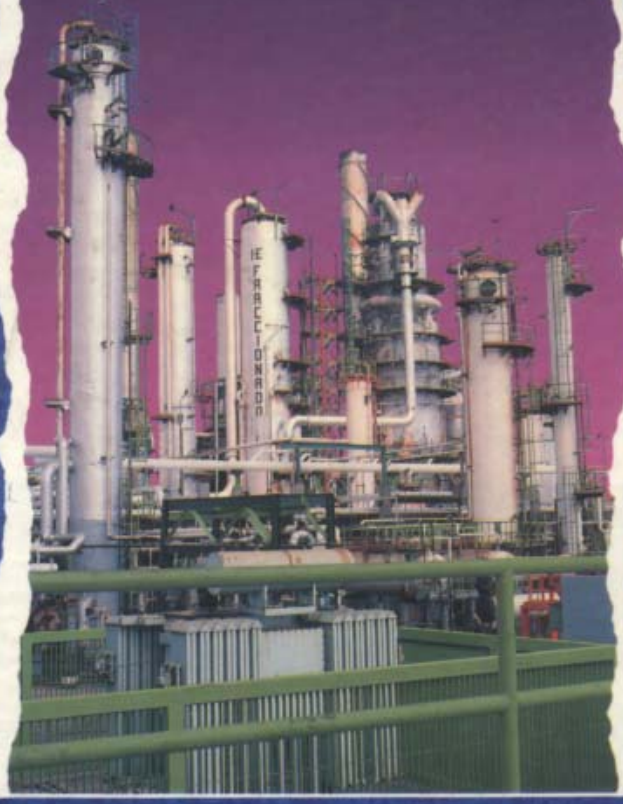
PERRY

MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO

SEXTA EDICIÓN



TOMO I

Mc Graw Hill

RECIBIDO
15 OCT 2001
Universidad de Carabobo
BIBLIOTECA
Facultad de Ingeniería
010605
UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERIA
Escuela de Química
Biblioteca Rental
R 5085
Ref
TP155
P4779
1992
R 5085
COMPRA
FUNDACID U.C.
CATALOGADO
Y
CLASIFICADO
INGBC
Proveedor: Melero
Factura No. 482
Precio Bs. 205.400,00 Gral.
35% Dcto
Fecha 10 OCT 2001
Ingeniería química - Manuales, etc
R 5085

PERRY MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO

Sexta edición
(Tercera edición en español)

Tomo I

Preparado por un equipo de especialistas bajo la dirección editorial de

Robert H. Perry
Editor (fallecido)

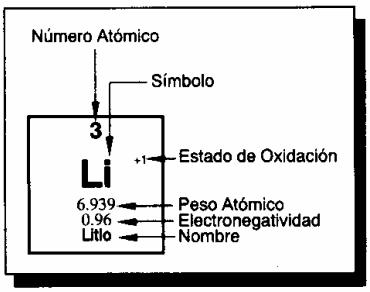
Don W. Green
Editor
Conger-Gabel Professor of Chemical and Petroleum Engineering
University of Kansas

James O. Maloney
Editor Asistente
Professor of Chemical Engineering
University of Kansas

McGRAW-HILL

MÉXICO • BUENOS AIRES • CARACAS • GUATEMALA • LISBOA • MADRID • NUEVA YORK
PANAMÁ • SAN JUAN • SANTAFÉ DE BOGOTÁ • SANTIAGO • SÃO PAULO
AUCKLAND • HAMBURGO • LONDRES • MILÁN • MONTREAL • NUEVA DELHI • PARÍS
SAN FRANCISCO • SINGAPUR • ST. LOUIS • SIDNEY • TOKIO • TORONTO

TABLA PERIÓDICA DE LOS ELEMENTOS



Periodo	Grupo IA 1	IIA 2	IIIB 3	IVB 4	VB 5	VIB 6	VIIB 7	VIII 8	VIII 9	VIII 10	IB 11
1	1 **H** ±1 1.00797 2.20 **Hidrógeno**										
2	3 **Li** +1 6.939 0.96 **Litio**	4 **Be** +2 9.0122 1.50 **Berilio**									
3	11 **Na** +1 22.9898 0.96 **Sodio**	12 **Mg** +2 24.305 1.29 **Magnesio**									
4	19 **K** +1 39.102 0.84 **Potasio**	20 **Ca** +2 40.08 1.02 **Calcio**	21 **Sc** +3 44.956 1.28 **Escandio**	22 **Ti** +2 +3 +4 47.90 1.44 **Titanio**	23 **V** +2 +3 +4 +5 50.942 1.54 **Vanadio**	24 **Cr** +2 +3 +6 51.996 1.62 **Cromo**	25 **Mn** +2 +3 +4 +6 +7 54.938 1.57 **Manganeso**	26 **Fe** +2 +3 55.847 1.74 **Hierro**	27 **Co** +2 +3 58.9332 1.79 **Cobalto**	28 **Ni** +2 +3 58.71 1.83 **Níquel**	29 **Cu** 63.546 1.67 **Cobre**
5	37 **Rb** +1 85.47 0.85 **Rubidio**	38 **Sr** +2 87.62 0.97 **Estroncio**	39 **Y** +3 88.905 1.16 **Itrio**	40 **Zr** +4 91.22 1.27 **Circonio**	41 **Nb** +3 +5 92.906 1.23 **Niobio**	42 **Mo** +2 +3 +4 +5 +6 95.94 1.73 **Molibdeno**	43 **Tc** +7 (97) 1.36 **Tecnecio**	44 **Ru** +2 +3 +4 +6 +8 101.07 1.42 **Rutenio**	45 **Rh** +3 102.905 1.87 **Rodio**	46 **Pd** +2 +4 106.4 1.78 **Paladio**	47 **Ag** 107.868 1.57 **Plata**
6	55 **Cs** +1 132.905 0.82 **Cesio**	56 **Ba** +2 137.34 0.82 **Bario**	57-71 ✲ **Serie del Lantano**	72 **Hf** +4 178.49 1.23 **Hafnio**	73 **Ta** +5 180.948 1.33 **Tántalo**	74 **W** +2 +3 +4 +5 +6 183.85 1.88 **Volframio**	75 **Re** +3 +4 +6 186.2 1.46 **Renio**	76 **Os** +2 +3 +4 190.2 1.52 **Osmio**	77 **Ir** +3 +4 +6 192.2 1.88 **Iridio**	78 **Pt** +2 +4 195.09 1.86 **Platino**	79 **Au** 196.967 1.98 **Oro**
7	87 **Fr** +1 (223) 0.86 **Francio**	88 **Ra** +2 (226) 0.97 **Radio**	89-103 ✱ **Serie del Actinio**	104 **Unq** (261) **Unniliquadio**	105 **Unp** (262) **Unnilpentio**	106 **Unh** (263) **Unnilhexio**	107 **Uns** (262) **Unnilseptio**				

		57	58	59	60	61	62	63	64
✲	6	**La** +3 138.91 1.09 **Lantano**	**Ce** +3 +4 140.12 1.09 **Cerio**	**Pr** +3 +4 140.907 1.1 **Praseodimio**	**Nd** +3 144.24 1.1 **Neodimio**	**Pm** +3 (147) 1.07 **Promecio**	**Sm** +2 +3 150.35 1.12 **Samario**	**Eu** +2 +3 151.96 1.01 **Europio**	**Gd** 157.25 1.15 **Gadolin**
Lantánidos									
✱	7	89 **Ac** +3 227.0278 1.00 **Actinio**	90 **Th** +4 232.0381 1.11 **Torio**	91 **Pa** +4 +5 231.0359 1.14 **Protactinio**	92 **U** +3 +4 +5 +6 238.03 1.30 **Uranio**	93 **Np** +3 +4 +5 +6 238.029 1.29 **Neptunio**	94 **Pu** +3 +4 +5 +6 (244) 1.25 **Plutonio**	95 **Am** +3 +4 +5 +6 (243) 1.20 **Americio**	96 **Cm** (247) 1.20 **Curio**
Actínidos									

Los valores del peso atómico entre paréntes corresponden al valor

											VIIIA 18	
					IIIA 13	IVA 14	VA 15	VIA 16	VIIA 17	2 **He** 0 4.0026 0.00 **Helio**	0	1
					5 **B** ±3 10.811 2.02 **Boro**	6 **C** ±4 12.01115 2.36 **Carbono**	7 **N** +1 +2 ±3 +4 +5 14.0067 2.81 **Nitrógeno**	8 **O** −2 15.9994 3.37 **Oxígeno**	9 **F** −1 18.9984 4.00 **Flúor**	10 **Ne** 0 20.179 0.00 **Neón**	0	2
					13 **Al** +3 26.9815 1.63 **Aluminio**	14 **Si** +4 +2 −4 28.086 1.94 **Silicio**	15 **P** ±3 +5 30.9738 2.04 **Fósforo**	16 **S** ±2 +4 +6 32.064 2.46 **Azufre**	17 **Cl** ±1 +3 +5 +7 35.453 3.00 **Cloro**	18 **Ar** 0 39.948 0.00 **Argón**	0	3
VIII 8	VIII 9	VIII 10	IB 11	IIB 12								
26 **Fe** +2 +3 55.847 1.74 **Hierro**	27 **Co** +2 +3 58.9332 1.79 **Cobalto**	28 **Ni** +2 +3 58.71 1.83 **Níquel**	29 **Cu** +1 +2 63.546 1.67 **Cobre**	30 **Zn** +2 65.38 1.60 **Zinc**	31 **Ga** +3 69.72 1.83 **Galio**	32 **Ge** +2 ±4 72.59 1.93 **Germanio**	33 **As** ±3 +5 74.9216 2.12 **Arsénico**	34 **Se** −2 +4 +6 78.96 2.45 **Selenio**	35 **Br** ±1 +3 +5 +7 79.904 2.82 **Bromo**	36 **Kr** 0 83.80 0.00 **Kriptón**	0	4
44 **Ru** +2 +3 ±4 +5 +6 +8 101.07 1.42 **Rutenio**	45 **Rh** +3 102.905 1.87 **Rodio**	46 **Pd** +2 +4 106.4 1.78 **Paladio**	47 **Ag** +1 107.868 1.57 **Plata**	48 **Cd** +2 112.40 1.62 **Cadmio**	49 **In** +3 114.82 1.69 **Índio**	50 **Sn** +2 ±4 118.69 Es1.84taño	51 **Sb** ±3 +5 121.75 1.83 **Antimonio**	52 **Te** −2 +4 +6 127.60 2.03 **Telurio**	53 **I** ±1 +3 +5 +7 126.904 2.48 **Yodo**	54 **Xe** 0 131.30 0.00 **Xenón**	0	5
76 **Os** +2 +3 ±4 190.2 1.52 **Osmio**	77 **Ir** +3 ±4 +6 192.2 1.88 **Iridio**	78 **Pt** +2 ±4 195.09 1.86 **Platino**	79 **Au** +1 +3 196.967 1.98 **Oro**	80 **Hg** +1 +2 200.59 1.72 **Mercurio**	81 **Tl** +1 +3 204.37 1.74 **Talio**	82 **Pb** +2 ±4 207.19 1.87 **Plomo**	83 **Bi** +3 +5 208.980 1.76 **Bismuto**	84 **Po** ±2 +4 (209) 1.76 **Polonio**	85 **At** ±1 +5 +7 (210) 1.96 **Astatinio**	86 **Rn** 0 (222) 0.00 **Radón**	0	6

61 **Pm** +3 (147) 1.07 **Promecio**	62 **Sm** +2 +3 150.35 1.12 **Samario**	63 **Eu** +2 +3 151.96 1.01 **Europio**	64 **Gd** +3 157.25 1.15 **Gadolino**	65 **Tb** +3 +4 158.924 1.1 **Terbio**	66 **Dy** +3 162.50 1.16 **Disprosio**	67 **Ho** +3 164.930 1.16 **Holmio**	68 **Er** +2 +3 167.26 1.27 **Erbio**	69 **Tm** +2 +3 168.934 1.16 **Tulio**	70 **Yb** +2 +3 173.04 1.06 **Yterbio**	71 **Lu** +3 174.97 1.2 **Lutecio**	6
93 **Np** +3 ±4 +5 +6 238.029 1.29 **Neptunio**	94 **Pu** +3 ±4 +5 +6 (244) 1.25 **Plutonio**	95 **Am** +3 ±4 +5 +6 (243) 1.20 **Americio**	96 **Cm** +3 ±4 +5 +6 (247) 1.20 **Curio**	97 **Bk** +3 ±4 (247) 1.20 **Berkelio**	98 **Cf** +3 (251) 1.20 **Californio**	99 **Es** +3 (254) 1.20 **Eistenio**	100 **Fm** +3 (257) 1.20 **Fermio**	101 **Md** +3 (258) 1.20 **Mendelevio**	102 **No** +2 +3 (259) 1.20 **Nobelio**	103 **Lr** +3 (260) – **Lawrencio**	7

atómico entre paréntesis corresponden al valor del isótopo más estable.

Contenido

Si desea el contenido más detallado, véase la página del inicio de cada sección. También puede remitirse al índice alfabético al final de este Manual del Ingeniero Químico.

	Sección
Tomo I	
Factores de conversión y tablas diversas *Don W. Green*	1
Matemáticas *Arthur E. Hoerl*	2
Datos físicos y químicos *Peter E. Liley, Robert C. Reid, Evan Buck*	3
Tomo II	
Cinética de las reacciones, diseño de reactores y termodinámica *Kuang-Hui Lin, Hendrick C. Van Ness, Michael M. Abbott*	4
Mecánica de fluidos y de partículas *Byron C. Sakiadis*	5
Transporte y almacenamiento de fluidos *Raymond P. Genereaux*	6
Manejo de sólidos a granel y embalaje de sólidos y líquidos *Grantges J. Raymus*	7
Reducción y aumento de tamaño *Richard H. Snow*	8
Tomo III	
Utilización, conversión y conservación de los recursos energéticos *Richard C. Corey, Ezekail L. Clark*	9
Transmisión de calor *James G. Knudsen*	10
Equipos de transferencia de calor *Frank L. Rubin*	11
Psicrometría, enfriamiento por evaporación, refrigeración y proceso criogénicos *Eno Bagnoli, Robert W. Norris, Thomas M. Flynn, Klaus D. Timmerhaus*	12
Tomo IV	
Destilación *J. D. Seader*	13
Transferencia de masa y absorción de gas *William M. Edwards*	14
Extracción de líquido-líquido *Lanny A. Robbins*	15
Adsorción e intercambio iónico *Theodore Vermeulen, M. Douglas LeVan*	16
Procesos modernos de separación *Joseph D. Henry, Jr.*	17
Tomo V	
Sistemas líquido-gas *J. R. Fair*	18
Sistemas líquido-sólido *Shelby A. Miller*	19
Desecación de sólidos y sistemas gas-sólido *Harold F. Porter*	20
Sistemas sólido-sólido y líquido-líquido *William H. Goldberger, Lanny A. Robbins*	21
Tomo VI	
Control de procesos *T. C. Wherry, Jerry R. Peebles*	22
Materiales de construcción *Albert S. Krisher, Oliver W. Siebert*	23
Motores eléctricos y auxiliares *Frank L. Evans, Jr.*	24
Factores económicos de los procesos *F. A. Holland*	25
Manejo de los desperdicios *Anthony J. Buonicore, Louis Theodore*	26
Ingeniería bioquímica *Henry R. Bungay*	27
Índice	vii

Lista de colaboradores

Michael M. Abbott, Ph.D., Department of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute (Sección 4, Termodinámica)

Charles M. Ambler, B.S.Ch.E. (fallecido), Consultant; Director of Chemical Engineering, Sharples Division, Pennwalt Corporation (Sección 19, Centrífugas)

Robert C. Amero, B.S. (jubilado), Staff Engineer, Gulf Science and Technology Company (Sección 9, Combustibles líquidos, Combustión)

Eno Bagnoli, M.S., Senior Research Associate, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 12, Psicrometría)

Richard Barrett, M.S., Projects Manager, Battelle Memorial Institute, Columbus Laboratories (Sección 9, Sistemas de vapor)

Kenneth J. Bell, Ph.D., Regents Professor of Chemical Engineering Oklahoma State University (Sección 10, Diseño térmico de intercambiadores de calor, Condensadores, Recalentadores)

Richard C. Bennett, B.S.Ch.E., Division Manager, Swenson Division, Whiting Corp. (Sección 19, Cristalización a partir de solución)

Evan Buck, M.S.Ch.E., Manager-Process Design Data and Thermodynamics, Central Engineering Department, Union Carbide Corporation (Sección 3, Predicción y Correlación de propiedades físicas)

Henry R. Bungay, Ph.D., Professor of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute (Sección 27, Ingeniería bioquímica)

Anthony J. Buonicore, M.Ch.E., Diplomate, AAEE, President Buonicore-Cashman Associates, Inc. (Sección 26, Manejo de la contaminación del aire)

C. Edward Capes, Ph.D., Senior Research Officer and Head, Chemical Engineering Section, National Research Council, Ottawa, Canada (Sección 8, Aumento de tamaño)

Harold F. Chambers, Jr., Ph.D., Supervisory Mechanical Engineer, Pittsburgh Energy Technology Center, U.S. Department of Energy (Sección 9, Licuefacción del carbón)

Ezekail L. Clark, B.S., Consultant (Sección 9, Gasificación del carbón)

Neil H. Coates, B.S., Department Head, Energy Systems Engineering Department, The MITRE Corporation, Metrek Division (Sección 9, Combustión en lechos fluidificados)

William Corder, M.S., Assistant Vice President, Consolidation Coal Company (Sección 17, Sublimación)

Richard C. Corey, B.S., Department Staff (jubilado) Energy Systems Engineering Department, The MITRE Corporation, Metrek Division (Sección 9, Combustibles sólidos y gaseosos, Combustión, Costos de combustible y energía, Conversión del carbón, Equipos de combustión o cal para procesos, Transporte y regeneración de calor)

B. B. Crocker, S.M., Distinguished Fellow -Engineering, Corporate Engineering Department, Monsanto Company (Sección 18, Separación de fases)

Bruce F. Curran, S.B., Project Manager, Design Division, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Recipientes de almacenamiento y proceso)

Donald A. Dahlstrom, Ph.D., Senior Vice President, Research and Development, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

J. D. Darji, M.S.Ch.E., Senior Technical Consultant, Infilco Degremont Inc. (Sección 19, Equipos de intercambio de iones y adsorción)

William M. Edwards, Ph.D., Senior Staff Research Engineer, Shell Development Company (Sección 14, Transferencia de masa y absorción de gases)

Robert C. Emmett, Jr., B.S.Ch.E., Senior Process Consultant, Technology and Development, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

Frank L. Evans, Jr., B.S.M.E., L.L.B. (fallecido), Editor, *Hydrocarbon Processing*, Gulf Publishing Co. (Sección 24, Unidades motrices para maquinaria de proceso)

J. R. Fair, Ph.D., Professor of Chemical Engineering University of Texas (Sección 18, Contacto gas-líquido)

R. A. Fiedler, B.S.,Ch.E., Manager of Applications-Sedimentation Technology, Dorr-Oliver Inc. (Sección 21, Clasificaciones en húmedo)

Thomas M. Flynn, Ph.S., Consultant, Cryogenic Engineering (Sección 12, Procesos criogénicos)

Willard E. Fraize, Sc.D., Senior Energy Systems Engineer, Energy and Resources Division, The MITRE Corporation, Metrek Division (Sección 9, Cogeneración)

Yuan C. Fu, Ph.D., Proyect Manager, Pittsburgh Energy Technology Center, U.S. Department of Energy (Sección 9, Licuefacción del carbón)

Raymond P. Genereaux, Ch.E. (jubilado), Chemical Engineer, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Transporte y almacenamiento de fluidos)

W. M. Goldberger, D.Ch.E., Director of Research and Development, Superior Graphite Company (Sección 21, Sistemas sólido-sólido)

H.A. Grabowski, B.S., Senior Engineering Consultant, C-E Environmental Systems, Combustion Engineering Inc. (Sección 9, Generadores de vapor)

Joseph B. Gray, Ph.D. (jubilado), Senior Consultant Engineering Department, E. I. du Pont de Nemours and Co. (Sección 19, Agitación de suspensiones de partículas de baja viscosidad)

Don W. Green, Ph.D., Conger-Gabel Distinguished Professor of Chemical and Petroleum Engineering, University of Kansas (Sección 1, Factores de conversión y tablas diversas)

C. Fred Gurnham, D. Eng. Sc., Consultant (Sección 19, Exprimido)

C. Addison Hempstead, B.M.E. (jubilado), Senior Design Consultant, E.I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Tubería de plantas de proceso)

Joseph D. Henry, Jr., Ph.D., Professor and Chairman of Chemical Engineering, West Virginia University (Sección 17, Cristalización a partir de la fusión, Procesos de separación basados principalmente en la acción en un campo, Procesos modernos)

Nevin K. Hiester, Ph.D., Associate Director, Business Intelligence Program, SRI International (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

W. S. Winston Ho, Ph.D., Engineering Associate, Exxon Research and Engineering Company (Sección 17, Procesos por medio de membranas)

Arthur E. Hoerl, M.A., Professor Department of Mathematical Sciences, University of Delaware (Sección 2, Matemáticas y estadísticas)

Richard L. Hoglund, M.S., Chemical Engineer, Union Carbide Corporation-Nuclear Division (Sección 17, Procesos de separación por difusión)

F.A. Holland, D.Sc., Ph.D., Chairman, Department of Chemical Engineering, University of Salford, Salford, England; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers (Sección 25, Factores económicos de los procesos)

Arthur D. Holt, Formerly Consultant, Processing Equipment Division, The Jeffrey Manufacturing Co. (Sección 10, Diseño térmico para el procesamiento de sólidos; (Sección 11, Intercambiadores de calor para sólidos)

Hoyt C. Hottel, S.M., Professor Emeritus of Chemical Engineering, Massachussets Institute of Technology (Sección 10, Radiación)

Arthur E. Humprey, Ph. D., Provost, Lehigh University (Sección 27, Ingeniería bioquímica)

Louis J. Jacobs, Jr., M.S.Ch.E., Director of Corporate Engineering Division, A. E. Staley Manufacturing Company (Sección 19, Filtración)

Eric Jenett, M.S.Ch.E., Manager Process Engineering, Brown & Root, Inc. (Sección 24, Recuperación de potencia de corrientes de líquidos)

T.L.B. Jepsen, M.S., Min.Proc., Mettallurgical Process Engineer, Basic, Inc. (Sección 21, Separación de medios densos)

Brian H. Kaye, Ph.D., Professor of Physics and Director of Institute for Fine Particles Research, Laurentian University (Sección 8, Análisis del tamaño de las partículas)

Gerhard Klein, M.S., Research Engineer, Water Technology Center, University of California, Berkeley (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

Ronald P. Klepper, B.S.Ch.E., Manager, Process Technology, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

Frank S. Knoll, M.S., Min.Proc., President, Carpco, Inc. (Sección 21, Separación electrostática)

James G. Knudsen, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, Oregon State University (Sección 10, Conducción y convección)

Albert S. Krisher, B.S.Ch.E., Senior Fellow, Monsanto Company (Sección 23, Materiales de construcción)

Zdzislaw M. Kurtyka, D.Sc. (fallecido) Formerly, Department of Chemical Engineering. The University of the West Indies, St. Augustine, Trinidad (Sección 13, Azeotropía)

Robert Lemlich, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of Cincinnati (Sección 17, Métodos de separación mediante burbujas de adsorción)

M. Douglas Le Van, Ph.D., Associate Professor of Chemical Engineering, University of Virginia (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

Norman N. Li, Sc.D., Director, Separations Research, UOP, Inc. (Sección 17, Procesos por medio de membranas)

Peter E. Liley, Ph.D., D.I.C., Professor, School of Mechanical Engineering and Center for Information and Numerical Data Analysis and Syntesis, Purdue University (Sección 3, Datos físicos y químicos)

Kuan-Hui Lin, Ph.D., Research Staff Chemical Technology

John J. McKetta, Ph.D., Joe C. Walter Chair, Chemical Engineering, University of Texas (Sección 2, Análisis dimensional)

Ross E. McKinney, Sc.D., N.T. Veatch Professor of Environmental Engineering, University of Kansas (Sección 26, Manejo del agua de desperdicio industrial)

Patrick M. McNeese, B.S., General Manager of Purchasing, Cities Service Oil and Gas Company (Sección 22, Control de procesos)

James O. Maloney, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of Kansas (Sección 21, Sistemas líquido-líquido)

Eugene Mezey, Ph.D., Senior Chemist, Battelle Memorial Institute, Columbus Laboratories (Sección 9, Calentamiento eléctrico)

A. W. Michalson, B. S. Min.E., President, A. W. Michalson Company (Sección 19, Equipos de intercambio de iones y adsorción)

Shelby A. Miller, Ph. D., Senior Chemical Engineer, Argonne National Laboratory (Sección 19, Lixiviación)

Charles J.B. Mitchell, B.S. (jubilado), Principal Consultant, Engineering Service Division, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Bombeo de líquidos y gases)

D. W. Mitchell, Ph.D., Technical Director, Carpco, Inc. (Sección 21, Separación electrostática)

Herbert A. Moak, B.S., Project Engineer, E.I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 11, Aislamiento térmico)

Charles G. Moyers, Jr., Ph.D., Principal Engineer, Union Carbide Corporation-Engineering and Technical Services Division (Sección 17, Cristalización a partir de la fusión)

M. Zuhair Nashed, Ph.D., Professor of Mathematics and Professor of Electrical Engineering, University of Delaware (Sección 2, Generalidades sobre matemáticas)

John Newman, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of California, Berkeley (Sección 17, Separaciones basadas principalmente en la acción en un campo, Teoría de las raciones)

Robert W. Norris, B.S., President Robert W. Norris and Associates, Inc. (Sección 12, Enfriamiento por evaporación, refrigeración)

James Y. Oldshue, Ph.D., Vice President, Mixing Technology, Mixing Equipment Company, Inc. (Sección 19, Agitación de suspensiones de partículas de baja viscosidad)

Carl R. Olson, M.S.E.E., Staff Planning Manager, Industrial Projects Marketing, Westinghouse Electric Corp. (Sección 24, Motores eléctricos y controles de motores)

Bhupendra K. Parekh, Ph.D., Research Specialist, Exxon Minerals Company (Sección 21, Separación de sólidos ultrafinos)

Jerry R. Peebles, M.S., Engineering Associate, Cities Service Oil and Gas Company (Sección 22, Procesos de control)

W.R. Penney, Ph.D., Director of Corporate Process Engineering, A. E. Staley Manufacturing Company (Sección 18, Dispersión de gas en líquido)

Herbert A. Pohl, Ph.D., Professor of Physics, Oklahoma State University (Sección 17, Procesos de separación basados principalmente en la sección en un campo, Electroforesis)

Kent Pollock, Ph.D., Professor of Physics, Oklahoma State University (Sección 17, Procesos de separación, basados principalmente en la acción en un campo, Electroforesis)

Harold F. Porter, B.S. (jubilado), Principal Division Consultant, E.I. du Pont de Nemours and Co. (Sección 20, Desecación de sólidos y sistemas gas-sólido)

Michael E. Prudich, Ph.D., Research Engineer, Gulf Research and Development Company (Sección 17, Procesos modernos de separación sólido-líquido)

Grantges J. Raymus, M.E., M.S., President, Raymus Associates Incorporated, Packaging Consultants; Adjunct Professor and Assistant Director, Center for Packaging Engineering, Rutgers, The State University of New Jersey (Sección 7, Manejo de sólidos a granel y embalaje de sólidos y líquidos)

Robert C. Reid, Sc. D., Professor, Department of Chemical Engineering, Massachusetts Institute of Technology (Sección 3, Predicción y correlación de propiedades físicas)

Lanny A. Robbins, Ph.D., Research Scientist, Dow Chemical Company (Sección 15, Extracción de líquidos; Sección 21, editor de la parte: Sistemas líquido-líquido)

Frank L, Rubin, B.A., B.Ch.E., Engineering Consultant, Practical Heat Transfer Consultants (Sección 11, Intercambiadores de calor de casco y tubo)

Byron C. Sakiadis, Ph.D., Senior Research Fellow, Engineering Technology Laboratory, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 5, Mecánica de fluidos y de partículas)

Adel F. Sarofim, Sc. D., Professor of Chemical Engineering and Assistant Director, Fuels Research Laboratory, Massachusetts Institute of Technology (Sección 10, Radiación)

George A. Schurr, Ph. D., Consultant E.I. du Pont de Nemours and Co. (Sección 20, Desecación de sólidos)

J. D. Seader; Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of Utah (Sección 13, Destilación)

Konrad T. Semrau, M.S., Senior Chemical Engineer, SRI International (Sección 20, Separaciones gas-sólido)

Oliver W. Siebert, B.S.M.E., Senior Fellow, Monsanto Company; Adjunct Professor of Mechanical Engineering, Washington University (Sección 23, Materiales de construcción)

J. H. Silberberg, Ph.D., Assistant Director, Texas Petroleum Research Committee, University of Texas (Sección 2, Análisis dimensional)

Charles E. Silverblatt, M.S.Ch.E., Vice President, Technology and Development, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

Julian C. Smith, B.Chem., Ch.E., Professor of Chemical Engineering, Cornell University (Sección 19, Selección de un separador sólido-líquido)

Richard H. Snow, Ph.D., Director, National Institute for Petroleum and Energy Research (Sección 8, Reducción y aumento de tamaño)

Thomas C. Sorenson, M.B.A., Min.Eng., President, Galigher Ash Ltd. (Canada) (Sección 21, Flotación)

K.S.Spiegler, Ph.D., Professor of Mechanical Engineering Emeritus, University of California, Berkeley (Sección 17, Procesos de separación basados principalmente en la acción en un campo, Electroforesis)

Guggilam C. Sresty, M.S., Senior Engineer, IIT Research Institute(Sección 8, Equipo de trituración y molienda)

F.C. Standiford, M.S., President E. L. Badger Associates, Inc. (Sección 10, Diseño térmico de evaporadores; (Sección 11, Evaporadores)

Paul L. Stavenger, M.S.Ch.E., Director of Technology, Dorr-Oliver Inc. (Sección 21, Clasificaciones en húmedo)

H. Steen-Johnson, M.S.M.E. (jubilado), Chief Staff Engineer, Elliot Co. (Sección 24, Turbinas de vapor)

D. E. Steinmeyer, M.A., M.S., Manager Engineering, Corporate Engineering Department, Monsanto Company (Sección 18, Dispersiones de líquido en gas)

David Stuhlbarg, Ch.E., Heat-Transfer Consultant (Sección 10, Diseño térmico de evaporadores; Sección 11, Serpentines de tanques)

David E. Stutz, B.S., Research Scientist, Batelle Memorial Institute, Columbus Laboratories (Sección 9, Calentamiento eléctrico)

George Tchobanoglous, Ph.D., Professor of Environmental Engineering, University of California at Davis (Sección 26, Manejo de los desperdicios sólidos industriales)

Philip O. Teter, Jr., B.S., Electrical Engineer, Corps of Engineers (Sección 22, Control de procesos)

Rich L. Thelen, B.S., M.E., Vice President, EIE Company, Inc. (Sección 21, Muestreo de sólidos)

Louis Theodore, Sc.D., Professor of Chemical Engineering, Manhattan College (Sección 26, Manejo de los desperdicios)

Klaus D. Timmerhaus, Ph.D., Associate Dean of Engineering, Director of Engineering Research Center, University of Colorado (Sección 12, Procesos criogénicos)

David B. Todd, Ph.D., Technical Director, Plastics Equipment Division, Baker Perkins Inc. (Sección 19, Mezcla de pastas y materiales viscosos)

Robert E. Treybal, Ph.D. (fallecido), Professor and Chairman, Department of Chemical Engineering, University of Rhode Island (Sección 21, Sistema líquido-líquido)

George T. Tsao, Ph.D., Director, Laboratory of Renewable Resource Engineering, Purdue University (Sección 27, Ingeniería bioquímica)

Vincent W. Uhl, Ph. D., Professor of Chemical Engineering, University of Virginia (Sección 10, Recipientes agitados)

Hendrick C. Van Ness, D. Eng., Department of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute (Sección 4, Termodinámica)

Theodore Vermeulen, Ph.D. (fallecido), Professor of Chemical Engineering, Faculty Scientist, Lawrence Berkeley Laboratory, and Director of the Water Technology Center, University of California, Berkeley (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

Edward Von Halle, Ph.D., Chemical Engineer, Union Carbide Corporation-Nuclear Division (Sección 17, Procesos de separación por difusión)

F.A. Watson, M.Sc., Senior Lecturer, Department of Chemical Engineering, University of Salford, Salford, England; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers, (Sección 25, Factores económicos de los procesos)

Ionel Wechsler, M.S.Min. and Met., Vice President, Sala Magnetics, Inc. (Sección 21, Separación magnética)

David F. Wells, B.S., President, David F. Wells and Associates (Sección 20, Sistema de lechos fluidificados)

T.C. Wherry, B.S.E.E., B.S.Ch.E. (jubilado), Vice President, Director of Systems Research, Applied Automation, Inc.; Member Board of Directors (Sección 22, Control de procesos)

J. K. Wilkinson, M.Sc., Senior Lecturer, Department of Chemical Engineering, University of Salford, Salford, England; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers (Sección 25, Factores económicos de los procesos)

Richard E. Worsham, B.S., Region Engineer, Cities Service Oil and Gas Company (Sección 22, Control de procesos)

Roy M. Young, B.S.Ch.E., Process Automation Consultant, R & M Associates, Inc. (Sección 22, Control de procesos)

Prefacio de la sexta edición

En el decenio pasado, la ingeniería química contribuyó, en diversas e importantes maneras, al progreso industrial de todo el mundo. En los métodos de diseño de equipos y procesos se lograron avances considerables. Este progreso se debe, en parte, a factores como el uso cada vez mayor de las computadoras y la disponibilidad de mejores materiales de construcción. El enfoque sobre el aumento de valor de la energía y la necesidad de una mejor administración de los desperdicios fueron factores que también afectaron las decisiones de diseño. Sin embargo, la buena práctica de la ingeniería química aún se basa fundamentalmente en dos aspectos: el empírico y el teórico. Desde la publicación de la quinta edición se realizaron contribuciones importantes en los dos aspectos anteriores. Por este motivo, cada una de las 25 secciones de la quinta edición se revisaron y actualizaron y, en algunas áreas (como por ejemplo, economía, destilación, extracción y absorción), las secciones se volvieron a escribir en su totalidad. Por otra parte, se agregaron dos secciones nuevas para incorporar las tecnologías que surgieron en dicho decenio, es decir, la bioingeniería y la administración de desperdicios.

En el *Manual del Ingeniero Químico* se modificó el método de manejo de unidades. La mayoría de los ingenieros están conscientes que en gran parte del mundo se utilizan las unidades SI; sin embargo, en Estados Unidos todavía se usan las unidades U.S. (pero existe una tendencia definitiva en este país hacia una mayor aplicación de las unidades SI). Con objeto de complacer a los diferentes usuarios, este *Manual del Ingeniero Químico* se ha escrito, hasta donde ha sido posible, en ambos sistemas. Las tablas y figuras que se revisaron de ediciones anteriores, no se volvieron a redactar o dibujar, porque hacerlo no sería práctico. Por lo general, las tablas y figuras nuevas se presentan en unidades SI y, en algunos casos, en ambos sistemas de unidades. Sin embargo, en todos los casos, junto con las figuras y tablas se proporcionan los factores de conversión necesarios. Los números que aparecen en el texto se dan tanto en unidades SI como U.S. y las constantes dimensionales que aparecen en varias ecuaciones empíricas también se especifican en ambos sistemas de unidades. En general, los editores consideran que el *Manual del Ingeniero Químico* lo pueden utilizar las personas que trabajan con cualquiera de los dos sistemas de unidades.

Numerosas personas colaboraron en la preparación de esta edición. Los editores agradecen en particular la asistencia de Wanda S. Dekat, Georgea L. de Medina y Guy L. Green, quienes realizaron la tediosa tarea de preparar el índice. La asistencia secretarial de mecanografía estuvo a cargo de Jill A. Schoeling y Ruth R. Sleeper.

Los editores agradecen especialmente las contribuciones de Raymond Genereaux, editor de la sección 6, "Transporte y almacenamiento de fluidos", quien ha sido la única persona que ha participado en la preparación de las seis ediciones del *Manual del Ingeniero Químico*. Se aprecian sus esfuerzos y compromisos en todos estos años de colaboración con el *Manual del Ingeniero Químico*.

La muerte repentina de Bob Perry, durante la preparación de esta edición, fue una pérdida irreparable. Él estaba profundamente comprometido con la continuación del *Manual del Ingeniero Químico* y la calidad representada por la tradición de este libro. Se le extraña.

De igual manera lamentamos la pérdida de Frank L. Evans Jr. y Theodore Vermeulen, editores de las secciones 24 y 16, respectivamente, quienes realizaron contribuciones invaluables al *Manual del Ingeniero Químico*.

DON W. GREEN

Factores de conversión y tablas diversas *

Don W. Green, Ph.D., *Conger-Gabel Distinguished Professor of Chemical and Petroleum Engineering, University of Kansas*

FACTORES DE CONVERSIÓN

Tabla 1-1 Unidades y cantidades básicas y complementarias del sistema SI 1-2
Tabla 1-2*a* Unidades derivadas del SI, con nombres especiales 1-2
Tabla 1-2*b* Unidades adicionales comúnmente derivadas del SI 1-2
Tabla 1-3 Prefijos del SI 1-2
Figura 1-1 Relaciones gráficas de las unidades SI con sus nombres 1-3
Tabla 1-4 Factores de conversión: Unidades U.S. utilizadas comúnmente a unidades SI 1-4
Tabla 1-5 Factores métricos de conversión como múltiplos numéricos exactos de las unidades SI 1-13
Tabla 1-6 Lista alfabética de conversiones comunes . . . 1-15
Tabla 1-7 Tablas especiales de factores de conversión . . 1-18
Tabla 1-8 Fórmulas de conversión para la viscosidad cinemática 1-18
Tabla 1-9 Valores de la constante de la ley de los gases . . 1-18
Tabla 1-10 Sistema usual de pesas y medidas en Estados Unidos 1-18
Tabla 1-11 Densidad relativa, grados Baumé, grados API, grados Twaddell, libras por galón, libras por pie cúbico 1-19
Tabla 1-12 Conversiones de temperatura 1-20
Tabla 1-13 Calibres de alambres y láminas metálicas 1-21
Tabla 1-14 Constantes físicas fundamentales 1-22

TABLAS ESTADÍSTICAS

Tabla 1-15 Ordenadas y áreas entre los valores de las abcisas de $-z$ y $+z$ de la curva normal de distribución 1-23
Tabla 1-16 Valores de t 1-24
Tabla 1-17 Percentiles de la distribución de χ^2 1-24
Tabla 1-18 Distribución de F 1-25

TABLAS MATEMÁTICAS

Tabla 1-19*a* Segmentos circulares 1-26
Tabla 1-19*b* Círculos: áreas de segmentos 1-27
Tabla 1-20 Esferas: segmentos 1-27
Tabla 1-21 Abreviaturas, signos y símbolos matemáticos 1-28
Tabla 1-22 Alfabeto griego 1-28

TABLA FINANCIERA

Tabla 1-23 Factores de interés compuesto 1-29

* Gran parte del material utilizado en esta sección se tomó de la Sección 1 de la quinta edición de este Manual. El autor agradece la contribución realizada por Cecil H. Chilton en la elaboración de ese material.

FACTORES DE CONVERSIÓN

TABLA 1-1 Unidades y cantidades básicas y complementarias SI

Cantidad o "dimensión"	Unidad SI	Símbolo de la unidad SI ("Abreviatura"); utilice Roman Type (redondas)
Cantidad o "dimensión" básica		
longitud	metro	m
masa	kilogramo	kg
tiempo	segundo	s
corriente eléctrica	ampere	A
temperatura termodinámica	kelvin	K
cantidad de sustancia	mol*	mol
intensidad luminosa	bujía	cd
Cantidad o "dimensión" complementaria		
ángulo plano	radián	rad
ángulo sólido	estereorradián	sr

* Cuando se utiliza el mol, deben especificarse las entidades elementales, que pueden ser átomos, moléculas, iones, electrones, otras partículas o grupos especificados de dichas partículas.

TABLA 1-2*a* Unidades derivadas del SI, con nombres especiales

Cantidad	Unidad	Símbolo	Fórmula
frecuencia (de un fenómeno periódico)	hertz	Hz	1/s
fuerza	newton	N	$(kg \cdot m)/s^2$
presión, esfuerzo	pascal	Pa	N/m^2
energía, trabajo, cantidad de calor	joule	J	N·m
potencia, flujo radiante	watt	W	J/s
cantidad de electricidad, carga eléctrica	coulomb	C	A·s
potencial eléctrico, diferencia de potencial, fuerza electromotriz	volt	V	W/A
capacitancia	farad	F	C/V
resistencia eléctrica	ohm	Ω	V/A
conductancia	siemens	S	A/V
flujo magnético	weber	Wb	V·s
densidad de flujo magnético	tesla	T	Wb/m^2
inductancia	henry	H	Wb/A
flujo luminoso	lumen	lm	cd·sr
iluminancia	lux	lx	lm/m^2
actividad (de radionúclidos)	becquerel	Bq	1/s
dosis absorbida	gray	Gy	J/kg

TABLA 1-2*b* Unidades adicionales comúnmente derivadas del SI

Cantidad	Unidad	Símbolo
aceleración	metro por segundo al cuadrado	m/s^2
aceleración angular	radián por segundo al cuadrado	rad/s^2
velocidad angular	radián por segundo	rad/s
área	metro cuadrado	m^2
concentración (de la cantidad de sustancia)	mol por metro cúbico	mol/m^3
densidad de la corriente	ampere por metro cuadrado	A/m^2
densidad de la masa	kilogramo por metro cúbico	kg/m^3
densidad de carga eléctrica	coulomb por metro cúbico	C/m^3
intensidad del campo eléctrico	volt por metro	V/m
densidad del flujo eléctrico	coulomb por metro cuadrado	C/m^2
densidad de energía	joule por metro cúbico	J/m^3
entropía	joule por kelvin	J/K
capacidad calorífica	joule por kelvin	J/K
densidad de flujo de calor	watt por metro cuadrado	W/m^2
irradiancia	bujía por metro cuadrado	
luminancia		cd/m^2
intensidad del campo magnético	ampere por metro	A/m
energía molar	joule por mol	J/mol
entropía molar	joule por mol-kelvin	J/(mol·K)
capacidad calorífica molar	joule por mol-kelvin	J/(mol·K)
momento de una fuerza	newton-metro	N·m
permeabilidad	henry por metro	H/m
permitividad	farad por metro	F/m
radiancia	watt por metro cuadrado-estereorradián	$W/(m^2 \cdot sr)$
intensidad radiante	watt por estereorradián	W/sr
capacidad de calor específico	joule por kilogramo-kelvin	J/(kg·K)
energía específica	joule por kilogramo	J/kg
entropía específica	joule por kilogramo-kelvin	J/(kg·K)
volumen específico	metro cúbico por kilogramo	m^3/kg
tensión superficial	newton por metro	N/m
conductividad térmica	watt por metro-kelvin	W/(m·K)
velocidad	metro por segundo	m/s
viscosidad dinámica	pascal-segundo	Pa·s
viscosidad cinemática	metro cuadrado por segundo	m^2/s
volumen	metro cúbico	m^3
número de onda	por metro	1/m

TABLA 1-3 Prefijos del SI

Factor de multiplicación	Prefijo	Símbolo
$1\,000\,000\,000\,000\,000\,000 = 10^{18}$	exa	E
$1\,000\,000\,000\,000\,000 = 10^{15}$	peta	P
$1\,000\,000\,000\,000 = 10^{12}$	tera	T
$1\,000\,000\,000 = 10^{9}$	giga	G
$1\,000\,000 = 10^{6}$	mega	M
$1\,000 = 10^{3}$	kilo	k
$100 = 10^{2}$	hecto*	h
$10 = 10^{1}$	deca	da
$0.1 = 10^{-1}$	deci*	d
$0.01 = 10^{-2}$	centi	c
$0.001 = 10^{-3}$	mili	m
$0.000\,001 = 10^{-6}$	micro	μ
$0.000\,000\,001 = 10^{-9}$	nano	n
$0.000\,000\,000\,001 = 10^{-12}$	pico	p
$0.000\,000\,000\,000\,001 = 10^{-15}$	femto	f
$0.000\,000\,000\,000\,000\,001 = 10^{-18}$	ato	a

*Usualmente debe evitarse

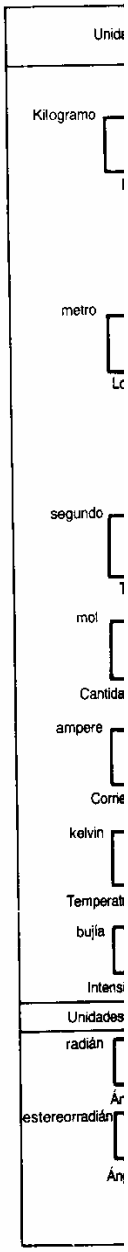


Fig. 1-1 Relacio

únmente deriva-

	Símbolo
	m/s^2
	rad/s^2
	rad/s
	m^2
	mol/m^3
rado	A/m^2
ibico	kg/m^3
ico	C/m^3
	V/m
drado	C/m^2
	J/m^3
	J/K
	J/K
o	W/m^2
lo	
	cd/m^2
	A/m
	J/mol
	J/(mol·K)
	J/(mol·K)
	N·m
	H/m
	F/m
r	$W/(m^2 \cdot sr)$
	W/sr
vin	J/(kg·K)
	J/kg
vin	J/(kg·K)
imo	m^2/kg
	N/m
	W/(m·K)
	m/s
	Pa·s
ndo	m^2/s
	m^3
	1/m

ıfijo	Símbolo
	E
a	P
	T
a	G
ga	M
	k
to*	h
a	da
t*	d
ti	c
	m
ro	μ
o	n
	p
fto	f
	a

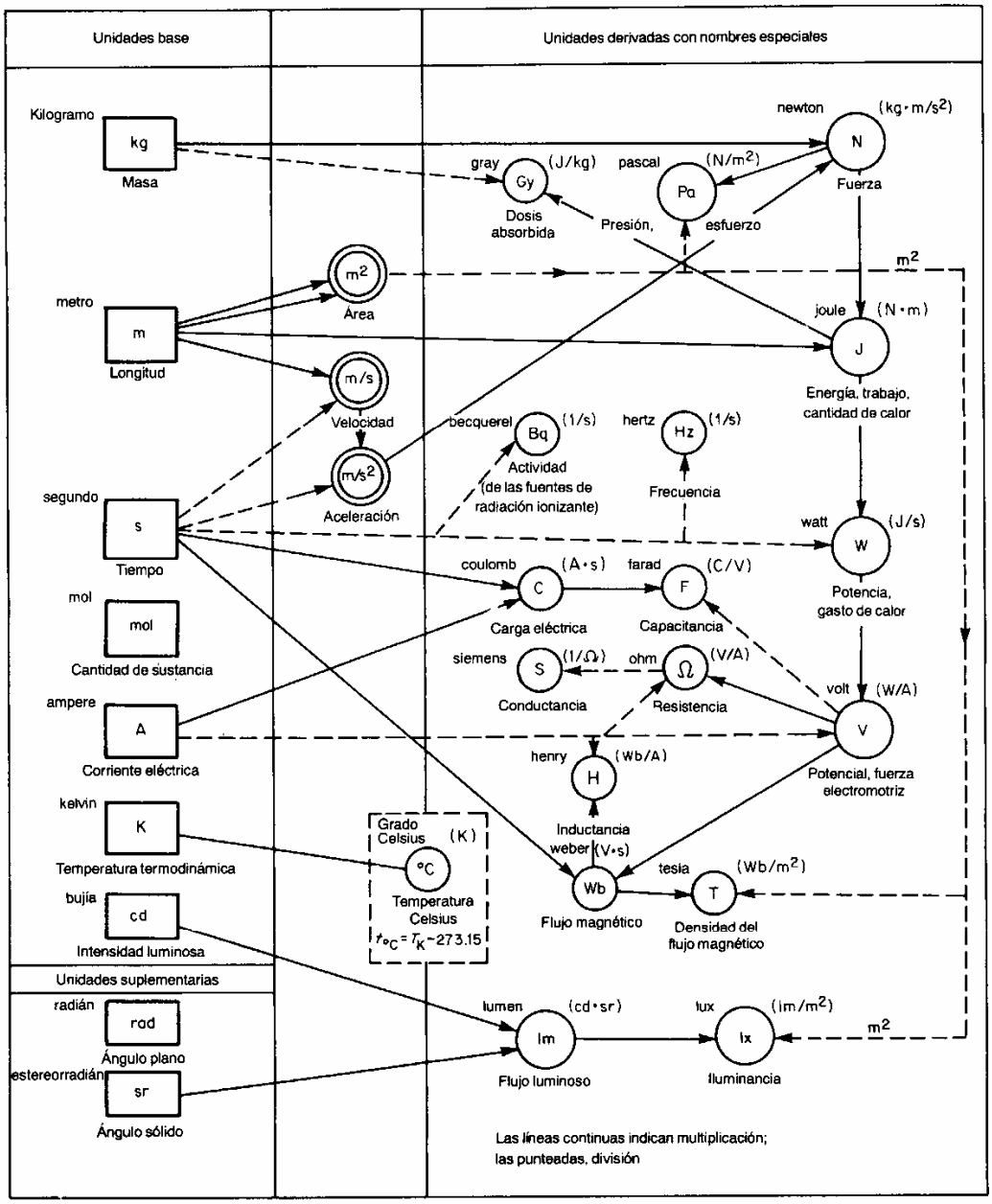


Fig. 1-1 Relaciones gráficas de las unidades SI con sus nombres (*U.S. National Bureau of Standars*, I.C 1078, diciembre, 1976).

TABLA 1-4 Factores de conversión: Unidades U.S. utilizadas comúnmente a unidades SI

Cantidad	Unidad U.S. utilizada comúnmente	Unidad SI	Unidad SI alternativa	Factor de conversión; para obtener unidad SI, multiplíquese unidad US por el factor
		Espacio, †tiempo		
Longitud	milla náutica	km		1.852* E + 00
	milla	km		1.609 344*E + 00
	cadena	m		2.011 68* E + 01
	eslabón	m		2.011 68* E − 01
	braza	m		1.828 8* E + 00
	yd	m		9.144* E − 01
	ft	m		3.048* E − 01
		cm		3.048* E + 01
	in	mm		2.54* E + 01
	in	cm		2.54 E + 00
	mil	µm		2.54* E + 01
Longitud/longitud	ft/milla	m/km		1.893 939 E − 01
Longitud/volumen	ft/galón U.S.	m/m^3		8.051 964 E + 01
	ft/ft^3	m/m^3		1.076 391 E + 01
	ft/barril	m/m^3		1.917 134 E + 00
Área	$milla^2$	km^2		2.589 988 E + 00
	sección	ha		2.589 988 E + 02
	acre	ha		4.046 856 E − 01
	ha	m^2		1.000 000*E + 04
	yd^2	m^2		8.361 274 E − 01
	ft^2	m^2		9.290 304*E − 02
	in^2	mm^2		6.451 6* E + 02
		cm^2		6.451 6* E + 00
Área/volumen	ft/in^3	m^2/cm^3		5.699 291 E − 03
	ft/ft^3	m^2/m^3		3.280 840 E + 00
Volumen	$milla^3$	km^3		4.168 182 E + 00
	acre · ft	m^3		1.233 482 E + 03
		ha·m		1.233 482 E + 01
	yd^3	m^3		7.645 549 E − 01
	barril (bbl) (43 galones U.S.)	m^3		1.589 873 E − 02
	ft^3	m^3		2.831 685 E − 02
		dm^3	L	2.831 685 E + 01
	galón U.K.	m^3		4.546 092 E − 03
		dm^3	L	4.546 092 E + 00
	galón U.S.	m^3		3.785 412 E − 03
		dm^3	L	3.785 412 E + 00
	cuarto U.K.	dm^3	L	1.136 523 E + 00
	cuarto U.S.	dm^3	L	9.463 529 E − 01
	pinta U.S.	dm^3	L	4.731 765 E − 01
	onza fluida U.K.	cm^3		2.841 307 E + 01
	onza fluida U.S.	cm^3		2.957 353 E + 01
	in^3	cm^3		1.638 706 E + 01
Volumen/longitud (desplazamiento lineal)	barril/in	m^3/m		6.259 342 E + 00
	barril/ft	m^3/m		5.216 119 E − 01
	ft^3/ft	m^3/m		9.290 304*E − 02
	galón U.S./ft	m^3/m		1.241 933 E − 02
		L/m		1.241 933 E + 01
Ángulo plano	radián	rad		1
	grado	rad		1.745 329 E − 02
	min	rad		2.908 882 E − 04
	seg	rad		4.848 137 E − 06
Ángulo sólido	sr (estereorradián)	sr		1
Tiempo	año	a		1
	semana	d		7.0* E + 00
	h	s		3.6* E + 03
		min		6.0* E + 01
	min	s		6.0* E + 01
		h		1.666 667 E − 02
	mµs	ns		1
		Masa, cantidad de sustancia		
Masa	tonelada U.K.	Mg	t	1.016 047 E + 00
	tonelada U.S.	Mg	t	9.071 847 E − 01
	quintal U.K.	kg		5.080 234 E + 01

TABLA 1-4 Factores de conversión: Unidades U.S. utilizadas comúnmente a unidades SI (*Continuación*)

Cantidad	Unidad U.S. utilizada comúnmente	Unidad SI	Unidad SI alternativa	Factor de conversión; para obtener unidad SI, multiplíquese unidad U.S. por el factor
	quintal U.S.	kg		4.535 924 E + 01
	lbm	kg		4.535 924 E − 01
	onza (troy)	g		3.110 348 E + 01
	onza (av)	g		2.834 952 E + 01
	grano	mg		6.479 891 E + 01
Cantidad de sustancia	lbm · mol	kmol		4.535 924 E − 01
	m^3 estándar	kmol		4.461 58 E − 02
	ft^3 estándar	kmol		1.195 30 E − 03
		Entalpía, poder calorífico, calor, entropía, capacidad calorífica		
Poder calorífico, entalpía (con respecto a la masa)	Btu/lbm	MJ/kg		2.326 000 E − 03
		kJ/kg	J/g	2.326 000 E + 00
		kWh/kg		6.461 112 E − 04
	cal/g	kJ/kg	J/g	4.184* E + 00
	cal/lbm	J/kg		9.224 141 E + 00
Poder calorífico, entalpía (con respecto al mol)	kcal/(g · mol)	kJ/kmol		4.184* E + 03
	Btu/(lb · mol)	kJ/kmol		2.326 000 E + 00
Poder calorífico (con respecto al volumen: sólidos y líquidos)	Btu/galón U.S.	MJ/m^3	kJ/dm^3	2.787 163 E − 01
		kJ/m^3		2.787 163 E + 02
		kWh/m^3		7.742 119 E − 02
	Btu/galón U.K.	MJ/m^3	kJ/dm^3	2.320 800 E − 01
		kJ/m^3		2.320 800 E + 02
		kWh/m^3		6.446 667 E − 02
	Btu/ft^3	MJ/m^3	kJ/dm^3	3.725 895 E − 02
		kJ/m^3		3.725 895 E + 01
		kWh/m^3		1.034 971 E − 02
	cal/mL	MJ/m^3		4.184* E + 00
	(ftl · bf)/galón U.S.	kJ/m^3		3.581 692 E − 01
Poder calorífico (con respecto al volumen: gases)	cal/mL	kJ/m^3	J/dm^3	4.184* E + 03
	$kcal/m^3$	kJ/m^3	J/dm^3	4.184* E + 00
	Btu/ft^3	kJ/m^3	J/dm^3	3.725 895 E + 01
		kWh/m^3		1.034 971 E − 02
Entropía específica	Btu/(lbm · °R)	kJ/(kg · K)	J/(g · K)	4.186 8* E + 00
	cal/(g · K)	kJ/(kg · K)	J/(g · K)	4.184* E + 00
	kcal/(kg · °C)	kJ/(kg · K)	J/(g · K)	4.184* E + 00
Capacidad de calor específico (con respecto a la masa)	kWh/(kg · °C)	kJ/(kg · K)	J/(g · K)	3.6* E + 03
	Btu/(lbm · °F)	kJ/(kg · K)	J/(g · K)	4.186 8* E + 00
	kcal/(kg · °C)	kJ/(kg · K)	J/(g · K)	4.184* E + 00
Capacidad de calor específico (con respecto al mol)	Btu/(lbmol · °F)	kJ/(kmol · K)		4.186 8* E + 00
	cal/(gmol · °C)	kJ/(kmol · K		4.184* E + 00
		Temperatura presión vacío		
Temperatura (absoluta)	°R	K		5/9
	K	K		1
Temperatura (tradicional)	°F	°C		5/9(°F−32)
Temperatura (diferencia)	°F	K, °C		5/9
Presión	atm (760 mmHg a 0 °C o 14.696 lb · in^2)	MPa		1.013 250* E − 01
		kPa		1.013 250* E + 02
		bar		1.013 250* E + 00
	bar	MPa		1.0* E − 01
		kPa		1.0* E + 02
	mmHg(0°C) = torr	MPa		6.894 757 E − 03
		kPa		6.894 757 E + 00
		bar		6.894 757 E − 02
	µmHg (0°C)	kPa		3.376 85 E + 00
	µ bar	kPa		2.488 4 E − 01
	mmHg = yorr (0°C)	kPa		1.333 224 E − 01
	cmH_2O (4°C)	kPa		9.806 38 E − 02
	lbf/ft^2	kPa		4.788 026 E − 02
	mHg (0°C)	Pa		1.333 224 E − 01
	bar	Pa		1.0* E − 01
	$dina/cm^2$	Pa		1.0* E − 01

TABLA 1-4 Factores de conversión: Unidades U.S. utilizadas comúnmente a unidades SI (*Continuación*)

Cantidad	Unidad U.S. utilizada comúnmente	Unidad SI	Unidad SI alternativa	Factor de conversión; para obtener unidad SI, multiplíquese unidad U.S. por el factor
Vacío, tiro	inHg (60°F)	kPa		3.376 85 E + 00
	inH_2O (39.2°F)	kPa		2.490 82 E − 01
	inH_2O (60°F)	kPa		2.488 4 E − 01
	mmHg (0°C) = torr	kPa		1.333 224 E − 01
	cmH_2O (4°C)	kPa		9.806 38 E − 02
Carga (de líquido)	ft	m		3.048* E − 01
	in	mm		2.54* E + 01
		cm		2.54* E + 00
Caída de presión/longitud	psi/ft	kPa/m		2.262 059 E + 01
		Densidad, volumen específico, concentración, dosis		
Densidad	lbm/ft^3	kg/m^3		1.601 846 E + 01
		g/m^3		1.601 846 E + 04
	lbm/U.S. gal	kg/m^3		1.198 264 E + 02
		g/cm^3		1.198 264 E − 01
	lbm/U.K. gal	kg/m^3		9.977 633 E + 01
	lbm/ft^3	kg/m^3		1.601 846 E + 01
		g/cm^3		1.601 846 E − 02
	g/cm^3	kg/m^3		1.0* E + 03
	lbm/ft^3	kg/m^3		1.601 846 E + 01
Volumen específico	ft^3/lbm	m^3/kg		6.242 796 E − 02
		m^3/g		6.242 796 E − 05
	ft^3/lbm	dm^3/kg		6.242 796 E + 01
	galón U.K./lbm	dm^3/kg	cm^3/g	1.002 242 E + 01
	galón U.S./lbm	dm^3/kg	cm^3/g	8.345 404 E + 00
Volumen específico (con respecto al mol)	L/(g · mol)	$m^3/kmol$		1
	ft^3/(lb · mol)	$m^3/kmol$		6.242 796 E − 02
Volumen específico	barril/ton U.S.	m^3/t		1.752 535 E − 01
	barril/ton U.K.	m^3/t		1.564 763 E − 01
Rendimiento	barril/ton U.S.	dm^3/t	L/t	1.752 535 E + 02
	barril/ton U.K.	dm^3/t	L/t	1.564 763 E + 02
	galón U.S./ton U.S.	dm^3/t	L/t	4.172 702 E + 00
	galón U.S./ton U.K.	dm^3/t	L/t	3.725 627 E + 00
Concentración (masa/masa)	% en peso	kg/kg		1.0* E − 02
		g/kg		1.0* E + 01
	ppm en peso	mg/kg		1
Concentración (masa/volumen)	lbm/barril	kg/m^3	g/dm^3	2.853 010 E + 00
	g/galón U.S.	kg/m^3		2.641 720 E − 01
	g/galón U.K.	kg/m^3	g/L	2.199 692 E − 01
	lbm/1000 galones U.S.	g/m^3	mg/dm^3	1.198 264 E + 02
	lbm/1000 galones U.K.	g/m^3	mg/dm^3	9.977 633 E + 01
	grano/galón U.S.	g/m^3	mg/dm^3	1.711 806 E + 01
	lbm/1000 barriles	mg/m^3		2.288 351 E + 03
	mg/galón U.S.	g/m^3	mg/dm^3	2.853 010 E + 00
	grano/100 ft^3	g/m^3	mg/dm^3	2.641 720 E − 01
		mg/m^3		2.288 351 E + 01
Concentración (volumen/volumen)	ft^3/ft^3	m^3/m^3		1
	barril/(acr · ft)	m^3/m^3		1.288 931 E − 04
	% en volumen	m^3/m^3		1.0* E − 02
	galón U.K./ft^3	dm^3/m^3	L/m^3	1.605 437 E + 02
	mL/galón/ft^3	dm^3/m^3	L/m^3	1.336 806 E + 02
	mL/galón U.S.	dm^3/m^3	L/m^3	2.641 720 E − 01
	mL/galón U.K.	dm^3/m^3	L/m^3	2.199 692 E − 01
	ppm volumen	cm^3/m^3		1
		dm^3/m^3	L/m^3	1.0* E − 03
	galón U.K./1000 barriles	cm^3/m^3		2.859 403 E + 01
	galón U.S./1000 barriles	cm^3/m^3		2.380 952 E + 01
	pinta U.K./1000 barriles	cm^3/m^3		3.574 253 E + 00
Concentración (mol/volumen)	(lb · mol)/galón U.S.	$kmol/m^3$		1.198 264 E + 02
	(lb · mol)/galón U.K.	$kmol/m^3$		9.977 644 E + 01
	(lb · mol)/ft^3	$kmol/m^3$		1.601 846 E + 01
	ft^3 estándar (60°F, 1 atm)/barril	$kmol/m^3$		7.518 21 E − 03
Concentración (volumen/mol)	galón U.S./1000 ft^3 estándar (60°F/60°F)	$dm^3/kmol$	L/kmol	3.166 91 E + 00
	barril/millones ft^3 estándar (60°F/60°F)	$dm^3/kmol$	L/kmol	1.330 10 E − 01

TABLA 1-4 Factores de conversión: Unidades U.S. utilizadas comúnmente a unidades SI (*Continuación*)

Cantidad	Unidad U.S. utilizada comúnmente	Unidad SI	Unidad SI alternativa	Factor de conversión; para obtener unidad SI, multiplíquese unidad U.S. por el factor
		Rendimiento de la instalación, capacidad		
Rendimiento (con respecto a la masa)	U.K. ton/año	t/a		1.016 047 E + 00
	U.S. ton/año	t/a		9.071 847 E − 01
	U.K. ton/día	t/d		1.016 047 E + 00
		t/h		4.233 529 E − 02
	U.S. ton/día	t/d		9.071 847 E − 01
		t/h		3.779 936 E − 02
	U.K. ton/h	t/h		1.016 047 E + 00
	U.S. ton/h	t/h		9.071 847 E − 01
	lbm/h	kg/h		4.535 924 E − 01
Rendimiento (con respecto al volumen)	bbl/día	t/a		5.803 036 E + 01
		m^3/d		1.589 873 E − 01
	ft^3/día	m^3/h		1.179 869 E − 03
	bbl/h	m^3/h		1.589 873 E − 01
	ft^3/h	m^3/h		2.831 685 E − 02
	U.K. gal/h	m^3/h		4.546 092 E − 03
		L/s		1.262 803 E − 03
	U.S. gal/h	m^3/h		3.785 412 E − 03
		L/s		1.051 503 E − 03
	U.K. gal/min	m^3/h		2.727 655 E − 01
		L/s		7.576 819 E − 02
	U.S. gal/min	m^3/h		2.271 247 E − 01
		L/s		6.309 020 E − 02
Rendimiento (con respecto al mol)	(lbm·mol)/h	kmol/h		4.535 924 E − 01
		kmol/s		1.259 979 E − 04
		Gasto		
Gasto (con respecto a la masa)	U.K. ton/min	kg/s		1.693 412 E + 01
	U.S. ton/min	kg/s		1.511 974 E + 01
	U.K. ton/h	kg/s		2.822 353 E − 01
	U.S. ton/h	kg/s		2.519 958 E − 01
	U.K. ton/día	kg/s		1.175 980 E − 02
	U.S. ton/día	kg/s		1.049 982 E − 02
	millones lbm/año	kg/s		5.249 912 E + 00
	U.K. ton/año	kg/s		3.221 864 E − 05
	U.S. ton/año	kg/s		2.876 664 E − 05
	lbm/s	kg/s		4.535 924 E − 01
	lbm/min	kg/s		7.559 873 E − 03
	lbm/h	kg/s		1.259 979 E − 04
Gasto (con respecto al volumen)	bbl/día	m^3/d		1.589 873 E − 01
		L/s		1.840 131 E − 03
	ft^3/día	m^3/d		2.831 685 E − 02
	bbl/h	L/s		3.277 413 E − 04
		m^3/s		4.416 314 E − 05
	ft^3/h	L/s		4.416 314 E − 02
		m^3/s		7.865 791 E − 06
	U.K. gal/h	L/s		7.865 791 E − 03
	U.S. gal/h	dm^3/s	L/s	1.262 803 E − 03
	U.K. gal/min	dm^3/s	L/s	1.051 503 E − 03
	U.S. gal/min	dm^3/s	L/s	7.576 820 E − 02
	ft^3/min	dm^3/s	L/s	6.309 020 E − 02
	ft^3/s	dm^3/s	L/s	4.719 474 E − 01
		dm^3/s	L/s	2.831 685 E + 01
Gasto (con respecto al mol)	(lb·mol)/s	kmol/s		4.535 924 E − 01
	(lb·mol)/h	kmol/s		1.259 979 E − 04
	millones ft^3 estándar/día	kmol/s		1.383 45 E − 02
Gasto/longitud (con respecto a la masa)	lbm/(s·ft)	kg/(s·m)		1.488 164 E + 00
	lbm/(h·ft)	kg/(s·m)		4.133 789 E − 04
Gasto/longitud (con respecto al volumen)	U.K. gal/(min·ft)	m^2/s	m^3/(s·m)	2.485 833 E − 04
	U.S. gal/(min·ft)	m^2/s	m^3/(s·m)	2.069 888 E − 04
	U.K. gal/(h·in)	m^2/s	m^3/(s·m)	4.971 667 E − 05
	U.S. gal/(h·in)	m^2/s	m^3/(s·m)	4.139 776 E − 05
	U.K. gal/(h·ft)	m^2/s	m^3/(s·m)	4.143 055 E − 06
	U.S. gal/(h·ft)	m^2/s	m^3/(s·m)	3.449 814 E − 06
Gasto/área (con respecto a la masa)	lbm/(s·ft^2)	kg/(s·m^2)		4.882 428 E + 00
	lbm/(h·ft^2)	kg/(s·m^2)		1.356 230 E − 03

TABLA 1-4 Factores de conversión: Unidades U.S. utilizadas comúnmente a unidades SI (*Continuación*)

Cantidad	Unidad U.S. utilizada comúnmente	Unidad SI	Unidad SI alternativa	Factor de conversión; para obtener unidad SI, multiplíquese unidad U.S. por el factor
Gasto/área (con respecto al volumen)	$ft^3/(s \cdot ft^2)$	m/s	$m^3/(s \cdot m^2)$	3.048* E − 01
	$ft^3/(min \cdot ft^2)$	m/s	$m^3/(s \cdot m^2)$	5.08* E − 03
	U.K. $gal/(h \cdot in^2)$	m/s	$m^3/(s \cdot m^2)$	1.957 349 E − 03
	U.S. $gal/(h \cdot in^2)$	m/s	$m^3/(s \cdot m^2)$	1.629 833 E − 03
	U.K. $gal/(min \cdot ft^2)$	m/s	$m^3/(s \cdot m^2)$	8.155 621 E − 04
	U.S. $gal/(min \cdot ft^2)$	m/s	$m^3/(s \cdot m^2)$	6.790 972 E − 04
	U.K. $gal/(h \cdot ft^2)$	m/s	$m^3/(s \cdot m^2)$	1.359 270 E − 05
	U.S. $gal/(h \cdot ft^2)$	m/s	$m^3/(s \cdot m^2)$	1.131 829 E − 05
		Energía, trabajo, potencia		
Energía, trabajo	therm (mil Btu)	MJ		1.055 056 E + 02
		kJ		1.055 056 E + 05
		kWh		2.930 711 E + 01
	tonf U.S.· milla	MJ		1.431 744 E + 01
	hp · h	MJ		2.684 520 E + 00
		kJ		2.684 520 E + 03
		kWh		7.456 999 E − 01
	caballo métrico · h o CV · h	MJ		2.647 780 E + 00
		kJ		2.647 780 E + 03
		kWh		7.354 999 E − 01
	kWh	MJ		3.6* E + 00
		kJ		3.6* E + 03
	Chu (unidades caloríficas centígradas)	kJ		1.899 101 E + 00
		kWh		5.275 280 E − 04
	Btu	kJ		1.055 056 E + 00
		kWh		2.930 711 E − 04
	Kcal	kJ		4.184* E + 00
	cal	kJ		4.184* E − 03
	ft. · lbf	kJ		1.355 818 E − 03
	lbf · ft	kJ		1.355 818 E − 03
	J	kJ		1.0* E − 03
	$(lbf \cdot ft^2)/s^2$	kJ		4.214 011 E − 05
	erg	J		1.0* E − 07
Energía de impacto	kgf · m	J		9.806 650* E + 00
	lbf · ft	J		1.355 818 E + 00
Energía superficial	erg/cm^2	mJ/m^2		1.0* E + 00
Energía específica de impacto	$(kgf \cdot m)/cm^2$	J/cm^2		9.806 650* E − 02
	$(lbf \cdot ft)/in^2$	J/cm^2		2.101 522 E − 03
Potencia	millones Btu/h	MW		2.930 711 E − 01
	ton de refrigeración	kW		3.516 853 E + 00
	Btu/s	kW		1.055 056 E + 00
	kW	kW		1
	caballo de potencia hidráulico (hhp)	kW		7.460 43 E − 01
	hp (eléctrico)	kW		7.46* E − 01
	hp [(550 ft · lbf)/s]	kW		7.456 999 E − 01
	ch or CV	kW		7.354 999 E − 01
	Btu/min	kW		1.758 427 E − 02
	(ft · lbf)/s	kW		1.355 818 E − 03
	kcal/h	W		1.162 222 E + 00
	Btu/h	W		2.930 711 E − 01
	(ft · lbf)/min	W		2.259 697 E − 02
Potencia/área	$Btu/(s \cdot ft^2)$	kW/m^2		1.135 653 E + 01
	$cal/(h \cdot cm^2)$	kW/m^2		1.162 222 E − 02
	$Btu/(h \cdot ft^2)$	kW/m^2		3.154 591 E − 03
Velocidad de liberación de calor, poder de mezcla	hp/ft^3	kW/m^3		2.633 414 E + 01
	$cal/(h \cdot cm^3)$	kW/m^3		1.162 222 E + 00
	$Btu/(s \cdot ft^3)$	kW/m^3		3.725 895 E + 01
	$Btu/(h \cdot ft^3)$	kW/m^3		1.034 971 E − 02
Servicio de refrigeración (maquinaria)	Btu/(bhp · h)	W/kW		3.930 148 E − 01
Consumo específico de combustible (con respecto a la masa)	lbm/(hp · h)	mg/J	kg/MJ	1.689 659 E − 01
		kg/kWh		6.082 774 E − 01
Consumo específico de combustible (con respecto al volumen)	m^3/kWh	dm^3/MJ	mm^3/J	2.777 778 E + 02
	galón U.S./(hph)	dm^3/MJ	mm^3/J	1.410 089 E + 00
	pinta U.K./(hph)	dm^3/MJ	mm^3/J	2.116 806 E − 01

TABLA 1-4 Factores de conversión: Unidades U.S. utilizadas comúnmente a unidades SI (*Continuación*)

Cantidad	Unidad U.S. utilizada comúnmente	Unidad SI	Unidad SI alternativa	Factor de conversión; para obtener unidad SI, multiplíquese unidad U.S. por el factor
Consumo de combustible	galón U.K./milla	$dm^3/100\ km$	L/100 km	2.824 807 E + 02
	galón U.S./milla	$dm^3/100\ km$	L/100 km	2.352 146 E + 02
	milla/galón U.S	km/dm^3	km/L	4.251 437 E − 01
	milla/galón U.K.	km/dm^3	km/L	3.540 064 E − 01
Velocidad (lineal), rapidez	nudo	km/h		1.852* E + 00
	milla/h	km/h		1.609 344* E + 00
	ft/s	m/s		3.048* E − 01
		cm/s		3.048* E + 01
	ft/min	m/s		5.08* E − 03
	ft/h	mm/s		8.466 667 E − 02
	ft/día	mm/s		3.527 778 E − 03
		m/d		3.048* E − 01
	in/s	mm/s		2.54* E + 01
	in/min	mm/s		4.233 333 E − 01
Velocidad de corrosión	in/ año (tropical)	mm/a		2.54* E + 01
	mil/ año	mm/a		2.54* E − 02
Frecuencia de rotación	r/min	r/s		1.666 667 E − 02
		rad/s		1.047 198 E − 01
Aceleración (lineal)	ft/s^2	m/s^2		3.048* E − 01
		cm/s^2		3.048* E + 01
Aceleración (en la rotación)	rpm/s	rad/s^2		1.047 198 E − 01
Cantidad de movimiento (o momentum)	(lbm · ft)/s	(kg · m)/s		1.382 550 E − 01
Fuerza	tonf U.K.	kN		9.964 016 E + 00
	tonf U.S.	kN		8.896 443 E + 00
	kgf (kp)	N		9.806 650* E + 00
	lbf	N		4.448 222 E + 00
	dina	mN		1.0 E − 02
Momento flexionante, torque	tonf U.S.	kN · m		2.711 636 E + 00
	kgf · m	N · m		9.806 650* E + 00
	lbf · ft	N · m		1.355 818 E + 00
	lbf · in	N · m		1.129 848 E − 01
Momento flexionante/longitud	(lbf · ft)/in	(N · m)/m		5.337 866 E + 01
	(lbf · in)/in	(N · m)/m		4.448 222 E + 00
Momento de inercia	lbm · ft^2	kg · m^2		4.214 011 E − 02
Esfuerzo	tonf U.S. · in^2	MPa	N/mm^2	1.378 951 E + 01
	kgf/mm^2	MPa	N/mm^2	9.806 650* E + 00
	tonf U.S. · ft^2	MPa	N/mm^2	9.576 052 E − 02
	lbf/in^2 (psi)	MPa	N/mm^2	6.894 757 E − 03
	lbf/ft^2 (psf)	kPa		4.788 026 E − 02
	dina/cm^2	Pa		1.0* E − 01
Masa/longitud	lbm/ft	kg/m		1.488 164 E + 00
Masa/carga estructural del área, capacidad de apoyo (con respecto a la masa)	ton U.S./ft^2	Mg/m^2		9.764 855 E + 00
	lbm/ft^2	kg/m^2		4.882 428 E + 00
		Propiedades misceláneas de transporte		
Difusividad	ft^2/s	m^2/s		9.290 304* E − 02
	m^2/s	mm^2/s		1.0* E + 06
	ft^2/h	m^2/s		2.580 64* E − 05
Resistencia térmica	(°C · m^2 · h)/kcal	(K · m^2)/kW		8.604 208 E + 02
	(°F · ft^2 · h)/Btu	(K · m^2)/kW		1.761 102 E + 02
Flujo calorífico	Btu/(h · ft^2)	kW/m^2		3.154 591 E − 03
Conductividad térmica	(cal · cm)/(s · cm^2 · °C)	W/(m · K)		4.184* E + 02
	(Btu · ft)/(h · ft^2 · °F)	W/(m · K)		1.730 735 E + 00
		(kJ · m)/(h · m^2 · K)		6.230 646 E + 00
	(kcal · m)/(h · m^2 · °C)	W/(m · K)		1.162 222 E + 00
	(Btu · in)/(h · ft^2 · °F)	W/(m · K)		1.442 279 E − 01
	(cal · cm)/(h · cm^2 · °C)	W/(m · K)		1.162 222 E − 01

TABLA 1-4 Factores de conversión: Unidades U.S. utilizadas comúnmente a unidades SI (*Continuación*)

Cantidad	Unidad U.S. utilizada comúnmente	Unidad SI	Unidad SI alternativa	Factor de conversión; para obtener unidad SI, multiplíquese unidad U.S. por el factor
Coeficiente de transferencia del calor	cal/(s·cm²·°C)	kW/(m²·K)		4.184* E + 01
	Btu/(s·ft²·°F)	kW/(m²·K)		2.044 175 E + 01
	cal/(h·cm²·°C)	kW/(m²·K)		1.162 222 E − 02
	Btu/(h·ft²·°F)	kW/(m²·K)		5.678 263 E − 03
		kJ/(h·m²·K)		2.044 175 E + 01
	Btu/(h·ft²·°R)	kW/(m²·K)		5.678 263 E − 03
	kcal/(h·m²·°C)	kW/(m²·K)		1.162 222 E − 03
Coeficiente volumétrico de transferencia del calor	Btu/(s·ft³·°F)	kW/(m³·K)		6.706 611 E + 01
	Btu/(h·ft³·°F)	kW/(m³·K)		1.862 947 E − 02
Tensión superficial	dina/cm	mN/m		1
Viscosidad (dinámica)	(lbf·s)/in²	Pa·s	(N·s)/m²	6.894 757 E + 03
	(lbf·s)/ft²	Pa·s	(N·s)/m²	4.788 026 E + 01
	(kgf·s)/m²	Pa·s	(N·s)/m²	9.806 650* E + 00
	lbm/(ft·s)	Pa·s	(N·s)/m²	1.488 164 E + 00
	(dina·s)/cm²	Pa·s	(N·s)/m²	1.0* E − 01
	cP	Pa·s	(N·s)/m²	1.0* E − 03
	lbm/(ft·h)	Pa·s	(N·s)/m²	4.133 789 E − 04
Viscosidad (cinemática)	ft²/s	m²/s		9.290 304* E − 02
	in²/s	mm²/s		6.451 6* E + 02
	m²/h	mm²/s		2.777 778 E + 02
	ft²/h	m²/s		2.580 64* E − 05
	cSt	mm²/s		1
Permeabilidad	darcy	μm²		9.869 233 E − 01
	milidarcy	μm²		9.869 233 E − 04
Flujo térmico	Btu/(h·ft²)	W/m²		3.152 E + 00
	Btu/(s·ft²)	W/m²		1.135 E + 04
	cal/(s·cm²)	W/m²		4.184 E + 04
Coeficiente de transferencia de ma	(lb·mol)/[h·ft²(lb·mol/ft³)]	m/s		8.467 E − 05
	(g·mol)/[s·m²(g·mol/L)]	m/s		1.0 E + 01
		Electricidad, magnetismo		
Admitancia	S	S		1
Capacitancia	μF	μF		1
Densidad de carga	C/mm³	C/mm³		1
Conductancia	S	S		1
	℧ (mho)	S		1
Conductividad	S/m	S/m		1
	℧/m	S/m		1
	m℧/m	mS/m		1
Densidad de corriente	A/mm²	A/mm²		1
Desplazamiento	C/cm²	C/cm²		1
Carga eléctrica	C	C		1
Corriente eléctrica	A	A		1
Momento bipolar eléctrico	C·m	C·m		1
Intensidad del campo eléctrico	V/m	V/m		1
Flujo eléctrico	C	C		1
Polarización eléctrica	C/cm²	C/cm²		1
Potencial eléctrico	V	V		1
	mV	mV		1
Momento electromagnético	A·m²	A·m²		1
Fuerza electromotriz	V	V		1
Flujo de desplazamiento	C	C		1
Frecuencia	ciclos	Hz		1
Impedancia	Ω	Ω		1

TABLA 1-4 Factores de conversión: Unidades U.S. utilizadas comúnmente a unidades SI (*Continuación*)

Cantidad	Unidad U.S. utilizada comúnmente	Unidad SI	Unidad SI alternativa	Factor de conversión; para obtener unidad SI, multiplíquese unidad U.S. por el factor
Densidad lineal de corriente	A/mm	A/mm		1
Momento bipolar magnético	Wb·m	Wb·m		1
Intensidad del campo magnético	A/mm	A/mm		1
	Oe	A/m		7.957 747 E + 01
	gamma	A/m		7.957 747 E − 04
Flujo magnético	mWb	mWb		1
Densidad del flujo magnético	mT	mT		1
	G	T		1.0* E − 04
	gamma	nT		1
Inducción magnética	mT	mT		1
Momento magnético	$A \cdot m^2$	$A \cdot m^2$		1
Polarización magnética	mT	mT		1
Diferencia de potencial magnético	A	A		1
Potencial vectorial magnético	Wb/mm	Wb/mm		1
Magnetización	A/mm	A/mm		1
Módulo de admitancia	S	S		1
Módulo de impedancia	Ω	Ω		1
Inductancia mutua	H	H		1
Permeabilidad	μH/m	μH/m		1
Permeancia	H	H		1
Permitividad	μF/m	μF/m		1
Diferencia de potencial	V	V		1
Cantidad de electricidad	C	C		1
Reactancia	Ω	Ω		1
Reluctancia	H^{-1}	H^{-1}		1
Resistencia	Ω	Ω		1
Resistividad	Ω·cm	Ω·cm		1
	Ω·m	Ω·m		1
Autoinductancia	mH	mH		1
Densidad superficial de cambio	mC/m^2	mC/m^2		1
Susceptancia	S	S		1
Densidad volumétrica de carga	C/mm^3	C/mm^3		1
		Acústica, luz, radiación		
Dosis absorbida	rad	Gy		1.0* E − 02
Energía acústica	J	J		1
Intensidad acústica	W/cm^2	W/m^2		1.0* E + 04
Potencia acústica	W	W		1
Presión sonora	N/m^2	N/m^2		1.0*
Iluminancia	fc	lx		1.076 391 E + 01
Iluminación	fc	lx		1.076 391 E + 01
Irradiancia	W/m^2	W/m^2		1
Exposición a la luz	fc·s	lx·s		1.076 391 E + 01
Luminancia	cd/m^2	cd/m^2		1
Eficacia luminosa	lm/W	lm/W		1
Excitancia luminosa	lm/m^2	lm/m^2		1

TABLA 1-4 Factores de conversión: Unidades U.S. utilizadas comúnmente a unidades SI (*Continuación*)

Cantidad	Unidad U.S. utilizada comúnmente	Unidad SI	Unidad SI alternativa	Factor de conversión; para obtener unidad SI, multipliquese unidad U.S. por el factor	
Flujo luminoso	lm	lm		1	
Intensidad luminosa	cd	cd		1	
Radiancia	$W/m^2 \cdot sr$	$W/m^2 \cdot sr$		1	
Energía radiante	J	J		1	
Radiant flux	W	W		1	
Intensidad radiante	W/sr	W/sr		1	
Potencia radiante	W	W		1	
Longitud de onda	Å	nm		1.0*	E − 01
Unidad de captura	10^{-3} cm^{-1}	m^{-1}	10^{-3} cm^{-1}	1.0*	E + 01
	m^{-1}	m^{-1}		1	
Radiactividad	Ci	Bq		3.7*	E + 10

*Un asterisco indica que el factor de conversión es exacto.
† Los factores de conversión para longitud, área y volumen se basan en el pie internacional. El pie internacional es más largo en dos partes por millón que el pie U.S. Survey (usado por los agrimensores).
NOTA: Se usan los siguientes símbolos en la tabla:

Símbolos de la unidad	Nombre	Símbolos de la unidad	Nombre
A	ampere	lm	lumen
a	annum (año)	lx	lux
Bq	becquerel	m	metro
C	coulomb	min	minuto
cd	candela	′	minuto
Ci	curie	N	newton
d	día	naut mi	milla náutica
°C	grado Celsius	Oe	U.S.
°	grado	Ω	ohm
dyn	dyne	Pa	pascal
F	farad	rad	radian
fc	pie-bujía	r	revolución
G	gauss	S	siemens
g	gramo	s	segundo
gr	grano	″	segundo
Gy	gray	sr	estereorradián
H	henry	St	stokes
h	hora	T	tesla
ha	hectárea	t	tono
Hz	hertz	V	volt
J	joule	W	watt
K	kelvin	Wb	weber
L, ℓ, l	litro		

NOTA: Copyright SPE-AIME. *The SI Metric System of Units and SPE'S Tentative Metric Standar*, Society of Petroleum Engineers, Dallas, 1977.

TABLA 1-5 Fa
Los dos primer
pulg = 2.54 ×

Para convertir
abampere ....
abcoulomb ...
abfarad .....
abhenry .....
abmho .....
abohm .....
abvolt .....
acre .....
ampere (internacion
angstrom ....
área .....
atmósfera ...
año (calendari
año (sideral) .
año (tropical)
año 1900, tro dia 0, hora
año 1900, tro dia 0, hora
año luz .....
bar .....
barn .....
barril (petróleo,
barya .....
braza .....
British therm (unidad ter británica)(
British therm
British therm Internacion
British therm (termoquim
British therm
British therm
bushel (E.U.)
caballo de po (550 pie-lbf
caballo de po
caballo de po (caldera) ..
caballo de po (eléctrico) .
caballo de po (métrico) ..
caballo de po
cable .....
cadena (del agrime
cadena (del ingenie
calibre .....
caloría (medi
caloría (Tabl Internacio
caloría (termo
caloría (15° C
caloría (20° C
caloría (kilog
caloría (kilog Tabla Inte de Vapor)
caloría (kilog termoquim
Celsius (temp
centímetro de
centímetro d (0° C)....

TABLA 1-5 Factores métricos de conversión como múltiplos numéricos exactos de las unidades SI.
Los dos primeros dígitos de cada valor numérico representan una potencia de 10. Por ejemplo, el valor "—02 2.54" expresa el hecho de que 1 pulg = 2.54×10^{-2} metro.

Para convertir de	*a*	*multipliquese por*
abampere	ampere	+01 1.00
abcoulomb	coulomb	+01 1.00
abfarad	farad	+09 1.00
abhenry	henry	−09 1.00
abmho	mho	+09 1.00
abohm	ohm	−09 1.00
abvolt	volt	−08 1.00
acre	metro^2	+03 4.046 856
ampere (internacional de 1948)	ampere	−01 9.998 35
angstrom	metro	−10 1.00
área	metro^2	+02 1.00
atmósfera	newton/metro^2	+05 1.013 25
año (calendario)	segundo (solar medio)	+07 3.1536
año (sideral)	segundo (solar medio)	+07 3.155 815
año (tropical)	segundo (solar medio)	+07 3.155 692
año 1900, tropical, enero, día 0, hora 12	segundo (efemérides)	+07 3.155 692
año 1900, tropical, enero, día 0, hora 12	segundo	+07 3.155 692
año luz	metro	+15 9.460 55
bar	newton/metro^2	+05 1.00
barn	metro^2	−28 1.00
barril (petróleo, 42 galones)	metro^3	−01 1.589 873
barya	newton/metro^2	−01 1.00
braza	metro	+00 1.828 8
British thermal unit (unidad térmica británica)(ISO/TC 12)	joule	+03 1.055 06
British thermal unit (media)	joule	+03 1.055 87
British thermal unit (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 1.055 04
British thermal unit (termoquímica)	joule	+03 1.054 350
British thermal unit (39° F)	joule	+03 1.059 67
British thermal unit (60° F)	joule	+03 1.054 68
bushel (E.U.)	metro^3	−02 3.523 907
caballo de potencia (550 pie-lbf/segundo)	watt	+02 7.456 998
caballo de potencia (agua)	watt	+02 7.460 43
caballo de potencia (caldera)	watt	+03 9.809 50
caballo de potencia (eléctrico)	watt	+02 7.46
caballo de potencia (métrico)	watt	+02 7.354 99
caballo de potencia (R.U.)	watt	+02 7.457
cable	metro	+02 2.194 56
cadena (del agrimensor o gunter)	metro	+01 2.011 68
cadena (del ingeniero o ramden)	metro	+01 3.048
calibre	metro	−04 2.54
caloría (media)	joule	+00 4.190 02
caloría (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+00 4.1868
caloría (termoquímica)	joule	+00 4.184
caloría (15° C)	joule	+00 4.185 80
caloría (20° C)	joule	+00 4.181 90
caloría (kilogramo, media)	joule	+03 4.190 02
caloría (kilogramo, Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 4.186 8
caloría (kilogramo, termoquímica)	joule	+03 4.184
Celsius (temperatura)	kelvin	$t_K = t_C + 273.15$
centímetro de agua (4° C)	newton/metro^2	+01 9.806 38
centímetro de mercurio (0° C)	newton/metro^2	+03 1.333 22
circular mil	metro^2	−10 5.067 074
codo	metro	−01 4.572
coulomb (internacional de 1948)	coulomb	−01 9.998 35
cuarto (E.U., áridos)	metro^3	−03 1.101 220
cuarto (E.U., líquidos)	metro^3	−04 9.463 529
cuchara	metro^3	−05 1.478 676
cucharita	metro^3	−06 4.928 921
cuerda	metro^3	+00 3.624 556
curie	desintegración/seg	+10 3.70
denier (internacional)	kilogramo/metro	−07 1.00
día (sideral)	segundo (solar medio)	+04 8.616 409
día (solar medio)	segundo (solar medio)	+04 8.64
dina	newton	−05 1.00
dracma (avoirdupois)	kilogramo	−03 1.771 845
dracma (E.U., fluidos)	metro^3	−06 3.696 691
dracma (troy o del boticario)	kilogramo	−03 3.887 934
electrón-volt	joule	−19 1.602 10
erg	joule	−07 1.00
escrúpulo (pennyweight)	kilogramo	−03 1.555 173
escrúpulo (del boticario)	kilogramo	−03 1.295 978
eslabón (del agrimensor o gunter)	metro	−01 2.011 68
eslabón (del ingeniero o ramden)	metro	−01 3.048
estéreo	metro^3	+00 1.00
Farenheit (temperatura)	Celsius	$t_C = (5/9)(t_F - 32)$
Farenheit (temperatura)	kelvin	$t_K = (5/9)(t_F + 459.67)$
farad (internacional de 1948)	farad	−01 9.995 05
faraday (basado en el carbono 12)	coulomb	+04 9.648 70
faraday (físico)	coulomb	+04 9.652 19
faraday (químico)	coulomb	+04 9.649 57
fermi (femtometro)	metro	−15 1.00
furlong	metro	+02 2.011 68
gal (galileo)	metro/segundo^2	−02 1.00
galón (E.U., áridos)	metro^3	−03 4.404 883
galón (E.U., líquidos)	metro^3	−03 3.785 411
galón (R.U., líquidos)	metro^3	−03 4.546 087
gamma	tesla	−09 1.00
gauss	tesla	−04 1.00
gilbert	ampere-vuelta	−01 7.957 747
gill (E.U.)	metro^3	−04 1.182 941
gill (R.U.)	metro^3	−04 1.420 652
grad	grado (angular)	−01 9.00
grad	radián	−02 1.570 796
grado (ángulo)	radián	−02 1.745 329
gramo	kilogramo	−03 1.00
grano	kilogramo	−05 6.479 891
hectárea	metro^2	+04 1.00
henry (internacional de 1948)	henry	+00 1.000 495
hora (sideral)	segundo (solar medio)	+03 3.590 170
hora (solar media)	segundo (solar medio)	+03 3.60
joule (internacional de 1948)	joule	+00 1.000 165
kayser	l/metro	+02 1.00
kilocaloría (media)	joule	+03 4.190 02
kilocaloría (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 4.186 74
kilocaloría (termoquímica)	joule	+03 4.184
kilogramo fuerza (kfg)	newton	+00 9.806 65
kilogramo masa	kilogramo	+00 1.00
kilopond fuerza	newton	+00 9.806 65
kip	newton	+03 4.448 221
lambert	candela/metro^2	+04 1/π
lambert	candela/metro^2	+03 3.183 098

TABLA 1-5 Factores métricos de conversión como múltiplos numéricos exactos de las unidades SI (*Continuación*).
Los dos primeros dígitos de cada valor numérico representan una potencia de 10. Por ejemplo, el valor "—02 2.54" expresa el hecho de que 1 pulg = 2.54×10^{-2} metro.

Para convertir de	*a*	*multipliquese por*
langley	joule/metro^2	+04 4.184
lbf (libra fuerza, avoirdupois)	newton	+00 4.448 221
lbm (libra masa, avoirdupois)	kilogramo	−01 4.535 923
legua (británica náutica)	metro	+03 5.559 552
legua (internacional náutica)	metro	+03 5.556
legua (terrestre)	metro	+03 4.828 032
libra fuerza (lbf avoirdupois)	newton	+00 4.448 221
libra masa (lbm avoirdupois)	kilogramo	−01 4.535 923
libra masa (troy o del boticario)	kilogramo	−01 3.732 417
litro	metro^3	−03 1.00
lux	lumen/metro^2	+00 1.00
mano	metro	−01 1.016
maxwell	weber	−08 1.00
mes (calendario medio)	segundo (solar medio)	+06 2.628
metro	longitudes de onda de Kr 86	+06 1.650 763
micra	metro	−06 1.00
mil	metro	−05 2.54
millbar	newton/metro^2	+02 1.00
milimetro de mercurio (0°C)	newton/metro^2	+02 1.333 224
milla (E.U., náutica)	metro	+03 1.852
milla (E.U., terrestre)	metro	+03 1.609 344
milla (náutica internacional)	metro	+03 1.852
milla (R.U., náutica)	metro	+03 1.853 184
milla náutica (E.U.)	metro	+03 1.852
milla náutica (internacional)	metro	+03 1.852
milla náutica (R.U.)	metro	+03 1.853 184
milla terrestre (E.U.)	metro	+03 1.609 344
minuto (ángulo)	radián	−04 2.908 882
minuto (sideral)	segundo (solar medio)	+01 5.983 617
minuto (solar medio)	segundo (solar medio)	+01 6.00
nudo (internacional)	metro/segundo	−01 5.144 444
oersted	ampere/metro	+01 7.957 747
ohm (internacional de 1948)	ohm	+00 1.000 495
onza (E.U., fluidos)	metro^3	−05 2.957 352
onza fluida (E.U.)	metro^3	−05 2.957 352
onza fuerza (avoirdupois)	newton	−01 2.780 138
onza masa (avoirdupois)	kilogramo	−02 2.834 952
onza masa (troy o del boticario)	kilogramo	−02 3.110 347
palmo	metro	−01 2.286
parsec	metro	+16 3.083 74
pascal	newton/metro^2	+00 1.00
paso	metro	−01 7.62
peck (E.U.)	metro^3	−03 8.809 767
percha	metro	+00 5.0292
pértiga	metro	+00 5.0292
phot	lumen/metro^2	+04 1.00
pica (impresores)	metro	−03 4.217 517
pie	metro	−01 3.048
pie (E.U., agrimensura)	metro	+00 1200/2937
pie (E.U., agrimensura)	metro	−01 3.048 006
pie de agua (39.2°F)	newton/metro^2	+03 2.988 98
pie-bujía	lumen/metro^2	+01 1.076 391
pie-lambert	candela/metro^2	+00 3.426 259
pinta (E.U., áridos)	metro^3	−04 5.506 104
pinta (E.U., líquidos)	metro^3	−04 4.731 764
poise	newton-segundo/metro^2	−01 1.00
polo unitario	weber	−07 1.256 637
poundal	newton	−01 1.382 549
pulgada	metro	−02 2.54
pulgada de agua (39.2°F)	newton/metro^2	+02 2.490 82
pulgada de agua (60°F)	newton/metro^2	+02 2.4884
pulgada de mercurio (32°F)	newton/metro^2	+03 3.386 389
pulgada de mercurio (60°F)	newton/metro^2	+03 3.376 85
punto (impresores)	metro	−04 3.514 598
quilate (métrico)	kilogramo	−04 2.00
quintal (corto)	kilogramo	+01 4.535 923
quintal (largo)	kilogramo	+01 5.080 234
rad (dosis de radiación absorbida)	joule/kilogramo	−02 1.00
Rankine (temperatura)	kelvin	$t_K = (5/9)t_R$
rayleigh (rapidez de emisión de fotones)	1/segundo-metro^2	+10 1.00
rhe	metro^2/newton-segundo	+01 1.00
roentgen	coulomb/kilogramo	−04 2.579 76
rutherford	desintegración/segundo	+06 1.00
sacudida	segundo	−08 1.00
sección	metro^2	+06 2.589 988
segundo (ángulo)	radián	−06 4.848 136
segundo (efemérides)	segundo	+00 1.000 000
segundo (sideral)	segundo (solar medio)	−01 9.972 695
segundo (solar medio)	segundo (efemérides)	Consúltese *American Ephemeris* y el *Nautical Almanac*
skein	metro	+02 1.097 28
slug	kilogramo	+01 1.459 390
statampere	ampere	−10 3.335 640
statcoulomb	coulomb	−10 3.335 640
statfarad	farad	−12 1.112 650
stathenry	henry	+11 8.987 554
statmho	mho	−12 1.112 650
statohm	ohm	+11 8.987 554
statvolt	volt	+02 2.997 925
stilb	candela/metro^2	+04 1.00
stoke	metro^2/segundo	−04 1.00
taza	metro^3	−04 2.365 882
tonel (E.U.)	metro^3	−01 2.384 809
tonelada (corta, 2000 libras)	kilogramo	+02 9.071 847
tonelada (de ensayo)	kilogramo	−02 2.916 666
tonelada (equivalente nuclear de TNT)	joule	+09 4.20
tonelada (larga)	kilogramo	+03 1.016 046
tonelada (métrica)	kilogramo	+03 1.00
tonelada (registrada)	metro^3	+00 2.831 684
tonne	kilogramo	+03 1.00
torr (0°C)	newton/metro^2	+02 1.333 22
township	metro^2	+07 9.323 957
unidad astronómica	metro	+11 1.495 978
vara	metro	+00 5.0292
volt (internacional de 1948)	volt	+00 1.000 330
watt (internacional de 1948)	watt	+00 1.000 165
yarda	metro	−01 9.144

hecho de que 1	multiplíquese por
	+01 1.076 391
	+00 3.426 259
	−04 5.506 104
	−04 4.731 764
	−01 1.00
	−07 1.256 637
	−01 1.382 549
	−02 2.54
	+02 2.490 82
	+02 2.4884
	+03 3.386 389
	+03 3.376 85
	−04 3.514 598
	−04 2.00
	+01 4.535 923
	+01 5.080 234
	−02 1.00
	$^{1}/_{K} = (5/9)_{R}$
	+10 1.00
	+06 1.00
	−08 1.00
	+06 2.589 988
	−06 4.848 136
	+00 1.000 000
	−01 9.972 695
Consúltese *Aire-Náutica*	−04 2.579 76
	+01 1.00
	−04 2.579 76
	+02 1.097 28
	+01 1.459 390
	−10 3.335 640
	−10 3.335 640
	−12 1.112 650
	+11 8.987 554
	+02 2.997 925
	+04 1.00
	−04 1.00
	−01 2.384 809
	−04 2.365 882
	−01 2.831 684
	+00 2.831 684
	+03 1.00
	+02 1.333 22
	+07 9.323 957
	+11 1.495 978
	+09 4.20
	+03 1.016 046
	+03 1.00
	+00 5.0292
	+00 1.000 330
	+00 1.000 165
	−01 9.144

TABLA 1-6 Lista alfabética de conversiones comunes

Para convertir de	a	Multiplíquese por
Acres	Pie cuadrado	43 560
Acres	Metros cuadrados	4074
Acres	Millas cuadradas	0.001563
Acre-pie	Metros cúbicos	1233
Ampere-horas (absoluta)	Coulombs (absolutos)	3600
Angstrom	Pulgadas	3.937×10^{-9}
Angstrom	Metros	1×10^{-10}
Angstrom	Micras	1×10^{-4}
Atmósferas	Milímetros de mercurio a 32°F	760
Atmósferas	Dinas por centímetro cuadrado	1.0133×10^{6}
Atmósferas	Newtons por metro cuadrado	101 325
Atmósferas	Pies de agua a 39. 1°F	33.90
Atmósferas	Gramos por centímetro cuadrado	1033.3
Atmósferas	Pulgadas de mercurio a 32°F	29.921
Atmósferas	Libras por pie cuadrado	2116.3
Atmósferas	Libras por pulgada cuadrada	14.696
Bultos (cemento)	Libras (cemento)	94
Barriles (cemento)	Libras (cemento)	376
Barriles (petróleo)	Metros cúbicos	0.15899
Barriles (petróleo)	Galones	42
Barriles (U.S. líquidos)	Metros cúbicos	0.11924
Barriles (U.S. líquidos)	Galones	31.5
Barriles por día	Galones por minuto	0.02917
Bars	Atmósferas	0.9869
Bars	Newtons por metro cuadrado	1×10^{5}
Bars	Libras por pulgada cuadrada	14.504
Pies de tabla	Pies cúbicos	$^{1}/_{12}$
Caballos de caldera	B.t.u. por hora	33 480
Caballos de caldera	Kilowatts	9.803
B.t.u.	Calorías (gramo)	252
B.t.u.	Unidades calorificas centígradas (c.h.u. o p.c.u.)	0.55556
B.t.u.	Pies-libra	777.9
B.t.u.	Caballo de potencia-horas	3.929×10^{-4}
B.t.u.	Joules	1055.1
B.t.u.	Litro-atmósferas	10.41
B.t.u.	Libras de carbono a CO_2	6.88×10^{-5}
B.t.u.	Libras de agua evaporada desde y a 212°F	0.001036
B.t.u	Pie cúbico-atmósferas	0.3676
B.t.u	Kilowatt-horas	2.930×10^{-4}
B.t.u. por pie cúbico	Joules por metro cúbico	37 260
B.t.u. por hora	Watts	0.29307
B.t.u. por minuto	Caballo de potencia	0.02357
B.t.u. por libra	Joules por kilogramo	2326
B.t.u. por libra por grado Fahrenheit	Caloría por gramo por grado centígrado	1
B.t.u. por libra por grado Fahrenheit	Joules por kilogramo por kelvin	4186.8
B.t.u. por segundo	Watts	1054.4
B.t.u. por pie cuadrado por hora	Joules por metro cuadrado por segundo	3.1546
B.t.u. por pie cuadrado por minuto	Kilowatts por pie cuadrado	0.1758
B.t.u. por pie cuadrado por segundo para un gradiente de temperatura de 1°F por pulgada	Calorías, gramo (15°C), por centímetro cuadrado por segundo para un gradiente de temperatura por centímetro	1.2405
B.t.u. (60°F) por grado Fahrenheit	Calorías por grado centígrado	453.6
Bushels (U.S. áridas)	Pies cúbicos	1.2444
Bushels (U.S. áridos)	Metros cúbicos	0.03524
Calorías, gramo	B. t. u.	3.968×10^{-3}
Calorías, gramo	Pie-libras	3.087
Calorías, gramo	Joules	4.1868
Calorías, gramo	Litro-atmósferas	4.130×10^{-2}
Calorías, gramo	Caballo de potencia-horas	1.5591×10^{-6}
Calorías, gramo, por gramo por grado °C	Joules por kilogramo por kelvin	4186.8
Calorías, kilogramo	Kilowatt-horas	0.0011626
Calorías, kilogramo por segundo	Kilowatts	4.185
Bujía (esférica)	Lumens	12.556
Quilates (métricos)	Gramos	0.2
Unidades calorificas centígradas	B.t.u.	1.8
Centímetros	Angstrom	1×10^{8}
Centímetros	Pies	0.03281
Centímetros	Pulgadas	0.3937
Centímetros	Metros	0.01
Centímetros	Micras	10 000
Centímetros de mercurio a 0°C	Atmósferas	0.013158
Centímetros de mercurio a 0°C	Pies de agua a 39.1°F	0.4460
Centímetros de mercurio a 0°C	Newtons por metro cuadrado	1333.2
Centímetros de mercurio a 0°C	Libras por pie cuadrado	27.845
Centímetros de mercurio a 0°C	Libras por pulgada cuadrada	0.19337
Centímetros por segundo	Pies por minuto	1.9685
Centímetros de agua a 4°C	Newtons por metro cuadrado	98.064
Centistokes	Metros cuadrados por segundo	1×10^{-6}
Circulares mils	Centímetros cuadrados	5.067×10^{-6}
Circulares mils	Pulgadas cuadradas	7.854×10^{-7}
Circulares mils	Mils cuadradas	0.7854
Cuerdas	Pies cúbicos	128
Centímetros cúbicos	Pies cúbicos	3.532×10^{-5}
Centímetros cúbicos	Galones	2.6417×10^{-4}
Centímetros cúbicos	Onza (U. S. líquidos)	0.03381
Centímetros cúbicos	Cuartos (U. S. líquidos)	0.0010567
Pie cúbico	Bushels (U. S.)	0.8036
Pie cúbico	Centímetros cúbicos	28 317
Pie cúbico	Metros cúbicos	0.028317
Pie cúbico	Yardas cúbicas	0.03704
Pie cúbico	Galones	7.481
Pie cúbico	Litros	28.316
Pie cúbico-atmósferas	Pies-Libras	2116.3
Pie cúbico-atmósferas	Litro-atmósferas	28.316
Pies cúbicos de agua (60°F)	Libras	62.37
Pies cúbicos por minuto	Centímetros cúbicos por segundo	472.0
Pies cúbicos por minuto	Galones por segundo	0.1247
Pies cúbicos por segundo	Galones por minuto	448.8
Pies cúbicos por segundo	Millones de galones por día	0.64632
Pulgadas cúbicas	Metros cúbicos	1.6387×10^{-5}
Yardas cúbicas	Metros cúbicos	0.76456
Curies	Desintegraciones por minuto	2.2×10^{12}
Curies	Coulombs por minuto	1.1×10^{12}
Grados	Radianes	0.017453
Dracmas (farmacéuticas o troy)	Gramos	3.888

TABLA 1-6 Lista alfabética de conversiones comunes (*Continuación*)

Para convertir de	a	Multiplíquese por
Dracmas (avoirdupois)	Gramos	1.7719
Dinas	Newtons	1×10^{-5}
Ergs	Joules	1×10^{-7}
Faradays	Coulombs (abs.)	96 500
Brazas	Pies	6
Pies	Metros	0.3048
Pies por minuto	Centímetros por segundo	0.5080
Pies por minuto	Millas por hora	0.011364
Pies por (segundo)^2	Metros por (segundo)^2	0.3048
Pies de agua a 39.2°F	Newtons por metro cuadrado	2989
Pie-poundals	B.t.u.	3.995×10^{-5}
Pie-poundals	Joules	0.04214
Pie-poundals	Litro-atmósferas	4.159×10^{-4}
Pie-libras	B.t.u.	0.0012856
Pie-libras	Calorías, gramo	0.3239
Pie-libras	Pie-poundals	32.174
Pie-libras	Caballo de potencia-horas	5.051×10^{-7}
Pie-libras	Kilowatt-horas	3.766×10^{-7}
Pie-libras	Litro-atmósferas	0.013381
Pie-libras fuerza	Joules	1.3558
Pie-libras por segundo	Caballo de potencia	0.0018182
Pie-libras por segundo	Kilowatts	0.0013558
Furlongs	Millas	0.125
Galones (U.S. líquidos)	Barriles (U.S. líquidos)	0.03175
Galones	Metros cúbicos	0.003785
Galones	Pies cúbicos	0.13368
Galones	Galones (imperiales)	0.8327
Galones	Litros	3.785
Galones	Onzas (U.S. fluidos)	128
Galones por minuto	Pies cúbicos por hora	8.021
Galones por minuto	Pies cúbicos por segundo	0.002228
Granos	Gramos	0.06480
Granos	Libras	$1/7000$
Granos por pie cúbico	Gramos por metro cúbico	2.2884
Granos por galón	Partes por millón	17.118
Gramos	Dracmas (avoirdupois)	0.5644
Gramos	Dracmas (troy)	0.2572
Gramos	Granos	15.432
Gramos	Kilogramos	0.001
Gramos	Libras (avoirdupois)	0.0022046
Gramos	Libras (troy)	0.002679
Gramos por centímetro cúbico	Libras por pie cúbico	62.43
Gramos por centímetro cúbico	Libras por galón	8.345
Gramos por litro	Granos por galón	58.42
Gramos por litro	Libras por pie cúbico	0.0624
Gramos por centímetro cuadrado	Libras por pie cuadrado	2.0482
Gramos por centímetro cuadrado	Libras por pulgada cuadrada	0.014223
Hectáreas	Acres	2.471
Hectáreas	Metros cuadrados	10 000
Caballo de potencia (inglés)	B.t.u. por minuto	42.42
Caballo de potencia (inglés)	B.t.u. por hora	2545
Caballo de potencia (inglés)	Pie-libras por minuto	33 000
Caballo de potencia (inglés)	Pie-libras por segundo	550
Caballo de potencia (inglés)	Watts	745.7
Caballo de potencia (inglés)	Caballo de potencia (métrico)	1.0139
Caballo de potencia (inglés)	Libras de carbono a C_2 por hora	0.175
Caballo de potencia (inglés)	Libras de agua evaporada por hora a 212°F	2.64
Caballo de potencia (métrico)	Pie-libras por segundo	542.47
Caballo de potencia (métrico)	Kilogramo-metros por segundo	75.0
Horas (solar media)	Segundos	3600
Pulgadas	Metros	0.0254
Pulgadas de mercurio a 60°F	Newtons por metro cuadrado	3376.9
Pulgadas de agua a 60°F	Newtons por metro cuadrado	248.84
Joules (absolutos)	B.t.u. (medias)	9.480×10^{-4}
Joules (absolutos)	Calorías, gramo (medias)	0.2389
Joules (absolutos)	Pie cúbico-atmósferas	0.3485
Joules (absolutos)	Pie-libras	0.7376
Joules (absolutos)	Kilowatt-horas	2.7778×10^{-7}
Joules (absolutos)	Litro-atmósferas	0.009869
Kilocalorías	Joules	4186.8
Kilogramos	Libras (avoirdupois)	2.2046
Kilogramos fuerza	Newtons	9.807
Kilogramos por centímetro cuadrado	Libras por pulgada cuadrada	14.223
Kilómetros	Millas	0.6214
Kilowatt-horas	B.t.u.	3414
Kilowatt-horas	Pie-libras	2.6552×10^{6}
Kilowatts	Caballo de potencia	1.3410
Nudos (internacionales)	Metros por segundo	0.5144
Nudos (millas náuticas por hora)	Millas por hora	1.1516
Lamberts	Bujías por pulgada cuadrada	2.054
Litro-atmósferas	Pie cúbico-atmósferas	0.03532
Litro-atmósferas	Pie-libras	74.74
Litros	Pies cúbicos	0.03532
Litros	Metros cúbicos	0.001
Litros	Galones	0.26418
Lumens	Watts	0.001496
Micromicras	Micras	1×10^{-6}
Micras	Angstroms	1×10^{4}
Micras	Metros	1×10^{-6}
Millas (náuticas)	Pies	6080
Millas (náuticas)	Millas (U.S. terrestres)	1.1516
Millas	Pies	5280
Millas	Metros	1609.3
Millas por hora	Pies por segundo	1.4667
Millas por hora	Metros por segundo	0.4470
Mililitros	Centímetros cúbicos	1
Milímetros	Metros	0.001
Milímetros de mercurio a 0°C	Newtons por metro cuadrado	133.32
Milimicras	Micras	0.001
Mils	Pulgadas	0.001
Mils	Metros	2.54×10^{-5}
Mínimos (U.S.)	Centímetros cúbicos	0.06161
Minutos (ángulo)	Radianes	2.909×10^{-4}
Minutos (solares medios)	Segundos	60
Newtons	Kilogramos	0.10197
Onzas (avoirdupois)	Kilogramos	0.02835
Onzas (avoirdupois)	Onzas (troy)	0.9115
Onzas (U.S. fluidos)	Metros cúbicos	2.957×10^{-5}
Onzas (troy)	Onzas (farmacéuticas)	1.000
Pintas (U.S. líquidos)	Metros cúbicos	4.732×10^{-4}
Poundals	Newtons	0.13826

Caballo de potencia (inglés)	Watts	745.7	Pintas (U.S. líquidos)	Metros cúbicos	4.732×10^{-4}
Caballo de potencia (inglés)	Caballo de potencia (métrico)	1.0139	Poundals	Newtons	0.13826
Caballo de potencia (inglés)	Libras de carbono a C_2 por hora	0.175			

TABLA 1-6 Lista alfabética de conversiones comunes (*Continuación*)

Para convertir de	a	Multiplíquese por	Para convertir de	a	Multiplíquese por
Libras (avoirdupois)	Granos	7000	Pies cuadrados	Metros cuadrados	0.0929
Libras (avoirdupois)	Kilogramos	0.45359	Pies cuadrados por hora	Metros cuadrados por segundo	2.581×10^{-5}
Libras (avoirdupois)	Libras (troy)	1.2153	Pulgadas cuadradas	Centímetros cuadrados	6.452
Libras por pie cúbico	Gramos por centímetro cúbico	0.016018	Pulgadas cuadradas	Metros cuadrados	6.452×10^{-4}
Libras por pie cúbico	Kilogramos por metro cúbico	16.018	Yardas cuadradas	Metros cuadrados	0.8361
Libras por pie cuadrado	Atmósferas	4.725×10^{-4}	Stokes	Metros cuadrados por segundo	1×10^{-4}
Libras por pie cuadrado	Kilogramos por metro cuadrado	4.882	Toneladas (largas)	Kilogramos	1016
Libras por pulgada cuadrada	Atmósferas	0.06805	Toneladas (largas)	Libras	2240
Libras por pulgada cuadrada	Kilogramos por centímetro cuadrado	0.07031	Toneladas (métricas)	Kilogramos	1000
Libras por pulgada cuadrada	Newtons por metro cuadrado	6894.8	Toneladas (métricas)	Libras	2204.6
Libras fuerza	Newtons	4.4482	Toneladas (métricas)	Toneladas (cortas)	1.1023
Libras fuerza por pie cuadrado	Newtons por metro cuadrado	47.88	Toneladas (cortas)	Kilogramos	907.18
Libras de agua evaporada de y a 212°F	Caballo de potencia-horas	0.379	Toneladas (cortas)	Libras	2000
Unidades libras-centígrado (p.c.u.)	B.t.u.	1.8	Toneladas (refrigeración)	B.t.u. por hora	12 000
Cuartos (U.S. líquidos)	Metros cúbicos	9.464×10^{-4}	Toneladas (inglesas, de embarque)	Pies cúbicos	42.00
Radianes	Grados	57.30	Toneladas (U.S., de embarque)	Pies cúbicos	40.00
Revoluciones por minuto	Radianes por segundo	0.10472	Torr (mm de mercurio, 0°C)	Newtons por metro cuadrado	133.32
Segundos (ángulo)	Radianes	4.848×10^{-6}	Watts	B.t.u. por hora	3.413
Slugs	Libras G	1	Watts	Joules por segundo	1
Slugs	Kilogramos	14.594	Watts	Kilogramo-metros por segundo	0.10197
Slugs	Libras	32.17	Watt-horas	Joules	3600
Centímetros cuadrados	Pies cuadrados	0.0010764	Yardas	Metros	0.9144

TABLA 1-7 Tablas especiales de factores de conversión.

Para pasar de	A	Multipliquese por
h = coeficiente de transferencia del calor		
u.c.c. (h)(pie²)(°C)	B.t.u./(h)(pie²)(°F)	1
kg-cal/(h)(m²)(°C)	B.t.u./(h)(pie²)(°F)	0.2048
g-cal/(s)(cm²)(°C)	B.t.u./(h)(pie²)(°F)	7 380
watts/(cm²)(°C)	B.t.u./(h)(pie²)(°F)	1 760
watts/(pulg²)(°F)	B.t.u./(h)(pie²)(°F)	490
B.t.u. (h)(pie²)(°F)	u.c.c./(h)(pie²)(°C)	1
B.t.u. (h)(pie²)(°F)	kg-cal/(h)(m²)(°C)	4.88
B.t.u. (h)(pie²)(°F)	g-cal/(s)(cm²)(°C)	0.0001355
B.t.u. (h)(pie²)(°F)	watts/(cm²)(°C)	0.000568
B.t.u. (h)(pie²)(°F)	watts/(pulg²)(°F)	0.00204
B.t.u. (h)(pie²)(°F)	hp/(pie²)(°F)	0.000394
B.t.u. (h)(pie²)(°F)	joules/(s)(cm²)(°C)	5.678
kg-cal/(h)(m²)(°C)	joules/(s)(m²)(°C)	1.163
watts/(m²)(°C)	joules/(s)(m²)(°C)	1.0
μ = viscosidad		
centipoises	g/(s)(cm) o poise	0.01
centipoises	lb/(s)(pie)	0.000672
centipoises	lb/(h)(pie)	2.42
centipoises	kg/(h)(m)	3.60
centipoises	(newton)(s)/m²	0.001
lb/(s)(pie)	(newton)(s)/m²	1.488
k = conductividad térmica		
g-cal (s)(cm²)/(°C/cm)	B.t.u./(h)(pie²)(°F/pulg)	2 903.0
watts/(cm²)(°C/cm)	B.t.u./(h)(pie²)(°F/pulg)	694.0
g-cal/(h)(cm²)(°C/cm)	B.t.u./(h)(pie²)(°F/pulg)	0.8064
B.t.u./(h)(pie²)(°F/pie)	joules/(s)(m)(°C)	1.731
B.t.u./(h)(pie²)(°F/pulg)	joules/(s)(m)(°C)	0.1442

TABLA 1-8 Fórmulas de conversión para viscosidad cinemática

Escala de viscosidad	Intervalo para t, s.	Viscosidad cinemática, stokes
Saybolt Universal	$32 > t > 100$	$0.00226t - 1.95/t$
	$t > 100$	$0.00220t - 1.35/t$
Saybolt Furol	$25 > t > 40$	$0.0224t - 1.84/t$
	$t > 40$	$0.0216t - 0.60/t$
Redwood No. 1	$34 > t > 100$	$0.00260t - 1.79/t$
	$t > 100$	$0.00247t - 0.50/t$
Redwood Admiralty	.....	$0.027t - 20/t$
Engler	.....	$0.00147t - 3.74/t$

TABLA 1-9 Valores de la constante de la ley de los gases

Escala de temp.	Unidades de pres.	Unid de vol.	Unidades de peso	Unidades de energía	R
Kelvin	.....	.....	g-mol	calorías	1.9872
	.....	.....	g-mol	joules (abs)	8.3144
	.....	.....	g-mol	joules (int)	8.3130
	atm	cm³	g-mol	atm-cm³	82.057
	atm	litros	g-mol	atm-litros	0.08205
	mm Hg	litros	g-mol	mm Hg-litros	62.361
	bar	litros	g-mol	bar-litros	0.08314
	kg/cm²	litros	g-mol	kg/(cm²)(litros)	0.08478
	atm	pie³	lb-mol	atm-pie³	1.314
	mm Hg	pie³	lb-mol	mm Hg-pie³	998.9
Rankine	.....	.....	lb-mol	u.c.c.	1.9872
	.....	.....	lb-mol	B.t.u.	1.9872
	.....	.....	lb-mol	hp-h	0.0007805
	.....	.....	lb-mol	kw-h	0.0005819
	atm	pie³	lb-mol	atm-pie³	0.7302
	pulg Hg	pie³	lb-mol	pulg Hg-pie³	21.85
	mm Hg	pie³	lb-mol	mm Hg-pie³	555.0
	lb/pulg² abs.	pie³	lb-mol	(lb)(pie³)/pulg²	10.73
	lb/pie² abs.	pie³	lb-mol	pie-lb	1545.0

TABLA 1-10 Sistema usual de pesas y medidas en Estados Unidos

Medidas lineales

12 pulgadas (pulg) o (") = 1 pie o (')
3 pies = 1 yarda (yd)
16.5 pies, 5.5 yardas, 5 280 pies, 320 rods = 1 rod (rd)
1 mil = 0.001 pulgada

Náuticas:

6 080.2 pies = 1 milla náutica
6 pies = 1 braza
120 brazas = 1 cable de longitud
1 nudo = 1 milla náutica por hora
60 millas náuticas = 1° de latitud

Medidas de superficie

144 pulgadas cuadradas o (pulg²) = 1 pie cuadrado (pie)
9 pies cuadrados (pie²) = 1 yarda cuadrada (yd²)
30.25 yardas cuadradas = 1 rod², pértiga²
160 rod², 10 cadena², 43 560 pies² = 1 acre
640 acres = 1 milla² = 1 sección
1 pulgada circular (área de un círculo de 1 pulg de diámetro) = 0.7854 pulg²
1 pulgada cuadrada = 1.2732 pulgadas circulares
1 circular mil = área de un círculo de 0.001 pulg de diámetro
1 000 000 circular mils = 1 pulgada circular

Medidas circulares

60 segundos (") (seg) = 1 minuto (min) o (')
60 minutos (') = 1 grado (°)
90 grados (°) = 1 cuadrante
360 grados (°) = 1 circunferencia
57.29578 grados = 1 radián (rad) = 57° 17' 44.81"

Medidas de volumen

Sólidos:

1 728 pulgadas cúbicas (pulg³) = 1 pie cúbico (pie³)
27 pies cúbicos = 1 yarda cúbica (yd³)

Medidas para áridos:

2 pintas = 1 cuarto
8 cuartos = 1 peck
4 pecks = 1 bushel
1 bushel Winchester de Estados Unidos = 2 150.42 pulgadas cúbicas

Líquidos:

4 gills = 1 pinta (pt)
2 pintas = 1 cuarto
4 cuartos = 1 galón (gal)
7.4805 galones = 1 pie cúbico

Medidas farmacéuticas para líquidos:

60 minims (♏) = 1 dracma de fluidos
8 dracmas (ʒ) = 1 onza fluida
16 onzas (oz ℥) = 1 pinta

Pesos avoirdupois

16 dracmas = 437.5 granos = 1 onza (oz)
16 onzas = 7 000 granos = 1 libra (lb)
100 libras = 1 quintal
2 000 libras = 1 tonelada corta
2 240 libras = 1 tonelada larga

Pesos troy

24 granos = 1 pennyweight (pwt)
20 pennyweights = 1 onza (oz)
12 onzas = 1 libra (lb)

Pesos farmacéuticos

20 granos (gr) = 1 escrúpulo (℈)
3 escrúpulos = 1 dracma (ʒ)
8 dracmas = 1 onza (℥)
12 onzas = 1 libra (lb)

TABLA 1-11 De

$°Be = 145 - \frac{1}{den.}$

Den. rel. 60°/60°	°T4.	°A.P.I.
0.600	103.33	104.33
.605	101.40	102.38
.610	99.51	100.47
.615	97.64	98.58
.620	95.81	96.73
.625	94.00	94.90
.630	92.22	93.10
.635	90.47	91.33
.640	88.75	89.59
.645	87.05	87.88
.650	85.38	86.19
.655	83.74	84.53
.660	82.12	82.89
.665	80.53	81.28
.670	78.96	79.69
.675	77.41	78.13
.680	75.88	76.59
.685	74.38	75.07
.690	72.90	73.57
.695	71.44	72.10

Den. rel. 60°/60°	°B4.	°Tw
1.005	0.72	1
1.010	1.44	2
1.015	2.14	3
1.020	2.84	4
1.025	3.54	5
1.030	4.22	6
1.035	4.90	7
1.040	5.58	8
1.045	6.24	9
1.050	6.91	10
1.055	7.56	11
1.060	8.21	12
1.065	8.85	13
1.070	9.49	14
1.075	10.12	15
1.080	10.74	16
1.085	11.36	17
1.090	11.97	18
1.095	12.58	19
1.100	13.18	20
1.105	13.78	21
1.110	14.37	22
1.115	14.96	23
1.120	15.54	24
1.125	16.11	25
1.130	16.68	26
1.135	17.25	27
1.140	17.81	28
1.145	18.36	29
1.150	18.91	30
1.155	19.46	31
1.160	20.00	32
1.165	20.54	33
1.170	21.07	34
1.175	21.60	35
1.180	22.12	36
1.185	22.64	37
1.190	23.15	38
1.195	23.66	39
1.200	24.17	40
1.205	24.67	41
1.210	25.17	42
1.215	25.66	43
1.220	26.15	44
1.225	26.63	45
1.230	27.11	46
1.235	27.59	47
1.240	28.06	48
1.245	28.53	49
1.250	29.00	50

*Preparada por Le
B.S., A.M., ex-jefe

TABLA 1-11 Densidad relativa, grados Baumé, grados A.P.I. grados Twaddell, libras por galón, libras por pie cúbico*

$$°Bc = 145 - \frac{145}{\text{den. rel}} \quad \text{(más ligero que } H_2O\text{)} \qquad Be = 130 - \frac{140}{\text{den. rel}} \quad \text{(más pesado que el } H_2O\text{)} \qquad °Tw = \frac{\text{sp. gr. } 60°/60°\text{F.} - 1}{0.005} \qquad A.P.I. = \frac{141.5}{\text{den. rel}} - 131.5$$

Den. rel. 60°/60°F	°B4.	°A.P.I.	Lb por gal a 60°F; peso en el aire	Lb por gal a 60°F; peso en el aire	Den. rel. 60°/60°	°B4.	°A.P.I.	lb por gal a 60°F; peso en el aire	lb por gal a 60°F peso en el aire	Den. rel. 60°/60°	°B4.	°A.P.I.	Lb por gal a 60°F; peso en el aire	Lb por gal a 60°F; peso en el aire	Den. rel 60°/60°	°B4.	°A.P.I.	lb por gal a 60°F; peso en el aire	lb por gal a 60°F peso en el aire
0.600	103.33	104.33	4.9929	37.350	0.700	70.00	70.64	5.8268	43.587	0.800	45.00	45.38	6.6606	49.825	0.900	25.56	25.72	7.4944	56.062
.605	101.40	102.38	5.0346	37.662	.705	68.58	69.21	5.8685	43.899	.805	43.91	44.28	6.7023	50.137	.905	24.70	24.85	7.5361	56.374
.610	99.51	100.47	5.0763	37.975	.710	67.18	67.80	5.9101	44.211	.810	42.84	43.19	6.7440	50.448	.910	23.85	23.99	7.5777	56.685
.615	97.64	98.58	5.1180	38.285	.715	65.80	66.40	5.9518	44.523	.815	41.78	42.12	6.7857	50.760	.915	23.01	23.14	7.6194	56.997
.620	95.81	96.73	5.1597	38.597	.720	64.44	65.05	5.9935	44.834	.820	40.73	41.06	6.8274	51.072	.920	22.17	22.30	7.6612	57.310
.625	94.00	94.90	5.2014	39.910	.725	63.10	63.67	6.0352	45.146	.825	39.70	40.02	6.8691	51.384	.925	21.35	21.47	7.7029	57.622
.630	92.22	93.10	5.2431	39.222	.730	61.78	62.34	6.0769	45.458	.830	38.67	38.98	6.9108	51.696	.930	20.54	20.65	7.7446	57.934
.635	90.47	91.33	5.2848	39.534	.735	60.48	61.02	6.1186	45.770	.835	37.66	37.96	6.9525	52.008	.935	19.73	19.84	7.7863	58.246
.640	88.75	89.59	5.3265	39.845	.740	59.19	59.72	6.1603	46.082	.840	36.67	36.95	6.9941	52.320	.940	18.94	19.03	7.8280	58.557
.645	87.05	87.88	5.3682	40.157	.745	57.92	58.43	6.2020	46.394	.845	35.68	35.96	7.0358	52.632	.945	18.15	18.24	7.8697	58.869
.650	85.38	86.19	5.4098	40.468	.750	56.67	57.17	6.2437	46.706	.850	34.71	34.97	7.0775	52.943	.950	17.37	17.45	7.9114	59.181
.655	83.74	84.53	5.4515	40.780	.755	55.43	55.92	6.2854	47.018	.855	33.74	34.00	7.1192	53.255	.955	16.60	16.67	7.9531	59.493
.660	82.12	82.89	5.4932	41.092	.760	54.21	54.68	6.3271	47.330	.860	32.79	33.03	7.1609	53.567	.960	15.83	15.90	7.9947	59.805
.665	80.53	81.28	5.5349	41.404	.765	53.01	53.47	6.3688	47.642	.865	31.85	32.08	7.2026	53.879	.965	15.08	15.13	8.0364	60.117
.670	78.96	79.69	5.5766	41.716	.770	51.82	52.27	6.4104	47.953	.870	30.92	31.14	7.2443	54.191	.970	14.33	14.38	8.0780	60.428
.675	77.41	78.13	5.6183	42.028	.775	50.65	51.08	6.4521	47.265	.875	30.00	30.21	7.2860	54.503	.975	13.59	13.63	8.1197	60.740
.680	75.88	76.59	5.6600	42.340	.780	49.49	49.91	6.4938	48.577	.880	29.09	29.30	7.3277	54.815	.980	12.86	12.89	8.1615	61.052
.685	74.38	75.07	5.7017	42.652	.785	48.34	48.75	6.5355	48.889	.885	28.19	28.39	7.3694	55.127	.985	12.13	12.15	8.2032	61.364
.690	72.90	73.57	5.7434	42.963	.790	47.22	47.61	6.5772	49.201	.890	27.30	27.49	7.4111	55.438	.990	11.41	11.43	8.2449	61.676
.695	71.44	72.10	5.7851	43.275	.795	46.10	46.49	6.6189	49.513	.895	26.42	26.60	7.4528	55.750	.995	10.70	10.71	8.2866	61.988
															1.000	10.00	10.00	8.3283	62.300

Den. rel. 60°/60°F	°B4.	°Tw	Lb por pie cúb. a 60°F; peso en el aire	Lb por pie cúb. a 60°F peso en el aire	Den. rel. 60°/60°	°B4.	°Tw.	Lb por pie cúb. a 60°F peso en el aire	Lb por pie cúb. a 60°F peso en el aire	Den. rel. 60°/60°	°B4.	°Tw.	Lb por pie cúb. a 60°F peso en el aire	Lb por pie cúb. a 60°F; peso en el aire	Den. rel. 60°/60°	°B4.	°Tw.	Lb por pie cúb. a 60°F peso en el aire	Lb por pie cúb. a 60°F peso en el aire
1.005	0.72	1	8.3700	62.612	1.255	29.46	51	10.4546	78.206	1.505	48.65	101	12.5392	93.800	1.755	62.38	151	14.6238	109.394
1.010	1.44	2	8.4117	62.924	1.260	29.92	52	10.4963	78.518	1.510	48.97	102	12.5809	94.112	1.760	62.61	152	14.6655	109.705
1.015	2.14	3	8.4534	63.236	1.265	30.38	53	10.5380	78.830	1.515	49.29	103	12.6226	94.424	1.765	62.85	153	14.7072	110.017
1.020	2.84	4	8.4950	63.547	1.270	30.83	54	10.5797	79.141	1.520	49.61	104	12.6643	94.735	1.770	63.08	154	14.7489	110.329
1.025	3.54	5	8.5367	63.859	1.275	31.27	55	10.6214	79.453	1.525	49.92	105	12.7060	95.047	1.775	63.31	155	14.7906	110.641
1.030	4.22	6	8.5784	64.171	1.280	31.72	56	10.6630	79.765	1.530	50.23	106	12.7477	95.359	1.780	63.54	156	14.8323	110.953
1.035	4.90	7	8.6201	64.483	1.285	32.16	57	10.7047	80.077	1.535	50.54	107	12.7894	95.671	1.785	63.77	157	14.8740	111.265
1.040	5.58	8	8.6618	64.795	1.290	32.60	58	10.7464	80.389	1.540	50.84	108	12.8310	95.983	1.790	63.99	158	14.9157	111.577
1.045	6.24	9	8.7035	65.107	1.295	33.03	59	10.7881	80.701	1.545	51.15	109	12.8727	96.295	1.795	64.22	159	14.9574	111.889
1.050	6.91	10	8.7452	65.419	1.300	33.46	60	10.8298	81.013	1.550	51.45	110	12.9144	96.606	1.800	64.44	160	14.9990	112.200
1.055	7.56	11	8.7869	65.731	1.305	33.89	61	10.8715	81.325	1.555	51.75	111	12.9561	96.918	1.805	64.67	161	15.0407	112.512
1.060	8.21	12	8.8286	66.042	1.310	34.31	62	10.9132	81.636	1.560	52.05	112	12.9978	97.230	1.810	64.89	162	15.0824	112.824
1.065	8.85	13	8.8703	66.354	1.315	34.73	63	10.9549	81.948	1.565	52.35	113	13.0395	97.542	1.815	65.11	163	15.1241	113.136
1.070	9.49	14	8.9120	66.666	1.320	35.15	64	10.9966	82.260	1.570	52.64	114	13.0812	97.854	1.820	65.33	164	15.1658	113.448
1.075	10.12	15	8.9537	66.978	1.325	35.57	65	11.0383	82.572	1.575	52.94	115	13.1229	98.166	1.825	65.55	165	15.2075	113.760
1.080	10.74	16	8.9954	67.290	1.330	35.98	66	11.0800	82.884	1.580	53.23	116	13.1646	98.478	1.830	65.77	166	15.2492	114.072
1.085	11.36	17	9.0371	67.602	1.335	36.39	67	11.1217	83.196	1.585	53.52	117	13.2063	98.790	1.835	63.98	167	15.2909	114.384
1.090	11.97	18	9.0782	67.914	1.340	36.79	68	11.1634	83.508	1.590	53.81	118	13.2480	99.102	1.840	66.20	168	15.3326	114.696
1.095	12.58	19	9.1204	68.226	1.345	37.19	69	11.2051	83.820	1.595	54.09	119	13.2897	99.414	1.845	66.41	169	15.3743	115.007
1.100	13.18	20	9.1621	68.537	1.350	37.59	70	11.2467	84.131	1.600	54.38	120	13.3313	99.725	1.850	66.62	170	15.4160	115.318
1.105	13.78	21	9.2038	68.849	1.355	37.99	71	11.2884	84.443	1.605	54.66	121	13.3730	100.037	1.855	66.83	171	15.4577	115.630
1.110	14.37	22	9.2455	69.161	1.360	38.36	72	11.3301	84.755	1.610	54.94	122	13.4147	100.349	1.860	67.04	172	15.4993	115.943
1.115	14.96	23	9.2872	69.473	1.365	38.77	73	11.3718	85.067	1.615	55.22	123	13.4564	100.661	1.865	67.25	173	15.5410	116.255
1.120	15.54	24	9.3289	69.785	1.370	39.16	74	11.4135	85.379	1.620	55.49	124	13.4981	100.973	1.870	67.46	174	15.5827	116.567
1.125	16.11	25	9.3706	70.097	1.375	39.55	75	11.4552	85.691	1.625	55.77	125	13.5398	101.285	1.875	67.67	175	15.6244	116.879
1.130	16.68	26	9.4123	70.409	1.380	39.93	76	11.4969	86.003	1.630	56.04	126	13.5815	101.597	1.880	67.87	176	15.6661	117.191
1.135	17.25	27	9.4540	70.721	1.385	40.31	77	11.5386	86.315	1.635	56.32	127	13.6232	101.909	1.885	68.08	177	15.7078	117.503
1.140	17.81	28	9.4957	71.032	1.390	40.68	78	11.5803	86.626	1.640	56.59	128	13.6649	102.220	1.890	68.28	178	15.7495	117.814
1.145	18.36	29	9.5374	71.344	1.395	41.06	79	11.6220	86.938	1.645	56.85	129	13.7066	102.532	1.895	68.48	179	15.7912	118.126
1.150	18.91	30	9.5790	71.656	1.400	41.43	80	11.6637	87.250	1.650	57.12	130	13.7483	102.844	1.900	68.68	180	15.8329	118.438
1.155	19.46	31	9.6207	71.968	1.405	41.80	81	11.7054	87.562	1.655	57.39	131	13.7900	103.156	1.905	68.88	181	15.8746	118.740
1.160	20.00	32	9.6624	72.280	1.410	42.16	82	11.7471	87.874	1.660	57.65	132	13.8317	103.468	1.910	69.08	182	15.9163	119.062
1.165	20.54	33	9.7041	72.592	1.415	42.53	83	11.7888	88.186	1.665	57.91	133	13.8734	103.780	1.915	69.28	183	15.9580	119.374
1.170	21.07	34	9.7458	72.904	1.420	42.89	84	11.8304	88.498	1.670	58.17	134	13.9150	104.092	1.920	69.48	184	15.9996	119.686
1.175	21.60	35	9.7875	73.216	1.425	43.25	85	11.8721	88.810	1.675	58.43	135	13.9567	104.404	1.925	69.68	185	16.0413	119.998
1.180	22.12	36	9.8292	73.528	1.430	43.60	86	11.9138	89.121	1.680	58.69	136	13.9984	104.715	1.930	69.87	186	16.0830	120.309
1.185	22.64	37	9.8709	73.840	1.435	43.95	87	11.9555	89.433	1.685	58.95	137	14.0401	105.027	1.935	70.06	187	16.1247	120.621
1.190	23.15	38	9.9126	74.151	1.440	44.31	88	11.9972	89.745	1.690	59.20	138	14.0818	105.339	1.940	70.26	188	16.1664	120.933
1.195	23.66	39	9.9543	74.463	1.445	44.65	89	12.0389	90.057	1.695	59.45	139	14.1235	105.651	1.945	70.45	189	16.2081	121.245
1.200	24.17	40	9.9960	74.775	1.450	45.00	90	12.0806	90.369	1.700	59.71	140	14.1652	105.963	1.950	70.64	190	16.2498	121.557
1.205	24.67	41	10.0377	75.087	1.455	45.34	91	12.1223	90.681	1.705	59.96	141	14.2069	106.275	1.955	70.83	191	16.2915	121.869
1.210	25.17	42	10.0793	75.399	1.460	45.68	92	12.1640	90.993	1.710	60.20	142	14.2486	106.587	1.960	71.02	192	16.3332	122.181
1.215	25.66	43	10.1210	75.711	1.465	46.02	93	12.2057	91.305	1.715	60.45	143	14.2903	106.899	1.965	71.21	193	16.3749	122.493
1.220	26.15	44	10.1627	76.022	1.470	46.36	94	12.2473	91.616	1.720	60.70	144	14.3320	107.210	1.970	71.40	194	16.4166	122.804
1.225	26.63	45	10.2044	76.334	1.475	46.69	95	12.2890	91.928	1.725	60.94	145	14.3737	107.522	1.975	71.58	195	16.4583	123.116
1.230	27.11	46	10.2461	76.646	1.480	47.03	96	12.3307	92.240	1.730	61.18	146	14.4153	107.834	1.980	71.77	196	16.5000	123.428
1.235	27.59	47	10.2878	76.958	1.485	47.36	97	12.3724	92.552	1.735	61.34	147	14.4570	108.146	1.985	71.95	197	16.5417	123.740
1.240	28.06	48	10.3295	77.270	1.490	47.68	98	12.4141	92.864	1.740	61.62	148	14.4987	108.458	1.990	72.14	198	16.5833	124.052
1.245	28.53	49	10.3712	77.582	1.495	48.01	99	12.4558	93.176	1.745	61.91	149	14.5404	108.770	1.995	72.30	199	16.6250	124.364
1.250	29.00	50	10.4129	77.894	1.500	48.33	100	12.4975	93.488	1.750	62.14	150	14.5821	109.082	2.000	72.50	200	16.6667	124.676

*Preparada por Lewis V. Judson, Ph. D., jefe de la *Length Section del National Bureau of Standards*, con el asesoramiento y la ayuda de F.I. Peffer, B.S., A.M., ex-jefe de la *Capacity and Density Section del National Bureau of Standards*.

TABLA 1-12 Conversiones de temperatura

Fórmula general: °F = (°C × $^{9}/_{5}$) + 32; °C = (°F − 32) × $^{5}/_{9}$

C.	F.	C.	F.	C.	F.	C.	F.	C.	F.	C.	F.	C.	F.	C.	F.	C.	F.
−273.1	**−459.4**	−17.8	0	32	10.0	**50**	122.0	38	100	212	260	**500**	932	538	**1000**	1832	816	**1500**	2732	1095	**2000**	3632	1371	**2500**	4532
−268	**−450**	−17.2	1	33.8	10.6	**51**	123.8	43	110	230	266	**510**	950	543	**1010**	1850	821	**1510**	2750	1099	**2010**	3650	1377	**2510**	4550
−262	**−440**	−16.7	2	35.6	11.1	**52**	125.6	49	120	248	271	**520**	968	549	**1020**	1868	827	**1520**	2768	1104	**2020**	3668	1382	**2520**	4568
−257	**−430**	−16.1	3	37.4	11.7	**53**	127.4	54	130	266	277	**530**	986	554	**1030**	1886	832	**1530**	2786	1110	**2030**	3686	1388	**2530**	4586
−251	**−420**	−15.6	4	39.2	12.2	**54**	129.2	60	140	284	282	**540**	1004	560	**1040**	1904	838	**1540**	2804	1116	**2040**	3704	1393	**2540**	4604
−246	**−410**	−15.0	5	41.0	12.8	**55**	131.0	66	150	302	288	**550**	1022	566	**1050**	1922	843	**1550**	2822	1121	**2050**	3722	1399	**2550**	4622
−240	**−400**	−14.4	6	42.8	13.3	**56**	132.8	71	160	320	293	**560**	1040	571	**1060**	1940	849	**1560**	2840	1127	**2060**	3740	1404	**2560**	4640
−234	**−390**	−13.9	7	44.6	13.9	**57**	134.6	77	170	338	299	**570**	1058	577	**1070**	1958	854	**1570**	2858	1132	**2070**	3758	1410	**2570**	4658
−229	**−380**	−13.3	8	46.4	14.4	**58**	136.4	82	180	356	304	**580**	1076	582	**1080**	1976	860	**1580**	2876	1138	**2080**	3776	1416	**2580**	4676
−223	**−370**	−12.8	9	48.2	15.0	**59**	138.2	88	190	374	310	**590**	1094	588	**1090**	1994	866	**1590**	2894	1143	**2090**	3794	1421	**2590**	4694
−218	**−360**	−12.2	10	50.0	15.6	**60**	140.0	93	200	392	316	**600**	1112	593	**1100**	2012	871	**1600**	2912	1149	**2100**	3812	1427	**2600**	4712
−212	**−350**	−11.7	11	51.8	16.1	**61**	141.8	99	210	410	321	**610**	1130	599	**1110**	2030	877	**1610**	2930	1154	**2110**	3830	1432	**2610**	4730
−207	**−340**	−11.1	12	53.6	16.7	**62**	143.6	100	212	413	327	**620**	1148	604	**1120**	2048	882	**1620**	2948	1160	**2120**	3848	1438	**2620**	4748
−201	**−330**	−10.6	13	55.4	17.2	**63**	145.4	104	220	428	332	**630**	1166	610	**1130**	2066	888	**1630**	2966	1166	**2130**	3866	1443	**2630**	4766
−196	**−320**	−10.0	14	57.2	17.8	**64**	147.2	110	230	446	338	**640**	1184	616	**1140**	2084	893	**1640**	2984	1171	**2140**	3884	1449	**2640**	4784
−190	**−310**	−9.44	15	59.0	18.3	**65**	149.0	116	240	464	343	**650**	1202	621	**1150**	2102	899	**1650**	3002	1177	**2150**	3902	1454	**2650**	4802
−184	**−300**	−8.89	16	60.8	18.9	**66**	150.8	121	250	482	349	**660**	1220	627	**1160**	2120	904	**1660**	3020	1182	**2160**	3920	1460	**2660**	4820
−179	**−290**	−8.33	17	62.6	19.4	**67**	152.6	127	260	500	354	**670**	1238	632	**1170**	2138	910	**1670**	3038	1188	**2170**	3938	1466	**2670**	4838
−173	**−280**	−7.78	18	64.4	20.0	**68**	154.4	132	270	518	360	**680**	1256	638	**1180**	2156	916	**1680**	3056	1193	**2180**	3956	1471	**2680**	4856
−169	**−273**	−7.22	19	66.2	20.6	**69**	156.2	138	280	536	366	**690**	1274	643	**1190**	2174	921	**1690**	3074	1199	**2190**	3974	1477	**2690**	4874
−168	**−270**	−6.67	20	68.0	21.1	**70**	158.0	143	290	554	371	**700**	1292	649	**1200**	2192	927	**1700**	3092	1204	**2200**	3992	1482	**2700**	4892
−162	**−260**	−6.11	21	69.8	21.7	**71**	159.8	149	300	572	377	**710**	1310	654	**1210**	2210	932	**1710**	3110	1210	**2210**	4010	1488	**2710**	4910
−157	**−250**	−5.56	22	71.6	22.2	**72**	161.6	154	310	590	382	**720**	1328	660	**1220**	2228	938	**1720**	3128	1216	**2220**	4028	1493	**2720**	4928
−151	**−240**	−5.00	23	73.4	22.8	**73**	163.4	160	320	608	388	**730**	1346	666	**1230**	2246	943	**1730**	3146	1221	**2230**	4046	1499	**2730**	4946
−146	**−230**	−4.44	24	75.2	23.3	**74**	165.2	166	330	626	393	**740**	1364	671	**1240**	2264	949	**1740**	3164	1227	**2240**	4064	1504	**2740**	4964
−140	**−220**	−3.89	25	77.0	23.9	**75**	167.0	171	340	644	399	**750**	1382	677	**1250**	2282	954	**1750**	3182	1232	**2250**	4082	1510	**2760**	4982
−134	**−210**	−3.33	26	78.8	24.4	**76**	168.8	177	350	662	404	**760**	1400	682	**1260**	2300	960	**1760**	3200	1238	**2260**	4100	1516	**2760**	5000
−129	**−200**	−2.78	27	80.6	25.0	**77**	170.6	182	360	680	410	**770**	1418	688	**1270**	2318	966	**1770**	3218	1243	**2270**	4118	1521	**2770**	5018
−123	**−190**	−2.22	28	82.4	25.6	**78**	172.4	188	370	698	416	**780**	1436	693	**1280**	2336	971	**1780**	3236	1249	**2280**	4136	1527	**2780**	5036
−118	**−180**	−1.67	29	84.2	26.1	**79**	174.2	193	380	716	421	**790**	1454	699	**1290**	2354	977	**1790**	3254	1254	**2290**	4154	1532	**2790**	5054
−112	**−170**	−1.11	30	86.0	26.7	**80**	176.0	199	390	734	427	**800**	1472	704	**1300**	2372	982	**1800**	3272	1260	**2300**	4172	1538	**2800**	5072
−107	**−160**	−0.56	31	87.8	27.2	**81**	177.8	204	400	752	432	**810**	1490	710	**1310**	2390	988	**1810**	3290	1266	**2310**	4190	1543	**2810**	5090
−101	**−150**	0	32	89.6	27.8	**82**	179.6	210	410	770	438	**820**	1508	716	**1320**	2408	993	**1820**	3308	1271	**2320**	4208	1549	**2820**	5108
−95.6	**−140**	0.56	33	91.4	28.3	**83**	181.4	216	420	788	443	**830**	1526	721	**1330**	2426	999	**1830**	3326	1277	**2330**	4226	1554	**2830**	5126
−90.0	**−130**	1.11	34	93.2	28.9	**84**	183.2	221	430	806	449	**840**	1544	727	**1340**	2444	1004	**1840**	3344	1282	**2340**	4244	1560	**2840**	5144
−84.4	**−120**	1.67	35	95.0	29.4	**85**	185.0	227	440	824	454	**850**	1562	732	**1350**	2462	1010	**1850**	3362	1288	**2350**	4262	1566	**2850**	5162
−78.9	**−110**	2.22	36	96.8	30.0	**86**	186.8	232	450	842	460	**860**	1580	738	**1360**	2480	1016	**1860**	3380	1293	**2360**	4280	1571	**2860**	5180
−73.3	**−100**	2.78	37	98.6	30.6	**87**	188.6	238	460	860	466	**870**	1598	743	**1370**	2498	1021	**1870**	3398	1299	**2370**	4298	1577	**2870**	5198
−67.8	**−90**	3.33	38	100.4	31.1	**88**	190.4	243	470	878	471	**880**	1616	749	**1380**	2516	1027	**1880**	3416	1304	**2380**	4316	1582	**2880**	5216
−62.2	**−80**	3.89	39	102.2	31.7	**89**	192.2	249	480	896	477	**890**	1634	754	**1390**	2534	1032	**1890**	3434	1310	**2390**	4334	1588	**2890**	5234
−56.7	**−70**	4.44	40	104.0	32.2	**90**	194.0	254	490	914	482	**900**	1652	760	**1400**	2552	1038	**1900**	3452	1316	**2400**	4352	1593	**2900**	5252
−51.1	**−60**	5.00	41	105.8	32.8	**91**	195.8				488	**910**	1670	766	**1410**	2570	1043	**1910**	3470	1321	**2410**	4370	1599	**2910**	5270
−45.6	**−50**	5.56	42	107.6	33.3	**92**	197.6				493	**920**	1688	771	**1420**	2588	1049	**1920**	3488	1327	**2420**	4388	1604	**2920**	5288
−40.0	**−40**	6.11	43	109.4	33.9	**93**	199.4				499	**930**	1706	777	**1430**	2606	1054	**1930**	3506	1332	**2430**	4406	1610	**2930**	5306
−34.4	**−30**	6.67	44	111.2	34.4	**94**	201.2				504	**940**	1724	782	**1440**	2624	1060	**1940**	3524	1338	**2440**	4424	1616	**2940**	5324
−28.9	**−20**	7.22	45	113.0	35.0	**95**	203.0				510	**950**	1742	788	**1450**	2642	1066	**1950**	3542	1343	**2450**	4442	1621	**2950**	5342
−23.3	**−10**	7.78	46	114.8	35.6	**96**	204.8				516	**960**	1760	793	**1460**	2660	1071	**1960**	3560	1349	**2460**	4460	1627	**2960**	5360
−17.8	**0**	8.33	47	116.6	36.1	**97**	206.6				521	**970**	1778	799	**1470**	2678	1077	**1970**	3578	1354	**2470**	4478	1632	**2970**	5378
	14	8.89	48	118.4	36.7	**98**	208.4				527	**980**	1796	804	**1480**	2696	1082	**1980**	3596	1360	**2480**	4496	1638	**2980**	5396
	32	9.44	49	120.2	37.2	**99**	210.2				532	**990**	1814	810	**1490**	2714	1088	**1990**	3614	1366	**2490**	4514	1643	**2990**	5414
					>7.8	**100**	212.0										1093	**2000**	3632				1649	**3000**	5432

Nota. Los números en negritas corresponden a la temperatura (bien en grados Fahrenheit o en centígrados) que se desee convertir a la otra escala. Si la conversión es de grados Fahrenheit a centígrados, la temperatura equivalente estará en la columna a la izquierda del número en negritas, mientras que si la conversión es de grados centígrados a Fahrenheit, la temperatura equivalente estará en la columna de la derecha. Esta tabla la hizo el Sr. Albert Sauveur y se publica con autorización de su esposa.

Factores de interpolación

C.	F.	C.	F.
0.56	1	1.67	3
1.11	2	3.33	6
1.67	3	3.89	7
2.22	4	4.44	8
2.78	5	5.00	9
3.33	6	10.8	
3.89	7	12.6	
4.44	8	14.4	
5.00	9	16.2	
5.56	10	18.0	

TABLA 1-13 Calil

Como cierto núm

Número de calibre	*Americano (A. W. G.) o Brown & Sharpe (B. & S.) (para láminas y alambres no ferrosos)*
0000000	.....
000000	.....
00000	.....
0000	0.460
000	.410
00	.365
0	.325
1	.289
2	.258
3	.229
4	.204
5	.182
6	.162
7	.144
8	.128
9	.114
10	.102
11	.091
12	.081
13	.072
14	.064
15	.057
16	.051
17	.045
18	.040
19	.036
20	.032
21	.0285
22	.0253
23	.0226
24	.0201
25	.0179

El calibre métric
*Con autorizació
A veces se em
A veces se em

TABLA 1-13 Calibres de alambres y láminas metálicas*

Valores dados en decimales aproximados de pulgada

Como cierto número de calibres se usan para diversas formas y varios metales, se aconseja dar el espesor en milésimas cuando se especifique el número de calibre.

Número de calibre	*Americano* (A. W. G.) o *Brown & Sharpe (B. & S.)* (para láminas y alambres no ferrosos)	*Alambre de acero U.S.* (Stl. W. G.) o *Washburn & Moen o Roebling o Am. Steel & Wire Co.* [A. (steel) W. G.] (para alambre de acero)	*Birmingham* (B. W. G.) (para alambre de acero) o *Stubs Iron Wire* (para alambre de latón o hierro)	*U. S. Standard* (para láminas y placas metálicas, de hierro dulce).	*Standard Birmingham* (B. G.) (para láminas y flejes metálicos).	*Imperial Standard Wire Gage* (S. W. G.) (normas legales de Inglaterra)	Número de Calibre	Número de calibre	*Americano* (A. W. G.) o *Brown & Sharpe* (B. & S.) *(para láminas y alambres no ferrosos)*	*Alambre de acero U. S.* (Stl. W. G.) o *Washburn & Moen o Roebling o Am. Steel & Wire Co.* [A. (steel) W. G.] (para alambre de acero)	*Birmingham* (B. W. G.) (para alambre de acero) o *Stubs Iron Wire* (para alambre de latón o hierro)	*U. S. Standard* (para láminas y placas metálicas de hierro dulce)	Standard Birmingham *(B. W. G.) (para láminas y* flejes metálicos)	*Imperial Standard Wire Gage* (S. W. G.) (normas legales de Inglaterra)	Número de calibre
0000000	.....	0.4900	.....	.....	0.6666	0.500	0000000	26	0.0159	0.0181	0.018	0.0188	0.0196	0.018	26
000000	.....	.4615	.....	.....	.6250	.464	000000	27	.0142	.0173	.016	.0172	.0175	.0164	27
00000	.....	.4305	.....	.....	.5883	.432	00000	28	.0126	.0162	.014	.0156	.0156	.0148	28
0000	0.460	.3938	0.454	.....	.5416	.400	0000	29	.0113	.0150	.013	.0141	.0139	.0136	29
000	.410	.3625	.425	.....	.5000	.372	000	30	.0100	.0140	.012	.0125	.0123	.0124	30
00	.365	.3310	.380	.....	.4452	.348	00								
0	.325	.3065	.340	.....	.3964	.324	0	31	.0089	.0132	.010	.0109	.0110	.0116	31
								32	.0080	.0128	.009	.0102	.0098	.0108	32
1	.289	.2830	.300	.....	.3532	.300	1	33	.0071	.0118	.008	.0094	.0087	.0100	33
2	.258	.2625	.284	.....	.3147	.276	2	34	.0063	.0104	.007	.0086	.0077	.0092	34
3	.229	.2437	.259	0.239	.2804	.252	3	35	.0056	.0095	.005	.0078	.0069	.0084	35
4	.204	.2253	.238	.224	.2500	.232	4								
5	.182	.2070	.220	.209	.2225	.212	5	36	.0050	.0090	.004	.0070	.0061	.0076	36
								37	.0045	.0085	.....	.0066	.0054	.0068	37
6	.162	.1920	.203	.194	.1981	.192	6	38	.0040	.0080	.....	.0062	.0048	.0060	38
7	.144	.1770	.180	.179	.1764	.176	7	39	.0035	.0075	.....	.....	.0043	.0052	39
8	.128	.1620	.165	.164	.1570	.160	8	40	.0031	.0070	.....	.....	.0039	.0048	40
9	.114	.1483	.148	.150	.1398	.144	9								
10	.102	.1350	.134	.135	.1250	.128	10	41	.....	.0066	.....	.....	.0034	.0044	41
								42	.....	.0062	.....	.....	.0031	.0040	42
11	.091	.1205	.120	.120	.1113	.116	11	43	.....	.0060	.....	.....	.0027	.0036	43
12	.081	.1055	.109	.105	.0991	.104	12	44	.....	.0058	.....	.....	.0024	.0032	44
13	.072	.0915	.095	.090	.0882	.092	13	45	.....	.0055	.....	.....	.0022	.0028	45
14	.064	.0800	.083	.075	.0785	.080	14								
15	.057	.0720	.072	.067	.0699	.072	15	46	.....	.0052	.....	.....	.0019	.0024	46
								47	.....	.0050	.....	.....	.0017	.0020	47
16	.051	.0625	.065	.060	.0625	.064	16	48	.....	.0048	.....	.....	.0015	.0016	48
17	.045	.0540	.058	.054	.0556	.056	17	49	.....	.0046	.....	.....	.0014	.0012	49
18	.040	.0475	.049	.0478	.0495	.048	18	50	.....	.0044	.....	.....	.0012	.0010	50
19	.036	.0410	.042	.0418	.0440	.040	19								
20	.032	.0348	.035	.0359	.0392	.036	20								
21	.0285	.0317	.032	.0329	.0349	.032	21								
22	.0253	.0286	.028	.0299	.0313	.028	22								
23	.0226	.0258	.025	.0269	.0278	.024	23								
24	.0201	.0230	.022	.0239	.0248	.022	24								
25	.0179	.0204	.020	.0209	.0220	.020	25								

El calibre métrico de un alambre es diez veces, el diámetro de éste en milímetros.

*Con autorización del Dr. Lewis V. Judson e I. H. Fullmer, del National Bureau of Standards.

A veces se emplea para alambres de hierro.

A veces se emplean los calibres 12 y más gruesos para placas de cobre y de acero, y también para tubos de acero.

TABLA 1-14 Constantes físicas fundamentales

1 s	= 1.00273791 segundos solares
g_0	= 9.80665 m/s²
1 litro	= 0.001 m³
1 atm.	= 101,325 newtons/m²
1 mm Hg (presión)	= $(\frac{1}{760})$ atm = 133.3224 newtons/m²
1 ohm int.	= 1.000495 ± 0.000015 ohm abs.
1 amp. int.	= 0.999835 ± 0.000025 amp. abs.
1 coul. int.	= 0.999835 ± 0.000025 coul. abs.
1 volt. int.	= 1.000330 ± 0.000029 volt. abs.
1 watt. int.	= 1.000165 ± 0.000052 watt. abs.
1 joule. int.	= 1.000165 ± 0.000052 joule abs.
$T_{0\,C}$	= 273.150 ± 0.010 K
$(PV_{0°C})^{P=0} = (RT)_{0\,C}$	= 2271.16 ± 0.04 joule. abs/mol. = 22,414.6 ± 0.4 m³ atm/mol = 22.4146 ± 0.0004 litro atm /mol
R	= 8.31439 ± 0.00034 joule. abs /grado mol = 1.98719 ± 0.00013 cal./grado mol = 82.0567 ± 0.0034 cm³ atm/grado mol = 0.0820567 ± 0.0000034 litro atm / grado mol
ln 10	= 2.302585
R ln 10	= 19.14460 ± 0.00078 joule abs/grado mol. = 4.57567 ± 0.00030 cal/grado mol
N	= (6.02283 ± 0.0022) × 10^{23}/mol
h	= (6.6242 ± 0.0044) × 10^{-34} joule s
c	= (2.99776 ± 0.00008) × 10^{8} m s
$(h^2/8\pi^2k)$	= (4.0258 ± 0.0037) × 10^{-39} gcm² grado
$(h/8\pi^2c)$	= (2.7986 ± 0.0018) × 10^{-39} gcm
$Z = Nhc$	= 11.9600 ± 0.0036 joule abs. cm/mol. = 2.85851 ± 0.0009 cal cm/mol.
$(Z/R) = (hc/k) = c_2$	= 1.43847 ± 0.00045 cm grado
$\mathfrak{F}$	= 96,501.2 ± 10.0 coul int./equiv. g o joule int./volt int. equiv. g = 96,485.3 ± 10.0 coul abs./equiv. g o joule abs./volt abs. equiv. g = 23,068.1 ± 2.4 cal/volt int. equiv. g = 23,060.5 ± 2.4 cal/volt abs. equiv. g
e	= (1.60199 ± 0.00060) × 10^{-19} coul abs. = (1.60199 ± 0.00060) × 10^{-20} u e.m. abs. = (4.80239 ± 0.00180) × 10^{-10} u e.s. abs.
1 electrón volt int. / molécula	= 96,501.2 ± 10 joule int /mol = 23,068.1 ± 2.4 cal/mol
1 electrón volt abs. molécula	= 96,485.3 ± 10. abs. joule/mol = 23,060.5 ± 2.4 cal/mol
1 electrón-volt int.	= (1.60252 ± 0.00060) × 10^{-12} erg
1 electrón-volt abs	= (1.60199 ± 0.00060) × 10^{-12} erg
hc	= (1.23916 ± 0.00032) × 10^{-4} electrón-volt int. cm = (1.23957 ± 0.00032) × 10^{-4} electrón-volt abs cm
k	= (8.61442 ± 0.00100) × 10^{-5} electrón-volt int./grado = (8.61727 ± 0.00100) × 10^{-5} electrón-volt abs/grado = (R/N) = (1.38048 ± 0.00050) × 10^{-23} joule/grado
1 cal I.T.	= $(\frac{1}{860})$ = 0.00116279 watt-hora int = 4.18605 joule int. = 4.18674 joule abs. = 1.000654 cal.
1 cal.	= 4.1840 joule abs. = 4.1833 joule int. = 41.2929 ± 0.0020 cm³ atm = 0.0412929 ± 0.0000020 litro atm
1 cal I.T./g.	= 1.8 B.t.u./lb.
1 B.t.u.	= 251.996 cal I.T. = 0.293018 watt-hora int. = 1054.868 joule int. = 1055.040 joule abs = 252.161 cal.
1 caballo de potencia	= 550 pie-lb (peso) / s = 745.578 watt int. = 745.70 watt abs
1 pulg	= (1/0.3937) = 2.54 cm.
1 pie	= 0.304800610 m.
1 lb.	= 453.5924277 g.
1 gal.	= 231 pulgadas cúbicas = 0.133680555 pies cúbicos = 3.785412 × 10^{-3} m³ = 3.785412 litros

s = segundo solar medio

Definición: g_0 = gravedad estándar

Definición: atm = atmósfera estándar
mm Hg (presión) = milímetros estándar de mercurio

int. = internacional; abs. = absoluto
amp. = ampere
coul. = coulomb

Temperatura absoluta del punto de hielo 0°C.

PV producto para el gas ideal a 0°C.

R = constante de los gases por mol

ln = logaritmo natural (base e)

N = *Número de Avogadro*
h = constante de Planck
c = velocidad de la luz
Constante de la función de repartición rotacional de los gases
Constante que relaciona el número de onda y el momento de inercia
Z = constante que relaciona el número de onda y la energía por mol.
c_2 = segunda constante de radiación
$\mathfrak{F}$ = constante de Faraday

e = carga electrónica

Constante que relaciona el número de onda y la energía por molécula
k = constante de Boltzmann

Definición de cal I.T: I.T. = International Steam Tables (Tablas Internacionales de Vapor)

cal. = caloría termoquímica
Definición: cal. = caloría termoquímica

Definición de B.t.u.: B.t.u. = I.T. British Thermal Unit (Unidad Térmica Británica I.T.)

cal. = caloría termoquímica caballo de potencia
Definición de caballo de potencia (hp)(mecánico): lb(peso) = peso de una libra a la gravedad estandar
Definición de pulg: pulg = pulgada de Estados Unidos
pie = pie de EE.UU. (1 pie = 12 pulg)

Definición: lb = libra avoirdupois
Definición: gal = galón de EE.UU.

TABLA 1-

z	
0	
± 0.05	
± .10	
± .15	
± .20	
± .25	
± .30	
± .35	
± .40	
± .45	
± .50	
± .55	
± .60	
± .65	
± .70	
± .75	
± .80	
± .85	
± .90	
± .95	
± 1.00	
± 1.05	
± 1.10	
± 1.15	
± 1.20	
± 1.25	
± 1.30	
± 1.35	
± 1.40	
± 1.45	
± 1.50	
± 0.000	
± .126	
± .253	
± .385	
± .524	
± .674	
± .842	

TABLA 1-15 Ordenadas y áreas entre valores de las abscisas de $-z$ y $+z$ de la curva de distribución normal

z	X	Y	A	$1 - A$	z	X	Y	A	$1 - A$
0	μ	0.399	0.0000	1.0000	± 1.50	$\mu \pm 1.50\sigma$	0.1295	0.8664	0.1336
± 0.05	$\mu \pm 0.05\sigma$	.398	.0399	0.9601	± 1.55	$\mu \pm 1.55\sigma$	.1200	.8789	.1211
$\pm$ .10	$\mu \pm$ .10σ	.397	.0797	.9203	± 1.60	$\mu \pm 1.60\sigma$	.1109	.8904	.1096
$\pm$ .15	$\mu \pm$ .15σ	.394	.1192	.8808	± 1.65	$\mu \pm 1.65\sigma$	.1023	.9011	.0989
$\pm$ .20	$\mu \pm$ .20σ	.391	.1585	.8415	± 1.70	$\mu \pm 1.70\sigma$	.0940	.9109	.0891
$\pm$ .25	$\mu \pm$ .25σ	.387	.1974	.8026	± 1.75	$\mu \pm 1.75\sigma$	.0863	.9199	.0801
$\pm$ .30	$\mu \pm$ .30σ	.381	.2358	.7642	± 1.80	$\mu \pm 1.80\sigma$	.0790	.9281	.0719
$\pm$ .35	$\mu \pm$ .35σ	.375	.2737	.7263	± 1.85	$\mu \pm 1.85\sigma$	.0721	.9357	.0643
$\pm$ .40	$\mu \pm$ .40σ	.368	.3108	.6892	± 1.90	$\mu \pm 1.90\sigma$	.0656	.9446	.0574
$\pm$ .45	$\mu \pm$ .45σ	.361	.3473	.6527	± 1.95	$\mu \pm 1.95\sigma$	.0596	.9488	.0512
$\pm$ .50	$\mu \pm$ .50σ	.352	.3829	.6171	± 2.00	$\mu \pm 2.00\sigma$	.0540	.9545	.0455
$\pm$ .55	$\mu +$ .55σ	.343	.4177	.5823	± 2.05	$\mu \pm 2.05\sigma$	.0488	.9596	.0404
$\pm$ .60	$\mu \pm$ .60σ	.333	.4515	.5485	± 2.10	$\mu \pm 2.10\sigma$	.0440	.9643	.0357
$\pm$ .65	$\mu \pm$ .65σ	.323	.4843	.5157	± 2.15	$\mu \pm 2.15\sigma$	.0396	.9684	.0316
$\pm$ .70	$\mu \pm$ .70σ	.312	.5161	.4839	± 2.20	$\mu \pm 2.20\sigma$	.0335	.9722	.0278
$\pm$ .75	$\mu \pm$ .75σ	.301	.5467	.4533	± 2.25	$\mu \pm 2.25\sigma$	.0317	.9756	.0244
$\pm$ .80	$\mu \pm$ .80σ	.290	.5763	.4237	± 2.30	$\mu \pm 2.30\sigma$	.0283	.9786	.0214
$\pm$ .85	$\mu \pm$ .85σ	.278	.6047	.3953	± 2.35	$\mu \pm 2.35\sigma$	.0252	.9812	.0188
$\pm$ .90	$\mu \pm$ .90σ	.266	.6319	.3681	± 2.40	$\mu \pm 2.40\sigma$	.0224	.9836	.0164
$\pm$ .95	$\mu \pm$ .95σ	.254	.6579	.3421	± 2.45	$\mu \pm 2.45\sigma$	.0198	.9857	.0143
± 1.00	$\mu \pm 1.00\sigma$	.242	.6827	.3173	± 2.50	$\mu \pm 2.50\sigma$	.0175	.9876	.0124
± 1.05	$\mu \pm 1.05\sigma$	.230	.7063	.2937	± 2.55	$\mu \pm 2.55\sigma$	.0154	.9892	.0108
± 1.10	$\mu \pm 1.10\sigma$	.218	.7287	.2713	± 2.60	$\mu \pm 2.60\sigma$	.0136	.9907	.0093
± 1.15	$\mu \pm 1.15\sigma$	.206	.7499	.2501	± 2.65	$\mu \pm 2.65\sigma$	.0119	.9920	.0080
± 1.20	$\mu \pm 1.20\sigma$	.194	.7699	.2301	± 2.70	$\mu \pm 2.70\sigma$	.0104	.9931	.0069
± 1.25	$\mu \pm 1.25\sigma$	.183	.7887	.2113	± 2.75	$\mu \pm 2.75\sigma$	.0091	.9940	.0060
± 1.30	$\mu \pm 1.30\sigma$	.171	.8064	.1936	± 2.80	$\mu \pm 2.80\sigma$	.0079	.9949	.0051
± 1.35	$\mu \pm 1.35\sigma$	.160	.8230	.1770	± 2.85	$\mu \pm 2.85\sigma$	.0069	.9956	.0044
± 1.40	$\mu \pm 1.40\sigma$	.150	.8385	.1615	± 2.90	$\mu \pm 2.90\sigma$	.0060	.9963	.0037
± 1.45	$\mu \pm 1.45\sigma$	.139	.8529	.1471	± 2.95	$\mu \pm 2.95\sigma$	.0051	.9968	.0032
± 1.50	$\mu \pm 1.50\sigma$	.130	.8664	.1336	± 3.00	$\mu \pm 3.00\sigma$	.0044	.9973	.0027
					± 4.00	$\mu \pm 4.00\sigma$	.0001	.99994	.00006
					± 5.00	$\mu \pm 5.00\sigma$	.000001	.9999994	.0000006
$\pm$ 0.000	μ	0.3989	.0000	1.0000	± 1.036	$\mu \pm 1.036\sigma$	0.2331	0.7000	0.3000
$\pm$ .126	$\mu \pm 0.126\sigma$	.3958	.1000	0.9000	± 1.282	$\mu \pm 1.282\sigma$	.1755	.8000	.2000
$\pm$ .253	$\mu \pm$ .253σ	.3863	.2000	.8000	± 1.645	$\mu \pm 1.645\sigma$	.1031	.9000	.1000
$\pm$ .385	$\mu \pm$ .385σ	.3704	.3000	.7000	± 1.960	$\mu + 1.960\sigma$	.0584	.9500	.0500
$\pm$ .524	$\mu \pm$ .524σ	.3477	.4000	.6000	± 2.576	$\mu \pm 2.576\sigma$	.0145	.9900	.0100
$\pm$ .674	$\mu \pm$ .674σ	.3178	.5000	.5000	± 3.291	$\mu \pm 3.291\sigma$	.0018	.9990	.0010
$\pm$ .842	$\mu \pm$ .842σ	.2800	.6000	.4000	± 3.891	$\mu \pm 3.891\sigma$	.0002	.9999	.0001

TABLA 1-16 Valores de t

gl	$t_{.60}$	$t_{.70}$	$t_{.80}$	$t_{.90}$	$t_{.95}$	$t_{.975}$	$t_{.99}$	$t_{.995}$
1	0.325	0.727	1.376	3.078	6.314	12.706	31.821	63.657
2	.289	.617	1.061	1.886	2.920	4.303	6.965	9.925
3	.277	.584	0.978	1.638	2.353	3.182	4.541	5.841
4	.271	.569	.941	1.533	2.132	2.776	3.747	4.604
5	.267	.559	.920	1.476	2.015	2.571	3.365	4.032
6	.265	.553	.906	1.440	1.943	2.447	3.143	3.707
7	.263	.549	.896	1.415	1.895	2.365	2.998	3.499
8	.262	.546	.889	1.397	1.860	2.306	2.896	3.355
9	.261	.543	.883	1.383	1.833	2.262	2.821	3.250
10	.260	.542	.879	1.372	1.812	2.228	2.764	3.169
11	.260	.540	.876	1.363	1.796	2.201	2.718	3.106
12	.259	.539	.873	1.356	1.782	2.179	2.681	3.055
13	.259	.538	.870	1.350	1.771	2.160	2.650	3.012
14	.258	.537	.868	1.345	1.761	2.145	2.624	2.977
15	.258	.536	.866	1.341	1.753	2.131	2.602	2.947
16	.258	.535	.865	1.337	1.746	2.120	2.583	2.921
17	.257	.534	.863	1.333	1.740	2.110	2.567	2.898
18	.257	.534	.862	1.330	1.734	2.101	2.552	2.878
19	.257	.533	.861	1.328	1.729	2.093	2.539	2.861
20	.257	.533	.860	1.325	1.725	2.086	2.528	2.845
21	.257	.532	.859	1.323	1.721	2.080	2.518	2.831
22	.256	.532	.858	1.321	1.717	2.074	2.508	2.819
23	.256	.532	.858	1.319	1.714	2.069	2.500	2.807
24	.256	.531	.857	1.318	1.711	2.064	2.492	2.797
25	.256	.531	.856	1.316	1.708	2.060	2.485	2.787
26	.256	.531	.856	1.315	1.706	2.056	2.479	2.779
27	.256	.531	.855	1.314	1.703	2.052	2.473	2.771
28	.256	.530	.855	1.313	1.701	2.048	2.467	2.763
29	.256	.530	.854	1.311	1.699	2.045	2.462	2.756
30	.256	.530	.854	1.310	1.697	2.042	2.457	2.750
40	.255	.529	.851	1.303	1.684	2.021	2.423	2.704
60	.254	.527	.848	1.296	1.671	2.000	2.390	2.660
120	.254	.526	.845	1.289	1.658	1.980	2.358	2.617
∞	.253	.524	.842	1.282	1.645	1.960	2.326	2.576

Los valores anteriores se refieren a una sola cola fuera del límite indicado de t. Por ejemplo, para que el 95% del área esté entre $-t$ y $+t$ en una distribución t de dos colas, utilícense los valores para $t_{.95}$, o el 2.5% para cada cola.

TABLA 1-17 Percentiles de la distribución χ^2

gl	Porcentaje									
	0.5	1	2.5	5	10	90	95	97.5	99	99.5
1	0.000039	0.00016	0.00098	0.0039	0.0158	2.71	3.84	5.02	6.63	7.88
2	.0100	.0201	.0506	.1026	.2107	4.61	5.99	7.38	9.21	10.60
3	.0717	.115	.216	.352	.584	6.25	7.81	9.35	11.34	12.84
4	.207	.297	.484	.711	1.064	7.78	9.49	11.14	13.28	14.86
5	.412	.554	.831	1.15	1.61	9.24	11.07	12.83	15.09	16.75
6	.676	.872	1.24	1.64	2.20	10.64	12.59	14.45	16.81	18.55
7	.989	1.24	1.69	2.17	2.83	12.02	14.07	16.01	18.48	20.28
8	1.34	1.65	2.18	2.73	3.49	13.36	15.51	17.53	20.09	21.96
9	1.73	2.09	2.70	3.33	4.17	14.68	16.92	19.02	21.67	23.59
10	2.16	2.56	3.25	3.94	4.87	15.99	18.31	20.48	23.21	25.19
11	2.60	3.05	3.82	4.57	5.58	17.28	19.68	21.92	24.73	26.76
12	3.07	3.57	4.40	5.23	6.30	18.55	21.03	23.34	26.22	28.30
13	3.57	4.11	5.01	5.89	7.04	19.81	22.36	24.74	27.69	29.82
14	4.07	4.66	5.63	6.57	7.79	21.06	23.68	26.12	29.14	31.32
15	4.60	5.23	6.26	7.26	8.55	22.31	25.00	27.49	30.58	32.80
16	5.14	5.81	6.91	7.96	9.31	23.54	26.30	28.85	32.00	34.27
18	6.26	7.01	8.23	9.39	10.86	25.99	28.87	31.53	34.81	37.16
20	7.43	8.26	9.59	10.85	12.44	28.41	31.41	34.17	37.57	40.00
24	9.89	10.86	12.40	13.85	15.66	33.20	36.42	39.36	42.98	45.56
30	13.79	14.95	16.79	18.49	20.60	40.26	43.77	46.98	50.89	53.67
40	20.71	22.16	24.43	26.51	29.05	51.81	55.76	59.34	63.69	66.77
60	35.53	37.48	40.48	43.19	46.46	74.40	79.08	83.30	88.38	91.95
120	83.85	86.92	91.58	95.70	100.62	140.23	146.57	152.21	158.95	163.64

Para valores grandes de grados de libertad, se puede utilizar la fórmula aproximada:

$$\chi_\alpha^2 = n\left(1 - \frac{2}{9n} + z_\alpha\sqrt{\frac{2}{9n}}\right)^3$$

en donde z_α es la desviación normal y n es el número de grados de libertad. Por ejemplo:
$\chi^2_{.99} = 60[1 - 0.00370 + 2.326(0.06086)]^3 = 60(1.1379)^3 = 88.4$ para 99 el percentil y 60 de libertad.

TABLA 1-1

Grados de libertad para el denominador

Grados de libertad para el denominador

Se debe

TABLA 1-18 Distribución de *F*

Puntos por encima del 5% ($F_{.95}$)

Grados de libertad para el denominador	Grados de libertad para el numerador																		
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	12	15	20	24	30	40	60	120	∞
1	161	200	216	225	230	234	237	239	241	242	244	246	248	249	250	251	252	253	254
2	18.5	19.0	19.2	19.2	19.3	19.3	19.4	19.4	19.4	19.4	19.4	19.4	19.4	19.5	19.5	19.5	19.5	19.5	19.5
3	10.1	9.55	9.28	9.12	9.01	8.94	8.89	8.85	8.81	8.79	8.74	8.70	8.66	8.64	8.62	8.59	8.57	8.55	8.53
4	7.71	6.94	6.59	6.39	6.26	6.16	6.09	6.04	6.00	5.96	5.91	5.86	5.80	5.77	5.75	5.72	5.69	5.66	5.63
5	6.61	5.79	5.41	5.19	5.05	4.95	4.88	4.82	4.77	4.74	4.68	4.62	4.56	4.53	4.50	4.46	4.43	4.40	4.37
6	5.99	5.14	4.76	4.53	4.39	4.28	4.21	4.15	4.10	4.06	4.00	3.94	3.87	3.84	3.81	3.77	3.74	3.70	3.67
7	5.59	4.74	4.35	4.12	3.97	3.87	3.79	3.73	3.68	3.64	3.57	3.51	3.44	3.41	3.38	3.34	3.30	3.27	3.23
8	5.32	4.46	4.07	3.84	3.69	3.58	3.50	3.44	3.39	3.35	3.28	3.22	3.15	3.12	3.08	3.04	3.01	2.97	2.93
9	5.12	4.26	3.86	3.63	3.48	3.37	3.29	3.23	3.18	3.14	3.07	3.01	2.94	2.90	2.86	2.83	2.79	2.75	2.71
10	4.96	4.10	3.71	3.48	3.33	3.22	3.14	3.07	3.02	2.98	2.91	2.85	2.77	2.74	2.70	2.66	2.62	2.58	2.54
11	4.84	3.98	3.59	3.36	3.20	3.09	3.01	2.95	2.90	2.85	2.79	2.72	2.65	2.61	2.57	2.53	2.49	2.45	2.40
12	4.75	3.89	3.49	3.26	3.11	3.00	2.91	2.85	2.80	2.75	2.69	2.62	2.54	2.51	2.47	2.43	2.38	2.34	2.30
13	4.67	3.81	3.41	3.18	3.03	2.92	2.83	2.77	2.71	2.67	2.60	2.53	2.46	2.42	2.38	2.34	2.30	2.25	2.21
14	4.60	3.74	3.34	3.11	2.96	2.85	2.76	2.70	2.65	2.60	2.53	2.46	2.39	2.35	2.31	2.27	2.22	2.18	2.13
15	4.54	3.68	3.29	3.06	2.90	2.79	2.71	2.64	2.59	2.54	2.48	2.40	2.33	2.29	2.25	2.20	2.16	2.11	2.07
16	4.49	3.63	3.24	3.01	2.85	2.74	2.66	2.59	2.54	2.49	2.42	2.35	2.28	2.24	2.19	2.15	2.11	2.06	2.01
17	4.45	3.59	3.20	2.96	2.81	2.70	2.61	2.55	2.49	2.45	2.38	2.31	2.23	2.19	2.15	2.10	2.06	2.01	1.96
18	4.41	3.55	3.16	2.93	2.77	2.66	2.58	2.51	2.46	2.41	2.34	2.27	2.19	2.15	2.11	2.06	2.02	1.97	1.92
19	4.38	3.52	3.13	2.90	2.74	2.63	2.54	2.48	2.42	2.38	2.31	2.23	2.16	2.11	2.07	2.03	1.98	1.93	1.88
20	4.35	3.49	3.10	2.87	2.71	2.60	2.51	2.45	2.39	2.35	2.28	2.20	2.12	2.08	2.04	1.99	1.95	1.90	1.84
21	4.32	3.47	3.07	2.84	2.68	2.57	2.49	2.42	2.37	2.32	2.25	2.18	2.10	2.05	2.01	1.96	1.92	1.87	1.81
22	4.30	3.44	3.05	2.82	2.66	2.55	2.46	2.40	2.34	2.30	2.23	2.15	2.07	2.03	1.98	1.94	1.89	1.84	1.78
23	4.28	3.42	3.03	2.80	2.64	2.53	2.44	2.37	2.32	2.27	2.20	2.13	2.05	2.01	1.96	1.91	1.86	1.81	1.76
24	4.26	3.40	3.01	2.78	2.62	2.51	2.42	2.36	2.30	2.25	2.18	2.11	2.03	1.98	1.94	1.89	1.84	1.79	1.73
25	4.24	3.39	2.99	2.76	2.60	2.49	2.40	2.34	2.28	2.24	2.16	2.09	2.01	1.96	1.92	1.87	1.82	1.77	1.71
30	4.17	3.32	2.92	2.69	2.53	2.42	2.33	2.27	2.21	2.16	2.09	2.01	1.93	1.89	1.84	1.79	1.74	1.68	1.62
40	4.08	3.23	2.84	2.61	2.45	2.34	2.25	2.18	2.12	2.08	2.00	1.92	1.84	1.79	1.74	1.69	1.64	1.58	1.51
60	4.00	3.15	2.76	2.53	2.37	2.25	2.17	2.10	2.04	1.99	1.92	1.84	1.75	1.70	1.65	1.59	1.53	1.47	1.39
120	3.92	3.07	2.68	2.45	2.29	2.18	2.09	2.02	1.96	1.91	1.83	1.75	1.66	1.61	1.55	1.50	1.43	1.35	1.25
∞	3.84	3.00	2.60	2.37	2.21	2.10	2.01	1.94	1.88	1.83	1.75	1.67	1.57	1.52	1.46	1.39	1.32	1.22	1.00

Puntos por encima del 1% ($F_{.99}$)

Grados de libertad para el denominador	Grados de libertad para el numerador																		
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	12	15	20	24	30	40	60	120	∞
1	4052	5000	5403	5625	5764	5859	5928	5982	6023	6056	6106	6157	6209	6235	6261	6287	6313	6339	6366
2	98.5	99.0	99.2	99.2	99.3	99.3	99.4	99.4	99.4	99.4	99.4	99.4	99.4	99.5	99.5	99.5	99.5	99.5	99.5
3	34.1	30.8	29.5	28.7	28.2	27.9	27.7	27.5	27.3	27.2	27.1	26.9	26.7	26.6	26.5	26.4	26.3	26.2	26.1
4	21.2	18.0	16.7	16.0	15.5	15.2	15.0	14.8	14.7	14.5	14.4	14.2	14.0	13.9	13.8	13.7	13.7	13.6	13.5
5	16.3	13.3	12.1	11.4	11.0	10.7	10.5	10.3	10.2	10.1	9.89	9.72	9.55	9.47	9.38	9.29	9.20	9.11	9.02
6	13.7	10.9	9.78	9.15	8.75	8.47	8.26	8.10	7.98	7.87	7.72	7.56	7.40	7.31	7.23	7.14	7.06	6.97	6.88
7	12.2	9.55	8.45	7.85	7.46	7.19	6.99	6.84	6.72	6.62	6.47	6.31	6.16	6.07	5.99	5.91	5.82	5.74	5.65
8	11.3	8.65	7.59	7.01	6.63	6.37	6.18	6.03	5.91	5.81	5.67	5.52	5.36	5.28	5.20	5.12	5.03	4.95	4.86
9	10.6	8.02	6.99	6.42	6.06	5.80	5.61	5.47	5.35	5.26	5.11	4.96	4.81	4.73	4.65	4.57	4.48	4.40	4.31
10	10.0	7.56	6.55	5.99	5.64	5.39	5.20	5.06	4.94	4.85	4.71	4.56	4.41	4.33	4.25	4.17	4.08	4.00	3.91
11	9.65	7.24	6.22	5.67	5.32	5.07	4.89	4.74	4.63	4.54	4.40	4.25	4.10	4.02	3.94	3.86	3.78	3.69	3.60
12	9.33	6.93	5.95	5.41	5.06	4.82	4.64	4.50	4.39	4.30	4.16	4.01	3.86	3.78	3.70	3.62	3.54	3.45	3.36
13	9.07	6.70	5.74	5.21	4.86	4.62	4.44	4.30	4.19	4.10	3.96	3.82	3.66	3.59	3.51	3.43	3.34	3.25	3.17
14	8.86	6.51	5.56	5.04	4.70	4.46	4.28	4.14	4.03	3.94	3.80	3.66	3.51	3.43	3.35	3.27	3.18	3.09	3.00
15	8.68	6.36	5.42	4.89	4.56	4.32	4.14	4.00	3.89	3.80	3.67	3.52	3.37	3.29	3.21	3.13	3.05	2.96	2.87
16	8.53	6.23	5.29	4.77	4.44	4.20	4.03	3.89	3.78	3.69	3.55	3.41	3.26	3.18	3.10	3.02	2.93	2.84	2.75
17	8.40	6.11	5.19	4.67	4.34	4.10	3.93	3.79	3.68	3.59	3.46	3.31	3.16	3.08	3.00	2.92	2.83	2.75	2.65
18	8.29	6.01	5.09	4.58	4.25	4.01	3.84	3.71	3.60	3.51	3.37	3.23	3.08	3.00	2.92	2.84	2.75	2.66	2.57
19	8.19	5.93	5.01	4.50	4.17	3.94	3.77	3.63	3.52	3.43	3.30	3.15	3.00	2.92	2.84	2.76	2.67	2.58	2.49
20	8.10	5.85	4.94	4.43	4.10	3.87	3.70	3.56	3.46	3.37	3.23	3.09	2.94	2.86	2.78	2.69	2.61	2.52	2.42
21	8.02	5.78	4.87	4.37	4.04	3.81	3.64	3.51	3.40	3.31	3.17	3.03	2.88	2.80	2.72	2.64	2.55	2.46	2.36
22	7.95	5.72	4.82	4.31	3.99	3.76	3.59	3.45	3.35	3.26	3.12	2.98	2.83	2.75	2.67	2.58	2.50	2.40	2.31
23	7.88	5.66	4.76	4.26	3.94	3.71	3.54	3.41	3.30	3.21	3.07	2.93	2.78	2.70	2.62	2.54	2.45	2.35	2.26
24	7.82	5.61	4.72	4.22	3.90	3.67	3.50	3.36	3.26	3.17	3.03	2.89	2.74	2.66	2.58	2.49	2.40	2.31	2.21
25	7.77	5.57	4.68	4.18	3.86	3.63	3.46	3.32	3.22	3.13	2.99	2.85	2.70	2.62	2.53	2.45	2.36	2.27	2.17
30	7.56	5.39	4.51	4.02	3.70	3.47	3.30	3.17	3.07	2.98	2.84	2.70	2.55	2.47	2.39	2.30	2.21	2.11	2.01
40	7.31	5.18	4.31	3.83	3.51	3.29	3.12	2.99	2.89	2.80	2.66	2.52	2.37	2.29	2.20	2.11	2.02	1.92	1.80
60	7.08	4.98	4.13	3.65	3.34	3.12	2.95	2.82	2.72	2.63	2.50	2.35	2.20	2.12	2.03	1.94	1.84	1.73	1.60
120	6.85	4.79	3.95	3.48	3.17	2.96	2.79	2.66	2.56	2.47	2.34	2.19	2.03	1.95	1.86	1.76	1.66	1.53	1.38
∞	6.63	4.61	3.78	3.32	3.02	2.80	2.64	2.51	2.41	2.32	2.18	2.04	1.88	1.79	1.70	1.59	1.47	1.32	1.00

Se debe realizar la interpolación utilizando los recíprocos de los grados de libertad.

TABLA 1-19a Segmentos circulares

Ángulo en grados

Ángulo central, grados	Flecha / R	Cuerda / R	Flecha / Cuerda	Área / R²	Ángulo central, grados	Flecha / R	Cuerda / R	Flecha / Cuerda	Área / R²	Ángulo central, grados	Flecha / R	Cuerda / R	Flecha / Cuerda	Área / R²
1	0.000038	0.017453	0.002177	0.0000005	61	0.138371	1.01508	0.136315	0.0950155	121	0.507576	1.74071	0.291591	0.6273404
2	.000151	.034905	.004326	.0000035	62	.142833	1.03008	.138662	.0995782	122	.515190	1.74924	.294522	.6406267
3	.000343	.052354	.006552	.0000119	63	.147360	1.04500	.141014	.1042754	123	.522841	1.75763	.297469	.6540421
4	.000609	.069799	.008725	.0000283	64	.151952	1.05984	.143373	.1091083	124	.530528	1.76590	.300429	.6675852
5	.000952	.087239	.010913	.0000554	65	.156609	1.07460	.145737	.1140780	125	.538251	1.77402	.303411	.6812546
6	.001371	.104672	.013098	.0000956	66	.161329	1.08928	.148106	.1191858	126	.546010	1.78201	.306401	.6950488
7	.001865	.122097	.015275	.0001519	67	.166114	1.10387	.150483	.1244328	127	.553802	1.78987	.309409	.7089613
8	.002436	.139513	.017461	.0002266	68	.170962	1.11839	.152864	.1298199	128	.561629	1.79759	.312434	.7230052
9	.003083	.156918	.019647	.0003226	69	.175874	1.13281	.155255	.1353483	129	.569489	1.80517	.315477	.7371642
10	.003805	.174311	.021829	.0004423	70	.180848	1.14715	.157650	.1410188	130	.577382	1.81262	.318534	.7514417
11	.004604	.191692	.024018	.0005886	71	.185885	1.16140	.160053	.1468325	131	.585307	1.81992	.321611	.7658357
12	.005479	.209057	.026207	.0007639	72	.190983	1.17557	.162460	.1527902	132	.593263	1.82709	.324704	.7803448
13	.006428	.226406	.028391	.0009708	73	.196143	1.18965	.164875	.1588927	133	.601251	1.83412	.327814	.7949670
14	.007454	.243739	.030582	.0012121	74	.201365	1.20363	.167298	.1651409	134	.609269	1.84101	.330943	.8097006
15	.008555	.261052	.032771	.0014901	75	.206647	1.21752	.169728	.1715355	135	.617317	1.84776	.334089	.8245437
16	.009732	.278346	.034963	.0018076	76	.211989	1.23132	.172164	.1780773	136	.625393	1.85436	.337255	.8394945
17	.010984	.295619	.037156	.0021671	77	.217392	1.24503	.174608	.1847666	137	.633499	1.86084	.340437	.8545511
18	.012312	.312867	.039352	.0025711	78	.222854	1.25864	.177059	.1916045	138	.641632	1.86716	.343641	.8697117
19	.013714	.330095	.041547	.0030222	79	.228375	1.27216	.179518	.1985914	139	.649793	1.87334	.346863	.8849742
20	.015192	.347296	.043744	.0035229	80	.233956	1.28558	.181985	.2057277	140	.657980	1.87939	.350103	.9003667
21	.016745	.364471	.045943	.0040756	81	.239594	1.29890	.184459	.2130141	141	.666193	1.88528	.353366	.9157968
22	.018373	.381618	.048145	.0046829	82	.245290	1.31212	.186942	.2204508	142	.674432	1.89104	.356646	.9313529
23	.020075	.398736	.050347	.0053473	83	.251044	1.32524	.189433	.2280384	143	.682695	1.89665	.359948	.9470027
24	.021852	.415823	.052551	.0060712	84	.256855	1.33826	.191932	.2357772	144	.690983	1.90211	.363272	.9627442
25	.023704	.432879	.054759	.0068570	85	.262723	1.35118	.194440	.2436676	145	.699294	1.90743	.366616	.9785754
26	.025630	.449902	.056968	.0077072	86	.268646	1.36400	.196955	.2517094	146	.707628	1.91261	.369980	.9944937
27	.027630	.466891	.059178	.0086242	87	.274626	1.37671	.199481	.2599034	147	.715985	1.91764	.373368	1.0104973
28	.029704	.483844	.061392	.0096103	88	.280660	1.38932	.202012	.2682494	148	.724363	1.92252	.376778	1.0265840
29	.031852	.500760	.063607	.0106679	89	.286750	1.40182	.204556	.2767476	149	.732762	1.92726	.380209	1.0427512
30	.034074	.517638	.065826	.0117993	90	.292893	1.41421	.207107	.2853982	150	.741181	1.93185	.383664	1.0589969
31	.036370	.534477	.068048	.0130069	91	.299091	1.42650	.209668	.2942010	151	.749620	1.93630	.387140	1.0753188
32	.038738	.551275	.070270	.0142930	92	.305342	1.43868	.212238	.3031559	152	.758078	1.94059	.390643	1.0917144
33	.041180	.568031	.072496	.0156598	93	.311645	1.45075	.214816	.3122632	153	.766555	1.94474	.394168	1.1081816
34	.043695	.584743	.074725	.0171095	94	.318002	1.46271	.217406	.3215226	154	.775049	1.94874	.397718	1.1247180
35	.046283	.601412	.076957	.0186444	95	.324410	1.47456	.220005	.3309339	155	.783560	1.95259	.401293	1.1413210
36	.048944	.618034	.079193	.0202666	96	.330869	1.48629	.222614	.3404970	156	.792088	1.95630	.404891	1.1579885
37	.051676	.634609	.081430	.0219784	97	.337380	1.49791	.225234	.3502115	157	.800632	1.95985	.408517	1.1747179
38	.054481	.651136	.083671	.0237818	98	.343941	1.50942	.227863	.3600772	158	.809191	1.96325	.412169	1.1915068
39	.057359	.667614	.085917	.0256790	99	.350552	1.52081	.230503	.3700937	159	.817765	1.96651	.415845	1.2083528
40	.060307	.684040	.088163	.0276720	100	.357212	1.53209	.233153	.3802606	160	.826352	1.96962	.419549	1.2252533
41	.063328	.700415	.090415	.0297629	101	.363922	1.54325	.235815	.3905775	161	.834952	1.97257	.423281	1.2422059
42	.066420	.716736	.092670	.0319535	102	.370680	1.55429	.238488	.4010440	162	.843566	1.97537	.427042	1.2592082
43	.069582	.733002	.094927	.0342465	103	.377485	1.56522	.241171	.4116594	163	.852191	1.97803	.430828	1.2762575
44	.072816	.749213	.097190	.0366432	104	.384339	1.57602	.243867	.4224232	164	.860827	1.98054	.434643	1.2933512
45	.076121	.765367	.099457	.0391456	105	.391239	1.58671	.246572	.4333348	165	.869474	1.98289	.438488	1.3104871
46	.079495	.781462	.101730	.0417555	106	.398185	1.59727	.249299	.4443935	166	.878131	1.98509	.442363	1.3276623
47	.082940	.797498	.104000	.0444755	107	.405177	1.60771	.252021	.4555999	167	.886797	1.98714	.446268	1.3448744
48	.086455	.813473	.106278	.0473066	108	.412215	1.61803	.254764	.4669494	168	.895472	1.98904	.450203	1.3621207
49	.090039	.829386	.108561	.0502508	109	.419297	1.62823	.257517	.4784450	169	.904154	1.99079	.454169	1.3793987
50	.093692	.845237	.110847	.0533100	110	.426424	1.63830	.260284	.4900846	170	.912844	1.99238	.458165	1.3967057
51	.097415	.861022	.113139	.0564859	111	.433594	1.64825	.263063	.5018674	171	.921541	1.99383	.462196	1.4140393
52	.101206	.876742	.115434	.0597801	112	.440807	1.65808	.265854	.5137923	172	.930244	1.99513	.466257	1.4313966
53	.105067	.892396	.117736	.0631944	113	.448063	1.66777	.268660	.5258585	173	.938952	1.99627	.470358	1.4487751
54	.108994	.907981	.120040	.0667303	114	.455361	1.67734	.271478	.5380648	174	.947664	1.99726	.474482	1.4661721
55	.112989	.923497	.122349	.0703895	115	.462700	1.68678	.274310	.5504103	175	.956381	1.99810	.478645	1.4835852
56	.117052	.938943	.124664	.0741733	116	.470081	1.69610	.277154	.5628938	176	.965101	1.99878	.482845	1.5010115
57	.121182	.954318	.126983	.0780835	117	.477501	1.70528	.280013	.5755142	177	.973823	1.99931	.487080	1.5184484
58	.125380	.969619	.129308	.0821214	118	.484962	1.71433	.282887	.5882703	178	.982548	1.99970	.491348	1.5358933
59	.129644	.984847	.131639	.0862884	119	.492462	1.72326	.285773	.6011611	179	0.991274	1.99992	.495657	1.5533435
60	.133975	1.000000	.133975	.0905860	120	.500000	1.73205	.288684	.6141847	180	1.00000	2.00000	.500000	1.5707963

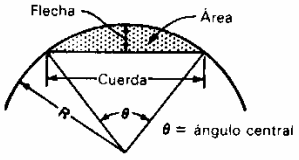


TABLA 1-19b

h/D	A	h/
		0.0
0.002	0.000012	.0
.004	.000034	.0
.006	.000062	.0
.008	.000095	.0
.010	.00133	.0
.012	.00175	.0
.014	.00220	.0
.016	.00268	.0
.018	.00320	.0
.020	.00375	.0
.022	.00432	.0
.024	.00492	.0
.026	.00555	.0
.028	.00619	.0
.030	.00687	.0
.032	.00756	.0
.034	.00827	.0
.036	.00901	.0
.038	.00978	.0
.040	.01054	.0
.042	.01133	.0
.044	.01214	.0
.046	.01297	.0
.048	.01382	.0
.050	.01468	.1

*Regla para la u
bla a dicho cocier
su área es: área d
hallar el diámetr

TABLA 1

h/D	
0.01	
.02	
.03	
.04	
.05	
.06	
.07	
.08	
.09	
.10	
.11	
.12	
.13	
.14	
.15	

*Dados
(volumen
del segmen

ha / da	Área / R^2
591	0.6273404
522	.6406267
469	.6540421
429	.6675852
411	.6812546
401	.6950488
409	.7089613
434	.7230052
477	.7371642
534	.7514417
611	.7658357
704	.7803448
814	.7949670
943	.8097006
089	.8245457
255	.8394945
437	.8545511
641	.8697117
863	.8849742
103	.9003667
366	.9157968
646	.9313529
948	.9470027
272	.9627442
616	.9785754
980	.9944937
368	1.0104973
778	1.0265840
209	1.0427512
664	1.0589969
140	1.0753188
643	1.0917144
168	1.1081816
718	1.1247180
293	1.1413210
891	1.1579885
517	1.1747179
169	1.1915068
845	1.2083528
549	1.2252533
281	1.2422059
042	1.2592082
828	1.2762575
643	1.2933512
488	1.3104871
363	1.3276623
268	1.3448744
203	1.3621207
169	1.3793987
165	1.3967057
196	1.4140393
257	1.4313966
358	1.4487751
482	1.4661721
645	1.4835852
845	1.5010115
080	1.5184484
348	1.5358933
657	1.5533435
000	1.5707963

TABLA 1-19b Círculos: áreas de segmentos*

Flecha = h; Diámetro = D; área = A

h/D	A	h/D	A	h/D	A	h/D	A	h/D	A	h/D	A	h/D	A	h/D	A	h/D	A	h/D	A
		0.050	0.01468	0.100	0.04087	0.150	0.07387	0.200	0.11182	0.250	0.15355	0.300	0.19817	0.350	0.24498	0.400	0.29337	0.450	0.34278
0.002	0.00012	.052	.01556	.102	.04208	.152	.07531	.202	.11343	.252	.15528	.302	.20000	.352	.24689	.402	.29534	.452	.34477
.004	.00034	.054	.01646	.104	.04330	.154	.07675	.204	.11504	.254	.15702	.304	.20184	.354	.24880	.404	.29729	.454	.34676
.006	.00062	.056	.01737	.106	.04452	.156	.07819	.206	.11665	.256	.15876	.306	.20368	.356	.25071	.406	.29926	.456	.34876
.008	.00095	.058	.01830	.108	.04576	.158	.07965	.208	.11827	.258	.16051	.308	.20553	.358	.25263	.408	.30122	.458	.35075
.010	.00133	.060	.01924	.110	.04701	.160	.08111	.210	.11990	.260	.16226	.310	.20738	.360	.25455	.410	.30319	.460	.35274
.012	.00175	.062	.02020	.112	.04826	.162	.08258	.212	.12153	.262	.16402	.312	.20923	.362	.25647	.412	.30516	.462	.35474
.014	.00220	.064	.02117	.114	.04953	.164	.08406	.214	.12317	.264	.16578	.314	.21108	.364	.25839	.414	.30712	.464	.35673
.016	.00268	.066	.02215	.116	.05080	.166	.08554	.216	.12481	.266	.16755	.316	.21294	.366	.26032	.416	.30910	.466	.35873
.018	.00320	.068	.02315	.118	.05209	.168	.08704	.218	.12646	.268	.16932	.318	.21480	.368	.26225	.418	.31107	.468	.36072
.020	.00375	.070	.02417	.120	.05338	.170	.08854	.220	.12811	.270	.17109	.320	.21667	.370	.26418	.420	.31304	.470	.36272
.022	.00432	.072	.02520	.122	.05469	.172	.09004	.222	.12977	.272	.17287	.322	.21853	.372	.26611	.422	.31502	.472	.36471
.024	.00492	.074	.02624	.124	.05600	.174	.09155	.224	.13144	.274	.17465	.324	.22040	.374	.26805	.424	.31699	.474	.36671
.026	.00555	.076	.02729	.126	.05733	.176	.09307	.226	.13311	.276	.17644	.326	.22228	.376	.26998	.426	.31897	.476	.36871
.028	.00619	.078	.02836	.128	.05866	.178	.09460	.228	.13478	.278	.17823	.328	.22415	.378	.27192	.428	.32095	.478	.37071
.030	.00687	.080	.02943	.130	.06000	.180	.09613	.230	.13646	.280	.18002	.330	.22603	.380	.27386	.430	.32293	.480	.37270
.032	.00756	.082	.03053	.132	.06135	.182	.09767	.232	.13815	.282	.18182	.332	.22792	.382	.27580	.432	.32491	.482	.37470
.034	.00827	.084	.03163	.134	.06271	.184	.09922	.234	.13984	.284	.18362	.334	.22980	.384	.27775	.434	.32689	.484	.37670
.036	.00901	.086	.03275	.136	.06407	.186	.10077	.236	.14154	.286	.18542	.336	.23169	.386	.27969	.436	.32887	.486	.37870
.038	.00976	.088	.03387	.138	.06545	.188	.10233	.238	.14324	.288	.18723	.338	.23358	.388	.28164	.438	.33086	.488	.38070
.040	.01054	.090	.03501	.140	.06683	.190	.10390	.240	.14494	.290	.18905	.340	.23547	.390	.28359	.440	.33284	.490	.38270
.042	.01133	.092	.03616	.142	.06822	.192	.10547	.242	.14666	.292	.19086	.342	.23737	.392	.28554	.442	.33483	.492	.38470
.044	.01214	.094	.03732	.144	.06963	.194	.10705	.244	.14837	.294	.19268	.344	.23927	.394	.28750	.444	.33682	.494	.38670
.046	.01297	.096	.03850	.146	.07103	.196	.10864	.246	.15009	.296	.19451	.346	.24117	.396	.28945	.446	.33880	.496	.38870
.048	.01382	.098	.03968	.148	.07245	.198	.11023	.248	.15182	.298	.19634	.348	.24307	.398	.29141	.448	.34079	.498	.39070
.050	.01468	.100	.04087	.150	.07387	.200	.11182	.250	.15355	.300	.19817	.350	.24498	.400	.29337	.450	.34278	.500	.39270

**Regla para la utilización de la tabla:* 1) Divídase la flecha del segmento entre el diámetro; multiplíquese el área que corresponda en la tabla a dicho cociente, flecha/diámetro, por el diámetro elevado al cuadrado y se tendrá el área. Cuando el segmento exceda al semicírculo, su área es: área del círculo menos área de un segmento cuya flecha sea el diámetro del círculo menos la flecha del segmento dado. 2) Para hallar el diámetro cuando se dan la cuerda y la flecha del segmento: diámetro = [(½ de la cuerda)²/flecha] + flecha.

TABLA 1-20 Esferas: segmentos*

h = flecha o altura del segmento; D = diámetro de la esfera

h/D	Vol. del seg. / D^3	Vol. del seg. / Vol. de la esf.	h/D	Vol. del seg. / D^3	Vol. del seg. / Vol. de la esf.	h/D	Vol. del seg. / D^3	Vol. del seg. / Vol. de la esf.	h/D	Vol. del seg. / D^3	Vol. del seg. / Vol. de la esf.
0.01	0.000156	0.000298	0.16	0.035923	0.068608	0.31	0.119756	0.228718	0.41	0.191877	0.366458
.02	.000619	.001184	.17	.040251	.076874	.32	.126534	.241664	.42	.199503	.381024
.03	.001385	.002646	.18	.044787	.085536	.33	.133426	.254826	.43	.207180	.395686
.04	.002446	.004672	.19	.049522	.094582	.34	.140425	.268192	.44	.214901	.410432
.05	.003796	.007250	.20	.054454	.104000	.35	.147524	.281750	.45	.222660	.425250
.06	.005429	.010368	.21	.059573	.113778	.36	.154717	.295488	.46	.230450	.440128
.07	.007338	.014014	.22	.064875	.123904	.37	.161998	.309394	.47	.238265	.455054
.08	.009517	.018176	.23	.070353	.134366	.38	.169361	.323456	.48	.246099	.470016
.09	.011960	.022842	.24	.076001	.145152	.39	.176799	.337662	.49	.253946	.485002
.10	.014661	.028000	.25	.081812	.156250	.40	.184306	.352000	.50	.261799	.500000
.11	.017613	.033638	.26	.087780	.167648						
.12	.020809	.039744	.27	.093900	.179334						
.13	.024246	.046306	.28	.100160	.191296						
.14	.027914	.053312	.29	.106560	.203522						
.15	.031809	.060750	.30	.113097	.216000						

**Dados la flecha del segmento h, y el diámetro de la esfera, D, fórmese primero la relación h/D, y encuéntrese en la tabla el valor de (volumen del segmento/D^3); multiplíquese luego este último valor por D^3, lo que da: (volumen del segmento/D^3) × D^3 = volumen del segmento.*

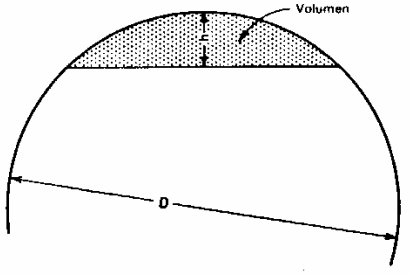


TABLA 1-21 Abreviaturas, signos y símbolos matemáticos

$\pm$ ($\mp$)	más o menos (menos o más)
:	Dividido entre, signo de razón
::	signo de proporción
$<$	menor que
$\not<$	no menor que
$>$	mayor que
$\not>$	no mayor que
$\cong$	aproximadamente iguales, congruentes
$\sim$	semejante a
$\Leftrightarrow$ o $\equiv$	equivalente a
$\neq$	desigual a
$\doteq$	tiende a, es aproximadamente igual a
$\propto$	varía linealmente con
∞	infinito
$\therefore$	por lo tanto
$\sqrt{\ }$	raíz cuadrada
$\sqrt[3]{\ }$	raíz cúbica
$\sqrt[n]{\ }$	raíz n-ésima
$\angle$	ángulo
$\perp$	perpendicular a
$\parallel$	paralela a
$\|x\|$	valor, numérico de x
$\log$ o $\log_{10}$	logaritmos comunes o logaritmos de Briggs
$\log_e$ o $\ln$	logaritmos naturales, hiperbólicos o neperianos
e	base (2.718) del sistema de logaritmos, naturales
a°	un ángulo de a grados
a'	a prima, un ángulo de a minutos
a''	a doble prima, un ángulo de a segundos, a segundos
sen	seno
cos	coseno
tan	tangente
cot	cotangente
sec	secante
cosec	cosecante
exsec	exsecante
vers	seno verso
sen^{-1}	arco, seno, o arco cuyo seno es
senh	seno hiperbólico
cosh	coseno hiperbólico
tanh	tangente hiperbólica
senh^{-1}	seno hiperbólico inverso o argumento cuyo seno hiperbólico es
$f(x)$ o $\phi(x)$	función de x
Δx	incremento de x
Σ	suma de
dx	diferencial de x
dy/dx o y'	derivada de y respecto de x
d^2y/dx^2 o y''	segunda derivada de y respecto a x
d^ny/dx^n	n-ésima derivada de y respecto a x
$\partial y/\partial x$	derivada parcial de y respecto a x
$\partial^n y/\partial x^n$	n-ésima derivada parcial de y respecto a x
$\frac{\partial^n y}{\partial x\,\partial y}$	n-ésima derivada parcial con respecto a x y y
$\int$	integral de
$\int_a^b$	integral entre los límites a y b
$\dot{y}$	primera derivada de y respecto al tiempo
$\ddot{y}$	segunda derivada de y respecto al tiempo
Δ o ∇^2	*laplaciano* $\left(\frac{\partial^2}{\partial x^2}+\frac{\partial^2}{\partial y^2}+\frac{\partial^2}{\partial z^2}\right)$
δ	signo de una variación
$\oint$	signo de integración alrededor de una trayectoria cerrada

TABLA 1-22 Alfabeto griego

Alfa	=	A, α	= A, a	Nu o Ny	=	N, ν	= N, n
Beta	=	B, β	= B, b	Xi	=	Ξ, ξ	= X, x
Gamma	=	Γ, γ	= G, g	Ómicron	=	O, o	= O, o
Delta	=	Δ, δ	= D, d	Pi	=	Π, π	= P, p
Épsilon	=	E, ε, ϵ	= E, e	Rho	=	P, ρ	= R, r
Zeta	=	Z, ζ	= Z, z	Sigma	=	Σ, σ	= S, s
Eta	=	H, η	= E, e	Tau	=	T, τ	= T, t
Theta	=	Θ, θ	= Th, th	Ípsilon	=	Υ, υ	= U, u
Iota	=	I, ι	= I, i	Fi	=	Φ, ϕ	= Ph, ph
Kappa	=	K, κ	= K, k	Ji	=	X, χ	= Ch, ch
Lambda	=	Λ, λ	= L, l	Psi	=	Ψ, ψ	= Ps, ps
Mu o My	=	M, μ	= M, m	Omega	=	Ω, ω	= O, o

TABLA 1-23 Factores de interés compuesto

(Se dan ejemplos al final de la tabla, para mostrar su uso)

	A un solo pago				Serie anual uniforme				A un solo pago		Serie anual uniforme			
	Factor de monto compuesto	Factor de valor actual	Factor de fondo de amortización	Factor de recuperación de capital	Factor de monto compuesto	Factor de valor actual	Factor de fondo de amortización	Factor de recuperación de capital	Factor de monto compuesto	Factor de valor actual	Factor de fondo de amortización	Factor de recuperación de capital	Factor de monto compuesto	Factor de valor actual
	Dado P, para hallar F	Dado F, para hallar P	Dado F, para hallar A	Dado P, para hallar A	Dado A, para hallar F	Dado A, para hallar P	Dado F, para hallar A	Dado P, para hallar A	Dado P, para hallar F	Dado F, para hallar P	Dado F, para hallar A	Dado P, para hallar A	Dado A, para hallar F	Dado A, para hallar P
	$(F/P, i\%, n)$	$(P/F, i\%, n)$	$(A/F, i\%, n)$	$(A/P, i\%, n)$	$(F/A, i\%, n)$	$(P/A, i\%, n)$	$(A/G, i\%, n)$	$(P/G, i\%, n)$	$(F/P, i\%, n)$	$(P/F, i\%, n)$	$(A/F, i\%, n)$	$(A/P, i\%, n)$	$(F/A, i\%, n)$	$(P/A, i\%, n)$
	$(F/P, r\%, n)$	$(P/F, r\%, n)$	$(A/F, r\%, n)$	$(A/P, r\%, n)$	$(F/A, r\%, n)$	$(P/A, r\%, n)$	$(A/G, r\%, n)$	$(P/G, r\%, n)$	$(F/P, r\%, n)$	$(P/F, r\%, n)$	$(A/F, r\%, n)$	$(A/P, r\%, n)$	$(F/A, r\%, n)$	$(P/A, r\%, n)$

TABLA 1-23 Factores de interés compuesto
(Se dan ejemplos al final de la tabla, para mostrar su uso)

n	A un solo pago			Serie anual uniforme									n
	Factor de monto compuesto	Factor de valor actual	Factor de fondo de amortización	Factor de recuperación de capital	Factor de monto compuesto	Factor de valor actual	Factor de monto compuesto	Factor de valor actual	Factor de fondo de amortización	Factor de recuperación de capital	Factor de monto compuesto	Factor de valor actual	
	Dado P, para hallar F $(1+i)^n$	Dado S, para hallar P $\frac{1}{(1+i)^n}$	Dado S, para hallar R $\frac{i}{(1+i)^n-1}$	Dado P, para hallar R $\frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n-1}$	Dado R, para hallar F $\frac{(1+i)^n-1}{i}$	Dado R, para hallar P $\frac{(1+i)^n-1}{i(1+i)^n}$	Dado P, para hallar R $\frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n-1}$	Dado S, para hallar R $\frac{i}{(1+i)^n-1}$	Dado R, para hallar S $\frac{(1+i)^n-1}{i}$	Dado R, para hallar P $\frac{(1+i)^n-1}{i(1+i)^n}$		
	Factores de interés compuesto al 5%												
1	1.050	0.9524	1.00000	1.05000	1.000	0.952	1.060	0.9434	1.00000	1.06000	1.000	0.943	1
2	1.103	0.9070	0.48780	0.53780	2.050	1.859	1.124	0.8900	0.48544	0.54544	2.060	1.833	2
3	1.158	0.8638	0.31721	0.36721	3.153	2.723	1.191	0.8396	0.31411	0.37411	3.184	2.673	3
4	1.216	0.8227	0.23201	0.28201	4.310	3.546	1.262	0.7921	0.22859	0.28859	4.375	3.465	4
5	1.276	0.7835	0.18097	0.23097	5.526	4.329	1.338	0.7473	0.17740	0.23740	5.637	4.212	5
6	1.340	0.7462	0.14702	0.19702	6.802	5.076	1.419	0.7050	0.14336	0.20336	6.975	4.917	6
7	1.407	0.7107	0.12282	0.17282	8.142	5.786	1.504	0.6651	0.11914	0.17914	8.394	5.582	7
8	1.477	0.6768	0.10472	0.15472	9.549	6.463	1.594	0.6274	0.10104	0.16104	9.897	6.210	8
9	1.551	0.6446	0.09069	0.14069	11.027	7.108	1.689	0.5919	0.08702	0.14702	11.491	6.802	9
10	1.629	0.6139	0.07940	0.12950	12.578	7.722	1.791	0.5584	0.07587	0.13587	13.181	7.360	10
11	1.710	0.5847	0.07039	0.12039	14.207	8.306	1.898	0.5268	0.06679	0.12679	14.972	7.887	11
12	1.796	0.5568	0.06283	0.11283	15.917	8.863	2.012	0.4970	0.05928	0.11928	16.870	8.384	12
13	1.886	0.5303	0.05646	0.10646	17.713	9.394	2.133	0.4688	0.05296	0.11296	18.882	8.853	13
14	1.980	0.5051	0.05102	0.10102	19.599	9.899	2.261	0.4423	0.04758	0.10758	21.015	9.295	14
15	2.079	0.4810	0.04634	0.09634	21.579	10.380	2.397	0.4173	0.04296	0.10296	23.276	9.712	15
16	2.183	0.4581	0.04227	0.09227	23.657	10.838	2.540	0.3936	0.03895	0.09895	25.673	10.106	16
17	2.292	0.4363	0.03870	0.08870	25.840	11.274	2.693	0.3714	0.03544	0.09544	28.213	10.477	17
18	2.407	0.4155	0.03555	0.08555	28.132	11.690	2.854	0.3503	0.03236	0.09236	30.906	10.828	18
19	2.527	0.3957	0.03275	0.08275	30.539	12.085	3.026	0.3305	0.02962	0.08962	33.760	11.158	19
20	2.653	0.3769	0.03024	0.08024	33.066	12.462	3.207	0.3118	0.02716	0.08716	36.786	11.470	20
21	2.786	0.3589	0.02800	0.07800	35.719	12.821	3.400	0.2942	0.02500	0.08500	39.993	11.764	21
22	2.925	0.3418	0.02597	0.07597	38.505	13.163	3.604	0.2775	0.02305	0.08305	43.392	12.042	22
23	3.072	0.3256	0.02414	0.07414	41.430	13.489	3.820	0.2618	0.02128	0.08128	46.996	12.303	23
24	3.225	0.3101	0.02247	0.07247	44.502	13.799	4.049	0.2470	0.01968	0.07968	50.816	12.550	24
25	3.386	0.2953	0.02095	0.07095	47.727	14.094	4.292	0.2330	0.01823	0.07823	54.865	12.783	25
26	3.556	0.2812	0.01956	0.06956	51.113	14.375	4.549	0.2198	0.01690	0.07690	59.156	13.003	26
27	3.733	0.2678	0.01829	0.06829	54.669	14.643	4.822	0.2074	0.01570	0.07570	63.706	13.211	27
28	3.920	0.2551	0.01712	0.06712	58.403	14.898	5.112	0.1956	0.01459	0.07459	68.528	13.406	28
29	4.116	0.2429	0.01605	0.06605	62.323	15.141	5.418	0.1846	0.01358	0.07358	73.640	13.591	29
30	4.322	0.2314	0.01505	0.06505	66.439	15.372	5.743	0.1741	0.01265	0.07265	79.058	13.765	30
31	4.538	0.2204	0.01413	0.06413	70.761	15.593	6.088	0.1643	0.01179	0.07179	84.802	13.929	31
32	4.765	0.2099	0.01328	0.06328	75.299	15.803	6.453	0.1550	0.01103	0.07103	90.890	14.084	32
33	5.003	0.1999	0.01249	0.06249	80.064	16.003	6.841	0.1462	0.01030	0.07030	97.343	14.230	33
34	5.253	0.1904	0.01176	0.06176	85.067	16.193	7.251	0.1379	0.00960	0.06960	104.184	14.368	34
35	5.516	0.1813	0.01107	0.06107	90.320	16.374	7.686	0.1301	0.00897	0.06897	111.435	14.498	35
40	7.040	0.1420	0.00828	0.05828	120.800	17.159	10.286	0.0972	0.00646	0.06646	154.762	15.046	40
45	8.985	0.1113	0.00626	0.05626	159.700	17.774	13.765	0.0727	0.00470	0.06470	212.744	15.456	45
50	11.467	0.0872	0.00478	0.05478	209.348	18.256	18.420	0.0543	0.00344	0.06344	290.336	15.762	50
55	14.636	0.0683	0.00367	0.05367	272.713	18.633	24.650	0.0406	0.00254	0.06254	394.172	15.991	55
60	18.679	0.0535	0.00283	0.05283	353.584	18.929	32.988	0.0303	0.00188	0.06188	533.128	16.161	60
65	23.840	0.0419	0.00219	0.05219	456.798	19.161	44.145	0.0227	0.00139	0.06139	719.083	16.289	65
70	30.426	0.0329	0.00170	0.05170	588.529	19.343	59.076	0.0169	0.00103	0.06103	967.932	16.385	70
75	38.833	0.0258	0.00132	0.05132	756.654	19.485	79.057	0.0126	0.00077	0.06077	1,300.949	16.456	75
80	49.561	0.0202	0.00103	0.05103	971.229	19.596	105.796	0.0095	0.00057	0.06057	1,746.600	16.509	80
85	63.254	0.0158	0.00080	0.05080	1,245.087	19.684	141.579	0.0071	0.00043	0.06043	2,342.982	16.549	85
90	80.730	0.0124	0.00063	0.05063	1,594.607	19.752	189.465	0.0053	0.00032	0.06032	3,141.075	16.579	90
95	103.035	0.0097	0.00049	0.05049	2,040.694	19.806	253.546	0.0039	0.00024	0.06024	4,209.104	16.601	95
100	131.501	0.0076	0.00038	0.05038	2,610.025	19.848	339.302	0.0029	0.00018	0.06018	5,638.368	16.618	100

cerrada

ν	= N, ν	=	N, n
	= Ξ, ξ	=	X, x
o	= O, o	=	O, o
	= Π, π	=	P, p
	= P, ρ	=	R, r
	= Σ, σ	=	S, s
	= T, τ	=	T, t
	= Υ, υ	=	U, u
	= Φ, φ	=	Ph, ph
	= X, χ	=	Ch, ch
	= Ψ, ψ	=	Ps, ps
	= Ω, ω	=	O, o

TABLA 1-23 Factores de interés compuesto* —(*Continuación*)

Ejemplos de uso de las tablas

Datos: Se invierten ahora 2 500 dólares al 3%.
Se pide: Valor acumulado en 10 años (o sea, el valor de un capital principal dado).

Solución:

$$S = P(1 + i)^n = \$2\,500 \times 1.05^{10}$$
Factor de monto compuesto $= (1 + i)^n = 1.03^{10} = 1.629$
$S = \$2\,500 \times 1.629 = 4\,062.50$

Datos: Dentro de 5 años se necesitarán 19 500 dólares para reemplazar un equipo utilizado en la actualidad.
Se pide: Con una tasa de interés del 3%, ¿qué suma se deberá depositar en el banco en la actualidad para obtener el capital que se necesita (o sea, el capital principal que proporcionará una suma dada)?

Solución:

$$P = S \frac{1}{(1 + i)^n} = \$19\,500 \frac{1}{1.03^5}$$
Factor de valor actual $= 1/(1 + i)^n = 1/1.03^5 = 0.8626$
$P = \$19\,500 \times 0.8626 = \$16\,821$

Datos: Dentro de 10 años se necesitarán 50 000 dólares para adquirir equipos.
Se pide: Con una tasa de interés del 4%, ¿qué suma se debe depositar cada año para obtener el capital que se necesita (o sea, la anualidad que dará un fondo determinado)?

Solución:

$$R = S \frac{i}{(1 + i)^n - 1} = \$50\,000 \frac{0.04}{1.04^{10} - 1}$$
Factor de fondo de amortización $= \frac{i}{(1 + i)^n - 1} = \frac{0.04}{1.04^{10} - 1} = 0.08329$
$R = \$50\,000 \times 0.08329 = \$4\,164$

Datos: Se invierten 20 000 dólares al 10% de interés.
Se pide: La suma anual que se puede retirar en un periodo de 20 años (o sea, la anualidad proporcionada por un capital dado).

Solución:

$$R = P \frac{i(1 + i)^n}{(1 + i)^n - 1} = \$20\,000 \frac{0.10 \times 1.10^{20}}{1.10^{20} - 1}$$
Factor de recuperación de capital $= \frac{i(1 + i)^n}{(1 + i)^n - 1} = \frac{0.10 \times 1.10^{20}}{1.10^{20} - 1} = 0.11746$
$R = \$20\,000 \times 0.11746 = \$2\,349.20$

Datos: Se invierten 500 dólares cada año al 8% de interés.
Se pide: El valor acumulado en 15 años (o sea, el monto de una anualidad).

Solución:

$$S = R \frac{(1 + i)^n - 1}{i} = \$500 \frac{1.08^{15} - 1}{0.08}$$
Factor de monto compuesto $= \frac{(1 - i)^n - 1}{i} = \frac{1.08^{15} - 1}{0.08} = 27.152$
$S = \$500 \times 27.152 = \$13\,576$

Datos: Se necesitan 8 000 dólares anuales durante 25 años.
Se pide: La suma que se debe depositar en la actualidad al 6% de interés.

Solución:

$$P = R \frac{(1 + i)^n - 1}{i(1 + i)^n} = \$8\,000 \frac{1.06^{25} - 1}{0.06 \times 1.06^{25}}$$
Factor de valor actual $= \frac{(1 + i)^n - 1}{i(1 + i)^n} = \frac{1.06^{25} - 1}{0.06 \times 1.06^{25}} = 12.783$
$P = \$8\,000 \times 12.78 = \$102\,264$

* Factores presentados para dos tasas de interés, únicamente. Mediante la apropiada utilización de fórmulas, los valores para otras tasas de interés podrán ser calculados.

Arthur E. Ho
of Delaware;
Society for Qu

M. Zuhair Na
Engineering,
Editor, Journa
Textbooks in F
of Nonlinear
Journal of Sto
sobre matemá

John J. McK
Texas. (Anális

I. H. Silberb
University of

Generalidades
Constantes mate
El sistema de los
Progresiones
Desigualdades a

FÓRMU
Figuras geométr
Figuras geométr
Figuras geométr
Sólidos delimita
Fórmulas divers
Áreas y volúmer

*Ha sido suma
quinta edición.

Matemáticas*

Arthur E. Hoerl, M.A., *Professor, Department of Mathematical Sciences, University of Delaware; Fellow of the American Statistical Association; Member, American Society for Quality Control. (Matemáticas y estadísticas, Editor de la sección)*

M. Zuhair Nashed, Ph. D., *Professor of Mathematics and Professor of Electrical Engineering, University of Delaware and University of Petroleum and Minerals; Editor, Journal of Integral Equations; Executive Editor of the series Monographs and Textbooks in Pure and Applied Mathematics; Member, Editorial Board of the Journal of Nonlinear Analysis, Resultate der Mathematik, Journal of Applicable Analysis, Journal of Stochastic Analysis, and Journal of Engineering Sciences. (Generalidades sobre matemáticas)*

John J. McKetta, Ph.D., *Joe C. Walter Chair, Chemical Engineering, University of Texas. (Análisis dimensional)*

I. H. Silberberg, Ph. D., *Assistant Director, Texas Petroleum Research Committee, University of Texas. (Análisis dimensional)*

MATEMÁTICAS

Generalidades 2-8
Constantes matemáticas diversas 2-9
El sistema de los números reales 2-9
Progresiones 2-11
Desigualdades algebraicas 2-11

FÓRMULAS PARA CÁLCULO DE MAGNITUDES

Figuras geométricas planas con fronteras rectas 2-12
Figuras geométricas planas con fronteras curvas 2-12
Figuras geométricas sólidas con fronteras planas 2-13
Sólidos delimitados por superficies curvas 2-13
Fórmulas diversas 2-14
Áreas y volúmenes irregulares 2-14

ÁLGEBRA ELEMENTAL

Operaciones con expresiones algebraicas 2-15
El teorema del binomio 2-15
Progresiones 2-15
Permutaciones, combinaciones y probabilidad 2-16
Teoría de ecuaciones 2-16

GEOMETRÍA ANALÍTICA

Geometría analítica plana 2-19
Geometría analítica en el espacio 2-24

TRIGONOMETRÍA PLANA

Ángulos 2-27
Funciones de trigonometría circular 2-27

*Ha sido sumamente valiosa la colaboración de William F. Ames, del Georgia Institute of Technology, por lo que se refiere al material que fue utilizado a partir de la quinta edición.

Funciones trigonométricas inversas . . . 2-28
Relaciones entre los ángulos y los lados de un triángulo . . . 2-28
Trigonometría hiperbólica . . . 2-29
Aproximaciones para las funciones trigonométricas . . . 2-29

CÁLCULO DIFERENCIAL E INTEGRAL

Cálculo diferencial . . . 2-29
Cálculo integral . . . 2-32

SERIES INFINITAS

Definiciones . . . 2-36
Operaciones con series infinitas . . . 2-36
Pruebas de convergencia y divergencia . . . 2-37
Suma de series e identidades . . . 2-39

VARIABLES COMPLEJAS

Álgebra . . . 2-42
Operaciones especiales . . . 2-42
Representación trigonométrica . . . 2-42
Potencias y raíces . . . 2-42
Funciones complejas elementales . . . 2-43
Funciones complejas (analíticas) . . . 2-43

ECUACIONES DIFERENCIALES

Ecuaciones diferenciales ordinarias . . . 2-45
Ecuaciones diferenciales especiales . . . 2-47
Ecuaciones diferenciales parciales . . . 2-48

ECUACIONES EN DIFERENCIAS

Elementos del cálculo en diferencias finitas . . . 2-51
Ecuaciones en diferencias . . . 2-51

ECUACIONES INTEGRALES

Clasificación de las ecuaciones integrales . . . 2-53
Relación con las ecuaciones diferenciales . . . 2-53
Métodos de resolución . . . 2-54

TRANSFORMADAS INTEGRALES (MÉTODOS OPERACIONALES)

Transformada de Laplace . . . 2-55
Integral de convolución . . . 2-56
Transformada de Fourier . . . 2-56
Transformada cosenoidal de Fourier . . . 2-56

ÁLGEBRA DE MATRICES Y CÁLCULOS COMPUTACIONALES DE MATRICES

Álgebra de matrices . . . 2-57
Cálculos computacionales de matrices . . . 2-59

APROXIMACIONES NUMÉRICAS A ALGUNAS EXPRESIONES

Identidades de aproximación . . . 2-61
Suma y aproximación . . . 2-61

ANÁLISIS NUMÉRICO Y MÉTODOS APROXIMADOS

Introducción . . . 2-62
Soluciones numéricas de ecuaciones lineales y problemas asociados . . . 2-62
Solución numérica de ecuaciones no lineales con una variable . . . 2-65
Interpolación y diferencias finitas . . . 2-67
Derivación numérica . . . 2-69
Integración numérica . . . 2-70
Resolución numérica de ecuaciones diferenciales ordinarias . . . 2-71
Resolución numérica de ecuaciones integrales . . . 2-72
Resolución numérica de ecuaciones diferenciales parciales . . . 2-73
Funciones de polinomios . . . 2-75
Algoritmo de la transformada rápida de Fourier (FFT) o algoritmo de Cooley-Tukey para el cálculo de polinomios trigonométricos de interpolación . . . 2-77

CÁLCULO DE VARIACIONES

Algunos ejemplos clásicos y la formulación del "Problema más simple" en el cálculo de variaciones . . . 2-79
Método de las diferencias finitas en el cálculo de variaciones . . . 2-79

OPTIMIZACIÓN

Métodos de búsqueda . . . 2-81
Restricciones . . . 2-82
Métodos del cálculo variacional . . . 2-83
Programación . . . 2-83

ESTADÍSTICA

Introducción . . . 2-85
Datos de enumeración y distribuciones de probabilidad . . . 2-87
Datos de medición y densidades de muestreo . . . 2-89
Prueba de hipótesis . . . 2-92
Mínimos cuadrados lineales simples . . . 2-111
Regresión no lineal simple . . . 2-113
Regresión múltiple . . . 2-116

ANÁLISIS DIMENSIONAL

Los problemas más sencillos . . . 2-120
Método de Rayleigh . . . 2-120
Método Pi de Buckingham . . . 2-121

REFERENCIAS GENE
con objeto de propo
modernos, que son
tan y amplían el co
leccionadas sobre
Manual, pero que p
es decir, temas adi
teoría de sistemas,
lectores interesado
resueltos sobre tem
máticos para inge
McGraw-Hill.

1. Abramow
tions wit
New Yor
2. Action, F
1966.
3. ——:
York, 19
4. Adey, R.
Engineer
5. Alger, P.:
Graw-Hi
6. Allendoe
ed., McG
7. Ames, W
gineerin
8. —— :
Processe
9. ——:
2d ed., A
10. Angel, E
ferential
11. Apostol,
Reading,
12. Arfken,
Academi
13. Aris, R.:
Permeat
1975.
14. —— :
1978.
15. ——:
gineerin
16. Arya, J.
plicatio
17. Athans,
York, 19
18. Atkinso
New Yo
19. Baker, C
Oxford
20. Barroda
Applica
21. Bazaraa
Wiley, N
22. ——
1979.
23. Beckenb
ed., Mc
24. ——
lag, Ber

GUNAS

. 2-61
. 2-61

XIMADOS

. 2-62
. 2-62
. 2-65
. 2-67
. 2-69
. 2-70
. 2-71
. 2-72
. 2-73
. 2-75
. 2-77
. 2-79
. 2-79
. 2-81
. 2-82
. 2-83
. 2-83
. 2-85
. 2-87
. 2-89
. 2-92
. 2-111
. 2-113
. 2-116
. 2-120
. 2-120
. 2-121

REFERENCIAS GENERALES: La lista de referencias para esta sección se seleccionó con objeto de proporcionar una perspectiva amplia sobre los métodos clásicos y modernos, que son útiles en la ingeniería química. Las referencias complementan y amplían el contenido de esta sección. También se incluyen referencias seleccionadas sobre áreas importantes de las matemáticas, que no se cubren en el *Manual*, pero que pueden ser de utilidad en ciertas áreas de la ingeniería química, es decir, temas adicionales en análisis numérico y software, control óptimo y teoría de sistemas, operadores lineales y métodos de análisis funcional. A los lectores interesados en resúmenes breves de la teoría, con ejemplos y problemas resueltos sobre temas de matemáticas a nivel de universidad o de métodos matemáticos para ingenieros se les recomienda la serie Schaum publicada por McGraw-Hill.

1. Abramowitz, M., y I. Stegun: *Handbook of Mathematical Functions with Formulas, Graphs, and Mathematical Tables*, Dover, New York, 1965.
2. Action, F. S: *Analysis of Straight-Line Data*, Dover, New York, 1966.
3. ——— : *Numerical Methods That Work*, Harper & Row, New York, 1970.
4. Adey, R. A., y C. A. Brebbia: *Basic Computational Techniques for Engineers*, Wiley, New York, 1983.
5. Alger, P.: *Mathematics for Science and Engineering*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1969.
6. Allendoerfer, C. B., y C. O. Oakley: *Principles of Mathematics*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1969.
7. Ames, W. F.: *Nonlinear Partial Differential Equations in Engineering*, Academic, New York, 1965.
8. ——— : *Nonlinear Ordinary Differential Equations in Transport Processes*, Academic, New York, 1968.
9. ——— : *Numerical Methods for Partial Differential Equations*, 2d ed., Academic, New York, 1977.
10. Angel, E., y R. Bellman: *Dynamic Programming and Partial Differential Equations*, Academic, New York, 1972.
11. Apostol, T. M.: *Mathematical Analysis*, 2d ed., Addison-Wesley, Reading, Mass., 1974.
12. Arfken, G.: *Mathematical Methods for Physicists*, 2d ed., Academic, New York, 1970.
13. Aris, R.: *The Mathematical Theory of Diffusion and Reaction in Permeable Catalysts*, vols. 1 y 2, Oxford University Press, Oxford, 1975.
14. ——— : *Mathematical Modelling Techniques*, Pitman, London, 1978.
15. ——— : y N. Amundson: *Mathematical Methods in Chemical Engineering*, vols. 1 y 2, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1973.
16. Arya, J. C., y R. W. Lardner: *Algebra and Trigonometry with Applications*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1983.
17. Athans, M., y P. L. Falb: *Optimal Control*, McGraw-Hill, New York, 1966.
18. Atkinson, K. E: *An Introduction to Numerical Analysis*, Wiley, New York, 1978.
19. Baker, C. T. H.: *The Numerical Treatment of Integral Equations*, Oxford University Press, New York, 1977.
20. Barrodale, I., D. K. Roberts y B. L. Ehle: *Elementary Computer Applications*, Wiley, New York, 1971.
21. Bazaraa, M. S., y J. J. Jarvis: *Linear Programming and Network Flow*, Wiley, New York, 1977.
22. ——— y M. Shetty: *Nonlinear Programming*, Wiley, New York, 1979.
23. Beckenbach, E. F. (ed): *Modern Mathematics for the Engineer*, 2d ed., McGraw-Hill, 1961.
24. ——— y R. E. Bellman: *Inequalities*, 3d printing, Springer-Verlag, Berlin, 1971.
25. Becker, E. B., G. F. Carey y J. T. Oden: *Finite Elements: An Introduction*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1981 (first of a series of six volumes).
26. Bell, W. W.: *Special Functions for Scientists and Engineers*, Van Nostrand, London, 1968.
27. Bellman, R. E.: *Stability Theory of Ordinary Differential Equations*, McGraw-Hill, New York, 1953.
28. ——— : *Introduction to Matrix Analysis*, McGraw-Hill, New York, 1960.
29. ——— y K. L. Cooke: *Differential-Difference Equations*, Academic, New York, 1972.
30. ——— y S. E. Dreyfus: *Applied Dynamic Programming*, Princeton University Press, Princeton, N.J., 1962.
31. Bender, E. A.: *An Introduction to Mathematical Modeling*, Wiley, New York, 1978.
32. Ben-Israel, A., y T. N. E. Greville: *Generalized Inverses: Theory and Applications*, Wiley-Interscience, New York, 1974.
33. Blum, E. K.: *Numerical Analysis and Computation: Theory and Practice*, Addison-Wesley, Reading, Mass., 1972.
34. Bodewig, E: *Matrix Calculus*, 2d ed., Interscience, New York, 1959.
35. Boor, C. de: *A Practical Guide to Splines*, Springer-Verlag, New York, 1978.
36. Botha, J. F., y G. F. Pinder: *Fundamental Concepts in the Numerical Solution of Differential Equations*, Wiley, New York, 1983.
37. Bowman, F.: *Introduction to Bessel Functions*, Dover, New York, 1958.
38. Boyce, W. E., y R. C. Di Prima: *Elementary Differential Equations and Boundary Value Problems*, 3d ed., Wiley, New York, 1977.
39. Bradley, S. P., A. C. Hax y T. L. Magnante: *Applied Mathematical Programming*, Addison-Wesley, Reading, Mass., 1977.
40. Brand, L.: *Advanced Calculus*, Wiley, New York, 1955.
41. ——— : *Differential y Difference Equations*, Wiley, New York, 1966.
42. Brauer, F., y J. A. Nohel: *Ordinary Differential Equations*, W. A. Benjamin, New York, 1967.
43. Braun, M.: *Differential Equations and Their Applications: An Introduction to Applied Mathematics*, 3d ed., Springer-Verlag, New York, 1983.
44. Brigham, E.: *The Fast Fourier Transform*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1974.
45. Brujin, N. G. de: *Asymptotic Methods in Analysis*, Dover, New York, 1981.
46. Bryson, A. E., y Y. C. Ho: *Applied Optimal Control*, Blaisdell Publishing Company, Waltham, Mass., 1969.
47. Brent, R.: *Algorithms for Minimization without Derivatives*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1973.
48. Buck, R. C.: *Advanced Calculus*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1978.
49. Budak, B. M., A. A. Samarskii, y A. N. Tikhonov: *A Collection of Problems on Mathematical Physics*, Pergamon, Oxford, 1964.
50. Bunch, J., y D. Rose (eds.): *Sparse Matrix Computations*, Academic, New York, 1976.
51. Burden, R. L., J. D. Faires y A. C. Reynolds: *Numerical Analysis*, 2d ed., Prindle, Weber & Schmidt, Boston, 1981.
52. Burrington, R.: *Handbook of Mathematical Tables and Formulas*, 4th ed., McGraw-Hill, New York, 1969.
53. Byrd, P., y M. Friedman: *Handbook of Elliptic Integrals for Scientists and Engineers*, 2d ed., Springer-Verlag, New York, 1971.
54. Carnahan, B., H. Luther y J. Wilkes: *Applied Numerical Methods*, Wiley, New York, 1969.

55. Carrier, G., M. Crook, y C. Pearson: *Functions of a Complex Variable*, McGraw-Hill, New York, 1966.
56. ——— y C. Pearson: *Partial Differential Equations*, Academic, New York., 1976.
57. Carslaw, H. S.: *The Theory of Fourier Series and Integrals*, 3d ed., Dover, New York, 1930.
58. ——— y J. Jaeger: *Operational Methods in Applied Mathematics*, 2d ed., Clarendon Press, Oxford, 1948.
59. Cheney, E. W.: *Introduction to Approximation Theory*, McGraw-Hill, New York, 1966.
60. ——— y D. Kincaid: *Numerical Mathematics and Computing*, Brooks/Cole, Monterey, Calif, 1980.
61. Churchill, R. V.: *Operational Mathematics*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1972.
62. ——— y J. W. Brown: *Fourier Series and Boundary Value Problems*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1978.
63. ———, J. W. Brown, y R. V. Verhey: *Complex Variables and Applications*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1974.
64. Clarke, F. H.: *Optimization and Nonsmooth Analysis*, Wiley, New York, 1983.
65. Coburn, L.: *Vector and Tensor Analysis*, Macmillan, New York, 1955.
66. Cochran, J. A.: *The Analysis of Linear Integral Equations*, McGraw-Hill, New York, 1972.
67. Coddington, E. A.: *An Introduction to Ordinary Differential Equations*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1961.
68. ——— y N. Levinson: *Theory of Ordinary Differential Equations*, McGraw-Hill, New York, 1955.
69. Cogan, E. J., y R. Z. Norman: *Handbook of Calculus, Difference and Differential Equations*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1958.
70. Collatz, L.: *The Numerical Treatment of Differential Equations*, 3d ed., Springer-Verlag, Berlin y New York, 1966.
71. Conte, S. D., y C. de Boor: *Elementary Numerical Analysis: An Algorithmic Approach*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1980.
72. Cooper, L., y D. Steinberg: *Methods and Applications of Linear Programming*, Saunders, Philadelphia, 1974.
73. Courant, R., y D. Hilbert: *Methods of Mathematical Physics*, Interscience, New York, vol. 1, 1953; vol. 2: *Partial Differential Equations*, 1962.
74. ——— y F. John: *Introduction to Calculus and Analysis*, Wiley, New York, 1965.
75. ——— y H. Robbins: *What Is Mathematics?* Oxford University Press, New York, 1941.
76. Crandall, S.: *Engineering Analysis*, McGraw-Hill, New York, 1956.
77. Creese, T. M., y R. M. Haralick: *Differential Equations for Engineers*, McGraw-Hill, New York, 1978.
78. Cunningham, R.: *Introduction to Nonlinear Differential Equations*, McGraw-Hill, New York, 1960.
79. Dahlquist, G., y A. Bjorck: *Numerical Methods*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1974.
80. Dantzig, G. B.: *Linear Programming and Extensions*, Princeton University Press, Princeton, N.J., 1963.
81. Davis, H. T.: *Introduction to Nonlinear Differential and Integral Equations*, Dover, New York, 1962.
82. Davis, P.: *Interpolation and Approximation*, Dover, New York, 1980.
83. ——— y P. Rabinowitz: *Methods of Numerical Integration*, 2d ed., Academic, New York, 1975.
84. Denn, M. M.: *Optimization by Variational Methods*, McGraw-Hill, New York, 1969.
85. ———: *Stability of Reaction and Transport Processes*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs N.J., 1974.
86. Dennery, P., y A. Krzywicki: *Mathematics for Physicists*, Harper & Row, New York, 1967.
87. Dettman, J. W.: *Introduction to Linear Algebra and Differential Equations*, McGraw-Hill, New York, 1974.
88. Doetsch, G.: *A Guide to the Applications of the Laplace Transform*, Van Nostrand, Princeton, N.J., 1963.
89. Dolciani, M. P., et al.: *Modern Introductory Analysis*, Houghton Mifflin, Boston, 1970.
90. Dongarra, J. J., J. R. Bunch, C. B. Moler, y G. W. Stewart: *LINPACK Users Guide*, Society for Industrial and Applied Mathematics, Philadelphia, 1979.
91. Dorn, W. S., y D. D. McCracken: *Numerical Methods with Fortran IV Case Studies*, Wiley, New York, 1972.
92. Dreyfus, S. E.: *Dynamic Programming and the Calculus of Variations*, Academic, New York, 1965.
93. Duff, G. F. D., y D. Naylor: *Differential Equations of Applied Mathematics*, Wiley, New York, 1966.
94. Dwight, H. B.: *Tables of Integrals and Other Mathematical Data*, Macmillan, New York, 1947.
95. Dym, C. L., y E. S. Ivey: *Principles of Mathematical Modeling*, Academic, New York, 1980.
96. Elich, J., y C. J. Elich: *College Algebra with Calculator Applications*, Addison-Wesley, Boston, Mass., 1982.
97. Epstein, B.: *Partial Differential Equations*, McGraw-Hill, New York, 1962.
98. Erdelyi, A., et al.: *Higher Transcendental Functions*, vols. I, II, y III, McGraw-Hill, New York, 1953-1955.
99. Faddeev, D. K., y V. N. Faddeeva: *Computational Methods in Linear Algebra*, Freeman, San Francisco, 1963.
100. Fiacco, A. V., y G. P. McCormick: *Nonlinear Programming: Sequential Unconstrained Minimization Techniques*, Wiley, New York, 1968.
101. Finlayson, B. A.: *The Method of Weighted Residuals and Variational Principles*, Academic, New York, 1972.
102. Fisher, R. C., y A. D. Ziebur: *Integrated Algebra, Trigonometry, and Analytic Geometry*, 4th ed., Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1982.
103. Forsythe, G. E., M. A. Malcolm, y C. B. Moler: *Computer Methods for Mathematical Computations*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1977.
104. ——— y C. B. Moler: *Computer Solution of Linear Algebraic Systems*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1967.
105. ——— y W. R. Wasow: *Finite Difference Methods for Partial Differential Equations*, Wiley, New York, 1960.
106. Fox, L.: *Introduction to Numerical Linear Algebra*, Oxford University Press, Oxford, 1965.
107. Franklin, J. N.: *Matrix Theory*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1968.
108. Franklin, P.: *An Introduction to Fourier Methods and Laplace Transformation*, Dover, New York, 1949.
109. ———: *Functions of Complex Variable*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1958.
110. ———: *A Treatise on Advanced Calculus*, Dover, New York, 1964.
111. Freiberger, W. F. (ed.): *International Dictionary of Applied Mathematics*, Van Nostrand, New York, 1960.
112. Friedman, B.: *Principles and Techniques of Applied Mathematics*, Wiley, New York, 1957.
113. Friedman, N. A.: *Calculus and Mathematical Models*, Prindle, Weber & Schmidt, Boston, 1979.
114. Gale, D.: *The Theory of Linear Economic Models*, McGraw-Hill, New York, 1960.
115. Gantmacher, F. R.: *Applications of the Theory of Matrices*, Interscience, New York, 1959.
116. Garbow, B. S., J. M. Boyle, J. J. Dongarra, y C. B. Moler: *Matrix Eigensystem Routines—EISPACK Guide Extensions*, Springer-Verlag, Berlin y New York, 1977.
117. Gardner, K. L.: *A Programmed Vector Algebra*, Oxford University Press, Fair Lawn, N.J., 1969.
118. Gass, S. I.: *Linear Programming*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1969.
119. Gear, G. W.: *Numerical Initial Value Problems in Ordinary Differential Equations*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1971.
120. Gelfand, I
Hall, Engl
121. Goertzel,
McGraw-
122. Gradshte
Products,
123. Greenberg
Hall, Engl
124. Gregory, I
putationa
125. Greville,
Academic
126. Groetsch,
ccl Dekke
127. —: *I*
Dekker, N
128. Gustafson
Monterey
129. Habermar
Cliffs, N.J
130. Hadley,
Mass., 19
131. ———: *M*
ley, Readi
132. Hageman
Academic
133. Halany, *A*
Lags, Aca
134. Hale, J. I
1969.
135. Hamming
2d ed., M
136. Hanna, I
Problems
137. Hansen, *A*
Engineer
138. Hardy, G.
Universit
139. Harvey,
New Yorl
140. Hastings,
Universit
141. Hellwig,
dison-We
142. Henrici, I
Equation
143. ———: *A*
New Yorl
144. Hetrick,
Chicago I
145. Hildebra
Graw-Hil
146. ———: *I*
Englewo
147. ———: *A*
Hall, Eng
148. Hille, E.:
Wesley, I
149. Hodgma
Rubber C
150. Holzman
Marcel D
151. Housebo
Dover, N
152. ———: *I*
McGraw
153. Hornbeck
Cliffs, N.

120. Gelfand, I. M., y S. V. Fomin: *Calculus of Variations,* Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1963.
121. Goertzel, G., y N. Tralli: *Some Mathematical Methods of Physics,* McGraw-Hill, New York, 1960.
122. Gradshteyn, I. S., y I. M. Ryzhik: *Tables of Integrals, Series, and Products,* Academic, New York, 1980.
123. Greenberg, M. M.: *Foundations of Applied Mathematics,* Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1978.
124. Gregory, R., y D. Karney: *A Collection of Matrices for Testing Computational Algorithms,* Wiley, 1969.
125. Greville, T. N. E.: *Theory and Applications of Spline Functions,* Academic, New York, 1969.
126. Groetsch, C. W.: *Generalized Inverses of Linear Operators,* Marcel Dekker, New York, 1977.
127. ——— : *Elements of Applicable Functional Analysis,* Marcel Dekker, New York, 1980.
128. Gustafson, R. D., y P. D. Frisk: *Plane Trigonometry,* Brooks/Cole, Monterey, Calif, 1982.
129. Haberman, R.: *Mathematical Models,* Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1977.
130. Hadley, G.: *Linear Programming,* Addison-Wesley, Reading, Mass., 1962.
131. ——— : *Nonlinear and Dynamic Programming,* Addison-Wesley, Reading, Mass., 1964.
132. Hageman, L. A., y D. M. Young: *Applied Iterative Methods,* Academic, New York, 1981.
133. Halany, A.: *Differential Equations: Stability, Oscillations, Time Lags,* Academic, New York, 1966.
134. Hale, J. K.: *Ordinary Differential Equations,* Wiley, New York, 1969.
135. Hamming, R. W.: *Numerical Methods for Scientists and Engineers,* 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1973.
136. Hanna, R.: *Fourier Series and Integrals of Boundary Value Problems,* Wiley, New York, 1982.
137. Hansen, A.: *Similarity Analyses of Boundary Value Problems in Engineering,* Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1964.
138. Hardy, G. H., J. E. Littlewood, y G. Polya: *Inequalities,* Cambridge University Press, Cambridge, England, 1959.
139. Harvey, C. M.: *Operations Research,* Elsevier/North-Holland, New York, 1979.
140. Hastings, C., Jr.: *Approximations for Digital Computers,* Princeton University Press, Princeton, N.J., 1955.
141. Hellwig, G.: *Differential Operators of Mathematical Physics,* Addison-Wesley, Reading, Mass., 1967.
142. Henrici, P.: *Discrete Variable Methods in Ordinary Differential Equations,* Wiley, New York, 1962.
143. ——— : *Applied and Computational Complex Analysis,* Wiley, New York, 1974.
144. Hetrick, D. L.: *Dynamics of Nuclear Reactors,* University of Chicago Press, Chicago, 1971.
145. Hildebrand, F. B.: *Introduction to Numerical Analysis,* 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1974.
146. ——— : *Methods of Applied Mathematics,* 2d ed., Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1965.
147. ——— : *Advanced Calculus for Applications,* 2d ed., Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1976.
148. Hille, E.: *Methods in Classical and Functional Analysis,* Addison-Wesley, Reading, Mass., 1972.
149. Hodgman, R.: *Standard Mathematical Tables,* 12th ed., Chemical Rubber Company, Cleveland, 1960.
150. Holzman, A. G. (ed.): *Operations Research Support Methodology,* Marcel Dekker, New York, 1979.
151. Householder, A. S.: *The Theory of Matrices in Numerical Analysis,* Dover, New York, 1979.
152. ——— : *Numerical Treatment of a Single Nonlinear Equation,* McGraw-Hill, New York, 1970; Dover, New York, 1980.
153. Hornbeck, R. W.: *Numerical Methods,* Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N. J., 1975.
154. Hyatt, H. R., y L. Small: *Trigonometry: A Calculator Approach,* Wiley, New York, 1982.
155. Ince, E. L.: *Ordinary Differential Equations,* Dover, New York, 1956.
156. Indritz, J.: *Methods in Analysis,* Macmillan, New York, 1963.
157. Isaacson, E., y H. B. Keller: *Analysis of Numerical Methods,* Wiley, New York, 1966.
158. Jacobs, D. (ed.): *The State of the Art in Numerical Analysis,* Academic, New York, 1977.
159. ——— : *Numerical Software—Needs and Availability,* Academic, New York, 1978.
160. James, G., y R. C. James: *Mathematics Dictionary,* 3d ed., Van Nostrand, New York, 1968.
161. Jeffreys, H., y B. Jeffreys: *Methods of Mathematical Physics,* 3d ed., Cambridge University Press, London, 1956.
162. Jennings, A.: *Matrix Computations for Engineers and Scientists,* Wiley, New York, 1977.
163. Johnson, R. E., y F. L. Kiokemeister: *Calculus with Analytic Geometry,* 4th ed., Allyn and Bacon, Boston, 1969.
164. Kantorovich, L. V. y G. P. Akilov: *Functional Analysis in Normed Spaces,* 2d ed., Pergamon, Oxford, 1980.
165. ——— y V. I. Krylow: *Approximate Methods of Higher Analysis,* Interscience, New York, 1958.
166. Kanwal, R. P.: *Linear Integral Equations,* Academic, New York, 1971.
167. Kaplan, W.: *Advanced Calculus,* 2d ed., Addison-Wesley, Reading, Mass., 1973.
168. Kemeny, J. G., et al.: *Introduction to Finite Mathematics,* 3d ed., Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1975.
169. Kennedy, E.: *The History of Trigonometry: Historical Notes for the Mathematics Classroom,* National Council of Teachers of Mathematics Yearbook XXXV, Washington, 1969.
170. Kevorkian, J., y J. D. Cole: *Perturbation Methods in Applied Mathematics,* Springer-Verlag, New York, 1981.
171. Kincaid, D. R., y D. M. Young: "Survey of Iterative Methods", *Encyclopedia of Computer Science and Technology,* Marcel Dekker, New York, 1979.
172. Korn, G., y T. Korn: *Manual of Mathematics,* McGraw-Hill, New York, 1967.
173. Krasnoselskii, M. A., G. G. M. Vainikko, P. P. Zabreiko, Ya. B. Rutitskii, y B. Ya. Stetsenko: *Approximate Solution of Operator Equations,* Wolters-Noordhoff, Groningen, Netherlands, 1972.
174. Kreyszig E.: *Advanced Engineering Mathematics,* 5th ed., Wiley, New York, 1983.
175. ——— : *Introductory Functional Analysis with Applications,* Wiley, New York, 1978.
176. Kunz, K. S.: *Numerical Analysis,* McGraw-Hill, New York, 1957.
177. Kyrala, A.: *Applied Functions of a Complex Variable,* Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1972.
178. Lanczos, C.: *The Variational Principles of Mechanics,* University of Toronto Press, Toronto, 1949.
179. Lapidus, L., y J. Seinfeld: *Numerical Solution of Ordinary Differential Equations,* Academic, New York, 1971.
180. Lawrence, J. D.: *A Catalog of Special Plane Curves,* Dover, New York, 1972.
181. Lawson, C. L., y R. J. Hanson: *Solving Least Squares Problems,* Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1974.
182. Lebedev, N.N.: *Special Functions and Their Applications,* Dover, New York, 1972.
183. LePage, W. R.: *Complex Variables and the Laplace Transform for Engineers,* McGraw-Hill, New York, 1961.
184. Lin, C. C., y L. A. Segel: *Mathematics Applied to Deterministic Problems in the Natural Sciences,* Macmillan, New York, 1974.
185. Luenberger, D. G.: *Optimization by Vector Space Methods,* Wiley, New York, 1969.
186. ——— : *Introduction to Linear and Nonlinear Programming,* Addison-Wesley, Reading, Mass., 1973.
187. Luke, Y. L.: *Mathematical Functions and Their Applications,* Academic, New York, 1975.

188. Lusternik, L. A., y V. J. Sobolev: *Elements of Functional Analysis*, Wiley, New York, 1974.
189. Magnus, W., F., Oberhettinger, y R. P. Soni: *Formulas and Theorems for the Special Functions of Mathematical Physics*, 3d ed., Springer-Verlag, New York, 1966.
190. Mangasarian, O. L.: *Nonlinear Programming*, McGraw-Hill, New York, 1969.
191. Margenau, H., y G. Murphy: *The Mathematics of Physics and Chemistry*, 2d ed., Van Nostrand, Princeton, N.J., 1956.
192. Marshall, W. R., y R. L. Pigford: *The Application of Differential Equations to Chemical Engineering Problems*, University of Delaware, Newark, 1947.
193. Martin, R. H., Jr.: *Ordinary Differential Equations*, M. Graw-Hill, New York, 1983.
194. McCormick, G.: *Nonlinear Programming: Theory, Algorithms, and Applications*, Wiley, New York, 1983.
195. *McGraw-Hill Encyclopedia of Science and Technology*, McGraw-Hill, New York, 1971.
196. Mickley, H. S., T. C. Sherwood, y C. E. Reed: *Applied Mathematics in Chemical Engineering*, McGraw-Hill, New York, 1957.
197. Mikhlin, S. G.: *Integral Equations*, Pergamon, New York, 1957.
198. ——: *Variational Methods in Mathematical Physics*, Pergamon, New York, 1964.
199. ——: *The Numerical Performance of Variational Methods*, Wolters-Noordhoff, Groningen, Netherlands, 1971.
200. Milne, W. E.: *Numerical Solution of Differential Equations*, Wiley, New York, 1953.
201. Mitchell, A. R.: *Computational Methods for Partial Differential Equations*, Wiley, London, 1969.
202. y R. Wait: *The Finite Element Method in Partial Differential Equations*, Wiley, New York, 1977.
203. Moon, P., y D. Spencer: *Field Theory for Engineers*, Van Nostrand, Princeton, N.J., 1960.
204. y : *Field Theory Handbook*, Springer-Verlag, Berlin, 1961.
205. Moretti, G.: *Functions of a Complex Variable*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1964.
206. Morse, P. M., y H. Feshbach: *Methods of Theoretical Physics*, McGraw-Hill, New York, 1953.
207. Murnaghan, F. D.: *Introduction to Applied Mathematics*, Wiley, New York, 1948.
208. Nashed, M. Z. (ed.): *Generalized Inverses and Applications*, Academic, New York, 1976.
209. Nayfeh, A. H.: *Perturbation Methods*, Wiley, New York, 1973.
210. : *Introduction to Perturbation Techniques*, Wiley, New York, 1981.
211. Naylor, A. W., y G. R. Sell: *Linear Operator Theory in Engineering and Science*, Springer-Verlag, New York, 1982.
212. Noble, B.: *Applications of Undergraduate Mathematics in Engineering*, Macmillan, New York, 1967.
213. : *Applied Linear Algebra*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1969.
214. Oberhettinger, F.: *Fourier Expansions: A Collection of Formulas*, Academic, New York, 1973.
215. Potter, M. C.: *Mathematical Methods for the Physical Sciences, Mechanics*, 2d ed., Springer-Verlag, 1983.
216. Olmsted, J.: *Solid Analytic Geometry*, Appleton-Century, New York, 1947.
217. Orchard-Hays, W.: *Advanced Linear Programming Computing Techniques*, McGraw-Hill, New York, 1968.
218. Ortega, J. M. y W. C. Rheinboldt: *Iterative Solution of Nonlinear Equations in Several Variables*, Academic, New York, 1970.
219. Padulo, L., y M. A. Arbib: *System Theory*, Saunders, Philadelphia, 1974.
220. Papoulis, A.: *The Fourier Integral and Its Applications*, McGraw-Hill, New York, 1962.
221. Pearson, C. E.: *Handbook of Applied Mathematics*, Van Nostrand, New York, 1974.
222. Perlmutter, D.: *Stability of Chemical Reactors*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1972.
223. Phillips, H. B.: *Vector Analysis*, Wiley, New York, 1933.
224. Pipes, L. A. y L. R. Harvill: *Applied Mathematics for Engineers and Physicists*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1970.
225. Potter, M. C.: *Mathematical methods for the Physical Sciences*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1978.
226. Powers, D. L.: *Boundary Value Problems*, Academic, New York, 1972.
227. Prenter, P. M.: *Splines and Variational Methods*, Wiley, New York, 1975.
228. Rainville, E. D.: *Special Functions*, Chelsea Publishing Company, New York, 1972.
229. Rall, L. B.: *Computational Solution of Nonlinear Operator Equations*, Wiley, New York, 1969: Dover, New York, 1981.
230. Ralston, A., y A. Rabinowitz: *A First Course in Numerical Analysis*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1978.
231. Rektorys, K., (ed.): *Survey of Applicable Mathematics*, M.I.T., Cambridge, Mass., 1969.
232. Rice, J. R., (ed.): *Mathematical Software*, Academic, New York, 1971.
233. ——: *Matrix Computations and Mathematical Software*, McGraw-Hill, New York, 1981.
234. : *Numerical Methods, Software, and Analysis*, McGraw-Hill, New York, 1983.
235. Ritchmeyer, R., y K. Morton: *Difference Methods for Initial-Value Problems*, 2d ed., Interscience, New York, 1967.
236. Roubine, E. (ed.): *Mathematics Applied to Physics*, Springer-Verlag, New, York, 1970.
237. Rudin, W.: *Principles of Mathematical Analysis*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1964.
238. Saaty, T. L.: *Modern Nonlinear Equations*, Dover, New York, 1981.
239. —— y J. Bram: *Nonlinear Mathematics*, McGraw-Hill, New York, 1964; Dover, New York, 1981.
240. Sagan, H.: *Boundary and Eigenvalue Problems in Mathematical Physics*, Wiley, New York, 1961.
241. : *Introduction to the Calculus of Variations*, McGraw-Hill, New York, 1969.
242. Schied, F.: *Theory and Problems of Numerical Analysis*, McGraw-Hill, New York, 1968.
243. Shampine, L., y M. Gordon: *Computer Solution of Ordinary Differential Equations*, Freeman, San Francisco, 1975.
244. Shapiro, J. F.: *Mathematical Programming: Structures and Algorithms*, Wiley, New York, 1979.
245. Shenk, A.: *Calculus and Analytic Geometry*, Goodyear Publishing Company, Santa Monica, Calif., 1977.
246. Shockley, J. E.: *Calculus and Analytic Geometry*, Saunders, Philadelphia, 1982.
247. Simmons, G. F.: *Differential Equations*, McGraw-Hill, New York, 1972.
248. Smith, G. D.: *Solution of Partial Differential Equations*, Oxford University Press, London, 1965.
249. Sneddon, I. N.: *Fourier Transforms*, McGraw-Hill, New York, 1951.
250. ——: *The Use of Integral Transforms*, McGraw-Hill, New York, 1972.
251. Sobel, M. A., y N. Lerner: *College Algebra*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1983.
252. Sokolnikoff, I. S., y R. M. Redheffer: *Mathematics of Physics and Modern Engineering*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1966.
253. Spiegel, M.R.: *Applied Differential Equations*, 3d ed., Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1981.
254. Stakgold, I.: *Boundary Value Problems of Mathematical Physics*, vol. I, y II, Macmillan, New York, 1967.
255. : *Green's Functions and Boundary Value Problems*, Wiley-*Interscience*, New York, 1979.
256. Stein, S. K.: *Calculus and Analytic Geometry*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1977.
257. Stewart, New Yo
258. Stoll, R. 1968.
259. Strang, New Yo
260. —— tice-Hall
261. Street, *Equatio*
262. Struble, New Yo
263. Swokow Weber &
264. Taylor, ed., Wile
265. —— Publishi
266. Tewarso
267. Thomas, dison-W
268. Tiller y T of Finite *Chem. E*
269. Todd, J.: 1962.
270. Tranter, Methuen
271. Troutma Springer
272. Tychonc *of Mathe*
273. Van Dy Academi
274. Varga, R Cliffs, N
275. Vermuri, *Differen* 1981.
276. Vichnev *Equation Method* Hall, En
277. Watson, Press, Lo
278. Weinstoc *and Engi*
279. Whipkey Wiley, 1
280. Whittake Cambrid
281. Widder, Englewo
282. Wilde, D tice-Hall
283. Wilkinso tice-Hall
284. —— Press, Lo

257. Stewart, G. W.: *Introduction to Matrix Computations*, Academic, New York, 1973.
258. Stoll, R. R., y E. T. Wong: *Linear Algebra*, Academic, New York, 1968.
259. Strang, G.: *Linear Algebra and Its Applications*, 2d ed., Academic, New York, 1980.
260. ——— y G. Fix: *An Analysis of the Finite Element Method*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1973.
261. Street, R. L.: *The Analysis and Solution of Partial Differential Equations*, Brooks/Cole, Monterey, Calif., 1973.
262. Struble, R. A.: *Nonlinear Differential Equations*, McGraw-Hill, New York, 1962.
263. Swokowski, E. W.: *Calculus with Analytic Geometry*, Prindle, Weber & Schmidt, 2d ed., Boston, 1981.
264. Taylor, A. E., y D. C. Lay: *Introduction to Functional Analysis*, 2d ed., Wiley, New York, 1980.
265. ——— y W. R. Mann: *Advanced Calculus*, 2d ed., Xerox College Publishing, Lexington, Mass., 1972.
266. Tewarson, P.: *Sparse Matrices*, Academic, New York, 1973.
267. Thomas, G. B., Jr.: *Calculus and Analytic Geometry*, 4th ed., Addison-Wesley, Reading, Mass., 1968.
268. Tiller y Tour: "Stagewise Operations-Applications of the Calculus of Finite Differences to chemical Engineering", *Trans. Amer. Inst. Chem. Eng.*, **40**, 317-332 (1944).
269. Todd, J.: *Survey of Numerical Analysis*, McGraw-Hill, New York, 1962.
270. Tranter, C.J.: *Integral Transforms in Mathematical Physics*, Methuen, London, 1956.
271. Troutman, J. L.: *Variational Calculus with Elementary Convexity*, Springer-Verlag, New York, 1983.
272. Tychonov, A. N., y A. A. Samarskii: *Partial Differential Equations of Mathematical Physics*, Holden-Day, San Francisco, 1964.
273. Van Dyke, M.: *Perturbation Methods in Fluid Mechanics*, Academic, New York, 1964.
274. Varga, R. S.: *Matrix Iterative Analysis*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1962.
275. Vermuri, V., y W. Karplus: *Digital Computer Treatment of Partial Differential Equations*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N. J., 1981.
276. Vichnevetsky, R.: *Computer Methods for Partial Differential Equations*, vol. 1: *Elliptic Equations and the Finite Element Method* (1981); vol. 2: *Initial Value Problems* (1982), Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J.
277. Watson, G. N.: *Theory of Bessel Functions*, Cambridge University Press, London, 1922.
278. Weinstock, R.: *Calculus of Variations with Applications to Physics and Engineering*, Dover, New York, 1974.
279. Whipkey, K. L., y M. N. Whipkey: *The Power of Calculus*, 3d ed., Wiley, 1979.
280. Whittaker, E., y G. Watson: *A Course of Modern Analysis*, 4th ed., Cambridge University Press, London, 1958.
281. Widder, D.V.: *Advanced Calculus*, 2d ed., Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1961.
282. Wilde, D.J., y C. S. Beightler, *Foundations of Optimization*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1967.
283. Wilkinson, J. H.: *Rounding Errors in Algebraic Processes*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1963.
284. ——— : *The Algebraic Eigenvalue Problem*, Oxford University Press, London and New York, 1965.
285. ——— y C. Reisch (eds.): *Handbook for Automatic Computation*, vol. 2, Springer-Verlag, Berlin and New York, 1971.
286. Williams, G.: *Computational Linear Algebra with Models*, Allyn and Bacon, 2d ed., Boston, 1981.
287. Willoughby, R. (ed): *Stiff Differential Systems*, Plenum, New York, 1974.
288. Wouk, A.: *A Course of Applied Functional Analysis*, Wiley-Interscience, New York, 1979.
289. Wylie, C.R.: *Plane Trigonometry*, McGraw-Hill, New York, 1955.
290. ——— : *Advanced Engineering Mathematics*, 4th ed., McGraw-Hill, New York, 1975.
291. Young, D.M.: *Iterative Solution for Large Linear Systems*, Academic, New York, 1971.
292. ——— y R. T. Gregory: *A Survey of Numerical Mathematics*, vols. I y II, Addison-Wesley, Reading, Mass., 1972.
293. Zangwill, W. I.: *Nonlinear Programming: A Unified Approach*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1969.
294. Zemanian, A. H.: *Distribution Theory and Transform Analysis*, McGraw-Hill, New, York, 1965.
295. Zienkiewicz, O. C.: *The Finite Element Method in Engineering Science*, McGraw-Hill, London, 1971.
296. ——— y K. Morgan: *Finite Elements and Approximations*, Wiley, New York, 1983.

REFERENCIAS PARA TEMAS GENERALES Y ESPECÍFICOS

Matemáticas avanzadas para ingeniería. Las referencias contienen una variedad de temas fundamentales en matemáticas para ingenieros. Se recomienda a los lectores consultar las referencias apropiadas de esta lista, para información de apoyo requerida en la aplicación de matemáticas especializadas o más avanzadas. *Nivel de licenciatura*: 5, 12, 15, 76, 86, 121, 123, 146, 147, 161, 172, 174, 184, 191, 224, 225, 236, 252, 290. *Nivel de posgrado*: 23, 73, 112, 123, 156, 206, 207, 240, 254, 255, 280. *Tablas matemáticas, diccionarios de matemáticas y manuales de fórmulas y funciones matemáticas:* 1, 52, 53, 69, 94, 98, 111, 122, 149, 160, 180, 195, 204, 214, 221, 231, 285. *Modelos matemáticos de fenómenos físicos*: 14, 15, 31, 43, 95, 129, 184, 255. *Teoría matemática de los procesos de reacción, difusión y transporte*: 8, 13, 15, 85, 144. *Métodos matemáticos en la ingeniería química*: 15, 84, 192, 196, 212, 222, 268, 282. *Desigualdades*: 24, 122, 138.

Análisis del vector y tensor. 40, 48, 65, 117, 167, 174, 222.

Funciones especiales en física e ingeniería. 26, 37, 98, 156, 182, 187, 189, 228, 277.

Funciones de Green y aplicaciones. 66, 68, 74, 97, 112, 123, 146, 156, 255.

Métodos de perturbación y asintóticos en matemáticas aplicadas. 170, 210, 211, 273.

Cálculo avanzado. 11, 40, 48, 110, 167, 265, 280, 281.

Análisis matemático; Análisis real. 11, 148, 237.

Teoría de la aproximación e interpolación. 59, 82, 83. Véanse también las referencias generales bajo "Análisis numérico y métodos de aproximación".

Teoría del control y los sistemas. 17, 46, 219, 239.

Análisis funcional, operadores lineales y sus aplicaciones a las ecuaciones de operador y el análisis numérico. 127, 148, 164, 173, 175, 188, 208, 211, 229, 238, 264, 288.

Inversas generalizadas y problemas de mínimos cuadrados. 32, 126, 181, 208.

MATEMÁTICAS

GENERALIDADES

Los problemas básicos de las ciencias y la ingeniería se clasifican, en forma amplia, en tres categorías:

1. *Problemas de equilibrio.* Son problemas de estado estacionario y en ellos se debe determinar la configuración del sistema. La solución no cambia con el tiempo sino que continúa indefinidamente con el mismo patrón, por lo que recibe la denominación de "estado estacionario". Entre los ejemplos comunes de ingeniería química tenemos las distribuciones de temperaturas estacionarias en la conducción térmica, el equilibrio en las reacciones químicas y los problemas de difusión constante.

2. *Problemas de valor propio (eigenvalor).* Son extensiones de los problemas de equilibrio en donde es preciso hallar valores críticos de ciertos parámetros, además de las configuraciones correspondientes de estado estacionario. La determinación de valores propios se puede presentar también en los problemas de propagación. Entre los problemas típicos de ingeniería química tenemos, por ejemplo, los de transferencia térmica y resonancia en que se prescriben ciertas condiciones en la frontera.

3. *Problemas de propagación.* Se ocupan de la predicción de la conducta subsecuente de un sistema a partir de conocimientos relativos al estado inicial. Por esta razón se les da el nombre de estado de fenómenos transitorios (variables en el tiempo) o de estado no estacionario. Entre los ejemplos de ingeniería química se incluyen el estado transitorio de las reacciones químicas (cinética), la propagación de ondas de presión en un fluido, la conducta transitoria de una columna de adsorción y el índice de acercamiento al equilibrio de una columna de destilación empaquetada.

El método matemático para abordar los problemas de ingeniería consta de cuatro etapas básicas:

1. *Formulación.* La expresión del problema en lenguaje matemático. Este planteamiento se basa en las leyes apropiadas de la física que rigen el proceso.

2. *Resolución.* Se realizan las operaciones matemáticas apropiadas para poder sacar deducciones lógicas del modelo matemático.

3. *Interpretación.* El desarrollo de relaciones entre los resultados matemáticos y su significado en el mundo físico.

4. *Refinamiento.* El reciclaje del procedimiento para obtener mejores predicciones, según lo indiquen las comprobaciones experimentales.

Las etapas 1 y 2 tienen un interés primordial en este momento. Los detalles reales se dejan para las diversas subsecciones y sólo nos ocuparemos aquí de métodos generales.

La etapa de formulación puede dar como resultado ecuaciones algebraicas, en diferencias, diferenciales, integrales o combinaciones de ellas. De todos modos, esos modelos matemáticos se basan por lo común en enunciados de leyes de la física, tales como la de conservación de la masa y la energía, en la forma

Entrada de cantidad conservada – salida de cantidad conservada + cantidad conservada producida = acumulación de cantidad conservada

Rapidez de entrada de cantidad conservada – rapidez de salida de cantidad conservada + rapidez de cantidad conservada que se produce = rapidez de acumulación de cantidad conservada

Esos enunciados se pueden abreviar mediante la expresión:

Entrada – salida + producción = acumulación

Al expresar las leyes básicas de física de este modo, se facilita considerablemente la formulación. A esas expresiones se les da a menudo el nombre de "balance de materia", "balance de energía", etc. En forma

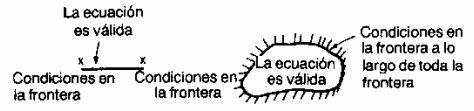


FIG. 2-1 Condiciones en la frontera.

un poco más específica, se podría escribir la ley de conservación de la energía en el estado estacionario como sigue:

Rapidez de energía de entrada – rapidez de energía de salida + rapidez de producción de energía = 0

Muchas leyes generales del universo físico se pueden expresar mediante ecuaciones diferenciales. A continuación, se aíslan fenómenos específicos de entre la infinidad de soluciones de esas ecuaciones, mediante la asignación de las condiciones en la frontera o iniciales individuales que caracterizan al problema dado. En lenguaje matemático, uno de esos problemas, el de equilibrio, recibe el nombre de **problema de valor en la frontera** (Fig. 2-1). Esquemáticamente, el problema se caracteriza por una ecuación diferencial más una región abierta en la que la ecuación es válida y, en las fronteras de esa región, por ciertas condiciones (condiciones en la frontera) que impone el problema físico. La solución de la ecuación debe satisfacer la ecuación diferencial dentro de la región y las condiciones prescritas en la frontera.

En lenguaje matemático, el problema de propagación se conoce como problema de valor inicial (Fig. 2-2). Esquemáticamente, el problema se caracteriza por una ecuación diferencial, más una región abierta en la que es válida la ecuación. La solución de la ecuación diferencial debe satisfacer las condiciones iniciales además de las condiciones "laterales" en la frontera que existan.

L. F. Richardson (1925) utilizó frases descriptivas para ilustrar las diferencias entre esos dos problemas. Llamó **de jurado** al problema del equilibrio y **de marcha** al de la propagación. En el primero, un jurado examina y evalúa la solución completa, exigiendo la satisfacción simultánea de todas las condiciones en la frontera y los requisitos internos. En el último, la solución se pone en marcha a partir de las condiciones iniciales, guiada en su trayectoria por condiciones "laterales" en la frontera.

La descripción de fenómenos en un medio "continuo", que puede ser un gas o un fluido, lleva con frecuencia a ecuaciones diferenciales parciales. En particular, los fenómenos de la propagación "de ondas" se describen mediante una categoría de ecuaciones diferenciales parciales que se conocen como "hiperbólicas" y tienen propiedades esencialmente distintas de las otras clases, tales como las que describen el equilibrio ("elípticas") o la difusión y la transferencia de calor ("parabólicas"). Como **prototipos** tenemos:

1. *Elíptica.* Ecuación de Laplace

$$\partial^2 u/\partial x^2 + \partial^2 u/\partial y^2 = 0$$

Ecuación de Poisson:

$$\partial^2 u/\partial x^2 + \partial^2 u/\partial y^2 = g(x,y)$$

Estas ecuaciones no contienen explícitamente la variable t (tiempo); por consiguiente, sus soluciones representan configuraciones de equilibrio. La ecuación de Laplace corresponde a un equilibrio "natural", mientras que la de Poisson se refiere a un equilibrio bajo la influencia de una fuerza externa de densidad proporcional a $g(x, y)$.

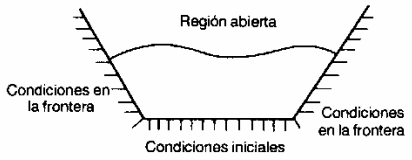


FIG. 2-2 Problema de propagación.

2. *Parabólica.* La ecuación del calor:

$$\partial u/\partial t = \partial^2 u/\partial x^2 + \partial^2 u/\partial y^2$$

describe estados de propagación o de falta de equilibrio, tanto de la difusión como de la transferencia de calor.

3. *Hiperbólica.* La ecuación de onda

$$\partial^2 u/\partial t^2 = \partial^2 u/\partial x^2 + \partial^2 u/\partial y^2$$

describe la propagación de ondas de todos los tipos, cuando se supone que la amplitud de onda es pequeña y las interacciones lineales.

La fase de resolución se caracterizó en el pasado por una concentración en los métodos para obtener soluciones analíticas para las ecuaciones matemáticas. Estos esfuerzos resultaron más fructíferos en el campo de las ecuaciones lineales, tales como las que se acaban de dar como ejemplos. Sin embargo, muchos fenómenos naturales no son lineales. En las dos décadas pasadas se desarrollaron varias metodologías y técnicas para el análisis cualitativo y cuantitativo de diversas clases de problemas no lineales. Sin embargo, existen fenómenos no lineales, para los que las técnicas conocidas son inadecuadas o inaplicables. Por consiguiente, la formulación de los fenómenos en el lenguaje generalizado del cálculo contribuye muy poco a reducir nuestra ignorancia del problema. Cuando se presentan esas situaciones, la única solución que nos queda parece ser la de volver a la época anterior a la invención del cálculo. Esto representa la esencia de un campo cada vez más importante, denominado análisis numérico. Así pues, el método para resolver un problema consiste en utilizar los métodos de cálculo cuando representan una simplificación y recurrir al álgebra y métodos numéricos cuando sean inadecuados.

Los métodos numéricos casi nunca dejan de proporcionar una solución para cualquier situación dada; pero nunca pueden proporcionar una solución general para cualquier problema.

Los detalles matemáticos que presentamos incluyen tanto técnicas analíticas como numéricas, útiles para obtener soluciones de problemas.

Hasta ahora, nuestra exposición se ha limitado a los campos en los que las leyes principales son muy conocidas; no obstante, en muchos campos se carece de información sobre las leyes que los rigen y de todos modos es preciso que los trabajos avancen también. Desde la segunda Guerra Mundial ha ido aumentando el interés por aplicar métodos estadísticos a todos los tipos de problemas. En términos amplios, los métodos estadísticos pueden resultar útiles siempre que se deban sacar conclusiones o tomarse decisiones sobre la base de evidencias experimentales. Puesto que la estadística se podría definir como la tecnología del método científico, se ocupa primordialmente de los dos primeros aspectos del método, o sea, la realización de experimentos y la extracción de conclusiones a partir de los resultados obtenidos. Tradicionalmente, el campo se divide en dos secciones:

1. *Diseño de experimentos.* Cuando se deban sacar conclusiones o sea preciso tomar decisiones sobre la base de evidencias experimentales, las técnicas de estadística son más útiles cuando los datos experimentales están sujetos a errores. Por tanto, el diseño de experimentos se puede efectuar, a menudo, de tal modo que se eviten algunas de las causas de errores experimentales, dejando los márgenes necesarios para tomar en cuenta las inevitables. En segundo lugar, los resultados se pueden presentar en la forma de enunciados de probabilidades que expresen la confiabilidad de los resultados. En tercer lugar, un método estadístico obliga con frecuencia a realizar una evaluación más completa y profunda de las metas experimentales y lleva a un experimento más definitivo que lo que sería posible en otras condiciones.

2. *Inferencia estadística.* El problema amplio de la inferencia estadística consiste en proporcionar medidas de lo incierto de las conclusiones sacadas de datos experimentales. En este campo se usa la teoría de la probabilidad, que le permite a los científicos evaluar la confiabilidad de sus conclusiones en función de enunciados de probabilidades.

El campo de las matemáticas y el de la estadística se encuentran intimamente entrelazados, cuando se aplican a cualquier situación dada. Los métodos de cualquiera de ellos se combinan muchas veces con los del otro y ambos, para utilizarse bien, tienen que dar la solución numérica del problema de que se trate —o sea, que constituyen los medios para llegar a un fin. Cada vez más se obtienen soluciones numéricas a partir de las matemáticas, con la ayuda de dispositivos de computación o cálculo. Estos últimos se pueden dividir, aproximadamente, en computadoras analógicas y digitales.

CONSTANTES MATEMÁTICAS DIVERSAS

Los valores numéricos de las siguientes constantes se aproximan al número de los dígitos significativos dados.

$\pi = 3.1415926536$	Pi
$e = 2.7182818285$	Base de logaritmos (naturales) neperianos
$\gamma = 0.5772156649$	Constante de Euler
$\ln \pi = 1.1447298858$	Logaritmo neperiano (natural) de pi
$\log \pi = 0.4971498727$	Logaritmo común (de Briggs) de pi
$\log x = 0.4342944819 \ln x$	Conversión de logaritmos
$\ln x = 2.302585093 \log x$	Conversión de logaritmos
$\sqrt{e} = 1.6487212707$	$\log e = 0.4342944819$
$\sqrt{\pi} = 1.7724538510$	$\ln 10 = 2.3025850930$
$\sqrt{\pi/2} = 1.2533141371$	$\ln 2 = 0.6931471806$
$\sqrt{\pi/3} = 1.0233267079$	$\log(\log e) = 9.637784311 - 10$
$\sqrt{2\pi} = 2.5066282746$	$\sqrt{2} = 1.4142135624$
$\sqrt{0.1} = 0.3162277660$	$\sqrt{3} = 1.7320508076$
Radián = 57.2957795131°	$\sqrt{5} = 2.2360679775$
Grado = 0.0174532925 rad	$\sqrt{6} = 2.4494897428$
Minuto = 0.0002908882 rad	$\sqrt{7} = 2.6457513111$
Segundo = 0.0000048481 rad	$\sqrt{8} = 2.8284271248$
$\sqrt{\gamma} = 0.7597471059$	$\sqrt{10} = 3.1622776602$

EL SISTEMA DE LOS NÚMEROS REALES

Los números naturales son los enteros positivos: 1, 2, 3, 4, 5, ... Los enteros negativos son $-1, -2, -3, \ldots$.

Un número cuya expresión es a/b, donde a y b son enteros, $b \neq 0$, es un número racional. Un número real que no se puede expresar como el cociente de dos enteros, se conoce como un número irracional, por ejemplo, $\sqrt{2}, \sqrt{3}, \sqrt{5}, \pi, e, \sqrt[3]{2}$.

Existe una correspondencia uno a uno entre el conjunto de números reales y el conjunto de puntos sobre una línea infinita (línea coordenada).

Orden entre números reales: desigualdades

$a > b$ significa que $a - b$ es un número real positivo.
Si $a < b$ y $b < c$, entonces $a < c$.
Si $a < b$, entonces $a \pm c < b \pm c$ para cualquier número real c.
Si $a < b$ y $c > 0$, entonces $ac < bc$.
Si $a < b$ y $c < 0$, entonces $ac > bc$.
Si $a < b$ y $c < d$, entonces $a + c < b + d$.
Si $0 < a < b$ y $0 < c < d$, entonces $ac < bd$.
Si $a < b$ y $ab > 0$, entonces $1/a > 1/b$.
Si $a < b$ y $ab < 0$, entonces, $1/a < 1/b$.

Valor absoluto Para cualquier número real x, $|x| = \begin{cases} x & \text{si } x \geq 0 \\ -x & \text{si } x < 0 \end{cases}$

Propiedades

Si $|x| = a$, donde $a > 0$, entonces $x = a$ o $x = -a$.
$|x| = |-x|; -|x| \le x \le |x|; |xy| = |x|\,|y|$.
Si $|x| < c$, entonces $-c < x < c$, donde $c > 0$.
$\|x| - |y\| \le |x + y| \le |x| + |y|$.
$\sqrt{x^2} = |x|$.

Proporciones Si $\dfrac{a}{b} = \dfrac{c}{d}$, entonces $\dfrac{a+b}{b} = \dfrac{c+d}{d}$, $\dfrac{a-b}{b} = \dfrac{c-d}{d}$, $\dfrac{a-b}{a+b} = \dfrac{c-d}{c+d}$.

Indeterminantes

Forma	Ejemplo*	
$(\infty)(0)$	xe^{-x}	$x \to \infty$
0^0	x^x	$x \to 0^+$
∞^0	$(\tan x)^{\cos x}$	$x \to \frac{1}{2}\pi^-$
1^∞	$(1+x)^{1/x}$	$x \to 0^+$
$\infty - \infty$	$\sqrt{x+1} - \sqrt{x-1}$	$x \to \infty$
$\frac{0}{0}$	$\frac{\operatorname{sen} x}{x}$	$x \to \infty$
$\frac{0}{0}$		
$\frac{\infty}{\infty}$	$\frac{e^x}{x}$	$x \to 0$

*Véase "Límites" en esta sección.

Los límites del tipo $0/\infty, \infty/0, 0^\infty, \infty \cdot \infty, (+\infty) + (+\infty)$, y $(-\infty) + (-\infty)$ *no* son expresiones indeterminadas.

Exponentes integrales (potencias y raíces) Si m y n son enteros positivos y a, b son números o funciones, se sostienen las siguientes propiedades:

$$a^{-n} = 1/a^n \qquad a \neq 0$$
$$(ab)^n = a^n b^n$$
$$(a^n)^m = a^{nm}, \qquad a^n a^m = a^{n+m}$$
$$\sqrt[n]{a} = a^{1/n} \text{ si } a > 0$$
$$\sqrt[m]{\sqrt[n]{a}} = \sqrt[mn]{a},\ a > 0$$
$$a^{m/n} = (a^m)^{1/n} = \sqrt[n]{a^m},\ a > 0$$
$$a^0 = 1\ (a \neq 0)$$
$$0^a = 0\ (a \neq 0)$$

El infinito (∞) no es un número real. El sistema de números reales se puede ampliar, al juntarlo a "∞" y "$-\infty$" y dentro del sistema ampliado es posible realizar ciertas operaciones que incluyan $+\infty$ o $-\infty$. Por ejemplo, si $0 < a < 1$, entonces $a^\infty = \lim_{x \to \infty} a^x = 0$, en tanto que si $a > 1$, entonces $a^\infty = \infty$, $\infty^a = \infty\ (a > 0)$, $\infty^a = 0\ (a < 0)$.

Debe tenerse cuidado en el caso de raíces y potencias fraccionarias de un producto; por ejemplo, $\sqrt{xy} \neq \sqrt{x}\,\sqrt{y}$ si x y y son negativos. Esta regla puede aplicarse, si se es cuidadoso, sobre el dominio de las funciones implicadas; por consiguiente, $\sqrt{xy} = \sqrt{x}\,\sqrt{y}$ si $x > 0$ y $y > 0$.

Para cualquier número $b > 0$, existe una función única $f(x)$, definida para todos los números reales de x, de tal manera que 1) $f(x) = b^x$ para toda x racional; 2) f se incrementa si $b > 1$, permanece constante si $b = 1$ y disminuye si $0 < b < 1$. Esta función se conoce como **función exponencial** b^x. Para toda $b > 0$, $f(x) = b^x$ es una función continua. Además, con $a, b > 0$ y x, y representan cualquiera de los números reales, se obtiene

$$(ab)^x = a^x b^x$$
$$b^x b^y = b^{x+y}$$
$$(b^x)^y = b^{xy}$$

La función exponencial con base b también se puede definir como el inverso de la función logarítmica. En las aplicaciones, la función exponencial más común corresponde a la selección de b como el número trascendental e.

Logaritmos $\log ab = \log a + \log b,\ a > 0,\ b > 0$.

$$\log a^n = n \log a$$
$$\log (a/b) = \log a - \log b$$
$$\log \sqrt[n]{a} = (1/n) \log a$$

Raíces Si a es un número real y n es un entero positivo, x se conoce como la n-ésima raíz de a si $x^n = a$. El número de n-ésimas raíces es n, pero no todas son necesariamente reales. La n-ésima raíz principal significa lo siguiente: 1) si $a > 0$, la n-ésima raíz principal es la única raíz positiva. 2) si $a < 0$ y n es impar, la n-ésima raíz principal es la única raíz negativa y 3) si $a < 0$ y n es par, la n-ésima raíz principal es cualquiera de las raíces complejas. Todas las raíces reales o complejas del número real a se pueden calcular mediante la fórmula o teorema de De Moivre (véase la subsección "Variable compleja"). Sin embargo, este cálculo requiere que se conozca el método para determinar las raíces positivas reales de los números positivos. En los manuales de matemáticas aparecen tablas de dichas raíces, o bien, se pueden calcular con algoritmos o calculadora. Por medio de las series binomiales se pueden obtener aproximaciones. Entre los métodos numéricos y procesos iterativos para el cálculo de raíces se tienen el método de Horner y el de Newton.

Las n-ésimas raíces de un número real a se localizan en el círculo de radio $\sqrt[n]{|a|}$ y se distribuyen en forma uniforme sobre dicho círculo. En consecuencia, si se puede localizar una de las n-ésimas raíces (en especial, la n-ésima raíz principal), todas las raíces se pueden obtener geométricamente.

Una fórmula para calcular las raíces es la siguiente: Para $S = \sqrt[n]{X} = (X)^{1/n}$, calcúlese $S = \exp\left(\dfrac{\ln X}{n}\right)$ o bien, en forma **numérica**.

Ejemplo

Raíz cuadrada Determínese $S = \sqrt{155.96}$.

Cálculo directo

$$\begin{array}{r} 12\ .\ 4\ \ 9 \\ 1\ \sqrt{155\ .96\ 00} \\ \underline{-1} \\ 2^2\,|55 \\ \underline{44} \\ 24^4\,|11\ 96 \\ \underline{-9\ 76} \\ 248^9\,|2\ 20\ 00 \end{array} \qquad S = 12.49$$

Iteración

$$S_{i+1} = \frac{1}{2}\left(\frac{X}{S_i} + S_i\right)$$

Supóngase que $S_1 = 12$. Para $X = 155.96$,

$$S_2 = \frac{1}{2}\left(\frac{155.96}{12} + 12\right) = 12.4983$$
$$S_3 = 12.488398$$
$$S_4 = 12.48839461$$

Correcto hasta ocho decimales.

Raíz cúbica

Cálculo directo para $S = (155.96)^{1/3}$

$$\begin{array}{r} 25\ .\ 5\ .\ 3\ 8 \\ \sqrt[3]{155\,960\,000} \\ \underline{125} \\ 30^*(5)(53) + 3^2\ \ |\ 30\,960 \\ = 7959\ \ |\ 23\,877 \\ 30(53)(538) + 8^2\ \ |\ 7\,083\,000 \\ = 855484\ \ |\ 6\,843\,872 \end{array}$$

*Siempre 30 para la raíz cuadrada.

$b > 0$.

itivo, x se conoce
simas raíces es n,
raíz principal sig-
al es la única raíz
ncipal es la única
principal es cual-
s o complejas del
n o teorema de De
Sin embargo, este
rminar las raíces
uales de matemá-
eden calcular con
miales se pueden
os y procesos ite-
de Horner y el de

n en el círculo de
dicho círculo. En
nas raíces (en es-
e pueden obtener

siguiente: Para

forma **numérica**.

Iteración para $S = (X)^{1/3} = (15.596)^{1/3}$

$$S_{i+1} = \frac{2}{3} S_i + \frac{X}{3S_i^2}$$

Utilice $S_1 = 1$ o deje que $\sqrt[3]{X} = \sqrt[3]{\wedge NNN}\,(10^{P/3 + R/3})$, donde $P/3$ es entero y $10^{1/3} = 2.154$, $10^{2/3} = 4.642$.

Por lo tanto, $\sqrt[3]{\wedge NNN} = (0.15596)^{1/3}$ con $R = 2$.

La primera aproximación a $\sqrt[3]{\wedge NNN}$ es

$$0.349 + 1.387K - 1.236K^2 + 0.505K^3,\ K = \wedge NNN$$

Para $S = (15.596)^{1/3} = (0.15596 \times 10^2)^{1/3}$,

$$S_1 = \sqrt[3]{0.15596}\,(4.642) = 0.5372(4.642) = 2.494$$

$$S_2 = \frac{2}{3}(2.494) + \frac{1}{3}\left[\frac{15.596}{(2.494)^2}\right] = 2.49846$$

$$S_3 = \frac{2}{3}(2.49846) + \frac{1}{3}\left[\frac{15.596}{(2.49846)^2}\right] = 2.4984524$$

PROGRESIONES

Progresión aritmética

$$\sum_{k=0}^{n-1}(a + kd) = na + \frac{1}{2}n(n-1)d = \frac{n}{2}(a + \ell)$$

donde ℓ es el último término, $\ell = a + (n-1)d$.

Progresión geométrica

$$\sum_{k=1}^{n} ar^{k-1} = \frac{a(r^n - 1)}{r - 1} \qquad (r \neq 1)$$

Progresión aritmético-geométrica

$$\sum_{k=0}^{n-1}(a + kd)r^k = \frac{a - [a + (n-1)d]r^n}{1 - r} + \frac{dr(1 - r^{n-1})}{(1 - r)^2} \quad (r \neq 1)$$

$$\sum_{k=1}^{n} k^5 = \frac{1}{12}n^2(n+1)^2(2n^2 + 2n - 1)$$

$$\sum_{k=1}^{n}(2k - 1) = n^2$$

$$\sum_{k=1}^{n}(2k-1)^2 = \frac{1}{3}n(4n^2 - 1)$$

$$\sum_{k=1}^{n}(2k-1)^3 = n^2(2n^2 - 1)$$

$$\gamma = \lim_{n\to\infty}\left(\sum_{m=1}^{n}\frac{1}{m} - \ln n\right) = 0.577215\cdots$$

$$\sum_{k=1}^{n}\frac{1}{k} = \gamma + \ln n + \frac{1}{2n} - \sum_{k=2}^{\infty}\frac{A_k}{n(n+1)\cdots(n+k-1)}$$

donde $A_k = \dfrac{1}{k}\displaystyle\int_0^1 x(1-x)(2-x)\cdots(k-1-x)\,dx$

$A_2 = \frac{1}{12}$ $\quad A_3 = \frac{1}{12}$ $\quad A_4 = \frac{19}{720}$ $\quad A_5 = \frac{3}{160}$

DESIGUALDADES ALGEBRAICAS

Desigualdad aritmético-geométrica Si A_n y G_n denotan respectivamente las medias aritmética y geométrica del conjunto de números positivos $a_1, a_2, \ldots a_n$. La $A_n \geq G_n$ es

$$\frac{a_1 + a_2 + \cdots + a_n}{n} \geq (a_1 a_2 \cdots a_n)^{1/n}$$

La igualdad se mantiene sólo si todos los números a_i son iguales.

Desigualdad de Carleman Las medias aritmética y geométrica antes definidas satisfacen la desigualdad

$$\sum_{r=1}^{n} G_r \leq neA_n$$

o, en forma equivalente

$$\sum_{r=1}^{n}(a_1 a_2 \cdots a_r)^{1/r} \leq neA_n$$

donde e es la mejor constante posible en esta desigualdad.

Desigualdad de Cauchy-Schwarz Si $\mathbf{a} = (a_1, a_2, \ldots, a_n)$, $\mathbf{b} = (b_1, b_2, \ldots, b_n)$, donde las a_i's y b_i's son números reales o complejos. Entonces

$$\left|\sum_{k=1}^{n} a_k \bar{b}_k\right|^2 \leq \left(\sum_{k=1}^{n}|a_k|^2\right)\left(\sum_{k=1}^{n}|b_k|^2\right)$$

La igualdad se mantiene si, y sólo si, los vectores $\mathbf{a}$, $\mathbf{b}$ son linealmente dependientes (es decir, un vector es el producto escalar del otro vector).

Desigualdad de Minkowski Si $a_1, a_2, \ldots, a_n$ y $b_1, b_2, \ldots, b_n$ representan dos conjuntos cualesquiera de números complejos. Entonces, para cualquier número real $p > 1$,

$$\left(\sum_{k=1}^{n}|a_k + b_k|^p\right)^{1/p} \leq \left(\sum_{k=1}^{n}|a_k|^p\right)^{1/p} + \left(\sum_{k=1}^{n}|b_k|^p\right)^{1/p}$$

Desigualdad de Hölder Si $a_1, a_2, \ldots, a_n$ y $b_1, b_2, \ldots, b_n$ representan dos conjuntos cualesquiera de números complejos y si p y q son números positivos, con $1/p + 1/q = 1$. Entonces

$$\left|\sum_{k=1}^{n} a_k \bar{b}_k\right| \leq \left(\sum_{k=1}^{n}|a_k|^p\right)^{1/p}\left(\sum_{k=1}^{n}|b_k|^q\right)^{1/q}$$

La igualdad se mantiene si, y sólo si, las secuencias $|a_1|^p, |a_2|^p, \ldots, |a_n|^p$ y $|b_1|^q, |b_2|^q, \ldots, |b_n|^q$ son proporcionales y el argumento (ángulo) de los números complejos $a_k\bar{b}_k$ es independiente de k. Por supuesto que esta última condición se satisface automáticamente si $a_1, \ldots, a_n$ y $b_1, \ldots, b_n$ son números positivos.

Desigualdad de Lagrange Si $a_1, a_2, \ldots, a_n$ y $b_1, b_2, \ldots, b_n$ son números reales, entonces

$$\left(\sum_{k=1}^{n} a_k b_k\right)^2 = \left(\sum_{k=1}^{n} a_k^2\right)\left(\sum_{k=1}^{n} b_k^2\right) - \sum_{1 \leq k \leq j \leq n}(a_k b_j - a_j b_k)^2$$

Ejemplo Dos ingenieros químicos, Juan y María compran acciones en la misma compañía, en los tiempos $t_1, t_2, \ldots, t_n$, cuando el costo por acción es respectivamente $p_1, p_2, \ldots, p_n$. Sin embargo, sus métodos de inversión son diferentes: Juan compra x acciones en cada ocasión, en tanto que María invierte P dólares cada vez (se pueden comprar acciones fraccionarias). Determínese quién realiza la mejor operación.

A pesar de que se puede intuir que el costo promedio por acción para María no excede al costo promedio por acción para Juan, esto se puede demostrar matemáticamente, al utilizar las desigualdades. El costo promedio por acción para Juan es igual a

$$\frac{\text{Dinero total invertido}}{\text{Número de acciones compradas}} = \frac{x\sum_{i=1}^{n} p_i}{nx} = \frac{1}{n}\sum_{i=1}^{n} p_i$$

El costo promedio, por acción, para María es

$$\frac{nP}{\sum_{i=1}^{n}\frac{P}{p_i}} = \frac{n}{\sum_{i=1}^{n}\frac{1}{p_i}}$$

Por consiguiente, el costo promedio por acción para Juan es la media aritmética de $p_1, p_2, \ldots, p_n$, en tanto que dicho costo para María es la media armónica de estos n números. Dado que la media armónica es menor o igual a la media aritmética para cualquier conjunto de números positivos, y que las dos medias son iguales sólo si $p_1 = p_2 = \cdots = p_n$, se concluye que el costo promedio por acción para María es menor que dicho costo para Juan, si dos de los costos p_i son distintos. Lo anterior también se puede demostrar con base en la desigualdad de Cauchy-Schwarz. Con este fin, definanse los vectores

$$\mathbf{a} = (p_1^{-1/2}, p_2^{-1/2}, \ldots, p_n^{-1/2}) \qquad \mathbf{b} = (p_1^{1/2}, p_2^{1/2}, \ldots, p_n^{1/2})$$

En consecuencia $\mathbf{a} \cdot \mathbf{b} = 1 + \cdots + 1 = n$ y por lo tanto, mediante la desigualdad de Cauchy Schwarz

$$(\mathbf{a} \cdot \mathbf{b})^2 = n^2 \leq \sum_{i=1}^{n} \frac{1}{p_i} \sum_{i=1}^{n} p_i$$

donde la igualdad se mantiene sólo si $p_1 = p_2 = \cdots = p_n$. Por consiguiente

$$\frac{n}{\sum_{i=1}^{n} \frac{1}{p_i}} \leq \frac{\sum_{i=1}^{n} p_i}{n}$$

FÓRMULAS PARA CÁLCULO DE MAGNITUDES

En lo que sigue, sean A las áreas y V los volúmenes:

FIGURAS GEOMÉTRICAS PLANAS CON FRONTERAS RECTAS

Triángulos (véase también "Trigonometría plana") $A = \frac{1}{2}bh$, en donde b = base, h = altura.

Rectángulo $A = ab$, en donde a y b son las longitudes de los lados.

Paralelogramo (lados opuestos paralelos) $A = ah = ab \operatorname{sen} \alpha$, en donde a, b son las longitudes de los lados, h la altura y α el ángulo entre los lados. Véase Fig. 2-3.

Rombo (paralelogramo equilátero) $A = \frac{1}{2}ab$, en donde a, b son las longitudes de las diagonales.

Trapecio (cuatro lados, dos de ellos paralelos) $A = \frac{1}{2}(a + b)h$ en donde las longitudes de los lados paralelos son a y b y h = altura.

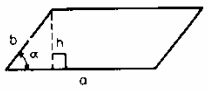


FIG. 2-3 Paralelogramo.

Cuadrilátero (cuatro lados) $A = \frac{1}{2}ab \operatorname{sen} \theta$, en donde a y b son las longitudes de las diagonales y el ángulo agudo entre ellas es θ.

Polígono regular de *n* lados Véase Fig. 2-4.

$$A = \frac{1}{4} nl^2 \cot \frac{180^\circ}{n} \qquad \text{en donde } l = \text{longitud de cada lado}$$

$$R = \frac{l}{2} \csc \frac{180^\circ}{n} \qquad \text{en donde } R \text{ es el radio del círculo circunscrito}$$

$$r = \frac{l}{2} \cot \frac{180^\circ}{n} \qquad \text{en donde } r \text{ es el radio del círculo inscrito}$$

$$\beta = \frac{360^\circ}{n}$$

$$\theta = \frac{(n - 2)\,180^\circ}{n}$$

$$l = 2r \tan \frac{\beta}{2} = 2R \operatorname{sen} \frac{\beta}{2}$$

Círculos inscritos y circunscritos en polígonos regulares de n lados Sea l = longitud de un lado.

Figura	n	Área	Radio del círculo circunscrito	Radio del círculo inscrito
Triángulo equilátero	3	$0.4330\,l^2$	$0.5774\,l$	$0.2887\,l$
Cuadrado	4	$1.0000\,l^2$	$0.7071\,l$	$0.5000\,l$
Pentágono	5	$1.7205\,l^2$	$0.8507\,l$	$0.6882\,l$
Hexágono	6	$2.5981\,l^2$	$1.0000\,l$	$0.8660\,l$
Heptágono	7	$3.6339\,l^2$	$1.1523\,l$	$1.0383\,l$
Octágono	8	$4.8284\,l^2$	$1.3065\,l$	$1.2071\,l$
Nonágono	9	$6.1818\,l^2$	$1.4619\,l$	$1.3737\,l$
Decágono	10	$7.6942\,l^2$	$1.6180\,l$	$1.5388\,l$

Radio r del círculo inscrito en un triángulo de lados a, b, y c

$$r = \sqrt{\frac{(s - a)(s - b)(s - c)}{s}} \qquad \text{donde } s = \tfrac{1}{2}(a + b + c)$$

Radio R del círculo circunscrito:

$$R = \frac{abc}{4\sqrt{s(s - a)(s - b)(s - c)}}$$

Área del polígono regular de n lados inscrito en un círculo de radio r:

$$A = (nr^2/2) \operatorname{sen} (360^\circ/n)$$

Perímetro de un polígono regular inscrito:

$$P = 2nr \operatorname{sen} (180^\circ/n)$$

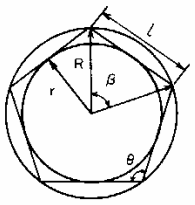


FIG. 2-4 Polígono regular.

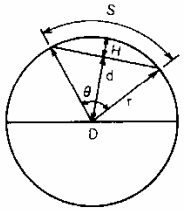


FIG. 2-5 Círculo.

Área de un polígono regular circunscrito en un círculo de radio r:

$$A = nr^2 \tan (180^\circ/n)$$

FIGURAS GEOMÉTRICAS PLANAS CON FRONTERAS CURVAS

Círculo (Fig. 2-5) Sean:

C = circunferencia
r = radio
D = diámetro
A = área

consiguiente

ados $a, b, y c$

$= \frac{1}{2}(a + b + c)$

$=$
$)$

un círculo de ra-

círculo de radio r:

RONTERAS

S = longitud de arco subtendido por θ
l = longitud de cuerda subtendida por θ
H = elevación máxima del arco arriba de la cuerda, $r - H = d$
θ = ángulo central, en radianes, subtendido por el arco S
$C = 2\pi r = \pi D \qquad (\pi = 3.14159\ldots)$
$S = r\theta = \frac{1}{2}D\theta$
$l = 2\sqrt{r^2 - d^2} = 2r \operatorname{sen}(\theta/2) = 2d \tan(\theta/2)$

$$d = \frac{1}{2}\sqrt{4r^2 - l^2} = \frac{1}{2} l \cot\frac{\theta}{2}$$

$$\theta = \frac{S}{r} = 2\cos^{-1}\frac{d}{r} = 2\operatorname{sen}^{-1}\frac{l}{D}$$

A (círculo) $= \pi r^2 = \frac{1}{4}\pi D^2$
A (sector) $= \frac{1}{2}rS = \frac{1}{2}r^2\theta$
A (segmento) $= A$ (sector) $- A$ (triángulo) $= \frac{1}{2}r^2(\theta - \operatorname{sen}\theta)$

$$= r^2\cos^{-1}\frac{r - H}{r} - (r - H)\sqrt{2rH - H^2}$$

Anillo (área entre dos círculos de radios r_1 y r_2) Los círculos no tienen que ser concéntricos; pero uno de ellos deberá contener al otro.

$$A = \pi(r_1 + r_2)(r_1 - r_2) \qquad r_1 > r_2$$

Elipse (Fig. 2-6) Sean a y b los semiejes de la elipse

$$A = \pi ab$$
$$C = 4aE(k)$$

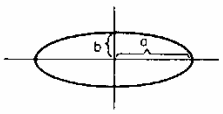


FIG. 2-6 Elipse.

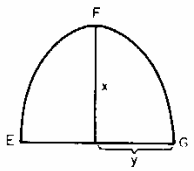


FIG. 2-7 Parábola.

en donde $k = 1 - (b^2/a^2)$ y $E(k)$ es la integral elíptica completa del primer tipo [una aproximación para la circunferencia $C = 2\pi\sqrt{(a^2 + b^2)/2}$].

Parábola (Fig. 2-7)

$$\text{Longitud de arco } EFG = \sqrt{4x^2 + y^2} + \frac{y^2}{2x}\ln\frac{2x + \sqrt{4x^2 + y^2}}{y}$$

$$\text{Área de sección } EFG = \frac{4}{3}xy$$

Catenaria (la curva formada por una cuerda de peso uniforme, suspendida libremente entre dos puntos A, B; Fig. 2-8)

$$y = a\cosh(x/a)$$

La longitud del arco entre los puntos A y B es igual a $2a\operatorname{senh} a\,(L/a)$. El pandeo de la cuerda es $D = a\cosh(L/a) - 1$.

FIGURAS GEOMÉTRICAS SÓLIDAS CON FRONTERAS PLANAS

Cubo Volumen $= a^3$; área de superficie total $= 6a^2$, diagonal $= a\sqrt{3}$, en donde a = longitud de un lado del cubo.

Paralelepípedo rectangular Volumen $= abc$; área de superficie $= 2(ab + ac + bc)$; diagonal $= \sqrt{a^2 + b^2 + c^2}$, en donde $a, b, y\ c$ son las longitudes de los lados.

Prisma Volumen = (área de la base) · (altura); área de superficie lateral = (perímetro de sección recta) · (borde lateral).

Pirámide Volumen = $\frac{1}{3}$ (área de la base) · (altura); área lateral de pirámide regular = $\frac{1}{2}$(perímetro de la base) · (altura inclinada) = $\frac{1}{2}$(número de lados) (longitud de un lado) · (altura inclinada).

Tronco de pirámide (formado a partir de la pirámide, cortando la parte superior con un plano, casi siempre paralelo a la base)

$$V = \tfrac{1}{3}(A_1 + A_2 + \sqrt{A_1 \cdot A_2})h$$

en donde h = altura y A_1 y A_2 son las áreas de las bases; área lateral de una figura regular = $\frac{1}{2}$(suma de los perímetros de las bases) · (altura inclinada).

Volumen y área superficial de poliedros regulares de arista l

Tipo de superficie	Nombre	Volumen	Área de la superficie
4 triángulos equiláteros	Tetraedro	$0.1179\ l^3$	$1.7321\ l^2$
6 cuadrados	Hexaedro (cubo)	$1.0000\ l^3$	$6.0000\ l^2$
8 triángulos equiláteros	Octaedro	$0.4714\ l^3$	$3.4641\ l^2$
12 pentágonos	Dodecaedro	$7.6631\ l^3$	$20.6458\ l^2$
20 triángulos equiláteros	Icosaedro	$2.1817\ l^3$	$8.6603\ l^2$

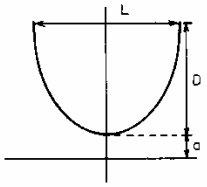


FIG. 2-8 Catenaria.

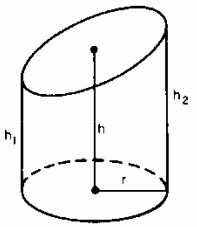


FIG. 2-9 Cilindro.

SÓLIDOS DELIMITADOS POR SUPERFICIES CURVAS

Cilindros (Fig. 2-9) V = (área de la base) · (altura); área de superficie lateral = (perímetro de sección recta) · (borde lateral).

Cilindro circular recto. $V = \pi$ (radio)^2 · (altura); área de superficie lateral $= 2\pi$ (radio) · (altura).

Cilindro circular recto truncado

$$V = \pi r^2 h;\ \text{área lateral} = 2\pi rh$$
$$h = \tfrac{1}{2}(h_1 + h_2)$$

Cilindro hueco Volumen $= \pi h(R^2 - r^2)$ en donde r y R son el radio interno y el externo, y h es la altura del cilindro.

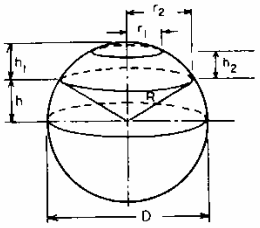


FIG. 2-10 Esfera.

Esfera (Fig. 2-10)

V (esfera) = $\frac{4}{3}\pi R^3 = \frac{1}{6}\pi D^3$

V (sector esférico) = $\frac{2}{3}\pi R^2 h = \frac{1}{6}\pi h_1(3r_2^2 + h_1^2)$

V (segmento esférico de una base) = $\frac{1}{6}\pi h_1(3r_2^2 + h_1^2)$

V (segmento esférico de dos bases) = $\frac{1}{6}\pi h(3r_1^2 + 3r_2^2 + h_2^2)$

$$A \text{ (esfera)} = 4\pi R^2 = \pi D^2$$
$$A \text{ (zona)} = 2\pi Rh = \pi Dh$$

A (lúnula sobre la superficie incluida entre dos grandes círculos cuya inclinación es de θ radianes) = $2R^2\theta$.

Cono $V = \frac{1}{3}$ (área de la base) · (altura).

Cono circular recto $V = (\pi/3)\, r^2 h$, en donde h es la altura y r el radio de la base; área de superficie curva = $\pi r\sqrt{r^2 + h^2}$, superficie curva del tronco de un cono recto = $\pi(r_1 + r_2)\sqrt{h^2 + (r_1 - r_2)^2}$, en donde r_1 y r_2 son el radio de la base y la parte superior, respectivamente, y h es la altura; volumen del tronco de un cono recto = $\pi(h/3)(r_1^2 + r_1 r_2 + r_2^2) = h/3(A_1 + A_2 + \sqrt{A_1 A_2})$ en donde A_1 = área de la base; A_2 = área de la parte superior.

Elipsoide $V = (4/3)\pi abc$ en donde a, b y c son las longitudes de los semiejes.

Toro (obtenido mediante la rotación de un círculo de radio r en torno a una línea cuya distancia al centro del círculo es $R > r$).

$$V = 2\pi^2 R r^2 \text{ Área de superficie} = 4\pi^2 Rr$$

Esferoide alargado [formado al hacer girar una elipse en torno a su eje mayor $(2a)$]

$$\text{Área de superficie} = 2\pi b^2 + 2\pi(ab/e)\operatorname{sen}^{-1} e \qquad V = \tfrac{4}{3}\pi ab^2$$

en donde a y b son el eje mayor y el menor y e = excentricidad $(e < 1)$.

Esferoide achatado [formado mediante la rotación de una elipse sobre su eje menor $(2b)$] Los datos son como en el caso anterior.

$$\text{Área de la superficie} = 2\pi a^2 + \pi\frac{b^2}{e}\ln\frac{1+e}{1-e} \qquad V = \tfrac{4}{3}\pi a^2 b$$

FÓRMULAS DIVERSAS

Véase también "Cálculo diferencial e integral".

Volumen de un sólido de revolución (el sólido generado al hacer girar un plano en torno al eje x) $V = \pi\int_a^b [f(x)]^2\, dx$, en donde $y = f(x)$ es la ecuación de la curva plana y $a \le x \le b$.

Área de una superficie de revolución

$$S = 2\pi\int_a^b y\, ds$$

en donde $ds = \sqrt{1 + (dy/dx)^2}\, dx$ y $y = f(x)$ es la ecuación de la curva plana girada en torno al eje x para generar la superficie.

Área delimitada por $f(x)$, el eje x y las líneas $x = a$, $x = b$

$$A = \int_a^b f(x)\, dx \qquad (f(x) \ge 0)$$

Longitud de arco de una curva plana

Si $y = f(x)$,

$$\text{Longitud de arco } s = \int_a^b \sqrt{1 + \left(\frac{dy}{dx}\right)^2}\, dx$$

Si $x = g(y)$,

$$\text{Longitud de arco } s = \int_c^d \sqrt{1 + \left(\frac{dx}{dy}\right)^2}\, dy$$

Si $x = f(t)$, $y = g(t)$,

$$\text{Longitud de arco } s = \int_{t_0}^{t_1} \sqrt{\left(\frac{dx}{dt}\right)^2 + \left(\frac{dy}{dt}\right)^2}\, dt$$

En general, $(ds)^2 = (dx)^2 + (dy)^2$.

Teorema de Pappus (para volúmenes y áreas de superficies de revolución)

1. Si se hace girar un plano en torno a una línea que se encuentra en su plano, no interseca al área, el volumen generado es igual al producto del área y la distancia recorrida por el centro de gravedad del área.

2. Si se hace girar un arco de una curva plana en torno a una línea que se encuentra en su plano, pero que no interseca al arco, el área de la superficie generada por el arco es igual al producto de la longitud del arco por la distancia recorrida por su centro de gravedad.

Estos teoremas son útiles para determinar los volúmenes V y las áreas superficiales S de sólidos de revolución, cuando se conoce el centro de gravedad. Si se conocen V y S, es posible determinar los centros de gravedad.

ÁREAS Y VOLÚMENES IRREGULARES

Áreas irregulares Sean $y_0, y_1, \ldots, y_n$ las longitudes de una serie de cuerdas paralelas y espaciadas por igual, y h su distancia de separación. El área de la figura la da aproximadamente una de las fórmulas que siguen:

$$A_T = (h/2)\,[(y_0 + y_n) + 2(y_1 + y_2 + \cdots + y_{n-1})] \quad \text{(regla trapezoidal)}$$

$$A_S = (h/3)\,[(y_0 + y_n) + 4(y_1 + y_3 + y_5 + \cdots + y_{n-1}) + 2(y_2 + y_4 + \cdots + y_{n-2})] \quad \text{(regla de Simpson de } n \text{ par)}$$

$$A_W = (3h/8)\,[(y_0 + y_n) + 3(y_1 + y_2 + y_4 + y_5 + \cdots) + 2(y_3 + y_6 + \cdots)] \quad \text{(regla de los 3/8 de Weddle)}$$

Cuanto mayor sea el valor de n, tanto mayor será la precisión de la aproximación.

Volúmenes irregulares Para determinar el volumen, se reemplazan las y anteriores por las áreas de sección de corte transversal A_j y se utilizan los resultados en las ecuaciones anteriores.

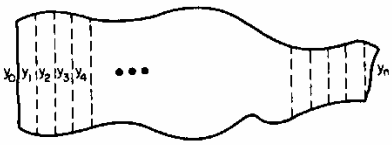


FIG. 2-11 Área irregular.

ÁLGEBRA ELEMENTAL

REFERENCIAS: 6, 16, 96, 102, 117, 251. Álgebra avanzada: algunas referencias con aplicaciones para calculadora y su uso.

OPERACIONES CON EXPRESIONES ALGEBRAICAS

En lo que sigue, se denotará una expresión algebraica como una combinación de letras y números, como lo que sigue:

$$3ax - 3xy + 7x^2 + 7x^{3/2} - 2.8xy$$

Adición y sustracción Sólo se pueden sumar y restar términos semejantes en dos expresiones algebraicas.

Ejemplo $(3x + 4xy - x^2) + (3x^2 + 2x - 8xy) = 5x - 4xy + 2x^2$.

Ejemplo $(2^x + 3xy - 4x^{1/2}) + (3^x + 6x - 8xy) = 2^x + 3^x + 6x - 5xy - 4x^{1/2}$.

Multiplicación La multiplicación de expresiones algebraicas es de término por término y se combinan los términos correspondientes.

Ejemplo $(2x + 3y - 2xy)(3 + 3y) = 6x + 9y + 9y^2 - 6xy^2$.

División La operación es análoga a la de aritmética.

Ejemplo Divídase $3e^{2x} + e^x + 1$ by $e^x + 1$.

$$\begin{array}{r} \text{Dividendo} \\ \text{Divisor } e^x + 1 \;\big|\; 3e^{2x} + e^x + 1 \quad 3e^x - 2 \text{ Cociente} \\ \underline{3e^{2x} + 3e^x} \\ -2e^x + 1 \\ \underline{-2e^x - 2} \\ +3 \text{ (Residuo)} \end{array}$$

Por ende, $3e^{2x} + e^x + 1 = (e^x + 1)(3e^x - 2) + 3$.

Operaciones con cero Se pueden hacer con el cero todos los cálculos numéricos, excepto la división: $a + 0 = 0 + a = a$; $a - 0 = a$; $0 - a = -a$; $(a)(0) = 0$; $a^0 = 1$ si $a \neq 0$; $0/a = 0$, $a \neq 0$. $a/0$ y $0/0$ carecen de significado.

Operaciones con fracciones

$$-\frac{x}{y} = -\left(\frac{-x}{-y}\right) = \frac{x}{-y} = \frac{-x}{y}; \frac{x}{y} = \frac{-x}{-y}; \frac{x}{y} = \frac{ax}{ay}; \text{ if } a \neq 0.$$

$$\frac{x}{y} \pm \frac{z}{y} = \frac{x \pm z}{y};$$

$$\left(\frac{x}{y}\right)\left(\frac{z}{t}\right) = \frac{xz}{yt}; (x/y)/(z/t) = \left(\frac{x}{y}\right)\left(\frac{t}{z}\right) = \frac{xt}{yz}$$

Factorización Este proceso de análisis consiste en reducir una expresión dada al producto de dos o más expresiones más simples, que se denominan *factores*. A continuación se factorizan algunas de las expresiones más comunes:

(1) $(x^2 - y^2) = (x - y)(x + y)$
(2) $x^2 + 2xy + y^2 = (x + y)^2$
(3) $x^2 + ax + b = (x + c)(x + d)$ en donde $c + d = a$, $cd = b$
(4) $by^2 + cy + d = (ey + f)(gy + h)$ en donde $eg = b$, $fg + eh = c$, $fh = d$
(5) $x^2 + y^2 + z^2 + 2yz + 2xz + 2xy = (x + y + z)^2$
(6) $x^2 - y^2 - z^2 - 2yz = (x - y - z)(x + y + z)$
(7) $x^2 + y^2 + z^2 - 2xy - 2xz + 2yz = (x - y - z)^2$
(8) $x^3 - y^3 = (x - y)(x^2 + xy + y^2)$
(9) $(x^3 + y^3) = (x + y)(x^2 - xy + y^2)$
(10) $(x^4 - y^4) = (x - y)(x + y)(x^2 + y^2)$
(11) $x^5 + y^5 = (x + y)(x^4 - x^3y + x^2y^2 - xy^3 + y^4)$
(12) $x^n - y^n = (x - y)(x^{n-1} + x^{n-2}y + x^{n-3}y^2 + \cdots + y^{n-1})$

Leyes de los exponentes

$(a^n)^m = a^{nm}$; $a^{n+m} = a^n \cdot a^m$; $a^{n/m} = (a^n)^{1/m}$; $a^{n-m} = a^n/a^m$; $a^{1/m} = \sqrt[m]{a}$; $a^{1/2} = \sqrt{a}$; $\sqrt{x^2} = |x|$ (valor absoluto de x). Para $x > 0$, $y > 0$, $\sqrt{xy} = \sqrt{x}\sqrt{y}$, para $x > 0$ $\sqrt[n]{x^m} = x^{m/n}$; $\sqrt[n]{1/x} = 1/\sqrt[n]{x}$

EL TEOREMA DEL BINOMIO

Si n es un entero positivo,

$$(a + b)^n = a^n + na^{n-1}b + \frac{n(n-1)}{2!}a^{n-2}b^2 + \frac{n(n-1)(n-2)}{3!}a^{n-3}b^3 + \cdots + b^n = \sum_{j=0}^{n}\binom{n}{j}a^{n-j}b^j$$

en donde $\binom{n}{j} = \dfrac{n!}{j!\,(n-j)!}$ = número de combinaciones de n objetos, tomados de j en j. $n! = 1 \cdot 2 \cdot 3 \cdot 4 \cdots n$, $0! = 1$.

Ejemplo Determínese el sexto término de $(x + 2y)^{12}$. El sexto término se obtiene al hacer $j = 5$. Es decir:

$$\binom{12}{5}x^{12-5}(2y)^5 = 1584x^7(2y)^5$$

Ejemplo $\sum_{j=0}^{14}\binom{n}{j} = (1 + 1)^{14} = 2^{14}$.

Si n no es entero positivo, no se aplicará ya la fórmula de la suma y se obtendrá una serie infinita para $(a + b)^n$. En este caso, los coeficientes se obtienen de las primeras fórmulas.

Ejemplo $(1 + x)^{1/2} = 1 + \frac{1}{2}x - \frac{1}{2} \cdot \frac{1}{4}x^2 + \frac{1}{2} \cdot \frac{1}{4} \cdot \frac{3}{6}x^3 \cdots$ (convergente para $x^2 < 1$).

Todo esto se verá en forma más detallada en la sección de las "Series infinitas".

PROGRESIONES

Una **progresión aritmética** es una sucesión de términos tal, que cada uno de ellos, excepto el primero, se puede deducir del precedente mediante la adición de una cantidad d, denominada diferencia común. Todas las progresiones aritméticas tienen la forma a, $a + d$, $a + 2d$, $a + 3d$,.... Con a = primer término, l = último término, d = diferencia común, n = número de términos y s = suma de términos, son válidas las relaciones que siguen:

$$l = a + (n-1)d = -\frac{d}{2} + \sqrt{2ds + \left(a - \frac{d}{2}\right)^2}$$

$$= \frac{s}{n} + \frac{(n-1)}{2}d$$

$$s = \frac{n}{2}[2a + (n-1)d] = \frac{n}{2}(a + l) = \frac{n}{2}[2l - (n-1)d]$$

$$a = l - (n-1)d = \frac{s}{n} - \frac{(n-1)d}{2} = \frac{2s}{n} - l$$

$$d = \frac{l - a}{n - 1} = \frac{2(s - an)}{n(n - 1)} = \frac{2(nl - s)}{n(n - 1)}$$

$$n = \frac{l - a}{d} + 1 = \frac{2s}{l + a} = \frac{2l + d + \sqrt{(2 + d)^2 - 8ds}}{2d}$$

La **media aritmética o promedio** de dos números, a y b, es $(a + b)/2$; la de n números $a_1, \ldots, a_n$ es $(a_1 + a_2 + \cdots + a_n)/n$.

Una **progresión geométrica** es una sucesión de términos tal que, con excepción del primero, cada término se puede deducir del anterior, mediante la multiplicación por una cantidad r, denominada **razón común**. Todas esas progresiones tienen la forma a, ar, $ar^2, \ldots, ar^{n-1}$. Con a = primer término, l = último término, r = razón, n = número de términos y s = suma de términos, son válidas las relaciones que siguen:

$$l = ar^{n-1} = \frac{[a + (r - 1)s]}{r} = \frac{(r - 1)sr^{n-1}}{r^n - 1}$$

$$s = \frac{a(r^n - 1)}{r - 1} = \frac{a(1 - r^n)}{1 - r} = \frac{rl - a}{r - 1} = \frac{lr^n - l}{r^n - r^{n-1}}$$

$$a = \frac{l}{r^{n-1}} = \frac{(r - 1)s}{r^n - 1} \quad r = \frac{s - a}{s - l} \quad \log r = \frac{\log l - \log a}{n - 1}$$

$$n = \frac{\log l - \log a}{\log r} + 1 = \frac{\log [a + (r - 1)s] - \log a}{\log r}$$

La **media geométrica** de dos números negativos, a, b, es $\sqrt{ab}$; de n números es $(a_1a_2 \ldots a_n)^{1/n}$.

Ejemplo Determínese la suma de $1 + {}^1/_2 + {}^1/_4 + \cdots + {}^1/_{64}$. En este caso, $a = 1$, $a = 1$, $r = {}^1/_2$, $n = 7$. Por consiguiente, $s = \dfrac{{}^1/_2({}^1/_{64}) - 1}{{}^1/_2 - 1} = {}^{127}/_{64}$. $s = a + ar + ar^2 + \cdots + ar^{n-1} = \dfrac{a}{1 - r} - \dfrac{ar^n}{1 - r}$. Si $|r| < 1$, entonces, $\lim_{n \to \infty} s = \dfrac{a}{1 - r}$, que se denomina suma de la progresión geométrica infinita.

Una progresión de la forma $a, (a + d)r, (a + 2d)r^2, (a + 3d)r^3$, etc., es una combinación de una progresión *aritmética* y otra *geométrica*. La suma de n de esos términos es

$$s = \frac{a - [a + (n - 1)d]r^n}{1 - r} + \frac{rd(1 - r^{n-1})}{(1 - r)^2}$$

Si $|r| < 1$, $\lim_{n \to \infty} s = \dfrac{a}{1 - r} + rd/(1 - r)^2$.

Los términos a, b, c, etc. diferentes de cero forman una **progresión armónica**, si sus recíprocos $1/a$, $1/b$, $1/c$, etc., forman una progresión aritmética.

Ejemplo La progresión $1, {}^1/_3, {}^1/_5, {}^1/_7, \ldots, {}^1/_{31}$ es armónica, puesto que $1, 3, 5, 7, \ldots, 31$ constituyen una progresión aritmética.

La **media armónica** de dos números, a y b, es $2ab/(a + b)$.

PERMUTACIONES, COMBINACIONES Y PROBABILIDAD

Cada disposición separada del todo o una parte de un conjunto de objetos se denomina **permutación**. El número de permutaciones de n objetos, de r en r, se escribe como sigue: $P(n, r) = \dfrac{n!}{(n - r)!} = n(n - 1)(n - 2) \cdots (n - r + 1)$.

Ejemplo Las permutaciones de a, b y c, de dos en dos, son ab, ac, ba, ca, cb y bc. La fórmula es $P(3, 2) = 3!/1! = 6$. Las permutaciones de a, b, y c de tres en tres son abc, bac, cab, acb, bca y cba.

Cada selección separada de objetos que es posible, sea cual sea el orden en que se dispongan, recibe el nombre de **combinación**. El número de combinaciones de n objetos, tomados de r en r, se escribe como sigue: $C(n, r) = n!/[r!(n - r)!]$.

Ejemplo Las combinaciones de a, b y c, de dos en dos, son ab, ac, bc; de tres en tres es abc.

Otra relación importante es $r!\,C(n, r) = P(n, r)$.

Si un evento se puede producir en p modos distintos y dejar de suceder en q modos, de tal modo que todos ellos tengan las mismas posibilidades, la *probabilidad* de que se produzca será de $p/(p + q)$, y la de que no ocurra, de $q/(p + q)$.

Ejemplo Dos dados pueden caer en 36 formas diferentes. ¿Cuál es la probabilidad de tirarlos de tal modo que su suma sea 7? El siete puede aparecer de seis modos: 1 y 6, 2 y 5, 3 y 4, 4 y 3, 5 y 2 y 6 y 1. La probabilidad de que salga una suma de 7 es de ${}^1/_6$.

TEORÍA DE ECUACIONES

Ecuaciones lineales Una *ecuación lineal* es de primer grado (o sea, que sólo se incluyen las primeras potencias de las variables) y el proceso de obtención de valores definidos para las incógnitas se denomina resolución de la ecuación. Todas las *ecuaciones lineales* de una *variable* se escriben $Ax + B = 0$, o bien, $x = -B/A$. Las ecuaciones lineales con n variables tienen la forma que sigue:

$$\begin{aligned} a_{11}x_1 + a_{12}x_2 + \cdots + a_{1n}x_n &= b_1 \\ a_{21}x_1 + a_{22}x_2 + \cdots + a_{2n}x_n &= b_2 \\ &\vdots \\ a_{m1}x_1 + a_{m2}x_2 + \cdots + a_{mn}x_n &= b_m \end{aligned}$$

La solución del sistema se puede obtener por métodos de eliminación, determinantes o matrices (véase "Análisis numérico y métodos aproximados").

Ejemplo Resolución por el *método de eliminación*:

$$\begin{aligned} 3x_1 + 4x_2 - 5x_3 &= -2 \\ 9x_1 - 2x_2 + 3x_3 &= 1 \\ -6x_1 + 3x_2 - x_3 &= 3 \end{aligned}$$

Multiplíquese el primer renglón por 2 y súmese al tercero, dejando el primero intacto. El resultado es:

$$\begin{aligned} 3x_1 + 4x_2 - 5x_3 &= -2 \\ 9x_1 - 2x_2 + 3x_3 &= 1 \\ 0x_1 + 11x_2 - 11x_3 &= -1 \end{aligned}$$

Multiplíquese el primer renglón por -3 y súmese al segundo.

$$\begin{aligned} 3x_1 + 4x_2 - 5x_3 &= -2 \\ 0x_1 - 14x_2 + 18x_3 &= 7 \\ 0x_1 + 11x_2 - 11x_3 &= -1 \end{aligned}$$

Multiplíquese el segundo renglón por ${}^{11}/_{14}$ y súmese al tercero. El resultado es la forma triangular

$$\begin{aligned} 3x_1 + 4x_2 - 5x_3 &= -2 \\ 0x_1 - 14x_2 + 18x_3 &= 7 \\ 0x_1 + 0x_2 + {}^{25}/_{7}x_3 &= {}^{9}/_{2} \end{aligned}$$

Luego, por la tercera ecuación, $x_3 = {}^{63}/_{44}$; al sustituir esto en la segunda ecuación, se obtiene $x_2 = {}^{59}/_{44}$. La primera ecuación da $x_1 = -{}^{9}/_{44}$. Otra alternativa de este método, equivalente a él, consiste en resolver una de las ecuaciones para x_3 en función de x_1 y x_2; por ejemplo, la tercera ecuación, que da $x_3 = -6x_1 + 3x_2 - 3$. A continuación se sustituye esto en la segunda ecuación, para obtener $-9x_1 + 7x_2 = 10$ que, luego, se puede resolver para x_2, $x_2 = (10 + 9x_1)/7$. La sustitución para x_3 y x_2 en el primer renglón da una ecuación de una sola incógnita: x_1.

En las secciones de "Determinantes", "Álgebra de matrices y cálculos de matrices", "Análisis numérico y métodos aproximados", se presentan otros métodos para resolver esos sistemas.

Ecuaciones de segundo grado Todas las ecuaciones de *segundo grado* (o cuadráticas) con una sola variable se pueden expresar en la forma $ax^2 + bx + c = 0$, $a \neq 0$. Esta ecuación tiene dos soluciones, que

podemos denominar x_1 y x_2, dadas por $\left.\begin{matrix} x_1 \\ x_2 \end{matrix}\right\} = \dfrac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$

Si a, b y c son reales, la **discriminante** $b^2 - 4ac$ da el carácter de las raíces. Si $b^2 - 4ac > 0$ las raíces son **reales y distintas**. Si $b^2 - 4ac < 0$, las raíces son **conjugadas complejas**. Si $b^2 - 4ac = 0$, las raíces son **reales e iguales**.

Dos *ecuaciones de segundo grado* con *dos variables* sólo se pueden resolver, en general, por métodos numéricos (véase "Análisis numérico y métodos aproximados"). Si una ecuación es de primer grado y la otra de segundo grado, se puede obtener una solución, resolviendo la primera para una incógnita. Este resultado se sustituye en la segunda ecuación y se resuelve la ecuación de segundo grado resultante.

Ejemplo Resuélvanse $x^2 + 5xy - y^2 - 15 = 0$ y $x + 2y = 10$. La segunda ecuación da $x = 10 - 2y$. Al efectuar la sustitución en la primera ecuación, se obtiene la ecuación de segundo grado $7y^2 - 10y - 85 = 0$. Las soluciones de esta ecuación son $(5 \pm 2\sqrt{155})/7$.

Ecuaciones de tercer grado Una ecuación de tercer grado con una variable tiene la forma $x^3 + bx^2 + cx + d = 0$. Todas las ecuaciones de tercer grado con coeficientes complejos tienen tres raíces complejas. Si los coeficientes son números reales, al menos una de las raíces tiene que ser real. La ecuación de tercer grado $x^3 + bx^2 + cx + d = 0$ se puede reducir, mediante la sustitución de $x = y - (b/3)$ a la forma $y^3 + py + q = 0$, en donde, $p = {}^1/_3(3c - b^2)$, $q = {}^1/_{27}(27d - 9bc + 2b^3)$. Esta ecuación tiene las soluciones $y_1 = A + B$, $y_2 = -{}^1/_2(A + B) + (i\sqrt{3}/2)(A - B)$, $y_3 = -{}^1/_2(A + B) - (i\sqrt{3}/2)(A - B)$, en donde $i^2 = -1$, $A = \sqrt[3]{-q/2 + \sqrt{R}}$, $B = \sqrt[3]{-q/2 - \sqrt{R}}$, y $R = (p/3)^3 + (q/2)^2$. Si b, c y d son reales y $R > 0$, habrá una raíz real y dos raíces conjugadas complejas; si $R = 0$ hay tres raíces reales, de las cuales, al menos dos son iguales; si $R < 0$ hay tres raíces reales distintas. Si $R < 0$, las fórmulas anteriores no son prácticas. En este caso, las raíces las da $y_k = \mp 2\sqrt{-p/3}\cos[(\phi/3) + 120k]$, $k = 0, 1, 2$ en donde $\phi = \cos^{-1}\sqrt{\dfrac{q^2/4}{-p^3/27}}$ y se aplica el signo superior si $q > 0$ y el inferior, si $q < 0$.

Ejemplo $x^3 + 3x^2 + 9x + 9 = 0$, se reduce a $y^3 + 6y + 2 = 0$ con $x = y - 1$. En este caso, $p = 6$, $q = 2$ y $R = 9$. Por consiguiente, $A = \sqrt[3]{2}$, $B = \sqrt[3]{-4}$. Las raíces que se desean para y son $\sqrt[3]{2} - \sqrt[3]{4}$, $-{}^1/_2(\sqrt[3]{2} - \sqrt[3]{4}) \pm (i\sqrt{3}/2)(\sqrt[3]{2} + \sqrt[3]{4})$. Las raíces para x son $x = y - 1$.

Ejemplo $y^3 - 7y + 7 = 0$. $p = -7$, $q = 7$, $R < 0$. Por ende, $x_k = -\sqrt{\dfrac{28}{3}}\cos\left(\dfrac{\phi}{3} + 120k\right)$ en donde $\cos\phi = \sqrt{\dfrac{27}{28}}$, $\dfrac{\phi}{3} = 3°37'52''$. Las raíces son aproximadamente -3.048916, 1.692020 y 1.356897.

Ecuaciones de cuarto grado La ecuación general de cuarto grado $x^4 + ax^3 + bx^2 + cx + d = 0$ se puede reducir a la forma $y^4 + py^2 + qy + r = 0$, mediante la sustitución de $x = y - (a/4)$. Sean l, m y n las raíces de la ecuación de tercer grado resultante:

$$t^3 + \left(\frac{p}{2}\right)t^2 + \frac{(p^2 - 4r)t}{16} - \frac{q^2}{64} = 0$$

determinada por el método anterior. Las raíces de la ecuación de cuarto grado reducida que se buscan son

$$y_1 = \pm(-\sqrt{l} - \sqrt{m} - \sqrt{n});\ y_2 = \pm(-\sqrt{l} + \sqrt{m} + \sqrt{n})$$
$$y_3 = \pm(\sqrt{l} - \sqrt{m} + \sqrt{n});\ y_4 = \pm(\sqrt{l} + \sqrt{m} - \sqrt{n})$$

en donde se utilizan los signos superiores si $q > 0$ y los inferiores, si $q < 0$.

Polinomios generales de grado n-ésimo Escribimos la ecuación polinomial general de grado n como

$$P(x) = a_0x^n + a_1x^{n-1} + \cdots + a_{n-1}x + a_n = 0$$

Si $n > 4$, no hay fórmula que dé las raíces de la ecuación general. No obstante, hay algunos métodos generales que pueden resultar útiles.

Teorema del residuo Cuando $P(x)$ es un polinomio y se divide $P(x)$ entre $x - a$, hasta obtener un residuo independiente de x, ese residuo es igual a $P(a)$.

Ejemplo $P(x) = 2x^4 - 3x^2 + 7x - 2$ al dividirse entre $x + 1$ (en este caso, $a = -1$) el resultado es $P(x) = (x + 1)(2x^3 - 2x^2 - x + 8) - 10$, en donde -10 es el residuo. Se puede ver con facilidad que $P(-1) = -10$.

Teorema del factor Si $P(a)$ es cero, el polinomio $P(x)$ tiene el factor $x - a$. En otras palabras, si a es una raíz de $P(x) = 0$, entonces, $x - a$ es un factor de $P(x)$.

Si se descubre que el número a es una raíz de $P(x) = 0$, la división de $P(x)$ entre $(x - a)$ deja un polinomio de grado una unidad inferior al de la ecuación original, o sea, $P(x) = Q(x)(x - a)$. Evidentemente, las raíces de $Q(x) = 0$ lo son de $P(x) = 0$.

Ejemplo $P(x) = x^3 - 6x^2 + 11x - 6 = 0$ tiene la raíz $+3$. Entonces, $P(x) = (x - 3)(x^2 - 3x + 2)$. Las raíces de $x^2 - 3x + 2 = 0$ son 1 y 2. Por tanto, las raíces de $P(x)$ son 1, 2 y 3.

Teorema fundamental del álgebra Todos los polinomios de grado n tienen exactamente n raíces reales o complejas contando las multiplicidades. Si las raíces de $x^n + c_1x^{n-1} + c_2x^{n-2} + \cdots + c_{n-1}x + c_n = 0$ son $r_1, r_2, r_3, \cdots, r_n$ donde puede haber multiplicidades, entonces $c_1 = -\sum_{j=1}^{n} r_j$; $c_2 = \sum_{\substack{i,j=1 \\ i \neq j}}^{n} r_ir_j$ = suma del producto de las raíces, de dos en dos; $c_3 = -$(suma del producto de las raíces, de tres en tres); ... $c_n = (-1)^n r_1 r_2 \cdots r_n$.

Este resultado permite formar polinomios con números dados como raíces.

Ejemplo Determínese una ecuación de tercer grado cuyas raíces son 1, 2, 3. $c_1 = -(1 + 2 + 3) = -6$; $c_2 = 1{\cdot}2 + 1{\cdot}3 + 2{\cdot}3 = 11$; $c_3 = -6$. El polinomio es $x^3 - 6x^2 + 11x - 6$.

Ejemplo $x^4 - 12x^3 + 48x^2 - 80x + 48 = 0$ tiene una raíz triple. Resuélvase la ecuación. Sea r la raíz triple y s la otra. Entonces, $3r + s = 12$; $3sr + 3r^2 = 48$. Se resta $9r^2 + 3rs = 36r$ de la segunda ecuación. El resultado es $6r^2 - 36r + 48 = 0$ o bien $(r - 4)(r - 2) = 0$; $r = 2$, $r = 4$. Si $r = 4$, $s = 0$, lo que no es posible. Puesto que $r = 4$ es extraño, $r = 2$ es la raíz triple y $s = 6$, la otra.

Cualquier ecuación polinomial $a_0x^n + a_1x^{n-1} + \cdots + a_n = 0$ con *coeficientes racionales*, se puede reescribir como polinomio del mismo grado con *coeficientes enteros*, multiplicando cada coeficiente por el mínimo común múltiplo de los denominadores de los coeficientes.

Ejemplo Los coeficientes de ${}^3/_2x^4 + {}^7/_3x^3 - {}^5/_6x^2 + 2x - {}^1/_6 = 0$ son números racionales. El mínimo común múltiplo de los denominadores es $2 \times 3 = 6$. Por ende, la ecuación es equivalente a $9x^4 + 14x^3 - 5x^2 + 12x - 1 = 0$.

Teorema de la raíz racional Si la ecuación polinomial $a_0x^n + \cdots + a_n = 0$, con coeficientes enteros tiene una raíz racional p/q (donde p y q son enteros sin ningún factor común mayor que 1), p es un divisor exacto del término constante a_n y q divide exactamente al coeficiente inicial a_0.

Este resultado permite calcular todas las raíces racionales (y enteras) de cualquier ecuación polinomial que tenga coeficientes enteros.

Ejemplo Encuéntrense todas las raíces racionales de $6y^3 + 7y^2 - 9y + 2 = 0$. Las posibilidades para el numerador son ± 1, ± 2. Las posibilidades para el denominador son ± 1, ± 2, ± 3, ± 6. Así pues, las raíces racionales posibles son ± 1, ± 2, $\pm {}^1/_2$, $\pm {}^1/_3$, $\pm {}^2/_3$, $\pm {}^1/_6$. La prueba de estos valores demuestra que -2 es una raíz. La ecuación disminuida es $6y^2 - 5y + 1 = 0$, cuyas raíces son ${}^1/_3$, ${}^1/_2$.

Teorema de la raíz compleja Si una ecuación polinomial con coeficientes reales tiene la raíz $a + ib$, tendrá también la $a - ib$; o sea que las raíces complejas se presentan en pares conjugados.

Ejemplo $x^4 - 4x^2 + 8x - 4 = 0$ tiene una raíz $1 + i$. Otra raíz es $1 - i$. Por ende, $(x - 1 - i)(x - 1 + i) = x^2 - 2x + 2$ es un factor de la ecuación polinomial, $x^4 - 4x^2 + 8x - 4 = (x^2 - 2x + 2)(x^2 + 2x - 2)$. Las otras raíces son $1 \pm \sqrt{3}$.

Cota superior para las raíces reales Cualquier número que sobrepase a todas las raíces se denomina **cota superior** de las raíces reales. Si los coeficientes de una ecuación polinomial son todos del mismo signo, no habrá raíz positiva. Se excluyen aquí esas ecuaciones, puesto que cero es la cota superior para las raíces reales. Si el coeficiente de la potencia más alta de $P(x) = 0$ es negativo, reemplácese la ecuación con $-P(x) = 0$.

Si en la ecuación polinomial $P(x) = c_0x^n + c_1x^{n-1} + \cdots + c_{n-1}x + c_n = 0$, con $c_0 > 0$, al primer coeficiente negativo preceden k coeficientes que son positivos o cero y si G es el mayor valor numérico de los coeficientes negativos, cada raíz real será menor que $1 + \sqrt[k]{G/c_0}$.

Se puede obtener una **cota inferior** para las raíces negativas de $P(x) = 0$, mediante la aplicación de la regla $P(-x) = 0$.

Ejemplo $P(x) = x^7 + 2x^5 + 4x^4 - 8x^2 - 32 = 0$. En este caso, $k = 5$ (puesto que 2 coeficientes son cero), $G = 32$, $c_0 = 1$. La cota superior es $1 + \sqrt[5]{32} = 3$. $P(-x) = -x^7 - 2x^5 + 4x^4 - 8x^2 - 32 = 0$. $-P(-x) = x^7 + 2x^5 - 4x^4 + 8x^2 + 32 = 0$. Aquí, $k = 3$, $G = 4$, $c_0 = 1$. La cota inferior es $-(1 + \sqrt[3]{4}) = -2.587$. Por consiguiente, todas las raíces reales r se encuentran en la gama $-2.587 < r < 3$.

Regla de los signos de Descartes El número de raíces reales positivas de una ecuación polinomial con coeficientes reales, es igual al número v de sus variaciones de signo o menor que v en un entero par positivo. El número de raíces negativas de $P(x = 0$ es igual al número de variaciones de signo de $P(-x)$ o es menor que ese número en un número par positivo.

Ejemplo $P(x) = x^4 + 3x^3 + x - 1 = 0$. $v = 1$, de modo que $P(x)$ tiene una raíz positiva. $P(-x) = x^4 - 3x^3 - x - 1$. En este caso, $v = 1$, de modo que $P(x)$ tiene una raíz negativa. Las otras dos raíces son conjugadas complejas.

Ejemplo $P(x) = x^4 - x^2 + 10x - 4 = 0$. $v = 3$, de modo que $P(x)$ tiene una o tres raíces positivas. $P(-x) = x^4 - x^2 - 10x - 4$. $v = 1$; de manera que $P(x)$ tiene exactamente una raíz negativa.

Con frecuencia se usan métodos numéricos para determinar las raíces de los polinomios. En "Análisis numérico y métodos aproximados" se presentan detalladamente esas técnicas.

Determinantes Sea el sistema de dos ecuaciones lineales

$$a_{11}x_1 + a_{12}x_2 = b_1$$
$$a_{21}x_1 + a_{22}x_2 = b_2$$

Si se multiplica la primera ecuación por a_{22} y la segunda por $-a_{12}$ y se suman los resultados, se obtiene

$$(a_{11}a_{22} - a_{21}a_{12})x_1 = b_1a_{22} - b_2a_{12}$$

La expresión $a_{11}a_{22} - a_{21}a_{12}$ se puede representar mediante el símbolo

$$\begin{vmatrix} a_{11} & a_{12} \\ a_{21} & a_{22} \end{vmatrix} = a_{11}a_{22} - a_{21}a_{12}$$

Este símbolo se denomina determinante de segundo orden. El valor de la disposición en cuadro de n^2 cantidades a_{ij} en donde $i = 1,\ldots, n$ es el índice del renglón, $j = 1,\ldots, n$, el de columna, se escribe en la forma

$$|A| = \begin{vmatrix} a_{11} & a_{12} & a_{13} \cdots a_{1n} \\ a_{21} & a_{22} & \cdots\cdots a_{2n} \\ \vdots & & \\ a_{n1} & a_{n2} & a_{n3} \cdots a_{nn} \end{vmatrix}$$

y se denomina determinante. Las n^2 cantidades a_{ij} reciben el nombre de elementos del determinante. En el determinante $|A|$, bórrese el renglón i y la columna j, para formar un nuevo determinante que tenga $n - 1$ filas y columnas. El nuevo determinante se denomina **menor** de a_{ij} y se indica mediante M_{ij}.

Ejemplo

$$\begin{vmatrix} a_{11} & a_{12} & a_{13} \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} \\ a_{31} & a_{32} & a_{33} \end{vmatrix} \text{ El menor de } a_{23} \text{ es } M_{23} = \begin{vmatrix} a_{11} & a_{12} \\ a_{31} & a_{32} \end{vmatrix}.$$

El **cofactor** A_{ij} del elemento a_{ij} es el menor de a_{ij} con signo, determinado por la regla $A_{ij} = (-1)^{i+j}M_{ij}$.

Ejemplo $A_{23} = (-1)^5M_{23} = -M_{23}$.

El valor de $|A|$ se obtiene, formando cualquiera de las expresiones equivalentes $\sum_{j=1}^{n} a_{ij}A_{ij}$ $\sum_{i=1}^{n} a_{ij}A_{ij}$ en donde los elementos a_{ij} se deben tomar de un renglón o una columna simple de A.

Ejemplo

$$\begin{vmatrix} a_{11} & a_{12} & a_{13} \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} \\ a_{31} & a_{32} & a_{33} \end{vmatrix} = a_{31}A_{31} + a_{32}A_{32} + a_{33}A_{33}$$
$$= a_{31}\begin{vmatrix} a_{12} & a_{13} \\ a_{22} & a_{23} \end{vmatrix} - a_{32}\begin{vmatrix} a_{11} & a_{13} \\ a_{21} & a_{23} \end{vmatrix} + a_{33}\begin{vmatrix} a_{11} & a_{12} \\ a_{21} & a_{22} \end{vmatrix}$$

En general, A_{ij} serán determinantes de grado $n - 1$, pero se pueden ampliar mediante la regla.

Resulta fácil demostrar que

$$\sum_{j=1}^{n} a_{jk}A_{jk} = \sum_{j=1}^{n} a_{ij}A_{jk} = \begin{cases} |A| & i = k \\ 0 & i \neq k \end{cases}$$

Propiedades fundamentales de los determinantes

1. El valor de un determinante $|A|$ no se altera si se intercambian todas las columnas en renglones o todos los renglones en columnas.

2. Si los elementos de un renglón (o una columna) de un determinante son todos cero, el valor de $|A|$ es cero.

3. Si los elementos de un renglón (o una columna) de un determinante se multiplican por el mismo factor constante, el valor del determinante se multiplica por ese factor.

4. Si se obtiene un determinante de otro mediante el intercambio de dos renglones (o columnas) cualesquiera, el valor de cualquiera de ellos es el negativo del otro.

5. Si dos renglones (o columnas) de un determinante son idénticos, el valor del determinante es cero.

6. Si dos determinantes son idénticos, con excepción de un renglón (o columna), la suma de sus valores la da un determinante simple, obtenido al sumar elementos correspondientes de renglones (o columnas) diferentes, sin cambiar los elementos restantes.

Ejemplo

$$\begin{vmatrix} 3 & 2 \\ 1 & 5 \end{vmatrix} + \begin{vmatrix} 4 & 2 \\ 7 & 5 \end{vmatrix} = 13 + 6 = 19 \quad \text{Directamente}$$
$$\begin{vmatrix} 7 & 2 \\ 8 & 5 \end{vmatrix} = 35 - 16 = 19 \quad \text{Por la regla 6}$$

7. El valor de un determinante no se altera cuando a los elementos de cualquier renglón (o columna) se les suma un múltiplo constante de los elementos correspondientes de cualquiera otra fila (o columna).

8. Si todos los elementos de un renglón (o columna) excepto uno son cero, el valor del determinante es el producto de ese elemento por su cofactor.

La evaluación de determinantes mediante la definición es muy laboriosa. El trabajo se puede reducir mediante la aplicación de las propiedades fundamentales que se acaban de dar.

Ejemplo Evalúese

$$\begin{vmatrix} 2 & 1 & 4 & 3 \\ -1 & 4 & 2 & 1 \\ 5 & 6 & 7 & 2 \\ 1 & 3 & 4 & 5 \end{vmatrix}$$

La finalidad es tran
menos uno en un re
determinante. Esto
to 1 de la cuarta colu
luego, -4 veces la c
columna a la primer

$|A| =$

por la propiedad 8.
3×3. Se restan los
es

A continuación se s
el tercero al primero

$|A| =$

La solución d
cero)

a
a
a_{i}

REFERENCIAS: 102,
sólida, véase especi
En la geometría ana
problemas geométr
función de curvas g
tos abstractos.

GEOMETRÍA A

Sistemas de c
lítica es el establ
puntos del plano
puede lograr de
das cartesianas
se intersecan en
medio de (x, y),
punto del eje y, m

FIG. 2-12 Coord

La finalidad es transformar el determinante con el fin de que todos los elementos menos uno en un renglón dado (o columna) sean cero, *sin cambiar el valor del determinante*. Esto se puede hacer mediante la propiedad 7. Se escoge el elemento 1 de la cuarta columna y se suma −2 por la cuarta columna a la tercera columna; luego, −4 veces la cuarta columna a la segunda; a continuación, se suma la cuarta columna a la primera. El resultado es

$$|A| = \begin{vmatrix} 5 & -11 & -2 & 3 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \\ 7 & -2 & 3 & 2 \\ 6 & -17 & -6 & 5 \end{vmatrix} = 1 \begin{vmatrix} 5 & -11 & -2 \\ 7 & -2 & 3 \\ 6 & -17 & -6 \end{vmatrix}$$

por la propiedad 8. A continuación, se usa la propiedad 7 en este determinante de 3 × 3. Se restan los elementos del primer renglón de los del tercero. El resultado es

$$|A| = \begin{vmatrix} 5 & -11 & -2 \\ 7 & -2 & 3 \\ 1 & -6 & -4 \end{vmatrix}$$

A continuación se suma −7 veces el tercer renglón al segundo y, después, −5 veces el tercero al primero. El resultado es

$$|A| = \begin{vmatrix} 0 & 19 & 18 \\ 0 & 40 & 31 \\ 1 & -6 & -4 \end{vmatrix} = \begin{vmatrix} 19 & 18 \\ 40 & 31 \end{vmatrix} = -131$$

La solución de n ecuaciones lineales (con todos los b_i distintos de cero)

$$\begin{aligned} a_{11}x_1 + a_{12}x_2 + \cdots + a_{1n}x_n &= b_1 \\ a_{21}x_1 + a_{22}x_2 + \cdots + a_{2n}x_n &= b_2 \\ \vdots\quad\quad\quad\quad\quad\quad\quad &\quad\ \vdots \\ a_{n1}x_1 + a_{n2}x_2 + \cdots + a_{nn}x_n &= b_n \end{aligned}$$

en donde $|A| = \begin{vmatrix} a_{11} & \cdots & a_{1n} \\ a_{21} & \cdots & a_{2n} \\ \vdots & & \\ a_{n1} & \cdots & a_{nn} \end{vmatrix} \neq 0$ tiene una solución dada por

$x_1 = |B_1|/|A|, x_2 = |B_2|/|A|, \ldots, x_n = |B_n|/|A|$, en donde B_k es el determinante obtenido de A, reemplazando su columna k con $b_1, b_2, \ldots, b_n$. Esta técnica se conoce como **regla de Cramer**. Por lo común, requiere más trabajo que el método de eliminación o algunas técnicas numéricas, y no debe usarse para cálculos.

Ejemplo

$$\begin{aligned} 5x_1 + 3x_2 + 3x_3 &= 48 \\ 2x_1 + 6x_2 - 3x_3 &= 18 \\ 8x_1 - 3x_2 + 2x_3 &= 21 \end{aligned}$$

Las soluciones son $x_1 = \dfrac{\begin{vmatrix} 48 & 3 & 3 \\ 18 & 6 & -3 \\ 21 & -3 & 2 \end{vmatrix}}{\begin{vmatrix} 5 & 3 & 3 \\ 2 & 6 & -3 \\ 8 & -3 & 2 \end{vmatrix}} = \dfrac{-693}{-231} = 3,$

$$x_2 = \frac{\begin{vmatrix} 5 & 48 & 3 \\ 2 & 18 & -3 \\ 8 & 21 & 2 \end{vmatrix}}{-231} = \frac{-1155}{-231} = 5, \quad x_3 = \frac{\begin{vmatrix} 5 & 3 & 48 \\ 2 & 6 & 18 \\ 8 & -3 & 21 \end{vmatrix}}{-231} = 6.$$

GEOMETRÍA ANALÍTICA

Referencias: 102, 180, 216, 245, 246, 256, 263, 267. Para geometría analítica sólida, véase especialmente Ref. 216.

En la geometría analítica se usan ecuaciones y métodos algebraicos para estudiar problemas geométricos. Esto permite representar las ecuaciones algebraicas en función de curvas geométricas, que sirven frecuentemente para aclarar conceptos abstractos.

GEOMETRÍA ANALÍTICA PLANA

Sistemas de coordenadas El concepto básico de la geometría analítica es el establecimiento de una correspondencia uno a uno entre los puntos del plano y pares de números (x, y). Esta correspondencia se puede lograr de varios modos diferentes. El sistema de **coordenadas cartesianas** o **rectangulares** consiste en dos líneas rectas que se intersecan en ángulo recto (Fig. 2-12). Un punto se designa por medio de (x, y), en donde x (la abscisa) es la distancia a la que está el punto del eje y, medida paralelamente al eje x, positiva hacia la derecha y negativa hacia la izquierda, y (la ordenada) es la distancia que hay del punto del eje x, medida paralelamente al eje y, positiva si es hacia arriba y negativa si es hacia abajo. Los **cuadrantes** se numeran con las cifras 1, 2, 3 y 4 en el dibujo; las coordenadas de puntos en los diversos cuadrantes tienen los signos que se ilustran. Otro sistema común de coordenadas es el **polar** (Fig. 2-13). En este sistema, la posición de un punto se designa mediante el par (r, θ), $r = \sqrt{x^2 + y^2}$, en donde es la distancia al origen $0(0,0)$ y θ es el ángulo que forma la línea r con el eje x positivo (eje polar). Para cambiar de coordenadas rectangulares a polares, úsese $x = r\cos\theta$ y $y = r\theta$. Para cambiar de coordenadas polares a rectangulares utilícese $r = \sqrt{x^2 + y^2}$ y $\theta = \tan^{-1}(y/x)$ si $x \neq 0$; $\theta = \pi/2$ si $x = 0$. La **distancia** entre dos puntos (x_1, y_1), (x_2, y_2) se define por medio de $d = \sqrt{(x_1 - x_2)^2 + (y_1 - y_2)^2}$ en las coordenadas rectangulares o por medio de $d = \sqrt{r_1^2 + r_2^2 - 2r_1r_2\cos(\theta_1 - \theta_2)}$ en las polares. A veces se utilizan otros sistemas de coordenadas. Por ejemplo, en la superficie de una esfera resultan útiles la latitud y la longitud.

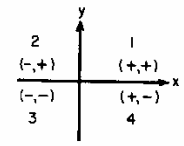


FIG. 2-12 Coordenadas rectangulares.

La recta (Fig. 2-14) La pendiente m de una recta es la tangente del ángulo de inclinación θ, formado con el eje x positivo. Si (x_1, y_1) y (x_2, y_2) son dos puntos cualesquiera en la línea, la pendiente $= m = (y_2 - y_1)(x_2 - x_1)$. La pendiente de una línea paralela al eje x es cero; paralela al eje y, es infinita. Dos líneas son perpendiculares si, y sólo si, el producto de sus pendientes es −1 (la excepción es el caso en el que las líneas son paralelas al eje de coordenadas). Todas las ecuaciones del tipo $Ax + By + C = 0$ representan una recta y cada recta tiene una ecuación de esta forma. Una recta se determina mediante una gran variedad de condiciones:

	Condiciones dadas	Ecuación de la recta
(1)	Paralela al eje x	y = constante
(2)	Paralela al eje y	x = constante
(3)	Punto (x_1, y_1) y pendiente m	$y - y_1 = m(x - x_1$
(4)	Intersección con el eje y $(0, b)$, m	$y = mx + b$
(5)	Intersección con el eje x $(a, 0)$, m	$y = m(x - a)$
(6)	Dos puntos (x_1, y_1), (x_2, y_2)	$y - y_1 = \frac{y_2 - y_1}{x_2 - x_1}(x - x_1)$
(7)	Dos intersecciones $(a, 0)$, $(0, b)$	$x/a + y/b = 1$

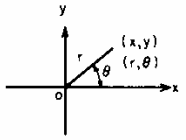


FIG. 2-13 Coordenadas polares.

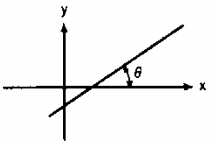


FIG. 2-14 Línea recta.

El ángulo β que forma una recta con pendiente m_1 con otra pendiente m_2 lo da $\tan \beta = (m_2 - m_1)/(m_1 m_2 + 1)$. Una recta está determinada cuando se dan la longitud y la dirección de la perpendicular a ella (la **normal**) desde el origen (véase la figura 2-15). Sea p = longitud de la perpendicular y α el ángulo que forma la perpendicular con el eje x positivo, la ecuación de la recta es $x \cos \alpha + y \operatorname{sen} \alpha = p$. La ecuación de una recta perpendicular a una recta dada de pendiente m y que pasa por un punto (x_1, y_1) es $y - y_1 = -(1/m)(x - x_1)$. La distancia de un punto (x_1, y_1) a una recta con una ecuación $Ax + By + C = 0$ es

$$d = \frac{|Ax_1 + By_1 + C|}{\sqrt{A^2 + B^2}}$$

Ejemplo Si se sabe que los grados centígrados C y los Fahrenheit F están relacionados linealmente y que cuando C = 0°, F = 32°; C = 100°, F = 212°, determinen la ecuación que relaciona C con F y el punto en el que C = F. Con la forma de dos puntos, la ecuación es $F - 32 = \frac{212 - 32}{100 - 0}(C - 0)$ o $F = {}^9/_5 C + 32$.

De modo equivalente, $C - 0 = \frac{100 - 0}{212 - 32}$ o $C = {}^5/_9(F - 32)$. Tenemos, a partir de cualquiera de esas ecuaciones, $F = C = -40$.

En ocasiones, algunas ecuaciones algebraicas no lineales se pueden reducir a ecuaciones lineales mediante cambios o sustituciones adecuadas de las variables. En otras palabras, ciertas curvas se convierten en las gráficas de las líneas, si las escalas o los ejes coordenados se transforman en forma apropiada.

Ejemplo Sea $y = bx^n$. $B = \log b$. Si se toman logaritmos, $\log y = n \log x + \log b$. Sean $Y = \log y$, $X = \log x$ y $B = \log b$. Entonces, la ecuación tiene la forma $Y = nX + B$, que es lineal. Sea $y = ka^{bx}$. Con logaritmos, esto se hace $\log y = \log k + (b \log a)x$, que indica que $\log y$ y x están relacionados linealmente con pendiente $b \log a$ e intersección en el eje y $\log k$. A continuación, sea $y = a + bx^n$. Si se hace la sustitución $t = x^n$, la gráfica de y es una línea recta.

Asíntotas La posición límite de la tangente a una curva, a medida que el punto de contacto tiende a una distancia infinita desde el origen, se conoce como **asíntota**. Si la ecuación de una curva dada se puede

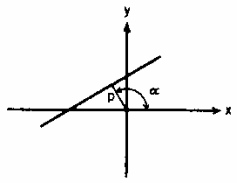


FIG. 2-15 Determinación de la recta.

expandir en una serie de potencias de Laurent, de tal manera que $f(x) = \sum_{k=0}^{n} a_k x^k + \sum_{k=0}^{n} \frac{b_k}{x^k}$ y $\lim_{x \to \infty} f(x) = \sum_{k=0}^{n} a_k x^k$, entonces, la ecuación de la asíntota es $y = \sum_{k=0}^{n} a_k x^k$. Si $n = 1$, la asíntota es una línea (en general oblicua). En este caso, la ecuación de la asíntota se puede expresar como

$$y = mx + b \qquad m = \lim_{x \to \infty} f'(x)$$

$$b = \lim_{x \to \infty} [f(x) - xf'(x)]$$

Si $f(x) = P(x)/Q(x)$ es una función racional, en la que el grado del numerador excede en 1 al grado del denominador, entonces la gráfica de f tiene una asíntota oblicua, representada por la línea recta $y = ax + b$, que se obtiene al dividir $P(x)$ entre $Q(x)$.

Ejemplo $f(x) = (x - 1)^3/x^2 = x - 3 + (3x - 1)/x^2$, por consiguiente, $y = x - 3$ es una asíntota a la gráfica de f; la gráfica de la ecuación $y = f(x)$ tiende hacia la línea $y = x - 3$, a medida que $x \to +\infty$ o $x \to -\infty$.

Si $\lim_{x \to \infty} f(x) = b$ o $\lim_{x \to -\infty} f(x) = b$, entonces, la línea $y = b$ se conoce como **asíntota horizontal** de la gráfica de f.

La línea $x = a$ se conoce como **asíntota vertical** de la gráfica de una función f, si uno de los límites $\lim_{x \to a+} f(x)$, $\lim_{x \to a-} f(x)$ es, ya sea ∞ o $-\infty$. Naturalmente que f es discontinua en a, si $x = a$ es una asíntota.

Si una curva no tiene una rama infinita (como es el caso del círculo o la elipse), no hay asíntota.

Propiedades geométricas de una curva cuando se da la ecuación El análisis de las propiedades de una ecuación se facilita por la investigación de la ecuación, utilizando las técnicas que siguen:

1. *Los puntos de máximo, mínimo e inflexión* se pueden investigar por medio del cálculo.

2. *Simetría*. Sea $F(x, y) = 0$ la ecuación de la curva.

Condición en $F(x, y)$	Simetría
$F(x, y) = F(-x, y)$	Con respecto al eje y
$F(x, y) = F(x, -y)$	Con respecto al eje x
$F(x, y) = F(-x, -y)$	Con respecto al origen
$F(x, y) = F(y, x)$	Con respecto a la recta $y = x$

Ejemplo $y^2 = x^2(x^2 - 1)$ es simétrica con respecto a los dos ejes y el origen.

3. *Amplitud*. Sólo se toman en consideración valores reales de x y y para obtener los puntos (x, y) cuyas coordenadas satisfacen la ecuación. La amplitud se puede limitar por la condición de que los números negativos no tienen raíces cuadradas reales.

4. *Intersecciones*. Encuéntrense los puntos en los que las curvas de la función se cruzan con los ejes de coordenadas.

5. *Asíntotas*. Véase la explicación líneas atrás.

6. *Dirección en* de la función en u
ción entre una fam

Ejemplo $y^2 = (x^2$
origen y la línea $y =$
$= -1$; por ende, no h
que no hay intersecc
de $x^2 = (y^2 + 1)/(y^2 -$
$x \to +1$, $y \to +\infty$, c
2-16.

Secciones cón
tienen de seccion
rábola, la hipérbol
es el lugar geomé
mado **foco** está e
llamada directriz.
es un círculo; si 0
una parábola; si e
cónicas se pueden
do. A la inversa, t
bles representan
$Ax^2 + Bxy + Cy^2 +$
minante

La tabla caracter

	$B^2 -$
$\Delta \neq 0$	$A\Delta <$ ($A \neq C$, $A\Delta <$ ($A = C$, $A\Delta >$ (
$\Delta = 0$	P

Ejemplo $3x^2 -$

$$\Delta = \begin{vmatrix} 6 & 4 \\ 4 & -4 \\ 3 & -2 \end{vmatrix}$$

curva es una hipér

Para traslada
en la ecuación
puede realizar
ecuación de seg
xy.

FIG. 2-16 Grá

6. *Dirección en un punto.* Se puede determinar a partir de la derivada de la función en un punto. Este concepto es útil para hacer una distinción entre una familia de curvas similares.

Ejemplo $y^2 = (x^2 + 1)/(x^2 - 1)$ es simétrica con respecto al eje x y el y, el origen y la línea $y = x$. Tiene las asíntotas verticales $x = \pm 1$. Cuando $x = 0$, $y^2 = -1$; por ende, no hay intersecciones y. Si $y = 0$, $(x^2 + 1)/(x^2 - 1) = 0$; de modo que no hay intersecciones x. Si $|x| < 1$, y^2 es negativa; por ende, $|x| > 1$. A partir de $x^2 = (y^2 + 1)/(y^2 - 1)$, $y = \pm 1$ son asíntotas horizontales y $|y| > 1$. Conforme $x \to +1$, $y \to +\infty$, conforme $x \to +\infty$, $y \to +1$. La gráfica se da en la figura 2-16.

Secciones cónicas Las curvas que se incluyen en este grupo se obtienen de secciones planas de cono. Incluye el círculo, la elipse, la parábola, la hipérbola y, por degeneración, el punto y la recta. Una **cónica** es el lugar geométrico de un punto cuya distancia de un punto fijo llamado **foco** está en razón constante de su distancia de una línea fija, llamada directriz. Esta razón es la **excentricidad** e. Si $e = 0$, la cónica es un círculo; si $0 < e < 1$, la cónica es una elipse; si $e = 1$, la cónica es una parábola; si $e > 1$, la cónica es una hipérbola. Todas las secciones cónicas se pueden representar mediante una ecuación de segundo grado. A la inversa, todas las ecuaciones de segundo grado en dos variables representan una cónica. La ecuación general de segundo grado es $Ax^2 + Bxy + Cy^2 + Dx + Ey + F = 0$. Sea que Δ se defina como el determinante

$$\Delta = \begin{vmatrix} 2A & B & D \\ B & 2C & E \\ D & E & 2F \end{vmatrix}$$

La tabla caracteriza a la curva representada por la ecuación.

	$B^2 - 4AC < 0$	$B^2 - 4AC = 0$	$B^2 - 4AC > 0$
$\Delta \neq 0$	$A\Delta < 0$, $A \neq C$, una elipse $A\Delta < 0$, $A = C$, un círculo $A\Delta > 0$, sin lugar geométrico	Parábola	Hipérbola
$\Delta = 0$	Punto	Dos rectas paralelas si $Q = D^2 + E^2 - 4(A + C)F > 0$ recta si $Q = 0$ sin lugar geométrico si $Q < 0$	2 rectas que se intersecan

Ejemplo $3x^2 + 4xy - 2y^2 + 3x - 2y + 7 = 0$.

$\Delta = \begin{vmatrix} 6 & 4 & 3 \\ 4 & -4 & -2 \\ 3 & -2 & 14 \end{vmatrix} = -596 \neq 0$, $B^2 - 4AC = 40 > 0$; por tanto, la curva es una hipérbola.

Para trasladar los ejes a nuevo origen en (h, k), sustitúyase x y y en la ecuación original con $(x - h)$ y $(y - k)$. El traslado de los ejes se puede realizar siempre para eliminar los términos lineales en la ecuación de segundo grado con dos variables que no tienen término xy.

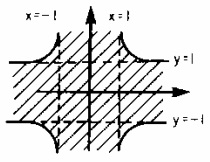


FIG. 2-16 Gráfica de $y = (x^2 + 1)/(x^2 - 1)$.

Ejemplo $x^2 + y^2 + 2x - 4y + 2 = 0$. Se vuelve a escribir esto en la forma $x^2 + 2x + 1 + y^2 - 4y + 4 - 5 + 2 = 0$ o $(x + 1)^2 + (y - 2)^2 = 3$. Sean $u = x + 1$, $v = y - 2$. Entonces, $u^2 + v^2 = 3$. Los ejes se han trasladado al nuevo origen $(-1, 2)$.

El tipo de curva determinada por una ecuación específica de segundo grado también se puede determinar fácilmente al reducirla a una forma estándar, mediante traslación y/o rotación. En el caso en que la ecuación no tenga término xy, el procedimiento consiste simplemente en completar, en forma separada, los términos en x y en y.

Para hacer girar los ejes en un ángulo α, ponga en lugar de x la cantidad $x \cos \alpha - y \operatorname{sen} \alpha$ y se sustituye y con la cantidad $x \operatorname{sen} \alpha + y \cos \alpha$. Una rotación de los ejes en $\alpha = \frac{1}{2} \cot^{-1} (A - C)/B$ eliminará el término de producto cruzado en la ecuación general de segundo grado.

Ejemplo Sea $3x^2 + 2xy + y^2 - 2x + 3y = 7$. Una rotación de los ejes en $\alpha = \frac{1}{2} \cot^{-1} 1 = 22\frac{1}{2}$ grados elimina el término de producto cruzado.

Puesto que una rotación apropiada de los ejes eliminará el término Bxy, sólo necesitamos tomar en consideración las ecuaciones de la forma $Ax^2 + Cy^2 + Dx + Ey + F = 0$, donde los coeficientes son los que se obtienen después de la rotación de los ejes. La tabla que sigue facilita las investigaciones.

Condición	Cónica	Ecuación y propiedades
$A = C$	Círculo	$(x - h)^2 + (y - k)^2 = r^2$, centro en $(h, k) = \left(-\frac{D}{2A}, -\frac{E}{2A}\right)$, radio $r = \frac{1}{2A}\sqrt{D^2 + E^2 - 4AF}$. Si $D^2 + E^2 - 4AF > 0$ círculo real, $= 0$ punto, < 0 sin lugar geomét.
$A \neq 0$, $C = 0$	Parábola	$(x - h)^2 = 4p(y - k)$, $h = -D/2A$, $4p = -\frac{E}{A}$, $k = \frac{D^2 - 4AF}{4AE}$. $p > 0$ se abre hacia arriba, $p < 0$ se abre hacia abajo. Foco $(h, p + k)$, directriz $y = -p + k$
$A = 0$, $C \neq 0$	Parábola	$(y - k)^2 = 4p(x - h)$, $h = \frac{E^2 - 4CF}{4CD}$, $4p = -\frac{D}{C}$, $k = -\frac{E}{2C}$ si $p > 0$ se abre hacia la derecha, $p < 0$ se abre hacia la izquierda. Foco $(p + h, k)$, directriz $x = -p + h$
$AC > 0$, $A \neq C$ $C > A$	Elipse	$\frac{(x - h)^2}{a^2} + \frac{(y - k)^2}{b^2} = 1$, $a > b$. En este caso $a^2 = \frac{G}{A}$, $b^2 = \frac{G}{C}$, $G = \frac{E^2}{4C} + \frac{D^2}{4A} - F$, $h = -\frac{D}{2A}$, $k = -\frac{E}{2C}$. Eje mayor el x, focos en $(h \pm \sqrt{a^2 - b^2}, k)$, centro (h, k)
$AC > 0$, $A \neq C$ $C < A$	Elipse	$\frac{(x - h)^2}{b^2} + \frac{(y - k)^2}{a^2} = 1$, $a > b$. $a^2 = G/C$ $b^2 = G/A$, $G = \frac{E^2}{4C} + \frac{D^2}{4A} - F$, $h = -D/2A$, $k = -E/2C$. Eje mayor el y, focos en $(h, k \pm \sqrt{a^2 - b^2})$, centro (h, k)
$AC < 0$	Hipérbola	$\frac{(x - h)^2}{a^2} - \frac{(y - k)^2}{b^2} = 1$, $a^2 = G/A$, $b^2 = -G/C$, $G = \frac{E^2}{4C} + \frac{D^2}{4A} - F$, $h = -D/2A$, $k = -\frac{E}{2C}$. Intersecan al eje x en $\left(h \pm \frac{a}{b}\sqrt{b^2 + k^2}, 0\right)$ o bien, $\frac{(y - k)^2}{a^2} - \frac{(x - h)^2}{b^2} = 1$, $a^2 = G/C$ $b^2 = -G/A$, todos los demás iguales. Interseca al eje y en $\left(0, k \pm \frac{a}{b}\sqrt{a^2 + h^2}\right)$.

Ejemplo $x^2 - 4y^2 + 2x + 8y - 7 = 0$ es equivalente a $(x+1)^2/4 - (y-1)^2 = 1$. Esta hipérbola abre hacia afuera del eje x con intercepciones en dicho eje en $(-1 \pm 2\sqrt{2}, 0)$. Véase figura 2-17.

Gráficas de ecuaciones polares (Fig. 2-18) La representación polar de un punto en un plano es (r, θ) en donde $0 \le r < \infty$ y θ es el ángulo formado con el eje x positivo (véase "Sistemas de coordenadas"). $r = 0$ corresponde a $x = 0, y = 0$, o sea cual sea el valor de θ. Un mismo punto se puede representar de varias formas distintas; así, el punto $(2, \pi/3)$ o $(2, 60°)$ tiene las siguientes representaciones: $(2, 60°)$, $(2, -300°)$. Se resumen en $(2, 60° + n\,360°)$, $n = 0, \pm 1, \pm 2$, o con medición en radianes, $[2, (\pi/3) + 2n\pi]$, $n = 0, \pm 1, \pm 2$. El trazado de las ecuaciones polares se puede facilitar mediante las etapas que siguen:

1. Determínense los puntos en los que r tenga un valor máximo o mínimo.
2. Determínense los valores de θ para los que $r = 0$, si los hay.
3. Simetría: la curva es simétrica en torno al origen, si la ecuación no cambia al reemplazar θ con $\theta \pm \pi$, simétrica en torno al eje x, si la ecuación no cambia cuando se reemplaza θ con $-\theta$, y simétrica en torno al eje y si la ecuación no cambia cuando se reemplaza θ con $\pi - \theta$.

Ecuaciones paramétricas Con frecuencia es útil escribir las ecuaciones de una curva en función de una variable auxiliar llamada parámetro. Por ejemplo, un círculo de radio a y centro en $(0, 0)$ se puede escribir en la forma equivalente $x = a \cos\theta$, $y = a \operatorname{sen}\phi$ en donde θ es el parámetro. De modo similar, $x = a \cos\phi$, $y = b \operatorname{sen}\phi$

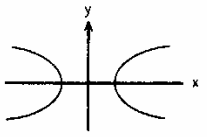


FIG. 2-17 Hipérbola.

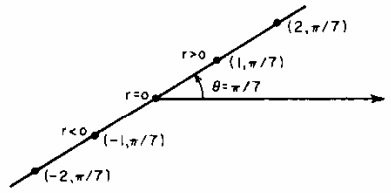
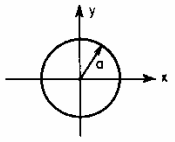
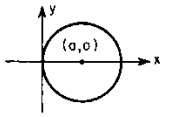
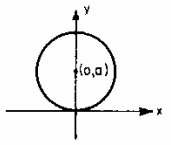
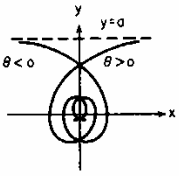


FIG. 2-18 Representación polar.

La tabulación que sigue da la forma de las ecuaciones más comunes.

Ecuación polar	Tipo de curva	Gráfica representativa
(1) $r = a$	Círculo	 **FIG. 2-19** Círculo con centro en (0,0).
(2) $r = 2a\cos\theta$	Círculo	 **FIG. 2-20** Círculo con centro en $(a,0)$.
(3) $r = 2a\operatorname{sen}\theta$	Círculo	 **FIG. 2-21** Círculo con centro en $(0,a)$.
(4) $r^2 - 2br\cos(\theta - \beta) + b^2 - a^2 = 0$	Círculo centrado en (b, β) radio a	
(5) $r = \dfrac{ke}{1 - e\cos\theta}$	$e = 1$ parábola $0 < e < 1$ elipse $e > 1$ hipérbola	Foco en el polo, directriz $x = -k$
(6) $r\theta = a$	Espiral hiperbólica	 **FIG. 2-22** Espiral hiperbólica.

Ecuació

(7) $r^2 = 2a^2\cos 2\theta$

(8) $r = a(1 - \cos$

(9) $r = a\sec\theta$
$r = a\csc\theta$

(10) $r(a\cos\theta + b\sin$

(11) $r = a\theta, a > 0$

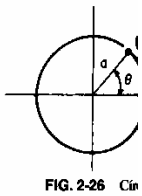


FIG. 2-26 Cír

Algunas ecuaciones

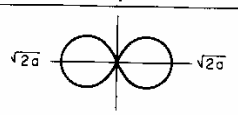
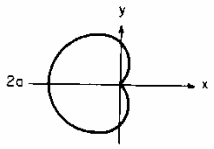
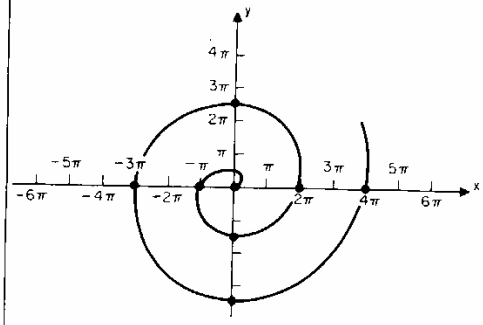
(1) $(x - h)^2 + (y -$

(2) $\dfrac{(x-h)^2}{a^2} + \dfrac{(y-}{b^2}$

(3) $x^2 + y^2 = a^2$

(4) $y = a\cosh\dfrac{x}{a}$

(5) Cicloide

Ecuación polar	Tipo de Curva	Gráfica representativa
(7) $r^2 = 2a^2 \cos 2\theta$	Lemniscata	 **FIG. 2-23** Lemniscata.
(8) $r = a(1 - \cos\theta)$	Cardioide	 **FIG. 2-24** Cardioide.
(9) $r = a \sec\theta$ $r = a \csc\theta$	Recta paralela al eje y Recta paralela al eje x	
(10) $r(a\cos\theta + b\,\mathrm{sen}\,\theta) = C$	Recta general	
(11) $r = a\theta,\ a > 0$	Espiral de Arquímides	 **FIG. 2-25** Espiral de Arquímides.

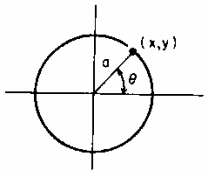


FIG. 2-26 Círculo.

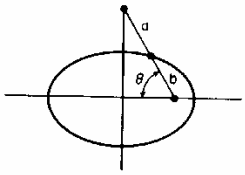


FIG. 2-27 Elipse.

Algunas ecuaciones comunes en forma paramétrica

(1) $(x-h)^2 + (y-k)^2 = a^2$	$x = h + a\cos\theta$ $y = k + a\,\mathrm{sen}\,\theta$	Círculo (Fig. 2-26) Parámetro es ángulo θ
(2) $\dfrac{(x-h)^2}{a^2} + \dfrac{(y-k)^2}{b^2} = 1$	$x = h + a\cos\phi$ $y = k + a\,\mathrm{sen}\,\phi$	Elipse (Fig. 2-27) Parámetro es ángulo ϕ
(3) $z^2 + y^2 = a^2$	$x = \dfrac{-at}{\sqrt{t^2+1}}$ $y = \dfrac{a}{\sqrt{t^2+1}}$	Círculo Su parámetro es $t = \dfrac{dy}{dx}$ = pendiente de la tangente en (x, y).
(4) $y = a\cosh\dfrac{x}{a}$	$x = a\,\mathrm{senh}^{-1}\dfrac{s}{a}$ $y = a^2 + s^2$	
(5) Cicloide	$x = a(\phi - \mathrm{sen}\,\phi)$ $y = a(1 - \cos\phi)$	

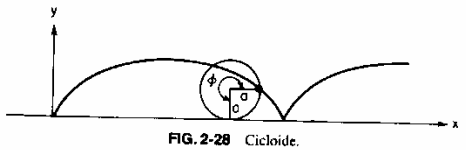


FIG. 2-28 Cicloide.

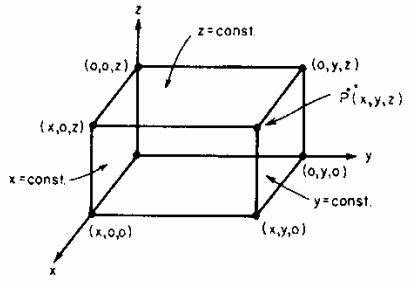


FIG. 2-29 Coordenadas cartesianas.

son las ecuaciones paramétricas de la elipse $x^2/a^2 + y^2/b^2 = 1$ con el parámetro ϕ.

GEOMETRÍA ANALÍTICA EN EL ESPACIO

Sistemas de coordenadas Los sistemas de coordenadas que se utilizan normalmente son tres. En problemas específicos se pueden usar otros (véase, Morse y Feshbach, *Methods of Theoretical Physics*, McGraw-Hill, New York, 1953). El sistema **rectangular** (cartesiano) (Fig. 2-29) consiste en ejes mutuamente ortogonales x, y, z. Se utiliza un trío de números (x, y, z) para representar cada punto. El sistema de coordenadas **cilíndricas** $(r, \theta, z$; Fig. 2-30) se utiliza con frecuencia para localizar un punto en el espacio. Se trata esencialmente de las coordenadas polares (r, θ) acopladas a la coordenada z; como antes, $x = r\cos\theta$, $y = r\,\text{sen}\,\theta$, $z = z$ y $r^2 = x^2 + y^2$, $y/x = \tan\theta$. Si se mantiene r constante y se permite que varíen θ y z, el lugar geométrico de (r, θ, z) es un cilindro circular recto de radio r a lo largo del eje z. El lugar geométrico de $r = C$ es un círculo y θ = constante es un plano que contiene el eje z y forma un ángulo θ con el plano xz. Conviene utilizar las coordenadas cilíndricas cuando el problema tiene un eje de simetría.

El sistema de coordenadas **esféricas** es conveniente si hay un punto de simetría en el sistema. Este punto se toma como origen y las coordenadas (ρ, ϕ, θ) se ilustran en la figura 2-31. Las relaciones son $x = \rho\,\text{sen}\,\phi\cos\theta$, $y = \rho\,\text{sen}\,\phi\,\text{sen}\,\theta$, $z = \rho\cos\phi$ y $r = \rho\,\text{sen}\,\phi$, $z = \rho\cos\phi$, $\theta = \theta$. θ = constante es un plano que contiene el eje z y forma un ángulo θ con el plano xz. ϕ = constante es un cono con el vértice en 0. ρ = constante es la superficie de una esfera de radio ρ y centro en el origen 0. A todos los puntos en el espacio se les pueden dar coordenadas esféricas limitadas a las gamas $0 \le \phi \le \pi$, $\rho \ge 0$, $0 \le \theta < 2\pi$.

Rectas y planos La distancia entre dos puntos (x_1, y_1, z_1), (x_2, y_2, z_2) es $d = \sqrt{(x_1 - x_2)^2 + (y_1 - y_2)^2 + (z_1 - z_2)^2}$. No hay nada en la geometría tridimensional que sea análogo a la pendiente de una línea en el caso de un plano. En lugar de especificar la dirección de una línea mediante una función trigonométrica evaluada para un ángulo, se usa una función trigonométrica evaluada para tres ángulos. Los ángulos α, β, γ que forman un segmento de línea con los ejes positivos x, y y z, respectivamente, se denominan **ángulos directores** de la línea y cos α, cos β y cos γ se conocen como **cosenos directores**. Sea que (x_1, y_1, z_1), (x_2, y_2, z_2) estén en la línea. Entonces, $\cos\alpha = (x_2 - x_1)/d$, $\cos\beta = (y_2 - y_1)/d$, $\cos\gamma = (z_2 - z_1)/d$ en donde d = la distancia entre los dos puntos. Evidentemente, $\cos^2\alpha + \cos^2\beta + \cos^2\gamma = 1$. Si se especifican dos rectas mediante los cosenos directores $(\cos\alpha_1, \cos\beta_1, \cos\gamma_1)$, $(\cos\alpha_2, \cos\beta_2, \cos\gamma_2)$ el ángulo θ entre las rectas es $\cos\theta = \cos\alpha_1\cos\alpha_2 + \cos\beta_1\cos\beta_2 + \cos\gamma_1\cos\gamma_2$. Por ende las rectas son perpendiculares si y sólo si $\theta = 90°$ grados o $\cos\alpha_1\cos\alpha_2 + \cos\beta_1\cos\beta_2 + \cos\gamma_1\cos\gamma_2 = 0$. La ecuación de una recta con cosenos directores $(\cos\alpha, \cos\beta, \cos\gamma)$ que pase por (x_1, y_1, z_1) es $(x - x_1)/\cos\alpha = (y - y_1)/\cos\beta = (z - z_1)/\cos\gamma$.

La ecuación de todos los planos tiene la forma $Ax + By + Cz + D = 0$. Los números $\dfrac{A}{\sqrt{A^2 + B^2 + C^2}}$, $\dfrac{B}{\sqrt{A^2 + B^2 + C^2}}$, $\dfrac{C}{\sqrt{A^2 + B^2 + C^2}}$ son cosenos directores, de las rectas normales a un plano. El plano que pasa por el punto (x_1, y_1, z_1) cuyas normales tienen éstos como cosenos directores, es $A(x - x_1) + B(y - y_1) + C(z - z_1) = 0$.

Ejemplo Determínese la ecuación del plano que pasa por $(1, 5, -2)$, perpendicularmente a la recta $(x + 9)/7 = (y - 3)/-1 = z/8$. Los números $(7, -1, 8)$ son **directores**. Son múltiplos constantes de los cosenos directores, cos $\alpha = 7/114$, cos $\beta = -1/114$, cos $\gamma = 8/114$. El plano tiene la ecuación $7(x - 1) - 1(y - 5) + 8(z - 2) = 0$ o $7x - y + 8z + 14 = 0$.

La distancia del punto (x_1, y_1, z_1) al plano $Ax + By + Cz + D = 0$ es $d = \dfrac{|Ax_1 + By_1 + Cz_1 + D|}{\sqrt{A^2 + B^2 + C^2}}$.

Curvas en el espacio Las curvas en el espacio se suelen especificar como el conjunto de puntos cuyas coordenadas se dan paramétricamente mediante un sistema de ecuaciones $x = f(t)$, $y = g(t)$, $z = h(t)$ en el parámetro t.

Ejemplo La ecuación de una recta en el espacio es $(x - x_1)/a = (y - y_1)/b = (z - z_1)/c$. Puesto que todas esas cantidades deben ser iguales (por ejemplo a t), se puede escribir $x = x_1 + at$, $y = y_1 + bt$, $z = z_1 + ct$, que representan las ecuaciones paramétricas de la recta.

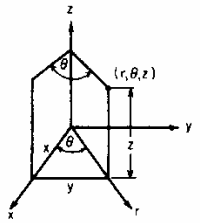


FIG. 2-30 Coordenadas cilíndricas.

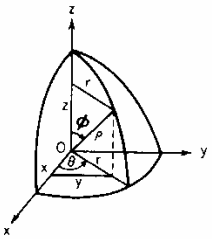


FIG. 2-31 Coordenadas esféricas.

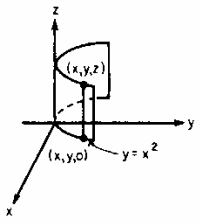


FIG. 2-32 Cilindro parabólico.

Ejemplo Las
constantes positiv

Superficies
cen $f(x, y, z) = 0$
superficie. La
más sencilla es
línea recta que
través de una cu

Ecuaci

(1) $\frac{x^2}{a^2} + \frac{y^2}{b^2} +$

(2) $\frac{x^2}{a^2} + \frac{y^2}{b^2} -$

(3) $\frac{x^2}{a^2} + \frac{y^2}{b^2} -$

(4) $\frac{x^2}{a^2} + \frac{y^2}{b^2} -$

Ejemplo Las ecuaciones $x = a \cos \beta t$, $y = a \operatorname{sen} \beta t$, $z = bt$, a, β, b siendo constantes positivas, representan una hélice circular.

Superficies Los lugares geométricos de puntos (x, y, z) que satisfacen $f(x, y, z) = 0$, se pueden interpretar, en general, como si fueran una superficie. La más simple de todas es un **plano**. La siguiente superficie más sencilla es el **cilindro**, que es una superficie generada por una línea recta que se desplaza paralelamente a una línea dada y pasa a través de una curva dada.

Ejemplo El cilindro parabólico $y = x^2$ (Fig. 2-32) se genera mediante una línea recta paralela al eje z que pasa a través de $y = x^2$ en el plano $z = 0$.

Una superficie cuya ecuación es de segundo grado en las variables x, y y z se denomina **superficie cuadrática**. Algunas de tales superficies más comunes se tabulan y representan en las figuras 2-33 a 2-42.

Ecuación	Nombre	Figura
(1) $\frac{x^2}{a^2} + \frac{y^2}{b^2} + \frac{z^2}{c^2} = 1$	Elipsoide (esfera si $a = b = c$)	
(2) $\frac{x^2}{a^2} + \frac{y^2}{b^2} - \frac{z^2}{c^2} = 1$	Hiperboloide de un manto	
(3) $\frac{x^2}{a^2} + \frac{y^2}{b^2} - \frac{z^2}{c^2} = -1$	Hiperboloide de dos mantos	
(4) $\frac{x^2}{a^2} + \frac{y^2}{b^2} - \frac{z^2}{c^2} = 0$	Cono	

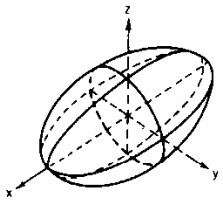


FIG. 2-33 Elipsoide.

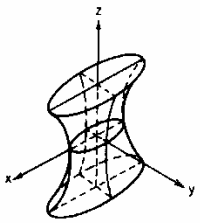


FIG. 2-34 Hiperboloide de un manto.

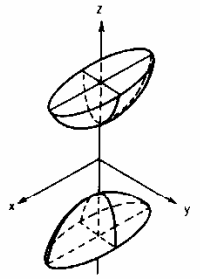


FIG. 2-35 Hiperboloide de dos mantos.

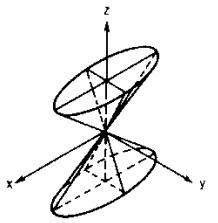
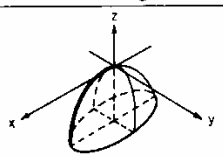
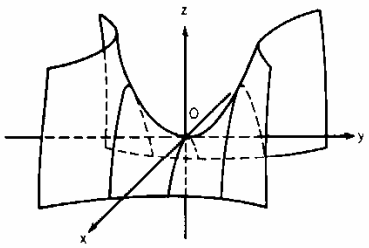
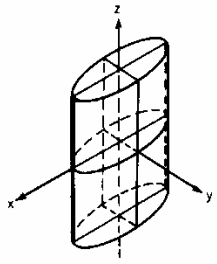
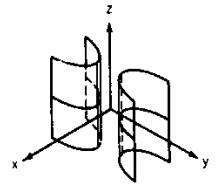
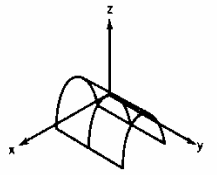


FIG. 2-36 Cono.

Ecuación	Nombre	Figura
(5) $\frac{x^2}{a^2} + \frac{y^2}{b^2} + 2z = 0$	Paraboloide elíptico	 **FIG. 2-37** Paraboloide elíptico.
(6) $\frac{x^2}{a^2} - \frac{y^2}{b^2} + 2z = 0$	Paraboloide hiperbólico (silla de montar)	 **FIG. 2-38** Paraboloide hiperbólico.
(7) $\frac{x^2}{a^2} + \frac{y^2}{b^2} = 1$	Cilindro elíptico (cilindro circular si $a = b$)	 **FIG. 2-39** Cilindro elíptico.
(8) $\frac{x^2}{a^2} - \frac{y^2}{b^2} = 1$	Cilindro hiperbólico	 **FIG. 2-40** Cilindro hiperbólico.
(9) $y^2 + 2ax = 0$	Cilindro parabólico	 **FIG. 2-41** Cilindro parabólico.

Ecuació

(10) $\frac{x^2}{a^2} - \frac{y^2}{b^2} =$

REFERENCIAS: 16, 1
algunos de estos lib

ÁNGULOS

Se genera un ánj
centro fijo desde
nal. Si la rotació
gulo es **negativo**
del reloj, es **posi**
dos ángulos tale
mentarios si $\alpha +$
en el sistema **sex**
grados en una re
grado se subdivi
sistema de radia
subtendido por u
2π radianes = 36
minuto = 0.0002
que *no es dimens*
bre, tal y como s

FUNCIONES

Las funciones tr
versos lados de l
ra 2-44 para los
≥ 0. Las funcior

Seno de θ = s
Coseno de θ =
Tangente de θ

Magnitud y

Función	0°
sen θ	+0
csc θ	$+\infty$
cos θ	+1
sec θ	+1
tan θ	+0
cot θ	$+\infty$

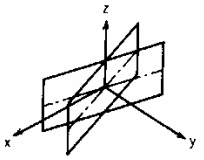
Ecuación	Nombre	Figura
(10) $\frac{x^2}{a^2} - \frac{y^2}{b^2} = 0$	Planos que se intersecan	

FIG. 2-42 Planos que se intersecan.

TRIGONOMETRÍA PLANA

REFERENCIAS: 16, 102, 128, 154, 163, 169, 289. Como se indica en los títulos, algunos de estos libros incluyen aplicaciones para calculadora.

ÁNGULOS

Se genera un ángulo mediante la rotación de una línea en torno a un centro fijo desde cierta posición inicial hasta determinada posición final. Si la rotación es en el **sentido de las manecillas del reloj**, el ángulo es **negativo**; si sigue **el sentido contrario al de las manecillas del reloj**, es **positivo**. El tamaño de un ángulo es ilimitado. Si α, β son dos ángulos tales que $\alpha + \beta = 90°$, son complementarios; son suplementarios si $\alpha + \beta = 180°$. Lo más común es que se midan los ángulos en el sistema **sexagesimal** o en **radianes**. En el primer sistema hay 360 grados en una revolución completa; un grado = $^1/_{90}$ de ángulo recto. El grado se subdivide en 60 minutos y el minuto en 60 segundos. En el sistema de radianes, un radián es el ángulo en el centro de un círculo, subtendido por un arco cuya longitud es igual al radio del círculo. Así, 2π radianes = 360°; un radián = 57.29578°; 1° = 0.01745 de radián; 1 minuto = 0.00029089 radián. La ventaja de la medición en radianes es que *no es dimensional*. Los cuadrantes se identifican como de costumbre, tal y como se muestra en la figura 2-43.

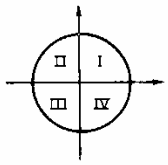


FIG. 2-43 Cuadrantes.

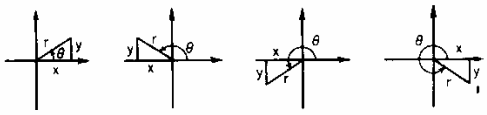


FIG. 2-44 Triángulos.

FUNCIONES DE TRIGONOMETRÍA CIRCULAR

Las funciones trigonométricas de ángulos son las razones entre los diversos lados de los triángulo de referencia que se muestran en la figura 2-44 para los distintos cuadrantes. Evidentemente, $r = \sqrt{x^2 + y^2} \geq 0$. Las funciones fundamentales son (véase Figs. 2-45, 2-46 y 2-47)

Seno de θ = sen $\theta = y/r$	Secante de θ = sec $\theta = r/x$
Coseno de θ = cos $\theta = x/r$	Cosecante de θ = csc $\theta = r/y$
Tangente de θ = tan $\theta = y/x$	Cotangente de θ = cot $\theta = x/y$

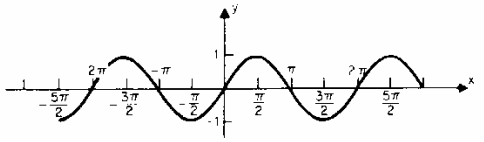


FIG. 2-45 Gráfica de y = sen x.

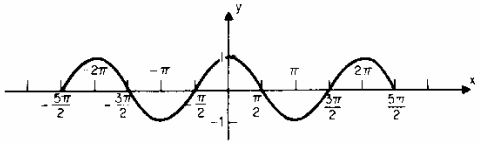


FIG. 2-46 Gráfica de y = cos x.

Magnitud y signo de las funciones trigonométricas, $0 \leq \theta \leq 360°$

Función	0° a 90°	90° a 180°	180° a 270°	270° a 360°
sen θ	+0 a +1	+1 a +0	−0 a −1	−1 a −0
csc θ	+∞ a +1	+1 a +∞	−∞ a −1	−1 a −∞
cos θ	+1 a 0	−0 a −1	−1 a −0	+0 a +1
sec θ	+1 a +∞	−∞ a −1	−1 a −∞	+∞ a +1
tan θ	+0 a +∞	−∞ a −0	+0 a +∞	−∞ a −0
cot θ	+∞ a +0	−0 a −∞	+∞ a +0	−0 a −∞

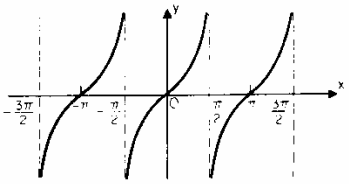


FIG. 2-47 Gráfica de y = tan x.

Valores de las funciones trigonométricas para ángulos comunes

$\theta°$	θ, radianes	sen θ	cos θ	tan θ
0	0	0	1	0
30	$\pi/6$	$1/2$	$\sqrt{3}/2$	$\sqrt{3}/3$
45	$\pi/4$	$\sqrt{2}/2$	$\sqrt{2}/2$	1
60	$\pi/3$	$\sqrt{3}/2$	$1/2$	$\sqrt{3}$
90	$\pi/2$	1	0	$+\infty$

Si $90° \le \theta \le 180°$, $\operatorname{sen}\theta = \operatorname{sen}(180° - \theta)$; $\cos\theta = -\cos(180° - \theta)$; $\tan\theta = -\tan(180° - \theta)$. Si $180° \le \theta \le 270°$, $\operatorname{sen}\theta = -\operatorname{sen}(270° - \theta)$; $\cos\theta = -\cos(270° - \theta)$; $\tan\theta = \tan(270° - \theta)$. Si $270° \le \theta \le 360°$, $\operatorname{sen}\theta = -\operatorname{sen}(360° - \theta)$; $\cos\theta = \cos(360° - \theta)$; $\tan\theta = -\tan(360° - \theta)$. Se pueden utilizar las propiedades recíprocas para obtener los valores de las otras funciones.

Si se desea *encontrar* el ángulo, *cuando se da una de sus funciones*, el procedimiento es el que sigue. En general, habrá dos ángulos entre 0° y 360° que corresponderán al valor dado de la función.

Dado ($a > 0$)	Hállese un ángulo agudo θ_0 tal que	Los ángulos que se requieren son
$\operatorname{sen}\theta = +a$	$\operatorname{sen}\theta_0 = a$	θ_0 y $(180° - \theta_0)$
$\cos\theta = +a$	$\cos\theta_0 = a$	θ_0 y $(360° - \theta_0)$
$\tan\theta = +a$	$\tan\theta_0 = a$	θ_0 y $(180° + \theta_0)$
$\operatorname{sen}\theta = -a$	$\operatorname{sen}\theta_0 = a$	$180° + \theta_0$ y $360° - \theta_0$
$\cos\theta = -a$	$\cos\theta_0 = a$	$180° - \theta_0$ y $180° + \theta_0$
$\tan\theta = -a$	$\tan\theta_0 = a$	$180° - \theta_0$ y $360° - \theta_0$

Relaciones entre funciones de un solo ángulo $\sec\theta = 1/\cos\theta$; $\csc\theta = 1/\operatorname{sen}\theta$, $\tan\theta = \operatorname{sen}\theta/\cos\theta = \sec\theta/\csc\theta = 1/\cot\theta$; $\operatorname{sen}^2\theta + \cos^2\theta = 1$; $1 + \tan^2\theta = \sec^2\theta$; $1 + \cot^2\theta = \csc^2\theta$. Para $0 \le \theta \le 90°$ son válidos los resultados siguientes: $\operatorname{sen}\theta = \cos\theta/\cot\theta = \sqrt{1 - \cos^2\theta} = \cos\theta \tan\theta = \dfrac{\tan\theta}{\sqrt{1 + \tan^2\theta}} = \dfrac{1}{\sqrt{1 + \cot^2\theta}} = 2\operatorname{sen}\left(\dfrac{\theta}{2}\right)\cos\left(\dfrac{\theta}{2}\right)$ y $\cos\theta = \sqrt{1 - \operatorname{sen}^2\theta} = \dfrac{1}{\sqrt{1 + \tan^2\theta}} = \dfrac{\cot\theta}{\sqrt{1 + \cot^2\theta}} = \dfrac{\operatorname{sen}\theta}{\tan\theta} = \cos^2\left(\dfrac{\theta}{2}\right) - \operatorname{sen}^2\left(\dfrac{\theta}{2}\right)$. La propiedad de cofunción es muy importante, $\cos\theta = \operatorname{sen}(90° - \theta)$, $\operatorname{sen}\theta = \cos(90° - \theta)$, $\tan\theta = \cot(90° - \theta)$, $\cot\theta = \tan(90° - \theta)$, etc.

Funciones de ángulos negativos $\operatorname{sen}(-\theta) = -\operatorname{sen}\theta$, $\cos(-\theta) = \cos\theta$, $\tan(-\theta) = -\tan\theta$, $\sec(-\theta) = \sec\theta$, $\csc(-\theta), = -\csc\theta$, $\cot(-\theta) = -\cot\theta$.

Identidades

Fórmulas de suma y diferencia Sean x y y los dos ángulos, $\operatorname{sen}(x \pm y) = \operatorname{sen}x\cos y \pm \cos x \operatorname{sen} y$; $\cos(x \pm y) = \cos x \cos y \mp \operatorname{sen}x \operatorname{sen} y$; $\tan(x \pm y) = \dfrac{\tan x \pm \tan y}{1 \mp \tan x \tan y}$; $\operatorname{sen}x + \operatorname{sen}y = 2\operatorname{sen}{}^1\!/_2(x+y)\cos{}^1\!/_2(x-y)$; $\operatorname{sen}x - \operatorname{sen}y = 2\cos{}^1\!/_2(x+y)\operatorname{sen}{}^1\!/_2(x-y)$; $\cos x + \cos y = 2\cos{}^1\!/_2(x+y)\cos{}^1\!/_2(x-y)$; $\cos x - \cos y = -2\operatorname{sen}{}^1\!/_2(x+y)\operatorname{sen}{}^1\!/_2(x-y)$; $\tan x \pm \tan y = \dfrac{\operatorname{sen}(x \pm y)}{\cos x \cos y}$; $\operatorname{sen}^2 x - \operatorname{sen}^2 y = \cos^2 y - \cos^2 x = \operatorname{sen}(x+y)\operatorname{sen}(x-y)$; $\cos^2 x - \operatorname{sen}^2 y = \cos^2 y - \operatorname{sen}^2 x = \cos(x+y)\cos(x-y)$; $\operatorname{sen}(45° + x) = \cos(45° - x)$; $\operatorname{sen}(45° - x) = \cos(45° + x)$; $\tan(45° \pm x) = \cot(45° \mp x)$, $A\cos x + B\operatorname{sen}x = \sqrt{A^2 + B^2}\operatorname{sen}(\alpha + x) = \sqrt{A^2 + B^2}\cos(\beta - x)$ donde $\tan\alpha = A/B$, $\tan\beta = B/A$; tanto α como β son ángulos agudos positivos.

Identidades de múltiplos y de la mitad de un ángulo Sea x = ángulo, $\operatorname{sen}2x = 2\operatorname{sen}x\cos x$; $\operatorname{sen}x = 2\operatorname{sen}{}^1\!/_2x$; $\cos{}^1\!/_2x$; $\cos 2x = \cos^2 x - \operatorname{sen}^2 x = 1 - 2\operatorname{sen}^2 x = 2\cos^2 x - 1$. $\tan 2x = \dfrac{2\tan x}{1 - \tan^2 x}$; $\operatorname{sen}3x = 3\operatorname{sen}x - 4\operatorname{sen}^3 x$; $\cos 3x = 4\cos^3 x - 3\cos x$. $\tan 3x = \dfrac{3\tan x - \tan^3 x}{1 - 3\tan^2 x}$; $\operatorname{sen}4x = 4\operatorname{sen}x\cos x - 8\operatorname{sen}^3 x\cos x$; $\cos 4x = 8\cos^4 x - 8\cos^2 x$, $\operatorname{sen}\left(\dfrac{x}{2}\right) = \sqrt{\tfrac{1}{2}(1 - \cos x)}$; $\cos\left(\dfrac{x}{2}\right) = \sqrt{\tfrac{1}{2}(1 + \cos x)}$; $\tan\left(\dfrac{x}{2}\right) = \sqrt{\dfrac{1 - \cos x}{1 + \cos x}} = \dfrac{\operatorname{sen}x}{1 + \cos x} = \dfrac{1 - \cos x}{\operatorname{sen}x}$.

Relaciones entre tres ángulos cuya suma es 180° Sean x, y y z los ángulos dados. $\operatorname{sen}x + \operatorname{sen}y + \operatorname{sen}z = 4\cos\left(\dfrac{x}{2}\right)\cos\left(\dfrac{y}{2}\right)\cos\left(\dfrac{z}{2}\right)$; $\cos x + \cos y + \cos z = 4\operatorname{sen}\left(\dfrac{x}{2}\right)\operatorname{sen}\left(\dfrac{y}{2}\right)\operatorname{sen}\left(\dfrac{z}{2}\right) + 1$; $\operatorname{sen}x + \operatorname{sen}y - \operatorname{sen}z = 4\operatorname{sen}\left(\dfrac{x}{2}\right)\operatorname{sen}\left(\dfrac{y}{2}\right)\cos\left(\dfrac{z}{2}\right)$; $\operatorname{sen}^2 x + \operatorname{sen}^2 y + \operatorname{sen}^2 z = 2\cos x\cos y\cos z + 2$; $\tan x + \tan y + \tan z = \tan x \tan y \tan z$; $\operatorname{sen}2x + \operatorname{sen}2y + \operatorname{sen}2z = 4\operatorname{sen}x\operatorname{sen}y\operatorname{sen}z$.

FUNCIONES TRIGONOMÉTRICAS INVERSAS

$y = \operatorname{sen}^{-1}x$ = arcosen x es el ángulo y cuyo seno es x.

Ejemplo $y = \operatorname{sen}^{-1}{}^1\!/_2$, y es de 30°.

La solución completa de la ecuación $x = \operatorname{sen}y$ es $y = (-1)^n\operatorname{sen}^{-1}x + n(180°)$, $-\pi/2 \le \operatorname{sen}^{-1}x \le \pi/2$; en donde $\operatorname{sen}^{-1}x$ es el valor principal del ángulo cuyo seno es x. La gama de *valores principales* del $\cos^{-1}x$ es $0 \le \cos^{-1}x \le \pi$. $-\pi/2 \le \tan^{-1}x \le \pi/2$. Si se hace que prevalezcan esas restricciones, se obtendrán las fórmulas que siguen: $\operatorname{sen}^{-1}x = \cos^{-1}\sqrt{1 - x^2} = \tan^{-1}\dfrac{x}{\sqrt{1 - x^2}} = \cot^{-1}\dfrac{\sqrt{1 - x^2}}{x} = \sec^{-1}\dfrac{1}{\sqrt{1 - x^2}} = \csc^{-1}\dfrac{1}{x} = \dfrac{\pi}{2} - \cos^{-1}x$. $\cos^{-1}x = \operatorname{sen}^{-1}\sqrt{1 - x^2} = \tan^{-1}\dfrac{\sqrt{1 - x^2}}{x} = \cot^{-1}\dfrac{x}{\sqrt{1 - x^2}} = \sec^{-1}\dfrac{1}{x} = \csc^{-1}\dfrac{1}{\sqrt{1 - x^2}} = \dfrac{\pi}{2} - \operatorname{sen}^{-1}x$. $\tan^{-1}x = \operatorname{sen}^{-1}\dfrac{x}{\sqrt{1 + x^2}} = \cos^{-1}\dfrac{1}{\sqrt{1 + x^2}} = \cot^{-1}\dfrac{1}{x} = \sec^{-1}\sqrt{1 + x^2} = \csc^{-1}\dfrac{\sqrt{1 + x^2}}{x}$

RELACIONES ENTRE LOS ÁNGULOS Y LOS LADOS DE UN TRIÁNGULO

Soluciones de triángulos (Fig. 2-48) Sean a, b, c los lados y α, β, γ, los ángulos opuestos a los lados del triángulo. Sean $2s = a + b + c$, A = área, r = radio del círculo inscrito, R = radio del círculo circunscrito y h = altura. En cualquier triángulo, $\alpha + \beta + \gamma = 180°$.

Ley de los senos $\operatorname{sen}\alpha/a = \operatorname{sen}\beta/b = \operatorname{sen}\gamma/c$.

Ley de las tangentes $\dfrac{a+b}{a-b} = \dfrac{\tan{}^1\!/_2(\alpha+\beta)}{\tan{}^1\!/_2(\alpha-\beta)}$; $\dfrac{b+c}{b-c} = \dfrac{\tan{}^1\!/_2(\beta+\gamma)}{\tan{}^1\!/_2(\beta-\gamma)}$; $\dfrac{a+c}{a-c} = \dfrac{\tan{}^1\!/_2(\alpha+\gamma)}{\tan{}^1\!/_2(\alpha-\gamma)}$.

Ley de los cosenos $a^2 = b^2 + c^2 - 2bc\cos\alpha$; $b^2 = a^2 + c^2 - 2ac\cos\beta$; $c^2 = a^2 + b^2 - 2ab\cos\gamma$.

Otras relaciones En esta subsección, donde sea apropiado, se pueden generar otras dos fórmulas, reemplazando a por b, b por c, c por a, α por β, β por γ y γ por α. $\cos\alpha = (b^2 + c^2 - a^2)/2bc$; $a = b\cos\gamma + c\cos\beta$; $\operatorname{sen}\alpha = \dfrac{2}{bc}\sqrt{s(s-a)(s-b)(s-c)}$; $\operatorname{sen}\left(\dfrac{\alpha}{2}\right) = \sqrt{\dfrac{(s-b)(s-c)}{bc}}$; $\cos\left(\dfrac{\alpha}{2}\right) = \sqrt{\dfrac{s(s-a)}{bc}}$; $A =$

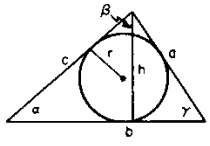


FIG. 2-48 Triángulo.

$\frac{1}{2}bh = \frac{1}{2}ab\,\text{sen}\,\gamma \frac{a^2\,\text{sen}\,\beta\,\text{sen}\,\gamma}{2\,\text{sen}\,\alpha} = \sqrt{s(s-a)(s-b)(s-c)} = rs$ en donde $r = \sqrt{\frac{(s-a)(s-b)(s-c)}{s}}$. $R = a/(2\,\text{sen}\,\alpha) = abc/4A$; $h = c\,\text{sen}\,a = a\,\text{sen}\,\gamma = 2rs/b$.

Ejemplo $a = 5$, $b = 4$, $\gamma = 30°$. Se utiliza la ley de los senos. $0.5/5 = \text{sen}\,\beta/4$, sen $\beta = {}^4/_5$, $\beta = 23°35'$, $\gamma = 126°25'$. Así $c = \text{sen}\,126°25'/{}_{10} = 10(.8047) = 8.05$.

Las relaciones dadas aquí son suficientes para resolver cualquier triángulo. Se da un método para cada triángulo.

Triángulo rectángulo (Fig. 2-49) Dado un lado y cualquier ángulo agudo α o dos lados cualesquiera, las partes restantes se pueden obtener mediante las fórmulas que siguen:

$$a = \sqrt{(c+b)(c-b)} = c\,\text{sen}\,\alpha = b\tan\alpha$$
$$b = \sqrt{(c+a)(c-a)} = c\cos\alpha = a\cot\alpha$$
$$c = \sqrt{a^2 \pm b^2},\ \text{sen}\,\alpha = \frac{a}{c},\ \cos\alpha = \frac{b}{c},\ \tan\alpha = \frac{a}{b},\ \beta = 90° - \alpha$$
$$A = \frac{1}{2}ab = \frac{a^2}{2\tan\alpha} = \frac{b^2\tan\alpha}{2} = \frac{c^2\,\text{sen}\,2\alpha}{4}$$

Triángulos oblicuángulos (Fig. 2-50) Hay cuatro casos posibles.

1. Dados b, c y los ángulos incluidos α, $\frac{1}{2}(\beta+\gamma) = 90° - \frac{1}{2}\alpha$; $\tan\frac{1}{2}(\beta-\gamma) = \frac{b-c}{b+c}\tan\frac{1}{2}(\beta+\gamma)$; $\beta = \frac{1}{2}(\beta-\gamma)$; $\gamma = \frac{1}{2}(\beta+\gamma) - \frac{1}{2}(\beta-\gamma)$; $a = \frac{b\,\text{sen}\,\alpha}{\text{sen}\,\beta}$.

2. Dados los tres lados, a b, c, $s = \frac{1}{2}(a+b+c)$; $r = \sqrt{\frac{(s-a)(s-b)(s-c)}{s}}$; $\tan\frac{1}{2}\alpha = \frac{r}{s-a}$; $\tan\frac{1}{2}\beta = \frac{r}{s-b}$; $\tan\frac{1}{2}\gamma = \frac{r}{s-c}$.

3. Dados dos lados cualesquiera a, c y un ángulo opuesto a uno de ellos, α, sen $\gamma = (c\,\text{sen}\,\alpha)/a$; $\beta = 180° - \alpha - \gamma$; $b = (a\,\text{sen}\,\beta)/(\text{sen}\,\alpha)$. En este caso, puede haber dos soluciones. γ puede tener dos valores γ_1, γ_2; $\gamma_1 < 90°$, $\gamma_2 = 180° - \gamma_1 > 90°$. Si $\alpha + \gamma_2 > 180°$, úsese sólo γ_1. Este caso puede ser *imposible* si sen $\gamma > 1$.

4. Dados cualquier lado c y dos ángulos α y β, $\gamma = 180° - \alpha - \beta$; $a = (c\,\text{sen}\,\alpha)/(\text{sen}\,\gamma)$; $\beta = (c\,\text{sen}\,\beta)/(\text{sen}\,\gamma)$.

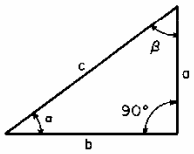


FIG. 2-49 Triángulo rectángulo.

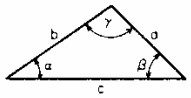


FIG. 2-50 Triángulo oblicuángulo.

TRIGONOMETRÍA HIPERBÓLICA

Las funciones hiperbólicas son ciertas combinaciones de exponenciales e^x y e^{-x} $\cosh x = \frac{e^x + e^{-x}}{2}$; $\text{senh}\,x = \frac{e^x - e^{-x}}{2}$; $\tanh x = \frac{\text{senh}\,x}{\cosh x} = \frac{e^x - e^{-x}}{e^x + e^{-x}}$; $\coth x = \frac{e^x + e^{-x}}{e^x - e^{-x}} = \frac{1}{\tanh x} = \frac{\cosh x}{\text{senh}\,x}$; $\text{sech}\,x = \frac{1}{\cosh x} = \frac{2}{e^x + e^{-x}}$; $\text{csch}\,x = \frac{1}{\text{senh}\,x} = \frac{2}{e^x - e^{-x}}$.

Relaciones fundamentales $\text{senh}\,x + \cosh x = e^x$; $\cosh x - \text{senh}\,x = e^{-x}$; $\cosh^2 x - \text{senh}^2 x = 1$; $\text{sech}^2 x + \tanh^2 x = 1$; $\coth^2 x - \text{csch}^2 x = 1$; $\text{senh}\,2x = 2\,\text{senh}\,x\cosh x$; $\cosh 2x = \cosh^2 x + \text{senh}^2 x = 1 + 2\,\text{senh}^2 x = 2\cosh^2 x - 1$. $\tanh 2x = (2\tanh x)/(1 + \tanh^2 x)$; $\text{senh}\,(x \pm y) = \text{senh}\,x\cosh y \pm \cosh x\,\text{senh}\,y$; $\cosh(x \pm y) = \cosh x\cosh y\,\text{senh}\,x\,\text{senh}\,y$; $2\,\text{senh}^2 x/2 = \cosh x - 1$; $2\cosh^2 x/2 = \cosh x + 1$; $\text{senh}\,(-x) = \text{senh}\,x$; $\cosh(-x) = \cosh x$; $\tanh(-x) = -\tanh x$.

Cuando $u = a\cosh x$, $v = a\,\text{senh}\,x$, $u^2 - v^2 = a^2$, que es la ecuación para una hipérbola. En otras palabras, las funciones hiperbólicas en las ecuaciones paramétricas $u = a\cosh x$, $v = a\,\text{senh}\,x$ tienen la misma relación con la hipérbola $u^2 - v^2 = a^2$ que la que tienen las ecuaciones $u = a\cos\theta$, $v = a\,\text{sen}\,\theta$ con el círculo $u^2 + v^2 = a^2$.

Funciones hiperbólicas inversas Si $x = \text{senh}\,y$, y es el seno hiperbólico inverso de x que se escribe $y = \text{senh}^{-1}x$ o arcosenh x. $\text{senh}^{-1}x = \log_e(x + \sqrt{x^2+1})$; $\cosh^{-1}x = \log_e(x + \sqrt{x^2-1})$ $\tanh^{-1}x = \frac{1}{2}\log_e\frac{1+x}{1-x}$; $\coth^{-1}x = \frac{1}{2}\log_e\frac{x+1}{x-1}$; $\text{sech}^{-1}x = \log_e\left(\frac{1+\sqrt{1-x^2}}{x}\right)$; $\text{csch}^{-1} = \log_e\left(\frac{1+\sqrt{1+x^2}}{x}\right)$.

Magnitud de las funciones hiperbólicas $\cosh x \geq 1$ con igualdad sólo para $x = 0$; $-\infty < \text{senh}\,x < \infty$; $-1 < \tanh x < 1$. $\cosh x \sim e^x$ como $x \to \infty$; $\text{senh}\,x \to e^x$ como $x \to \infty$.

APROXIMACIONES PARA LAS FUNCIONES TRIGONOMÉTRICAS

Para valores pequeños de θ (θ medido en radianes) sen $\theta \approx \theta$ tan $\theta \approx \theta$; cos $\theta \approx 1 - (\theta^2/2)$. Resultan válidas las relaciones siguientes: sen $\theta < \theta < \tan\theta$; $\cos\theta < \text{sen}\,\theta/\theta < 1$; $0\sqrt{1-\theta^2} < \text{sen}\,\theta < \theta/\tan\theta < \theta/\tan\theta < 1$; $\theta\left(1 - \frac{\theta^2}{2}\right) < \text{sen}\,\theta < \theta$ y $\theta < \tan\theta < \frac{\theta}{\sqrt{1-\theta^2}}$. Las razones de comportamiento de las funciones conforme $\theta \to 0$ se dan mediante lo que sigue: $\lim_{\theta\to 0}\text{sen}\,\theta/\theta = 1$; $\text{sen}\,\theta/\tan\theta = 1$.

REFERENCIAS: 74, 113, 163, 245, 246, 256, 263, 267, 279. Véase también "Referencias generales" Referencias para temas generales y específicos, "Cálculo avanzado".

CÁLCULO DIFERENCIAL E INTEGRAL

CÁLCULO DIFERENCIAL

Un ejemplo de la notación funcional Supongamos que se requiere un almacén de 16 000 pies cúbicos de capacidad (453 m^3). Los costos

de construcción por pie cuadrado son de 10, 3 y 2 dólares para las paredes, el techo y el suelo, respectivamente. ¿Cuáles son las dimensiones de costo mínimo? Así, con h = altura, x = anchura y y = longitud, los costos respectivos son

$$\text{Paredes} = 2 \times 10hy + 2 \times 10hx = 20h(y + x)$$
$$\text{Techo} = 3xy$$
$$\text{Suelo} = 2xy$$

$$\text{Costo total} = 2xy + 3xy + 20h(x + y) = 5xy + 20h(x + y) \text{ y la restricción} \quad (2\text{-}1)$$

$$\text{Volumen total} = xyh \quad (2\text{-}2)$$

Resolución para h a partir de la ecuación (2-2).

$$h = \text{volumen}/xy = 16\,000/xy \quad (2\text{-}3)$$

$$\text{Costo} = 5xy + \frac{320\,000}{xy}(y + x) = 5xy + 320\,000\left(\frac{1}{x} + \frac{1}{y}\right) \quad (2\text{-}4)$$

En esta forma se puede demostrar que el costo mínimo será cuando $x = y$; por ende,

$$\text{Costo} = 5x^2 + 640\,000\,(1/x)$$

Por evaluación, el costo más bajo se producirá cuando $x = 40$.

$$\text{Costo} = 5(1600) + 640\,000/40 = 24\,000 \text{ dólares}$$

Entonces, las dimensiones son $x = 40$ pies, $y = 40$ pies, $h = 16\,000/(40 \times 40) = 10$ pies. Con símbolos, la relación original de costos se escribe:

$$\text{Costo} = f(x, y, h) = 5xy + 20h(y + x)$$

y la relación de volumen

$$\text{Volumen} = g(x, y, h) = xyh = 16\,000$$

En función de las relaciones generales derivadas (2-1) y (2-2), x, y y h son **variables independientes**, mientras que el costo y el volumen son **variables dependientes**. Esto quiere decir que el costo y el volumen se fijan al especificarse las dimensiones. Sin embargo, en correspondencia a la restricción dada en el problema, en lo que se refiere al volumen, la función $g(x, y, z) = xyh$ se hace **función limitadora**. En lugar de tres variables independientes y dos dependientes, el problema se reduce a dos independientes (el volumen se ha limitado) y dos dependientes, como en las funciones (2-3) y (2-4). Además, el requisito de costo mínimo reduce el problema a tres variables dependientes (x, y, h) sin **grados de libertad** o sea, libertad de elección independiente.

Límites Se dice que el límite de la función $f(x)$ conforme x tiende a a (a es finita o, de lo contrario, se dice que x crece sin límites) es el número N, al escribir.

$$\lim_{x \to a} f(x) = N$$

Esto quiere decir que $f(x)$ se puede calcular tan cerca de N como se desee, al hacer que x tenga un valor suficientemente cercano a a. Esto no plantea ninguna restricción para $f(x)$ cuando $x = a$. De modo más preciso, el enunciado anterior

$$\lim_{x \to a} f(x) = N$$

implica que se puede encontrar un número δ de índole tal que $0 < |a - x| < \delta$ para cualquier valor positivo dado de ε; por ende, $|N - f(x)| < \varepsilon$.

Son válidas las siguientes operaciones con límites (cuando existen):

(1) $$\lim_{x \to a} bf(x) = b \lim_{x \to a} f(x)$$

(2) $$\lim_{x \to a} [f(x) + g(x)] = \lim_{x \to a} f(x) + \lim_{x \to a} g(x)$$

(3) $$\lim_{x \to a} [f(x)g(x)] = \lim_{x \to a} f(x) \cdot \lim_{x \to a} g(x)$$

(4) $$\lim_{x \to a} \frac{f(x)}{g(x)} = \frac{\lim_{x \to a} f(x)}{\lim_{x \to a} g(x)} \text{ si } \lim_{x \to a} g(x) \neq 0$$

Continuidad Una función $f(x)$ es **continua** en el punto $x = a$, si

$$\lim_{h \to 0} [f(a + h) - f(a)] = 0$$

En forma rigurosa, se dice que $f(x)$ es continua en $x = a$, si para cualquier valor positivo de ε existe a $\delta > 0$ tal que $|f(a + h) - f(a)| < \varepsilon$ para toda x con $|x - a| < \delta$. Por ejemplo, la función $(\text{sen } x)/x$ no es continua en $x = 0$ y, por tanto, se dice que es **discontinua**. Las discontinuidades se clasifican en tres tipos:

1. Removible	$y = \text{sen } x/x$	en $x = 0$	
2. Infinita	$y = 1/x$	en $x = 0$	
3. De salto	$y = 10/(1 + e^{1/x})$	en $x = 0^+$	$y = 0^+$
		$x = 0$	$y = 0$
		$x = 0^-$	$y = 10$

Derivadas La función $f(x)$ tiene una derivada en $x = a$ que se puede escribir como $f'(a)$, si $\lim_{h \to 0} \frac{f(a + h) - f(a)}{h}$ existe. Esto implica continuidad en $x = a$. A la inversa, una función puede ser continua y no tener derivada. La función derivada es

$$f'(x) = \frac{df}{dx} = \lim_{h \to 0} \frac{f(x + h) - f(x)}{h}$$

Diferenciación Defínase $\Delta y = f(x + \Delta x) - f(x)$. Luego divídase entre Δx

$$\frac{\Delta y}{\Delta x} = \frac{f(x + \Delta x) - f(x)}{\Delta x}$$

Tómese $$\lim_{\Delta x \to 0} \frac{\Delta y}{\Delta x} = \frac{dy}{dx}$$

entonces, $$\frac{dy}{dx} = \lim_{\Delta x \to 0} \frac{f(x + \Delta x) - f(x)}{\Delta x}$$

Ejemplo Encuéntrese la derivada de $y = \text{sen } x$.

$$\frac{dy}{dx} = \lim_{\Delta x \to 0} \frac{\text{sen}(x + \Delta x) - f(x)}{\Delta x}$$
$$= \lim_{\Delta x \to 0} \frac{\text{sen } x \cos \Delta x + \text{sen} \Delta x \cos x - \text{sen } x}{\Delta x}$$
$$= \lim_{\Delta x \to 0} \frac{\text{sen } x(\cos \Delta x - 1)}{\Delta x} + \lim_{\Delta x \to 0} \frac{\text{sen} \Delta x \cos x}{\Delta x}$$
$$= \cos x \text{ puesto que } \lim_{\Delta x \to 0} \frac{\text{sen } \frac{1}{2} \Delta}{\frac{1}{2} \Delta x}$$

Operaciones diferenciales Son válidas las siguientes operaciones diferenciales: $f, g \ldots$ son funciones diferenciales de x, c es una constante; e es la base de los logaritmos naturales.

$$\frac{dc}{dx} = 0 \quad (2\text{-}5)$$

$$\frac{dx}{dx} = 1 \quad (2\text{-}6)$$

$$\frac{d}{dx}(f + g) = \frac{df}{dx} + \frac{dg}{dx} \quad (2\text{-}7)$$

$$\frac{d}{dx}(f \times g) = f\frac{dg}{dx} + g\frac{df}{dx} \quad (2\text{-}8)$$

$$\frac{dy}{dx} = \frac{1}{dx/dy} \text{ si } \frac{dy}{dx} \neq 0 \quad (2\text{-}9)$$

$$\frac{d}{dx} f^n = nf^{n-1}\frac{df}{dx} \quad (2\text{-}10)$$

$$\frac{d}{dx}\left(\frac{f}{g}\right) = \frac{g(df/dx) - f(dg/dx)}{g^2} \quad (2\text{-}11)$$

$$\frac{df}{dx} = \frac{df}{dv} \times \frac{dv}{dx} \text{ (regla de la cadena)} \quad (2\text{-}12)$$

$$\frac{df^g}{dx} = gf^{g-1}\frac{df}{dx} + f^g \ln f \frac{dg}{dx} \quad (2\text{-}13)$$

$$\frac{da^x}{dx} = (\ln a)\, a^x \quad (2\text{-}14)$$

Ejemplo Obténgase dy/dx para $x^2 + y^3 = x + xy + A$.

En este caso $$\frac{d}{dx}x^2 + \frac{d}{dx}y^3 = \frac{d}{dx}x + \frac{d}{dx}xy + \frac{d}{dx}A$$

$$2x + 3y^2\frac{dy}{dx} = 1 + y + x\frac{dy}{dx} + 0$$

por las reglas (2-10), (2-10), (2-6), (2-8) y (2-5), respectivamente.

Por consiguiente, $$\frac{dy}{dx} = \frac{2x - 1 - y}{x - 3y^2}$$

Diferenciales

$$de^x = e^x\,dx \tag{2-15}$$
$$d\ln x = (1/x)\,dx \tag{2-16}$$
$$d\log x = (\log e/x)dx \tag{2-17}$$
$$d\,\text{sen}\,x = \cos x\,dx \tag{2-18}$$
$$d\cos x = -\text{sen}\,x\,dx \tag{2-19}$$
$$d\tan x = \sec^2 x\,dx \tag{2-20}$$
$$d\cot x = -\csc^2 x\,dx \tag{2-21}$$
$$d\sec x = \tan x\sec x\,dx \tag{2-22}$$
$$d\csc x = -\cot x\csc x\,dx \tag{2-23}$$
$$d\,\text{sen}^{-1}x = (1 - x^2)^{-1/2}\,dx \tag{2-24}$$
$$d\cos^{-1} = -(1 - x^2)^{-1/2}\,dx \tag{2-25}$$
$$d\tan^{-1}x = (1 + x^2)^{-1}\,dx \tag{2-26}$$
$$d\cot^{-1}x = -(1 + x^2)^{-1}\,dx \tag{2-27}$$
$$d\sec^{-1}x = x^{-1}(x^2 - 1)^{-1/2}\,dx \tag{2-28}$$
$$d\csc^{-1}x = -x^{-1}(x^2 - 1)^{-1/2}\,dx \tag{2-29}$$
$$d\,\text{senh}\,x = \cosh x\,dx \tag{2-30}$$
$$d\cosh x = \text{senh}\,x\,dx \tag{2-31}$$
$$d\tanh x = \text{sech}^2 x\,dx \tag{2-32}$$
$$d\coth x = -\text{csch}^2 x\,dx \tag{2-33}$$
$$d\,\text{sech}\,x = -\text{sech}\,x\tanh x\,dx \tag{2-34}$$
$$d\,\text{csch}\,x = -\text{csch}\,x\coth x\,dx \tag{2-35}$$
$$d\,\text{senh}^{-1}x = (x^2 + 1)^{-1/2}\,dx \tag{2-36}$$
$$d\cosh^{-1} = (x^2 - 1)^{-1/2}\,dx \tag{2-37}$$
$$d\tanh^{-1}x = (1 - x^2)^{-1}\,dx \tag{2-38}$$
$$d\coth^{-1}x = -(x^2 - 1)^{-1}\,dx \tag{2-39}$$
$$d\,\text{sech}^{-1}x = x(1 - x^2)^{-1/2}\,dx \tag{2-40}$$
$$d\,\text{csch}^{-1}x = -x^{-1}(x^2 + 1)^{-1/2}\,dx \tag{2-41}$$

Ejemplo Determínese dy/dx para $y = \sqrt{x}\cos(1 - x^2)$.

Se utilizan

$$\frac{dy}{dx} = \sqrt{x}\frac{d}{dx}\cos(1 - x^2) + \cos(1 - x^2)\frac{d}{dx}\sqrt{x} \tag{2-8}$$

$$\frac{d}{dx}\cos(1 - x^2) = -\,\text{sen}\,(1 - x^2)\frac{d}{dx}(1 - x^2) \tag{2-19}$$

$$= -\,\text{sen}\,(1 - x^2)(0 - 2x) \tag{2-5), (2-10}$$

$$\frac{d\sqrt{x}}{dx} = \frac{1}{2}x^{-1/2} \tag{2-10}$$

$$\frac{dy}{dx} = 2x^{3/2}\,\text{sen}\,(1 - x^2) + \frac{1}{2}x^{-1/2}\cos(1 - x^2)$$

Ejemplo Encuéntrese la derivada de $\tan x$ con respecto a $\text{sen}\,x$.

$$v = \text{sen}\,x$$
$$y = \tan x$$

Se utilizan

$$\frac{dx}{d\,\text{sen}\,x} = \frac{dy}{dv} = \frac{dy}{dx}\frac{dx}{dv} \tag{2-12}$$

$$= \frac{d\tan x}{dx}\frac{1}{\dfrac{d\,\text{sen}\,x}{dx}} \tag{2-9}$$

$$= \sec^2 x/\cos x \tag{2-18), (2-20}$$

Con frecuencia en ingeniería y ciencias experimentales, las funciones y sus derivadas sólo se encuentran disponibles mediante sus valores numéricos. En particular, por medio de las mediciones, se pueden conocer los valores de una función y su derivada únicamente en ciertos puntos. En estos casos, las reglas anteriores de operación para las derivadas que incluyen la regla de la cadena se pueden aplicar en forma numérica.

Ejemplo Con base en la siguiente tabla de valores, para las funciones diferenciales f y g, evalúense las siguientes cantidades:

x	$f(x)$	$f'(x)$	$g(x)$	$g'(x)$
1	3	1	4	−4
3	0	2	4	7
4	−2	10	3	6

(1) $$\frac{d}{dx}[f(x) + g(x)]\Big|_{x=4} = f'(4) + g'(4) = 10 + 6 = 16$$

(2) $$\left(\frac{f}{g}\right)'(1) = \frac{f'(1)g(1) - f(1)g'(1)}{[g(1)]^2} = \frac{1\cdot 4 - 3(-4)}{(-4)^2} = \frac{16}{16} = 1$$

(3) $$\frac{d}{dx}[f(g(x))]\Big|_{x=4} = f'(g(4))g'(4) = f'(3)g'(4) = 2\cdot 6 = 12$$

(4) $$\frac{d}{dx}[f^3(x) - 3g(\sqrt{x}) = \left\{3f^2(x)f'(x) - 3g'(\sqrt{x})\frac{1}{2}\frac{1}{\sqrt{x}}\right\}_{x=1}$$
$$= 3f^2(1)f'(1) - 3g'(1)\frac{1}{2} = 3\cdot 3^2 - 3(-4)\frac{1}{2} = 27 + 6 = 33$$

(5) $$\frac{d}{dx}[g(\cot x)]\Big|_{x=\pi/4} = g'(\cot x)\frac{d}{dx}\cot x\Big|_{x=\pi/4}$$
$$= g'(\cot x)(-\csc^2 x)\Big|_{x=\pi/4} = -g'(1)\csc^2\frac{\pi}{4} = -(-4)\cdot 2 = 8$$

Diferenciales de orden superior La primera derivada de $f(x)$ con respecto a x se da por medio de f' o df/dx. La derivada de la primera derivada se llama segunda derivada de $f(x)$ con respecto a x y se designa por medio de f'', $f^{(2)}$ o d^2f/dx^2; lo mismo para las derivadas de orden superior.

Ejemplo Dado $f(x) = 3x^3 + 2x + 1$, calcúlense todos los valores de las derivadas en $x = 3$.

$$\frac{df(x)}{dx} = 9x^2 + 2 \qquad x = 3,\ f'(3) = 9(9) + 2 = 83$$
$$\frac{d^2f(x)}{dx^2} = 18x \qquad x = 3,\ f''(3) = 18(3) = 54$$
$$\frac{d^3f(x)}{dx^3} = 18 \qquad x = 3,\ f'''(3) = 18$$
$$\frac{d^nf(x)}{dx^n} = 0 \qquad \text{para } n \geq 4$$

Si $f'(x) > 0$ en (a, b), entonces f se incrementa en (a, b). Si $f'(x) < 0$ en (a, b), entonces f disminuye en (a, b).

La gráfica de una función $y = f(x)$ es cóncava hacia arriba, si f' se incrementa en (a, b) y es cóncava hacia abajo, si f' disminuye en (a, b).

Si en (a, b) existe $f''(x)$ y si $f''(x) > 0$, entonces, f es cóncava hacia arriba en (a, b). Si $f''(x) < 0$, entonces f es cóncava hacia abajo en (a, b).

Un punto de inflexión es aquél en el que una función cambia la dirección de su concavidad.

Formas indeterminadas: Teorema de L'Hospital Las formas indeterminadas son del tipo de 0/0, ∞/∞, 0 × ∞, etc. Para encontrar los valores límite a los que tienden las funciones correspondientes, resulta

muy útil el teorema de L'Hospital: si dos funciones $f(x)$ y $g(x)$ se hacen cero para $x = a$, el límite de su cociente es igual al límite del cociente de sus derivadas separadas, si existe el límite, o es $+\infty$ o $-\infty$.

Ejemplo Determínese $\lim_{x\to 0} \frac{\operatorname{sen} x}{x}$.

En este caso, $$\lim_{x\to 0} \frac{\operatorname{sen} x}{x} = \lim_{x\to 0} \frac{d \operatorname{sen} x}{dx} = \lim_{x\to 0} \frac{\cos x}{1} = 1$$

Ejemplo Determínese $\lim_{x\to\infty} \frac{(1.1)^x}{x^{1000}}$.

$$\lim_{x\to\infty} \frac{(1.1)^x}{x^{1000}} = \lim_{x\to\infty} \frac{d(1.1)^x}{dx^{1000}} = \lim_{x\to\infty} \frac{(\ln 1.1)(1.1)^x}{1000x^{999}}$$

Evidentemente, $\lim_{x\to\infty} \frac{1.1^x}{1000!\,x^{1000}} = \infty$, puesto que las aplicaciones repetidas de la regla reducirán el denominador a un número finito 1000! mientras que el numerador permanece infinitamente grande.

Ejemplo Determínese $\lim_{x\to\infty} x^3 e^{-x}$.

$$\lim_{x\to\infty} x^3 e^{-x} = \lim_{x\to\infty} \frac{x^3}{e^x} = \lim_{x\to\infty} \frac{6}{e^x} = 0$$

Ejemplo Determínese $(1-x)^{1/x}$.

Sea $$y = (1-x)^{1/x}$$

$$\ln y = (1/x)\ln(1-x)$$

$$\lim_{x\to 0} (\ln y) = \lim_{x\to 0} \frac{\ln(1-x)}{x} = -1$$

Por consiguiente, $$\lim_{x\to 0} y = e^{-1}$$

Ejemplo Determínese $\lim_{x\to 1} \left(\frac{1}{x^2-1} - \frac{1}{x-1}\right)$

$$= \lim_{x\to 1} \frac{-x^2+x}{x^3-x^2-x+1} = \lim_{x\to 1} \frac{-2}{6x-2} = -\frac{1}{2}$$

Derivadas parciales La abreviatura $z = f(x, y)$ significa que z es una función de las dos variables x y y. La derivada de z con respecto a x considerando y constante, se denomina derivada parcial con respecto a x y se suele representar como $\partial z/\partial x$ o $\partial f(x, y)/\partial x$ o bien, simplemente, $f'x$. La derivación parcial, como la completa, es de aplicación muy sencilla. Por el contrario, la resolución de las ecuaciones diferenciales parciales es considerablemente más difícil que la de las ecuaciones diferenciales.

Ejemplo Determínese $\partial z/\partial x$ y $\partial z/\partial y$ para $z = ye^{x^2} + xe^y$.

$$\frac{\partial z}{\partial x} = y\frac{\partial e^{x^2}}{\partial x} + e^y\frac{\partial x}{\partial x} = 2xye^{x^2} + e^y \qquad \frac{\partial z}{\partial y} = e^{x^2}\frac{\partial y}{\partial y} + x\frac{\partial e^y}{\partial y} = e^{x^2} + xe^y$$

Orden de diferenciación En general, es cierto que el orden de diferenciación carece de importancia para cualquier número de diferenciaciones o variables, a condición de que la función y las derivadas apropiadas sean continuas. Para $z = f(x, y)$, se sigue que:

$$\frac{\partial^3 f}{\partial y^2\,\partial x} = \frac{\partial^3 f}{\partial y\,\partial x\,\partial y} = \frac{\partial^3 f}{\partial x\,\partial y^2}$$

Forma general para la diferenciación parcial

1. Dados $f(x, y) = 0$ y $x = g(t)$, $y = h(t)$.

Luego, $$\frac{df}{dt} = \frac{\partial f}{\partial x}\frac{dx}{dt} + \frac{\partial f}{\partial y}\frac{dy}{dt}$$

$$\frac{d^2f}{dt^2} = \frac{\partial^2 f}{\partial x^2}\left(\frac{dx}{dt}\right)^2 + 2\frac{\partial^2 f}{\partial x\,\partial y}\frac{dx}{dt}\frac{dy}{dt} + \frac{\partial^2 f}{\partial y^2}\left(\frac{dy}{dt}\right)^2 + \frac{\partial f}{\partial x}\frac{d^2x}{dt^2} + \frac{\partial f}{\partial y}\frac{d^2y}{dt^2}$$

Ejemplo Hállese df/dt para $f = xy$, $x = \rho \operatorname{sen} t$, $y = \rho \cos t$.

$$\frac{df}{dt} = \frac{\partial(xy)}{\partial x}\left(\frac{d\,\rho \operatorname{sen} t}{dt}\right) + \frac{\partial(xy)}{\partial y}\left(\frac{d\,\rho\cos t}{dt}\right)$$
$$= y(\rho\cos t) + x(-\rho \operatorname{sen} t)$$
$$= \rho^2\cos^2 t - \rho^2 \operatorname{sen}^2 t$$

2. Dados $f(x, y) = 0$ y $x = g(t, s)$, $y = h(t, s)$.

Se tiene, $$\frac{\partial f}{\partial t} = \frac{\partial f}{\partial x}\frac{\partial x}{\partial t} + \frac{\partial f}{\partial y}\frac{\partial y}{\partial t}$$

$$\frac{\partial f}{\partial s} = \frac{\partial f}{\partial x}\frac{\partial x}{\partial s} + \frac{\partial f}{\partial y}\frac{\partial y}{\partial x}$$

Diferenciación de funciones compuestas

Regla 1. Dado $f(x, y) = 0$, se tiene $\frac{dy}{dx} = -\frac{\partial f/\partial x}{\partial f/\partial y}\left(\frac{\partial f}{\partial y} \neq 0\right)$.

Ejemplo Hállese dy/dx para $x^2 + y^3 = x + xy + A$. Sea $f(x, y) = x^2 + y^3 - x - xy - A = 0$.

$$\partial f/\partial x = 2x - 1 - y \qquad \partial f/\partial y = 3y^2 - x$$
$$dy/dx = (2x - 1 - y)/(3y^2 - x)$$

Regla 2. Dado $f(u) = 0$, en donde $u = g(x)$,

$$\frac{df}{dx} = f'(u)\frac{du}{dx}$$

$$\frac{d^2f}{dx^2} = f''(u)\left(\frac{du}{dx}\right)^2 + f'(u)\frac{d^2u}{dx^2}$$

Ejemplo Hállese df/dx para $f = \operatorname{sen}^2 u$ y $u = \sqrt{1-x^2}$

$$\frac{df}{dx} = \frac{d \operatorname{sen}^2 u}{du}\frac{d\sqrt{1-x^2}}{dx}$$
$$= 2 \operatorname{sen} u \cos u\left(\frac{1}{2}\right)(-2x)(1-x^2)^{-1/2}$$
$$= 2\frac{\sqrt{1-u^2}}{u} \operatorname{sen} u \cos u$$

Regla 3. Dado $f(u) = 0$, en donde $u = g(x, y)$,

$$\frac{\partial f}{\partial x} = f'(u)\frac{\partial u}{\partial x} \qquad \frac{\partial f}{\partial y} = f'(u)\frac{\partial u}{\partial y}$$

$$\frac{\partial^2 f}{\partial x^2} = f''\left(\frac{\partial u}{\partial x}\right)^2 + f'\frac{\partial^2 u}{\partial x^2}$$

$$\frac{\partial^2 f}{\partial x\,\partial y} = f''\frac{\partial u}{\partial x}\frac{\partial u}{\partial y} + f'\frac{\partial^2 u}{\partial x\,\partial y}$$

$$\frac{\partial^2 f}{\partial y^2} = f''\left(\frac{\partial u}{\partial y}\right)^2 + f'\frac{\partial^2 u}{\partial y^2}$$

CÁLCULO INTEGRAL

Integral indefinida Si $f'(x)$ es la derivada de $f(x)$ la integral o antiderivada de $f'(x)$ es $f(x)$. Con símbolos, la integral indefinida de $f'(x)$ es

$$\int f'(x)\,dx = f(x) + c$$

en donde c es una constante arbitraria que debe determinar el problema. En virtud de las fórmulas conocidas de derivación, son válidas las relaciones siguientes (a es una constante):

$\int (du + d$

$\int a\,dv =$

$\int v^n\,dv =$

$\int \frac{dv}{v} = \ln$

$\int a^v\,dv =$

$\int e^v\,dv =$

$\int \operatorname{sen} v\,dv$

$\int \cos v\,dv$

$\int \sec^2 v\,dv$

$\int \csc^2 v\,dv$

$\int \sec v \tan$

$\int \csc v \cot$

$\int \frac{dv}{v^2 + a^2}$

$\int \frac{dv}{\sqrt{a^2 -}}$

$\int \frac{dv}{v^2 - a^2}$

$\int \frac{dv}{\sqrt{v^2 \pm}}$

$\int \sec v\,dv$

$\int \csc v\,dv$

Ejemplo Obtén
vación $dv^n/dv = a^v \ln$
entonces, $f = a^v/\ln a$

Ejemplo Hállese
$\int (3x^2 + e^x - 10)$

Ejemplo Hállese

Así, $\int \frac{7x}{2 -}$

$$\int (du + dv + dw) = \int du + \int dv + \int dw \qquad (2\text{-}42)$$

$$\int a\,dv = a\int dv \qquad (2\text{-}43)$$

$$\int v^n\,dv = \frac{v^{n+1}}{n+1} + c\ (n \neq -1) \qquad (2\text{-}44)$$

$$\int \frac{dv}{v} = \ln|v| + c \qquad (2\text{-}45)$$

$$\int a^v\,dv = \frac{a^v}{\ln a} + c \qquad (2\text{-}46)$$

$$\int e^v\,dv = e^v + c \qquad (2\text{-}47)$$

$$\int \operatorname{sen} v\,dv = -\cos v + c \qquad (2\text{-}48)$$

$$\int \cos v\,dv = \operatorname{sen} v + c \qquad (2\text{-}49)$$

$$\int \sec^2 v\,dv = \tan v + c \qquad (2\text{-}50)$$

$$\int \csc^2 v\,dv = -\cot v + c \qquad (2\text{-}51)$$

$$\int \sec v \tan v\,dv = \sec v + c \qquad (2\text{-}52)$$

$$\int \csc v \cot v\,dv = -\csc v + c \qquad (2\text{-}53)$$

$$\int \frac{dv}{v^2 + a^2} = \frac{1}{a}\tan^{-1}\frac{v}{a} + c \qquad (2\text{-}54)$$

$$\int \frac{dv}{\sqrt{a^2 - v^2}} = \operatorname{sen}^{-1}\frac{v}{a} + c \qquad (2\text{-}55)$$

$$\int \frac{dv}{v^2 - a^2} = \frac{1}{2a}\ln\left|\frac{v-a}{v+a}\right| + c \qquad (2\text{-}56)$$

$$\int \frac{dv}{\sqrt{v^2 \pm a^2}} = \ln\left|v + \sqrt{v^2 \pm a^2}\right| + c \qquad (2\text{-}57)$$

$$\int \sec v\,dv = \ln(\sec v + \tan v) + c \qquad (2\text{-}58)$$

$$\int \csc v\,dv = \ln(\csc v - \cot v) + c \qquad (2\text{-}59)$$

Ejemplo Obténgase $\int a^v\,dv = (a^v/\ln a) + c$. En relación con la fórmula de derivación $dv^v/dv = a^v \ln a$, o en la forma más práctica, $d(a^v/\ln a) = a^v\,dv$, sea $f' = a^v\,dv$; entonces, $f = a^v/\ln a$ y, por ende, $\int a^v\,dv = (a^v/\ln a) + c$.

Ejemplo Hállese $\int(3x^2 + e^x - 10)\,dx$. Utilizando

$$\int(3x^2 + e^x - 10)\,dx = 3\int x^2\,dx + \int e^x\,dx - 10\int dx \qquad (2\text{-}42)$$

$$= x^3 + e^x - 10x + c \qquad (2\text{-}44),\ (2\text{-}47)$$

Ejemplo Hállese $\int \frac{7x\,dx}{2 - 3x^2}$. Sean

$$v = 2 - 3x^2$$
$$dv = -6x\,dx$$

Así,
$$\int \frac{7x\,dx}{2-3x^2} = 7\int \frac{x\,dx}{2-3x^2} = -\frac{7}{6}\int \frac{-6x\,dx}{2-3x^2}$$
$$= -\frac{7}{6}\int \frac{dv}{v}$$
$$= -\frac{7}{6}\ln|v| + c$$
$$= -\frac{7}{6}\ln|2 - 3x^2| + c$$

Ejemplo: Constante de integración Por definición, la derivada de x^3 es $3x^2$ y x^3, la integral de $3x^2$. Sin embargo, si $f = x^3 + 10$, se sigue que $f' = 3x^2\,dx$, y $x^3 + 10$ es también la integral de $3x^2$. Por esta razón, la constante c en $\int 3x^2\,dx = x^3 + c$ se debe determinar por las condiciones del problema, o sea, el valor de f para un valor especificado de x.

Métodos de integración En la práctica, es raro que las funciones que se encuentran en general se puedan integrar directamente. Por ejemplo, la integral en $\int \sqrt{\operatorname{sen} x}\,dx$ que parece muy sencilla no tiene ninguna función elemental cuya derivada sea $\sqrt{\operatorname{sen} x}$. En general, no existe ningún modo explícito de determinar si una función dada se puede integrar en forma elemental. En su conjunto, la integración es un procedimiento de tanteo que depende de los esfuerzos y el ingenio del practicante. A continuación se dan procedimientos generales que se pueden utilizar para hallar las formas elementales de la integral, cuando existen. Cuando no existen o no se pueden encontrar ya sea de tablas de fórmulas de integración o directamente, el único recurso que queda es el de la expansión en serie, como se ilustra más adelante. Las integrales indefinidas no se pueden resolver numéricamente a menos que se redefinan como integrales definidas (véase "Integrales definidas"), o sea, $F(x) = \int f(x)\,dx$ indefinida, mientras que $F(x) = \int_a^x f(t)\,dt$ es definida.

Fórmula directa Muchas integrales se pueden resolver mediante la transformación del integrando a una de las formas dadas antes.

Ejemplo Hállese $\int x^2\sqrt{3x^3 + 10}\,dx$. Sea $v = 3x^3 + 10$ para la cual $dv = 9x^2\,dx$. Así,

$$\int x^2\sqrt{3x^3 + 10}\,dx = \int (3x^3 + 10)^{1/2}(x^2\,dx)$$
$$= \frac{1}{9}\int (3x^3 + 10)^{1/2}(9x^2\,dx)$$
$$= \frac{1}{9}\int v^{1/2}\,dv$$
$$= \frac{1}{9}\frac{v^{3/2}}{\frac{3}{2}} + c \qquad \text{[por la ecuación (2-44)]}$$
$$= \frac{2}{27}(3x^3 + 10)^{3/2} + c$$

Sustitución trigonométrica Esta técnica se adapta sobre todo a los integrandos en forma de radicales. Para ellos, la función se transforma a una forma trigonométrica. En la última forma, se puede reconocer con mayor facilidad en relación con las fórmulas de identidad. Esas funciones y sus transformaciones son

$$\sqrt{x^2 - a^2} \quad \text{Sea } x = a\sec\theta$$
$$\sqrt{x^2 + a^2} \quad \text{Sea } x = a\tan\theta$$
$$\sqrt{a^2 - x^2} \quad \text{Sea } x = a\operatorname{sen}\theta$$

Ejemplo Hállese $\int \frac{\sqrt{4 - 9x^2}}{x^2}\,dx$. Sea $x = \frac{2}{3}\operatorname{sen}\theta$; entonces $dx = \frac{2}{3}\cos\theta\,d\theta$.

$$3\int \frac{\sqrt{\left(\frac{2}{3}\right)^2 - x^2}}{x^2}\,dx = 3\int \frac{\frac{2}{3}\sqrt{1 - \operatorname{sen}^2\theta}}{\left(\frac{2}{3}\right)^2\operatorname{sen}^2\theta}\left(\frac{2}{3}\cos\theta\,d\theta\right)$$
$$= 3\int \frac{\cos^2\theta}{\operatorname{sen}^2\theta}\,d\theta$$
$$= 3\int \cot^2\theta\,d\theta$$
$$= -3\cot\theta - \theta + c \text{ por transformación trigonométrica}$$
$$= -\frac{\sqrt{4 - 9x^2}}{x} - 3\operatorname{sen}^{-1}\frac{3}{2}x + c \text{ en función de } x$$

Sustitución algebraica Las funciones que contienen elementos del tipo $(a+bx)^{1/n}$ se manejan mejor mediante la transformación algebraica $y^n = a + bx$.

Ejemplo Determínese $\int \frac{x\,dx}{(3+4x)^{1/4}}$. Sea $3 + 4x = y^4$; entonces $4dx = 4y^3\,dy$

y
$$\int \frac{x\,dx}{(3+4x)^{1/4}} = \int \frac{\frac{y^4-3}{4}\,y^3\,dy}{y}$$
$$= \frac{1}{4}\int y^2(y^4-3)\,dy$$
$$= \frac{1}{4}\frac{y^7}{7} - \frac{3}{4}\frac{y^3}{3} + c$$
$$= \frac{7}{4}(3+4x)^{7/4} - \frac{1}{4}(3+4x)^{3/4} + c$$

General El número de transformaciones posibles que se pueden utilizar es ilimitado. No se pueden dar reglas generales específicas. El éxito en el manejo de los problemas de integración depende primordialmente de la experiencia y el ingenio. El ejemplo que sigue ilustra el punto hasta el que son posibles los métodos alternativos.

Ejemplo Determínese $\int \frac{dx}{e^x - 1}$. Sea $e^x = y$; entonces $e^x\,dx = dy$ o bien, $dx = 1/y\,dy$.

$$\int \frac{dx}{e^x-1} = \int \frac{(1/y)\,dy}{y-1} = \int \frac{dy}{y^2-y} = \ln\frac{y-1}{y} = \ln\frac{e^x-2}{e^x}$$

Fracciones parciales Las **funciones racionales** son del tipo $f(x)/g(x)$, en donde $f(x)$ y $g(x)$ son expresiones polinómicas o polinomios de grados m y n, respectivamente. Si el grado de f es mayor que g realícese la división algebraica; entonces, el residuo será por lo menos un grado menor que el denominador. Tómense en consideración los tipos que siguen:

Tipo 1. Denominador reducible a factores lineales desiguales. Por ejemplo:

$$\frac{1}{x^3 - x^2 - 4x + 4}$$
$$= \frac{1}{(x+2)(x-2)(x-1)}$$
$$= \frac{A}{x+2} + \frac{B}{x-2} + \frac{C}{x-1}$$
$$= \frac{A(x-2)(x-1) + B(x+2)(x-1) + C(x+2)(x-2)}{(x+2)(x-2)(x-1)}$$
$$= \frac{x^2(A+B+C) + x(-3A+B) + (2A-2B-4C)}{(x+2)(x-2)(x-1)}$$

o bien, al igualar coeficientes y resolver para A, B y C.

$$= \frac{1}{12(x+2)} + \frac{1}{4(x-2)} - \frac{1}{3(x-1)}$$

Por ende,

$$\int \frac{dx}{x^3 - x^2 - 4x + 4} = \int \frac{dx}{12(x+2)} + \int \frac{dx}{4(x-2)} - \int \frac{dx}{3(x-1)}$$

Tipo 2. Denominador reducible a factores lineales, algunos de ellos iguales. Por ejemplo:

$$\frac{x^2+6x-1}{(x-3)^2(x-1)} = \frac{A(x-3)(x-1) + B(x-1) + C(x-3)^2}{(x-3)^2(x-1)}$$

al igualar, como antes,

$$= -\frac{1}{2(x-3)} + \frac{13}{(x-3)^2} + \frac{3}{2(x-1)}$$

Tipo 3. Denominador reducible a factores de segundo grado.

$$\frac{8x^2+3}{(x^2+x+1)(x-2)} = \frac{Ax+B}{x^2+x+1} + \frac{C}{x-2}$$
$$= \frac{Ax(x-2) + B(x-2) + C(x^2+x+1)}{(x^2+x+1)(x-2)}$$

mediante la igualación de coeficientes y la resolución para A, B, y C

$$= \frac{3x+1}{x^2+x+1} + \frac{5}{x-2}$$

Por partes La relación que sigue es una fórmula extremadamente útil para la integración:

$$d(uv) = u\,dv + v\,du$$

y
$$uv = \int u\,dv + \int v\,du$$

o bien
$$\int u\,dv = uv - \int v\,du$$

No se puede dar ninguna regla general para descomponer un integrando. La experiencia sola limita el uso de esta técnica. Resulta particularmente útil para las funciones trigonométricas y exponenciales.

Ejemplo Determínese $\int xe^x\,dx$. Sea

$$u = x \qquad \text{y} \qquad dv = e^x\,dx$$
$$du = dx \qquad\qquad v = e^x$$

Por consiguiente,
$$\int xe^x\,dx = xe^x - \int e^x\,dx$$
$$= xe^x - e^x + c$$

Ejemplo Determínese $\int e^x \operatorname{sen} x\,dx$. Sean

$$u = e^x \qquad dv = \operatorname{sen} x\,dx$$
$$du = e^x\,dx \qquad v = -\cos x$$

$$\int e^x \operatorname{sen} x\,dx = -e^x\cos x + \int e^x\cos x\,dx$$

Una vez más,
$$u = e^x \qquad dv = \cos x\,dx$$
$$du = e^x\,dx \qquad v = \operatorname{sen} x$$

$$\int e^x \operatorname{sen} x\,dx = -e^x\cos x + e^x\operatorname{sen} x - \int e^x \operatorname{sen} x\,dx + c$$
$$= (e^x/2)(\operatorname{sen} x - \cos x) + c$$

Desarrollo en series Cuando no se puede encontrar una función explícita mediante la integración, a veces se puede determinar mediante una expansión o desarrollo en serie.

Ejemplo Determínese $\int e^{-x^2}\,dx$. Puesto que

$$e^{-x^2} = 1 - x^2 + \frac{x^4}{2!} - \frac{x^6}{3!} + \cdots$$
$$\int e^{-x^2}\,dx = \int dx - \int x^2\,dx + \int \frac{x^4}{2!}\,dx - \int \frac{x^6}{3!}\,dx + \cdots$$
$$= x - \frac{x^3}{3} + \frac{x^5}{5\cdot 2!} - \frac{x^7}{7\cdot 3!} + \cdots \text{ para todos los valores de } x$$

Integral definida El concepto y la derivación de las integrales definidas son completamente diferentes de los de las integrales indefinidas. Por definición, se trata de tipos distintos de operaciones. Sin embargo, la operación formal $\int$ trata en realidad al integrando en la misma forma, en ambos casos.

Sea la función $f(x) = 10 - 10e^{-2x}$. Se define $x_1 = a$ y $x_n = b$ y se supone que es conveniente calcular el área entre la curva y el eje de coordenadas $y = 0$, y acotada por $x_1 = a$, $x_n = b$. Resulta evidente que, con un número suficientemente grande de rectángulos, es posible aproximarse a esta área tanto como se desee, mediante la fórmula

$$\sum_{i=1}^{n-1} f(\xi_i)(x_{i+1} - x_i) = f(\xi_1)(x_2 - a) + f(\xi_2)(x_3 - x_2) + \cdots + f(\xi_{n-1})(b - x_{n-1}) \qquad x_{i-1} \le \xi_{i-1} \le x_i$$

En este caso, la integral definida de $f(x)$ se define como

$$\int_a^b f(x)\,dx = \lim_{n\to\infty} \sum_{i=1}^{n} f(\xi_i)(x_{i+1} - x_i)$$

donde los puntos $x_1, x_2, \ldots, x_n$ están espaciados por igual. Si se desea una definición rigurosa de la integral definida, será preciso consultar las obras que se dan en la Bibliografía.

Así pues, el *valor* de una integral definida depende de los límites a y b y cualesquiera coeficientes variables escogidos en la función; pero no de la **variable ficticia** de integración x. Con símbolos, se tiene:

$$F(x) = \int f(x)\,dx \text{ integral indefinida en donde } dF/dx = f(x)$$

$$\text{o bien, } F(a, b) = \int_a^b f(x)\,dx \quad \text{integral definida}$$

$$F(\alpha) = \int_a^b f(x, \alpha)\,dx$$

La definición de la integración tiene ciertas restricciones. "La función $f(x)$ debe ser continua en el intervalo finito (a, b) con, cuando mucho, un número finito de discontinuidades finitas", que se deben observar antes de poder aplicar en general las fórmulas de integración. Dos de esas restricciones conducen a las llamadas **integrales impropias** y requieren un manejo especial. Se presentan cuando

1. Los límites de integración no son los dos finitos, es decir, $\int_0^\infty e^{-x}\,dx$.

2. La función se hace infinita dentro del intervalo de integración, esto es $\int_0^1 \frac{1}{\sqrt{x}}\,dx$.

En los títulos de las referencias bibliográficas se dan técnicas para determinar cuándo es válida la integración en esas condiciones. No obstante, las reglas simplificadas que siguen servirán como guías para la mayoría de las aplicaciones prácticas.

Regla 1. Para la integral $\int_0^\infty \frac{\phi(x)}{x^n}\,dx$, si $\phi(x)$ está acotada, la integral convergerá para $n > 1$ y no lo hará para $n \le 1$.

Se puede ver con facilidad que $\int_0^\infty e^{-x}\,dx$ converge en la relación a la fórmula de la suma y observar que $1/x^2 > 1/e^x > 0$ para valores grandes de x.

Regla 2. Para la integral $\int_a^b \frac{\phi(x)}{(a-x)^n}\,dx$ si $\phi(x)$ está acotada, la integral convergerá para $n < 1$ y divergerá para $n \ge 1$. Así pues, $\int_0^1 \frac{1}{\sqrt{x}}\,dx$ convergerá (existe) puesto que $1/2 < n < 1$.

Propiedades El teorema fundamental del cálculo afirma que

$$\int_a^b f(x)\,dx = F(b) - F(a) \tag{2-60}$$

en donde $dF(x)/dx = f(x)$

Otras propiedades de las integrales definidas son:

$$\int_a^b c[f(x)\,dx] = c\int_a^b f(x)\,dx \tag{2-61}$$

$$\int_a^b [f_1(x) + f_2(x)]\,dx = \int_a^b f_1(x)\,dx + \int_a^b f_2(x)\,dx \tag{2-62}$$

$$\int_a^b f(x)\,dx = -\int_b^a f(x)\,dx \tag{2-63}$$

$$\int_a^b f(x)\,dx = \int_a^c f(x)\,dx + \int_c^b f(x)\,dx \tag{2-64}$$

$$\int_a^b f(x)\,dx = (b-a)f(\xi) \quad \text{para alguna } \xi \text{ en } (a, b) \tag{2-65}$$

$$\frac{\partial}{\partial b}\int_a^b f(x)\,dx = f(b) \tag{2-66}$$

$$\frac{\partial}{\partial a}\int_a^b f(x)\,dx = -f(a) \tag{2-67}$$

$$\frac{dF(\alpha)}{d\alpha} = \int_a^b \frac{\partial f(x, \alpha)}{\partial \alpha}\,dx \text{ si } a \text{ y } b \text{ son constantes} \tag{2-68}$$

$$\int_a^b dx \int_c^d f(x, \alpha)\,d\alpha = \int_c^d d\alpha \int_a^b f(x,\alpha)\,dx \tag{2-69}$$

Ejemplo Hállese $\int_0^{\pi/2} \operatorname{sen} x\,dx$.

$$\int_0^{\pi/2} \operatorname{sen} x\,dx = \Big[-\cos x\Big]_0^{\pi/2} = -\left(\cos\frac{\pi}{2} - \cos 0\right) = 1$$

puesto que $-d\cos x/dx = \operatorname{sen} x$

Ejemplo Determínese $\int_0^2 \frac{dx}{(x-1)^2}$. La aplicación directa de la fórmula daría el valor incorrecto

$$\int_0^2 \frac{dx}{(x-1)^2} = \left[-\frac{1}{x-1}\right]_0^2 = -2$$

Debe observarse que $f(x) = 1/(x-1)^2$ se hace no acotada cuando $x \to 1$, y, por la Regla 2, la integral diverge y, por ende, se dice que no existe.

Métodos de integración Todos los métodos de integración que sirven para las integrales indefinidas se pueden utilizar con las definidas. Además, existen varios otros para estas últimas, que se verán a continuación.

Cambio de variable Esta sustitución es básicamente la misma que se indicó antes para las integrales indefinidas. No obstante, para las integrales definidas se deben cambiar también los límites de integración, es decir, para $x = \phi(t)$,

$$\int_a^b f(x)\,dx = \int_{t_0}^{t_1} f[\phi(t)\phi'(t)\,dt \tag{2-70}$$

en donde $t = t_0$ cuando $x = a$
$t = t_1$ cuando $x = b$

Ejemplo Determínese $\int_0^4 \sqrt{16 - x^2}\,dx$. Sean

$$x = 4\operatorname{sen}\theta \qquad x = 0 \quad \theta = 0$$
$$dx = 4\cos\theta\,d\theta \quad x = 4 \quad \theta = \pi/2$$

Entonces,

$$\int_0^4 \sqrt{16 - x^2}\,dx = 16\int_0^{\pi/2} \cos^2\theta\,d\theta = 16[\tfrac{1}{2}\theta + \tfrac{1}{4}\operatorname{sen} 2\theta]_0^{\pi/2} = 4\pi$$

Derivación En este caso, puede resultar útil la aplicación de las reglas generales para la derivación bajo el signo de integral.

Ejemplo Determínese $\phi(\alpha) = \int_0^\infty \frac{e^{-\alpha x}\operatorname{sen} x}{x}\,dx$ $(\alpha > 0)$. Puesto que es una función continua de α se puede derivar bajo el signo de integración

$$\frac{d\phi}{d\alpha} = -\int_0^\infty e^{-\alpha x}\operatorname{sen} x\,dx$$

$$= 1/(1 + \alpha^2)$$
$$\phi(\alpha) = -\tan^{-1}\alpha + c$$

y, puesto que $(\phi)(\alpha) \to 0$ cuando $\alpha \to \infty$,

$$c = \pi/2$$
$$\phi(\alpha) = -\tan^{-1}\alpha + \pi/2$$

Integración A veces, conviene generar una integral doble para resolver un problema. Mediante este método, se puede utilizar el teorema fundamental dado por la expresión (2-69).

Ejemplo Determínese $\int_0^1 \frac{x^b - x^a}{\ln x}\,dx$. Sea $\int_0^1 x^\alpha\,dx = \frac{1}{\alpha + 1}$ $(\alpha > -1)$. Luego, al multiplicar los dos lados por $d\alpha$ e integrar entre a y b, se tiene.

$$\int_a^b d\alpha \int_0^1 x^\alpha\,dx = \int_a^b \frac{d\alpha}{\alpha + 1} = \ln\left|\frac{b+1}{a+1}\right|$$

Sin embargo, también

$$\int_a^b d\alpha \int_0^1 x^\alpha\,dx = \int_0^1 dx \int_a^b x^\alpha\,d\alpha = \int_0^1 \frac{x^b - x^a}{\ln x}\,dx$$

Luego,

$$\int_0^1 \frac{x^b - x^a}{\ln x}\,dx = \ln\left|\frac{b+1}{a+1}\right|$$

Variable compleja Algunas integrales definidas se pueden evaluar por la técnica de integración de la variable compleja. Esto se describe en las referencias, bajo "Variables complejas".

Método numérico Debido a la propiedad de las integrales definidas, existe otro método para obtener su solución, que no se puede aplicar a las integrales indefinidas. Incluye una aproximación numérica basada en la definición de suma dada antes:

$$\lim_{n\to\infty} \sum_1^{n-1} f(\xi_i)(x_{i+1} - x_i) = \int_a^b f(x)\,dx \qquad (2\text{-}71)$$

en donde $x_1 = a$ y $x_n = b$

Se dan ejemplos de este procedimiento en la subsección "Análisis numérico y métodos aproximados".

SERIES INFINITAS

Referencias: 11, 40, 48, 122, 123, 167. Para series y métodos asintóticos véase Refs. 45, 123.

DEFINICIONES

Una secuencia de números o términos que se forman según alguna regla definida, se denomina **sucesión**. La suma indicada de los términos de una sucesión se conoce como **serie**. Una serie de la forma $a_0 + a_1(x - c) + a_2(x - c)^2 + \cdots + a_n(x - c)^n + \cdots$ se dice que se trata de una **serie de potencias**.

Sea la suma de un número finito de términos en la serie geométrica (un caso especial de serie de potencias).

$$S_n = a + ar + ar^2 + ar^3 + \cdots + ar^{n-1} \qquad (2\text{-}72)$$

Se ha demostrado que para cualquier número de términos n, su suma es igual a lo que sigue:

$$S_n = a\frac{1 - r^n}{1 - r}$$

En la forma anterior, se supone que la serie geométrica es finita.

En la forma (2-72) se puede decir, además, que los términos de la serie no tienen fin y que, por ende, es una serie infinita.

$$S = a + ar + ar^2 + \cdots + ar^n + \cdots \qquad (2\text{-}73)$$

Sin embargo, la suma definida de los términos (2-72) es

$$S_n = a\frac{1 - r^n}{1 - r} \qquad r \neq 1$$

aunque es válida para cualquier valor finito de r y n, adopta ahora una interpretación diferente. En este sentido, es necesario tomar en consideración el límite de S_n conforme n aumenta indefinidamente:

$$S = \lim_{n\to\infty} S_n$$
$$= a \lim_{n\to\infty} \frac{1 - r^n}{1 - r}$$

Se dice que la serie infinita **converge** si el límite de S_n tiende a un valor finito fijo conforme n tiende a infinito. De otro modo, esta serie es **divergente**.

Sobre esta base, un análisis de $S = a\lim_{n\to\infty} \frac{1 - r^n}{1 - r}$ demuestra que si r es menor que 1, pero mayor que –1, la serie infinita es convergente. Para valores situados fuera del intervalo $-1 < r < 1$, la serie es *divergente*, porque la suma no está definida. El intervalo $-1 < r < 1$ recibe el nombre de **región de convergencia.** (Se supone que $a \neq 0$.)

Sea la divergencia de ecuación (2-73) cuando $r = -1$ y + 1. Para el primer caso, $r = -1$,

$$S = a + a(-1) + a(-1)^2 + a(-1)^3 + \cdots + a(-1)^n + \cdots$$
$$= a - a + a - a + a - \cdots$$

y para lo cual

$$S = a \lim_{n\to\infty} \frac{1 - r^n}{1 - r}$$
$$= a \lim_{n\to\infty} \frac{1 - (-1)^n}{1 + 1} \quad \text{límite indefinido (si } a \neq 0)$$

Puesto que la suma límite no existe, la serie es divergente. Se define como **serie divergente oscilante**. De modo similar, para el valor $r = +1$,

$$S = a + a(1) + a(1)^2 + a(1)^3 + \cdots + a(1)^n + \cdots$$
$$S = a + a + a + a + \cdots + a + \cdots \qquad (a \neq 0)$$

La serie es también divergente, pero se define como **serie divergente no acotada**.

Hay también dos tipos de series convergentes. Sea la nueva serie

$$S = 1 - \frac{1}{2} + \frac{1}{3} - \frac{1}{4} + \cdots + (-1)^{n+1}\frac{1}{n} + \cdots \qquad (2\text{-}74)$$

Se puede demostrar que la serie (2-74) converge al valor $S = \log 2$. No obstante, si se reemplaza cada término por su valor absoluto, la serie se hace no acotada y, por ello, divergente (divergente no acotada):

$$S = 1 + \frac{1}{2} + \frac{1}{3} + \frac{1}{4} + \frac{1}{5} + \cdots \qquad (2\text{-}75)$$

En este caso, la serie (2-74) se define como **serie condicionalmente convergente**. Si converge también la serie de valores absolutos, la serie se dice que es **absolutamente convergente**.

También se le da a la serie (2-74) el nombre de **serie alternante**, mientras que la (2-75) se denomina **serie positiva**.

OPERACIONES CON SERIES INFINITAS

1. La convergencia o la divergencia de una serie infinita no se ve afectada por el retiro de un número finito de términos finitos. Se trata de un teorema trivial; pero es útil recordarlo, sobre todo cuando se

utiliza la prueba
"Pruebas de con
2. Si una serie
su suma tenga y
de la serie; de la
(teorema de Ri
puede ilustrar m

Ejemplo

La serie se reorden
tivos:

$$t = 1 -$$

Se define t_{3n} par

$$t_{3n} = \left(1 - \frac{1}{2}\right)$$
$$= \frac{1}{2} - \frac{1}{4} + \frac{1}{6}$$
$$= \frac{1}{2}\left(1 - \frac{1}{2} +$$
$$= \frac{1}{2} S_{2n}$$

en donde S_{2n} es la s

y puesto que $\lim t_3$
$(^1/_2)$ S. Por tanto, u
la suma de la serie.

3. Una serie de
independiente d
nece divergente,
4. Siempre se
pando sus térmi

Ejemplo Sea la

que oscila entre lo

$$\left(1 - \frac{1}{2}\right) + \left(\frac{2}{3} -$$

$\cong 0.306 \cdots$ y

5. Una serie
término de prim

$$y = b_1x + b_1$$

se tiene

$$x = B_1y + B_1$$

en donde

utiliza la prueba de comparación que se describirá en la subsección "Pruebas de convergencia y divergencia".

2. Si una serie es condicionalmente convergente, se puede hacer que su suma tenga valor arbitrario mediante una redisposición apropiada de la serie; de hecho, se puede hacer que sea divergente u oscilatoria (teorema de Riemann). Este teorema aparentemente paradójico se puede ilustrar mediante el ejemplo que sigue:

Ejemplo

$$S = 1 - \frac{1}{2} + \frac{1}{3} - \frac{1}{4} + \frac{1}{5} - \frac{1}{6} + \cdots$$

La serie se reordena de tal modo que a cada término positivo le siguen dos negativos:

$$t = 1 - \frac{1}{2} - \frac{1}{4} + \frac{1}{3} - \frac{1}{6} - \frac{1}{8} + \frac{1}{5} - \frac{1}{10} - \frac{1}{12} + \cdots$$

Se define t_{3n} para los primeros $3n$ términos de la serie

$$t_{3n} = \left(1 - \frac{1}{2}\right) - \frac{1}{4} + \left(\frac{1}{3} - \frac{1}{6}\right) - \frac{1}{8} + \cdots + \left(\frac{1}{2n-1} - \frac{1}{4n-2}\right) - \frac{1}{4n}$$
$$= \frac{1}{2} - \frac{1}{4} + \frac{1}{6} - \frac{1}{8} + \cdots + \frac{1}{4n-2} - \frac{1}{4n}$$
$$= \frac{1}{2}\left(1 - \frac{1}{2} + \frac{1}{3} - \frac{1}{4} + \cdots + \frac{1}{2n-1} - \frac{1}{2n}\right)$$
$$= \frac{1}{2} S_{2n}$$

en donde S_{2n} es la suma de los primeros $2n$ términos de la serie original. Así pues,

$$\lim_{n\to\infty} t_{3n} = \lim_{n\to\infty} \frac{1}{2} S_{2n}$$
$$= \frac{1}{2} S$$

y puesto que $\lim t_{3n+2} = \lim t_{3n+1} = \lim t_{3n}$, se sigue que la suma de la serie t es $(^1/_2)S$. Por tanto, una redisposición de los términos de una serie alternante altera la suma de la serie.

3. Una serie de términos positivos, si es convergente, tiene una suma independiente del orden de sus términos; pero si es divergente, permanece divergente, sin importar cómo se reacomoden sus términos.

4. Siempre se puede hacer que una serie oscilante converja, agrupando sus términos entre paréntesis.

Ejemplo Sea la serie

$$1 - \frac{1}{2} + \frac{2}{3} - \frac{3}{4} + \frac{4}{5} - \frac{5}{6} + \cdots$$

que oscila entre los valores 0.306 y 1.306. No obstante, la serie

$$\left(1 - \frac{1}{2}\right) + \left(\frac{2}{3} - \frac{3}{4}\right) + \left(\frac{4}{5} - \frac{5}{6}\right) + \cdots = \frac{1}{2} - \frac{1}{12} - \frac{1}{30} - \frac{1}{56} - \cdots$$
$$\cong 0.306\cdots \text{ y } 1 - \left(\frac{1}{2} - \frac{2}{3}\right) - \left(\frac{3}{4} - \frac{4}{5}\right) - \left(\frac{5}{6} - \frac{6}{7}\right) + \cdots$$
$$= 1 + \frac{1}{6} + \frac{1}{20} + \frac{1}{42} + \cdots = 1.306\cdots$$

5. Una serie de potencias se puede invertir a condición de que el término de primer grado no sea cero. Dado:

$$y = b_1x + b_2x^2 + b_3x^3 + b_4x^4 + b_5x^5 + b_6x^6 + b_7x^7 + \cdots$$

se tiene

$$x = B_1y + B_2y^2 + B_3y^3 + B_4y^4 + B_5y^5 + B_6y^6 + B_7y^7 + \cdots$$

en donde
$$B_1 = 1/b_1$$
$$B_2 = b_2/b_1^3$$
$$B_3 = (1/b_1^5)(2b_2^2 - b_1b_3)$$
$$B_4 = (1/b_1^7)(5b_1b_2b_3 - b_1^2b_4 - 5b_2^3)$$

En las Referencias se pueden encontrar otros coeficientes.

6. Dos series se pueden sumar o restar, término a término, a condición de que las dos sean convergentes. La suma conjunta es igual a la suma (o la diferencia) de las series individuales.

7. La suma de dos series divergentes puede ser convergente. De modo similar, la suma de una serie convergente y otra divergente tiene que ser divergente.

Ejemplo Dado

$$\sum_{n=1}^{\infty}\left(\frac{1+n}{n^2}\right) = \frac{2}{1} + \frac{3}{4} + \frac{4}{9} + \frac{5}{16} + \cdots \quad \text{una serie divergente}$$
$$\sum_{n=1}^{\infty}\left(\frac{1-n}{n^2}\right) = -\frac{1}{4} - \frac{2}{9} - \frac{3}{16} + \cdots \quad \text{una serie divergente}$$

Sin embargo, $\sum\left(\frac{1+n}{n^2}\right) + \sum\left(\frac{1-n}{n^2}\right) = \sum\left(\frac{1+n+1-n}{n^2}\right)$

$$= 2\sum\frac{1}{n^2} \quad \text{convergente}$$

8. Una serie de potencias se puede integrar término a término, para representar la integral de la función dentro de un intervalo de la región de convergencia. Si $f(x) = a_0 + a_1x + a_2x^2 + \cdots$, entonces,

$$\int_{x_1}^{x_2} f(x)\,dx = \int_{x_1}^{x_2} a_0\,dx + \int_{x_1}^{x_2} a_1x\,dx + \int_{x_1}^{x_2} a_2x^2\,dx + \cdots$$

9. Una serie de potencias se puede derivar término por término y representarse la función $df(x)/dx$ dentro de la misma región de convergencia como $f(x)$.

PRUEBAS DE CONVERGENCIA Y DIVERGENCIA

En general, el problema de determinar si una serie converge o no puede exigir mucho ingenio y muchos recursos. No hay ninguna prueba general que se pueda aplicar a todas las series. Como única alternativa, es necesario aplicar uno o más de los teoremas desarrollados, para tratar de establecer si la serie que se estudia es convergente o divergente. Se presentan las pruebas definidas que siguen en orden relativo de eficiencia:

1. Prueba de comparación. Una serie convergirá si el valor absoluto de cada término (con o sin un número finito de términos) es menor que el término correspondiente de una serie convergente conocida. De modo similar, una serie positiva es divergente si es mayor, en lo que se refiere a sus términos, que una serie divergente conocida de términos positivos.

Ejemplo: Se precisa la comparación con una serie positiva

Dada: $$1 - \frac{1}{1\times 2} + \frac{1}{2} - \frac{1}{2\times 3} + \frac{1}{3} - \frac{1}{3\times 4} + \cdots$$

Referencia: $$1 - 1 + \frac{1}{2} - \frac{1}{2} + \frac{1}{3} - \frac{1}{3} + \cdots$$

Se sabe que la serie de referencia converge a cero. El valor absoluto de cada término de la serie de referencia es numéricamente igual o mayor que el de la serie dada y aquélla converge a cero. Sin embargo, la serie dada diverge, puesto que

$$1 - \frac{1}{1\times 2} = \frac{1}{2}$$
$$\frac{1}{2} - \frac{1}{2\times 3} = \frac{1}{3}$$
$$\frac{1}{3} - \frac{1}{3\times 4} = \frac{1}{4} \quad \text{etc.}$$

o bien, $$\frac{1}{2} + \frac{1}{3} + \frac{1}{4} + \frac{1}{5} + \cdots$$

Ejemplo: Serie convergente

Dada: $$1 + \frac{2}{3} + \frac{3}{3^2} + \frac{4}{3^3} + \frac{5}{3^4} + \cdots + \frac{n}{3^{n-1}} + \cdots$$

Referencia: $1 + \frac{1}{2} + \frac{1}{4} + \frac{1}{8} + \frac{1}{16} + \cdots + \frac{1}{2^{n-1}} \cdots$

$\left(\text{Serie geométrica con } a = 1, r = \frac{1}{2}\right)$

Puesto que la convergencia o la divergencia de una serie no se ve afectada al despreciar un número finito de términos, se puede hacer la prueba de comparación para la serie dada, sin el primer término:

$$1\ \frac{2}{3}\ \frac{3}{3^2}\ \frac{4}{3^3}\ \frac{5}{3^4} \cdots \left(\frac{1}{3}\right)^{n-1}$$

$$\updownarrow\ \updownarrow\ \updownarrow\ \updownarrow \qquad \updownarrow$$

$$1\ \frac{1}{2}\ \frac{1}{4}\ \frac{1}{8} \cdots \frac{1}{2^{n-2}}$$

En este caso, $\frac{2}{3} < 1, \frac{3}{9} < \frac{1}{2}, \frac{4}{27} < \frac{1}{4}, \frac{5}{81} < \frac{1}{8}$, y sucede lo mismo con todos los términos de orden superior, puesto que

$$\frac{n}{3^{n-1}} < \frac{1}{2^{n-2}} \quad \text{para } n > 2$$

Por consiguiente, puesto que la serie de comparación converge, la serie dada tiene que converger también. Además, el límite de la serie dada tiene que ser menor que 3, como sigue:

$$S = 1 + \frac{1}{2} + \frac{1}{4} + \frac{1}{8} + \cdots = \frac{1}{1 - r} = 2$$

$$1 + \frac{2}{3} + \frac{3}{3^2} + \frac{4}{3^3} + \cdots < 1 + S = 3 \qquad \text{en donde } S = 2$$

2. Prueba del *n*-ésimo término. Una serie es divergente a menos que el *n*-ésimo término de la serie tienda a cero, conforme *n* se vaya haciendo cada vez mayor.

Ejemplo: Serie divergente Dada

$$2 - \frac{2^2}{2^4} + \frac{2^3}{3^4} - \frac{2^4}{4^4} + \frac{2^5}{5^4} + \cdots + (-1)^{n+1}\frac{2^n}{n^4}$$

Un cálculo de verificación de los primeros términos indicará una disminución rápida del valor numérico para los términos sucesivos. Esto puede dar la falsa impresión de que la serie es convergente. El teorema anterior es una prueba negativa (una prueba de si la serie es sólo divergente); pero muestra, como en este ejemplo, la divergencia de una serie, o sea,

$$\lim_{n\to\infty} \frac{2^n}{n^4} = \lim_{n\to\infty} \frac{(d^4/dn^4)(2^n)}{(d^4/dn^4)(n^4)}$$

$$= \lim_{n\to\infty} \frac{(\ln 2)^4 2^n}{24} \qquad \text{por el teorema de L'Hospital}$$

(véase "Formas indeterminadas")

$$= \infty$$

Ejemplo: Prueba no concluyente Dada

$$\ln\frac{1}{2} + \ln\frac{2}{3} + \ln\frac{3}{4} + \ln\frac{4}{5} + \cdots + \ln\frac{n}{1+n} + \cdots$$

En las condiciones de la prueba del *n*-ésimo término, la aplicación a la serie anterior no es concluyente. Aunque $\lim_{n\to\infty} \ln [n/(1+n)]$ es igual a cero, no se puede sacar la conclusión inversa basándose en el teorema. En este ejemplo, la serie es realmente divergente; pero no se puede demostrar que lo es mediante esta prueba.

3. Prueba de la razón. Si la razón absoluta del término $(n+1)$ dividido entre el *n*-ésimo, conforme *n* tiende a infinito, tiende a

a. un número menor que 1, la serie es convergente.
b. un número mayor que 1, la serie es divergente.
c. un número igual a 1, la prueba no es concluyente.

Ejemplo: Serie convergente Dada

$$1 + \frac{2^5}{2!} + \frac{3^5}{3!} + \frac{4^5}{4!} + \cdots + \frac{n^5}{n!} + \frac{(n+1)^5}{(n+1)!} + \cdots$$

Al aplicar la prueba de la razón,

$$\lim_{n\to\infty} \frac{(n+1)^5/(n+1)!}{n^5/n!} = \lim_{n\to\infty} \left(\frac{n+1}{n}\right)^5 \frac{n!}{(n+1)!}$$

$$= \lim_{n\to\infty} \left(\frac{n+1}{n}\right)^5 \left(\frac{1}{n+1}\right)$$

$$= \lim_{n\to\infty} \left(\frac{n+1}{n}\right)^5 \lim_{n\to\infty} \left(\frac{1}{n+1}\right)$$

$$= 1 \times 0 = 0$$

Por consiguiente, con la condición *a*, la serie converge.

Ejemplo: Serie divergente Dada

$$\frac{2}{1\times 2} + \frac{2^2}{2\times 3} + \frac{2^3}{3\times 4} + \cdots + \frac{2^n}{n(n+1)} + \frac{2^{n+1}}{(n+1)(n+2)} + \cdots$$

Por la prueba de la razón

$$\lim_{n\to\infty} \frac{2^{n+1}/(n+1)(n+2)}{2^n/(n)(n+1)} = \lim_{n\to\infty} \frac{2^{n+1}}{2^n} \frac{n(n+1)}{(n+2)(n+1)}$$

$$= \lim_{n\to\infty} 2 \lim_{n\to\infty} \frac{n}{n+2}$$

$$= 2 \times 1 = 2$$

Por tanto, por la afirmación *b*, la serie es divergente.

Ejemplo: Prueba no concluyente Dada

$$1 + \frac{1}{2^r} + \frac{1}{3^r} + \frac{1}{4^r} + \cdots + \frac{1}{n^r} + \frac{1}{(n+1)^r} + \cdots$$

Una vez más

$$\lim_{n\to\infty} \frac{1/(n+1)^r}{1/n^r} = \lim_{n\to\infty} \left(\frac{n}{n+1}\right)^r$$

$$= 1 \text{ para cualquier valor de } r$$

Según c, la prueba de la razón falla y no se puede llegar a ninguna conclusión. No obstante, como se indicará, esta serie converge si $r > 1$ y diverge, si $r \leq 1$.

4. Prueba de la suma. Si la suma parcial S_n de una serie converge, conforme *n* tiende a infinito, la serie converge y, a la inversa, diverge, si lo hace S_n.

Ejemplo: Serie convergente Dada

$$1 + \frac{2}{3} + \frac{2^2}{3^2} + \frac{2^3}{3^3} + \cdots + \frac{2^n}{3^n} + \cdots$$

Por la fórmula de la progresión geométrica

$$S_n = 1 + \frac{2}{3} + \frac{2^2}{3^2} + \cdots + \left(\frac{2}{3}\right)^{n-1}$$

$$= \frac{1 - (\frac{2}{3})^n}{1 - \frac{2}{3}}$$

y

$$= 3[1 - (\tfrac{2}{3})^n]$$

$$\lim_{n\to\infty} S_n = 3$$

por tanto, la serie converge.

Ejemplo: Serie divergente Dada

$$\ln\frac{1}{1+1} + \ln\frac{2}{2+1} + \ln\frac{3}{3+1} + \cdots + \ln\frac{n}{n+1} + \cdots$$

La suma parcial S_n la da

$$S_n = \ln\frac{1}{1+1} + \ln\frac{2}{2+1} + \cdots + \ln\frac{n}{n+1}$$

$$= \ln\left(\frac{1}{1+1} \cdot \frac{2}{2+1} \cdots \frac{n}{n+1}\right)$$

$$= \ln\frac{1}{n+1}$$

y puesto que $\lim_{n\to\infty} S_n = -\infty$ la serie diverge.

Ejemplo: Serie divergente Dada

$$1 + \frac{1}{2} + \frac{1}{3} + \frac{1}{4} + \frac{1}{5} + \cdots + \frac{1}{n} + \cdots$$

se puede demostrar para

$$S_n = 1 + \frac{1}{2} + \frac{1}{3} + \cdots + \frac{1}{n}$$

que

$$S_n > \ln n + \frac{1}{2n} \qquad \text{para todos los valores de } n$$

Por consiguiente, pt

divergente.

5. Prueba par
alternadamente p
mérico, la serie c
cero como límite
6. Prueba de l
luto, del *n*-ésimo
a. un número r
b. un número r
c. un número i

Ejemplo: Serie

$$\frac{1}{2} + \left(\frac{2}{2} +$$

La aplicación de la

$$\lim_{n\to\infty}$$

Puesto que $1/e$ es n

Ejemplo: Serie

1

Por la prueba de la
como sigue:

1
n

Por consiguiente, l
ficar con facilidad

Por tanto

Ejemplo: Prue

Por la prueba de la

y, por tanto, el re
serie converge, si

7. Prueba de
serie de términc
tal manera que
serie como la i
vergirán.

Ejemplo Dada

Por consiguiente, puesto que $\lim_{n\to\infty}[\ln n + (1/2n)]$ diverge, la serie dada es también divergente.

5. Prueba para series alternantes. Si los términos de una serie son alternadamente positivos y negativos, sin aumentar nunca en valor numérico, la serie convergirá, a condición de que los términos tiendan a cero como límite.

6. Prueba de la raíz de Cauchy. Si la raíz n-ésima del valor absoluto, del n-ésimo término conforme n tiende a infinito, tiende a

a. un número menor que 1, la serie es convergente.
b. un número mayor que 1, la serie es divergente.
c. un número igual a 1, la prueba no es concluyente.

Ejemplo: Serie convergente Dada

$$\frac{1}{2} + \left(\frac{2}{2+1}\right)^{2^2} + \left(\frac{3}{3+1}\right)^{3^2} + \cdots + \left(\frac{n}{n+1}\right)^{n^2} + \cdots$$

La aplicación de la prueba de la raíz n-ésima da como resultado

$$\lim_{n\to\infty} \sqrt[n]{\left(\frac{n}{n+1}\right)^{n^2}} = \lim_{n\to\infty}\left[\left(\frac{n}{n+1}\right)^{n^2}\right]^{1/n}$$
$$= \lim_{n\to\infty}\left(\frac{n}{n+1}\right)^{n}$$
$$= 1/e$$

Puesto que $1/e$ es menor que 1, la serie converge.

Ejemplo: Serie divergente Dada

$$1 + \frac{3^2}{2^{10}} + \frac{3^3}{3^{10}} + \frac{3^4}{4^{10}} + \cdots \frac{3^n}{n^{10}} + \cdots$$

Por la prueba de la raíz el límite de la raíz n-ésima del n-ésimo término se toma como sigue:

$$\lim_{n\to\infty} \sqrt[n]{\frac{3^n}{n^{10}}} = \lim_{n\to\infty}\left(\frac{3^n}{n^{10}}\right)^{1/n}$$
$$= \lim_{n\to\infty}(3)\lim_{n\to\infty}(n^{-10/n})$$
$$= 3$$

Por consiguiente, la serie diverge. El hecho de que $\lim_{n\to\infty}(n^{-10/n}) = 1$ se puede verificar con facilidad, al tomar en consideración

$$X = n^{10/n}$$
$$\log X = \frac{10}{n}\log n$$
$$\lim_{n\to\infty}\log X = \lim_{n\to\infty}\frac{10}{n}\log n = 0$$

Por tanto $\lim_{n\to\infty}(n^{10/n}) = 1$

Ejemplo: Prueba no concluyente Dada

$$1 + \frac{1}{2^r} + \frac{1}{3^r} + \frac{1}{4^r} + \cdots + \frac{1}{n^r} + \cdots$$

Por la prueba de la raíz,

$$\lim_{n\to\infty}\sqrt[n]{1/n^r} = \lim_{n\to\infty} 1/n^{r/n}$$
$$= 1 \text{ para todos los valores de } r$$

y, por tanto, el resultado de la prueba no es concluyente. Se demostrará que la serie converge, si $r > 1$.

7. Prueba de la integral de Maclaurin. Supóngase que Σa_n es una serie de términos positivos y f es una función continua decreciente, de tal manera que $f(x) \geq 0$, para $1 \leq x < \infty$ y $f(n) = a_n$. En este caso, tanto la serie como la integral impropia $\int_1^\infty f(x)\,dx$ ambas convergirán o divergirán.

Ejemplo Dada

$$1 + \frac{1}{2^r} + \frac{1}{3^r} + \frac{1}{4^r} + \cdots + \frac{1}{n^r} + \cdots$$

Para este ejemplo, hay otras pruebas útiles para ciertas regiones de r, pero todas fallan cuando $r > 1$. La determinación de la región de convergencia en este caso se derivará sobre esta base.

De ello se sigue que si $r \leq 0$ no se satisface el criterio de $\lim_{n\to\infty} a_n = 0$ mediante la prueba 2 y, por consiguiente, la serie diverge para $r \leq 0$.

Se define $f(x) = 1/x^r$ que es continua, decreciente, y el $\lim_{x\to\infty} 1/x^r = 0$ para $r > 0$. Así, para $r \neq 1$*

$$\int_1^\infty \frac{1}{x^r} = \lim_{n\to\infty} dx \int_1^n \frac{1}{x^r}\,dx$$
$$= \lim_{n\to\infty}\left[\left(\frac{1/1-r}{x^{r-1}}\right)\Big|_1^n\right]$$
$$= \lim_{n\to\infty}\left[\frac{1}{1-r}\frac{1}{n^{r-1}} - \frac{1}{1-r}\right]$$
$$= \lim_{n\to\infty}\left[\frac{1}{r-1}\left(1 - \frac{1}{n^{r-1}}\right)\right]$$

El límite existe (finito) cuando $r > 1$ y la serie converge. Para $0 < r < 1$, el límite no existe y la serie diverge. Además, cuando $r = 1$,

$$\int_1^\infty \frac{1}{x}\,dx = \lim_{n\to\infty}\int_1^n \frac{1}{x}\,dx$$
$$= \lim_{n\to\infty}[\ln n]$$
$$= \infty \quad \text{lo que implica divergencia en el caso de } r = 1$$

Existen otras pruebas de naturaleza más especializada y específica; sin embargo, requieren definiciones matemáticas más detalladas y el recurrir a conceptos avanzados, tales como los de cotas superior e inferior. La bibliografía dada se debe consultar, para obtener detalles sobre sus usos y aplicaciones.

SUMA DE SERIES E IDENTIDADES

Suma para los primeros n números, para potencias enteras

$$\sum_{j=1}^{n} j = \frac{n(n+1)}{2} = 1 + 2 + 3 + 4 + \cdots + n$$

$$\sum_{j=1}^{n} j^2 = \frac{n(n+1)(2n+1)}{6} = 1^2 + 2^2 + 3^2 + 4^2 + \cdots + n^2$$

$$\sum_{j=1}^{n} j^3 = \frac{n^2(n+1)^2}{4} = 1^3 + 2^3 + 3^3 + \cdots + n^3$$

$$\sum_{j=1}^{n} j^4 = \frac{n(n+1)(2n+1)(3n^2+3n-1)}{30} = 1^4 + 2^4 + 3^4 + \cdots + n^4$$

Ejemplo Hállese $1^4 + 2^4 + 3^4 + \cdots + 1000^4$.

$$\sum_{1}^{1000} n^4 = \frac{1000(1001)(2001)(3{,}000{,}000 + 3000 - 1)}{30}$$
$$= 200{,}500{,}333{,}333{,}300$$

Ejemplo Determínese $1^4 + 3^4 + 5^4 + 7^4 + \cdots + 999^4 = \sum_{1}^{500}(2n-1)^4$.

$$\sum_{1}^{500}(2n-1)^4 = 1^4 + 3^4 + 5^4 + \cdots + 999^4$$
$$= 1^4 + 2^4 + 3^4 + 4^4 + 5^4 + \cdots + 1000^4 - (2^4 + 4^4 + 6^4 + \cdots + 1000^4)$$
$$= \sum_{1}^{1000} n^4 - \sum_{1}^{500}(2n)^4$$
$$= \sum_{1}^{1000} n^4 - 2^4\sum_{1}^{500} n^4$$

*Identidad de integración general que no es válida para $r = 1$.

$$= \frac{1000(1001)(2001)(3{,}000{,}000 + 3000 - 1)}{30} - 16\,\frac{500(501)(1001)(751{,}499)}{30}$$

$$= 99{,}999{,}666{,}666{,}900$$

Ejemplo Encuéntrese $1^4 + 1.25^4 + 1.50^4 + 1.75^4 + \cdots + 100^4$.

$$\sum_{1}^{397}\left(\frac{3}{4} + \frac{1}{4}n\right)^4 = \sum_{4}^{400}\left(\frac{n}{4}\right)^4$$

$$= \frac{1}{4^4}\sum_{4}^{400} n^4 = \frac{1}{4^4}\left[\sum_{1}^{400} n^4 - 1^4 - 2^4 - 3^4\right]$$

$$= \frac{1}{256}\left[\frac{400(401)(801)(481{,}199)}{30} - 98\right]$$

$$= 8{,}050{,}083{,}332\,\frac{115}{128}$$

Progresión aritmética

$$\sum_{k=1}^{n}[a + (k-1)d] = a + (a+d) + (a+2d) + (a+3d) + \cdots + [a+(n-1)d]$$

$$= na + \frac{1}{2}n(n-1)d$$

Ejemplo Determínese $1 + 6 + 11 + 16 + 21 + \cdots + 201$.

$$\sum_{1}^{41}[1 + (n-1)5] = 41(1) + \frac{1}{2}(41)(40)5$$

$$= 4141$$

Progresión geométrica

$$\sum_{j=1}^{n} ar^{j-1} = a + ar + ar^2 + ar^3 + \cdots + ar^{n-1}$$

$$= a\,\frac{1-r^n}{1-r} \qquad r \neq 1$$

Ejemplo Determínese $\Sigma(ar^n)$ para $a = 2$, $r = \frac{1}{8}$, $n = 51$.

$$\sum_{1}^{51} 2\left(\frac{1}{8}\right)^{n-1} = 2\,\frac{1-(\frac{1}{8})^{51}}{1-\frac{1}{8}}$$

$$\sum_{k=0}^{n}\frac{1}{a+kd} = \frac{1}{a} + \frac{1}{a+d} + \frac{1}{a+2d} + \frac{1}{a+3d} + \cdots + \frac{1}{a+nd}$$

Los recíprocos de los términos de la serie de la progresión aritmética se conocen como progresión armónica. Para esta serie no existen fórmulas generales de suma.

Serie binomial

$$(x+y)^n = x^n + nx^{n-1}y + \frac{n(n-1)}{2!}x^{n-2}y^2 + \frac{n(n-1)(n-2)}{3!}x^{n-3}y^3 + \cdots + \frac{n!}{(n-r)!r!}x^{n-r}y^r + \cdots + y^n$$

$$(1 \pm x)^n = 1 \pm nx + \frac{n(n-1)}{2!}x^2 \pm \frac{n(n-1)(n-2)}{3!}x^3 + \cdots \quad (x^2 < 1)$$

Ejemplo Hállese el coeficiente del término x^7y^{12} en $(x+y)^{19}$.

$$\frac{n!}{(n-r)!r!} = \frac{19!}{7!12!} = \frac{19 \times 18 \times \cdots \times 13}{7 \times 6 \times 5 \times \cdots \times 1} = 50{,}388$$

Ejemplo Determínese la suma de $1 - \frac{1}{3}x - \frac{1\times 2}{3\times 6}x^2 - \frac{1\times 2\times 5}{3\times 6\times 9}x^3 + \cdots$. Por identificación con la segunda forma de la serie binomial $n = \frac{1}{3}$, se tiene

$$1 - \frac{1}{3}x - \frac{1\times 2}{3\times 6}x^2 - \frac{1\times 2\times 5}{3\times 6\times 9}x^3 + \cdots = (1-x)^{1/3}$$

que converge para $x^2 \leq 1$.

Ejemplo Determínese $\sqrt{5}$ hasta 6 cifras decimales.

$$\sqrt{5} = 2\sqrt{1+\tfrac{1}{4}} = 2\left(1+\frac{1}{4}\right)^{1/2}$$

$$= 2\left[1 + \frac{1}{2(4)} - \frac{1}{8(16)} + \frac{1}{16(64)} - \frac{5}{128(256)} + \cdots\right]$$

1	1.00000000
1/2(4)	0.125
1/8(16)	−0.0078125
1/16(64)	0.00097656
5/128(256)	−0.00015259
7/256(1024)	0.00002670
21/1024(4096)	−0.00000501
33/2086(16384)	0.00000097
429/33376(65536)	−0.00000020
715/66752(262144)	0.00000001
	$1.11803396 \times 2 = 2.23606792 \approx \sqrt{5}$

Serie de Taylor

$$f(x+h) = f(h) + xf'(h) + \frac{x^2}{2!}f''(h) + \frac{x^3}{3!}f'''(h) + \cdots$$

o bien $f(x) = f(x_0) + f'(x_0)(x-x_0) + \frac{f''(x_0)}{2!}(x-x_0)^2 + \frac{f'''(x_0)}{3!}(x-x_0)^3 + \cdots$

Ejemplo Determínese la expansión de Taylor del polinomio $f(x) = 3 + 5x - 2x^2 - 2x^3$ respecto a $x_0 = 1$. $f'(x) = 5 - 4x - 6x^2$, $f''(x) = -4 - 12x$, $f'''(x) = -12$, $f^{(iv)}(x) = 0$ para $n \geq 4$. Por consiguiente, $f(1) = 4$, $f'(1) = -5$, $f''(1) = -16$, $f'''(1) = -12$, y $f(x) = 4 - 5(x-1) - 8(x-1)^2 - 2(x-1)^3$.

Ejemplo Calcúlese la expansión por serie de Taylor, para $f(x) = \ln(1+x)$ respecto a $x_0 = 0$.

$f'(x) = (1+x)^{-1}$, $f''(x) = -(1+x)^{-2}$, $f'''(x) = 2(1+x)^{-3}$, etc. por lo tanto, $f(0) = 0$, $f'(0) = 1$, $f''(0) = -1$, $f'''(1) = 2$, etc.

$$\ln(x+1) = x - \frac{x^2}{2} + \frac{x^3}{3} - \frac{x^4}{4} + \cdots + (-1)^{n+1}\frac{x^n}{n} + \cdots$$

que converge para $-1 < x \leq 1$.

Serie de Maclaurin

$$f(x) = f(0) + xf'(0) + \frac{x^2}{2!}f''(0) + \frac{x^3}{3!}f'''(0) + \cdots$$

Se trata simplemente de un caso especial de la serie de Taylor, cuando se iguala h a cero.

Ejemplo Calcúlese $\sqrt[3]{e}$ con cinco cifras.

$$e^x = 1 + x + \frac{x^2}{2!} + \frac{x^3}{3!} + \cdots$$

$$e^{1/3} = 1 + \frac{1}{3} + \frac{1}{(3^2)2!} + \frac{1}{(3^3)3!} + \frac{1}{(3^4)4!} + \text{residuo}$$
$$= 1.39557 + R_5$$

El residuo R_5 se puede estimar mediante una fórmula derivada $R_n = \frac{x^n}{n!} f^{(n)}(x_0)$ x_0 de tal manera que $0 < x_0 < x$ o $x < x_0 < 0$ si $x < 0$ que, en este caso, es

$$R_5 = \frac{(\frac{1}{3})^5}{5!} e^{1/3}$$

puesto que $e^{1/3} < 3^{1/3}$

$$R_5 < \frac{\sqrt[3]{3}}{3^5 5!} \cong 0.00005$$

Por consiguiente, $e^{1/3} = 1.3956$ con cinco cifras.

Serie exponencial

$$e^x = 1 + x + \frac{x^2}{2!} + \frac{x^3}{3!} + \cdots + \frac{x^n}{n!} + \cdots \qquad -\infty < x < \infty$$

Serie logarítmica

$$\ln x = \frac{x-1}{x} + \frac{1}{2}\left(\frac{x-1}{x}\right)^2 + \frac{1}{3}\left(\frac{x-1}{x}\right)^3 + \cdots \qquad (x > \tfrac{1}{2})$$

$$\ln x = 2\left[\left(\frac{x-1}{x+1}\right) + \frac{1}{3}\left(\frac{x-1}{x+1}\right)^3 + \cdots \right. \qquad (x > 0)$$

Series trigonométricas*

$$\operatorname{sen} x = x - \frac{x^3}{3!} + \frac{x^5}{5!} - \frac{x^7}{7!} + \cdots \qquad -\infty < x < \infty$$

$$\cos x = 1 - \frac{x^2}{2!} + \frac{x^4}{4!} - \frac{x^6}{6!} + \cdots \qquad -\infty < x < \infty$$

$$\operatorname{sen}^{-1} x = x + \frac{x^3}{6} + \frac{1}{2}\cdot\frac{3}{4}\cdot\frac{x^5}{5} + \frac{1}{2}\cdot\frac{3}{4}\cdot\frac{5}{6}\cdot\frac{x^7}{7} + \cdots \qquad (x^2 < 1)$$

$$\tan^{-1} x = x - \frac{1}{3}x^3 + \frac{1}{5}x^5 - \frac{1}{7}x^7 + \cdots \qquad (x^2 < 1)$$

Series infinitas diversas†

$$e = 1 + \frac{1}{1} + \frac{1}{2!} + \frac{1}{3!} + \frac{1}{4!} + \cdots + \frac{1}{n!} + \cdots$$

$$\pi = 4\left(1 - \frac{1}{3} + \frac{1}{5} - \frac{1}{7} + \frac{1}{9} - \frac{1}{11} + \cdots + \frac{-1^{n+1}}{2n-1} + \cdots\right)$$

$$\pi^2 = 6 + \frac{6}{2^2} + \frac{6}{3^2} + \frac{6}{4^2} + \frac{6}{5^2} + \cdots + \frac{6}{n^2} + \cdots$$

$$\ln 2 = 1 - \frac{1}{2} + \frac{1}{3} - \frac{1}{4} + \frac{1}{5} + \cdots + (-1)^n \frac{1}{n+1} + \cdots$$

$$\sqrt{10} = 3\left[1 + \frac{1}{2(9)} + \frac{1}{2!2^2 9^2} + \frac{3}{3!2^3 9^3} + \frac{3.5}{4!2^4 9^4} + \cdots\right.$$

$$2 = 1 + \frac{1}{2} + \frac{1}{4} + \frac{1}{8} + \frac{1}{16} + \cdots + \frac{1}{2^n} + \cdots$$

Sumas parciales de series infinitas y manera en que se desarrollan Los libros de cálculo dedican mucho espacio a las pruebas de convergencia y divergencia de las series, mismas que son de poco valor práctico, dado que una serie convergente puede converger rápidamente, en cuyo caso, casi cualquier prueba (como las presentadas en la subsección anterior) también lo hará; o bien, puede converger lentamente y, en este caso, no será muy útil, a menos que exista un modo para llegar a su suma sin agregar un número no razonable de términos. A continuación, se analizan los temas relacionados con el problema de averiguar, en forma tan precisa como sea posible, qué tan rápido convergen las series convergentes y qué tan rápido divergen las divergentes. Esta presentación se basa en un artículo de R. P. Boas [*Am. Math. Mon.*, **84** (1977); véase también las referencias citadas en dicho artículo].

El cálculo de las sumas parciales, para lograr la aproximación deseada de la suma de una serie convergente puede requerir la adición hasta de millones de términos. En la actualidad, gracias a las computadoras es posible sumar un millón de términos en cuestión de minutos. Sin embargo, 10^{12} términos se encuentran fuera del alcance de las computadoras comunes. Si se considera que cada término podría tomar un microsegundo, 10^{12} términos requerirían 12 días y 10^{15} términos, aproximadamente 32 años.

Ejemplo En forma característica, las series de potencias convergen rápidamente. Por ejemplo, considérese una serie geométrica, con una razón $x > 0$ cercana a 1. Si se desea utilizar los términos suficientes para que el error en la suma sea menor que ε, se necesitarían $N+1$ términos, donde N debe ser lo suficientemente grande para que $x^{N+1} < \varepsilon\,(1-x)$. Por ejemplo, cuando $\varepsilon = 0.005$ (es decir, una precisión de dos decimales) y $x = 0.95$, sólo se necesitarían 162 términos. Si la precisión requerida es mucho mayor, por ejemplo, $\varepsilon = 5 \times 10^{-100}$, se requerirán 4517 términos, lo cual es un asunto trivial para una computadora de alta velocidad. Sin embargo, a medida que se dejan atrás las series de potencias, la situación se deteriora. Por ejemplo, si se quieren sumar los términos de $\Sigma_{n=1}^{\infty}\, 1/n^2$ hasta que el error sea menor que 0.005, se requieren 200 términos, más que para $\Sigma(0.95)^n$ y cada decimal adicional demanda 10 veces más términos que el anterior. Para obtener 10 decimales, es necesario sumar 2×10^{10} términos, lo cual es poco práctico. En este ejemplo, se sabe que $\Sigma_{n=1}^{\infty}\, 1/n^2 = \pi^2/6$ y se puede calcular la suma con gran precisión. Sin embargo, cabe establecer afirmaciones similares, respecto a las velocidades de convergencia, incluso si no se conoce la suma. A continuación, se demostrará cómo es posible hacer estos cálculos para una clase grande de series. Para ejemplificar lo lenta que puede ser la convergencia, la serie $\Sigma_{n=2}^{\infty}\, n^{-1}(\log n)^{-2}$ requerirá unos $10^{10^{10}}$ términos, para obtener su suma hasta dos decimales, sin embargo, por métodos indirectos se sabe que su suma es aproximadamente igual a 2.10974.

Fórmula de Euler-Maclaurin Considérese una serie de la forma $\Sigma f(n)$, donde f es positiva y decreciente. $|f'|$ también decrece y f es la derivada de una función, cuyos valores se pueden calcular fácilmente. Para una serie convergente de esta forma, la fórmula de Euler-Maclaurin da las siguientes expresiones para los residuos de la serie:

$$R_n \equiv \sum_{k=n+1}^{\infty} f(k) = \int_{n+1/2}^{\infty} f(t)\,dt + \int_{n+1/2}^{\infty} P_1(t) f'(t)\,dt$$

donde $P_1(t) = t - [t] - \frac{1}{2}$ ($[t]$ es la parte entera de t, es decir, $[3.6] = 3$). Es posible demostrar con facilidad que la segunda integral es negativa y que el residuo R_n satisface

$$\int_{n+1/2}^{\infty} f(t)\,dt > R_n > \int_{n+1/2}^{\infty} f(t)\,dt + \frac{1}{8} f'\left(n + \frac{1}{2}\right)$$

En consecuencia, se tiene que $R_n < \varepsilon$ junto con $R_{n-1} \ge \varepsilon$ (de tal manera que se requieren exactamente n términos de la serie, para obtener un residuo inferior que ε), siempre y cuando se tenga tanto

$$\int_{n+1/2}^{\infty} f(t)\,dt < \varepsilon$$

como

$$\int_{n-1/2}^{\infty} f(t)dt + \frac{1}{8} f'\left(n - \frac{1}{2}\right) > \varepsilon$$

Si $y = \psi(x)$ es la inversa de $x = \int_h^{\infty} f(t)\,dt$, entonces, R_n es casi igual a algún valor de $\varepsilon > 0$ especificado, cuando n es casi igual a $\psi(\varepsilon)$.

*La serie de tan x tiene coeficientes que presentan dificultades y se deben calcular como $\left|\text{(signo)}\ \frac{\operatorname{sen} x}{\sqrt{1 - \operatorname{sen}^2 x}}\right|$

†Estas series son útiles para probar programas de computadoras para fines generales.

Ejemplo $f(k) = 1/k^2$. Por consiguiente, $\int_{n-1/2}^{\infty} f(t)\,dt = \frac{2}{2n-1}$, y el residuo será menor que ε para la primera vez en n, siempre que $\frac{2}{2n-1} < \varepsilon$ y $\frac{2}{2n-1} - \frac{2}{(2n-1)^3} > \varepsilon$. Si $\varepsilon = 0.005$, se obtiene que $n > 199.5$ y con este valor de n se satisface la segunda desigualdad. Este cálculo muestra la falacia del consejo de que al calcular la suma de una serie, es posible detenerse cuando los términos se vuelven más pequeños que el error admisible. En este ejemplo, el 200-ésimo término es menor que 4×10^{-5}, pero el error en la suma hasta este punto es mucho mayor (cercano a 5×10^{-3}).

También existen versiones más elaboradas de la fórmula de Euler-Maclaurin (la analizada antes es la versión más simple) que, de igual manera, se pueden utilizar para determinar con qué rapidez converge una serie convergente, o bien, como diverge una divergente. La fórmula de Euler-Maclaurin permite el cálculo aproximado de las sumas parciales de una serie (si tiene una estructura lo suficientemente simple) por medio de integrales, con errores que se pueden estimar. Las versiones más refinadas de la fórmula incluyen los números de Bernoulli.

Series asintóticas Algunas series divergentes son útiles para el análisis asintótico de funciones. Una serie divergente con la forma

$$a_0 + a_1/x + a_2/x^2 + \cdots + a_n/x^n + \cdots$$

se conoce como una representación asintótica de la función f, si

$$\lim_{n\to\infty} x^n [f(x) - S_{n+1}(x)] = 0$$

para cualquier valor de n, donde S_{n+1} es la suma de los primeros $(n+1)$ términos de la serie.

Si una función tiene una expansión por series asintóticas, dicha serie es única. Una serie asintótica se puede integrar término por término, pero en general, no se puede diferenciar del mismo modo.

VARIABLES COMPLEJAS

REFERENCIAS: *Generales*, 55, 63, 109, 167, 205. *Álgebra de matrices y cálculos computacionales de matrices*, 143, 177, 183.

Los números de la forma $z = x + iy$, en donde x y y son reales, $i^2 = -1$, se denominan **números complejos**. Los números $z = x + iy$ se pueden representar en un plano, como se muestra en la figura 2-51. Se utilizan las definiciones y la terminología que siguen:

1. Distancia $OP = r$ = **módulo** de z, que se escribe $|z|$. $|z| = \sqrt{x^2 + y^2}$.
2. x es la **parte real** de z.
3. y es la **parte imaginaria** de z.
4. El ángulo θ, $0 \le \theta < 2\pi$, medido en el sentido contrario al de las manecillas del reloj, desde el eje x positivo a OP es el **argumento** de z. $\theta = \arctan y/x = \arccos y/r = \arccos x/r$ si $x \neq 0$, $\theta = \pi/2$ si $x = 0$ y $y > 0$.
5. Lós números r, θ son las **coordenadas polares** de z.
6. $z = x - iy$ es el complejo **conjugado** de z.

ÁLGEBRA

Sea $z_1 = x_1 + iy_1$, $z_2 = x_2 + iy_2$.

Igualdad $z_1 = z_2$ si y solo si $x_1 = x_2$ y $y_1 = y_2$.
Adición $z_1 + z_2 = (x_1 + x_2) + i(y_1 + y_2)$.
Sustracción $z_1 - z_2 = (x_1 - x_2) + i(y_1 - y_2)$.
Multiplicación $z_1 \cdot z_2 = (x_1x_2 - y_1y_2) + i(x_1y_2 + x_2y_1)$.

División $z_1/z_2 = \frac{x_1x_2 + y_1y_2}{x_2^2 + y_2^2} + i\frac{x_2y_1 - x_1y_2}{x_2^2 + y_2^2}$ $z_2 \neq 0$.

OPERACIONES ESPECIALES

$z\bar{z} = x^2 + y^2 = |z|^2$; $\overline{z_1 \pm z_2} = \bar{z}_1 \pm \bar{z}_2$; $\bar{\bar{z}}_1 = z_1$; $\overline{z_1 z_2} = \bar{z}_1 \bar{z}_2$; $|z_1 \cdot z_2| = |z_1| \cdot |z_2|$; $\arg(z_1 \cdot z_2) = \arg z_1 + \arg z_2$; $\arg(z_1/z_2) = \arg z_1 - \arg z_2$; $i^{4n} = 1$ para n cualquier entero; $i^{2n} = -1$, en donde n es cualquier entero impar; $z + \bar{z} = 2x$; $z - \bar{z} = 2iy$.

Todas las cantidades complejas se pueden expresar en la forma $x + iy$.

Ejemplo $(1 + i)^2 + (2 - i)^2 = 1 + 2i + i^2 + 4 - 4i + i^2 = 5 - 2i + 2i^2 = 3 - 2i$ desde $i^2 = -1$.

Ejemplo $\frac{1 + 2i}{3 - i} = \frac{(1 + 2i)(3 + i)}{(3 - i)(3 + i)} = \frac{3 + 7i + 2i^2}{9 - i^2} = \frac{1 + 7i}{10} = \frac{1}{10} + \frac{7}{10}i$.

Ejemplo $\frac{3 + i}{i^3} = \frac{i(3 + i)}{i^4} = i(3 + i) = -1 + 3i$.

REPRESENTACIÓN TRIGONOMÉTRICA

En relación con la figura 2-51, se obtiene $x = r\cos\theta$, $y = r\,\text{sen}\,\theta$ de modo que $z = x + iy = r(\cos\theta + i\,\text{sen}\,\theta)$, que se denomina **forma polar** del número complejo. $\cos\theta + i\,\text{sen}\,\theta = e^{i\theta}$. Por tanto, $z = x + iy = re^{i\theta}$. $\bar{z} = x - iy = re^{-i\theta}$. Dos resultados importantes de esto son $\cos\theta = (e^{i\theta} + e^{-i\theta})/2$ y $\text{sen}\,\theta = (e^{i\theta} - e^{-i\theta})/2i$. Sea $z_1 = r_1e^{i\theta_1}$, $z_2 = r_2e^{i\theta_2}$. Esta forma es conveniente para la multiplicación para $z_1z_2 = r_1r_2e^{i(\theta_1+\theta_2)}$ y la división, $z_1/z_2 = (r_1/r_2)e^{i(\theta_1-\theta_2)}$, $z_2 \neq 0$.

Ejemplo $1 + 2i = \sqrt{5}\,(\cos 63°26' + i\,\text{sen}\,63°26') = \sqrt{5}e^{i(1.10713)}$ en donde 1.10713 radianes = 63°26'.

Ejemplo $\frac{1 + i}{3i} = \frac{\sqrt{2}}{3}e^{i(\pi/4 - \pi/2)} = \frac{\sqrt{2}}{3}e^{-1\pi/4}$.

POTENCIAS Y RAÍCES

Si n es un entero positivo, $z^n = (re^{i\theta})^n = r^ne^{in\theta} = r^n(\cos n\theta + i\,\text{sen}\,n\theta)$.

Ejemplo $(1 + i)^8 = (\sqrt{2})^8e^{i8(\pi/4)} = 16\,e^{2\pi i} = 16$.

Ejemplo

$$(\sqrt{3} - i)^5 = 2^5e^{i5(11\pi/6)} = 32\left(\cos\frac{55\pi}{6} + i\,\text{sen}\frac{55\pi}{6}\right)$$
$$= 32\left(-\frac{\sqrt{3}}{2} - \frac{i}{2}\right)$$
$$= -16\sqrt{3} - 16i$$

Si n es un entero positivo,
$z^{1/n} = r^{1/n}e^{i[(\theta+2k\pi)/n]}$

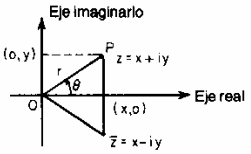


FIG. 2-51 Plano complejo.

$$= r^{1/n}\left[\cos\left(\frac{\theta + 2k\pi}{n}\right) + i\,\text{sen}\left(\frac{\theta + 2k\pi}{n}\right)\right]$$

y la elección de valores de $k = 0, 1, 2, 3, \ldots, n-1$ da los n valores distintos de $z^{1/n}$. Las n raíces de una cantidad compleja se espacian uniformemente en torno a un círculo, con radio $r^{1/n}$, en el plano complejo, de manera simétrica.

Ejemplo Hállense las tres raíces cúbicas de -8. En este caso, $r = 8$, $\theta = \pi$. Las raíces son $z_0 = 2(\cos \pi/3 + i \text{ sen } \pi/3) = 1 + i\sqrt{3}$, $z_1 = 2(\cos \pi + i \text{ sen } \pi) = -2$, $z_2 = 2(\cos 5\pi/3 + i \text{ sen } 5\pi/3) = 1 - i\sqrt{3}$.

FUNCIONES COMPLEJAS ELEMENTALES

Polinomios Un polinomio en z, $a_n z^n + a_{n-1} z^{n-1} + \cdots + a_0$, en donde n es un entero positivo, es simplemente una suma de números complejos por potencias enteras de z que ya se hayan definido. Cada polinomio de grado n tiene precisamente n raíces complejas, a condición de que cada raíz múltiple de multiplicidad m se cuente m veces.

Funciones exponenciales La función exponencial e^z se define mediante la ecuación $e^z = e^{x+iy} = e^x \cdot e^{iy} = e^x(\cos y + i \text{ sen } y)$. Propiedades: $e^0 = 1$; $e^{z1} \cdot e^{z2} = e^{z1+z2}$; $e^{z1}/e^{z2} = e^{z1-z2}$; $e^{z+2k\pi i} = e^z$.

Funciones trigonométricas sen $z = (e^{iz} - e^{-iz})/2i$; cos $z = (e^{iz} + e^{-iz})/2$; tan z = sen z/cos z; cot z = cos z/sen z; sec $z = 1/\cos z$; csc $z = 1$ sen z. Las identidades fundamentales para esas funciones son las mismas que sus correspondientes reales. Así, $\cos^2 z + \text{sen}^2 z = 1$, $\cos(z_1 \pm z_2) = \cos z_1 \cos z_2 \mp \text{sen } z_1 \text{ sen } z_2$, $\text{sen}(z_1 \pm z_2) = \text{sen } z_1 \cos z_2 \pm \cos z_1 \text{ sen } z_2$. El seno y el coseno de z son **funciones periódicas de periodo** 2π; así pues, sen $(z + 2\pi) = \text{sen } z$. Con fines de cálculo, sen $z = \text{sen}(x + iy) = \text{sen } x \cosh y + i \cos x \text{ senh } y$ donde sen x, cosh y, etc., son las funciones trigonométricas e hiperbólicas reales. De modo similar cos $z = \cos x \cosh y - i \text{ sen } x \text{ senh } y$. Si $x = 0$ en los resultados anteriores, cos $iy = \cosh y$, sen $iy = i \text{ senh } y$.

Ejemplo cos $(1 + 2i) = \cos 1 \cosh 2 - i \text{ sen } 1 \text{ senh } 2 = (0.54030)(3.7622) - i(0.84147)(3.6269) = 2.033 - i3.052$.

Ejemplo Hállense todas las soluciones de sen $z = 3$. Por lo anterior, sen $z = \text{sen } x \cosh y + i \cos x \text{ senh } y = 3$. Al igualar la parte real y la imaginaria, se tiene: sen $x \cosh y = 3$, $\cos x \text{ senh } y = 0$. La segunda ecuación puede ser válida para $y = 0$, o bien, para $x = \pi/2, 3\pi/2, \ldots$. Si $y = 0$, $\cosh 0 = 1$ y sen $x = 3$ es imposible para un valor real de x. Por ende, $x = \pm\pi/2, \pm 3\pi/2, \ldots = \pm(2n+1)\pi/2$, $n = 0, \pm 1, \pm 2, \ldots$. No obstante, sen $3\pi/2 = -1$ y $\cosh y \geq 1$. Por consiguiente, $x = \pi/2, 5\pi/2, \ldots$. La solución es $z = [(4n+1)\pi]/2 + i \cosh^{-1} 3$, $n = 0, 1, 2, 3, \ldots$.

Ejemplo Hállense todas las soluciones de $e^z = -i$. $e^z = e^x(\cos y + i \text{ sen } y) = -i$. Al igualar la parte real y la imaginaria, se tiene $e^x \cos y = 0$, $e^x \text{ sen } y = -1$. A partir de la primera de esas expresiones, se tiene $y = \pm\pi/2, \pm 3\pi/2, \ldots$. Pero $e^x > 0$. Por ello, $y = 3\pi/2, 7\pi/2, -\pi/2, \ldots$. Así pues, $x = 0$. La solución es $z = i[(4n+3)\pi]/2$.

Es preciso reconocer dos facetas importantes de esas funciones. En primer lugar, el sen z no está *acotado* y, en segundo, e^z adopta *todos* los valores complejos, *excepto* 0.

Funciones hiperbólicas senh $z = (e^z - e^{-z})/2$; cosh $z = (e^z + e^{-z})/2$; tanh z = senh z/cosh z; coth z = cosh z/senh z; csch $z = 1/\text{senh } z$; sech $z = 1/\cosh z$. Las identidades fundamentales para estas funciones son las mismas que para sus correspondientes reales. $\cosh^2 z - \text{senh}^2 z = 1$; $\text{senh}(z_1 + z_2) = \text{senh } z_1 \cosh z_2 + \cosh z_1 \text{ senh } z_2$; $\cosh(z_1 + z_2) = \cosh z_1 \cosh z_2 + \text{senh } z_1 \text{ senh } z_2$; $\cosh z + \text{senh } z = e^z$; $\cosh z - \text{senh } z = e^{-z}$. El seno hiperbólico y el coseno hiperbólico son **funciones periódicas** con el periodo imaginario $2\pi i$. O sea, senh $(z + 2\pi i) = \text{senh } z$.

Logaritmos El logaritmo de z, $\log z = \log|z| + i(\theta + 2n\pi)$, en donde $\log|z|$ se toma con la base e y θ es el **argumento principal** de z, o sea, el argumento particular que se encuentra en el intervalo $0 \leq \theta < 2\pi$. El logaritmo de z tiene un número infinito de valores. Si $n = 0$, el logaritmo resultante se denomina **valor principal**. Son válidas para esta función las leyes muy conocidas de $\log z_1 z_2 = \log z_1 + \log z_2$, $\log z_1/z_2 = \log z_1 - \log z_2$, $\log z^n = n \log z$ para sostener el valor principal.

Ejemplo $\log(1 + i) = \log\sqrt{2} + i\left(\frac{\pi}{4} + 2n\pi\right)$.

Las **potencias generales** de z se definen como $z^\alpha = e^{\alpha \log z}$. Puesto que $\log z$ tiene un número infinito de valores, lo mismo le sucede a z^α a menos que α sea un número racional.

Ejemplo $i^i = e^{i \log i} = e^{i[\log|i| + i(\pi/2 + 2n\pi)]} = e^{-(\pi/2 + 2n\pi)}$. Así, i^i es real, con el valor principal $(n = 0) = e^{-\pi/2}$.

Ejemplo $(\sqrt{2})^{1+i} = e^{(1+i)\log\sqrt{2}} = e^{\log\sqrt{2}} \cdot e^{i \log\sqrt{2}} = \sqrt{2}$. $(\cos \log\sqrt{2} + i \text{ sen } \log\sqrt{2} = \sqrt{2}\,[\cos(0.3466) + i \text{ sen } (0.3466)]$.

Funciones trigonométricas inversas $\cos^{-1} z = -i \log(z \pm \sqrt{z^2 - 1})$; $\text{sen}^{-1} z = -i \log(iz \pm \sqrt{1 - z^2})$; $\tan^{-1} z = \frac{i}{2} \log\left(\frac{i + z}{i - z}\right)$. Estas funciones tienen un número infinito de valores.

Funciones hiperbólicas inversas $\cosh^{-1} z = \log(z \pm \sqrt{z^2 - 1})$; $\text{senh}^{-1} z = \log(z \pm \sqrt{z^2 + 1})$; $\tanh^{-1} z = \frac{1}{2} \log\left(\frac{1 + z}{1 - z}\right)$.

FUNCIONES COMPLEJAS (ANALÍTICAS)

En el sistema de números reales, a mayor que $b (a > b)$ y b menor que $c (b < c)$ definen una relación de orden. Esas relaciones no tienen significado para los números complejos. El valor absoluto se utiliza para el orden. A continuación, se dan algunas relaciones importantes: $|z| \geq x$; $|z| \geq y$; $|z_1 + z_2| \leq |z_1| + |z_2|$; $|z_1 - z_2| \geq ||z_1| - |z_2||$; $|z| \geq (|x| + |y|)/\sqrt{2}$. Partes del plano complejo, llamadas comúnmente **regiones** o **dominios** se describen mediante la utilización de desigualdades.

Ejemplo $|z - 3| \leq 5$. Esto es equivalente a $\sqrt{(x-3)^2 + y^2} \leq 5$, que es el conjunto de todos los puntos en el círculo y dentro de él, centrado en $x = 3$, $y = 0$ y de radio 5.

Ejemplo $|z - 1| \leq x$ representa el conjunto de todos los puntos en la parábola y dentro de ella $2x = y^2 + 1$ o, equivalentemente, $2x \geq y^2 + 1$.

Funciones de una variable compleja Si $z = x + iy$, $w = u + iv$ y si para cada valor de z en alguna región del plano complejo, se definen uno o más valores de w, se dice que w es función de z, $w = f(z)$. Ya se vieron algunas de esas funciones; por ejemplo, sen z, $\log z$. Todas las funciones se pueden reducir a la forma $w = u(x, y) + iv(x, y)$, en donde u y v son funciones reales de las variables reales x y y.

Ejemplo $z^3 = (x + iy)^3 = x^3 + 3x^2(iy) + 3x(iy)^2 + (iy)^3 = (x^3 - 3xy^2) + i(3x^2y - y^3)$.

Ejemplo $\cos z = \cos x \cosh y - i \text{ sen } x \text{ senh } y$.

Derivación La *derivada* de $w = f(z)$ es $\frac{dw}{dz} = \lim_{\Delta z \to 0} \frac{f(z + \Delta z) - f(z)}{\Delta z}$

y para que exista la derivada, el límite debe ser el mismo, no importando como Δz tienda a cero. Si w_1, w_2 son funciones derivables de z, se aplicarán las reglas que siguen:

$$\frac{d(w_1 \pm w_2)}{dz} = \frac{dw_1}{dz} \pm \frac{dw_2}{dz} \qquad \frac{d(w_1 w_2)}{dz} = w_2 \frac{dw_1}{dz} + w_1 \frac{dw_2}{dz}$$

$$\frac{d(w_1/w_2)}{dz} = \frac{w_2(dw_1/dz) - w_1(dw_2/dz)}{w_2^2}$$

y $$\frac{dw_1^n}{dz} = n w_1^{n-1} \frac{dw_1}{dz}$$

Para que $w = f(z)$ sea derivable, es necesario que $\partial u/\partial x = \partial v/\partial y$ y $\partial v/\partial x = \partial u/\partial y$. Las dos últimas ecuaciones se conocen como ecuaciones de *Cauchy-Riemann*. La derivada $\frac{\partial w}{dz} = \frac{\partial u}{\partial x} + i\frac{\partial v}{\partial x} =$

$\frac{\partial v}{\partial y} - i\frac{\partial u}{\partial y}$. Si $f(z)$ posee una derivada en z_o y en todos los puntos de alguna vecindad de z_0, se dirá que $f(z)$ es *analítica* en z_0. Si se satisfacen las ecuaciones de Cauchy-Riemann y u, v, $\frac{\partial u}{\partial x}$, $\frac{\partial u}{\partial y}$, $\frac{\partial v}{\partial x}$, $\frac{\partial v}{\partial y}$ son continuas en una región del plano complejo, entonces, $f(z)$ es analítica en esa región.

Ejemplo $w = z\bar{z} = x^2 + y^2$. En este caso, $u = x^2 + y^2$, $v = 0$. $\partial u/\partial x = 2x$, $\partial u/\partial y = 2y$, $\partial v/\partial x = \partial v/\partial y = 0$. Éstas son continuas en todas partes; pero las ecuaciones de Cauchy-Riemann sólo son válidas en el origen. Por consiguiente, w no es analítica en ninguna parte, y sólo es diferenciable en $z = 0$.

Ejemplo $w = e^z = e^x \cos y + ie^x \operatorname{sen} y$. $u = e^x \cos y$, $v = e^x \operatorname{sen} y$. $\partial u/\partial x = e^x \cos y$, $\partial u/\partial y = -e^x \operatorname{sen} y$, $\partial v/\partial x = e^x \operatorname{sen} y$, $\partial v/\partial y = e^x \cos y$. Los requisitos de continuidad y los de Cauchy-Riemann se satisfacen para todas las z finitas. Por consiguiente, e^z es analítica (excepto en ∞) y $dw/dz = \partial u/\partial x + i(\partial v/\partial x) = e^z$.

Ejemplo $w = \frac{1}{z} = \frac{x - iy}{x^2 + y^2} = \frac{x}{x^2 + y^2} - i\frac{y}{x^2 + y^2}$. Se puede ver con facilidad que dw/dz existe, excepto en $z = 0$. Por tanto, $1/z$ es analítica, excepto en $z = 0$.

Puntos singulares Si $f(z)$ es analítica en una región, excepto en ciertos puntos, esos puntos se dice que son *singulares*.

Ejemplo $1/z$ tiene un punto singular en cero.

Ejemplo $\tan z$ tiene puntos singulares en $z = \pm\ (2n + 1)(\pi/2)$, $n = 0, 1, 2, \ldots$.

Las derivadas de las funciones comunes, dadas antes, son las mismas que sus correspondientes reales.

Ejemplo $(d/dz)(\log z) = 1/z$, $(d/dz)(\operatorname{sen} z) = \cos z$.

Funciones armónicas Tanto la parte *real* como la *imaginaria* de cualquier función analítica $f = u + iv$, satisface la ecuación de Laplace $\partial^2\phi/\partial x^2 + \partial^2\phi/\partial y^2 = 0$. Una función que posee segundas derivadas parciales continuas y satisface la ecuación de Laplace recibe el nombre de función armónica.

Ejemplo $e^z = e^x \cos y + ie^x \operatorname{sen} y$. $u = e^x \cos y$, $\partial u/\partial x = e^x \cos y$, $\partial^2 u/\partial x^2 = e^x \cos y$, $\partial u/\partial y = -e^x \operatorname{sen} y$, $\partial^2 u/\partial y^2 = -e^x \cos y$. Evidentemente, $\partial^2 u/\partial x^2 + \partial^2 u/\partial y^2 = 0$. De modo similar, $v = e^x \operatorname{sen} y$ es también armónica.

Si $w = u + iv$ es analítica, las curvas $u(x, y) = c$ y $v(x, y) = k$ se intersectan en ángulos rectos, si $w'(z) \neq 0$.

Ejemplo $z^3 = (x^3 - 3xy^2) + i(3x^2y - y^3)$. Se hace $u = x^3 - 3xy^2 = c$, $v = 3x^2y - y^3 = k$. Por derivación implícita, se obtiene, respectivamente, $dy/dx = (x^2 - y^2)/2xy$, $dy/dx = 2xy/(y^2 - x^2)$, que son claramente recíprocas negativas, lo que constituye la condición de la perpendicularidad.

Integración En gran parte del trabajo con variables complejas, tiene una importancia fundamental una extensión simple de la integración que se denomina integración **curvilínea** o de **línea**. Puesto que cualquier integral compleja de línea se puede expresar en función de integrales de línea reales, se definirán sólo integrales de línea reales. Sea $F(x, y)$ una función real y continua de x y y, y c cualquier curva continua de longitud finita que una los puntos A y B (Fig. 2-52). $F(x, y)$ no se relaciona con la curva c. Se divide c en n segmentos, Δs_i cuya proyección sobre el eje x es Δx_i y en el eje y, Δy_i. Sean (ε_i, η_i) las coordenadas de un punto arbitrario en Δs_i. Los límites de las sumas

$$\lim_{\Delta s_i \to 0} \sum_{i=1}^{n} F(\varepsilon_i, \eta_i)\,\Delta s_i = \int_c F(x, y)\,ds$$

$$\lim_{\Delta x_i \to 0} \sum_{i=1}^{n} F(\varepsilon_i, \eta_i)\,\Delta x_i = \int_c F(x, y)\,dx$$

$$\lim_{\Delta y_i \to 0} \sum_{i=1}^{n} F(\varepsilon_i, \eta_i)\,\Delta y_i = \int_c F(x, y)\,dy$$

se conocen como integrales de *línea*. Gran parte de la rareza inicial de estas integrales se desvanecerá, si se observa que la integral definida ordinaria $\int_a^b f(x)\,dx$ es simplemente una integral de línea en la que la curva c es un segmento del eje x y $F(x, y)$ es función sólo de x. La evaluación de integrales de línea se puede reducir a la evaluación de integrales ordinarias.

Ejemplo $\int_c y(1 + x)\,dy$, en donde c: $y = 1 - x^2$ de $(-1, 0)$ a $(1, 0)$. Evidentemente $y = 1 - x^2$, $dy = 2x\,dx$. Por consiguiente $\int_c y(1 + x)\,dy = -2\int_{-1}^{1} (1 - x^2)(1 + x)x\,dx = -8/15$.

Ejemplo $\int_c x^2 y\,ds$, c es el cuadrado cuyos vértices son $(0, 0)$, $(1, 0)$, $(1, 1)$, $(0, 1)$. $ds = \sqrt{dx^2 + dy^2}$. Cuando $dx = 0$, $ds = dy$. De $(0, 0)$ a $(1, 0)$, $y = 0$, $dy = 0$. Al utilizar argumentos similares para los otros lados, se obtiene $\int_c x^2 y\,ds = \int_0^1 0 \cdot x^2\,dx + \int_0^1 y\,dy + \int_1^0 x^2\,dx + \int_1^0 0 \cdot y\,dy = \frac{1}{2} - \frac{1}{3} = \frac{1}{6}$.

Sea $f(z)$ cualquier función de z, analítica o no, y c cualquier curva, como antes. La integral compleja se calcula como $\int_c f(z)\,dz = \int_c (u\,dx - v\,dy) + i\int_c (v\,dx + u\,dy)$, donde $f(z) = u(x, y) + iv(x, y)$. Las propiedades de las integrales de línea son las mismas que las de las integrales ordinarias. O sea, $\int_c [f(z) \pm g(z)]\,dz = \int_c f(z)\,dz \pm \int_c g(z)\,dz$; $\int_c kf(z)\,dz = k\int_c kf(z)\,dz$ para cualquier constante k, etc.

Ejemplo $\int_c (x^2 + iy)\,dz$ a lo largo de c: $y = x$, 0 a $1 + i$. Esto se hace $\int_c (x^2 + iy)\,dz = \int_c (x^2\,dx - y\,dy) + i\int_c (y\,dx + x^2\,dy) = \int_0^1 x^2\,dx - \int_0^1 x\,dy + i\int_0^1 x\,dx + i\int_0^1 x^2\,dx = -\frac{1}{6} + 5i/6$.

Mapeo o aplicación conforme Cada función de una variable compleja $w = f(z) = u(x, y) + iv(x, y)$ transforma el plano x, y en el u, v en alguna forma. Se llama transformación conforme a la que conserva en *magnitud y sentido* los ángulos entre las curvas. Todas las funciones analíticas, excepto en los puntos en que $f'(z) = 0$, es una transformación conforme. Véase figura 2-53.

Ejemplo $w = z^2$. $u + iv = (x^2 - y^2) + 2ixy$ o $u = x^2 - y^2$, $v = 2xy$. Son las ecuaciones de transformación entre el plano (x, y) y el (u, v). Las líneas paralelas al eje x, $y = c_1$ se mapean en curvas en el plano u, v, con las ecuaciones paramétricas $u = x^2 - c_1^2$, $v = 2c_1x$. Al elim
bolas con el origen
hacia la derecha. Se

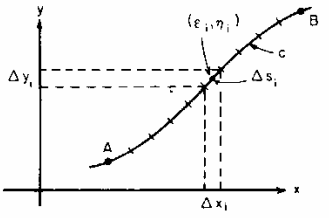


FIG. 2-52 Integral de línea.

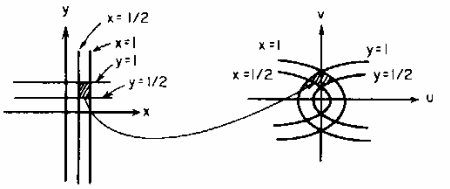


FIG. 2-53 Transformación conformal.

Referencias: *Ecu*
67, 69, 77, 87, 193,
262. *Teoría y tema*
nes: 7, 81, 87, 247.
Ecuaciones difer
38, 56, 62, 137, 14
97, 112, 141, 272.
Consultar tambi
dos" y la bibliograf
adicionales sobre u

Las leyes natural
consideran com
ma matemática.
entre la cantidad
ducción, y varia
ratura de que de
de la función m
nombre de **ecua**

Ejemplo La rea
ecuación diferenci
A, b = concentraci
tiempo t.

Ejemplo La ecu
miento, con compo

$\frac{\partial}{\partial}$

en donde $u = u($
densidad y $c_p = ($

ECUACIONES

Cuando la funci
ble, sus derivad
nombre de **ecua**
de de diversas v
de **ecuación dif**
renciales ordina
aspectos, las últ
Sea cual sea s
mo orden si incl
La ecuación del
segundo orden.
la que se eleva l
ecuación de fra
derivadas.
Una relación
solución de la e
satisface. Una s
incluya el máxi
el nombre de s
arbitrarias es ex
Si se escoge cu
tantes, el result
particular.

c_1^2, $v = 2c_1x$. Al eliminar x, $u = (v^2/4c_1^2) - c_1^2$, que representa una familia de parábolas con el origen del plano w como foco, la línea $v = 0$ como eje y con abertura hacia la derecha. Se aplican los mismos argumentos a $x = c_2$.

Los principios de las variables complejas son útiles para la resolución de una gran variedad de problemas aplicados. Si se desean detalles al respecto, consúltense las Referencias.

ECUACIONES DIFERENCIALES

Referencias: *Ecuaciones diferenciales ordinarias. Nivel elemental*: 38, 42, 43, 67, 69, 77, 87, 193, 247, 252. *Nivel intermedio*: 29, 38, 41, 42, 78, 81, 87, 93, 147, 262. *Teoría y temas avanzados*: 27, 68, 93, 133, 134, 155, 238, 239. *Aplicaciones*: 7, 81, 87, 247.

Ecuaciones diferenciales parciales. Nivel elemental y métodos de solución: 7, 38, 56, 62, 137, 147, 161, 203, 226, 240, 248, 261. *Teoría y nivel avanzado*: 73, 97, 112, 141, 272.

Consultar también la subsección de "Análisis numérico y métodos aproximados" y la bibliografía de Matemáticas avanzadas para ingeniería, para referencias adicionales sobre temas de ecuaciones diferenciales ordinarias y parciales.

Las leyes naturales de cualquier campo científico o tecnológico no se consideran como precisas y definitivas en tanto no se expresen en forma matemática. Esa forma, casi siempre una ecuación, es una relación entre la cantidad que interesa, por ejemplo, el rendimiento de la producción, y variables independientes, tales como el tiempo y la temperatura de que depende el rendimiento. Cuando esta ecuación, además de la función misma, incluye una o más de sus derivadas, recibe el nombre de **ecuación diferencial**.

Ejemplo La reacción bimolecular homogénea $A + B \xrightarrow{k} C$ se caracteriza por la ecuación diferencial $dx/dt = k(a - x)(b - x)$, en donde a = concentración inicial de A, b = concentración inicial de B y $x = x(t)$ = concentración de C en función del tiempo t.

Ejemplo La ecuación diferencial de la conducción térmica en fluido en movimiento, con componentes de velocidad v_x, v_y, es

$$\frac{\partial u}{\partial t} + v_x\frac{\partial u}{\partial x} + v_y\frac{\partial u}{\partial y} = \frac{K}{\rho c_p}\left(\frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial y^2}\right)$$

en donde $u = u(x, y, t)$ = temperatura K = conductividad térmica, ρ = densidad y c_p = calor específico a presión constante.

ECUACIONES DIFERENCIALES ORDINARIAS

Cuando la función incluida en la ecuación depende sólo de una variable, sus derivadas son ordinarias y la ecuación diferencial recibe el nombre de **ecuación diferencial ordinaria**. Cuando la función depende de diversas variables independientes, la ecuación recibe el nombre de **ecuación diferencial parcial**. Las teorías de las ecuaciones diferenciales ordinarias y parciales son muy diferentes. En casi todos los aspectos, las últimas son más difíciles.

Sea cual sea su tipo, se dice que una ecuación diferencial es de n-ésimo orden si incluye derivadas de orden n; pero no de orden superior. La ecuación del ejemplo 1 es de primer orden y la del ejemplo 2, de segundo orden. El **grado** de una ecuación diferencial es la potencia a la que se eleva la derivada de orden superior, después que se libera la ecuación de fracciones y radicales en la variable dependiente y sus derivadas.

Una relación entre las variables, sin derivadas, se dice que es una *solución* de la ecuación diferencial si, al sustituirse en la ecuación, la satisface. Una solución de una ecuación diferencial ordinaria que incluya el máximo número posible de constantes arbitrarias recibe el nombre de **solución general**. El número máximo de constantes arbitrarias es exactamente igual al orden de la ecuación diferencial. Si se escoge cualquier conjunto de valores específicos de las constantes, el resultado sigue siendo una solución denominada **solución particular**.

Ejemplo La solución general de $(d^2x/dt^2) + k^2x = 0$ es $x = A\cos kt + B\,\text{sen}\,kt$, en donde A y B son constantes arbitrarias. Una solución particular es $x = \frac{1}{2}\cos kt + 3\,\text{sen}\,kt$.

En el caso de algunas ecuaciones, existen todavía otras soluciones que se conocen como **soluciones singulares**. Es *singular cualquier solución de la ecuación diferencial que no se incluya en la solución general*.

Ejemplo $y = x(dy/dx) - \frac{1}{4}a(dy/dx)^2$ tiene la solución general $y = cx - \frac{1}{4}ac^2$ en donde c es una constante arbitraria; $y = x^2$ es una solución singular, como se puede verificar con facilidad.

Ecuaciones diferenciales ordinarias de primer orden

Ecuaciones con variables separables Todas las ecuaciones diferenciales de primer orden y primer grado se pueden escribir en la forma $M(x, y)\,dx + N(x, y)\,dy = 0$. Si se puede transformar la ecuación de modo que M no incluya y, ni N incluya x, se dice que las variables están *separadas*. Entonces, la solución se puede obtener por **cuadratura** que quiere decir que $y = \int f(x)\,dx + c$, que se puede o no expresar en forma más simple.

Ejemplo Dos líquidos A y B hierven juntos en un recipiente. Experimentalmente, se descubre que la razón de la rapidez de evaporación de A y B en cualquier momento, es proporcional a la razón de la cantidad de A (por ejemplo, x) a la de B (por ejemplo, y), todavía en estado líquido. Esta ley física se puede expresar como sigue: $(dy/dt)/(dx/dt) = ky/x$ o $dy/dx = ky/x$, en donde k es una constante de proporcionalidad. Esta ecuación se puede escribir: $dy/y = k(dx/x)$ donde las variables están separadas. La solución es $\ln y = k\ln x + \ln c$, o bien, $y = cx^k$.

Ecuaciones exactas La ecuación $M(x, y)\,dx + N(x, y)\,dy = 0$ es exacta si y sólo si $\partial M/\partial y = \partial N/\partial x$. En este caso, existe una función $w = f(x, y)$ de índole tal que $\partial f/\partial x = M$, $\partial f/\partial y = N$, y $f(x, y) = C$ es la solución que se busca. $f(x, y)$ se encuentra como sigue: se trata y como si fuera constante y se evalúa $\int M(x, y)\,dx$. A continuación, se trata x como si fuera constante y se evalúa $\int N(x, y)\,dy$. La suma de todos los términos desiguales en esas dos integrales (sin incluir repeticiones) es $f(x, y)$.

Ejemplo $(2xy - \cos x)\,dx + (x^2 - 1)\,dy = 0$ es exacta porque $\partial M/\partial y = 2x$, $\partial N/\partial x = 2x$; $\int M\,dx = \int(2xy - \cos x)\,dx = x^2y - \text{sen}\,x$, $\int N\,dy = \int(x^2 - 1)\,dy = x^2y - y$. La solución es $x^2y - \text{sen}\,x - y = C$, como se puede verificar con facilidad.

Ecuaciones lineales Se dice que una ecuación diferencial es *lineal* cuando es de primer grado en la variable dependiente y sus derivadas. Las ecuaciones diferenciales lineales de primer orden, generales, tienen la forma $dy/dx + P(x)y = Q(x)$. Su solución general es

$$y = e^{-\int P dx}\left[\int Q e^{\int P dx}\,dx + C\right]$$

Ejemplo Inicialmente, un depósito contiene 200 galones de una solución salina en la que están disueltas 100 lb de sales. Entran por minuto al depósito seis galones de salmuera que contienen 4 lb de sal. Si la mezcla es perfecta y el índice de salida es de 4 gal/min, ¿cuál es la cantidad A de sal en el depósito en el momento t? La ecuación diferencial de A es: $dA/dt + [2/(100 + t)]A = 24$. Su solución general es $(100 + t)^2A = 8(100 + t)^3 + C$. Por tanto, $t = 0$, $A = 100$; la solución particular es $(100 + t)^2A = 8(100 + t)^3 - 7(100)^3$.

Ecuaciones reducibles a ecuaciones lineales La ecuación de *Bernoulli* $(dy/dx) + P(x)y + y^nQ(x)$, $n \neq 0, 1$ es reducible a una ecuación lineal mediante la sustitución $z = y^{-n+1}$. El resultado de esto es $[1/(1 -$

$n)](dz/dx) + zP(x) = Q(x)$, que se puede integrar con facilidad mediante técnicas de la sección anterior. Si $n = 0$ ó 1, la ecuación ya es lineal.

Ejemplo $\dfrac{dy}{dx} = \dfrac{xy^2 + 2y}{x}$. Esto es equivalente a $\dfrac{dy}{dx} - \dfrac{2}{x}y = y^2$. Sea $z = y^{-1}$. $\dfrac{dy}{dx} = -y^2\dfrac{dz}{dx}$. La ecuación se hace $\dfrac{dz}{dx} + \dfrac{2}{x}z = -1$.

La ecuación de "Riccati" en la forma $(dy/dx) + ay^2 + Q(x)y + R(x) = 0$ se puede reducir a la ecuación diferencial lineal de segundo orden $(d^2u/dx^2) + Q(x)(du/dx) + aR(x)u = 0$ mediante la sustitución $u = e^{a\int y\,dx}$. A continuación, se resuelve la ecuación para u mediante técnicas para ecuaciones de orden superior.

Ecuaciones homogéneas Se dice que una función $g(x, y)$ es homogénea de grado m, si para cualquier número r, $g(rx, ry) = r^m g(x, y)$. Por ejemplo, $x^2y^2\,dx + xy^3\,dx = 0$ es homogénea de grado 4 puesto que x^2y^2 y xy^3 tienen la propiedad que se requiere. cos $(xy)\,dx + x^2y^3\,dy = 0$ no es homogénea. Si la ecuación diferencial es homogénea, ya sea la sustitución de $y = vx$ o la de $x = vy$ reducirá la ecuación al caso de las variables separables. Sea $y = vx$. Entonces, $dy/dx = v + x(dv/dx)$; de modo que $dy/dx = f(x, y)$ se convierten en $v + x(dv/dx) = x^m F(v)$, o bien, $dv/[F(v) - v] = dx/x^{1-m}$.

Ejemplo $(xe^{y/x} + y)\,dx - x\,dy = 0$ es equivalente a $dy/dx = e^{y/x} + (y/x)$. Sea $y = vx$. Entonces, $F(v) = e^v + v$ y $dv/v = dx/x$. La solución es $\ln x + e^{-y/x} = C$.

Ecuaciones reducibles a ecuaciones homogéneas La ecuación diferencial de la forma $\dfrac{dy}{dx} = f\left(\dfrac{ax + by + c}{dx + ey + g}\right)$ se puede reducir a ecuación homogénea, mediante la sustitución $u = ax + hy + c$, $v = dx + ey + g$ para $ae - bd \neq 0$ y para $z = ax + by$, $w = dx + ey$ si $ae - bd = 0$.

Ejemplo $\dfrac{dy}{dx} = \left(\dfrac{6x + 4y - 3}{3x + y - 1}\right)^2$. Puesto que $ae - bd = -6 \neq 0$, se hace $u = 6x + 4y - 3$, $v = 3x + y - 1$. $du = 6dx + 4dy$, $dv = 3dx + dy$, $dx = \frac{1}{2}dv - \frac{1}{6}du$, $dy = +\frac{1}{2}du - dv$. Por ende, $(u^2 + 3v^2)\,du = (4u^2 + 6v^2)\,dv$, que es homogénea.

Ecuaciones lineales en $f(y)\,f'(y)(dy/dx) + Pf(y) = Q$, en donde P y Q son sólo funciones de x, es lineal en $f(y)$.

Ejemplo $e^y(dy/dx) - e^y = x$. Sea, $v = e^y$, $dv/dx = e^y(dy/dx)$. La ecuación se convierte en $(dv/dx) - v = x$, que es lineal, con la solución $v = ce^x - x - 1$, o bien, $y = \ln(ce^x - x - 1)$. En las últimas páginas se ha hecho hincapié en la importancia de las sustituciones para resolver ecuaciones diferenciales.

Ecuaciones de primer orden, pero no de primer grado Una ecuación diferencial general de primer orden es una relación $F(x, y, dy/dx) = 0$. Si F no es de primer grado en dy/dx, esta ecuación se puede satisfacer mediante varias curvas de solución por un punto dado.

Ecuación resoluble para dy/dx Después de resolver para dy/dx trátese cada una de las soluciones como cuando se presentaron en algún caso estudiado antes.

Ejemplo $\left(\dfrac{dy}{dx}\right)^2 - x\dfrac{dy}{dx} - 2y\dfrac{dy}{dx} + 2xy = 0$. Esto es equivalente a $\left(\dfrac{dy}{dx} - 2y\right)\left(\dfrac{dy}{dx} - x\right) = 0$ o $\dfrac{dy}{dx} = x$, $\dfrac{dy}{dx} = 2y$. Estas ecuaciones tienen la solución $y = ce^{2x}$ y $y = x^2/2 + c$.

Ecuaciones resolubles para y La resolución de la ecuación general para y da una o más ecuaciones de la forma $y = f(x, dy/dx)$. Para resolver esto, se deriva con respecto a x y se ajusta $p = dy/dx$, para obtener $p = \partial f/\partial x + (\partial f/\partial p)(dp/dx)$. El resultado es una ecuación diferencial de primer orden y primer grado en x y p. Se puede encontrar una solución en la forma $g(x, p, c) = 0$ y se elimina p entre g y f, para dar la solución.

Ejemplo La ecuación de *Clairaut*, que se escribe $y = xp + h(p)$, es un caso importante. Al derivar con respecto a x, $p = p + [x + h'(p)](dp/dx)$ y esto se satisface sólo si $x = -h'(p)$ o $dp/dx = 0$. Esto último da $p = c$, que al sustituirse en la ecuación da la solución $y = cx + f(c)$. Al volver a $h'(p) = -x$, la sustitución en la ecuación original da una solución paramétrica $y = -ph'(p) + h(p)$, $x = -h'(p)$. Por ejemplo, $y = xp + p^2$ da $(x + 2p)p = 0$, con las soluciones $y = cx + c^2$ y $y = -(x^2/4) + c$. Obsérvese que la última solución es singular.

Ecuaciones resolubles para x El proceso para esas ecuaciones es análogo a lo expuesto antes, excepto que el resultado es

$$x = f(y, p) \qquad \text{y} \qquad \frac{dx}{dy} = \frac{1}{p} = \frac{\partial f}{\partial y} + \frac{\partial f}{\partial p}\frac{dp}{dy}$$

Ecuaciones diferenciales ordinarias de orden superior Las ecuaciones diferenciales de orden superior, sobre todo las de orden 2, tienen gran importancia, debido a las situaciones físicas que se pueden describir con ellas.

Ecuación $y^{(n)} = f(x)$ Esta ecuación diferencial se puede resolver mediante n integraciones. La solución contendrá n constantes arbitrarias.

Ecuaciones de segundo orden: sin la variable dependiente Esas ecuaciones son de la forma $F\left(x, \dfrac{dy}{dx}, \dfrac{d^2y}{dx^2}\right) = 0$. Se puede reducir a una ecuación de primer orden, mediante la sustitución de $p = dy/dx$ y $dp/dx = d^2y/dx^2$.

Ejemplo Un cuerpo con un peso de w lb cae del reposo en un medio que ofrece una resistencia proporcional al cuadrado de la velocidad. Si la velocidad límite (cuando la aceleración = 0) es V y y actúa positivamente hacia abajo, la ecuación diferencial del movimiento es $\dfrac{d^2y}{dt^2} = g - \dfrac{g}{w}\lambda\left(\dfrac{dy}{dt}\right)^2$ por las leyes de Newton. Si $p = dy/dt$, la ecuación se hace $\dfrac{dp}{dt} = g\left(1 - \dfrac{\lambda}{w}p^2\right)$. Esta ecuación es del tipo de variables separables. Dos integraciones y el uso de la velocidad límite dan la solución $y = (V^2/g)\ln\cosh(gt/V)$.

Ecuaciones de segundo orden: ausencia de la variable dependiente Este tipo de ecuación es de la forma $F\left(y, \dfrac{dy}{dx}, \dfrac{d^2y}{dx^2}\right) = 0$. Sea $\dfrac{dy}{dx} = p$, $\dfrac{d^2y}{dx^2} = p\dfrac{dp}{dy}$. El resultado es una ecuación de primer orden en p, $F\left(y, p, p\dfrac{dp}{dy}\right) = 0$.

Ejemplo La curva capilar para una placa vertical está dada por $\dfrac{d^2y}{dx^2} = \dfrac{Ay}{c^2}\left[1 + \left(\dfrac{dy}{dx}\right)^2\right]^{3/2}$. Su solución por esta técnica es $x + \sqrt{c^2 - y^2} - \sqrt{c^2 - h_0^2} = \dfrac{c}{2}\left(\cosh^{-1}\dfrac{c}{y} - \cosh^{-1}\dfrac{c}{h_0}\right)$, en donde c, h_0 son constantes físicas.

Ejemplo $yy'' + 2(y')^2 = 0$. $yp(dp/dy) + 2p^2 = 0$ o $y(dp/dy) + 2p = 0$ y $p = 0$. La primera, al integrarse dos veces, da $y^3 = c_1x + c_2$. Es evidente que esta solución incluye a la segunda $y = x + c$, como caso especial.

Ecuaciones diferenciales lineales con coeficientes constantes y miembro derecho igual a cero (homogéneas) La solución de $y'' + ay' + by = 0$ depende de la naturaleza de las raíces de la ecuación característica $m^2 + am + b = 0$, obtenida al sustituir la solución de tanteo $y = e^{mx}$ en la ecuación.

Raíces reales distintas Si las raíces de la ecuación característica son raíces reales distintas, por ejemplo r_1 y r_2, la solución es $y = Ae^{r_1x} + Be^{r_2x}$ en donde A y B son constantes arbitrarias.

Ejemplo $y'' + 4y' + 3 = 0$. La ecuación característica es $m^2 + 4m + 3 = 0$. Las raíces son -3 y -1 y la solución general es $y = Ae^{-3x} + Be^{-x}$.

Raíces reales múltiples Si $r_1 = r_2$, la solución de la ecuación diferencial es $y = e^{r_1x}(A + Bx)$.

Ejemplo $y'' + 4y + 4 = 0$. La ecuación característica es $m^2 + 4m + 4 = 0$ con raíces -2 y -2. La solución es $y = e^{-2x}(A + Bx)$.

Raíces complejas Si las raíces características son $p \pm iq$, la solución en $y = e^{px}(A \cos qx + B \operatorname{sen} qx)$.

Ejemplo La ecuación diferencial $My'' + Ay' + ky = 0$ representa la vibración de un sistema lineal de masa M, constante de resorte k y constante de amortiguación A. Si $A < 2\sqrt{kM}$, las raíces de la ecuación característica $Mm^2 + Am + k = 0$ son complejas $-\frac{A}{2M} \pm i\sqrt{\frac{k}{M} - \left(\frac{A}{2M}\right)^2}$ y la solución es $y = e^{-(A/2M)t}\left\{c_1 \cos\left(\sqrt{\frac{k}{M} - \left(\frac{A}{2M}\right)^2}\,t\right) + c_2 \operatorname{sen}\left(\sqrt{\frac{k}{M} - \left(\frac{A}{2M}\right)^2}\,t\right)\right\}$.

Esta solución es oscilatoria, representando amortiguación subcrítica.

Todos estos resultados se generalizan para ecuaciones diferenciales lineales homogéneas con coeficientes constantes de orden superior a 2. Estas ecuaciones (sobre todo las de orden 2) se han utilizado mucho, debido a la facilidad de resolución. Los problemas de oscilaciones, circuitos eléctricos, procesos de difusión y flujo térmico son unos cuantos de los campos en que resultan útiles estas ecuaciones.

Ecuaciones diferenciales lineales no homogéneas

Ecuaciones diferenciales lineales con el miembro derecho $f(x) = 0$ Una vez más, las observaciones específicas para $y'' + ay' + by = f(x)$ se aplican a ecuaciones diferenciales del mismo tipo: pero de orden superior. Se presentan dos métodos generales.

Método de los coeficientes indeterminados El uso de este método se limita a ecuaciones que tienen tanto coeficientes constantes como formas particulares de la función $f(x)$. En la mayoría de los casos, $f(x)$ será una suma o un producto de funciones del tipo constante, x^n (en donde n es un entero positivo), e^{mx}, cos kx, sen kx. Cuando es así, la solución de la ecuación es $y = H(x) + P(x)$, en donde $H(x)$ es una solución de las ecuaciones homogéneas que se determina por el método de la subsección anterior y $P(x)$ es una integral particular, determinada mediante el empleo de la tabla que sigue, sujeta a estas condiciones: **1)** Cuando $f(x)$ consiste en la suma de varios términos, la forma apropiada de $P(x)$ es la suma de las integrales particulares que corresponden individualmente a estos términos. **2)** Cuando un término en cualquiera de las integrales por tanteos dadas forma ya parte de la solución homogénea, la forma indicada de la integral particular se multiplica por x.

Forma de la integral particular

Si $f(x)$ es	Entonces $P(x)$ es
a (constante)	A (constante)
ax^n	$A_nx^n + A_{n-1}x^{n-1} + \cdots + A_1x + A_0$
ae^{rx}	Be^{rx}
$c \cos kx$ o $d \operatorname{sen} kx$	$A \cos kx + B \operatorname{sen} kx$
$gx^ne^{rx} \cos kx$ o $hx^ne^{rx} \operatorname{sen} kx$	$(A_nx^n + \cdots + A_0)e^{rx} \cos kx + (B_nx^n + \cdots + B_0)e^{rx} \operatorname{sen} kx$

Puesto que se conoce la forma de la integral particular, las constantes se pueden evaluar mediante sustitución en la ecuación diferencial.

Ejemplo $y'' + 2y' + y = 3e^{2x} - \cos x + x^3$. La ecuación característica es $(m + 1)^2 = 0$, de modo que la solución homogénea es $y = (c_1 + c_2x)e^{-x}$. Para encontrar una solución particular, se utiliza la solución por tanteos de la tabla, $y = a_1e^{2x} + a^2 \cos x + a_3 \operatorname{sen} x + a_4x^3 + a_5x^2 + a_6x + a_7$. Al sustituir esto en la ecuación diferencial, reunir e igualar los términos semejantes, el resultado es $a_1 = \frac{1}{9}$, $a_2 = 0$, $a_3 = -\frac{1}{2}$, $a_4 = 1$, $a_5 = -6$, $a_6 = 18$, y $a_7 = -24$. La solución es $y = (c_1 + c_2x)e^{-x} + \frac{1}{9}e^{2x} - \frac{1}{2} \operatorname{sen} x + x^3 - 6x^2 + 18x - 24$.

Método de variación de parámetros Este método es aplicable a cualquier ecuación lineal. La técnica se desarrolla para una ecuación de segundo orden, pero se extiende inmediatamente al orden superior. Sea la ecuación $y'' + a(x)y' + b(x)y = R(x)$ y sea la solución de la ecuación homogénea, determinada por algún método $y = c_1 f_1(x) + c_2 f_2(x)$.

A continuación, se supone que una integral particular de la ecuación diferencial es de la forma $P(x) = uf_1 + vf_2$, en donde u y v son funciones de x que se deben determinar por medio de dos ecuaciones. Una de las ecuaciones surge del requisito de que $uf_1 + vf_2$ satisface la ecuación diferencial y la otra es un grado de libertad abierto al analista. La mejor elección resulta ser

$$u'f_1 + v'f_2 = 0 \quad \text{y} \quad u'f_1' + v'f_2' = R(x)$$

Entonces,
$$u' = \frac{du}{dx} = -\frac{f_2}{f_1f_2' - f_2f_1'}R(x)$$
$$v' = \frac{dv}{dx} = \frac{f_1}{f_1f_2' - f_2f_1'}R(x)$$

y puesto que se conocen f_1, f_2 y R, se pueden determinar u y v por integración directa.

Ejemplo $(1 - x^2)\frac{d^2y}{dx^2} - \frac{1}{x}\frac{dy}{dx} = x$. La ecuación homogénea $(1 - x^2)\frac{d^2y}{dx^2} - \frac{1}{x}\frac{dy}{dx} = 0$ se reduce a $\frac{dp}{p} = \frac{dx}{x(1 - x^2)}$ cuando se hace $dy/dx = p$. Al integrar dos veces, $y = c_1\sqrt{x^2 - 1} + c_2$ es la solución homogénea. A continuación, supóngase que la solución particular tenga la forma $y = u\sqrt{x^2 - 1} + v$. La ecuación para u y v se hace

$$u' = du/dx = 1$$
$$v' = \frac{dv}{dx} = -\frac{1}{\sqrt{x^2 - 1}}$$

de modo que $u = x$ y $v = \ln(x + \sqrt{x^2 - 1})$. La solución completa es $y = c_1\sqrt{x^2 - 1} + c_2 + x\sqrt{x^2 - 1} + \ln(x + \sqrt{x^2 - 1})$.

ECUACIONES DIFERENCIALES ESPECIALES

Ecuación de Euler La ecuación lineal $x^n y^{(n)} + a_1 x^{n-1} y^{(n-1)} + \cdots + a_{n-1}xy' + a_ny = R(x)$ se puede reducir a una ecuación lineal con coeficientes constantes mediante el cambio de variables $x = e^t$. Para resolver la ecuación homogénea, sustituimos $y = x^r$ en ella, se cancelan las potencias de x, que son las mismas para todos los términos y se resuelve el polinomio resultante para r. En caso de que haya raíces múltiples o complejas, se obtiene la forma $y = x^r(\log x)^r$ y $y = x^{\alpha}[\cos(\beta \log x) + i \operatorname{sen}(\beta \log x)]$.

Ejemplo Resuélvase $x^2y'' - 2y = 0$. Hágase $y = x^r, x^r[r(r-1) - 2] = 0$. Las raíces de $r^2 - r - 2 = 0$ son $r = 2, -1$. La solución general es $y = Ax^2 + B/x$.

La ecuación $(ax + b)^ny^{(n)} + a_1(ax + b)^{n-1}y^{(n-1)} + \cdots + a_ny = R(x)$ se puede reducir a la forma de Euler, mediante la sustitución de $ax + b = z$. Se puede actuar sin cambio de variable, puesto que la ecuación homogénea tiene soluciones de la forma $y = (ax + b)^r$.

Ecuación de Bessel La ecuación lineal $x^2(d^2y/dx^2) + (1 - 2\alpha)x(dy/dx) + [\beta^2\gamma^2x^{2\gamma} + (\alpha^2 - p^2\gamma^2)]y = 0$ es la ecuación general de Bessel. Mediante métodos de series, que no se examinarán, se puede demostrar que esta ecuación tiene la solución

$$y = Ax^{\alpha}J_p(\beta x^{\gamma}) + Bx^{\alpha}J_{-p}(\beta x^{\gamma}) \qquad p \text{ no es entero o cero}$$
$$y = Ax^{\alpha}J_p(\beta x^{\gamma}) + Bx^{\alpha}Y_p(\beta x^{\gamma}) \qquad p \text{ es un entero}$$

en donde $J_p(x) = \left(\frac{x}{2}\right)^p \sum_{k=0}^{\infty} \frac{(-1)^k(x/2)^{2k}}{k!\Gamma(p + k + 1)}$

$$J_{-p}(x) = \left(\frac{x}{2}\right)^{-p} \sum_{k=0}^{\infty} \frac{(-1)^k(x)/2)^{2k}}{k!\Gamma(k + 1 - p)} \qquad p \text{ no es entero}$$

y $\Gamma(n) = \int_0^{\infty} x^{-1}e^{n-x}\,dx \quad n > 0$

es la función Gamma. Para p entero,

$$J_p(x) = \left(\frac{x}{2}\right)^p \sum_{k=0}^{\infty} \frac{(-1)^k(x/2)^{2k}}{k!(p + k)!}$$

(Función de Bessel de primera clase, de orden p)

$$Y_p(x) = \frac{2}{\pi}\left(\ln\frac{x}{2} + \gamma\right) J_p(x) - \frac{1}{2}\sum_{k=0}^{p-1}\frac{(p-k-1)!(x/2)^{2k-p}}{k!} + \frac{1}{2}\sum_{k=0}^{\infty}(-1)^{k+1}[\phi(k)+\phi(k+p)]\frac{(x/2)^{2k+p}}{k!(p+k)!}$$

en donde $\gamma = 0.5772157\ldots$ = constante de Euler y $\phi(k) = \sum_{m=1}^{k} 1/m$, $k \geq 1$, $\phi(0) = 0$. La serie converge para todos los valores de x. Gran parte de la importancia de la ecuación y las funciones de Bessel reposa en el hecho de que se pueden expresar en función de ellas las soluciones de muchas ecuaciones diferenciales lineales.

Ejemplo $d^2y/dx^2 + [9x - (63)/4x^2)]y = 0$. En forma general, esto es $x^2(d^2y/dx^2) + (9x^3 - 63/4)y = 0$. Por ende, $\alpha = \frac{1}{2}$, $\gamma = \frac{1}{2}$, $\beta = 2$, $p = \frac{3}{2}$. La solución es (puesto que $p \neq$ entero) $y = Ax^{1/2}J_{3/2}(2x^{3/2}) + Bx^{1/2}J_{-3/2}(2x^{3/2})$. Existen tablas para la evaluación de muchas de esas funciones.

Ejemplo El flujo de calor por una aleta en forma de cuña se caracteriza por la ecuación $x^2(d^2y/dx^2) + x(dy/dx) - \alpha xy = 0$, en donde $y = T - T_{ambt}$, α es una combinación de constantes físicas y x = distancia del extremo de la aleta. Al comparar esto con la ecuación estándar, el resultado es $\alpha = 0$, $p = 0$, $\gamma = \frac{1}{2}$, $\beta^2 = -4a^2$ o $\beta = 2ai$. La solución es $y = AJ_0(2ai\sqrt{x}) + BY_0(2ai\sqrt{x})$.

Ecuación de Legendre La ecuación de Legendre $(1-x^2)y'' - 2xy' + n(n+1)y = 0$, $n \geq 0$, tiene la solución $y = Au_n(x) + Bv_n(x)$ para n = no entero, en donde,

$$u_n(x) = 1 - \frac{n(n+1)}{2!}x^2 + \frac{n(n-2)(n+1)(n+3)}{4!}x^4 - \frac{n(n-2)(n-4)(n+1)(n+3)(n+5)}{6!}x^6 + \cdots$$

$$v_n(x) = x - \frac{(n-1)(n+2)}{3!}x^3 + \frac{(n-1)(n+2)(n+4)}{5!}x^5 - \cdots$$

Si n es un entero par o cero, u_n es un polinomio en x. Si n es un entero impar, entonces, v_n es un polinomio. El intervalo de convergencia para la serie es $-1 < x < 1$. Si n es un entero, se hace $Pn(x) = \dfrac{u_n(x)}{u_n(1)}$ (n par o cero), $P_n = \dfrac{v_n(x)}{v_n(1)}$ (n impar). Los polinomios P_n son los llamados polinomios de Legendre $P_0(x) = 1$, $P_1(x) = x$, $P_2(x) = \frac{1}{2}(3x^2 - 1)$, $P_3(x) = \frac{1}{2}(5x^3 - 3x)$, ... Designense como $Q_n(x)$ las *funciones de Legendre de segunda clase*, en donde $Q_n(x) = -v_n(1)\,u_n(x)$ para n impar y $Q_n(x) = u_n(1)\,v_n(x)$ para n par. La solución de la ecuación de Legendre para n = entero es $y = AP_n(x) + BQ_n(x)$.

Ecuación de Laguerre La ecuación de Laguerre $x(d^2y/dx^2) + (c - x)(dy/dx) - ay = 0$ se satisface mediante la *función hipergeométrica confluente de Kummer*, $M(a, c; x)$. Si c no es entero, $y = AM(a, c; x) + Bx^{1-c}M(1+a-c, 2-c; x)$. Si $c = 1$, $a = -n$, cuando n es cero o un entero positivo, una solución es el *polinomio de Laguerre* $AL_n(x)$; $L_0 = 1$, $L_1 = 1 - x$, $L_2 = 2 - 4x + x^2$, $L_3 = 6 - 18x + 9x^2 - x^3$, $L_4 = 24 - 96x + 72x^2 - 16x^3 + x^4$, $L_{r+1} = (1 + 2r - x)L_r - r^2L_{r-1}$. Si $c = k + 1$, $a = k - n$, en donde k y n son enteros, una solución es el polinomio asociado de Laguerre $y = A(d^k/dx^k)L_n(x)$ si $k \leq n$.

Ejemplo $xy'' + (1-x)y' + 3y = 0$. En este caso, $c = 1$, $a = -3$. Una solución es $y = AL_3 = A(6 - 18x + 9x^2 - x^3)$.

Ecuación de Hermite $y'' - 2xy' + 2ny = 0$ se satisface mediante el *polinomio de Hermite* de grado n, $y = AH_n(x)$, si n es un entero positivo o cero, $H_0(x) = 1$, $H_1(x) = 2x$, $H_2(x) = 4x^2 - 2$, $H_3(x) = 8x^3 - 12x$, $H_4(x) = 16x^4 - 48x^2 + 12$, $H_{r+1}(x) = 2xH_r(x) - 2rH_{r-1}(x)$.

Ejemplo $y'' - 2xy' + 6y = 0$. En este caso, $n = 3$; por ende, $y = AH_3 = A(8x^3 - 12x)$ es una solución.

Ecuación de Chebyshev La ecuación $(1-x^2)y'' - xy' + n^2y = 0$ para n = entero positivo o cero, se satisface mediante el polinomio n-ésimo de Chebyshev $y = AT_n(x)$. $T_0(x) = 1$, $T_1(x) = x$, $T_2(x) = 2x^2 - 1$, $T_3(x) =$ encontrar en la literatura más detalles sobre éstas y otras ecuaciones especiales.

Ejemplo $(1-x^2)y'' - xy' + 36y = 0$. En este caso, $n = 6$. Una solución es $y = AT_6(x) = 2xT_5(x) - T_4(x) = 2x(2xT_4 - T_3) - T_4 = 32x^6 - 48x^4 + 18x^2 - 1$. Se pueden encontrar en la literatura más detalles sobre éstas y otras ecuaciones especiales.

ECUACIONES DIFERENCIALES PARCIALES

El análisis de situaciones que incluyen dos o más variables independientes con frecuencia da como resultado una ecuación diferencial parcial.

Ejemplo La ecuación $\partial T/\partial t = K(\partial^2 T/\partial x^2)$ representa la conducción unidimensional de calor en estado no estacionario.

Ejemplo La ecuación para el movimiento transversal inestable de una viga uniforme, sujeta en los extremos, es $\dfrac{\partial^4 y}{\partial x^4} + \dfrac{\rho}{EI}\dfrac{\partial^2 y}{\partial t^2} = 0$.

Ejemplo La expansión de un gas tras un pistón se caracteriza por las ecuaciones simultáneas $\dfrac{\partial u}{\partial t} + u\dfrac{\partial u}{\partial x} + \dfrac{c^2}{\rho}\dfrac{\partial \rho}{\partial x} = 0$ y $\dfrac{\partial \rho}{\partial t} + u\dfrac{\partial \rho}{\partial x} + \rho\dfrac{\partial u}{\partial x} = 0$.

Ejemplo El calentamiento de un sólido diatérmico (diatérmano) se caracteriza por la ecuación $\alpha(\partial^2\theta/\partial x^2) + \beta e^{-\gamma x} = \partial\theta/\partial t$.

La ecuación diferencial parcial $\partial^2 f/\partial x\,\partial y = 0$ se resuelve mediante dos integraciones que dan la solución $f = g(x) + h(y)$ en donde $g(x)$ y $h(y)$ son funciones diferenciales arbitrarias. Este resultado es un ejemplo del hecho de que la solución general de ecuaciones diferenciales parciales incluye funciones arbitrarias, en contraste con la solución de ecuaciones diferenciales ordinarias que sólo incluye constantes arbitrarias. Existen muchos métodos para encontrar la solución general de una ecuación diferencial parcial. En la mayoría de las aplicaciones de ecuaciones diferenciales parciales, la solución general tiene una utilidad limitada. En esas aplicaciones, la resolución de una ecuación diferencial parcial debe satisfacer tanto la ecuación como ciertas condiciones auxiliares denominadas **iniciales** y/o **en la frontera** dictadas por el problema. Entre los ejemplos se tiene: la temperatura de la pared es una constante fija $T(x_0) = T_0$, no hay difusión a través de una pared no permeable, etc. En las ecuaciones diferenciales ordinarias, esas condiciones auxiliares permiten que se asignen números definidos a las constantes de integración. En las ecuaciones diferenciales parciales, las condiciones en la frontera exigen que las funciones arbitrarias que resultan de la integración adopten formas específicas. Con la excepción de unos cuantos casos (algunas ecuaciones de primer orden, la solución de D'Alembert para la ecuación de onda y otras), no suele resultar factible un procedimiento que determine primeramente las funciones arbitrarias y, luego, las especialice para ajustarlas a las condiciones en la frontera. Un procedimiento más fructífero es el de determinar directamente un conjunto de soluciones particulares y, luego, combinarlas para satisfacer las condiciones en la frontera. El único campo en el que se han realizado muchos análisis es el de las ecuaciones diferenciales parciales lineales homogéneas. Esas ecuaciones tienen la propiedad de que, si $f_1, f_2, \ldots, f_n, \ldots$, son soluciones individuales, la función $f = \sum_{i=1}^{\infty} f_i$ es también una solución, a condición de que la serie converja y sea diferente hasta el orden (por términos) de la ecuación.

Ecuaciones diferenciales parciales cuasilineales de primer orden En este caso, por lineal se entiende que la derivada parcial aparece sólo hasta el primer grado, mientras que los coeficientes pueden ser funciones de todas las variables independientes más la variable dependiente. La solución general de la ecuación diferencial *parcial lineal* $P(x, y, z)(\partial z/\partial x) + Q(x, y, z)(\partial z/\partial y) = R(x, y, z)$ es $F(u, v) = 0$, en donde F es una función arbitraria que surge de una relación $F(c_1, c_2) = 0$ y $u(x,$

$y, z) = c_1$, $v(x, y, z) = c_2$ forma una solución del sistema $dx/P = dy/Q = dz/R$. Si se desea además que la superficie de la solución pase por una curva dada (condición auxiliar), por ejemplo C, cuyas ecuaciones paramétricas son $x = x(t)$, $y = y(t)$, $z = z(t)$, en donde t es un parámetro, entonces, la solución particular de $u = c_1$, $v = c_2$ debe ser de índole tal que $u[x(t), y(t), z(t)] = c_1$ $v[x(t), y(t), z(t)] = c_2$. De esas dos ecuaciones se elimina la variable t para obtener una relación $F(c_1, c_2) = 0$. Entonces, la solución es $F(u, v) = 0$.

Ejemplo Determínese la solución de $y(\partial z/\partial x) + zx(\partial z/\partial y) = 2xy$ pasando por el círculo $z = 0$, $x^2 + y^2 = 1$. La curva c en forma paramétrica, es $x = \cos t$, $y = \operatorname{sen} t$, $z = 0$. Las ecuaciones $dx/y = dy/zx = dz/2xy$ tienen las soluciones $u(x, y, z) = x^2 - z = c_1$, $v(x, y, z) = y^2 - (z^2/2) = c_2$. Al sustituir c con las ecuaciones paramétricas en esos resultados se obtiene $c_1 + c_2 = 1$, al eliminar t. Entonces, la solución que se desea es $x^2 - z + y^2 - (z^2/2) = 1$.

Las técnicas generales que se aplican a la ecuación "de Pfaff" $P\,dx + Q\,dy + R\,dx = 0$ y $dx/P = dy/Q = dz/R$ se pueden encontrar en la literatura. Se ha desarrollado la generalización de este método para ecuaciones diferenciales parciales no lineales de primer orden. El *método de características de Cauchy*, el método de *Charpit* y el de *Jacobi* se pueden encontrar en los libros de texto.

Ecuaciones diferenciales parciales de segundo orden y órdenes superiores Muchas de las aplicaciones a problemas científicos inciden naturalmente sobre las ecuaciones diferenciales parciales de segundo orden; aunque hay excepciones importantes en la elasticidad, la teoría de las vibraciones y otras ramas.

Los fenómenos de **propagación** tales como las vibraciones, se caracterizan por ecuaciones de tipo "hiperbólico", que tienen propiedades esencialmente diferentes de las de otros tipos, tales como las que describen el equilibrio (elípticas) o la difusión y la transferencia de calor en estado no estacionario (parabólicas). Los prototipos son como sigue:

Elípticas La ecuación de Laplace $\partial^2u/\partial x^2 + \partial^2u/\partial y^2 = 0$ y la de Poisson $\partial^2u/\partial x^2 + \partial^2u/\partial y^2 = g(x, y)$ no contienen explícitamente la variable de tiempo y, en consecuencia, representan configuraciones de equilibrio. La ecuación de Laplace se satisface mediante la función de potencial gravitacional en puntos del espacio no ocupados por masas, así como por el potencial magnético o eléctrico estático en puntos libres de cargas eléctricas o polos magnéticos. Otras funciones importantes que satisfacen la ecuación de Laplace son el potencial de velocidad del movimiento irrotacional de un fluido incompresible, utilizado en hidrodinámica; la temperatura constante en puntos de un sólido homogéneo y el estado estacionario de difusión a través de un cuerpo homogéneo. El potencial gravitacional V en puntos ocupados por masas de densidad d satisface la ecuación de Poisson $\partial^2V/\partial x^2 + \partial^2V/\partial y^2 + \partial^2V/\partial z^2 = -4\pi d$.

Parabólicas La ecuación del calor $\partial T/\partial t = \partial^2T/\partial x^2 + \partial^2T/\partial y^2$ representa estados sin equilibrio o no estacionarios de conducción y difusión térmica.

Hiperbólicas La ecuación de onda $\partial^2u/\partial t^2 = c^2(\partial^2u/\partial x^2 + \partial^2u/\partial y^2)$ representa la propagación de ondas de muchos tipos variados.

La resolución de problemas que incluyen ecuaciones diferenciales parciales gira con frecuencia en torno a un intento hecho para reducir la ecuación diferencial parcial a una o más ecuaciones diferenciales ordinarias. A continuación, las soluciones de las ecuaciones diferenciales ordinarias se combinan (si es posible), para satisfacer simultáneamente las condiciones en la frontera y la ecuación diferencial parcial original. Se ilustran tres de esas técnicas.

Variables de semejanza El significado físico del término "semejanza" se refiere a la similitud interna o propia. Así, son soluciones semejantes en el flujo de la capa límite sobre una placa plana horizontal aquéllas para las que la componente horizontal de la velocidad u tiene la propiedad de que dos perfiles de velocidad situados en coordenadas diferentes x, difieren sólo en un factor de escala. La interpretación matemática del término "semejanza" es una transformación de variables efectuada de tal modo que se logre una reducción del número de variables independientes. Hay esencialmente dos métodos para determinar variables de semejanza, "separación de variables" (no el concepto clásico) y el uso de "grupos de transformación continua". La teoría básica se puede encontrar en la obra de Hansen o la de Ames (véanse referencias).

Ejemplo La ecuación $\partial\theta/\partial x = (A/y)(\partial^2\theta/\partial y^2)$ con las condiciones en la frontera $\theta = 0$ en $x = 0$, $y > 0$; $\theta = 0$ en $y = \infty$, $x > 0$; $\theta = 1$ en $y = 0$, $x > 0$ representa la temperatura no dimensional θ de un fluido que se desplaza más allá de una placa plana infinitamente ancha sumergida en el fluido. Se desprecia la transferencia turbulenta, al igual que el transporte molecular, excepto en la dirección y. A continuación, se supone que la ecuación y las condiciones en la frontera se pueden satisfacer mediante una solución de la forma $\theta = f(y/x^n) = f(u)$, donde $\theta = 0$ en $u = \infty$ y $\theta = 0$ para $u = 0$. En este caso, la finalidad es la de reemplazar las variables independientes x y y por la variable simple u, en donde se espera que exista un valor de n que permitirá que se eliminen completamente en la ecuación x y y. En este caso, puesto que $u = y/x^n$, se obtiene después de ciertos cálculos $\partial\theta/\partial x = -(nu/x)(d\theta/du)$, $\partial^2\theta/\partial y^2 = (1/x^{2n})(d^2\theta/du^2)$, y cuando se sustituyen en la ecuación, $-(1/x)nu(d\theta/du) = (1/x^{3n})(A/u)(d^2\theta/du^2)$. Si esto debe ser sólo función de u, se escoge $n = \frac{1}{3}$. El resultado es $(d^2\theta/du^2) + (u^2/3A)(d\theta/du) = 0$. Dos integraciones y la utilización de las condiciones en la frontera para esta ecuación diferencial ordinaria da la solución

$$\theta = \int_u^\infty \exp(-u^3/9A)\,du \Big/ \int_0^\infty \exp(-u^3/9A)\,du$$

Método de los grupos Muchas de las variables elementales de semejanza se construyen con facilidad mediante las reglas que siguen.

Teoría general Sea Σ un sistema de ecuaciones diferenciales parciales, dado por $\phi_j = 0$ ($j = 1, 2, \ldots, n$) en donde x_i ($i = 1, \ldots, m$) y y_j ($j = 1, 2, \ldots, n$) son las variables independientes y dependientes, respectivamente. Sea un grupo Γ_1 que consiste en un conjunto de transformaciones definidas como $\bar{x}_1 = a^{\alpha_1}x_1$, $x_r = a^{\alpha_r}x_r$, $r = 2, \ldots, m$; $y_j = a^{\gamma_j}y_j$, $j = 1, \ldots, n$, en donde el parámetro $a \neq 0$ es real y los α_r, γ_j se deben determinar a partir de la condición de que el sistema Σ sea conformalmente invariante bajo Γ_1. Se dice que un conjunto de funciones $\phi_j(x_i)$ es "conformalmente invariante" bajo un grupo monoparamétrico $x_i \to x_i$ si $\phi_j(x_i = f_j(\bar{x}_i; a)\phi_j(\bar{x}_i)$, $i = 1, 2, \ldots, n$, $j = 1, 2, \ldots, m$, en donde las $\phi_j(\bar{x}_i)$ son exactamente las mismas funciones de la $\bar{x}i$ que la ϕ_j de la x_j. Se dice que estas funciones son "constantes conformalmente invariantes" si $f_j(\bar{x}i; a)$ son independientes del $\bar{x}i$ y "absolutamente invariantes" si $f_j \equiv 1$ para todos los valores de j.

El requisito de constancia de conformación invariante origina un conjunto de ecuaciones simultáneas, algunas de cuyas soluciones no triviales generan variables de semejanza que son invariantes de Γ_1.

Parte 1: Caso más simple Sea x_1 la variable independiente que aparecerá en el denominador. Hay dos casos: si $\alpha_1 \neq 0$, las invariantes (variables de similitud) del grupo lineal Γ_1 son $\eta_r = x_r/x_1^{\beta_r}$, $\beta_r = \alpha_r/\alpha_1$, $r = 2, \ldots, m$, y $f_j(\eta_2, \eta_3, \ldots, \eta_m) = y_j(x_1, x_2, \ldots, x_m)/(x_1)^{\gamma_j/\alpha_1}$, $j = 1, 2, \ldots, n$. Si $\alpha_1 = 0$ y las ecuaciones simultáneas tienen una solución no trivial, se puede escoger el grupo especial Γ_2 que consiste en $\bar{x}_1 = x_1 + \ln a$, $\bar{x}_r = a^{\alpha_r}x_r$, $\bar{y}_j = a^{\gamma_j}y_j$ y las invariantes (variables de similitud) del grupo son $\eta_r = x_r/\exp(\alpha_r x_1)$, $r = 2, \ldots, m$; $f_j(\eta_2, \ldots, \eta_m) = y_j(x_1, \ldots, x_m)/\exp(\gamma_j x_1)$, $j = 1, 2, \ldots, n$.

Parte 2: Extensión de un grupo monoparamétrico Se da aquí una extensión del caso más simple para la eliminación de dos o más variables. Se supone que se deben eliminar dos variables, por ejemplo x_1 y x_2. Sea Γ_1 el grupo lineal monoparamétrico de la parte 1. Si $\alpha_1 = \alpha_2 \neq 0$, las invariantes de Γ_1 son $\eta_r = x_r/(bx_1 + cx_2)^{\alpha_r/\alpha_1}$, $r = 3, \ldots, m$; y $f_j(\eta_3, \ldots, \eta_m) = y_j(x_1, \ldots, x_m)/(bx_1 + cx_2)^{\gamma_j/\alpha_1}$, en donde b y c son constantes arbitrarias.

Si $\alpha_1 = \alpha_2 = 0$, las invariantes (variables de similitud) son $\eta_r = x_r/\exp[(bx_1 + cx_2 + d)\alpha_r]$ y $f_j(\eta_3, \ldots, \eta_m) = y_j(x_1, \ldots, x_m/\exp[(bx_1 + cx_2 + d)\gamma_j]$.

Parte 3: Grupo de dos parámetros En lugar del grupo Γ_1, podemos utilizar el grupo de dos parámetros Γ_2 que consiste en Γ_2: $\bar{x}_1 = a^{\alpha_1}x_1$, $\bar{x}_2 = b^{\beta_2}x_2$, $\bar{x}_r = a^{\alpha_r}b^{\beta_r}x_r$, $r = 3, \ldots, m$ y $\bar{y}_j = a^{\gamma_j}b^{\delta_j}y_j$, $j = 1, 2, \ldots, m$. El requisito de que el sistema de ecuaciones diferenciales parciales sea constante conformalmente invariante bajo Γ_2 genera las variables de semejanza. Se presentan cuatro casos:

(1) $\alpha_1 \neq 0,\ \beta_2 \neq 0$

$$\eta_r = \frac{x_r}{x_1^{a_r/\alpha_1}\, x_2^{\beta_r/\beta_2}} \qquad r = 3, \ldots, m$$

$$f_j(\eta_3, \ldots, \eta_m) = \frac{y_j(x_1, \ldots, x_m)}{x_1^{j/\alpha_1}\, x_2^{\delta_j/\beta_2}} \qquad j = 1, \ldots, n$$

(2) $\alpha_1 \neq 0,\ \beta_2 = 0$

$$\eta_r = \frac{x_r}{x_1^{a_r/\alpha_1} \exp(\beta_r x_2)}$$

$$f_j = \frac{y_j}{x_1^{j/\alpha_1} \exp(\delta_j x_2)}$$

(3) $\alpha_1 = 0,\ \beta_2 \neq 0$

$$\eta_r = \frac{x_r}{\exp(\alpha_r x_1) x_2^{\beta_r/\beta_2}}$$

$$f_j = \frac{y_j}{\exp(\gamma_j x_1) x_2^{\delta_j/\beta_2}}$$

(4) $\alpha_1 = \beta_2 = 0$

$$\eta_r = \frac{x_r}{\exp(\alpha_r x_1 + \beta_r x_2)}$$

$$f_j = \frac{y_j}{\exp(\gamma_j x_1 + \delta_j x_2)}$$

Ejemplo Las ecuaciones para el flujo incompresible y transitorio de la capa límite bidimensional son $u_t + uu_x + vu_y = -\rho^{-1}p_x + \nu u_{yy}$, $u_x + v_y = 0$ con las condiciones en la frontera $u = v = 0$ para $y = 0$; $u \to u_e(x, t)$ para $y \to \infty$. Al introducir la función de corriente $\psi(u = \psi_y, v = -\psi_x)$ y al aplicar la ecuación de Bernoulli para el flujo fuera de la capa límite $[-(1/\rho)p_x = u_{et} + u_e u_{ex}]$, se obtiene la ecuación para ψ como $\psi_{yt} + \psi_y\psi_{xy} - \psi_x\psi_{yy} = u_{et} + u_e u_{ex} + \nu\psi_{yyy}$ con las condiciones en la frontera $\psi_x = \psi_y = 0$ para $y = 0$; $\psi_y \to u_e(x, t)$ para $y \to \infty$. Se escoge el grupo lineal $\bar{x} = a^m x$, $\bar{y} = a^n y$, $\bar{t} = a^r t$, $\bar{\psi}$, $a^s\psi$, $\bar{u}_e = a^p u_e$ con $a \neq 0$. Las cantidades m, n, r, s y p son números reales que se deben determinar. Al ajustar este grupo en la ecuación para la función de corriente, se obtiene $a^{m+r-s}\bar{\psi}_{\bar{y}\bar{t}} + a^{m+2n-2s}(\bar{\psi}_{\bar{y}}\bar{\psi}_{\bar{x}\bar{y}} - \bar{\psi}_{\bar{x}}\bar{\psi}_{\bar{y}\bar{y}}) = a^{r-p}\bar{u}_{e\bar{t}} + a^{m-2p}\bar{u}_{e\bar{x}}\bar{u}_{e\bar{t}} + \nu a^{3n-s}\bar{\psi}_{\bar{y}\bar{y}\bar{y}}$. El requisito de constancia de conformación invariante exige que todos esos coeficientes sean iguales; esto quiere decir que el sistema de ecuaciones para m, n, r, s y p es $n + r - s = m + 2n - 2s = r - p = m - 2p = 3n - s$. A continuación, se decide eliminar t (con la misma facilidad se podrían eliminar inicialmente x o y), de modo que las soluciones para $r \neq 0$ son equivalentes a las soluciones (la división entre r es conveniente puesto que las invariantes tienen exponentes de la forma s/r, n/r) de $n/r + 1 - s/r = m/r + 2(n/r) - 2(s/r) = 1 - p/r = m/r - 2(p/r) = 3(n/r) - s/r$. La resolución de este sistema puede efectuarse por varios procedimientos. Aquí, se intentará resolverlo (no en forma trivial) al hacer $m/r = A$, en donde A es una constante arbitraria. Entonces, $p/r = m/r - 1 = A - 1$; y sucesivamente, $s/r = A - \frac{1}{2}$, y $n/r = \frac{1}{2}$. Resultan posibles otras alternativas; pero darán como resultado el mismo sistema multiplicado por una constante arbitraria. Por la parte 1, las invariantes correspondientes del grupo, que son las variables de similitud, están dadas por $\xi = x/t^A$, $\eta = y/t^{1/2}$, $f(\xi, \eta) = \psi(x, y, t)/t^{A-1/2}$, $V(\xi) = u_e(x, t)/t^{A-1}$. Para la semejanza en t, la velocidad del flujo exterior debe ser de la forma $u_e(x, t) = V(\xi)x^{A-1} = V(x/t^A)t^{A-1}$.

La ecuación diferencial parcial para f se obtiene al sustituir las variables de semejanza en la ecuación y las condiciones en la frontera. Al efectuar las derivaciones, se obtiene

$$\nu f_{\eta\eta\eta} + \frac{1}{2}\eta f_{\eta\eta} - (A - 1)f_\eta + A\xi f_{\xi\eta} + f_\xi f_{\eta\eta} - f_\eta f_{\xi\eta} + (A - 1)V(\xi) - A\xi(dV/d\xi) + V(dV/d\xi) = 0$$

con $\partial f/\partial\xi = \partial f/\partial\eta = 0$ para $\eta = 0$; $\partial f/\partial\eta \to V(\xi)$ para $\eta \to \infty$. Se puede lograr otra reducción mediante una reaplicación del procedimiento.

Se pueden encontrar ejemplos adicionales y una bibliografía para la teoría deductiva de las variables de semejanza, en el trabajo de Ames, "Recent Developments in the Nonlinear Equations of Transport", *Ind. Eng. Chem. Fundamentals* (febrero de 1969).

Separación de variables Cuando se utiliza bien, se trata de un método muy adecuado, aplicable en ciertas circunstancias. Consiste en suponer que la solución para la ecuación diferencial parcial (ilustrada para el orden 2) tiene la forma $U = f(x)g(y)$. Si luego es posible obtener una ecuación ordinaria en un miembro de la ecuación dependiente sólo de x, y el otro miembro de y, se dice que la ecuación diferencial parcial es **separable** en las variables x y y. Si es así, un miembro de la ecuación es función sólo de x y el otro sólo de y. Los dos pueden ser iguales sólo si cada uno es una constante, por ejemplo, λ. De ese modo, el problema se reduce, una vez más, a la resolución de ecuaciones diferenciales ordinarias.

Ejemplo La ecuación de Laplace $\partial^2V/\partial x^2 + \partial^2V/\partial y^2 = 0$ más las condiciones en la frontera $V(0, y) = 0$, $V(l, y) = 0$, $V(x, \infty) = 0$, $V(x, 0) = f(x)$ representan el potencial en estado estacionario en una placa delgada (en la dirección z), de extensión infinita en la dirección y y de anchura l en la dirección x. Se aplica un potencial $f(x)$ (en $y = 0$) de $x = 0$ a $x = l$ y los lados se conectan a tierra. Para obtener una solución para este problema de valor en la frontera, supóngase que $V(x, y) = f(x)g(y)$. La sustitución en la ecuación diferencial da $f''(x)g(y) + f(x)g''(y) = 0$, o $g''(y)/g(y) = -f''(x)/f(x) = \lambda^2$ (por ejemplo). El sistema se hace $g''(y) - \lambda^2 g(y) = 0$ y $f''(x) + \lambda^2 f(x) = 0$. Las soluciones de esas ecuaciones diferenciales ordinarias son, respectivamente, $g(y) = Ae^{\lambda y} + Be^{-\lambda y}$, $f(x) = C \operatorname{sen} \lambda x + D \cos \lambda x$. Luego, $f(x)g(y) = (Ae^{\lambda y} + Be^{-\lambda y})(C \operatorname{sen} \lambda x + D \cos \lambda x)$. Ahora bien, $V(0, y) = 0$, de modo que $f(0)g(y) = (Ae^{\lambda y} + Be^{-\lambda y})D = 0$ para todos los valores de y. Por consiguiente, $D = 0$. Entonces, la solución tiene la forma $\operatorname{sen} \lambda x\,(Ae^{\lambda y} + Be^{-\lambda y})$ en donde se ha eliminado la constante multiplicadora C. Puesto que $V(l, y) = 0$, $\operatorname{sen} \lambda l(Ae^{\lambda y} + Be^{-\lambda y}) = 0$. Evidentemente, la función entre paréntesis de y no es cero, porque la solución sería entonces la idénticamente cero. Por tanto, $\operatorname{sen} \lambda l = 0$ o $\lambda_n = n\pi/l$, $n = 1, 2, \ldots$ en donde $\lambda_n = n$-ésimo valor propio (eigenvalor).

Ahora, la solución tiene la forma $\operatorname{sen}(n\pi x/l)(Ae^{n\pi y/l} + Be^{-n\pi y/l})$. Puesto que $V(x, \infty) = 0$, se debe tomar A como cero, ya que e^y se hace arbitrariamente grande, conforme $y \to \infty$. Entonces, se obtiene la solución $B_n \operatorname{sen}(n\pi x/l)e^{-n\pi y/l}$, en donde B_n es la constante multiplicadora. La ecuación diferencial es lineal y homogénea, de modo que $\sum_{n=1}^{\infty} B_n e^{-n\pi y/l} \operatorname{sen}(n\pi x/l)$ es también una solución. Se asegura la satisfacción de la última condición en la frontera al tomar $B_n = \frac{2}{l}\int_0^l f(x) \operatorname{sen}(n\pi x/l)\, dx$ = coeficientes senoidales de Fourier de $f(x)$. Además, se pueden establecer con facilidad la convergencia y la diferenciabilidad de esta serie. Por tanto, la solución es

$$V(x, y) = \sum_{n=1}^{\infty} B_n e^{-n\pi y/l} \operatorname{sen} \frac{n\pi x}{l}$$

Método de las transformadas integrales Se utilizan muchas transformadas integrales en la resolución de las ecuaciones diferenciales. Sólo nos ocuparemos aquí de una de ellas, la transformada de Laplace; [las otras se pueden ver en "Transformadas integrales (Métodos operacionales)"]. La transformada de Laplace, indicada por medio de $L[f(t)]$, se define mediante la ecuación $L[f(t)] = \int_0^\infty f(t)e^{-st}\, dt$. Tiene numerosas propiedades importantes. Las que nos interesan en este caso son $L[f'(t)] = sL[f(t)] - f(0)$; $L[f''(t)] = s^2L[f(t)] - sf(0) - f'(0)$; $L[f^{(n)}(t)] = s^nL[f(t)] - s^{n-1}f(0) - s^{n-2}f'(0) - \cdots - f^{(n-1)}(0)$ para derivadas ordinarias. Para las derivadas parciales, se evitan confusiones mediante una indicación de la variable que se transforma. Así, si $y = y(x, t)$, $L_t\left[\frac{\partial y}{\partial t}\right] = sL[y(x, t)] - y(x, 0)$, mientras que $L_t\left[\frac{\partial y}{\partial x}\right] = \frac{dL_t[y(x,t)]}{dx}$, puesto que $L[y(x, t)]$, "realmente", sólo es función de x. De otro modo, los resultados son similares. Estos hechos, más la ***linealidad*** de la transformada, o sea $L[af(t) + bg(t)] = aL[f(t)] + bL[g(t)]$, hacen que sea un instrumento útil para resolver algunas ecuaciones diferenciales lineales. Su utilización reduce la resolución de ecuaciones diferenciales ordinarias a la de ecuaciones algebraicas para $L[y]$. La resolución de ecuaciones diferenciales parciales se reduce a la de ecuaciones diferenciales ordinarias. En ambas situaciones, se debe obtener la transformada inversa, ya sea a partir de tablas, que existen en buen número o mediante la utilización de métodos complejos de inversión.

Ejemplo $y'' - 3y' + 2y = 0$. Condiciones iniciales en $t = 0$, $y = 0$, $y' = 1$. $L[y''] = s^2L[y] - 1$. $L[y'] = sL[y]$. Por ello, $L[y'' - 3y' + 2y] = s^2I.[y] - 1 - 3sL[y] + 2L[y] = 0$. Al resolver para $L[y]$ se obtiene $L[y] = \frac{1}{(s-2)(s-1)} = \frac{1}{s-2} - \frac{1}{s-1}$. En las tablas se puede ver que la función y que tiene esta transformada es $y = e^{2t} - e^t$.

Ejemplo La ecuación $\partial c/\partial t = D(\partial^2 c/\partial x^2)$ representa la difusión en un medio semiinfinito $x \geq 0$. Con las condiciones en la frontera $c(0, t) = c_0$, $c(x, 0) = 0$ encuéntrese una solución para la ecuación de difusión. Al tomar la transformada de Laplace en ambos miembros, con respecto a t,

$$\int_0^\infty e^{-st} \frac{\partial^2 c}{\partial x^2}\, dt = \frac{1}{D} \int_0^\infty e^{-st} \frac{\partial c}{\partial t}\, dt$$

o bien,

$$d^2F/dx^2 = (1/D)sF - c(x, 0) = sF/D$$

en donde $F(x, s) = L_t[c(x, t)]$. Por consiguiente,

$$d^2F/dx^2 - (s/D)F = 0$$

La última condición en la frontera se transforma en $F(0, s) = c_0/s$. Finalmente, la solución de la ecuación diferencial ordinaria para F, sujeta a $F(0, s) = c_0/s$ y F permanece finita conforme $x \to \infty$ es $F(x, s) = (c_0/s)e^{-(s/D)x}$. Al consultar una tabla se puede ver que la función que tiene esa expresión como transformada de Laplace es

$$c(x, t) = c_0\left[1 - \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^{x/2\sqrt{Dt}} e^{-u^2}\, du\right]$$

ECUACIONES EN DIFERENCIAS

REFERENCIAS: 29, 41, 69, 238, 268.

Hay algunas situaciones en las que la variable independiente no varía continuamente, sino que tiene significado sólo para valores discretos. Se presentan ilustraciones típicas en los procesos por etapas que se encuentran en ingeniería química, tales como la destilación, los sistemas de extracción por etapas y las columnas de absorción. En cada uno de ellos, la operación se caracteriza por un cambio finito entre etapas de la variable dependiente, mientras que la independiente es el número entero de la etapa. La importancia de las ecuaciones en diferencias es doble: 1) para analizar problemas del tipo descrito antes y 2) para obtener soluciones aproximadas de problemas que, en su formulación, conducen a ecuaciones diferenciales. En esta sección sólo se toman en consideración problemas de análisis; la aplicación a las soluciones aproximadas se verá en la sección "Análisis numérico y métodos aproximados".

ELEMENTOS DEL CÁLCULO EN DIFERENCIAS FINITAS

Se define $y = f(x)$ para valores discretos y equidistantes de x, que se designarán como x_n. El valor correspondiente de y se escribirá $y_n = f(x_n)$. La primera diferencia hacia adelante de $f(x)$ se da por medio de $\Delta f(x) = f(x + h) - f(x)$ en donde $h = x_n - x_{n-1}$ = longitud de intervalo.

Ejemplo Sea $f(x) = x^2$. Entonces, $\Delta f(x) = (x + h)^2 - x^2 = 2hx + h^2$.

La segunda diferencia hacia adelante se obtiene al tomar la diferencia de la primera; así, $\Delta\Delta f(x) = \Delta^2 f(x) = \Delta f(x + h) - \Delta f(x) = f(x + 2h) - 2f(x + h) + f(x)$.

Ejemplo $f(x) = x^2$, $\Delta^2 f(x) = \Delta[\Delta f(x)] = \Delta 2hx + \Delta h^2 = 2h(x + h) - 2hx + h^2 - h^2 = 2h^2$.

De modo similar, la n-ésima diferencia hacia adelante se define mediante la relación $\Delta^n f(x) = \Delta[\Delta^{n-1} f(x)]$. Son también muy útiles otras relaciones de diferencias. Algunas de ellas son $\nabla f(x) = f(x) - f(x - h)$, que se denomina diferencia hacia atrás y $\delta f(x) = f[x + (h/2)] - f[x - (h/2)]$, que es la diferencia central. Algunas propiedades del operador Δ son muy importantes. Si C es cualquier constante $\Delta C = 0$; si $f(x)$ es cualquier función de periodo h, $\Delta f(x) = 0$ (de hecho, las funciones periódicas de periodo h desempeñan el mismo papel, en este caso, que las constantes en el cálculo diferencial); $\Delta[f(x) + g(x)] = \Delta f(x) + \Delta g(x)$; $\Delta^m[\Delta^n f(x)] = \Delta^{m+n} f(x)$; $\Delta[f(x)g(x)] = f(x)\,\Delta g(x) + g(x + h)\,\Delta f(x)$; $\Delta\left[\frac{f(x)}{g(x)}\right] = \frac{g(x)\,\Delta f(x) - f(x)\,\Delta g(x)}{g(x)g(x + h)}$.

Ejemplo $\Delta(x \operatorname{sen} x) = x\Delta \operatorname{sen} x + \operatorname{sen}(x + h)\,\Delta x = 2 \operatorname{sen}(h/2) \cos[x + (h/2)] + h \operatorname{sen}(x + h)$.

ECUACIONES EN DIFERENCIAS

Una ecuación en diferencias es una relación entre las diferencias y la variable independiente, $\phi(\Delta^n y, \Delta^{n-1} y, \ldots, \Delta y, y, x) = 0$ en donde ϕ es una función dada. El caso general en el que el intervalo entre los puntos sucesivos es cualquier número real h, en lugar de 1, se puede reducir al que tiene un tamaño de intervalo igual a 1, mediante la sustitución $x = hx'$. Por consiguiente, en todos los trabajos posteriores con la ecuación de diferencias se supondrá que el tamaño del intervalo entre puntos sucesivos es 1.

Ejemplo $f(x + 1) - (\alpha + 1)f(x) + \alpha f(x - 1) = 0$. La notación común suele ser $y_x = f(x)$. Entonces, la ecuación se escribe $y_{x+1} - (\alpha + 1)y_x + \alpha y_{x-1} = 0$.

Ejemplo $y_{x+2} + 2y_x y_{x+1} + y_x = x^2$.

Ejemplo $y_{x+1} - y_x = 2^x$.

El orden de la ecuación en diferencias es la diferencia entre el argumento mayor y el menor, cuando se escriben en la forma del ejemplo 2. Los ejemplos 1 y 2 son de orden 2, mientras que el ejemplo 3 es de orden 1. Una ecuación en diferencia lineal no incluye productos ni otras funciones no lineales de la variable dependiente y sus diferencias. Los ejemplos 1 y 3 son lineales, mientras que el ejemplo 2 es no lineal.

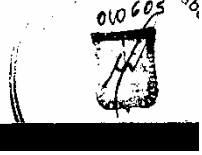
Una solución de una ecuación en diferencias es una relación entre las variables que satisfagan la ecuación. Si la ecuación en diferencias es de orden n, la solución general incluirá n constantes arbitrarias. Las técnicas que se usan para resolver ecuaciones en diferencias se parecen a las técnicas utilizadas para las ecuaciones diferenciales.

La ecuación $\Delta^n y = a$ La solución de $\Delta^n y = a$, en donde a es una constante, es un polinomio de grado n más una función periódica arbitraria de periodo 1. O sea $y = (ax^n/n!) + c_1x^{n-1} + c_2x^{n-2} + \cdots + c_n + f(x)$ en donde $f(x + 1) = f(x)$.

Ejemplo $\Delta^3 y = 6$. La solución es $y = x^3 + c_1x^2 + c_2x + c_3 + f(x)$; c_1, c_2, c_3 son constantes arbitrarias y $f(x)$ es una función periódica arbitraria de periodo 1.

La ecuación $y_{x+1} - y_x = \phi(x)$ Esta ecuación establece que la primera diferencia de la función incógnita es igual a la función dada $\phi(x)$. La solución, por analogía con la resolución de la ecuación diferencial $dy/dx = \phi(x)$, por integración, se obtiene mediante una suma o una "integración finita". Cuando hay sólo un número finito de puntos dados, el procedimiento se aplica con facilidad, al escribir $y_x = y_0 + \sum_{t=1}^{x} \phi(t - 1)$, en donde los puntos dados se numeran de 1 a x. Ésta es la única situación que se tomará en cuenta en esta subsección.

Ejemplos Si $\phi(x) = 1$, $y_x = x$. Si $\phi(x) = x$, $y_x = [x(x - 1)]/2$. Si $\phi(x) = a^x$, $a \neq 0$, $y_x = a^x/(a - 1)$. En todos los casos, $y_0 = 0$.



Se pueden evaluar otros ejemplos mediante la suma; o sea $y_2 = y_1 + \phi(1)$, $y_3 = y_2 + \phi(2) = y_1 + \phi(1) + \phi(2)$, $y_4 = y_3 + \phi(3) = y_1 + \phi(1) + \phi(2) + \phi(3)$, ..., $y_x = y_1 + \sum_{t=1}^{x-1} \phi(t)$.

Ejemplo $y_{x+1} - ry_x = 1$, r constante. $x > 0$ y $y_0 = 1$. $y_1 = 1 + r$, $y_2 = 1 + r + r^2$, ..., $y_x = 1 + r + \cdots + r^x = (1 - r^{x+1})/(1 - r)$ para $r \neq 1$ y $y_x = 1 + x$ para $r = 1$.

Ecuaciones en diferencias lineales La ecuación de diferencias lineal de orden n tiene la forma $P_n y_{x+n} + P_{n-1} y_{x+n-1} + \cdots + P_1 y_{x+1} + P_0 y_x = Q(x)$ con $P_n \neq 0$ y $P_0 \neq 0$ y P_j; $j = 0, ..., n$ son funciones de x.

Coeficiente constante y Q(x) = 0 (homogénea) La solución se obtiene, al probar una solución como la que sigue: $y_x = c\beta^x$. Cuando se sustituye esta *solución de prueba* en la ecuación en diferencia, resulta un polinomio de grado n en β. Si las soluciones de este polinomio se indican mediante $\beta_1, \beta_2, ..., \beta_n$ se presentan los casos siguientes: 1) si todas las β_j son *reales y distintas*, la solución es $y_x = \sum_{j=1}^{n} c_j \beta_j^x$, en donde $c_1, ..., c_n$ son constantes arbitrarias, 2) si las raíces son *reales y se repiten*, sea que β_j tenga la multiplicidad m, entonces, la solución parcial correspondiente a β_j es $\beta_j^x(c_1 + c_2 x + \cdots + c_m x^{m-1})$; 3) si las raíces son complejas conjugadas; por ejemplo $a + ib = pe^{i\theta}$ y $a - ib = pe^{-i\theta}$, la solución parcial correspondiente a este par es $p^x(c_1 \cos \theta x + c_2 \operatorname{sen} \theta x)$; y 4) si las raíces son *complejas conjugadas múltiples*, por ejemplo, $a + ib = pe^{i\theta}$ y $a - ib = pe^{-i\theta}$ son de multiplicidad m, la solución parcial correspondiente es $p^x[(c_1 + c_2 x + \cdots + c_m x^{m-1}) \cos \theta x + (d_1 + d_2 x + \cdots + d_m x^{m-1}) \operatorname{sen} \theta x]$.

Ejemplo La ecuación $y_{x+1} - (\alpha + 1)y_x + \alpha y_{x-1} = 0$, $y_0 = c_0$ y $y_{m+1} = x_{m+1}/k$ representa la composición de estado estacionario de materiales transferibles en la corriente refinada de un sistema de extracción líquido-líquido en etapas y de contracorriente. Evidentemente, y es función del número de etapa x. α es una combinación de constantes del sistema. Al utilizar la solución de prueba $y_x = c\beta^x$ se obtiene como resultado $\beta^2 - (\alpha + 1)\beta + \alpha = 0$ de modo que $\beta_1 = 1$, $\beta_2 = \alpha$. La solución general es $y_x = c_1 + c_2\alpha^x$. Con las condiciones laterales, $c_1 = c_0 - c_2$, $c_2 = (y_{m+1} - c_0)/(\alpha^{m+1} - 1)$. La solución que se desea es $(y_x - c_0)(y_{m+1} - c_0) = (\alpha^x - 1)/(\alpha^{m+1} - 1)$.

Ejemplo $y_{x+3} - 3y_{x+2} + 4y_x = 0$. Al hacer $y_x = c\beta^x$ el resultado es $\beta^3 - 3\beta^2 + 4 = 0$ o $\beta_1 = -1$, $\beta_2 = 2$, $\beta_3 = 2$. La solución general es $y_x = c_1(-1)^x + 2^x(c_2 + c_3 x)$.

Ejemplo $y_{x+1} - 2y_x + 2y_{x-1} = 0$. $\beta_1 = 1 + i$, $\beta_2 = 1 - i$, $p = \sqrt{1 + 1} = \sqrt{2}$, $\theta = \pi/4$. La solución es $y_x = 2^{x/2}[c_1 \cos(x\pi/4) + c_2 \operatorname{sen}(x\pi/4)]$.

Coeficientes constantes y Q(x) ≠ 0 (no homogénea) En este caso, la solución general se determina mediante la obtención inicial de la solución homogénea, por ejemplo, y_x^H y se le suma cualquier solución particular con $Q(x) \neq 0$, por ejemplo, y_x^P. Hay muchos medios para obtener la solución particular.

Método de coeficientes indeterminados Si $Q(x)$ es un producto o una combinación lineal de productos de las funciones e^{bx}, a^x, x^p (p entero positivo o cero) cos cx y sen cx, se podrá utilizar este método. Las "familias" $[a^x]$, $[e^{bx}]$, [sen cx, cos cx] y $[x^p, x^{p-1}, ..., x, 1]$ se definen para cada una de las funciones anteriores, como sigue: La "familia" de un término f_x es el conjunto de todas las funciones que resultan de f_x y todas las operaciones de la forma a^{x+y}, cos $c(x + y)$, sen $c(x + y)$, $(x + y)^p$ en f_x y sus combinaciones lineales. La técnica incluye las etapas siguientes: 1) Resolución del sistema homogéneo. 2) Construcción de la familia de cada término. 3) Si la familia no tiene representante en la solución homogénea, supóngase que y_x^P es una combinación lineal de las familias de cada término y determinan las constantes, de modo que se satisfaga la ecuación. 4) Si una familia tiene un representante en la solución homogénea, multiplíquese cada miembro de la familia por la potencia entera más pequeña de x para la que se eliminan todos los términos representantes y se vuelve a la etapa 3.

Ejemplo $y_{x+1} - 3y_x + 2y_{x-1} = 1 + a^x$. $a \neq 0$. La solución homogénea es $y_x^H = c_1 + c_2 2^x$. La familia del 1 es 1 y la de a^x es a^x. Sin embargo, 1 es una solución del sistema homogéneo. Por tanto, se prueba $y_x^P = Ax + Ba^x$. Al sustituir esto en la ecuación, se tiene $y_x = c_1 + c_2 2^x - x + \dfrac{a}{(a-1)(a-2)} a^x$, $a \neq 1$, $a \neq 2$. Si $a = 1$, $y_x = c_1 + c_2 2^x - x$. Si $a = 2$, $y_x = c_1 + c_2 2^x - x + x2^x$.

Ejemplo La familia de $x^2 3^x$ es $[x^2 3^x, x3^x, 3^x]$.

Método de variación de parámetros Esta técnica es aplicable a ecuaciones en diferencias lineales generales. Se ilustra para el sistema de segundo orden $y_{x+2} + Ay_{x+1} + By_x = \phi(x)$. Supóngase que mediante alguna técnica se encontró la solución homogénea y que se escribe: $y_x^H = c_1 u_x + c_2 v_x$. Sea que se pueda encontrar una solución particular $y_x^P = D_x u_x + E_x v_x$. E_x y D_x se pueden determinar al resolver las ecuaciones:

$$E_{x+1} - E_x = \frac{u_{x+1}\phi(x)}{u_{x+1}v_{x+2} - u_{x+2}v_{x+1}}$$

$$D_{x+1} - D_x = \frac{v_{x+1}\phi(x)}{v_{x+1}u_{x+2} - v_{x+2}u_{x+1}}$$

mediante una suma. La solución general es $y_x = y_x^P + y_x^H$.

Ejemplo $y_{x+2} - (2 \cos \alpha)y_{x+1} + y_x = \sqrt{x}$. $x \geq 0$. La solución homogénea es $y_x^H = c_1 \cos \alpha x + c_2 \operatorname{sen} \alpha x$. Con $u_x = \cos \alpha x$, v_x sen αx se descubre que $E_{x+1} - E_x = \dfrac{[\cos \alpha(x+1)]\sqrt{x}}{\operatorname{sen} \alpha}$, $D_{x+1} - D_x = \dfrac{-\sqrt{x} \operatorname{sen} \alpha(x+1)}{\operatorname{sen} \alpha}$. Así pues, para sen $\alpha \neq 0$, $E_0 = 0$, $D_0 = 0$.

$$D_x = -\sum_{n=0}^{x} \frac{\sqrt{n} \operatorname{sen} n\alpha}{\operatorname{sen} \alpha} \qquad E_x = \sum_{n=0}^{x} \frac{\sqrt{n} \cos n\alpha}{\operatorname{sen} \alpha}$$

La solución general es $y_x = c_1 \cos \alpha x + c_2 \operatorname{sen} \alpha x - \cos \alpha x \sum_{n=0}^{x} \dfrac{\sqrt{n} \operatorname{sen} \alpha n}{\operatorname{sen} \alpha} + \operatorname{sen} \alpha x \sum_{n=0}^{x} \dfrac{\sqrt{n} \cos \alpha n}{\operatorname{sen} \alpha}$.

Coeficientes variables El método de variación de parámetros se aplica igualmente bien a la ecuación en diferencias lineales con *coeficientes variables*. Por ello, se requieren técnicas para resolver el sistema homogéneo con coeficientes variables.

Ecuación $y_{x+1} - a_x y_x = 0$ Suponiendo que esta ecuación sea válida para $x \geq 0$ y $y_0 = c$, la solución es $y_x = c \prod_{n=1}^{x} a_{x-1}$.

Ejemplo . $y_{x+1} + \dfrac{x+2}{x+1} y_x = 0$. La solución es

$$y_x = c \prod_{n=1}^{x} \left(-\frac{n+1}{n} \right) = c(-1)^x \frac{2}{1} \cdot \frac{3}{2} \cdots \frac{x+1}{x} = (-1)^x c(x+1)$$

Ejemplo $y_{x+1} - xy_x = 0$. La solución es $y_x = c(x-1)!$

Reducción de orden Si se puede encontrar una solución homogénea, por ejemplo u_x, mediante la inspección o en alguna otra forma, se podrá obtener una ecuación de *orden inferior*, mediante la sustitución $v_x = y_x/u_x$. La ecuación resultante se deberá satisfacer con v_x = constante, o bien, $\Delta v_x = 0$. De ese modo, la ecuación será de orden reducido si se introduce la nueva variable $U_x = \Delta(y_x/u_x)$ es introducido.

Ejemplo $(x+2)y_{x+2} - (x+3)y_{x+1} + y_x = 0$. Mediante la observación se descubre que $u_x = 1$ es una solución. Se hace $U_x = \Delta y_x = y_{x+1} - y_x$. El resultado es $(x+2)U_{x+1} - U_x = 0$, que es de un grado inferior en una unidad al de la ecuación original.

Finalmente, la solución completa para y_x es $y_x = c_0 \sum_{n=0}^{x} \dfrac{1}{n!} + c_1$.

Factorización Si se puede factorizar la ecuación en diferencias, será posible obtener la solución general, mediante la resolución de dos o más ecuaciones sucesivas de orden inferior. Sea $y_{x+2} + A_x y_{x+1} + B_x y_x = \phi(x)$. Si existen a_x, b_x de modo que $a_x + b_x = -A_x$ y $a_x b_x = B_x$, la ecuación

en diferencias se podrá escribir como sigue: $y_{x+2} - (a_x + b_x)\,y_{x+1} + a_x b_x y_x = \phi(x)$. Se resuelve primeramente $U_{x+1} - b_x U_x = \phi(x)$ y, luego, $y_{x+1} - a_x y_x = U_x$.

Ejemplo $y_{x+2} - (2x+1)y_{x+1} + (x^2+x)y_x = 0$. Se hace $a_x = x$, $b_x = x+1$, y se resuelve primeramente $u_{x+1} - (x+1)u_x = 0$ y, después, $y_{x+1} - xy_x = u_x$.

Sustitución Si es posible reordenar una ecuación en diferencias de modo que tome la forma $af_{x+2}y_{x+2} + bf_{x+1}y_{x+1} + cf_x y_x = \phi(x)$ con a, b y c constantes, la sustitución de $u_x = f_x y_x$ reducirá la ecuación a otra que tenga coeficientes constantes.

Ejemplo $(x+2)^2 y_{x+2} - 3(x+1)^2 y_{x+1} + 2x^2 y_x = 0$. Se hace $u_x = x^2 y_x$. La ecuación se convierte en $u_{x+2} - 3u_{x+1} + 2u_x = 0$, que es lineal y se puede resolver con facilidad por métodos anteriores.

La sustitución de $u_x = y_x/f_x$ reduce $af_x f_{xH}\,y_{x+2} + bf_x f_{x+2}y_{x+1} + cf_{x+1}f_{x+2}y_x = \phi(x)$ a una ecuación con coeficientes constantes.

Ejemplo $x(x+1)y_{x+2} + 3x(x+2)y_{x+1} - 4(x+1)(x+2)y_x = x$. Se hace $u_x = y_x/f_x = y_x/x$. Entonces, $y_x = xu_x$, $y_{x+1} = (x+1)u_{x+1}$ y $y_{x+2} = (x+2)u_{x+2}$. La sustitución en la ecuación da $x(x+1)(x+2)u_{x+2} + 3x(x+2)(x+1)u_{x+1} - 4x(x+1)(x+2)u_x = x$ o bien $u_{x+2} + 3u_{x+1} - 4u_x = [1/(x+1)](x+2)$, que es una ecuación lineal con coeficientes constantes.

Ecuaciones no lineales en diferencias: Ecuación en diferencias de Riccati La ecuación de Riccati $y_{x+1}y_x + ay_{x+1} + by_x + c = 0$ es una ecuación en diferencias no lineal, que se puede resolver mediante la reducción a la forma lineal. Sea $y = z + h$. La ecuación se hace $z_{x+1}z_x + (h+a)z_{x+1} + (h+b)z_x + h^2 + (a+b)h + c = 0$. Si se escoge h como raíz de $h^2 + (a+b)h + c = 0$ y se divide la ecuación por $z_{x+1}z_x$ se obtiene $[(h+b)/z_{x+1}] + [(h+a)/z_x] + 1 = 0$, la cual es una ecuación lineal con coeficientes constantes. La solución es

$$y_x = h + \frac{1}{c\left[-\dfrac{a+h}{b+h}\right]^x - \dfrac{1}{(a+h)+(b+h)}}$$

Ejemplo Esta ecuación se obtiene en problemas de destilación, entre otros, donde se requiere el número de platos teóricos. Si se supone que la volatilidad relativa es constante, los platos serán teóricamente perfectos y la rapidez molal del líquido y vapor serán constantes; entonces, un balance de material en torno al n-ésimo plato de la sección de enriquecimiento da una ecuación en diferencias de Riccati.

ECUACIONES INTEGRALES

Referencias: 66, 73, 81, 146, 156, 166, 197, 238, 255. Véase también "Análisis numérico y métodos aproximados".

Ecuación integral es la que tiene la función incógnita, bajo el signo de integración y posiblemente fuera del signo de integración. Esas ecuaciones son importantes en las aplicaciones matemáticas a problemas físicos, porque con frecuencia es posible volver a formular una ecuación diferencial con sus condiciones en la frontera, como ecuación integral simple.

El tipo más simple de ecuación integral surge de la integración de la ecuación diferencial $dy/dx = f(x, y)$, con la condición inicial $y = y_0$ cuando $x = x_0$. Esto es equivalente a $dy = f(x, y)\,dx$ o bien $\int_{y_0}^{y} dy = \int_{x_0}^{x} f(x, y)\,dx$. Al integrar, se obtiene $y = y_0 + \int_{x_0}^{x} f(x, y)\,dx$. Este tipo de ecuación se puede resolver mediante un proceso de **aproximaciones sucesivas**, que se denomina con frecuencia **método de Picard**, que es útil para obtener soluciones aproximadas de ecuaciones diferenciales. El procedimiento de iteración consiste en escoger una primera aproximación para y, por ejemplo, $y = y_0$, entonces, se tiene $y^{(1)} = y_0 + \int_{x_0}^{x} f(x, y_0)\,dx$. Después de integrar, $y^{(2)} = y_0 + \int_{x_0}^{x} f(x, y^{(1)})\,dx$ y, en general, $y^{(n)} = y_0 + \int_{x_0}^{x} f(x, y^{(n-1)})\,dx$.

Ejemplo $dy/dx = x^2 + y$. $x_0 = 0$, $y_0 = 1$. Este problema es equivalente a la ecuación integral $y = 1 + \int_0^x (x^2 + y)\,dx$. Sea 1 la aproximación inicial para y. Entonces,

$$y^{(1)} = 1 + \int_0^x (x^2 + 1)\,dx = 1 + x + \frac{x^3}{3}.\quad y^{(2)} = 1 + \int_0^x [x^2 + y^{(1)}]\,dx$$

$$= 1 + \int_0^x \left[x^2 + 1 + x + \frac{x^3}{3}\right] dx = 1 + x + \frac{x^2}{2} + \frac{x^3}{3} + \frac{x^4}{12}, \text{ etc.}$$

CLASIFICACIÓN DE LAS ECUACIONES INTEGRALES

$\int_a^b K(x, t)u(t)\,dt = f(x)$, en donde se conocen $f(x)$, $K(x, t)$, a y b y se debe determinar u, es una ecuación ***lineal de primera clase, del* tipo Fredholm**. $K(x, t)$ se denomina función **núcleo (kernel)** de la ecuación. Si u, la función incógnita, se presenta sólo en la primera potencia, se dice que la ecuación es *lineal*.

$\int_a^x K(x, t)u(t)\,dt = f(x)$ es una ecuación integral lineal de primera clase, del **tipo Volterra**.

Una ecuación de la forma $u(x) = f(x) + \int_a^b K(x, t)u(t)\,dt$ se dice que es una ecuación integral lineal de segunda clase. Si b es constante, es del tipo Fredholm. Si $b = x$, es del tipo Volterra. Si $f(x)$ es idénticamente cero, entonces, $u(x) = \int_a^b K(x, t)u(t)\,dt$ es la ecuación integral lineal *homogénea de segunda clase*. A veces, se introduce un *parámetro* λ; así, $u(x) = f(x) + \lambda \int_a^b K(x, t)u(t)\,dt$, que facilita la resolución y puede tomar varios valores en un problema dado.

La ecuación $\phi(x)u(x) = f(x) + \int_a^b K(x, t)u(t)\,dt$ es la ecuación integral lineal de tercera clase. Si b = constante es del tipo Fredholm y si $b = x$, es del tipo Volterra.

Si la función incógnita u aparece en la ecuación en cualquier modo, excepto en primera potencia, se dice que la ecuación integral es no lineal. La ecuación $u(x) = f(x) + \int_a^b K(x, t)[u(t)]^{3/2}\,dt$ es *no* lineal. La ecuación diferencial $du/dx = g(x, u)$ es equivalente a la ecuación integral no lineal $u(x) = c + \int_a^x g[t, u(t)]\,dt$.

Se dice que una ecuación integral es *singular* cuando uno o los dos límites de integración se hacen infinitos o si $K(x, t)$ se hace infinito para uno o más puntos del intervalo en cuestión.

Ejemplo $u(x) = x + \int_0^\infty \cos(xt)\,u(t)\,dt$ y $f(x) = \int_0^x \frac{u(t)}{x - t}\,dt$ son singulares las dos. El núcleo de la primera ecuación es $\cos(xt)$ y el de la segunda es $(x-t)^{-1}$.

RELACIÓN CON LAS ECUACIONES DIFERENCIALES

La regla de Leibnitz $\dfrac{d}{dx}\int_{a(x)}^{b(x)} F(x, t)\,dt = \int_{a(x)}^{b(x)} \dfrac{\partial F(x, t)}{\partial x}\,dt + F[x, b(x)]\dfrac{db}{dx} - F[x, a(x)]\dfrac{da}{dx}$ se utiliza con frecuencia para la derivación de una integral que incluye un parámetro. Si $I_n(x) = \int_a^x (x-t)^{n-1} f(t)\,dt$, entonces, $d^n I_n/dx^n = (n-1)!\,f(x)$, y puesto que $I_n(a) = 0$, $n \geq 1$, se sigue que $I_n(a) = [dI_n(a)/dx] = [d^2 I_n(a)/dx^2] = \cdots = [d^{n-1} I_n(a)/dx^{n-1}] = 0$. Por tanto, $\dfrac{I_n(x)}{(n-1)!} = \dfrac{1}{(n-1)!}\int_a^x (x-t)^{n-1} f(t)\,dt = \underbrace{\int_a^x \cdots \int_a^x}_{n \text{ veces}} f(x)\,\underbrace{dx \cdots dx}_{n}$.

Este resultado se puede utilizar para mostrar la *equivalencia* del problema de *valor inicial* que consiste en la ecuación diferencial de segun-

do orden $d^2y/dx^2 + A(x)(dy/dx) + B(x)y = f(x)$ junto con las condiciones prescritas iniciales $y(a) = y_0, y'(a) = y'_0$ para la ecuación integral

$$y(x) = -\int_a^x \{A(t) + (x - t)[B(t) - A'(t)]\}y(t)\,dt + \int_a^x (x - t)f(t)\,dt + [A(a)y_0 + y'_0](x - a) + y_0$$

o bien, de manera equivalente $y(x) = \int_a^x K(x, t)y(t)\,dt + F(x)$

en donde $K(x, t) = (t - x)[B(t) - A'(t)] - A(t)$

y $F(x) = \int_a^x (x - t)f(t)\,dt + [A(a)y_0 + y'_0](x - a) + y_0$

Esta **ecuación** integral es de **Volterra** de segunda clase. Así, el problema de valor inicial es equivalente a una ecuación integral de Volterra de segunda clase.

Ejemplo $d^2y/dx^2 + x^2(dy/dx) + xy = x$, $y(0) = 1$, $y'(0) = 0$. En este caso, $A(x) = x^2$, $B(x) = x$, $f(x) = x$. La ecuación integral equivalente es $y(x) = \int_0^x K(x, t)\,y(t)\,dt + F(x)$ en donde $K(x, t) = t(x - t) - t^2$ y $F(x) = \int_0^x (x - t)t\,dt + 1 = x^3/6 + 1$. Al combinar esto se tiene $y(x) = \int_0^x t[x - 2t]y(t)\,dt + x^3/6 + 1$.

La expresión para $I_n(x)/(n-1)!$ se puede utilizar también para mostrar la equivalencia de problemas con valores en la frontera a ecuaciones integrales de Fredholm de segunda clase. Por ejemplo, el problema $(d^2y/dx^2) + \lambda y = 0$ con $y(0) = 0$, $y(a) = 0$ es equivalente a la ecuación integral $y(x) = \lambda \int_0^a K(x, t)y(t)\,dt$, en donde $K(x, t) = (t/a)(a - x)$ cuando $t < x$ y $K(x, t) = (x/a)(a - t)$ cuando $t > x$.

La ecuación diferencial se puede recuperar de la ecuación integral, mediante la derivación de la ecuación integral, utilizando la regla de Leibnitz.

MÉTODOS DE RESOLUCIÓN

Resolver una ecuación integral de cualquier tipo es encontrar la función desconocida. En general, no resulta sencilla la resolución de ecuaciones integrales por métodos analíticos exactos. Con frecuencia, es preciso recurrir a métodos aproximados o numéricos. Se toman en cuenta en este punto unos cuantos métodos, tanto exactos como aproximados. Los métodos numéricos se dejan para la subsección de análisis numérico.

Ecuaciones de tipo de convolución La ecuación $u(x) = f(x) + \lambda \int_0^x K(x - t)u(t)\,dt$ es un caso especial de ecuación integral lineal de segunda clase del tipo de Volterra. La parte integral es la integral de convolución analizada en "Transformadas integrales (métodos operacionales)"; por tanto, la resolución se puede hacer por medio de transformadas de Laplace; $L[u(x)] = L[f(x)] + \lambda L[u(x)]L[K(x)]$ o bien $L[u(x)] = \dfrac{L[f(x)]}{1 - \lambda L[K(x)]}$, $u(x) = L^{-1}\left[\dfrac{L[f(x)]}{1 - \lambda L[K(x)]}\right]$. Las ecuaciones del tipo considerado aquí se presentan con mucha frecuencia en la práctica, en los sistemas de "causa y efecto".

Ejemplo En cierto sistema lineal, el efecto $E(t)$ debido a una causa $C = \lambda E$ en el tiempo τ es sólo función del tiempo transcurrido $t - \tau$. Si el sistema tiene el nivel de actividad 1 en el tiempo $t < 0$, la relación de causa λE y efecto (E) se da mediante la ecuación integral $E(t) = 1 + \lambda \int_0^t K(t - \tau)E(\tau)\,d\tau$. Sea $K(t - \tau) = t - \tau$. Entonces $E(t) = 1 + \lambda \int_0^t (t - \tau)E(\tau)\,d\tau$. Con el método de la transformada se tiene, $E(t) = L^{-1}\left[\dfrac{L[1]}{1 - \lambda L[K(t)]}\right] = L^{-1}\left[\dfrac{1/p}{1 - \lambda/p^2}\right] = L^{-1}\left[\dfrac{p}{p^2 - \lambda}\right] = \cosh \sqrt{\lambda}t$.

Ecuación general de Abel La ecuación de Volterra $F(x) = \int_0^x \dfrac{y(t)}{(x - t)^\alpha}\,dt$, $0 < \alpha < 1$ se conoce como ecuación de Abel. Su solución es $y(x) = \dfrac{\operatorname{sen} \alpha\pi}{\pi} \dfrac{d}{dx} \int_0^x \dfrac{F(t)\,dt}{(x - t)^{1-\alpha}}$.

Ecuaciones con núcleos separables La ecuación integral de segunda clase del tipo Fredholm, $y(x) = f(x) + \int_a^b K(x, t)y(t)\,dt$ se dice que tiene un núcleo (kernel) separable si $K(x,t) = \sum_{i=1}^{n} U_i(x)V_i(t)$. Por ejemplo, si $K(x, t) = u(x)v(t)$, en este caso, la solución es $y(x) = f(x) + \lambda \dfrac{\int_a^b K(x, t)f(t)\,dt}{1 - \lambda \int_a^b K(x, x)\,dx}$

Ejemplo $y(x) = x + \lambda \int_0^1 xty(t)\,dt$. La solución es $y(x) = f(x) + \lambda \dfrac{\int_0^1 (xt)t\,dt}{1 - \lambda \int_0^1 x^2\,dx} = x + \lambda \dfrac{x/3}{1 - (\lambda/3)} = \dfrac{3x}{3 - \lambda}$, $\lambda \neq 3$.

Método de aproximaciones sucesivas Sea la ecuación $y(x) = f(x) + \lambda \int_a^b K(x, t)y(t)\,dt$. En este método se obtiene una solución única en forma de sucesión, como sigue: se sustituye en el miembro derecho de la ecuación $y_0(t)$ en lugar de $y(t)$. Al integrar, se obtiene $y_1(t) = f(x) + \lambda \int_a^b K(x, t)y_0(t)\,dt$. Se puede seguir de modo similar, reemplazando y_0 con y_1, y_1 con y_2, etc. Se obtiene una serie de funciones $y_0(x)$, $y_1(x)$, $y_2(x)$,..., que satisfacen las ecuaciones

$$y_n(x) = f(x) + \lambda \int_a^b K(x, t)y_{n-1}(t)\,dt$$

Entonces, $y_n(x) = f(x) + \lambda \int_a^b K(x, t)f(t)\,dt + \lambda^2 \int_a^b K(x, t) \int_a^b K(t, t_1)f(t_1)\,dt_1\,dt + \lambda^3 \int_a^b K(x, t) \int_a^b K(t, t_1) \int_a^b K(t_1, t_2)f(t_2)\,dt_2\,dt_1\,dt + \cdots + R_n$,

en donde R_n es el residuo y $|R_n| \leq |\lambda|^n \left|\left(\text{máx. } y_0 \atop a \leq x \leq b\right)\right| M^n(b - a)^n$, en donde M = valor máximo de $|K|$ en el rectángulo $a \leq t \leq b$, $a \leq x \leq b$. Si $|\lambda|M(b - a) < 1$, $\lim_{n \to \infty} R_n = 0$. Entonces, $y_n(x) \to y(x)$, que es la solución única.

Ejemplo Sea la ecuación $y(x) = 1 + \lambda \int_0^1 (1 - 3xt)y(t)\,dt$.

$$y(x) = 1 + \lambda \int_0^1 (1 - 3xt)\,dt + \lambda^2 \int_0^1 (1 - 3xt) \int_0^1 (1 - 3tt_1)\,dt_1\,dt + \cdots$$

$$= 1 + \lambda\left(1 - \frac{3}{2}x\right) + \lambda^2 \frac{1}{4} + \frac{1}{4}\lambda^3\left(1 - \frac{3}{2}x\right) + \frac{\lambda^4}{16} + \frac{1}{16}\lambda^5\left(1 - \frac{3}{2}x\right) + \cdots$$

$$= \left(1 + \frac{\lambda^2}{4} + \frac{\lambda^4}{16} + \cdots\right)\left(1 + \lambda\left(1 - \frac{3}{2}x\right)\right)$$

$$= \frac{1 + \lambda\left(1 - \frac{3}{2}x\right)}{1 - \frac{1}{4}\lambda^2} \quad |\lambda| < 2$$

TRANSFORMADAS INTEGRALES (MÉTODOS OPERACIONALES)

REFERENCIAS: 57, 58, 61, 62, 88, 108, 136, 214, 224, 249, 250, 270, 294.

El término "método operacional" implica un procedimiento para resolver ecuaciones diferenciales y en diferencias, en donde se satisfacen automáticamente, en el curso de la resolución, las condiciones iniciales o en la frontera. La técnica ofrece un instrumento muy poderoso en las aplicaciones de matemáticas.

La mayor parte de las transformadas integrales son casos especiales de la ecuación $g(s) = \int_a^b f(t)K(s, t)\,dt$ en donde se dice que $g(s)$ es la **transformada** de $f(t)$ y $K(s, t)$ se denomina **núcleo** (kernel) de la transformada. Se da a continuación una tabulación de los núcleos más importantes y el intervalo (a, b) de aplicabilidad. Se toman en consideración las tres primeras transformadas.

Nombre de la transformada	(a, b)	$K(s, t)$
De Laplace	$(0, \infty)$	e^{-st}
De Fourier	$(-\infty, \infty)$	$\frac{1}{\sqrt{2\pi}} e^{-ist}$
Cosenoidal de Fourier	$(0, \infty)$	$\sqrt{\frac{2}{\pi}} \cos st$
Senoidal de Fourier	$(0, \infty)$	$\sqrt{\frac{2}{\pi}} \operatorname{sen} st$
De Mellin	$(0, \infty)$	t^{s-1}
De Hankel	$(0, \infty)$	$tJ_\nu(st),\ \nu \geq -\frac{1}{2}$

TRANSFORMADA DE LAPLACE

La transformada de Laplace de una función $f(t)$ está definida por $F(s) = L\{f(t)\} = \int_0^\infty e^{-st} f(t)\,dt$, donde s es una variable compleja. Obsérvese que la transformada es una integral impropia y en consecuencia, puede no existir para todas las funciones continuas y para todos los valores de s. Se sobrentiende que se restringe la consideración a aquellos valores de s y a aquellas funciones f, para las que converge esta integral impropia.

La notación $L[f(t)] = g(s)$ se denomina **transformada directa** y $L^{-1}[g(s)] = f(t)$ se denomina **transformada inversa.** Tanto la transformada directa como la inversa están tabuladas para muchas funciones que se presentan con frecuencia. En general $L^{-1}[g(s)] = \frac{1}{2\pi i} \int_{\alpha - i\infty}^{\alpha + i\infty} e^{st} g(s)\,ds$ y para evaluar esta integral se requieren conocimientos de variable compleja, teoría de los residuos e integración de contorno.

Se dice que una función es un tramo discreto continuo en un intervalo, si tiene solamente un número finito de discontinuidades (o saltos) finitos. Una función f en $0 < t < \infty$ se dice que es de crecimiento exponencial en el infinito, si existen constantes M y α de tal manera que $|f(t)| \leq Me^{\alpha t}$ para una t lo suficientemente grande.

Condiciones suficientes para que exista la transformada de Laplace Supóngase que f representa una función que es 1) un tramo discreto continuo en cada intervalo finito $0 < t < T$, 2) de crecimiento exponencial en el infinito y 3) $\int_0^\delta |f(t)|\,dt$ existe (finita), para cada finito $\delta > 0$. En estos casos, la transformada de Laplace de f existe para todos los números complejos s, con una parte real suficientemente grande.

Obsérvese que la condición 3 se satisface en forma automática, si se supone que f es un tramo discreto, continuo en cada intervalo finito $0 \leq t \leq T$. La función $f(t) = t^{-1/2}$ no es un tramo discreto continuo en $0 \leq t \leq T$, pero satisface las 3 condiciones.

Sea que Λ denote la clase de todas las funciones en $0 < t < \infty$, que satisfacen las condiciones 1 a 3.

Ejemplo Sea $f(t)$ la función de paso de Heaviside en $t = t_0$; es decir, $f(t) = 0$ para $t \leq t_0$, y $f(t) = 1$ para $t > t_0$. En este caso $L\{f(t)\} = \int_{t_0}^\infty e^{-st}\,dt = \lim_{T \to \infty} \int_{t_0}^T e^{-st}\,dt = \lim_{T \to \infty} \frac{1}{s}(e^{-st_0} - e^{-sT}) = \frac{e^{-st_0}}{s}$ siempre y cuando $s > 0$.

Ejemplo Sea $f(t) = e^{5t}$, $t \geq 0$. Entonces, $L\{e^{5t}\} = \int_0^\infty e^{-(s-5)}\,dt = 1/(s-5)$, siempre y cuando $\operatorname{Re} s > 5$.

Ejemplo Sea $f(t) = e^{at}$, $t \geq 0$, donde a es un número real. En este caso, $L\{e^{at}\} = \int_0^\infty e^{-(s-a)}\,dt = 1/(s-a)$, siempre que $\operatorname{Re} s > a$.

Propiedades de la transformada de Laplace

1. La transformada de Laplace es un operador lineal: $L\{af(t) + bg(t)\} = aL\{f(t)\} + bL\{g(t)\}$ para cualquiera de las constantes a, b y cualesquiera dos funciones f y g, cuyas transformadas de Laplace existan.

2. La transformada de Laplace de una función valuada real, es real para s real. Si $f(t)$ es una función valuada compleja, $f(t) = u(t) + iv(t)$, donde u y v son reales, entonces $L\{f(t)\} = L\{u(t)\} + iL\{v(t)\}$. Por consiguiente, $L\{u(t)\}$ es la parte real de $L\{f(t)\}$ y $L\{v(t)\}$ es la parte imaginaria de $L\{f(t)\}$.

3. La transformada de Laplace de una función en la clase Λ tiene derivadas de todos los órdenes y $L\{t^k f(t)\} = (-1)^k d^k F(s)/ds^k$, $k = 1, 2, 3, \ldots$.

Ejemplo $\int_0^\infty e^{-st} \operatorname{sen} at\,dt = \frac{a}{s^2 + a^2}$, $s > 0$. Por la propiedad 3, $\frac{2as}{(s^2 + a^2)^2} = \int_0^\infty e^{-st} t \operatorname{sen} t\,dt = L\{t \operatorname{sen} t\}$.

Ejemplo Al aplicar la propiedad 3, con $f(t) = 1$ y utilizar los resultados anteriores, se obtiene $L\{t^k\} = (-1)^k \frac{d^k}{ds^k}\left(\frac{1}{s}\right) = \frac{k!}{s^{k+1}}$, siempre y cuando $\operatorname{Re} s > 0$; $k = 1, 2, \ldots$. En forma similar, se obtiene $L\{t^k e^{at}\} = (-1)^k \frac{d^k}{ds^k}\left(\frac{1}{s-a}\right) = \frac{k!}{(s-a)^{k+1}}$.

4. Propiedad de cambio de frecuencia (en forma equivalente, la transformada de una función modulada en forma exponencial). Si $F(s)$ es la transformada de Laplace de una función $f(t)$ en la clase Λ, entonces, para cualquier constante a, $L\{e^{at} f(t)\} = F(s-a)$.

Ejemplo $L\{te^{-at}\} = \frac{1}{(s+a)^2}$, $s > 0$.

5. Propiedad de cambio de tiempo. Sea $u(t-a)$ la función unitaria de paso en $t = a$. En este caso, $L\{f(t-a)u(t-a)\} = e^{-as}F(s)$.

6. Transformada de una derivada. Sea f una función diferenciable tal que tanto f como f' pertenezcan a la clase Λ. Entonces $L\{f'(t)\} = sF(s) - f(0)$.

7. Transformada de una derivada de orden mayor. Sea f una función que tiene derivadas continuas hasta un orden n en $(0, \infty)$ y supóngase que f y sus derivadas hasta un orden n pertenecen a la clase Λ. En este caso, $L\{f^{(j)}(t)\} = s^j F(s) - s^{j-1} f(0) - s^{j-2} f'(0) - \cdots - sf^{(j-2)}(0) - f^{(j-1)}(0)$ para $j = 1, 2, \ldots, k$.

Ejemplo

$$L\{f''(t)\} = s^2 L\{f(t)\} - sf(0) - f'(0)$$
$$L\{f'''(t)\} = s^3 L\{f(t)\} - s^2 f(0) - sf'(0) - f''(0)$$

Ejemplo Resuélvase $y'' + y = 2e^t$, $y(0) = y'(0) = 2$. $L[y''] = -y'(0) - sy(0) + s^2 L[y] = -2 - 2s + s^2 L[y]$. Entonces $-2 - 2s + s^2 L[y] + L[y] = 2L[e^t] = \frac{2}{s-1}$. $L[y] = \frac{2s^2}{(s-1)(s^2+1)} = \frac{1}{s-1} + \frac{s}{s^2+1} + \frac{1}{s^2+1}$. Por ende, $y = e^t + \cos t + \operatorname{sen} t$.

A continuación se presenta una tabla breve de transformadas inversas y directas de Laplace, muy comunes. En las obras de la bibliografía se incluyen tablas más detalladas. NOTA: $\Gamma(n+1) = \int_0^\infty x^n e^{-x}\,dx$, (función gamma); $J_n(t)$ = función de Bessel de primera clase, de orden n.

$f(t)$	$g(s)$	$f(t)$	$g(s)$
1	$1/s$	$e^{-at}(1-at)$	$\frac{s}{(s+a)^2}$
t^n, (na + entero)	$\frac{n!}{s^{n+1}}$	$t \operatorname{sen} at$	$\frac{s^2}{(s^2+a^2)^2}$
t^n, n ≠ + entero	$\frac{\Gamma(n+1)}{s^{n+1}}$	$\frac{1}{2a^3}\operatorname{sen} at \operatorname{senh} at$	$\frac{s}{s^4+4a^4}$
$\cos at$	$\frac{s}{s^2+a^2}$	$\cos at \cosh at$	$\frac{s^3}{s^4+4a^4}$
$\operatorname{sen} at$	$\frac{a}{s^2+a^2}$	$\frac{1}{2a}(\operatorname{senh} at + \operatorname{sen} at)$	$\frac{s^3}{s^4-a^4}$
$\cosh at$	$\frac{s}{s^2-a^2}$	$\frac{1}{2}(\cosh at + \cos at)$	$\frac{s^3}{s^4-a^4}$
$\operatorname{senh} at$	$\frac{a}{s^2-a^2}$	$\frac{\operatorname{sen} at}{t}$	$\tan^{-1}\frac{a}{s}$
e^{-at}	$\frac{1}{s+a}$	$J_0(at)$	$\frac{1}{\sqrt{s^2+a^2}}$
$e^{-bt}\cos at$	$\frac{s+b}{(s+b)^2+a^2}$	$\frac{n}{a^n}\frac{J_n(at)}{t}$	$\frac{1}{(\sqrt{s^2+a^2}+s)^n}$
$e^{-bt}\operatorname{sen} a$	$\frac{a}{(s+b)^2+a^2}$	$J_0(2\sqrt{at})$	$\frac{1}{s}e^{-a/s}$

8. $L\left[\int_a^t f(t)\,dt\right] = \frac{1}{s}L[f(t)] + \frac{1}{s}\int_a^0 f(t)\,dt.$

Ejemplo Determínese $f(t)$ si $L[f(t)] = \frac{1}{s^2}\left[\frac{1}{s^2-a^2}\right]$. $L\left[\frac{1}{a}\operatorname{senh} at\right] = \frac{1}{s^2-a^2}$. Se tiene, $f(t) = \int_0^t\left[\int_0^t \frac{1}{a}\operatorname{senh} at\,dt\right]dt = \frac{1}{a^2}\left[\frac{\operatorname{senh} at}{a} - t\right]$.

9. $L\left[\frac{f(t)}{t}\right] = \int_s^\infty g(s)\,ds$; $L\left[\frac{f(t)}{t^k}\right] = \underbrace{\int_s^\infty \cdots \int_s^\infty}_{k \text{ integrales}} g(s)$

Ejemplo $L\left[\frac{\operatorname{sen} at}{t}\right] = \int_s^\infty L[\operatorname{sen} at]\,ds = \int_s^\infty \frac{a\,ds}{s^2+a^2} = \cot^{-1}\frac{s}{a}$.

10. La función de paso unitario $u(t-a) = \begin{cases} 0 & t < a \\ 1 & t > a \end{cases}$. $L[u(t-a)] = e^{-as}/s$.

11. La función de impulso unitario es $\delta(a) = u'(t-a) = \begin{cases} \infty & \text{en } t = a \\ 0 & \text{en otros puntos} \end{cases}$ $L[u'(t-a)] = e^{-as}$.

12. $L^{-1}[e^{-as}g(s)] = f(t-a)u(t-a)$ (segundo teorema de desplazamiento).

13. Si $f(t)$ es periódica, de periodo b; o sea, $f(t+b) = f(t)$, se tiene, $L[f(t)] = \left[\frac{1}{1-e^{-bs}}\right]\int_0^b e^{-st}f(t)\,dt$.

Ejemplo Las ecuaciones diferenciales parciales que relacionan la composición de gas a la posición y el tiempo en un cromatógrafo de gases son $\partial y/\partial n + \partial x/\partial\theta = 0$, $\partial y/\partial n = x - y$, en donde $x = mx'$, $n = (k_G a P'/G_m)h$, $\theta = (mk_G aP/\rho_B)t$ y G_M = velocidad molar, y = fracción molar del componente en la fase gaseosa, ρ_B = densidad global, h = distancia de la entrada, P = presión, k_G = coeficiente de transferencia de masas y m = pendiente de la recta de equilibrio. Estas ecuaciones son equivalentes a $\partial^2 y/\partial n\,\partial\theta + \partial y/\partial n + \partial y/\partial\theta = 0$, en donde las condiciones en la frontera que se toman en consideración son $y(n, 0) = y(0, \theta) = 0$ y $x(n, 0) = y(n, 0) + (\partial y/\partial n)(n, 0) = \delta(0)$ (véase la propiedad 11). El problema se resuelve adecuadamente, mediante la utilización de la transformada de Laplace de y con respecto a n; escríbase $g(s, \theta) = \int_0^\infty e^{-ns}y(n, \theta)\,dn$. Las operaciones realizadas en la ecuación diferencial parcial dan $s(dg/d\theta) - (\partial y/\partial\theta)(0, \theta) + sg - y(0, \theta) + dg/d\theta = 0$ o $(s+1)(dg/d\theta) + sg = (\partial y/\partial\theta)(0, \theta) + y(0, \theta) = 0$. La segunda condición en la frontera da: $g(s, 0) + sg(s, 0) - y(0, 0) = 1$ o $g(s, 0) + sg(s, 0) = 1$ ($L[\delta(0)] = 1$. Una solución de la ecuación diferencial ordinaria para g, congruente con esta segunda condición es $g(s, \theta) = \frac{1}{s+1}e^{-(s\theta)/(s+1)}$. La inversión de esta transformada da la solución $y(n, \theta) = e^{-(n+\theta)}I_0(2\sqrt{n\theta})$ en donde I_0 = función de Bessel de orden cero de un argumento imaginario. Para valores grandes de u, $I_n(u) \sim e^u/2\sqrt{\pi u}$. Por tanto, para valores grandes de n,

$$y(n, \theta) \sim \frac{\exp[-(\sqrt{\theta} - \sqrt{n})^2]}{2\pi^{1/8}(n\theta)^{1/4}}$$

o para valores de n suficientemente grandes, la concentración máxima se produce cerca de $\theta = n$.

En la subsección de "Ecuaciones diferenciales" se dan otras aplicaciones de las transformadas de Laplace.

INTEGRAL DE CONVOLUCIÓN

La integral de convolución (faltung) de dos funciones $f(t)$, $r(t)$ es $x(t) = f(t)^* r(t) = \int_0^t f(\tau)r(t-\tau)\,d\tau$.

Ejemplo $t^* \operatorname{sen} t = \int_0^t \tau \operatorname{sen}(t-\tau)\,d\tau = t - \operatorname{sen} t$.

14. $L[f(t)]L[h(t)] = L[f(t)^* h(t)]$

TRANSFORMADA DE FOURIER

La transformada de Fourier está dada por $F[f(t)] = \frac{1}{\sqrt{2\pi}}\int_{-\infty}^\infty f(t)e^{-ist}\,dt = g(s)$ y su inversa, está dada por $F^{-1}[g(s)] = \frac{1}{\sqrt{2\pi}}\int_{-\infty}^\infty g(s)e^{ist}\,dt = f(t)$. En resumen, la condición para que exista la transformada de Fourier es que $\int_{-\infty}^\infty |f(t)|\,dt < \infty$ aunque ciertas funciones pueden tener una transformada de Fourier, incluso cuando se viole esa condición.

Ejemplo La función de la figura 2-54, $f(t) = \begin{cases} 1 & -a \le t \le a \\ 0 & \text{en otros puntos} \end{cases}$ tiene $F[f(t)] = \int_{-a}^a e^{-ist}\,dt = \int_0^a e^{ist}\,dt + \int_0^a e^{-ist}\,dt = 2\int_0^a \cos st\,dt = \frac{2\operatorname{sen} sa}{s}$.

Propiedades de la transformada de Fourier Sea $F[f(t)] = g(s)$; $F^{-1}[g(s)] = f(t)$.

1. $F[f^{(n)}(t)] = (is)^n F[f(t)]$.
2. $F[af(t) + bh(t)] = aF[f(t)] + bF[h(t)]$.
3. $F[f(-t)] = g(-s)$.
4. $F[f(at)] = \frac{1}{a}g\left(\frac{s}{a}\right)$, $a > 0$.
5. $F[e^{-iwt}f(t)] = g(s+w)$.
6. $F[f(t+t_1)] = e^{ist_1}g(s)$.
7. $F[f(t)] = G(is) + G(-is)$ si $f(t) = f(-t)$ ($f(t)$ par)
   $F[f(t)] = G(is) - G(-is)$ si $f(t) = -f(-t)$ (f impar)

en donde $G(s) = L[f(t)]$. Este resultado permite utilizar las tablas de la transformada de Laplace para encontrar la transformada de Fourier.

Ejemplo Determínese $F[e^{-a|t|}]$ por la propiedad 7. $e^{-a|t|}$ es par. Así $L[e^{-at}] = 1/(s+a)$. Por consiguiente, $F[e^{-a|t|}] = 1/(is+a) + 1/(-is+a) = 2a/(s^2+a^2)$.

Se pueden encontrar tablas de esta transformada en *Tables of Integral Transforms*, Bateman Manuscript Project, vol. 1, McGraw-Hill, New York, 1954. Véase la Ref. 98.

TRANSFORMADA COSENOIDAL DE FOURIER

La transformada cosenoidal de Fourier está dada por $F_c[f(t)] = g(s) = \sqrt{\frac{2}{\pi}}\int_0^\infty f(t)\cos st\,dt$ y su inversa es $F_c^{-1}[g(s)] = f(t) = \sqrt{\frac{2}{\pi}}\int_0^\infty g(s)\cos st\,ds$. La transformada senoidal de Fourier F_s se puede obtener al reemplazar el coseno por el seno en las integrales anteriores.

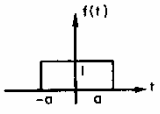


FIG. 2-54 Función rectangular.

dan otras aplicacio-

nes $f(t)$, $r(t)$ cs $x(t)$

$\frac{1}{\sqrt{2\pi}}\int_{-\infty}^{\infty} f(t)e^{-ist}$

$= \int_{-\infty}^{\infty} g(s)e^{ist}\,dt =$

nsformada de Fou-

s pueden tener una

sa condición.

$; t \lesssim a$

s puntos tiene $F[f(t)]$

$\cos st\,dt = \frac{2\,\text{sen}\,sa}{s}$

Sea $F[f(t)] = g(s)$;

$-t)$ $(f(t)$ par)

$f(-t)$ $(f$ impar)

lizar las tablas de la

rmada de Fourier.

es par. Así $L[e^{-at}] = /(s$

$2a/(s^2 + a^2)$.

la en *Tables of Inte-*

l. 1, McGraw-Hill,

RIER

por $F_c[f(t)] = g(s) =$

$f(t) = \sqrt{\frac{2}{\pi}}\int_0^{\infty} g(s)$

se puede obtener al

anteriores.

Ejemplo $F_c[f(t)]$, $f(t) = \begin{cases} 1 & 0 < t < a \\ 0 & a < t < \infty \end{cases} F_c[f(t)] = \sqrt{\frac{2}{\pi}}\int_0^a \cos st\,dt = \sqrt{\frac{2}{\pi}}\frac{\text{sen}\,as}{s}$.

Propiedades de la transformada cosenoidal de Fourier $F_c[f(t)] = g(s)$.

1. $F_c[af(t) + bh(t)] = aF_c[f(t)] + bF_c[h(t)]$.
2. $F_c[f(at)] = (1/a)g(s/a)$.
3. $F_c[f(at)\cos bt] = \frac{1}{2a}\left[g\left(\frac{s+b}{a}\right) + g\left(\frac{s-b}{a}\right)\right]$, $a, b > 0$.
4. $F_c[t^{2n}f(t)] = (-1)^n (d^{2n}g/ds^{2n})$.
5. $F_c[t^{2n+1}f(t)] = (-1)^n (d^{2n+1}/ds^{2n+1})\, F_c[f(t)]$.

Sigue una tabla breve de transformadas cosenoidales de Fourier. Se pueden encontrar tablas más amplias en la Ref. 98.

$f(t)$		$\frac{g(s)}{\sqrt{2/\pi}}$
t	$0 < t < 1$	$\frac{1}{s^2}[2\cos s - 1 - \cos 2s]$
$2 - t$	$1 < t < 2$	
0	$2 < t < \infty$	
$t^{-1/2}$		$\pi^{1/2}(2s)^{-1/2}$
0	$0 < t < a$	$\pi^{1/2}(2s)^{-1/2}[\cos as - \text{sen}\,as]$
$(t-a)^{-1/2}$	$a < t < \infty$	
$(t^2 + a^2)^{-1}$		$\frac{1}{2}\pi a^{-1}e^{-as}$
e^{-at}	$a > 0$	$\frac{a}{s^2 + a^2}$
e^{-at^2}	$a > 0$	$\frac{1}{2}\pi^{1/2}a^{-1/2}e^{-s^2/4a}$
$\frac{\text{sen}\,at}{t}$	$a > 0$	$\begin{cases} \pi/2 & s < a \\ \pi/4 & s = a \\ 0 & s > a \end{cases}$

Ejemplo La temperatura θ de la varilla semiinfinita $0 \le x < \infty$ se determina por medio de la ecuación diferencial $\partial\theta/\partial t = k(\partial^2\theta/\partial x^2)$ y la condición $\theta = 0$ cuando $t = 0, x \ge 0$; $\partial\theta/\partial x = -\mu$ = constante cuando $x = 0, t > 0$. Al utilizar la transformada cosenoidal de Fourier, se puede encontrar una solución como sigue: $\theta(x, t) = \frac{2\mu}{\pi}\int_0^{\infty} \frac{\cos px}{p}(1 - e^{-kp^2t})\,dp$ (véase Sneddon, en las referencias).

ÁLGEBRA DE MATRICES Y CÁLCULOS COMPUTACIONALES DE MATRICES

REFERENCIAS: *Álgebra de matrices y álgebra lineal.* 28, 34, 87, 213, 258, 286; *temas avanzados*: 107, 115, 151. *Cálculos computacionales de matrices y álgebra lineal numérica.* 50, 51, 54, 60, 79, 99, 103, 104, 106, 151, 162, 171, 181, 214, 257, 258, 259, 266, 283, 284, 286. *Aplicaciones de las matrices.* 115, 209, 213, 253, 259, 266. *Paquetes y guías de usuarios para los cálculos computacionales de matrices.* 90, 103, 116, 124. *Equipo (software) numérico y matemático para cálculos computacionales de matrices.* 159, 232, 233, 234.

ÁLGEBRA DE MATRICES

Matrices Una disposición rectangular de mn cantidades, colocadas en m renglones y n columnas

$$\mathbf{A} = (a_{ij}) = \begin{bmatrix} a_{11} & \cdots & a_{1n} \\ a_{21} & \cdots & a_{2n} \\ \vdots & & \\ a_{m1} & \cdots & a_{mn} \end{bmatrix}$$

se denomina matriz. Los elementos a_{ij} pueden ser reales o complejos. La notación a_{ij} significa el elemento en el renglón i y la columna j, i se denomina índice del renglón y j es el índice de columna. Si $m = n$, se dice que la matriz es cuadrada y de orden n. Una matriz, aunque sea cuadrada, no tiene valor numérico como el de los determinantes. No obstante, si la matriz A es cuadrada, se puede formar un determinante que tenga los mismos elementos que la matriz A. Esto se conoce como determinante de la matriz y se escribe $\det(A)$ o, $|A|$. Si A es cuadrada y $\det(A) \neq 0$, A se dice que no es singular, si $\det(A) = 0$, A es singular. Una matriz A tiene rango r si y sólo si posee un determinante no nulo de orden r y no un determinante no nulo de orden $> r$.

Igualdad de matrices Sean $A = (a_{ij})$ y $B = (b_{ij})$. Dos matrices A y B son *iguales* $(=)$ si y sólo si son idénticas; o sea que tienen igual número de renglones, el mismo número de columnas y elementos correspondientes iguales ($a_{ij} = b_{ij}$ para todos los i y j).

Adición y sustracción Las operaciones de adición $(+)$ y sustracción $(-)$ de dos o más matrices sólo son posibles si tienen el mismo número de renglones y columnas. Así $A \pm B = (a_{ij} \pm b_{ij})$; o sea, que se suman y restan los elementos correspondientes.

Ejemplo

$$\begin{bmatrix} 3 & 1 & 4 & -1 \\ 2 & 5 & 3 & 2 \\ 0 & 6 & 2 & -5 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 2 & 6 & 1 & 4 \\ 1 & -1 & 0 & 1 \\ 3 & 2 & 1 & 0 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 5 & 7 & 5 & 3 \\ 3 & 4 & 3 & 3 \\ 3 & 8 & 3 & -5 \end{bmatrix}$$

Transposición La matriz obtenida a partir de A, mediante el intercambio de los renglones y las columnas de A se denomina **transpuesta** o **transposición** de A y se escribe como A' o A^T.

Ejemplo

$$A = \begin{bmatrix} 1 & 3 & 4 \\ 2 & 1 & 6 \end{bmatrix}, \quad A^T = \begin{bmatrix} 1 & 2 \\ 3 & 1 \\ 4 & 6 \end{bmatrix}$$

Obsérvese que $(A^T)^T = A$.

Multiplicación Sean $A = (a_{ij})$, $i = 1, \ldots, m_1$; $j = 1, \ldots, m_2$. $B = (b_{ij})$. $i = 1, \ldots, n_1$; $j = 1, \ldots, n_2$. El producto AB se define si y sólo si el número de columnas de A (m_2) es igual al número de renglones de B(n_1), o sea, $n_1 = m_2$. Para dos de esas matrices, el producto $P = AB$ se define sumando los productos de elemento por elemento de un renglón de A por los de una columna de B.

Ésta es la regla de renglón por columna. Así, $p_{ij} = \sum_{k=1}^{n_1} a_{ik}b_{kj}$. La matriz resultante tiene m_1 filas y n_2 columnas.

Ejemplo

$$\begin{bmatrix} 3 & 2 \\ 1 & 1 \\ 5 & 4 \end{bmatrix}\begin{bmatrix} 0 & 1 & 5 & 6 \\ -2 & 0 & 1 & 3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -4 & 3 & 17 & 24 \\ -2 & 1 & 6 & 9 \\ -8 & 5 & 29 & 42 \end{bmatrix}$$

Conviene recordar que el elemento p_{ij} se forma a partir del renglón i de la primera matriz y la columna j de la segunda. El producto matricial no es conmutativo. O sea, en general, $AB \neq BA$.

Ejemplo

$$\begin{bmatrix} 2 & 1 \\ 3 & -2 \end{bmatrix}\begin{bmatrix} 1 & 4 \\ 0 & 2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 2 & 10 \\ 3 & 8 \end{bmatrix} = AB$$

$$\begin{bmatrix} 1 & 4 \\ 0 & 2 \end{bmatrix}\begin{bmatrix} 2 & 1 \\ 3 & -2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 14 & -7 \\ 6 & -4 \end{bmatrix} = BA$$

Inversa de una matriz Se dice que una matriz cuadrada A tiene una inversa si existe una matriz B tal que $AB = BA = I$, en donde I es la matriz identidad de orden n.

$$\begin{bmatrix} 1 & 0 & \cdots & 0 \\ 0 & 1 & \cdots & \\ \vdots & & 1 & 0 \\ 0 & \cdots & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

La inversa B es una matriz cuadrada del orden de A, que se designa como A^{-1}. Así, $AA^{-1} = A^{-1}A = I$. Una matriz cuadrada A tiene una inversa si y sólo si A es no singular.

Algunas relaciones son importantes:

(1) $$(AB)^{-1} = B^{-1}A^{-1}$$

(2) $$(AB)^T = B^TA^T$$

(3) $$(A^{-1})^T = (A^T)^{-1}$$

(4) $$(ABC)^{-1} = C^{-1}B^{-1}A^{-1}$$

Multiplicación escalar Sea c cualquier número real o complejo. Entonces, $cA = (ca_{ij})$.

Ejemplo

$$3\begin{bmatrix} 1 & 4 & 2 \\ 3 & 0 & -1 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 3 & 12 & 6 \\ 9 & 0 & -3 \end{bmatrix}$$

Matriz adjunta de una matriz Sea A_{ij} el cofactor del elemento a_{ij} en el determinante de la matriz A. La matriz B^T en donde $B = (A_{ij})$ se denomina matriz adjunta de A y se escribe $\text{adj}\, A = B^T$. Entonces, $A^{-1} = \text{adj}\, A/|A|$. Esta definición se puede utilizar para calcular A^{-1}. Sin embargo, es muy laboriosa y la inversión se realiza habitualmente por medio de las técnicas numéricas que se presentan en la subsección de "Análisis numérico y métodos aproximados".

Ejemplo Sea $A = \begin{bmatrix} 3 & 0 & -1 \\ -1 & 2 & 1 \\ 3 & 6 & 3 \end{bmatrix}$ Forma $B = (A_{ij})$, $B = \begin{bmatrix} 0 & 6 & -12 \\ -6 & 12 & -18 \\ 2 & -2 & 6 \end{bmatrix}$, $\text{adj}\, A = B^T = \begin{bmatrix} 0 & -6 & 2 \\ 6 & 12 & -2 \\ -12 & -18 & 6 \end{bmatrix}$; $|A| = 12$.

$$A^{-1} = \frac{\text{adj}\, A}{|A|} = \begin{bmatrix} 0 & -\frac{1}{2} & \frac{1}{6} \\ \frac{1}{2} & 1 & -\frac{1}{6} \\ -1 & -\frac{1}{2} & \frac{1}{6} \end{bmatrix}$$

Ecuaciones lineales en forma matricial Todos los conjuntos de n ecuaciones lineales no homogéneas con n incógnitas

$$\begin{aligned} a_{11}x_1 + a_{12}x_2 + \cdots + a_{1n}x_n &= b_1 \\ a_{21}x_1 + a_{22}x_2 + \cdots + a_{2n}x_n &= b_2 \\ &\vdots \\ a_{n1}x_1 + a_{n2}x_2 + \cdots + a_{nn}x_n &= b_n \end{aligned}$$

se pueden escribir en forma matricial como $AX = B$, en donde $A = (a_{ij})$, $X^t = [x_1 \cdots x_n]$, y $B^t = [b_1 \cdots b_n]$. La solución para las incógnitas es $X = A^{-1}B$.

Ejemplo

$$\begin{aligned} 3x_1 + 0x_2 - x_3 &= 4 \\ -x_1 + 2x_2 + x_3 &= -2 \\ 3x_1 + 6x_2 + 3x_3 &= 6 \end{aligned}$$

en forma matricial, se escribe

$$\begin{bmatrix} 3 & 0 & -1 \\ -1 & 2 & 1 \\ 3 & 6 & 3 \end{bmatrix}\begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 4 \\ -2 \\ 6 \end{bmatrix}$$

La solución es $\begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 & -\frac{1}{6} & \frac{1}{6} \\ \frac{1}{2} & 1 & -\frac{1}{6} \\ -1 & -\frac{1}{2} & \frac{1}{6} \end{bmatrix}\begin{bmatrix} 4 \\ -2 \\ 6 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 2 \\ -1 \\ 2 \end{bmatrix}$; o sea,

$x_1 = 2$, $x_2 = -1$, $x_3 = 2$.

Matrices cuadradas especiales

1. Una matriz es triangular cuando todos los elementos por encima o por debajo de la diagonal principal (conjunto de elementos $a_{11}, \ldots, a_{nn}$) son cero.

Si A es triangular, $(A) = a_{11} \cdot a_{22} \cdots a_{nn}$.

2. Una matriz es diagonal cuando todos los elementos, tanto por encima como por debajo de la diagonal principal son cero (o sea, $a_{ij} = 0$ para todos los $i \neq j$). Si todos los elementos diagonales son iguales, se dice que la matriz es escalar. Si A es diagonal, $A = (a_{ij})$, $A^{-1} = (1/a_{ij})$.

3. Si $a_{ij} = a_{ji}$ para todos los i y j (o sea, $A = A^T$), la matriz es simétrica.

4. Si $a_{ij} = a_{ji}$ para $i \neq j$; pero los a_{ii} no son todos cero, la matriz es sesgada.

5. Si $a_{ij} = -a_{ji}$ para todos los i y j (o sea, $a_{ii} = 0$), la matriz es simétrica sesgada.

6. Si $A^T = A^{-1}$ la matriz es ortogonal.

7. Si la matriz $A^* = (\bar{a}_{ij})^T$, $\bar{a}_{ij}$ = conjugada compleja de a_{ij}, A^* es la conjugada hermitiana de A.

8. Si $A = A^{-1}$, A es involutoria.

9. Si $A = A^*$, A es hermitiana.

10. Si $A = -A^*$, A es hermitiana sesgada.

11. Si $A^{-1} = A^*$, A es unitaria.

Si A es cualquier matriz, entonces AA^T y A^TA serán matrices simétricas cuadradas, por lo común de orden diferente.

Ejemplo Sea $A = \begin{bmatrix} 5 & 1 & 3 & 0 \\ 3 & 4 & 1 & 5 \\ 2 & -2 & 0 & 1 \end{bmatrix}$, $A^T = \begin{bmatrix} 5 & 3 & 2 \\ 1 & 4 & -2 \\ 3 & 1 & 0 \\ 0 & 5 & 1 \end{bmatrix}$,

$$AA^T = \begin{bmatrix} 35 & 22 & 8 \\ 22 & 51 & 3 \\ 8 & 3 & 9 \end{bmatrix}, \quad A^TA = \begin{bmatrix} 38 & 13 & 18 & 17 \\ 13 & 21 & 7 & 18 \\ 18 & 7 & 10 & 5 \\ 17 & 18 & 5 & 26 \end{bmatrix}$$

Cálculo en matrices

Derivación Sean los elementos de $A = [a_{ij}(t)]$ funciones diferenciales de t. En ese caso, $\frac{dA}{dt} = \left[\frac{da_{ij}(t)}{dt}\right]$.

Ejemplo $A = \begin{bmatrix} \operatorname{sen} t & \cos t \\ -\cos t & \operatorname{sen} t \end{bmatrix}$, $\frac{dA}{dt} = \begin{bmatrix} \cos t & -\operatorname{sen} t \\ \operatorname{sen} t & \cos t \end{bmatrix}$.

Integración La integral $\int A\, dt = [\int a_{ij}(t)\, dt]$.

Ejemplo $A = \begin{bmatrix} t & 2 \\ t^2 & e^t \end{bmatrix}$, $\int A\, dt = \begin{bmatrix} t^2/2 & 2t \\ t^3/3 & e^t \end{bmatrix}$.

La matriz $B = \lambda I - A$ se denomina matriz característica (eigen) o propia de A. En este caso, A es cuadrada de orden n, λ es un parámetro escalar e I es la identidad $n \times n$. $\det B = \det(\lambda I - A) = 0$ es la ecuación característica (eigen), o propia para A. En general, la ecuación característica es del mismo grado que el orden de A. Las raíces de la ecuación característica se denomina eigen valores o valores propios de A.

Ejemplo

$$A = \begin{bmatrix} 1 & 2 \\ 3 & 8 \end{bmatrix} \quad B = \begin{bmatrix} \lambda & 0 \\ 0 & \lambda \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} 1 & 2 \\ 3 & 8 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \lambda - 1 & -2 \\ -3 & \lambda - 8 \end{bmatrix}$$

es la matriz característica y $f(\lambda) = \det(B) = \det(\lambda I - A) = (\lambda - 1)(\lambda - 8) - 6 = \lambda^2 - 9\lambda + 2 = 0$ es la ecuación característica. Los valores propios de A son las raíces de $\lambda^2 - 9\lambda + 2 = 0$, que son $(9 \pm \sqrt{73})/2$.

La matriz no nula X_i, que tiene una columna y n renglones, llamada vector de columna, que satisface la ecuación

$$(\lambda I - A)X_i = 0$$

y asociada a la i-ésima raíz característica λ_i se denomina eigenvector o vector propio.

Normas de los vectores y las matrices Con objeto de realizar el análisis del error, para los métodos de aproximación e iterativos en las soluciones de sistemas lineales, se requieren nociones de los vectores

en R^n y de las mat
un vector geométr
componentes, $x =$
tratar a los vector
$\ldots x_n)^T$; sin embar
norma sobre R^n e
siguientes propie
1. $f(x) \geq 0$ para
2. $f(x) = 0$ si y
3. $f(\alpha x) = |\alpha|$
4. $f(x + y) \leqq f($
La notación us

CÁLCULOS C

Los temas princi
nes lineales, matr
eigen valores, eig
motivos de espac
fica a los método
rán algunos de l
elementales.

Operaciones
incluye la aplica
matriz aumentad
ten tres tipos de c
ción de cualquier
bio de dos rengl
número constant
ciones son reven
matriz aumentad
sistema que es e

Forma escalo
renglón, cada m
que una matriz s
piedades: 1) los
gar y en consecu
de cero, se agrup
te de cero (en u
rotación y todas
ra dos renglone
inferior está má
siguiente, una fo
en la que los ejes
te sobre la diago
nadas en las qu
entradas en estr

Una forma esca
dad adicional; 4
un eje tiene cero
forma escalona

Algunos autor
lo cual se pued
glones.

Matrices el
de identidad (
triz una sola o
matriz element

en R^n y de las matrices, que son análogas a las nociones de longitud de un vector geométrico. Sea R^n el conjunto de todos los vectores con n componentes, $x = (x_1, ..., x_n)$. Al trabajar con matrices es conveniente tratar a los vectores en R^n como columnas y en consecuencia, $x = (x_1, ... x_n)^T$; sin embargo, aquí se expresarán como vectores renglón. Una norma sobre R^n es una función f de valor real, definida en R^n, con las siguientes propiedades:

1. $f(x) \geq 0$ para todas las $x \in R^n$.
2. $f(x) = 0$ si y sólo si $x = (0, 0, ..., 0)$.
3. $f(\alpha x) = |\alpha| f(x)$ para todos los números reales α y $x \in R^n$.
4. $f(x + y) \leqq f(x) + f(y)$ para todas las $x, y \in R^n$.

La notación usual para una norma es $f(x) = \| x \|$.

CÁLCULOS COMPUTACIONALES DE MATRICES

Los temas principales en álgebra lineal incluyen sistemas de ecuaciones lineales, matrices, espacios vectoriales, transformaciones lineales, eigen valores, eigen vectores y problemas de mínimos cuadrados. Por motivos de espacio, no se analizarán estos temas con relación específica a los métodos de cálculo computacional, sin embargo, se estudiarán algunos de los conceptos y técnicas de cálculo computacional elementales.

Operaciones elementales por renglones La eliminación de Gauss incluye la aplicación de operaciones elementales por renglones a la matriz aumentada del sistema lineal. Para cualquier matriz $m \times n$ existen tres tipos de operaciones elementales por renglones: 1) multiplicación de cualquier renglón por un número *diferente a cero*, 2) intercambio de dos renglones y 3) adición a determinado renglón un número número constante de veces otro renglón. Obsérvese que estas operaciones son reversibles y, en consecuencia, cuando se realizan sobre la matriz aumentada de un sistema de ecuaciones lineales, producen un sistema que es equivalente al original.

Forma escalonada Por medio de las operaciones elementales por renglón, cada matriz se puede reducir a la forma escalonada. Se dice que una matriz se encuentra en forma escalonada, si satisface tres propiedades: 1) los renglones diferentes de cero se colocan en primer lugar y en consecuencia, si hay renglones que consten exclusivamente de cero, se agrupan al fondo de la matriz; 2) la primera entrada diferente de cero (en un renglón diferente de cero) se conoce como el eje de rotación y todas las entradas abajo del eje son ceros; y 3) en cualesquiera dos renglones consecutivos diferentes de cero, el eje en el renglón inferior está más a la derecha que el eje en el de orden mayor. Por consiguiente, una forma escalonada forma una matriz triangular superior, en la que los ejes se asientan sobre una escalera, pero no necesariamente sobre la diagonal principal. Aquí se muestran dos matrices escalonadas en las que los ejes están circunscritos, en tanto que las otras entradas en estrella pueden o no ser ceros.

$$\begin{bmatrix} \textcircled{*} & * & * & * \\ 0 & \textcircled{*} & * & * \\ 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad \begin{bmatrix} \textcircled{*} & * & * & * & * \\ 0 & \textcircled{*} & * & * & * \\ 0 & 0 & \textcircled{*} & * & * \\ 0 & 0 & 0 & 0 & \textcircled{*} \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

Una forma escalonada no es única. Si una forma tal satisface la propiedad adicional; 4) en la que se establece que cada columna que contiene un eje tiene ceros en cualquier otra parte, entonces se conoce como una *forma escalonada reducida*, es decir,

$$\begin{bmatrix} \textcircled{*} & * & 0 & * \\ 0 & 0 & \textcircled{*} & * \\ 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

Algunos autores requieren que en estas definiciones los "ejes" sean 1, lo cual se puede lograr mediante las operaciones elementales por renglones.

Matrices elementales Toda matriz obtenida con base en la matriz de identidad (de un orden determinado), al realizar sobre dicha matriz una sola operación elemental en renglón, se conoce como una matriz elemental.

Ejemplos $E_1 = \begin{bmatrix} 5 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix}$, $E_2 = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ -3 & 1 \end{bmatrix}$, $E_3 = \begin{bmatrix} 0 & 1 \\ 1 & 0 \end{bmatrix}$. Las operaciones en renglón realizadas sobre $I = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix}$ para obtener estas matrices son, respectivamente, $5R_1$, $R_2 - 3R_1$ (es decir, se resta del segundo renglón 3 veces el primero) y $R_1 \leftrightarrow R_2$ (intercambio de renglones). Por el contrario, $\begin{bmatrix} 2 & 0 \\ -3 & 1 \end{bmatrix}$ no es una matriz elemental, dado que se obtiene a partir de la matriz de identidad, mediante dos operaciones elementales (una operación no es suficiente).

Una **matriz de permutación** es la que se obtiene con base en I, al intercambiar dos o más renglones. Naturalmente que cada matriz elemental se puede invertir y su inverso se obtiene, al realizar el inverso de la misma operación elemental por renglón, sobre la matriz de identidad.

Ejemplo Para obtener el inverso de E_2 en el ejemplo anterior, se suma al segundo renglón de I 3 veces el primer renglón, por lo tanto, $E_2^{-1} = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 3 & 1 \end{bmatrix}$.

Técnica de contabilidad útil para realizar operaciones por renglón en una computadora Si A es cualquier matriz y E es la matriz renglón elemental obtenida a partir de I, al realizar una operación elemental por renglón sobre I, entonces, EA es igual a la matriz obtenida a partir de A, al realizar la misma operación elemental por renglón sobre A.

Cálculo computacional de A^{-1} mediante operaciones elementales por renglón Supóngase que A es una matriz cuadrada que se puede reducir a la matriz de identidad I, mediante operaciones elementales en renglón. En este caso, $E_p \cdots E_2E_1A = I$ para algunas matrices elementales $E_1, E_2, ..., E_p$. Sea $B = E_p \cdots E_2E_1$. Entonces, $BA = I$ y por consiguiente A^{-1} es precisamente B. Sin embargo, en lugar de realizar en forma explícita la multiplicación de las matrices en B se aplica la técnica de contabilidad y se lleva a cabo la contabilidad sobre la identidad, al mismo tiempo que se realizan las operaciones elementales por renglón sobre A. Por lo tanto, el procedimiento consiste en incrementar la matriz A en I y realizar las operaciones elementales por renglón sobre $[A \vdots I]$, para reducirla a $[I \vdots B]$. Entonces, $B = A^{-1}$.

Ejemplo Demuéstrese que la matriz

$$A = \begin{bmatrix} 1 & 2 & 3 \\ 4 & 5 & 6 \\ 7 & 8 & 10 \end{bmatrix}$$

se puede invertir y calcúlese su inversa, utilizando operaciones elementales por renglón.

$$[A \vdots I_3] = \left[\begin{array}{ccc|ccc} 1 & 2 & 3 & 1 & 0 & 0 \\ 4 & 5 & 6 & 0 & 1 & 0 \\ 7 & 8 & 10 & 0 & 0 & 1 \end{array}\right] \xrightarrow[R_3 - 7R_1]{R_2 - 4R_1} \left[\begin{array}{ccc|ccc} 1 & 2 & 3 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & -3 & -6 & -4 & 1 & 0 \\ 0 & -6 & -11 & -7 & 0 & 0 \end{array}\right]$$

$$\xrightarrow{R_3 - 2R_2} \left[\begin{array}{ccc|ccc} 1 & 2 & 3 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 2 & \frac{4}{3} & -\frac{1}{3} & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 1 & -2 & 1 \end{array}\right] \xrightarrow[R_2 - 2R_3]{R_1 - 3R_3} \left[\begin{array}{ccc|ccc} 1 & 2 & 0 & -2 & 6 & -3 \\ 0 & 1 & 0 & -\frac{2}{3} & \frac{1}{3} & -2 \\ 0 & 0 & 1 & 1 & -2 & 1 \end{array}\right]$$

$$\xrightarrow{R_1 - 2R_2} \left[\begin{array}{ccc|ccc} 1 & 0 & 0 & -\frac{7}{3} & -\frac{4}{3} & 1 \\ 0 & 1 & 0 & -\frac{2}{3} & \frac{1}{3} & -2 \\ 0 & 0 & 1 & 1 & -2 & 1 \end{array}\right]$$

En consecuencia, $A^{-1} = \frac{1}{3}\begin{bmatrix} -2 & -4 & 3 \\ -2 & 11 & -6 \\ 3 & -6 & 3 \end{bmatrix}$

Aquí se indicaron las operaciones elementales por renglón realizadas en cada transición particular; es decir, en el último paso $R_1 - 2R_2$ significa que del primer renglón (de la matriz en el paso anterior) se resta dos veces el segundo renglón.

El procedimiento mostrado en el ejemplo falla sólo si A es singular (es decir, que no es invertible). Para cualquier matriz $n \times n$, las siguientes afirmaciones son equivalentes: 1) A es invertible, 2) A es renglón

equivalente (es decir, se puede reducir mediante operaciones elementales en hilera) a I, y 3) la única solución al sistema homogéneo $Ax = 0$ es la solución trivial (el vector cero). Por consiguiente, si se comienza con una matriz que no se puede invertir, no será posible completar la reducción a $[I \vdots B]$, dado que esta reducción no existe, lo cual se descubre, debido a la aparición de un renglón de ceros en el proceso.

Ejemplo En la matriz A mostrada anteriormente, si se reemplaza la entrada 10 por 9, se obtiene una matriz singular. La aplicación del procedimiento anterior conduce a

$$\left[\begin{array}{ccc:ccc} 1 & 2 & 3 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 2 & -4 & -4 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & * & * & * \end{array}\right]$$

y en consecuencia, se detiene el proceso (al establecer que A no se puede invertir).

Ejemplo

1. Determínese una forma escalonada de la matriz A, para todas las selecciones posibles del parámetro c.

$$A = \begin{bmatrix} 1 & 3 & -2 & 0 \\ 0 & 1 & 2 & 1 \\ 2 & 6 & c & 3 \end{bmatrix}$$

2. Calcúlese la forma escalonada reducida de la matriz A, cuando $c = -4$.

3. Determínense todas las soluciones del sistema homogéneo

$$\begin{aligned} x_1 + 3x_2 - 2x_3 &= 0 \\ x_2 + 2x_3 + x_4 &= 0 \\ 2x_1 + 6x_2 - x_3 + 3x_4 &= 0 \end{aligned}$$

Obsérvese que la matriz de coeficientes es la misma que la matriz A en la parte 1, con $c = -1$.

Solución. Al restar dos veces el primer renglón del tercero, se obtiene

$$\begin{bmatrix} 1 & 3 & -2 & 0 \\ 0 & 1 & 2 & 1 \\ 0 & 0 & c+4 & 3 \end{bmatrix}$$

Por lo tanto, para $c \neq -4$, una forma escalonada para A es

$$\begin{bmatrix} 1 & 3 & -2 & 0 \\ 0 & 1 & 2 & 1 \\ 0 & 0 & 1 & \dfrac{3}{c+4} \end{bmatrix}$$

Para $c = -4$, una forma escalonada para A es

$$\begin{bmatrix} 1 & \textcircled{3} & -2 & 0 \\ 0 & 1 & 2 & \textcircled{1} \\ 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

Para obtener la forma escalonada reducida es necesario transformar la matriz de tal manera que las entradas en círculo se vuelvan cero. Para ello, se resta el tercer renglón del segundo y posteriormente, al utilizar el nuevo segundo renglón, del primer renglón se resta tres veces el nuevo segundo renglón. Estas operaciones elementales por renglones dan por resultado la matriz

$$\begin{bmatrix} 1 & 0 & -8 & 0 \\ 0 & 1 & 2 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

4. Una forma escalonada para A, cuando $c = -1$ es

$$\begin{bmatrix} 1 & 3 & -2 & 0 \\ 0 & 1 & 2 & 1 \\ 0 & 0 & 1 & 1 \end{bmatrix} \rightarrow \begin{bmatrix} 1 & 3 & -2 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & -1 \\ 0 & 0 & 1 & 1 \end{bmatrix}$$

En consecuencia, $x_3 + x_4 = 0$. Sea $x_4 = t$. Entonces $x_3 = -t$. Además, $x_2 - x_4 = 0$, por consiguiente, $x_2 = t$. Por último, $x_1 + 3x_2 - 2x_3 = 0$, entonces, $x_1 = -5t$. Por lo tanto, la solución general es de la forma $x = t(-5, 1, -1, 1)$, para cualquier número real t.

Factorización LU de una matriz Para cada matriz A $m \times n$ existe una matriz de permutación P, una matriz triangular inferior L, con elementos diagonales unitarios y una matriz escalonada U (triangular superior) $m \times n$, de tal manera que $PA = LU$. La eliminación de Gauss es, en esencia, un algoritmo para determinar U, P y L. Es posible que se necesite la matriz de permutación P, dado que puede ser necesaria para realizar la eliminación de Gauss, con objeto de intercambiar dos renglones de A, para producir un eje de rotación (diferente de cero), como si se comenzara con $A = \begin{bmatrix} 0 & 2 \\ 1 & 6 \end{bmatrix}$. Si A es una matriz cuadrada y si sus principales submatrices son todas no singulares, entonces, en la factorización anterior, se puede seleccionar P como la identidad y obtener $A = LU$. Esta factorización es única, si L se normaliza (como se supuso previamente) y en consecuencia, tiene elementos unitarios sobre la diagonal principal. (Recuérdese que las submatrices principales de $A' = [a_{ij}]_{n \times n}$ son las matrices $[a_{ij}]_{k \times k}$, es decir, $i, j = 1, \ldots, k$ y $k = 1, 2, \ldots, n$.) La factorización LU se muestra en el siguiente ejemplo, al utilizar la eliminación de Gauss. También se indican algunas aplicaciones de estas factorizaciones en los métodos de cálculo computacional.

Ejemplo $A = \begin{bmatrix} 1 & 2 & 4 \\ -1 & 1 & 2 \\ 1 & -1 & 1 \end{bmatrix}$ cabe factorizar en la forma $A = LU$, en tanto que $B = \begin{bmatrix} 1 & -1 & 1 \\ -1 & 1 & 2 \\ 1 & 2 & 4 \end{bmatrix}$ requiere una permutación P, de tal manera que $PB = LU$. Esto se puede detectar fácilmente en el proceso de eliminación de Gauss. Obsérvese que $A = PB$, donde $P = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 1 \\ 0 & 1 & 0 \\ 1 & 0 & 0 \end{bmatrix}$

Ejemplo Sea $C = \begin{bmatrix} 1 & 1 & -1 \\ 2 & -1 & 1 \\ 4 & 1 & 2 \end{bmatrix}$; entonces

$$C \xrightarrow[R_3 - 4R_1]{R_2 - 2R_1} \begin{bmatrix} 1 & 1 & -1 \\ 0 & -3 & 3 \\ 0 & -3 & 6 \end{bmatrix} \xrightarrow{R_3 - R_2} \begin{bmatrix} 1 & 1 & -1 \\ 0 & -3 & 3 \\ 0 & 0 & 3 \end{bmatrix} = U$$

Obsérvese que en este caso se necesitan tres operaciones elementales, todas ellas del tipo 3, es decir, la suma a un renglón dado de un "múltiplo" de otro renglón. Dado que no se requirió intercambio de renglones, $P = I$. Al denotar las operaciones elementales realizadas por E_1, E_2 y E_3, se obtiene que $E_3E_2E_1C = U$ y en consecuencia, $C = (E_3E_2E_1)^{-1}U = E_1^{-1}E_2^{-1}E_3^{-1}U = LU$ donde $L = E_1^{-1}E_2^{-1}E_3^{-1}$. Por consiguiente, L se obtiene de la matriz de identidad, al aplicar, en orden invertido, el inverso de las operaciones realizadas en la reducción de A a una matriz triangular superior; es decir,

$$\begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \xrightarrow{R_3 + R_2} \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 1 & 1 \end{bmatrix} \xrightarrow[R_2 + 2R_1]{R_3 + 4R_1} \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 2 & 1 & 0 \\ 4 & 1 & 1 \end{bmatrix} = L$$

Solución de $AX = b$, al utilizar la factorización LU Supóngase que el sistema indicado es compatible y que $A = LU$ (el caso $PA = LU$ se maneja en forma similar, al igual que las cantidades para reacomodar las ecuaciones). Sea $z = Ux$. Entonces, $Ax = LUx = b$ implica que $Lz = b$. Por consiguiente, para resolver $Ax = b$, se resuelve en primer lugar $Lz = b$, para z y luego se resuelve $Ux = z$, para x. Este procedimiento no requiere que A se pueda invertir y es posible utilizarlo para determinar todas las soluciones de un sistema compatible $Ax = b$. Obsérvese que tanto el sistema $Lz = b$ como el sistema $Ux = z$ son formas triangulares y en consecuencia, se pueden resolver fácilmente.

Ejemplo Esto se muestra, al resolver $Ax = b$, cuando A es la matriz no singular en el ejemplo anterior y $b = (b_1, b_2, b_3)^T$. Por consiguiente, $Lz = b$ tiene la forma

$$\begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 2 & 1 & 0 \\ 4 & 1 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} z_1 \\ z_2 \\ z_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} b_1 \\ b_2 \\ b_3 \end{bmatrix}$$

Sustituciones posteriores conducen a $z_1 = b_1$, $z_2 = b_2 - 2b_1$ y $z_3 = b_3 - z_2 - 4z_1 = b_3 - b_2 - 2b_1$. Ahora, se resuelve el sistema triangular superior $Ux = z$, o sea,

$$\begin{bmatrix} 1 & 1 & -1 \\ 0 & -3 & 3 \\ 0 & 0 & 3 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} b_1 \\ b_2 - 2b_1 \\ b_3 - b_2 - 2b_1 \end{bmatrix}$$

Sustituciones hacia atrás conducen a $x_3 = \frac{1}{3}(b_3 - b_2 - 2b_1)$, $x_2 = \frac{1}{3}(-2b_2 + b_3)$, $x_1 = \frac{1}{3}(b_1 + b_2)$, por lo tanto,

$$\begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \end{bmatrix} = \frac{1}{3} \begin{bmatrix} 1 & -1 & 0 \\ 0 & -2 & 1 \\ -2 & -1 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} b_1 \\ b_2 \\ b_3 \end{bmatrix}$$

Esto implica que

$$A^{-1} = \frac{1}{3} \begin{bmatrix} 1 & -1 & 0 \\ 0 & -2 & 1 \\ -2 & -1 & 1 \end{bmatrix}$$

Desde el punto de vista computacional para obtener A^{-1}, al utilizar la factorización LU de A, se determinan uno a uno los vectores en columna de A. Por ejemplo, para determinar la segunda columna de A^{-1}, se resuelve el sistema $Ax = e_2$, donde $e_2 = (0, 1, 0)^t$. Al resolver los sistemas triangulares $Lz = e_2$ y $Ux = z$, se obtiene $x = \frac{1}{3}(-1, -2, -1)^t$, que es la segunda columna de A^{-1}.

Rotación en la eliminación de Gauss En apariencia, la eliminación de Gauss resuelve completamente el problema de obtener soluciones a los sistemas lineales y en teoría, así es. Sin embargo, en la práctica, las cosas no son tan sencillas.

Ejemplo Supóngase la aritmética de tres decimales flotantes (es decir, sólo se mantienen los tres dígitos más significativos de cualquier número) y resuélvase el siguiente sistema, mediante la eliminación de Gauss:

$$0.000100x_1 + 1.00x_2 = 1.00$$
$$1.00x_1 + 1.00x_2 = 2.00$$

Se obtiene

$$0.100 \times 10^{-3}x_1 + 0.100 \times 10^{1}x_2 = 0.100 \times 10^{1}$$
$$-0.100 \times 10^{5}x_2 = -0.100 \times 10^{5}$$

de tal manera que $x_2 = 1.00$ y $x_1 = 0.00$.

La solución se verifica, al calcular el vector residual $r = b - Ax$:

$$r_1 = 0.100 \times 10^{1} - 0.100 \times 10^{-3}x_1 - 0.100 \times 10^{1}x_2 = 0.00$$
$$r_2 = 0.200 \times 10^{1} - 0.100 \times 10^{1}x_1 - 0.100 \times 10^{1}x_2 = 0.100 \times 10^{1}$$

El hecho de que $r_2 = 1$ indica que esta "solución" no es muy buena. En efecto, la solución exacta del sistema es $x_1 = 1.00010$ y $x_2 = 0.99990$, por lo tanto, el resultado calculado por medio de la eliminación de Gauss es bastante malo.

Ahora, inviértase el orden de las ecuaciones (es decir, gírense) y resuélvase

$$0.100 \times 10^{1}x_1 + 0.100 \times 10^{1}x_2 = 0.200 \times 10^{1}$$
$$0.100 \times 10^{1}x_2 = 0.100 \times 10^{1}$$

de tal manera que $x_2 = 1.00$ y $x_1 = 1.00$. En este caso, el vector residual es $r_1 = 0.00$ y $r_2 = 0.100 \times 10^{-3}$, una mejora considerable sobre el resultado anterior. De hecho, la solución es tan buena como era de esperarse, al utilizar la aritmética de tres dígitos.

El ejemplo anterior ilustra que el orden de las ecuaciones puede significar una gran diferencia en la precisión de la respuesta obtenida. Es necesario aclarar que los malos resultados del primer caso se deben a la presencia de un multiplicador grande $(0.100 \times 10^{1})/(0.100 \times 10^{-3})$, lo cual se obtuvo al dividir entre un valor de a_{11} relativamente pequeño. No es suficiente evitar los "ejes de rotación" en cero, sino también el uso de ejes de rotación relativamente pequeños.

Esta magnificación de los errores puede reducirse, si se establece que el eje de rotación en cualquier etapa sea mayor en magnitud que cualquier elemento remanente en la columna. De ser así, los multiplicadores serán menores o iguales a 1 en magnitud. Al modificar de este modo la eliminación de Gauss, se le conoce como **condensación rotacional o rotación parcial**.

Ejemplo El siguiente sistema se resolverá mediante condensación rotacional, al utilizar la aritmética de tres decimales flotantes.

$$1.01x_1 + 0.98x_2 = 1.99$$
$$1.00x_1 + 0.99x_2 = 1.99$$

En consecuencia,

$$0.101 \times 10^{1}x_1 + 0.980 \times 10^{0}x_2 = 0.199 \times 10^{1}$$
$$0.200 \times 10^{-1}x_2 = 0.300 \times 10^{-1}$$

O sea $x_2 = 1.50$ $x_1 = 0.515$

Los residuos son

$$r_1 = 0.00 \qquad r_2 = 0.01$$

lo cual, parece aceptable. Sin embargo, obsérvese que la solución real es $x_1 = x_2 = 1$ y por lo tanto esta respuesta es muy mala. El sistema es inherentemente desagradable, como se puede observar, al considerarlo con un cambio en su lado derecho igual a $b^t = (2.02, 2.00)$, sin duda, una alteración "pequeña". En este caso, la solución real es $x_1 = x_2 = 2$; o sea que un cambio de 1% en b produce otro de 100% en x. Aquí, el problema radica en que la matriz de coeficientes es casi singular (su determinante es casi cero) y en consecuencia, las soluciones son altamente sensibles al error. Se dice que estos problemas están condicionados en forma poco adecuada y requieren un tratamiento especial.

APROXIMACIONES NUMÉRICAS A ALGUNAS EXPRESIONES

IDENTIDADES DE APROXIMACIÓN

Para las relaciones que siguen, el signo $\cong$ significa "aproximadamente igual a", cuando X es pequeño:

Aproximación	Aproximación
$\frac{1}{1 \pm X} \cong 1 \mp X$	$\sqrt{1 \pm X} \cong 1 \pm \frac{X}{2}$
$\frac{1 + Y}{1 \mp X} \cong 1 + Y \pm X$	$(1 \pm X)^{-n} \cong 1 \mp nX$
$(1 \pm X)^n \cong 1 \pm nX$	$(1 \pm X)^{-1/2} \cong 1 \mp \frac{X}{2}$
$(a \pm X)^2 \cong a^2 \pm 2aX$	$e^X \cong 1 + X$
sen $X \cong X$ (X radianes)	tan $X \cong X$
$\sqrt{Y(Y + X)} \cong \frac{2Y + X}{2}$	$\sqrt{Y^2 + X^2} \cong Y + \frac{X^2}{2Y}\left(\frac{X}{Y} \text{ pequeño}\right)$

SUMA Y APROXIMACIÓN

$$\sum_{1}^{m} \sqrt{n} \cong \frac{2}{3}m^{3/2} + \frac{\sqrt{m}}{2} - 0.245$$

$$n! \cong e^{-n}n\sqrt{2\pi n}$$

$$n! \cong \sqrt{2\pi}\left\{\frac{\sqrt{n^2 + n + \frac{1}{6}}}{e}\right\}^{n+1/2}$$

$$\sqrt{X} \cong \frac{1}{2}\left[\frac{X}{S} + S\right] \qquad S = \sqrt{[X]}$$

$[X]$ = entero menor que contiene X o S es un valor incluido en la tabla. La precisión de $\sqrt{X}$ es de aproximadamente dos veces más cifras significativas que $S \approx \sqrt{X}$. Con una tabla de raíces cuadradas de tres cifras decimales, se puede calcular la raíz de cualquier número hasta seis cifras decimales con una aplicación de la corrección anterior:

Dada $X = 105.53196$ a partir de $\sqrt{106} = 10.29563$ de una tabla

$$\sqrt{105.53196} \cong 0.5 \left[\frac{105.53196}{10.29563} + 10.29563 \right] \cong 10.2729$$

Una segunda aplicación dará raíz hasta ocho cifras decimales.

ANÁLISIS NUMÉRICO Y MÉTODOS APROXIMADOS

REFERENCIAS: *Generales* 3, 4, 18, 20, 33, 51, 54, 60, 71, 79, 91, 132, 135, 140, 145, 153, 157, 158, 165, 176, 218, 230, 242, 269, 292. Libros que cubren a un nivel preliminar una variedad de temas, que constituyen el núcleo de los métodos numéricos para los ingenieros prácticos. *Solución numérica de sistemas o ecuaciones no lineales; métodos iterativos matriciales*. 152, 171, 218, 229, 274, 291. *Solución numérica de ecuaciones diferenciales ordinarias*. 70, 119, 123, 142, 179, 200, 243, 287. *Soluciones numéricas de ecuaciones integrales*. 19, 127, 146, 164, 165, 173, 199, 208. *Soluciones numéricas de ecuaciones diferenciales parciales*. 9, 10, 70, 105, 123, 132, 157, 201, 202, 235, 275, 276. *Funciones de polinomios y aplicaciones*. 33, 35, 51, 60, 125, 227. *Elementos finitos y aplicaciones*. 25, 199, 202, 260, 276, 295, 296. *Transformada rápida de Fourier*. 44, 51, 135, 230.

INTRODUCCIÓN

La meta de los métodos aproximados y numéricos es proporcionar técnicas convenientes para obtener información útil a partir de formulaciones matemáticas de problemas de física. Con frecuencia, este enunciado matemático no se puede resolver por medios analíticos. O es posible que existan soluciones analíticas, pero de tal forma que no sean conveniente para la interpretación numérica directa. En el primer caso, es necesario ya sea tratar de obtener alguna aproximación satisfactoria para el problema, de modo que sea analizable, obtener una solución aproximada para el problema original, por medios numéricos o utilizar las dos técnicas en combinación.

Por tanto, las técnicas numéricas no dan resultados exactos en el sentido matemático. Puesto que la mayoría de los cálculos numéricos son inexactos, el concepto de error es una característica importante. El error que se asocia a un valor aproximado se define como

Valor real = valor aproximado + error

Las cuatro causas de errores son las siguientes:

1. *Errores ilegítimos*. Son el resultado de equivocaciones humanas, mecánicas o eléctricas, impredecibles.

2. *Errores de redondeo*. Es la consecuencia de utilizar un número especificado mediante m dígitos correctos para aproximarse a un número que requiere más de m dígitos para su especificación correcta. Por ejemplo, al aproximarse el número irracional $\sqrt{2}$ mediante 1.414. Esos errores se encuentran presentes con frecuencia en los datos experimentales, en cuyo caso se les puede denominar errores inherentes, debido ya sea al empirismo o el hecho de que la computadora dicta el número de dígitos. Esos errores pueden resultar especialmente perjudiciales en campos tales como el de la inversión de matrices o la resolución numérica de ecuaciones diferenciales parciales, donde el número de operaciones algebraicas es extremadamente grande.

3. *Errores de truncamiento*. Estos errores se producen por la substitución de un número finito de etapas en lugar de una secuencia infinita de etapas que darían el resultado exacto. Para ilustrar este error, tómese en consideración la serie infinita para $e^{-x} \cdot e^{-x} = 1 - x + x^2/2 - x^3/6 + E_T(x)$, en donde E_T es el error de truncamiento, $E_T = (1/24)e^{-\varepsilon}x^4$, $0 < \varepsilon < x$. Si x es positivo, ε lo será también. Por ende, $e^{-\varepsilon} < 1$. La aproximación $e^{-x} \approx 1 - x + x^2/2 - x^3/6$ tiene un error de una cantidad positiva menor que $(1/24)x^4$.

4. *Errores heredados*. Se presentan debido a errores en etapas previas del algoritmo de computación.

El estudio de los errores en un cálculo se relaciona con la teoría de probabilidad. En lo que sigue se dará, a veces, una relación para los errores.

SOLUCIONES NUMÉRICAS DE ECUACIONES LINEALES Y PROBLEMAS ASOCIADOS

Los métodos que se describen se refieren a un conjunto de n ecuaciones lineales con n incógnitas $x_1, x_2, \ldots, x_n$ que se expresan en la forma

$$\begin{aligned} a_{11}x_1 + a_{12}x_2 + a_{13}x_3 + \cdots + a_{1n}x_n &= b_1 \\ a_{21}x_1 + a_{22}x_2 + a_{23}x_3 + \cdots + a_{2n}x_n &= b_2 \\ \cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots \\ a_{n1}x_1 + a_{n2}x_2 + a_{n3}x_3 + \cdots + a_{nn}x_n &= b_n \end{aligned} \qquad (2\text{-}76)$$

en donde los n^2 coeficientes a_{ij} y los n miembros del lado derecho están dados. Las ecuaciones (2-76) se pueden escribir en forma matricial como sigue

$$AX = B \qquad (2\text{-}77)$$

en donde,

$$A = \begin{bmatrix} a_{11}a_{12} & \cdots & a_{1n} \\ a_{21}a_{22} & \cdots & a_{2n} \\ \cdots & \cdots & \cdots \\ a_{n1}a_{n2} & \cdots & a_{nn} \end{bmatrix} \quad X = \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ \vdots \\ x_n \end{bmatrix} \quad B = \begin{bmatrix} b_1 \\ b_2 \\ \vdots \\ b_n \end{bmatrix}$$

y en la terminología a_{ij}, i = índice de renglones, j = índice de columnas. El problema de determinación de los valores de $x_1, x_2, \ldots, x_n$ que satisfagan la ecuación (2-76) se puede resolver numéricamente a partir de la forma (2-76) o la (2-77), mediante técnicas de inversión matricial. En cualquier caso los métodos son **directos** (o sea, de una sola vez) o de procedimientos **iterativos** (repetidos).

Métodos directos de resolución de la ecuación (2-76) Supóngase que los b_j no son todos cero y que el determinante de $A \neq 0$. Entonces, la ecuación (2-76) tiene una sola solución no trivial.

Reducción de Gauss Este método es el más simple y práctico para resolver la ecuación (2-76). Consiste en dividir la primera ecuación entre a_{11} (si $a_{11} = 0$, se debe reordenar la ecuación) y utilizar el resultado para eliminar x_1 de todas las ecuaciones sucesivas. A continuación, la segunda ecuación modificada se divide entre a'_{22} (si $a'_{22} = 0$, será necesario volver a numerar la ecuación y/o las variables) y se usa la ecuación resultante para eliminar x_2 de las ecuaciones sucesivas. Esta eliminación se realiza n veces. El resultado es de la forma "triangular".

$$\begin{aligned} x_1 + a'_{12}x_2 + a'_{13}x_3 + \cdots + a'_{1n}x_n &= b'_1 \\ x_2 + a'_{23}x_3 + \cdots + a'_{2n}x_n &= b'_2 \\ \cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots \\ x_{n-1} + a'_{n-1,n}x_n &= b'_{n-1} \\ x_n &= b'_n \end{aligned}$$

en donde los a'_{ij} y l
obtenidos median
tiene la solución
procedimiento se
del conjunto de ec

Ejemplo
18.74
6.08
−4.87

18.
6.
−4.

La división entre 18

A continuación, la d
nación de x_2 en la te
nuevas ecuaciones)

Finalmente, al divic
La sustitución de e
0.89643. El resulta
nales.

La reducción
rrollaron todos l
anotación de las
tan errores impo
ma ecuación, en
la siguiente, da u
solución se obti
nombre de reduc
da reducción de
simétricas. (Esa
se subrayan en l
Bodewig.)
Reducción d
bien para la utili
escritorio y es ta
En ese método s
algoritmo de Cr

y, finalmente, la

en donde los a'_{ij} y los b'_j representan los valores numéricos específicos obtenidos mediante el procedimiento anterior. A continuación, se obtiene la solución yendo hacia atrás, a partir de la última ecuación. El procedimiento se ilustra como se haría en la práctica, al tomar nota sólo del conjunto de coeficientes.

Ejemplo

$$\begin{aligned} 18.7492x_1 + 6.0832x_2 - 4.8742x_3 &= 18.4666 \\ 6.0832x_1 + 12.3664x_2 + 2.4326x_3 &= 16.4098 \\ -4.8742x_1 + 2.4326x_2 + 16.8858x_3 &= 7.8678 \end{aligned}$$

$$\begin{array}{rrrr} 18.7492 & 6.0832 & -4.8742 & 18.4666 \\ 6.0832 & 12.3664 & 2.4326 & 16.4098 \\ -4.8742 & 2.4326 & 16.8858 & 7.8678 \end{array}$$

La división entre 18.7492 en el primer renglón y, luego, la eliminación de x_1 da

$$\begin{array}{rrrr} 1 & 0.32445 & -0.25997 & 0.98493 \\ & 5.19635 & 2.00702 & 5.20914 \\ & 2.00702 & 7.80933 & 6.33427 \end{array}$$

A continuación, la división del nuevo segundo renglón entre 5.19635 y la eliminación de x_2 en la tercera ecuación da (si se escriben sólo la segunda y la tercera nuevas ecuaciones)

$$\begin{array}{rrr} 1 & 0.38624 & 1.00246 \\ & 7.03414 & 4.32234 \end{array}$$

Finalmente, al dividir la última línea entre 7.03414, el resultado es $x_3 = 0.61448$. La sustitución de esto en la línea anterior da $x_2 = 0.76512$ y, finalmente, $x_1 = 0.89643$. El resultado final se debe verificar en cada una de las ecuaciones originales.

La reducción de Gauss es el procedimiento básico del que se desarrollaron todos los otros procedimientos directos. Su desventaja es la anotación de las nuevas disposiciones y la posibilidad de que se cometan errores importantes. Una modificación en la que se utiliza la k-ésima ecuación, en la etapa k-ésima, para eliminar x_k de la precedente y la siguiente, da una forma diagonal final de la disposición. Luego, la solución se obtiene inmediatamente. Este procedimiento recibe el nombre de reducción de Gauss-Jordan. Otra modificación denominada reducción de Gauss-Doolittle es específicamente para ecuaciones simétricas. (Esas modificaciones y las verificaciones de los métodos se subrayan en la Bibliografía; sobre todo, se recomienda la obra de Bodewig.)

Reducción de Crout Un método establecido por Crout se adapta bien para la utilización en computadoras digitales y calculadoras de escritorio y es también una modificación del procedimiento de Gauss. En ese método se minimiza la anotación de las etapas intermedias. El algoritmo de Crout se resume mediante las ecuaciones

$$\begin{aligned} a'_{ij} &= a_{ij} - \sum_{k=1}^{j-1} a'_{ik}a'_{kj} \qquad i \geq j \\ a'_{ij} &= \frac{1}{a'_{ii}}\left[a_{ij} - \sum_{k=1}^{i-1} a'_{ik}a'_{kj}\right] \quad i < j \\ b'_i &= \frac{1}{a'_{ii}}\left[b_i - \sum_{k=1}^{i-1} a'_{ik}b'_k\right] \end{aligned} \tag{2-78}$$

y, finalmente, la solución,

$$x_i = b'_i - \sum_{k=i+1}^{n} a'_{ik}x_k \tag{2-79}$$

e i y j van de 1 a n, a menos que existan otras restricciones. Se puede encontrar un análisis excelente de esta técnica en la obra de Hildebrand (145).

Ejemplo

$$\begin{aligned} 2x_1 - 3x_2 + x_3 &= 1 \\ x_1 + 2x_2 + 3x_3 &= 3 \\ 4x_1 - x_2 - x_3 &= 1 \end{aligned}$$

A partir de la ecuación (2-78),

$$a'_{11} = a_{11} = 2 \quad a'_{12} = \frac{1}{a'_{11}}[a_{12}] = -\frac{3}{2}$$

$$a'_{21} = a_{21} = 1 \quad a'_{22} = a_{22} - a'_{21}a'_{12} = \frac{7}{2}$$

$$a'_{31} = a_{31} = 4 \quad a'_{13} = \frac{a_{13}}{a'_{11}} = \frac{1}{2}$$

$$a'_{23} = \frac{1}{a'_{22}}[a_{23} - a'_{21}a'_{13}] = \frac{5}{7}$$

$$a'_{33} = a_{33} - \sum_{k=1}^{2} a'_{3k}a'_{k3} = a_{33} - a'_{31}a'_{13} - a'_{32}a'_{23} = -\frac{46}{7}$$

$$b'_1 = \frac{b_1}{a'_{11}} = \frac{1}{2} \qquad b'_2 = \frac{1}{a'_{22}}[b_2 - a'_{21}b'_1] = \frac{5}{7}$$

$$b'_3 = \frac{1}{a'_{33}}[b_3 - a'_{31}b'_1 - a'_{32}b'_2] = \frac{16}{23}$$

$$a'_{32} = a_{32} - a'_{31}a'_{12} = +5$$

Por tanto, por la (2-79),

$$x_3 = b'_3 = {}^{16}\!/_{23} \qquad x_2 = b'_2 - a'_{23}x_3 = {}^{7}\!/_{23}$$
$$x_1 = b'_1 - a'_{12}x_2 - a'_{13}x_3 = {}^{17}\!/_{23}$$

Métodos iterativos para resolver la ecuación (2-76) En algunos sistemas, como en los problemas de mínimos cuadrados de estadística, sucede a menudo que los elementos diagonales (los a_{ii}) de la ecuación (2-76) predominan mucho sobre los otros elementos. En esos casos, se pueden utilizar métodos iterativos para resolver el sistema lineal [ecuaciones (2-76)]. Cuanto más predominen los términos diagonales, tanto más rápidamente convergerá el proceso y, en muchos casos, será superior a los procesos directos.

Iteración en etapas totales En relación con el sistema lineal (2-76), el primer conjunto de valores aproximados se obtiene al tomar en consideración sólo los términos diagonales predominantes de cada ecuación. A continuación, los valores aproximados se insertan en el sistema completo para obtener la segunda aproximación, y así sucesivamente. Si el sistema se vuelve a escribir, de modo que predominen los términos diagonales, el procedimiento consiste en volver a escribirlos como sigue:

$$\begin{aligned} x_1 &= (1/a_{11})(b_1 - a_{12}x_2 - a_{13}x_3 - \cdots - a_{1n}x_n) \\ x_2 &= (1/a_{22})(b_2 - a_{21}x_1 - a_{23}x_3 - \cdots - a_{2n}x_n) \\ &\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots \\ x_n &= (1/a_{nn})(b_n - a_{n1}x_1 - a_{n2}x_2 - \cdots - a_{nn-1}x_{n-1}) \end{aligned} \tag{2-80}$$

La aproximación inicial es

$$x_1^{(0)} = b_1/a_{11} \qquad x_2^{(0)} = b_2/a_{22} \quad \cdots \quad x_n^{(0)} = b_n/a_{nn} \tag{2-81}$$

La aproximación siguiente se obtiene al insertar las aproximaciones iniciales en la (2-80) y repetir el procedimiento, hasta que las aproximaciones sucesivas coincidan, dentro de una tolerancia especificada.

Iteración en etapas simples En este método, se calcula una incógnita diagonal, por ejemplo x_1, en forma aproximada, desdeñando todas las demás. Este valor se inserta en todas las demás ecuaciones y, a partir de uno de ellos, se obtiene una aproximación para un segundo elemen-

to diagonal, y así sucesivamente. Así, en cada etapa, se calculan todas las incógnitas, por medio de todos los componentes que ya se conocen.

Ejemplo

$$\begin{aligned} 10x_1 + x_2 - x_3 &= 2 \\ 2x_1 + 15x_2 - 3x_3 &= 6 \\ 3x_1 - x_2 + 20x_3 &= -4 \end{aligned}$$

$x_1^{(0)} = \frac{2}{10} = \frac{1}{5}$, entonces $15x_2^{(0)} = 6 - \frac{3}{5}$ $x_2^{(0)} = \frac{27}{15}$ $20x_3^{(0)} = -4 - \frac{1}{5} + \frac{27}{15} = -\frac{47}{15}$ $x_3^{(0)} = -\frac{47}{15} \times 20$, y así sucesivamente.

Relajamiento Estos procedimientos no se prestan para la mecanización; pero resultan útiles para los cálculos hechos a mano. Su gran facilidad se debe a que se ocupan también de sistemas lineales que tienen elementos diagonales predominantes. El ingenio de quien realiza los cálculos es muy importante en este procedimiento, como se verá más adelante. La primera etapa en la computación es la definición de las **residuales** $R_1, R_2, \ldots, R_n$ del sistema (2-76) mediante las ecuaciones

$$\begin{aligned} R_1 &= b_1 - a_{11}x_1 - a_{12}x_2 - \cdots - a_{1n}x_n \\ R_2 &= b_2 - a_{21}x_1 - a_{22}x_2 - \cdots - a_{2n}x_n \\ &\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots\cdots \\ R_n &= b_n - a_{n1}x_1 - a_{n2}x_2 - \cdots - a_{nn}x_n \end{aligned} \qquad (2\text{-}82)$$

A continuación se estiman las incógnitas, por ejemplo mediante el sistema (2-81) y se calculan las residuales correspondientes, después de lo cual se modifican sucesivamente los valores estimados de las incógnitas, de una en una o varias a la vez, de modo que las magnitudes de todas las residuales se reducen aproximadamente a cero. Puesto que las residuales se conocen en cada etapa, se enfoca habitualmente la atención en la residual de mayor magnitud, para reducirla a cero. Una buena indicación, en este caso, es la de observar en (2-82) que, si se incrementa en una unidad x_i y se mantienen fijas todas las demás incógnitas, R_j disminuye en a_{ji}.

Ejemplo A continuación se muestra una secuencia típica de relajamiento para el sistema

$$\begin{aligned} 9.37x_1 + 3.04x_2 - 2x_3 &= 3 \\ 2.05x_1 + 7.22x_2 + 1.22x_3 &= 6 \\ -1.41x_1 + 1.83x_2 + 6.30x_3 &= -4 \end{aligned}$$

$x_1^{(0)} = 3/9.37 = 0.32$ $R_1 = 3 - 9.37x_1 - 3.04x_2 + 2x_3$
$x_2^{(0)} = 6/7.22 = 0.83$ $R_2 = 6 - 2.05x_1 - 7.22x_2 - 1.22x_3$
$x_3^{(0)} = -4/6.3 = -0.63$ $R_3 = -4 + 1.41x_1 - 1.83x_2 - 6.30x_3$

Etapa No.	x_1	x_2	x_3	R_1	R_2	R_3
0	0.32	0.83	−0.63	−3.78	0.11	−1.07

La residual de mayor magnitud en esta etapa es $R_1 = -3.78$. Así, se disminuye x_1 en una cantidad conveniente, por lo común del tamaño $R_1/a_{11} = -3.78/9.37 = -0.4$, y se vuelven a calcular las residuales.

Etapa No.	x_1	x_2	x_3	R_1	R_2	R_3
1	−0.08	0.83	−0.63	−0.03	0.93	−1.63

En esta etapa, $R_3 = -1.63$ es la residual de magnitud mayor. Se reduce x_3 en $R_3/a_{33} = -1.63/6.30 = -0.27$ y se sigue adelante.

2 −0.08 0.83 −0.9 −0.57 1.26 0.07

Los procedimientos iterativos se describen detalladamente en las Refs. [34], [51] y [274] y en las Referencias generales.

Inversión matricial En algunos problemas, tales como los encontrados en el análisis de regresión en estadística, es esencial que el sistema (2-76) se resuelva mediante la inversión matricial de (2-77). Así, $(X = A^{-1}B$, en donde A^{-1} es la inversa de A, definida en "Álgebra elemental".

El número de métodos para invertir matrices es grande y con muchas variaciones. Los métodos descritos antes se pueden proseguir para obtener la inversa de la matriz. Además, se dan dos procedimientos muy apropiados para utilizarlos en computadoras digitales a gran escala.

Método modificado para raíces cuadradas (Choleski) Es un método directo para invertir matrices definidas positivas y simétricas. Como se verá, la división entre la raíz cuadrada del elemento principal reduce los errores de redondeo y la obtención de la raíz cuadrada de todos los elementos hace que todos los de la matriz se acerquen más en valor, lo que resulta muy útil. La matriz A se invierte mediante la secuencia de cálculos que sigue, en donde,

$$A^{-1} = \begin{bmatrix} c_{11} & c_{12} & c_{13} & \cdots & c_{1n} \\ c_{21} & c_{22} & \cdots & \cdots & c_{2n} \\ \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots \\ c_{n1} & c_{n2} & \cdots & \cdots & c_{nn} \end{bmatrix}$$

Puesto que A es simétrica, lo es también A^{-1}, de modo que $c_{ij} = c_{ji}$. Por consiguiente, sólo se tiene que calcular c_{ij}, $i \geq j$. En general, se calcula

$$\begin{aligned} t_{ii} &= \sqrt{a_{ii} - \sum_{k=1}^{i-1} t_{ki}^2} \\ t_{ij} &= \frac{a_{ij} - \sum_{k=1}^{i-1} t_{ki}t_{kj}}{t_{ii}} \qquad i \neq j,\ i > j \\ c_{ii} &= \frac{1}{t_{ii}^2} - \frac{\sum_{k=i+1}^{n} t_{ik}c_{ik}}{t_{ii}} \\ c_{ij} &= -\frac{\sum_{k=j}^{n} t_{ik}c_{kj}}{t_{ii}} \qquad \text{y} \qquad c_{ij} = c_{ji} \end{aligned} \qquad (2\text{-}83)$$

Estas ecuaciones se ilustran aquí para una matriz 4 × 4.

$$t_{11} = \sqrt{a_{11}} \quad t_{12} = a_{12}/t_{11} \quad t_{13} = a_{13}/t_{11} \quad t_{14} = a_{14}/t_{11}$$

$$t_{22} = \sqrt{a_{22} - t_{12}^2} \quad t_{23} = \frac{a_{23} - t_{12}t_{13}}{t_{22}}$$

$$t_{24} = \frac{a_{24} - t_{12}t_{14}}{t_{22}} \quad t_{33} = \sqrt{a_{33} - t_{13}^2 - t_{23}^2}$$

$$t_{34} = \frac{a_{34} - t_{13}t_{14} - t_{23}t_{24}}{t_{33}} \quad t_{44} = \sqrt{a_{44} - t_{14}^2 - t_{24}^2 - t_{34}^2}$$

y, finalmente, es necesario calcular c_{ij} en orden inverso:

$$c_{44} = \frac{1}{t_{44}^2} \quad c_{34} = \frac{-t_{34}c_{44}}{t_{33}} \quad c_{24} = \frac{-t_{23}c_{34} - t_{24}c_{44}}{t_{22}}$$

$$c_{14} = \frac{-t_{12}c_{24} - t_{13}c_{34} - t_{14}c_{44}}{t_{11}} \quad c_{33} = \frac{1}{t_{33}^2} - \frac{t_{34}c_{34}}{t_{33}}$$

$$c_{23} = \frac{-t_{23}c_{33} - t_{24}c_{34}}{t_{22}}, \ldots$$

$$c_{11} = \frac{1}{t_{11}^2} - \frac{t_{12}c_{12} + t_{13}c_{13} + t_{14}c_{14}}{t_{11}}$$

Algoritmo de Smith Este procedimiento es también directo y consiste básicamente en una factorización de la matriz A, hasta que se reduce a la identidad por operaciones de renglones y columnas. El algoritmo se bosqueja en la obra de Bodewig (34).

SOLUCIÓN NUMÉRICA DE ECUACIONES NO LINEALES CON UNA VARIABLE

Métodos especiales para polinomios Sea una ecuación polinomial de grado n:

$$P(x) = a_0x^n + a_1x^{n-1} + a_2x^{n-2} + \cdots + a_{n-1}x + a_n = 0 \quad (2\text{-}84)$$

con coeficientes reales. $P(x)$ tiene exactamente n raíces, que pueden ser reales o complejas. Si todos los coeficientes de $P(x)$ son enteros, entonces, cualquier raíz racional, por ejemplo r/s (r, s enteros, sin divisores comunes) de $P(x)$ debe ser tal que r sea un divisor entero de a_n y s sea un divisor entero de a_0. Además, cualquier ecuación polinómica con coeficientes racionales se puede convertir en otra con coeficientes enteros, mediante la multiplicación por el mínimo común múltiplo de los denominadores de los coeficientes.

Ejemplo $3x^4 - \frac{5}{3}x^2 + \frac{1}{5}x - 2 = 0$. El mínimo común múltiplo del denominador es 15. Así pues, la multiplicación por 15 (que no cambia las raíces) da $45x^4 - 25x^2 + 3x - 30 = 0$. Las únicas raíces racionales posibles r/s son de índole tal que r puede tener los valores $\pm 30, \pm 15, \pm 10, \pm 6, \pm 3, \pm 2, \pm 1$. s puede tener los valores $\pm 45, \pm 15, \pm 9, \pm 5, \pm 3, \pm 1$. A continuación, se pueden formar las raíces racionales posibles, a partir de todos los cocientes posibles, sin factor común.

Además de estos resultados, se puede obtener una cota superior y otra inferior para las raíces reales, mediante el dispositivo que sigue: si $a_0 > 0$ en la ecuación (2-84) y si, en (2-84), al primer coeficiente negativo le preceden k coeficientes positivos o cero, y si G es el mayor de los valores absolutos de los coeficientes negativos, entonces, todas las raíces serán menores que $1 + \sqrt[k]{G/c_0}$.

Ejemplo $P(x) = x^5 + 3x^4 - 7x^2 - 40x + 2 = 0$. En este caso, $a_0 = 1$, $G = 40$ y $k = 3$, puesto que podemos dar 0 como coeficiente para x^3. Por ende, $1 + \sqrt[3]{40} = 4.42$ es una cota superior para las raíces reales.

Se puede encontrar una cota inferior para las raíces reales, al aplicar el mismo criterio a la ecuación $P(-x)$.

Ejemplo $P(-x) = -x^5 + 3x^4 - 7x^2 + 40x + 2 = 0$ que es equivalente a $x^5 - 3x^4 + 7x^2 - 40x - 2 = 0$ puesto que a_0 tiene que ser positivo. Entonces, $a_0 = 1$, $G = 40$ y $k = 1$. Por consiguiente, $-(1 + 40) = -41$ es una cota inferior. Por consiguiente, todas las raíces reales son $-41 < r < 4.42$.

Un último resultado es útil para obtener una estimación de las cantidades de raíces reales positivas y negativas que existen.

Regla de Descartes El número de raíces reales positivas de una ecuación polinomial con coeficientes reales es igual al número de cambios de signo v o menor que v en un entero positivo par. El número de raíces negativas de $f(x)$ es igual al número de variaciones de signo de $f(-x)$ o menor en un entero positivo par.

Ejemplo $f(x) = x^4 - 13x^2 + 4x - 2 = 0$ tiene tres cambios de signo; por ende, hay tres o una raíz positiva. $f(-x) = x^4 - 13x^2 - 4x - 2$ tiene un cambio de signo. Por consiguiente, hay una raíz negativa.

Se puede encontrar más información sobre las propiedades de las ecuaciones polinomiales y las técnicas especiales en la obra de Dickson, *New First Course in the Theory of Equations*, Wiley, New York, 1939 y en la de MacDuffee, *Theory of Equations*, Wiley, New York, 1954. Véase también la referencia 71.

Técnica para raíces cuadradas de Graeffe Se trata de un método iterativo para hallar las raíces de la ecuación algebraica

$$f(x) = a_0x^p + a_1x^{p-1} + \cdots + a_{p-1}x + a_p = 0 \quad (2\text{-}85)$$

Si las raíces son $r_1, r_2, r_3, \ldots$, se podrá escribir

$$S_p = r_1^p(1 + r_2^p/r_1^p + r_3^p/r_1^p + \cdots) \quad (2\text{-}86)$$

y si una raíz es mayor que todas las demás, por ejemplo r_1, para un valor suficientemente grande de p, todos los términos (distintos de 1) se harán despreciables y, por tanto,

$$S_p \approx r_1^p$$

o bien

$$\lim_{p\to\infty} S_p^{1/p} = r_1$$

El procedimiento de Graeffe proporciona un modo eficiente de cálculo de S_p a partir de (2-86), mediante una sucesión de ecuaciones tales que las raíces de cada ecuación sean los cuadrados de las raíces de las ecuaciones precedentes de la sucesión. Esto sirve para obtener finalmente una ecuación cuyas raíces tengan tanta separación de magnitud que se puedan leer aproximadamente de la ecuación, mediante una inspección. El procedimiento básico se ilustra para una ecuación polinomial de grado 4.

$$f(x) = a_0x^4 + a_1x^3 + a_2x^2 + a_3x + a_4 = 0 \quad (2\text{-}87)$$

Vuélvase a escribir (2-87) como sigue:

$$a_0x^4 + a_2x^2 + a_4 = -a_1x^3 - a_3x$$

y se elevan al cuadrado los dos lados, de modo que, al efectuar el agrupamiento, se tiene

$$a_0^2x^8 + (2a_0a_2 - a_1^2)x^6 + (2a_0a_4 - 2a_1a_3 + a_2^2)x^4 + (2a_2a_4 - a_3^2)x^2 + a_4^2 = 0 \quad (2\text{-}88)$$

Puesto que esto incluye sólo potencias pares de x, se puede hacer $y = x^2$ y volver a escribir la ecuación (2-88) como sigue:

$$a_0^2y^4 + (2a_0a_2 - a_1^2)y^3 + (2a_0a_4 - 2a_1a_3 + a_2^2)y^2 + (2a_2a_4 - a_3^2)y + a_4^2 = 0$$

cuyas raíces son los cuadrados de la ecuación original. Si se vuelve a repetir este proceso, la nueva ecuación tendrá raíces que son la cuarta potencia, etc. Al cabo de p de esas operaciones, las raíces serán 2^p (raíces originales).

Entonces, $a_1/a_0 = -\sum_{i=1}^{4} r_i$, $a_1^{(1)}/a_0^{(1)} = -\Sigma r_i^2$, ..., $a_1^{(p)}/a_0^{(p)} = -\Sigma r_i^{2^p}$.

Si las raíces son todas distintas y r_1 es la de magnitud mayor, se tendrá eventualmente, $r_1^{2^p} \approx -a_1^{(p)}/a_0^{(p)}$. Y si r_2 es la siguiente raíz de mayor magnitud: $r_2^{2^p} \approx a_2^{(p)}/a_1^{(p)}$. En general, $a_n^{(p)}/a_{n-1}^{(p)} \approx (-1)^n r_n^{2^p}$. Este procedimiento se puede generalizar con facilidad a ecuaciones polinomiales de grado arbitrario y especializarse para los casos de raíces múltiples y complejas. Se puede encontrar un análisis excelente de estas ideas en las obras de Householder y Hildebrand (véase la bibliografía). Los signos de las raíces no están determinados; pero se pueden obtener al comprobar las dos posibilidades.

Ejemplo $f(x) = x^4 - 7x^3 + 9x^2 + 7x - 10 = 0$.

Paso p	$a_0^{(p)}$	$a_1^{(p)}$	$a_2^{(p)}$	$a_3^{(p)}$	$a_4^{(p)}$
0	1	−7	9	7	−10
1	1	−31	159	−229	100
2	1	−643	11 283	−20 641	10 000

Así pues,

$$r_1^4 \approx -a_1^{(2)}/a_0^{(2)} = 643 \qquad r_1 \approx +5.04$$
$$r_2^4 \approx -a_2^{(2)}/a_1^{(2)} = 17.6 \qquad r_2 \approx +2.05$$

y así sucesivamente. Las raíces reales son +5, +2, +1 y −1.

Otros métodos incluyen la iteración de Bernoulli, la iteración de Bairstow, la iteración de Lin, etc. Se pueden encontrar en las obras

citadas en la bibliografía. Además, se pueden utilizar los métodos que se dan a continuación para la resolución numérica de ecuaciones polinómicas.

Métodos generales para ecuaciones no lineales de una variable

Sustituciones sucesivas Sea $f(x) = 0$ la ecuación no lineal que se tiene que resolver. Si se vuelve a escribir esto como $x = F(x)$, se podrá establecer un patrón iterativo en la forma $x_{k+1} = F(x_k)$. Para iniciar la iteración, se debe obtener una estimación inicial, en forma gráfica o por otros métodos. La convergencia o divergencia del procedimiento depende del método de escritura de $x = F(x)$, que podrá tener casi siempre varias formas. No se puede dar ninguna regla general para asegurar la convergencia; sin embargo, si a es una raíz de $f(x) = 0$, y si $|F'(a)| < 1$, entonces para cualquier aproximación inicial suficientemente cercana a a, el método converge hacia a. Este proceso se dice que es de **primer orden**, porque el error en x_{k+1} es proporcional a la primera potencia del error en x_k para un valor grande de k.

Ejemplo $f(x) = x^3 - x - 1 = 0$. Una gráfica aproximada muestra una raíz de aproximadamente 1.3. La ecuación se puede escribir en la forma $x = F(x)$ de varios modos, tales como $x = x^3 - 1$, $x = 1/(x^2 - 1)$ y $x = (1 + x)^{1/3}$. En el primer caso, $F'(x) = 3x^2 = 5.07$ en $x = 1.3$; en el segundo, $F'(1.3) = 5.46$ y sólo en el tercer caso se tiene $F'(1.3) < 1$. Por consiguiente, sólo el tercer proceso iterativo tiene probabilidades de convergir. Esto se ilustra más adelante.

Tabla de iteración

Paso k	$x = \dfrac{1}{x^2 - 1}$	$x = x^3 - 1$	$x = (1 + x)^{1/3}$
0	1.3	1.3	1.3
1	1.4493	1.197	1.32
2	0.9087	0.7150	1.3238
3	−5.737	−0.6345	1.3247
4	.....	.....	1.3247

Métodos de perturbación Sea $f(x) = 0$ la ecuación. En general, la relación iterativa es

$$x_{k+1} = x_k - [f(x_k)/a_k] \tag{2-89}$$

en donde se inicia la iteración con x_0 como aproximación primera y α_k como valor funcional.

Procedimiento de Newton-Raphson. Esta variante escoge $\alpha_k = f'(x_k)$ en donde $f' = df/dx$ y consiste geométricamente en reemplazar la gráfica de $f(x)$ por la línea tangente en $x = x_k$, en cada etapa sucesiva. Si $f'(x)$ y $f''(x)$ tienen el mismo signo a lo largo de todo un intervalo $a \le x \le b$ que contiene la solución, con $f(a)$ y $f(b)$ de signos opuestos, el proceso convergirá a partir de cualquier x_0 en el intervalo $a \le x \le b$. El proceso es de segundo orden.

Ejemplo

$$f(x) = x - 1 + \frac{(0.5)^x - 0.5}{0.3}$$
$$f'(x) = 1 - 2.3105[0.5]^x$$

Una raíz aproximada (obtenida gráficamente) es 2.

Paso k	x_k	$f(x_k)$	$f'(x_k)$
0	2	0.1667	0.4224
1	1.6054	0.0342	0.2407
2	1.4652	0.0055	0.1620

Método de la falsa posición. Esta variante se inicia hallando x_0 y x_1 de modo que $f(x_0)$ y $f(x_1)$ sean de signos opuestos. Entonces α_1 = pendiente de la línea secante que une $[x_0, f(x_0)]$ y $[x_1, f(x_1)]$ de modo que

$$x_2 = x_1 - \frac{x_1 - x_0}{f(x_1) - f(x_0)} f(x_1)$$

En cada etapa que sigue, α_k es la pendiente de la línea que une $[x_k, f(x_k)]$ al punto determinado más recientemente, en donde $f(x_j)$ tiene el signo opuesto al de $f(x_k)$. Este método es de primer orden.

Método de Wegstein Es una variante del método de sustituciones sucesivas que hace obligatoria y/o acelera la convergencia. Se revisa el procedimiento iterativo $x_{k+1} = F(x_k)$ al hacer $\hat{x}_{k+1} = F(x_k)$ y, luego, tomar $x_{k+1} = qx_k + (1 - q)\hat{x}_{k+1}$ donde q es un número elegido adecuadamente y que puede ser considerado como constante a través de todo el proceso o puede ser ajustado en cada etapa. Wegstein descubrió que los valores de q escogidos adecuadamente se relacionan con el proceso básico como sigue:

Conducta del proceso de sustituciones sucesivas	Gama de q óptimo
Convergencia oscilatoria	$0 < q < \frac{1}{2}$
Divergencia oscilatoria	$\frac{1}{2} < q < 1$
Convergencia monotónica	$q < 0$
Divergencia monotónica	$1 < q$

En cada etapa se puede calcular q para dar un valor localmente óptimo, al hacer

$$q = \frac{\hat{x}_{k+2} - \hat{x}_{k+1}}{\hat{x}_{k+2} - 2\hat{x}_{k+1} + \hat{x}_k}$$

Resolución numérica de ecuaciones simultáneas no lineales Las técnicas que se ilustran se demostrarán para dos ecuaciones simultáneas $f(x, y) = 0$, $g(x, y) = 0$. Se generalizan inmediatamente a más de dos ecuaciones simultáneas.

Método de sustituciones sucesivas Las dos ecuaciones simultáneas se pueden escribir de varios modos, en formas equivalentes

$$x = F(x, y)$$
$$y = G(x, y) \tag{2-90}$$

Y el método de sustituciones sucesivas se puede basar en

$$x_{k+1} = F(x_k, y_k)$$
$$y_{k+1} = G(x_k, y_k)$$

Una vez más, el procedimiento es del primer orden y una condición suficiente para la convergencia es

$$\left|\frac{\partial F}{\partial x}\right| + \left|\frac{\partial F}{\partial y}\right| < 1 \qquad \left|\frac{\partial G}{\partial x}\right| + \left|\frac{\partial G}{\partial y}\right| < 1$$

en las cercanías de iteración de la solución verdadera.

Procedimiento de Newton-Raphson Al utilizar $f(x, y) = 0$ y $g(x, y) = 0$ para las dos ecuaciones simultáneas, se parte de una aproximación, por ejemplo (x_0, y_0), obtenida gráficamente o de una tabla en dos sentidos. A continuación, se resuelven sucesivamente las ecuaciones lineales

$$\Delta x_k \frac{\partial f}{\partial x}(x_k, y_k) + \Delta y_k \frac{\partial f}{\partial y}(x_k, y_k) = -f(x_k, y_k)$$
$$\Delta x_k \frac{\partial g}{\partial x}(x_k, y_k) + \Delta y_k \frac{\partial g}{\partial y}(x_k, y_k) = -g(x_k, y_k) \tag{2-91}$$

para Δx_k y Δy_k. A continuación, la aproximación $k + 1$ se da a partir de $x_{k+1} = x_k + \Delta x_k$, $y_{k+1} = y_k + \Delta y_k$. Una modificación consiste en resolver las ecuaciones (2-91) sustituyendo (x_k, y_k) con (x_0, y_0) (u otro par adecuado, más adelante en la iteración) en las derivadas. Esto quiere decir que las derivadas (y, por consiguiente, los coeficientes de Δx_k, Δy_k) son independientes de k. Por consiguiente, los resultados se hacen

$$\Delta x_k = \frac{-f(x_k, y_k)(\partial g/\partial y)(x_0, y_0) + g(x_k, y_k)(\partial f/\partial y)(x_0, y_0)}{(\partial f/\partial x)(x_0, y_0)(\partial g/\partial y)(x_0, y_0) - (\partial f/\partial y)(x_0, y_0)(\partial g/\partial x)(x_0, y_0)}$$
$$\Delta y_k = \frac{-g(x_k, y_k)(\partial f/\partial x)(x_0, y_0) + f(x_k, y_k)(\partial g/\partial x)(x_0, y_0)}{(\partial f/\partial x)(x_0, y_0)(\partial g/\partial y)(x_0, y_0) - (\partial f/\partial y)(x_0, y_0)(\partial g/\partial x)(x_0, y_0)} \tag{2-92}$$

y $x_{k+1} = \Delta x_k + x_k$, $y_{k+1} = \Delta y_k + y_k$. Esa alteración de la técnica básica reduce la rapidez de la convergencia.

Ejemplo

$$f(x, y) = 4x^2 + 6x - 4xy + 2y^2 - 3$$
$$g(x, y) = 2x^2 - 4xy + y^2$$

Mediante gráficas, se descubre que una de las raíces aproximadas es $x_0 = 0.4$, $y_0 = 0.3$. En este punto se obtiene como resultado $\partial f/\partial x = 8$, $\partial f/\partial y = -0.4$, $\partial g/\partial x = 0.4$, y $\partial g/\partial y = -1$. Por tanto, de (2-92),

$$x_{k+1} = x_k + \Delta x_k = x_k + \frac{-f(x_k, y_k) - 0.4g(x_k, y_k)}{8(-1) - (-0.4)(0.4)}$$
$$= x_k - 0.12755f(x_k, y_k) - 0.05102g(x_k, y_k)$$
$$y \qquad y_{k+1} = y_k - 0.05102f(x_k, y_k) + 1.02041g(x_k, y_k)$$

En seguida se muestran las primeras etapas de iteración:

Paso k	x_k	y_k	$f(x_k, y_k)$	$g(x_k, y_k)$
0	0.4	0.3	−0.26	0.07
1	0.43673	0.24184	0.078	0.0175
2	0.42672	0.25573	−0.0170	−0.007
3	0.42925	0.24943	0.0077	0.0010

Método de continuidad En el caso de n ecuaciones con n incógnitas, cuando n es grande, la determinación de la solución aproximada puede exigir un gran esfuerzo. En ese caso, el método de continuidad es muy apropiado para utilizarlo en computadoras digitales o analógicas. Consiste básicamente en la introducción de una variable extra en las n ecuaciones

$$f_i(x_1, x_2, \ldots, x_n) = 0 \qquad i = 1, \ldots, n \tag{2-93}$$

y en su reemplazamiento con

$$f_i(x_1, x_2, \ldots, x_n, \lambda) = 0 \qquad i = 1, \ldots, n \tag{2-94}$$

en donde se presente λ de tal modo que las funciones (2-94) dependen de modo simple de λ y se reducen a un sistema que se puede resolver fácilmente para $\lambda = 0$ y a las ecuaciones originales (2-93) para $\lambda = 1$. A continuación, se construye un sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias, con variable independiente λ, mediante la derivación de (2-94) con respecto a λ. El resultado es

$$\sum_{j=1}^{n} \frac{\partial f_i}{\partial x_j}\frac{dx_j}{d\lambda} + \frac{\partial f_i}{\partial \lambda} = 0 \tag{2-95}$$

en donde $x_1, \ldots, x_n$ se consideran como funciones de λ. Las ecuaciones (2-95) se integran, con las condiciones iniciales obtenidas a partir de (2-94) con $\lambda = 0$, de $\lambda = 0$ a $\lambda = 1$. Si la solución puede seguir a $\lambda = 1$, los valores de $x_1, \ldots, x_n$ para $\lambda = 1$ serán una solución de las ecuaciones originales. Si la integración se hace infinita, se debe introducir el parámetro λ de manera distinta. La integración de las ecuaciones diferenciales (que por lo común no son lineales en λ) se puede realizar en una computadora analógica o por medios digitales, usando técnicas descritas en la subsección de "Soluciones numéricas para ecuaciones diferenciales ordinarias".

Ejemplo

$$f(x, y) = 2 + x + y - x^2 + 8xy + y^3 = 0$$
$$g(x, y) = 1 + 2x + 3y + x^2 + xy - ye^x = 0$$

Se introduce λ como

$$f(x, y, \lambda) = (2 + x + y) + \lambda(-x^2 + 8xy + y^3) = 0$$
$$g(x, y, \lambda) = (1 + 2x - 3y) + \lambda(x^2 + xy - ye^x) = 0$$

Para $\lambda = 1$, esas ecuaciones se reducen a las originales; pero para $\lambda = 0$ son el sistema lineal

$$x + y = -2$$
$$2x - 3y = -1$$

que tiene la solución única $x = -1.4$, $y = -0.6$. En este caso, las ecuaciones diferenciales (2-95) se hacen

$$\frac{\partial f}{\partial x}\frac{dx}{d\lambda} + \frac{\partial f}{\partial y}\frac{dy}{d\lambda} = -\frac{\partial f}{\partial \lambda}$$
$$\frac{\partial g}{\partial x}\frac{dx}{d\lambda} + \frac{\partial g}{\partial y}\frac{dy}{d\lambda} = -\frac{\partial g}{\partial \lambda} \tag{2-96}$$

o bien,

$$\frac{dx}{d\lambda} = \frac{\dfrac{\partial f}{\partial y}\dfrac{\partial g}{\partial \lambda} - \dfrac{\partial f}{\partial \lambda}\dfrac{\partial g}{\partial y}}{\dfrac{\partial f}{\partial x}\dfrac{\partial g}{\partial y} - \dfrac{\partial f}{\partial y}\dfrac{\partial g}{\partial x}}$$
$$\frac{dy}{d\lambda} = \frac{\dfrac{\partial f}{\partial \lambda}\dfrac{\partial g}{\partial x} - \dfrac{\partial f}{\partial x}\dfrac{\partial g}{\partial \lambda}}{\dfrac{\partial f}{\partial x}\dfrac{\partial g}{\partial y} - \dfrac{\partial f}{\partial y}\dfrac{\partial g}{\partial x}}$$

en donde
$$\partial f/\partial x = 1 - 2\lambda x + 8\lambda y$$
$$\partial f/\partial y = 1 + 8\lambda x + 3\lambda y^2$$
$$\partial g/\partial x = 2 + 2\lambda x + \lambda y - \lambda y e^x$$
$$\partial g/\partial y = -3 + \lambda x - \lambda e^x$$

Las ecuaciones (2-96) se integran en λ (partiendo de $x = -1.4$, $y = -0.6$ en $\lambda = 0$) a $\lambda = 1$. Los valores de x, y para $\lambda = 1$ constituyen la solución.

Otros métodos Se pueden encontrar otros métodos en los libros de texto. Se deben mencionar especialmente los métodos de descenso pronunciado (véase la obra de Housholder en las referencias) y métodos de relajamiento (véase, Southwell, *Relaxation Methods in Theoretical Physics*, Oxford, New York, 1946), y referencias 71 y 218.

INTERPOLACIÓN Y DIFERENCIAS FINITAS

El ingeniero practicante descubre que necesita consultar constantemente tablas como fuentes de información. En consecuencia, la interpolación o el procedimiento de "leer entre las líneas de la tabla" es un tema necesario en el análisis numérico.

Interpolación lineal Si una función $f(x)$ es aproximadamente lineal en cierto intervalo, entonces la razón $\dfrac{f(x_1) - f(x_0)}{x_1 - x_0}$ $f[x_0, x_1]$ es aproximadamente independiente de x_0, x_1 en el intervalo. A continuación, la aproximación lineal a la función $f(x)$, $x_0 < x < x_1$ lleva a la fórmula de la interpolación

$$f(x) \approx f(x_0) + (x - x_0)f[x_0, x_1]$$
$$\approx f(x_0) + \frac{x - x_0}{x_1 - x_0}[f(x_1) - f(x_0)] \tag{2-97}$$
$$\approx \frac{1}{x_1 - x_0}[(x_1 - x)f(x_0) - (x_0 - x)f(x_1)]$$

Ejemplo Determínese cosh 0.83 por interpolación lineal, dados cosh 0.8 y cosh 0.9.

x_i	$f(x_i)$	$x_i - 0.83$
0.8	1.33743	−0.03
0.9	1.43309	+0.07

$$f(0.83) \approx 1/0.10[(0.07)(1.33743) - (-0.03)(1.43309)]$$
$$f(0.83) \approx 1.36613$$

Puesto que el valor verdadero de cinco cifras es 1.36468, se puede ver que la interpolación lineal da tres cifras significativas.

Diferencias divididas de orden superior e interpolación de orden superior La diferencia dividida de primer orden $f[x_0, x_1]$ se definió antes. Las diferencias divididas de segundo orden y orden superior se definen iterativamente por medio de

$$f[x_0, x_1, x_2] = \frac{f[x_1, x_2] - f[x_0, x_1]}{x_2 - x_0}$$

$$\vdots \qquad (2\text{-}98)$$

$$f[x_0, x_1, \ldots, x_k] = \frac{f[x_1, \ldots, x_k] - f[x_0, x_1, \ldots, x_{k-1}]}{x_k - x_0}$$

y una forma conveniente con fines de cálculo es

$$f[x_0, x_1, \ldots, x_k] = \sum_{j=0}^{k} \frac{f(x_j)}{(x_j - x_0)(x_j - x_1) \cdots (x_j - x_k)'}$$

para cualquier $k \geq 0$, en donde el apóstrofo ' significa que el término $(x_j - x_j)$ se omitió en el denominador. Por ejemplo,

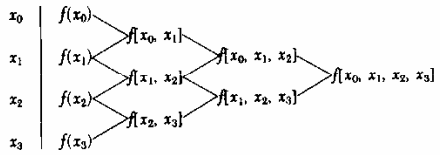
$$f[x_0, x_1, x_2] = \frac{f(x_0)}{(x_0 - x_1)(x_0 - x_2)} + \frac{f(x_1)}{(x_1 - x_0)(x_1 - x_2)} + \frac{f(x_2)}{(x_2 - x_0)(x_2 - x_1)}$$

Si la precisión que permite una aproximación lineal es inadecuada, un resultado generalmente más preciso se puede basar en la suposición de que es posible aproximarse a $f(x)$ mediante una ecuación polinómica de segundo grado o superior en ciertas gamas. Esta suposición conduce a la fórmula fundamental de interpolación de Newton, con diferencias divididas

$$f(x) \approx f(x_0) + (x - x_0)f[x_0, x_1] + (x - x_0)(x - x_1)f[x_0, x_1, x_2] + \cdots + (x - x_0)(x - x_1) \cdots (x - x_{n-1})f[x_0, x_1, \ldots, x_n] + E_n(x) \qquad (2\text{-}99)$$

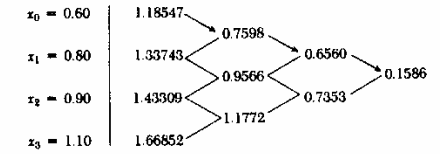
en donde $E_n(x) = \text{error} = \dfrac{1}{(n+1)!} f^{(n+1)}(\epsilon)\pi(x)$

donde mín. $(x_0, \ldots, x) < \epsilon <$ máx. $(x_0, x_1, \ldots, x_n, x)$ y $\pi(x) = (x - x_0)(x - x_1) \cdots (x - x_n)$. Para utilizar (2-99) con mayor eficiencia, se puede constituir primeramente una tabla de diferencias divididas. Por ejemplo, para la interpolación de tercer orden, la tabla de diferencias es



en donde cada entrada se da al tomar la diferencia entre entradas diagonalmente adyacentes hacia la izquierda, dividida por las abscisas correspondientes a las ordenadas intersecadas por las diagonales que pasan por la entrada calculada.

Ejemplo Mediante la interpolación de tercer orden, calcúlese el valor de cosh 0.83, dados cosh 0.60, cos 0.90 y cosh 1.10.



A partir de (2.99) con $n = 3$, se tiene cosh 0.83 ≈ 1.18547 + (0.23)(0.7598) + (0.23)(0.03)(0.6560) + (0.23)(0.03)(−0.07)(0.1586) = 1.36464, que difiere del verdadero valor en 0.00004.

Diferencias hacia adelante igualmente espaciadas Se dan en forma general las fórmulas (2-98) y (2-99) para ordenadas desigualmente espaciadas. Si las ordenadas están *igualmente espaciadas*, o sea $x_j - x_{j-1} = \Delta x$ para todos los valores de j, las primeras diferencias se indican por medio de $\Delta f(x_0) = f(x_1) - f(x_0)$ o $\Delta y_0 = y_1 - y_0$ en donde $y = f(x)$. Las diferencias de esas primeras diferencias, que se denominan segundas diferencias, se indican por medio de $\Delta^2 y_0, \Delta^2 y_1, \ldots, \Delta^2 y_n$. Por consiguiente,

$$\Delta^2 y_0 = \Delta y_1 - \Delta y_0 = y_2 - y_1 - y_1 + y_0 = y_2 - 2y_1 + y_0$$

Y, en general,

$$\Delta^j y_0 = \sum_{n=0}^{j} (-1)^n \binom{j}{n} y_{j-n}$$

en donde $\binom{j}{n} = \dfrac{j!}{n!(j-n)!}$ = coeficientes binomiales.

Así pues,

$$\Delta^4 y_0 = \sum_{n=0}^{4} (-1)^n \binom{4}{n} y_{4-n} = \binom{4}{0} y_4 - \binom{4}{1} y_3 + \binom{4}{2} y_2 - \binom{4}{3} y_1 + \binom{4}{4} y_0 = y_4 - 4y_3 + 6y_2 - 4y_1 + y_0$$

En este caso conviene una tabla de diferencias horizontales. Esto se ilustra más abajo para un ejemplo dado. Obsérvese que se omiten con frecuencia los puntos decimales.

x	y	Δy	$\Delta^2 y$	$\Delta^3 y$	$\Delta^4 y$	$\Delta^5 y$
1.5	2.129					
1.6	2.376	247				
1.7	2.645	269	22			
1.8	2.942	297	28	6		
1.9	3.268	326	29	1	−5	
2.0	3.627	359	33	4	3	8

Ejemplo Si y = polinomio de grado n
$= a_n x^n + a_{n-1}x^{n-1} + \cdots + a_0$ $\quad \Delta x$ = constante
entonces, Δy = polinomio de grado $n - 1$
$\vdots$
$\Delta^j y$ = polinomio de grado $n - j$ $\quad j \leq n$
$\Delta^n y = a_n(\Delta x)^n n!$

Esto quiere decir que, si los valores de la variable independiente se separan todos mediante intervalos iguales, las n-ésimas diferencias de un polinomio de grado n-ésimo son constantes. A la inversa, si las n-ésimas diferencias de una función tabulada son constantes cuando la variable independiente se separa mediante intervalos iguales, entonces la función es un polinomio de grado n. Este resultado es muy útil, puesto que permite seleccionar un polinomio de grado apropiado para que se ajuste a los datos.

Ejemplo Los datos* que se dan a continuación, cuando se diferencian, muestran que la relación aproximada entre x y y es de tercer grado, puesto que las terceras diferencias son sensiblemente constantes.

x	y	Δy	$\Delta^2 y$	$\Delta^3 y$
0	2.105			
0.2	2.808	703		
0.4	3.614	806	103	
0.6	4.604	990	184	81
0.8	5.857	1253	263	79
1.0	7.451	1594	341	78
1.2	9.467	2016	422	81
1.4	11.985	2518	502	80

*Reimpreso con autorización de la obra de I. S. y E. S. Sokolnikoff, *Higher Mathematics for Engineers and Physicists*, McGraw-Hill, New York, 1941.

Fórmulas de interpolación de Lagrange Las fórmulas de Newton (2-99) se expresan en función de diferencias divididas. Con frecuencia resulta útil tener fórmulas de interpolación expresadas explícitamente en función de las ordenadas de que se trata. Esto se logra mediante el polinomio de interpolación de Lagrange, de grado n

$$y(x) = \sum_{j=0}^{n} \frac{\pi(x)}{(x - x_j)\pi'(x_j)} f(x_j) \tag{2-100}$$

en donde $\pi(x) = (x - x_0)(x - x_1) \cdots (x - x_n)$
$\pi'(x_j) = (x_j - x_0)(x_j - x_1) \cdots (x_j - x_n)$
donde $(x_j - x_j)$ es el factor omitido. Por tanto,

$$f(x) = y(x) + E_n(x)$$
$$E_n(x) = \frac{1}{(n+1)!} \pi(x) f^{(n+1)}(\varepsilon)$$

Ejemplo El polinomio de interpolación de grado 3 es

$$\begin{aligned} y(x) &= \frac{(x - x_1)(x - x_2)(x - x_3)}{(x_0 - x_1)(x_0 - x_2)(x_0 - x_3)} f(x_0) + \frac{(x - x_0)(x - x_2)(x - x_3)}{(x_1 - x_0)(x_1 - x_2)(x_1 - x_3)} f(x_1) \\ &+ \frac{(x - x_0)(x - x_1)(x - x_3)}{(x_2 - x_0)(x_2 - x_1)(x_2 - x_3)} f(x_2) + \frac{(x - x_0)(x - x_1)(x - x_2)}{(x_3 - x_0)(x_3 - x_1)(x_3 - x_2)} f(x_3) \end{aligned}$$

Así, a partir directamente de los datos se tiene

x	0	1	3	4
$f(x)$	1	1	−1	2

se encuentra como polinomio de interpolación $y(x)$ para $f(x)$

$$\begin{aligned} y(x) = 1 \cdot \frac{(x-1)(x-3)(x-4)}{(0-1)(0-3)(0-4)} + 1 \frac{(x-0)(x-3)(x-4)}{(1-0)(1-3)(1-4)} \\ - 1 \cdot \frac{(x-0)(x-1)(x-4)}{(3-0)(3-1)(3-4)} + 2 \frac{(x-0)(x-1)(x-3)}{(4-0)(4-1)(4-3)} \end{aligned}$$

Otros métodos de diferencias (ordenadas de espaciamientos iguales), diferencias hacia atrás Las diferencias hacia atrás que se indican como

$$\nabla f(x) = f(x) - f(x - h)$$
$$\nabla^2 f(x) = \nabla f(x) - \nabla f(x - h) \cdots$$
$$\nabla f^n(x) = \nabla^{n-1} f(x) - \nabla^{n-1} f(x - h)$$

son útiles para el cálculo cerca del extremo de los datos tabulados.

Diferencias centrales Las diferencias centrales dadas por

$$\delta f(x) = f\left(x + \frac{h}{2}\right) - f\left(x - \frac{h}{2}\right)$$
$$\delta^n f(x) = \delta^{n-1} f\left(x + \frac{h}{2}\right) - \delta^{n-1} f\left(x - \frac{h}{2}\right)$$

son útiles para calcular en los puntos interiores de los datos tabulados.

También se pueden encontrar en los textos citados antes, diferencias gaussianas, de Stirling, de Bessel, de Everett, de Comrie, etc.

Interpolación inversa Es el proceso de hallar el valor de la variable independiente o la abscisa correspondiente a un valor dado de la función, cuando esta última está entre dos valores tabulados de la abscisa. Un buen método para lograr esto es el de utilizar la fórmula de interpolación de Lagrange en la forma $x = \psi(y) \sum_{j=0}^{n} \frac{\pi(y)}{(y - y_j)\pi'(y_j)} x_j$, en donde x se expresa en función de y. Véanse Refs. 18, 51 y 79.

DERIVACIÓN NUMÉRICA

La derivación numérica se debe evitar siempre que sea posible, sobre todo cuando los datos sean empíricos y estén sujetos a errores apreciables de observación. Los errores de los datos pueden afectar mucho a las derivadas numéricas, puesto que la derivación es un proceso de aproximación. Cuando se debe hacer ese cálculo, suele resultar conveniente suavizar primeramente los datos, hasta cierto punto.

Uso de fórmulas de interpolación Si se dan los datos sobre valores equidistantes de la variable independiente x, se puede utilizar una fórmula de interpolación como la de Newton (véase la obra de Hildebrand en las referencias) y derivar analíticamente la fórmula resultante. Si la variable independiente no está a valores equidistantes, se deben utilizar fórmulas de Lagrange. Mediante la derivación de las fórmulas de interpolación de Lagrange de *tres y cinco* puntos, se obtienen las fórmulas de derivación que siguen para puntos tabulares con espaciamientos iguales:

Fórmulas de tres puntos Sean x_0, x_1 y x_2 los tres puntos.

$$\begin{aligned} f'(x_0) &= \frac{1}{2h}[-3f(x_0) + 4f(x_1) - f(x_2)] + \frac{h^2}{3} f'''(\varepsilon) \\ f'(x_1) &= \frac{1}{2h}[-f(x_0) + f(x_2)] - \frac{h^2}{6} f'''(\varepsilon) \\ f'(x_2) &= \frac{1}{2h}[f(x_0) - 4f(x_1) + 3f(x_2)] + \frac{h^2}{3} f'''(\varepsilon) \end{aligned} \tag{2-101}$$

en donde el último término es de error, mín. $x_j < \varepsilon <$ máx. x_j.

Fórmulas de cinco puntos Sean x_0, x_1, x_2, x_3, y x_4 los cinco valores de la variable independiente de espaciamientos iguales y $f_i = f(x_j)$.

$$\begin{aligned} f'(x_0) &= \frac{1}{12h}[-25f_0 + 48f_1 - 36f_2 + 16f_3 - 3f_4] + \frac{h^4}{5} f^{(V)}(\varepsilon) \\ f'(x_1) &= \frac{1}{12h}[-3f_0 - 10f_1 + 18f_2 - 6f_3 + f_4] - \frac{h^4}{20} f^{(V)}(\varepsilon) \\ f'(x_2) &= \frac{1}{12h}[f_0 - 8f_1 + 8f_3 - f_4] + \frac{h^4}{30} f^{(V)}(\varepsilon) \\ f'(x_3) &= \frac{1}{12h}[-f_0 + 6f_1 - 18f_2 + 10f_3 + 3f_4] - \frac{h^4}{20} f^{(V)}(\varepsilon) \\ f'(x_4) &= \frac{1}{12h}[3f_0 - 16f_1 + 36f_2 - 48f_3 + 25f_4] + \frac{h^4}{5} f^{(V)}(\varepsilon) \end{aligned} \tag{2-102}$$

y el último término es otra vez de error.

Técnicas de suavizamiento Estas técnicas incluyen la aproximación de los datos tabulares mediante un ajuste por números cuadrados de los datos, utilizando alguna forma funcional conocida, casi siempre un polinomio (sobre el concepto de los mínimos cuadrados, véase la subsección de "Estadísticas"). En lugar de efectuar la aproximación a $f(x)$ mediante un polinomio simple de mínimos cuadrados de grado n sobre toda la gama de la tabulación, con frecuencia conviene reemplazar cada valor tabulado con un valor tomado por un polinomio de mínimos cuadrados, de grado n, pertinente para una gama de $2M + 1$ puntos, centrados, cuando sea posible, en el punto para el que se debe modificar la entrada. De ese modo, cada valor suavizado reemplaza a otro tabulado. Sean $f_j = f(x_j)$ los puntos tabulares y y_j = valores suavizados.

Mínimos cuadrados de primer grado con tres puntos

$$y_0 = \tfrac{1}{6}[5f_0 + 2f_1 - f_2]$$
$$y_1 = \tfrac{1}{3}[f_0 + f_1 + f_2]$$
$$y_2 = \tfrac{1}{6}[-f_0 + 2f_1 + 5f_2]$$

Mínimos cuadrados de primer grado con cinco puntos

$$y_0 = \tfrac{1}{5}[3f_0 + 2f_1 + f_2 - f_4]$$
$$y_1 = \tfrac{1}{10}[4f_0 + 3f_1 + 2f_2 + f_3]$$
$$y_2 = \tfrac{1}{5}[f_0 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4]$$
$$y_3 = \tfrac{1}{10}[f_0 + 2f_1 + 3f_2 + 4f_3]$$
$$y_4 = \tfrac{1}{5}[-f_0 + f_2 + 2f_3 + 3f_4]$$

Así, por ejemplo, si se utilizan los mínimos cuadrados de primer grado y cinco puntos, se usa la fórmula central para todos los valores, excepto los dos primeros y los dos últimos, donde se utilizan las fórmulas excéntricas.

Mínimos cuadrados de tercer grado con siete puntos

$$y_0 = \tfrac{1}{42}[39f_0 + 8f_1 - 4f_2 - 4f_3 + f_4 + 4f_5 - 2f_6]$$
$$y_1 = \tfrac{1}{14}[8f_0 + 19f_1 + 16f_2 + 6f_3 - 4f_4 - 7f_5 + 4f_6]$$
$$y_2 = \tfrac{1}{21}[-4f_0 + 16f_1 + 19f_2 + 12f_3 + 2f_4 - 4f_5 + f_6]$$
$$y_3 = \tfrac{1}{7}[-2f_0 + 3f_1 + 6f_2 + 7f_3 + 6f_4 + 3f_5 - 2f_6] \quad (2\text{-}103)$$
$$y_4 = \tfrac{1}{14}[f_0 - 4f_1 + 2f_2 + 12f_3 + 19f_4 + 16f_5 - 4f_6]$$
$$y_5 = \tfrac{1}{14}[4f_0 - 7f_1 - 4f_2 + 6f_3 + 16f_4 + 19f_5 + 8f_6]$$
$$y_6 = \tfrac{1}{42}[-2f_0 + 4f_1 + f_2 - 4f_3 - 4f_4 + 8f_5 + 39f_6]$$

Se pueden encontrar fórmulas adicionales de suavizamiento en la bibliografía. Después de suavizar los datos, se puede ajustar cualquiera de los polinomios de interpolación o un polinomio adecuado de los mínimos cuadrados, utilizándose los resultados para obtener la derivada.

Ejemplo

x	0	1	2	3	4	5	6	7	8
$f(x)$	54	145	227	359	401	342	259	112	65

Esos datos se suavizan (2-103) como se muestra a continuación (se ilustran dos puntos). Para suavizar el primer punto se usa la primera fórmula de (2-103).

$$y_0 = \tfrac{1}{42}[39(54) + 8(145) - 4(227) - 4(359) + 401 + 4(342) - 2(259)] = 51.7$$
$$y_2 = \tfrac{1}{21}[-4(54) + 16(145) + 19(227) + 12(359) + 2(401) - 4(342) + 259] = 248.05$$

Métodos de los mínimos cuadrados

Parabólicos Para cinco abscisas adyacentes con espaciamientos iguales denominadas $x_{-2}, x_{-1}, x_0, x_1, x_2$ y sus ordenadas $f_{-2}, f_{-1}, f_0, f_1, f_2$ supóngase que se ajusta una parábola mediante mínimos cuadrados. Se obtiene para todos los puntos interiores, excepto el primero y los dos últimos de los datos, la fórmula para la derivada numérica

$$f_0' = 1/10h[-2f_{-2} - f_{-1} + f_1 + 2f_2]$$

Para los dos primeros puntos de datos, que se designan como 0 y h, se tiene

$$f'(0) = 1/20h[-21f(0) + 13f(h) + 17f(2h) - 9f(3h)]$$
$$f'(h) = 1/20h[-11f(0) + 3f(h) + 7f(2h) + f(3h)]$$

y para los dos últimos, dados por medio de $\alpha - h$, α

$$f'(\alpha - h) = 1/20h[11f(\alpha) - 3f(\alpha - h) - 7f(\alpha - 2h) - f(\alpha - 3h)]$$
$$f'(\alpha) = 1/20h[+21f(\alpha) - 13f(\alpha - h) - 17f(\alpha - 2h) + 9f(\alpha - 3h)]$$

De cuarto grado (Douglas-Avakian) Se ajusta una ecuación polinomial de cuarto grado $y = a + bx + cx^2 + dx^3 + ex^4$ a siete puntos adyacentes y equidistantes (espaciamiento h), después de hacer una traslación de coordenadas, de modo que $x = 0$ corresponda al punto central de los siete. Así, se les puede denominar $-3h, -2h, -h, 0, h, 2h, 3h$. Sea k = coeficiente de h para los siete puntos. O sea, en $-3h$, $k = -3$. Entonces, los coeficientes para el polinomio son

$$a = \frac{524\Sigma f(kh) - 245\Sigma k^2 f(kh) + 21\Sigma k^4 f(kh)}{924}$$
$$b = \frac{397\Sigma k f(kh)}{1512h} - \frac{7\Sigma k^3 f(kh)}{216h}$$
$$c = \frac{-840\Sigma f(kh) + 679\Sigma k^2 f(kh) - 67\Sigma k^4 f(kh)}{3168h^2}$$
$$d = \frac{-7\Sigma k f(kh) + \Sigma k^3 f(kh)}{216h^3}$$
$$e = \frac{72\Sigma f(kh) - 67\Sigma k^2 f(kh) + 7\Sigma k^4 f(kh)}{3168h^4}$$

en donde todas las sumas parten de $k = -3$ a $k = +3$ y $f(kh)$ = valor tabular en kh. La pendiente del polinomio en $x = 0$ es $dy/dx = b$

Ejemplo Encuéntrense las constantes y dy/dz en $z = 3$ para los datos*

$f(z)$	2	3	2	−1	−2	−2	−1
z	0	1	2	3	4	5	6

En este caso, $h = 1$. Sea $x = z - 3$, que desplaza el origen al punto central en $z = 3$. A continuación se da una ayuda para el cálculo a mano:

z	y	x	k	$kf(kh)$	$k^2f(kh)$	$k^3f(kh)$	$k^4f(kh)$
0	2	−3	−3	−6	18	−54	162
1	3	−2	−2	−6	12	−24	48
2	2	−1	−1	−2	2	−2	2
3	−1	0	0	0	0	0	0
4	−2	1	1	−2	−2	−2	−2
5	−2	2	2	−4	−8	−16	−32
6	−1	3	3	−3	−9	−27	−81
Σ				−23	13	−125	97

Así,
$$a = \frac{524(1) - 245(13) + 21(97)}{924} = -0.68$$
$$b = \frac{397(-23)}{1512} - \frac{7(-125)}{216} = -1.99$$

etc. La pendiente en $x = 0$ ($z = 3$) es $dy/dx = -1.99 = b$.

INTEGRACIÓN NUMÉRICA

Se han desarrollado un gran número de fórmulas para realizar la integración numérica que consiste en calcular el valor de una integral definida a partir de un conjunto de valores numéricos del integrando.

Fórmulas de integración de Newton-Cotes (ordenadas con espaciamientos iguales) para funciones de una variable Se debe evaluar la integral definida $\int_a^b f(x)\,dx$.

Regla trapezoidal Esta fórmula consiste en subdividir el intervalo $a \le x \le b$ en n subintervalos a hasta $a + h$, $a + h$ hasta $a + 2h$,... y reemplazar la gráfica de $f(x)$ con el resultado de unir los extremos de ordenadas adyacentes por medio de segmentos lineales. Si $f_j = f(x_j) = f(a + jh)$, $f_0 = f(a)$, $f_n = f(b)$, la fórmula de integración es

$$\int_a^b f(x)\,dx = \frac{h}{2}[f_0 + 2f_1 + 2f_2 + \cdots + 2f_{n-1} + f_n] + E_n$$

en donde, $|E_n| = \dfrac{nh^3}{12}|f''(\varepsilon)| = \dfrac{(b-a)^3}{12n^2}|f''(\varepsilon)| \quad a < \varepsilon < b$

*Reimpreso con autorización de la obra de Mickley, Sherwood y Reed, *Applied Mathematics in Chemical Engineering*, McGraw-Hill, New York, 1957.

Este procedimiento no es de gran precisión. Sin embargo, si $f''(x)$ es continua en $a < x < b$, el error tiende a cero conforme $1/n^2$, $n \to \infty$.

Regla parabólica (regla de Simpson) Este procedimiento consiste en subdividir el intervalo $a < x < b$ en $n/2$ subintervalos, cada uno de ellos de longitud $2h$, en donde n es un entero *par*. Con la notación anterior, la fórmula de integración es

$$\int_a^b f(x)\,dx = \frac{h}{3}[f_0 + 4f_1 + 2f_2 + 4f_3 + \cdots + 4f_{n-3} + 2f_{n-2} + 4f_{n-1} + f_n] + E_n$$

en donde, $|E_n| \approx \dfrac{nh^5}{180}|f^{(\mathrm{IV})}(\varepsilon)| = \dfrac{(b-a)^5}{180n^4}|f^{(\mathrm{IV})}(\varepsilon)| \quad a < \varepsilon < b$

Este método se aproxima a $f(x)$ mediante una parábola en cada subintervalo. En general, esta regla es más precisa que la trapezoidal. Es la fórmula de integración que más se utiliza.

Regla de Weddle Este proceso consiste en subdividir el intervalo $a < x < b$ en $n/6$ subintervalos, cada uno de ellos de longitud $6h$, en donde n es múltiplo de 6. Con la notación de la regla trapezoidal, se obtiene

$$\int_a^b f(x)\,dx = \frac{3h}{10}[f_0 + 5f_1 + f_2 + 6f_3 + f_4 + 5f_5 + 2f_6 + 5f_7 + f_8 + \cdots + 6f_{n-3} + f_{n-2} + 5f_{n-1} + f_n] + E_n$$

Obsérvese que los coeficientes de f_j siguen la regla 1, 5, 1, 6, 1, 5, 2, 5, 1, 6, 1, 5, 2, 5, etc. Este procedimiento consiste en aproximarse a $f(x)$ mediante una ecuación polinomial de grado 6 en cada subintervalo. En este caso,

$$E_n = nh^7/1400[10f^{(6)}(\varepsilon_1) + 9h^2f^{(8)}(\varepsilon_2)]$$

Fórmula bidimensional Se pueden desarrollar fórmulas para integración en dos sentidos sobre un rectángulo, un círculo, una elipse, etc. mediante una aplicación doble de fórmulas monodimensionales de integración. Se da aquí la generalización bidimensional de la regla parabólica. Sea la integral iterada $\int_a^b\int_c^d f(x, y)\,dx\,dy$. Se subdividen $c < x < d$ en m subintervalos (pares) de longitud $h = (d-c)/m$, y $a < y < b$ en n subintervalos (pares) de longitud $k = (b-a)/n$. Esto da una subdivisión del rectángulo $a \le y \le b$, $c \le x \le d$ en subrectángulos. Sea $x_j = c + jh$, $y_j = a + jk$, $f_{i,j} = f(x_i, y_j)$. Entonces, $\int_a^b\int_c^d f(x,y)\,dx\,dy = \dfrac{hk}{9}[(f_{0,0} + 4f_{1,0} + 2f_{2,0} + \cdots + f_{m,0}) + 4(f_{0,1} + 4f_{1,1} + 2f_{2,1} + \cdots + f_{m,1}) + 2(f_{0,2} + 4f_{1,2} + 2f_{2,2} + \cdots + f_{m,2}) + \cdots + (f_{0,n} + 4f_{1,n} + 2f_{2,n} + \cdots + f_{m,n})] + E_{m,n}$ en donde $E_{m,n} = -\dfrac{hk}{90}\left[mh^4\dfrac{\partial^4 f(\varepsilon_1,\eta_1)}{\partial x^4} + nk^4\dfrac{\partial^4 f(\varepsilon_2,\eta_2)}{\partial y^4}\right]$ y ε_1, ε_2 están en $c < x < d$, η_1, η_2, están en $a < y < b$.

Además, se citan las obras que siguen: Tyler "Numerical Integration of Functions of Several Variables", *Can. J. Math.*, **5**, 393 (1953); Davis y Rabinowitz, "Monte Carlo Experiments in Computing Multiple Integrals". *Mathematical Tables and Other Aids to Computation*, vol. 10, 1956.

Fórmulas de integración de Gauss (abscisas con espaciamiento desigual) Estas fórmulas pueden dar una precisión comparable con menos ordenadas que las fórmulas con espaciamientos iguales. Las ordenadas se obtienen al optimizar la distribución de las abscisas más que por elección arbitraria. Para los detalles de esas fórmulas, la de Hildebrand (145) es una obra de consulta excelente.

RESOLUCIÓN NUMÉRICA DE ECUACIONES DIFERENCIALES ORDINARIAS

Se han formulado muchos métodos para resolver numéricamente ecuaciones diferenciales ordinarias. Las obras que se incluyen en las bibliografías generales contienen cierta información al respecto. Se puede encontrar una información más específica en las obras de Collatz, *The Numerical Treatment of Differential Equations*, Springer, Berlin, 1960; Hamming, *Numerical Methods for Scientists and Engineers*, McGraw-Hill, New York, 1962; Fox (ed.), *Numerical Solution of Ordinary and Partial Differential Equations*, Pergamon, Oxford, 1962; Fox, *Numerical Solution of Two-Point Boundary Problems*, Oxford, London, 1957 y Henrici, *Discrete Variable Methods in Ordinary Differential Equations*, Wiley, New York, 1962. Por solución numérica de una ecuación diferencial se entiende una tabla de valores de la variable dependiente y sus derivadas sobre sólo una porción limitada de la gama de la variable independiente. Cada ecuación diferencial de orden n se puede escribir en la forma de n ecuaciones de primer orden. Por consiguiente, los métodos que se dan a continuación serán para ecuaciones de primer orden y después, se verá la generalización a sistemas simultáneos. Ningún método numérico simple se aplica a todas las ecuaciones diferenciales ordinarias o, y ni siquiera a todos los miembros de la clase menor de ecuaciones diferenciales ordinarias lineales. Hay una gran variedad de tipos de problemas: por tanto, se requiere una gran variedad de métodos para resolverlos. Puesto que las "bibliotecas" de computadoras tienen sólo una o dos rutinas "almacenadas", los menos experimentados tienen tendencia a aplicar esos programas a todos los problemas. Es preciso advertir que esa práctica puede generar resultados erróneos.

Método de Euler modificado Este método es simple y da una precisión modesta. Si se desea una gran exactitud, se debe escoger un método más elaborado. Sea la ecuación diferencial de primer orden $dy/dx = f(x, y)$ con la condición inicial (x_0, y_0), o sea, $y = y_0$, cuando $x = x_0$. El procedimiento es como sigue:

Etapa 1. A partir de las condiciones iniciales dadas (x_0, y_0), calcúlese $y_0' = f(x_0, y_0)$ y $y_0'' = \dfrac{\partial f(x_0,y_0)}{\partial x} + \dfrac{\partial f(x_0,y_0)}{\partial y}y_0'$. Luego, determínese $y_1 = y_0 + hy_0' + (h^2/2)y_0''$, en donde h = subdivisión de la variable independiente.

Etapa 2. Determínese $y_1' = f(x_1, y_1)$. $(x_1 = x_0 + h)$. Esto nos prepara para:

Etapas predictoras

Etapa 3. Para $n \ge 1$, calcúlese $(y_{n+1})_1 = y_{n-1} + 2hy_n'$.

Etapa 4. Calcúlese $(y_{n+1}')_1 = f[x_{n+1}, (y_{n+1})_1]$

Etapas correctoras

Etapa 5. Calcúlese $(y_{n+1})_2 = y_n + (h/2)[(y_{n+1}')_1 + y_n']$, en donde y_n, y_n', sin los subíndices, son los valores previos obtenidos por este proceso (o por las etapas 1 y 2).

Etapa 6. $(y_{n+1}')_2 = f[x_{n+1}, (y_{n+1})_2]$.

Etapa 7. Si es necesario, se repiten las etapas correctoras 5 y 6, hasta producir la precisión deseada en y_{n+1}, y_{n+1}'.

Ejemplo Sea la ecuación $y' = 2y^2 + x$, con las condiciones iniciales $y_0 = 1$, cuando $x_0 = 0$. Sea $h = 0.1$. Se ilustran unas cuantas etapas del cálculo.

Etapa número	
1	$y_0' = 2y_0^2 + x_0 = 2$
	$y_0'' = 1 + 4y_0y_0' = 1 + 8 = 9$
	$y_1 = 1 + (0.1)(2) + [(0.1)^2/2]9 = 1.245$
2	$y_1' = 2y_1^2 + x_1 = 3.100 + 0.1 = 3.210$
3	$(y_2)_1 = y_0 + 2hy_1' = 1 + 2(0.1)3.210 = 1.642$
4	$(y_2')_1 = 2(y_2)_1^2 + x_2 = 5.592$
5	$(y_2)_2 = y_1 + (0.1/2)[(y_2')_1 + y_1'] = 1.685$
6	$(y_2')_2 = 2(y_2)_2^2 + x_2 = 5.878$
5 (se repite)	$(y_2)_3 = y_1 + (0.05)[(y_2')_2 + y_1'] = 1.699$
6 (se repite)	$(y_2')_3 = 2(y_2)_3^2 + x_2 = 5.974$

y así sucesivamente. Este procedimiento se puede programar para una computadora. En la obra de Milne se analiza el error de truncación de este proceso (consúltense las referencias).

Método de Adam modificado El procedimiento que se indica se desarrolló mediante la retención de terceras diferencias. Por tanto, se puede considerar como método predictor y corrector más exacto

que el de Euler. El procedimiento es como sigue, para $dy/dx = f(x, y)$ y h = tamaño de intervalo:

Las etapas 1 y 2 son las mismas que en el método de Euler.

Etapas predictoras

Etapa 3. $(y_{n+1})_1 = y_n + (h/24)[55y'_n - 59y'_{n-1} + 37y'_{n-2} - 9y'_{n-3}]$ en donde y'_n, y'_{n-1}, etc., se calcularon en la etapa 1.

Etapa 4. $(y'_{n+1})_1 = f(x_{n+1}, (y_{n+1})_1]$.

Etapas correctoras

Etapa 5. $$(y_{n+1})_2 = y_n + \frac{h}{24}[9(y'_{n+1})_1 + 19y'_n - 5y'_{n-1} + y'_{n-2}].$$

Etapa 6. $(y'_{n+1})_2 = f(x_{n+1}, (y_{n+1})_2]$.

Etapa 7. Se repiten las etapas 5 y 6, en caso necesario.

Métodos de Runge-Kutta Estos métodos se inician por sí mismos y son inherentemente estables. La obra de Kopal (*Numerical Analysis*, Wiley, New York, 1955) es el mejor texto de consulta sobre su deducción y su análisis. A continuación se dan procedimientos de tercer y cuarto orden para $dy/dx = f(x, y)$, h = tamaño de intervalo.

Tercer orden (error ~ h^4)

$$k_0 = hf(x_n, y_n)$$
$$k_1 = hf(x_n + \tfrac{1}{2}h, y_n + \tfrac{1}{2}k_0)$$
$$k_2 = hf(x_n + h, y_n + 2k_1 - k_0)$$

y $$y_{n+1} = y_n + \tfrac{1}{6}(k_0 + 4k_1 + k_2)$$

para todos los $n \geq 0$, con la condición inicial (x_0, y_0).

Cuarto orden (error ~ h^5)

$$k_0 = hf(x_n, y_n)$$
$$k_1 = hf(x_n + \tfrac{1}{2}h, y_n + \tfrac{1}{2}k_0)$$
$$k_2 = hf(x_n + \tfrac{1}{2}h, y_n + \tfrac{1}{2}k_1)$$
$$k_3 = hf(x_n + h, y_n + k_2)$$
$$y_{n+1} = y_n + \tfrac{1}{6}(k_0 + 2k_1 + 2k_2 + k_3)$$

Ejemplo (tercer orden) Sea $dy/dx = x - 2y$ con la condición inicial $y_0 = 1$, cuando $x_0 = 0$ y sea $h = 0.1$. Evidentemente, $x_n = nh$. Para calcular y_1, se actúa como sigue:

$$k_0 = 0.1[x_0 - 2y_0] = -0.2$$
$$k_1 = 0.1[0.05 - 2(1 - 0.1)] = -0.175$$
$$k_2 = 0.1[0.1 - 2(1 - 0.35 + 0.2)] = -0.16$$
$$y_1 = 1 + \tfrac{1}{6}(-0.2 - 0.7 - 0.16) = 0.8234$$

Ecuaciones de orden superior y ecuaciones diferenciales simultáneas Cualquier ecuación diferencial de segundo orden u orden superior se puede reducir a un sistema simultáneo de ecuaciones de primer orden, mediante la introducción de variables auxiliares. Sean las ecuaciones

$$d^2x/dt^2 + xy(dx/dt) + z = e^x$$
$$d^2y/dt^2 + zy(dy/dt) = 7 + t^2$$
$$d^2z/dt^2 + xz(dz/dt) + x = e^z$$

Si las nuevas variables $x_1 = x, x_2 = y, x_3 = z, x_4 = dx_1/dt, x_5 = dx_2/dt, x_6 = dx_3/dt$, las ecuaciones se hacen

$$dx_1/dt = x_4$$
$$dx_2/dt = x_5$$
$$dx_3/dt = x_6$$
$$dx_4/dt = -x_1x_2x_4 - x_3 + e^{x_3}$$
$$dx_5/dt = -x_3x_2x_5 + 7 + t^2$$
$$dx_6/dt = -x_1x_3x_6 - x_1 + e^{x_1}$$

que es un sistema de la forma general

$$dx_i/dt = f_i(t, x_1, x_2, x_3, \ldots, x_n)$$

$i = 1, 2, \ldots, n$. Esos sistemas se pueden resolver mediante la aplicación simultánea de cualquiera de las técnicas numéricas mencionadas anteriormente. A continuación se da el método de Runge-Kutta para

$$dx/dt = f(t, x, y)$$
$$dy/dt = g(t, x, y)$$

se muestra el procedimiento de cuarto orden, en el siguiente párrafo.

A partir de las condiciones iniciales x_0, y_0, t_0, los valores siguientes x_1, y_1, se calculan por medio de las ecuaciones que se dan a continuación (en donde $\Delta t = h$, $t_j = h + t_{j-1}$):

$$k_0 = hf(t_0, x_0, y_0) \qquad l_0 = hg(t_0, x_0, y_0)$$
$$k_1 = hf\left(t_0 + \frac{h}{2}, x_0 + \frac{k_0}{2}, y_0 + \frac{l_0}{2}\right)$$
$$l_1 = hg\left(t_0 + \frac{h}{2}, x_0 + \frac{k_0}{2}, y_0 + \frac{l_0}{2}\right)$$
$$k_2 = hf\left(t_0 + \frac{h}{2}, x_0 + \frac{k_1}{2}, y_0 + \frac{l_1}{2}\right)$$
$$l_2 = hg\left(t_0 + \frac{h}{2}, x_0 + \frac{k_1}{2}, y_0 + \frac{l_1}{2}\right)$$
$$k_3 = hf(t_0 + h, x_0 + k_2, y_0 + l_2) \qquad l_3 = hg(t_0 + h, x_0 + k_2, y_0 + l_2)$$

y

$$x_1 = x_0 + \tfrac{1}{6}(k_0 + 2k_1 + 2k_2 + k_3)$$
$$y_1 = y_0 + \tfrac{1}{6}(l_0 + 2'_1 + 2l_2 + l_3)$$

Para proseguir el cálculo se reemplazan en las fórmulas anteriores t_0, x_0, y_0, con $t_1 = t_0 + h$, x_1 y y_1, que se acaban de calcular. La extensión de este método a más de dos ecuaciones sigue precisamente el mismo patrón.

RESOLUCIÓN NUMÉRICA DE ECUACIONES INTEGRALES

En esta subsección se toma en consideración un método para resolver numéricamente la ecuación integral de Fredholm de segunda clase:

$$u(x) = f(x) + \lambda \int_a^b k(x, t)u(t)\,dt \qquad \text{for } u(x) \qquad (2\text{-}104)$$

El método que se presenta surge del hecho de que es posible aproximarse estrechamente a una integral definida mediante cualquiera de varias fórmulas numéricas de integración (cada una de las cuales se obtiene al aproximarse la función con algún polinomio, sobre un intervalo dado). Por tanto, la integral definida en la ecuación (2-104) se puede reemplazar con una fórmula de integración y es posible escribir la ecuación (2-104) como sigue:

$$u(x) = f(x) + \lambda(b - a)\left[\sum_{i=1}^{n} c_i k(x, t_i)u(t_i)\right] \qquad (2\text{-}105)$$

en donde $t_1, \ldots, t_n$ son puntos de subdivisión del eje t, $a \leq t \leq b$, y las c son coeficientes cuyos valores dependen del tipo de fórmula de integración numérica que se utilice. Ahora bien, la ecuación (2-105) debe satisfacerse para todos los valores de x, $a \leq x \leq b$; por ende, debe ser también válida para $x = t_1, x = t_2, \ldots, x = t_n$. Al sustituir para x sucesivamente $t_1, t_2, \ldots, t_n$ y hacer $u(t_i) = u_i$, $f(t_i) = f_i$ se obtienen n ecuaciones algebraicas lineales con n incógnitas $u_1, \ldots, u_n$. Esto es,

$$u_i = f_i + (b - a)[c_1k(t_i, t_1)u_1 + c_2k(t_i, t_2)u_2 + \cdots + c_nk(t_i, t_n)u_n] \qquad i = 1, 2, \ldots, n$$

Estas u_i se pueden resolver por los métodos dados en la subsección "Soluciones numéricas de ecuaciones lineales y problemas asociados" y sustituir sus valores en la ecuación (2-105) con el fin de obtener una solución aproximada para la ecuación (2-104).

Ejemplo Resuélvase numéricamente $u(x) = x + \frac{1}{3}\int_0^1 (t+x)u(t)\,dt$. En este ejemplo $a = 0$, $b = 1$. Tómese $n = 3$, $t_1 = 0$, $t_2 = \frac{1}{2}$, $t_3 = 1$. Entonces, la ecuación (2-105) toma la forma (para la cual se utilizó la regla parabólica)

$$u(x) = x + (1/3)\left[\frac{\frac{1}{2}}{3}\left[(t_1 + x)u(t_1) + 4(t_2 + x)u(t_2) + (t_3 + x)u(t_3)\right]\right]$$
$$= x + (1/18)[(t_1 + x)u(t_1) + 4(t_2 + x)u(t_2) + (t_3 + x)u(t_3)]$$

Esto debe ser válido para todos los valores de x, $0 \le x \le 1$. Por consiguiente, se toman $x = t_1 = 0$, $x = t_2 = \frac{1}{2}$, $x = t_3 = 1$. Por ello,

$$u(t_1) = t_1 + \tfrac{1}{18}[2t_1u(t_1) + 4(t_2 + t_1)u(t_2) + (t_3 + t_1)u(t_3)]$$
$$u(t_2) = t_2 + \tfrac{1}{18}[(t_1 + t_2)u(t_1) + 4(2t_2)u(t_2) + (t_3 + t_2)u(t_3)] \qquad (2\text{-}106)$$
$$u(t_3) = t_3 + \tfrac{1}{18}[(t_1 + t_3)u(t_1) + 4(t_2 + t_3)u(t_2) + 2t_3u(t_3)]$$

Al incluir los valores de t_1, t_2, t_3 y $u(t_i) = u_i$, las ecuaciones (2-106) se hacen

$$18u_1 - 2u_2 - u_3 = 0$$
$$-u_1 + 28u_2 - 3u_3 = 18$$
$$-u_1 - 6u_2 + 16u_3 = 18$$

con la solución $u_1 = \frac{19}{31}$, $u_2 = \frac{15}{31}$, $u_3 = \frac{17}{31}$. Así pues,

$$u(x) = x + \tfrac{1}{18}[x(\tfrac{19}{31}) + 4(\tfrac{1}{2} + x)(\tfrac{15}{31}) + (1 + x)(\tfrac{17}{31})]$$
$$= \tfrac{19}{31}x + \tfrac{15}{31}$$

Debido al trabajo necesario para resolver grandes sistemas de ecuaciones lineales simultáneas, es recomendable que sólo se calcule un pequeño número de valores de u. Por consiguiente, las fórmulas de integración de Gauss son útiles por la economía que ofrecen. Véase referencias sobre resoluciones numéricas de ecuaciones integrales.

RESOLUCIÓN NUMÉRICA DE ECUACIONES DIFERENCIALES PARCIALES

Han surgido métodos de cálculo computacional para las ecuaciones diferenciales parciales a partir de aproximaciones de diferencias finitas para las derivadas parciales, y las características, en el caso de los sistemas hiperbólicos. Es posible aproximarse a las derivadas parciales por medio de diferencias finitas, en muchas formas distintas, dependiendo de la exactitud que se requiera en los cálculos. En la figura 2-55 se dan algunos de los operadores más comunes y sus aproximaciones. Los detalles de la teoría se pueden encontrar en las obras que siguen: Forsythe y Wasow, *Finite Difference Methods for Partial Differential Equations*, Wiley, New York, 1960; Fox (ed.), *Numerical Solution of Ordinary and Partial Differential Equations*, Pergamon, Oxford, 1962; Richtmyer y Morton, *Difference Methods for Initial Value Problems*, Interscience, New York, 1967; Ames, *Nonlinear Partial Differential Equations in Engineering*, Academic, New York, 1965; Wachspress, *Iterative Solution of Elliptic Systems*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1966; Ames, *Numerical Methods for Partial Differential Equations*, Nelson, London, 1969; y otras citadas al principio de esta sección.

Las técnicas se presentan mediante dos ejemplos, seguidos por un análisis de errores y luego, por un último ejemplo.

Ejemplo: Problema típico de difusión lineal Sea el problema

$$u_t = u_{xx},\ 0 < x < 1,\ 0 < t \le T$$
$$u(x, 0) = f(x),\ 0 < x < 1$$
$$u(0, t) = g(t),\ 0 < t \le T$$
$$u(1, t) = h(t),\ 0 < t \le T$$

Se desarrolla una analogía de diferencia finita para este problema mediante la introducción de una red cuyos puntos de malla se designan como $x_i = ih$, $t_j = jk$, en donde $i = 0, 1, 2, \ldots, M$; $j = 0, 1, \ldots, N$ con $h = \Delta x = 1/M$, $k = \Delta t = T/N$. Las fronteras se especifican por medio de $i = 0$ e $i = M$ y las fronteras "falsas" cualesquiera, por medio de $i = -1, -2, \ldots, i = M + 1, M + 2, \ldots$, y así sucesivamente. La línea inicial se denota por $j = 0$ y la aproximación discreta en $x_i = ih$, $t_j = jk$ se designa como $U_{i,j}$

Si se supone que se conoce una solución aproximada $U_{i,j}$ en todos los puntos de malla hasta el t_j, se debe especificar un método para hacer avanzar la solución al instante t_{j+1}. El valor de $U_{i,j+1}$ en $x = 0$ y $x = 1$ se debe escoger en las condiciones en la frontera especificadas antes, o sea,

$$U_{0,j+1} = g(t_{j+1}),\ U_{M,j+1} = h(t_{j+1})$$

En otros puntos $0 < i < M$, la ecuación diferencial parcial se reemplazará con alguna ecuación en diferencias. El reemplazamiento más simple consiste en aproximarse a la derivada espacial mediante una segunda diferencia centrada y a la derivada con respecto al tiempo mediante una diferencia directa en (x_i, t_j). La ecuación en diferencias que se obtiene es

$$\frac{1}{k}(U_{i,j+1} - U_{i,j}) = \frac{1}{h^2}(U_{i+1,j} - 2U_{i,j} + U_{i-1,j}),\ i = 1, \ldots, M - 1$$

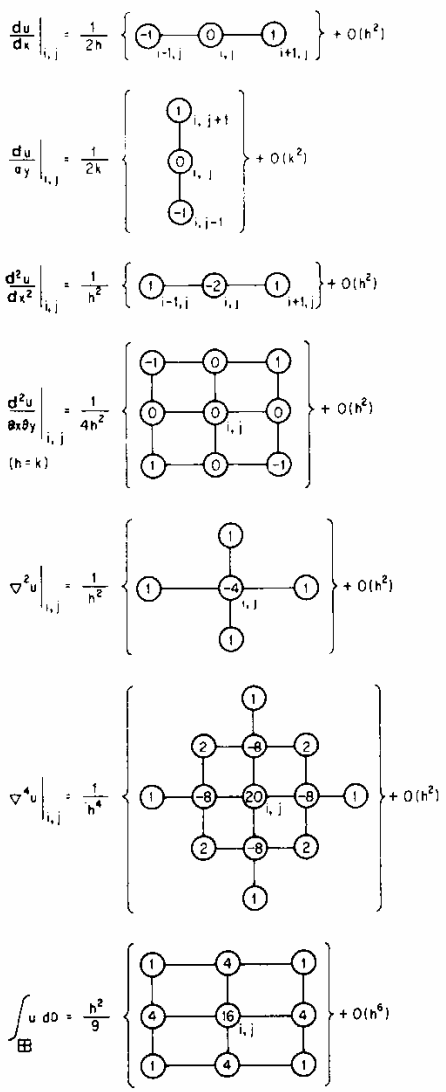


FIG. 2-55 Moléculas de computación.

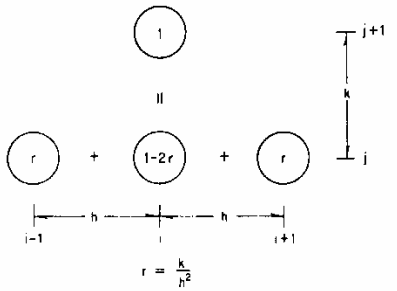


FIG. 2-56 Moléculas explícitas de computación para la ecuación de difusión.

Al resolver para $U_{i,j+1}$ se obtiene la ecuación *explícita* para avanzar en el tiempo

$$U_{i,j+1} = rU_{i-1,j} + (1 - 2r)U_{i,j} + rU_{i+1,j} \qquad i = 1, \ldots, M - 1$$

en donde $r = k/h^2 = \Delta t/(\Delta x)^2$. En la figura 2-56 se muestra el modelo de computación para esta ecuación explícita. Sin embargo, no se deben aceptar estos resultados sin examinar temas de error, convergencia y consistencia.

Ejemplo: Problema de equilibrio La temperatura $u(x, y)$ en una placa situada en $0 < x < 1, 0 < y < 1$ con las condiciones en la frontera $u(x, 0) = x(1 - x)$, $u(x, 1) = 0$, $u(0, y) = 0$, $u(a, y) = 0$ se rige por la ecuación de Laplace $u_{xx} + u_{yy} = 0$. Al aproximarse al dominio continuo de integración con una red discreta en donde h es la subdivisión tanto en la dirección x como en la y y $U(ih, jh) = U_{i,j}$ se llega a la aproximación $(1/h^2)(U_{i+1,j} - 2U_{i,j} + U_{i-1,j}) + (1/h^2)(U_{i,j+1} - 2U_{i,j} + U_{i,j-1}) = 0$ o $U_{i,j} = \frac{1}{4}(U_{i+1,j} + U_{i-1,j} + U_{i,j+1} + U_{i,j-1})$ en puntos interiores. Así pues, el valor en cualquier punto inferior de la red es el promedio de los valores en los cuatro puntos circundantes más cercanos.

Al hacerse discretos los problemas de equilibrio se genera un problema algebraico cuya solución se suele obtener mediante algún método iterativo. Tomemos en consideración la ecuación elíptica lineal $(b^2 - 4ac < 0)$

$$au_{xx} + cu_{yy} + du_x + eu_y + fu = g(x, y)$$

en la región rectangular R: $0 \le x \le \alpha$, $0 \le y \le \beta$, con u prescrito en la frontera. Para facilitar la definición, se supone que $a > 0$, $c > 0$, $f \le 0$, y todos están acotados en la región R y en su frontera B. Al utilizar las diferencias centrales de segundo orden que se usaron antes, con $h = k$, la aproximación en diferencias finitas se hace

$$\beta_1 U_{i+1,j} + \beta_2 U_{i-1,j} + \beta_3 U_{i,j+1} + \beta_4 U_{i,j-1} - \beta_0 U_{i,j} = h^2 g_{ij}$$

en donde las β_i son funciones de $x_i = ih$, $y_j = jh$, dadas por

$$\begin{aligned}
\beta_1 &= a_{ij} + \tfrac{1}{2}hd_{ij} \\
\beta_2 &= a_{ij} - \tfrac{1}{2}hd_{ij} \\
\beta_3 &= c_{ij} + \tfrac{1}{2}he_{ij} \\
\beta_4 &= c_{ij} - \tfrac{1}{2}he_{ij} \\
\beta_0 &= 2(a_{ij} + c_{ij} - \tfrac{1}{2}h^2 f_{ij})
\end{aligned}$$

La notación a_{ij} significa $a(ih, jh)$, o sea, la evaluación en el punto en que se centra la molécula de computación.

Sea N el número de puntos de malla internos, de modo que la aproximación genere un sistema de N ecuaciones lineales cuya forma matricial se escribe $AU = V$. Los vectores $\mathbf{U}$ y $\mathbf{V}$ consisten en las N incógnitas $U_{i,j}$ y las cantidades $-h^2 g_{ij}$ junto con los valores en la frontera, respectivamente. La matriz A tiene coeficientes reales cuyos elementos de la diagonal principal son los β_0 y cuyos elementos fuera de la diagonal son los *negativos* de los βi que no se originan en los puntos de la frontera.

En la práctica, la resolución de $A\mathbf{U} = \mathbf{V}$ se suele realizar mediante algún método iterativo (véase Bodewig, Varga, o Ames, en las referencias) de entre los más comunes son el de Gauss-Seidel (iteración por etapas simples) acelerado mediante *sobrerrelajamientos sucesivos* (SOR) y un método implícito de dirección alterna (ADI). El primero de ellos requiere un orden U_i, $i = 1, \ldots, N$ de las incógnitas, que se supondrá que va de la parte inferior de la red a la superior, desplazándose de izquierda a derecha —o sea, $U_{1,1}, U_{1,2}, \ldots, U_{2,1}, \ldots$. La técnica SOR se define mediante la relación

$$U_i^{(k)} = U_i^{(k-1)} + \omega[\overline{U}_i^{(k)} - U_i^{(k-1)}] = (1 - \omega)U_i^{(k-1)} + \omega\overline{U}_i^{(k)}$$

en donde ω es el parámetro de sobrerrelajamiento $(1 \le \omega < 2)$ y $\overline{U}_i^{(k)}$ son los componentes de la k-ésima iteración de Gauss-Seidel. Por ende, el valor aceptado en la etapa k se extrapola del valor de Gauss-Seidel y el valor previo aceptado. Al establecer la relación SOR en nuestro problema de muestra, se tiene la forma algebraica de SOR

$$U_i^{(k)} = (1 - \omega)U_i^{(k-1)} + \omega\left[\sum_{j=1}^{i-1} g_{ij}U_j^{(k)} + \sum_{j=i+1}^{N} g_{ij}U_j^{(k-1)} + c_i\right]$$

o la forma matricial

$$U^{(k)} = (D + \omega R)^{-1}\{[(1 - \omega)D - \omega S]U^{(k-1)} + \omega V\}$$

y $A = R + D + S$, en donde R, D y S son matrices que tienen los mismos elementos que A, respectivamente abajo, en la diagonal principal y por encima de ella, con ceros en otros lugares.

Los métodos implícitos de dirección alternativa (ADI) resultaron muy eficientes y versátiles. Birkhoff, Varga y Young, Alt y Rubinoff (eds.), *Advances in Computers*, Academic, New York, 1962, pág. 189, resumen métodos ADI. Para resultados más recientes véase Refs. 9, 132, 171 y 291. Básicamente, una iteración ADI completa consiste en una primera mitad en la dirección del renglón seguida por una segunda mitad en la dirección de la columna. Se ilustra la técnica ADI de Peaceman-Rachford para la ecuación de Laplace, partiendo de la discretización de malla igual del ejemplo anterior.

La iteración avanza a partir de $U_{i,j}^{(k)}$ para la determinación de

$$\begin{aligned}
U_{i,j}^{[k+(1/2)]} = U_{i,j}^{(k)} &+ \rho_k[U_{i+1,j}^{[k+(1/2)]} + U_{i-1,j}^{[k+(1/2)]} - 2U_{i,j}^{[k+(1/2)]} \\
&+ \rho_k[U_{i,j+1}^{(k)} + U_{i,j-1}^{(k)} - 2U_{i,j}^{(k)}]
\end{aligned}$$

mediante una iteración de renglón simple (línea), seguida por una iteración de columna simple, determinada a partir de

$$\begin{aligned}
U_{i,j}^{(k+1)} = U_{i,j}^{[k+(1/2)]} &+ \rho_k[U_{i+1,j}^{[k+(1/2)]} + U_{i-1,j}^{[k+(1/2)]} - 2U_{i,j}^{[k+(1/2)]}] \\
&+ \rho_k[U_{i,j+1}^{(k+1)} + U_{i,j-1}^{(k+1)} - 2U_{i,j}^{(k+1)}]
\end{aligned}$$

Las cantidades, ρ_k denominadas **parámetros de iteración**, dependen casi siempre de k. Se deben utilizar los mismos valores para las dos partes de la iteración. En las obras de la bibliografía se dan valores recomendados de ρ_k (y SOR ω).

La presencia de un error de redondeo, truncación y otros tipos en los cálculos, puede provocar inestabilidad numérica. Un proceso de diferencias finitas dentro de la banda semiinfinita $0 < x < 1$, $t > 0$ se dice que es inestable por etapas, si para una red fija y condiciones homogéneas fijas en la frontera existen trastornos iniciales para los que las soluciones de diferencia finita $U_{i,j}$ se hacen ilimitadas conforme $j \to \infty$ $[U_{i,j} = U(i\,\Delta x, j\,\Delta t)]$. Existen otras definiciones más precisas. Se dice que un patrón de diferencia finita $U_{i,j}$ converge, si $U(P)$ converge a la solución $u(P)$ del problema continuo, con los mismos valores en la frontera, a medida que se va refinando sucesivamente la red. Se dice que una aproximación de diferencia finita es consistente con la ecuación diferencial aproximada, si el error local de truncación tiende a cero conforme los tamaños de intervalos tienen a cero en cualquier forma. Así pues, un buen método numérico tiene que ser *consistente, estable* y *convergente*, puesto que de lo contrario, los resultados pueden no tener sentido alguno.

Ejemplo El sistema cuasi lineal (las derivadas de orden más alto son lineales) $u_{xx} + f(x, t, u)u_x + g(x, t, u) = p(x, t, u)u_t$ es representativo de los sistemas no lineales de difusión y reacción. Con $\delta_x^2 U_{i,j+1} = U_{i+1,j+1} - 2U_{i,j+1} + U_{i-1,j+1}$ y $\mu\delta_x U_{i,j+1} = \frac{1}{2}(U_{i+1,j+1} - U_{i-1,j+1})$, la aproximación de diferencia finita

$$(1/h^2)\delta_x^2 U_{i,j+1} + (1/h)f[ih, (j+1)k, U_{i,j}]\mu\delta_x U_{i,j+1} + g[ih, (j+1)k, U_{i,j}] = p[ih, (j+1)k, U_{i,j}](U_{i,j+1} - U_{i,j})/k$$

sólo contiene $U_{i,j+1}$ linealmente. Por consiguiente, el problema algebraico es lineal y tridiagonal en cada etapa cronológica. Obsérvese que la ecuación de Burger $u_t + uu_x = vu_{xx}$ es un ejemplo de esta forma.

Las ecuaciones lineales con matrices tridiagonales (elementos distintos de cero sólo en la diagonal principal y las situadas arriba y abajo de ella) se presentan con tanta frecuencia que se da a continuación el algoritmo tridiagonal explícito (de Thomas). El sistema tridiagonal general de n ecuaciones se puede expresar como sigue:

$$b_1u_1 + c_1u_2 = d_1$$
$$a_iu_{i-1} + b_iu_i + c_iu_{i+1} = d_i,\ i = 2, 3, \ldots, n-1$$
$$a_nu_{n-1} + b_nu_n = d_n$$

El proceso de eliminación de Gauss —o sea, la resta sucesiva de un múltiplo apropiado de cada ecuación de la ecuación que sigue— transforma el sistema en otro más simple de forma bidiagonal superior. Se designan los coeficientes de este nuevo sistema como a_i', b_i', c_i', d_i', y, en particular, se observa que $a_i' = 0$, $i = 2, 3, \ldots, n$, $b_i' = 1$, $i = 1, 2, \ldots, n$. Los coeficientes c_i', d_i' se calculan sucesivamente a partir de las relaciones $c_1' = c_1/b_1$, $d_1' = d_1/b_1$, $c_{i+1}' = c_{i+1}/(b_{i+1} - a_{i+1}c_i')$, $d_{i+1}' = (d_{i+1} - a_{i+1}d_i')/(b_{i+1} - a_{i+1}c_i')$, $i = 1, 2, \ldots, n-1$, y por supuesto, $c_n' = 0$. Después de completar la eliminación, se examina el nuevo sistema y se puede ver que la n-ésima ecuación es $u_n = d_n'$. Al sustituir este valor en la ecuación $(n-1)$, $u_{n-1} + c_{n-1}'u_n = d_{n-1}'$ se tiene $u_{n-1} = d_{n-1}' - c_{n-1}'u_n$. Por tanto, a partir de u_n se tiene sucesivamente la solución para u_i conforme $u_i = d_i' - c_i'u_{i+1}$, $i = n-1, n-2, \ldots, 1$. Al realizar este cálculo, se debe estar seguro de que $b_1 \neq 0$ y que $b_{i+1} - a_{i+1}c_i' \neq 0$. Si $b_1 = 0$, se puede resolver para u_2 y reducir de este modo el tamaño del sistema mediante la resolución de u_{n-2}. Se puede presentar una causa de error de redondeo, si $|b_{i+1} - a_{i+1}c_i'|$ es pequeño.

FUNCIONES DE POLINOMIOS

Sea $x_1, x_2, \ldots, x_n$ un conjunto dado de números reales, con $x_1 < x_2 < \cdots < x_n$. Una función de polinomios $S(x)$, con nudos $x_1, x_2, \ldots, x_n$ es una función (definida para todos los números reales) que consta de elementos de polinomios en cada uno de los subintervalos (x_i, x_{i+1}) para $i = 0, 1, \ldots, n$ (donde $x_0 = -\infty$ y $x_{n+1} = +\infty$), de tal manera que los elementos se unen entre sí en determinadas condiciones uniformes. Una función de polinomios de grado m es una función definida sobre toda la línea real y que satisface las siguientes dos propiedades: 1) en cada subintervalo (x_i, x_{i+1}), para $i = 0, 1, \ldots, n$, $S(x)$ está dada por un polinomio de grado m o menor, y 2) $S(x)$ y sus derivadas de órdenes $1, 2, \ldots, m-1$ son continuas en todas partes. A menudo se utilizan polinomios en $[a, b]$ en lugar de en $(-\infty, \infty)$. Un ejemplo simple es una función de grado 1, que es precisamente una función poligonal continua; es decir, en este caso los elementos del polinomio son segmentos de una línea recta que se unen entre sí para lograr continuidad en todo el intervalo. Una función de polinomios del grado 1, con nudos $x_1, x_2, \ldots, x_n$ se puede expresar en la forma $S(x) = a_ix + b_i$ para $x_i \leq x \leq x_{i+1}$, $i = 1, 2, \ldots, n-1$ con $S(x_i) = S(x_{i+1})$ para toda $i = 2, \ldots, n-1$. Las funciones de polinomios de grado 1 se pueden utilizar para la interpolación lineal de intervalos discretos de un conjunto de n puntos en el plano, con abscisas distintas: (x_i, y_i), $(x_2, y_2), \ldots, (x_n, y_n)$, donde $x_1 < x_2 < \cdots < x_n$. El polinomio de interpolación resultante S de grado 1 cabe expresarlo en la forma

$$S(x) = y_i + m_i(x - x_i),\ x \in [x_i, x_{i+1}],\ i = 1, 2, \ldots, n-1.$$

En tanto que, en general, una función de polinomios está dada por polinomios diferentes en los subintervalos adyacentes (x_{i-1}, x_i) y (x_i, x_{i+1}), la definición no requiere de esto y en consecuencia, el polinomio puede ser un solo polinomio en el intervalo $(-\infty, \infty)$. Sin embargo, es conveniente excluir este caso y referirse a los polinomios sólo cuando la función está dada por polinomios diferentes en, al menos, dos subintervalos.

Cuando en la función de aproximación se requiere uniformidad, se utilizan los polinomios de grado mayor. Por ejemplo, si se quiere que la función de interpolación tenga una primera derivada continua, entonces no se usarán los polinomios de grado 1, porque en cada nudo, la pendiente de dicho polinomio puede cambiar en forma abrupta. Si el polinomio de aproximación o interpolación debe tener una m-ésima derivada continua, se requiere un polinomio con grado mínimo de $m+1$. En las aplicaciones, con frecuencia se selecciona el grado 3 y los polinomios resultantes se conocen como **polinomios cúbicos**. En este caso, los elementos de las gráficas son polinomios cúbicos unidos entre sí, de tal manera que la función de polinomio resultante tiene segundas derivadas continuas en todas partes. En este caso el polinomio tendrá discontinuidades en la tercera derivada; sin embargo, dichas discontinuidades no se pueden detectar en forma visual y la gráfica de la función tendrá una apariencia uniforme. Para el dibujante, un curvígrafo es un dispositivo mecánico (utilizado para trazar una curva uniforme), que consta de una tira o varilla de algún material flexible, al cual se unen pesas, de tal manera que puede ser forzada a pasar a través o cerca de determinados puntos colocados sobre la gráfica. El término "función de polinomio" sugiere que la gráfica de dicha función es similar a una curva dibujada por un curvígrafo; en efecto, hasta el primer orden de aproximación, la curva trazada por medio de un curvígrafo es una función de polinomios cúbicos. Estas funciones son fáciles de calcular y se utilizan en los problemas de interpolación y aproximación. En la práctica, los polinomios cúbicos son suficientes para la mayor parte de los problemas.

Aplicación de los polinomios Debido a sus propiedades matemáticas sencillas, los polinomios se han utilizado en forma considerable para aproximar otras funciones en interpolación, en soluciones de problemas de límites, etc. Sin embargo, surgen dificultades numéricas cuando la precisión requiere del uso de polinomios con grado moderadamente elevado (dígase, 200). Por ejemplo, un polinomio de alto grado ajustado a un gran número de puntos de los datos tiende a mostrar un comportamiento severamente oscilatorio, que no se presenta en una curva trazada con un curvígrafo o una curva francesa. La teoría y la experiencia numérica sugieren que, como regla general, una función de polinomios es una función de aproximación más adecuada y adaptable que un polinomio que involucra un número comparable de parámetros. Obsérvese que un polinomio de orden m involucra más parámetros que uno de grado m. La derivada de un polinomio de orden m es otro de orden $m-1$ y en forma similar, para las integrales indefinidas.

Sea $S_m(x_1, x_2, \ldots, x_n)$ el conjunto de todas las funciones de polinomios de grado m, con nudos $x_1, x_2, \ldots, x_n$ y sea P_m la clase de todos los polinomios de grado máximo m. La función de potencias truncada

$$x_+^m = \begin{cases} x^m & \text{si } x > 0 \\ 0 & \text{si } x \leq 0 \end{cases}$$

es una función de polinomios para $m = 0$, dicha función es simplemente la función de paso de Heaviside. Toda función S en $S_m(x_1, \ldots, x_n)$ tiene una representación única con forma

$$S(x) = p(x) + \sum_{j=1}^{n} c_j(x - x_j)_+^m$$

para alguna p en P_m y las constantes $c_1, \ldots, c_n$.

Un polinomio de orden impar $2k-1$, con los nudos $x_1, x_2, \ldots, x_n$ se conoce como un **polinomio natural**, si está dado en cada uno de los dos intervalos $(-\infty, x_1)$, (x_n, ∞) por algún polinomio de grado $k-1$ (en lugar de $2k-1$) o menos.

Interpolación por polinomios cúbicos naturales Sea (x_1, y_1), $(x_2, y_2), \ldots, (x_n, y_n)$ los puntos de datos, donde los nudos $x_1, x_2, \ldots, x_n$ se suponen distintos y acomodados en orden ascendente. En este caso, existe un único polinomio cúbico natural que interpola los datos, es decir, el polinomio cúbico único S satisface las condiciones libres a la frontera $S''(x_1) = S''(x_n) = 0$ e interpola los datos: $S(x_i) = y_i$, $i = 1, 2, \ldots, n$. Si no se imponen las condiciones libres a la frontera, existiría un número infinito de polinomios cúbicos que interpolan los datos dados.

Los polinomios cúbicos naturales son las funciones más usadas en la interpolación o ajuste de curvas, dado que proporcionan la función de interpolación más uniforme, para los puntos de datos. En forma más precisa, se mantienen los siguientes resultados. Sea S la función natu-

ral de polinomios que interpola los puntos de los datos. Sea f cualquier función que interpola los datos y supóngase que f'' es continua en un intervalo abierto (a, b), que contiene los nudos. En este caso,

$$\int_a^b [S''(x)]^2\,dx \leq \int_a^b [f''(x)]^2\,dx$$

Para la interpolación en los nudos, los polinomios de grado impar resultan más convenientes que los de grado par. Al interpolar en otros puntos distintos a los nudos (de los polinomios) se pueden utilizar en forma efectiva los polinomios de grado par.

Algoritmo para la interpolación mediante polinomios cúbicos naturales Supóngase que se da una tabla con los valores de las funciones

x	x_1	x_2	$\cdots$	x_n
y	y_1	y_2		y_n

y se desea interpolar, por medio de un polinomio cúbico natural cuyos nudos coinciden con los valores de x_i, que aparecen en la tabla. Se supone que estos valores se encuentran acomodados en orden creciente. En consecuencia, la interpolación del polinomio S debe satisfacer las siguientes condiciones:

$$\begin{aligned} S(x_i) &= y_i \qquad 1 \leq i \leq n \\ \lim_{x \to x_i^-} S^{(k)}(x) &= \lim_{x \to x_i^+} S^{(k)}(x) \qquad 0 \leq k \leq 2,\ 2 \leq i \leq n-1 \\ S''(x_1) &= S''(x_n) = 0 \end{aligned}$$

Cabe demostrar que en el intervalo $[x_i, x_{i+1}]$ el polinomio requerido es de la forma

$$S_i(x) = \frac{z_{i+1}}{6h_i}(x - x_i)^3 + \frac{z_i}{6h_i}(x_{i+1} - x)^3 + \left(\frac{y_{i+1}}{h_i} - \frac{z_{i+1}h_i}{6}\right)(x - x_i) + \left(\frac{y_i}{h_i} - \frac{z_i h_i}{6}\right)(x_{i+1} - x)$$

donde $h_i = x_{i+1} - x_i$ y $z_i = S''(t_i)$. Los valores de z_i se pueden determinar al imponer la condición de continuidad de S'. Esto conduce al sistema de $n-2$ ecuaciones, para los valores $z_2, \ldots, z_{n-1}$:

$$h_{i-1}z_{i-1} + 2(h_{i-1} + h_i)z_i + h_i z_{i+1} = (6/h_i)(y_{i+1} - y_i) - (6/h_{i-1})(y_i - y_{i-1})$$

para $2 \leq i \leq n-1$. Obsérvese que $z_1 = z_n = 0$. Este sistema de ecuaciones lineales es simétrico y tridiagonal. Por lo tanto, los valores de z_i se pueden calcular, al utilizar las subrutinas disponibles para la solución de ecuaciones con matrices simétricas tridiagonales.

Interpolación con polinomios cuadráticos Un esquema útil de aproximación consiste en interpolar mediante polinomios cuadráticos, en los que los nodos para interpolación se seleccionan de tal manera que sean el primero y el último nudo y los puntos medios entre éstos. Recuérdese que por definición los nudos son los puntos donde la función de polinomios cambia de un polinomio a otro, en tanto que los nodos son los puntos donde se especifican los valores del polinomio. En el caso de los polinomios cúbicos naturales, los nodos son los mismos que los nudos. Sin embargo, en algunos esquemas puede ser conveniente la selección de los nodos, como se observó anteriormente.

Supóngase que se especifican los nudos $a = x_1 < x_2 < \cdots < x_n = b$ y considérese que los nodos son los puntos

$$\begin{aligned} t_0 &= x_0 \qquad t_n = x_n \\ t_j &= (1/2)(x_j + x_{j+1}) \qquad j = 1, 2, \ldots, n-1. \end{aligned}$$

El problema consiste en determinar un polinomio cuadrático S, que interpole los puntos de los datos en los nodos, es decir, $S(t_j) = y_j, j = 0, 1, \ldots, n$. Los nudos determinan $n-1$ subintervalos y en cada uno de ellos, S puede ser un polinomio cuadrático diferente, pero dado que S es un polinomio cuadrático, su primera derivada S' debe ser continua. Sea S igual al polinomio cuadrático S_i en el intervalo $[t_i, t_{i+1}]$. Por consiguiente, para satisfacer las propiedades requeridas, es posible demostrar fácilmente que S_i debe tener la forma

$$S_i(x) = y_i + \frac{1}{2}(z_{i+1} + z_i)(x - t_i) + \frac{1}{2h_i}(z_{i+1} - z_i)(x - t_i)^2$$

donde $h_i = t_{i+1} - t_i$ y $z_i = S'(t_i)$, $i = 1, 2, \ldots, n$, son las soluciones del sistema de ecuaciones lineales en forma de la matriz.

$$\begin{bmatrix} 3h_1 & h_2 & & & \mathbf{0} \\ h_1 & 3(h_1 + h_2) & h_2 & & \\ & h_2 & 3(h_2 + h_3) & h_3 & \\ & & \ddots & \ddots & \ddots \\ \mathbf{0} & & h_{n-2} & 3(h_{n-2} + h_{n-1}) & h_{n-1} \\ & & & h_{n-1} & 3h_{n-1} \end{bmatrix} \times \begin{bmatrix} z_1 \\ z_2 \\ z_3 \\ \vdots \\ z_{n-1} \\ z_{n-2} \end{bmatrix} = 8 \begin{bmatrix} y_1 - y_0 \\ y_2 - y_1 \\ y_3 - y_2 \\ \vdots \\ y_{n-1} - y_{n-2} \\ y_n - y_{n-1} \end{bmatrix}$$

Polinomios B Los polinomios B constituyen una base para el conjunto de todos los polinomios. También se conocen como "polinomios de campana", debido a su forma (para los polinomios de orden grande).

Los polinomios B de grado 0 se definen por

$$B_i^0(x) = \begin{cases} 1 & \text{si } x_i \leq x \leq x_{i+1} \\ 0 & \text{de otro modo} \end{cases}$$

Todos los polinomios B de grado mayor se generan a partir de B_i^0 mediante una simple definición recursiva

$$B_i^k(x) = \left(\frac{x - x_i}{x_{i+k} - x_i}\right) B_i^{k-1}(x) + \left(\frac{x_{i+k+1} - x}{x_{i+k+1} - x_{i+1}}\right) B_{i+1}^{k-1}(x)$$

donde $k = 1, 2, 3, \ldots$ e $i = 0, \pm 1, \pm 2, \ldots$. Por ejemplo, los polinomios B de grado 1 están dados por

$$B_i^1(x) = \left(\frac{x - x_i}{x_{i+1} - x_i}\right) B_i^0(x) + \left(\frac{x_{i+2} - x}{x_{i+2} - x_{i+1}}\right) B_{i+1}^0(x)$$

$$= \begin{cases} 1 & \text{si } x \leqq x_i \text{ o } x \geqq x_{i+2} \\ \dfrac{x - x_i}{x_{i+1} - x_i} & \text{si } x_i < x < x_{i+1} \\ \dfrac{x_{i+2} - x}{x_{i+2} - x_{i+1}} & \text{si } x_{i+1} \leqq x < x_{i+2} \end{cases}$$

En la figura 2-57 aparecen las gráficas de B_i^0 y B_i^1.

Método de elementos finitos en una dimensión:

Ejemplo Considérese el siguiente problema, con dos puntos de valores límite (BVP)

$$\begin{aligned} -y'' + y &= f(x) \qquad 0 < x < 1 \\ y(0) &= y(1) = 0 \end{aligned}$$

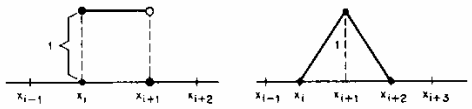


FIG. 2-57 Funciones de polinomio "campana" con grados 0 y 1.

Se desea determin
Galerkin, al utiliza
sea $\{x_j\}_{j=0}^{n+1}$ una secu
ran igualmente esp
polinomios B de or

El método de elem
solución exacta del
decir, mediante un

Para determinar lo
una forma de varia
cial $-y'' + y = f$ por
las funciones cond

Ahora, se aplica el
las siguientes ecua

$$\int_0^1 (u'\phi_i'$$

o bien $\sum_{j=1}^{n}$ [$\int_0^1$

Estas ecuaciones s
(a_{ij}) con $a_{ij} = \int (\phi_i'$
te, el problema de
sistema lineal que
mente la ventaja d
sistema tridiagona
tervalo $[x_{j-1}, x_{j+1}]$.
Algoritmo: Mé
matriz A tridiagon

Calcúlese el ve
paso igual a $h/2$:

$$P_i$$
$$b_i$$

Resuélvase el s
de tres diagonales

FIG. 2-58 Polin

Se desea determinar las aproximaciones a la solución, mediante el método de Galerkin, al utilizar, por simplicidad, los polinomios B de orden 1. Por lo tanto, sea $\{x_j\}_{j=0}^{n+1}$ una secuencia de $n+2$ puntos (los cuales, para simplificar, se consideran igualmente espaciados) con $x_0 = 0$ y $x_{n+1} = 1$. Sea $h = \frac{1}{n+1}$ y $x_j = jh$. Los polinomios B de orden 1 están definidos por

$$\phi_j(x) = \begin{cases} 0 & x \leq x_{j-1} \\ (x - x_{j-1})/h & x_{j-1} \leq x \leq x_j \\ (x_j - x)/h & x_j \leq x \leq x_{j+1} \\ 0 & x \geq x_{j+1} \end{cases}$$

El método de elementos finitos con estos polinomios consiste en aproximar la solución exacta del BVP anterior, por medio de una combinación lineal de las ϕ_j, es decir, mediante una función de la forma

$$u(x) = \sum_{j=1}^{n} c_j \phi_j(x)$$

Para determinar los coeficientes, en primer lugar se vuelve a expresar el BVP en una forma de variación. Al multiplicar ambos miembros de la ecuación diferencial $-y'' + y = f$ por una función de "prueba" ϕ en $C^*[0, 1]$, es decir, el espacio de las funciones continuamente diferenciables, con $\phi(0) = \phi(1) = 0$, se obtiene

$$\begin{cases} \displaystyle\int_0^1 (y'\phi' + y\phi)\, dx = \int_0^1 f\phi\, dx \\ \text{para toda } \phi \in C^*[0, 1] \text{ con } \phi(0) = \phi(1) = 0 \\ y(0) = y(1) = 0 \end{cases}$$

Ahora, se aplica el método de Galerkin y se reemplaza la ecuación anterior por las siguientes ecuaciones de aproximación

$$\int_0^1 (u'\phi_i' + u\phi_i)\, dx = \int_0^1 f\phi_i\, dx \qquad i = 1, 2, \ldots, n$$

o bien $\displaystyle\sum_{j=1}^{n} \left[\int_0^1 (\phi_j'\phi_i' + \phi_j\phi_i)\, dx \right] c_j = \int_0^1 f\phi_i\, dx, \; i = 1, \ldots, n$

Estas ecuaciones se pueden expresar en forma de una matriz $Ac = b$, donde $A = (a_{ij})$ con $a_{ij} = \int_0^1 (\phi_i'\phi_j + \phi_j\phi_i)\, dx$, $c = (c_j)$, $b = (b_j)$ con $b_j = \int_0^1 f\phi_j\, dx$. Por consiguiente, el problema de aproximación de la solución al BVP se reduce a resolver un sistema lineal que implica un sistema simétrico y tridiagonal. Obsérvese nuevamente la ventaja de utilizar los polinomios B, que son fáciles de calcular con este sistema tridiagonal, al que condujeron, dado que ϕ_j desaparece fuera del subintervalo $[x_{j-1}, x_{j+1}]$. (Véase la figura 2-58.)

Algoritmo: Método de elementos finitos con polinomios B. Almacénese la matriz A tridiagonal en una matriz $n \times 3$:

$$\begin{aligned} &\text{Para } i = 1, \ldots, n \\ &a_{i1} = a_{i3} = -1/h + h/6 \\ &a_{i2} = 2/h + 2h/3 \end{aligned}$$

Calcúlese el vector $\mathbf{b}$, por medio de la regla de Simpson, con un tamaño del paso igual a $h/2$:

$$\begin{aligned} &\text{Para } i = 1, \ldots, n \\ &b_i \cong [f(x_i - h/2) + f(x_i) + f(x_i + h/2)]h/3 \end{aligned}$$

Resuélvase el sistema $Ac = b$, por el método de eliminación de Gauss (matriz de tres diagonales):

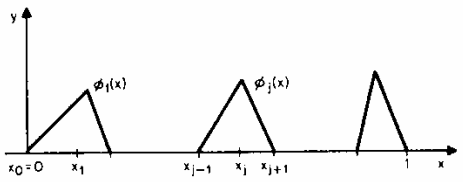


FIG. 2-58 Polinomios B de orden 1.

Triangulación:

$$\begin{aligned} &\text{Para } k = 1, \ldots, n-1 \\ &p = a_{k+1,k}/a_{kk} \\ &b_{k+1} = b_{k+1} - pb_k \end{aligned}$$

Retrosustitución:

$$\begin{aligned} &\text{Para } k = n-1, \ldots, 1 \\ &c_k = (b_k - a_{k3}c_{k+1})/a_{k2} \end{aligned}$$

ALGORITMO DE LA TRANSFORMADA RÁPIDA DE FOURIER (FFT) O ALGORITMO DE COOLEY-TUKEY PARA EL CÁLCULO DE POLINOMIOS TRIGONOMÉTRICOS DE INTERPOLACIÓN

Supóngase que en el plano se da un conjunto de $2m$ puntos, por ejemplo, $(x_0, y_0), (x_1, y_1), \ldots, (x_{2m-1}, y_{2m-1})$ con los primeros elementos de los pares igualmente espaciados dentro de un intervalo. Específicamente, se considera que el intervalo es $[-\pi, \pi]$, en consecuencia

$$x_j = -\pi + (j/m)\pi \quad \text{para } j = 0, 1, \ldots, 2m-1$$

Si éste no fuera el caso, se podría utilizar una transformación simple $z = cx + \beta$, para trasladar el intervalo dado hacia $[-\pi, \pi]$. Por ejemplo, supóngase que el intervalo dado es $[0, 4]$. Cuando $x = 0$, $z = -\pi$, por lo tanto, $\beta = -\pi$; cuando $x = 3$, $z = \pi$, por consiguiente, $\alpha = \pi/2$ y la transformación requerida es $z_j = (\pi/2)(x_j - 2)$.

Para una $n < m$ fija, considérese el conjunto de la función $F_n = (\phi_0, \phi_1, \ldots, \phi_{2n-1})$ donde

$$\begin{aligned} \phi_0(x) &= 1/\sqrt{2m} \\ \phi_k(x) &= (1/\sqrt{m}) \cos kx \qquad k = 1, 2, \ldots, n \\ \phi_{n+k}(x) &= (1/\sqrt{m}) \operatorname{sen} kx \qquad k = 1, 2, \ldots, n-1 \end{aligned}$$

Se considera el problema de determinar el polinomio trigonométrico S_n, que está en el claro del conjunto F_n (es decir, es una combinación lineal de las funciones en F_n) y que proporciona el mejor ajuste por mínimos cuadrados a los $2m$ puntos de datos en parejas $\{(x_j, y_j)\}_{j=0}^{2m-1}$; en otras palabras, el problema para minimizar la función

$$E(S_n) = \sum_{j=0}^{2m-1} \{y_j - S_n(x_j)\}^2$$

o para calcular las constantes (los coeficientes de S_n).

Un notable documento por J. W. Cooley y J. W. Tukey, publicado en 1965, describe un método para el cálculo de estas constantes, que requiere sólo $2m\ell n(2m)$ multiplicaciones y $2m\ell n(2m)$ sumas, siempre y cuando m se seleccione de una manera adecuada (es decir, m se factoriza en potencias de 2). Este método entraña una reducción drástica en el número de cálculos (es decir, 7000 cálculos en comparación con 1 millón en el método directo, para los datos de 1000 puntos).

El algoritmo Para los puntos de los datos $(x_0, y_0), (x_1, y_1), \ldots, (x_{N-1}, y_{N-1})$, donde $N = 2^p$ y $x_j = -\pi + 2j\pi/N$ para $j = 0, 1, \ldots, N-1$, el problema consiste en calcular la aproximación que minimiza

$$\sum_{j=0}^{2m-1} \left\{ y_j - \left[\frac{a_0}{\sqrt{2m}} + \frac{a_n}{\sqrt{m}} \cos nx_j + \frac{1}{\sqrt{m}} \sum_{k=1}^{n-1} (a_k \cos kx_j + a_{n+k} \operatorname{sen} kx_j) \right] \right\}^2$$

sobre todas las selecciones posibles de las constantes $a_0, a_1, \ldots, a_{2n-1}$. En este caso, la mejor aproximación por mínimos cuadrados está dada por el polinomio de interpolación trigonométrica

$$S_m(x) = \frac{a_0 + a_m \cos mx}{2} + \sum_{j=1}^{m-1} [a_j \cos jx + a_{m+j} \operatorname{sen} jx]$$

En tanto que los polinomios trigonométricos de orden elevado pueden producir resultados satisfactorios, para un gran número de puntos de datos igualmente espaciados, hasta hace dos décadas se dejó de usar, debido al gran número de operaciones aritméticas requeridas. La interpolación de $2m$ puntos de datos requiere aproximadamente $(2m)^2$ multiplicaciones y $(2m)^2$ sumas, mediante el cálculo directo aquí presentado.

Algoritmo de la transformada rápida de Fourier

$$F(x) = \sum_{k=0}^{N-1} c_k e^{ik\pi x} = \sum_{k=1}^{N-1} c_k(\cos k\pi x + i \operatorname{sen} k\pi x)$$

donde $i = \sqrt{-1}$.

Entrada: N; $y_0, y_1, \ldots, y_{N-1}$.

1. Establézcase $M = N/2$, $p = \log_2 N$, $q = p - 1$, $w = e^{2\pi i/N}$
2. Para $j = 0, 1, \ldots, N-1$, conjunto $c_j = y_j$.
3. Para $j = 1, 2, \ldots, M$ conjunto $u_j = w^j$, $u_{j+M} = -u_j$.
4. Establézcase $K = 0$, $u_0 = 1$.
5. Para $K = 1, 2, \ldots, p$, haga los pasos 6 a 12.
6. En tanto que $K < N - 1$, haga los pasos 7 a 11.
7. Para $j = 1, 2, \ldots, M$, haga los pasos 8 a 10.
8. Supóngase que K es de la forma $K = k_{p-1}2^{p-1} + k_{p-2}2^{p-2} + \cdots + k_1 2 + k_0$; establecer $K_1 = k_{p-1}2^{p-q-1} + \cdots + k_{q+1}2 + k_q$; $K_2 = k_q 2^{p-1} + k_{q+1}2^{p-1} + \cdots + k_{p-1}2^q$.
9. Establézcase $v = c_{K+M}u_{K2}$, $c_{K+M} = c_K - v$ y $c_K = c_K + v$.
10. Fíjese $K = K + 1$.
11. Fíjese $K = K + M$.
12. Fíjese $K = 0$; $M = M/2$; $q = q - 1$.
13. En tanto que $K < N - 1$, haga los pasos 14 a 16.
14. Factorice K como en el paso 8. Fíjese $j = k_0 2^{p-1} + k_1 2^{p-2} + \cdots + k_{p-2}2 + k_{p-1}$.
15. Si $j > k$, intercambie c_j y c_k.
16. Fíjese $K = K + 1$.
17. Para $j = 0, 1, \ldots, N-1$, establézcase $c_j = 2c_j/N$.
18. Salida $(c_0, c_1, \ldots, c_N)$; deténgase.

Transformada discreta de Fourier (DFT) La suma del tipo considerado en la subsección anterior surge en muchas aplicaciones, aparte del ajuste por mínimos cuadrados de los puntos de datos mediante polinomios trigonométricos. Dicha suma es un caso especial de la transformada discreta de Fourier. Sea $\{g_k\}_{k=0}^{N-1}$ un conjunto de números complejos y sea

$$G_j = \sum_{k=0}^{N-1} g_k e^{2\pi ijk/N} \qquad j = 0, 1, \ldots, N-1$$
$$= \sum_{k=0}^{N-1} g_k z^k$$

donde $z = e^{2\pi i/N}$. La secuencia $\{G_j\}$ se conoce como la transformada discreta de Fourier, para la secuencia $\{g_j\}$, por analogía con la transformada de Fourier continua

$$G(x) = \int_{-\infty}^{\infty} g(t)e^{2\pi ixt}\,dt$$

Al igual que se puede invertir la transformada continua de Fourier, también cabe invertir la transformada discreta, para dar

$$g_k = \frac{1}{N}\sum_{j=0}^{N-1} G_j z^{-jk} \qquad k = 0, 1, \ldots, N-1$$

El cálculo directo de la inversa de la transformada discreta de Fourier, es muy problemático mediante esta fórmula para una N grande; además, puede llevar a resultados numéricos sin significado, cuando se presentan errores de redondeo. En estos cálculos, es muy útil el algoritmo de la transformada rápida de Fourier.

Considérese el problema de calcular los coeficientes de Fourier $c_0, c_1, \ldots, c_{N-1}$, para una función $f(x) = \sum_{j=0}^{N-1} c_j e^{ijx}$ cuyos valores son conocidos en los puntos $2\pi k/N$, $k = 0, 1, 2, \ldots, N-1$. Por lo tanto,

$$c_j = N^{-1}\sum_{k=1}^{N-1} f\left(\frac{2\pi k}{N}\right) e^{-ij2\pi k/N} \qquad j = 0, 1, \ldots, N-1$$

Establézcase $w = e^{-2\pi i/N}$, $a_k = f\left(\frac{2\pi k}{N}\right)N^{-1}$. En consecuencia, el problema se puede enunciar como sigue: Para $j = 0, 1, \ldots, N-1$, calcúlese $c_j = \sum_{k=0}^{N-1} a_k \omega^{jk}$, donde $\omega^N = 1$. Con el método rápido de Fourier, sólo se necesitan $N(r_1 + r_2 + \cdots + r_p)$ operaciones, si $r_1 r_2 \cdots r_p = N$. (Por "operación" se entiende una multiplicación y una suma complejas.) Por el contrario, si este problema se resuelve mediante los métodos convencionales (por ejemplo, al utilizar el esquema de Horner), se requerirían N operaciones por coeficiente, es decir, N^2 operaciones. En el caso especial e importante (y realizado a menudo) en que N es una potencia de 2, el problema se resuelve, por medio de la transformada rápida de Fourier, con $2N \log_2 N$ operaciones. Por ejemplo, si $N = 2^7 = 128$, el número de operaciones, mediante la transformación rápida de Fourier será $2^7 \times 14 = 1792$, en lugar de $2^{14} = 16\,384$. El algoritmo tiene diversas aplicaciones en el análisis numérico, análisis de señales, telecomunicaciones, análisis de series de tiempo y otras áreas; además, ha abierto muchas vías de cálculo y computacional y usos importantes para los métodos de Fourier que se utilizan en la práctica.

Ejemplo El siguiente programa Fortran, para la transformada rápida de Fourier, en el caso en que N es una potencia de 2, lo mencionan Cooley, Lewis y Welch en *IEEE, Trans.*, **E-12**(1) (marzo, 1965).

```
      SUBROUTINE FFT(A,M)
      COMPLEX A(1),U,W,T
      N = 2**M
      NV2 = N/2
      NM1 = N - 1
      J = 1
      DO 7 I = 1,NM1
      IF(I.GE.J) GO TO 5
      T = A(J)
      A(J) = A(I)
      A(I) = T
    5 K = NV2
    6 IF(K.GE.J) GO TO 7
      J = J - K
      K = K/2
      GO TO 6
    7 J = J + K
      DO 20 L = 1,M
      LE = 2**L
      LE1 = LE/2
      U = (1.,0.)
      ANG = 3.14159265358979/LE1
      W = CMPLX(COS(ANG),SIN(ANG))
      DO 20 J = 1,LE1
      DO 10 I = J,N,LE
      IP = I + LE1
      T = A(IP)*U
      A(IP) = A(I) - T
   10 A(I) = A(I) + T
   20 U = U*W
      RETURN
      END
```

REFERENCIAS: *Gene*
variación en mecán
198, 199, 215, 227,

ALGUNOS EJE
"PROBLEMA M
VARIACIONES

En 1696, Jean Be
la curva que conec
una partícula que
gravedad, llega al
se conoce como
mínimo, *chronos*
viene seleccionar
figura 2-59. Sea
gitud del arco, a
quiere para caer a

$$T = \int$$

donde $v(x, y)$ repr
Supóngase que n
manera que por
de las energías cin
tos sobre la curva

$$\tfrac{1}{2}$$

donde v_0 represe
Al resolver para
obtiene

Obsérvese que T
de T. El problem
unen los puntos
α y β están presc
ser una cicloide.

Desde el punto
primer problema
Leibniz no es ad
en cálculo ordina
(si los hay) dentr
nimo. En contra
consiste en dete
condiciones, la q
siguiente, es de
requiere del des
en paralelo con

FIG. 2-59 Probl

CÁLCULO DE VARIACIONES

REFERENCIAS: *Generales*, 73, 75, 84, 92, 120, 146, 241, 271, 278. *Métodos de variación en mecánica y física matemática; métodos numéricos*, 84, 101, 178, 198, 199, 215, 227, 278.

ALGUNOS EJEMPLOS CLÁSICOS Y FORMULACIÓN DEL "PROBLEMA MÁS SIMPLE" EN EL CÁLCULO DE VARIACIONES

En 1696, Jean Bernoulli propuso el siguiente problema: Determínese la curva que conecta dos puntos en un plano vertical, a lo largo del cual, una partícula que cae del punto más elevado, bajo la influencia de la gravedad, llega al punto más bajo, en el tiempo mínimo. Este problema se conoce como el problema braquistócrono (del griego, *brachys* = mínimo, *chronos* = tiempo). Para formularlo matemáticamente, conviene seleccionar los ejes y localizar los puntos, como se muestra en la figura 2-59. Sea Γ la curva que une P y Q y sea ds el elemento de longitud del arco, a lo largo de esta curva. El tiempo que la partícula requiere para caer a lo largo de la curva es

$$T = \int dt = \int_\Gamma \frac{ds}{v(x, y)} = \int_0^b \frac{\sqrt{1 + (y')^2}}{v(x, y)}\, dx$$

donde $v(x, y)$ representa la velocidad de la partícula en el punto (x, y). Supóngase que no existe pérdida de energía debida a la fricción, de tal manera que por el principio de la conservación de la energía la suma de las energías cinética y potencial debe ser constante en todos los puntos sobre la curva. Por consiguiente,

$$\tfrac{1}{2}mv_0^2 + mg\alpha = \tfrac{1}{2}mv^2(x, y) + mgy$$

donde v_0 representa la velocidad inicial y m es la masa de la partícula. Al resolver para $v(x, y)$ y sustituir en la expresión anterior para T, se obtiene

$$T = \int_0^b \frac{\sqrt{1 + (y')^2}}{\sqrt{v_0^2 + 2g(\alpha - y)}}\, dx$$

Obsérvese que T es una función de y: para cada curva y un valor único de T. El problema consiste en determinar, entre todas las curvas que unen los puntos P y Q [es decir, que satisfacen $y(0) = \alpha$, $y(b) = \beta$, donde α y β están prescritas], la curva que minimiza $T[y]$. La solución resulta ser una cicloide.

Desde el punto de vista histórico, el problema braquistócrono fue el primer problema de minimización para el cual el cálculo de Newton y Leibniz no es adecuado. Para el caso de un problema de minimización en cálculo ordinario, se da una función y se pide determinar los *puntos* (si los hay) dentro de su dominio, en los que la función llega a un mínimo. En contraste, un problema básico en el cálculo de variaciones consiste en determinar, *entre todas las curvas* que satisfacen ciertas condiciones, la que minimiza (o maximiza) una función dada. Por consiguiente, es de esperar que una solución para este tipo de problema requiere del desarrollo de un cálculo de funciones que se encuentran en paralelo con la teoría clásica de las funciones de variables reales.

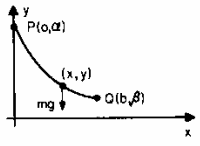


FIG. 2-59 Problema braquistócrono.

Como es bien sabido, la distancia más corta entre dos puntos en un plano es a lo largo de una línea recta. Esto proporciona la solución al siguiente problema de variación. Entre todas las curvas del plano que unen dos puntos, determínese la curva $\hat{y} = \phi(x)$, que minimiza la función $J[y] = \int_a^b \sqrt{1 + (y')^2}\, dx$. Generalizaciones más interesantes de este problema incluyen la determinación de la distancia más corta entre dos puntos que se encuentran sobre una superficie prescrita, y en particular, la curva sobre la superficie prescrita a lo largo de la cual se obtiene la distancia más corta. Por ejemplo, la distancia más corta entre dos puntos sobre una esfera es a lo largo de un arco sobre un gran círculo.

El problema del área con superficie mínima o el problema de Plateau, consiste en determinar entre todas las curvas que unen dos puntos (x_1, y_1) y (x_2, y_2), la que genera la superficie del área de revolución, cuando las curvas se giran alrededor del eje x. Desde el punto de vista matemático, el problema consiste en minimizar la función

$$S[y] = \int_\Gamma 2\pi y\, ds = 2\pi \int_{x_1}^{x_2} y\sqrt{1 + (y')^2}\, dx$$

Éste es un problema interesante, porque da por resultado que existen tres posibilidades, que dependen de las posiciones relativas de los puntos.

El principio de Fermat establece que un rayo de luz se desplaza a lo largo de aquella trayectoria que da por resultado el tiempo mínimo de desplazamiento. Esto proporciona un **principio de variación** en la óptica geométrica, que permite determinar la trayectoria a lo largo de la cual un rayo de luz se propaga en un medio no homogéneo. Por ejemplo, si se tiene un medio plano transparente, en el que el índice de refracción en cada punto es $n(x, y)$, entonces, la velocidad de la luz en ese medio es $v(x, y) = c/n(x, y)$, donde c es una constante. Por consiguiente, el tiempo de desplazamiento (a minimizar) es

$$T[y] = \frac{1}{c}\int_{x_1}^{x_2} n(x, y)\sqrt{1 + (y')^2}\, dx$$

Estos ejemplos son casos especiales del problema de variación para determinar, entre todas las funciones que tienen una primera derivada continua en $[a, b]$ y satisfacen las condiciones en la frontera prescritas

$$(BC) \qquad y(a) = \alpha \qquad y(b) = \beta$$

la función que minimiza la función

$$(*) \qquad J[y] = \int_a^b f(x, y(x), y'(x))\, dx$$

donde $f(x, y, z)$ es una función dada que tiene primeras derivadas parciales continuas. Este problema, a menudo, se conoce como el "problema más simple en el cálculo de variaciones".

MÉTODO DE LAS DIFERENCIAS FINITAS EN EL CÁLCULO DE VARIACIONES

Supóngase que entre todas las funciones de la clase $C^2[a, b]$ de funciones dobles diferenciables en forma continua, que satisfacen las condiciones en la frontera prescritas (BC), la función $\hat{y}$ da por resultado un mínimo relativo de la función $J[y]$ dada en $(*)$, es decir, $J[y] \geq J[\hat{y}]$ para todas las y en un "vecindario" de $\hat{y}$. Determínese la ecuación que satisface $\hat{y}$. (En este caso, por conveniencia se supone uniformidad adicional de las funciones y y f.) En 1744, Euler determinó la condición necesaria para que una función extreme una relación funcional dada. Logró esto al utilizar el método de las diferencias finitas y el cálculo de las funciones de n variables. Su enfoque proporciona un método

para aproximar la función de extremación y es particularmente adecuado para los procedimientos modernos de cálculo computacional. El intervalo $[a, b]$ se divide en $n+1$ subintervalos, al utilizar los puntos $a = x_0 < x_1 < \cdots < x_{n+1} = b$, aproximando la primera derivada de y, mediante un cociente de diferencia:

$$y'(x_i) \approx \frac{y(x_{i+1}) - y(x_i)}{x_{i+1} - x_i}$$

y una integral, por medio de una suma finita:

$$\int_a^b g(x)\,dx \approx \sum_{i=0}^{n} g(x_i)(x_{i+1} - x_i)$$

Para simplificar, se toman subdivisiones iguales y se permite que $h = (b-a)/(n+1) = x_{i+1} - x_i$ para toda $i = 0, 1, \ldots, n$. Si $y(x_i)$ se denota por medio de y_i, entonces la función $J[y]$ se puede aproximar como sigue:

$$J[y] \approx \sum_{i=0}^{n} f\left(x_i, y_i, \frac{y_{i+1} - y_i}{h}\right) h = : I(y_1, y_2, \ldots, y_n)$$

Sólo existen n incógnitas $y_1, \ldots, y_n$, dado que $y_0 = \alpha$ y $y_{n+1} = \beta$. En consecuencia, el problema se reduce al cálculo ordinario. Si $\bar{y}_1, \ldots, \bar{y}_n$ minimiza $I(y_1, \ldots, y_n)$, entonces,

$$\frac{\partial I}{\partial y_k}\bigg|_{(y_1, \ldots, y_n)} = 0 \quad \text{para } k = 1, 2, \ldots, n$$

Para calcular $\partial I/\partial y_k$ para una k determinada, obsérvese que sólo dos términos en la suma anterior contienen términos en y_k:

$$I(y_1, \cdots, y_n) = \cdots + f\left(x_k, y_{k-1}, \frac{y_k - y_{k-1}}{h}\right) h + f\left(x_k, y_k, \frac{y_{k+1} - y_k}{h}\right) h + \cdots$$

Por consiguiente, al utilizar la regla de la cadena, se obtiene

$$f_2\left(x_k, y_k, \frac{y_{k+1} - y_k}{h}\right) - \frac{1}{h}\left[f_3\left(x_k, y_k, \frac{y_{k+1} - y_k}{h}\right) - f_3\left(x_{k-1}, y_{k-1}, \frac{y_k - y_{k-1}}{h}\right)\right] = 0 \quad \text{para } k = 1, 2, \ldots, n$$

Euler reconoció que este sistema de ecuaciones (no lineales) es una aproximación de diferencia finita de la ecuación diferencial

$$f_y(x, y, y') - (d/dx)\, f_{y'}(x, y, y') = 0$$

Esta última ecuación se conoce como la ecuación de Euler o de Euler-Lagrange y se puede obtener como el caso límite del sistema discreto, a medida que el tamaño de la malla h tiende a cero. Entonces, y_i tiende a $y(x)$, donde x representa un punto en $[a, b]$ y a medida que $h \to 0$, $f_2\left(x_k, y_k, \frac{y_{k+1} - y_k}{h}\right)$ tiende a $f_2(x, y(x), y'(x))$, $\frac{1}{h}\left[f_3\left(x_k, y_k, \frac{y_{k+1} - y_k}{h}\right) - f_3\left(x_{k-1}, y_{k-1}, \frac{y_k - y_{k-1}}{h}\right)\right]$ tiende a $(d/dx) f_{y'}(x, y(x), y'(x))$ al suponer que f es suficientemente uniforme.

El método de las diferencias finitas demuestra que el problema de hacer extrema la función se puede aproximar mediante la determinación del extremo de una función con n variables reales. Este procedimiento también es posible interpretarlo como un método para determinar la aproximación de la línea poligonal a la función de extremación; la poligonal con vértices $(a, \alpha), (x_1, \bar{y}_1), \ldots, (x_n, \bar{y}_n), (x_{n+1}, \beta)$ es una aproximación a la curva $\hat{y}$, que hace extrema la función $J[y]$. En este procedimiento, la solución del sistema discreto proporciona una aproximación de $\hat{y}$ en los nudos $x_1, x_2, \ldots, x_n$. Una solución aproximada para todas las x en $[a, b]$ se puede obtener por interpolación (es decir, por medio de la interpolación polinomial o de la función de polinomios). Sin embargo, debe señalarse que es más delicado el aspecto relacionado con la convergencia de las funciones aproximadas de extremación obtenidas por este método de diferencias finitas, junto con la interpolación a la función exacta de extremación.

Ejemplo $J[y] = \int_0^3 \{(y')^2 + xy\}\,dx$, $y(0) = 0$, $y(3) = 4$. Sea $n = 2$, de tal manera que $h = (3 - 0)/2 + 1) = 1$, $x_0 = x$, $x_1 = 1$, $x_2 = 2$, $x_3 = 3$.

$$y'(x_i) \approx \frac{y_{i+1} - y_i}{h} = y_{i+1} - y_i$$

$$J[y] \approx \sum_{i=0}^{2} f(x_i, y_i, y_{i+1} - y_i) = : \phi(y_1, y_2)$$

$$\phi(y_1, y_2) = (y_1 - y_0)^2 + 0y_0 + (y_2 - y_1)^2 + y_1 + (y_3 - y_2)^2 + 2y_2$$

Al sustituir los valores de $y_0 = 0$ y $y_3 = 4$, se obtiene

$$\phi(y_1, y_2) = y_1^2 + (y_2 - y_1)^2 + y_1 + (4 - y_2)^2 + 2y_2$$

Al establecer que $\partial\phi/\partial y = 2\phi/\partial y_2 = 0$, se obtiene

$$4y_1 - 2y_2 + 1 = 0 \qquad \text{y} \qquad -y_1 + 2y_2 - 3 = 0$$

La solución de este sistema es $y_1 = \frac{5}{3}$ y $y_2 = \frac{11}{6}$. La solución exacta se puede obtener, al resolver la ecuación de Euler $fy - (d/dx)fy' = 0$, donde, en este caso, $f(x, y, y') = (y')^2 + xy$, por consiguiente, $f_y = x$, $f_{y'} = 2y'$, y $x - (d/dx)(2y') = 0$. Por lo tanto, $y' = x^2/4 + c$, $y(x) = x^3/12 + cx + cj$. Dado que $y(0) = 0$, $c_1 = 0$. Ahora, $y(3) = 4$, entonces, $4 = 27/12 + 3c$, o sea que $c = 7/12$. La solución exacta que minimiza $J[y]$ y satisface las condiciones en la frontera prescritas es $y(x) = x^3/12 + 7x/12$.

Para problemas del tipo antes analizado, considérese la integral

$$I = \int_a^b f\left(x, y, \frac{dy}{dx}\right) dx$$

tomada en el plano, a lo largo de la curva $y = g(x)$, entre los puntos A y B. En consecuencia, la integral I tiene un valor máximo o mínimo a lo largo de la curva c, si $y = g(x)$ es una solución de la ecuación

$$\partial f/\partial y - (d/dx)\,(\partial f/\partial y') = 0$$

Ejemplo Por cálculo elemental, la longitud de la curva $y = g(x)$ está dada por

$$S = \int_A^B \sqrt{dx^2 + dy^2} = \int_A^B \sqrt{1 + \left(\frac{dy}{dx}\right)^2}\,dx$$

En este caso,

$$f = \sqrt{1 + \left(\frac{dy}{dx}\right)^2}, \quad \frac{\partial f}{\partial y} = 0, \quad \frac{\partial f}{\partial y'} = \frac{y'}{\sqrt{1 + y'^2}}$$

Por medio de la ecuación que precede al ejemplo,

$$0 - \frac{d}{dx}\frac{y'}{\sqrt{1 + y'^2}} = 0$$

$$\frac{\sqrt{1 + y'^2}(y'') - y'(y'y''/\sqrt{1 + y'^2})}{1 + y'^2} = 0$$

o $y'' = 0$. Para esto, $y = ax + b$ es la curva con longitud mínima entre A y B. Las constantes a y b se utilizan para hacer que $y = f(x)$ pase por los puntos A y B.

Ejemplo El área de revolución está dada por

$$R = 2\pi \int_A^B y\,ds = 2\pi \int_A^B y\sqrt{1 + y'^2}\,dx$$

donde $f = y\sqrt{1 + y'^2}$ $\partial f/\partial y = \sqrt{1 + y'^2}$ $\partial f/\partial y' = \dfrac{yy'}{\sqrt{1 + y'^2}}$

Mediante la ecuación que precede al primer ejemplo,

$$\sqrt{1 + y'^2} - \frac{d}{dx}\frac{yy'}{\sqrt{1 + y'^2}} = 0$$

$$\sqrt{1 + y'^2} - \frac{\sqrt{1 + y'^2}(yy'' + y'^2) - yy'(y'y''/\sqrt{1 + y'^2})}{(1 + y'^2)} = 0$$

$$(1 + y'^2) - \frac{1 + y'^2)(yy'' + y'^2) - yy'^2y''}{(1 + y'^2)} = 0$$

$$(1 + y'^2)^2 - y'^2 - yy'' - y'^4 = 0$$

$$1 + y'^2 - yy'' = 0$$

TABLA 2-1 Las estándar en el c

1. $\int_a^b f(x, y(x), y'$
2. $\int_a^b f(x, y(x), y'$
3. $\int_a^b f(x, y(x), z$ (una variable ind
4. $\iint_\Omega f(x, y, u($
5. $\iint_\Omega f(x, y, u($

Al establecer que y'

cuya solución es $y =$ curva pase por los p

REFERENCIAS: *Gen* de temas sobre teo *Programación line mación no lineal; de redes*. 21, 150. *teoría y algoritmos raciones*. 139, 150

Por **optimizació** todo para hacer un término técni y análisis matem se conocen desd pidieron su apli hizo que se pres

MÉTODOS DI

Supóngase que pendientes dará dependiente, c póngase adem limitado. Cualq rimentos se de que trate de ob **problema de l** número de vari ministas) o suj de búsqueda ca sivas, la simult ubicación de c tados, llevará analista basar que es secuenc multáneos aun tos. El diseño los procedimie

TABLA 2-1 Las ecuaciones de Euler-Lagrange y las condiciones naturales de la frontera para algunas funciones estándar en el cálculo de variaciones

Función	Ecuaciones de Euler-Lagrange	Condiciones naturales de la frontera
1. $\int_a^b f(x, y(x), y'(x))\,dx$	$f_y - \frac{d}{dx} f_{y'} = 0$	1. $f_{y'}(a, y(a), y'(a)) = 0$, $f_{y'}(b, y(b), y(b), y'(b)) = 0$
2. $\int_a^b f(x, y(x), y'(x), y''(x))\,dx$	$f_y - \frac{d}{dx} f_{y'} + \frac{d^2}{dx^2} f_{y''} = 0$	2. $f_{y''}(a, y(a), y'(a)) = 0$ y $\left(f_{y'} - \frac{d}{dx} f_{y''}\right)\Big\|_{x=a} = 0$ (dos condiciones similares en $x = b$)
3. $\int_a^b f(x, y(x), z(x), y'(x), z'(x))\,dx$ (una variable independiente x, dos funciones incógnitas)	$f_y - \frac{d}{dx} f_{y'} = 0$ $f_z - \frac{d}{dz} f_{z'} = 0$	3. $f_{y'}\Big\|_{x=a} = f_{z'}\Big\|_{x=a} = 0$ (condiciones similares en $x = b$)
4. $\int\int_\Omega f(x, y, u(x, y), u_x(x, y), u_y(x, y))\,dx\,dy$	$f_u - \frac{\partial}{\partial x} f_{u_x} - \frac{\partial}{\partial y} f_{u_y} = 0$	
5. $\int\int_\Omega f(x, y, u(x, y), u_x(x, y), u_y, u_{xx}, u_{xy}, u_{yy})\,dx\,dy$	$f_u - \frac{\partial}{\partial x} f_{u_x} - \frac{\partial}{\partial y} f_{u_y} + \frac{\partial^2 f_{u_{xx}}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 f_{u_{xy}}}{\partial x \partial y} + \frac{\partial^2 f_{u_{yy}}}{\partial y^2} = 0$	

Al establecer que $y' = \theta$ y $y'' = \theta(d\theta/dy)$, la ecuación se reduce a

$$\theta\, d\theta/(1 + \theta^2) = dy/y$$

cuya solución es $y = c \cosh(x - d)/c$. Las constantes c y d se utilizan para que la curva pase por los puntos A y B.

Se recomienda consultar las referencias, para resolver los problemas de variaciones restringidas. En la tabla 2-1 aparecen algunos ejemplos de las ecuaciones de Euler-Lagrange.

OPTIMIZACIÓN

Referencias: *Generales.* 39, 47, 84, 186, 282. Libros que cubren una variedad de temas sobre teoría y algoritmos de optimización y programación matemática. *Programación lineal y aplicaciones.* 21, 72, 80, 114, 118, 130, 186, 217. *Programación no lineal; teoría y algoritmos.* 22, 100, 131, 186, 190, 194, 293. *Flujos de redes.* 21, 150. *Programación dinámica.* 30, 92, 131. *Temas avanzados en teoría y algoritmos de optimización.* 22, 64, 185, 194, 271. *Investigación de operaciones.* 139, 150, 244.

Por **optimización** (optimación) se entenderá el encontrar el mejor método para hacer las cosas, o sea, alcanzar un punto óptimo. Óptimo es un término técnico que tiene una connotación de medición cuantitativa y análisis matemático. Muchas de las fases de la teoría de optimización se conocen desde hace siglos; pero los cálculos enormes y tediosos impidieron su aplicación práctica hasta que la era de las computadoras hizo que se presentaran nuevas oportunidades.

MÉTODOS DE BÚSQUEDA

Supóngase que se desea determinar qué valores de las variables independientes darán el valor óptimo (máximo o mínimo) de una variable dependiente, cuando no se conozca la **dependencia funcional**. Supóngase además que el número total n de experimentos realizables es limitado. Cualquier conjunto de instrucciones para realizar los n experimentos se denomina **plan de búsqueda**. Cualquier investigación que trate de obtener el valor óptimo de una función incógnita es un **problema de búsqueda**. Estos últimos se pueden clasificar según el número de variables independientes y si están libres de errores (deterministas) o sujetos a los errores aleatorios (estocásticos). Los planes de búsqueda caen por naturaleza en dos categorías mutuamente exclusivas, la simultánea y la secuencial. Cualquier plan que especifique la ubicación de cualquier experimento, antes que se conozcan sus resultados, llevará el primero de esos nombres. Un plan que le permita al analista basar experimentos futuros en resultados del pasado, se dirá que es secuencial. La ventaja de los planes secuenciales sobre los simultáneos aumenta exponencialmente con el número de experimentos. El diseño experimental estadístico se ocupa por lo común más de los procedimientos simultáneos que de los secuenciales.

Búsqueda de una sola variable Sean dos ajustes experimentales x_1 y x_2 con $x_1 < x_2$ (en alguna escala), con salidas y_1 y y_2. La salida y es unimodal, si $x_2 < x^*$ implica $y_1 < y_2$ y si $x_1 > x^*$ implica $y_1 > y_2$, en donde y^* es el valor óptimo que se produce en x^*. En otras palabras, si los puntos se encuentran del mismo lado del punto óptimo, el más cercano dará el valor más elevado de y. Una función unimodal no tiene que poseer una derivada ni ser continua. La elección de un plan de búsqueda óptimo requiere un criterio a priori de eficacia de búsqueda, o sea, una medida que se pueda evaluar al examinar simplemente el plan de búsqueda, antes de realizar cualquier experimento. Con n experimentos, sean x_0 y x_{n+1} los puntos extremos del intervalo de búsqueda. En general, el valor óptimo x^* se encontrará, por ejemplo, sobre $x_{K-1} \le x^* \le x_{K+1}$. Se define $I_n = x_{K+1} - x_{K-1}$ como el intervalo de incertidumbre después de n experimentos. Entonces, $L_n(x_k) = \max_{1 \le K \le n} [I_n(x_k, K)]$ depende sólo del plan de búsqueda. A continuación, se efectúa una búsqueda entre todos los planes posibles, para encontrar el que haga que L_n tenga el valor más pequeño posible. Entonces, se descubre el plano óptimo x_k^* mediante un patrón minimax $L_n^* = \min_{x_k} \max_{1 \le K \le n} [I_n(x_k, K)]$, $[L_n^* = L_n(x_k^*)]$. Se trata de un plan de búsqueda significativo y no trivial.

Aun cuando se pueden necesitar búsquedas simultáneas, las secuenciales son más eficientes; por ende, se indican dos en forma breve, las **dicotómicas** y las de **Fibonacci**. Mediante transformaciones elementales, se puede transformar el intervalo de búsqueda a $x_0 = 0$, $x_{n+1} = 1$. Con experimentos $x_1, x_2, 0 \le x_1 < x_2 \le 1$, el nivel máximo de incertidumbre es $L_2 = \max(x_2, 1 - x_1)$, de modo que $L_2^* = \frac{1}{2} + \varepsilon/2$. Por ello, se deben situar los dos experimentos en el centro del intervalo; tan cerca, uno del otro, como sea posible. O sea, $x_1 = \frac{1}{2} - \varepsilon/2$, $x_2 = \frac{1}{2} + \varepsilon/2$. A continuación, se sitúan el tercero y el cuarto de los experimentos en la mitad del intervalo restante de longitud $(1 + \varepsilon)/2$. La ubicación del tercero y el cuarto experimento, así como también del quinto y el sexto, se muestran en la figura 2-60. En este caso, ε es la menor separación entre experimentos para la que se podrá de-

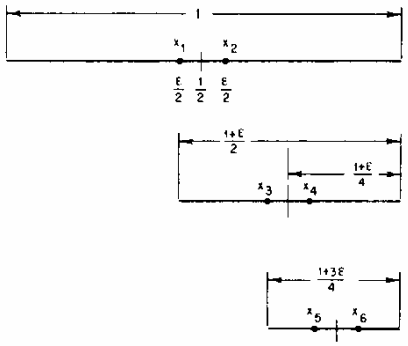


FIG. 2-60 La búsqueda dicotómica.

tectar una diferencia en los valores de y. Después del tercer y el cuarto experimento, el intervalo de incertidumbre es $\frac{1}{4}(1 + 3\varepsilon)$. En general, después de n experimentos (n par), se puede situar el óptimo dentro de un intervalo de longitud $2^{-n/2} + (1 - 2^{-n/2})\varepsilon$. En consecuencia la eficiencia de la búsqueda dicotómica aumenta exponencialmente con n.

Otro método todavía mejor es el de la búsqueda de Fibonacci. Con $F_0 = F_1 = 1$, la ecuación de diferencia $F_k = F_{k-1} + F_{k-2}, k = 2, 3, \ldots$ define los números de Fibonacci. Con el número de experimentos, n fijo, el primer experimento se debe situar a $L_2^* = F_n^{-1}[F_{n-1} + (-1)^n\varepsilon]$ unidades de un extremo del intervalo unitario original de incertidumbre. Debido a la simetría del método, no importa qué extremo se escoja. Los puntos sucesivos se eligen según el plan óptimo de búsqueda $L_{n-k}^* = F_n^{-1}[(F_{k+1}F_{n-2} - F_{k-1}F_n)\varepsilon]$. Después de n experimentos, se puede situar el óptimo dentro de un intervalo de longitud $F_n^{-1}(1 + F_{n-2}\varepsilon)$. Con una búsqueda secuencial dicotómica de 20 experimentos, el índice de reducción es de 1 a 1024. Para una búsqueda de Fibonacci, es de 1 a 10 946.

Otros métodos eficientes de búsqueda son los de búsqueda aleatoria y de rejilla.

Búsquedas de varias variables Los problemas de varias variables tienen una estructura totalmente distinta a la de los de una sola variable (Bellman, en la bibliografía). Así pues, no es posible extender los métodos de una sola variable a los casos de varias variables sin encontrarse con un número considerable de dificultades. Esta dificultad de la dimensionalidad hace que la suposición unimodal sea menos plausible: es difícil desarrollar medidas de la eficacia de la búsqueda que sean independientes de la buena o mala suerte del experimentador y el tamaño del espacio multidimensional nos obliga a buscar regiones de incertidumbre que son partes muy pequeñas de la región experimental original. En la obra de Wilde, véase la bibliografía, se encuentra una buena introducción a varios de esos métodos, junto con las dificultades que se presentan, tales como las crestas.

RESTRICCIONES

Además de todo ello, el problema físico que se estudia puede imponer restricciones sobre las variables. Las restricciones pueden tomar muchas formas, tales como restricciones sobre la gama de las variables (por ejemplo, $a < x < b$) restricciones de igualdad, (como $x^2 + y^2 = 2$), restricciones de desigualdad (como $x^2 + y^2 < 2$), etc.

Para los problemas no restringidos, se tienen las reglas que siguen:

1. Si $y = f(x)$ y $dy/dx = 0$ en un punto P, entonces, en ese punto, f tiene *a*) un máximo local, si $d^2y/dx^2 < 0$ en P; *b*) un mínimo local si $d^2y/dx^2 > 0$ en P; y *c*) un punto de inflexión, si $d^2y/dx^2 = 0$ pero $d^3y/dx^3 \neq 0$ en P. Si $d^3y/dx^3 = 0$ en P y $d^4y/dx^4 < 0$, habrá un máximo local en P, etc.

2. Si $z = f(x, y)$ y si $f_x = f_y = 0$ en P, entonces, en ese punto, f tendrá *a*) un máximo local, si $f_{xx} < 0$, $f_{xx}f_{yy} > f_{xy}^2$ en P; *b*) un mínimo local, si $f_{xx} > 0$, $f_{xx}f_{yy} > f_{xy}^2$ en P; *c*) un punto de inflexión, si $f_{xx}f_{yy} < f_{xy}^2$ en P; y *d*) si $f_{xx}f_{yy} = f_{xy}^2$ en P, se necesitará una investigación más amplia.

3. Sea $z = f(x_1, x_2, \ldots, x_N)$, $\partial z/\partial x_i = z_i'$, $\partial^2 z/\partial x_i \partial x_j = z_{ij}''$, y se denota la matriz de Hess, $H = \begin{bmatrix} z_{11}'' & z_{12}'' & \cdots & z_{1n}'' \\ \cdots & & & \\ z_{n1}'' & z_{n2}'' & \cdots & z_{nn}'' \end{bmatrix}$ Si $z_i' = 0$, para todos los i, en punto P, entonces, en ese punto, f tendrá *a*) un mínimo local, si H es definida positiva en P; *b*) un máximo local, si H es definida negativa en P; *c*) un valle (una cresta), si H es semidefinida en P [o sea, no negativa (no positiva), anulándose para dx a lo largo del valle (la cresta)], y *d*) una inflexión, si H es indefinida en P (positiva, negativa o cero).

También se pueden obtener máximos o mínimos locales en un punto en el que no existan las primeras derivadas. Cuando se establecen restricciones sobre un problema, por ejemplo, una región con un límite finito, puede ocurrir que el punto óptimo se presente en un punto de la frontera en el que pueden existir o no derivadas y ser o no distintas de cero.

Puesto que los problemas restringidos tienen una gran variedad, sólo se podrán incluir en esta subsección algunos de los métodos más comunes.

1. Restricciones de igualdad Cuando la función objetiva deba satisfacer condiciones laterales que se dan como ecuaciones relacionadas con las variables independientes, el óptimo debe encontrarse necesariamente en una frontera de la región factible. Se han descubierto varios métodos (Wilde y Beightler, véanse las referencias) para transformar el problema de restricción de igualdad en otro que tenga el óptimo dentro de la región factible. Como ejemplo típico de esto se tiene el de los multiplicadores de Lagrange. La técnica se ilustra adecuadamente mediante el problema de maximización o minimización de una función $f(x, y, z)$, sujeta a dos restricciones de igualdad de la forma $g(x, y, z) = 0$ y $h(x, y, z) = 0$, en donde g y h no son dependientes funcionalmente, de modo que las restricciones no son equivalentes ni incompatibles. Al introducir los multiplicadores arbitrarios de Lagrange λ_1 y λ_2, se obtienen las tres ecuaciones $f_x + \lambda_1 g_x + \lambda_2 h_x = 0$, $f_y + \lambda_1 g_y + \lambda_2 h_y = 0$, y $f_z + \lambda_1 g_z + \lambda_2 h_z = 0$ en (x_0, y_0, z_0) que, junto con las condiciones $g = 0$, $h = 0$ en (x_0, y_0, z_0), constituyen cinco ecuaciones con las cinco incógnitas x_0, y_0, z_0, λ_1, y λ_2. Las tres primeras ecuaciones se pueden recordar con facilidad puesto que son las condiciones necesarias $\psi_x = 0$, $\psi_y = 0$, y $\psi = 0$, para que $\psi = f + \lambda_1 g + \lambda_2 h$, llegue a un máximo o un mínimo local, cuando no se impongan restricciones.

De modo más general, si $f(x_1, \ldots, x_n)$ se debe optimizar, bajo $m (m < n)$ restricciones independientes, $g_i = 0, i = 1, \ldots, m$, fórmese la función auxiliar $\psi = f + \sum_{i=1}^{m} \lambda_i g_i$ y escríbanse las condiciones necesarias para que ψ alcance un máximo o un mínimo local, sin restricciones.

Ejemplo El valor máximo de la función $f(x, y, z) = x^2y^2z^2$ sujeto a la restricción de igualdad $x^2 + y^2 + z^2 = c^2$ se debe presentar en esa superfice esférica. Según el método, se introduce un multiplicador de Lagrange λ y se determina el máximo del problema no restringido, definido por la función auxiliar $\psi = x^2y^2z^2 + \lambda(x^2 + y^2 + z^2 - c^2)$. Al calcular ψ_x, ψ_y y ψ_z e igualar a cero, se obtiene $xy^2z^2 + \lambda x = 0$, $x^2yz^2 + \lambda y = 0$, y $x^2y^2z + \lambda z = 0$. Junto con la restricción, se proporcionan cuatro ecuaciones para las incógnitas x_0, y_0, z_0 y λ. La solución $x = y = z = 0$ se excluye, puesto que f toma su valor mínimo, cero, en ese punto. Las otras soluciones son $x^2 = y^2 = z^2$, $\lambda = -x^4$. De la restricción se sigue que $x = \pm c/\sqrt{3}$, $y = \pm c/\sqrt{3}$, $z = \pm c/\sqrt{3}$, y $\lambda = -c^4/9$. En todos esos puntos, f toma el valor máximo $c^6/27$.

2. Restricciones de desigualdad Supóngase que se desea optimizar una función objetiva diferenciable $y(x_1, \ldots, x_N)$, donde se define el dominio factible mediante las condiciones de no negatividad $x_i \geq 0$, $i = 1, 2, \ldots, N$, y las restricciones de desigualdad son $f_k(x_1, \ldots, x_N) \geq 0$, $k = 1, 2, \ldots, K$. Una formulación equivalente consiste en introducir K variables sueltas f_k que miden la diferencia entre el valor de la función $f_k(x_1, \ldots, x_N)$ y cero. Así, las K restricciones de desigualdad se reemplazan con las K ecuaciones $f_k(x_1, \ldots, x_N) - f_k = 0$ y $f_k \geq 0$, $k = 1, \ldots,$

y $f_1(x, y) = g_1(x, y)$. En la literatura mencionada se dan algoritmos de computación, aplicaciones y extensiones adicionales. Además, se recomienda la obra de Bellman y Dreyfus, *Applied Dynamic Programming*, Princeton University Press, Princeton, N.J., 1962, por su exposición clara del tema. Véase también la obra de Howard, *Dynamic Programming and Markov Processes*, Wiley, New York, 1960.

Programación lineal El término combinado de programación lineal se da a cualquier método que sirva para determinar dónde toma un valor extremo una función lineal dada de varias variables y cuál es ese valor, cuando las variables son no negativas y están restringidas por igualdades o desigualdades lineales. Un problema muy general consiste en maximizar $f = \sum_{j=1}^{n} c_j x_j$ sujeto a las restricciones $x_j \geq 0$ $(j = 1, 2, \ldots, n)$ y $\sum_{j=1}^{n} a_{ij}x_j \leq b_i$ $(i = 1, 2, \ldots, m)$. Con S como conjunto de todos los puntos cuyas coordenadas $[x_j]$ satisfacen todas las restricciones, debemos hacernos tres preguntas: 1) ¿Son *consistentes* las restricciones? Si no es así, S será vacío y no habrá solución. 2) Si S no es vacío, ¿se hace la función *f no acotada* en S? Si es así, el problema no tiene solución. Si no, habrá un punto P de S que será el óptimo, en el sentido de que si Q es cualquier punto de S, entonces, $f(Q) \leq f(P)$. 3) ¿Cómo se puede determinar P?

En cierto sentido, el *algoritmo simplex* (véase, Ficken, *The Simplex Algorithm of Linear Programming*, Holt, New York, 1961, en donde se presenta una exposición a nivel elemental), prepara el problema antes del cálculo, de tal modo que las respuestas favorables a esas preguntas se supondrá provisionalmente que son para el problema dado y se podrán garantizar para el problema preparado. A continuación, los cálculos revelan si esas suposiciones están o no justificadas para el problema dado. El algoritmo simplex termina automáticamente, dando información completa sobre el problema determinado y el llamado problema dual. El dual del problema general de programación lineal es minimizar $g(u_1, \ldots, u_m) = \sum_{i=1}^{m} u_i b_i$ sujeto a $u_i \geq 0$ $(i = 1, 2, \ldots, m)$ y $\sum_{i=1}^{m} u_i a_{ij} \geq c_j (j = 1, 2, \ldots, n)$. Sea A la matriz $[a_{ij}]$, $c = [c_j]$, $U = [u_i]$ los vectores renglón y $B = [b_i]^T$, $X = [x_j]^T$ los vectores columna. En forma matricial, el problema original (primario) es el de maximizar $f(X) = CX$, sujeto a $X \geq 0, AX \leq B$. El dual es el de minimizar $g(U) = UB$, sujeto a $U \geq 0, UA \geq C$.

Ejemplo Se debe maximizar $3x + 4y$ sujeto a las restricciones $x \geq 0$, $y \geq 0$, $2x + 5y \leq 8$ y $4x + 3y \leq 10$. El problema dual es el de minimizar $8u + 10v$, sujeto a las restricciones $u \geq 0$, $v \geq 0$, $2u + 4v \geq 3$, y $5u + 3v \geq 4$.

Ejemplo (De Symonds, *Linear Programming: The Solution of Refinery Problems*, Esso Standard Oil Company, New York, 1955). Se debe maximizar $5P + 4V - 3F$, sujeto a $P \geq 0$, $V \geq 0$, $F \geq 0$ y $2P + V - 2F \leq 0$, $P + V - 3F \leq 0$, $P + V \leq 1000$.

El método simplex

1. *Problema original.* Sea $[x_j]^T = x (j = 1, 2, \ldots, n)$ el vector columna y $[c_j] = c$ el vector de renglón. Para maximizar $f(x) = \sum_{j=1}^{n} c_j x_j = cx$ sujeto a las n restricciones $x_j \geq 0$ $(j = 1, \ldots, n)$ y las m restricciones adicionales h_i: $\sum_{j=1}^{n} a_{ij}x_j \,{}^{\circ}_{i}\, b_i$ $(i = 1, 2, \ldots, m$ en donde ${}^{\circ}_{i}$ puede ser $\geq$ o $\leq$. Si cualquier $b_i < 0$, multípliquese h_i por -1; así se puede suponer que $b_i \geq 0$. Se supone que las m restricciones se han dispuesto de tal modo que ${}^{\circ}_{i}$ es $\geq$ para $i = 1, \ldots, g$; ${}^{\circ}_{i}$ es $=$ para $j = g + 1, \ldots, g + e$; ${}^{\circ}_{i}$ es $\leq$ para $i = g + e + 1, \ldots, g + e + l = m$.

2. *Problema original ajustado.* Se introducen $m + g$ variables adicionales, con restricciones asociadas y coeficientes para su utilización en f. Así, al reemplazar j por $j + m$, f se hace $f(x) = \sum_{j=m+1}^{m+n} c_j x_j$ y las restricciones $x_j \geq 0$ y h_i: $\sum_{j=m+1}^{m+n} a_{ij} \,{}^{\circ}_{i}\, b_i$, $i = 1, \ldots, m$.

3. *Problema preparado.* Para $i = 1, \ldots, g$ se reemplaza h_i con H_i: $x_i + \sum_{j=m+1}^{m+n} a_{ij}x_j x_{m+n+1} = b_i$, se define $c_i = -M$ ($M > 0$ y "grande") y $c_{m+n+i} = 0$, y sumando las restricciones $x_i \geq 0$, $x_{m+n+i} \geq 0$. Para $i = g + e + 1, \ldots, m$ se reemplaza h_i por H_i: $x_i + \sum_{j=m+1}^{m+n} a_{ij}x_j = b_i$, se define $c_i = 0$ y se adjunta $x_i \geq 0$. Hágase que J vaya de 1 a $N = n + m + g$; y sea $X = [x_J]^T$ y $j = m + 1, \ldots, m + n$. La nueva función que se tiene que maximizar es $f(X) = \sum_{J=1}^{N} c_J x_J$. En realidad, esto es, $f(X) = -M \sum_{i=1}^{g+e} x_i + \sum_{j=m+1}^{m+n} c_j x_j$, cuando todos los demás coeficientes son cero. Así, para $J = g + e + 1, \ldots, m$ y $m + n + 1, \ldots, N$, las variables x_j no contribuyen a f. Se denominan **variables sueltas** puesto que "toman la oscilación" que permiten las desigualdades ($\leq$ y $\geq$) en h_i. Cualquier variable x_i, $i = 1, \ldots, g + e$ cuyo valor no sea cero, dará origen a un gran término negativo $-Mx_i$. Este término mantendrá $f(X)$ menor que lo que sería con $x_i = 0$. El efecto de $c_i = -M (i = 1, \ldots, g + e)$ es el de hacer que resulte probable que la solución óptima tenga las **variables artificiales** $x_i = 0 (i = 1, \ldots, g + e)$.

El problema preparado tiene ahora la forma: maximícese $f(X) = \sum_{J=1}^{N} c_J x_J$ sujeto a $x_J \geq 0$ y H_i: $\sum_{J=1}^{N} a_{iJ}x_J = b_i (i = 1, \ldots, m)$, en donde $b_i \geq 0$, $a_{i\beta} = \delta_{i\beta} = \begin{cases} 0 i \neq \beta \\ 1 i \neq \beta \end{cases}$ $(\beta = 1, \ldots, m)$, $a_{i,m+n+\beta} = -\delta_{i\beta}$ $(\beta = 1, \ldots, g)$, y a_{ij} procede de h_i.

El conjunto de puntos factibles S_P (puntos que satisfacen todas las restricciones) para el problema preparado no es vacío y $f(X)$ está acotada en la parte superior en S_P.

Ejemplo Se va a utilizar el ejemplo anterior para esta exposición y la que sigue. En este caso, $m = 3$. Los números $b_1 = 0$, $b_2 = 0$ y $b_3 = 1000$ son todos ≥ 0. Ni ≥ 0 o $= 0$ se presentan en las restricciones; por tanto, g y e son cero y no hay necesidad de reordenar las restricciones. El problema original ajustado, que surge al dar otros nombres a las variables conforme $P = x_4$, $V = x_5$ y $F = x_6$, se hace: maximícese $f(x) = 5x_4 + 4x_5 - 3x_6$, sujeto a $x_j \geq 0$ $(j = 4, 5, 6)$, $2x_4 + x_5 - 2x_6 \leq 0$, $x_4 + x_5 - 3x_6 \leq 0$, $x_4 + x_5 \leq 1000$.

Para obtener el problema preparado, se observa que cada restricción contiene $\leq$ y tres variables sueltas x_1, x_2 y x_3 se requieren junto con los coeficientes $c_1 = c_2 = c_3 = 0$ y las restricciones $x_1 \geq 0$, $x_2 \geq 0$, y $x_3 \geq 0$. Así pues, el problema preparado es: maximícese $5x_4 + 4x_5 - 3x_6$ sujeto a $x_J \geq 0$ $(J = 1, \ldots, 6)$, $x_1 + 2x_4 + x_5 - 2x_6 = 0$, $x_2 + x_4 + x_5 - 3x_6 = 0$, y $x_3 + x_4 + x_5 = 1000$.

Tablas de computación Para iniciar el procedimiento simplex, se dispone la matriz del problema en un cuadro (arreglo) de la forma

			$c_1 \cdots c_J \cdots c_N$		
C_Q	A_Q	B	$A_1 \cdots A_J \cdots A_N$		
c_{q_1}	A_{q_1}	x_{q_1}	a_{11}	a_{1J}	a_{1N}
$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$	$\vdots$
c_{q_m}	A_{q_m}	x_{q_m}	a_{m1}	a_{mJ}	a_{mN}
	z_J	$C_Q B$	$C_Q A_1 \cdots$	$C_Q A_J$	$C_Q A_N$
$z_J - c_J$			$z_1 - c_1 \cdots$	$z_J - c_J \cdots$	$z_N - c_N$

en donde $Q = (q_i)$ $(i = 1, \ldots, m)$ denota un conjunto de m índices distintos $q_1, \ldots, q_m$ escogidos de 1 a N. Los m vectores A_Q serán siempre independientes y, por ello, una base para el espacio de los vectores columna de m componentes; ellos determinan todo el cuadro. Los números a_{iJ} son las componentes de A_J con respecto a A_Q: o sea, $(A_J = \sum_{i=1}^{m} A_{qi}a_{ij}$. Para $i, \beta = 1, \ldots, m$, $a_{iq\beta} = \delta_{qiq}$ y también para la q_β ésima columna se tiene 1 en la fila β y cero en otros lugares. Con $x_J = 0$ para $J \in R$ (el conjunto residual, J no está en Q), el X con x_{qi} en la columna B tiene $\Sigma_i A_{qi}x_{qi}$ y $x_{qi} \geq 0$. Puesto que los vectores A_Q son independientes, X no sólo es factible sino extrema. Además, $f(X) = \Sigma_i c_{qi}x_{qi} = C_Q X$.

La primera tabla se sigue directamente del problema preparado. El conjunto Q es $1, \ldots, m$, $q_i = i$, $x_{qi} = b_i$, y $c_{qi} = -M$ para $i = 1, \ldots, g + e$, mientras que $c_{qi} = 0$ para $i = g + e + 1, \ldots, m$ y $f(X) = -M \sum_{i=1}^{g+e} b_i$. Tanto aquí como posteriormente, las M en z_j y $z_j - c_j$ se pueden llevar por separado y $z_{qi} = c_{qi}$ $(i = 1, \ldots, m)$.

Una condición necesaria y suficiente para la optimalidad de **X**: Si $z_J - c_J \geq 0$ $(J = 1, \ldots, N)$ en una tabla, entonces, el vector **X** determinado por x_{qi}, con $x_J = 0$ $(J \in R)$, es óptimo.

Una vez que se ha construido una tabla inicial de computación, el algoritmo simplex exige la aplicación sucesiva (iteración) de las siguientes etapas:

1. Se prueban lo
bierto una soluci
de J.
2. Se escoge el v
< 0; o sea que se es
3. Se escoge el v
la viabilidad de la n

REFERENCIAS GENE
and Its Applications,
matical Probability,
Statistical Theory wi
burg, *Statistical Ana*
1977. Lapin, *Statisti*
York, 1978. *Estadíst*
Statistics, vol. 1, 4th
New York. Mood, G
ed., McGraw-Hill, N
Analysis by Example
sion Analysis, 2ded.,
sion, Wiley, New Y
Experimenters, Wile
Design of Experimen

INTRODUCCIÓ

La estadística rep
tratar con datos c
dumbre. Existen s
son:
1. Tipo de datos
2. Variables ale
3. Modelos
4. Parámetros
5. Estadística d
6. Caracterizaci
De estos aspectos
tar con 1) estadíst
subsección se ha e
rencial, debido a s
En todo el texto
sarrollar la metod
amplia de aplicaci
muchos temas es
analizan. Se recon

1. Se prueban los elementos $z_j - c_j$ para determinar si se ha descubierto una solución máxima, o sea, si $z_J - c_J \geq 0$ para todos los valores de J.

2. Se escoge el vector que se introducirá (en la base) si algún $z_J - c_J < 0$; o sea que se escoge el vector con el mínimo $z_J - c_J$.

3. Se escoge el vector que se va a eliminar (de la base) para asegurar la viabilidad de la nueva solución, o sea, el vector con mín (x_{Qi}/a_{ik}) para $a_{ik} > 0$ (k corresponde al vector de la etapa 2). Si todos los $a_{ik} \leq 0$, la solución no es acotada.

4. Se transforma el cuadro mediante un procedimiento de eliminación (véanse las obras citadas en la bibliografía).

Ejemplo A continuación se da la tabla (dos etapas) para el ejemplo anterior.

Tabla

	c_j		0	0	0	5	4	−3	
C_Q		A_Q	B	A_1	A_2	A_3	A_4	A_5	A_6	
0		A_1	0	1	0	0	2	1	−2	$\min(z_j - c_j) = -5$; por ende
0	salida	A_2	0	0	1	0	1	1	−3	A_4 in; mín $B/A_4^+ = 0$
0		A_3	1000	0	0	1	1	1	0	dos veces; A_2 sale
		z_j	0	0	0	0	0	0	0	
	$z_j - c_j$			0	0	0	−5	−4	3	
0	salida	A_1	0	1	−2	0	0	−1	4	
5		A_4	0	0	1	0	1	1	−3	
0		A_3	1000	0	−1	1	0	0	3	
		z_j	0	0	5	0	5	5	−15	
	$z_j - c_j$ etc.			0	5	0	0	1	−12	

ESTADÍSTICA

Referencias Generales: *Probabilidad.* Parsen, *Modern Probability Theory and Its Applications*, Wiley, New York, 1960. Uspensky, *Introduction to Mathematical Probability*, McGraw-Hill, New York, 1937. *Estadística General.* Hald, *Statistical Theory with Engineering Applications*, Wiley, New York, 1952. Hamburg, *Statistical Analysis for Decision Making*, 2d. ed., Harcourt, New York, 1977. Lapin, *Statistics for Modern Business Decisions*, 2d ed., Harcourt, New York, 1978. *Estadística matemática.* Kendall y Stuart, *The Advanced Theory of Statistics*, vol. 1, 4th ed., 1977, vol. 2, 4th ed., 1979, vol. 3, 3d ed., 1976. Hafner, New York. Mood, Graybill y Boes, *Introduction to the Theory of Statistics*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1974. *Regresión.* Chatterjee y Price, *Regression Analysis by Example*, Wiley, New York, 1977. Draper y Smith, *Applied Regression Analysis*, 2d ed., Wiley, New York, 1981. Weisberg, *Applied Linear Regression*, Wiley, New York, 1980. *Design.* Box, Hunter y Hunter, *Statistics for Experimenters*, Wiley, New York, 1978. Hicks, *Fundamental Concepts in the Design of Experiments*, Holt, New York, 1965.

INTRODUCCIÓN

La estadística representa un conjunto de conocimientos que permite tratar con datos cuantitativos que reflejan cualquier grado de incertidumbre. Existen seis aspectos básicos de la estadística aplicada, éstos son:

1. Tipo de datos
2. Variables aleatorias
3. Modelos
4. Parámetros
5. Estadística de la muestra
6. Caracterización de las ocurrencias del azar

De estos aspectos se desarrollan estrategias y procedimientos para tratar con 1) estadística de estimación y 2) estadística inferencial. Esta subsección se ha enfocado con mayor énfasis hacia la estadística inferencial, debido a su gran aplicación.

En todo el texto se dan ilustraciones y ejemplos detallados, para desarrollar la metodología básica de estadística, que trata con un área amplia de aplicaciones. Sin embargo, además de este material, existen muchos temas especializados y algunas áreas muy sutiles que no se analizan. Se recomienda utilizar las referencias, para información más detallada. Cabe esperar que mediante el estudio de este material, los usuarios potenciales puedan reconocer las implicaciones más amplias de las aplicaciones especializadas y soliciten ayuda cuando sea necesario.

A continuación se presenta una introducción simplificada a los aspectos y la utilidad de la metodología de estadística, que sirve como revisión amplia de los conceptos y la estrategia de la estadística.

Tipo de datos En general, la estadística está relacionada con dos tipos de datos: el conteo y las mediciones. Los conteos representan el número de resultados discretos, como por ejemplo, el número de partes defectuosas en un embarque, el número de accidentes de tiempo perdido, etc. Los datos de mediciones se tratan como un continuo. Por ejemplo, desde el punto de vista teórico, la resistencia a la tensión de un hilo sintético se puede medir hasta cualquier nivel de precisión. Un aspecto relacionado con los datos de conteo y mediciones es que algunos tipos de datos de conteo se pueden tratar mediante la aplicación de técnicas que se han desarrollado sólo para los datos de mediciones. Esta habilidad se debe a que la estadística simplificada de mediciones sirve como una excelente aproximación para la tediosa estadística de conteo. Esto se ejemplificará.

Variables aleatorias La estadística aplicada trata con datos cuantitativos. Al lanzar al aire una moneda, los resultados sucesivos tienden a ser diferentes, durante un periodo determinado; la cara o cruz de la moneda se presenta al azar. En una cuerda larga de fibra sintética, la resistencia a la tensión de muestras sucesivas tiende a variar en forma significativa de una muestra a otra.

Los conteos y mediciones se caracterizan por ser variables aleatorias, es decir, observaciones que son susceptibles al azar. Virtualmente, todos los datos cuantitativos son susceptibles al azar en una u otra forma.

Modelos En parte, la base de la estadística consta de modelos matemáticos que caracterizan un experimento. Los modelos constituyen métodos matemáticos para describir la probabilidad, o la probabilidad relativa, de observar los valores específicos de las variables aleatorias. Por ejemplo, al lanzar una vez la moneda, una variable aleatoria x po-

dría definirse al asignar a x el valor de 1 para la cara y 0 para la cruz. Al lanzar la moneda, la probabilidad de observar una cara sería .5 y en forma similar, para la cruz. Por consiguiente, el modelo matemático que gobierna este experimento se puede expresar como

x	$P(x)$
0	.5
1	.5

donde $P(x)$ representa lo que se conoce como la **función de probabilidad**. Este término se reserva para los datos de conteo, ya que las probabilidades se pueden definir para los resultados particulares.

La función de probabilidad mostrada es un caso muy especial de otro más general, que se conoce como la **distribución de probabilidad binomial**.

Para los datos de mediciones que se consideran continuos, se utilizan los términos "probabilidad relativa" o "densidad". Por ejemplo, considérese el volante de una máquina de hilar, que conceptualmente, se podría considerar marcado sobre la circunferencia en forma infinitamente precisa desde 0 hasta 1, aunque no inclusive. Al girar el volante, la probabilidad de que se detenga en un punto especificado de la marca, para cualquier valor particular de x, donde $0 \leq x < 1$, es cero. Por ejemplo, que el volante se detenga en el valor $x = \sqrt{.5}$. Para el volante en movimiento, el modelo o la función de densidad quedaría definida por $f(x) = 1$, para $0 \leq x < 1$. En forma gráfica, esto se muestra en la figura 2-61. El concepto de probabilidad relativa se refiere a que la densidad refleja la probabilidad relativa de ocurrencia; en este caso, cada número que se encuentra entre 0 y 1 es igualmente probable.

Para los datos de mediciones, la probabilidad queda definida por el área bajo la curva entre los límites especificados. Una función de densidad siempre debe tener un área total de 1.

Ejemplo Para la densidad de la figura 2-61, la

$$P[0 \leq x \leq .4] = 0.4$$
$$P[.2 \leq x \leq .9] = 0.7$$
$$P[.6 \leq x < 1] = 0.4$$

y así sucesivamente. Dado que la probabilidad relacionada con cualquier valor de un punto particular es cero, no existe diferencia si el punto límite se define mediante un intervalo cerrado ($\leq$ o $\geq$) o abierto ($<$ o $>$).

Como base para el análisis estadístico, se utilizan muchos tipos diferentes de modelos, que también se conocen como **poblaciones**.

Parámetros Como un medio para caracterizar las funciones de probabilidad y las densidades, se definen cierto tipo de cantidades llamadas parámetros. Por ejemplo, el centro de gravedad de la distribución se define como la **media de población**, que se designa por μ. Para el lanzamiento de la moneda, $\mu = .5$, lo cual corresponde al valor promedio de x, es decir, para la mitad del tiempo, x tendrá un valor de 0 y para la otra mitad, un valor de 1. El promedio es .5. Para el volante giratorio, el valor promedio también es .5.

Otro parámetro se conoce como la **desviación estándar** y se designa por σ. A menudo, se utiliza el cuadrado de la desviación estándar y se conoce como la **variancia popular**, σ^2. Básicamente, la desviación estándar es una cantidad que mide la extensión o dispersión de la distribución con respecto a su media μ. Si la extensión es amplia, la desviación estándar será mayor que si fuera más restringida. En mecánica, la variancia representa el momento de inercia sobre una línea perpendicular al eje x, a través del centro de gravedad μ.

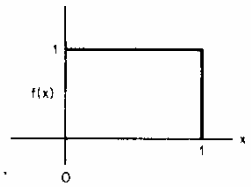


FIG. 2-61 Función de densidad.

Para funciones específicas de probabilidad y densidad, las medias y variancias respectivas quedan definidas como sigue:

Funciones de probabilidad	Funciones de densidad
$E(x) = \mu = \sum_x x\,P(x)$	$E(x) = \mu = \int_x x\,f(x)\,dx$
$\text{Var}(x) = \sigma^2 = \sum_x (x-\mu)^2\,P(x)$	$\text{Var}(x) = \sigma^2 = \int_x (x-\mu)^2\,f(x)\,dx$

donde $E(x)$ define el valor esperado o promedio de x.

Estadística de la muestra Se definirán muchos tipos de estadística de la muestra. Dos tipos muy especiales son la **media de la muestra**, designada como $\bar{x}$, y la **desviación estándar de la muestra** designada como s. Por definición, estos tipos son variables aleatorias. Los parámetros como μ y σ no son variables aleatorias, sino constantes fijas.

Ejemplo En un experimento se observaron seis números aleatorios (redondeados a cuatro decimales) de la distribución uniforme $f(x) = 1$, para $0 \leq x < 1$:

.1009
.3754
.0842
.9901
.1280
.6606

La media de la muestra corresponde al promedio aritmético de las observaciones, que se designarán como x_1 a x_6, donde

$$\bar{x} = \frac{1}{n}\sum_{i=1}^{n} x_i \text{ con } n = 6$$
$$= (1/6)(.1009 + .3754 + \cdots + .6606)$$
$$= .3899$$

La desviación estándar de la muestra s queda definida por el cálculo

$$s = \sqrt{\frac{\Sigma(x_i - \bar{x})^2}{n-1}}$$
$$= \sqrt{\frac{n\Sigma x_i^2 - (\Sigma x_i)^2}{n(n-1)}}$$

En efecto, esto representa la raíz de un promedio estadístico de los cuadrados. El divisor $(n-1)$ se conoce como los **grados de libertad**.

El valor de la desviación estándar de la muestra para los datos dados es .3686. A continuación aparece una tabla de las desviaciones $(x_1 - \bar{x}_i)$ para los datos:

x	$x - \bar{x}$
.1009	−.2890
.3754	−.0145
.0842	−.3057
.9901	.6002
.1280	−.2619
.6606	.2707
$\bar{x} = .3899$	$s = .3686$

En efecto, la desviación estándar cuantifica la magnitud relativa de los números de desviación, es decir, un tipo especial de "promedio" de la distancia de los puntos desde su centro. En la teoría estadística, resulta que las cantidades correspondientes de la variancia σ^2, tienen propiedades notables por medio de las que se pueden hacer amplias

generalidades para las muestras estadísticas y, en consecuencia, también para sus contrapartes, las desviaciones estándar.

Para la población correspondiente, los valores de los parámetros son $\mu = .50$ y $\sigma = .2887$. Si en lugar de utilizar observaciones individuales, sólo se informaran los promedios de las seis, los valores de los parámetros de la población correspondiente serían $\mu = .50$ y $\sigma_{\bar{x}} = \sigma/\sqrt{6} = .1179$. En ocasiones, la variancia correspondiente para un promedio se expresa como $\text{Var}(\bar{x}) = \text{var}(x)/n$. En efecto, la variancia de un promedio es inversamente proporcional al tamaño de la muestra n, lo cual refleja que los promedios de las muestras tienden a agruparse alrededor de μ, en forma mucho más cercana que las observaciones individuales. Esto se observa con más detalle en Datos de "Measurement Data and Sampling Densities".

Caracterización de las ocurrencias del azar Para tratar con un área amplia de las aplicaciones estadísticas, es necesario caracterizar el modo en que varían las variables aleatorias, debido exclusivamente a la probabilidad. El fundamento básico de esta característica reside en una densidad conocida como distribución de Gauss o normal.

La determinación del área bajo la curva normal es un procedimiento muy tedioso. Sin embargo, mediante la estandarización de una variable aleatoria, que se encuentra normalmente distribuida, es posible relacionar todas las variables aleatorias normalmente distribuidas en una sola tabla. La estandarización se define por medio de la identidad $z = (x - \mu)/\sigma$, donde z se conoce como la **unidad normal**. Además, es posible estandarizar la distribución del muestreo de los promedios $\bar{x}$, mediante la identidad $z = (\bar{x} - \mu)/(\sigma/\sqrt{n})$.

Una propiedad notable de la distribución normal es que, casi independientemente de la distribución de x, los promedios $\bar{x}$ de las muestras se aproximan a la distribución de Gauss, a medida que n aumenta. Incluso para valores relativamente pequeños de n, en la mayor parte de los casos la aproximación es bastante cercana. Por ejemplo, los promedios de las muestras de tamaño 10 de la distribución normal tendrán esencialmente una distribución de Gauss.

Además, en muchas aplicaciones que involucran datos de cuentas, la distribución normal se puede utilizar como una aproximación cercana. En particular, la aproximación es bastante cercana bajo ciertas guías, para la distribución binomial.

DATOS DE ENUMERACIÓN Y DISTRIBUCIONES DE PROBABILIDAD

Introducción Muchos tipos de aplicaciones estadísticas se caracterizan por medio de datos de enumeración en forma de conteos. Como ejemplos se tienen el número de accidentes de tiempo perdido en una planta, el número de piezas defectuosas en una muestra y el número de piezas en una muestra que caen dentro de diversas categorías especificadas.

Las distribuciones de muestreo de los datos de conteo pueden caracterizarse mediante distribuciones de probabilidad. En muchos casos, los datos de conteo se interpretan en forma adecuada, por medio de sus distribuciones correspondientes. Sin embargo, en otros el análisis se facilita mucho por medio de las distribuciones que se desarrollaron para los datos de medición. En las siguientes subsecciones se darán ejemplos de cada una.

Distribución de probabilidad binomial

Naturaleza Considérese un experimento en el que cada resultado se clasifica en una de dos categorías, una de las cuales se define como un éxito y la otra como una falla. Al considerar que la probabilidad de éxito p es constante de prueba a prueba, entonces, la probabilidad de observar un número específico x con éxito en n pruebas queda definida por la distribución binomial. La secuencia de resultados se conoce como el **proceso de Bernoulli.**

Nomenclatura

n = número total de pruebas
x = número de éxitos en n pruebas
p = probabilidad de observar un éxito en cualquier prueba
$\hat{p} = x/n$, es decir, la proporción de éxitos en n pruebas

Ley de probabilidad

$$P(x) = P\binom{x}{n} = \binom{n}{x} p^x (1-p)^{n-x} \qquad x = 0, 1, 2, \ldots, n$$

donde $\binom{n}{x} = \dfrac{n!}{x!(n-x)!}$

Propiedades

$$E(x) = np \qquad \text{Var}(x) = np(1-p)$$
$$E(\hat{p}) = p \qquad \text{Var}(\hat{p}) = p(1-p)/n$$

Ejemplo Para una moneda muy especial, la probabilidad de observar una cara (definida como éxito) en un solo lanzamiento es 0.4. Determínese la distribución de probabilidad para el número de caras en cinco lanzamientos de la moneda.

x	$x/5$	$P(x)$	
0	0	.07776	$E(x) = 2.0$
1	.2	.25920	$\text{Var}(x) = 1.2$
2	.4	.34560	
3	.6	.23040	$E(x/n) = 0.4$
4	.8	.07680	$\text{Var}(x/n) = 0.048$
5	1.0	.01024	
		1.	

Ejemplo En un proceso se producen piezas defectuosas a una proporción de 6%. Si durante el día se seleccionan al azar 20 piezas, determínese la probabilidad de que como máximo 2 estén defectuosas.

$$P(x \le 2) = P(x = 0) + P(x = 1) + P(x = 2)$$

x	$P(x)$
0	.29011
1	.37035
2	.22457
	.88503, o en forma aproximada 88.5% de probabilidad

Distribución de probabilidad geométrica

Naturaleza Considérese un experimento en el que cada resultado se clasifica en una de dos categorías, una de las cuales se define como un éxito y la otra, como una falla. Dado que la probabilidad de éxito p es constante de prueba a prueba, entonces, la probabilidad de observar el primer éxito en la x-ésima prueba queda definida mediante la distribución geométrica.

Nomenclatura

p = probabilidad de observar un éxito en cualquier prueba
x = número de pruebas antes del primer éxito

Ley de probabilidad

$$P(x) = p(1-p)^{x-1} \qquad x = 1, 2, 3, \ldots$$

Propiedades

$$E(x) = 1/p \qquad \text{Var}(x) = (1-p)/p^2$$

Ejemplo Determínese la distribución de probabilidad para el número de lanzamientos hasta que se observe la primera cara.

x	$P(x)$
1	1/2
2	1/4
3	1/8
.	.
.	.
.	.
x	$(1/2)^x$
.	.
.	.
.	.

Ejemplo En la ruleta, determínese la probabilidad de que el rojo no aparezca en los siguientes tres giros de la rueda. Dado que

$$p = 18/38 \text{ (36 números más el 0 y 00, de los cuales 18 son rojos)}$$

$$\begin{aligned} P(x \le 4) &= 1 - P(x = 1) - P(x = 2) - P(x = 3) \\ &= 1 - (18/38) - (18/38)(20/38) - (18/38)(20/38)(20/38) \\ &= .1458 \end{aligned}$$

Esto también se puede determinar mediante la distribución binomial donde $p = 18/38$ y la probabilidad de fracasos se calcula a partir de

$$P(x = 0) = \binom{3}{0}\left(\frac{18}{38}\right)^0\left(\frac{20}{38}\right)^3 = .1458$$

Distribución de probabilidad de Poisson

Naturaleza Al observar una hiladora en movimiento, un criterio de calidad podría ser la frecuencia de filamentos rotos. Éstos se pueden identificar, a medida que ocurren, a través de la máquina, por medio de un detector de hilos rotos, montado junto a la hiladora. En este contexto, las ocurrencias al azar de hilos rotos se pueden modelar mediante la distribución de Poisson. Esto se conoce como un proceso de Poisson y corresponde a una descripción probabilística de defectos o, en general, lo que se conoce como llegadas en puntos sobre una línea continua o en el tiempo. Otros ejemplos incluyen:

1. Número de automóviles (llegadas), que pasan por un punto en una carretera de alta velocidad, los miércoles entre 10:00 y 11:00 A.M.
2. Número de clientes que llegan a un banco entre 10:00 y 10:10 A.M.
3. Número de llamadas telefónicas recibidas en un conmutador entre 9:00 y 10:00 A.M.
4. Número de reclamaciones de seguros que se archivan cada semana.
5. Número de máquinas de hilar que se descomponen durante un día en una planta grande.

Nomenclatura

x = número total de llegadas en una longitud total L o un periodo total T
a = proporción promedio de llegadas por unidad de longitud o de tiempo
$\lambda = aL$ = número esperado o promedio de llegadas para la longitud total L
$\lambda = aT$ = número esperado o promedio de llegadas para el tiempo total T

Ley de probabilidad Dado que a es constante para la longitud total L o el periodo T, la probabilidad de observar x llegadas en un periodo L o T está dada por

$$P(x) = \frac{\lambda^x}{x!}e^{-\lambda} \qquad x = 0, 1, 2, \ldots$$

Propiedades

$$E(x) = \lambda \qquad \text{Var}(x) = \lambda$$

Ejemplo El número de filamentos rotos en una hiladora promedia .015 por yarda. Determínese la probabilidad de observar exactamente dos hilos rotos en las próximas 100 yardas. En este ejemplo, $a = .015$/yd y $L = 100$ yd. Por consiguiente, $\lambda = (.015)(100) = 1.5$:

$$P(x = 2) = \frac{(1.5)^2}{2!}e^{-1.5} = .2510$$

Ejemplo Un artículo comercial se vende al menudeo como un producto unitario. Anteriormente las ventas promediaron 10 unidades por mes sin cambio durante las estaciones. En la venta al menudeo, se debe ordenar el reabasto de los artículos con 2 meses de anticipación. Si la venta comienza con 25 artículos en existencia en el siguiente periodo de dos meses, determínese la probabilidad de que las existencias se agoten antes de terminar el segundo mes.

Como $a = 10$/mes, entonces, $\lambda = 10 \times 2 = 20$, para el periodo total de 2 meses:

$$P(x \ge 26) = \sum_{26}^{\infty} P(x) = 1 - \sum_{0}^{25} P(x)$$

$$\sum_{0}^{25} \frac{20^x}{x!}e^{-20} = e^{-20}\left[1 + \frac{20}{1} + \frac{20^2}{2!} + \cdots + \frac{20^{25}}{25!}\right]$$

$$= .887815$$

Por lo tanto, $P(x \ge 26) = .112185$, es decir, aproximadamente 11% de probabilidad de que se agoten las existencias.

Ejemplo Para un proceso de Bernoulli, se puede demostrar que conforme n se incrementa y p disminuye de tal modo que $\lambda = np$ permanece constante, la distribución binomial converge a la distribución de Poisson. En otras palabras, la distribución de Poisson se puede aproximar en forma conveniente, desde el punto de vista del cálculo, a la distribución binomial para valores grandes de n (≥ 100) y pequeños de p ($\le .10$). Por ejemplo, si $\lambda = 1.28$,

	Binomio				
x	$n = 10$ $p = .128$	40 .032	160 .008	640 .002	Poisson $\lambda = 1.28$
0	.2542	.2723	.2766	.2777	.2780
1	.3731	.3600	.3569	.3561	.3559
2	.2465	.2321	.2288	.2280	.2278
3	.0965	.0972	.0972	.0972	.0972
4	.0248	.0297	.0308	.0310	.0311
5	.0044	.0071	.0077	.0079	.0080
6	.0005	.0014	.0016	.0017	.0017
7	0	.0002	.0003	.0003	.0003

Distribución de probabilidad hipergeométrica

Naturaleza En un experimento en el que se toman muestras de un conjunto relativamente pequeño de artículos, cada uno de los cuales se clasifican en una de dos categorías, A o B, se puede definir la distribución hipergeométrica. Un ejemplo, es la probabilidad de sacar dos cartas rojas y dos negras de una baraja. La distribución hipergeométrica es análoga a la distribución binomial, cuando las pruebas sucesivas no son independientes, es decir, cuando el conjunto total de artículos no es infinito.

Nomenclatura

N = tamaño total del conjunto
n = tamaño de la muestra del conjunto
X = número de artículos en el conjunto total, con un atributo especificado A
$N - X$ = número de artículos en el conjunto total, con el otro atributo especificado B
x = número de artículos en la muestra, con un atributo especificado A
$n - x$ = número de artículos en la muestra con el otro atributo B

	Población	Muestra
Categoría A	X	x
Categoría B	$N - X$	$n - x$
Total	N	n

Ley de probabilidad

$$P(x) = \binom{N - X}{n - x}\binom{X}{x} \Big/ \binom{N}{n}$$

Ejemplo Determínese la probabilidad de que en una comisión de 4 miembros designada especialmente no exista una mujer, cuando los miembros se seleccionan al azar, entre un conjunto de 10 hombres y 7 mujeres de candidatos.

$$P(x = 0) = \frac{\binom{10}{4}\binom{7}{0}}{\binom{17}{4}} = .0882$$

Ejemplo En un cajón hay 300 artículos, de los cuales 240 son satisfactorios y 60 defectuosos. Para una muestra de 6, determínese la probabilidad de seleccionar 4 artículos satisfactorios y dos defectuosos en cada oportunidad.

ite 11% de probabili-

strar que conforme n
manece constante, la
n. En otras palabras,
onveniente, desde el
ılores grandes de n (≥

	Poisson $\lambda = 1.28$
7	.2780
1	.3559
0	.2278
2	.0972
0	.0311
9	.0080
7	.0017
3	.0003

ıan muestras de un
mo de los cuales se
definir la distribu-
ıd de sacar dos car-
n hipergeométrica
ıebas sucesivas no
ıtal de artículos no

on un atributo espe-

con el otro atributo

tributo especificado

tro atributo B

Muestra
x
$n - x$
n

nisión de 4 miembros
iembros se seleccio-
e candidatos.

)0 son satisfactorios y
abilidad de seleccio-
ortunidad.

$$P(x) = \frac{\binom{240}{4}\binom{60}{2}}{\binom{300}{6}} = .2478$$

Distribución multinomial

Naturaleza Para un experimento en el que los resultados sucesivos se pueden clasificar en dos o más categorías, y las probabilidades relacionadas con ellos permanecen constantes, el experimento se puede caracterizar por medio de la distribución multinomial.

Nomenclatura

n = número total de pruebas
k = número total de categorías distintas
p_j = probabilidad de observar la categoría j en cualquiera de las pruebas, $j = 1, 2, \ldots, k$
x_j = número total de ocurrencias en la categoría j, en n pruebas

Ley de probabilidad

$$P(x_1, x_2, \ldots, x_k) = \frac{n!}{x_1!x_2!\ldots x_k!} p_1^{x_1} p_2^{x_2} \ldots p_k^{x_k}$$

Ejemplo Al arrojar 12 veces un dado, determínese la probabilidad de que el valor de cada cara ocurra exactamente dos veces.

$$p(2, 2, 2, 2, 2, 2) = \frac{12!}{2!2!2!2!2!2!}\left(\frac{1}{6}\right)^2\left(\frac{1}{6}\right)^2\left(\frac{1}{6}\right)^2\left(\frac{1}{6}\right)^2\left(\frac{1}{6}\right)^2\left(\frac{1}{6}\right)^2 = .003438$$

DATOS DE MEDICIÓN Y DENSIDADES DE MUESTREO

Introducción En toda esta subsección se utilizan los siguientes datos, para ejemplificar los conceptos. Considérese, para los fines de ilustración, que se seleccionan al azar cinco muestras de hilo sintético de la línea de producción y se prueban cada 20 días de producción para determinar su resistencia a la tensión. Para ello, supóngase que cada conjunto de cinco corresponde a un día, de lunes a viernes, durante un periodo de 4 semanas:

Lunes 1	Martes 2	Miércoles 3	Jueves 4	Viernes 5	Grupos de 25 agrupados
36.48	38.06	35.28	36.34	36.73	
35.33	31.86	36.58	36.25	37.17	
35.92	33.81	38.81	30.46	33.07	
32.28	30.30	33.31	37.37	34.27	
31.61	35.27	33.88	37.52	36.94	
$\bar{x}$ = 34.32	33.86	35.57	35.59	35.64	35.00
s = 2.22	3.01	2.22	2.92	1.85	2.40

6	7	8	9	10	
38.67	36.62	35.03	35.80	36.82	
32.08	33.05	36.22	33.16	36.49	
33.79	35.43	32.71	35.19	32.83	
32.85	36.63	32.52	32.91	32.43	
35.22	31.46	27.23	35.44	34.16	
$\bar{x}$ = 34.52	34.64	32.74	34.50	34.54	34.19
s = 2.60	2.30	3.46	1.36	2.03	2.35

Lunes 11	Martes 12	Miércoles 13	Jueves 14	Viernes 15	Grupos de 25 agrupados
39.63	34.52	36.05	36.64	31.57	
34.38	37.39	35.36	31.18	36.21	
36.51	34.16	35.00	36.13	33.84	
30.00	35.76	33.61	37.51	35.01	
39.64	37.63	36.98	39.05	34.95	
$\bar{x}$ = 36.03	35.89	35.40	36.10	34.32	35.55
s = 4.04	1.59	1.25	2.96	1.75	2.42

16	17	18	19	20	
37.68	35.97	33.71	35.61	36.65	
36.38	35.92	32.34	37.13	37.91	
38.43	36.51	33.29	31.37	42.18	
39.07	33.89	32.81	35.89	39.25	
33.06	36.01	37.13	36.38	33.32	
$\bar{x}$ = 36.92	35.66	33.86	35.27	37.86	35.91
s = 2.38	1.02	1.90	2.25	3.27	2.52

Muestra agrupada con 100: $\bar{x} = 35.16$ $s = 2.47$

Incluso si el proceso fuera a régimen permanente, la resistencia a la tensión, una propiedad clave, refleja variaciones. El régimen permanente u operación estable de un proceso, está asociado con una variación característica. Además, el método de prueba, que es un proceso en sí, también tiene su propia variación característica. La variación observada es una combinación de estas dos variaciones.

Supóngase que la tabla representa el funcionamiento "característico" de la línea de producción. Los números se generaron en una computadora y representan observaciones al azar de una población con $\mu = 35$ y una desviación estándar de la población $\sigma = 2.45$. Los valores de las muestras reflejan el modo en que la resistencia a la tensión puede variar sólo por el azar. En la práctica, un supervisor de producción, no versado en estadística, pero interesado en un elevado comportamiento a la tensión, estaría abatido en el octavo día y satisfecho en el vigésimo día. Si el supervisor estuviera más interesado en la uniformidad, los puntos más bajo y más alto los hubiera detectado el decimoprimero y decimoséptimo días.

Un objetivo del análisis estadístico es servir como guía en la toma de decisiones, dentro del contexto de la variación normal. En el caso del supervisor de producción, el objetivo es tomar una decisión, con una alta probabilidad de que esté correcta, en el sentido de que algo ha cambiado en la operación.

Supóngase que el proceso ha sufrido un cambio técnico y se probaron cinco muestras nuevas, con los siguientes resultados:

36.81
38.34 $\quad \bar{x} = 37.14$
34.87 $\quad s = 1.85$
39.58
36.12

En este caso, la gerencia preguntaría si el producto mejoró, al incrementarse la resistencia a la tensión. Para contestar la pregunta, además de una variedad de preguntas análogas, es necesario tener una base científica sobre la cual se pueda sacar una conclusión.

Una base científica para la evaluación e interpretación de los datos está contenida en las descripciones que acompañan a la tabla. Estas tablas caracterizan el modo en que los valores de las muestras varían sólo por el azar, dentro del contexto de las observaciones, promedios y variancias individuales.

Número de tabla, Secc. 1	Símbolo designado	Variables	Distribución de la muestra de
1-15	z	$\frac{x - \mu}{\sigma}$	Observaciones*
1-15	z	$\frac{\bar{x} - \mu}{\sigma/\sqrt{n}}$	Promedios
1-16	t	$\frac{\bar{x} - \mu}{s/\sqrt{n}}$	Promedios cuando se desconocen σ *
1-17	χ^2	$(s^2/\sigma^2)(df)$	Variancias*
1-18	F	s_1^2/s_2^2	Razón de dos variancias independientes de la muestra*

*Cuando se hace la muestra a partir de una distribución de Gauss.

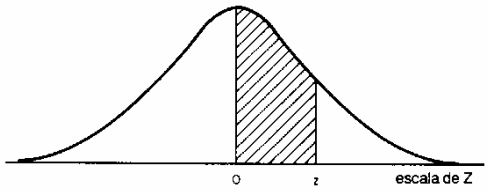


FIG. 2-62 Distribución normal.

Distribución normal de las observaciones Muchos tipos de datos siguen lo que se conoce como la curva de Gauss (en forma de campana) (y esto es especialmente verdadero para los promedios). Básicamente, la curva de Gauss es una función matemática pura, con propiedades muy especiales. Sin embargo y debido a algunos aspectos no tratables, desde el punto de vista matemático, el uso principal de la función está restringido a los valores tabulados.

En lo fundamental, los valores tabulados representan un área (proporciones o probabilidad) relacionada con una variable escalar designada por Z en la figura 2-62. La curva normal está centrada en 0 y para los valores particulares de Z, designados por z, los números tabulados representan el área correspondiente bajo la curva, entre 0 y z. Por ejemplo, entre 0 y 1 el área es .3413. El área entre 0 y 2 es .4772; por consiguiente, el área entre 1 y 2 es .4772 − .3413 = .1359.

Además, dado que la curva normal es simétrica, las áreas a la izquierda se pueden determinar exactamente en la misma forma. Por ejemplo, el área entre −2 y +1, incluye el área entre −2 y 0, .4772 (la misma que entre 0 y 2) más el área entre 0 y 1, .3413, o sea, un área total de .8185.

Todos los tipos de observaciones, que se aplican a la curva normal pueden transformarse en valores de Z, mediante la relación $z = (x - \mu)/\sigma$ y, a la inversa, los valores de Z a valores de x, por medio de $x = \mu + \sigma z$, como se aprecia en la figura 2-63. Por ejemplo, para la resistencia a la tensión, con $\mu = 35$ y $\sigma = 2.45$, esto daría por resultado $z = (x - 35)/2.45$ y $x = 35 + 2.45z$.

Ejemplo Determínese la proporción de valores de resistencia a la tensión, que caen entre 34 y 36.

$$z_1 = (34 - 35)/2.45 = -.41 \qquad z_2 = (36 - 35)/2.45 = .41$$

$$P[-.41 \le z \le .41] = .3182, \text{ o aproximadamente, } 32\%$$

Ejemplo Determínese el intervalo medio de los valores de resistencia a la tensión que incluyen el 95% de los valores de la muestra. Dado que $P[-1.96 \le z \le 1.96] = .95$, los valores correspondientes de x son

$$x_1 = 35 - 1.96(2.45) = 30.2$$

$$x_2 = 35 + 1.96(2.45) = 39.8$$

o bien

$$P[30.2 \le x \le 39.8] = .95$$

Distribución normal de promedios Un análisis de los datos de resistencia a la tensión anteriormente tabulados, muestra que el intervalo (el más grande menos el más pequeño) de la resistencia a la tensión respecto a los días promedia 5.72. El intervalo promedio en los valores de $\bar{x}$ respecto a cada semana es 2.37, en tanto que el intervalo en los cuatro promedios semanales es 1.72. Esto indica que los promedios tienden a ser menos variables, desde el punto de vista de la predicción. Dado que la variancia de x es $\text{var}(x) = \sigma^2$, la variancia de $\bar{x}$, basada en n observaciones será $(\bar{x}) = \sigma^2/n$.

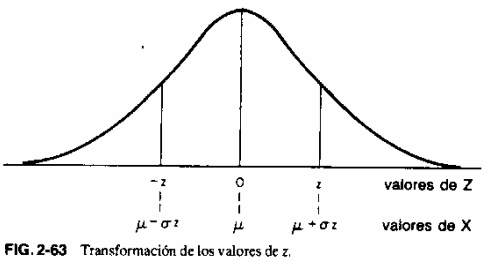


FIG. 2-63 Transformación de los valores de z.

Para los promedios de n observaciones, la relación correspondiente para la relación de la escala Z es

$$z = (\bar{x} - \mu/\sigma/\sqrt{n}) \quad \text{o bien} \quad \bar{x} = \mu + \frac{\sigma}{\sqrt{n}} z$$

Ejemplo Determínese la proporción de promedios diarios de resistencia a la tensión que caen entre 34 y 36.

$$z_1 = (34 - 35)/(2.45/\sqrt{5}) = -.91 \qquad z_2 = (36 - 35)/(2.45/\sqrt{5}) = .91$$

$$P[-.91 \le z \le .91] = .6372, \text{ o aproximadamente } 64\%$$

Ejemplo Determínese el intervalo medio de los promedios diarios de resistencia a la tensión, que incluyen el 95% de los valores de la muestra.

$$x_1 = 35 - 1.96(2.45/\sqrt{5}) = 32.85$$

$$x_2 = 35 + 1.96(2.45/\sqrt{5}) = 37.15$$

o bien

$$P[32.85 \le \bar{x} \le 37.15] = .95$$

Ejemplo Determínese la proporción de los promedios semanales de resistencia a la tensión, que caen entre 34 y 36.

$$z_1 = (34 - 35)/(2.45/\sqrt{25}) = -2.04$$

$$z_2 = (36 - 35)/(2.45/\sqrt{25}) = 2.04$$

$$P[-2.04 \le z \le 2.04] = .9586, \text{ o aproximadamente el } 96\%$$

Distribución de los promedios La curva normal se basa en un valor conocido de σ, o en casos especiales, si no se conoce puede utilizarse s junto con la curva normal, como una aproximación cuando $n > 30$. Por ejemplo, con $n > 30$, los intervalos $\bar{x} \pm s$ y $\bar{x} \pm 2s$, incluirán aproximadamente el 68 y 95% de los valores de la muestra, respectivamente, cuando la distribución es normal.

En las aplicaciones, los tamaños de las muestras por lo general son pequeños y se desconoce σ. En estos casos, se puede utilizar la distribución t, donde

$$t = (\bar{x} - \mu)/(s/\sqrt{n}) \quad \text{o bien} \quad \bar{x} = \mu + ts/\sqrt{n}$$

La distribución t también es simétrica y se encuentra centrada en cero. Se dice que es contundente en el sentido de que incluso cuando las observaciones individuales x no se encuentren normalmente distribuidas, los promedios de las muestras de x tendrán distribuciones que tienden a la normalidad, a medida que n se incrementa. Aun para valores pequeños de n (de 5 a 10), la aproximación por lo general, es bastante precisa.

Por lo que respecta a la tabla de resistencia a la tensión, considérese la estadística resumen de $\bar{x}$ y s, por días. Para cada día, se puede calcular la estadística t. Si esto se repite en una simulación extensa y las cantidades t resultantes se grafican en una distribución de frecuencia, serán iguales a la distribución correspondiente de los valores de t, resumida en la tabla 1-16 de la sección 1.

Dado que la distribución de t se basa en la desviación estándar de la muestra s, la distribución resultante diferirá de acuerdo con el tamaño de la muestra n. Para considerar esta diferencia, las distribuciones respectivas se clasifican de acuerdo con lo que se conoce como grados de libertad, que se abrevian como gl. En problemas simples, los gl son iguales al tamaño de la muestra menos 1. En aplicaciones más complicadas, los gl pueden ser diferentes. En general, los grados de libertad son el número de las cantidades o parámetros menos el de restricciones. Por ejemplo, cuatro números en un cuadrado, que debe tener sumas en renglón y en columnas iguales a cero, sólo tiene un gl, es decir, cuatro números menos tres restricciones (la cuarta es redundante). Por ejemplo, selecciónese a, en este caso,

$$\begin{array}{rr} a & -a = 0 \\ \underline{-a} & \underline{a} = 0 \\ 0 & 0 \end{array}$$

Ejemplo Para un tamaño de la muestra $n = 5$, determínese los valores de t que definen un área media de 90%. Para 4 gl, el valor tabulado de t, que corresponde a un área media de 90% es 2.132, es decir, $P[-2.132 \le t \le 2.132] = 90$.

Ejemplo Para un tamaño de muestra $n = 25$, determínese los valores de t que definen un área media de 95%. Para 24 gl, el valor tabulado de t que corresponde a un área media de 95% es 2.064; es decir, $P[-2.064 \le t \le 2.064] = .95$

Ejemplo Determínese el valor de t de la muestra, para el primer día de datos de resistencia a la tensión.

$$t \text{ de la muestra} = (34.32 - 35)/(2.22/\sqrt{5}) = -.68$$

Obsérvese que en el promedio, se espera que el 90% de todos los valores de dicha muestra caigan dentro del intervalo ± 2.132.

Distribución t para la diferencia en dos medias muestrales

Las variancias de la población son iguales La distribución t se puede ampliar fácilmente a la diferencia en dos medias de muestra, cuando las poblaciones respectivas tienen la misma variancia σ^2.

$$t = \frac{(\bar{x}_1 - \bar{x}_2) - (\mu_1 - \mu_2)}{s_p\sqrt{1/n_1 + 1/n_2}}$$

donde s_p^2 representa la variancia combinada, que se define por medio de

$$s_p^2 = \frac{(n_1 - 1)s_1^2 + (n_2 - 1)s_2^2}{(n_1 - 1) + (n_2 - 1)}$$

En esta aplicación, la distribución t tiene $(n_1 + n_2 - 2)$ gl.

Las variancias de la población no son iguales Cuando las variancias de la población no son iguales, una cantidad aproximada de t puede ser utilizada:

$$t = \frac{(\bar{x}_1 - \bar{x}_2) - (\mu_1 - \mu_2)}{\sqrt{a + b}}$$

con $\quad a = s_1^2/n_1 \qquad b = s_2^2/n_2$

y $$\text{gl} = \frac{(a + b)^2}{a^2/(n_1 - 1) + b^2/(n_2 - 1)}$$

Distribución Ji cuadrada Para algunas aplicaciones industriales, la uniformidad del producto es de gran importancia. A menudo, se utiliza la desviación estándar de la muestra s, para caracterizar la uniformidad. Al tratar con este problema, puede usarse la distribución Ji cuadrada, donde $\chi^2 = (s^2/\sigma^2)\,(\text{gl})$. Esta distribución es una familia de distribuciones que se definen por medio de los grados de libertad asociados con la variancia de la muestra. Para la mayor parte de las aplicaciones el gl es igual al tamaño de la muestra menos 1.

En relación a la tabla de resistencia a la tensión, antes presentada, cabe calcular los valores respectivos de Ji cuadrada de la muestra, para las cifras diarias, semanales y mensuales. Los gl correspondientes serían 4, 24 y 99, respectivamente. Estos números representan los valores de la muestra de las distribuciones respectivas, que se resumen en la tabla 1-17 de la sección 1.

En forma similar al uso de la distribución t, Ji cuadrada puede interpretarse, en un sentido probabilístico directo, como correspondiente a un área media de $(1 - \alpha)$.

$$P[\chi_1^2 \le (s^2/\sigma^2)(\text{df}) \le \chi_2^2] = 1 - \alpha$$

donde χ_1^2 corresponde al área de la cola superior de $\alpha/2$ y χ_2^2 al área de la cola superior de $\alpha/2$.

La suposición básica para la derivación matemática de Ji cuadrada es que se selecciona una muestra al azar a partir de una distribución normal con variancia σ^2. Cuando la población no es normal, sino sesgada, las probabilidades cuadradas pueden dar por resultado errores considerables.

Ejemplo Con base en un tamaño de muestra $n = 5$, determínese el intervalo medio de los valores que incluyen la razón de muestra s/σ, con una probabilidad de 90%.

$$P[.484 \le (s^2/\sigma^2)(4) \le 11.1] = .90$$

o bien

$$P[.35 \le s/\sigma \le 6.66] = .90$$

Ejemplo Con base en un tamaño de muestra $n = 25$, determínese el intervalo medio de valores que incluyen la razón de muestra s/σ con una probabilidad de 90%.

$$P[12.4 \le (s^2/\sigma^2)(24) \le 39.4] = .90$$

o bien

$$P[.72 \le s/\sigma \le 1.28] = .90$$

Esto quiere decir que la desviación estándar de la muestra será, al menos, de 72% y no mayor de 128% de la variancia de la población, el 90% del tiempo. A la inversa, el 10% del tiempo, la desviación estándar estimará en demasía o abajo de su valor, la desviación estándar de la población, en una cantidad correspondiente. Incluso para muestras tan grandes como 25, es deficiente la confiabilidad relativa de la desviación estándar de la muestra.

La distribución Ji cuadrada se puede utilizar para otros tipos de aplicaciones, cuya naturaleza es totalmente diferente. Incluyen aplicaciones que se analizan en "Pruebas de bondad de ajuste" y "Prueba recíproca para la independencia de los datos de conteo". En estas aplicaciones, la formulación matemática y el contexto son completamente diferentes, pero dan por resultado la misma tabla de valores.

Distribución F En relación a la tabla de resistencia a la tensión, los pares sucesivos de las desviaciones estándar diarias se pueden racionalizar y cuadrar. Estas razones de variancia representan una muestra de una distribución conocida como distribución F o razón F. En general, la razón F queda definida por la identidad

$$F(\gamma_1, \gamma_2) = s_1^2/s_2^2$$

donde γ_1 y γ_2 corresponden a los gl respectivos de las variancias de la muestra. En las aplicaciones estadísticas, el área de principal interés se obtiene cuando las razones son mayores que 1. Por este motivo, la mayor parte de los valores tabulados se definen para un área de la cola superior. Sin embargo, al definir F_2 de tal manera que sea el valor correspondiente de un área de la cola superior, de $\alpha/2$, entonces, F_1 para un área de la cola inferior de $\alpha/2$, se puede determinar, mediante la identidad

$$F_1(\gamma_1, \gamma_2) = 1/F_2(\gamma_2, \gamma_1)$$

La distribución F, al igual que la Ji cuadrada, es sensible a la suposición básica en la que se establece que los valores de la muestra se seleccionaron al azar, a partir de una distribución normal.

Ejemplo Para dos variancias de muestra con 4 gl cada una, determínense los límites que encierran su razón con una probabilidad de área media del 90%.

$$P[1/6.39 \le s_1^2/s_2^2 \le 6.39] = .90$$

o bien

$$P[.40 \le s_1/s_2 \le 2.53] = .90$$

Intervalo de confianza para una media Para los datos diarios de resistencia a la tensión de la muestra, con 4 gl, se sabe que $P[-2.132 \le t \le 2.132] = .90$. Esto significa que el 90% de todas las muestras tendrán valores t de muestra que caen dentro de los límites especificados. De hecho, para las 20 muestras diarias, exactamente 16 caen dentro de los límites especificados (obsérvese que la distribución binomial con $n = 20$ y $p = .90$ describe la probabilidad relativa de que ninguna de las 20, caiga dentro de los límites prescritos —la muestra de 20 es sólo una muestra).

Considérese la nueva muestra del día (con $n = 5$, $\bar{x} = 37.14$ y $s = 1.85$), que se observó después de un cambio en el proceso. En este caso, se mantiene la misma probabilidad. Sin embargo, para este ejemplo, el valor de t de la muestra no se puede calcular, dado que no se conoce la

nueva μ, producto del cambio en el proceso. Por lo tanto, $P[-2.132 \leq (37.14 - \mu)/(1.85/\sqrt{5}) \leq 2.132] = .90$. En efecto, esta identidad limita la magnitud de los valores posibles de μ. Esta magnitud sólo puede ser lo suficientemente grande para retener la cantidad t arriba de -2.132 y lo suficientemente pequeña para retenerla abajo de $+2.132$. Esto se puede determinar, al reacomodar las cantidades dentro del paréntesis; es decir, $P[35.78 \leq \mu \leq 38.90] = .90$. Esto significa que se tiene una seguridad del 90% en el sentido de que el intervalo de 35.78 a 38.90 incluye el parámetro desconocido μ.

En general,

$$P\left[\bar{x} - t\frac{s}{\sqrt{n}} \leq \mu \leq \bar{x} + t\frac{s}{\sqrt{n}}\right] = 1 - \alpha$$

donde t queda definida por un área de la cola superior de $\alpha/2$, con $(n-1)$ gl. En esta aplicación, los límites del intervalo $(\bar{x} + t\,s/\sqrt{n})$ son variables aleatorias que cubren el parámetro desconocido μ, con una probabilidad $(1-\alpha)$. A la inversa, la seguridad con un porcentaje igual a $100(1-\alpha)$ de que el valor del parámetro se encuentre dentro del intervalo, no es correcta. Esta afirmación define una probabilidad para el parámetro en lugar de la probabilidad para el intervalo.

Ejemplo Determínense los valores de t que definen el área media del 95%, para las muestras semanales de tamaño 25 y el valor de t de la muestra t para la segunda semana.

$$P[-2.064 \leq t \leq 2.064] = .95$$

y

$$(34.19 - 35)/(2.35/\sqrt{25}) = 1.72.$$

Ejemplo Para la muestra compuesta de 100 resistencias a la tensión, determínese el intervalo de confianza, del 90% para μ.

$$P\left[35.16 - 1.645\frac{2.47}{\sqrt{100}} < \mu < 35.16 + 1.645\frac{2.47}{\sqrt{100}}\right] = .90$$

o bien

$$P[34.75 \leq \mu \leq 35.57] = .90$$

Intervalo de confianza para la diferencia en dos medias de población El intervalo de confianza para una media se puede ampliar de tal manera que incluya la diferencia entre dos medias de población. Este intervalo se basa en la suposición de que las poblaciones respectivas tienen la misma variancia σ^2.

$$(\bar{x}_1 - \bar{x}_2) - ts_p\sqrt{1/n_1 + 1/n_2} \leq \mu_1 - \mu_2 \leq (\bar{x}_1 - \bar{x}_2) + ts_p\sqrt{1/n_1 + 1/n_2}$$

Ejemplo Determínese el intervalo de confianza del 95%, con base en la muestra original de 100 puntos y la muestra subsecuente de 5 puntos.

$$s_p^2 = \frac{99(2.47)^2 + 4(1.85)^2}{103} = 5.997$$

o

$$s_p = 2.45$$

Con 103 gl y $\alpha = .05$, $t = \pm 1.96$. Por consiguiente,

$$(35.16 - 37.14) \pm 1.96(2.45)\sqrt{1/100 + 1/5} = -1.98 \pm 2.20$$

o bien

$$-4.18 \leq (\mu_1 - \mu_2) \leq .22$$

Obsérvese que si las muestras respectivas se hubieran basado en 52 observaciones cada una, en lugar de 100 y 5, el factor de incertidumbre hubiera sido $\pm .94$ en lugar del observado ± 2.20. El ancho del intervalo tiende a un mínimo cuando $n_1 = n_2$.

Intervalo de confianza para una proporción Supóngase que en los datos anteriores de resistencia a la tensión, los paquetes de muestras, cuyos resultados de prueba son inferiores a 32, se consideran inaceptables. Para la muestra total de 100, se clasificaron 10 como inaceptables. Con base en una proporción de muestra $\hat{p}$, se puede obtener un intervalo de confianza con un porcentaje igual a $100(1-\alpha)$ para p, la proporción de población, en muestras grandes, cuando tanto $np > 5$ como $n(1-p) > 5$.

$$\hat{p} \pm t\sqrt{\hat{p}(1-\hat{p})/n}$$

Ejemplo Para los datos de la muestra, calcúlese un intervalo de confianza del 90%.

$$10/100 \pm 1.645\sqrt{(.1)(.9)/100} = .1 \pm .049$$

o bien

$$P[.051 \leq p \leq .149] = .90$$

Intervalo de confianza para una variancia La distribución Ji cuadrada se puede utilizar para obtener un intervalo de confianza, para una variancia de población σ^2, cuando la población original se encuentra normalmente distribuida. Para un intervalo de confianza con un porcentaje de $100(1-\alpha)$

$$\frac{(gl)s^2}{\chi^2_2} \leq \sigma^2 \leq \frac{(gl)s^2}{\chi^2_1}$$

donde χ^2_1 corresponde a un área de la cola inferior de $\alpha/2$ y χ^2_2 a un área de cola superior de $\alpha/2$.

Ejemplo Para la primera semana de las muestras de resistencia a la tensión, calcúlese el intervalo de confianza del 90%, para σ^2 (gl = 24, que corresponde a $n = 25$):

$$\frac{24(2.40)^2}{36.4} \leq \sigma^2 \leq \frac{24(2.40)^2}{13.8}$$

$$3.80 \leq \sigma^2 \leq 10.02$$

o

$$1.95 \leq \sigma \leq 3.17$$

PRUEBA DE HIPÓTESIS

Naturaleza general de la prueba Cabe mostrar la naturaleza general de las pruebas por medio de un ejemplo sencillo. En la corte, cuando al acusado se le imputa un crimen, el juez instruye inicialmente al jurado para que suponga que el acusado es inocente. Luego, se presentan a los miembros del jurado las evidencias y contra argumentos relacionados con la culpa o inocencia del acusado. Si las evidencias sugieren, más allá de una duda razonable, que el acusado, de hecho, cometió el crimen, se ha instruido al jurado para que lo declare culpable, de otro modo, se le declara inocente. La carga de la prueba se encuentra en el procesamiento.

Los juicios con jurado representan una forma de toma de decisiones. Un procedimiento análogo para tomar decisiones cae en el área de la inferencia estadística conocida como **prueba de hipótesis**.

Supóngase que una empresa ha utilizado los servicios de determinado proveedor de materias primas, en uno de sus procesos químicos. Otro proveedor llega a la compañía y afirma que su material, al mismo costo, incrementará el rendimiento del proceso. Si el nuevo proveedor tiene buena reputación, la empresa podría estar dispuesta a realizar una prueba limitada. Con base en los resultados de ésta, tomaría la decisión de cambiar o no de proveedor. Una buena administración dictaminará que la mejora debida al nuevo material se demuestre (más allá de una duda razonable). Es decir, la carga de la prueba está unida al material nuevo. Al establecer una prueba de la hipótesis para esta aplicación, la suposición inicial se define como una hipótesis nula y se representa por H_0. En la hipótesis nula se establece que el rendimiento producido por el nuevo material no es mayor que el producido por el convencional. El símbolo μ_0 se utiliza para designar el nivel actual de conocimiento del rendimiento, para el material estándar y μ designa el rendimiento desconocido de población para el material nuevo. Por consiguiente, la hipótesis nula se puede representar por H_0: $\mu \leq \mu_0$.

La alternativa de H_0 se llama la hipótesis opcional y se representa por H_1: $\mu > \mu_0$.

Después de una serie de pruebas con el nuevo material, el rendimiento promedio $\bar{x}$ se compara con μ_0. Si $\bar{x} < \mu_0$ no se acepta al nuevo proveedor. Si $\bar{x} > \mu_0$, la pregunta sería si el rendimiento es lo suficientemente mayor, a la luz de la confiabilidad que le corresponde, es decir, más allá de una duda razonable. Si el intervalo de confianza para μ incluye μ_0, la respuesta sería negativa; pero si no incluye μ_0, la respuesta sería afirmativa. En esta aplicación sencilla, la prueba formal de la hipótesis da por resultado la misma conclusión, que la obtenida

con base en el in
pruebas de hipó
intervalos de co
ciales.

Prueba de la hi

Nomenclatur

μ = media
σ = desviac
tra
μ_0 = base o
H_0 = hipótes
H_1 = hipótes
α = nivel d
t = valor t
Para un
para la
se utili
t = $(x - \mu_0)$

Suposiciones

1. Las n obser
2. La població
tra normalmente
viación estánda
contundente en
la prueba no es
maño de la mue

Prueba de hi

1. Con base e
de una població
rencia designad

Forma 1

H_0: $\mu = \mu_0$
H_1: $\mu \neq \mu_0$
Prueba de dos cola

2. Si la hipóte
de una prueba d
ción de la estad
cabe predecir c
(el valor medio
tra se desvía de
ciente para refu
secuencia, se re
3. Como se m
especificada po
α se define en la
4. Las reglas
como sigue: Si
se acepta H_0, del
cae en la región
$100\,\alpha$ %.

Rechá

Área = $\alpha/2$

Región crítica
inferior

FIG. 2-64 Regi

con base en el intervalo de confianza. Sin embargo, la utilidad de las pruebas de hipótesis radica en su generalidad, en tanto que, la de los intervalos de confianza está restringida a unos cuantos casos especiales.

Prueba de la hipótesis para una media; procedimiento

Nomenclatura

- μ = media de la población de la que se obtuvo la muestra
- σ = desviación estándar de la población de la que se obtuvo la muestra
- μ_0 = base o nivel de referencia
- H_0 = hipótesis nula
- H_1 = hipótesis opcional
- α = nivel de significancia, por lo general se establece a .10, .05 o .01
- t = valor tabulado de t, correspondiente al nivel de significancia α. Para una prueba con dos colas, cada cola tendrá un área de $\alpha/2$ y para la prueba de una cola, el área será igual a α. Si se conoce σ^2, se utilizará z en lugar de t
- t = $(x - \mu_0)/(s/\sqrt{n})$ = valor de la muestra en la estadística de prueba

Suposiciones

1. Las n observaciones $x_1, x_2, \ldots, x_n$ se seleccionaron al azar.

2. La población de la que se obtuvieron las observaciones se encuentra normalmente distribuida, con una μ media desconocida y una desviación estándar σ. En la práctica esto constituye una prueba contundente en el sentido de que en la mayor parte de los problemas, la prueba no es sensible a la suposición de normalidad, cuando el tamaño de la muestra es 10 o mayor.

Prueba de hipótesis

1. Con base en la hipótesis nula, se supone que la muestra proviene de una población, cuya media μ es equivalente a alguna base o referencia designada por μ_0. Esto puede tomar una de tres formas:

Forma 1	Forma 2	Forma 3
H_0: $\mu = \mu_0$ H_1: $\mu \neq \mu_0$ Prueba de dos colas	H_0: $\mu \leq \mu_0$ H_1: $\mu > \mu_0$ Prueba de la cola superior	H_0: $\mu \geq \mu_0$ H_1: $\mu < \mu_0$ Prueba de la cola inferior

2. Si la hipótesis nula se supone verdadera, por ejemplo, en el caso de una prueba de dos lados, forma 1, entonces se conoce la distribución de la estadística de prueba t. Al considerar una muestra al azar, cabe predecir cuánto puede desviarse de cero su valor t de la muestra (el valor medio de t) en una sola oportunidad. Si el valor t de la muestra se desvía demasiado de cero, esto se define como evidencia suficiente para refutar la suposición de la hipótesis nula que, en consecuencia, se rechaza y se acepta la hipótesis inversa u opcional.

3. Como se muestra en la figura 2-64, la regla para aceptar H_0 queda especificada por la selección del nivel α. Para las formas 2 y 3 el área α se define en la cola superior o inferior, respectivamente.

4. Las reglas de decisión para cada una de las tres formas se definen como sigue: Si la t de la muestra cae dentro de la región de aceptación, se acepta H_0, debido a la falta de evidencia contraria. Si t de la muestra cae en la región crítica, se rechaza H_0, a un nivel de significancia de $100\,\alpha$ %.

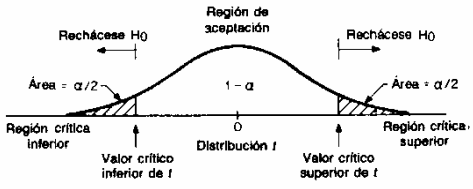


FIG. 2-64 Región de aceptación.

Ejemplo

Aplicación. Con anterioridad, el rendimiento de un proceso químico se estableció en 89.6%, con una desviación estándar de 3.4%. Durante 7 días, se utilizarán los servicios y se pondrá a prueba un nuevo proveedor de materias primas.

Procedimiento

1. El estándar de referencia es $\mu_0 = 89.6$, con una $\sigma = 3.4$ conocida.

2. Lo que interesa es demostrar si con el nuevo material se logra un incremento en el rendimiento; por lo tanto,

$$H_0\text{: } \mu \leq 89.6 \qquad H_1\text{: } \mu > 89.6$$

3. Selecciónese $\alpha = .05$ y como se conoce el valor de σ (el nuevo material no afecta la variabilidad diaria del rendimiento), la estadística de prueba será z, con un valor crítico correspondiente de $cv(z) = 1.645$.

4. La regla de decisión:

Acéptese H_0 si z de la muestra < 1.645
Rechácese H_0 si z de la muestra > 1.645

5. Se realizó la prueba de 7 días y los rendimientos diarios promediaron 91.6%, con una desviación estándar de la muestra $s = 3.6$ (esto no es necesario para la prueba de la hipótesis).

6. Para la muestra de datos $z = (91.6 - 89.6)/(3.4/\sqrt{7}) = 1.56$.

7. Dado que z de la muestra $< cv(z)$, se acepta la hipótesis nula, por falta de evidencia contraria, es decir, no se demostró una mejora, más allá de una duda razonable (véase "Potencia").

Ejemplo

Aplicación. La resistencia a la ruptura de una fibra sintética promedió 34.6 lb. Se incrementó la razón de extracción de la primera etapa de las máquinas de hilar y la gerencia de producción quiere saber si en esta nueva condición hubo un cambio en la resistencia a la ruptura.

Procedimiento

1. El estándar de referencia es $\mu_0 = 34.6$.

2. Lo que interesa es demostrar si ha ocurrido un cambio; por consiguiente,

$$H_0\text{: } \mu = 34.6 \qquad H_1\text{: } \mu \neq 34.6$$

3. Selecciónese $\alpha = .05$ y dado que con el cambio en la razón de extracción pudo cambiar la uniformidad, se utilizará la desviación estándar de la muestra. En consecuencia, t será apropiada para la estadística de prueba.

4. Se seleccionó al azar una muestra de 21 cabos, que se probaron en un Instron y se obtuvieron los siguientes resultados $\bar{x} = 35.55$ y $s = 2.041$.

5. Para 20 gl y un nivel α de dos colas de 5%, los valores críticos de t están dados por ± 2.086, con una regla de decisión:

Acéptese H_0 si $-2.086 < t$ de la muestra < 2.086
Rechácese H_0 si t de la muestra < -2.086 o > 2.086

6. Para la muestra de datos $t = (35.55 - 34.6)/(2.041/\sqrt{21}) = 2.133$.

7. Dado que $2.133 > 2.086$, recháceseo H_0 y acéptese H_1. Se demostró que se logró una mejora en la resistencia a la ruptura.

Potencia Al probar una hipótesis nula en una aplicación determinada, dicha hipótesis es, de hecho, falsa o verdadera. El analista nunca sabe, en un sentido absoluto, si la hipótesis es falsa o verdadera y sólo puede emitir una declaración sensata, al aceptar o rechazar la hipótesis nula, con base en la evidencia contenida en los datos de la muestra. Sin embargo, sea cual fuere la aplicación, la hipótesis nula es falsa o verdadera. Desde un punto de vista probabilístico, el analista nunca estará totalmente seguro de una decisión basada en forma exclusiva en la evidencia. Sin embargo, es posible realizar declaraciones probabilísticas (teóricas sobre el análisis, si se consideran ciertas suposiciones.

En una aplicación determinada, el analista llegará a la conclusión de aceptar o rechazar H_0, con base en la evidencia. Esta acción potencial se puede comparar con la naturaleza absoluta de H_0 como sigue:

Conclusión basada en una muestra	Naturaleza absoluta	
	H_0 es verdadera	H_0 es falsa
Acéptese H_0	$1 - \alpha$	β = error tipo II
Recháceseo H_0	α = error tipo I	Potencia = $1 - \beta$

Según se muestra en la tabla, el analista puede cometer uno de dos errores, al basarse en la evidencia de la muestra. El analista puede rechazar H_0, cuando en realidad es verdadera, error tipo I, o a la inversa, puede aceptar H_0 cuando de hecho es falsa, error tipo II. Desde el punto de vista simbólico,

$$\alpha = P(\text{al rechazar } H_0 | H_0 \text{ es verdadera})$$

$$\beta = P(\text{al aceptar } H_0 | H_0 \text{ es falsa})$$

Al lanzar una moneda común, existe una oportunidad remota de observar 10 caras. Si al lanzador lo observa otra persona, ésta puede concluir, falsamente, que la moneda tiene dos caras. Esto corresponde a un error tipo I, es decir, se rechaza la noción de que se utilizó una moneda común, cuando de hecho, sí se usó. Por el contrario, en un experimento en una clase, en el que se lanzan 10 veces y en forma simultánea 9 monedas comunes y 2 con dos caras ($\mu = 6.5$) existe una oportunidad bastante elevada de que el intervalo de confianza resultante, basado en los resultados experimentales incluya el valor supuesto y falso de 5.5. Si esto ocurre (y ocurrirá en ocasiones), los estudiantes aceptarán la evidencia experimental sin sospechar nada. Esto lleva a una conclusión falsa, ya que el valor verdadero de $\mu = 6.5$.

Y, ¿qué pasaría si las monedas se lanzan 20 veces en lugar de 10? En este caso, existe un 91% de oportunidad de que el intervalo de confianza resultante no incluya 5.5, en tanto que para los 10 lanzamientos, esta probabilidad es solamente un 68% de oportunidad. Este tipo de probabilidad se conoce como **potencia**. Para este ejemplo controvertido, sólo el experimentador sabe que $\mu_0 = 5.5$ es falsa y que la μ real = 6.5. Por lo tanto, la oportunidad de rechazar $\mu_0 = 5.5$, la potencia se puede calcular como

$$\text{Potencia} = P(\text{al rechazar } H_0 : \mu = 5.5 \mid \mu = 6.5)$$

En este ejemplo, la potencia se puede calcular, porque se conoce la μ verdadera. Para una aplicación industrial, la potencia sólo es posible calcularla para valores opcionales sugeridos. En otras palabras, el experimentador establece el valor umbral por detectar. De este modo, cabe determinar cuántas muestras se requerirán para llegar a una potencia especificada.

Ejemplo Considerese la siguiente aplicación real. Una empresa papelera recibe 200 000 cajas de cartón, surtidas por un proveedor. Se acordó originalmente, que el embarque de cajas no debería tener más de 10% de piezas defectuosas, en relación a cierto tipo de defecto. En la práctica, el personal de control de calidad podría muestrear n cajas, seleccionadas al azar y rechazar o aceptar el embarque, de acuerdo con el número de piezas defectuosas encontradas en la muestra. La hipótesis correspondiente sería

$$H_0: p \leq .10 \qquad H_1: p > .10$$

Supóngase que los miembros de grupo examinan una caja. Una regla podría ser que si la caja de muestra está defectuosa, el embarque se regresa, o de otra manera, se acepta. La probabilidad de aceptar o rechazar las cajas dependerá de la proporción verdadera de piezas defectuosas en el embarque (se supone que dichas piezas se encuentran distribuidas al azar en el embarque). Por ejemplo,

	Probabilidad de una muestra	
Proporción verdadera de defectos	Defectos de aceptación = 0	Defectos de rechazo = 1
.01	.99	.01
.05	.95	.05
.10	.90	.10
.20	.80	.20
.50	.50	.50

Esto sería totalmente insatisfactorio para el consumidor. La regla dictamina que sería forzoso para el consumidor muestrear más de 1 caja. Si el grupo muestrea 10 cajas, bajo una nueva regla en la que se acepta el embarque si descubren, como máximo, 1 caja defectuosa y se rechaza si se encuentran 2 o más, se definirían las siguientes probabilidades:

	Proporción verdadera de defectos	Probabilidad de 10 muestras: Defectos de aceptación ≤ 1	Defectos de rechazo > 1
verdadera H_0	.05	.914	.086
	.10	.736	.264
falsa H_0	.15	.544	.456
	.20	.374	.626
	.25	.244	.756
	.30	.149	.851

Esta tabla puede interpretarse en el sentido de probabilidades tipo I, II y potencia:

H_0 verdadera: Para $p \leq .10$ $\alpha \leq .264$
H_0 falsa: Para $p = .15$ $\beta = .544$ Potencia = .456
Para $p = .20$ $\beta = .374$ Potencia = .626
etc.

Supóngase que el tamaño de la muestra se fija en $n = 100$, con la regla de decisión establecida para 10 defectos:

	Proporción verdadera de defectos	Probabilidad de 100 muestras: Defectos de aceptación ≤ 10	Defectos de rechazo > 10
verdadera H_0	.05	.989	.011
	.10	.583	.417
falsa H_0	.15	.099	.901
	.20	.006	.994

Como es obvio, la regla de aceptación o rechazo de un embarque, basada en un muestra de $n = 100$ es perjudicial para el fabricante. Dado que la proporción verdadera de un lote aceptable es $p = .09999$, la probabilidad de que un embarque sea rechazado es casi de un 42% de oportunidades. En consecuencia, una práctica común consiste en permitir más de 10% de defectos en la muestra. Si el error tipo I se fija en, por ejemplo, α = de .04, el consumidor estará de acuerdo con aceptar el embarque, si en la muestra se descubren 15 o menos piezas defectuosas. El límite de 15 se debe a que la probabilidad de observar 16 o más piezas defectuosas, dada por $n = 100$ y $p = .10$ es .04 — el riesgo del fabricante.

Ahora, al trabajar con reglas convencionales, ¿qué sucede al error tipo II y la potencia correspondiente, cuando la proporción verdadera es mayor que 10%?

	Proporción verdadera de defectos	Probabilidad de 100 muestras: Defectos de aceptación ≤ 15	Defectos de rechazo > 15
verdadera H_0	.05	1.000	.000
	.10	.960	.040
falsa H_0	.15	.568	.432
	.20	.129	.871

Esto, en apariencia, es una situación intolerable para el consumidor. El riesgo es de 56.8% de oportunidades de que acepte un embarque con 15% de piezas defectuosas. La solución, en este caso, es sencilla y consiste en aumentar el tamaño de la muestra. Si se supone que $n = 1000$ y la regla de decisión se establece en 115 piezas defectuosas:

	Proporción verdadera de defectos	Probabilidad de 1000 muestras: Defectos de aceptación ≤ 115	Defectos de rechazo > 115
verdadera H_0	.05	1.000	.000
	.10	.950	.050
falsa H_0	.11	.712	.288
	.12	.330	.670
	.13	.087	.913
	.14	.013	.987
	.15	.001	.999

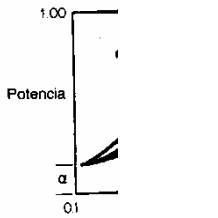


FIG. 2-65 Potencia

Incluso con $n = 10$
tunidades de que el c
tuosas. Aun cuando l

$\beta = P$(al ac
= .242
o Potencia = .758

La decisión corres
ficar dos de tres canti
cantidad queda defin
1. La potencia
2. El nivel máxim
3. El tamaño de la
Si la gerencia fija u
requerida será gigan
y la potencia es, por
n será realista.

Este mismo pri
perimental. ¿Qué
con qué potencia
experimentos a re

Prueba de la hip

Naturaleza S
tes lugares, de ur
sores. El espesor
cercanos, pero ig
Se desea compar
para determinar s
Es decir, ¿existe
muestras?

Desde el punt
definen este prol
blaciones. Las l
poblaciones, y e
Para formaliz
sus muestras res
ración. Esta bas
t. En efecto, dic
dias de las dos
das, tienden a
medias y varian
siguiente:

	Poblaci
Normal	
μ_1	
σ_1^2	

d de 10 muestras

Defectos de rechazo > 1
.086
.264
.456
.626
.756
.851

idades tipo I, II y po-

tencia = .456
tencia = .626

n la regla de decisión

de 100 muestras

Defectos de rechazo > 10
.011
.417
.901
.994

mbarque, basada en
lo que la proporción
de que un embarque
cuencia, una práctica
uestra. Si el error tipo
acuerdo con aceptar
ezas defectuosas. El
más piezas defectuo-
nte.
le al error tipo II y la
es mayor que 10%?

de 100 muestras

Defectos de rechazo > 15
.000
.040
.432
.871

nsumidor. El riesgo
con 15% de piezas
e en aumentar el ta-
lecisión se establece

e 1000 muestras

Defectos de rechazo > 115
.000
.050
.288
.670
.913
.987
.999

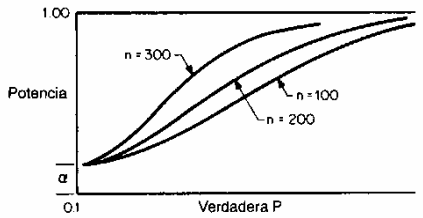


FIG. 2-65 Potencia contra potencia verdadera.

Incluso con $n = 1000$, la probabilidad dictamina que existen 71.2% de oportunidades de que el consumidor acepte un embarque con 11% de piezas defectuosas. Aun cuando la muestra se incrementa a $n = 5000$,

$$\beta = P(\text{al aceptar el embarque} \mid n = 5000;\ p = .11;\ \alpha = .05)$$
$$= .242$$

o Potencia = .758

La decisión corresponde a la gerencia, que a manera de control puede especificar dos de tres cantidades, para un determinado nivel de α, con lo cual la tercera cantidad queda definida por:

1. La potencia
2. El nivel máximo verdadero de p, que la gerencia está dispuesta a aceptar
3. El tamaño de la muestra n

Si la gerencia fija un valor de p cercano a .10 y la potencia cercana a 1, la n requerida será gigantesca. Si p es relativamente grande en comparación con .10 y la potencia es, por ejemplo, 80%, como se muestra en la figura 2-65, el valor de n será realista.

Este mismo principio se mantiene para cualquier tipo de trabajo experimental. ¿Qué tan grande es la diferencia que se desea detectar y con qué potencia? La respuesta será determinada por el número de experimentos a realizar y costear.

Prueba de la hipótesis para las medias de dos poblaciones

Naturaleza Se seleccionaron dos muestras, tomadas en diferentes lugares, de una hoja de película plástica y se midieron sus espesores. El espesor de las muestras respectivas, se midió en 10 puntos cercanos, pero igualmente espaciados, en cada una de las muestras. Se desea comparar el espesor promedio de las muestras respectivas, para determinar si las muestras son diferentes en forma considerable. Es decir, ¿existe una variación significativa en el espesor de las dos muestras?

Desde el punto de vista del modelado, los expertos en estadística definen este problema como una prueba de la hipótesis de dos poblaciones. Las hojas respectivas de muestra se definen como dos poblaciones, y en cada una se miden 10 determinaciones de espesor.

Para formalizar una comparación entre poblaciones, basada en sus muestras respectivas, es necesario tener alguna base de comparación. Esta base se fundamenta en la distribución de la estadística t. En efecto, dicha estadística caracteriza el modo en que las medias de las dos muestras procedentes de dos poblaciones separadas, tienden a variar exclusivamente por oportunidad, cuando las medias y variancias de las poblaciones son iguales. Considérese lo siguiente:

Población 1		Población 2	
Normal	Muestra 1	Normal	Muestra 2
μ_1	n_1	μ_2	n_2
	$\bar{x}_1$		$\bar{x}_2$
σ_1^2	s_1^2	σ_2^2	s_2^2

Considérese la hipótesis $\mu_1 = \mu_2$. Si la hipótesis es correcta, es decir si $\mu_1 = \mu_2$ (bajo la condición $\sigma_1^2 = \sigma_2^2$), entonces, la distribución de muestreo de $(\bar{x}_1 - \bar{x}_2)$ se puede predecir por medio de la distribución t. En este caso, los valores observados de la muestra se comparan con la distribución t correspondiente. Si los valores de la muestra se encuentran razonablemente cercanos (según lo refleja el nivel α), es decir, si con base en la distribución t, $\bar{x}_1$ y $\bar{x}_2$ no son "demasiado diferentes" entre sí, se acepta la hipótesis nula. A la inversa, si la desviación entre dichos valores es "exagerada" y no es imputable a la casualidad, la conjetura se pone en duda y se rechaza la hipótesis nula.

Ejemplo

Aplicación Se seleccionaron dos muestras, tomadas en lugares diferentes, de una hoja de película plástica. El espesor de las muestras respectivas se midió en 10 puntos cercanos, pero igualmente espaciados.

Procedimiento

1. Demuéstrese si los espesores de los lugares respectivos de muestreo son considerablemente diferentes entre sí. En consecuencia,

$$H_0: \mu_1 = \mu_2 \qquad H_1: \mu_1 \neq \mu_2$$

2. Selecciónese $\alpha = .05$.
3. Resúmase la estadística para las muestras respectivas:

Muestra 1		Muestra 2	
1.473	1.367	1.474	1.417
1.484	1.276	1.501	1.448
1.484	1.485	1.485	1.469
1.425	1.462	1.435	1.474
1.448	1.439	1.348	1.452
$\bar{x}_1 = 1.434$	$s_1 = .0664$	$\bar{x}_2 = 1.450$	$s_2 = .0435$

4. Como primer paso, la suposición para la prueba estándar t es decir, $\sigma_1^2 = \sigma_2^2$, se puede probar mediante la distribución F. Para esta hipótesis, H_0: $\sigma_1^2 = \sigma_2^2$ se prueba contra H_1: $\sigma_1^2 \neq \sigma_2^2$. Dado que se trata de una prueba de dos colas y por convención, para F sólo se publica la cola superior, el procedimiento consiste en utilizar la razón más grande y los grados de libertad ordenados en forma correspondiente. Con esto se logra el mismo resultado final mediante una tabla. Sin embargo, como la razón más grande es arbitraria, el nivel verdadero α debe definirse como el doble del valor respecto al valor tabulado. Por consiguiente, al usar el valor tabulado de $\alpha = .05$, el valor crítico correspondiente para $F(9,9) = 3.18$ sería para una verdadera $\alpha = .10$. Para la muestra,

$$F \text{ de la muestra} = (.0664/.0435)^2 = 2.33$$

En consecuencia, la razón de las variancias de las muestras no es más grande de lo que se esperaba observar, cuando de hecho, $\sigma_1^2 = \sigma_2^2$. No existe evidencia suficiente para rechazar la hipótesis nula, es decir, $\sigma_1^2 = \sigma_2^2$.

5. Para 18 gl y un nivel α de 5%, los valores críticos de t están dados por ± 2.101.
6. La regla de decisión:

Acéptese H_0 si $-2.101 \leq$ muestra $t \leq 2.101$
De otro modo, rechácese H_0

7. Para la muestra, la estimación de la variancia agrupada está dada por

$$s_p^2 = \frac{9(.0664)^2 + 9(.0435)^2}{9 + 9} = \frac{(.0664)^2 + (.0435)^2}{2} = .00315$$

o $$s_p = .056$$

8. El valor estadístico de t de la muestra es

$$t \text{ de la muestra} = \frac{1.434 - 1.450}{.056\sqrt{1/10 + 1/10}} = -.64$$

9. Dado que el valor t de la muestra se encuentra dentro de la zona de aceptación, por falta de evidencia contraria se acepta H_0, es decir, no existe evidencia suficiente para demostrar que el espesor difiere entre los dos lugares seleccionados.

Ejemplo

Aplicación. Un experto en eficiencia realizó una prueba de manejo, para determinar si existía una diferencia significativa de costo entre la gasolina estándar y la extra, al conducir en la ciudad. Para su estudio, el procedimiento más viable hubiera sido manejar de principio a fin un número igual de cargas de gasolina, en una secuencia alternada. Sin embargo, desde el punto de vista práctico, no le era posible manejar toda una carga de gasolina, porque se quedaría parado a media calle. Dado que no podía conducir un tanque lleno, de principio a fin, al volver a llenar el tanque, quedaría un residuo del tipo de gasolina anterior. Por consiguiente, el experto optó por la siguiente secuencia: 1) 5 tanques de estándar, 2) 10 tanques de extra y 3) 5 tanques de estándar. Al utilizar este procedimiento, se minimizaba el problema del residuo. Además, cualquier tendencia, en el tiempo, a que el automóvil se desafinara, quedaría diseminada en forma razonable, entre los dos tipos de gasolina.

Procedimiento

1. Se requiere demostrar si un tipo de gasolina es más eficiente que el otro desde el punto de vista económico. Para el manejo en la ciudad, el experto estimó un rendimiento de aproximadamente 25 mi/gal con el tipo estándar. Por lo tanto, al utilizar los precios actuales de $1.298/gal para la estándar y $1.388/gal para la extra, necesitaría recorrer 26.73 mi/gal con la extra, para quedar a mano, es decir,

$$129.8/25 = 138.8/26.73 = 5.19 \text{ centavos/mi}$$

Por consiguiente, la hipótesis nula queda definida por

$$H_0: \mu_1 = \mu_2 - 1.73 \text{ con } H_1: \mu_1 \neq \mu_2 - 1.73$$

donde μ_1 representa la media de población para el tipo estándar y μ_2, para el tipo extra.

2. Selecciónese $\alpha = .05$.

3. Para esta aplicación se supone que $\sigma_1^2 = \sigma_2^2$. Básicamente, la variación en el rendimiento de gasolina se atribuye al número de paradas y arranques, el congestionamiento del tráfico, el tiempo total que el motor permanece en estado de espera, etc., en lugar de atribuirse a la no uniformidad relativamente pequeña de las gasolinas. La prueba se realizó en un período durante el cual, las condiciones de manejo eran constantes en lo esencial, pero al azar, día con día.

4. Cada prueba comenzó con un tanque lleno y se registró la lectura del odómetro. Cuando el tanque se terminó, casi por completo, el experto volvió a llenarlo con el tipo de gasolina dictaminado por el programa y registró nuevamente la lectura del odómetro. La diferencia total de millas se dividió entre los galones necesarios para llenar el tanque y se calculó la razón que determina las millas por galón. Para las 20 pruebas:

Estándar		Extra	
23.2	24.5	27.1	31.4
25.6	27.7	26.0	26.4
26.6	23.1	27.2	29.0
26.7	24.0	30.3	28.8
28.8	24.8	26.0	26.6
$\bar{x}_1 = 25.5$	$s_1 = 1.92$	$\bar{x}_2 = 27.88$	$s_2 = 1.89$

5. Con $\alpha = .05$ y 18 gl, los valores críticos de t son ± 2.101. Por lo tanto, la regla de decisión está dada por

Acéptese H_0 si $-2.101 \leq t$ de la muestra ≤ 2.101
De otra manera, recházese H_0 y acéptese H_1

6. Para la muestra, la estimación de la variancia agrupada está dada por ($9 \text{ gl}_1 + 9 \text{ gl}_2$):

$$s_p^2 = \frac{(1.92)^2 + (1.89)^2}{2} = 3.63 \quad \text{o} \quad s_p = 1.91$$

7. La estadística t de la muestra:

$$t \text{ de la muestra} = \frac{(25.5 - 27.88) - (-1.73)}{1.91\sqrt{1/10 + 1/10}} = -.76$$

8. Dado que el valor t de la muestra se encuentra dentro de la zona de aceptación, por falta de evidencia contraria, se acepta H_0. Como el experto en eficiencia seguirá manejando su automóvil, ha decidido cambiar a extra, a pesar de no haber detectado una diferencia significativa. Esta decisión se basó en el hecho de que la diferencial de millaje de la muestra, 2.38, fue mayor que el punto en que salía a mano, 1.73, y la falta de otras condiciones que favorecieran, ya sea la estándar o la extra. Además, esta decisión requiere de menos paradas en la gasolinería.

Prueba de la hipótesis para observaciones por pares

Naturaleza En algunos tipos de aplicaciones se definen pares asociados de observaciones. Por ejemplo, 1) los pares de muestras de dos poblaciones se tratan en la misma forma, o bien, 2) sobre una misma unidad se realizan dos tipos de mediciones. Para aplicaciones de este tipo, no sólo es más efectivo sino necesario, la definición de la variable aleatoria como la diferencia entre los pares de observaciones. En este caso, los números de la diferencia se pueden probar mediante la distribución estándar t.

A continuación, se presentan ejemplos de los dos tipos de aplicaciones:

1. *Tratamiento de la muestra*

a. Dos tipos de especímenes metálicos enterrados juntos en diferentes clases de tierra, para determinar su resistencia a la corrosión.

b. Prueba de velocidad de desgaste, con dos tipos diferentes de llantas de tractor, montadas en pares sobre n tractores, durante un período definido.

2. *Misma unidad*

a. Mediciones de la presión sanguínea realizadas en el mismo individuo, antes y después de la administración de un estímulo.

b. Determinaciones de uniformidad sobre las mismas muestras de una película realizadas en dos laboratorios distintos.

Prueba de la hipótesis para pares igualados: procedimiento

Nomenclatura

d_i = diferencia de la muestra entre el i-ésimo par de observaciones
s = desviación estándar de la muestra de diferencias
μ = media de población de las diferencias
σ = desviación estándar de la población de diferencias
μ_0 = base o nivel de referencia
H_0 = hipótesis nula
H_1 = hipótesis opcional
α = nivel de significancia
t = valor tabulado con $(n-1)$ gl
$t = (\bar{d} - \mu_0/s/\sqrt{n})$, el valor t de la muestra

Suposiciones

1. Los n pares de muestras se seleccionaron y asignaron al azar, para su prueba.

2. La población de las diferencias se encuentra normalmente distribuida con una media μ y una variancia σ^2. Al igual que en aplicaciones anteriores de la distribución t, esto constituye un procedimiento sensato, es decir, no sensible a la suposición de normalidad, si el tamaño de la muestra es 10 o mayor, en muchas situaciones.

Prueba de la hipótesis

1. Con base en la hipótesis nula, se supone que la muestra procede de una población cuya media μ es equivalente a alguna base o nivel de referencia, designado por μ_0. Para gran parte de las aplicaciones de este tipo, el valor de μ_0 se define como cero; es decir, por lo general se requiere demostrar una diferencia no igual a cero. La hipótesis puede tomar una de las tres formas:

Forma 1	Forma 2	Forma 3
$H_0: \mu = \mu_0$	$H_0: \mu \leq \mu_0$	$H_0: \mu \geq \mu_0$
$H_1: \mu \neq \mu_0$	$H_1: \mu > \mu_0$	$H_1: \mu < \mu_0$
Prueba de dos colas	Prueba de la cola superior	Prueba de la cola inferior

2. Si la hipótesis nula se supone verdadera, por ejemplo, en el caso de una prueba de cola inferior, con forma 3, la distribución de la estadística de prueba t se conoce bajo la hipótesis nula que limita $\mu = \mu_0$. Dada una muestra al azar, es posible predecir cuánto cabe esperar que se desvíe de cero el valor de la muestra exclusivamente por casualidad, cuando $\mu = \mu_0$. Si el valor t de la muestra es demasiado pequeño, como en el caso de un valor negativo, entonces esto constituye evidencia suficiente para rechazar la hipótesis nula.

3. Selecciónese α.

4. Los valores críticos o el valor de t se definen, mediante el valor tabulado de t, con $(n-1)$ gl, que corresponden a un área de cola de α. Para una prueba de dos colas, cada área de cola será igual a $\alpha/2$ y para la prueba de una cola, se tendrá un área de la cola superior o inferior de α, que corresponde a las formas 2 y 3 respectivamente.

5. La regla de decisión para cada una de las tres formas será rechazar la hipótesis nula, si el valor t de la muestra cae dentro de esa área de la distribución de t, definida por α, que se conoce como región crítica. De otro modo, se acepta la hipótesis opcional, por falta de evidencia contraria.

Ejemplo

Aplicación. Pares de tubos se enterraron en 11 lugares diferentes, para determinar la corrosión sobre los recubrimientos no bituminosos de tubería en uso subterráneo. Un tipo incluye tubo de acero recubierto con plomo y el otro tubo de acero no recubierto.

Procedimiento

1. El estándar de referencia se toma como $\mu_0 = 0$, que corresponde a la falta de diferencias entre los dos tipos.

2. Se requiere demostrar si un tipo de tubo es más resistente a la corrosión que el otro. Por lo tanto,

$$H_0\colon \mu = 0 \qquad H_1\colon \mu \neq 0$$

3. Selecciónese $\alpha = .05$. En consecuencia, con $n = 11$, los valores críticos de t, para 10 gl quedan definidos por $t = \pm 2.228$.

4. La regla de decisión:

Acéptese H_0 si $-2.228 \leq t$ de la muestra ≤ 2.228
De otro modo, rechácese H_0

5. La muestra de 11 pares de determinaciones de corrosión y sus diferencias son como sigue:

Tipo de tierra	Tubería de acero recubierta de plomo	Tubería de acero sin recubrir	d = diferencia
A	27.3	41.4	−14.1
B	18.4	18.9	−0.5
C	11.9	21.7	−9.8
D	11.3	16.8	−5.5
E	14.8	9.0	5.8
F	20.8	19.3	1.5
G	17.9	32.1	−14.2
H	7.8	7.4	0.4
I	14.7	20.7	−6.0
J	19.0	34.4	−15.4
K	65.3	76.2	−10.9

6. La estadística demuestra:

$$\bar{d} = -6.245 \quad s^2 = \frac{11\Sigma d^2 - (\Sigma d)^2}{11 \times 10} = 52.56$$

o bien

$$s = 7.25$$

$$t \text{ de la muestra} = (-6.245 - 0)/(7.25/\sqrt{11}) = -2.86$$

7. Dado que t de la muestra $-2.86 < t$ tabulada de -2.228, rechácese H_0 y acéptese H_1; es decir, se ha demostrado que, con base en la evidencia, la tubería de acero recubierta de plomo es más resistente a la corrosión que la tubería sin recubrir de acero.

Ejemplo

Aplicación. Se probó un estímulo, para determinar su efecto sobre la presión sanguínea. Se seleccionaron al azar 10 individuos y se midió su presión antes y después de administrar el estímulo. Se deseaba determinar si el estímulo causaba un incremento significativo en la presión sanguínea.

Procedimiento

1. El estándar de referencia se tomó como $\mu_0 \leq 0$, que corresponde a la falta de incremento.

2. Interesaba demostrar un incremento en la presión de la sangre, si es que realmente ocurría. Por lo tanto,

$$H_0\colon \mu_0 \leq 0 \qquad H_1\colon \mu_0 > 0$$

3. Selecciónese $\alpha = .05$. En consecuencia, con $n = 10$, el valor crítico de t para 9 gl queda definido por $t = 1.833$.

4. La regla de decisión:

Acéptese H_0 si t de la muestra < 1.833
Rechácese H_0 si t de la muestra > 1.833

5. La muestra de 10 pares de presión sanguínea y sus diferencias fueron como sigue:

Individuo	Antes	Después	d = diferencia
1	138	146	8
2	116	118	2
3	124	120	−4
4	128	136	8
5	155	174	19
6	129	133	4
7	130	129	−1
8	148	155	7
9	143	148	5
10	159	155	−4

6. La estadística de la muestra:

$$\bar{d} = 4.4 \qquad s = 6.85$$

$$t \text{ de la muestra} = (4.4 - 0)/(6.85/\sqrt{10}) = 2.03$$

7. Dado que t de la muestra $= 2.03 > t$ crítica $= 1.833$, rechácese la hipótesis nula. Se ha demostrado que la población de individuos, de los que se obtuvo la muestra tiende, en general, a presentar un incremento en la presión de la sangre, después de que se ha administrado el estímulo. La distribución de las diferencias d parece indicar que el grado de respuesta varía de individuo a individuo.

Prueba de hipótesis para una proporción

Naturaleza En algunos tipos de aplicaciones estadísticas se utilizan conteos y proporciones en lugar de mediciones. Por ejemplo, 1) la proporción de trabajadores enfermos en una planta, 2) accidentes de tiempo perdido por mes, 3) las piezas defectuosas en un embarque y 4) los estudios relacionados con las preferencias de los consumidores.

El procedimiento para probar la significancia de la proporción de una muestra es similar al seguido para la media de la muestra. Sin embargo, en este caso y debido a la naturaleza del problema, la estadística adecuada de prueba es Z. Esto se debe a que la hipótesis nula requiere la especificación de una cantidad a alcanzar o de referencia p_0 y, dado que la distribución es una proporción binomial, la variancia relacionada, bajo la hipótesis nula es $[p_0(1-p_0)]/n$. El requerimiento básico es que el tamaño de la muestra n satisfaga el criterio normal de aproximación para una proporción binomial, es decir, aproximadamente, $np > 5$ y $n(1-p) > 5$.

Prueba de hipótesis para una proporción: procedimiento

Nomenclatura

p = proporción media de la población, de la cual se obtiene la muestra
p_0 = proporción base o de referencia
$[p_0(1-p_0)]/n$ = variancia base o de referencia
$\hat{p} = x/n$ = proporción de la muestra, donde x se refiere al número de observaciones de n, que tienen el atributo especificado.
H_0 = Hipótesis supuesta o nula, relacionada con la proporción de la población
H_1 = Hipótesis opcional
α = nivel de significancia, generalmente igual a .10, .05 o .01
z = Valor tabulado Z, que corresponde al nivel de significancia α. Los tamaños de las muestras re-

queridas para la aproximación de z, de acuerdo con la magnitud de p_0 aparecen en la sección 1.

$z = (\hat{p} - p_0)/\sqrt{p_0(1-p_0)/n}$, el valor de la muestra de la estadística de prueba

Suposiciones

1. Las n observaciones se seleccionan al azar.
2. El tamaño n de la muestra es suficientemente grande para cubrir el requerimiento necesario para la aproximación de Z.

Prueba de hipótesis 1. Con base en la hipótesis nula, se supone que la muestra procede de una población con una proporción p_0 de piezas con el atributo especificado. Por ejemplo, al lanzar una moneda, es posible que la población tuviera un número ilimitado de lanzamientos potenciales. Si se supone que se trata de una moneda común, esto daría por resultado que $p_0 = 1/2$, para el número proporcional de caras en la población. La hipótesis nula puede adoptar una de tres formas:

Forma 1	Forma 2	Forma 3
H_0: $p = p_0$	H_0: $p \leq p_0$	H_0: $p \geq p_0$
H_1: $p \neq p_0$	H_1: $p > p_0$	H_1: $p < p_0$
Prueba de dos colas	Prueba de la cola superior	Prueba de la cola inferior

2. Si la hipótesis nula se supone verdadera, se conoce la distribución del muestreo de la estadística de prueba Z. Para una muestra al azar, es posible predecir qué tanto se desvía la proporción de muestra x/n de su proporción supuesta de población p_0, mediante la distribución Z. Cuando la proporción de muestra se desvía en exceso, según lo define el nivel de significancia α, esto sirve como base para rechazar la suposición, es decir, rechazar la hipótesis nula.
3. La regla de decisión está dada por

Forma 1: Acéptese H_0 si z crítica inferior < z de la muestra < z crítica superior
De otro modo, rechácese H_0

Forma 2: Acéptese H_0 si z de la muestra < crítica superior
De otro modo, rechácese H_0

Forma 3: Acéptese H_0 si z crítica inferior < z de la muestra
De otro modo, rechácese H_0

Ejemplo

Aplicación. Una empresa recibe un embarque muy grande de remaches. Una de las especificaciones del producto exige que no más del 2% de éstos tenga un diámetro mayor a 14.28 mm. Todo remache con un diámetro más grande se clasifica como defectuoso. Se seleccionó una muestra al azar de 600 remaches y se probó con un calibrador tipo "pasa-no pasa". De éstos, se encontraron 16 remaches defectuosos. Determínese si esto constituye una evidencia suficiente para concluir que el embarque contiene más de 2% de remaches defectuosos.

Procedimiento

1. La meta de calidad es $p \leq .02$. Inicialmente, se supone que el embarque cubre este estándar, es decir, H_0: $p \leq .02$.
2. En primer lugar, se prueba la suposición del paso 1, mediante la obtención de una muestra al azar. Con base en la suposición de que $p \leq .02$, la distribución para una proporción de muestra se define por medio de la distribución z, que determina un límite superior correspondiente al valor crítico superior para la proporción de muestra. Es poco probable que esta proporción se incremente por encima de dicho valor, si, de hecho, $p \leq .02$. En caso de que la proporción de muestra observada exceda este límite, lo cual corresponde a lo que sería un resultado casual muy poco probable, se pondría en duda la suposición de que $p \leq .02$. Es decir, se concluiría que la hipótesis nula es falsa. Para la prueba, establézcase que

$$H_0: p \leq .02 \qquad H_1: p > .02$$

3. Selecciónese $\alpha = .05$.
4. Con $\alpha = .05$, el valor crítico superior de $Z = 1.645$.
5. La regla de decisión:

Acéptese H_0 si z de muestra < 1.645
Rechácese H_0 si z de muestra > 1.645

6. La z de la muestra está dada por

$$z \text{ de la muestra} = \frac{(16/600) - .02}{\sqrt{(.02)(.98)/600}} = 1.17$$

7. Dado que z de la muestra < 1.645, acéptese H_0 por falta de evidencia contraria; es decir, no existe suficiente evidencia para demostrar que la proporción de defectos en el embarque es mayor que 2%.

Prueba de hipótesis para dos proporciones

Naturaleza Algunos problemas de ingeniería y administración se relacionan con una variable aleatoria que representa una proporción; por ejemplo, el número proporcional de piezas defectuosas por día. El método descrito previamente está relacionado con una sola proporción. En esta subsección, se analizarán dos proporciones.

Se considerará un cambio determinado en un proceso de fabricación, para la producción de partes componentes. Las muestras se toman, al utilizar tanto los procedimientos existentes como los nuevos, para determinar si existe una mejora en los resultados de los procedimientos nuevos. En esta aplicación, se requiere demostrar en forma estadística, si la proporción de población p_2, para el procedimiento nuevo, es menor que la proporción de población p_1, para el procedimiento antiguo, con base en una muestra de datos.

Prueba de hipótesis para dos proporciones: procedimiento

Nomenclatura

p_1 = proporción de la población 1
p_2 = proporción de la población 2
n_1 = tamaño de la muestra de la población 1
n_2 = tamaño de la muestra de la población 2
x_1 = número de observaciones de n_1 que tienen el atributo designado
x_2 = número de observaciones de n_2 que tienen el atributo designado
$\hat{p}_1$ = x_1/n_1, la proporción de muestra de la población 1
$\hat{p}_2$ = x_2/n_2, la proporción de muestra de la población 2
α = nivel de significancia
H_0 = hipótesis nula
H_1 = hipótesis opcional
z = valor tabulado de Z, que corresponde al nivel estipulado de significancia α

$z = \dfrac{\hat{p}_1 - \hat{p}_2}{\sqrt{\hat{p}_1(1-\hat{p}_1)/n_1 + \hat{p}_2(1-\hat{p}_2)/n_2}}$, el valor de Z de la muestra

Suposiciones

1. Las observaciones respectivas de las dos muestras n_1 y n_2 se seleccionaron al azar.
2. Los tamaños de las muestras n_1 y n_2 son lo suficientemente grandes, con objeto de cubrir el requerimiento para la aproximación de Z; es decir, $x_1 > 5, x_2 > 5$.

Prueba de hipótesis

1. Con base en la hipótesis nula, se supone que las dos muestras respectivas proceden de poblaciones con proporciones iguales $p_1 = p_2$. Bajo la misma base, se conoce la distribución de muestreo de la estadística Z correspondiente. Con fundamento en los datos observados, si el valor resultante de Z de la muestra representa un resultado poco usual, es decir, si se encuentra dentro de la región crítica, pondrá en duda la suposición de proporciones iguales. Por consiguiente, desde el punto de vista estadístico, se habrá demostrado que las proporciones de las poblaciones no son iguales. Las diversas hipótesis se pueden estipular como:

Forma 1	Forma 2	Forma 3
H_0: $p_1 = p_2$	H_0: $p_1 \leq p_2$	H_0: $p_1 \geq p_2$
H_1: $p_1 \neq p_2$	H_1: $p_1 > p_2$	H_1: $p_1 < p_2$
Prueba de dos colas	Prueba de la cola superior	Prueba de la cola inferior

2. La regla de decisión para la forma 1 está dada por

Acéptese H_0 si z crítica inferior < z de la muestra < z crítica superior
De otro modo, rechácese H_0

Ejemplo

Aplicación. En un procedimiento de fabricación de partes componentes, se realizó un cambio técnico. Se tomaron muestras durante la última semana de operaciones con el procedimiento anterior y durante la primera semana con el procedimiento nuevo. Con base en la información de las muestras, se deseaba determinar si diferían los números proporcionales de defectos, para las poblaciones respectivas.

Procedimiento

1. Las hipótesis son

$$H_0\colon p_1 = p_2 \qquad H_1\colon p_1 \neq p_2$$

2. Selecciónese $\alpha = .05$. Por lo tanto, los valores críticos de z son ± 1.96.

3. Para las muestras, se encontraron defectuosas 75 de 1720 partes, con el procedimiento anterior y 80 de 2780 partes con el procedimiento nuevo; en consecuencia,

$$\hat{p}_1 = 75/1720 = .0436 \qquad \hat{p}_2 = 80/2780 = .0288$$

4. La regla de decisión:

Acéptese H_0 si $-1.96 \leq Z$ de la muestra ≤ 1.96
De otro modo, rechácese H_0

5. La estadística de la muestra

$$z \text{ de la muestra} = \frac{.0436 - .0288}{\sqrt{(.0436)(.9564)/1720 + (.0288)(.9712)/2780}} = 2.53$$

6. Dado que la z de la muestra de 2.53 > z tabulada de 1.96, rechácese H_0 y concluyase que el nuevo procedimiento dio por resultado una reducción en la proporción de defectos.

Prueba de la bondad de ajuste

Naturaleza Un dado normal tiene seis caras numeradas del 1 al 6. Si se está realmente interesado en determinar si un dado particular está bien balanceado, es necesario realizar un experimento. Para ello, se decide contar la frecuencia de resultados, del 1 al 6, al lanzar el dado N veces. Si se supone que el dado está perfectamente balanceado, podría esperarse la observación de $N/6$ ocurrencias, cada una para el 1, 2, 3, 4, 5 y 6. Sin embargo, la casualidad dictamina que no se observarán en forma exacta dichos resultados de $N/6$ ocurrencias. Por ejemplo, con un dado perfectamente balanceado, la probabilidad es sólo de 1 oportunidad en 65 de observar los resultados del 1 al 6, una vez cada uno, al lanzar el dado 6 veces. Por consiguiente, es de esperarse un resultado diferente al antes mencionado. A la inversa, un resultado de seis números 3 sería muy poco usual que ocurriera sólo por casualidad.

Algunas aplicaciones industriales involucran el concepto aquí mencionado. La idea básica consiste en probar si un conjunto de observaciones sigue o no una distribución preconcebida. En el caso citado, la distribución es uniforme, es decir, cada valor de la cara *tiende* a ocurrir con la misma frecuencia.

Prueba de la bondad de ajuste: procedimiento

Nomenclatura Cada observación experimental se puede clasificar en una de r posibles categorías o celdas.

- r = número total de celdas
- O_j = número de observaciones que ocurren en la celda j
- E_j = número esperado de observaciones para la celda j, con base en la distribución preconcebida
- N = número total de observaciones
- f = grados de libertad para la prueba. En general, esto será igual a $(r - 1)$ menos el número de parámetros o cantidades estadísticas en las que se basan los E_j (para detalles, véanse los ejemplos siguientes).

Suposiciones

1. Las observaciones representan una muestra seleccionada al azar de una población ya especificada.

2. El número de conteos esperados E_j en cada categoría debe ser aproximadamente 5 o más. Si un conteo E_j es de modo considerable menor que 5, esa celda debe agruparse con la celda adyacente.

Cálculo para E_j Con base en la población especificada, la probabilidad de observar un conteo en la celda j, se determina por medio de p_j. Para una muestra de tamaño N, que corresponde a N conteos totales, la frecuencia esperada está dada por $E_j = Np_j$.

Estadística de la prueba: Ji cuadrada

$$\chi^2 = \sum_{j=1}^{r} \frac{(O_j - E_j)^2}{E_j} \qquad \text{con } f \text{ gl}$$

Prueba de hipótesis

1. H_0: La muestra procede de la distribución teórica especificada
   H_1: La muestra no procede de la distribución teórica especificada
2. Para un nivel estipulado de α,
   Rechácese H_0 si la χ^2 de la muestra > χ^2 tabulada
   Acéptese H_0 si χ^2 de la muestra < χ^2 tabulada

Ejemplo

Aplicación. Un individuo contó el número de ocurrencias del 1 al 6, al lanzar 600 veces un dado.

Nomenclatura

$r = 6$
O_j = frecuencias observadas (véase la tabla siguiente)
$E_j = 600/6 = 100$, dado que se supone que cada resultado es igualmente posible, con una probabilidad de 1/6
$f = (6 - 1) = 5$, dado que no existen cantidades estadísticas, calculadas a partir de la muestra, exclusivamente con el conteo total N, basadas en el tamaño de la muestra que se utiliza

Cálculo

1. Se dan los siguientes datos:

Celda	O_j	E_j
1	89	100
2	106	100
3	112	100
4	96	100
5	109	100
6	88	100
Total	600	600

2. Las hipótesis:

H_0: el dado está perfectamente balanceado
H_1: el dado no está perfectamente balanceado

3. Supóngase $\alpha = .05$; por consiguiente, el valor crítico de $\chi^2(5) = 11.07$.

4. La regla de decisión:

Rechácese H_0 si χ^2 de la muestra > 11.07
De otro modo, acéptese H_0

5. Estadística de la muestra:

$$\chi^2 \text{ de la muestra} = \frac{(89 - 100)^2}{100} + \frac{(106 - 100)^2}{100} + \cdots + \frac{(88 - 100)^2}{100} = 5.42$$

6. Conclusión: Acéptese H_0, dado que χ^2 de la muestra < 11.07; es decir, no existe evidencia suficiente para concluir que el dado no está balanceado.

Ejemplo

Aplicación. Un producto de la línea se rechaza, si una de sus características no se encuentra dentro de los límites especificados. La meta estándar es que no se rechace más del 2% de la producción.

Cálculo

1. De 950 unidades producidas durante el día, se rechazaron 28 unidades.
2. Las hipótesis:

H_0: el proceso está bajo control
H_1: el proceso está fuera de control

3. Supóngase que $\alpha = .05$; por consiguiente, el valor crítico de $\chi^2(1) = 3.84$. Se define un grado de libertad, dado que $(r - 1) = 1$ y para los datos no se calcularon cantidades estadísticas.

4. La regla de decisión:

Recháceseе H_0, si χ^2 de la muestra > 3.84
De otro modo, acéptese H_0

5. Dado que se supone que $p = .02$, esto dictamina que en una muestra de 950, debe haber en promedio (.02)(950) = 19 productos defectuosos y 931 aceptables:

Categoría	O_j observadas	Expectativa $E_j = 950p_j$
Aceptable	922	931
No aceptable	28	19
Total	950	950

$$\chi^2 \text{ de la muestra} = \frac{(922 - 931)^2}{931} + \frac{(28 - 19)^2}{19}$$
$$= 4.35, \text{ con } \chi^2 \text{ crítica} = 3.84$$

6. Conclusión: Dado que el valor de la muestra excede el valor crítico, se concluye que el proceso está fuera de control.

Ejemplo

Aplicación. Un conteo de frecuencia de trabajadores se tabuló de acuerdo con el número de piezas defectuosas que producen. Se desea saber si la distribución observada es una distribución de Poisson. Es decir, determínese si las frecuencias observadas y esperadas concuerdan con la variación de casualidad.

Cálculo

1. Las hipótesis:

H_0: no existe una diferencia significativa entre trabajadores respecto al número de piezas defectuosas
H_1: Existe una diferencia significativa

2. Supóngase que $\alpha = .05$.

3. Estadística de la prueba:

Núm. de unidades defectuosas	O_j		E_j	
0	3	10	2.06	8.70 del grupo
1	7		6.64	
2	9		10.73	
3	12		11.55	
4	9		9.33	
5	6		6.03	
6	3	6	3.24	5.66 del grupo
7	2		1.50	
8	0		.60	
9	1		.22	
≥10	0		.10	
Suma	52		52	

Los números esperados E_j se calcularon como sigue: Para la distribución de Poisson, $\lambda = E(x)$; en consecuencia, una estimación de λ es el número promedio de unidades defectuosas por trabajador, es decir, $\hat{\lambda} = (1/52)(0 \times 3 + 1 \times 7 + \cdots + 9 \times 1) = 3.23$. Con base en esta aproximación, la probabilidad de que no existan unidades defectuosas para un trabajador es $(3.23)^0/0!)e^{-3.23} = .0396$. Para los 52 trabajadores, el número de trabajadores que no produce unidades defectuosas tiene una expectativa $E = 52(0.0396) = 2.06$, etc.

El valor Ji cuadrada de la muestra se calcula a partir de

$$\chi^2 = \frac{(10 - 8.70)^2}{8.70} + \frac{(9 - 10.73)^2}{10.73} + \cdots + \frac{(6 - 5.66)^2}{5.66}$$
$$= .58$$

4. El valor crítico de χ^2 se basa en cuatro grados de libertad, que corresponden a $(r - 1) - 1$, dado que la cantidad estadística $\hat{\lambda}$ se calculó a partir de la muestra y se utilizó para obtener los números esperados.

5. El valor crítico de $\chi^2(4) = 9.49$, con $\alpha = .05$; en consecuencia, acéptese H_0.

Ejemplo

Aplicación En un estudio del Departamento de Agricultura de Estados Unidos, *Women's Measurements for Garment and Pattern Construction* (Misc. Publ. 454, 1941), se realizaron 59 mediciones en una muestra formada por 10 042 mujeres blancas, que viven en Estados Unidos. Una medición, la estatura, se determinó hasta la pulgada más cercana y se tabuló en 16 categorías. En este estudio, se quiso probar si la estatura se encuentra normalmente distribuida.

Cálculo

1. Las hipótesis:

H_0: la estatura está normalmente distribuida
H_1: la estatura no está normalmente distribuida

2. Supóngase que $\alpha = .05$.

3. Para la $\bar{x}$ de la muestra = 63.66, $s = 2.485$.

4. Con base en la suposición de normalidad, los valores tabulados de la tabla normal se utilizan para determinar los números p_j. Luego, estos números se multiplican por N, para obtener las expectativas correspondientes $E_j = Np_j$.

5. Para obtener la conversión de los valores de altura a los de Z, es necesario especificar los parámetros μ y σ. Dado que se desconocen estos valores para la población, la estatura de las mujeres, se utilizan la $\bar{x}$ y s estimadas de la muestra. En esta aplicación, estas estimaciones corresponden a dos cantidades o parámetros estadísticos y en consecuencia, los grados de libertad resultantes son $f = (16 - 1) - 2 = 13$.

6. Los datos de la muestra son:

Frecuencia de estaturas para mujeres

Estatura, in	valor de Z	P_j	E_j	O_j
56 o menos		.0020	20	29
	−2.882			
57		.0046	46	59
	−2.479			
58		.0123	124	127
	−2.077			
59		.0281	283	248
	−1.674			
60		.0547	549	550
	−1.272			
61		.0906	910	857
	− .869			
62		.1280	1,285	1,255
	− .467			
63		.1540	1,547	1,606
	− .064			
64		.1580	1,587	1,661
	.338			
65		.1382	1,387	1,442
	.741			
66		.1030	1,034	972
	1.143			
67		.0654	657	640
	1.545			
68		.0354	356	337
	1.948			
69		.0163	164	153
	2.350			
70		.0064	65	75
	2.753			
71 o más		.0030	30	31
			10 044*	10 042

*Error de redondeo.

Como ejemplo del cálculo de los números E_j, considérese la hilera de estatura que corresponde a 61 pulg. Por definición, esta hilera incluye la proporción de mujeres entre 60.5 y 61.5 pulgadas, por consiguiente, los números de Z son

Para 60.5 $z = (60.5 - 63.66)/2.485 = -1.674$
Para 61.5 $z = (61.5 - 63.66)/2.485 = -1.272$

ad, que corresponden
partir de la muestra y

cuencia, acéptese H_0.

ltura de Estados Uni-
Construction (Misc.
a formada por 10 042
lición, la estatura, se
6 categorías. En este
nente distribuida.

a

tabulados de la tabla
stos números se mul-
ntes $E_j = Np_j$.
los de Z, es necesario
estos valores para la
imadas de la muestra.
cantidades o paráme-
esultantes son $f = (16$

E_j	O_j
20	29
46	59
124	127
283	248
549	550
910	857
,285	1,255
,547	1,606
,587	1,661
,387	1,442
,034	972
657	640
356	337
164	153
65	75
30	31
044*	10 042

se la hilera de estatura
cluye la proporción de
números de Z son

−1.674
−1.272

El área de la curva normal abajo de $z = -1.674$ es .0470 y el área abajo de $z = -1.272$ es .1017; por lo tanto, el área entre ambos valores es la diferencia .0547. Dado que existen 10 042 mujeres en la muestra, es de esperarse que (.0547)(10 042) = 549 mujeres se encuentren dentro de los límites especificados de 60.5 a 61.5 in.

7. χ^2 de la muestra:

$$\chi^2 = \frac{(20 - 29)^2}{20} + \frac{(46 - 59)^2}{46} + \cdots + \frac{(30 - 31)^2}{30} = 31.28$$

8. Con $\alpha = .05$, el valor crítico de $\chi^2(13) = 26.30$. Por lo tanto, recházese la hipótesis nula; es decir, existe una desviación significativa de la normalidad.

Prueba recíproca o bilateral para la independencia de los datos de conteo

Naturaleza Cuando se observan individuos o artículos y se clasifican de acuerdo con dos criterios diferentes, los conteos resultantes se pueden analizar estadísticamente. Por ejemplo, cabe seleccionar un conjunto de individuos y clasificarlos de acuerdo con el color de los ojos y el cabello. Los pacientes de un hospital es posible estudiarlos y clasificarlos según tengan o no cáncer del pulmón, o bien, sean o no fumadores.

Los datos de conteo, basados en una selección al azar de individuos o piezas, que se clasifican de acuerdo con dos criterios diferentes, se pueden analizar desde el punto de vista estadístico mediante la distribución Ji cuadrada. El propósito de este análisis consiste en determinar si los criterios respectivos son dependientes. Es decir, por ejemplo, si las personas con ojos azules tienden a tener cabello claro, o bien, si los fumadores tienden a presentar una proporción más elevada de cáncer pulmonar, que los no fumadores.

Prueba recíproca para la independencia de los datos de conteo: procedimiento

Nomenclatura

1. Cada observación se clasifica en una de dos categorías:
   a. La primera en 2, 3, . . . , o r categorías
   b. La segunda en 2, 3, . . . , o c categorías
2. O_{ij} = número de observaciones (conteos observados) en la celda (i, j), con

$$i = 1, 2, \ldots, r$$
$$j = 1, 2, \ldots, c$$

3. N = número total de observaciones
4. E_{ij} = número calculado de celdas (i,j) que representan una expectativa basada en la suposición de que las dos características son independientes.
5. R_i = subtotal de conteos en la hilera o renglón i
6. C_j = subtotal de conteos en la columna j
7. α = nivel de significancia
8. H_0 = hipótesis nula
9. H_1 = hipótesis opcional
10. χ^2 = valor crítico de χ^2, que corresponde al nivel de significancia α y $(r-1)(c-1)$ gl

11. χ^2 de la muestra = $\displaystyle\sum_{i,j}^{c,r} \frac{(O_{ij} - E_{ij})^2}{E_{ij}}$

Suposiciones

1. Las observaciones representan una muestra seleccionada al azar de una población total grande.
2. El número de conteos esperados E_{ij} dentro de cada celda debe ser aproximadamente igual a 2 o más, para conjuntos 3 × 3 o mayores. Si cualquier celda contiene un número menor a 2, deben combinarse en forma adecuada las hileras o columnas, para incrementar la magnitud del conteo esperado. Para conjuntos 2 × 2, se requieren 4 o más. Si el número es menor que 4, debe utilizarse la prueba exacta de Fisher.

Prueba de hipótesis Con base en la hipótesis nula, se supone que los criterios de clasificación son independientes, es decir,

H_0: los criterios son independientes
H_1: los criterios no son independientes

Para el nivel estipulado de α,

Recházese H_0, si χ^2 de la muestra > χ^2 tabulada
De otro modo, acéptese H_0

Cálculo de E_{ij} Determínese E_{ij} en hileras o columnas, al utilizar cualquiera de las siguientes identidades:

$$E_{ij} = C_j\left(\frac{R_i}{N}\right) \text{ en hileras}$$

$$E_{ij} = R_i\left(\frac{C_j}{N}\right) \text{ en columnas}$$

Valor χ^2 de la muestra

$$\chi^2 = \sum_{i,j} \frac{(O_{ij} - E_{ij})^2}{E_{ij}}$$

En el caso especial de $r = 2$ y $c = 2$, cabe utilizar una fórmula más precisa y simplificada, que no requiere el cálculo directo de E_{ij}:

$$\chi^2 = \frac{[|O_{11}O_{22} - O_{12}O_{21}| - \frac{1}{2}N]^2 N}{R_1R_2C_1C_2}$$

Ejemplo

Aplicación. En el hospital local para veteranos se realizó una investigación en 100 pacientes, para determinar si existe una relación entre el consumo de cigarrillos y el cáncer pulmonar.

Procedimiento

1. Se desea demostrar si existe una relación entre el consumo de cigarrillos y el cáncer del pulmón; por consiguiente, se hizo la siguiente suposición:

H_0: el consumo de cigarrillos y el cáncer pulmonar son independientes
H_1: no son independientes

2. La muestra de 100 pacientes se clasificó de acuerdo con los dos criterios:

		Cáncer del pulmón		
		Sí	No	R_i
Fumador	Sí	16	27	= 43
	No	4	53	= 57
	C_j	20	80	100

3. Selecciónese $\alpha = .05$: por lo tanto, con $(r-1)(c-1) = 1$ gl el valor crítico de χ^2 es 3.84.
4. La regla de decisión:

Acéptese H_0, si χ^2 de la muestra < 3.84
De otro modo, recházese H_0

5. El valor χ^2 de la muestra, al utilizar la fórmula especial es

$$\chi^2 \text{ de la muestra} = \frac{[|16 \times 53 - 4 \times 27| - 50]^2 100}{(43)(57)(20)(80)} = 12.14$$

6. Dado que χ^2 de la muestra de 12.14 > χ^2 tabulada de 3.84, recházese H_0 y acéptese H_1. Se concluye que en la población de la que se sacaron estos datos, es decir, los pacientes en un hospital de veteranos, existe una dependencia estadística significativa entre el consumo de cigarrillos y el cáncer del pulmón. Sin embargo, esta dependencia no implica causa y efecto. Los datos sugieren que en esta población existe una proporción mayor de cáncer pulmonar entre fumadores que entre no fumadores. La relación puede deberse a otros factores, como por ejemplo el psicológico, que incrementa la probabilidad de que un individuo se vuelva fumador y contraiga cáncer pulmonar.

Ejemplo

Aplicación. Se realizó un estudio de investigación de mercado, para relacionar la "percepción" subjetiva que causa un producto de consumo con la preferencia

del consumidor. En otras palabras, se desea determinar si la preferencia del consumidor está relacionada con la percepción causada por el producto o si éste es independiente de la percepción que causa el producto.

Procedimiento

1. Se quiere demostrar si existe relación entre percepción y preferencia; por consiguiente, supóngase que

H_0: percepción y preferencia son independientes
H_1: no son independientes

2. A una muestra de 200 individuos se les pidió que clasificaran el producto de acuerdo con los dos criterios:
a. Gusto por el producto
b. Gusto por la percepción que causa el producto

		Gusto por la sensación		
		Sí	No	R_i
Gusto por el producto	Sí	114	13	= 127
	No	55	18	= 73
	C_j	169	31	200

3. Selecciónese $\alpha = .05$; por lo tanto, con $(r-1)(c-1) = 1$ gl el valor crítico de χ^2 es 3.84.

4. La regla de decisión:

Acéptese H_0, si χ^2 de la muestra < 3.84
De otro modo, rechácese H_0

5. El valor χ^2 de la muestra, al utilizar la fórmula especial es

$$\chi^2 \text{ de la muestra} = \frac{\{|114 \times 18 - 13 \times 55| - 100\}^2 200}{(169)(31)(127)(73)} = 6.30$$

6. Dado que χ^2 de la muestra de 6.30 > χ^2 tabulada de 3.84, rechácese H_0 y acéptese H_1. La proporcionalidad relativa de $E_{11} = 169(127/200) = 107.3$ respecto a las 114 observaciones, comparado con $E_{22} = 31(73/200) = 11.3$ respecto a las 18 observaciones sugiere que cuando al consumidor le gusta lo que percibe, tiende a gustarle el producto, y viceversa. Las proporciones 169/200 = 84.5% y 127/200 = 63.5% sugieren, además, que existen otros atributos del producto, que tienden a nulificar el efecto benéfico de la percepción.

Ejemplo

Aplicación. J. F. Tocker [*Biometrika*, 5, 289-300 (1970)] clasificó en Escocia a 4235 niños de asilos, de acuerdo con el color de los ojos y el cabello.

Procedimiento

1. Si desea demostrar si existe relación entre el color de los ojos y el cabello; por consiguiente, supóngase que

H_0: el color de los ojos y el cabello son independientes
H_1: no son independientes

2. Los datos de la muestra:

	Color del cabello				
Color del ojo	Pelirrojo	Rubio	Castaño	Negro	R_i
Claro	37	175	1345	346	= 1903
Intermedio	20	77	788	497	= 1382
Oscuro	9	23	389	529	= 950
C_j	66	275	2522	1372	4235

3. Selecciónese $\alpha = .05$; en consecuencia, con $(r-1)(c-1) = 6$ gl el valor crítico de χ^2 es 12.6.

4. La regla de decisión:

Acéptese H_0, si χ^2 de la muestra < 12.6
De otro modo, rechácese H_0

5. El valor de la muestra de χ^2 se determina mediante el cálculo de las expectativas E_{ij}. En efecto, estos números representan los conteos esperados dentro de celdas, si para esa celda se supone la misma proporcionalidad, de acuerdo con las proporciones correspondientes de las hileras y columnas. Por ejemplo, con $i = 1$ y $j = 3$, la proporción de la muestra de niños con ojos claros es 1903/4235 y para los que tienen cabello castaño, 2522/4235. Con base en la hipótesis de que son independientes, la proporcionalidad de niños con ojos claros y cabello castaño, para la celda (1, 3) sería

$$\left(\frac{1903}{4235}\right)\left(\frac{2522}{4235}\right) = .2676$$

Dado que en total hay 4235 niños, el número de niños con esta combinación de características es 4235 × .2676 = 1133.3. Este cálculo se reduce a

$$E_{ij} = C_j\left(\frac{R_i}{N}\right) \text{ en hileras}$$

$$E_{ij} = R_i\left(\frac{C_j}{N}\right) \text{ en columnas}$$

Los valores correspondientes para E_{ij} son

29.7	123.6	1133.3	616.5
21.5	89.7	823.0	447.7
14.8	61.7	565.7	307.8

con χ^2 de la muestra = 430.93

6. Como el valor de χ^2 de la muestra excede el valor crítico, se concluye que existe una relación entre el color del cabello y de los ojos. La comparación de los pares de valores de O_{ij} y E_{ij} sugiere una proporcionalidad mucho mayor de ojos oscuros y cabello negro; es decir, los ojos oscuros tienden a estar relacionados con el cabello negro. Esto se demostró en forma exclusiva para la población de niños escoceses en asilos, para la segunda mitad del siglo XX.

NOTA: Dado que los subtotales de las hileras y las columnas deben ser iguales a los subtotales de las muestras, la prueba de χ^2 tiene $(r-1)(c-1)$ gl. En efecto, una vez que en la primera columna se especifican todos los números, salvo uno, el último número queda determinado, porque el subtotales fijo. Esto corresponde a $(r-1)$ gl y en forma similar, para cada columna adicional, hasta, pero sin incluir, la última columna, que está determinada por los subtotales de las hileras y en consecuencia, $(r-1)(c-1)$ gl total.

Análisis unilateral para la variancia

Naturaleza En una subsección anterior, se analizó el procedimiento estadístico para probar si existe una diferencia significativa entre dos medias de muestras. Para tres o más medias de muestras, este procedimiento se generaliza, mediante un análisis de variancia. En el caso especial de dos medias de muestras, la conclusión estadística es la misma, a pesar de que se utilicen dos estadísticas de prueba diferentes. Para dos medias de las muestras, se utiliza la estadística t y para la generalización, se usa la estadística F. En el caso especial de dos muestras, $F(1, \gamma_2) = t^2(\gamma_2)$.

Considérese el informe de un experimento en el que se tomaron 14 muestras al azar y se refirieron a cinco grupos (con un tamaño predeterminado para otras consideraciones). Luego, los grupos respectivos se procesaron en forma individual, mediante cinco tratamientos distintos. Se desea determinar si los tratamientos respectivos dieron por resultado diferencias en los niveles de resistencia a través de los grupos sujetos de muestra. Para los datos de las muestras, los promedios son como sigue:

	Tipo de tratamiento				
	1	2	3	4	5
	17.3	15.4	18.1	17.9	17.1
	18.3	17.4	16.4	19.5	
	17.6	17.1		20.0	
	18.4				
	18.3				
Promedio de la columna	17.98	16.63	17.25	19.13	17.10
Promedio total = 17.77					

Como lo reflejan los promedios de las columnas, en apariencia existen diferencias significativamente grandes, relacionadas con los tratamientos respectivos. Pero, por otra parte, también parece que existen

el mismo tipo de diferencias dentro de los tratamientos. En el análisis de variancia se compara la variación relativa entre las medias de las columnas, con la variación dentro de las columnas para determinar si la variación entre las medias de las columnas es mayor que la esperada, con base en la variación interna. Por ejemplo, si los datos fueran como los que se muestran en la tabla siguiente, sería claro que casi todos los pares difieren significativamente. Esto se puede demostrar con facili-

	Tipo de tratamiento				
	1	2	3	4	5
	18.0	16.7	17.3	19.3	17.1
	17.9	16.6	17.2	19.1	
	17.8	16.6		19.0	
	18.1				
Promedio de la columna	17.98	16.63	17.25	19.13	17.1
	Promedio total = 17.77				

dad, incluso en términos de la técnica anterior, para la estadística t de dos poblaciones. El motivo se basa en la magnitud de las diferencias en las medias de las muestras relativas a la magnitud de la desviación estándar agrupadas $s_p = .1$. Por ejemplo, el valor de t para el primer par es $t = (17.98 - 16.63)/(.1\sqrt{1/5 + 1/3}) = 18.49$

Para los datos reales, la significancia de las diferencias relativas entre tratamientos, en comparación con la variación dentro los tratamientos no es tan clara. Para cuantificar este concepto básico, cabe utilizar la estadística F. Es decir, con base en la variación dentro de los tratamientos, se desea determinar si la variación entre tratamientos es lo suficientemente grande para concluir que no es imputable a la casualidad. El grado de variación dentro de las columnas se puede cuantificar mediante una variancia, que en estadística se conoce como el cuadrado medio del error (EMS; del inglés "error mean square"). Con base en los promedios de las columnas se calcula otro tipo de cuadrado medio. Si la magnitud de las diferencias verdaderas entre los tratamientos es bastante grande, la variación entre los promedios de las columnas tiende también a ser grande, lo que da por resultado una razón F considerablemente grande, cuando la variación entre columnas, se divide entre la variación dentro de las columnas.

Análisis unilateral para la variancia: Procedimiento

Nomenclatura Dado el conjunto,

	Nivel de tratamiento				
	1	2	... j ...		k
	y_{11}	y_{12}	y_{1j}		y_{1k}
	y_{21}	y_{22}	y_{2j}		y_{2k}
	⋮	⋮	⋮		⋮
Tamaño de la muestra	n_1	n_2	n_j		n_k
Suma de la columna	S_1	S_2	S_j		S_k
Promedio de la columna	$\bar{y}_1$	$\bar{y}_2$	$\bar{y}_j$		$\bar{y}_k$

k = número de tratamientos (columnas)
j = 1, 2, 3, ..., k, el índice de las columnas
n_j = número de observaciones en la j-ésima columna
$n = n_1 + n_2 + \cdots + n_k$, el número total de observaciones
S_j = suma de las observaciones en la columna j
$S = S_1 + S_2 + \cdots + S_k$, la suma total de observaciones
$\bar{y}_j = S_j/n_j$, la media de la columna j
$\bar{y} = S/n$, la media total

Modelo Lineal El análisis de variancia se basa en el modelado de los datos de la muestra por medio de un modelo lineal, que para el análisis unilateral se define por

$$y_{ij} = \mu + \alpha_j + \varepsilon_{ij}$$

donde μ = medias totales de las poblaciones
α_j = efectos del j-ésimo tratamiento, que pueden interpretarse en relación con su suma correspondiente, $\Sigma_1^k \alpha_j = 0$ (un modelo de efectos fijos). El propósito de esto consiste en cuantificar la magnitud relativa de las diferencias entre los niveles de tratamientos.
ε_{ij} = error al azar relacionado con la i-ésima observación en el j-ésimo nivel de tratamiento

Suposiciones

1. Las observaciones respectivas y_{ij} son al azar e independientes.
2. El modelo es una representación verdadera de las observaciones.
3. Los errores al azar ε_{ij} se encuentran normalmente distribuidos, con una media de población 0 y una variancia σ^2. En este procedimiento se supone que las variancias dentro de las columnas respectivas son iguales a σ^2.

Tabla del análisis de variancia

1. La suma total de las desviaciones cuadradas (TSS; del inglés "total sum of squared") $TSS = \Sigma(y_{ij} - \bar{y})^2$ se puede dividir en dos componentes:
a. La suma de las desviaciones cuadradas dentro de las columnas, conocida como la suma del cuadrado de los errores (ESS; del inglés "error sum of squares").
b. La suma de las desviaciones cuadradas entre columnas, (CSS; del inglés "column sum of squares"). Por consiguiente, TSS = ESS + CSS.
2. Desde el punto de vista de un resumen de demostración las sumas respectivas de las desviaciones cuadradas (SS; del inglés "sum of squares") se pueden reacomodar en una tabla del análisis de variancia, con sus respectivos grados de libertad (gl):

Fuente	SS	gl	MS	Razón F
Columnas	$k - 1$			
Error		$n - k$		
Total		$n - 1$		

La cuarta columna de la tabla se denota como MS, abreviatura en inglés de cuadrado medio (que es en realidad un tipo especial de variancia), y es igual a las SS correspondientes, divididas entre los gl. La razón F se define como el cuadrado medio de la columna (CMS; del inglés "column mean square") dividido entre el cuadrado medio del error (EMS; del inglés "error mean square")

Procedimiento de cálculo

$$TSS = \sum_{i,j} (y_{ij} - \bar{y})^2 = \Sigma y_{ij}^2 - S^2/n$$

$$ESS = \sum_{j=1}^{k} \left[\sum_{i=1}^{n_j} (y_{ij} - \bar{y}_j)^2 \right] = \sum_{j=1}^{k} \left[\sum_{i=1}^{n_j} y_{ij}^2 - S_j^2/n_j \right]$$

y $$ESS_j = \sum_{i=1}^{n_j} (y_{ij} - \bar{y}_j)^2$$

$$CSS = \sum_{j=1}^{k} n_j(\bar{y}_j - \bar{y})^2 = \sum_{j=1}^{k} S_j^2/n_j - S^2/n$$

Prueba de hipótesis

H_0: $\alpha_j = 0$ para todas las j
H_1: no todos los α_j son iguales a cero

Con base en la hipótesis nula, se supone que los efectos de los tratamientos son iguales a cero; es decir, no existen diferencias entre tratamientos correspondientes a todos los α iguales a cero. Dado que la hipótesis nula es verdadera, la distribución de muestreo de la razón CMS entre EMS es una distribución F. Es decir, la razón representa la distribución de casualidad de las variancias de dos muestras independientes, ambas con una variancia de población σ^2. Para un nivel de α estipulado, cabe obtener el valor crítico de $F(k-1, n-k)$ en la tabla. Si el valor de F de la muestra excede el valor tabulado, se interpreta como un resultado poco común y en consecuencia, se duda de la hipótesis nula y subsecuentemente, se rechaza.

Regla de decisión Acéptese H_0, si F de la muestra < F tabulada; de otro modo, rechácese H_0.

Ejemplo

Aplicación. Al azar se asignaron catorce muestras a cinco condiciones diferentes de tratamiento, de acuerdo con un programa prescrito. Después del tratamiento, se probaron los niveles de resistencia de las muestras respectivas. Se desea determinar si los tipos de tratamientos afectan los niveles resultantes de resistencia de las muestras.

Procedimiento

1. Las hipótesis:

H_0: $\alpha_j = 0$, para $j = 1, 2, 3, 4$ y 5
H_1: no todos los α_j son cero

2. Selecciónese $\alpha = .05$. Por lo tanto, con $(k-1) = 4$ gl, para el CMS y $(n-k) = 9$ gl, para el EMS, el valor crítico de $F(4, 9) = 3.63$.

3. La regla de decisión:

Acéptese H_0, si F de la muestra < 3.63
De otro modo, rechácese H_0

4. Los datos de la muestra y los resúmenes asociados:

	Procedimiento				
	1	2	3	4	5
	17.3	15.4	18.1	17.9	17.1
	18.3	17.4	16.4	19.5	
	17.6	17.1		20.0	
	18.4				
	18.3				
n_j =	5	3	2	3	1
S_j =	89.9	49.9	34.5	57.4	17.1
$\bar{y}_j$ =	17.98	16.63	17.25	19.13	17.10
ESS_j =	.988	2.327	1.445	2.407	

Total: $n = 14$ $S = 248.8$ $\bar{y} = 17.77$

5. La suma total de las desviaciones cuadradas, se calcula mediante la fórmula

$$TSS = \sum_{i,j} y_{ij}^2 - S^2/n$$
$$= 4439.36 - (248.8)^2/14$$
$$= 17.829$$

6. La suma de errores de las desviaciones cuadradas se calcula, al sumar las ESS y entre columnas, donde $ESS_j = \Sigma_{i=1}^{n_j} y_{ij}^2 - S_j^2/n_j$ dentro de las columnas, con ESS = 7.167.

7. La suma en columna de las desviaciones cuadradas se obtiene por las diferencias, mediante la identidad de partición, es decir,

$$CSS = TSS - ESS$$
$$= 17.829 - 7.167$$
$$= 10.662$$

Sin embargo, para propósitos de generalización, la CSS se determina de dos maneras diferentes:

a. La fórmula conceptual, pero difícil

$$CSS = \sum_{j=1}^{k} n_j(\bar{y}_j - \bar{\bar{y}})^2$$
$$= 5(17.98 - 17.77)^2 + 3(16.63 - 17.77)^2$$
$$+ 2(17.25 - 17.77)^2 + 3(19.13 - 17.77)^2$$
$$+ 1(17.10 - 17.77)^2$$
$$= 10.662$$

Esto corresponde al cálculo de las sumas de las desviaciones cuadradas respecto a la media, corregidas porque los números individuales representan los promedios en sí. Por lo tanto, los términos individuales se corrigen para los tamaños correspondientes de las muestras, por medio de la identidad (con base en la hipótesis nula):

$$\text{Var}(\bar{x}_j) = \sigma^2/n_j$$
o
$$\sigma^2 = n_j \text{ var}(\bar{x}_j)$$

b. La fórmula conveniente de cálculo:

$$CSS = \Sigma S_j^2/n_j - S^2/n$$
$$= \frac{(89.9)^2}{5} + \frac{(49.9)^2}{3} + \frac{(34.5)^2}{2} + \frac{(57.4)^2}{3}$$
$$+ \frac{(17.1)^2}{1} - \frac{(248.8)^2}{14}$$
$$= 10.662$$

8. El análisis de la variancia:

Fuente	SS	gl	MS	Razón F
Entre columnas	10.662	4	2.666	3.35
Error	7.167	9	.796	
Total	17.829	13		

9. La decisión: Dado que el valor de F de la muestra = 3.35 < el valor de F tabulado = 3.63, se concluye que no existe evidencia *suficiente* para rechazar la hipótesis nula. Este ejemplo muestra que cuando un experimento es inferior al ideal, se puede obtener una solución no satisfactoria. Los resultados estadísticos parecen indicar que existen diferencias verdaderas entre los tratamientos, pero infortunadamente, no se pueden demostrar. Como en el caso de dos poblaciones, el diseño óptimo requerirá un número igual de muestras dentro de cada columna de tratamientos. Si el programa permitiera tres muestras dentro de cada tratamiento ($n = 15$) y se obtuvieran los mismos promedios de las columnas,

$$\bar{y}_1 = 17.98$$
$$\bar{y}_2 = 16.63$$
$$\bar{y}_3 = 17.25$$
$$\bar{y}_4 = 19.13$$
$$\bar{y}_5 = 17.10$$

con el mismo EMS de .796 (sin ningún cambio de las cantidades básicas), la razón F correspondiente de la muestra sería 3.57, con una F crítica $(4, 10) = 3.48$, en lugar del valor observado 3.35, con una F crítica $(4, 9) = 3.63$. En otras palabras, con un diseño más eficiente, la conclusión resultante demostraría la existencia de una diferencia significativa, sin el recurso de una prueba adicional totalmente nueva.

Ejemplo

Aplicación. Un fabricante de papel utilizado para servilletas se interesa en mejorar la resistencia a la tensión del producto. Dado que se sospecha que dicha resistencia es función de la concentración de un aditivo en la pulpa, se decidió investigar cinco niveles diferentes de concentraciones, con cinco muestras seleccionadas al azar para cada nivel.

Procedimiento

1. Las hipótesis:

H_0: $\alpha_j = 0$, para 1, 2, 3, 4 y 5
H_1: no todos los α_j son cero

2. Selecciónese $\alpha = .05$. En consecuencia, con $(k-1) = 4$ gl, para el CMS y $n - k = 20$ gl para el EMS, el valor crítico de F (4, 20) = 2.87.

3. La regla de decisión:

Acéptese H_0, si F de la muestra < 2.87
De otro modo, rechácese H_0

4. Los datos de la muestra y resúmenes asociados, para las determinaciones de resistencia a la tensión:

	Concentración del aditivo				
	0%	2%	4%	6%	10%
	17	16	22	20	22
	14	23	24	21	20
	15	17	18	19	17
	18	20	18	24	20
	19	19	23	25	19
n_j =	5	5	5	5	5
S_j =	83	95	105	109	98
Σy_{ij}^2 =	1395	1835	2237	2403	1934
$\bar{y}_j$ =	16.6	19.0	21.0	21.8	19.6
FSS_j =	17.2	30.0	32.0	26.8	13.2

Totales: $n = 25$ $S = 490$ $\bar{y} = 19.60$

$\frac{57.4)^2}{3}$

MS	Razón F
2.666	3.35
.796	

= 3.35 < el valor de F
ciente para rechazar la
srimento es inferior al
esultados estadísticos
los tratamientos, pero
no de dos poblaciones,
entro de cada columna
dentro de cada trata-
las columnas,

antidades básicas), la
F crítica $(4, 10) = 3.48$.
= 3.63. En otras pala-
le demostraría la exis-
una prueba adicional

villetas se interesa en
se sospecha que dicha
en la pulpa, se decidió
cinco muestras selec-

= 4 gl, para el CMS y
87.

na las determinaciones

tivo	
6%	10%
20	22
21	20
19	17
24	20
25	19
5	5
109	98
2403	1934
21.8	19.6
26.8	13.2
19.60	

donde S_j corresponde a la suma de la columna y s_j^2, a la variancia dentro de la columna.

5. Para la prueba de la hipótesis de dos poblaciones, se supuso que $\sigma_1^2 = \sigma_2^2$. Esto se demostró como una introducción a la prueba principal, mediante la razón F de las variancias de las muestras s_1^2 y s_2^2. Además, en el análisis de variancia se supuso que las variancias de la población σ_j^2 dentro de las columnas son todas iguales a σ^2. La generalización de una prueba F de dos poblaciones, para igualdad de variancias se conoce como la prueba de Bartlett, que se resume en el material presentado a continuación. En este ejemplo, la aplicación de la prueba de Bartlett a los datos de la muestra conduce a aceptar la hipótesis nula H_0: $\sigma_j^2 = \sigma^2$ entre las j.

6. La suma total de las desviaciones cuadradas se calculó mediante la fórmula

$$\text{TSS} = \Sigma y_{ij}^2 - S^2/n = 9804 - (490)^2/25 = 200.00$$

7. La suma interna o del error de las desviaciones cuadradas se calculó, al sumar las ESS_j entre columnas:

$$\text{ESS} = 17.2 + 30.0 + 32.0 + 26.8 + 13.2 = 119.2$$

8. La suma entre columnas de las desviaciones cuadradas se calculó mediante

$$\text{CSS} = \frac{83^2}{5} + \frac{95^2}{5} + \frac{105^2}{5} + \frac{109^2}{5} + \frac{98^2}{5} - \frac{490^2}{25} = 80.8$$

9. El análisis de variancia:

Fuente	SS	gl	MS	Razón F de la muestra
Entre columnas	80.8	4	20.20	3.39
Error	119.2	20	5.96	
Total	200.0	24		

10. La decisión: Dado que el valor de F de la muestra = 3.39 > F tabulada = 2.87, se rechaza la hipótesis y se concluye que existen, al menos, dos valores de α_j diferentes de cero (dado que sólo son relativos, éstos se definen por la suma a cero y en consecuencia, si uno es diferente de cero, uno o más de los otros también deben ser diferentes de cero).

Para esta aplicación, conviene continuar a una segunda etapa y estimar las cantidades de α_j respectivas. Con base en la teoría estadística y dado que las estimaciones se fundamentan en un conjunto de muestras de datos, para estas estimaciones se utiliza la nomenclatura $\hat{\alpha}_j$. Dichas estimaciones se obtienen mediante la identidad $\hat{\alpha}_j = \bar{y}_j - \bar{y}$. Por consiguiente,

$$\begin{aligned} \hat{\alpha}_1 &= -3.0 \\ \hat{\alpha}_2 &= -.6 \\ \hat{\alpha}_3 &= 1.4 \\ \hat{\alpha}_4 &= 2.2 \\ \hat{\alpha}_5 &= 0 \end{aligned}$$

Para determinar qué pares, de todos los posibles, son considerablemente diferentes, se puede aplicar una tercera etapa de análisis. Uno de los métodos para realizar este análisis es el conocido como la prueba de intervalo múltiple de Duncan (Duncan, "Multiple Range and Multiple F Tests", *Biometrics*, no. 11, 1-42, 1956). Con este propósito se ordenan las estimaciones respectivas en orden ascendente:

$$\begin{aligned} \hat{\alpha}_1 &= -3.0 \\ \hat{\alpha}_2 &= -.6 \\ \hat{\alpha}_5 &= 0 \\ \hat{\alpha}_3 &= 1.4 \\ \hat{\alpha}_4 &= 2.2 \end{aligned}$$

Los resultados de esta prueba indican diferencias significativas, exclusivamente entre dos pares. La prueba en sí compara la magnitud relativa de la diferencia entre pares sucesivos, respecto a la confiabilidad de la diferencia, de un modo similar a la idea conceptual del intervalo de confianza entre dos medias de poblaciones. Para el análisis de este procedimiento, véase una subsección posterior. Además, para un método más viable de análisis, véase el segundo ejemplo bajo "Regresión múltiple".

Ejemplo

Aplicación. En una película de 1 mil con base en poliolefina, se seleccionaron cinco muestras, con cortes de $^1/_8$ por $2^3/_4$ in, en dirección transversal (DT). Se midió el espesor de las muestras en 10 lugares igualmente espaciados en la dirección $2^3/_4$ in. Se desea caracterizar la variación DT, respecto a la variación dentro de las muestras.

Procedimiento

1. Las hipótesis:

H_0: $\alpha_j = 0$, para $j = 1, 2, 3, 4$ y 5
H_1: no todas las α_j son iguales a cero

2. Selecciónese $\alpha = .05$. Por lo tanto, con $(k-1) = 4$ gl, para el CMS y $(n-k) = 45$ gl, para el EMS, el valor crítico de F $(4, 45) = 2.58$.

3. La regla de decisión:

Acéptese H_0, si F de la muestra < 2.58
Rechácese H_0, si F de la muestra > 2.58

4. Los datos de las muestras y resúmenes asociados, para las mediciones de espesor:

	Número de la muestra				
	1	2	3	4	5
	1.014	1.031	.991	1.004	.964
	1.001	1.033	.987	.983	.956
	.998	1.024	.975	.996	.957
	1.013	1.021	.970	.992	.967
	1.014	1.038	.974	.997	.968
	1.008	1.049	.980	.999	.968
	1.012	1.059	.960	1.004	.977
	.970	1.054	.960	.953	.982
	.964	1.056	.982	1.004	.981
	.956	1.057	.971	.997	.988
n_j	10	10	10	10	10
S_j	9.950	10.422	9.750	9.929	9.708
$\bar{y}_j$	.995	1.042	.975	.993	.971
ESS_j	.00466	.00189	.00097	.00214	.00105
s_j	.023	.014	.010	.015	.011

Totales: $n = 50$ $S = 49.759$ $\bar{y} = .9952$

5. La prueba de Bartlett para H_0: $\sigma_1^2 = \cdots = \sigma_5^2 = \sigma^2$ indica que no existe evidencia suficiente para rechazar esta hipótesis; es decir, las diferencias a través de las cinco variancias de las muestras no es mayor de lo esperado, sólo por casualidad, a un nivel de α de 5%.

6. La suma total de las desviaciones cuadradas se calculó mediante la fórmula

$$\text{TSS} = \Sigma y_{ij}^2 - S^2/n = .04289$$

7. La suma interna o del error de las desviaciones cuadradas se calculó al sumar las ESS_j a través de las columnas:

$$\begin{aligned} \text{ESS} &= .00466 + .00189 + .00097 + .00214 + .00105 \\ &= .01071 \end{aligned}$$

8. La suma entre columnas de las desviaciones cuadradas se calculó por medio

$$\text{CSS} = \frac{(9.950)^2}{10} + \frac{(10.422)^2}{10} + \frac{(9.750)^2}{10} + \frac{(9.929)^2}{10} + \frac{(9.708)^2}{10} - \frac{49.759)^2}{50} = .03218$$

9. El análisis de variancia:

Fuente	SS	gl	MS	Razón F de la muestra
Entre columnas	03218	4	.008045	33.8
Error	.01071	45	.000238	
Total	.04289	49		

10. La decisión: dado que el valor de F de la muestra = 33.8 > F tabulada = 2.58, se rechaza la hipótesis nula.

11. Para esta aplicación, se caracterizó la variación verdadera en la dirección transversal, es decir, se estimó la variancia DT verdadera en forma independiente de la variancia inherente del error a corto plazo σ^2. Dado que la expectativa para el CMS es $\sigma^2 + n_j\sigma_j^2$.

$$\hat{\sigma}^2 + 10\hat{\sigma}_{\bar{x}}^2 = .008045$$

donde $\hat{\sigma}^2 = .000238$

Por consiguiente,

$$\hat{\sigma}_{\bar{x}}^2 = (\tfrac{1}{10})(0.008045 - .000238)$$
$$= .000781$$

o $\hat{\sigma} = .0154 \quad \hat{\sigma}_T = .0279$

En otras palabras, la variación verdadera en la dirección transversal es aproximadamente el doble de la variación dentro de las muestras.

Prueba de Bartlett para variancias iguales En el ejemplo anterior, se concluyó que no existía evidencia suficiente para rechazar la hipótesis nula H_0: $\sigma_1^2 = \sigma_2^2 = \cdots = \sigma_5^2$. Esta prueba se basó en un procedimiento desarrollado por Bartlett [*Proc. R. Soc.*, 273-275 (1937)].

Dadas las variancias de las muestras k, $s_1^2, s_2^2, \ldots, s_k^2$, a partir de las muestras con tamaño $n_1, n_2, \ldots, n_k$, con $N = \Sigma n_j$, calcúlese la estimación de la variancia agrupada

$$s_p^2 = \frac{1}{N-k}\sum_1^k (n_j - 1)s_j^2$$

Defínase

$$q = (N-k)\ln s_p^2 - \Sigma[(n_j - 1)\ln s_j^2]$$

y $$h = 1 + \frac{1}{3(k-1)}\left(\left(\sum_1^k \frac{1}{n_j - 1}\right) - \frac{1}{N-k}\right)$$

Por lo tanto, $q/h \simeq \chi^2(k-1)$, es decir, $(k-1)$ gl, que corresponden a una prueba de la cola superior.

Ejemplo Para el enunciado y los datos del problema, refiérase al ejemplo anterior.

1. Resumen de los datos

Muestra	n_j	s_j
1	10	.023
2	10	.014
3	10	.010
4	10	.015
5	10	.011
	$N = 50$	

2. Las hipótesis:

$$H_0\text{: } \sigma_1^2 = \sigma_2^2 = \sigma_3^2 = \sigma_4^2 = \sigma_5^2$$
H_1: no todas las σ_j^2 son iguales

3. Nivel de significancia: Selecciónese $\alpha = .05$; en consecuencia, el valor crítico de $\chi^2(4) = 9.49$.

4. La variancia agrupada:

$$s_p^2 = \frac{9(.023)^2 + 9(.014)^2 + \cdots + 9(.011)^2}{45}$$
$$= \frac{(.023)^2 + (.014)^2 + \cdots + (.011)^2}{5}$$
$$= .0002342$$

5. Calcúlese q:

$$q = (50 - 5)\ln(.0002342) - [9\ln(.023)^2 + 9\ln(.014)^2 + \cdots + 9\ln(.011)^2]$$
$$= -376.17 - (-384.40)$$
$$= 8.23$$

6. Determínese h:

$$h = 1 + \frac{1}{3(4)}\left(\frac{1}{9} + \frac{1}{9} + \cdots + \frac{1}{9} - \frac{1}{45}\right)$$
$$= 1.0444$$

7. Prueba de la hipótesis: La aproximación del valor de J cuadrada de la muestra es:

$$\chi^2 \text{ de la muestra} = 8.23/1.0444$$
$$= 7.88$$

Dado que χ^2 de la muestra = 7.88 < χ^2 tabulada = 9.49, acéptese la hipótesis nula; es decir, no existe evidencia suficiente para rechazar H_0.

Ejemplo Para el enunciado y datos del problema refiérase al primer ejemplo en la subsección "Análisis unidireccional para determinar la variancia: Procedimiento".

1. Resumen de los datos:

Muestra	n_j	s_j^2
1	5	.2470
2	3	1.1635
3	2	1.4450
4	3	1.2035
5	1	Indeterminada (0/0)
	$N = 13$	

2. Las hipótesis

$$H_0\text{: } \sigma_1^2 = \sigma_2^2 = \sigma_3^2 = \sigma_4^2$$
H_1: no todas las σ_j^2 son iguales

3. Nivel de significancia: Selecciónese $\alpha = .05$; por consiguiente, el valor crítico superior de $\chi^2(3) = 7.81$.

4. La variancia agrupada:

$$s_p^2 = \frac{4(.2470) + 2(1.1635) + 1(1.4450) + 2(1.2035)}{9}$$
$$= .7963$$

5. Calcúlese q:

$$q = (13 - 4)\ln(.7963) - [4\ln(.2470) + 2\ln(1.1635) + \ln(1.445) + 2(1.2035)]$$
$$= -2.050 - (-4.552)$$
$$= 2.502$$

6. Determínese h:

$$h = 1 + \frac{1}{3(3)}\left(\frac{1}{4} + \frac{1}{2} + \frac{1}{1} + \frac{1}{2} - \frac{1}{9}\right)$$
$$= 1.238$$

7. Prueba de la hipótesis: La aproximación del valor de Ji cuadrada de la muestra es:

$$\chi^2 \text{ de la muestra} = 2.502/1.238$$
$$= 2.02$$

Dado que χ^2 de la muestra = 2.02 < χ^2 tabulada = 7.81, acéptese la hipótesis nula.

NOTA: La prueba de Bartlett constituye una prueba para aproximar χ^2 y tiene dos limitaciones. Primera, la prueba es sensible a la suposición de que las observaciones dentro de los grupos de muestras se encuentran normalmente distribuidas. Cuando las observaciones se desvían de forma sustancial de la normalidad, el error verdadero tipo Iα puede ser muy diferente del valor supuesto que se utiliza en la tabla de Ji cuadrada. Segunda, la potencia para la prueba de Bartlett tiende a ser pequeña. En la teoría estadística, esto se interpreta como una prueba débil de la hipótesis. Existen otras pruebas especializadas, pero ninguna general, aparte de la de Bartlett.

Prueba de intervalo múltiple de Duncan En el segundo ejemplo presentado bajo "Análisis unidireccional para determinar la variancia", las estimaciones de las muestras

$$\hat{\alpha}_1 = -3.0$$
$$\hat{\alpha}_2 = -.6$$
$$\hat{\alpha}_3 = 1.4$$
$$\hat{\alpha}_4 = 2.2$$
$$\hat{\alpha}_5 = 0$$

TABL
n_2/p
1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18 19 20 22 24 26 28 30 40 60 100 ∞
1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18 19 20 22 24 26 28 30 40 60 100 ∞
*Fu
†Al

cuadrada de la mues-

tese la hipótesis nula;

se al primer ejemplo
la variancia: Procedi-

s_j^2
.2470
1.1635
1.4450
1.2035
indeterminada (0/0)
$N = 13$

iguiente, el valor crí-

2(1.2035)

5)
1.445) + 2 (1.2035)]

1)
3)

cuadrada de la mues-

tese la hipótesis nula.
aproximar χ^2 y tiene
ción de que las obser-
ormalmente distribui-
cial de la normalidad,
r supuesto que se uti-
la prueba de Bartlett
reta como una prueba
pero ninguna general,

l segundo ejemplo
lerminar la varian-

TABLA 2-2 Intervalos significativos: prueba de intervalo múltiple de Duncan*

n_2/p	2	3	4	5	6	7	8	9	10	12	14	16	18	20	50	100
Intervalos significativos para un nivel de 1%,† prueba nueva de intervalo múltiple																
1	90.0	90.0	90.0	90.0	90.0	90.0	90.0	90.0	90.0	90.0	90.0	90.0	90.0	90.0	90.0	90.0
2	14.0	14.0	14.0	14.0	14.0	14.0	14.0	14.0	14.0	14.0	14.0	14.0	14.0	14.0	14.0	14.0
3	8.26	8.5	8.6	8.7	8.8	8.9	8.9	9.0	9.0	9.0	9.1	9.2	9.3	9.3	9.3	9.3
4	6.51	6.8	6.9	7.0	7.1	7.1	7.2	7.2	7.3	7.3	7.4	7.4	7.5	7.5	7.5	7.5
5	5.70	5.96	6.11	6.18	6.26	6.33	6.40	6.44	6.5	6.6	6.6	6.7	6.7	68	6.8	6.8
6	5.24	5.51	5.65	5.73	5.81	5.88	5.95	6.00	6.0	6.1	6.2	6.2	6.3	6.3	6.3	6.3
7	4.95	5.22	5.37	5.45	5.53	5.61	5.69	5.73	5.8	5.8	5.9	5.9	6.0	6.0	6.0	6.0
8	4.74	5.00	5.14	5.23	5.32	5.40	5.47	5.51	5.5	5.6	5.7	5.7	5.8	5.8	5.8	5.8
9	4.60	4.86	4.99	5.08	5.17	5.25	5.32	5.36	5.4	5.5	5.5	5.6	5.7	5.7	5.7	5.7
10	4.48	4.73	4.88	4.96	5.06	5.13	5.20	5.24	5.28	5.36	5.42	5.48	5.54	5.55	5.55	5.55
11	4.39	4.63	4.77	4.86	4.94	5.01	5.06	5.12	5.15	5.24	5.28	5.34	5.38	5.39	5.39	5.39
12	4.32	4.55	4.68	4.76	4.84	4.92	4.96	5.02	5.07	5.13	5.17	5.22	5.24	5.26	5.26	5.26
13	4.26	4.48	4.62	4.69	4.74	4.84	4.88	4.94	4.98	5.04	5.08	5.13	5.14	5.15	5.15	5.15
14	4.21	4.42	4.55	4.63	4.70	4.78	4.83	4.87	4.91	4.96	5.00	5.04	5.06	5.07	5.07	5.07
15	4.17	4.37	4.50	4.58	4.64	4.72	4.77	4.81	4.84	4.90	4.94	4.97	4.99	5.00	5.00	5.00
16	4.13	4.34	4.45	4.54	4.60	4.67	4.72	4.76	4.79	4.84	4.88	4.91	4.93	4.94	4.94	4.94
17	4.10	4.30	4.41	4.50	4.56	4.63	4.68	4.73	4.75	4.80	4.83	4.86	4.88	4.89	4.89	4.89
18	4.67	4.27	4.38	4.46	4.43	4.59	4.64	4.68	4.71	4.76	4.79	4.82	4.84	4.85	4.85	4.85
19	4.05	4.24	4.35	4.43	4.50	4.56	4.61	4.64	4.67	4.72	4.76	4.79	4.81	4.82	4.82	4.82
20	4.02	4.22	4.33	4.40	4.47	4.53	4.58	4.61	4.65	4.69	4.73	4.76	4.78	4.79	4.79	4.79
22	3.99	4.17	4.28	4.36	4.42	4.48	4.53	4.57	4.60	4.65	4.68	4.71	4.74	4.75	4.75	4.75
24	3.96	4.14	4.24	4.33	4.39	4.44	4.49	4.53	4.57	4.62	4.64	4.67	4.70	4.72	4.74	4.74
26	3.93	4.11	4.21	4.30	4.36	4.41	4.46	4.50	4.53	4.58	4.62	4.65	4.67	4.69	4.73	4.73
28	3.91	4.08	4.18	4.28	4.34	4.39	4.43	4.47	4.51	4.56	4.60	4.62	4.65	4.67	4.72	4.72
30	3.89	4.06	4.16	4.22	4.32	4.36	4.41	4.45	4.48	4.54	4.58	4.61	4.63	4.65	4.71	4.71
40	3.82	3.99	4.10	4.17	4.24	4.30	4.34	4.37	4.41	4.46	4.51	4.54	4.57	4.59	4.69	4.69
60	3.76	3.92	4.03	4.12	4.17	4.23	4.27	4.31	4.34	4.39	4.44	4.47	4.50	4.53	4.66	4.66
100	3.71	3.86	3.98	4.06	4.11	4.17	4.21	4.25	4.29	4.35	4.38	4.42	4.45	4.48	4.64	4.65
∞	3.64	3.80	3.90	3.98	4.04	4.09	4.14	4.17	4.20	4.26	4.31	4.34	4.38	4.41	4.60	4.68
Intervalos significativos estandarizados, para un nivel de 5%,† prueba nueva de intervalo múltiple																
1	18.0	18.0	18.0	18.0	18.0	18.0	18.0	18.0	18.0	18.0	18.0	18.0	18.0	18.0	18.0	18.0
2	6.09	6.09	6.09	6.09	6.09	6.09	6.09	6.09	6.09	6.09	6.09	6.09	6.09	6.09	6.09	6.09
3	4.50	4.50	4.50	4.50	4.50	4.50	4.50	4.50	4.50	4.50	4.50	4.50	4.50	4.50	4.50	4.50
4	3.93	4.01	4.02	4.02	4.02	4.02	4.02	4.02	4.02	4.02	4.02	4.02	4.02	4.02	4.02	4.02
5	3.64	3.74	3.79	3.83	3.83	3.83	3.83	3.83	3.83	3.83	3.83	3.83	3.83	3.83	3.83	3.83
6	3.46	3.58	3.64	3.68	3.68	3.68	3.68	3.68	3.68	3.68	3.68	3.68	3.68	3.68	3.68	3.68
7	3.35	3.47	3.54	3.58	3.60	3.61	3.61	3.61	3.61	3.61	3.61	3.61	3.61	3.61	3.61	3.61
8	3.26	3.39	3.47	3.52	3.55	3.56	3.56	3.56	3.56	3.56	3.56	3.56	3.56	3.56	3.56	3.56
9	3.20	3.34	3.41	3.47	3.50	3.52	3.52	3.52	3.52	3.52	3.52	3.52	3.52	3.52	3.52	3.52
10	3.15	3.30	3.37	3.43	3.46	3.47	3.47	3.47	3.47	3.47	3.47	3.47	3.47	3.48	3.48	3.38
11	3.11	3.27	3.35	3.39	3.43	3.44	3.45	3.46	3.46	3.46	3.46	3.46	3.47	3.48	3.48	3.48
12	3.08	3.23	3.33	3.36	3.40	3.42	3.44	3.44	3.46	3.46	3.46	3.46	3.47	3.48	3.48	3.48
13	3.06	3.21	3.30	3.35	3.38	3.41	3.42	3.44	3.45	3.45	3.46	3.46	3.47	3.47	3.47	3.47
14	3.03	3.18	3.27	3.33	3.37	3.39	3.41	3.42	3.44	3.45	3.46	3.46	3.47	3.47	3.47	3.47
15	3.01	3.16	3.25	3.31	3.36	3.38	3.40	3.42	3.43	3.44	3.45	3.46	3.47	3.47	3.47	3.47
16	3.00	3.15	3.23	3.30	3.34	3.37	3.39	3.41	3.43	3.44	3.45	3.46	3.47	3.47	3.47	3.47
17	2.98	3.13	3.22	3.28	3.33	3.36	3.38	3.40	3.42	3.44	3.45	3.46	3.47	3.47	3.47	3.47
18	2.97	3.12	3.21	3.27	3.32	3.35	3.37	3.39	3.41	3.43	3.45	3.46	3.47	3.47	3.47	3.47
19	2.96	3.11	3.19	3.26	3.31	3.35	3.37	3.39	3.41	3.43	3.44	3.46	3.47	3.47	3.47	3.47
20	2.95	3.10	3.18	3.25	3.30	3.34	3.36	3.38	3.40	3.43	3.44	3.46	3.47	3.47	3.47	3.47
22	2.93	3.08	3.17	3.24	3.29	3.32	3.35	3.37	3.39	3.42	3.44	3.45	3.46	3.47	3.47	3.47
24	2.92	3.07	3.15	3.22	3.28	3.31	3.34	3.37	3.38	3.41	3.44	3.45	3.46	3.47	3.47	3.47
26	2.91	3.06	3.14	3.21	3.27	3.30	3.34	3.36	3.38	3.41	3.43	3.45	3.46	3.47	3.47	3.47
28	2.90	3.04	3.13	3.20	3.26	3.30	3.33	3.35	3.37	3.40	3.43	3.45	3.46	3.47	3.47	3.47
30	2.89	3.04	3.12	3.20	3.25	3.29	3.32	3.35	3.37	3.40	3.43	3.44	3.46	3.47	3.47	3.47
40	2.86	3.01	3.10	3.17	3.22	3.27	3.30	3.33	3.35	3.39	3.42	3.44	3.46	3.47	3.47	3.47
60	2.83	2.98	3.08	3.14	3.20	3.24	3.28	3.31	3.33	3.37	3.40	3.43	3.45	3.47	3.48	3.48
100	2.80	2.95	3.05	3.12	3.18	3.22	3.26	3.29	3.32	3.36	3.40	3.42	3.45	3.47	3.53	3.53
∞	2.77	2.92	3.02	3.09	3.15	3.19	3.23	3.26	3.29	3.34	3.38	3.41	3.44	3.47	3.61	3.67

*Fuente: D. B., Duncan, "Multiple Range and Multiple F Tests", *Biometrics*, **11** (1956). Con autorización de Biometric Society.
†Al utilizar niveles especiales de protección, con base en los grados de libertad.

se analizaron, para determinar las diferencias significativas, mediante la prueba de intervalo múltiple de Duncan. Se concluyó que sólo dos pares de estimaciones eran considerablemente diferentes: $[\hat{\alpha}_4,\hat{\alpha}_1)]$ y $[(\hat{\alpha}_3,\hat{\alpha}_1)]$.

Ejemplo A continuación se presenta un resumen de los pasos a tomar, para demostrar las diferencias significativas:

1. Ordénense las $\hat{\alpha}$ en orden ascendente:

$$\hat{\alpha}_1 = -3.0$$
$$\hat{\alpha}_2 = -.6$$
$$\hat{\alpha}_5 = 0$$
$$\hat{\alpha}_3 = 1.4$$
$$\hat{\alpha}_4 = 2.2$$

2. Inicie la determinación en la tabla de análisis de variancia y tabule el cuadrado medio del error, con sus grados de libertad: $\hat{\sigma}^2 = 5.96$, para 20 gl.

3. Calcule el error estándar de las $\hat{\alpha}$ respectivas; es decir,

$$\text{Error estándar de } \hat{\alpha}_i = \sqrt{\hat{\sigma}^2/n_j} = \sqrt{5.96/5} = 1.09$$

4. Refiérase a la tabla de Duncan (Tabla 2-2) de intervalos significativos, en el nivel de α deseado (en este ejemplo, $\alpha = .05$), al utilizar el gl para el error (20) y $p = 2, 3, \ldots, k$, donde k corresponde al número total de niveles de tratamiento, cinco en este caso:

p	Números de los intervalos de Duncan
2	2.95
3	3.10
4	3.18
5	3.25

5. Multiplíquense los números de los intervalos de Duncan por el error estándar del paso 3:

p	Números de los intervalos de Duncan por error estándar
2	3.22
3	3.38
4	3.47
5	3.54

6. Pruébense los intervalos observados contra sus valores críticos correspondientes, con la siguiente regla de decisión: si la diferencia observada es mayor que el valor crítico, se considera significativamente diferente; de otro modo, no se considera así.

p	Cantidades	Diferencia	Valor crítico	Conclusión
5	$\hat{\alpha}_4 - \hat{\alpha}_4$	5.2	3.54	Diferencia significativa
4	$\hat{\alpha}_3 - \hat{\alpha}_1$	4.4	3.47	Diferencia significativa
3	$\hat{\alpha}_5 - \hat{\alpha}_1$	3.0	3.38	No
2	$\hat{\alpha}_2 - \hat{\alpha}_1$	2.4	3.22	No
4	$\hat{\alpha}_4 - \hat{\alpha}_2$	2.8	3.47	No
3	$\hat{\alpha}_3 - \hat{\alpha}_2$	2.0	3.38	No
2	$\hat{\alpha}_5 - \hat{\alpha}_2$	.6	3.22	No
3	$\hat{\alpha}_4 - \hat{\alpha}_5$	2.2	3.38	No
2	$\hat{\alpha}_3 - \hat{\alpha}_5$	1.4	3.22	No
2	$\hat{\alpha}_4 - \hat{\alpha}_3$	.8	3.22	No

7. Para ilustrar las conclusiones, colóquense en una gráfica los puntos $\hat{\alpha}$ de las muestras y trácense las líneas de las diferencias significativas (véase Fig. 2-66). En términos de los niveles originales de concentración, sólo los niveles de 6 y 4% son diferentes en forma significativa al del nivel de 0%.

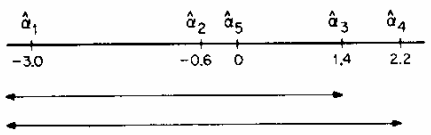


FIG. 2-66 Representación gráfica de las conclusiones.

Análisis bilateral para la variancia

Naturaleza Bajo "Prueba de hipótesis para pares igualados" se realizó un análisis de las velocidades de corrosión, para dos tipos de tubería enterradas en diversas clases de tierra. Al método de análisis se le llamó **observaciones apareadas**. En ese ejemplo, se evaluó la velocidad relativa de corrosión entre dos tipos de tubos, mediante el análisis de las diferencias dentro de variedades de tierra. Un examen de los datos indica que al tratar con diferencias fue posible eliminar la influencia directa de las variedades de tierra. Sin embargo, con base en un examen de esas variedades, por ejemplo, A, H y K, se observa que la variedad en sí tiene un efecto directo sobre la velocidad de corrosión.

Si en esta aplicación se hubieran incluido otros tipos de tubería, el uso de las comparaciones apareadas no hubiera sido adecuado, dado que la técnica está limitada para dos tratamientos (tipos de tubería). Si por ejemplo en el estudio se incluyeran 6 tipos de tubería, podría pensarse en comparar dos tipos a la vez para todas las comparaciones. Sin embargo, como un procedimiento estadístico, esta comparación a través de 15 pares no es válida. Además, en muchos tipos de aplicaciones es igualmente importante demostrar la magnitud de estos efectos de las hileras (efectos de las diferentes tierras). En algunos de estos, los efectos de las hileras pueden no ser significativos estadísticamente y es importante cuantificar este aspecto.

La técnica para evaluar las aplicaciones que implican dos efectos producidos por tratamientos diferentes, como por ejemplo, los tipos de tubería y tierra, se conoce como el **análisis bilateral**. En estas aplicaciones existen dos caminos diferentes para modelar el experimento, con o sin lo que se llama interacción. En el ejemplo de corrosión, si las velocidades relativas de corrosión entre tuberías tienden a variar de acuerdo con la variedad de tierra, esto refleja interacción. A manera de ejemplo, véase la siguiente tabla:

Variedad de tierra	No interactivo			Interactivo		
	Acero	Sin recubrimiento	Diferencia	Acero	Sin recubrimiento	Diferencia
1	7.6	10.4	−2.8	7.6	20.7	−13.1
2	24.5	26.3	−1.8	24.5	25.3	−.8
3	52.6	56.3	−3.7	52.6	42.6	10.0
4	79.8	81.4	−1.6	79.8	60.3	19.5

La interacción indica que las diferencias relativas, en este caso las diferencias individuales, cambian de característica según el nivel de la hilera o renglón correspondiente. Para los datos interactivos mostrados en la tabla, las diferencias relativas entre tuberías cambian de acuerdo con la variedad de tierra. Si la tierra es relativamente no corrosiva, se prefiere la tubería de acero, y en forma correspondiente, si la tierra es también en forma relativa más corrosiva, se prefiere la tubería sin recubrimiento.

Al tratar con un sistema interactivo, es necesario tener observaciones duplicadas, es decir, observaciones repetidas o combinaciones de muestras dentro de las hileras y columnas.

Luego, en esta subsección se analizarán las estructuras opcionales de modelado, mediante dos ejemplos, el primero no interactivo, el segundo sí.

$\hat{\alpha}_3$ $\hat{\alpha}_4$

1.4 2.2

igualados" se rea-
dos tipos de tube-
odo de análisis se
plo, se evaluó la
ubos, mediante el
tierra. Un examen
posible eliminar
embargo, con base
H y K, se observa
a velocidad de co-

tipos de tubería, el
lo adecuado, dado
ipos de tubería). Si
bería, podría pen-
omparaciones. Sin
comparación a tra-
os de aplicaciones
estos efectos de las
s de estos, los efec-
adísticamente y es

plican dos efectos
emplo, los tipos de
al. En estas aplica-
ar el experimento,
de corrosión, si las
ienden a variar de
tracción. A manera

Interactivo		
o recu- miento		Diferencia
0.7		−13.1
5.3		− 8
2.6		10.0
0.3		19.5

as, en este caso las
según el nivel de la
teractivos mostra-
berías cambian de
ivamente no corro-
respondiente, si la
prefiere la tubería

tener observacio-
combinaciones de

ucturas opcionales
interactivo, el se-

Análisis bilateral para la variancia: Procedimiento

Nomenclatura

Tratamiento tipo II	Tratamiento tipo I: nivel 1	2	3	...	c
1	y_{111} y_{112} ↓	y_{121} y_{122} ↓	y_{131} y_{132} ↓		y_{1c1} y_{1c1} ↓
2	y_{211} y_{212} ↓	y_{221} y_{222} ↓	y_{231} y_{232} ↓		y_{2c1} y_{2c2} ↓
r	y_{r11} y_{r12} ↓	y_{r21} y_{r22} ↓	y_{r31} y_{r32} ↓		y_{rc1} y_{rc2} ↓

c = número de tratamientos en columna, con índice j
r = número de tratamientos en el renglón, con índice i
m = número de duplicaciones, dentro de cada combinación de hilera y columna, con índice k. A menos que dicha combinación tenga el mismo número dentro de cada (i,j), se debe utilizar un análisis más complicado. En muchas aplicaciones y con base en la naturaleza del estudio, cabe suponer un sistema no interactivo. En este caso, $m = 1$, lo cual corresponde a una observación por cada combinación (i,j)
S_j = suma de observaciones en la columna j
S_i = suma de observaciones en el renglón i
S_k = suma de observaciones en el renglón y columna (i,j)
S = suma de todas las observaciones
n_j = número de observaciones en la columna j
n_i = suma de observaciones en el renglón i
n = número total de observaciones

Modelo lineal Existen dos tipos de modelos:

No interactivo

$$y_{ijk} = \mu + \alpha_i + \beta_j + \varepsilon_{ijk}$$
(por lo general, con $k \equiv 1$)

Interactivo

$$y_{ijk} = \mu + \alpha_i + \beta_j + (\alpha\beta)_{ij} + \varepsilon_{ijk}$$

En general, si se duplica el experimento ($m > 1$), el análisis debe realizarse en forma interactiva, para lograr un control independiente. Los términos respectivos se definen como:

μ = media total de la población
αi = efecto del tratamiento de la i-ésima hilera (con una estipulación de modelo de efectos fijos $\Sigma\alpha_i = 0$)
β_j = efecto del tratamiento de la j-ésima columna (con una estipulación de modelo de efectos fijos $\Sigma\beta_j = 0$)
$(\alpha\beta)_{ij}$ = efecto interactivo (i, j) [con una estipulación de modelo de efectos fijos $\Sigma(\alpha\beta)_{ij} = 0$]
ε_{ijk} = error al azar

Suposiciones

1. Las observaciones respectivas y_{ijk} son al azar e independientes.

2. El modelo es una representación verdadera de las observaciones.

3. Los errores al azar ε_{ijk} se encuentran normalmente distribuidos, con una media de población igual a cero y una variancia σ^2.

Análisis de la tabla de variancia

1. La suma total de las desviaciones cuadradas $TSS = \Sigma(y_{ijk} - \bar{y})^2$ se puede dividir en cuatro componentes:

$$TSS = CSS + RSS + ISS + ESS$$

donde CSS = suma en columna de las desviaciones cuadradas
RSS = suma en hilera de las desviaciones cuadradas
ISS = suma de la interacción de las desviaciones cuadradas
ESS = suma del error de las desviaciones cuadradas

2. Tabla del análisis de variancia:

Fuente	SS	gl	MS	Razón F
Hileras		$r - 1$		
Columnas		$c - 1$		
Interacción ($r \times c$)		$(r - 1)(c - 1)$		
Error	...	$rc(m - 1)$		
Total		$n - 1$		

Cuando $m = 1$, la fuente de interacción está marcada por el error, dado que la fuente de error no se puede estimar de manera directa.

Procedimiento de cálculo

$$TSS = \sum_{i,j,k} y_{ijk}^2 - S^2/n$$

$$RSS = \sum_{i=1}^{r} S_i^2/n_i - S^2/n$$

$$CSS = \sum_{j=1}^{c} S_j^2/n_j - S^2/n$$

$$ESS = \sum_{i,j} \left[\sum_{l}^{m} y_{ijk}^2 - S_k^2/m \right]$$

$$ISS = TSS - RSS - CSS - ESS$$

Para ISS existe un procedimiento directo de cálculo, que es más complicado. Dicho procedimiento no se requiere para el análisis bilateral, pero es necesario para análisis de variancia de orden mayor. Para ello, deben consultarse los textos recomendados en "Referencias generales: Diseño".

Prueba de la hipótesis La prueba de la hipótesis para el modelo de efectos fijos puede incluir tres pruebas:

Hileras	Columnas	$r \times c$
H_0: $\alpha_i = 0$ H_1: no todas las α_i son cero	H_0: $\beta_j = 0$ H_1: no todas las β_i son cero	H_0: $(\alpha\beta)_{ij} = 0$ H_1: no todas las (β_{ij}) son cero

Regla de decisión Acéptese H_0, si F de la muestra < F tabulada; de otro modo, rechácese H_0, bajo las guías establecidas.

Ejemplo

Aplicación. En 11 lugares diferentes, se enterraron pares de dos tipos distintos de tubería, para determinar su resistencia relativa a la corrosión. Este problema se analizará, mediante la formulación de un modelo no interactivo.

Procedimiento

1. Se desea estimar la diferencia en la velocidad de corrosión, entre los tipos de tubería y los de tierra. Para este propósito, la significancia estadística de las dos fuentes respectivas de variación se prueba, mediante la hipótesis nula:

Prueba 1 H_0: $\beta_j = 0$
H_1: no todas las $\beta_j = 0$
Prueba 2 H_0: $\alpha_i = 0$
H_1: no todas las $\alpha_i = 0$

2. Selecciónese $\alpha = .05$. Por consiguiente, con $c = 2$, la prueba en columna para β_j tiene 1 gl en el numerador y con $r = 11$, la prueba en hilera para α_i tiene 10 gl en el numerador. La estimación del cuadrado medio en el denominador se basa en $(r - 1)(c - 1)$, o sea, 11 gl, dado que no se utilizan duplicaciones. Los valores críticos correspondientes para la razón F son $F(1, 11) = 4.84$ y $F(10, 11) = 2.85$. El valor crítico de F en la primera prueba es mayor, dado que sólo se tiene un gl en el numerador, en tanto que, para la segunda prueba, se utilizan 10 gl en el numerador. Esto se debe a que el cuadrado medio del numerador, sólo tiene 1 gl y en consecuencia, es una estimación menos confiable, para el efecto en columna, que el cuadrado medio del efecto en hilera, con 10 gl.

3. La regla de decisión:

Acéptese H_0, si F de la muestra < valor crítico de F
De otro modo, rechácese H_0

4. La muestra de 11 pares de determinaciones de corrosión, y las sumas parciales respectivas S_i y S_j son:

Variedad de tierra	Tubería de acero recubierta	Tubería sin recubrimiento	S_i
1	27.3	41.4	68.7
2	18.4	18.9	37.3
3	11.9	21.7	33.6
4	11.3	16.8	28.1
5	14.8	9.0	23.8
6	20.8	19.3	40.1
7	17.9	32.1	50.0
8	7.8	7.4	15.2
9	14.7	20.7	35.4
10	19.0	34.4	53.4
11	65.3	76.2	141.5
S_j	229.2	297.9	527.1

5. Las cantidades respectivas para la tabla del análisis de variancia se calculan mediante

$$\begin{aligned}
\text{TSS} &= \Sigma y^2 - S^2/n \\
&= (27.3^2 + 41.4^2 + \cdots + 76.2^2) - 527.1^2/22 \\
&= 37062.01 - 527.1^2/22 \\
&= 6379.67 \\
\text{CSS} &= \Sigma S_j^2/n_j - S^2/n \\
&= 229.2^2/11 + 297.9^2/11 - 527.1^2/22 \\
&= 214.53 \\
\text{RSS} &= \Sigma S_i^2/n_i - S^2/n \\
&= 68.7^2/2 + 37.3^2/2 + \cdots + 141.5^2/2 - 527.1^2/22 \\
&= 5902.17 \\
\text{ESS} &= 6379.67 - 214.53 - 5902.17 \\
&= 262.97
\end{aligned}$$

6. El análisis de variancia:

Fuente	SS	gl	MS	Razón F
Columnas: tuberías	214.53	1	214.5	8.16
Hileras: tierras	5902.17	10	590.2	22.44
Error	262.97	10	26.3	
Total	6379.67	21		

7. Dado que las dos razones F de la muestra exceden sus valores críticos respectivos, se rechazan las hipótesis nulas correspondientes. Además, también debe observarse que para la prueba de la tubería, la razón F de la muestra, con un valor de 8.16 es el cuadrado de la t de muestra = −2.857, que corresponde a la prueba apareada de la hipótesis. En este caso especial, con $r = 2$, las pruebas t y F son iguales, porque en la primera prueba se eliminó el efecto producido por la variedad de tierra, al utilizar las diferencias apareadas.

8. Para una diferencia significativa, el análisis se puede ampliar a la estimación de los efectos respectivos. Por ejemplo, con base en las suposiciones, la observación del cuadrado medio del error constituye una estimación de σ^2. Esto se expresa como $\hat{\sigma}^2 = 26.3$. En forma similar, en ocasiones se calcula una estimación de la magnitud de los valores respectivos de los grupos de α_i y β_j (a pesar de que las σ^2 correspondientes no son cantidades verdaderas de la variancia). Por definición

$$\sigma_\alpha^2 = \frac{1}{c-1}\Sigma\alpha_j^2 \quad (\Sigma\alpha_j = 0)$$

y

$$\sigma_\beta^2 = \frac{1}{r-1}\Sigma\beta_i^2 \quad (\Sigma\beta_i = 0)$$

se pueden desarrollar las siguientes identidades:

$$E(\text{CMS}) = \sigma^2 + r\sigma_\alpha^2$$
$$E(\text{RMS}) = \sigma^2 + c\sigma_\beta^2$$

donde E(CMS) o E(RMS) significan que, en promedio (respecto a un gran número de experimentos repetidos), los cuadrados medios de las muestras son iguales al miembro derecho. Con base en un experimento, se puede determinar una estimación, por medio de los valores de las muestras:

$$\begin{aligned}
\hat{\sigma}_\alpha^2 &= 1/r(\text{CMS de la muestra} - \text{EMS de la muestra}) \\
&= \tfrac{1}{11}(214.5 - 26.3) \\
&= 17.1
\end{aligned}$$

y

$$\begin{aligned}
\hat{\sigma}_\beta^2 &= 1/c(\text{RMS de la muestra} - \text{EMS de la muestra}) \\
&= \tfrac{1}{2}(590.2 - 26.3) \\
&= 282.0
\end{aligned}$$

Estos números indican que la variación es considerablemente mayor entre las variedades de tierra que entre los tipos de tubería.

Ejemplo

Aplicación. En un proceso de fabricación de papel, se realizó una prueba para evaluar tres tipos de aditivos en dos puntos de inyección. Los aditivos se utilizan para mejorar la resistencia en húmedo. El objeto del estudio es determinar el efecto del almidón sobre los aditivos para la resistencia en húmedo.

Procedimiento

1. En este estudio se anticipa que los tipos de aditivos y los puntos de inyección pueden ser interactivos y en consecuencia, se realizaron tres duplicaciones con cada una de las $3 \times 2 = 6$ combinaciones de las pruebas.

2. Con un modelo interactivo, las hipótesis nulas correspondientes son

Prueba 1 H_0: $\alpha_i = 0$
H_1: no todas las α_i son cero
Prueba 2 H_0: $\beta_j = 0$
H_1: no todas las β_j son cero
Prueba 3 H_0: $(\alpha\beta)_{ij} = 0$
H_1: no todas las $(\alpha\beta)_{ij}$ son cero

3. Selecciónese $\alpha = .05$. Con

$$\begin{aligned}
(c-1) &= 2 \text{ gl para la prueba 1} \\
(r-1) &= 1 \text{ gl para la prueba 2} \\
(r-1)(c-1) &= 2 \text{ gl para la prueba 3}
\end{aligned}$$

y

$$rc(m-1) = 12 \text{ gl para el denominador}$$

los valores críticos correspondientes de F son

Prueba 1 $F(2,12) = 3.89$
Prueba 2 $F(1,12) = 4.75$
Prueba 3 $F(2,12) = 3.89$

4. La regla de decisión:

Acéptese H_0, si F de la muestra < valor crítico de F
De otro modo, rechácese H_0

5. La muestra de las 18 pruebas y las sumas parciales correspondientes:

	Aditivos			
Punto de adición	1	2	3	S_i
1	.51	.56	.53	
	.57	.60	.53	4.94
	.53	.55	.56	
2	.53	.53	.83	
	.49	.59	.74	5.53
	.55	.58	.69	
S_j	3.18	3.41	3.88	10.47

Para la S_k, las cantidades respectivas son: 1.61, 1.71, 1.62, 1.57, 1.70 y 2.26.

6. Para el análisis de variancia

$$\begin{aligned}
\text{TSS} &= \Sigma y^2 - S^2/n \\
&= .51^2 + .57^2 + \cdots + .69^2 - 10.47^2/18 \\
&= .12885 \\
\text{CSS} &= \Sigma S_j^2/n_j - S^2/n \\
&= 3.18^2/6 + 3.41^2/6 + 3.88^2/6 - 10.47^2/18 \\
&= .04243 \\
\text{RSS} &= \Sigma S_i^2/n_i - S^2/n \\
&= 4.94^2/9 + 5.53^2/9 - 10.47^2/18
\end{aligned}$$

= .01934

ESS = $\sum_{i,j}\left[\sum_{1}^{m} y_{ij}^2\right.$

= [.51² + .57²

+ ⋯ + [.

= .01787

ISS = .12885 − .

= .04921

7. El análisis de v

Fuente
Columna—aditivo
Hilera—punto de
$c \times r$
Error
Total

8. Dado que cada
te, se rechazan las
obvio que la mejor
es utilizar el aditiv

MÍNIMOS CUA

Naturaleza En
de hipótesis para
rra ejerce influen
tipos de tubería.
como por ejempl
pH con la velocid

Como primer
dos tipos de tube
para cada varied
dispersión. En
velocidad de cor
trucción de la gr
las ordenadas, o

Si la tendenci
neal, la gráfica
"mejor" métod
principio de los
ajustar tan cerc
propósitos estad
las distancias c
rrespondientes
de vista gráfico
los valores y_i y
mo se muestra

Se puede den
sible calcular, c

y, velocidad de corrosión

FIG. 2-67 Ajus

$= .01934$

$$\text{ESS} = \sum_{i,j}\left[\sum_{l}^{m} y_{ijk}^2 - S_{ij}^2/m\right]$$
$$= [.51^2 + .57^2 + .53^2 - 1.61^2/3] + [.56^2 + .60^2 + .55^2 - 1.71^2/3] + \cdots + [.83^2 + .74^2 + .69^2 - 2.26^2/3]$$
$$= .01787$$
$$\text{ISS} = .12885 - .04243 - .01934 - .01787$$
$$= .04921$$

7. El análisis de variancia:

Fuente	SS	gl	MS	Razón F
Columna—aditivo	.04243	2	.021215	14.2
Hilera —punto de adición	.01934	1	.01934	13.0
$c \times r$	.04921	2	.024605	16.5
Error	.01787	12	.001489	
Total	.12885	17		

8. Dado que cada razón F de la muestra excede su valor crítico correspondiente, se rechazan las hipótesis nulas correspondientes. Con base en los datos, es obvio que la mejor combinación para incrementar la resistencia en húmedo es utilizar el aditivo 3 en el segundo punto de adición.

MÍNIMOS CUADRADOS LINEALES SIMPLES

Naturaleza En el estudio de corrosión de las tuberías (véase "Prueba de hipótesis para pares igualados") se demostró que la variedad de tierra ejerce influencia sobre la velocidad de corrosión, a través de los dos tipos de tubería. Si se hubiera determinado una medición de acidez, como por ejemplo el pH, hubiera sido interesante relacionar el nivel de pH con la velocidad de corrosión.

Como primer paso, la velocidad de corrosión promediada para los dos tipos de tubería se grafica contra el nivel correspondiente de pH, para cada variedad de tierra. Esta gráfica se conoce como **gráfica de dispersión**. En esta aplicación se desea determinar cómo cambia la velocidad de corrosión, de acuerdo con el pH de la tierra. Para la construcción de la gráfica, la velocidad de corrosión se coloca en el eje de las ordenadas, o eje y y el pH en las abscisas, o eje x.

Si la tendencia entre la velocidad de corrosión y el pH fuese lineal, la gráfica de los datos daría por resultado una línea recta. El "mejor" método para ajustar la línea a los datos es por medio del principio de los mínimos cuadrados. Con este principio, se puede ajustar tan cerca como sea posible a los puntos de la muestra. Para propósitos estadísticos, el término "cerca" significa que la suma de las distancias cuadradas entre los puntos y sus valores de línea correspondientes son tan pequeños como sea posible. Desde el punto de vista gráfico, para una muestra de 4 puntos, la distancia d_i entre los valores y_i y sus valores de línea correspondientes aparecería como se muestra en la figura 2-67.

Se puede demostrar que, de hecho, esta es la mejor línea que es posible calcular, con base en algunas suposiciones fundamentales.

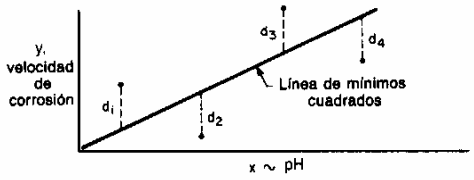


FIG. 2-67 Ajuste por mínimos cuadrados.

Mínimos cuadrados lineales simples: Procedimiento

Nomenclatura (x_i, y_i) representa el i-ésimo par de observaciones, donde x_i se define como la abscisa o variable horizontal y y_i es la ordenada o variable vertical. La expresión $Y = \beta_0 + \beta_1 x$ es la relación lineal verdadera entre x y el valor verdadero de Y, $y_i = Y_i + \varepsilon_i$, es decir, el valor de la muestra y_i es igual al valor verdadero correspondiente de Y_i, para la x_i estipulada, más el error de medición o desviación de distribución ε_i. $Y = \beta_0 + \beta_1 x$ representa el modelo de mínimos cuadrados, basado en los datos de la muestra.

Suposiciones

1. Las desviaciones de medición o distribución ε_i, también conocidas como **errores al azar** son independientes y se encuentran normalmente distribuidas, con una media de población cero y una variancia σ^2. Sin embargo, para el principio de los mínimos cuadrados no se requiere la suposición de normalidad, pero sí, para la estadística inferencial.

2. La variable de la abscisa x se mide sin error. Esta variable también se conoce como variable independiente, ya que está especificada y el valor correspondiente y_i, la variable dependiente, se mide con un grado de distribución ε. Por ejemplo, para una selección al azar de adultos masculinos, se puede medir el peso y la estatura. En este caso, la variable independiente x se define como la estatura y la variable dependiente y, como el peso. Para la muestra, el error se considera para los dos tipos de desviación: 1) la tendencia del i-ésimo individuo a ser grueso o delgado, en relación a la población, como un todo y 2) si dicho individuo, en ese momento, se encuentra o no a dieta.

3. La asociación entre x y y es lineal.

Gráfica de dispersión Por lo general, se aconseja graficar los pares observados para 1) apoyar la suposición de linealidad y 2) detectar los puntos potencialmente dispersos. Si se sospecha o se detecta la presencia de estos puntos, se pueden omitir el "ajuste" de mínimos cuadrados y luego, se prueban con base en este ajuste.

Cálculos Mediante el principio de mínimos cuadrados, la minimización de la cantidad $\text{ESS} = \Sigma(y_i - \hat{\beta}_0 - \hat{\beta}_1 x_1)^2$ define dos ecuaciones normales en $\hat{\beta}_0$ y $\hat{\beta}_1$:

$$(n)\hat{\beta}_0 + (\Sigma x_i)\hat{\beta}_1 = \Sigma y_i$$
$$(\Sigma x_i)\hat{\beta}_0 + (\Sigma x_i^2)\hat{\beta}_1 = \Sigma x_i y_i$$

La solución simultánea de estas dos ecuaciones está dada por

$$\hat{\beta}_1 = \frac{n\Sigma x_i y_i - (\Sigma x_i)(\Sigma y_i)}{n\Sigma x_i^2 - (\Sigma x_i)(\Sigma x_i)}$$
$$\hat{\beta}_0 = \bar{y} - \hat{\beta}_1 \bar{x}$$

La suma del cuadrado de los errores puede calcularse con base en la identidad $\text{ESS} = \Sigma y_i^2 - \hat{\beta}_0 \Sigma y_i - \hat{\beta}_1 \Sigma x_i y_i$.

Análisis de variancia

1. La confiabilidad del ajuste se mide por medio de la significancia de la razón señal a ruido:

$$\text{Razón de } F = \text{señal/ruido} = (n-2)\frac{\text{variación considerada en } y}{\text{variación no considerada en } y}$$

donde

$$\text{Variación no considerada (error SS)} = \text{ESS}$$
$$\text{Variación considerada (regresión SS)} = \Sigma(\hat{Y}_i - \bar{y})^2 = \hat{\beta}_0 \Sigma y_i + \hat{\beta}_1 \Sigma x_i y_i - (1/n)(\Sigma y_i)^2$$

Estos cálculos se basan en lo que se conoce como el teorema de partición $\Sigma(y_i - \bar{y})^2 = \Sigma(y_i - \hat{Y}_i)^2 + \Sigma(\hat{Y}_i - \bar{y})^2$. El término a la izquierda corresponde a la variación total en y_i, cuando no se considera x_i. El primer término a la derecha define la variación no explicada en y_i, cuando x_i se utiliza para predecir y_i. Por consiguiente, el segundo término a la

derecha es la variación en y_i, que se consideró a causa de x_i y se conoce como **la suma de regresión de los cuadrados**.

2. En resumen, las cantidades antes mencionadas, por lo general, se presentan en lo que se conoce como la tabla de análisis de variancia:

Fuente	SS	gl	MS	Razón F
Regresión		1		
Error		$n-2$		
Total		$n-1$		

3. El grado de extensión hasta el que existe una asociación entre x y y también cabe expresarlo por medio del coeficiente de determinación de la muestra

$$r^2 = \frac{\text{SS regresión del}}{\text{SS total}} = \text{RSS/TSS}$$

y el correspondiente coeficiente de correlación

$$r = (\text{signo de } \hat{\beta}_1)\sqrt{\frac{\text{RSS}}{\text{TSS}}}$$

Además, el coeficiente de correlación r también se puede calcular directamente, por medio de

$$r = \frac{n\Sigma x_i y_i - (\Sigma x_i)(\Sigma y_i)}{\sqrt{(n\Sigma y_i^2 - \Sigma y_i \Sigma y_i)(n\Sigma x_i^2 - \Sigma x_i \Sigma x_i)}}$$

4. La significancia del ajuste se determina por la magnitud de la razón F de muestra, en comparación con el valor crítico tabulado $F(1, n-2)$, para el nivel seleccionado de α. Las hipótesis nula y opcional son:

$$H_0: \beta_1 = 0 \qquad H_1: \beta_1 \neq 0$$

5. La regla de decisión:

Acéptese H_0, si F de la muestra $< F$ tabulada
De otro modo, rechácese H_0

6. El cuadrado medio residual, también conocido como la variancia residual, designada por $\hat{\sigma}^2$, se utiliza como un tasador para σ^2.

Confiabilidad del tasador de la pendiente $\hat{\beta}_1$ El intervalo de confianza con un porcentaje de $100(1-\alpha)$ para $\hat{\beta}_1$, como un tasador para β_1 está dado por

$$\hat{\beta}_1 - t\hat{\sigma}\sqrt{\frac{1}{\Sigma(x_i - \bar{x})^2}} < \beta_1 < \hat{\beta}_1 + t\hat{\sigma}\sqrt{\frac{1}{\Sigma(x_i - \bar{x})^2}}$$

donde t representa el valor tabulado correspondiente a $(n-2)$ gl y una área de la cola superior de $\alpha/2$.

Confiabilidad de una nueva predicción Sea x^* un nuevo valor de x; en este caso, $\hat{Y}^*$ sería un tasador tanto de Y^* (donde la línea verdadera se define para el valor de x^*) como para y^* (el valor correspondiente de la muestra de y^* relacionado con x^*), donde $\hat{Y}^* = \hat{\beta}_0 + \hat{\beta}_1 x^*$. Por lo tanto, los intervalos de confianza, con porcentaje $100(1-\alpha)$ son

$$\hat{Y}^* - t\hat{\sigma}\left[\frac{1}{n} + \frac{(x^* - \bar{x})^2}{\Sigma(x_i - \bar{x})^2}\right]^{1/2} < Y^* < \hat{Y}^* + t\hat{\sigma}\left[\frac{1}{n} + \frac{(x^* - \bar{x})^2}{\Sigma(x_i - \bar{x})^2}\right]^{1/2}$$

y

$$\hat{Y}^* - t\hat{\sigma}\left[1 + \frac{1}{n} + \frac{(x^* - \bar{x})^2}{\Sigma(x_i - \bar{x})^2}\right]^{1/2} < y^* < \hat{Y}^* - t\hat{\sigma}\left[1 + \frac{1}{n} + \frac{(x^* - \bar{x})^2}{\Sigma(x_i - \bar{x})^2}\right]^{1/2}$$

Ejemplo

Aplicación. Brenner (*Magnetic Method for Measuring the Thickness of Nonmagnetic Coating on Iron and Steel*, National Bureau of Standards, RP1081, Marzo 1938) sugiere un método opcional para medir el espesor de los recubrimientos no magnéticos de galvanizado de zinc en hierro y acero. Este procedimiento se basa en un método magnético no destructivo, como sustituto al método estándar de decapado (destructivo). Se seleccionó una muestra al azar de 11 piezas y se midió su espesor por ambos métodos.

Nomenclatura. La calibración entre los métodos magnético y de decapado se determinó mediante el modelo

$$y = \beta_0 + \beta_1 x + \varepsilon$$

donde x = determinación por el método de decapado
y = determinación por el método magnético

A continuación, se invierte el modelo de mínimos cuadrados a $(y - \hat{\beta}_0)/\hat{\beta}_1$, como un tasador del espesor "verdadero". En este caso, se supone que la determinación de espesor, por el método de decapado, está libre de error en forma básica, en tanto que la determinación por el método magnético se considera como aproximada.

La hipótesis nula

1. Las hipótesis

$$H_0: \beta_1 = 0 \qquad H_1: \beta_1 \neq 0$$

2. Selecciónese $\alpha = .05$. En consecuencia, con 1 gl para el numerador MS y 9 gl para el denominador MS, el valor crítico de $F(1, 9) = 5.12$.

3. La regla de decisión:

Acéptese H_0, si F de la muestra < 5.12
De otro modo, rechácese H_0

Datos de la muestra

Espesor 10^{-6} in

Método de decapado x	Método magnético y
104	85
114	115
116	105
129	127
132	120
139	121
174	155
312	250
338	310
465	443
720	630

Cálculos. Las ecuaciones normales se definen mediante

$$(n)\hat{\beta}_0 + (\Sigma x)\hat{\beta}_1 = \Sigma y$$
$$(\Sigma x)\hat{\beta}_0 + (\Sigma x^2)\hat{\beta}_1 = \Sigma xy$$

Para la muestra

$$11\hat{\beta}_0 + 2743\hat{\beta}_1 = 2461$$
$$2743\hat{\beta}_0 + 1\,067\,143\hat{\beta}_1 = 952\,517$$

con $\Sigma y^2 = 852\,419$.

La solución a las ecuaciones normales está dada por

$$\hat{\beta}_0 = 3.19955 \qquad \hat{\beta}_1 = .884362$$

La suma de los cuadrados de los errores se puede calcular por medio de la fórmula

$$\text{ESS} = \Sigma y^2 - \hat{\beta}_0 \Sigma y - \hat{\beta}_1 \Sigma xy$$

si se mantiene un número suficiente de cifras significativas (por lo general, seis o siete cifras son suficientes). De otro modo la fórmula de cálculo es $\text{ESS} = \Sigma(y_i - \hat{Y}_i)^2$. En este caso,

$$\text{ESS} = 852{,}419 - (3.19955)(2461) - .884362(952\,517) = 2175.07$$

Análisis de variancia

Fuente	SS	gl	MS	Razón F
Regresión	299 651	1	299 651	1240
Error	2 175	9	241.7	
Total	301 826	10		

Con base en la razón F de la muestra, no hay duda respecto a la asociación entre los dos métodos. El coeficiente de correlación, otra medida de la asociación, es $r = .9964$.

La calibración. Para predecir el espesor "verdadero" con base exclusivamente en el método magnético, debe utilizarse el modelo invertido
(Espesor magnético -3.20)/.884362 = 1.1308 (espesor magnético) $-$ 3.62. Con objeto de asegurar la confiabilidad de esta predicción, es necesario calcular los residuos correspondientes, donde

Residuo = espesor verdadero $-$ espesor predicho

Verdadero	Pronosticado	Residuo
104	92.5	11.5
114	126.4	−12.4
116	115.1	.9
129	140.0	−11.0
132	132.1	− .1
139	133.2	5.8
174	171.7	2.3
312	279.1	32.9
338	346.9	− 8.9
465	497.3	−32.3
720	708.8	11.2

La desviación estándar para los residuos es igual a 17.6. El personal encargado de informar el espesor debe comparar la confiabilidad relativa del método opcional contra el costo inherente de una prueba destructiva más exacta, para decidir si dicho método tiene que utilizarse.

Ejemplo

Aplicación. El último paso en un proceso de fabricación de un producto químico intermedio es la molienda. En la mayor parte de los materiales sujetos a una molienda, la distribución del diámetro de partícula tiende a presentar una distribución log-normal, es decir, el logaritmo del diámetro de partícula se encuentra normalmente distribuido. Esto da por resultado una línea recta en una gráfica de distribución en papel semilog al graficar la distribución acumulativa contra el logaritmo del diámetro de partícula. Se tamizó una muestra de partículas con seis diferentes diámetros de malla.

Nomenclatura. Para propósitos de nomenclatura, se define

$x =$ log (de la abertura de la malla), para cada diámetro de malla correspondiente

$y =$ valor en la escala z, para la proporción acumulativa correspondiente de partículas, cuyos diámetros son mayores que el diámetro de la malla correspondiente (la escala acumulativa, en papel normal de probabilidad, corresponde a una escala lineal de los valores de z)

Por consiguiente, $y = \beta_0 + \beta_1 x + \varepsilon$.

La hipótesis nula

1. Las hipótesis:

$$H_0\colon \beta_1 = 0 \qquad H_1\colon \beta_1 \neq 0$$

2. Selecciónese $\alpha = .05$. En consecuencia, con 1 y 4 gl, el valor crítico es $F(1, 4) = 7.71$.

3. La regla de decisión:

Acéptese H_0, si F de la muestra < 7.71
De otro modo, rechácese H_0

Datos de la muestra

Diámetro de la malla	Abertura del tamiz	log de x	Proporción acumulativa en %	y valor de z
30	595	2.775	9.43	−1.32
50	297	2.473	48.86	− .03
100	149	2.173	70.77	.84
140	105	2.021	79.97	.84
200	74	1.869	88.66	1.21
325	44	1.643	93.62	1.52

Los valores de z corresponden a las áreas acumulativas de la tabla 1-15, en la sección 1; es decir, $z = -1.32$, para un área acumulativa de .0943.

Cálculos. Las ecuaciones normales para los datos de la muestra son

$$6\hat{\beta}_0 + 12.954\hat{\beta}_1 = 2.77$$
$$12.954\hat{\beta}_0 + 28.815\hat{\beta}_1 = 3.9145$$
$$\Sigma y^2 = 6.5259$$

La solución a las ecuaciones normales está dada por

$$\hat{\beta}_0 = 5.7258 \qquad \hat{\beta}_1 = -2.4382$$

La suma de los cuadrados de los errores ESS = .2098.

Análisis de variancia

Fuente	SS	gl	MS	Razón F
Regresión	5.0373	1	5.0375	96
Error	.2098	4	.05245	
Total	5.2471	5		

Esto es un ajuste estadísticamente significativo.

Comentario. Con base en la gráfica de dispersión, se puede concluir que la proporción acumulativa, con un tamiz de 30 mallas sería un punto disperso. Debido a la forma en que se informan los datos, es difícil asegurar la validez de este punto, que podría representar una equivocación en el proceso de tamizado (por ejemplo, un porcentaje real de 19.43%, en lugar de 9.43 que aparece en el informe), o bien, una distribución pobre de los diámetros de partículas más grandes, o quizás un tamiz fuera de calibración.

Al recalcular los cinco puntos restantes de datos, se obtiene que $\hat{Y} = 4.7048 - 1.9092x$ y el análisis de variancia correspondiente es:

Fuente	SS	gl	MS	Razón F
Regresión	1.4300	1	1.4300	544
Error	.0079	3	.00263	
Total	1.4379	4		

La reducción respectiva en el cuadrado medio del error de .052 a .0026 indica la magnitud del efecto del punto en sospecha.

Un método para asegurar la confiabilidad de este punto consiste en calcular su intervalo de confianza, con base en el modelo presentado. Con $\alpha = .10$, el valor correspondiente de $t = \pm 2.353$, con 3 gl; en consecuencia, con $\bar{x} = 2.038$, $\Sigma(x - \bar{x})^2 = .3923$, y

$$\hat{Y}^* = 4.7048 - 1.9092(2.775)$$
$$= -.59$$

El intervalo de confianza de 90% para y^* está dado por

$$-.59 - 2.353(.00263)^{1/2}\left[1 + \frac{1}{5} + \frac{(2.775 - 2.038)^2}{.3923}\right]^{1/2} < y^*$$
$$< -.59 + 2.353(.00263)^{1/2}\left[1 + \frac{1}{5} + \frac{(2.775 - 2.038)^2}{.3923}\right]^{1/2}$$

Esto se reduce a $-.78 < y^* < -.40$. El valor de la muestra de -1.32 está fuera de los límites de este intervalo.

La decisión final descansa en el ingeniero responsable de las determinaciones del diámetro de partícula.

Este ejemplo indica que un ajuste significativo no demuestra las suposiciones realizadas para el ajuste. Es decir, con los seis puntos de datos, la F correspondiente = 96, en tanto que la distribución del diámetro de partícula no es realmente log-normal en todo el intervalo de diámetros.

REGRESIÓN NO LINEAL SIMPLE

Naturaleza Al modelar una relación basada en n pares de observaciones (x_i, y_i), en ocasiones resulta una relación curvilínea. Cuando la tendencia es curvilínea, el modelo más apropiado para un conjunto particular de datos puede ser uno de dos tipos, definido según el modo en que se presentan los coeficientes desconocidos. Si los coeficientes se pueden sumar linealmente al modelo, se tiene un modelo lineal. Por el contrario, si los coeficientes no se pueden sumar en forma lineal, el modelo se conoce como no lineal. Ejemplos de los dos tipos son como sigue:

Tipo lineal

$$y = a + bx + cx^2$$
$$y = a + bx + c \ln x$$
$$y = a + b/x + c/x^2$$

Tipo no lineal

$$y = a + be^{cx}$$
$$y = a + bx^{c}$$
$$y = a + b/(c + x)$$

Para el primero, se puede aplicar en forma directa el principio de los mínimos cuadrados. Este procedimiento constituye una extensión de la regresión lineal simple y se analiza bajo "Regresión múltiple". Para la regresión no lineal, el principio de los mínimos cuadrados no se puede aplicar directamente, porque las ecuaciones normales resultantes contienen coeficientes desconocidos en forma no lineal y no es posible resolverlas en forma directa. Por consiguiente, es necesario utilizar un procedimiento iterativo de cálculo. En los ejemplos que aparecen a continuación se muestra un procedimiento conocido como método de la posición falsa.

No existen métodos analíticos para determinar el modelo más adecuado para un conjunto particular de datos. Sin embargo, en muchos casos se pueden seleccionar modelos posibles y razonables con base en la naturaleza de la aplicación. Por ejemplo, para relacionar la temperatura y el tiempo transcurrido, para un fluido que se enfría en la atmósfera, un modelo con una propiedad asintótica sería el adecuado. ($TEMP = a + be^{-c\,TIEMPO}$ donde a representa la temperatura asintótica correspondiente a $t \to \infty$).

Cuando no se conoce la forma funcional se pueden utilizar las curvas generales de tendencia como guía inicial de selección. Para desarrollar una relación viable y adecuada, se deben ajustar a los datos una variedad de funciones posibles. La selección más adecuada se logra cuando se dispone de observaciones duplicadas. En estos casos, cabe asegurar directamente la factibilidad de una forma particular de modelo, mediante lo que se conoce como el **análisis de falta de ajuste**, que se muestra en el segundo ejemplo de esta subsección.

En estas aplicaciones, la práctica común consiste en concentrarse en el desarrollo y cálculo del modelo, en lugar de hacerlo en los aspectos estadísticos. En general, la regresión no lineal sólo debe aplicarse a problemas en los que existe una asociación clara y bien definida entre las dos variables; en consecuencia, la prueba de hipótesis en la significancia del ajuste es en cierto modo risible. Además, la generalización de la teoría para los intervalos asociados de confianza de los coeficientes no lineales no está bien desarrollada.

Regresión no lineal simple: Procedimiento

Nomenclatura Se definieron n pares de observaciones, (x_i, y_i) donde

$x_i =$ la i-ésima observación de la variable independiente, la cual se considera independiente, porque está especificada y se midió sin error.

$y_i =$ la i-ésima observación de la variable dependiente, que también se define como la respuesta y se considera una variable al azar, que refleja cierto grado de error, ya que

$$y_i = Y_i + \varepsilon_i$$

donde Y_i es el valor verdadero, al nivel definido de x_i y ε_i corresponde al error de medición o distribución, con una variancia constante σ^2 en el intervalo de x.

$Y =$ $f(x)$, la forma particular del modelo, seleccionada para el ajuste por mínimos cuadrados.

Procedimiento de selección No existen procedimientos analíticos para determinar la forma funcional correcta, para un conjunto particular de datos. Sin embargo, en muchos casos cabe seleccionar modelos posibles y razonables con base en la naturaleza de la aplicación. Si no se dispone de guías, se puede utilizar el siguiente procedimiento general:

1. Selecciónese un modelo factible.
2. Calcúlese la solución iterativa por mínimos cuadrados y el residuo para cada punto.
3. Grafíquense los residuos contra sus valores correspondientes de x. Si no existe una tendencia perceptible, la forma funcional puede ser adecuada. Si la gráfica indica una tendencia, debe probarse un modelo opcional.

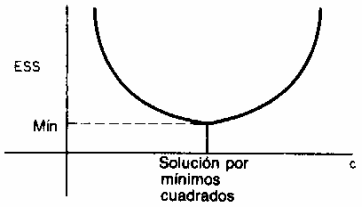


FIG. 2-68 Minimización de la suma de los cuadrados de los errores.

Procedimiento de cálculo Se dispone de programas generales por computadora, para manejar una gran variedad de formas funcionales. Sin embargo, es posible utilizar un procedimiento de cálculo relativamente sencillo con la mayor parte de las calculadoras programables. El algoritmo, conocido como el **método de la posición falsa**, se basa en la técnica siguiente:

1. Para una forma funcional particular, defínase una nueva variable independiente z, que incluya el coeficiente no lineal. Por ejemplo, con

$$y = a + be^{cx} \quad \text{sea } z = e^{cx}$$
$$y = a + bx^{c} \quad \text{sea } z = x^{c}$$
$$y = a + b/(c + x) \quad \text{sea } z = 1/(c + x)$$

2. Selecciónese un valor apropiado (o cualquiera) para el coeficiente no lineal y calcúlense los valores de z_i, para el conjunto de datos.
3. Calcúlese la solución de la regresión lineal simple y la suma de los cuadrados de los errores (ESS), para el valor particular del coeficiente no lineal c.
4. Pruébese otro valor de c y repítanse los pasos 2 y 3. Varíese el valor de c, hasta que la ESS sea mínima. Casi siempre la gráfica de ESS frente a c será una función convexa simple, como se muestra en la figura 2-68.

Después, se puede utilizar la siguiente fórmula de aproximación sucesiva, para tres valores de c igualmente espaciados y los valores correspondientes de ESS, que no se encuentren demasiado alejados del mínimo:

$$c_5 = c_2 + \frac{\Delta c}{2} \frac{\text{ESS}_1 - \text{ESS}_3}{\text{ESS}_1 - 2\text{ESS}_2 + \text{ESS}_3}$$

La nueva c_5 supuesta, se utiliza como el nuevo centro para los tres valores adicionales. En general, el ancho del intervalo de c se puede reducir en 2.

Confiabilidad del ajuste Una cantidad útil para caracterizar el ajuste es el error estándar de $\hat{\alpha}$ estimada, lo cual cuantifica la dispersión relativa de las observaciones en la curva obtnida por mínimos cuadrados. Para ello, $\hat{\sigma}^2 = \text{ESS}/(n - p - 1)$, donde p representa el número de términos variables. Como guía para comparar los modelos opcionales, ajustados a los mismos datos, se pueden utilizar sus errores estándar respectivos.

Ejemplo

Aplicación. Se recopilaron los siguientes datos para el enfriamiento de agua en la atmósfera en función del tiempo.

Datos de la muestra:

Tiempo x	Temperatura y
0	92.0
1	85.5
2	79.5
3	74.5
5	67.0
7	60.5
10	53.5
15	45.0
20	39.5

Forma del modelo. Con base en la naturaleza de los datos, se seleccionó inicialmente un modelo exponencial, para representar la tendencia $y = a + be^{cx}$. En este ejemplo, la temperatura resultante se aproxima a una asíntota (a con c negativa) de la temperatura de bulbo húmedo de la atmósfera circundante. Infortunadamente esta temperatura no se informó.

Cálculos. Dado que se indica una tendencia asintótica, una suposición inicial razonable es establecer c en —.20. En forma correspondiente a este valor, z_i se define como sigue:

x	$z = e^{-.20x}$	y
0	1.0000	92.0
1	.8187	85.5
2	.6703	79.5
3	.5488	74.5
5	.3679	67.0
7	.2466	60.5
10	.1353	53.5
15	.0498	45.0
20	.0183	39.5

Al utilizar el procedimiento de cálculo descrito en la subsección anterior, se obtienen las siguientes ecuaciones normales:

$$9a + 3.8558b = 597.0$$
$$3.8558a + 2.6381b = 305.9498$$

para las que $a = 44.5336$, $b = 50.8840$ y ESS = 86.9767.

Una segunda prueba con $c = -.10$ da por resultado un nuevo ESS de 3.1552. Esto dictamina una solución por mínimos cuadrados en el vecindario cercano a —.10. Se probaron otros dos valores, que se resumen a continuación:

c	ESS
—.10	3.1552
—.11	1.8321
—.12	3.2481

No se logró alguna mejora práctica al refinar el valor de $c = -.11$. El resumen del ajuste es como sigue:

x	$z = e^{-.11x}$	y	$\hat{Y}$	Residuo
0	1.0000	92.0	91.44	.56
1	.8958	85.5	85.42	.08
2	.8025	79.5	80.02	—.52
3	.7189	74.5	75.19	—.69
5	.5769	67.0	66.97	.03
7	.4630	60.5	60.38	.12
10	.3329	53.5	52.85	.65
15	.1920	45.0	44.71	.29
20	.1108	39.5	40.01	—.51
				ESS = 1.8321

$$\hat{\sigma} = \left(\frac{1.8321}{9-3}\right)^{1/2} = .55$$

y

$$\hat{Y} = 33.60 + 57.845e^{-.11x}$$

Un análisis de los residuos indica una tendencia variable, lo cual indica que el modelo exponencial no representa en verdad la tendencia de la temperatura respecto al tiempo. Si el modelo fuera verdadero, los residuos tenderían a ser al azar respecto al tiempo.

Forma opcional del modelo. También se consideró un modelo con la forma $y = a + b/(c + x)$. Para este modelo, se definió la expresión de cálculo $y = a + bz$.

Como primer examen, se calculó la suma de los cuadrados de los errores, con los siguientes valores de c:

c	ESS
10	1.4490
11	.2392
12	.5134

Al utilizar la fórmula de aproximación sucesiva

$$c_3 = c_2 + \frac{\Delta c}{2}\,\frac{\text{ESS}_1 - \text{ESS}_3}{\text{ESS}_1 - 2\text{ESS}_2 + \text{ESS}_3}$$

se obtuvo un valor para $c_3 = 11.3152$, que se redondeó a 11.3 y se utilizó un nuevo valor $\Delta c = .1$:

c	ESS
11.2	.1924
11.3	.1897
11.4	.2002

El valor de $c = 11.3$ se consideró suficiente y el modelo correspondiente está dado por

$$\hat{Y} = 9.7814 + \frac{929.06}{11.3 + x}$$

con lo siguiente:

x	y	$\hat{Y}$	Residuo
0	92.0	92.00	0
1	85.5	85.31	.19
2	79.5	79.64	—.14
3	74.5	74.75	—.25
5	67.0	66.78	.22
7	60.5	60.55	—.05
10	53.5	53.40	.10
15	45.0	45.11	—.11
20	39.5	39.46	.04
			$\hat{\sigma} = .179$

Con este modelo, no se aprecia una tendencia perceptible en el intervalo de datos.

Debe observarse que en este ejemplo, el modelo exponencial tiene una asíntota de 33.60, en tanto que el valor de la función racional es 9.78. El agua se enfriará hasta la temperatura de bulbo húmedo de la atmósfera circundante, pero infortunadamente, esta temperatura no se informa en el estudio original.

Ejemplo

Aplicación. Se realizó un experimento para averiguar cómo varía la resistencia a la tensión del cemento, respecto al tiempo de fraguado.

Datos de la muestra. y = resistencia a la tensión, kg/cm^2.

Tiempo de fraguado, días (x)				
1	2	3	7	28
13.0	21.9	29.8	32.4	41.8
13.3	24.5	28.0	30.4	42.6
11.8	24.7	24.1	34.5	40.3
		24.2	33.1	35.7
		26.2	35.7	37.3

Forma del modelo. Con base en los datos anteriores, la relación funcional entre el tiempo de fraguado y la resistencia a la tensión se define por $y = ae^{-b/x}$.

Cálculos. En esta aplicación particular, se dispone de observaciones duplicadas y en consecuencia, es posible hacer dos tipos separados de análisis; 1) se puede verificar la suposición de una variancia constante y 2) es posible hacer una determinación de falta de ajuste. Esta determinación sirve para asegurar la factibilidad del modelo.

El modelo se puede ajuster en su forma estándar o como una función logarítmica lineal $\ln y = \ln a - b/x$, donde, se supone que $\ln y = (\ln Y) + \varepsilon$. Para el primer análisis, la variancia se calcula dentro de los días de fraguado, tanto para la resistencia aritmética a la tensión, como para su logaritmo natural.

Tiempo de fraguado	gl	Variancia interna	
		Aritmética	ln
1	2	.63	.0040
2	2	2.44	.0045
3	4	6.07	.0085
7	4	4.11	.0038
8	4	8.70	.0057

Dado que la aritmética dentro de las variancias indica un incremento respecto al tiempo de fraguado, que no se refleja en la forma logarítmica, la segunda forma del modelo es la apropiada. Si ambas formas indicaran una tendencia, se requeriría una solución ponderada por mínimos cuadrados.

En la forma logarítmica, el procedimiento por mínimos cuadrados se reduce a la solución simple por mínimos cuadrados:

$$\ln \hat{Y} = 3.6878 - 1.14553/t$$

El segundo análisis, es decir, la falta de ajuste, se realiza mediante el análisis de variancia. Para ello, la suma de los cuadrados de los errores se separa en dos componentes, una falta de ajuste y una suma de los cuadrados al azar. El componente al azar se define, por medio de la suma de los cuadrados dentro del tiempo de fraguado. Esta cantidad define el error puro en las determinaciones de la resistencia a la tensión, independientemente de que el modelo se ajuste. La falta de ajuste correspondiente representa la diferencia entre la suma total de los cuadrados de los errores y el componente al azar.

Análisis de variancia

Fuente	SS	gl	MS	Razón F
Regresión	2.6780	1	2.678	481.
Error	.1085	19		
Falta de ajuste	.0194	3	.00647	1.16
Al azar	.0891	16	.00557	
Total	2.7865	20		

La suma al azar de los cuadrados se calculó, mediante la acumulación del producto de las variancias internas multiplicada por sus gl correspondientes:

$$\text{Al azar} = 2\times.0040 + 2\times.0045 + \cdots + 4\times.0057$$
$$= .0891$$

Dado que la MS por falta de ajuste dividida entre el valor de MS al azar es pequeña (1.16), la forma funcional es adecuada para representar la tendencia entre la resistencia a la tensión y el tiempo de fraguado. De no haber sido así, se requeriría un modelo opcional.

REGRESIÓN MÚLTIPLE

Naturaleza La regresión múltiple es una extensión de la regresión lineal simple, a la que se agregan más términos. El principio básico de mínimos cuadrados se puede aplicar con facilidad, independientemente del número de términos de coeficientes lineales.

Regresión múltiple: Procedimiento

Nomeclatura básica Se definen n conjuntas de observaciones ($x_{i1}, x_{i2}, x_{i3}, \ldots, x_{ip}, y_i$), donde

x_{ij} = i-ésima observación para la variable independiente j. Cualquiera de las variables independientes puede representar funciones de las otras variables independientes, es decir, $x_2 = x_1^2, x_3 = x_1x_2$, etc.

y_i = i-ésima observación de la variable dependiente, que también se define como la respuesta y se considera una variable al azar, la cual refleja un determinado grado de error, dado que $y_i = Y_i + \varepsilon_i$, donde Y_i es el valor real y ε_i corresponde al error de medición o distribución, con variancia constante σ^2, en el intervalo de los datos.

Y = $\beta_0 + \beta_1x_1 + \cdots + \beta_px_p$, la forma del modelo verdadero que se especificó para el intervalo de datos de la muestra.

$\hat{Y}$ = $\hat{\beta}_0 + \hat{\beta}_1x_1 + \hat{\beta}_2x_2 + \cdots + \hat{\beta}_px_p$, el modelo por mínimo cuadrados.

Notación matricial Para la generalización de la regresión múltiple, es necesario definir una notación en forma matricial. X representa un arreglo o conjunto de observaciones $n \times (p + 1)$:

x_0	x_1	x_2	$\cdots$	x_p
1	x_{11}	x_{12}		x_{1p}
1	x_{21}	x_{22}		x_{2p}
1	x_{31}	x_{32}		x_{3p}
.	.	.		.
.	.	.		.
.	.	.		.
1	x_{n1}	x_{n2}		x_{np}

Las columnas x se pueden corregir por media, sin pérdida de generalidad, en cuyo caso, $\hat{\beta}_0 = \bar{y}$.

X' = transpuesta de X, donde cada columna de X define un renglón correspondiente en X'

y = vector columna (una matriz de una columna):

$$\begin{matrix} y \\ y_1 \\ y_2 \\ \cdot \\ \cdot \\ \cdot \\ y_n \end{matrix}$$

$X'X = (p + 1) \times (p + 1)$ matriz producto

$(X'X)^{-1}$ = inverso de la matriz producto, con elementos diagonales c_{ij}

$\hat{\beta} = (X'X)^{-1}X'\mathbf{y}$ = vector de la solución por mínimos cuadrados

$\hat{\mathbf{Y}} = X\hat{\beta}$, el tasador por mínimos cuadrados para $\mathbf{Y}$ (la columna de valores verdaderos)

$\text{ESS} = (\mathbf{y} - \hat{\mathbf{Y}})'(\mathbf{y} - \hat{\mathbf{Y}}) = \mathbf{y}'\mathbf{y} - \hat{\beta}'X'\mathbf{y}$, la suma residual de los cuadrados

$\text{TSS} = (\mathbf{y} - \bar{\mathbf{y}})'(\mathbf{y} - \bar{y})$, la suma total de los cuadrados

$\text{RSS} = \text{TSS} - \text{ESS}$, la suma de la regresión de los cuadrados

$R^2 = \dfrac{\text{RSS}}{\text{TSS}}$, el coeficiente múltiple de determinación

$\text{Var}(\hat{\beta}_j) = \sigma^2 c_{jj}$

Procedimiento de cálculo Las regresiones múltiples se corren en computadoras. Para las corridas, el analista especifica la forma del modelo y los datos de la muestra. La salida de la computadora incluye cuatro conjuntos importantes de los resúmenes de cálculo:

1. Los coeficientes de regresión
2. Los residuos
3. Análisis de variancia
4. Valores de t para los coeficientes de regresión

Ejemplo

Aplicación. Merriman ("The Method of Least Squares Applied to a Hydraulic Problem", *J. Franklin Inst.*, 233-241, octubre 1877) informó en un estudio, la velocidad de la corriente en función de la profundidad de la corriente.

Datos de la muestra

Profundidad*	Velocidad y, ft/s
0	3.1950
.1	3.2299
.2	3.2532
.3	3.2611
.4	3.2516
.5	3.2282
.6	3.1807
.7	3.1266
.8	3.0594
.9	2.9759

*Como una fracción de la profundidad total.

Modelo. Debido a la curvatura de la velocidad respecto a la profundidad, se especificó un modelo cuadrático:

$$\text{Velocidad} = \beta_0 + \beta_1x_1 + \beta_2x_2$$

donde $x_2 = x_1^2$.

Ecuaciones normales. En la notación en forma de matriz, las ecuaciones normales se definen por $X'X\hat{\beta} = X'\mathbf{y}$. En la notación en forma de suma, las tres ecuaciones normales se definen por medio de

$$(n)\hat{\beta}_0 + (\Sigma x_1)\hat{\beta}_1 + (\Sigma x_2)\hat{\beta}_2 = \Sigma y$$
$$(\Sigma x_1)\hat{\beta}_0 + (\Sigma x_1^2)\hat{\beta}_1 + (\Sigma x_1 x_2)\hat{\beta}_2 = \Sigma x_1 y$$
$$(\Sigma x_2)\hat{\beta}_0 + (\Sigma x_1 x_2)\hat{\beta}_1 + (\Sigma x_2^2)\hat{\beta}_2 = \Sigma x_2 y$$

Para los datos de la muestra, las ecuaciones normales son

$$10\hat{\beta}_0 + 4.5\hat{\beta}_1 + 2.85\hat{\beta}_2 = 31.7616$$
$$4.5\hat{\beta}_0 + 2.85\hat{\beta}_1 + 2.025\hat{\beta}_2 = 14.08957$$
$$2.85\hat{\beta}_0 + 2.025\hat{\beta}_1 + 1.5333\hat{\beta}_2 = 8.828813$$

La solución algebraica a las ecuaciones simultáneas es

$$\hat{\beta}_0 = 3.19513 \quad \hat{\beta}_1 = .4425 \quad \hat{\beta}_2 = -.7653$$

La inversa de la matriz producto

$$X'X = \begin{pmatrix} 10 & 4.5 & 2.85 \\ 4.5 & 2.85 & 2.025 \\ 2.85 & 2.025 & 1.5333 \end{pmatrix}$$

es

$$(X'X)^{-1} = \begin{pmatrix} .6182 & -2.5909 & 2.2727 \\ -2.5909 & 16.5530 & -17.0455 \\ 2.2727 & -17.0455 & 18.9394 \end{pmatrix}$$

Los residuos. Con base en el ajuste por mínimos cuadrados, los residuos se calcularon para los datos de la muestra:

Profundidad	y	$\hat{Y}$	Residuo
0	3.1950	3.1951	−.0001
.1	3.2299	3.2317	−.0018
.2	3.2532	3.2530	.0002
.3	3.2611	3.2590	.0021
.4	3.2516	3.2497	.0019
.5	3.2282	3.2251	.0031
.6	3.1807	3.1851	−.0044
.7	3.1266	3.1299	−.0033
.8	3.0594	3.0594	0
.9	2.9759	2.9735	.0024

La tendencia variable en los residuos sugiere que el modelo cuadrático no representa en su totalidad, la relación funcional entre velocidad y profundidad. Se probaron varias formas funcionales opcionales, sin éxito.

Análisis de variancia

Fuente	SS	gl	MS	Razón F
Regresión	.080949	2	.04047	4976.
Error	.000057	7	.0000081	
Total	.081006	9		

$$\hat{\sigma} = \sqrt{.0000081} = .0029$$
$$R^2 = .080949/.081006 = .9993$$

donde

$$\Sigma(y - \bar{y})^2 = .081006$$
$$\Sigma(y - \hat{Y})^2 = .000057$$
$$\Sigma(\hat{Y} - \bar{y})^2 = .080949$$

Prueba de hipótesis. Se puede realizar una prueba de la hipótesis para el ajuste, con

$$H_0\colon Y = \beta_0 \text{ (} Y \text{ es independiente de } x\text{)}$$
$$H_1\colon Y \neq \beta_0$$

Dado $\alpha = .05$, el valor crítico de $F(2, 7) = 4.75$. Con base en el valor F de la muestra = 4976, se rechaza la hipótesis nula. Sin embargo, debe observarse que esto no da validez al modelo, sino que refleja la existencia de una asociación entre velocidad y profundidad.

Los valores de t. El valor t de una muestra se puede calcular para cada coeficiente de regresión j, por medio de la identidad $tj = \hat{\beta}_j/(\hat{\sigma}\sqrt{c_{jj}})$, donde c_{jj} representa el elemento (j,j) en la inversa. Para las dos variables x_1 y x_2,

Coeficiente	c_{jj}	Valor t de la muestra
.4425	16.55	37.5
−.7653	18.94	−60.6

Nota de cálculo. Desde el punto de vista del cálculo, por lo general se recomienda definir las variables en unidades de desviación. Por ejemplo, en el problema presentado, sea

x_1 = profundidad − profundidad
= profundidad − .45

Para los términos de expansión, como por ejemplo un cuadrado, defínase

$$x_2 = x_1^2 - \overline{x_1^2} \quad (\overline{x_1^2} = .0825)$$

Para los datos de la muestra anteriores,

Unidades de desviación	
x_1	x_2
−.45	.12
−.35	.04
−.25	−.02
−.25	−.02
−.15	−.06
−.05	−.08
.05	−.08
.15	−.06
.25	−.02
.35	.04
.45	.12

Las tablas resultantes del análisis de variancia permanecen iguales. Sin embargo, el valor t del coeficiente correspondiente, para el coeficiente lineal, por lo general, mejora. Esto constituye una peculiaridad del modelo de regresión. Con los datos codificados que se presentaron, la solución por mínimos cuadrados está dada por

$$\hat{Y} = 3.17616 - .2462x_1 - .7653x_2$$

con un valor de t correspondiente para $\hat{\beta}_1 = -2.462$ de $t = -63.63$.

Cuando se utilizan los términos de expansión, pero no se expanden sobre la media, no deben usarse los valores correspondientes de t, para los términos de generación. Por ejemplo, si se utiliza $x_3 = x_1x_2$, en lugar de la expansión correcta $(x_1 - \bar{x}_1)(x_2 - \bar{x}_2)$, no tienen que emplearse los valores correspondientes de t, para x_1 y x_2.

Ejemplo

Aplicación. En la subsección "Análisis unidireccional para determinar la variancia" se mostraron tres ejemplos. Para dos de ellos, el primero y el tercero, el único método de análisis fue el utilizado. Para el segundo ejemplo, un método más viable es la regresión múltiple, porque este método está relacionado con la definición de los niveles de tratamiento. Para este ejemplo, los niveles de tratamiento se encuentran cuantitativamente ordenados; es decir, definen niveles sucesivos de tratamiento. En los otros dos ejemplos citados, los niveles respectivos (tipos) representan datos nominales, que no tienen ningún orden.

El modelo. Defínase

$$y = \beta_0 + \beta_1(x - 4.) + \beta_2(x - 4.)^2 + \varepsilon$$

donde y = resistencia a la tensión
x = nivel del aditivo en porcentaje

Las ecuaciones normales. Para los datos de la muestra, las ecuaciones normales son

$$25\hat{\beta}_0 + 0\hat{\beta}_1 + 200\hat{\beta}_2 = 490$$
$$0\hat{\beta}_0 + 200\hat{\beta}_1 + 0\hat{\beta}_2 = 88$$
$$200\hat{\beta}_0 + 0\hat{\beta}_1 + 2720\hat{\beta}_2 = 3712$$

La solución algebraica está dada por

$$\hat{\beta}_0 = 21.09 \qquad \hat{\beta}_1 = 0.44 \qquad \hat{\beta}_2 = -.1857$$

con ESS = 122.65

Análisis de variancia. Para este análisis, cabe calcular el componente de falta de ajuste (véase el segundo ejemplo de la subsección anterior), dado que se definieron cinco niveles de tratamiento (5 − 3 = 2 gl, para la falta de ajuste) y además, los puntos experimentales se duplicaron dentro de los niveles de tratamiento:

Fuente	SS	gl	MS
Regresión	77.35	2	38.675
Error	122.65	22	5.575
Falta de ajuste	3.45	2	1.725
Al azar	119.20	20	5.960
Total	200.00	24	

Prueba de la hipótesis. Lo *adecuado* del modelo cuadrático se puede probar, mediante la razón F para la falta de ajuste y la media cuadrada aleatoria. Con este objeto, selecciónese un nivel de α de .10, que define una F crítica $(2, 20) = 2.59$, para la prueba de

$$H_0\colon Y = \beta_0 + \beta_1 x + \beta_2 x^2 \qquad \text{con} \qquad H_1\colon Y \neq \beta_0 + \beta_1 x + \beta_2 x^2$$

Dado que la F de muestra = .29 < la F crítica de 2.59, acéptese la hipótesis nula, por falta de evidencia contraria. Por consiguiente, el modelo cuadrático es adecuado para representar el cambio de la resistencia a la tensión respecto a la concentración del aditivo. Obsérvese que el término "adecuado" se define en el sentido de condición suficiente, no condición necesaria. Es decir, es posible pasar esta prueba (aceptar H_0) cuando, de hecho, $Y = \beta_0 + \beta_1 x$, o incluso, cuando $Y = \beta_0$. Además, esta prueba no da validez a la relación, cuando se acepta la hipótesis nula, sino que, dentro de la confiabilidad relativa de las determinaciones de resistencia a la tensión, el modelo cuadrático es adecuado para representar la tendencia.

La prueba correspondiente para la regresión se puede definir al agrupar los componentes respectivos del error (existen argumentos válidos en pro y en contra de la agrupación (no es un procedimiento aceptado universalmente). La prueba antes mencionada está dada por la media al cuadrado del error. Para esta prueba, a un nivel de α de 5% el valor crítico de $F(2, 22) = 3.44$ con

$$H_0\colon Y = \beta_0 \qquad H_1\colon Y \neq \beta_0$$

En consecuencia, dado que F de muestra = 9.64 > 3.44, se rechaza la hipótesis nula y se acepta H_1.

Ejemplo

Aplicación. Mills *(Statistical Methods*, Holt, New York, 1938, pp. 531-542) utilizó la teoría de regresión múltiple, para un ejemplo agrícola. En este estudio, el autor relacionó las temperaturas de tres meses de verano con el rendimiento de las cosechas de maíz en Kansas, para los años 1890-1933. Para los propósitos del estudio, el autor estipula que utilizó las temperaturas mensuales promediadas de tres estaciones del gobierno ubicadas en Dodge City, Concordia e Iola, para los meses de junio, julio y agosto.

Es evidente que Mills se equivocó respecto a los datos de temperatura. De acuerdo con *U. S. Monthly Weather Statistics*, las cifras mensuales corresponden a las temperaturas promediadas en todo el estado, para los años 1890-1922 y los promedios para las tres ciudades antes mencionadas, para el periodo 1923-1933. En realidad, las diferencias entre los dos conjuntos de números para este último periodo son relativamente pequeñas, aun cuando estas diferencias sí afectan el análisis estadístico subsecuente. Para el primer periodo, la comparación no es posible, porque en Iola no se registraron los datos de temperatura antes de 1914.

Para ampliar el análisis original de Mills, se incluyeron en el análisis los datos de precipitación pluvial por meses.

Rendimiento de las cosechas de maíz en Kansas

Año	Temperatura promedio en junio	Temperatura promedio en julio	Temperatura promedio en agosto	Precipitación pluvial en junio	Precipitación pluvial en julio	Precipitación pluvial en agosto	Rendimiento
1890	77.6	83.1	76.1	2.7	1.3	4.2	15.6
1	70.7	74.0	75.1	6.3	4.6	1.3	26.7
2	73.4	77.5	76.5	1.9	3.3	3.4	24.5
3	74.7	79.5	73.8	3.9	3.5	2.7	21.3
4	74.2	77.8	78.0	4.9	1.6	.7	11.2
5	71.7	74.9	76.0	5.0	5.5	5.2	24.3
6	74.1	78.1	78.7	4.2	4.6	2.7	28.0
7	76.6	80.2	76.0	3.6	3.1	3.1	18.0
8	75.0	77.7	78.2	4.4	3.0	2.5	16.0
9	73.9	76.2	80.6	5.4	5.4	1.9	27.0
1900	74.9	77.9	81.0	3.6	3.3	2.1	19.0
1	77.3	85.0	79.1	2.3	1.8	2.6	7.8
2	70.9	76.8	78.2	5.8	4.2	5.5	29.9
3	67.2	78.3	75.3	2.4	3.0	4.8	25.6
4	70.4	75.6	74.6	6.6	6.0	3.3	20.9
5	75.5	74.5	78.7	3.8	5.4	1.8	27.7
6	71.8	73.8	76.3	3.7	4.6	3.8	28.9
7	72.0	78.4	78.1	4.8	3.8	3.2	22.1
8	72.1	75.8	76.2	7.9	3.4	3.8	22.0
9	73.1	78.1	80.1	5.5	5.4	1.2	19.9
1910	72.2	79.5	75.7	1.9	2.0	4.4	19.0
1	80.5	78.6	76.4	.6	4.0	3.6	14.5
2	69.3	79.9	77.4	4.0	2.6	4.3	23.0
3	74.2	82.1	84.2	2.4	1.3	.5	3.2
4	78.2	79.9	78.2	4.0	2.7	3.3	18.5
5	69.2	74.0	70.1	6.5	5.9	4.6	31.0
6	70.3	81.2	79.6	6.0	.8	2.1	10.0
7	72.8	80.8	73.4	2.1	1.5	4.9	13.0
8	78.4	78.3	82.3	1.3	2.6	2.3	7.1
9	72.3	80.2	78.3	4.4	1.9	1.8	15.2
1920	72.8	77.6	72.9	2.9	3.2	4.3	26.5
1	74.4	79.2	78.6	5.0	3.1	3.3	22.2
2	75.2	77.0	80.1	2.3	4.9	1.5	19.3
3	73.0	78.7	78.2	6.1	3.2	2.4	21.7
4	74.1	75.6	78.8	2.2	3.7	4.1	21.7
5	77.6	79.8	77.2	4.0	3.2	3.2	16.6
6	72.7	78.8	79.4	2.7	2.5	2.8	11.0
7	71.2	77.2	71.8	5.9	3.7	6.5	30.0
8	67.3	77.5	76.9	7.4	4.4	3.1	27.0
9	72.1	78.9	78.9	4.0	3.5	2.1	17.5
1930	72.7	81.4	79.7	3.9	2.0	2.8	12.0
1	77.8	80.4	76.0	2.2	2.3	3.3	17.5
2	73.4	81.6	79.3	5.7	3.1	2.9	18.5
3	80.7	81.4	76.7	.9	2.8	5.2	11.5
Promedios	73.6	78.5	77.4	4.0	3.4	3.2	19.6

Datos de la muestra. La tabla anterior incluye un resumen de la temperatura, la precipitación pluvial y el rendimiento de las cosechas de maíz, para el periodo 1890-1933.

Análisis preliminar. Como un análisis preliminar para el modelo, se seleccionaron 12 años clave: los 4 años de rendimiento más bajo, 4 años de rendimiento intermedio y los 4 años de mayor rendimiento. A continuación aparece un resumen de estos datos:

Año	Temperatura de junio	Temperatura de julio	Temperatura de agosto	Lluvia de junio in	Lluvia de julio in	Lluvia de agosto in	Rendimiento
			Rendimiento más bajo				
1913	74	82	84	2	1	¼	3.2
1918	78	78	82	1	3	2	7.1
1901	77	85	79	2	2	3	7.8
1926	73	79	79	3	2	3	11.0
Promedio		79°			2 in		7.2

en el análisis los datos

recipi-ación luvial	Precipi-tación pluvial a julio en agosto	Rendi-miento
1.3	4.2	15.6
4.6	1.3	26.7
3.3	3.4	24.5
3.5	2.7	21.3
1.6	.7	11.2
5.5	5.2	24.3
4.6	2.7	28.0
3.1	3.1	18.0
3.0	2.5	16.0
5.4	1.9	27.0
3.3	2.1	19.0
1.8	2.6	7.8
4.2	5.5	29.9
3.0	4.8	25.6
6.0	3.3	20.9
5.4	1.8	27.7
4.6	3.8	28.9
3.8	3.2	22.1
3.4	3.8	22.0
5.4	1.2	19.9
2.0	4.4	19.0
4.0	3.6	14.5
2.6	4.3	23.0
1.3	.5	3.2
2.7	3.3	18.5
5.9	4.6	31.0
.8	2.1	10.0
1.5	4.9	13.0
2.6	2.3	7.1
1.9	1.8	15.2
3.2	4.3	26.5
3.1	3.3	22.2
4.9	1.5	19.3
3.2	2.4	21.7
3.7	4.1	21.7
3.2	3.2	16.6
2.5	2.8	11.0
3.7	6.5	30.0
1.4	3.1	27.0
3.5	2.1	17.5
2.0	2.8	12.0
1.3	3.3	17.5
1.1	2.9	18.5
1.6	5.2	11.5
1.4	3.2	19.6

ıen de la temperatura,
ı maíz, para el periodo

l modelo, se seleccio-
l años de rendimiento
ıción aparece un resu-

ıvia le o in	Lluvia de agosto in	Rendi-miento
	¼	3.2
	2	7.1
	3	7.8
	3	11.0
l in		7.2

Año	Tempe-ratura de junio	Tempe-ratura de julio	Tempe-ratura de agosto	Lluvia de junio in	Lluvia de julio in	Lluvia de agosto in	Rendi-miento
			Rendimiento intermedio				
1897	77	80	76	4	3	3	18.0
1922	75	77	80	2	5	2	19.3
1909	73	78	80	6	5	1	19.9
1893	75	80	74	4	4	3	21.3
Promedio		77°			3¾ in		19.6
			Rendimiento más alto				
1906	72	74	76	4	5	4	28.9
1902	71	77	78	6	4	6	29.9
1927	71	77	72	6	4	6	30.0
1915	69	74	70	7	6	5	31.0
Promedio		73°			5 in		30.0
Promedios de los 44 años		76¼°			3¾ in		19.6

Como lo reflejan los datos, el rendimiento de las cosechas de maíz parece incrementarse al aumentar la precipitación pluvial y disminuir la temperatura. Los rendimientos más altos ocurren cuando estos dos factores se presentan simultáneamente, en sus condiciones extremas favorables. Lo contrario ocurre, para los rendimientos más bajos. Los rendimientos intermedios parecen ocurrir en diferentes combinaciones de desviaciones favorables y desfavorables de las medias de temperatura y precipitación pluvial.

Modelo de regresión. Para evaluar las asociaciones relativas de la temperatura y la precipitación, con el rendimiento de la cosecha de maíz, se supuso el siguiente modelo de regresión:

$$Y = \beta_0 + \beta_1 x_1 + \beta_2 x_2 + \beta_3 x_3 + \beta_4 x_4 + \beta_5 x_5 + \beta_6 x_6$$

donde $x_1 - x_3$ representa las temperaturas mensuales sucesivas y $x_4 - x_6$ corresponde a las precipitaciones mensuales sucesivas.

Solución por mínimos cuadrados. La solución por mínimos cuadrados dio por resultado el modelo:

$$\hat{Y} = 105.79 - 0.3905\,(\text{temp. junio}) - 0.5660\,(\text{temp. julio}) - 0.334\,(\text{temp. agosto}) + 0.4132\,(\text{lluvia junio}) + 2.1664\,(\text{lluvia julio}) + 1.2463\,(\text{lluvia agosto})$$

Los residuos. En la tabla siguiente, aparece un resumen de los residuos, para los 44 años de datos. La suma de los residuos cuadrados, ESS = 493.36, con 44 − 7 = 37 gl dio por resultado un error estándar $\hat{\sigma} = 3.65$.

Residuos para la regresión de seis términos

Año	y	$\hat{Y}$	Residuo
1890	15.6	12.2	3.4
1	26.7	25.4	1.3
2	24.5	19.9	4.6
3	21.3	19.5	1.8
4	11.2	13.1	−1.9
5	24.3	30.5	−6.2
6	28.0	21.4	6.6
7	18.0	17.2	.8
8	16.0	17.8	−1.8
9	27.0	23.2	3.8
1900	19.0	16.6	2.4
1	7.8	9.2	−1.4
2	29.9	26.9	3.0
3	25.6	23.5	2.1
4	20.9	30.4	−9.5
5	27.7	23.4	4.3
6	28.9	26.7	2.2
7	22.1	21.4	.7
8	22.0	24.6	−2.6
9	19.9	21.7	−1.8
1910	19.0	17.9	1.1
1	14.5	17.7	−3.2
2	23.0	20.3	2.7
3	3.2	6.6	−3.4
4	18.5	15.5	3.0
5	31.0	34.7	−3.7
6	10.0	12.6	−2.6
7	13.0	17.3	−4.3
8	7.1	12.4	−5.3
9	15.2	14.2	1.0
1920	26.5	22.6	3.9
1	22.2	18.5	3.7
2	19.3	19.5	− .2
3	21.7	19.1	2.6
4	21.7	21.8	− .1
5	16.6	17.1	− .5
6	11.0	16.3	−5.3
7	30.0	28.9	1.1
8	27.0	26.4	.6
9	17.5	18.5	−1.0
1930	12.0	14.1	−2.1
1	17.5	14.5	3.0
2	18.5	17.1	1.4
3	11.5	15.5	−4.0

Un análisis de los residuos indica que en el año 1904, el valor −9.5 pudo ser excesivo. Un criterio aproximado lo da la magnitud de la razón del residuo dividido entre el error estándar, −9.5/3.65 = −2.60. Como regla general, un residuo estandarizado (residuo entre error estándar) debe tener un valor aproximado de ± 2.50. (Véase Anscombe, "Examination of Residuals", *Proc 4th Berkeley Symp. Math. Stat. Prob. I*, pp.. 1-36, para un procedimiento estadístico más riguroso.) Un examen de los documentos del gobierno no indicó algún motivo, por ejemplo, una plaga de insectos, para el rendimiento excesivamente bajo en 1904. Por el contrario, un examen de los datos de temperatura y precipitación pluvial en dicho año revela que la cosecha de maíz debería haber sido más elevada. Además, un análisis del rendimiento de la cosecha durante 1904 en los estados vecinos indica un año con rendimiento relativamente alto. Por consiguiente, 1904 se consideró como un punto disperso y se volvió a correr la regresión con 43 años de datos. Para aplicaciones de este tipo, los puntos dispersos pueden ejercer un grado de nivelación relativamente elevado en la solución resultante por mínimos cuadrados. Por ejemplo, para la ESS total de 493 entre 44 años, 1904 es responsable de más de 100 unidades.

La resolución por mínimos cuadrados para 43 años de datos es:

$$\hat{Y} = 102.43 - 0.4449\,(\text{temp. junio}) - 0.3737\,(\text{temp. julio}) - 0.4527\,(\text{temp. agosto}) + 0.4741\,(\text{lluvia junio}) + 2.7532\,(\text{lluvia julio}) + 1.0874\,(\text{lluvia agosto})$$

con una ESS correspondiente de 384 y $\hat{\sigma} = 3.27$. El pronóstico para 1904, al utilizar el modelo revisado es $\hat{Y} = 32.33$, con un valor estandarizado del residuo = (20.9 − 32.33)/3.27 = −3.50. Esto es un criterio más viable, dado que con el punto disperso en el conjunto de datos, los mínimos cuadrados tienden a sobreajustar dicho punto, a expensas de las demas observaciones.

Análisis de variancia. A continuación se muestra un resumen de la tabla de análisis de variancia, para el modelo de regresión de los 43 puntos:

Fuente	SS	gl	MS	Razón F
Regresión	1580.2	6	263.36	24.7
Error	384.5	36	10.68	
Total	1964.6	42		
	$R^2 = .80$			

Prueba de la hipótesis. Para que el modelo ajuste como un todo

$$H_0\colon Y = \beta_0 \qquad H_1\colon Y \neq \beta_0$$

Con $\alpha = 0.05$, el valor crítico de $F(6, 36) = 2.39$; por consiguiente, se rechaza la hipótesis nula, con base en un valor F de la muestra = 24.7. Es decir, se ha demostrado que existe una relación entre la temperatura y la precipitación con respecto al rendimiento de las cosechas de maíz.

Valores t de los coeficientes. Como resumen final, se muestran los valores t de la muestra:

Coeficiente	Estimación	Desviación estándar	Valor de t
Temperatura de junio	−.4449	.2188	−2.03
Temperatura de julio	−.3737	.3541	−1.06
Temperatura de agosto	−.4527	.2636	−1 72
Precipitación de junio	.4741	.3838	1.24
Precipitación de julio	2.7532	.6636	4.15
Precipitación de agosto	1.0874	.5223	2.08

Los valores t reflejan la contribución relativa de las variables respectivas en la predicción del rendimiento de las cosechas de maíz. En general, dichos valores pueden probarse en forma estadística, mediante la distribución de t con $(n-p-1)$ gl, que corresponden a los gl de la desviación estándar del error. Sin embargo, la viabilidad de una selección variable, con base en la teoría estadística, no está bien desarrollada. En general la potencia (la probabilidad de rechazar la hipótesis nula H_0: $\beta_j = 0$ cuando es falsa) tiende a ser pequeña, en las aplicaciones de regresión. En consecuencia, la extensión hasta la que cabe implementar la selección variable depende de los requerimientos, objetivos y naturaleza de la aplicación de regresión. En este caso particular, se recomienda mantener todos los términos, debido a la naturaleza del problema. Es decir, si la precipitación en julio y la temperatura en agosto son significativas, las otras variables también deben ser importantes.

ANÁLISIS DIMENSIONAL

REFERENCIAS GENERALES: Boucher y Alves, "Dimensionless Numbers", *Chem. Eng. Prog.*, **55**, 55-64 (1960). Bridgman, *Dimensional Analysis*, Yale University Press, New Haven, Conn., 1937. Buckingham, "On Physically Similar Systems: Illustrations of the Use of Dimensional Analysis", *Phys. Rev.* **4**, 345, (1914). Klinkenberg, *Chem. Eng. Sci.*, **4**, 130-140, 167-177 (1955). Langhaar, *Dimensional Analysis and Theory of Models*, Wiley, New York, 1951. Murphy, "Dimensional Analysis", *Bull.* VPI, **42**(6) (1949). Porter, *The Method of Dimensions*, Methuen, London, 1933. Rayleigh, "The Principle of Similitude", *Nature*, **95**, 66 (1915). Silberberg y McKetta, "Learning How to Use Dimensional Analysis", *Pet. Refiner*, **32**(4), 179; (5), 147; (6), 101; (7), 129 (1953). Van Driest, "On Dimensional Analysis and the Presentation of Data in Fluid Flow Problems", *J. Appl. Mech.*, **68**, A-34 (marzo 1946).

El análisis dimensional es sencillamente un instrumento matemático. Sin embargo, no es necesario ser matemático para poder utilizar y entender dicho análisis. El conocimiento de su utilización le permitirá al ingeniero ahorrarse una cantidad considerable de tiempo en la planeación de experimentos y la correlación de resultados de un experimento o la utilización de correlaciones preparadas por otros.

Para poder aplicar el análisis dimensional a una situación, el ingeniero sólo tiene que conocer las variables que crea que se incluyen, junto con sus dimensiones. Sólo necesita utilizarlas junto con el álgebra fundamental para ahorrarse tiempo, dificultades y gastos en las investigaciones experimentales o en las correlaciones de un problema. En algunos casos, sin trabajos experimentales en absoluto, podrá indicar, a partir del análisis dimensional, si se incluye verdaderamente una variable dudosa en algún problema dado.

En todos los casos, el análisis dimensional reducirá el número de variables experimentales que se deben correlacionar y, con frecuencia, señalará el mejor enfoque experimental para el problema. No obstante, no proporcionará información cuantitativa; será preciso basarse todavía en los experimentos para este fin.

LOS PROBLEMAS MÁS SENCILLOS

Cuando sólo se deben correlacionar dos variables, una gráfica simple de una de ellas en función de la otra da como resultado una curva. Cuando el número de variables aumenta a tres, se trazan valores de la primera en función de valores correspondientes de la segunda para varios valores constantes de la tercera, con el fin de producir un conjunto de curvas. La adición de una cuarta o más variables complica mucho los trabajos experimentales y de correlación.

Como ejemplo del valor del análisis dimensional en un problema simple con cuatro variables, se presenta el caso hipotético que sigue: supóngase que existe un problema en el que las únicas variables son dos fuerzas, F y P y dos longitudes, X y Y.

Correlación de variables La correlación de este problema simple, al trazar una variable en función de otra, con valores constantes de la tercera y la cuarta, no sería algo muy simple. En el trabajo experimental, F se tendría que mantener constante en $F = F_1$, mientras que la variación de Y con X se determinaba a valores constantes de $P(P = P_1, P_2, P_3$, etc.). Entonces, F se tendría que mantener en $F = F_2$, mientras que la variación de Y con X se determinaba otra vez para los diversos valores constantes de P. Este procedimiento tendría que volver a repetirse, una y otra vez, hasta cubrir toda la gama de valores de F.

Correlaciones de análisis dimensional Puesto que en este problema simple, las dos variables F y P tienen la dimensión de la fuerza y las dos variables X y Y, la de la longitud, tendríamos dos grupos adimensionales, F/P y X/Y. La aplicación del principio básico del análisis dimensional demostraría que la gráfica de F/P en función de X/Y daría una curva simple. De ese modo, se puede ver con facilidad que el ahorro de trabajo experimental sería enorme, puesto que no sería necesario mantener constante ninguna variable. Sólo sería preciso hacer variar el grupo adimensional X/Y y se mediría el valor correspondiente de F/P.

Desde luego, estos problemas simples son raros en los estudios de ingeniería química. Cualquier problema más común implicaría más variables con distintos grados de complejidad dimensional en las variables individuales. Uno de esos problemas es el que se refiere a la caída de presión que acompaña al flujo de un fluido por un circuito cerrado. En este problema, supóngase que se toman en consideración siete variables: caída de presión, velocidad del fluido, densidad del fluido, viscosidad del fluido, longitud del ducto, diámetro y aspereza de las paredes del ducto. La aplicación del análisis dimensional a este problema reduce el número de cantidades que se deben correlacionar de siete variables a cuatro grupos adimensionales de variables y la toma en consideración de la mecánica de fluidos reduce todavía más el número, a tres grupos adimensionales. En este caso, basta una gráfica simple para la correlación general de las siete variables originales.

MÉTODO DE RAYLEIGH

El método de Rayleigh se basa en la premisa de que, si participan n cantidades $Q_1, Q_2, Q_3, \ldots, Q_n$ en un fenómeno físico dado, su dependencia mutua, para los fines del análisis dimensional, se puede expresar como producto de potencias del tipo que sigue:

$$Q_1 = KQ_2^{a_2}Q_3^{a_3}\cdots Q_n^{a_n} \qquad (2\text{-}109)$$

en donde K es una constante carente de dimensión.

En esta ecuación, se puede considerar que Q_1 es la cantidad de mayor interés; aunque esa interpretación no es esencial en absoluto para el método. Las Q incluirán todas las variables que se sabe que intervienen en el fenómeno dado y, además, todas las constantes dimensionales ya sea exigidas por el sistema dimensional utilizado o que se sepa que se encuentran incluidas. La exigencia de homogeneidad dimensional establece ciertas restricciones sobre los valores que pueden tener las $n-1$ constantes $a_2, a_3, \ldots, a_n$. Si las n variables y constantes dimensionales consisten en r dimensiones primarias, existirá un máximo de r condiciones que deberán satisfacer los exponentes constantes de la ecuación (2-109). La palabra "máximo" está bien utilizada, puesto que, en algunos casos, dependiendo del sistema dimensional utilizado o la naturaleza dimensional de las cantidades incluidas, dos o más de las r condiciones pueden ser idénticas, lo que reduce el número de condiciones reales a un valor menor que r. En consecuencia, de las $n-1$ constantes, un mínimo de $n-1-r$ no están restringidas por el requisito de homogeneidad dimensional. El resultado final del análisis dimensional por el método de Rayleigh es una disposición de las n cantidades en una forma tal que un grupo o un producto adimensional que contiene Q_1 se iguala al producto de un mínimo de $n-1-r$ otros grupos no dimensionales, todos ellos elevados a la potencia representada por uno de los $n-1-r$ exponentes no restringidos. En consecuen-

cia, se obtiene como resultado una disposición de las n cantidades en un mínimo de $n-1-r+1=n-r$ grupos adimensionales.

Ejemplo (Método de Rayleigh)-Caída de la presión a causa de la fricción, en un flujo de fluido Cuando circula un fluido por un tramo recto de tubería de longitud dL, con un diámetro interno D, se produce una disminución de la presión $-dp_f$, a causa de la fricción. Las variables que se cree que participan y sus dimensiones en el sistema de ingeniería * se dan a continuación:

Caída de presión $= -dp_f = (F/L^2)$
Diámetro interno de la tubería $= D = (L)$
Longitud de la tubería $= dL = (L)$
Aspereza o rugosidad de la tubería $= \varepsilon = (L)$
Velocidad lineal del fluido $= V = (L/\theta)$
Viscosidad absoluta del fluido $= \mu = (M/L\theta)$
Densidad del fluido $= \rho = (M/L^3)$
Constante dimensional $= g_c = (ML/F\theta^2)$

Una inspección de las dimensiones de estas cantidades indica que todas ellas son combinables dimensionalmente y deben aparecer en el resultado del análisis dimensional. Por consiguiente, puesto que hay ocho cantidades y cuatro dimensiones primarias, se puede esperar un mínimo de tres ($n-r-1=3$) exponentes no restringidos y un mínimo de cuatro ($n-r=4$) grupos no dimensionales.

La ecuación básica que relaciona las variables es

$$-dp_f = KD^a(dL)^b\varepsilon^c V^d\rho^e\mu^h g_c^j \tag{2-110}$$

La ecuación dimensional correspondiente es

$$\frac{F}{L^2} = (L)^a(L)^b(L)^c\left(\frac{L}{\theta}\right)^d\left(\frac{M}{L^3}\right)^e\left(\frac{M}{L\theta}\right)^h\left(\frac{ML}{F\theta^2}\right)^j \tag{2-111}$$

Si se aplica la condición de homogeneidad dimensional, se obtiene el siguiente conjunto de ecuaciones:

$$\begin{aligned}\Sigma F &= 0:\ 1 = -j\\ \Sigma M &= 0:\ 0 = e + h + j\\ \Sigma L &= 0:\ -2 = a + b + c + d - 3e - h + j\\ \Sigma\theta &= 0:\ 0 = -d - h - 2j\end{aligned} \tag{2-112}$$

No hay dos de estas cuatro ecuaciones que sean idénticas, ni se puede obtener alguna mediante una combinación lineal de otras dos. Por tanto, el número de condiciones es el máximo ($r=4$) y se puede esperar el número mínimo de grupos adimensionales ($n-r=4$). Puesto que hay cuatro ecuaciones independientes que relacionan las siete constantes, los valores de cuatro de las constantes se pueden determinar en función de las tres restantes. Si se hace que b, c y h representen esas tres constantes no restringidas, las soluciones para las ecuaciones (2-112) son:

$$\begin{aligned}a &= -b - c - h\\ d &= 2 - h\\ e &= 1 - h\\ j &= -1\end{aligned} \tag{2-113}$$

La inserción de las soluciones representadas por las ecuaciones (2-113) en la (2-111) da la expresión

$$-dp_f = KD^{-b-c-h}(dL)^b\varepsilon^c V^{2-h}\rho^{1-h}\mu^h g_c^{-1} \tag{2-114}$$

o

$$\frac{g_c(-dp_f)}{\rho V^2} = K(dL/D)^b(DV\rho/\mu)^{-h}(\varepsilon/D)^c \tag{2-115}$$

Las siete variables más g_c se correlacionan a continuación en la forma de cuatro grupos adimensionales. A partir de consideraciones teóricas, se puede demostrar que la caída de presión $-dp_f$ es directamente proporcional a la longitud de la tubería dL; en consecuencia, el exponente b deberá tener un valor de una unidad. El grupo adimensional $g_c(-dp_f)/\rho V^2$ se denomina número de Euler, N_{Eu}. El grupo adimensional $DV\rho/\mu$ recibe el nombre de número de Reynolds, N_{Re}. Esos dos números tienen aplicaciones generales en el flujo de fluidos. El grupo adimensional ε/D se denomina factor de rugosidad de la tubería.

Por razones que se analizarán en forma breve más adelante, en lugar de la ecuación (2-115) con $b=1$, se puede escribir la ecuación funcional más general

$$-dp_f/\rho = (V^2/g_c)(dL/D)\Phi(N_{Re}, \varepsilon/D) \tag{2-116}$$

*Se hubiera podido escoger cualquiera de los sistemas de dimensiones. Se utiliza en este caso el de ingeniería, sólo porque la mayoría de los lectores estarán más familiarizados con él.

Si se le da a la función $\Phi(N_{Re}, \varepsilon/D)$ el símbolo $f/2$, se podrá escribir la ecuación (2-116) como sigue:

$$-dp_f/\rho = f(V^2/2g_c)(dL/D) \tag{2-116a}$$

La función del número de Reynolds y el factor de rugosidad denotado mediante el símbolo f se conocen como factor de fricción.

En este ejemplo se escogieron a propósito b, c, y h como exponentes no restringidos para obtener los resultados en la forma ordinaria. Se hubieran podido seleccionar en la misma forma otros tres exponentes, con la excepción evidente de j, que debe tener el valor de -1 para este ejemplo. La inspección de las ecuaciones para ΣM y $\Sigma\theta$ demuestra también que, de entre d, e y h, no se puede escoger más de uno como exponente no restringido. Por ejemplo, la elección de a, b y d como exponentes no restringidos hubiera dado como resultado los siguientes cuatro grupos adimensionales:

$$\frac{g_c(-dp_f)\varepsilon^2\rho}{\mu^2} \qquad \frac{\varepsilon}{D} \qquad \frac{dL}{D} \qquad \frac{\varepsilon V\rho}{\mu}$$

La presencia de ε, una cantidad que es difícil determinar con exactitud en tres de esos cuatro grupos adimensionales es poco deseable. Si se divide $\varepsilon V\rho/\mu$ entre ε/D se obtiene el número de Reynolds $DV\rho/\mu$. Si se divide el grupo $g_c(-dp_f)\varepsilon^2\rho/\mu^2$ entre $(\varepsilon V\rho/\mu)^2$, se obtiene el número de Euler $g_c(-dp_f)/\rho V^2$. De este modo, el resultado del análisis dimensional se puede convertir de grupos adimensionales poco convenientes en grupos que son más convenientes y útiles.

La transformación de $(DV\rho/\mu)^{-h}(\varepsilon/D)^c$ en la ecuación (2-115) a una función no especificada de los dos grupos adimensionales $\Phi(N_{Re}, \varepsilon/D)$ en la ecuación (2-116) es un rasgo definido del método de Rayleigh. Las soluciones del tipo de la ecuación (2-115) se pueden considerar especiales y sumarse para obtener una solución más general. El requisito de homogeneidad dimensional para la solución general es equivalente a un requisito de homogeneidad dimensional para cada solución especial. Además, puesto que no se establecen limitaciones sobre la constante K o los exponentes de la ecuación (2-115), la solución general se puede considerar como una función general, como en la ecuación (2-116).

La justificación de la transición de una ecuación de producto de potencias a una expresión funcional general en el método de Rayleigh, implica que se establece una restricción sobre la naturaleza de la función general. Si se va a tomar el método de Rayleigh por su valor aparente, la función $\Phi(N_{Re}, \varepsilon/D)$ del primer ejemplo se debe poder representar como producto de dos funciones $\Phi_1(N_{Re})$ y $\Phi_2(\varepsilon/D)$. En un caso más general, supóngase que un análisis hecho por el método de Rayleigh indica que el grupo adimensional P es una función de los grupos adimensionales R y S, o bien,

$$P = \Phi(R, S) \tag{2-117}$$

Sin embargo, la restricción implícita es la de que la función sea representable como

$$P = \Phi_1(R)\Phi_2(S) \tag{2-117a}$$

y no como

$$P = \Phi_3(R) + \Phi_4(S) \tag{2-117b}$$

ni como

$$P = [\Phi_5(R)]^{\Phi_6(S)} \tag{2-117c}$$

Si esta restricción aparente del método de Rayleigh sobre la forma algebraica en que se puede expresar la solución, fuera una restricción general del análisis dimensional, sería muy importante. Por suerte, el método de Rayleigh se puede considerar rigurosamente como sólo un procedimiento algebraico para determinar los grupos adimensionales que constituyen un conjunto *completo* para el grupo de cantidades que se toman en consideración. Cualquier implicación de las restricciones sobre la naturaleza de las funciones de esos grupos es sólo una consecuencia trivial del procedimiento algebraico.

MÉTODO PI DE BUCKINGHAM

Aunque este método se presentó en 1914, no se presentó ninguna prueba rigurosa de él, hasta la contribución hecha por Langhaar, en 1951. Enunció el teorema pi como sigue:

Si una ecuación es homogénea dimensionalmente, se puede reducir a una relación entre un conjunto completo de productos adimensionales. Un conjunto de productos adimensionales de variables dadas es completo si cada producto que figura en él es independiente de los otros y cada otro producto adimensional de las variables es un producto de potencias de productos adimensionales del conjunto.

La dependencia de n cantidades se puede expresar en la forma

$$Q_1^{a1}Q_2^{a2}Q_3^{a3}\cdots Q_m^{am}\cdots Q_n^{an}=\pi_i \quad i=1,2,3,\ldots,p \qquad (2\text{-}118)$$

Dentro de poco se explicará el significado e importancia de m y p. En la ecuación (2-118) no se necesita alguna constante adimensional. En el método de Rayleigh, el número mínimo posible de grupos adimensionales a partir de n cantidades descritas mediante r dimensiones, eran $n-r$. En el método de Buckingham, es preciso saber de antemano cuántos grupos adimensionales constituirán un conjunto completo. En consecuencia, se presenta y define el símbolo m como número de **restricciones** sobre la ecuación (2-118) en virtud del requisito de homogeneidad dimensional. Además, m tendrá como valor máximo el número de dimensiones primarias r. Si hay m restricciones sobre los valores de a_1, $a_2, a_3, \ldots, a_n$ en la ecuación (2-118), habrá $n-m$ exponentes no restringidos y, en consecuencia se obtendrá $n-m$ grupos adimensionales. Langhaar demostró que el número de grupos adimensionales p constituye un conjunto completo para n cantidades; se da mediante la ecuación

$$p=n-m \qquad (2\text{-}119)$$

Según el teorema de Buckingham, los p grupos adimensionales π_1, $\pi_2, \pi_3, \ldots, \pi_p$ se relacionan a continuación mediante la ecuación funcional general.

$$\phi(\pi_1, \pi_2, \pi_3, \ldots, \pi_p)=0 \qquad (2\text{-}120)$$

Esta ecuación sólo sirve para indicar que el fenómeno dado se puede describir ya en forma tan rigurosa y precisa en función del conjunto completo de p grupos adimensionales que lo que pudiera hacerse en función de las n cantidades incluidas en el fenómeno.

La evaluación de m ha sido siempre la principal dificultad en el uso del método de Buckingham. Van Driest declaró que m podría considerarse como el número máximo de cantidades incluidas en el problema que se puedan combinar sin formar un grupo adimensional. Langhaar demostró rigurosamente que esto es cierto y demostró también que m, en realidad es el rango de la matriz formada por los exponentes de las dimensiones de las cantidades. Este uso de matrices en conexión con el método de Buckingham es conveniente; pero no es esencial para el método. La determinación de m como el número máximo de variables que no se combinan para formar un grupo adimensional es totalmente satisfactoria, aun cuando a veces resulta muy tediosa. Se obtiene una demostración simple del hecho de que el valor máximo de m es el número de dimensiones primarias, a partir del examen de las cinco variables de fuerza, masa, longitud, tiempo y temperatura, con dimensiones del sistema de ingeniería. Evidentemente, no es posible que esas cinco variables formen un grupo adimensional; pero la inclusión de cualquier otra variable que se pueda describir mediante las dimensiones F, M, L, θ y T, permitirá la formación de un grupo adimensional.

Puesto que, por definición, pesan m restricciones sobre los valores de los exponentes constantes $a_1, a_2, a_3, \ldots, a_m, \ldots, a_n$ en la ecuación (2-118), sean las constantes $a_1, a_2, a_3, \ldots, a_m$ las sometidas a esas restricciones. A las constantes $a_{m+1}, a_{m+2}, \ldots, a_n$ se les puede asignar cualquier valor, puesto que representan $n-m$ constantes no restringidas. Para determinar $\pi_1(i=1)$ de la ecuación (2-118), sean $a_{m+1}=1$ y $a_{m+2}, a_{m+3}, \ldots, a_n$ iguales a cero. De modo similar, para determinar $\pi_2(i=2)$, sean $a_{m+2}=1$ y $a_{m+1}, a_{m+3}, \ldots, a_n$ iguales a cero. Si se sigue este procediminto para todas las $n=m$ constantes no restringidas, se obtendrá el siguiente conjunto de ecuaciones:

$$\begin{aligned}\pi_1&=Q_1^{a1}Q_2^{a2}Q_3^{a3}\cdots Q_m^{am}Q_{m+1}\\ \pi_2&=Q_1^{a1}Q_2^{a2}Q_3^{a3}\cdots Q_m^{am}Q_{m+2}\\ &\vdots\\ \pi_p&=Q_1^{a1}Q_2^{a2}Q_3^{a3}\cdots Q_m^{am}Q_n\end{aligned} \qquad (2\text{-}121)$$

Este conjunto representa las ecuaciones que se deben construir a partir de las cantidades de cualquier problema, al utilizar el método de Buckingham. Las mismas m cantidades aparecen en las p ecuaciones. Para evitar dificultades o un callejón sin salida en la resolución de esas ecuaciones, es esencial que esas m cantidades repetidas sean tales que no puedan formar por sí solas un grupo adimensional.

Ejemplo: Método Pi de Buckingham-Coeficiente de película de transferencia de calor Se desea determinar un conjunto completo de grupos adimensionales con los cuales poder correlacionar datos experimentales sobre el coeficiente de película de transferencia de calor entre las paredes de un ducto recto, de sección transversal circular, y un fluido que circula por él. A continuación se dan las variables y las constantes dimensionales que se cree que participan y sus dimensiones en el sistema de ingeniería.

Coeficiente de película $= h$, $=(F/L\theta T)$
Diámetro interno del ducto $= D = (L)$
Velocidad lineal del fluido $= V = (L/\theta)$
Densidad del fluido $= \rho = (M/L^3)$
Viscosidad absoluta del fluido $= \mu = (M/\theta)$
Conductividad térmica del fluido $= k = (F/\theta T)$
Calor específico del fluido $= c_p = (FL/MT)$
Constante dimensional $= g_c = (ML/F\theta^2)$

La primera etapa de resolución requiere la determinación de m. Puesto que hay cinco dimensiones primarias ($FML\theta T$) incluidas, el valor máximo que puede tener m es 5. Unos cuantos intentos demostrarán que hay varios conjuntos de cinco cantidades que no forman grupos adimensionales. Por tanto, puesto que m tiene el valor 5, las $n=8$ cantidades dadas antes deberían producir, según la ecuación (2-119), un conjunto completo de $p=n-m=3$ grupos adimensionales.

Sean D, V, μ, k y g_c las cinco cantidades repetidas que no forman un grupo adimensional. Según la ecuación (2-121), las ecuaciones que siguen representan los tres grupos adimensionales:

$$\pi_1=D^aV^b\mu^dk^eg_c^fh \qquad (2\text{-}122)$$
$$\pi_2=D^aV^b\mu^dk^eg_c^fc_p \qquad (2\text{-}123)$$
$$\pi_3=D^aV^b\mu^dk^eg_c^f\rho \qquad (2\text{-}124)$$

En estas ecuaciones se incluyó h con las cinco variables repetidas para formar π_1. De modo similar, se incluyó c_p para formar π_2 y ρ para π_3.

A partir de este punto, el procedimiento es idéntico al del método de Rayleigh, con la excepción de que no se encontrarán exponentes indeterminados, puesto que el número de restricciones sobre cada ecuación y el número de exponentes son iguales. Esta es una característica general del método de Buckingham. La ecuación dimensional correspondiente a la ecuación (2-122) es

$$F^\circ M^\circ L^\circ\theta^\circ T^\circ=(L)^a(L/\theta)^b(M/L\theta)^d(F/\theta T)^e(ML/F\theta^2)^f(F/L\theta T) \qquad (2\text{-}125)$$

Al aplicar la condición de homogeneidad dimensional, se tiene

$$\begin{aligned}\Sigma F&=0:\ 0=e-f+1\\ \Sigma M&=0:\ 0=d+f\\ \Sigma L&=0:\ 0=a+b-d+f-1\\ \Sigma\theta&=0:\ 0=-b-d-e-2f-1\\ \Sigma T&=0:\ 0=-e-1\end{aligned} \qquad (2\text{-}126)$$

Las soluciones a las ecuaciones (2-126) son:

$$\begin{aligned}a&=1\\ b&=0\\ d&=0\\ e&=-1\\ f&=0\end{aligned} \qquad (2\text{-}127)$$

Entonces, la ecuación (2-122) se hace

$$\pi_1=D^1V^0\mu^0k^{-1}g_c^0h \qquad (2\text{-}128)$$
$$\pi_1=hD/k$$

De modo similar, se descubre que las soluciones para las ecuaciones (2-123) y (2-124) son

$$\pi_2=c_p\mu/k \qquad (2\text{-}129)$$
$$\pi_3=DV\rho/\mu \qquad (2\text{-}130)$$

El grupo adimensi
$c_p\mu/k$ es el número d
Reynolds, N_{Re} que se
toma en cuenta la frio
cuencia en correlacio
Funcionalmente, su n

o como

Se ha descubierto que
mediante una ecuació

en donde K, a y b so
mente. Sin embargo,
plemente una relació
a los datos experimen
ción (2-131).

Por supuesto, se
nales en el ejempl
repetidas, que no fi
de esos grupos se
2-3. Ese conjunto
sistir en los númer
Peclet y Prandtl.
tenido en el ejemp
cación de potenci
Reynolds; sin emb
satisfacer la condi
nales fuera indepe

**TABLA 2-3 G
dimensiones d**

Número de Biot
Número de condens
Número utilizado en
Número de Euler
Número de Fourier
Número de Froude
Número de Graetz
Número de Grashof
Número de Mach
Número de Nusselt
Número de Peclet
Número de Prandtl
Número de Reynold
Número de Schmidt
Número de Stanton
Número de Weber

*Si se desean gru

El grupo adimensional hD/k se denomina número de Nusselt, N_{Nu}, y el grupo $c_p\mu/k$ es el número de Prandtl, N_{Pr}. El grupo $DV\rho/\mu$ es el conocido número de Reynolds, N_{Re} que se encuentra en los problemas de flujo de fluidos en donde se toma en cuenta la fricción. Estos tres grupos adimensionales se utilizan con frecuencia en correlaciones del coeficiente de película de transferencia de calor. Funcionalmente, su relación se puede expresar como sigue:

$$\phi(N_{Nu}, N_{Pr}, N_{Re}) = 0 \tag{2-131}$$

o como

$$N_{Nu} = \phi_1(N_{Pr}, N_{Re}) \tag{2-132}$$

Se ha descubierto que esos grupos adimensionales se pueden correlacionar bien mediante una ecuación del tipo:

$$hD/k = K(c_p\mu/k)^a(DV\rho/\mu)^b \tag{2-133}$$

en donde K, a y b son constantes adimensionales, determinadas experimentalmente. Sin embargo, cualquier otro tipo de expresión algebraica o, quizá, simplemente una relación gráfica entre esos tres grupos, que se ajuste con precisión a los datos experimentales, sería un modo igualmente válido de expresar la ecuación (2-131).

Por supuesto, se hubieran podido obtener otros grupos adimensionales en el ejemplo utilizando un grupo distinto de cinco cantidades repetidas, que no formaran un grupo adimensional entre ellas. Algunos de esos grupos se pueden encontrar entre los presentados en la tabla 2-3. Ese conjunto completo de tres grupos adimensionales podría consistir en los números de Stanton, Reynolds y Prandtl, o los de Stanton, Peclet y Prandtl. Asimismo, ese conjunto completo, diferente del obtenido en el ejemplo anterior se podría obtener a partir de una multiplicación de potencias apropiadas de los números de Nusselt, Prandtl y Reynolds; sin embargo, para que ese conjunto fuera completo debería satisfacer la condición de que cada uno de los tres grupos adimensionales fuera independiente de los otros dos.

TABLA 2-3 Grupos adimensionales en el sistema de dimensiones de ingeniería*

Número de Biot	N_{Bi}	hL_c/k
Número de condensación	N_{Co}	$(h/k)(\mu^2/\rho^2 g)^{1/3}$
Número utilizado en la condensación de vapores	N_{Cv}	$L^3\rho^2 g\lambda/k\mu\Delta t$
Número de Euler	N_{Eu}	$g_c(-dp)/\rho V^2$
Número de Fourier	N_{Fo}	$k\theta/\rho cL^2$
Número de Froude	N_{Fr}	V^2/Lg
Número de Graetz	N_{Gz}	wc/kL
Número de Grashof	N_{Gr}	$L^3\rho^2\beta g\Delta t/\mu^2$
Número de Mach	N_{Ma}	V/V_s
Número de Nusselt	N_{Nu}	hD/k
Número de Peclet	N_{Pe}	$DV\rho c/k$
Número de Prandtl	N_{Pr}	$c\mu/k$
Número de Reynolds	N_{Re}	$DV\rho/\mu$
Número de Schmidt	N_{Sc}	$\mu/\rho D_v$
Número de Stanton	N_{St}	$h/cV\rho$
Número de Weber	N_{We}	$LV^2\rho/\sigma g_c$

*Si se desean grupos adicionales, véase la obra de Boucher y Alves.

Aun cuando no es directamente necesario en el método de Buckingham conocer cuántas cantidades se incluyen realmente (son combinables dimensionalmente) en el problema, es esencial para el método que se estime correctamente el valor de m. Puesto que la inclusión de una cantidad que no sea dimensionalmente combinable hará aumentar el valor de m, incrementando el número de cantidades repetidas en las ecuaciones del tipo de la (2-121), puede esperarse alguna dificultad. No obstante, se deben incluir todas las cantidades no combinables dimensionalmente en los conjuntos mayores de cantidades caracterizadas por su incapacidad para formar grupos adimensionales entre ellas. En ese caso, cuando se construyen las ecuaciones del tipo de la (2-121), esas cantidades se incluyen entre las m repetidas; pero, puesto que no son combinables, se excluyen de cada grupo adimensional que se forma. Eso es lo que ocurrió en el caso de g_c en el segundo ejemplo. Puesto que aumentan en 1 tanto n como m debido a la inclusión de cada cantidad no combinable, ni la predicción del número de grupos adimensionales ni los resultados del análisis se ven afectados de ningún modo. Así, el problema se aclara automáticamente mediante la determinación de m como el mayor número de cantidades que no pueden formar un grupo adimensional y mediante el uso de este conjunto de cantidades como las m cantidades repetidas en las ecuaciones (2-121). De modo similar, no se encuentran dificultades con el método cuando se usan matrices.

En virtud de la inclusión de g_c no combinable dimensionalmente, en el segundo ejemplo, el valor de m resultante fue el máximo, el mismo que el número de dimensiones primarias ($FML\theta T$). Si se hubiera omitido g_c (una omisión que justificaban los resultados del análisis), el valor de m hubiera sido 4, o sea, una unidad menos que el número de dimensiones primarias. La inspección de las ecuaciones (2-126) para ΣF y ΣT indica que, si se le asigna a f el valor cero (equivalente a la omisión de g_c), esas dos ecuaciones se hacen idénticas. Además, la inspección de las dimensiones de las cantidades, excluyendo g_c muestra que F/T es en realidad una dimensión primaria para ese conjunto de variable. En otras palabras, un sistema cuadrimensional ($F/T, M, L, \theta$) es adecuado para el problema. Las dimensiones no deben tener significado físico, de modo que F/T es una dimensión primaria perfectamente admisible para este problema y, en realidad, el valor de m era el número de dimensiones primarias. No obstante, sería engañoso el no hacer hincapié en el hecho de que quizá no se puedan explicar del mismo modo todos los casos en los que m parezca ser menor que el número de dimensiones primarias. Las cuatro cantidades g_c, $-dp_f$, ρ, y V, tal y como se definieron para el primer ejemplo, se describen en el sistema de ingeniería mediante las cuatro dimensiones F, M, L, y θ. Sin embargo, $m = 3$ para este caso, puesto que esas cuatro cantidades se combinan para formar el número de Euler.

La falta de espacio limita necesariamente el análisis de este tema importante. Se recomienda que los principiantes sigan la exposición completa de Silberberg y McKetta en el artículo en cuatro partes que apareció en *Petroleum Refiner* en 1953. Quienes estén más familiarizados con el tema deben consultar la obra de Langhaar, donde se da una exposición más completa y refinada.

Datos físicos y químicos

Peter E. Liley, Ph.D., D.I.C., *School of Mechanical Engineering and Center for Information and Numerical Data Analysis and Synthesis, Purdue University; Member, Institute of Physics, London. (Datos físicos y químicos)*

Robert C. Reid, Sc.D., *Department of Chemical Engineering, Massachusetts Institute of Technology. (Predicción y correlación de propiedades físicas)*

Evan Buck, M.S.Ch.E., *Manager—Process Design Data and Thermodynamics, Central Engineering Department, Union Carbide Corporation. (Predicción y correlación de propiedades físicas)*

REFERENCIAS GENERALES

PROPIEDADES FÍSICAS DE SUSTANCIAS PURAS

Tablas

3-1 Elementos y compuestos inorgánicos 3-7
3-2 Compuestos orgánicos 3-28

PRESIONES DE VAPOR DE SUSTANCIAS PURAS

Conversión de unidades 3-57
Referencias adicionales 3-57

Tablas

3-3 Hielo de −15° a 0°C 3-57
3-4 Agua líquida de −16 a 0°C 3-57
3-5 Agua líquida de 0 a 100°C 3-57
3-6 Compuestos inorgánicos, por encima de 1 atm 3-59
3-7 Compuestos inorgánicos, hasta 1 atm 3-60
3-8 Compuestos orgánicos, hasta 1 atm 3-65
3-9 Compuestos orgánicos, por encima de 1 atm 3-82

PRESIONES DE VAPOR DE SOLUCIONES

Conversión de unidades 3-84

Tablas

3-10 H_2O sobre HCl acuoso 3-84
3-11 HCl sobre HCl acuoso 3-84
Diagramas para H_2O sobre H_3PO_4 acuoso (Figs. 3-1 y 3-2) 3-85
3-12 H_2O y SO_2 sobre SO_2 acuoso 3-85
3-13 H_2O sobre H_2SO_4 acuoso 3-86
3-14*a* O_3 sobre H_2SO_4 acuoso 3-87
3-14*b* H_2SO_4 sobre H_2SO_4 acuoso 3-88
3-15 Presión total del H_2SO_4 acuoso 3-89
3-16 H_2O y HNO_3 sobre HNO_3 acuoso 3-90
3-17 H_2O y HBr sobre HBr acuoso 3-90
3-18 HI sobre HI acuoso 3-90
3-19 Sistema: agua-ácido sulfúrico-ácido nítrico 3-90
Diagrama para dietilenglicol acuoso (Fig. 3-3) 3-91
3-20 Presión total sobre CH_3COOH acuoso 3-91
3-21 H_2O sobre NH_3 acuoso 3-91
3-22 H_2O (en porcentaje molares) sobre NH_3 acuoso 3-91
3-23 NH_3 sobre NH_3 acuoso 3-92
3-24 Presión total sobre NH_3 acuoso 3-92
3-25 H_2O sobre Na_2CO_2 acuoso 3-93
3-26 H_2O y CH_3OH sobre CH_3OH acuoso 3-93
3-27 H_2O sobre NH_3 acuoso 3-93

CONTENIDO DE VAPOR DE AGUA DE LOS GASES

Diagramas

Diagrama para aire (Fig. 3-4) 3-94

Diagrama para hidrógeno y nitrógeno (Fig. 3-5) . . . 3-94
Diagrama para mezclas de hidrógeno y nitrógeno (Fig. 3-6) . . . 3-94
Diagrama para mezclas dilatadas de hidrógeno y nitrógeno (Fig. 3-7) . . . 3-95
Diagrama para nitrógeno (Fig. 3-8) . . . 3-95

DENSIDADES DE SUSTANCIAS PURAS

Conversión de unidades . . . 3-95

Tablas

3-28 Agua, 0 a 100°C . . . 3-95
3-29 Mercurio, 0 a 350°C . . . 3-97
3-30 Gases, a 0°C y 1 atm . . . 3-98

DENSIDADES DE SOLUCIONES ACUOSAS INORGÁNICAS

Unidades y conversión de unidades . . . 3-99
Referencias adicionales . . . 3-99

Tablas

3-31 Sulfato de aluminio . . . 3-99
3-32 Amoniaco . . . 3-99
3-33 Acetato de amonio . . . 3-99
3-34 Dicromato de amonio . . . 3-99
3-35 Cloruro de amonio . . . 3-99
3-36 Cromato de amonio . . . 3-99
3-37 Nitrato de amonio . . . 3-99
3-38 Sulfato de amonio . . . 3-99
3-39 Ácido arsénico . . . 3-100
3-40 Cloruro de bario . . . 3-100
3-41 Nitrato de cadmio . . . 3-100
3-42 Cloruro de calcio . . . 3-100
3-43 Hidróxido de calcio . . . 3-100
3-44 Hipoclorito de calcio . . . 3-100
3-45 Nitrato de calcio . . . 3-100
3-46 Ácido crómico . . . 3-100
3-47 Cloruro de cromo . . . 3-100
3-48 Nitrato de cobre . . . 3-100
3-49 Sulfato de cobre . . . 3-100
3-50 Cloruro cuproso . . . 3-100
3-51 Cloruro férrico . . . 3-101
3-52 Sulfato férrico . . . 3-101
3-53 Nitrato férrico . . . 3-101
3-54 Sulfato ferroso . . . 3-101
3-55 Bromuro de hidrógeno . . . 3-101
3-56 Cianuro de hidrógeno . . . 3-101
3-57 Cloruro de hidrógeno . . . 3-101
3-58 Fluoruro de hidrógeno . . . 3-101
3-59 Peróxido de hidrógeno . . . 3-101
3-60 Ácido hidrofluosilícico . . . 3-101
3-61 Cloruro de magnesio . . . 3-101
3-62 Sulfato de magnesio . . . 3-101
3-63 Cloruro de níquel . . . 3-101
3-64 Nitrato de níquel . . . 3-101
3-65 Sulfato de níquel . . . 3-101
3-66 Ácido nítrico . . . 3-102
3-67 Ácido perclórico . . . 3-103
3-68 Ácido fosfórico . . . 3-103
3-69 Bicarbonato de potasio . . . 3-103
3-70 Bromuro de potasio . . . 3-103
3-71 Carbonato de potasio . . . 3-103
3-72 Cromato de potasio . . . 3-103
3-73 Clorato de potasio . . . 3-103
3-74 Cloruro de potasio . . . 3-104
3-75 Alumbre de cromo y potasio . . . 3-104
3-76 Hidróxido de potasio . . . 3-104
3-77 Nitrato de potasio . . . 3-104
3-78 Dicromato de potasio . . . 3-104
3-79 Sulfato de potasio . . . 3-104
3-80 Sulfito de potasio . . . 3-104
3-81 Acetato de sodio . . . 3-104
3-82 Arseniato de sodio . . . 3-104
3-83 Dicromato de sodio . . . 3-104
3-84 Bromuro de sodio . . . 3-104
3-85 Formiato de sodio . . . 3-104
3-86 Carbonato de sodio . . . 3-104
3-87 Clorato de sodio . . . 3-105
3-88 Cloruro de sodio . . . 3-105
3-89 Cromato de sodio . . . 3-105
3-90 Hidróxido de sodio . . . 3-105
3-91 Nitrato de sodio . . . 3-105
3-92 Nitrito de sodio . . . 3-105
3-93 Silicato de sodio . . . 3-105
3-94 Sulfato de sodio . . . 3-106
3-95 Sulfuro de sodio . . . 3-106
3-96 Sulfito de sodio . . . 3-106
3-97 Tiosulfato de sodio . . . 3-106
3-98 Tiosulfato de sodio pentahidratado . . . 3-106
3-99 Cloruro estánico . . . 3-106
3-100 Cloruro estanoso . . . 3-106
3-101 Ácido sulfúrico . . . 3-107
3-102 Bromuro de cinc . . . 3-108
3-103 Cloruro de cinc . . . 3-108
3-104 Nitrato de cinc . . . 3-108
3-105 Sulfato de cinc . . . 3-108

DENSIDADES DE SOLUCIONES ACUOSAS ORGÁNICAS

Unidades y conversión de unidades . . . 3-109

Tablas

3-106 Ácido fórmico . . . 3-109
3-107 Ácido acético . . . 3-109
3-108 Ácido oxálico . . . 3-110
3-109 Alcohol metílico . . . 3-110
3-110 Alcohol etílico en peso, 10 a 40°C . . . 3-111
3-111 Alcohol etílico en peso, a 20°C . . . 3-112
3-112 Alcohol etílico en volumen a 60°F . . . 3-113
3-113 Alcohol *n*-propílico . . . 3-114
3-114 Alcohol isopropílico . . . 3-114
3-115 Glicerol . . . 3-115
3-116 Hidrazina . . . 3-115
3-117 Compuestos orgánicos diversos . . . 3-116

DENSIDADES DE DIVERSOS MATERIALES

Tablas

3-118 Valores aproximados para diversos sólidos y líquidos . . . 3-118
3-119 Elementos seleccionados en función de la temperatura . . . 3-119

SOLUBILIDADES

Conversión de unidades . . . 3-119

Tablas

3-120 Compuestos inorgánicos en agua . . . 3-120
3-121 Acetileno . . . 3-124
3-122 Aire . . . 3-124
3-123 Amoniaco . . . 3-124
3-124 Amoniaco (bajas presiones) . . . 3-124
3-125 Dióxido de carbono . . . 3-124
3-126 Monóxido de carbono . . . 3-124
3-127 Sulfuro de carbonilo . . . 3-124
3-128 Cloro . . . 3-125
3-129 Dióxido de cloro . . . 3-125
3-130 Etano . . . 3-125
3-131 Etileno . . . 3-125
3-132 Helio . . . 3-125
3-133 Hidrógeno (tabla de temperaturas) . . . 3-125
3-134 Hidrógeno (tabla de presiones) . . . 3-125
3-135 Cloruro de hidrógeno . . . 3-125
3-136 Sulfuro de hidrógeno . . . 3-126
3-137 Metano . . . 3-126
3-138 Nitrógeno (tabla de temperaturas) . . . 3-126
3-139 Nitrógeno (tabla de presiones) . . . 3-126
3-140 Oxígeno (tabla de temperaturas) . . . 3-126
3-141 Oxígeno (tabla de presiones) . . . 3-126
3-142 Ozono . . . 3-126
3-143 Propileno . . . 3-126
3-144 Dióxido de azufre . . . 3-126

EXPANSIÓN O DILATACIÓN TÉRMICA

Conversión de unidades . . . 3-127

. 3-105
. 3-105
. 3-105
. 3-105
. 3-105
. 3-105
. 3-105
. 3-106
. 3-106
. 3-106
. 3-106
. 3-106
. 3-106
. 3-106
. 3-107
. 3-108
. 3-108
. 3-108
. 3-108

ORGÁNICAS

. 3-109

. 3-109
. 3-109
. 3-110
. 3-110
. 3-111
. 3-112
. 3-113
. 3-114
. 3-114
. 3-115
. 3-115
. 3-116

IALES

. 3-118

. 3-119

. 3-119

. 3-120
. 3-124
. 3-124
. 3-124
. 3-124
. 3-124
. 3-124
. 3-124
. 3-125
. 3-125
. 3-125
. 3-125
. 3-125
. 3-125
. 3-125
. 3-125
. 3-126
. 3-126
. 3-126
. 3-126
. 3-126
. 3-126
. 3-126
. 3-126
. 3-126

ICA

. 3-127

Referencias adicionales 3-127
Dilatación térmica de gases 3-127

Tablas

3-145 Dilatación lineal de los elementos sólidos 3-127
3-146 Dilatación lineal de diversas sustancias 3-129
3-147 Dilatación cúbica de líquidos 3-130
3-148 Dilatación cúbica de sólidos 3-130

EFECTO DE JOULE-THOMSON

Conversión de unidades 3-131
Referencias adicionales 3-131

Tablas

3-149 Referencias sobre el coeficiente de Joule-Thomson 3-131
3-150 Configuración aproximada de la curva de inversión en coordenadas reducidas 3-132
3-151*a* Datos para el aire 3-132
3-151*b* Configuración aproximada de la curva de inversión para el aire 3-132
3-152*a* Datos para el argón 3-132
3-152*b* Configuración aproximada de la curva de inversión para el argón 3-132
3-153*a* Datos para el dióxido de carbono 3-133
3-153*b* Configuración aproximada de la curva de inversión para el dióxido de carbono 3-133
3-154 Datos para el helio 3-133
3-155 Datos para el nitrógeno 3-133
3-156 Configuración aproximada de la curva de inversión para el deuterio 3-133
3-157 Configuración aproximada de la curva de inversión para el hidrógeno 3-133
3-158 Configuración aproximada de la curva de inversión para el metano 3-134
3-159 Configuración aproximada de la curva de inversión para el etano 3-134
3-160 Configuración aproximada de la curva de inversión para el propano 3-134

CONSTANTES CRÍTICAS

Referencias adicionales 3-135

Tabla

3-161 Elementos y compuestos orgánicos e inorgánicos 3-135

COMPRESIBILIDADES

Introducción 3-136
Conversión de unidades 3-136

Tablas

3-162 Aire 3-136
3-163 Nitrógeno 3-137
3-164 Oxígeno 3-137
3-165 Hidrógeno 3-138
3-166 Dióxido de carbono 3-138
3-167 Monóxido de carbono 3-139
3-168 Neón 3-139
3-169 Argón 3-139
3-170 Criptón 3-140
3-171 Xenón 3-140
3-172 Metano 3-140
3-173 Vapor de agua 3-141
3-174 Agua 3-142
3-175 Líquidos diversos 3-143
3-176 Sólidos 3-143

CALORES LATENTES

Conversión de unidades 3-143

Tablas y diagramas

3-177 Calores de fusión y vaporización de elementos y compuestos inorgánicos 3-144
3-178 Calores de fusión de compuestos orgánicos 3-147
3-179 Calores de vaporización de compuestos orgánicos 3-149
Diagrama de alineación de calores de vaporización (Fig. 3-9) 3-153
3-180 Calores de fusión de diversos materiales 3-154
Calores de vaporización de hidrocarburos (Fig. 3-10) 3-154

CALORES ESPECÍFICOS DE LOS COMPUESTOS PUROS

Conversión de unidades 3-154
Referencias adicionales 3-154

Tablas y diagramas

3-181 Elementos y compuestos inorgánicos 3-155
3-182 Elementos seleccionados 3-162
3-183 Compuestos orgánicos líquidos 3-163
Diagrama de alineación para líquidos (Fig. 3-11) 3-168
Diagrama de alineación para gases (Fig. 3-12) 3-169
3-184 Sólidos orgánicos 3-170
Diagramas para el nitrógeno que muestran las variaciones con la presión (Fig. 3-13 y 3-14) 3-172
3-185 Razones de los calores específicos de los gases a 1 atm de presión 3-173
3-186 Razones de calores específicos del aire a altas presiones 3-174

CALORES ESPECÍFICOS DE SOLUCIONES ACUOSAS

Conversión de unidades 3-174
Referencias adicionales 3-174

Tablas

3-187 Ácido clorhídrico 3-174
3-188 Ácido sulfúrico 3-174
3-189 Ácido nítrico 3-174
3-190 Ácido fosfórico 3-174
3-191 Ácido acético 3-174
3-192 Hidróxido de sodio 3-175
3-193 Hidróxido de potasio 3-175
3-194 Amoníaco 3-175
3-195 Carbonato de sodio 3-175
3-196 Cloruro de sodio 3-175
3-197 Cloruro de potasio 3-175
3-198 Sulfato de cinc 3-175
3-199 Sulfato de cobre 3-175
3-200 Alcohol metílico 3-175
3-201 Alcohol etílico 3-175
3-202 Alcohol propílico normal 3-176
3-203 Glicerol 3-176
3-204 Anilina 3-176

CALORES ESPECÍFICOS DE DIVERSOS MATERIALES

Tabla

3-205 Líquidos y sólidos diversos 3-176

CALORES Y ENERGÍAS LIBRES DE FORMACIÓN

Tabla

3-206 Compuestos orgánicos e inorgánicos 3-177

CALORES DE COMBUSTIÓN

Tabla

3-207 Hidrógeno, carbono, monóxido de carbono e hidrocarburos 3-195

CALORES DE DISOLUCIÓN

Tablas

3-208 Compuestos inorgánicos en agua 3-198
3-209 Compuestos orgánicos en agua 3-203

PROPIEDADES TERMODINÁMICAS

Explicación de las tablas 3-204
Notación 3-204
Conversión de unidades 3-204

Referencias adicionales 3-204

Tablas

3-210 Acetileno saturado 3-205
3-211 Aire saturado 3-205
3-212 Propiedades termofísicas del aire comprimido 3-206
3-213 Entalpía y funciones Psi para el aire, considerado como gas ideal 3-210
3-214 Atmósfera estándar internacional 3-211
Diagrama temperatura-entropía para el aire (Fig. 3-15) 3-212
Diagrama entalpía-log presión para el aire (Fig. 3-16) 3-213
3-215 Amoniaco saturado 3-214
Diagrama entalpía-presión para amoniaco (Fig. 3-17) 3-214
Diagrama entalpía-concentración para amoniaco acuoso (Fig. 3-18) 3-215
3-216 Argón saturado 3-216
3-217 Argón comprimido 3-216
3-218 Datos de equilibrio líquido-vapor para el sistema argón-nitrógeno-oxígeno 3-217
3-219 Benceno saturado 3-220
3-220 Bromo saturado 3-220
3-221 1,3 butadieno saturado 3-221
3-222 *n*-butano saturado 3-221
3-223 *n*-butano sobrecalentado 3-222
Diagrama temperatura-entropía para el *n*-butanol (Fig. 3-19) 3-223
3-224 Dióxido de carbono saturado 3-223
3-225 Dióxido de carbono sobrecalentado 3-224
3-226 Monóxido de carbono saturado 3-224
Diagrama temperatura-entropía para el monóxido de carbono (Fig. 3-20) 3-225
3-227 Tetrafluoruro de carbono saturado 3-226
3-228 Tetrafluoruro de carbono saturado (R-14) 3-226
Diagrama entalpía-presión para el tetrafluoruro de carbono (Fig. 3-21) 3-227
3-229 Cloro 3-228
3-230 Cesio saturado 3-228
3-231 Decano saturado 3-229
3-232 Deuterio normal saturado 3-229
3-233 Óxido de deuterio saturado 3-230
3-234 Óxido de deuterio gaseoso a 1 kg/cm^2 3-230
3-235 Difenil saturado 3-231
3-236 Etano saturado 3-231
3-237 Etano sobrecalentado 3-232
3-238 Etilamina, saturada 3-232
3-239 Cloruro de etilo saturado 3-232
Diagrama entalpía-concentración para el alcohol etílico acuoso (Fig. 3-22) 3-233
3-240 Etileno saturado 3-233
Diagrama entalpía-presión para el etileno (Fig. 3-23) 3-234
3-241 Flúor saturado 3-234
3-242 Flúor a presión atmosférica 3-235
3-243 Helio^3 saturado 3-235
3-244 Helio^4 saturado 3-236
3-245 Helio sobrecalentado 3-236
Diagrama entalpía-concentración para el cloruro de hidrógeno acuoso (Fig. 3-24) 3-237
3-246 Helio^4 gaseoso a presión atmosférica 3-238
3-247 *n*-Heptano saturado 3-238
3-248*a* Hidrógeno normal saturado 3-239
3-248*b* Hidrógeno normal comprimido 3-240
3-249 *para*-Hidrógeno saturado 3-242
3-250 Peróxido de hidrógeno saturado 3-242
3-251 Isobutano saturado 3-243
3-252 Criptón saturado 3-243
3-253 Criptón comprimido 3-244
3-254 Litio saturado 3-244
3-255 Mercurio, saturado 3-245
Diagrama de Mollier para el mercurio (Fig. 3-25) 3-246
3-256 Metano saturado 3-247
3-257 Metano sobrecalentado 3-247
3-258 Metanol saturado 3-248
Diagrama entalpía-presión para el metanol (Fig. 3-26) 3-249
3-259 Metilamina saturada 3-249
3-260 Cloruro de metilo saturado 3-250
3-261 Cloruro de metilo sobrecalentado 3-251
3-262 Cloruro de metileno saturado 3-251
3-263 Formiato de metilo saturado 3-251
3-264 Neón saturado 3-252
3-265 Neón comprimido 3-252
3-266 Óxido nítrico 3-253
3-267 Nitrógeno saturado 3-253
Diagrama entropía-temperatura para el nitrógeno (Fig. 3-27) 3-254
Diagrama de Mollier para el óxido nitroso (Fig. 3-28) 3-255
3-268 Nonano 3-256
3-269 Octano 3-256
3-270 Oxígeno saturado 3-257
Diagrama entropía-temperatura para el oxígeno (Fig. 3-29) 3-258
Diagrama de entalpía-concentración para mezclas de oxígeno-nitrógeno (fig. 3-30) 3-259
3-271 Pentano 3-259
Diagrama de Mollier para el potasio (Fig. 3-31) 3-260
3-272 Propano saturado 3-261
3-273 Potasio saturado 3-261
3-274 Propileno saturado 3-262
Diagrama entalpía-log presión para el propileno (Fig. 3-32) 3-263
3-275 Refrigerante 11, saturado 3-264
Diagrama entalpía-presión-log para el Refrigerante 11 (Fig. 3-33) 3-264
3-276 Refrigerante 12 saturado 3-265
Diagrama entalpía-presión para el Refrigerante 12 (Fig. 3-34) 3-265
3-277 Refrigerante 13 saturado 3-266
3-278 Refrigerante 13*bl* saturado 3-266
3-279 Refrigerante 21 saturado 3-267
3-280 Refrigerante 22 saturado 3-267
Diagrama entalpía-log presión para el Refrigerante 22 (Fig. 3-35) 3-268
3-281 Refrigerante 23 saturado 3-268
3-282 Refrigerante 32 saturado 3-269
3-283 Refrigerante 113 saturado 3-269
3-284 Refrigerante 114 saturado 3-270
3-285 Refrigerante 115 saturado 3-270
3-286 Refrigerante 142*b* saturado 3-271
3-287 Refrigerante 152*a* saturado 3-271
3-288 Refrigerante 216 saturado 3-272
3-289 Refrigerante 245 saturado 3-272
3-290 Refrigerante C318 saturado 3-273
3-291 Refrigerante 500 saturado 3-273
3-292 Refrigerante 502 saturado 3-274
3-293 Refrigerante 503 saturado 3-274
3-294 Refrigerante 504 saturado 3-275
3-295 Rubidio saturado 3-275
3-296 Sodio saturado 3-275
Diagrama de Mollier para el sodio (Fig. 3-36) 3-276
Diagrama entalpía-concentración para el hidróxido de sodio acuoso (Fig. 3-37) 3-277
3-297 Dióxido de azufre saturado 3-277
Diagrama entalpía-concentración para el ácido sulfúrico acuoso (Fig. 3-38) 3-278
Diagrama entalpía-concentración para mezclas de ácido sulfúrico-ácido nítrico acuosos (Fig. 3-39) 3-278
3-298 Tricloroetileno saturado 3-278
3-299 Tolueno saturado 3-279
3-300 Agua, sólido saturado/vapor 3-280
3-301 Agua (vapor) saturada, tabla de temperaturas 3-281
3-302 Agua (vapor) saturada 3-282
3-303 Agua (vapo
Diagrama e
vapor (Fi
3-304 Calor espec
termofísi
3-305 Agua y vap
3-306 Hexafluoru
3-307 Xenón satu
3-308 Xenón com

PRO

Introducción
Conversión de unida
Referencias adiciona

Tablas

3-309 Propiedade
selecció
3-310 Viscosidad
utilizars
Nomogra
gases a
3-311 Viscosidad
utilizars
Nomogra
gases a
3-312 Viscosidad
utilizars
Nomogra
1 atm (
3-313 Conductiv
3-314 Conductiv
3-315 Viscosida
3-316 Número d
Conductiv
(Fig. 3-
3-317 Número d
líquido
3-318 Difusivid
(1 atm)
3-319 Difusivid
3-320 Conducti
materi
aislam
3-321 Tabla de
tempe
3-322 Conducti
cromo
3-323 Conducti
aleaci
3-324 Conducti
materi
refrig
3-325 Conduct
aislad
3-326 Conduct
aislad

3-303 Agua (vapor) comprimida 3-284
Diagrama entalpía-log-presión para agua y vapor (Fig. 3-40) 3-286
3-304 Calor específico y otras propiedades termofísicas del agua 3-287
3-305 Agua y vapor a alta presión 3-289
3-306 Hexafluoruro de azufre 3-289
3-307 Xenón saturado 3-290
3-308 Xenón comprimido 3-290

PROPIEDADES DE TRANSPORTE

Introducción
Conversión de unidades
Referencias adicionales

Tablas

3-309 Propiedades de transporte de gases seleccionados a presión atmosférica 3-291
3-310 Viscosidades de gases: coordenadas para utilizarse con la figura 3-41 3-292
Nomograma: viscosidades de diversos gases a 1 atm (Fig. 3-41) 3-292
3-311 Viscosidades de gases: coordenadas para utilizarse con la figura 3-42 3-293
Nomograma: viscosidades de diversos gases a presión atmosférica (Fig. 3-42) 3-294
3-312 Viscosidades de líquidos: coordenadas para utilizarse con la figura 3-43 3-295
Nomograma: Viscosidades de líquidos a 1 atm (Fig. 3-43) 3-296
3-313 Conductividad térmica de líquidos 3-297
3-314 Conductividad térmica de gases 3-298
3-315 Viscosidad de soluciones de sacarosa 3-298
3-316 Número de Prandtl para el aire 3-299
Conductividad térmica del oxígeno (Fig. 3-44) 3-300
3-317 Número de Prandtl para refrigerantes líquidos 3-300
3-318 Difusividades de pares de gases y vapores (1 atm) 3-301
3-319 Difusividades de líquidos (25°C) 3-303
3-320 Conductividades térmicas de algunos materiales para construcción y aislamiento 3-305
3-321 Tabla de conductividad térmica-temperatura para metales 3-306
3-322 Conductividad térmica de aleaciones de cromo 3-307
3-323 Conductividad térmica de algunas aleaciones a alta temperatura 3-307
3-324 Conductividades térmicas de algunos materiales para aislamiento en refrigeración y edificios 3-307
3-325 Conductividades térmicas de materiales aisladores a altas temperaturas 3-307
3-326 Conductividades térmicas de materiales aisladores a temperaturas moderadas 3-307
3-327 Conductividades térmicas de materiales aisladores a bajas temperaturas (Gröber) 3-307
3-328 Difusividad térmica de elementos seleccionados 3-308
3-329 Propiedades termofísicas de sustancias sólidas no-metálicas seleccionadas 3-308

PREDICCIÓN Y CORRELACIÓN DE PROPIEDADES FÍSICAS

Introducción 3-309
Unidades 3-309
Nomenclatura 3-309
Constantes de los componentes puros 3-310
Temperatura crítica 3-310
Volumen crítico 3-311
Presión crítica 3-312
Factor acéntrico 3-312
Temperatura normal de ebullición 3-312
Densidad de vapor 3-312
Ejemplo 1 3-313
Estados correspondientes 3-313
Ejemplo 2 3-313
Ecuación virial 3-314
Ejemplo 3 3-314
Ejemplo 4 3-314
Ecuaciones de estado con dos parámetros 3-315
Ecuación de Benedict-Webb-Rubin 3-316
Densidad del líquido 3-318
Ejemplo 5 3-318
Ejemplo 6 3-319
Ejemplo 7 3-319
Ejemplo 8 3-319
Mezclas 3-320
Ejemplo 9 3-320
Presión de vapor 3-320
Ejemplo 10 3-321
Entalpía de evaporización 3-321
Ejemplo 11 3-321
Ejemplo 12 3-321
Capacidad calorífica de los gases ideales 3-322
Calor de formación 3-322
Energía de Gibbs 3-322
Capacidad calorífica del líquido 3-322
Viscosidad 3-325
Gases 3-325
Líquidos 3-328
Conductividad térmica 3-329
Gases 3-329
Líquidos 3-331
Coeficientes de difusión 3-333
Gases 3-333
Líquidos 3-334
Tensión superficial 3-336
Ejemplo 13 3-336
Ejemplo 14 3-337
Ejemplo 15 3-337
Ejemplo 16 3-337
Referencias 3-338

REFERENCIAS GENERALES

Algunas consideraciones de interés para los lectores, la disponibilidad de espacio, el o los sistemas de unidades que se utilizan, las consideraciones de derecho de autor, etc., influyeron en la revisión de materiales de las ediciones anteriores para la presente. En diversos lugares se citan varias obras especializadas y, asimismo, cuando es apropiado, las obras más generales. Una lista de obras generales puede ser útil para lectores que necesitan información adicional.

Canjar and Manning, *Thermodynamic Properties and Reduced Correlations for Gases*, Gulf, Houston, 1967. D'Ans and Lax, *Handbook for Chemists and Physicists* (en alemán), Springer-Verlag, Berlín (frecuentemente referida como D'Ans-Lax). El-Sabban and Scott, U.S. Bur. Mines bull. 654, 1970; revisión de las propiedades químicas termodinámicas de 25 compuestos orgánicos y mención de otras 27 referencias generales así como referencias específicas. Gallant, *Ser. Hydrocarbon Process.*, 44(7), (1965-1969), listado de las propiedades físicas de hidrocarburos. Hala, Pick, et al., *Vapor Liquid Equilibria*, Pergamon, New York, 1958. *Handbook of Fundamentals*, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, New York, 1972. Hilsenrath et al., *Tables of Thermal Properties of Gases*, NBS Circ. 564, 1955. Hultgren, Orr, et al., *Selected Values of Thermodynamic Properties of Metals and Alloys*, Wiley, New York, 1963. *International Critical Tables*, McGraw-Hill, New York. Janz, *Estimation of Thermodynamic Properties of Organic Compounds*, Academic, New York, 1958. Jordan, *Vapor Pressure of Organic Compounds*, Interscience, New York, 1954. Kaye and Laby, *Tables of Physical and Chemical Constants*, 12th ed., New York, 1960, y ediciones posteriores. King, *Phase Equilibrium in Mixtures*, Pergamon, New York, 1969. Kubaschewski and Evans, *Metallurgical Thermochemistry*, Wiley, New York, 1956. Landolt-Börnstein, *Eigenschaften der Materie in Ihren Aggregatzuständen*, dos volúmenes sobre fenómenos de transporte, 1968 y 1969; deberán consultarse otros volúmenes para las propiedades termodinámicas, magnéticas, etc. Linke and Seidell, *Solubilities of Inorganic and Metal-Organic Compounds*, varios volúmenes, Van Nostrand, Princeton, N.J. Nesmeyanov, *Vapor Pressure of the Elements*, Academic, New York, 1963; y original de Moscú, 1961. Reid and Sherwood, *Properties of Gases and Liquids*, McGraw-Hill, New York, 1966. Reisman, *Phase Equilibria*, Academic, New York, 1970. *Selected Values of Chemical Thermodynamic Properties*, NBS Circ. 500, así como Tech. Notes TN 270-1, 1965 ff. *Selected Values of Properties of Hydrocarbons and Related Compounds*, American Petroleum Institute Research Proj. 44, Carnegie Institute of Technology, Pittsburgh; continuación en Thermodynamics Research Center, Texas A & M University, College Station, 1972. Stephen and Stephen, *Solubilities of Inorganic and Organic Compounds*, Macmillan, New York, 1963. Stull, Prophet, et al., *JANAF Thermochemical Tables*, 2d ed., NSRDS-NBS-37, 1971. Techo, "Bibliography of Thermodynamic Networks of Pure Substances", tesis de M. en C., Georgia Institute of Technology, Atlanta, 1958. *Thermodynamic Charts for 13 Materials*, Institute of International Refrigeration, 177 Boulevard Malesherbes, Paris. *Thermodynamic Properties of Refrigerants*, New York, 1968. *Thermophysical Properties of Refrigerants*, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, New York, 1973. Timmermans, *Physico-Chemical Constants of Pure Organic Compounds*, Elsevier, Amsterdam, 1950. Touloukian et al., *Thermophysical Properties of Matter*, TPRC Data Ser., Plenum, New York; conductividad térmica, calor específico, propiedades radiactivas de sólidos, líquidos y gases, viscosidad.

TABLA 3-1 Propiedades físicas de los elementos y compuestos inorgánicos*

Abreviaturas usadas en la tabla

PROPIEDADES FÍSICAS DE SUSTANCIAS PURAS

TABLA 3-1 Propiedades físicas de los elementos y compuestos inorgánicos*

Abreviaturas usadas en la tabla

a., ácido
A., densidad relativa con relación al aire = 1
abs., absoluta
ac., ácido acético
act., acetona
ag., en agujas
al., alcohol etílico de 95 por ciento
al. m., alcohol metílico
álc., álcali (NaOH o KOH en aq.)
am., amilo (C_5H_{11})
amar., amarillo
amor., amorfo
an., anaranjado
anh., anhídrido
aq., acuoso o agua
aq. reg., agua regia
ar., arde
atm., atmósfera o presión de 760 mm de mercurio
bl., blanco
bz., benceno
c., caliente
carb., carbonatos
cb., cúbica
cl., claro
clf., cloroformo
cm^3, centímetro cúbico
conc., concentrado
cr., cristales o cristalino
d., se descompone
D., densidad relativa con relación al hidrógeno = 1
d. 50, se descompone a 50°C; 50 d., funde a 50°C, con descomposición
del., delicuescente
dil., diluido
ef., eflorescencias o eflorescente
et., éter etílico
expl., explosivo
fr., frío
gel., gelatinoso
gli., glicerol (glicerina)
h., en hojuelas
hex., hexagonal
hig., higroscópico
i., insoluble
inc., incoloro o blanco
lg., ligeramente
lq., líquido
l., laminado
m., muy
met., metal
mn., monoclínico
n., negro
NH_3, amoniaco líquido
NH_4OH, solución de hidróxido de amonio
ob., obscuro
oct., octaédrico
pa., pardo
pal., pálido
pir., pirdina
pl., placas
plt., plateado
po., polvo
pr., prismas o prismático
rb., rómbico (ortorrómbico)
s., soluble
satd., saturado
soln., solución o disolución
subl., se sublima
sulf., sulfuro
tart. a., ácido tartárico
tet., tetragonal
tr., transición
tri., triclínico
trig., trigonal
v., verde
vac., en vacío
vl., violeta
vol., volátil o se volatiliza
∞, soluble en todas las proporciones
<, menor que
>, mayor que
42 ±, alrededor o cerca de 42
—$3H_2O$, 100, pierde 3 moléculas de agua por peso fórmula a 100°C.

Los **pesos fórmula** se basan en los pesos atómicos internacionales de 1941 y se calcularon con error menor de una centésima.

El **índice de refracción**, cuando se da para un cristal uniaxial, es para el rayo (ω) ordinario; cuando se da para un cristal biaxial, el índice dado es para el valor mediano (β); a menos que se indique otra cosa, es para la línea-D del sodio (λ = 589.3 mμ).

Los valores de la **densidad relativa** se dan a la temperatura ambiente (15° a 20°C) a menos que se indique otra cosa por las pequeñas cifras que sigan al valor: así, "$5.6^{18/4°}$" indica una densidad relativa de 5.6 para la sustancia a 18°C, con relación al agua a 4°C. En la tabla, los valores de las densidades relativas de los gases se dan con relación al aire (A) = 1 o al hidrógeno (D) = 1.

El **punto de fusión** se registra en ciertos casos por "82 d." y en algunos otros por "d. 82" haciéndose esta diferencia para indicar que el primero es un punto de fusión con descomposición a 82°C, mientras que el segundo sólo manifiesta que se produce descomposición a 82°C. Cuando se da un valor tal como "—$2H_2O$, 82", se indica que se pierden 2 moléculas de agua por peso fórmula del compuesto a una temperatura de 82°C.

El **punto de ebullición** se da a la presión atmosférica (760 mm de mercurio), a menos que se indique otra cosa; así, "82^{15mm}" indica que el punto de ebullición es 82°C cuando la presión es 15 milímetros.

La **solubilidad** se da en partes en peso (de la fórmula mostrada en el extremo izquierdo) por 100 partes en peso del disolvente; el exponente indica la temperatura. En el caso de los gases, se expresa a menudo la solubilidad por "5^{20} cm^{3}", lo que indica que a 10°C son solubles 5 cm^3 de gas en 100 g del disolvente. Los símbolos de los ácidos minerales comunes, H_2SO_4, HNO_3, HCl, etc., representan soluciones acuosas diluidas de tales ácidos. Consúltense también las tablas especiales sobre solubilidad.

BIBLIOGRAFÍA: La información que se da en esta tabla se ha recogido principalmente de las siguientes fuentes: Mellor, *A Comprehensive Treatise on Inorganic and Theoretical Chemistry*, Longmans, New York, 1922. Abegg, *Handbuch der anorganischen Chemie*. S. Hirzel, Leipzig, 1905. Gmelin-Kraut, *Handbuch der anorganischen Chemie*, 7 ed., Carl Winter, Heidelberg; 8 ed., Verlag Chemie, Berlin, 1924. Friend, *Textbook of Inorganic Chemistry*, Griffin, London, 1914. Winchell, *Microscopic Character of Artificial Inorganic Solid Substances or Artificial Minerals*, Wiley, New York, 1931. *International Critical Tables*, McGraw Hill, Nueva York, 1926. *Tables annuelles internationales de constants et donnes numeriques*, McGraw-Hill, New York. *Annual Tables of Physical Constants and Numerical Data*, National Research Council, Princeton, N.J., 1943. Comey and Hahn, *A dictionary of Chemical Solubilities*, Macmillan, New York, 1921. Seidell, *Solubilities of Inorganic and Metal Organic Compounds*, Van Nostrand, New York, 1940.

* Por N. A. Lange, Ph. D., Handbook Publishers, Inc., Sandusky, Ohio. Abreviado de la tabla Constantes físicas de compuestos inorgánicos, Dean Lange, *Manual de Química*, McGraw Hill, México.

TABLA 3-1 Propiedades físicas de los elementos y compuestos inorgánicos (*continuación*)

Nombre	Fórmula	Peso fórmula	Color, forma cristalina e índice de refracción	Densidad relativa	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad en 100 partes		
							Agua fría	Agua caliente	Otros reactivos
Agua[b]	H_2O	18.016	lq. inc. 1.33300 $^{20°}$; sólida hex., 1.309	1.00 $^{4°}$ (lq.); 0.915$^{0°}$ (hielo)	0	100	. . . . .	. . . . .	∞ al.; lg. s. et.
pesada	D_2O	20.029	lq. inc., 1.32844$^{20°}$	1.107 $^{20°}$	3.82	101.42	∞	∞	∞ al.; lg. s. et.
Alumbre de amonio (chermigita)	$Al_2(SO_4)_3.(NH_4)_2SO_4.24H_2O$	906.64	inc. oct., 1.4594	1.64 $^{20/4°}$	93.5	—20H_2O, 120; —24H_2O, 200	3.9 $^{0°}$	∞ $^{100°}$	i. al.
de amonio y cromo	$Cr_2(SO_4)_3.(NH_4)_2SO_4.24H_2O$	956.72	v. o vl., oct., 1.4842	1.72	100 d.	. . . . .	21.2 $^{25°}$	. . . . .	s. al.
de cromo y potasio	$Cr_2(SO_4)_3.K_2SO_4.24H_2O$	998.84	rojo o v., cb., 1.4814	1.83	89	. . . . .	20	50	i. al.
de hierro y amonio	$Fe_2(SO_4)_3.(NH_4)_2SO_4.24H_2O$	964.40	vl., oct., 1.485	1.71	40	. . . . .	124 $^{20°}$	. . . . .	i. al.
de potasio (kalinita)	$Al_2(SO_4)_3.K_2SO_4.24H_2O$	948.76	inc. mn., 1.4564	1.76 $^{25/4°}$	92	—18H_2O, 64.5	5.7 $^{0°}$	∞ $^{93°}$	
de sodio	$Al_2(SO_4)_3.Na_2SO_4.24H_2O$	916.56	inc., oct., 1.4388	1.675 $^{20/4°}$	61	. . . . .	106.4 $^{0°}$	121.7 $^{48°}$	i. al.
Aluminio	Al	26.97	plt., cb.	2.70 $^{20°}$	660	2 056	i.	i.	s. HCl, H_2SO_4, álc.
acetato básico	$Al(OH)(C_2H_3O_2)_2$	162.07	bl., amor.	. . . . .	d.	. . . . .	i.	. . . . .	s. a.; i. sales NH_4
acetato normal	$Al(C_2H_3O_2)_3$	204.10	bl. po.	. . . . .	d. 200	. . . . .	s.	d.	
bromuro anhidro	$AlBr_3$	266.72	trig.	3.01 $^{25/4°}$	97.5	268	s.	. . . . .	s. al., act., CS_2
bromuro hidratado	$AlBr_3.6H_2O$	374.82	inc., cr. del.	. . . . .	d. 100	. . . . .	s.	s.	s. al., CS_2
carburo	Al_4C_3	143.91	amar., hex., 2.70	2.95	d. > 2 200	. . . . .	d. y da CH_4	. . . . .	s. a.; i. act.
cloruro anhidro	$AlCl_3$	133.34	bl., del., hex.	2.44 $^{25/4°}$	194 $^{2.5\ atm.}$	182.7 $^{182\ mm}$; subl. 178	69.87 $^{25°}$	s. d.	s. et., clf., CCl_4; i. bz.
cloruro hidratado	$AlCl_3.6H_2O$	241.44	inc., del., trig., 1.560	. . . . .	. . . . .	. . . . .	400	m. s.	50 al.; s. et.
fluoruro heptahidratado	$Al_2F_6.7H_2O$	294.05	bl., cr., po.	. . . . .	—4H_2O, 120	—6H_2O, 250	i.	lg. s.	
fluoruro monohidratado (fluelita)	$AlF_3.H_2O$	101.99	inc. rb., 1.490	2.17	d.	. . . . .	lg. s.		
fosfato	$AlPO_4$	121.95	inc., hex.	2.59	. . . . .	. . . . .	i.	i.	s. a., álc.; i. ac.
hidróxido	$Al(OH)_3$	77.99	bl., mn.	2.42	—2H_2O, 300	. . . . .	i.	i.	s. a., álc.; i. al.
nitrato	$Al(NO_3)_3.9H_2O$	375.14	rb., del.	. . . . .	73	d. 134	0.000104 $^{25°}$	m. s. d.	s. al.; CS_2
nitruro	AlN_3	81.86	amar., hex.	3.05 $^{25/4°}$	2 150 $^{4\ atm.}$	d. > 1 400	m. s.	. . . . .	s. álc. d.
óxido	Al_2O_3	101.94	inc., hex., 1.67-8	3.99	1 999 a 2 032	d. lentamente	i.	i.	m. lg. s. a., álc.
óxido (corindón)	Al_2O_3	101.94	bl., trig., 1.768	4.00	1 999 a 2 032	2 210	i.	i.	m. lg. s. a., álc.
y potasio, silicato (moscovita)	$3Al_2O_3.K_2O.6SiO_2.2H_2O$	796.40	mn., 1.590	2.9	d.	. . . . .	i.		
y potasio, silicato (ortoclasa)	$Al_2O_3.K_2O.6SiO_2$	556.49	inc., mn., 1.524	2.56	1 450 (1 150)	. . . . .	i.	s.	
y potasio, tartrato	$AlK(C_4H_4O_6)_2$	362.21	inc.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	s.	. . . . .	
y sodio, fluoruro (criolita)	$AlF_3.3NaF$	209.96	bl., mn., 1.3389	2.90	1 000	. . . . .	lg. s.	i.	i. HCl
y sodio, silicato	$Al_2O_3.Na_2O.6SiO_2$	524.29	inc., tri., 1.529	2.61	1 100	. . . . .	i.	89 $^{100°}$	d. a.
sulfato	$Al_2(SO_4)_3$	342.12	cr. bl.	2.71	d. 770	. . . . .	31.3 $^{0°}$	89 $^{100°}$	s. al.; CS_2
Amoniaco†	NH_3	17.03	gas inc., 1.325 (lq.)	0.817-$^{20°}$ 0.5971 (A)	—77.7	—33.4	89.9 $^{0°}$	7.4 $^{90°}$	14.8 $^{20°}$ al.; s. et.
Amonio, acetato	$NH_4C_2H_3O_2$	77.08	bl., cr. hig.	1.073	114	d.	148 $^{4°}$	. . . . .	s. al.; lg. s. act.
auricianuro	$NH_4CN.Au(CN)_3.H_2O$	337.33	pl.	. . . . .	d. 200	. . . . .	s.	m. s.	i. al.
bicarbonato	NH_4HCO_3	79.06	mn. o rb., 1.5358	1.573	d. 35-60	. . . . .	11.9 $^{0°}$	27 $^{20°}$	i. al.
bromuro	NH_4Br	97.96	inc., cb., 1.7108	2.327 $^{25/4°}$	subl. 542	. . . . .	68 $^{20°}$	145.6 $^{100°}$	s. al., et., act.
carbonato (monohidrato)	$(NH_4)_2CO_3.H_2O$	114.11	pl. inc.	. . . . .	d. 58	. . . . .	100 $^{15°}$	. . . . .	i. al., CS_2, NH_3
carbonato, carbamato	$NH_4HCO_3.NH_2CO_2NH_4$ ‡	157.11	cr. bl.	. . . . .	subl.	. . . . .	25 $^{25°}$	67 $^{60°}$	
cianuro	NH_4CN	44.06	inc., cb.	0.79$^{20°}$ (A)	36	. . . . .	s.	m. s.	s. al.
cloroestannato	$(NH_4)_2SnCl_6$	367.52	rosa, cb.	2.4	. . . . .	. . . . .	33.3 $^{15°}$	. . . . .	
cloroplatinato	$(NH_4)_2PtCl_6$	444.05	amar., cb.	3.065	d.	. . . . .	0.7 $^{20°}$	1.25 $^{100°}$	0.005 al.
cloroplatinito	$(NH_4)_2PtCl_4$	373.14	tet.	. . . . .	d.	. . . . .	s.	m. s.	
cloruro (sal amoniaco)	NH_4Cl	53.50	bl., cb., 1.639, 1.6426	1.53 $^{15°}$	d. 350	subl. 520	29.4 $^{0°}$	77.3 $^{100°}$	s. NH_3; lg. s. al., al. m.
cromato	$(NH_4)_2CrO_4$	152.09	amar., mn.	1.917 $^{15°}$	d. 180	. . . . .	40.5 $^{20°}$	d.	lg. s. act., NH_3; i. al.
dicromato	$(NH_4)_2Cr_2O_7$	252.10	an., mn.	2.15	d. 185	. . . . .	47.2 $^{20°}$	m. s.	s. al.; i. act.
ferrocianuro	$(NH_4)_4Fe(CN)_6.6H_2O$	392.21	mn.	. . . . .	d.	. . . . .	s.	. . . . .	i. al.
fluoruro	NH_4F	37.04	bl., hex.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	m. s.	d.	s. al.; i. NH_3
fluoruro ácido	$NH_4F.HF$	57.05	bl. rb., 1.390	2.21 $^{15/15°}$			m. s.		
formiato	HCO_2NH_4	63.06	inc., mn., del.	1.266	114-116	d. 180; subl. en vac.	102 $^{0°}$	531 $^{80°}$	s. al.
fosfato dibásico	$(NH_4)_2HPO_4$	132.07	inc., mn., 1.53	1.619	. . . . .	. . . . .	131 $^{15°}$	. . . . .	i. act.
fosfato monobásico	$NH_4H_2PO_4$	115.04	inc., tet., 1.5246	1.803 $^{20/4°}$	. . . . .	. . . . .	22.7 $^{0°}$	175.2 $^{100°}$	i. ac.
fosfomolibdato	$(NH_4)_3PO_4.12MoO_3.3H_2O$ (?)	1 930.55	amar.	. . . . .	d.	. . . . .	0.03 $^{25°}$	i.	s. alc.; i. al., HNO_3
hentamolibdato	$(NH_4)_6Mo_7O_{24}.4H_2O$‡	1 235.95	inc., mn.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	44 $^{20°}$	. . . . .	i. al.

cloroplatinato	$(NH_4)_2PtCl_6$	444.05	amar., cb.	3.065	d.		0.7[20°]	1.25[100°]	0.005 al.
cloroplatinito	$(NH_4)_2PtCl_4$	373.14	tet.		d.		s.	m. s.	
cloruro (sal amoníaco)	NH_4Cl	53.50	bl., cb., 1.639, 1.6426	1.53 [15°]	d. 350	subl. 520	29.4 [0°]	77.3 [100°]	s. NH_3; lg. s. al., al. m.
cromato	$(NH_4)_2CrO_4$	152.09	amar., mn.	1.917 [12°]	d. 180		40.5 [20°]	d.	lg. s. act., NH_3; i. al.
dicromato	$(NH_4)_2Cr_2O_7$	252.10	an., mn.	2.15	d. 185		47.2 [20°]	m. s.	s. al.; i. act.
ferrocianuro	$(NH_4)_4Fe(CN)_6.6H_2O$	392.21	mn.		d.		s.		i. al.
fluoruro	NH_4F	37.04	bl., hex.				m. s.	d.	s. al.; i. NH_3

fluoruro ácido	$NH_4F.HF$	57.05	bl. rb., 1.390	2.21 [15/15°]			m. s.		
formiato	HCO_2NH_4	63.06	inc., mn., del.	1.266	114-116	d. 180; subl. en vac.	102 [0°]	531 [40°]	s. al.
fosfato dibásico	$(NH_4)_2HPO_4$	132.07	inc., mn., 1.53	1.619			131 [15°]		i. act.
fosfato monobásico	$NH_4H_2PO_4$	115.04	inc., tet., 1.5246	1.803 [20/4°]			22.7 [0°]	173.2 [100°]	i. ac.
fosfomolibdato	$(NH_4)_3PO_4.12MoO_3.3H_2O$ (?)	1 930.55	amar.	d.			0.03 [25°]	i.	s. alc.; i. al., HNO_3
heptamolibdato	$(NH_4)_6Mo_7O_{24}.4H_2O$‡	1 235.95	inc., mn.				44 [25°]		i. al.
hidróxido	NH_4OH	35.05	sólo en soln.				s.		
metafosfato	$(NH_4)_4P_4O_{12}$	388.08	inc., mn.	2.21			s.		
metavanadato	NH_4VO_3	116.99	cr. inc.	2.326	d.		0.44 [25°]	3.05 [70°]	i. al., NH_4Cl
molibdato	$(NH_4)_2MoO_4$	196.03	mn.	2.27	d.		d.	d.	i. al., NH_3
nitrato (α), estable de −16° a 32°	NH_4NO_3	80.05	inc., tet., 1.611	1.66 [25/4°]	169.6	d. 210	118.3 [0°]	241.8 [30°]	
nitrato (β), estable de 32° a 84°	NH_4NO_3	80.05	inc., rb. o mn.	1.725 [20/4°]		d. 210	365.8 [80°]	580 [80°]	3.8 [20°] al., 17.1[100°] al. m.; m. s. NH_3
nitrito	NH_4NO_2	64.05	ag. bl.	1.69	expl.		s.	d.	s. al.
osmocloruro	$(NH_4)_2OsCl_6$	439.02	cb.	2.93 [20/4°]					
oxalato	$(NH_4)_2C_2O_4.H_2O$	142.12	inc., rb.	1.501			2.5 [0°]	11.8 [80°]	lg. s. al.; i. NH_3
oxalato ácido	$NH_4HC_2O_4.H_2O$	125.08	inc., trimétrico	1.566	d.		s.		
pentasulfuro	$(NH_4)_2S_5$	196.38	pr. an.-rojo				s.		
perclorato	NH_4ClO_4	117.50	inc., rb., 1.4833	1.95	d.		10.9 [0°]	46.9 [100°]	2 [20°] al.; s. act.; i. et.
persulfato	$(NH_4)_2S_2O_8$	228.20	bl., mn., 1.5016	1.98	d. 120		58.2 [0°]	d.	
sesquicarbonato	$(NH_4)_2CO_3.2NH_4HCO_3.H_2O$	272.22	bl.		d.		20 [15°]	50 [60°]	
silicofluoruro	$(NH_4)_2SiF_6$	178.14	cb., 1.3696	2.01		subl.	18.5 [17.5°]	55.5	s. al.; i. act.
sulfamato	$NH_4.SO_2NH_2$	114.12	pl. inc.		132	d. 160	134 [0°]	357 [60°]	
sulfato ácido	NH_4HSO_4	115.11	inc., rb., 1.480	1.78	146.9	490	100		m. lg. s. al.; i. act.
sulfato (mascagnita)	$(NH_4)_2SO_4$	132.14	inc., rb., 1.5230	1.769 [20/4°]	235 d.		70.6 [0°]	103.3 [100°]	i. al., act. CS_2
sulfito	$(NH_4)_2SO_3.H_2O$	134.16	inc., mn.	1.41	d.		100 [15°]		i. al., act.
sulfito ácido	NH_4HSO_3	99.11	rb.	2.03 [15/4°]	d.		s.		
sulfuro	$(NH_4)_2S$	68.14	amar.-bl.		d.		m. s.		120 [25°] NH_3
sulfuro ácido	NH_4HS	51.11	inc., rb.		d.	subl. 120	m. s.		s. al.
tartrato	$(NH_4)_2C_4H_4O_6$	184.15	inc., mn.	1.60	d.		45 [0°]	87 [80°]	lg. s. al.
tiocianato	NH_4CNS	76.12	inc., mn., 1.685±	1.305	149.6	d. 170	120 [0°]	170 [30°]	s. al., act., NH_3, SO_2
Antimonil, tartrato de potasio y (tártaro emético)	$(SbO)KC_4H_4O_6.\frac{1}{2}H_2O$	333.94	bl., rb.	2.60	$-\frac{1}{2}H_2O$, 100		5.26 [8.7°]	35.7 [100°]	s. gli.; i. al.
sulfato básico	$(SbO)_2SO_4.Sb_2(OH)_4$	683.13	po. bl.				i.	d.	5.15 [25°] gli.
sulfato normal	$(SbO)_2SO_4$	371.58	po. bl.	4.89			d.	d.	
Antimonio	Sb	121.76	bl. estaño, trig.	6.684 [25°]	630.5	1 380	i.	i.	s. aq. reg., H_2SO_4 conc. c.
pentasulfuro	Sb_2S_5	403.82	dorado	4.120[0°]	−2S, 135 [dec]		i.	i.	s. HCl. alc., NH_4HS
tricloruro (manteca de antimonio)*	$SbCl_3$	228.13	inc., rb., del.	3.14 [20/4°]	73.4	220.2	601.6 [0°]	∞ [72°]	s. al., HCl, HBr, $H_2C_4H_4O_6$
trióxido (senarmontita)	Sb_2O_3	291.52	cb., 2.087	5.2	652				
trióxido (valentinita)	Sb_2O_3	291.52	rb., 2.35	5.67	656	1 570	m. lg. s.	lg. s.	s. HCl, KOH, $H_2C_4H_4O_6$
trisulfuro (estibnita)	Sb_2S_3	339.70	n., rb., 4.046	4.64	550		0.00017 [18°]	d.	s. HCl.; alc., NH_4HS, K_2S; i. ac.
telururo	Sb_2Te_3	626.35	gris		629				
Argón	A	39.94	gas inc.	1.65 [−233°]; 1.402 [−185.7°]; 1.38 (A)	−189.2	−185.7	5.6 [0°] cm^3	2.23 [20°] cm^3	24 [25°] cm^3 al.
Arsénico, ácido meta	$HAsO_2$	123.92	bl., hig.		d.		d. para formar	H_3AsO_4	
ácido orto	$H_3AsO_4.\frac{1}{2}H_2O$	150.94	inc., hig.	2.0-2.5	35.5	$-H_2O$, 160	16.7	50	s. alc.
ácido piro	$H_4As_2O_7$	265.85	inc.		d. 206		d. para formar	H_3AsO_4	
amarillo (γ)	As_4	299.64	amar., cb.	2.0 [20°]	d. 358				
cristalizado (α)	As_4	299.64	met., hex.	5.727 [14°]	814 [36 atm.]	subl. 615	i.	i.	s. HNO_3
disulfuro (rejalgar)	As_2S_2	213.94	rojo, mn., 2.68	(α) 3.506 [20°]; (β) 3.254 [15°] 4.7 [20°]	(α) tr. 267; (β) 307	565	i.	d.	s. K_2S, $NaHCO_3$
negro (β)	As_4	299.64	n., amor.				i.	i.	s. HNO_3, aq. reg., aq. Cl_2, alc. c.
pentasulfuro	As_2S_5	310.12	amar.			d. 500	0.000136 [0°]	i.	s. HNO_3, alc.
pentóxido	As_2O_5	229.82	bl., amor.	4.086		d.	59.5 [0°]	76.7 [100°]	s. alc., al.

* Véanse tablas especiales sobre agua y vapor núms. 3-3, 3-4, 3-5, 3-45, 3-46, 3-49, 3-259, 3-260, 3-267 y 3-275.
† Véanse tablas especiales.
‡ Forma comercial común.

TABLA 3-1 Propiedades físicas de los elementos y compuestos inorgánicos (*continuación*)

Nombre	Fórmula	Peso fórmula	Color, forma cristalina e índice de refracción	Densidad relativa	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad en 100 partes		
							Agua fría	Agua caliente	Otros reactivos
Arsenioso, cloruro (manteca de arsénico)	$AsCl_3$	181.28	lq. oleoso	lq. 2.163	−18	130	d.	d.	s. HCl, HBr, PCl_3
hidruro (arsina)	AsH_3	77.93	gas inc.	2.695 (A)	−113.5	−55; d. 230	20 cm^3	lg. s.	lg. s. alc.
óxido	As_2O_3	197.82	amor. o vítreo	3.738	315		1.21 °°	2.93 $^{40°}$	s. HCl, alc., Na_2CO_3; i. al., et.
óxido (arsenolita)	As_2O_3	197.82	inc., cb., fibroso, 1.755	3.865 $^{25/4°}$	subl.		lg. s.	lg. s.	i. al., et.
óxido (clandetita)	As_2O_3	197.82	inc., mn., 1.92	3.85	subl.		lg. s.	lg. s.	i. al., et.
Áurico, cianuro (V. oro)	$Au(CN)_3.6H_2O$	383.35			d. 50		m. s.	m. s.	s. al.
Áurico, cloruro	$AuCl_3.2H_2O$	339.60	cr. an.		d.		m. s.	m. s.	s. HCl, al., et.; lg. s. NH_3
Auroso, cianuro	AuCN	223.22	cr. amar.		d.		i.	i.	s. KCN; i. al., et.
Auroso, cloruro	AuCl	232.66	cr. amar.	7.4	$AuCl_2$, 170	d. 290	d.	d.	s. HCl., HBr; d. al.
Azufre amorfo	S	32.06	po. amar. pálido, 2.0-2.9	2.046	120	444.6	i.	i.	lg. s. CS_2
dicloruro	SCl_2	102.97	lq. rojo ob. fumante	1.621 $^{15/15°}$	−78	59	d.		d. al.
dióxido (anhídrido sulfuroso)	SO_2	64.06	gas inc.	lq. 1.434 $^{0°}$; 2.264 (A)	−75.5	−10.0	22.8 °°	4.5 $^{50°}$	s. H_2SO_4; al.; ac.
monobromuro	S_2Br_2	223.95	rojo, lq. fumante	2.635	−46	54 $^{0.25\ mm}$	d.		
monoclínico	S_8	256.48	amar. pálido, mn.	1.96	119.0	444.6	i.	i.	s. CS_2, al.
monocloruro	S_2Cl_2	135.03	lq. rojo amar.	1.687	−80	138	d.		s. CS_2, et., bz.
rómbico	S_8	256.48	amar. pálido, rb.	2.07	112.8	444.6	i.	i.	24 °°, 181 $^{90°}$ CS_2
tetracloruro	SCl_4	173.89	lq. amar.-pa.		−30	d. > −20	d.		
trióxido (α) (anhídrido sulfúrico)	SO_3	80.06	pr. inc.	lq. 1.923; 2.75 (A)	16.83	44.6	d.		s. H_2SO_4
trióxido (β) (anhídrido sulfúrico)	$(SO_3)_2$	160.12	ag. sedosas inc.	1.97 $^{20°}$	50		Forma H_2SO_4		s. H_2SO_4
Bario	Ba	137.36	met. plt.	3.5	850	1 140	d.	d.	s. a.; d. al.
acetato anhidro	$Ba(C_2H_3O_2)_2$	255.45	inc.	2.468			58.8 $^{0°}$	75.0 $^{100°}$	
acetato hidratado	$Ba(C_2H_3O_2)_2.H_2O$	273.46	bl. pr., tri., 1.517	2.19	$-H_2O$, 41		75 $^{20°}$ (anh.)	79 $^{40°}$ (anh.)	i. al.
bromuro anhidro	$BaBr_2$	297.19	inc.	4.781 $^{24/4°}$	847	d.	98 °°	149 $^{100°}$	m. s. al. m.; m. lg. s. act.
bromuro hidratado	$BaBr_2.2H_2O$	333.22	inc., mn., 1.7266	3.69	$-2H_2O$, 100	d.	m. s.	m. s.	s. al.
carbonato (α)	$BaCO_3$	197.37	bl., hex.		tr. 892 a β				
carbonato (β)	$BaCO_3$	197.37	bl.		1 740 $^{90\ atm.}$		0.0022 $^{15°}$	0.0065 $^{100°}$	s. a.; i. al.
carbonato (witherita)	$BaCO_3$	197.37	bl., rb., 1.676	4.29	tr. 811 a α	d. 1 450	0.0022 $^{15°}$	0.0065 $^{100°}$	s. a.; i. al.
clorato	$Ba(ClO_3)_2$	304.27	inc.		414		20.35 °°	84.8 $^{80°}$	
clorato hidratado	$Ba(ClO_3)_2.H_2O$*	322.29	inc., mn., 1.577	3.179	d. 120		s.	s.	lg. s. al., act.
cloruro anhidro (cúbico)	$BaCl_2$	208.27	inc., cb.		962	1 560			
cloruro anhidro (monoclínico)	$BaCl_2$	208.27	inc., mn., 1.7361	3.856 $^{24/4°}$	tr. 925	1 560	31 °°	59 $^{100°}$	lg. s. HCl, HNO_3; i. al.
cloruro hidratado	$BaCl_2.2H_2O$*	244.31	inc., mn., 1.646	3.097 $^{24/4°}$	$-2H_2O$, 100		39.3 °°	76.8 $^{100°}$	lg. s. HCl, HNO_3; i. al.
fosfato dibásico	$BaHPO_4$	233.35	bl., ag. rb., 1.635	4.165 $^{12°}$			0.015		s. a., sales NH_4
fosfato monobásico	$BaH_4(PO_4)_2$	331.35	tri.	2.9 $^{4°}$			d.	d.	s. a.
fosfato tribásico	$Ba_3(PO_4)_2$	602.04	bl., cb.	4.1 $^{24°}$			i.		s. a.
hidróxido	$Ba(OH)_2$	171.38	inc., mn.	4.495			1.67 °°	101.4 $^{80°}$	
hidróxido hidratado	$Ba(OH)_2.8H_2O$	315.50	inc., mn., 1.5017	2.188 $^{16°}$	77.9	$-8H_2O$, 550	5.6 $^{12°}$		m. lg. s. al.; i. et.
monosulfuro	BaS	169.42	inc., cb., 2.155	4.25 $^{18°}$			d.	d.	d. HCl; i. al.
nitrato (nitrobarita)	$Ba(NO_3)_2$	261.38	inc., cb., 1.572	3.244 $^{20°}$	592	d.	5.0 °°	34.2 $^{100°}$	lg. s. a.; i. al.
oxalato	BaC_2O_4	225.38	cr. bl.	2.658			0.0016 $^{8°}$	0.0024 $^{24°}$	s. a., NH_4Cl; i. al.
óxido	BaO	153.36	inc., cb., 1.98	5.72	1 923	2 000 ±	1.5 °°	90.8 $^{80°}$	s. HCl, HNO_3, al. abs.; i. NH_3, act.
peróxido anhidro	BaO_2*	169.36	po. gris o bl.	4.958	−0.800		m. lg. s.	d.	s. a. dil.; i. act.
peróxido hidratado	$BaO_2.8H_2O$	313.49	escamas nacaradas		$-8H_2O$, 100		0.168	d.	s. a. dil., i. al., et., act.
pirofosfato	$Ba_2P_2O_7$	448.68	bl., rb.	3.9 $^{20°}$			0.01		s. a., sales NH_4
silicofluoruro	$BaSiF_6$	279.42	pr.	4.279 $^{18°}$			0.026 $^{17°}$	0.09 $^{100°}$	lg. s. HCl, NH_4Cl.; i. al.
sulfato (barita)	$BaSO_4$	233.42	inc., rb., 1.636	4.499 $^{15°}$	1 580 d.	tr. a mn. 1 149	0.000115 °°	0.000285 $^{30°}$	s. H_2SO_4 conc.; 0.006, HCl 3 %
tetrasulfuro	$BaS_4.2H_2O$	301.63	rojo, rb.	2.988 $^{20°}$	d. 200		41 $^{18°}$	m. s.	i. al., CS_2
trisulfuro	BaS_3	233.54	amar.-v.		d. 400		s.	s.	
Berilio (glucinio)	Be(Gl)	9.02	gris, met., hex.	1.816	1 284	2 767	i.	lg. s. d.	s. a. dil., alc.
Bismuto	Bi	209.00	bl. plt. o rojizo, hex.	9.80 $^{20°}$	271	1 450	i.	i.	s. aq. reg., H_2SO_4 conc., HNO_3
dicloruro	$BiCl_2$ (?)	279.91	ag. n.	4.86	163	d. 300	d.		
Bismuto, nitrato	$Bi(NO_3)_3.5H_2O$	485.10	inc., tri.	2.82	d. 30	$-5H_2O$, 80	d.		49 $^{20°}$ act.; s. a.; i. al.

pirofosfato	$Ba_2P_2O_7$	448.68	bl., rb.	3.9 $^{20°}$	. . . . .	. . . . .	0.01	. . . . .	lg. s. HCl, NH_4Cl.;
silicofluoruro	$BaSiF_6$	279.42	pr.	4.279 $^{18°}$	. . . . .	. . . . .	0.026 $^{25°}$	0.09 $^{100°}$	i. al.
sulfato (barita)	$BaSO_4$	233.42	inc., rb., 1.636	4.499 $^{25°}$	1 580 d.	tr. a mn. 1 149	0.000115 $^{0°}$	0.000285 $^{30°}$	s. H_2SO_4 conc.; 0.006, HCl 3 %

tetrasulfuro	$BaS_4.2H_2O$	301.63	rojo, rb.	2.988 $^{20°}$	d. 200	. . . . .	41 $^{18°}$	m. s.	i. al., CS_2
trisulfuro	BaS_3	233.54	amar.-v.	. . . . .	d. 400	. . . . .	s.	s.	
Berilio (glucinio)	Be(Gl)	9.02	gris, met., hex.	1.816	1 284	2 767	i.	lg. s. d.	s. a. dil., alc.
Bismuto	Bi	209.00	bl. plt. o rojizo, hex.	9.80 $^{20°}$	271	1 450	i.	i.	s. aq. reg., H_2SO_4 conc., HNO_3
dicloruro	$BiCl_3$ (?)	279.91	ag. n.	4.86	163	d. 300	d.		
Bismuto, nitrato	$Bi(NO_3)_3.5H_2O$	485.10	inc., tri.	2.82	d. 30	$-5H_2O$, 80	d.	. . . . .	49 $^{20°}$ act.; s. a.; i. al.
oxicloruro	BiOCl	260.46	bl., amor.	7.72 $^{25°}$	. . . . .	. . . . .	lg. s.	lg. s.	s. a.; i. act., NH_3, $H_2C_4H_4O_6$
subcarbonato	$Bi_2O_2CO_3.H_2O$	528.03	po. bl.	6.86	d.	. . . . .	i.	i.	s. a.
subnitrato	$BiONO_3.H_2O$	305.02	pl. hex.	4.928 $^{15°}$	d. 260	. . . . .	i.	i.	s. al.
tricloruro	$BiCl_3$	315.37	cr. bl.	4.75	230	447	d.	. . . . .	s. a.
trióxido	Bi_2O_3	466.00	amar., rb.	8.9	820	1 900 $\pm$	i.	i.	s. al.
trióxido	Bi_2O_3	466.00	amar., tet.	8.55	860	. . . . .	i.	i.	s. a.
trióxido	Bi_2O_3	466.00	amar., cb.	8.20	tr. 704	. . . . .	i.	i.	s. a.
Bórico, ácido	H_3BO_3	61.84	bl., tri.	1.435 $^{15°}$	185 d.	. . . . .	2.66 $^{0°}$	40.2 $^{100°}$	s. a.
Boro	B	10.82	gris o n., amor. o mn.	2.32	2 300	2 550	i.	i.	22.2 $^{20°}$ gli., 0.24 $^{25°}$ et.; s. al. s. HNO_3; i. al.
carburo	B_4C	55.29	cr. n.	2.54	2 450	> 3 500	i.	i.	i. a.
óxido	B_2O_3	69.64	vidrio inc., 1.459	1.85	577	> 1 500	1.1 $^{0°}$	15.7 $^{100°}$	s. a., al., gli.
óxido (sasolita)	$B_2O_3.H_2O$	123.69	tri. 1.456	1.49	d.	. . . . .	lg. s.	s.	
Bromhídrico, ácido (bromuro de hidrógeno)	HBr	80.92	gas inc.; 1.325 (lq.)	2.71 $^{0°}$ (A)	—86	—67	221 $^{0°}$	130 $^{100°}$	s. al.
	$HBr.H_2O$	98.94	lq. inc.	1.78	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	Estable a —15.5° y 1 atm. y a —11.3° y 2.5 atm.
ácido	HBr (47.8 % en H_2O)	80.92	lq. inc.	1.486	. . . . .	126	∞	. . . . .	s. al.
ácido	$HBr.2H_2O$	116.96	cr. bl.	2.11-15°	—11	. . . . .	s.	s.	
Brómico, ácido	$HBrO_3$	128.92	inc.; sólo en soln.	. . . . .	d. 100	. . . . .	m. s.	d.	
Bromo	Br_2	159.83	rb., o lq. rojo	3.119 $^{20°}$; 5.87 (A)	—7.2	58.78	4.22 $^{0°}$	3.13 $^{30°}$	s. al. et., alc., CS_2
hidrato	$Br_2.10H_2O$	339.99	rojo, oct.	. . . . .	d. 6.8	. . . . .	s.	. . . . .	
Cadmio	Cd	112.41	met., plt., hex.	8.65 $^{20°}$	320.9	767	i.	i.	s. a., NH_4NO_3
acetato anhidro	$Cd(C_2H_3O_2)_2$	230.50	inc.	2.341	256	d.	m. s.	. . . . .	s. al. m.
acetato hidratado	$Cd(C_2H_3O_2)_2.2H_2O$†	266.53	inc., mn.	2.01	$-H_2O$, 130	. . . . .	m. s.	. . . . .	s. al.
carbonato	$CdCO_3$	172.42	bl., trig.	4.258 $^{4°}$	d. < 500	. . . . .	i.	i.	s. a., KCN, sales NH_4; i. NH_3
cianuro	$Cd(CN)_2$	164.45	. . . . .	. . . . .	d. > 200	. . . . .	. . . . .	. . . . .	
cloruro anhidro	$CdCl_2$	183.32	bl., cb.	4.047 $^{25/4°}$	568	960	0.0247 $^{15°}$	147 $^{100°}$	s. a.; NH_4OH, KCN
cloruro hidratado	$CdCl_2.2\frac{1}{2}H_2O$	228.36	inc., mn., 1.6513	3.327	tr. 34	. . . . .	90 $^{0°}$	168 $^{20°}$	1.52 $^{15°}$ al.; i. et., act.
hidróxido	$Cd(OH)_2$	146.43	bl., trig.	4.79 $^{18/4°}$	d. 300	. . . . .	0.00026 $^{25°}$	180 $^{100°}$	2.05 $^{15°}$ al. m.
nitrato anhidro	$Cd(NO_3)_2$	236.43	inc.	. . . . .	350	. . . . .	109.7 $^{0°}$	326 $^{60.8°}$	s. a., sales NH_4; i. alc.
nitrato hidratado	$Cd(NO_3)_2.4H_2O$†	308.49	ag. inc.	2.455 $^{17/4°}$	59.4	132	215 $^{0°}$	. . . . .	m. s. a.
óxido	CdO	128.41	pa., cb.	8.15	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	s. al., NH_3; i. HNO_3
óxido	CdO	128.41	pa., amor., 2.49	6.95	d. 900 - 1 000	. . . . .	i.	i.	s. a., sales NH_4; i. alc.
subóxido	Cd_2O	240.82	v., amor.	8.192 $^{18/4°}$	d.	. . . . .	i.	i.	s. a., sales NH_4; i. alc.
sulfato anhidro	$CdSO_4$	208.47	rb.	4.691 $^{24/4°}$	1 000	. . . . .	. . . . .	. . . . .	d. a., alc.
sulfato heptahidratado	$CdSO_4.7H_2O$	334.58	mn.	2.48 $^{20/4°}$	tr. 4	. . . . .	76.5 $^{0°}$	60.8 $^{100°}$	i. act., NH_3
sulfato monohidratado	$CdSO_4.H_2O$	226.49	mn.	3.786 $^{20°}$	tr. 108	. . . . .	350^{-5}	. . . . .	i. al.
sulfato octohidratado	$3CdSO_4.8H_2O$ *	769.54	inc., mn., 1.565	3.09	tr. 41.5	s.	s.		
sulfato tetrahidratado	$CdSO_4.4H_2O$	280.53	inc.	3.05	. . . . .	. . . . .	114.2 $^{0°}$	127.6 $^{60°}$	i. al.
sulfuro (greenockita)	CdS	144.47	amar.-an., hex., 2.506	4.58	1 750 ^{100} atm.	subl. en N_2, 980	s. 0.000001	s. Coloidal	i. al. s. a.; m. s. NH_4OH
Calcio	Ca	40.08	met. plt., cb.	1.55 $^{20°}$	810	1 200 $\pm$ 30	d.	d.	s. a.; lg. s. al.
acetato	$Ca(C_2H_3O_2)_2.H_2O$	176.18	ag. bl.	. . . . .	d.	. . . . .	52 $^{0°}$	45.5 $^{80°}$	lg. s. al.
aluminato	$Ca(AlO_2)_2$	158.02	inc., rb. o mn.	3.67 $^{20°}$	1 600	. . . . .	d.	. . . . .	s. HCl
y aluminio, silicato (anortita)	$CaO.Al_2O_3.2SiO_2$	278.14	tri., 1.5832	2.765	1 551				
arseniato	$Ca_3(AsO_4)_2$	398.06	po. bl.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.013 $^{25°}$	i.	s. a. dil.
bromuro	$CaBr_2$	199.91	ag. del.	3.353 $^{20/4°}$	760	810	125 $^{0°}$	312 $^{265°}$	s. al., act.; lg. s. NH_3
carbonato (aragonita)	$CaCO_3$	100.09	inc., rb., 1.6809	2.93	d. 825	. . . . .	0.0012 $^{20°}$ †	0.002 $^{100°}$	s. a., NH_4Cl
carbonato (calcita)	$CaCO_3$	100.09	inc., hex., 1.550	2.711 $^{20/4°}$	1 339 ^{103} atm.	. . . . .	0.0014 $^{25°}$	0.002 $^{100°}$	s. a., NH_4Cl
cianamida	$CaCN_2$	80.11	inc., romboédrico	. . . . .	. . . . .	. . . . .	s. d.	d.	
citrato	$Ca_3(C_6H_5O_7)_2.4H_2O$	570.50	ag. inc.	. . . . .	$-2H_2O$, 130	$-4H_2O$, 185	0.085 $^{18°}$	0.096 $^{25°}$	0.0065 $^{18°}$ al.
cloruro hexahidratado	$CaCl_2.6H_2O$	219.09	inc., trig., 1.417	1.68 $^{17°}$	29.92	$-6H_2O$, 200	m. s.	m. s.	s. al.
cloruro (hidrofilita)	$CaCl_2$ *	110.99	bl., del., cb., 1.52	2.152 $^{18/4°}$	772	> 1 600	59.5 $^{0°}$	347 $^{200°}$	s. al.
cloruro monohidratado	$CaCl_2.H_2O$	129.01	inc., del.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	s.	s.	s. al.
ferrocianuro	$Ca_2Fe(CN)_6.12H_2O$	508.31	amar., tri., 1.5818	1.7	. . . . .	. . . . .	s.	150 $^{90°}$	i. al.

* Forma comercial común.

† La solubilidad del $CaCO_3$ en el agua aumenta considerablemente cuando aumenta la cantidad de CO_2 en el H_2O.

TABLA 3-1 Propiedades físicas de los elementos y compuestos inorgánicos (*continuación*)

Nombre	Fórmula	Peso fórmula	Color, forma cristalina e índice de refracción	Densidad relativa	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad en 100 partes		
							Agua fría	Agua caliente	Otros reactivos
fluoruro (fluorita)	CaF_2	78.08	bl., cb., 1.4339	3.180 $^{20°}$	1 330		0.0016 $^{18°}$	0.0017 $^{26°}$	lg. s. a.
formiato	$Ca(HCO_2)_2$	130.12	inc., rb.	2.015	d.		16.1 $^{0°}$	18.4 $^{100°}$	i. al., et.
fosfato dibásico	$CaHPO_4.2H_2O$	172.10	bl., pl. mn.	2.306 $^{20/4°}$	d.		0.02 $^{21.5°}$	0.075 $^{100°}$	
fosfato monobásico	$CaH_4(PO_4)_2.H_2O$	252.09	bl., tri.	2.220 $^{14/4°}$	$-H_2O$, 100	d. 200		d.	
fosfato tribásico	$Ca_3(PO_4)_2$	310.20	bl., amor.	3.14	1 670		0.0025	d.	s. a.; i. al., ac.
fosfuro	Ca_3P_2	182.20	cr. rojos	2.51 $^{18°}$	> 1 600		d.		s. a. dil.; i. al., et.
hidróxido	$Ca(OH)_2$	74.10	inc., hex., 1.574	2.2	$-H_2O$, 580		0.185 $^{0°}$	0.077 $^{100°}$	s. NH_4Cl
hidruro	CaH_2	42.10	cr. o po. bl.	1.7	d. 675		d.		d. a.; i. bz.
hipoclorito	$Ca(ClO)_2.4H_2O$	215.06	bl., cr. plumosos		d.		del.; d.	d.	d. a.
hipofosfato	$Ca_2P_2O_6.2H_2O$	274.15	granular		$-2H_2O$, 200		i.		s. HCl, $H_4P_2O_6$
lactato	$Ca(C_3H_5O_3)_2.5H_2O$	308.30	inc., ef.		$-3H_2O$, 100		10.5	∞	∞ al. c.; i. et.
y magnesio, carbonato (dolomita)	$CaO.MgO.2CO_2$	184.42	trig., 1.68174	2.872	d. 730-760		0.032 $^{18°}$		
y magnesio, silicato (dróp-sida)	$CaO.MgO.2SiO_2$	216.52	bl., mn.	3.3	1 391		i.	i.	
metafosfato	$Ca(PO_3)_2$	198.04	bl., tet., 1.588	2.82	975		i.	i.	i. a.
nitrato hidratado	$Ca(NO_3)_2.4H_2O$ *	236.16	inc., mn., 1.498	1.82	42.7		266 $^{0°}$	m. s.	
nitrato (nitrocalcita)	$Ca(NO_3)_2$	164.10	inc., cb.	2.36	5.61		102 $^{0°}$	376 $^{183°}$	14 $^{18°}$ al.; s. al. amil., NH_3
nitrito	$Ca(NO_2)_2.H_2O$	150.11	del., hex.	2.23 $^{84°}$			77 $^{0°}$	417 $^{98°}$	s. al. 90 %
nitruro	Ca_3N_2	148.26	cr. pa.	2.63 $^{17°}$	900		d.	d.	s. a. dil.; i. al. abs.
oxalato anhidro	CaC_2O_4	128.10	inc., cb.	2.2 $^{4°}$	d.		0.00067 $^{13°}$	0.0014 $^{94°}$	s. a.; i. ac.
oxalato hidratado	$CaC_2O_4.H_2O$	146.12	inc.	2.2	$-H_2O$, 200		i.	i.	s. a.; i. ac.
óxido	CaO	56.08	inc., cb., 1.837	3.32	2 570	2 850	forma $Ca(OH)_2$		s. a.; i. al.
peróxido	$CaO_2.8H_2O$	216.21	nacarado, tet.		$-8H_2O$, 100	expl. 275	lg. s.	d.	s. a. d.; i. al., et.
pirofosfato	$Ca_2P_2O_7$	254.12	inc., biaxial, 1.60	3.09	1 230		i.		s. a.
pirofosfato (brushita)	$Ca_2P_2O_7.5H_2O$	344.20	bl., mn.	2.25			lg. s.		s. a.; i. NH_4Cl
silicato (α) (seudowollastonita)	$CaSiO_3$	116.14	inc., seudohex., 1.6150 ó mn. (?)	2.905	1 540		0.0095 $^{17°}$		s. HCl
silicato (β) (wollastonita)	$CaSiO_3$	116.14	inc., mn., 1.610	2.915	tr. 1 190 a α				
sulfato (anhidrita)	$CaSO_4$	136.14	inc., rb., 1.576 o mn., 1.50	2.96	1 450 (mn.)	tr. 1 193 a rb.	0.298 $^{20°}$	0.1619 $^{100°}$	s. a., $Na_2S_2O_3$, sales NH_4
sulfato (yeso)	$CaSO_4.2H_2O$	172.17	inc., mn., 1.5226	2.32	$-1^1/_2H_2O$,128	$-2H_2O$, 163	0.223 $^{0°}$	0.257 $^{30°}$	s. a., gli., $Na_2S_2O_3$, sales NH_4
sulfhidrato	$Ca(SH)_2.6H_2O$	214.31	pr. inc.		d. 15		m. s.	m. s.	s. al.
sulfito	$CaSO_3.2H_2O$	156.17	bl., cr., 1.595		$-2H_2O$, 100	d. 650	0.0043 $^{15°}$	0.0027 $^{90°}$	s. H_2SO_3
sulfuro (oldhamita)	CaS	72.14	inc., cb.	2.8 $^{18°}$			d.	d.	s. a.
tartrato	$CaC_4H_4O_6.4H_2O$	260.22	inc., rb.		d.		0.037 $^{0°}$	0.22 $^{85°}$	lg. s. al.
tiocianato	$Ca(CNS)_2.3H_2O$	210.28	bl., cr. del.				s.	m. s.	m. s. al.
tiosulfato	$CaS_2O_3.6H_2O$	260.30	inc., tri., 1.56	1.873 $^{16°}$	d.		71.2 $^{0°}$	d.	i. al.
tungstato (scheelita)	$CaWO_4$	288.00	bl., tet., 1.9200	6.06			0.2		s. NH_4Cl; i. a.
Carbono (v. tabla de compuestos orgánicos)									
amorfo	C	12.01	n., amor.	1.8-2.1	> 3 500	4 200	i.	i.	i. a., alc.
cloruro de tionilo	$CSCl_2$	114.98	lq. amar.-rojo	1.509 $^{15°}$		73.5			
diamante	C	12.01	inc., cb., 2.4195	3.51 $^{20°}$	> 3 500	4 200	i.	i.	i. a., alc.
dióxido (anhídrido carbónico)	CO_2	44.01	gas inc.	lq. 1.101$^{-21°}$; 1.53 (A); sólido 1.56$^{-79°}$	—56.6 $^{5.2\ atm.}$	subl.-78.5	179.7 $^{0°}$ cm^3	90.1 $^{20°}$ cm^3	s. a., alc.
disulfuro	CS_2	76.13	lq. inc.	lq. 1.261 $^{25/20°}$ 2.63 (A)	—108.6	46.3	0.2 $^{0°}$	0.014 $^{50°}$	s. al., et.
grafito	C	12.01	n. hex.	2.26 $^{20°}$	> 3 500	4 200	i.	i.	i. a., alc.
monóxido (óxido de carbono)	CO	28.01	gas inc., venenoso, inodoro	lq. 0.814$^{-190/4°}$; 0.968 (A)	—207	—192	0.0044 $^{0°}$; 3.5 $^{0°}$ cm^3	0.0018 $^{50°}$ 2.32 $^{20°}$ cm^3	s. al., Cu_2Cl_2
oxicloruro (fosgeno)	$COCl_2$	98.92	gas venenoso	1.392 $^{25/4°}$	—104	g.2 $^{736\ mm}$	m. s. lg. d.	d.	s. ac., CCl_4, bz.; d. a.
oxisulfuro	COS	60.07	gas	lq. 1.24$^{-97°}$; 2.10 (A)	—138.2	—50.2 $^{760\ mm}$	133 $^{0°}$ cm^3	40.3 $^{20°}$ cm^3	m. s. alc., al.
subóxido	C_3O_2	68.03	gas	lq. 1.114 $^{0°}$	—107	7 $^{761\ mm}$	d.		s. et.
Cérico, hidróxido	$2CeO_2.3H_2O$	398.31	amar., gelatinoso						s. a.; lg. s. carb. alc.; i. alc
hidroxinitrato	$Ce(OH)(NO_3)_2.3H_2O$	397.21	rojo, mn.				d.		
óxido	CeO_2	172.13	bl. o amar. pálido, cb.	7.3	1 950		i.	i.	s. H_2SO_4, HCl
sulfato	$Ce(SO_4)_2.4H_2O$	404.31	amar., rb.	3.91			s. d.		s. H_2SO_4 dil.
Cerio	Ce	140.13	gris acero, cb. o hex.	6.9 $^{20°}$ cb.; 6.7 hex.	645	1 400	i.	Se oxida lentamente	s. a. dil.; i. al.
Ceroso, sulfato	$Ce_2(SO_4)_3$	568.44	bl., mn. o rb.	3.91			18.98 $^{0°}$	0.4 $^{100°}$	
sulfato hidratado	$Ce_2(SO_4)_3.8H_2O$	712.57	tri.	2.886 $^{17°}$	$-8H_2O$, 630		25 $^{0°}$	7.6 $^{60°}$	
Cesio	Cs	132.91	met. plt., hex.	1.90 $^{20°}$	28.5	670	d.		s. a., al., NH_3
Cianhídrico, ácido (ácido prú-									

[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible] inodoro	0.968 (A)	[illegible]	[illegible]	3.5 $^{0°}$ cm³	2.32 $^{20°}$ cm³	[illegible]
oxicloruro (fosgeno)	$COCl_2$	98.92	gas venenoso	1.392 $^{28/4°}$	—104	8.2 $^{786\ mm}$	m. s. lg. d.	d.	s. ac., CCl_4, bz.; d. a.
oxisulfuro	COS	60.07	gas	lq. 1.24-$^{-87°}$; 2.10 (A)	—138.2	—50.2 $^{760\ mm}$	133 $^{0°}$ cm³	40.3 $^{20°}$ cm³	m. s. alc., al.
subóxido	C_3O_2	68.03	gas	lq. 1.114 $^{0°}$	—107	7 $^{763\ mm}$	d.	[illegible]	s. et.
Cérico, hidróxido	$2CeO_2.3H_2O$	398.31	amar., gelatinoso	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	s. a.; lg. s. carb. alc.; i. alc.
hidroxinitrato	$Ce(OH)(NO_3)_2.3H_2O$	397.21	rojo, mn.	[illegible]	[illegible]	[illegible]	d.		

óxido	CeO_2	172.13	bl. o amar. pálido, cb.	7.3	1 950	[illegible]	i.	i.	s. H_2SO_4, HCl
sulfato	$Ce(SO_4)_2.4H_2O$	404.31	amar., rb.	3.91	[illegible]	[illegible]	s. d.	[illegible]	s. H_2SO_4 dil.
Cerio	Ce	140.13	gris acero, cb. o hex.	6.9 $^{20°}$ cb.; 6.7 hex.	645	1 400	i.	Se oxida lentamente	s. a. dil.; i. al.
Ceroso, sulfato	$Ce_2(SO_4)_3$	568.44	bl., mn. o rb.	3.91	[illegible]	[illegible]	18.98 $^{0°}$	0.4 $^{100°}$	
sulfato hidratado	$Ce_2(SO_4)_3.8H_2O$	712.57	tri.	2.886 $^{17°}$	—$8H_2O$, 630	[illegible]	25 $^{0°}$	7.6 $^{60°}$	
Cesio	Cs	132.91	met. plt., hex.	1.90 $^{20°}$	28.5	670	d.	[illegible]	s. a., al., NH_3
Cianhídrico, ácido (ácido prúsico)	HCN	27.03	gas venenoso o lq. inc., 1.254	0.697 $^{18°}$	—14	26	∞	[illegible]	∞ al., et.
Cianógeno	C_2N_2	52.02	gas venenoso	lq. 0.866-$^{-21.2°}$; 1.806 (A)	—34.4	—20.5	450 $^{20°}$ cm³	[illegible]	2 300 $^{20°}$ cm³ al.; 500 $^{18°}$ cm³ et.
compuestos, v. tabla de compuestos orgánicos									
Cinc	Zn	65.38	met. plt., hex.	7.140	419.4	907	i.	i.	s. a., ac., alc.
acetato	$Zn(C_2H_3O_2)_2$	183.47	mn.	1.840	242	subl. en vac.	30 $^{22°}$	44.6 $^{100°}$	2.8 $^{25°}$, 166 $^{78°}$ al.
acetato	$Zn(C_2H_3O_2)_2.2H_2O$ *	219.50	bl., mn., 1.494	1.735	237	—$2H_2O$, 100	40 $^{25°}$	66.6 $^{100°}$	m. s. al.
bromuro	$ZnBr_2$	225.21	rb.	4.219 $^{4°}$	394	650	390 $^{0°}$	670 $^{100°}$	m. s. NH_4OH, al., et.
carbonato	$ZnCO_2$	125.39	bl., trig., 1.818	4.42	—CO_2, 300	[illegible]	0.001 $^{25°}$	[illegible]	s. a., alc., sales NH_4; i. act., NH_3
cianuro	$Zn(CN)_2$	117.42	inc., rb.	[illegible]	d. 80	[illegible]	0.0005 $^{26°}$	lg. s	s. KCN, NH_3, alc.; i. al.
cloruro	$ZnCl_2$	136.29	bl., del., 1.687, uniaxial	2.91 $^{25/4°}$	283	732	432 $^{25°}$	615 $^{100°}$	100 $^{13.5°}$ al.; m. s. et.; i. NH_3
fosfuro	Zn_3P_2	258.10	gris acero, cb.	4.55 $^{23/4°}$	> 420	1 100	i.	[illegible]	s. a. dil.
hidróxido	$Zn(OH)_2$	99.40	inc., rb.	3.053	d. 125	[illegible]	0.00052 $^{18°}$	[illegible]	s. a., alc., NH_4OH
nitrato	$Zn(NO_3)_2.6H_2O$	297.49	inc., tet.	2.065 $^{14/4°}$	36.4	—$6H_2O$, 105	324.5	∞ $^{36.4°}$	m. s. al.
óxido (cincita)	ZnO	81.38	bl., hex., 2.004	5.606	> 1 800	[illegible]	0.00042 $^{26°}$	[illegible]	s. a., alc., NH_4Cl; i. NH_3
óxido	ZnO	81.38	bl., amor.	5.47	> 1 800	[illegible]	0.00042 $^{29°}$		
peróxido	ZnO_2	97.38	amar.	1.571	expl. 212	[illegible]	0.0022	[illegible]	i. NH_4OH; d. a.
silicato	$ZnSiO_2$	141.44	hex. o rb.; vidrio, 1.650	3.52	1 437	[illegible]	i.		
sulfato	$ZnSO_4.H_2O$	179.46	inc.	3.28 $^{18/4°}$	d. 238	[illegible]	s.	89.5 $^{100°}$	
sulfato	$ZnSO_4.6H_2O$	269.54	mn.	2.072 $^{18/4°}$	—$5H_2O$, 70	[illegible]	s.	[illegible]	lg. s. al.; i. act. NH_3
sulfato (cincosita)	$ZnSO_4$	161.44	bl., rb., 1.669	3.74 $^{18/4°}$	d. 740	[illegible]	42 $^{0°}$	61 $^{100°}$	lg. s. al., s. gli.
sulfato (goslarita)	$ZnSO_4.7H_2O$ *	287.55	rb., 1.4801	1.966 $^{20.5°}$	tr. 39	—$7H_2O$, 280	115.2 $^{0°}$	653.6 $^{100°}$	lg. s. al.; i. act. NH_3
sulfito	$ZnSO_3.2\frac{1}{2}H_2O$	190.48	mn.	[illegible]	—$2\frac{1}{2}H_2O$, 100	d. 200	0.16	d.	s. H_2SO_3, NH_4OH; i. al.
sulfuro (α) (wurzita)	ZnS	97.44	bl., hex., 2.356	4.087	1 850 $^{1830\ a.t.m.}$	subl. 1 185	0.00069 $^{26°}$	i.	m. s. a.; i. ac.
sulfuro (β) (esfalerita)	ZnS	97.44	bl., cb.; vidrio (?) 2.18-2.25	4.102 $^{25/4°}$	tr. 1 020	[illegible]	i.	i.	s. a.
sulfuro (blenda)	ZnS	97.44	bl., granular	4.04	[illegible]	[illegible]	i.	i.	m. s. a.; i. ac.
yoduro	ZnI_2	319.22	cb.	4.666 $^{24.25/4°}$	446	624	430 $^{0°}$	510 $^{100°}$	s. a., al., NH_3, $(NH_4)_2CO_3$ aq.
Circonio	Zr	91.22	cb., po. ar. fácilmente	6.4	1 700	> 2 900	i.	i.	s. HF, aq. reg.; lg. s. a.
dióxido (baddeleyita)	ZrO_2	123.22	amar. o pa., mn., 2.19	5.49	2 700	[illegible]	i.	i.	s. H_2SO_4, HF
dióxido (libre de Hf)	ZrO_2	123.22	bl., mn.	5.73	[illegible]	4 300	i.	i.	s. H_2SO_4, HF
Clorhídrico, ácido (cloruro de hidrógeno)	HCl †	36.47	gas inc.; 1.256(lq.)	1.268 $^{0°}$ (A)	—111	—85	82.3 $^{0°}$	56.1 $^{60°}$	s. al., et.
ácido	HCl(45.2 % en H_2O)	36.47	lq. inc.	1.48	—15.35	[illegible]	∞	[illegible]	s. al.
ácido	$HCl.2H_2O$	72.50	lq. inc.	1.46 $^{-30.3/4°}$	0	d.	∞	[illegible]	s. al.
ácido	$HCl.3H_2O$	90.51	lq. inc.	[illegible]	—24.4	d.	∞	[illegible]	s. al.
Clórico, ácido	$HClO_3.7H_2O$	210.58	lq.	1.282 $^{16.2°}$	< —20	d. 40	m. s.		
Cloro	Cl_2	70.91	rb., o gas v.-amar.	lq. 1.56-$^{-33.6°}$ 2.490 $^{0°}$ (A)	—101.6	—34.6	1.46 $^{0°}$; 310 $^{20°}$ cm³	0.57 $^{20°}$; 117 $^{20°}$ cm³	s. alc.
hidrato	$Cl_2.8H_2O$	215.04	rb.	1.23	d. 9.6	[illegible]	s.	[illegible]	s. alc.
Cloroplatínico, ácido	$H_2PtCl_6.6H_2O$	518.08	rojo-pa., del.	2.431	60	[illegible]	m. s.	m. s.	s. al., et.
Clorostánnico, ácido	$H_2SnCl_6.6H_2O$	441.55	del.	1.971 $^{25°}$	19.2	[illegible]	s.		
Clorosulfónico, ácido	$HO.SO_2.Cl$	116.52	lq. inc.	1.787 $^{25°}$	—80	151.5 $^{765\ mm}$	d.	[illegible]	d. al.; i. CS_2
Cobáltico, cloruro	$CoCl_3$	165.31	cr. rojos	2.94	subl.	[illegible]	s.	[illegible]	
cloruro, dicroico	$Co(NH_3)_5Cl_2.H_2O$	234.42	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	s.	[illegible]	s. a., al.
cloruro, lúteo	$Co(NH_3)_6Cl_3$	267.50	an., mn.	1.7016 $^{20°}$	[illegible]	[illegible]	4.26 $^{0°}$	12.74 $^{48.5°}$	i. al., NH_4OH
cloruro, práseo	$Co(NH_3)_4Cl_2.H_2O$	251.46	v., rb.	1.847	[illegible]	[illegible]	m. s.	[illegible]	s. a.; i. al.
cloruro, purpúreo	$Co(NH_3)_5Cl_3$	250.47	rb.	1.819 $^{22/20°}$	[illegible]	[illegible]	0.232 $^{0°}$	1.031 $^{46.5°}$	i. al.
cloruro, róseo	$Co(NH_3)_5Cl_3.H_2O$	268.49	rojo ladrillo	[illegible]	d. 100	[illegible]	16.12 $^{0°}$	24.87 $^{26°}$	lg. s. HCl
hidróxido	$Co(OH)_3$	109.96	n.	[illegible]	—1½H_2O, 100	[illegible]	i.	i.	s. a.; i. al.

* Forma comercial común.

† Forma comercial común de alrededor de 31 por ciento.

TABLA 3-1 Propiedades físicas de los elementos y compuestos inorgánicos (*continuación*)

Nombre	Fórmula	Peso fórmula	Color, forma cristalina e índice de refracción	Densidad relativa	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad en 100 partes		
							Agua fría	Agua caliente	Otros reactivos
óxido	Co_2O_3	165.88	n.	5.18	d. 900		i.	i.	s. a.
sulfato	$Co_2(SO_4)_3$	406.06	cr. azules				d.		s. H_2SO_4
sulfuro	Co_2S_3	214.06	cr. n.	4.8			i.		d. a.
Cobalto	Co	58.94	met. plt., cb.	8.9 $^{20°}$	1 480	2 900	i.	i.	s. a.
carbonilo	$Co(CO)_4$	170.98	cr. an.	1.73 $^{18°}$	51	d. 52	i.	d.	s. al., et., CS_2
disulfuro	CoS_2	123.06	n., cb.	4.269			i.		s. HNO_3, aq. reg.
Cobaltoso, acetato	$Co(C_2H_3)_2.4H_2O$	249.09	rojo-vl., mn., 1.542	1.7053 $^{16.7°}$	—$4H_2O$, 140		s.	s.	s. a., al.
cloruro	$CoCl_2$	129.85	cr. azules	3.356	subl.	1 049	45 $^{7°}$	105 $^{96°}$	31 al.; 8.6 act.
cloruro hidratado	$CoCl_2.6H_2O$ *	237.95	rojo, mn.	1.924 $^{25/25°}$	86	—$6H_2O$, 110	116.5 $^{0°}$	177 $^{20°}$	m. s. et., act.
cobáltico, óxido	Co_2O_4	240.82	n., cb.	6.07			i.	i.	s. H_2SO_4; i. HCl, HNO_3
nitrato	$Co(NO_3)_2.6H_2O$	291.05	rojo, mn., 1.4	1.883 $^{25/20°}$	< 100	d.	84.03 $^{0°}$ (anh.)	334.9 $^{80°}$ (anh.)	100 $^{13.6°}$ al.; s. act. lg., s. NH_3
óxido	CoO	74.94	pa., cb.	5.68	d. 1 800		i.	i.	s. a., NH_4OH; i. al.
sulfato anhidro	$CoSO_4$	155.00	po. rojo	3.710 $^{20°}$	d. 880		25.6 $^{0°}$	83 $^{100°}$	1.04 $^{18°}$ al. m.; i. NH_3
sulfato heptahidratado (bieberita)	$CoSO_4.7H_2O$ *	281.11	rojo, mn., 1.483	1.948 $^{25.25°}$	96.8	—$7H_2O$, 420	33 $^{20°}$	s.	2.5 $^{3°}$ al.
sulfato monohidratado	$CoSO_4.H_2O$	173.02	po. rojo., mn. (?), 1.639	3.13	d.		s.	s.	
sulfuro (sieporita)	CoS	91.00	ag. pa.	5.45 $^{18°}$	> 1 100		0.00038 $^{25°}$		s. a., aq. reg.
Cobre	Cu	63.57	rojo-rojo met., cb.	8.92 $^{20°}$	1 083	2 300	i.	i.	s. HNO_3, H_2SO_4 C
Criptón	Kr	83.70	gas inc.	2.818 (A)	—169	—151.8	11.05 $^{0°}$ cm^3	3.57 $^{60°}$ cm^3	lg. s. al., bz.
Crómico, acetato	$Cr_2(C_2H_3O_2)_6.2H_2O$	494.32	v.				s.		4.76 $^{25°}$ al. m.
cloruro anhidro	$CrCl_3$	158.38	rosa, trig.	2.757 $^{15°}$		1 200 - 1 500 d.	i.	lg. s.	i. a., act., CS_2
cloruro hidratado	$CrCl_3.6H_2O$ *	266.48	vl. o v., pl. hex.	1.835 $^{20/4°}$	subl. 83		m. s. d.		s. al.; i. et.
fluoruro	CrF_3	109.01	v., rb.	3.8	> 1 000	d.	i.		lg. s. a.; i. al., NH_3
hidróxido	$Cr(OH)_3$	103.05	v. o azul, gelatinoso				i.		s. a., alc., lg. s. NH_3
hidróxido hidratado	$Cr(OH)_3.2H_2O$	139.07	v.		—$2H_2O$, 100		i.	i.	s. a., alc.
nitrato	$Cr(NO_3)_3.9H_2O$ *	400.18	pr. purpúreos		36.5	d. 100	s.	s.	s. a., alc., al., act.
nitrato	$Cr(NO_3)_3.7\frac{1}{2}H_2O$	373.15	purpúreo, mn.		100	d.	s.	s.	
óxido	Cr_2O_3	152.02	v. ob., hex.	5.21	1 900		i.	i.	lg. s. a.
sulfato	$Cr_2(SO_4)_3.15H_2O$	662.44	vl.	1.867 $^{17°}$	100	—$10H_2O$, 100	s.	d. 67°	lg. s. al.
sulfato	$Cr_2(SO_4)_3.18H_2O$	716.49	vl., cb., 1.564	1.7 $^{22°}$		—$12H_2O$, 100	120 $^{20°}$	d.	s. al.
sulfato anhidro	$Cr_2(SO_4)_3$	392.20	po. rosa	3.012			i. †		i. a.
sulfato hidratado	$Cr_2(SO_4)_3.5H_2O$	482.28	v.				s.		s. al., H_2SO_4
sulfuro	Cr_2S_3	200.02	po. pa. n.	3.77 $^{18°}$	—S, 1 350		i.	d.	s. HNO_3 c.
Cromilo, cloruro	CrO_2Cl_2	154.92	lq. rojo ob.	1.92	—96.5	117.6	d.		s. et.
Cromo	Cr	52.01	gris, met., cb.	7.1	1 615	2 200	i.	i.	s. HCl, H_2SO_4 dil.; i. HNO_3
trióxido (ácido crómico)	CrO_3	100.01	rojo, rb.	2.70	197 d.		164.9 $^{0°}$	206.7 $^{100°}$	s. H_2SO_4, al., et.
Cromoso, cloruro	$CrCl_2$	122.92	bl., del.	2.75			m. s.	m. s.	lg. s. al.; i. et.
hidróxido	$Cr(OH)_2$	86.03	amar.-pa.		d.		d.		s. a. conc.
óxido	CrO	68.01	po. n.				i.	i.	i. HNO_3 dil.
sulfato	$CrSO_4.7H_2O$	274.18	azul				12.35 $^{0°}$		lg. s. al.
sulfuro (daubrelita)	CrS	84.07	po. n.	3.97	1 550		i.		m. s. a.
Cúprico, acetato	$Cu(C_2H_3O_2)_2$	181.66		1.930 $^{20/4°}$			s.		
acetato hidratado	$Cu(C_2H_3O_2)_2.H_2O$	199.67	v. ob., mn.	1.882	115	240 d.	7.2	20	7 al.; s. et., gli.
acetoarsenito (verde de París)	$(CuO.As_2O_3)_3.$ $Cu(C_2H_3O_2)_2$ *	1 013.83	v.				i.		s. a., NH_4OH
amónico, cloruro	$CuCl_2.2NH_4Cl.2H_2O$	277.51	azul, tet., 1.670, 1.744	1.98	d. 110		33.8 $^{0°}$	99.3 $^{80°}$	s. a.
amónico, sulfato	$CuSO_4.4NH_3.H_2O$	245.77	azul, rb.	1.81	d. 150		18.05 $^{21.3°}$	d.	i. al.
carbonato básico (azurita)	$2CuCO_3.Cu(OH)_2$	344.75	azul, mn., 1.758	3.88	d. 220		i.	d.	s. NH_4OH, $NaHCO_3$ aq. c.
carbonato básico (malaquita)	$CuCO_3.Cu(OH)_2$	221.17	v. ob., mn., 1.875	3.9	d.		i.	d.	s. KCN; 0.03 CO_2 aq.
cianuro	$Cu(CN)_2$	115.61	amar.-v.		d.		i.		s. KCN, C_5H_5N
cloruro	$CuCl_2.2H_2O$	170.52	v., rb., 1.684	2.39 $^{22.4°}$	—$2H_2O$, 110	d.	110.4 $^{0°}$	192.4 $^{100°}$	s. al., et., NH_4Cl
cloruro (eriocalquita)	$CuCl_2$	134.48	po. pa.-amar.	3.054	498	Forma Cu_2Cl_2 993	70.7 $^{0°}$	107.9 $^{100°}$	53 $^{15°}$ al.; 68 $^{15°}$ al. m.
cromato básico	$CuCrO_4.2CuO.2H_2O$	374.75	amar.-pa.		—$2H_2O$, 260		i.		s. HNO_3, NH_4OH
dicromato	$CuCr_2O_7.2H_2O$	315.62	n., tri.	2.286 $^{15°}$	—$2H_2O$, 100		lg. s.	d.	s. a., NH_4OH
ferricianuro	$Cu_3[Fe(CN)_6]_2$	614.63	amar.-v.				i.		s. NH_4OH; i. HCl
ferrocianuro	$Cu_2Fe(CN)_6.7H_2O$	465.21	rojo-pa.				i.	i.	s. NH_4OH; i. a., NH_3
formiato	$Cu(HCO_2)_2$	153.61	azul, mn.	1.381			12.5	d.	0.25 al.
fosfuro	Cu_3P_2	252.67	n.	6.35	d.		i.		s. HNO_3; i. HCl
hidróxido	$Cu(OH)_2$	97.59	azul, gelatinoso	3.368	—H_2O		i.	d.	s. a., NH_4OH, KCN, al.
lactato	$Cu(C_3H_5O_3)_2.2H_2O$	277.74	azul. ob., mn.					16.7	lg. s. al.
nitrato trihidratado	$Cu(NO_3)_2.3H_2O$ *	241.63	azul, del.	2.047 $^{3.9°}$	114.5	—HNO_3, 170	381 $^{60°}$	666 $^{80°}$	100 $^{12.6°}$ al.
nitrato, hexahidratado	$Cu(NO_3)_2.6H_2O$	295.68	azul, rb.	2.074	—$3H_2O$, 26.4		243.7 $^{0°}$	∞	s. al.
oxicloruro	$CuCl_2.2CuO.4H_2O$	365.69	azul.-v.		—$3H_2O$, 140		i.		s. a.
óxido (paramelaconita)	CuO	79.57	n., cb.	6.40	d. 1 026		i.	i.	s. a., KCN, NH_4Cl
				6.45	d. 1 026		i.	i.	s. a., KCN, NH_4Cl

cloruro	$CuCl_2.2H_2O$	170.32	v., rb., 1.684	2.99 $^{22.4°}$	$-2H_2O$, 110	d.	110.4 $^{0°}$	192.4 $^{200°}$	s. al., et., NH_4Cl
cloruro (eriocalquita)	$CuCl_2$	134.48	po. pa.-amar.	3.054	498	Forma Cu_2Cl_2 993	70.7 $^{0°}$	107.9 $^{100°}$	53 $^{16°}$ al.; 68 $^{25°}$ al. m.
cromato básico	$CuCrO_4.2CuO.2H_2O$	374.75	amar.-pa.		$-2H_2O$, 260		i.		s. HNO_3, NH_4OH
dicromato	$CuCr_2O_7.2H_2O$	315.62	n., tri.	2.286 $^{18°}$	$-2H_2O$, 100		lg. s.	d.	s. a., NH_4OH
ferricianuro	$Cu_3[Fe(CN)_6]_2$	614.63	amar.-v.				i.		s. NH_4OH; i. HCl
ferrocianuro	$Cu_2Fe(CN)_6.7H_2O$	465.21	rojo-pa.				i.	i.	s. NH_4OH; i. a., NH_3
formiato	$Cu(HCO_2)_2$	153.61	azul, mn.	1.381			12.5	d.	0.25 al.
fosfuro	Cu_3P_2	252.67	n.	6.35	d.		i.		s. HNO_3; i. HCl
hidróxido	$Cu(OH)_2$	97.59	azul, gelatinoso	3.368	$-H_2O$		i.	d.	s. a., NH_4OH, KCN, al.
lactato	$Cu(C_3H_5O_3)_2.2H_2O$	277.74	azul. ob., mn.				16.7	45 $^{100°}$	lg. s. al.
nitrato trihidratado	$Cu(NO_3)_2.3H_2O$ *	241.63	azul, del.	2.047 $^{3.9°}$	114.5	$-HNO_3$, 170	381 $^{60°}$	666 $^{80°}$	100 $^{12.5°}$ al.
nitrato, hexahidratado	$Cu(NO_3)_2.6H_2O$	295.68	azul, rb.	2.074	$-3H_2O$, 26.4		243.7 $^{0°}$	∞	s. al.
oxicloruro	$CuCl_2.2CuO.4H_2O$	365.69	azul.-v.		$-3H_2O$, 140		i.		s. a.
óxido (paramelaconita)	Cu_4O_3	79.57	n., cb.	6.40	d. 1 026		i.	i.	s. a., KCN, NH_4Cl
óxido (tenorita)	CuO	79.57	n., tri., 2.63	6.45	d. 1 026		i.	i.	s. a., KCN, NH_4Cl
sulfato (calcantita, vitriolo azul)	$CuSO_4.5H_2O$ *	249.71	azul, tri., 1.5368	2.286 $^{15.6/4°}$	$-4H_2O$, 110	$-5H_2O$, 250	24.3 $^{0°}$	205 $^{100°}$	1.13° al.
sulfato (hidrocianita)	$CuSO_4$	159.63	v.-bl., rb., 1.733	3.606 $^{25°}$	d. > 600	Forma CuO, 650	14.3 $^{0°}$	75.4 $^{100°}$	i. al.
sulfuro (covelita)	CuS	95.63	azul, hex. o mn., 1.45	4.6	tr. 103	d. 220	0.000033 $^{18°}$		s. HNO_3, KCN
tartrato	$CuC_4H_4O_6.3H_2O$	265.69	po. v. cl.		d.		0.02 $^{18°}$	0.14 $^{45°}$	s. a., KOH
Cuproso, yoduro de amonio	$CuI.NH_4I.H_2O$	353.47	pl. rb.				d.		s. NH_4I
carbonato	Cu_2CO_3	187.15	amar.	4.4	d.		i.	i.	s. a., NH_4OH
cianuro	$Cu_2(CN)_2$	179.16	bl., mn.	2.9	474.5	d.	i.	i.	s. KCN, HCl, NH_4OH; lg. s. NH_3
cloruro (nantoquita)	Cu_2Cl_2	198.05	bl., cb., 1.973	3.53	422	1 366	1.52 $^{25°}$		s. HCl, NH_4OH, al.
ferricianuro	$Cu_3Fe(CN)_6$	402.67	pa.-rojo				i.		s. NH_4OH; i. HCl
ferrocianuro	$Cu_4Fe(CN)_6$	466.24	pa.-rojo				i.		s. NH_4OH; i. NH_4Cl
fluoruro	Cu_2F_2	165.14	cr. rojos		908	subl. 1 100	i.		s. HF., HCl, HNO_3; i. al.
fosfuro	Cu_3P_2	443.38	gris.-n.	6.4 a 6.8			i.		s. HNO_3; i. HCl
hidróxido	CuOH	80.58	amar.	3.4	$-\frac{1}{2}H_2O$, 360		i.	i.	s. a., NH_4OH
óxido (cuprita)	Cu_2O	143.14	rojo, cb., 2.705	6.0	1 235	—O, 1 800	i.	i.	s. HCl, NH_4Cl, NH_4OH
sulfuro	Cu_2S	159.20	n., cb.	5.80	1 130		0.0005 $^{18°}$		s. HNO_3, NH_4OH; i. act
sulfuro (calcocita)	Cu_2S	159.20	n., rb.	5.6	1 100		0.0005 $^{15°}$		s. HNO_3, NH_4OH; i. act.
Escandio	Sc	45.10		2.5?	1 200	2 400			
Estánnico, cloruro	$SnCl_4$	260.53	inc., lq., fumante	2.226	—30.2	114.1	s.	d.	s. al. abs., act., NH_3; s. ∞ CS_2
óxido (casiterita)	SnO_2	150.70	bl., tet., 1.9968	7.0	1 127		i.	i.	s. H_2SO_4 conc.; i. alc. NH_4OH, NH_3
sulfato	$Sn(SO_4)_2.2H_2O$	346.85	inc., del., hex.				m. s.	d.	s. H_2SO_4 dil.; HCl; d. al. abs.
Estannoso, bromuro	$SnBr_2$	278.53	amar., rb.	5.12 $^{21°}$	215.5	620	s.	d.	s. C_5H_5N
cloruro	$SnCl_2$	189.61	bl., rb.		246.8	623	83.9 $^{0°}$	269.8 $^{25°}$	s. alc., al. abs., et.
cloruro (sal de estaño)	$SnCl_2.2H_2O$ *	225.65	bl., tri.	2.7 $^{15.5°}$	37.7	d.	118.7 $^{0°}$	∞	s. a. tart., alc., al.
sulfato	$SnSO_4$	214.76	cr. bl.		$-SO_2$, 360		19 $^{15°}$	18 $^{100°}$	s. H_2SO_4
Estaño	Sn	118.70	met. plt., tet.	7.31	231.85	2 260	i.	i.	s. HCl, H_2SO_4, HNO_3 dil., KOH aq. c.
Estaño	Sn	118.70	gris, cb.	5.750	Estable —163 a +18	2 260	i.	i.	s. a., solns. alc. c.
sales (*véase* estánnico y estannoso									
Estroncio	Sr	87.63	met. plt.	2.6	800	1 150	d.	Forma $Sr(OH)_2$	s. al., a.
acetato	$Sr(C_2H_3O_2)_2$	205.72	cr. bl.	2.099		d.	36.9 $^{0°}$	36.4 $^{97°}$	0.26 $^{25°}$ al. m.
Estroncio, carbonato (estroncianita)	$SrCO_3$	147.64	bl., rb., 1.664	3.70	1 497 ^{00} ^{a} cm.	$-CO_2$ .1 350	0.0011 $^{15°}$	0.065 $^{100°}$	s. a., sales NH_4, CO_2 aq.
cloruro	$SrCl_2$	158.54	bl., cb., 1.6499	3.052	873		43.5 $^{0°}$	100.8 $^{180°}$	m. lg. s. act., al. abs.; i. NH_3
cloruro hidratado	$SrCl_2.6H_2O$ *	266.64	bl., rb., 1.5364	1.933 $^{17°}$	$-4H_2O$, 61	$-6H_2O$, 100	104 $^{0°}$	198 $^{40°}$	
hidróxido	$Sr(OH)_2$	121.65	bl., del.	3.625	375		0.41 $^{0°}$	21.83 $^{100°}$	s. NH_4Cl
hidróxido hidratado	$Sr(OH)_2.8H_2O$ *	265.77	inc., tet., 1.499	1.90	$-7H_2O$ en aire seco		0.90 $^{0°}$	47.7 $^{100°}$	s. NH_4Cl; i. act.
nitrato	$Sr(NO_3)_2$ *	211.65	inc., cb., 1.5878	2.986	570		40°	100 $^{89°}$	s. NH_3; 0.012 al. abs.
nitrato hidratado	$Sr(NO_3)_2.4H_2O$	283.71	bl., mn.	2.2			62.2 $^{0°}$	124 $^{20°}$	i. HNO_3
óxido (estronciana)	SrO	103.63	inc., cb., 1.870	4.7	2 430		Forma $Sr(OH)_2$		lg. s. al.; i. et.
peróxido	SrO_2	119.63	po. bl.		d.		0.008 $^{20°}$	d.	s. al., NH_4Cl; i. act.
peróxido hidratado	$SrO_2.8H_2O$	263.76	cr. bl.		$-8H_2O$, 100	d.	0.018 $^{20°}$	d.	s. al.; i. NH_4OH
sulfato ácido	$Sr(HSO_4)_2$	281.77	inc., granular		d.		d.		14 $^{100°}$ H_2SO_4
sulfato (celestita)	$SrSO_4$	183.69	inc. rb., 1.6237	3.96	1 580 d.		0.0113 $^{0°}$	0.0114 $^{32°}$	lg. s. a.; i. H_2SO_4 dil., al.

* Forma comercial común.

† También una modificación soluble.

TABLA 3-1 Propiedades físicas de los elementos y compuestos inorgánicos (*continuación*)

Nombre	Fórmula	Peso fórmula	Color, forma cristalina e índice de refracción	Densidad relativa	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad en 100 partes		
							Agua fría	Agua caliente	Otros reactivos
Férrico, acetato básico	$Fe(OH)(C_2H_3O_2)_2$	190.95	pa., amor.				i.		s. a., al.
amónico, sulfato. V. Alumbre férrico amónico									
cloruro	$FeCl_3.6H_2O$ *	270.32	rojo-amar., del.		37	280	246 $^{0°}$	∞	s. al., act., gli.
cloruro (molisita)	$FeCl_2$	162.22	n.-pa., hex. del.	2.804 $^{11°}$	282	315	74.4 $^{0°}$	535.8 $^{100°}$	m. s. al., et. + HCl
ferrocianuro (azul de Prusia)	$Fe_4[Fe(CN)_6]_3$	859.27	azul. ob.		d.		i.	d.	s. HCl, H_2SO_4 conc.; i. al., et.
hidróxido	$Fe(OH)_3$	106.87	rojo-pa.	3.4 a 3.9	—1½H_2O, 500		i.	i.	s. a.; i. al., et.
lactato	$Fe(C_3H_5O_3)_3$	323.06	pa., amor., del.				m. s.	m. s.	i. et.
nitrato	$Fe(NO_3)_3.6H_2O$	349.97	rb., del.	1.684 $^{20°}$	35	d.	150 $^{0°}$	∞	s. al., act.
óxido (hematita)	Fe_2O_3	159.70	rojo o n., trig., 3.042	5.12	1 560 d.		i.		s. HCl
sulfato anhidro	$Fe_2(SO_4)_3$	399.88	rb., 1.814	3.097 $^{15°}$	d. 480		lg. s.	d.	i. H_2SO_4, NH_3
sulfato (coquimbita)	$Fe_2(SO_4)_3.9H_2O$	562.02	amar., trig.	2.1			440	d.	s. al. abs.
Ferrocarbonilo	$Fe(CO)_5$	195.90	lq. amar. pálido	1.457 $^{21°}$	—21	102.5 $^{760\ atm.}$	i.		s. al., N_2SO_4, alc.
Ferroso, amónico, sulfato	$FeSO_4.(NH_4)_2SO_4.6H_2O$	392.15	azul-v., mn., 1.4915	1.864	d.		18 $^{0°}$	100 $^{78°}$	i. al.
cloroplatinato	$FePtCl_6.6H_2O$	571.92	amar., hex.	2.714			m. s.	m. s.	
cloruro (lawrencita)	$FeCl_2$	126.76	v.-amar., hex., 1.567	2.7		del.	64.4 $^{30°}$	105.7 $^{200°}$	100 al.; s. act.; i. et.
ferricianuro (azul de Turnbull)	$Fe_3[Fe(CN)_6]_2$	591.47	azul ob.		d.		i.		i. a. dil., al.
férrico, cloruro	$FeCl_3.2FeCl_3.18H_2O$	775.49	amar., del.		d. 50		s.	s.	
férrico, ferricianuro (verde de Prusia)	$Fe'''_4Fe''_3[Fe(CN)_6]_6$	1 662.70	v.		d. 180		i.		s. d. HCl c.
férrico, óxido hidratado	$Fe_2O_3.4H_2O$	303.61	n.		d.		i.	i.	s. a.
férrico, óxido (magnetita)	Fe_3O_4	231.55	n., cb., 2.42	5.2	1 538 d.		i.	i.	i. al.
ferrocianuro	$Fe_2Fe(CN)_6$	323.66	azul-bl., amor.				i.		
formiato	$Fe(HCO_2)_2.2H_2O$	181.92			d.		lg. s.		
fosfato (vivianita)	$Fe_3(PO_4)_2.8H_2O$	501.64	azul, mn., 1.592, 1.603	2.58			i.	i.	s. a.; i. ac.
hidróxido	$Fe(OH)_2$	89.87	v. cl.	3.4			0.00067		
nitrato	$Fe(NO_3)_2.6H_2O$	287.96	cr.		60.5		200 $^{0°}$	300 $^{25°}$	s. a., NH_4Cl
óxido	FeO	71.85	n.	5.7	1 420		i.	i.	s. a.; i. alc.
silicato	$FeSiO_3$	131.91	mn.	3.5	1 550				
sulfato (caparrosa)	$FeSO_4.7H_2O$ *	278.02	azul-v., mn.	1.899 $^{14.5°}$	64	—7H_2O, 300	32.80 $^{0°}$	149 $^{50°}$	i. al.
sulfato (siderotilato)	$FeSO_4.5H_2O$	241.99	v.,tri., 1.536	2.2		—5H_2O, 300	s.	s.	i. al.
sulfuro (V. también Hierro)	FeS	87.91	n., hex.	4.84	1 193	d.	0.000616 $^{18°}$		s. a.; i. NH_3
Fluobórico, ácido	HBF_4	87.83	lq. inc.			130 d.	∞	∞	s. al.
Flúor	F_2	38.00	gas v.-amar.	lq. 1.11 $^{-183°}$; 1.31 $^{-210°}$ (A)	—223	—187	d.		
Fluorhídrico, ácido	HF	20.01	gas o lq. inc.	0.988 $^{15.6°}$	—83	—19.4	∞ 0° a 19.4°	m. s.	
ácido	HF(35.35 % en H_2O)	20.01	lq. inc.	1.15	—35	120	m. s.		
Fluosilícico, ácido	H_2SiF_6	144.08					s.	s.	
Fosfámico, ácido	$PONH_2.(OH)_2$	97.02	cb.		d.		m. s.	m. s. d.	i. al.
Fosfina	PH_3	34.00	gas inc.	lq. 0.746 $^{-90°}$; 1.146 (A)	—132.5	—85	26 $^{17°}$ cm^3	i. $^{100°}$	s. Cu_2Cl_2, al., et.
Fosfomolíbdico, ácido	$H_3P(Mo_2O_7)_6.28H_2O$	2 365.88	amar., cb.		78	—25H_2O, 140	s.		s. HNO_3
Fosfonio, cloruro	PH_4Cl	70.47	bl., cb.		28 $^{46\ atm.}$	subl.	d.		
Fosfórico (hipo), ácido	$H_4P_2O_6$	161.99*	cr.		55	d. 70	s.	450 $^{62°}$	
(meta), ácido	HPO_3	79.99*	vítreo, del.	2.2-2.5	subl.		s.	Forma H_3PO_4	i. CO_2 lq.
(orto), ácido	H_3PO_4‡	98.00	inc., rb.	1.834 $^{18.2°}$	42.35	—½H_2O, 213	2 340 $^{20°}$	m. s.	s. al.
(piro), ácido	$H_4P_2O_7$	177.99	ag. bl.		61		800 $^{22°}$	Forma H_3PO_4	m. s. al., et.
Fósforo amarillo	P_4	123.92	amar., hex., 2.1168	1.82 $^{20°}$; lq. 1.745 $^{44.8°}$	44.1; ar. 34	280	0.0003	lg. s.	0.4 al.; 1 000 $^{30°}$ CS_2; 1.5 $^{0°}$, 10 $^{61°}$ bz.; s. NH_3
negro	P_n	123.92	romboédrico	2.69			i.	i.	i. CS_2
oxicloruro	$POCl_3$	153.35	inc., lq. fumante	1.675	2	ar. en aire, 400	d.		d. al.
pentacloruro	PCl_5	208.27	del., tet.	sólido, 1.6; 3.60 $^{293°}$ (A)	148 bajo presión	107.2 $^{160\ mm}$ subl. 160	d.		s. CS_2, C_6H_5COCl
pentóxido (anhídrido fosfórico)	P_2O_5	141.96	bl., del., amor.	2.387	subl. 250		Forma H_3PO_4	m. s.	s. H_2SO_4; i. NH_3, act.
rojo	P_n	123.92	rojo, cb.	2.20 $^{20°}$	590 $^{43\ atm.}$	ar. en aire, 725	i.	i.	s. alc., i. CS_2, NH_3, et.
tricloruro	PCl_3	137.35	inc., lq. fumante	1.574 $^{20.8/4°}$	—111.8	75.95 $^{760\ mm}$	d.		s. et., clf., CS_2
Fosforoso (hipo), ácido	H_3PO_2	66.00	almibarado	1.493 $^{18.5°}$	26.5	d.	∞	∞	
(orto), ácido	H_3PO_3	82.00	inc.	1.651 $^{21.2°}$	74	d. 200	307.3 $^{0°}$	730 $^{40°}$	
(piro), ácido	$H_4P_2O_5$	145.99	ag.		38	d. 130	d.		
Fosfotúngstico, ácido	$P_2O_5.2WO_3.42H_2O$	3 681.67	cr. amar.-v.				s.		s. al., et.
Gadolinio	Gd	156.9							
Galio, bromuro	$GaBr_3$	309.47	cr. del.				s.	s.	
Glucinio (V. Berilio)									

				1.745 $^{44.5°}$				lg. s.		1.5 $^{0°}$; 10 $^{83°}$ bz.; s. NH_3
negro	P_4	123.92	romboédrico	2.69		ar. en aire, 400	i.	i.		i. CS_2
oxicloruro	$POCl_3$	153.35	inc., lq. fumante	1.675	2	107.2 $^{760\ mm}$	d.			d. al.
pentacloruro	PCl_5	208.27	del., tet.	sólido, 1.6; 3.60 $^{202.5°}$ (A)	148 bajo presión	subl. 160	d.			s. CS_2, C_6H_5COCl
pentóxido (anhídrido fosfórico)	P_2O_5	141.96	bl., del., amor.	2.387	subl. 250		Forma H_3PO_4	m. s.		s. H_2SO_4; i. NH_3, act.

rojo	P_4	123.92	rojo, cb.	2.20 $^{20°}$	590 $^{43\ atm.}$	ar. en aire, 725	i.	i.	s. alc., i. CS_2, NH_3, et.
tricloruro	PCl_3	137.35	inc., lq. fumante	1.574 $^{20.8/4°}$	—111.8	75.95 $^{760\ mm}$	d.	.	s. et., clf., CS_2
Fosforoso (hipo), ácido	H_3PO_2	66.00	**almibarado**	1.493 $^{31.5°}$	26.5	d.	∞	∞	
(orto), ácido	H_2PO_3	82.00	inc.	1.651 $^{21.2°}$	74	d. 200	307.3 $^{0°}$	730 $^{40°}$	
(piro), ácido	$H_4P_2O_5$	145.99	ag.	. . . . .	38	d. 130	d.		
Fosfotúngstico, ácido	$P_2O_5.2WO_3.42H_2O$	3 681.67	cr. amar.-v.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	s.	. . . . .	s. al., et.
Gadolinio	Gd	156.9							
Galio, bromuro	$GaBr_3$	309.47	cr. del.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	s.	s.	
Glucinio (V. Berilio)									
Hafnio	Hf	178.6	hex.	12.1	> 1 700	> 3 200 (?)			
Helio	He	4.00	gas inc.	0.1368 (A)	<—272.2	—268.9	0.97 $^{0°}$ cm^3	1.08 $^{50°}$ cm^3	Absorbido por Pt.
Hidracina	N_2H_4	32.05	lq. inc.	1.011 $^{25/4°}$	1.4	113.5	∞	∞	s. al.
cloruro	$N_2H_4.HCl$	68.51	lq. amar.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	m. s.	m. s.	lg. s. al.
dicloruro	$N_2H_4.2HCl$	104.98	bl., cb.	1.42	198	. . . . .	s.	m. s.	s. al.
dinitrato	$N_2H_4.2HNO_3$	158.08	ag.	. . . . .	104	d.	m. s.		
formiato	$N_2H_4.2HCO_2H$	124.10	cb.	. . . . .	128	. . . . .	s.		
Hidracina, hidrato	$N_2H_4.H_2O$	50.06	inc.	1.03 $^{23°}$	—40	118.5 $^{729.8\ mm}$	∞	∞	∞ al.; i. et.
nitrato	$N_2H_4.HNO_3$	95.06	cr.	. . . . .	70.7	subl. 140	174.9 $^{10°}$	m. s.	
sulfato	$N_2H_4.\frac{1}{2}H_2SO_4$	81.09	pl. del.	. . . . .	85	. . . . .	m. s.	. . . . .	i. al.
sulfato	$N_2H_4.H_2SO_4$	130.12	rb.	1.378	254	. . . . .	3.055 $^{22°}$	27.65 $^{80°}$	m. lg. s. al. abs.
Hidrazoico, ácido (azoimida)	HN_3	43.03	lq. inc.	. . . . .	—80	37	∞	∞	∞ al.
Hidrógeno	H_2	2.016	gas inc. o cb.	lq. 0.0709-$^{-252.8°}$ 0.06948 (A)	259.1	—252.7	—21 $^{0°}$ cm^3	0.85 $^{80°}$ cm^3	lg. s. Fe, Pd, Pt.
peróxido (agua oxigenada)	H_2O_2 †	34.02	lq. inc., 1.333	1.438 $^{20/4°}$	—0.89	151.4 $^{760\ mm}$	∞	. . . . .	s. a., et.; i. et. petr.
seleniuro	H_2Se	81.22	gas. inc.	2.12 $^{-42°}$	—64	—42	377 $^{4°}$ cm^3	270 $^{22.5°}$ cm^3	s. CS_2, $COCl_2$
sulfuro	H_2S	34.08	gas. inc.	1.1895 (A)	—82.9	—59.6	473 $^{0°}$ cm^3	186 $^{60°}$ cm^3	9.54 $^{15°}$ cm^3 al.; s. CS_2
Hidroxilamina	NH_2OH	33.03	rb., del.	1.35 $^{18°}$	34	56.5 $^{22\ mm}$	s.	d.	s. a., al.
cloruro	$NH_2OH.HCl$	69.50	inc., mn.	1.67 $^{17°}$	151	d.	83.3 $^{17°}$	m. s.	s. al.; i. et.
nitrato	$NH_2OH.HNO_3$	96.05	cr. inc.	. . . . .	48	d. < 100	m. s.	d.	m. s. al. abs.
sulfato	$NH_2OH.\frac{1}{2}H_2SO_4$	82.07	inc., mn.	. . . . .	170 d.	. . . . .	32.9 $^{0°}$	68.5 $^{90°}$	m. lg. s. al.; i. et. al. abs.
Hierro, acero	Fe	55.85	gris plt.	7.6 a 7.8	1 375	. . . . .	i.	i.	s. a.; i. alc.
carbonilo	$Fe(CO)_5$	195.90	q. amar.	1.457 $^{21°}$	—21	102.5 ^{760mm}	i.	i.	s. al., H_2SO_4, alc.
carburo (cementita)	Fe_3C	179.56	seudo hex.	7.4	1 837	. . . . .	i.	i.	s. a.
colado (fundición)§	Fe	55.85	gris	7.03	1 275	. . . . .	i.	i.	s. a.; i. alc.
disulfuro (marcasita)	FeS_2	119.97	amar., rb.	4.87	tr. 450	d.	0.00049	. . . . .	i. a. dil.
disulfuro (pirita)	FeS_2	119.97	amar., cb.	5.0	1 171	d.	0.0005	. . . . .	i. a. dil.
forjado o dulce	Fe	55.85	gris	7.86	1 505	. . . . .	i.	i.	s. a.; i. alc.
fundición blanca	Fe	55.85	gris	7.6 a 7.8	1 075	. . . . .	i.	i.	s. a.; i. alc.
nitruro	Fe_2N	125.71	gris	6.35	d. > 560	. . . . .	d.	. . . . .	s. HCl, H_2SO_4
puro	Fe	55.85	met. plt., cb.	7.86 $^{20°}$	1 535	3 000	i.	i.	s. a.; i. alc.
siliciuro	FeSi	83.91	amar.-gris., oct.	6.1 $^{20/4°}$	. . . . .	. . . . .	i.	i.	i. aq. reg.
sulfuro (pirrotita)	Fe_7S_8	647.43	hex.	4.6 $^{20/4°}$	d. > 700	. . . . .	i.		
véase férrico y ferroso									
Hipobromoso, ácido	HBrO	96.92	amar.	. . . . .	. . . . .	40 $^{50\ mm}$	s.	d.	
Ilinio	Il	146(?)							
Indio	In	114.76	blando, met., tet.	7.3 $^{20°}$	155	1 450	i.	i.	s. a.
Iridio	Ir	193.10	bl. met., cb.	22.4 $^{20°}$	2 350	> 4 800	i.	i.	lg. s. aq. reg., Cl_2 aq.
Iterbio	Yb	173.04							
Itrio	Y	88.92	gris ob., hex.	5.51	1 490	2 500	d. lg.	d.	m. s. a. dil., KOH c.
Lantano	La	138.92	gris plomo	6.15 $^{20°}$	826	1 800	d.	. . . . .	s. a.
Litio	Li	6.94	met. plt., cb.	0.53 $^{20°}$	186	1 336 ± 5	d.	d.	s. a., NH_3
benzoato	$LiC_7H_5O_2$	128.05	hojuelas bl.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	33 $^{25°}$	40 $^{100°}$	7.7^{25} 10 $^{78°}$ al.
bromuro	LiBr	86.86	bl., del., cb., 1.784	3.464 $^{25/4°}$	547	1 265	143 $^{0°}$ ($2H_2O$)	266 $^{100°}$ ($1H_2O$)	s. al., act.
bromuro dihidratado	$LiBr.2H_2O$	122.89	pr. bl.	. . . . .	44	. . . . .	246 $^{20°}$	. . . . .	s. al.
carbonato	Li_2CO_3	73.89	inc., mn.. 1.567	2.11 $^{0°}$	618	d.	1.54 $^{0°}$	0.72 $^{100°}$	s. a. dil.; i. al., act., NH_3
citrato	$Li_3C_6H_5O_7.4H_2O$	281.98	cr. bl.	. . . . .	d.	. . . . .	61.2 $^{15°}$	66.7 $^{100°}$	lg. s. al., et.
cloruro	LiCl	42.40	bl., del., cb., 1.662	2.068 $^{20/4°}$	614	1 360	67 $^{0°}$	127.5 $^{100°}$	2.48 $^{15°}$ al.; s. et.
fluoruro	LiF	25.94	bl., cb., 1.3915	2.295 $^{21.5°}$	870	1 670	0.27 $^{18°}$	0.135 $^{25°}$	s. HF; i. act.
formiato	$LiHCO_2.H_2O$	69.97	inc., rb.	1.46	—H_2O, 94	. . . . .	49.2 $^{0°}$	346.6 $^{104°}$	lg. s. al., et.
fosfato monobásico	LiH_2PO_4	103.94	inc.	2.461	> 100				
fosfato tribásico	Li_3PO_4	115.80	bl., rb.	2.537 $^{17.8°}$	837	. . . . .	0.034 $^{38°}$	m. lg. s.	s. a., NH_4Cl; i. act.
fosfato tribásico hidratado	$Li_3PO_4.12H_2O$	331.99	bl., trig.	1.645	100	. . . . .	m. lg. s.	m. lg. s.	
hidróxido	LiOH	23.95	cr. bl.	2.54	445	925 ±	12.7 $^{0°}$	17.5 $^{100°}$	lg. s. al.
hidróxido monohidratado	$LiOH.H_2O$	41.96	inc. mn.	1.83	. . . . .	d.	22.3 $^{20°}$	26.8 $^{80°}$	lg. s. al.

* Forma comercial común.

† Forma comercial común del 3 o del 30%.

‡ Forma comercial común de 85 por ciento de H_3PO_4 en solución acuosa.

§ Véase también una tabla de aleaciones.

TABLA 3-1 Propiedades físicas de los elementos y compuestos inorgánicos (*continuación*)

Nombre	Fórmula	Peso fórmula	Color, forma cristalina e índice de refracción	Densidad relativa	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad en 100 partes		
							Agua fría	Agua caliente	Otros reactivos
hidruro	LiH	7.95	bl., cb.	0.820	680	. . . . .	d.	. . . . .	i. et.
nitrato	$LiNO_3$	68.95	inc., trig., 1.735	2.38	261	. . . . .	53.4 $^{0°}$	194 $^{70°}$	s. al., NH_3
nitrato trihidratado	$LiNO_3.3H_2O$	123.00	inc.	. . . . .	29.88	. . . . .	m. s.	∞	
óxido	Li_2O	29.88	inc., 1.644	2.013 $^{25°/4°}$	. . . . .	subl. < 1 000	Forma LiOH		
salicilato	$LiC_7H_5O_3$	144.05	inc.	. . . . .	d.	. . . . .	128 $^{25°}$	. . . . .	m. s. al.
sulfato	Li_2SO_4	109.94	inc., mn., 1.465	2.22	860	. . . . .	35.34 $^{0°}$	29.9 $^{100°}$	i. act., al. 80 %
sulfato	$Li_2SO_4.H_2O$ *	127.96	inc., mn., 1.477	2.06	—H_2O, 130	. . . . .	43.6 $^{0°}$	35 $^{100°}$	i. al. 80 %
sulfato ácido	$LiHSO_4$	104.01	pr.	2.123 $^{22°}$	170.5	. . . . .	d.		
Lutecio	Lu	174.99							
Magnesio	Mg	24.32	met. plt., hex.	1.74 $^{20°}$	651	1 110	i.	lg. s. d.	s. a., sales NH_4
acetato	$Mg(C_2H_3O_2)_2$	142.41	bl.	1.42	323	. . . . .	m. s.	m. s.	5.25 $^{15°}$ al. m.
acetato	$Mg(C_2H_3O_2)_2.4H_2O$ *	214.47	bl., mn., pr., 1.491	1.454	80	. . . . .	m. s.	m. s.	m. s. al.
aluminato (espinela)	$MgO.Al_2O_3$	142.26	inc., cb., 1.718-23	3.6	2 135	. . . . .	i.	. . . . .	m. lg. s. HCl dil.; i. HNO_3 dil.
y amonio, cloruro	$MgCl_2.NH_4Cl.6H_2O$	256.83	bl., rb., del.	1.456	—$4H_2O$, 195	. . . . .	16.7	s.	
y amonio, fosfato (estruvita)	$MgNH_4PO_4.6H_2O$	245.44	inc., rb., 1.496	1.715	d. 100	. . . . .	0.0231 $^{0°}$	0.0195 $^{80°}$	s. a.; i. al.
y amonio, sulfato (boussingaultita)	$MgSO_4.(NH_4)_2SO_4.6H_2O$	360.62	inc., mn.	1.72	> 120	. . . . .	16.86 $^{0°}$	130 $^{100°}$	
benzoato	$Mg(C_7H_5O_2)_2.3H_2O$	320.59	po. bl.	. . . . .	—$3H_2O$, 110	. . . . .	4.5 $^{26°}$ (anh.)	s.	s. act.
carbonato básico (hidromagnesita)	$3MgCO_3.Mg(OH)_2.3H_2O$	365.37	bl., rb., 1.530	2.16	d.	. . . . .	0.04	0.011	s. a., sales NH_4; i. al.
carbonato (magnesita)	$MgCO_3$	83.43	bl., trig. 1.700	3.037	d. 350	. . . . .	0.0106	. . . . .	s.a., CO_2 aq.; i. act., NH_3
carbonato (nesquehonita)	$MgCO_3.3H_2O$	138.38	inc., rb., 1.501	1.852	—H_2O, 100	. . . . .	0.1518 $^{20°}$	d.	s. a., CO_2 aq.
cloruro (bischofita)	$MgCl_2.6H_2O$ *	203.33	bl., del., mn., 1.507	1.56	118 d.	d.	281 $^{0°}$	918 $^{100°}$	50 al.
cloruro (cloromagnesita)	$MgCl_2$	95.23	inc. hex., 1.675	2.325 $^{25°}$	712	1 412	52.8 $^{0°}$	73 $^{100°}$	50 al.
hidróxido (brucita)	$Mg(OH)_2$	58.34	bl., trig., 1.5617	2.4	d.	. . . . .	0.0009 $^{15°}$	. . . . .	s. sales NH_4, a. dil.
nitruro	Mg_3N_2	100.98	v.-amar., amor.	. . . . .	d.	. . . . .	i.	d.	s. a.; i. al.
óxido (magnesia, periclasa)	MgO	40.32	inc., cb., 1.7364	3.65	2 800	3 600	0.00062	. . . . .	s. a., sales NH_4; i. al.
perclorato	$Mg(ClO_4)_2$ *	223.23	bl., del.	2.60 $^{25°}$	d.	. . . . .	99.6 $^{25°}$	m. s.	24 $^{25°}$ al., 51.8 $^{25°}$ al. m., 0.29 et.
peróxido	MgO_2	56.32	po. v.	. . . . .	expl. 275	. . . . .	i.	i.	s. a.
pirofosfato	$Mg_2P_2O_7$	222.60	inc., mn., 1.604	2.598 $^{22°}$	1 383	. . . . .	i.	i.	s. a.; i. alc.
pirofosfato trihidratado	$Mg_2P_2O_7.3H_2O$	276.65	bl., amor.	2.56	—$3H_2O$, 100	. . . . .	i.	lg. s.	s. a.; i. al.
y potasio, cloruro (carnalita)	$MgCl_2.KCl.6H_2O$	277.88	del., rb., 1.475	1.60 $^{19.6°/4°}$	265	. . . . .	64.5 $^{19°}$ d.	d.	d. al.
y potasio, sulfato (picromerita)	$MgSO_4.K_2SO_4.6H_2O$	402.73	mn., 1.4629	2.15	d. 72	. . . . .	19.26 $^{0°}$	81.7 $^{75°}$	
silicofluoruro	$MgSiF_6.H_2O$	274.48	inc., trig., 1.3439	1.788 $^{21.6°/4°}$	d.	. . . . .	64.8 $^{17.5°}$	s.	d. HF
y sodio, cloruro	$MgCl_2.NaCl.H_2O$	171.70	inc.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	s.	s.	
sulfato	$MgSO_4$	120.38	inc.	2.66	1 185	. . . . .	26.9 $^{0°}$	68.3 $^{100°}$	s. al.
sulfato (sal de Epsom, epsomita)	$MgSO_4.7H_2O$ *	246.49	inc. rb., 1.4554	1.68	70 d.	. . . . .	72.4 $^{0°}$	178 $^{100°}$	s. al.
Manganeso	Mn	54.93	gris-met. rosado	7.2 $^{20°}$	1 260	1 900	d.	. . . . .	s. a. dil.
acetato	$Mg(C_2H_3O_2)_2$	173.02	. . . . .	1.74 $^{20/4°}$	. . . . .	. . . . .	s.	s.	
acetato tetrahidratado	$Mn(C_2H_3O_2)_2.4H_2O$ *	245.08	rosa pálido, mn.	1.589	. . . . .	. . . . .	s.	64.5 $^{80°}$	s. al., al., m.
carbonato (rodocrosita)	$MnCO_3$	114.94	rosa, trig., 1.817	3.125	d.	. . . . .	0.0065 $^{25°}$	. . . . .	s. CO_2, aq., a. dil.; i. NH_3, al.
Manganeso, cloruro	$MnCl_2.4H_2O$ *	197.91	rojo rosa, del., mn., 1.575	2.01	58.0	—H_2O, 106; —$4H_2O$, 200	151 $^{8°}$	∞	s. al.; i. et.
cloruro (escaquita)	$MnCl_2$	125.84	rosa, del., cb.	2.977 $^{28/4°}$	650	1 190	63.4 $^{0°}$	123.8 $^{100°}$	s. al.; i. et. NH_3
dióxido (pirolusita, polianita)	MnO_2 *	86.93	n., rb.	5.026	—0, > 230	. . . . .	i.	i.	s. HCl; i. HNO_3, act.
percloruro	$MnCl_4$	196.76	v.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	s.	s.	s. al., et.
Mangánico, hidróxido (manganita)	$Mn_2O_3.H_2O$	175.88	pa., rb., 2.24	3.258	d.	. . . . .	i.	i.	s. H_2SO_4 c.
óxido	Mn_2O_3	157.86	pa.-n., cb.	4.81	—0 1 080	. . . . .	i.	i.	s. a.; i. act.
sulfato	$Mn_2(SO_4)_3$	398.04	v., cr. del.	3.24	d. 160	. . . . .	m. s.	d.	s. HCl, H_2SO_4 dil.; i. H_2SO_4, HNO_3 conc.
Manganoso, hidróxido (pirocroita)	$Mn(OH)_2$	88.95	bl., trig.	3.258 $^{13°}$	d.	. . . . .	0.002 $^{20°}$	i.	s. a., sales NH_4; i. alc.
nitrato	$Mn(NO_3)_2.6H_2O$	287.04	rojo rosa, mn.	1.82 $^{21°}$	25.8	129.5	426 $^{0°}$	∞	m. s. al.
óxido (manganosita)	MnO	70.93	gris.-v., cb., 2.16	5.18	1 650	. . . . .	i.	i.	s. a., NH_4Cl
sulfato	$MnSO_4$	150.99	rojo-bl.	3.235	700	d. 850	53 $^{0°}$	73 $^{60°}$	s. al.; i. et.
sulfato	$MnSO_4.2H_2O$	187.02	. . . . .	2.526 $^{15°}$	Estable de 40 a 57	. . . . .	85.27 $^{25°}$	106.8 $^{55°}$	
sulfato	$MnSO_4.3H_2O$	205.04	. . . . .	2.356 $^{15°}$	Estable de 30 a 40	. . . . .	74. 22 $^{0°}$	99.31 $^{87°}$	
sulfato	$MnSO_4.4H_2O$ *	223.05	rosado, rb. o mn., 1.518	2.107	Estable de 18 a 30	—$4H_2O$, 450	136 $^{20°}$	169 $^{80°}$	i. al.
							142 $^{0°}$	200 $^{80°}$	

[illegible]	[illegible]	125.84	rosa, det., cb.	2.977 $^{20/4°}$	650	1 190	63.4 $^{8°}$	123.8 $^{200°}$	s. al.; i. et. NH_3
dióxido (pirolusita, polianita)	MnO_2 *	86.93	n., rb.	5.026	—0, > 230		i.	i.	s. HCl; i. HNO_3, act.
percloruro	$MnCl_4$	196.76	v.				s.	s.	s. al., et.
Mangánico, hidróxido (manganita)	$Mn_2O_3.H_2O$	175.88	pa., rb., 2.24	3.258	d.		i.	i.	s. H_2SO_4 c.
óxido	Mn_2O_3	157.86	pa.-n., cb.	4.81	—0	1 080	i.	i.	s. a.; i. act.
sulfato	$Mn_2(SO_4)_3$	398.04	v., cr. del.	3.24	d. 160		m. s.	d.	s. HCl, H_2SO_4 dil.; i. H_2SO_4, HNO_3 conc.
Manganoso, hidróxido (pirocroíta)	$Mn(OH)_2$	88.95	bl., trig.	3.258 $^{13°}$	d.		0.002 $^{20°}$	i.	s. a., sales NH_4; i. alc.
nitrato	$Mn(NO_3)_2.6H_2O$	287.04	rojo rosa, mn.	1.82 $^{21°}$	25.8	129.5	426 $^{0°}$	∞	m. s. al.
óxido (manganosita)	MnO	70.93	gris.-v., cb., 2.16	5.18	1 650		i.	i.	s. a., NH_4Cl
sulfato	$MnSO_4$	150.99	rojo-bl.	3.235	700	d. 850	53 $^{0°}$	73 $^{800°}$	s. al.; i. et.
sulfato	$MnSO_4.2H_2O$	187.02		2.526 $^{25°}$	Estable de 40 a 57		85.27 $^{25°}$	106.8 $^{65°}$	
sulfato	$MnSO_4.3H_2O$	205.04		2.356 $^{25°}$	Estable de 30 a 40		74. 22 $^{5°}$	99.31 $^{81°}$	
sulfato	$MnSO_4.4H_2O$ *	223.05	rosado, rb. o mn., 1.518	2.107	Estable de 18 a 30	—$4H_2O$, 450	136 $^{34°}$	169 $^{80°}$	i. al.
sulfato	$MnSO_4.5H_2O$	241.07	rosado, tri., 1.508	2.103 $^{25°}$	Estable de 8 a 18		142 $^{8°}$	200 $^{35°}$	
sulfato	$MnSO_4.6H_2O$	259.09			Estable de —5 a +8		204 $^{0°}$	247 $^{8°}$	
sulfato	$MnSO_4.7H_2O$	277.10	rosado, mn. o rb.	2.092	Estable de —10 a —5; 19 d.	—$7H_2O$, 280	176 $^{0°}$	251 $^{14°}$	
sulfato (esmikita)	$MnSO_4.H_2O$	169.01	rosa pálido, mn. 1.595	2.87	Estable de 57 a 117		98.47 $^{65°}$	79.77 $^{200°}$	
Masurio	Ma	98-99.5		11.5	2 300 (?)				
Mercúrico, acetato	$Hg(C_2H_3O_2)_2$	318.70	pl. bl.	3.270	d.		25 $^{20°}$	100 $^{100°}$	s. al., d. lg.
bromuro	$HgBr_2$	360.44	bl., rb.	6.053	237	322	0.5 $^{20°}$	25 $^{100°}$	25.2 $^{0°}$ al; m. lg. s. et.
carbonato básico	$HgCO_3.2HgO$	693.84	pa.-rojo				i.		s. CO_2 aq., NH_4Cl
cloruro (sublimado corrosivo)	$HgCl_2$	271.52	bl., rb., 1.859	5.44	277	304	3.6 $^{0°}$	61.3 $^{100°}$	33 $^{25°}$ al. 99 %; 33 et.
fulminato	$Hg(CNO)_2$	284.65	cb.	4.42	expl.		lg. s.		s. NH_4OH, al.
hidróxido	$Hg(OH)_2$	234.63			—H_2O, 175		i.	i.	s. a.
oxicloruro (kleinita)	$HgCl_2.3HgO$	921.35	amar., hex.	7.93	d. 260		i.	d.	s. HCl
óxido (montroydita)	HgO	216.61	amar. o rojo, rb., 2.5	11.14	d. 100		0.0052 $^{20°}$	0.041 $^{100°}$	s. a.; i. al.
silicofluoruro básico	$HgSiF_6.HgO.3H_2O$	613.33	ag. amar.				d.		s. a.
sulfato	$HgSO_4$	296.67	bl., rb.	6.47	d.		d.		s. a.; i. al., act., NH_3
sulfato básico (turbit mineral)	$HgSO_4.2HgO$	729.89	amar., tet.	6.44			0.005	0.167 $^{100°}$	s. a.; i. al.
Mercurio †	Hg	200.61	lq. plt. o hex. (?)	13.546 $^{20°}$	—38.87	356.9	i.	i.	s. HNO_3; i. HCl
Mercurioso, acetato	$HgC_2H_3O_2$	259.65	escamas bl.		d.		0.75 $^{32°}$	d.	s. H_2SO_4, HNO_3; i. al.
bromuro	HgBr	280.53	bl., tet.	7.307	subl. 345		7×10^{-9}	i.	s. a.; i. al., act.
carbonato	Hg_2CO_3	461.23	po. amar.		d. 130		i.	d.	s. N_4HCl
cloruro (calomel)	HgCl	236.07	bl., tet., 1.9733	7.150	302	383.7	0.0014 $^{0°}$	0.0007 $^{33°}$	s. aq. reg., $Hg(NO_3)_2$; lg. s. HNO_3, HCl; i. al., et.
nitrato	$HgNO_3.H_2O$	280.63	bl., mn.	4.785 $^{8.8°}$	70	expl.	m. s.	d.	s. HNO_3; i. al., et.
óxido	Hg_2O	417.22	n.	9.8	d. 100		i.	0.0007	s. ac. c.; i. alc., HCl dil., NH_3
sulfato	Hg_2SO_4	497.28	bl., mn.	7.56	d.		0.055 $^{36.5°}$	0.092 $^{100°}$	s. H_2SO_4, HNO_3
yoduro	HgI	327.53	amar., tet.	7.70	290 d.	subl. 140; 310 d.	2×10^{-8}	m. lg. s.	s. KI; i. al.
Molibdeno	Mo	95.95	gris, cb.	10.2	2 620 ± 10	3 700	i.	i.	s. H_2SO_4 conc. c.; i. HCl, HF, NH_3, H_2SO_4 dil., Hg
dicloruro	$MoCl_2$	166.85	amar., amor.	3.714 $^{22/4°}$	d.		i.	i.	s. HCl, H_2SO_4, NH_4OH, al, et.
disulfuro (molibdenita)	MoS_2	160.07	n., hex., 4.7	4.801 $^{24°}$	1 185		i.	i.	s. H_2SO_4; aq. reg.
pentacloruro	$MoCl_5$	273.24	cr. n.	2.928 $^{20/4°}$	194	268	s.	d.	s. HNO_3, H_2SO_4; i. al. abs., et.
tetracloruro	$MoCl_4$	237.78	pa., del.		vol.	d.	s.	d.	s. HNO_3, H_2SO_4; lg. s. al., et.
tetrasulfuro	MoS_4	224.19	po. pa.		d.		i.	i.	s. sulfuros alc.; i. NH_3
tricloruro	$MoCl_3$	202.32	po. rojo ob.	3.578 $^{20/4°}$	d.		i.	d.	s. HNO_3, H_2SO_4; m. lg. s. al., et.
trióxido (molibdita)	MoO_3	143.95	inc., rb.	4.50 $^{19.5°}$	795	subl.	0.107 $^{18°}$	2.106 $^{70°}$	s. a., NH_4OH
trisulfuro	MoS_3	192.13	rojo-pa.		d		lg. s.	s.	s. sulfuros alc.
Molíbdico, ácido	H_2MoO_4	161.97	amar.-bl., hex.		d. 115		m. lg. s.	lg. s.	s. NH_4OH, H_2SO_4; i. NH_3
ácido	$H_2MoO_4.H_2O$	179.98	amar., mn.	3.124 $^{15°}$	—H_2O, 70	—$2H_2O$, 200	0.133 $^{18°}$	2.13 $^{70°}$	s. a., NH_4OH, sales NH_4
Neodimio	Nd	144.27	amarillento	6.9 $^{20°}$	840		d.		
Neón	Ne	20.18	gas inc.	lq. 1.204 $^{-246.0°}$; 0.674 (A)	—248.67	—245.9	2.60 $^{0°}$ cm^3	1.1 $^{45°}$ cm^3	s. O_2 lq., al.. act.. bz.
Neptunio	Np^{239}	239			Producido por bombardeo de neutrones de U^{238}				
Níquel	Ni	58.69	met., plt. cb.	8.90 $^{20°}$	1 452	2 900	i.	i.	s. HNO_3 dil.; lg. s. H_2SO_4, HCl; i. NH_3
acetato	$Ni(C_2H_3O_2)_2$	176.78	pr. v.	1.798	d.		16.6		i. al.
y amonio, cloruro	$NiCl_2.NH_4Cl.6H_2O$	291.20	v., del.. mn.	1.645			150 $^{25°}$	m. s.	

* Forma comercial común.

† Véase también la tabla especial 3-29.

TABLA 3-1 Propiedades físicas de los elementos y compuestos inorgánicos (*continuación*)

Nombre	Fórmula	Peso fórmula	Color, forma cristalina e índice de refracción	Densidad relativa	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad en 100 partes		
							Agua fría	Agua caliente	Otros reactivos
y amonio, sulfato	$NiSO_4.(NH_4)_2SO_4.6H_2O$	394.99	azul-v., mn., 1.5007	1.923	. . . . .	. . . . .	2.5 $^{3.5°}$	39.2 $^{85°}$	m. lg. s. $(NH_4)_2SO_4$
bromato	$Ni(BrO_3)_2.6H_2O$	422.62	v., cb.	2.575	d.	. . . . .	28	. . . . .	s. NH_4OH
bromoplatinato	$NiPtBr_6.6H_2O$	841.51	trig.	3.715					
bromuro	$NiBr_2$	218.52	amar., del.	4.64 $^{28/4°}$	d.	. . . . .	112.8 $^{0°}$	156 $^{100°}$	s. al., et., NH_4OH
bromuro tribidratado	$NiBr_2.3H_2O$	272.57	v., del.	. . . . .	—$3H_2O$, 200	. . . . .	199 $^{0°}$	316 $^{100°}$	s. al., et., NH_4OH
bromuro amoniacal	$NiBr_2.6NH_3$	320.71	po. vl.	1.837	. . . . .	. . . . .	m. s.	d.	i. NH_4OH fr.
carbonato	$NiCO_3$	118.70	v. cl., rh.	. . . . .	d.	. . . . .	0.0093 $^{25°}$	i.	s. a.
carbonato básico	$2NiCO_3.3Ni(OH)_2.4H_2O$	587.58	v. cl.	. . . . .	d.	. . . . .	i.	d.	s. a., sales NH_4
carbonilo	$Ni(CO)_4$	170.73	lq.	1.31^{17}	—25	43^{751mm}	$0.018^{9.8}$	i	s. aq. reg., HNO_3, al., et.
cianuro	$Ni(CN)_2.4H_2O$	182.79	pl. v.	. . . . .	—$4H_2O$, 200	d.	i.	i.	s. KCN; i. KCl dil.
cloruro	$NiCl_2$	129.60	amar., del.	3.544	subl.	973	53.8 $^{0°}$	87.6 $^{100°}$	s. NH_4OH, al.; i. NH_3
cloruro hexahidratado	$NiCl_2.6H_2O$ *	237.70	v., del., mn., 1.57 ±	. . . . .	. . . . .	. . . . .	180	m. s.	m. s. al.
cloruro amoniacal	$NiCl_2.6NH_3$	231.80	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	s.	d.	s. NH_4OH; i. al.
dimetilglioxima	$NiC_8H_{14}O_4N_4$	288.91	cr., rojo escarlata	. . . . .	subl. 250	. . . . .	i.	i.	s. al., abs., e.; i. ac. NH_4OH
Níquel, formiato	$Ni(HCO_2)_2.2H_2O$	184.76	cr., v.	2.154	d.	. . . . .	s.		
monóxido (bunsenita)	NiO	74.69	v.-n., cb., 2.37	7.45	Forma Ni_2O_3 a 400	. . . . .	i.	i.	s. a., NH_4OH
nitrato	$Ni(NO_3)_2.6H_2O$	290.80	v., mn.	2.05	56.7	136.7	243.0 $^{0°}$	∞ 56.7$^{0°}$	s. NH_4OH; i. al., abs.
nitrato amoniacal	$Ni(NO_3)_2.4NH_3.2H_2O$	286.87	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	m. s.	. . . . .	i. al.
y potasio, cianuro	$Ni(CN)_2.2KCN.H_2O$	258.97	amar. rojizo, mn.	1.875 $^{21°}$	—H_2O, 100	. . . . .	s.	. . . . .	d. a.
sulfato	NiS_2	154.75	amar., cb.	3.68	—SO_2, 840	. . . . .	27.2 $^{0°}$	76.7 $^{300°}$	i. al., et., act.
sulfato	$NiSO_4.6H_2O$ *	262.85	v., mn., o azul, tet., 1.5109	2.07	tr. 53.3	—$6H_2O$, 280	131 $^{20°}$	280 $^{100°}$	m. s. NH_4OH, al.
sulfato (morenosita)	$NiSO_4.7H_2O$	280.86	v. rb., 1.4893	1.948	98-100	—$6H_2O$, 103	63.5 $^{0°}$	117.8 $^{20°}$	s. al.
Niquélico, hidróxido	$Ni(OH)_3$	109.71	n.	. . . . .	d.	. . . . .	i.	i.	s. a., NH_4OH, NH_4Cl
Niqueloso, hidróxido	$Ni(OH)_2.\frac{1}{2}H_2O$	97.21	v. cl.	4.36	d.	. . . . .	m. lg. s.	m. lg. s.	s. a., NH_4OH; i. alc.
Nítrico, ácido	HNO_3	63.02	lq. inc.	1.502	—42	86	∞	∞	expl. con al.
ácido	$HNO_3.H_2O$	81.03	lq. inc.	. . . . .	—38	. . . . .	∞	∞	d. al.
ácido	$HNO_3.3H_2O$	117.06	lq. inc.	. . . . .	—18.5	. . . . .	263 $^{-20°}$	∞	d. al.
Nitrógeno	N_2	28.02	gas inc. o cr. cb.	1.026 $^{-252.5°}$; 0.808 $^{-205.8°}$; 12.5 $^{0°}$ (D)	—209.86	—195.8	2.35 $^{0°}$ cm^3	1.55 $^{20°}$ cm^3	lg. s. al.
dióxido (óxido nítrico)	NO o $(NO)_2$	30.01 (60.02)	gas inc.	lq. 1.269 $^{-150.2°}$; 1.0367 (A)	—161	—151	7.34 $^{0°}$ cm^3	0.0 $^{100°}$	26.6 cm^3 al.; 3.5 cm^3 H_2SO_4; s. $FeSO_4$ aq.
monóxido (óxido nitroso)	N_2O	44.02	gas inc.	lq. 1.226 $^{-89°}$; 1.530 (A)	—102.3	—90.7	130.52 $^{0°}$ cm^3	60.82 $^{25°}$ cm^3	s. H_2SO_4, al.
oxibromuro	NOBr	109.92	lq. pa.	> 10	—55.5	—2	d.		
oxicloruro	NOCl	65.47	lq. o gas rojo-amar.	1.417 $^{-12°}$; 2.31 (A)	—64.5	—5.5	d.	. . . . .	s. H_2SO_4 fumante
pentóxido (anhídrido nítrico)	N_2O_5	108.02	bl. rb.	1.63 $^{18°}$	30	47	s.	Forma HNO_3	
tetróxido (o peróxido)	NO_2 o $(NO_2)_2$	46.01 (92.02)	lq. amar., sólid inc. gas rojo-pa.	1.448 $^{20°}$	—9.3	21.3	d.	. . . . .	s. HNO_3, H_2SO_4, clf., CS_2
trióxido (anhídrido nitroso)	N_2O_3	76.02	gas rojo pa. o lq.	1.447 $^{2°}$	—102	3.5	s.	. . . . .	s. a., et.
Nitrosilo, cloruro	NO_2Cl	81.47	gas amar.-pa. o sólido azul	lq. 1.32 $^{-34°}$	< —30	5	d.		
Nitrosilo, sulfito ácido	NO_2HSO_3	127.08	inc. rb.	. . . . .	73 d.	. . . . .	d.	. . . . .	s. H_2SO_4
Oro	Au	197.20	amar. met., cb.	19.3 $^{20°}$	1 063	2 600	i.	i.	s. aq. reg., KCN; i. a.
coloidal	Au	197.20	azul a vl.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	s.	. . . . .	s. aq. reg., KCN; i. a.
sales (V. en áurico y auroso)									
Osmio	Os	190.2	azul, hex.	22.48 $^{20°}$	2 700	> 5 300	i.	i.	lg. s. ag. reg.; HNO_3; i. NH_3
dicloruro	$OsCl_2$	261.11	v., del.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	s. d.	. . . . .	s. NaCl, al., et.
tetracloruro	$OsCl_4$	332.03	ag. rojas-amar.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	s. d.	. . . . .	s. HCl, al.
tricloruro	$OsCl_3$	296.57	pa., cb.	. . . . .	d. 560-600	. . . . .	lg. s.	. . . . .	s. a., alc., al.; lg. s. et.
Oxígeno	O_2	32.00	gas inc. o sólido hex.	1.14 $^{-183°}$; 1.426 $^{-252.5°}$; 1.1053 (A)	—218.4	—183	4.89 $^{0°}$ cm^3	2.6 $^{20°}$ cm^3 1.7 $^{100°}$ cm^3	lg. s. al., s. Ag. fundida
Ozono	O_3	48.00	gas inc.	1.71 $^{-183°}$; 303 $^{-80°}$; 1.658 (A)	—251	—112	0.494 $^{0°}$ cm^3	0 $^{90°}$ cm^3	s. esencia de trementina, esencia de canela
Paladio	Pd	106.70	met. plt., cb.	12.0 $^{20°}$ 11 $^{1000°}$	1 555	2 200	i.	i.	s. aq. reg., H_2SO_4 c.; i. NH_3
Paladiosa, diclorodiamina	$Pd(NH_3)_2Cl_2$	211.68	rojo o amar., tet.	2.5	. . . . .	. . . . .	s.	. . . . .	s. a., NH_4OH
Paladioso, bromuro	$PdBr_2$	266.53	pa.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	i.	i.	s. HBr
cianuro	$Pd(CN)_2$	158.74	amar.	. . . . .	d.	. . . . .	i.	i.	s. HCN, KCN, NH_4OH; i. a. dil.

dicloruro	O_2Cl_2	261.11	v., del.				s. d.		i. NH_3
tetracloruro	O_2Cl_4	332.03	ag. rojas-amar.				s. d.		s. NaCl, al., et.
tricloruro	O_2Cl_3	296.57	pa., cb.		d. 560-600		lg. s.		s. HCl, al.
Oxígeno	O_2	32.00	gas inc. o sólido hex.	1.14 $^{-183°}$; 1.426 $^{-252.5°}$; 1.1053 (A)	—218.4	—183	4.89 $^{0°}$ cm³	2.6 $^{20°}$ cm³ 1.7 $^{100°}$ cm³	lg. s. al., s. Ag. fundida
Ozono	O_3	48.00	gas inc.	1.71 $^{-111°}$; 303 $^{-80°}$; 1.658 (A)	—251	—112	0.494 $^{0°}$ cm³	0 $^{99°}$ cm³	s. esencia de trementina, esencia de canela
Paladio	Pd	106.70	met. plt., cb.	12.0 $^{20°}$ 11 $^{1500°}$	1 555	2 200	i.	i.	s. aq. reg., H_2SO_4 c.; i. NH_3
Paladiosa, diclorodiamina	$Pd(NH_3)_2Cl_2$	211.68	rojo o amar., tet.	2.5			s.		s. a., NH_4OH
Paladioso, bromuro	$PdBr_2$	266.53	pa.				s.	i.	s. HBr
cianuro	$Pd(CN)_2$	158.74	amar.		d.		i.	i.	s. HCN, KCN, NH_4OH; i. a. dil.
cloruro	$PdCl_2$	177.61	pa., cb.		500 d.		s.	s.	s. HCl, act., al.
cloruro	$PdCl_2.2H_2O$	213.65	pr. pa.				s.	s.	s. HCl, act., al.
hidruro	Pd_2H	214.41	met.	11.06	d.				
Perclórico, ácido	$HClO_4$	100.46	inestable, lq. inc.	1.768 $^{22.4°}$	—112	16 ^{18} mm	s.		
ácido	$HClO_4.H_2O$	118.48	ag. bastante estables	1.88	50	d.	s.		
ácido	$HClO_4.2H_2O$, 73.6 % anh.†	136.50	lq. estable inc.	1.71 $^{25/4°}$	—17.8	200	m. s.		s. al.
Permangánico, ácido	$HMnO_4$	119.94	sólo existe en solución				m. s.	d.	d. al.
Permolibdico, ácido	$HMoO_4.2H_2O$	196.99	cr. bl.				m. s.	m. s.	
Persulfúrico, ácido	$H_2S_2O_8$	194.14	cr. hig.		< 60		m. s.	d.	
Peryódico, ácido	HIO_4	191.93	cr. bl.		d. 138	subl. 110	s.		
ácido	$HIO_4.2H_2O$	227.96	del., mn.		d. 110		m. s.	m. s.	lg. s. al., et.
Plata	Ag	107.88	met., plt. cb.	10.5 $^{20°}$	960.5	1 950	i.	i.	s. HNO_3, H_2SO_4 c.; i. alc.
bromuro (bromirita)	AgBr	187.80	amar. pálido, cb., 2.252	6.473 $^{25.4°}$	434	d. 700	0.00002 $^{20°}$	0.00037 $^{100°}$	0.31 $^{20°}$ NH_4OH; s. KCN, $Na_2S_2O_3$
carbonato	Ag_2CO_3	275.77	po. amar.	6.077	218 d.		0.003 $^{20°}$	0.05 $^{100°}$	s. NH_4OH, $Na_2S_2O_3$; i. al.
cianuro	AgCN	133.90	bl. 1.685 ±	3.95	—$(CN)_2$, 320		0.000022 $^{20°}$		s. NH_4OH, KCN, HNO_3
cloruro (querargirita)	AgCl	143.34	bl., cb.. 2.071	5.56	455	1 550	0.000089 $^{20°}$	0.00217 $^{100°}$	s. NH_4OH, KCN; lg. s. HCl
nitrato (cáustico lunar)	$AgNO_3$	169.89	inc., rb., 1.744	4.352 $^{25/4°}$	212	444 d.	122 $^{0°}$	952 $^{100°}$	s. gli.; m. lg. s. al.
Platínico, cloruro	$PtCl_4$	337.06	pa.		d. 370		140 $^{25°}$	m. s.	s. al., act.; lg. s. NH_3; i. et.
cloruro	$PtCl_4.8H_2O$	481.19	rojo, mn.	2.43	—$4H_2O$, 100		m. s.	m. s.	s. al., et.
Platino	Pt	195.23	met. plt., cb.	21.45 $^{20°}$ lq. 19 $^{1 755°}$	1 755	4 300	i.	i.	s. aq. reg., alc. fundido
Platinoso, cianuro	$Pt(CN)_2$	247.27	amar.-pa.				i.	i.	i. alc.
cloruro	$PtCl_2$	266.14	pa.	5.87 $^{11°}$	d. 581		i.	i.	s. HCl, NH_4OH; lg. s. NH_3; i. al., et.
Plomo	Pb	207.21	met. plt., cb.	11.337 $^{20/20°}$	327.5	1 650	i.	i.	s. HNO_3; i. HCl fr., H_2SO_4
acetato	$Pb(C_2H_3O_2)_2$	325.30	cr. bl.	3.251 $^{20/4°}$	280		19.7 $^{0°}$	221 $^{80°}$	s. gli.; m. lg. s. al.
acetato básico	$Pb_2(C_2H_3O_2)_2OH$	608.56	bl.				m. s.		lg. s. al.
acetato básico	$Pb(C_2H_3O_2)_2.Pb(OH)_2.H_2O$	584.54	ag. bl.				m. s.		s. al.
acetato básico	$Pb(C_2H_3O_2)_2.2Pb(OH)_2$	807.75	ag. bl.				5.55	18.2	s. al.
acetato decahidratado	$Pb(C_2H_3O_2)_2.10H_2O$	505.46	bl., rb.	1.689	22		s.	s.	
acetato trihidratado (azúcar de plomo)	$Pb(C_2H_3O_2)_2.3H_2O$ *	379.35	bl., mn.	2.55	—$3H_2O$, 75		45.64 $^{15°}$	200 $^{100°}$	s. gli.; lg. s. al.
arseniato dibásico (schultenita)	$PbHAsO_4$	347.13	bl., mn., 1.9097	5.94	d. > 200	—H_2O, 280	i.	lg. s.	s. HNO_3, NaOH
arseniato monobásico	$PbH_4(AsO_4)_2$	489.06	tri., 1.82	4.46 $^{15°}$	d. 140		d.		s. HNO_3
Plomo, bromuro	$PbBr_2$	367.05	inc., rb.	6.66	373	918	0.4554 $^{0°}$	4.75 $^{100°}$	s. a., KBr.; lg. s. NH_3; i. al.
carbonato básico (hidrocerusita, blanco de plomo)	$2PbCO_3.Pb(OH)_2$ *	775.67	bl., hex.	6.14	d. 400		i.	i.	s. ac.; lg. s. CO_2 aq.
carbonato (cerusita)	$PbCO_3$	267.22	bl., rb., 2.0763	6.6	d. 315		0.00011 $^{20°}$	d.	s. a., ale.; i. NH_3, al.
cloruro (cotunita)	$PbCl_2$	278.12	bl., rb., 2.2172	5.80	501	954 $^{760\ mm}$	0.673 $^{0°}$	3.34 $^{100°}$	lg. s. HCl. dil., NH_3; i. al.
cromato básico	$PbCrO_4PbO$	546.43	ag. an.-amar.				i.	i.	s. a., alc.
cromato (crocoita)	$PbCrO_4$	323.22	amar., mn., 2.42	6.12	844	d.	0.000007 $^{20°}$	i.	s. a., ale.; i. NH_3, ac.
dióxido (plattnerita)	PbO_2	239.21	pa., tet., 2.229	9.375	d. 290		i.	i.	s. ac., alc. c.; i. al.
formiato	$Pb(HCO_2)_2$	297.25	bl., rb.	4.56	d. 190		1.6 $^{30°}$	18 $^{100°}$ d	i. al.
hidróxido	$3PbO.H_2O$	687.65	cb.	7.592	—H_2O, 130		0.014		s. a., alc.
metarseniato	$Pb(AsO_3)_2$	453.03	hex.	6.42 $^{15°}$			d.		s. HNO_3

* Forma comercial común.

† Una forma comercial del 70 al 72 por ciento.

TABLA 3-1 Propiedades físicas de los elementos y compuestos inorgánicos (*continuación*)

Nombre	Fórmula	Peso fórmula	Color, forma cristalina e índice de refracción	Densidad relativa	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad en 100 partes		
							Agua fría	Agua caliente	Otros reactivos
monóxido	PbO	223.21	amor.	9.2 a 9.5	. . . . .	. . . . .	i.	i.	s. alc., PbAc, NH_4Cl, $CaCl_2$
monóxido (litargirio)	PbO	223.21	amar., tet.	9.53	888	. . . . .	0.0068 $^{15°}$	. . . . .	s. alc., PbAc, NH_4Cl, $CaCl_2$
monóxido (masicotita)	PbO	223.21	amar., rb., 2.61	8.0					
nitrato	$Pb(NO_3)_2$	331.23	inc., cb. o mn., 1.7815	4.53	d. 470	. . . . .	38.8 $^{0°}$	138.8 $^{100°}$	8.8 $^{22°}$ al.
nitruro	PbN_6	291.26	ag. inc.	. . . . .	expl. 350	. . . . .	i.	0.05 $^{100°}$	m. s. ac.; i. NH_4OH
óxido rojo (minio)	Pb_3O_4	685.63	rojo, amor.	9.1	d. 500	. . . . .	i.	i.	s. ac., HCl c.
piroarseniato	$Pb_2As_2O_7$	676.24	rb., 2.03	6.85 $^{12/15°}$	802	. . . . .	i.	d.	s. HCl, HNO_3; i. ac.
sesquióxido	Pb_2O_3	462.42	rojo-amar., amor.	. . . . .	d. 360	. . . . .	i.	i.	s. a., alc.
silicato	$PbSiO_3$	283.27	inc., mn., 1.961	6.49	766	. . . . .	i.	. . . . .	s. a.
subóxido	Pb_2O	430.42	n. amor.	8.34	d. al calor, rojo	. . . . .	i.	i.	s. a., alc.
sulfato ácido	$Pb(HSO_4)_2 . H_2O$	419.36	cr.	. . . . .	d.	. . . . .	0.0001 $^{18°}$	. . . . .	lg. s. H_2SO_4
sulfato (anglesita)	$PbSO_4$	303.27	bl., mn. o rb., 1.8823	6.2	1 170	. . . . .	0.0028 $^{0°}$	0.0056 $^{40°}$	s. a. conc., sales NH_3; i. al.
sulfato básico (lanarkita)	$PbSO_4 . PbO$	526.48	inc. mn.	6.92	977	. . . . .	0.0044 $^{18°}$	. . . . .	lg. s. H_2SO_4
sulfuro (galena)	PbS	239.27	gris plomo, cb., 3.912	7.5	1 120	. . . . .	0.00009 $^{18°}$	i.	s. a.; i. alc.
tiocianato	$Pb(CNS)_2$	323.37	inc., mn.	3.82	d. 190	. . . . .	0.05 $^{20°}$	s.	s. KCNS, HNO_3
Plutonio	Pu	238	. . . . .	Producido por bombardeo de deuterones sobre U^{238}					
Plutonio	Pu	239	. . . . .	Producido por bombardeo de neutrones sobre U^{238}					
Potasiamida	KNH_2	55.12	amar.-v.	. . . . .	338	subl. 400	d.	. . . . .	d. al.; 3.6 $^{25°}$ NH_3
Potasio	K	39.10	met. plt., cb.	0.86 $^{20°}$; lq. 0.83 $^{62°}$	62.3	760	d.	Forma KOH	s. a., al., Hg
acetato	$KC_2H_3O_2$	98.14	po. bl.	1.8	292	. . . . .	217 $^{0°}$	396 $^{90°}$	33 al.; i. et.
acetato ácido	$KH(C_2H_3O_2)_2$	158.19	ag. o pl. del.	. . . . .	148	d. 200	d.	. . . . .	s. ac.
aluminato	$K_2(AlO_2)_2 . 3H_2O$	250.18	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	s.	d.	s. alc.; i. al.
amida	KNH_2	55.12	v.-amar.	. . . . .	338	subl. 400	d.	. . . . .	d. al.; 3.6 $^{25°}$ NH_3
arseniato (monobásico)	KH_2AsO_4	180.02	inc., tet.. 1.5674	2.867	288	. . . . .	18.87 $^{0°}$	m. s.	i. al.
auricianuro	$KAu(CN)_4 . 1.5H_2O$	367.39	pl.	. . . . .	d. 200	. . . . .	s.	m. s.	s. al.
aurocianuro	$KAu(CN)_2$	288.33	rb.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	14.3	200 $^{100°}$	lg. s. al.; i. et.
bicarbonato	$KHCO_3$	100.11	mn., 1.482	2.17	d. 100-200	. . . . .	22.4 $^{0°}$	60 $^{90°}$	i. K_2CO_3 satd., al.
bisulfato	$KHSO_4$	136.16	rb., o mn., 1.480	2.35	210	d.	36.3 $^{0°}$	121.6 $^{100°}$	d. al.
bromato	$KBrO_3$	167.01	trig.	3.27 $^{17.5°}$	370 d.	. . . . .	3.11 $^{0°}$	49.75 $^{100°}$	lg. s. al.; i. act.
bromuro	KBr	119.01	inc., cb., 1.5594	2.75 $^{25°}$	730	1 380	53.5 $^{0°}$	104 $^{100°}$	lg. s. al., et.
carbonato (anhidro)	K_2CO_3	138.20	bl., po. del., 1.531	2.29	891	d.	105.5 $^{0°}$	156 $^{100°}$	i. al.
carbonato (dihidratado)	$K_2CO_3 . 2H_2O$	174.23	rb.	2.043	. . . . .	. . . . .	183 $^{0°}$	331 $^{100°}$	
carbonato (trihidratado)	$2K_2CO_3 . 3H_2O$	390.45	mn.	2.13	. . . . .	. . . . .	129.4 $^{0°}$	268 $^{100°}$	
cianato	KCNO	81.11	bl., tet.	2.048	. . . . .	. . . . .	s.	d.	m. lg. s. al.
cianuro	KCN	65.11	bl., cb., del., 1.410	1.52 $^{16°}$	634.5	. . . . .	s.	122.2 $^{103.2°}$	s. gli.; 0.9 $^{10.5°}$ al.; 1.3 al. c.
clorato	$KClO_3$	122.56	inc., mn., 1.5167	2.32	368	d. 400	3.3 $^{0°}$	57 $^{100°}$	0.83 al.; s. alc.
cloroplatinato	K_2PtCl_6	486.16	amar., cb., 1.825 ±	3.499	d.250	. . . . .	0.74 $^{0°}$	5.2 $^{100°}$	i. al., et.
cloruro (silvita)	KCl	74.56	inc., cb., 1.4904	1.988	790	1 500	27.6 $^{0°}$	56.7 $^{100°}$	s. a., alc.
cromato (tarapacaíta)	K_2CrO_4	194.20	amar., rb., 1.7261	2.732 $^{25°}$	975	. . . . .	58.0 $^{0°}$	75.6 $^{100°}$	i. al.
dicromato	$K_2Cr_2O_7$	294.21	rojo., tri.	2.69	398	d.	4.9 $^{0°}$	80 $^{100°}$	i. al.
ferricianuro	$K_3Fe(CN)_6$	329.25	rojo, pr. mn., 1.5689	1.84	d.	. . . . .	33 $^{0-4°}$	77.5 $^{100°}$	s. act.; lg. s. al.; i. NH_3
ferrocianuro	$K_4Fe(CN)_6 . 3H_2O$	422.39	amar., mn., 1.5772	1.853 $^{17°}$	$-3H_2O$, 70	. . . . .	27.8 $^{12.5°}$	90.6 $^{96.8°}$	s. act.; i. NH_3, al., et.
formiato	$KHCO_2$	84.11	inc., rb.	1.91	167.5	d.	331 $^{18°}$	657 $^{80°}$	lg. s. al.; i. et.
fosfato dibásico	K_2HPO_4	174.18	bl., del.	. . . . .	d.	. . . . .	33 $^{25°}$	m. s.	lg. s. al.
fosfato monobásico	KH_2PO_4	136.09	inc., del., tet., 1.5095	2.338	256	. . . . .	14.8 $^{0°}$	83.5 $^{90°}$	i. al.
fosfato tribásico	K_3PO_4	212.27	bl., rb.	2.564 $^{17°}$	1 340	. . . . .	193.1 $^{25°}$	m. s.	i. al.
ftalato ácido	$KHC_8H_4O_4$	204.22	cr. bl.	1.63	d.	. . . . .	10.2 $^{25°}$	36	
hidróxido	KOH	56.10	bl., del., rb.	2.044	380	1 320	97 $^{0°}$	178 $^{100°}$	m. s. al., et.; i. NH_3
hidruro	KH	40.10	cb.. 1.453	0.80	d.	. . . . .	d.	. . . . .	i. et., bz., CS_2
manganato	K_2MnO_4	197.12	v. rb.	. . . . .	d. 190	. . . . .	d.	. . . . .	s. KOH
metabisulfito	$K_2S_2O_5$	222.31	pl. mn.	. . . . .	d. 150	. . . . .	25 $^{0°}$	120 $^{94°}$	lg. s. al.; i. et.
metafosfato (anhidro)	KPO_3	118.08	po. bl.	2.258 $^{24.6°}$	tr. 450; 798	1 320	s.	s.	
metafosfato (hidratado)	$K_4P_6O_{17} . 2H_2O$	508.34	amor.	2.264 $^{24.6°}$	$-2H_2O$, 100	d.	s.	83	s. a.

monosulfuro	$K_2S . 5H_2O$	200.33	rb., del.	. . . . .	60	$-3H_2O$, 150	s.	. . . . .	s. al., gli.; i. et.
nitrato (salitre. nitro)	KNO_3	101.10	inc., rb., 1.5038	2.11 $^{16.4°}$	tr. 129; 333	d. 400	13.3 $^{0°}$	246 $^{100°}$	0.1 $^{20°}$ al.; i. et.
nitrito	KNO_2	85.10	pr.	1.915	297	d. 350	281 $^{0°}$	413 $^{100°}$	m. s. NH_3; lg. s. al.
oxalato	$K_2C_2O_4 . H_2O$	184.23	bl.. mn.	2.13	d.	. . . . .	28.7 $^{0°}$	83.2 $^{100°}$	
oxalato ácido	KHC_2O_4 *	128.12	mn.. 1.545	2.0	d.	. . . . .	14.3 $^{20°}$	48.1 $^{100°}$	
oxalato ácido	$KHC_2O_4 . \frac{1}{2}H_2O$	137.13	trimétrico	. . . . .	d.	. . . . .	2.2 $^{20°}$	5.15 $^{100°}$	
óxido	K_2O	94.19	bl., cb.	2.32 $^{20/4°}$	. . . . .	. . . . .	Forma KOH	m. s.	s. al., et.
perclorato	$KClO_4$	138.55	inc., rb., 1.4737	2.524 $^{23/4°}$	d. 400	. . . . .	0.75 $^{0°}$	21.8 $^{100°}$	0.105 $^{20°}$ al. m.; i. et.
permanganato	$KMnO_4$	158.03	púrpura, rb.	2.703	d. < 240	. . . . .	2.830 $^{0°}$	32.35 $^{15°}$	s. H_2SO_4; d. al.

			1.5095						s. aa.
fosfato tribásico	K_3PO_4	212.27	bl., rb.	2.564 $^{17°}$	1 340		193.1 $^{23°}$	m. s.	i. al.
ftalato ácido	$KHC_8H_4O_4$	204.22	cr. bl.	1.63	d.		10.2 $^{25°}$	36	
hidróxido	KOH	56.10	bl., del., rb.	2.044	380	1 320	97 $^{6°}$	178 $^{100°}$	m. s. al., et.; i. NH_3
hidruro	KH	40.10	cb., 1.453	0.80	d.		d.		i. et., bz., CS_2
manganato	K_2MnO_4	197.12	v. rb.		d. 190		d.		s. KOH
metabisulfito	$K_2S_2O_5$	222.31	pl. mn.		d. 150		25 $^{0°}$	120 $^{84°}$	lg. s. al.; i. et.
metafosfato (anhidro)	KPO_3	118.08	po. bl.	2.258 $^{14.6°}$	tr. 430; 798	1 320	s.	s.	
metafosfato (hidratado)	$K_4P_4O_{12}.2H_2O$	508.34	amor.	2.264 $^{14.6°}$	$-2H_2O$, 100	d.	s.	83	s. a.

monosulfuro	$K_2S.5H_2O$	200.33	rb., del.		60	$-3H_2O$, 150	s.		s. al., gli.; i. et.
nitrato (salitre, nitro)	KNO_3	101.10	inc., rb., 1.5038	2.11 $^{20.4°}$	tr. 129; 333	d. 400	13.3 $^{0°}$	246 $^{100°}$	0.1 $^{20°}$ al.; i. et.
nitrito	KNO_2	85.10	pr.	1.915	297	d. 350	281 $^{0°}$	413 $^{100°}$	m. s. NH_3; lg. s. al.
oxalato	$K_2C_2O_4.H_2O$	184.23	bl., mn.	2.13	d.		28.7 $^{0°}$	83.2 $^{100°}$	
oxalato ácido	KHC_2O_4 *	128.12	mn., 1.545	2.0	d.		14.3 $^{80°}$	48.1 $^{100°}$	
oxalato ácido	$KHC_2O_4.\frac{1}{2}H_2O$	137.13	trimétrico		d.		9.2 $^{20°}$	5.15 $^{100°}$	
óxido	K_2O	94.19	bl., cb.	2.32 $^{20/4°}$			Forma KOH	m. s.	s. al., et.
perclorato	$KClO_4$	138.55	inc., rb., 1.4737	2.524 $^{22/4°}$	d. 400		0.75 $^{0°}$	21.8 $^{100°}$	0.105 $^{20°}$ al. m.; i. et.
permanganato	$KMnO_4$	158.03	púrpura, rb.	2.703	d. < 240		2.830 $^{0°}$	32.35 $^{75°}$	s. H_2SO_4; d. al.
persulfato	$K_2S_2O_8$	270.31	bl. tri., 1.4669		d. < 100		1.77 $^{0°}$	10 $^{48°}$	i. al.
pirofosfato	$K_4P_2O_7.3H_2O$	384.39	del.	2.33	$-2H_2O$, 180	$-3H_2O$, 300	s.	m. s.	i. al.
pirosulfato	$K_2S_2O_7$	254.31	inc.	2.277	300		s.	d.	
platinocianuro	$K_2Pt(CN)_4.3H_2O$	431.54	amar., rb., 1.62 ±	2.45 $^{20°}$			lg. s.	m. s.	s. al., et.
silicato	K_2SiO_3	154.25	hig. 1.521 ±		976		s.	s.	i. al.
sulfato (arcanita)	K_2SO_4	174.25	inc., rb., 1.4947	2.662	tr. 588		7.35 $^{0°}$	24.1 $^{100°}$	i. al., act., CS_2
sulfito	$K_2SO_3.2H_2O$	194.28	bl., rb.		d.		100	> 100	lg. s. al.; i. NH_3
sulfito ácido	$KHSO_3$	120.16	bl., mn.		d. 190		45.5 $^{18°}$	91.5 $^{75°}$	i. al. abs.
sulfuro ácido	KHS	72.16	bl., del., rb.	2.0	455		s.	s. d.	s. al.
tartrato	$K_2C_4H_4O_6.\frac{1}{2}H_2O$	235.27	inc., mn., 1.526	1.98		d.	12.5 $^{17.5°}$	278 $^{100°}$	lg. s. al.
tartrato ácido	$KHC_4H_4O_6$ *	188.18	inc., rb.	1.956			0.37 $^{0°}$	6.1 $^{100°}$	s. a., alc.; i. al., ac.
tetrasilicato	$K_2Si_4O_9.H_2O$	352.45	rb., 1.530	2.417	d. 400		s.	s.	i. al.
tiocianato	KCNS	97.17	inc., del., mn., 1.660 ±	1.886	172.3	d. 500	177 $^{0°}$	217 $^{20°}$	20.8 $^{22°}$ act.; s. al.
tiosulfato (anhidro)	$K_2S_2O_3$	190.31	inc., cb.		d. 400		96.1 $^{0°}$	311.2 $^{99°}$	
tiosulfato (hidratado)	$3K_2S_2O_3.H_2O$	588.95	del., mn.	2.23	$-H_2O$, 180	d.			i. al.
triyoduro	KI_3	419.86	azul ob., del., mn.	3.498	45	d. 225	m. s.		s. KI. al.
Potasio, yodato	KIO_3	214.02	inc., mn.	3.89	560		4.73 $^{0°}$	32.2 $^{100°}$	s. KI; i. al., NH_3
yodoplatinato	K_2PtI_6	1 034.94	cb.	5.18			s.		
yoduro	KI	166.02	bl., cb., 1.6670	3.13	723	1 330	127.5 $^{0°}$	208 $^{100°}$	4 $^{20°}$ al.; s. NH_3; lg. s. et.
Praseodimio	Pr	104.92	amar.	6.5 $^{20°}$	940		d.		
Radio	Ra	226.05	bl., met.	5?	960	1 140	d. + H_2		d. a.
bromuro	$RaBr_2$	385.88	bl., mn.	5.79	728	subl. 900	70 $^{20°}$	s.	s. al.
Radón (nitrón)	Rn	222.0	gas	lq. 5.5; 111 (D)	—71	—62	51 $^{0°}$ cm^3	8.5 $^{60°}$ cm^3	
Renio	Re	186.31	hex.		3 440				i. HF, HCl; s. H_2SO_4, HNO_3
Rodio	Rh	102.91	gris-bl., cb.	12.5	1 955	> 2 500	i.	i.	lg. s. aq. reg., a.
cloruro (anhidro)	$RhCl_3$	209.28	rojo		d. 450	subl. 800 ±	i.	i.	m. lg. s. alc.; s. aq. reg., a.
cloruro (hidratado)	$RhCl_3.4H_2O$	281.35	rojo ob.				m. s.		s. HCl, al.; i. et.
Rubidio	Rb	85.48	bl. plt.	lq. 1.475 $^{38.5°}$; 1.53 $^{20°}$	38.5	700	d.		s. a., al.
Rutenio	Ru	101.70	n., poroso	8.6	> 1 950		i.	i.	lg. s. aq. reg., a.
Rutenio	Ru	101.70	gris., hex.	12.2 $^{20°}$	2 450	> 2 700	i.	i.	
Samario	Sm (también Sa)	150.43		7.7.	> 1 300				
Selénico, ácido (anhidro)	H_2SeO_4	144.98	pr. hex.	2.950 $^{15/4°}$	58	260	1 300 $^{20°}$	∞ $^{60°}$	s. H_2SO_4; d. al.; i. NH_3
ácido (hidratado)	$H_2SeO_4.H_2O$	162.99	ag.	2.627 $^{15/4°}$	26	205	m. s.		
Selenio	Se$_\alpha$	631.68	po. rojo., amor., 2.92	4.26 $^{25°}$	50	688	i.	i.	s. CS_2, H_2SO_4, CH_2I_2
Selenio	Se$_\beta$	631.68	gris, trig., 3.00; rojo, hex.	4.80; 4.50	220	688	i.	i.	s. CS_2, H_2SO_4
Selenio	Se$_\gamma$	631.68	gris acero	4.8 $^{25°}$	217	688	i.	i.	i. CS_2; s. H_2SO_4
Selenioso, ácido	H_2SeO_3	128.98	hex.	3.004 $^{15/4°}$	d.		90 $^{0°}$	400 $^{99°}$	m. s. al.; i. NH_3
Silícico, ácido (meta)	H_2SiO_3	78.08	amor., 1.41	2.1-2.3			i.	i.	s. alc.; i. HN_4Cl
Silícico, ácido (orto)	H_4SiO_4	96.09	amor.	1.576 $^{17°}$			lg. s.	lg. s.	s. alc.; i. N_4HCl
Silicio, amorfo	Si	28.06	pa., amor.	2		2 600	i.	i.	s. HF, KOH
carburo	SiC	40.07	azul.-n., trig., 2.654	3.17	> 2 700	subl. 2 200	i.	i.	s. alc. fundido; i. a.
cristalino	Si	28.06	gris., cb., 3.736	2.4 $^{20°}$	1 420	2 600	i.	i.	s. HNO_3 + HF, Ag_2; lg. s. Pb, Zn; i. HF
dióxido (cristobalita)	SiO_2	60.06	inc., cb. o tet., 1.487	2.32	1 710	2 230	i.	i.	s. HF; i. alc.
dióxido (cuarzo)	SiO_2	60.06	hex., 1.5442	2.650 $^{20°}$	tr. < 1 425	2 230	i.	i.	s. HF; i. alc.
dióxido (hidratado) (ópalo)	SiO_2xH_2O		iridescente, amor.	2.2	1 600 - 1 750	subl. 1 750	i.	i.	s. HF, alc. c., $CaCl_2$ fundido
dióxido (lechatelierita)	SiO_2	60.06		2.20		2 230	i.	i.	s. HF; i. alc.
dióxido (tridimita)	SiO_2	60.06	trig., rb., 1.469	2.26	tr. 1 670	2 230	i.		s. HF; i. alc.
fluoruro	SiF_4	104.06	gas	3.57 (A)	—95.7	—65 $^{1\ 520\ mm}$	m. s. d.		s. HNO_3, al., et.
grafítico	Si	28.06	cr.	2.0-2.5		2 600	i.	i.	s. HNO_3 + HF, alc. fundido; i. HF
hidruro (silano)	SiH_4	32.09	gas inc.	lq. 0.68 $^{-185°}$	—185	—112 $^{760\ mm}$	i.		i. al., et.; d. KOH
tetracloruro	$SiCl_4$	169.89	inc., lq. fumante, 1.412	1.50	—70	57.6	d.		d. H_2SO_4 conc., al.
tricloruro	Si_2Cl_6	268.86	h. o lq.	1.58 $^{0°}$	—1	144 $^{760\ mm}$	d.		d. alc.

*Forma comercial común.

TABLA 3-1 Propiedades físicas de los elementos y compuestos inorgánicos (*continuación*)

Nombre	Fórmula	Peso fórmula	Color, forma cristalina e índice de refracción	Densidad relativa	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad en 100 partes		
							Agua fría	Agua caliente	Otros reactivos
Sodio	Na	22.997	met., plt., cb.	0.97 $^{20°}$	97.5	880	d., forma NaOH		i. bz.; d. al.
acetato (anhidro)	$NaC_2H_3O_2$	82.04	bl., mn., 1.464	1.528	324		46.5 $^{20°}$	170 $^{100°}$	2.1 $^{18°}$ al.
acetato (hidratado)	$NaC_2H_3O_2.3H_2O$	136.09	bl., mn.	1.45	58	$-3H_2O$, 120	m. s.	m. s.	7.8 $^{20°}$ al. abs.
aluminato	$NaAlO_2$	81.97	amor.		1 650		s.	m. s.	i. al.
amida	$NaNH_2$	39.02	v. oliva		210	400	d.		d. al.
y amonio, fosfato	$NaNH_4HPO_4.4H_2O$	209.09	inc., mn.	1.574	79 d.		16.7	100	i. al.
arsenito, ácido	$NaAsO_2.12H_2O$	424.09	hex., 1.4589	1.759	86.3		26.7 $^{17°}$		1.67 al., 50 $^{18°}$ gli.
arseniato, ácido (dibásico)	Na_2HAsO_4	169.91	inc.	1.87			m. s.		
arseniato, ácido (dibásico)	$Na_2HAsO_4.7H_2O$ *	312.02	inc., mn., 1.4658	1.871	125	$-7H_2O$, 100	61 $^{18°}$	m. s.	lg. s. al.
arseniato, ácido (monobásico)	$NaH_2AsO_4.12H_2O$	402.10	mn., 1.4496	1.72	28	$-12H_2O$, 100	5.59 $^{0.1°}$	140.7 $^{36°}$	lg. s. al.
	$NaH_2AsO_4.H_2O$	181.94	rb., 1.5535	2.535	d. 100		s.		
benzoato	$NaC_7H_5O_2$	144.11	cr. inc.				62.5 $^{25°}$	76.9 $^{100°}$	2.3 $^{25°}$, 8.3 $^{78°}$ al.
bicarbonato	$NaHCO_3$	84.01	bl., mn., 1.500	2.20	$-CO_2$, 270		6.9 $^{0°}$	16.4 $^{60°}$	i. al.
bifluoruro	$NaHF_2$	62.00	cr. inc.		d.		3.7 $^{20°}$	s.	
bisulfato	$NaHSO_4$	120.06	inc., tri.	2.742	> 315	d., $-H_2O$	50 $^{0°}$	100 $^{209°}$	d. al.; i. NH_3
bisulfito	$NaHSO_3$	104.06	inc., mn., 1.526	1.48	d.		lg. s.	s.	i. al., act.
bromato	$NaBrO_3$	150.91	inc., cb.	3.339 $^{17.5°}$	381		27.5 $^{0°}$	90.9 $^{100°}$	i. al.
bromuro (anhidro)	NaBr	102.91	inc., cb., 1.6412	3.205 $^{17.5°}$	755	1 390	90 $^{20°}$	121 $^{108°}$	lg. s. al.
bromuro (dihidratado)	$NaBr.2H_2O$	138.95	inc., mn.	2.176	50.7		79.5 $^{0°}$ (anh.)	118.3 $^{80°}$ (anh.)	lg. s. al.
carbonato (anhidro)	Na_2CO_3	106.00	po. bl., 1.535	2.533	851	d.	7.1 $^{0°}$	48.5 $^{100°}$	i. al., et.
carbonato (heptahidratado)	$Na_2CO_3.7H_2O$	232.12	cb. o trig.	1.51	d. 35.1		s.	s.	
carbonato (monohidratado)	$Na_2CO_3.H_2O$	124.02	bl., rb., 1.505-1.509	1.55	$-H_2O$, 100		s.	s.	si. gli.; i. al., et.
carbonato (sal sosa)	$Na_2CO_3.10H_2O$	286.16	bl., mn., 1.425	1.46			21.5 $^{0°}$	238 $^{35°}$	i. al.
cianuro	NaCN	49.02	bl., cb., 1.452		563.7	1 496	48 $^{10°}$	82 $^{35°}$	s. NH_3; lg. s. al.
citrato	$2Na_3C_6H_5O_7.11H_2O$	714.36	bl., rb.	1.857 $^{21.2/4°}$	$-11H_2O$, 150	d.	91 $^{25°}$	250 $^{100°}$	i. al.
clorato	$NaClO_3$	106.45	bl., cb. o trig., 1.5151	2.490 $^{15°}$	248	d.	79 $^{0°}$	230 $^{100°}$	s. al.
cloruro	NaCl	58.45	inc., cb., 1.5443	2.163	800.4	1 413	35.7 $^{0°}$	39.8 $^{100°}$	lg. s. al.; i. HCl. conc.
cromato (anhidro)	Na_2CrO_4	162.00	amar., rb.	2.723	392		32 $^{0°}$	126 $^{100°}$	
cromato (hidratado)	$Na_2CrO_4.10H_2O$	342.16	amar., del., mn.	1.483	19.9		m. s.	∞	lg. s. al.
dicromato	$Na_2Cr_2O_7.2H_2O$	298.05	rojo, mn., 1.6994	2.52 $^{15°}$	$-2H_2O$, 84.6; 356 (anh.)	d. 400	238 $^{0°}$	508 $^{80°}$	
estannato	$Na_2SnO_3.3H_2O$	266.74	tabletas hex.		d. 140		50 $^{8°}$	67 $^{80°}$	i. al., act.
ferricianuro	$Na_3Fe(CN)_6.H_2O$	298.97	rojo, del.				18.9 $^{0°}$	67 $^{100°}$	i. al.
ferrocianuro	$Na_4Fe(CN)_6.10H_2O$	484.11	amar., mn.	1.458			17.9 $^{20°}$ (anh.)	63 $^{98.5°}$ (anh.)	i. al.
fluoruro (villiaumita)	NaF	42.00	tet., 1.3258	2.79	992		40°	5100°	m. lg. s. al.
formiato	$NaHCO_2$	68.01	bl., mn.	1.919	253		44 $^{0°}$	160 $^{100°}$	lg. s. al.; i. et.
fosfato dibásico	$Na_2HPO_4.7H_2O$	268.09	inc., mn., 1.4424	1.679	d.		185 $^{40°}$	2 000 $^{100°}$	
fosfato dibásico	$Na_2HPO_4.12H_2O$	358.17	inc., mn., 1.4361	1.52	34.6	$-12H_2O$, 180	4.3 $^{0°}$	76.7 $^{20°}$	i. al.
fosfato monobásico	$NaH_2PO_4.H_2O$ *	138.01	inc., rb., 1.4852	2.040	$-H_2O$, 100	d. 200	71 $^{0°}$	390 $^{80°}$	i. al.
fosfato monobásico	$NaH_2PO_4.2H_2O$	156.03	inc., rb., 1.4629	1.91	60		91.1 $^{0°}$	306 $^{60°}$	
fosfato tribásico	Na_3PO_4	163.97	bl.	2.537 $^{17.6°}$	1 340		4.5 $^{0°}$	77 $^{100°}$	
fosfato tribásico.	$Na_3PO_4.12H_2O$ *	380.16	bl., trig., 1.4458	1.62	73.4	$-11H_2O$, 100	28.3 $^{15°}$	∞	i. CS_2
hidrosulfito	$Na_2S_2O_4.2H_2O$	210.15	cr. inc.		d.		22 $^{20°}$	d.	i. al.
hidróxido	NaOH	40.00	bl., del.	2.130	318.4	1 390	42 $^{0°}$	347 $^{100°}$	m. s. al., et., gli.; i. act.
hidróxido	$NaOH.3\frac{1}{2}H_2O$	103.06	mn.		15.5		s.	m. s.	
hidruro	NaH	24.005	ag. plt., 1.470	0.92	d. 800		d.		i. bz., CS_2, CCl_4, NH_3; s. metal fundido
hipoclorito	NaOCl	74.45	amar. pálido, sólo en solns.		d.		26 $^{0°}$	158 $^{84°}$	
lactato	$NaC_3H_5O_3$	112.07	inc., amor.		d.		m. s.	m. s.	s. al.; i. et.
Sodio, metaantimoniato	$2NaSbO_3.7H_2O$	511.63	cb.				0.031 $^{12.5°}$		lg. s. al., sales NH_4; i. ac.
metafosfato	$Na_2P_4O_{12}$	407.91	inc.	2.476	616 d.		s.	s.	s. a., alc.
metasilicato	Na_2SiO_3	122.05	inc., rb., 1.520		1 088		s.	s. d.	i. sales Na o K, al.
metasilicato	$Na_2SiO_3.9H_2O$	284.20	rb.		47	$-6H_2O$, 100	m. s.	m. s.	29 $^{18°}$, NaOH $\frac{1}{2}$ N
metasilicato hidratado	Na_2S	78.05	rosado o bl., amor.	1.856			15.4 $^{20°}$	57.3 $^{80°}$	lg. s. al.; i. et.
nitrato (nitro sódico)	$NaNO_3$	85.01	inc., trig., 1.5874	2.257	308	d. 380	73 $^{0°}$	180 $^{100°}$	s. NH_3; lg. s. gli., al.
nitrito	$NaNO_2$	69.01	amar. pálido, rb.	2.168 $^{0°}$	271	d. 320	72.1 $^{0°}$	163.2 $^{100°}$	0.3 $^{20°}$ et.; 0.3, al. abs.; 4.4 $^{20°}$ al. m. m. s. NH_3
ortosilicato	Na_4SiO_4	184.05	inc., hex., 1.530		1 018		s.	s.	
óxido	Na_2O	61.99	bl., del.	2.27	subl.		Forma NaOH		d. al.
paratungstato	$Na_{10}W_2O_{21}.16H_2O$	2 097.68	bl., tri.	3.987 $^{16°}$	$-16H_2O$, 300		8	d.	
pentasulfuro	Na_2S_5	206.29	amar.		251.8		s.	s.	s. al.
							lg. s.	d.	s. gli., alc.

lactato	$NaC_3H_5O_3$	112.07	en soins. inc., amor.		d.		m. s.	m. s.	s. al.; i. et.
Sodio, metaantimoniato	$2NaSbO_3.7H_2O$	511.63	cb.				0.031 $^{22.8°}$		lg. s. al., sales NH_4; i. ac.
metafosfato	$Na_4P_4O_{12}$	407.91	inc.	2.476	616 d.		s.	s.	s. a., alc.
metasilicato	Na_2SiO_3	122.05	inc., rb., 1.520		1 088		s.	s. d.	i. sales Na o K, al.
metasilicato	$Na_2SiO_3.9H_2O$	284.20	rb.		47	$-6H_2O$, 100	m. s.	m. s.	29 $^{18°}$, NaOH $\frac{1}{2}$ N
metasilicato hidratado	Na_2S	78.05	rosado o bl., amor.	1.856			15.4 $^{20°}$	57.3 $^{90°}$	lg. s. al.; i. et.
nitrato (nitro sódico)	$NaNO_3$	85.01	inc., trig., 1.5874	2.257	308	d. 380	73 $^{0°}$	180 $^{100°}$	s. NH_3; lg. s. gli., al.
nitrito	$NaNO_2$	69.01	amar. pálido, rb.	2.168 $^{0°}$	271	d. 320	72.1 $^{0°}$	163.2 $^{100°}$	0.3 $^{20°}$ et.; 0.3, al. abs.; 4.4 $^{20°}$ al. m. m. s. NH_3
ortosilicato	Na_4SiO_4	184.05	inc., hex., 1.530		1 018		s.	s.	
óxido	Na_2O	61.99	bl., del.	2.27	subl.		Forma NaOH		d. al.
paratungstato	$Na_6W_7O_{24}.16H_2O$	2 097.68	bl., tri.	3.987 $^{16°}$	$-16H_2O$, 300		8	d.	
pentasulfuro	Na_2S_5	206.29	amar.		251.8		s.	s.	s. al.
perborato	$NaBO_3.H_2O$	99.83	po. bl.		d. 40		lg. s.	d.	s. gli., alc.
perclorato (anhidro)	$NaClO_4$	122.45	rb., 1.4617		482 d.		170 $^{0°}$	320 $^{100°}$	s. al.; 51 al. m.; 52 act.; i. et.
perclorato (hidratado)	$NaClO_4.H_2O$	140.47	hex.	2.02	d. 130		209 $^{15°}$	284 $^{50°}$	s. al.
peróxido (anhidro)	Na_2O_2 *	77.99	po. amar.-bl.	2.805	d.		s. d.	d.	s. a. dil.
peróxido (hidratado)	$Na_2O_2.8H_2O$	222.12	bl., hex.		d. 30		s. d.	d.	
pirofosfato (anhidro)	$Na_4P_2O_7$ *	265.95	bl.	2.45	988		2.26 $^{0°}$	45 $^{96°}$	d. a.
pirofosfato dibásico (anhidro)	$Na_2H_2P_2O_7$	221.97	inc., mn., 1.510	1.862	d. 220		4.5 $^{6°}$	21 $^{40°}$	
pirofosfato dibásico (hidratado)	$Na_2H_2P_2O_7.6H_2O$	330.07	inc., mn., 1.4645	1.848			6.9 $^{0°}$	36 $^{40°}$	
pirofosfato (hidratado)	$Na_4P_2O_7.10H_2O$	446.11	mn., 1.4525	1.82	d.		5.4 $^{0°}$	93 $^{100°}$	i. al., NH_3
pirovanadato	$Na_4V_2O_7$	305.89	hex.		654		s.		i. al.
y potasio, tartrato	$NaKC_4H_4O_6.4H_2O$	282.23	rb., 1.493	1.790	70 a 80	$-4H_2O$, 215	26 $^{0°}$	66 $^{26°}$	lg. s. al.
sesquicarbonato (trona)	$Na_3H(CO_3)_2.2H_2O$	226.05	bl., mn., 1.5073	2.112	d.		13 $^{0°}$	42 $^{100°}$	
silicofluoruro	Na_2SiF_6	188.05	bl., hex., 1.312	2.679	d.		0.44 $^{0°}$	2.45 $^{100°}$	i. al.
sulfato	Na_2SO_4	142.05	inc., mn.		tr. 500 a hex.		48.8 $^{40°}$	42.5 $^{100°}$	d. HI; s. H_2SO_4
sulfato	Na_2SO_4	142.05	inc., hex.		884		19.4 $^{20°}$	45.3 $^{60°}$	
sulfato hidratado	$Na_2SO_4.7H_2O$	268.17	tet.				44.9 $^{0°}$	202.6 $^{24°}$	
sulfato (sal de Glauber)	$Na_2SO_4.10H_2O$	322.21	inc., mn., 1.396	1.464	32.4	$-10H_2O$, 100	36 $^{25°}$	412 $^{34°}$	i. al.
sulfato (thenardita)	Na_2SO_4	142.05	inc., rb., 1.477	2.698	tr. 100 a mn.		5 $^{0°}$	42 $^{100°}$	i. al.
sulfito	Na_2SO_3	126.05	pr. hex., 1.565	2.633 $^{15/4°}$	d.		13.9 $^{0°}$	28.3 $^{84°}$	i. al., NH_3
sulfato hidratado	$Na_2SO_3.7H_2O$	252.17	mn.	1.561	$-7H_2O$, 150	d.	34.7 $^{2°}$	67.8 $^{38°}$	i. al.
sulfuro ácido	$NaSH.2H_2O$	92.10	inc., del., ag.		d.		s.	s.	s. al.; d. a.
sulfuro ácido	$NaSH.3H_2O$	110.11	rb.		22	d.	s.	s.	s. al.; d. a.
tartrato	$Na_2C_4H_4O_6.2H_2O$	230.10	rb.	1.818			29 $^{0°}$	66 $^{42°}$	i. al.
tetraborato (anhidro)	$Na_2B_4O_7$	201.27		2.367	741		1.3 $^{0°}$	8.79 $^{40°}$	i. al.
tetraborato (decahidratado. bórax)	$Na_2B_4O_7.10H_2O$ *	381.43	bl., mn., 1.4694	1.73	75	$-10H_2O$, 200	1.3 $^{0.8°}$ (anh.)	20.3 $^{60°}$ (anh.)	s. gli.; i. al. abs.
tetraborato (pentahidratado)	$Na_2B_4O_7.5H_2O$	291.35	inc., rb., 1.461	1.815			22 $^{62°}$ (anh.)	52.3 $^{100°}$ (anh.)	
tetrasulfuro	Na_2S_4	174.23	amar., cb.		275		s.	s.	s. al.
tiocianato	NaCNS	81.08	del., rb., 1.623 ±		287		110 $^{10°}$	225 $^{100°}$	m. s. al.
tiosulfato (anhidro)	$Na_2S_2O_3$	158.11	mn.	1.667			50 $^{0°}$	231 $^{80°}$	
tiosulfato (hidratado)	$Na_2S_2O_3.5H_2O$ *	248.19	pr. mn., 1.5079	1.685	d. 48.0		74.7 $^{0°}$	301.8 $^{60°}$	s. NH_3; m. lg. s. al.
tungstato	Na_2WO_4	293.91	bl., rb.	4.179	692		57.58 $^{0°}$	97 $^{100°}$	
tungstato	$Na_2WO_4.2H_2O$ *	329.95	bl., rb.	3.245	$-2H_2O$, 100		88 $^{0°}$	123.5 $^{100°}$	lg. s. NH_3; i. a., al.
uranato	Na_2UO_4	348.06	amar.				i.	i.	s. carb. alc., a. dil.
vanadato	$Na_3VO_4.16H_2O$	472.20	ag. inc.		866 (anh.)		m. s.	d.	i. al.
yoduro (anhidro)	NaI *	149.92	inc., cb., 1.7745	3.667 $^{0°}$	651	1 300	158.7 $^{0°}$	302 $^{100°}$	m. s. al., act.
yoduro (hidratado)	$NaI.2H_2O$	185.95	inc., mn.	2.448			m. s.	m. s.	m. s. NH_3
Sulfámico, ácido	NH_2SO_3H	97.09	bl.,rb.	2.03 $^{12/4°}$	205 d.		20 $^{0°}$	40 $^{70°}$	lg. s. al., act.; i. et.
Sulfúrico, ácido	H_2SO_4 *	98.08	inc., lq. viscoso	1.834 $^{15/4°}$	10.49	d. 340	∞	∞	d. al.
ácido	$H_2SO_4.H_2O$	116.09	pr. o lq.	1.842 $^{25/4°}$	8.62	290	∞	∞	d. al.
ácido	$H_2SO_4.2H_2O$	134.11	lq. inc.	1.650 $^{0/4°}$	—38.9	167	∞	∞	d. al.
ácido piro	$H_2S_2O_7$	178.14	cr.	1.9 $^{20°}$	35	d.	d.	d.	d. al.
Sulfurilo, cloruro	SO_2Cl_2	134.97	lq. inc.	1.667 $^{20/4°}$	—54.1	69.1 $^{760\ mm}$	d.		s. ac.; d. al.
Sulfuroso, oxibromuro	$SOBr_2$	207.89	lq. an.-amar.	2.68 $^{18°}$	—50	68 $^{40\ mm}$	d.		s. bz., CS_2, CCl_4; d. act.
oxicloruro	$SOCl_2$	118.97	lq. inc.	1.638	—104.5	78.8	d.		s. bz.; clf.
Tálico, sulfato	$Tl_2(SO_4)_3.7H_2O$	823.07	l.		$-6H_2O$, 200	d.	d.	d.	s. H_2SO_4 dil.
Talio	Tl	204.39	azul-bl., tet.	11.85	303.5	1 650	i.	i.	s. HNO_3, H_2SO_4; i. NH_3
acetato	$TlC_2H_3O_2$	263.43	ag. sedosas	3.68	110		m. s.		m. s. al.
monocloruro	TlCl	239.85	bl., cb.	7.00	430	806	0.21 $^{0°}$	1.8 $^{100°}$	lg. s. HCl; i. al., NH_4OH
sesquicloruro	Tl_2Cl_3	515.15	amar., hex.	5.9	400-500	d.	0.26 $^{25°}$	1.9 $^{100°}$	
sulfato ácido	$TlHSO_4$	301.46	trimorfo		115 d.				m. lg. s. H_2SO_4 dil.
tricloruro	$TlCl_3$	310.76	pl. hex.		25	d.	m. s.		s. al., et.
tricloruro	$TlCl_3.4H_2O$	382.83	ag.		37	$-4H_2O$, 100	86.2 $^{27°}$	d.	s. al., et.
Talioso, sulfato	Tl_2SO_4	504.84	inc., rb., 1.8671	6.77	632	d.	2.70 $^{0°}$	18.45 $^{100°}$	
Tantalio	Ta	180.88	n.-gris., cb.	1.66	2 850	> 4 100	i.	i.	s. alc. fundido, HF; i. HCl. HNO_3, H_2SO_4

* Forma comercial común.

TABLA 3-1 Propiedades físicas de los elementos y compuestos inorgánicos (*continuación*)

Nombre	Fórmula	Peso fórmula	Color, forma cristalina e índice de refracción	Densidad relativa	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad en 100 partes		
							Agua fría	Agua caliente	Otros reactivos
Telurio	Te	127.61	met., hex.	(α) 6.24; (β) 6.00	452	1 390	i.	i.	s. H_2SO_4, HNO_3, KCN, KOH, aq. reg., i. CS_2
Terbio	Tb	159.20							
Titánico, ácido	H_2TiO_3	97.92	po. bl.				i.	i.	s. alc.; m. lg. s. a. dil.; i. al.
Titanio	Ti	47.90	gris ob., cb.	4.50 $^{17.5°}$	1 800	> 3 000	i.	d.	s. a.
dicloruro	$TiCl_2$	118.81	n., del.		Inestable en aire		d.		i. CS_2, et., clf.
dióxido (anatasa)	TiO_2	79.90	pa. o n., tet., 2.534-2.564	3.84			i.	i.	lg. s. alc.
dióxido (brookita)	TiO_2	79.90	pa. o n., rb., 2.586	4.17			i.	i.	
dióxido (rutilo)	TiO_2	79.90	inc., si puro, tet. 2.615	4.26	1 640 d.	< 3 000	i.	i.	s. H_2SO_4, alc.
tetracloruro	$TiCl_4$ *	189.73	lq. inc.	lq. 1.726	—30	136.4	s.	d.	s. HCl dil.
tricloruro	$TiCl_3$	154.27	vl., del.		d. 440		s.	s.	
Torio	Th	232.12	cb.	11.2	1 845	> 3 000	i.	i.	s. HCl, H_2SO; lg. s. HNO_3; i. HF, alc.
dióxido (torianita)	ThO_2	264.12	bl., cb.	9.69	> 2 800	4 400	i.		s. H_2SO_4. c.; i. alc.
sulfato (anhidro)	$Th(SO_4)_2$	424.24		4.225 $^{17°}$			0.74 $^{0°}$	5.22 $^{80°}$	
sulfato (hidratado)	$Th(SO_4)_2.9H_2O$	586.38	pr. mn.	2.77	—$9H_2O$, 400		lg. s.	lg. s.	
Tulio	Tm	169.40					i.	i.	
Tungsteno	W	183.92	gris-n., cb.	19.3	3 370	5 900	i.	i.	s. KOH con. c.; lg. s. NH_3, HNO_3, aq. reg.
carburo	WC	195.93	po. gris., cb.	15.7 $^{18°}$	2 770	6 000	i.	i.	s. F_2; i. a.
Titanio, carburo	W_2C	379.85	gris hierro	16.06 $^{18°}$	2 877	6 000	i.	i.	s. HNO_3, c.; lg. s. HCl, H_2SO_4
trióxido	WO_3	231.92	amar., rb.	7.16	> 2 130		i.	i.	s. alc.; i. a.
Túngstico, ácido (tungstita)	H_2WO_4	249.94	amar., rb., 2.24	5.5	—$\frac{1}{2}H_2O$, 100; 1 473		i.	lg. s.	s. HF., alc., NH_3
Uránico, ácido	H_2UO_4	304.09	po. amar.	5.926 $^{15°}$	—H_2O, 250 a 300		i.	i.	s. a., carb. alc.; i. alc.
Uranilo, acetato	$UO_2(C_2H_3O_2)_2.2H_2O$	424.19	amar., rb.	2.89 $^{15°}$	—$2H_2O$, 110		9.2 $^{11°}$	d.	s. al., act.
carbonato (rutherfordina)	UO_2CO_2	330.08	tet.	5.6					
nitrato	$UO_2(NO_3)_2.6H_2O$	502.18	amar., rb., 1.4967	2.807	60.2	118	170.3 $^{0°}$	∞ $^{60°}$	m. s. ac., al., et.; i. alc. dil.
sulfato	$UO_2SO_4.3H_2O$	420.18	cr. amar.	3.28 $^{16.8°}$	d. 100		18.9 $^{22.2°}$	230 $^{20°}$	4 al.; s. a.
Uranio	U	238.07	cr. bl.	18.485 $^{25/4°}$	1 133	3 500	i.	i.	s. a.; i. alc.
carburo	U_2C_3	512.14	cr.	11.28	2 400		d.		d. a.
dióxido (uraninita)	UO_2	270.07	n., rb.	10.9	2 176		i.	i.	s. HNO_3, H_2SO_4 conc.
óxido (pechblenda)	U_3O_8	842.21	v. oliva	7.31	d.		i.	i.	s. HNO_3, H_2SO_4
Uranoso, sulfato	$U(SO_4)_2.4H_2O$	502.25	v., rb.		—$4H_2O$, 300		23 $^{11°}$	9 $^{62°}$	s. a. dil.
Vanádico, ácido meta	HVO_3	99.96	escamas amar.				i.		s. a., alc.; i. NH_3
ácido piro	$H_4V_2O_7$	217.93	amar. pálido, amor.				i.		s. a., alc., NH_4OH
Vanadilo, cloruro	$(VO)_2Cl$	169.36	cr., amar.	3.64	d. en aire		i.		s. HNO_3
dicloruro	$VOCl_2$	137.86	v., del.	2.88 $^{12°}$			d.		s. al. abs., HNO_3 dil.
tricloruro	$VOCl_3$	173.32	lq. amar.	1.829	<—15	127.19	s. d.		s. al., et., ∞ Br_2
Vanadio	V	50.95	gris cl., cb.	5.96	1 710	3 000	i.	i.	s. HNO_3, H_2SO_4; i. alc. aq.
dicloruro	VCl_2	121.86	v., hex., del.	3.23 $^{18°}$			s.	d.	s. al., et.
dióxido	V_2O_2	133.90	cr. gris, cl.	3.64	ar.		i.	i.	s. a.
pentóxido	V_2O_5	181.90	rojo-amar., rb.	3.357 $^{18/4°}$	800	d. 1 750	0.8 $^{20°}$		s. a., alc.; i. al. abs.
tetracloruro	VCl_4	192.78	lq. rojo	1.816 $^{20°}$	—109	148.5 $^{755\ mm}$	s. d.		s. al. abs., et. clf., ac.
tetróxido	V_2O_4	165.90	cr. azules	4.399	1 967		i.	i.	s. a., alc.
tricloruro	VCl_3	157.23	rosado, tabular, del.	3.00 $^{18°}$	d.		s.	d.	s. al. abs., et.
trióxido	V_2O_3	149.90	cr. n.	4.87 $^{18/4°}$	1 970		lg. s.	s.	s. HNO_3, HF, alc.
Vanadioso, oxicloruro	VOCl	102.41	po. pa.	2.824			i.		m. s. HNO_3
Xenón	Xe	131.30	gas inc.	lq. 3.06 $^{-109.1°}$; 2.7 $^{-140°}$ 4.53 (A)	—140	—109.1	24.2 $^{0°}$ cm^3	7.3 $^{20°}$ cm^3	
Yodhídrico, ácido (yoduro de hidrógeno)	HI	127.93	gas inc.	4.4 $^{0°}$ (A)	—50.8	—35.5	42 500 $^{10°}$ cm^3	m. s.	s. al.
ácido	$HI.H_2O$	145.94	lq. inc.	1.7 $^{15°}$		127 $^{774\ mm}$	88888		∞ al.
ácido	$HI.2H_2O$	163.96	lq. inc.		—43				s. al.
ácido	$HI.3H_2O$	181.98	lq. inc.		—48				s. al.
ácido	$HI.4H_2O$	199.99	lq. inc.		—36.5				s. al.
Yódico, ácido	HIO	175.93	inc., rb.	4.629 $^{0°}$	110 d.		286 $^{0°}$	576 $^{100°}$	m. s. al. 87 %; i. al. abs., et., clf.
Yodo	I_2	253.84	azul-n., rb.	4.93 $^{20°}$	113.5	184.35	0.0162 $^{0°}$	0.09566 $^{60°}$	s. al., KI, et.
pentóxido	I_2O_5	333.84	bl., trimétrico	4.799 $^{20/4°}$	d. 300		187.4 $^{25°}$		i. al. abs., et., clf.

Vanadioso, oxicloruro	$VOCl$	102.41	po. pa.	2.824	. . . .	. . . .	i.		m. s. HNO_3
Xenón	Xe	131.30	gas inc.	lq. 3.06$^{-108.1°}$; 2.7$^{-108°}$ 4.53 (A)	—140	—109.1	24.2 $^{0°}$ cm^3	7.3 $^{0°}$ cm^3	
Yodhídrico, ácido (yoduro de hidrógeno)	HI	127.93	gas inc.	4.4 $^{0°}$ (A)	—50.8	—35.5	42 500 $^{10°}$ cm^3	m. s.	s. al.
ácido	$HI.H_2O$	145.94	lq. inc.	1.7 $^{18°}$	. . . .	127 ^{734} mm	∞	. . . .	∞ al.
ácido	$HI.2H_2O$	163.96	lq. inc.	. . . .	—43	. . . .	∞	. . . .	s. al.
ácido	$HI.3H_2O$	181.98	lq. inc.	. . . .	—48	. . . .	∞	. . . .	s. al.
ácido	$HI.4H_2O$	199.99	lq. inc.	. . . .	—36.5	. . . .	∞	. . . .	s. al.
Yódico, ácido	HIO_3	175.93	inc., rb.	4.629 $^{0°}$	110 d.	. . . .	286 $^{0°}$	576 $^{101.5}$	m. s. al. 87 %; i. al. abs., et., clf.
Yodo	I_2	253.84	azul-n., rb.	4.93 $^{20°}$	113.5	184.35	0.0162 $^{0°}$	0.09566 $^{0°}$	a. al., KI, et.
pentóxido	I_2O_5	333.84	bl., trimétrico	4.799 $^{25/4°}$	d. 300	. . . .	187.4 $^{12°}$	. . . .	i. al. abs., et., clf.
Yodoplatínico, ácido	$H_2PtI_6.9H_2O$	1 120.91	pa., del. an.	. . . .	. . . .	. . . .	s. d.		

* Forma comercial común.

NOTA: $°F = {}^9/_5 °C + 32$.

TABLA 3-2 Propiedades físicas de compuestos orgánicos*

Abreviaturas usadas en la tabla

(A), densidad con relación al aire
ag., en agujas
al., alcohol etílico
amar., amarillo
amor., amorfo
an., anaranjado
aq., acuoso o agua
ar., arde
asim., asimétrico
bl., blanco
bz., benceno
c., caliente
cb., cúbico
clf., cloroformo
cm^3, centímetro cúbico
cr., cristalino
d-, dextrógiro
d., se descompone
dl-, dextro-levógiro
et., éter etílico
expl., explosivo
fr., frío
h., en hojuelas
hex., hexagonal
i-, iso-, que contiene el grupo $(CH_3)_2CH$-
i., insoluble
inc., incoloro
l-, levógiro
lg., ligeramente
lq., líquido
m., muy
m-, meta
m.lg.s., muy ligeramente soluble
mn., monoclínico
m.s., muy soluble
n-, normal
o-, orto
p-, para
pa., pardo
pet., éter de petróleo
pir., piridina
pl., placas
plt., argentino, plateado
po., polvo
pr., prismas
rb., rómbico (ortorrómbico)
s-, sec-, secundario
s., soluble
sim., simétrico
subl., se sublima
t-, terciario
tet., tetragonal
tri., triclínico
v., verde
(+), rotación hacia la derecha
>, mayor que
<, menor que
∞, infinitamente

Esta tabla de propiedades físicas comprende los compuestos orgánicos de mayor interés general. Para las propiedades de otros compuestos orgánicos consúltense las tablas más extensas de Lange *Handbook of Chemistry* (Handbook Publishers), *Handbook of Chemistry and Physics* (Chemical Rubber Publishing Co.), *Chemical Annual*, de Van Nostrand, *International Critical Tables* (McGraw-Hill) y otras obras semejantes.

Los **pesos moleculares** se basan en los pesos atómicos valorados en 1941. Las **densidades** se dan para las temperaturas indicadas y generalmente son con relación al agua a 4°C, así $1.028^{95/4}$ representa una densidad de 1.028 a 95°C con relación al agua a 4°C, omitiéndose el 4 cuando no está claro si es con relación al agua a 4°C, o a la temperatura indicada por la cifra superior. Los puntos de fusión y de ebullición se han seleccionado como los de mayor exactitud entre los datos disponibles. La **solubilidad** se da en gramos de la sustancia en 100 g de disolvente. En el caso de gases, se expresa a menudo la solubilidad en una forma tal como "5^{10} cm^{3}", que indica que a 10°C son solubles 5 cm^3 de gas en 100 g de disolvente.

Nombre	Fórmula	Peso de fórmula	Forma y color	Gravedad específica	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad		
							Agua	Alcohol	Éter
Abiético, ácido	$C_{20}H_{30}O_2$	302.44	h.	. . . . .	182	. . . . .	i.	m.s.	m.s.
Acenafteno	$C_{10}H_6(CH_2)_2$	154.20	rb./al.	$1.069^{95/95}$	95	278-9	i.	s. c.	s. clf.
Acetal	$CH_3CH(OC_2H_5)_2$	118.17	lq.	$0.821^{22/4}$	. . . . .	102.2	6^{25}	∞	∞
Acetaldehído	CH_3CHO	44.05	lq. inc.	$0.783^{18/4}$	−123.5	20.2	∞	∞	∞
acetaldehído amoniacal	$CH_3CHOHNH_2$	61.08	cr. inc.	. . . . .	97	100-10 d.	m.s.	m.s.	lg. s.
acetamida	CH_3CONH_2	59.07	cr. inc.	1.159	81(69.4)	222	s.	s.	m.lg.s.
acetanilida	$C_6H_5NHCOCH_3$	135.16	rb./al.	1.21^4	113-4	305	0.5^b	21^{20}	7^{25}
aceto fenetidina (m-)	$CH_3CONHC_6H_4OC_2H_5$	179.21	h./al.	. . . . .	96-7	. . . . .	lg. s.	s.	
aceto fenetidina (o-)	$CH_3CONHC_6H_4OC_2H_5$	179.21	h./al.	. . . . .	79	>250	i.	s.	
acetotoluidina (o-)	$CH_3C_6H_4NHCOCH_3$	149.19	rb.	1.168^{15}	110	296	0.8619	s.	s.
acetotoluidina (p-)	$CH_3C_6H_4NHCOCH_3$	149.19	rb. mn.	1.212^{15}	153	306-7	0.09^{22}	10^{25}	s.
paracetaldehído	$(C_2H_4O)_3$	132.16	cr. inc.	$0.994^{20/4}$	10.5-12	124.4^{752}	12^{13}	∞	∞
Acético, ácido	CH_3CO_2H	60.05	lq. inc.	$1.049^{20/4}$	16.7	118.1	∞	∞	∞
acético, anhídrido	$(CH_3CO)_2O$	102.09	lq. inc.	$1.082^{20/4}$	−73	139.6	12 fr.	∞	∞
acetonitrilo	CH_3CN	41.05	lq. inc.	$0.783^{20/4}$	−41	81.6-2.0	∞	∞	∞
Acetileno	HC:CH	26.04	gas inc.	(A) 0.906	$-81.5^{8/91}$	-84^{760}	100 $cm^{3.18}$	600 $cm^{3.18}$	
acetileno, dicloro (cis)	CHCl:CHCl	96.95	lq. inc.	$1.291^{15/4}$	−80.5	60.3	0.35^{20}	∞	∞
acetileno, dicloro (trans)	CHCl:CHCl	96.95	lq. inc.	$1.265^{15/4}$	−50	48.4	0.63^{20}	∞	∞
Acetilo, cloruro	CH_3COCl	78.50	lq. inc.	$1.105^{20/4}$	−112.0	51-2	d.	d.	∞
acetilfenilendiamina (p-)	$C_2H_3ONHC_6H_4NH_2$	150.18	ag./aq.	. . . . .	162	. . . . .	s. c.	m.s.	m.s.
Acetofenona	$CH_3COC_6H_5$	120.14	h.	1.03315/15	20.5	202.3^{749}	i.	s.	s.
Acetona	CH_3COCH_3	58.08	lq. inc.	$0.792^{20/4}$	−94.6	56.5	∞	∞	∞
Acetonil urea	< NHCONHCOC > $(CH_3)_2$	128.13	tri./al.	. . . . .	175	subl.	s.	s.	s.
Aconítico, ácido	$C_3H_3(CO_2H)_3$	174.11	cr./aq.	. . . . .	192 d.	. . . . .	33^{15}	lg. s.	m.lg.s
Acridina	C_6H_4 < (CH)(N) > C_6H_4	179.21	rb/aq. al.	. . . . .	110-1	346	lg. s. c.	s.	s.
Acrílico, ácido	CH_2:CH.CO_2H	72.06	lq. inc.	$1.062^{16/4}$	12-13	141-2	∞	∞	
acrilonitrilo	CH_2:CH.CN	53.06	lq. inc.	0.811^{20}	−82	78-9	s.		

*Compendiado de la tabla "Constantes Físicas de Compuestos Orgánicos" de Lange, *Manual de Química*, McGraw-Hill, México.

Acroleína	CH_2:CH.CHO	56.06	lq. inc.	$0.841^{20/4}$	−87.8	52.5	40	s.	s.
Adípico, ácido	$(CH_2CH_2CO_2H)_2$	146.14	pr. mn.	$1.360^{25/4}$	151-3	265^{10}	1.4^{15}	m.s.	0.6^{15}
adipo amida	$(CH_2CH_2CONH_2)_2$	144.17	cr. po.	. . . . .	226-7	. . . . .	0.4^{12}		
adipo nitrilo	$(CH_2CH_2CN)_2$	108.14	aceite inc.	$0.951^{19/19}$	−1	295	m.lg.s.	s.	m.lg.s.
Adrenalina (1-) (3,4,1)	$C_6H_3(OH)_2(CHOHCH_2NHCH_3)$	183.20	po. inc.	. . . . .	d. 207-11	. . . . .	0.03^{20}	m.lg.s.	i.
					295 d.	subl. >200	22^{17}	m.lg.s.	i.

Acetonil urea	$<NHCONHCOCH_3>(CH_3)_2$	128.13	wh./al.	.....	175	subl.	s.	s.	s.
Aconítico, ácido	$C_3H_3(CO_2H)_3$	174.11	cr./aq.	.....	192 d.	.....	33^{15}	lg. s.	m.lg.s
Acridina	$C_6H_4<(CH)(N)>C_6H_4$	179.21	rb/aq. al.	.....	110-1	346	lg. s. c.	s.	s.
Acrílico, ácido	$CH_2{:}CH.CO_2H$	72.06	lq. inc.	$1.062^{16/4}$	12-13	141-2	∞	∞	
acrilonitrilo	$CH_2{:}CH.CN$	53.06	lq. inc.	0.811^{20}	–82	78-9	s.		

*Compendiado de la tabla "Constantes Físicas de Compuestos Orgánicos" de Lange, *Manual de Química*, McGraw-Hill, México.

Acroleína	$CH_2{:}CH.CHO$	56.06	lq. inc.	$0.841^{20/4}$	–87.8	52.5	40	s.	s.
Adípico, ácido	$(CH_2CH_2CO_2H)_2$	146.14	pr. mn.	$1.360^{25/4}$	151-3	265^{10}	1.4^{15}	m.s.	0.6^{15}
adipo amida	$(CH_2CH_2CONH_2)_2$	144.17	cr. po.	.....	226-7	.....	0.4^{12}		
adipo nitrilo	$(CH_2CH_2CN)_2$	108.14	aceite inc.	$0.951^{19/19}$	1	295	m.lg.s.	s.	m.lg.s.
Adrenalina (l-) (3,4,1)	$C_6H_3(OH)_2(CHOHCH_2NHCH_3)$	183.20	po. inc.	.....	d. 207-11	.....	0.03^{20}	m.lg.s.	i.
Alanina (α) (dl-)	$CH_3CH(NH_2)CO_2H$	89.09	ag./aq.	.....	295 d.	subl. >200	22^{17}	m.lg.s.	i.
Alcanfor (d-)	$C_{10}H_{16}O$	152.23	tri.	$0.999^{6/9}$	178-9	209.1^{759}	0.1	120^{12}	m.s.
Aldol	$CH_3CH(OH)CH_2CO_2H$	88.10	lq. inc.	$1.103^{20/4}$	.....	83^{20}	∞	∞	s.
Alílico, alcohol	$CH_2{:}CH.CH_2OH$	58.08	lq. inc.	$0.854^{20/4}$	–129	96.6	∞	∞	∞
alilo, bromuro	$CH_2CH.CH_2Br$	120.99	lq.	$1.398^{20/4}$	–119.4	$70\text{-}1^{753}$	i.	∞	∞
alilo, cloruro	$CH_2{:}CH.CH_2Cl$	76.53	lq. inc.	$0.938^{20/4}$	–136.4	44.6	<0.1	∞	∞
alilo, tiocianato (i-)	$CH_2{:}CH.CH_2NCS$	99.15	aceite inc.	$1.013^{20/4}$	–80	152	0.2	∞	∞
aliltiourea	$CH_2{:}CH.CH_2NHCSNH_2$	116.18	pr. inc.	$1.219^{20/20}$	77-8	.....	3^{0}	s.	m.lg.s.
Alizarina	$C_6H_4(CO)_2C_6H_3(OH)_2$	240.20	rb. rojo	.....	289-90	430	0.03^{100}	m.s.	m.s.
Almidón	$(C_6H_{10}O_5)x$	162.14	amorfo	1.50^{21}	d.	.....	i.	i.	i.
Aluminio, etóxido	$Al(OCH_2CH_3)_3$	164.15	po.	$1.142^{20/0}$	150-60	$200\text{-}5^{10}$	d.	i.	m.lg.s.
Amileno (n-) (α-)	$C_2H_5CH_2CH{:}CH_2$	70.13	lq.	0.644^{20}	.....	30-1	i.	∞	∞
amileno (α-)	$(C_2H_5)(CH_3)C{:}CH_2$	70.13	lq. inc.	$0.667^{0/1}$	.....	$31\text{-}2^{758}$	i.	∞	∞
amileno (i-)	$(CH_3)_2CHCH{:}CH_2$	70.13	lq. inc.	0.632^{15}	–135	20.5^{771}	i.	∞	∞
amileno (i-) (β-)	$(CH_3)_2C{:}CHCH_3$	70.13	lq. inc.	$0.663^{19/4}$	–124	37-8	i.	s.	∞
amileno (-n) (β-)	$C_2H_5CH{:}CHCH_3$	70.13	lq. inc.	$0.650^{20/4}$	–139	36.4	m.lg.s.	∞	∞
Amilo, acetato (n-)	$CH_3CO_2CH_2(CH_2)_3CH_3$	130.18	lq. inc.	$0.879^{20/20}$	–70.8	148.4^{737}	m.lg.s.	∞	∞
amilamina (i-)	$(CH_3)_2CH(CH_2)_2NH_2$	87.16	lq. inc.	$0.751^{.8/4}$	.....	95	∞	∞	∞
amilamina (n-)	$CH_3(CH_2)_4NH_2$	87.16	lq. inc.	0.776^{19}	–55	103-4	s.	s.	s.
amilamina (s-,n-)	$(C_3H_7)(CH_3)CHNH_2$	87.16	lq. inc.	$0.749^{20/4}$	.....	91-2	∞	∞	∞
amilamina (t-)	$(C_2H_5)(CH_3)_2CNH_2$	87.16	lq. inc.	$0.731^{25/4}$	–105	77-8	∞	∞	∞
	$C_2H_5CH(CH_3)CH_2NH_2$	87.16	lq. inc.	0.755^{18}	.....	95-6	∞	∞	∞
	$(C_2H_5)_2CHNH_2$	87.16	lq. inc.	$0.749^{20/4}$	.....	90-1	∞	∞	∞
	$(CH_3)_2CHCH(CH_3)NH_2$	87.16	lq. inc.	0.757^{18}	.....	83-4	∞	∞	∞
amilanilina (i-)	$C_6H_5NHC_5H_{11}$	163.25	lq.	$0.928^{15/4}$	.....	254.5	i.		
amílico, alcohol (d-)	$C_2H_5CH(CH_3)CH_2OH$	88.15	lq. inc.	$0.816^{20/4}$	.....	128	3.6^{30}	∞	∞
amílico, alcohol (n-)	$CH_3(CH_2)_3CH_2OH$	88.15	lq. inc.	$0.817^{20/20}$	–78.5	137.9	2.7^{22}	∞	∞
amílico, alcohol (prim.-,i-)	$(CH_3)_2CHCH_2CH_2OH$	88.15	lq. inc.	$0.813^{15/4}$	–117.2	132.0	2^{14}	∞	∞
	$(C_2H_5)_2CHOH$	88.15	lq. inc.	$0.815^{25/4}$	.....	115.6	5.5^{30}	∞	∞
amílico, alcohol (s-,i-)	$(CH_3)_2CHCH(OH)CH_3$	88.15	lq. inc.	0.819^{19}	.....	113-4	2.8^{30}	∞	∞
amílico, alcohol (s-,n-)	$C_2H_5CH_2CH(OH)CH_3$	88.15	lq. inc.	$0.810^{20/20}$	.....	119.5	4^{20}	∞	∞
amílico, alcohol (t-)	$(CH_3)_2C(OH)C_2H_5$	88.15	lq. inc.	$0.809^{20/4}$	–11.9	102	lg. s.	s.	s.
	$(CH_3)_3CCH_2OH$	88.15	cr.	.....	52-3	113-4	lg. s.	∞	∞
amilmercaptán (i-)	$(CH_3)_2CH(CH_2)_2SH$	104.21	lq.	$0.835^{20/4}$	.....	120	i.	∞	∞
amilmercaptán (n-)	$CH_3(CH_2)_3CH_2SH$	104.21	lq.	0.857^{20}	.....	126^{767}	i.	∞	∞
amilmercaptán (n-)	$(C_2H_5)_2CHSH$	104.21	lq. inc.	.....	.....	105	i.	∞	∞
amilo, acetato (i-)	$CH_3CO_2CH_2CH_2CH(CH_3)_2$	130.18	lq. inc.	$0.876^{15/4}$	.....	142^{757}	0.3^{15}	∞	∞
	$CH_3CO_2CH_2CH(CH_3)C_2H_5$	130.18	lq. inc.	0.880^{13}	.....	141-2	m.lg.s.	∞	∞
amilo, acetato (s-)	$CH_3CO_2CH(CH_3)CH_2C_2H_5$	130.18	lq. inc.	0.922^{0}	.....	133.5	lg. s.	∞	∞
amilo, acetato (s-)	$CH_3CO_2CH(C_2H_5)_2$	130.18	lq. inc.	$0.871^{20/4}$	.....	133	lg. s.	∞	∞
amilo, acetato (t-)	$CH_3CO_2C(CH_3)_2C_2H_5$	130.18	lq. inc.	0.874^{19}	.....	124.5^{749}	m.lg.s.	∞	∞
amilo, benzoato (i-)	$C_6H_5CO_2C_5H_{11}$	192.25	lq. inc.	$0.992^{14/14}$	.....	261^{746}	i.	∞	∞
amilo, bromuro (i-)	$(CH_3)_2CH(CH_2)_2Br$	151.05	lq. inc.	$1.220^{17/15}$	.....	120^{745}	0.02^{16}	s.	s.
amilo, bromuro (n-)	$CH_3(CH_2)_3CH_2Br$	151.05	lq. inc.	$1.218^{20/4}$	–95	129.7	i.	s.	
amilo, bromuro (t-)	$(CH_3)_2C(Br)C_2H_5$	151.05	lq.	$1.216^{19/0}$	.....	108^{765}	i.	s.	s.

TABLA 3-2 Propiedades físicas de compuestos orgánicos (*continúa*)

Nombre	Fórmula	Peso de fórmula	Forma y color	Gravedad específica	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad		
							Agua	Alcohol	Éter
amilo, cloruro (i-)	$(CH_3)_2CH(CH_2)_2Cl$	106.60	lq. inc.	$0.893^{20/4}$	. . . . .	99.7^{758}	i.	s.	∞
amilo, cloruro (n-)	$CH_3(CH_2)_3CH_2Cl$	106.60	lq. inc.	$0.878^{20/4}$	–99	108.4	i.	s.	s.
amilo, cloruro (s-)	$C_2H_5CH_2CHClCH_3$	106.60	lq.	$0.870^{20/4}$	. . . . .	96.7	i.	s.	s.
amilo, cloruro (s-)	$(C_2H_5)_2CHCl$	106.60	lq. inc.	0.895^{21}	. . . . .	97.3	i.	∞	∞
amilo, cloruro (s-,i-)	$(CH_3)CHCHClCH_3$	106.60	lq.	0.883^{0}	. . . . .	91^{753}	i.	s.	s.
amilo, cloruro (t-)	$(CH_3)_2CClC_2H_5$	106.60	lq.	$0.871^{20/4}$	–72.9	85.7	i.	s.	s.
	$(CH_3)(C_2H_5)CHCH_2Cl$	106.60	lq.	$0.881^{17.5}$	. . . . .	98-9	i.	s.	s.
amilo, fenol (t-) (p-)	$C_6H_{11}.C_6H_4OH$	164.24	cr.	. . . . .	93	265-7	lg. s.	s.	s.
amilo, formiato (i-)	$HCO_2CH_2CH_2CH(CH_3)_2$	116.16	lq.	$0.882^{20/4}$	–93.5	123.5	0.3^{22}	∞	∞
amilo, formiato (n-)	$HCO_2CH_2(CH_2)_3CH_3$	116.16	lq.	0.902^{0}	–73.5	132	m.lg.s.	∞	∞
amilo, isobutirato (i-)	$(CH_3)_2CHCO_2C_5H_{11}$	158.23	lq.	$0.876^{0/4}$	. . . . .	168.8	i.	s.	s.
amilo, isocianuro (i-)	$(CH_3)_2CH(CH_2)_2NC$	97.16	lq.	. . . . .	. . . . .	137-9	i.	s.	s.
amilo, n-butirato (i-)	$C_3H_7CH_2CO_2.C_5H_{11}$	158.23	lq. inc.	$0.866^{19/15}$	. . . . .	178.6	i.	∞	∞
amilo, n-butirato (n-)	$C_3H_7CH_2CO_2(CH_2)_4CH_3$	158.23	lq. inc.	$0.871^{15/4}$	–73.2	186.4	0.05^{50}	∞	∞
amilo, n-butirato (t-)	$C_3H_7CO_2C(CH_3)_2C_2H_5$	158.23	lq. inc.	$0.865^{15/0}$	. . . . .	164	lg. s.	∞	∞
amilo, propionato (activo)	$C_2H_5CO_2C_6H_{11}$	144.21	lq. inc.	$0.866^{20/4}$	. . . . .	58^{16}	m.lg.s.	∞	∞
amilo, propionato (i-)	$C_2H_5CO_2(CH_2)_2CH(CH_3)_2$	144.21	lq. inc.	$0.870^{20/4}$	. . . . .	160.2	0.1^{25}	∞	∞
amilo, propionato (n-)	$C_2H_5CO_2(CH_2)_4CH_3$	144.21	lq.	$0.876^{15/4}$	–73.1	168.7	i.	∞	∞
amilo, salicilato (n-)	$HOC_6H_4CO_2C_5H_{11}$	208.25	lq.	1.065^{15}	. . . . .	265	i.	∞	∞
amilo, yoduro (i-)	$(CH_3)_2CHCH_2CH_2I$	198.06	lq.	$1.515^{18/4}$	. . . . .	147^{765}	i.	∞	∞
amilo, yoduro (n-)	$CH_3(CH_2)_3CH_2I$	198.06	lq.	$1.510^{20/4}$	–86	157.0	i.	s.	∞
amilo, yoduro (s-,n-)	$C_2H_5CH_2CHICH_3$	198.06	lq.	$1.507^{17/4}$	. . . . .	144-5	i.	∞	∞
amilo, yoduro (t-)	$(CH_3)_2CIC_2H_5$	198.06	lq.	$1.471^{19/15}$	. . . . .	127^{765}	i.	∞	∞
	$C_2H_5CH(CH_3)CH_2I$	198.06	lq.	$1.524^{20/4}$	. . . . .	148	i.	∞	∞
Amilo, isovaleriato (i-)	$C_4H_9CO_2C_5H_{11}$	172.26	lq. inc.	$0.858^{20/15}$	. . . . .	194	m.lg.s.	∞	∞
amilo, isovaleriato (t-)	$C_4H_9CO_2C_5H_{11}$	172.26	lq. inc.	$0.861^{14/0}$	. . . . .	173-4	lg. s.	s.	s.
Amino-antraquinona (α)	$C_6H_4(CO)_2C_6H_3NH_2$	223.22	ag. rojas	. . . . .	256	subl.	i.	s.	s.
Amino-antraquinona (β)	$C_6H_4(CO)_2C_6H_3NH_2$	223.22	ag. rojas	. . . . .	302	subl.	i.	s.	i.
Amino-azobenceno	$C_6H_5.N{:}N.C_6H_4NH_2$	197.23	mn. amar.	. . . . .	126-7	225^{120}	lg. s. c.	s. c.	s.
amino-benzoico, ácido (m-)	$H_2N.C_6H_4CO_2H$	137.13	ag./aq.	1.511^{40}	173-4	. . . . .	m.lg.s.	2^{10}	1.8^{6}
amino-benzoico, ácido (p-)	$H_2N.C_6H_4CO_2H$	137.13	pr. mn.	. . . . .	187-8	. . . . .	0.3^{13}	11^{10}	8.2^{6}
Amino difenilamina (p-)	$H_2N.C_6H_4NH.C_6H_5$	184.23	ag./aq. al.	. . . . .	67	354	lg. s.	s.	s.
amino fenol (m-)	$H_2N.C_6H_4.OH$	109.12	pr.	. . . . .	122-3	. . . . .	2.6^{0}	s.	lg. s.
amino fenol (o-)	$H_2N.C_6H_4.OH$	109.12	ag. inc	. . . . .	173	subl.	1.7^{0}	4.3^{0}	m.s.
amino fenol (p-)	$H_2N.C_6H_4.OH$	109.12	h.	. . . . .	184-6 d.	subl.	1.1^{0}	4^{0}	i. bz.
amino-G-ácido (2-) (6-,8-), sal disódica	$C_{10}H_5(NH_2)(SO_3Na)_2$	347.28	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	m.lg.s.		
amino-G-ácido (2-) (6-,8-), sal monopotásica	$C_{10}H_5(NH_2)S_2O_6HK$	341.39	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	12.8^{20}		
amino-G-ácido (2-) (6-,8-), sal monosódica.	$C_{10}H_5(NH_2)S_2O_6HNa$	325.29	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	2.7^{18}		
amino-J-ácido (2-) (5-,7-)	$C_{10}H_5(NH_2)(SO_3H)_2$	303.30	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	10.0^{20}		
amino-J-ácido (2-) (5-,7-), sal monopotásica	$C_{10}H_5(NH_2)S_2O_6HK$	341.39	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	3.4^{18}		
amino naftol sulfónico, ácido (1-,2-,4-) (α-)	$C_{10}H_5OHNH_2SO_3H^1/_2H_2O$	248.25	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	m.s.		
amino naftol sulfónico, ácido (1-,8-,4-)	$NH_2(OH)C_{10}H_5SO_3H$	239.24	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	m.lg.s.		
amino toluen sulfónico, ácido (1-,2-,3-)	$C_6H_3(CH_3)(NH_2)SO_3H$	187.21	ag.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.97^{11}		
amino toluen sulfónico, ácido (1-,4-,2-)	$C_6H_3(CH_3)(NH_2)SO_3H.H_2O$	205.23	mn.	. . . . .	d.	. . . . .	0.5^{20}	i.	
amino toluen sulfónico, ácido (1-,4-,3-)	$C_6H_3(CH_3)(NH_2)SO_3H.^1/_2H_2O$	196.22	ag.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.47		
amino toluen sulfónico, ácido (1-,2-,5-)	$C_6H_3(CH_3)(NH_2)SO_3H.H_2O$	205.23	tri./aq.	. . . . .	$-H_2O$, 120	. . . . .	3^{11}	i.	
Anetol (p-)	$CH_3CH{:}CH.C_6H_4OCH_3$	148.20	h./al.	$0.991^{20/20}$	22.5	235.3	m.lg.s.	s.	∞
Anhidro formalanilina	$(CH_2NC_6H_5)_3$	315.40	pr./al.	. . . . .	143	185	i.	lg. s.	s.
Anilina	$C_6H_5NH_2$	93.12	aceite inc.	$1.022^{20/4}$	–6.2	184.4	3.6^{18}	∞	∞
anilina, hidrocloruro	$C_6H_5NH_2.HCl$	129.59	cr.	1.222^{4}	198	245	18^{15}	s.	i.

amino-2-ácido (ε-) (3-, 7-), sal monopotásica	$C_{10}H_5(NH_2)S_2O_6HK$	341.39					3.4^{18}		
amino naftol sulfónico, ácido (1-,2-,4-) (α-)	$C_{10}H_5OHNH_2SO_3H^1/_2H_2O$	248.25					m.s.		
amino naftol sulfónico, ácido (1-,8-,4-)	$NH_2(OH)C_{10}H_5SO_3H$	239.24					m.lg.s.		
amino toluen sulfónico, ácido (1-,2-,3-)	$C_6H_3(CH_3)(NH_2)SO_3H$	187.21	ag.				0.97^{11}		
amino toluen sulfónico, ácido (1-,4-,2-)	$C_6H_3(CH_3)(NH_2)SO_3H.H_2O$	205.23	mn.		d.		0.5^{20}	i.	
amino toluen sulfónico, ácido (1-,4-,3-)	$C_6H_3(CH_3)(NH_2)SO_3H.^1/_2H_2O$	196.22	ag.				0.47		
amino toluen sulfónico, ácido (1-,2-,5-)	$C_6H_3(CH_3)(NH_2)SO_3H.H_2O$	205.23	tri./aq.		$-H_2O$, 120		3^{11}	i.	
Anetol (p-)	$CH_3CH{:}CH.C_6H_4OCH_3$	148.20	h./al.	$0.99^{20/20}$	22.5	235.3	m.lg.s.	s.	∞
Anhidro formalanilina	$(CH_2NC_6H_5)_3$	315.40	pr./al.		143	185	i.	lg. s.	s.
Anilina	$C_6H_5NH_2$	93.12	aceite inc.	$1.022^{20/4}$	−6.2	184.4	3.6^{18}	∞	∞
anilina, hidrocloruro	$C_6H_5NH_2.HCl$	129.59	cr.	1.222^{4}	198	245	18^{15}	s.	i.
anilina, nitrato	$C_6H_5NH_2.HNO_3$	156.14	rb.	1.356^{4}	d. 190		s.	s.	lg. s.
anilina, sulfato	$(C_6H_5NH_2)_2.H_2SO_4$	284.32	h./al.	1.377^{4}	d.		5^{14}	lg. s.	i.
Anisal-acetona (p-)	$CH_3OC_6H_4CH{:}CHCOCH_3$	176.22	h./et.		73-4		i.	m.s.	m.s.
Anísico, ácido (p-)	$CH_3OC_6H_4CO_2H$	152.14	mn./aq.	1.385^{4}	184.2	275-80	0.03^{19}	m.s.	m.s.
anísico, aldehído (p-)	$CH_3OC_6H_4CHO$	136.14	aceite inc.	$1.123^{20/4}$	2.5	247-8	m.lg.s.	∞	∞
Anisidina (o-)	$CH_3OC_6H_4NH_2$	123.15	lq. inc.	$1.098^{15/15}$	5.2	225	m.lg.s.	∞	∞
anisidina (m-)	$CH_3OC_6H_4NH_2$	123.15	aceite	$1.096^{20/4}$	<−12	251	m.lg.s.	s.	s.
anisidina (p-)	$CH_3OC_6H_4NH_2$	123.15	pl./aq.	$1.089^{55/55}$	57.2	243	s. c.	s.	s.
Anisol	$CH_3OC_6H_5$	108.13	lq. inc.	$0.990^{22/4}$	−37.3	154-5	i.	s.	s.
Antipireno	$C_{13}H_{12}ON_2$	188.22	mn./aq.	$1.088^{113/4}$	113(109)	319^{174}	100^{25}	100	lg. s.
Antraceno	$C_6H_4{:}(CH)_2{:}C_6H_4$	178.22	mn. inc.	$1.25^{27/4}$	217-8	340-2	i.	1.5^{20}	
Antramina (α)	$C_6H_4{:}(CH)_2{:}C_6H_3NH_2$	193.24	amar./al.		130±		i.	s.	
antramina (β)	$C_6H_4{:}(CH)_2{:}C_6H_3NH_2$	193.24	amar./al.		238	subl.	i.	lg. i.	lg. s.
Antranílico, ácido (o-)	$H_2NC_6H_4CO_2H$	137.13	rb. inc.		144-5	subl.	0.35^{14}	11^{10}	167
Antranilo	$C_6H_4{:}(NH)CO$	119.12	aceite inc.	$1.187^{15/4}$	<−18	d. >215	lg. s. c.	s.	s.
Antrapurpurina (1-,2-,7-)	$C_{14}H_5O_2(OH)_3$	256.20	ag.an./al.		369	462	lg. s. c.	m.s. c.	lg. s.
Antraquinona	$C_6H_4{:}(CO)_2{:}C_6H_4$	208.20	rb. amar.	$1.438^{20/4}$	286	379-81	i.	0.05^{18}	m.lg.s.
antraquinona, disulfonato sódico (1-,5-)	$C_{14}H_6O_2(SO_3Na)_2.5H_2O$	502.38	h. amar.				m.s.	i.	i.
antraquinona, disulfonato sódico (1-,8-)	$C_{14}H_6O_2(SO_3Na)_2.4H_2O$	484.37	pr. amar.				lg. s.		
antraquinona, disulfonato sódico (2-,6-)	$C_{14}H_6O_2(SO_3Na)_2.7H_2O$	538.41	cr. inc.				3.9^{20}		
antraquinona, disulfonato sódico (2-,7-)	$C_{14}H_6O_2(SO_3Na)_2.4H_2O$	484.37	cr.				30.5^{20}	m.lg.s.	i.
antraquinona, sulfonato sódico (1-)	$C_{14}H_7O_2SO_3Na$	310.25	h. amar.				0.53^{20}	i.	i.
antraquinona, sulfonato sódico (2-)	$C_{14}H_7O_2SO_3Na$	310.25	h. plt.				0.84^{25}	i.	i.
Antrarufina (1-,5-)	$C_{14}H_6O_3(OH)_2$	240.20	h. amar.		280	subl.	i.	lg. s.	s.
Apiol	$C_{12}H_{14}O_2$	222.23	ag. inc.	$1.02^{20/4}$	30	294	i.	s.	s.
Arabinosa (α) (d- o l-)	$CH_2OH(CHOH)_3CHO$	150.13	pr. rb.	$1.585^{20/4}$	159.5		46^{0}	0.5^{20}	i.
arabinosa (dl-)	$CH_2OH(CHOH)_3CHO$	150.13			164.5		16.9^{10}		
Araquídico, ácido	$CH_3(CH_2)_{18}CO_2H$	312.52	h. inc.		77	328	i.	s. c.	m.s.
Arsanílico, ácido (p-)	$H_2N.C_6H_4.AsO_3H_2$	217.04	ag./aq.		232		m.s. c.	m.s. c.	i.
Asparagina (l-)	$HO_2C.C_2H_3(NH_2).CONH_2$	132.12	rb.	$1.543^{15/4}$	227-35	d. 235	3.1^{28}	i. fr.	
Aspirina (o-)	$CH_3CO_2.C_6H_4.OH$	180.15	ag./aq.		135-6		1^{37}	s.	5^{20}
Atrópico, ácido	$C_6H_5C(:CH_2).CO_2H$	148.15	ag./aq.		106-7	267 d.	0.1 fr.	s.	s.
Auramina	$[(CH_3)_2NC_6H_4]_2C{:}NH$	267.36	inc./al.		136		i.	7^{20}	2.3^{20}
Aurina (4-,4'-)	$(HOC_6H_4)_2C{:}C_6H_4{:}O$	290.30	rojo		310 d.		i.	s.	s.
Azo-anisol (2-,2'-)	$(CH_3O.C_6H_4N{:})2$	242.27	pr.an.		153		i.	s.	s.
azobenceno	$C_6H_5N{:}N.C_6H_5$	182.22	mn. an.	$1.203^{20/4}$	68	297	i.	4.2^{20}	
Azoxibenceno	$(C_6H_5)_2N_2O$	198.22	rb. amar.	$1.248^{20/20}$	36	d.	i.	11.4^{15}	
Barbitúrico, ácido	$CO{:}(NHCO)_2{:}CH_2.2H_2O$	164.12	inc./aq.		d. 245		s. c.	lg. s.	s.
Benceno	C_6H_6	78.11	lq. inc.	$0.879^{20/4}$	5.5	80.1	0.07^{22}	s.	∞
bencensulfínico, ácido	$C_6H_5SO_2H$	142.17	pr./aq.		83-4	d. >100	m.s. c.	m.s.	m.s.
bencensulfonamida	$C_6H_5SO_2NH_2$	157.18	mn./aq.		156		0.43^{16}	m.s.	m.s.
bencensulfónico, ácido	$C_6H_5SO_3H$	158.17	ag. inc.		65-6	d.	m.s.	m.s.	i.
bencensulfonilo, cloruro	$C_6H_5SO_2Cl$	176.62	cr.	$1.384^{15/15}$	14.5	251.5	i.	m.s.	s.
Bencidina (4-,4'-)	$NH_2.C_6H_4.C_6H_4.NH_2$	184.23	cr./aq.		128-9	400^{740}	1 c.	1 c.	2
bencidino disulfónico, ácido (2-,2'-)	$(.C_6H_3(NH_2)SO_3H)_2.3H_2O$	398.40	pr./aq.		d. >175		0.09^{25}	i.	i.

TABLA 3-2 Propiedades físicas de compuestos orgánicos (*continúa*)

Nombre	Fórmula	Peso de fórmula	Forma y color	Gravedad específica	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad		
							Agua	Alcohol	Éter
bencidino disulfónico, ácido (3-,3'-)	$(C_6H_3(NH_2)SO_3H)_2$	344.35	. . . . .	. . . . .	. . . . .	. . . . .	m.lg.s.		
Bencilo	$C_6H_5CO.COC_6H_5$	210.22	pr.	1.23^{15}	95	348 d.	i.	m.s.	m.s.
Bencilo, acetato	$CH_3CO_2CH_2C_6H_5$	150.17	lq. inc.	1.057^{17}	–51.5	213.5	i.	∞	∞
bencilamina	$C_6H_5CH_2NH_2$	107.15	lq.	$0.982^{20/4}$	. . . . .	184.5	∞	∞	∞
bencilanilina	$C_6H_5CH_2NHC_6H_5$	183.24	pr.mn.	$1.065^{25/25}$	37-8	306^{759}	i.	. . . . .	s.
bencílico, alcohol	$C_6H_5CH_2OH$	108.13	lq. inc.	$1.043^{20/4}$	–15.3	204.7	4^{17}	∞	∞
bencílico, éter	$(C_6H_5CH_2)_2O$	198.25	lq.	1.036^{16}	. . . . .	295-8	i.	s. c.	s.
bencilo, benzoato	$C_6H_5CO_2CH_2C_6H_5$	212.24	ag.	$1.12^{20/4}$	21	323-4	i.	∞	∞
bencilo, butirato	$C_3H_5CH_2CO_2CH_2C_6H_5$	178.22	lq. inc.	$1.016^{16/18}$	. . . . .	238-40	i.	m.s.	m.s.
bencilo, cloruro	$C_6H_5CH_2Cl$	126.58	lq. inc.	$1.100^{20/20}$	–39	179.4	i.	∞	∞
bencilo, formiato	$HCO_2CH_2C_6H_5$	136.14	lq. inc.	1.081^{28}	3.6	$202\text{-}3^{747}$	i.	s.	∞
bencilo, propionato	$C_2H_5CO_2CH_2C_6H_5$	164.20	lq.	$1.036^{16/17}$	. . . . .	220-2	i.		
Benzal acetona	$C_6H_5CH:CHCOCH_3$	146.18	pl.	$1.035^{20/20}$	41-2	260-2	i.	s.	s.
Benzaldehído	C_6H_5CHO	106.12	lq. inc.	$1.046^{20/4}$	–26	179	0.3	∞	
Benzamida	$C_6H_5CONH_2$	121.13	pr. inc.	1.341	130	290	1.35^{25}	17^{25}	lg. s.
Benzanilida	$C_6H_5CONHC_6H_5$	197.23	h./al	1.31^{4}	163	$117\text{-}9^{10}$	i.	4^{30}	lg. s.
Benzofenona	$C_6H_5COC_6H_5$	182.21	rb. inc.	1.083^{54}	48.5	305.4	i.	6.5^{15}	15^{13}
Benzoico, ácido	$C_6H_5CO_2H$	122.12	pr. mn.	$1.266^{15/4}$	121.7	249.2	0.2^{17}	46^{15}	66^{15}
benzoico, anhidrido	$(C_6H_5CO)_2O$	226.22	rb./et.	$1.199^{15/4}$	42	360	i.	s.	s.
benzonitrilo	C_6H_5CN	103.12	lq. inc.	$1.001^{25/6}$	–12.9	190.7	1^{100}	∞	∞
Benzoilbenzoico, ácido	$C_6H_5COC_6H_4CO_2H.H_2O$	244.24	tri./aq.	. . . . .	93(128)	. . . . .	lg. s.		
benzoilo, cloruro	C_6H_5COCl	140.57	lq. inc.	$1.212^{20/4}$	–0.5	197.2	d.	d. c.	∞
benzoilo, peróxido	$(C_6H_5CO)_2O_2$	242.22	rb./et.	. . . . .	108 d.	expl.	i.	s. c.	s.
Benzoina (dl-)	$C_6H_5CO.CHOHC_6H_5$	212.24	mn.	. . . . .	133-7	344^{768}	m.lg.s.	s. c.	lg. s.
Benzotricloruro	$C_6H_5CCl_3$	195.48	lq. inc.	1.380^{14}	–4.75	220.7	i.	s.	s.
Berberónico, ácido (2-,4-,5-)	$C_5H_2N(CO_2H)_3.2H_2O$	247.16	tri.	. . . . .	243	. . . . .	m.lg.s.	lg. s. c.	i.
Biuret	$NH(CONH_2)_2$	103.08	ag./al.	. . . . .	192-3 d.	. . . . .	1.3^{0}	s.	
Borneol (dl-)	$C_{10}H_{17}OH$	154.24	cr. inc.	$1.011^{20/4}$	210.5	subl.	m.lg.s.		
borneol (d- o l-)	$C_{10}H_{17}OH$	154.24	cr. inc.	$1.011^{20/4}$	208-9	212-3	m.lg.s.	m.s.	m.s.
borneol (iso-)	$C_{10}H_{17}OH$	154.24	cr. inc.	. . . . .	212	. . . . .	i.		
Bornilo, acetato (d-)	$CH_3CO_2C_{10}H_{17}$	196.28	rb./pet.	0.991^{15}	29	226-7	i.	s.	s.
Bromo-anilina (p-)	$BrC_6H_4NH_2$	172.03	rb.	1.8^{20}	63-4	. . . . .	i. fr.	m.s.	m.s.
bromobenceno	C_6H_5Br	157.02	lq. inc.	$1.495^{20/4}$	–30.6	156.2	i.	s.	∞
bromocanfor (3-) (d-)	$BrC_{10}H_{15}O$	231.14	cr.	$1.449^{20/4}$	77-8	274	i.	20^{26}	m.s.
bromodifenilo (p-)	$BrC_6H_4.C_6H_5$	233.11	cr./al.	. . . . .	90-1	310	i.	s.	34^{25}
bromoestireno (ω)(1)	$C_6H_5CH:CHBr$	183.05	lq.	$1.422^{20/4}$	7	221	i.	∞	∞
bromoestireno (ω)(2)	$C_6H_5CH:CHBr$	183.05	lq.	$1.47^{20/4}$	–7.5	108^{26}	i.	∞	∞
bromofenol (m-)	BrC_6H_4OH	173.02	cr.	. . . . .	32-3	236-7	. . . . .	s.	s.
bromofenol (o-)	BrC_6H_4OH	173.02	lq. inc.	1.553^{80}	5.6	194-5	s.	s.	∞
bromofenol (p-)	BrC_6H_4OH	173.02	cr. tet.	1.588^{80}	63.5	238	1.4^{15}	m.s.	m.s.
bromonaftaleno (α-)	$C_{10}H_7Br$	207.07	aceite inc.	$1.482^{20/4}$	5-6	281.1	i.	s.	∞
bromonaftaleno (β-)	$C_{10}H_7Br$	207.07	h./al.	1.605^{0}	59	281-2	i.	6^{20}	m.s.
bromotolueno (m-)	$CH_3.C_6H_4Br$	171.04	lq. inc.	$1.410^{20/4}$	–39.8	183.7	i.	s.	s.
bromotolueno (o-)	$CH_3.C_6H_4Br$	171.04	lq. inc.	$1.422^{20/4}$	–28	181.8	i.	s.	∞^{25}
bromotolueno (p-)	$CH_3.C_6H_4Br$	171.04	cr./al.	$1.390^{20/4}$	28.5	184-5	i.	s.	∞^{25}
Bromoformo	$CHBr_3$	252.77	lq. inc.	$2.890^{20/4}$	8-9	150.5	0.1 fr.	∞	∞
Butadienil acetileno	$CH_2:(CH)_2:CH.C:CH$	78.11	lq. inc.	$0.773^{20/4}$	. . . . .	83-6	i.		
Butadieno (1-,2-)	$CH_3CH:C:CH_2$	54.09	lq.	. . . . .	. . . . .	18-9	i.	∞	∞
butadieno (1-,3-)	$CH_2:CHCH:CH_2$	54.09	gas inc.	$0.621^{20/4}$	–108.9	–4.41	i.	∞	∞
Butano	$CH_3CH_2CH_2CH_3$	58.12	gas inc.	0.60^{0}	–135	–0.6	i.	s.	s.
[illegible]	$(CH_3)_2CHCH_3$	58.12	gas inc.	0.60^{0}	–145	–10	i.	s.	s.

bromotimol (p-)	BrC_6H_4OH	173.02	cr. tet.	1.588[m]	63.5	238	1.4[m]	m.s.	m.s.
bromonaftaleno (α-)	$C_{10}H_7Br$	207.07	aceite inc.	$1.482^{20/4}$	5-6	281.1	i.	s.	∞
bromonaftaleno (β-)	$C_{10}H_7Br$	207.07	h./al.	1.605^{0}	59	281-2	i.	6^{20}	m.s.
bromotolueno (m-)	$CH_3.C_6H_4Br$	171.04	lq. inc.	$1.410^{20/4}$	−39.8	183.7	i.	s.	s.
bromotolueno (o-)	$CH_3.C_6H_4Br$	171.04	lq. inc.	$1.422^{20/4}$	−28	181.8	i.	s.	∞^{25}
bromotolueno (p-)	$CH_3.C_6H_4Br$	171.04	cr./al.	$1.390^{20/4}$	28.5	184-5	i.	s.	∞^{25}

Bromoformo	$CHBr_3$	252.77	lq. inc.	$2.890^{20/4}$	8-9	150.5	0.1 fr.	∞	∞
Butadienil acetileno	$CH_2{:}(CH)_2{:}CH.C{:}CH$	78.11	lq. inc.	$0.773^{20/4}$	. . . . .	83-6	i.		
Butadieno (1-,2-)	$CH_3CH{:}C{:}CH_2$	54.09	lq.	. . . . .	. . . . .	18-9	i.	∞	∞
butadieno (1-,3-)	$CH_2{:}CHCH{:}CH_2$	54.09	gas inc.	$0.621^{20/4}$	−108.9	−4.41	i.	∞	∞
Butano	$CH_3CH_2CH_2CH_3$	58.12	gas inc.	0.60^{0}	−135	−0.6	i.	s.	s.
butano (i-)	$(CH_3)_2CHCH_3$	58.12	gas inc.	0.60^{0}	−145	−10	i.	s.	s.
Butileno (α-)	$C_2H_5CH{:}CH_2$	56.10	gas. inc.	0.6^{9}	−130	-5^{758}	i.	m.s.	m.s.
butileno (β-)	$CH_3CH{:}CHCH_3$	56.10	gas. inc.	. . . . .	−127	3^{746}			
Butilo, acetato (n-)	$CH_3CO_2(CH_2)_2C_2H_5$	116.16	lq. inc.	0.882^{20}	−76.3	125^{740}	0.7	∞	∞
butilamina (i-)	$(CH_3)_2CHCH_2NH_2$	73.14	lq. inc.	$0.732^{20/20}$	−85	68-9	∞	∞	∞
butilamina (n-)	$C_2H_5CH_2CH_2NH_2$	73.14	lq. inc.	$0.739^{25/4}$	−50	77.8	∞	∞	∞
butilamina (s-)	$C_2H_5CH(NH_2)CH_3$	73.14	lq. inc.	$0.724^{20/4}$	−104	66^{772}	∞	∞	∞
butilamina (t-)	$(CH_3)_3CNH_2$	73.14	lq. inc.	$0.698^{18/4}$	−67.5	45.2	. . . . .	∞	
butilanilina (i-)	$C_4H_9NHC_6H_5$	149.23	aceite	$0.940^{20/4}$	. . . . .	231-2	0.01^{15}	m.s.	m.s.
butilanilina (n-)	$C_4H_9NHC_6H_5$	149.23	lq.	. . . . .	. . . . .	235^{720}	i.	m.s.	m.s.
butilarsónico, ácido (n-)	$C_4H_9AsO(OH)_2$	182.04	h. inc.	. . . . .	158-9	. . . . .	s.	s.	i.
butilcelosolve (n-)	$C_4H_9OCH_2CH_2OH$	118.17	lq. inc.	$0.903^{20/4}$	. . . . .	171.2	∞	∞	∞
butildimetilbenceno (t-) (1-,3-,5-)	$(CH_3)_3C.C_6H_3.(CH_3)_2$	162.26	lq. inc.	. . . . .	. . . . .	$200\text{-}2^{147}$	i.		
butilfenol (p-) (t-)	$(CH_3)_3C.C_6H_4.OH$	150.21	ag./aq.	$0.908^{112/4}$	99	236-8	lg. s.	s.	s.
butílico, alcohol (i-)	$(CH_3)_2CHCH_2OH$	74.12	lq. inc.	$0.805^{17.5}$	−108	107-8	10^{15}	∞	∞
butílico, alcohol (n-)	$C_2H_5CH_2CH_2OH$	74.12	lq. inc.	$0.810^{20/4}$	−79.9	117	9^{15}	∞	∞
butílico, alcohol (s-)	$C_2H_5CH(OH)CH_3$	74.12	lq. inc.	$0.808^{20/4}$	−114.7	99.5	12.5^{20}	∞	∞
butílico, alcohol (tert-)	$(CH_3)_3COH$	74.12	lq.	0.779^{26}	25.5	82.9	∞	∞	∞
butilmercaptán (i-)	$(CH_3)_2CHCH_2SH$	90.18	lq.	$0.836^{20/4}$	< −79	88	m.lg.s.	s.	s.
butilmercaptán (n-)	$C_2H_5CH_2CH_2SH$	90.18	lq. inc.	$0.837^{25/4}$	−116	97-8	lg.s.	m.s.	m.s.
butilmercaptán (t-)	$(CH_3)_3CSH$	90.18	lq.	. . . . .	. . . . .	65-7			
butilo, acetato (i-)	$CH_3CO_2CH_2CH(CH_3)_2$	116.16	lq. inc.	$0.871^{20/4}$	−98.9	118	0.6^{25}	∞	∞
butilo, acetato (s-)	$CH_3CO_2CH(CH_3)C_2H_5$	116.16	lq. inc.	$0.865^{25/4}$	. . . . .	112^{744}	i.	∞	∞
butilo, acetato (tert-)	$CH_3CO_2C(CH_3)_3$	116.16	lq. inc.	$0.866^{20/4}$	. . . . .	$95\text{-}6^{750}$	i.	∞	∞
butilo, benzoato (i-)	$C_6H_5CO_2C_4H_9$	178.22	aceite inc.	$0.997^{25/25}$	. . . . .	241.5	i.	∞	∞
butilo, benzoato (n-)	$C_6H_5CO_2C_4H_9$	178.22	aceite inc.	$1.005^{25/25}$	−22	249-50	i.	s.	s.
butilo, bromuro (i-)	$(CH_3)_2CHCH_2Br$	137.03	lq.	$1.258^{25/4}$	−118.5	91.5	0.06^{18}	∞	∞
butilo, bromuro (n-)	$C_2H_5CH_2CH_2Br$	137.03	lq.	$1.277^{20/4}$	−112.4	101.6	0.06^{16}	∞	∞
butilo, bromuro (s-)	$C_2H_5CH(Br)CH_3$	137.03	lq.	$1.251^{25/4}$	−112	91.3	i.		
butilo, bromuro (t-)	$(CH_3)_3CBr$	137.03	lq.	$1.211^{20/4}$	−16.2	73.3	i.	∞	∞
butilo, butirato (i-)(i-)	$(CH_3)_2CHCO_2CH_2CH(CH_3)_2$	144.21	lq. inc.	$0.875^{0/4}$	−80.7	148-9	i.	∞	∞
butilo, butirato (n-)(i-)	$C_2H_5CH_2CO_2CH_2CH(CH_3)_2$	144.21	lq. inc.	$0.863^{18/4}$	. . . . .	156.9	i.	∞	∞
butilo, butirato (n-)(n-)	$C_2H_5CH_2CO_2CH_2CH_2C_2H_5$	144.21	lq. inc.	$0.872^{20/20}$	. . . . .	165.7^{736}	i.	∞	∞
butilo, caproato	$CH_3(CH_2)_4CO_2C_4H_9$	172.26	lq. inc.	$0.882^{0/0}$	. . . . .	204.3	i.		
butilo, carbamato (i-)	$NH_2CO_2CH_2CH(CH_3)_2$	117.15	h. inc.	$0.956^{76/4}$	65	206-7	i.	s.	s.
butilo, cloruro (i-)	$(CH_3)_2CHCH_2Cl$	92.57	lq. inc.	0.884^{15}	−131.2	68.9	i.	∞	∞
butilo, cloruro (n-)	$C_2H_5CH_2CH_2Cl$	92.57	lq. inc.	0.887^{20}	−123.1	77.9^{763}	0.07^{13}	∞	∞
butilo, cloruro (s-)	$C_2H_5.CHCl.CH_3$	92.57	lq. inc.	$0.871^{20/4}$	−131	67.8^{767}	i.	∞	∞
butilo, cloruro (t-)	$(CH_3)_3CCl$	92.57	lq. inc.	0.847^{15}	−26.5	51-2	i.	∞	∞
butilo, estearato (i-)	$CH_3(CH_2)_{16}CO_2C_4H_9$	340.57	cera	. . . . .	25	. . . . .	i.		
butilo, estearato (n-)	$CH_3(CH_9)_{16}CO_2C_4H_9$	340.57	lq. inc.	$0.855^{25/25}$	27.5	$220\text{-}5^{25}$	0.3^{25}	s.	s.
butilo, formiato (i-)	$HCO_2CH_2CH(CH_3)_2$	102.13	lq.	$0.885^{20/4}$	−95.3	98.2	1.1^{22}	∞	∞
butilo, formiato (n-)	$HCO_2CH_2CH_2C_2H_5$	102.13	lq.	0.911^{0}	. . . . .	106.9	m.lg.s.	∞	∞
butilo, formiato (s-)	$HCO_2CH(CH_3)C_2H_5$	102.13	lq.	$0.882^{20/4}$	. . . . .	97	lg. s.	∞	∞
butilo, furoato (n-)	$OC_4H_3CO_2C_4HO$	168.19	lq. inc.	$1.056^{20/4}$	. . . . .	$118\text{-}20^{25}$	i.	∞	∞

TABLA 3-2 Propiedades físicas de compuestos orgánicos (*continúa*)

Nombre	Fórmula	Peso de fórmula	Forma y color	Gravedad específica	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad		
							Agua	Alcohol	Éter
butilo, isotiocianato (i-)	$(CH_3)_2CHCH_2N{:}CS$	115.19	lq.	$0.964^{14/4}$	. . . . .	162	i.	s.	s.
butilo, isotiocianato (n-)	$C_2H_5CH_2CH_2N{:}CS$	115.19	lq.	0.956^{11}	. . . . .	165^{724}	i.	s.	s.
butilo, isotiocianato (s-)(d-)	$C_4H_9N{:}CS$	115.19	lq.	$0.943^{20/4}$	. . . . .	159-63	i.	s.	s.
butilo, isotiocianato (t-)	$(CH_3)_3C.N{:}CS$	115.19	lq.	0.919^{10}	10.5	140^{770}	i.	s.	s.
butilo, lactato (n-)	$CH_3CH(OH)CO_2C_4H_8$	146.18	lq. inc.	0.968	. . . . .	$75\text{-}6^{6}$	lg. s.	∞	∞
butilo, metacrilato (i-)	$CH_2{:}C(CH_3)CO_2C_4H_9$	142.19	lq.	$0.889^{15.6}$	. . . . .	155	i.		
butilo, metacrilato (n-)	$CH_2{:}C(CH_3)CO_2C_4H_9$	142.19	lq.	$0.889^{15.6}$	. . . . .	155	i.		
butilo, propionato (i-)	$C_2H_5CO_2C_4H_9$	130.18	lq. inc.	$0.888^{0/4}$	−71.4	136.8	i.	∞	∞
butilo, propionato (n-)	$C_2H_5CO_2C_4H_9$	130.18	lq. inc.	0.883^{15}	−89.55	146	i.	∞	∞
butilo, propionato (s-)	$C_2H_5CO_2C_4H_9$	130.18	lq. inc.	$0.866^{20/4}$	. . . . .	132.5	i.	∞	∞
butilo, valeriato (i-)(i-)	$C_4H_9CO_2C_4H_9$	158.23	lq. inc.	$0.874^{0/4}$	. . . . .	168.7	i.	∞	∞
butilo, valeriato (i-)(n-)	$(CH_3)_2CHCH_2CO_2(CH_2)_3CH_3$	158.23	lq.	$0.862^{5/4}$	. . . . .	168.8	i.	∞	∞
butilo, valeriato (i-)(s-)	$(CH_3)_2CHCH_2CO_2C_4H_9$	158.23	lq. inc.	$0.848^{20/4}$	. . . . .	$163\text{-}4^{752}$	i.	∞	∞
butilo, valeriato (n-)(n-)	$CH_3(CH_2)_3CO_2(CH_2)_3CH_3$	158.23	lq.	$0.870^{15/4}$	−93	186	m.lg.s.	∞	∞
butilo, yoduro (i-)	$(CH_3)_2CHCH_2I$	184.03	lq.	$1.606^{20/4}$	−90.7	120	i.	∞	∞
butilo, yoduro (n-)	$C_2H_5CH_2CH_2I$	184.03	lq.	$1.617^{20/4}$	−103.5	129.9	i.	∞	∞
butilo, yoduro (s-)	$C_2H_5CHICH_3$	184.03	lq.	1.595^{20}	−104	118-9	i.	∞	∞
butilo, yoduro (t-)	$(CH_3)_3CI$	184.03	lq.	$1.370^{19/15}$	−34	99	i.	∞	∞
butil-p-amino fenol (N)(i-)	$C_4H_9NH.C_6H_4.OH$	165.23	. . . . .	. . . . .	79	. . . . .	i.		
butil-p-amino fenol (N)(n)	$C_4H_9NH.C_6H_4.OH$	165.23	. . . . .	. . . . .	71	. . . . .	i.		
Butiraldehído (n-)	$CH_3CH_2CH_2CHO$	72.10	lq. inc.	$0.817^{20/4}$	−99	75.7	4	∞	∞
butiraldehído (i-)	$(CH_3)_2CHCHO$	72.10	lq. inc.	$0.794^{20/4}$	−65.9	64^{757}	11^{20}	∞	∞
Butírico, ácido (n-)	$C_2H_5CH_2CO_2H$	88.10	lq. inc.	$0.964^{20/4}$	−4.7	163.5^{757}	∞	∞	∞
butiramida (i-)	$(CH_3)_2CHCONH_2$	87.12	pl. mn.	1.013	129-30	216-20	m.s.	s.	lg. s.
butiramida (n-)	$C_2H_5CH_2CONH_2$	87.12	rb.	1.032	115-6	216	16.3^{15}	s.	lg. s.
butiranilida (n-)	$C_3H_7CONHC_6H_5$	163.21	pr. mn.	1.134	92	189^{15}	i.	s.	s.
butírico, ácido (i-)	$(CH_3)_2CHCO_2H$	88.10	lq. inc.	$0.949^{20/4}$	−47	154.5	20^{20}	∞	∞
butírico, anhídrido (i-)	$[(CH_3)_2CHCO]_2O$	158.19	lq. inc.	$0.950^{25/4}$	−53.5	181.5^{734}	d.	d	∞
butírico, anhídrido (n-)	$(C_2H_5CH_2CO)_2O$	158.19	lq. inc.	$0.968^{20/20}$	−75	199.5	d.	d	∞
Cafeico, ácido (3-,4-)	$(HO)_2C_6H_3C_2H_2CO_2H$	180.15	amar./aq.	. . . . .	195-213	d.	s. c.	s.	lg. s.
Cafeína	$C_8H_{10}O_2N_4.H_2O$	212.21	ag./aq.	1.23^{19}	237	subl.	2	2	0.3
Camfeno (dl-)	$C_{10}H_{16}$	136.23	cr.	0.822^{78}	50	160	i.	s.	s.
camfeno (d- o l-)	$C_{10}H_{16}$	136.23	cr.	$0.845^{50/4}$	42.7	159.6	i.	s.	s.
Camfórico, ácido (d-)	$C_8H_{14}(CO_2H)_2$	200.23	mn.	1.186	187	. . . . .	0.6^{12}	s.	
Cantaridina	$C_{10}H_{12}O_4$	196.20	cr.	. . . . .	212	. . . . .	0.003		
Cáprico, ácido	$CH_3(CH_2)_8CO_2H$	172.26	ag. inc.	0.889^{37}	31.5	268-70	0.003	s.	s.
Caprílico, ácido (n-)	$CH_3(CH_2)_6CO_2H$	144.21	h. inc.	$0.910^{20/4}$	16	237.5	0.07^{15}	s.	s.
Caproico, ácido (n-)	$CH_3(CH_2)_4CO_2H$	116.16	lq. aceitoso	$0.922^{20/4}$	−1.5	202^{761}	1.1^{20}	s.	s.
caproico, ácido (i-)	$(CH_3)_2CH(CH_2)_2.CO_2H$	116.16	aceite inc.	$0.925^{20/4}$	−35	207.7	m.lg.s.	s.	s.
Carbazol	$(C_6H_4)_2NH$	167.20	h.	. . . . .	244.8	354.8	i.	0.92^{14}	lg. s.
Carbitol	$C_2H_5O(CH_2)_2O(CH_2)_2OH$	134.17	lq. inc.	$0.990^{20/20}$	. . . . .	201.9	∞	m.s.	s.
Carbonilo, sulfuro	COS	60.07	gas inc.	1.24^{-87}	−138.2	-50.2^{760}	80^{14} cm^3	s.	s.
Carbono, disulfuro	CS_2	76.13	lq. inc.	$1.263^{20/4}$	−108.6	46.3	0.2^{0}	∞	∞
carbono, monóxido	CO	28.01	gas inc.	$0.81^{-195/4}$	−207	−192	3.5^{0} cm^3	s.	
carbono, subóxido	OC:C:CO	68.03	gas	1.114^{0}	−107	7^{761}	d.	. . . . .	s.
carbono, tetrabromuro	CBr_4	331.67	mn. inc.	3.42	90.1(48)	189.5	0.02^{30}	s.	s.
carbono, tetracloruro	CCl_4	153.84	lq. inc.	$1.595^{20/4}$	−22.6	76.8	0.08^{20}	∞	∞
carbono, tetrafluoruro	CF_4	88.01	gas	. . . . .	. . . . .	−128	lg. s.		
Carmínico, ácido	$C_{22}H_{20}O_{13}$	492.40	po. rojo	. . . . .	d. 136	. . . . .	s.	s.	m.lg.s.
Carvacrilamina (2-,1-,4-)	$H_2NC_6H_3(CH_3)C_3H_7$	149.23	aceite	0.994^{20}	−16	241	m.lg.s.	s.	s.
Carvacrol (1-,2-,4-)	$CH_3C_6H_3(OH)CH(CH_3)_2$	150.21	lq. inc.	$0.977^{20/4}$	0.5	238	m.lg.s.	∞	∞
Carvona (d-)	$C_{10}H_{14}O$	150.21	lq. inc.	$0.961^{20/4}$	. . . . .	230^{755}	i.	∞	∞
Celulosa	$(C_6H_{10}O_5)x$	162.14	amor.	1.3-1.4	. . . . .	. . . . .	i.	i.	i.
					−70	135.1	∞	∞	∞

Carbazol	$(C_6H_4)_2NH$	167.20	h.	.....	244.8	354.8	i.	0.92^{14}	lg. s.
Carbitol	$C_2H_5O(CH_2)_2O(CH_2)_2OH$	134.17	lq. inc.	$0.990^{20/20}$	.....	201.9	∞	m.s.	s.
Carbonilo, sulfuro	COS	60.07	gas inc.	1.24^{-87}	−138.2	−50.2[760]	80^{14} cm³	s.	s.
Carbono, disulfuro	CS_2	76.13	lq. inc.	$1.263^{20/4}$	−108.6	46.3	0.2^{0}	∝	∞
carbono, monóxido	CO	28.01	gas inc.	$0.81^{-195/4}$	−207	−192	3.5^{0} cm³	s.	
carbono, subóxido	OC:C:CO	68.03	gas	1.114^{0}	−107	7[761]	d.	.....	s.
carbono, tetrabromuro	CBr_4	331.67	mn. inc.	3.42	90.1(48)	189.5	0.02^{30}	s.	s.
carbono, tetracloruro	CCl_4	153.84	lq. inc.	$1.595^{20/4}$	−22.6	76.8	0.08^{20}	∞	∝
carbono, tetrafluoruro	CF_4	88.01	gas	.....	.....	−128	lg. s.		
Carmínico, ácido	$C_{22}H_{20}O_{13}$	492.40	po. rojo	.....	d. 136	.....	s.	s.	m.lg.s.
Carvacrilamina (2-,1-,4-)	$H_2NC_6H_3(CH_3)C_3H_7$	149.23	aceite	0.994^{20}	−16	241	m.lg.s.	s.	s.
Carvacrol (1-,2-,4-)	$CH_3C_6H_3(OH)CH(CH_3)_2$	150.21	lq. inc.	$0.977^{20/4}$	0.5	238	m.lg.s.	∞	∞
Carvona (d-)	$C_{10}H_{14}O$	150.21	lq. inc.	$0.961^{20/4}$	.....	230[755]	i.	∞	∝
Celulosa	$(C_6H_{10}O_5)x$	162.14	amor.	1.3-1.4	.....	.....	i.	i.	i.
Cellosolve	$C_2H_5O(CH_2)_2OH$	90.12	lq. inc.	$0.931^{20/4}$	−70	135.1	∞	∞	∞
cellosolve, acetato	$CH_3CO_2CH_2CH_2OC_2H_5$	132.16	lq. inc.	$0.975^{20/4}$	.....	156.3	22	∞	∞
Ceteno	$H_2C{:}CO$	42.04	gas inc.	.....	−151	−56	d.	d.	s.
Cetilo, acetato	$CH_3CO_2(CH_2)_{15}CH_3$	284.47	ag.	0.858^{20}	22-3	200^{15}	i.	m.lg.s.cb.	
cetílico, alcohol	$CH_3(CH_2)_{14}CH_2OH$	242.43	h.	$0.818^{50/4}$	49-50	189.5^{15}	i.	s.	s.
Cianamida	$H_2N.CN$	42.04	ag. inc.	$1.073^{48/4}$	44-5	140^{19}	m.s.	m.s.	m.s.
Ciánico, ácido	HOCN o HNCO	43.03	gas	1.140^{0}	−80	-64^{0}	lg.s.	.....	s.
Cianoacético, ácido	$CH_2(CN)CO_2H$	85.06	lq. inc.	.....	65-6	$108^{0.2}$	s.	s.	s.
Cianogeno	$(CN)_2$	52.04	gas inc.	0.866^{17}	−34.4	−21	450^{20} cm³	2300^{20} cm³	500^{20} cm³
cianogeno, bromuro	BrCN	105.93	ag.	$2.015^{20/4}$	52	61.3[750]	s.	s.	s.
cianogeno, cloruro	ClCN	61.48	gas	1.222^{0}	−6.5	12.5-13	2500^{20} cm³	m.s.	5000^{20} cm³
Cianúrico, ácido	$C_3H_3O_3N_3.2H_2O$	165.11	mn./aq.	$1.768^{0/4}$	>360	d.	0.27^{17}	0.1^{22}	
Ciclobutano	$CH_2<(CH_2)_2>CH_2$	56.10	gas inc.	$0.703^{0/4}$	−50	11-12[726]	i.	m.s.	
cicloheptano	$CH_2<(CH_2CH_2CH_2)_2>$	98.18	aceite	$0.810^{20/4}$	−12	118-20	i.		
ciclohexano	$CH_2<(CH_2CH_2)_2>CH_2$	84.16	lq. inc.	$0.779^{20/4}$	6.5	80-1	i.	∞	∞
ciclohexanol	$CH_2<(CH_2CH_2)_2>CHOH$	100.16	ag. inc.	$0.962^{20/4}$	23.9	160-1	3.6^{20}	s.	s.
ciclohexanona	$CH_2<(CH_2CH_2)_2>CO$	98.14	aceite inc.	$0.947^{19/4}$	−45	155-6	s.	s.	s.
ciclohexeno	$(.CH_2.CH_2CH{:})_2$	82.14	lq.	$0.810^{20/4}$	−103.7	83.3	m.lg.s.	m.s.	m.s.
ciclohexilamina	$CH_2<(CH_2CH_2)_2>CHNH_2$	99.17	lq. inc.	$0.865^{20/0}$	.....	134	i.	s.	
ciclohexilo, acetato	$CH_3CO_2C_6H_{11}$	142.19	aceite	$0.985^{0/4}$	.....	174[750]	i.	∝	∞
ciclohexilo, bromuro	$CH_2<(CH_2CH_2)_2>CHBr$	163.06	lq. inc.	$1.324^{20/20}$	.....	165[714]	i.	s.	s.
ciclohexilo, cloruro	$CH_2<(CH_2CH_2)_2>CHCl$	118.61	lq. inc.	$0.977^{18/4}$	−43.9	142	i.	.....	∞
ciclopentadieno (1-,3-)	$CH_2<(CH{:}CH)_2>$	66.10	lq. inc.	$0.805^{19/4}$	−85	41-2	i.	∞	∝
ciclopentano	$CH_2<(CH_2CH_2)_2>$	70.13	aceite inc.	$0.745^{20/4}$	−93.3	49-50	i.		
ciclopentanona	$<(CH_2CH_2)_2>CO$	84.11	aceite inc.	0.948^{20}	−58.2	129-30	m.lg.s.		
ciclopropano	$<CH_2CH_2CH_2>$	42.08	gas inc.	0.720^{-79}	−126.6	-34^{749}	i.	s.	s.
Cinc, dietilo	$Zn(CH_2CH_3)_2$	123.50	lq. inc.	1.182^{18}	−28	118	d.	d.	
cinc, dimetilditiocarbamato	$Zn[S_2CN(CH_3)_2]_2$	305.79	.....	$200^{40/4}$	248-50	.....	i.		
cinc, dimetilo	$Zn(CH_3)_2$	95.45	lq. inc.	1.386^{11}	−40	46	d.	d.	
Cimeno (o-)	$CH_3.C_6H_3CH(CH_3)_2$	134.21	lq. inc.	$0.875^{20/4}$	.....	177	i.	s.	s.
cimeno (m-)	$CH_3.C_6H_4CH(CH_3)_2$	134.21	lq. inc.	0.862^{20}	<−25	175-6	i.	s.	s.
cimeno (p-)	$CH_3.C_6H_4CH(CH_3)_2$	134.21	lq. inc.	$0.857^{20/4}$	−73.5	176-7	i.	s.	s.
Cinámico, ácido (cis-)	$C_6H_5CH{:}CHCO_2H$	148.15	pr. mn.	1.284^{4}	68	125^{19}			
cinámico, ácido (trans-)	$C_6H_5CH{:}CHCO_2H$	148.15	pr. mn.	1.245	133	300	0.04^{18}	24^{20}	m.s.
cinámico, aldehído	$C_6H_5CH{:}CHCHO$	132.15	lq.	$1.110^{20/20}$	−7.5	252 lg. d.	m.lg.s.	s.	∝
Cinámico, alcohol	$C_6H_5CH{:}CHCH_2OH$	134.17	ag.	$1.040^{35/35}$	33	257.5	lg. s.	m.s.	m.s.
cinamilo, cinamato	$C_8H_7CO_2C_9H_9$	264.31	ag. o pr.	$1.085^{16.5}$	44	.....	i.	4 fr.	33
Cincomerónico, ácido (3-,4-)	$C_5H_3N(CO_2H)_2$	167.12	cr./HCl	.....	258-9 d.	subl. d.	m.lg.s.	lg.s.	i.
Cineol, eucaliptol	$C_{10}H_{18}O$	154.24	aceite inc.	0.927^{20}	1.5	176-7	1.9^{15}	∞	∞
Cistina (l-)	$[SCH_2CH(NH_2)CO_2H]_2$	240.29	pl.	.....	d. 258-61	.....	0.01^{19}	i.	
Citracónico, ácido (cis-)	$CH_3C(CO_2H){:}CHCO_2H$	130.10	ag.	1.617	92-3	.....	360^{25}	s.	s.
Citral (α-)	$C_9H_{15}CHO$	152.23	aceite inc.	$0.890^{17/4}$	.....	229	i.	∞	∞
Cítrico, ácido	$C_3H_4(OH)(CO_2H)_3$	192.12	cr.	$1.542^{20/4}$	153	d.	207.7^{25}	76^{15}	2^{15}
Citronelal (d-)	$C_9H_{17}.CHO$	154.24	aceite inc.	$0.855^{17.5}$	.....	204-8	m.lg.s.		
Citronelol (d-)	$C_{10}H_{20}O$	156.26	aceite inc.	$0.848^{20/4}$	.....	224-5	m.lg.s.	∝	∞

TABLA 3-2 Propiedades físicas de compuestos orgánicos (*continúa*)

Nombre	Fórmula	Peso de fórmula	Forma y color	Gravedad específica	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad		
							Agua	Alcohol	Éter
Cloral	$CCl_3.CHO$	147.40	lq. inc.	$1.505^{25/4}$	–57±	97.6^{768}	m.s.	∞	∞
cloral, hidrato	$CCl_3.CH(OH)_2$	165.42	pr. mn.	$1.619^{50/4}$	51.7±	d. 98	474^{17}	m.s.	s.
Cloranilo	$OC:(CCl.CCl)_2:CO$	245.89	amar./bz.	. . . . .	290	subl.	i.	i. fr.	i. fr.
Cloretona	$Cl_3C.C(OH)(CH_3)_2$	177.47	cr. inc.	. . . . .	97	167	0.8 fr.	111	s.
Cloro-acetanilida (p-)	$CH_3CO_2NHC_6H_4Cl$	169.61	rb.	1.385^{22}	175-6	. . . . .	lg. s.	s.	m.s.
cloroacético, ácido	$ClCH_2CO_2H$	94.50	cr. inc.	$1.58^{20/20}$	61.2	189.5	m.s.	s.	s.
cloroacetilo, cloruro	$ClCH_2COCl$	112.95	lq. inc.	$1.498^{20/20}$	. . . . .	105	d.	d.	
cloroacetofenona (ω)	$C_6H_5COCH_2Cl$	154.59	rb.	1.324^{15}	58-9	245-7	0.11	m.s.	m.s.
cloroacetona	CH_3COCH_2Cl	92.53	lq. inc.	1.162^{16}	–44.5	121	∞	∞	∞
cloroanilina (m-)	$ClC_6H_4NH_2$	127.57	lq.	$1.216^{20/4}$	–10.4	230^{767}	i.	. . . . .	s.
cloroanilina (o-)	$ClC_6H_4NH_2$	127.57	lq.	$1.213^{20/4}$	0	210.5	i	. . . . .	s.
cloroanilina (p-)	$ClC_6H_4NH_2$	127.57	rb.	1.427^{19}	70-1	230-1	s. c.	s.	s.
cloroantraquinona (1-)	$C_6H_4(CO)_2C_6H_3Cl$	242.65	ag. amar.	. . . . .	162	subl.	i.	lg. s. c.	
cloroantraquinona (2-)	$C_6H_4(CO)_2C_6H_3Cl$	242.65	ag./al.	. . . . .	208-9	. . . . .	i.		
clorobenceno	C_6H_5Cl	112.56	lq. inc.	$1.107^{20/4}$	–45.2	132.1	0.049^{20}	∞	∞
clorobenzaldehído (m-)	ClC_6H_4CHO	140.57	pr.	1.250^{15}	17-8	213-4	m.lg.s.	m.s.	m.s.
clorobenzaldehído (o-)	ClC_6H_4CHO	140.57	ag.	1.29^{8}	11	208^{748}	m.lg.s.	m.s.	m.s.
clorobenzaldehído (p-)	ClC_6H_4CHO	140.57	pr.	1.196^{61}	47.8	213^{748}	s. c.	m.s.	m.s.
clorobenzoico, ácido (m-)	$ClC_6H_4CO_2H$	156.57	pr.	$1.496^{25/4}$	158	. . . . .	0.041^{25}	s.	s.
clorobenzoico, ácido (o-)	$ClC_6H_4CO_2H$	156.57	mn./aq.	$1.544^{25/4}$	141-2	. . . . .	0.208^{25}	s.	s.
clorobenzoico, ácido (p-)	$ClC_6H_4CO_2H$	156.57	tri.	1.541^{24}	242-3	subl.	0.008^{25}	s.	s.
clorobutadieno 1,2 (4-)	$CH_2:C:CH.CH_2Cl$	88.54	lq. inc.	$0.991^{20/20}$	. . . . .	88	d.		
clorobutadieno 1,3 (1-)	$CH_2:CH.CH:CHCl$	88.54	lq. inc.	$0.965^{20/20}$	. . . . .	69	m.lg.s.	∞	∞
clorobutadieno 1,3 (2-)	$CH_2:CCl.CH:CH_2$	88.54	lq. inc.	$0.958^{20/20}$	. . . . .	59.4	m.lg.s.	∞	∞
clorodifenilo (m-)	$C_6H_5.C_6H_4Cl$	188.65	cr.	. . . . .	89	284-5	i.		
clorodifenilo (o-)	$C_6H_5.C_6H_4Cl$	188.65	cr.	. . . . .	34	267-8	i.		
clorodifenilo (p-)	$C_6H_5.C_6H_4Cl$	188.65	h.	. . . . .	77.5	282	i.		
clorodimetilhidantoína	$–C(CH_3)_2N(Cl)CON(Cl)CO–$	197.03	. . . . .	$1.5^{20/20}$	130	. . . . .	0.21^{25}		
clorodinitrobenceno (α)(1-,2-)(4-)	$ClC_6H_3(NO_2)_2$	202.56	cr./et.	. . . . .	39(36)	315 d.	i.	m.s. c.	m.s.
clorodinitrobenceno (α)(1-,3-)(4-)	$ClC_6H_3(NO_2)_2$	202.56	rb./et.	1.697^{22}	53(43)	315 d.	i.	s. c.	s.
clorofenol (m-)	ClC_6H_4OH	128.56	ag.	1.268^{25}	32-3	214	2.60^{20}	s.	s.
clorofenol (o-)	ClC_6H_4OH	128.56	iq. inc.	$1.241^{18/15}$	7(0)	175-6	2.85^{20}	s.	s.
clorofenol (p-)	ClC_6H_4OH	128.56	ag.	$1.306^{20/4}$	41-3	217	2.71^{20}	m.s.	m.s.
clorohidroquinona	$ClC_6H_3(OH)_2$	144.56	mn.	. . . . .	106	263 lg. d.	m.s.	m.s.	m.s.
cloronaftaleno (α-)	$C_{10}H_7Cl$	162.61	lq. inc.	$1.194^{20/4}$	–20	259.3	i.	s.	∞
cloronaftaleno (β-)	$C_{10}H_7Cl$	162.61	h./al.	1.266^{16}	56-7	264^{751}	i.	m.s.	m.s.
cloronitrobenceno (m-)	$ClC_6H_4NO_2$	157.56	amar./al.	$1.343^{50/4}$	44.4(24)	235.6	i.	m.s. c.	m.s.
cloronitrobenceno (o-)	$ClC_6H_4NO_2$	157.56	ag. mn.	$1.305^{80/4}$	32.5	245.5^{753}	i.	s. c.	s.
cloronitrobenceno (p-)	$ClC_6H_4NO_2$	157.56	pr. mn.	1.298^{91}	83-4	242^{761}	i.	m.s. c.	m.s.
cloronitrotolueno (2-,4-)	$CH_3C_6H_3(NO_2)(Cl)$	171.56	cr.	1.256^{80}	38.2	240^{718}	i.		
cloronitrotolueno (2-,6-)	$CH_3C_6H_3(NO_2)(Cl)$	171.56	cr.	. . . . .	37.5	238	i.		
cloropropiónico, ácido (α)(dl-)	$CH_3.CHCl.CO_2H$	108.53	lq. inc.	1.306^{9}	<–20	186	∞	∞	∞
clorotolueno (m-)	$CH_3.C_6H_4Cl$	126.58	lq. inc.	$1.072^{20/4}$	–47.8	161.6	i.	s.	∞
clorotolueno (o-)	$CH3.C_6H_4Cl$	126.58	lq. inc.	$1.082^{20/4}$	–34	159.5	i.	s.	∞
clorotolueno (p-)	$CH_3.C_6H_4Cl$	126.58	lq. inc.	$1.070^{20/4}$	7.5	162.2	i.	s.	∞
Clorofila (α-)	$C_{55}H_{72}O_5N_4Mg$	893.48	. . . .	. . . . .	. . . . .	d.	i.	s.	
Cloroformo	$CHCl_3$	119.39	lq. inc.	1.489^{20}	–63.5	61.2	0.82^{20}	∞	∞
Cloropicrina	Cl_3CNO_2	164.39	lq.	$1.651^{23/4}$	–64	112.3^{766}	0.17^{18}	s.	s.
Colesterol	$C_{27}H_{45}OH.H_2O$	404.65	rb./al.	1.067	149–51	subl.	0.26^{20}	1.1^{17}	18
Conina (d-)(2-)	$C_3H_7.C_5H_{10}N$	127.22	lq. inc.	0.847^{17}	–2	166-7	1.1	m.s.	m.s.

cloronitrotolueno (2-,4-)	$CH_3C_6H_3(NO_2)(Cl)$	171.56	cr.	1.256^{80}	38.2	240^{718}	i.		
cloronitrotolueno (2-,6-)	$CH_3C_6H_3(NO_2)(Cl)$	171.56	cr.	. . . . .	37.5	238	i.		
cloropropiónico, ácido (α)(dl-)	$CH_3.CHCl.CO_2H$	108.53	lq. inc.	1.306^{9}	<–20	186	∞	∞	∞
clorotolueno (m-)	$CH_3.C_6H_4Cl$	126.58	lq. inc.	$1.072^{20/4}$	–47.8	161.6	i.	s.	∞
clorotolueno (o-)	$CH3.C_6H_4Cl$	126.58	lq. inc.	$1.082^{20/4}$	–34	159.5	i.	s.	∞
clorotolueno (p-)	$CH_3.C_6H_4Cl$	126.58	lq. inc.	$1.070^{20/4}$	7.5	162.2	i.	s.	∞

Clorofila (α-)	$C_{55}H_{72}O_5N_4Mg$	893.48	. . . .	. . . . .	. . . . .	d.	i.	s.	
Cloroformo	$CHCl_3$	119.39	lq. inc.	1.489^{20}	–63.5	61.2	0.82^{20}	∞	∞
Cloropicrina	Cl_3CNO_2	164.39	lq.	$1.651^{23/4}$	–64	112.3^{766}	0.17^{18}	s.	s.
Colesterol	$C_{27}H_{45}OH.H_2O$	404.65	rb./al.	1.067	149–51	subl.	0.26^{20}	1.1^{17}	18
Conina (d-)(2-)	$C_3H_7.C_5H_{10}N$	127.22	lq. inc.	0.847^{17}	–2	166-7	1.1	m.s.	m.s.
Creatina	$C_4H_9N_3O_2.H_2O$	149.15	mn./aq.	. . . . .	295	. . . . .	1.4^{18}	0.01^{17}	i.
Creatinina	$C_4H_7N_3O$	113.12	mn.	. . . . .	260 d.	. . . . .	8.7^{16}	1^{16}	
Creosol (3-,1-,4-)	$CH_3O.C_6H_3(CH_3)OH$	138.16	pr.	$1.092^{20/20}$	5.5	$221\text{-}2^{765}$	m.lg.s.	∞	∞
Cresidina (1-,2-,4-)	$CH_3(NH_2)C_6H_3.OCH_3$	137.18	ag./pet.	. . . . .	93-4	235	m.lg.s.	s.	s.
Cresilo, benzoato (o-)	$C_6H_5CO_2C_6H_4CH_3$	212.24	lq.	. . . . .	. . . . .	308	i.		
cresilo, benzoato (m-)	$C_6H_5CO_2C_6H_4CH_3$	212.24	cr.	. . . . .	55	314	i.		
cresilo, benzoato (p-)	$C_6H_5CO_2C_6H_4CH_3$	212.24	cr.	. . . . .	71.5	316	i.		
Cresol (o-)	$CH_3C_6H_4OH$	108.13	cr.	$1.048^{20/4}$	30.8	190.8	2.5	∞^{30}	∞^{30}
cresol (m-)	$CH_3C_6H_4OH$	108.13	lq.	$1.034^{20/4}$	10.9	202.8	0.5	∞	∞
cresol (p-)	$CH_3C_6H_4OH$	108.13	pr.	$1.035^{20/4}$	35-6	202	1.8	∞^{36}	∞^{36}
Criseno	$C_{18}H_{12}$	228.28	rb. inc.	. . . .	253-4	448	i.	0.1^{16}	m.lg.s.
Crisofánico, ácido	$C_{14}H_5(OH)_2(CH_3)O_2$	254.23	amar./al.	. . . . .	195	subl.	i. fr.	s. c.	lg. s.
Crisoidina (2-,4-)	$C_6H_5.N{:}N.C_6H_3(NH_2)_2$	212.25	cr. amar.	. . . . .	117.5	. . . . .	lg. s. c.	s.	s.
Crotónico, ácido (α-)	$CH_3CH{:}CHCO_2H$	86.09	mn. inc.	$0.964^{79.7}$	72	189	8.3^{15}		
crotónico, ácido (β-)(cis-)	$CH_3CH{:}CHCO_2H$	86.09	ag.	$1.031^{15/4}$	15.5	170-1 d.	∞^{25}	s.	
crotónico, aldehído (α)	$CH_3CH{:}CHCHO$	70.09	lq. inc.	$0.853^{20/20}$	–69	102.2	18	∞	∞
Cumárico, ácido (o-)	$HOC_6H_4CH{:}CHCO_2H$	164.15	ag./aq.	. . . . .	207-8	subl.	lg. s. fr.	s.	m.lg.s.
cumárico, ácido (p-)	$HOC_6H_4CH{:}CHCO_2H$	164.15	cr./aq.	. . . . .	206-7 d.	. . . . .	s. c.	m.s.c.	m.s.
Cumarina	$C_9H_6O_2$	146.14	rb./et.	$0.935^{20/4}$	70	290-1	0.3 fr.	m.s.	s.
Cumarona	C_8H_6O	118.13	aceite	$1.078^{15/15}$	<–18	173-4	i.	. . . . .	s.
Cumeno	$C_6H_5CH(CH_3)_2$	120.19	lq. inc.	$0.862^{20/4}$	–96.9	152.5	i.	∞	∞
Cúmico, ácido (p-)	$(CH_3)_2CH.C_6H_4CO_2H$	164.20	tri.	1.162^{24}	116-7	subl.	0.02^{25}	s.	s.
Cumidina (p-)	$(CH_3)_2CH.C_6H_4NH_2$	135.20	lq.	0.953	<–20	225^{761}	i.		
Dambosa	$C_6H_6(OH)_6$	180.16	mn./aq.	1.752	253	319^{15}	2^{12}	i.	i.
Decahidronaftaleno (cis-)	$C_{10}H_{18}$	138.24	lq.	$0.895^{18/4}$	–51	193.3	i.	s.	s.
decahidronaftaleno (trans-)	$C_{10}H_{18}$	138.24	lq.	$0.872^{20/4}$	–32	185.3	i.	s.	s.
Decano (n-)	$CH_3(CH_2)_8CH_3$	142.28	lq. inc.	0.730^{2}	–29.7	174.0	i.	∞	∞
Decílico, alcohol	$CH_3(CH_2)_8CH_2OH$	158.28	aceite inc.	$0.830^{20/4}$	7	232.9	i.	s.	
Dextrina	$(C_6H_{10}O_5)x$	162.14	amor.	1.038	. . . . .	. . . . .	s.	i.	i.
Diacetona-alcohol	$(CH_3)_2C(OH).CH_2COCH_3$	116.16	lq.	0.931^{25}	–47	167.9	∞	∞	∞
Diamilamina (i-)	$[(CH_3)_2CHCH_2CH_2]_2NH$	157.29	lq. inc.	$0.767^{21/4}$	–44	188-90	lg. s.	s.	∞
diamílico, éter (i-)	$[(CH_3)_2CH(CH_2)_2]_2O$	158.28	lq. inc.	$0.777^{20/4}$	. . . . .	173.4	i.	∞	∞
diamílico, éter (n-)	$(C_2H_5CH_2CH_2CH_2)_2O$	158.28	lq. inc.	$0.774^{20/4}$	–69	190	i.	∞	∞
Diamilcetona (i-)	$[(CH_3)_2CHCH_2CH_2]_2CO$	170.29	aceite am.	$0.821^{25/4}$	14.6	228	i.	s.	s.
diamilo, ftalato (i-)	$C_6H_4(CO_2C_5H_{11})_2$	306.39	lq. inc.	1.03	. . . . .	225^{40}	i.	s.	s.
diamilo, ftalato (n-)	$C_6H_4(CO_2C_5H_{11})_2$	306.39	lq. inc.	. . . . .	. . . . .	$204\text{-}6^{11}$			
diamilo, tartrato (i-)	$(HOCH.CO_2C_5H_{11})_2$	290.35	lq.	$1.063^{15/4}$	. . . . .	195^{16}	i.		
Diaminobenzofenona (4-,4'-)	$H_2NC_6H_4COC_6H_4NH_2$	212.24	ag. amar.	. . . . .	237-9	. . . . .	lg. s. c.	s.	s.
diaminodifenilamina (4-,4'-)	$H_2NC_6H_4NHC_6H_4NH_2$	199.25	h./aq.	. . . . .	158	d.	lg. s.	s.	s.
diaminodifenilmetano (4-,4'-)	$H_2NC_6H_4CH_2C_6H_4NH_2$	198.26	ag./aq.	. . . . .	93-4	$249\text{-}53^{15}$	lg. s. fr.	s.	s.
diaminodifenilurea (4-,4'-)	$(H_2NC_6H_4NH)_2CO$	242.28	cr.	. . . . .	subl. 310	. . . . .	m.lg.s.		
Dianisidina (o-)(4-,3-)$_2$	$[NH_2(OCH_3)C_6H_3.]_2$	244.28	h. inc.	. . . . .	131.5	. . . . .	i.	s.	s.
Diazoaminobenceno	$C_6H_5N{:}N.NHC_6H_5$	197.23	h. amar.	. . . . .	96-8	expl.	i.	s. c.	m.s.
diazoaminotolueno (2-,2'-)	$C_7H_7N{:}N.NHC_7H_7$	225.28	cr. an.	. . . . .	51	. . . . .	0.05		
diazometano	$CH_2{:}N_2$	42.04	gas	. . . . .	–145	–23	d.	. . . . .	s.

TABLA 3-2 Propiedades físicas de compuestos orgánicos (*continúa*)

Nombre	Fórmula	Peso de fórmula	Forma y color	Gravedad específica	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad		
							Agua	Alcohol	Éter
Dibencilamina	$(C_6H_5CH_2)_2NH$	197.27	aceite inc.	$1.028^{25/25}$	–26	$268\text{-}71^{250}$	i.	s.	s.
dibencilanilina	$C_6H_5N(CH_2C_6H_5)_2$	273.36	pr./al.	. . . . .	70-1	>300	i.	m.s. c.	s.
dibencilcetona	$(C_6H_5CH_2)_2CO$	210.26	cr.	. . . . .	34-5	330.6	i.		
dibencilo, ftalato (o-)	$C_6H_4(CO_2CH_2C_6H_5)_2$	346.36	pr./al.	. . . . .	42-3	274^{12}	m.lg.s.	s.	s.
dibencilo, succinato	$(.CH_2CO_2CH_2C_6H_5)_2$	298.32	h./al.	. . . . .	45-6	238^{14}	i.	s.	s.
Dibenzoilmetano	$(C_6H_5CO)_2CH_2$	224.25	rh./al.	. . . . .	78	$219\text{-}21^{18}$	i.	4.4^{20}	s.
Dibenzotiazilo, disulfuro (2-,2'-)	$(C_6H_4NSC)_2S_2$	232.46	cr.	1.50	180	d.	i.		
Dibromobenceno (o-)	$C_6H_4Br_2$	235.92	lq. inc.	$1.956^{20/4}$	1.8	221-2	i.	s.	s.
dibromobenceno (m-)	$C_6H_4Br_2$	235.92	lq. inc.	$1.952^{20/4}$	–6.9	219^{755}	i.	s.	s.
dibromobenceno (p-)	$C_6H_4Br_2$	235.92	pl./al.	2.261^{18}	87-8	218.6^{758}	i.	1.6	71^{25}
dibromodifenilo (4-,4'-)	$BrC_6H_4.C_6H_4Br$	312.02	pr. mn.	1.897	164-5	355-60	i.	m.lg.s. c.	
Dibutilo, adipato (n-)	$(.CH_2CH_2CO_2C_4H_9)_2$	258.35	lq. inc.	$0.965^{20/4}$	–38	183^{14}	i.	∞	∞
dibutilamina (i-)	$[(CH_3)_2CHCH_2]_2NH$	129.24	lq. inc.	$0.741^{25/4}$	–70	139-40	m.lg.s.	s.	s.
dibutilamina (n-)	$(C_2H_5CH_2CH_2)_2NH$	129.24	lq. inc.	$0.768^{20/20}$	. . . . .	159^{761}	∞	∞	∞
dibutilanilina (n-)	$C_6H_5N(C_4H_9)_2$	205.33	lq.	. . . . .	. . . . .	262.8	i.	∞	∞
dibutilcetona (i-)	$[(CH_3)_2CHCH_2]_2CO$	142.23	aceite	$0.805^{21/4}$	. . . . .	168.1	<0.06	∞	∞
dibutilcetona (n-)	$(C_2H_5CH_2CH_2)_2CO$	142.23	lq.	$0.827^{13/4}$	–5.9	187.7	i.	s.	m.s.
dibutílico, éter (i-)	$[(CH_3)_2CHCH_2]_2O$	130.22	lq.	0.762^{15}	. . . . .	122.5	i.	∞	∞
dibutílico, éter (n-)	$(C_2H_5CH_2CH_2)_2O$	130.22	lq.	$0.769^{20/20}$	–98	142.4	<0.05	∞	∞
dibutílico, éter (s-)	$[C_2H_5(CH_3)CH]_2O$	130.22	lq.	0.756^{21}	. . . . .	121	i.	∞	∞
dibutilo, adipato (i-)	$(.CH_2CH_2CO_2C_4H_9)_2$	258.35	lq. inc.	0.950^{25}	–20	278-80	i.		
dibutilo, carbonato (i-)	$CO(OC_4H_9)_2$	174.23	lq. inc.	0.919^{15}	. . . . .	190	i.		
dibutilo, carbonato (n-)	$CO(OC_4H_9)_2$	174.23	lq. inc.	$0.924^{20/4}$	. . . . .	207^{740}	i.	s.	
dibutilo, carbonato (s-)	$CO(OC_4H_9)_2$	174.23	lq. inc.	. . . . .	. . . . .	178-80			
dibutilo, ftalato (n-)	$C_6H_4(CO_2C_4H_9)_2$	278.34	lq. inc.	1.045^{21}	. . . . .	340	0.04^{25}	∞	∞
dibutilo, malato (l-)(n-)	$C_2H_4O(CO_2C_4H_9)_2$	246.30	lq.	$1.038^{20/4}$	. . . . .	$170\text{-}1^{13}$	m.lg.s.		
dibutilo, oxalato (n-)	$(.CO_2C_4H_9)_2$	202.24	lq. inc.	$0.986^{20/4}$	–29.6	245.5	i.	s.	s.
dibutilo, tartrato (d-)(i-)	$(CHOHCO_2C_4H_9)_2$	262.30	cr.	$1.031^{75/4}$	73-4	323-5	m.lg.s.		
dibutilo, tartrato (d-)(n-)	$(CHOHCO_2C_4H_9)_2$	262.30	pr.	1.098^{15}	22-2.5	$200\text{-}3^{18}$	i.		
dibutil-p-aminofenol (s-)	$(C_4H_9)_2N.C_6H_4OH$	221.33	lq.	. . . . .	. . . . .	170^{10}	i.		
Dicianodiamida	$H_2N.C(:NH).NH.CN$	84.08	pl. mn.	1.40^{16}	207-8	d.	2.3^{13}	1.3^{13}	0.01^{13}
Dicloramina T (p-)	$CH_3C_6H_4SO_2NCl_2$	240.11	cr.	. . . . .	83	. . . . .	lg. s.		
Dicloroacético, ácido	$Cl_2CH.CO_2H$	128.95	lq.	$1.560^{25/25}$	9.7(–4)	194.4	∞	∞	∞
dicloroacetona ($\alpha\alpha$-)	$Cl_2CHCOCH_3$	126.98	lq.	1.234^{15}	. . . . .	120	m.lg.s.	s.	s.
dicloroanilina (2-,5-)	$Cl_2C_6H_3NH_2$	162.02	ag.	. . . . .	50	251	m.lg.s.	s.	s.
dicloroantraquinona (1-,3-)	$C_6H_4:(CO)_2:C_6H_2Cl_2$	277.10	ag. amar.	. . . . .	208-9	. . . . .	i.	i.	
dicloroantraquinona (1-,4-)	$C_6H_4:(CO)_2:C_6H_2Cl_2$	277.10	ag. amar.	. . . . .	187.5	. . . . .	i.	m.lg.s.	m.lg.s.
dicloroantraquinona (1-,5-)	$C_6H_3Cl:(CO)_2:C_6H_3Cl$	277.10	ag. amar.	. . . . .	251	. . . . .	i.	lg. s.	
dicloroantraquinona (1-,6-)	$C_6H_3Cl:(CO)_2:C_6H_3Cl$	277.10	ag. amar.	. . . . .	203-4	. . . . .	i.		
dicloroantraquinona (1-,8-)	$C_6H_3Cl:(CO)_2:C_6H_3Cl$	277.10	ag. amar.	. . . . .	202-3	. . . . .	i.	lg. s.	
dicloroantraquinona (2-,3-)	$C_6H_4:(CO)_2:C_6H_2Cl_2$	277.10	ag. amar.	. . . . .	268-70	. . . . .	i.	lg. s.	
dicloroantraquinona (2-,6-)	$C_6H_3Cl:(CO)_2:C_6H_3Cl$	277.10	ag. amar.	. . . . .	282	. . . . .	i.		
dicloroantraquinona (2-,7-)	$C_6H_3Cl:(CO)_2:C_6H_3Cl$	277.10	ag. amar.	. . . . .	210-11	. . . . .	i.		
diclorobenceno (m-)	$C_6H_4Cl_2$	147.01	lq. inc.	$1.288^{20/4}$	–24.8	172^{766}	i.	s.	s.
diclorobenceno (o-)	$C_6H_4Cl_2$	147.01	lq. inc.	$1.305^{20/4}$	–17.6	179	i.	∞	∞
diclorobenceno (p-)	$C_6H_4Cl_2$	147.01	mn. inc.	1.458^{21}	53	174^{764}	i.	m.s.	m.s.
diclorobutano (n-)(1-,4-)	$ClCH_2(CH_2)_2CH_2Cl$	127.02	lq.	. . . . .	–38.7	161-3			
diclorodifenilo (4-,4'-)	$ClC_6H_4.C_6H_4Cl$	223.10	pr.	$1.442^{20/4}$	148	315-9	i.	m.lg.s.	4^{25}
dicloroetano (1-,2-)	$ClCH_2.CH_2Cl$	98.97	lq. inc.	$1.256^{20/20}$	–35.3	83.7	0.9^{0}	∞	∞
diclorofenol (2-,4-)	$Cl_2C_6H_3OH$	163.01	ag.	$1.383^{60/25}$	45	$209\text{-}10$	0.45^{20}	m.s.	m.s.
					67-8	$286\text{-}7^{740}$	i.	m.lg.s.	

dicloroantraquinona (1-,8-)	$C_6H_3Cl:(CO)_2:C_6H_3Cl$	277.10	ag. amar.	.....	202-3	.....	i.	lg. s.	
dicloroantraquinona (2-,3-)	$C_6H_4:(CO)_2:C_6H_2Cl_2$	277.10	ag. amar.	.....	268-70	.....	i.	lg. s.	
dicloroantraquinona (2-,6-)	$C_6H_3Cl:(CO)_2:C_6H_3Cl$	277.10	ag. amar.	.....	282	.....	i.		
dicloroantraquinona (2-,7-)	$C_6H_3Cl:(CO)_2:C_6H_3Cl$	277.10	ag. amar.	.....	210-11	.....	i.		
diclorobenceno (m-)	$C_6H_4Cl_2$	147.01	lq. inc.	$1.288^{20/4}$	–24.8	172^{766}	i.	s.	s.
diclorobenceno (o-)	$C_6H_4Cl_2$	147.01	lq. inc.	$1.305^{20/4}$	–17.6	179	i.	∞	∞

diclorobenceno (p-)	$C_6H_4Cl_2$	147.01	mn. inc.	1.458^{21}	53	174^{764}	i.	m.s.	m.s.
diclorobutano (n-)(1-,4-)	$ClCH_2(CH_2)_2CH_2Cl$	127.02	lq.	.....	–38.7	161-3			
diclorodifenilo (4-,4'-)	$ClC_6H_4.C_6H_4Cl$	223.10	pr.	$1.442^{0/4}$	148	315-9	i.	m.lg.s.	4^{25}
dicloroetano (1-,2-)	$ClCH_2.CH_2Cl$	98.97	lq. inc.	$1.256^{20/20}$	–35.3	83.7	0.9^{0}	∞	∞
diclorofenol (2-,4-)	$Cl_2C_6H_3OH$	163.01	ag.	$1.383^{60/25}$	45	209-10	0.45^{20}	m.s.	m.s.
dicloronaftaleno (β-)(1-,4-)	$C_{10}H_6Cl_2$	197.06	ag./al.	$1.300^{76/4}$	67-8	$286\text{-}7^{740}$	i.	m.lg.s.	
dicloronaftaleno (γ)(1-,5-)	$C_{10}H_6Cl_2$	197.06	h./al.	.....	107	subl.	i.	s.	s.
dicloronitrobenceno (2-,5-)	$Cl_2C_6H_3NO_2$	192.01	tri./al.	1.669^{22}	54.6	266	i.	m.s. c.	
diclopentano (1-,5-)	$ClCH_2(CH_2)_3CH_2Cl$	141.04	lq. inc.	$1.094^{25/4}$	.....	180-1	i.	s.	s.
Dietanolamina	$HN(CH_2CH_2OH)_2$	105.14	pr.	$1.097^{20/4}$	28	270^{748}	∞	∞	m.lg.s.
Dietilenglicol, dinitrato	$O(CH_2CH_2ONO_2)_2$	196.12	lq.	$1.377^{25/4}$	–11.3	.....	i.		
Dietilo, adipato	$(CH_2CH_2CO_2C_2H_5)_2$	202.24	lq. inc.	$1.009^{20/4}$	–21	$239\text{-}41^{761}$	0.43^{30}	s.	s.
dietalamina	$(C_2H_5)_2NH$	73.14	lq. inc.	$0.712^{15/15}$	–38.9	55.5^{759}	m.s.	∞	∞
dietalaminofenol (m-)	$(C_2H_5)_2N.C_6H_4.OH$	165.23	rb.	.....	78	276-80	s.		
dietilanilina	$(C_2H_5)_2NC_6H_5$	149.23	aceite	$0.934^{20/4}$	–34.4	216	1.4^{12}	s.	s.
dietilanilinosulfónico, ácido (m-)	$(C_2H_5)_2NC_6H_4SO_3H$	229.29	cr.	.....	270 d.	.....	s.		
dietilo, carbonato	$OC(OC_2H_5)_2$	118.13	lq. inc.	$0.975^{20/4}$	–43	126^{759}	i.	∞	∞
dietilo, dietilmalonato	$(C_2H_5)_2C(CO_2C_2H_5)_2$	216.27	lq. inc.	$0.985^{20/4}$	.....	230	i.	∞	∞
Dietilo, dimetilmalonato	$(CH_3)_2C(CO_2C_2H_5)_2$	188.22	lq. inc.	$0.994^{25/25}$	.....	196.7	i.	∞	∞
dietilcetona	$(C_2H_5)_2CO$	86.13	lq. inc.	$0.816^{19/4}$	–42	101.7	4.7^{20}	∞	∞
dietilmalónico, ácido	$(C_2H_5)_2C(CO_2H)_2$	160.17	pr./aq.	.....	125	d. 170-80	65^{16}	m.s.	m.s.
dietilnaftilamina (α-)	$C_{10}H_7N(C_2H_5)_2$	199.28	aceite inc.	1.005	.....	285-90	i.	∞	∞
dietilnaftilamina (β-)	$C_{10}H_7N(C_2H_5)_2$	199.28	aceite inc.	1.026	.....	318	i.	∞	∞
dietilo, ftalato (o-)	$C_6H_4(CO_2C_2H_5)_2$	222.23	lq. inc.	$1.121^{25/25}$	.....	298-9	i.	∞	∞
dietilo, glutarato	$CH_2(CH_2CO_2C_2H_5)_2$	188.22	jarabe	1.025^{23}	–24	237	0.88^{20}	m.s.	s.
dietilo, malonato	$CH_2(CO_2C_2H_5)_2$	160.17	lq. inc.	$1.055^{20/4}$	–49.8	198.9	2.08^{20}	∞	∞
dietilo, oxalato	$(CO_2C_2H_5)_2$	146.14	lq. inc.	$1.079^{20/4}$	–40.6	186	m.lg.s.	∞	∞
dietilo, sulfato	$O_2S(OC_2H_5)_2$	154.18	lq. inc.	$1.172^{25/4}$	–25	210	i.	s.	∞
dietilo, sulfuro	$(C_2H_5)_2S$	90.18	lq. inc.	$0.837^{20/4}$	–99.5	$92\text{-}3^{754}$	0.31^{20}	∞	∞
dietilo, tartrato (d-)	$(CHOH.CO_2C_2H_5)_2$	206.19	lq.	$1.204^{20/4}$	17	280	lg. s.	∞	∞
dietiltoluidina (m-)	$CH_3.C_6H_4.N(C_2H_5)_2$	163.25	lq.	.....	.....	231-2	i.	s.	s.
dietiltoluidina (o-)	$CH_3.C_6H_4.N(C_2H_5)_2$	163.25	lq.	.....	.....	$208\text{-}9^{755}$	i.	s.	s.
dietiltoluidina (p-)	$CH_3.C_6H_4.N(C_2H_5)_2$	163.25	lq.	$0.924^{15.5}$	.....	228-9	i.		
Difenileno, óxido	$<(C_6H_4)_2O$	168.18	h./al.	.....	86-7	287-8	i.	s. c.	m.s.
Difenilo	$C_6H_5.C_6H_5$	154.20	mn. inc.	$0.992^{73/4}$	69-70	254.9	i.	10^{20}	6.6^{20}
difenilamina	$C_6H_5NHC_6H_5$	169.22	mn. inc.	$1.160^{20/20}$	52.9	302	0.03^{25}	$56^{19.5}$	s.
difenilcloroarsina	$(C_6H_5)_2AsCl$	264.57	rb.	1.583^{40}	43-4	d. 327	0.2 d.	20	s.
difeniletano	$(C_6H_5CH_2)_2$	182.25	pr. inc.	$0.978^{50/50}$	52-3	284	i.	s.	m.s.
difenilfenildiamina (p-)	$(C_6H_5NH)_2C_6H_4$	260.32	cr.	.....	152	.....	i.		
difenilguanidina	$(C_6H_5NH)_2C:NH$	211.26	mn./al.	.....	147-8	d. >170	m.lg.s.	9^{20}	lg. s.
difenílico, éter	$C_6H_5OC_6H_5$	170.20	rb. inc.	1.073^{20}	27	259	m.lg.s.	s.	∞
difenilmetano	$(C_6H_5)_2CH_2$	168.23	pr. inc.	$1.001^{26/4}$	26-7	265	i.	m.s.	m.s.
difenilo, carbonato	$O(COC_6H_5)_2$	214.21	ag./al.	1.272^{14}	80	302-6	i.	m.s.	s.
difenilo, succinato	$(CH_2CO_2C_6H_5)_2$	270.27	h./al.	.....	122-3	330	i.	.....	s.
difenilo, sulfuro	$(C_6H_5)_2S$	186.26	lq. inc.	$1.119^{15/15}$	<–40	296-7	i.	s. c.	∞
difenilsulfona	$(C_6H_5)_2SO_2$	218.26	ag./aq.	$1.248^{25/4}$	128-9	379	lg. s. c.	s. c.	
difenilurea (asim.)	$(C_6H_5)_2NCONH_2$	212.24	rb.	1.276	189	.....	m.lg.s.	s.	s.
Difluorodiclorometano	F_2CCl_2	120.92	gas	1.486^{-30}	–155	–29.2	5.7 $cm^{3.26}$	s.	s.
Diglicerol	$[(HO)_2C_3H_5]_2O$	166.17	lq.	.....	.....	$220\text{-}30^{10}$	s. c.	.....	i.
Dihidroxi-dinaftilo (α-)	$(HO.C_{10}H_6)_2$	286.31	pl./al.	.....	300	.....	i.	s.	m.s.

TABLA 3-2 Propiedades físicas de compuestos orgánicos (*continúa*)

Nombre	Fórmula	Peso de fórmula	Forma y color	Gravedad específica	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad		
							Agua	Alcohol	Éter
dihidroxidifenilo (4'-,4-)	$(HO.C_6H_4\cdot)_2$	186.20	rb./al.	1.25	270-2	subl.	lg. s.	m.s.	m.s.
dihidroxi-dinaftilo (-2,-2',-1,-1')	$(HO.C_{10}H_6\cdot)_2$	286.31	ag./al.	. . . . .	218	subl.	i.	s.	m.s.
dihidroxietilformal (β-)	$CH_2(OCH_2CH_2OH)_2$	136.15	lq.	1.154^{25}	−5.3	264	∞		
dihidroxinaftaleno (1-,5-)	$C_{10}H_6(OH)_2$	160.16	pr./aq.	. . . . .	258-60	d.	lg. s.	s.	m.s.
dihidroxinaftaleno (1-,8-)	$C_{10}H_6(OH)_2$	160.16	ag.	. . . . .	140	. . . . .	lg. s. c.	. . . . .	m.s.
Dimetilo, adipato	$[(CH_2)_2CO_2CH_3]_2$	174.19	lq. inc.	$1.063^{20/4}$	10-1	115^{13}	i.		
dimetilamina	$(CH_3)_2NH$	45.08	lq. inc.	$0.680^{0/4}$	−96	7.4	m.s.	s.	s.
dimetilaminoazobenceno (p-)	$C_6H_5N{:}N.C_6H_4N(CH_3)_2$	225.28	ag. amar.	. . . . .	116-7	d.	i.	s.	s.
dimetilaminofenol (m-)	$(CH_3)_2NC_6H_4OH$	137.18	ag.	. . . . .	85	265-8	lg. s. c.	s.	s.
dimetilaminometanol	$(CH_3)_2NCH_2CH_2OH$	89.14	lq. inc.	$0.887^{20/4}$	. . . . .	135^{756}	∞		
dimetilanilicosulfónico, ácido (m-)	$(CH_3)_2NC_6H_4SO_3H$	201.24	cr.	. . . . .	d. 266	. . . . .	s.		
dimetilanilina	$(CH_3)_2NC_6H_5$	121.18	lq. inc.	$0.956^{20/4}$	2.5	193	i.	s.	s.
dimetilanilinosulfónico, ácido (p-)	$(CH_3)_2NC_6H_4SO_3H.H_2O$	219.25	pr.	. . . . .	257	. . . . .	s. c.	m.lg.s.	m.lg.s.
dimetilformamida	$HCON(CH_3)_2$	73.09	lq.	0.945^{25}	−58.3	152.8	∞		
dimetilglioxima	$(CH_3.C{:}NOH)_2$	116.12	cr. inc.	. . . . .	240-6	. . . . .	0.06^{20}	m.s.	m.s.
dimetílico, éter	CH_3OCH_3	46.07	gas	. . . . .	−138.5	−23.7	3700 $cm^{3.18}$	s.	s.
dimetilnaftaleno (1-,4-)	$C_{10}H_6(CH_3)_2$	156.22	lq.	$1.016^{20/4}$	<−18	264-6	i.		
dimetilnaftaleno (2-,3-)	$C_{10}H_6(CH_3)_2$	156.22	h./al.	. . . . .	104	265^{767}	i.	lg. s.	
dimetilnaftilamina (α-)	$C_{10}H_7N(CH_3)_2$	171.23	aceite inc.	1.042^{20}	. . . . .	274.5^{711}	i.	s.	s.
dimetilnaftilamina (β-)	$C_{10}H_7N(CH_3)_2$	171.23	cr. inc.	$1.039^{70/70}$	46	304-5	i.	s.	s.
dimetilo, carbonato	$OC(OCH_3)_2$	90.08	lq. inc.	$1.070^{20/4}$	0.5	89-90	i.	∞	∞
dimetilo, ftalato (o-)	$C_6H_4(CO_2CH_3)_2$	194.18	lq. inc.	$1.189^{25/25}$	. . . . .	280^{734}	0.43		
dimetilo, fumarato	$(:CHCO_2CH_3)_2$	144.12	tri. inc.	. . . . .	102	192	i.	lg.s.	lg.s.
dimetilo, glutarato	$(CH_2)_3(CO_2CH_3)_2$	160.17	lq.	$1.089^{15.6}$	−37	130^{50}			
dimetilo, oxalato	$(.CO_2CH_3)_2$	118.09	mn. inc.	1.148^{54}	54	163.3	6	s.	s.
dimetilo, sulfato	$(CH_3O)_2SO_2$	126.13	aceite inc.	$1.352^{0/4}$	−26.8	188.3	m.lg.s.	∞	∞
dimetilo, sulfuro	$(CH_3)_2S$	62.13	aceite	$0.846^{21/4}$	−83.2	37.3	i.	s.	s.
dimetilo, tartrato (d-)	$(CHOH.CO_2CH_3)_2$	178.14	cr.	$1.328^{20/4}$	61.5	280	s.	200^{15}	
dimetil vinil etenilo, carbinol	$(CH_3)_2COH.C{:}C.CH{:}CH_2$	110.15	lq.	$0.887^{20/4}$	. . . . .	150	6^{29}		
Dimetoxibenceno (p-)	$(CH_3O)_2C_6H_4$	138.16	h.	$1.053^{55/55}$	56	212.6	m.lg.s.	m.s.	m.s.
dimetoxidifenitamina (4-,4'-)	$HN(C_6H_4OCH_3)_2$	229.26	cr.	. . . . .	103	. . . . .	i.		
dimetoxietilo, adipato	$(CH_2)_4(CO_2C_2H_4OCH_3)_2$	262.30	lq.	$1.075^{15.6}$	. . . . .	145-50^2	5		
Dinaftilo (α α-)	$C_{10}H_7.C_{10}H_7$	254.31	h./al.	. . . . .	160	$240\text{-}4^{12}$	i.	s. c.	s.
dinaftilmetano (α α'-)	$(C_{10}H_7)_2CH_2$	268.34	pr./al.	. . . . .	109	>360	i.	0.8 fr.	m.s.
dinaftilmetano (β,β'-)	$(C_{10}H_7)_2CH_2$	268.34	ag./al.	. . . . .	92	. . . . .	i.	s.	
Dinitroanisol (1-)(2-,4-)	$CH_3OC_6H_3(NO_2)_2$	198.13	mn. inc.	1.341^{20}	94-5	. . . . .	lg. s. c.	1.5^{20}	
dinitrobenceno (m-)	$C_6H_4(NO_2)_2$	168.11	rb. inc.	$1.575^{20/4}$	89.8	300-2	0.3^{99}	3^{20}	
dinitrobenceno (o-)	$C_6H_4(NO_2)_2$	168.11	mn. inc.	1.59^{18}	117-8	319^{774}	0.01 fr.	1.9^{21}	
dinitrobenceno (p-)	$C_6H_4(NO_2)_2$	168.11	mn. inc.	1.625^{18}	173-4	299^{777}	0.18^{100}	0.18^{21}	
dinitrobenzofenona (4-,4'-)	$(NO_2C_6H_4)_2CO$	272.21	ag. inc.	. . . . .	189	. . . . .	i.		
dinitrobenzoico, ácido (2-,4-)	$(NO_2)_2C_6H_3CO_2H$	212.12	cr./aq.	. . . . .	179-80	. . . . .	1.85^{25}	s.	
dinitrobenzoico, ácido (3-,5-)	$(NO_2)_2C_6H_3CO_2H$	212.12	pr. inc.	. . . . .	204-5	subl.	s. c.	m.s.	lg. s.
dinitrodifenilo (2-,4'-)	$(NO_2C_6H_4)_2$	244.20	mn.	1.474	93.5	. . . . .	i.	m.s. c.	
dinitrodifenilo (4-,4'-)	$(NO_2C_6H_4)_2$	244.20	ag./al.	1.445	233	. . . . .	i.	1.5^{20}	
dinitronaftaleno (1-,5-)	$C_{10}H_6(NO_2)_2$	218.16	ag.	. . . . .	216	subl.	i.		
dinitronaftaleno (1-,8-)	$C_{10}H_6(NO_2)_2$	218.16	rb.	. . . . .	170-2	d.	i.	0.2 fr.	
dinitrosulfónico, ácido (2-,4-)(1-)	$(NO_2)_2C_6H_3SO_3H.3H_2O$	302.22	pr.	. . . . .	106-8	. . . . .	s.	s.	m.lg.s.
Dinitrofenol (2-,3-)	$(NO_2)_2C_6H_3OH$	184.11	mn. amar.	1.681^{20}	144-5	. . . . .	lg. s.	m.s. c.	m.s.
dinitrofenol (2-,4-)	$(NO_2)C_6H_3OH$	184.11	rb. amar.	1.683^{24}	114-5	subl.	0.5 fr.	4^{20}	m.s. c.
dinitrofenol (2-,6-)	$(NO_2)C_6H_3OH$	184.11	rb. amar.	. . . . .	63-4	. . . . .	s. c.	s. c.	s.
[illegible]	$(NO_2)_2C_6H_2(OH)CO_2H.H_2O$	246.13	pl./aq.	. . . . .	173 d.	. . . . .	s. fr.	m.s.	m.s.

dinitrobenzoico, ácido (2-,4-)	$(NO_2)_2C_6H_3CO_2H$	212.12	cr./aq.	.....	179-80	.....	1.85^{25}	s.	
dinitrobenzoico, ácido (3-,5-)	$(NO_2)_2C_6H_3CO_2H$	212.12	pr. inc.	.....	204-5	subl.	s. c.	m.s.	lg. s.
dinitrodifenilo (2-,4'-)	$(NO_2C_6H_4)_2$	244.20	mn.	1.474	93.5	.....	i.	m.s. c.	
dinitrodifenilo (4-,4'-)	$(NO_2C_6H_4)_2$	244.20	ag./al.	1.445	233	.....	i.	1.5^{20}	
dinitronaftaleno (1-,5-)	$C_{10}H_6(NO_2)_2$	218.16	ag.	.....	216	subl.	i.		
dinitronaftaleno (1-,8-)	$C_{10}H_6(NO_2)_2$	218.16	rb.	.....	170-2	d.	i.	0.2 fr.	
dinitrosulfónico, ácido (2-,4-)(1-)	$(NO_2)_2C_6H_3SO_3H.3H_20$	302.22	pr.	.....	106-8	.....	s.	s.	m.lg.s.
Dinitrofenol (2-,3-)	$(NO_2)_2C_6H_3OH$	184.11	mn. amar.	1.681^{20}	144-5	.....	lg. s.	m.s. c.	m.s.
dinitrofenol (2-,4-)	$(NO_2)C_6H_3OH$	184.11	rb. amar.	1.683^{24}	114-5	subl.	0.5 fr.	4^{20}	m.s. c.
dinitrofenol (2-,6-)	$(NO_2)C_6H_3OH$	184.11	rb. amar.	.....	63-4	.....	s. c.	s. c.	s.
Dinitrosalicílico, ácido (3-,5-)	$(NO_2)_2C_6H_2(OH)CO_2H.H_2O$	246.13	pl./aq.	.....	173 d.	.....	s. fr.	m.s.	m.s.
dinitroestilbeno (4-,4'-)	$(NO_2C_6H_4CH:)_2$	270.24	h. amar.	.....	210-6	.....	i.	m.lg.s.	m.lg.s.
dinitrotolueno (2-,4-)	$(NO_2)_2C_6H_3CH_3$	182.13	ag.	1.321^{71}	70	300	0.03^{22}	1.2^{15}	9^{15}
dinitrotolueno (3-,4-)	$(NO_2)_2C_6H_3CH_3$	182.13	ag.	1.259^{111}	60-1	.....	i.		
dinitrotolueno (3-,5-)	$(NO_2)_2C_6H_3CH_3$	182.13	pr. mn.	1.277^{111}	92-3	subl.	lg. s.	s. c.	s.
Dioxano	$O<(CH_2.CH_2)_2>O$	88.10	lq. inc.	$1.033^{20/4}$	9.5-10.5	101.1	∞	s.	s.
Dipenteno	$C_{13}H_{10}$	136.23	lq. inc.	0.865^{18}	.....	178	i.		
Dipropilo, adipato (n-)	$(.CH_2CH_2CO_2C_3H_7)_2$	230.30	lq. inc.	$0.979^{20/4}$	–20.3	143-5^{10}	i.	s.	s.
dipropilamina (i-)	$[(CH_3)_2CH]_2NH$	101.19	lq. inc.	0.722^{22}	–61	83.5^{743}	s.	s.	
dipropilamina (n-)	$(C_2H_5CH_2)_2NH$	101.19	lq. inc.	$0.739^{20/4}$	–39.6	110-1	s.	∞	∞
dipropilanilina (n-)	$C_6H_5N(C_3H_7)_2$	177.28	aceite amar.	0.910^{20}	.....	245.4	i.	s.	s.
dipropilcetona (i-)	$[(CH_3)_2CH]_2CO$	114.18	lq. inc.	$0.806^{20/4}$	.....	123.7	m.lg.s.	∞	∞
dipropilcetona (n-)	$(C_2H_5CH_2)_2CO$	114.18	lq. inc.	$0.822^{20/4}$	–32.6	144.2	0.43	∞	∞
dipropílico, éter (i-)	$[(CH_3)_2CH]_2O$	102.17	lq. inc.	$0.725^{21/0}$	–60	69	0.2	∞	∞
dipropílico, éter (n-)	$C_2H_5CH_2)_2O$	102.17	lq. inc.	$0.744^{21/0}$	–122	91	lg. s.	∞	∞
dipropilo, carbonato (n-)	$O(COCH_2C_2H_5)_2$	146.18	lq. inc.	0.968^{22}	.....	168.2	m.lg.s.		
dipropilo, oxalato (i-)	$[CO_2CH(CH_3)_2]_2$	174.19	lq. inc.	.....	.....	190			
dipropilo, oxalato (n-)	$(CO_2CH_2C_2H_5)_2$	174.19	lq. inc.	$1.038^{0/0}$	–51.7	213.5	d. c.		
Disalicilal-etilendiamina	$[HOC_6H_4CH:NCH_2.]_2$	268.30	cr.	1.34	125-6	.....	0.03^{28}		
Ditolilguanidina (o-)	$(C_7H_7NH)_2C:NH$	239.31	cr.	$1.10^{20/4}$	178-9	.....	m.lg.s.	s. c.	s.
Divinilacetileno	$(H_2C:CH.C:)_2$	78.11	lq.	$0.776^{20/4}$	.....	85	i.		
Docosano (n-)	$CH_3(CH_2)_{20}CH_3$	310.59	cr.	$0.778^{44/4}$	44.5	224.5^{15}	i.	4 g.c.	m.s.
Dodecano (n-)	$CH_3(CH_2)_{10}CH_3$	170.33	lq.	$0.751^{20/4}$	–9.6	214.5	i.	m.s.	m.s.
Dulcitol	$CH_2OH(CHOH)_4CH_2OH$	182.17	mn.	1.466^{15}	189	290-5^{3}	3.2^{15}	m.lg.s.	i.
Dureno (1-,2-,4-,5-)	$(CH_3)_4C_6H_2$	134.21	mn.	$0.838^{81/4}$	79-80	193-5	i.	s.	s.
Efedrina (l-)	$C_6H_5CHOHCH(CH_3)NHCH_3$	165.23	cr./et.	.....	40	255	5	500	s.
Elaídico, ácido	$C_8H_{17}CH:CH(CH_2)_7CO_2H$	282.45	h./al.	$0.851^{79/4}$	51-2	288^{100}	i.	m.s.	m.s.
Eosina	$C_{20}H_8O_5Br_4$	647.93	cr. inc.	.....	.....	.....	i.	s.	
Epiclorhidrina (α-)	$C_3H_5O.CH_2Cl$	92.53	lq.	$1.183^{25/25}$	–25.6	117^{756}	<5	∞	∞
Epidiclorhidrina (α-)	$CH_2:CCl.CH_2Cl$	110.98	lq. inc.	1.204^{25}	.....	94	i.	∞	∞
Eritritol (dl-)	$CH_2OH(CHOH)_2CH_2OH$	122.12	pr. tet.	$1.451^{20/4}$	126	329-31	60	lg. s. fr.	i.
eritritol, tetranitrato	$C_4H_6(ONO_2)_4$	302.12	h./al.	.....	61	expl.	i. fr.	s.	s.
Escatol (3-)	$CH_3.C_8H_6N$	131.17	h.	.....	95	$265\text{-}6^{755}$	0.05 c.	s.	s.
Esteárico, ácido	$CH_3(CH_2)_{16}CO_2H$	284.47	mn.	$0.847^{69.3}$	70-1	291^{110}	0.03^{25}	2^{20}	6^{9}
estearamida	$CH_3(CH_2)_{16}CONH_2$	283.48	cr. inc.	.....	108-9	251^{12}	i.	s. c.	s. c.
Estireno	$C_6H_5CH:CH_2$	104.14	lq. inc.	$0.903^{20/4}$	–31	145-6	m.lg.s.	∞	∞
Etano	CH_3CH_3	30.07	gas inc.	0.546^{-88}	–172	–88.6	4.7 $cm^{3.20}$	150 cm^3.	
Etanolamina	$HOCH_2CH_2NH_2$	61.08	aceite inc.	1.022^{20}	10.5	171^{757}	∞	∞	1
etanolformamida	$HCONHCH_2CH_2OH$	89.09	lq.	1.169^{25}	<–40	d.	∞		
Éter	$(CH_3CH_2)_2O$	74.12	lq. inc.	$0.708^{25/4}$	–116.3	34.6	7.5^{20}	∞	
Etilal	$CH_3(OC_2H_5)_2$	104.15	lq.	$0.824^{25/4}$	–66.5	89	9^{18}	∞	∞
Etileno	$H_2C:CH_2$	28.05	gas inc.	$0.57^{-102/4}$	–169	–103.9	26 $cm3.^{0}$	360 cm3.	s.
etilenbromohidrina	$BrCH_2.CH_2OH$	124.98	lq. inc.	$1.772^{20/4}$	.....	150.3	lg. s.	s.	
etilenclorohidrina	$ClCH_2.CH_2OH$	80.52	lq. inc.	$1.213^{20/4}$	–69	128.8	∞	∞	∞
etilendiamina	$H_2NCH_2.CH_2NH_2$	60.10	lq. inc.	$0.900^{20/20}$	8.5	117.2	∞	∞	0.3

TABLA 3-2 Propiedades físicas de compuestos orgánicos (*continúa*)

Nombre	Fórmula	Peso de fórmula	Forma y color	Gravedad específica	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad		
							Agua	Alcohol	Éter
etileno, bromuro	$BrCH_2{\cdot}CH_2Br$	187.88	lq. inc.	$2.180^{20/4}$	10	131.5	0.43^{30}	∞	∞
etileno, clorobromuro	$ClCH_2{\cdot}CH_2Br$	143.43	lq.	1.689^{19}	−16.6	106.7	0.69^{30}		
etileno, óxido	$<(CH_2)_2>O$	44.05	lq.	$0.887^{7/4}$	−111.3	13.5^{747}	∞	∞	m.s.
Etilideno, diacetato	$CH_3CH(O_2CCH_3)_2$	146.14	lq. inc.	1.061^{12}	18.85	168^{740}	lg. s.	∞	
Etilo, abietato	$C_{19}H_{29}CO_2C_2H_5$	330.49	lq.	$1.020^{20/20}$	. . . . .	200^{4}	i.		
etilamina	$C_2H_5NH_2$	45.08	lq. inc.	$0.689^{15/15}$	−80.6	16.6	∞	∞	∞
etilamina, hidrocloruro	$C_2H_5NH_2{\cdot}HCl$	81.55	mn.	1.216	108-9	. . . . .	240^{17}	m.s.	i.
etilanilina	$C_6H_5NHC_2H_5$	121.18	lq.	$0.963^{20/4}$	−63.5	204	i.	∞	∞
etilanilino sulfónico, ácido (m-)	$C_2H_5NHC_6H_4SO_3H$	201.24	ag./aq.	. . . . .	d. 294	. . . . .	2.15^{15}		
etilbenceno	$C_6H_5{\cdot}C_2H_5$	106.16	lq. inc.	$0.867^{20/4}$	−94.4	136.2	0.01^{15}	∞	∞
etilbenzilanilina	$C_6H_5N(C_2H_5)CH_2C_6H_5$	211.29	aceite amar.	$1.034^{18.5}$	. . . . .	285^{10}	i.	18	∞
etílico, alcohol	CH_3CH_2OH	46.07	lq. inc.	$0.789^{20/4}$	−112	78.4	∞	. . . . .	∞
etilo, acetato	$CH_3CO_2C_2H_5$	88.10	lq. inc.	$0.901^{20/4}$	−82.4	77.1	∞	8.5^{15}	∞
etilo, acetoacetato	$CH_3COCH_2CO_2C_2H_5$	130.14	lq. inc.	$1.025^{20/4}$	−45	180^{755}	13^{17}	∞	∞
etilo, anisato (p-)	$CH_3OC_6H_4CO_2C_2H_5$	180.20	lq.	$1.103^{25/25}$	7-8	269-70	i.	s.	s.
etilo, antranilato (o-)	$NH_2C_6H_4CO_2C_2H_5$	165.19	cr.	$1.117^{20/4}$	13	266-8	m.lg.s.	s.	s.
etilo, benzoato	$C_6H_5CO_2C_2H_5$	150.17	lq. inc.	$1.052^{15/15}$	−34.6	211-2	0.08^{20}	∞	∞
etilo, bromuro	C_2H_5Br	108.98	lq. inc.	$1.431^{20/4}$	−117.8	38.4	1.06^{0}	∞	∞
etilo, butirato (i-)	$(CH_3)_2CHCO_2C_2H_5$	116.16	lq. inc.	$0.871^{20/4}$	−88.2	110-1	lg. s.	∞	∞
etilo, butirato (n-)	$C_3H_7CH_2CO_2C_2H_5$	116.16	lq. inc.	$0.879^{20/4}$	−93.3	120-1	0.68^{25}	∞	∞
etilo, caprato (n-)	$CH_3(CH_2)_8CO_2C_2H_5$	200.31	lq.	0.859^{28}	−20	244.6^{758}	0.002^{20}	∞	∞
Etilo, caproato (n-)	$CH_3(CH_2)_4CO_2C_2H_5$	144.21	lq. inc.	$0.873^{20/20}$	−67.5	$165\text{-}6^{736}$	i.	∞	∞
etilnaftilamina (α-)	$C_{10}H_7NHC_2H_5$	171.23	aceite	$1.060^{20/4}$	. . . . .	303^{723}	i.	s.	s.
etilnaftil, éter (α-)	$C_{10}H_7OC_2H_5$	172.22	cr.	$1.061^{20/20}$	5.5	276.4	i.	s.	s.
etilo, caprilato (n-)	$CH_3(CH_2)_6CO_2C_2H_5$	172.26	lq. inc.	0.878^{17}	−45	$207\text{-}8^{753}$	i.	∞	∞
etilo, cianoacetato	$CH_2(CN)CO_2C_2H_5$	113.11	lq. inc.	$1.062^{20/4}$	−22.5	208^{753}	2^{25}	∞	∞
etilo, cinamato (trans-)	$C_6H_5CH{:}CHCO_2H$	176.21	lq. inc.	$1.049^{20/4}$	12	281	i.	∞	∞
etilo, cloroacetato	$ClCH_2CO_2C_2H_5$	122.55	lq. inc.	$1.159^{20/4}$	−26	144	i.	∞	∞
etilo, clorocarbonato	$ClCO_2CH_2CH_3$	108.53	lq. inc.	$1.138^{20/4}$	−80.6	94-5	d.	∞	∞
etilo, cloruro	CH_3CH_2Cl	64.52	lq. inc.	$0.917^{0/6}$	−139	13	0.45^{0}	∞	∞
etilo, estearato	$CH_3(CH_2)_{16}CO_2C_2H_5$	312.52	cr. inc.	$0.848^{36.3}$	33.4(31)	201^{10}	i.	s.	s.
etilo, formiato	$HCO_2CH_2CH_3$	74.08	lq. inc.	$0.923^{20/4}$	−79	54^{760}	11^{18}	∞	∞
etilo, furoato (α)	$OC_4H_3CO_2C_2H_5$	140.13	h.	$1.117^{2/4}$	34	195^{766}	i.	∞	∞
etilo, heptoato	$CH_3(CH_2)_5CO_2C_2H_5$	158.23	lq. inc.	$0.872^{20/20}$	−66.1	187-8	0.029^{20}	∞	∞
etilo, hipoclorito	$ClOCH_2CH_3$	80.52	lq. am.	$1.013^{-8/4}$	expl.	36^{752}	. . . . .	. . . . .	∞
etilo, lactato	$CH_3CH(OH)CO_2C_2H_5$	118.13	aceite	$1.030^{25/4}$	. . . . .	155	∞	∞	∞
etilo, laurato	$CH_3(CH_2)_{10}CO_2C_2H_5$	228.36	aceite	$0.868^{13/4}$	−10.7	269	i.	s.	s.
etilomercaptán	CH_3CH_2SH	62.13	lq.	$0.839^{20/4}$	−121	36-7	1.5	s.	s.
etilo, metacrilato	$CH_2{:}C(CH_3)CO_2C_2H_5$	114.14	lq. inc.	$0.913^{15.6}$	. . . . .	118	i.	s.	s.
etilo, nitrato	$C_2H_5ONO_2$	91.07	lq. inc.	$1.100^{25/4}$	−102	87-8	1.35^{5}	∞	∞
etilo, nitrito	C_2H_5ONO	75.07	lq.	$0.900^{15.5}$	. . . . .	17	m.lg.s.	∞	∞
etilo, oleato	$C_{17}H_{33}CO_2C_2H_5$	310.50	aceite	0.867^{25}	<−15	$216\text{-}8^{15}$	i.	∞	∞
etilo, palmitato	$CH_3(CH_2)_{14}CO_2C_2H_5$	284.47	ag. inc.	$0.858^{25/4}$	24-5	191^{10}	i.	s.	s.
etilo, pelargonato	$CH_3(CH_2)_7CO_2C_2H_5$	186.29	lq. inc.	$0.866^{17.5}$	−44.5	$227\text{-}8^{757}$	i.	∞	∞
etilo, propionato	$CH_3CH_2CO_2C_2H_5$	102.13	lq. inc.	$0.891^{20/4}$	−72.6	99.1	2.4^{20}	∞	∞
etilo, salicilato (o-)	$HOC_6H_4CO_2C_2H_5$	166.17	lq. inc.	$1.136^{15/4}$	1.3	233-4	i.	∞	∞
etilo, toluato (m-)	$CH_3{\cdot}C_6H_4CO_2C_2H_5$	164.20	lq.	$1.030^{20/20}$	. . . . .	231^{750}	i.	∞	∞
etilo, toluato (o-)	$CH_3{\cdot}C_6H_4CO_2C_2H_5$	164.20	lq.	$1.032^{25/25}$	<−10	227	i.	∞	∞
etilo, toluensulfonato (p-)	$CH_3C_6H_4SO_3C_2H_5$	200.25	pr./al.	$1.166^{48/4}$	33-4	221.3	i.	s.	s.
etilo, valerato (i-)	$(CH_3)_2CH(CH_2)_2CO_2C_2H_5$	130.18	lq. inc.	$0.867^{20/4}$	−99.3	135	0.17^{30}	∞	∞
etilo, valerato (n-)	$CH_3(CH_2)_3CO_2C_2H_5$	130.18	lq. inc.	0.877^{20}	−91.2	145.5	0.24^{25}	∞	∞

etilo, nitrato	$C_2H_5ONO_2$	91.07	lq. inc.	$1.100^{25/4}$	−102	87-8	i.	1.3[55]	∞
etilo, nitrito	C_2H_5ONO	75.07	lq.	$0.900^{15.5}$	.....	17	m.lg.s.	∞	∞
etilo, oleato	$C_{17}H_{33}CO_2C_2H_5$	310.50	aceite	0.867^{25}	<−15	216-8[15]	i.	∞	∞
etilo, palmitato	$CH_3(CH_2)_{14}CO_2C_2H_5$	284.47	ag. inc.	$0.858^{25/4}$	24-5	191[10]	i.	s.	s.
etilo, pelargonato	$CH_3(CH_2)_7CO_2C_2H_5$	186.29	lq. inc.	$0.866^{17.5}$	−44.5	227-8[757]	i.	∞	∞
etilo, propionato	$CH_3CH_2CO_2C_2H_5$	102.13	lq. inc.	$0.891^{20/4}$	−72.6	99.1	2.4[20]	∞	∞

etilo, salicilato (o-)	$HOC_6H_4CO_2C_2H_5$	166.17	lq. inc.	$1.136^{15/4}$	1.3	233-4	i.	∞	∞
etilo, toluato (m-)	$CH_3.C_6H_4CO_2C_2H_5$	164.20	lq.	$1.030^{20/20}$	.....	231[750]	i.	∞	∞
etilo, toluato (o-)	$CH_3.C_6H_4CO_2C_2H_5$	164.20	lq.	$1.032^{25/25}$	<−10	227	i.	∞	∞
etilo, toluensulfonato (p-)	$CH_3.C_6H_4SO_3C_2H_5$	200.25	pr./al.	$1.166^{48/4}$	33-4	221.3	i.	s.	s.
etilo, valerato (i-)	$(CH_3)_2CH(CH_2)_2CO_2C_2H_5$	130.18	lq. inc.	$0.867^{20/4}$	−99.3	135	0.17^{20}	∞	∞
etilo, valerato (n-)	$CH_3(CH_2)_3CO_2C_2H_5$	130.18	lq. inc.	0.877^{20}	−91.2	145.5	0.24^{25}	∞	∞
etilo, yoduro	CH_3CH_2I	155.98	lq. inc.	$1.933^{20/4}$	−105	72.4	0.4^{20}	∞	∞
etiltoluidina (o-)	$CH_3.C_6H_4NHC_2H_5$	135.20	lq.	$0.948^{25/4}$	<−15	215-6	i.		
etiltoluidina (p-)	$CH_3.C_6H_4NHC_2H_5$	135.20	lq.	$0.942^{25/4}$	.....	217	i.		
etilurea	$C_2H_5NH.CO.NH_2$	88.11	ag.	1.213^{18}	92	.....	m.s.	80	i.
Eugenol (1-,4-,3-)	$C_3H_5.C_6H_3(OH)OCH_3$	164.20	aceite	$1.070^{15/15}$	10.3	253.5	m.lg.s.	∞	∞
eugenol (i-)(1-,3-,4-)	$C_3H_5.C_6H_3(OCH_3)OH$	164.20	aceite	$1.091^{15/15}$	−10	267.5	m.lg.s.	∞	∞
Fenacetina	$C_2H_5OC_6H_4NHCOCH_3$	179.21	mn. inc.	.....	134-5	d.	0.7^{20}	40 c.	1.6^{25}
Fenantreno	$<(C_6H_4CH)_2>$	178.22	pl./al.	1.179^{25}	99-100	340	i.	10 c.	m.s.
Fenetidina (o-)	$C_2H_5O.C_6H_4.NH_2$	137.18	aceite	.....	<−21	228-9	i.	s.	s.
fenetidina (p-)	$C_2H_5O.C_6H_4.NH_2$	137.18	lq.	1.061^{15}	3-4	254-5	i.	s.	s.
Fenetol	$C_2H_5O.C_6H_5$	122.16	lq. inc.	$0.967^{20/4}$	−30.2	172	i.	∞	∞
Fenilacetaldehído	$C_6H_5CH_2CHO$	120.14	lg.	1.025^{20}		193-4	m.lg.s.	∞	∞
fenilacético, ácido	$C_6H_5CH_2CO_2H$	136.14	h.	$1.081^{80/4}$	76-7	265.5	1.66^{20}	m.s.	m.s.
fenilacetileno	$C_6H_5C:CH$	102.13	lq. inc.	$0.930^{20/4}$	−43	142-3	i.	∞	∞
fenilanilina (o-)	$C_6H_5.C_6H_4.NH_2$	169.22	cr.	.....	45-6	299[760]	m.lg.s.	s.	s.
fenilanilina (p-)	$C_6H_5.C_6H_4.NH_2$	169.22	h.	.....	50-2	302	s. c.	s.	s.
Fenilatílico, alcohol	$C_6H_5CH_2CH_2OH$	122.16	aceite inc.	$1.023^{13/4}$	.....	219-21[750]	1.6^{20}	s.	∞
fenildimetilpirazolona (3-)(N-)	$C_4H_5ON_2.C_6H_5$	174.20	pr./aq.	.....	128	191[17]	1^{20}	m.s. c.	m.lg.s.
fenilfenol (o-)	$C_6H_5.C_6H_4OH$	170.20	ag.	.....	56-7	275	i.	s.	s.
fenilfenol (p-)	$C_6H_5.C_6H_4OH$	170.20	ag.	.....	164-5	305-8	i.	s.	s.
fenilglicina	$C_6H_5NHCH_2CO_2H$	151.16	cr.	.....	127	.....	s.	s.	lg.∝s.
fenilhidrazina	$C_6H_5NH.NH_2$	108.14	aceite amar.	$1.097^{23/4}$	19.6	243.5	lg. s. c.	∞	∝
fenilhidrazinsulfónico, ácido (p-)	$H_2NNHC_6H_4SO_3H$	188.20	cr./al.	.....	286	.....	0.6^{12}	lg. s.	
fenilmostaza, aceite	$C_6H_5N:CS$	135.18	lg. inc.	$1.138^{15/15}$	−21	219-20	i.	s.	s.
fenilnaftaleno (α-)	$C_{10}H_7.C_6H_5$	204.26	cera	.....	45	336-7	i.	m.s.	m.s.
fenilnaftaleno (β-)	$C_{10}H_7.C_6H_5$	204.26	h./al.	.....	102.5	345-6	i.	lg. s.	lg. s.
fenilnaftilamina (α-)	$C_{10}H_7NHC_6H_5$	219.27	pr./al.	1.17	62	335[258]	0.08[60]	s.	s.
fenilnaftilamina (β-)	$C_{10}H_7NHC_6H_5$	219.27	rb.	1.18	107-8	399.5	0.4[60]	m.s.c.	m.s.c.
fenilo, estearato	$CH_3(CH_2)_{16}CO_2C_6H_5$	360.56	cr.	.....	52	267[15]	i.		
feniloisocianato	$C_6H_5N:CO$	119.12	lq.	$1.096^{20/4}$	.....	166[769]	d.	d.	m.s.
fenilo, salicilato (salol)	$HO.C_6H_4CO_2C_6H_5$	214.21	rb./al.	$1.250^{20/4}$	42-3	172-3[12]	0.015^{25}	m.s.	s.
fenilpropílico, alcohol (γ-)	$C_6H_5(CH_2)_3OH$	136.19	aceite	$1.008^{20/4}$	<−18	235-7	lg. s.	∞	∞
fenilquinoleína (2-)(α-)	$C_6H_5.C_9H_6N$	205.25	ag.	.....	86	363	lg. s.	s. c.	s.
fenilquinoleína (8-)(0-)	$C_6H_5.C_9H_6N$	205.25	lq.	.....	.....	283[187]	lg. s.	s.	s.
feniluretano	$C_6H_5NHCO_2C_2H_5$	165.19	pl./al.	$1.106^{30/4}$	52-3	237-8	i. fr.	s.	s.
Fenilendiamina (o-)	$C_6H_4(NH_2)_2$	108.14	h./aq.	.....	103-4	256-8	733[81]	m.s.	m.s.
fenilendiamina (m-)	$C_6H_4(NH_2)_2$	108.14	rb.	$1.139^{15/15}$	62.8	284-7	35.1^{25}	m.s.	s.
fenilendiamina (p-)	$C_6H_4(NH_2)_2$	108.14	mn.	.....	140	267	669[107]	s.	s.
Fenol	C_6H_5OH	94.11	ag. inc.	$1.071^{25/4}$	42-3	181.4	8.2^{15}	∞	∞
fenolftaleína	$C_{20}H_{14}O_4$	318.31	rb. inc.	$1.299^{25/4}$	261-2	.....	0.2^{20}	10^{25}	5.9 fr.
fenolsulfónico, ácido (o-)	$HO.C_6H_5SO_3H.^3/_4H_2O$	187.68	cr.	.....	50 d.	.....	m.s.	m.s.	
Fenquílico, alcohol (dl-)	$C_{10}H_{17}OH$	154.24	cr. inc.	0.935^{40}	35	201	lg. s.		
fenquílico, alcohol (d-)(α-)	$C_{10}H_{17}OH$	154.24	pr. inc.	$0.964^{20/4}$	45-7	201-2	lg. s.	s.	s.
fenquílico, alcohol (i-)(l-)	$C_{10}H_{17}OH$	154.24	cr. inc.	0.961	61-2	201-2	i.		

TABLA 3-2 Propiedades físicas de compuestos orgánicos (*continúa*)

Nombre	Fórmula	Peso de fórmula	Forma y color	Gravedad específica	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad		
							Agua	Alcohol	Éter
Férrico, dimetildiocarbamato	$Fe[SSCN(CH_3)_2]_3$	416.47	cr.	. . . . .	d. 100-30	ign >150	m.lg.s.		
Floroglucinol (1-,3-,5-)	$C_6H_3(OH)_3.2H_2O$	162.14	rb.	. . . . .	117	subl.	1.13^{25}	m.s.	m.s.
Florono	$[(CH_3)_2C{:}CH]_2CO$	138.20	pr. amar.	$0.885^{20/4}$	28	197.2^{743}	0.1^{50}	s.	s.
Fluoreno	$(C_6H_4)_2 > CH_2$	166.21	cr./al.	$1.203^{0/4}$	115-6	293-5	i.	s. c.	s.
Fluoresceína	$C_{20}H_{12}O_5$	332.30	rojo amar.	. . . . .	d. >290	. . . . .	m.lg.s.c.	s. c.	
Fluoro diclorometano	$FCHCl_2$	102.93	gas	1.426^{0}	−127	14.5	i.	s.	s.
fluoro triclorometano	Cl_3CF	137.38	lq. inc.	$1/494^{17.2}$	. . . . .	24.9	i.	∞	∞
Formaldehído	$HCHO$	30.03	gas	0.815^{-20}	−92	−21	m.s.	m.s.	m.s.
formaldehído (m-)	$(CH_2O)_3$	90.08	bl.	1.17^{65}	64	114.5^{759}	21^{25}	s.	s.
formaldehído (p-)	$(CH_2O)_x.xH_2O$	(30.03)	amor.	. . . . .	150-60	subl.	$20\text{-}30^{18}$	i.	i.
Formamida	$HCONH_2$	45.04	lq.	$1.139^{20/4}$	2	193	∞	∞	m.lg.s.
Formanilida	$HCONHC_6H_5$	121.13	mn.	$1.147^{15/15}$	47	216^{120}	lg. s.	m.s.	s.
Fórmico, ácido	HCO_2H	46.03	lq. inc.	$1.220^{20/4}$	8.6	100.8	∞	∞	
Fosgeno	$OCCl_2$	98.92	gas	$1.392^{19/4}$	−104	8.2^{756}	m.lg.s.		
Fructosa	$CH_2OH(CHOH)_3COCH_2OH$	180.16	ag./aq.	$1.669^{17.5}$	95-105	. . . . .	m.s.	8^{18}	
Ftálico, ácido (o-)	$C_6H_4(CO_2H)_2$	166.13	mn./aq.	$1.593^{20/4}$	208	d.	0.70^{25}	12^{18}	0.68^{15}
ftálico, ácido (m-)(iso-)	$C_6H_4(CO_2H)_2$	166.13	ag./aq.	. . . . .	330	subl.	0.2^{100}	s.	
ftálico, anhídrido (o-)	$C_6H_4(CO)_2 > O$	148.11	rb.	1.527^{4}	130.8	284.5	m.lg.s.	s.	lg. s.
ftálico, nitrilo (o-)	$C_6H_4(CN)_2$	128.13	cr.	. . . . .	141	. . . . .	lg. s. c.		
Ftálido	$C_6H_4(CH_2)(CO) > O$	134.13	ag./aq.	$1.164^{99/4}$	73(65)	290	m.lg.s.	s.	
Ftalimida	$C_6H_4 < (CO)_2 > NH$	147.13	cr./et.	. . . . .	238	subl.	0.04^{25}	5	s. c.
Fucsina	$C_{20}H_{19}N_3HCl$	337.84	rojo	1.22	d. >200	. . . . .	0.3	s.	i.
Fulmínico, ácido	C:NOH	43.03							
Fumárico, ácido (trans-)	$HO_2CCH{:}CHCO_2H$	116.07	pr. inc.	$1.635^{20/4}$	286-7	290	0.7^{17}	5.8^{30}	0.7^{25}
Furfural	$C_4H_3O.CHO$	96.08	lq.	$1.159^{20/4}$	−38.7	161.7^{760}	9.1^{13}	∞	∞
Furfurano	C_4H_4O	68.07	lq. inc.	$0.937^{20/4}$	. . . . .	$31\text{-}2^{756}$	i.	s.	s.
Furfurilo, acetato	$CH_3CO_2CH_2C_4H_3O$	140.13	aceite inc.	$1.118^{20/4}$	. . . . .	175-7	i.	s.	s.
furfurílico, alcohol	$C_4H_3O.CH_2OH$	98.10	aceite	$1.129^{25/4}$	. . . . .	169.5^{752}	∞	s.	s.
furfurilo, butirato	$C_3H_7CO_2CH_2.C_4H_3O$	168.19	lq. inc.	$1.053^{20/4}$	. . . . .	212-3	m.lg.s.	s.	∞
furfurilo, propionato	$C_2H_5CO_2CH_2.C_4H_3O$	154.16	lq. inc.	$1.109^{20/4}$	. . . . .	195-6	m.lg.s.	s.	∞
Furoico, ácido	$C_4H_3O.CO_2H$	112.08	pr. mn.	. . . . .	133-4	230-2	3.6^{15}	s.	s.
G-ácido, sal potásica (2-)(6-,8-)	$HOC_{10}H_5(SO_3K)_2$	380.46	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	8^{25}		
G-ácido, sal sódica (2-)(6-,8-)	$HOC_{10}H_5(SO_3Na)_2$	348.26	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	34^{20}		
Galactosa (d-)(α-)	$C_5H_{11}O_5.CHO$	180.16	pr.	. . . . .	165.5	. . . . .	10.3^{0}	0.6^{40}	
Gálico, ácido (3-,4-,5-)	$(HO)_3C_6H_2CO_2H.H_2O$	188.13	mn./aq.	$1.694^{4/4}$	d. 220	. . . . .	1^{13}	28^{15}	2.5^{15}
Gamma, ácido (2-,8-,6-)	$C_{10}H_5(NH_2)(OH)SO_3H$	239.24	cr.						
Geraniol	$C_9H_{17}CH_2OH$	154.24	lq. inc.	0.883^{15}	<−15	230	i.	∞	∞
Glicerilo, triacetato	$(CH_3CO_2)_3C_3H_5$	218.20	lq. inc.	$1.161^{17/4}$	−78	258-9	7.17^{15}	∞	∞
glicerilo, tribenzoato	$(C_6H_5CO_2)_3C_3H_5$	404.40	ag.	1.228^{12}	75-6	d.	i.	s. c.	s.
glicerilo, tributirato	$(C_3H_7CH_2CO_2)_3C_3H_5$	302.36	lq. inc.	$1.032^{20/4}$	<−75	305-9	i.	s.	s.
glicerilo, tricaprato	$[CH_3(CH_2)_8CO_2]_3C_3H_5$	554.83	cr. inc.	$0.921^{40/4}$	31(25)	. . . . .	i.	s. c.	m.s.
glicerilo, tricaprilato	$[CH_3(CH_2)_6CO_2]_3C_3H_5$	470.67	lq. inc.	$0.954^{20/4}$	8.3(−21)	. . . . .	i.	s.	s.
glicerilo, tricaproato	$[CH_3(CH_2)_4CO_2]_3C_3H_5$	386.51	lq. inc.	$0.987^{20/4}$	−25	. . . . .	i.	s.	s.
glicerilo, triestearato	$[CH_3(CH_2)_{16}CO_2]_3C_3H_5$	891.45	pr. inc.	$0.862^{80/4}$	70.8(55)	. . . . .	i.	s. c.	s. c.
glicerilo, trilaurato	$[CH_3(CH_2)_{10}CO_2]_3C_3H_5$	638.98	ag. inc.	$0.894^{60/4}$	45-6	. . . . .	i.	lg. s. fr.	m.s.
glicerilo, trimistirato	$[CH_3(CH_2)_{12}CO_2]_3C_3H_5$	723.14	h.	$0.885^{60/6}$	56.5	. . . . .	i.	s.	
glicerilo, trinitrato	$CH_2NO_3.CHNO_3.CH_2NO_3$	227.09	aceite amar.	1.601^{15}	13.3(2)	160^{15}	0.18^{20}	50^{20}	∞
glicerilo, trinitrito	$CH_2NO_2.CHNO_2.CH_2NO_2$	179.09	lq. amar.	$1.291^{10/6}$	. . . . .	150 lg. d.	d.	d.	s.
glicerilo, trioleato	$(C_{17}H_{33}CO_2)_3C_3H_5$	885.40	aceite inc.	0.915^{15}	−4	240^{18}	i.	lg. s.	m.s.
glicerilo, tripalmitato	$[CH_3(CH_2)_{14}CO_2]_3C_3H_5$	807.29	ag. inc.	$0.866^{80/4}$	65.1	310-200.1	i.	0.004^{21}	m.s.
	$CH_2OH.CHOH.CH_2OH$	92.09	lq. inc.	$1.260^{20/4}$	17.9	290	∞	∞	i.

glicerilo, tributirato	$(C_3H_7CH_2CO_2)_3C_3H_5$	302.36	lq. inc.	$1.032^{20/4}$	<–75	305-9	i.	s.	s.
glicerilo, tricaprato	$[CH_3(CH_2)_8CO_2]_3C_3H_5$	554.83	cr. inc.	$0.921^{40/4}$	31(25)	. . . . .	i.	s. c.	m.s.
glicerilo, tricaprilato	$[CH_3(CH_2)_6CO_2]_3C_3H_5$	470.67	lq. inc.	$0.954^{20/4}$	8.3(–21)	. . . . .	i.	s.	s.
glicerilo, tricaproato	$[CH_3(CH_2)_4CO_2]_3C_3H_5$	386.51	lq. inc.	$0.987^{20/4}$	–25	. . . . .	i.	s.	s.
glicerilo, triestearato	$[CH_3(CH_2)_{16}CO_2]_3C_3H_5$	891.45	pr. inc.	$0.862^{80/4}$	70.8(55)	. . . . .	i.	s. c.	s. c.
glicerilo, trilaurato	$[CH_3(CH_2)_{10}CO_2]_3C_3H_5$	638.98	ag. inc.	$0.894^{60/4}$	45-6	. . . . .	i.	lg. s. fr.	m.s.

glicerilo, trimistirato	$[CH_3(CH_2)_{12}CO_2]_3C_3H_5$	723.14	h.	$0.885^{60/6}$	56.5	. . . . .	i.	s.	
glicerilo, trinitrato	$CH_2NO_3.CHNO_3.CH_2NO_3$	227.09	aceite amar.	1.601^{15}	13.3(2)	160^{15}	0.18[20]	50[20]	∞
glicerilo, trinitrito	$CH_2NO_2.CHNO_2.CH_2NO_2$	179.09	lq. amar.	$1.291^{10/16}$	. . . . .	150 lg. d.	d.	d.	s.
glicerilo, trioleato	$(C_{17}H_{33}CO_2)_3C_3H_5$	885.40	aceite inc.	0.915^{15}	–4	240^{18}	i.	lg. s.	m.s.
glicerilo, tripalmitato	$[CH_3(CH_2)_{14}CO_2]_3C_3H_5$	807.29	ag. inc.	$0.866^{80/4}$	65.1	310-200.1	i.	0.004[21]	m.s.
Glicerol	$CH_2OH.CHOH.CH_2OH$	92.09	lq. inc.	$1.260^{50/4}$	17.9	290	∞	∞	i.
glicerol, diacetato	$(CH_3CO_2)_2C_3H_5OH$	176.17	lq. inc.	$1.178^{15/15}$	40	175-6[40]	s.	s.	lg. s.
glicerol, dinitrato (1-,3-)	$CHOH(CH_2ONO_2)_2$	182.09	aceite	1.47^{15}	<–30	146-8[15]	. . . . .	m.s.	m.s.
glicerol, monoacetato	$C_5H_{10}O_4$	134.13	aceite inc.	$1.20^{20/4}$	. . . . .	$158^{1.65}$	m.s.	m.s.	lg. s.
glicerol, mononitrato (α-)	$CH_2OH.CHOH.CH_2NO_3$	137.09	pr. inc.	1.40^{15}	58-9	155-60	70^{15}	m.s.	m.lg.s.
glicerol, mononitrato (β-)	$CH_2OH.CHNO_3.CH_2OH$	137.09	h.	1.40^{15}	54	155-60	. . . . .	m.s.	lg. s.
Glicidol	$C_2H_3O.CH_2OH$	74.08	lq. inc.	$1.114^{16/16}$	. . . . .	166 lg. d.	∞	∞	∞
Glicina (glicocola)	$NH_2CH_2.CO_2H$	75.07	mn.	1.161	232-6 d.	. . . . .	23 fr.	0.1 fr.	i.
Glicol	$CH_2OH.CH_2OH$	62.07	lq. inc.	$1.113^{19/4}$	–15.6	197.4	∞	∞	1.0
glicol, diacetato	$(CH_3CO_2CH_2\cdot)_2$	146.14	lq. inc.	$1.109^{14/4}$	–31	190.5	14.3^{22}	∞	∞
glicol, dibenzoato	$(C_6H_5CO_2CH_2\cdot)_2$	270.27	rb./et.	. . . . .	73-4	>360	i.	. . . . .	s.
glicol, dibutirato	$(C_3H_7CO_2CH_2\cdot)_2$	202.24	lq. inc.	1.024^{0}	. . . . .	240	i.	m.s.	m.s.
glicol, dicaprilato	$(C_7H_{15}CO_2CH_2\cdot)_2$	314.45	lq.	. . . . .	22	. . . . .	i.		
glicol, diformiato	$(HCO_2CH_2\cdot)_2$	118.09	lq.	. . . . .	. . . . .	174	m.lg.s.		
glicol, dilaurato	$(C_{11}H_{23}CO_2CH_2\cdot)_2$	426.66	amor.	. . . . .	52-4	188^{20}	i.	m.s.	m.s.
glicol, dinitrato	$(O_2NO.CH_2\cdot)_2$	152.07	lq. amar.	$1.482^{21/2}$	–20	expl. 114	0.92[25]	s.	∞
glicol, dinitrito	$(ONO.CH_2\cdot)_2$	120.07	lq.	1.216^{0}	<–15	96-8	i.	s. d.	s.
glicol, dipalmitato	$(C_{15}H_{31}CO_2CH_2\cdot)_2$	538.87	ag.	. . . . .	71-2	$260^{0.1}$	i.	s.	s.
glicol, dipropionato	$(C_2H_5CO_2CH_2\cdot)_2$	174.19	lq.	1.045^{25}	. . . . .	211-2	lg. s.	∞	∞
glicolformal	$<O.CH_2CH_2OCH_2>$	74.08	lq.	$1.060^{20/4}$	. . . . .	75-6	∞		
glicólico, éter	$(HO.CH_2CH_2)_2O$	106.12	lq.	$1.118^{20/20}$	–10.5	244.8	∞	∞	i.
glicol, monoformiato	$HCO_2CH_2CH_2OH$	90.08	lq.	$1.199^{15/4}$	. . . . .	180	∞		
Glicólico, ácido	$HOCH_2CO_2H$	76.05	ag./aq.	. . . . .	79(63)	d.	∞	90[25]	m.s.
Glucorónico, ácido	$CHO(CHOH)_4CO_2H$	194.14	cr.	. . . . .	154	d.	m.s.		
Glucosa (d-)(α-)	$C_5H_{11}O_5.CHO$	180.16	rb.	1.544^{25}	146	. . . . .	$82^{17.5}$	lg.s.	i.
glucosa (d-)(β-)	$C_6H_{12}O_6.H_2O$	198.17	cr.	$1.562^{18/4}$	150	. . . . .	154^{15}		
Glutámico, ácido (dl-)	$[.CHNH_2(CH_2)_2.](CO_2H)_2$	147.13	cr./aq.	1.460	199 d.	. . . . .	1.5^{20}	m.lg.s.	m.lg.s.
Glutárico, ácido	$CH_2(CH_2CO_2H)_2$	132.11	cr. inc.	1.429^{15}	97.5	200^{20}	63.9[20]	m.s.	m.s.
Guanidina	$NH:C(NH_2)_2$	59.07	cr. inc.	. . . . .	50	. . . . .	m.s.	s.	
Guayacol (o-)	$CH_3O.C_6H_4OH$	124.13	pr.	$1.140^{15/15}$	28.3	205	1.7^{15}	m.s.	m.s.
H-ácido, sal sódica (1-,8-,3-,6-)	$C_{10}H_8O_7NS_2Na.1^1/_2H_2O$	368.31	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.17[20]		
Heptacosano (n-)	$CH_3(CH_2)_{25}CH_3$	380.72	cr. inc.	$0.780^{80/4}$	59.5	270^{15}	i.		
Heptano	$C_3H_7.CH(CH_3).C_2H_5$	100.20	lq. inc.	$0.687^{20/4}$	–119.4	91.8	i.	s.	∞
Heptano	$(CH_3)_3C.CH_2.C_2H_5$	100.20	lq. inc.	$0.674^{20/4}$	–125	79.1	i.	s.	∞
Heptano	$[(CH_3)_2CH]_2CH_2$	100.20	lq. inc.	$0.675^{20/4}$	–119.4	80.8	i.	s.	∞
Heptano	$(CH_3)_2C(C_2H_5)_2$	100.20	lq. inc.	$0.693^{20/4}$	–135.0	86.0	i.	s.	∞
Heptano	$(C_2H_5)_3CH$	100.20	lq. inc.	$0.698^{20/4}$	–118.7	93.5	i.	s.	∞
Heptano	$(CH_3)_3C.CH(CH_3)_2$	100.20	lq. inc.	$0.690^{20/4}$	–25	80.8	i.	s.	∞
Heptano (n-)	$CH_3(CH_2)_5CH_3$	100.20	lq. inc.	$0.684^{20/4}$	–90.6	98.4^{760}	0.005^{15}	lg.s.	
heptano (i-)	$(CH_3)_2CH(CH_2)_3CH_3$	100.20	lq. inc.	$0.679^{20/4}$	–118.2	90.0	i.	s.	∞
Heptilo, acetato (n-)	$CH_3CO_2CH_2(CH_2)_5CH_3$	158.24	lq. inc.	$0.874^{16/16}$	. . . . .	191.5^{759}	i.	s.	s.
heptílico, alcohol (n-)	$CH_3(CH_2)_5CH_2OH$	116.20	lq. inc.	$0.824^{20/4}$	34.6	175^{756}	0.18[25]	∞	∞
	$[(CH_3)_2CH]_2CHOH$	116.20	lq. inc.	$0.829^{20/4}$	. . . . .	140	m.lg.s.	∞	∞
	$(C_2H_5.CH_2.CH_2)_2CHOH$	116.20	lq.	$0.820^{20/4}$	–37	156	i.	s.	s.
heptil-mercaptán	$CH_3CH(SH).C_5H_{11}$	132.26	lq.	0.835^{20}	. . . . .	$174\text{-}5^{765}$	i.		

TABLA 3-2 Propiedades físicas de compuestos orgánicos (*continúa*)

Nombre	Fórmula	Peso de fórmula	Forma y color	Gravedad específica	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad		
							Agua	Alcohol	Éter
Heptoico, ácido	$CH_3(CH_2)_5CO_2H$	130.18	lq. inc.	0.918^{20}	−10	221-2	0.25^{15}	s.	s.
heptoico, aldehído	$CH_3(CH_2)_5CHO$	114.18	lq. inc.	$0.850^{20/4}$	−42	155	0.02^{20}	∞	∞
Hexacloro-benceno	C_6Cl_6	284.80	mn.	2.044^{24}	228-31	309^{742}	i.	m.lg.s.c.	s.c.
hexacloro-etano	$CCl_3.CCl_3$	236.76	rb.	$2.091^{20/4}$	186-7	186^{777}	0.005^{22}	m.s.	m.s.
Hexacosano (n-)	$CH_3(CH_2)_{24}CH_3$	366.69	cr.	$0.779^{57.4}$	56.6	262^{15}	i.	m.lg.s.	
Hexadecano (n-)	$CH_3(CH_2)_{14}CH_3$	226.43	h.	$0.774^{20/4}$	18.5	287.5	i.		
Hexaetilbenceno	$C_6(C_2H_5)_6$	246.42	pr./al.	$0.831^{130/4}$	130	298.3	i.	0.75^{25}	8^{25}
Hexametilbenceno	$C_6(CH_3)_6$	162.26	pl./al.	. . . . .	166	265	i.	0.2^{0}	m.s.
Hexametilendiamina	$NH_2(CH_2)_6NH_2$	116.20	h.	. . . . .	42	204-5	m.s.	s.	
hexametilenglicol	$HO(CH_2)_6OH$	118.17	ag./aq	. . . . .	42	250	s.	s.	lg. s. c.
hexametilentetramina	$(CH_2)_6N_4$	140.19	rb. inc.	. . . . .	subl.	. . . . .	81^{12}	3	m.lg.s.
hexametilo, diisocianato	$OCN(CH_2)_6NCO$	168.19	lq.	1.04^{28}	. . . . .	143-4[20]	d.	d.	
Hexano (n-)	$CH_3(CH_2)_4CH_3$	86.17	lg. inc.	$0.659^{20/4}$	−94	69	0.014^{15}	50^{23}	∞
hexano (i-)	$(CH_3)_2CH(CH_2)_2CH_3$	86.17	lq.	$0.654^{20/4}$	−153.7	60.2	i.	. . . . .	s.
hexano (neo-)	$(CH_3)_3C.C_2H_5$	86.17	lq.	$0.649^{20/20}$	−98.2	49.7	i.	. . . . .	s.
	$(CH_3)_2CH.CH(CH_3)_2$	86.17	lq.	$0.662^{20/4}$	−129.8	58.0^{760}	i	. . . . .	s.
	$(C_2H_5)_2CHCH_3$	86.17	lq.	$0.664^{20/4}$	−118	63.2	i.	. . . . .	s.
Hexilo, acetato (n-)	$CH_3CO_2(CH_2)_5CH_3$	144.21	lq. inc.	$0.890^{0/4}$	. . . . .	169.2	i.	m.s.	m.s.
hexílico, alcohol (n-)	$CH_3(CH_2)_4CH_2OH$	102.17	lq. inc.	$0.820^{20/20}$	−51.6	157.2	0.6^{20}	∞	∞
hexílico, alcohol (n-)	$(CH_3)_2CH.C(CH_3)_2OH$	102.17	lq.	$0.821^{20/3}$	−14	120-1	m.lg.s.	∞	∞
	$(CH_3)_2COH.CH_2C_2H_5$	102.17	lq.	$0.809^{20/4}$	−107	123^{762}	m.lg.s.	∞	∞
hexilo, formiato	$HCO_2CH_2(CH_2)_4CH_3$	130.18	lq.	0.898^{0}	. . . . .	153.6	. . . . .	∞	∞
hexilresorcinol (2-,4-)	$CH_3(CH_2)_5C_6H_3(OH)_2$	194.26	ag. inc.	. . . . .	68-70	179^{7}	0.05	m.s.	s.
Hidracrílico, ácido	$HOCH_2CH_2CO_2H$	90.08	jarabe	. . . . .	. . . . .	d.			
Hidrociánico, ácido	HCN	27.03	lq.	0.697^{18}	−12	25-6	∞	∞	∞
hidroquinona (p-)	$C_6H_4(OH)_2$	110.11	cr.	1.332^{15}	170.3	285^{730}	6^{15}	m.s.	m.s.
Hidroxibenzaldehído (p-)	$HO.C_6H_4.CHO$	122.12	ag./aq.	1.129^{130}	116-7	subl.	1.38^{31}		
hidroxibenzanilida (o-)	$HO.C_6H_4.CONHC_6H_5$	213.23	pr./al.	. . . . .	135	d.	m.lg.s.c.	s.	s.
hidroxiquinoleína (2-)(α-)	$C_9H_6N.OH$	145.15	pr./al.	. . . . .	199-200	subl.	s.c.	m.s.	m.s.
hidroxiquinoleína (8-)(o-)	$C_9H_6N.OH$	145.15	pr.	. . . . .	75-6	266.6^{752}	m.lg.s. fr.	s.	lg. s.
Hipúrico, ácido	$C_6H_5CONHCH_2CO_2H$	179.17	rb.	$1.371^{20/4}$	187-8	d.	0.4^{20}	s.c.	0.25^{18}
Histidina (l-)	$C_6H_9O_2N_3$	155.16	h./aq.	. . . . .	d. 287	. . . . .	s.	m.lg.s.	i.
Homoftálico, ácido (o-)	$HO_2C.C_6H_4.CH_2CO_2H$	180.15	cr./aq.	. . . . .	175-80	. . . . .	s.c.	m.s.	lg. s.
Índigo	$[C_6H_4(CO)(NH)C:]_2$	262.26	cr.	1.35	390-2	subl.	i.	i.	i.
índigo blanco	$C_{16}H_{12}O_2N_2$	264.27	gris	. . . . .	. . . . .	. . . . .	i.	s.	s.
Indol	C_8H_7N	117.14	h./aq.	. . . . .	52	253-4	s.c.	s.c.	s.
Indoxilo	C_8H_6NOH	133.14	pr. amar.	. . . . .	85	110	s.	s.	s.
Ionona (α-)	$C_{10}H_{16}:CHCOCH_3$	192.29	aceite inc.	0.930^{20}	. . . . .	136.1^{17}	lg. s.	∞	∞
ionona (β-)	$C_{10}H_{16}:CHCOCH_3$	192.29	aceite inc.	0.944^{20}	. . . . .	140^{18}	lg. s.	∞	∞
Irona (β-)	$C_{14}H_{22}O$	206.32	aceite inc.	0.939^{20}	. . . . .	144^{16}	m.lg.s.	m.s.	m.s.
Isatina	$C_6H_4<(CO)(N)>COH$	147.13	rojo amar.	. . . . .	200-1	subl.	s.c.	m.s.c.	lg. s.
Isopreno	$CH_2:CH.C(CH_3):CH_2$	68.11	lq. inc.	$0.681^{20/4}$	−120	34	i.	∞	∞
Koch, ácido (1-)(3-,6-,8-)	$C_{10}H_4(NH_2)S_3O_9HNa_2$	427.34	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	7.2^{20}		
Láctico, ácido (dl-)	$CH_3CH(OH)CO_2H$	90.08	hig.	$1.249^{15/4}$	16.8	122^{14}	∞	∞	∞
láctico, anhídrido	$C_6H_{10}O_5$	162.14	aceite amar.	. . . . .	. . . . .	d. 250	m.lg.s.	s.	s.
Lactida (dl-)	$C_6H_8C_4$	144.12	tri./al.	$0.862^{10/4}$	124.5	255^{757}	m.lg.s.	m.lg.s. fr.	
Lactosa	$C_{12}H_{22}O_{11}.H_2O$	360.31	rb. inc.	1.525^{20}	202	d.	17^{10}	i.	i.
Láurico, ácido	$CH_3(CH_2)_{10}CO_2H$	200.31	ag. inc.	$0.869^{50/4}$	48(44)	225^{100}	i.	s.	s.
Laurílico, alcohol	$CH_3(CH_2)_{10}CH_2OH$	186.33	h.	$0.831^{24/4}$	24	255-9	i.	s.	s.
Laurona	$[CH_3(CH_2)_{10}]_2CO$	338.60	pl.	$0.809^{69/4}$	69-70	. . . . .	i.	i. fr.	
		778.08	cera	. . . . .	150-200 d.	. . . . .	i.	s. c.	s. c.

Ionol (p-)	$C_{14}H_{22}O$	206.32	aceite inc.	0.939^{20}	.....	144^{16}	m.lg.s.	m.s.	m.s.
Isatina	$C_6H_4<(CO)(N)>COH$	147.13	rojo amar.	.....	200-1	subl.	s. c.	m.s. c.	lg. s.
Isopreno	$CH_2{:}CH.C(CH_3){:}CH_2$	68.11	lq. inc.	$0.681^{20/4}$	−120	34	i.	∞	∞
Koch, ácido (1-)(3-,6-,8-)	$C_{10}H_4(NH_2)S_3O_9HNa_2$	427.34	cr.	.....	.....	.....	7.2^{20}		
Láctico, ácido (dl-)	$CH_3CH(OH)CO_2H$	90.08	hig.	$1.249^{15/4}$	16.8	122^{14}	∞	∞	∞
láctico, anhídrido	$C_6H_{10}O_5$	162.14	aceite amar.	.....	.....	d. 250	m.lg.s.	s.	s.
Lactida (dl-)	$C_6H_8C_4$	144.12	tri./al.	$0.862^{10/4}$	124.5	255^{757}	m.lg.s.	m.lg.s. fr.	
Lactosa	$C_{12}H_{22}O_{11}.H_2O$	360.31	rb. inc.	1.525^{20}	202	d.	17^{10}	i.	i.
Láurico, ácido	$CH_3(CH_2)_{10}CO_2H$	200.31	ag. inc.	$0.869^{50/4}$	48(44)	225^{100}	i.	s.	s.
Laurílico, alcohol	$CH_3(CH_2)_{10}CH_2OH$	186.33	h.	$0.831^{24/4}$	24	255-9	i.	s.	s.
Laurona	$[CH_3(CH_2)_{10}]_2CO$	338.60	pl.	$0.809^{69/4}$	69-70	.....	i.	i. fr.	
Lecitina (protagón)	$C_{42}H_{48}O_9PN$	778.08	cera	.....	150-200 d.	.....	i.	s. c.	s. c.
Lepidina (4-py)	$C_9H_6N.CH_3$	143.18	lq.	1.086^{20}	9-10	261-3	lg. s.	∞	∞
Leucina (l-)	$(CH_3)_2CHCH_2CH(NH_2)CO_2H$	131.17	cr.	1.293^{18}	295	subl.	2.2^{18}		
Levulínico, ácido	$CH_3CO(CH_2)_2CO_2H$	116.11	h.	$1.140^{20/20}$	33.5	245-6	m.s.	m.s.	m.s.
Limoneno (d- o l-)	$C_{10}H_{16}$	136.23	lq.	$0.842^{20/4}$	−96.9	177	i.	∞	∞
Linalilo, acetato	$CH_3CO_2C_{10}H_{17}$	196.28	lq. inc.	0.895^{20}	.....	220^{762} d.	m.lg.s.	∞	∞
Linalol (d- o l-)	$C_{10}H_{17}OH$	154.24	aceite inc.	0.868^{20}	.....	198-200	m.lg.s.	s.	∞
Linoleico, ácido	$C_{17}H_{31}CO_2H$	280.44	aceite am.	$0.903^{18/4}$	−9.5	229-30[16]	i.	∞	∞
Maleico, ácido	$HO_2C.CH{:}CH.CO_2H$	116.07	mn.	1.609	130.5	135 d.	79^{25}	70^{30}	8^{25}
maleico, anhídrido	$<(.CHCO)_2>O$	98.06	cr.	1.5	57-60	202	16.3^{30}		
Málico, ácido (dl-)	$HO_2CCH_2CH(OH)CO_2H$	134.09	cr. inc.	$1.601^{20/4}$	128-9	150 d.	144^{26}	m.s.	m.s.
málico, ácido (d- o l-)	$HO_2CCH_2CH(OH)CO_2H$	134.09	cr. inc.	$1.595^{20/4}$	99-100	140 d.	m.s.	m.s.	8.4^{15}
Malónico, ácido	$H_2C(CO_2H)_2$	104.06	tri. inc.	1.631^{15}	130-5 d.	.....	138^{16}	42^{25}	8^{15}
Maltosa	$C_{12}H_{22}O_{11}.H_2O$	360.31	ag. inc.	1.540^{17}	d.	.....	108^{25}	m.lg.s. fr.	i.
Mandélico, ácido	$C_6H_5CH(OH)CO_2H$	152.14	rb./aq.	$1.300^{20/4}$	118.1	d.	16^{20}	s.	s.
Manitol (d-)	$CH_2OH(CHOH)_4CH_2OH$	182.17	rb. inc.	$1.489^{20/4}$	166	290-5[3]	13^{14}	0.01^{14}	i.
Manosa (d-)	$CH_2OH(CHOH)_4CHO$	180.16	rb.	$1.539^{20/4}$	132	.....	248^{17}	m.lg.s.	i.
Margárico, ácido	$CH_3(CH_2)_{15}CO_2H$	270.44	pl. inc.	0.853^{60}	60-1	227^{100}	i.	32^{28}	m.s.
Melítico, ácido	$C_6(CO_2H)_6$	342.17	ag./al.	.....	286-8	d.	m.s.	m.s.	
Mentol (l-)(α-)	$C_{10}H_{19}OH$	156.26	cr. inc.	$0.890^{15/15}$	42-3	212	0.04 fr.	m.s.	m.s.
Mercapto-benzotiazol (2-)	$<C_6H_4N{:}C(SH)S>$	167.24	ag.	$1.42^{20/4}$	179	d.	i.	s.	lg. s.
mercapto-tiazolina (2-)	$<CH_2N{:}C(SH)SCH_2>$	119.20	cr.	1.50	106	.....	1.6^{60}		
Mercúrico, cianuro	$Hg(CN)_2$	252.65	cr.	4.003^{22}	d. 320	.....	12.5^{15}		
mercúrico, fulminato	$Hg(ONC)_2.{}^1/_2H_2O$	293.65	cr./aq.	4.4	expl.	.....	0.07^{12}	s.	
Mesitileno (1-,3-,5-)	$C_6H_3(CH_3)_3$	120.19	lq. inc.	$0.865^{20/4}$	−45(−52)	164.8	i.	s.	∞
Mesitilo, óxido	$(CH_3)_2C{:}CHCOCH_3$	98.14	lq.	$0.858^{20/4}$	−59	130^{750}	3^{20}	∞	∞
Metanílico, ácido (m-)	$H_2NC_6H_4SO_3H$	173.18	ag. inc.	.....	d.	.....	2^{15}	m.lg.s.	m.lg.s.
Metano	CH_4	16.04	gas	0.415^{-164}	−182.6	−161.4	0.4^{20} cm3	47^{20} cm3	104^{10} cm3
Metilal	$HCH(OCH_3)_2$	76.09	lq. inc.	$0.866^{15/4}$	−104.8	42-3	33	∞	∞
Metilen bis(fenil-4-isocianato)	$(OCN.C_6H_4)_2CH_2$	250.25	lq.	1.222^{30}	.....	210-2[13]	d.	d.	
metilendianilina	$(C_6H_5NH)_2CH_2$	198.26	cr.	.....	65	208-9 d.	i.	s.	s.
metileno, bromuro	CH_2Br_2	173.86	lq. inc.	$2.495^{20/4}$	−52.8	98.5^{756}	1.17^{0}	∞	∞
metileno, cloruro	CH_2Cl_2	84.94	lq. inc.	$1.336^{20/4}$	−96.7	40-1	2^{20}	∞	∞
metileno, yoduro	CH_2I_2	267.87	lq. inc.	$3.325^{20/4}$	5.7	180 d.	1.4^{20}	∞	∞
Metilo, acetato	$CH_3CO_2CH_3$	74.08	lq. inc.	$0.924^{20/4}$	−98.7	57.1	33^{22}	∞	∞
metilacrílico, ácido (α-)	$CH_2{:}C(CH_3)CO_2H$	86.09	pr.	$1.015^{20/4}$	15-16	161-3	s. c.	∞	∞
metilamina	CH_3NH_2	31.06	gas inc.	0.699^{-11}	−92.5	-6.7^{758}	m.s.	m.s.	
metilamina, hidrocloruro	$CH_3NH_2.HCl$	67.52	pl./al.	1.23	226-8	230^{15}	m.s.	23 c.	i.
metilanilina	$C_6H_5NHCH_3$	107.15	lq.	$0.989^{20/4}$	-57	195.5	0.01^{25}	s.	∞
metilantraceno (α-)	$C_6H_4{:}(CH)_2{:}C_6H_3CH_3$	192.25	h./al.	$1.047^{99.4}$	86	.....	i.		
metilantraceno (β-)	$C_6H_4{:}(CH)_2{:}C_6H_3CH_3$	192.25	h. inc.	$1.181^{0/4}$	207	.....	i.	m.lg.s.	m.lg.s.
metilantraquinona (2-)	$C_6H_4{:}(CO)_2{:}C_6H_3CH_3$	222.23	ag. inc.	.....	176-7	subl.	i.	s.	s.
metilbenzilanilina	$C_6H_5N(CH_3)CH_2C_6H_5$	197.27	lq.	.....	9.2	305-6	i.	s.	s.
metilcelosolve	$CH_3OCH_2CH_2OH$	76.09	lq. inc.	$0.965^{20/4}$	.....	124-5	∞	∞	∞
metilciclohexano	$CH_2<(CH_2CH_2)_2>CHCH_3$	98.18	lq. inc.	$0.769^{20/4}$	−126.3	101	i.	s.	s.

TABLA 3-2 Propiedades físicas de compuestos orgánicos (*continúa*)

Nombre	Fórmula	Peso de fórmula	Forma y color	Gravedad específica	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad		
							Agua	Alcohol	Éter
metiletilcetona	$CH_3CO.C_2H_5$	72.10	lq. inc.	$0.805^{20/4}$	–85.9	79.6	35^{10}	∞	∞
metilfosfina	CH_3PH_2	48.03	gas	. . . . .	. . . . .	-14^{759}	i.	lg. s.	
metilglucamina	$CH_2OH(CHOH)_4CH_2NHCH_3$	195.21							
metílico, alcohol	CH_3OH	32.04	lq. inc.	$0.792^{20/4}$	–97-8	64.7	∞	∞	∞
metilmercaptano	CH_3SH	48.10	gas	0.896^{0}	–121	5.8^{752}	s.	m.s.	m.s.
metilnaftaleno (α-)	$C_{10}H_7CH_3$	142.19	aceite	$1.025^{14/4}$	–19	244.6	i.	m.s.	m.s.
metilnaftaleno (β-)	$C_{10}H_7CH_3$	142.19	mn.	$0.994^{40/4}$	35-6	241-2	i.	m.s.	m.s.
metilnonilcetona	$CH_3(CH_2)_8COCH_3$	170.29	aceite inc.	$0.828^{20/20}$	13.5	228	i.	s.	s.
metilo, anaranjado	$(CH_3)_2NC_6H_4N_2C_6H_4SO_3Na$	327.33	po. rojo	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.2 fr.		
metilo, antranilato (o-)	$NH_2C_6H_4CO_2CH_3$	151.16	lq. inc.	$1.168^{19/4}$	24	135.5^{15}	lg. s.	s.	s.
metilo, benzoato	$C_6H_5CO_2CH_3$	136.14	lq. inc.	$1.087^{25/25}$	–12.5	198-9	0.02^{30}	∞	∞
metilo, bromuro	CH_3Br	94.95	gas	$1.732^{0/0}$	–93	4.5^{758}	m.lg.s.	s.	s.
metilo, butirato (i-)	$(CH_3)_2CHCO_2CH_3$	102.13	lq. inc.	$0.891^{20/4}$	–84.7	92.6	m.lg.s.	∞	∞
metilo, butirato (n-)	$CH_3(CH_2)_2CO_2CH_3$	102.13	lq. inc.	$0.898^{20/4}$	<–95	102.3	1.7	∞	∞
metilo, caprato	$CH_3(CH_2)_8CO_2CH_3$	186.29	lq.	. . . . .	–18	223-4	i.	∞	∞
metilo, caprilato	$CH_3(CH_2)_6CO_2CH_3$	158.23	lq. inc.	0.887^{18}	–40	192-4	i.	∞	∞
metilo, caproato (n-)	$CH_3(CH_2)_4CO_2CH_3$	130.18	lq. inc.	$0.904^{0/0}$	. . . . .	149.5	i.	∞	∞
metilo, cinamato	$C_6H_5CH{:}CHCO_2CH_3$	162.18	cr.	$1.042^{36/0}$	33.4	263	i.	m.s.	m.s.
metilo, cloroacetato	$ClCH_2CO_2CH_3$	108.53	lq. inc.	$1.236^{20/4}$	–32.7	130^{740}	m.lg.s.	∞	∞
metilo, cloroformiato	$ClCO_2CH_3$	94.50	lq. inc.	1.236^{15}	. . . . .	71-2	d.	∞	∞
metilo, cloruro	CH_3Cl	50.49	gas	0.952^{20}	–97.7	–24	280^{16} cm3	m.s.	m.s.
metilo, estearato	$CH_3(CH_2)_{16}CO_2CH_3$	298.49	cr. inc.	. . . . .	38-9	215^{15}	i.	s.	s.
metilo-etilo, carbonato	$CH_3O.CO.OC_2H_5$	104.10	lq.	1.002^{27}	–14.5	109.2	i.	∞	∞
metilo-etilo, oxalato	$CH_3OCO.CO_2C_2H_5$	132.11	lq.	$1.156^{0/0}$	. . . . .	173.7	i.	m.s.	m.s.
metilo, formiato	HCO_2CH_3	60.05	lq.	$0.974^{20/4}$	–99.8	32	30^{20}	∞	
metilo, furoato	$C_4H_3O.CO_2CH_3$	126.11	lq. inc.	$1.179^{21/4}$	. . . . .	181.3	i.	∞	∞
metilo, glicolato	$HOCH_2CO_2CH_3$	90.08	lq.	1.168^{18}	. . . . .	151.2			
metilo, heptoato	$CH_3(CH_2)_5CO_2CH_3$	144.21	lq.	$0.881^{15/4}$	. . . . .	172-3	i.		
metilo, hipoclorito	$ClOCH_3$	66.49	gas	. . . . .	. . . . .	12^{726}			
metilo, lactato	$CH_3CH(OH)CO_2CH_3$	104.10	lq.	1.090^{19}	. . . . .	144.8	∞	s.	s.
metilo, laurato	$CH_3(CH_2)_{10}CO_2H_3$	214.34	lq.	. . . . .	5	148^{18}	i.		
metilo, metacrilato	$CH_2{:}C(CH_3)CO_2CH_3$	100.11	lq.	$0.950^{15.6}$	–48	100.3	i.		
metilo, miristato	$CH_3(CH_2)_{12}CO_2CH_3$	242.39	cr./al.	. . . . .	18-9	295^{715}	i.		
metilo, nitrato	CH_3ONO_2	77.04	lq.	1.203^{25}	expl.	65	lg. s.	s.	s.
metilo, nitrito	CH_3ONO	61.04	gas	0.991^{15}	. . . . .	–12	. . . . .	s.	s.
metilo, oleato	$C_{17}H_{33}CO_2CH_3$	296.48	aceite	0.879^{18}	. . . . .	$190\text{-}1^{10}$	i.	∞	∞
metilo, palmitato	$CH_3(CH_2)_{14}CO_2CH_3$	270.44	cr. inc.	. . . . .	30-1	196^{15}	i.	s.	s.
metilo, propionato	$CH_3CH_2CO_2CH_3$	88.10	lq. inc.	$0.915^{20/4}$	–87.5	79.7	0.5^{20}	∞	∞
metilo, salicilato (o-)	$HO.C_6H_4CO_2CH_3$	152.14	lq. inc.	$1.182^{25/25}$	–8.3	222.2	0.07^{30}	∞	∞
metilo, toluato (m-)	$CH_3.C_6H_4CO_2CH_3$	150.17	lq. inc.	1.066^{15}	. . . . .	215	i.		
metilo, toluato (o-)	$CH_3.C_6H_4CO_2CH_3$	150.17	lq. inc.	1.073^{15}	<–50	213	i.	∞	∞
metilo, toluato (p-)	$CH_3.C_6H_4COCH_3$	150.17	cr.	. . . . .	33-4	217	i.	m.s.	m.s.
metilo, yoduro	CH_3I	141.95	lq. inc.	$2.279^{20/4}$	–64.4	42.4	1.8^{15}	∞	∞
metilpropilcetona (n-)	$CH_3COCH_2CH_2CH_3$	86.13	lq. inc.	$0.812^{15/15}$	–77.8	102	m.lg.s.	∞	∞
Metiltoluidina (o-)	$CH_3.C_6H_4NHCH_3$	121.18	lq.	0.973^{15}	. . . . .	206-7	i.	∞	∞
metilo, valerato (i-)	$(CH_3)_2CHCH_2CO_2CH_3$	116.16	lq. inc.	$0.881^{20/4}$	. . . . .	$116\text{-}7^{764}$	m.lg.s.	∞	∞
metilo, valerato (n-)	$CH_3(CH_2)_3CO_2CH_3$	116.16	lq.	$0.895^{15/4}$	–91	127.3	m.lg.s.	∞	∞
metiltoluidina (m-)	$CH_3.C_6H_4NHCH_3$	121.18	lq.	. . . . .	. . . . .	206-7	i.	∞	∞
metiltoluidina (p-)	$CH_3.C_6H_4NHCH_3$	121.18	lq.	$0.935^{55/4}$	. . . . .	211^{761}	i.	∞	∞
	$CH_4COCH{:}CH_2$	70.09	lq.	$0.836^{20/4}$	. . . . .	81	>85		

metilo, toluato (o-)	$CH_3.C_6H_4CO_2CH_3$	150.17	lq. inc.	1.073^{15}	<–50	213	i.	∞	∞
metilo, toluato (p-)	$CH_3.C_6H_4COCH_3$	150.17	cr.	. . . . .	33-4	217	i.	m.s.	m.s.
metilo, yoduro	CH_3I	141.95	lq. inc.	$2.279^{20/4}$	–64.4	42.4	1.8^{15}	∞	∞
metilpropilcetona (n-)	$CH_3COCH_2CH_2CH_3$	86.13	lq. inc.	$0.812^{15/15}$	–77.8	102	m.lg.s.	∞	∞
Metiltoluidina (o-)	$CH_3.C_6H_4NHCH_3$	121.18	lq.	0.973^{15}	. . . . .	206-7	i.	∞	∞

metilo, valerato (i-)	$(CH_3)_2CHCH_2CO_2CH_3$	116.16	lq. inc.	$0.881^{20/4}$	. . . . .	116-7^{764}	m.lg.s.	∞	∞
metilo, valerato (n-)	$CH_3(CH_2)_3CO_2CH_3$	116.16	lq.	$0.895^{15/4}$	–91	127.3	m.lg.s.	∞	∞
metiltoluidina (m-)	$CH_3.C_6H_4NHCH_3$	121.18	lq.	. . . . .	. . . . .	206-7	i.	∞	∞
metiltoluidina (p-)	$CH_3.C_6H_4NHCH_3$	121.18	lq.	$0.935^{55/4}$	. . . . .	211^{761}	i.	∞	∞
metilvinilcetona	$CH_3COCH{:}CH_2$	70.09	lq.	$0.836^{20/4}$	. . . . .	81	>85		
Metoxi-metoxietanol	$CH_3(OCH_2)_2CH_2OH$	106.12	lq.	1.038^{25}	<–70	167.5	∞		
Michler, cetona	$[(CH_3)_2NC_6H_4]_2CO$	268.35	h./al.	. . . . .	174	>360 d.	i.	lg. s.	m.lg.s.
Michler, hidrol (p-,p'-)	$[(CH_3)_2NC_6H_4]_2CHOH$	270.36	v.	. . . . .	96-7	. . . . .	i.	s. c.	s.
Miricílico, alcohol	$C_{31}H_{63}OH(?)$	452.82	cr.	0.777^{95}	88	. . . . .	i.	m.lg.s.	m.s.
Mirístico, ácido	$CH_3(CH_2)_{12}CO_2H$	228.36	h. inc.	$0.853^{70/4}$	57-8	250.5^{100}	i.	m.s.	m.s.
Miristílico, alcohol	$CH_3(CH_2)_{12}CH_2OH$	214.38	cr.	$0.824^{38/4}$	38	167^{15}	<0.02	lg. s.	s.
Morfina	$C_{17}H_{19}O_3N.H_2O$	303.35	pr./al.	1.317	254 d.	. . . . .	0.02^{20}	lg. s.	s.
Mostaza, gas	$(ClCH_2.CH_2)_2S$	159.08	aceite	$1.275^{20/4}$	13-4	217	0.07^{25}	s.	s.
Múcico, ácido	$(.CHOHCHOHCO_2H)_2$	210.14	po.	. . . . .	206-14	. . . . .	0.33^{14}	i.	i.
Naftalendisulfónico, ácido (1-,5-)	$C_{10}H_6(SO_3H)_2$	288.28	h.	. . . . .	d.	. . . . .	102^{20}	s.	i.
naftalendisulfónico, ácido (1-,6-)	$C_{10}H_6(SO_3H)_2$	288.28	cr.	. . . . .	d. 125	. . . . .	164^{20}	s.	i.
naftalensulfónico, ácido (α-)	$C_{10}H_7SO_3H.2H_2O$	244.26	cr.	. . . . .	90	. . . . .	m.s.	m.s.	lg.s.
naftalensulfónico, ácido (β-)	$C_{10}H_7SO_3H.H_2O$	226.24	cr.	. . . . .	125	. . . . .	77^{30}		
Naftaleno	$C_{10}H_8$	128.16	pl./al.	$1.145^{20/4}$	80.2	217.9	0.003^{25}	9.5^{20}	m.s.
Naftasultama (1-,8-)	$C_{10}H_7O_2NS$	205.22	ag.	. . . . .	177–8	. . . . .	s. c.	lg. s.	s.
naftasultam, disulfonato sódico (1-,8-)	$C_{10}H_5O_8NS_3Na_2.2H_2O$	445.35	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	m.s.		
naftasultam, disulfonato sódico (2-,4-)	$C_{10}H_4O_8NS_3Na_3.8^1/_2H_2O$	584.45	h.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	m.s.	lg. s.	
Naftilo, acetato (α-)	$CH_3CO_2C_{10}H_7$	186.20	ag./al.	. . . . .	46-9	. . . . .	lg. s. c.	s.	s.
naftilamina (α-)	$C_{10}H_7NH_2$	143.18	rb.	$1.123^{25/25}$	50	300.8	0.17 fr.	m.s.	m.s.
naftilamina (β-)	$C_{10}H_7NH_2$	143.18	h./aq.	$1.061^{98/4}$	111-2	306.1	m.s. c.	s.	s.
naftilamina, hidrocloruro (α-)	$C_{10}H_7NH_2.HCl$	179.65	ag.	. . . . .	. . . . .	subl.	3.8^{20}	s.	s.
naftilamina, hidrocloruro (β-)	$C_{10}H_7NH_2.HCl$	179.65	h.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	m.s.	m.s.	
naftilaminosulfónico, ácido (1-,4-)	$NH_2.C_{10}H_6.SO_3H$	223.24	ag.	. . . . .	d.	. . . . .	0.2^{100}	i.	i.
naftilaminosulfónico, ácido (1-,5-)	$NH_2.C_{10}H_6.SO_3H.H_2O$	241.26	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	lg. s.		
naftilaminosulfónico, ácido (1-,7-)	$NH_2.C_{10}H_6.SO_3H.H_2O$	241.26	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.46^{25}		
naftilaminosulfónico, ácido (1-,8-)	$NH_2.C_{10}H_6.SO_3H.H_2O$	241.26	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.42^{100}		
naftilaminosulfónico, ácido (2-,5-)	$NH_2.C_{10}H_6.SO_3H$	223.24	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.08		
naftilaminosulfónico, ácido (2-,6-)	$NH_2.C_{10}H_6.SO_3H.H_2O$	241.26	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.38^{100}		
naftilaminosulfónico, ácido (2-,7-)	$NH_2.C_{10}H_6.SO_3H.H_2O$	241.26	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.28^{100}		
naftilo, acetato (β-)	$CH_3CO_2C_{10}H_7$	186.20	ag./al.	. . . . .	69-70	. . . . .	i.	s.	s.
naftilisocianato (α-)	$C_{10}H_7N{:}CO$	169.17	lq. inc.	1.18	. . . . .	269-70	d.	s.	s.
Naftoico, ácido (α-)	$C_{10}H_7CO_2H$	172.17	ag.	. . . . .	160-1	300	m.lg.s. c.	s. c.	s.
naftoico, ácido (β-)	$C_{10}H_7CO_2H$	172.17	mn.	$1.077^{100/4}$	184	>300	0.007^{25}	s.	s.
Naftol (α-)	$C_{10}H_7OH$	144.16	mn.	1.224^{4}	96	278-80	lg. s. c	m.s.	m.s.
naftol (β-)	$C_{10}H_7OH$	144.16	mn.	1.217^{4}	122-3	285-6	0.074^{25}	m.s.	m.s.
naftolsulfónico, ácido (α-)(1-,2-)	$HO.C_{10}H_6SO_3H$	224.22	pl./aq.	. . . . .	>250	. . . . .	m.s. c.	. . . . .	i.
naftolsulfónico, ácido (β-)(2-,6-)	$HO.C_{10}H_6SO_3H$	224.22	h.	. . . . .	125	. . . . .	m.s.	m.s.	
Nicotina	$C_{10}H_{14}N_2$	162.23	aceite	$1.009^{20/4}$	<–80	246^{730}	s.	∞	∞
Nicotínico, ácido (3-)	$C_5H_4NCO_2H$	123.11	ag./al.	. . . . .	235.2	subl.	s. c.	s. c.	m.lg.s.
nicotínico, ácido (i-)(4-)	$C_5H_4NCO_2H$	123.11	ag./aq.	. . . . .	317	d.	s. c.	lg. s. c.	m.lg.s.
Nitroacetanilida (p-)	$CH_3CONHC_6H_4NO_2$	180.16	rb.	. . . . .	215-6	. . . . .	s. c.	s.	s.
nitroacetofenona (m-)	$CH_3COC_6H_4NO_2$	165.14	ag.	. . . . .	80-1	202	i.	s.	
nitroaminoanisol (3-,1-,4-)	$NO_2.C_6H_3(OCH_3)NH_2$	168.15	rojo	. . . . .	123	. . . . .	lg. s.	s.	s.
nitroaminoanisol (4-,1-,2-)	$NO_2.C_6H_3(OCH_3)NH_2$	168.15	ag. roja	$1.207^{15/6}$	118	. . . . .	i.	s.	
nitroaminoanisol (5-,1-,2-)	$NO_2.C_6H_3(OCH_3)NH_2$	168.15	ag. amar.	$1.211^{15/6}$	139-40				

TABLA 3-2 Propiedades físicas de compuestos orgánicos (*continúa*)

Nombre	Fórmula	Peso de fórmula	Forma y color	Gravedad específica	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad		
							Agua	Alcohol	Éter
nitroaminofenol (4-,2-,1-)	$NO_2.C_6H_3(NH_2)OH$	154.12	pr. rojo	. . . . .	142-3	. . . . .	lg. s. fr.	m.s.	m.s.
nitroanilina (m-)	$NO_2.C_6H_4NH_2$	138.12	rb. amar.	1.43	114	306.4	0.11^{20}	7.1^{20}	7.9^{20}
nitroanilina (o-)	$NO_2.C_6H_4NH_2$	138.12	rb. amar.	1.442^{15}	71.5	284.1	s. c.	m.s.	m.s.
nitroanilina (p-)	$NO_2.C_6H_4NH_2$	138.12	mn. amar.	1.437^{14}	146-7	331.7	0.08^{19}	5.8^{20}	6.1^{20}
nitroanisol (o-)	$CH_3OC_6H_4NO_2$	153.13	cr. inc.	$1.254^{20/4}$	9.4	272-3	0.17^{30}	∞	∞
nitroanisol (p-)	$CH_3OC_6H_4NO_2$	153.13	pr./al.	1.233^{20}	54	274	0.06^{20}	m.s.	m.s.
nitroantraquinona (α-)	$C_6H_4(CO)_2.C_6H_3NO_2$	253.20	ag.	. . . . .	230	270^{7}	i.	lg. s.	m.lg.s.
nitroantraquinona sulfónico, ácido (1-,5-)	$NO_2.C_{14}H_6O_2.SO_3H$	333.26	cr. amar.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	s.	i.	i.
nitrobenzal, cloruro (m-)	$NO_2.C_6H_4.CHCl_2$	206.03	mn.	. . . . .	65	. . . . .	i.	m.s. c.	m.s.
nitrobenzaldehído (m-)	$NO_2.C_6H_4CHO$	151.12	ag./aq.	. . . . .	58	164^{23}	1.95^{112}	m.s. c.	m.s.
Nitrobenceno	$C_6H_5NO_2$	123.11	lq. amar.	$1.205^{18/4}$	5.7	210.9	0.19^{20}	m.s.	∞
nitrobencílico, alcohol (m-)	$NO_2.C_6H_4.CH_2OH$	153.13	cr.	. . . . .	27	$175\text{-}80^{3}$			
nitrobencílico, bromuro (p-)	$NO_2.C_6H_4CH_2Br$	216.04	ag./al.	. . . . .	99-100	. . . . .	i.	2^{19}	m.s.
nitrobencina (2-)	$NH_2C_6H_4C_6H_3(NH_2)NO_2$	229.23	g. roja	. . . . .	143	. . . . .	lg. s. c.		
nitrobenzoico, ácido (m-)	$NO_2.C_6H_4.CO_2H$	167.12	mn.	$1.494^{4/4}$	140-1	. . . . .	0.24^{165}	31^{12}	25^{10}
nitrobenzoico, ácido (o-)	$NO_2.C_6H_4.CO_2H$	167.12	tri./aq.	$1.575^{4/4}$	147.5	. . . . .	0.65^{20}	28^{11}	22^{11}
nitrobenzoico, ácido (p-)	$NO_2.C_6H_4.CO_2H$	167.12	mn. amar.	$1.550^{32/4}$	240-2	subl.	0.02^{15}	0.9^{10}	2.2^{13}
nitrocimeno (1-,2-,4-)	$CH_3.C_6H_3(NO_2)CH(CH_3)_2$	179.21	aceite	$1.067^{20/4}$	. . . . .	152^{15}	i.		
nitroclorotolueno (1-,2-,6-)	$CH_3.C_6H_3(NO_2)Cl$	171.58	cr.	. . . . .	37.5	238	i.		
nitrocresol (1-,3-,4-)	$CH_3.C_6H_3(NO_2)OH$	153.13	am.	$1.240^{39/4}$	32	125^{22}	m.lg.s.	m.s.	m.s.
nitrodifenilamina (o-)	$C_6H_5.NH.C_6H_4NO_2$	214.22	cr. ana.	. . . . .	75-6				
nitrodifenilo (o-)	$C_6H_5.C_6H_4NO_2$	199.20	rb.	1.44	37	320	i.	s.	m.s.
nitrodifenilo (p-)	$C_6H_5.C_6H_4NO_2$	199.20	ag./al.	. . . . .	113-4	340	i.	lg. s. fr.	m.s.
nitrofenol (m-)	$NO_2.C_6H_4.OH$	139.11	mn. inc.	1.485^{20}	96-7	194^{70}	1.35^{20}	m.s.	s.
nitrofenol (o-)	$NO_2.C_6H_4.OH$	139.11	mn. amar.	1.295^{45}	44-5	214.5	1.08^{100}	m.s.	m.s.
nitrofenol (p-)	$NO_2.C_6H_4.OH$	139.11	pr. amar.	1.479^{20}	113-4	subl.	1.6^{25}	m.s.	m.s.
nitrofenolsulfónico, ácido (1-,2-,4-)	$HO.C_6H_3(NO_2)SO_3H.3H_2O$	273.22	ag./aq.	. . . . .	51.5	. . . . .	m.s.	m.s.	
nitrofenolsulfónico, ácido (1-,4-,2-)	$HO.C_6H_3(NO_2)SO_3H.3H_2O$	273.22	ag.	. . . . .	d. 110	. . . . .	m.s.	m.s.	lg. s.
nitroftálico, ácido (3-)	$NO_2.C_6H_3(CO_2H)_2$	211.13	am./aq.	. . . . .	222	. . . . .	2.05^{25}	m.s.c.	lg. s.
nitroftálico, ácido (4-)	$NO_2.C_6H_3(CO_2H)_2$	211.13	cr. amar.	. . . . .	164-5	. . . . .	m.s.	m.s.	s.
nitroguanidina	$H_2NC(NH)NHNO_2$	104.07	ag./aq.	. . . . .	246-7	. . . . .	9^{100}	lg. s.	m.lg.s.
nitrometilanilina (m-)	$NO_2.C_6N_4NHCH_3$	166.18	mn. rojo	1.313^{17}	60-1	280-5	i.	s.	s.
nitrometilanilina (o-)	$NO_2.C_6N_4NHCH_3$	166.18	aceite amar.	$1.179^{20/4}$	. . . . .	$151\text{-}3^{30}$	m.lg.s.	m.s.	m.s.
nitrometilanilina (p-)	$NO_2.C_6N_4NHCH_3$	166.18	ag. amar.	. . . . .	163-4	. . . . .	i.	s. c.	
nitronaftaleno (α-)	$C_{10}H_7NO_2$	173.16	am./al.	1.223^{62}	59-60	304	i.	s.	s.
nitronaftaleno (β-)	$C_{10}H_7NO_2$	173.16	inc./al.	. . . . .	79	165^{15}	i.	m.s.	m.s.
nitrotolueno (m-)	$CH_3.C_6H_4NO_2$	137.13	lq.	$1.160^{16/4}$	15-16	230-1	0.05^{30}	∞	∞
nitrotolueno (o-)	$CH_3.C_6H_4NO_2$	137.13	lq. amar.	$1.163^{20/4}$	–4.1	222.3	0.07^{30}	∞	∞
nitrotolueno (p-)	$CH_3.C_6H_4NO_2$	137.13	rb.	$1.139^{55/55}$	51.9	237.7	0.04^{30}	8.6^{15}	80.8^{15}
nitrotoluenosulfónico, ácido (1-,4-,2-)	$CH_3.C_6H_3(NO_2)SO_3H.2H_2O$	253.23	pl./aq.	. . . . .	130	. . . . .	47.7^{28}	m.s.	m.s.
nitrotoluidina (3-,1-,4-)	$NO_2.C_6H_3(CH_3)NH_2$	152.15	mn. rojo	1.312^{17}	116-7	. . . . .	lg. s. c.	s.	
nitrotoluidina (4-,1-,2-)	$NO_2.C_6H_3(CH_3)NH_2$	152.15	mn. amar.	1.365^{15}	105-7	. . . . .	m.lg.s.	s.	s.
Nitrón	$C_{20}H_{16}N_4$	312.36	h. amar.	. . . . .	189-90 d.	. . . . .	i.	s. c.	m.lg.s.
Nitrosodimetilanilina (p-)	$ON.C_6H_4N(CH_3)_2$	150.18	tri. v.	. . . . .	86-7	. . . . .	i.	s.	s.
nitrosonaftol (β-)(1-)	$ON.C_{10}H_6OH$	173.16	pr. pa.	. . . . .	109.5	. . . . .	0.1^{20}	2.4^{18}	

Nonadecano (n-)	$CH_3(CH_2)_{17}CH_3$	268.51	cr.	$0.777^{32/4}$	32	330	i.	lg. s.	s.
Nonano (n-)	$CH_3(CH_2)_7CH_3$	128.25	lq. inc.	$0.718^{20/4}$	–53.7	150.5^{759}	i.	lg.s.	s.
Octadecano (n-)	$CH_3(CH_2)_{16}CH_3$	254.48	cr.	$0.775^{28/4}$	28	317	i.	lg. s.	s.
Octano (n-)	$CH_3(CH_2)_6CH_3$	114.22	lq. inc.	$0.703^{20/4}$	–56.5	125.7	0.002^{16}	lg. s.	s.
octano (iso-)	$(CH_3)_3CCH_2CH(CH_3)_2$	114.22	lq. inc.	$0.692^{20/4}$	–107.4	99.3^{760}	i.	lg. s.	s.

nitrotoluenosulfónico, ácido (1-,4-,2-)	$CH_3.C_6H_3(NO_2)SO_3H.2H_2O$	253.23	pl./aq.	.....	130	.....	47.7[28]	m.s.	m.s.
nitrotoluidina (3-,1-,4-)	$NO_2.C_6H_3(CH_3)NH_2$	152.15	mn. rojo	1.312[17]	116-7	.....	lg. s. c.	s.	
nitrotoluidina (4-,1-,2-)	$NO_2.C_6H_3(CH_3)NH_2$	152.15	mn. amar.	1.365[15]	105-7	.....	m.lg.s.	s.	s.
Nitrón	$C_{20}H_{16}N_4$	312.36	h. amar.	.....	189-90 d.	.....	i.	s. c.	m.lg.s.
Nitrosodimetilanilina (p-)	$ON.C_6H_4N(CH_3)_2$	150.18	tri. v.	.....	86-7	.....	i.	s.	s.
nitrosonaftol (β-)(1-)	$ON.C_{10}H_6OH$	173.16	pr. pa.	.....	109.5	.....	0.1[20]	2.4[18]	

Nonadecano (n-)	$CH_3(CH_2)_{17}CH_3$	268.51	cr.	0.777[32/4]	32	330	i.	lg. s.	s.
Nonano (n-)	$CH_3(CH_2)_7CH_3$	128.25	lq. inc.	0.718[20/4]	-53.7	150.5[759]	i.	lg.s.	s.
Octadecano (n-)	$CH_3(CH_2)_{16}CH_3$	254.48	cr.	0.775[28/4]	28	317	i.	lg. s.	s.
Octano (n-)	$CH_3(CH_2)_6CH_3$	114.22	lq. inc.	0.703[20/4]	-56.5	125.7	0.002[16]	lg. s.	s.
octano (iso-)	$(CH_3)_3CCH_2CH(CH_3)_2$	114.22	lq. inc.	0.692[20/4]	-107.4	99.3[760]	i.	lg. s.	s.
Octileno (n-)	$CH_3(CH_2)_5CH{:}CH_2$	112.21	lq.	0.721[18/4]	.....	126	i.	∞	∞
Octilo, acetato (n-)	$CH_3CO_2CH_2(CH_2)_6CH_3$	172.26	lq. inc.	0.885[0/4]	-38.5	210	i.	s.	s.
octílico, alcohol (n-)	$CH_3(CH_2)_6CH_2OH$	130.22	lq. inc.	0.827[20/4]	-16	194-5	0.054[25]	∞	∞
octílico, alcohol (sec-)	$CH_3(CH_2)_5CH(OH)CH_3$	130.22	lq. inc.	0.822[20/4]	-38.6	179-80	0.096[25]	∞	∞
octilo, acetato (sec-)	$CH_3CO_2CH(CH_3)C_6H_{13}$	172.26	lq. inc.	0.863[14/4]	.....	195	i.	s.	s.
Oleico, ácido	$C_8H_{17}CH{:}CH(CH_2)_7CO_2H$	282.45	ag. inc.	0.854[78/4]	14	285-6[100]	i.	∞	∞
Orcinol (1-,3-,5-)	$(HO)_2C_6H_3.CH_3$	124.13	pr./bz.	1.290[4]	107-8	287-90	m.s.	m.s.	m.s.
Oxálico, ácido	$HO_2C.CO_2H.2H_2O$	126.07	mn. inc.	1.653[19/4]	101.5	subl.	s.	s.	1.3
Palmítico, ácido	$CH_3(CH_2)_{14}CO_2H$	256.42	pl. inc.	0.849[70/4]	63-4	271.5[100]	i.	9[20]	s.
Pelargónico, ácido	$CH_3(CH_2)_7CO_2H$	158.23	aceite inc.	0.906[20/4]	12.5	253-4	m.lg.s.	s.	s.
Pentacloroetano	$CHCl_2.CCl_3$	202.31	lq. inc.	1.671[25/4]	-22	162	0.05[20]	∞	∞
pentadecano (n-)	$CH_3(CH_2)_{13}CH_3$	212.41	lq. inc.	0.770[20/4]	10	270.5	i.	m.s.	m.s.
pentaeritritol	$C(CH_2OH)_4$	136.15	cr.	.....	262	276[30]	5.6[15]	m.lg.s.	i.
Pentano (n-)	$CH_3(CH_2)_3CH_3$	72.15	lq. inc.	0.630[18/4]	-129.7	36.3	0.036[16]	∞	∞
pentano (i-)	$(CH_3)_2CHCH_2CH_3$	72.15	lq. inc.	0.621[19]	-160.0	27.95	i.	∞	∞
pentano (neo-)	$(CH_3)_2C(CH_3)_2$	72.15	lq. inc.	0.613[20/4]	-20	9.5	i.	s.	s.
Pentanodiol -.	$HOCH_2(CH_2)_3CH_2OH$	104.15	lq.	0.994[20/4]	.....	239.4	∞		
Picolina (α-)	$C_5H_4N.CH_3$	93.12	lq. inc.	0.950[15/4]	-70	128.8	m.s.	∞	∞
picolina (β-)	$C_5H_4N.CH_3$	93.12	lq. inc.	0.961[15/4]	.....	143.5	∞	∞	∞
picolina (γ-)	$C_5H_4N.CH_3$	93.12	lq.	0.957[15/4]	.....	143.1	∞	∞	∞
Picrámico, ácido (1-,2-,4-,6-)	$HO.C_6H_2(NH_2)(NO_2)_2$	199.12	ag. roja	.....	169	.....	0.14[22]	s.	lg. s.
Pícrico, ácido, (2-,4-,6-)	$HO.C_6H_2(NO_2)_3$	229.11	rb. amar.	1.763[20/4]	121.8	expl.	1.23[20]	6[20]	1[13]
Picrilo, cloruro (2-,4-,6-)	$ClC_6H_2(NO_2)_3$	247.56	mn. amar.	1.797[20]	83	d.	0.018[15]	4.8[17]	7[17]
Pinacol	$[(CH_3)_2C.OH]_2$	118.17	ag. inc.	0.967[15]	43(38)	171-2[739]	lg. s. fr.	m.s.	m.s.
Pinacolina	$CH_3COC(CH_3)_3$	100.16	lq. inc.	0.800[16]	-52.5	106.2	2.5[15]	s.	s.
Pineno (α-)(dl-)	$C_{10}H_{16}$	136.23	lq. inc.	0.878[20/4]	-55	154-6	m.lg.s.	s.	∞
pineno, hidrocloruro	$C_{10}H_{17}Cl$	172.69	h.	.....	131-2	207-8	i.	33	s.
Pinol (dl-)	$C_{10}H_{16}O$	152.23	lq.	0.953[20/20]	.....	183-4	.....	s.	s.
Piperidin, pentametileno, ditiocarbamato	$(CH_2)_5CS_2H.HN(CH_2)_5$	232.41	cr.	1.13	175	.....	6[28]		
Piperidina	$CH_2 < (CH_2CH_2)_2 > NH$	85.15	lq.	0.860[20/4]	-9	106	∞	∞	
piperidincarboxílico, ácido (α-)(dl-)	$HO_2C.CH < (CH_2CH_2)_2 > NH$	129.16	cr.	.....	264	.....	s.		
Pirazol	-NH.N:CH.CH:CH-	68.08	ag./et.	.....	70	186-8	s.	s.	s.
Pirazolina	-NH.N:CH.CH_2CH_2-	70.09	lq.	.....	.....	144	∞	∞	lg. s.
Pirazolona	-NH.CO.CH_2CH:N-	84.08	ag.	.....	165	subl. d.	s.	m.s.	m.lg.s.
Pireno	$C_{16}H_{10}$	202.24	pr. amar.	1.277[0/4]	149-50	>360	i.	3 c.	m.s.
Piridazina	$N_2 < (CHCH)_2 >$	80.09	lq.	1.107[20/4]	-8	208	∞	s.	s.
Piridina	$CH < (CHCH)_2 > N$	79.10	lq. inc.	0.982[20/4]	-42	115-6	∞	∞	s.
Pirocatecol (o-)	$C_6H_4(OH)_2$	110.11	ag./aq.	1.344[4]	104-5	240-5	45.1[20]	m.s.	m.s.
Pirogalol (1-,2-,3-)	$C_6H_3(OH)_3$	126.11	ag.	1.453[4]	133-4	309	40[13]	s.	s.
Pirona	$CO < (CHCH)_2 > O$	96.08	cr.	1.190[40.3]	32.5	215-7	m.lg.s.	s.	m.s.
Pirrol	$< (CH{:}CH)_2 > NH$	67.09	lq.	0.948[20/4]	.....	131	i.	s.	s.
Pirrolidina	$< (CH_2.CH_2)_2 > NH$	71.12	lq.	0.852[22.5]	.....	87-8	∞	∞	∞
Pirrolina	$< (CH.CH_2)_2 > NH$	69.10	lq.	0.910[20/4]	.....	90-1	m.s.	∞	∞
Pirúvico, ácido	CH_3COCO_2H	88.06	lq. inc.	1.267[20/4]	13.6	165	∞	∞	∞
Plomo, tetraetilo	$Pb(CH_2CH_3)_4$	323.45	lq. inc.	1.659[18/4]	-136	152[291]	i.	lg. s.	

TABLA 3-2 Propiedades físicas de compuestos orgánicos (*continúa*)

Nombre	Fórmula	Peso de fórmula	Forma y color	Gravedad específica	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad		
							Agua	Alcohol	Éter
plomo, tetrametilo	$Pb(CH_3)_4$	267.35	lq. inc.	$1.995^{20/4}$	−27.5	110^{760}	i.	∞	∞
Propano	$CH_3CH_2CH_3$	44.09	gas	$0.585^{-45/4}$	−187.1	−42.2	6.5^{18} cm3	s.	m.s.
Propileno	$CH_3CH{:}CH_2$	42.08	gas	$0.609^{-47/4}$	−185	-48^{749}	44.6 cm3	1200 cm3	
propilenclorhidrina	$CH_3CHClCH_2OH$	94.54	lq. inc.	1.103^{20}	. . . . .	133-4	s.	s.	s.
propilenglicol	$CH_3CH(OH)CH_2OH$	76.09	aceite inc.	$1.040^{19/4}$	. . . . .	188-9	∞	∞	8
propileno, bromuro	$CH_3CHBrCH_2Br$	201.91	lq. inc.	$1.933^{20/4}$	−55.5	141.6	0.25^{20}	s.	m.s.
propileno, cloruro	$CH_3CHClCH_2Cl$	112.99	lq. inc.	$1.159^{20/20}$	<−70	96.8	0.27^{20}	m.s.	m.s.
propileno, óxido	$CH_3(CHCH_2)O$	58.08	lq. inc.	$0.831^{20/20}$		35	33^{20}	∞	∞
Propilo, acetato (n-)	$CH_3COCH_2CH_2CH_3$	102.13	lq. inc.	$0.886^{20/4}$	−92.5	101.6	1.6^{16}	∞	∞
propilamina (i-)	$(CH_3)_2CHNH_2$	59.11	lq. inc.	$0.694^{15/4}$	−101	33-4	∞	∞	∞
propilamina (n-)	$CH_3CH_2CH_2NH_2$	59.11	lq. inc.	$0.718^{20/20}$	−83	$49\text{-}50^{761}$	∞	∞	∞
propilanilina (n-)	$C_6H_5NHCH_2CH_2CH_3$	135.20	lq.	0.949^{18}	. . . . .	222	i.	m.s.	m.s.
propílico, alcohol (i-)	$(CH_3)_2CHOH$	60.09	lq. inc.	$0.789^{20/4}$	−85.8	82.5	∞	∞	∞
propílico, alcohol (n-)	$CH_3CH_2CH_2OH$	60.09	lq. inc.	$0.804^{20/4}$	−127	97.8	∞	∞	∞
propilmercaptano (i-)	$(CH_3)_2CHSH$	76.15	lq.	$0.809^{25/4}$	−130.7	58-60	m.lg.s.	∞	∞
propilmercaptano (n-)	$CH_3CH_2CH_2SH$	76.15	lq.	$0.836^{25/4}$	−112	67-8	m.lg.s.	s.	s.
propilo, acetato (i-)	$CH_3CO_2CH(CH_3)_2$	103.13	lq. inc.	$0.874^{20/20}$	−73.4	88.4	3^{20}	∞	∞
propilo, benzoato (i-)	$C_6H_5CO_2CH(CH_3)_2$	164.20	lq. inc.	$1.010^{25/25}$	. . . . .	218.5	i.	s.	s.
propilo, benzoato (n-)	$C_6H_5CO_2CH_2CH_2CH_3$	164.20	lq. inc.	$1.021^{25/25}$	−51.6	231	i.	s.	s.
propilo, bromuro (i-)	$(CH_3)_2CHBr$	123.00	lq. inc.	$1.310^{20/4}$	−89	60	0.32^{20}	∞	∞
propilo, bromuro (n-)	$CH_3CH_2CH_2Br$	123.00	lq. inc.	$1.353^{20/4}$	−109.9	70.8	0.25^{20}	∞	∞
propilo, cloruro (i-)	$(CH_3)_2CHCl$	78.54	lq. inc.	0.859^{20}	−117	36.5	0.31^{20}	∞	∞
propilo, cloruro (n-)	$CH_3CH_2CH_2Cl$	78.54	lq. inc.	$0.890^{20/4}$	−122.8	46.4	0.27^{20}	∞	∞
propilo, formiato (i-)	$HCO_2CH(CH_3)_2$	88.10	lq. inc.	$0.873^{20/4}$	. . . . .	$68\text{-}71^{751}$	2.1^{22}	∞	∞
propilo, formiato (n-)	$HCO_2CH_2CH_2CH_3$	88.10	lq. inc.	$0.901^{20/4}$	−92.9	81.3	2.2^{22}	∞	∞
propilo, furoato (n-)	$C_4H_3O.CO_2C_3H_7$	154.16	lq. inc.	$1.075^{26/4}$	. . . . .	211	m.lg.s.	s.	∞
propilo, i-butirato (i-)	$(CH_3)_2CHCO_2CH(CH_3)_2$	130.18	lq. inc.	$0.869^{0/4}$	. . . . .	120.8	m.lg.s.		
propilo, i-butirato (n-)	$(CH_3)_2CHCO_2CH_2C_2H_5$	130.18	lq. inc.	$0.884^{0/4}$	. . . . .	134-5	m.lg.s.		
propilo, i-valerato (i-)	$(CH_3)_2CHCH_2CO_2C_3H_7$	144.21	lg. inc.	0.854^{17}	. . . . .	142^{756}			
propilo, i-valerato (n-)	$(CH_3)_2CHCH_2CO_2C_3H_7$	144.21	lq. inc.	$0.863^{20/4}$	. . . . .	155.9	i.	∞	∞
propilo, lactato (i-)	$CH_3CH(OH)CO_2CH(CH_3)_2$	132.16	lq. inc.	. . . . .	. . . . .	167.5	s.	s.	s.
propilo, lactato (n-)	$CH_3CH(OH)CO_2CH_2C_2H_5$	132.16	lq. inc.	. . . . .	. . . . .	$122\text{-}3^{150}$	s.	s.	s.
propilo, n-butirato (i-)	$C_2H_5CH_2CO_2CH(CH_3)_2$	130.18	lq. inc.	0.865^{18}	. . . . .	128	m.lg.s.		
propilo, n-butirato (n-)	$C_2H_5CH_2CO_2CH_2C_2H_5$	130.18	lq. inc.	0.879^{15}	−95.2	142.7	0.17^{17}	∞	∞
propilo, n-valerato (n-)	$CH_3(CH_2)_3CO_2CH_2C_2H_5$	144.21	lq.	0.874^{15}	−70.7	67.5	i.	∞	∞
propilo, propionato (i-)	$C_2H_5CO_2CH(CH_3)_2$	116.16	lq. inc.	0.893^{0}	. . . . .	$109\text{-}11^{750}$	0.6^{25}	∞	∞
propilo, propionato (n-)	$C_2H_5CO_2CH_2C_2H_5$	116.16	lq. inc.	$0.883^{20/4}$	−76	122-3	0.56^{25}	∞	∞
propilo, tiocianato (i-)	$(CH_3)_2CH.CNS$	101.16	lq.	0.963^{20}	. . . . .	$152\text{-}3^{754}$	i.	∞	∞
Propiónico, ácido	$CH_3CH_2CO_2H$	74.08	lq. inc.	$0.992^{20/4}$	−22	141.1	∞	∞	∞
propiónico, aldehído	CH_3CH_2CHO	58.08	lq. inc.	$0.807^{20/4}$	−81	49.5^{740}	20^{20}	∞	∞
propiónico, anhídrido	$(CH_3CH_2CO)_2O$	130.14	lq. inc.	$1.012^{20/4}$	−45	168.8^{780}	d.	d.	
Protocatéquico, ácido (3-,4-)	$(HO)_2C_6H_3CO_2H.H_2O$	172.13	ag./aq.	$1.542^{4/4}$	199 d.	. . . . .	1.82^{14}	m.s.	s.
Pulegol (iso-)(d-)	$C_{10}H_{17}OH$	154.24	lq. inc.	$0.911^{20/4}$		$86\text{-}9^{10}$	m.lg.s.		
Pulegona	$C_{10}H_{16}O$	152.23	lq. inc.	$0.932^{20/20}$	. . . . .	224^{754}	i.	∞	∞
Quercitrina	$C_{21}H_{20}O_{11}.2H_2O$	484.40	ag. amar.	. . . . .	182-5	. . . . .	0.04^{20}	s.	lg. s.
Quinaldina (pi-2)	$CH_3.C_9H_6N$	143.18	lq.	$1.059^{20/4}$	−1	$244\text{-}5^{750}$	m.lg.s.	. . . . .	s.
Quinolina	C_9H_7N	129.15	lq.	1.095^{20}	−15	237.1^{747}	6	∞	∞
quinolidiol (1-,3-)	$-C_6H_4CH{:}C(OH)N{:}C(OH)-$	161.15	cr.	. . . . .	237	. . . . .	m.lg.s.		
quinolina (iso-)	C_9H_7N	129.15	pl.	$1.099^{21/4}$	24.6	240.5^{763}	lg. s.	. . . . .	s.
Quinona (p-)	$CO<(CHCH)_2>CO$	108.09	mn. amar.	$1.318^{20/4}$	115.7	subl.	lg. s. c.	s.	s.
R ácido, sal cálcica (2-)(3-,6-)	$HOC_{10}H_5(SO_3)_2Ca$	342.35	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	29.5^{25}		

propiónico, aldehído	CH_3CH_2CHO	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
propiónico, anhídrido	$(CH_3CH_2CO)_2O$	130.14	lq. inc.	$1.012^{20/4}$	-45	168.8^{780}	d.	d.	
Protocatéquico, ácido (3-,4-)	$(HO)_2C_6H_3CO_2H.H_2O$	172.13	ag./aq.	$1.542^{4/4}$	199 d.	. . . . .	1.82^{14}	m.s.	s.
Pulegol (iso-)(d-)	$C_{10}H_{17}OH$	154.24	lq. inc.	$0.911^{20/4}$		$86\text{-}9^{10}$	m.lg.s.		
Pulegona	$C_{10}H_{16}O$	152.23	lq. inc.	$0.932^{20/20}$	. . . . .	224^{754}	i.	∞	∞
Quercitrina	$C_{21}H_{20}O_{11}.2H_2O$	484.40	ag. amar.	. . . . .	182-5	. . . . .	0.04^{20}	s.	lg. s.

Quinaldina (pi-2)	$CH_3.C_9H_6N$	143.18	lq.	$1.059^{20/4}$	-1	$244\text{-}5^{750}$	m.lg.s.	. . . . .	s.
Quinolina	C_9H_7N	129.15	lq.	1.095^{20}	-15	237.1^{747}	6	∞	∞
quinolidiol (1-,3-)	$-C_6H_4CH:C(OH)N:C(OH)-$	161.15	cr.	. . . . .	237	. . . . .	m.lg.s.		
quinolina (iso-)	C_9H_7N	129.15	pl.	$1.099^{21/4}$	24.6	240.5^{763}	lg. s.	. . . . .	s.
Quinona (p-)	$CO < (CHCH)_2 > CO$	108.09	mn. amar.	$1.318^{20/4}$	115.7	subl.	lg. s. c.	s.	s.
R ácido, sal cálcica (2-)(3-,6-)	$HOC_{10}H_5(SO_3)_2Ca$	342.35	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	30.6^{25}		
R ácido, sal potásica	$HOC_{10}H_5(SO_3K)_2$	380.46	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	29.5^{25}		
R ácido, sal sódica	$HOC_{10}H_5(SO_3Na)_2$	348.26	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	25.2^{25}		
Rafinosa	$C_{18}H_{32}O_{16}.5H_2O$	594.52	cr./aq.	1.465^{0}	119	d. 130	14.3^{20}	0.1^{20},	
Ramnosa (β-)	$CH_3(CHOH)_4CHO.H_2O$	182.17	mn. inc.	$1.471^{20/4}$	126	. . . . .	60.8^{21}	. . . . .	i.
Resorcinol (m-)	$C_6H_4(OH)_2$	110.11	rb. inc.	1.272^{15}	110.7	276.5	147^{12}	m.s.	m.s.
Reteno	$C_{18}H_{18}$	234.32	h./al.	1.13^{16}	98-9	390-4	i.	69 c.	m.s. c.
Ricinoleico, ácido	$C_{17}H_{32}(OH)CO_2H$	298.45	lq.	0.954^{16}	4-5	$226\text{-}8^{10}$	i.	∞	∝
Rosanilina	$C_{20}H_{21}ON_3$	319.39	ag. inc.	. . . . .	186 d.	. . . . .	m.lg.s.	lg. s.	i.
Rosólico, ácido	$C_{20}H_{16}O_3$	304.33	h. an.	. . . . .	308-10 d	. . . . .	0.12^{25}	m.s. c.	lg. s.
Sacarina	$C_6H_4(CO)(SO_2) > NH$	183.18	mn.	. . . . .	225-8	subl.	0.4^{25}	3.1 fr.	1.05 fr.
Safrol (1-,3-,4-)	$CH_2:CHCH_2.C_6H_3:O_2CH_2$	162.18	mn. inc.	$1.100^{20/4}$	11.2	233-4	i.	s.	∞
safrol (iso-)(1-,3-,4-)	$CH_3.CH:CH.C_6H_3:O_2CH_2$	162.18	lq. inc.	$1.122^{20/4}$	6-7	252-3	i.	∞	∞
Salicílico, ácido (o-)	$HO.C_6H_4.CO_2H$	138.12	mn.	$1.443^{20/4}$	159	211^{20}	0.2^{23}	49^{15}	51^{15}
salicílico, aldehído (o-)	$HO.C_6H_4.CHO$	122.12	aceite inc.	$1.153^{25/4}$	-7	196.5	1.7^{86}	∞	∞
Saligenino	$HO.C_6H_4.CH_2OH$	124.13	rb./aq.	1.161^{25}	86-7	subl.	6.6^{15}	m.s.	m.s.
Schaeffer, sal cálcica	$(HOC_{10}H_6SO_3)_2Ca.5H_2O$	576.59	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	4.76^{20}		
Schaeffer, sal potásica	$HOC_{10}H_6SO_3K$	262.31	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	3.46^{25}		
Schaeffer, sal sódica	$HOC_{10}H_6SO_3Na$	246.21	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	6.29^{25}		
Semicarbazida	$NH_2.CO.NH.NH_2$	75.07	pr./al.	. . . . .	96	. . . . .	m.s.	m.s.	i.
semicarbazida, hidrocloruro	$NH_2.CO.NH.NH_3Cl$	111.54	pr.	. . . . .	173 d.	. . . . .	m.s.	lg. s.	i.
Sivestreno (d-)	$C_{10}H_{16}$	136.23	lq.	$0.863^{20/4}$	. . . . .	176-7			
Sodio, metilato	CH_3ONa	54.03	po.	. . . . .	d. 300	. . . . .	d.		
Sorbitol	$[CH_2OH(CHOH)_2]_2$	182.17	cr.	. . . . .	110-2	. . . . .	m.s.	m.s. c.	
Sorbosa (d- o l-)	$C_6H_{12}O_6$	180.16	rb.	1.654^{15}	165	. . . . .	55^{17}	lg. s.	
Subérico, ácido	$HO_2C(CH_2)_6CO_2H$	174.19	ag./aq.	$1.266^{25/4}$	140-4	279^{100}	0.14^{16}	s.	0.8^{15}
Succínico, ácido	$HO_2C(CH_2)_2CO_2H$	118.09	mn. inc.	$1.572^{25/4}$	189-90	235 d.	6.8^{20}	9.9^{15}	1.2^{15}
Sucrosa	$C_{12}H_{22}O_{11}$	342.30	mn. inc.	1.588^{15}	170-86 d.	. . . . .	179^{0}	0.9	i.
Sulfanílico, ácido (p-)	$H_2N.C_6H_4.SO_3H$	173.18	cr. inc.	. . . . .	d. >280	. . . . .	0.8^{10}	m.lg.s.	m.lg.s.
Tartárico, ácido (meso-)	$(CHOHCO_2H)_2$	150.09	cr.	1.737	159-60	. . . . .	120^{15}		
tartárico, ácido (d- o l-)	$(CHOHCO_2H)_2$	150.09	mn.	$1.760^{20/4}$	168-70	d.	139^{20}	25^{15}	0.4^{15}
tartárico, ácido (racémico)	$(CHOHCO_2H)_2.H_2O$	168.10	tri.	$1.697^{20/4}$	205-6	. . . . .	20.6^{20}	2^{0}	0.09
Tartrónico, ácido	$CH(OH)(CO_2H)_2.{}^1/_2H_2O$	129.07	pr./aq.	. . . . .	d. 155-8	subl.	m.s.	m.s.	i.
Teobromina	$C_7H_8O_2N_4$	180.17	rb.	. . . . .	330	. . . . .	0.06^{15}	0.06 fr.	0.03 c.
Tereftálico, ácido (p-)	$C_6H_4(CO_2H)_2$	166.13	cr.	1.510	subl.	. . . . .	0.001 fr.	lg. s. c.	i.
Terpina, hidrato (cis-)	$C_{10}H_{20}O_2.H_2O$	190.28	rb.	. . . . .	117	d.	0.4^{15}	10^{15}	1^{15}
Terpineol (α-)(d- o l-)	$C_{10}H_{18}O$	154.24	cr. inc.	0.935^{15}	38-40	219-21	i.	m.s.	m.s.
terpineol (dl-)	$C_{10}H_{18}O$	154.24	cr. inc.	$0.935^{20/20}$	35	$218\text{-}9^{752}$	i.	m.s.	m.s.
Terpinilo, acetato (α-)(dl-)	$CH_3CO_2.C_{10}H_{17}$	196.28	lq.	$0.966^{20/4}$	<-50	220 d.	i.	20	
Tetrabromoetano (sim.)	$Br_2CH.CHBr_2$	345.70	lq. inc.	$2.964^{20/4}$	-1.0	151^{54}	i.	∞	∞
tetrabromoetano (asim.)	$Br_3C.CH_2Br$	345.70	lq. inc.	$2.875^{20/4}$	0	104^{13}	. . . . .	s.	
Tetracloroetano (sim.)	$Cl_2CH.CHCl_2$	167.86	lq. inc.	$1.600^{20/4}$	-36	146.3	0.29^{20}	∞	∞
tetracloroetano (asim.)	$Cl_3C.CH_2Cl$	167.86	lq.	$1.588^{20/4}$	. . . . .	129-30	i.	∞	∞
tetracloroetileno	$Cl_2C:CCl_2$	165.85	lq. inc.	$1.624^{15/4}$	-19	120.8	0.02^{20}	∞	∞
Tetracosano (n-)	$CH_3(CH_2)_{22}CH_3$	338.64	cr.	$0.779^{51/4}$	51.1	324	. . . . .	. . . . .	s.

TABLA 3-2 Propiedades físicas de compuestos orgánicos (*continúa*)

Nombre	Fórmula	Peso de fórmula	Forma y color	Gravedad específica	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad		
							Agua	Alcohol	Éter
Tetradecano (n-)	$CH_3(CH_2)_{12}CH_3$	198.38	lq. inc.	$0.765^{20/4}$	5.5	252.5	i.	m.s.	m.s.
Tetraetiltiurano, disulfuro	$[(C_2H_5)_2NCS]_2S_2$	296.52	cr.	1.17	70	. . . . .	i.		
Tetrafluoroetileno	$F_2C{:}CF_2$	100.02	gas	1.58^{-78}	−142.5	−76.3	0.01^{30}		
Tetrahidrofurano	$-CH_2(CH_2)_2CH_2.O-$	72.10	lq. inc.	$0.888^{21/4}$	−65	65-6	s.	s.	s.
tetrahidrofurfurílico, alcohol	$C_4H_7O.CH_2OH$	102.13	lq. inc.	$1.050^{20/4}$	. . . . .	$177\text{-}8^{743}$	∞	∞	∞
tetrahidropirano	$-CH_2(CH_2)_3CH_2.O-$	86.13	lq.	$0.881^{20/4}$	. . . . .	88	s.		
Tetralina	$-C_6H_4CH_2(CH_2)_2CH_2-$	132.20	lq. inc.	$0.973^{18/4}$	−31	206^{764}	i.	s.	s.
Tetrametiltiurano, disulfuro	$[(CH_3)_2NCS]_2S_2$	240.41	cr.	1.29	155-6	. . . . .	i.		
Tetrilo (2-,4-,6-)	$(NO_2)_3C_6H_2.N(CH_3)NO_2$	287.15	mn. amar.	1.57^{19}	130.5	expl.	i.	s. c.	s.
Timol (5-,2-,1-)	$(CH_3)(C_3H_7)C_6H_3OH$	150.21	cr.	$0.972^{25/25}$	51.5	232^{752}	0.09^{19}	m.s.	m.s.
Tioacético, ácido	$CH_3.CO.SH$	76.11	lq. amar.	1.074^{10}	<−17	93	s.	∞	∞
tioanilina (4-,4'-)	$(NH_2.C_6H_4)_2S$	216.29	ag./aq.	. . . . .	108	. . . . .	lg. s. c.	s.	s.
tiocarbanilida	$(C_6H_5.NH)_2CS$	228.30	rb./al.	1.3^{24}	154	d.	i.	m.s.	m.s.
tiofenol	$C_6H_5.SH$	110.17	lq. inc.	$1.074^{23/4}$	. . . . .	168-9	m.lg.s.	m.s.	
tionaftol (β-)	$C_{10}H_7.SH$	160.22	cr./al.	. . . . .	81	286-8	m.lg.s.	m.s.	m.s.
tiosalicílico, ácido (o-)	$HS.C_6H_4.CO_2H$	154.18	ag. verde	. . . . .	164	subl.	lg. s. h.	s.	
tiourea	$NH_2.CS.NH_2$	76.12	rb./al.	$1.405^{20/4}$	180-2	d.	9.2^{13}	s.	lg.s.
Tiofeno	$<(CH{:}CH)_2>S$	84.13	lq. inc.	$1.070^{15/4}$	−30	84	i.	s.	
Tolidina (o-)(3-,3'-,4-,4'-)	$[CH_3(NH_2)C_6H_3]_2$	212.28	h.	. . . . .	128-9	. . . . .	m. lg. s.	s.	s.
Tolilendiamina (1-,2-,4-)	$CH_3.C_6H_3(NH_2)_2$	122.17	rb.	. . . . .	99	283-5	s. c.	s.	s.
Tolileno, diisocianato (1-,2-,4-)	$CH_3.C_6H_3(NCO)_2$	174.15	lq.	1.23^{28}	. . . . .	134.5^{20}	d.	d.	
Tolueno	$C_6H_5.CH_3$	92.13	lq. inc.	$0.866^{20/4}$	−95	110.8	0.05^{16}	s.	∞
toluensulfonamida (p-)	$CH_3.C_6H_4SO_2NH_2$	171.21	mn.	. . . . .	137	. . . . .	0.2^{9}	7.4^{5}	
toluensulfónico, ácido (o-)	$CH_3.C_6H_4SO_3H.2H_2O$	208.23	cr.	. . . . .	d.	128.8^{0}	m.s.	s.	
toluensulfónico, ácido (p-)	$CH_3.C_6H_4SO_3H.H_2O$	190.21	mn.	. . . . .	104-5	$146\text{-}7^{0}$	m.s.	s.	
toluensulfónico, cloruro (p-)	$CH_3.C_6H_4.SO_2Cl$	190.64	tri.	. . . . .	69	134.5^{10}	i.	s.	s.
Toluidina (o-)	$CH_3.C_6H_4.NH_2$	107.15	lq. inc.	$0.999^{20/4}$	−16.3	199.7	1.5^{25}	∞	∞
toluidina (m-)	$CH_3.C_6H_4.NH_2$	107.15	lq. inc.	$0.989^{20/4}$	−31.5	203.3	lg.s.	∞	∞
toluidina (p-)	$CH_3.C_6H_4.NH_2$	107.15	cr.	$1.046^{20/4}$	44-5	200.3	0.74^{21}	m.s.	m.s.
toluidina, hidrocloruro (o-)	$CH_3.C_6H_4.NH_3Cl$	143.62	pr. mn.	. . . . .	218-20	242	s.	lg. s.	
toluidinsulfónico, ácido (1-,2-,3-)	$CH_3(NH_2)C_6H_3SO_6H$	187.21	cr.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	0.97^{11}		
Toluoico, ácido (o-)	$CH_3.C_6H_4.CO_2H$	136.14	cr./aq.	$1.062^{15/4}$	104-5	259^{751}	2.17^{100}	m.s.	
toluoico, ácido (m-)	$CH_3.C_6H_4.CO_2H$	136.14	pr./aq.	$1.054^{1.2/4}$	110-1	263	1.6^{100}	m.s.	m.s.
toluoico, ácido (p-)	$CH_3.C_6H_4.CO_2H$	136.14	cr./aq.	. . . . .	179-80	274-5	1.3^{100}	m.s.	m.s.
Trehalosa	$C_{12}H_{22}O_{11}.2H_2O$	378.33	rb./al.	. . . . .	97	. . . . .	s. c.	lg. s. c.	i.
Triamilamina (n-)	$[CH_3(CH_2)_3CH_2]_3N$	227.42	lq.	. . . . .	. . . . .	240-5	i.		
triamilamina (i-)	$[(CH_3)_2CH(CH_2)_2]_3N$	227.42	lq. inc.	$0.786^{20/4}$	. . . . .	235	i.		
Tributilamina (n-)	$[CH_3(CH_2)_2CH_2]_3N$	185.34	lq. inc.	$0.778^{20/20}$	. . . . .	216.5^{761}	i.	s.	∞
tributilo, fosfito	$[CH_3(CH_2)_3O]_3P$	250.32	lq.	$0.925^{20/4}$	. . . . .	$122\text{-}3^{12}$	i.		
Tricloroacético, ácido	$Cl_3C.CO_2H$	163.40	cr.	$1.617^{46/15}$	58	195.5^{754}	120^{25}	s.	s.
triclorobenceno (s-)(1-,3-,5-)	$C_6H_3Cl_3$	181.46	ag.	. . . . .	63.5	208.5^{764}	i.	lg. s.	
tricloroetano (1-,1-,1-)	$Cl_3C.CH_3$	133.42	lq.	$1.325^{26/4}$	. . . . .	74.1	i.	∞	∞
tricloroetileno	$Cl_2C{:}CHCl$	131.40	lq. inc.	$1.466^{20/20}$	−73	87.2	0.1^{25}	∞	∞
triclorofenol	$Cl_3C_6H_2OH$	197.46	ag.	$1.490^{75/4}$	68-9	246	0.09^{25}	m.s.	m.s.
Tricosano (n-)	$CH_3(CH_2)_{21}CH_3$	324.61	h.	$0.779^{48/4}$	47.7	234^{15}	i.		
Tricresito, fosfato (o-)	$OP(OC_6H_4CH_3)_3$	368.36	lq.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	i.		
Tridecano (n-)	$CH_3(CH_2)_{11}CH_3$	184.35	lq. inc.	$0.757^{20/4}$	−6.2	234	i.	m.s.	m.s.
Trietanolamina	$(HOCH_2CH_2)_3N$	149.19	lq. inc.	$1.126^{20/20}$	20-1	$277\text{-}9^{150}$	∞	∞	lg.s.
Trietilamina	$(CH_3CH_2)_3N$	101.19	aceite inc.	$0.729^{20/20}$	−114.8	89.4	$\infty > 19^{0}$	∞	∞
trietilbenceno (1-,3-,5-)	$(C_2H_5)_3C_6H_3$	162.26	lq.	$0.861^{20/4}$	. . . . .	215	i.	s.	s.
		162.26	lq.	$0.882^{17/4}$	. . . . .	$217\text{-}8^{755}$	i.	s.	s.

Tricloroacético, ácido	$Cl_3C.CO_2H$	163.40	cr.	$1.617^{46/15}$	58	195.5^{754}	120^{25}	s.	s.
triclorobenceno (s-)(1-,3-,5-)	$C_6H_3Cl_3$	181.46	ag.	. . . . .	63.5	208.5^{764}	i.	lg. s.	
tricloroetano (1-,1-,1-)	$Cl_3C.CH_3$	133.42	lq.	$1.325^{26/4}$	. . . . .	74.1	i.	∞	∞
tricloroetileno	$Cl_2C:CHCl$	131.40	lq. inc.	$1.466^{20/20}$	−73	87.2	0.1^{25}	∞	∞
triclorofenol	$Cl_3C_6H_2OH$	197.46	ag.	$1.490^{75/4}$	68-9	246	0.09^{25}	m.s.	m.s.
Tricosano (n-)	$CH_3(CH_2)_{21}CH_3$	324.61	h.	$0.779^{48/4}$	47.7	234^{15}	i.		
Tricresito, fosfato (o-)	$OP(OC_6H_4CH_3)_3$	368.36	lq.	. . . . .	. . . . .	. . . . .	i.		
Tridecano (n-)	$CH_3(CH_2)_{11}CH_3$	184.35	lq. inc.	$0.757^{20/4}$	−6.2	234	i.	m.s.	m.s.
Trietanolamina	$(HOCH_2CH_2)_3N$	149.19	lq. inc.	$1.126^{20/20}$	20-1	$277\text{-}9^{150}$	∞	∞	lg.s.
Trietilamina	$(CH_3CH_2)_3N$	101.19	aceite inc.	$0.729^{20/20}$	−114.8	89.4	$\infty > 19^{0}$	∞	∞
trietilbenceno (1-,3-,5-)	$(C_2H_5)_3C_6H_3$	162.26	lq.	$0.861^{20/4}$	. . . . .	215	i.	s.	s.
trietilbenceno (1-,2-,4-)	$(C_2H_5)_3C_6H_3$	162.26	lq.	$0.882^{17/4}$	. . . . .	$217\text{-}8^{755}$	i.	s.	s.
trietilo, borato	$B(OCH_2CH_3)_3$	146.00	lq.	$0.864^{20/20}$	. . . . .	120	d.		
trietilo, citrato	$HOC_3H_4(CO_2C_2H_5)_3$	276.28	aceite	$1.137^{20/4}$	. . . . .	294	i.	∞	∞
Trietilenglicol	$(.CH_2OCH_2CH_2OH)_2$	150.17	lq. inc.	$1.125^{20/20}$	−5	290	∞	∞	m.lg.s.
Trifenilarsina	$(C_6H_5)_3As$	306.21	pl.	1.306	59-60	>360	i.	s.	m.s.
trifenilcarbinol	$(C_6H_5)_3COH$	260.32	cr.	$1.188^{20/4}$	162.5	>360	i.	m.s.	m.s.
trifenilguanidina (α-)	$C_6H_5N:C(NHC_6H_5)_2$	287.35	rb./al.	1.13	144-5	d.	i.	4^{0}	
trifenilmetano	$(C_6H_5)_3CH$	244.32	cr.	$1.014^{99/4}$	93.4	359^{754}	i.	m.s. c.	m.s.
trifenilmetilo	$(C_6H_5)_3C$ . . .	243.31	cr. inc.	. . . . .	145-7	d.	i.	lg. s. c.	
trifenilo, fosfato	$OP(OC_6H_5)_3$	326.28	pr./al.	$1.206^{58/4}$	49-50	245^{11}	i.	155^{25}	m.s.
Trifluoroclorometano	CF_3Cl	104.47	gas	1.726^{-130}	−182	−80			
trifluorocloroetileno	$F_2C:CFCl$	116.48	gas	. . . . .	−157.5	−27.9	d.		
trifluorotricloroetano	$Cl_2CF.CClF_2$	187.39	lq.	$1.576^{20/4}$	−35	47.6	i.	∞	∞
Trimetilamina	$(CH_3)_3N$	59.11	gas	0.662^{-5}	−124	3.5	41^{19}	s.	s.
Trimetileno, bromuro	$BrCH_2CH_2CH_2Br$	201.91	lq.	$1.987^{15/4}$	−34.4	167.5	0.17^{30}	s.	s.
trimetilenglicol	$HOCH_2CH_2CH_2OH$	76.09	aceite	$1.060^{20/4}$	. . . . .	214	∞	∞	
trimetileno, cloruro	$ClCH_2CH_2CH_2Cl$	112.99	lq.	1.201^{15}	. . . . .	123-5	0.27^{25}	s.	s.
Trimetoxibutano (1-,3-,3-)	$CH_2(OCH_3)CH_2C(OCH_3)_2CH_3$	148.20	lg.	0.932	. . . . .	$63\text{-}5^{25}$	d.		
Trinitrobenceno (1-,3-,5-)	$C_6H_3(NO_2)_3$	213.11	rb. inc.	$1.688^{20/4}$	121	d.	0.03^{15}	1.9^{18}	1.5^{18}
trinitrobenzoico, ácido (2-,4-,6-)	$(NO_2)_3C_6H_2CO_2H$	257.12	rb./aq.	. . . . .	210-20 d.	. . . . .	2.05^{24}		
trinitrofenol (2-,3-,6-)	$(NO_2)_3C_6H_2OH$	229.11	ag.	. . . . .	117-8	. . . . .	s. c.	m.s.	m.s.
trinitronaftaleno (α-)(1-,3-,5-)	$C_{10}H_5(NO_2)_3$	263.16	rb.	. . . . .	122-3	. . . . .	i.	s.	
trinitronaftaleno (β-)(1-,3-,8-)	$C_{10}H_5(NO_2)_3$	263.16	cr./al.	. . . . .	218-9	. . . . .	0.02^{100}	0.05^{23}	0.13^{15}
trinitronaftaleno (γ)(1-,4-,5-)	$C_{10}H_5(NO_2)_3$	263.16	cr. amar.	. . . . .	148-9	. . . . .	i.	0.11^{19}	0.4^{19}
trinitroterbutilxileno	$(NO_2)_3C_6(CH_3)_2C_4H_9$	297.26	ag./al.	. . . . .	110	. . . . .	i.	lg. s.	s.
trinitrotolueno (α-)(2-,4-,6-)	$CH_3C_6H_3(NO_2)_3$	227.13	cr./al.	1.654	80.8	expl.	0.01^{20}	1.5^{22}	5^{33}
trinitrotolueno (β-)(2-,3-,4-)	$CH_3C_6H_2(NO_2)_3$	227.13	cr.	$1.620^{20/4}$	112	expl.	i.	lg. s. fr.	s.
trinitrotolueno (γ)(2-,4-,5-)	$CH_3C_6H_2(NO_2)_3$	227.13	pl. amar.	$1.620^{20/4}$	104	expl.	i.	s. c.	m.s.
Trional	$C_2H_5(CH_3)C(SO_2C_2H_5)_2$	242.34	pl./al.	$1.199^{85/4}$	76	d.	0.3^{15}	5^{0}	6.6^{15}
Tripropilamina (n-)	$(CH_3CH_2CH_2)_3N$	143.27	lq. inc.	$0.757^{20/4}$	−93.5	156.5	m.lg.s.	∞	∞
Undecano (n-)	$CH_3(CH_2)_9CH_3$	156.30	lq. inc.	$0.741^{20/4}$	−25.6	194.5	i.	∞	∞
Urea	$H_2N.CO.NH_2$	60.06	pr. inc.	$1.335^{20/4}$	132.7	d.	100^{17}	20^{20}	lg. s.
urea, nitrato	$CO(NH_2)_2.HNO_3$	123.07	mn. inc.	. . . . .	152 d.	. . . . .	m.s. c.	s.	
Úrico, ácido	$C_5H_4O_3N_4$	168.11	cr.	1.893^{20}	d.	. . . . .	0.06 c.	i.	i.
Valérico, ácido (n-)	$C_2H_5CH_2CH_2CO_2H$	102.13	lq. inc.	$0.939^{20/4}$	−34.5	187	3.3^{16}	∞	∞
valerianamida (i-)	$(CH_3)_2CHCH_2CONH_2$	101.15	mn.	$0.965^{20/4}$	135-7	232	s.	s.	s.
valerianamida (n-)	$C_2H_5CH_2CH_2CONH_2$	101.15	pl. mn.	1.023	106	. . . . .	m.s.	m.s.	m.s.
valérico, ácido (i-)	$(CH_3)_2CHCH_2CO_2H$	102.13	lq. inc.	$0.931^{20/20}$	−37.6	176	4.2^{20}	∞	∞
valérico, aldehído (i-)	$(CH_3)_2CHCH_2CHO$	86.13	lq. inc.	0.803^{17}	−51	92.5	lg. s.	s.	s.
valérico, aldehído (n-)	$C_2H_5CH_2CH_2CHO$	86.13	lq.	0.819^{11}	−92	103.4	m.lg.s.	s.	s.
Vanila (3-,4-,1-)	$CH_3O(OH)C_6H_3CHO$	152.14	mn.	1.056	81-2	285	1^{14}	m.s.	m.s.
Vanílico, ácido (3-,4-,1-)	$CH_3O(OH)C_6H_3CO_2H$	168.14	ag./aq.	. . . . .	207	subl.	0.12^{14}	m.s.	m.s.
vanílico, alcohol (3-,4-,1-)	$CH_3O(OH)C_6H_3CH_2OH$	154.16	mn./aq.	. . . . .	115	d.	m.s. c.	m.s.	m.s.
Veratrol (o-)	$C_6H_4(OCH_3)_2$	138.16	cr.	$1.091^{15/15}$	22.5	207.1	m.lg.s.	s.	s.
Vinilo, acetato	$CH_3CO_2CH:CH_2$	86.09	lq. inc.	$0.932^{20/4}$	<60	72-3	2^{20}	∞	∞

TABLA 3-2 Propiedades físicas de compuestos orgánicos (*continúa*)

Nombre	Fórmula	Peso de fórmula	Forma y color	Gravedad específica	Punto de fusión, °C	Punto de ebullición, °C	Solubilidad		
							Agua	Alcohol	Éter
vinilacético, ácido	$CH_2{:}CH.CH_2CO_2H$	86.09	lq. inc.	$1.013^{15/15}$	–39	163	s.	∞	∞
vinilacetileno	$CH_2{:}CH.C{:}CH$	52.07	gas	$0.705^{1.5}$	. . . . .	5.5	$0.67^{0.6}$		
vinílico, alcohol	$CH_2{:}CHOH$	44.06							
vinílico, alcohol (poli-)	$(CH_2{:}CHOH)x$	(44.06)	. . . . .	1.3^{20}	d. >200	. . . . .	s.		
vinilo, cloruro	$CH_2{:}CHCl$	62.50	gas	$0.908^{25/25}$	–160	–12	lg. s.	s.	m.s.
vinilo, poliacetato	$(CH_3CO_2CH{:}CH_2)x$	(86.09)	. . . .	1.19^{20}	100-25	. . . . .	i.		
vinilo, propionato	$C_2H_5CO_2CH{:}CH_2$	100.11	lq.	. . . . .	. . . . .	93-5	m.lg.s.		
Xileno (o-)	$C_6H_4(CH_3)_2$	106.16	lq. inc.	$0.881^{20/4}$	–25	144	i.	s.	∞
xileno (m-)	$C_6H_4(CH_3)_2$	106.16	lq. inc.	$0.867^{17/4}$	–47.4	139.3	i.	s.	∞
xileno (p-)	$C_6H_4(CH_3)_2$	106.16	lq. inc.	$0.861^{20/4}$	13.2	138.5	i.	s.	m.s.
xilensulfónico, ácido (1-,4-,2-)	$(CH_3)_2C_6H_3SO_3H.2H_2O$	222.25	h. inc.	. . . . .	86	$149^{0.1}$	s.		
Xileno, dicloruro (p-)	$C_6H_4(CH_2Cl)_2$	175.06	mn.	1.417^{0}	100.5	240-5 d.	i.	s.	m.lg.s.
Xilidina (1:2)(3-)	$(CH_3)_2C_6H_3NH_2$	121.18	lq.	0.991^{15}	<–15	223	m.lg.s.	s.	s.
xilidina (1:2)(4-)	$(CH_3)_2C_6H_3NH_2$	121.18	pr.	$1.076^{17.5}$	49-50	224-6	m.lg.s.		
xilidina (1:3)(2-)	$(CH_3)_2C_6H_3NH_2$	121.18	lq.	0.980^{15}	. . . . .	216-7	m.lg.s.		
xilidina (1:3)(4-)	$(CH_3)_2C_6H_3NH_2$	121.18	lq.	$0.978^{20/4}$	. . . . .	213-4	m.lg.s.		
xilidina (1:3)(5-)	$(CH_3)_2C_6H_3NH_2$	121.18	aceite	$0.972^{20/4}$	. . . . .	221-2	m.lg.s.		
xilidina (1:4)(2-)	$(CH_3)_2C_6H_3NH_2$	121.18	aceite	$0.979^{21/4}$	15.5	215^{739}	m.lg.s.		
Xilosa (l-)(+)	$CH_2OH(CHOH)_3CHO$	150.13	ag.	1.535^{0}	153-4	. . . . .	117^{20}	m.lg.s.	i.
Yodo-benceno	C_6H_5I	204.02	lq. inc.	$1.824^{25/4}$	–28.5	188.6	0.034^{20}	s.	∞
yodo-fenol (p-)	IC_6H_4OH	220.02	ag./aq.	1.857^{112}	93-4	d.	lg.s.	m.s.	m.s.
Yodoformo	HCI_3	393.78	hex. amar.	4.008^{17}	119	subl.	0.01^{25}	1.5^{17}	13.6^{25}

NOTA: $°F = {}^9/_5\,°C + 32$.

CONVERSIÓN

Para esta subsecci
des:

Para convertir
cuadrada, multipl

PRESIONES DE VAPOR DE SUSTANCIAS PURAS

CONVERSIÓN DE UNIDADES

Para esta subsección se aplican las siguientes conversiones de unidades:

$$°F = 9/5\ °C + 32$$

Para convertir milímetros de mercurio a libras fuerza por pulgada cuadrada, multiplíquese por 0.01934.

REFERENCIAS ADICIONALES

Recopilaciones adicionales sobre datos de vapor-presión incluyen Boublik, Fried, y Hala, *The Vapor Pressures of Pure Substances*, Elsevier, Amsterdam, 1984. Véase también Hirata, Ohe, y Nagahama, *Computer Aided Data Book of Vapor Liquid Equilibria*, Kodansha/Elsevier, Tokyo, 1975; Weishaupt, *Landolt-Börnstein New Series Group IV*, vol. 3: *Thermodynamic Equilibria of Boiling Mixtures*, Springer-Verlag, Berlin, 1975; Wichterle, Linek, y Hala, *Vapor Liquid Equilibrium Data Bibliography*, Elsevier, Amsterdam, 1973; suppl. 1, 1976; suppl. 2, 1982.

TABLA 3-3 Presiones de vapor del hielo desde −15 a 0°C*

mm de Hg

t, °C.	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
−14	1.361	1.348	1.336	1.324	1.312	1.300	1.288	1.276	1.264	1.253
−13	1.490	1.477	1.464	1.450	1.437	1.424	1.411	1.399	1.386	1.373
−12	1.632	1.617	1.602	1.588	1.574	1.559	1.546	1.532	1.518	1.504
−11	1.785	1.769	1.753	1.737	1.722	1.707	1.691	1.676	1.661	1.646
−10	1.950	1.934	1.916	1.899	1.883	1.866	1.849	1.833	1.817	1.800
− 9	2.131	2.112	2.093	2.075	2.057	2.039	2.021	2.003	1.985	1.968
− 8	2.326	2.306	2.285	2.266	2.246	2.226	2.207	2.187	2.168	2.149
− 7	2.537	2.515	2.493	2.472	2.450	2.429	2.408	2.387	2.367	2.346
− 6	2.765	2.742	2.718	2.695	2.672	2.649	2.626	2.603	2.581	2.559
− 5	3.013	2.987	2.962	2.937	2.912	2.887	2.862	2.838	2.813	2.790
− 4	3.280	3.252	3.225	3.198	3.171	3.144	3.117	3.091	3.065	3.039
− 3	3.568	3.539	3.509	3.480	3.451	3.422	3.393	3.364	3.336	3.308
− 2	3.880	3.848	3.816	3.785	3.753	3.722	3.691	3.660	3.630	3.599
− 1	4.217	4.182	4.147	4.113	4.079	4.045	4.012	3.979	3.946	3.913
− 0	4.579	4.542	4.504	4.467	4.431	4.395	4.359	4.323	4.287	4.252

* Si se desean datos a 0(0.2)–30(2)–98°C, véase la pág. 2324 de *Handbook of Chemistry and Physics*, 40a. ed., Chemical Rubber Publishing Co.

TABLA 3-4 Presiones de vapor de agua líquida desde −16 a 0°C*

mm de Hg

t, °C.	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
−15	1.436	1.425	1.414	1.402	1.390	1.379	1.368	1.356	1.345	1.334
−14	1.560	1.547	1.534	1.522	1.511	1.497	1.485	1.472	1.460	1.449
−13	1.691	1.678	1.665	1.651	1.637	1.624	1.611	1.599	1.585	1.572
−12	1.834	1.819	1.804	1.790	1.776	1.761	1.748	1.734	1.720	1.705
−11	1.987	1.971	1.955	1.939	1.924	1.909	1.893	1.878	1.863	1.848
−10	2.149	2.134	2.116	2.099	2.084	2.067	2.050	2.034	2.018	2.001
− 9	2.326	2.307	2.289	2.271	2.254	2.236	2.219	2.201	2.184	2.167
− 8	2.514	2.495	2.475	2.456	2.437	2.418	2.399	2.380	2.362	2.343
− 7	2.715	2.695	2.674	2.654	2.633	2.613	2.593	2.572	2.553	2.533
− 6	2.931	2.909	2.887	2.866	2.843	2.822	2.800	2.778	2.757	2.736
− 5	3.163	3.139	3.115	3.092	3.069	3.046	3.022	3.000	2.976	2.955
− 4	3.410	3.384	3.359	3.334	3.309	3.284	3.259	3.235	3.211	3.187
− 3	3.673	3.647	3.620	3.593	3.567	3.540	3.514	3.487	3.461	3.436
− 2	3.956	3.927	3.898	3.871	3.841	3.813	3.785	3.757	3.730	3.702
− 1	4.258	4.227	4.196	4.165	4.135	4.105	4.075	4.045	4.016	3.986
− 0	4.579	4.546	4.513	4.480	4.448	4 416	4.385	4.353	4.320	4.289

* Calculadas a partir de la tabla anterior con ayuda de la fórmula de termodinámica.

$$\log_{10}\frac{p_a}{p_h} = \frac{-1.1489t}{273.1 + t} - 1.330 \times 10^{-5} t^2 + 9.084 \times 10^{-8} t^3$$

TABLA 3-5 Presiones de vapor de agua líquida desde 0 a 100°C*

mm de Hg

t, °C.	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
0	4.579	4.613	4.647	4.681	4.715	4.750	4.785	4.820	4.855	4.890
1	4.926	4.962	4.998	5.034	5.070	5.107	5.144	5.181	5.219	5.256
2	5.294	5.332	5.370	5.408	5.447	5.486	5.525	5.565	5.605	5.645
3	5.685	5.725	5.766	5.807	5.848	5.889	5.931	5.973	6.015	6.058
4	6.101	6.144	6.187	6.230	6.274	6.318	6.363	6.408	6.453	6.498
5	6.543	6.589	6.635	6.681	6.728	6.775	6.822	6.869	6.917	6.965
6	7.013	7.062	7.111	7.160	7.209	7.259	7.309	7.360	7.411	7.462
7	7.513	7.565	7.617	7.669	7.722	7.775	7.828	7.882	7.936	7.990
8	8.045	8.100	8.155	8.211	8.267	8.323	8.380	8.437	8.494	8.551
9	8.609	8.668	8.727	8.786	8.845	8.905	8.965	9.025	9.086	9.147

TABLA 3-5 Presiones de vapor de agua líquida desde 0 a 100°C* (*Conclusión*)

mm de Hg

t, °C.	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
10	9.209	9.271	9.333	9.395	9.458	9.521	9.585	9.649	9.714	9.779
11	9.844	9.910	9.976	10.042	10.109	10.176	10.244	10.312	10.380	10.449
12	10.518	10.588	10.658	10.728	10.799	10.870	10.941	11.013	11.085	11.158
13	11.231	11.305	11.379	11.453	11.528	11.604	11.680	11.756	11.833	11.910
14	11.987	12.065	12.144	12.223	12.302	12.382	12.462	12.543	12.624	12.706
15	12.788	12.870	12.953	13.037	13.121	13.205	13.290	13.375	13.461	13.547
16	13.634	13.721	13.809	13.898	13.987	14.076	14.166	14.256	14.347	14.438
17	14.530	14.622	14.715	14.809	14.903	14.997	15.092	15.188	15.284	15.380
18	15.477	15.575	15.673	15.772	15.871	15.971	16.071	16.171	16.272	16.374
19	16.477	16.581	16.685	16.789	16.894	16.999	17.105	17.212	17.319	17.427
20	17.535	17.644	17.753	17.863	17.974	18.085	18.197	18.309	18.422	18.536
21	18.650	18.765	18.880	18.996	19.113	19.231	19.349	19.468	19.587	19.707
22	19.827	19.948	20.070	20.193	20.316	20.440	20.565	20.690	20.815	20.941
23	21.068	21.196	21.324	21.453	21.583	21.714	21.845	21.977	22.110	22.243
24	22.377	22.512	22.648	22.785	22.922	23.060	23.198	23.337	23.476	23.616
25	23.756	23.897	24.039	24.182	24.326	24.471	24.617	24.764	24.912	25.060
26	25.209	25.359	25.509	25.660	25.812	25.964	26.117	26.271	26.426	26.582
27	26.739	26.897	27.055	27.214	27.374	27.535	27.696	27.858	28.021	28.185
28	28.349	28.514	28.680	28.847	29.015	29.184	29.354	29.525	29.697	29.870
29	30.043	30.217	30.392	30.568	30.745	30.923	31.102	31.281	31.461	31.642
30	31.824	32.007	32.191	32.376	32.561	32.747	32.934	33.122	33.312	33.503
31	33.695	33.888	34.082	34.276	34.471	34.667	34.864	35.062	35.261	35.462
32	35.663	35.865	36.068	36.272	36.477	36.683	36.891	37.099	37.308	37.518
33	37.729	37.942	38.155	38.369	38.584	38.801	39.018	39.237	39.457	39.677
34	39.898	40.121	40.344	40.569	40.796	41.023	41.251	41.480	41.710	41.942
35	42.175	42.409	42.644	42.880	43.117	43.355	43.595	43.836	44.078	44.320
36	44.563	44.808	45.054	45.301	45.549	45.799	46.050	46.302	46.556	46.811
37	47.067	47.324	47.582	47.841	48.102	48.364	48.627	48.891	49.157	49.424
38	49.692	49.961	50.231	50.502	50.774	51.048	51.323	51.600	51.879	52.160
39	52.442	52.725	53.009	53.294	53.580	53.867	54.156	54.446	54.737	55.030
40	55.324	55.61	55.91	56.21	56.51	56.81	57.11	57.41	57.72	58.03
41	58.34	58.65	58.96	59.27	59.58	59.90	60.22	60.54	60.86	61.18
42	61.50	61.82	62.14	62.47	62.80	63.13	63.46	63.79	64.12	64.46
43	64.80	65.14	65.48	65.82	66.16	66.51	66.86	67.21	67.56	67.91
44	68.26	68.61	68.97	69.33	69.69	70.05	70.41	70.77	71.14	71.51
45	71.88	72.25	72.62	72.99	73.36	73.74	74.12	74.50	74.88	75.26
46	75.65	76.04	76.43	76.82	77.21	77.60	78.00	78.40	78.80	79.20
47	79.60	80.00	80.41	80.82	81.23	81.64	82.05	82.46	82.87	83.29
48	83.71	84.13	84.56	84.99	85.42	85.85	86.28	86.71	87.14	87.58
49	88.02	88.46	88.90	89.34	89.79	90.24	90.69	91.14	91.59	92.05

t, °C.	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
50	92.51	97.20	102.09	107.20	112.51	118.04	123.80	129.82	136.08	142.60
60	149.38	156.43	163.77	171.38	179.31	187.54	196.09	204.96	214.17	223.73
70	233.7	243.9	254.6	265.7	277.2	289.1	301.4	314.1	327.3	341.0
80	355.1	369.7	384.9	400.6	416.8	433.6	450.9	468.7	487.1	506.1
90	525.76	527.76	529.77	531.78	533.80	535.82	537.86	539.90	541.95	544.00
91	546.05	548.11	550.18	552.26	554.35	556.44	558.53	560.64	562.75	564.87
92	566.99	569.12	571.26	573.40	575.55	577.71	579.87	582.04	584.22	586.41
93	588.60	590.80	593.00	595.21	597.43	599.66	601.89	604.13	606.38	608.64
94	610.90	613.17	615.44	617.72	620.01	622.31	624.61	626.92	629.24	631.57
95	633.90	636.24	638.59	640.94	643.30	645.67	648.05	650.43	652.82	655.22
96	657.62	660.03	662.45	664.88	667.31	669.75	672.20	674.66	677.12	679.69
97	682.07	684.55	687.04	689.54	692.05	694.57	697.10	699.63	702.17	704.71
98	707.27	709.83	712.40	714.98	717.56	720.15	722.75	725.36	727.98	730.61
99	733.24	735.88	738.53	741.18	743.85	746.52	749.20	751.89	754.58	757.29
100	760.00	762.72	765.45	768.19	770.99	773.68	776.44	779.22	782.00	784.78
101	787.57	790.37	793.18	796.00	798.82	201.66	804.50	807.35	810.21	813.08

* Physikalische-technische Reichsanstalt, Holborn, Scheel y Henning, *Wärmetabellen*, Friedrich Vieweg & Sohn, Brunswick, 1909. Con autorización. Si se desean datos a 50(0.2) 101.8°C, véase *Handbook of Chemistry and Physics*, 40a ed., pág. 2326, Chemical Rubber Publishing Co. Si se necesita una tabulación de temperaturas para una presión de 700(1)779 mm de Hg. véase de Atack, *Handbook of Chemical Data*, pág. 117. Reinhold, Nueva York, 1957. Puede encontrarse una tabulación de presiones para 105(5)200(10)370 °C en la obra de Atack, pág. 134, y para 100(1)374 °C, en *Handbook of Chemistry and Physics*, 40a ed., págs. 2328-2330. Chemical Rubber Publishing Co.

TABLA 3-6 Presiones de vapor de compuestos inorgánicos, por encima de 1 atm.*

Nombre	Fórmula	Presión, atm.									Punto crítico	
		1	2	5	10	20	30	40	50	60		
		Temperatura, °C									t_c, °C	P_c, atm.
Amoniaco	NH_3	33.6	−18.7	+4.7	25.7	50.1	66.1	78.9	89.3	98.3	132.4	111.5
Carbono, óxido (monóxido)	CO	−191.3	−183.5	−170.7	−161.0	−149.7	−141.9	.....	.....	.....	−138.7	34.6
dióxido (anhídrido carbónico)	CO_2	−78.2	−69.1	−56.7	−39.5	−18.9	−5.3	+5.9	14.9	22.4	31.1	73.0
disulfuro	CS_2	46.5	69.1	104.8	136.3	175.5	201.5	222.8	240.0	256.0	273.0	72.9
Cloro	Cl_2	−33.8	−16.9	+10.3	35.6	65.0	84.8	101.6	115.2	127.1	144.0	76.1
para-Hidrógeno	H_2	−252.5	−250.2	−246.0	−241.8	.....	.....	.....	.....	.....	−240.0	12.80
Hidrógeno, bromuro	HBr	−66.5	−51.5	−29.1	−8.4	+16.8	33.9	46.1	60.0	70.6	90.0	84.4
cloruro	HCl	−84.8	−71.4	−50.5	−31.7	−8.8	+5.9	17.8	27.9	36.2	51.4	81.6
cianuro	HCN	25.9	45.8	75.8	102.7	135.0	153.8	169.9	183.5	.....	183.5	50.0
Agua	H_2O	100.0	120.1	152.4	186.5	213.1	234.6	251.1	264.7	276.5	374.2	218.0
Hidrógeno, sulfuro (ácido sulfhídrico)	H_2S	−60.4	−45.9	−22.3	−0.4	+25.5	41.9	55.8	66.7	76.3	100.3	88.9
Criptón	Kr	−152.0	−143.5	−130.0	−118.0	−101.7	−88.8	−78.4	−66.5	.....	−63	54
Nitrógeno	N_2	−195.8	−189.2	−179.1	−169.8	−157.6	−148.3	.....	.....	.....	−147.2	33.5
Oxígeno	O_2	−183.1	−176.0	−164.5	−153.2	−140.0	−130.7	−124.1	.....	.....	−118.9	49.7
Anhídrido sulfuroso	SO_2	−10.0	+6.3	32.1	55.5	83.8	102.6	118.0	130.2	141.7	157.2	77.7
Anhídrido sulfúrico	SO_3	44.8	60.0	82.5	104.0	138.0	157.8	175.0	187.8	198.0	218.3	83.6

* Recopilados de las tablas mayores publicadas por D.R. Stull en *Ind. Eng. Chem.*, **39**, 517 (1947).

TABLA 3-7 Presiones de vapor de compuestos inorgánicos, hasta 1 atm.*

Compuesto		Presión, mm de Hg										Punto de fusión, °C
Nombre	Fórmula	1	5	10	20	40	60	100	200	400	760	
		Temperatura, °C										
Aluminio	Al	1 284	1 421	1 487	1 555	1 635	1 684	1 749	1 844	1 947	2 056	660
borohidruro	$Al(BH_4)_3$	.....	−52.2	−42.9	−32.5	−20.9	−13.4	−3.9	+11.2	28.1	45.9	−64
bromuro	$AlBr_3$	81.3	103.8	118.0	134.0	150.6	161.7	176.1	199.8	227.0	256.3	97
cloruro	Al_2Cl_6	100.0	116.4	123.8	131.8	139.9	145.4	152.0	161.8	171.6	180.2	192.4
fluoruro	AlF_3	1 238	1 298	1 324	1 350	1 378	1 398	1 422	1 457	1 496	1 537	1 040
óxido	Al_2O_3	2 148	2 306	2 385	2 465	2 549	2 599	2 665	2 766	2 874	2 977	2 050
yoduro	AlI_3	178.0	207.7	225.8	244.2	265.0	277.8	294.5	322.0	354.0	385.5	
Amoníaco	NH_3	−109.1	−97.5	−91.9	−85.8	−79.2	−74.3	−68.4	−57.0	−45.4	−33.6	−77.7
pesado	ND_3	.....	.....	.....	.....	.....	−74.0	−67.4	−57.0	−45.4	−33.4	−74.0
Amonio, bromuro	NH_4Br	198.3	234.5	252.0	270.6	290.0	303.8	320.0	345.3	370.8	396.0	
carbamato	$NH_2CO_2NH_4$	−26.1	−10.4	−2.9	+5.3	14.0	19.6	26.7	37.2	48.0	58.3	
cloruro	NH_4Cl	160.4	193.8	209.8	226.1	245.0	256.2	271.5	293.2	316.5	337.8	520
cianuro	NH_4CN	−50.6	−35.7	−28.6	−20.9	−12.6	−7.4	−0.5	+9.6	20.5	31.7	36
sulfuro ácido	NH_4HS	−51.1	−36.0	−28.7	−20.8	−12.3	−7.0	0.0	+10.5	21.8	33.3	
yoduro	NH_4I	210.9	247.0	263.5	282.8	302.8	316.0	331.8	355.8	381.0	404.9	
Antimonio	Sb	886	984	1 033	1 084	1 141	1 176	1 223	1 288	1 364	1 440	630.5
pentacloruro	$SbCl_5$	22.7	48.6	61.8	75.8	91.0	101.0	114.1	.....	.....	.....	2.8
tribromuro	$SbBr_3$	93.9	126.0	142.7	158.3	177.4	188.1	203.5	225.7	250.2	275.0	96.6
tricloruro	$SbCl_3$	49.2	71.4	85.2	100.6	117.8	128.3	143.3	165.9	192.2	219.0	73.4
trióxido	Sb_2O_6	574	626	666	729	812	873	957	1 085	1 242	1 425	656
triyoduro	SbI_3	163.6	203.8	223.5	244.8	267.8	282.5	303.5	333.8	368.5	401.0	167
Argón	A	−218.2	−213.9	−210.9	−207.9	−204.9	−202.9	−200.5	−195.6	−190.6	−185.6	−189.2
Arsénico	As	372	416	437	459	483	498	518	548	579	610	814
pentafluoruro	AsF_5	−117.9	−108.0	−103.1	−98.0	−92.4	−88.5	−84.3	−75.5	−64.0	−52.8	−79.8
tribromuro	$AsBr_3$	41.8	70.6	85.2	101.3	118.7	130.0	145.2	167.7	193.6	220.0	
tricloruro	$AsCl_3$	−11.4	+11.7	+23.5	36.0	50.0	58.7	70.9	89.2	109.7	130.4	−18
trifluoruro	AsF_3	.....	.....	.....	.....	−2.5	+4.2	13.2	26.7	41.4	56.3	−5.9
trióxido	As_2O_3	212.5	242.6	259.7	279.2	299.2	310.3	332.5	370.0	412.2	457.2	312.8
Arsina	AsH_3	−142.6	−130.8	−124.7	−117.7	−110.2	−104.8	−98.0	−87.2	−75.2	62.1	−116.3
Azufre	S	183.8	223.0	243.8	264.7	288.3	305.5	327.2	359.7	399.6	444.6	112.8
dióxido (anhídrido sulfuroso)	SO_2	−95.5	−83.0	−76.8	−69.7	−60.5	−54.6	−46.9	−35.4	−23.0	−10.0	−73.2
hexafluoruro	SF_6	−132.7	−120.6	−114.7	−108.4	−101.5	−96.8	−90.9	−82.3	−72.6	−63.5	−50.2
monocloruro	S_2Cl_2	−7.4	+15.7	27.5	40.0	54.1	63.2	75.3	93.5	115.4	138.0	−80
trióxido (α)	SO_3	−39.0	−23.7	−16.5	−9.1	−1.0	+4.0	10.5	20.5	32.6	44.8	16.8
(β)	SO_3	−34.0	−19.0	−12.3	−4.9	+3.2	8.0	14.3	23.7	32.6	44.8	32.3
(γ)	SO_3	−15.3	−2.0	+4.3	11.1	17.9	21.4	28.0	35.8	44.0	51.6	62.1
Bario	Ba	.....	984	1 049	1 120	1 195	1 240	1 301	1 403	1 518	1 638	850
Berilio, borohidruro	$Be(BH_4)_2$	+1.0	19.8	28.1	36.8	46.2	51.7	58.6	69.0	79.7	90.0	123
bromuro	$BeBr_2$	289	325	342	361	379	390	405	427	451	474	490
cloruro	$BeCl_2$	291	328	346	365	384	395	411	435	461	487	405
yoduro	BeI_2	283	322	341	361	382	394	411	435	461	487	488
Bismuto	Bi	1 021	1 099	1 136	1 177	1 217	1 240	1 271	1 319	1 370	1 420	271
tribromuro	$BiBr_3$	.....	261	282	305	327	340	360	392	425	461	218
tricloruro	$BiCl_3$	.....	242	264	287	311	324	343	372	405	441	230
Boranocarbonilo	BH_3CO	−139.2	−127.3	−121.1	−114.1	−106.6	−101.9	−95.3	−85.5	−74.8	−64.0	−137.0
Boro, hidruros												
dihidrodecaborano	$B_{10}H_{14}$	60.0	80.8	90.2	100.0	117.4	127.8	142.3	163.8	.....	.....	99.6
dihidrodiborano	B_2H_6	−159.7	−149.5	−144.3	−138.5	−131.6	−127.2	−120.9	−111.2	−99.6	−86.5	−169
dihidropentaborano	B_5H_9	.....	−40.4	−30.7	−20.0	−8.0	−0.4	+9.6	24.6	40.8	58.1	−47.0
tetrahidropentaborano	B_4H_{11}	−50.2	−29.9	−19.9	−9.2	+2.7	10.2	20.1	34.8	51.2	67.0	
tetrahidrotetraborano	B_4H_{10}	−90.9	−73.1	−64.3	−54.8	−44.3	−37.4	−28.1	−14.0	+0.8	16.1	−119.9
Boranotriamina	BaN_3H_6	−63.0	−45.0	−35.3	−25.0	−13.2	−5.8	+4.0	18.5	34.3	50.6	−58.2
Boro, tribromuro	BBr_3	−41.4	−20.4	−10.1	+1.5	14.0	22.1	33.5	50.3	70.0	91.7	−45
tricloruro	BCl_3	−91.5	−75.2	−66.9	−57.9	−47.8	−41.2	−32.4	−18.9	−3.6	+12.7	−107
trifluoruro	BF_3	−154.6	−145.4	−141.3	−136.4	−131.0	−127.6	−123.0	−115.9	−108.3	−100.7	−126.8
Bromo	Br_2	−48.7	−32.8	−25.0	−16.8	−8.0	−0.6	+9.3	24.3	41.0	58.2	−7.3
pentafluoruro	BrF_5	−69.3	−51.0	−41.9	−32.0	−21.0	−14.0	−4.5	+9.9	25.7	40.4	−61.4
Cadmio	Cd	394	455	484	516	553	578	611	658	711	765	320.9
cloruro	$CdCl_2$	.....	618	656	695	736	762	797	847	908	967	568
fluoruro	CdF_2	1 112	1 231	1 286	1 344	1 400	1 436	1 486	1 561	1 651	1 751	520
óxido	CdO	1 000	1 100	1 149	1 200	1 257	1 295	1 341	1 409	1 484	1 559	385
yoduro	CdI_2	416	481	512	546	584	608	640	688	742	796	851
Calcio	Ca	.....	926	983	1 046	1 111	1 152	1 207	1 288	1 388	1 487	−57.5
Carbono, dióxido (anhídrido carbónico)	CO_2	−134.3	−124.4	−119.5	−114.4	−108.6	−104.8	−100.2	−93.0	−85.7	−78.2	−110.8
disulfuro	CS_2	−73.8	−54.3	−44.7	−34.5	−22.5	−15.3	−5.1	+10.4	28.0	46.5	
(grafito)	C	3 586	3 828	3 946	4 069	4 196	4 273	4 373	4 516	4 660	4 827	−205.0
monóxido	CO	−222.0	−217.2	−215.0	−212.8	−210.0	−208.1	−205.7	−201.3	−196.3	−191.5	
oxiseleniuro	COSe	−117.1	−102.3	−95.0	−86.3	−76.4	−70.2	−61.7	−49.8	−35.6	−21.9	
oxisulfuro	COS	−132.4	−119.8	−113.3	−106.0	−98.3	−93.0	−85.9	−75.0	−62.7	−49.9	−138.8
selenosulfuro	CSeS	−47.3	−26.5	−16.0	−4.4	+8.6	17.0	28.3	45.7	65.2	85.6	−75.2
		−14.0	41.2	54.0	69.3	85.6	96.0	109.9	130.8	.....	.....	+0.4

Bromomethane	$BrMe_3Pb$	—83.0	—83.0	—33.3	—23.0	—13.2	—3.8	+4.0	18.3	34.3	50.6	—58.2
Boro, tribromuro	BBr_3	—41.4	—20.4	—10.1	+1.5	14.0	22.1	33.5	50.3	70.0	91.7	—45
tricloruro	BCl_3	—91.5	—75.2	—66.9	—57.9	—47.8	—41.2	—32.4	—18.9	—3.6	+12.7	—107
trifluoruro	BF_3	—154.6	—145.4	—141.3	—136.4	—131.0	—127.6	—123.0	—115.9	—108.3	—100.7	—126.8
Bromo	Br_2	—48.7	—32.8	—25.0	—16.8	—8.0	—0.6	+9.3	24.3	41.0	58.2	—7.3
pentafluoruro	BrF_5	—69.3	—51.0	—41.9	—32.0	—21.0	—14.0	—4.5	+9.9	25.7	40.4	—61.4
Cadmio	Cd	394	455	484	516	553	578	611	658	711	765	320.9
cloruro	$CdCl_2$	.....	618	636	695	736	762	797	847	908	967	568
fluoruro	CdF_2	1 112	1 231	1 286	1 344	1 400	1 436	1 486	1 561	1 651	1 751	520
óxido	CdO	1 000	1 100	1 149	1 200	1 257	1 295	1 341	1 409	1 484	1 559	
yoduro	CdI_2	416	481	512	546	584	608	640	688	742	796	385
Calcio	Ca	.....	926	983	1 046	1 111	1 152	1 207	1 288	1 388	1 487	851
Carbono, dióxido (anhídrido carbónico)	CO_2	—134.3	—124.4	—119.5	—114.4	—108.6	—104.8	—100.2	—93.0	—85.7	—78.2	—57.5
disulfuro	CS_2	—73.8	—54.3	—44.7	—34.3	—22.5	—15.3	—5.1	+10.4	28.0	46.5	—110.8
(grafito)	C	3 586	3 828	3 946	4 069	4 196	4 273	4 373	4 516	4 660	4 827	
monóxido	CO	—222.0	—217.2	—215.0	—212.8	—210.0	—208.1	—205.7	—201.3	—196.3	—191.3	—205.0
oxiseleniuro	COSe	—117.1	—102.3	—95.0	—86.3	—76.4	—70.2	—61.7	—49.8	—35.6	—21.9	
oxisulfuro	COS	—132.4	—119.8	—113.3	—106.0	—98.3	—93.0	—85.9	—75.0	—62.7	—49.9	—138.8
selenosulfuro	CSeS	—47.3	—26.5	—16.0	—4.4	+8.6	17.0	28.3	45.7	65.2	85.6	—75.2
subsulfuro	C_3S_2	14.0	41.2	54.9	69.3	85.6	96.0	109.9	130.8	.....	.....	+0.4
tetrabromuro	CBr_4	.....	.....	.....	.....	96.3	106.3	119.7	139.7	163.5	189.5	90.1
tetracloruro	CCl_4	—50.0	—30.0	—19.6	—8.2	+4.3	12.3	23.0	38.3	57.8	76.7	—22.6
tetrafluoruro	CF_4	—184.6	—174.1	—169.3	—164.3	—158.8	—155.4	—150.7	—143.6	—135.5	—127.7	—183.7
Cesio	Cs	279	341	375	409	449	474	509	561	624	690	28.5
bromuro	CsBr	748	838	887	938	993	1 026	1 072	1 140	1 221	1 300	636
cloruro	CsCl	744	837	884	934	989	1 023	1 069	1 139	1 217	1 300	646
fluoruro	CsF	712	798	844	893	947	980	1 025	1 092	1 170	1 251	683
yoduro	CsI	738	828	873	923	976	1 009	1 055	1 124	1 200	1 280	621
Cianógeno	C_2N_2	—95.8	—83.2	—76.8	—70.1	—62.7	—57.9	—51.8	—42.6	—33.0	—21.0	—34.4
bromuro	CNBr	—35.7	—18.3	—10.0	—1.0	+8.6	14.7	22.6	33.8	46.0	61.5	58
cloruro	CNCl	—76.7	—61.4	—53.8	—46.1	—37.5	—32.1	—24.9	—14.1	—2.3	+13.1	—6.5
fluoruro	CNF	—134.4	—123.8	—118.5	—112.8	—106.4	—102.3	—97.0	—89.2	—80.5	—72.6	
Cinc	Zn	487	558	593	632	673	700	736	788	844	907	419.4
cloruro	$ZnCl_2$	428	481	508	536	566	584	610	648	689	732	365
-dietilo	$Zn(C_2H_5)_2$	—22.4	0.0	+11.7	24.2	38.0	47.2	59.1	77.0	97.3	118.0	—28
fluoruro	ZnF_2	970	1 055	1 086	1 129	1 175	1 207	1 254	1 329	1 417	1 497	872
Circonio, bromuro	$ZrBr_4$	207	237	250	266	281	289	301	318	337	357	450
cloruro	$ZrCl_4$	190	217	230	243	259	268	279	295	312	331	437
yoduro	ZrI_4	264	297	311	329	344	355	369	389	409	431	499
Cloro	Cl_2	—118.0	—106.7	—101.6	—93.3	—84.5	—79.0	—71.7	—60.2	—47.3	—33.8	—100.7
dióxido	ClO_2	.....	.....	—59.0	—51.2	—42.8	—37.2	—29.4	—17.8	—4.0	+11.1	—59
fluoruro	ClF	.....	—143.4	—139.0	—134.3	—128.8	—125.3	—120.8	—114.4	—107.0	—100.5	—145
heptóxido	Cl_2O_7	—45.3	—23.8	—13.2	—2.1	+10.3	+18.2	29.1	44.6	62.2	78.8	—91
monóxido	Cl_2O	—98.5	—81.6	—73.1	—64.3	—54.3	—48.0	—39.4	—26.5	—12.5	+2.2	—116
trifluoruro	ClF_3	.....	—80.4	—71.8	—62.3	—51.3	—44.1	—34.7	—20.7	4.9	+11.5	—83
Clorosulfónico, ácido	HSO_3Cl	—32.0	—53.5	64.0	75.3	87.6	95.2	105.3	120.0	136.1	151.0	—80
Cobalto, cloruro	$CoCl_2$	.....	.....	.....	.....	770	801	843	904	974	1 050	735
nitrosilo-tricarbonilo	$Co(CO)_3NO$	.....	.....	.....	—1.3	+11.0	18.5	29.0	44.4	62.0	80.0	—11
Cobre	Cu	1 628	1 795	1 879	1 970	2 067	2 127	2 207	2 325	2 465	2 595	1 083
Criptón	Kr	—199.3	—191.3	—187.2	—182.9	—178.4	—175.7	—171.8	—165.9	—159.0	—152.0	—156.7
oxicloruro	CrO_2Cl_2	—18.4	+3.2	13.8	25.7	38.5	46.7	58.0	75.2	95.2	117.1	
Cromo	Cr	1 616	1 768	1 845	1 928	2 013	2 067	2 139	2 243	2 361	2 482	1 615
carbonilo	$Cr(CO)_6$	36.0	58.0	68.3	79.5	91.2	98.3	108.0	121.8	137.2	151.0	
Cuproso, bromuro	Cu_2Br_2	572	666	718	777	844	887	951	1 052	1 189	1 355	504
cloruro	Cu_2Cl_2	546	645	702	766	838	886	960	1 077	1 249	1 490	422
yoduro	Cu_2I_2	.....	610	656	716	786	836	907	1 018	1 158	1 336	605
Decílico, alcohol	$C_{10}H_{22}O$	69.5	97.3	111.3	125.8	142.1	152.0	165.8	186.2	208.8	231.0	+7
Deuterio, cianuro	DCN	—68.9	—54.0	—46.7	—38.8	—30.1	—24.7	—17.5	—5.4	+10.0	26.2	—12
Diborano, hidrobromuro	B_2H_5Br	—93.3	—75.3	—66.3	—56.4	—45.4	—38.2	—29.0	—15.4	0.0	+16.3	—104.2
Dibromoclorofluorosilano	$SiFClBr_2$	—65.2	—45.5	—35.6	—24.5	—12.0	—4.7	+6.3	23.0	43.0	59.5	—99.3
Dibromosilano	SiH_2Br_2	—60.9	—40.0	—29.4	—18.0	—5.2	+3.2	14.1	31.6	50.7	70.5	—70.2
Diclorodifluorosilano	SiF_2Cl_2	—124.7	—110.5	—102.9	—94.5	—85.0	—78.6	—70.3	—58.0	—45.0	—31.8	—139.7
Diclorofluorobromosilano	$SiFCl_2Br$	—86.5	—68.4	—59.0	—48.8	—37.0	—29.0	—19.5	—3.2	+15.4	35.4	—112.3
Difluorosilano	SiH_2F_2	—146.7	—136.0	—130.4	—124.3	—117.6	—113.3	—107.3	—98.3	—87.6	—77.8	
Digermano	Ge_2H_6	—88.7	—69.8	—60.1	—49.9	—38.2	—30.7	—20.3	—4.7	+13.3	31.5	—109
Disilano	Si_2H_6	—114.8	—99.3	—91.4	—82.7	—72.8	—66.4	—57.5	—44.6	—29.0	—14.3	—132.6
Disiloxano	$(SiH_3)_2O$	—112.5	—95.8	—88.2	—79.8	—70.4	—64.2	—55.9	—43.5	—29.3	—15.4	—144.2
Diyodosilano	SiH_2I_2	.....	3.8	18.0	34.1	52.6	64.0	79.4	101.8	125.5	149.5	—1.0
Estánnico, bromuro	$SnBr_4$	.....	58.3	72.7	88.1	105.5	116.2	131.0	152.8	177.7	204.7	31.0
cloruro	$SnCl_4$	—22.7	—1.0	+10.0	22.0	35.2	43.5	54.7	72.0	92.1	113.0	—30.2
hidruro	SnH_4	—140.0	—125.8	—118.5	—111.2	—102.3	—96.6	—89.2	—78.0	—65.2	—52.3	—149.9
yoduro	SnI_4	.....	156.0	175.8	196.2	218.8	234.2	254.2	285.5	315.5	348.0	144.5
Estannoso, cloruro	$SnCl_2$	316	366	391	420	450	467	493	533	577	623	246.8
Estaño	Sn	1 492	1 634	1 703	1 777	1 855	1 903	1 968	2 063	2 169	2 270	231.9
tetrametilo	$Sn(CH_3)_4$	—51.3	—31.0	—20.6	—9.3	+3.5	11.7	22.8	39.8	58.5	78.0	
trimetiletilo	$Sn(CH_3)_3.C_2H_5$	—30.0	—7.6	+3.8	16.1	30.0	38.4	50.0	67.3	87.6	108.8	
trimetilpropilo	$Sn(CH_3)_3.C_3H_7$	—12.0	+10.7	21.8	34.0	48.5	57.5	69.8	88.0	109.6	131.7	
Estroncio	Sr	.....	847	898	953	1 018	1 057	1 111	1 192	1 285	1 384	800
óxido	SrO	2 068	2 198	2 262	2 333	2 410	.....	.....	.....	.....	.....	2 430
Férrico, cloruro	Fe_2Cl_6	194.0	221.8	235.5	246.0	256.8	263.7	272.5	285.0	298.0	319.0	304
Fierro, pentacarbonilo	$Fe(CO)_5$	.....	—6.5	+4.6	16.7	30.3	39.1	50.3	68.0	86.1	105.0	—21

* Recopilados de las tablas mayores publicadas por D. R. Stull en *Ind. Eng. Chem.*, 39, 517 (1947).

TABLA 3-7 Presiones de vapor de compuestos inorgánicos, hasta 1 atm. *(Continuación)*

Compuesto		Presión, mm de Hg										Punto de fusión, °C
Nombre	Fórmula	1	5	10	20	40	60	100	200	400	760	
		Temperatura, °C										
Ferroso, cloruro	$FeCl_2$	.....	.....	700	737	779	805	842	897	961	1 026	
Flúor	F_2	—223.0	—216.9	—214.1	—211.0	—207.7	—205.6	—202.7	—198.3	—193.2	—187.9	—223
óxido	F_2O	—196.1	—186.6	—182.3	—177.8	—173.0	—170.0	—165.8	—159.0	—151.9	—144.6	—223.9
Fosfina	PH_3	.....	.....	.....	.....	—129.4	—125.0	—118.8	—109.4	—98.3	—87.5	—132.5
Fosfonio, bromuro	PH_4Br	—43.7	—28.5	—21.2	—13.3	—5.0	+0.3	7.4	17.6	28.0	38.3	
cloruro	PH_4Cl	—91.0	—79.6	—74.0	—68.0	—61.5	—57.3	—52.0	—44.0	—35.4	—27.0	—28.5
yoduro	PH_4I	—25.2	—9.0	—1.1	+7.3	16.1	21.9	29.3	39.9	51.6	62.3	
Fósforo amarillo	P	76.6	111.2	128.0	146.2	166.7	179.8	197.3	222.7	251.0	280.0	44.1
oxicloruro	$POCl_3$	.....	.....	2.0	13.6	27.3	35.8	47.4	65.0	84.3	105.1	2
pentacloruro	PCl_5	55.5	74.0	83.2	92.5	102.5	108.3	117.0	131.3	147.2	162.0	
pentóxido	P_4O_{10}	384	424	442	462	481	493	510	532	556	591	569
tiobromuro	$PSBr_3$	50.0	72.4	83.6	95.5	108.0	116.0	126.3	141.8	157.8	175.0	38
tiocloruro	$PSCl_3$	—18.3	+4.6	16.1	29.0	42.7	51.8	63.8	82.0	102.3	124.0	—36.2
tribromuro	PBr_3	7.8	34.4	47.8	62.4	79.0	89.8	103.6	125.2	149.7	175.3	—40
tricloruro	PCl_3	—51.6	—31.5	—21.3	—10.2	+2.3	10.2	21.0	37.6	56.9	74.2	—111.8
trióxido	P_4O_6	.....	39.7	53.0	67.8	84.0	94.2	108.3	129.0	150.3	173.1	22.5
violeta	P	237	271	287	306	323	334	349	370	391	417	590
Fosgeno	$COCl_2$	—92.9	—77.0	—69.3	—60.3	—50.3	—44.0	—35.6	—22.3	—7.6	+8.3	—104
Germanio, bromuro	$GeBr_4$	.....	43.3	56.8	71.8	88.1	98.8	113.2	135.4	161.6	189.0	26.1
cloruro	$GeCl_4$	—45.0	—24.9	—15.0	—4.1	+8.0	16.2	27.5	44.4	63.8	84.0	—49.5
hidruro	GeH_4	—163.0	—151.0	—145.3	—139.2	—131.6	—126.7	—120.3	—111.2	—100.2	—88.9	—165
Helio	He	—271.7	—271.5	—271.3	—271.1	—270.7	—270.6	—270.3	—269.8	—269.3	—268.6	
Hexaclorodisilano	Si_2Cl_6	+4.0	27.4	38.8	51.5	65.3	73.9	85.4	102.2	120.6	139.0	—1.2
Hexaclorodisiloxano	$(SiCl_3)_2O$	—5.0	17.8	29.4	41.5	55.2	63.8	75.4	92.5	113.6	135.6	—33.2
Hexafluorodisilano	Si_2F_6	—81.0	—68.8	—63.1	—57.0	—50.6	—46.7	—41.7	—34.2	—26.4	—18.9	—18.6
Hidrógeno, bromuro	HBr	—138.8	—127.4	—121.8	—115.4	—108.3	—103.8	—97.7	—88.1	—78.0	—66.5	—87.0
cianuro	HCN	—71.0	—55.3	—47.7	—39.7	—30.9	—25.1	—17.8	—5.3	+10.2	25.9	—13.2
cloruro	HCl	—150.8	—140.7	—135.6	—130.0	—123.8	—119.6	—114.0	—105.2	—95.3	—84.8	—114.3
disulfuro	HSSH	—43.2	—24.4	—15.2	—5.1	+6.0	—12.8	22.0	35.3	49.6	64.0	—89.7
fluoruro	HF_2	.....	—74.7	—65.8	—56.0	—45.0	—37.9	—28.2	—13.2	+2.5	19.7	—83.7
óxido (agua)	H_2O	—17.3	+1.2	11.2	22.1	34.0	41.5	51.6	66.5	83.0	100.0	0.0
(para)	H_2	—263.3	—261.9	—261.3	—260.4	—259.6	—258.9	—257.9	—256.3	—254.5	—252.5	—259.1
seleniuro	H_2Se	—115.3	—103.4	—97.9	—91.8	—84.7	—80.2	—74.2	—65.2	—53.6	—41.1	—64
sulfuro (ácido sulfhídrico)	H_2S	—134.3	—122.4	—116.3	—109.7	—102.3	—97.9	—91.6	—82.3	—71.8	—60.4	—85.5
teluriuro	H_2Te	—96.4	—82.4	—75.4	—67.8	—59.1	—53.7	—45.7	—32.4	—17.2	—2.0	—49.0
yoduro	HI	—123.3	—109.6	—102.3	—94.5	—85.6	—79.8	—72.1	—60.3	—48.3	—35.1	—50.9
Hierro	Fe	1 787	1 957	2 039	2 128	2 224	2 283	2 360	2 475	2 605	2 735	1 535
Litio	Li	723	828	881	940	1 003	1 042	1 097	1 178	1 273	1 372	186
bromuro	LiBr	748	840	888	939	994	1 028	1 076	1 147	1 226	1 310	547
cloruro	LiCl	783	880	932	987	1 045	1 081	1 129	1 023	1 290	1 382	614
fluoruro	LiF	1 047	1 156	1 211	1 270	1 333	1 372	1 425	1 503	1 591	1 681	870
yoduro	LiI	723	802	841	883	927	955	993	1 049	1 110	1 171	446
Magnesio	Mg	621	702	743	789	838	868	909	967	1 034	1 107	651
cloruro	$MgCl_2$	778	877	930	988	1 050	1 088	1 142	1 223	1 316	1 418	712
Manganeso	Mn	1 292	1 434	1 505	1 583	1 666	1 720	1 792	1 900	2 029	2 151	1 260
cloruro	$MnCl_2$	.....	736	778	825	879	913	960	1 028	1 108	1 190	650
Mercúrico, bromuro	$HgBr_2$	136.5	165.3	179.8	194.3	211.5	221.0	237.8	262.7	290.0	319.0	237
cloruro	$HgCl_2$	136.2	166.0	180.2	195.8	212.5	222.2	237.0	256.5	275.5	304.0	277
yoduro	HgI_2	157.5	189.2	204.5	220.0	238.2	249.0	261.8	291.0	324.2	354.0	259
Mercurio	Hg	126.2	164.8	184.0	204.6	228.8	242.0	261.7	290.7	323.0	357.0	—38.9
Molibdeno	Mo	3 102	3 393	3 535	3 690	3 859	3 964	4 109	4 322	4 553	4 804	2 622
hexafluoruro	MoF_6	—65.5	—49.0	—40.8	—32.0	—22.1	—16.2	—8.0	+4.1	17.2	36.0	17
óxido	MoO_3	734	785	814	851	892	917	955	1 014	1 082	1 151	795
Monobromosilano	SiH_3Br	.....	—85.7	—77.3	—68.3	—57.8	—51.1	—42.3	—28.6	—13.3	+2.4	—93.9
Monoclorosilano	SiH_3Cl	—117.8	—104.3	—97.7	—90.1	—81.8	—76.0	—68.5	—57.0	—44.5	—30.4	
Monofluorosilano	SiH_3F	—153.0	—145.5	—141.2	—136.3	—130.8	—127.2	—122.4	—115.2	—106.8	— 98.0	
Neón	Ne	—257.3	—255.5	—254.6	—253.7	—252.6	—251.9	—251.0	—249.7	—248.1	—246.0	—248.7
Niobio, fluoruro	NbF_5	.....	.....	86.3	103.0	121.5	133.2	148.5	172.2	198.0	225.0	75.5
Níquel	Ni	1 810	1 979	2 057	2 143	2 234	2 289	2 364	2 473	2 603	2 732	1 452
cloruro	$NiCl_2$	671	731	759	789	821	840	866	904	945	987	1 001
carbonilo	$Ni(CO)_4$	.....	.....	.....	.....	—23.0	—15.9	—6.0	+8.8	25.8	42.5	—25
Nítrico, óxido	NO	—184.5	—180.6	—178.2	—175.3	—171.7	—168.9	—166.0	—162.3	—156.8	—151.7	—161
Nitrógeno	N_2	—226.1	—221.3	—219.1	—216.8	—214.0	—212.3	—209.7	—205.6	—200.9	—195.8	—210.0
dióxido	NO_2	—55.6	—42.7	—36.7	—30.4	—23.9	—19.9	—14.7	—5.0	+8.0	21.0	—9.3
pentóxido	N_2O_5	—36.8	—23.0	—16.7	—10.0	—2.9	+1.8	7.4	15.6	24.4	32.4	30
Nitrosilo, cloruro	NOCl	.....	.....	.....	.....	—60.2	—54.2	—46.3	—34.0	—20.3	—6.4	—64.5
fluoruro	NOF	—132.0	—120.3	—114.3	—107.8	—100.3	—95.7	—88.8	—79.2	—68.2	—56.0	—134
Nitroso, óxido	N_2O	—143.4	—133.4	—128.7	—124.0	—118.3	—114.9	—110.3	—103.6	—96.2	—85.5	—90.9
Octaclorotrisilano	Si_3Cl_8	46.3	74.7	89.3	104.2	121.5	132.0	146.0	166.2	189.5	211.4	
Oro	Au	1 869	2 059	2 154	2 256	2 363	2 431	2 521	2 657	2 807	2 966	1 063
		8.2	22.0	31.3	41.0	51.7	59.4	71.5	89.5	109.3	130.0	56
												42

óxido	MoO_3	734	785	814	851	892	917	955	1 014	1 082	1 151	795
Monobromosilano	SiH_3Br	......	—85.7	—77.3	—68.3	—57.8	—51.1	—42.3	—28.6	—13.3	+2.4	—93.9
Monoclorosilano	SiH_3Cl	—117.8	—104.3	—97.7	—90.1	—81.8	—76.0	—68.5	—57.0	—44.5	—30.4	
Monofluorosilano	SiH_3F	—153.0	—145.5	—141.2	—136.3	—130.8	—127.2	—122.4	—115.2	—106.8	— 98.0	
Neón	Ne	—257.3	—255.5	—254.6	—253.7	—252.6	—251.9	—251.0	—249.7	—248.1	—246.0	—248.7
Niobio, fluoruro	NbF_5	......	......	86.3	103.0	121.5	133.2	148.5	172.2	198.0	225.0	75.5
Níquel	Ni	1 810	1 979	2 057	2 143	2 234	2 289	2 364	2 473	2 603	2 732	1 452
cloruro	$NiCl_2$	671	731	759	789	821	840	866	904	945	987	1 001
carbonilo	$Ni(CO)_4$	......	......	......	......	—23.0	—15.9	—6.0	+8.8	25.8	42.5	—25
Nítrico, óxido	NO	—184.5	—180.6	—178.2	—175.3	—171.7	—168.9	—166.0	—162.3	—156.8	—151.7	—161
Nitrógeno	N_2	—226.1	—221.3	—219.1	—216.8	—214.0	—212.3	—209.7	—205.6	—200.9	—195.8	—210.0
dióxido	NO_2	—55.6	—42.7	—36.7	—30.4	—23.9	—19.9	—14.7	—5.0	+8.0	21.0	—9.3
pentóxido	N_2O_5	—36.8	—23.0	—16.7	—10.0	—2.9	+1.8	7.4	15.6	24.4	32.4	30
Nitrosilo, cloruro	NOCl	......	......	......	......	—60.2	—54.2	—46.3	—34.0	—20.3	—6.4	—64.5
fluoruro	NOF	—132.0	—120.3	—114.3	—107.8	—100.3	—95.7	—88.8	—79.2	—68.2	—56.0	—134
Nitroso, óxido	N_2O	—143.4	—133.4	—128.7	—124.0	—118.3	—114.9	—110.3	—103.6	—96.2	—85.5	—90.9
Octaclorotrisilano	Si_3Cl_8	46.3	74.7	89.3	104.2	121.5	132.0	146.0	166.2	189.5	211.4	
Oro	Au	1 869	2 059	2 154	2 256	2 363	2 431	2 521	2 657	2 807	2 966	1 063
Osmio, tetróxido (amarillo)	OsO_4	3.2	22.0	31.3	41.0	51.7	59.4	71.5	89.5	109.3	130.0	56
(blanco)	OsO_4	—5.6	+15.6	26.0	37.4	50.5	59.4	71.5	89.5	109.3	130.0	42
Oxígeno	O_2	—219.1	—213.4	—210.6	—207.5	—204.1	—201.9	—198.8	—194.0	—188.8	—183.1	—218.7
Ozono	O_3	—180.4	—168.6	—163.2	—157.2	—150.7	—146.7	—141.0	—132.6	—122.5	—111.1	—251
Plata	Ag	1 357	1 500	1 575	1 658	1 743	1 795	1 865	1 971	2 090	2 212	960.5
cloruro	AgCl	912	1 019	1 074	1 134	1 200	1 242	1 297	1 379	1 467	1 564	455
yoduro	AgI	820	927	983	1 045	1 111	1 152	1 210	1 297	1 400	1 506	552
Platino	Pt	2 730	3 007	3 146	3 302	3 469	3 574	3 714	3 923	4 169	4 407	1 755
Plomo	Pb	973	1 099	1 162	1 234	1 309	1 358	1 421	1 519	1 630	1 744	327.5
bromuro	$PbBr_2$	513	578	610	646	686	711	745	796	856	914	373
cloruro	$PbCl_2$	547	615	648	684	725	750	784	833	893	954	501
fluoruro	PbF_2	......	861	904	950	1 003	1 036	1 080	1 144	1 210	1 293	855
óxido	PbO	943	1 039	1 085	1 134	1 189	1 222	1 265	1 330	1 402	1 472	890
sulfuro	PbS	852	928	975	1 005	1 048	1 074	1 108	1 160	1 221	1 281	1 114
yoduro	PbI_2	479	540	571	605	644	668	701	750	807	872	402
Potasio	K	341	408	443	483	524	550	586	643	708	774	62.3
bromuro	KBr	795	892	940	994	1 050	1 087	1 137	1 212	1 297	1 383	730
cloruro	KCl	821	919	968	1 020	1 078	1 115	1 164	1 239	1 322	1 407	790
fluoruro	KF	885	988	1 039	1 096	1 156	1 193	1 245	1 323	1 411	1 502	880
hidróxido	KOH	719	814	863	918	976	1 013	1 064	1 142	1 233	1 327	380
yoduro	KI	745	840	887	938	995	1 030	1 080	1 152	1 238	1 324	723
Radón	Rn	—144.2	—132.4	—126.3	—119.2	—111.3	—106.2	—99.0	—87.7	—75.0	—61.8	—71
Renio, heptóxido	Re_2O_7	212.5	237.5	248.0	261.0	272.0	280.0	289.0	307.0	336.0	362.4	296
Rubidio	Rb	297	358	389	422	459	482	514	563	620	679	38.5
bromuro	RbBr	781	876	923	975	1 031	1 066	1 114	1 186	1 267	1 352	682
cloruro	RbCl	792	887	937	990	1 047	1 084	1 133	1 207	1 294	1 381	715
fluoruro	RbF	921	982	1 016	1 052	1 096	1 123	1 168	1 239	1 322	1 408	760
yoduro	RbI	748	839	884	935	991	1 026	1 072	1 141	1 223	1 304	642
Selenio	Se	356	413	442	473	506	527	554	594	637	680	217
dióxido	SeO_2	157.0	187.7	202.5	217.5	234.1	244.6	258.0	277.0	297.7	317.0	340
hexafluoruro	SeF_6	—118.6	—105.2	—98.9	—92.3	—84.7	—80.0	—73.9	—64.8	—55.2	—45.8	—34.7
oxicloruro	$SeOCl_2$	34.8	59.8	71.9	84.2	98.0	106.5	118.0	134.6	151.7	168.0	8.5
tetracloruro	$SeCl_4$	74.0	96.3	107.4	118.1	130.1	137.8	147.5	161.0	176.4	191.5	
Silano	SiH_4	—179.3	—168.6	—163.0	—156.9	—150.3	—146.3	—140.5	—131.6	—122.0	—111.5	—185
Silicio	Si	1 724	1 835	1 888	1 942	2 000	2 036	2 083	2 151	2 220	2 287	1 420
dióxido	SiO_2	......	......	1 732	1 798	1 867	1 911	1 969	2 053	2 141	2 227	1 710
tetracloruro	$SiCl_4$	—63.4	—44.1	—34.4	—24.0	—12.1	—4.8	+5.4	21.0	38.4	56.8	—68.8
tetrafluoruro	SiF_4	—144.0	—134.8	—130.4	—125.9	—120.8	—117.5	—113.3	—170.2	—100.7	—94.8	—90
Sodio	Na	439	511	549	589	633	662	701	758	823	892	97.5
bromuro	NaBr	806	903	952	1 005	1 063	1 099	1 148	1 220	1 304	1 392	755
cianuro	NaCN	817	928	983	1 046	1 115	1 156	1 214	1 302	1 401	1 497	564
cloruro	NaCl	865	967	1 017	1 072	1 131	1 169	1 220	1 296	1 379	1 465	800
fluoruro	NaF	1 077	1 186	1 240	1 300	1 363	1 403	1 455	1 531	1 617	1 704	992
hidróxido	NaOH	739	843	897	953	1 017	1 057	1 111	1 192	1 286	1 378	318
yoduro	NaI	767	857	903	952	1 005	1 039	1 083	1 150	1 225	1 304	651
Sulfurilo, cloruro	SO_2Cl_2	......	—35.1	—24.8	—13.4	—1.0	+7.2	17.8	33.7	51.3	69.2	—54.1
Talio	Tl	825	931	983	1 040	1 103	1 143	1 196	1 274	1 364	1 457	3 035
Taloso, bromuro	TlBr	......	490	522	559	598	621	653	703	759	819	460
cloruro	TlCl	......	487	517	550	589	612	645	694	748	807	430
yoduro	TlI	440	502	531	567	607	631	663	712	763	823	440
Telurio	Te	520	605	650	697	753	789	838	910	997	1 087	452
cloruro	$TeCl_4$	......	......	233	253	273	287	304	330	360	392	224
fluoruro	TeF_6	—111.3	—98.8	—92.4	—86.0	—78.4	—73.8	—67.9	—57.3	—48.2	—38.6	—37.8
Tetrametilgermano	$Ge(CH_3)_4$	—73.2	—54.6	—45.2	—35.0	—23.4	—16.2	—6.3	+8.8	26.0	44.0	—88
Tetrasilano	Si_4H_{10}	—27.7	—6.2	+4.3	15.8	28.4	36.6	47.4	63.6	81.7	100.0	—93.6
Titanio, cloruro	$TiCl_4$	—13.9	+9.4	21.3	34.2	48.4	58.0	71.0	90.5	112.7	136.0	—30
Tionilo, bromuro	$SOBr_2$	—6.7	+18.4	31.0	44.1	58.8	68.3	80.6	99.0	119.2	139.5	—52.2
cloruro	$SOCl_2$	—52.9	—32.4	—21.9	—10.5	+2.2	10.4	21.4	37.9	56.5	75.4	—104.5
Tribromofluorosilano	$SiFBr_3$	—46.1	—25.4	—15.1	—3.7	+9.2	17.4	28.6	45.7	64.6	83.8	—82.5
Tribromosilano	$SiHBr_3$	—30.5	—8.0	+3.4	16.0	30.0	39.2	51.6	70.2	90.2	111.8	—73.5
Triclorofluorosilano	$SiFCl_3$	—92.6	—76.4	—68.3	—59.0	—48.8	—42.2	—33.2	—19.3	—4.0	+12.2	—120.8
Triclorogermano	$GeHCl_3$	—41.3	—22.3	—13.0	—3.0	+8.8	16.2	26.5	41.6	58.3	75.0	—71.1
Triclorosilano	$SiHCl_3$	—80.7	—62.6	—53.4	—43.8	—32.9	—25.8	—16.4	—1.8	+14.5	31.8	—126.6
Trifluorobromosilano	SiF_3Br	......	......	......	......	......	......	......	—69.8	—55.9	—41.7	—70.5

TABLA 3-7 Presiones de vapor de compuestos inorgánicos, hasta 1 atm. *(Conclusión)*

Compuesto		Presión, mm de Hg										Punto de fusión, °C
Nombre	Fórmula	1	5	10	20	40	60	100	200	400	760	
		Temperatura, °C										
Trifluoroclorosilano	SiF_3Cl	—144.0	—133.0	—127.0	—120.5	—112.8	—108.2	—101.7	—91.7	—81.0	—70.0	—142
Trifluorosilano	$SiHF_3$	—152.0	—142.7	—138.2	—132.9	—127.3	—123.7	—118.7	—111.3	—102.8	—95.0	—131.4
Trigermano	Ge_3H_8	—36.9	—12.8	—0.9	—11.8	26.3	35.5	47.9	67.0	88.6	110.8	—105.6
Trisilano	Si_3H_8	—68.9	—49.7	—40.0	—29.0	—16.9	—9.0	+1.6	—17.8	—35.5	53.1	—117.2
Trisilazano	$(SiH_3)_3N$	—68.7	—49.9	—40.4	—30.0	—18.5	—11.0	—1.1	+14.0	31.0	48.7	—105.7
Uranio, hexafluoruro	UF_6	—38.8	—22.0	—13.8	—5.2	+4.4	10.4	18.2	30.0	42.7	55.7	69.2
Vanadilo, tricloruro	$VOCl_3$	—23.2	+0.2	12.2	26.6	40.0	49.8	62.5	82.0	103.5	127.2	
Wolframio	W	3 990	4 337	4 507	4 690	4 886	5 007	5 168	5 403	5 666	5 927	3 370
hexafluoruro	WF_6	—71.4	—56.5	—49.2	—41.5	—33.0	—27.5	—20.3	—10.0	+1.2	17.2	—0.5
Xenón	Xe	—168.5	—158.2	—152.8	—147.1	—141.2	—137.7	—132.8	—125.4	—117.1	—108.0	—111.6
Yodo	I_2	38.7	62.2	73.2	84.7	97.5	105.4	116.5	137.3	159.8	183.0	112.9
heptafluoruro	IF_7	—87.0	—70.7	—63.0	—54.5	—45.3	—39.4	—31.9	—20.7	—8.3	+4.0	5.5
Yodosilano	SiH_3I	.....	—53.0	—47.7	—33.4	—21.8	—14.3	—4.4	+10.7	27.9	45.6	—57.0

TABLA 3-8 Presiones de vapor de compuestos orgánicos, hasta 1 atm.*

Compuesto		Presión, mm de Hg										Punto de fusión, °C
Nombre	Fórmula	1	5	10	20	40	60	100	200	400	760	
		Temperatura, °C										

TABLA 3-8 Presiones de vapor de compuestos orgánicos, hasta 1 atm.*

Compuesto		Presión, mm de Hg										Punto de fusión, °C
Nombre	Fórmula	1	5	10	20	40	60	100	200	400	760	
		Temperatura, °C										
Acenaftaleno	$C_{12}H_{10}$	.....	114.8	131.2	148.7	168.2	181.2	197.5	222.1	250.0	277.5	95
Acetal	$C_6H_{14}O_2$	—23.0	—2.3	+8.0	19.6	31.9	39.8	50.1	66.3	84.0	102.2	
Acetaldehído	C_2H_4O	—81.5	—65.1	—56.8	—47.8	—37.8	—31.4	—22.6	—10.0	+4.9	20.2	—123.5
Acetamida	C_2H_5NO	65.0	92.0	105.0	120.0	134.8	145.8	158.0	178.3	200.0	222.0	81
Acetanilida	C_8H_9NO	114.0	146.6	162.0	180.0	199.6	211.8	227.2	250.5	277.0	303.8	113.5
Acético, ácido	$C_2H_4O_2$	—17.2	+6.3	17.5	29.9	43.0	51.7	63.0	80.0	99.0	118.1	16.7
Acético, ácido anhídrido	$C_4H_6O_3$	1.7	24.8	36.0	48.3	62.1	70.8	82.2	100.0	119.8	139.6	—73
Acetileno	C_2H_2	—142.9	—133.0	—128.2	—122.8	—116.7	—112.8	—107.9	—100.3	—92.0	—84.0	—81.5
Acetilo, cloruro	C_2H_3OCl	—50.0	—35.0	—27.6	—19.6	—10.4	—4.5	+3.2	16.1	32.0	50.8	—112.0
Acetofenona	C_8H_8O	37.1	64.0	78.0	92.4	109.4	119.8	133.6	154.2	178.0	202.4	20.5
Acetona	C_3H_6O	—59.4	—40.5	—31.1	—20.8	—9.4	—2.0	+7.7	22.7	39.5	56.5	—94.6
Acetonitrilo	C_2H_3N	—47.0	—26.6	—16.3	—5.0	+7.7	15.9	27.0	43.7	62.5	81.8	—41
Acridina	$C_{13}H_9N$	129.4	165.8	184.0	203.5	224.2	238.7	256.0	284.0	314.3	346.0	110.5
Acrílico, ácido	$C_3H_4O_2$	+3.5	27.3	39.0	52.0	66.2	75.0	86.1	103.3	122.0	141.0	14
Acroleína (2-propenal)	C_3H_4O	—64.5	—46.0	—36.7	—26.3	—15.0	—7.5	+2.5	17.5	34.5	52.5	—87.7
Adípico, ácido	$C_6H_{10}O_4$	159.5	191.0	205.5	222.0	~240.5	251.0	265.0	287.8	312.5	337.5	152
d-Alcanfor	$C_{10}H_{16}O$	41.5	68.6	82.3	97.5	114.0	124.0	138.0	157.9	182.0	209.2	178.5
Aleno (propadieno)	C_3H_4	—120.6	—108.0	—101.0	—93.4	—85.2	—78.8	—72.5	—61.3	—48.5	—35.0	—136
Alílico, alcohol (propen-1-ol-3)	C_3H_6O	—20.0	+0.2	10.5	21.7	33.4	40.3	50.0	64.5	80.2	96.6	—129
Alilisopropílico, éter	$C_6H_{12}O$	—43.7	—23.1	—12.9	—1.8	+10.9	18.7	29.0	44.3	61.7	79.5	
Alilo, cloruro (3-cloropropeno)	C_3H_5Cl	—70.0	—52.0	—42.9	—32.8	—21.2	—14.1	—4.5	10.4	27.5	44.6	—136.4
Alilo, isotiocianato	C_4H_5NS	—2.0	+25.3	38.3	52.1	67.4	76.2	89.5	108.0	129.8	150.7	—80
Alil-n-propílico, éter	$C_6H_{12}O$	—39.0	—18.2	—7.9	+3.7	16.4	25.0	35.8	52.6	71.4	90.5	
4-Alilveratrol	$C_{11}H_{14}O_2$	85.0	113.9	127.0	142.8	158.3	169.6	183.7	204.0	226.2	248.0	
Amilbenceno (*sec*)	$C_{11}H_{16}$	29.0	55.8	69.2	83.8	100.0	110.4	124.1	145.2	168.0	193.0	
Amilfenol (4-*ter*)	$C_{11}H_{16}O$	.....	109.8	125.5	142.3	160.3	172.6	189.0	213.0	239.5	266.0	93
Amílico, (*n*) alcohol	$C_5H_{12}O$	+13.6	34.7	44.9	55.8	68.0	75.5	85.8	102.0	119.8	137.8	
(*iso*), alcohol	$C_5H_{12}O$	+10.0	30.9	40.8	51.7	63.4	71.0	80.7	95.8	113.7	130.6	—117.2
(*sec*) alcohol (2-pentanol)	$C_5H_{12}O$	+1.5	22.1	32.2	42.6	54.1	61.5	70.7	85.7	102.3	119.7	
(*ter*) alcohol	$C_5H_{12}O$	—12.9	+7.2	17.2	27.9	38.8	46.0	55.3	69.7	85.7	101.7	—11.9
Amilo (*iso*), acetato	$C_7H_{14}O_2$	0.0	+23.7	35.2	47.8	62.1	71.0	83.2	101.3	121.5	142.0	
(*iso*), benzoato	$C_{12}H_{16}O_2$	72.0	104.5	121.6	139.7	158.3	171.4	186.8	210.2	235.8	262.0	
(*iso*), bromuro (1-bromo-3-metilbutano)	$C_5H_{11}Br$	—20.4	+2.1	13.6	26.1	39.8	48.7	60.4	78.7	99.4	120.4	
(*iso*), *n*-butirato	$C_9H_{18}O_2$	21.2	47.1	59.9	74.0	90.0	99.8	113.1	133.2	155.3	178.6	
(*iso*), formiato	$C_6H_{12}O_2$	—17.5	+5.4	17.1	30.0	44.0	53.3	65.4	83.2	102.7	123.3	
(*iso*), isobutirato	$C_9H_{18}O_2$	14.8	40.1	52.8	66.6	81.8	91.7	104.4	124.2	146.0	168.8	
isopropionato	$C_8H_{16}O_2$	+8.5	33.7	46.3	60.0	75.5	85.2	97.6	117.3	138.4	160.2	
(*iso*), isovalerianato	$C_{10}H_{20}O_2$	27.0	54.4	68.6	83.8	100.6	110.3	125.1	146.1	169.5	194.0	
(*iso*), levulinato	$C_{10}H_{18}O_3$	75.6	104.0	118.8	134.4	151.7	162.6	177.0	198.1	222.7	247.9	
(*iso*), nitrato	$C_5H_{11}NO_3$	+5.2	28.8	40.3	53.5	67.6	76.3	88.6	106.7	126.5	147.5	
(*iso*), yoduro (1-yodo-3-metilbutano)	$C_5H_{11}I$	—2.5	+21.9	34.1	47.6	62.3	71.9	84.4	103.8	125.8	148.2	
(*n*), levulinato	$C_{10}H_{18}O_3$	81.3	110.0	124.0	139.7	155.8	165.2	180.5	203.1	227.4	253.2	
Anetol	$C_{10}H_{12}O$	62.6	91.6	106.0	121.8	139.3	149.8	164.2	186.1	210.5	235.3	22.5
Angelonitrilo	C_5H_7N	—8.0	+15.0	29.0	41.0	55.8	65.2	77.5	96.3	117.7	140.0	
Anilina	C_6H_7N	34.8	57.9	69.4	82.0	96.7	106.0	119.9	140.1	161.9	184.4	—6.2
2-Anilinoetanol	$C_8H_{11}NO$	104.0	134.3	149.6	165.7	183.7	194.0	209.5	230.6	254.5	279.6	
Anisaldehído	$C_8H_8O_2$	73.2	102.6	117.8	133.5	150.5	161.7	176.7	199.0	223.0	248.0	2.5
o-Anisidina (2-metoxianilina)	C_7H_9NO	61.0	88.0	101.7	116.1	132.0	142.1	155.2	175.3	197.3	218.5	5.2
Antraceno	$C_{14}H_{10}$	145.0	173.5	187.2	201.9	217.5	231.8	250.0	279.0	310.2	342.0	217.5
Antraquinona	$C_{14}H_8O_2$	190.0	219.4	234.2	248.3	264.3	273.3	285.0	314.6	346.2	379.9	286
Azelaico, ácido	$C_9H_{16}O_4$	178.3	210.4	225.5	242.4	260.0	271.8	286.5	309.6	332.8	356.5	106.5
Azetaldehído	$C_8H_{16}O$	33.3	58.4	71.6	85.0	100.2	110.0	123.0	142.1	163.4	185.0	
Azobenceno	$C_{12}H_{10}N_2$	109.5	135.7	151.5	168.3	187.9	199.8	216.0	240.0	266.1	293.0	68
Benceno	C_6H_6	—36.7	—19.6	—11.5	—2.6	+7.6	15.4	26.1	42.2	60.6	80.1	+5.5
Bencensulfonilo, cloruro	$C_6H_5ClO_2S$	65.9	96.5	112.0	129.0	147.7	158.2	174.5	198.0	224.0	251.5	14.5
Bencilamina	C_7H_9N	29.0	54.8	67.7	81.8	97.3	107.3	120.0	140.0	161.3	184.5	
Bencilamina	$C_7H_9Cl_3Si$	45.3	70.2	83.2	96.7	111.8	121.3	133.5	152.0	173.0	194.3	
Bencildiclorosilano	$C_9H_{12}O$	26.0	52.0	65.0	79.6	95.4	105.5	118.9	139.6	161.5	185.0	
Bencíletílico, éter	$C_{13}H_{12}O$	95.4	127.7	144.0	160.7	180.1	192.6	209.2	233.2	259.8	287.0	

* Recopilada de las tablas extendidas publicadas por D.R. Stull en *Ind. Eng. Chem.*, 39, 517 (1947). Si se desea información sobre combustibles, véase Hibbard, *N. A. C. A. Research Mem.* E56121, 1956. Para el metano, véase: Johnson (ed.), WADD-TR-60-56, 1960.

TABLA 3-8 Presiones de vapor de compuestos orgánicos, hasta 1 atm. *(Continuación)*

Compuesto		Presión, mm de Hg									Punto de fusión, °C
Nombre	Fórmula	1	5	10	20	40	60	100	200	400	760	
		Temperatura, °C										
Bencílico, alcohol	C_7H_8O	58.0	80.8	92.6	105.8	119.8	129.3	141.7	160.0	183.0	204.7	−15.3
Bencilo	$C_{14}H_{10}O_2$	128.4	165.2	183.0	202.8	224.5	238.2	255.8	283.5	314.3	347.0	95
acetato	$C_9H_{10}O_2$	45.0	73.4	87.6	102.3	119.6	129.8	144.0	165.5	189.0	213.5	−51.5
bromuro (α-bromotolueno)	C_7H_7Br	32.2	59.6	73.4	88.3	104.8	115.6	129.8	150.8	175.2	198.5	−4
cinamato	$C_{16}H_{14}O_2$	173.8	206.3	221.5	239.3	255.8	267.0	281.5	303.8	326.7	350.0	39
cloruro (α-clorotolueno)	C_7H_7Cl	22.0	47.8	60.8	75.0	90.7	100.5	114.2	134.0	155.8	179.4	−39
isotiocianato	C_8H_7NS	79.5	107.8	121.8	137.0	153.0	163.8	177.7	198.0	220.4	243.0	
Benzal, cloruro (α,α-diclorotolueno)	$C_7H_6Cl_2$	35.4	64.0	78.7	94.3	112.1	123.4	138.3	160.7	187.0	214.0	
Benzaldehído	C_7H_6O	26.2	50.1	62.0	75.0	90.1	99.6	112.5	131.7	154.1	179.0	−16.1
Benzantrona	$C_{17}H_{10}O$	225.0	274.5	297.2	322.5	350.0	368.8	390.0	426.5	. . .	. . .	−26
Benzofenona	$C_{13}H_{10}O$	108.2	141.7	157.6	175.8	195.7	208.2	224.4	249.8	276.8	305.4	174
Benzoico, ácido	$C_7H_6O_2$	96.0	119.5	132.1	146.7	162.6	172.8	186.2	205.8	227.0	249.2	48.5
anhídrido	$C_{14}H_{10}O_3$	143.8	180.0	198.0	218.0	239.8	252.7	270.4	299.1	328.8	360.0	121.7
Benzoílo, bromuro	C_7H_5BrO	47.0	75.4	89.8	105.4	122.6	133.4	147.7	169.2	193.7	218.5	42
cloruro	C_7H_5ClO	32.1	59.1	73.0	87.6	103.8	114.7	128.0	149.5	172.8	197.2	0
Benzoílnitrilo	C_8H_5NO	44.5	71.7	85.5	100.2	116.6	127.0	141.0	161.3	185.0	208.0	−0.5
Benzoína	$C_{14}H_{12}O_2$	135.6	170.2	188.1	207.0	227.6	241.7	258.0	284.4	313.5	343.0	33.5
Benzonitrilo	C_7H_5N	28.2	55.3	69.2	83.4	99.6	109.8	123.5	144.1	166.7	190.6	132
Benzotricloruro (α,α,α-triclorotolueno)	$C_7H_5Cl_3$	45.8	73.7	87.6	102.7	119.8	130.0	144.3	165.6	189.2	213.5	−12.9
Benzotrifluoruro (α,α,α-trifluorotolueno)	$C_7H_5F_3$	−32.0	−10.3	+0.4	12.2	25.7	34.0	45.3	62.5	82.0	102.0	−21.2
d-Bornilo, acetato	$C_{12}H_{20}O_2$	46.9	75.7	90.2	106.0	123.7	135.7	149.8	172.0	197.5	223.0	−29.3
Bornilo, n-butirato	$C_{14}H_{24}O_2$	74.0	103.4	118.0	133.8	150.7	161.8	176.4	198.0	222.2	247.0	29
formiato	$C_{11}H_{18}O_2$	47.0	74.8	89.3	104.0	121.2	131.7	145.8	166.4	190.2	214.0	
isobutirato	$C_{14}H_{24}O_2$	70.0	99.8	114.0	130.0	147.2	157.6	172.2	194.2	218.2	243.0	
propionato	$C_{13}H_{22}O_2$	64.6	93.7	108.0	123.7	140.4	151.2	165.7	187.5	211.2	235.0	
Brasídico, ácido	$C_{22}H_{42}O_2$	209.6	241.7	256.0	272.9	290.0	301.5	316.2	336.8	359.6	382.5	
1-Bromo-2-butanol	C_4H_9BrO	23.7	45.4	55.8	67.2	79.5	87.0	97.6	112.1	128.3	145.0	61.5
1-Bromo-2-butanona	C_4H_7BrO	+6.2	30.0	41.8	54.2	68.2	77.3	89.2	107.0	126.3	147.0	
2-Bromo-1-buteno	C_4H_7Br	−47.3	−27.0	−16.8	−5.3	+7.2	15.4	26.3	42.8	61.9	81.0	−133.4
1-Bromo-1-buteno *(cis)*	C_4H_7Br	−44.0	−23.2	−12.8	−1.4	+11.5	19.8	30.8	47.8	66.8	86.2	
1-Bromo-1-buteno *(trans)*	C_4H_7Br	−38.4	−17.0	−6.4	+5.4	18.4	27.2	38.1	55.7	75.0	94.7	−100.3
2-Bromo-2-buteno *(cis)*	C_4H_7Br	−39.0	−17.9	−7.2	+4.6	17.7	26.2	37.5	54.5	74.0	93.9	−111.2
2-Bromo-2-buteno *(trans)*	C_4H_7Br	−45.0	−24.1	−13.8	−2.4	+10.5	18.7	29.9	46.5	66.0	85.5	−114.6
1-Bromo-1-cloroetano	C_2H_4BrCl	−36.0	−18.0	−9.4	0.0	+10.4	17.0	28.0	44.7	63.4	82.7	16.6
1-Bromo-2-cloroetano	C_2H_4BrCl	−28.8	−7.0	+4.1	16.0	29.7	38.0	49.5	66.8	86.0	106.7	−16.6
2-Bromo-4,6-diclorofenol	$C_6H_3BrCl_2O$	84.0	115.6	130.8	147.7	165.8	177.6	193.2	216.5	242.0	268.0	68
1-Bromo-4-etilbenceno	C_8H_9Br	30.4	42.5	74.0	90.2	106.5	121.0	135.5	156.5	182.0	206.0	−45.0
2-Bromo-4-fenilfenol	$C_{12}H_9BrO$	100.0	135.4	152.3	171.8	193.8	207.0	224.5	251.0	280.2	311.0	95
3-Bromo-2,4,6-triclorofenol	$C_6H_2BrCl_3O$	112.4	146.2	163.2	181.8	200.5	213.0	229.3	253.0	278.0	305.8	
2-Bromo-1,4-xileno	C_8H_9Br	37.5	65.0	78.8	94.0	110.6	121.6	135.7	156.4	181.0	206.7	+9.5
Bromoacético, ácido	$C_2H_3BrO_2$	54.7	81.6	94.1	108.2	124.0	133.8	146.3	165.8	186.7	208.0	49.5
4-Bromoanisol	C_7H_7BrO	48.8	77.8	91.9	107.8	125.0	136.0	150.1	172.7	197.5	223.0	12.5
Bromobenceno	C_6H_5Br	+2.9	27.8	40.0	53.8	68.6	78.1	90.8	110.1	132.3	156.2	−30.7
4-Bromobifenilo	$C_{12}H_9Br$	98.0	133.7	150.6	169.8	190.8	204.5	221.8	248.2	277.7	310.0	90.5
1,4-Bromoclorobenceno	C_6H_4BrCl	32.0	59.5	72.7	87.8	103.8	114.8	128.0	149.5	172.6	196.9	
(2-Bromoetil)-benceno	C_8H_9Br	48.0	76.2	90.5	105.8	123.2	133.8	148.2	169.8	194.0	219.0	
(2-Bromoetil)-ciclohexano	$C_8H_{15}Br$	38.7	66.6	80.5	95.8	113.0	123.7	138.0	160.0	186.2	213.0	
2-Bromoetil-2-cloroetílico, éter	C_4H_8BrClO	36.5	63.2	76.3	90.8	106.0	116.4	129.8	150.0	172.3	195.8	
1-Bromoetileno	C_2H_3Br	−95.4	−77.8	−68.8	−58.8	−48.1	−41.2	−31.9	−17.2	−1.1	+15.8	−138
1-Bromonaftaleno	$C_{10}H_7Br$	. . .	22.0	34.0	48.0	63.6	73.4	85.9	106.1	127.9	150.5	8.5
3-Bromopiridina	C_5H_4BrN	84.2	117.5	133.6	150.2	170.2	183.5	198.8	224.2	252.0	281.1	5.5
2-Bromotolueno	C_7H_7Br	16.8	42.0	55.2	69.1	84.1	94.1	107.8	127.7	150.0	173.4	
3-Bromotolueno	C_7H_7Br	24.4	49.7	62.3	76.0	91.0	100.0	112.0	133.6	157.3	181.8	−28
4-Bromotolueno	C_7H_7Br	14.8	50.8	64.0	78.1	93.9	104.1	117.8	138.0	160.0	183.7	39.8
Bromuro (1-bromobutano)	C_4H_9Br	10.3	47.5	61.1	75.2	91.8	102.3	116.4	137.4	160.2	184.5	28.5
cloruro (1-clorobutano)	C_4H_9Cl	−33.0	−11.2	−0.3	+11.6	24.8	33.4	44.7	62.0	81.7	101.6	−112.4
formiato	$C_5H_{10}O_2$	−49.0	−28.9	−18.6	−7.4	+5.0	13.0	24.0	40.0	58.8	77.8	−123.1
1,3-Butadieno	C_4H_6	−26.4	−4.7	+6.1	18.0	31.6	39.8	51.0	67.9	86.2	106.0	
1,2-Butadieno (metilaleno)	C_4H_6	−102.8	−87.6	−79.7	−71.0	−61.3	−55.1	−46.8	−33.9	−19.3	−4.5	−108.9
n-Butano	C_4H_{10}	−89.0	−72.7	−64.2	−54.9	−44.3	−37.5	−28.3	−14.2	+1.8	18.5	
Butano, iso (2-metilpropano)	C_4H_{10}	−101.5	−85.7	−77.8	−68.9	−59.1	−52.8	−44.2	−31.2	−16.3	−0.5	−135
1,3-Butanodiol	$C_4H_{10}O_2$	−109.2	−94.1	−86.4	−77.9	−68.4	−62.4	−54.1	−41.5	−27.1	−11.7	−145
		22.2	67.5	85.3	100.0	117.4	127.5	141.2	161.0	183.8	206.5	77
1,2,3-Butanotriol	$C_4H_{10}O_3$	102.0	132.0	146.0	161.0	178.0	188.0	202.5	222.0	243.5	264.0	−130
1-Buteno	C_4H_8	−104.8	−89.4	−81.6	−73.0	−63.4	−57.2	−48.9	−36.2	−21.7	−6.3	−138.9
2-Buteno *(cis)*	C_4H_8	−96.4	−81.1	−73.4	−64.6	−54.7	−48.4	−39.8	−26.8	−12.0	+3.7	−105.4
2-Buteno *(trans)*	C_4H_8	−99.4	−84.0	−76.3	−67.5	−57.6	−51.3	−42.7	−29.7	−14.8	+0.9	
3-Butenonitrilo	C_4H_5N	−19.6	+2.9	14.1	26.6	40.0	48.8	60.2	78.0	98.0	119.0	−85.0
Butilamina *(iso)*	$C_4H_{11}N$	−50.0	−31.0	−21.0	−10.3	+1.3	8.8	18.8	32.0	50.7	68.6	
Butilcarbitol (dietilenglicol-butílico, éter)	$C_8H_{18}O_3$	70.0	95.7	107.8	120.5	135.5	146.0	159.8	181.2	205.0	231.2	
4-Butil (*ter*)-2-cresol	$C_{11}H_{16}O$	74.3	103.7	118.0	134.0	150.8	161.7	176.2	197.8	221.8	247.0	
		70.0	98.0	112.0	127.2	143.9	153.7	167.0	187.8	210.0	232.6	22.5

[illegible]	[illegible]	19.8	30.8	64.0	78.1	93.5	104.1	117.8	138.0	160.0	183.7	[illegible]
4-Bromotolueno	C_7H_7Br	10.3	47.5	61.1	75.2	91.8	102.3	116.4	137.4	160.2	184.5	39.8
Bromuro (1-bromobutano)	C_4H_9Br	—33.0	—11.2	—0.3	+11.6	24.8	33.4	44.7	62.0	81.7	101.6	28.5
cloruro (1-clorobutano)	C_4H_9Cl	—49.0	—28.9	—18.6	—7.4	+5.0	13.0	24.0	40.0	58.8	77.8	—112.4
formiato	$C_5H_{10}O_2$	—26.4	—4.7	+6.1	18.0	31.6	39.8	51.0	67.9	86.2	106.0	—123.1
1,3-Butadieno	C_4H_6	—102.8	—87.6	—79.7	—71.0	—61.3	—55.1	—46.8	—33.9	—19.3	—4.5	
1,2-Butadieno (metilaleno)	C_4H_6	—89.0	—72.7	—64.2	—54.9	—44.3	—37.5	—28.3	—14.2	+1.8	18.5	—108.9
n-Butano	C_4H_{10}	—101.5	—85.7	—77.8	—68.9	—59.1	—52.8	—44.2	—31.2	—16.3	—0.5	
Butano, *iso* (2-metilpropano)	C_4H_{10}	—109.2	—94.1	—86.4	—77.9	—68.4	—62.4	—54.1	—41.5	—27.1	—11.7	—135
1,3-Butanodiol	$C_4H_{10}O_2$	22.2	67.5	85.3	100.0	117.4	127.5	141.2	161.0	183.8	206.5	—145
												77

1,2,3-Butanotriol	$C_4H_{10}O_3$	102.0	132.0	146.0	161.0	178.0	188.0	202.5	222.0	243.5	264.0	
1-Buteno	C_4H_8	—104.8	—89.4	—81.6	—75.0	—63.4	—57.2	—48.9	—36.2	—21.7	—6.3	—130
2-Buteno (*cis*)	C_4H_8	—96.4	—81.1	—73.4	—64.6	—54.7	—48.4	—39.8	—26.8	—12.0	+3.7	—138.9
2-Buteno (*trans*)	C_4H_8	—99.4	—84.0	—76.3	—67.5	—57.6	—51.3	—42.7	—29.7	—14.8	+0.9	—105.4
3-Butenonitrilo	C_4H_5N	—19.6	+2.9	14.1	26.6	40.0	48.8	60.2	78.0	98.0	119.0	
Butilamina (*iso*)	$C_4H_{11}N$	—50.0	—31.0	—21.0	—10.3	+1.3	8.8	18.8	32.0	50.7	68.6	—85.0
Butilcarbitol (dietilenglicol-butílico, éter)	$C_8H_{18}O_3$	70.0	95.7	107.8	120.5	135.5	146.0	159.8	181.2	205.0	231.2	
4-Butil (*ter*)-2-cresol	$C_{11}H_{16}O$	74.3	103.7	118.0	134.0	150.8	161.7	176.2	197.8	221.8	247.0	
2-Butil (*ter*)-4-cresol	$C_{11}H_{16}O$	70.0	98.0	112.0	127.2	143.9	153.7	167.0	187.8	210.0	232.6	
2,3-Butilenoglicol (2,3-Butanodiol)	$C_4H_{10}O_2$	44.0	68.4	80.3	93.4	107.8	116.3	127.8	145.6	164.0	182.0	22.5
2-Butil-2-etilbutano-1,3-diol	$C_{10}H_{22}O_2$	94.1	122.6	136.8	151.2	167.8	178.0	191.9	212.0	233.5	255.0	
2-Butil (*ter*)-4-etilfenol	$C_{12}H_{18}O$	76.3	106.2	121.0	137.0	154.0	165.4	179.0	200.3	223.8	247.8	
4-Butil (*ter*)-2,5-xilenol	$C_{12}H_{18}O$	88.2	119.8	135.0	151.0	169.8	180.3	195.0	217.5	241.3	265.3	
4-Butil (*ter*)-2,6-xilenol	$C_{12}H_{18}O$	74.0	103.9	119.0	135.0	152.2	163.6	176.0	196.0	217.8	239.8	
6-Butil (*ter*)-2,4-xilenol	$C_{12}H_{18}O$	70.3	100.2	115.0	131.0	148.5	158.2	172.0	192.3	214.2	236.5	
6-Butil (*ter*)-3,4-xilenol	$C_{12}H_{18}O$	83.9	113.6	127.0	143.0	159.7	170.0	184.0	204.5	226.7	249.5	
Butilbenceno (*iso*)	$C_{10}H_{14}$	14.1	40.5	53.7	67.8	83.3	93.3	107.0	127.2	149.6	172.8	—51.5
(*n*)	$C_{10}H_{14}$	22.7	48.8	62.0	76.3	92.4	102.6	116.2	136.9	159.2	183.1	—88.0
(*sec*)	$C_{10}H_{14}$	18.6	44.2	57.0	70.6	86.2	96.0	109.5	128.8	150.3	173.5	—75.5
(*ter*)	$C_{10}H_{14}$	13.0	39.0	51.7	65.6	80.8	90.6	103.8	123.7	145.8	168.5	—58
Butilfenilcetona, *ter* (pivalofenona)	$C_{11}H_{14}O$	57.8	85.7	99.0	114.3	130.4	140.8	154.0	175.0	197.7	220.0	
4-Butilfenilo (*ter*), diclorofosfato	$C_{10}H_{13}Cl_2O_2P$	96.0	129.6	146.0	164.0	184.3	197.2	214.3	240.0	268.2	299.0	
2-Butilfenol (*sec*)	$C_{10}H_{14}O$	57.4	86.0	100.8	116..	133.4	143.9	157.3	179.7	203.8	228.0	
4-Butilfenol (*sec*)	$C_{10}H_{14}O$	71.4	100.5	114.8	130.3	147.8	157.9	172.4	194.3	217.6	242.1	
2-Butilfenol (*ter*)	$C_{10}H_{14}O$	56.6	84.2	98.1	113.0	129.2	140.0	153.5	173.8	196.3	219.5	
4-Butilfenol (*ter*)	$C_{10}H_{14}O$	70.0	99.2	114.0	129.5	146.0	156.0	170.2	191.5	214.0	238.0	99
4-Butilfenol (*iso*)	$C_{10}H_{14}O$	72.1	100.9	115.5	130.3	147.2	157.0	171.2	192.1	214.7	237.0	
2-(4-*ter*-Butilfenoxi)etilo, acetato	$C_{14}H_{20}O_3$	118.0	150.0	165.8	183.3	201.5	212.8	228.0	250.3	277.6	304.4	
Butilnaftilcetona, *iso* (1-isovaleronaftona)	$C_{15}H_{16}O$	136.0	167.9	184.0	201.6	219.7	231.5	246.7	269.7	294.0	320.0	
Butílico, alcohol (*n*)	$C_4H_{10}O$	—1.2	+20.0	30.2	41.5	53.4	60.3	70.1	84.3	100.8	117.5	—79.9
(*sec*)	$C_4H_{10}O$	—12.2	+7.2	16.9	27.3	38.1	45.2	54.1	67.9	83.9	99.5	—114.7
(*ter*)	$C_4H_{10}O$	—20.4	—3.0	+5.5	14.3	24.5	31.0	39.8	52.7	68.0	82.9	25.3
(*iso*)	$C_4H_{10}O$	—9.0	+11.6	21.7	32.4	44.1	51.7	61.5	75.9	91.4	108.0	—108
n-Butilo, acrilato	$C_7H_{12}O_2$	—0.5	—23.5	35.5	48.6	63.4	72.6	85.1	104.0	125.2	147.4	—64.6
Butilo (*iso*), acetato	$C_6H_{12}O_2$	—21.2	+1.4	12.8	25.5	39.2	48.0	59.7	77.6	97.5	118.0	—98.9
benzoato	$C_{11}H_{14}O_2$	64.0	93.6	108.6	124.2	141.8	152.0	166.4	188.2	212.8	237.0	
carbamato	$C_5H_{11}NO_2$	.....	85.7	96.4	110.1	125.3	134.6	147.2	165.7	186.0	206.5	65
cloruro	C_4H_9Cl	—53.8	—34.3	—24.5	—13.8	—1.9	+5.9	16.0	32.0	50.0	68.9	—131.2
dicloroacetato	$C_6H_{10}Cl_2O_2$	28.6	54.3	67.5	81.4	96.7	106.6	119.8	139.2	160.0	183.0	
formiato	$C_5H_{10}O_2$	—32.7	—11.4	—0.8	+11.0	24.1	32.4	43.4	60.0	79.0	98.2	—95.3
isobutirato	$C_8H_{16}O_2$	+4.1	28.0	39.9	52.4	67.2	75.9	88.0	106.3	126.3	147.5	—80.7
isovalerianato	$C_9H_{18}O_2$	16.0	41.2	53.8	67.7	82.7	92.4	105.2	124.8	146.4	168.7	
levulinato	$C_9H_{16}O_3$	65.0	92.1	105.9	120.2	136.2	147.0	160.2	181.8	205.5	229.9	
n-butirato	$C_8H_{16}O_2$	+4.6	30.0	42.2	56.1	71.7	81.3	94.0	113.9	135.7	156.9	
propionato	$C_7H_{14}O_2$	—2.3	+20.9	32.5	44.8	58.5	67.6	79.5	97.0	116.4	136.8	—71
yoduro (1-yodo-2-metilpropano)	C_4H_9I	—17.0	+5.8	17.0	29.8	42.8	51.8	63.5	81.0	100.3	120.4	—90.7
Butilo (*sec*), cloroacetato	$C_6H_{11}ClO_2$	17.0	41.8	54.6	68.2	83.6	93.0	105.5	124.1	146.0	167.8	
cloruro (2-clorobutano)	C_4H_9Cl	—60.2	—39.8	—29.2	—17.7	—5.0	+3.4	14.2	31.5	50.0	68.0	—131.3
formiato	$C_5H_{10}O_2$	—34.4	—13.3	—3.1	+8.4	21.3	29.6	40.2	56.8	75.2	93.6	
glicolato	$C_6H_{12}O_3$	28.3	53.6	66.0	79.8	94.2	104.0	116.4	135.5	155.6	177.5	
Butilo (*ter*), cloruro	C_4H_9Cl	.....	.....	.....	.....	—19.0	—11.4	—1.0	+14.6	32.6	51.0	—26.5
Butírico, ácido	$C_4H_8O_2$	25.5	49.8	61.5	74.0	88.0	96.5	108.0	125.5	144.5	163.5	—74
ácido (*iso*)	$C_4H_8O_2$	14.7	39.3	51.2	64.0	77.8	86.3	98.0	115.8	134.5	154.5	—47
Butironitrilo	C_4H_7N	—20.0	+2.1	13.4	25.7	38.4	47.3	59.0	76.7	96.8	117.5	
Canfeno	$C_{10}H_{16}$	.....	.....	47.2	60.4	75.7	85.0	97.9	117.5	138.7	160.5	50
Canfilamina	$C_{10}H_{19}N$	45.3	74.0	83.7	97.6	112.5	122.0	134.6	153.0	173.8	195.0	
Canfolénico, ácido	$C_{10}H_{16}O_2$	97.6	125.7	139.8	153.9	170.0	180.0	193.7	212.7	234.0	256.0	
Capraldehído	$C_{10}H_{20}O$	51.9	78.8	92.0	106.3	122.2	132.0	145.3	164.8	186.3	208.5	
Cáprico, ácido	$C_{10}H_{20}O_2$	125.0	142.0	152.2	165.0	179.9	189.8	200.0	217.1	240.3	268.4	31.5
Caprilaldehído	$C_8H_{16}O$	73.4	92.0	101.2	110.2	120.0	126.0	133.9	145.4	156.5	168.5	
Caprílico, ácido (octanoico)	$C_8H_{16}O_2$	92.3	114.1	124.0	136.4	150.6	160.0	172.2	190.3	213.9	237.5	16
alcohol (2-octanol)	$C_8H_{18}O$	32.8	57.6	70.0	83.3	98.0	107.4	119.8	138.0	157.5	178.5	—38.6
Caprilonitrilo	$C_8H_{15}N$	43.0	67.6	80.4	94.6	110.6	121.2	134.8	155.2	179.5	204.5	
n-Caproico, ácido	$C_6H_{12}O_2$	71.4	89.5	99.5	111.8	125.0	133.3	144.0	160.8	181.0	202.0	—1.5
Caproico, ácido (*iso*)	$C_6H_{12}O_2$	66.2	83.0	94.0	107.0	120.4	129.6	141.4	158.3	181.0	207.7	—35
Caprolactona (*iso*)	$C_6H_{10}O_2$	38.3	66.4	80.3	95.7	112.3	123.2	137.2	157.8	182.1	207.0	
Capronitrilo	$C_6H_{11}N$	9.2	34.6	47.5	61.7	76.9	86.8	99.8	119.7	141.0	163.7	
Carbazol	$C_{12}H_9N$	.....	.....	.....	.....	.....	248.2	265.0	292.5	323.0	354.8	244.8
Carbono, dióxido	CO_2	—134.3	—124.4	—119.5	—114.4	—108.6	—104.8	—100.2	—93.0	—85.7	—78.2	—57.5
disulfuro	CS_2	—73.8	—54.3	—44.7	—34.3	—22.5	—15.3	—5.1	+10.4	28.0	46.5	—110.8
monóxido	CO	—222.0	—217.2	—215.0	—212.8	—210.0	—208.1	—205.7	—201.3	—196.3	—191.3	—205.0
oxiseleniuro (seleniuro de carbonilo)	COSe	—117.1	—102.3	—95.0	—86.3	—76.4	—70.2	—61.7	—49.8	—35.6	—21.9	

TABLA 3-8 Presiones de vapor de compuestos orgánicos, hasta 1 atm. *(Continuación)*

Compuesto		Presión, mm de Hg										Punto de fusión, °C
Nombre	Fórmula	1	5	10	20	40	60	100	200	400	760	
		Temperatura, °C										
oxisulfuro (sulfuro de carbonilo)	COS	−132.4	−119.8	−113.3	−106.0	−98.3	−93.0	−85.9	−75.0	−62.7	−49.9	−138.8
tetrabromuro	CBr_4	...	...	...	...	96.3	106.3	119.7	139.7	163.5	189.5	90.1
tetracloruro	CCl_4	−50.0	−30.0	−19.6	−8.2	+4.3	12.3	23.0	38.3	57.8	76.7	−22.6
tetrafluoruro	CF_4	−184.6	−174.1	−169.3	−164.3	−158.8	−155.4	−150.7	−143.6	−135.5	−127.7	−183.7
Carvacrol	$C_{10}H_{14}O$	70.0	98.4	113.2	127.9	145.2	155.3	169.7	191.2	213.8	237.0	+0.5
Carvona	$C_{10}H_{14}O$	57.4	86.1	100.4	116.1	133.0	143.8	157.3	179.6	203.5	227.5	
2-Ciano-2-*n*-butilo, acetato	$C_7H_{11}NO_2$	42.0	68.7	82.0	96.2	111.8	121.5	133.8	152.2	173.4	195.2	
Cianógeno	C_2N_2	−05.8	−83.2	−76.8	−70.1	−62.7	−57.9	−51.8	−42.6	−33.0	−21.0	−34.4
bromuro	$CBrN$	−34.7	−18.3	−10.0	−1.0	+8.6	14.7	22.6	33.8	46.0	61.5	58
cloruro	$CClN$	−76.7	−61.4	−53.8	−46.1	−37.6	−32.1	−24.9	−14.1	−2.3	+13.1	−6.5
yoduro	CIN	25.2	47.2	57.7	68.6	80.3	88.0	97.6	111.5	126.1	141.1	
Ciclobutano	C_4H_8	−92.0	−76.0	−67.9	−58.7	−48.4	−41.8	−32.8	−18.9	−3.4	+12.9	−50
Ciclobuteno	C_4H_6	−99.1	−83.4	−75.4	−66.6	−56.4	−50.0	−41.2	−27.8	−12.2	+2.4	
Ciclohexano	C_6H_{12}	−45.3	−25.4	−15.9	−5.0	+6.7	14.7	25.5	42.0	60.8	80.7	+6.6
Ciclohexanoetanol	$C_8H_{16}O$	50.4	77.2	90.0	104.0	119.8	129.8	142.7	161.7	183.5	205.4	
Ciclohexanol	$C_6H_{12}O$	21.0	44.0	56.0	68.8	83.0	91.8	103.7	121.7	141.4	161.0	23.9
Ciclohexanona	$C_6H_{10}O$	+1.4	26.4	38.7	52.5	67.8	77.5	90.4	110.3	132.5	155.6	−45.0
2-Ciclohexil-4,6-dinitrofenol	$C_{12}H_{14}N_2O_5$	132.8	161.8	175.9	191.2	206.7	216.0	229.0	248.7	269.8	291.5	
Ciclopentano	C_5H_{10}	−68.0	−49.6	−40.4	−30.1	−18.6	−11.3	−1.3	+13.8	31.0	49.3	−93.7
Ciclopropano	C_3H_6	−116.8	−104.2	−97.5	−90.3	−82.3	−77.0	−70.0	−59.1	−46.9	−33.5	−126.6
Cimeno	$C_{10}H_{14}$	17.3	43.9	57.0	71.1	87.0	97.2	110.8	131.4	153.5	177.2	−68.2
Cinámico, ácido *(trans)*	$C_9H_8O_2$	127.5	157.8	173.0	189.5	207.1	217.8	232.4	253.3	276.7	300.0	133
Cinamílico, alcohol	$C_9H_{10}O$	72.6	102.5	117.8	133.7	151.0	162.0	177.8	199.8	224.6	250.0	33
aldehído	C_9H_8O	76.1	105.8	120.0	135.7	152.2	163.7	177.7	199.3	222.4	246.0	−7.5
Citracónico, anhídrido	$C_5H_4O_3$	47.1	74.8	88.9	103.8	120.3	131.3	145.4	165.8	189.8	213.5	
α-Citral *(cis)*	$C_{10}H_{16}O$	61.7	90.0	103.9	119.4	135.9	146.3	160.0	181.8	205.0	228.0	
d-Citronelal	$C_{10}H_{18}O$	44.0	71.4	84.8	99.8	116.1	126.2	140.1	160.0	183.8	206.5	
Citronélico, ácido	$C_{10}H_{18}O_2$	99.5	127.3	141.4	155.6	171.9	182.1	195.4	214.5	236.6	257.0	
Citronelilo, acetato	$C_{12}H_{22}O_2$	74.7	100.2	113.0	126.0	140.5	149.7	161.0	178.8	197.8	217.0	
Citronelol	$C_{10}H_{20}O$	66.4	93.6	107.0	121.5	137.2	147.2	159.8	179.8	201.0	221.5	
Cloral, hidrato	$C_2H_3Cl_3O_2$	−9.8	+10.0	19.5	29.2	39.7	46.2	55.0	68.0	82.1	96.2	51.7
Cloral (tricloroacetaldehído)	C_2HCl_3O	−37.8	−16.0	5.0	+7.2	20.2	29.1	40.2	57.8	77.5	97.7	−57
Cloranilo	$C_6Cl_4O_2$	70.7	89.3	97.8	106.4	116.1	122.0	129.5	140.3	151.3	162.6	290
1-Cloro-2-etilbenceno	C_8H_9Cl	17.2	43.0	56.1	70.3	86.2	96.4	110.0	130.2	152.2	177.6	−80.2
1-Cloro-3-etilbenceno	C_8H_9Cl	18.6	45.2	58.1	73.0	89.2	99.6	113.6	133.8	156.7	181.1	−53.3
1-Cloro-4-etilbenceno	C_8H_9Cl	19.2	46.4	60.0	75.5	91.8	102.0	116.0	137.0	159.8	184.3	−62.6
1-Cloro-2-etoxibenceno	C_8H_9ClO	45.8	72.8	86.5	101.5	117.8	127.8	141.8	162.0	185.5	208.0	
2-Cloro-3-fenilfenol	$C_{12}H_9ClO$	118.0	152.2	169.7	186.7	207.4	219.6	237.0	261.3	289.4	317.5	+6
2-Cloro-6-fenilfenol	$C_{12}H_9ClO$	119.8	153.7	170.7	189.8	208.2	220.0	237.1	261.6	289.5	317.0	
1-Cloro-1,2,2-trifluoroetileno	C_2ClF_3	−116.0	−102.5	−95.9	−88.2	−79.7	−74.1	−66.7	−55.0	−41.7	−27.9	−157.5
Cloroacético, ácido	$C_2H_3ClO_2$	43.0	68.3	81.0	94.2	109.2	118.3	130.7	149.0	169.0	189.5	61.2
anhídrido	$C_4H_2Cl_2O_3$	67.2	94.1	108.0	122.4	138.2	148.0	159.8	177.8	197.0	217.0	46
2-Cloroanilina	C_6H_6ClN	46.3	72.3	84.8	99.2	115.6	125.7	139.5	160.0	183.7	208.8	0
3-Cloroanilina	C_6H_6ClN	63.5	89.8	102.0	116.7	133.6	144.1	158.0	179.5	203.5	228.5	−10.4
4-Cloroanilina	C_6H_6ClN	59.3	87.9	102.1	117.8	135.0	145.8	159.9	182.3	206.6	230.5	70.5
Clorobenceno	C_6H_5Cl	−13.0	+10.6	22.2	35.3	49.7	58.3	70.7	89.4	110.0	132.2	−45.2
2-Clorobenzotricloruro (2-α,α,α-tetracloroto-lueno)	$C_7H_4Cl_4$	69.6	101.8	117.9	135.8	155.0	167.8	185.0	208.0	233.0	262.1	28.7
2-Clorobenzotrifluoruro (2-cloro-α,α,α-trifluoro-tolueno)	$C_7H_4ClF_3$	0.0	24.7	37.1	50.6	65.9	75.4	88.3	108.3	130.0	152.2	−6.0
2-Clorobifenilo	$C_{12}H_9Cl$	89.3	109.8	134.7	151.2	169.9	182.1	197.0	219.6	243.8	267.5	34
4-Clorobifenilo	$C_{12}H_9Cl$	96.4	129.8	146.0	164.0	183.8	196.0	212.5	237.8	264.5	292.9	75.5
α-Clororrotónico, ácido	$C_4H_3ClO_2$	70.0	95.6	108.0	121.2	135.6	144.4	155.9	173.8	193.2	212.0	
Clorodifluorometano	$CHClF_2$	−122.8	−110.2	−103.7	−96.5	−88.6	−83.4	−76.4	−65.8	−53.6	−40.8	−160
Clorodimetilfenilsilano	$C_8H_{11}ClSi$	29.8	56.7	70.0	84.7	101.2	111.5	124.7	145.5	168.6	193.5	
3-Clorostireno	C_8H_7Cl	25.3	51.3	65.2	80.0	96.5	107.2	121.2	142.2	165.7	190.0	
4-Clorostireno	C_8H_7Cl	28.0	54.5	67.5	82.0	98.0	108.0	122.0	143.5	166.0	191.0	−15.0
bis-2-Cloroetil-acetacetal	$C_8H_{15}Cl_2O_2$	56.2	83.7	97.6	112.2	127.8	138.0	150.7	169.8	190.5	212.6	
2-Cloroetil-2-cloroisopropílico, éter	$C_5H_{10}Cl_2O$	24.7	50.1	63.0	77.2	92.4	102.2	115.8	135.7	156.5	180.0	
2-Cloroetil-2-cloropropílico, éter	$C_5H_{10}Cl_2O$	29.8	56.5	70.0	84.8	101.5	111.8	125.6	146.3	169.8	194.1	
2-Cloroetil-α-metilbencílico, éter	$C_{10}H_{13}ClO$	62.3	91.4	106.0	121.8	139.6	150.0	164.8	186.3	210.8	235.0	
2-Cloroetilo, cloroacetato	$C_4H_6Cl_2O_2$	46.0	72.1	86.0	100.0	116.0	126.2	140.0	159.8	182.2	205.0	
2-(2-Cloroetoxi) etanol	$C_4H_9ClO_2$	53.0	78.3	90.7	104.1	118.4	127.5	139.5	157.2	176.5	196.0	
4-Clorofenetílico, alcohol	C_8H_9ClO	84.0	114.3	129.0	145.0	162.0	173.5	188.1	210.0	234.5	259.3	
2-Clorofenol	C_6H_5ClO	12.1	38.2	51.2	65.9	82.0	92.0	106.0	126.4	149.8	174.5	7
3-Clorofenol	C_6H_5ClO	44.2	72.0	86.1	101.7	118.0	129.4	143.0	164.8	188.7	214.0	32.5
4-Clorofenol	C_6H_5ClO	49.8	78.2	92.2	108.1	125.0	136.1	150.0	172.0	196.0	220.0	42
Cloroformo (triclorometano)	$CHCl_3$	−58.0	−39.1	−29.7	−19.0	−7.1	+0.5	10.4	25.9	42.7	61.3	−63.5
1-Cloronaftaleno	$C_{10}H_7Cl$	80.6	104.8	118.6	134.4	153.2	165.6	180.4	204.2	230.8	259.3	−20
1-Clorotetradecano	$C_{14}H_{29}Cl$	98.5	131.8	148.2	166.2	187.0	199.8	215.5	240.3	267.5	296.0	+0.9
Cloruro nítrico (triclorometano)	$CClNO_2$	−25.5	−3.3	+7.8	20.0	33.8	42.3	53.8	71.8	91.8	111.9	−64
								104.6	125.0	147.7	170.2	

Clorodimetilfenilsilano	$C_8H_{11}ClSi$	29.8	56.7	70.0	84.7	101.2	111.5	124.7	145.5	168.6	193.5	
3-Clorocstireno	C_8H_7Cl	25.3	51.3	65.2	80.0	96.5	107.2	121.2	142.2	165.7	190.0	
4-Clorocstireno	C_8H_7Cl	28.0	54.5	67.5	82.0	98.0	108.0	122.0	143.5	166.0	191.0	—15.0
bis-2-Cloroetil-acetacetal	$C_8H_{14}Cl_2O_3$	56.2	83.7	97.6	112.2	127.8	138.0	150.7	169.8	190.5	212.6	
2-Cloroetil-2-cloroisopropílico, éter	$C_5H_{10}Cl_2O$	24.7	50.1	63.0	77.2	92.4	102.2	115.8	135.7	156.5	180.0	
2-Cloroetil-2-cloropropílico, éter	$C_5H_{10}Cl_2O$	29.8	56.5	70.0	84.8	101.5	111.8	125.6	146.3	169.8	194.1	
2-Cloroetil-α-metilbencílico, éter	$C_{10}H_{13}ClO$	62.3	91.4	106.0	121.8	139.6	150.0	164.8	186.3	210.8	235.0	
2-Cloroetilo, cloroacetato	$C_4H_6Cl_2O_2$	46.0	72.1	86.0	100.0	116.0	126.2	140.0	159.8	182.2	205.0	

2-(2-Cloroetoxi) etanol	$C_4H_9ClO_2$	53.0	78.3	90.7	104.1	118.4	127.5	139.5	157.2	176.5	196.0	
4-Clorofenetílico, alcohol	C_8H_9ClO	84.0	114.3	129.0	145.0	162.0	173.5	188.1	210.0	234.5	259.3	
2-Clorofenol	C_6H_5ClO	12.1	38.2	51.2	65.9	82.0	92.0	106.0	126.4	149.8	174.5	7
3-Clorofenol	C_6H_5ClO	44.2	72.0	86.1	101.7	118.0	129.4	143.0	164.8	188.7	214.0	32.5
4-Clorofenol	C_6H_5ClO	49.8	78.2	92.2	108.1	125.0	136.1	150.0	172.0	196.0	220.0	42
Cloroformo (triclorometano)	$CHCl_3$	—58.0	—39.1	—29.7	—19.0	—7.1	+0.5	10.4	25.9	42.7	61.3	—63.5
1-Cloronaftaleno	$C_{10}H_7Cl$	80.6	104.8	118.6	134.4	153.2	165.6	180.4	204.2	230.8	259.3	—20
1-Clorotetradecano	$C_{14}H_{29}Cl$	98.5	131.8	148.2	166.2	187.0	199.8	215.5	240.3	267.5	296.0	+0.9
Cloropicrina (tricloronitrometano)	CCl_3NO_2	—25.5	—3.3	+7.8	20.0	33.8	42.3	53.8	71.8	91.8	111.9	—64
2-Cloropiridina	C_5H_4ClN	13.3	38.8	51.7	65.8	81.7	91.6	104.6	125.0	147.7	170.2	
1-Cloropropeno	C_3H_5Cl	—81.3	—63.4	—54.1	—44.0	—32.7	—25.1	—15.1	+1.3	18.0	37.0	—99.0
2-Clorotolueno	C_7H_7Cl	+5.4	30.6	43.2	56.9	72.0	81.8	94.7	115.0	137.1	159.3	
3-Clorotolueno	C_7H_7Cl	+4.8	30.3	43.2	57.4	73.0	83.2	96.3	116.6	139.7	162.3	
4-Clorotolueno	C_7H_7Cl	+5.5	31.0	43.8	57.8	73.5	83.3	96.6	117.1	139.8	162.3	+7.3
Clorotrietilsilano	$C_6H_{15}ClSi$	—4.9	+19.8	32.0	45.5	60.2	69.5	82.3	101.6	123.6	146.3	
Clorotrifluorometano	$CClF_3$	—149.5	—139.2	—134.1	—128.5	—121.9	—117.3	—111.7	—102.5	—92.7	—81.2	
Clorotrimetilsilano	C_3H_9ClSi	—62.8	—43.6	—34.0	—23.2	—11.4	—4.0	+6.0	21.9	39.4	57.9	
o-Cresol (2-cresol, 2-metilfenol)	C_7H_8O	38.2	64.0	76.7	90.5	105.8	115.5	127.4	146.7	168.4	190.8	30.8
m-Cresol (3-cresol, 3-metilfenol)	C_7H_8O	52.0	76.0	87.8	101.4	116.0	125.8	138.0	157.3	179.0	202.8	10.9
p-Cresol (4-cresol, 4-metilfenol)	C_7H_8O	53.0	76.5	88.6	102.3	117.7	127.0	140.0	157.3	179.4	201.8	35.5
Crotónico ácido *(cis)*	$C_4H_6O_2$	33.5	57.4	69.0	82.0	96.0	104.5	116.3	133.9	152.2	171.9	15.5
(trans)	$C_4H_6O_2$	.....	.....	80.0	93.0	107.8	116.7	128.0	146.0	165.5	185.0	72
Crotononitrilo *(cis)*	C_4H_5N	—29.0	—7.1	+4.0	16.4	30.0	38.5	50.1	68.0	88.0	108.0	
(trans)	C_4H_5N	—19.5	+3.5	15.0	27.8	41.8	50.9	62.8	81.1	101.5	122.8	
Cumarina	$C_9H_6O_2$	106.0	137.8	153.4	170.0	189.0	200.5	216.5	240.0	264.7	291.0	70
Cumeno	C_9H_{12}	+2.9	26.8	38.3	51.5	66.1	75.4	88.1	107.3	129.2	152.4	—96.0
4-Cumideno	$C_9H_{12}N$	60.0	88.2	102.2	117.8	134.2	145.0	158.0	180.0	203.2	227.0	
Cuminal	$C_{10}H_{12}O$	58.0	87.3	102.0	117.9	135.2	146.0	160.0	182.8	206.7	232.0	
Cuminílico, alcohol	$C_{10}H_{14}O$	74.2	103.7	118.0	133.8	150.3	161.7	176.2	197.9	221.7	246.6	
Chavibetol	$C_{10}H_{12}O_2$	83.6	113.3	127.0	143.2	159.8	170.7	185.5	206.8	229.8	254.0	
Decalina *(cis)*	$C_{10}H_{18}$	22.5	50.1	64.2	79.8	97.2	108.0	123.2	145.4	169.9	194.6	—43.3
(trans)	$C_{10}H_{18}$	—0.8	+30.6	47.2	65.3	85.7	98.4	114.6	136.2	160.1	186.7	—30.7
Decano	$C_{10}H_{22}$	16.5	42.3	55.7	69.8	85.5	95.5	108.6	128.4	150.6	174.1	—29.7
2-Decanona	$C_{10}H_{20}O$	44.2	71.9	85.8	100.7	117.1	127.8	142.0	163.2	186.7	211.0	+3.5
1-Deceno	$C_{10}H_{20}$	14.7	40.3	53.7	67.8	83.3	93.5	106.5	126.7	149.2	172.0	
Decílico, alcohol	$C_{10}H_{22}O$	69.5	97.3	111.3	125.8	142.1	152.0	165.8	186.2	208.8	231.0	+7
Deciltrimetilsilano	$C_{13}H_{30}Si$	67.4	96.4	111.0	126.5	144.0	154.3	169.5	191.0	215.5	240.0	
Dehidroacético, ácido	$C_8H_8O_4$	91.7	122.0	137.3	153.0	171.0	181.5	197.5	219.5	244.5	269.0	
Desoxibenzoína	$C_{14}H_{12}O$	123.3	156.0	173.5	192.0	212.0	224.5	241.3	265.2	293.0	321.0	60
Diacetamida	$C_4H_7NO_2$	70.0	95.0	108.0	122.6	138.2	148.0	160.6	180.8	202.0	223.0	78.5
Diacetileno (1,3-butadiino)	C_4H_2	—82.5	—68.0	—61.2	—53.8	—45.9	—41.0	—34.0	—20.9	—6.1	+9.7	—34.9
Dialildiclorosilano	$C_6H_{10}Cl_2Si$	+9.5	34.8	47.4	61.3	76.4	86.3	99.7	119.4	142.0	165.3	
Dialilo, sulfuro	$C_6H_{10}S$	—9.5	+14.4	26.6	39.7	54.2	63.7	75.8	94.8	116.1	138.6	—83
Dibencilamina	$C_{14}H_{15}N$	118.3	149.8	165.6	182.2	200.2	212.2	227.3	249.8	274.3	300.0	—26
Dibencilcetona (1,3-difenil-2-propanona)	$C_{15}H_{14}O$	125.5	159.8	177.6	195.7	216.6	229.4	246.6	272.3	301.7	330.5	34.5
1,4-Dibromobenceno	$C_6H_4Br_2$	61.0	79.3	87.7	103.6	120.8	131.6	146.5	168.5	192.5	218.6	87.5
1,2-Dibromobutano	$C_4H_8Br_2$	7.5	33.2	46.1	60.0	76.0	86.0	99.8	120.2	143.5	166.3	—64.5
2,3-Dibromobutano, *dl*	$C_4H_8Br_2$	+5.0	30.0	41.6	56.4	72.0	82.0	95.3	115.7	138.0	160.5	
2,3-Dibromobutano (meso)	$C_4H_8Br_2$	+1.5	26.6	39.3	53.2	68.0	78.0	91.7	111.8	134.2	157.3	—34.5
1,2-Dibromodecano	$C_{10}H_{20}Br$	95.7	123.6	137.3	151.0	167.4	177.5	190.2	209.6	229.8	250.4	
Di(2-bromoetílico), éter	$C_4H_8Br_2O$	47.7	75.3	88.5	103.6	119.8	130.0	144.0	165.0	188.0	212.5	
1,2-Dibromo-2-metilpropano	$C_4H_8Br_2$	—38.8	—3.0	+10.5	25.7	42.3	53.7	68.8	92.1	119.8	149.0	—70.3
1,3-Dibromo-2-metilpropano	$C_4H_8Br_2$	14.0	40.0	53.0	67.5	83.5	93.7	107.4	117.8	150.6	174.6	
α,β-Dibromomaleico, anhídrido	$C_4H_2Br_2O_3$	50.0	78.0	92.0	106.7	123.5	133.8	147.7	168.0	192.0	215.0	
1,2-Dibromopentano	$C_5H_{10}Br_2$	19.8	45.4	58.0	72.0	87.4	97.4	110.1	130.2	151.8	175.0	
1,2-Dibromopropano	$C_3H_6Br_2$	—7.0	+17.3	29.4	42.3	57.2	66.4	78.7	97.8	118.5	141.6	—55.5
1,3-Dibromopropano	$C_3H_6Br_2$	+9.7	35.4	48.0	62.1	77.8	87.8	101.3	121.7	144.1	167.5	—34.4
2,3-Dibromo-1-propanol	$C_3H_6Br_2O$	57.0	84.5	98.2	113.4	129.8	140.0	153.0	173.8	196.0	219.0	
2,3-Dibromopropeno	$C_3H_4Br_2$	—6.0	+17.9	30.0	43.2	57.8	67.0	79.5	98.0	119.5	141.2	
Dibutilo, ftalato	$C_{16}H_{22}O_4$	148.2	182.1	198.2	216.2	235.8	247.8	263.7	287.0	313.5	340.0	
sulfuro	$C_8H_{18}S$	+21.7	51.8	66.4	80.5	96.0	105.8	118.6	138.0	159.0	182.0	—79.7
Dicarvacril-mono-(6-cloro-2-xenilo), fosfato	$C_{32}H_{34}ClO_4P$	204.2	234.5	249.3	264.5	280.5	290.7	304.9	323.8	342.0	361.0	
Dicarvacril-2-tolilo, fosfato	$C_{27}H_{33}O_4P$	180.2	209.3	221.8	237.0	251.5	260.3	272.5	290.0	309.8	330.0	
Diciclopentadieno	$C_{10}H_8$	.....	34.1	47.6	62.0	77.9	88.0	101.7	121.8	144.2	166.6	32.9
Dicloroacético, ácido	$C_2H_2Cl_2O_2$	44.0	69.8	82.6	96.3	111.8	121.5	134.0	152.3	173.7	194.4	9.7
1,2-Diclorobenceno	$C_6H_4Cl_2$	20.0	46.0	59.1	73.4	89.4	99.5	112.9	133.4	155.8	179.0	—17.6
1,3-Diclorobenceno	$C_6H_4Cl_2$	12.1	39.0	52.0	66.2	82.0	92.2	105.0	125.9	149.0	173.0	—24.2
1,4-Diclorobenceno	$C_6H_4Cl_2$	.....	.....	54.8	69.2	84.8	95.2	108.4	128.3	150.2	173.9	—53.0
1,2-Diclorobutano	$C_4H_8Cl_2$	—23.6	—0.3	+11.5	24.5	37.7	47.8	60.2	79.7	100.8	123.5	
2,3-Diclorobutano	$C_4H_8Cl_2$	—25.2	—3.0	+8.5	21.2	35.0	43.9	56.0	74.0	94.2	116.0	—80.4
Diclorodifenilsilano	$C_{12}H_{10}Cl_2Si$	109.6	142.4	158.0	176.0	195.5	207.5	223.8	248.0	275.5	304.0	
1,2-Dicloro-1,2-difluoroetileno	$C_2Cl_2F_2$	—82.0	—65.6	—57.3	—48.3	—38.2	—31.8	—23.0	—10.0	+5.0	20.9	—112
Diclorodifluorometano	CCl_2F_2	—118.5	—104.6	—97.8	—90.1	—81.6	—76.1	—68.6	—57.0	—43.9	—29.8	

TABLA 3-8 Presiones de vapor de compuestos orgánicos, hasta 1 atm. *(Continuación)*

Compuesto		Presión, mm de Hg										Punto de fusión, °C
Nombre	Fórmula	1	5	10	20	40	60	100	200	400	760	
		Temperatura, °C										
Diclorodiisopropílico, éter	$C_6H_{12}Cl_2O$	29.6	55.2	68.2	82.2	97.3	106.9	119.7	139.0	159.8	182.7	
2,3-Dicloroestireno	$C_8H_6Cl_2$	61.0	90.1	104.6	120.5	137.8	149.0	163.5	185.7	210.0	235.0	
2,4-Dicloroestireno	$C_8H_6Cl_2$	53.5	82.2	97.4	111.8	129.2	140.0	153.8	176.0	200.0	225.0	
2,5-Dicloroestireno	$C_8H_6Cl_2$	55.5	83.9	98.2	114.0	131.0	142.0	155.8	178.0	202.5	227.0	
2,6-Dicloroestireno	$C_8H_6Cl_2$	47.8	75.7	90.0	105.5	122.4	133.3	147.6	169.0	193.5	217.0	
3,4-Dicloroestireno	$C_8H_6Cl_2$	57.2	86.0	100.4	116.2	133.7	144.6	158.2	181.5	205.7	230.0	
3,5-Dicloroestireno	$C_8H_6Cl_2$	53.5	82.2	97.4	111.8	129.2	140.0	153.8	176.0	200.0	225.0	
1,2-Dicloro-3-etilbenceno	$C_8H_8Cl_2$	46.0	75.0	90.0	105.9	123.8	135.0	149.8	172.0	197.0	222.1	—40.8
1,2-Dicloro-4-etilbenceno	$C_8H_8Cl_2$	47.0	77.2	92.3	109.6	127.5	139.0	153.3	176.0	201.7	226.6	—76.4
1,4-Dicloro-2-etilbenceno	$C_8H_8Cl_2$	38.5	68.0	83.2	99.8	118.0	129.0	144.0	166.2	191.5	216.3	—61.2
1,2-Dicloroetileno *(cis)*	$C_2H_2Cl_2$	—58.4	—39.2	—29.9	—19.4	—7.9	—0.5	+9.5	24.6	41.0	59.0	—80.5
1,2-Dicloroetileno, (*trans*)	$C_2H_2Cl_2$	—65.4	—47.2	—38.0	—28.0	—17.0	—10.0	—0.2	+14.3	30.8	47.8	—50.0
Di(2-cloroetílico), éter	$C_4H_8Cl_2O$	23.5	49.3	62.0	76.0	91.5	101.5	114.5	134.0	155.4	178.5	
Di(2-cloroetoxi)metano	$C_5H_{10}Cl_2O_2$	53.0	80.4	94.0	109.5	125.5	135.8	149.6	170.0	192.0	215.0	
Dicloroetoximetilsilano	$C_3H_8Cl_2OSi$	—33.8	—12.1	—1.3	+11.3	24.4	32.6	44.1	61.0	80.3	100.6	
α,α-Diclorofenilacetonitrilo	$C_8H_5Cl_2N$	56.0	84.0	98.1	113.8	130.0	141.0	154.5	176.2	199.5	223.5	
Diclorofenilarsina	$C_6H_5AsCl_2$	61.8	100.0	116.0	133.1	151.0	163.2	178.9	202.8	228.8	256.5	
2,4-Diclorofenol	$C_6H_4Cl_2O$	53.0	80.0	92.8	107.7	123.4	133.5	146.0	165.2	187.5	210.0	45.0
2,6-Diclorofenol	$C_6H_4Cl_2O$	59.5	87.6	101.0	115.5	131.6	141.8	154.6	175.5	197.7	220.0	
Diclorofluorometano	$CHCl_2F$	—91.3	—75.5	—67.5	—58.6	—48.8	—42.6	—33.9	—20.9	—6.2	+8.9	—135
1,5-Diclorohexametiltrisiloxano	$C_6H_{18}Cl_2O_2Si_3$	26.0	52.0	65.1	79.0	94.8	105.0	118.2	138.3	160.2	184.0	—53.0
Diclorometilfenilsilano	$C_7H_8Cl_2Si$	35.7	63.5	77.4	92.4	109.5	120.0	134.2	155.5	180.2	205.5	
1,1-Dicloro-2-metilpropano	$C_4H_8Cl_2$	—31.0	—8.4	+2.6	14.6	28.2	37.0	48.2	65.8	85.4	106.0	
1,2-Dicloro-2-metilpropano	$C_4H_8Cl_2$	—25.8	—4.2	+6.7	18.7	32.0	40.2	51.7	68.9	87.8	108.0	
1,3-Dicloro-2-metilpropano	$C_4H_8Cl_2$	—3.0	+20.6	32.0	44.8	58.6	67.5	78.8	96.1	115.4	135.0	
1,2-Dicloropropano	$C_3H_6Cl_2$	—38.5	—17.0	—6.1	+6.0	19.4	28.0	39.4	57.0	76.0	96.8	
1,2-Diclorotetraetilbenceno	$C_{14}H_{20}Cl_2$	105.6	138.7	155.0	172.5	192.2	204.8	220.7	245.6	272.8	302.0	
1,4-Diclorotetraetilbenceno	$C_{14}H_{20}Cl_2$	91.7	126.1	143.8	162.0	183.2	195.8	212.0	238.5	265.8	296.5	
1,2-Dicloro-1,1,2,2-tetrafluoroetano	$C_2Cl_2F_4$	—95.4	—80.0	—72.3	—63.5	—53.7	—47.5	—39.1	—26.3	—12.0	+3.5	—94
Dicloro-4-tolilsilano	$C_7H_8Cl_2Si$	46.2	71.7	84.2	97.8	113.2	122.6	135.5	153.5	175.2	196.3	
3,4-Dicloro-α,α,α-trifluorotolueno	$C_7H_3Cl_2F_3$	11.0	38.3	52.2	67.3	84.0	95.0	109.2	129.0	150.5	172.8	—12.1
Dietilamina	$C_4H_{11}N$	.....	.....	—33.0	—22.6	—11.3	—4.0	+6.0	21.0	38.0	55.5	—38.9
Dietilanilina (N-)	$C_{10}H_{15}N$	49.7	78.0	91.9	107.2	123.6	133.8	147.3	168.2	192.4	215.5	—34.4
1,2-Dietilbenceno	$C_{10}H_{14}$	22.3	48.7	62.0	76.4	92.5	102.6	116.2	136.7	159.0	183.5	—31.4
1,3-Dietilbenceno	$C_{10}H_{14}$	20.7	46.8	59.9	74.5	90.4	100.7	114.4	134.8	156.9	181.1	—83.9
1,4-Dietilbenceno	$C_{10}H_{14}$	20.7	47.1	60.3	74.7	91.1	101.3	115.3	136.1	159.0	183.8	—43.2
Dietilcetona (3-pentanona)	$C_5H_{10}O$	—12.7	+7.5	17.2	27.9	39.4	46.7	56.2	70.6	86.3	102.7	—42
Dietilcinc	$C_4H_{10}Zn$	—22.4	0.0	+11.7	24.2	38.0	47.2	59.1	77.0	97.3	118.0	—28
Dietilenglicol	$C_4H_{10}O_3$	91.8	120.0	133.8	148.0	164.3	174.0	187.5	207.0	226.5	244.8	
Dietilenglicol, bis-cloroacetato	$C_8H_{12}Cl_2O_5$	148.3	180.0	195.8	212.0	229.0	239.5	252.0	271.5	291.8	313.0	
Dietilenglicoldimetílico, éter	$C_6H_{14}O_3$	13.0	37.6	50.0	63.0	77.5	86.8	99.5	118.0	138.5	159.8	
Dietilenogliceletílico, éter	$C_6H_{14}O_3$	45.3	72.0	85.8	100.3	116.7	126.8	140.3	159.0	180.3	201.9	
2,5-Dietilestireno	$C_{12}H_{16}$	49.7	78.4	92.6	108.5	125.8	136.8	151.0	173.2	198.0	223.0	
Dietilhexadecilamina	$C_{20}H_{43}N$	139.8	175.8	194.0	213.5	235.0	248.5	292.8	265.5	324.6	355.0	
Dietílico, éter	$C_4H_{10}O$	—74.3	—56.9	—48.1	—38.5	—27.7	—21.8	—11.5	+2.2	17.9	34.6	—116.3
Dietilo, adipato	$C_{10}H_{18}O_4$	74.0	106.6	123.0	138.3	154.6	165.8	179.0	198.2	219.1	240.0	—21
arsanilato	$C_{10}H_{14}AsNO_5$	38.0	62.6	74.8	88.0	102.6	111.8	123.8	141.9	161.0	181.0	
carbonato	$C_5H_{10}O_3$	—10.1	+12.3	23.8	36.0	49.5	57.9	69.7	86.5	105.8	125.8	—43
citraconato *(cis)*	$C_9H_{14}O_4$	59.8	88.3	103.0	118.2	135.7	146.2	160.0	182.3	206.5	230.3	
dioxisuccinato	$C_8H_{10}O_6$	70.0	98.0	112.0	126.8	143.8	153.7	167.7	188.0	210.8	233.5	
Dietilo, etilmalonato	$C_9H_{16}O_4$	50.8	77.8	91.6	106.0	122.4	132.4	146.0	166.0	188.7	211.5	
ftalato	$C_{12}H_{14}O_4$	108.8	140.7	156.0	173.6	192.1	204.1	219.5	243.0	267.5	294.0	
fumarato	$C_8H_{12}O_4$	53.2	81.2	95.3	110.2	126.7	137.7	151.1	172.2	195.8	218.5	+0.6
glutarato	$C_9H_{16}O_4$	65.6	94.7	109.7	125.4	142.8	153.2	167.8	189.5	212.8	237.0	
itaconato	$C_9H_{14}O_4$	51.3	80.2	95.2	111.0	128.2	139.9	154.3	177.5	203.1	227.9	
isosuccinato	$C_8H_{14}O_4$	39.8	66.7	80.0	94.7	111.0	121.4	134.8	155.1	177.7	201.3	
malato	$C_8H_{14}O_5$	80.7	110.4	125.3	141.2	157.8	169.0	183.9	205.3	229.5	253.4	
maleato	$C_8H_{12}O_4$	57.3	85.6	100.0	115.3	131.8	142.4	156.0	177.8	201.7	225.0	
malonato	$C_7H_{12}O_4$	40.0	67.5	81.3	95.9	113.3	123.0	136.2	155.5	176.8	198.9	—49.8
mesaconato	$C_9H_{14}O_4$	62.8	91.0	105.3	120.3	137.3	147.9	161.6	183.2	205.8	229.0	
oxalato	$C_6H_{10}O_4$	47.4	71.8	83.8	96.8	110.6	119.7	130.8	147.9	166.2	185.7	—40.6
sebacato	$C_{14}H_{26}O_4$	125.3	156.2	172.1	189.8	207.5	218.4	234.4	255.8	280.3	305.5	1.3
succinato	$C_8H_{14}O_4$	54.6	83.0	96.6	111.7	127.8	138.2	151.1	171.7	193.8	216.5	—20.8
sulfato	$C_4H_{10}O_4S$	47.0	74.0	87.7	102.1	118.0	128.6	142.5	162.5	185.5	209.5	—25.0
sulfito	$C_4H_{10}O_3S$	10.0	34.2	46.4	59.7	74.2	83.8	96.3	115.8	137.0	159.0	
sulfuro	$C_4H_{10}S$	—39.6	—18.6	—8.0	+3.5	16.1	24.2	35.0	51.3	69.7	88.0	—99.5
tartrato *(d-)*	$C_8H_{14}O_6$	102.0	133.0	148.0	164.2	182.3	194.0	208.5	230.4	254.8	280.0	17
(dl-)	$C_8H_{14}O_6$	100.0	131.7	147.2	165.8	181.7	193.2	208.0	230.0	254.3	280.0	
3,5-Dietiltolueno	$C_{11}H_{16}$	34.0	61.5	75.3	90.2	107.0	117.7	131.7	152.4	176.5	200.7	
		111.5	140.8	157.5	174.3	193.2	205.0	220.0	243.8	259.7	296.0	

glutarato	$C_6H_8O_4$	65.6	94.7	109.7	125.4	142.8	153.2	167.8	189.5	212.8	237.0	
itaconato	$C_5H_6O_4$	51.3	80.2	95.2	111.0	128.2	139.9	154.3	177.5	203.1	227.9	
isosuccinato	$C_4H_6O_4$	30.8	66.7	80.0	94.7	111.0	121.4	134.8	155.1	177.7	201.3	
malato	$C_4H_6O_5$	80.7	110.4	125.3	141.2	157.8	169.0	183.9	205.3	229.5	253.4	
maleato	$C_4H_4O_4$	57.3	85.6	100.0	115.9	131.8	142.4	156.0	177.8	201.7	225.0	
malonato	$C_3H_4O_4$	40.0	67.5	81.3	95.9	113.3	125.0	136.2	155.5	176.8	198.9	—49.8
mesaconato	$C_5H_6O_4$	62.8	91.0	105.3	120.3	137.3	147.9	161.6	183.2	205.8	229.0	
oxalato	$C_2H_2O_4$	47.4	71.8	83.8	96.8	110.6	119.7	130.8	147.9	166.2	185.7	—40.6
sebacato	$C_{14}H_{26}O_4$	125.3	156.2	172.1	189.8	207.5	218.4	234.4	255.8	280.3	305.5	1.3

succinato	$C_8H_{14}O_4$	54.6	83.0	96.6	111.7	127.8	138.2	151.1	171.7	193.8	216.5	—20.8
sulfato	$C_4H_{10}O_4S$	47.0	74.0	87.7	102.1	118.0	128.6	142.5	162.5	185.5	209.5	—25.0
sulfito	$C_4H_{10}O_3S$	10.0	34.2	46.4	59.7	74.2	83.8	96.3	115.8	137.0	159.0	
sulfuro	$C_4H_{10}S$	—39.6	—18.6	—8.0	+3.5	16.1	24.2	35.0	51.3	69.7	88.0	—99.5
tartrato *(d-)*	$C_4H_6O_6$	102.0	133.0	148.0	164.2	182.3	194.0	208.5	230.4	254.8	280.0	17
(dl-)	$C_4H_6O_6$	100.0	131.7	147.2	163.8	181.7	193.2	208.0	230.0	254.3	280.0	
3,5-Dietiltolueno	$C_{11}H_{16}$	34.0	61.5	75.3	90.2	107.0	117.7	131.7	152.4	176.5	200.7	
Dietoxidifenilsilano	$C_{16}H_{20}O_2Si$	111.5	142.8	157.6	174.3	193.2	205.0	220.0	243.8	269.7	296.0	
Dietoxidimetilsilano	$C_6H_{16}O_2Si$	—19.1	+2.4	13.3	25.3	38.0	46.3	57.6	74.2	93.2	113.5	
Difenilamina	$C_{12}H_{11}N$	108.3	141.7	157.0	175.2	194.3	206.9	222.8	247.5	274.1	302.0	52.9
Difenilcarbinol (bencidrol)	$C_{13}H_{12}O$	110.0	145.0	162.0	180.9	200.0	212.0	227.5	250.0	275.6	301.0	68.5
Difenílico, éter	$C_{12}H_{10}O$	66.1	97.8	114.0	130.8	150.0	162.0	178.8	203.3	230.7	258.5	27
Difenilo, clorofosfato	$C_{12}H_{10}ClPO_3$	121.5	160.5	182.0	203.8	227.9	244.2	265.0	299.5	337.2	378.0	
disulfuro	$C_{12}H_{10}S_2$	131.6	164.0	180.0	197.0	214.8	226.2	241.3	262.6	285.8	310.0	61
Difenilo, sulfuro	$C_{12}H_{10}S$	96.1	129.0	145.0	162.0	182.8	194.8	211.8	236.8	263.9	292.5	
1,2-Difeniletano (dibencilo)	$C_{14}H_{14}$	86.8	119.8	136.0	153.7	173.7	186.0	202.8	227.8	255.0	284.0	51.5
1,1-Difeniletileno	$C_{14}H_{12}$	87.4	119.6	135.0	151.8	170.8	183.4	198.6	222.8	249.8	277.0	
Difeniletileno *(trans)*	$C_{14}H_{12}$	113.2	145.8	161.0	179.8	199.0	211.5	227.4	251.7	278.3	306.5	124
1,1-Difenilhidracina	$C_{12}H_{12}N_2$	126.0	159.3	176.1	194.0	213.5	225.9	242.5	267.2	294.0	322.2	44
Difenilmetano	$C_{13}H_{12}$	76.0	107.4	122.8	139.8	157.8	170.2	186.3	210.7	237.5	264.5	26.5
Difenil-2-tolilo, tiofosfato	$C_{19}H_{17}O_3PS$	159.7	179.8	201.6	215.5	230.6	240.4	252.5	270.3	290.0	310.0	
Difenilo	$C_{12}H_{10}$	70.6	101.8	117.0	134.2	152.5	165.0	180.7	204.2	229.4	254.9	69.5
1-Difenoxi-2,3-epoxipropano	$C_{15}H_{14}O_2$	135.3	169.9	187.2	205.8	226.3	239.7	255.0	280.4	309.8	340.0	
Dihidrocarbona *(l-)*	$C_{10}H_{16}O$	46.6	75.5	90.0	106.0	123.7	134.7	149.7	171.8	197.0	223.0	
Dihidrocitronelol	$C_{10}H_{22}O$	68.0	91.7	103.0	115.0	127.6	136.7	145.9	160.2	176.8	193.5	
1,4-Dihidroxiantraquinona	$C_{14}H_8O_4$	196.7	239.8	259.8	282.0	307.4	323.3	344.5	377.8	413.0	450.0	194
Diisoamílico, éter	$C_{10}H_{22}O$	18.6	44.3	57.0	70.7	86.3	96.0	109.6	129.0	150.3	173.4	
Diisoamilo, oxalato	$C_{12}H_{22}O_4$	85.4	116.0	131.4	147.7	165.7	177.0	192.2	215.0	240.0	265.0	
sulfuro	$C_{10}H_{22}S$	43.0	73.0	87.6	102.7	120.0	130.6	145.3	166.4	191.0	216.0	
Diisobutilamina	$C_8H_{19}N$	—5.1	+18.4	30.6	43.7	57.8	67.0	79.2	97.6	118.0	139.5	—70
Diisobutilo, oxalato	$C_{10}H_{18}O_4$	63.2	91.2	105.3	120.3	137.5	147.8	161.8	183.5	205.8	229.5	
d-tartrato	$C_{12}H_{22}O_6$	117.8	151.8	169.0	188.0	208.5	221.6	239.5	264.7	294.0	324.0	73.5
1,2-Diisopropilbenceno	$C_{12}H_{18}$	40.0	67.8	81.8	96.8	114.0	124.3	138.7	159.8	184.3	209.0	
1,3-Diisopropilbenceno	$C_{12}H_{18}$	34.7	62.3	76.0	91.2	107.9	118.2	132.3	153.7	177.6	202.0	—105
Diisopropílico, éter	$C_6H_{14}O$	—57.0	—37.4	—27.4	—16.7	—4.5	+3.4	13.7	30.0	48.2	67.5	—60
Diisopropilo, oxalato	$C_8H_{14}O_4$	43.2	69.0	81.9	95.6	110.5	120.0	132.6	151.2	171.8	193.5	
tartrato *(d-)*	$C_{10}H_{18}O_6$	103.7	133.7	148.2	164.0	181.8	192.6	207.3	228.2	251.8	275.0	
Dimetilacetileno (2-butino)	C_4H_6	—73.0	—57.9	—50.5	—42.5	—33.9	—27.8	—18.8	—5.0	+10.6	27.2	—32.5
Dimetilamina	C_2H_7N	—87.7	—72.2	—64.6	—56.0	—46.7	—40.7	—32.6	—20.4	—7.1	+7.4	—96
Dimetilanilina (N,N)	$C_8H_{11}N$	29.5	56.3	70.0	84.8	101.6	111.9	125.8	146.5	169.2	193.1	+2.5
Di(*o*-metilbencílico), éter	$C_{16}H_{18}O$	96.7	128.3	144.0	160.3	179.6	191.5	206.8	229.7	254.8	281.0	
2,2-Dimetilbutano	C_6H_{14}	—69.3	—50.7	—41.5	—31.1	—19.5	—12.1	—2.0	+13.4	31.0	49.7	—99.8
2,3-Dimetilbutano	C_6H_{14}	—63.6	—44.5	—34.9	—24.1	—12.4	—4.9	—5.4	21.1	39.0	58.0	—128.2
1,1-Dimetilciclohexano	C_8H_{16}	—24.4	—1.4	+10.3	23.0	37.3	45.7	57.9	76.2	97.2	119.5	—34
1,2-Dimetilciclohexano *(cis)*	C_8H_{16}	—15.9	+7.3	18.4	31.1	45.3	54.4	66.8	85.6	107.0	129.7	—50.0
1,3-Dimetilciclohexano *(cis)*	C_8H_{16}	—22.7	0.0	+11.2	23.6	37.5	46.4	58.5	76.9	97.8	120.1	—76.2
1,4-Dimetilciclohexano *(cis)*	C_8H_{16}	—20.0	+3.2	14.5	27.1	41.1	50.1	62.3	80.8	101.9	124.3	—87.4
1,2-Dimetilciclohexano *(trans)*	C_8H_{16}	—21.1	+1.7	13.0	25.6	39.7	48.7	61.0	79.6	100 9	123.4	—88.0
1,3-Dimetilciclohexano *(trans)*	C_8H_{16}	—19.4	+3.4	14.9	27.4	41.4	50.4	62.5	81.0	102.1	124.4	—92.0
1,4-Dimetilciclohexano *(trans)*	C_8H_{16}	—24.3	—1.7	+10.1	22.6	36.5	45.4	57.6	76.0	97.0	119.3	—36.9
2,4-Dimetilestireno	$C_{10}H_{12}$	34.2	61.9	75.8	90.8	107.7	118.0	132.3	153.2	177.5	202.0	
2,5-Dimetilestireno	$C_{10}H_{12}$	29.0	55.9	69.0	84.0	100.2	110.7	124.7	145.6	168.7	193.0	
Dimetilfenilsilano	$C_8H_{12}Si$	+5.3	30.3	42.6	56.2	71.4	81.3	94.2	114.2	136.4	159.3	
2,3-Dimetilfenol (2,3-xilenol)	$C_8H_{10}O$	56.0	83.8	97.6	112.0	129.2	139.5	152.2	173.0	196.0	218.0	75
2,4-Dimetilfenol (2,4-xilenol)	$C_8H_{10}O$	51.8	78.0	91.3	105.0	121.5	131.0	143.0	161.5	184.2	211.5	25.5
2,5-Dimetilfenol (2,5-xilenol)	$C_8H_{10}O$	51.8	78.0	91.3	105.0	121.5	131.0	143.0	161.5	184.2	211.5	74.5
3,4-Dimetilfenol (3,4-xilenol)	$C_8H_{10}O$	66.2	93.8	107.7	122.0	138.0	148.0	161.0	181.5	203.6	225.2	62.5
3,5-Dimetilfenol (3,5-xilenol)	$C_8H_{10}O$	62.0	89.2	102.4	117.0	133.5	143.5	156.0	176.2	197.8	219.5	68
2,2-Dimetilhexano	C_8H_{18}	—29.7	—7.9	+3.1	15.0	28.2	36.7	48.2	65.7	85.6	106.8	
2,3-Dimetilhexano	C_8H_{18}	—23.0	—1.1	+9.9	22.1	35.6	44.2	56.0	73.8	94.1	115.6	
2,4-Dimetilhexano	C_8H_{18}	—26.9	—5.3	+5.2	17.2	30.5	39.0	50.6	68.1	88.2	109.4	
2,5-Dimetilhexano	C_8H_{18}	—26.7	—5.5	+5.3	17.2	30.4	38.9	50.5	68.0	87.9	109.1	—90.7
3,3-Dimetilhexano	C_8H_{18}	—25.8	—4.4	+6.1	18.2	31.7	40.4	52.5	70.0	90.4	112.0	
3,4-Dimetilhexano	C_8H_{18}	—22.1	+0.2	11.3	23.5	37.1	45.8	57.7	75.6	96.0	117.7	
Dimetílico, éter	C_2H_6O	—115.7	—101.1	—93.3	—85.2	—76.2	—70.4	—62.7	—50.9	—37.8	—23.7	—138.5
Dimetilo, arsanilato	$C_8H_{12}AsNO_3$	15.0	39.6	51.8	65.0	79.7	88.6	101.0	119.8	140.3	160.5	
citraconato	$C_7H_{10}O_4$	50.8	78.2	91.8	106.5	122.6	132.7	145.8	165.8	188.0	210.5	
Dimetilo, ftalato	$C_{10}H_{10}O_4$	100.3	131.8	147.6	164.0	182.8	194.0	210.0	232.7	257.8	283.7	
itaconato	$C_7H_{10}O_4$	69.3	94.0	106.6	119.7	133.7	142.6	153.7	171.0	189.8	208.0	38
malato *(l-)*	$C_6H_{10}O_5$	75.4	104.0	118.3	133.8	150.1	160.4	175.1	196.3	219.5	242.6	
maleato	$C_6H_8O_4$	45.7	73.0	86.4	101.3	117.2	127.1	140.4	160.0	182.2	205.0	
malonato	$C_5H_8O_4$	35.0	59.8	72.0	85.0	100.0	109.7	121.9	140.0	159.8	180.7	—62

TABLA 3-8 Presiones de vapor de compuestos orgánicos, hasta 1 atm. *(Continuación)*

Compuesto		Presión, mm de Hg										Punto de fusión, °C
Nombre	Fórmula	1	5	10	20	40	60	100	200	400	760	
		Temperatura, °C										
mesaconato *(trans)*	$C_7H_{10}O_4$	46.8	74.0	87.8	102.1	118.0	127.8	141.5	161.0	183.5	206.0	
oxalato	$C_4H_6O_4$	20.0	44.0	56.0	69.4	83.6	92.8	104.8	123.3	143.3	163.3	
sebacato	$C_{12}H_{22}O_4$	104.0	139.8	156.2	175.8	196.0	208.0	222.6	245.0	269.6	293.5	38
sulfuro	C_2H_6S	−75.6	−58.0	−49.2	−39.4	−28.4	−21.4	−12.0	+2.6	18.7	36.0	−83.2
tartrato *(d-)*	$C_4H_{10}O_6$	102.1	133.2	148.2	164.3	182.4	193.8	208.8	230.5	255.0	280.0	61.5
tartrato *(dl-)*	$C_4H_{10}O_6$	100.4	131.8	147.5	164.0	182.4	193.8	209.5	232.3	257.4	282.0	89
2,7-Dimetiloctano	$C_{10}H_{22}$	+6.3	30.5	42.3	55.8	71.2	80.8	93.9	114.0	136.0	159.7	−52.8
2,2-Dimetilpentano	C_7H_{16}	−49.0	−28.7	−18.7	−7.5	+5.0	13.0	23.9	40.3	59.2	79.2	−123.7
2,3-Dimetilpentano	C_7H_{16}	−42.0	−20.8	−10.3	+1.1	13.9	22.1	33.3	50.1	69.4	89.8	−135
2,4-Dimetilpentano	C_7H_{16}	−48.0	−27.4	−17.1	−5.9	+6.5	14.5	25.4	41.8	60.6	80.5	−119.5
3,3-Dimetilpentano	C_7H_{16}	−45.9	−25.0	−14.4	−2.9	+9.9	18.1	29.3	46.2	65.5	86.1	−135.0
3,5-Dimetil-1,2-pirona	$C_7H_8O_2$	78.6	107.6	122.0	136.4	152.7	163.8	177.5	198.0	221.0	245.0	51.5
4,6-Dimetilresorcinol	$C_8H_{10}O_2$	49.0	76.8	90.7	105.8	122.5	133.2	147.3	167.8	192.0	215.0	
α,α-Dimetilsuccínico, anhídrido	$C_6H_8O_3$	61.4	88.1	102.0	116.3	132.3	142.4	155.3	175.8	197.5	219.5	
Dimetil-2-toluidina (N,N)	$C_9H_{13}N$	28.8	54.1	66.2	80.2	95.0	105.2	118.1	138.3	161.5	184.8	−61
Dimetil-4-toluidina (N,N)	$C_9H_{13}N$	50.1	74.3	86.7	100.0	116.3	126.4	140.3	161.6	185.4	209.5	
Di(nitrosometil)amina	$C_2H_6N_2O_2$	+3.2	27.8	40.0	53.7	68.2	77.7	90.3	110.0	131.3	153.0	
Diosfenol	$C_{10}H_{18}O_2$	66.7	95.4	109.0	124.0	141.2	151.3	165.6	186.2	209.5	232.0	
1,4-Dioxano	$C_4H_8O_2$	−35.8	−12.8	−1.2	+12.0	25.2	33.8	45.1	62.3	81.8	101.1	10
Dipenteno	$C_{10}H_{16}$	14.0	40.4	53.8	68.2	84.3	94.6	108.3	128.2	150.5	174.6	
Di-n-propilcetona (4-heptanona)	$C_7H_{14}O$	23.0	44.4	55.0	66.2	78.1	85.8	96.0	111.2	127.3	143.7	−32.6
Dipropilenglicol	$C_6H_{14}O_3$	73.8	102.1	116.2	131.3	147.4	156.5	169.9	189.9	210.5	231.8	
Dipropilenglicol-isopropílico, éter	$C_9H_{20}O_3$	46.0	72.8	86.2	100.8	117.0	126.8	140.3	160.0	183.1	205.6	
Dipropilenglicol-monobutílico, éter	$C_{10}H_{22}O_3$	64.7	92.0	106.0	120.4	136.3	146.3	159.8	180.0	203.8	227.0	
Di-n-propílico, éter	$C_6H_{14}O$	−43.3	−22.3	−11.8	0.0	+13.2	21.6	33.0	50.3	69.5	89.5	−122
Di-n-propilo, oxalato	$C_8H_{14}O_4$	53.4	80.2	93.9	108.6	124.6	134.8	148.1	168.0	190.3	213.5	
Di-n-propilo, succinato	$C_{10}H_{18}O_4$	77.5	107.6	122.2	138.0	154.8	166.0	180.3	202.5	226.5	250.8	
Di-n-propilo, tartrato (d-)	$C_{10}H_{18}O_6$	115.6	147.7	163.5	180.4	199.7	211.7	227.0	250.1	275.6	303.0	
1,2-Dipropoxietano	$C_8H_{18}O_2$	−38.8	−10.3	+5.0	22.3	42.3	55.8	74.2	103.8	140.0	180.0	
2,6-Diter-butil-4-cresol	$C_{15}H_{24}O$	85.8	116.2	131.0	147.0	164.1	175.2	190.0	212.8	237.6	262.5	
4,6-Diter-butil-2-cresol	$C_{15}H_{24}O$	86.2	117.3	132.4	149.0	167.4	179.0	194.0	217.5	243.4	269.3	
4,6-Diter-butil-3-cresol	$C_{15}H_{24}O$	103.7	135.2	150.0	167.0	185.3	196.1	211.0	233.0	257.1	282.0	
2,6-Diter-butil-4-etilfenol	$C_{16}H_{26}O$	89.1	121.4	137.0	154.0	172.1	183.9	198.0	220.0	244.0	268.6	
4,6-Diter-butil-3-etilfenol	$C_{16}H_{26}O$	111.5	142.6	157.4	174.0	192.3	204.4	218.0	241.7	264.6	290.0	
2,4-Diter-butilfenol	$C_{14}H_{22}O$	84.5	115.4	130.0	146.0	164.3	175.8	190.0	212.5	237.0	260.8	
Divinilacetileno (1,5-hexadieno-3-ino)	C_6H_6	−45.1	−24.4	−14.0	−2.8	+10.0	18.1	29.5	46.0	64.4	84.0	
1,3-Divinilbenceno	$C_{10}H_{10}$	32.7	60.0	73.8	88.7	105.5	116.0	130.0	151.4	175.2	199.5	−66.9
Docosano	$C_{22}H_{46}$	157.8	195.4	213.0	233.5	254.5	268.3	286.0	314.2	343.5	376.0	44.5
n-Dodecano	$C_{12}H_{26}$	47.8	75.8	90.0	104.6	121.7	132.1	146.2	167.2	191.0	216.0	−9.6
1-Dodeceno	$C_{12}H_{24}$	47.2	74.0	87.8	102.4	118.6	128.5	142.3	162.2	185.5	208.0	−31.5
n-Dodecílico, alcohol	$C_{12}H_{26}O$	91.0	120.2	134.7	150.0	167.2	177.8	192.0	213.0	235.7	259.0	24
Dodecilamina	$C_{12}H_{27}N$	82.8	111.8	127.8	141.6	157.4	168.0	182.1	203.0	225.0	248.0	
Dodeciltrimetilsilano	$C_{18}H_{42}Si$	91.2	122.1	137.7	153.8	172.1	184.2	199.5	222.0	248.0	273.0	
Elaídico, ácido	$C_{18}H_{34}O_2$	171.3	206.7	223.5	242.3	260.8	273.0	288.0	312.4	337.0	362.0	51.5
Eneicosano	$C_{21}H_{44}$	152.6	188.0	205.4	223.2	243.4	255.3	272.0	296.5	323.8	350.5	40.4
Epiclorhidrina	C_3H_5ClO	−16.5	+5.6	16.6	29.0	42.0	50.6	62.0	79.3	98.0	117.9	−25.6
1,2-Epoxi-2-metilpropano	C_4H_8O	−69.0	−50.0	−40.3	−29.5	−17.3	−9.7	+1.2	17.5	36.0	55.5	
Erúcico, ácido	$C_{22}H_{42}O_2$	206.7	239.7	254.5	270.6	289.1	300.2	314.4	336.5	358.8	381.5	33.5
Escatol	C_9H_9N	95.0	124.2	139.6	154.3	171.9	183.6	197.4	218.8	242.5	266.2	95
Esteárico, ácido	$C_{18}H_{36}O_2$	173.7	209.0	225.0	243.4	263.3	275.5	291.0	316.5	343.0	370.0	69.3
aldehído	$C_{18}H_{36}O$	140.0	174.6	192.1	210.6	230.8	244.2	260.0	285.0	313.8	342.5	63.5
Estearílico, alcohol (1-octadecanol)	$C_{18}H_{38}O$	150.3	185.6	202.0	220.0	240.4	252.7	269.4	293.5	320.3	349.5	58.5
Estireno	C_8H_8	−7.0	+18.0	30.8	44.6	59.8	69.5	82.0	101.3	122.5	145.2	−30.6
dibromuro (1,2-dibromoetil)benceno	$C_8H_8Br_2$	86.0	115.6	129.8	145.2	161.8	172.2	186.3	207.8	230.0	254.0	
Estragol (p-metoxialilbenceno)	$C_{10}H_{12}O$	52.6	80.0	93.7	108.4	124.6	135.2	148.5	168.7	192.0	215.0	
Etano	C_2H_6	−159.5	−148.5	−142.9	−136.7	−129.8	−125.4	−119.3	−110.2	−99.7	−88.6	−183.2
2-Etil-1,4-xileno	$C_{10}H_{14}$	25.7	52.0	65.6	79.8	96.0	106.2	120.0	140.2	163.1	186.9	
4-Etil-1,3-xileno	$C_{10}H_{14}$	26.3	53.0	66.4	80.6	97.2	107.4	121.2	141.8	164.4	188.4	
5-Etil-1,3-xileno	$C_{10}H_{14}$	22.1	48.8	62.1	76.5	92.6	103.0	116.5	137.4	159.6	183.7	
Etilacetileno (1-butino)	C_4H_6	−92.5	−76.7	−68.7	−59.9	−50.0	−43.4	−34.9	−21.6	−6.9	+8.7	−130
α-Etilacrílico, ácido	$C_5H_8O_2$	47.0	70.7	82.0	94.4	108.1	116.7	127.5	144.0	160.7	179.2	
α-Etilacrilonitrilo	C_5H_7N	−29.0	−6.4	+5.0	17.7	31.8	40.6	53.0	71.6	92.2	114.0	
Etilamina	C_2H_7N	−82.3	−66.4	−58.3	−48.6	−39.8	−33.4	−25.1	−12.3	+2.0	16.6	−80.6
4-Etilanilina	$C_8H_{11}N$	52.0	80.0	93.8	109.0	125.7	136.0	149.8	170.6	194.2	217.4	−4
Etilanilina (N)	$C_8H_{11}N$	38.5	66.4	80.6	96.0	113.2	123.6	137.3	156.9	180.8	204.0	−63.5
2-Etilanisol	$C_9H_{12}O$	29.7	55.9	69.0	83.1	98.8	109.0	122.3	142.1	164.2	187.1	
3-Etilanisol	$C_9H_{12}O$	33.7	60.3	73.9	88.5	104.8	115.5	129.2	149.7	172.8	196.5	
4-Etilanisol	$C_9H_{12}O$	33.5	60.2	73.9	88.5	104.7	115.4	128.4	149.2	172.3	196.5	−94.9
Etilbenceno	C_8H_{10}	−9.8	+13.9	25.9	38.6	52.8	61.8	74.1	92.7	113.8	136.2	
Etilcanforónico, anhídrido	$C_{12}H_{16}O_3$	118.2	149.8	165.0	181.8	199.8	211.5	226.6	248.5	272.8	298.0	
	$C_{10}H_{15}N$	133.2	168.2	186.0	205.5	226.5	239.8	256.8	283.3	313.0	342.0	
								60.0	87.8	109.1	131.8	−111.3

Estireno	C_8H_8	—7.0	+18.0	30.8	44.6	59.8	69.3	82.0	101.3	122.3	145.2	—30.6
dibromuro (1,2-dibromoetil)benceno	$C_8H_8Br_2$	86.0	115.6	129.8	145.2	161.8	172.2	186.3	207.8	230.0	254.0	
Estragol (p-metoxialilbenceno)	$C_{10}H_{12}O$	52.6	80.0	93.7	108.4	124.6	135.2	148.5	168.7	192.0	215.0	
Etano	C_2H_6	—159.5	—148.5	—142.9	—136.7	—129.8	—125.4	—119.3	—110.2	—99.7	—88.6	—183.2
2-Etil-1,4-xileno	$C_{10}H_{14}$	25.7	52.0	65.6	79.8	96.0	106.2	120.0	140.2	163.1	186.9	
4-Etil-1,3-xileno	$C_{10}H_{14}$	26.3	53.0	66.4	80.6	97.2	107.4	121.2	141.8	164.4	188.4	
5-Etil-1,3-xileno	$C_{10}H_{14}$	22.1	48.8	62.1	76.5	92.6	103.0	116.5	137.4	159.6	183.7	
Etilacetileno (1-butino)	C_4H_6	—92.5	—76.7	—68.7	—59.9	—50.0	—43.4	—34.9	—21.6	—6.9	+8.7	—130
α-Etilacrílico, ácido	$C_5H_8O_2$	47.0	70.7	82.0	94.4	108.1	116.7	127.5	144.0	160.7	179.2	
α-Etilacrilonitrilo	C_5H_7N	—29.0	—6.4	+5.0	17.7	31.8	40.6	53.0	71.6	92.2	114.0	

Etilamina	C_2H_7N	—82.3	—66.4	—58.3	—48.6	—39.8	—33.4	—25.1	—12.3	+2.0	16.6	—80.6
4-Etilanilina	$C_8H_{11}N$	52.0	80.0	93.8	109.0	125.7	136.0	149.8	170.6	194.2	217.4	—4
Etilanilina (N)	$C_8H_{11}N$	38.5	66.4	80.6	96.0	113.2	123.6	137.3	156.9	180.8	204.0	—63.5
2-Etilanisol	$C_9H_{12}O$	29.7	55.9	69.0	83.1	98.8	109.0	122.3	142.1	164.2	187.1	
3-Etilanisol	$C_9H_{12}O$	33.7	60.3	73.9	88.5	104.8	115.5	129.2	149.7	172.8	196.5	
4-Etilanisol	$C_9H_{12}O$	33.5	60.2	73.9	88.5	104.7	115.4	128.4	149.2	172.3	196.5	
Etilbenceno	C_8H_{10}	—9.8	+13.9	25.9	38.6	52.8	61.8	74.1	92.7	113.8	136.2	—94.9
Etilcanforónico, anhídrido	$C_{12}H_{16}O_3$	118.2	149.8	165.0	181.8	199.8	211.5	226.6	248.5	272.8	298.0	
Etilcetilamina	$C_{18}H_{39}N$	133.2	168.2	186.0	205.5	226.5	239.8	256.8	283.3	313.0	342.0	
Etilciclohexano	C_8H_{16}	—14.5	+9.2	20.6	33.4	47.6	56.7	69.0	87.8	109.1	131.8	—111.3
Etilciclopentano	C_7H_{14}	—32.2	—10.8	—0.1	+11.7	25.0	33.4	45.0	62.4	82.3	103.4	—138.6
3-Etilcumeno	$C_{11}H_{16}$	28.3	55.5	68.8	83.6	99.9	110.2	124.3	145.4	168.2	193.0	
4-Etilcumeno	$C_{11}H_{16}$	31.5	58.4	72.0	86.7	103.3	113.8	127.2	148.3	171.8	195.8	
Etildifenilamina (N-)	$C_{14}H_{15}N$	98.3	130.2	146.0	162.8	182.0	193.7	209.8	233.0	258.8	286.0	
Etilendiamina (1,2-etanodiamina)	$C_2H_8N_2$	—11.0	+10.5	21.5	33.0	45.8	53.8	62.5	81.0	99.0	117.2	8.5
Etilenglicol (1,2-etanodiol)	$C_2H_6O_2$	55.0	79.7	92.1	105.8	120.0	129.5	141.8	158.5	178.5	197.3	—15.6
Etilenglicoldietílico, éter (1,2-dietoxietano)	$C_6H_{14}O_2$	—33.5	—10.2	+1.6	14.7	29.7	39.0	51.8	71.8	94.1	119.5	
Etilenglicoldimetílico, éter (1,2-dimetoxietano)	$C_4H_{10}O_2$	48.0	26.2	—15.3	—3.0	+10.7	19.7	31.8	50.0	70.8	93.0	
Etilenglicolmonometílico, éter (2-metoxietanol)	$C_3H_8O_2$	—13.5	+10.2	22.0	34.3	47.8	56.4	68.0	85.3	104.3	124.4	
Etileno	C_2H_4	—168.3	—158.3	—153.2	—147.6	—141.3	—137.3	—131.8	—123.4	—113.9	—103.7	—169
bis-cloroacetato	$C_6H_8Cl_2O_4$	112.0	142.4	158.0	173.5	191.0	201.8	215.0	237.3	259.5	283.5	
clorhidrina (2-cloroetanol)	C_2H_5ClO	—4.0	+19.0	30.3	42.5	56.0	64.1	75.0	91.8	110.0	128.8	—69
dibromuro (1,2-dibromoetano)	$C_2H_4Br_2$	—27.0	+4.7	18.6	32.7	48.0	57.9	70.4	89.8	110.1	131.5	10
dicloruro (1,2-dicloroetano)	$C_2H_4Cl_2$	—44.5	—24.0	—13.6	—2.4	+10.0	18.1	29.4	45.7	64.0	82.4	—35.3
óxido	C_2H_4O	—89.7	—73.8	—65.7	—56.6	—46.9	—40.7	—32.1	—19.5	—4.9	+10.7	—111.3
3-Etilestireno	$C_{10}H_{12}$	28.3	55.0	68.3	82.8	99.2	109.6	123.2	144.0	167.2	191.5	
4-Etilestireno	$C_{10}H_{12}$	26.0	52.7	66.3	80.8	97.3	107.6	121.5	142.0	165.0	189.0	
4-Etilfenetol	$C_{10}H_{14}O$	48.5	75.7	89.5	103.8	119.8	129.8	143.5	163.2	185.7	208.0	
Etilfenílico, éter (fenetol)	$C_8H_{10}O$	18.1	43.7	56.4	70.2	86.6	95.4	108.4	127.9	149.8	172.0	—30.2
2-Etilfenol	$C_8H_{10}O$	46.2	73.4	87.0	101.5	117.9	127.9	141.8	161.6	184.5	207.5	—45
3-Etilfenol	$C_8H_{10}O$	60.0	86.8	100.2	114.5	130.0	139.8	152.0	171.8	193.3	214.0	—4
4-Etilfenol	$C_8H_{10}O$	59.3	86.5	100.2	115.0	131.3	141.7	154.2	175.0	197.4	219.0	46.5
3-Etilhexano	C_8H_{18}	—20.0	+2.1	12.8	25.0	38.5	47.1	58.9	76.7	97.0	118.5	
2-Etilhexilo, acrilato	$C_{11}H_{20}O_2$	50.0	77.7	91.8	106.3	123.7	134.0	147.9	168.2	192.2	216.0	
Etílico, alcohol (etanol)	C_2H_6O	—31.3	—12.0	—2.3	+8.0	19.0	26.0	34.9	48.4	63.5	78.4	—112
mercaptán (etanotiol)	C_2H_6S	—76.7	—59.1	—50.2	—40.7	—29.8	—22.4	—13.0	+1.5	17.7	35.0	—121
Etilideno, cloruro (1,1-dicloroetano)	$C_2H_4Cl_2$	—60.7	—41.9	—32.3	—21.9	—10.2	—2.9	+7.2	22.4	39.8	57.4	—96.7
fluoruro (1,1-difluoroetano)	$C_2H_4F_2$	—112.5	—98.4	—91.7	—84.1	—75.8	—70.4	—63.2	—52.0	—39.5	—26.5	—117
Etilmetílico, éter	C_3H_8O	—91.0	—75.6	—67.8	—59.1	—49.4	—43.3	—34.8	—22.0	—7.8	+7.5	
1-Etilnaftaleno	$C_{12}H_{12}$	70.0	101.4	116.8	133.8	152.0	164.1	180.0	204.6	230.8	258.1	—27
Etil-α-naftilcetona (1-propionaftona)	$C_{15}H_{12}O$	124.0	155.5	171.0	188.1	206.9	218.2	233.5	255.5	280.2	306.0	
Etilo, acetato	$C_4H_8O_2$	—43.4	—23.5	—13.5	—3.0	+9.1	16.6	27.0	42.0	59.3	77.1	—82.4
acetoacetato	$C_6H_{10}O_3$	28.5	54.0	67.3	81.1	96.2	106.0	118.5	138.0	158.2	180.8	—45
acrilato	$C_5H_8O_2$	—29.5	—8.7	+2.0	13.0	26.0	33.5	44.5	61.5	80.0	99.5	—71.2
benzoato	$C_9H_{10}O_2$	44.0	72.0	86.0	101.4	118.2	129.0	143.2	164.8	188.4	213.4	—34.6
benzoilacetato	$C_{11}H_{12}O_3$	107.6	136.4	150.3	166.8	181.8	191.9	205.0	223.8	244.7	265.0	
α-bromoisobutirato	$C_6H_{11}BrO_2$	10.6	35.8	48.0	61.8	77.0	86.7	99.8	119.7	141.2	163.6	
bromuro	C_2H_5Br	—74.3	—56.4	—47.5	—37.8	—26.7	—19.5	—10.0	+4.5	21.0	38.4	—117.8
n-butirato	$C_6H_{12}O_2$	—18.4	+4.0	15.3	27.8	41.5	50.1	62.0	79.8	100.0	121.0	—93.3
carbamato	$C_3H_7NO_2$		65.8	77.8	91.0	105.6	114.8	126.2	144.2	164.0	184.0	49
carbanilato	$C_9H_{11}NO_2$	107.8	131.8	143.7	155.5	168.8	177.3	187.9	203.8	220.0	237.0	52.5
cianoacetato	$C_5H_7NO_2$	67.8	93.5	106.0	119.8	133.8	142.1	152.8	169.8	187.8	206.0	
cloroacetato	$C_4H_7ClO_2$	+1.0	25.4	37.5	50.4	65.2	74.0	86.0	103.8	123.8	144.2	—26
cloroglioxilato	$C_4H_5ClO_3$	—5.1	+18.0	29.9	42.0	56.0	65.2	76.6	94.5	114.7	135.0	
α-cloropropionato	$C_5H_9ClO_2$	+6.6	30.2	41.9	54.3	68.2	77.3	89.3	107.2	126.2	146.5	
cloruro	C_2H_5Cl	—89.8	—73.9	—65.8	—56.8	—47.0	—40.6	—32.0	—18.6	—3.9	+12.3	—139
dicloroacetato	$C_4H_6Cl_2O_2$	9.6	34.0	46.3	59.5	74.0	83.6	96.1	115.2	135.9	156.5	
N,N-dietiloxamato	$C_6H_{13}NO_3$	76.0	106.3	121.7	137.7	154.4	166.0	180.3	202.8	226.5	252.0	
α-etilacetoacetato	$C_6H_{14}O_3$	40.5	67.3	80.2	94.6	110.3	120.6	133.8	153.2	175.6	198.0	
fluoruro	C_2H_5F	—117.0	—103.8	—97.7	—90.0	—81.8	—76.4	—69.3	—58.0	—45.5	—32.0	
formiato	$C_3H_6O_2$	—60.5	—42.2	—33.0	—22.7	—11.5	—4.3	—5.4	—20.0	37.1	54.3	—79
Etil-2-furoato	$C_7H_8O_3$	37.6	63.8	77.1	91.5	107.5	117.5	130.4	150.1	172.5	195.0	34
Etilo, glicolato	$C_4H_8O_3$	14.3	38.8	50.5	63.9	78.1	87.6	99.8	117.8	138.0	158.2	
isobutirato	$C_6H_{12}O_2$	—24.3	—2.4	+8.4	20.6	33.8	42.3	53.5	71.0	90.0	110.0	—88.2
isocaproato	$C_8H_{16}O_2$	11.0	35.8	48.0	61.7	76.3	85.8	98.4	117.8	139.2	160.4	
isotiocianato	C_3H_5NS	—13.2	+10.6	22.8	36.1	50.8	59.8	71.9	90.0	110.1	131.0	—5.9
isovalerianato	$C_7H_{14}O_2$	—6.1	+17.0	28.7	41.3	55.2	64.0	75.9	93.8	114.0	134.3	—99.3
l-leucinato	$C_6H_{11}NO_2$	27.8	57.3	72.1	88.0	106.0	117.8	131.8	149.8	167.3	184.0	
levulinato	$C_7H_{12}O_3$	47.3	74.0	87.3	101.8	117.7	127.6	141.3	160.2	183.0	206.2	
metilcarbamato	$C_4H_9NO_2$	26.5	51.0	63.2	76.1	91.0	100.0	112.0	130.0	149.8	170.0	
3-nitrobenzoato	$C_9H_9NO_4$	108.1	140.2	155.0	173.6	192.6	205.0	220.3	244.6	270.6	298.0	47
propionato	$C_5H_{10}O_2$	—28.0	—7.2	+3.4	14.3	27.2	35.1	45.2	61.7	79.8	99.1	—72.6

TABLA 3-8 Presiones de vapor de compuestos orgánicos, hasta 1 atm. *(Continuación)*

Compuesto		Presión, mm de Hg										Punto de fusión, °C
Nombre	Fórmula	1	5	10	20	40	60	100	200	400	760	
		Temperatura, °C										
salicilato	$C_8H_{10}O_3$	61.2	90.0	104.2	119.3	136.7	147.6	161.5	183.7	207.0	231.5	1.3
trans-cinamato	$C_{11}H_{12}O_2$	87.6	108.5	134.0	150.3	169.2	181.2	196.0	219.3	245.0	271.0	12
tricloroacetato	$C_4H_5Cl_3O_2$	20.7	45.5	57.7	70.6	85.5	94.4	107.4	125.8	146.0	167.0	
yoduro	C_2H_5I	—54.4	—34.3	—24.3	—13.1	—0.9	+7.2	18.0	34.1	52.3	72.4	—105
3-Etilpentano	C_7H_{16}	—37.8	—17.0	—6.8	+4.7	17.5	25.7	36.9	53.8	73.0	93.5	—118.6
Etilpropílico, éter	$C_5H_{12}O$	—64.3	—45.0	—35.0	—24.0	—12.0	—4.0	+6.8	23.3	41.6	61.7	
2-Etiltolueno	C_9H_{12}	9.4	34.8	47.6	61.2	76.4	86.0	99.0	119.0	141.4	165.1	—95.5
3-Etiltolueno	C_9H_{12}	7.2	32.3	44.7	58.2	73.3	82.9	95.9	115.5	137.8	161.3	
4-Etiltolueno	C_9H_{12}	7.6	32.7	44.9	58.5	73.6	83.2	96.3	116.1	136.4	162.0	
Etiltrimetilestaño	$C_5H_{14}Sn$	—30.0	—7.6	+3.8	16.1	30.0	38.4	50.0	67.3	87.6	108.8	
Etiltrimetilsilano	$C_5H_{14}Si$	—60.6	—41.4	—31.8	—21.0	—9.0	—1.2	+9.2	25.0	42.8	62.0	
Etoxidimetilfenilsilano	$C_{10}H_{16}OSi$	36.3	63.1	76.2	91.0	107.2	127.5	131.4	151.5	175.0	199.5	
Etoxitrifenilsilano	$C_{20}H_{20}OSi$	167.0	198.2	213.5	230.0	247.0	258.3	273.5	295.0	319.5	344.0	
Etoxitrimetilsilano	$C_5H_{14}OSi$	—50.9	—31.0	—20.7	—9.8	+3.7	11.5	22.1	38.1	56.3	75.7	
Eugenilo, acetato	$C_{12}H_{14}O_4$	101.6	132.8	148.0	164.2	183.0	194.0	209.7	232.5	257.4	282.0	295
Eugenol	$C_{10}H_{12}O_2$	78.4	108.1	123.0	138.7	155.8	167.3	182.2	204.7	228.3	253.5	
Eugenol, *iso*	$C_{10}H_{12}O_2$	86.3	117.0	132.4	149.0	167.0	178.2	194.0	217.2	242.3	267.5	—10
o-Felandreno	$C_{10}H_{16}$	20.0	45.7	58.0	72.1	87.8	97.6	110.6	130.6	152.0	175.0	
Fenantreno	$C_{14}H_{10}$	118.2	154.3	173.0	193.7	215.8	229.9	249.0	277.1	308.0	340.2	99.5
Fencólico, ácido	$C_{10}H_{14}O_2$	101.7	128.7	142.3	155.8	171.8	181.5	194.0	215.0	237.8	264.1	19
d-Fenona	$C_{10}H_{16}O$	28.0	54.7	68.3	83.0	99.5	109.8	123.6	144.0	166.8	191.0	5
2-Fenetidina	$C_8H_{11}NO$	67.0	94.7	108.6	123.7	139.9	149.8	163.5	184.0	207.0	228.0	
Fenetílico, alcohol (fenilcelosolve)	$C_8H_{10}O_2$	58.2	85.9	100.0	114.8	130.5	141.2	154.0	175.0	197.5	219.5	
Fenilacético, ácido	$C_8H_8O_2$	97.0	127.0	141.3	156.0	173.6	184.5	198.2	219.5	243.0	265.5	76.5
Fenilacetilo, cloruro	C_8H_7ClO	48.0	75.3	89.0	103.6	119.8	129.8	143.5	163.8	186.0	210.0	
Fenilacetonitrilo	C_8H_7N	60.0	89.0	103.5	119.4	136.3	147.7	161.8	184.2	208.5	233.5	—23.8
4-Fenil-3-buten-2-ona	$C_{10}H_{10}O$	81.7	112.2	127.4	143.8	161.3	172.6	187.8	211.0	235.4	261.0	41.5
Fenilciclohexano	$C_{12}H_{16}$	67.5	96.5	111.3	126.4	144.0	154.2	169.3	191.3	214.6	240.0	+7.5
m-Fenilendiamina (1,3-fenilendiamina)	$C_6H_8N_2$	99.8	131.2	147.0	163.8	182.5	194.0	209.9	233.0	259.0	285.5	62.8
2-Fenilfenol	$C_{12}H_{10}O$	100.0	131.6	146.2	163.3	180.3	192.2	205.9	227.9	251.8	275.0	56.5
4-Fenilfenol	$C_{12}H_{10}O$	.....	.....	176.2	193.8	213.0	225.3	240.9	263.2	285.5	308.0	164.5
Fenilglioxal	$C_8H_6O_2$	.....	75.0	87.8	100.7	115.5	124.2	136.2	153.8	173.5	193.5	73
Fenilhidracina	$C_6H_8N_2$	71.8	101.6	115.8	131.5	148.2	158.7	173.5	195.4	218.2	243.5	19.5
Feniliminodietanol (*N*-)	$C_{10}H_{15}NO_2$	145.0	179.2	195.8	213.4	233.0	245.3	260.6	284.5	311.3	337.8	
1-Fenil-1,3-pentanodiona	$C_{11}H_{12}O_2$	98.0	128.5	144.0	159.9	178.0	189.8	204.5	226.7	251.2	276.5	
3-Fenil-1-propanol	$C_9H_{12}O$	74.7	102.4	116.0	131.2	147.4	156.8	170.3	191.2	212.8	235.0	
Fenilo, acetato	$C_8H_8O_2$	38.2	64.8	78.0	92.3	108.1	118.1	131.6	151.2	173.5	195.9	
benzoato	$C_{13}H_{10}O_2$	106.8	141.5	157.8	177.0	197.6	210.8	227.8	254.0	283.5	314.0	70.5
diclorofosfato	$C_6H_5Cl_2O_2P$	66.7	95.9	110.0	125.9	143.4	153.6	168.0	189.8	213.0	239.5	
isocianato	C_7H_5NO	10.6	36.0	48.5	62.5	77.7	87.7	100.6	120.8	142.7	165.6	
isocianuro	C_7H_5N	12.0	37.0	49.7	63.4	78.3	88.0	101.0	120.8	142.3	165.0	
isotiocianato	C_7H_5NS	47.2	75.6	89.8	115.5	122.5	133.3	147.7	169.6	194.0	218.5	—21.0
Fenol	C_6H_6O	40.1	62.5	73.8	86.0	100.1	108.4	121.4	139.0	160.0	181.9	40.6
2-Fenoxietanol	$C_8H_{10}O_2$	78.0	106.6	121.2	136.0	152.2	163.2	176.5	197.6	221.0	245.3	11.6
2-Fenoxietilo, acetato	$C_{10}H_{12}O_3$	82.6	113.5	128.0	144.5	162.3	174.0	189.2	211.3	235.0	259.7	—6.7
dl-Fenquílico, alcohol	$C_{10}H_{18}O$	45.8	70.3	82.1	95.6	110.8	120.2	132.3	150.0	173.2	201.0	35
Fluoreno	$C_{13}H_{10}$	.....	129.3	146.0	164.2	185.2	197.8	214.7	240.3	268.6	295.0	113
Fluorobenceno	C_6H_5F	—43.4	—22.8	—12.4	—1.2	+11.5	19.6	30.4	47.2	65.7	84.7	—42.1
2-Fluorotolueno	C_7H_7F	—24.2	—2.2	+8.9	21.4	34.7	43.7	55.3	73.0	92.8	114.0	—80
3-Fluorotolueno	C_7H_7F	—22.4	—0.3	+11.0	23.4	37.0	45.8	57.5	75.4	95.4	116.0	—110.8
4-Fluorotolueno	C_7H_7F	—21.8	+0.3	11.8	24.0	37.8	46.5	58.1	76.0	96.1	117.0	
Formaldehído	CH_2O	.....	.....	—88.0	—79.6	—70.6	—65.0	—57.3	—46.0	—33.0	—19.5	—92
Formamida	CH_3NO	70.5	96.3	109.5	122.5	137.5	147.0	157.5	175.5	193.5	210.5	
Fórmico, ácido	CH_2O_2	—20.0	—5.0	+2.1	10.3	24.0	32.4	43.8	61.4	80.3	100.6	8.2
Forona	$C_9H_{14}O$	42.0	68.3	81.5	95.6	111.5	121.4	134.0	153.5	175.3	197.2	28
Forona, *iso*	$C_9H_{14}O$	38.0	66.7	81.2	96.8	114.5	125.6	140.6	163.3	188.7	215.2	
Fosgeno (cloruro de carbonilo)	CCl_2O	—92.9	—77.0	—69.3	—60.3	—50.3	—44.0	—35.6	—22.3	—7.6	+8.3	—104
Ftálico, anhídrido	$C_8H_4O_3$	96.5	121.3	134.0	151.7	172.0	185.3	202.3	228.0	256.8	284.5	130.8
Ftalida	$C_8H_6O_2$	95.5	127.7	144.0	161.3	181.0	193.5	210.0	234.5	261.8	290.0	73
Ftaloílo, cloruro	$C_8H_4Cl_2O_2$	86.3	118.3	134.2	151.0	170.0	182.2	197.8	222.0	248.3	275.8	68.5
Fumarilo, cloruro (*trans*)	$C_4H_2Cl_2O_2$	+15.0	38.5	51.8	65.0	79.5	89.0	101.0	120.0	140.0	160.0	
Furfural (2-furaldehído)	$C_5H_4O_2$	18.5	42.6	54.8	67.8	82.1	91.5	103.4	121.8	141.8	161.8	
Furfurílico, alcohol	$C_5H_6O_2$	31.8	56.0	68.0	81.0	95.7	104.0	115.9	133.1	151.8	170.0	
Geranilo, acetato	$C_{12}H_{20}O_2$	73.5	102.7	117.9	133.0	150.0	160.3	173.2	196.3	219.8	243.3	
n-butirato	$C_{14}H_{24}O_2$	96.8	125.2	139.0	153.8	170.1	180.2	193.8	214.0	235.0	257.4	
formiato	$C_{11}H_{18}O_2$	61.8	90.3	104.3	119.8	136.2	147.2	160.7	182.6	205.8	230.0	
isobutirato	$C_{14}H_{24}O_2$	90.9	119.6	133.0	147.9	164.0	174.0	187.7	207.6	228.5	251.0	
Geraniol	$C_{10}H_{18}O$	69.2	96.8	110.0	125.6	141.8	151.5	165.3	185.6	207.8	230.0	
Glicerol	$C_3H_8O_3$	125.5	153.8	167.2	182.2	198.0	208.0	220.1	240.0	263.0	290.0	17.9
Glicol, diacetato	$C_6H_{10}O_4$	38.3	64.1	77.1	90.8	106.1	115.8	128.0	147.8	168.3	190.5	—31
Glicerol diclorhidrina (1,3-dicloro-2-propanol)	$C_3H_6Cl_2O$	28.0	52.2	64.7	78.0	93.0	102.0	114.8	133.3	153.5	174.3	
Glicolida (1,4-dioxano-2,6-diona)	$C_4H_4O_4$	.....	103.0	116.6	132.0	148.6	158.2	173.2	194.0	217.0	240.0	97
												97.5

[illegible]	[illegible]	.....	.....	—88.0	—79.6	—70.6	—63.0	—57.3	—48.0	—33.0	—15.3	—92
Formaldehído	CH_2O	.....	.....	109.5	122.5	137.5	147.0	157.5	175.5	193.5	210.5	
Formamida	CH_3NO	70.6	96.3	—5.0	+2.1	10.5	24.0	32.4	43.8	61.4	80.3	100.6	8.2
Fórmico, ácido	CH_2O_2	—20.0	—5.0	81.5	95.6	111.3	121.4	134.0	153.5	175.3	197.2	28
Forona	$C_9H_{14}O$	42.0	68.3	81.2	96.8	114.5	125.6	140.6	163.3	188.7	215.2	
Forona, *iso*	$C_9H_{14}O$	38.0	66.7	—69.3	—60.3	—50.3	—44.0	—35.6	—22.3	—7.6	+8.3	—104
Fosgeno (cloruro de carbonilo)	CCl_2O	—92.9	—77.0	96.5	121.3	134.0	151.7	172.0	185.3	202.3	228.0	256.8	284.5	130.8
Ftálico, anhídrido	$C_8H_4O_3$	95.5	127.7	144.0	161.3	181.0	193.5	210.0	234.5	261.8	290.0	73
Ftalida	$C_8H_6O_2$	86.3	118.3	134.2	151.0	170.0	182.2	197.8	222.0	248.3	275.8	88.5
Ftaloílo, cloruro	$C_8H_4Cl_2O_2$	+15.0	38.5	51.8	65.0	79.5	89.0	101.0	120.0	140.0	160.0	
Fumarilo, cloruro (*trans*)	$C_4H_2Cl_2O_2$	18.5	42.6	54.8	67.8	82.1	91.5	103.4	121.8	141.8	161.8	
Furfural (2-furaldehído)	$C_5H_4O_2$											

Furfurílico, alcohol	$C_5H_6O_2$	31.8	56.0	68.0	81.0	95.7	104.0	115.9	133.1	151.8	170.0	
Geranilo, acetato	$C_{12}H_{20}O_2$	73.5	102.7	117.9	133.0	150.0	160.3	175.2	196.3	219.8	243.3	
n-butirato	$C_{14}H_{24}O_2$	96.8	125.2	139.0	153.8	170.1	180.2	193.8	214.0	235.0	257.4	
formiato	$C_{11}H_{18}O_2$	61.8	90.3	104.3	119.8	136.2	147.2	160.7	182.6	205.8	230.0	
isobutirato	$C_{14}H_{24}O_2$	90.9	119.6	133.0	147.9	164.0	174.0	187.7	207.6	228.5	251.0	
Geraniol	$C_{10}H_{18}O$	69.2	96.8	110.0	125.6	141.8	151.5	165.3	185.6	207.8	230.0	
Glicerol	$C_3H_8O_3$	125.5	153.8	167.2	182.2	198.0	208.0	220.1	240.0	263.0	290.0	17.9
Glicol, diacetato	$C_6H_{10}O_4$	38.3	64.1	77.1	90.8	106.1	115.8	128.0	147.8	168.3	190.5	—31
Glicerol diclorhidrina (1,3-dicloro-2-propanol)	$C_3H_6Cl_2O$	28.0	52.2	64.7	78.0	93.0	102.0	114.8	133.3	153.5	174.3	
Glicolida (1,4-dioxano-2,6-diona)	$C_4H_4O_4$	.....	103.0	116.6	132.0	148.6	158.2	173.2	194.0	217.0	240.0	97
Glutárico, ácido	$C_5H_8O_4$	155.5	183.8	196.0	210.5	226.3	235.5	247.0	265.0	283.5	303.0	97.5
anhídrido	$C_5H_6O_3$	100.8	133.3	149.5	166.0	185.5	196.2	212.5	236.5	261.0	287.0	
Glutarilo, cloruro	$C_5H_6Cl_2O_2$	56.1	84.0	97.8	112.3	128.3	139.1	151.8	172.4	195.3	217.0	
Glutaronitrilo	$C_5H_6N_2$	91.3	123.7	140.0	156.5	176.4	189.5	205.5	230.0	257.3	286.2	
Guayacol (2-metoxifenol)	$C_7H_8O_2$	52.4	79.1	92.0	106.0	121.6	131.0	144.0	162.7	184.1	205.0	28.3
Heptacosano	$C_{27}H_{56}$	211.7	248.6	266.8	284.6	305.7	318.3	333.5	359.4	385.0	410.6	59.5
Heptadecano	$C_{17}H_{36}$	115.0	145.2	160.0	177.7	195.8	207.3	223.0	247.8	274.5	303.0	22.5
Heptaldehído (aldehído enántico)	$C_7H_{14}O$	12.0	32.7	43.0	54.0	66.3	74.0	84.0	102.0	125.5	155.0	—42
n-Heptano	C_7H_{16}	—34.0	—12.7	—2.1	+9.5	22.3	30.6	41.8	58.7	78.0	98.4	—90.6
Heptanoico, ácido (ácido enántico)	$C_7H_{14}O_2$	78.0	101.3	113.2	125.6	139.5	148.5	160.0	179.5	199.6	221.5	—10
Heptanoílo, cloruro (cloruro de enantilo)	$C_7H_{13}ClO$	34.2	54.6	64.6	75.0	86.4	93.5	102.7	116.3	130.7	145.0	
1-Heptanol	$C_7H_{16}O$	42.4	64.3	74.7	85.8	99.8	108.0	119.5	136.6	155.6	175.8	34.6
2-Hepteno	C_7H_{14}	—34.8	—14.1	—3.5	+8.3	21.5	30.0	41.3	58.6	78.1	98.5	
Heptilbenceno	$C_{13}H_{20}$	64.0	94.6	110.0	126.0	144.0	154.8	170.2	193.3	217.8	244.0	
Heptilo, cianuro (enantonitrilo)	$C_7H_{13}N$	21.0	47.8	61.6	76.3	92.6	103.0	116.8	137.7	160.0	184.6	
Hexaclorobenceno	C_6Cl_6	114.4	149.3	166.4	185.7	206.0	219.0	235.5	258.5	283.5	309.4	230
Hexacloroetano	C_2Cl_6	32.7	49.8	73.5	87.6	102.3	112.0	124.2	143.1	163.8	185.6	186.6
Hexacosano	$C_{26}H_{54}$	204.0	240.0	257.4	275.8	295.2	307.8	323.2	348.4	374.6	399.8	56.6
Hexadecano	$C_{16}H_{34}$	105.3	135.2	149.8	164.7	181.3	193.2	208.5	231.7	258.3	287.5	18.5
1-Hexadeceno	$C_{16}H_{32}$	101.6	131.7	146.2	162.0	178.8	190.8	205.3	226.8	250.0	274.0	4
n-Hexadecilamina (cetilamina)	$C_{16}H_{35}N$	123.6	157.8	176.0	195.7	215.7	228.8	245.8	272.2	300.4	330.0	
n-Hexadecílico, alcohol (alcohol cetílico)	$C_{16}H_{34}O$	122.7	158.3	177.8	197.8	219.8	234.3	251.7	280.2	312.7	344.0	49.3
Hexaetilbenceno	$C_{18}H_{30}$	.....	134.3	150.3	168.0	187.7	199.7	216.0	241.7	268.5	298.3	130
n-Hexano	C_6H_{14}	—53.9	—34.5	—25.0	—14.1	—2.3	+5.4	15.8	31.6	49.6	68.7	—95.3
1-Hexanol	$C_6H_{14}O$	24.4	47.2	58.2	70.3	83.7	92.0	102.8	119.6	138.0	157.0	—51.6
2-Hexanol	$C_6H_{14}O$	14.6	34.8	45.0	55.9	67.9	76.0	87.3	103.7	121.8	139.9	
3-Hexanol	$C_6H_{14}O$	+2.5	25.7	36.7	49.0	62.2	70.7	81.8	98.3	117.0	135.5	
1-Hexeno	C_6H_{12}	—57.5	—38.0	—28.1	—17.2	—5.0	+2.8	13.0	29.0	46.8	66.0	—98.5
n-Hexilfenilcetona (enantofenona)	$C_{13}H_{18}O$	100.0	130.3	145.5	161.0	178.9	189.8	204.2	225.0	248.3	271.3	
n-Hexilo, levulinato	$C_{11}H_{20}O_3$	90.0	120.0	134.7	150.2	167.8	179.0	193.6	215.7	241.0	266.8	
Hidrocinámico, ácido	$C_9H_{10}O_2$	102.2	133.5	148.7	165.0	183.3	194.0	209.0	230.8	255.0	279.8	48.5
Hidrógeno, cianuro (ácido cianhídrico)	CHN	—71.0	—55.3	—47.7	—39.7	—30.9	—25.1	—17.8	—5.3	+10.2	25.9	—13.2
Hidroquinona	$C_6H_6O_2$	132.4	153.3	163.5	174.6	192.0	203.0	216.5	238.0	262.5	286.2	170.3
4-Hidroxibenzaldehído	$C_7H_6O_2$	121.2	153.2	169.7	186.8	206.0	217.5	233.5	256.8	282.6	310.0	115.5
n-Hidroxibutírico, ácido	$C_4H_8O_3$	73.5	98.5	110.5	123.8	138.0	146.4	157.7	175.2	193.8	212.0	79
n-Hidroxibutironitrilo	C_4H_7NO	41.0	65.8	77.8	90.7	104.8	113.9	125.0	142.0	159.8	178.8	
4-Hidroxi-3-metil-2-butanona	$C_5H_{10}O_2$	44.6	69.3	81.0	94.0	108.2	117.4	129.0	146.5	165.5	185.0	
4-Hidroxi-4-metil-2-pentanona	$C_6H_{12}O_2$	22.0	46.7	58.8	72.0	86.7	96.0	108.2	126.8	147.5	167.9	—47
3-Hidroxipropionitrilo	C_3H_5NO	58.7	87.8	102.0	117.9	134.1	144.7	157.7	178.0	200.0	221.0	
Indeno	C_9H_8	16.4	44.3	58.5	73.9	90.7	100.8	114.7	135.6	157.8	181.6	—2
Ionona (V. Yonona)												
Isopreno	C_5H_8	—79.8	—62.3	—53.3	—43.5	—32.6	—25.4	—16.0	—1.2	+15.4	32.6	—146.7
Lauraldehído	$C_{12}H_{24}O$	77.7	108.4	123.7	140.2	157.8	168.7	184.5	207.8	231.8	257.0	44.5
Láurico, ácido	$C_{12}H_{24}O_2$	121.0	150.6	166.0	183.6	201.4	212.7	227.5	249.8	273.8	299.2	48
Levulinaldehído	$C_5H_8O_2$	28.1	54.9	68.0	82.7	98.3	108.4	121.8	142.0	164.0	187.0	
Levulínico, ácido	$C_5H_8O_3$	102.0	128.1	141.8	154.1	169.5	178.0	190.2	208.3	227.4	245.8	33.5
d-Limoneno	$C_{10}H_{16}$	14.0	40.4	53.8	68.2	84.3	94.6	108.3	128.5	151.4	175.0	—96.9
Linalilo, acetato	$C_{12}H_{20}O_2$	55.4	82.5	96.0	111.4	127.7	138.1	151.8	173.3	196.2	220.0	
Maleico, anhídrido	$C_4H_2O_3$	44.0	63.4	78.7	95.0	111.8	122.0	135.8	155.9	179.5	202.0	58
Mentano	$C_{10}H_{20}$	+9.7	35.7	48.3	62.7	78.3	88.6	102.1	122.7	146.0	169.5	
Mentilo, acetato	$C_{12}H_{22}O_2$	57.4	85.8	100.0	115.4	132.1	143.2	156.7	178.8	202.8	227.0	
benzoato	$C_{17}H_{24}O_2$	123.2	154.2	170.0	186.3	204.3	215.8	230.4	253.2	277.1	301.0	54.5
formiato	$C_{11}H_{20}O_2$	47.3	75.8	90.0	105.8	123.0	133.8	148.0	169.8	194.2	219.0	
l-Mentol	$C_{10}H_{20}O$	56.0	83.2	96.0	110.3	126.1	136.1	149.4	168.3	190.2	212.0	42.5
Mesitilo, óxido	$C_9H_{16}O$	—8.7	+14.1	26.0	37.9	51.7	60.4	72.1	90.0	109.8	130.0	—59
Metacrílico, ácido	$C_4H_6O_2$	25.5	48.5	60.0	72.7	86.4	95.3	106.6	123.9	142.5	161.0	15
Metacrilonitrilo	C_4H_5N	—44.5	—23.3	—12.5	—0.6	+12.8	21.5	32.8	50.0	70.3	90.3	
Metano	CH_4	—205.9	—199.0	—195.5	—191.8	—187.7	—185.1	—181.4	—175.5	—168.8	—161.5	—182.5
Metanotiol	CH_4S	—90.7	—75.3	—67.5	—58.8	—49.2	—43.1	—34.8	—22.1	—7.9	+6.8	—121
2-Metil-1-buteno	C_5H_{10}	—89.1	—72.8	—64.3	—54.8	—44.1	—37.3	—28.0	—13.8	+2.5	20.2	—135
2-Metil-2-buteno	C_5H_{10}	—75.4	—57.0	—47.9	—37.9	—26.7	—19.4	—9.9	+4.9	21.6	38.5	—133
Metil-*n*-butilcetona (2-hexanona)	$C_6H_{12}O$	+7.7	28.8	38.8	50.0	62.0	69.8	79.8	94.3	111.0	127.5	—56.9
Metil-*n*-decilcetona (*n*-dodecan-2-ona)	$C_{12}H_{24}O$	77.1	106.0	120.4	136.0	152.4	163.8	177.5	199.0	222.5	246.5	

TABLA 3-8 Presiones de vapor de compuestos orgánicos; hasta 1 atm. *(Continuación)*

Compuesto		Presión, mm de Hg										Punto de fusión, °C
Nombre	Fórmula	1	5	10	20	40	60	100	200	400	760	
		Temperatura, °C										
Metil-*n*-dodecilcetona (2-tetradecanona)	$C_{14}H_{28}O$	99.3	130.0	145.5	161.3	179.8	191.4	206.0	228.2	253.3	278.0	—114.5
2-Metil-3-etilpentano	C_8H_{18}	—24.0	—1.8	+9.5	21.7	35.2	43.9	55.7	73.6	94.0	115.6	—90
3-Metil-3-etilpentano	C_8H_{18}	—23.9	—1.4	+9.9	22.3	36.2	45.0	57.1	75.3	96.2	118.3	
2-Metil-2-hepteno	C_8H_{16}	—16.1	+6.7	17.8	30.4	44.0	52.8	64.6	82.3	102.2	122.5	
6-Metil-3-hepteno-2-ol	$C_8H_{16}O$	41.6	65.0	76.7	89.3	102.7	111.5	122.6	139.5	156.6	175.5	
6-Metil-5-hepteno-2-ol	$C_8H_{16}O$	41.9	66.0	77.8	90.4	104.0	112.8	123.8	140.0	156.6	174.3	
Metil-α-naftilcetona (1-acetonaftona)	$C_{12}H_{10}O$	115.6	146.3	161.5	178.4	196.8	208.6	223.8	246.7	270.5	295.5	
Metil-β-naftilcetona (2-acetonaftona)	$C_{12}H_{10}O$	120.0	152.3	168.5	185.7	203.8	214.7	229.8	251.6	275.8	301.0	55.5
Metil-*n*-nonilcetona (undecan-2-ona)	$C_{11}H_{22}O$	68.2	95.5	106.9	123.1	139.0	148.6	161.0	181.2	202.3	224.0	15
Metil-*n*-pentadecilcetona (2-heptadecanona)	$C_{17}H_{34}O$	129.6	161.6	178.0	196.4	214.3	226.7	242.0	265.8	291.7	319.5	
2-Metil-1-pentanol	$C_6H_{14}O$	15.4	38.0	49.6	61.6	74.7	83.4	94.2	111.3	129.8	147.9	
2-Metil-2-pentanol	$C_6H_{14}O$	—4.5	+16.8	27.6	38.8	51.3	58.8	69.2	85.0	102.6	121.2	—103
Metil-*n*-pentilcetona (2-heptanona)	$C_7H_{14}O$	19.3	43.6	55.5	67.7	81.2	89.8	100.0	116.1	133.2	150.2	
Metil-*n*-propilcetona (2-pentanona)	$C_5H_{10}O$	—12.0	+8.0	17.9	28.5	39.8	47.3	56.8	71.0	86.8	103.3	—77.8
Metil-*n*-tetradecilcetona (2-hexadecanona)	$C_{16}H_{32}O$	109.8	151.5	167.3	184.6	203.7	215.0	230.5	254.4	279.8	307.0	
Metilacetanilida (N-)	$C_9H_{11}NO$	.....	103.8	118.6	135.1	152.2	164.2	179.8	202.3	227.4	253.0	102
Metilacetileno (propino)	C_3H_4	—111.0	—97.5	—90.5	—82.9	—74.3	—68.8	—61.3	—49.8	—37.2	—23.3	—102.7
Metilamina	CH_5N	—95.8	—81.3	—73.8	—65.9	—56.9	—51.3	—43.7	—32.4	—19.7	—6.3	—93.5
Metilanilina (N-)	C_7H_9N	36.0	62.8	76.2	90.5	106.0	115.8	129.8	149.3	172.0	195.5	—57
α-Metilbencílico, alcohol	$C_8H_{10}O$	49.0	75.2	88.0	102:1	117.8	127.4	140.3	159.0	180.7	204.0	
2-Metilbenzotiazol	C_8H_7NS	70.0	97.5	111.2	125.5	141.2	150.4	163.9	183.2	204.5	225.5	15.4
Metilciclohexano	C_7H_{14}	—35.9	—14.0	—3.2	+8.7	22.0	30.5	42.1	59.6	79.6	100.9	—126.4
Metilciclopentano	C_6H_{12}	—53.7	—33.8	—23.7	—12.8	—0.6	+7.2	17.9	34.0	52.3	71.8	—142.4
Metilciclopropano	C_4H_8	—96.0	—80.6	—72.8	—64.0	—54.2	—48.0	—39.3	—26.0	—11.3	+4.5	
α-Metilcinámico, ácido	$C_{10}H_{10}O_2$	125.7	155.0	169.8	185.2	201.8	212.0	224.8	245.0	266.8	288.0	
Metildifenilamina (N-)	$C_{13}H_{12}N$	103.5	134.0	149.7	165.8	184.0	195.4	210.1	232.8	257.0	282.0	—7.6
Metileno, bromuro (dibromometano)	CH_2Br_2	—35.1	—13.2	—2.4	+9.7	23.3	31.6	42.3	58.5	79.0	98.6	—52.8
cloruro (diclorometano)	CH_2Cl_2	—70.0	—52.1	—43.3	—33.4	—22.3	—15.7	—6.3	+8.0	24.1	40.7	—96.7
	C_8H_{10}	7.4	34.0	47.1	61.8	77.8	88.3	102.2	121.8	143.0	165.4	—23.2
n-Metilestireno	C_9H_{10}	16.0	42.0	55.1	69.2	85.0	95.0	108.6	128.7	151.2	175.0	
4-Metilestireno	C_9H_{10}	—48.3	—28.0	—17.7	—6.5	+6.0	14.0	25.0	41.6	60.0	79.6	—85.9
Metiletilcetona (2-butanona)	C_7H_8O	+5.4	30.0	42.2	55.8	70.7	80.1	93.0	112.3	133.8	155.5	—57.3
Metilfenílico, éter (anisol)	$C_9H_8O_3$	93.8	125.4	141.8	157.7	177.5	189.9	205.0	229.1	255.5	282.5	
n-Metilglutárico, anhidrido	$C_{13}H_{26}$	119.8	152.0	168.7	186.0	204.8	216.3	231.5	254.5	279.8	306.5	
2-Metilheptadecano	C_8H_{18}	—21.0	+1.3	12.3	24.4	37.9	46.6	58.3	76.0	96.0	117.6	—109.5
2-Metilheptano	C_8H_{18}	—19.8	+2.6	13.3	25.4	38.9	47.6	59.4	77.1	97.4	118.9	—120.8
3-Metilheptano	C_8H_{18}	—20.4	+1.5	12.4	24.5	38.0	46.6	58.3	76.1	96.3	117.7	—121.1
4-Metilheptano	C_7H_{16}	—40.4	—19.5	—9.1	+2.3	14.9	23.0	34.1	50.8	69.8	90.0	—118.2
2-Metilhexano	C_7H_{16}	—39.0	—18.1	—7.8	+3.6	16.4	24.5	35.6	52.4	71.6	91.9	
3-Metilhexano	CH_4O	—44.0	—25.3	—16.2	—6.0	+5.0	12.1	21.2	34.8	49.9	64.7	—97.8
Metílico, alcohol (metanol)	$C_8H_{18}O$	—0.3	+22.1	33.3	45.4	58.2	67.0	78.0	94.9	113.5	131.7	
Metilisobutilcarbinol (2-metil-4-pentanol)	$C_6H_{12}O$	—1.4	+19.7	30.0	40.8	52.8	60.4	70.4	85.6	102.0	119.0	—84.7
Metilisobutilcetona (4-metil-2-pentanona)	$C_8H_{16}O$	—19.9	—1.0	+8.3	18.3	29.6	36.2	45.5	59.0	73.8	88.9	—92
Metilisopropilcetona (3-metil-2-butanona)	$C_5H_8O_2$	—57.2	—38.6	—29.3	—19.1	—7.9	—0.5	+9.4	24.0	40.0	57.8	—98.7
Metilo, acetato	$C_4H_6O_2$	—43.7	—23.6	—13.5	—2.7	+9.2	17.3	28.0	43.9	61.8	80.2	
acrilato	$C_8H_9NO_2$	77.6	109.0	124.2	141.5	159.7	172.0	187.8	212.4	238.5	266.5	24
antranilato	$C_8H_8O_2$	39.0	64.4	77.3	91.8	107.8	117.4	130.8	151.4	174.7	199.5	—12.5
benzoato	CH_2Br	—96.3	—80.6	—72.8	—64.0	—54.2	—48.0	—39.4	—26.5	—11.9	+3.6	—93
bromuro	$C_8H_{16}O_2$	—26.8	—5.5	+5.0	16.7	29.6	37.4	48.0	64.3	83.1	102.3	
n-butirato	$C_{11}H_{22}O_2$	63.7	93.5	108.0	123.0	139.0	148.6	161.5	181.6	202.9	224.0	—18
caprato	$C_9H_{18}O_2$	34.2	61.7	74.9	89.0	105.3	115.3	128.0	148.1	170.0	193.0	—40
caprilato	$C_7H_{14}O_2$	+5.0	30.0	42.0	55.4	70.0	79.7	91.4	109.8	129.8	150	
caproato	$C_{10}H_{10}O_2$	77.4	108.1	123.0	140.0	157.9	170.0	185.8	209.6	235.0	263.0	33.4
cinamato	$C_2H_5ClO_2$	—2.9	19.0	30.0	41.5	54.5	63.0	73.5	90.5	109.5	130.3	—31.9
cloroacetato	CH_3Cl	.....	—99.5	—92.4	—84.8	—76.0	—70.4	—63.0	—51.2	—38.0	—24.0	—97.7
cloruro	$C_3H_4Cl_2O_2$	3.2	26.7	38.1	50.7	64.7	73.6	85.4	103.2	122.6	143.0	
dicloroacetato	CH_3F	—147.3	—137.0	—131.6	—125.9	—119.1	—115.0	—109.0	—99.9	—89.5	—78.2	
fluoruro	$C_2H_4O_2$	—74.2	—57.0	—48.6	—39.2	—28.7	—21.9	—12.9	+0.8	16.0	32.0	—99.8
formiato	$C_7H_6O_2$	+9.6	33.7	45.3	58.1	72.3	81.8	93.7	111.8	131.7	151.5	
glicolato	$C_8H_{16}O_2$	—34.1	—13.0	—2.9	+8.4	21.0	28.9	39.6	55.7	73.6	92.6	—84.7
isobutirato	C_2H_3NS	—34.7	—8.3	+5.4	20.4	38.2	47.5	59.3	77.5	97.8	119.0	35.5
isotiocianato	$C_6H_{12}O_2$	—19.2	+2.9	14.0	26.4	39.8	48.2	59.8	77.3	96.7	116.7	
isovalerianato												
laurato	$C_{12}H_{24}O_2$	87.8	117.9	133.2	149.0	166.0	176.8	190.8	.....	.....	.....	5
levulinato	$C_6H_{10}O_3$	39.8	66.4	79.7	93.7	109.5	119.3	133.0	153.4	175.8	197.7	
metilacrilato	$C_4H_6O_2$	—30.5	—10.0	+1.0	11.0	25.5	34.5	47.0	63.0	82.0	101.0	
miristato	$C_{15}H_{30}O_2$	115.0	145.7	160.8	177.8	195.8	207.5	222.6	245.5	269.8	295.8	18.5
palmitato	$C_{17}H_{34}O_2$	134.3	166.8	184.3	202.0	.....	.....	.....	.....	.....	.....	30
propionato	$C_4H_8O_2$	—42.0	—21.5	—11.8	—1.0	+11.0	18.7	29.0	44.2	61.8	79.8	—87.5
salicilato	$C_8H_8O_3$	54.0	81.6	95.3	110.0	126.2	136.7	150.0	172.6	197.5	223.2	—8.3
tiocianato	C_2H_3NS	—14.0	+9.8	21.6	34.5	49.0	58.1	70.4	89.8	110.8	132.9	—51
	CH	.....	—55.0	—45.8	—35.6	—24.2	—16.9	—7.0	+8.0	25.3	42.4	—64.4
												—156

cinamato	$C_{10}H_{10}O_2$	77.4	108.1	123.0	140.0	157.5	170.0	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]
cloroacetato	$C_3H_5ClO_2$	—2.9	19.0	30.0	41.5	54.5	63.0	73.5	90.5	109.5	130.3	—31.9
cloruro	CH_3Cl	......	—99.5	—92.4	—84.8	—76.0	—70.4	—63.0	—51.2	—38.0	—24.0	—97.7
dicloroacetato	$C_3H_4Cl_2O_2$	3.2	26.7	38.1	50.7	64.7	73.6	85.4	103.2	122.6	143.0	
fluoruro	CH_3F	—147.3	—137.0	—131.6	—125.9	—119.1	—115.0	—109.0	—99.9	—89.5	—78.2	
formiato	$C_2H_4O_2$	—74.2	—57.0	—48.6	—39.2	—28.7	—21.9	—12.9	+0.8	16.0	32.0	—99.8
glicolato	$C_3H_6O_3$	+9.6	33.7	45.3	58.1	72.3	81.8	93.7	111.8	131.7	151.5	
isobutirato	$C_5H_{10}O_2$	—34.1	—13.0	—2.9	+8.4	21.0	28.9	39.6	55.7	73.6	92.6	—84.7
isotiocianato	C_2H_3NS	—34.7	—8.3	+5.4	20.4	38.2	47.5	59.3	77.5	97.8	119.0	35.5
isovalerianato	$C_6H_{12}O_2$	—19.2	+2.9	14.0	26.4	39.8	48.2	59.8	77.3	96.7	116.7	
laurato	$C_{13}H_{26}O_2$	87.8	117.9	133.2	149.0	166.0	176.8	190.8	......	......	......	5
levulinato	$C_6H_{10}O_3$	39.8	66.4	79.7	93.7	109.5	119.3	133.0	153.4	175.8	197.7	
metilacrilato	$C_5H_8O_2$	—30.5	—10.0	+1.0	11.0	25.5	34.5	47.0	63.0	82.0	101.0	
miristato	$C_{15}H_{30}O_2$	115.0	145.7	160.8	177.8	195.8	207.5	222.6	245.3	269.8	295.8	18.5
palmitato	$C_{17}H_{34}O_2$	134.3	166.8	184.3	202.0	......	......	......	......	......	......	30
propionato	$C_4H_8O_2$	—42.0	—21.5	—11.8	—1.0	+11.0	18.7	29.0	44.2	61.8	79.8	—87.5
salicilato	$C_8H_8O_3$	54.0	81.6	95.3	110.0	126.2	136.7	150.0	172.6	197.5	223.2	—8.3
tiocianato	C_2H_3NS	—14.0	+9.8	21.6	34.5	49.0	58.1	70.4	89.8	110.8	132.9	—51
yoduro	CH_3I	......	—55.0	—45.8	—35.6	—24.2	—16.9	—7.0	+8.0	25.3	42.4	—64.4
2-Metilpentano	C_6H_{14}	—60.9	—41.7	—32.1	—21.4	—9.7	—1.9	+8.1	24.1	41.6	60.3	—154
3-Metilpentano	C_6H_{14}	—59.0	—39.8	—30.1	—19.4	—7.3	+0.1	10.5	26.5	44.2	63.3	—118
2-Metilpropeno	C_4H_8	—105.1	—96.5	—81.9	—73.4	—63.8	—57.7	—49.3	—36.7	—22.2	—6.9	—140.3
4-Metilpropiofenona	$C_{10}H_{12}O$	59.6	89.3	103.8	120.2	138.0	149.3	164.2	187.4	212.7	238.5	
Metilpropílico, éter	$C_4H_{10}O$	—72.2	—54.3	—45.4	—35.4	—24.3	—17.4	—8.1	+6.0	22.5	39.1	
2-Metilpropionilo, bromuro	C_4H_7BrO	13.5	38.4	50.6	64.1	79.4	88.8	101.6	120.5	141.7	163.0	
2-Metilquinolina	$C_{10}H_9N$	75.3	104.0	119.0	134.0	150.8	161.7	176.2	197.8	211.7	246.5	—1
Metilundecilcetona (2-tridecanona)	$C_{13}H_{26}O$	86.8	117.0	131.8	147.8	165.7	176.6	191.5	214.0	238.3	262.5	28.5
Metoxiacético, ácido	$C_3H_6O_3$	52.5	79.3	92.0	106.5	122.0	131.8	144.5	163.5	184.2	204.0	
Mirceno	$C_{10}H_{16}$	14.5	40.0	53.2	67.0	82.6	92.6	106.0	126.0	148.3	171.5	
Miristaldehido	$C_{14}H_{28}O$	99.0	132.0	148.3	166.2	186.0	198.3	214.5	240.4	267.9	297.8	23.5
Mirístico, ácido (ácido tetradecanoico)	$C_{14}H_{28}O_2$	142.0	174.1	190.8	207.6	223.5	237.2	250.5	272.3	294.6	318.0	57.5
Monovinilacetileno (butenino)	C_4H_4	—93.2	—77.7	—70.0	—61.3	—51.7	—45.3	—37.1	—24.1	—10.1	+5.3	
Naftaleno	$C_{10}H_8$	52.6	74.2	85.8	101.7	119.3	130.2	145.5	167.7	193.2	217.9	80.2
1-Naftilamina	$C_{10}H_9N$	104.3	137.7	153.8	171.6	191.5	203.8	220.0	244.9	272.2	300.8	50
2-Naftilamina	$C_{10}H_9N$	108.0	141.6	157.6	175.8	195.7	208.1	224.3	249.7	277.4	306.1	111.5
1-Naftoico, ácido	$C_{11}H_8O_2$	156.0	184.0	196.8	211.2	225.0	234.5	245.8	263.5	281.4	300.0	160.5
2-Naftoico, ácido	$C_{11}H_8O_2$	160.8	189.7	202.8	216.9	231.5	241.3	252.7	270.3	289.5	308.5	184
1-Naftol	$C_{10}H_8O$	94.0	125.5	142.0	158.0	177.8	190.0	206.0	229.6	255.8	282.5	96
2-Naftol	$C_{10}H_8O$	......	128.6	145.5	161.8	181.7	193.7	209.8	234.0	260.6	288.0	122.5
Nicotina	$C_{10}H_{14}N_2$	61.8	91.8	107.2	123.7	142.1	154.7	169.5	193.8	219.8	247.3	
4-Nitro-1,3-xileno (4-nitro-*m*-xileno)	$C_8H_9NO_2$	65.6	95.0	109.8	125.8	143.3	153.8	168.5	191.7	217.5	244.0	+2
2-Nitroanilina	$C_6H_6N_2O_2$	104.0	135.7	150.4	167.7	186.0	197.8	213.0	236.3	260.0	284.5	71.5
3-Nitroanilina	$C_6H_6N_2O_2$	119.3	151.5	167.8	185.5	204.2	216.5	232.1	255.3	280.2	305.7	114
4-Nitroanilina	$C_6H_6N_2O_2$	142.4	177.6	194.4	213.2	234.2	245.9	261.8	284.5	310.2	336.0	146.5
Nitrobenceno	$C_6H_5NO_2$	44.4	71.6	84.9	99.3	115.4	125.8	139.9	161.2	185.8	210.6	+5.7
2-Nitrobenzaldehído	$C_7H_5NO_3$	85.8	117.7	133.4	150.0	168.8	180.7	196.2	220.0	246.8	273.5	40.9
3-Nitrobenzaldehído	$C_7H_5NO_3$	96.2	127.4	142.8	159.0	177.7	189.5	204.3	227.4	252.1	278.3	58
Nitroetano	$C_2H_5NO_2$	—21.0	+1.5	12.5	24.8	38.0	46.5	57.8	74.8	94.0	114.0	—90
2-Nitrofenilo, acetato	$C_8H_7NO_4$	100.0	128.0	142.0	155.8	172.8	181.7	194.1	213.0	233.5	253.0	
2-Nitrofenol	$C_6H_5NO_3$	49.3	76.8	90.4	105.8	122.1	132.6	146.4	167.6	191.0	214.5	45
Nitroglicerina	$C_3H_5N_3O_9$	127	167	188	210	235	251	......	......	......	......	11
Nitrometano	CH_3NO_2	—29.0	—7.9	+2.8	14.1	27.5	35.5	46.6	63.5	82.0	101.2	—29
1-Nitropropano	$C_3H_7NO_2$	—9.6	+13.5	25.3	37.9	51.8	60.5	72.3	90.2	110.6	131.6	—108
2-Nitropropano	$C_3H_7NO_2$	—18.8	+4.1	15.8	28.2	41.8	50.3	62.0	80.0	99.8	120.3	—93
2-Nitrotolueno	$C_7H_7NO_2$	50.0	79.1	93.8	109.6	126.3	137.6	151.5	173.7	197.7	222.3	—4.1
3-Nitrotolueno	$C_7H_7NO_2$	50.2	81.0	96.0	112.8	130.7	142.5	156.9	180.3	206.8	231.9	15.5
4-Nitrotolueno	$C_7H_7NO_2$	53.7	85.0	100.5	117.7	136.0	147.9	163.0	186.7	212.5	238.3	51.9
Nonacosano	$C_{29}H_{60}$	234.2	269.8	286.4	303.6	323.2	334.8	350.0	373.2	397.2	421.8	63.8
Nonadecano	$C_{19}H_{40}$	133.2	166.3	183.5	200.8	220.0	232.8	248.0	271.8	299.8	330.0	32
n-Nonano	C_9H_{20}	+1.4	25.8	38.0	51.2	66.0	75.5	88.1	107.5	128.2	150.8	—53.7
1-Nonanol	$C_9H_{20}O$	59.5	86.1	99.7	113.8	129.0	139.0	151.3	170.5	192.1	213.5	—5
2-Nonanona	$C_9H_{18}O$	32.1	59.0	72.3	87.2	103.4	113.8	127.4	148.2	171.2	195.0	—19
Octacosano	$C_{28}H_{58}$	226.5	260.3	277.4	295.4	314.2	326.8	341.8	364.8	388.9	412.5	61.6
Octadecano	$C_{18}H_{38}$	119.6	152.1	169.6	187.5	207.4	219.7	236.0	260.6	288.0	317.0	28
n-Octano	C_8H_{18}	—14.0	+8.3	19.2	31.5	45.1	53.8	65.7	83.6	104.0	125.6	—56.8
n-Octanol (1-octanol)	$C_8H_{18}O$	54.0	76.5	88.3	101.0	115.2	123.8	135.2	152.0	173.8	195.2	—15.4
2-Octanona	$C_8H_{16}O$	23.6	48.4	60.9	74.3	89.8	99.0	111.7	130.4	151.0	172.9	—16
n-Octilo, acrilato	$C_{11}H_{20}O_2$	58.5	87.7	102.0	117.8	135.6	145.6	159.1	180.2	204.0	227.0	
yoduro (1-yodoctano)	$C_8H_{17}I$	45.8	74.8	90.0	105.9	123.8	135.4	150.0	173.3	199.3	225.5	—45.9
Oleico, ácido	$C_{18}H_{34}O_2$	176.5	208.5	223.0	240.0	257.2	269.8	286.0	309.8	334.7	360.0	14
Palmítico, aldehido	$C_{16}H_{32}O$	121.6	154.6	171.8	190.0	210.0	222.6	239.5	264.1	292.3	321.0	34
ácido	$C_{16}H_{32}O_2$	153.6	188.1	205.8	223.8	244.4	256.0	271.5	298.7	326.0	353.8	64.0
Palmitonitrilo	$C_{16}H_{31}N$	134.3	168.3	185.8	204.2	223.8	236.6	251.5	277.1	304.5	332.0	31
Pelargónico, ácido	$C_9H_{18}O_2$	108.2	126.0	137.4	149.8	163.7	172.3	184.4	203.1	227.5	253.5	12.5
Pentaclorobenceno	C_6HCl_5	98.6	129.7	144.3	160.0	178.5	190.1	205.5	227.0	251.6	276.0	85.5
Pentacloroetano	C_2HCl_5	+1.0	27.2	39.8	53.9	69.9	80.0	93.5	114.0	137.2	160.5	—22
Pentacloroetilbenceno	$C_8H_5Cl_5$	96.2	130.0	148.0	166.0	186.2	199.0	216.0	241.8	269.3	299.0	
Pentaclorofenol	C_6HCl_5O	......	......	......	192.2	211.2	223.4	239.6	261.8	285.0	309.3	188.5
Pentacosano	$C_{25}H_{52}$	194.2	230.0	248.2	266.1	285.6	298.4	314.0	339.0	365.4	390.3	53.3
Pentadecano	$C_{15}H_{32}$	91.6	121.0	135.4	150.2	167.7	178.4	194.0	216.1	242.8	270.5	10
1,3-Pentadieno	C_5H_8	—71.8	—53.8	—45.0	—34.8	—23.4	—16.5	—6.7	+8.0	24.7	42.1	
1,4-Pentadieno	C_5H_8	—83.5	—66.2	—57.1	—47.7	—37.0	—30.0	—20.6	—6.7	+8.3	26.1	
Pentaetilbenceno	$C_{16}H_{26}$	86.0	120.0	135.8	152.4	171.9	184.2	200.0	224.1	250.2	277.0	

TABLA 3-8 Presiones de vapor de compuestos orgánicos, hasta 1 atm. *(Continuación)*

Compuesto		Presión, mm de Hg										Punto de fusión, °C
Nombre	Fórmula	1	5	10	20	40	60	100	200	400	760	
		Temperatura, °C										
Pentaetilclorobenceno	$C_{16}H_{25}Cl$	90.0	123.8	140.7	158.1	178.2	191.0	208.0	230.3	257.2	285.0	
n-Pentano	C_5H_{12}	—76.6	—62.5	—50.1	—40.2	—29.2	—22.2	—12.6	+1.9	18.5	36.1	—129.7
Pentano, *iso* (2-metilbutano)	C_5H_{12}	—82.9	—65.8	—57.0	—47.3	—36.5	—29.6	—20.2	—5.9	+10.5	27.8	—159.7
Pentano, *neo* (2,2-dimetilpropano)	C_5H_{12}	—102.0	—85.4	—76.7	—67.2	—56.1	—49.0	—39.1	—23.7	—7.1	+9.5	—16.6
2,3,4-Pentanotriol	$C_5H_{12}O_3$	155.0	189.3	204.5	220.5	239.6	249.8	263.5	284.5	307.0	327.2	
1-Penteno	C_5H_{10}	—80.4	—63.3	—54.5	—46.0	—34.1	—27.1	—17.7	—3.4	+12.8	30.1	
2-Picolina	C_6H_7N	—11.1	+12.6	24.4	37.4	51.2	59.9	71.4	89.0	108.4	128.8	—70
Pimélico, ácido	$C_7H_{12}O_4$	163.4	196.2	212.0	229.3	247.0	258.2	272.0	294.5	318.5	342.1	103
α-Pineno	$C_{10}H_{16}$	—1.0	+24.6	37.3	51.4	66.8	76.8	90.1	110.2	132.3	155.0	—55
β-Pineno	$C_{10}H_{16}$	+4.2	30.0	42.3	58.1	71.5	81.2	94.0	114.1	136.1	158.3	
Piperidina	$C_5H_{11}N$	. . .	—7.0	+3.9	15.8	29.2	37.7	49.0	66.2	85.7	106.0	—9
Piperonal	$C_8H_6O_3$	87.0	117.4	132.0	148.0	165.7	177.0	191.7	214.3	238.5	263.0	37
Piridina	C_5H_5N	—18.9	+2.5	13.2	24.8	38.0	46.8	57.8	75.0	95.6	115.4	—42
Pirocatecol	$C_6H_6O_2$	. . .	104.0	118.3	134.0	150.6	161.7	176.0	197.7	221.5	245.5	105
Pirocatecol, diacetato (1,2-fenileno,diacetato)	$C_{10}H_{10}O_4$	98.0	129.8	145.7	161.8	179.8	191.6	206.5	228.7	253.3	278.0	
Pirogalol	$C_6H_6O_3$	. . .	151.7	167.7	185.3	204.2	216.3	232.0	255.3	281.5	309.0	133
Pirotartárico, anhídrido	$C_5H_6O_3$	69.7	99.7	114.2	130.0	147.8	158.6	173.8	196.1	221.0	247.4	
Pirúvico, ácido	$C_3H_4O_3$	21.4	45.8	57.9	70.8	85.3	94.1	106.5	124.7	144.7	165.0	13.6
Propano	C_3H_8	—128.9	—115.4	—108.5	—100.9	—92.4	—87.0	—79.6	—68.4	—55.6	—42.1	—187.1
Propenilbenceno	C_9H_{10}	17.5	43.8	57.0	71.5	87.7	97.8	111.7	132.0	154.7	179.0	—30.1
Propil (*iso*)-β-naftilcetona (2-isobutironaftona)	$C_{14}H_{16}O$	133.2	165.4	181.0	197.7	215.6	227.0	242.3	264.0	288.2	313.0	
n-Propilamina	C_3H_9N	—64.4	—46.3	—37.2	—27.1	—16.0	—9.0	+0.5	15.0	31.5	48.5	—83
Propilbenceno	C_9H_{12}	6.3	31.3	43.4	56.8	71.6	81.1	94.0	113.5	135.7	159.2	—99.5
Propileno	C_3H_6	—131.9	—120.7	—112.1	—104.7	—96.5	—91.3	—84.1	—73.3	—60.9	—47.7	—185
Propileno, óxido	C_3H_6O	—75.0	—57.8	—49.0	—39.3	—28.4	—21.3	—12.0	+2.1	17.8	34.5	—112.1
Propilenglicol (1,2-propanodiol)	$C_3H_8O_2$	45.5	70.8	83.2	96.4	111.2	119.9	132.0	149.7	168.1	188.2	
4-Propilestireno, *iso*	$C_{11}H_{14}$	34.7	62.3	76.0	91.2	108.0	118.4	132.8	153.9	178.0	202.5	
2-Propilfenol, *iso*	$C_9H_{12}O$	56.6	83.8	97.0	111.7	127.5	137.7	150.3	170.1	192.6	214.5	15.5
3-Propilfenol, *iso*	$C_9H_{12}O$	62.0	90.3	104.1	119.8	136.2	146.6	160.2	182.0	205.0	228.0	26
4-Propilfenol, *iso*	$C_9H_{12}O$	67.0	94.7	108.0	123.4	139.8	149.7	163.3	184.0	206.1	228.2	61
n-Propílico, alcohol (1-propanol)	C_3H_8O	—15.0	+5.0	14.7	25.3	36.4	43.5	52.8	66.8	82.0	97.8	—127
Propílico, (iso) alcohol (2-propanol)	C_3H_8O	—26.1	—7.0	+2.4	12.7	23.8	30.5	39.5	52.0	67.8	82.5	—85.8
4,4'-Propilidenobisfenol, *iso*	$C_{15}H_{16}O_2$	193.0	224.2	240.8	255.5	273.0	282.9	297.0	317.5	339.0	360.5	
Propilmercaptán (1-Propanotiol)	C_3H_8S	—56.0	—36.3	—26.3	—15.4	—3.2	+4.6	15.3	31.5	49.2	67.4	—112
2, Propilnaftaleno, *iso*	$C_{13}H_{14}$	76.0	107.9	123.4	140.3	159.0	171.4	187.6	211.8	238.5	266.0	
n-Propilo, acetato	$C_5H_{10}O_2$	—26.7	—5.4	+5.0	16.0	28.8	37.0	47.8	64.0	82.0	101.8	—92.5
Propilo (*iso*), acetato	$C_5H_{10}O_2$	—38.3	—17.4	—7.2	+4.2	17.0	25.1	35.7	51.7	69.8	89.0	
Propilo, benzoato	$C_{10}H_{12}O_2$	54.6	83.8	98.0	114.3	131.8	143.3	157.4	180.1	205.2	231.0	—51.6
n-Propilo, bromuro (1-bromopropano)	C_3H_7Br	—55.0	—33.4	—23.3	—12.4	—0.3	+7.5	18.0	34.0	52.0	71.0	—109.9
Propilo, (*iso*), bromuro (2-bromopropano)	C_3H_7Br	—61.8	—42.5	—32.8	—22.0	—10.1	—2.5	+8.0	23.8	41.5	60.0	—89.0
n-Propilo, butirato	$C_7H_{14}O_2$	—1.6	+22.1	34.0	47.0	61.5	70.3	82.6	101.0	121.7	142.7	—95.2
Propilo, carbamato	$C_4H_9NO_2$	52.4	77.6	90.0	103.2	117.7	126.5	138.3	155.8	175.8	195.0	
Propilo (*iso*), cloroacetato	$C_5H_9ClO_2$	+3.8	28.1	40.2	53.9	68.7	78.0	90.3	108.8	128.0	148.6	
Propilo, cloroglioxilato	$C_5H_7ClO_3$	9.7	32.3	43.5	55.6	68.8	77.2	88.0	104.7	123.0	150.0	
n-Propilo, cloruro (1-cloropropano)	C_3H_7Cl	—68.3	—50.0	—41.0	—31.0	—19.5	—12.1	—2.5	+12.2	29.4	46.4	—122.8
Propilo (*iso*), cloruro (2-cloropropano)	C_3H_7Cl	—78.8	—61.1	—52.0	—42.0	—31.0	—23.5	—13.7	+1.3	18.1	36.5	—117
n-Propilo, formiato	$C_4H_8O_2$	—43.0	—22.7	—12.6	—1.7	+10.8	18.8	29.5	45.3	62.6	81.3	—92.9
Propilo (*iso*), formiato	$C_4H_8O_2$	—52.0	—32.7	—22.7	—12.1	—0.2	+7.5	17.8	33.6	50.5	68.3	
n-Propilo, n-isobutirato	$C_7H_{14}O_2$	—6.2	+16.8	28.3	40.6	54.3	63.0	73.9	91.8	112.0	133.9	
Propilo (*iso*), isobutirato	$C_7H_{14}O_2$	—16.3	+5.8	17.0	29.0	42.4	51.4	62.3	80.2	100.0	120.5	
Propilo, isovalerianato	$C_8H_{16}O_2$	+8.0	32.8	45.1	58.0	72.8	82.3	95.0	113.9	135.0	155.9	
n-Propilo, levulinato	$C_8H_{14}O_3$	59.7	86.3	99.9	114.0	130.1	140.6	154.0	175.6	198.0	221.2	
Propilo (*iso*), levulinato	$C_8H_{14}O_3$	48.0	74.5	88.0	102.4	118.1	127.8	141.8	161.6	185.2	208.2	
Propilo, propionato	$C_6H_{12}O_2$	—14.2	+8.0	19.4	31.6	45.0	53.8	65.2	82.7	102.0	122.4	—76
n-Propilo, yoduro (1-yodopropano)	C_3H_7I	—36.0	—13.5	—2.4	+10.0	23.6	32.1	43.8	61.8	81.8	102.5	—98.8
Propilo (*iso*), yoduro(2-yodopropano)	C_3H_7I	—43.3	—22.1	—11.7	0.0	+13.2	21.6	32.8	50.0	69.5	89.5	—90
Propiofenona	$C_9H_{10}O$	50.0	77.9	92.2	107.6	124.3	135.0	149.3	170.2	194.2	218.0	21
Propionamida	C_3H_7NO	65.0	91.0	105.0	119.0	134.8	144.3	156.0	174.2	194.0	213.0	79
Propiónico, ácido	$C_3H_6O_2$	4.6	28.0	39.7	52.0	65.8	74.1	85.8	102.5	122.0	141.1	—22
anhídrido	$C_6H_{10}O_3$	20.6	45.3	57.7	70.4	85.6	94.5	107.2	127.8	146.0	167.0	—45
Propionitrilo	C_3H_5N	—35.0	—13.6	—3.0	+8.8	22.0	30.1	41.4	58.2	77.7	97.1	—91.9
Pulegona	$C_{10}H_{16}O$	58.3	82.5	94.0	106.8	121.7	130.2	143.1	162.5	189.8	221.0	
Quinolina	C_9H_7N	59.7	89.6	103.8	119.8	136.7	148.1	163.2	186.2	212.3	237.7	—15
Quinolina, *iso*	C_9H_7N	63.5	92.7	107.8	123.7	141.6	152.0	167.6	190.0	214.5	240.5	24.6
Resorcinol	$C_6H_6O_2$	108.4	138.0	152.1	168.0	185.3	195.8	209.8	230.8	253.4	276.5	110.7
Safrol	$C_{10}H_{10}O_2$	63.8	93.0	107.6	123.0	140.1	150.3	165.1	186.2	210.0	233.0	11.2
Salicílico, ácido	$C_7H_6O_3$	113.7	136.0	146.2	156.8	172.2	182.0	193.4	210.0	230.5	256.0	159
aldehído	$C_7H_6O_2$	33.0	60.1	73.8	88.7	105.2	115.7	129.4	150.0	173.7	196.5	—7
Sebácico, ácido	$C_{10}H_{18}O_4$	183.0	215.7	232.0	250.0	268.2	279.8	294.5	315.2	332.8	352.3	134.5
Selenofeno	C_4H_4Se	—39.0	—16.0	—4.0	+9.1	24.1	33.8	47.0	66.7	89.8	114.3	
Subérico, ácido	$C_8H_{14}O_4$	172.8	205.5	219.5	238.2	254.6	265.4	279.8	300.5	322.8	345.5	142
Succinamida	$C_4H_8NO_2$	115.0	143.2	157.0	174.0	192.0	203.0	217.4	240.0	263.5	287.5	125.5
		82.0	113.0	128.2	145.5	163.0	174.0	189.0	212.0	237.0	261.0	119.6

n-Propilo, yoduro (1-yodopropano)	C_3H_7I	—56.0	—15.5	—2.4	+10.0	23.6	32.1	43.8	61.8	81.8	102.5	—98.8
Propilo (*iso*), yoduro(2-yodopropano)	C_3H_7I	—45.3	—22.1	—11.7	0.0	+15.2	21.6	32.8	50.0	69.5	89.5	—90
Propiofenona	$C_9H_{10}O$	50.0	77.9	92.2	107.6	124.3	135.0	149.3	170.2	194.2	218.0	21
Propionamida	C_3H_7NO	65.0	93.0	105.0	119.0	134.8	144.3	156.0	174.2	194.0	213.0	79
Propiónico, ácido	$C_3H_6O_2$	4.6	28.0	39.7	52.0	65.8	74.1	85.8	102.5	122.0	141.1	—22
anhídrido	$C_6H_{10}O_3$	20.6	45.3	57.7	70.4	85.6	94.5	107.2	127.8	146.0	167.0	—45
Propionitrilo	C_3H_5N	—35.0	—13.6	—3.0	+8.8	22.0	30.1	41.4	58.2	77.7	97.1	—91.9
Pulegona	$C_{10}H_{16}O$	58.3	82.5	94.0	106.8	121.7	130.2	143.1	162.5	189.8	221.0	
Quinolina	C_9H_7N	59.7	89.6	103.8	119.8	136.7	148.1	163.2	186.2	212.3	237.7	—15

Quinolina, *iso*	C_9H_7N	63.5	92.7	107.8	123.7	141.6	152.0	167.6	190.0	214.5	240.5	24.6
Resorcinol	$C_6H_6O_2$	108.4	138.0	152.1	168.0	185.3	195.8	209.8	230.8	253.4	276.5	110.7
Safrol	$C_{10}H_{10}O_2$	63.8	93.0	107.6	123.0	140.1	150.3	165.1	186.2	210.0	233.0	11.2
Salicílico, ácido	$C_7H_6O_3$	113.7	136.0	146.2	156.8	172.2	182.0	195.4	210.0	230.5	256.0	159
aldehído	$C_7H_6O_2$	33.0	60.1	73.8	88.7	105.2	115.7	129.4	150.0	175.7	196.5	—7
Sebácico, ácido	$C_{10}H_{18}O_4$	183.0	215.7	232.0	250.0	268.2	279.8	294.5	313.2	332.8	352.3	134.5
Selenofeno	C_4H_4Se	—39.0	—16.0	—4.0	+9.1	24.1	33.8	47.0	66.7	89.8	114.3	
Subérico, ácido	$C_8H_{14}O_4$	172.8	205.5	219.5	238.2	254.6	265.4	279.8	300.5	322.8	345.5	142
Succinamida	$C_4H_8NO_2$	115.0	143.2	157.0	174.0	192.0	203.0	217.4	240.0	263.5	287.5	125.5
Succínico, anhídrido	$C_4H_4O_3$	92.0	115.0	128.2	145.3	163.0	174.0	189.0	212.0	237.0	261.0	119.6
Succinilo, cloruro	$C_4H_4Cl_2O_2$	39.0	65.0	78.0	91.8	107.5	117.2	130.0	149.3	170.0	192.5	17
Terpenolina	$C_{10}H_{16}$	32.3	58.0	70.6	84.8	100.0	109.8	122.7	142.0	163.5	185.0	
α-Terpineol	$C_{10}H_{18}O$	52.8	80.4	94.3	109.8	126.0	136.3	150.1	171.2	194.3	217.5	35
1,1,1,2-Tetrabromoetano	$C_2H_2Br_4$	58.0	83.3	95.7	108.5	123.2	132.0	144.0	161.5	181.0	200.0	
1,1,2,2-Tetrabromoetano	$C_2H_2Br_4$	65.0	95.5	110.0	126.0	144.0	155.1	170.0	192.5	217.5	243.5	
Tetracosano	$C_{24}H_{50}$	183.8	219.6	237.6	255.3	276.3	288.4	305.2	330.5	358.0	386.4	51.1
1,1,2,2-Tetracloro-1,2-difluoroetano	$C_2Cl_4F_2$	—37.5	—16.0	—5.0	+6.7	19.8	28.1	38.6	55.0	73.1	92.0	26.5
1,2,3,5-Tetracloro-4-etilbenceno	$C_8H_6Cl_4$	77.0	110.0	125.0	143.7	162.1	175.0	191.6	215.3	243.0	270.0	
3,4,5,6-Tetracloro-1,2-xileno	$C_8H_6Cl_4$	94.4	125.0	140.3	156.0	174.2	185.8	200.5	223.0	248.3	273.5	
1,2,3,4-Tetraclorobenceno	$C_6H_2Cl_4$	68.5	99.6	114.7	131.2	149.2	160.0	175.7	198.0	225.5	254.0	46.5
1,2,3,5-Tetraclorobenceno	$C_6H_2Cl_4$	58.2	89.0	104.1	121.6	140.0	152.0	168.0	193.7	220.0	246.0	54.5
1,2,4,5-Tetraclorobenceno	$C_6H_2Cl_4$	.....	.....	.....	.....	146.0	157.7	173.5	196.0	220.5	245.0	139
1,1,1,2-Tetracloroetano	$C_2H_2Cl_4$	—16.5	+7.4	19.3	32.1	46.7	56.0	68.0	87.2	108.2	130.5	—68.7
1,1,2,2-Tetracloroetano	$C_2H_2Cl_4$	—3.8	+20.7	33.0	46.2	60.8	70.0	83.2	102.2	124.0	145.9	—36
Tetracloroetileno	C_2Cl_4	—20.6	+2.4	13.8	26.3	40.1	49.2	61.3	79.8	100.0	120.8	—19.0
2,3,4,6-Tetraclorofenol	$C_6H_2Cl_4O$	100.0	130.3	145.3	161.0	179.1	190.0	205.2	227.2	250.4	275.0	69.5
Tetradecano	$C_{14}H_{30}$	76.4	106.0	120.7	135.6	152.7	164.0	178.5	201.8	226.8	242.5	5.5
Tetradecilamina	$C_{14}H_{31}N$	102.6	135.8	152.0	170.0	189.0	200.2	215.7	239.8	264.6	291.2	
Tetradeciltrimetilsilano	$C_{17}H_{38}Si$	120.0	150.7	166.2	183.5	201.5	213.3	227.8	250.0	275.0	300.0	
1,2,3,4-Tetraetilbenceno	$C_{14}H_{22}$	65.7	96.2	111.6	127.7	145.8	156.7	172.4	196.0	221.4	248.0	11.6
Tetraetoxsilan	$C_8H_{20}O_4$	153.9	183.7	197.1	212.3	228.0	237.8	250.0	268.4	288.0	307.8	
Tetraetilenglicol, clorhidrina	$C_8H_{17}ClO_4$	110.1	141.8	156.1	172.6	190.0	200.5	214.7	236.5	258.2	281.5	
Tetraetilplomo	$C_8H_{20}Pb$	38.4	63.6	74.8	88.0	102.4	111.7	123.8	142.0	161.8	183.0	—136
Tetraetilsilano	$C_8H_{20}Si$	—1.0	+23.9	36.3	50.0	65.3	74.8	88.0	108.0	130.2	153.0	
Tetraetoxsilan	$C_8H_{20}O_4Si$	16.0	40.3	52.6	65.8	81.1	90.7	105.6	123.5	146.2	168.5	
Tetraisobutileno	$C_{16}H_{32}$	63.8	93.7	108.5	124.5	142.2	152.6	167.5	190.0	214.6	240.0	
Tetralina	$C_{10}H_{12}$	38.0	65.3	79.0	93.8	110.4	121.3	135.3	157.2	181.8	207.2	—31.0
1,2,3,4-Tetrametilbenceno	$C_{10}H_{14}$	42.6	68.7	81.8	95.8	111.5	121.8	135.7	155.7	180.0	204.4	—6.2
1,2,3,5-Tetrametilbenceno	$C_{10}H_{14}$	40.6	65.8	77.8	91.0	105.6	115.4	128.3	149.9	173.7	197.9	—24.0
1,2,4,5-Tetrametilbenceno	$C_{10}H_{14}$	45.0	65.0	74.6	88.0	104.2	114.8	128.1	149.5	172.1	195.9	79.5
2,2,3,3-Tetrametilbutano	C_8H_{18}	—17.4	+3.2	13.5	24.6	36.8	44.5	54.8	70.2	87.4	106.3	—102.2
Tetrametileno, dibromuro (1,4-dibromobutano)	$C_4H_8Br_2$	32.0	58.8	72.4	87.6	104.0	115.1	128.7	149.8	173.8	197.5	—20
Tetrametilestaño	$C_4H_{12}Sn$	—51.3	—31.0	—20.6	—9.3	+3.5	11.7	22.8	39.8	58.5	78.0	
Tetrametilplomo	$C_4H_{12}Pb$	—29.0	—6.8	+4.4	16.6	30.3	39.2	50.8	68.8	89.0	110.0	—27.5
Tetrapropilenglicol-monoisopropílico, éter	$C_{18}H_{38}O_5$	116.6	147.8	163.0	179.8	197.7	209.0	223.3	245.0	268.3	292.7	
Tiglico, ácido	$C_5H_8O_2$	52.0	77.8	90.2	103.8	119.0	127.8	140.5	158.0	179.2	198.5	64.5
aldehído	C_5H_8O	—25.0	—1.6	+10.0	23.2	37.0	45.8	57.7	75.4	95.5	116.4	
Tiglonitrilo	C_5H_7N	—25.5	—2.4	+9.2	22.1	36.7	46.0	58.2	77.8	99.7	122.0	
Timol	$C_{10}H_{14}O$	64.3	92.8	107.4	122.6	139.8	149.8	164.1	185.5	209.2	231.8	51.5
Tioacético, ácido (ácido mercaptoacético)	$C_2H_4O_2S$	60.0	87.7	101.5	115.8	131.8	142.0	154.0	.....	.....	.....	—16.5
Tiodiglicol (2,2'-tiodietanol)	$C_4H_{10}O_2S$	42.0	96.0	128.0	165.0	210.0	240.5	285				
Tiofeno	C_4H_4S	—40.7	—20.8	—10.9	0.0	+12.5	20.1	30.5	46.5	64.7	84.4	—38.3
Tiofenol (bencenotiol)	C_6H_6S	18.6	43.7	56.0	69.7	84.2	93.9	106.6	125.8	146.7	168.0	
4-Tolilhidracina	$C_7H_{10}N_2$	82.4	110.0	123.8	138.6	154.1	165.0	178.0	198.0	219.5	242.0	65.5
2-Tolilo, isocianuro	C_8H_7N	25.2	51.0	64.0	78.2	94.0	104.0	117.7	137.8	159.9	183.5	
Tolueno	C_7H_8	—26.7	—4.4	+6.4	18.4	31.8	40.3	51.9	69.5	89.5	110.6	—95.0
Tolueno-2,4-diamina	$C_7H_{10}N_2$	106.5	137.2	151.7	167.9	185.7	196.2	211.5	232.8	256.0	280.0	99
2-Tolúico, nitrilo (2-tolunitrilo)	C_8H_7N	36.7	64.0	77.9	93.0	110.0	120.8	135.0	156.0	180.0	205.2	—13
4-Tolúico, nitrilo (4-tolunitrilo)	C_8H_7N	42.5	71.3	85.8	101.7	109.5	130.0	145.2	167.3	193.0	217.6	29.5
2-Toluidina	C_7H_9N	44.0	69.3	81.4	95.1	110.0	119.8	133.0	153.0	176.2	199.7	—16.3
3-Toluidina	C_7H_9N	41.0	68.0	82.0	96.7	113.5	123.8	136.7	157.6	180.6	203.3	—31.5
4-Toluidina	C_7H_9N	42.0	68.2	81.8	95.8	111.5	121.5	133.7	154.0	176.9	200.4	44.5
Tribromoacetaldehído	C_2HBr_3O	18.5	45.0	58.0	72.1	87.8	97.5	110.2	130.0	151.6	174.0	
1,1,2-Tribromobutano	$C_4H_7Br_3$	45.0	73.5	87.8	103.2	120.2	131.6	146.0	167.8	192.0	216.2	
1,2,2-Tribromobutano	$C_4H_7Br_3$	41.0	69.0	83.2	98.6	116.0	127.0	141.8	163.5	188.0	213.8	
2,2,3-Tribromobutano	$C_4H_7Br_3$	38.2	66.0	79.8	94.6	111.8	122.2	136.3	157.8	182.2	206.5	
1,1,2-Tribromoetano	$C_2H_3Br_3$	32.6	58.0	70.6	84.2	100.0	110.0	123.5	143.5	165.4	188.4	—26
1,2,3-Tribromopropano	$C_3H_5Br_3$	47.5	75.8	90.0	105.8	122.8	134.0	148.0	170.0	195.0	220.0	16.5
Tri-2-clorofenilo, tiofosfato	$C_{18}H_{12}Cl_3O_3PS$	188.2	217.2	231.2	246.7	261.7	271.5	283.8	302.8	322.0	341.3	
2,4,6-Tri-ter-butilfenol	$C_{18}H_{30}O$	95.2	126.1	142.0	158.0	177.4	188.0	203.0	226.2	250.6	276.3	
1,1,2-Tricloro-1,2,2-trifluoroetano	$C_2Cl_3F_3$	—68.0	—49.4	—40.3	—30.0	—18.5	—11.2	—1.7	+13.5	30.2	47.6	—35
Tricloroacético, ácido	$C_2HCl_3O_2$	51.0	76.0	88.2	101.8	116.3	125.9	137.8	155.4	175.2	195.6	57

TABLA 3-8 Presiones de vapor de compuestos orgánicos, hasta 1 atm. *(Continuación)*

Compuesto		Presión, mm de Hg										Punto de fusión, °C
Nombre	Fórmula	1	5	10	20	40	60	100	200	400	760	
		Temperatura, °C										
Tricloroacético, anhídrido	$C_4Cl_6O_3$	56.2	85.3	99.6	114.3	131.2	141.8	155.2	176.2	199.8	223.0	
Tricloroacetilo, bromuro	C_2BrCl_3O	—7.4	+16.7	29.3	42.1	57.2	66.7	79.5	98.4	120.2	143.0	
2,4,6-Tricloroanilina	$C_6H_4Cl_3N$	134.0	157.8	170.0	182.6	195.8	204.5	214.6	229.8	246.4	262.0	78
1,2,3-Triclorobenceno	$C_6H_3Cl_3$	40.0	70.0	85.6	101.8	119.8	131.5	146.0	168.2	193.5	218.5	52.5
1,2,4-Triclorobenceno	$C_6H_3Cl_3$	38.4	67.3	81.7	97.2	114.8	125.7	140.0	162.0	187.7	213.0	17
1,3,5-Triclorobenceno	$C_6H_3Cl_3$	.....	63.8	78.0	93.7	110.8	121.8	136.0	157.7	183.0	208.4	63.5
1,2,3-Triclorobutano	$C_4H_7Cl_3$	+0.5	27.2	40.0	55.0	71.5	82.0	96.2	118.0	143.0	169.0	
1,1,1-Tricloroetano	$C_2H_3Cl_3$	—52.0	—32.0	—21.9	—10.8	+1.6	9.5	20.0	36.2	54.6	74.1	—30.6
1,1,2-Tricloroetano	$C_2H_3Cl_3$	—24.0	—2.0	+8.3	21.6	35.2	44.0	55.7	73.3	93.0	113.9	—36.7
Tricloroetileno	C_2HCl_3	—43.8	—22.8	—12.4	—1.0	+11.9	20.0	31.4	48.0	67.0	86.7	—73
2,4,5-Triclorofenol	$C_6H_3Cl_3O$	72.0	102.1	117.3	134.0	151.5	162.5	178.0	201.5	226.5	251.8	62
2,4,6-Triclorofenol	$C_6H_3Cl_3O$	76.5	105.9	120.2	135.8	152.2	163.5	177.8	199.0	222.5	246.0	68.5
Triclorofluorometano	CCl_3F	—84.3	—67.6	—59.0	—49.7	—39.0	—32.3	—23.0	—9.1	+6.8	23.7	
1,1,1-Tricloropropano	$C_3H_5Cl_3$	—28.8	—7.0	+4.2	16.2	29.9	38.3	50.0	67.7	87.5	108.2	—77.7
1,2,3-Tricloropropano	$C_3H_5Cl_3$	+9.0	33.7	46.0	59.3	74.0	83.6	96.1	115.6	137.0	158.0	—14.7
Tricosano	$C_{23}H_{48}$	170.0	206.3	223.0	242.0	261.3	273.8	289.8	313.5	339.8	366.5	47.7
Tridecano	$C_{13}H_{28}$	59.4	98.3	104.0	120.2	137.7	148.2	162.5	185.0	209.4	234.0	—6.2
Tridecanoico, ácido	$C_{13}H_{26}O_2$	137.8	166.3	181.0	195.8	212.4	222.0	236.0	255.2	276.5	299.0	41
1,2,4-Trietilbenceno	$C_{12}H_{18}$	46.0	74.2	88.5	104.0	121.7	132.2	146.8	168.3	193.7	218.0	
1,3,4-Trietilbenceno	$C_{12}H_{18}$	47.9	76.0	90.2	105.8	122.6	133.4	147.7	168.3	193.2	217.5	
Trietilborina	$C_6H_{15}B$	.....	.....	—148.0	—140.6	—131.4	—125.2	—116.0	—101.0	—81.0	—56.2	
Trietilenglicol	$C_6H_{14}O_4$	114.0	144.0	158.1	174.0	191.3	201.5	214.6	235.2	256.6	278.3	
Trietilheptilsilano	$C_{13}H_{30}Si$	70.0	99.8	114.6	130.3	148.0	158.2	174.0	196.0	221.0	247.0	
Trietilo, canforonato	$C_{15}H_{20}O_4$	.....	150.2	166.0	183.6	201.8	213.5	228.6	250.8	276.0	301.0	135
citrato	$C_{12}H_{20}O_7$	107.0	138.7	144.0	171.1	190.4	202.5	217.8	242.2	267.5	294.0	
fosfato	$C_6H_{15}O_4P$	39.6	67.8	82.1	97.8	115.7	126.3	141.6	163.7	187.0	211.0	
ortoformiato	$C_7H_{17}O_3$	+5.5	29.2	40.5	53.4	67.5	76.0	88.0	106.0	125.7	146.0	
Trietiloctilsilano	$C_{14}H_{32}Si$	73.7	104.8	120.6	137.7	155.7	168.0	184.3	208.0	235.0	262.0	
Trietiltalio	$C_6H_{15}Tl$	+9.3	37.6	51.7	67.7	85.4	95.7	112.1	136.0	163.5	192.1	—63.0
Trietoxifenilsilano	$C_{12}H_{20}O_3Si$	71.0	98.8	112.6	127.2	143.5	153.2	167.5	188.0	210.5	233.5	
Trietoximetilsilano	$C_7H_{18}O_3Si$	—1.5	+22.8	34.6	47.2	61.7	70.4	82.7	101.0	121.8	143.5	
Trifenilo, fosfato	$C_{18}H_{15}O_4P$	193.5	230.4	249.8	269.7	290.3	305.2	322.5	349.8	379.2	413.5	49.4
Trifenilmetano	$C_{19}H_{16}$	169.7	188.4	197.0	206.8	215.5	221.2	228.4	239.7	249.8	259.2	93.4
Trifluorofenilsilano	$C_6H_5F_3Si$	—31.0	—9.7	+0.8	12.3	25.4	33.2	44.2	60.1	78.7	98.3	
Triisobutilamina	$C_{12}H_{27}N$	32.3	57.4	69.8	83.0	97.8	107.3	119.7	138.0	157.8	179.0	—22
Triisobutileno	$C_{12}H_{24}$	18.0	44.0	56.5	70.0	86.7	96.7	110.0	130.2	153.0	179.0	
Trimetalilo, fosfato	$C_{15}H_{21}PO_4$	93.7	131.0	149.8	169.8	192.0	207.0	225.7	255.0	288.5	324.0	
1,2,4-Trimetil-5-etilbenceno	$C_{11}H_{16}$	43.7	71.2	84.6	99.7	106.0	126.3	140.3	160.3	184.5	208.1	
1,3,5-Trimetil-2-etilbenceno	$C_{11}H_{16}$	38.8	67.0	80.5	96.0	113.2	123.8	137.9	158.4	183.5	208.0	
2,2,4-Trimetil-3-pentanona	$C_8H_{16}O$	14.7	36.0	46.4	57.6	69.8	77.3	87.6	102.2	118.4	135.0	
2,3,5-Trimetilacetofenona	$C_{13}H_{16}O$	79.0	108.0	122.3	137.5	154.2	165.7	179.7	201.3	224.3	247.5	
Trimetilamina	C_3H_9N	—97.1	—81.7	—73.8	—65.0	—55.2	—48.8	—40.3	—27.0	—12.5	+2.9	—117.1
2,4,5-Trimetilanilina	$C_9H_{13}N$	68.4	95.9	109.0	123.7	139.8	149.5	162.0	182.3	203.7	234.5	67
1,2,3-Trimetilbenceno	C_9H_{12}	16.8	42.9	55.9	69.9	85.4	95.3	108.8	129.0	152.0	176.1	—25.5
1,2,4-Trimetilbenceno	C_9H_{12}	13.6	38.3	50.7	64.5	79.8	89.5	102.8	122.7	145.4	169.2	—44.1
1,3,5-Trimetilbenceno	C_9H_{12}	9.6	34.7	47.4	61.0	76.1	85.8	98.9	118.6	141.0	164.7	—44.8
2,2,3-Trimetilbutano	C_7H_{16}	.....	.....	—18.8	—7.5	+5.2	13.3	24.4	41.2	60.4	80.9	—25.0
Trimetilenglicol (1,3-propanodiol)	$C_3H_8O_2$	59.4	87.2	100.6	115.5	131.0	141.1	153.4	172.8	193.8	214.2	
2,4,5-Trimetilestireno	$C_{11}H_{14}$	48.1	77.0	91.6	107.1	124.2	135.5	149.8	171.8	196.1	221.2	
2,4,6-Trimetilestireno	$C_{11}H_{14}$	37.5	65.7	79.7	94.8	111.8	122.3	136.8	157.8	182.3	207.0	
Trimetilo, fosfato	$C_3H_9O_4P$	26.0	53.7	67.8	83.0	100.0	110.0	124.0	145.0	167.8	192.7	
Trimetilo, citrato	$C_9H_{11}O_7$	106.2	146.2	160.4	177.2	194.2	205.5	219.6	241.3	264.2	287.0	78.5
2,2,3-Trimetilpentano	C_8H_{18}	—29.0	—7.1	+3.9	16.0	29.5	38.1	49.9	67.8	88.2	109.8	—112.3
2,2,4-Trimetilpentano	C_8H_{18}	—36.5	—15.0	—4.3	+7.5	20.7	29.1	40.7	58.1	78.0	99.2	—107.3
2,3,3-Trimetilpentano	C_8H_{18}	—25.8	—3.9	+6.9	19.2	33.0	41.8	53.8	72.0	92.7	114.8	—101.5
2,3,4-Trimetilpentano	C_8H_{18}	—26.3	—4.1	+7.1	19.3	32.9	41.6	53.4	71.3	91.8	113.5	—109.2
Trimetilsuccínico, anhídrido	$C_7H_8O_3$	53.5	82.6	97.4	113.8	131.0	142.2	156.5	179.8	205.5	231.0	
Tripropilenglicol	$C_9H_{20}O_4$	96.0	125.7	140.5	155.8	173.7	184.6	199.0	220.2	244.3	267.2	
Tripropilenglicol-monobutílico, éter	$C_{13}H_{28}O_4$	101.5	131.6	147.0	161.8	179.8	190.2	204.4	224.4	247.0	269.5	
Tripropilenglicol-monoisopropílico, éter	$C_{12}H_{26}O_4$	82.4	112.4	127.3	143.7	161.4	173.2	187.8	209.7	232.8	256.6	
Trifolilo, fosfato	$C_{21}H_{21}O_4P$	154.6	184.2	198.0	213.2	229.7	239.8	252.2	271.8	292.7	313.0	
α-Tuyona	$C_{10}H_{16}O$	38.3	65.7	79.3	93.7	110.0	120.2	134.0	154.2	177.8	201.0	
Undecan-2-ol	$C_{11}H_{24}O$	71.1	99.0	112.8	127.5	143.7	153.7	167.2	187.7	209.8	232.0	
Undecano	$C_{11}H_{24}$	32.7	59.7	73.9	85.6	104.4	115.2	128.1	149.3	171.9	195.8	—25.6
Undecanoico, ácido	$C_{11}H_{22}O_2$	101.4	133.1	149.0	166.0	185.6	197.2	212.5	237.8	262.8	290.0	29.5
10-Undecenoico, ácido	$C_{11}H_{20}O_2$	114.0	142.8	156.3	172.0	188.7	199.5	213.5	232.8	254.0	275.0	24.5
Vainillina	$C_8H_8O_3$	107.0	138.4	154.0	170.5	188.7	199.8	214.5	237.3	260.0	285.0	81.5
n-Valeriánico, ácido	$C_5H_{10}O_2$	42.2	67.7	79.8	93.1	107.8	116.6	128.3	146.0	165.0	184.4	—34.5
Valeriánico, *iso* ácido	$C_5H_{10}O_2$	34.5	59.6	71.3	84.0	98.0	107.3	118.9	136.2	155.2	175.1	—37.6
Valerofenona (iso)	$C_{11}H_{14}O$	58.3	87.0	101.4	116.8	133.8	144.6	158.0	180.1	204.2	228.0	
		.....	.....	.....	.....	101.8	122.4	136.5	157.7	182.3	207.5	

2,2,3-Trimetilpentano	C_8H_{18}	—36.5	—15.0	—4.3	+7.5	20.7	29.1	40.7	58.1	78.0	99.2	—107.3
2,2,4-Trimetilpentano	C_8H_{18}	—25.8	—3.9	+6.9	19.2	33.0	41.8	53.8	72.0	92.7	114.8	—101.5
2,3,3-Trimetilpentano	C_8H_{18}	—26.3	—4.1	+7.1	19.3	32.9	41.6	53.4	71.3	91.8	113.5	—109.2
2,3,4-Trimetilpentano	C_8H_{18}	53.5	82.6	97.4	113.8	131.0	142.2	156.5	179.8	205.5	231.0	
Trimetilsuccínico, anhídrido	$C_7H_{10}O_3$	96.0	125.7	140.5	155.8	173.7	184.6	199.0	220.2	244.3	267.2	
Tripropilenglicol	$C_9H_{20}O_4$	101.5	131.6	147.0	161.8	179.8	190.2	204.4	224.4	247.0	269.5	
Tripropilenglicol-monobutílico, éter	$C_{13}H_{28}O_4$	82.4	112.4	127.3	143.7	161.4	173.2	187.8	209.7	232.8	256.6	
Tripropilenglicol-monoisopropílico, éter	$C_{12}H_{26}O_4$	154.6	184.2	198.0	213.2	229.7	239.8	252.2	271.8	292.7	313.0	
Tritolilo, fosfato	$C_{21}H_{21}O_4P$	38.3	65.7	79.3	93.7	110.0	120.2	134.0	154.2	177.8	201.0	
α-Tuyona	$C_{10}H_{16}O$											

Undecan-2-ol	$C_{11}H_{24}O$	71.1	99.0	112.8	127.5	143.7	153.7	167.2	187.7	209.8	232.0	
Undecano	$C_{11}H_{24}$	32.7	59.7	73.9	85.6	104.4	115.2	128.1	149.3	171.9	195.8	—25.6
Undecanoico, ácido	$C_{11}H_{22}O_2$	101.4	133.1	149.0	166.0	185.6	197.2	212.5	237.8	262.8	290.0	29.5
10-Undecenoico, ácido	$C_{11}H_{20}O_2$	114.0	142.8	156.3	172.0	188.7	199.5	213.5	232.8	254.0	275.0	24.5
Vainillina	$C_8H_8O_3$	107.0	138.4	154.0	170.5	188.7	199.8	214.5	237.3	260.0	285.0	81.5
n-Valeriánico, ácido	$C_5H_{10}O_2$	42.2	67.7	79.8	93.1	107.8	116.6	128.3	146.0	165.0	184.4	—34.5
Valeriánico, *iso* ácido	$C_5H_{10}O_2$	34.5	59.6	71.3	84.0	98.0	107.3	118.9	136.2	155.2	175.1	—37.6
Valerofenona *(iso)*	$C_{11}H_{14}O$	58.3	87.0	101.4	116.8	133.8	144.6	158.0	180.1	204.2	228.0	
γ-Valerolactona	$C_5H_8O_2$	37.5	65.8	79.8	95.2	101.9	122.4	136.5	157.7	182.3	207.5	
Valeronitrilo	C_5H_9N	—6.0	+18.1	30.0	43.3	57.8	66.9	78.6	97.7	118.7	140.8	
2-Vinilanisol	$C_9H_{10}O$	41.9	68.0	81.0	94.7	110.0	119.8	132.3	151.0	172.1	194.0	
3-Vinilanisol	$C_9H_{10}O$	43.4	69.9	83.0	97.2	112.5	122.3	135.3	154.0	175.8	197.5	
4-Vinilanisol	$C_9H_{10}O$	45.2	72.0	85.7	100.0	116.0	126.1	139.7	159.0	182.0	204.5	
4-Vinilfenetol	$C_{10}H_{12}O$	64.0	91.7	105.6	120.3	136.3	146.4	159.8	180.0	202.8	225.0	
Vinilideno, cloruro (1,1-dicloroeteno)	$C_2H_2Cl_2$	—77.2	—60.0	—51.2	—41.7	—31.1	—24.0	—15.0	—1.0	+14.8	31.7	—122.5
Vinilo, acetato	$C_4H_6O_2$	—48.0	—28.0	—18.0	—7.0	+5.3	13.0	23.3	38.4	55.5	72.5	
cianuro (acrilonitrilo)	C_3H_3N	—51.0	—30.7	—20.3	—9.0	+3.8	11.8	22.8	38.7	58.3	78.5	—82
cloruro (1-cloroetileno)	C_2H_3Cl	—105.6	—90.8	—83.7	—75.7	—66.8	—61.1	—53.2	—41.3	—28.0	—13.8	—153.7
fluoruro (1-fluoroetileno)	C_2H_3F	—149.3	—138.0	—132.2	—125.4	—118.0	—113.0	—106.2	—95.4	—84.0	—72.2	—160.5
2-Xenilo, diclorofosfato	$C_8H_9Cl_2PO$	138.2	171.1	187.0	205.0	223.8	236.0	251.5	275.3	301.5	328.5	
3-Xileno *(m-xileno)*	C_8H_{10}	—6.9	+16.8	28.3	41.1	55.3	64.4	76.8	95.5	116.7	139.1	—47.9
2-Xileno *(o-xileno)*	C_8H_{10}	—3.8	+20.2	32.1	45.1	59.5	68.8	81.3	100.2	121.7	144.4	—25.2
4-Xileno *(p-xileno)*	C_8H_{10}	—8.1	+15.5	27.3	40.1	54.4	63.5	75.9	94.6	115.9	138.3	+13.3
2,4-Xílico, aldehído	$C_9H_{10}O$	59.0	85.9	99.0	114.0	129.7	139.8	152.2	172.3	194.1	215.5	75
2,4-Xilidina	$C_8H_{11}N$	52.6	79.8	93.0	107.6	123.8	133.7	146.8	166.4	188.3	211.5	
2,6-Xilidina	$C_8H_{11}N$	44.0	72.6	87.0	102.7	120.2	131.5	146.0	168.0	193.7	217.9	
Yodobenceno	C_6H_5I	24.1	50.6	64.0	78.3	94.4	105.0	118.3	139.8	163.9	188.6	—28.5
Yodononano	$C_9H_{19}I$	70.0	96.2	109.0	123.0	138.1	147.7	159.8	179.0	199.3	219.5	
2-Yodotolueno	C_7H_7I	37.2	65.9	79.8	95.6	112.4	123.8	138.1	160.0	185.7	211.0	
α-Yonona	$C_{13}H_{20}O$	79.5	108.8	123.0	139.0	155.6	166.3	181.2	202.5	225.2	250.0	

TABLA 3-9 Presiones de vapor de compuestos orgánicos, por encima de 1 atm.*

Compuesto		Presión, atm.									Punto crítico	
Nombre	Fórmula	1	2	5	10	20	30	40	50	60		
		Temperatura, °C									t_c, °C	P_c, atm.
Acético, ácido	$C_2H_4O_2$	118.1	143.5	180.3	214.0	252.0	276.5	297.0	312.5	.....	321.6	57.2
anhídrido	$C_4H_6O_3$	139.6	162.0	194.0	221.5	253.0	272.8	288.5	.....	.....	296	46
Acetileno	C_2H_2	—84.0	—71.6	—50.2	—32.7	—10.0	+4.8	16.8	26.8	34.8	36.0	62.0
Acetona	C_3H_6O	56.5	78.6	113.0	144.5	181.0	205.0	214.5	.....	.....	235.0	47.0
Aleno (propadieno)	C_3H_4	—35.0	—18.4	+8.0	33.2	64.5	85.5	103.5	118.0	.....	120.7	51.8
Anilina	C_6H_7N	184.4	212.8	254.8	292.7	342.0	375.5	400.0	422.4	.....	426	52.4
Benceno	C_6H_6	80.1	103.8	142.5	178.8	221.5	249.5	272.3	290.3	.....	290.5	50.1
Bromobenceno	C_6H_5Br	156.2	186.2	232.5	274.5	327.0	359.8	387.5	.....	.....	397	44.6
1,3-Butadieno	C_4H_6	—4.5	+15.3	47.0	76.0	114.0	139.8	158.0	.....	.....	161.8	42.6
n-Butano	C_4H_{10}	—0.5	+18.8	50.0	79.5	116.0	140.6	.....	.....	.....	152.8	36.0
Butano, *iso* (2-metilpropano)	C_4H_{10}	—11.7	+7.5	39.0	66.8	99.5	120.5	.....	.....	.....	134.0	37.0
Butílico (*iso*), alcohol (2-metilpropanol-1)	$C_4H_{10}O$	108.0	127.3	156.2	182.0	212.5	232.0	251.0	.....	.....	265	48
n-Butílico, alcohol (1-butanol)	$C_4H_{10}O$	117.5	139.8	172.5	203.0	237.0	259.0	277.0	.....	.....	287	48.4
Butílico (*sec*), alcohol (2-butanol)	$C_4H_{10}O$	99.5	118.2	147.5	172.0	204.0	230.0	251.0	.....	.....	265	48
Butílico (*ter*), alcohol (trimetilcarbinol)	$C_4H_{10}O$	82.9	102.0	130.0	154.2	184.5	207.0	222.5	.....	.....	235	49
Butilo (*iso*), formiato	$C_5H_{10}O_2$	98.2	121.8	157.8	192.4	234.0	261.0	.....	.....	.....	278.0	38.0
Butírico, ácido	$C_4H_8O_2$	163.5	188.3	225.0	257.0	295.0	319.0	338.0	352.0	.....	355	52.0
Butírico (*iso*), ácido	$C_4H_8O_2$	154.5	179.8	217.0	250.0	289.0	315.0	336.0	.....	.....	336	40.0
Carbono, dióxido (anhídrido carbónico)	CO_2	—78.2	—69.1	—56.7	—39.5	—18.9	—5.3	+5.9	14.9	22.4	31.1	73.0
disulfuro (sulfuro de carbono)	CS_2	46.5	69.1	104.8	136.3	175.5	201.5	222.8	240.0	256.0	273.0	72.9
monóxido (óxido de carbono)	CO	—191.3	—183.5	—170.7	—161.0	—149.7	—141.9	.....	.....	.....	—138.7	34.6
tetracloruro	CCl_4	76.7	102.0	141.7	178.0	222.0	251.2	276.0	.....	.....	283.1	45.0
Cianhídrico, ácido (cianuro de hidrógeno)	CHN	25.9	45.8	75.8	102.7	135.0	153.8	169.9	183.5	.....	183.5	50.0
Cianógeno	C_2N_2	—21.0	—4.4	+21.4	44.6	72.6	91.6	106.5	118.2	.....	126.6	58.2
Ciclohexano	C_6H_{12}	80.7	106.0	146.4	184.0	228.4	257.5	.....	.....	.....	279.9	39.8
Clorobenceno	C_6H_5Cl	132.2	160.2	205.0	245.3	292.8	324.4	349.8	.....	.....	359.2	44.6
Clorodifluorometano	$CHClF_2$	—40.8	—24.7	+0.3	24.0	52.0	70.3	85.3	.....	.....	96	48.7
Cloroformo (triclorometano)	$CHCl_3$	61.3	83.9	120.0	152.3	191.8	216.5	237.5	254.0	.....	260	54.9
1-Cloro-1,2,2-trifluoroetileno	C_2ClF_3	—27.9	—11.1	+15.5	40.0	71.1	91.9	.....	.....	.....	107.0	39.0
Clorotrifluorometano	$CClF_3$	—81.2	—66.7	—42.7	—18.5	+12.0	34.8	52.8	.....	.....	53	40.3
1,2-Dibromoetano	$C_2H_4Br_2$	131.5	157.7	200.0	237.0	269.0	286.0	295.0	300.0	304.5	309.8	70.6
Diclorodifluorometano	CCl_2F_2	—29.8	—12.2	+16.1	42.4	74.0	95.6	.....	.....	.....	111.5	39.6
1,1-Dicloroetano	$C_2H_4Cl_2$	57.3	80.2	117.3	150.3	192.7	220.0	243.0	261.5	.....	261.5	50.0
1,2-Dicloroetano	$C_2H_4Cl_2$	83.7	108.1	147.8	183.5	226.5	254.0	272.0	285.0	.....	288.4	53.0
1,2-Dicloroetileno (cis)	$C_2H_2Cl_2$	59.0	82.1	119.3	152.3	194.0	221.5	244.5	260.0	.....	271.0	57.9
1,2-Dicloroetileno (trans)	$C_2H_2Cl_2$	47.8	69.8	104.0	135.7	174.0	199.8	220.0	236.5	.....	243.3	54.5
Diclorofluorometano	$CHCl_2F$	8.9	28.4	59.0	87.0	121.2	144.0	162.6	177.5	.....	178.5	51.0
1,2-Dicloro-1,1,2,2-tetrafluoretano	$C_2Cl_2F_4$	3.5	22.8	54.0	82.3	117.5	140.9	.....	.....	.....	145.7	32.3
Dietilamina	$C_4H_{11}N$	55.5	77.8	113.0	145.3	184.5	210.0	.....	.....	.....	223.3	36.6
Dietílico, éter	$C_4H_{10}O$	34.6	56.0	90.0	122.0	159.0	183.3	.....	.....	.....	193.8	35.5
Dietilo, sulfuro	$C_4H_{10}S$	88.0	112.0	153.8	190.2	234.0	263.0	.....	.....	.....	283.8	39.1
Dimetilamina	C_2H_7N	7.4	25.0	53.9	80.0	111.7	132.2	149.8	162.6	.....	164.5	52.4
2,3-Dimetilbutano	C_6H_{14}	58.0	82.0	120.3	155.7	198.7	225.5	.....	.....	.....	227.4	30.7
Dimetílico, éter	C_2H_6O	—23.7	—6.4	+20.8	45.5	75.7	96.0	112.1	125.2	.....	126.9	52.0
oxalato	$C_4H_6O_4$	163.3	189.6	228.7	.....	.....	.....	.....	.....	.....	260	9.5
sulfuro	C_2H_6S	36.0	57.8	92.3	124.5	163.8	188.5	209.0	224.5	.....	229.9	54.6
n-Dodecano	$C_{12}H_{26}$	216.2	249.2	300.0	345.8	.....	.....	.....	.....	.....	385	17.5
Etano	C_2H_6	—88.6	—75.0	—52.8	—32.0	—6.4	+10.0	23.6	.....	.....	32.3	48.2
Etilamina	C_2H_7N	16.6	35.7	65.3	91.8	124.0	146.0	163.0	176.0	.....	183.2	55.5
Etilbenceno	C_8H_{10}	136.2	163.5	207.5	246.3	294.5	326.5	.....	.....	.....	346.4	38.1
Etileno	C_2H_4	—103.7	—90.8	—71.1	—52.8	—29.1	—14.2	—1.5	+8.9	.....	9.6	50.7
Etílico, alcohol (etanol)	C_2H_6O	78.4	97.5	126.0	151.8	183.0	203.0	218.0	230.0	242.0	243.5	63.1
mercaptán (etanotiol)	C_2H_6S	35.0	56.6	90.7	121.9	159.5	184.3	204.7	220.0	.....	225.5	54.2
Etilmetílico, éter	C_3H_8O	7.5	26.5	56.4	84.0	108.0	141.4	160.0	.....	.....	164.7	43.4
Etilo, acetato	$C_4H_8O_2$	77.1	100.6	136.6	169.7	209.5	235.0	.....	.....	.....	250.1	37.9
bromuro	C_2H_5Br	38.4	60.2	95.0	126.8	164.3	188.0	206.5	220.0	229.5	230.8	61.5
cloruro	C_2H_5Cl	12.3	32.5	64.0	92.6	127.3	149.5	167.0	180.5	.....	187.2	52.0
fluoruro	C_2H_5F	—32.0	—16.7	+7.7	30.2	57.5	75.7	90.0	.....	.....	102.2	49.6
formiato	$C_3H_6O_2$	54.3	76.0	110.5	142.2	180.0	205.0	225.0	.....	.....	235.3	46.8
isobutirato	$C_6H_{12}O_2$	110.1	135.5	174.2	210.0	253.0	280.0	.....	.....	.....	280.0	30.0
propionato	$C_5H_{10}O_2$	99.1	123.8	162.7	197.8	240.0	264.5	.....	.....	.....	272.8	33.2
Etilpropílico, éter	$C_5H_{12}O$	61.7	85.3	123.1	156.2	197.2	223.0	.....	.....	.....	227.4	32.1
Fenol	C_6H_6O	181.9	206.0	248.2	283.8	328.7	358.0	382.1	400.0	418.7	419	60.5
Fluorobenceno	C_6H_5F	84.7	109.9	148.5	184.4	227.6	257.0	279.3	.....	.....	286.5	44.7
Fosfeno (cloruro de carbonilo)	$COCl_2O$	8.3	27.3	57.2	85.0	119.0	141.8	159.8	174.0	.....	181.7	56.0
n-Heptano	C_7H_{16}	98.4	124.8	165.7	202.8	247.5	.....	.....	.....	.....	266.8	26.9
n-Hexano	C_6H_{14}	68.7	93.0	131.7	166.6	209.4	.....	.....	.....	.....	234.8	29.6
Metano	CH_4	—161.5	—152.3	—138.3	—124.8	—108.5	—96.3	—86.3	.....	.....	—82.1	45.8
Metilacetileno (propino)	C_3H_4	—23.3	—7.1	+19.5	43.8	74.0	94.0	111.5	125.0	.....	128	52.8
Metilamina	CH_5N	—6.3	+10.1	36.0	59.5	87.8	106.5	121.8	133.7	144.6	156.9	73.6

bromuro	C_2H_5Br	38.4	60.2	95.0	126.8	164.3	188.0	206.5	220.0	229.5	230.8	61.5
cloruro	C_2H_5Cl	12.3	32.5	64.0	92.6	127.3	149.5	167.0	180.5	.....	187.2	52.0
fluoruro	C_2H_5F	−32.0	−16.7	+7.7	30.2	57.5	75.7	90.0	.....	.....	102.2	49.6
formiato	$C_3H_6O_2$	54.3	76.0	110.5	142.2	180.0	205.0	225.0	.....	.....	235.3	46.8
isobutirato	$C_8H_{16}O_2$	110.1	135.5	174.2	210.0	253.0	280.0	.....	.....	.....	280.0	30.0
propionato	$C_5H_{10}O_2$	99.1	123.8	162.7	197.8	240.0	264.5	.....	.....	.....	272.8	33.2
Etilpropílico, éter	$C_5H_{12}O$	61.7	85.3	123.1	156.2	197.2	223.0	.....	.....	.....	227.4	32.1

Fenol	C_6H_6O	181.9	208.0	248.2	283.8	328.7	358.0	382.1	400.0	418.7	419	60.5
Fluorobenceno	C_6H_5F	84.7	109.9	148.5	184.4	227.6	257.0	279.3	.....	.....	286.5	44.7
Fosfeno (cloruro de carbonilo)	$COCl_2$	8.3	27.3	57.2	85.0	119.0	141.8	159.8	174.0	.....	181.7	56.0
n-Heptano	C_7H_{16}	98.4	124.8	165.7	202.8	247.5	.....	.....	.....	.....	266.8	26.9
n-Hexano	C_6H_{14}	68.7	93.0	131.7	166.6	209.4	.....	.....	.....	.....	234.8	29.6
Metano	CH_4	−161.5	−152.3	−138.3	−124.8	−108.5	−96.3	−86.3	.....	.....	−82.1	45.8
Metilacetileno (propino)	C_3H_4	−23.3	−7.1	+19.5	43.8	74.0	94.0	111.5	125.0	.....	128	52.8
Metilamina	CH_5N	−6.3	+10.1	36.0	59.5	87.8	106.3	121.8	133.7	144.6	156.9	73.6
Metílico, alcohol	CH_4O	64.7	84.0	112.5	138.0	167.8	186.5	203.5	214.0	224.0	240.0	78.7
mercaptán (metanotiol)	CH_4S	6.8	26.1	55.9	83.4	117.5	140.0	157.7	172.0	185.0	196.8	71.4
Metilo, acetato	$C_3H_6O_2$	57.8	79.5	113.1	144.2	181.0	205.0	225.0	.....	.....	233.7	46.3
bromuro	CH_3Br	3.6	23.3	54.8	84.0	121.7	147.5	170.2	190.0	.....	194	51.6
butirato	$C_5H_{10}O_2$	102.3	127.5	166.7	203.0	244.5	272.0	.....	.....	.....	281.2	34.2
cloruro	CH_3Cl	−24.0	−6.4	+22.0	47.3	77.3	97.5	113.8	126.0	137.5	143.8	65.8
fluoruro	CH_3F	−78.2	−64.5	−42.0	−21.0	+2.6	15.5	26.5	36.0	43.5	44.9	62.0
formiato	$C_2H_4O_2$	32.0	51.9	83.5	112.0	147.2	169.7	188.5	213.0	.....	214.0	59.1
isobutirato	$C_5H_{10}O_2$	92.6	116.7	155.2	190.2	232.0	259.5	.....	.....	.....	267.5	33.9
propionato	$C_4H_8O_2$	79.8	103.0	139.8	172.6	212.5	239.0	.....	.....	.....	257.4	39.3
yoduro	CH_3I	42.4	65.5	101.8	138.0	176.5	206.0	228.5	248.0	.....	255	54.6
n-Octano	C_8H_{18}	125.6	152.7	196.2	235.8	281.4	.....	.....	.....	.....	296.2	24.7
n-Pentano	C_5H_{12}	36.1	58.0	92.4	124.7	164.3	191.3	.....	.....	.....	197.2	33.0
Pentano, *neo* (2,2-dimetilpropano)	C_5H_{12}	+9.5	29.5	61.1	90.7	127.6	152.5	.....	.....	.....	159.0	33.0
Pentano, *iso* (2-metilbutano)	C_5H_{12}	27.8	48.8	82.8	114.5	154.0	180.3	.....	.....	.....	187.8	32.8
Propano	C_3H_8	−42.1	−25.6	+1.4	26.9	58.1	78.7	94.8	.....	.....	96.8	42.0
Propilamina	C_3H_9N	48.5	69.8	102.8	133.4	170.0	194.3	214.5	.....	.....	223.8	46.8
Propileno	C_3H_6	−47.7	−31.4	−4.8	+19.8	49.5	70.0	85.0	.....	.....	91.4	45.4
Propílico, iso, alcohol (2-propanol)	C_3H_8O	82.5	101.3	130.2	155.7	186.0	205.0	220.2	232.0	.....	235	53
n-Propílico, alcohol (1-propanol)	C_3H_8O	97.8	117.0	149.0	177.0	210.8	232.3	250.0	.....	.....	263.7	49.9
Propilo, acetato	$C_5H_{10}O_2$	101.8	126.8	165.7	200.5	242.8	269.0	.....	.....	.....	276.2	33.2
formiato	$C_4H_8O_2$	81.3	104.3	142.0	176.4	217.5	245.0	.....	.....	.....	264.8	39.5
Propiónico ácido	$C_3H_6O_2$	141.1	160.0	186.0	203.5	220.0	228.0	233.0	238.0	.....	239.5	53.0
Tetrametilsilano	$C_4H_{12}Si$	27.0	48.0	82.0	113.0	152.0	178.0	.....	.....	.....	185	33
Tolueno	C_7H_8	110.6	136.5	178.0	215.8	262.5	292.8	319.0	.....	.....	320.6	41.6
1,1,2-Tricloro-1,2,2-trifluoroetano	$C_2Cl_3F_3$	47.6	70.0	105.5	138.0	177.7	205.0	.....	.....	.....	214.1	33.7
Triclorofluorometano	CCl_3F	23.7	44.1	77.3	108.2	146.7	172.0	194.0	.....	.....	198.0	43.2
Yodobenceno	C_6H_5I	188.6	220.0	270.0	315.7	371.5	406.0	437.2	.....	.....	448	44.7

[a] Recopilado de las tablas extendidas que publicó D. R. Stull en *Ind. Eng. Chem.*, **39**, 517 (1947). Si se desean datos sobre gasolina y combustible de aviación, véase: Hibbard, *N. A. C. A. Research Mem.* E5121, 1956 (desclasificada en 1958). Se pueden encontrar datos amplios para soluciones acuosas de etilen-glicol, dietilenglicol, trietilenglicol y propilenglicol, de −20° a 300 °F, en *Glycols*, Unión Carbide Corp. Publications F4763F, 1958. Véase también la figura 3-3.

PRESIONES DE VAPOR DE SOLUCIONES

CONVERSIÓN DE UNIDADES

Para esta subsección se aplican las siguientes conversiones de unidades:

$$°F = 9/5\ °C + 32$$

Para convertir milímetros de mercurio a libras fuerza por pulgada cuadrada, multiplíquese por 0.01934.

Para convertir pies cúbicos a metros cúbicos, multiplíquese por 0.02832.

Para convertir bars a libras fuerza por pulgada cuadrada, multiplíquese por 14.504.

Para convertir bars a kilo-pascals, multiplíquese por 1×10^2.

TABLA 3-10 Presiones parciales del agua sobre soluciones acuosas de HCl*

$\log_{10} p\text{mm.} = A - \frac{B}{T}$, que, sin embargo, sólo concuerda aproximadamente con la tabla. La tabla es de aproximación más estrecha

Presión parcial del H_2O, mm de Hg, °C

% HCl	A	B	0°	5°	10°	15°	20°	25°	30°	35°	40°	45°	50°	60°	70°	80°	90°	100°	110°
6	8.99156	2282	4.18	6.04	8.45	11.7	15.9	21.8	29.1	39.4	50.6	66.2	86.0	139	220	333	492	715	
10	8.99864	2295	3.84	5.52	7.70	10.7	14.6	20.0	26.8	35.5	47.0	61.5	80.0	130	204	310	463	677	960
14	8.97075	2300	3.39	4.91	6.95	9.65	13.1	18.0	24.1	31.9	42.1	55.3	72.0	116	185	273	425	625	892
18	8.98014	2323	2.87	4.21	5.92	8.26	11.3	15.4	20.6	27.5	36.4	47.9	62.5	102	162	248	374	550	783
20	8.97877	2334	2.62	3.83	5.40	7.50	10.3	14.1	19.0	25.1	33.3	43.6	57.0	93.5	150	230	345	510	729
22	9.02708	2363	2.33	3.40	4.82	6.75	9.30	12.6	17.1	22.8	30.2	39.8	52.0	85.6	138	211	317	467	670
24	8.96022	2356	2.05	3.04	4.31	6.03	8.30	11.4	15.4	20.4	27.1	35.7	46.7	77.0	124	194	290	426	611
26	9.01511	2390	1.76	2.60	3.71	5.21	7.21	9.95	13.5	18.0	24.0	31.7	41.5	69.0	112	173	261	387	555
28	8.97611	2395	1.50	2.24	3.21	4.54	6.32	8.75	11.8	15.8	21.1	27.9	36.5	60.7	99.0	154	234	349	499
30	9.00117	2422	1.26	1.90	2.73	3.88	5.41	7.52	10.2	13.7	18.4	24.3	32.0	53.5	87.5	136	207	310	444
32	9.03317	2453	1.04	1.57	2.27	3.25	4.55	6.37	8.70	11.7	15.7	21.0	27.7	46.5	76.5	120	184	275	396
34	9.07143	2487	0.85	1.29	1.87	2.70	3.81	5.35	7.32	9.95	13.5	18.1	24.0	40.5	66.5	104	161	243	355
36	9.11815	2526	0.68	1.03	1.50	2.19	3.10	4.41	6.08	8.33	11.4	15.4	20.4	34.8	57.0	90.0	140	212	311
38	9.20783	2579	0.53	0.81	1.20	1.75	2.51	3.60	5.03	6.92	9.52	13.0	17.4	29.6	49.1	77.5	120	182	266
40	9.33923	2647	0.41	0.63	0.94	1.37	2.00	2.88	4.09	5.68	7.85	10.7	14.5	25.0	42.1	67.3	105	158	230
42	9.44953	2709	0.31	0.48	0.72	1.06	1.56	2.30	3.28	4.60	6.45	8.90	12.1	21.2	35.8	57.2	89.2	135	195

* La exactitud aproximada es 2 por ciento para soluciones de 15 a 30 por ciento de HCl entre 0° y 100°; para soluciones de > 30 por ciento de HCl, la exactitud aproximada es 5 por ciento a las temperaturas inferiores y 15 por ciento a las superiores. Por debajo de 15 por ciento de HCl, la exactitud aproximada es 5 por ciento a las temperaturas inferiores y las concentraciones más altas, hasta de 15 a 20 por ciento a las concentraciones más bajas y posiblemente 15 a 20 por ciento a las temperaturas más altas y las concentraciones más bajas.

TABLA 3-11 Presiones parciales de HCl sobre soluciones acuosas de HCl*

$\log_{10} p\text{mm.} = A - \frac{B}{T}$, que, sin embargo, sólo concuerda aproximadamente con la tabla. Esta última es un poco más correcta

mm. de Hg, °C

%HCl	A	B	0°	5°	10°	15°	20°	25°	30°	35°	40°	45°	50°	60°	70°	80°	90°	100°	110°
2	11.8037	4736	.....	.....	0.0000117	0.000023	0.000044	0.000084	0.000151	0.000275	0.00047	0.00083	0.00140	0.00380	0.0100	0.0245	0.058	0.132	0.280
4	11.6400	4471	0.000018	0.000036	.000069	.000131	.00024	.00044	.00077	.00134	.0023	.00385	.0064	.0165	.0405	.095	.21	.46	.93
6	11.2144	4202	.000066	.000125	.000234	.000425	.00076	.00131	.00225	.0038	.0062	.0102	.0163	.040	.094	.206	.44	.92	1.78
8	11.0406	4042	.000118	.000323	.000583	.00104	.00178	.0031	.00515	.0085	.0136	.022	.0344	.081	.183	.39	.82	1.64	3.10
10	10.9311	3908	.00042	.00075	.00134	.00232	.00395	.0067	.0111	.0178	.0282	.045	.069	.157	.35	.73	1.48	2.9	5.4
12	10.7900	3765	.00099	.00175	.00305	.0052	.0088	.0145	.0234	.037	.058	.091	.136	.305	.66	1.34	2.65	5.1	9.3
14	10.6954	3636	.0024	.00415	.0071	.0118	.0196	.0316	.050	.078	.121	.185	.275	.60	1.25	2.50	4.8	9.0	16.0
16	10.6261	3516	.0056	.0095	.016	.0265	.0428	.0685	.106	.163	.247	.375	.55	1.17	2.40	4.66	8.8	16.1	28
18	10.4957	3376	.0135	.0225	.037	.060	.095	.148	.228	.345	.515	.77	1.11	2.3	4.55	8.6	15.7	28	48
20	10.3833	3245	.0316	.052	.084	.132	.205	.32	.48	.72	1.06	1.55	2.21	4.4	8.5	15.6	28.1	49	83
22	10.3172	3125	.0734	.119	.187	.294	.45	.68	1.02	1.50	2.18	3.14	4.42	8.6	16.3	29.3	52	90	146
24	10.2185	2995	.175	.277	.43	.66	1.00	1.49	2.17	3.14	4.5	6.4	8.9	16.9	31.0	54.5	94	157	253
26	10.1303	2870	.41	.64	.98	1.47	2.17	3.20	4.56	6.50	9.2	12.7	17.5	32.5	58.5	100	169	276	436
28	10.0115	2732	1.0	1.52	2.27	3.36	4.90	7.05	9.90	13.8	19.1	26.4	35.7	64	112	188	309	493	760
30	9.8763	2593	2.4	3.57	5.23	7.60	10.6	15.1	21.0	28.6	39.4	53	71	124	208	340	542	845	
32	9.7523	2457	5.7	8.3	11.8	16.8	23.5	32.5	44.5	60.0	81	107	141	238	390	623	970		
34	9.6061	2316	13.1	18.8	26.4	36.8	50.5	68.5	92	122	161	211	273	450	720				
36	9.5262	2229	29.0	41.0	56.4	78	105.5	142	188	246	322	416	535	860					
38	9.4670	2094	63.0	87.0	117	158	210	277	360	465	598	758	955						
40	9.2156	1939	130	176	233	307	399	515	627	830									
42	8.9925	1800	253	332	430	560	709	900											
44	8.8621	1681	510	655	840														
46	.....	...	940																

* La exactitud aproximada es 2 por ciento para soluciones de 15 a 30 por ciento de HCl entre 0° y 100°; para soluciones de > 30 por ciento de HCl, la exactitud aproximada es 5 por ciento a las temperaturas inferiores y 15 por ciento a las superiores. Por debajo de 15 por ciento de HCl, la exactitud aproximada es 5 por ciento a las temperaturas inferiores y las concentraciones más altas, hasta de 15 a 20 por ciento a las concentraciones más bajas y posiblemente 15 a 20 por ciento a las temperaturas más altas y las concentraciones más bajas.

TABLA 3-12

Gramos de SO_2 por 100 g de agua	10°C	
	H_2O	Si
0.0	9.2	
0.5	9.2	
1.0	9.2	
1.5	9.2	
2.0	9.1	
2.5	9.1	
3.0	9.1	
3.5	9.1	
4.0	9.1	
4.5	9.1	
5.0	9.1	
5.5	9.0	
6.0	9.0	
6.5	9.0	
7.0	9.0	
7.5	9.0	
8.0	9.0	
8.5	9.0	
9.0	9.0	
9.5	8.9	
10.0	8.9	
10.5	8.9	
11.0	8.9	
11.5	8.9	
12.0	8.9	
12.5	8.9	
13.0	8.8	
13.5	8.8	
14.0	8.8	
14.5	8.8	
15.0	8.8	
15.5	8.8	
16.0	8.8	

* De *Intern*

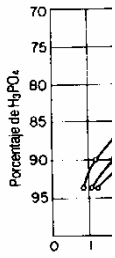


FIG. 3-1 Presione
del vapor de H_2O. (C
mical Company; me

TABLA 3-12 Presiones parciales del H_2O y de SO_2 sobre soluciones acuosas de dióxido de azufre*

Gramos de SO_2 por 100 g de agua	10°C		20°C		30°C.		40°C.		50°C.		60°C.		70°C.		80°C.		90°C.		100°C.		110°C.		120°C.		130°C.	
	H_2O	SO_2	H_2O	SO_2	H_2O	SO_2	H_2O	SO_2	H_2O	SO_2	H_2O	SO_2	H_2O	SO_2	H_2O	SO_2	H_2O	SO_2	H_2O	SO_2	H_2O	SO_2	H_2O	SO_2	H_2O	SO_2
0.0	9.2		17.5		31.8		55.3		92.5		149.5		234		355		526		760		1074		1488		2026	
0.5	9.2	21	17.5	29	31.7	42	55.2	60	92.3	83	149.2	111	234	144	354	182	525	225	758	274	1072	326	1486	377	2024	420
1.0	9.2	42	17.4	59	31.7	85	55.1	120	92.2	164	149.0	217	233	281	354	356	524	445	757	548	1071	661	1484	775	2022	879
1.5	9.2	64	17.4	90	31.6	129	55.0	181	92.0	247	148.8	328	233	426	353	543	523	684	756	850	1070	1032				
2.0	9.1	86	17.4	123	31.6	176	55.0	245	91.9	333	148.6	444	233	581	353	746	523	940								
2.5	9.1	108	17.4	157	31.5	224	54.9	311	91.8	421	148.3	562	232	739	352	956										
3.0	9.1	130	17.3	191	31.5	273	54.7	378	91.6	511	148.1	682	232	897												
3.5	9.1	153	17.3	227	31.5	324	54.7	447	91.5	603	147.9	804														
4.0	9.1	176	17.3	264	31.4	376	54.6	518	91.4	698																
4.5	9.1	199	17.3	300	31.4	428	54.5	588	91.2	793																
5.0	9.1	223	17.2	338	31.3	482	54.4	661																		
5.5	9.0	247	17.2	375	31.3	536	54.4	733																		
6.0	9.0	271	17.2	411	31.2	588	54.3	804																		
6.5	9.0	295	17.2	448	31.2	642																				
7.0	9.0	320	17.1	486	31.1	698																				
7.5	9.0	345	17.1	524	31.1	752																				
8.0	9.0	370	17.1	562	31.0	806																				
8.5	9.0	395	17.0	600																						
9.0	9.0	421	17.0	638																						
9.5	8.9	447	17.0	676																						
10.0	8.9	473	17.0	714																						
10.5	8.9	499	17.0	751																						
11.0	8.9	526	16.9	789																						
11.5	8.9	553																								
12.0	8.9	580																								
12.5	8.9	608																								
13.0	8.8	635																								
13.5	8.8	662																								
14.0	8.8	689																								
14.5	8.8	716																								
15.0	8.8	743																								
15.5	8.8	771																								
16.0	8.8	799																								

* De *International Critical Tables*, vol. 3, pág. 302. McGraw-Hill.

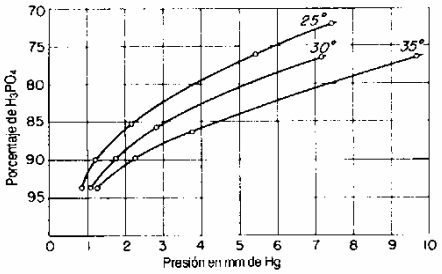


FIG. 3-1 Presiones de vapor en soluciones acuosas de H_3PO_4; presión parcial del vapor de H_2O. (Con autorización de Víctor Chemical Woorks; Stauffer Chemical Company; mediciones por W. H. Woodstock).

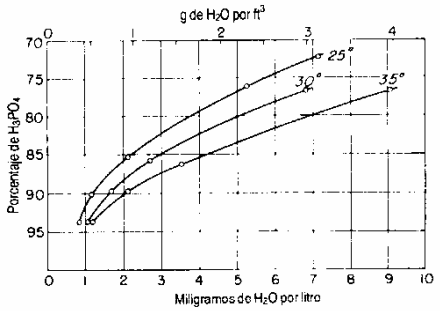


FIG. 3-2 Presiones de vapor en soluciones acuosas de H_3PO_4. Cantidad en peso de H_2O en el aire saturado. (Con autorización de Victor Chemical Woorks; Stauffer Chemical Company; mediciones por W. H. Woodstock.)

TABLA 3-13 Presión parcial de agua, bar, sobre soluciones acuosas de ácido sulfúrico*

	Porcentaje en peso H_2SO_4									
°C	10.0	20.0	30.0	40.0	50.0	60.0	70.0	75.0	80.0	85.0
0	.582E−02	.534E−02	.448E−02	.326E−02	.193E−02	.836E−03	.207E−03	.747E−04	.197E−04	.343E−05
10	.117E−01	.107E−01	.909E−02	.670E−02	.405E−02	.180E−02	.467E−03	.175E−03	.490E−04	.952E−05
20	.223E−01	.205E−01	.174E−01	.130E−01	.802E−02	.367E−02	.995E−03	.388E−03	.115E−03	.245E−04
30	.404E−01	.373E−01	.319E−01	.241E−01	.151E−01	.710E−02	.201E−02	.811E−03	.253E−03	.589E−04
40	.703E−01	.649E−01	.558E−01	.427E−01	.272E−01	.131E−01	.387E−02	.162E−02	.531E−03	.133E−03
50	.117	.109	.938E−01	.725E−01	.470E−01	.232E−01	.715E−02	.309E−02	.106E−02	.286E−03
60	.189	.175	.152	.119	.782E−01	.395E−01	.127E−01	.565E−02	.204E−02	.584E−03
70	.296	.275	.239	.188	.126	.651E−01	.217E−01	.997E−02	.376E−02	.114E−02
80	.449	.417	.365	.290	.196	.104	.360E−01	.170E−01	.668E−02	.213E−02
90	.664	.617	.542	.434	.298	.161	.578E−01	.281E−01	.115E−01	.383E−02
100	.957	.891	.786	.634	.441	.244	.905E−01	.452E−01	.192E−01	.666E−02
110	1.349	1.258	1.113	.904	.638	.360	.138	.708E−01	.312E−01	.112E−01
120	1.863	1.740	1.544	1.264	.903	.519	.206	.108	.493E−01	.183E−01
130	2.521	2.361	2.101	1.732	1.253	.734	.301	.162	.760E−01	.291E−01
140	3.361	3.149	2.810	2.333	1.708	1.020	.431	.236	.115	.451E−01
150	4.404	4.132	3.697	3.090	2.289	1.392	.605	.339	.170	.682E−01
160	5.685	5.342	4.793	4.031	3.021	1.870	.837	.478	.246	.101
170	7.236	6.810	6.127	5.185	3.930	2.475	1.138	.662	.350	.147
180	9.093	8.571	7.731	6.584	5.045	3.233	1.525	.902	.489	.206
190	11.289	10.658	9.640	8.259	6.397	4.169	2.017	1.212	.678	.291
200	13.861	13.107	11.887	10.245	8.020	5.312	2.632	1.606	.913	.401
210	16.841	15.951	14.505	12.576	9.948	6.696	3.395	2.101	1.220	.542
220	20.264	19.225	17.529	15.287	12.217	8.354	4.331	2.714	1.609	.724
230	24.160	22.960	20.992	18.414	14.864	10.322	5.466	3.467	2.096	.952
240	28.561	27.188	24.927	21.992	17.929	12.641	6.831	4.381	2.699	1.237
250	33.494	31.939	29.364	26.056	21.452	15.351	8.458	5.480	3.435	1.587
260	38.984	37.240	34.334	30.642	25.472	18.496	10.382	6.788	4.326	2.012
270	45.055	43.116	39.865	35.784	30.030	22.121	12.640	8.333	5.395	2.525
280	51.726	49.590	45.984	41.514	35.168	26.274	15.269	10.142	6.663	3.136
290	59.015	56.681	52.715	47.865	40.926	31.003	18.311	12.242	8.155	3.857
300	66.934	64.407	60.081	54.868	47.346	36.360	21.808	14.665	9.897	4.701
310	75.495	72.781	68.100	62.553	54.470	42.395	25.804	17.438	11.912	5.680
320	84.705	81.816	76.792	70.947	62.337	49.164	30.343	20.591	14.227	6.806
330	94.567	91.518	86.172	80.077	70.988	56.721	35.473	24.153	16.867	8.093
340	105.083	102.894	96.252	89.969	80.463	65.123	41.240	28.154	19.855	9.551
350	116.251	112.946	107.043	100.646	90.802	74.426	47.692	32.622	23.217	11.193
0	.518E−06	.242E−06	.107E−06	.401E−07	.218E−07	.980E−08	.569E−08	.268E−08	.775E−09	.196E−09
10	.159E−05	.762E−06	.344E−06	.130E−06	.713E−07	.323E−07	.186E−07	.888E−08	.258E−08	.655E−09
20	.448E−05	.220E−05	.101E−05	.390E−06	.215E−06	.978E−07	.572E−07	.271E−07	.789E−08	.201E−08
30	.117E−04	.587E−05	.275E−05	.106E−05	.598E−06	.275E−06	.161E−06	.766E−07	.224E−07	.575E−08
40	.285E−04	.146E−04	.696E−05	.278E−05	.155E−05	.720E−06	.424E−06	.202E−06	.595E−07	.153E−07
50	.652E−04	.341E−04	.166E−04	.672E−05	.379E−05	.177E−05	.105E−05	.503E−06	.149E−06	.384E−07
60	.141E−03	.754E−04	.372E−04	.154E−04	.875E−05	.413E−05	.245E−05	.118E−05	.350E−06	.910E−07
70	.290E−03	.158E−03	.795E−04	.334E−04	.192E−04	.912E−05	.541E−05	.263E−05	.784E−06	.205E−06
80	.569E−03	.316E−03	.162E−03	.691E−04	.400E−04	.192E−04	.115E−04	.559E−05	.168E−05	.439E−06
90	.107E−02	.606E−03	.315E−03	.137E−03	.801E−04	.388E−04	.234E−04	.114E−04	.343E−05	.903E−06
100	.194E−02	.112E−02	.590E−03	.261E−03	.151E−03	.752E−04	.455E−04	.223E−04	.674E−05	.178E−05
110	.338E−02	.198E−02	.107E−02	.479E−03	.285E−03	.141E−03	.855E−04	.420E−04	.128E−04	.339E−05
120	.571E−02	.341E−02	.186E−02	.851E−03	.511E−03	.254E−03	.155E−03	.766E−04	.233E−04	.623E−05
130	.935E−02	.569E−02	.315E−02	.146E−02	.886E−03	.445E−03	.273E−03	.135E−03	.414E−04	.111E−04
140	.150E−01	.923E−02	.519E−02	.245E−02	.149E−02	.757E−03	.467E−03	.232E−03	.711E−04	.191E−04
150	.233E−01	.146E−01	.832E−02	.399E−02	.245E−02	.125E−02	.776E−03	.387E−03	.119E−03	.321E−04
160	.354E−01	.225E−01	.130E−01	.639E−02	.393E−02	.202E−02	.126E−02	.629E−03	.194E−03	.526E−04
170	.526E−01	.340E−01	.199E−01	.983E−02	.614E−02	.319E−02	.199E−02	.999E−03	.309E−03	.840E−04
180	.766E−01	.502E−01	.298E−01	.149E−01	.941E−02	.492E−02	.309E−02	.155E−02	.482E−03	.131E−03
190	.110	.729E−01	.438E−01	.222E−01	.141E−01	.744E−02	.469E−02	.236E−02	.735E−03	.201E−03
200	.154	.104	.631E−01	.325E−01	.208E−01	.110E−01	.698E−02	.352E−02	.110E−02	.300E−03
210	.213	.146	.894E−01	.467E−01	.300E−01	.161E−01	.102E−01	.516E−02	.161E−02	.442E−03
220	.290	.201	.125	.660E−01	.427E−01	.230E−01	.147E−01	.743E−02	.232E−02	.638E−03
230	.389	.273	.171	.918E−01	.598E−01	.325E−01	.208E−01	.105E−01	.329E−02	.906E−03
240	.514	.366	.232	.126	.825E−01	.451E−01	.290E−01	.147E−01	.460E−02	.127E−02
250	.673	.485	.310	.170	.112	.618E−01	.398E−01	.202E−01	.633E−02	.174E−02
260	.870	.635	.409	.227	.151	.835E−01	.540E−01	.274E−01	.859E−02	.237E−02
270	1.112	.822	.534	.300	.200	.111	.723E−01	.366E−01	.115E−01	.317E−02
280	1.407	1.052	.689	.391	.263	.147	.957E−01	.485E−01	.152E−01	.420E−02
290	1.763	1.335	.880	.505	.341	.192	.125	.634E−01	.199E−01	.548E−02
300	2.190	1.676	1.112	.646	.437	.248	.162	.820E−01	.257E−01	.708E−02
310	2.696	2.088	1.394	.817	.556	.316	.208	.105	.328E−01	.905E−02
320	3.292	2.578	1.732	1.025	.701	.400	.264	.133	.415E−01	.114E−01
330	3.990	3.159	2.133	1.274	.875	.502	.331	.167	.520E−01	.143E−01
340	4.801	3.843	2.608	1.571	1.083	.624	.413	.208	.646E−01	.178E−01
350	5.739	4.641	3.164	1.922	1.331	.770	.511	.256	.795E−01	.218E−01

* Vermeulen, Dong, Robinson, Nguyen y Gmitro, AIChE meeting, Anaheim, Calif., 1982 y comunicación privada del Profr. Theodore Vermeulen, Chemical Engineering Dep., University of California, Berkeley.

TABLA 3-14*a* Presi

°C	10.0
0	.644E−29
10	.149E−27
20	.278E−26
30	.426E−25
40	.549E−24
50	.602E−23
60	.573E−22
70	.477E−21
80	.352E−20
90	.233E−19
100	.139E−18
110	.756E−18
120	.377E−17
130	.174E−16
140	.743E−16
150	.297E−15
160	.111E−14
170	.393E−14
180	.131E−13
190	.415E−13
200	.125E−12
210	.362E−12
220	.100E−11
230	.265E−11
240	.678E−11
250	.167E−10
260	.399E−10
270	.920E−10
280	.206E−09
290	.449E−09
300	.953E−09
310	.197E−08
320	.397E−08
330	.782E−08
340	.151E−07
350	.285E−07

°C	90.0
0	.671E−13
10	.345E−12
20	.159E−11
30	.664E−11
40	.254E−10
50	.897E−10
60	.294E−09
70	.904E−09
80	.261E−08
90	.712E−08
100	.184E−07
110	.456E−07
120	.108E−06
130	.244E−06
140	.533E−06
150	.112E−05
160	.229E−05
170	.453E−05
180	.870E−05
190	.163E−04
200	.297E−04
210	.528E−04
220	.919E−04
230	.157E−03
240	.261E−03
250	.428E−03
260	.690E−03
270	.109E−02
280	.170E−02
290	.261E−02
300	.395E−02
310	.589E−02
320	.868E−02
330	.126E−01
340	.181E−01
350	.258E−01

* Vermeulen, Dong, Ro
Dept., University of Califo

80.0	85.0
197E−04	343E−05
490E−04	952E−05
115E−04	245E−04
253E−03	589E−04
531E−03	133E−03
106E−02	286E−03
204E−02	584E−03
376E−02	114E−02
668E−02	213E−02
115E−01	383E−02
192E−01	666E−02
312E−01	112E−01
493E−01	183E−01
760E−01	291E−01
115	451E−01
170	682E−01
246	101
350	147
489	206
673	291
913	401
1.220	542
1 609	724
2 096	952
2.689	1.237
3.435	1 587
4 326	2 012
5 395	2.525
6.663	3 136
8 155	3.857
9.897	4 701
11.912	5.680
14.227	6 808
16.867	8 093
19 855	9 551
23.217	11 193
775E−09	196E−09
258E−08	655E−09
789E−08	201E−08
224E−07	575E−08
595E−07	153E−07
149E−06	384E−07
350E−06	910E−07
784E−06	2.05E−06
168E−05	439E−06
349E−05	903E−06
674E−05	178E−05
128E−04	339E−05
233E−04	623E−05
414E−04	111E−04
711E−04	191E−04
119E−03	321E−04
194E−03	526E−04
309E−03	849E−04
482E−03	1.31E−03
735E−03	201E−03
110E−02	300E−03
161E−02	442E−03
232E−02	638E−03
329E−02	906E−03
460E−02	127E−02
633E−02	174E−02
858E−02	237E−02
1.15E−01	317E−02
152E−01	420E−02
199E−01	548E−02
257E−01	708E−02
328E−01	905E−02
415E−01	1.14E−01
520E−01	1.43E−01
646E−01	1.78E−01
795E−01	2.18E−01

ulen, Chemical Engineering

TABLA 3-14*a* Presión parcial del trióxido de azufre, bar, sobre soluciones acuosas de ácido sulfúrico*

	Porcentaje en peso, H_2SO_4									
°C	10.0	20.0	30.0	40.0	50.0	60.0	70.0	75.0	80.0	85.0
0	.644E−29	.103E−27	.205E−26	.688E−25	.368E−23	.341E−21	.784E−19	.174E−17	.531E−16	.229E−14
10	.149E−27	.223E−26	.395E−25	.113E−23	.522E−22	.415E−20	.796E−18	.158E−16	.417E−15	.141E−13
20	.278E−26	.394E−25	.626E−24	.156E−22	.621E−21	.426E−19	.685E−17	.121E−15	.280E−14	.767E−13
30	.426E−25	.577E−24	.832E−23	.181E−21	.630E−20	.376E−18	.509E−16	.808E−15	.164E−13	.371E−12
40	.549E−24	.714E−23	.941E−22	.181E−20	.555E−19	.288E−17	.331E−15	.473E−14	.851E−13	.162E−11
50	.602E−23	.757E−22	.921E−21	.158E−19	.429E−18	.195E−16	.191E−14	.246E−13	.395E−12	.643E−11
60	.573E−22	.699E−21	.789E−20	.122E−18	.294E−17	.118E−15	.985E−14	.116E−12	.165E−11	.234E−10
70	.477E−21	.567E−20	.599E−19	.843E−18	.181E−16	.643E−15	.461E−13	.492E−12	.634E−11	.791E−10
80	.352E−20	.410E−19	.408E−18	.524E−17	.101E−15	.319E−14	.197E−12	.192E−11	.223E−10	.249E−09
90	.233E−19	.266E−18	.250E−17	.296E−16	.516E−15	.145E−13	.775E−12	.693E−11	.731E−10	.734E−09
100	.139E−18	.157E−17	.140E−16	.153E−15	.242E−14	.606E−13	.283E−11	.232E−10	.223E−09	.204E−08
110	.756E−18	.844E−17	.719E−16	.730E−15	.105E−13	.236E−12	.961E−11	.729E−10	.641E−09	.538E−08
120	.377E−17	.418E−16	.340E−15	.323E−14	.424E−13	.858E−12	.307E−10	.215E−09	.174E−08	.135E−07
130	.174E−16	.191E−15	.150E−14	.133E−13	.160E−12	.293E−11	.922E−10	.601E−09	.446E−08	.324E−07
140	.743E−16	.815E−15	.615E−14	.517E−13	.569E−12	.943E−11	.262E−09	.159E−08	.109E−07	.745E−07
150	.297E−15	.325E−14	.237E−13	.188E−12	.191E−11	.287E−10	.710E−09	.403E−08	.256E−07	.165E−06
160	.111E−14	.122E−13	.862E−13	.649E−12	.608E−11	.833E−10	.183E−08	.974E−08	.575E−07	.351E−06
170	.393E−14	.430E−13	.296E−12	.212E−11	.184E−10	.231E−09	.453E−08	.226E−07	.125E−06	.725E−06
180	.131E−13	.144E−12	.967E−12	.622E−11	.532E−10	.610E−09	.107E−07	.505E−07	.260E−06	.145E−05
190	.415E−13	.458E−12	.301E−11	.197E−10	.147E−09	.155E−08	.246E−07	.109E−06	.527E−06	.282E−05
200	.125E−12	.139E−11	.893E−11	.561E−10	.391E−09	.379E−08	.542E−07	.228E−06	.103E−05	.534E−05
210	.362E−12	.404E−11	.254E−10	.154E−09	.100E−08	.894E−08	.116E−06	.462E−06	.198E−05	.986E−05
220	.100E−11	.112E−10	.695E−10	.405E−09	.246E−08	.204E−07	.240E−06	.911E−06	.368E−05	.178E−04
230	.265E−11	.301E−10	.183E−09	.103E−08	.587E−08	.450E−07	.482E−06	.175E−05	.668E−05	.314E−04
240	.678E−11	.777E−10	.465E−09	.253E−08	.135E−07	.965E−07	.944E−06	.328E−05	.119E−04	.543E−04
250	.167E−10	.193E−09	.114E−08	.602E−08	.303E−07	.201E−06	.180E−05	.600E−05	.206E−04	.923E−04
260	.399E−10	.466E−09	.272E−08	.139E−07	.660E−07	.408E−06	.336E−05	.108E−04	.352E−04	.154E−03
270	.920E−10	.109E−08	.628E−08	.312E−07	.140E−06	.807E−06	.612E−05	.189E−04	.590E−04	.253E−03
280	.206E−09	.247E−08	.141E−07	.683E−07	.288E−06	.156E−05	.109E−04	.326E−04	.973E−04	.408E−03
290	.449E−09	.545E−08	.308E−07	.145E−06	.580E−06	.295E−05	.191E−04	.553E−04	.158E−03	.649E−03
300	.953E−09	.117E−07	.657E−07	.302E−06	.114E−05	.546E−05	.329E−04	.921E−04	.253E−03	.102E−02
310	.197E−08	.245E−07	.136E−06	.614E−06	.220E−05	.990E−05	.556E−04	.151E−03	.398E−03	.158E−02
320	.397E−08	.502E−07	.277E−06	.122E−05	.414E−05	.176E−04	.923E−04	.245E−03	.621E−03	.242E−02
330	.782E−08	.100E−06	.551E−06	.237E−05	.766E−05	.308E−04	.151E−03	.391E−03	.956E−03	.367E−02
340	.151E−07	.196E−06	.107E−05	.452E−05	.139E−04	.529E−04	.243E−03	.617E−03	.145E−02	.550E−02
350	.285E−07	.376E−06	.204E−05	.846E−05	.246E−04	.893E−04	.387E−03	.963E−03	.219E−02	.815E−02

	Porcentaje en peso, H_2SO_4									
°C	90.0	92.0	94.0	96.0	97.0	98.0	98.5	99.0	99.5	100.0
0	.671E−13	.216E−12	.677E−12	.240E−11	.500E−11	.124E−10	.224E−10	.502E−10	.182E−09	.755E−09
10	.345E−12	.107E−11	.326E−11	.114E−10	.234E−10	.578E−10	.104E−09	.232E−09	.839E−09	.347E−08
20	.159E−11	.475E−11	.141E−10	.482E−10	.986E−10	.241E−09	.433E−09	.961E−09	.346E−08	.142E−07
30	.664E−11	.192E−10	.557E−10	.186E−09	.376E−09	.911E−09	.163E−08	.360E−08	.129E−07	.528E−07
40	.254E−10	.709E−10	.201E−09	.655E−09	.131E−08	.315E−08	.562E−08	.123E−07	.440E−07	.179E−06
50	.897E−10	.242E−09	.669E−09	.214E−08	.424E−08	.101E−07	.179E−07	.391E−07	.139E−06	.560E−06
60	.294E−09	.771E−09	.207E−08	.647E−08	.127E−07	.299E−07	.528E−07	.115E−06	.405E−06	.163E−05
70	.904E−09	.230E−08	.602E−08	.184E−07	.357E−07	.833E−07	.146E−06	.316E−06	.111E−05	.444E−05
80	.261E−08	.643E−08	.165E−07	.492E−07	.946E−07	.218E−06	.381E−06	.820E−06	.286E−05	.114E−04
90	.712E−08	.171E−07	.426E−07	.124E−06	.237E−06	.541E−06	.940E−06	.201E−05	.698E−05	.276E−04
100	.184E−07	.430E−07	.105E−06	.300E−06	.565E−06	.127E−05	.220E−05	.470E−05	.162E−04	.638E−04
110	.456E−07	.103E−06	.247E−06	.689E−06	.128E−05	.287E−05	.494E−05	.105E−04	.359E−04	.141E−03
120	.108E−06	.238E−06	.555E−06	.152E−05	.280E−05	.619E−05	.106E−04	.224E−04	.764E−04	.298E−03
130	.244E−06	.526E−06	.120E−05	.321E−05	.586E−05	.128E−04	.219E−04	.459E−04	.156E−03	.606E−03
140	.533E−06	.112E−05	.250E−05	.656E−05	.118E−04	.257E−04	.435E−04	.910E−04	.308E−03	.119E−02
150	.112E−05	.230E−05	.504E−05	.129E−04	.231E−04	.497E−04	.837E−04	.174E−03	.588E−03	.226E−02
160	.229E−05	.459E−05	.983E−05	.247E−04	.438E−04	.932E−04	.156E−03	.324E−03	.109E−02	.416E−02
170	.453E−05	.886E−05	.186E−04	.459E−04	.806E−04	.170E−03	.283E−03	.586E−03	.196E−02	.746E−02
180	.870E−05	.166E−04	.343E−04	.829E−04	.144E−03	.301E−03	.499E−03	.103E−02	.343E−02	.130E−01
190	.163E−04	.304E−04	.615E−04	.146E−03	.252E−03	.520E−03	.859E−03	.177E−02	.587E−02	.222E−01
200	.297E−04	.543E−04	.108E−03	.251E−03	.429E−03	.878E−03	.144E−02	.296E−02	.981E−02	.370E−01
210	.528E−04	.946E−04	.185E−03	.422E−03	.714E−03	.145E−02	.237E−02	.486E−02	.161E−01	.603E−01
220	.919E−04	.161E−03	.309E−03	.694E−03	.117E−02	.235E−02	.383E−02	.781E−02	.258E−01	.965E−01
230	.157E−03	.269E−03	.508E−03	.112E−02	.187E−02	.373E−02	.605E−02	.123E−01	.405E−01	.152
240	.261E−03	.441E−03	.819E−03	.178E−02	.293E−02	.582E−02	.939E−02	.191E−01	.627E−01	.234
250	.428E−03	.708E−03	.130E−02	.276E−02	.453E−02	.891E−02	.143E−01	.291E−01	.955E−01	.356
260	.690E−03	.112E−02	.202E−02	.423E−02	.688E−02	.134E−01	.215E−01	.437E−01	.143	.532
270	.109E−02	.174E−02	.309E−02	.638E−02	.103E−01	.200E−01	.319E−01	.646E−01	.212	.786
280	.170E−02	.266E−02	.466E−02	.948E−02	.152E−01	.293E−01	.465E−01	.943E−01	.309	1.144
290	.261E−02	.401E−02	.694E−02	.139E−01	.221E−01	.423E−01	.670E−01	.136	.444	1.646
300	.395E−02	.595E−02	.102E−01	.201E−01	.318E−01	.604E−01	.953E−01	.193	.632	2.339
310	.589E−02	.873E−02	.148E−01	.287E−01	.451E−01	.852E−01	.134	.272	.889	3.289
320	.868E−02	.126E−01	.211E−01	.405E−01	.632E−01	.119	.186	.378	1.236	4.575
330	.126E−01	.181E−01	.299E−01	.565E−01	.877E−01	.164	.256	.520	1.703	6.303
340	.181E−01	.255E−01	.418E−01	.780E−01	.120	.224	.348	.708	2.323	8.603
350	.258E−01	.357E−01	.578E−01	.107	.164	.303	.470	.956	3.142	11.640

* Vermeulen, Dong, Robinson, Nguyen y Gmitro, AIChE meeting, Anaheim, Calif., 1982 y comunicación privada del Profr. Theodore Vermeulen, Chemical Engineering Dept., University of California, Berkeley.

TABLA 3-14*b* Presión parcial del ácido sulfúrico, bar, sobre ácido sulfúrico acuoso*

	Porcentaje en peso, H_2SO_4								
°C	10.0	20.0	30.0	40.0	50.0	60.0	70.0	75.0	80.0	85.0
0	.576E−21	.843E−20	.141E−18	.344E−17	.109E 15	.438E−14	.249E−12	.200E 11	.161E−10	.121E−09
10	.634E−20	.874E−19	.131E 17	.276E−16	.769E−15	.273E 13	.185E−11	.101E−10	.743E−10	.490E 09
20	.588E−19	.769E−18	.104E−16	.193E−15	.474E−14	.149E−12	.649E 11	.447E−10	.305E−09	.179E−08
30	.468E−18	.584E−17	.721E−16	.119E−14	.259E 13	.725E−12	.278E−10	.178E 09	.113E−08	.594E−08
40	.324E 17	.389E−16	.441E 15	.649E−14	.127E−12	.317E−11	.108E−09	.643E−09	.379E−08	.181E−07
50	.197E−16	.229E−15	.241E−14	.320E 13	.562E−12	.126E−10	.380E 09	.212E−08	.117E−07	.513E−07
60	.107E−15	.121E−14	.119E 13	.144E−12	.228E 11	.462E−10	.124E−08	.646E 08	.334E−07	.135E−06
70	.526E 15	.581E−14	.535E 13	.592E−12	.851E−11	.156E−09	.373E−08	.183E−07	.888E 07	.336E−06
80	.235E−14	.254E 13	.221E−12	.225E 11	.295E−10	.492E−09	.105E 07	.485E−07	.222E−06	.786E 06
90	.960E−14	.102E−12	.844E−12	.798E−11	.956E 10	.145E−08	.279E−07	.121E 06	.522E−06	.175E−05
100	.353E−13	.361E 12	.300E−11	.264E−10	.291E−09	.402E−08	.698E−07	.287E−06	.117E−05	.371E−05
110	.127E−12	.132E−11	.997E−11	.824E−10	.835E−09	.106E−07	.166E−06	.644E−06	.249E 05	.752E−05
120	.418E−12	.432E−11	.312E−10	.243E 09	.227E−08	.264E 07	.375E 06	.138E−05	.508E−05	.147E 04
130	.129E−11	.132E−10	.924E−10	.678E−09	.589E−08	.631E−07	.814E−06	.285E−05	.995E−05	.277E−04
140	.375E−11	.385E−10	.259E−09	.181E−08	.146E 07	.144E−06	.169E−05	.565E−05	.188E−04	.503E−04
150	.103E 10	.106E−09	.694E−09	.460E−08	.346E−07	.316E 06	.340E−05	.109E−04	.342E 04	.889E−04
160	.272E−10	.279E−09	.178E−08	.112E 07	.789E−07	.670E−06	.659E 05	.200E−04	.608E−04	.152E−03
170	.682E−10	.702E−09	.436E−08	.264E−07	.174E 06	.137E−05	.124E−04	.359E 04	.104E−03	.255E−03
180	.164E−09	.170E−08	.103E 07	.599E−07	.369E 06	.271E 05	.225E−04	.627E−04	.175E 03	.416E−03
190	.378E 09	.394E−08	.234E−07	.131E−06	.760E−06	.521E−05	.400E−04	.107E−03	.286E−03	.663E 03
200	.842E−09	.883E−08	.514E−07	.278E−06	.152E−05	.975E 05	.691E−04	.177E−03	.457E−03	.104E 02
210	.181E−08	.191E−07	.109E−06	.573E 06	.295E−05	.178E 04	.117E 03	.288E−03	.715E−03	.159E 02
220	.376E−08	.401E−07	.226E−06	.115E 05	.559E−05	.316E 04	.193E 03	.459E−03	.110E−02	.239E−02
230	.758E−08	.817E−07	.455E−06	.224F−05	.103E 04	.549E−04	.311E−03	.717E−03	.166E 02	.354E−02
240	.148E 07	.162E−06	.889E−06	.427E−05	.186E−04	.935E 04	.494E−03	.110E−02	.245E 02	.515E−02
250	.283E−07	.312E−06	.170E−05	.793E−05	.329E−04	.156E−03	.770E−03	.166E−02	.358E−02	.740E−02
260	.526E−07	.588E−06	.316E−05	.144E−04	.569E−04	.255E−03	.118E−02	.247E 02	.516E−02	.105E−01
270	.954E−07	.108E−05	.577E−05	.257E−04	.965E−04	.411E 03	.178E−02	.362E−02	.733E 02	.147E−01
280	.169E−06	.194E−05	.103E−04	.450E−04	.161E−03	.650E−03	.265E−02	.524E−02	.103E−01	.203E−01
290	.294E−06	.342E 05	.180E−04	.771E−04	.263E−03	.101E−02	.389E−02	.750E−02	.143E−01	.278E−01
300	.500E−06	.591E 05	.309E−04	.130E−03	.424E−03	.156E−02	.563E 02	.106E−01	.196E−01	.376E−01
310	.834E−06	.100E−04	.522E 04	.215E−03	.672E 03	.236E−02	.805E−02	.148E−01	.266E−01	.504E−01
320	.137E 05	.167E−04	.865E−04	.352E−03	.105E−02	.352E 02	.114E−01	.205E−01	.359E−01	.670E 01
330	.220E−05	.273E−04	.141E−03	.565E−03	.162E−02	.519E−02	.159E 01	.281E−01	.480E−01	.883E−01
340	.349E−05	.440E−04	.227E 03	.895E−03	.246E 02	.757E−02	.221E−01	.382E 01	.636E−01	.116
350	.544E 05	.698E−04	.360E−03	.140E−02	.369E−02	.109E 01	.303E−01	.516E−01	.836E−01	.150

	Porcentaje en peso, H_2SO_4								
°C	90.0	92.0	94.0	96.0	97.0	98.0	98.5	99.0	99.5	100.0
0	.534E−09	.803E−09	.112E−08	.148E−08	.167E 08	.187E−08	.196E−08	.206E 08	.217E−08	.228E−08
10	.200E 08	.296E−08	.409E−08	.540E−08	.609E−08	.679E 08	.714E−08	.750E−08	.788E 08	.827E 08
20	.677E−08	.993E−08	.136E−07	.179E 07	.201E−07	.224E−07	.236E 07	.247E−07	.260E−07	.273E 07
30	.211E−07	.306E 07	.415E−07	.543E 07	.611E−07	.686E−07	.714E−07	.749E−07	.786E−07	.824E−07
40	.607E−07	.870E−07	.117E−06	.153E−06	.171E−06	.191E−06	.200E−06	.210E−06	.220E 06	.230E−06
50	.163E 06	.231E−06	.309E−06	.400E−06	.449E−06	.498E 06	.523E−06	.548E−06	.574E−06	.600E 06
60	.411E−06	.575E 06	.765E−06	.985E 06	.110E−05	.122E−05	.128E 05	.134E−05	.140E−05	.147E−05
70	.976E−06	.135E−05	.179E−05	.229E−05	.256E−05	.283E−05	.297E−05	.310E 05	.325E−05	.339E−05
80	.220E−05	.302E−05	.396E−05	.504E−05	.562E−05	.622E 05	.652E−05	.681E−05	.712E 05	.743E−05
90	.473E−05	.642E 05	.835E−05	.106E 04	.118E−04	.130E−04	.136E 04	.143E−04	.149E−04	.155E−04
100	.973E 05	.131E−04	.169E−04	.213E−04	.237E−04	.261E 04	.274E−04	.285E−04	.298E−04	.310E 04
110	.192E−04	.256E 04	.328E−04	.412E−04	.457E−04	.503E−04	.527E 04	.549E−04	.572E−04	.595E−04
120	.366E−04	.482E−04	.614E 04	.767E−04	.849E 04	.935E−04	.977E−04	.102E−03	.106E−03	.110E−03
130	.672E 04	.879E−04	.111E−03	.138E−03	.153E−03	.168E−03	.175E−03	.182E−03	.190E−03	.197E 03
140	.120E−03	.155E−03	.195E−03	.241E−03	.266E−03	.292E−03	.304E−03	.316E−03	.329E−03	.341E−03
150	.207E−03	.266E−03	.332E−03	.409E−03	.449E 03	.493E−03	.514E−03	.534E−03	.554E−03	.574E−03
160	.348E−03	.444E−03	.550E−03	.673E−03	.740E−03	.810E 03	.844E−03	.876E−03	.909E−03	.941E 03
170	.572E−03	.723E−03	.889E−03	.108E−02	.119E−02	.130E−02	.135E 02	.140E 02	.145E−02	.150E−02
180	.917E−03	.115E 02	.140E−02	.170E−02	.186E 02	.204E−02	.212E−02	.220E 02	.227E−02	.235E−02
190	.144E−02	.179E−02	.217E 02	.262E−02	.286E−02	.312E−02	.325E 02	.336E−02	.348E 02	.359E−02
200	.221E−02	.273E−02	.329E 02	.395E−02	.431E−02	.470E−02	.488E−02	.505E 02	.522E 02	.538E−02
210	.333E 02	.408E−02	.490E 02	.585E 02	.637E−02	.693E 02	.720E−02	.744E−02	.768E−02	.791E−02
220	.494E−02	.601E−02	.715E−02	.850E 02	.924E−02	.100E−01	.104E 01	.108E−01	.111E−01	.114E−01
230	.719E−02	.869E−02	.103E−01	.122E−01	.132E−01	.143E−01	.149E−01	.153E 01	.158E−01	.162E−01
240	.103E−01	.124E−01	.146E 01	.171E−01	.186E−01	.201E 01	.209E−01	.215E−01	.221E 01	.227E−01
250	.146E 01	.174E−01	.203E−01	.238E−01	.257E−01	.278E−01	.289E−01	.297E−01	.305E−01	.314E 01
260	.203E−01	.240E 01	.279E−01	.326E−01	.352E−01	.380E−01	.394E 01	.405E 01	.416E−01	.427E−01
270	.279E−01	.329E−01	.380E 01	.441E−01	.475E 01	.513E−01	.531E−01	.545E 01	.560E−01	.574E−01
280	.380E−01	.444E−01	.510E−01	.589E−01	.633E−01	.683E 01	.706E−01	.725E−01	.744E−01	.762E 01
290	.510E−01	.592E−01	.676E−01	.778E−01	.835E−01	.900E−01	.930E 01	.954E−01	.978E−01	.100
300	.678E−01	.782E−01	.888E−01	.102	.109	.117	.121	.124	.127	.130
310	.892E−01	.102	.115	.132	.141	.151	.156	.160	.164	.167
320	.116	.132	.149	.169	.180	.193	.199	.204	.209	.213
330	.150	.170	.190	.214	.228	.245	.252	.258	.263	.269
340	.192	.216	.240	.270	.287	.307	.317	.323	.330	.336
350	.243	.272	.301	.337	.358	.383	.394	.402	.410	.417

* Vermeulen, Dong, Robinson, Nguyen y Gmitro, AIChE meeting, Anaheim, Calif., 1982 y comunicación privada del Profr. Theodore Vermeulen, Chemical Engineering Dept., University of California, Berkeley.

TABLA 3-15 Presi

°C	10.0
0	.582E−02
10	.117E−01
20	.223E−01
30	.404E−01
40	.709E−01
50	.117
60	.189
70	.296
80	.449
90	.664
100	.957
110	1.349
120	1.863
130	2.524
140	3.361
150	4.404
160	5.685
170	7.236
180	9.093
190	11.289
200	13.861
210	16.841
220	20.264
230	24.160
240	28.561
250	33.494
260	38.984
270	45.055
280	51.726
290	59.015
300	66.934
310	75.495
320	84.705
330	94.567
340	105.083
350	116.251

°C	90.0
0	.518E−06
10	.159E−05
20	.449E−05
30	.117E−04
40	.985E−04
50	.653E−04
60	.141E−03
70	.291E−03
80	.571E−03
90	.107E−02
100	.195E−02
110	.340E−02
120	.575E−02
130	.944E−02
140	.151E−01
150	.235E−01
160	.357E−01
170	.532E−01
180	.775E−01
190	.111
200	.156
210	.216
220	.295
230	.396
240	.525
250	.688
260	.891
270	1.141
280	1.447
290	1.817
300	2.261
310	2.791
320	3.417
330	4.153
340	5.011
350	6.006

* Vermeulen, Dong, R
Engineering Dept., Univ

TABLA 3-15 Presión total, bar, de soluciones acuosas de ácido sulfúrico*

°C	Porcentaje en peso, H_2SO_4									
	10.0	20.0	30.0	40.0	50.0	60.0	70.0	75.0	80.0	85.0
0	.582E 02	.534E 02	.448E 02	.326E−02	.193E−02	.836E−03	.207E−03	.747E 04	.197E 04	.343E−05
10	.117E−01	.107E−01	.909E−02	.670E 02	.405E 02	.180E 02	.467E−03	.175E−03	.490E−04	.952E−05
20	.223E−01	.205E−01	.174E−01	.130E−01	.802E−02	.367E−02	.995E−03	.388E−03	.115E−03	.245E 04
30	.404E−01	.373E−01	.319E−01	.241E−01	.151E−01	.710E−02	.201E−02	.811E−03	.253E 03	.589E−04
40	.703E−01	.649E−01	.558E−01	.427E 01	.272E 01	.131E 01	.387E 02	.162E−02	.531E−03	.134E−03
50	.117	.109	.939E−01	.725E−01	.470E−01	.232E−01	.715E−02	.309E−02	.106E−02	.286E−03
60	.189	.175	.152	.119	.782E−01	.395E−01	.127E−01	.565E−02	.204E−02	.584E 05
70	.296	.275	.239	.188	.126	.651E 01	.217E 01	.997E−01	.376E−02	.114E−02
80	.449	.417	.365	.290	.196	.104	.360E−01	.170E−01	.668E−02	.213E 02
90	.664	.617	.542	.434	.298	.161	.578E−01	.281E−01	.115E 01	.383E 02
100	.957	.891	.786	.634	.441	.244	.905E−01	.452E−01	.192E−01	.666E 02
110	1.349	1.258	1.113	.904	.638	.360	.138	.708E 01	.312E 01	.112E−01
120	1.863	1.740	1.544	1.264	.903	.519	.206	.108	.493E−01	.183E−01
130	2.524	2.361	2.101	1.732	1.253	.734	.301	.162	.760E−01	.291E 01
140	3.361	3.149	2.810	2.333	1.708	1.020	.431	.236	.115	.451E−01
150	4.404	4.132	3.697	3.090	2.289	1.392	.605	.339	.170	.683E−01
160	5.685	5.342	4.793	4.031	3.021	1.870	.837	.478	.246	.101
170	7.236	6.810	6.127	5.185	3.930	2.475	1.138	.662	.350	.147
180	9.093	8.571	7.731	6.584	5.045	3.233	1.525	.902	.489	.209
190	11.289	10.658	9.640	8.259	6.397	4.169	2.017	1.212	.673	.292
200	13.861	13.107	11.887	10.245	8.020	5.312	2.633	1.606	.913	.402
210	16.841	15.954	14.505	12.576	9.948	6.696	3.396	2.101	1.221	.544
220	20.264	19.225	17.529	15.287	12.217	8.354	4.331	2.715	1.610	.726
230	24.160	22.960	20.992	18.414	14.864	10.322	5.466	3.468	2.098	.956
240	28.561	27.168	24.927	21.992	17.929	12.641	6.832	4.382	2.701	1.242
250	33.494	31.939	29.364	26.056	21.452	15.351	8.459	5.481	3.439	1.594
260	38.984	37.240	34.334	30.642	25.472	18.496	10.384	6.791	4.332	2.023
270	45.055	43.116	39.865	35.784	30.030	22.122	12.642	8.337	5.402	2.540
280	51.726	49.590	45.984	41.514	35.168	26.275	15.272	10.147	6.673	3.157
290	59.015	56.681	52.715	47.866	40.926	31.004	18.315	12.250	8.176	3.886
300	66.934	64.407	60.081	54.869	47.347	36.361	21.814	14.675	9.916	4.740
310	75.495	72.781	68.101	62.553	54.470	42.398	25.812	17.453	11.939	5.732
320	84.705	81.816	76.792	70.947	62.338	49.168	30.355	20.611	14.264	6.876
330	94.567	91.518	86.172	80.078	70.990	56.727	35.499	24.182	16.916	8.185
340	105.083	101.894	96.252	89.970	80.466	65.130	41.262	28.193	19.920	9.672
350	116.251	112.947	107.043	100.647	90.806	74.437	47.723	32.674	23.303	11.351

°C	Porcentaje en peso, H_2SO_4									
	90.0	92.0	94.0	96.0	97.0	98.0	98.5	99.0	99.5	100.0
0	.518E 06	.243E−06	.109E−06	.416E−07	.235E−07	.117E−07	.768E−08	.479E 08	.313E 08	.323E−08
10	.159E−05	.765E−06	.348E−06	.136E−06	.774E 07	.391E−07	.261E−07	.166E 07	.113E−07	.124E−07
20	.449E−05	.221E−05	.102E−05	.407E−06	.235E−06	.121E−06	.812E−07	.528E−07	.373E−07	.435E 07
30	.117E−04	.590E−05	.279E−05	.113E−05	.659E−06	.344E−06	.234E−06	.155E−06	.114E−06	.141E 06
40	.385E−04	.147E−04	.708E 05	.293E 05	.173E 05	.914E 06	.630E 06	.425E 06	.323E−06	.425E−06
50	.853E−04	.344E−04	.169E−04	.712E 05	.425E 05	.228E 05	.159E−05	.109E−05	.861E−06	.120E−05
60	.141E−03	.759E−04	.340E−04	.164E−04	.967E−05	.538E−05	.379E−05	.264E−05	.216E−05	.319E 05
70	.291E 03	.159E−03	.813E 04	.357E−04	.219E−04	.120E−04	.856E−05	.605E 05	.514E 05	.804E−05
80	.571E−03	.319E−03	.166E−03	.742E 04	.458E 04	.257E 04	.184E 04	.132E−04	.117E−04	.193E−04
90	.107E−02	.612E−03	.324E−03	.148E−03	.921E−04	.524E−04	.390E−04	.277E−04	.253E−04	.441E 04
100	.195E−02	.113E−02	.607E−03	.283E−03	.178E−03	.103E−03	.751E−04	.555E−04	.527E−04	.966E−04
110	.340E−02	.201E−02	.110E−02	.521E−03	.332E−03	.194E−03	.143E−03	.107E−03	.106E 03	.204E 03
120	.575E−02	.346E−02	.192E−02	.929E−03	.598E−03	.354E 03	.263E−03	.201E 03	.206E−03	.414E−03
130	.944E−02	.578E−02	.327E−02	.161E−02	.104E−02	.626E−03	.470E−03	.363E−03	.387E−03	.814E−03
140	.151E−01	.939E−02	.539E−02	.270E−02	.177E−02	.107E−02	.815E−03	.639E 03	.708E 03	.155E 02
150	.235E−01	.149E−01	.866E 02	.441E−02	.293E−02	.180E 02	.137E 02	.109E 02	.126E−02	.287E−02
160	.357E−01	.230E−01	.136E−01	.703E−02	.471E−02	.293E−02	.226E−02	.183E−02	.219E−02	.516E−02
170	.532E−01	.347E−01	.209E−01	.110E−01	.741E−02	.466E−02	.363E−02	.299E−02	.372E−02	.905E 02
180	.775E−01	.514E−01	.312E−01	.167E−01	.114E−01	.726E−02	.571E−02	.478E 02	.619E−02	.155E−01
190	.111	.747E−01	.460E−01	.250E−01	.172E−01	.111E−01	.880E−02	.749E−02	.101E−01	.260E−01
200	.156	.107	.665E 01	.367E 01	.255E 01	.166E 01	.133E 01	.115E 01	.161E−01	.427E−01
210	.216	.150	.944E−01	.530E−01	.371E−01	.245E−01	.196E−01	.175E−01	.253E−01	.687E−01
220	.295	.207	.132	.752E−01	.531E−01	.354E−01	.289E−01	.260E−01	.392E−01	.109
230	.396	.282	.182	.105	.749E−01	.505E−01	.417E−01	.382E−01	.596E 01	.169
240	.525	.379	.247	.145	.104	.710E 01	.592E 01	.553E 01	.895E−01	.258
250	.688	.503	.331	.197	.143	.985E−01	.830E−01	.790E−01	.132	.389
260	.891	.660	.439	.264	.193	.135	.115	.112	.193	.577
270	1.141	.856	.575	.351	.258	.183	.157	.156	.279	.846
280	1.447	1.099	.744	.460	.341	.245	.213	.215	.398	1.225
290	1.817	1.398	.954	.597	.446	.324	.285	.295	.562	1.751
300	2.261	1.761	1.211	.767	.578	.425	.379	.399	.785	2.476
310	2.791	2.199	1.524	.977	.742	.553	.498	.536	1.085	3.465
320	3.417	2.723	1.901	1.234	.944	.713	.649	.714	1.486	4.800
330	4.153	3.347	2.353	1.545	1.191	.911	.840	.944	2.018	6.586
340	5.011	4.084	2.889	1.919	1.491	1.156	1.078	1.239	2.718	8.957
350	6.006	4.949	3.523	2.366	1.852	1.456	1.374	1.614	3.631	12.079

*Vermeulen, Dong, Robinson, Nguyen y Gmitro, AIChE meeting, Anaheim, Calif., 1982 y comunicación privada del Profr. Theodore Vermeulen, Chemical Engineering Dept., University of California, Berkeley.

TABLA 3-16 Presiones de HNO_3 y H_2O sobre soluciones acuosas de HNO_3

mmHg

Los porcentajes son en peso de HNO_3 en la solución

°C	20%		25%		30%		35%		40%		45%		50%	
	HNO_3	H_2O	HNO_3	H_2O	HNO_3	H_2O	HNO_3	H_2O	HNO_3	H_2O	HNO_3	H_2O	HNO_3	H_2O
0	....	4.1	....	3.8	....	3.6	.....	3.3	.....	3.0	.....	2.6	.....	2.1
5	....	5.7	....	5.4	....	5.0	.....	4.6	.....	4.2	.....	3.6	.....	3.0
10	....	8.0	....	7.6	....	7.1	.....	6.5	.....	5.8	.....	5.0	0.12	4.2
15	.....	10.9	....	10.3	....	9.7	.....	8.9	.....	8.0	0.10	6.9	.18	5.8
20	....	15.2	....	14.2	....	13.2	.....	12.0	.....	10.8	.15	9.4	.27	7.9
25	....	20.6	....	19.2	....	17.8	.....	16.2	0.12	14.6	.23	12.7	.39	10.7
30	....	27.6	....	25.7	....	23.8	0.09	21.7	.17	19.5	.33	16.9	.56	14.4
35	....	36.5	....	33.8	....	31.1	.13	28.3	.25	25.5	.48	22.3	.80	19.0
40	....	47.5	....	44	0.11	41	.20	37.7	.36	33.5	.68	29.3	1.13	25.0
45	....	62	0.09	57.5	.17	53	.28	48	.52	43	.96	38.0	1.57	32.5
50	....	80	.13	75	.25	69	.42	63	.75	56	1.35	49.5	2.18	42.5
55	0.09	100	.18	94	.35	87	.59	79	1.04	71	1.83	62.5	2.95	54
60	.13	128	.28	121	.51	113	.85	102	1.48	90	2.54	80	4.05	70
65	.19	162	.40	151	.71	140	1.18	127	2.05	114	3.47	100	5.46	88
70	.27	200	.54	187	1.00	174	1.63	159	2.80	143	4.65	126	7.25	110
75	.38	250	.77	234	1.38	217	2.26	198	3.80	178	6.20	158	9.6	138
80	.53	307	1.05	287	1.87	267	3.07	243	5.10	218	8.15	195	12.5	170
85	.74	378	1.44	352	2.53	325	4.15	297	6.83	268	10.7	240	16.3	211
90	1.01	458	1.95	426	3.38	393	5.50	359	9.0	325	13.7	292	20.9	258
95	1.37	555	2.62	517	4.53	478	7.32	436	11.7	394	17.8	355	26.8	315
100	1.87	675	3.50	628	6.05	580	9.7	530	15.5	480	23.0	430	34.2	383
105	2.50	800	4.65	745	7.90	690	12.7	631	20.0	573	29.2	520	43.0	463
110	....	.....	....	.....	....	.....	16.5	755	25.7	688	37.0	625	54.5	560
115	....	.....	....	.....	....	.....	.....	.....	32.5	810	46	740	67	665
120	....	.....	....	.....	....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	84	785

°C	55%		60%		65%		70%		80%		90%		100%
	HNO_3	H_2O	HNO_3	H_2O	HNO_3	H_2O	HNO_3	H_2O	HNO_3	H_2O	HNO_3	H_2O	HNO_3
0	.....	1.8	0.19	1.5	0.41	1.3	0.79	1.1	2	.....	5.5	....	11
5	0.14	2.5	.28	2.1	.60	1.8	1.12	1.6	3	.....	8	....	15
10	.21	3.5	.41	3.0	.86	2.6	1.58	2.2	4	1.2	11	....	22
15	.31	4.9	.59	4.1	1.21	3.5	2.18	3.0	6	1.7	15	....	30
20	.45	6.7	.84	5.6	1.66	4.9	3.00	4.1	8	2.4	20	....	42
25	.66	9.1	1.21	7.7	2.32	6.6	4.10	5.5	10.5	3.2	27	1	57
30	.93	12.2	1.66	10.3	3.17	8.8	5.50	7.4	14	4	36	1.3	77
35	1.30	16.1	2.28	13.6	4.26	11.6	7.30	9.8	18.5	5.5	47	1.8	102
40	1.82	21.3	3.10	18.1	5.70	15.5	9.65	12.8	24.5	7	62	2.4	133
45	2.50	28.0	4.20	23.7	7.55	20.0	12.6	16.7	32	9.5	80	3	170
50	3.41	36.3	5.68	31	10.0	26.0	16.5	21.8	41	12	103	4	215
55	4.54	46	7.45	39	12.8	33.0	21.0	27.3	52	15	127	5	262
60	6.15	60	9.9	51	16.8	43.0	27.1	35.3	67	20	157	6.5	320
65	8.18	76	13.0	64	21.7	54.5	34.5	44.5	85	25	192	8	385
70	10.7	95	16.8	81	27.5	68	43.3	56	106	31	232	10	460
75	13.9	120	21.8	102	35.0	86	54.5	70	130	38	282	13	540
80	18.0	148	27.5	126	43.5	106	67.5	86	158	48	338	16	625
85	23.0	182	34.8	156	54.5	131	83	107	192	60	405	20	720
90	29.4	223	43.7	192	67.5	160	103	130	230	73	480	24	820
95	37.3	272	55.0	233	83.5	195	125	158	278	89	570	29	
100	47	331	69.5	285	103	238	152	192	330	108	675	35	
105	58.5	400	84.5	345	124	288	183	231	392	129	790	42	
110	73	485	103	417	152	345	221	270	465	155			
115	90	575	126	495	181	410	262	330	545	185			
120	110	685	156	590	218	490	312	393	640	219			
125	.....	....	187	700	260	580	372	469					

TABLA 3-17 Presiones parciales del H_2O y HBr sobre soluciones acuosas de HBr de 20° a 55°C

mmHg

% HBr	20°C		25°C		50°C		55°C	
	HBr	H_2O	HBr	H_2O	HBr	H_2O	HBr	H_2O
32	.....	...	0.0016					
34	.....	...	.0022					
36	.....	...	.0033					
38	.....	...	.0061					
40	.....	...	.011					
42	.....	...	.023					
44	.....	...	.048					
46	.....	...	.10					
48	0.09	6.2	.13	8.2	1.3	30.2	2.0	38
50	.23	4.5	.37	6.1	3.2	24.3	4.6	31
52	.71	3.3	1.1	4.5	7.2	19.3	10.2	25
54	2.2	2.4	3.2	3.3	17	16.0	23.0	21
56	6.8	1.7	9.3	2.4	40	13.3	51	18
58	21	1.3	27	1.9	91	10.4	115	14
60	.....	...	.....	...	....	....	260	11.4

TABLA 3-18 Presiones parciales del HI sobre soluciones acuosas de HI a 25°C

mmHg

%HI	4	46	48	50	52	54	56
p_{HI}	0.00064	0.0010	0.0022	0.0050	0.013	0.035	0.10

TABLA 3-19 Presiones de vapor del sistema: agua-ácido sulfúrico-ácido nítrico

Para estos datos, hay que consultar las gráficas de *International Critical Tables*, vol. 3, págs. 306-308.

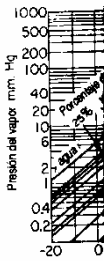


FIG. 3-3 Presiones
cortesía de la *Carbid*

TABLA 3-21

t, °F	0 (0)
32	0.09
40	.12
50	.18
60	.26
70	.36
80	.51
90	.72
100	.99
110	1.35
120	1.80
130	2.37
140	2.89
150	3.72
160	4.73
170	5.99
180	7.53
190	9.39
200	11.59
210	14.17
220	17.19
230	20.71
240	24.81
250	29.58

*Wilson, *U*

TABLA 3-2

t °F	0 (0)	5 (4.74
32	100	24.
40	100	25.
50	100	26.
60	100	27.
70	100	29.
80	100	31.
90	100	32.
100	100	34.
110	100	35.
120	100	37.
130	100	39.
140	100	40.
150	100	42.
160	100	44.
170	100	45.
180	100	47.
190	100	48.
200	100	50.
210	100	52.
220	100	53.
230	100	55.
240	100	56.
250	100	58.

*Wilson,

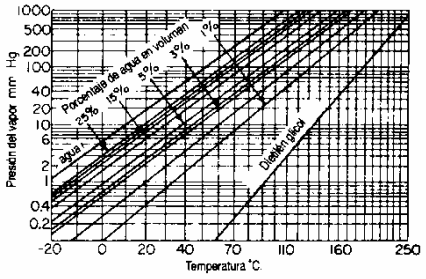


FIG. 3-3 Presiones de vapor de soluciones acuosas de dietilén glicol. (por cortesía de la *Carbide and Carbon Chemical Corp.*)

TABLA 3-20 Presiones totales de vapor de soluciones acuosas de CH_3COOH

Los porcentajes son en peso de ácido acético en la solución

mmHg

°C	25%	50%	75%
20	16.3	15.7	15.3
25	22.1	21.4	20.8
30	29.6	28.8	27.8
35	39.4	38.3	36.6
40	51.7	50.2	48.1
45	67.0	65.0	62.0
50	87.2	85.0	80.1
55	110	107	102
60	141	138	130
65	178	172	162
70	223	216	203
75	277	269	251
80	342	331	310
85	419	407	376
90	510	497	458
95	618	602	550
100	743	725	666

TABLA 3-21 Presiones parciales de H_2O sobre soluciones acuosas de NH_3*

Las presiones están en libras por pulgada cuadrada, absoluta

t, °F	Concentración molal de amoniaco en las soluciones, en % (Concentración por peso de amoniaco en las soluciones, %)																		
	0 (0)	5 (4.74)	10 (9.50)	15 (14.29)	20 (19.10)	25 (23.94)	30 (28.81)	35 (33.71)	40 (38.64)	45 (43.59)	50 (48.57)	55 (53.58)	60 (58.62)	65 (63.69)	70 (68.79)	75 (73.91)	80 (79.07)	85 (84.26)	90 (89.47)	95 (94.72)
32	0.09	0.084	0.079	0.074	0.070	0.065	0.060	0.056	0.051	0.047	0.042	0.038	0.034	0.030	0.025	0.021	0.017	0.013	0.008	0.004
40	.12	.115	.108	.101	.095	.089	.083	.076	.070	.064	.058	.052	.046	.040	.035	.029	.023	.015	.012	.006
50	.18	.17	.16	.15	.14	.13	.12	.11	.10	.094	.085	.076	.068	.059	.051	.042	.034	.025	.017	.008
60	.26	.24	.23	.21	.20	.19	.17	.16	.15	.13	.12	.11	.097	.085	.073	.061	.049	.037	.024	.012
70	.36	.34	.32	.30	.28	.26	.25	.23	.21	.19	.17	.15	.14	.12	.10	.086	.069	.052	.034	.017
80	.51	.48	.45	.42	.40	.37	.34	.32	.29	.27	.24	.22	.19	.17	.14	.12	.096	.072	.048	.024
90	.70	.66	.63	.58	.55	.51	.47	.44	.40	.37	.33	.30	.26	.23	.20	.16	.13	.10	.066	.033
100	.95	.90	.85	.79	.74	.69	.64	.59	.55	.50	.45	.41	.36	.31	.27	.22	.18	.13	.090	.045
110	1.27	1.20	1.14	1.07	1.00	.93	.86	.80	.73	.67	.60	.54	.48	.42	.36	.30	.24	.18	.120	.061
120	1.69	1.60	1.51	1.42	1.33	1.24	1.15	1.06	.97	.89	.80	.72	.64	.56	.48	.40	.32	.24	.160	.081
130	2.22	2.10	1.98	1.86	1.74	1.62	1.51	1.39	1.28	1.17	1.05	.95	.84	.74	.63	.55	.42	.32	.210	.100
140	2.89	2.73	2.57	2.42	2.26	2.11	1.96	1.81	1.66	1.52	1.37	1.23	1.10	.96	.82	.69	.55	.41	.270	.140
150	3.72	3.51	3.31	3.11	2.91	2.72	2.52	2.33	2.14	1.95	1.76	1.59	1.41	1.24	1.06	.88	.71	.53	.350	.180
160	4.74	4.48	4.22	3.97	3.71	3.46	3.22	2.97	2.73	2.49	2.25	2.02	1.80	1.58	1.35	1.12	.90	.67	.450	.220
170	5.99	5.66	5.34	5.02	4.70	4.38	4.07	3.75	3.45	3.15	2.84	2.56	2.28	1.99	1.71	1.42	1.13	1.85	.580	.300
180	7.51	7.10	6.69	6.30	5.89	5.49	5.10	4.71	4.33	3.94	3.57	3.21	2.85	2.50	2.14	1.77	1.42	1.08		
190	9.34	8.83	8.32	7.82	7.32	6.83	6.34	5.86	5.38	4.91	4.44	3.99	3.55	3.10	2.65					
200	11.53	10.90	10.27	9.65	9.04	8.43	7.83	7.23	6.64	6.06	5.48	4.93	4.38	3.81						
210	14.12	13.35	12.58	11.82	11.07	10.32	9.59	8.86	8.13	7.42	6.71	6.04	5.34							
220	17.19	16.25	15.32	14.39	13.48	12.57	11.67	10.78	9.90	9.03	8.17	7.31								
230	20.78	19.64	18.51	17.40	16.29	15.19	14.11	13.03	11.97	10.91	9.87									
240	24.97	23.60	22.25	20.91	19.58	18.26	16.95	15.66	14.38	13.12	11.86									
250	29.83	28.20	26.56	25.00	23.39	21.82	20.25	18.71	17.18	15.67										

*Wilson, *Univ. Ill., Eng. Expt. Sta. Bull.* 146.

TABLA 3-22 Porcentajes molares de H_2O sobre soluciones acuosas de NH_3*

t °F	Concentración molal de amoniaco en las soluciones, en % (Concentración por peso de amoniaco en las soluciones, %)																			
	0 (0)	5 (4.74)	10 (9.50)	15 (14.29)	20 (19.10)	25 (23.94)	30 (28.81)	35 (33.71)	40 (38.64)	45 (43.59)	50 (48.57)	55 (53.58)	60 (58.62)	65 (63.69)	70 (68.79)	75 (73.91)	80 (79.07)	85 (84.26)	90 (89.47)	95 (94.72)	100 (100.00)
32	100	24.3	13.2	7.63	4.43	2.50	1.43	0.856	0.514	0.335	0.216	0.151	0.109	0.0816	0.0585	0.0457	0.0345	0.0249	0.0146	0.00689	0.00
40	100	25.3	14.1	8.15	4.73	2.74	1.59	.943	.581	.372	.248	.172	.124	.0914	.0706	.0533	.0395	.0243	.0185	.00879	
50	100	26.6	15.2	9.09	5.24	3.03	1.78	1.060	.652	.434	.290	.202	.148	.1095	.0838	.0630	.0477	.0332	.0215	.00959	
60	100	27.9	16.2	9.50	5.69	3.42	1.97	1.210	.777	.481	.351	.238	.172	.1290	.0986	.0754	.0566	.0406	.0251	.01125	
70	100	29.1	17.4	10.30	6.14	3.65	2.27	1.390	.873	.569	.383	.266	.205	.1510	.112	.0882	.0656	.0474	.0296	.0135	
80	100	31.6	18.5	11.20	6.89	4.08	2.45	1.550	.978	.659	.444	.323	.230	.1750	.130	.103	.0772	.0528	.0351	.0167	
90	100	32.7	20.0	12.00	7.40	4.47	2.73	1.730	1.100	.742	.505	.366	.267	.2020	.157	.115	.0884	.0647	.0408	.0194	
100	100	34.4	21.0	12.90	7.92	4.85	3.00	1.890	1.250	.834	.574	.420	.307	.2290	.179	.135	.104	.0714	.0473	.0226	
110	100	35.9	22.2	13.80	8.59	5.29	3.30	2.110	1.370	.932	.644	.466	.347	.2640	.208	.157	.118	.0846	.0540	.0262	
120	100	37.5	23.4	14.70	9.23	5.75	3.63	2.320	1.520	1.044	.714	.529	.395	.3080	.233	.180	.135	.0970	.0619	.0300	
130	100	39.0	24.5	15.60	9.85	6.18	3.95	2.550	1.690	1.160	.811	.596	.444	.3430	.263	.205	.154	.1117	.0703	.0339	
140	100	40.7	25.8	16.50	10.50	6.69	4.28	2.790	1.860	1.286	.906	.663	.501	.3840	.297	.232	.175	.124	.0786	.0385	
150	100	42.3	27.1	17.50	11.20	7.19	4.63	3.080	2.040	1.410	1.004	.741	.558	.4320	.334	.257	.197	.140	.0892	.0439	
160	100	44.1	28.3	18.40	11.90	7.69	5.01	3.300	2.230	1.550	1.110	.818	.617	.4800	.372	.287	.218	.154	.1005	.0499	
170	100	45.6	29.6	19.40	12.70	8.22	5.38	3.580	2.430	1.700	1.220	.904	.689	.5300	.414	.320	.242	.174	.112	.0567	
180	100	47.3	30.9	20.40	13.40	8.76	5.78	3.870	2.640	1.850	1.340	.994	.756	.5860	.456	.352	.268	.192			
190	100	48.7	32.2	21.40	14.10	9.31	6.18	4.160	2.860	2.020	1.460	1.087	.830	.6420	.501						
200	100	50.4	33.4	22.30	14.90	9.88	6.59	4.470	3.080	2.190	1.580	1.187	.907	.7010							
210	100	52.1	34.7	23.40	15.70	10.45	7.03	4.780	3.310	2.360	1.720	1.272	.983								
220	100	53.7	36.1	24.40	16.40	11.05	7.48	5.100	3.560	2.540	1.860	1.390									
230	100	55.2	37.3	25.40	17.30	11.63	7.91	5.440	3.810	2.730	2.000										
240	100	56.8	38.6	26.50	18.00	12.24	8.36	5.780	4.060	2.920	2.150										
250	100	58.4	39.8	27.50	18.80	12.88	8.82	6.120	4.340	3.120											

*Wilson, *Univ. Ill., Eng. Expt. Sta. Bull.* 146.

TABLA 3-23 Presiones parciales de NH_3 sobre soluciones acuosas de NH_3*

Presiones en libras por pulgada cuadrada, absolutas

t, °F	Concentración molal de amoniaco en las soluciones, en % (Concentración por peso de amoniaco en las soluciones, en %)																		
	5 (4.74)	10 (9.50)	15 (14.29)	20 (19.10)	25 (23.94)	30 (28.81)	35 (33.71)	40 (38.64)	45 (43.59)	50 (48.57)	55 (53.58)	60 (58.62)	65 (63.69)	70 (68.79)	75 (73.91)	80 (79.07)	85 (84.26)	90 (89.47)	95 (94.72)
32	0.26	0.52	0.90	1.51	2.67	4.27	6.54	8.93	14.13	19.36	25.12	31.13	36.74	42.69	45.92	49.26	52.13	54.89	58.01
40	.33	.66	1.14	1.92	3.16	5.13	7.98	11.98	17.14	23.33	30.15	37.15	43.69	49.56	54.40	58.31	61.62	64.77	68.31
50	.47	.89	1.50	2.53	4.16	6.63	10.24	15.24	21.56	29.17	37.46	45.86	53.79	60.82	66.63	71.26	75.22	79.05	83.40
60	.62	1.19	2.00	3.21	5.36	8.48	13.06	19.15	26.92	36.14	46.12	56.22	65.81	73.99	80.90	86.44	91.04	95.67	100.65
70	.85	1.52	2.60	4.28	6.87	10.76	16.33	23.84	33.20	44.25	56.29	68.32	79.42	89.26	97.42	104.01	109.55	114.83	120.61
80	1.04	1.98	3.34	5.45	8.69	13.52	20.29	29.40	40.69	53.84	67.97	82.36	95.52	107.06	116.42	124.20	130.57	136.35	143.70
90	1.36	2.52	4.25	6.88	10.89	16.76	25.04	35.94	49.45	64.99	81.61	98.35	113.79	127.22	138.18	147.02	154.46	161.74	169.73
100	1.72	3.20	5.34	8.60	13.53	20.68	30.57	43.57	59.49	77.85	97.27	116.81	134.70	150.23	162.94	173.22	181.97	190.13	199.17
110	2.14	4.00	6.65	10.64	16.65	25.21	37.01	52.43	71.20	92.59	115.16	137.62	158.42	176.18	190.85	203.02	212.71	222.22	232.79
120	2.67	4.95	8.21	13.09	20.30	30.54	44.56	62.62	84.44	109.40	135.48	161.44	185.14	205.81	222.28	236.05	247.14	258.24	270.02
130	3.28	6.09	10.05	15.93	24.58	36.74	53.16	74.27	99.69	128.45	158.45	188.16	215.14	238.70	257.87	272.88	286.08	298.46	311.80
140	3.97	7.41	12.21	19.23	29.43	43.77	62.97	87.53	116.72	149.93	184.17	218.18	248.70	275.33	297.12	314.45	328.99	342.93	358.46
150	4.78	8.92	14.70	23.09	35.09	51.91	74.28	102.51	136.15	173.64	212.91	251.24	286.00	316.24	340.82	360.39	376.57	392.45	409.62
160	5.68	10.70	17.57	27.45	41.56	61.03	86.91	119.37	157.71	200.45	244.98	288.38	327.82	361.75	389.08	411.30	429.73	447.35	466.38
170	6.75	12.67	20.85	32.41	48.89	71.48	101.09	138.30	181.95	230.36	280.54	329.42	373.61	411.59	442.28	466.67	487.85	507.63	528.50
180	7.90	14.96	24.56	38.13	57.19	83.07	116.97	159.37	208.66	263.43	319.89	374.25	424.10	466.26	500.63	528.08	551.24		
190	9.23	17.55	28.78	44.49	66.49	96.22	134.89	182.72	238.39	299.86	363.11	424.15	479.40	526.15					
200	10.70	20.45	33.49	51.58	76.90	110.85	154.58	208.56	270.94	340.02	410.17	478.62	539.79						
210	12.26	23.68	38.76	59.65	88.48	126.83	176.24	236.92	307.08	383.99	462.36	537.56							
220	14.02	27.15	44.61	68.43	101.24	144.74	200.46	268.30	346.07	431.43	518.19								
230	15.95	31.09	51.06	78.14	115.45	164.17	226.67	302.53	389.29	483.53									
240	17.92	35.40	58.00	89.02	130.94	185.79	255.26	339.72	435.78	540.44									
250	20.12	40.09	65.74	100.69	147.66	209.37	286.89	380.42	486.73										

*Wilson, *Univ. Ill., Eng. Expt. Sta. Bull.* 146.

TABLA 3-24 Presiones totales de vapor de soluciones acuosas de NH_3*

Presiones en libras por pulgada cuadrada, absolutas

t, °F	Concentración molal de amoniaco en las soluciones, en % (Concentración por peso de amoniaco en las soluciones, %)																		
	0 (0)	5 (4.74)	10 (9.50)	15 (14.29)	20 (19.10)	25 (23.94)	30 (28.81)	35 (33.71)	40 (38.64)	45 (43.59)	50 (48.57)	55 (53.58)	60 (58.62)	65 (63.69)	70 (68.79)	75 (73.91)	80 (79.07)	85 (84.26)	90 (89.47)	95 (94.72)	100 (100.00)
32	0.09	0.34	0.60	0.97	1.58	2.60	4.20	6.54	9.93	14.18	19.40	25.16	31.16	36.77	42.72	45.94	49.28	52.14	54.90	58.01	62.29
40	.12	.45	.77	1.24	2.01	3.25	5.21	8.06	12.05	17.20	23.39	30.20	37.20	43.73	49.60	54.43	58.33	61.64	64.78	68.32	73.32
50	.18	.64	1.05	1.65	2.67	4.29	6.75	10.35	15.34	21.65	29.26	37.54	45.93	53.85	60.87	66.67	71.29	75.25	79.07	83.41	89.19
60	.26	.86	1.42	2.21	3.51	5.55	8.65	13.22	19.30	27.05	36.26	46.23	56.32	65.90	74.06	80.96	86.49	91.08	95.69	100.66	107.6
70	.36	1.17	1.84	2.90	4.56	7.13	11.01	16.56	24.05	33.39	44.42	56.44	68.46	79.54	89.36	97.51	104.08	109.60	114.86	120.63	128.8
80	.51	1.52	2.43	3.76	5.85	9.06	13.86	20.61	29.69	40.96	54.08	68.19	82.55	95.69	107.20	116.54	124.30	130.64	136.40	143.72	153.0
90	.70	2.02	3.15	4.83	7.43	11.40	17.23	25.48	36.34	49.82	65.32	81.91	98.61	114.02	127.42	138.34	147.15	154.56	161.81	169.76	180.6
100	.95	2.62	4.05	6.13	9.34	14.22	21.32	31.16	44.12	59.99	78.30	97.68	117.17	135.01	150.50	163.16	173.40	182.10	190.22	199.22	211.9
110	1.27	3.34	5.14	7.72	11.64	17.58	26.07	37.81	53.16	71.87	93.19	115.7	138.10	158.84	176.54	191.15	203.26	212.89	222.34	232.85	247.0
120	1.69	4.27	6.46	9.63	14.42	21.54	31.69	45.62	63.59	85.33	110.2	136.2	162.08	185.70	206.29	222.68	236.37	247.38	258.40	270.1	286.4
130	2.22	5.38	8.07	11.91	17.67	26.20	38.25	54.55	75.55	100.86	129.5	159.·	189.00	215.88	239.33	258.40	273.3	286.4	298.67	311.9	330.3
140	2.89	6.70	9.98	14.63	21.49	31.54	45.73	64.78	89.19	118.24	151.3	185.4	219.28	249.66	276.15	297.81	315.0	329.4	343.2	358.6	379.1
150	3.72	8.29	12.23	17.81	26.00	37.81	54.43	76.61	104.65	138.1	175.4	214.5	252.65	287.24	317.3	341.7	361.1	377.1	392.8	409.8	432.2
160	4.74	10.16	14.92	21.54	31.16	45.02	64.25	89.88	122.10	160.2	202.7	247.0	290.18	329.4	363.1	390.2	412.2	430.4	447.8	466.6	492.8
170	5.99	12.41	18.01	25.87	37.11	53.27	75.55	104.84	141.75	185.1	233.2	283.1	331.7	375.6	413.3	443.7	467.8	488.7	508.2	528.8	558.4
180	7.51	15.00	21.65	30.86	44.02	62.68	88.17	121.68	163.7	212.6	267.0	323.1	377.1	426.6	468.4	502.4	529.5	552.3			
190	9.34	18.06	25.87	36.60	51.81	73.32	102.56	140.75	188.1	243.3	304.3	367.1	422.7	432.5	528.8						
200	11.53	21.60	30.72	43.14	60.62	85.33	118.68	161.81	215.2	277.0	345.5	415.1	483.0	543.6							
210	14.12	25.61	36.26	50.58	70.72	98.80	136.42	185.10	245.1	314.5	390.7	468.4	542.9								
220	17.19	30.27	42.47	59.00	81.91	113.81	156.41	211.24	278.2	355.1	439.6	525.5									
230	20.78	35.59	49.60	68.46	94.43	130.64	178.28	239.70	314.5	400.2	493.4										
240	24.97	41.52	57.65	78.91	108.60	149.20	202.74	270.92	354.1	448.9	552.3										
250	29.83	48.32	66.67	90.74	124.08	169.48	229.62	305.60	397.6	502.4											

*Wilson, *Univ. Ill., Eng. Expt. Sta. Bull.* 146.

TABLA 3-25 P
nes acuosas de

t, °C	0
0	4.5
10	9.2
20	17.5
30	31.8
40	55.3
50	92.5
60	149.5
70	239.8
80	355.5
90	526.0
100	760.0

TABLA 3-27

Conc. g. de NaOH/100 g. H_2O
0
5
10
20
30
40
50
60
70
80
90
100
120
140
160
180
200
250
300
350
400
500
700
1000
2000
4000
8000

TABLA 3-25 Presiones parciales del H_2O sobre soluciones acuosas de carbonato de sodio

mm de Hg

t, °C	%Na_2CO_3						
	0	5	10	15	20	25	30
0	4.5	4.5					
10	9.2	9.0	8.8				
20	17.5	17.2	16.8	16.3			
30	31.8	31.2	30.4	29.6	28.8	27.8	26.4
40	55.3	54.2	53.0	57.6	50.2	48.4	46.1
50	92.5	90.7	88.7	86.5	84.1	81.2	77.5
60	149.5	146.5	143.5	139.9	136.1	131.6	125.7
70	239.8	235	230.5	225	219	211.5	202.5
80	355.5	348	342	334	325	315	301
90	526.0	516	506	494	482	467	447
100	760.0	746	731	715	697	676	648

TABLA 3-26 Presiones parciales del H_2O y el CH_3OH sobre las soluciones acuosas del alcohol metílico*

Fracción mol de CH_3OH	39.9°C		Fracción mol de CH_3OH	59.4°C	
	P_{H_2O}, mm. Hg	P_{CH_3OH}, mm. Hg		P_{H_2O}, mm. Hg	P_{CH_3OH}, mm. Hg
0	54.7	0	0	145.4	0
14.99	39.2	66.1	22.17	106.9	210.1
17.85	38.5	75.5	27.40	102.2	240.2
21.07	37.2	85.2	33.24	96.6	272.1
27.31	35.8	100.6	39.80	91.7	301.9
31.06	34.9	108.8	47.08	84.8	335.6
40.1	32.8	127.7	55.5	76.9	373.7
47.0	31.5	141.6	69.2	57.8	439.4
55.8	27.3	158.4	78.5	43.8	486.6
68.9	20.7	186.6	85.9	30.1	526.9
86.0	10.1	225.2	100.0	0	609.3
100.0	0	260.7			

**International Critical Tables*, vol. 3, p. 290, McGraw-Hill.

TABLA 3-27 Presiones parciales del H_2O sobre soluciones acuosas de hidróxido de sodio

mm de Hg

Conc. g. de NaOH/100 g. H_2O	Temperatura, °C											
	0	20	40	60	80	100	120	160	200	250	300	350
0	4.6	17.5	55.3	149.5	355.5	760.0	1,489	4,633	11,647	29,771	64,200	123,600
5	4.4	16.9	53.2	143.5	341.5	730.0	1,430	4,450	11,200	28,600	61,800	118,900
10	4.2	16.0	50.6	137.0	325.5	697.0	1,365	4,260	10,750	27,500	59,300	114,100
20	3.6	13.9	44.2	120.5	288.5	621.0	1,225	3,860	9,800	25,300	54,700	105,400
30	2.9	11.3	36.6	101.0	246.0	537.0	1,070	3,460	8,950	23,300	50,800	98,000
40	2.2	8.7	28.7	81.0	202.0	450.0	920	3,090	8,150	21,500	47,200	91,600
50	...	6.3	20.7	62.5	160.5	368.0	770	2,690	7,400	19,900	44,100	85,800
60	...	4.4	15.5	47.0	124.0	294.0	635	2,340	6,750	18,400	41,200	80,700
70	...	3.0	10.9	34.5	94.0	231.0	515	2,030	6,100	17,100	38,700	76,000
80	...	2.0	7.6	24.5	70.5	179.0	415	1,740	5,500	15,800	36,300	71,900
90	...	1.3	5.2	17.5	53.0	138.0	330	1,490	5,000	14,700	34,200	68,100
100	...	0.9	3.6	12.5	38.5	105.0	262	1,300	4,500	13,650	32,200	64,600
120	...	....	1.7	6.3	20.5	61.0	164	915	3,650	11,800	28,800	58,600
140	...	....	....	3.0	11.0	35.5	102	765	2,980	10,300	25,900	53,400
160	...	....	....	1.5	6.0	20.5	63	470	2,430	8,960	23,300	49,000
180	...	....	....	.....	3.5	12.0	40	340	1,980	7,830	21,200	45,100
200	...	....	....	.....	2.0	7.0	25	245	1,620	6,870	19,200	41,800
250	...	....	....	.....	0.5	2.0	8	110	985	5,000	15,400	35,000
300	...	....	....	.....	0.1	0.5	2.7	50	610	3,690	12,500	29,800
350	...	....	....	.....	.....	.....	0.9	23	380	2,750	10,300	25,700
400	...	....	....	.....	.....	.....	.....	11	240	2,080	8,600	22,400
500	...	....	....	.....	.....	.....	.....	.....	100	1,210	6,100	17,500
700	...	....	....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	440	3,300	11,500
1000	...	....	....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	1,470	6,800
2000	...	....	....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	150	1,760
4000	...	....	....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	120
8000	...	....	....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	7

CONTENIDO DE VAPOR DE AGUA DE LOS GASES

GRÁFICAS PARA GASES A ALTAS PRESIONES

Las figuras que siguen son útiles para determinar el contenido de vapor de agua de gases a altas presiones, en contacto con agua líquida. En la figura 3-4 se dan datos para el aire. La figura 3-5 muestra el contenido de vapor de agua del hidrógeno y el nitrógeno en contacto con agua líquida, a altas presiones. Si se desean otros valores experimentales del contenido de agua del nitrógeno comprimido en contacto con agua a 100, 200 y 300 atm y hasta 230°C, véase: Saddington y Krase, *J. Am. Chem. Soc.*, **56**, 360 (1934). En la figura 3-8 se presentan resultados hasta 100°C y se incluyen comparaciones con valores de Bartlett hasta 50°C. En la figura 3-6 se muestra el contenido de vapor de agua de los gases comprimidos en contacto con agua líquida. En la figura 3-7 aparece el porcentaje de volumen del vapor de agua en gases dilatados a partir del contacto a altas presiones con agua líquida.

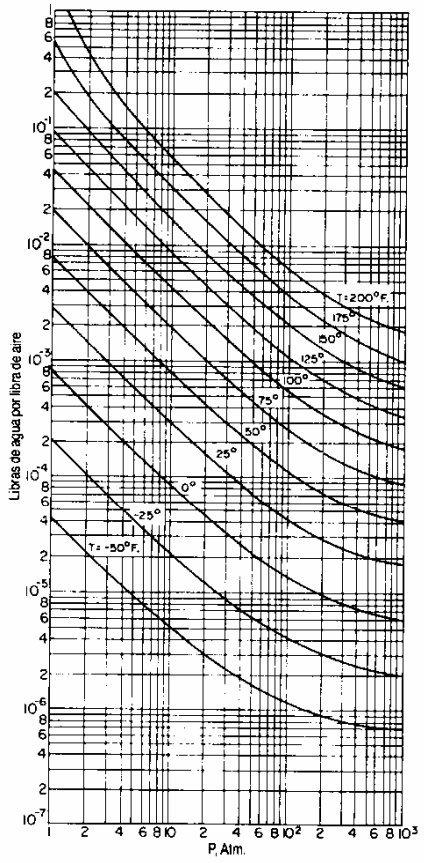


FIG. 3-4 Contenido de agua en el aire. °C = (°F − 32) × 5/9. (Landsbaum, Dadds y Stotzman. Reimpreso del vol. 47, pág. 102, del número de enero de 1955 de *Ind. Eng. Chem.* Copyright 1955 por la American Chemical Society. Reproducción con la autorización del poseedor de los derechos de autor.)

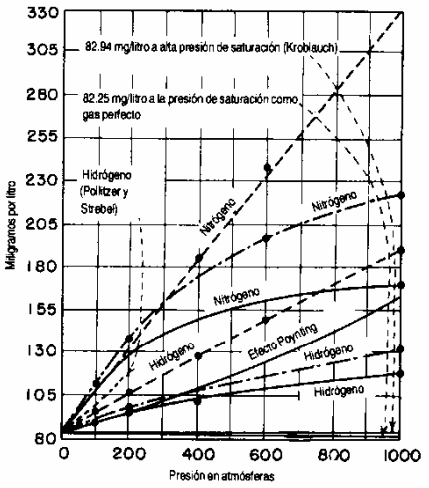


FIG. 3-5 Contenido de vapor de agua, en el hidrógeno y el nitrógeno, en contacto con agua líquida a alta presión a 50 °C.; ——, calculado para volumen de gas ideal; ——, calculado para volumen real; ——, calculado para espacio libre. °F = 9/5 °C + 32; para convertir mg/litro a libras/ft^3 multiplíquese por 6.243×10^{-5}. [*Bartlett, J. Am. Soc.*, **49**, 65 (1927).]

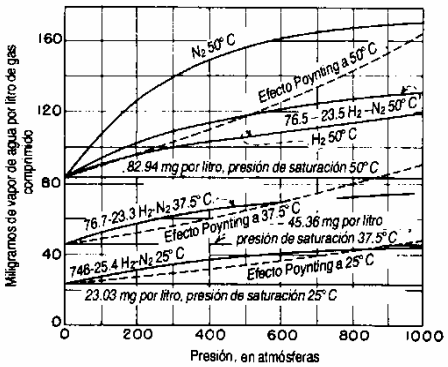


FIG. 3-6 Contenido de vapor de agua de mezclas de N_2-H_2 en contacto con agua líquida a 25°, 37.5° y 50°C. °F = 9/5 °C. + 32; para convertir mg por litro a libras por pie cúbico, multiplíquese por 6.243×10^{-5}. [*Bartlett, J. Am. Chem. Soc.*, **49**, 65 (1927)].

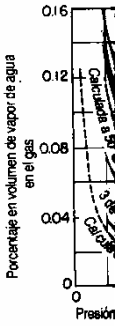


FIG. 3.7 Porcenta
tada a partir del cont
°F = 9/5 °C + 32 [Bar

CONVERSIÓ

Para esta subsecc
des:
°F = 9/5 °C + 3

TABI

t, °C
0
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34

* F
Mosc
calcul

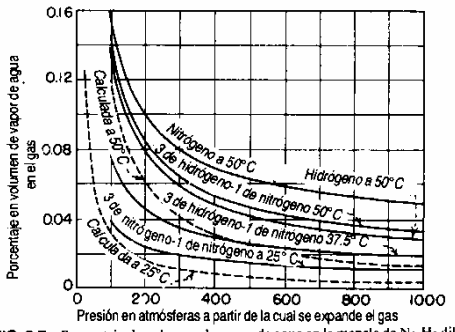


FIG. 3.7 Porcentaje de volumen de vapor de agua en la mezcla de N_2-H_2 dilatada a partir del contacto a altas presiones con agua líquida, a 25°, 37.5° y 50°C. °F = $^9/_5$ °C + 32 [Bartlett, *J. Am. Chem. Soc.*, **49**, 65 (1927)].

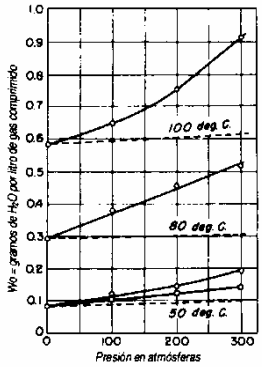


FIG. 3-8 Efecto de la presión sobre el contenido de vapor de agua del gas N_2 comprimido; – – – –, relación de Poynting; □, Bartlett; ○, experimental. °F = $^9/_5$ °C + 32; para convertir gramos por litro a libras por pie cúbico, multiplíquese por 6.243×10^{-2}. [Saddington y Krase, *J. Am. Chem. Soc.*, **56**, 360 (1934).]

DENSIDADES DE SUSTANCIAS PURAS

CONVERSIÓN DE UNIDADES

Para esta subsección se aplican las siguientes conversiones de unidades:

°F = $^9/_5$ °C + 32.

Para convertir kilogramos por metro cúbico a libras por pie cúbico multiplíquese por 0.06243.

TABLA 3-28 Densidad (kg/m³) del agua de 0 a 100°C*

	ρ, kg/m³									
t, °C	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
0	999.839	999.846	999.852	999.859	999.865	999.871	999.877	999.882	999.888	999.893
1	999.898	999.903	999.908	999.913	999.917	999.921	999.925	999.929	999.933	999.936
2	999.940	999.943	999.946	999.949	999.952	999.954	999.956	999.959	999.961	999.962
3	999.964	999.966	999.967	999.968	999.969	999.970	999.971	999.971	999.972	999.972
4	999.972	999.972	999.972	999.971	999.971	999.970	999.969	999.968	999.967	999.965
5	999.964	999.962	999.960	999.958	999.956	999.954	999.951	999.949	999.946	999.943
6	999.940	999.937	999.934	999.930	999.926	999.923	999.919	999.915	999.910	999.906
7	999.901	999.897	999.892	999.887	999.882	999.877	999.871	999.866	999.860	999.854
8	999.848	999.842	999.836	999.829	999.823	999.816	999.809	999.802	999.795	999.788
9	999,781	999.773	999.765	999.758	999.750	999.742	999.734	999.725	999.717	999.708
10	999.699	999.691	999.682	999.672	999.663	999.654	999.644	999.635	999.625	999.615
11	999.605	999.595	999.584	999.574	999.563	999.553	999.542	999.531	999.520	999.509
12	999.497	999.486	999.474	999.462	999.451	999.439	999.426	999.414	999.402	999.389
13	999.377	999.364	999.351	999.338	999.325	999.312	999.299	999.285	999.272	999.258
14	999.244	999.230	999.216	999.202	999.188	999.173	999.159	999.144	999.129	999.114
15	999.099	999.084	999.069	999.054	999.038	999.022	999.007	998.991	998.975	998.958
16	998.943	998.926	998.910	999.894	998.877	998.860	998.843	998.826	998.809	998.792
17	998.775	998.757	998.740	998.722	998.704	998.686	998.668	998.650	998.632	998.614
18	998.595	998.577	998.558	998.539	998.520	998.502	998.482	998.463	998.444	998.425
19	998.405	998.385	998.366	998.346	998.326	998.306	998.286	998.265	998.245	998.224
20	998.204	998.183	998.162	998.141	998.120	998.099	998.078	998.057	998.035	998.014
21	997.992	997.971	997.949	997.927	997.905	997.883	997.860	997.838	997.816	997.793
22	997.770	997.747	997.725	997.702	997.679	997.656	997.632	997.609	997.585	997.562
23	997.538	997.515	997.491	997.467	997.443	997.419	997.394	997.370	997.345	997.321
24	997.296	997.272	997.247	997.222	997.197	997.172	997.146	997.121	997.096	997.070
25	997.045	997.019	996.993	996.967	996.941	996.915	996.889	996.863	996.836	996.810
26	996.783	996.757	996.730	996.703	996.676	996.649	996.622	996.595	996.568	996.540
27	996.513	996.485	996.458	996.430	996.402	996.374	996.346	996.318	996.290	996.262
28	996.233	996.205	996.176	996.148	996.119	996.090	996.061	996.032	996.003	995.974
29	995.945	995.915	995.886	995.856	995.827	995.797	995.767	995.737	995.707	995.677
30	995.647	995.617	995.586	995.556	995.526	995.495	995.464	995.433	995.403	995.372
31	995.341	995.310	995.278	995.247	995.216	995.184	995.153	995.121	995.090	995.058
32	995.026	994.997	994.962	994.930	994.898	994.865	994.833	994.801	994.768	994.735
33	994.703	994.670	994.637	994.604	994.571	994.538	994.505	994.472	994.438	994.405
34	994.371	994.338	994.304	994.270	994.236	994.202	994.168	994.134	994.100	994.066

* Fuente "Water: Density at Atmospheric Pressure and Temperature from 0 to 100°C". *Tables of Standard Handbook Data*. Standartov, Moscú, 1978. Por motivos de espacio, sólo se dan algunas tablas de los valores de densidad. Se recuerda al lector que estos valores se pueden calcular como el recíproco de los valores de volumen específico, tabulados en la subsección "Propiedades termodinámicas: Tablas".

TABLA 3-28 Densidad (kg/m³) del agua de 0 a 100°C (*Continuación*)

	ρ, kg/m³									
t, °C	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
35	994.032	993.997	993.963	993.928	993.893	993.859	993.824	993.789	993.754	993.719
36	993.684	993.648	993.613	993.578	993.543	993.507	993.471	993.436	993.400	993.364
37	993.328	993.292	993.256	993.220	993.184	993.148	993.111	993.075	993.038	993.002
38	992.965	992.928	992.891	992.855	992.818	992.780	992.743	992.706	992.669	992.631
39	992.594	992.557	992.519	992.481	992.444	992.406	992.368	992.330	992.292	992.254
40	992.215	992.177	992.139	992.100	992.062	992.023	991.985	991.946	991.907	992.868
41	991.830	991.791	991.751	991.712	992.673	991.634	991.594	991.555	991.515	991.476
42	991.436	991.396	991.357	991.317	991.277	991.237	991.197	991.157	991.116	991.076
43	991.036	990.995	990.955	990.914	990.873	990.833	990.792	990.751	990.710	990.669
44	990.628	990.587	990.546	990.504	990.463	990.421	990.380	990.338	990.297	990.255
45	990.213	990.171	990.129	990.087	990.045	990.003	989.961	989.919	989.876	989.834
46	989.792	989.749	989.706	989.664	989.621	989.578	989.535	989.492	989.449	989.406
47	989.363	989.320	989.276	989.233	989.190	989.146	989.103	989.059	989.015	988.971
48	988.928	988.884	988.840	988.796	988.752	988.707	988.663	988.619	988.574	988.530
49	988.485	988.441	988.396	988.352	988.307	988.262	988.217	988.172	988.127	988.082
50	988.037	987.992	987.946	987.901	987.844	987.810	987.764	987.719	987.673	987.627
51	987.581	987.536	987.490	987.444	987.398	987.351	987.305	987.259	987.213	987.166
52	987.120	987.073	987.027	986.980	986.933	986.886	986.840	986.793	986.746	986.699
53	986.652	986.604	986.557	986.510	986.463	986.415	986.368	986.320	986.272	986.225
54	986.177	986.129	986.081	986.033	985.985	985.937	985.889	985.841	985.793	985.745
55	985.696	985.648	985.599	985.551	985.502	985.454	985.405	985.356	985.307	985.258
56	985.219	985.160	985.111	985.062	985.013	984.963	984.914	984.865	984.815	984.766
57	984.716	984.666	984.617	984.567	984.517	984.467	984.417	984.367	984.317	984.267
58	984.217	984.167	984.116	984.066	984.016	983.965	983.914	983.864	983.813	983.762
59	983.712	983.661	983.610	983.559	983.508	983.457	983.406	983.354	983.303	983.252
60	983.200	983.149	983.097	983.046	982.994	982.943	982.891	982.839	982.787	982.735
61	982.683	982.631	982.579	982.527	982.475	982.422	982.370	982.318	982.265	982.213
62	982.160	982.108	982.055	982.002	981.949	981.897	981.844	981.791	981.738	981.685
63	981.631	981.578	981.525	981.472	981.418	981.365	981.311	981.258	981.204	981.151
64	981.097	981.043	980.989	980.935	980.881	980.827	980.773	980.719	980.665	980.611
65	980.557	980.502	980.448	980.393	980.339	980.284	980.230	980.175	980.120	980.065
66	980.011	979.956	979.901	979.846	979.791	979.736	979.680	979.625	979.570	979.515
67	979.459	979.403	979.348	979.293	979.237	979.181	979.126	979.070	979.014	978.958
68	978.902	978.846	978.790	978.734	978.678	978.621	978.565	978.509	978.452	978.396
69	978.339	978.283	978.226	978.170	978.113	978.056	977.999	977.942	977.885	977.828
70	977.771	977.714	977.657	977.600	977.543	977.485	977.428	977.370	977.313	977.255
71	977.198	977.140	977.082	977.025	976.967	976.909	976.851	976.793	976.735	976.677
72	976.619	976.561	976.503	976.444	976.386	976.327	976.269	976.211	976.152	976.093
73	976.035	975.976	975.917	975.858	975.800	975.741	975.682	975.623	975.564	975.504
74	975.445	975.386	975.327	975.267	975.208	975.148	975.089	975.029	974.970	974.910
75	974.850	974.791	974.731	974.671	974.611	974.551	974.491	974.431	974.371	974.311
76	974.250	974.190	974.130	974.069	974.009	973.948	973.888	973.827	973.767	973.706
77	973.645	973.584	973.524	973.463	973.402	973.341	973.280	973.218	973.157	973.096
78	973.025	972.974	972.912	972.851	972.789	972.728	972.666	972.605	972.543	972.481
79	972.419	972.358	972.296	972.234	972.172	972.110	972.048	971.986	971.923	971.861
80	971.799	971.737	971.674	971.612	971.549	971.487	971.424	971.361	971.299	971.236
81	971.173	971.110	971.048	970.985	970.922	970.859	970.796	970.732	970.669	970.606
82	970.543	970.479	970.416	970.353	970.289	970.226	970.162	970.098	970.035	969.971
83	969.907	969.843	969.772	969.715	969.652	969.587	969.523	969.459	969.395	969.331
84	969.267	969.202	969.138	969.073	969.009	968.944	968.880	968.815	968.751	968.686
85	968.621	968.556	968.491	968.427	968.362	968.297	969.232	968.166	968.101	968.036
86	967.971	967.906	967.840	967.775	967.709	967.641	967.578	967.513	967.447	967.381
87	967.316	967.250	967.184	967.118	967.052	966.986	966.920	966.854	966.788	966.722
88	966.656	966.589	966.523	966.457	966.390	966.324	966.257	966.191	966.124	966.057
89	965.991	965.924	965.857	965.790	965.723	965.656	965.589	965.522	965.455	965.388
90	965.321	965.254	965.187	965.119	965.052	964.984	964.917	964.849	964.782	964.714
91	964.647	954.579	964.511	964.443	964.376	964.308	964.240	964.172	964.104	964.036
92	963.967	963.899	963.831	963.763	963.694	963.626	963.558	963.489	963.421	963.352
93	963.284	963.215	963.146	963.077	963.009	962.940	962.871	962.802	962.733	962.664
94	962.595	962.526	962.457	962.387	962.318	962.249	962.180	962.110	962.041	961.971
95	961.902	961.832	961.762	961.693	961.693	961.553	961.483	961.414	961.344	961.274
96	961.204	961.134	961.064	960.993	960.923	960.853	960.783	960.712	960.642	960.572
97	960.501	960.431	960.360	960.289	960.219	960.148	960.077	960.006	959.936	959.865
98	959.794	959.723	959.652	959.581	959.510	959.438	959.367	959.296	959.225	959.153
99	959.082	959.010	958.939	958.867	958.796	958.724	958.653	958.581	958.509	958.431
100	958.365									

TABLA 3-29 Densidad del mercurio de 0 a 350°C*

t, °C	Densidad, kg/m^3									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	13595.08	13592.61	13590.14	13587.68	13585.21	13582.75	13580.29	13577.82	13575.36	13572.90
10	13570.44	13567.98	13565.52	13563.06	13560.60	13558.14	13555.69	13553.23	13550.78	13548.32
20	13545.87	13543.41	13540.96	13538.51	13536.06	13533.61	13531.16	13528.71	13526.26	13523.81
30	13521.36	13518.91	13516.47	13514.02	13511.58	13509.13	13506.69	13504.25	13501.80	13499.36
40	13496.92	13494.48	13492.04	13489.60	13487.16	13484.72	13482.29	13479.85	13477.41	13474.98
50	13472.54	13470.11	13467.67	13465.24	13462.81	13460.38	13457.94	13455.51	13453.08	13450.65
60	13448.22	13445.80	13443.37	13440.94	13438.51	13436.09	13433.66	13431.23	13428.81	13426.39
70	13423.96	13421.54	13419.12	13416.69	13414.27	13411.85	13409.43	13407.01	13404.59	13402.17
80	13399.75	13397.34	13394.92	13392.50	13390.08	13387.67	13385.25	13382.84	13380.42	13378.01
90	13375.59	13373.18	13370.77	13368.36	13365.94	13363.53	13361.12	13358.71	13356.30	13353.89
100	13351.5	13349.1	13346.7	13344.3	13341.9	13339.4	13337.0	13334.6	13332.2	13329.8
110	13327.4	13325.0	13322.6	13320.2	13317.8	13315.4	13313.0	13310.6	13308.2	13305.8
120	13303.4	13301.0	13298.6	13296.2	13293.8	13291.4	13288.9	13286.6	13284.2	13281.8
130	13279.4	13277.0	13274.6	13272.2	13269.8	13267.4	13265.0	13262.6	13260.2	13257.8
140	13255.4	13253.0	13250.6	13248.2	13245.8	13243.4	13241.0	13238.7	13236.3	13233.9
150	13231.5	13229.1	13226.7	13224.3	13221.9	13219.5	13217.1	13214.7	13212.4	13210.0
160	13207.6	13205.2	13202.8	13200.4	13198.0	13195.6	13193.2	13190.8	13188.5	13186.1
170	13183.7	13181.3	13178.9	13176.5	13174.1	13171.7	13169.4	13167.0	13164.6	13162.2
180	13159.8	13157.4	13155.0	13152.6	13150.3	13147.9	13145.5	13143.1	13140.7	13138.3
190	13136.0	13133.6	13131.2	13128.8	13126.4	13124.0	13121.7	13119.3	13116.9	13114.5
200	13112.1	13109.7	13107.4	13105.0	13102.6	13100.2	13097.8	13095.4	13093.1	13090.7
210	13088.3	13085.9	13083.5	13081.1	13078.8	13076.4	13074.0	13071.6	13069.2	13066.8
220	13064.5	13062.1	13059.7	13057.3	13054.9	13052.6	13050.2	13047.8	13045.4	13043.0
230	13040.6	13038.3	13035.9	13033.5	13031.1	13028.7	13026.4	13024.0	13021.6	13019.2
240	13016.8	13014.5	13012.1	13009.7	13007.3	13004.9	13002.5	13000.2	12997.8	12995.4
250	12993.0	12990.6	12988.3	12985.9	12983.5	12981.1	12978.7	12976.3	12974.0	12971.6
260	12969.2	12966.8	12964.4	12962.0	12959.7	12957.3	12954.9	12952.5	12950.1	12947.7
270	12945.4	12943.0	12940.6	12938.2	12935.8	12933.4	12931.1	12928.7	12926.3	12923.9
280	12921.5	12919.1	12916.7	12914.4	12912.0	12909.6	12907.2	12904.8	12902.4	12900.0
290	12897.7	12895.3	12892.9	12890.5	12888.1	12885.7	12883.3	12880.9	12878.5	12876.2
300	12873.8	12871.4	12869.0	12866.6	12864.2	12861.8	12859.4	12857.0	12854.6	12852.2
310	12849.9	12847.5	12845.1	12842.7	12840.3	12837.9	12835.5	12833.1	12830.7	12828.3
320	12825.9	12823.5	12821.1	12818.7	12816.3	12813.9	12811.5	12809.1	12806.7	12804.3
330	12801.9	12799.5	12797.1	12794.7	12792.3	12789.9	12787.5	12785.1	12782.7	12780.2
340	12777.8	12775.4	12773.0	12770.6	12768.2	12765.8	12763.4	12761.0	12758.6	12756.1
350	12753.7									

* Fuente "Mercury—Density and Thermal Expansion at Atmospheric Pressure and Temperatures from 0 to 100°C", *Tables of Standard Handbook Data*, Standartov, Moscú, 1978. Los valores de densidad obtenidos a partir de aquellos citados para el volumen específico del líquido saturado en la subsección "Propiedades termodinámicas" muestran diferencias mínimas. No se intentó hacer ningún ajuste.

TABLA 3-30 Densidades de los gases a condiciones estándar (0°C, 1 atm)*

Gas	Fórmula	Peso molecular	Densidad	
			g/l.	lb./pie^3
Acetileno	C_2H_2	26.02	1.1708	0.0732
Aire	.....	.....	1.2928	0.0808
Amoniaco	NH_3	17.03	0.7708	0.0482
Argón	A	39.91	1.7828	0.1114
Azufre, dióxido	SO_2	64.06	2.9268	0.1828
Bromo	Br_2	159.83	7.1388	0.4460
Butano	C_4H_{10}	58.08	2.5985	0.1623
Carbono, dióxido	CO_2	44.00	1.9768	0.1235
monóxido	CO	28.00	1.2501	0.0781
oxicloruro	$COCl_2$	98.91	4.5313	0.2830
oxisulfuro	COS	60.06	2.7201	0.1700
Cianógeno	C_2N_2	52.02	2.3348	0.1459
Cloro	Cl_2	70.91	3.2204	0.2011
monóxido	Cl_2O	86.91	3.8874	0.2428
Criptón	Kr	82.90	3.6431	0.2275
Etano	C_2H_6	30.05	1.3567	0.0848
Etileno	C_2H_4	28.03	1.2644	0.0783
Etilo, cloruro	C_2H_5Cl	64.50	2.8700	0.1793
Flúor	F_2	38.00	1.6354	0.1022
Fosfina	PH_3	34.05	1.5293	0.0955
Helio	He	4.00	0.1769	0.0111
Hidrógeno	H_2	2.016	0.0898	0.0056
cloruro	HCl	36.47	1.6394	0.1024
fluoruro	HF	20.01	0.9218	0.0576
seleniuro	H_2Se	81.22	3.6134	0.2258
sulfuro	H_2S	34.08	1.5392	0.0961
telururo	H_2Te	129.52	5.8034	0.3625
yoduro	HI	127.94	5.7245	0.3576
Metano	CH_4	16.03	0.7167	0.0448
Metilo, cloruro	CH_3Cl	50.48	2.3044	0.1440
Neón	Ne	20.40	0.8713	0.0544
Nítrico, óxido	NO	30.01	1.3401	0.0837
Nitrógeno	N_2	28.02	1.2507	0.0782
Nitrosilo, cloruro	NOCl	65.47	2.9864	0.1865
Nitroso, óxido	N_2O	44.02	1.9781	0.1235
Oxígeno	O_2	32.00	1.4289	0.0892
Silicio, fluoruro	SiF_2	104.06	4.6541	0.2907
Xenón	Xe	130.20	5.7168	0.3570

* Si se desean otras tablas, véase Atack, *Handbook of Chemical Data*, págs. 90, 91, Reinhold, Nueva York, 1957; *Smithsonian Physical Tables*, 9a. ed., Tabla 255, 1954; *American Institute of Physics Handbook*, pág. 2-200, McGraw-Hill, Nueva York, 1957.

NOTA: Para el comportamiento del gas ideal, la densidad se puede calcular como MP/RT.

UNIDADES Y C

Las densidades se d
a libras por pie cúb

REFERENCIA

Si se desean datos
national Critical
vos, vol. 2, pág.
construcción, vol
vol. 2, pág. 135; c
mentos, vol. 1, pá
pores, vol. 3, págs

TABLA 3-31

%
1
2
4
8
12

TABLA 3-32

%	−15°C	−N
1	.....	0.9
2	.....	.
4	.....	.
8	0.970	.
12	.958	.
16	.947	.
20	.....	.
24	.....	.
28	.....	.
30	.....	.

TABLA 3-33 (CH_3COONH_4)

%
1
2
4
8
12
16
20
24
28
30
35
40
45

* Si se desean
Chemical Data", p

DENSIDADES DE SOLUCIONES ACUOSAS INORGÁNICAS

UNIDADES Y CONVERSIÓN DE UNIDADES

Las densidades se dan en gramos por centímetro cúbico. Para convertir a libras por pie cúbico, multiplíquese por 62.43. °F = $^9/_5$ °C + 32.

REFERENCIAS ADICIONALES

Si se desean datos más amplios sobre densidades, véanse las *International Critical Tables*: índice tabular, vol. 3, pág. 1; abrasivos, vol. 2, pág. 87; aire, humedad, vol. 1; pág. 71; piedras de construcción, vol. 2, pág. 52; arcillas, vol. 2, pág. 56; carbones, vol. 2, pág. 135; compuestos, vol. 1, págs. 106, 176, 313, 341; elementos, vol. 1, págs. 102, 340; fibras, vol. 2, pág. 237; gases y vapores, vol. 3, págs. 3, 345; vidrio, vol. 2, pág. 93; líquidos y sólidos vítreos, vol. 3, pág. 22; vol. 1, págs. 102, 340; vol. 2, págs. 456, 463; vol. 3, págs. 20, 35; para los enfriadores líquidos y los vapores saturados, véase WADC-TR-59-598, 1959. Los plásticos se encuentran reunidos en la obra *Handbook of Chemistry and Physics*, Chemical Rubber Publishing Co. Para el helio sólido, el neón, el argón, el flúor y el metano, se pueden encontrar datos en, De Johnson (dir.), WADD-TR-60-56, 1960; temperatura de máxima solubilidad, vol. 3, pág. 107; metales, vol. 2, pág. 463; aceites, grasas y ceras, vol. 2, pág. 201; ortobárico, vol. 3, págs. 202, 228, 237, 244; petróleos, vol. 2, págs, 137, 144; plásticos, vol. 2, pág. 296; porcelanas, vol. 2, págs. 68, 75; salmueras refrigerantes, vol. 2, pág. 327; caucho, vol. 2, págs. 255, 259; jabones, vol. 5, pág. 447; soluciones sólidas metálicas, vol. 2, pág. 358; sólidos, vol. 3, págs. 43, 45; vol. 2, pág. 456; vol. 3, pág. 21; soluciones y mezclas, vol. 3, págs. 17, 51, 95, 104, 107, 111, 125, 130; maderas, vol. 2, pág. 1. Véase también el *Handbook of Chemistry and Physics*, Chemical Rubber Publishing Co, 40a. ed., etc.

TABLA 3-31 Sulfato de aluminio [$Al_2(SO_4)_3$]

%	d_4^{18}	%	d_4^{18}
1	1.0093	16	1.1770
2	1.0195	20	1.2272
4	1.0404	24	1.2803
8	1.0837	26	1.3079
12	1.1293		

TABLA 3-32 Amoniaco (NH_3)

%	−15°C	−10°C	−5°C	0°C	5°C	10°C	20°C	25°C	%	d_4^{25}
1	.....	0.9943	0.9954	0.9959	0.9958	0.9955	0.9939	0.993	32	0.889
2	.....	.9906	.9915	.9919	.9917	.9913	.9895	.988	36	.877
4	.....	.9834	.9840	.9842	.9837	.9832	.9811	.980	40	.865
8	0.970	.9701	.9701	.9695	.9686	.9677	.9651	.964	45	.849
12	.958	.9576	.9571	.9561	.9548	.9534	.9501	.948	50	.832
16	.947	.9461	.9450	.9435	.9420	.9402	.9362	.934	60	.796
20	.....	.9353	.9335	.9316	.9296	.9275	.9229		70	.755
24	.....	.9249	.9226	.9202	.9179	.9155	.9101		80	.711
28	.....	.9150	.9122	.9094	.9067	.9040	.8980		90	.665
30	.....	.9101	.9070	.9040	.9012	.8983	.8920		100	.618

TABLA 3-33 Acetato de amonio* (CH_3COONH_4)

%	d_4^{25}
1	0.9992
2	1.0013
4	1.0055
8	1.0136
12	1.0216
16	1.0294
20	1.0368
24	1.0439
28	1.0507
30	1.0540
35	1.0618
40	1.0691
45	1.0760

TABLA 3-34 Dicromato de amonio [$(NH_4)_2CR_2O_7$]

%	d_4^{15}
1	1.0051
2	1.0108
4	1.0223
8	1.0463
12	1.0715
16	1.0981
20	1.1263

* Si se desean datos a 16°C, para 3(1) 52% véase, de Atack "Handbook of Chemical Data", p. 33, Reinhold, New York, 1957.

TABLA 3-35 Cloruro de amonio (NH_4Cl)

%	0°C	10°C	20°C	30°C	50°C	80°C	100°C
1	1.0033	1.0029	1.0013	0.9987	0.9910	0.9749	0.9617
2	1.0067	1.0062	1.0045	1.0018	.9940	.9780	.9651
4	1.0135	1.0126	1.0107	1.0077	.9999	.9842	.9718
8	1.0266	1.0251	1.0227	1.0195	1.0116	.9963	.9849
12	1.0391	1.0370	1.0344	1.0310	1.0231	1.0081	.9975
16	1.0510	1.0485	1.0457	1.0422	1.0343	1.0198	1.0096
20	1.0625	1.0596	1.0567	1.0532	1.0454	1.0312	1.0213
24	1.0736	1.0705	1.0674	1.0641	1.0564	1.0426	1.0327

TABLA 3-36 Cromato de amonio [$(NH_4)_2CrO_4$]

%	°C	d_4^t
3.80	20	1.0219
10.52	13	1.0627
19.75	13.7	1.1189
28.04	19.6	1.1707

TABLA 3-37 Nitrato de amonio (NH_4NO_3)

%	0°C	10°C	25°C	40°C	60°C	80°C
1.0	1.0043	1.0039	1.0011	0.9961	0.9870	0.9755
2.0	1.0088	1.0082	1.0051	1.0000	.9908	.9793
4.0	1.0178	1.0168	1.0132	1.0079	.9985	.9869
8.0	1.0358	1.0340	1.0297	1.0238	1.0142	1.0024
12.0	1.0539	1.0515	1.0464	1.0400	1.0301	1.0181
16.0	1.0721	1.0691	1.0633	1.0565	1.0462	1.0342
20.0	1.0905	1.0870	1.0806	1.0734	1.0627	1.0506
24.0	1.1090	1.1051	1.0982	1.0907	1.0796	1.0673
28.0	1.1277	1.1234	1.1161	1.1082	1.0968	1.0844
30.0	1.1371	1.1327	1.1252	1.1171	1.1055	1.0931
40.0	1.1862	1.1810	1.1727	1.1640	1.1515	1.1385
50.0	1.2380	1.2320	1.2229	1.2136	1.2006	1.1868

TABLA 3-38 Sulfato de amonio [$(NH_4)_2SO_4$]

%	0°C	20°C	40°C	80°C	100°C
1	1.0061	1.0041	0.9980	0.9777	0.9644
2	1.0124	1.0101	1.0039	.9836	.9705
4	1.0248	1.0220	1.0155	.9953	.9826
8	1.0495	1.0456	1.0387	1.0187	1.0066
12	1.0740	1.0691	1.0619	1.0421	1.0303
16	1.0980	1.0924	1.0849	1.0653	1.0539
20	1.1215	1.1154	1.1077	1.0883	1.0772
24	1.1448	1.1383	1.1304	1.1111	1.1003
28	1.1677	1.1609	1.1529	1.1338	1.1232
35	1.2072	1.2000	1.1919	1.1731	1.1629
40	1.2350	1.2277	1.2196	1.2011	1.1910
50	1.2899	1.2825	1.2745	1.2568	1.2466

TABLA 3-39 Ácido arsénico ($H_3A_3O_4$)

%	d_4^{18}	%	d_4^{18}
1	1.0057	20	1.1447
2	1.0124	30	1.2331
6	1.0398	40	1.3370
10	1.0681	50	1.4602
16	1.1128	60	1.6070
		70	1.7811

TABLA 3-40 Cloruro de bario ($BaCl_2$)

%	0°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C
2	1.0181	1.0159	1.0096	1.0004	0.9890	0.9755
4	1.0368	1.0341	1.0275	1.0181	1.0066	.9931
8	1.0760	1.0721	1.0640	1.0551	1.0434	1.0299
12	1.1178	1.1128	1.1047	1.0948	1.0827	1.0692
16	1.1627	1.1564	1.1478	1.1373	1.1249	1.1113
20	1.2105	1.2031	1.1938	1.1828	1.1702	1.1563
24	.....	1.2531	1.2430	1.2316	1.2186	1.2045
26	.....	1.2793	1.2688	1.2571	1.2440	1.2298

TABLA 3-41 Nitrato de cadmio [$Cd(NO_3)_2$]

%	d_4^{18}	%	d_4^{18}
2	1.0154	20	1.1904
4	1.0326	25	1.2488
8	1.0683	30	1.3124
12	1.1061	40	1.4590
16	1.1468	50	1.6356

TABLA 3-42 Cloruro de calcio ($CaCl_2$)

%	−5°C	0°C	20°C	30°C	40°C	60°C	80°C	100°C	120°C *	140°C
2	.....	1.0171	1.0148	1.0120	1.0084	0.9994	0.9881	0.9748	0.9596	0.9428
4	.....	1.0346	1.0316	1.0286	1.0249	1.0158	1.0046	.9915	.9765	.9601
8	1.0708	1.0703	1.0659	1.0626	1.0586	1.0492	1.0382	1.0257	1.0111	.9954
12	1.1083	1.1072	1.1015	1.0978	1.0937	1.0840	1.0730	1.0610	1.0466	1.0317
16	1.1471	1.1454	1.1386	1.1345	1.1301	1.1202	1.1092	1.0973	1.0835	1.0691
20	1.1874	1.1853	1.1775	1.1730	1.1684	1.1581	1.1471	1.1352	1.1219	1.1080
25	.....	1.2376	1.2284	1.2236	1.2186	1.2079	1.1965	1.1846		
30	.....	1.2922	1.2816	1.2764	1.2709	1.2597	1.2478	1.2359		
35	.....	.....	1.3373	1.3316	1.3255	1.3137	1.3013	1.2893		
40	.....	.....	1.3957	1.3895	1.3826	1.3700	1.3574	1.3450		

* Corregida a la presión atmosférica.

TABLA 3-43 Hidróxido de calcio [$Ca(OH)_2$]

%	d_4^{15}	d_4^{25}
0.05	0.99979	0.99773
.10	1.00044	.99838
.15	1.00110	.99904

TABLA 3-44 Hipoclorito de calcio* ($CaOCl_2$)

% total de sal	d_4^{15}
2	1.0169
4	1.0345
6	1.0520
8	1.0697
10	1.0876
12	1.1060

* $CaOCl_2$ = 89.15%;
$CaCl_2$ = 7.31%;
$Ca(ClO_3)_2$ = 0.26%;
$Ca(OH)_2$ = 2.92%.

TABLA 3-45 Nitrato de calcio [$Ca(NO_3)_2$]

%	6°C	18°C	25°C	30°C
2*	1.0157	1.0137	1.0120	1.0105
4	1.0316	1.0291	1.0272	1.0256
8	1.0641	1.0608	1.0585	1.0565
12	1.0979	1.0937	1.0911	1.0887
16	1.1330	1.1279	1.1250	1.1224
20	1.1694	1.1636	1.1602	1.1575
25	1.2168	1.2106	1.2065	1.2032
30	.....	1.260		
35	.....	1.311		
40	.....	1.365		
45	.....	1.422		
68*	.....	1.747	1.741	1.736

* Tetrahidratado sobre enfriado (p.f. 41.4°C).

TABLA 3-46 Ácido crómico (CrO_3)

%	d_4^{15}	%	d_4^{15}
1	1.006	20	1.163
2	1.014	26	1.220
6	1.045	30	1.260
10	1.076	40	1.371
16	1.127	50	1.505
		60	1.663

TABLA 3-47 Cloruro de cromo ($CrCl_3$)

%	d_4^{25}		
	Violeta	Verde	Mezcla de equilibrio del violeta y verde
1	1.0076	1.0071	1.0075
2	1.0166	1.0157	1.0165
4	1.0349	1.0332	1.0347
8	1.0724	1.0691	1.0722
12	1.1114	1.1065	1.1111
14	1.1316		

TABLA 3-48 Nitrato de cobre [$Cu(NO_3)_2$]

%	d_4^{20}	%	d_4^{20}
1	1.007	12	1.107
2	1.015	16	1.147
4	1.032	20	1.189
8	1.069	25	1.248

TABLA 3-49 Sulfato de cobre ($CuSO_4$)

%	0°C	20°C	40°C
1	1.0104	1.0096	1.0024
4	1.0429	1.0401	1.0332
8	1.0887	1.084	1.0764
12	1.1379	1.1308	1.1222
16	.....	1.180	
18	.....	1.206	

TABLA 3-50 Cloruro cuproso (Cu_2Cl_2)

%	0°C	20°C	40°C
1	1.0095	1.0072	1.002
4	1.0387	1.036	1.0305
8	1.0788	1.0754	1.0682
12	1.1208	1.1165	1.107
16	1.1653	1.1595	1.151
20	1.2121	1.2052	1.1953

TABLA 3-51 C

%	0°C
1	1.00
2	1.01
4	1.02
8	1.05
12	1.10
16	1.14
20	1.19
25	1.24
30	1.29
35	1.34
40	1.40
45	.....
50	.....

TABLA 3-52 rrico [$Fe_2(SO_4$

%
1
2
4
8
12
16
20
30
40
50
60

TABLA 3-55 hidrógeno (H

%	$d_4^{}$
1.0	1.0073
2.0	1.0146
4.0	1.0295
6.0	1.0448
8.0	1.0604
10.0	1.0764
12.0	1.0928
14.0	1.1097
16.0	1.1272
18.0	1.1453
20.0	1.1640
22.0	1.1832
24.0	1.2030
26.0	1.2235
28.0	1.2446
30.0	1.2663
40.0	1.3877
50.0	1.5305
60.0	1.6950
65.0	1.7854

TABLA 3-57

%	−5°C
1	1.0048
2	1.0104
4	1.0213
6	1.0321
8	1.0428
10	1.0536
12	1.0645
14	1.0754
16	1.0864
18	1.0975
20	1.1087
22	1.1200
24	1.1314
26	1.1426
28	1.1537
30	1.1648
32	.....
34	.....
36	.....
38	.....
40	.....

30°C
1.0105
1.0256
1.0565
1.0887
1.1224
1.1575
1.2032
1.736

d_4^{15}
1.163
1.220
1.260
1.371
1.505
1.665

la de equilibrio del ioleta y verde
1.0075
1.0165
1.0347
1.0722
1.1111

d_4^{20}
1.107
1.147
1.189
1.248

TABLA 3-51 Cloruro férrico ($FeCl_3$)

%	0°C	10°C	20°C	30°C
1	1.0086	1.0084	1.0068	1.0040
2	1.0174	1.0168	1.0152	1.0122
4	1.0347	1.0344	1.0324	1.0292
8	1.0703	1.0692	1.0669	1.0636
12	1.1088	1.107	1.1040	1.1006
16	1.1475	1.1449	1.1418	1.1386
20	1.1870	1.1847	1.1820	1.1786
25	1.2400	1.2380	1.2340	1.2290
30	1.2970	1.2950	1.2910	1.2850
35	1.3605	1.3580	1.3530	1.3475
40	1.4280	1.4235	1.4175	1.4115
45	.....	1.4920	1.4850	
50	.....	1.5610	1.5510	

TABLA 3-52 Sulfato férrico [$Fe_2(SO_4)_3$]

%	$d_4^{17.6}$
1	1.0072
2	1.0157
4	1.0327
8	1.0670
12	1.1028
16	1.1409
20	1.1811
30	1.3073
40	1.4487
50	1.6127
60	1.7983

TABLA 3-53 Nitrato férrico [$Fe(NO_3)_3$]

%	d_4^{18}
1	1.0065
2	1.0144
4	1.0304
8	1.0636
12	1.0989
16	1.1359
20	1.1748
[illegible]	[illegible]

TABLA 3-54 Sulfato ferroso ($FeSO_4$)

%	15°C	18°C	20°C
0.2	.....	1.00068	1.0002
0.4	.....	1.00275	1.0022
0.8	.....	1.00645	1.0062
1.0	1.0090	1.0085	1.0082
4.0	1.0380	1.0375	
8.0	1.0790	1.0785	
12.0	1.1235	1.1220	
16.0	1.1690	1.1675	
20.0	1.2150	1.2135	

TABLA 3-55 Bromuro de hidrógeno (HBr)

%	d_4^{4}	d_4^{10}	d_4^{20}
1.0	1.0073	1.0068	1.0041
2.0	1.0146	1.0139	1.0111
4.0	1.0295	1.0285	1.0255
6.0	1.0448	1.0435	1.0402
8.0	1.0604	1.0589	1.0552
10.0	1.0764	1.0747	1.0707
12.0	1.0928	1.0910	1.0867
14.0	1.1097	1.1078	1.1032
16.0	1.1272	1.1251	1.1202
18.0	1.1453	1.1430	1.1377
20.0	1.1640	1.1615	1.1557
22.0	1.1832	1.1806	1.1743
24.0	1.2030	1.2003	1.1935
26.0	1.2235	1.2206	1.2134
28.0	1.2446	1.2415	1.2340
30.0	1.2663	1.2630	1.2552
40.0	1.3877	1.3838	1.3736
50.0	1.5305	1.5257	1.5127
60.0	1.6950	1.6892	1.6731
65.0	1.7854	1.7792	1.7613

TABLA 3-56 Cianuro de hidrógeno (HCN)

%	d_4^{25}
1	0.998
2	.996
4	.993
8	.984
12	.971
16	.956
82	.752
90	.724
100	.691

TABLA 3-57 Cloruro de hidrógeno (HCl)

%	−5°C	0°C	10°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C
1	1.0048	1.0052	1.0048	1.0032	0.9973	0.9881	0.9768	0.9636
2	1.0104	1.0106	1.0100	1.0062	1.0019	.9930	0.9819	.9688
4	1.0213	1.0213	1.0202	1.0181	1.0116	1.0026	0.9919	.9791
6	1.0321	1.0319	1.0303	1.0279	1.0211	1.0121	1.0016	.9892
8	1.0428	1.0423	1.0403	1.0376	1.0305	1.0215	1.0111	.9992
10	1.0536	1.0528	1.0504	1.0474	1.0400	1.0310	1.0206	1.0090
12	1.0645	1.0634	1.0607	1.0574	1.0497	1.0406	1.0302	1.0188
14	1.0754	1.0741	1.0711	1.0675	1.0594	1.0502	1.0398	1.0286
16	1.0864	1.0849	1.0815	1.0776	1.0692	1.0598	1.0494	1.0383
18	1.0975	1.0958	1.0920	1.0878	1.0790	1.0694	1.0598	1.0479
20	1.1087	1.1067	1.1025	1.0980	1.0888	1.0790	1.0685	1.0574
22	1.1200	1.1177	1.1131	1.1083	1.0986	1.0886	1.0780	1.0668
24	1.1314	1.1287	1.1238	1.1187	1.1085	1.0982	1.0874	1.0761
26	1.1426	1.1396	1.1344	1.1290	1.1183	1.1076	1.0967	1.0853
28	1.1537	1.1505	1.1449	1.1392	1.1280	1.1169	1.1058	1.0942
30	1.1648	1.1613	1.1553	1.1493	1.1376	1.1260	1.1149	1.1030
32	.....	.....	.....	1.1593				
34	.....	.....	.....	1.1691				
36	.....	.....	.....	1.1789				
38	.....	.....	.....	1.1885				
40	.....	.....	.....	1.1980				

TABLA 3-58 Floruro de hidrógeno (HF)

%	d_4^{20}	$d_4^{}$
5	1.020	1.017
10	1.040	1.035
20	1.080	1.070
30	1.119	1.101
40	1.159	1.130
50	1.198	1.155
60	1.235	
70	1.258	
80	1.259	
90	1.178	
95	1.089	
100	1.0005	

TABLA 3-59 Peróxido de hidrógeno (H_2O_2)

%	d_4^{15}	%	$d_4^{15.6}$
1	1.0022	26	1.0959
2	1.0058	28	1.1040
4	1.0131	30	1.1122
6	1.0204	35	1.1327
8	1.0277	40	1.1536
10	1.0351	45	1.1749
12	1.0425	50	1.1966
14	1.0499	55	1.2188
16	1.0574	60	1.2416
18	1.0649	70	1.2897
20	1.0725	80	1.3406
22	1.0802	90	1.3931
24	1.0880	100	1.4465

TABLA 3-60 Ácido hidrofluosilícico (H_2SiF_6)

%	$d_4^{17.6}$	%	$d_4^{17.6}$
1	1.0080	16	1.1373
2	1.0161	20	1.1748
4	1.0324	25	1.2235
8	1.0661	30	1.2742
12	1.1011	34	1.3162

TABLA 3-61 Cloruro de magnesio ($MgCl_2$)

%	0°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C
2	1.0168	1.0146	1.0084	0.9995	0.9883	0.9753
4	1.0338	1.0311	1.0248	1.0159	1.0050	.9923
8	1.0683	1.0646	1.0580	1.0493	1.0388	1.0269
12	1.1035	1.0989	1.0921	1.0836	1.0735	1.0622
16	1.1395	1.1342	1.1272	1.1188	1.1092	1.0984
20	1.1764	1.1706	1.1635	1.1552	1.1460	1.1359
25	1.2246	1.2184	1.2111	1.2031	1.1942	1.1847
30	1.2754	1.2688	1.2614	1.2535	1.2451	1.2360

TABLA 3-62 Sulfato de magnesio ($MgSO_4$)

%	0°C	20°C	30°C	40°C	50°C	60°C	80°C
2	1.0210	1.0186	1.0158	1.0123	1.0081	1.0032	0.9916
4	1.0423	1.0392	1.0362	1.0326	1.0283	1.0234	1.0118
8	1.0858	1.0816	1.0782	1.0743	1.0700	1.0650	1.0534
12	1.1309	1.1256	1.1220	1.1179	1.1135	1.1083	1.0968
16	1.1777	1.1717	1.1679	1.1637	1.1592		
20	1.2264	1.2198	1.2159	1.2117	1.2072		
26	1.3032	1.2961	1.2922	1.2879	1.2836		

TABLA 3-63 Cloruro de níquel ($NiCl_2$)

%	d_4^{25}
1	1.0082
2	1.0179
4	1.0375
8	1.0785
12	1.1217
16	1.1674
20	1.2163
30	1.353

TABLA 3-64 Nitrato de níquel [$Ni(NO_3)_2$]

%	d_4^{20}
1	1.0065
2	1.0150
4	1.0325
8	1.0688
12	1.1070
16	1.1480
20	1.191
30	1.311
35	1.377

TABLA 3-65 Sulfato de níquel ($NiSO_4$)

%	d_4^{25}
1	1.0091
2	1.0198
4	1.0415
8	1.0852
12	1.1325
16	1.1825
18	1.2090

TABLA 3-66 Ácido nítrico (HNO_3)

%	0°C	5°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	40°C	50°C	60°C	80°C	100°C
1	1.0058	1.00572	1.00534	1.00464	1.00364	1.00241	1.0009	0.9973	0.9931	0.9882	0.9767	0.9632
2	1.0117	1.01149	1.01099	1.01018	1.00909	1.00778	1.0061	1.0025	.9982	.9932	.9816	.9681
3	1.0176	1.01730	1.01668	1.01576	1.01457	1.01318	1.0114	1.0077	1.0033	.9982	.9865	.9730
4	1.0236	1.02315	1.02240	1.02137	1.02008	1.01861	1.0168	1.0129	1.0084	1.0033	.9915	.9779
5	1.0296	1.02904	1.02816	1.02702	1.02563	1.02408	1.0222	1.0182	1.0136	1.0084	.9965	.9829
6	1.0357	1.03497	1.03397	1.03272	1.03122	1.02958	1.0277	1.0235	1.0188	1.0136	1.0015	.9879
7	1.0418	1.0410	1.0399	1.0385	1.0369	1.0352	1.0333	1.0289	1.0241	1.0188	1.0066	.9929
8	1.0480	1.0471	1.0458	1.0443	1.0427	1.0409	1.0389	1.0344	1.0295	1.0241	1.0117	.9980
9	1.0543	1.0532	1.0518	1.0502	1.0485	1.0466	1.0446	1.0399	1.0349	1.0294	1.0169	1.0032
10	1.0606	1.0594	1.0578	1.0561	1.0543	1.0523	1.0503	1.0455	1.0403	1.0347	1.0221	1.0083
11	1.0669	1.0656	1.0639	1.0621	1.0602	1.0581	1.0560	1.0511	1.0458	1.0401	1.0273	1.0134
12	1.0733	1.0718	1.0700	1.0681	1.0661	1.0640	1.0618	1.0567	1.0513	1.0455	1.0326	1.0186
13	1.0797	1.0781	1.0762	1.0742	1.0721	1.0699	1.0676	1.0624	1.0568	1.0509	1.0379	1.0238
14	1.0862	1.0845	1.0824	1.0803	1.0781	1.0758	1.0735	1.0681	1.0624	1.0564	1.0432	1.0289
15	1.0927	1.0909	1.0887	1.0865	1.0842	1.0818	1.0794	1.0739	1.0680	1.0619	1.0485	1.0341
16	1.0992	1.0973	1.0950	1.0927	1.0903	1.0879	1.0854	1.0797	1.0737	1.0675	1.0538	1.0393
17	1.1057	1.1038	1.1014	1.0989	1.0964	1.0940	1.0914	1.0855	1.0794	1.0731	1.0592	1.0444
18	1.1123	1.1103	1.1078	1.1052	1.1026	1.1001	1.0974	1.0913	1.0851	1.0787	1.0646	1.0496
19	1.1189	1.1168	1.1142	1.1115	1.1088	1.1062	1.1034	1.0972	1.0908	1.0843	1.0700	1.0547
20	1.1255	1.1234	1.1206	1.1178	1.1150	1.1123	1.1094	1.1031	1.0966	1.0899	1.0754	1.0598
21	1.1322	1.1300	1.1271	1.1242	1.1213	1.1185	1.1155	1.1090	1.1024	1.0956	1.0808	1.0650
22	1.1389	1.1366	1.1336	1.1306	1.1276	1.1247	1.1217	1.1150	1.1083	1.1013	1.0862	1.0701
23	1.1457	1.1433	1.1402	1.1371	1.1340	1.1310	1.1280	1.1210	1.1142	1.1070	1.0917	1.0753
24	1.1525	1.1501	1.1469	1.1437	1.1404	1.1374	1.1343	1.1271	1.1201	1.1127	1.0972	1.0805
25	1.1594	1.1569	1.1536	1.1503	1.1469	1.1438	1.1406	1.1332	1.1260	1.1185	1.1027	1.0857
26	1.1663	1.1638	1.1603	1.1569	1.1534	1.1502	1.1469	1.1394	1.1320	1.1244	1.1083	1.0910
27	1.1733	1.1707	1.1670	1.1635	1.1600	1.1566	1.1533	1.1456	1.1381	1.1303	1.1139	1.0963
28	1.1803	1.1777	1.1738	1.1702	1.1666	1.1631	1.1597	1.1519	1.1442	1.1362	1.1195	1.1016
29	1.1874	1.1847	1.1807	1.1770	1.1733	1.1697	1.1662	1.1582	1.1503	1.1422	1.1251	1.1069
30	1.1945	1.1917	1.1876	1.1838	1.1800	1.1763	1.1727	1.1645	1.1564	1.1482	1.1307	1.1122
31	1.2016	1.1988	1.1945	1.1906	1.1867	1.1829	1.1792	1.1708	1.1625	1.1542	1.1363	1.1175
32	1.2088	1.2059	1.2014	1.1974	1.1934	1.1896	1.1857	1.1772	1.1687	1.1602	1.1419	1.1228
33	1.2160	1.2131	1.2084	1.2043	1.2002	1.1963	1.1922	1.1836	1.1749	1.1662	1.1476	1.1281
34	1.2233	1.2203	1.2155	1.2113	1.2071	1.2030	1.1988	1.1901	1.1812	1.1723	1.1533	1.1335
35	1.2306	1.2275	1.2227	1.2183	1.2140	1.2098	1.2055	1.1966	1.1876	1.1784	1.1591	1.1390
36	1.2375	1.2344	1.2294	1.2249	1.2205	1.2163	1.2119	1.2028	1.1936	1.1842	1.1645	1.1440
37	1.2444	1.2412	1.2361	1.2315	1.2270	1.2227	1.2182	1.2089	1.1995	1.1899	1.1698	1.1490
38	1.2513	1.2479	1.2428	1.2381	1.2335	1.2291	1.2245	1.2150	1.2054	1.1956	1.1752	1.1540
39	1.2581	1.2546	1.2494	1.2446	1.2399	1.2354	1.2308	1.2210	1.2112	1.2013	1.1805	1.1589
40	1.2649	1.2613	1.2560	1.2511	1.2463	1.2417	1.2370	1.2270	1.2170	1.2069	1.1858	1.1638
41	1.2717	1.2680	1.2626	1.2576	1.2527	1.2480	1.2432	1.2330	1.2229	1.2126	1.1911	1.1687
42	1.2786	1.2747	1.2692	1.2641	1.2591	1.2543	1.2494	1.2390	1.2287	1.2182	1.1963	1.1735
43	1.2854	1.2814	1.2758	1.2706	1.2655	1.2606	1.2556	1.2450	1.2345	1.2238	1.2015	1.1783
44	1.2922	1.2880	1.2824	1.2771	1.2719	1.2669	1.2618	1.2510	1.2403	1.2294	1.2067	1.1831
45	1.2990	1.2947	1.2890	1.2836	1.2783	1.2732	1.2680	1.2570	1.2461	1.2350	1.2119	1.1879
46	1.3058	1.3014	1.2955	1.2901	1.2847	1.2795	1.2742	1.2630	1.2519	1.2406	1.2171	1.1927
47	1.3126	1.3080	1.3021	1.2966	1.2911	1.2858	1.2804	1.2690	1.2577	1.2462	1.2223	1.1976
48	1.3194	1.3147	1.3087	1.3031	1.2975	1.2921	1.2867	1.2750	1.2635	1.2518	1.2275	1.2024
49	1.3263	1.3214	1.3153	1.3096	1.3040	1.2984	1.2929	1.2811	1.2693	1.2575	1.2328	1.2073
50	1.3327	1.3277	1.3215	1.3157	1.3100	1.3043	1.2987	1.2867	1.2748	1.2628	1.2377	1.2118
51	1.3391	1.3339	1.3277	1.3218	1.3160	1.3102	1.3045	1.2923	1.2802	1.2680	1.2425	1.2163
52	1.3454	1.3401	1.3338	1.3278	1.3219	1.3160	1.3102	1.2978	1.2856	1.2731	1.2473	1.2208
53	1.3517	1.3462	1.3399	1.3338	1.3278	1.3218	1.3159	1.3033	1.2909	1.2782	1.2521	1.2252
54	1.3579	1.3523	1.3459	1.3397	1.3336	1.3275	1.3215	1.3087	1.2961	1.2833	1.2568	1.2296
55	1.3640	1.3583	1.3518	1.3455	1.3393	1.3331	1.3270	1.3141	1.3013	1.2883	1.2615	1.2339
56	1.3700	1.3642	1.3576	1.3512	1.3449	1.3386	1.3324	1.3194	1.3064	1.2932	1.2661	1.2382
57	1.3759	1.3700	1.3634	1.3569	1.3505	1.3441	1.3377	1.3246	1.3114	1.2981	1.2706	1.2424
58	1.3818	1.3757	1.3691	1.3625	1.3560	1.3495	1.3430	1.3298	1.3164	1.3029	1.2751	1.2466
59	1.3875	1.3813	1.3747	1.3680	1.3614	1.3548	1.3482	1.3348	1.3213	1.3077	1.2795	1.2507
60	1.3931	1.3868	1.3801	1.3734	1.3667	1.3600	1.3533	1.3398	1.3261	1.3124	1.2839	1.2547
61	1.3986	1.3922	1.3855	1.3787	1.3719	1.3651	1.3583	1.3447	1.3308	1.3169	1.2881	1.2587
62	1.4039	1.3975	1.3907	1.3838	1.3769	1.3700	1.3632	1.3494	1.3354	1.3213	1.2922	1.2625
63	1.4091	1.4027	1.3958	1.3888	1.3818	1.3748	1.3679	1.3540	1.3398	1.3255	1.2962	1.2661
64	.....	1.4078	1.4007	1.3936	1.3866	1.3795	1.3725					
65	.....	1.4128	1.4055	1.3984	1.3913	1.3841	1.3770					
66	.....	1.4177	1.4103	1.4031	1.3959	1.3887	1.3814					
67	.....	1.4224	1.4150	1.4077	1.4004	1.3932	1.3857					
68	.....	1.4271	1.4196	1.4122	1.4048	1.3976	1.3900					
69	.....	1.4317	1.4241	1.4166	1.4091	1.4019	1.3942					
70	.....	1.4362	1.4285	1.4210	1.4134	1.4061	1.3983					
71	.....	1.4406	1.4328	1.4252	1.4176	1.4102	1.4023					
72	.....	1.4449	1.4371	1.4294	1.4218	1.4142	1.4063					
73	.....	1.4491	1.4413	1.4335	1.4258	1.4182	1.4103					
74	.....	1.4532	1.4454	1.4376	1.4298	1.4221	1.4142					

TABLA 3-6

%	
75	.
76	.
77	.
78	.
79	.
80	.
81	.
82	.
83	.
84	.
85	.
86	.
87	.
88	.
89	.
90	.
91	.
92	.
93	.
94	.
95	.
96	.
97	.
98	.
99	.
100	.

TABLA 3-67

%	4°
1	1.0050
2	1.0109
4	1.0228
6	1.0348
8	1.0471
10	1.0597
12	1.0726
14	1.0589
16	1.0995
18	1.1135
20	1.1279
22	1.1428
24	1.1581
26	1.1738

TABLA 3-68

°C	2%
0	1.011
10	1.010
20	1.009
30	1.006
40	1.002

TABLA 3-69

°C	
0	1.
10	1.
15	1.
20	1.
30	1.
40	0.
50	.
60	.
80	.
100	.

TABLA 3-66 Ácido nítrico (HNO_3) (*Conclusión*)

%	0°C	5°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	40°C	50°C	60°C	80°C	100°C
75	.....	1.4573	1.4494	1.4415	1.4337	1.4259	1.4180					
76	.....	1.4613	1.4533	1.4454	1.4375	1.4296	1.4217					
77	.....	1.4652	1.4572	1.4492	1.4413	1.4333	1.4253					
78	.....	1.4690	1.4610	1.4529	1.4450	1.4369	1.4288					
79	.....	1.4727	1.4647	1.4565	1.4486	1.4404	1.4323					
80	.....	1.4764	1.4683	1.4601	1.4521	1.4439	1.4357					
81	.....	1.4800	1.4718	1.4636	1.4555	1.4473	1.4391					
82	.....	1.4835	1.4753	1.4670	1.4589	1.4507	1.4424					
83	.....	1.4869	1.4787	1.4704	1.4622	1.4540	1.4456					
84	.....	1.4903	1.4820	1.4737	1.4655	1.4572	1.4487					
85	.....	1.4936	1.4852	1.4769	1.4686	1.4603	1.4518					
86	.....	1.4968	1.4883	1.4799	1.4716	1.4633	1.4548					
87	.....	1.4999	1.4913	1.4829	1.4745	1.4662	1.4577					
88	.....	1.5029	1.4942	1.4858	1.4773	1.4690	1.4605					
89	.....	1.5058	1.4970	1.4885	1.4800	1.4716	1.4631					
90	.....	1.5085	1.4997	1.4911	1.4826	1.4741	1.4656					
91	.....	1.5111	1.5023	1.4936	1.4850	1.4766	1.4681					
92	.....	1.5136	1.5048	1.4960	1.4873	1.4789	1.4704					
93	.....	1.5156	1.5068	1.4979	1.4892	1.4807	1.4722					
94	.....	1.5177	1.5088	1.4999	1.4912	1.4826	1.4741					
95	.....	1.5198	1.5109	1.5019	1.4932	1.4846	1.4761					
96	.....	1.5220	1.5130	1.5040	1.4952	1.4867	1.4781					
97	.....	1.5244	1.5152	1.5062	1.4974	1.4889	1.4802					
98	.....	1.5278	1.5187	1.5096	1.5008	1.4922	1.4835					
99	.....	1.5327	1.5255	1.5144	1.5056	1.4969	1.4881					
100	.....	1.5402	1.5310	1.5217	1.5129	1.5040	1.4952					

TABLA 3-67 Ácido perclórico ($HClO_4$)

%	d_4^{15}	d_4^{20}	d_4^{25}	d_4^{60}	%	d_4^{15}	d_4^{20}	d_4^{60}
1	1.0050	.....	1.0020	0.9933	28	1.1900	1.1851	1.1645
2	1.0109	.....	1.0070	0.9986	30	1.2067	1.2013	1.1800
4	1.0228	.....	1.0169	0.9906	32	1.2239	1.2183	1.1960
6	1.0348	.....	1.0270	1.0205	34	1.2418	1.2359	1.2130
8	1.0471	.....	1.0372	1.0320	36	1.2603	1.2542	1.2310
10	1.0597	.....	1.0475	1.0440	38	1.2794	1.2732	1.2490
12	1.0726	.....	.....	1.0560	40	1.2991	1.2927	1.2680
14	1.0589	.....	.....	1.0680	45	1.3521	1.3450	1.3180
16	1.0995	.....	.....	1.0810	50	1.4103	1.4018	1.3730
18	1.1135	.....	.....	1.0940	55	1.4733	1.4636	1.4320
20	1.1279	.....	.....	1.1070	60	1.5389	1.5298	1.4950
22	1.1428	.....	.....	1.1205	65	1.6059	1.5986	1.5620
24	1.1581	.....	.....	1.1345	70	1.6736	1.6680	1.6290
26	1.1738	1.1697	.....	1.1490				

TABLA 3-68 Ácido fosfórico (H_3PO_4)

°C	2%	6%	14%	20%	26%	35%	50%	75%	100%
0	1.0113	1.0339	1.0811	1.1192					
10	1.0109	1.0330	1.0792	1.1167	1.1567	1.221	1.341		
20	1.0092	1.0309	1.0764	1.1134	1.1529	1.216	1.335	1.579	1.870
30	1.0065	1.0279	1.0728	1.1094	1.1484	1.211	1.329	1.572	1.862
40	1.0029	1.0241	1.0685	1.1048					

TABLA 3-69 Bicarbonato de potasio ($KHCO_3$)

°C	1%	2%	4%	6%	8%	10%
0	1.0086	1.0134	1.0270			
10	1.0064	1.0132	1.0268			
15	1.0058	1.0125	1.0260	1.0396	1.0534	1.0674
20	1.0049	1.0117	1.0252			
30	1.0024	1.0092	1.0228			
40	0.9990	1.0058	1.0195			
50	.9949	1.0017	1.0154			
60	.9901	0.9969	1.0106			
80	.9786	.9855	0.9993			
100	.9653	.9722	.9860			

TABLA 3-70 Bromuro de potasio (KBr)

%	d_4^{20}
1	1.0054
2	1.0127
6	1.0426
12	1.0903
20	1.1601
30	1.2593
40	1.3746

TABLA 3-71 Carbonato de potasio (K_2CO_3)

%	0°C	10°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C
1	1.0094	1.0089	1.0072	1.0010	0.9919	0.9803	0.9670
2	1.0189	1.0182	1.0163	1.0098	1.0005	.9889	.9756
4	1.0381	1.0369	1.0345	1.0276	1.0180	1.0063	.9951
8	1.0768	1.0746	1.0715	1.0640	1.0538	1.0418	1.0291
12	1.1160	1.1131	1.1096	1.1013	1.0906	1.0786	1.0663
16	1.1562	1.1530	1.1490	1.1399	1.1290	1.1170	1.1049
20	1.1977	1.1941	1.1898	1.1801	1.1690	1.1570	1.1451
24	1.2405	1.2366	1.2320	1.2219	1.2106	1.1986	1.1869
28	1.2846	1.2804	1.2756	1.2652	1.2538	1.2418	1.2304
30	1.3071	1.3028	1.2979	1.2873	1.2759	1.2640	1.2522
35	1.3646	1.3600	1.3548	1.3440	1.3324	1.3206	1.3089
40	1.4244	1.4195	1.4141	1.4029	1.3913	1.3795	1.3678
45	1.4867	1.4815	1.4759	1.4644	1.4528	1.4408	1.4290
50	1.5517	1.5462	1.5404	1.5285	1.5169	1.5048	1.4928

TABLA 3-72 Cromato de potasio (K_2CrO_4)

%	d_4^{15}	d_4^{25}
1	1.0073	1.0066
2	1.0155	1.0147
4	1.0321	1.0311
8	1.0659	1.0647
12	1.1009	1.0999
16	.....	1.1366
20	.....	1.1748
24	.....	1.2147
28	.....	1.2566
30	.....	1.2784

TABLA 3-73 Clorato de potasio ($KClO_3$)

°C	1%	2%	3%	4%
0	1.0061	1.0124	1.0189	1.0256
10	1.0059	1.0122	1.0187	1.0254
20	1.0045	1.0109	1.0174	1.0241
30	1.0020	1.0085	1.0151	1.0218
40	0.9986	1.0051	1.0116	1.0183
60	.9895	0.9959	1.0024	1.0091
80	.9781	.9845	0.9910	0.9977
100	.9646	.9709	.9774	.9840

TABLA 3-74 Cloruro de potasio (KCl)

%	0°C	20°C	25°C	40°C	60°C	80°C	100°C
1.0	1.00661	1.00462	1.00342	0.99847	0.9894	0.9780	0.9646
2.0	1.01335	1.01103	1.00977	1.00471	.9956	.9842	.9708
4.0	1.02690	1.02391	1.02255	1.01727	1.0080	.9966	.9834
8.0	1.05431	1.05003	1.04847	1.04278	1.0333	1.0219	1.0088
12.0	1.08222	1.07679	1.07506	1.06897	1.0592	1.0478	1.0350
16.0	1.11068	1.10434	1.10245	1.09600	1.0861	1.0746	1.0619
20.0	1.13973	1.13280	1.13072	1.12399	1.1138	1.1024	1.0897
24.0	.....	1.16226	1.15995	1.15299	1.1425	1.1311	1.1185
28.0	.....	.....	.....	1.18304	1.1723	1.1609	1.1483

%	110°C.	120°C.	130°C.	140°C.
3.79	0.9733	0.9663	0.9583	0.9502
7.45	.9978	.9899	.9827	.9745
13.62	1.0388	1.0313	1.0238	1.0159

TABLA 3-75 Alumbre de cromo y potasio [$K_2Cr_2(SO_4)_4$]

%	d_4^{15}
1	1.007
2	1.016
6	1.052
10	1.089
14	1.129
20	1.193
30	1.315
40	1.456
50	1.615

TABLA 3-76 Hidróxido de potasio (KOH)

%	d_4^{18}
1.0	1.0083
2.0	1.0175
4.0	1.0359
6.0	1.0544
8.0	1.0730
10.0	1.0918
15.0	1.1396
20.0	1.1884
25.0	1.2387
30.0	1.2905
35.0	1.3440
40.0	1.3991
45.0	1.4558
50.0	1.5143
51.7	1.5355 (sat'd. soln.)

TABLA 3-77 Nitrato de potasio (KNO_3)

%	0°C	10°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C
1	1.00654	1.00615	1.00447	0.99825	0.9890	0.9776	0.9641
2	1.01326	1.01262	1.01075	1.00430	.9949	.9834	.9699
4	1.02677	1.02566	1.02344	1.01652	1.0068	.9951	.9816
8	1.05419	1.05226	1.04940	1.04152	1.0313	1.0192	1.0056
12	1.08221	1.07963	1.07620	1.06740	1.0567	1.0442	1.0304
16	.....	.....	1.10392	1.09432	1.0831	1.0703	1.0562
20	.....	.....	1.13261	1.12240	1.1106	1.0974	1.0831
24	.....	.....	1.16233	1.15175	1.1391	1.1256	1.1110

TABLA 3-78 Dicromato de potasio ($K_2Cr_2O_7$)

%	d_4^{20}
1	1.0052
2	1.0122
4	1.0264
6	1.0408
8	1.0554
10	1.0703

TABLA 3-79 Sulfato de potasio (K_2SO_4)

%	d_4^{20}
1	1.0063
2	1.0145
4	1.0310
6	1.0477
8	1.0646
10	1.0817

TABLA 3-80 Sulfito de potasio (K_2SO_3)

%	d_4^{15}
1	1.0073
2	1.0155
4	1.0322
8	1.0667
12	1.1026
16	1.1402
20	1.1793
24	1.2197
26	1.2404

TABLA 3-81 Acetato de sodio ($NaC_2H_3O_2$)

%	d_4^{20}
1	1.0033
2	1.0084
4	1.0186
8	1.0392
12	1.0598
18	1.0807
20	1.1021
26	1.1351
28	1.1462

TABLA 3-82 Arseniato de sodio (Na_3AsO_4)

%	d_4^{17}
1	1.0097
2	1.0207
4	1.0431
8	1.0892
10	1.1130
12	1.1373

TABLA 3-83 Dicromato de sodio ($Na_2Cr_2O_7$)

%	d_4^{15}
1	1.006
2	1.013
4	1.027
8	1.056
12	1.084
16	1.112
20	1.140
24	1.166
28	1.193
30	1.207
35	1.244
40	1.279
45	1.312
50	1.342

TABLA 3-84 Bromuro de sodio (NaBr)

%	d_4^{17}
1	1.0060
2	1.0139
4	1.0298
8	1.0631
10	1.0803
12	1.0981
20	1.1745
30	1.2841
40	1.4138

TABLA 3-85 Formiato de sodio (HCOONa)

%	d_4^{15}
1	1.003
2	1.009
4	1.022
8	1.048
12	1.074
16	1.100
20	1.127
24	1.155
28	1.184
30	1.199
35	1.236
40	1.274

TABLA 3-86 Carbonato de sodio (Na_2CO_3)

%	0°C	10°C	20°C	30°C	40°C	60°C	80°C	100°C
1	1.0109	1.0103	1.0086	1.0058	1.0022	0.9929	0.9814	0.9683
2	1.0219	1.0210	1.0190	1.0159	1.0122	1.0027	.9910	.9782
4	1.0439	1.0423	1.0398	1.0363	1.0323	1.0223	1.0105	.9980
8	1.0878	1.0850	1.0816	1.0775	1.0732	1.0625	1.0503	1.0380
12	1.1319	1.1284	1.1244	1.1200	1.1150	1.1039	1.0914	1.0787
14	1.1543	1.1506	1.1463	1.1417	1.1365	1.1251	1.1125	1.0996
16	.....	.....	.....	1.1636				
18	.....	.....	.....	1.1859				
20	.....	.....	.....	1.2086				
24	.....	.....	.....	1.2552				
28	.....	.....	.....	1.3031				
30	.....	.....	.....	1.3274				

TABLA 3-87

%
1
2
4
6
8
10
12
14
16

TABLA 3-88

%	0°C
1	1.00747
2	1.01509
4	1.03038
8	1.06121
12	1.09244
16	1.12419
20	1.15663
24	1.18999
26	1.20709

TABLA 3-89

TABLA 3-9

$Na_2O/3.96$
$Na_2O/3.36$
$Na_2O/2.40$
$Na_2O/2.44$
$Na_2O/2.06$
$Na_2O/1.69$

TABLA 3-87 Clorato de sodio ($NaClO_3$)

%	d_4^{18}	%	d_4^{18}
1	1.0053	18	1.1288
2	1.0121	20	1.1449
4	1.0258	22	1.1614
6	1.0397	24	1.1782
8	1.0538	26	1.1953
10	1.0681	28	1.2128
12	1.0827	30	1.2307
14	1.0977	32	1.2491
16	1.1131	34	1.2680

TABLA 3-88 Cloruro de sodio (NaCl)

%	0°C	10°C	25°C	40°C	60°C	80°C	100°C
1	1.00747	1.00707	1.00409	0.99908	0.9900	0.9785	0.9651
2	1.01509	1.01442	1.01112	1.00593	.9967	.9852	.9719
4	1.03038	1.02920	1.02530	1.01977	1.0103	.9988	.9855
8	1.06121	1.05907	1.05412	1.04798	1.0381	1.0264	1.0134
12	1.09244	1.08946	1.08365	1.07699	1.0667	1.0549	1.0420
16	1.12419	1.12056	1.11401	1.10688	1.0962	1.0842	1.0713
20	1.15663	1.15254	1.14533	1.13774	1.1268	1.1146	1.1017
24	1.18999	1.18557	1.17776	1.16971	1.1584	1.1463	1.1331
26	1.20709	1.20254	1.19443	1.18614	1.1747	1.1626	1.1492

TABLA 3-89 Cromato de sodio (Na_2CrO_4)

%	d_4^{18}
1	1.0074
2	1.0164
4	1.0344
8	1.0718
12	1.1110
16	1.1518
20	1.1942
24	1.2383
26	1.2611

TABLA 3-90 Hidróxido de sodio (NaOH)

%	0°C	15°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C
1	1.0124	1.01065	1.0095	1.0033	0.9941	0.9824	0.9693
2	1.0244	1.02198	1.0207	1.0139	1.0045	.9929	.9797
4	1.0482	1.04441	1.0428	1.0352	1.0254	1.0139	1.0009
8	1.0943	1.08887	1.0869	1.0780	1.0676	1.0560	1.0432
12	1.1399	1.13327	1.1309	1.1210	1.1101	1.0983	1.0855
16	1.1849	1.17761	1.1751	1.1645	1.1531	1.1408	1.1277
20	1.2296	1.22183	1.2191	1.2079	1.1960	1.1833	1.1700
24	1.2741	1.26582	1.2629	1.2512	1.2388	1.2259	1.2124
28	1.3182	1.3094	1.3064	1.2942	1.2814	1.2682	1.2546
32	1.3614	1.3520	1.3490	1.3362	1.3232	1.3097	1.2960
36	1.4030	1.3933	1.3900	1.3768	1.3634	1.3498	1.3360
40	1.4435	1.4334	1.4300	1.4164	1.4027	1.3889	1.3750
44	1.4825	1.4720	1.4685	1.4545	1.4405	1.4266	1.4127
48	1.5210	1.5102	1.5065	1.4922	1.4781	1.4641	1.4503
50	1.5400	1.5290	1.5253	1.5109	1.4967	1.4827	1.4690

TABLA 3-91 Nitrato de sodio ($NaNO_3$)

%	0°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C
1	1.0071	1.0049	0.9986	0.9894	0.9779	0.9644
2	1.0144	1.0117	1.0050	.9956	.9840	.9704
4	1.0290	1.0254	1.0180	1.0082	.9964	.9826
8	1.0587	1.0532	1.0447	1.0340	1.0218	1.0078
12	1.0891	1.0819	1.0724	1.0609	1.0481	1.0340
16	1.1203	1.1118	1.1013	1.0892	1.0757	1.0614
20	1.1526	1.1429	1.1314	1.1187	1.1048	1.0901
24	1.1860	1.1752	1.1629	1.1496	1.1351	1.1200
28	1.2204	1.2085	1.1955	1.1816	1.1667	1.1513
30	1.2380	1.2256	1.2122	1.1980	1.1830	1.1674
35	1.2834	1.2701	1.2560	1.2413	1.2258	1.2100
40	1.3316	1.3175	1.3027	1.2875	1.2715	1.2555
45	.....	1.3683	1.3528	1.3371	1.3206	1.3044

TABLA 3-92 Nitrito de sodio ($NaNO_2$)

%	d_4^{18}
1	1.0058
2	1.0125
4	1.0260
8	1.0535
12	1.0816
16	1.1103
20	1.1394

TABLA 3-93 Silicato de sodio

	Concentración, %												
	1	2	4	8	10	14	20	24	30	36	40	45	50
	Densidad $\frac{20}{4}$												
$Na_2O/3.96SiO_2$	1.006	1.014	1.030	1.063	1.080	1.116	1.172	1.211	1.275				
$Na_2O/3.36SiO_2$	1.006	1.014	1.030	1.065	1.083	1.120	1.179	1.222	1.290	1.365			
$Na_2O/2.40SiO_2$	1.007	1.016	1.034	1.071	1.090	1.130							
$Na_2O/2.44SiO_2$	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	1.309	1.387	1.445		
$Na_2O/2.06SiO_2$	1.007	1.016	1.035	1.073	1.093	1.134	1.200	1.247	1.321	1.397	1.450	1.520	1.594
$Na_2O/1.69SiO_2$	1.007	1.017	1.036	1.077	1.098	1.141	1.210	1.259	1.337	1.424			

TABLA 3-94 Sulfato de sodio (Na_2SO_4)

%	0°C	20°C	30°C	40°C	60°C	80°C	100°C
1	1.0094	1.0073	1.0046	1.0010	0.9919	0.9805	0.9671
2	1.0189	1.0164	1.0135	1.0098	1.0007	.9862	.9758
4	1.0381	1.0348	1.0315	1.0276	1.0184	1.0068	.9934
8	1.0773	1.0724	1.0682	1.0639	1.0544	1.0426	1.0292
12	1.1174	1.1109	1.1062	1.1015	1.0915	1.0795	1.0661
16	1.1585	1.1506	1.1456	1.1406	1.1299	1.1176	1.1042
20	1.2008	1.1915	1.1865	1.1813	1.1696	1.1569	
24	1.2443	1.2336	1.2292	1.2237			

TABLA 3-95 Sulfuro de sodio (Na_2S)

%	d_4^{18}
1	1.0098
2	1.0211
4	1.0440
8	1.0907
12	1.1388
16	1.1885
18	1.2140

TABLA 3-96 Sulfito de sodio (Na_2SO_3)

%	d_4^{19}
1	1.0078
2	1.0172
4	1.0363
8	1.0751
12	1.1146
16	1.1549
18	1.1755

TABLA 3-97 Tiosulfato de sodio ($Na_2S_2O_3$)

%	d_4^{20}
1	1.0065
2	1.0148
4	1.0315
8	1.0654
12	1.1003
16	1.1365
20	1.1740
24	1.2128
28	1.2532
30	1.2739
35	1.3273
40	1.3827

TABLA 3-98 Tiosulfato de sodio pentahidratado ($Na_2S_2O_3\ 5H_2O$)

%	d_4^{19}
1	1.0052
2	1.0105
4	1.0211
8	1.0423
12	1.0639
16	1.0863
20	1.1087
24	1.1322
28	1.1558
30	1.1676
40	1.2297
50	1.2954

TABLA 3-99 Cloruro estánnico ($SnCl_4$)

%	d_4^{15}
1	1.007
2	1.015
4	1.031
8	1.064
12	1.099
16	1.135
20	1.173
24	1.212
28	1.255
30	1.278
35	1.337
40	1.403
45	1.475
50	1.555
55	1.644
60	1.742
65	1.851
70	1.971

TABLA 3-100 Cloruro estannoso ($SnCl_2$)

%	d_4^{15}
1	1.0068
2	1.0146
4	1.0306
8	1.0638
12	1.0986
16	1.1353
20	1.1743
24	1.2159
28	1.2603
30	1.2837
35	1.3461
40	1.4145
45	1.4897
50	1.5729
55	1.6656
60	1.7695
65	1.8865

TABLA 3-1

%
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68
69
70
71
72
73
74
75
76
77
78
79

TABLA 3-101 Ácido sulfúrico (H_2SO_4)

%	0°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	40°C	50°C	60°C	80°C	100°C
1	1.0074	1.0068	1.0060	1.0051	1.0038	1.0022	0.9986	0.9944	0.9895	0.9779	0.9645
2	1.0147	1.0138	1.0129	1.0118	1.0104	1.0087	1.0050	1.0006	.9956	.9839	.9705
3	1.0219	1.0206	1.0197	1.0184	1.0169	1.0152	1.0113	1.0067	1.0017	.9900	.9766
4	1.0291	1.0275	1.0264	1.0250	1.0234	1.0216	1.0176	1.0129	1.0078	.9961	.9827
5	1.0364	1.0344	1.0332	1.0317	1.0300	1.0281	1.0240	1.0192	1.0140	1.0022	.9888
6	1.0437	1.0414	1.0400	1.0385	1.0367	1.0347	1.0305	1.0256	1.0203	1.0084	.9950
7	1.0511	1.0485	1.0469	1.0453	1.0434	1.0414	1.0371	1.0321	1.0266	1.0146	1.0013
8	1.0585	1.0556	1.0539	1.0522	1.0502	1.0481	1.0437	1.0386	1.0330	1.0209	1.0076
9	1.0660	1.0628	1.0610	1.0591	1.0571	1.0549	1.0503	1.0451	1.0395	1.0273	1.0140
10	1.0735	1.0700	1.0681	1.0661	1.0640	1.0617	1.0570	1.0517	1.0460	1.0338	1.0204
11	1.0810	1.0773	1.0753	1.0731	1.0710	1.0686	1.0637	1.0584	1.0526	1.0403	1.0269
12	1.0886	1.0846	1.0825	1.0802	1.0780	1.0756	1.0705	1.0651	1.0593	1.0469	1.0335
13	1.0962	1.0920	1.0898	1.0874	1.0851	1.0826	1.0774	1.0719	1.0661	1.0536	1.0402
14	1.1039	1.0994	1.0971	1.0947	1.0922	1.0897	1.0844	1.0788	1.0729	1.0603	1.0469
15	1.1116	1.1069	1.1045	1.1020	1.0994	1.0968	1.0914	1.0857	1.0798	1.0671	1.0537
16	1.1194	1.1145	1.1120	1.1094	1.1067	1.1040	1.0985	1.0927	1.0868	1.0740	1.0605
17	1.1272	1.1221	1.1195	1.1168	1.1141	1.1113	1.1057	1.0998	1.0938	1.0809	1.0674
18	1.1351	1.1298	1.1271	1.1243	1.1215	1.1187	1.1129	1.1070	1.1009	1.0879	1.0744
19	1.1430	1.1375	1.1347	1.1318	1.1290	1.1261	1.1202	1.1142	1.1081	1.0950	1.0814
20	1.1510	1.1453	1.1424	1.1394	1.1365	1.1335	1.1275	1.1215	1.1153	1.1021	1.0885
21	1.1590	1.1531	1.1501	1.1471	1.1441	1.1410	1.1349	1.1288	1.1226	1.1093	1.0957
22	1.1670	1.1609	1.1579	1.1548	1.1517	1.1486	1.1424	1.1362	1.1299	1.1166	1.1029
23	1.1751	1.1688	1.1657	1.1626	1.1594	1.1563	1.1500	1.1437	1.1373	1.1239	1.1102
24	1.1832	1.1768	1.1736	1.1704	1.1672	1.1640	1.1576	1.1512	1.1448	1.1313	1.1176
25	1.1914	1.1848	1.1816	1.1783	1.1750	1.1718	1.1653	1.1588	1.1523	1.1388	1.1250
26	1.1996	1.1929	1.1896	1.1862	1.1829	1.1796	1.1730	1.1665	1.1599	1.1463	1.1325
27	1.2078	1.2010	1.1976	1.1942	1.1909	1.1875	1.1808	1.1742	1.1676	1.1539	1.1400
28	1.2160	1.2091	1.2057	1.2023	1.1989	1.1955	1.1887	1.1820	1.1753	1.1616	1.1476
29	1.2243	1.2173	1.2138	1.2104	1.2069	1.2035	1.1966	1.1898	1.1831	1.1693	1.1553
30	1.2326	1.2255	1.2220	1.2185	1.2150	1.2115	1.2046	1.1977	1.1909	1.1771	1.1630
31	1.2409	1.2338	1.2302	1.2267	1.2232	1.2196	1.2126	1.2057	1.1988	1.1849	1.1708
32	1.2493	1.2421	1.2385	1.2349	1.2314	1.2278	1.2207	1.2137	1.2068	1.1928	1.1787
33	1.2577	1.2504	1.2468	1.2432	1.2396	1.2360	1.2289	1.2218	1.2148	1.2008	1.1866
34	1.2661	1.2588	1.2552	1.2515	1.2479	1.2443	1.2371	1.2300	1.2229	1.2088	1.1946
35	1.2746	1.2672	1.2636	1.2599	1.2563	1.2526	1.2454	1.2383	1.2311	1.2169	1.2027
36	1.2831	1.2757	1.2720	1.2684	1.2647	1.2610	1.2538	1.2466	1.2394	1.2251	1.2109
37	1.2917	1.2843	1.2805	1.2769	1.2732	1.2695	1.2622	1.2550	1.2477	1.2334	1.2192
38	1.3004	1.2929	1.2891	1.2855	1.2818	1.2780	1.2707	1.2635	1.2561	1.2418	1.2276
39	1.3091	1.3016	1.2978	1.2941	1.2904	1.2866	1.2793	1.2720	1.2646	1.2503	1.2361
40	1.3179	1.3103	1.3065	1.3028	1.2991	1.2953	1.2880	1.2806	1.2732	1.2589	1.2446
41	1.3268	1.3191	1.3153	1.3116	1.3079	1.3041	1.2967	1.2893	1.2819	1.2675	1.2532
42	1.3357	1.3280	1.3242	1.3205	1.3167	1.3129	1.3055	1.2981	1.2907	1.2762	1.2619
43	1.3447	1.3370	1.3332	1.3294	1.3256	1.3218	1.3144	1.3070	1.2996	1.2850	1.2707
44	1.3538	1.3461	1.3423	1.3384	1.3346	1.3308	1.3234	1.3160	1.3086	1.2939	1.2796
45	1.3630	1.3553	1.3515	1.3476	1.3437	1.3399	1.3325	1.3251	1.3177	1.3029	1.2886
46	1.3724	1.3646	1.3608	1.3569	1.3530	1.3492	1.3417	1.3343	1.3269	1.3120	1.2976
47	1.3819	1.3740	1.3702	1.3663	1.3624	1.3586	1.3510	1.3435	1.3362	1.3212	1.3067
48	1.3915	1.3835	1.3797	1.3758	1.3719	1.3680	1.3604	1.3528	1.3455	1.3305	1.3159
49	1.4012	1.3931	1.3893	1.3854	1.3814	1.3775	1.3699	1.3623	1.3549	1.3399	1.3253
50	1.4110	1.4029	1.3990	1.3951	1.3911	1.3872	1.3795	1.3719	1.3644	1.3494	1.3348
51	1.4209	1.4128	1.4088	1.4049	1.4009	1.3970	1.3893	1.3816	1.3740	1.3590	1.3444
52	1.4310	1.4228	1.4188	1.4148	1.4109	1.4069	1.3991	1.3914	1.3837	1.3687	1.3540
53	1.4412	1.4329	1.4289	1.4248	1.4209	1.4169	1.4091	1.4013	1.3936	1.3785	1.3637
54	1.4515	1.4431	1.4391	1.4350	1.4310	1.4270	1.4191	1.4113	1.4036	1.3884	1.3735
55	1.4619	1.4535	1.4494	1.4453	1.4412	1.4372	1.4293	1.4214	1.4137	1.3984	1.3834
56	1.4724	1.4640	1.4598	1.4557	1.4516	1.4475	1.4396	1.4317	1.4239	1.4085	1.3934
57	1.4830	1.4746	1.4703	1.4662	1.4621	1.4580	1.4500	1.4420	1.4342	1.4187	1.4035
58	1.4937	1.4852	1.4809	1.4768	1.4726	1.4685	1.4604	1.4524	1.4446	1.4290	1.4137
59	1.5045	1.4959	1.4916	1.4875	1.4832	1.4791	1.4709	1.4629	1.4551	1.4393	1.4240
60	1.5154	1.5067	1.5024	1.4983	1.4940	1.4898	1.4816	1.4735	1.4656	1.4497	1.4344
61	1.5264	1.5177	1.5133	1.5091	1.5048	1.5006	1.4923	1.4842	1.4762	1.4602	1.4449
62	1.5375	1.5287	1.5243	1.5200	1.5157	1.5115	1.5031	1.4950	1.4869	1.4708	1.4554
63	1.5487	1.5398	1.5354	1.5310	1.5267	1.5225	1.5140	1.5058	1.4977	1.4815	1.4660
64	1.5600	1.5510	1.5465	1.5421	1.5378	1.5335	1.5250	1.5167	1.5086	1.4923	1.4766
65	1.5714	1.5623	1.5578	1.5533	1.5490	1.5446	1.5361	1.5277	1.5195	1.5031	1.4873
66	1.5828	1.5736	1.5691	1.5646	1.5602	1.5558	1.5472	1.5388	1.5305	1.5140	1.4981
67	1.5943	1.5850	1.5805	1.5760	1.5715	1.5671	1.5584	1.5499	1.5416	1.5249	1.5089
68	1.6059	1.5965	1.5920	1.5874	1.5829	1.5785	1.5697	1.5611	1.5528	1.5359	1.5198
69	1.6176	1.6081	1.6035	1.5989	1.5944	1.5899	1.5811	1.5724	1.5640	1.5470	1.5307
70	1.6293	1.6198	1.6151	1.6105	1.6059	1.6014	1.5925	1.5838	1.5753	1.5582	1.5417
71	1.6411	1.6315	1.6268	1.6221	1.6175	1.6130	1.6040	1.5952	1.5867	1.5694	1.5527
72	1.6529	1.6433	1.6385	1.6338	1.6292	1.6246	1.6155	1.6067	1.5981	1.5806	1.5637
73	1.6648	1.6551	1.6503	1.6456	1.6409	1.6363	1.6271	1.6182	1.6095	1.5919	1.5747
74	1.6768	1.6670	1.6622	1.6574	1.6526	1.6480	1.6387	1.6297	1.6209	1.6031	1.5857
75	1.6888	1.6789	1.6740	1.6692	1.6644	1.6597	1.6503	1.6412	1.6322	1.6142	1.5966
76	1.7008	1.6908	1.6858	1.6810	1.6761	1.6713	1.6619	1.6526	1.6435	1.6252	1.6074
77	1.7128	1.7026	1.6976	1.6927	1.6878	1.6829	1.6734	1.6640	1.6547	1.6361	1.6181
78	1.7247	1.7144	1.7093	1.7043	1.6994	1.6944	1.6847	1.6751	1.6657	1.6469	1.6286
79	1.7365	1.7261	1.7209	1.7158	1.7108	1.7058	1.6959	1.6862	1.6766	1.6575	1.6390

TABLA 3-101 Ácido sulfúrico (H_2SO_4) (*Conclusión*)

%	0°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	40°C	50°C	60°C	80°C	100°C
80	1.7482	1.7376	1.7323	1.7272	1.7221	1.7170	1.7069	1.6971	1.6873	1.6680	1.6493
81	1.7597	1.7489	1.7435	1.7383	1.7331	1.7279	1.7177	1.7077	1.6978	1.6782	1.6594
82	1.7709	1.7599	1.7544	1.7491	1.7437	1.7385	1.7281	1.7180	1.7080	1.6882	1.6692
83	1.7815	1.7704	1.7649	1.7594	1.7540	1.7487	1.7382	1.7279	1.7179	1.6979	1.6787
84	1.7916	1.7804	1.7748	1.7693	1.7639	1.7585	1.7479	1.7375	1.7274	1.7072	1.6878
85	1.8009	1.7897	1.7841	1.7786	1.7732	1.7678	1.7571	1.7466	1.7364	1.7161	1.6966
86	1.8095	1.7983	1.7927	1.7872	1.7818	1.7763	1.7657	1.7552	1.7449	1.7245	1.7050
87	1.8173	1.8061	1.8006	1.7951	1.7897	1.7842	1.7736	1.7632	1.7529	1.7324	1.7129
88	1.8243	1.8132	1.8077	1.8022	1.7968	1.7914	1.7809	1.7705	1.7602	1.7397	1.7202
89	1.8306	1.8195	1.8141	1.8087	1.8033	1.7979	1.7874	1.7770	1.7669	1.7464	1.7269
90	1.8361	1.8252	1.8198	1.8144	1.8091	1.8038	1.7933	1.7829	1.7729	1.7525	1.7331
91	1.8410	1.8302	1.8248	1.8195	1.8142	1.8090	1.7986	1.7883	1.7783	1.7581	1.7388
92	1.8453	1.8346	1.8293	1.8240	1.8188	1.8136	1.8033	1.7932	1.7832	1.7633	1.7439
93	1.8490	1.8384	1.8331	1.8279	1.8227	1.8176	1.8074	1.7974	1.7876	1.7681	1.7485
94	1.8520	1.8415	1.8363	1.8312	1.8260	1.8210	1.8109	1.8011	1.7914		
95	1.8544	1.8439	1.8388	1.8337	1.8286	1.8236	1.8137	1.8040	1.7944		
96	1.8560	1.8457	1.8406	1.8355	1.8305	1.8255	1.8157	1.8060	1.7965		
97	1.8569	1.8466	1.8414	1.8364	1.8314	1.8264	1.8166	1.8071	1.7977		
98	1.8567	1.8463	1.8411	1.8361	1.8310	1.8261	1.8163	1.8068	1.7976		
99	1.8551	1.8445	1.8393	1.8342	1.8292	1.8242	1.8145	1.8050	1.7958		
100	1.8517	1.8409	1.8357	1.8305	1.8255	1.8205	1.8107	1.8013	1.7922		

%	$d_4^{0.00}$	%	$d_4^{15.00}$	$d_4^{15.00}$
0.005	1.000 0140	0.05	0.999 810	0.999 028
.01	1.000 0576	.1	1.000 185	999 400
.02	1.000 1434	.2	1.000 912	1.000 119
.03	1.000 2276	.3	1.001 623	1.000 820
.04	1.000 3104	.4	1.002 326	1.001 512
.05	1.000 3920	.5	1.003 023	1.002 197
.06	1.000 4726	.6	1.003 716	1.002 877
.07	1.000 5523	.8	1.005 090	1.004 227
.08	1.000 6313	1.0	1.006 452	1.005 570
.09	1.000 7098	1.2	1.007 807	1.006 909
.10	1.000 7880	1.4	1.009 159	1.008 247
.15	1.001 1732	1.6	1.010 510	1.009 583
.20	1.001 5514	1.8	1.011 860	1.010 918
.25	1.001 9254	2.0	1.013 209	1.012 252
.30	1.002 2961	2.2	1.014 557	1.013 586
.35	1.002 6639	2.4	1.015 904	1.014 919
.40	1.003 0292			
.45	1.003 3923			
.50	1.003 7534			

TABLA 3-102 Bromuro de cinc ($ZnBr_2$)

%	0°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C
2	1.0188	1.0167	1.0102	1.0008	0.9890	0.9751
4	1.0381	1.0354	1.0285	1.0187	1.0065	0.9921
8	1.0777	1.0738	1.0660	1.0554	1.0422	1.0270
12	1.1186	1.1135	1.1046	1.0932	1.0789	1.0629
16	1.1609	1.1544	1.1445	1.1320	1.1169	1.1000
20	1.2043	1.1965	1.1855	1.1720	1.1560	1.1382
30	1.3288	1.3170	1.3030	1.2868	1.2688	1.2489
40	1.477	1.462	1.445	1.427	1.406	1.385
50	1.661	1.643	1.623	1.602	1.579	1.555
60	1.891	1.869	1.845	1.822	1.797	1.771
65	2.026	2.002	1.976	1.951	1.924	1.898

TABLA 3-103 Cloruro de cinc ($ZnCl_2$)

%	0°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C
2	1.0192	1.0167	1.0099	1.0003	0.9882	0.9739
4	1.0384	1.0350	1.0274	1.0172	1.0044	.9894
8	1.0769	1.0715	1.0624	1.0508	1.0369	1.0211
12	1.1159	1.1085	1.0980	1.0853	1.0704	1.0541
16	1.1558	1.1468	1.1350	1.1212	1.1055	1.0888
20	1.1970	1.1866	1.1736	1.1590	1.1428	1.1255
30	1.3062	1.2928	1.2778	1.2614	1.2438	1.2252
40	1.4329	1.4173	1.4003	1.3824	1.3637	1.3441
50	1.5860	1.5681	1.5495	1.5300	1.5097	1.4892
60	.....	1.749				
70	.....	1.962				

TABLA 3-104 Nitrato de cinc [$Zn(NO_3)_2$]

%	18°C	%	18°C
2	1.0154	18	1.1652
4	1.0322	20	1.1865
6	1.0496	25	1.2427
8	1.0675	30	1.3029
10	1.0859	35	1.3678
12	1.1048	40	1.4378
14	1.1244	45	1.5134
16	1.1445	50	1.5944

TABLA 3-105 Sulfato de cinc ($ZnSO_4$)

%	20°C
2	1.019
4	1.0403
6	1.0620
8	1.0842
10	1.1071
12	1.1308
14	1.1553
16	1.1806

UNIDADES Y

A menos que s
por centímetro cú
quese por 62.43.

De *International*
en el vacío.

TABLA 3-1

%	0°C
0	0.9999
1	1.0028
2	1.0059
3	1.0090
4	1.0120
5	1.0150
6	1.0179
7	1.0207
8	1.0237
9	1.0266
10	1.0295
11	1.0324
12	1.0351
13	1.0379
14	1.0407
15	1.0435
16	1.0463
17	1.0491
18	1.0518
19	1.0545
20	1.0571
21	1.0598
22	1.0625
23	1.0652
24	1.0679

TABLA 3-

%	
0	
1	
2	
3	
4	
5	
6	
7	
8	
9	
10	
11	
12	
13	
14	
15	
16	
17	
18	
19	
20	
21	
22	
23	
24	
25	
26	
27	
28	
29	
30	
31	
32	
33	
34	
35	
36	
37	
38	
39	

* Si se d

100°C
1.6493
1.6594
1.6692
1.6787
1.6878
1.6966
1.7050
1.7129
1.7202
1.7269
1.7331
1.7388
1.7439
1.7485

DENSIDADES DE SOLUCIONES ACUOSAS ORGÁNICAS*

UNIDADES Y CONVERSIÓN DE UNIDADES

A menos que se indique otra cosa, las densidades se dan en gramos por centímetro cúbico. Para convertir a libras por pie cúbico, multiplíquese por 62.43. °F = 9/5 °C + 32.

De *International Critical Tables*, vol. 3 págs. 115-129. Todas las composiciones están en % de peso en vacío. Todos los valores de las densidades son d_4^t = g/mL en el vacío.

TABLA 3-106 Ácido fórmico (HCOOH)

%	0°C	15°C	20°C	30°C	%	0°C	15°C	20°C	30°C	%	0°C	15°C	20°C	30°C	%	0°C	15°C	20°C	30°C
0	0.9999	0.9991	0.9982	0.9957	25	1.0706	1.0627	1.0609	1.0540	50	1.1349	1.1225	1.1207	1.1098	75	1.1953	1.1794	1.1769	1.1636
1	1.0028	1.0019	1.0019	0.9980	26	1.0733	1.0652	1.0633	1.0564	51	1.1374	1.1248	1.1223	1.1120	76	1.1976	1.1816	1.1785	1.1656
2	1.0059	1.0045	1.0044	1.0004	27	1.0760	1.0678	1.0656	1.0587	52	1.1399	1.1271	1.1244	1.1142	77	1.1999	1.1837	1.1801	1.1676
3	1.0090	1.0072	1.0070	1.0028	28	1.0787	1.0702	1.0681	1.0609	53	1.1424	1.1294	1.1269	1.1164	78	1.2021	1.1859	1.1818	1.1697
4	1.0120	1.0100	1.0093	1.0053	29	1.0813	1.0726	1.0705	1.0632	54	1.1448	1.1318	1.1295	1.1186	79	1.2049	1.1881	1.1857	1.1717
5	1.0150	1.0124	1.0115	1.0075	30	1.0839	1.0750	1.0729	1.0654	55	1.1472	1.1341	1.1320	1.1208	80	1.2065	1.1902	1.1806	1.1737
6	1.0179	1.0151	1.0141	1.0101	31	1.0866	1.0774	1.0753	1.0676	56	1.1497	1.1365	1.1342	1.1230	81	1.2068	1.1924	1.1876	1.1758
7	1.0207	1.0177	1.0170	1.0125	32	1.0891	1.0798	1.0777	1.0699	57	1.1523	1.1388	1.1361	1.1253	82	1.2110	1.1944	1.1896	1.1778
8	1.0237	1.0204	1.0196	1.0149	33	1.0916	1.0821	1.0800	1.0721	58	1.1548	1.1411	1.1381	1.1274	83	1.2132	1.1965	1.1914	1.1798
9	1.0266	1.0230	1.0221	1.0173	34	1.0941	1.0844	1.0823	1.0743	59	1.1573	1.1434	1.1401	1.1295	84	1.2154	1.1985	1.1929	1.1817
10	1.0295	1.0256	1.0246	1.0197	35	1.0966	1.0867	1.0847	1.0766	60	1.1597	1.1458	1.1424	1.1317	85	1.2176	1.2005	1.1953	1.1837
11	1.0324	1.0281	1.0271	1.0221	36	1.0993	1.0892	1.0871	1.0788	61	1.1621	1.1481	1.1448	1.1338	86	1.2196	1.2025	1.1976	1.1856
12	1.0351	1.0306	1.0296	1.0244	37	1.1018	1.0916	1.0895	1.0810	62	1.1645	1.1504	1.1473	1.1360	87	1.2217	1.2045	1.1994	1.1875
13	1.0379	1.0330	1.0321	1.0267	38	1.1045	1.0940	1.0919	1.0832	63	1.1669	1.1526	1.1493	1.1382	88	1.2237	1.2064	1.2012	1.1893
14	1.0407	1.0355	1.0345	1.0290	39	1.1069	1.0964	1.0940	1.0854	64	1.1694	1.1549	1.1517	1.1403	89	1.2258	1.2084	1.2028	1.1910
15	1.0435	1.0380	1.0370	1.0313	40	1.1095	1.0988	1.0963	1.0876	65	1.1718	1.1572	1.1543	1.1425	90	1.2278	1.2102	1.2044	1.1927
16	1.0463	1.0405	1.0393	1.0336	41	1.1122	1.1012	1.0990	1.0898	66	1.1742	1.1595	1.1565	1.1446	91	1.2297	1.2121	1.2059	1.1945
17	1.0491	1.0430	1.0417	1.0358	42	1.1148	1.1036	1.1015	1.0920	67	1.1766	1.1618	1.1584	1.1467	92	1.2316	1.2139	1.2078	1.1961
18	1.0518	1.0455	1.0441	1.0381	43	1.1174	1.1060	1.1038	1.0943	68	1.1790	1.1640	1.1604	1.1489	93	1.2335	1.2157	1.2099	1.1978
19	1.0545	1.0480	1.0464	1.0404	44	1.1199	1.1084	1.1062	1.0965	69	1.1813	1.1663	1.1628	1.1510	94	1.2354	1.2174	1.2117	1.1994
20	1.0571	1.0505	1.0488	1.0427	45	1.1224	1.1109	1.1085	1.0987	70	1.1835	1.1685	1.1655	1.1531	95	1.2372	1.2191	1.2140	1.2008
21	1.0598	1.0532	1.0512	1.0451	46	1.1249	1.1133	1.1108	1.1009	71	1.1858	1.1707	1.1677	1.1552	96	1.2390	1.2208	1.2158	1.2022
22	1.0625	1.0556	1.0537	1.0473	47	1.1274	1.1156	1.1130	1.1031	72	1.1882	1.1729	1.1702	1.1573	97	1.2408	1.2224	1.2170	1.2036
23	1.0652	1.0580	1.0561	1.0496	48	1.1299	1.1179	1.1157	1.1053	73	1.1906	1.1751	1.1728	1.1595	98	1.2425	1.2240	1.2183	1.2048
24	1.0679	1.0604	1.0585	1.0518	49	1.1324	1.1202	1.1185	1.1076	74	1.1929	1.1773	1.1752	1.1615	99	1.2441	1.2257	1.2202	1.2061
															100	1.2456	1.2273	1.2212	1.2073

TABLA 3-107 Ácido acético (CH_3COOH)

%	0°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	40°C	%	0°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	40°C
0	0.9999	0.9997	0.9991	0.9982	0.9971	0.9957	0.9922	40	1.0621	1.0557	1.0522	1.0488	1.0450	1.0416	1.0338
1	1.0016	1.0013	1.0006	.9996	.9987	.9971	.9934	41	1.0633	1.0568	1.0532	1.0498	1.0460	1.0425	1.0346
2	1.0033	1.0029	1.0021	1.0012	1.0000	.9984	.9946	42	1.0644	1.0578	1.0542	1.0507	1.0469	1.0433	1.0353
3	1.0051	1.0044	1.0036	1.0025	1.0013	.9997	.9958	43	1.0656	1.0588	1.0551	1.0516	1.0477	1.0441	1.0361
4	1.0070	1.0060	1.0051	1.0040	1.0027	1.0011	.9970	44	1.0667	1.0598	1.0561	1.0525	1.0486	1.0449	1.0368
5	1.0088	1.0076	1.0066	1.0055	1.0041	1.0024	.9982	45	1.0679	1.0608	1.0570	1.0534	1.0495	1.0456	1.0375
6	1.0106	1.0092	1.0081	1.0069	1.0055	1.0037	.9994	46	1.0689	1.0618	1.0579	1.0542	1.0503	1.0464	1.0382
7	1.0124	1.0108	1.0096	1.0083	1.0068	1.0050	1.0006	47	1.0699	1.0627	1.0588	1.0551	1.0511	1.0471	1.0389
8	1.0142	1.0124	1.0111	1.0097	1.0081	1.0063	1.0018	48	1.0709	1.0636	1.0597	1.0559	1.0518	1.0479	1.0395
9	1.0159	1.0140	1.0126	1.0111	1.0094	1.0076	1.0030	49	1.0720	1.0645	1.0605	1.0567	1.0526	1.0486	1.0402
10	1.0177	1.0156	1.0141	1.0125	1.0107	1.0089	1.0042	50	1.0729	1.0654	1.0613	1.0575	1.0534	1.0492	1.0408
11	1.0194	1.0171	1.0155	1.0139	1.0120	1.0102	1.0054	51	1.0738	1.0663	1.0622	1.0582	1.0542	1.0499	1.0414
12	1.0211	1.0187	1.0170	1.0154	1.0133	1.0115	1.0065	52	1.0748	1.0671	1.0629	1.0590	1.0549	1.0506	1.0421
13	1.0228	1.0202	1.0184	1.0168	1.0146	1.0127	1.0077	53	1.0757	1.0679	1.0637	1.0597	1.0555	1.0512	1.0427
14	1.0245	1.0217	1.0199	1.0182	1.0159	1.0139	1.0088	54	1.0765	1.0687	1.0644	1.0604	1.0562	1.0518	1.0432
15	1.0262	1.0232	1.0213	1.0195	1.0172	1.0151	1.0099	55	1.0774	1.0694	1.0651	1.0611	1.0568	1.0525	1.0438
16	1.0278	1.0247	1.0227	1.0209	1.0185	1.0163	1.0110	56	1.0782	1.0701	1.0658	1.0618	1.0574	1.0531	1.0443
17	1.0295	1.0262	1.0241	1.0223	1.0198	1.0175	1.0121	57	1.0790	1.0708	1.0665	1.0624	1.0580	1.0536	1.0448
18	1.0311	1.0276	1.0255	1.0236	1.0210	1.0187	1.0132	58	1.0798	1.0715	1.0672	1.0631	1.0586	1.0542	1.0453
19	1.0327	1.0291	1.0269	1.0250	1.0223	1.0198	1.0142	59	1.0805	1.0722	1.0678	1.0637	1.0592	1.0547	1.0458
20	1.0343	1.0305	1.0283	1.0263	1.0235	1.0210	1.0153	60	1.0813	1.0728	1.0684	1.0642	1.0597	1.0552	1.0462
21	1.0358	1.0319	1.0297	1.0276	1.0248	1.0222	1.0164	61	1.0820	1.0734	1.0690	1.0648	1.0602	1.0557	1.0466
22	1.0374	1.0333	1.0310	1.0288	1.0260	1.0233	1.0174	62	1.0826	1.0740	1.0696	1.0653	1.0607	1.0562	1.0470
23	1.0389	1.0347	1.0323	1.0301	1.0272	1.0244	1.0185	63	1.0833	1.0746	1.0701	1.0658	1.0612	1.0566	1.0473
24	1.0404	1.0361	1.0336	1.0313	1.0283	1.0256	1.0195	64	1.0838	1.0752	1.0706	1.0662	1.0616	1.0571	1.0477
25	1.0419	1.0375	1.0349	1.0326	1.0295	1.0267	1.0205	65	1.0844	1.0757	1.0711	1.0666	1.0621	1.0575	1.0480
26	1.0434	1.0388	1.0362	1.0338	1.0307	1.0278	1.0215	66	1.0850	1.0762	1.0716	1.0671	1.0624	1.0578	1.0483
27	1.0449	1.0401	1.0374	1.0349	1.0318	1.0289	1.0225	67	1.0856	1.0767	1.0720	1.0675	1.0628	1.0582	1.0486
28	1.0463	1.0414	1.0386	1.0361	1.0329	1.0299	1.0234	68	1.0860	1.0771	1.0725	1.0678	1.0631	1.0585	1.0489
29	1.0477	1.0427	1.0399	1.0372	1.0340	1.0310	1.0244	69	1.0865	1.0775	1.0729	1.0682	1.0634	1.0588	1.0491
30	1.0491	1.0440	1.0411	1.0384	1.0350	1.0320	1.0253	70	1.0869	1.0779	1.0732	1.0685	1.0637	1.0590	1.0493
31	1.0505	1.0453	1.0423	1.0395	1.0361	1.0330	1.0262	71	1.0874	1.0783	1.0736	1.0687	1.0640	1.0592	1.0495
32	1.0519	1.0465	1.0435	1.0406	1.0372	1.0341	1.0272	72	1.0877	1.0786	1.0738	1.0690	1.0642	1.0594	1.0496
33	1.0532	1.0477	1.0446	1.0417	1.0382	1.0351	1.0281	73	1.0881	1.0789	1.0741	1.0693	1.0644	1.0595	1.0497
34	1.0545	1.0489	1.0458	1.0428	1.0392	1.0361	1.0289	74	1.0884	1.0792	1.0743	1.0694	1.0645	1.0596	1.0498
35	1.0558	1.0501	1.0469	1.0438	1.0402	1.0371	1.0298	75	1.0887	1.0794	1.0745	1.0696	1.0647	1.0597	1.0499
36	1.0571	1.0513	1.0480	1.0449	1.0412	1.0380	1.0306	76	1.0889	1.0796	1.0746	1.0698	1.0648	1.0598	1.0499
37	1.0584	1.0524	1.0491	1.0459	1.0422	1.0390	1.0314	77	1.0891	1.0797	1.0747	1.0699	1.0648	1.0598	1.0499
38	1.0596	1.0535	1.0501	1.0469	1.0432	1.0399	1.0322	78	1.0893	1.0798	1.0747	1.0700	1.0648	1.0598	1.0498
39	1.0608	1.0546	1.0512	1.0479	1.0441	1.0408	1.0330	79	1.0894	1.0798	1.0747	1.0700	1.0648	1.0597	1.0497

* Si se desean datos sobre gasolina y combustibles de aviación, véase, de Hibbard, *NACA Research Mem.* E56121 (desclasificado en 1958).

TABLA 3-107 Ácido acético (CH_3COOH) *(Conclusión)*

%	0°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	40°C	%	0°C	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	40°C
80	1.0895	1.0798	1.0747	1.0700	1.0647	1.0596	1.0495	90	1.0865	1.0766	1.0708	1.0661	1.0605	1.0549	1.0445
81	1.0895	1.0797	1.0745	1.0699	1.0646	1.0594	1.0493	91	1.0857	1.0758	1.0700	1.0652	1.0597	1.0541	1.0436
82	1.0895	1.0796	1.0743	1.0698	1.0644	1.0592	1.0490	92	1.0848	1.0749	1.0690	1.0643	1.0587	1.0530	1.0426
83	1.0895	1.0795	1.0741	1.0696	1.0642	1.0589	1.0487	93	1.0838	1.0739	1.0680	1.0632	1.0577	1.0518	1.0414
84	1.0893	1.0793	1.0738	1.0693	1.0638	1.0585	1.0483	94	1.0826	1.0727	1.0667	1.0619	1.0564	1.0506	1.0401
85	1.0891	1.0790	1.0735	1.0689	1.0635	1.0582	1.0479	95	1.0813	1.0714	1.0652	1.0605	1.0551	1.0491	1.0386
86	1.0887	1.0787	1.0731	1.0685	1.0630	1.0576	1.0473	96	1.0798	.....	1.0632	1.0588	1.0535	1.0473	1.0368
87	1.0883	1.0783	1.0726	1.0680	1.0626	1.0571	1.0467	97	1.0780	.....	1.0611	1.0570	1.0516	1.0454	1.0348
88	1.0877	1.0778	1.0721	1.0675	1.0620	1.0564	1.0460	98	1.0759	.....	1.0590	1.0549	1.0495	1.0431	1.0325
89	1.0872	1.0773	1.0715	1.0668	1.0613	1.0557	1.0453	99	1.0730	.....	1.0567	1.0524	1.0468	1.0407	1.0299
								100	1.0697	.....	1.0545	1.0498	1.0440	1.0380	1.0271

TABLA 3-108 Ácido oxálico ($H_2C_2O_4$)

%	$d_4^{17.5}$	%	$d_4^{17.5}$
1	1.0035	8	1.0280
2	1.0070	10	1.0350
4	1.0140	12	1.0420

TABLA 3-109 Alcohol metílico (CH_3OH)*

%	0°C	10°C	15.56°C	20°C	15°C	%	0°C	10°C	15.56°C	20°C	15°C	%	0°C	10°C	15.56°C	20°C	15°C
0	0.9999	0.9997	0.9990	0.9982	0.99913	35	0.9534	0.9484	0.9456	0.9433	0.94570	70	0.8869	0.8794	0.8748	0.8715	0.87507
1	.9981	.9980	.9973	.9965	.99727	36	.9520	.9469	.9440	.9416	.94404	71	.8847	.8770	.8726	.8690	.87271
2	.9963	.9962	.9955	.9948	.99543	37	.9505	.9453	.9422	.9398	.94237	72	.8824	.8747	.8702	.8665	.87033
3	.9946	.9945	.9938	.9931	.99370	38	.9490	.9437	.9405	.9381	.94067	73	.8801	.8724	.8678	.8641	.86792
4	.9930	.9929	.9921	.9914	.99198	39	.9475	.9420	.9387	.9363	.93894	74	.8778	.8699	.8653	.8616	.86546
5	.9914	.9912	.9904	.9896	.99029	40	.9459	.9403	.9369	.9345	.93720	75	.8754	.8676	.8629	.8592	.86300
6	.9899	.9896	.9889	.9880	.98864	41	.9443	.9387	.9351	.9327	.93543	76	.8729	.8651	.8604	.8567	.86051
7	.9884	.9881	.9872	.9863	.98701	42	.9427	.9370	.9333	.9309	.93365	77	.8705	.8626	.8579	.8542	.85801
8	.9870	.9865	.9857	.9847	.98547	43	.9411	.9352	.9315	.9290	.93185	78	.8680	.8602	.8554	.8518	.85551
9	.9856	.9849	.9841	.9831	.98394	44	.9395	.9334	.9297	.9272	.93001	79	.8657	.8577	.8529	.8494	.85300
10	.9842	.9834	.9826	.9815	.98241	45	.9377	.9316	.9279	.9252	.92815	80	.8634	.8551	.8503	.8469	.85048
11	.9829	.9820	.9811	.9799	.98093	46	.9360	.9298	.9261	.9234	.92627	81	.8610	.8527	.8478	.8446	.84794
12	.9816	.9805	.9796	.9784	.97945	47	.9342	.9279	.9242	.9214	.92436	82	.8585	.8501	.8452	.8420	.84536
13	.9804	.9791	.9781	.9768	.97802	48	.9324	.9260	.9223	.9196	.92242	83	.8560	.8475	.8426	.8394	.84274
14	.9792	.9778	.9766	.9754	.97660	49	.9306	.9240	.9204	.9176	.92048	84	.8535	.8449	.8400	.8366	.84009
15	.9780	.9764	.9752	.9740	.97518	50	.9287	.9221	.9185	.9156	.91852	85	.8510	.8422	.8374	.8340	.83742
16	.9769	.9751	.9738	.9725	.97377	51	.9269	.9202	.9166	.9135	.91653	86	.8483	.8394	.8347	.8314	.83475
17	.9758	.9739	.9723	.9710	.97237	52	.9250	.9182	.9146	.9114	.91451	87	.8456	.8367	.8320	.8286	.83207
18	.9747	.9726	.9709	.9696	.97096	53	.9230	.9162	.9126	.9094	.91248	88	.8428	.8340	.8294	.8258	.82932
19	.9736	.9713	.9695	.9681	.96955	54	.9211	.9142	.9106	.9073	.91044	89	.8400	.8314	.8267	.8230	.82667
20	.9725	.9700	.9680	.9666	.96814	55	.9191	.9122	.9086	.9052	.90839	90	.8374	.8287	.8239	.8202	.82396
21	.9714	.9687	.9666	.9651	.96673	56	.9172	.9101	.9065	.9032	.90631	91	.8347	.8261	.8212	.8174	.82124
22	.9702	.9673	.9652	.9636	.96533	57	.9151	.9080	.9045	.9010	.90421	92	.8320	.8234	.8185	.8146	.81849
23	.9690	.9660	.9638	.9622	.96392	58	.9131	.9060	.9024	.8988	.90210	93	.8293	.8208	.8157	.8118	.81568
24	.9678	.9646	.9624	.9607	.96251	59	.9111	.9039	.9002	.8968	.89996	94	.8266	.8180	.8129	.8090	.81285
25	.9666	.9632	.9609	.9592	.96108	60	.9090	.9018	.8980	.8946	.89781	95	.8240	.8152	.8101	.8062	.80999
26	.9654	.9618	.9595	.9576	.95963	61	.9068	.8998	.8958	.8924	.89563	96	.8212	.8124	.8073	.8034	.80713
27	.9642	.9604	.9580	.9562	.95817	62	.9046	.8977	.8936	.8902	.89341	97	.8186	.8096	.8045	.8005	.80428
28	.9629	.9590	.9565	.9546	.95668	63	.9024	.8955	.8913	.8879	.89117	98	.8158	.8068	.8016	.7976	.80143
29	.9616	.9575	.9550	.9531	.95518	64	.9002	.8933	.8890	.8856	.88890	99	.8130	.8040	.7987	.7948	.79859
30	.9604	.9560	.9535	.9515	.95366	65	.8980	.8911	.8867	.8834	.88662	100	.8102	.8009	.7959	.7917	.79577
31	.9590	.9546	.9521	.9499	.95213	66	.8958	.8888	.8844	.8811	.88433						
32	.9576	.9531	.9505	.9483	.95056	67	.8935	.8865	.8820	.8787	.88203						
33	.9563	.9516	.9489	.9466	.94896	68	.8913	.8842	.8797	.8763	.87971						
34	.9549	.9500	.9473	.9450	.94734	69	.8891	.8818	.8771	.8738	.87739						

* Se debe observar que los valores para el 100% no concuerdan con algunos datos que se pueden encontrar en otros lugares, por ejemplo, en *American Institute of Physics Handbook*, McGraw-Hill, Nueva York, 1957. Asimismo, véase la obra de Atack: *Handbook of Chemical Data*, Reinhold, Nueva York, 1957.

TABLA 3-11

%	10°
0	0.9
1	
2	
3	
4	
5	
6	.9
7	
8	
9	
10	
11	
12	
13	
14	.9
15	
16	
17	
18	
19	
20	
21	
22	
23	.
24	
25	
26	
27	
28	
29	
30	
31	
32	
33	
34	
35	
36	
37	
38	
39	
40	
41	
42	
43	
44	
45	
46	
47	
48	
49	

* Si se de

°C	40°C
9549	1.0445
9541	1.0436
9530	1.0426
9518	1.0414
9506	1.0401
9491	1.0386
9473	1.0368
9454	1.0348
9431	1.0325
9407	1.0299
9380	1.0271

°C	15°C
9715	0.87507
9690	.87271
9665	.87033
9641	.86792
9616	.86546
9592	.86300
9567	.86051
9542	.85801
9518	.85553
9494	.85300
9469	.85048
9446	.84794
9420	.84536
9394	.84274
9366	.84009
9340	.83742
9314	.83475
9286	.83207
9258	.82937
9230	.82667
9202	.82396
9174	.82124
9146	.81849
9118	.81568
9090	.81285
9062	.80999
9034	.80713
9005	.80428
8976	.80143
8948	.79859
8917	.79577

n *American*
old, Nueva

TABLA 3-110 Alcohol etílico (C_2H_5OH)*

%	10°C	15°C	20°C	25°C	30°C	35°C	40°C
0	0.99973	0.99913	0.99823	0.99708	0.99568	0.99406	0.99225
1	785	725	636	520	379	217	034
2	602	542	453	336	194	031	.98846
3	426	365	275	157	014	.98849	663
4	258	195	103	.98984	.98839	672	485
5	098	032	.98938	817	670	501	311
6	.98946	.98877	780	656	507	335	142
7	801	729	627	500	347	172	.97975
8	660	584	478	346	189	009	808
9	524	442	331	193	031	.97846	641
10	393	304	187	043	.97875	685	475
11	267	171	047	.97897	723	527	312
12	145	041	.97910	753	575	371	150
13	026	.97914	775	611	424	216	.96989
14	.97911	790	643	472	278	063	829
15	800	669	514	334	133	.96911	670
16	692	552	387	199	.96990	760	512
17	583	433	259	062	844	607	352
18	473	313	129	.96923	697	452	189
19	363	191	.96997	782	547	294	023
20	252	068	864	639	395	134	.95856
21	139	.96944	729	495	242	.95973	687
22	024	818	592	348	087	809	516
23	.96907	689	453	199	.95929	643	343
24	787	558	312	048	769	476	168
25	665	424	168	.95895	607	306	.94991
26	539	287	020	738	442	133	810
27	406	144	.95867	576	272	.94955	625
28	268	.95996	710	410	098	774	438
29	125	844	548	241	.94922	590	248
30	.95977	686	382	067	741	403	055
31	823	524	212	.94890	557	214	.93860
32	665	357	038	709	370	021	662
33	502	186	.94860	525	180	.93825	461
34	334	011	679	337	.93986	626	257
35	162	.94832	494	146	790	425	051
36	.94986	650	306	.93952	591	221	.92843
37	805	464	114	756	390	016	634
38	620	273	.93919	556	186	.92808	422
39	431	079	720	353	.92979	597	208
40	238	.93882	518	148	770	385	.91992
41	042	682	314	.92940	558	170	774
42	.93842	478	107	729	344	.91952	554
43	639	271	.92897	516	128	733	332
44	433	062	685	301	.91910	513	108
45	226	.92852	472	085	692	291	.90884
46	017	640	257	.91868	472	069	660
47	.92806	426	041	649	250	.90845	434
48	593	211	.91823	429	028	621	207
49	379	.91995	604	208	.90805	396	.89979
50	.92126	.91776	.91384	.90985	.90580	.90168	0.89750
51	.91943	555	160	760	353	.89940	519
52	723	333	.90936	534	125	710	288
53	502	110	711	307	.89896	479	056
54	279	.90885	485	079	667	248	.88823
55	055	659	258	.89850	437	016	589
56	.90841	433	031	621	206	.88784	356
57	607	207	.89803	392	.88975	552	122
58	381	.89980	574	162	744	319	.87888
59	154	752	344	.88931	512	085	653
60	.89927	523	113	699	278	.87851	417
61	698	293	.88882	446	044	615	180
62	468	062	650	233	.87809	379	.86943
63	237	.88830	417	.87998	574	142	705
64	006	597	183	763	337	.86905	466
65	.88774	364	.87948	527	100	667	227
66	541	130	713	291	.86863	429	.85987
67	308	.87895	477	054	625	190	747
68	074	660	241	.86817	387	.85950	407
69	.87839	424	004	579	148	710	266
70	602	187	.86766	340	.85908	470	025
71	365	.86949	527	100	667	228	.84783
72	127	710	287	.85859	426	.84986	540
73	.86888	470	047	618	184	743	297
74	648	229	.85806	376	.84941	500	053
75	408	.85988	564	134	698	257	.83809
76	168	747	322	.84891	455	013	564
77	.85927	505	079	647	211	.83768	319
78	685	262	.84835	403	.83966	523	074
79	442	018	590	158	720	277	.82827
80	197	.84772	344	.83911	473	029	578
81	.84950	525	096	664	224	.82780	329
82	702	277	.83848	415	.82974	530	079
83	453	028	599	164	724	279	.81828
84	203	.83777	348	.82913	473	027	576
85	.83951	525	095	660	220	.81774	322
86	697	271	.82840	405	.81965	519	067
87	441	014	583	148	708	262	.80811
88	181	.82754	323	.81888	448	003	552
89	.82919	492	062	626	186	.80742	291
90	654	227	.81797	362	.80922	478	028
91	386	.81959	529	094	655	211	.79761
92	114	688	257	.80823	384	.79941	491
93	.81839	413	.80983	549	111	669	220
94	561	134	705	272	.79835	393	.78947
95	278	.80852	424	.79991	555	114	670
96	.80991	566	138	706	271	.78831	388
97	698	274	.79846	415	.78981	542	100
98	399	.79975	547	117	684	247	.77806
99	094	670	243	.78814	382	.77946	507
100	.79784	360	.78934	506	075	641	203

* Si se desean datos de −78 a 78°C, véase el *American Institute of Physics Handbook*, p. 2-142, tabla 2N-5, McGraw-Hill, Nueva York, 1957.

TABLA 3-111 Densidades de mezclas de C_2H_5OH y H_2O a 20°C

g/mL

% de alcohol en peso	Décimas del %										% de alcohol en peso	Décimas del %									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	0.99823	804	785	766	748	729	710	692	673	655	50	0.91384	361	339	317	295	272	250	228	206	183
1	636	618	599	581	562	544	525	507	489	471	51	160	138	116	093	071	049	026	004	*981	*959
2	453	435	417	399	381	363	345	327	310	292	52	.90936	914	891	869	846	824	801	779	756	734
3	275	257	240	222	205	188	171	154	137	120	53	711	689	666	644	621	598	576	553	531	508
4	103	087	070	053	037	020	003	*987	*971	*954	54	485	463	440	417	395	372	349	327	304	281
5	.98938	922	906	890	874	859	843	827	811	796	55	258	236	213	190	167	145	122	099	076	054
6	780	765	749	734	718	703	688	673	658	642	56	031	008	*985	*962	*939	*917	*894	*871	*848	*825
7	627	612	597	582	567	553	538	523	508	493	57	.89803	780	757	734	711	688	665	643	620	597
8	478	463	449	434	419	404	389	374	360	345	58	574	551	528	505	482	459	436	413	390	367
9	331	316	301	287	273	258	244	229	215	201	59	344	321	298	275	252	229	206	183	160	137
10	187	172	158	144	130	117	103	089	075	061	60	113	090	067	044	021	*998	*975	*951	*928	*905
11	047	033	019	006	*992	*978	*964	*951	*937	*923	61	.88882	859	836	812	789	766	743	720	696	673
12	.97910	896	883	869	855	842	828	815	801	788	62	650	626	603	580	557	533	510	487	463	440
13	775	761	748	735	722	709	696	683	670	657	63	417	393	370	347	323	300	277	253	230	206
14	643	630	617	604	591	578	565	552	539	526	64	183	160	136	113	089	066	042	019	*995	*972
15	514	501	488	475	462	450	438	425	412	400	65	.87948	925	901	878	854	831	807	784	760	737
16	387	374	361	349	336	323	310	297	284	272	66	713	689	666	642	619	595	572	548	524	501
17	259	246	233	220	207	194	181	168	155	142	67	477	454	430	406	383	359	336	312	288	265
18	129	116	103	089	076	063	050	037	024	010	68	241	218	194	170	147	123	099	075	052	028
19	.96997	984	971	957	944	931	917	904	891	877	69	004	*981	*957	*933	*909	*885	*862	*838	*814	*790
20	864	850	837	823	810	796	783	769	756	742	70	.86766	742	718	694	671	647	623	599	575	551
21	729	716	702	688	675	661	647	634	620	606	71	527	503	479	455	431	407	383	359	335	311
22	592	578	564	551	537	523	509	495	481	467	72	287	263	239	215	191	167	143	119	095	071
23	453	439	425	411	396	382	368	354	340	326	73	047	022	*998	*974	*950	*926	*902	*878	*854	*830
24	312	297	283	269	254	240	225	211	196	182	74	.85806	781	757	733	709	685	661	636	612	588
25	168	153	139	124	109	094	080	065	050	035	75	564	540	515	491	467	443	419	394	370	346
26	020	005	*990	*975	*959	*944	*929	*914	*898	*883	76	322	297	273	249	225	200	176	152	128	103
27	.95867	851	836	820	805	789	773	757	742	726	77	079	055	031	006	*982	*958	*933	*909	*884	*860
28	710	694	678	662	646	630	613	597	581	565	78	.84835	811	787	762	738	713	689	664	640	615
29	548	532	516	499	483	466	450	433	416	400	79	590	566	541	517	492	467	443	418	393	369
30	382	365	349	332	315	298	281	264	247	230	80	344	319	294	270	245	220	196	171	146	121
31	212	195	178	161	143	126	108	091	074	056	81	096	072	047	022	*997	*972	*947	*923	*898	*873
32	038	020	003	*985	*967	*950	*932	*914	*896	*878	82	.83848	823	798	773	748	723	698	674	649	624
33	.94860	842	824	806	788	770	752	734	715	697	83	599	574	549	525	498	473	448	423	398	373
34	679	660	642	624	605	587	568	550	531	512	84	348	323	297	272	247	222	196	171	146	120
35	494	475	456	438	419	400	382	363	344	325	85	095	070	044	019	*994	*968	*943	*917	*892	*866
36	306	287	268	249	230	211	192	172	153	134	86	.82840	815	789	763	738	712	686	660	635	609
37	114	095	075	056	036	017	*997	*978	*958	*939	87	583	557	531	505	479	453	427	401	375	349
38	.93919	899	879	859	840	820	800	780	760	740	88	323	297	271	245	219	193	167	140	114	088
39	720	700	680	660	640	620	599	579	559	539	89	062	035	009	*983	*956	*930	*903	*877	*850	*824
40	518	498	478	458	437	417	396	376	356	335	90	.81797	770	744	717	690	664	637	610	583	556
41	314	294	273	253	232	212	191	170	149	129	91	529	502	475	448	421	394	366	339	312	285
42	107	086	065	044	023	002	*981	*960	*939	*918	92	257	230	203	175	148	120	093	066	038	010
43	.92897	876	855	834	812	791	770	749	728	707	93	.80983	955	928	900	872	844	817	789	761	733
44	685	664	642	621	600	579	557	536	515	493	94	705	677	649	621	593	565	537	509	480	452
45	472	450	429	408	386	365	343	322	300	279	95	424	395	367	338	310	281	253	224	195	166
46	257	236	214	193	171	150	128	106	085	063	96	138	109	080	051	022	*993	*963	*934	*905	*875
47	041	019	*997	*976	*954	*932	*910	*889	*867	*845	97	.79846	816	787	757	727	698	668	638	608	578
48	.91823	801	780	758	736	714	692	670	648	626	98	547	517	487	456	426	396	365	335	305	274
49	604	582	560	538	516	494	472	450	428	406	99	243	213	182	151	120	089	059	028	*997	*966
											100	.78934									

* Indica cambio en las dos primeras cifras decimales.

TABLA 3-11

% de alcohol en volumen a 15.56°C	
0	1.
1	0.
2	
3	
4	
5	
6	
7	
8	
9	
10	
11	
12	
13	
14	
15	
16	
17	
18	
19	
20	
21	
22	
23	
24	
25	
26	
27	
28	
29	
30	
31	
32	
33	
34	
35	
36	
37	
38	
39	
40	
41	
42	
43	
44	
45	
46	
47	
48	
49	

* Indica

7	8	9
228	206	183
004	*981	*959
779	756	734
553	531	508
327	304	281
099	076	054
*871	*848	*825
643	620	597
413	390	367
183	160	137
*951	*928	*905
720	696	673
487	463	440
253	230	206
019	*995	*972
784	760	737
548	524	501
312	288	265
075	052	028
*838	*814	*790
599	575	551
359	335	311
119	095	071
*878	*854	*830
636	612	588
394	370	346
152	128	103
*909	*884	*860
664	640	615
418	393	369
171	146	121
*923	*898	*873
674	649	624
423	398	373
171	146	120
917	*892	*866
660	635	609
401	375	349
140	114	088
877	*850	*824
610	583	556
339	312	285
066	038	010
789	761	733
509	480	452
224	195	166
934	*905	*875
638	608	578
335	305	274
028	*997	*966

TABLA 3-112 Densidad relativa (60°/60°F) [(15.56°/15.56°C)] de mezclas (en volumen) de C_2H_5OH y H_2O

% de alcohol en volumen a 15.56°C	Décimas del %										% de alcohol en volumen a 15.56°C	Décimas del %									
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	1.00000	*985	*970	*955	*940	*925	*910	*895	*880	865	50	0.93426	407	387	368	348	328	309	289	270	250
1	0.99850	835	820	806	791	776	761	747	732	717	51	230	210	190	171	151	131	111	091	071	051
2	703	688	674	659	645	630	616	602	587	573	52	031	011	*991	*971	*951	*931	*911	*890	*870	*850
3	559	545	531	516	502	488	474	460	446	432	53	.92830	810	789	769	749	728	708	688	667	647
4	419	405	391	378	364	350	336	323	309	296	54	626	605	585	564	544	523	502	482	461	440
5	282	269	255	242	228	215	202	189	176	163	55	419	398	377	357	336	315	294	273	252	231
6	150	137	124	111	098	085	073	060	047	035	56	210	189	168	147	126	105	084	062	041	020
7	022	009	*997	*984	*972	*960	*947	*935	*923	*911	57	.91999	978	956	935	914	892	871	849	827	806
8	.98899	887	875	863	851	838	826	814	803	791	58	784	762	741	719	697	675	653	631	610	588
9	779	767	755	743	731	720	708	696	684	672	59	565	543	521	499	477	455	433	410	388	366
10	661	649	637	625	614	602	590	579	567	556	60	344	322	299	277	255	232	210	188	165	143
11	544	532	521	509	498	487	475	464	452	441	61	120	097	075	052	030	007	*984	*962	*939	*916
12	430	419	408	396	385	374	363	352	341	330	62	.90893	870	847	825	802	779	756	733	710	687
13	319	308	297	286	275	264	254	243	232	221	63	664	641	618	595	572	549	526	503	480	457
14	210	200	190	179	168	157	147	136	125	115	64	434	411	388	365	341	318	295	272	249	225
15	104	093	083	072	062	051	040	030	019	009	65	202	179	155	132	108	085	061	038	014	*991
16	.97998	988	977	967	956	946	936	925	915	905	66	.89967	943	920	896	872	848	825	801	777	753
17	895	885	875	864	854	844	834	824	814	804	67	729	705	681	657	633	609	585	561	537	513
18	794	784	774	764	754	744	734	724	714	704	68	489	465	441	416	392	368	343	319	295	270
19	694	684	674	664	654	645	635	625	615	605	69	245	220	196	171	147	122	098	073	048	024
20	596	586	576	566	556	546	536	526	516	506	70	.88999	974	950	925	900	875	850	825	801	776
21	496	486	476	466	456	446	436	425	415	405	71	751	725	700	675	650	625	600	574	549	524
22	395	385	375	365	354	344	334	324	313	303	72	499	474	448	423	397	372	346	321	296	270
23	293	283	272	262	252	241	231	221	210	200	73	244	218	193	167	141	116	090	064	039	013
24	189	179	168	158	147	137	126	116	105	095	74	.87987	961	935	910	884	858	832	806	780	754
25	084	073	063	052	042	031	020	010	*999	*988	75	728	702	676	650	623	597	571	545	518	492
26	.96978	967	957	946	935	924	914	903	892	881	76	465	439	412	386	359	332	306	279	252	226
27	870	859	848	837	826	815	804	793	782	771	77	199	172	145	118	092	065	038	011	*984	*957
28	760	749	738	727	715	704	693	682	671	659	78	.86929	902	875	847	820	793	766	738	711	684
29	648	637	625	614	603	591	580	568	557	546	79	656	629	601	574	546	518	491	463	435	408
30	534	522	511	499	488	476	464	453	441	429	80	380	352	324	296	269	241	213	185	157	129
31	418	406	394	382	370	358	346	334	321	309	81	100	072	044	015	*987	*959	*931	*902	*874	*846
32	296	284	271	259	246	234	221	209	196	183	82	.85817	789	760	732	703	674	646	617	588	560
33	170	157	144	132	119	106	093	080	067	054	83	531	502	473	444	415	386	357	328	299	270
34	041	028	015	002	*988	*975	*962	*948	*935	*921	84	240	211	181	152	122	093	063	033	004	*974
35	.95908	894	881	867	854	840	826	812	798	784	85	.84944	914	884	854	824	794	764	734	703	673
36	770	756	742	728	714	700	685	671	657	643	86	642	612	581	551	520	490	459	428	398	367
37	628	614	599	585	570	556	541	526	512	497	87	336	305	274	243	212	181	150	119	088	056
38	482	467	452	437	423	408	393	378	362	347	88	025	*994	*962	*930	*899	*867	*835	*803	*771	*739
39	332	317	302	286	271	256	240	225	209	194	89	.83707	675	643	610	578	545	513	480	447	415
40	178	162	147	131	115	100	084	068	052	036	90	382	349	315	282	249	216	183	150	116	083
41	020	004	*988	*972	*956	*940	*923	*907	*891	*875	91	049	015	*981	*947	*913	*879	*845	*810	*776	*741
42	.94858	842	825	809	792	776	759	743	726	710	92	.82705	670	635	600	565	529	494	458	423	387
43	693	676	660	643	626	609	592	575	558	541	93	351	315	279	243	206	170	133	096	059	022
44	524	507	490	473	455	438	421	403	386	369	94	.81984	947	909	871	834	796	757	719	681	642
45	351	334	316	298	281	263	245	228	210	192	95	603	564	525	486	446	407	367	327	287	247
46	174	156	138	120	102	084	066	048	030	011	96	206	165	125	084	042	001	*960	*918	*876	*834
47	.93993	975	956	938	920	901	883	864	845	827	97	.80792	750	707	664	620	577	533	489	445	401
48	808	789	771	752	733	714	695	676	657	638	98	356	311	265	219	173	127	080	033	*985	*937
49	619	600	581	562	543	523	504	485	465	446	99	.79689	641	792	743	693	643	593	543	492	441
											100	389									

* Indica cambio en las dos primeras cifras decimales.

TABLA 3-113 Alcohol *n*-propílico (C_3H_7OH)

%	0°C	15°C	30°C	%	0°C	15°C	30°C	%	0°C	15°C	30°C	%	0°C	15°C	30°C	%	0°C	15°C	30°C
0	0.9999	0.9991	0.9957	20	0.9789	0.9723	0.9643	40	0.9430	0.9331	0.9226	60	0.9033	0.8922	0.8807	80	0.8634	0.8516	0.8394
1	.9982	.9974	.9940	21	.9776	.9705	.9622	41	.9411	.9310	.9205	61	.9013	.8902	.8786	81	.8614	.8496	.8373
2	.9967	.9960	.9924	22	.9763	.9688	.9602	42	.9391	.9290	.9184	62	.8994	.8882	.8766	82	.8594	.8475	.8352
3	.9952	.9944	.9908	23	.9748	.9670	.9583	43	.9371	.9269	.9164	63	.8974	.8861	.8745	83	.8574	.8454	.8332
4	.9939	.9929	.9893	24	.9733	.9651	.9565	44	.9352	.9248	.9143	64	.8954	.8841	.8724	84	.8554	.8434	.8311
5	.9926	.9915	.9877	25	.9717	.9633	.9543	45	.9332	.9228	.9122	65	.8934	.8820	.8703	85	.8534	.8413	.8290
6	.9914	.9902	.9862	26	.9700	.9614	.9522	46	.9311	.9207	.91000	66	.8913	.8800	.8682	86	.8513	.8393	.8269
7	.9904	.9890	.9848	27	.9682	.9594	.9501	47	.9291	.9186	.9079	67	.8894	.8779	.8662	87	.8492	.8372	.8248
8	.9894	.9877	.9834	28	.9664	.9576	.9481	48	.9272	.9165	.9057	68	.8874	.8759	.8641	88	.8471	.8351	.8227
9	.9883	.9864	.9819	29	.9646	.9556	.9460	49	.9252	.9145	.9036	69	.8854	.8739	.8620	89	.8450	.8330	.8206
10	.9874	.9852	.9804	30	.9627	.9535	.9439	50	.9232	.9124	.9015	70	.8835	.8719	.8600	90	.8429	.8308	.8185
11	.9865	.9840	.9790	31	.9608	.9516	.9418	51	.9213	.9104	.8994	71	.8815	.8700	.8580	91	.8408	.8287	.8164
12	.9857	.9828	.9775	32	.9589	.9495	.9396	52	.9192	.9084	.8973	72	.8795	.8680	.8559	92	.8387	.8266	.8142
13	.9849	.9817	.9760	33	.9570	.9474	.9375	53	.9173	.9064	.8952	73	.8776	.8659	.8539	93	.8364	.8244	.8120
14	.9841	.9806	.9746	34	.9550	.9454	.9354	54	.9153	.9044	.8931	74	.8756	.8639	.8518	94	.8342	.8221	.8098
15	.9833	.9793	.9730	35	.9530	.9434	.9333	55	.9132	.9023	.8911	75	.8736	.8618	.8497	95	.8320	.8199	.8077
16	.9825	.9780	.9714	36	.9511	.9413	.9312	56	.9112	.9005	.8890	76	.8716	.8598	.8477	96	.8296	.8176	.8054
17	.9817	.9768	.9698	37	.9491	.9392	.9289	57	.9093	.8983	.8869	77	.8695	.8577	.8456	97	.8272	.8153	.8031
18	.9808	.9752	.9680	38	.9471	.9372	.9269	58	.9073	.8963	.8849	78	.8675	.8556	.8435	98	.8248	.8128	.8008
19	.9800	.9739	.9661	39	.9450	.9351	.9247	59	.9053	.8942	.8828	79	.8655	.8536	.8414	99	.8222	.8104	.7984
																100	.8194	.8077	.7958

TABLA 3-114 Alcohol isopropílico (C_3H_7OH)

%	0°C	15°C *	15°C *	20°C	30°C	%	0°C	15°C *	15°C *	20°C	30°C	%	0°C	15°C *	15°C *	20°C	30°C
0	0.9999	0.9991	0.99913	0.9982	0.9957	35	0.9557	.....	0.9446	0.9419	0.9338	70	0.8761	0.8639	0.86346	0.8584	0.8511
1	.9980	.9973	.9972	.9962	.9939	36	.9536	.....	.9424	.9399	.9315	71	.8738	.8615	.8611	.8560	.8487
2	.9962	.9956	.9954	.9944	.9921	37	.9514	.....	.9401	.9377	.9292	72	.8714	.8592	.8588	.8537	.8464
3	.9946	.9938	.9936	.9926	.9904	38	.9493	.....	.9379	.9355	.9269	73	.8691	.8568	.8564	.8513	.8440
4	.9930	.9922	.9920	.9909	.9887	39	.9472	.....	.9356	.9333	.9246	74	.8668	.8545	.8541	.8489	.8416
5	.9916	.9906	.9904	.9893	.9871	40	.9450	.....	.93333	.9310	.9224	75	.8644	.8521	.8517	.8464	.8392
6	.9902	.9892	.9890	.9877	.9855	41	.9428	.....	.9311	.9287	.9201	76	.8621	.8497	.8493	.8439	.8368
7	.9890	.9878	.9875	.9862	.9839	42	.9406	.....	.9288	.9264	.9177	77	.8598	.8474	.8470	.8415	.8344
8	.9878	.9864	.9862	.9847	.9824	43	.9384	.....	.9266	.9239	.9154	78	.8575	.8450	.8446	.8391	.8321
9	.9866	.9851	.9849	.9833	.9809	44	.9361	.....	.9243	.9215	.9130	79	.8551	.8426	.8422	.8366	.8297
10	.9856	.9838	.98362	.9820	.9794	45	.9338	.....	.9220	.9191	.9106	80	.8528	.8403	.83979	.8342	.8273
11	.9846	.9826	.9824	.9808	.9778	46	.9315	.....	.9197	.9165	.9082	81	.8503	.8379	.8374	.8317	.8248
12	.9838	.9813	.9812	.9797	.9764	47	.9292	.....	.9174	.9141	.9059	82	.8479	.8355	.8350	.8292	.8224
13	.9829	.9802	.9800	.9876	.9750	48	.9270	.....	.9150	.9117	.9036	83	.8456	.8331	.8326	.8268	.8200
14	.9821	.9790	.9788	.9776	.9735	49	.9247	.....	.9127	.9093	.9013	84	.8432	.8307	.8302	.8243	.8175
15	.9814	.9779	.9777	.9765	.9720	50	.9224	.....	.91043	.9069	.8990	85	.8408	.8282	.8278	.8219	.8151
16	.9806	.9768	.9765	.9754	.9705	51	.9201	.....	.9081	.9044	.8966	86	.8384	.8269	.8254	.8194	.8127
17	.9799	.9756	.9753	.9743	.9690	52	.9178	.....	.9058	.9020	.8943	87	.8360	.8234	.8229	.8169	.8201
18	.9792	.9745	.9741	.9731	.9675	53	.9155	.....	.9035	.8996	.8919	88	.8336	.8209	.8205	.8145	.8078
19	.9784	.9730	.9728	.9717	.9658	54	.9132	.....	.9011	.8971	.8895	89	.8311	.8184	.8180	.8120	.8053
20	.9777	.9719	.97158	.9703	.9642	55	.9109	.....	.8988	.8946	.8871	90	.8287	.8161	.81553	.8096	.8029
21	.9768	.9704	.9703	.9688	.9624	56	.9086	.....	.8964	.8921	.8847	91	.8262	.8136	.8130	.8072	.8004
22	.9759	.9690	.9689	.9669	.9606	57	.9063	.....	.8940	.8896	.8823	92	.8237	.8110	.8104	.8047	.7979
23	.9749	.9675	.9674	.9651	.9587	58	.9040	.....	.8917	.8874	.8800	93	.8212	.8085	.8079	.8023	.7954
24	.9739	.9660	.9659	.9634	.9569	59	.9017	.....	.8893	.8850	.8777	94	.8186	.8060	.8052	.7998	.7929
25	.9727	.9643	.9642	.9615	.9549	60	.8994	.....	.88690	.8825	.8752	95	.8160	.8034	.8026	.7973	.7904
26	.9714	.9626	.9624	.9597	.9529	61	.8970	.....	.8845	.8800	.8728	96	.8133	.8008	.7999	.7949	.7878
27	.9699	.9608	.9605	.9577	.9509	62	.8947	0.8829	.8821	.8776	.8704	97	.8106	.7981	.7972	.7925	.7852
28	.9684	.9590	.9586	.9558	.9488	63	.8924	.8805	.8798	.8751	.8680	98	.8078	.7954	.7945	.7901	.7826
29	.9669	.9570	.9568	.9540	.9467	64	.8901	.8781	.8775	.8727	.8656	99	.8048	.7926	.7918	.7877	.7799
30	.9652	.9551	.95493	.9520	.9446	65	.8878	.8757	.8752	.8702	.8631	100	.8016	.7896	.78913	.7854	.7770
31	.9634	.....	.9530	.9500	.9426	66	.8854	.8733	.8728	.8679	.8607						
32	.9615	.....	.9510	.9481	.9405	67	.8831	.8710	.8705	.8656	.8583						
33	.9596	.....	.9489	.9460	.9383	68	.8807	.8686	.8682	.8632	.8559						
34	.9577	.....	.9468	.9440	.9361	69	.8784	.8662	.8658	.8609	.8535						

* Dos observadores distintos; véase "*International Critical Tables*", vol. 3, pág. 120.

TABLA 3-11

% de glicerol	15°C
100	1.264
99	1.261
98	1.259
97	1.256
96	1.253
95	1.251
94	1.248
93	1.246
92	1.243
91	1.240
90	1.238
89	1.235
88	1.232
87	1.230
86	1.227
85	1.224
84	1.222
83	1.219
82	1.216
81	1.214
80	1.211
79	1.208
78	1.206
77	1.203
76	1.200
75	1.197
74	1.195
73	1.192
72	1.189
71	1.186
70	1.184
69	1.181
68	1.178
67	1.175
66	1.173

* Bosart y S

15°C	30°C
0.8516	0.8394
.8496	.8373
.8475	.8352
.8454	.8332
.8434	.8311
.8413	.8290
.8393	.8269
.8372	.8248
.8351	.8227
.8330	.8206
.8308	.8185
.8287	.8164
.8266	.8142
.8244	.8120
.8221	.8098
.8199	.8077
.8176	.8054
.8153	.8031
.8128	.8008
.8104	.7984
.8077	.7958

20°C	30°C
.8584	0.8511
.8560	.8487
.8537	.8464
.8513	.8440
.8489	.8416
.8464	.8392
.8439	.8368
.8415	.8344
.8391	.8321
.8366	.8297
.8342	.8273
.8317	.8248
.8292	.8224
.8268	.8200
.8243	.8175
.8219	.8151
.8194	.8127
.8169	.8201
.8145	.8078
.8120	.8053
.8096	.8029
.8072	.8004
.8047	.7979
.8023	.7954
.7998	.7929
.7973	.7904
.7949	.7878
.7925	.7852
.7901	.7826
.7877	.7799
.7854	.7770

TABLA 3-115 Glicerol*

% de glicerol	Densidad 15°C	15.5°C	20°C	25°C	30°C	% de glicerol	Densidad 15°C	15.5°C	20°C	25°C	30°C	% de glicerol	Densidad 15°C	15.5°C	20°C	25°C	30°C
100	1.26415	1.26381	1.26108	1.15802	1.25495	65	1.17030	1.17000	1.16750	1.16475	1.16195	30	1.07455	1.07435	1.07270	1.07070	1.06855
99	1.26160	1.26125	1.25850	1.25545	1.25235	64	1.16755	1.16725	1.16475	1.16200	1.15925	29	1.07195	1.07175	1.07010	1.06815	1.06605
98	1.25900	1.25865	1.25590	1.25290	1.24975	63	1.16480	1.16445	1.16205	1.15925	1.15650	28	1.06935	1.06915	1.06755	1.06560	1.06355
97	1.25645	1.25610	1.25335	1.25030	1.24710	62	1.16200	1.16170	1.15930	1.15655	1.15375	27	1.06670	1.06655	1.06495	1.06305	1.06105
96	1.25385	1.25350	1.25080	1.24770	1.24450	61	1.15925	1.15895	1.15655	1.15380	1.15100	26	1.06410	1.06390	1.06240	1.06055	1.05855
95	1.25130	1.25095	1.24825	1.24515	1.24190	60	1.15650	1.15615	1.15380	1.15105	1.14830	25	1.06150	1.06130	1.05980	1.05800	1.05605
94	1.24865	1.24830	1.24560	1.24250	1.23930	59	1.15370	1.15340	1.15105	1.14835	1.14555	24	1.05885	1.05870	1.05720	1.05545	1.05350
93	1.24600	1.24565	1.24300	1.23985	1.23670	58	1.15095	1.15065	1.14830	1.14560	1.14285	23	1.05625	1.05610	1.05465	1.05290	1.05100
92	1.24340	1.24305	1.24035	1.23725	1.23410	57	1.14815	1.14785	1.14555	1.14285	1.14010	22	1.05365	1.05350	1.05205	1.05035	1.04850
91	1.24075	1.24040	1.23770	1.23460	1.23150	56	1.14535	1.14510	1.14280	1.14015	1.13740	21	1.05100	1.05090	1.04950	1.04780	1.04600
90	1.23810	1.23775	1.23510	1.23200	1.22890	55	1.14260	1.14230	1.14005	1.13740	1.13470	20	1.04840	1.04825	1.04690	1.04525	1.04350
89	1.23545	1.23510	1.23245	1.22935	1.22625	54	1.13980	1.13955	1.13730	1.13465	1.13195	19	1.04590	1.04575	1.04440	1.04280	1.04105
88	1.23280	1.23245	1.22975	1.22665	1.22360	53	1.13705	1.13680	1.13455	1.13195	1.12925	18	1.04335	1.04325	1.04195	1.04035	1.03860
87	1.23015	1.22980	1.22710	1.22400	1.22095	52	1.13425	1.13400	1.13180	1.12920	1.12650	17	1.04085	1.04075	1.03945	1.03790	1.03615
86	1.22750	1.22710	1.22445	1.22135	1.21830	51	1.13150	1.13125	1.12905	1.12650	1.12380	16	1.03835	1.03825	1.03695	1.03545	1.03370
85	1.22485	1.22445	1.22180	1.21870	1.21565	50	1.12870	1.12845	1.12630	1.12375	1.12110	15	1.03580	1.03570	1.03450	1.03300	1.03130
84	1.22220	1.22180	1.21915	1.21605	1.21300	49	1.12600	1.12575	1.12360	1.12110	1.11845	14	1.03330	1.03320	1.03200	1.03055	1.02885
83	1.21955	1.21915	1.21650	1.21340	1.21035	48	1.12325	1.12305	1.12090	1.11840	1.11580	13	1.03080	1.03070	1.02955	1.02805	1.02640
82	1.21690	1.21650	1.21380	1.21075	1.20770	47	1.12055	1.12030	1.11820	1.11575	1.11320	12	1.02830	1.02820	1.02705	1.02560	1.02395
81	1.21425	1.21385	1.21115	1.20810	1.20505	46	1.11780	1.11760	1.11550	1.11310	1.11055	11	1.02575	1.02565	1.02455	1.02315	1.02150
80	1.21160	1.21120	1.20850	1.20545	1.20240	45	1.11510	1.11490	1.11280	1.11040	1.10795	10	1.02325	1.02315	1.02210	1.02070	1.01905
79	1.20885	1.20845	1.20575	1.20275	1.19970	44	1.11235	1.11215	1.11010	1.10775	1.10530	9	1.02085	1.02075	1.01970	1.01835	1.01670
78	1.20610	1.20570	1.20305	1.20005	1.19705	43	1.10960	1.10945	1.10740	1.10510	1.10265	8	1.01840	1.01835	1.01730	1.01600	1.01440
77	1.20335	1.20300	1.20030	1.19735	1.19435	42	1.10690	1.10670	1.10470	1.10240	1.10005	7	1.01600	1.01590	1.01495	1.01360	1.01205
76	1.20060	1.20025	1.19760	1.19465	1.19170	41	1.10415	1.10400	1.10200	1.09975	1.09740	6	1.01360	1.01350	1.01255	1.01125	1.00970
75	1.19785	1.19750	1.19485	1.19195	1.18900	40	1.10145	1.10130	1.09930	1.09710	1.09475	5	1.01120	1.01110	1.01015	1.00890	1.00735
74	1.19510	1.19480	1.19215	1.18925	1.18635	39	1.09875	1.09860	1.09665	1.09445	1.09215	4	1.00875	1.00870	1.00780	1.00655	1.00505
73	1.19235	1.19205	1.18940	1.18650	1.18365	38	1.09605	1.09590	1.09400	1.09180	1.08955	3	1.00635	1.00630	1.00540	1.00415	1.00270
72	1.18965	1.18930	1.18670	1.18380	1.18100	37	1.09340	1.09320	1.09135	1.08915	1.08690	2	1.00395	1.00385	1.00300	1.00180	1.00035
71	1.18690	1.18655	1.18395	1.18110	1.17830	36	1.09070	1.09050	1.08865	1.08655	1.08430	1	1.00155	1.00145	1.00060	0.99945	0.99800
70	1.18415	1.18385	1.18125	1.17840	1.17565	35	1.08800	1.08780	1.08600	1.08390	1.08165	0	0.99913	0.99905	0.99823	0.99708	0.99568
69	1.18135	1.18105	1.17850	1.17565	1.17290	34	1.08530	1.08515	1.08335	1.08125	1.07905						
68	1.17860	1.17830	1.17575	1.17295	1.17020	33	1.08265	1.08245	1.08070	1.07860	1.07645						
67	1.17585	1.17555	1.17300	1.17020	1.16745	32	1.07995	1.07975	1.07800	1.07600	1.07380						
66	1.17305	1.17275	1.17025	1.16745	1.16470	31	1.07725	1.07705	1.07535	1.07335	1.07120						

* Bosart y Snoddy, *Ind. Eng. Chem.*, **20**, 1378 (1928).

TABLA 3-116 Hidrazina (N_2H_4)

%	d_4^{15}	%	d_4^{15}
1	1.0002	30	1.0305
2	1.0013	40	1.038
4	1.0034	50	1.044
8	1.0077	60	1.047
12	1.0121	70	1.046
16	1.0164	80	1.040
20	1.0207	90	1.030
24	1.0248	100	1.011
28	1.0286		

TABLA 3-117 Densidades de soluciones acuosas de diversos compuestos orgánicos*

d(rel., d_w, d_s) = densidad de la solución (rel., al agua; relativa al soluto líquido puro) en g/ml. p_s (rel., p_w) = % en peso de soluto (relativo al agua) en la solución. "Intervalo" = intervalo de aplicabilidad de la ecuación.

Sección A, $d = d_w + Ap_s + Bp_s^2 + Cp_s^3$

Nombre	Fórmula	t, °C	Intervalo, p_s	A	B	C
Acetaldehído	C_2H_4O	18	0- 30	+0.0₂255	—0.0₅16	
Acetamida	C_2H_5NO	15	0- 6	+0.0₂639	+0.0₄171	
Acetato de metilo	$C_3H_6O_2$	20	0- 20	+0.0₂40	—0.0₅74	
Acetona	C_3H_6O	0	0-100	—0.0₂856	—0.0₅449	—0.0₇588
		4	0-100	—0.0₂7648	—0.0₄1193	+0.0₆272
		15	0-100	—0.0₂1009	—0.0₅9682	—0.0₆624
		20	0-100	—0.0₂1233	—0.0₅3529	—0.0₇5327
		25	0-100	—0.0₂1171	—0.0₅904	—0.0₆56
Acetonitrilo	C_2H_3N	15	0- 16	—0.0₂1175	—0.0₄2024	
Acido bencenopentacarboxílico	$C_{11}H_6O_{10}$	25	0- 0.6	+0.0₂5615	—0.0₂117	
butírico (n-)	$C_4H_8O_2$	18	0- 10	+0.0₂414	+0.0₄131	
cítrico (hidrato)	$C_6H_8O_7+H_2O$	25	0- 62	+0.0₂5135	—0.0₄166	+0.0₆11
cloroacético	$C_2H_3ClO_2$	18	0- 50	+0.0₂3824	+0.0₄1141	+0.0₆17
		20	0- 32	+0.0₂3648	+0.0₄302	
		25	0- 86	+0.0₂3602	+0.0₅552	+0.0₇22
dicloroacético	$C_2H_2Cl_2O_2$	20	0- 30	+0.0₂4427	+0.0₅537	+0.0₇7534
		25	0- 97	+0.0₂4427	+0.0₅537	+0.0₇7534
fenilglicólico	$C_8H_8O_3$	25	0- 11	+0.0₂207	+0.0₄23	
isobutírico	$C_4H_8O_2$	15	0- 9	+0.0₂52		
		18	0- 9	+0.0₂45		
		25	0- 12	+0.0₂37		
isovalérico	$C_5H_{10}O_2$	25	0- 5	+0.0₂253	—0.0₄282	
láctico	$C_3H_6O_3$	25	0- 9	+0.0₂231	+0.0₅186	
maleico	$C_4H_4O_4$	25	0- 40	+0.0₂34	+0.0₅75	
málico	$C_4H_6O_5$	20	0- 40	+0.0₂3933	+0.0₄957	
		25	0- 40	+0.0₂3736	+0.0₄175	
malónico	$C_3H_4O_4$	20	0- 40	+0.0₂389	+0.0₄1066	
oxálico	$C_2H_2O_4$	0	0- 4	+0.0₂5898	—0.0₃3185	+0.0₅41
		15	0- 4	+0.0₂494	—0.0₄8	
		17.5	0- 9	+0.0₂494	—0.0₄8	
		20	0- 4	+0.0₂5264	—0.0₄1996	+0.0₆254
		25	0- 4	+0.0₂5108	—0.0₄1607	+0.0₆208
propiónico	$C_3H_6O_2$	18	0- 10	+0.0₂95	—0.0₄172	
		25	0- 40	+0.0₂9245	—0.0₅99	+0.0₆361
succínico	$C_4H_6O_4$	25	0- 5.5	+0.0₂304		
tartárico (d., l., o dl.)	$C_4H_6O_6$	15	0- 15	+0.0₂4482	+0.0₄185	
		17.5	0- 50	+0.0₂4455	+0.0₄185	
		20	0- 50	+0.0₂4432	+0.0₄1837	
		30	0- 50	+0.0₂4335	+0.0₄185	
		40	0- 50	+0.0₂4265	+0.0₄185	
		50	0- 50	+0.0₂4205	+0.0₄185	
		60	0- 50	+0.0₂4155	+0.0₄185	
tricloroacético	$C_2HCl_3O_2$	12.5	0- 61	+0.0₂499	+0.0₄153	
		20	10- 30	+0.0₂5053	+0.0₄1387	
valérico (n-)	$C_5H_{10}O_2$	25	0- 94	+0.0₂5051	+0.0₆6119	+0.0₈1038
Alcohol alílico	C_3H_6O	25	0- 3	+0.0₂34	—0.0₄27	
butílico (n-)	$C_4H_{10}O$	0	0- 89	—0.0₂3729	—0.0₄1232	+0.0₆2984
isoamílico	$C_5H_{12}O$	20	0- 7.9	—0.0₂1651	+0.0₄285	
isobutílico	$C_4H_{10}O$	20	0- 2.5	+0.0₂155	+0.0₄3	
		15	0- 8	—0.0₂146	+0.0₄6	
		20	0- 8	—0.0₂169	+0.0₄38	
Cloruro de tetraetilamonio	$C_8H_{20}ClN$	21	0- 63	+0.0₂1884	+0.0₄6	+0.0₆122
Eter etílico	$C_4H_{10}O$	20	0- 5	—0.0₂221	+0.0₄48	
		25	0- 4.5	—0.0₂221	+0.0₄35	
Etilenglicol	$C_2H_6O_2$	0	0-100	+0.0₂1483	+0.0₄2992	—0.0₆5248
		15	0- 6	+0.0₂133	—0.0₄108	
Fenol	C_6H_6O	15	0- 5	+0.0₂111	—0.0₄283	
		80	0- 65	+0.0₂462	—0.0₄86	
Formaldehído	CH_2O	15	0- 40	+0.0₂2518	—0.0₅658	+0.0₆542
Formamida	CH_3NO	25	22- 96	+0.0₂1217	+0.0₅3199	—0.0₇2529
Furfural	$C_5H_4O_2$	20	0- 8	+0.0₂1827	+0.0₄366	
		25	0- 8	+0.0₂1664	+0.0₄21	
Hidrato de cloral	$C_2H_3Cl_3O_2$	0	0- 70	+0.0₂4489	+0.0₄2802	—0.0₆1291
		15	0- 78	+0.0₂4455	+0.0₄2198	+0.0₆4366
		30	0- 90	+0.0₂4401	+0.0₄1887	+0.0₆6549
Hidrocloruro de dietilamina	$C_4H_{12}ClN$	21	0 -36	+0.0₂34	+0.0₄76	
de etilamina	C_2H_8ClN	21	0- 65	+0.0₂1193	—0.0₄307	—0.0₆47
de trietilamina	$C_6H_{16}ClN$	21	0- 54	+0.0₂6	+0.0₄558	—0.0₆69
Metilglucóside (α-)	$C_7H_{14}O_6$	0	26- 51	+0.0₂336	+0.0₄996	+0.0₆1544
		30	26- 51	+0.0₂3151	+0.0₄975	+0.0₆978
Nicotina	$C_{10}H_{14}N_2$	20	0- 60	+0.0₂642	+0.0₄454	—0.0₆687
Nitrofenol (p-)	$C_6H_5NO_3$	15	0- 1.5	+0.0₂3216	—0.0₄55	
Picolina (α-)	C_6H_7N	25	0- 70	—0.0₂386	—0.0₄1405	—0.0₆4167

* De *International Critical Tables*, vol. 3 págs. 111-114.

TABLA 3-117 Densidades de soluciones acuosas en diversos compuestos orgánicos *(Conclusión)*

Nombre	Fórmula	t, °C	Intervalo, p_s	A	B	C
Picolina (β-)	C_6H_7N	25	0- 60	-0.0_4683	-0.0_513	
Piridina	C_5H_5N	25	0- 60	$+0.0_5229$	-0.0_5204	-0.0_528
Resorcinol	$C_6H_6O_2$	18	0- 52	$+0.0_5201$	$+0.0_5519$	-0.0_519
Tartrato de etilo	$C_8H_{14}O_6$	15	0- 95	$+0.0_52367$	$+0.0_5358$	-0.0_46005
Tiourea	CH_4N_2S	15	0- 7	$+0.0_52995$	$+0.0_5374$	
Trimetilcarbinol	$C_4H_{10}O$	20	0-100	-0.0_5117	-0.0_41908	$+0.0_5957$
		25	0-100	-0.0_51286	-0.0_4176	$+0.0_5887$
Urea	CH_4N_2O	14.8	0- 12	$+0.0_53213$	-0.0_44802	$+0.0_41216$
		18	0- 51	$+0.0_52718$	$+0.0_41552$	$+0.0_52573$
		20	0- 35	$+0.0_52712$	$+0.0_53712$	-0.0_52285
		25	0- 10	$+0.0_52728$	-0.0_41817	$+0.0_51379$
Uretano	$C_3H_7NO_2$	20	0- 56	$+0.0_51278$	-0.0_5245	-0.0_53437

Sección B. $d = d_s + Ap_w + Bp_w^2 + Cp_w^3$

Nombre	Fórmula	d_s	t, °C	Intervalo, p_w	A	B	C
Acido butírico (n-)	$C_4H_8O_2$	0.9534	25	0-38	$+0.0_31854$	-0.0_42314	
isobutírico	$C_4H_8O_2$	0.9425	26	0-80	$+0.0_31808$	-0.0_42358	$+0.0_41253$
Alcohol butílico (n-)	$C_4H_{10}O$	0.08097	20	0-20	$+0.0_52103$	-0.0_4113	
isobutílico	$C_4H_{10}O$	0.8170	0	0-14	$+0.0_52437$	-0.0_4285	
		0.8055	15	0-16	$+0.0_5224$	-0.0_4129	
Éter etílico	$C_4H_{10}O$	0.7077	25	0- 1.1	$+0.0_334$	$+0.0_336$	
Nicotina	$C_{10}H_{14}N_2$	1.0093	20	0-40	$+0.0_31199$	-0.0_4331	$+0.0_4315$
Picolina (α-)	C_6H_7N	0.9404	25	0-30	$+0.0_32715$	-0.0_4393	
Picolina (β-)	C_6H_7N	0.9515	25	0-40	$+0.0_31925$	-0.0_4352	$+0.0_425$
Piridina	C_5H_5N	0.9776	25	0-40	$+0.0_31157$	-0.0_4536	-0.0_42
Trimetilcarbinol	$C_4H_{10}O$	0.7856	20	0-20	$+0.0_52287$	$+0.0_4275$	

Sección C. $d_t = d_0 + At + Bt^2$

Nombre	Fórmula	p_s	d_0	Intervalo, °C	A	B
Alcohol alílico	C_3H_6O	76.60	0.9122	0-45	-0.0_38	-0.0_527
butílico (n-)	$C_4H_{10}O$	80.95	0.8614	0-43	-0.0_37292	-0.0_675
Furfural	$C_5H_4O_2$	4.62	1.0125	22-74	-0.0_3232	-0.0_4254
		5.69	1.0140	22-74	-0.0_5221	-0.0_4268
		6.56	1.0155	22-74	-0.0_5211	-0.0_4290
Hidrato de cloral	$C_2H_3Cl_3O_2$	2.00	1.0094	7-80	-0.0_42597	-0.0_44313
		10.00	1.0476	7-80	-0.0_47955	-0.0_44253
Piridina	C_5H_5N	9.34	1.0055	11-73	-0.0_5171	-0.0_53615
		21.20	1.0115	14-73	-0.0_5378	-0.0_5248
		29.50	1.0145	12-72	-0.0_5463	-0.0_5235
		40.40	1.0182	9-74	-0.0_5605	-0.0_5167
Tartrato de etilo	$C_7H_{14}O_6$	5.00	1.0150	15-80	-0.0_52103	-0.0_52544
		10.00	1.0270	15-80	-0.0_52116	-0.0_52929
		25.00	1.0665	15-80	-0.0_5401	-0.0_523

DENSIDADES DE DIVERSOS MATERIALES

TABLA 3-118 Densidades y densidades relativas aproximadas de diversos sólidos y líquidos*

Se toman como unidades el agua a 4°C y la presión atmosférica normal. Si se desean datos detallados sobre cualquier material, véase la sección que se ocupa de las propiedades de ese material específico.

Sustancia	Densidad relativa	Peso promedio, lb/ft³
Metales, aleac. y miner.		
Aluminio fundido y martillado	2.55-2.80	165
Bronce	7.7	481
Latón, fundido y laminado	8.4-8.7	534
bronce, 7.9 a 14% Sn	7.4-8.9	509
al fósforo	8.88	554
Cobre, fundido y laminado	8.8-8.95	556
Mineral, piritas	4.1-4.3	262
Plata alemana	8.58	536
Oro, fundido y martillado	19.25-19.35	1205
acuñado (EUA)	17.18-17.2	1073
Iridio	21.78-22.42	1383
Hierro, fundición gris	7.03-7.13	442
colado, arrabio	7.2	450
forjado	7.6-7.9	485
especular (spiegeleisen)	7.5	468
ferrosilicio	6.7-7.3	437
mineral, hematita	5.2	325
mineral, limonita	3.6-4.0	237
mineral, magnetita	4.9-5.2	315
escoria	2.5-3.0	172
Plomo	11.34	710
mineral, galena	7.3-7.6	465
Manganeso	7.42	475
mineral, pirolusita	3.7-4.6	259
Mercurio	13.6	849
Metal monel, laminado	8.97	555
Níquel	8.9	537
Platino, fundido y martillado	21.5	1330
Plata, fundida y martillada	10.4-10.6	656
Acero, estirado en frío	7.83	489
de máquinas	7.80	487
de herramientas	7.70-7.73	481
Estaño, fundido y martillado	7.2-7.5	459
casiterita	6.4-7.0	418
Tungsteno	19.22	1200
Cinc, fundido y laminado	6.9-7.2	440
blenda	3.9-4.2	253
Diversos sólidos		
Cereales, avena, a granel	0.51	26
cebada, a granel	0.62	39
maíz, centeno, a granel	0.73	45
trigo, a granel	0.77	48
Corcho	0.22-0.26	15
Algodón, lino, cáñamo	1.47-1.50	93
Grasas	0.90-0.97	58
Harina, suelta	0.40-0.50	28
prensada	0.70-0.80	47
Vidrio, común	2.40-2.80	162
cristal	2.90-3.00	184
de roca	3.2-4.7	247
lunas	2.45-2.72	161
Heno y paja, en placas	0.32	20
Cuero	0.86-1.02	59
Papel	0.70-1.15	58
Papas, amontonada	0.67	44
Caucho	0.92-0.96	59
artículos de	1.0-2.0	94
Sal, granulada, amontonada	0.77	48
Salitre	1.07	67
Almidón	1.53	96
Azufre	1.93-2.07	125
Lana	1.32	82
Mad. de const. desec. al aire		
Manzano	0.66-0.74	44
Fresno, negro	0.55	34
blanco	0.64-0.71	42
Abedul amarillo, dulce	0.71-0.72	44
Cedro, blanco, rojo	0.35	22
Cerezo, guinda	0.43	27
Castaño	0.48	30
Ciprés	0.45-0.48	29
Olmo, blanco	0.56	35
Abeto, del Canadá	0.48-0.55	32
bálsamo	0.40	25
Pinabete	0.45-0.50	29
Nogal americano, pacana	0.74-0.80	48
Algarrobo	0.67-0.77	45
Caoba	0.56-0.85	44
Arce, melífero	0.68	43
blanco	0.53	33
Roble, castaño	0.74	46
Encina perenne	0.87	54
Roble rojo, negro	0.64-0.71	42
Roble blanco	0.77	48
Pino, de Noruega	0.55	34
de Oregón	0.51	32
rojo	0.48	30
sureño	0.61-0.67	38-42
blanco	0.43	27
Álamo	0.43	27
Secoya de California	0.42	26
Abeto, blanco, rojo	0.45	28
Teca, africana	0.99	62
De la India	0.66-0.88	48
Nogal, negro o europeo	0.59	37
Sauce	0.42-0.50	28
Diversos líquidos		
Alcohol, etílico (100%)	0.789	49
metílico (100%)	0.796	50
Ácido, muriático, 40%	1.20	75
nítrico, 91%	1.50	94
sulfúrico, 87%	1.80	112
Cloroformo	1.500	95
Éter	0.736	46
Lejía, sosa, 66%	1.70	106
Aceites, vegetales	0.91-0.94	58
minerales, lubricantes	0.88-0.94	57
Trementina	0.861-0.867	54
Agua, 4°C, densidad máxima	1.0	62.428
100°C	0.9584	59.830
hielo	0.88-0.92	56
nieve recién caída	0.125	8
agua del mar	1.02-1.03	64
Piedras de sillería		
Piedra azul	2.3-2.6	153
Granito, sienita, gneiss	2.4-2.7	159
Caliza	2.1-2.8	153
Mármol	2.4-2.8	162
Arenisca	2.0-2.6	143
Mampostería		
Piedra azul	2.2-2.5	147
Granito, sienita, gneiss	2.3-2.6	153
Caliza	2.0-2.7	147
Mármol	2.3-2.7	156
Arenisca	1.9-2.5	137
Mampostería seca		
Granito, sienita, gneiss	1.9-2.3	130
Caliza, mármol	1.9-2.1	125
Arenisca, piedra azul	1.8-1.9	110
Obras de ladrillos		
Ladrillo duro	1.8-2.3	128
Ladrillo medio	1.6-2.0	112
Ladrillo blando	1.4-1.9	103
Ladrillo de arena y cal	1.4-2.2	112
Concreto u hormigonado		
Cemento, piedras, arena	2.2-2.4	144
de escorias, etc.	1.9-2.3	130
cenizas, etc.	1.5-1.7	100
Materiales diversos de construcción		
Cenizas, carbonilla	0.64-0.72	40-45
Cemento Portland, suelto	1.5	94
Cal, yeso, sueltos	0.85-1.00	53-64
Mortero, cal, fraguado	1.4-1.9	103
de cemento Portland	2.08-2.25	94-135
Cemento Portland	3.1-3.2	196
Escorias cribadas	1.1-1.2	67-72
sin cribar	1.5-1.9	98-117
trituradas a máquina	1.5	96
con arena	0.8-0.9	49-55
Tierra excavada, etc.		
Arcilla, seca	1.0	63
plástica, húmeda	1.76	110
y grava, seca	1.6	100
Tierra seca, suelta	1.2	76
seca, prensada	1.5	95
húmeda, suelta	1.3	78
húmeda, prensada	1.6	96
barro, fluido	1.7	108
barro, prensado	1.8	115
Escolleras, caliza	1.3-1.4	80-85
Escolleras, arenisca	1.4	90
Escolleras, esquisto arcilloso	1.7	105
Arena, grava, seca, sueltas	1.4-1.7	90-105
grava seca, compactada	1.6-1.9	100-120
grava mojada	1.89-2.16	126
Excavaciones en agua		
Arcilla	1.28	80
Lama de ríos	1.44	90
Arena o grava	0.96	60
y arcilla	1.00	65
Tierra	1.12	70
Escollera de piedra	1.00	65
Minerales		
Asbestos	2.1-2.8	153
Barita	4.50	281
Basalto	2.7-3.2	184
Bauxita	2.55	159
Piedra azul	2.5-2.6	159
Bórax	1.7-1.8	109
Greda	1.8-2.8	143
Arcilla, marga	1.8-2.6	137
Dolomita	2.9	181
Feldespato, ortoclasa	2.5-2.7	162
Gneiss	2.7-2.9	175
Granito	2.6-2.7	165
Apatita verde, trapeana	2.8-3.2	187
Yeso, alabastro	2.3-2.8	159
Hornblendo	3.0	187
Caliza	2.1-2.86	155
Mármol	2.6-2.86	170
Magnesita	3.0	187
Roca de fosfato, apatita	3.2	200
Pórfido	2.6-2.9	172

* De Marks, *Mechanical Engineers' Handbook*, McGraw-Hill.

TABLA 3-118

Sustancia

Minerales (*cont.*)
Piedra pómez, natural
Cuarzo, pedernal
Arenisca
Serpentina
Esquisto, pizarra

Talco, saponita
Sienita

Piedra de cantera, am
Basalto, granito, gneis
Apatita verde, hornbl
Caliza, mármol, cuarz
Arenisca
Esquisto

NOTA: Para con

TABLA 3-119

Temperatura, K‡	
50	
100	
150	
200	
250	
300	
400	
500	
600	
800	
1000	
1200	
1400	
1600	
1800	
2000	

NOTA: Arriba de
• °R = $^9/_5$ K.
† Se tabula la fo

CONVERSI

Para esta subsec
des:
°F = $^9/_5$ °C +
Para convert
por $3.532 \times 10^{-}$

TABLA 3-118 Densidades y densidades relativas aproximadas de diversos sólidos y líquidos — (*Conclusión*)

Sustancia	Densidad relativa	Peso promedio, lb/ft³	Sustancia	Densidad relativa	Peso promedio, lb/ft³	Sustancia	Densidad relativa	Peso promedio, lb/ft3
Minerales (*cont.*)			**Sustancias bituminosas**			**Sustancias bituminosas** (*cont.*)		
Piedra pómez, natural	0.37-0.90	40	Asfalto	1.1-1.5	81	Petróleo	0.87	54
Cuarzo, pedernal	2.5-2.8	165	Carbón, antracita	1.4-1.8	97	refinado (queroseno)	0.78-0.82	50
Arenisca	2.0-2.6	143	Carbón bituminoso	1.2-1.5	84	heneina	0.73-0.75	46
Serpentina	2.7-2.8	171	lignita	1.1-1.4	78	gasolina	0.70-0.75	45
Esquisto, pizarra	2.6-2.9	172	turba, seca	0.65-0.85	47	Pez	1.07-1.15	69
						Alquitrán, bituminoso	1.20	75
Talco, saponita	2.6-2.8	169	carbón vegetal, de pino	0.28-0.44	23			
Sienita	2.6-2.7	165	carbón vegetal, de roble	0.47-0.57	33	**Carbón y coque, amontonado**		
			Coque	1.0-1.4	75	Carbón, antracita	0.75-0.93	47-58
Piedra de cantera, amontonada			Grafito	1.64-2.7	135	bituminoso, lignito	0.64-0.87	40-54
Basalto, granito, gneiss	1.5	96	Parafina	0.87-0.91	56	turba	0.32-0.42	20-26
Apatita verde, hornblenda	1.7	107				carbón de madera	0.16-0.23	10-14
Caliza, mármol, cuarzo	1.5	95				coque	0.37-0.51	23-32
Arenisca	1.3	82						
Esquisto	1.5	92						

NOTA: Para convertir libras por pie cúbico o kilogramo por metro cúbico, multiplíquese por 16.02. $°F = {}^{9}/_{5}°C + 32$.

TABLA 3-119 Densidad (kg/m³) de elementos seleccionados, en función de la temperatura

Temperatura, K*	Símbolo del elemento												
	Al	Be†	Cr	Cu	Au	Ir	Fe	Pb	Mo	Ni	Pt	Ag	Zn†
50	2736	3650	7160	9019	19,490	22,600	7910	11,570	10,260	8960	21,570	10,620	7280
100	2732	3640	7155	9009	19,460	22,580	7900	11,520	10,260	8950	21,550	10,600	7260
150	2726	3630	7150	8992	19,420	22,560	7890	11,470	10,250	8940	21,530	10,575	7230
200	2719	3620	7145	8973	19,380	22,540	7880	11,430	10,250	8930	21,500	10,550	7200
250	2710	3610	7140	8951	19,340	22,520	7870	11,380	10,250	8910	21,470	10,520	7170
300	2701	3600	7135	8930	19,300	22,500	7860	11,330	10,240	8900	21,450	10,490	7135
400	2681	3580	7120	8885	19,210	22,450	7830	11,230	10,220	8860	21,380	10,430	7070
500	2661	3555	7110	8837	19,130	22,410	7800	11,130	10,210	8820	21,330	10,360	7000
600	2639	3530	7080	8787	19,040	22,360	7760	11,010	10,190	8780	21,270	10,300	6935
800	2591		7040	8686	18,860	22,250	7690	10,430	10,160	8690	21,140	10,160	6430
1000	2365		7000	8568	18,660	22,140	7650	10,190	10,120	8610	21,010	10,010	6260
1200	2305		6945	8458	18,440	22,030	7620	9,940	10,080	8510	20,870	9,850	
1400	2255		6890	7920	17,230	21,920	7520		10,040	8410	20,720	9,170	
1600			6760	7750	16,950	21,790	7420		10,000	8320	20,570	8,980	
1800			6700	7600		21,660	7320		9,950	7690	20,400		
2000				7460		21,510	7030		9,900	7450	20,220		

NOTA: Arriba de la línea horizontal, la fase condensada es sólida; abajo de dicha línea, es líquida.

* $°R = {}^{9}/_{5}$ K.

† Se tabula la forma policristalina. Tablas similares para otros 45 elementos aparecen en *Handbook of Heat Transfer*, 2d ed., McGraw-Hil, Nueva York, 1984.

SOLUBILIDADES

CONVERSIÓN DE UNIDADES

Para esta subsección se aplican las siguientes conversiones de unidades:

$°F = {}^{9}/_{5}°C + 32$.

Para convertir centímetros cúbicos a pies cúbicos, multiplíquese por 3.532×10^{-5}.

Para convertir milímetros de mercurio a libra fuerza por pulgada cuadrada, multiplíquese por 0.01934.

Para convertir gramos por litro a libras por pie cúbico, multiplíquese por 6.243×10^{-2}.

TABLA 3-120 Solubilidades de compuestos inorgánicos en agua, a diversas temperaturas*

Esta tabla indica la cantidad de sustancia anhidra que es soluble en 100 g de agua a la temperatura indicada en grados centígrados; cuando la fórmula está seguida por †, el valor está expresado en gramos de la sustancia en 100 cm^3 de la solución saturada. La fase sólida da la forma hidratada en equilibrio con la solución saturada.

	Sustancia	Fórmula	Fase sólida	0° C	10° C	20° C	30° C	40° C	50° C	60° C	70° C	80° C	90° C	100° C	
1	Ácido bromhídrico 760 mm	HBr		221.2	210.3	198			171.5					130	1
2	clorhídrico 760 mm	HCl		82.3			67.3	63.3	59.6	56.1					2
3	Aluminio, cloruro	$AlCl_3$	$6H_2O$			69.86 [25°]									3
4	sulfato	$Al_2(SO_4)_3$	$18H_2O$	31.2	33.5	36.4	40.4	46.1	52.2	59.2	66.1	73.0	80.8	89.0	4
5	y amonio, sulfato	$(NH_4)_2Al_2(SO_4)_4$	$24H_2O$	2.1	4.99	7.74	10.94	14.88	20.10	26.70				109.7 [96°]	5
6	Amonio, bicarbonato	NH_4HCO_3		11.9	15.8	21	27								6
7	bromuro	NH_4Br		60.6	68	75.5	83.2	91.1	99.2	107.8	116.8	126	135.6	145.6	7
8	cloroplatinato	$(NH_4)_2PtCl_6$			0.7									1.25	8
9	cloruro	NH_4Cl		29.4	33.3	37.2	41.4	45.8	50.4	55.2	60.2	65.6	71.3	77.3	9
10	cromato	$(NH_4)_2CrO_4$					40.4								10
11	dicromato	$(NH_4)_2Cr_2O_7$					47.17								11
12	fosfato ácido	$(NH_4)_2HPO_4$				131 [25]									12
13	fosfito diácido	$NH_4H_2PO_2$		171		190 [14.8°]	260 [81°]								13
14	nitrato	NH_4NO_3		118.3		192	241.8	297.0	344.0	421.0	499.0	580.0	740.0	871.0	14
15	oxalato	$(NH_4)_2C_2O_4$	$1H_2O$	2.2	3.1	4.4	5.9	8.0	10.3						15
16	perclorato†	NH_4ClO_4		11.56		20.85		30.58		39.05		48.19		57.01	16
17	persulfato	$(NH_4)_2S_2O_8$		58.2											17
18	sulfato	$(NH_4)_2SO_4$		70.6	73.0	75.4	78.0	81.0		88.0		95.3		103.3	18
19	tiocianato	NH_4CNS		119.8	144	170	207.7								19
20	vanadato (meta)	NH_4VO_3				0.48	0.84	1.32	1.78		3.05				20
21	yoduro	NH_4I		154.2	163.2	172.3	181.4	190.5	199.6	208.9	218.7	228.8		250.3	21
22	Antimonio, fluoruro	SbF_3		384.7		444.7	563.6								22
23	sulfuro	Sb_2S_3				0.000175 [25°]									23
24	Arsénico, óxido	As_2O_5		59.5	62.1	65.8	69.5	71.2		73.0		75.1		76.7	24
25	Arsenioso, sulfuro	As_2S_3		5.17×10^{-5} a 18°											25
26	Azufre, dióxido, 760 mm‡	SO_2		22.83	16.21	11.29	7.81	5.41	4.5						26
27	Bario, acetato	$Ba(C_2H_3O_2)_2$	$3H_2O$	59	63	71									27
28	acetato	$Ba(C_2H_3O_2)_2$	$1H_2O$				75	79	77	74	74			75	28
29	carbonato	$BaCO_3$			0.0016 [8°]	0.0022 [20°]	0.0024 a 24.2°								29
30	clorato	$Ba(ClO_3)_2$	$1H_2O$	20.34	26.95	33.80	41.70	49.61		66.81		84.84		104.9	30
31	cloruro	$BaCl_2$	$2H_2O$	31.6	33.3	35.7	38.2	40.7	43.6	46.4	49.4	52.4		58.8	31
32	cromato	$BaCrO_4$		0.0002	0.00028	0.00037	0.00046								32
33	hidróxido	$Ba(OH)_2$	$8H_2O$	1.67	2.48	3.89	5.59	8.22	13.12	20.94		101.4			33
34	nitrato	$Ba(NO_3)_2$		5.0	7.0	9.2	11.6	14.2	17.1	20.3		27.0		34.2	34
35	nitrito	$Ba(NO_2)_2$	$1H_2O$			67.5						205.8		300	35
36	oxalato	BaC_2O_4			0.0016 [8°]	0.0022 [20°]	0.0024 a 24.2°								36
37	perclorato	$Ba(ClO_4)_2$	$3H_2O$	205.8		289.1		358.7	426.3		495.2		562.3		37
38	sulfato	$BaSO_4$		1.15×10^{-4}	2.0×10^{-4}	2.4×10^{-4}	2.85×10^{-4}								38
39	yoduro	BaI_2	$6H_2O$	170.2	185.7	203.1	219.6								39
40	yoduro	BaI_2	$2H_2O$					231.9		247.3		261.0		271.7	40
41	Berilio, sulfato	$BeSO_4$	$6H_2O$				52		60.67						41
42	sulfato	$BeSO_4$	$4H_2O$				43.78	46.74			62		83	100	42
43	sulfato	$BeSO_4$	$2H_2O$									84.76	98	110	43
44	Bórico, ácido	H_3BO_3		2.66	3.57	5.04	6.60	8.72	11.54	14.81	16.73	23.75	30.38	40.25	44
45	Boro, óxido	B_2O_3		1.1	1.5	2.2		4.0		6.2		9.5		15.7	45
46	Bromo	Br_2		4.22	3.4	3.20	3.13								46
47	Cadmio, cianuro	$Cd(CN)_2$				1.7 [15°]									47
48	cloruro	$CdCl_2$	$4H_2O$	97.59	125.1										48
49	cloruro	$CdCl_2$	$2\frac{1}{2}H_2O$	90.01			132.1								49
50	cloruro	$CdCl_2$	$1H_2O$		135.1	134.5		135.3		136.5		140.4		147.0	50
51	hidróxido	$Cd(OH)_2$					2.6×10^{-4} a 25°								51
52	sulfato	$CdSO_4$		76.48	76.00	76.60		78.54		83.68			63.13	60.77	52
53	Calcio, acetato	$Ca(C_2H_3O_2)_2$	$2H_2O$	37.4	36.0	34.7	33.8	33.2		32.7		33.5			53
54	acetato	$Ca(C_2H_3O_2)_2$	$1H_2O$										31.1	29.7	54

1	bicarbonato	$Ca(HCO_3)_2$		16.15		16.60		17.05		17.50		17.95		18.40	1
2	cloruro	$CaCl_2$	$6H_2O$	59.5	65.0	74.5	102								2
3	cloruro	$CaCl_2$	$2H_2O$							136.8	141.7	147.0	152.7	159	3
4	fluoruro	CaF_2				0.0016 [18°]	0.0017 [26°]								4
5	hidróxido	$Ca(OH)_2$		0.185	0.176	0.165	0.153	0.141	0.128	0.116	0.106	0.094	0.085	0.077	5
6	nitrato	$Ca(NO_3)_2$	$4H_2O$	102.0	115.3	129.3	152.6	195.9							6
7	nitrato	$Ca(NO_3)_2$	$3H_2O$					237.5	281.5						7
8	nitrato	$Ca(NO_3)_2$										358.7		363.6	8
9						76.68									9

50	cloruro	$CdCl_2$	$1H_2O$		135.1	134.5		135.3		136.5		140.4		147.0		50
51	hidróxido	$Cd(OH)_2$					2.6×10^{-4} a 25°									51
52	sulfato	$CdSO_4$		76.48	76.00	76.60		78.54		83.68				63.13	60.77	52
53	Calcio, acetato	$Ca(C_2H_3O_2)_2$	$2H_2O$	37.4	36.0	34.7	33.8	33.2		32.7		33.5				53
54	acetato	$Ca(C_2H_3O_2)_2$	$1H_2O$											31.1	29.7	54

1	bicarbonato	$Ca(HCO_3)_2$		16.15		16.60		17.05		17.50		17.95		18.40		1
2	cloruro	$CaCl_2$	$6H_2O$	59.5	65.0	74.5	102									2
3	cloruro	$CaCl_2$	$2H_2O$							136.8	141.7	147.0	152.7	159		3
4	fluoruro	CaF_2				$0.0016^{18°}$	$0.0017^{26°}$									4
5	hidróxido	$Ca(OH)_2$		0.185	0.176	0.165	0.153	0.141	0.128	0.116	0.106	0.094	0.085	0.077		5
6	nitrato	$Ca(NO_3)_2$	$4H_2O$	102.0	115.3	129.3	152.6	195.9								6
7	nitrato	$Ca(NO_3)_2$	$3H_2O$					237.5	281.5							7
8	nitrato	$Ca(NO_3)_2$										358.7		363.6		8
9	nitrito	$Ca(NO_2)_2$	$4H_2O$	62.07		76.68										9
10	nitrito	$Ca(NO_2)_2$	$2H_2O$							132.6	151.9		244.8			10
11	oxalato	CaC_2O_4				6.7×10^{-4} a 13°	6.8×10^{-4} a 25°	9.5×10^{-4} a 50°	14×10^{-4} a 95°							11
12	sulfato	$CaSO_4$	$2H_2O$	0.1759	0.1928		0.2090	0.2097		0.2047	0.1966			0.1619		12
13	Carbono, dióxido (anhídrido carbónico) 760 mm‡	CO_2		0.3346	0.2318	0.1688	0.1257	0.0973	0.0761	0.0576				0		13
14	monóxido (óxido de carbono) 760 mm‡	CO		0.0044	0.0035	0.0028	0.0024	0.0021	0.0018	0.0015	0.0013	0.0010	0.0006	0		14
15	Cesio, cloruro	CsCl		161.4	174.7	186.5	197.3	208.0	218.5	229.7	239.5	250.0	260.1	270.5		15
16	nitrato	$CsNO_3$		9.33	14.9	23.0	33.9	47.2	64.4	83.8	107.0	134.0	163.0	197.0		16
17	sulfato	Cs_2SO_4		167.1	173.1	178.7	184.1	189.9	194.9	199.9	205.0	210.3	214.9	220.3		17
18	Cinc, clorato	$Zn(ClO_3)_2$	$6H_2O$	145.0	152.5											18
19	clorato	$Zn(ClO_3)_2$	$4H_2O$			200.3	209.2	223.2	273.1							19
20	nitrato	$Zn(NO_3)_2$	$6H_2O$	94.78		118.3										20
21	nitrato	$Zn(NO_3)_2$	$3H_2O$					206.9								21
22	sulfato	$ZnSO_4$	$7H_2O$	41.9	47	54.4										22
23	sulfato	$ZnSO_4$	$6H_2O$					70.1	76.8							23
24	sulfato	$ZnSO_4$	$1H_2O$									86.6	83.7	80.8		24
25	Cloro 760 mm‡	Cl_2		1.46	0.980	0.716	0.562	0.451	0.386	0.324	0.274	0.219	0.125	0		25
26	Crómico, anhídrido	CrO_3		164.9				174.0	182.1				217.5	206.8		26
27	Cromo y amonio, sulfato	$(NH_4)_2Cr_2(SO_4)_4$	$24H_2O$			$10.78^{25°}$										27
28	Cúprico, cloruro	$CuCl_2$	$2H_2O$	70.7	73.76	77.0	80.34	83.8	87.44	91.2		99.2		107.9		28
29	nitrato	$Cu(NO_3)_2$	$6H_2O$	81.8	95.28	125.1										29
30	nitrato	$Cu(NO_3)_2$	$3H_2O$					159.8		178.8		207.8				30
31	sulfato	$CuSO_4$	$5H_2O$	14.3	17.4	20.7	25	28.5	33.3	40		55		75.4		31
32	sulfuro	CuS				3.3×10^{-5} a 18°										32
33	Cuproso, cloruro	CuCl				$1.52^{25°}$										33
34	Estannoso, cloruro	$SnCl_2$		83.9		$269.8^{15°}$										34
35	sulfato	$SnSO_4$				19								18		35
36	Estroncio, acetato	$Sr(C_2H_3O_2)_2$	$4H_2O$	36.9	43.61											36
37	acetato	$Sr(C_2H_3O_2)_2$	$\frac{1}{2}H_2O$		42.95	41.6	39.5		37.35		36.24	36.10		36.4		37
38	cloruro	$SrCl_2$	$6H_2O$	43.5	47.7	52.9	58.7	65.3	72.4	81.8						38
39	cloruro	$SrCl_2$	$2H_2O$								85.9	90.5		100.8		39
40	nitrato	$Sr(NO_3)_2$	$1H_2O$	52.7		64.0			83.8	97.2			130.4	139		40
41	nitrato	$Sr(NO_3)_2$	$4H_2O$	40.1		70.5										41
42	nitrato	$Sr(NO_3)_2$					88.6	90.1		93.8	96	98	100			42
43	sulfato	$SrSO_4$		0.0113		0.0114										43
44	Férrico, cloruro	$FeCl_3$		74.4	81.9	91.8			315.1			525.8		535.7		44
45	Ferroso, cloruro	$FeCl_2$	$4H_2O$		64.5		73.0	77.3	82.5	88.7		100				45
46	cloruro	$FeCl_2$											105.3	105.8		46
47	nitrato	$Fe(NO_3)_2$	$6H_2O$	71.02		83.8				165.6						47
48	sulfato	$FeSO_4$	$7H_2O$	15.65	20.51	26.5	32.9	40.2	48.6							48
49	sulfato	$FeSO_4$	$1H_2O$								50.9	43.6	37.3			49
50	Magnesio, bromuro	$MgBr_2$	$6H_2O$	91.0	94.5	96.5	99.2	101.6	104.1	107.5		113.7		120.2		50
51	cloruro	$MgCl_2$	$6H_2O$	52.8	53.5	54.5		57.5		61.0		66.0		73.0		51
52	hidróxido	$Mg(OH)_2$				$0.0009^{18°}$										52
53	nitrato	$Mg(NO_3)_2$	$6H_2O$	66.55				84.74					137.0			53
54	sulfato	$MgSO_4$	$7H_2O$		30.9	35.5	40.8	45.6								54
55	sulfato	$MgSO_4$	$6H_2O$	40.8	42.2	44.5	45.3		50.4	53.5	59.5	64.2	69.0	74.0		55
56	sulfato	$MgSO_4$	$1H_2O$									62.9		68.3		56
57	y amonio, fosfato	NH_4MgPO_4	$6H_2O$	0.023		0.052		0.036	0.030	0.040	0.016	0.019				57
58	Manganeso y amonio, fosfato	NH_4MnPO_4	$7H_2O$			0		0		0	0.005	0.007				58
59	Manganoso, sulfato	$MnSO_4$	$7H_2O$	53.23	60.01											59
60	sulfato	$MnSO_4$	$5H_2O$		59.5	62.9	67.76									60
61	sulfato	$MnSO_4$	$4H_2O$			64.5	66.44	68.8	72.6							61
62	sulfato	$MnSO_4$	$1H_2O$						58.17	55.0	52.0	48.0	42.5	34.0		62
63	Mercurioso, cloruro	HgCl		0.00014		0.0002		0.0007								63
64	Molibdico, óxido	MoO_3	$2H_2O$			0.138	0.264	0.476	0.687	1.206	2.055	2.106				64
65	Níquel, cloruro	$NiCl_2$	$6H_2O$	53.9	59.5	64.2	68.9	73.3	78.3	82.2	85.2			87.6		65
66	nitrato	$Ni(NO_3)_2$	$6H_2O$	79.58		96.31		122.2								66
67	nitrato	$Ni(NO_3)_2$	$3H_2O$							163.1	169.1		235.1			67
68	sulfato	$NiSO_4$	$7H_2O$	27.22	32		42.46									68
69	sulfato	$NiSO_4$	$6H_2O$						50.15	54.80	59.44	63.17		76.7		69

TABLA 3-120 Solubilidades de compuestos inorgánicos en agua, a diversas temperaturas (*Continuación*)

	Sustancia	Fórmula	Fase sólida	0° C	10° C	20° C	30° C	40° C	50° C	60° C	70° C	80° C	90° C	100° C	
1	Nítrico, óxido	NO		0.00984	0.00757	0.00618	0.00517	0.00440	0.00376	0.00324	0.00267	0.00199	0.00114	0	1
2	Nitroso, óxido	N_2O			0.1705	0.1211									2
3	**Plata, cianuro**	AgCN				2.2×10^{-5}									3
4	**nitrato**	$AgNO_3$		122	170	222	300	376	455	525		669		952	4
5	**sulfato**	Ag_2SO_4		0.573	0.695	0.796	0.888	0.979	1.08	1.15	1.22	1.30	1.36	1.41	5
6	**Plomo, acetato**	$Pb(C_2H_3O_2)_2$	$3H_2O$				25.04 [25°]								6
7	**bromuro**	$PbBr_2$		0.4554		0.85	1.15	1.53	1.94	2.36		3.34		4.75	7
8	**carbonato**	$PbCO_3$				0.00011									8
9	**cloruro**	$PbCl_2$		0.6728		0.99	1.20	1.45	1.70	1.98		2.62		3.34	9
10	**cromato**	$PbCrO_4$				7×10^{-6}									10
11	**fluoruro**	PbF_2			0.060	0.064	0.068								11
12	**nitrato**	$Pb(NO_3)_2$		38.8	48.3	56.5	66	75	85	95		115		38.8	12
13	**sulfato**	$PbSO_4$		0.0028	0.0035	0.0041	0.0049	0.0056							13
14	**Potasio, acetato**	$KC_2H_3O_2$	$1\frac{1}{2}H_2O$	216.7	233.9	255.6	283.8	323.3							14
15	**acetato**	$KC_2H_3O_2$	$\frac{1}{2}H_2O$						337.3	350	364.8	380.1	396.3		15
16	**alumbre**	$K_2SO_4.Al_2(SO_4)_3$	$24H_2O$	3.0	4.0	5.9	8.39	11.70	17.00	24.75	40.0	71.0	109.0		16
17	**bicarbonato**	$KHCO_3$		22.4	27.7	33.2	39.1	45.4		60.0					17
18	**bisulfato**	$KHSO_4$		36.3		51.4		67.3						121.6	18
19	**bitartrato**	$KHC_4H_4O_6$		0.32	0.40	0.53	0.90	1.32	18.3	2.46		4.6		6.95	19
20	**carbonato**	K_2CO_3	$2H_2O$	105.5	108	110.5	113.8	116.9	121.2	126.8	133.1	139.8	147.5	155.7	20
21	**clorato**	$KClO_3$		3.3	5	7.4	10.5	14	19.3	24.5		38.5		57	21
22	**cloruro**	KCl		27.6	31.0	34.0	37.0	40.0	42.6	45.5	48.3	51.1	54.0	56.7	22
23	**cromato**	K_2CrO_4		58.2	60.0	61.7	63.4	65.2	66.8	68.6	70.4	72.1	73.9	75.6	23
24	**dicromato**	$K_2Cr_2O_7$		5	7	12	20	26	34	43	52	61	70	80	24
25	**ferricianuro**	$K_3Fe(CN)_6$		31	36	43	50	60		66				82.6 [30°]	25
26	**hidróxido**	KOH	$2H_2O$	97	103	112	126								26
27	**hidróxido**	KOH	$1H_2O$						140					178	27
28	**nitrato**	KNO_3		13.3	20.9	31.6	45.8	63.9	85.5	110.0	138	169	202	246	28
29	**nitrito**	KNO_2		278.8		298.4		334.9						412.8	29
30	**perclorato**	$KClO_4$		0.75	1.05	1.80	2.6	4.4	6.5	9	11.8	14.8	18	21.8	30
31	**permanganato**	$KMnO_4$		2.83	4.4	6.4	9.0	12.56	16.89	22.2					31
32	**persulfato** †	$K_2S_2O_8$ †	†	1.62	2.60	4.49	7.19	9.89							32
33	**sulfato**	K_2SO_4		7.35	9.22	11.11	12.97	14.76	16.50	18.17	19.75	21.4	22.8	24.1	33
34	**tiocianato**	KCNS		177.0		217.5									34
35	**Sodio, acetato**	$NaC_2H_3O_2$	$3H_2O$	36.3	40.8	46.5	54.5	65.5	83	139					35
36	**acetato**	$NaC_2H_3O_2$		119	121	123.5	126	129.5	134	139.5	146	153	161	170	36
37	arseniato dibásico	Na_2HAsO_4	$12H_2O$	7.3	15.5	26.5	37	47		65		85			37
38	**bicarbonato**	$NaHCO_3$		6.9	8.15	9.6	11.1	12.7	14.45	16.4					38
39	**carbonato**	Na_2CO_3	$10H_2O$	7	12.5	21.5	38.8								39
40	**carbonato**	Na_2CO_3	$1H_2O$				50.5	48.5		46.4		45.8		45.5	40
41	**clorato**	$NaClO_3$		79	89	101	113	126	140	155	172	189		230	41
42	**cloruro**	NaCl		35.7	35.8	36.0	36.3	36.6	37.0	37.3	37.8	38.4	39.0	39.8	42
43	**cromato**	Na_2CrO_4	$10H_2O$	31.70	50.17	88.7									43
44	**cromato**	Na_2CrO_4	$4H_2O$				88.7	95.96	104	114.6					44
45	**cromato**	Na_2CrO_4									123.0	124.8		125.9	45
46	**dicromato**	$Na_2Cr_2O_7$	$2H_2O$	163.0		177.8			244.8		316.7	376.2			46
47	**dicromato**	$Na_2Cr_2O_7$												426.3	47
48	fosfato dibásico	Na_2HPO_4	$12H_2O$	1.67	3.6	7.7	20.8								48
49	fosfato dibásico	Na_2HPO_4	$7H_2O$					51.8							49
50	fosfato dibásico	Na_2HPO_4	$2H_2O$						80.2	82.9	88.1	92.4	102.9		50
51	fosfato dibásico	Na_2HPO_4												102.2	51
52	**fosfato monobásico**	NaH_2PO_4	$2H_2O$	57.9	69.9	85.2	106.5	138.2							52
53	**fosfato monobásico**	NaH_2PO_4	$1H_2O$						158.6						53
54	**fosfato monobásico**	NaH_2PO_4								179.3	190.3	207.3	225.3	246.6	54
55	**fosfato tribásico**	Na_3PO_4	$12H_2O$	1.5	4.1	11	20	31	43	55		81		108	55
56	**hidróxido**	NaOH	$4H_2O$	42											56
57	**hidróxido**	NaOH	$3\frac{1}{2}H_2O$		51.5										57
58	**hidróxido**	NaOH	$1H_2O$			109	119	129	145	174					58
59	hidróxido	NaOH											313	347	59
60	**metavanadato**	$NaVO_3$	$2H_2O$			15.3 [25°]		30.2		68.4					60
61	**metavanadato**	$NaVO_3$				21.10 [25°]		26.23		32.97	36.9	38.8 [75°]			61
62	**nitrato**	$NaNO_3$		73	80	88	96	104	114	124		148		180	62
63	**nitrito**	$NaNO_2$		72.1	78.0	84.5	91.6	98.4	104.1			132.6		163.2	63
64	**oxalato**	$Na_2C_2O_4$				3.7								6.33	64
65	**pirofosfato**	$Na_4P_2O_7$	$10H_2O$	3.16	3.95	6.23	9.95	13.50	17.45	21.83		30.04		40.26	65
66	**sulfato**	Na_2SO_4	$10H_2O$	5.0	9.0	19.4	40.8								66

1	**sulfato**	Na_2SO_4	$7H_2O$	19.5	30	44									1
2	**sulfato**	Na_2SO_4						48.8	46.7	45.3		43.7		42.5	2
3	**sulfito**	Na_2SO_3	$7H_2O$	13.9	20	26.9	36								3
4	**sulfito**	Na_2SO_3						28	28.2	28.8		28.3			4
5	**sulfuro**	Na_2S	$9H_2O$		15.42	18.8	22.5	28.5							5
6	**sulfuro**	Na_2S	$5\frac{1}{2}H_2O$						39.82	42.69	45.73	51.40	59.23		6
7	**sulfuro**	Na_2S	$6H_2O$						36.4	39.1	43.31	49.14	57.28		7
8	**tetraborato**	$Na_2B_4O_7$	$10H_2O$	1.3	1.6	2.7	3.9		10.5	20.3					8
9	**tetraborato**	$Na_2B_4O_7$	$5H_2O$								24.4	31.5	41	52.5	9
10											12.74	14.61	16.53	18.45	10

57	nitrato	$NaNO_3$			31.5											57
58	hidróxido	$NaOH \cdot H_2O$				109	119	129	145	174						58
59	hidróxido	$NaOH$											313	347		59
60	metavanadato	$NaVO_3 \cdot 2H_2O$				15.3 [28°]		30.2		68.4						60
61	metavanadato	$NaVO_3$				21.10 [28°]		26.23		32.97	36.9	38.8 [75°]				61
62	nitrato	$NaNO_3$	73	80	88	96	104	114	124		148		180			62
63	nitrito	$NaNO_2$	72.1	78.0	84.5	91.6	98.4	104.1			132.6		163.2			63
64	oxalato	$Na_2C_2O_4$			3.7								6.33			64
65	pirofosfato	$Na_4P_2O_7 \cdot 10H_2O$	3.16	3.95	6.23	9.95	13.50	17.45	21.83		30.04		40.26			65
66	sulfato	$Na_2SO_4 \cdot 10H_2O$	5.0	9.0	19.4	40.8										66

1	sulfato	$Na_2SO_4 \cdot 7H_2O$	19.5	30	44											1
2	sulfato	Na_2SO_4						48.8	46.7	45.3		43.7		42.5		2
3	sulfito	$Na_2SO_3 \cdot 7H_2O$	13.9	20	26.9	36										3
4	sulfito	Na_2SO_3						28	28.2	28.8		28.3				4
5	sulfuro	$Na_2S \cdot 9H_2O$		15.42	18.8	22.5	28.5									5
6	sulfuro	$Na_2S \cdot 5\frac{1}{2}H_2O$						39.82	42.69	45.73	51.40	59.23				6
7	sulfuro	$Na_2S \cdot 6H_2O$						36.4	39.1	43.31	49.14	57.28				7
8	tetraborato	$Na_2B_4O_7 \cdot 10H_2O$	1.3	1.6	2.7	3.9		10.5	20.3							8
9	tetraborato	$Na_2B_4O_7 \cdot 5H_2O$								24.4	31.5	41	52.5			9
10	Talio, sulfato	Tl_2SO_4	2.70	3.70	4.87	6.16		9.21	10.92	12.74	14.61	16.53	18.45			10
11	Torio, sulfato	$Th(SO_4)_2 \cdot 9H_2O$	0.74	0.98	1.38	1.995	2.998	5.22								11
12	sulfato	$Th(SO_4)_2 \cdot 8H_2O$	1.0	1.25	1.62											12
13	sulfato	$Th(SO_4)_2 \cdot 6H_2O$	1.50		1.90	2.45				6.64						13
14	sulfato	$Th(SO_4)_2 \cdot 4H_2O$					4.04	2.54	1.63	1.09						14
15	Yodo	I_2			0.029	0.04	0.056	0.078								15

* De N.A. Lange, Abreviada de la "Table of Solubilities of Inorganic Compounds in Water at Various Temperatures", en la obra de Lange: *Handbook of Chemistry*, 10a ed., McGraw-Hill, Nueva York, 1961. En lo que se refiere a las tablas de solubilidad de gases en agua, a diversas temperaturas, Atack (*Handbook of Chemical Data*. Reinhold, Nueva York, 1957) da valores en intervalos más estrechos de temperaturas que los datos tabulados aquí, por lo común de 1° o 5°C. Para los materiales marcados con ‡ se dan datos adicionales en tablas que siguen. Sobre la solubilidad de varios hidrocarburos en agua, a altas presiones, véase *J. Chem. Eng. Data*, 4, 212 (1959).

La H en las tablas de solubilidad (3-121 a 3-144) es la constante de proporcionalidad para la expresión de la ley de Henry, $p = Hx$, en donde x = fracción molar del soluto en la fase líquida; p = presión parcial de soluto en la fase de gas, expresada en atmósferas; H = una constante de proporcionalidad, en unidades de atmósferas de presión del soluto en la fase de gas por unidad de concentración del soluto en la fase líquida (la unidad de concentración del soluto en la fase líquida es de moles de soluto por mol de solución).

TABLA 3-121 Acetileno (C_2H_2)

t, °C	0	5	10	15	20	25	30
$10^{-3} \times H^*$	0.72	0.84	0.96	1.08	1.21	1.33	1.46

International Critical Tables, vol. 3, p. 260, McGraw-Hill, 1928.

TABLA 3-122 Aire

t, °C	0	5	10	15	20	25	30	35
$10^{4} \times H^*$	4.32	4.88	5.49	6.07	6.64	7.20	7.71	8.23

t, °C	40	45	50	60	70	80	90	100
$10^{4} \times H^*$	8.70	9.11	9.46	10.1	10.5	10.7	10.8	10.7

International Critical Tables, vol. 3, Pág. 257

* H se calculó a partir de los coeficientes de absorción de O_2 y N_2 tomando en consideración la corrección para el contenido constante de argón.

TABLA 3-123 Amoniaco (NH_3)

Peso de NH_3 por 100 pesos de H_2O	Presión parcial de NH_3, mm de Hg							
	0 °C	10 °C	20 °C	25 °C	30 °C	40 °C	50 °C	60 °C
100	947							
90	785							
80	636	987	1490	....	.....	3300		
70	500	780	1170	....	.....	2760		
60	380	600	945	....	.....	2130		
50	275	439	686	....	.....	1520		
40	190	301	470	....	719	1065		
30	119	190	298	....	454	692		
25	89.5	144	227	....	352	534	825	
20	64	103.5	166	....	260	395	596	834
15	42.7	70.1	114	....	179	273	405	583
10	25.1	41.8	69.6	....	110	167	247	361
7.5	17.7	29.9	50.0	....	79.7	120	179	261
5	11.2	19.1	31.7	....	51.0	76.5	115	165
4	.....	16.1	24.9	....	40.1	60.8	91.1	129.2
3	.....	11.3	18.2	23.5	29.6	45	67.1	94.3
2.5	.....	.....	15.0	19.4	24.4	(37.6)*	(55.7)	77.0
2	.....	.....	12.0	15.3	19.3	(30.0)	(44.5)	61.0
1.6	.....	.....	.....	12.0	15.3	(24.1)	(35.5)	48.7
1.2	.....	.....	.....	9.1	11.5	(18.3)	(26.7)	36.3
1.0	.....	.....	.....	7.4	.....	(15.4)	(22.2)	30.2
0.5	.....	.....	.....	3.4				

* Valores extrapolados.

TABLA 3.124 Amoniaco (NH_3)

Peso de NH_3 por 100 pesos de H_2O	0.105	0.244	0.32	0.38	0.576	0.751	1.02
Presión parcial de NH_3, mm de Hg, a 25 °C	0.791	1.83	2.41	2.89	4.41	5.80	7.96
Peso de NH_3 por 100 pesos de H_2O	1.31	1.53	1.71	1.98	2.11	2.58	2.75
Presión parcial de NH_3, mm de Hg a 25 °C	10.31	11.91	13.46	15.75	16.94	20.86	22.38

Landolt-Börnstein Physikalische-chemische Tabellen, Eg. 1, pág. 30, 1927. Se pueden encontrar datos de equilibrio de fase para el sistema binario de NH_3-H_2O, en la obra de Clifford y Hunter, *J. Phys. Chem.*, 37, 101 (1933).

TABLA 3-125 Dióxido de carbono (CO_2)

Pres. total, atm.	Peso de CO_2 por 100 pesos de H_2O*								
	12 °C	18 °C	25 °C	31.04 °C	35 °C	40 °C	50 °C	75 °C	100 °C
25	....	3.86	....	2.80	2.56	2.30	1.92	1.35	1.06
50	7.03	6.33	5.38	4.77	4.39	4.02	3.41	2.49	2.01
75	7.18	6.69	6.17	5.88	5.51	5.10	4.45	3.37	2.82
100	7.27	6.72	6.28	5.97	5.76	5.50	5.07	4.07	3.49
150	7.59	7.07	....	6.25	6.03	5.81	5.47	4.86	4.49
200	....	....	....	6.48	6.29	6.28	5.76	5.27	5.08
300	7.86	7.35	....	....	....	....	6.20	5.83	5.84
400	8.12	7.77	7.34	7.27	7.06	6.89	6.58	6.30	6.40
500	....	....	....	7.65	7.51	7.26	....	....	....
700	....	....	....	....	....	....	7.58	7.43	7.61

* En el original, la concentración se expresa en centímetros cúbicos de CO_2, reducido a 0°C y 1 atm, disuelto en 1 g de agua.

TABLA 3-126 Monóxido de carbono (CO)

Presión parcial de CO, mm de Hg	$10^{-4} \times H$	
	17.7°C	19.0°C
900	4.77	4.88
2000	4.77	4.91
3000	4.77	4.93
4000	4.78	4.95
5000	4.80	4.97
6000	4.82	4.98
7000	4.86	5.02
8000	4.88	5.08

International Critical Tables, vol. 3, pág. 260.

TABLA 3-127 Sulfuro de carbonilo (COS)

t, °C	0	5	10	15	20	25	30
$10^{-3} \times H$	0.92	1.17	1.48	1.82	2.19	2.59	3.04

International Critical Tables, vol. 3, pág. 261.

TABLA 3-12(

Presión parcial de Cl_2, mm de Hg	0°C
5	0.4
10	.6
30	1.8
50	2.9
100	2.7
150	3.8
200	4.7
250	5.3
300	...
350	...
400	...
450	...
500	...
550	...
600	...
650	...
700	...
750	...
800	...
900	..
1000	..
1200	Cla
1500	..
2000	..
2500	..
3000	..
3500	..
4000	..
4500	..
5000	..

Presión parcial de Cl_2, mm de Hg	
5	
10	
30	
50	
100	
150	
200	
250	
300	
350	
400	
450	
500	
550	
600	
650	
700	
750	
800	
900	
1000	
1200	
1500	
2000	
2500	
3000	
3500	
4000	
4500	
5000	

TABLA 3-

% Vol. de CO_2 en la fase de ga
1
3
5
7
10
11
12
13
14
15
16

Ishi, *Chem*

TABLA 3-128 Cloro (Cl_2)

Presión parcial de Cl_2, mm de Hg	Solubilidad, g de Cl_2 por litro					
	0°C	10°C	20°C	30°C	40°C	50°C
5	0.488	0.451	0.436	0.424	0.412	0.398
10	.679	.603	.575	.553	.532	.512
30	1.221	1.024	.937	.873	.821	.781
50	1.717	1.354	1.210	1.106	1.025	.962
100	2.79	2.08	1.773	1.573	1.424	1.313
150	3.81	2.73	2.27	1.966	1.754	1.599
200	4.78	3.35	2.74	2.34	2.05	1.856
250	5.71	3.95	3.19	2.69	2.34	2.09
300	.....	4.54	3.63	3.03	2.61	2.31
350	.....	5.13	4.06	3.35	2.86	2.53
400	.....	5.71	4.48	3.69	3.11	2.74
450	.....	6.26	4.88	3.98	3.36	2.94
500	.....	6.85	5.29	4.30	3.61	3.14
550	.....	7.39	5.71	4.60	3.84	3.33
600	.....	7.97	6.12	4.91	4.08	3.52
650	.....	8.52	6.52	5.21	4.32	3.71
700	.....	9.09	6.90	5.50	4.54	3.89
750	.....	9.65	7.29	5.80	4.77	4.07
800	.....	10.21	7.69	6.08	4.99	4.27
900	.....	.....	8.46	6.68	5.44	4.62
1000	.....	.....	9.27	7.27	5.89	4.97
1200	$Cl_2.8H_2O$ se separa		10.84	8.42	6.81	5.67
1500	.....	.....	13.23	10.14	8.05	6.70
2000	.....	.....	17.07	13.02	10.22	8.38
2500	.....	.....	21.0	15.84	12.32	10.05
3000	.....	.....	.....	18.73	14.47	11.70
3500	.....	.....	.....	21.7	16.62	13.38
4000	.....	.....	.....	24.7	18.84	15.04
4500	.....	.....	.....	27.7	20.7	16.75
5000	.....	.....	.....	30.8	23.3	18.46

Presión parcial de Cl_2, mm de Hg	Solubilidad, g de Cl_2 por litro					
	60°C	70°C	80°C	90°C	100°C	110°C
5	0.383	0.369	0.351	0.339	0.326	0.316
10	.492	.470	.447	.431	.415	.402
30	.743	.704	.671	.642	.627	.598
50	.912	.863	.815	.781	.747	.722
100	1.228	1.149	1.085	1.034	.987	.950
150	1.482	1.382	1.294	1.227	1.174	1.137
200	1.706	1.580	1.479	1.396	1.333	1.276
250	1.914	1.764	1.642	1.553	1.480	1.413
300	2.10	1.932	1.793	1.700	1.610	1.542
350	2.28	2.10	1.940	1.831	1.736	1.661
400	2.47	2.25	2.08	1.965	1.854	1.773
450	2.64	2.41	2.22	2.09	1.972	1.880
500	2.80	2.55	2.35	2.21	2.08	1.986
550	2.97	2.69	2.47	2.32	2.19	2.09
600	3.13	2.83	2.59	2.43	2.29	2.19
650	3.29	2.97	2.72	2.55	2.41	2.28
700	3.44	3.10	2.84	2.66	2.50	2.37
750	3.59	3.23	2.96	2.76	2.60	2.47
800	3.75	3.37	3.08	2.87	2.69	2.56
900	4.04	3.63	3.30	3.08	2.89	2.74
1000	4.36	3.88	3.53	3.28	3.07	2.91
1200	4.92	4.37	3.95	3.67	3.43	3.25
1500	5.76	5.09	4.58	4.23	3.95	3.74
2000	7.14	6.26	5.63	5.17	4.78	4.49
2500	8.48	7.40	6.61	6.05	5.59	5.25
3000	9.83	8.52	7.54	6.92	6.38	5.97
3500	11.22	9.65	8.53	7.79	7.16	6.72
4000	12.54	10.76	9.52	8.65	7.94	7.42
4500	13.88	11.91	10.46	9.49	8.72	8.13
5000	15.26	13.01	11.42	10.35	9.48	8.84

TABLA 3-129 Dióxido de cloro (ClO_2)

% Vol. de ClO_2 en la fase de gas	Peso de ClO_2, gramos por litro de solución						
	0°C	5°C	10°C	15°C	20°C	30°C	40°C
1	2.00	1.50	1.25	1.00	0.90	0.60	0.46
3	6.00	4.7	3.85	3.20	2.70	1.95	1.50
5	10.0	7.8	6.50	5.25	4.50	3.20	2.25
7	14.0	10.9	8.95	7.35	6.15	4.40	3.20
10	20.0	15.5	12.8	10.5	8.80	6.30	4.50
11	.....	17.0	14.0	11.7	9.70	7.00	5.00
12	.....	18.6	15.3	12.8	10.55	7.50	5.45
13	.....	20.3	16.6	13.8	11.5	8.20	5.85
14	.....	.....	18.0	14.9	12.3	8.80	6.35
15	.....	.....	19.2	16.0	13.2	9.50	6.80
16	.....	.....	20.3	17.0	14.2	10.1	7.20

Ishi, *Chem. Eng. (Japón)*, **22**, 153 (1958).

TABLA 3-130 Etano (C_2H_6)

t, °C	0	5	10	15	20	25	30	35
$10^{-4} \times H$	1.26	1.55	1.89	2.26	2.63	3.02	3.42	3.83
t, °C	40	45	50	60	70	80	90	100
$10^{-4} \times H$	4.23	4.63	5.00	5.65	6.23	6.61	6.87	6.92

International Critical Tables, vol. 3, pág. 261.

TABLA 3-131 Etileno (C_2H_4)

t, °C	0	5	10	15	20	25	30
$10^{-4} \times H$	5.52	6.53	7.68	8.95	10.2	11.4	12.7

International Critical Tables, vol. 3, pág. 260.

TABLA 3-132 Helio (He)

t, °C	0	10	20	30	40	50
$10^{-4} \times H$	12.9	12.6	12.5	12.4	12.1	11.5

Véase también Pray, Schweickert, and Minnich, *Ind. Eng. Chem.*, 44, 1146 (1952).

TABLA 3.133 Hidrógeno (H_2)

t, °C	0	5	10	15	20	25	30	35
$10^{-4} \times H$	5.79	6.08	6.36	6.61	6.85	7.07	7.29	7.42
t, °C	40	45	50	60	70	80	90	100
$10^{-4} \times H$	7.51	7.60	7.65	7.65	7.61	7.55	7.51	7.45

International Critical Tables, vol. 3 pág. 256.
Véase también Pray, Schweickert, and Minnich, *Ind. Eng. Chem.*, 44, 1146 (1952).

TABLA 3-134 Hidrógeno (H_2)

Presión parcial de H_2, mm de Hg	$10^{-4} \times H$	
	19.5°C	23°C
900	7.42	.....
1100	.....	7.75
2000	7.42	7.76
3000	7.43	7.77
4000	7.47	7.81
5000	7.56	7.89
6000	7.70	8.00
7000	7.82	8.16
8200	.....	8.41
8250	8.17	.....

International Critical Tables, vol. 3, pág. 256.

TABLA 3-135 Cloruro de hidrógeno (HCl)

Pesos de HCl por 100 pesos de H_2O	Presión parcial de HCl, mm de Hg			
	0 °C	10 °C	20 °C	30 °C
78.6	510	840	.....	.....
66.7	130	239	399	627
56.3	29.0	56.4	105.5	188
47.0	5.7	11.8	25.5	44.5
38.9	1.0	2.27	4.90	9.90
31.6	0.175	0.43	1.00	2.17
25.0	.0316	.084	0.205	0.48
19.05	.0056	.016	.0428	.106
13.64	.00099	.00305	.0088	.0234
8.70	.000118	.000583	.00178	.00515
4.17	.000018	.000069	.00024	.00077
2.04	.....	.0000117	.000044	.000151

TABLA 3-135 Cloruro de hidrógeno (HCl) (*Conclusión*)

Pesos de HCl por 100 pesos de H_2O	Presión parcial de HCl, mm de Hg		
	50 °C	80 °C	110 °C
78.6			
66.7			
56.3	535		
47.0	141	625	
38.9	35.7	188	760
31.6	8.9	54.5	233
25.0	2.21	15.6	83
19.05	0.55	4.46	28
13.64	.136	1.34	9.5
8.70	.0344	0.39	3.10
4.17	.0064	.095	0.95
2.04	.00140	.0245	.280

Se pueden encontrar datos de entalpía y equilibrio de fases para el sistema binario HCl-H_2O en la obra de Van Nuys, *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.* **39**, 663 (1943).

TABLA 3-136 Sulfuro de hidrógeno (H_2S)

t, °C	0	5	10	15	20	25	30	35
$10^2 \times H$	2.68	3.15	3.67	4.23	4.83	5.45	6.09	6.76
t, °C	40	45	50	60	70	80	90	100
$10^2 \times H$	7.45	8.14	8.84	10.3	11.9	13.5	14.4	14.8

International Critical Tables, vol. 3, pág. 29.

TABLA 3-137 Metano (CH_4)

t, °C	0	5	10	15	20	25	30	35
$10^4 \times H$	2.24	2.59	2.97	3.37	3.76	4.15	4.49	4.86
t, °C	40	45	50	60	70	80	90	100
$10^4 \times H$	5.20	5.51	5.77	6.26	6.66	6.82	6.92	7.01

International Critical Tables, vol. 3. pág. 20.

TABLA 3-138 Nitrógeno (N_2)*

t, °C	0	5	10	15	20	25	30	35
$10^4 \times H$	5.29	5.97	6.68	7.38	8.04	8.65	9.24	9.85
t, °C	40	45	50	60	70	80	90	100
$10^4 \times H$	10.4	10.9	11.3	12.0	12.5	12.6	12.6	12.6

International Critical Tables, vol. 3, pág. 256. Véase también la obra de Pray, Schweickert y Minnich, *Ind. Eng. Chem.*, **44**, 1146 (1952).

* Nitrógeno atmosférico = 98.815 % vol. N_2 + 1.185 % vol. Ar.

TABLA 3-139 Nitrógeno (N_2)

Presión parcial de N_2, mm de Hg	$10^4 \times H$	
	19.4°C	24.9°C
900	8.34	9.08
2000	8.52	9.15
3000	8.41	9.25
4000	8.49	9.38
5000	8.59	9.49
6000	8.74	9.62
7000	8.86	9.75
8100	9.04	
8200	....	9.91

Véase también la obra de Goodman y Kras [*Ind. Eng. Chem.* **23**, 401 (1931)], para valores de hasta 169°C y 300 atm.

TABLA 3-140 Oxígeno (O_2)

t, °C	0	5	10	15	20	25	30	35
$10^4 \times H$	2.55	2.91	3.27	3.64	4.01	4.36	4.75	5.07
t, °C	40	45	50	60	70	80	90	100
$10^4 \times H$	5.35	5.63	5.88	6.29	6.63	6.87	6.99	7.01

International Critical Tables, vol. 5, pág. 25. Pray, Schweickert y Minnich [*Ind. Eng. Chem.*, 44, 1146 (1952)] dan $H = 4.46 \times 10$ a 25°C y otros valores hasta 343°C.

TABLA 3-141 Oxígeno (O_2)

Presión parcial de O_2, mm de Hg	$10^4 \times H$	
	23 °C	25.9 °C
800	....	4.79
900	4.58	
2000	4.59	4.80
3000	4.60	4.83
4000	4.68	4.88
5000	4.73	4.92
6000	4.80	4.98
7090	4.88	5.05
8150	4.98	
8200	....	5.16

International Critical Tables, vol. 3, pág. 257. Véase también *Trans. Am. Soc. Mech. Engrs.*, **76**, 69 (1954) para la solubilidad de 0_2 para 100°F < T < 650°F, 300 < P < 200 psia.

TABLA 3-142 Ozono (O_3)

t, °C	0	5	10	15	20	25	30	35	40	50
$10^3 \times H$	1.94	2.18	2.46	2.86	3.76	4.57	5.98	8.18	12.0	27.4

International Critical Tables, vol. 3, pág. 257.

TABLA 3-143 Propileno (C_3H_6)

t, °C	2	6	10	14	18
$10^4 \times H$	3.84	3.84	4.46	5.06	5.69

International Critical Tables, vol. 3, pág. 260.

TABLA 3-144 Dióxido de azufre (SO_2)

Peso de SO_2 por 100 pesos de H_2O	Presión parcial de SO_2, mm de Hg							
	0 °C	7 °C	10 °C	15 °C	20 °C	30 °C	40 °C	50 °C
20	646	657						
15	474	637	726					
10	308	417	474	567	698			
7.5	228	307	349	419	517	688		
5.0	148	198	226	270	336	452	665	
2.5	69	92	105	127	161	216	322	458
1.5	38	51	59	71	92	125	186	266
1.0	25.3	31	37	44	59	79	121	172
0.7	15.2	20.6	23.6	28.0	39.0	52	87	116
.5	9.9	13.5	15.6	19.3	26.0	36	57	82.0
.3	5.1	6.9	7.9	10.0	14.1	19.7		
.2	2.8	3.7	4.6	5.7	8.5	11.8	....	31.0
.15	1.9	2.6	3.1	3.8	5.8	8.1	12.9	20.0
.10	1.2	1.5	1.75	2.2	3.2	4.7	7.5	12.0
.05	0.6	0.7	0.75	0.8	1.2	1.7	2.8	4.7
.02	.25	.3	.3	.3	0.5	0.6	0.8	1.3

CONVERSIÓN

Para esta subsecci
°F = $^9/_5$°C + 32.

REFERENCIAS

Las tablas se dan en
de *Smithsonian Tal*
pansión o la dilata
índice tabular, vol.
2, pág. 463; piedra
pág. 303; elemento

EXPANSIÓN O DILATACIÓN TÉRMICA

CONVERSIÓN DE UNIDADES

Para esta subsección se aplica la siguiente conversión de unidades: $°F = {}^{9}/_{5}°C + 32$.

REFERENCIAS ADICIONALES

Las tablas se dan en esta subsección se reimprimieron con autorización de *Smithsonian Tables*. Si se desean datos más detallados sobre la expansión o la dilatación térmica, véanse *International Critical Tables*: índice tabular, vol. 3, pág. 1; abrasivos, vol. 2, pág. 87; aleaciones, vol. 2, pág. 463; piedras de construcción, vol. 2, pág. 54; carbonos, vol. 2, pág. 303; elementos, vol. 1, pág. 102; esmaltes, vol. 2, pág. 115; vidrio, vol. 2, pág. 93; metales, vol. 2, pág. 459; petróleos, vol. 2, pág. 145; porcelanas, vol. 2, págs. 70, 78; materiales refractarios vol. 2, pág. 83; aisladores sólidos, vol. 2, pág. 310.

DILATACIÓN TÉRMICA DE GASES

En esta edición no aparecen las tablas de los coeficientes de dilatación térmica de los gases. El coeficiente a presión constante para un gas ideal $1/v(\partial v/\partial T)_p$ es el recíproco de la temperatura absoluta. Para un gas o líquido real, tanto el coeficiente a presión constante como a volumen constante $1/p(\partial p/\partial T)_v$ tienen que calcularse, ya sea con base en la ecuación de estado, o bien, a partir de los datos PVT tabulados.

TABLA 3-145 Dilatación lineal de los elementos sólidos*

C es el coeficiente de dilatación verdadero a la temperatura dada: M es el coeficiente medio entre las temperaturas dadas; cuando se da una temperatura, se indica el coeficiente verdadero a dicha temperatura: α y β son de los coeficientes de la fórmula $l_t = l_0(1 + \alpha t + \beta t^2)$; l_0 es la longitud de a 0°C (cuando la temperatura de referencia es x, $l_t = l_x[1 + \alpha(t - t_x) + \beta(t - t_x)^2]$, a menos que se indique otra cosa); l_t es la longitud a t °C.

Elemento	Temp., °C	$C \times 10^6$	Intervalo de temp., °C	$M \times 10^6$	Intervalo de temp., °C	$\alpha \times 10^6$	$\beta \times 10^6$
Acero, 36.4Ni			20, 260	0.031	260, 500	0.144	
			20, 340	0.055	340, 500	0.136	
Aluminio	20	0.224	100	0.235	0, 500	0.22	0.009
Aluminio	300	0.284	500	0.311			
Antimonio	20	0.136 ∥	20	0.080 ⊥			
Arsénico	20	0.05					
Bismuto	20	0.014 ∥	20	0.103 ⊥			
Cadmio	0	0.54 ∥	−180, −140	0.59 ∥	20, 100	0.526 ∥	
Cadmio	0	0.20 ⊥	−180, −140	0.117 ⊥	20, 100	0.214 ⊥	
Carbono, diamante	50	0.012					
grafito	50	0.06					
Cinc	20 ‡	0.643 ∥	−140, −100	0.656 ∥	+0, 400	0.354	0.010
	20 ‡	0.125 ⊥	+20, 100	0.639 ∥			
	20	0.358	+20, 100	0.141 ⊥			
Cobalto	20	0.123	....	.....	6, 121	0.121	0.0064
Cobre	20	0.162	100	0.166	0, 625	0.161	0.0040
Cobre	200	0.170	300	0.175			
Cromo	.....	.....	20, 100	0.068	20, 500	0.086	
Estaño	20	0.214	....	.....	8, 95	0.2033	0.0263
	20	0.305 ∥	20	0.154 ⊥			
Hierro, acero	20	0.114	....	.....	0, 750	0.1118	0.0053
blando o dulce	40	0.1210	0, 100	0.11			
forjado o pudelado	20	0.119	....	.....	0, 750	0.1170	0.0053
fundición	20	0.118	....	.....	0, 750	0.1158	0.0053
Indio	40	0.417					
Iridio	20	0.065	....	.....	0, 80	0.0636	0.0032
Iridio	.....	.....	....	.....	1070, 1720	0.0679	0.0011
Magnesio	20	0.254	−100, +20	0.240	+20, 500	0.2480	0.0096
			20, 100	0.260			
Manganeso	20	0.233	0, 100	0.228			
			−190, 0	0.159	20, 300	0.216	0.0121
Molibdeno †	20	0.053	0, 100	0.052	−142, 19	0.0515	0.0057
			25, 100	0.049	19, +905	0.0501	0.0014
			25, 500	0.055			
Níquel	20	0.126	0, 100	0.130	−190, +20	0.1308	0.0166
					+20, +300	0.1236	0.0066
					500, 1000	0.1346	0.0033
Oro	20	0.140	17, 100	0.143	0, 520	0.142	0.0022
Oro	.....	.....	−191, 17	0.132			
Osmio	40	0.066					
Paladio	20	0.1173	....	.....	−190, +100	0.1152	0.00517
					0, 1000	0.1167	0.0022
Plata	20	0.1846	0, 100	0.197	0, 875	0.1827	0.00479
	20	0.195	....	.....	20, 500	0.1939	0.00295
Platino	20	0.0887	....	.....	−190, −100	0.0875	0.00314
	20	0.0893	....	.....	0, +80	0.0890	0.00121
					0, 1000	0.0887	0.00132

* *Smithsonian Tables*. Si se desean tabulaciones más completas, véase *Smithsonian Physical Tables*, 9a ed., 1954, *Handbook of Chemistry and Physics*, 40a. ed., págs. 2 239-2 245. Chemical Rubber Publishing Co.; Goldsmith y Waterman, WADC-TR-58-476, 1959; Johnson (dir.), WADD-TR-60-56, 1960, etc.

TABLA 3-145 Dilatación lineal de los elementos sólidos (*Conclusión*)

Elemento	Temp., °C	$C \times 10^4$	Intervalo de temp., °C	$M \times 10^4$	Intervalo de temp., °C	$\alpha \times 10^4$	$\beta \times 10^4$
Plomo (99.9)	.....	.....	20, 100	0.291	100, 240	0.269	0.011
	100	0.291	20, 200	0.300			
	280	0.343					
Potasio	.....	.....	0, 50	0.83			
Rodio	40	0.0850	6, 21	0.0876	—75, —112	0.0746	
Rutenio	40	0.0963					
Selenio	0	0.439	0, 100	0.660			
Silicio	40	0.0763	—3, +18	0.0249	—75, —67	0.0182	
Sodio	.....	.....	—190, —17	0.622	0, 50	0.72	
Talio	40	0.302					
Tantalio †	20	0.065	—78, 0	0.059	20, 400	0.0646	0.0009
			0, 100	0.0655			
Telurio	20	0.016 ‖	20	0.272 ⊥			
Tungsteno †	27	0.0444	0, 100	0.045	—105, +502	0.0428	0.00058
Yodo	.....	.....	—190, 17	0.0837			

† Molibdeno, 300 °C a 2 500 °C: $l_t = l_{300}[1 + 5.00 \times 10^{-4}(t - 300) + 10.5 \times 10^{-10}(t - 300)^2]$
Tantalio, 300 °C a 2 800 °C: $l_t = l_{300}[1 + 6.60 \times 10^{-4}(t - 300) + 5.2 \times 10^{-10}(t - 300)^2]$
Tungsteno, 300 °C a 2 700 °C: $l_t = l_{300}[1 + 4.44 \times 10^{-4}(t - 300) + 4.5 \times 10^{-10}(t - 300)^2]$
Berilio, 20 °C a 100 °C: 12.3×10^{-6} por °C.
Nobelio, 0 °C a 100 °C: 7.2×10^{-6} por °C.
Tantalio, 20 °C a 100 °C: 6.6×10^{-6} por °C.

‡ Se han corregido dos errores en los datos de cinc. Los nuevos valores se tomaron de Grüneisen y Goens, *Z. Physik.*, **29**, 141 (1924).

TABLA 3-146 Dilatación lineal de diversas sustancias*

El coeficiente de expansión o dilatación cúbica puede tomarse igual a tres veces el de dilatación lineal. t es la temperatura o el intervalo de temperaturas, C el coeficiente de dilatación.

Sustancia	t, °C	$C \times 10^4$	Sustancia	t, °C	$C \times 10^4$
Acero, 0.14 C, 34.5 Ni	25-100	0.037			
	25-600	0.136	Normal a la fibra:		
Ámbar	0-30	0.50	Arce	2.34	0.484
	0-09	0.61	Caoba	2.34	0.404
Baquelita, blanqueada	20-60	0.22	Castaño	2.34	0.325
Bronce:			Haya	2.34	0.614
3 Cu + 1 Sn	16.6-100	0.1844	Nogal	2.34	0.484
3 Cu + 1 Sn	16.6-350	0.2116	Olmo	2.34	0.443
3 Cu + 1 Sn	16.6-957	0.1737	Pino	2.34	0.341
86.3 Cu + 9.7 Sn + 4 Zn	40	0.1782	Roble	2.34	0.544
97.6 Cu + 2.2 Sn + 0.2 P { duro	0-80	0.1713	Magnalio	12-39	0.238
97.6 Cu + 2.2 Sn + 0.2 P { blando	0-80	0.1708	Manganina	.....	0.181
Caliza	25-100	0.09	Mármol	15-100	0.117
Caucho	.....	0.657 a 0.686	Metal especular	0-100	0.1933
Caucho	16.7-25.3	0.770	para tipos	16.6-254	0.1952
hule duro	0	0.691	Monel	25-100	0.14
hule duro	—160	0.300		25-600	0.16
Celuloide	20-70	1.00	Oro-cobre, 2 Au + 1 Cu	0-100	0.1552
Cera blanca	10-26	2.300	Oro-platino, 2 Au + 1 Pt	0-100	0.1523
blanca	26-31	3.120	Parafina	0-16	1.0662
blanca	31-43	4.860	Parafina	16-38	1.3030
blanca	43-57	15.227	Parafina	38-49	4.7707
Constantán	4-29	0.1523	Plata alemana	0-100	0.1836
Cuarzo:			Platino-iridio, 10 Pt + 1 Ir	40	0.0884
Paralela al eje	0-80	0.0797	Platino-plata, 1 Pt + 2 Ag	0-100	0.1523
Paralela al eje	-190 a +16	0.0521	Plomo-estaño (soldadura)		
Perpendicular al eje	0-80	0.1337	2Pb + 1Sn	0-100	0.2508
Vidrio	—190 a +16	0.0026	Porcelana	20-790	0.0413
Vidrio	16 a 500	0.0057	Bayeux	1 000-1 400	0.0553
Vidrio	160 a 1 000	0.0058	de Wedgwood	0-100	0.0890
Duraluminio, 94 Al	20-100	0.23	Sal gema	40	0.4040
	20-300	0.25	Topacio:		
Ebonita	25.3-35.4	0.842	Paralela al eje horizontal mayor	0-100	0.0836
Espato flúor CaF:	0-100	0.1950	Paralela al eje horizontal menor	0-100	0.0832
Espato de Islandia:			Paralela al eje vertical	0-100	0.0472
Paralela al eje	0-80	0.2631	Turmalina:		
Perpendicular al eje	0-80	0.0544	Paralela al eje horizontal	0-100	0.0773
Gutapercha	20	1.983	Paralela al eje longitudinal	0-100	0.0937
Hielo	—20 a — 1	0.51	Vidrio:		
Latón:			Cilindrado	0-100	0.0891
Alambre	0-100	0.1930	Crown (medio)	0-100	0.0897
Alambre	0-100	0.1783 a 0.193	Crown (medio)	50-60	0.0954
Fundido	0-100	0.1875	Flint	50-60	0.0788
71.5 Cu + 27.7 Zn + 0.3 Sn + 0.5 Pb	40	0.1859	Termómetro Jena 59^{III}	−191 a +16	0.424
71 Cu + 29 Zn	0-100	0.1906	Termómetro Jena 16^{III} normal	0-100	0.081
Madera:			Termómetro Jena 59^{III}	0-100	0.058
Paralela a la fibra:			Tubo	0-100	0.0833
Arce	2.34	0.0638	Tubo	0-100	0.0828
Caoba	2.34	0.0361	Vulcanita	0-18	0.6360
Castaño	2.34	0.0649			
Fresno	0-100	0.0951			
Haya	2.34	0.0257			
Nogal	2.34	0.0658			
Olmo	2.34	0.0565			
Pino	2.34	0.0541			
Roble	2.34	0.0492			

* *Smithsonian Tables*. Si se desea una tabulación más completa, véanse las tablas 143, 144, de *Smithsonian Physical Tables*, 9a ed., 1954, reimpresas también en *American Institute of Physics Handbook*, McGraw-Hill, Nueva York, 1957; *Handbook of Chemistry and Physics*, 40 ed., págs 2 239-2 245, Chemical Rubber Publishing Co. Si se desean datos sobre varios sólidos, de antes de 1926, véase, de Grüneisen, *Handbuch der Physik*, vol. 10, págs. 1-52, 1926, traducción disponible como N.A.S.A. RE 2-18-59W, 1959 (al inglés). Para ocho sólidos plásticos por debajo de 300 °K, véase, de Scott, *Cryogenic Engineering*, pág. 331, Van Nostrand, Princeton, N.J., 1959. Para 11 otros materiales a 300 °K, véase, de Scott, *loc. cit.*, pág. 333. Sobre el cuarzo y el silicio, véase, de Cook, *Brit. J. Appl. Phys.*, 7, 285 (1956).

TABLA 3-147 Dilatación cúbica de líquidos*

Si V_0 es el volumen a 0°, la fórmula de dilatación es entonces $V_t = V_0(1 + \alpha t + \beta t^2 + \gamma t^3)$. En la tabla se dan los valores de α, β y γ y también de C, coeficiente verdadero de dilatación cúbica a 20° para algunos líquidos y soluciones. Δt es el intervalo de temperaturas en la observación. Los valores para el coeficiente de la dilatación cúbica de líquidos se pueden obtener de las tablas de volumen específico, para el líquido saturado, en función de la temperatura, que aparecen posteriormente en esta sección.

Líquido	Intervalo	$\alpha \times 10^3$	$\beta \times 10^6$	$\gamma \times 10^8$	$C \times 10^4$ a 20°
Aceite de oliva		0.6821	1.1405	− 0.539	0.721
Acetona	0–54	1.3240	3.8090	− 0.87983	1.487
Ácido acético	16–107	1.0630	0.12636	1.0676	1.071
Ácido clorhídrico, solución al 33.2%	0–33	0.4460	0.215		0.455
Ácido sulfúrico					
Solución al 10.9%	0–30	0.2835	2.580		0.387
100.0%	0–30	0.5758	−0.432		0.558
Agua	0–33	−0.06427	8.5053	− 6.7900	0.207
Alcohol					
Amílico	−15–80	0.9001	0.6573	1.18458	0.902
Etílico, 30% en volumen	18–39	0.2928	10.790	−11.87	
Etílico, 50% en volumen	0–39	0.7450	1.85	0.730	
Etílico, 99.3% en volumen	27–46	1.012	2.20		1.12
Etílico, 500 atm de presión	0–40	0.866			
Etílico, 3 000 atm de presión	0–40	0.524			
Metílico	0–61	1.1342	1.3635	0.8741	1.199
Benceno	11–81	1.17626	1.27776	0.80648	1.237
Bromo	0–59	1.06218	1.82714	− 0.30854	1.132
Cloroformo	0–63	1.10715	4.66473	− 1.74328	1.273
Cloruro de calcio					
Solución al 5.8%	18–25	0.07878	4.2742		0.250
Solución al 40.9%	17–24	0.42383	0.8571		0.458
Cloruro de potasio solución al 24.3%	16–25	0.2695	2.080		0.353
Cloruro de sodio, solución al 20.6%	0–29	0.3640	1.237		0.414
Disulfuro de carbono	−34–60	1.13980	1.37065	1.91225	1.218
500 atm de presión	0–50	0.940			
3 000 atm de presión	0–50	0.581			
Éter	−15–38	1.51324	2.35918	4.00512	1.656
Fenol	36–157	0.8340	0.10732	0.4446	1.090
Glicerina		0.4853	0.4895		0.505
Mercurio	0–100	0.18182	0.0078		0.18186
Pentano	0–33	1.4646	3.09319	1.6084	1.608
Petróleo, densidad de 0.8467	24–120	0.8994	1.396		0.955
Sulfato de sodio, solución al 24%	11–40	0.3599	1.258		0.410
Tetracloruro de carbono	0–76	1.18384	0.89881	1.35135	1.236
Trementina	− 9–106	0.9003	1.9595	− 0.44998	0.973

* *Smithsonian Tables*, Tabla 269. Si se desea un examen detallado de los datos sobre el mercurio, véase, de Cook, *Brit. J. Appl. Phys.*, 7, 285 (1956). Pueden verse datos para el nitrógeno y el argón en la obra de Johnson (dir.), WADD-TR-60-56, 1960.

Bromoformo[1] 7.7 − 50 °C
$V_t = 0.34204[1 + 0.00090411(t - 7.7) + 0.0000006766(t - 7.7)^3]$
0.34204 es el volumen específico de bromoformo a 7.7 °C
Glicerina[2] −62 a 0 °C
$V_t = V_0(1 + 4.83 \times 10^{-4}t - 0.49 \times 10^{-6}t^2)$
0 − 80°C
$V_t = V_0(1 + 4.83 \times 10^{-4}t + 0.49 \times 10^{-6}t^2)$
Mercurio[3] 0 − 300 °C
$V_t = V_0[1 + 10^{-6}(18153.8t + 0.7548t^2 + 0.001533t^3 + 0.00000536t^4)]$

[1] Sherman y Sherman, *J. Am. Chem. Soc.*, **50**, 1119 (1928) (Se corrigió un error evidente en su ecuación.)
[2] Samsoen, *Ann. Phys.*, (10) **9**, 91 (1928).
[3] Harlow, *Phil. Mag.*, (7) 7, 674 (1929).

TABLA 3-148 Dilatación cúbica de sólidos*

Si v_2 y v_1 son los volúmenes en t_2 y t_1, respectivamente, $v_2 = v_1(1 + C\,\Delta t)$, en donde C es el coeficiente de expansión cúbica y Δt es el intervalo de temperatura. Cuando sólo se da una temperatura, C representa el coeficiente real de expansión cúbica a esa temperatura.

Sustancia	t o Δt	$C \times 10^4$
Ácido esteárico	33.8–45.4	8.1
Antimonio	0–100	0.3167
Azufre, natural	13.2–50.3	2.23
Berilio	0–100	0.0105
Bismuto	0–100	0.3948
Caucho	20	4.87
Cinc†	0–100	0.8928
Cobre†	0–100	0.4998
Cuarzo	0–100	0.3840
Diamante	40	0.0354
Esmeralda	40	0.0168
Estaño	0–100	0.6889
Galena	0–100	0.558
Hielo	−20 a −1	1.1250
Hierro	0–100	0.3550
Oro	0–100	0.4411
Parafina	20	5.88
Plata	0–100	0.5831
Platino	0–100	0.265
Plomo†	0–100	0.8399
Porcelana, Berlín	20	0.0814
cloruro	0–100	1.094
nitrato	0–100	1.967
sulfato	20	1.0754
Sal gema	50–60	1.2120
Sodio	20	2.13
Vidrio, tubo común	0–100	0.276
duro	0–100	0.214
Jena, borosilicato 59 III	20–100	0.156
sílice pura	0–80	0.0129

* *Smithsonian Tables*, tabla 268.
† Véanse los datos adicionales que siguen:

Aluminio[1] 100 − 530°C
$V = V_0(1 + 2.16 \times 10^{-4}t + 0.95 \times 10^{-6}t^2)$
Azúcar (de caña, amorfa)[2] 0 − 67 °C
$V_t = V_0(1 + 2.34 \times 10^{-4}t + 0.14 \times 10^{-6}t^2)$
67 − 160°C,
$V_t = V_{67}[1 + 5.02 \times 10^{-4}(t - 67) + 0.43 \times 10^{-6}(t - 67)^2]$
Cadmio[1] 130 − 270°C
$V = V_0(1 + 8.04 \times 10^{-4}t + 5.9 \times 10^{-6}t^2)$
Cinc 120 − 360 °C.
$V_t = V_0(1 + 8.50 \times 10^{-4}t + 3.9 \times 10^{-6}t^2)$
Cobre[1] 110 − 300°C
$V = V_0(1 + 1.62 \times 10^{-4}t + 0.20 \times 10^{-6}t^2)$
Colofonia[2] 0 − 34°C
$V = V_0(1 + 2.21 \times 10^{-4}t + 0.31 \times 10^{-6}t^2)$
34 − 150°C
$V = V_{34}[1 + 7.40 \times 10^{-4}(t - 34) + 5.91 \times 10^{-6}(t - 34)^2]$
Laca[2] 0 − 46°C
$V = V_0(1 + 2.73 \times 10^{-4}t + 0.39 \times 10^{-6}t^2)$
46 − 100°C
$V = V_{46}[1 + 13.10 \times 10^{-4}(t - 46) + 0.62 \times 10^{-6}(t - 46)^2]$
Plomo[1] 100 − 280°C
$V = V_0(1 + 1.60 \times 10^{-4}t + 3.2 \times 10^{-6}t^2)$
Sílice (vítrea)[3] 0 − 300°C
$V_t = V_0[1 + 10^{-6}(93.6t + 0.7776t^2 - 0.003315t^3 + 0.000005244t^4)$

[1] Uffelmann, *Phil. Mag.*, (7) **10**, 633 (1930)
[2] Samsoen, *Ann. phys.*, (10) **9**, 83 (1928).
[3] Harlow, *Phil. Mag.*, (7) 7, 674 (1929).

CONVERSIÓ

Para esta subsecc
des:

Para convertir e
grados por atmósf
se por 1.8.

$°F = {}^9/_5\,°C + 32$

CONVERSIÓN DE UNIDADES

Para esta subsección se aplican las siguientes conversiones de unidades:

Para convertir el coeficiente de Joule-Thomson, μ, en grados centígrados por atmósfera a grados Fahrenheit por atmósfera, multiplíquese por 1.8.

$°F = {}^{9}/_{5}\,°C + 32$; $°K = {}^{9}/_{5}\,°K$.

Para convertir bars a libras fuerza por pulgada cuadrada, multiplíquese por 14.504; para convertir bars a kilopascals, multiplíquese por 1×10^{2}.

REFERENCIAS ADICIONALES

TABLA 3-149 Referencias disponibles para el coeficiente de Joule-Thomson

Gas	Intervalo de presiones, atm				Intervalo de temperaturas, °C			No clasificados
	0–10	10–50	50–200	>200	<0	0–300	>300	
Aire	12, 15, 16 19, 35	12, 15, 19 35	15, 19, 35	....	19, 35	12, 15, 16 19, 35	.....	3, 4, 18
Amoniaco	28	.....	.....	....	.....	28	.....	2, 3
Argón	39	39	39	....	39	39		
Benceno	31	31	31	....	.....	31	31	
Butano	26	26	.....	....	.....	26		
Dióxido de carbono	7, 8, 28 37	7, 8, 37	7, 8, 37	....	7, 8, 37	7, 8, 9, 10 37		
Deuterio	.....	22, 24, 25 1*	1,* 22, 24 25	....	1,* 22, 24, 25			
Dowtherm A	46	46	.....	....	.....	46	46	
Etano	45	45	.....	....	.....	45		
Etileno	.....	.....	.....	....	.....	9, 10		
Gas natural	.....	.....	33	33	33	33		
Helio	1, 38	1, 38	38	....	1, 38	38	.....	48
Hidrógeno	24, 30	22, 24, 25 30	24, 30	....	22, 24, 25 30	24		
Metano	.....	6	6	....	.....	6		
Mezclas	.....	.....	.....	....	.....	9, 11		
Monóxido de carbono	17	17	.....	....	17	17		
Nitrógeno	13, 28, 40	13, 40	13, 40	13	13, 40	9, 10, 13 28, 40	13	19
Oxido nitroso	.....	.....	.....	....	.....	9, 10		
Pentano	26, 34, 44	34	34	....	.....	26, 34, 44		
Propano	41	43	.....	....	.....	43		
Vapor	28, 29, 42	29, 42, 47	42, 47	....	.....	28, 29, 42 45	29, 42, 47	29, 47

* Véase también 14 (diagrama generalizado); 18 (revisión, para 1919); 20-22; 23 (revisión, para 1948); 27 (revisión, para 1905); 32, 36, 41, 50.

Bibliografía: 1. Baerh, *Elektrochem.*, **60**, 515 (1956). 2. Beattie, *J. Math. Phys.*, **9**, 11 (1930). 3. Beattie, *Phys. Rev.*, **35**, 643 (1930). 4. Breadley y Hale, *Phys. Rev.*, **29**, 258 (1909). 5. Brown y Dean, *Bur. Standard J. Research*, **60**, 161 (1958). 6. Budenholzer, Sage, *et al.*, *Ind. Eng. Chem.*, **29**, 658 (1937). 7. Burnett, *Phys. Rev.*, **22**, 590 (1923). 8. Burnett, *Univ. Wisconsin Bull.* 9 (No. 6), 1926. 9. Charnley, Ph. D. Thesis, University of Manchester, 1952. 10. Charnley, Isles, *et al.*, *Proc. Roy. Soc.* (Londres), **A217**, 133 (1953). 11. Charnley, Rowlinson, *et al.*, *Proc. Roy. Soc.* (Londres), **A230**, 354 (1955). 12. Dalton, *Commun. Phys. Lab. Univ. Leiden*, No. 109c. 1909 13. Deming y Deming, *Phys. Rev.*, **48**, 448 (1935). 14. Edmister, *Petrol. Refiner*, **28**, 128 (1949). 15. Eucken, Clusius, et al., *Z. Tech. Physik.*, **13**, 267 (1932). 16. Eumorfopoulos y Rai, *Phil. Mag.*, **7**, 961 (1926). 17. Huang, Lin, *et. al.*, *Z. Physik.*, **100**, 594 (1936), 18. Hoxton, *Phys. Rev.*, **13**, 438 (1919). 19. Ishkin y Kaganev, *J. Tech. Phys. U.S.S.R.*, **26**, 2323 (1956). 20. Isles, Ph. D. Thesis, Leeds University. 21. Jenkin y Pye, *Phil. Trans. Roy. Soc.* (Londres); **A213**, 67 (1914); **A215**, 353 (1915). 22. Johnston, *J. Am. Chem. Soc.*, **68**, 2362 (1946). 23. Johnston, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.* **70**, 651 (1948). 24. Johnston, Bezman, *et al.*, *J. Am. Chem. Soc.*, **68**, 2367 (1946). 25. Johnston, Swanson, *et. al. J. Am. Chem. Soc.*, **68**, 2373 (1946). 26. Kennedy, Sage, *et al.*, *Ind. Eng. Chem.*, **28**, 718 (1936). 27. Kester, *Phys. Rev.*, **21**, 260 (1905). 28 Keyes y Collins, *Proc. Nat. Acad. Sci.*, **18**, 328 (1932). 29. Kleinschmidt, *Mech. Eng.*, **45**, 165 (1923); **48**, 155 (1926). 30. Koeppe, *Kältetechnik*, **8**, 275 (1956). 31. Lindsay y Brown, *Ind. Eng. Chem.*, **27**, 817 (1935). 32. Noell. Dissertation, Munich, 1914. *Forschungsdienst*, 184. p. 1, 1916. 33. Palienko. *Trudy. Inst. Ispol zovan Gaza. Akad, Nauk, Ukr.*, SSR, No. 4, p. 87, 1956. 34. Pattee y Brown, *Ind. Eng. Chem.*, **26**, 511 (1934). 35. Roebuck, *Proc. Am. Acad. Arts Sci.*, **60**, 537 (1925); **64**, 287 (1930). 36. Ver parte 49 de Roebuck. 37. Roebuck y Murrell, *Phys. Rev.*, **55**, 240 (1939). 38. Roebuck y Osterberg, *Phys. Rev.*, **37**, 110 (1931); **43**, 60 (1933). 39. Rocbuck y Osterberg, *Phys. Rev.*, **46**, 785 (1934). 40. Roebuck y Osterberg, *Phys. Rev.*, **48**, 450 (1935). 41. Roebuck, Murrell, *et. al.*, *J. Am. Chem. Soc.*, **64**, 400 (1942). 42. Sage, datos no publicados, California Institute of Technology, 1959. 43. Sage y Lacy, *Ind. Eng. Chem.*, **27**, 1484 (1934). 44. Sage, Kennedy, *et al.*, *Ind. Eng. Chem.*, **28**, 601 (1936). 45. Sage, Webster, *et al.*, *Ind. Eng. Chem.*, **29**, 658 (1937). 46. Ullock, Gaffert, *et. al.*, *Trans. Am. Inst. Chem. Engs.*, **32**, 73 (1936). 47. Yang, *Ind. Eng. Chem.*, **45**, 786 (1953). 48. Zelmanov, *J. Phys. U.S.S.R.*, **3**, 43 (1940). 49. Roebuck datos recalculados. 50. Michels, *et al.*, publicaciones van der Waals laboratory, Gunn Cheuh y Prausnitz, *Cryogenics*, **6**, 324 (1966) revisa ecuaciones relativas a la inversión de temperaturas y presiones. También analizó Miller la capacidad de varias ecuaciones de estado para relacionar esos valores, en *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, **9**, 585 (1970); Juris y Wenzel, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **18**, 684 (1972). La revisión más detallada es, quizá, la de Hendricks, Peller y Baron, N.A.S.A. Tech. Note D 6807, 1972.

TABLA 3-150 Configuración aproximada de la curva de inversión en coordenadas reducidas ($T_r = T/T_{cl}$ $P_r = P/P_c$)*

P_r	0	0.5	1	1.5	2	2.5	3	4
T_{rL}	0.782	0.800	0.818	0.838	0.859	0.880	0.903	0.953
T_{rU}	4.984	4.916	4.847	4.777	4.706	4.633	4.550	4.401
P_r	5	6	7	8	9	10	11	11.79
T_{rL}	1.1	1.08	1.16	1.25	1.35	1.50	1.73	2.24
T_{rU}	4.23	4.06	3.88	3.68	3.45	3.18	2.86	2.24

* Calculada con base en la mejor ecuación de tres constantes recomendada por Miller *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **9**, 585 (1970). T_{rL} se refiere a la curva inferior y T_{rU} a la curva superior.

TABLA 3-151*a* Datos de Joule-Thomson para el aire*

P, atm.	Temp., °C												
	−150	−100	−75	−50	−25	0	25	50	75	100	150	200	250
1	.....	0.3895	0.4795	0.3910	0.3225	0.2745	0.2320	0.1956	0.1614	0.1355	0.0961	0.0645	0.0409
20	.....	.5700	.4555	.3690	.3010	.2580	.2173	.1830	.1508	.1258	.0883	.0580	.0356
60	0.0450	.4820	.3855	.3195	.2610	.2200	.1852	.1571	.1293	.1062	.0732	.0453	.0254
100	.0185	.2775	.2880	.2505	.2130	.1820	.1548	.1310	.1087	.0884	.0600	.0343	.0165
140	− .0070	.1360	.1855	.1825	.1650	.1450	.1249	.1070	.0889	.0726	.0482	.0250	.0092
180	− .0255	.0655	.1136	.1270	.1240	.1100	.0959	.0829	.0707	.0580	.0376	.0174	.0027
200	− .0330	.0440	.0855	.1065	.1090	.0950							

* Libre de agua y CO_2. Tomado de la Tabla 261, *Smithsonian Physical Tables*, 9a. ed. rev., Washington, D.C., 1954. Estos datos se corrigieron a partir de ediciones anteriores. μ en °C/atm.

TABLA 3-151*b* Configuración aproximada de la curva de inversión para aire

P, bar	0	25	50	75	100	125	150	175	200	225
T_L, K	(112)*	114	117	120	124	128	132	137	143	149
T_U, K	653	641	629	617	606	594	582	568	555	541
P, bar	250	275	300	325	350	375	400	425	432	
T_L, K	156	164	173	184	197	212	230	265	300	
T_U, K	526	509	491	470	445	417	386	345	300	

* Límite hipotético de baja presión.

TABLA 3-152*a* Datos de Joule-Thomson para el argón*

Temp., °C	Presión, atm						
	1	20	60	100	140	180	200
−150	1.812	.....	−0.0025	−0.0277	−0.0403	−0.0595	−0.0640
−125	1.112	1.102	.1250	.0415	.0090	−.0100	−.0165
−100	0.8605	0.8485	.6900	.2820	.1137	.0560	.0395
−75	.7100	.6895	.5910	.4225	.2480	.1537	.1215
−50	.5960	.5720	.4963	.3970	.2840	.2037	.1860
−25	.5045	.4805	.4210	.3460	.2763	.2140	.1950
0	.4307	.4080	.3600	.3010	.2505	.2050	.1883
25	.3720	.3490	.3077	.2628	.2213	.1890	.1745
50	.3220	.3015	.2650	.2297	.1947	.1700	.1580
75	.2695	.2557	.2285	.1993	.1710	.1505	.1415
100	.2413	.2277	.1975	.1715	.1490	.1320	.1255
125	.2105	.1980	.1707	.1480	.1300	.1153	.1100
150	.1845	.1720	.1485	.1285	.1123	.0998	.0945
200	.1377	.1280	.1102	.0950	.0823	.0715	.0675
250	.0980	.0910	.0785	.0665	.0555	.0485	.0468
300	.0643	.0607	.0530	.0445	.0370	.0370	.0276

* Tomados de la tabla 263, *Smithsonian Physical Tables*, 9a. ed. rev. Washington, D.C., 1954. Estos datos se corrigieron a partir de una edición anterior. μ en °C/atm.

TABLA 3-152*b* Configuración aproximada de la curva de inversión para argón

P, bar	0	25	50	75	100	125	150	175	200	225
T_L, K	94	97	101	105	109	113	118	123	128	134
T_U, K	765	755	744	736	726	716	705	694	683	671
P, bar	250	275	300	325	350	375	400	425	450	475
T_L, K	141	148	158	170	183	201	222	248	288	375
T_U, K	657	643	627	610	591	569	544	515	478	375

TABL

T, K	
μ	
T, K	
μ	
T, K	
μ	

* Inte
están co
poco can

TABLA 3-155

Temp., °C	1	2
−150	1.2659	1.2
−125	0.8557	0.7
−100	.6490	.5
−75	.5033	.4
−50	.3968	.3
−25	.3224	.3
0	.2656	.2
25	.2217	.2
50	.1855	.1
75	.1555	.1
100	.1292	.1
125	.1070	.0
150	.0868	.0
200	.0558	.0
250	.0331	.0
300	.0140	.0

* Tomados de la
hington, D.C., 195
rior. μ en °C/atm.

TABLA 3-153*a* Datos de Joule-Thomson para el dióxido de carbono*

Temp., °C	Presión, atm							
	1	20	60	75	100	140	180	200
−75		−0.0200	−0.0200	−0.0232	−0.0228	−0.0240	−0.0250	−0.0290
−50	2.4130	−.0140	−.0150	−.0165	−.0160	−.0183	−.0228	−.0248
0	1.2900	1.4020	.0370	.0310	.0215	.0115	.0085	.0045
50	0.8950	.8950	.8800	.8225	.5570	.1720	.1025	.0930
100	.6490	.6375	.6080	.5920	.5405	.4320	.3000	.2555
125	.5600	.5450	.5160	.5068	.4750	.4130	.3230	.2915
150	.4890	.4695	.4430	.4380	.4155	.3760	.3102	.2910
200	.3770	.3575	.3400	.3325	.3150	.2890	.2600	.2455
250	.3075	.2885	.2625	.2565	.2420	.2235	.2045	.1975
300	.2650	.2425	.2080	.2002	.1872	.1700	.1540	.1505

* Tomados de la tabla 266, *Smithsonian Physical Tables*, 9a. ed. rev., Washington, D.C., 1954. Estos datos se corrigieron a partir de una edición anterior. μ en °C/atm.

TABLA 3-153*b* Configuración aproximada de la curva de inversión para dióxido de carbono*

P, bar	50	100	150	200	250	300	350	400	450
T_L, K	243	251	258	266	272	283	293	302	312
T_U, K	1290	1261	1233	1205	1175	1146	1111	1076	1045
P, bar	500	550	600	650	700	750	800	850	884
T_L, K	325	338	351	365	383	403	441	496	608
T_U, K	1015	983	950	914	878	840	796	739	608

* Interpolada con base en los datos de interpolación de Price, por Vukalovich y Altunin, *Ind. Eng. Chem.*, 47, 1691 (1955). T_l = temperatura inferior de inversión y T_U = temperatura superior de inversión.

TABLA 3-154 Datos Joule-Thomson para el helio*

T, K	160	180	200	220	240	260	280	300
μ	−0.0574	−0.0587	−0.0594	−0.0601	−0.0608	−0.0614	−0.0619	−0.0625
T, K	320	340	360	380	400	420	440	460
μ	−0.0629	−0.0634	−0.0637	−0.0640	−0.0643	−0.0645	0.0645	−0.0643
T, K	480	500	520	540	560	580	600	
μ	−0.0640	−0.0636	−0.0630	−0.0622	−0.0611	−0.0587	−0.0540	

* Interpolados y convertidos con base en los datos de la tabla 262, *Smithsonian Physical Tables*, 9th re. ed., Washington, 1954. Estos datos están corregidos respecto a los publicados anteriormente. μ está en °C/atm. Para valores inferiores a aproximadamente 200 atm ocurre muy poco cambio del coeficiente con relación a la presión.

TABLA 3-155 Datos de Joule-Thomson para el nitrógeno*

Temp., °C	Presión, atm.							
	1	20	33.5	60	100	140	180	200
−150	1.2659	1.1246	0.1704	0.0601	0.0202	−0.0056	−0.0211	−0.0284
−125	0.8557	0.7948	.7025	.4940	.1314	.0498	.0167	.0032
−100	.6490	.5958	.5494	.4506	.2754	.1373	.0765	.0587
−75	.5033	.4671	.4318	.3712	.2682	.1735	.1026	.0800
−50	.3968	.3734	.3467	.3059	.2332	.1676	.1120	.0906
−25	.3224	.3013	.2854	.2528	.2001	.1506	.1101	.0932
0	.2656	.2494	.2377	.2088	.1679	.1316	.1015	.0891
25	.2217	.2060	.1961	.1729	.1400	.1105	.0874	.0779
50	.1855	.1709	.1621	.1449	.1164	.0915	.0732	.0666
75	.1555	.1421	.1336	.1191	.0941	.0740	.0583	.0543
100	.1292	.1173	.1100	.0975	.0768	.0582	.0462	.0419
125	.1070	.0973	.0904	.0786	.0621	.0459	.0347	.0326
150	.0868	.0776	.0734	.0628	.0482	.0348	.0248	.0228
200	.0558	.0472	.0430	.0372	.0262	.0168	.0094	.0070
250	.0331	.0256	.0230	.0160	.0071	.0009	−.0037	−.0058
300	.0140	.0096	.0050	−.0013	−.0075	−.0129	−.0160	−.0171

* Tomados de la tabla 264, *Smithsonian Physical Tables*, 9a. ed. rev., Washington, D.C., 1954. Estos datos se corrigieron a partir de una publicación anterior. μ en °C/atm.

TABLA 3-156 Configuración aproximada de la curva de inversión para el deuterio

P, bar	0	25	50	75	100	125	150	175	194
T_L, K	(31)*	34	38	43	49	56	65	77	108
T_U, K	216	202	189	178	168	157	146	131	108

* Límite hipotético de baja presión.

TABLA 3-157 Configuración aproximada de la curva de inversión para el hidrógeno normal

P, bar	0	25	50	75	100	125	150	164
T_L, K	(28)*	32	38	44	52	61	73	92
T_U, K	202	193	183	171	157	141	119	92

* Límite hipotético de baja presión.

TABLA 3-158 Configuración aproximada de la curva de inversión para el metano

P, bar	25	50	75	100	125	150	175	200	225	250	275	300
T_L, K		161	166	172	176	182	189	195	202	209	217	225
P, bar	325	350	375	400	425	450	475	500	525	534		
T_L, K	234	243	254	265	277	292	309	331	365	400		
T_U, K							505	474	437	400		

TABLA 3-159 Configuración aproximada de la curva de inversión para el etano

P, bar	0	25	50	75	100	125	150	175	200	225
T_L, K		249	255	262	269	275	282	290	297	306
P, bar	250	275	300	325	350	375	400	425	450	475
T_L, K	315	325	335	345	357	370	383	398	415	432
P, bar	500	525	550	575	600					
T_L, K	453	477	505	545	626					

TABLA 3-160 Configuración aproximada de la curva de inversión para el propano

P, bar	0	25	50	75	100	125	150	175	200	225	250	275
T_L, K	(296)*	303	311	318	327	336	345	355	365	374	389	403
P, bar	300	325	350	375	400	425	450	475	500	525	541	
T_L, K	418	435	452	473	495	521	551	586	628	686	780	

* Límite hipotético de baja presión.

REFERENCIA

Otros datos y técni
en Gates y Thodos
y von Tippelskirc

TABLA 3-161

Si se desean valo

Nombre

Acetaldehído . . .
Acético, ácido . .
anhídrido . . .
Acetileno . . . .
Acetona . . . . .
Acetonitrilo . . .
Agua . . . . . .
Aire . . . . . .
Alileno . . . . .
Alílico, alcohol .
Aliloetílico, éter .
Alilo etilo, sulfuro
Amílico (*t*–), alcoh
Amoniaco . . . .
Anilina . . . . .
Anisol . . . . . .
Argón . . . . . .
Arsénico . . . . .
Azufre . . . . . .
dióxido . . . .
trióxido . . . .

Benceno . . . . .
Benzonitrilo . . .
Borotri bromuro .
Bromo . . . . .
Bromobenceno .
Butadieno-1,3 . .
Butano (*n*–) . . .
Butilo, acetato (*n*–
butílico (*n*–), alc
alcohol (*s*–) . .
alcohol (*t*–) . .
Butírico (*n*–), ácid
Butironitrilo . . .

Capronitrilo . . .
Carbono, dióxido
disulfuro . . .
monóxido . . .
oxisulfuro . .
tetracloruro . .
Cianógeno . . .
Ciclohexano . .
Cloro . . . . . .
Clorobenceno . .
Cloroformo . . .
Cresol (*o*–) . . .
(*m*–) . . . . . .
(*p*–) . . . . . .
Criptón . . . . .

Deuterio . . . . .
Diclorodifluorom
Dietilamina . . .
Di-isobutilo . . .

Diisopropilo . . .
Dimetilamina . .
Dimetilanilina .
toluidina (*o*–) .
Dipropilamina .

Estánnico, tetracl
Etano . . . . . .
Etilalílico, éter .
Etilamina . . . .
Etileno . . . . .
cloruro . . . .
óxido . . . . .
Etílico, alcohol .
Etílico, éter . . .
Etílico mercaptán
Etilmetílico, éter
Etilmetilo, sulfuro
Etilo, acetato . .
Etilo, bromuro .
butirato . . . .

NOTA: $°F = {}^{9}/_{5}\,°C$

REFERENCIAS ADICIONALES

Otros datos y técnicas de estimación para los elementos se encuentran en Gates y Thodos, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, 6, 50-54 (1960) y en Ohse y von Tippelskirck, *High Temperatures-High Presures*, **9**, 367 385 (1977). Para sustancias inorgánicas véase Mathews, *Chem. Rev.*, **72**, 71-100 (1972), para sustancias orgánicas véase Kudchaker, Alani y Zwolinski, *Chem. Rev.*, **68**, 659-735 (1968) y para fluorocarbonos véase *Advances in Fluorine Chemistry*, app. B. Butterworth, Washington, 1963, pp. 173-175.

TABLA 3-161 Constantes críticas de elementos y compuestos orgánicos e inorgánicos

Si se desean valores adicionales de las temperaturas y las presiones críticas, véanse las tablas 3-6 y 3-9 sobre presiones de vapor por encima de 1 atm.

Nombre	Fórmula	t_c, °C	P_c, atm.	d_c, g./cc.	Nombre	Fórmula	t_c, °C	p_c, atm.	d_c, g./cc.
Acetaldehído	C_2H_4O	188.0			caprilato	$C_7H_{15}COOC_2H_5$	386.0		
Acético, ácido	$C_2H_4O_2$	321.6	57.2	0.351	cloroformiato	$ClCOOC_2H_5$	<235.0		
anhídrido	$C_4H_6O_3$	296.0	46.0		cloruro	C_2H_5Cl	187.2	52.0	0.33
Acetileno	C_2H_2	36.0	62.0	0.231	crotonato	$C_6H_{10}O_2$	326.0		
Acetona	C_3H_6O	235.0	47.0	0.268	disulfuro	$(C_2H_5)_2S_2$	369.0		
Acetonitrilo	C_2H_3N	274.7	47.7	0.240	Etiloformiato	$HCOOC_2H_5$	235.3	46.65	0.323
Agua	H_2O	374.15	218.4	0.323	isobutirato	$(CH_3)_2CHCOOC_2H_5$	280.0	30.0	0.276
Aire	.....	−140.7	37.2	0.35 (0.31)	isovaleriato	$C_7H_{14}O_2$	315.0		
Alileno	C_3H_4	128.0			Etilo nonilato	$C_{11}H_{22}O_2$	400.0		
Alílico, alcohol	C_3H_6O	272.0			propionato	$C_2H_5COOC_2H_5$	272.9	33.0	0.2965
Aliloetílico, éter	$C_5H_{10}O$	245			Etilo sulfuro	$(C_2H_5)_2S$	283.8	39.1	0.279
Alilo etilo, sulfuro	$C_5H_{10}S$	380			valeriato	$C_7H_{14}O_2$	297.0		
Amílico (*t*–), alcohol	$C_5H_{12}O$	272			Etilpropílico, éter	$C_2H_5C_3H_7O$	227.4	32.1	0.258
Amoniaco	NH_3	132.4	111.5	0.235					
Anilina	C_6H_7N	426	52.4		Fenetol	$C_6H_5OC_2H_5$	374.0	33.8	
Anisol	C_7H_8O	369	41.3		Fenol	C_6H_5OH	419.0	60.5	
Argón	Ar	−122	48.0	0.531	Flúor	F	−155.0	25.0	
Arsénico	As	803	342.0		Fluorobenceno	C_6H_5F	286.0	44.6	0.354
Azufre	S	1040			Fosfina	PH_3	51.0	64.0	0.30
dióxido	SO_2	157.2	77.7	0.52	Fosfonio, cloruro	PH_4Cl	49.0	49.0	0.226
trióxido	SO_3	218.3	83.6	0.630	Fosgeno	$COCl_2$	182.0	56.0	0.52
					Germanio, tetracloruro de	$GeCl_4$	277.0	38.0	
Benceno	C_6H_6	288.5	47.7	0.304					
Benzonitrilo	C_7H_5N	426.0	41.6		Helio	He	−267.9	2.26	0.0693
Borotri bomuro	BBr_3	300	...	0.90	Heptano (*n*–)	C_7H_{16}	266.8	260.8	0.234
Bromo	Br_2	311	102	0.848	Heptílico (*n*–), alcohol	$C_7H_{15}OH$	365.0		
Bromobenceno	C_6H_5Br	397	44.6	0.486	Hexano (*n*–)	C_6H_{14}	234.8	29.5	0.234
Butadieno-1,3	C_4H_6	152	42.7	0.245	Hidracina	N_2H_4	380.0	145.0	
Butano (*n*–)	C_4H_{10}	153	36.0		Hidrógeno	H_2	−239.9	12.8	0.0310
Butilo, acetato (*n*–)	$C_6H_{12}O_2$	306.0			bromuro	HBr	90.0	84.0	
butílico (*n*–), alcohol	$C_4H_{10}O$	287	48.4		cianuro	HCN	183.5	53.2	0.20
alcohol (*s*–)	$C_4H_{10}O$	265			cloruro	HCl	51.4	81.6	0.42
alcohol (*t*–)	$C_4H_{10}O$	235			fluoruro	HF	230.2		
Butírico (*n*–), ácido	$C_4H_8O_2$	355	...	0.302	seleniuro	H_2Se	138.0	88.0	
Butironitrilo	C_4H_7N	309	37.4		sulfuro	H_2S	100.4	88.9	2.86
					yoduro	HI	151.0	82.0	
Capronitrilo	$C_6H_{11}N$	349.0	32.2						
Carbono, dióxido	CO_2	31.1	73.0	0.460	Isoamílico, alcohol	$C_5H_{11}OH$	307.0		
disulfuro	CS_2	273.0	76.0	0.441	Isoamílico, mercaptán	$C_5H_{11}SH$	321.0		
monóxido	CO	−139.0	35.0	0.311	Isoamilo, acetato	$CH_3COOC_5H_{11}$	326.0	34.0	
oxisulfuro	COS	105.0	61.0		butirato	$C_3H_7COOC_5H_{11}$	346.0		
tetracloruro	CCl_4	283.1	45.0	0.558	formiato	$HCOOC_5H_{11}$	303.0		0.282
Cianógeno	$(CN)_2$	128.0	59.0		propionato	$C_2H_5COOC_5H_{11}$	338.0		
Ciclohexano	C_6H_{12}	281.0	40.4	0.270	sulfuro	$(C_5H_{11})_2S$	391.0		
Cloro	Cl_2	144.0	76.1	0.573					
Clorobenceno	C_6H_5Cl	359.0	44.6	0.365	Isobutano	C_4H_{10}	134.0	37.0	
Cloroformo	$CHCl_3$	263.0	...	0.516	Isobutílico, alcohol	$CH_3COOC_4H_9$	288.0	31.0	
Cresol (*o*–)	$CH_3.C_6H_4OH$	422.0	49.4		Isobutilo, acetato	$CH_3COOC_4H_9$	288.0	31.0	0.281
(*m*–)	$CH_3.C_6H_4OH$	432.0	45.0		butirato	$C_3H_7COOC_4H_9$	338.0		0.281
(*p*–)	$CH_3.C_6H_4OH$	426.0	50.8		formiato	$HCOOC_4H_9$	278.0	38.0	
Criptón	Kr	−63.8	54.3	1.10	isobutirato	$C_3H_7COOC_4H_9$	329.0		0.288
					isovaleriato	$C_9H_{18}O_2$	348.0		
Deuterio	D_2	−234.4	17.4		propionato	$C_7H_{14}O_2$	319.0	...	
Diclorodifluorometano	CCl_2F_2	111.5	39.56	0.555	Isobutírico, ácido	C_3H_7COOH	336.0	32.8	
Dietilamina	$(C_2H_5)_2NH$	223.5	36.2	0.246	Isopentano	C_5H_{12}	187.8	53.0	0.304
Di-isobutilo	$(CH_3)_2CH(CH_2)_2$ $CH(CH_3)_2$	277.0	24.5	0.237	Isopropílico, alcohol	C_3H_7OH	235.0		0.234
					Isovalérico, ácido	C_4H_9OH	361.0		
Diisopropilo	C_6H_{14}	227.4	30.6	0.241					
Dimetilamina	$(CH_3)_2NH$	164.6	51.7		Mercurio	Hg	>1550	>200	4-5
Dimetilanilina	$C_6H_5N(CH_3)_2$	415.0	35.8		Metano	CH_4	−82.5	45.8	0.162
toluidina (*o*–)	$C_9H_{11}N$	395.0	30.8		Metilal	$CH_2(OCH_3)_2$	224.0		
Dipropilamina	$(C_3H_7)_2NH$	277.0	31.0		Metilamina	CH_3NH_2	156.9	73.6	
					Metilanilina	$C_6H_5NHCH_3$	429.0	51.3	
					Metildietílico, éter	$C_5H_{12}O_2$	254.0		
Estánnico, tetracloruro	$SnCl_4$	318.7	37.0	0.742	Metiletílico, éter	$CH_3OC_2H_5$	164.7	43.4	0.270
Etano	C_2H_6	32.1	48.8	0.21	Metiletilo, sulfuro	$CH_3SC_2H_5$	260.0	42.0	
Etilalílico, éter	$C_2H_5OCH_2CHCH_2$	245.0			Metílico, alcohol	CH_3OH	240.0	78.7	0.272
Etilamina	$C_2H_5NH_2$	183.2	55.5		Metílico, éter	$(CH_3)_2O$	126.9	52.0	0.271
Etileno	C_2H_4	9.7	50.5	0.22	Metílico, mercaptán	CH_3SH	196.8	71.4	0.323
cloruro	$C_2H_4Cl_2$	290		0.45	Metilo acetato	CH_3COOCH_3	233.7	46.3	0.325
óxido	C_2H_4O	192.0			Metilo, butirato	$C_3H_7COOCH_3$	281.3	34.2	0.300
Etílico, alcohol	C_2H_5OH	243.1	63.1	0.2755	cloruro	CH_3Cl	143.1	65.8	0.37
Etílico, éter	$(C_2H_5)_2O$	194.6	35.5	0.2625	Metilo oxalato	$(CH_3O_2C)_2$	260.0	9.48	
Etílico mercaptán	C_2H_5SH	225.5	54.2	0.301	propionato	$C_2H_5COOCH_3$	257.4	39.3	0.312
Etilmetílico, éter	$CH_3C_2H_5O$	164.7	43.4	0.270	sulfuro	$(CH_3)_2S$	229.9	54.6	0.306
Etilmetilo, sulfuro	$C_2H_5CH_3S$	260.0	42.0		valeriato	$C_5H_{12}O_2$	294.0(d)	32.0	0.279
Etilo, acetato	$CH_3COOC_2H_5$	250.1	37.8	0.308	Metilo fluoruro	CH_3F	44.9	62.0	
Etilo, bromuro	C_2H_5Br	231.0	...	0.513	formiato	$HCOOCH_3$	214.0	59.15	0.349
butirato	$C_3H_7COOC_2H_5$	293.0	30.0	0.276	isobutirato	$C_3H_7COOCH_3$	267.55	33.7	0.301

NOTA: $°F = {}^9/_5\,°C + 32$. Para convertir gramos por centímetro cúbico a libras-masa por pie cúbico, multiplíquese por 62.43.

TABLA 3-161 Constantes críticas de elementos y compuestos orgánicos e inorgánicos — (*Conclusión*)

Nombre	Fórmula	t_c, °C	P_c, atm	d_c, g./cc.	Nombre	Fórmula	t_c, °C	P_c, atm	d_c, g./cc.
Neón	Ne	−228.7	25.9	0.484	Propilo, propionato	$C_2H_5COOC_3H_7$	305.0		
Nitón (Radón)	Nt (Rn)	+104.5	62.5		Propiónico, ácido	C_2H_5COOH	339.5	53.0	0.315
Nítrico, óxido	NO	−94.0	65.0	0.52	Propionitrilo	C_2H_5N	291.2	41.3	0.241
Nitrógeno	N_2	−147.1	33.5	0.3110	Quinolina	C_9H_7N	520.0		
tetróxido	N_2O_4	158.0	100	1.785					
Nitroso, óxido	N_2O	36.5	71.7	0.45	Radón	Rn	104.0	62.0	
Octano (*n*-)	C_8H_{18}	296.0	24.6	0.234	Silicio, tetrafluoruro	SiF_4	−1.5	50.0	
Octílico (*n*-), alcohol	$C_8H_{17}OH$	385.0			tetrahidruro	SiH_4	−3.5	48.0	
(*s*-)	$C_8H_{17}OH$	364.0			Sodio	Na	2546	343	
Oxígeno	O_2	−118.8	49.7	0.430	Timol	$CH_3C_6H_3(OH)C_3H_7$	425.0		
Paraldehído	$(C_2H_4O)_3$	290.0			Tiofeno	C_4H_4S	317.0	48.0	
Pentano (*n*-)	C_5H_{12}	197.2	33.0	0.232	Tolueno	$C_6H_5CH_3$	320.6	41.6	0.292
Piridina	C_5H_5N	344.0	60.0		Tolunitrilo	$CH_3C_6H_4CN$	450.0		
Propano (*n*-)	C_3H_8	96.8	96.8	0.220	Trietilamina	$(C_2H_5)_3N$	262.0	30.0	0.251
Propilamina	$C_3H_7NH_2$	223.8	46.3		Trimetilamina	$(CH_3)_3N$	161.0	41.0	
Propileno	C_3H_6	92.3	45.0	0.233	Tritio		−229.5	20.8	
Propiletílico, éter	$C_3H_7OC_2H_5$	227.4	32.1	0.258					
Propílico (*n*-), alcohol	C_3H_7OH	263.7	49.95	0.273	Valérico (n-), ácido	$C_4H_9O_2$	379.0		
Propilo, acetato	$CH_3COOC_3H_7$	276.2	32.9	0.296	Vapor	H_2O	374.0	217.7	0.4
Propilo, butirato	$C_3H_7COOC_3H_7$	327.0							
cloruro (*n*-)	C_3H_7Cl	230.0	45.2		Xenón	Xe	16.6	58.2	1.155
formiato	$HCOOC_3H_7$	264.85	40.1	0.309					
Propilo, isobutirato	$C_3H_7COOC_3H_7$	316.0			Yodo	I_2	553.0		
Propilo, isovaleriato	$C_8H_{16}O_2$	336.0			Yodobenceno	C_6H_5I	448.0	44.6	0.581

COMPRESIBILIDADES

INTRODUCCIÓN

Las gamas cada vez más amplias de presiones y temperaturas que tienen interés para la tecnología, para una cantidad creciente de sustancias, exigiría tablas adicionales en esta subsección, al igual que en la de Propiedades Termodinámicas; pero las restricciones de espacio lo impiden. Por ende, en esta revisión se intentó actualizar las tablas de compresibilidad de fluidos para sustancias escogidas y omitir las tablas para otros fluidos. Así, se aconseja a los lectores que busquen en la cuarta edición las tablas para diversos gases a 0°C, tales como acetileno, amoniaco, etano, etileno, mezclas de hidrógeno y nitrógeno y cloruro de metilo. Se les recuerda también a los lectores que las compresibilidades se pueden calcular a partir de las tablas de presión-volumen (o densidad) y temperatura, de la subsección sobre Propiedades Termodinámicas.

CONVERSIÓN DE UNIDADES

Para esta subsección, se aplican las siguientes conversiones de unidades: °R = 9/5 K.

Para convertir bars a libras fuerza por pulgada cuadrada, multiplíquese por 14.504

Para convertir bars a kilopascals, multiplíquese por 1×10^2.

TABLA 3-162 Factor de compresibilidad del aire*

Temp., K.	Presión, bar													
	1	5	10	20	40	60	80	100	150	200	250	300	400	500
75	0.0052	0.0260	0.0519	0.1036	0.2063	0.3082	0.4094	0.5099	0.7581	1.0025				
80		0.0250	0.0499	0.0995	0.1981	0.2958	0.3927	0.4887	0.7258	0.9588	1.1931	1.4139		
90	0.9784	0.0236	0.0471	0.0940	0.1866	0.2781	0.3686	0.4581	0.6779	0.8929	1.1098	1.3110	1.7161	2.1105
100	0.9797	0.8872	0.0453	0.0900	0.1782	0.2635	0.3198	0.4337	0.6386	0.8377	1.0395	1.2227	1.5937	1.9536
120	0.9880	0.9373	0.8660	0.6730	0.1778	0.2557	0.3371	0.4132	0.5964	0.7720	0.9530	1.1076	1.5091	1.7366
140	0.9927	0.9614	0.9205	0.8297	0.5856	0.3313	0.3737	0.4340	0.5909	0.7699	0.9114	1.0393	1.3202	1.5903
160	0.9951	0.9748	0.9489	0.8954	0.7803	0.6603	0.5696	0.5489	0.6340	0.7564	0.8840	1.0105	1.2585	1.4970
180	0.9967	0.9832	0.9660	0.9311	0.8625	0.7977	0.7432	0.7084	0.7180	0.7996	0.9000	1.0068	1.2232	1.4361
200	0.9978	0.9886	0.9767	0.9539	0.9100	0.8701	0.8374	0.8142	0.8061	0.8549	0.9311	1.0185	1.2054	1.3944
250	0.9992	0.9957	0.9911	0.9822	0.9671	0.9549	0.9463	0.9431	0.9450	0.9713	1.0152	1.0702	1.1990	1.3392
300	0.9999	0.9987	0.9974	0.9950	0.9917	0.9901	0.9903	0.9930	1.0074	1.0326	1.0669	1.1089	1.2073	1.3163
350	1.0000	1.0002	1.0004	1.0014	1.0038	1.0075	1.0121	1.0183	1.0377	1.0635	1.0947	1.1303	1.2116	1.3015
400	1.0002	1.0012	1.0025	1.0046	1.0100	1.0159	1.0229	1.0312	1.0533	1.0795	1.1087	1.1411	1.2117	1.2890
450	1.0003	1.0016	1.0034	1.0063	1.0133	1.0210	1.0287	1.0374	1.0614	1.0913	1.1183	1.1463	1.2090	1.2778
500	1.0003	1.0020	1.0034	1.0074	1.0151	1.0234	1.0323	1.0410	1.0650	1.0913	1.1183	1.1463	1.2051	1.2667
600	1.0004	1.0022	1.0039	1.0081	1.0164	1.0253	1.0340	1.0434	1.0678	1.0920	1.1172	1.1427	1.1947	1.2475
800	1.0004	1.0020	1.0038	1.0077	1.0157	1.0240	1.0321	1.0408	1.0621	1.0844	1.1061	1.1283	1.1720	1.2150
1000	1.0004	1.0018	1.0037	1.0068	1.0142	1.0215	1.0290	1.0365	1.0556	1.0744	1.0948	1.1131	1.1515	1.1889

* Datos calculados a partir de valores para la presión, el volumen (o la densidad) y la temperatura, de la obra de Vasserman, Kazavchinskii y Rabinovich. *Thermophysical Properties of Air and Air Components*, Moscú, Nauka, 1966 y NBS-NSF Trans. TT 70-50095, 1971; y de Vasserman y Rabinovich, *Thermophysical Properties of Liquid Air and Its Components*, Moscú, 1968, y NBS-NSF Trans. 69-55092, 1970.

TABLA 3-163 F

Temp. °K	1
70	0.0037
80	0.9593
90	0.9722
100	0.9798
120	0.9883
140	0.9927
160	0.9952
180	0.9967
200	0.9978
250	0.9992
300	0.9998
350	1.0001
400	1.0002
450	1.0003
500	1.0004
600	1.0004
800	1.0004
1000	1.0002

* Se calcula a par

TABLA 3-164

Temp. °K	1
75	0.00
80	0.00
90	0.00
100	0.97
120	0.98
140	0.99
160	0.99
180	0.99
200	0.99
250	0.99
300	0.99
350	0.99
400	1.00
450	1.00
500	1.00
600	1.00
800	1.00
1000	1.00

* Se calculó a p

P_c, atm	d_c, g./cc.
53.0	0.315
41.3	0.241
62.0	
50.0	
48.0	
343	
48.0	
41.6	0.292
30.0	0.251
41.0	
20.8	
217.7	0.4
58.2	1.155
44.6	0.581

sobre Propiedades

ersiones de unida-

uadrada, multiplí-

or 1×10^2.

400	500
1.7161	2.1105
1.5937	1.9536
1.5091	1.7366
1.3202	1.5903
1.2585	1.4970
1.2232	1.4361
1.2054	1.3944
1.1990	1.3392
1.2073	1.3163
1.2118	1.3015
1.2117	1.2890
1.2090	1.2778
1.2051	1.2667
1.1947	1.2475
1.1720	1.2150
1.1515	1.1889

Rabinovich.
rich,

TABLA 3-163 Factores de compresibilidad para el nitrógeno*

	Presión, bar											
Temp. °K	1	5	10	20	40	60	80	100	200	300	400	500
70	0.0057	0.0287	0.0573	0.1143	0.2277	0.3400	0.4516	0.5623	1.1044	1.6308	Solid	Solid
80	0.9593	0.0264	0.0528	0.1053	0.2093	0.3122	0.4140	0.5148	1.0061	1.4797	1.9396	2.3879
90	0.9722	0.0251	0.0500	0.0996	0.1975	0.2938	0.3888	0.4826	0.9362	1.3700	1.7890	2.1962
100	0.9798	0.8910	0.0487	0.0966	0.1905	0.2823	0.3720	0.4605	0.8840	1.2852	1.6707	2.0441
120	0.9883	0.9397	0.8732	0.7059	0.1975	0.2822	0.3641	0.4438	0.8188	1.1684	1.5015	1.8223
140	0.9927	0.9635	0.9253	0.8433	0.6376	0.4251	0.4278	0.4799	0.7942	1.0996	1.3920	1.6726
160	0.9952	0.9766	0.9529	0.9042	0.8031	0.7017	0.6304	0.6134	0.8107	1.0708	1.3275	1.5762
180	0.9967	0.9846	0.9690	0.9381	0.8782	0.8125	0.7784	0.7530	0.8550	1.0669	1.2893	1.5105
200	0.9978	0.9897	0.9791	0.9592	0.9212	0.8882	0.8621	0.8455	0.9067	1.0760	1.2683	1.4631
250	0.9992	0.9960	0.9924	0.9857	0.9741	0.9655	0.9604	0.9589	1.0048	1.1143	1.2501	1.3962
300	0.9998	0.9980	0.9983	0.9971	0.9984	0.9973	1.0000	1.0052	1.0559	1.1422	1.2480	1.3629
350	1.0001	1.0007	1.0011	1.0029	1.0069	1.0125	1.0189	1.0271	1.0810	1.1560	1.2445	1.3405
400	1.0002	1.0011	1.0024	1.0057	1.0125	1.0199	1.0283	1.0377	1.0926	1.1609	1.2382	1.3216
450	1.0003	1.0018	1.0033	1.0073	1.0153	1.0238	1.0332	1.0430	1.0973	1.1606	1.2303	1.3043
500	1.0004	1.0020	1.0040	1.0081	1.0167	1.0257	1.0350	1.0451	1.0984	1.1575	1.2213	1.2881
600	1.0004	1.0021	1.0040	1.0084	1.0173	1.0263	1.0355	1.0450	1.0951	1.1540	1.2028	1.2657
800	1.0004	1.0017	1.0036	1.0074	1.0157	1.0237	1.0320	1.0402	1.0832	1.1264	1.1701	1.2140
1000	1.0003	1.0015	1.0034	1.0067	1.0136	1.0205	1.0275	1.0347	1.0714	1.1078	1.1449	1.1814

* Se calcula a partir de tablas de presiones, volúmenes y temperaturas de las monografías de Vasserman que se citaron en el pie de la tabla 3-162.

TABLA 3-164 Factores de compresibilidad para el oxígeno*

	Presión, bar											
Temp. °K	1	5	10	20	40	60	80	100	200	300	400	500
75	0.0043	0.0213	0.0425	0.0849	0.1693	0.2533	0.3368	0.4200	0.8301	1.2322	1.6278	2.0175
80	0.0041	0.0203	0.0406	0.0811	0.1616	0.2418	0.3214	0.4007	0.7912	1.1738	1.5495	1.9196
90	0.0038	0.0188	0.0376	0.0750	0.1494	0.2233	0.2966	0.3696	0.7281	1.0780	1.4211	1.7580
100	0.9757	0.0177	0.0354	0.0705	0.1404	0.2096	0.2783	0.3464	0.6798	1.0040	1.3206	1.6309
120	0.9855	0.9246	0.8367	0.6660	0.1302	0.1935	0.2558	0.3173	0.6148	0.8999	1.1762	1.4456
140	0.9911	0.9535	0.9034	0.7852	0.1334	0.1940	0.2527	0.3099	0.5815	0.8374	1.0832	1.3214
160	0.9939	0.9697	0.9379	0.8689	0.6991	0.3725	0.2969	0.3378	0.5766	0.8058	1.0249	1.2364
180	0.9960	0.9793	0.9579	0.9134	0.8167	0.7698	0.5954	0.5106	0.6043	0.8025	0.9990	1.1888
200	0.9970	0.9853	0.9705	0.9399	0.8768	0.8140	0.7534	0.6997	0.6720	0.8204	0.9907	1.1623
250	0.9987	0.9938	0.9870	0.9736	0.9477	0.9237	0.9030	0.8858	0.8563	0.9172	1.0222	1.1431
300	0.9994	0.9968	0.9941	0.9884	0.9771	0.9676	0.9597	0.9542	0.9560	0.9972	1.0689	1.1572
350	0.9998	0.9990	0.9979	0.9961	0.9919	0.9890	0.9870	0.9870	1.0049	1.0451	1.1023	1.1722
400	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0003	1.0011	1.0022	1.0045	1.0305	1.0718	1.1227	1.1816
450	1.0002	1.0007	1.0015	1.0024	1.0048	1.0074	1.0106	1.0152	1.0445	1.0859	1.1334	1.1859
500	1.0002	1.0011	1.0022	1.0038	1.0075	1.0115	1.0161	1.0207	1.0523	1.0927	1.1380	1.1866
600	1.0003	1.0014	1.0024	1.0052	1.0102	1.0153	1.0207	1.0266	1.0582	1.0961	1.1374	1.1803
800	1.0003	1.0014	1.0026	1.0055	1.0109	1.0164	1.0219	1.0271	1.0565	1.0888	1.1231	1.1582
1000	1.0003	1.0013	1.0026	1.0053	1.0101	1.0149	1.0198	1.0253	1.0507	1.0783	1.1072	1.1369

* Se calculó a partir de tablas de presiones, volúmenes y temperaturas de las monografías de Vasserman que se citaron en el pie de la tabla 3-162.

TABLA 3-165 Factores de compresibilidad para hidrógeno normal*

Temperatura, K	Presión, bar											
	1	10	20	40	60	80	100	200	400	600	800	1000
20	0.0169	0.1680	0.3302	0.6430	0.9434	1.2346	1.5166	2.844				
40	0.9848	0.8340	0.6311	0.5240	0.6627	0.8118	0.9590	1.650	2.878	3.993	5.034	6.019
60	0.9955	0.9562	0.9169	0.8608	0.8498	0.8832	0.9432	1.347	2.158	2.902	3.598	4.263
80	0.9986	0.9776	0.9763	0.9655	0.9676	0.9842	1.0138	1.257	1.834	2.389	2.907	3.404
100	0.9998	0.9979	0.9976	1.0022	1.0133	1.0280	1.0528	1.225	1.659	2.095	2.512	2.902
200	1.0007	1.0066	1.0134	1.0275	1.0422	1.0575	1.0734	1.163	1.355	1.555	1.753	1.936
300	1.0005	1.0059	1.0117	1.0236	1.0357	1.0479	1.0603	1.124	1.253	1.383	1.510	1.636
400	1.0004	1.0048	1.0096	1.0192	1.0289	1.0386	1.0484	1.098	1.196	1.293	1.388	1.481
500	1.0004	1.0040	1.0080	1.0160	1.0240	1.0320	1.0400	1.080	1.159	1.236	1.311	1.385
600	1.0003	1.0034	1.0068	1.0136	1.0204	1.0272	1.0340	1.068	1.133	1.197	1.259	1.320
800	1.0002	1.0026	1.0052	1.0104	1.0156	1.0208	1.0259	1.051	1.100	1.147	1.193	1.237
1000	1.0002	1.0021	1.0042	1.0084	1.0126	1.0168	1.0209	1.041	1.080	1.117	1.153	1.187
2000	1.0009	1.0013	1.0023	1.0044	1.0065	1.0086	1.0107	1.021	1.040	1.057	1.073	1.088

* Calculado con base en tablas PVT de McCarty, Hord, and Roder, NBS Monogr. 168, 1981.

TABLA 3-166 Factores de compresibilidad para el dióxido de carbono*

Temp. °C	Presión, bar											
	1	5	10	20	40	60	80	100	200	300	400	500
0	0.9933	0.9658	0.9294	0.8498								
50	0.9964	0.9805	0.9607	0.9195	0.8300	0.7264	0.5981	0.4239				
100	0.9977	0.9883	0.9764	0.9524	0.9034	0.8533	0.8022	0.7514	0.5891	0.6420		
150	0.9985	0.9927	0.9853	0.9705	0.9416	0.9131	0.8854	0.8590	0.7651	0.7623	0.8235	0.9098
200	0.9991	0.9953	0.9908	0.9818	0.9640	0.9473	0.9313	0.9170	0.8619	0.8619	0.8995	0.9621
250	0.9994	0.9971	0.9943	0.9886	0.9783	0.9684	0.9593	0.9511	0.9253	0.9294	0.9508	1.0096
300	0.9996	0.9982	0.9967	0.9936	0.9875	0.9822	0.9773	0.9733	0.9640	0.9716	1.0030	1.0464
350	0.9998	0.9991	0.9983	0.9964	0.9938	0.9914	0.9896	0.9882	0.9895	1.0053	1.0340	1.0731
400	0.9999	0.9997	0.9994	0.9989	0.9982	0.9979	0.9979	0.9984	1.0073	1.0266	1.0559	1.0928
450	1.0000	1.0000	1.0003	1.0005	1.0013	1.0023	1.0038	1.0056	1.0170	1.0412	1.0709	1.1067
500	1.0000	1.0004	1.0008	1.0015	1.0035	1.0056	1.0079	1.0107	1.0282	1.0522	1.0820	1.1165
600	1.0000	1.0007	1.0013	1.0030	1.0062	1.0093	1.0129	1.0168	1.0386	1.0648	1.0948	1.1277
700	1.0003	1.0010	1.0017	1.0036	1.0073	1.0161	1.0155	1.0198	1.0436	1.0707	1.1000	1.1318
800	1.0002	1.0009	1.0019	1.0040	1.0082	1.0122	1.0168	1.0212	1.0458	1.0731	1.1016	1.1324
900	1.0002	1.0009	1.0020	1.0041	1.0083	1.0128	1.0171	1.0221	1.0463	1.0726	1.1012	1.1303
1000	1.0002	1.0009	1.0021	1.0042	1.0084	1.0128	1.0172	1.0218	1.0460	1.0725	1.0725	1.1274

* Calculada a partir de datos de densidad, presión y temperatura de la obra de Vukalovitch y Altunin, *Thermophysical Properties of Carbon Dioxide*, Atomizdat, Moscú, 1965 y Collet's, Londres, 1968, traducción (al inglés).

TABLA 3-168

Temperatura, K
50
100
150
200
250
300
400
500
600
800
1000

* Calculados co

TABLA 3-169

Temperatura, K	
100	0.97
150	0.99
200	0.99
250	0.99
300	0.99
400	1.00
500	1.00
600	1.00
800	1.00
1000	1.00

* Calculados co
1986.

1000
6.019
4.263
3.404
2.902
1.936
1.636
1.481
1.385
1.320
1.237
1.187
1.088

400	500
0.8235	0.9098
0.8995	0.9621
0.9508	1.0096
1.0030	1.0464
1.0340	1.0734
1.0559	1.0928
1.0709	1.1067
1.0820	1.1165
1.0948	1.1277
1.1000	1.1318
1.1016	1.1324
1.1012	1.1303
1.0725	1.1274

ioxide, Atomizdat,

TABLA 3-167 Factores de compresibilidad para el monóxido de carbono*

Temp. °K	Presión, atm						
	1	4	7	10	40	70	100
200	0.9973	0.9893	0.9813	0.9734			
250	0.9989	0.9957	0.9926	0.9896	0.9632		
300	0.9997	0.9987	0.9977	0.9968	0.9907	0.9896	0.9935
350	1.0000	1.0002	1.0003	1.0005	1.0042	1.0112	1.0216
400	1.0002	1.0010	1.0017	1.0025	1.0042	1.0112	1.0216
450	1.0003	1.0014	1.0025	1.0035	1.0152	1.0285	1.0433
500	1.0004	1.0016	1.0029	1.0041	1.0172	1.0314	1.0469
600	1.0005	1.0018	1.0032	1.0045	1.0186	1.0332	1.0485
700	1.0005	1.0018	1.0032	1.0045	1.0183	1.0325	1.0470
800	1.0004	1.0017	1.0030	1.0044	1.0175	1.0309	1.0445
900	1.0004	1.0017	1.0029	1.0041	1.0166	1.0291	1.0418
1000	1.0004	1.0016	1.0027	1.0039	1.0156	1.0273	1.0391
1500	1.0003	1.0012	1.0021	1.0029	1.0115	1.0200	1.0286
2000	1.0002	1.0009	1.0016	1.0022	1.0088	1.0155	1.0221
2500	1.0002	1.0007	1.0013	1.0018	1.0071	1.0124	1.0178
3000	1.0002	1.0006	1.0010	1.0015	1.0059	1.0104	1.0148

* Hilsenrath y sus colaboradores, *N.B.S. Circ.* 564, 1955. Algunos de los valores anteriores se redondearon a cuatro cifras decimales. Aparecen en el original valores a incrementos de 10 °K por debajo de 1000 °K y a intervalos de 50 °K para temperaturas más elevadas, así como también para presiones inferiores a la atmosférica.

TABLA 3-168 Factores de compresibilidad del neón*

Temperatura, K	Presión, bar											
	1	5	10	20	40	60	80	100	200	300	400	500
50	0.9913	0.9472	0.9083	0.8013	0.3810	0.4398	0.4984	0.5850	0.9864	1.3659	1.7289	2.0794
100	0.9993	0.9970	0.9949	0.9913	0.9854	0.9245	0.9864	0.9930	1.0796	1.2197	1.3796	1.5473
150	1.0002	1.0017	1.0036	1.0078	1.0162	1.0262	1.0375	1.0497	1.1236	1.2131	1.3113	1.4150
200	1.0003	1.0023	1.0049	1.0100	1.0204	1.0318	1.0427	1.0551	1.1191	1.1909	1.2655	1.3422
250	1.0001	1.0022	1.0045	1.0097	1.0198	1.0295	1.0403	1.0502	1.1057	1.1633	1.2223	1.2822
300	1.0000	1.0020	1.0041	1.0091	1.0181	1.0277	1.0369	1.0469	1.0961	1.1476	1.1997	1.2520
400	1.0000	1.0017	1.0036	1.0074	1.0151	1.0216	1.0301	1.0376	1.0771	1.1172	1.1575	1.1981
500	1.0000	1.0014	1.0029	1.0058	1.0124	1.0188	1.0252	1.0316	1.0641	1.0963	1.1291	1.1621
600	1.0000	1.0012	1.0024	1.0049	1.0107	1.0160	1.0214	1.0267	1.0542	1.0814	1.1091	1.1369
800	1.0000	1.0009	1.0018	1.0043	1.0081	1.0123	1.0163	1.0206	1.0413	1.0622	1.0829	1.1039
1000	1.0000	1.0007	1.0014	1.0034	1.0068	1.0098	1.0132	1.0165	1.0330	1.0500	1.0670	1.0836

* Calculados con base en valores PVT tabulados en Rabinovich (ed.), *Thermophysical Properties of Neon, Argon, Krypton and Xenon*, Standards Press, Moscú, 1976.

TABLA 3-169 Factores de compresibilidades del Argón*

Temperatura, K	Presión, bar											
	1	5	10	20	40	60	80	100	200	300	400	500
100	0.9773	0.0183	0.0366	0.0729	0.1449	0.2162	0.2867	0.3567	0.6975	1.0267	1.3470	1.6932
150	0.9932	0.9647	0.9273	0.8447	0.6101	0.2249	0.2781	0.3324	0.5934	0.8387	1.0732	1.2995
200	0.9972	0.9857	0.9713	0.9419	0.8810	0.8208	0.7624	0.7121	0.6870	0.8360	1.0051	1.1982
250	0.9988	0.9935	0.9869	0.9741	0.9494	0.9263	0.9056	0.8877	0.8590	0.9207	1.0262	1.1479
300	0.9995	0.9969	0.9941	0.9884	0.9777	0.9686	0.9611	0.9552	0.9533	0.9950	1.0673	1.1786
400	1.0001	0.9997	0.9998	0.9999	1.0004	1.0018	1.0031	1.0056	1.0280	1.0656	1.1157	1.1976
500	1.0002	1.0007	1.0012	1.0034	1.0071	1.0113	1.0154	1.0205	1.0501	1.0874	1.1301	1.1997
600	1.0003	1.0012	1.0025	1.0046	1.0094	1.0143	1.0198	1.0250	1.0553	1.0904	1.1291	1.1933
800	1.0003	1.0012	1.0023	1.0050	1.0102	1.0151	1.0205	1.0258	1.0532	1.0830	1.1147	1.1707
1000	1.0002	1.0013	1.0022	1.0050	1.0096	1.0142	1.0193	1.0239	1.0484	1.0736	1.0999	1.1497

* Calculados con base en valores PVT tabulados en Rabinovich (ed.), *Thermophysical Properties of Neon, Argon, Krypton and Xenon*, Standard, Press. Moscú, 1986.

TABLA 3-170 Factores de compresibilidad del criptón*

Temperatura, K	Presión, bar											
	1	5	10	20	40	60	80	100	200	300	400	500
150	0.9837	0.9155	0.0310	0.0618	0.1227	0.1829	0.2423	0.3012	0.5875	0.8636	1.1315	1.3932
200	0.9933	0.9648	0.9278	0.8459	0.6039	0.1870	0.2393	0.2903	0.5313	0.7568	0.9730	1.1820
250	0.9966	0.9841	0.9635	0.9265	0.8468	0.7605	0.6680	0.5810	0.5785	0.7461	0.9197	1.0891
300	0.9982	0.9899	0.9800	0.9595	0.9197	0.8807	0.8437	0.8097	0.7337	0.7954	0.9302	1.0627
350	0.9989	0.9949	0.9897	0.9793	0.9522	0.9415	0.9250	0.9110	0.8774	0.8992	0.9799	1.0664
400	0.9993	0.9967	0.9933	0.9867	0.9746	0.9635	0.9539	0.9459	0.9323	0.9570	1.0150	1.0910
450	0.9998	0.9985	0.9969	0.9939	0.9886	0.9838	0.9800	0.9774	0.9663	1.0011	1.0543	1.1142
500	0.9998	0.9992	0.9984	0.9970	0.9942	0.9921	0.9910	0.9906	1.0019	1.0311	1.0732	1.1258
600	1.0000	1.0003	1.0005	1.0012	1.0025	1.0043	1.0064	1.0091	1.0301	1.0618	1.1000	1.1431
800	1.0002	1.0010	1.0020	1.0041	1.0079	1.0122	1.0170	1.0214	1.0475	1.0779	1.1112	1.1147
1000	1.0002	1.0013	1.0023	1.0045	1.0091	1.0135	1.0184	1.0230	1.0486	1.0767	1.1063	1.1369

* Calculados con base en valores PVT tabulados en Rabinovich (ed.), *Thermophysical Properties of Neon, Argon Krypton and Xenon*, Standars Press, Moscú, 1976.

TABLA 3-171 Factores de compresibilidad del xenón*

Temperatura, K	Presión, bar											
	1	5	10	20	40	60	80	100	200	300	400	500
200	0.9831	0.9088	0.0293	0.0584	0.1162	0.1733	0.2300	0.2861	0.5601	0.8253	1.0833	1.3356
250	0.9911	0.9545	0.9052	0.7887	0.1114	0.1642	0.2158	0.2663	0.5074	0.7355	0.9546	1.1670
300	0.9949	0.9736	0.9465	0.8885	0.7517	0.5492	0.2794	0.3016	0.5021	0.6997	0.8886	1.0707
350	0.9967	0.9834	0.9669	0.9322	0.8473	0.7840	0.7039	0.6249	0.5645	0.7124	0.8706	1.0269
400	0.9977	0.9892	0.9783	0.9562	0.9128	0.8696	0.8278	0.7888	0.6916	0.7642	0.8850	1.0148
450	0.9989	0.9928	0.9856	0.9714	0.9429	0.9163	0.8911	0.8679	0.7335	0.8331	0.9187	1.0224
500	0.9982	0.9951	0.9902	0.9810	0.9623	0.9452	0.9293	0.9156	0.8774	0.8953	0.9572	1.0412
600	0.9996	0.9979	0.9957	0.9917	0.9841	0.9772	0.9715	0.9667	0.9596	0.9791	1.0211	1.0799
800	1.0000	0.9998	1.0002	1.0004	1.0012	1.0020	1.0034	1.0054	1.0213	1.0476	1.0818	1.1222
1000	1.0000	1.0004	1.0015	1.0031	1.0144	1.0101	1.0133	1.0172	1.0394	1.0669	1.0979	1.1331

* Calculados con base en valores PVT tabulados en Rabinovich (ed.), *Thermophysical Properties of Neon, Argon, Krypton and Xenon*, Standards Press, Moscú, 1976.

TABLA 3-172 Factores de compresibilidad del metano (R50)*

Temperatura, K	Presión, bar											
	1	5	10	20	40	60	80	100	200	300	400	500
150	0.9854	0.9225	0.8275	0.0714	0.1411	0.2093	0.2763	0.3423	0.6599	0.9623	1.2537	1.5363
200	0.9936	0.9676	0.9339	0.8599	0.6784	0.3559	0.3172	0.3618	0.6141	0.8568	1.0887	1.3122
250	0.9965	0.9838	0.9680	0.9352	0.8682	0.8020	0.7386	0.6854	0.6899	0.8554	1.0359	1.2155
300	0.9983	0.9915	0.9830	0.9667	0.9343	0.9047	0.8783	0.8556	0.8280	0.9154	1.0432	1.1829
350	0.9991	0.9954	0.9911	0.9825	0.9662	0.9520	0.9401	0.9306	0.9227	0.9800	1.0723	1.1804
400	0.9995	0.9977	0.9953	0.9912	0.9835	0.9772	0.9726	0.9696	0.9779	1.0245	1.0986	1.1859
450	0.9997	0.9989	0.9979	0.9963	0.9935	0.9917	0.9911	0.9916	1.0098	1.0528	1.1152	1.1899
500	0.9999	0.9997	0.9995	0.9995	0.9996	1.0005	1.0022	1.0048	1.0285	1.0699	1.1248	1.1899
600	1.0000	1.0009	1.0020	1.0039	1.0081	1.0125	1.0171	1.0217	1.0540	1.0969	1.1470	1.2019
800	1.0003	1.0017	1.0034	1.0068	1.0130	1.0197	1.0263	1.0330	1.0678	1.1068	1.1496	1.1951
1000	1.0004	1.0014	1.0035	1.0071	1.0141	1.0207	1.0274	1.0342	1.0678	1.1033	1.1400	1.1790

* Calculados con base en los valores PVT tabulados en Goodwin, NBS Tech. Note 653, 1974, para temperaturas hasta 500 K y con base en los valores PVT tabulados en Zhuravlev, *Thermophysical Properties of Gaseous and Liquid* Methane, Sstandartov, Moscú, 1969 y NBS-NSF traducción al inglés TT 70-50097, 1970.

400	500
1.1315	1.3932
0.9730	1.1820
0.9197	1.0891
0.9302	1.0627
0.9799	1.0664
1.0150	1.0910
1.0543	1.1142
1.0732	1.1258
1.1000	1.1431
1.1112	1.1147
1.1063	1.1369

ess, Moscú, 1976.

400	500
1.0823	1.3356
0.9546	1.1670
0.8886	1.0707
0.8706	1.0269
0.8850	1.0148
0.9187	1.0224
0.9572	1.0412
1.0211	1.0799
1.0818	1.1222
1.0979	1.1331

ndards Press, Moscú,

400	500
1.2537	1.5363
1.0887	1.3122
1.0359	1.2155
1.0432	1.1829
1.0723	1.1804
1.0986	1.1859
1.1152	1.1899
1.1248	1.1899
1.1470	1.2019
1.1496	1.1951
1.1400	1.1790

ires PVT tabulados
60097, 1970.

TABLA 3-173 Factores de compresibilidad para el vapor*

Presión, psia	Temp., °F																					
	400	600	800	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2200	2400	2600	2800	3000	3200	3400	3600	3800	4000
10	0.9965	0.9989	0.9992	0.9995	0.9999	0.9999	0.9999	1.0000	1.0000	1.0000	1.0001	1.0006	1.0012	1.0024	1.0053	1.0084	1.0145	1.0211	1.0332
15	0.9943	0.9972	0.9986	0.9993	0.9997	0.9998	0.9998	0.9999	1.0000	1.0000	1.0001	1.0004	1.0012	1.0022	1.0042	1.0072	1.0124	1.0188	1.0295
20	0.9930	0.9970	0.9981	0.9991	0.9995	0.9996	0.9998	0.9999	1.0000	1.0000	1.0001	1.0004	1.0011	1.0020	1.0036	1.0065	1.0112	1.0173	1.0269
40	0.9861	0.9940	0.9967	0.9981	0.9990	0.9994	0.9996	0.9998	0.9999	0.9999	1.0001	1.0003	1.0010	1.0018	1.0028	1.0054	1.0090	1.0139	1.0214
60	0.9788	0.9910	0.9951	0.9973	0.9984	0.9991	0.9994	0.9997	0.9999	0.9999	1.0001	1.0003	1.0009	1.0018	1.0024	1.0048	1.0080	1.0120	1.0186
80	0.9714	0.9878	0.9935	0.9963	0.9979	0.9987	0.9992	0.9996	0.9998	0.9999	1.0001	1.0003	1.0008	1.0016	1.0023	1.0044	1.0073	1.0108	1.0170
100	0.9469	0.9848	0.9919	0.9954	0.9974	0.9985	0.9990	0.9995	0.9998	0.9999	1.0001	1.0004	1.0007	1.0015	1.0029	1.0042	1.0067	1.0099	1.0157
150	0.9435	0.9770	0.9879	0.9931	0.9960	0.9976	0.9985	0.9993	0.9997	0.9998	1.0001	1.0004	1.0006	1.0014	1.0021	1.0039	1.0059	1.0087	1.0137
200	0.9216	0.9690	0.9839	0.9908	0.9947	0.9969	0.9980	0.9991	0.9996	0.9998	1.0001	1.0005	1.0007	1.0015	1.0021	1.0037	1.0055	1.0080	1.0128
400		0.9336	0.9675	0.9817	0.9893	0.9935	0.9960	0.9982	0.9992	0.9998	1.0002	1.0007	1.0011	1.0017	1.0023	1.0033	1.0049	1.0070	1.0105
600			0.8989	0.9509	0.9725	0.9839	0.9904	0.9942	0.9973	0.9988	0.9997	1.0002	1.0008	1.0014	1.0019	1.0026	1.0034	1.0048	1.0066	1.0097
800			0.8586	0.9336	0.9633	0.9790	0.9872	0.9925	0.9964	0.9985	0.9996	1.0003	1.0010	1.0016	1.0022	1.0029	1.0036	1.0049	1.0065	1.0094
1,000			0.8138	0.9162	0.9540	0.9733	0.9841	0.9905	0.9955	0.9981	0.9994	1.0004	1.0012	1.0019	1.0025	1.0032	1.0039	1.0052	1.0066	1.0092
1,500			0.6702	0.8695	0.9305	0.9600	0.9764	0.9859	0.9932	0.9971	0.9992	1.0007	1.0017	1.0026	1.0033	1.0040	1.0048	1.0059	1.0072	1.0096
2,000				0.8188	0.9067	0.9487	0.9687	0.9813	0.9900	0.9958	0.9989	1.0010	1.0023	1.0034	1.0042	1.0049	1.0058	1.0068	1.0082	1.0104
4,000					0.5608	0.8060	0.8942	0.9392	0.9647	0.9836	0.9930	0.9989	1.0024	1.0050	1.0069	1.0082	1.0093	1.0106	1.0118	1.0132	1.0149
6,000						0.7042	0.8442	0.9121	0.9497	0.9771	0.9907	0.9991	1.0048	1.0081	1.0110	1.0126	1.0139	1.0152	1.0165	1.0179	1.0195
8,000						0.6185	0.8003	0.8883	0.9371	0.9714	0.9895	1.0004	1.0075	1.0118	1.0152	1.0172	1.0188	1.0204	1.0216	1.0229	1.0242
10,000						0.5699	0.7857	0.8693	0.9274	0.9668	0.9880	1.0025	1.0105	1.0156	1.0196	1.0220	1.0240	1.0254	1.0271	1.0284	1.0298

* Calculada por P. E. Liley a partir de varias tablas de vapor para temperaturas bajas y del artículo B-11, de P. H. Kesselman y Yu. I. Blank, 7a. Int. Conf. Properties of Steam, Tokio, 1968, para las temperaturas más altas.

TABLA 3-174 Factores de compresibilidad del agua*

Temperatura, K	Presión, bar																			
	1	5	10	15	20	25	30	40	50	60	80	100	150	200	250	300	400	500	600	800	1000
400	0.990	0.003	0.006	0.009	0.012	0.014	0.017	0.023	0.029	0.035	0.046	0.058	0.086	0.114	0.143	0.171	0.227	0.282	0.336	0.445	0.552
450	0.993	0.003	0.006	0.009	0.012	0.014	0.016	0.022	0.027	0.033	0.043	0.054	0.080	0.107	0.134	0.159	0.206	0.255	0.304	0.402	0.498
500	0.996	0.980	0.958	0.930	0.901	0.876	0.016	0.021	0.026	0.031	0.042	0.052	0.077	0.102	0.127	0.152	0.201	0.249	0.297	0.390	0.482
550	0.997	0.985	0.968	0.956	0.939	0.922	0.904	0.865	0.822	0.773	0.042	0.052	0.077	0.102	0.126	0.150	0.181	0.198	0.289	0.378	0.464
600	0.998	0.990	0.979	0.970	0.961	0.948	0.935	0.910	0.885	0.858	0.798	0.736	0.082	0.107	0.131	0.155	0.201	0.246	0.290	0.375	0.457
650	0.998	0.992	0.984	0.977	0.968	0.959	0.958	0.937	0.919	0.902	0.864	0.824	0.702	0.514	0.177	0.183	0.221	0.260	0.303	0.383	0.460
700	1.000	0.994	0.988	0.984	0.976	0.967	0.966	0.952	0.941	0.929	0.900	0.876	0.800	0.716	0.618	0.503	0.326	0.316	0.340	0.406	0.476
750	1.000	0.996	0.991	0.988	0.981	0.975	0.971	0.961	0.955	0.945	0.927	0.907	0.856	0.801	0.743	0.682	0.557	0.465	0.435	0.456	0.509
800	1.000	0.997	0.993	0.991	0.985	0.982	0.976	0.970	0.966	0.957	0.945	0.929	0.892	0.853	0.813	0.773	0.693	0.620	0.568	0.538	0.561
850	1.000	0.997	0.995	0.992	0.989	0.984	0.981	0.977	0.973	0.967	0.957	0.946	0.917	0.889	0.860	0.831	0.775	0.715	0.679	0.631	0.629
900	1.000	0.998	0.997	0.993	0.992	0.989	0.986	0.982	0.979	0.974	0.965	0.956	0.936	0.915	0.893	0.872	0.830	0.792	0.760	0.714	0.700
950	1.000	0.998	0.997	0.994	0.994	0.993	0.991	0.985	0.983	0.980	0.973	0.967	0.950	0.933	0.916	0.901	0.867	0.839	0.816	0.780	0.761
1000	1.000	0.999	0.998	0.995	0.995	0.994	0.993	0.990	0.987	0.985	0.978	0.973	0.960	0.948	0.935	0.923	0.900	0.878	0.859	0.831	0.816
1200	1.000	1.000	0.999	0.998	0.998	0.997	0.997	0.995	0.994	0.994	0.992	0.990	0.996	0.982	0.975	0.968	0.961	0.957	0.949	0.942	0.937
1400	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	0.999	0.998	0.998	0.998	0.997	0.996	0.995	0.995	0.994	0.993	0.992	0.994	0.996	0.998
1600	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.001	1.002	1.002	1.004	1.006	1.009	1.012	1.015	1.020
1800	1.001	1.001	1.001	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.001	1.002	1.003	1.003	1.004	1.005	1.006	1.011	1.014	1.017	1.021	1.031
2000	1.003	1.002	1.002	1.002	1.002	1.002	1.002	1.002	1.002	1.003	1.003	1.004	1.004	1.006	1.008	1.011	1.014	1.018	1.021	1.032	1.043

* Calculados por P. E. Liley a partir de varias tablas de vapor, para temperaturas menores y del artículo B-11, de P. H. Kesselman y Yu. I. Blank, 7a. Internal Conference on the Properties of Steam, Tokio, 1968, para las temperaturas más altas.

TABLA 3-175

A la temperatura
lentitud; el cambio d
en los usos antiguos

Sustancia
Aceites:
de almendras
de linaza
de oliva
de ricino
de semillas de col
Acetona
Acetona
Acetona
Acetona
Agua
Agua
Agua
Agua
Agua
Agua
Agua
Amílico, alcohol
alcohol, iso
alcohol, iso
alcohol, *n*
alcohol, *n*
alcohol, *n*
alcohol, *n*
Benceno
Benceno
Benceno
Bromo
Bromo
Butílico alcohol, iso
alcohol, iso
alcohol, iso
alcohol, iso
alcohol, iso

* *Smithsonian T*
Scott (*Cryogeni*
(pág. 303). Si se d
McGraw-Hill, Nue

CONVERSIÓ

Para esta subs
dades: °F = $^9/_5$ °
Para convertir
cas por libra mol

TABLA 3-175 Compresibilidades de líquidos*

A la temperatura constante t, la compresibilidad $\beta = (1/\overline{V}_0)\,(dV/dP)$. En general, conforme aumenta P, β se reduce con rapidez, al principio, y luego con mayor lentitud; el cambio de β con t es grande a bajas presiones; pero muy pequeño a presiones de 1 000 a 2 000 megabars. 1 megabar = 0.987 atm = 10^6 dinas/cm^2, basándose en los usos antiguos, 1 bar = 1 dina/cm^2. No se aconseja el uso del "bar" como unidad de presión.

Sustancia	Temperatura °C	Presión megabar	Compresibilidad por megabar, $\beta \times 10^6$	Sustancia	Temperatura °C	Presión megabar	Compresibilidad por megabar, $\beta \times 10^6$	Sustancia	Temperatura °C	Presión megabar	Compresibilidad por megabar, $\beta \times 10^6$
Aceites:				alcohol, iso	20	12 000	8	cloruro	20	1 000	66
de almendras	15	5	53	Carbono, disulfuro	16	21	86	cloruro	20	12 000	8
de linaza	15	5	51	disulfuro	20	500	57	Fósforo tricloruro	10	250	71
de oliva	15	5	55	disulfuro	20	1 000	48	tricloruro	20	500	63
de ricino	15	5	46	disulfuro	20	12 000	6	tricloruro	20	1 000	47
de semillas de colza	20	...	59	tetracloruro	20	200	86	tricloruro	20	12 000	8
Acetona	14	23	111	tetracloruro	20	400	73	Galio	30	300	3.97
Acetona	20	500	61	Cloroformo	20	200	83	Glicerol	15	5	22
Acetona	20	1 000	52	Cloroformo	20	400	70	Hexano	20	200	117
Acetona	40	12 000	8	Dicloroetilsulfuro	32	1 000	34	Hexano	20	400	91
Agua	20	13	49	Dicloroetilsulfuro	32	2000	24	Mercurio	20	300	3.95
Agua	20	200	43	Etílico, alcohol	14	23	100	Mercurio	22	500	3.97
Agua	20	400	41	alcohol	20	500	63	Mercurio	22	1 000	3.91
Agua	20	500	39	alcohol	20	1 000	54	Mercurio	22	12 000	2.37
Agua	40	500	38	alcohol	20	12 000	8	Metílico, alcohol	15	23	103
Agua	40	1 000	33	éter	25	23	188	alcohol	20	200	95
Agua	40	12 000	9	éter	20	500	84	alcohol	20	400	80
Amílico, alcohol	14	23	88	éter	20	1 000	61	alcohol	20	500	65
alcohol, iso	20	200	84	éter	20	12 000	10	alcohol	20	1 000	54
alcohol, iso	20	400	70	yoduro	20	200	81	alcohol	20	12 000	8
alcohol, *n*	20	500	61	yoduro	20	400	69	Nítrico, ácido	0	17	32
alcohol, *n*	20	1 000	46	yoduro	20	500	64	Propílico (*n*-), alcohol	20	200	77
alcohol, *n*	20	12 000	8	yoduro	20	1 000	50	alcohol	20	400	67
alcohol, *n*	40	12 000	8	yoduro	20	12 000	8	alcohol	20	500	65
Benceno	17	5	89	Etilo, acetato	13	23	103	alcohol	20	1 000	47
Benceno	20	200	77	Etilo, acetato	20	200	90	alcohol	20	12 000	8
Benceno	20	400	67	Etilo, acetato	20	400	75	Queroseno	20	500	55
Bromo	20	200	56	bromuro	20	200	100	Queroseno	20	1 000	45
Bromo	20	400	51	bromuro	20	400	82	Queroseno	20	12 000	8
Butílico alcohol, iso	18	8	97	bromuro	20	500	70	Tolueno	20	200	74
alcohol, iso	20	200	81	bromuro	20	1 000	54	Tolueno	20	400	64
alcohol, iso	20	400	64	bromuro	20	12 000	8	Trementina	20	...	74
alcohol, iso	20	500	56	cloruro	15	23	151	Xileno, meta	20	200	69
alcohol, iso	20	1 000	46	cloruro	20	500	102	Xileno, meta	20	400	60

* *Smithsonian Tables*, tabla 106.

Scott (*Cryogenic Engineering*, Van Nostrand, Princenton N. J., 1959) proporciona datos para el nitrógeno líquido (pág. 283), el oxígeno (pág. 276) y el hidrógeno (pág. 303). Si se desea un índice conveniente sobre los trabajos a altas presiones de Bridgman, véase la obra *American Institute of Physics Handbook*, pág. 2-163, McGraw-Hill, Nueva York, 1957.

TABLA 3-176 Compresibilidades de sólidos

Muchos datos sobre compresibilidad de sólidos, obtenidos antes de 1926 se encuentran en la obra de Gruneisen, *Handbuch der physik*, vol. 10, págs. 1-52, Springer, Berlín, 1926. También existe una traducción al inglés N.A.S.A. RE 2-18-59W, 1959. Véanse también las tablas 271, 273, 276, 278 y otros materiales en *Smithsonian Physical Tables*, 9a, edición, 1954. Para una revisión de los trabajos a altas presiones, véase Bridman, *Rev. Mod. Phys.*, **18**, 1 (1946).

CALORES LATENTES

CONVERSIÓN DE UNIDADES

Para esta subsección se aplican las siguientes conversiones de unidades: $°F = {}^9/_5\,°C + 32$.

Para convertir calorías por gramo mol a unidades térmicas británicas por libra mol, multiplíquese por 1.799; para convertir calorías por gramo a unidades térmicas británicas por libra, multiplíquese por 1.799.

Para convertir milímetros de mercurio a libras fuerza por pulgada cuadrada, multiplíquese por 1.934×10^{-2}.

TABLA 3-177 Calores de fusión y vaporización de los elementos y compuestos inorgánicos*

A menos que se indique otra cosa, los valores se tomaron de las compilaciones de K.K. Kelley sobre "Heats of Fusion of Inorganic Compounds", *U.S. Bur. Mines Bull.* 393 (1936) y "The Free Energies of Vaporization and Vapor Pressures of Inorganic Substances", *U.S. Bur. Mines Bull.* 383 (1935).

Sustancia	Punto de fusión, °C	Calor de fusión [a,b], cal/mol	Punto de ebullición a 1 atm, °C	Calor de vaporiz., [a, b], cal/mol
Aluminio:				
Al	660.0	2 550	2057	61 020
$AlBr_3$	97.5	5 420	256.4	10 920
$AlCl_3$	192.5	16 960	180.2[p]	26 750[p]
$AlF_3·3NaF$	1000	16 380		
AlI_3	191.0	7 960	385.5	15 360
Al_2O_3	2045	(26 000)	3000	
Antimonio:				
Sb	630.5	4 770	1440	46 670
$SbBr_3$	97	3 510		
$SbCl_3$	73.4	3 050	219	10 960
$SbCl_5$	4	2 400	172[d]	11 570
Sb_2O_3	655	(27 000)	1425	17 820
Sb_2S_3	546	11 200		
Argón:				
Ar	−189.3	290	−185.8	1 590
Arsénico:				
As	814	(6 620)	610[s]	31 000[s]
$AsBr_3$	31	2 810		
$AsCl_3$	− 16	2 420	122	7 570
AsF_3	− 80.7	2 800	− 52.8	4 980
As_2O_3	313	8 000	457.2	14 300
Bario:				
Ba	704	(1 400)[c]	1638	35 670
$BaBr_2$	847	6 000		
$BaCl_2$	960	5 370		
BaF_2	1287	3 000		
$Ba(NO_3)_2$	595	(5 900)		
$Ba_3(PO_4)_2$	1730	18 600		
$BaSO_4$	1350	9 700		
Berilio:				
Be	1280	2 500[c]		
Bismuto:				
Bi	271.3	2 505	1420	
$BiBr_3$			461	18 020
$BiCl_3$	224	2 600	441	17 350
Bi_2O_3	817	6 800		
Bi_2S_3	747	8 900		
Boro:				
BBr_3	.....	.....	91.3	7 300
BCl_3	.....	.....	12.5	5 680
BF_3	−128	480	−100.9	4 620
B_2H_6	−165.5	.....	− 92.4	3 685
B_4H_{10}	−119.8	.....	16	6 470
B_4H_9	− 46.9	.....	58	7 700
B_4H_{11}	.....	.....	67	8 500
$B_{10}H_{14}$	99.7	7 800	[r]	11 600
B_2H_5Br	−104	.....	16	6 230
$B_3N_3H_6$	− 58	.....	50.4	7 670
Bromo:				
Br_2	− 7.2	2 580	58.0	7 420
BrF_3	− 61.3	1 355	40.4	7 470
Cadmio:				
Cd	320.9	1 460	765	23 870
$CdBr_2$	568	(5 000)		
$CdCl_2$	568	5 300	967	29 860
CdF_2	1110	(5 400)		
CdI_2	387	3 660	796	25 400
CdO	.....	.....	1559[p]	53 820[p]
$CdSO_4$	1000	4 790		
Calcio:				
Ca	851	2 230	1487	36 580
$CaBr_2$	730	4 180		
$CaCO_3$	1282	(12 700)		
$CaCl_2$	782	6 100		
CaF_2	1392	4 100		
$Ca(NO_3)_2$	561	5 120		
CaO	2707	(12 240)		
$CaO.Al_2O_3.2SiO_2$	1550	29 400		
$CaO.MgO.2SiO_2$	1392	(18 200)		
$CaO.SiO_2$	1512	13 400		
$CaSO_4$	1297	6 700		
Carbono:				
C (grafito)	3600	11 000[c]		
CBr_4	90	1 050		
CCl_4	− 24.0	644	77	7 280
CF_4	.....	.....	−127.9	3 110
CH_4	−182.5	224	−161.4	2 040
CaN	− 27.8	1 938[w]	− 21.1	5 576[w]
CNBr	52	.....	.....	11 010[c]
CNCl	− 5	2 240	13	6 300
Carbón (cont.):				
CNF	.....	.....	− 72.8	5 780[c]
CNI	.....	.....	141	13 980[c]
CO	−205.0	200	−191.5	1 444
CO_2	− 57.5	1 900	− 78.4[e]	6 030[e,r]
COS	−138.8	1 129[b]	− 50.2	4 423[b]
$COCl_2$	.....	.....	8.0	5 990
CS_2	−112.0	1 049[c]		
Cerio:				
Ce	775	2 120		
Cesio:				
Cs	28.4	500	690	16 320
CsBr	.....	.....	1300	35 990
CsCl	642	3 600	1300	35 690
CsF	715	(2 450)	1251	34 330
CsI	.....	.....	1280	35 930
$CsNO_3$	407	3 250		
Cloro:				
Cl_2	−101.0	1 531[m]	− 34.1	4 878[m]
ClF	.....	.....	−101	
ClF_3	.....	.....	11.3	5 890
Cl_2O	.....	.....	2.0	6 280
ClO_2	.....	.....	10.9	7 100
Cl_2O_7	.....	.....	79	8 480
Cromo:				
Cr	1550	3 930	2475	
CrO_2Cl_2	.....	.....	117	8 250
Cobalto:				
Co	1490	3 660		
$CoCl_2$	727	7 390	1050	27 170
Cobre:				
Cu	1083.0	3 110	2595	72 810
$CuBr_2$	.....	.....	1355	16 310
$CuCl_2$	430	4 890	1490	11 920
CuI	.....	.....	1336	15 940
$Cu_3(CN)_3$	473	(5 400)		
CuO	1230	(13 400)		
Cu_2O	1447	2 820		
Cu_2S	1127	5 500		
Flúor:				
F_2	−223	.....	−188.2	1 640
F_2O	.....	.....	−144.8	2 650
Galio:				
Ga	29.8	1 336	2071	
Germanio:				
Ge	959	(8 300)		
GeH_4	−165	.....	− 89.1	3 580
Ge_2H_6	−109	.....	51.4	5 900
Ge_3H_8	−105.6	.....	110.6	7 550
$GeHCl_3$	− 71	.....	75[p]	8 000
$GeBr_4$	26.1	.....	189	8 560
$GeCl_4$	− 49.5	.....	84	7 030
$Ge(CH_3)_4$	− 88	.....	44	6 460
Oro:				
Au	1063.0	3 030	2966	81 800
Helio:				
He	−271.4	.....	−268.4	22
Hidrogeno:				
H_2	−259.2	28	−252.7	216
HBr	− 86.9	575	− 66.7	4 210
HCl	−114.2	476	− 85.0	3 860
HCN	− 13.2	2 009[c]	25.7	6 027[c]
HF	− 83.0	1 094	33.3	7 460
$(HF)_6$	.....	.....	51.2	5 020
HI	− 50.8	686		
H_2O	0.0	1 436	100.0	9 729[c,e]
H_2O (= D_2O)	3.8	1 501[b]	101.4	9 945[c,e]
H_2O_2	− 2	2 520[c]	158	10 270
HNO_3	− 47	600		
H_3PO_2	17.4	2 310		
H_3PO_3	74	3 070		
H_3PO_4	42.4	2 520		
$H_4P_2O_6$	55	8 300		
H_2S	− 85.5	568[p]	− 60.3	4 463[p]
H_2S_2	− 87.6	1 805		
H_2SO_4	10.5	2 360		
H_2Se	.....	.....	− 41.3	4 880
H_2SeO_4	58	3 450		
H_2Te	− 48.9	1 670	− 2.2	5 650
Indio				
In	156.4	781		

* Véase también la subsección "Propiedades termodinámicas".

TABLA 3-177 Calores de fusión y vaporización de los elementos y compuestos inorgánicos — *(Continuación)*

Sustancia	Punto de fusión, °C	Calor de fusión [a,b], cal/mol	Punto de ebullición a 1 atm, °C	Calor de vaporiz., [a,b], cal/mol
Yodo:				
I_2	113.0	3 650	183	19 390
ICl(α)	17.2	2 660		
ICl(β)	13.9	2 270		
IF_7	.....	.....	[e]	7 460[e]
Hierro:				
Fe	1530	3 560	2735	84 600
$FeCl_3$	677	7 800	1026	30 210
$FeCl_2$	304	20 590	319	12 040
$Fe(CO)_5$	− 21	3 250	105	9 000
FeO	1380	(7 700)		
FeS	1195	5 000		
Criptón:				
Kr	−157	360[e]	152.9	2 310[e]
Plomo:				
Pb	327.4	1 224	1744	42 060
$PbBr_2$	488	4 290	914	27 700
$PbCl_2$	498	5 650	954	29 600
PbF_2	824	1 860	1293	38 300
PbI_2	412	5 970	872	24 850
$PbMoO_4$	1065	(25 800)		
PbO	890	2 820	1472	51 310
PbS	1114	4 150	1281	(50 000)
$PbSO_4$	1087	9 600		
$PbWO_4$	1123	(15 200)		
Litio:				
Li	179	1 100	1372	32 250
$LiBO_2$	845	(5 570)		
LiBr	552	2 900	1310	35 420
LiCl	614	3 200	1382	35 960
LiF	847	(2 360)	1681	50 970
LiI	440	(1 420)	1171	40 770
LiOH	462	2 480		
Li_2MoO_4	705	4 200		
$LiNO_3$				
Li_2SO_4	1177	7 210		
Li_2SiO_3	1249	7 430		
Li_2SO_4	857	3 040		
Li_2WO_4	742	(6 700)		
Magnesio:				
Mg	650	2 160	1107	32 520
$MgBr_2$	711	8 300		
$MgCl_2$	712	8 100	1418	32 690
MgF_2	1221	5 900		
MgO	2642	18 500		
$Mg_3(PO_4)_2$	1184	(11 300)		
$MgSiO_3$	1524	14 700		
$MgSO_4$	1127	3 500		
$MgZn_2$	589	(8 270)		
Manganeso:				
Mn	1220	3 450	2152	55 150
$MnCl_2$	650	7 340	1190	29 630
$MnSiO_3$	1274	(8 200)		
$MnTiO_3$	1404	(7 960)		
Mercurio:				
Hg	− 38.9	557	361	13 980
$HgBr_2$	241	3 960	319	14 080
$HgCl_2$	277	4 150	304	14 080
HgI_2	250	4 500	354	14 260
$HgSO_4$	850	(1 440)		
Molibdeno:				
Mo	2622	(6 660)	(4800)	(128.000)
MoF_6	17	2 500	36	6,000
MoO_3	745	(2 500)	1151	
Neon:				
Ne	−248.5	77	−246.0	440[e]
Níquel:				
Ni	1455	4 200	2730	87 300
$NiCl_2$	.....	.....	987[e]	48 360[e]
$Ni(CO)_4$	.....	.....	42.5	7 000
NiS	645	(2 980)		
Ni_3S_2	790	5 800		
Nitrógeno:				
N_2	−210.0	172	−195.8	1 336
NF_3	.....	.....	−129.0	3 000
NH_3	− 77.7	1 352[e]	− 33.4	5 581[e]
NH_4CNS	146	(4 700)		
NH_4NO_3	169.6	1 460		
N_2O	− 90.8	1 563	− 88.5	3 950
NO	−163.6	550	−151.7	3 307
N_2O_4	− 13	5 540	30	7 040
N_2O_5	.....	.....	32.4	13 800[e]
NOCl	.....	.....	− 6.4	6 140
Osmio:				
OsF_6	.....	.....	47.4	6 840
OsO_4 (amarillo)	56	4 060	130	9 450
OsO_4 (blanco)	42	2 340		
Oxígeno				
O_2	−218.9	106	−183.0	1 629
O_3	.....	.....	−111	2 880

Sustancia	Puntos de fusión, °C	Calor de fusión [a,b], cal/mol	Punto de ebullición a 1 atm, °C	Calor de vaporiz., [a,b], cal/mol
Paladio:				
Pd	1554	4 120		
Fósforo:				
P_4(Amarillo)	44.2	615	280	12 520
P_4(Violeta)	.....	.....	417[e]	25 600[e]
P_4(Negro)	.....	.....	453[e]	33 100
PCl_3	.....	.....	74.2	7 280
PH_3	−133.8	.....	−270[e]	− 87.7 3 480[e]
P_2O_5	23.8	3 360	174	10 380
P_4O_{10}(α)	569	17 080	591	20 670
P_4O_{10}(β)	.....	.....	358[e]	
$POCl_3$	1.1	3 110	105.1	8 380
P_2S_5	.....	.....	508	
Platino:				
Pt	1773.5	4 700	(4400)	(107 000)
Potasio:				
K	63.5	574	776	18 920
KBO_2	947	(5 700)		
KBr	742	5 000	1383	37 060
KCl	770	6 410	1407	38 840
KCN	623	(3 500)		
KCNS	179	2 250		
K_2CO_3	897	7 800		
K_2CrO_4	964	6 920		
$K_2Cr_2O_7$	398	8 770		
KF	857	6 500		
KI	682	4 100	1324	34 690
K_2MoO_4	922	(4 000)		
KNO_3	338	2 840		
KOH	360	(2 000)	1327	30 850
KPO_3	817	2 110		
K_3PO_4	1340	8 900		
$K_4P_2O_7$	1092	14 000		
K_2SO_4	1074	8 100		
K_2TiO_3	810	(10 600)		
K_2WO_4	927	(4 400)		
Praseodimio:				
Pr	932	2.700		
Radón:				
Rn	−71	.....	− 61.8	4 010
Renio:				
Re	(3000)			
Re_2O_7	296	15 340	362.4	18 060
Re_2O_3	147	3 800		
Rubidio:				
Rb	39.1	525	679	18 110
RbBr	677	3 700	1352	37 120
RbCl	717	4 400	1391	36 920
RbF	833	4 130	1408	39 510
RbI	638	2 990	1304	35 960
$RbNO_3$	305	1 340		
Selenio:				
Se_2	217	1 220	253	25 490
Se_8	.....	.....	736	20 600
SeF_4	.....	.....	− 45.8[e]	6 350[e]
SeO_2	.....	.....	317[e]	20 900
$SeOCl_2$	10	1 010	168	
Silicio:				
Si	1427	9 470	2290	
$SiCl_4$	− 67.6	1 845	56.8	6 860
Si_2Cl_6	− 1	.....	139	
Si_2Cl_6	.....	.....	211.4	12 340
$(SiCl_3)_2O$	− 33	.....	135.6	8 820
SiF_4	.....	.....	− 94.8[e]	6 130[e]
Si_2F_6	− 18.5	3 900	− 18.9[e]	10 400[e]
SiF_3Cl	−138	.....	− 70.1	4 460
SiF_2Cl_2	−144	.....	− 31.5	5 080
SiH_4	−185	.....	−111.6	2 960
Si_2H_6	−132.5	.....	− 14.3	5 110
Si_3H_8	−117	.....	53.1	6 780
Si_4H_{10}	− 93.5	.....	100	8 890
SiH_3Br	− 93.8	.....	2.4	5 650
SiH_2Br_2	− 70.0	.....	70.5	6 840
$SiHCl_3$	−126.5	.....	31.8	6 360
$(SiH_3)_3N$	−105.6	.....	48.7	6 850
$(SiH_3)_2O$	−144	.....	− 15.4	5 350
SiO_2 (cuarzo)	1470	3 400	2230	
SiO_2 (cristobalita)	1700	2 100		
Plata:				
Ag	960.5	2 700	2212	60 720
AgBr	430	2 180		
AgCl	455	3 155	1564	42 520
AgCN	350	2 750		
AgI	557	2 250	1506	34 450
$AgNO_3$	209	2 755		
Ag_2S	842	3 360		
Ag_2SO_4	657	(4 300)		
Sodio:				
Na	97.7	630	914	23 120
$NaBO_2$	966	8 660		

TABLA 3-177 Calores de fusión y vaporización de los elementos y compuestos inorgánicos — (*Conclusión*)

Sustancia	Punto de fusión, °C	Calor de fusión,[a,b] cal/mol	Punto de ebullición 1 atm, °C	Calor de vaporiz.,[a,b] cal/mol
Sodio (*cont.*):				
NaBr	747	6 140	1392	37 950
NaCl	800	7 220	1465	40 810
$NaClO_3$	255	5 290		
NaCN	562	(4 400)	1500	37 280
NaCNS	323	4 450		
Na_2CO_3	854	7 000		
NaF	992	7 000	1704	53 260
NaI	662	5 240		
Na_2MoO_4	687	3 600		
$NaNO_3$	310	3 760		
NaOH	322	2 000	1378	
$\frac{1}{2}Na_2O.\frac{1}{2}Al_2O_3.3SiO_2$	1107	13 150		
Na_3PO_4	988	(5 000)		
$Na_4P_2O_7$	970	(13 700)		
Na_2S	920	(1 200)		
Na_2SiO_3	1087	10 300		
$Na_2Si_2O_5$	884	8 460		
Na_2SO_4	884	5 830		
Na_2WO_4	702	5 800		
Estroncio:				
Sr	757	2 190	1384	33 610
SrBr₂	643	4 780		
$SrCl_2$	872	4 100		
SrF_2	1400	4 260		
$Sr_3(PO_4)_2$	1770	18 500		
Azufre:				
S (rómbico)	112.8	.....	444.6	2 200
S (monoclínico)[c]	119.2			
S_2Cl_2	.....	.....	138	8 720
SF_6	.....	.....	− 63.5[d]	5 600[e]
SO_2	− 75.5	1 769[g]	− 5.0	5 960[g]
$SO_3(\alpha)$	17	2 060	44.8	10 190
$SO_3(\beta)$	32.4	2 890		
$SO_3(\gamma)$	62.2	6 310		
$SOBr_2$	.....	.....	139.5	9 920
$SOCl_2$	.....	.....	75.4	7 600
SO_2Cl_2	.....	.....	69.2	7 760
Telurio:				
Ta	453	3 230	1090	
$TeCl_4$	.....	.....	392	16 830
TeF_6	.....	.....	− 38.6[d]	6 700[e]
Talio				
Tl	302.5	1 030	1457	38,810
TlBr	460	5 990	819	23,800
TlCl	427	4 260	807	24,420
Tl_2CO_3	273	4 400		
TlI	440	3 125	823	25,030
$TlNO_3$	207	2 290		
Tl_2S	449	3 000		
Tl_2SO_4	632	5 500		
Estaño:				
Sn_4	231.8	1 720	2270	68,000
$SnBr_4$	232	(1 700)		
$SnBr_2$	30	3 000		
$SnCl_4$	247	3 050	623	20,740
$SnCl_2$	− 33.2	2 190	113	8,330
$Sn(CH_3)_4$	.....	.....	78.3	7,320
SnH_4	− 149.8	.....	− 52.3	4,420
SnI_4	143.5	(4 300)		
Titanio:				
$TiBr_4$	38.2	(2 060)		
$TiCl_4$	− 23	2 240	136	8,350
TiO_2	1825	(11 400)		
Tungsteno				
W	3390	(8 400)	(5900)	(176,000)
WF_6	+ 0.4	1 800	17.3	6,350
Uranio				
UF_6	.....	.....	55.1[e]	9,990[e]
Xenón				
Xe	− 111.5	740	− 108.0	3,110
Cinc				
Zn	419.5	1 595	907	27,430
$ZnCl_2$	283	(5 500)	732	28,710
$Zn(C_2H_5)_2$	.....	.....	118	8,960
ZnO	1975	4 470		
ZnS	1645	(9 000)		
Circonio				
$ZrBr_4$	.....	.....	357[e]	25,800[e]
$ZrCl_4$	.....	.....	311[e]	25,290[e]
ZrI_4	.....	.....	431[e]	29,030[e]
ZrO_2	2715	20 800		

[a] Los valores entre paréntesis son inciertos.
[b] Para el punto de congelación o el punto de ebullición normal, si no se indica otra cosa.
[c] Sublimación.
[d] Se descompone a aproximadamente 75 °C.; valores obtenidos por extrapolación.
[e] Bichowsky y Rossini, "Thermochemistry of the Chemical Substances," Reinhold, Nueva York, (1936).
[f] Se descompone antes de llegar al punto de ebullición normal.
[g] Se descompone a aproximadamente 40 °C.; valores obtenidos por extrapolación.
[h] Véase también la página 3-281 y siguientes sobre la tabla de vapor de agua.
[i] Giauque y Ruehrwein, *J. Am. Chem. Soc.*, **61**, 2626 (1939).
[j] Giauque y Egan, *J. Chem. Phys.*, **5**, 45 (1937).
[k] Kemp y Giauque, *J. Am. Chem. Soc.*, **59**, 79 (1937).
[l] Brown y Manov, *J. Am. Chem. Soc.*, **59**, 500 (1937).
[m] Giauque y Powell, *J. Am. Chem. Soc.*, **61**, 1970 (1939).
[n] Overstreet y Giauque, *J. Am. Chem. Soc.*, **59**, 254 (1937).
[o] Stephenson y Giauque, *J. Chem. Phys.*, **5**, 149 (1937).
[p] Giauque Stephenson, *J. Am. Chem. Soc.*, **60**, 1389 (1938).
[q] Osborne, Stimson y Ginnings, *Bur. Standards J. Research*, **23**, 197, 261 (1939).
[r] Miles y Menzies, *J. Am. Chem. Soc.*, **58**, 1067 (1936).
[s] Long y Kemp, *J. Am. Chem. Soc.*, **58**, 1829 (1936).
[t] Giauque y Blue, *J. Am. Chem. Soc.*, **58**, 831 (1936).
[u] Ruehrwein y Giauque, *J. Am. Chem. Soc.*, **61**, 2940 (1939).

TABLA 3-178 Calores de fusión de compuestos orgánicos

Los valores para los hidrocarburos proceden de las tablas del American Petroleum Institute Research Project 44 en el National Bureau of Standards, con algunosde Parks y Huffman, *Ind. Eng. Chem.* **23**, 1138(1931).

Para los compuestos distintos de los hidrocarburos, los valores se volvieron a calcular a partir de datos que aparecen en *International Critical Tables*, vol. 5.

Compuestos hidrocarburos	Fórmula	Punto de fusión, °C	Calor de fusión cal./g.
Parafinas:			
Metano	CH_4	−182.48	14.03
Etano	C_2H_6	−183.23	22.712
Propano	C_3H_8	−187.65	19.100
n-Butano	C_4H_{10}	−138.33	19.167
2-Metilpropano	C_4H_{10}	−159.60	18.668
n-Pentano	C_5H_{12}	−129.723	27.874
2-Metilbutano	C_5H_{12}	−159.890	17.076
2,2-Dimetilpropano	C_5H_{12}	− 16.6	10.786
n-Hexano	C_6H_{14}	− 95.320	36.138
2-Metilpentano	C_6H_{14}	−153.680	17.407
2,2-Dimetilbutano	C_6H_{14}	− 99.73	1.607
2,3-Dimetilbutano	C_6H_{14}	−128.41	2.351
n-Heptano	C_7H_{16}	− 90.595	33.513
2-Metilhexano	C_7H_{16}	−118.270	21.158
3-Etilpentano	C_7H_{16}	−118.593	22.555
2,2-Dimetilpentano	C_7H_{16}	−123.790	13.982
2,4-Dimetilpentano	C_7H_{16}	−119.230	15.968
3,3-Dimetilpentano	C_7H_{16}	−134.46	16.856
2,2,3-Trimetilbutano	C_7H_{16}	− 24.96	5.250
n-Octano	C_8H_{18}	− 56.798	43.169
2-Metilheptano	C_8H_{18}	−109.04	21.458
3-Metilpentano	C_8H_{18}	−120.50	23.795
4-Metilheptano	C_8H_{18}	−120.955	22.692
2,2-Dimetilhexano	C_8H_{18}	−121.18	24.226
2,5-Dimetilhexano	C_8H_{18}	− 91.200	26.903
3,3-Dimetilhexano	C_8H_{18}	−126.10	14.9
2-Metil-3-etilpentano	C_8H_{18}	−114.960	23.690
3-Metil-3-etilpentano	C_8H_{18}	− 90.870	22.657
2,2,3-Trimetilpentano	C_8H_{18}	−112.27	18.061
2,2,4-Trimetilpentano	C_8H_{18}	−107.365	19.278
2,3,3-Trimetilpentano	C_8H_{18}	−100.70	3.204
2,3,4-Trimetilpentano	C_8H_{18}	−109.210	19.392
2,2,3,3-Tetrametilbutano	C_8H_{18}	+100.69	14.900
n-Nonano	C_9H_{20}	− 53.9	41.2
n-Decano	$C_{10}H_{22}$	− 30.0	48.3
n-Undecano	$C_{11}H_{24}$	− 25.9	34.1
n-Dodecano	$C_{12}H_{26}$	− 9.6	51.3
Eicosano	$C_{20}H_{42}$	+ 36.4	52.0
Pentacosano	$C_{25}H_{52}$	+ 53.3	53.6
Tritriacontano	$C_{33}H_{68}$	+ 71.1	54.0
Aromáticos:			
Benceno	C_6H_6	+ 5.533	30.100
Metilbenceno (Tolueno)	C_7H_8	− 94.991	17.171
Etilbenceno	C_8H_{10}	− 94.950	20.629
o-Xileno	C_8H_{10}	− 25.187	30.614
m-Xileno	C_8H_{10}	− 47.872	26.045
p-Xileno	C_8H_{10}	+ 13.263	38.526
n-Propilbenceno	C_9H_{12}	− 99.500	16.97
Isopropilbenceno	C_9H_{12}	− 96.028	19.22
1-Metil-2-etilbenceno	C_9H_{12}	− 80.833	21.13
1-Metil-3-etilbenceno	C_9H_{12}	− 95.55	15.14
1-Metil-4-etilbenceno	C_9H_{12}	− 62.350	25.29
1,2,3-Trimetilbenceno	C_9H_{12}	− 25.375	16.64
1,2,4-Trimetilbenceno	C_9H_{12}	− 43.80	24.54
1,3,5-Trimetilbenceno	C_9H_{12}	− 44.720	18.97
Naftaleno	$C_{10}H_8$	+ 80.0	36.0
Canfeno	$C_{10}H_{12}$	+ 51	57
Dureno	$C_{10}H_{14}$	+ 79.3	37.4
Isodureno	$C_{10}H_{14}$	− 24.0	23.0
Preniteno	$C_{10}H_{14}$	− 7.7	20.0
p-Cimeno	$C_{10}H_{14}$	− 68.9	17.1
n-Butilbenceno	$C_{10}H_{14}$	− 88.5	19.5
terc-Butilbenceno	$C_{10}H_{14}$	− 58.1	14.9
β-Metilnaftaleno	$C_{11}H_{10}$	+ 34.1	20.1
Difenilo	$C_{12}H_{10}$	+ 68.6	28.8
Hexametilbenceno	$C_{12}H_{18}$	+165.5	30.4
Difenilmetano	$C_{13}H_{12}$	+ 25.2	26.4
Antraceno	$C_{14}H_{10}$	+216.5	38.7
Fenantreno	$C_{14}H_{10}$	+ 96.3	25.0
Tolano	$C_{14}H_{10}$	+ 60	28.7
Estilbeno	$C_{14}H_{12}$	+124	40.0
Dibencilo	$C_{14}H_{14}$	+ 51.4	30.7
Tritenilmetano	$C_{19}H_{16}$	+ 92.1	21.1
Ciclohexanos alkílicos:			
Ciclohexano	C_6H_{12}	+ 6.67	7.569
Metilciclohexano	C_7H_{14}	−126.58	16.429
Ciclopentanos alkílicos:			
Ciclopentano	C_5H_{10}	− 93.80	2.068
Metilciclopentano	C_6H_{12}	−142.445	19.68
Etilciclopentano	C_7H_{14}	−138.435	11.10
1,1-Dimetilciclopentano	C_7H_{14}	− 69.73	3.36
cis-1,2-Dimetilciclopentano	C_7H_{14}	− 53.85	3.87
trans-1,2-Dimetilciclopentano	C_7H_{14}	−117.57	15.68
trans-1,3-Dimetilciclopentano	C_7H_{14}	−133.680	17.93
Monoolefinas:			
Eteno (Etileno)	C_2H_4	−169.15	28.547
Propeno (Propileno)	C_3H_6	−185.25	17.054
1-Buteno	C_4H_8	−185.35	16.393
cis-2-Buteno	C_4H_8	−138.91	31.135
trans-2-Buteno	C_4H_8	−105.55	41.564
2-Metilpropeno (isobuteno)	C_4H_8	−140.35	25.265
1-Penteno	C_5H_{10}	−165.27	16.82
cis-2-Penteno	C_5H_{10}	−151.363	24.239
trans-2-Penteno	C_5H_{10}	−140.235	26.536
2-Metil-1-buteno	C_5H_{10}	−137.560	26.879
3-Metil-1-buteno	C_5H_{10}	−168.500	18.009
2-Metil-2-buteno	C_5H_{10}	−133.780	25.738
Acetilenos:			
Acetileno	C_2H_2	− 81.5	23.04
2-Butino (dimetilacetileno)	C_4H_6	−132.23	40.808

Compuestos no hidrocarburos	Fórmula	Punto de fusión, °C	Calor de fusión, cal./g
Acético, ácido	$C_2H_4O_2$	16.7	46.68
Acetona	C_3H_6O	−95.5	23.42
Acrílico, ácido	$C_3H_4O_2$	12.3	37.03
Alocinámico, ácido	$C_9H_8O_2$	68	27.35
Amílico, alcohol	$C_5H_{12}O$	−78.9	26.65
Aminobenzoico (*o*–), ácido	$C_7H_7NO_2$	145	35.48
(*m*–)	$C_7H_7NO_2$	179.5	38.03
(*p*–)	$C_7H_7NO_2$	188.5	36.46
Anetol	$C_{10}H_{12}O$	22.5	25.80
Anilina	$C_6H_5NH_2$	−6.3	27.09
Antraquinona	$C_{14}H_8O_2$	284.8	37.48
Apiol	$C_{12}H_{14}O_4$	29.5	25.80
Azobenceno	$C_{12}H_{10}N_2$	67.1	28.91
Azoxibenceno	$C_{12}H_{10}N_2O$	36	21.62
Bencilanilina	$C_{13}H_{13}N$	32.37	21.86
Bencilo	$C_{14}H_{10}O_2$	95.2	22.15
Benzofenona	$C_{13}H_{10}O$	47.85	23.53
Benzoico, ácido	$C_7H_6O_2$	122.45	33.90
Bromoalcanfor	$C_{10}H_{15}BrO$	78	41.57
Bromoclorobenceno (*o*–)	C_6H_4BrCl	−12.6	15.41
(*m*–)	C_6H_4BrCl	−21.2	15.29
(*p*–)	C_6H_4BrCl	64.6	23.41
Bromofenol (*p*–)	C_6H_5BrO	63.5	29.50
Bromol, hidrato	$C_3H_6Br_2O_2$	46	16.90
Bromotolueno (*p*–)	C_7H_7Br	28	20.86
Bromoyodobenceno (*o*–)	C_6H_4BrI	21	12.18
(*m*–)	C_6H_4BrI	9.3	10.27
(*p*–)	C_6H_4BrI	90.1	16.60
Butílico (*n*–), alcohol	$C_4H_{10}O$	−89.2	29.93
(*t*–)	$C_4H_{10}O$	25.4	21.88
Butírico (*n*–), ácido	$C_4H_8O_2$	−5.7	30.04
Cáprico (*n*–), ácido	$C_{10}H_{20}O_2$	31.99	38.87
Caprílico (*n*–), ácido	$C_8H_{16}O_2$	16.3	35.40
Carbazol	$C_{12}H_9N$	243	42.05
Carbono, tetracloruro de	CCl_4	−22.8	41.57
Carvoxima (*d*–)	$C_{10}H_{13}NO$	71.5	23.29
(*l*–)	$C_{10}H_{13}NO$	71	23.41
(*dl*–)	$C_{10}H_{13}NO$	91	24.61
Cetílico, alcohol	$C_{16}H_{34}O$	49.27	33.80
Cianamida	CH_2N_2	44	49.81
Cinámico, ácido	$C_9H_8O_2$	133	36.50
anhídrido	$C_{18}H_{14}O_3$	48	28.14
Ciclohexanol	$C_6H_{12}O$	25.46	4.19
Cloracético (α–), ácido	$C_2H_3ClO_2$	61.2	31.06
(β–)	$C_2H_3ClO_2$	56	35.12
Cloral, alcoholato	$C_4H_7Cl_3O_3$	9	24.03
hidrato	$C_2H_3Cl_3O_2$	47.4	33.18
Cloroanilina (*p*–)	C_6H_6ClN	71	37.15
Clorobenzoico (*o*–), ácido	$C_7H_5ClO_2$	140.2	39.30
(*m*–)	$C_7H_5ClO_2$	154.25	36.41
(*p*–)	$C_7H_5ClO_2$	239.7	49.21
Cloronitrobenceno (*m*–)	$C_6H_4ClNO_2$	44.4	29.38
(*p*–)	$C_6H_4ClNO_2$	83.5	31.51
Cresol (*p*–)	C_7H_8O	34.6	26.28
Crotónico (α–) ácido	$C_4H_6O_2$	72	25.32
(*cis*–)	$C_4H_6O_2$	71.2	34.90

TABLA 3-178 Calores de fusión de compuestos orgánicos (*Conclusión*)

Compuestos no hidrocarburos	Fórmula	Punto de fusión, °C	Calor de fusión cal/g
Dibromobenceno (*o*–)	$C_6H_4Br_2$	1.8	12.78
(*m*–)	$C_6H_4Br_2$	−6.9	13.38
(*p*–)	$C_6H_4Br_2$	86	20.55
Dibromofenol (2,4–)	$C_6H_4Br_2O$	12	13.97
Dicloroacético, ácido	$C_2H_2Cl_2O_2$	−4(?)	14.21
Diclorobenceno (*o*–)	$C_6H_4Cl_2$	−16.7	21.02
(*m*–)	$C_6H_4Cl_2$	−24.8	20.55
(*p*–)	$C_6H_4Cl_2$	53.13	29.67
Difenilamina	$C_{12}H_{11}N$	52.96	25.23
Dihidroxibenceno (*o*–)	$C_6H_6O_2$	104.3	49.40
(*m*–)	$C_6H_6O_2$	109.65	46.20
(*p*–)	$C_6H_6O_2$	172.3	58.77
Dimetilo (*dl*–), tartrato	$C_6H_{10}O_6$	87	35.12
(*d*–)	$C_6H_{10}O_6$	49	21.50
Dimetilpirona	$C_7H_8O_2$	132	56.14
Dinitrobenceno (*o*–)	$C_6H_4N_2O_4$	116.93	32.25
(*m*–)	$C_6H_4N_2O_4$	89.7	24.70
(*p*–)	$C_6H_4N_2O_4$	173.5	39.99
Dinitrotolueno (2,4–)	$C_7H_6N_2O_4$	70.14	26.40
Dioxano	$C_4H_8O_2$	11.0	34.85
Diyodobenceno (*o*–)	$C_6H_4I_2$	23.4	10.15
(*m*–)	$C_6H_4I_2$	34.2	11.54
(*p*–)	$C_6H_4I_2$	129	16.20
Elaídico, ácido	$C_{18}H_{34}O_2$	44.4	52.08
Esteárico, ácido	$C_{18}H_{36}O_2$	68.82	47.54
Etilenglicol	$C_2H_6O_2$	−11.5	43.26
Etileno dibromuro	$C_2H_4Br_2$	10.012	13.52
Etílico, acetato	$C_4H_8O_2$	83.8	28.43
Etílico, alcohol	C_2H_6O	−114.4	25.76
Etílico, éter	$C_4H_{10}O$	−116.3	23.54
Fenilacético, ácido	$C_8H_8O_2$	76.7	25.44
Fenilhidracina	$C_6H_8N_2$	19.6	36.31
Fenol	C_6H_6O	40.92	29.03
Fórmico, ácido	CH_2O_2	8.40	58.89
Glicerol	$C_3H_8O_3$	18.07	47.49
Glutárico, ácido	$C_5H_8O_4$	97.5	37.39
Hidrazobenceno	$C_{12}H_{12}N_2$	134	22.89
Hidrocinámico, ácido	$C_9H_{10}O_2$	48	28.14
Hidroxiacetanilida	$C_8H_9NO_2$	91.3	33.59
Isopropílico, alcohol	C_3H_8O	−88.5	21.08
Isopropílico, éter	$C_6H_{14}O$	−86.8	25.79
Láurico (*n*–), ácido	$C_{12}H_{24}O_2$	43.22	43.72
Levulínico, ácido	$C_5H_8O_3$	33	18.97
Mentol (1–) (α)	$C_{10}H_{20}O$	43.5	18.63
Meristico, ácido	$C_{14}H_{28}O_2$	53.86	47.49
Metílico, alcohol	CH_4O	−97.8	23.7
Metilo, cinamato	$C_{10}H_{10}O_2$	36	26.53
fenilpropiolato	$C_{10}H_8O_2$	18	22.86
fumarato	$C_4H_4O_4$	102	57.93
oxalato	$C_4H_6O_4$	54.35	42.64
succinato	$C_6H_{10}O_4$	19.5	35.72
Naftilamina (α–)	$C_{10}H_9N$	50	22.34
Naftol (α–)	$C_{10}H_8O$	95.0	38.94
(β–)	$C_{10}H_8O$	120.6	31.30
Nitroanilina (*o*–)	$C_6H_6N_2O_2$	71.2	27.88
(*m*–)	$C_6H_6N_2O_2$	114.0	40.97
(*p*–)	$C_6H_6N_2O_2$	147.3	36.46
Nitrobenceno	$C_6H_5NO_2$	5.85	22.52
Nitrobenzoico (*o*–), ácido	$C_7H_5NO_4$	145.8	40.06
(*m*–)	$C_7H_5NO_4$	141.1	27.59
(*p*–)	$C_7H_5NO_4$	239.2	52.08
Nitrofenol (*o*–)	$C_6H_5NO_3$	45.13	26.76
Nitronaftaleno	$C_{10}H_7NO_2$	56.7	25.44
Palmítico, ácido	$C_{16}H_{32}O_2$	61.82	39.18
Paraldehído	$C_6H_{12}O_3$	10.5	25.02
Pelárgico (*n*–) (β–), ácido	$C_9H_{18}O_2$	.....	39.04
Peralgónico (*n*–) (α–), ácido	$C_9H_{18}O_2$	12.35	30.63
Propílico (*n*–), éter	$C_6H_{14}O$	−126.1	20.66
Quinona	$C_6H_4O_2$	115.7	40.85
Succínico, anhídrido	$C_4H_4O_3$	119	48.74
Succinonitrilo	$C_4H_4N_2$	54.5	11.71
Tetracloroxileno (*o*–)	$C_8H_6Cl_4$	86	21.02
(*p*–)	$C_8H_6Cl_4$	95	22.10
Timol	$C_{10}H_{14}O$	51.5	27.47
Tiofeno	C_4H_4S	−39.4	14.11
Tiosinamina	$C_4H_8N_2S$	77	33.45
Tolúico (*o*–), ácido	$C_8H_8O_2$	103.7	35.40
(*m*–)	$C_8H_8O_2$	108.75	27.59
(*p*–)	$C_8H_8O_2$	179.6	39.90
Toluidina (*p*)	C_7H_9N	43.3	39.90
Tribromotenol (2, 4, 6–)	$C_6H_3Br_3O$	93	13.38
Tricloroacético, ácido	$C_2HCl_3O_2$	57.5	8.60
Triestearina	$C_{57}H_{110}O_6$	70.8, 54.5	45.63
Trinitroglicerol	$C_3H_5N_3O_9$	12.3	23.02
Trinitrotolueno (2, 4, 6–)	$C_7H_5N_3O_6$	80.83	22.34
Undecílico (α–) (*n*–), ácido	$C_{11}H_{22}O_2$	28.25	32.20
(β–) (*n*–)	$C_{11}H_{22}O_2$	.....	42.91
Uretano	$C_3H_7NO_2$	48.7	40.85
Veratrol	$C_8H_{10}O_2$	22.5	27.45
Xileno (*o*–), dibromuro	$C_8H_8Br_2$	95	24.25
(*m*–)	$C_8H_8Br_2$	77	21.45
Xileno (*o*–), dicloruro	$C_9H_8Cl_2$	55	29.03
(*m*–)	$C_9H_8Cl_2$	34	26.64
(*p*–)	$C_9H_8Cl_2$	100	32.73
Yodotolueno (*p*–)	C_7H_7I	34	18.75

e, °C	Calor de fusión cal/g.
	57.93
95	42.64
5	35.72
	22.54
0	38.94
6	31.30
2	27.88
0	40.97
6	36.46
85	22.52
8	40.06
1	27.59
2	52.88
15	26.76
7	25.44
82	39.18
5	25.02
	39.04
95	30.63
1	20.66
7	40.85
	48.74
5	11.71
	21.02
	22.10
5	27.47
4	14.11
	53.45
2	35.40
75	27.59
6	39.98
3	39.90
	13.38
5	8.60
1.5	45.63
3	23.02
.83	22.34
25	32.20
	42.91
7	40.85
5	27.45
	24.25
	21.45
	29.03
	26.64
	32.73
	18.75

TABLA 3-179 Calores de vaporización de compuestos orgánicos

Los valores para los hidrocarburos proceden de las tablas del American Petroleum Institute Research, Project 44, en el National Bureau of Standards.

Los valores para los que no son hidrocarburos fueron recalculados a partir de los datos de "*International Critical Tables*, vol. 5.

Hidrocarburos	Fórmula	Temperatura, °C	ΔH_v, cal./g
Parafinas:			
Metano	CH_4	—161.6	121.87
Etano	C_2H_6	—88.9	116.87
Propano	C_3H_8	25	81.76
		—42.1	101.76
n-Butano	C_4H_{10}	25	86.63
		—0.50	92.09
2-Metilpropano (isobutano)	C_4H_{10}	25	78.63
		—11.72	87.56
n-Pentano	C_5H_{12}	25	87.54
		36.08	85.38
2-Metilbutano (isopentano)	C_5H_{12}	25	81.47
		27.86	80.97
2,2-Dimetilpropano (neopentano)	C_5H_{12}	25	72.15
		9.45	75.37
n-Hexano	C_6H_{14}	25	87.50
		68.74	80.48
2-Metilpentano	C_6H_{14}	25	82.83
		60.27	76.89
3-Metilpentano	C_6H_{14}	25	83.96
		63.28	78.42
2,2-Dimetilbutano	C_6H_{14}	25	76.79
		49.74	73.75
2,3-Dimetilbutano	C_6H_{14}	25	80.77
		57.99	76.53
n-Heptano	C_7H_{16}	25	87.18
		98.43	76.45
2-Metilhexano	C_7H_{16}	25	83.02
		90.05	73.4
3-Metilhexano	C_7H_{16}	25	83.68
		91.95	74.1
3-Etilpentano	C_7H_{16}	25	84.02
		93.47	74.3
2,2-Dimetilpentano	C_7H_{16}	25	77.36
		79.20	69.7
2,3-Dimetilpentano	C_7H_{16}	25	81.68
		89.79	72.9
2,4-Dimetilpentano	C_7H_{16}	25	78.44
		80.51	70.9
3,3-Dimetilpentano	C_7H_{16}	25	78.76
		86.06	70.6
2,2,3-Trimetilbutano	C_7H_{16}	25	76.42
		80.88	69.3
n-Octano	C_8H_{18}	25	86.80
		125.66	73.19
2-Metilheptano	C_8H_{18}	25	83.02
		117.64	70.3
3-Metilheptano	C_8H_{18}	25	83.35
		118.92	71.3
4-Metilheptano	C_8H_{18}	25	83.01
		117.71	70.91
3-Etilhexano	C_8H_{18}	25	82.95
		118.53	71.7
2,2-Dimetilhexano	C_8H_{18}	25	78.02
		106.84	67.7
2,3-Dimetilhexano	C_8H_{18}	25	81.17
		115.60	70.2
2,4-Dimetilhexano	C_8H_{18}	25	79.02
		109.43	68.5
2,5-Dimetilhexano	C_8H_{18}	25	79.21
		109.10	68.6
3,3-Dimetilhexano	C_8H_{18}	25	78.54
		111.97	68.5
3,4-Dimetilhexano	C_8H_{18}	25	81.55
		117.72	70.2
2-Metil-3-etilpentano	C_8H_{18}	25	80.60
		115.65	69.7
3-Metil-3-etilpentano	C_8H_{18}	25	79.49
		118.26	69.3
2,2,3-Trimetilpentano	C_8H_{18}	25	77.24
		109.84	67.3
2,2,4-Trimetilpentano	C_8H_{18}	25	73.50
		99.24	64.87
2,3,3-Trimetilpentano	C_8H_{18}	25	77.87
		114.76	68.1
2,3,4-Trimetilpentano	C_8H_{18}	25	78.90
		113.47	68.37
2,2,3,3-Tetrametilbutano	C_8H_{18}	106.30	66.2
Bencenos alquílicos:			
Benceno	C_6H_6	25	103.57
		80.10	94.14
Metilbenceno (tolueno)	C_7H_8	25	98.55
		110.62	86.8
Etilbenceno	C_8H_{10}	25	95.11
		136.19	81.0
1,2-Dimetilbenceno (o-xileno)	C_8H_{10}	25	97.79
		144.42	82.9

TABLA 3-179 Calores de vaporización de compuestos orgánicos — (*Continuación*)

Hidrocarburos	Fórmula	Temperatura, °C	ΔH_v, cal./g
1,3-Dimetilbenceno (m-xileno)	C_8H_{10}	25	96.03
		139.10	82.0
1,4-Dimetilbenceno (p-xileno)	C_8H_{10}	25	95.40
		138.35	81.2
n-Propilbenceno	C_9H_{12}	25	91.93
		159.22	76.0
Isopropilbenceno	C_9H_{12}	25	89.77
		152.40	74.6
1-Metil-2-etilbenceno	C_9H_{12}	25	94.9
		165.15	77.3
1-Metil-3-etilbenceno	C_9H_{12}	25	93.3
		161.30	76.6
1-Metil-4-etilbenceno	C_9H_{12}	25	92.7
		162.05	76.4
1,2,3-Trimetilbenceno	C_9H_{12}	25	97.56
		176.15	79.6
1,2,4-Trimetilbenceno (seudocumeno)	C_9H_{12}	25	95.33
		169.25	78.0
1,3,5-Trimetilbenceno (mesitileno)	C_9H_{12}	25	94.40
		164.70	77.6
Ciclopentanos alquílicos			
Ciclopentano	C_5H_{10}	25	97.1
		49.26	93.1
Metilciclopentano	C_6H_{12}	25	89.83
		71.81	83.2
Etilciclopentano	C_7H_{14}	25	88.6
		103.45	78.3
1,1-Dimetilciclopentano	C_7H_{14}	25	82.5
		87.5	74.6
cis-1,2-Dimetilciclopentano	C_7H_{14}	25	86.4
		99.3	77.0
trans-1,2-Dimetilciclopentano	C_7H_{14}	25	83.9
		91.9	75.5
trans-1,3-Dimetilciclopentano	C_7H_{14}	25	83.6
		90.8	75.3
Ciclohexanos alquílicos			
Ciclohexano	C_6H_{12}	25	93.81
		80.74	85.6
Metilciclohexano	C_7H_{14}	25	86.07
		100.94	76.9
Etilciclohexano	C_8H_{16}	25	86.21
		131.79	73.7
1,1-Dimetilciclohexano	C_8H_{16}	25	80.9
		119.50	70.7
cis-1,2-Dimetilciclohexano	C_8H_{16}	25	84.59
		129.73	72.9
trans-1,2-Dimetilciclohexano	C_8H_{16}	25	81.70
		123.42	71.1
cis-1,3-Dimetilciclohexano	C_8H_{16}	25	83.49
		124.45	72.1
trans-1,3-Dimetilciclohexano	C_8H_{16}	25	81.42
		120.09	70.9
cis-1,4-Dimetilciclohexano	C_8H_{16}	25	83.13
		124.32	71.9
trans-1,4-Dimetilciclohexano	C_8H_{16}	25	80.67
		119.35	70.4
Monoolefinas:			
Eteno (etileno)	C_2H_4	−103.71	115.39
Propeno (propileno)	C_3H_6	−47.70	104.62
1-Buteno	C_4H_8	25	86.8
		−6.25	93.36
cis-2-Buteno	C_4H_8	25	94.5
		3.72	99.46
trans-2-Buteno	C_4H_8	25	91.8
		0.88	96.94
2-Metilpropeno (isobuteno)	C_4H_8	25	87.7
		−6.90	94.22

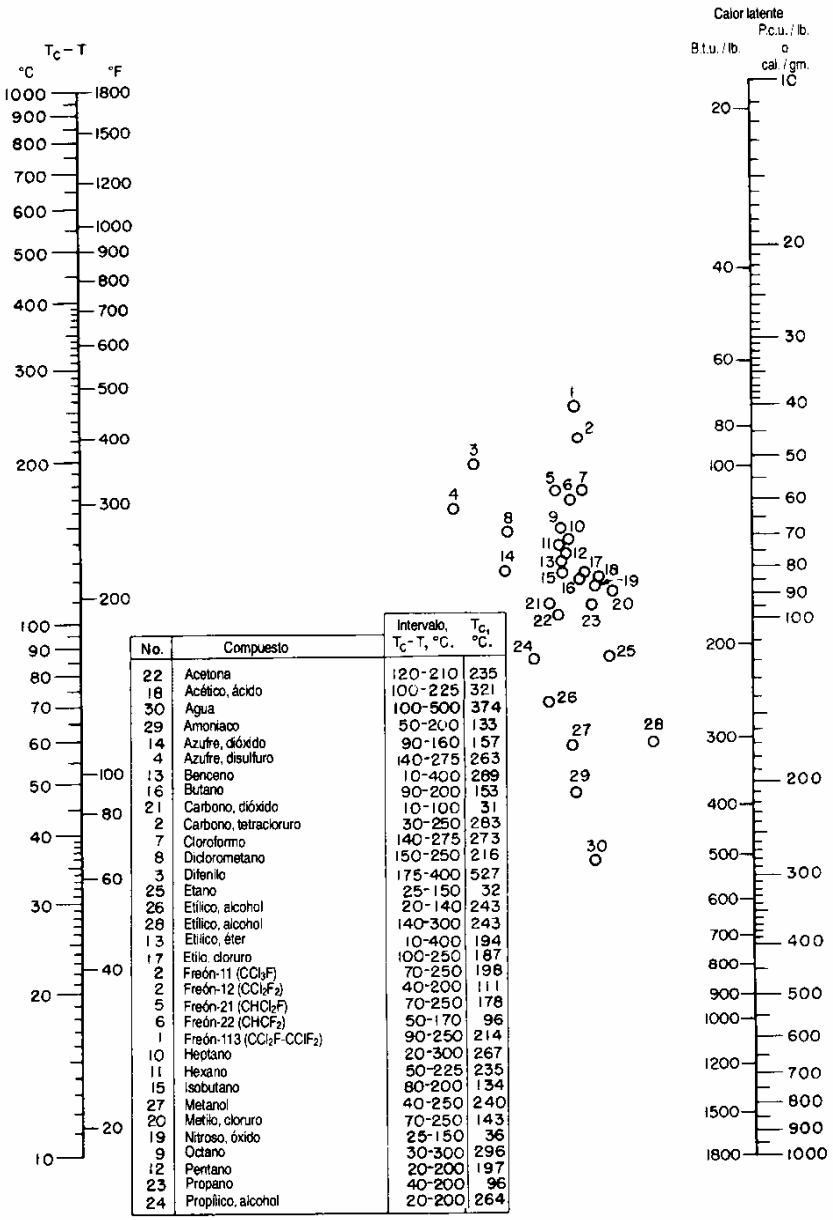
No hidrocarburos	Fórmula	Temperatura, °C.	ΔH_v, cal./g
Acetal	$C_6H_{14}O_2$	102.9	66.18
Acetaldehído	C_2H_4O	21	136.17
Acético, ácido	$C_2H_4O_2$	118.8	96.75
		140	94.37
		220	81.23
		321	0
anhídrido	$C_4H_6O_3$	137	66.18
Acetona	C_3H_6O	0	134.74
		20	131.87
		40	128.05
		60	123.51
		80	118.26
		100	112.76
		235	0
Acetilo, cloruro	C_2H_3ClO	51	78.84
Acetofenona	C_8H_8O	203.7	77.16
Acetonitrilo	C_2H_3N	80	173.68
Aire	. . . .	. . . .	51.0
Alílico, alcohol	C_3H_6O	96	163.41

TABLA 3-179 Calores de vaporización de compuestos orgánicos — (*Continuación*)

No hidrocarburos	Fórmula	Temperatura, °C	ΔH_v, cal./g
Amilamina (n)	$C_5H_{13}N$	95	98.67
Amileno	C_5H_{10}	12.5	76.01
Amílico, alcohol (n)	$C_5H_{11}OH$	131	120.17
alcohol (t)	$C_5H_{11}OH$	102	105.83
Amilo, bromuro (n)	$C_5H_{11}Br$	129	48.26
Amílico, éter (n)	$C_{10}H_{22}O$	170	69.52
Amilo, yoduro (n)	$C_5H_{11}I$	155	47.54
Anetol (p)	$C_{10}H_{12}O$	149.2	82.66
Anilina	C_6H_7N	232	71.43
Bencílico, alcohol	C_7H_8O	183	103.68
Benzaldehído	C_7H_6O	204.3	112.28
Benzonitrilo	C_7H_5N	179	86.48
Bromobenceno	C_6H_5Br	189	87.68
Butilo, acetato (n)	$C_6H_{12}O_2$	155.9	57.60
Butílico, alcohol (n)	$C_4H_{10}O$	124	73.82
(s)	$C_4H_{10}O$	116.8	141.26
Butílico, alcohol (t)	$C_4H_{10}O$	98.1	134.38
Butilo, formiato	$C_5H_{10}O$	83	130.44
propionato (n)	$C_5H_{10}O_2$	105.1	86.74
Butilmetilcetona (n)	$C_7H_{14}O_2$	144.9	71.74
Butírico, ácido (n)	$C_6H_{12}O$	127	82.42
Butironitrilo (n)	$C_4H_8O_2$	163.5	113.96
Capronitrilo	C_4H_7N	117.4	114.91
Carbono, disulfuro (sulfuro de carbono)	$C_6H_{11}N$	156	88.15
	CS_2	0	89.35
		46.25	84.09
		100	75.49
		140	67.97
tetracloruro	CCl_4	0	52.06
		76.75	46.42
		200	32.73
Carvacrol	$C_{10}H_{14}O$	237	68.09
Cianógeno	$(CN)_2$	0	102.97
cloruro	$CNCl$	13	134.98
Ciclohexanol	$C_6H_{12}O$	161.1	108.22
Ciclohexilo, cloruro	$C_6H_{11}Cl$	142.0	74.78
Cloral	C_2HCl_3O	. . . .	53.99
hidrato	$C_2H_3Cl_3O_2$	96	131.87
Clorobenceno	C_6H_5Cl	130.6	77.59
Cloroetilo, acetato (β)	$C_4H_7ClO_2$	141.5	80.75
Cloroetílico, alcohol (2)	C_2H_5ClO	126.5	122.94
Cloroformo	$CHCl_3$	0	64.74
		40	60.92
		61.5	59.01
		100	55.19
		260	0
Clorotolueno (o)	C_7H_7Cl	158.1	72.63
(p)	C_7H_7Cl	160.4	73.13
Cresol (m)	C_7H_8O	202	100.58
Dicloroacético, ácido	$C_2H_2Cl_2O_2$	194.4	77.16
Diclorodifluorometano	CCl_2F_2	−29.8	40.40
Dietilamina	$C_4H_{11}N$	58	91.02
Dietilcetona	$C_5H_{10}O$	101	90.78
Dietilo, carbonato	$C_5H_{10}O_3$	126	73.10
oxalato	$C_6H_{10}O_4$	185	67.61
Diisobutilamina	$C_8H_{19}N$	134	65.70
Dimetilanilina	$C_8H_{11}N$	193	80.75
Dimetilo, carbonato	$C_3H_6O_3$	90	88.15
Dipropilamina (n)	$C_6H_{15}N$	108	75.73
Dipropilcetona	$C_7H_{14}O$	143.5	75.73
Etilamina	C_2H_7N	15	145.97
Etileno, bromuro	$C_2H_4Br_2$	130.8	46.23
cloruro	$C_2H_4Cl_2$	0	85.29
		82.3	77.93
Etilenglicol	$C_2H_6O_2$	197	191.12
Etileno, óxido	C_2H_4O	13	138.56
Etilo, acetato	$C_4H_8O_2$	0.0	102.01
Etílico, alcohol	C_2H_6O	78.3	204.26
Etilo, benzoato	$C_9H_{10}O_2$	213	64.50
bromuro	C_2H_5Br	38.4	59.92
butirato (n)	$C_6H_{12}O_2$	118.9	74.68
caprilato	$C_{10}H_{20}O_2$	207	60.44
cloruro	C_2H_5Cl	4.7	92.93
		15.0	92.45
		20.0	92.22
		25.0	91.98
Etílico, éter	$C_4H_{10}O$	34.6	83.85
Etilo, formiato	$C_3H_6O_2$	53.3	97.18
isobutirato	$C_6H_{12}O_2$	109.2	72.05
isovaleriato	$C_7H_{14}O_2$	144	67.85
nonilato	$C_{11}H_{22}O_2$	227	58.05
propionato	$C_5H_{10}O_2$	97.6	80.08
valeriato (n)	$C_7H_{14}O_2$	98	77.16
yoduro	C_2H_5I	71.2	45.61
Etilideno, cloruro	$C_2H_4Cl_2$	0.0	76.69
		60	67.13
Etilisobutílico, éter	$C_6H_{14}O$	79.0	74.78
Etilmetilcetona	C_4H_8O	78.2	105.93
Etilmetilcetoxima	C_4H_9NO	182	115.87
Etilpropílico, éter	$C_5H_{12}O$	60	82.66
Fenilmetílico, éter	C_7H_8O	153	81.46
Fórmico, ácido	CH_2O_2	101	119.93

TABLA 3-179 Calores de vaporización de compuestos orgánicos — (*Conclusión*)

No hidrocarburos	Fórmula	Temperatura, °C	ΔHv, cal./g
Furano	C_4H_4O	31	95.32
Furfural	$C_5H_4O_2$	160.5	107.51
Heptílico, alcohol (n)	$C_7H_{16}O$	176	104.88
Hexilmetilcetona	$C_8H_{16}O$	173	74.06
Hidrógeno, cianuro (ácido cianhídrico)	HCN	20	210.23
Isoamilo, acetato	$C_7H_{14}O_2$	143.6	69.04
Isoamílico, alcohol	$C_5H_{12}O$	130.2	119.78
Isoamilo, butirato (n)	$C_9H_{18}O_2$	169	61.88
formiato	$C_6H_{12}O_2$	123	73.58
isobutirato	$C_9H_{18}O_2$	168	57.57
propionato	$C_8H_{16}O_2$	161	65.22
valeriato (n)	$C_{10}H_{20}O_2$	187	56.14
Isobutilo, acetato	$C_6H_{12}O_2$	115.3	73.75
Isobutílico, alcohol	$C_4H_{10}O$	106.9	138.08
Isobutilo, butirato (n)	$C_8H_{16}O_2$	157	64.50
formiato	$C_5H_{10}O_2$	97	78.50
isobutirato	$C_8H_{16}O_2$	148	63.31
isovaleriato	$C_9H_{18}O_2$	169	60.44
propionato	$C_7H_{14}O_2$	137	65.94
valeriato (n)	$C_9H_{18}O_2$	169	57.81
Isobutírico, ácido	$C_4H_8O_2$	154	111.57
Isopropílico, alcohol	C_3H_8O	82.3	159.35
Isopropilmetilcetona	$C_5H_{10}O$	92	89.83
Isovalérico, ácido	$C_5H_{10}O_2$	176.3	101.05
Limoneno	$C_{10}H_{16}$	165	69.52
Mesitílico, óxido	$C_6H_{10}O$	128	85.77
Metilal	$C_3H_8O_2$	42	89.83
Metilamilcetona (n)	$C_7H_{14}O$	149.2	82.66
Metilanilina	C_7H_9N	194	95.56
Metilbutilcetona (n)	$C_6H_{12}O$	127	82.42
Metiletilcetona	C_4H_8O	78.2	105.93
Metiletilcetoxima	C_4H_9NO	182	115.87
Metilhexilcetona	$C_8H_{16}O$	173	74.06
Metilo, acetato	$C_3H_6O_2$	0.0	113.96
		56.3	98.09
Metílico, alcohol	CH_4O	0	284.29
		64.7	262.79
		100	241.29
		160	193.51
		200	148.12
		200	109.89
		240	0
Metilo, butirato (n)	$C_5H_{10}O_2$	102.6	79.79
cloruro	CH_3Cl	−23.8	102.25
		+15.0	96.04
		20.0	95.32
		25.0	94.60
formiato	$C_2H_4O_2$	31.5	112.35
isobutirato	$C_5H_{10}O_2$	91.1	78.12
isovaleriato	$C_6H_{12}O_2$	116	72.39
propionato	$C_4H_8O_2$	79.0	87.56
valeriato (n)	$C_6H_{12}O_2$	116	70.00
yoduro	CH_3I	42	45.87
Metilfenílico, éter	C_7H_8O	153	81.46
Metilisopropilcetona	$C_5H_{10}O$	92	89.83
Naftaleno	$C_{10}H_8$	218	75.49
Nitrobenceno	$C_6H_5NO_2$	210	79.08
Nitrometano	CH_3NO_2	99.9	134.98
Octílico, alcohol (dl) (sec)	$C_8H_{18}O$	180	94.37
(n)	$C_8H_{18}O$	196	97.47
Picolina (α)	C_6H_7N	129	90.78
Piperidina	$C_5H_{11}N$	106	89.35
Piridina	C_5H_5N	114.1	107.36
Propilo, acetato (n)	$C_5H_{10}O_2$	100.4	80.27
Propílico, alcohol (n)	C_3H_8O	97.2	164.36
Propilo, butirato (n)	$C_7H_{14}O_2$	143.6	68.33
formiato (n)	$C_4H_8O_2$	80.0	88.13
isobutirato (n)	$C_7H_{14}O_2$	134	63.79
isovaleriato (n)	$C_8H_{16}O_2$	156	64.50
propionato (n)	$C_6H_{12}O_2$	120.6	73.15
Propiónico, ácido	$C_3H_6O_2$	139.3	98.81
Propionitrilo	C_3H_5N	97	134.26
Salicilaldehído	$C_7H_6O_2$	196	74.78
Tetracloroetano (1,1,2,2)	$C_2H_2Cl_4$	145	55.07
Tetracloroetileno	C_2Cl_4	120.7	50.05
Toluidina (o)	C_7H_9N	198	95.08
Tricloroetileno	C_2HCl_3	85.7	57.24
Valeronitrilo (n)	C_5H_9N	129	96.28



No.	Compuesto	Intervalo, $T_c - T$, °C.	T_c, °C.
22	Acetona	120-210	235
18	Acético, ácido	100-225	321
30	Agua	100-500	374
29	Amoniaco	50-200	133
14	Azufre, dióxido	90-160	157
4	Azufre, disulfuro	140-275	263
13	Benceno	10-400	289
16	Butano	90-200	153
21	Carbono, dióxido	10-100	31
2	Carbono, tetracloruro	30-250	283
7	Cloroformo	140-275	273
8	Diclorometano	150-250	216
3	Difenilo	175-400	527
25	Etano	25-150	32
26	Etílico, alcohol	20-140	243
28	Etílico, alcohol	140-300	243
13	Etílico, éter	10-400	194
17	Etilo, cloruro	100-250	187
2	Freón-11 (CCl_3F)	70-250	198
2	Freón-12 (CCl_2F_2)	40-200	111
5	Freón-21 ($CHCl_2F$)	70-250	178
6	Freón-22 ($CHCF_2$)	50-170	96
1	Freón-113 (CCl_2F-$CClF_2$)	90-250	214
10	Heptano	20-300	267
11	Hexano	50-225	235
15	Isobutano	80-200	134
27	Metanol	40-250	240
20	Metilo, cloruro	70-250	143
19	Nitroso, óxido	25-150	36
9	Octano	30-300	296
12	Pentano	20-200	197
23	Propano	40-200	96
24	Propílico, alcohol	20-200	264

FIG. 3-9 Calor latente de vaporización. (*Chilton, Colburn,* y *Vernon,* informe personal. Basados principalmente en datos de *International Critical Tables.*)

TABLA 3-180 Calores de fusión de diversos materiales

Material	Punto de fusión, °C	Calor de fusión, cal./g
Aleaciones:		
30.5 Pb + 69.5 Sn	183	17
36.9 Pb + 63.1 Sn	179	15.5
63.7 Pb + 36.3 Sn	177.5	11.6
77.8 Pb + 22.2 Sn	176.5	9.54
1 Pb + 9 Sn	236	28
24 Pb + 27.3 Sn + 48.7 Bi	98.8	6.85
25.8 Pb + 14.7 Sn + 52.4 Bi + 7 Cd	75.5	8.4
Silicatos:		
Anortita ($CaAl_2Si_2O_8$)	.....	100
Ortoclasa ($KAlSi_3O_8$)	.....	100
Microclina ($KAlSi_3O_8$)	.....	83
Wollastonita ($CaSiO_3$)	.....	100
Malacolita ($Ca_3MgSi_4O_{12}$)	.....	94
Diópsida (piroxeno) ($CaMgSi_2O_6$)	.....	100
Olivina (Mg_2SiO_4)	.....	130
Fayalita (Fe_2SiO_4)	.....	85
Espermaceti	43.9	37.0
Cera (de abejas)	61.8	42.3

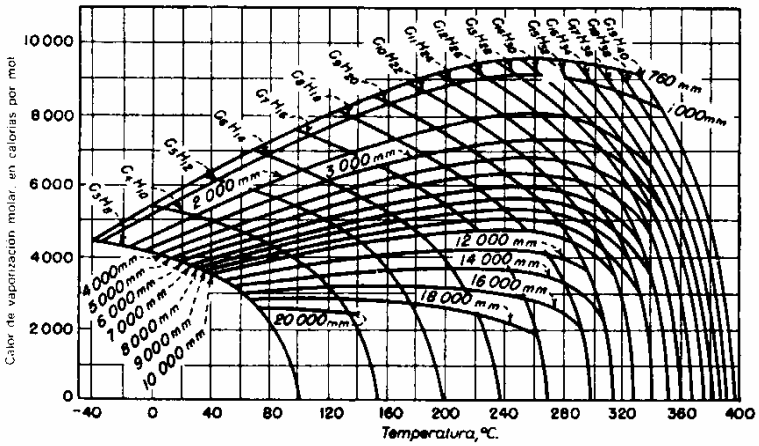


FIG. 3-10 Calores molares de vaporización de los hidrocrburos. [Schultz, *Ind. Eng. Chem.*, 22, 785 (1930).]

CALORES ESPECÍFICOS DE LOS COMPUESTOS PUROS

CONVERSIÓN DE UNIDADES

Para esta subsección, se aplican las siguientes conversiones de unidades:

$°F = {}^9/_5 °C + 32.$
$°F = 1.8 K.$

Para convertir calorías por gramo-kelvin a unidades térmicas británicas por libra-grado Rankine, multiplíquese por 1.0; para convertir calorías por gramo mol-kelvin a unidades térmicas británicas por libra mol-grado Rankine, multipliquese por 1.0.

Para convertir kilojoule por kilogramo-kelvin a unidades térmicas británicas por libra-grado Rankine, multiplíquese por 0.2388.

REFERENCIAS ADICIONALES

Datos adicionales aparecen en la subsección "Propiedades termodinámicas". Los datos para agua aparecen también en dicha subsección. Para tablas adicionales sobre agua refiérase a Eng. Sci. Data Item. 68008, 251 Regent Street, London, England, que contiene aproximadamente 5 000 valores de 1 a 1 000 bars y 0 a 1 500°C.

TABLA 3-181 Capacidades caloríficas de los elementos y compuestos inorgánicos*

Sustancia	Estado†	Capacidad calorífica a presión constante (T = K; 0°C = 273.1 K) cal./grado mol	Intervalo de temperaturas, K	% de incertidumbre
Aluminio:[1]				
Al	*c*	4.80 + 0.00322T	273 - 931	1
	l	7.00	931 - 1 273	5
AlBr₃	*c*	18.74 + 0.01866T	273 - 370	3
	l	29.5	370 - 407	5
AlCl₃	*c*	13.25 + 0.02800T	273 - 465	3
	l	31.2	465 - 504	3
AlCl₃.6H₂O	*c*	76	288 - 327	?
AlF₃	*c*	19.3	288 - 326	?
AlF₃.3½H₂O	*c*	50.5	288 - 326	?
AlF₃.3NaF	*c*	38.63 + 0.04760T — 449200/T²	273 - 1 273	2
	l	142	1 273 - 1 373	?
AlI₃	*c*	16.88 + 0.02666T	273 - 464	3
	l	28 8	464 - 480	5
Al₂O₃	*c,*	22.08 + 0.008971T — 522500/T²	273 - 1 973	3
$Al_2O_3.SiO_2$	*c,* silimanita	40.79 + 0.004763T — 992800/T²	273 - 1 573	3
	c, disteno	41.81 + 0.005283T — 1211000/T²	273 - 1 673	2
	c, andalusita	43.96 + 0.001923T — 1086000/T²	273 - 1 573	3
$3Al_2O_3.2SiO_2$	*c* mullita	59.65 + 0.0670T	273 - 576	5
$4Al_2O_3.3SiO_2$	*c*	113.2 + 0.0652T	273 - 575	3
$Al_2(SO_4)_3$	*c*	63.5	273 - 373	?
$Al_2(SO_4)_3.18H_2O$	*c*	235	288 - 325	?
Antimonio:				
Sb	*c*	5.51 + 0.00178T	273 - 903	2
	l	7.15	903 - 1 273	5
SbBr₃	*c*	17.2 + 0.0293T	273 - 370	?
SbCl₃	*c*	10.3 + 0.0511T	273 - 346	?
Sb₂O₃	*c*	19.1 + 0.0171T	273 - 929	?
Sb₂O₄	*c*	22.6 + 0.0162T	273 - 1 198	?
Sb₂S₃	*c*	24.2 + 0.0132T	273 - 821	?
Argón:				
Ar	*g*	4.97	Todas	0
Arsénico:				
As	*c*	5.17 + 0.00234T	273 - 1 168	5
AsCl₃	*l*	31.9	286 - 371	?
As₂O₃	*c*	8.37 + 0.0486T	273 - 548	?
As₂S₃	*c*	25.8	293 - 373	?
Azufre:[1b]				
S	*c,* rómbico	3.63 + 0.00640T	273 - 368	3
	c, monoclínico	4.38 + 0.00440T	368 - 392	3
S₂	*g*	3.58 + 0.00030T	300 - 2 500	5
S₂Cl₂	*l*	27.5	273 - 332	?
SO₂	*g*	7.70 + 0.00530T — 0.00000083T²	300 - 2 500	2½
Bario:				
BaCl₂	*c*	17.0 + 0.00334T	273 - 1 198	?
BaCl₂.H₂O	*c*	28.2	273 - 307	?
BaCl₂.2H₂O	*c*	37.3	273 - 307	?
$Ba(ClO_3)_2.H_2O$	*c*	51	289 - 320	?
BaCO₃	*c,* α	17.26 + 0.0131T	273 - 1 083	5
	c, β	30.0	1 083 - 1 255	15
BaMoO₄	*c*	34	273 - 297	?
Ba(NO₃)₂	*c*	39.8	285 - 371	?
BaSO₄	*c*	21.35 + 0.0141T	273 - 1 323	5

* Kelley, *U.S. Bur. Mines Bull.* 371, 1934. Si se desea una revisión, véase la obra de Kelley, *U.S. Bur. Mines Bull*, 477, 1948. Johnson (dir), WADD-TR-60-56, 1960, proporciona datos para muchos elementos y compuestos, a temperaturas criogénicas. Se pueden obtener datos tabulados para gases en muchas de las obras de consulta que se citan en la Subección de propiedades termodinámicas y en otras tablas de esta sección. Thinh, Duran y sus colaboradores, *Hydrocarbon Processing* **50**, 98 (1971), revisaron las ecuaciones previas de ajuste y dan nuevos ajustes para 408 hidrocarburos y compuestos conexos. Publicaciones posteriores incluyen Duran, Thinh, *et al., Hidrocarbon Process*, **50**, 153 (August 1976); Thompson, *J. Chem. Eng. Data*, **22**(4), 431 (1977); y Passut and Danner, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **11**, 543 (1972; **13**, 193 (1974).

† Los símbolos de esta columna tienen los significados que siguen: *c*, cristal; *l*, líquido; *g*, gas; *v*, vítreo.

TABLA 3-181 Capacidades caloríficas de los elementos y compuestos inorgánicos — (*Continuación*)

Sustancia	Estado†	Capacidad calorífica a presión constante ($T = K$; $0°C = 273.1\ K$) cal./grado mol	Intervalo de temperaturas, K	% de incertidumbre
Berilio:				
Be	*c*	$4.698 + 0.001555T - 121000/T^2$	273 - 1 173	1
BeO	*c*	$8.69 + 0.00365T - 313000/T^2$	273 - 1 175	5
$BeO.Al_2O_3$	*c*	25.4	273 - 373	?
$BeSO_4$	*c*	20.8	273 - 373	?
Bismuto:				
Bi	*c*	$5.38 + 0.00260T$	273 - 544	3
	l	7.60	544 - 1 273	3
Bi_2O_3	*c*	$23.27 + 0.01105T$	273 - 777	2
Bi_2S_3	*c*	30.4	284 - 372	?
Boro:				
B	*c*	$1.54 + 0.00440T$	273 - 1 174	5
B_2O_3	*v*	$5.14 + 0.0320T$	273 - 513	3
	v	30.4	513 - 623	3
BN	*c*	$1.61 + 0.00400T$	273 - 1 173	5
Bromo:				
Br_2	*g*	9.00	300 - 2 000	5
Cadmio:				
Cd	*c*	$5.46 + 0.002466T$	273 - 594	1
	l	7.13	594 - 973	5
CdO	*c*	$9.65 + 0.00208T$	273 - 2 086	?
CdS	*c*	$12.9 + 0.00090T$	273 - 1 273	?
$CdSO_4.\frac{8}{3}H_2O$	*c*	51.3	293	?
Calcio:				
Ca	*c*	$5.31 + 0.00333T$	273 - 673	2
	c	$6.29 + 0.00140T$	673 - 873	2
$CaCl_2$	*c*	$16.9 + 0.00386T$	273 - 1 055	?
$CaCO_3$	*c*	$19.68 + 0.01189T - 307600/T^2$	273 - 1 033	3
CaF_2	*c*	$14.7 + 0.00380T$	273 - 1 651	?
$CaMg(CO_3)_2$	*c*	40.1	299 - 372	?
$CaMoO_4$	*c*	33	273 - 297	?
CaO	*c*	$10.00 + 0.00484T - 108000/T^2$	273 - 1 173	2
$Ca(OH)_2$	*c*	21.4	276 - 373	?
$CaO.Al_2O_3.2SiO_2$	*c*, anortita	$63.13 + 0.01500T - 1537000/T^2$	273 - 1 673	1
	v	$67.41 + 0.01048T - 1874000/T^2$	273 - 973	1
$CaO.MgO.2SiO_2$	*c*, diópsido	$54.46 + 0.005746T - 1500000/T^2$	273 - 1 573	1
	v	$51.68 + 0.009724T - 1308000/T^2$	273 - 973	1
$CaO.SiO_2$	*c*, wollastonita	$27.95 + 0.002056T - 745600/T^2$	273 - 1 573	1
	c, seudowollastonita	$25.48 + 0.004132T - 488100/T^2$	273 - 1 673	1
	v	$23.16 + 0.009672T - 487100/T^2$	273 - 973	1
CaP_2O_6	*c*	39.5	287 - 371	?
$CaSO_4$	*c*	$18.52 + 0.02197T - 136800/T^2$	273 - 1 373	5
$CaSO_3.2H_2O$	*c*	46.8	282 - 373	?
$CaWO_4$	*c*	27.9	292 - 322	?
Carbono:				
C	*c*, grafito	$2.673 + 0.002617T - 116900/T^2$	273 - 1 373	2
	c, diamante	$2.162 + 0.003059T - 130300/T^2$	273 - 1 313	3
CH_4	*g*	$5.34 + 0.0115T$	273 - 1 200	2
CO	*g*	$6.60 + 0.00120T$	273 - 2 500	1½
CO_2	*g*	$10.34 + 0.00274T - 195500/T^2$	273 - 1 200	1½
CS_2	*l*	18.4	293	?
Cerio:				
Ce	*c*	$5.88 + 0.00123T$	273 - 908	?
CeO_2	*c*	15.1	273 - 373	?
$Ce_2(MoO_4)_3$	*c*	96	273 - 297	?
$Ce_2(SO_4)_3$	*c*	66.4	273 - 373	?
$Ce_2(SO_4)_3.5H_2O$	*c*	131.6	273 - 319	?
Cesio:				
Cs	*c*	$1.96 + 0.0182T$	273 - 301	3
	l	8.00	302	3
	g	4.97	Todas	0
CsBr	*c*	$12.6 + 0.00259T$	273 - 909	?
CsCl	*c*	$11.7 + 0.00309T$	273 - 752	?
CsF	*c*	$11.3 + 0.00285T$	273 - 957	?
CsI	*c*	$11.6 + 0.00268T$	273 - 894	?
Cinc:				
Zn	*c*	$5.25 + 0.00270T$	273 - 692	1
	l	$7.59 + 0.00055T$	692 - 1 122	3
$ZnCl_2$	*c*	$15.9 + 0.00800T$	273 - 638	?
ZnO	*c*	$11.40 + 0.00145T - 182400/T^2$	273 - 1 573	1
ZnS	*c*	$12.81 + 0.00095T - 194600/T^2$	273 - 1 173	5
ZnSb	*c*	$11.5 + 0.00313T$	273 - 810	?
$ZnSO_4$	*c*	28	293 - 373	?
$ZnSO_4.H_2O$	*c*	34.7	282	?
$ZnSO_4.6H_2O$	*c*	80.8	282	?
$ZnSO_4.7H_2O$	*c*	100.2	273 - 307	?
Circonio:				
ZrO_2	*c*	$11.62 + 0.01046T - 177700/T^2$	273 - 1 673	5
$ZrO_2.SiO_2$	*c*	26.7	297 - 372	?
Cloro:				
Cl_2	*g*	$8.28 + 0.00056T$	273 - 2 000	1½
Cobalto:				
Co	*c*	$5.12 + 0.00333T$	273 - 1 763	5
	l	8.40	1 763 - 1 873	5
$CoAs_2.CoS_2$	*c*	32.9	283 - 373	?
CoSb	*c*	$11.7 + 0.00156T$	273 - 1 464	?
Co_2Sn	*c*	$15.83 + 0.00950T$	273 - 903	2
CoS	*c*	$10.6 + 0.00251T$	273 - 1 373	?
$CoSO_4.7H_2O$	*c*	96	286 - 303	?

TABLA 3-181 Capacidades caloríficas de los elementos y compuestos inorgánicos — *(Continuación)*

Sustancia	Estado†	Capacidad calorífica a presión constante (T = K; 0° C = 273.1 K) cal./grado mol	Intervalo de temperaturas, K	% de incertidumbre
Cobre:[1]				
Cu	c	5.44 + 0.01462T	273 - 1 357	1
	l	7.50	1 357 - 1 573	3
CuAl	c	9.88 + 0.00500T	273 - 733	2
$CuAl_2$	c	16.78 + 0.00366T	273 - 733	2
Cu_2Al	c	19.61 + 0.01054T	273 - 775	2
CuI	c	12.1 + 0.00286T	273 - 675	?
CuI_2	c	20.1	274 - 328	?
CuO	c	$10.87 + 0.003576T - 150600/T^2$	273 - 810	2
$CuO.SiO_2.H_2O$	c	29	293 - 323	?
CuS	c	10.6 + 0.00264T	273 - 1 273	?
Cu_2S	c, α	9.38 + 0.0312T	273 - 376	3
	c, β	20.9	376 - 1 173	2
$CuS.FeS$	c	24	292 - 321	?
Cu_3Sb	c	13.73 + 0.01350T	273 - 573	2
Cu_3Sb	c	21.79 + 0.00900T	273 - 693	2
Cu_2Se	c, α	20.85	273 - 383	5
	c, β	20.35	283 - 488	5
Cu_2Si	c	21.3 + 0.00587T	273 - 1 135	?
$CuSO_4$	c	24.1	282	?
$CuSO_4.H_2O$	c	31.3	282	?
$CuSO_4.3H_2O$	c	49.0	282	?
$CuSO_4.5H_2O$	c	67.2	282	?
Criptón:				
Kr	g	4.97	Todas	0
Cromo:[4]				
Cr	c	4.84 + 0.00295T	273 - 1 823	5
	l	9.70	1 823 - 1 923	10
$CrCl_3$	c	23	286 - 319	?
Cr_2O_3	c	26.0 + 0.00400T	273 - 2 263	?
CrSb	c	12.3 + 0.00120T	273 - 1 383	?
$CrSb_2$	c	19.2 + 0.00184T	273 - 949	?
$Cr_2(SO_4)_3$	c	67.4	273 - 373	?
Escandio:				
Sc_2O_3	c	21.1	273 - 373	?
$Sc_2(SO_4)_3$	c	62.0	273 - 373	?
Estaño:[4]				
Sn	c	5.05 + 0.00480T	273 - 504	2
	l	6.6	504 - 1 273	10
SnAu	c	11.79 + 0.00233T	273 - 581	1
$SnCl_2$	c	16.2 + 0.00926T	273 - 520	?
$SnCl_4$	l	38.4	286 - 371	?
SnO	c	9.40 + 0.00362T	273 - 1 273	?
SnO_2	c	$13.94 + 0.00565T - 252000/T^2$	273 - 1 373	?
SnPt	c	11.49 + 0.00190T	273 - 1 318	1
SnS	c	12.1 +0.00165T	273 - 1 153	?
SnS_2	c	20.5 + 0.00400T	273 - 873	?
Estroncio:				
$SrBr_2$	c	18.1 + 0.00311T	273 - 923	?
$SrBr_2.H_2O$	c	28.9	277 - 370	?
$SrBr_2.6H_2O$	c	82.1	276 - 327	?
$SrCl_2$	c	18.2 + 0.00244T	273 - 1 143	?
$SrCl_2.H_2O$	c	28.7	276 - 365	?
$SrCl_2.2H_2O$	c	38.3	277 - 366	?
$SrCO_3$	c	21.8	281 - 371	?
SrI_2	c	18.6 + 0.00304T	273 - 783	?
$SrI_2.H_2O$	c	28.5	276 - 363	?
$SrI_2.2H_2O$	c	39.1	275 - 336	?
$SrI_2.6H_2O$	c	84.9	275 - 333	?
$SrMoO_4$	c	37	273 - 297	?
$Sr(NO_3)_2$	c	38.5	290 - 320	?
$SrSO_4$	c	26.2	293 - 369	?
Flúor:[5]				
F_2	g	6.50 + 0.00100T	300 - 3 000	5
Fósforo:				
P	c, amarillo	5.50	273 - 317	5
	c, rojo	0.21 + 0.0180T	273 - 472	10
	l	6.6	317 - 373	10
PCl_3	l	28.7	284 - 371	?
P_4O_{10}	c	15.72 + 0.1092T	273 - 631	2
	g	73.6	631 - 1 371	3
Galio:				
Ga_2O_3	c	18.2 + 0.0252T	273 - 923	?
$Ga_2(SO_4)_3$	c	62.4	273 - 373	?
Germanio:[4]				
G	c			
Helio:[9]				
He	g	4.97	Todas	0

TABLA 3-181 Capacidades caloríficas de los elementos y compuestos inorgánicos — (*Continuación*)

Sustancia	Estado†	Capacidad calorífica a presión constante ($T = K$; $0°C = 273.1\ K$) cal./grado mol	Intervalo de temperaturas, K	% de incertidumbre
Hidrógeno:[10]				
H	g	4.97	Todas	0
H_2	g	6.62 + 0.00081T	273 - 2 500	2
HBr	g	6.80 + 0.00084T	273 - 2 000	2
HCl	g	6.70 + 0.00084T	273 - 2 000	1½
HI	g	6.93 + 0.00083T	273 - 2 000	2
H_2O	l	Véase la tabla 3-174		
	g	$8.22 + 0.00015T + 0.000001347T^2$	300 - 2 500	?
H_2S	g	7.20 + 0.00360T	300 - 600	8
$H_2S_2O_7$	c	27	281	?
$H_2S_2O_7$	l	58	308	?
Hierro:[4]				
Fe	c, α	4.13 + 0.00638T	273 - 1 041	3
	c, β	6.12 + 0.00336T	1 041 - 1 179	3
	c, λ	8.40	1 179 - 1 674	5
	c, δ	10.0	1 674 - 1 803	5
	l	8.15	1 803 - 1 873	5
$FeAs_2$	c	17.8	283 - 373	?
Fe_3C	c	25.17 + 0.00223T	273 - 1 173	10
$FeCO_3$	c	22.7	293 - 968	?
FeO	c	$12.62 + 0.001492T - 76200/T^2$	273 - 1 173	2
Fe_2O_3	c	$24.72 + 0.01604T - 423400/T^2$	273 - 1 097	2
Fe_3O_4	c	$41.17 + 0.01882T - 979500/T^2$	273 - 1 065	2
$Fe_2O_3.3H_2O$	c	47.8	286 - 378	?
FeS	c, α	2.03 + 0.0390T	273 - 411	5
	c, β	12.05 + 0.00273T	411 - 1 468	3
FeS_2	c	10.7 + 0.01336T	273 - 773	?
FeSi	c	10.54 + 0.00458T	273 - 903	2
Fe_2SiO_4	c	$33.57 + 0.01907T - 879700/T^2$	273 - 1 161	2
$FeSO_4$	c	22	293 - 373	?
$Fe_2(SO_4)_3$	c	66.2	273 - 373	?
$FeSO_4.4H_2O$	c	63.6	282	?
$FeSO_4.7H_2O$	c	96	291 - 319	?
Iridio:				
Ir	c	5.50 + 0.00148T	273 - 1 873	1
Lantano:				
La	c	5.91 + 0.00100T	273 - 1 099	?
La_2O_3	c	22.6 + 0.00544T	273 - 2 273	?
$La_2(MoO_4)_3$	c	86	273 - 307	?
$La_2(SO_4)_3$	c	66.9	273 - 373	?
$La_2(SO_4)_3.9H_2O$	c	152	278 - 319	?
Litio:				
Li	c	0.68 + 0.0180T	273 - 459	10
	g	4.97	Todas	0
LiBr	c	11.5 + 0.00302T	273 - 825	?
$LiBr.H_2O$	c	22.6	278 - 318	?
LiCl	c	11.0 + 0.00339T	273 - 887	?
$LiCl.H_2O$	c	23.6	279 - 360	?
LiF	c	8.20 + 0.00520T	273 - 1 117	?
LiI	c	12.5 + 0.00208T	273 - 723	?
$LiI.H_2O$	c	23.6	277 - 359	?
$LiI.2H_2O$	c	32.9	277 - 345	?
$LiI.3H_2O$	c	43.2	277 - 347	?
$LiNO_3$	c	9.17 + 0.0360T	273 - 523	5
	l	26.8	523 - 575	5
Magnesio[3]				
Mg	c	$6.20 + 0.00133T - 67800/T^2$	273 - 923	1
	l	7.4	923 - 1 048	10
MgAg	c	10.58 + 0.00412T	273 - 905	2
Mg_2Al_3	c	34.4 + 0.0198T	273 - 736	?
MgAu	c	11.3 + 0.00189T	273 - 1 433	?
Mg_2Au	c	16.2 + 0.00451T	273 - 1 073	?
Mg_3Au	c	21.2 + 0.00614T	273 - 1 103	?
$MgCl_2$	c	17.3 + 0.00377T	273 - 991	?
$MgCl_2.6H_2O$	c	77.1	292 - 342	?
$MgCO_3$	c	16.9	290	?
$MgCu_2$	c	14.96 + 0.00776T	273 - 903	3
Mg_2Cu	c	15.5 + 0.00652T	273 - 843	?
$MgNi_2$	c	15.87 + 0.00692T	273 - 903	2
MgO	c	$10.86 + 0.001197T - 208700/T^2$	273 - 2 073	2
$MgO.Al_2O_3$	c	28	288 - 319	?
$MgO.SiO_2$	c, anfíbolo	$25.60 + 0.004380T - 674200/T^2$	273 - 1 373	1
	c, piroxeno	$23.35 + 0.008062T - 538800/T^2$	273 - 773	1
	v	$23.30 + 0.007734T - 542000/T^2$	273 - 973	1
$6MgO.MgCl_2.8B_2O_3$	c, α	58.7 + 0.408T	273 - 538	5
	c, β	107.2 + 0.2876T	538 - 623	5
$Mg(OH)_2$	c	18.2	292 - 323	?
Mg_3Sb_2	c	28.2 + 0.00560T	273 - 1 234	?
Mg_2Si	c	15.4 + 0.00415T	273 - 1 343	?

TABLA 3-181 Capacidades caloríficas de los elementos y compuestos inorgánicos — *(Continuación)*

Sustancia	Estado†	Capacidad calorífica a presión constante (T = K; 0°C = 273.1 K) cal./grado mol	Intervalo de temperaturas, K	% de incertidumbre
$MgSO_4$	c	26.7	296 - 372	?
$MgSO_4 \cdot H_2O$	c	33	282	?
$MgSO_4 \cdot 6H_2O$	c	80	282	?
$MgSO_4 \cdot 7H_2O$	c	89	291 - 319	?
Manganeso:				
Mn	c, α	3.76 + 0.00747T	273 - 1 108	5
	c, β	5.06 + 0.00395T	1 108 - 1 317	5
	c, λ	4.80 + 0.00422T	1 317 - 1 493	5
	l	11.0	1 493 - 1 673	10
$MnCl_2$	c	16.2 + 0.00520T	273 - 923	?
$MnCO_3$	c	7.79 + 0.0421T — 0.0000090T²	273 - 773	?
MnO	c	7.43 + 0.01038T — 0.00000362T²	273 - 1 923	?
Mn_2O_3	c	10.33 + 0.0530T — 0.0000257T²	273 - 1 173	?
Mn_3O_4	c	19.25 + 0.0538T — 0.0000209T²	273 - 1 773	?
MnO_2	c	1.92 + 0.0471T — 0.0000297T²	273 - 773	?
$Mn_2O_3 \cdot H_2O$	c	31	291 - 322	?
MnS	c	10.21 + 0.00656T — 0.00000242T²	273 - 1 883	?
$MnSO_4$	c	27.5	293 - 373	?
$MnSO_4 \cdot 5H_2O$	c	78	290 - 319	?
Mercurio:[11]				
Hg	l	6.61	273 - 630	1
	g	4.97	Todas	0
Hg_2	g	9.00	300 - 2 000	5
$HgCl$	c	11.05 + 0.00370T	273 - 798	?
$HgCl_2$	c	15.3 + 0.0103T	273 - 553	?
$Hg(CN)_2$	c	25	285 - 319	?
HgI	c	11.4 + 0.00461T	273 - 563	?
HgI_2	c, α	17.4 + 0.004001T	273 - 403	3
	c, β	20.2	403 - 523	3
HgO	c	11.5	278 - 371	?
HgS	c	10.9 + 0.00365T	273 - 853	?
Hg_2SO_4	c	31.0	273 - 307	?
Molibdeno:				
Mo	c	5.69 + 0.00188T — 50300/T²	273 - 1 773	5
MoO_3	c	15.1 + 0.012IT	273 - 1 068	?
MoS_2	c	19.7 + 0.00315T	273 - 729	?
Neón:[12]				
Ne	g	4.97	Todas	0
Níquel:[4]				
Ni	c, α	4.26 + 0.00640T	273 - 626	2
	c, β	6.99 + 0.000905T	626 - 1 725	5
	l	8.55	1 725 - 1 903	10
NiO	c	11.3 + 0.00215T	273 - 1 273	?
NiS	c	9.25 + 0.00640T	273 - 597	3
Ni_2Si	c	15.8 + 0.00329T	273 - 1 582	?
$NiSi$	c	10.0 + 0.00312T	273 - 1 273	?
Ni_2Sn	c	20.78 + 0.0102T	273 - 904	2
$NiSO_4$	c	33.4	293 - 373	?
$NiSO_4 \cdot 6H_2O$	c	82	291 - 325	?
$NiTe$	c	11.00 + 0.00433T	273 - 700	2
Nitrógeno:[13]				
N_2	g	6.50 + 0.00100T	300 - 3 000	3
NH_3	g	6.70 + 0.00630T	300 - 800	1½
NH_4Br	c	22.8	274 - 328	?
NH_4Cl	c, α	9.80 + 0.0368T	273 - 457	5
	c, β	5.0 + 0.0340T	457 - 523	5
NH_4I	c	17.8	273 - 328	?
NH_4NO_3	c	31.8	273 - 293	?
$(NH_4)_2SO_4$	c	51.6	275 - 328	?
NO	g	8.05 + 0.000233T — 156300/T²	300 - 5 000	2
Oro:				
Au	c	5.61 + 0.00144T	273 - 1 336	2
	l	7.00	1 336 - 1 573	5
$AuSb_2$	c, α	17.12 + 0.00465T	273 - 628	1
	$c, \beta\lambda$	11.47 + 0.01756T	628 - 713	?
Osmio:				
O_s	c	5.686 + 0.000875T	273 - 1 877	1
Oxígeno:[14]				
O_2	g	8.27 + 0.000258T — 187700/T²	300 - 5 000	1
Paladio:				
Pd	c	5.41 + 0.00184T	273 - 1 822	2
Plata:[4]				
Ag	c	5.60 + 0.00150T	273 - 1 234	1
	l	8.2	1 234 - 1 573	3
Ag_3Al	c	22.56 + 0.00570T	273 - 902	2
Ag_2Al	c	16.85 + 0.00450T	273 - 903	2
$AgAl_2$	c	58.62 + 0.0575T	273 - 768	5
$AgBr$	c	8.58 + 0.0141T	273 - 703	6

TABLA 3-181 Capacidades caloríficas de los elementos y compuestos inorgánicos — *(Continuación)*

Sustancia	Estado†	Capacidad calorífica a presión constante (T = K; 0°C = 273.1 K) cal./grado mol	Intervalo de temperaturas, K	% de incertidumbre
AgBr	*l*	14.9	703 - 836	5
AgCl	*c*	9.60 + 0.00929T	273 - 728	2
	l	14.05	728 - 806	5
AgCNO	*c*	18.7	273 - 353	?
AgI	*c*, α	8.58 + 0.0141T	273 - 423	6
$AgNO_3$	*c*, α	18.83 + 0.0160T	273 - 433	2
	c, β	25.7	433 - 482	5
	l	30.2	482 - 541	5
Ag_3PO_4	*c*	37.5	293 - 325	?
Ag_2S	*c*, α	18.8	273 - 448	5
	c, β	21.8	448 - 597	5
Ag_3Sb	*c*	19.53 + 0.0160T	273 - 694	5
Ag_2Se	*c*, α	20.2	273 - 406	5
	c, β	20.4	406 - 460	5
Platino:				
Pt	*c*	5.92 + 0.00116T	273 - 1 873	1
Plomo				
Pb	*c*	5.77 + 0.00202T	273 - 600	2
	l	6.8	600 - 1 273	5
$Pb_3(AsO_4)_2$	*c*	65.5	286 - 370	?
PbB_2O_4	*c*	26.5	288 - 371	?
PbB_4O_7	*c*	41.4	289 - 371	?
$PbBr_2$	*c*	18.13 + 0.00310T	273 - 761	2
	l	27.4	761 - 860	10
$PbCl_2$	*c*	15.88 + 0.00835T	273 - 771	2
	l	27.2	771 - 851	10
$2PbCl_2 \cdot NH_4Cl$	*c*	53.1	293	?
$PbCO_3$	*c*	21.1	286 - 320	?
$PbCrO_4$	*c*	29.1	292 - 325	?
PbF_2	*c*	16.5 + 0.00412T	273 - 1 091	?
PbI_2	*c*	18.66 + 0.00293T	273 - 648	2
	l	32.3	648 - 776	20
$PbMoO_4$	*c*	30.4	292 - 322	?
$Pb(NO_3)_2$	*c*	36.4	286 - 320	?
PbO	*c*	10.33 + 0.00318T	273 - 544	2
PbO_2	*c*	12.7 + 0.00780T	273 - ?	?
$Pb_2P_2O_7$	*c*	48.3	284 - 371	?
PbS	*c*	10.63 + 0.00401T	273 - 873	3
$PbSO_4$	*c*	26.4	293 - 372	?
PbS_2O_3	*c*	29	293 - 373	?
$PbWO_4$	*c*	35	273 - 297	?
Potasio:				
K	*c*	5.24 + 0.00555T	273 - 336	5
	l	7.7	336 - 373	5
	g	4.97	Todas	0
K_2	*g*	9.00	300 - 2 000	5
$KAsO_2$	*c*	25.3	290 - 372	?
KBO_2	*c*	12.6 + 0.0126T	273 - 1 220	?
$K_2B_4O_7$	*c*	51.3	290 - 372	?
KBr	*c*	11.49 + 0.00360T	273 - 543	?
KCl	*c*	10.93 + 0.00376T	273 - 1 043	2
$KClO_3$	*c*	25.7	289 - 371	?
$KClO_4$	*c*	26.3	287 - 318	?
$2KCl \cdot CuCl_2 \cdot 2H_2O$	*c*	63	292 - 323	?
$2KCl \cdot PtCl_4$	*c*	55	286 - 319	?
$2KCl \cdot SnCl_4$	*c*	54.5	292 - 323	?
$2KCl \cdot ZnCl_2$	*c*	43.4	279 - 319	?
$2KCN \cdot Zn(CN)_2$	*c*	57.4	277 - 319	?
K_2CO_3	*c*	29.9	296 - 372	?
K_2CrO_4	*c*	35.9	289 - 371	?
$K_2Cr_2O_7$	*c*	42.80 + 0.0410T	273 - 671	5
	l	96.9	671 - 757	5
KF	*c*	10.8 + 0.00284T	273 - 1 129	?
$K_4Fe(CN)_6$	*c*	80.1	273 - 319	?
$K_4Fe(CN)_6 \cdot 3H_2O$	*c*	114.5	273 - 310	?
KH_2AsO_4	*c*	32	289 - 319	?
KH_2PO_4	*c*	28.3	290 - 320	?
$KHSO_4$	*c*	30	292 - 324	?
$KMnO_4$	*c*	28	287 - 318	?
KNO_3	*c*	6.42 + 0.0530T	273 - 401	10
	c	28.8	401 - 611	5
	l	29.5	611 - 683	10
$K_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 3SiO_2$	*c*, ortoclasa	69.26 + 0.00821T — 2331000/T^2	273 - 1 373	1½
	c, ortoclasa	69.81 + 0.01053 — 2403000/T^2	273 - 1 373	1½
	c, microclina	65.65 + 0.01102T — 1748000/T^2	273 - 1 373	1½
	c, microclina	64.83 + 0.01438T — 1641000/T^2	273 - 1 373	1½
$K_4P_2O_7$	*c*	63.1	290 - 371	?
K_2SO_4	*c*	33.1	287 - 371	?
$K_2S_2O_3$	*c*	37	293 - 373	?

TABLA 3-181 Capacidades caloríficas de los elementos y compuestos inorgánicos — (*Continuación*)

Sustancia	Estado†		Capacidad calorífica a presión constante (T = K; 0°C = 273.1 K) cal./grado mol	Intervalo de temperaturas, K	% de incertidumbre
$K_2SO_4.Al_2(SO_4)_3.24H_2O$	c		352	292 - 322	?
$K_2SO_4.Cr_2(SO_4)_3.24H_2O$	c		324	292 - 324	?
$K_2SO_4.MgSO_4.6H_2O$	c		106	292 - 323	?
$K_2SO_4.NiSO_4.6H_2O$	c		107	289 - 319	?
$K_2SO_4.ZnSO_4.6H_2O$	c		120	293 - 317	?
Radón:					
Rn	g		4.97	Todas	0
Renio:					
Re	c		6.30 + 0.00053T	273 - 2 273	?
Rodio:					
Rh	c		5.40 + 0.00219T	273 - 1 877	2
Rubidio:					
Rb	c		3.27 + 0.0131T	273 - 312	2
	l		7.85	312 - 373	5
RbBr	c		11.6 + 0.00255T	273 - 954	?
RbCl	c		11.5 + 0.00249T	273 - 987	?
Rb_2CO_3	c		28.4	291 - 320	?
RbF	c		11.3 + 0.00256T	273 - 1 048	?
RbI	c		11.6 + 0.00263T	273 - 913	?
Selenio:					
Se	c		4.53 + 0.00550T	273 - 490	2
	l		8.35	490 - 570	3
Silicio:					
Si	c		5.74 + 0.000617T — 101000/T^2	273 - 1 174	2
SiC	c		8.89 + 0.00291T — 284000/T^2	273 - 1 629	2
$SiCl_4$	l		32.4	293 - 373	?
SiO_2	c	cuarzo, α	10.87 + 0.008712T — 241200/T^2	273 - 848	1
	c	cuarzo, β	10.95 + 0.00550T	848 - 1 873	3½
	c	cristobalita, α	3.65 + 0.0240T	273 - 523	2½
	c	cristobalita, β	17.09 + 0.000454T — 897200/T^2	523 - 1 973	2
	v		12.80 + 0.00447T — 302000/T^2	273 - 1 973	3½
Sodio:[35]					
Na	c		5.01 + 0.00536T	273 - 371	1½
	l		7.50	371 - 451	2
	g		4.97	Todas	0
$NaBO_2$	c		10.4 + 0.0199T	273 - 1 239	?
$Na_2B_4O_7$	c		47.9	289 - 371	?
$Na_2B_4O_7.10H_2O$	c		147	292 - 323	?
NaBr	c		11.74 + 0.00233T	273 - 543	2
NaCl	c		10.79 + 0.00420T	273 - 1 073	2
	l		15.9	1 073 - 1 205	3
$NaClO_3$	c		9.48 + 0.0468T	273 - 528	3
	l		31.8	528 - 572	5
NaCNO	c		13.1	273 - 353	?
Na_2CO_3	c		28.9	288 - 371	?
NaF	c		10.4 + 0.00289T	273 - 1 261	?
$Na_2HPO_4.7H_2O$	c		86.6	275 - 307	?
$Na_2HPO_4.12H_2O$	c		133.4	275 - 307	?
NaI	c		12.5 + 0.00162T	273 - 936	?
$NaNO_3$	c		4.56 + 0.0580T	273 - 583	5
	l		37.2	583 - 703	10
$Na_2O.Al_2O_3.3SiO_2$	c	albita	63.78 + 0.01171T — 1678000/T^2	273 - 1 373	1
	v		61.25 + 0.01768T — 1545000/T^2	273 - 1 173	1
$NaPO_3$	c		22.1	290 - 319	?
$Na_4P_2O_7$	c		60.7	290 - 371	?
Na_2SO_4	c		32.8	289 - 371	?
$Na_2S_2O_3$	c		34.9	273 - 307	?
$Na_2S_2O_3.5H_2O$	c		86.2	273 - 307	?
Talio:					
Tl	c	α	5.32 + 0.00385T	273 - 500	1
	c	β	8.12	500 - 576	1
	l		7.12	576 - 773	3
TlBr	c		12.53 + 0.00100T	273 - 733	10
	l		16.0	733 - 800	10
TlCl	c		12.56 + 0.00088T	273 - 700	5
	l		14.2	700 - 803	10
Tantalio:					
Ta	c		5.91 + 0.00099T	273 - 1 173	2
Telurio:					
Te	c		5.19 + 0.00250T	273 - 600	3
Titanio:					
Ti	c		8.91 + 0.00114T — 433000/T^2	273 - 713	3
$TiCl_4$	l		35.7	285 - 372	?
TiO_2	c		11.81 + 0.00754T — 41900/T^2	273 - 713	3
Torio:					
Th	c		6.40	273 - 373	?
ThO_2	c		14.6 + 0.00507T	273 - 1 273	?
$Th(SO_4)_2$	c		41.2	273 - 373	?
Tungsteno:					
W	c		5.65 + 0.00866	273 - 2 073	1
WO_3	c		16.0 + 0.00774T	273 - 1 550	?

TABLA 3-181 Capacidades caloríficas de los elementos y compuestos inorgánicos — (*Conclusión*)

Sustancia	Estado[1]	Capacidad calorífica a presión constante (T = K; 0°C = 273.1 K) cal./grado mol	Intervalo de temperaturas, K	% de incertidumbre
Uranio:				
U	*c*	**6.64**	**273 - 372**	**?**
U_3O_8	*c*	**59.8**	**276 - 314**	**?**
Vanadio:				
V	*c*	5.57 + 0.00097T	**273 - 1 993**	**?**
Xenón:				
Xe	*g*	**4.97**	**Todas**	**0**
Yodo:				
I_2	*g*	9.00	300 - 2 000	5

[1] Véase también la tabla 3-182. Scott da también datos para 298 K en *Cryogenic Engineering*. Van Nostrand, Princeton, N.J., 1959.
[2] Si se desean datos para líquidos y gases, véase de Johnson (dir.), WADD-TR-60-56, 1960.
[3] Stalder. *N.A.C.A. Tech. Note* 4141, 1957 (figura 5), da datos de 400° a 2 600 °R.
[4] Véase también la tabla 3-182
[5] Si se desean datos de 400° a 5 500°R, véase, de Stalder, *N.A.C.A. Tech. Note* 4141, 1957 (figura).
[6] Para datos sobre *s*, *l* y *g*, véase, de Johnson (dir.), WADD-TR-60-56, 1960.
[7] Si se desean datos de 400° a 2 350°R, véase, de Stalder, *N.A.C.A. Tech. Note* 4141, 1957.
[8] Para datos sobre, *s*, *l* y *g*, véase, de Johnson (dir.), WADD-TR-60-56, 1960.
[9] Para datos sobre *l* y *g*, véase, de Johnson (dir.), WADD-TR-60-56, 1960.
[10] Para datos de *s*, *l* y *g*, véase, de Johnson (dir.), WADD-TR-60-56, 1960.
[11] Véase también la tabla 3-182. Douglas, Ball y sus colaboradores, *Bur. Standards J. Research.*, **46**, 334 (1951); Busey y Giauque, *J. Am. Chem. Soc.*, **75** 806 (1953); Sheldon, A.S.M.E. Paper 49-A-30, 1949.
[12] Para datos sobre *s*, *l* y *g*, véase, de Johnson (dir.), WADD-TR-56-60, 1960.
[13] Para datos sobre *s*, *l* y *g*, véase, de Johnson (dir.), WADD-TR-56-60, 1960.
[14] Para datos sobre *s*, *l* y *g*, véase, de Johnson (dir.), WADD-TR-56-60, 1960.
Ozono: para datos del líquido, véase, de Brabets y Waterman, *J. Chem. Phys.*, **28**, 1212, 1958.
[15] Para datos sobre aleaciones líquidas de Na-K, hasta 1 500 °F y para Na líquido hasta 1 460 °F, véase, de Lubarsky y Kaufman, *N.A.C.A. Rept.* 1270, 1956.
[16] Véase también, de Evans y Wagman, *Bur. Standards J. Research*, **49**, 141 (1952); Gratch, OTS PB 124957; Guthrie, Scott y sus colaboradores, *J. Am. Chem. Soc.* **76**, 1488 (1954).

TABLA 3-182 Color específico [kJ/kg. K)] de elementos seleccionados

	Temperatura, K														
Símbolo	4	6	8	10	20	40	60	80	100	200	250	300	400	600	800
Al	0.00026	0.00050	0.00088	0.00140	0.0089	0.0775	0.214	0.357	0.481	0.797	0.859	0.902	0.949	1.042	1.134
Be	0.00008			0.00028	0.0014				0.195	1.109	1.537	1.840	2.191	2.605	2.823
Bi	0.00054	0.00220	0.00541	0.01040	0.0340	0.0729	0.092	0.102	0.109	0.120	0.121	0.122	0.123	0.142	0.136
Cr	0.00016	0.00029	0.00050	0.00081	0.0021	0.0107	0.059	0.127	0.190	0.382	0.424	0.450	0.501	0.565	0.611
Co	0.00036	0.00059	0.00085	0.00121	0.0048	0.0404	0.110	0.184	0.234	0.376	0.406	0.426	0.451	0.509	0.543
Cu	0.00011	0.00024	0.00048	0.00086	0.0076	0.059	0.137	0.203	0.254	0.357	0.377	0.386	0.396	0.431	0.448
Ge	.....	.....	0.00037	0.00081	0.0129	0.0619	0.108	0.153	0.192	0.286	0.305	0.323	0.343	0.364	0.377
Au	0.00018	0.00047	0.00126	0.00255	0.0163	0.0569	0.084	0.100	0.109	0.124	0.127	0.129	0.131	0.136	0.141
Ir	.....	.....	.....	0.00032	0.0021	.....	.....	.....	0.090	0.122	0.128	0.131	0.133	0.140	0.146
Fe	0.00038	0.00061	0.00090	0.00127	0.0039	0.0276	0.086	0.154	0.216	0.384	0.422	0.450	0.491	0.555	0.692
Pb	0.00075	0.00242	0.00747	0.01350	0.0531	0.0944	0.108	0.114	0.118	0.125	0.127	1.129	0.132	0.142	
Mg	0.00034	0.00080	0.00155	0.00172	0.0148	0.138	0.336	0.513	0.648	0.929	0.985	1.005	1.082	1.177	1.263
Hg	0.00417	0.01420	0.01820	0.02250	0.0515	0.0895	0.107	0.116	0.121	0.136	0.141	0.139	0.136	0.135	0.104
Mo	0.00011	0.00019	0.00032	0.00050	0.0029	0.0236	0.061	0.105	0.140	0.223	0.241	0.248	0.261	0.280	0.292
Ni	0.00054	0.00086	0.00121	0.00178	0.0058	0.0380	0.103	0.173	0.232	0.383	0.416	0.444	0.490	0.590	0.530
Pt	0.00019	0.00028	0.00067	0.00112	0.0077	0.0382	0.069	0.088	0.101	0.127	0.132	0.134	0.136	0.140	0.146
Ag	0.00016	0.00035	0.00093	0.00186	0.0159	0.0778	0.133	0.166	0.187	0.225	0.232	0.236	0.240	0.251	0.264
Sn	0.00024	0.00127	0.00423	0.00776	0.0400	0.108	0.149	0.173	0.189	0.214	0.220	0.222	0.245	0.257	0.257
Zn	0.00011	0.00029	0.00096	0.00250	0.0269	0.123	0.205	0.258	0.295	0.366	0.380	0.389	0.404	0.435	0.479

TABLA 3-183 Calores específicos de líquidos orgánicos*

De *International Critical Tables*, vol. 5, págs. 107-113 y datos de otras fuentes

Compuesto	Fórmula	Temperatura, °C	Cal. esp., cal./g °C
Acetal	$C_6H_{14}O_2$	0	0.467
		19-99	0.520
Acético, ácido *	$C_2H_4O_2$	26-95	0.522
Acetilo, cloruro	C_2H_3ClO	0	0.339
Acetofenona	C_8H_8O	20-196	0.450
Acetona *	C_3H_6O	3-22.6	0.514
		0	0.506
		24.2-49.4	0.538
Acetonitrilo	C_2H_3N	21-76	0.541
Alílico, alcohol	C_3H_6O	0	0.386
Alilo, acetato	$C_5H_8O_2$	0	0.430
		21-96	0.665
Alilo, benzoato	$C_{10}H_{10}O$	20	0.388
Alilo, butirato	$C_7H_{12}O_2$	20	0.451
Alilo, cloroacetato	$C_5H_7ClO_2$	20	0.396
Alilo, cloruro	C_3H_5Cl	0	0.313
Alilo, dicloroacetato	$C_5H_6Cl_2O_2$	20	0.332
Alilo, isobutirato	$C_7H_{12}O_2$	20	0.448
Alilo, propionato	$C_6H_{10}O_2$	20	0.451
Alilo, tricloroacetato	$C_5H_5Cl_3O_2$	20	0.288
Alilo, valeriato	$C_8H_{14}O$	20	0.451
Amílico, alcohol (d-primario)	$C_5H_{12}O$	22-125	0.711
Amílico, alcohol (t)	$C_5H_{12}O$	20-99	0.753
Amileno	C_5H_{10}	0	0.282
Aminobenzoico, ácido (o)	$C_7H_7NO_2$	P. de F.	0.435
(m)	$C_7H_7NO_2$	P. de F.	0.435
(p)	$C_7H_7NO_2$	P. de F.	0.444
Anetol	$C_{10}H_{12}O$	23-233	0.511
		22.48	0.551
		24.59	0.564
		25.23	0.612
Anilina	C_6H_7N	8-82	0.512
Benceno *	C_6H_6	6-60	0.419
		10	0.340
		65	0.482
Benciletileno	C_9H_{10}	0	0.393
Bencílico, alcohol	C_7H_8O	20-100	0.511
		22-200	0.540
Bencilo, cloruro	C_7H_7Cl	0	0.323
Benzaldehído	C_7H_6O	22-172	0.428
Benzofenona (β)	$C_{13}H_{10}O$	3-40	0.382
		0	0.346
Benzonitrilo	C_7H_5N	22-186	0.441
Bromobenceno	C_6H_5Br	0	0.215
		20-100	0.231
		16.9-65	0.239
Bromoclorobenceno (o)	C_6H_4BrCl	0	0.215
(m)	C_6H_4BrCl	0	0.212
Bromofenol	C_6H_5BrO	18-77	0.316
Bromoyodobenceno (o)	C_6H_4BrI	0	0.153
		5-100	0.160
		3.2-64.6	0.157
		1.8-34	0.157
(m)	C_6H_4BrI	0	0.152
		5-100	0.158
		3.2-64.5	0.156
		1.7-34.1	0.154
		1.7-36.2	0.149
Butano (n)	C_4H_{10}	0	0.549
Butílico, alcohol (n)	$C_4H_{10}O$	21-115	0.687
		30	0.582
		−76.2	0.443
		−33.3	0.453
		2.3	0.526
		19.2	0.563
Butilo, cloruro (n)	C_4H_9Cl	20	0.451
Butilo, formiato (n)	$C_5H_{10}O_2$	20	0.459
Butilo, propionato	$C_7H_{14}O_2$	20	0.459
Butilo, valeriato	$C_9H_{18}O_2$	20	0.459
Butírico, ácido (n)	$C_4H_8O_2$	0	0.444
		40	0.501
		20-100	0.515
Butironitrilo (n)	C_4H_7N	21-113	0.547
Caproico, ácido	$C_6H_{12}O_2$	29-105	0.531

* Véase figura 3-11 donde aparecen los calores específicos de muchas sustancias en función de la temperatura. Si se desean datos adicionales sobre los calores específicos de compuestos orgánicos líquidos, véanse las páginas 2278-2282 del *Handbook of Chemistry and Physics*, 40a. ed., Chemical Rubber Publishing Co. Pueden encontrarse datos amplios sobre el etilén glicol, el dietilén glicol, el trietilén glicol y propilén glicol en la publicación F4763F, 1958, de la Unión Carbide Corp.

TABLA 3-183 Calores específicos de líquidos orgánicos — (*Continuación*)

Compuesto	Fórmula	Temperatura, °C	Cal. esp., cal./g °C
Capronitrilo	$C_6H_{11}N$	18-156	0.541
Carbono, tetracloruro *	CCl_4	0	0.198
		20	0.201
		30	0.200
Carvacrol	$C_{10}H_{14}O$	24-233	0.575
Ciclohexanona	$C_6H_{10}O$	15-18	0.431
Ciclohexanol	$C_6H_{12}O$	15-18	0.416
o-Cimeno	$C_{10}H_{14}$	0	0.398
Cloral	C_2HCl_3O	17-53	0.250
hidrato	$C_2H_3Cl_3O_2$	55-88	0.470
Clorobenceno *	C_6H_5Cl	0	0.273
		10	0.298
		20	0.308
Clorobenzoico, ácido (o)	$C_7H_5ClO_2$	0	0.390
(m)	$C_7H_5ClO_2$	0	0.265
(p)	$C_7H_5ClO_2$	P. de F.	0.545
Clorofenol	C_6H_5ClO	0-20	0.399
Cloroformo *	$CHCl_3$	0	0.232
		15	0.226
		30	0.234
Clorotolueno	C_7H_7Cl	0	0.315
Cresilmetílico, éter (p)	$C_8H_{10}O$	0	0.404
Cresol (o)	C_7H_8O	0-20	0.497
(m)	C_7H_8O	21-197	0.551
		0-20	0.477
Crotónico ácido	$C_4H_6O_2$	71.4	0.500
Decahidronaftaleno (cis)	$C_{10}H_{18}$	15-18	0.393
Decano	$C_{10}H_{22}$, p. de eb. = 159	21-154	0.588
	$C_{10}H_{22}$, p. de eb. = 162	0-50	0.493
	$C_{10}H_{22}$, p. de eb. = 172	0-50	0.500
Decileno (γ)	$C_{10}H_{20}$	0-50	0.467
Dialilo, oxalato	$C_8H_{10}O_4$	20	0.424
succinato	$C_{10}H_{14}O_4$	20	0.450
Diamileno	$C_{10}H_{20}$	20-130	0.543
Dibromobenceno (o)	$C_6H_4Br_2$	0	0.179
(m)	$C_6H_4Br_2$	0	0.175
Dibutilo, oxalato	$C_{10}H_{18}O_4$	20	0.439
Dicloroacético, ácido	$C_2H_2Cl_2O_2$	{21-106	0.349
		{21-196	0.348
Diclorobenceno (o)	$C_6H_4Cl_2$	0	0.269
(m)	$C_6H_4Cl_2$	0	0.269
(p)	$C_6H_4Cl_2$	53-99	0.297
Diclorodifluorometano	CCl_2F_2	—43	0.21
Dietilamina	$C_4H_{11}N$	22.5	0.516
Dietilcetona	$C_5H_{10}O$	20-98.5	0.555
Dietílico, éter (véase Éter)	$C_4H_{10}O$	20.2-123	0.473
Dietilo, carbonato	$C_5H_{10}O_3$	0	0.245
		20-100	0.462
malato	$C_8H_{14}O_5$	24-186	0.473
malonato	$C_7H_{12}O_4$	20	0.431
oxalato	$C_6H_{10}O_4$	20	0.431
succinato	$C_8H_{14}O_4$	20	0.450
Difenilamina	$C_{12}H_{11}N$	54	0.437
		86	0.441
		66	0.480
Dihidronaftaleno	$C_{10}H_{10}$	18-28	0.345
Di-isoamilo	$C_{10}H_{22}$	21.5-155	0.588
Di-isoamilo oxalato	$C_{12}H_{22}O_4$	20	0.447
Di-isobutilamina	$C_8H_{19}N$	22-130	0.569
Dimetilanilina	$C_8H_{11}N$	{0-20	0.416
		{ 0	0.403
Dimetilnaftaleno (β)	$C_{12}H_{12}$	0	0.392
Dimetilpirona	$C_7H_8O_2$	166	0.547
Dinitrobenceno (m)	$C_6H_4N_2O_4$	P. de F.	0.404
Dipropilcetona	$C_7H_{14}O$	20-140	0.550
Dipropilo, malonato	$C_9H_{16}O_4$	20	0.431
oxalato (n)	$C_8H_{14}O_4$	20	0.431
succinato	$C_{10}H_{18}O_4$	20	0.450
Diyodobenceno (m)	$C_6H_4I_2$	34.2-99.6	0.139
Dodecano	$C_{12}H_{26}$	14-20	0.505
		0-50	0.498
Dodecileno	$C_{12}H_{24}$	0-50	0.455
Esteárico, ácido	$C_{18}H_{36}O_2$	75-137	0.550
Éter *	$C_4H_{10}O$	—100	0.511
		—50	0.515
		—5	0.525
		0	0.521
		+30	0.545
		80	0.687
		120	0.800
		140	0.819
		180	1.037
Etilbenceno	C_8H_{10}	0	0.392
		30	0.407
Etilcresílico, éter (p)	$C_9H_{12}O$	0	0.427
Etileno, bromuro	$C_2H_4Br_2$	8-95	0.182
		13-106	0.175
		20	0.173

TABLA 3-183 Calores específicos de líquidos orgánicos — (*Continuación*)

Compuesto	Fórmula	Temperatura, °C	Cal. esp., cal./g °C
Etileno, cloruro	$C_2H_4Cl_2$	−30	0.278
		+20	0.299
		30	0.304
		50	0.313
		60	0.318
dicloroacetato	$C_6H_6Cl_4O_4$	0	0.321
Etilén glicol*	$C_2H_6O_2$	−11.1	0.535
		0	0.542
		+2.5	0.550
		5.1	0.554
		14.9	0.569
		19.9	0.573
Etílico, alcohol*	C_2H_6O (100 %)	−20	0.505
éter	$C_4H_{10}O$	0	0.521
Etilo, acetato*	$C_4H_8O_2$	20	0.457
		20	0.476
acetoacetato	$C_6H_{10}O_3$	0	0.428
		20-100	0.475
		0-98	0.680
benzoato	$C_9H_{10}O_2$	20	0.387
bromuro *	C_2H_5Br	−100	0.194
		−20	0.206
		5-10	0.216
		10-15	0.213
		15-20	0.214
butirato	$C_6H_{12}O_2$	20	0.457
cloroacetato	$C_4H_7ClO_2$	9-138	0.416
		20	0.397
cloruro	C_2H_5Cl	−28 a +4	0.426
cloruro	C_2H_5Cl	0	0.367
dicloroacetato	$C_4H_6Cl_2O_2$	20	0.328
formiato	$C_3H_6O_2$	14-49	0.508
		−20 a +14	0.454
isobutirato	$C_6H_{12}O_2$	20	0.457
propionato	$C_5H_{10}O_2$	20	0.457
silicato	$C_8H_{20}SiO_4$	15-98	0.424
sulfuro	$C_4H_{10}S$	0	0.468
		5-10	0.470
		10-15	0.473
		20-70	0.477
tricloroacetato	$C_4H_3Cl_3O_2$	10-81	0.294
		9-139	0.305
		20	0.284
valeriato	$C_7H_{14}O_2$	20	0.457
yoduro	C_2H_5I	−30	0.136
		0	0.161
		60	0.171
Fenetol	$C_8H_{10}O$	20	0.446
Fenilmetílico, éter	C_7H_8O	0	0.405
		20-152	0.483
Formamida	CH_3NO	19	0.549
Fórmico, ácido	CH_2O_2	0	0.436
		15.5	0.509
		20-100	0.524
Furfural	$C_5H_4O_2$	0	0.367
		20-100	0.416
Glicerol *	$C_3H_8O_3$	15-50	0.576
Glicol (etilén)*	$C_2H_6O_2$	(véase Etilén, glicol)	
Heptaldehído	$C_7H_{14}O$	0	0.364
Heptano (n)*	C_7H_{16}	0-50	0.507
		20	0.490
		30	0.518
Heptileno	C_7H_{14}	0-50	0.486
Heptílico, ácido	$C_7H_{14}O_2$	9	0.556
Hexadecano (n)	$C_{16}H_{34}$	0-50	0.496
Hexadieno (1,5)	C_6H_{10}	0	0.405
Hexahidrocresol (o)	$C_7H_{14}O$	15-18	0.416
(m)	$C_7H_{14}O$	15-18	0.420
(p)	$C_7H_{14}O$	15-18	0.421
Hexano (n)	C_6H_{14}	0-50	0.527
		20-100	0.600
Hexileno	C_6H_{12}	0-50	0.504
Isoamilamina	$C_5H_{13}N$	22-91	0.614
Isoamílico, alcohol	$C_5H_{12}O$	0	0.502
Isoamilo, acetato	$C_7H_{14}O_2$	20	0.459
		20	0.535
		30	0.570
		47.9	0.662
		10-117	0.693
		21-130	0.695
		75.5	0.688

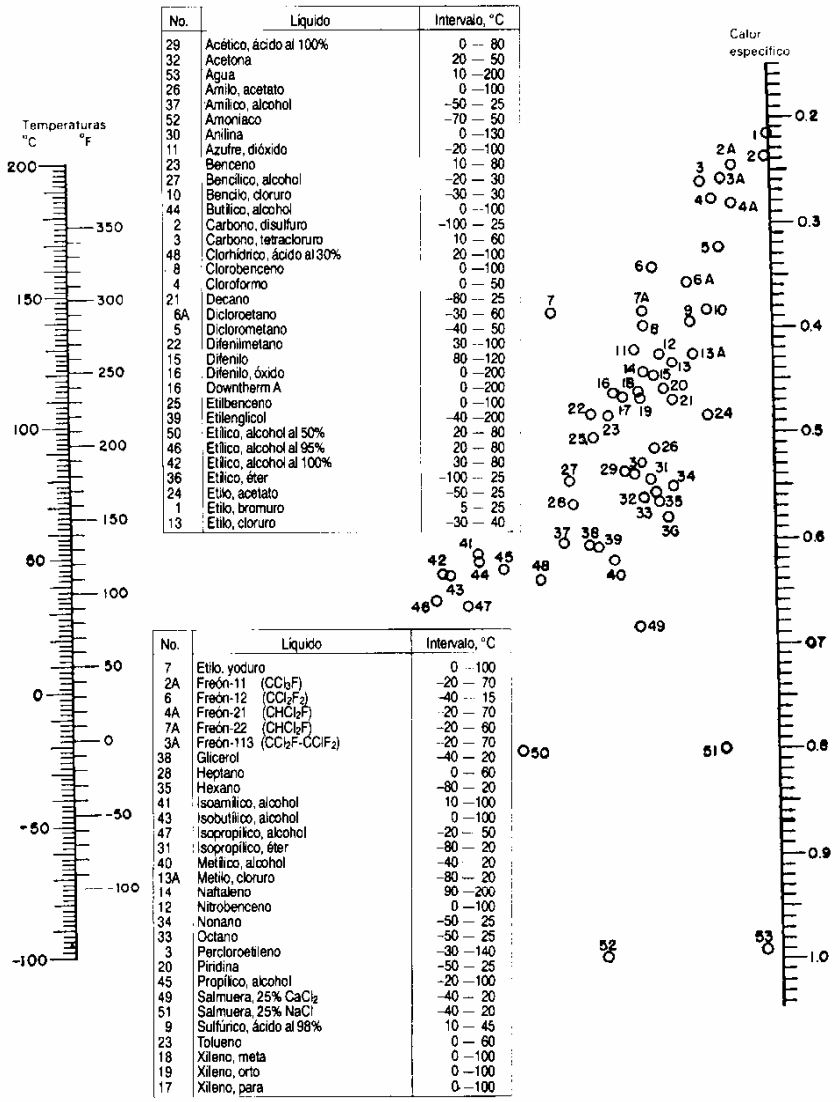
TABLA 3-183 Calores específicos de líquidos orgánicos — (*Continuación*)

Compuesto	Fórmula	Temperatura, °C	Cal. esp., cal./g °C
Isoamilo, butirato	$C_9H_{18}O_2$	20	0.459
formiato	$C_6H_{12}O_2$	16-65	0.509
isobutirato	$C_9H_{18}O_2$	20	0.459
propionato	$C_8H_{16}O_2$	20	0.459
succinato	$C_{13}H_{24}O_4$	0	0.449
valeriato	$C_{10}H_{20}O_2$	20	0.459
Isobutano	C_4H_{10}	0	0.549
Isobutílico, alcohol	$C_4H_{10}O$	21-109	0.716
Isobutilo, acetato	$C_6H_{12}O_2$	20	0.459
		30	0.603
butirato	$C_8H_{16}O_2$	20	0.459
succinato	$C_{12}H_{22}O_4$	0	0.442
Isobutírico, ácido	$C_4H_8O_2$	20	0.450
Isoheptano	C_7H_{16}	0-50	0.501
Isopentano	C_5H_{12}	0	0.512
		8	0.527
Isovalérico, ácido	$C_5H_{10}O_2$	20	0.463
		23-93	0.590
Láurico, ácido	$C_{12}H_{24}O_2$	40-100	0.572
		57	0.515
Mesitileno	C_9H_{12}	0	0.393
Mesitílico, óxido	$C_6H_{10}O$	21-121	0.521
Metilal	$C_3H_8O_2$	15-41	0.521
Metilanilina	C_7H_9N	20-197	0.512
Metilbutilcetona	$C_6H_{12}O$	21-127	0.553
Metilciclohexanona (o)	$C_7H_{12}O$	15-18	0.436
(m)	$C_7H_{12}O$	15-18	0.441
(p)	$C_7H_{12}O$	15-18	0.441
Metileno, cloruro	CH_2Cl_2	15-40	0.288
Metiletilcetona	C_4H_8O	20-78	0.549
Metiletilcetoxima	C_4H_9NO	21.8-151.5	0.650
Metilhexilcetona	$C_8H_{16}O$	22-168	0.552
Metílico, alcohol*	CH_4O	5-10	0.590
Metilo, acetato	$C_3H_6O_2$	15	0.468
		15-20	0.601
benzoato	$C_8H_8O_2$	0	0.363
butirato (n)	$C_5H_{10}O_2$	20	0.459
cloroacetato	$C_3H_5ClO_2$	20	0.382
dicloroacetato	$C_3H_4Cl_2O_2$	20	0.311
formiato	$C_2H_4O_2$	13-29	0.516
propionato	$C_4H_8O_2$	20	0.459
tricloroacetato	$C_3H_3Cl_3O_2$	20	0.267
valeriato	$C_6H_{12}O_2$	20	0.459
Metilisobutilcetona	$C_6H_{12}O$	20	0.459
Metilisopropilcetona	$C_5H_{10}O$	20-91	0.525
Mirístico, ácido	$C_{14}H_{28}O_2$	56-100	0.539
Naftaleno	$C_{10}H_8$	87.5	0.402
Naftilamina (α)	$C_{10}H_9N$	53.2	0.475
		94.2	0.476
Nitrobenceno	$C_6H_5NO_2$	10	0.358
		30	0.339
		50	0.330
		70	0.330
		90	0.343
		120	0.394
Nitrobenzoico, ácido (p)	$C_7H_5NO_4$	P. de F.	0.449
Nitrometano	CH_3NO_2	17	0.412
Nitronaftaleno (α)	$C_{10}H_7NO_2$	58.6	0.365
		61.4	0.378
		94.3	0.390
Nonano	C_9H_{20}	0-50	0.503
Nonileno	C_9H_{18}	0-50	0.485
Octano (n) *	C_8H_{18}	0-50	0.505
		20-123	0.578
Octileno	C_8H_{16}	0-50	0.486
Palmítico, ácido	$C_{16}H_{32}O_2$	65-104	0.653
Paraldehído	$C_6H_{12}O_3$	0	0.436
Pentadecano	$C_{15}H_{32}$	0-50	0.497
Pentadecileno	$C_{15}H_{30}$	0-50	0.471
Picolina (α)	C_6H_7N	22-124	0.434
Piperidina	$C_5H_{11}N$	20-98	0.523
Piridina	C_5H_5N	20	0.405
		21-108	0.431
		0-20	0.395
Propano	C_3H_8	0	0.576
Propilbenceno	C_9H_{12}	0	0.400
Propilfenílico, éter	$C_9H_{12}O$	0	0.429
Propilo, acetato (n)	$C_5H_{10}O_2$	20	0.459
benzoato	$C_{10}H_{12}O_2$	20	0.398
butirato	$C_7H_{14}O_2$	20	0.459
cloroacetato	$C_5H_9ClO_2$	20	0.414
dicloroacetato	$C_5H_8Cl_2O_2$	20	0.341

TABLA 3-183 Calores específicos de líquidos orgánicos — (*Conclusión*)

Compuesto	Fórmula	Temperatura, °C	Cal. esp., cal./g °C
formiato (n)	$C_4H_8O_2$	20	0.459
isobutirato	$C_7H_{14}O_2$	20	0.459
propionato	$C_6H_{12}O_2$	20	0.459
tricloroacetato	$C_8H_7Cl_3O_2$	20	0.297
valeriato	$C_9H_{18}O_2$	20	0.459
Propionaldehído	C_3H_6O	0	0.522
Propiónico, ácido	$C_3H_6O_2$	0	0.444
		20-137	0.560
Propionitrilo	C_3H_5N	0	0.508
		19-95	0.538
Quinolina	C_9H_7N	0-20	0.352
Salicilaldehído	$C_7H_6O_2$	18	0.382
Salol	$C_{13}H_{10}O_2$	44.1	0.391
Seudocumeno	C_9H_{12}	20	0.414
Tetracloroetano	$C_2H_2Cl_4$	20	0.268
Tetracloroetileno	C_2Cl_4	20	0.216
		24	0.211
Tetradecano	$C_{14}H_{30}$	0-50	0.497
Timol (m)	$C_{10}H_{14}O$	50	0.566
		10	0.364
Tolueno *	C_7H_8	85	0.534
		12-99	0.440
Toluidina (o)	C_7H_9N	0	0.454
		22-195	0.508
		40.5	0.498
(p)	C_7H_9N	43	0.524
		58	0.634
		94	0.533
Ticloroetano	$C_2H_3Cl_3$	20	0.266
Ticloroetileno	C_2HCl_3	20	0.223
Tridecano	$C_{13}H_{28}$	0-50	0.499
Tridecileno	$C_{13}H_{26}$	0-50	0.457
Trinitrotolueno (2,4,6)	$C_7H_5N_3O_6$	.....	0.335
Undecano	$C_{11}H_{24}$	0-50	0.501
Undecileno	$C_{11}H_{22}$	0-50	0.482
Valeronitrilo	C_5H_9N	23-121	0.520
Xileno (o) *	C_8H_{10}	30	0.411
		39	0.450
(m) *	C_8H_{10}	0	0.383
		9-40	0.400
		16-35	0.387
		30	0.401
(p) *	C_8H_{10}	0	0.383
		30	0.397
		40.8	0.428
Xileno, dibromuro (o)	$C_8H_8Br_2$	15-40	0.183
(m)	$C_8H_8Br_2$	15-40	0.184
(p)	$C_8H_8Br_2$	15-40	0.180
dicloruro (o)	$C_8H_8Cl_2$	15-40	0.283
(m)	$C_8H_8Cl_2$	15-40	0.295
(p)	$C_8H_8Cl_2$	15-40	0.282
tetracloruro (o)	$C_8H_6Cl_4$	15-40	0.240
(p)	$C_8H_6Cl_4$	15-40	0.242
Xililetílico, éter (2,4)	$C_{10}H_{14}O$	0	0.417

Calor específico = cal/(g)(°C) = B.t.u./(lb.)(°F) = P.c.u./(lb.)(°C)

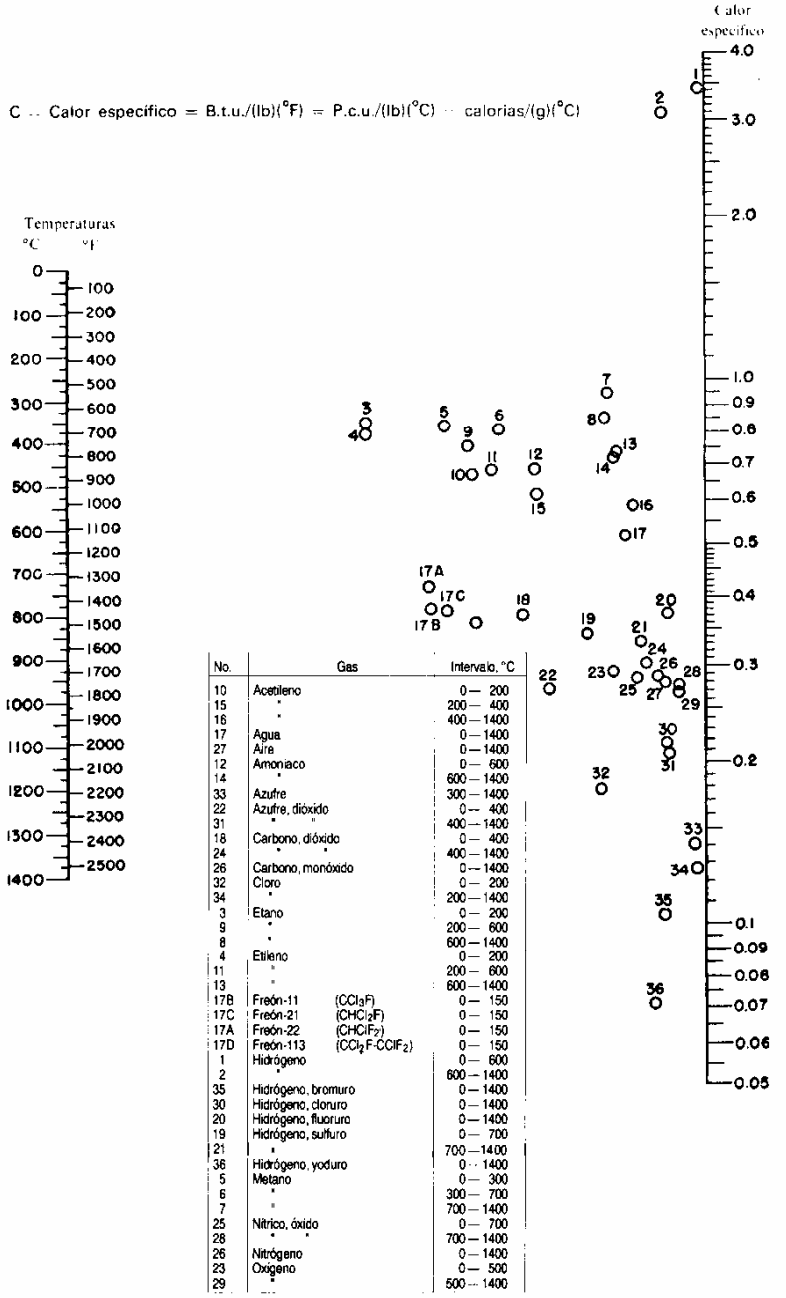


No.	Líquido	Intervalo, °C
29	Acético, ácido al 100%	0 — 80
32	Acetona	20 — 50
53	Agua	10 —200
26	Amilo, acetato	0 —100
37	Amílico, alcohol	−50 — 25
52	Amoniaco	−70 — 50
30	Anilina	0 —130
11	Azufre, dióxido	−20 —100
23	Benceno	10 — 80
27	Bencílico, alcohol	−20 — 30
10	Bencilo, cloruro	−30 — 30
44	Butílico, alcohol	0 —100
2	Carbono, disulfuro	−100 — 25
3	Carbono, tetracloruro	10 — 60
48	Clorhídrico, ácido al 30%	20 —100
8	Clorobenceno	0 —100
4	Cloroformo	0 — 50
21	Decano	−80 — 25
6A	Dicloroetano	−30 — 60
5	Diclorometano	−40 — 50
22	Difenilmetano	30 —100
15	Difenilo	80 —120
16	Difenilo, óxido	0 —200
16	Downtherm A	0 —200
25	Etilbenceno	0 —100
39	Etilenglicol	−40 —200
50	Etílico, alcohol al 50%	20 — 80
46	Etílico, alcohol al 95%	20 — 80
42	Etílico, alcohol al 100%	30 — 80
36	Etílico, éter	−100 — 25
24	Etilo, acetato	−50 — 25
1	Etilo, bromuro	5 — 25
13	Etilo, cloruro	−30 — 40

No.	Líquido	Intervalo, °C
7	Etilo, yoduro	0 —100
2A	Freón-11 (CCl_3F)	−20 — 70
6	Freón-12 (CCl_2F_2)	−40 — 15
4A	Freón-21 ($CHCl_2F$)	−20 — 70
7A	Freón-22 ($CHClF_2$)	−20 — 60
3A	Freón-113 (CCl_2F-$CClF_2$)	−20 — 70
38	Glicerol	−40 — 20
28	Heptano	0 — 60
35	Hexano	−80 — 20
41	Isoamílico, alcohol	10 —100
43	Isobutílico, alcohol	0 —100
47	Isopropílico, alcohol	−20 — 50
31	Isopropílico, éter	−80 — 20
40	Metílico, alcohol	−40 — 20
13A	Metilo, cloruro	−80 — 20
14	Naftaleno	90 —200
12	Nitrobenceno	0 —100
34	Nonano	−50 — 25
33	Octano	−50 — 25
3	Percloroetileno	−30 —140
20	Piridina	−50 — 25
45	Propílico, alcohol	−20 —100
49	Salmuera, 25% $CaCl_2$	−40 — 20
51	Salmuera, 25% NaCl	−40 — 20
9	Sulfúrico, ácido al 98%	10 — 45
23	Tolueno	0 — 60
18	Xileno, meta	0 —100
19	Xileno, orto	0 —100
17	Xileno, para	0 —100

FIG. 3-11 Calores específicos de líquidos. (*Chilton, Colburn y Vernon*, informe personal. Basados principalmente en datos de *International Critical Tables*.)

C = Calor específico = B.t.u./(lb)(°F) = P.c.u./(lb)(°C) = calorías/(g)(°C)



No.	Gas		Intervalo, °C
10	Acetileno		0 — 200
15	"		200 — 400
16	"		400 — 1400
17	Agua		0 — 1400
27	Aire		0 — 1400
12	Amoniaco		0 — 600
14	"		600 — 1400
33	Azufre		300 — 1400
22	Azufre, dióxido		0 — 400
31	" "		400 — 1400
18	Carbono, dióxido		0 — 400
24	" "		400 — 1400
26	Carbono, monóxido		0 — 1400
32	Cloro		0 — 200
34	"		200 — 1400
3	Etano		0 — 200
9	"		200 — 600
8	"		600 — 1400
4	Etileno		0 — 200
11	"		200 — 600
13	"		600 — 1400
17B	Freón-11	(CCl_3F)	0 — 150
17C	Freón-21	($CHCl_2F$)	0 — 150
17A	Freón-22	($CHClF_2$)	0 — 150
17D	Freón-113	(CCl_2F-$CClF_2$)	0 — 150
1	Hidrógeno		0 — 600
2	"		600 — 1400
35	Hidrógeno, bromuro		0 — 1400
30	Hidrógeno, cloruro		0 — 1400
20	Hidrógeno, fluoruro		0 — 1400
19	Hidrógeno, sulfuro		0 — 700
21	"		700 — 1400
36	Hidrógeno, yoduro		0 — 1400
5	Metano		0 — 300
6	"		300 — 700
7	"		700 — 1400
25	Nítrico, óxido		0 — 700
28	" "		700 — 1400
26	Nitrógeno		0 — 1400
23	Oxígeno		0 — 500
29	"		500 — 1400

FIG. 3-12 Calores específicos (C_p) de gases a la presión de 1 atm.

TABLA 3-184 Calores específicos de sólidos orgánicos

Recalculados a partir de *International Critical Tables*, vol. 5, págs. 101 a 105

Compuesto	Fórmula	Temperatura, °C.	Cal. esp., cal./g °C.
Acético, ácido	$C_2H_4O_2$	−200 a +25	0.330 + 0.00080t
Acetona	C_3H_6O	−210 a −80	0.540 + 0.0156t
Aminobenzoico, ácido (o)	$C_7H_7NO_2$	85 a p.f.	0.254 + 0.00136t
(m)	$C_7H_7NO_2$	120 a p.f.	0.253 + 0.00122t
(p)	$C_7H_7NO_2$	128 a p.f.	0.287 + 0.00088t
Anilina	C_6H_7N	. . . . .	0.741
Antraceno	$C_{14}H_{10}$	50	0.308
		100	0.350
		150	0.382
Antraquinona	$C_{14}H_8O_2$	0 a 270	0.258 + 0.00069t
Apiol	$C_{12}H_{14}O_4$	10	0.299
Azobenceno	$C_{12}H_{10}N_2$	28	0.330
Azúcar (caña)	$C_{12}H_{22}O_{11}$	22 a 51	0.301
Benceno	C_6H_6	−250	0.0399
		−225	0.0908
		−200	0.124
		−150	0.170
		−100	0.227
		−50	0.299
		0	0.375
Benzofenona	$C_{13}H_{10}O$	−150	0.115
		−100	0.172
		− 50	0.220
		0	0.275
		+20	0.303
Benzoico, ácido	$C_7H_6O_2$	20 a p.f.	0.287 + 0.00050t
Betol	$C_{17}H_{12}O_3$	−150	0.129
		−100	0.167
		0	0.248
		+50	0.308
Bromofenol	C_6H_3BrO	32	0.263
Bromonaftaleno (β)	$C_{10}H_7Br$	41	0.260
Bromoyodobenceno (o)	C_6H_4BrI	−50 a 0	0.143 + 0.00025t
(m)	C_6H_4BrI	−75 a −15	0.143
(p)	C_6H_4BrI	−40 a 50	0.116 + 0.00032t
Canfeno	$C_{10}H_{16}$	35	0.380
Cáprico, ácido	$C_{10}H_{20}O_2$	8	0.695
Caprílico, ácido	$C_8H_{16}O_2$	−2	0.628
Carbono, tetracloruro	CCl_4	−240	0.013
		−200	0.081
		−160	0.131
		−120	0.162
		−80	0.182
		−40	0.201
Cerótico, ácido	$C_{27}H_{54}O_2$	15	0.387
Ciamelida	$C_3H_3N_3O_2$	40	0.263
Cianamida	CH_2N_2	20	0.547
Cianúrico, ácido	$C_3H_3N_3O_3$	40	0.318
Cloral, alcoholato	$C_4H_7Cl_3O_2$	78	0.509
hidrato	$C_2H_3Cl_3O_2$	32	0.213
Cloroacético, ácido	$C_2H_3ClO_2$	60	0.363
Clorobenzoico, ácido (o)	$C_7H_5ClO_2$	80 a p.f.	0.228 + 0.00084t
(m)	$C_7H_5ClO_2$	94 a p.f.	0.232 + 0.00073t
(p)	$C_7H_5ClO_2$	180 a p.f.	0.242 + 0.00055t
Clorobromobenceno (o)	C_6H_4BrCl	−34	0.192
(m)	C_6H_4BrCl	−52	0.150
(p)	C_6H_4BrCl	−40	0.150
Crotónico, ácido	$C_4H_6O_2$	38 a 70	0.520 + 0.00020t
Dextrina	$(C_6H_{10}O_5)x$	0 a 90	0.291 + 0.00096t
Dextrosa	$C_6H_{12}O_6$	−250	0.016
		−200	0.077
		−100	0.160
		0	0.277
		20	0.300
Dibencilo	$C_{14}H_{14}$	28	0.363
Dibromobenceno (o)	$C_6H_4Br_2$	−36	0.248
(m)	$C_6H_4Br_2$	−25	0.134
(p)	$C_6H_4Br_2$	−50 a +50	0.139 + 0.00038t
Diciandiamida	$C_2H_4N_4$	0 a 204	0.456
Dicloroacético, ácido	$C_2H_2Cl_2O_2$	. . . . .	0.406
Diclorobenceno (o)	$C_6H_4Cl_2$	−48.5	0.185
(m)	$C_6H_4Cl_2$	−52	0.186
(p)	$C_6H_4Cl_2$	−50 a +53	0.219 + 0.0021t
Difenilamina	$C_{12}H_{11}N$	26	0.337
Difenilo	$C_{12}H_{10}$	40	0.385
Dihidroxibenceno (o)	$C_6H_6O_2$	−163 a p.f.	0.278 + 0.00098t
(m)	$C_6H_6O_2$	−160 a p.f.	0.269 + 0.00118t
(p)	$C_6H_6O_2$	−250	0.025
		−240	0.038
		−220	0.061
		−200	0.081
		−150 a p.f.	0.268 + 0.00093t
Dimetilo, oxalato	$C_4H_6O_4$	10 a 50	0.212 + 0.0044t
Dimetilpireno	$C_7H_8O_2$	50	0.368
Dinitrobenceno (o)	$C_6H_4N_2O_4$	−160 a p.f.	0.252 + 0.00083t
(m)	$C_6H_4N_2O_4$	−160 a p.f.	0.248 + 0.00077t
(p)	$C_6H_4N_2O_4$	119 a p.f.	0.259 + 0.00057t
Diyodobenceno (o)	$C_6H_4I_2$	−50 a +15	0.108 + 0.00026t
(m)	$C_6H_4I_2$	−52 a −42	0.100 + 0.00026t
(p)	$C_6H_4I_2$	−50 a +80	0.101 + 0.00026t

TABLA 3-184 Calores específicos de sólidos orgánicos — (*Continuación*)

Compuesto	Fórmula	Temperatura, °C.	Cal. esp., cal./g °C.
Dulcitol	$C_6H_{14}O_6$	20	0.282
Eritritol	$C_4H_{10}O_4$	60	0.351
Esteárico, ácido	$C_{18}H_{36}O_2$	15	0.399
Etilén glicol	$C_2H_6O_2$	—190 a —40	0.366 + 0.00110*t*
Etílico, alcohol	C_2H_6O (cristalino)	—190	0.232
		—180	0.248
		—160	0.282
		—140	0.318
		—130	0.376
	(vítreo)	—190	0.260
		—180	0.296
		—175	0.380
		—170	0.399
Fenol	C_6H_6O	14 a 26	0.561
Fórmico, ácido	CH_2O_2	—22	0.387
		0	0.430
Ftálico, ácido	$C_8H_6O_4$	20	0.232
Glicerol	$C_3H_8O_3$	—265	0.009
		—260	0.022
		—250	0.047
		—220	0.085
		—200	0.115
		—100	0.217
		0	0.330
Glutárico, ácido	$C_5H_8O_4$	20	0.299
Hexacloroetano	C_2Cl_6	25	0.174
Hexadecano	$C_{16}H_{34}$	. . . . .	0.495
Hidroxiacetanilida	$C_8H_9NO_2$	41 a p.f.	0.249 + 0.00154*t*
Isopropílico, alcohol	C_3H_8O	—200 a —160	0.051 + 0.00165*t*
Lactosa	$C_{12}H_{22}O_{11}$	20	0.287
	$C_{12}H_{22}O_{11}.H_2O$	20	0.299
Láurico, ácido	$C_{12}H_{24}O_2$	—30 a +40	0.430 + 0.000027*t*
Levoglucosano	$C_6H_{10}O_5$	40	0.607
Levulosa	$C_6H_{12}O_6$	20	0.275
Malónico, ácido	$C_3H_4O_4$	20	0.275
Maltosa	$C_{12}H_{22}O_{11}$	20	0.320
Manitol	$C_6H_{14}O_6$	0 a 100	0.313 + 0.00025*t*
Melamina	$C_3H_6N_6$	40	0.351
Mirístico, ácido	$C_{14}H_{28}O_2$	0 a 35	0.381 + 0.00545*t*
Naftaleno	$C_{10}H_8$	—130 a p.f.	0.281 + 0.00111*t*
Naftilamina (α)	$C_{10}H_9N$	0 a 50	0.270 + 0.0031*t*
Naftol (α)	$C_{10}H_8O$	50 a p.f.	0.240 + 0.00147*t*
(β)	$C_{10}H_8O$	61 a p.f.	0.252 + 0.00128*t*
Nitroanilina (o)	$C_6H_6N_2O_2$	—160 a p.f.	0.269 + 0.000920*t*
(m)	$C_6H_6N_2O_2$	—160 a p.f.	0.275 + 0.000946*t*
(p)	$C_6H_6N_2O_2$	—160 a p.f.	0.276 + 0.001000*t*
Nitrobenzoico, ácido (o)	$C_7H_5NO_4$	—163 a p.f.	0.256 + 0.00085*t*
(m)	$C_7H_5NO_4$	66 a p.f.	0.258 + 0.00091*t*
(p)	$C_7H_5NO_4$	—160 a p.f.	0.247 + 0.00077*t*
Nitronaftaleno	$C_{10}H_7NO_2$	0 a 55	0.296 + 0.00215*t*
Oxálico, ácido	$C_2H_2O_4$	—200 a +50	0.259 + 0.00076*t*
	$C_2H_2O_4.2H_2O$	—200	0.117
		—100	0.239
		0	0.338
		+50	0.385
		100	0.416
Palmítico, ácido	$C_{16}H_{32}O_2$	—180	0.167
		—140	0.208
		—100	0.251
		—50	0.306
		0	0.382
		+20	0.430
Pícrico, ácido	$C_6H_3N_3O_7$	—100	0.165
		0	0.240
		+50	0.263
		100	0.297
		120	0.332
Pirotartárico, ácido	$C_5H_6O_4$	20	0.301
Propílico, alcohol (n)	C_3H_8O	—200	0.170
		—175	0.363
		—150	0.471
		—130	0.497
Propiónico, ácido	$C_3H_6O_2$	—33	0.726
Quinhidrona	$C_{12}H_{10}O_4$	—250	0.017
		—225	0.061
		—200	0.098
		—100	0.191
		0	0.256
Quinona	$C_6H_4O_2$	—250	0.031
		—225	0.082
		—200	0.113
		—150 a p.f.	0.282 + 0.00083*t*

TABLA 3-184 Calores específicos de sólidos orgánicos — (*Conclusión*)

Compuesto	Fórmula	Temperatura, °C	Cal. esp., cal./g °C
Salol	$C_{13}H_{10}O_3$	32	0.289
Succínico, ácido	$C_4H_6O_4$	0 a 160	0.248 + 0.00153t
Sucrosa	$C_{12}H_{22}O_{11}$	20	0.299
Tartárico, ácido	$C_4H_6O_6$	36	0.287
ácido	$C_4H_6O_6 \cdot H_2O$	—150	0.112
		—100	0.170
		—50	0.231
		0	0.308
		+50	0.366
Tetracloroetileno	C_2Cl_4	—40 a 0	0.198 + 0.00018t
Tetrilo	$C_7H_5N_5O_8$	—100	0.182
		—50	0.199
		0	0.212
		+100	0.236
1 Tetrilo + 1 ácido pícrico	$C_{13}H_8N_8O_{15}$	—100 a +100	0.253 + 0.00072t
1 Tetrilo + 2 TNT	$C_{21}H_{13}N_{11}O_{30}$	—100	0.172
		0	0.280
		+50	0.325
Timol	$C_{10}H_{14}O$	0 a 49	0.315 + 0.0031t
Tolúico, ácido (o)	$C_8H_8O_2$	54 a p.f.	0.277 + 0.00120t
(m)	$C_8H_8O_2$	54 a p.f.	0.239 + 0.00195t
(p)	$C_8H_8O_2$	130 a p.f.	0.271 + 0.00106t
Toluidina (p)	C_7H_9N	0	0.337
		20	0.387
		40	0.440
Tricloroacético, ácido	$C_2H_2Cl_3O_2$	sólido	0.459
Trifenilmetano	$C_{19}H_{16}$	0 a 91	0.189 + 0.0027t
Trimetilcarbinol	$C_4H_{10}O$	—4	0.559
Trinitrotolueno	$C_7H_5N_3O_6$	—100	0.170
		—50	0.253
		0	0.311
		+100	0.385
Trinitroxyleno	$C_8H_7N_3O_6$	—185 a +23	0.241
		20 a 50	0.423
Urea	CH_4N_2O	20	0.320
Yodobenceno	C_6H_5I	40	0.191

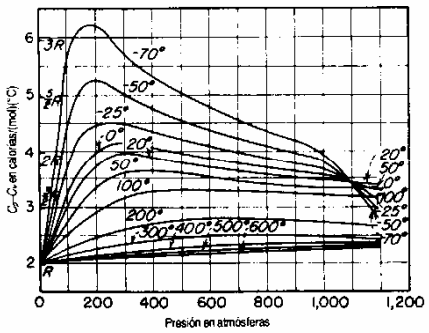


FIG. 3-13 Variación en el nitrógeno de $C_p - C_v$ con la presión, a varias temperaturas. [Deming y Shupe, *Phys. Rev.*, 37, 638 (1931).]

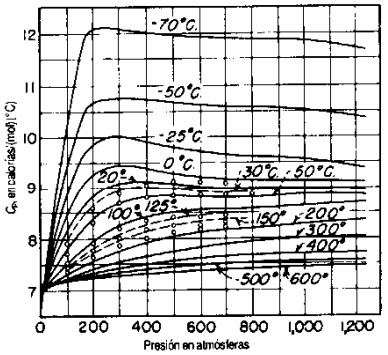


FIG. 3-14 Variación de la capacidad calorífica del nitrógeno con la presión, a varias temperaturas. [Deming y Shupe, *Phys. Rev.*, 37, 638 (1931).]

TABLA 3-185 C_p/C_v: **Razones de los calores específicos de gases a 1 atm de presión***

Compuesto	Fórmula	Temperatura, °C	Relación de calores específicos, $(\gamma) = C_p/C_v$
Acetaldehído	C_2H_4O	30	1.14
Acético, ácido	$C_2H_4O_2$	136	1.15
Acetileno	C_2H_2	15	1.26
		−71	1.31
Aire		925	1.36
		17	1.403
		−78	1.408
		−118	1.415
Amoniaco	NH_3	15	1.310
Argón	A	15	1.668
		−180	1.76 (?)
		0-100	1.67
Azufre, dióxido	SO_2	15	1.29
Benceno	C_6H_6	90	1.10
Bromo	Br_2	20-350	1.32
Carbono, dióxido	CO_2	15	1.304
		−75	1.37
disulfuro	CS_2	100	1.21
monóxido	CO	15	1.404
		−180	1.41
Cianógeno	$(CN)_2$	15	1.256
Ciclohexano	C_6H_{12}	80	1.08
Cloro	Cl_2	15	1.355
Cloroformo	$CHCl_3$	100	1.15
Criptón	Kr	19	1.68
Diclorodifluorometano	CCl_2F_2	25	1.139
Etano	C_2H_6	100	1.19
		15	1.22
		−82	1.28
Etileno	C_2H_4	100	1.18
		15	1.255
		−91	1.35
Etílico, alcohol	C_2H_6O	90	1.13
éter	$C_4H_{10}O$	35	1.08
		80	1.086
Fósforo	P	300	1.17
Helio	He	−180	1.660
Hexano (n)	C_6H_{14}	80	1.08
Hidrógeno	H_2	15	1.410
		−76	1.453
		−181	1.597
bromuro (ácido bromhídrico)	HBr	20	1.42
cianuro (ácido cianhídrico)	HCN	65	1.31
		140	1.28
		210	1.24
cloruro (ácido clorhídrico)	HCl	15	1.41
		100	1.40
sulfuro (ácido sulfhídrico)	H_2S	15	1.32
		−45	1.30
		−57	1.29
yoduro (ácido yodhídrico)	HI	20-100	1.40
Isobutano	C_4H_{10}	15	1.11
Mercurio	Hg	360	1.67
Metano	CH_4	600	1.113
		300	1.16
		15	1.31
		−80	1.34
		−115	1.41
Metilal	$C_3H_8O_2$	13	1.06
		40	1.09
Metílico, alcohol	CH_4O	77	1.203
éter	C_2H_6O	6-30	1.11
Metilo, acetato	$C_3H_6O_2$	15	1.14
Neón	Ne	19	1.64
Nítrico, óxido	NO	15	1.400
		−45	1.39
		−80	1.38
Nitrógeno	N_2	15	1.404
		−181	1.47
Nitroso, óxido	N_2O	100	1.28
		15	1.303
		−30	1.31
		−70	1.34
Oxígeno	O_2	15	1.401
		−76	1.415
		−181	1.45
Pentano (n)	C_5H_{12}	86	1.086
Potasio	K	850	1.77
Sodio	Na	750-920	1.68
Xenón	Xe	19	1.66
Yodo	I_2	185	1.30

* De *International Critical Tables*, vol. 5, págs. 80-82.

rógeno con la
Rev., 37, 638

TABLA 3-186 Razones de los calores específicos para el aire a altas presiones

Presión, atm.	Relación de calores específicos, $(\gamma) = C_p/C_v$		Presión, atm.	Relación de calores específicos, $(\gamma) = C_p/C_v$	
	0° C	−79.4° C		0° C	−79.4° C
25	1.47	1.57	125	1.69	2.40
50	1.53	1.77	150	1.74	2.47
75	1.59	2.00	175	1.78	2.41
100	1.65	2.20	200	1.83	2.33

Para datos complementarios, véase *International Critical Tables*, vol. 5, págs. 115-116 y págs. 122-125.

CALORES ESPECÍFICOS DE SOLUCIONES ACUOSAS

CONVERSIÓN DE UNIDADES

Para esta subsección se aplican las siguientes conversiones de unidades: °F = $^9/_5$ °C + 32.

Para convertir calorías por gramo-grado centígrado a unidades térmicas británicas por libra-grado Fahrenheit, multiplíquese por 1.0.

REFERENCIAS ADICIONALES

Para mayor información, véase *International Critical Tables*, vol. 5, págs. 115-116, 122-125.

TABLA 3-187 Ácido clorhídrico

% mol de HCl	Calor específico, cal./g °C				
	0° C	10° C	20° C	40° C	60° C
0.0	1.00				
9.09	0.72	0.72	0.74	0.75	0.78
16.7	0.61	0.605	0.631	0.645	0.67
20.0	0.58	0.575	0.591	0.615	0.638
25.9	0.55	....	....	....	0.61

TABLA 3-188 Ácido sulfúrico*

% H_2SO_4	C_p a 20°C, cal./g °C	% H_2SO_4	C_p a 20°C, cal./g °C
0.34	0.9968	35.25	0.7238
0.68	0.9937	37.69	0.7023
1.34	0.9877	40.49	0.6770
2.65	0.9762	43.75	0.6476
3.50	0.9686	47.57	0.6153
5.16	0.9549	52.13	0.5801
9.82	0.9177	57.65	0.5420
15.36	0.8767	64.47	0.5012
21.40	0.8339	73.13	0.4628
22.27	0.8275	77.91	0.4518
23.22	0.8205	81.33	0.4481
24.25	0.8127	82.49	0.4467
25.39	0.8041	84.48	0.4408
26.63	0.7945	85.48	0.4346
28.00	0.7837	89.36	0.4016
29.52	0.7717	91.81	0.3787
30.34	0.7647	94.82	0.3554
31.20	0.7579	97.44	0.3404
33.11	0.7422	100.00	0.3352

* Vinal y Craig, *Bur. Standards J. Research*, 24, 475 (1940).

TABLA 3-189 Ácido nítrico

% HNO_3 en peso	Calor específico a 20° C cal./g °C
0	1.000
10	0.900
20	0.810
30	0.730
40	0.675
50	0.650
60	0.640
70	0.615
80	0.575
90	0.515

TABLA 3-190 Ácido fosfórico*

% H_3PO_4	C_p a 21.3 °C cal./g °C	% H_3PO_4	C_p a 21.3 °C cal./g °C
2.50	0.9903	50.00	0.6350
3.80	0.9970	52.19	0.6220
5.33	0.9669	53.72	0.6113
8.81	0.9389	56.04	0.5972
10.27	0.9293	58.06	0.5831
14.39	0.8958	60.23	0.5704
16.23	0.8796	62.10	0.5603
19.99	0.8489	64.14	0.5460
22.10	0.8300	66.13	0.5349
24.56	0.8125	68.14	0.5242
25.98	0.8004	69.97	0.5157
28.13	0.7856	69.50	0.5160
29.96	0.7735	71.88	0.5046
32.09	0.7590	73.71	0.4940
33.95	0.7432	75.79	0.4847
36.26	0.7270	77.69	0.4786
38.10	0.7160	79.54	0.4680
40.10	0.7024	80.00	0.4686
42.08	0.6877	82.00	0.4593
44.11	0.6748	84.00	0.4500
46.22	0.6607	85.98	0.4419
48.16	0.6475	88.01	0.4359
49.79	0.6370	89.72	0.4206

* *Z. physik. Chem.*, A167, 42 (1933).

TABLA 3-191 Acido acético (a 38 °C)

% mol de ácido acético	0	6.98	30.9	54.5	100
cal./g °C	1.0	0.911	0.73	0.631	0.535

ical Tables, vol. 5,

TABLA 3-192 Hidróxido de sodio (a 20 °C)

% mol de NaOH	0	0.5	1.0	9.09	16.7	28.6	37.5
cal./g °C	1.0	0.985	0.97	0.835	0.80	0.784	0.782

TABLA 3-193 Hidróxido de potasio (a 19 °C)

% mol de KOH	0	0.497	1.64	4.76	9.09
cal./g °C	1.0	0.975	0.93	0.814	0.75

TABLA 3-194 Amoniaco

% mol de NH_3	Calor específico, cal./g. °C			
	2.4° C	20.6° C	41°C	61° C
0	1.01	1.0	0.995	1.0
10.5	0.98	0.995	1.06	1.02
20.9	0.96	0.99	1.03	
31.2	0.956	1.0		
41.4	0.985			

TABLA 3-195 Carbonato de sodio*

% Na_2CO_3 (en peso)	Temperatura, °C			
	17.6	30.0	76.6	98.0
0.000	0.9992	0.9986	1.0098	1.0084
1.498	0.9807	.....		
2.000	.....	0.9786		
2.901	0.9597	.....		
4.000	.....	0.9594		
5.000	0.9428	.....	0.9761	
6.000	.....	0.9392		
8.000	0.9183	.....		
10.000	0.9086	.....	0.9452	
13.790	0.8924	.....		
13.840	.....	0.8881		
20.000	.....	0.8631	0.8936	
25.000	.....	.....	0.8615	0.8911

* *J. Chem. Soc.*, págs. 3062-3079 (1931).

TABLA 3-196 Cloruro de sodio

% mol de NaCl	Calor específico, cal./g °C			
	6° C	20° C	33° C	57° C
0.249	.....	0.99		
0.99	0.96	0.97	0.97	
2.44	0.91	0.915	0.915	0.923
9.09	0.805	0.81	0.81	0.82

TABLA 3-197 Cloruro de potasio

% mol de KCl	Calor específico, cal./g °C			
	6° C	20° C	33° C	40° C
0.99	0.945	0.947	0.947	0.947
3.85	0.828	0.831	0.835	0.837
5.66	0.77	0.775	0.778	0.775
7.41	.....	0.727		

TABLA 3-198 Sulfato de cinc

Composición	Temperatura	Cal. esp., cal./g °C
$ZnSO_4 + 50H_2O$	20° a 52° C	0.842
$ZnSO_4 + 200H_2O$	20° a 52° C	0.952

TABLA 3-199 Sulfato de cobre

Composición	Temperatura	Cal. esp., cal./g °C
$CuSO_4 + 50H_2O$	12° a 15° C	0.848
$CuSO_4 + 200H_2O$	12° a 14° C	0.951
$CuSO_4 + 400H_2O$	13° a 17° C	0.975

TABLA 3-200 Alcohol metílico

% mol de CH_3OH	Calor específico, cal./g °C		
	5° C	20° C	40° C
5.88	1.02	1.0	0.995
12.3	0.975	0.982	0.98
27.3	0.877	0.917	0.92
45.8	0.776	0.811	0.83
69.6	0.681	0.708	0.726
100	0.576	0.60	0.617

TABLA 3-201 Alcohol etílico

% mol de C_2H_5OH	Calor específico, cal./g °C		
	3° C	23° C	41° C
4.16	1.05	1.02	1.02
11.5	1.02	1.03	1.03
37.0	0.805	0.86	0.875
61.0	0.67	0.727	0.748
100.0	0.54	0.577	0.621

TABLA 3-202 Alcohol propílico normal

% mol de C_3H_7OH	Calor específico, cal./g °C		
	5° C	20° C	40° C
1.55	1.03	1.02	1.01
5.03	1.07	1.06	1.03
11.4	1.035	1.032	0.99
23.1	0.877	0.90	0.91
41.2	0.75	0.78	0.815
73.0	0.612	0.645	0.708
100.0	0.534	0.57	0.621

TABLA 3-203 Glicerol

% mol de $C_3H_5(OH)_3$	Calor específico, cal./g °C	
	15° C	32° C
2.12	0.961	0.960
4.66	0.929	0.924
11.5	0.851	0.841
22.7	0.765	0.758
45.9	0.67	0.672
100.0	0.555	0.576

Nota. Para calores específicos de soluciones no acuosas, véase *International Critical Tables*, vol. 5, págs. 116, 125.

TABLA 3-204 Anilina (a 20 °C)

% mol de anilina	100	95	90.5	82.3	75.2
Cal./g °C.	0.497	0.52	0.53	0.56	0.581

CALORES ESPECÍFICOS DE DIVERSOS MATERIALES

TABLA 3-205 Calores específicos de diversos líquidos y sólidos

Material	Calor específico, cal./g °C
Aceites de alquitrán de hulla	0.34 (15° a 90° C)
Acero	0.12
Alquitranes de hulla	0.35 (40° C); 0.45 (200° C)
Alúmina	0.2 (100° C); 0.274 (1 500°C)
Alundum	0.186 (100° C.)
Arcilla	0.224
Arena	0.191
Asbestos	0.25
Asfalto	0.22
Bakelita	0.3 a 0.4
Caliza, piedra	0.217
Carbón	0.168 (26° a 76° C) 0.314 (40° a 892° C) 0.387 (56° a 1 490° C)
de hulla	0.26 a 0.37
(de retorta de gas). (Véase abajo, grafito)	0.204
vegetal o de madera	0.242
Celulosa	0.32
Cemento, clínca Portland	0.186
Coque	0.265 (21° a 400° C) 0.359 (21° a 800° C) 0.403 (21° a 1 300 °C)
Criolita	0.253 (16° a 55° C.)
Cuarzo	0.17 (0° C); 0.28 (350° C)
Diamante	0.147
Espato flúor	0.21 (30° C)
Gasolina	0.53
Grafito	0.165 (26° a 76° C); 0.390 (56° a 1 450° C)
Granito	0.20 (20° a 100° C)
Hormigón (concreto)	0.156 (21° a 155° C); 0.219 (22° a 800° C)
Kerosene	0.47
Ladrillo, de arcilla refractaria	0.198 (100° C); 0.298 (1 500° C)
de cromita	0.17
de magnesita	0.222 (100° C); 0.195 (1 500° C)
obra de	Alrededor de 0.2
Litargirio	0.055
Madera	
la mayoría de las maderas varía entre	0.45 y 0.65
roble	0.570
Magnesia	0.234 (100° C); 0.188 (1 500° C)
Mármol	0.21 (18° C)
Piedra	Alrededor de 0.2
Piritas, de cobre	0.131 (19° a 50° C)
de hierro	0.136 (15° a 98° C)
Sílice	0.316
Trementina	0.42 (18° C)
Vidrio *(crown)*	0.16 a 0.20
(flint)	0.117
lana de	0.157
(pyrex)	0.20
(silicato)	0.188 a 0.204 (0 a 100° C) 0.24 a 0.26 (0 a 700° C)
Yeso	0.259 (16° a 46° C)

Aceites (aceites animales, vegetales y minerales)

$$C_p(\text{cal./g °C}) = \frac{A}{\sqrt{d_4^{15}}} + B(t - 15)$$

donde d = densidad, g/cm³.

°F = $^9/_5$°C + 32; para convertir calorías por gramo-grado centígrado a unidades térmicas británicas por libra-grado Fahrenheit, multipliquese por 1.0; para convertir gramos por centímetro cúbico a libras por pie cúbico, multipliquese por 62.43.

Aceites	*A*	*B*
De castor	0.500	0.0007
De cidra	(0.438 a 54° C)	
Graso secante	0.440	0.0007
Graso no secante	0.450	0.0007
Graso semisecante	0.445	0.0007
Los demás aceites grasos (excepto el de castor)	0.450	0.0007
De base nafténica	0.405	0.0009
De oliva	(0.47 a 7° C)	
De base parafínica	0.425	0.0009
Petróleo, aceites de	0.415	0.0009

TABLA 3-205 Calores específicos de diversos líquidos y sólidos — *Conclusión*

Porcelana	Calor específico medio entre 20° C. y			
	100° C	300° C	500° C	1 100° C
Berlín refractaria	0.189	0 203	0.222	0.337
Berlín verde	0.185	0.197	0.228	
Berlín refractaria (vidriada)	0.179	0.189	0.199	0.245
Berlín verde (vidriada)	0.170	0.183	0.208	
Loza refractaria	0.186	0.203	0.223	0.324
Loza verde	0.181	0.192	0.215	

Cacharros de barro (comunes)	0.185 a 0.191 (20° a 100° C)
Caucho (vulcanizado)	0.415
Ladrillo de carburo de silicio	0.202 (100° C)
Ladrillo de sílice	0.202 (100° C); 0.195 ((1 500° C)
Lana	0.325
Oxido de circonio	0.11 (100° C); 0.179 (1 500° C)
Plástico de piroxilina	0.34 a 0.38
Seda	0.33
Vidrio pyrex	0.20

CALORES Y ENERGÍAS LIBRES DE FORMACIÓN

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos

Los valores de la tabla siguiente para los compuestos inorgánicos se dedujeron de: *a*) Bichowsky y Rossini, "*Thermochemistry of the Chemical Substances*", Reinhold, Nueva York (1936); *b*) Latimer, "*Oxidation States of the Elements and Their Potentials in Aqueous Solution*", Prentice-Hall, Nueva York, 1938; *c*) las tablas del American Petroleum Institute Research, Project 44, en el National Bureau of Standards; y *d*) las tablas de Selected Values of Chemical Thermodynamic Properties del National Bureau of Standards. Para más detalles y métodos de cálculo, estados normales, etc., consúltense los libros y tablas anteriores.

Los compuestos orgánicos de la tabla siguiente se dan todos debajo del elemento carbono. Los valores para los no hidrocarburos proceden en su mayor parte de E. I. du Pont de Nemours & Co., Ammonia Department, Chemical Division, Experimental Station; y los valores para los hidrocarburos, de las tablas del American Petroleum Institute Research Project 44 en el National Bureau of Standards.*

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Aluminio:			
Al	c	0.00	0.00
$AlBr_3$	c	—123.4	
	aq	—209.5	—189.2
Al_4C_3	c	—30.8	—29.0
$AlCl_3$	c	—163.8	
	aq, 600	—243.9	—209.5
AlF_3	c	—329	
	aq	—350.8	—312.6
AlI_3	c	—72.8	
	aq	—163.4	—152.5
AlN	c	—57.7	—50.4
$Al(NH_4)(SO_4)_2$	c	—561.19	—486.17
$Al(NH_4)(SO_4)_2.12H_2O$	c	—1 419.36	—1 179.26
$Al(NO_3)_3.6H_2O$	c	—680.89	—576.32
$Al(NO_3)_3.9H_2O$	c	—897.59	
Al_2O_3	c, corindón	—399.09	—376.87
$Al(OH)_3$	c	—304.8	—272.9
$Al_2O_3.SiO_2$	c, silimanita	—648.7	
$Al_2O_3.SiO_2$	c, distena	—642.4	
$Al_2O_3.SiO_2$	c, andalusita	—642.0	
$3Al_2O_3.2SiO_2$	c, mullita	—1 874	
Al_2S_3	c	—121.6	
$Al_2(SO_4)_3$	c	—820.99	—739.53
	aq	—893.9	—759.3
$Al_2(SO_4)_3.6H_2O$	c	—1 268.15	—1 103.39
$Al_2(SO_4)_3.18H_2O$	c	—2 120	

* Las notas u observaciones de esta tabla están al final de la misma.

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos — *(Continuación)*

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Antimonio:			
Sb	c	0.00	0.00
$SbBr_3$	c	—59.9	
$SbCl_3$	c	—91.3	—77.8
$SbCl_5$	l	—104.8	
SbF_3	c	—216.6	
SbI_3	c	—22.8	
Sb_2O_3	c, I, ortorrómbico	—165.4	—146.0
	c, II, octaédrico	—166.6	
Sb_2O_4	c	—213.0	—186.6
Sb_2O_5	c	—230.0	—196.1
Sb_2S_3	c, negro	—38.2	—36.9
Arsénico:			
As	c	0.00	0.00
$AsBr_3$	c	—45.9	
$AsCl_3$	l	—80.2	—70.5
AsF_3	l	—223.76	—212.27
AsH_3	g	43.6	37.7
AsI_3	c	—13.6	
As_2O_3	c	—154.1	—134.8
As_2O_5	c	—217.9	—183.9
As_2S_3	c	—20	—20
	amorfo	—34.76	
Azufre:			
S	c, rómbico	0.00	0.00
	c, monoclínico	—0.071	—0.023
	l, λ	0.257	0.072
	l, equilibrio de λ y μ		0.071
	g	53.25	43.57
S_2	g	31.02	19.36
S_6	g	27.78	13.97
S_8	g	27.090	12.770
S_2Br_2	l	—4	
SCl_2	l	—13.7	
S_2Cl_2	l	—14.2	—5.90
SCl_4	l	—24.1	
SF_6	g	—262	—237
SO	g	19.02	12.75
SO_2	g	—70.94	—71.68
SO_3	g	—94.39	—88.59
	l	—103.05	—88.28
	c, α	—105.09	—88.22
	c, β	—105.92	—88.34
	c, γ	—109.34	—88.98
SO_2Cl_2	g	—82.04	—74.06
	l	—89.80	—75.06
Bario:			
Ba	c	0.00	0.00
$BaBr_2$	c	—180.38	
	aq, 400	—185.67	—183.0
$BaCl_2$	c	—205.25	
	aq, 300	—207.92	—196.5
$Ba(ClO_3)_2$	c	—176.6	
	aq, 1 600	—170.0	—134.4
$Ba(ClO_4)_2$	c	—210.2	
	aq, 800		—155.3
$Ba(CN)_2$	c	—48	
$Ba(CNO)_2$	c	—212.1	
	aq		—180.7
$BaCN_2$	c	—63.6	
$BaCO_3$	c, witherita	—284.2	—271.4
$BaCrO_4$	c	—342.2	
BaF_2	c	—287.9	
	aq, 1 600	—284.6	—265.3
BaH_2	c	—40.8	—31.5
$Ba(HCO_2)_2$	aq	—459	—414.4
BaI_2	c	—144.6	
	aq, 400	—155.17	—158.52
$Ba(IO_3)_2$	c	—264.5	
	aq	—237.50	—198.35
$BaMoO_4$	c	—370	
Ba_3N_2	c	—90.7	
$Ba(NO_2)_2$	c	—184.5	
	aq	—179.05	—150.75
$Ba(NO_3)_2$	c	—236.99	—189.94
	aq, 600	—227.74	
BaO	c	—133.0	
$Ba(OH)_2$	c	—225.9	
	aq, 400	—237.76	—209.02

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos — (*Continuación*)

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Bario (*cont.*)			
$BaO \cdot SiO_2$	c	—363	
$Ba_3(PO_4)_2$	c	—992	
$BaPtCl_4$	c	—284.9	
BaS	c	—111.2	
$BaSO_3$	c	—282.5	
$BaSO_4$	c	—340.2	—313.4
$BaWO_4$	c	—402	
Berilio:			
Be	c	0.00	0.00
$BeBr_2$	c	—79.4	
	aq	—142	—127.9
$BeCl_2$	c	—112.6	
	aq	—163.9	—141.4
BeI_2	c	—39.4	
	aq	—112	—103.4
Be_3N_2	c	—134.5	—122.4
BeO	c	—145.3	—138.3
$Be(OH)_2$	c	—215.6	
BeS	c	—56.1	
$BeSO_4$	c	—281	
	aq		—254.8
Bismuto:			
Bi	c	0.00	0.00
$BiCl_3$	c	—90.5	—76.4
	aq	—101.6	
BiI_3	c	—24	
	aq	—27	
BiO	c	—49.5	—43.2
Bi_2O_3	c	—137.1	—117.9
$Bi(OH)_3$	c	—171.1	
Bi_2S_3	c	—43.9	—39.1
$Bi_2(SO_4)_3$	c	—607.1	
Boro:			
B	c	0.00	0.00
BBr_3	l	—52.7	
	g	—44.6	—50.9
BCl_3	g	—94.5	—90.8
BF_3	g	—265.2	—261.0
B_2H_6	g	7.5	19.9
BN	c	—32.1	—27.2
B_2O_3	c	—302.0	—282.9
	v	—297.6	—280.3
$B(OH)_3$	c	—260.0	—229.4
B_2S_3	c	—56.6	
Bromo:			
Br_2	l	0.00	0.00
	g	7.47	0.931
BrCl	g	3.06	—0.63
Cadmio:			
Cd	c	0.00	0.00
$CdBr_2$	c	—75.8	—70.7
	aq, 400	—76.6	—67.6
$CdCl_2$	c	—92.149	—81.889
	aq, 400	—96.44	—81.2
$Cd(CN)_2$	c	36.2	
$CdCO_3$	c	—178.2	—163.2
CdI_2	c	—48.40	
	aq, 400	—47.46	—43.22
Cd_3N_2	c	39.8	
$Cd(NO_3)_2$	aq, 400	—115.67	—71.05
CdO	c	—62.35	—55.28
$Cd(OH)_2$	c	—135.0	—113.7
CdS	c	—34.5	—33.6
$CdSO_4$	c	—222.23	
	aq, 400	—232.635	—194.65
Calcio:			
Ca	c	0.00	0.00
$CaBr_2$	c	—162.20	
	aq, 400	—187.19	—181.86
CaC_2	c	—14.8	—16.0
$CaCl_2$	c	—190.6	—179.8
	aq	—209.15	—195.36
$CaCN_2$	c	—85	
$Ca(CN)_2$	c	—43.3	
	aq		—54.0
$CaCO_3$	c, calcita	—289.5	—270.8
	c, aragonita	—289.54	—270.57
$CaCO_3 \cdot MgCO_3$	c	—558.8	
CaC_2O_4	c	—332.2	

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos — (*Continuación*)

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Calcio (*cont.*):			
$Ca(C_2H_3O_2)_2$	c	−356.3	
	aq	−364.1	−311.3
CaF_2	c	−290.2	
	aq	−286.5	−264.1
CaH_2	c	−46	−35.7
CaI_2	c	−128.49	
	aq, 400	−156.63	−157.37
Ca_3N_2	c	−103.2	−88.2
$Ca(NO_3)_2$	c	−224.05	−177.38
	aq, 400	−228.29	
$Ca(NO_3)_2 \cdot 2H_2O$	c	−367.95	−293.57
$Ca(NO_3)_2 \cdot 3H_2O$	c	−439.05	−351.58
$Ca(NO_3)_2 \cdot 4H_2O$	c	−509.43	−409.32
CaO	c	−151.7	−144.3
$Ca(OH)_2$	c	−235.58	−213.9
	aq, 800	−239.2	−207.9
$CaO \cdot SiO_2$	c, II, wollastonita	−377.9	−357.5
	c, I, seudowollastonita	−376.6	−356.6
CaS	c	−114.3	−113.1
$CaSO_4$	c, forma insoluble	−338.73	−311.9
	c, forma soluble α	−336.58	−309.8
	c, forma soluble β	−335.52	−308.8
$CaSO_4 \cdot \frac{1}{2}H_2O$	c	−376.13	
$CaSO_4 \cdot 2H_2O$	c	−479.33	−425.47
$CaWO_4$	c	−387	
Carbono:			
C	c, grafito	0.00	0.00
	c, diamante	0.453	0.685
CO	g	−26.416	−32.808
CO_2	g	−94.052	−94.260
CH_4 metano	g	−17.889	−12.140
C_2H_6 etano	g	−20.236	−7.860
C_3H_8 propano	g	−24.820	−5.614
C_4H_{10} n-butano	g	−29.812	−3.754
C_4H_{10} isobutano	g	−31.452	−4.296
C_5H_{12} n-pentano	g	−35.00	−1.96
	l	−41.36	−2.21
C_5H_{12} 2-metilbutano	g	−36.92	−3.50
	l	−42.85	−3.59
C_5H_{12} 2,2-dimetilpropano	g	−39.67	−3.64
C_6H_{14} n-hexano	g	−39.96	0.05
	l	−47.52	−0.91
C_6H_{14} 2-metilpentano	g	−41.66	−0.96
	l	−48.82	−1.73
C_6H_{14} 3-metilpentano	g	−41.02	−0.29
	l	−43.28	−1.12
C_6H_{14} 2,2-dimetilbutano	g	−44.35	−2.35
	l	−51.00	−2.88
C_6H_{14} 2,3-dimetilbutano	g	−42.49	−0.73
	l	−49.48	−1.44
C_7H_{16} n-heptano	g	−44.89	2.09
	l	−53.63	0.42
C_7H_{16} 2-metilhexano	g	−46.60	0.98
	l	−54.93	−0.47
C_7H_{16} 3-metilhexano	g	−45.96	1.10
	l	−54.35	−0.39
C_7H_{16} 3-etilpentano	g	−45.34	2.59
	l	−53.77	1.06
C_7H_{16} 2,2-dimetilpentano	g	−49.29	0.09
	l	−57.05	−1.08
C_7H_{16} 2,3-dimetilpentano	g	−47.62	0.16
	l	−55.81	−1.27
C_7H_{16} 2,4-dimetilpentano	g	−48.30	0.72
	l	−56.17	−0.49
C_7H_{16} 3,3-dimetilpentano	g	−48.17	0.63
	l	−56.07	−0.69
C_7H_{16} 2,2,3-trimetilbutano	g	−48.96	0.76
	l	−56.63	−0.43
C_8H_{18} n-octano	g	−49.82	4.14
	l	−59.74	1.77
C_8H_{18} 2-metilheptano	g	−51.50	3.06
	l	−60.98	0.92
C_8H_{18} 3-metilheptano	g	−50.82	3.29
	l	−60.34	1.12
C_8H_{18} 4-metilheptano	g	−50.69	4.00
	l	−60.17	1.86
C_8H_{18} 3-etilhexano	g	−50.40	3.95
	l	−59.88	1.80
C_8H_{18} 2,2-dimetilhexano	g	−53.71	2.56
	l	−62.63	−0.72

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos — (*Continuación*)

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ ‖ ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Carbono (*cont.*):			
C_8H_{18} 2,3-dimetilhexano	g	−51.13	4.23
	l	−60.40	2.17
C_8H_{18} 2,4-dimetilhexano	g	−52.44	2.80
	l	−61.47	0.89
C_8H_{18} 2,5-dimetilhexano	g	−53.21	2.50
	l	−62.26	0.59
C_8H_{18} 3,3-dimetilhexano	g	−52.61	3.17
	l	−61.58	1.23
C_8H_{18} 3,4-dimetilhexano	g	−50.91	4.97
	l	−60.23	2.86
C_8H_{18} 2-metil-3-etilpentano	g	−50.48	5.08
	l	−59.69	3.03
C_8H_{18} 3-metil-3-etilpentano	g	−51.38	4.76
	l	−60.46	2.69
C_8H_{18} 2,2,3-trimetilpentano	g	−52.61	4.09
	l	−61.44	2.22
C_8H_{18} 2,2,4-trimetilpentano	g	−53.57	3.13
	l	−61.97	1.51
C_8H_{18} 2,3,3-trimetilpentano	g	−51.73	4.52
	l	−60.63	2.54
C_8H_{18} 2,3,4-trimetilpentano	g	−51.97	4.32
	l	−60.98	2.34
C_8H_{18} 2,2,3,3-tetrametilbutano	g	−53.99	4.88
	c	−64.23	2.74
C_2H_4 etileno	g	12.496	16.282
C_3H_6 propileno	g	4.879	14.964
C_4H_8 1-buteno	g	0.280	17.217
C_4H_8 cis-2-buteno	g	−1.362	16.007
C_4H_8 trans-2-buteno	g	−2.405	15.323
C_4H_8 2-metil-2-propeno	g	−3.343	14.574
C_5H_{10} 1-penteno	g	−5.000	18.787
C_5H_{10} cis-2-penteno	g	−6.710	17.173
C_5H_{10} trans-2-penteno	g	−7.590	16.575
C_5H_{10} 2-metil-1-buteno	g	−8.680	15.509
C_5H_{10} 3-metil-1-buteno	g	−6.920	17.874
C_5H_{10} 2-metil-2-buteno	g	−10.170	14.267
C_2H_2 acetileno	g	54.194	50.000
C_3H_4 metilacetileno	g	44.319	46.313
C_4H_6 1-butino	g	39.70	48.52
C_4H_6 2-butino	g	35.374	44.725
C_5H_8 1-pentino	g	34.50	50.17
C_5H_8 2-pentino	g	30.80	46.41
C_5H_8 3-metil-1-butino	g	32.60	49.12
C_6H_6 benceno	g	19.820	30.989
	l	11.718	29.756
C_7H_8 tolueno	g	11.950	29.228
	l	2.867	27.282
C_8H_{10} etilbenceno	g	7.120	31.208
	l	−2.977	28.614
C_8H_{10} o-xileno	g	4.540	29.177
	l	−5.841	26.370
C_8H_{10} m-xileno	g	4.120	28.405
	l	−6.075	25.730
C_8H_{10} p-xileno	g	4.290	28.952
	l	−5.838	26.310
C_9H_{12} n-propilbenceno	g	1.870	32.810
	l	−9.178	29.600
C_9H_{12} isopropilbenceno	g	0.940	32.738
	l	−9.848	29.708
C_9H_{12} 1-metil-2-etilbenceno	g	0.290	31.323
	l	−11.110	27.973
C_9H_{12} 1-metil-3-etilbenceno	g	−0.960	30.217
	l	−11.670	26.977
C_9H_{12} 1-metil-4-etilbenceno	g	−0.780	30.281
	l	−11.920	27.041
C_9H_{12} 1,2,3-trimetilbenceno	g	−2.290	29.319
	l	−14.013	25.679
C_9H_{12} 1,2,4-trimetilbenceno	g	−3.330	27.912
	l	−14.785	24.462
C_9H_{12} 1,3,5-trimetilbenceno	g	−3.840	28.172
	l	−15.184	24.832
C_5H_{10} ciclopentano	g	−18.46	9.23
	l	−25.31	8.70
C_6H_{12} metilciclopentano	g	−25.50	8.55
	l	−33.08	7.53
C_7H_{14} etilciclopentano	g	−30.38	10.59
	l	−39.09	8.84
C_6H_{12} ciclohexano	g	−29.43	7.59
	l	−37.34	6.39

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos — (*Continuación*)

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Carbono (*cont.*):			
C_7H_{14} metilciclohexano	g	−37.00	6.52
	l	−45.46	4.86
C_8H_{16} etilciclohexano	g	−41.06	9.38
	l	−50.73	6.96
CH_4O metanol	g	−48.08	−38.62
	l	−57.04	−39.80
C_2H_6O etanol	g	−52.23	−40.23
	l	−66.35	−41.76
C_3H_8O n-propanol	g	−61.17	−38.85
	l	−71.87	−39.84
C_3H_8O isopropanol	g	−62.41	−39.20
	l	−74.52	−38.83
$C_4H_{10}O$ n-butanol	g	−67.81	−38.88
	l	−79.61	−40.57
$C_4H_{10}O$ isobutanol	g	−69.05	−38.25
	l	−81.06	−39.36
$C_2H_6O_2$ etilén glicol	g	−92.53	−71.26
	l	−107.91	−76.44
$C_3H_8O_3$ glicerol	g		
	l	−159.16	−113.65
C_6H_6O fenol	g	−21.71	−6.26
	l	−37.80	−11.02
C_7H_8O cresol	g		−13.17
C_2H_4O óxido etilénico	g	−16.1	−6.94
C_2H_6O éter dimetílico	g	−43.06	−26.06
	l	−51.3	
$C_4H_{10}O$ éter dietílico	l	−65.2	−27.75
CH_2O formaldehído	g	−28.29	−26.88
C_2H_4O acetaldehído	g	−39.72	−31.46
C_3H_4O acroleína	g	−20.50	−15.57
	l	−27.97	−16.17
C_3H_6O propionaldehído	g	−49.15	−33.96
C_4H_8O n-butiraldehído	g	−52.40	−73.24
C_7H_6O benzaldehído	g	−9.57	5.85
	l	−21.23	2.24
C_8H_8O aldehído *p*-tolúico	s	−17.78	4.09
	l	−29.79	0.97
C_2H_2O queteno	g	−14.78	−14.30
	l	−18.78	−13.32
C_3H_6O acetona	g	−51.79	−36.45
	l	−59.32	−37.16
$C_5H_{10}O$ dietilcetona	l	−73.8	
CH_2O_2 ácido fórmico	g	−86.67	−80.24
	l	−97.8	−82.7
$\frac{1}{2}(CH_2O_2)_2$ ácido fórmico bimolecular	g	−93.85	−81.90
$C_2H_4O_2$ ácido acético	g	−104.72	−91.24
	l	−116.2	−93.56
$C_3H_6O_2$ ácido propiónico	g	−108.75	−88.27
	l	−121.7	−91.65
$C_2H_4O_3$ ácido hidroxiacético	s	−155.33	−125.57
$C_6H_{10}O_4$ ácido adípico	s	−216.19	−163.96
	aq	−235.51	−177.17
$C_2H_4O_2$ formiato de metilo	g	−84.69	−71.37
	l	−95.26	−71.53
$C_4H_6O_2$ acrilato de metilo	l	−70.10	−56.78
$C_4H_8O_2$ acetato de etilo	g	−82.76	−58.13
	l	−102.02	−74.93
$C_5H_{10}O_2$ propionato de etilo	g	−110.72	−76.11
	l	−112.36	−77.37
$C_4H_6O_3$ anhídrido acético	g	−122.16	−79.16
	l	−148.82	−119.29
$C_6H_{10}O_3$ anhídrido propiónico	g	−155.16	−121.73
	l	−147.32	−109.78
CS_2 sulfuro de carbono (disulfuro)	g	−161.53	−113.66
COS sulfuro de carbonilo	g	28.11	16.13
C_2N_2 cianógeno	g	−33.83	−40.85
HCN ácido cianhídrico (cianuro de hidrógeno)	g	73.82	71.02
	l	31.1	27.94
	aq, ∞	25.2	29.0
	aq, 100	25.2	26.8
C_2H_3N acetonitrilo	l	19.81	
CH_5N metilamina	g	−6.7	6.6
C_2H_7N etilamina	g	−12.24	10.01
C_3H_9N propilamina	g	−16.45	14.38
$C_4H_{11}N$ butilamina	g	−15.60	19.55
$C_6H_{12}N$ hexametilenamina	g	−14.37	31.52
	s	−24.90	28.84

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos — (*Continuación*)

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Carbono (*cont.*):			
CH_2N_2 cianamida	l	11.18	24.30
	c	9.15	24.18
$C_6H_8N_2$ adiponitrilo	g	33.34	61.43
	l	19.19	54.63
$C_6H_{16}N_2$ hexametilenadiamina	g	−30.57	28.91
CH_5N_3 guanidina	l	−27.48	7.34
	c	−30.68	6.33
$C_3H_6N_6$ melamina	l	−19.33	40.80
CH_3NO formamida	g	−44.64	−36.60
C_2H_7NO etanolamina	l	−62.52	27.50
CH_4N_2O urea	l	−77.55	−46.45
	c	−79.634	−47.118
Cerio:			
Ce	c	0.00	0.00
CeN	c	−78.2	−70.8
Cesio:			
Cs_2	c	0.00	0.00
CsBr	c	−97.64	
	aq, 500	−91.39	−94.86
CsCl	c	−106.31	
	aq, 400	−102.01	−101.61
Cs_2CO_3	c	−271.88	
CsF	c	−131.67	
	aq, 400	−140.48	−135.98
CsH	c	−12	−7.30
$CsHCO_3$	c	−230.6	
	aq, 2 000	−226.6	−210.56
CsI	c	−83.91	
	aq, 400	−75.74	−82.61
$CsNH_2$	c	−28.2	
$CsNO_3$	c	−121.14	
	aq, 400	−111.54	−96.53
Cs_2O	c	−82.1	
CsOH	c	−100.2	
	aq, 200	−117.0	−107.87
Cs_2S	c	−87	
Cs_2SO_4	c	−344.86	
	aq	−340.12	−316.66
Cinc:			
Zn	c	0.00	0.00
ZnSb	c	−9.6	−3.88
$ZnBr_2$	c	−77.0	−72.9
	aq, 400	−93.6	
$Zn(C_2H_3O_2)_2$	c	−259.4	
	aq, 400	−269.4	−214.4
$Zn(CN)_2$	c	17.06	
$ZnCO_3$	c	−192.9	−173.5
$ZnCl_2$	c	−99.9	−88.8
	aq, 400	−115.44	
ZnF_2	aq	−192.9	−166.6
ZnI_2	c	−50.50	−49.93
	aq	−61.6	
$Zn(NO_3)_2$	aq, 400	−134.9	−87.7
ZnO	c, hexagonal	−83.36	−76.19
$ZnO.SiO_2$	c	−282.6	
$Zn(OH)_2$	c, rómbico	−153.66	
ZnS	c, wurtzita	−45.3	−44.2
$ZnSO_4$	c	−233.4	
	aq, 400	−252.12	−211.28
Circonio:			
Zr	c	0.00	0.00
ZrC	c	−29.8	−34.6
$ZrCl_4$	c	−268.9	
ZrN	c	−82.5	−75.9
ZrO_2	c, monoclínico	−258.5	−244.6
$Zr(OH)_4$	c	−411.0	
$ZrO(OH)_2$	c	−337	−307.6
Cloro:			
Cl_2	g	0.00	0.00
ClF	g	−25.7	
ClO	g	33	
ClO_2	g	24.7	29.5
ClO_3	g	37	
Cl_2O	g	18.20	22.40
Cl_2O_7	g	63	
Cobalto:			
Co	g	0.00	0.00
$CoBr_2$	c	−55.0	
	aq	−73.61	−61.96

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos — (*Continuación*)

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Cobalto (*cont.*):			
Co_2C	c	9.49	7.08
$CoCl_2$	c	−76.9	−66.6
	aq, 400	−95.58	−75.46
$CoCO_3$	c	−172.39	−155.36
CoF_3	aq	172.98	−144.2
CoI_2	c	−24.2	
	aq	−43.15	−37.4
$Co(NO_3)_2$	c	−102.8	
	aq	−114.9	−65.3
CoO	c	−57.5	
Co_3O_4	c	−196.5	
$Co(OH)_2$	c	−131.5	−108.9
$Co(OH)_3$	c	−177.0	−142.0
CoS	c	−22.3	−19.8
Co_9S_8	c	−40.0	
$CoSO_4$	c	−216.6	
	aq, 400		−188.9
Cobre:			
Cu	c	0.00	0.00
CuBr	c	−26.7	−23.8
$CuBr_2$	c	−34.0	
	aq	−42.4	−33.25
CuCl	c	31.4	−24.13
$CuCl_2$	c	−48.83	
	aq, 400	−64.7	
$CuClO_4$	aq	−28.3	1.34
$Cu(ClO_3)_2$	aq, 400		15.4
$Cu(ClO_4)_2$	aq		−5.5
CuI	c	−17.8	−16.66
CuI_2	c	−4.8	
	aq	−11.9	−8.76
Cu_3N	c	17.78	
$Cu(NO_3)_2$	c	−73.1	
	aq, 200	−83.6	−36.6
CuO	c	−38.5	−31.9
Cu_2O	c	−43.00	−38.13
$Cu(OH)_2$	c	−108.9	−85.5
CuS	c	−11.6	−11.69
Cu_2S	c	−18.97	−20.56
$CuSO_4$	c	−184.7	−158.3
	aq, 800	−200.78	160.19
Cu_2SO_3	c	−179.6	
	aq		−152.0
Cromo:			
Cr	c	0.00	0.00
$CrBr_3$	aq		−122.7
Cr_3C_2	c	−21.008	−21.20
Cr_4C	c	−16.378	−16.74
$CrCl_2$	c	−103.1	−93.8
	aq		−102.1
CrF_3	c	−152	
CrF_3	c	−231	
CrI_3	c	−63.7	
	aq		−64.1
CrO_2	c	−139.3	
Cr_2O_3	c	−268.8	−249.3
$Cr_2(SO_4)_3$	aq		−626.3
Erbio:			
Er	c	0.00	0.00
$Er(OH)_3$	c	−326.8	
Estaño:			
Sn	c, II, tetragonal	0.00	0.00
	c, III, "gris", cúbico	0.6	1.1
$SnBr_2$	c	−61.4	
	aq	60.0	−55.43
$SnBr_4$	c	−94.8	
	aq	110.6	−97.66
$SnCl_2$	c	−83.6	
	aq	−81.7	−68.94
$SnCl_4$	l	−127.3	−110.4
	aq	−157.6	124.67
SnI_2	c	−38.9	
	aq	−33.3	−30.95
SnO	c	−67.7	−60.75
SnO_2	c	−138.1	−123.6
$Sn(OH)_2$	c	−136.2	−115.95

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos — (*Continuación*)

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Estaño (*cont.*):			
$Sn(OH)_4$	c	—268.9	—226.00
SnS	c	—18.61	
Estroncio:			
Sr	c	0.00	0.00
$SrBr_2$	c	—171.0	
$Sr(C_2H_3O_2)_2$	aq, 400	—187.24	—182.36
	c	—358.0	
$Sr(CN)_2$	aq	—364.4	—311.80
$SrCO_3$	aq	—59.5	—54.50
$SrCl_2$	c	—290.9	—271.9
	c	—197.84	
SrF_2	aq, 400	—209.20	—195.86
$Sr(HCO_3)_2$	c	—289.0	
SrI_2	aq	—459.1	—413.76
	c	—136.1	
Sr_3N_2	aq, 400	—156.70	—157.87
$Sr(NO_3)_2$	c	—91.4	—76.5
	c	—233.2	
SrO	aq, 400	—228.73	—185.70
$SrO \cdot SiO_2$	c	—140.8	—133.7
SrO_2	v	—364	
SrO	c	—153.3	—139.0
$Sr(OH)_2$	c	—153.6	
	c	—228.7	
$Sr_3(PO_4)_2$	aq, 800	—239.4	—208.27
	c	—980	
SrS	aq	—985	—881.54
	c	—113.1	
$SrSO_4$	aq	—120.4	—109.78
	c	—345.3	
$SrWO_4$	aq, 400	—345.0	—309.30
Flúor:	c	—393	
F_2	g	0.00	0.00
F_2O	g	5.5	9.7
Fósforo:			
P	c, blanco ("amarillo")	0.00	0.00
	c, rojo ("violeta")	—4.22	—3.60
P	g	150.35	141.88
P_2	g	33.82	24.60
P_4	g	13.2	5.89
PBr_3	g	—45	
PBr_5	l	—60.6	
PCl_3	c	—70.0	—65.2
	g	—76.8	—63.3
PCl_5	l	—91.0	—73.2
PH_3	g	2.21	—1.45
PI_3	c	—10.9	
P_2O_5	c	—360.0	
$POCl_3$	g	—138.4	—127.2
Galio:			
Ga	c	0.00	0.00
$GaBr_3$	c	—92.4	
$GaCl_3$	c	—125.4	
GaN	c	—26.2	
Ga_2O	c	—84.3	
Ga_2O_3	c	—259.9	
Germanio:			
Ge	c	0.00	0.00
Ge_3N_4	c	—15.7	
GeO_2	c	—128.6	
Hafnio:			
Hf	c	0.00	0.00
HfO_2	c	—271.1	—258.2
Hidrógeno:			
H_3AsO_3	aq	—175.6	—153.04
H_3AsO_4	c	—214.9	
	aq	—214.8	—183.93
HBr	g	—8.66	—12.72
	aq, 400	—28.80	—24.58
HBrO	aq	—25.4	—19.90
$HBrO_3$	aq	—11.51	5.00
HCl	g	—22.063	—22.778
	aq, 400	—39.65	—31.330
HCN	g	31.1	27.94
	aq, 100	24.2	26.55
HClO	aq, 400	—28.18	—19.11
$HClO_2$	aq	—23.4	—0.25
$HClO_4$	aq, 660	—31.4	—10.70

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos *— (Continuación)*

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Hidrógeno (*cont.*):			
$HC_2H_3O_2$	l	—116.2	—93.56
	aq, 400	—116.74	—96.8
$H_2C_2O_4$	c	—196.7	
	aq, 300	—194.6	—165.64
HCOOH	l	—97.8	—82.7
	aq, 200	—98.0	—85.1
H_2CO_3	aq	—167.19	—149.0
HF	g	—64.2	—64.7
	aq, 200	—75.75	
HI	g	6.27	0.365
	aq, 400	13.47	—12.35
HIO	aq	—38	—23.33
HIO_3	c	—56.77	
	aq	—54.8	—32.25
HN_3	g	70.3	78.50
HNO_2	g	—31.99	—17.57
	l	—41.35	—19.05
	aq, 400	—49.210	
$HNO_3 \cdot H_2O$	l	—112.91	—78.36
$HNO_3 \cdot 3H_2O$	l	—252.15	—193.70
H_2O	g	—57.7979	—54.6351
	l	—68.3174	—56.6899
H_2O_2	l	45.16	—28.23
	aq, 200	—45.80	—31.47
H_3PO_2	c	—145.5	
	aq	—145.6	—120.0
H_3PO_3	c	—232.2	
	aq	—232.2	—204.0
H_3PO_4	c	—306.2	
	aq, 400	—309.32	—270.0
H_2S	g	—4.77	—7.85
	aq, 2 000	—9.38	
H_2S_2	l	—3.6	
H_2SO_3	aq, 200	—146.88	—128.54
H_2SO_4	l	—193.69	
	aq, 400	—212.03	
H_2Se	g	20.5	17.0
	aq	18.1	18.4
H_2SeO_3	c	—126.5	
	aq	—122.4	—101.36
H_2SeO_4	c	—130.23	
	aq, 400	—143.4	
H_4SiO_4	c	—267.8	—247.9
H_6SiO_6	c	—340.6	
H_2Te	g	36.9	33.1
H_2TeO_3	c	145.0	—115.7
	aq	—145.0	
H_2TeO_4	aq	—165.6	
Hierro:			
Fe	c, α	0.00	0.00
$FeBr_2$	c	—57.15	
	aq, 540	—78.7	—69.47
$FeBr_3$	aq	—95.5	—76.26
Fe_3C	c	5.69	4.24
$Fe(CO)_5$	l	—187.6	
$FeCO_3$	c, siderita	—172.4	—154.8
$FeCl_2$	c	—81.9	—72.6
	aq	—100.0	—83.0
$FeCl_3$	c	96.4	
	aq, 2 000	—128.5	—96.5
FeF_2	aq, 1 200	—177.2	—151.7
FeI_2	c	—24.2	
	aq	—47.7	—45
FeI_3	aq	—49.7	—39.5
Fe_4N	c	—2.55	0.862
$Fe(NO_3)_2$	aq	—118.9	—72.8
$Fe(NO_3)_3$	aq, 800	—156.5	—81.3
FeO	c	—64.62	—59.38
Fe_2O_3	c	—198.5	—179.1
Fe_3O_4	c	—266.9	—242.3
$Fe(OH)_2$	c	—135.9	—115.7
$Fe(OH)_3$	c	—197.3	—166.3
$FeO \cdot SiO_2$	c	—273.5	
Fe_3P	c	—13	
FeSi	c	—19.0	
FeS	c	—22.64	—23.23
FeS_2	c, piritas	—38.62	—35.93
	c, marcasita	—33.0	
$FeSO_4$	c	—221.3	195.5
	aq, 400	—236.2	—196.4

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos — (*Continuación*)

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Hierro (*cont.*):			
$Fe_2(SO_4)_3$	aq, 400	—653.3	—533.4
$FeTiO_3$	c, ilmenita	—295.51	—277.06
Indio:			
In	c	0.00	0.00
$InBr_3$	c	—97.2	
	aq	—112.9	—97.2
$InCl_3$	c	—128.5	
	aq	—145.6	—117.5
InI_3	c	—56.5	
	aq	—67.2	—60.5
InN	c	—4.8	
In_2O_3	c	—222.47	
Iridio:			
Ir	c	0.00	0.00
IrCl	c	—20.5	—16.9
$IrCl_2$	c	—40.6	—32.0
$IrCl_3$	c	—60.5	—46.5
IrF_6	l	—130	
IrO_2	c	—40.14	
Lantano:			
La	c	0.00	0.00
$LaCl_3$	c	—253.1	
	aq	—284.7	
LaH_3	c	—160	
LaN	c	—72.0	—64.6
La_2O_3	c	—539	
La_2S_3	c	—148.3	
La_2S_3	c	—351.4	
$La_2(SO_4)_3$	aq	—972	
Litio:			
Li	c	0.00	0.00
LiBr	c	—83.75	
	aq, 400	—95.40	—95.28
$LiBrO_3$	aq	—77.9	—65.70
Li_2C_2	c	—15.0	
LiCN	aq	—31.4	—31.35
LiCNO	aq	—101.2	—94.12
$LiC_2H_3O_2$	aq	—183.9	—160.00
Li_2CO_3	c	—289.7	—259.8
	aq, 1 900	—293.1	—267.58
LiCl	c	—97.63	
	aq, 278	—106.45	—102.03
$LiClO_2$	aq	—87.5	—70.95
$LiClO_4$	aq	—106.3	—81.4
LiF	c	—145.57	
	aq, 400	—144.85	—136.40
LiH	c	—22.9	
$LiHCO_3$	aq, 2 000	—231.1	—210.98
LiI	c	—65.07	
	aq, 400	—80.09	—83.03
$LiIO_3$	aq	—121.3	—102.95
Li_3N	c	—47.45	—37.33
$LiNO_3$	c	—115.350	
	aq, 400	—115.88	—96.95
Li_2O	c	—142.3	
Li_2O_2	c	—151.9	—138.0
	aq	—159	
LiOH	c	—116.58	—106.44
	aq, 400	—121.47	—108.29
$LiOH.H_2O$	c	—188.92	
$Li_2O.SiO_2$	v	—374	
Li_2Se	c	—84.9	
	aq	—95.5	—105.64
Li_2SO_4	c	—340.23	—314.66
	aq, 400	—347.02	
$Li_2SO_4.H_2O$	c	—411.57	—375.07
Magnesio:			
Mg	c	0.00	0.00
$Mg_3(AsO_4)_2$	c	731.3	
	aq	—749	—630.14
$MgBr_2$	c	—123.9	
	aq, 400	—167.33	—156.94
$Mg(CN)_2$	aq	—39.7	—29.08
$MgCN_2$	c	—61	
$Mg(C_2H_3O_2)_2$	aq	—344.6	—286.38
$MgCO_3$	c	—261.7	—241.7
$MgCl_2$	c	—153.220	—143.77
	aq, 400	—189.76	

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos — (*Continuación*)

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Magnesio (*cont.*):			
$MgCl_2.H_2O$	c	−230.970	−205.93
$MgCl_2.2H_2O$	c	−305.810	−267.20
$MgCl_2.4H_2O$	c	−453.820	−387.98
$MgCl_2.6H_2O$	c	−597.240	−505.45
MgF_2	c	−263.8	
MgI_2	c	−86.8	
	aq, 400	−136.79	−132.45
$MgMoO_4$	c	−329.9	
Mg_3N_2	c	−115.2	−100.8
$Mg(NO_3)_2$	c	−188.770	−140.66
	aq, 400	−209.927	−160.28
$Mg(NO_3)_2.2H_2O$	c	−336.625	
$Mg(NO_3)_2.6H_2O$	c	−624.48	−496.03
MgO	c	−143.84	−136.17
$MgO.SiO_2$	c	347.5	−326.7
$Mg(OH)_2$	c, precipitado	−221.90	−200.17
	c, brucita	−223.9	−193.3
MgS	c	−84.2	
	aq	−108	
$MgSO_4$	c	−304.94	277.7
	aq, 400	−325.4	−283.88
MgTe	c	−25	
$MgWO_4$	c	−345.2	
Manganeso:			
Mn	c, α	0.00	0.00
$MnBr_2$	c	−91	
	aq,	−106	−97.8
Mn_3C	c	1.1	1.26
$Mn(C_2H_3O_2)_2$	c	−270.9	
	aq	−282.7	−227.2
$MnCO_3$	c	−211	−192.5
MnC_2O_4	c	−240.9	
$MnCl_2$	c	−112.0	−102.2
	aq, 400	−128.9	
MnF_2	aq, 1 200	−206.1	−180.0
MnI_2	c	−49.8	
	aq	−76.2	−73.3
Mn_3N_2	c	−57.77	−46.49
$Mn(NO_3)_2$	c	−134.9	
	aq, 400	−148.0	101.1
$Mn(NO_3)_2.6H_2O$	c	−557.07	−441.2
MnO	c	−92.04	−86.77
MnO_2	c	−124.58	−111.49
Mn_2O_3	c	−229.5	−209.9
Mn_3O_4	c	−331.65	−306.22
$MnO.SiO_2$	c	−301.3	−282.1
$Mn(OH)_2$	c	−163.4	−143.1
$Mn(OH)_3$	c	−221	−190
$Mn_3(PO_4)_2$	c	−736	
MnSe	c	−26.3	−27.5
MnS	c, verde	−47.0	−48.0
$MnSO_4$	c	−254.18	−228.41
	aq, 400	−265.2	
$Mn_2(SO_4)_3$	c	−635	
	aq	−657	
Mercurio:			
Hg	l	0.00	0.00
HgBr	g	23	18
$HgBr_2$	c	−40.68	−38.8
	aq	−38.4	−9.74
$Hg(C_2H_3O_2)_2$	c	−196.3	
	aq	−192.5	−139.2
$HgCl_2$	c	−53.4	−42.2
	aq	−50.3	−23.25
HgCl	g	19	14
Hg_2Cl_2	c	−63.13	
$Hg(CN)_2$	c	62.8	
	aq, 1 110	66.25	
HgC_2O_4	c	−159.3	
HgH	g	57.1	52.25
HgI_2	c, rojo	−25.3	−24.0
HgI	g	33	23
Hg_2I_2	c	−28.88	−26.53
$Hg(NO_3)_2$	aq	−56.8	−13.09
$Hg_2(NO_3)_2$	aq	−58.5	−15.65
HgO	c, rojo	−21.6	−13.94
	c, precipitado amarillo	−20.8	
Hg_2O	c	−21.6	−12.80
HgS	c, negro	−10.7	−8.80

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos — *(Continuación)*

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Mercurio (*cont.*):			
$HgSO_4$	c	—166.6	
Hg_2SO_4	c	—177.34	—149.12
Molibdeno:			
Mo	c	0.00	0.00
Mo_2C	c	4.36	2.91
Mo_2N	c	—8.3	
MoO_2	c	—130	—118.0
MoO_3	c	—180.39	—162.01
MoS_2	c	—56.27	—54.19
MoS_3	c	—61.48	—57.38
Niobio (columbio):			
Nb (cb)	c	0.00	0.00
Nb_2O_5 (Cb_2O_5)	c	—462.96	
Níquel:			
Ni	c	0.00	0.00
$NiBr_2$	c	—53.4	
	aq	—72.6	—60.7
Ni_3C	c	9.2	8.88
$Ni(C_2H_3O_2)_2$	aq	—249.6	—190.1
$Ni(CN)_2$	aq	230.9	66.3
$NiCl_2$	c	—75.0	
	aq, 400	—94.34	—74.19
NiF_2	c	—157.5	
	aq	—171.6	—142.9
NiI_2	c	—22.4	
	aq	—42.0	—36.2
$Ni(NO_3)_2$	c	—101.5	
	aq, 200	—113.5	—64.0
NiO	c	—58.4	—51.7
$Ni(OH)_2$	c	—129.8	—105.6
$Ni(OH)_3$	c	—163.2	
NiS	c	—20.4	
$NiSO_4$	c	—216	
	aq, 200	—231.3	—187.6
Nitrógeno:			
N_2	g	0.00	0.00
NF_3	g	—27	
NH_3	g	—10.96	—3.903
	aq, 200	—19.27	
NH_4Br	c	—64.57	
	aq	—60.27	—43.54
$NH_4C_2H_3O_2$	c	—148.1	
	aq, 400	—148.58	—108.26
NH_4CN	c	—0.7	
	aq	3.6	20.4
NH_4CNS	c	—17.8	
	aq	—12.3	4.4
$(NH_4)_2CO_3$	aq	—223.4	—164.1
$(NH_4)_2C_2O_4$	c	—266.3	
	aq	—260.6	—196.2
NH_4Cl	c	—75.23	—48.59
	aq, 400	—71.20	
NH_4ClO_4	c	—69.4	
	aq	—63.2	—21.1
$(NH_4)_2Cr_2O_4$	c	—276.9	
	aq	—271.3	—209.3
NH_4F	c	—111.6	
	aq	—110.2	—84.7
NH_4I	c	—48.43	
	aq	—46.97	—31.3
NH_4NO_2	c	—87.90	
	aq, 500	—80.89	
NH_4OH	aq	—87.59	
$(NH_4)_2S$	aq, 400	—55.21	—14.50
$(NH_4)_2SO_4$	c	—281.74	—215.06
	aq, 400	—279.33	—214.02
N_2H_4	l	12.06	
$N_2H_4 \cdot H_2O$	l	—57.96	
$N_2H_4 \cdot H_2SO_4$	c	—232.2	
N_2O	g	19.55	24.82
NO	g	21.600	20.719
NO_2	g	7.96	12.26
N_2O_4	g	2.23	23.41
N_2O_5	c	—10.0	
NOBr	l	11.6	19.26
NOCl	g	12.8	16.1
Oro:			
Au	c	0.00	0.00
AuBr	c	—3.4	
$AuBr_3$	c	—14.5	
	aq	11.0	24.47
AuCl	c	—8.3	

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos — (*Continuación*)

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Oro (*cont.*):			
$AuCl_3$	c	−28.3	
	aq	−92.96	4.21
AuI	c	0.2	−0.76
Au_2O_3	c	11.0	18.71
$Au(OH)_3$	c	−100.6	
Osmio:			
O_5	c	0.00	0.00
OsO_4	c	−93.6	−70.9
	g	−80.1	−68.1
Oxígeno:			
O_2	g	0.00	0.00
O_3	g	33.88	38.86
Paladio:			
Pd	c	0.00	0.00
PdO	c	−20.40	
Plata:			
Ag	c	0.00	0.00
AgBr	c	−23.90	−23.02
Ag_2C_2	c	84.5	
$AgC_2H_3O_2$	c	−95.9	
	aq	−91.7	−70.86
AgCN	c	33.8	38.70
Ag_2CO_3	c	−119.5	−103.0
$Ag_2C_2O_4$	c	−158.7	
AgCl	c	−30.11	−25.98
AgF	c	−48.7	
	aq, 400	−53.1	−47.26
AgI	c	−15.14	−16.17
$AgIO_3$	c	−42.02	−24.08
$AgNO_3$	c	−11.6	3.76
	aq	−2.9	9.99
$AgNO_3$	c	−29.4	−7.66
	aq, 6 500	−24.02	−7.81
Ag_2O	c	−6.95	−2.23
Ag_2S	c	−5.5	−7.6
Ag_2SO_4	c	−170.1	−146.8
	aq	−165.8	−139.22
Platino:			
Pt	c	0.00	0.00
$PtBr_4$	c	−40.6	
	aq	−50.7	
$PtCl_2$	c	−34	
$PtCl_4$	c	−62.6	
	aq	−82.3	
PtI_4	c	−18	
$Pt(OH)_2$	c	−87.5	−67.9
PtS	c	−20.18	−18.55
PtS_2	c	−26.64	−24.28
Plomo:			
Pb	c	0.00	0.00
$PbBr_2$	c	−66.24	−62.06
	aq	−56.4	−54.97
$PbCO_3$	c, cerusita	−167.6	−150.0
$Pb(C_2H_3O_2)_2$	c	−232.6	
	aq, 400	−234.2	−184.40
PbC_2O_4	c	−205.3	
$PbCl_2$	c	−85.68	−75.04
	aq	−82.5	−68.47
PbF_2	c	−159.5	−148.1
PbI_2	c	−41.77	−41.47
$Pb(NO_3)_2$	c	−106.88	
	aq, 400	−99.46	−58.3
PbO	c, rojo	−51.72	−45.53
	c, amarillo	−50.86	−43.88
PbO_2	c	−65.0	−52.0
Pb_3O_4	c	−172.4	−142.2
$Pb(OH)_2$	c	−123.0	−102.2
PbS	c	−22.38	−21.98
$PbSO_4$	c	−218.5	−192.9
Potasio:			
K	c	0.00	0.00
K_3AsO_3	aq	−323.0	
K_2AsO_4	aq	−390.3	−355.7
KH_2AsO_4	c	−271.2	−236.7
KBr	c	−94.06	−90.8
	aq, 400	−89.19	−92.0
$KBrO_3$	c	−81.58	−60.30
	aq, f 667	−71.68	
$KC_2H_3O_2$	c	−173.80	
	aq, 400	−177.38	−156.73

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos — (*Continuación*)

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Potasio (*cont.*):			
KCl	c	−104.348	−97.76
	aq, 400	−100.164	−98.76
$KClO_3$	c	−93.5	−69.30
	aq, 400	−81.34	
$KClO_4$	c	−103.8	−72.86
	aq, 400	−101.14	
KCN	c	−28.1	
	aq, 400	−25.3	−28.08
KCNO	c	−99.6	
	aq,	−94.5	−90.85
KCNS	c	−47.0	
	aq, 400	−41.07	−44.08
K_2CO_3	c	−274.01	
	aq, 400	−280.90	−264.04
$K_2C_2O_4$	c	−319.9	
	aq, 400	−315.5	−293.1
K_2CrO_4	c	−333.4	
	aq, 400	−328.2	−306.3
$K_2Cr_2O_7$	c	−488.5	
	aq, 400	−472.1	−440.9
KF	c	−134.50	
	aq, 180	−138.36	−133.13
$K_3Fe(CN)_6$	c	−48.4	
	aq	−34.5	
$K_4Fe(CN)_6$	c	−131.8	
	aq	−119.9	
KH	c	−10	−5.3
$KHCO_3$	c	−229.8	
	aq, 2 000	−224.85	−207.71
KI	c	−78.88	−77.37
	aq, 500	−73.95	−79.76
KIO_3	c	−121.69	−101.87
	aq, 400	−115.18	−99.68
KIO_4	aq	−98.1	
$KMnO_4$	c	−192.9	−169.1
	aq, 400	−182.5	−168.0
K_2MoO_4	aq, 880	−364.2	−342.9
KNH_2	c	−28.25	
KNO_2	aq	−86.0	−75.9
KNO_3	c	−118.08	−94.29
	aq, 400	−109.79	−93.68
K_2O	c	−86.2	
$K_2O.Al_2O_3.SiO_2$	c, leucita	−1 379.6	
	v	−1 368.2	
$K_2O.Al_2O_3.SiO_2$	c, adularia	−1 810.7	
	c, microclina	−1 784.5	
	v	−1 747	
KOH	c	−102.02	
	aq, 400	−114.96	−105.0
K_3PO_3	aq	−397.5	
K_3PO_4	aq	−478.7	−443.3
KH_2PO_4	c	−362.7	−326.1
K_2PtCl_4	c	−254.7	
	aq	−242.6	−226.5
K_2PtCl_6	c	−299.5	−263.6
	aq, 9 400	−286.1	
K_2Se	c	−74.4	
	aq	−83.4	−99.10
K_2SeO_4	aq	−267.1	−240.0
K_2S	c	121.5	
	aq, 400	−110.75	−111.44
K_2SO_3	c	−267.7	
	aq	−269.7	−251.3
K_2SO_4	c	−342.65	−314.62
	aq, 400	−336.48	−310.96
$K_2SO_4.Al_2(SO_4)_3$	c	−1 178.38	−1 068.48
$K_2SO_4.Al_2(SO_4)_3.24H_2O$	c	−2 895.44	−2 455.68
$K_2S_2O_6$	c	−418.62	
Renio:			
Re	c	0.00	0.00
ReF_6	g	−274	
Rodio:			
Rh	c	0.00	0.00
RhO	c	−21.7	
Rh_2O	c	−22.7	
Rh_2O_3	c	−68.3	
Rubidio:			
Rb	c	0.00	0.00

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos — (*Continuación*)

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Rubidio (*cont.*):			
RbBr	c	−95.82	
	g	−45.0	−52.50
	aq, 500	−90.54	−93.38
RbCN	aq	−25.9	
Rb_2CO_3	c	−273.22	
	aq, 220	−282.61	−263.78
RbCl	c	−105.06	−98.48
	g	−53.6	−57.9
	aq, ∞	−101.06	−100.13
RbF	c	−133.23	
	aq, 400	−139.31	−134.5
$RbHCO_3$	c	−230.01	
	aq, 2 000	−225.59	−209.07
RbI	c	−81.04	
	g	−31.2	−40.5
	aq, 400	−74.57	−81.13
$RbNH_2$	c	−27.74	
$RbNO_3$	c	−119.22	
	aq, 400	−110.52	−95.05
Rb_2O	c	−82.9	
Rb_2O_2	c	−107	
RbOH	c	−101.3	
	aq, 200	−115.8	106.39
Rutenio:			
Ru	c	0.00	0.00
RuS_2	c	−46.99	−44.11
Selenio:			
Se	c, I, hexagonal	0.00	0.00
	c, II, rojo monoclínico	0.2	
Se_2Cl_2	l	−22.06	−13.73
SeF_4	g	−246	−222
SeO_2	c	−56.33	
Silicio:			
Si	c	0.00	0.00
$SiBr_4$	l	−93.0	
SiC	c	−28	−27.4
$SiCl_4$	l	−150.0	−133.9
	g	−142.5	−133.0
SiF_4	g	−370	−360
SiH_4	g	−14.8	−9.4
SiI_4	c	−29.8	
Si_3N_4	c	−179.25	−154.74
SiO_2	c, cristobalita, se forma a 1 600°	−202.62	
	c, cristobalita, se forma a 1 100°	−202.46	
	c, cuarzo	−203.35	−190.4
	c, tridimita	−203.23	
Sodio:			
Na	c	0.00	0.00
Na_3AsO_3	aq, 500	−314.61	
Na_3AsO_4	c	−366	
	aq, 500	−381.97	−341.17
NaBr	c	−86.72	
	aq, 400	−86.33	−87.17
$NaBiO_3$	aq	−78.9	
$NaBrO_3$	aq, 400	−68.89	−57.59
$NaC_2H_3O_2$	c	−170.45	
	aq, 400	−175.450	−152.31
NaCN	c	−22.47	
	aq, 200	−22.29	−23.24
NaCNO	c	−96.3	
	aq	−91.7	−86.00
NaCNS	c	−39.94	
	aq, 400	−38.23	−39.24
Na_2CO_3	c	−269.46	−249.55
	aq, 1 000	−275.13	−251.36
$NaCO_2NH_2$	c	−142.17	
$Na_2C_2O_3$	c	−313.8	
	aq, 600	−309.92	−283.42
NaCl	c	−98.321	−91.894
	aq, 400	−97.324	−93.92
$NaClO_3$	c	−83.59	
	aq, 400	−78.42	−62.84
$NaClO_4$	c	−101.12	
	aq, 476	−97.66	−73.29
Na_2CrO_4	c	−319.8	
	aq, 800	−323.0	−296.58
$Na_2Cr_2O_7$	aq, 1 200	−465.9	−431.18

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos — *(Continuación)*

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Sodio (*cont.*):			
NaF	c	−135.94	−129.0
	aq, 400	−135.711	−128.29
NaH	c	−14	−9.30
$NaHCO_3$	c	−226.0	−202.66
	aq	−222.1	−202.87
NaI	c	−69.28	
	aq, ∞	−71.10	−74.92
$NaIO_3$	aq, 400	−112.300	−94.84
Na_2MoO_4	c	364	
	aq	−358.7	−333.18
$NaNO_2$	c	−86.6	
	aq	−83.1	−71.04
$NaNO_3$	c	−111.71	−87.62
	aq, 400	−106.880	−88.84
Na_2O	c	−99.45	−90.06
Na_2O_2	c	−119.2	−105.0
$Na_2O \cdot SiO_2$	c	−383.91	−361.49
$Na_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 3SiO_2$	c, natrolita	−1 180	
$Na_2O \cdot Al_2O_3 \cdot 4SiO_2$	c	−1 366	
NaOH	c	101.96	−90.60
	aq, 400	−112.193	−100.18
Na_3PO_3	aq, 1 000	−389.1	
Na_3PO_4	c	−457	
	aq, 400	−471.9	−428.74
Na_2PtCl_4	aq	−237.2	−216.78
Na_2PtCl_6	c	−272.1	
	aq	−280.9	
Na_2Se	c	−59.1	
	aq, 440	−78.1	−89.42
Na_2SeO_4	c	−254	
	aq, 800	−261.5	−230.30
Na_2S	c	−89.8	
	aq, 400	−105.17	−101.76
Na_2SO_3	c	−261.2	−240.14
	aq, 800	−264.1	−241.58
Na_2SO_4	c	−330.50	−302.38
	aq, 1 100	−330.82	−301.28
$Na_2SO_4 \cdot 10H_2O$	c	−1 033.85	−870.52
Na_2WO_4	c	−391	
	aq	−381.5	−345.18
Talio:			
Tl	c	0.00	0.00
TlBr	c	−41.5	−39.43
	aq	−28.0	−32.34
TlCl	c	−49.37	−44.46
	aq	−38.4	−39.09
$TlCl_3$	c	−82.4	
	aq	−91.0	−44.25
TlF	aq	−77.6	−73.46
TlI	c	−31.1	−31.3
	aq	−12.7	−20.09
$TlNO_3$	c	−58.2	−36.32
	aq	−48.4	−34.01
Tl_2O	c	−43.18	
Tl_2O_3	c	−120	
TlOH	c	−57.44	−45.54
	aq	−53.9	−45.35
Tl_2S	c	−22	
Tl_2SO_4	c	−222.8	−197.79
	aq, 800	−214.1	−191.62
Tantalio:			
Ta	c	0.00	0.00
TaN	c	−51.2	−45.11
Ta_2O_5	c	−486.0	−453.7
Telurio:			
Te	c	0.00	0.00
$TeBr_4$	c	−49.3	
$TeCl_4$	c	−77.4	−57.4
TeF_6	g	−315	−292
TeO_2	c	−77.56	−64.66
Titanio:			
Ti	c	0.00	0.00
TiC	c	−110	−109.2
$TiCl_4$	l	−181.4	−165.5
TiN	c	−80.0	−73.17
TiO_2	c, III, rutilo	−225.0	−211.9
	amorfo	−214.1	−201.4

TABLA 3-206 Calores y energías libres de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos — *(Conclusión)*

Compuesto	Estado †	Calor de formación ‡ § ΔH (formación) a 25 °C kcal./mol	Energía libre de formación ‖ ¶ ΔF (formación) a 25 °C kcal./mol
Torio:			
Th	c	0.00	0.00
$ThBr_4$	c	—281.5	
	aq	—352.0	—295.31
ThC_2	c	—45.1	
$ThCl_4$	c	—335	
	aq	—392	—322.32
ThI_4	aq	—292.0	—246.33
Th_3N_4	c	—309.0	—282.3
ThO_2	c	—291.6	—280.1
$Th(OH)_4$	c, "soluble"	—336.1	
$Th(SO_4)_2$	c	—632	
	aq	—668.1	—549.2
Tungsteno (wolframio):			
W	c	0.00	0.00
WO_2	c	—130.5	—118.3
WO_3	c	—195.7	—177.3
WS_2	c	—84	
Uranio:			
U	c	0.00	0.00
UC_2	c	—29	
UCl_3	c	—213	
UCl_4	c	—251	
U_3N_4	c	—274	—249.6
UO_2	c	—256.6	—242.2
$UO_2(NO_3)_2.6H_2O$	c	—756.8	—617.8
UO_3	c	—291.6	
U_3O_8	c	—845.1	
Vanadio:			
V	c	0.00	0.00
VCl_2	c	—147	
VCl_3	l	—187	
VCl_4	l	—165	
VN	c	—41.43	—35.08
V_2O_3	c	—195	
V_2O_3	c	—296	—277
V_2O_4	c	—342	—316
V_2O_5	c	—373	—342
Yodo:			
I_2	c	0.00	0.00
	g	14.88	4.63
IBr	g	10.05	1.24
ICl	g	4.20	—1.32
ICl_3	c	—21.8	—6.05
I_2O_5	c	—42.5	

† El estado físico se indica como sigue: *c*, cristal (sólido); líquido; *g*, gas; *v*, vítreo o líquido solidificado por sobrefusión; *aq*, en solución acuosa. El número que sigue al símbolo *aq* sólo se aplica a los valores de los calores de formación (no a los de la energía libre de formación), e indica el número de moles de agua por mol del soluto; cuando no se da el número se entiende que la solución es diluida. Para la energía libre de formación de una sustancia en solución acuosa, la concentración es siempre la de la disolución hipotética de molalidad unitaria.

‡ El incremento del contenido de calor, ΔH, en la reacción en que se forma la sustancia dada a partir de sus elementos en sus estados normalizados. Cuando ΔH es negativo, se desprende calor en el proceso, y, cuando es positivo se absorbe calor.

§ El calor de disolución en agua de un compuesto sólido, líquido o gaseoso dado, lo da la diferencia entre el calor de formación del compuesto en el estado líquido, sólido o gaseoso y el de su calor de formación en solución acuosa. Los ejemplos siguientes sirven para ilustrar el procedimiento: 1) Para NaCl (*c*) y NaCl (*aq*, 400 H_2O), los valores de ΔH (formación), son, respectivamente, —98.321 y — 97.324 kcal por mol. Restando el primer valor del segundo se obtiene ΔH = 0.997 kcal, por mol para la disolución del cloruro sódico cristalino en 400 moles de agua. Cuando esto ocurre a una presión constante de 1 atm, la disolución absorbe 0.997 kcal, de energía. 2) Para HCl(*g*) y HCl(*aq*, 400 H_2O), los valores de ΔH (formación) son, respectivamente, —22.06 y —39.85 kcal, por mol. Restando el primero del segundo se obtiene ΔH = —17.79 kcal, por mol para la disolución del cloruro de hidrógeno en 400 moles de agua. A la presión constante de 1 atm., se desprenden en este proceso 17.79 kcal, de energía.

¶ El incremento de la energía libre, ΔF, en la reacción de formación de una sustancia dada en su estado normalizado a partir de sus elementos también en sus estados normalizados. Los estados normalizados son: para un gas, fugacidad (aproximadamente igual a la presión) de 1 atm; para un líquido o un sólido puro, la sustancia a presión de 1 atm; para una sustancia en solución acuosa, la disolución hipotética de molalidad unitaria, gozando de todas las propiedades de la solución infinitamente diluida, excepto la de su concentación.

¶ La energía libre de disolución de una sustancia dada a partir de su estado normalizado, como sólido, líquido o gas, hasta la solución hipotética de un estado uno molal en agua se calcula de manera semejante a lo descrito en la nota § para calcular el calor de disolución.

NOTA: °F = $^9/_5$ °C + 32; para convertir kilocalorías por gramo mol a B.t.u. por libra mol, multiplíquese por 1.799×10^3.

TABLA 3-207 Hidrógeno, carbono, monóxido de carbono e hidrocarburos

Los calores de combustión de compuestos adicionales se calculan partiendo de los calores de formación dados en la tabla 3-206.

Los valores siguientes proceden de las tablas del American Petroleum Institute Research, Project 44, del National Bureau of Standards, sobre Colección, Análisis, Cálculo y Recopilación de Datos sobre las Propiedades de los Hidrocarburos.

Compuesto	Fórmula	Estado	Calor de combustión, $-\Delta H_c°$, a 25 °C y presión constante					
			H_2O (líq.) y CO_2 (gas)			H_2O (gas) y CO_2 (gas)		
			kcal. por mol	cal. por g	B.t.u. por lb.	kcal. por mol	cal. por g	B.t.u. por lb.
Hidrógeno	H_2	gas	68.3174	33 887.6	60 957.7	57.7979	28 669.6	51 571.4
Carbono	C	sól. grafito	94.0518	7 831.1	14 086.8			
Carbono, monóxido	CO	gas	67.6361	2 414.7	4 343.6			
Parafinas								
Metano	CH_4	gas	212.798	13 265.1	23 861	191.759	11 953.6	21 502
Etano	C_2H_6	gas	372.820	12 399.2	22 304	341.261	11 349.6	20 416
Propano	C_3H_8	gas	530.605	12 033.5	21 646	488.527	11 079.2	19 929
Propano	C_3H_8	líq.*	526.782	11 946.8	21 490	484.704	10 992.5	19 774
n-Butano	C_4H_{10}	gas	687.982	11 837.3	21 293	635.384	10 932.3	19 665
n-Butano	C_4H_{10}	líq.*	682.844	11 748.9	21 134	630.246	10 843.9	19 506
2-Metilpropano (isobutano)	C_4H_{10}	gas	686.342	11 809.1	21 242	633.744	10 904.1	19 614
2-Metilpropano (isobutano)	C_4H_{10}	líq.*	681.625	11 727.9	21 096	629.027	10 822.9	19 468
n-Pentano	C_5H_{12}	gas	845.16	11 714.6	21 072	782.04	10 839.7	19 499
n-Pentano	C_5H_{12}	líq.	838.80	11 626.4	20 914	775.68	10 751.5	19 340
2-Metilbutano (isopentano)	C_5H_{12}	gas	843.24	11 688.0	21 025	780.12	10 813.1	19 451
2-Metilbutano (isopentano)	C_5H_{12}	líq.	837.31	11 605.8	20 877	774.19	10 730.9	19 303
2,2-Dimetilpropano (neopentano)	C_5H_{12}	gas	840.49	11 649.8	20 956	777.37	10 775.0	19 382
2,2-Dimetilpropano (neopentano)	C_5H_{12}	líq.	835.18	11 576.2	20 824	772.06	10 701.4	19 250
n-Hexano	C_6H_{14}	gas	1 002.57	11 634.5	20 928	928.93	10 780.0	19 391
n-Hexano	C_6H_{14}	líq.	995.01	11 546.8	20 771	921.37	10 692.2	19 233
2-Metilpentano	C_6H_{14}	gas	1 000.87	11 614.8	20 893	927.23	10 760.2	19 356
2-Metilpentano	C_6H_{14}	líq.	993.71	11 531.7	20 743	920.07	10 677.1	19 206
3-Metilpentano	C_6H_{14}	gas	1 001.51	11 622.2	20 906	927.87	10 767.6	19 369
3-Metilpentano	C_6H_{14}	líq.	994.25	11 538.0	20 755	920.61	10 683.4	19 218
2,2-Dimetilbutano	C_6H_{14}	gas	998.17	11 583.5	20 837	924.53	10 728.9	19 299
2,2-Dimetilbutano	C_6H_{14}	líq.	991.52	11 506.3	20 698	917.88	10 651.7	19 161
2,3-Dimetilbutano	C_6H_{14}	gas	1 000.04	11 603.2	20 876	926.40	10 750.6	19 338
2,3-Dimetilbutano	C_6H_{14}	líq.	993.05	11 524.0	20 730	919.41	10 669.5	19 192
n-Heptano	C_7H_{16}	gas	1 160.01	11 577.2	20 825	1 075.85	10 737.2	19 314
n-Heptano	C_7H_{16}	líq.	1 151.27	11 489.9	20 668	1 067.11	10 650.0	19 157
2-Metilhexano	C_7H_{16}	gas	1 158.30	11 560.1	20 795	1 074.14	10 720.2	19 284
2-Metilhexano	C_7H_{16}	líq.	1 149.97	11 477.0	20 645	1 065.81	10 637.0	19 134
3-Metilhexano	C_7H_{16}	gas	1 158.94	11 566.5	20 806	1 074.78	10 726.6	19 295
3-Metilhexano	C_7H_{16}	líq.	1 150.55	11 482.8	20 655	1 066.39	10 642.8	19 145
3-Etilpentano	C_7H_{16}	gas	1 159.56	11 572.7	20 817	1 075.40	10 732.7	19 306
3-Etilpentano	C_7H_{16}	líq.	1 151.13	11 488.6	20 666	1 066.97	10 648.6	19 155
2,2-Dimetilpentano	C_7H_{16}	gas	1 155.61	11 533.3	20 746	1 071.45	10 693.3	19 235
2,2-Dimetilpentano	C_7H_{16}	líq.	1 147.85	11 455.8	20 607	1 063.69	10 615.9	19 096
2,3-Dimetilpentano	C_7H_{16}	gas	1 157.28	11 549.9	20 776	1 073.12	10 710.0	19 265
2,3-Dimetilpentano	C_7H_{16}	líq.	1 149.09	11 468.2	20 629	1 064.93	10 628.3	19 118
2,4-Dimetilpentano	C_7H_{16}	gas	1 156.60	11 543.1	20 764	1 072.44	10 703.2	19 253
2,4-Dimetilpentano	C_7H_{16}	líq.	1 148.73	11 464.6	20 623	1 064.57	10 624.7	19 112
3,3-Dimetilpentano	C_7H_{16}	gas	1 156.73	11 544.4	20 766	1 072.57	10 704.5	19 255
3,3-Dimetilpentano	C_7H_{16}	líq.	1 148.83	11 465.6	20 625	1 064.67	10 625.7	19 114
2,2,3-Trimetilbutano	C_7H_{16}	gas	1 155.94	11 536.6	20 752	1 071.78	10 696.6	19 241
2,2,3-Trimetilbutano	C_7H_{16}	líq.	1 148.27	11 460.0	20 614	1 064.11	10 620.1	19 104
n-Octano	C_8H_{18}	gas	1 317.45	11 533.9	20 747	1 222.77	10 705.0	19 256
n-Octano	C_8H_{18}	líq.	1 307.53	11 447.1	20 591	1 212.85	10 618.2	19 100
2-Metilheptano	C_8H_{18}	gas	1 315.76	11 519.1	20 721	1 221.08	10 690.2	19 230
2-Metilheptano	C_8H_{18}	líq.	1 306.28	11 436.1	20 572	1 211.60	10 607.2	19 080
3-Metilheptano	C_8H_{18}	gas	1 316.44	11 525.1	20 732	1 221.76	10 696.2	19 240
3-Metilheptano	C_8H_{18}	líq.	1 306.92	11 441.7	20 582	1 212.24	10 612.8	19 091
4-Metilheptano	C_8H_{18}	gas	1 316.57	11 526.2	20 734	1 221.89	10 697.3	19 243
4-Metilheptano	C_8H_{18}	líq.	1 307.09	11 443.2	20 584	1 212.41	10 614.3	19 093
3-Etilhexano	C_8H_{18}	gas	1 316.87	11 528.8	20 738	1 222.19	10 699.9	19 247
3-Etilhexano	C_8H_{18}	líq.	1 307.99	11 445.8	20 589	1 212.71	10 616.9	19 098
2,2-Dimetilhexano	C_8H_{18}	gas	1 313.56	11 499.9	20 686	1 218.88	10 671.0	19 195
2,2-Dimetilhexano	C_8H_{18}	líq.	1 304.64	11 421.8	20 546	1 209.96	10 592.9	19 055

TABLA 3-207 Hidrógeno, carbono, monóxido de carbono e hidrocarburos — (*Continuación*)

Compuesto	Fórmula	Estado	Calor de combustión, $-\Delta H_c°$, a 25 °C y presión constante					
			H_2O (líq.) y CO_2 (gas)			H_2O (gas) y CO_2 (gas)		
			kcal. por mol	cal. por g	B.t.u. por lb.	kcal. por mol	cal. por g	B.t.u. por lb.
2,3-Dimetilhexano	C_8H_{18}	gas	1 316.13	11 522.4	20 727	1 221.45	10 693.5	19 236
2,3-Dimetilhexano	C_8H_{18}	líq.	1 306.86	11 441.2	20 581	1 212.18	10 612.3	19 090
2,4-Dimetilhexano	C_8H_{18}	gas	1 314.83	11 511.0	20 706	1 220.15	10 682.1	19 215
2,4-Dimetilhexano	C_8H_{18}	líq.	1 305.80	11 431.9	20 564	1 211.12	10 603.0	19 073
2,5-Dimetilhexano	C_8H_{18}	gas	1 314.05	11 504.2	20 694	1 219.37	10 675.3	19 203
2,5-Dimetilhexano	C_8H_{18}	líq.	1 305.00	11 424.9	20 551	1 210.32	10 596.0	19 060
3,3-Dimetilhexano	C_8H_{18}	gas	1 314.65	11 509.4	20 703	1 219.97	10 680.5	19 212
3,3-Dimetilhexano	C_8H_{18}	líq.	1 305.68	11 430.9	20 562	1 211.00	10 602.0	19 071
3,4-Dimetilhexano	C_8H_{18}	gas	1 316.36	11 524.4	20 730	1 221.68	10 695.5	19 239
3,4-Dimetilhexano	C_8H_{18}	líq.	1 307.04	11 442.8	20 583	1 212.36	10 613.9	19 092
2-Metil-3-etilpentano	C_8H_{18}	gas	1 316.79	11 528.1	20 737	1 222.11	10 699.2	19 246
2-Metil-3-etilpentano	C_8H_{18}	líq.	1 307.58	11 447.5	20 592	1 212.90	10 618.6	19 101
3-Metil-3-etilpentano	C_8H_{18}	gas	1 315.88	11 520.2	20 723	1 221.20	10 691.3	19 232
3-Metil-3-etilpentano	C_8H_{18}	líq.	1 306.80	11 440.7	20 580	1 212.12	10 611.8	19 089
2,2,3-Trimetilpentano	C_8H_{18}	gas	1 314.66	11 509.5	20 703	1 219.98	10 680.6	19 212
2,2,3-Trimetilpentano	C_8H_{18}	líq.	1 305.83	11 432.2	20 564	1 211.15	10 603.3	19 073
2,2,4-Trimetilpentano	C_8H_{18}	gas	1 313.69	11 501.0	20 688	1 219.01	10 672.1	19 197
2,2,4-Trimetilpentano	C_8H_{18}	líq.	1 305.29	11 427.5	20 556	1 210.61	10 598.6	19 065
2,3,3-Trimetilpentano	C_8H_{18}	gas	1 315.54	11 517.2	20 717	1 220.86	10 688.3	19 226
2,3,3-Trimetilpentano	C_8H_{18}	líq.	1 306.64	11 439.3	20 577	1 211.96	10 610.4	19 086
2,3,4-Trimetilpentano	C_8H_{18}	gas	1 315.29	11 515.0	20 713	1 220.61	10 686.1	19 222
2,3,4-Trimetilpentano	C_8H_{18}	líq.	1 306.28	11 436.1	20 572	1 211.60	10 607.2	19 080
2,2,3,3-Trimetilbutano	C_8H_{18}	gas	1 313.27	11 497.3	20 682	1 218.59	10 668.4	19 191
2,2,3,3-Trimetilbutano	C_8H_{18}	sól.	1 303.03	11 407.7	20 520	1 208.35	10 578.8	19 029
n-Nonano	C_9H_{20}	gas	1 474.90	11 500.2	20 687	1 369.70	10 680.0	19 211
n-Nonano	C_9H_{20}	líq.	1 463.80	11 413.6	20 531	1 358.60	10 593.4	19 056
n-Decano	$C_{10}H_{22}$	gas	1 632.34	11 473.0	20 638	1 516.63	10 659.7	19 175
n-Decano	$C_{10}H_{22}$	líq.	1 620.06	11 386.7	20 483	1 504.35	10 573.4	19 020
n-Undecano	$C_{11}H_{24}$	gas	1 789.78	11 450.8	20 598	1 663.55	10 643.2	19 145
n-Undecano	$C_{11}H_{24}$	líq.	1 776.32	11 364.7	20 443	1 650.09	10 557.0	18 990
n-Dodecano	$C_{12}H_{26}$	gas	1 947.23	11 432.2	20 564	1 810.48	10 629.4	19 120
n-Dodecano	$C_{12}H_{26}$	líq.	1 932.59	11 346.3	20 410	1 795.84	10 543.4	18 966
n-Tridecano	$C_{13}H_{28}$	gas	2 104.67	11 416.5	20 536	1 957.40	10 617.6	19 099
n-Tridecano	$C_{13}H_{28}$	líq.	2 088.85	11 330.6	20 382	1 941.58	10 531.8	18 945
n-Tetradecano	$C_{14}H_{30}$	gas	2 262.11	11 402.9	20 512	2 104.32	10 607.5	19 081
n-Tetradecano	$C_{14}H_{30}$	líq.	2 245.11	11 317.2	20 358	2 087.32	10 521.8	18 927
n-Pentadecano	$C_{15}H_{32}$	gas	2 419.55	11 391.2	20 491	2 251.24	10 598.7	19 065
n-Pentadecano	$C_{15}H_{32}$	líq.	2 401.37	11 305.6	20 337	2 233.06	10 513.2	18 911
n-Hexadecano	$C_{16}H_{34}$	gas	2 577.00	11 380.9	20 472	2 398.17	10 591.1	19 052
n-Hexadecano	$C_{16}H_{34}$	líq.	2 557.64	11 295.4	20 318	2 378.81	10 505.6	18 898
n-Heptadecano	$C_{17}H_{36}$	gas	2 734.44	11 371.8	20 456	2 545.09	10 584.3	19 039
n-Heptadecano	$C_{17}H_{36}$	líq.	2 713.90	11 286.4	20 302	2 524.55	10 498.9	18 886
n-Octadecano	$C_{18}H_{38}$	gas	2 891.88	11 363.7	20 441	2 692.01	10 578.3	19 028
n-Octadecano	$C_{18}H_{38}$	líq.	2 870.16	11 278.4	20 288	2 670.29	10 493.0	18 875
n-Nonadecano	$C_{19}H_{40}$	gas	3 049.33	11 356.5	20 428	2 838.94	10 572.9	19 019
n-Nonadecano	$C_{19}H_{40}$	líq.	3 026.43	11 271.2	20 275	2 816.04	10 487.7	18 865
n-Eicosano	$C_{20}H_{42}$	gas	3 206.77	11 350.0	20 416	2 985.86	10 568.1	19 010
n-Eicosano	$C_{20}H_{42}$	líq.	3 182.69	11 264.7	20 263	2 961.78	10 482.8	18 857
Alquil bencenos								
Benceno	C_6H_6	gas	789.08	10 102.4	18 172	757.52	9 698.4	17 446
Benceno	C_6H_6	líq.	780.98	9 998.7	17 986	749.42	9 594.7	17 259
Tolueno (metilbenceno)	C_7H_8	gas	943.58	10 241.4	18 422	901.50	9 784.7	17 601
Tolueno (metilbenceno)	C_7H_8	líq.	934.50	10 142.8	18 245	892.42	9 686.1	17 424
Etilbenceno	C_8H_{10}	gas	1 101.13	10 372.4	18 658	1 048.53	9 876.9	17 767
Etilbenceno	C_8H_{10}	líq.	1 091.03	10 277.2	18 487	1 038.48	9 781.7	17 596
o-Xileno (1,2-dimetilbenceno)	C_8H_{10}	gas	1 098.54	10 348.0	18 614	1 045.94	9 852.5	17 723
o-Xileno (1,2-dimetilbenceno)	C_8H_{10}	líq.	1 088.16	10 250.2	18 438	1 035.56	9 754.7	17 547
m-Xileno (1,3-dimetilbenceno)	C_8H_{10}	gas	1 098.12	10 344.0	18 607	1 045.52	9 848.5	17 716
m-Xileno (1,3-dimetilbenceno)	C_8H_{10}	líq.	1 087.92	10 247.9	18 434	1 035.32	9 752.4	17 543
p-Xileno (1,4-dimetilbenceno)	C_8H_{10}	gas	1 098.29	10 345.6	18 610	1 045.69	9 850.1	17 719
p-Xileno (1,4-dimetilbenceno)	C_8H_{10}	líq.	1 088.16	10 250.2	18 438	1 035.56	9 754.7	17 547
n-Propilbenceno	C_9H_{12}	gas	1 258.24	10 469.1	18 832	1 195.12	9 943.9	17 887
n-Propilbenceno	C_9H_{12}	líq.	1 247.19	10 377.2	18 667	1 184.07	9 852.0	17 722
Cumeno (isopropilbenceno)	C_9H_{12}	gas	1 257.31	10 461.4	18 818	1 194.19	9 936.2	17 873
Cumeno (isopropilbenceno)	C_9H_{12}	líq.	1 246.52	10 371.6	18 657	1 183.40	9 846.4	17 712
1-Metil-2-etilbenceno	C_9H_{12}	gas	1 256.66	10 456.0	18 808	1 193.54	9 930.8	17 864
1-Metil-2-etilbenceno	C_9H_{12}	líq.	1 245.26	10 361.1	18 638	1 182.14	9 835.9	17 693
1-Metil-3-etilbenceno	C_9H_{12}	gas	1 255.92	10 449.8	18 797	1 192.80	9 924.6	17 853
1-Metil-3-etilbenceno	C_9H_{12}	líq.	1 244.71	10 356.5	18 630	1 181.59	9 831.3	17 685
1-Metil-4-etilbenceno	C_9H_{12}	gas	1 255.59	10 447.1	18 792	1 192.47	9 921.9	17 848
1-Metil-4-etilbenceno	C_9H_{12}	líq.	1 244.45	10 354.4	18 626	1 181.33	9 829.2	17 681

TABLA 3-207 Hidrógeno, carbono, monóxido de carbono e hidrocarburos — *(Conclusión)*

Compuesto	Fórmula	Estado	Calor de combustión, $-\Delta H_c^\circ$, a 25 °C y presión constante					
			H_2O (líq.) y CO_2 (gas)			H_2O (gas) y CO_2 (gas)		
			kcal. por mol	cal. por g	B.t.u. por lb.	kcal. por mol	cal. por g	B.t.u. por lb.
Hemimeliteno (1,2,3-trimetilbenceno)	C_9H_{12}	gas	1 254.08	10 434.5	18 770	1 190.96	9 909.3	17 825
Hemimeliteno (1,2,3-trimetilbenceno)	C_9H_{12}	líq.	1 242.36	10 337.0	18 594	1 179.24	9 811.8	17 650
Seudocumeno (1,2,4-trimetilbenceno)	C_9H_{12}	gas	1 253.04	10 425.8	18 754	1 189.92	9 900.7	17 809
Seudocumeno (1,2,4-trimetilbenceno)	C_9H_{12}	líq.	1 241.58	10 330.5	18 583	1 178.46	9 805.3	17 638
Mesitileno (1,3,5-trimetilbenceno)	C_9H_{12}	gas	1 252.53	10 421.6	18 747	1 189.41	9 896.4	17 802
Mesitileno (1,3,5-trimetilbenceno)	C_9H_{12}	líq.	1 241.19	10 327.2	18 577	1 178.07	9 802.1	17 632
n-Butilbenceno	$C_{10}H_{14}$	gas	1 415.44	10 546.3	18 971	1 341.80	9 997.6	17 984
n-Butilbenceno	$C_{10}H_{14}$	líq.	1 403.46	10 457.0	18 810	1 329.82	9 908.4	17 823
Alquil ciclopentanos								
Ciclopentano	C_5H_{10}	gas	793.39	11 313.1	20 350	740.79	10 563.1	19 001
Ciclopentano	C_5H_{10}	líq.	786.54	11 215.5	20 175	733.94	10 465.4	18 825
Metilciclopentano	C_6H_{12}	gas	948.72	11 273.4	20 279	885.60	10 523.3	18 930
Metilciclopentano	C_6H_{12}	líq.	941.14	11 183.3	20 117	878.02	10 433.2	18 768
Etilciclopentano	C_7H_{14}	gas	1 106.21	11 266.9	20 267	1 032.57	10 516.9	18 918
Etilciclopentano	C_7H_{14}	líq.	1 097.50	11 178.2	20 108	1 023.86	10 428.2	18 758
n-Propilciclopentano	C_8H_{16}	gas	1 263.56	11 260.9	20 256	1 179.40	10 510.8	18 907
n-Propilciclopentano	C_8H_{16}	líq.	1 253.74	11 173.4	20 099	1 169.58	10 423.3	18 750
n-Butilciclopentano	C_9H_{18}	gas	1 421.10	11 257.7	20 250	1 326.42	10 507.6	18 901
n-Butilciclopentano	C_9H_{18}	líq.	1 410.10	11 170.5	20 094	1 315.42	10 420.5	18 745
Alquil ciclohexanos								
Ciclohexano	C_6H_{12}	gas	944.79	11 226.7	20 195	881.67	10 476.7	18 846
Ciclohexano	C_6H_{12}	líq.	936.88	11 132.7	20 026	873.76	10 382.7	18 676
Metilciclohexano	C_7H_{14}	gas	1 099.59	11 199.5	20 146	1 025.95	10 449.5	18 797
Metilciclohexano	C_7H_{14}	líq.	1 091.13	11 113.3	19 991	1 017.49	10 363.3	18 642
Etilciclohexano	C_8H_{16}	gas	1 257.90	11 210.4	20 166	1 173.74	10 460.4	18 816
Etilciclohexano	C_8H_{16}	líq.	1 248.23	11 124.3	20 011	1 164.07	10 374.3	18 661
n-Propilciclohexano	C_9H_{18}	gas	1 415.12	11 210.3	20 165	1 320.44	10 460.3	18 816
n-Propilciclohexano	C_9H_{18}	líq.	1 404.34	11 124.9	20 012	1 309.66	10 374.9	18 663
n-Butilciclohexano	$C_{10}H_{20}$	gas	1 572.74	11 213.0	20 170	1 467.54	10 463.0	18 821
n-Butilciclohexano	$C_{10}H_{20}$	liq.	1 560.78	11 127.8	20 017	1 455.58	10 377.8	18 668
Mono-olefinas								
Eteno (etileno)	C_2H_4	gas	337.234	12 021.7	21 625	316.195	11 271.7	20 276
Propeno (propileno)	C_3H_6	gas	491.987	11 692.3	21 032	460.428	10 942.3	19 683
1-Buteno	C_4H_8	gas	649.757	11 581.3	20 833	607.679	10 831.3	19 484
2-Buteno (cis)	C_4H_8	gas	648.115	11 552.0	20 780	606.037	10 802.0	19 431
2-Buteno (trans)	C_4H_8	gas	647.072	11 533.4	20 747	604.994	10 783.4	19 397
Isobuteno (2-metilpropeno)	C_4H_8	gas	646.134	11 516.7	20 716	604.056	10 766.7	19 367
1-Penteno	C_5H_{10}	gas	806.85	11 505.1	20 696	754.25	10 755.1	19 346
2-Penteno (cis)	C_5H_{10}	gas	805.34	11 483.5	20 657	752.74	10 733.5	19 308
2-Penteno (trans)	C_5H_{10}	gas	804.26	11 468.1	20 629	751.66	10 718.1	19 280
2-Metil-1-buteno	C_5H_{10}	gas	803.17	11 452.6	20 601	750.57	10 702.6	19 252
3-Metil-1-buteno	C_5H_{10}	gas	804.93	11 477.7	20 646	752.33	10 727.7	19 297
2-Metil-2-buteno	C_5H_{10}	gas	801.68	11 431.3	20 563	749.08	10 681.3	19 214
Acetilenos								
Etino (acetileno)	C_2H_2	gas	310.615	11 930.2	21 460	300.096	11 526.2	20 734
Propino (metilacetileno)	C_3H_4	gas	463 109	11 559.8	20 794	442.070	11 034.6	19 849
1-Butino (etilacetileno)	C_4H_6	gas	620.86	11 478.7	20 648	589.302	10 895.2	19 599
2-Butino (dimetilacetileno)	C_4H_6	gas	616.533	11 398.7	20 504	584.974	10 815.2	19 455
1-Pentino	C_5H_8	gas	778.03	11 422.5	20 547	735.95	10 804.7	19 436
2-Pentino	C_5H_8	gas	774.33	11 368.2	20 449	732.25	10 750.4	19 338
3-Metil-1-butino	C_5H_8	gas	776.13	11 394.6	20 497	734.05	10 776.8	19 386

NOTA: $°F = {}^9/_5\,°C + 32$.

* Presión de saturación.

CALORES DE DISOLUCIÓN

TABLA 3-208 Calores de disolución de compuestos inorgánicos en agua

Calor desprendido en kilocalorías por peso fórmula-gramo (gmol) disuelto en agua a 18°C. Calculado a partir de los datos de Bichowsky y Rossini en *Termochemistry of Chemical Substances*, Reinhold, Nueva York, 1936.

Sustancia	Dilución *	Fórmula	Calor, kcal./gmol
Aluminio, bromuro	aq	$AlBr_3$	+85.3
cloruro	600	$AlCl_3$	+77.9
	600	$AlCl_3.6H_2O$	+13.2
fluoruro	aq	AlF_3	+31.
	aq	$AlF_3.\frac{1}{2}H_2O$	+19.0
	aq	$AlF_3.3\frac{1}{2}H_2O$	−1.7
sulfato	aq	$Al_2(SO_4)_3$	+126
	aq	$Al_2(SO_4)_3.6H_2O$	+56.2
	aq	$Al_2(SO_4)_3.18H_2O$	+6.7
yoduro	aq	AlI_3	+89.0
y potasio, sulfato	600	$KAl(SO_4)_2$	+48.5
	600	$KAl(SO_4)_2.3H_2O$	+26.6
		$KAl(SO_4)_2.12H_2O$	−10.1
Amonio:			
bromuro	aq	NH_4Br	−4.45
cloruro	∞	NH_4Cl	−3.82
cromato	aq	$(NH_4)_2CrO_4$	−5.82
dicromato	600	$(NH_4)_2Cr_2O_7$	−12.9
nitrato	∞	NH_4NO_3	−6.47
perborato	aq	$NH_4BO_3.H_2O$	−9.0
sulfato	∞	$(NH_4)_2SO_4$	−2.75
sulfato, ácido	800	NH_4HSO_4	+0.56
sulfito	aq	$(NH_4)_2SO_3$	−1.2
	aq	$(NH_4)_2SO_3.H_2O$	−4.13
yoduro	aq	NH_4I	−3.56
Antimonio, fluoruro	aq	SbF_3	−1.7
yoduro	aq	SbI_3	−0.8
Arsénico, ácido	aq	H_3AsO_4	−0.4
Bario, bromato	∞	$Ba(BrO_3)_2.H_2O$	−15.9
bromuro	∞	$BaBr_2$	+5.3
	∞	$BaBr_2.H_2O$	−0.8
	∞	$BaBr_2.2H_2O$	−3.87
cianuro	aq	$Ba(CN)_2$	+1.5
	aq	$Ba(CN)_2.H_2O$	−2.4
	aq	$Ba(CN)_2.2H_2O$	−4.9
clorato	∞	$Ba(ClO_3)_2$	−6.7
	∞	$Ba(ClO_3)_2.H_2O$	−10.6
cloruro	∞	$BaCl_2$	+2.4
	∞	$BaCl_2.H_2O$	−2.17
	∞	$BaCl_2.2H_2O$	−4.5
nitrato	∞	$Ba(NO_3)_2$	−10.2
perclorato	∞	$Ba(ClO_4)_2$	−2.8
	∞	$Ba(ClO_4)_2.3H_2O$	−10.5
sulfuro	∞	BaS	+7.2
yodato	∞	$Ba(IO_3)_2$	−9.1
	∞	$Ba(IO_3)_2.H_2O$	−11.3
yoduro	∞	BaI_2	+10.5
	∞	$BaI_2.H_2O$	+2.7
	∞	$BaI_2.2H_2O$	+0.14
	∞	$BaI_2.2\frac{1}{2}H_2O$	−0.58
	∞	$BaI_2.7H_2O$	−6.61
Berilio, bromuro	aq	$BeBr_2$	+62.6
cloruro	aq	$BeCl_2$	+51.1
sulfato	aq	$BeSO_4$	+18.1
	aq	$BeSO_4.H_2O$	+13.5
	aq	$BeSO_4.2H_2O$	+7.9
	aq	$BeSO_4.4H_2O$	+1.1
yoduro	aq	BeI_2	+72.6
Bismuto, yoduro	aq	BiI_3	+3
Bórico, ácido	aq	H_3BO_3	−5.4
Cadmio, bromuro	400	$CdBr_2$	+0.4
	400	$CdBr_2.4H_2O$	−7.3
cloruro	400	$CdCl_2$	+3.1
	400	$CdCl_2.H_2O$	+0.6
	400	$CdCl_2.2\frac{1}{2}H_2O$	−3.00
nitrato	400	$Cd(NO_3)_2.H_2O$	+4.17
	400	$Cd(NO_3)_2.4H_2O$	−5.08
sulfato	400	$CdSO_4$	+10.69
	400	$CdSO_4.H_2O$	+6.05
	400	$CdSO_4.2\frac{1}{3}H_2O$	+2.51
Calcio, acetato	∞	$Ca(C_2H_3O_2)_2$	+7.6
	∞	$Ca(C_2H_3O_2)_2.H_2O$	+6.5

* El número representa los moles de agua utilizados para disolver 1 peso fórmula-gramo (gmol) de la substancia; ∞ significa "dilución infinita"; y *aq* una "disolución acuosa de dilución no especificada".

TABLA 3-208 Calores de disolución de compuestos inorgánicos en agua — (*Continuación*)

Sustancia	Dilución *	Fórmula	Calor, kcal./gmol
Calcio:			
bromuro	aq	$CaBr_2$	+24.86
	800	$CaBr_2.6H_2O$	—0.9
cloruro	aq	$CaCl_2$	+4.9
	800	$CaCl_2.H_2O$	+12.3
	800	$CaCl_2.2H_2O$	+12.5
	800	$CaCl_2.4H_2O$	+2.4
	800	$CaCl_2.6H_2O$	—4.11
fosfato dibásico	aq	$CaHPO_4.2H_2O$	—1
fosfato monobásico	aq	$Ca(H_2PO_4)_2.H_2O$	—0.6
formiato	400	$Ca(CHO_2)_2$	+0.7
nitrato	800	$Ca(NO_3)_2$	+4.1
	800	$Ca(NO_3)_2.H_2O$	+0.7
	800	$Ca(NO_3)_2.2H_2O$	—3.2
	800	$Ca(NO_3)_2.3H_2O$	—4.2
	800	$Ca(NO_3)_2.4H_2O$	—7.99
sulfato	800	$CaSO_4$	+5.1
	800	$CaSO_4.\frac{1}{2}H_2O$	+3.6
	800	$CaSO_4.2H_2O$	—0.18
yoduro	800	CaI_2	+28.0
	800	$CaI_2.8H_2O$	+1.8
Cinc acetato	400	$Zn(C_2H_3O_2)_2$	+9.8
	400	$Zn(C_2H_3O_2)_2.H_2O$	+7.0
	400	$Zn(C_2H_3O_2)_2.2H_2O$	+3.9
bromuro	400	$ZnBr_2$	+15.0
cloruro	400	$ZnCl_2$	+15.72
nitrato	400	$Zn(NO_3)_2.3H_2O$	—5
	400	$Zn(NO_3)_2.6H_2O$	—6.0
sulfato	400	$ZnSO_4$	+18.5
	400	$ZnSO_4.H_2O$	+10.0
	400	$ZnSO_4.6H_2O$	—0.8
	400	$ZnSO_4.7H_2O$	—4.3
yoduro	aq	ZnI_2	+11.6
Cobaltoso, bromuro	aq	$CoBr_2$	+18.4
	aq	$CoBr_2.6H_2O$	—1.25
cloruro	400	$CoCl_2$	+18.5
	400	$CoCl_2.2H_2O$	+9.8
	400	$CoCl_2.6H_2O$	—2.9
sulfato	400	$CoSO_4$	+15.0
	400	$CoSO_4.6H_2O$	—1.4
	400	$CoSO_4.7H_2O$	—3.6
yoduro	aq	CoI_2	+18.8
Cromo y potasio, sulfato	600	$KCr(SO_4)_2$	+55
		$KCr(SO_4)_2.H_2O$	+42
		$KCr(SO_4)_2.2H_2O$	+33
		$KCr(SO_4)_2.6H_2O$	+7
		$KCr(SO_4)_2.12H_2O$	—9.5
Cromoso, cloruro	aq	$CrCl_2$	+18.6
		$CrCl_2.3H_2O$	+5.3
		$CrCl_2.4H_2O$	+2.0
yoduro	aq	CrI_2	+5.7
Cúprico, acetato	aq	$Cu(C_2H_3O_2)_2$	+2.4
formiato	aq	$Cu(CHO_2)_2$	+0.5
nitrato	200	$Cu(NO_3)_2$	+10.3
	200	$Cu(NO_3)_2.3H_2O$	—2.6
	200	$Cu(NO_3)_2.6H_2O$	—10.7
sulfato	800	$CuSO_4$	+15.9
		$CuSO_4.H_2O$	+9.3
		$CuSO_4.3H_2O$	+3.65
		$CuSO_4.5H_2O$	—2.83
Cuproso, sulfato	aq	Cu_2SO_4	+11.6
Estánnico, bromuro	aq	$SnBr_4$	+15.5
Estannoso, bromuro	aq	$SnBr_2$	—1.6
yoduro	aq	SnI_2	—5.8
Estroncio, acetato	800	$Sr(C_2H_3O_2)_2$	+6.2
	800	$Sr(C_2H_3O_2)_2.\frac{1}{2}H_2O$	+5.9
bromuro	800	$SrBr_2$	+16.4
	800	$SrBr_2H_2O$	+9.25
	800	$SrBr_2.2H_2O$	+6.5
	800	$SrBr_2.4H_2O$	+0.4
	800	$SrBr_2.6H_2O$	—5.1
cloruro	800	$SrCl_2$	+11.54
	800	$SrCl_2.H_2O$	+6.4
	800	$SrCl_2.2H_2O$	+2.95
	800	$SrCl_2.6H_2O$	—7.1
nitrato	800	$Sr(NO_3)_2$	—4.8
	800	$Sr(NO_3)_2.4H_2O$	—12.4
sulfato	800	$SrSO_4$	+0.5
yoduro	800	SrI_2	+20.7
	800	$SrI_2.H_2O$	+12.65
	800	$SrI_2.2H_2O$	+10.4
	800	$SrI_2.6H_2O$	—4.5

TABLA 3-208 Calores de disolución de compuestos inorgánicos en agua — (*Continuación*)

Sustancia	Dilución [a]	Fórmula	Calor, kcal./gmol
Férrico, cloruro	1 000	$FeCl_3$	+31.7
	1 000	$FeCl_3.2\frac{1}{2}H_2O$	+21.0
	1 000	$FeCl_3.6H_2O$	+5.6
nitrato	800	$Fe(NO_3)_3.9H_2O$	−9.1
Ferroso, bromuro	aq	$FeBr_2$	+18.0
cloruro	400	$FeCl_2$	+17.9
	400	$FeCl_2.2H_2O$	+8.7
	400	$FeCl_2.4H_2O$	+2.7
sulfato	400	$FeSO_4$	+14.7
	400	$FeSO_4.H_2O$	+7.35
	400	$FeSO_4.4H_2O$	+1.4
	400	$FeSO_4.7H_2O$	−4.4
yoduro	aq	FeI_2	+23.3
Fosfórico, ácido (orto)	400	H_3PO_4	+2.79
	400	$H_3PO_4.\frac{1}{2}H_2O$	−0.1
(piro)	aq	$H_4P_2O_7$	+25.9
	aq	$H_4P_2O_7.1\frac{1}{2}H_2O$	+4.65
Litio, bromuro	∞	LiBr	+11.54
	∞	$LiBr.H_2O$	+5.30
	∞	$LiBr.2H_2O$	+2.05
	∞	$LiBr.3H_2O$	−1.59
cloruro	∞	LiCl	+8.66
	∞	$LiCl.H_2O$	+4.45
	∞	$LiCl.2H_2O$	+1.07
	∞	$LiCl.3H_2O$	−1.98
fluoruro	∞	LiF	−0.74
hidróxido	∞	LiOH	+4.74
	∞	$LiOH.\frac{1}{8}H_2O$	+4.39
	∞	$LiOH.H_2O$	+9.6
nitrato	∞	$LiNO_3$	+0.466
	∞	$LiNO_3.3H_2O$	−7.87
sulfato	∞	Li_2SO_4	+6.71
	∞	$Li_2SO_4.H_2O$	+3.77
yoduro	∞	LiI	+14.92
	∞	$LiI.\frac{1}{2}H_2O$	+10.08
	∞	$LiI.H_2O$	+6.93
	∞	$LiI.2H_2O$	+3.43
	∞	$LiI.3H_2O$	−0.17
Magnesio, bromuro	∞	$MgBr_2$	+43.7
	∞	$MgBr_2.H_2O$	+35.9
	∞	$MgBr_2.6H_2O$	+19.8
cloruro	∞	$MgCl_2$	+36.3
	∞	$MgCl_2.2H_2O$	+20.8
	∞	$MgCl_2.4H_2O$	+10.5
	∞	$MgCl_2.6H_2O$	+3.4
fosfato	aq	$Mg_3(PO_4)_2$	+10.2
nitrato	∞	$Mg(NO_3)_2.6H_2O$	−3.7
sulfato	∞	$MgSO_4$	+21.1
	∞	$MgSO_4.H_2O$	+14.0
	∞	$MgSO_4.2H_2O$	+11.7
	∞	$MgSO_4.4H_2O$	+4.9
	∞	$MgSO_4.6H_2O$	+0.55
	∞	$MgSO_4.7H_2O$	−3.18
sulfuro	aq	MgS	+25.8
yoduro	∞	MgI_2	+50.2
Mangánico, sulfato	aq	$Mn_2(SO_4)_3$	+22
Manganoso, acetato	aq	$Mn(C_2H_3O_2)_2$	+12.2
	aq	$Mn(C_2H_3O_2)_2.4H_2O$	+1.6
bromuro	aq	$MnBr_2$	+15
	aq	$MnBr_2.H_2O$	+14.4
	aq	$MnBr_2.4H_2O$	+16.1
cloruro	400	$MnCl_2$	+16.0
	400	$MnCl_2.2H_2O$	+8.2
	400	$MnCl_2.4H_2O$	+1.5
formiato	aq	$Mn(CHO_2)_2$	+4.3
	aq	$Mn(CHO_2)_2.2H_2O$	−2.9
nitrato	400	$Mn(NO_3)_2$	+12.9
	400	$Mn(NO_3)_2.3H_2O$	−3.9
	400	$Mn(NO_3)_2.6H_2O$	−6.2
sulfato	400	$MnSO_4$	+13.8
	400	$MnSO_4.H_2O$	+11.9
	400	$MnSO_4.7H_2O$	−1.7
yoduro	aq	MnI_2	+26.2
	aq	$MnI_2.H_2O$	+24.1
	aq	$MnI_2.2H_2O$	+22.7
	aq	$MnI_2.4H_2O$	+19.9
	aq	$MnI_2.6H_2O$	+21.2
Mercúrico, acetato	aq	$Hg(C_2H_3O_2)_2$	−4.0
bromuro	aq	$HgBr_2$	−2.4

TABLA 3-208 Calores de disolución de compuestos inorgánicos en agua — (*Continuación*)

Sustancia	Dilución *	Fórmula	Calor, kcal./gmol
Mercúrico:			
cloruro	aq	$HgCl_2$	—3.5
nitrato	aq	$Hg(NO_3)_2.\frac{1}{2}H_2O$	—0.7
Mercurioso, nitrato	aq	$Hg_2(NO_3)_2.2H_2O$	—11.5
Níquel, bromuro	aq	$NiBr_2$	+19.0
	aq	$NiBr_2.3H_2O$	+0.2
cloruro	800	$NiCl_2$	+19.23
	800	$NiCl_2.2H_2O$	+10.4
	800	$NiCl_2.4H_2O$	+4.2
	800	$NiCl_2.6H_2O$	—1.15
nitrato	200	$Ni(NO_3)_2$	+11.8
	200	$Ni(NO_3)_2.6H_2O$	—7.5
sulfato	200	$NiSO_4$	+15.1
	200	$NiSO_4.7H_2O$	—4.2
yoduro	aq	NiI_2	+19.4
Plata, acetato	aq	$AgC_2H_3O_2$	—5.4
nitrato	200	$AgNO_3$	—4.4
Plomo, acetato	400	$Pb(C_2H_3O_2)_2$	+1.4
	400	$Pb(C_2H_3O_2)_2.3H_2O$	—5.9
bromuro	aq	$PbBr_2$	—10.1
cloruro	aq	$PbCl_2$	—3.4
formiato	aq	$Pb(CHO_2)_2$	—6.9
nitrato	400	$Pb(NO_3)_2$	—7.61
Potasio, acetato	∞	$KC_2H_3O_2$	+3.55
bicarbonato	2 000	$KHCO_3$	—5.1
bromato	∞	$KBrO_3$	—10.13
bromuro	∞	KBr	—5.13
carbonato	∞	K_2CO_3	+6.58
		$K_2CO_3.\frac{1}{2}H_2O$	+4.25
		$K_2CO_3.1\frac{1}{2}H_2O$	—0.43
cianuro	200	KCN	—3.0
clorato	∞	$KClO_3$	—10.31
cloruro	∞	KCl	—4.404
cromato	2 185	K_2CrO_4	—4.9
dicromato	1 600	$K_2Cr_2O_7$	—17.8
ditionato	aq	$K_2S_2O_6$	—13.0
fluoruro	∞	KF	+3.96
	∞	$KF.2H_2O$	—1.85
	∞	$KF.4H_2O$	—6.05
fosfato monobásico	aq	KH_2PO_4	+4.7
hidrosulfuro	∞	KHS	+0.86
hidróxido	∞	KOH	+12.91
	∞	$KOH.\frac{1}{2}H_2O$	+4.27
	∞	$KOH.H_2O$	+3.48
	∞	$KOH.7H_2O$	+0.86
nitrato	∞	KNO_3	—8.633
oxalato	400	$K_2C_2O_4$	—4.6
		$K_2C_2O_4.H_2O$	—7.5
perclorato	∞	$KClO_4$	—12.94
permanganato	400	$KMnO_4$	—10.4
pirosulfito	aq	$K_2S_2O_5$	—11.0
	aq	$K_2S_2O_5.\frac{1}{2}H_2O$	—10.22
sulfato	∞	K_2SO_4	—6.32
sulfato ácido	800	$KHSO_4$	—3.10
sulfito	∞	$KHS.\frac{1}{2}H_2O$	+1.21
	aq	K_2SO_3	+1.8
	aq	$K_2SO_3.H_2O$	+1.37
sulfuro	∞	K_2S	—11.0
tiocianato	∞	$KCNS$	—6.08
tiosulfato	∞	$K_2S_2O_3$	—4.5
yodato	∞	KIO_3	—6.93
yoduro	∞	KI	—5.23
Sodio, acetato	∞	$NaC_2H_3O_2$	+4.085
	∞	$NaC_2H_3O_2.3H_2O$	—4.665
arseniato	500	Na_3AsO_4	+15.6
	500	$Na_3AsO_3.12H_2O$	—12.61
bicarbonato	1 800	$NaHCO_3$	—4.1
bromuro	∞	$NaBr$	—0.58
	∞	$NaBr.2H_2O$	—4.57
carbonato	∞	Na_2CO_3	+5.57
	∞	$Na_2CO_3.H_2O$	+2.19
	∞	$Na_2CO_3.7H_2O$	—10.81
	∞	$Na_2CO_3.10H_2O$	—16.22
cianuro	200	$NaCN$	—0.37
	200	$NaCN.\frac{1}{2}H_2O$	—0.92
	200	$NaCN.2H_2O$	—4.41
clorato	∞	$NaClO_3$	—5.37
cloruro	∞	$NaCl$	—1.164
cromato	800	Na_2CrO_4	+2.50
	800	$Na_2CrO_4.4H_2O$	—7.52
	800	$Na_2CrO_4.10H_2O$	—16.0

TABLA 3-208 Calores de disolución de compuestos inorgánicos en agua — (*Continuación*)

Sustancia	Dilución *	Fórmula	Calor, kcal./mol
Sodio:			
ditionato	aq	$Na_2S_2O_6$	—5.80
	aq	$Na_2S_2O_6.2H_2O$	—11.86
fluoruro	∞	NaF	—0.27
fosfato dibásico	1 600	Na_2HPO_4	+5.21
fosfato dibásico	1 600	$Na_2HPO_4.2H_2O$	—0.82
	1 600	$Na_2HPO_4.7H_2O$	—12.04
	1 600	$Na_2HPO_4.12H_2O$	—23.18
fosfato tribásico	1 600	Na_3PO_4	+13
fosfato tribásico	1 600	$Na_3PO_4.12H_2O$	—15.3
fosfito dibásico	800	Na_2HPO_3	+9.30
	800	$Na_2HPO_3.5H_2O$	—4.54
fosfito monobásico	600	NaH_2PO_3	+0.90
	600	$NaH_2PO_3.2\frac{1}{2}H_2O$	—5.29
hidrosulfuro	∞	$NaHS$	+4.62
	∞	$NaHS.2H_2O$	—1.49
hidróxido	∞	$NaOH$	+10.18
	∞	$NaOH.\frac{1}{4}H_2O$	+8.17
	∞	$NaOH.\frac{1}{2}H_2O$	+7.08
	∞	$NaOH.\frac{3}{4}H_2O$	+6.48
	∞	$NaOH.H_2O$	+5.17
metafosfato	600	$NaPO_3$	+3.97
nitrato	∞	$NaNO_3$	—5.05
nitrito	aq	$NaNO_2$	—3.6
perclorato	∞	$NaClO_4$	—4.15
pirofosfato	1 600	$Na_4P_2O_7$	+11.9
	1 600	$Na_4P_2O_7.10H_2O$	—11.7
pirofosfato dibásico	1 200	$Na_2H_2P_2O_7$	—2.2
	1 200	$Na_2H_2P_2O_7.6H_2O$	—14.0
sulfato	∞	Na_2SO_4	+0.28
	∞	$Na_2SO_4.10H_2O$	—18.74
sulfato ácido	800	$NaHSO_4$	+1.74
	800	$NaHSO_4.H_2O$	+0.15
sulfito	∞	Na_2SO_3	+2.8
	∞	$Na_2SO_3.7H_2O$	—11.1
sulfuro	∞	Na_2S	+15.2
	∞	$Na_2S.4\frac{1}{2}H_2O$	+0.09
	∞	$Na_2S.5H_2O$	—6.54
	∞	$Na_2S.9H_2O$	—16.65
tetraborato	900	$Na_2B_4O_7$	+10.0
	900	$Na_2B_4O_7.10H_2O$	—16.8
tiocianato	∞	$NaCNS$	—1.83
tiosulfato	aq	$Na_2S_2O_3$	+2.0
	aq	$Na_2S_2O_3.5H_2O$	—11.30
yoduro	∞	NaI	+1.57
	∞	$NaI.2H_2O$	—3.89
Sulfúrico, ácido (piro)	∞	$H_2S_2O_7$	—18.08

NOTA: Para convertir kilocalorías por gramo-mol a unidades térmicas británicas por libra-mol, multiplíquese por 1.799×10^{-5}.

TABLA 3-209
nicos en agua
temperatura a

(Recalculada y vue
pág. 148-150.) (cal

Acétic
Acetila
Acetile
Aconit
Amoni
piér
succi
Anilina
Bario,
Benzoi
Canfó
Cinc,
Cinc,
Cítric
Dextri
Estron
Fenol
Fúlico
Fumár
Hexam
Hidrox
Hidrox
Hidrox
Inulina
Isonuc
Itacón
Lactos
Magne
Maleic
Málico

TABLA 3-209 Calores de disolución de compuestos orgánicos en agua (la dilución infinita y, aproximadamente, a la temperatura ambiente)

(Recalculada y vuelta a ordenar a partir de *International Critical Tables*, vol. 5, pág. 148-150.) (cal/gmol) × 1.799 = B.t.u./lbmol.

Soluto	Calor de disolución cal./gmol de soluto*
Acético, ácido (sólido) $C_2H_4O_2$	−2 251
Acetilacetona, $C_5H_8O_2$	**−641**
Acetilurea, $C_3H_6N_2O_2$	**−6 812**
Aconítico, ácido, $C_6H_6O_6$	**−4 206**
Amonio, benzoato, $C_7H_9NO_2$	−2 700
picrato	**−8 700**
succinato (*n*)	−3 489
Anilina, hidrocloruro de, C_6H_8ClN	**−2 732**
Bario, picrato de	**−4 708**
Benzoico, ácido, $C_7H_6O_2$	**−6 501**
Canfórico, ácido, $C_{10}H_{16}O_4$	**−502**
Cinc, picrato	**−11 496**
Cinc, picrato ($8H_2O$)	**−15 894**
Cítrico, ácido, $C_6H_8O_7$	**−5 401**
Dextrina, $C_{18}H_{32}O_{16}$	**268**
Estroncio, picrato	**7 887**
($6H_2O$)	**−14 412**
Fenol (sólido), C_6H_6O	**−2 605**
Ftálico, ácido, $C_8H_6O_4$	**−4 871**
Fumárico, ácido, $C_4H_4O_4$	**−5 903**
Hexametilenotetramina, $C_6H_{12}N_4$	**4 780**
Hidroxibenzamida (*m*), $C_7H_7NO_2$	−4 161
(*m*), (HCl)	−7 003
(*o*), $C_7H_7NO_2$	−4 340
(*p*),	−5 392
Hidroxibenzoico, ácido (*o*), $C_7H_6O_3$	−6 330
(*p*), $C_7H_6O_3$	−5 781
Hidroxibenzoico, alcohol (*o*), $C_7H_8O_2$	−3 208
Inulina, $C_{36}H_{62}O_{31}$	**−96**
Isosuccínico, ácido, $C_4H_6O_4$	**−3 420**
Itacónico, ácido, $C_5H_6O_4$	**−5 922**
Lactosa, $C_{12}H_{22}O_{11}.H_2O$	**−3 705**
Magnesio, picrato	**14 699**
($8H_2O$)	**−15 894**
Maleico, ácido, $C_4H_4O_4$	**−4 441**
Málico, ácido, $C_4H_6O_5$	**−3 150**
Malónico, ácido, $C_3H_4O_4$	**−4 493**
Mandélico, ácido, $C_8H_8O_3$	**−3 090**
Manitol, $C_6H_{14}O_6$	**−5 260**
Mentol, $C_{10}H_{20}O$	**0**
Nicotina, dihidrocloruro, $C_{10}H_{14}Cl_2N_2$	**6 561**
Nitrobenoico, ácido (*m*), $C_7H_5NO_4$	−5 593
(*o*), $C_7H_5NO_4$	−5 306
(*p*), $C_7H_5NO_4$	−8 891
Nitrofenol (*m*), $C_6H_5NO_3$	−5 210
(*o*), $C_6H_5NO_3$	−6 310
(*p*) $C_6H_5NO_3$	−4 493
Oxálico, ácido, $C_2H_2O_4$	**−2 290**
($2H_2O$)	**−8 485**
Pícrico, ácido, $C_6H_3N_3O_7$	**−7 098**
Pipérico, ácido, $C_{12}H_{19}O_4$	**−10 492**
Piperonílico, ácido, $C_8H_6O_4$	**−9 106**
Pirogalol, $C_6H_6O_3$	**−5 705**
Pirotartárico, ácido	**−5 019**
Plata, malonato (*n*)	−9 799
Plomo, picrato	**−7 090**
($2H_2O$)	**−13 193**
Potasio, benzoato	**−1 506**
citrato	**2 820**
tartrato (*n*) ($0.5\ H_2O$)	−5 562
Quinona	**−3 991**
Rafinosa, $C_{18}H_{32}O_{16}$ ($5H_2O$)	**−9 703**
Resorcinol, $C_6H_6O_2$	**−5 960**
Sodio, citrato (tribásico)	**5 270**
picrato	**−6 441**
potásico, tartrato	**−1 817**
($4H_2O$)	**−12 342**
succinato (*n*)	2 390
($6H_2O$)	**−10 994**
tartrato (*n*)	−1 121
($2H_2O$)	**−5 882**
Succínico, ácido, $C_4H_6O_4$	**−6 405**
Succinimida, $C_4H_5NO_2$	**−4 302**
Sucrosa, $C_{12}H_{22}O_{11}$	**−1 319**
Tartárico, ácido (*d*)	−3 451
Tiourea, CH_4N_2S	**−5 330**
Urea, CH_4N_2O	**−5 609**
acetato	**−8 795**
formiato	**−7 194**
nitrato	**−10 803**
oxalato	**−17 806**
Vanílico, ácido	**−5 160**
Vainilina	**−5 210**

* (+) denota el calor desprendido y (−) indica el calor absorbido. Todos los valores son positivos, excepto cuando se indica otra cosa. Los datos de *International Critical Tables* los calculó E. Anderson.

PROPIEDADES TERMODINÁMICAS

EXPLICACIÓN DE LAS TABLAS

La subsección que sigue contiene información sobre las propiedades termodinámicas de muchos fluidos. En algunos casos, también se incluyen las propiedades de transporte.

Notación

c_p = calor específico
e = energía interna específica
h = entalpía
k = conductividad térmica
p = presión
s = entropía específica
t = temperatura
T = temperatura absoluta
u = energía interna específica
μ = viscosidad
v = volumen específico
f = subíndice que denota un líquido saturado
g = subíndice que denota vapor saturado

CONVERSIÓN DE UNIDADES

Para esta subsección, se aplican las siguientes conversiones de unidades:

c_p, calor específico: para convertir kilojoule por kilogramo kelvin a unidades térmicas británicas por libra-grado Fahrenheit, multiplíquese por 0.23885.

e, energía interna: para convertir kilojóule por kilogramo a unidades térmicas británicas por libra, multiplíquese por 0.42992.

g, aceleración de la gravedad: para convertir metros por segundo cuadrado a pies por segundo cuadrado, multiplíquese por 3.2808.

h, entalpía: para convertir kilojoules por kilogramo a unidades térmicas británicas por libra, multiplíquese por 0.42992.

k, conductividad térmica: para convertir watts por metro-kelvin a unidades térmicas británicas-pie por hora-pie cuadrado-grado Fahrenheit, multiplíquese por 0.57779.

p, presión: para convertir bars a kilopascals, multiplíquese por 1×10^2; para convertir bars a libras fuerza por pulgada cuadrada, multiplíquese por 14.504 y para convertir milímetros de mercurio a libras fuerza por pulgada cuadrada, multiplíquese por 0.01934.

s, entropía: para convertir kilojoules por kilogramo-kelvin a unidades térmicas británicas por libra-grado Rankine, multiplíquese por 0.23885.

t, temperatura: $°F = {}^9/_5\,°C + 32$.

T, temperatura absoluta: $°R = {}^9/_5\,K$.

u, energía interna: para convertir kilojoules por kilogramo a unidades térmicas británicas por libra, multiplíquese por 0.42992.

μ, viscosidad: para convertir pascal-segundo a libras fuerza-segundo por pie cuadrado, multiplíquese por 0.020885; para convertir pascal- segundo a c_p, multiplíquese por 1000.

v, volumen específico: para convertir metros cúbicos por kilogramo a pies cúbicos por libra, multiplíquese por 16.018.

p, densidad: para convertir kilogramos por metro cúbico a libras por pie cúbico, multiplíquese por 0.062428.

REFERENCIAS ADICIONALES

Bretsznajder, *Prediction of Transport and Other Physical Properties of Fluids*, Pergamon, New York, 1971. D'Ans and Lax, *Handbook for Chemists and Physicist* (en idioma alemán), 3 vols., Springer-Verlag, Berlin. *Engineering Data Book*, Natural Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Okla. Ganic, Hartnett, and Rohsenow, *Handbook of Heat Transfer*, 2a. ed., McGraw-Hill, New York, 1984. Gray, *American Institute of Physics Handbook*, 3a. ed., McGraw-Hill, New York, 1972. Kay and Laby, *Tables of Physical and Chemical Constants*, Longman, London, diversas ediciones y fechas. *Landolt-Börnstein Tables*, varios volúmenes y fechas, Springer-Verlag, Berlin. Lange, *Handbook of Chemistry*, McGraw-Hill, New York, diversas ediciones y fechas. Partington, *Advanced Treatise on Physical Chemistry*, 5 vols. Longman, London, 1950. Raznjevic, *Handbook of Thermodynamic Tables and Charts*, McGraw-Hill, New York, 1976 y otras ediciones. Reid, Sherwood, and Prausnitz, *The Properties of Gases and Liquids*, 3a. ed., McGraw-Hill, New York, 1975. Reynolds, *Thermodynamic Properties in SI*, Department of Mechanical Engineering, Stanford University, 1979. Stephan and Lucas, *Viscosity of Dense Fluids*, Plenum, New York and London, 1979. *Selected Values of Properties of Chemical Compounds* and *Selected Values of the Properties of Hydrocarbons and Related Compounds*, Thermodynamics Research Center, Texas A & M University, College Station, publicación intermitente de hojas sueltas. Touloukian and Ho, McGraw-Hill/CINDAS Data Series on Material Properties, en publicación, 1983. Vargaftik, *Tables of the Thermophysical Properties of Gases and Liquids*, Wiley, New York, 1975. Vargaftik, Filippov, Tarzimanov, and Totskiy, *Thermal Conductivity of Liquids and Gases* (en idioma ruso), Standartov, Moscow, 1978. Weast, *Handbook of Chemistry and Physics*, Chemical Rubber Co., Boca Raton, Fla., anualmente.

TABLA 3-211

T, K	P_f, bar
60	
62	
64	0.123
66	0.174
68	0.239
70	0.323
72	0.429
74	0.560
76	0.721
78	0.915
80	1.146
82	1.420
84	1.741
86	2.114
88	2.544
90	3.036
92	3.596
94	4.229
96	4.940
98	5.736
100	6.621
105	9.265
110	12.59
115	16.68
120	21.61
125	27.43
130	34.16
132.55[c]	

[a] Propiedades de
y NBS-NSF traduc
obra de Vasserman,
1971. Material regi
ciertos valores de la
Véase también la T

TABLA 3-210 Acetileno saturado*

Temperatura, K	Presión, bar	v_{cond}, m^3/kg	v_g, m^3/kg	h_{cond}, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_{cond}, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)
162.0	0.101		5.081	158	983	2.967	8.062
169.3	0.203		2.644	173	994	3.039	7.889
173.9	0.304		1.805	182	999	3.095	7.797
180.0	0.507		1.116	194	1007	3.161	7.672
184.3	0.709		0.810	203	1011	3.216	7.596
189.1	1.013		0.5780	214	1015	3.272	7.511
192.4[t]	1.283		0.4617	221	1018	3.312	7.455
192.4[t]	1.283	0.00164	0.4617	378	1018	4.127	7.455
200.9	2.027	0.00165	0.3011	411	1027	4.296	7.362
209.4	3.040	0.00169	0.2074	445	1035	4.461	7.280
221.5	5.066	0.00174	0.1264	493	1046	4.684	7.180
230.4	7.093	0.00179	0.0907	528	1052	4.837	7.111
240.7	10.13	0.00186	0.0635	565	1058	4.990	7.037
253.2	15.20	0.00195	0.0420	602	1061	5.133	6.947
263.0	20.27	0.00204	0.0309	628	1061	5.231	6.878
271.6	25.33	0.00213	0.0240	654	1060	5.326	6.822
278.9	30.40	0.00223	0.0193	680	1057	5.414	6.767
284.9	35.46	0.00232	0.0159	704	1051	5.494	6.716
290.4	40.53	0.00242	0.0133	727	1041	5.576	6.658
300.0	50.66	0.00270	0.0093	778	1017	5.737	6.534
307.8	60.80	0.00335	0.0061	850	968	5.965	6.351
308.7[c]	62.47	0.00434	0.0043	908	908	6.158	6.158

* Valores recalculados en unidades SI, con base en los determinados por Din, *Thermodynamic Functions of Gases*, vol. 2, Butterworth, London, 1956. Arriba de la línea horizontal,la fase condensada es sólida; abajo de dicha línea, es líquida. *t* = punto triple; *c* = punto crítico.

TABLA 3-211 Aire saturado*

T, K	P_f, bar	P_g, bar	v_f, m^3/kg	v_g, m^3/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
60			1.040 − 3	5.55	−159.2	59.7	2.528	6.255		3.25	0.180
62			1.050 − 3	3.73	−155.2	61.7	2.585	6.164		2.98	0.176
64	0.123	0.071	1.060 − 3	2.57	−151.4	63.6	2.641	6.080		2.75	0.173
66	0.174	0.104	1.070 − 3	1.82	−147.8	65.5	2.696	6.002		2.54	0.169
68	0.239	0.147	1.080 − 3	1.313	−144.2	67.4	2.747	5.929		2.36	0.166
70	0.323	0.205	1.089 − 3	0.968	−140.6	69.2	2.797	5.862	1.817	2.21	0.163
72	0.429	0.280	1.101 − 3	0.728	−137.1	71.0	2.847	5.799	1.827	2.07	0.160
74	0.560	0.376	1.113 − 3	0.556	−133.5	72.8	2.895	5.740	1.838	1.95	0.156
76	0.721	0.495	1.125 − 3	0.431	−129.9	74.5	2.941	5.685	1.849	1.84	0.152
78	0.915	0.644	1.136 − 3	0.339	−126.3	76.2	2.988	5.634	1.861	1.74	0.148
80	1.146	0.825	1.146 − 3	0.270	−122.6	77.8	3.034	5.585	1.873	1.65	0.145
82	1.420	1.043	1.160 − 3	0.217	−118.8	79.4	3.079	5.540	1.885	1.58	0.142
84	1.741	1.305	1.173 − 3	0.177	−115.0	80.9	3.123	5.496	1.898	1.51	0.139
86	2.114	1.614	1.187 − 3	0.145	−111.2	82.3	3.167	5.454	1.912	1.44	0.135
88	2.544	1.976	1.201 − 3	0.120	−107.4	83.6	3.209	5.414	1.927	1.38	0.132
90	3.036	2.397	1.216 − 3	0.1002	−103.5	84.8	3.251	5.376	1.944	1.32	0.128
92	3.596	2.884	1.231 − 3	0.0843	− 99.5	85.9	3.293	5.340	1.962	1.27	0.125
94	4.229	3.441	1.247 − 3	0.0713	− 95.5	87.0	3.335	5.304	1.982	1.23	0.121
96	4.940	4.075	1.265 − 3	0.0607	− 91.5	87.9	3.376	5.270	2.003	1.18	0.117
98	5.736	4.792	1.283 − 3	0.0520	− 87.5	88.7	3.416	5.236	2.027	1.14	0.114
100	6.621	5.599	1.302 − 3	0.0447	− 83.3	89.3	3.456	5.204	2.053	1.10	0.110
105	9.265	8.056	1.355 − 3	0.0312	− 72.8	90.2	3.553	5.124	2.137	1.02	0.102
110	12.59	11.22	1.418 − 3	0.0222	− 61.9	90.1	3.649	5.045	2.264	0.95	0.093
115	16.68	15.21	1.495 − 3	0.0159	− 50.3	88.4	3.747	4.964	2.477	0.87	0.084
120	21.61	20.14	1.596 − 3	0.0115	− 37.5	84.8	3.850	4.877	2.916	0.75	0.076
125	27.43	26.14	1.757 − 3	0.0081	− 22.0	78.2	3.969	4.776	4.585	0.42	0.067
130	34.16	33.32	2.075 − 3	0.0054	0.4	66.1	4.136	4.644			
132.55[c]		37.69	3.196 − 3	0.0032	37.4	37.4	4.410	4.410	∞		∞

* Propiedades de líquidos tomadas o convertidas de la obra de Vasserman y Rabinovich, *Thermophysical Properties of Liquid Air and Its Components*, Moscú 1968 y NBS-NSF traducción TT 69-55092, 1970. Material registrado en los derechos de autor. Reproducido con autorización. Las propiedades del vapor se tomaron de la obra de Vasserman, Kazavchinskii y Rabinovich, *Thermophysical Properties of Air and Its Components*, Moscú, Nauka 1966 y NBS-NSF traducción TT 70-50095, 1971. Material registrado en los derechos de autor. Reproducido con autorización. Obsérvese que en las páginas 150-151 de la publicación TT69-55092, se ajustaron ciertos valores de la TT70-50095. Como no se dio una retabulación completa, las tablas que aparecen aquí se basan en las dos publicaciones separadas, como se indicó. Véase también la Tabla 3-218 para los datos de equilibrio del argón-óxigeno-nitrógeno. *c* = punto crítico. La notación 1.040 - 3 significa 1.040×10^{-3}.

TABLA 3-212 Propiedades termofísicas del aire comprimido*

Presión, bar		Temperatura, K												
		80	90	100	120	140	160	180	200	220	240	260	280	300
1	v		0.251	0.281	0.340	0.399	0.457	0.515	0.537	0.631	0.688	0.746	0.803	0.861
	h		87.9	98.3	118.8	139.1	159.3	179.5	199.7	219.8	239.9	260.0	280.2	300.3
	s	Mezcla	5.650	5.759	5.946	6.103	6.238	6.357	6.463	6.559	6.647	6.727	6.802	6.871
	C_p		1.044	1.032	1.020	1.014	1.010	1.008	1.007	1.006	1.006	1.006	1.006	1.007
	μ		0.064	0.071	0.085	0.097	0.109	0.121	0.133	0.144	0.154	0.165	0.175	0.185
	k		0.0084	0.0093	0.0112	0.0129	0.0147	0.0164	0.0181	0.0198	0.0214	0.0231	0.0247	0.0263
5	v	0.00115	0.00122	0.0509	0.0646	0.0773	0.0895	0.102	0.114	0.125	0.137	0.149	0.160	0.172
	h	−122.3	−103.3	90.6	113.6	135.3	156.4	177.1	197.7	218.1	238.5	258.8	279.1	299.4
	s	3.031	3.250	5.246	5.455	5.623	5.763	5.885	5.994	6.092	6.180	6.262	6.337	6.406
	C_p	1.868	1.941	1.212	1.107	1.065	1.045	1.033	1.025	1.020	1.017	1.015	1.013	1.013
	μ	1.794	1.163	0.077	0.087	0.098	0.110	0.122	0.134	0.145	0.155	0.165	0.175	0.185
	k	0.146	0.128	0.0103	0.0119	0.0135	0.0151	0.0168	0.0185	0.0201	0.0217	0.0234	0.0250	0.0265
10	v	0.00115	0.00121	0.00130	0.0298	0.0370	0.0436	0.0499	0.0561	0.0621	0.0681	0.0741	0.0800	0.0859
	h	−122.0	−103.1	−83.2	106.2	130.2	152.5	174.1	195.2	216.1	236.7	257.3	277.8	298.3
	s	3.028	3.246	3.452	5.214	5.398	5.548	5.675	5.786	5.885	5.975	6.058	6.134	6.204
	C_p	1.863	1.932	2.041	1.270	1.146	1.093	1.065	1.049	1.038	1.031	1.026	1.023	1.201
	μ	1.816	1.177	0.838	0.089	0.101	0.112	0.124	0.135	0.146	0.156	0.166	0.176	0.186
	k	0.146	0.128	0.111	0.0126	0.0141	0.0157	0.0173	0.0189	0.0205	0.0221	0.0237	0.0253	0.0268
20	v	0.00114	0.00121	0.00129	0.0116	0.0167	0.0206	0.0241	0.0274	0.0306	0.0337	0.0368	0.0398	0.0428
	h	−121.3	−102.5	−82.9	85.2	118.5	144.3	167.7	190.1	211.9	233.2	254.3	275.2	296.0
	s	3.022	3.239	3.442	4.882	5.140	5.312	5.450	5.568	5.672	5.765	5.849	5.927	5.998
	C_p	1.853	1.916	2.010	2.237	1.390	1.215	1.141	1.101	1.076	1.061	1.050	1.042	1.037
	μ	1.859	1.205	0.857	0.098	0.106	0.116	0.127	0.137	0.148	0.158	0.168	0.178	0.187
	k	0.147	0.130	0.112	0.0152	0.0157	0.0169	0.0182	0.0197	0.0212	0.0228	0.0243	0.0258	0.0273
40	v	0.00114	0.00120	0.00128	0.00153	0.0058	0.0090	0.0114	0.0131	0.0148	0.0165	0.0182	0.0198	0.0214
	h	−120.0	−101.4	−82.2	−39.8	83.6	125.3	154.3	179.7	203.5	226.3	248.5	270.2	291.7
	s	3.011	3.225	3.424	3.807	4.745	5.025	5.196	5.330	5.444	5.543	5.632	5.712	5.786
	C_p	1.834	1.886	1.958	2.432	3.193	1.610	1.335	1.221	1.159	1.122	1.097	1.081	1.068
	μ	1.943	1.261	0.896	0.516	0.132	0.129	0.135	0.144	0.154	0.163	0.172	0.182	0.191
	k	0.149	0.132	0.115	0.0814	0.0460	0.0201	0.0206	0.0217	0.0229	0.0242	0.0256	0.0270	0.0284
60	v	0.00113	0.00119	0.00126	0.00147	0.00222	0.00505	0.00687	0.00833	0.00963	0.0108	0.0120	0.0131	0.0142
	h	−118.6	−100.3	−81.4	−40.8	22.8	90.0	132.6	163.9	191.1	216.1	240.0	263.1	285.6
	s	3.000	3.211	3.407	3.773	4.260	4.798	5.020	5.174	5.298	5.404	5.497	5.581	5.657
	C_p	1.818	1.860	1.915	2.205	4.808	2.338	1.594	1.361	1.249	1.186	1.146	1.119	1.100
	μ	2.028	1.318	0.936	0.559	0.277	0.153	0.149	0.154	0.161	0.169	0.178	0.186	0.195
	k	0.150	0.134	0.117	0.0861	0.0480	0.0360	0.0238	0.0240	0.0248	0.0258	0.0270	0.0283	0.0296
80	v	0.00113	0.00119	0.00126	0.00145	0.00188	0.00327	0.00480	0.00601	0.00706	0.00803	0.00894	0.00981	0.0107
	h	−117.2	−99.1	−80.4	−41.3	9.0	78.4	125.3	158.7	187.1	212.9	237.3	260.8	283.7
	s	2.989	3.198	3.391	3.745	4.138	4.597	4.875	5.051	5.186	5.299	5.396	5.484	5.562
	C_p	1.802	1.838	1.881	2.078	2.992	3.029	1.887	1.510	1.342	1.250	1.194	1.156	1.130
	μ	2.12	1.38	0.977	0.597	0.356	0.194	0.167	0.166	0.170	0.177	0.184	0.191	0.200
	k	0.152	0.134	0.120	0.0901	0.0599	0.0420	0.0278	0.0268	0.0269	0.0276	0.0286	0.0296	0.0308
100	v	0.00112	0.00118	0.00125	0.00142	0.00174	0.00252	0.00366	0.00467	0.00556	0.00637	0.00713	0.00785	0.00855
	h	−115.8	−97.8	−79.4	−41.3	3.9	61.7	111.8	148.8	179.4	206.7	232.2	256.4	279.9
	s	2.978	3.186	3.376	3.721	4.076	4.457	4.753	4.949	5.095	5.214	5.315	5.406	5.486
	C_p	1.789	1.818	1.852	1.992	2.506	2.874	2.114	1.650	1.431	1.311	1.239	1.191	1.158
	μ	2.21	1.44	1.02	0.631	0.405	0.249	0.193	0.181	0.181	0.185	0.191	0.198	0.205
	k	0.154	0.137	0.122	0.0936	0.0669	0.0500	0.0327	0.0299	0.0293	0.0295	0.0302	0.0311	0.0320
150	v	0.00111	0.00116	0.00122	0.00137	0.00158	0.00194	0.00247	0.00309	0.00369	0.00425	0.00478	0.00529	0.00578
	h	−112.2	−94.5	−76.6	−40.1	0.5	45.2	89.5	129.2	163.2	193.4	221.0	247.0	271.8
	s	2.954	3.157	3.342	3.673	3.988	4.287	4.548	4.757	4.919	5.051	5.161	5.257	5.343
	C_p	1.789	1.818	1.852	1.992	2.506	2.874	2.114	1.650	1.431	1.311	1.239	1.267	1.220
	μ	2.44	1.60	1.13	0.709	0.490	0.349	0.266	0.229	0.215	0.211	0.212	0.215	0.220
	k	0.157	1.142	0.127	0.101	0.0785	0.0588	0.0455	0.0389	0.0360	0.0348	0.0346	0.0349	0.0354
200	v	0.00110	0.00115	0.00120	0.00133	0.00150	0.00174	0.00206	0.00245	0.00287	0.00328	0.00368	0.00407	0.00446
	h	−108.5	−91.2	−73.6	−38.0	0.2	40.2	79.8	117.6	152.2	183.6	212.5	239.6	265.5
	s	2.930	3.130	3.312	3.634	3.931	4.198	4.432	4.631	4.796	4.932	5.048	5.149	5.238
	C_p	1.733	1.747	1.761	1.809	1.905	1.988	1.953	1.814	1.643	1.501	1.396	1.321	1.266
	μ	2.70	1.78	1.25	0.782	0.561	0.420	0.331	0.279	0.253	0.241	0.236	0.235	0.237
	k	0.161	0.146	0.132	0.107	0.0868	0.0691	0.0559	0.0476	0.0429	0.0405	0.0393	0.0389	0.0389
250	v	0.00109	0.00114	0.00119	0.00130	0.00144	0.00162	0.00186	0.00214	0.00244	0.00276	0.00307	0.00338	0.00368
	h	−104.8	−87.6	−70.3	−35.4	1.3	38.9	75.8	111.7	145.6	177.1	206.6	234.3	260.8
	s	2.909	3.106	3.285	3.601	3.886	4.138	4.355	4.544	4.706	4.843	4.961	5.064	5.155
	C_p	1.712	1.722	1.733	1.767	1.824	1.854	1.831	1.748	1.635	1.522	1.427	1.353	1.297
	μ	2.96	1.97	1.39	0.855	0.625	0.476	0.385	0.327	0.292	0.272	0.262	0.257	0.256
	k	0.165	0.150	0.137	0.113	0.0935	0.0769	0.0641	0.0552	0.0495	0.0460	0.0441	0.0430	0.0426

350
1.005
350.7
7.026
1.009
0.208
0.030
0.201
350.0
6.563
1.014
0.208
0.030
0.101
349.2
6.361
1.019
0.209
0.030
0.050
347.7
6.158
1.030
0.210
0.030
0.025
344.6
5.950
1.051
0.213
0.031
0.016
340.4
5.824
1.072
0.217
0.032
0.012
339.0
5.733
1.091
0.220
0.033
0.010
336.5
5.661
1.110
0.224
0.034
0.006
330.9
5.525
1.151
0.235
0.037
0.005
326.5
5.426
1.184
0.248
0.040
0.004
323.2
5.348
1.208
0.262
0.042

* Para las fuentes, unidades y notas, véase la Tabla 3-211. v = volumen específico, m^3/kg; h = entalpía específica kJ/kg; s = entropía específica, kJ/(kg · K); C_p = calor específico a presión constante, kJ/(kg · K); μ = viscosidad, 10^{-4} Pa · s; y k = conductividad térmica, W/(m·K).

280	300
0.803	0.861
280.2	300.3
6.802	6.871
1.006	1.007
0.175	0.185
0.0247	0.0263
0.160	0.172
279.1	299.4
6.337	6.406
1.013	1.013
0.175	0.185
0.0250	0.0265
0.0800	0.0859
277.8	298.3
6.134	6.204
1.023	1.201
0.176	0.186
0.0253	0.0268
0.0398	0.0428
275.2	296.0
5.927	5.998
1.042	1.037
0.178	0.187
0.0258	0.0273
0.0198	0.0214
270.2	291.7
5.712	5.786
1.081	1.068
0.182	0.191
0.0270	0.0284
0.0131	0.0142
263.1	285.6
5.581	5.657
1.119	1.100
0.186	0.195
0.0283	0.0296
0.00981	0.0107
260.8	283.7
5.484	5.562
1.156	1.130
0.191	0.200
0.0296	0.0308
0.00785	0.00855
256.4	279.9
5.406	5.486
1.191	1.158
0.198	0.205
0.0311	0.0320
0.00529	0.00578
247.0	271.8
5.257	5.343
1.267	1.220
0.215	0.220
0.0349	0.0354
0.00407	0.00446
239.6	265.5
5.149	5.238
1.321	1.266
0.235	0.237
0.0389	0.0389
0.00338	0.00368
234.3	260.8
5.064	5.155
1.353	1.297
0.257	0.256
0.0430	0.0426

g · K); C_p = calor

Temperatura, K												
350	400	450	500	600	800	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2500
1.005	1.148	1.292	1.436	1.723	2.297	2.872	3.446	4.020	4.594	5.168	5.743	7.200
350.7	401.2	452.1	503.4	607.5	822.5	1046.8	1278	1515	1764	2017	2279	3011
7.026	7.161	7.282	7.389	7.579	7.888	8.138	8.349	8.531	8.695	8.844	8.983	9.308
1.009	1.014	0.021	1.030	1.051	1.099	1.141	1.175	1.207	1.248	1.286	1.337	1.665
0.208	0.230	0.251	0.270	0.306	0.370	0.424	0.473	0.527	0.584	0.637	0.689	0.818
0.0301	0.0336	0.0371	0.0404	0.0466	0.0577	0.0681	0.0783	0.0927	0.106	0.120	0.137	0.222
0.201	0.230	0.259	0.288	0.345	0.460	0.575	0.690	0.805	0.920	1.034	1.149	1.438
350.0	400.8	451.8	503.2	607.4	822.6	1046.9	1279	1516	1764	2017	2278	2981
6.563	6.698	6.818	6.927	7.116	7.426	7.676	7.887	8.069	8.233	8.382	8.520	8.832
1.014	1.017	1.024	1.032	1.053	1.100	1.142	1.175	1.208	1.248	1.285	1.326	1.516
0.208	0.230	0.251	0.270	0.306	0.370	0.425	0.473	0.527	0.584	0.637	0.689	0.818
0.0303	0.0338	0.0372	0.0405	0.0467	0.0578	0.0681	0.0783	0.0927	0.106	0.120	0.136	0.195
0.101	0.115	0.130	0.144	0.173	0.231	0.288	0.345	0.403	0.460	0.518	0.575	0.720
349.2	400.2	451.4	502.9	607.3	822.7	1047.2	1279	1516	1765	2018	2279	2974
6.361	6.497	6.618	6.727	6.917	7.226	7.477	7.688	7.870	8.034	8.183	8.321	8.630
1.019	1.021	1.027	1.034	1.055	1.100	1.142	1.175	1.208	1.248	1.284	1.324	1.481
0.209	0.231	0.252	0.271	0.306	0.370	0.425	0.473	0.527	0.584	0.637	0.689	0.817
0.0305	0.0340	0.0374	0.0407	0.0469	0.0579	0.0682	0.0784	0.0927	0.106	0.120	0.135	0.187
0.0503	0.0577	0.0650	0.0723	0.0868	0.116	0.145	0.173	0.202	0.231	0.260	0.288	0.360
347.7	399.1	450.7	502.4	607.2	823.0	1047.7	1280	1517	1766	2019	2279	2970
6.158	6.295	6.417	6.526	6.716	7.027	7.277	7.489	7.671	7.835	7.984	8.121	8.428
1.030	1.029	1.033	1.039	1.057	1.102	1.143	1.176	1.209	1.249	1.284	1.322	1.456
0.210	0.232	0.253	0.272	0.307	0.371	0.425	0.474	0.527	0.584	0.637	0.689	0.817
0.0309	0.0344	0.0377	0.0410	0.0471	0.0581	0.0685	0.0787	0.0928	0.106	0.120	0.135	0.181
0.0252	0.0290	0.0327	0.0364	0.0438	0.0583	0.0728	0.0872	0.102	0.116	0.130	0.145	0.181
344.6	397.0	449.2	501.5	606.9	823.7	1048.8	1281	1519	1768	2021	2281	2969
5.950	6.090	6.212	6.323	6.515	6.826	7.077	7.289	7.473	7.636	7.785	7.922	8.229
1.051	1.044	1.044	1.049	1.063	0.105	1.145	1.177	1.210	1.249	1.284	1.322	1.438
0.213	0.235	0.255	0.274	0.309	0.372	0.426	0.474	0.527	0.584	0.637	0.689	0.817
0.0318	0.0351	0.0384	0.0416	0.0476	0.0584	0.0687	0.0789	0.0928	0.106	0.120	0.135	0.177
0.0169	0.0194	0.0220	0.0245	0.0294	0.0392	0.0489	0.0585	0.0681	0.0776	0.0872	0.0968	0.1207
340.4	394.0	447.1	500.6	606.8	824.3	1050.0	1283	1521	1770	2023	2284	2969
5.824	5.967	6.091	6.202	6.396	6.708	6.960	7.172	7.355	7.520	7.669	7.806	8.112
1.072	1.059	1.055	1.057	1.069	1.108	1.147	1.178	1.210	1.249	1.286	1.322	1.430
0.217	0.237	0.257	0.275	0.310	0.373	0.427	0.475	0.527	0.584	0.637	0.689	0.817
0.0328	0.0359	0.0391	0.0422	0.0481	0.0588	0.0690	0.0790	0.0929	0.106	0.120	0.134	0.176
0.0127	0.0147	0.0166	0.0185	0.0223	0.0296	0.0369	0.0442	0.0513	0.0585	0.0657	0.0729	0.0908
339.0	393.1	446.5	499.8	606.7	825.1	1051.1	1284	1522	1772	2025	2285	2971
5.733	5.878	6.004	6.116	6.311	6.624	6.877	7.089	7.273	7.437	7.586	7.723	8.029
1.091	1.073	1.066	1.065	1.075	1.111	1.149	1.180	1.210	1.249	1.286	1.322	1.426
0.220	0.240	0.259	0.278	0.312	0.374	0.428	0.475	0.527	0.584	0.637	0.689	0.817
0.0337	0.0368	0.0398	0.0428	0.0486	0.0592	0.0693	0.0793	0.0929	0.106	0.120	0.134	0.175
0.0102	0.0118	0.0134	0.0149	0.0180	0.0239	0.0298	0.0356	0.0413	0.0470	0.0528	0.0584	0.0729
336.5	391.3	445.3	499.0	606.6	825.8	1052.4	1286	1524	1774	2027	2288	2972
5.661	5.807	5.935	6.048	6.244	6.559	6.812	7.024	7.208	7.373	7.522	7.659	7.964
1.110	1.087	1.076	1.073	1.080	1.114	1.151	1.181	1.211	1.250	1.288	1.323	1.423
0.224	0.243	0.262	0.280	0.314	0.375	0.429	0.477	0.527	0.584	0.637	0.689	0.817
0.0347	0.0376	0.0405	0.0434	0.0491	0.0595	0.0696	0.0795	0.0930	0.106	0.120	0.134	0.175
0.00695	0.00806	0.00914	0.0102	0.0123	0.0163	0.0202	0.0241	0.0279	0.0317	0.0356	0.0394	0.0490
330.9	387.5	442.9	497.5	606.6	827.8	1055.5	1290	1529	1779	2033	2294	2977
5.525	5.677	5.807	5.922	6.121	6.439	6.693	6.906	7.092	7.256	7.405	7.543	7.848
1.151	1.117	1.099	1.092	1.093	1.121	1.155	1.184	1.213	1.252	1.290	1.325	1.418
0.235	0.252	0.270	0.286	0.318	0.379	0.431	0.478	0.527	0.584	0.637	0.689	
0.0374	0.0398	0.0424	0.0451	0.0504	0.0605	0.0703	0.0801	0.0932	0.106	0.120	0.133	
0.00534	0.00620	0.00702	0.00783	0.00940	0.0125	0.0154	0.0184	0.0212	0.0241	0.0269	0.0298	0.0370
326.5	384.5	440.9	496.6	607.0	829.9	1058.7	1294	1533	1783	2038	2299	2982
5.426	5.581	5.715	5.831	6.033	6.353	6.608	6.822	7.009	7.173	7.323	7.460	7.765
1.184	1.141	1.119	1.108	1.104	1.128	1.160	1.187	1.214	1.254	1.292	1.326	1.415
0.248	0.262	0.278	0.293	0.324	0.382	0.434	0.481	0.528	0.585	0.638		
0.0400	0.0420	0.0423	0.0467	0.0517	0.0614	0.0711	0.0808	0.0934	0.106	0.120		
0.00440	0.00509	0.00576	0.00642	0.00770	0.0102	0.0126	0.0149	0.0172	0.0195	0.0218	0.0241	0.0298
323.2	382.3	439.6	496.0	607.6	832.2	1062.0	1298	1538	1789	2043	2304	2988
5.348	5.506	5.641	5.760	5.963	6.286	6.542	6.757	6.944	7.108	7.258	7.396	7.701
1.208	1.161	1.135	1.121	1.115	1.135	1.164	1.190	1.216	1.256	1.294	1.328	1.414
0.262	0.273	0.286	0.301	0.329	0.386	0.437	0.483	0.528	0.585			
0.0429	0.0443	0.0462	0.0484	0.0531	0.0624	0.0718	0.0814	0.0937	0.106			

TABLA 3-212 Propiedades termofísicas del aire comprimido* (*Continuación*)

Presión, bar		Temperatura, K												
		80	90	100	120	140	160	180	200	220	240	260	280	300
300	v	0.00108	0.00112	0.00117	0.00127	0.00139	0.00155	0.00173	0.00195	0.00219	0.00243	0.00269	0.00294	0.00318
	h	−101.0	−84.0	67.0	−32.4	3.1	39.2	74.5	109.0	142.0	173.2	202.7	230.8	257.7
	s	2.888	3.083	3.260	3.572	3.849	4.090	4.298	4.480	4.637	4.773	4.891	4.995	5.088
	C_p	1.694	1.703	1.713	1.740	1.769	1.777	1.751	1.689	1.607	1.518	1.438	1.370	1.316
	μ	3.24	2.18	1.53	0.932	0.687	0.529	0.433	0.370	0.329	0.303	0.288	0.280	0.276
	k	0.165	0.154	0.141	0.118	0.0996	0.0836	0.0710	0.0619	0.0555	0.0514	0.0487	0.0471	0.0462
400	v		0.00110	0.00114	0.00123	0.00133	0.00145	0.00158	0.00173	0.00189	0.00206	0.00224	0.00242	0.00260
	h		−76.6	−59.8	−25.9	8.3	42.4	75.8	108.5	140.1	170.5	199.7	227.8	254.8
	s		3.042	3.216	3.523	3.788	4.016	4.214	4.386	4.537	4.669	4.786	4.890	4.983
	C_p		1.674	1.686	1.704	1.702	1.685	1.654	1.607	1.550	1.490	1.431	1.378	1.331
	μ		2.63	1.86	1.10	0.802	0.631	0.500	0.446	0.397	0.364	0.341	0.325	0.316
	k		0.161	0.149	0.127	0.110	0.0946	0.0823	0.0729	0.0660	0.0610	0.0574	0.0550	0.0533
500	v		0.00109	0.00112	0.00120	0.00128	0.00138	0.00148	0.00160	0.00173	0.00186	0.00199	0.00213	0.00227
	h		69.0	−52.3	−18.7	14.4	47.4	79.8	111.4	142.0	171.7	200.5	228.4	255.4
	s		3.005	3.177	3.482	3.743	3.966	4.151	4.317	4.463	4.593	4.708	4.811	4.905
	C_p		1.655	1.670	1.686	1.667	1.644	1.598	1.537	1.509	1.461	1.415	1.371	1.331
	μ		3.13	2.24	1.31	0.924	0.710	0.560	0.512	0.459	0.420	0.391	0.370	0.356
	k		0.167	0.156	0.135	0.119	0.104	0.0916	0.0822	0.0749	0.0694	0.0653	0.0622	0.0599
600	v								0.00151	0.00161	0.00172	0.00183	0.00194	0.00205
	h								116.0	146.1	175.3	203.6	231.2	258.1
	s								2.263	4.406	4.533	4.646	4.749	4.842
	C_p								1.525	1.480	1.438	1.398	1.361	1.327
	μ									0.516	0.472	0.439	0.414	0.396
	k								0.0903	0.0828	0.0769	0.0724	0.0689	0.0662
800	v									0.00147	0.00155	0.00163	0.00171	0.00179
	h									157.4	185.9	213.7	240.3	267.3
	s									4.318	4.442	4.553	4.653	4.745
	C_p									1.445	1.406	1.372	1.342	1.314
	μ											0.529	0.497	0.473
	k									0.0961	0.0901	0.0850	0.0809	0.0776
1000	v											0.00151	0.00157	0.00163
	h											226.4	253.2	279.5
	s											4.482	4.582	4.672
	C_p											1.355	1.327	1.303
	μ													0.546
	k											0.0961	0.0916	0.0878

350
0.00378
320.9
5.283
1.226
0.276
0.0457
0.00304
319.1
5.181
1.246
0.307
0.0513
0.00266
319.9
5.103
1.255
0.338
0.0568
0.00234
322.6
5.041
1.258
0.370
0.0620
0.00201
331.6
4.943
1.257
0.432
0.0718
0.00181
343.4
4.869
1.254
0.494
0.0810

280	300
0.00294	0.00318
230.8	257.7
4.995	5.088
1.370	1.316
0.280	0.276
0.0471	0.0462
0.00242	0.00260
227.8	254.8
4.890	4.983
1.378	1.331
0.325	0.316
0.0550	0.0533
0.00213	0.00227
228.4	255.4
4.811	4.905
1.371	1.331
0.370	0.356
0.0622	0.0599
0.00194	0.00205
231.2	258.1
4.749	4.842
1.361	1.327
0.414	0.396
0.0689	0.0662
0.00171	0.00179
240.3	267.3
4.653	4.745
1.342	1.314
0.497	0.473
0.0809	0.0776
0.00157	0.00163
253.2	279.5
4.582	4.672
1.327	1.303
.....	0.546
0.0916	0.0878

Temperatura, K											
350	400	450	500	600	800	1000	1200	1400	1600	1800	2000	2500
0.00379	0.00437	0.00493	0.00548	0.00656	0.00864	0.0107	0.0126	0.0145	0.0164	0.0183	0.0202	0.0250
320.9	380.9	438.9	495.9	608.5	834.5	1065.3	1302	1542	1784	2049	2310	2993
5.283	5.443	5.580	5.700	5.906	6.230	6.488	6.703	6.891	7.056	7.206	7.344	7.648
1.226	1.176	1.148	1.133	1.124	1.140	1.168	1.193	1.217	1.257	1.298	1.330	1.413
0.276	0.284	0.296	0.308	0.335	0.390	0.440	0.485	0.529				
0.0457	0.0466	0.0481	0.0501	0.0544	0.0634	0.0726	0.0820	0.0940				
0.00304	0.00348	0.00390	0.00432	0.00514	0.00673	0.00826	0.00977	0.0111	0.0126	0.0140	0.0155	0.0190
319.1	380.0	439.0	496.8	611.0	839.4	1072.0	1310	1552	1804	2059	2321	3004
5.181	5.344	5.483	5.605	5.813	6.142	6.401	6.618	6.808	6.972	7.123	7.261	7.566
1.246	1.195	1.166	1.149	1.138	1.151	1.176	1.199	1.222	1.258	1.301	1.333	1.412
0.307	0.308	0.315	0.325	0.348	0.398	0.446	0.490					
0.0513	0.0512	0.0521	0.0535	0.0571	0.0653	0.0740	0.0832					
0.00262	0.00296	0.00330	0.00364	0.00430	0.00558	0.00683	0.00804	0.00911	0.0103	0.0114	0.0126	0.0154
319.9	381.3	440.8	499.1	614.3	844.6	1078.8	1318	1561	1814	2070	2332	3015
5.103	5.267	5.408	5.531	5.741	6.072	6.338	6.550	6.743	6.907	7.058	7.196	7.501
1.255	1.206	1.176	1.159	1.148	1.159	1.183*	1.205	1.226	1.265	1.306	1.337	1.412
0.338	0.333	0.336	0.343	0.361	0.407	0.452	0.495					
0.0568	0.0557	0.0560	0.0569	0.0598	0.0672	0.0755	0.0844					
0.00234	0.00262	0.00290	0.00318	0.00374	0.00481	0.00586	0.00689	0.00776	0.00873	0.00970	0.0107	0.0130
322.6	384.2	444.0	502.6	618.5	850.1	1085.5	1326	1570	1824	2080	2343	3026
5.041	5.205	5.346	5.470	5.681	6.014	6.277	6.495	6.690	6.854	7.005	7.144	7.449
1.258	1.211	1.182	1.166	1.154	1.166	1.189	1.210	1.231	1.267	1.310	1.341	1.412
0.370	0.359	0.358	0.361	0.375	0.416	0.459	0.501					
0.0620	0.0602	0.0598	0.0603	0.0625	0.0691	0.0770	0.0857					
0.00200	0.00221	0.00242	0.00263	0.00304	0.00385	0.00465	0.00544	0.00608	0.00681	0.00754	0.00826	0.0101
331.6	393.8	453.4	512.3	625.8	862.0	1099.3	1341	1588	1844	2101	2365	3049
4.943	5.108	5.250	5.374	5.586	5.922	6.136	6.407	6.605	6.769	6.921	7.060	7.366
1.257	1.216	1.188	1.172	1.161	1.175	1.198	1.219	1.240	1.275	1.318	1.347	1.412
0.432	0.411	0.402	0.399	0.405	0.436	0.474	0.512					
0.0718	0.0688	0.0673	0.0669	0.0679	0.0730	0.0800	0.0881					
0.00180	0.00196	0.00213	0.00230	0.00262	0.00328	0.00392	0.00455	0.00507	0.00565	0.00624	0.00681	0.00825
343.4	405.1	465.3	524.4	641.2	875.1	1113.3	1356	1606	1863	2121	2386	3071
4.869	5.034	5.176	5.300	5.513	5.850	6.115	6.337	6.539	6.703	6.856	6.995	7.302
1.251	1.217	1.192	1.175	1.164	1.179	1.204	1.225	1.248	1.283	1.325	1.354	1.413
0.494	0.463	0.446	0.438	0.435	0.456	0.489	0.524					
0.0810	0.0768	0.0744	0.0733	0.0732	0.0768	0.0830	0.0906					

TABLA 3-213 Funciones de entalpía y psi, para el aire como gas ideal*

T, K	h, kJ/kg	Ψ	T, K	h, kJ/kg	Ψ	T, K	h, kJ/kg	Ψ
200	200.0	−0.473	650	659.8	1.339	1200	1278	2.376
210	210.0	−0.400	660	670.5	1.364	1220	1301	2.406
220	220.0	−0.329	670	681.1	1.388	1240	1325	2.435
230	230.1	−0.262	680	691.8	1.412	1260	1349	2.463
240	240.1	−0.197	690	702.5	1.436	1280	1372	2.491
250	250.1	−0.135	700	713.3	1.459	1300	1396	2.519
260	260.1	−0.076	710	724.0	1.482	1320	1420	2.547
270	270.1	−0.018	720	734.8	1.505	1340	1444	2.574
280	280.1	0.037	730	745.6	1.528	1360	1467	2.601
290	290.2	0.090	740	756.4	1.550	1380	1491	2.627
300	300.2	0.142	750	767.3	1.572	1400	1515	2.653
310	310.3	0.191	760	778.2	1.594	1420	1539	2.679
320	320.3	0.240	770	789.1	1.615	1440	1563	2.705
330	330.4	0.286	780	800.0	1.637	1460	1587	2.730
340	340.4	0.332	790	811.0	1.658	1480	1612	2.755
350	350.5	0.376	800	821.9	1.679	1500	1636	2.779
360	360.6	0.419	810	832.9	1.699	1520	1660	2.803
370	370.7	0.461	820	844.0	1.720	1540	1684	2.827
380	380.8	0.502	830	855.0	1.740	1560	1709	2.851
390	390.9	0.541	840	866.1	1.760	1580	1738	2.875
400	401.0	0.580	850	877.2	1.780	1600	1758	2.898
410	411.2	0.618	860	888.3	1.800	1620	1782	2.921
420	421.3	0.655	870	899.4	1.819	1640	1806	2.944
430	431.5	0.691	880	910.6	1.838	1660	1831	2.966
440	441.7	0.727	890	921.8	1.857	1680	1855	2.988
450	451.8	0.761	900	933.0	1.876	1700	1880	3.010
460	462.1	0.795	910	944.2	1.895	1720	1905	3.032
470	472.3	0.829	920	955.4	1.914	1740	1929	3.054
480	482.5	0.861	930	966.7	1.932	1760	1954	3.075
490	492.8	0.893	940	978.0	1.950	1780	1979	3.096
500	503.1	0.925	950	989.3	1.969	1800	2003	3.117
510	513.4	0.956	960	1000.6	1.987	1820	2028	3.138
520	523.7	0.986	970	1011.9	2.004	1840	2053	3.158
530	534.0	1.016	980	1023.3	2.022	1860	2078	3.178
540	544.4	1.045	990	1034.7	2.039	1880	2102	3.198
550	554.8	1.074	1000	1046.1	2.057	1900	2127	3.218
560	565.2	1.102	1020	1068.9	2.091	1920	2152	3.238
570	575.6	1.130	1040	1091.9	2.125	1940	2177	3.258
580	586.1	1.158	1060	1114.9	2.158	1960	2202	3.277
590	596.5	1.185	1080	1138.0	2.190	1980	2227	3.296
600	607.0	1.211	1100	1161.1	2.223	2000	2252	3.215
610	617.5	1.238	1120	1184.3	2.254	2050	2315	3.362
620	628.1	1.264	1140	1207.6	2.285	2100	2377	3.408
630	638.6	1.289	1160	1230.9	2.316	2150	2440	3.453
640	649.2	1.314	1180	1254.3	2.346	2200	2504	3.496

* Valores redondeados a partir de Chappell y Cockshutt, Nat. Res. Counc. Can. Rep. NRC LR 759 (NRC No. 14300), 1974. En esta fuente se tabulan los valores de siete funciones termodinámicas a incrementos de 1 K, desde 200 hasta 2200 K en uniddades SI y en otros incrementos para otros dos sistemas de unidades. En un informe anterior (NRC LR 381, 1963) se da una descripción más detallada de los ajustes realizados con anterioridad, desde 200 hasta 1400 K. En la tabla aquí presentada, h = entalpía específica, kJ/kg; y $\psi_2 - \psi_1 = 10g_{10}(P_2/P_1)$ para un iséntropo. En términos de las funciones ϕ de Keenan y Kaye, $\psi = (\log_{10} e/R) \cdot \phi$.

TABLA

Z, m
1,00
2,00
3,00
4,00
5,00
6,00
7,00
8,00
9,00
10,00
15,00
20,00
25,00
30,00
40,00
50,00
60,00
70,00
80,00
90,00
100,00
150,00
200,00
250,00
300,00
400,00
500,00
600,00
800,00
1.000,00

* Toma
the U.S. A
a = veloci
significa

TABLA 3-214 Propiedades termodinámicas de la atmósfera internacional estándar*

Z, m	T, K	P, bar	ρ, kg/m^3	g, m/s^2	M	a, m/s	μ, Pa·s	k, W/(m·K)	λ, m	H, m
0	288.15	1.01325	1.2250	9.80665	28.964	340.29	1.79 −5	2.54 −5	6.63 −8	0
1,000	281.65	0.89876	1.1117	9.8036	28.964	336.43	1.76 −5	2.49 −5	7.31 −8	1,000
2,000	275.15	0.79501	1.0066	9.8005	28.964	332.53	1.73 −5	2.43 −5	8.07 −8	2,999
3,000	268.66	0.70121	0.90925	9.7974	28.964	328.58	1.69 −5	2.38 −5	8.94 −8	2,999
4,000	262.17	0.61660	0.81935	9.7943	28.964	324.59	1.66 −5	2.33 −5	9.92 −8	3,997
5,000	255.68	0.54048	0.73643	9.7912	28.964	320.55	1.63 −5	2.28 −5	1.10 −7	4,996
6,000	249.19	0.47217	0.66011	9.7882	28.964	316.45	1.59 −5	2.22 −5	1.23 −7	5,994
7,000	242.70	0.41105	0.59002	9.7851	28.964	312.31	1.56 −5	2.17 −5	1.38 −7	6,992
8,000	236.22	0.35651	0.52579	9.7820	28.964	308.11	1.53 −5	2.12 −5	1.55 −7	7,990
9,000	229.73	0.30800	0.46706	9.7789	28.964	303.85	1.49 −5	2.06 −5	1.74 −7	8,987
10,000	223.25	0.26499	0.41351	9.7759	28.964	299.53	1.46 −5	2.01 −5	1.97 −7	9,984
15,000	216.65	0.12111	0.19476	9.7605	28.964	295.07	1.42 −5	1.95 −5	4.17 −7	14,965
20,000	216.65	0.05529	0.08891	9.7452	28.964	295.07	1.42 −5	1.95 −5	9.14 −7	19,937
25,000	221.55	0.02549	0.04008	9.7300	28.964	298.39	1.45 −5	1.99 −5	2.03 −6	24,902
30,000	226.51	0.01197	0.01841	9.7147	28.964	301.71	1.48 −5	2.04 −5	4.42 −6	29,859
40,000	250.35	2.87 −3	4.00 −3	9.6844	28.964	317.19	1.60 −5	2.23 −5	2.03 −5	39,750
50,000	270.65	8.00 −4	1.03 −3	9.6542	28.964	329.80	1.70 −5	2.40 −5	7.91 −5	49,610
60,000	247.02	2.20 −4	3.10 −4	9.6241	28.964	315.07	1.58 −5	2.21 −5	2.62 −4	59,439
70,000	219.59	5.22 −5	8.28 −5	9.5942	28.964	297.06	1.44 −5	1.98 −5	9.81 −4	69,238
80,000	198.64	1.05 −5	1.85 −5	9.5644	28.964	282.54	1.32 −5	1.80 −5	4.40 −3	79,006
90,000	186.87	1.84 −6	3.43 −6	9.5348	28.95				2.37 −2	88,744
100,000	195.08	3.20 −7	5.60 −7	9.5052	28.40				0.142	98,451
150,000	634.39	4.54 −9	2.08 −9	9.3597	24.10				33	146,542
200,000	854.56	8.47 −10	2.54 −10	9.2173	21.30				240	193,899
250,000	941.33	2.48 −10	6.07 −11	9.0785	19.19				890	240,540
300,000	976.01	8.77 −11	1.92 −11	8.9427	17.73				2600	286,480
400,000	995.83	1.45 −11	2.80 −12	8.6799	15.98				1.6 +4	376,320
500,000	999.24	3.02 −12	5.22 −13	8.4286	14.83				7.7 +4	463,540
600,000	999.85	8.21 −13	1.14 −13	8.1880	11.51				2.8 +5	548,252
800,000	999.99	1.70 −13	1.14 −14	7.7368	5.54				1.4 +6	710,574
1,000,000	1000.00	7.51 −14	3.56 −15	7.3218	3.94				3.1 +6	864,071

* Tomado de *U.S. Standard Atmosphere, 1976, National Oceanic and Atmospheric*, National Aeronautics and Space Administration and the U.S. Air Force, Washington, 1976. Z = altitud geométrica, T = temperatura, P = presión, g = aceleración de la gravedad, M = peso molecular, a = velocidad del sonido, m = viscosidad, k = conductividad térmica, λ = trayectoria media libre y H = altitud geopotencial. La notación 1.79 −5 significa 1.79×10^{-5}.

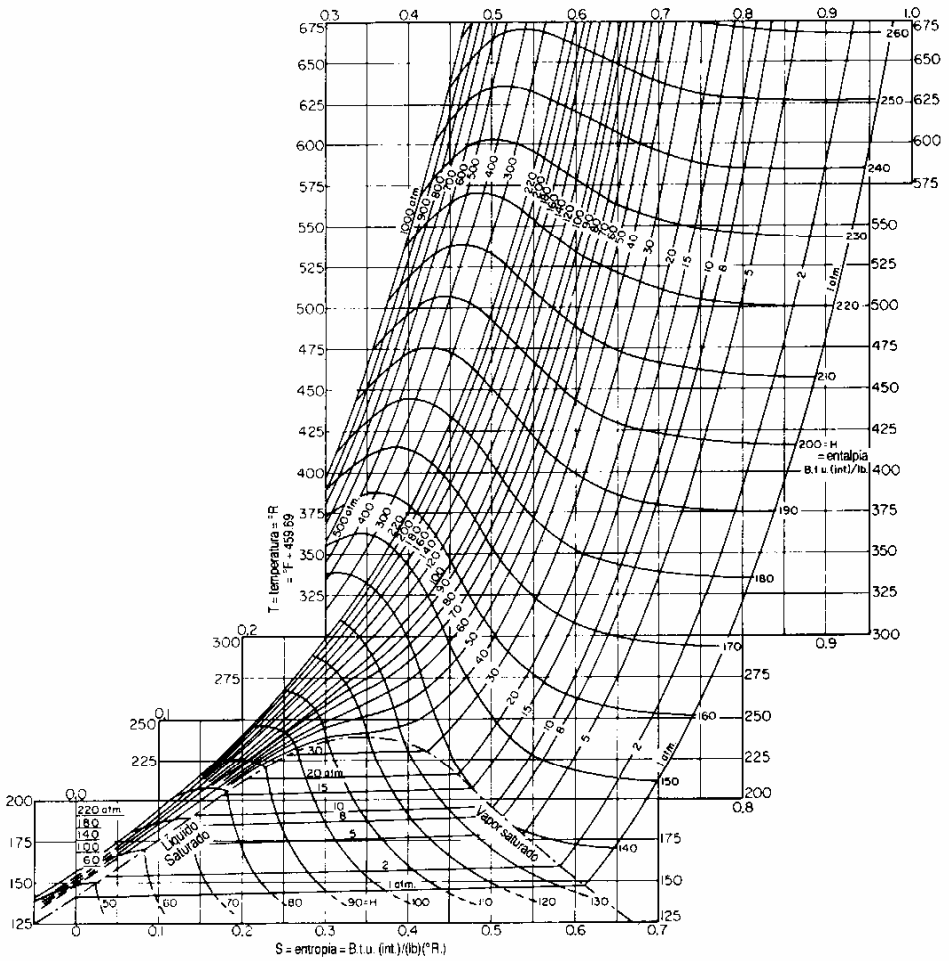
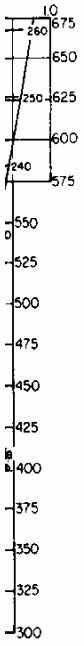


FIG. 3-15 Diagrama de temperatura-entropía para el aire. [Landsbaum, Dadds, Stevens y sus colaboradores, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**(3), 303 (1955). *Reproducida con la autorización de los autores y los editores, Am. Inst. Chem. Engrs.*]



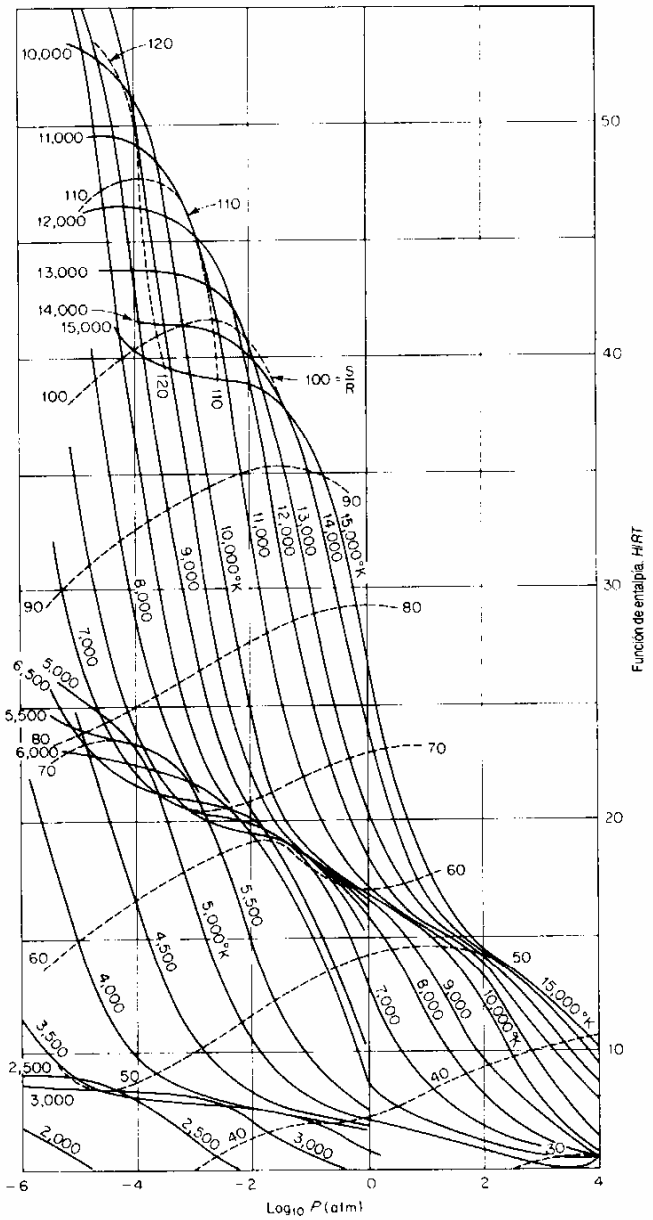


FIG. 3-16 Diagrama de la razón entalpía-log presión para el aire. Trazado a partir de tablas de la obra de J. Hilsenrath y M. Klein, AEDC-TDR-63-161, 1963. Un informe posterior (AEDC-TDCR-65-58, 1965) contiene también tablas de composición de equilibrio. La composición de baja temperatura de 0.78084 N_2, 0.20946 O_2, 0.00033 CO_2 y 0.00003 Ne es equivalente a un peso molecular de 28.967. Se supuso que la constante de gas, R, era de 1.98726 cal/mol K y la densidad normal ρ_N, de 1.29313×10^{-3} g/cm^3. Para temperaturas de 10 000 a 10 000 000 K, F. R. Gilmore preparó tablas similares en DASA 1971-1, *Thermal Radiation Phenomena*, vol. 1, 1967 (AD654054). Esta fuente contiene también tablas a temperaturas más bajas para muchos de los componentes.

TABLA 3-215 Amoniaco saturado*

T, K	P, bar	v_f, m^3/kg	v_g, m^3/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
195.5[t]	0.0608	1.327 −3	15.648	−1110.1	380.1	4.203	11.827	4.73	4.25	0.715
200	0.0865	1.372 −3	11.237	−1088.8	388.5	4.311	11.698	4.61	4.07	0.709
210	0.1775	1.394 −3	5.729	−1044.1	406.7	4.529	11.438	4.38	3.69	0.685
220	0.3381	1.417 −3	3.135	−1000.6	424.1	4.731	11.207	4.35	3.34	0.661
230	0.6044	1.442 −3	1.822	− 957.0	440.7	4.925	11.002	4.38	3.02	0.638
240	1.0226	1.468 −3	1.115	− 912.9	456.2	5.113	10.817	4.43	2.73	0.615
250	1.6496	1.495 −3	0.712	868.2	470.6	5.294	10.650	4.48	2.45	0.592
260	2.5529	1.524 −3	0.472	− 823.1	483.8	5.471	10.498	4.54	2.20	0.569
270	3.8100	1.551 −3	0.324	− 777.3	495.6	5.643	10.358	4.60	1.97	0.546
280	5.5077	1.589 −3	0.228	− 730.9	506.0	5.811	10.228	4.66	1.76	0.523
290	7.741	1.626 −3	0.165	− 683.8	514.7	5.975	10.108	4.73	1.58	0.500
300	10.61	1.666 −3	0.121	− 636.0	521.5	6.135	9.994	4.82	1.41	0.477
310	14.24	1.710 −3	0.091	− 587.2	526.1	6.293	9.885	4.91	1.26	0.454
320	18.72	1.760 −3	0.069	− 537.5	528.2	6.448	9.779	5.02	1.13	0.431
330	24.20	1.815 −3	0.053	− 486.7	527.5	6.602	9.675	5.17	1.02	0.408
340	30.79	1.878 −3	0.0410	434.3	523.3	6.755	9.571	5.37	0.92	0.385
350	38.64	1.952 −3	0.0319	− 380.0	515.1	6.908	9.465	5.64	0.83	0.361
360	47.90	2.039 −3	0.0249	323.2	501.8	7.063	9.354	6.04	0.75	0.337
370	58.74	2.148 −3	0.0194	− 262.6	481.9	7.222	9.235	6.68	0.69	0.313
380	71.35	2.291 −3	0.0149	− 196.5	452.7	7.391	9.100	7.80	0.61	0.286
390	85.98	2.499 −3	0.0113	− 120.9	408.1	7.578	8.935	10.3	0.50	0.254
400	103.0	2.882 −3	0.0077	− 23.5	329.0	7.813	8.694	21.	0.39	0.21
405.4[c]	113.0	4.255 −3	0.0043	142.7	142.7	8.216	8.216	∞	0.25	∞

* Los valores de P, v, h y s se condensaron de *ASHRAE Handbook, 1981: Fundamentals*. Copyright 1981 por American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Inc. y reproducidos con autorización. Los valores de c_p, μ y k se interpolaron y convirtieron a partir de *Thermophysical Properties of Refrigerants*, ASHRAE, New York, 1976. t = punto triple, c = punto crítico. La notación 1.327 −3 significa 1.327×10^{-3}. A 195.5 K, la viscosidad del líquido saturado es 4.25×10^{-4} Pa·s.

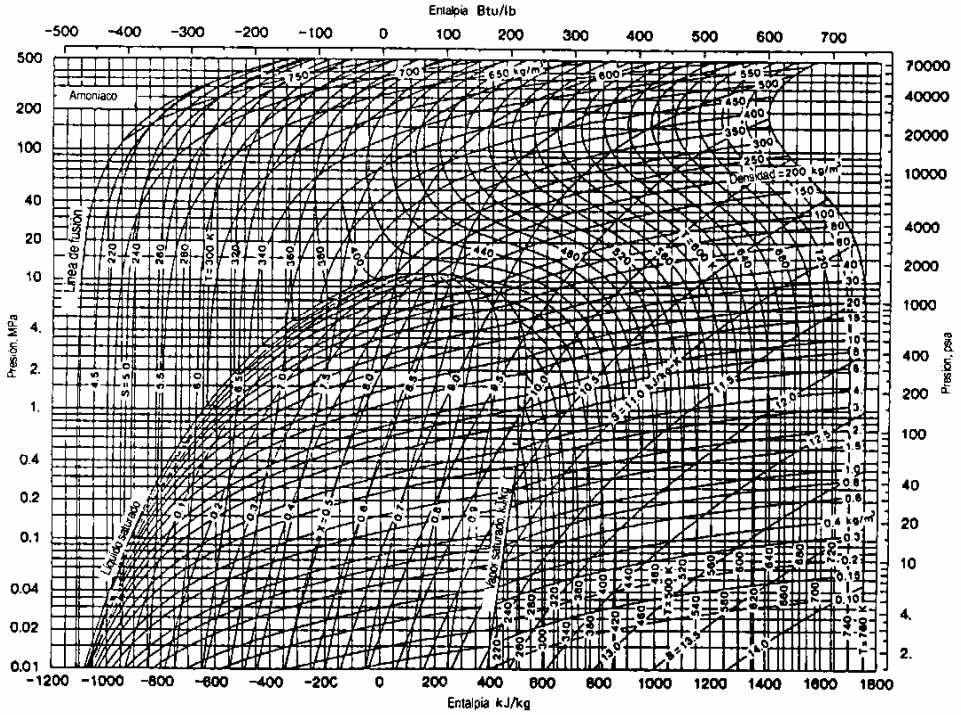
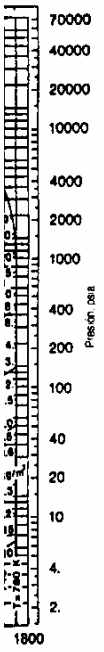


FIG. 3-17 Diagrama entalpía-log presión, para amoniaco. 1 MPa = 10 bar. *(Copyright 1981 por American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers y reproducido con autorización).*

Pa·s	k_f, W/(m·K)
5	0.715
7	0.709
9	0.685
4	0.661
2	0.638
3	0.615
5	0.592
0	0.569
7	0.546
5	0.523
3	0.500
1	0.477
5	0.454
3	0.431
2	0.408
2	0.385
3	0.361
5	0.337
9	0.313
1	0.286
0	0.254
9	0.21
5	∞

erating and Air-Conditio-
f Refrigerants, ASHRAE.
$\times 10^{-4}$ Pa·s.



rating and

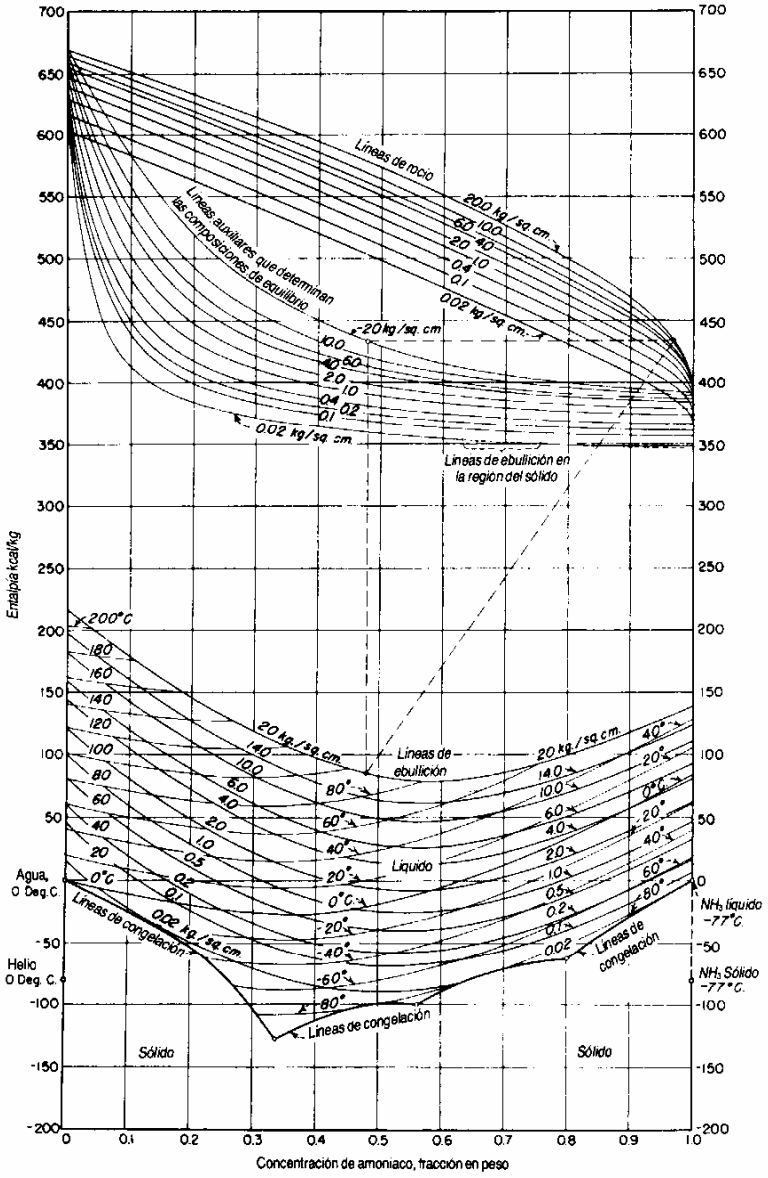


FIG.3-18 Diagrama de entalpía-concentración para soluciones acuosas de amoniaco. Estados de referencia: las entalpías del agua líquida a 0°C y del amoniaco líquido a — 77°C son cero. Observación: para determinar las composiciones de equilibrio, se levanta una vertical desde la composición del líquido sobre una línea de ebullición hasta su intersección con la línea auxiliar apropiada. Una horizontal trazada por dicha intersección determinará la composición del vapor en el equilibrio sobre la línea de rocío correspondiente. Se indica un ejemplo con 48 por ciento de amoniaco y 20 kg/cm^2, (*Bosnjakovic, Technische Thermodynamik, T. Steinkopff, Leipzig* 1935). Un diagrama ligeramente mejorado con curvas de fusión agregadas, aparece como Tafel 1V de la segunda edición de esta obra, publicada por T. Steinkopff, Dresden y Leipzig, 1961.

TABLA 3-216 Argón saturado (R740)*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10⁻⁴ Pa·s	k_f, W/(m·K)
10		5.646 −4		0.20		0.0266		0.083		
20		5.666 −4		2.20		0.1559		0.306		
30		5.707 −4		6.12		0.3129		0.466		
40		5.763 −4		11.30		0.4610		0.560		
50		5.831 −4		17.26		0.5937		0.627		
60		5.912 −4		23.85		0.7138		0.687		
70	0.082	6.008 −4	2.1800	31.08	229.08	0.8250	3.415	0.752		
80	0.406	6.125 −4	0.3918	39.07	232.88	0.9316	3.364	0.836		
83.8[t]	0.687	6.178 −4	0.2434	42.34	235.06	0.9720	3.280	0.877		
83.8[t]	0.687	7.068 −4	0.2434	71.88	235.06	1.333	3.280	1.050	2.93	0.134
85	0.790	7.107 −4	0.2145	73.16	235.55	1.348	3.258	1.058	2.81	0.132
87.3	1.013	7.174 −4	0.1710	75.61	236.39	1.375	3.216	1.073	2.60	0.128
90	1.338	7.269 −4	0.1327	78.55	237.37	1.403	3.168	1.091	2.40	0.124
95	2.137	7.440 −4	0.0864	84.15	238.91	1.462	3.091	1.124	2.08	0.116
100	3.247	7.628 −4	0.0588	89.85	240.20	1.520	3.023	1.158	1.82	0.109
110	6.665	8.064 −4	0.0299	101.83	241.66	1.632	2.903	1.229	1.46	0.096
115	9.107	8.322 −4	0.0221	108.11	241.78	1.685	2.848	1.274	1.32	0.090
120	12.13	8.618 −4	0.0166	114.62	241.83	1.738	2.794	1.336	1.21	0.084
125	15.81	8.965 −4	0.0126	121.50	240.30	1.792	2.743	1.427	1.12	0.078
130	20.23	9.620 −4	0.0096	128.79	238.41	1.846	2.690	1.550	1.01	0.072
135	25.49	9.906 −4	0.0074	136.76	234.60	1.902	2.633	1.752	0.89	0.066
140	31.68	1.061 −3	0.0056	145.58	230.74	1.961	2.570		0.75	0.060
145	38.93	1.172 −3	0.0041	155.73	223.09	2.026	2.490		0.60	0.054
150	47.39	1.468 −3	0.0026	174.64	204.35	2.133	2.331		0.45	
150.9	48.98	1.867 −3	0.0019	189.94	189.94	2.201	2.201		0.28	∞

* Los valores se tomaron y, en algunos casos, se redondearon de los citados en Ravinovich (ed.), *Thermophysical Properties of Neon, Argon, Krypton and Xenon*, Standards Press, Moscú, 1976. En esta fuente se encuentran los valores para el estado comprimido, para presiones hasta de 1000 bar, etc. t = punto triple. Arriba de la línea horizontal, la fase condensada es sólida, abajo de dicha línea, es líquida. La notación 5.646.−4 significa 5.646 × 10⁻⁴. La viscosidad del líquido saturado es 2.93 × 10⁻⁴ Pa·s = 0.000293 Ns/m².

TABLA 3-217 Propiedades termodinámicas del argón comprimido*

		Presión, bar									
T, K	1	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000
v	0.2035	7.420 −4	7.255 −4	7.120 −4	7.006 −4	6.907 −4	6.819 −4	6.050 −4	6.009 −4	5.976 −4	5.935 −4
100 h	243.4	93.6	97.9	102.5	107.2	112.0	116.8	91.1	96.1	101.0	106.0
s	3.299	1.494	1.464	1.438	1.414	1.393	1.372	1.037	1.026	1.016	1.007
v	0.4151	2.96 −3	1.430 −5	1.159 −3	1.045 −3	9.778 −4	9.312 −4	8.962 −4	8.683 −4	8.454 −4	8.260 −4
200 h	296.4	250.2	217.1	209.1	207.9	209.2	211.9	215.1	218.9	223.0	227.4
s	3.667	2.538	2.276	2.173	2.112	2.068	2.033	2.004	1.979	1.957	1.936
v	0.6241	5.96 −3	2.976 −3	2.071 −3	1.666 −3	1.443 −3	1.304 −3	1.207 −3	1.136 −3	1.081 −3	1.037 −3
300 h	348.6	330.9	316.3	306.6	301.4	299.3	299.2	300.5	302.7	305.6	310.0
s	3.879	2.872	2.686	2.572	2.493	2.435	2.389	2.352	2.320	2.293	2.269
v	0.8326	8.37 −3	4.279 −3	2.957 −3	2.322 −3	1.955 −3	1.719 −3	1.557 −3	1.435 −3	1.344 −3	1.271 −3
400 h	400.7	391.3	383.6	378.4	375.2	373.8	373.8	374.8	376.6	379.2	382.0
s	4.028	3.048	2.881	2.780	2.707	2.651	2.603	2.565	2.533	2.505	3.480
v	1.0409	1.062 −2	5.464 −3	3.772 −3	2.940 −3	2.448 −3	2.124 −3	1.899 −3	1.730 −3	1.607 −3	1.506 −3
500 h	452.8	447.7	444.3	442.0	440.9	440.6	441.4	422.9	444.7	447.1	449.9
s	4.145	3.174	3.018	2.924	2.854	2.801	2.755	2.718	2.685	2.658	2.633
v	1.2489	1.280 −2	6.589 −3	4.539 −3	3.525 −3	2.922 −3	2.522 −3	2.238 −3	2.023 −3	1.866 −3	1.736 −3
600 h	504.9	502.4	501.6	501.4	501.8	503.0	504.6	506.6	508.7	511.2	5.13.9
s	4.240	3.274	3.122	3.031	2.966	2.914	2.870	2.834	2.801	2.774	2.750
v	1.4569	1.495 −2	7.686 −3	5.281 −3	4.088 −3	3.377 −3	2.906 −3	2.570 −3	2.317 −3	2.123 −3	1.966 −3
700 h	556.9	556.5	556.9	558.0	559.8	561.8	564.2	566.9	569.6	527.5	575.3
s	4.320	3.356	3.207	3.118	3.054	3.005	2.963	2.928	2.897	2.870	2.845
v	1.6659	1.708 −2	8.768 −3	6.011 −3	4.640 −3	3.822 −3	3.280 −3	2.893 −3	2.603 −3	2.376 −3	2.196 −3
800 h	609.9	609.8	611.0	612.9	615.2	618.1	621.2	624.5	627.8	631.3	634.8
s	4.389	3.427	3.279	3.191	3.129	3.081	3.039	3.005	2.975	2.948	2.924
v	1.8739	1.920 −2	9.841 −3	6.732 −3	5.183 −3	4.259 −3	3.646 −3	3.209 −3	2.881 −3	2.626 −3	2.423 −3
900 h	661.0	662.7	664.6	667.2	670.1	673.3	676.8	680.7	684.4	688.3	692.3
s	4.451	3.490	3.342	3.255	3.193	3.145	3.105	3.071	3.042	3.016	2.992
v	2.0819	2.131 −2	1.091 −2	7.448 −3	5.723 −3	4.692 −3	4.008 −3	3.520 −3	3.156 −3	2.872 −3	2.645 −3
1000 h	713.1	715.4	717.9	720.9	724.3	727.8	731.5	735.6	739.8	744.1	748.5
s	4.506	3.545	3.398	3.312	3.250	3.203	3.163	3.129	3.100	3.074	3.051

* Los valores se tomaron y, en algunos casos, se redondearon de los citados en Ravinovich (ed.), *Thermophysical Properties of Neon, Argon, Krypton and Xenon*, Standards Press, Moscú, 1976. v = volumen específico, m³/kg; h = entalpía específica, kJ/kg; s = entropía específica, kJ/(kg·K). Esta fuente contiene una tabulación exhaustiva de valores. La notación 7.420.−4 significa 7.470 × 10⁻⁴.

TABLA 3-218 Da

Fracción mol del líquido	
N_2/N_2+O_2	Ar
0	0
0	0.01
0	0.02
0	0.03
0	0.04
0	0.05
0	0.07
0	0.10
0	0.20
0	0.40
0	0.60
0	0.80
0	0.90
0.10	0
0.10	0.01
0.10	0.02
0.10	0.03
0.10	0.04
0.10	0.05
0.10	0.07
0.10	0.10
0.10	0.20
0.10	0.40
0.10	0.60
0.10	0.80
0.10	0.90
0.20	0
0.20	0.01
0.20	0.02
0.20	0.03
0.20	0.04
0.20	0.05
0.20	0.07
0.20	0.10
0.20	0.20
0.20	0.40
0.20	0.60
0.20	0.80
0.20	0.90
0.40	0
0.40	0.01
0.40	0.02
0.40	0.03
0.40	0.04
0.40	0.05
0.40	0.07
0.40	0.10
0.40	0.20
0.40	0.40
0.40	0.60
0.40	0.80
0.40	0.90
0.60	0
0.60	0.01
0.60	0.02
0.60	0.03
0.60	0.04
0.60	0.05
0.60	0.07
0.60	0.10
0.60	0.20
0.60	0.40
0.60	0.60
0.60	0.80
0.60	0.90
0.80	0
0.80	0.01
0.80	0.02
0.80	0.03
0.80	0.04
0.80	0.05
0.80	0.07
0.80	0.10
0.80	0.20
0.80	0.40
0.80	0.60
0.80	0.80
0.80	0.90

* Valores calculad
$(y_i/x_i)(x_j/y_j)$, donde x
confirmados por el an

TABLA 3-218 Datos de equilibrio vapor-líquido, para el sistema argón-nitrógeno-oxígeno*

Fracción mol del líquido		Fracción mol del vapor			Temperatura, °R	Volatilidad relativa			Coeficiente de actividad de presión			Entalpía, Btu/(lb · mol)		Capacidad calorífica, Btu/(lb · mol · °R)	
N_2/N_2+O_2	Ar	N_2	Ar	O_2		N_2/Ar	N_2/O_2	Ar/O_2	N_2	Ar	O_2	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
Presión, 1 atm															
0	0.	0.	0	1.0000	162.4	2.575	4.010	1.557	1.118	1.165	0.999	−1841.	1093.	13.2	7.406
0	0.01	0	0.0154	0.9845	162.3	2.581	4.007	1.553	1.117	1.161	1.000	−1844.	1087	13.1	7.374
0	0.02	0.	0.0306	0.9694	162.2	2.586	4.004	1.548	1.115	1.156	1.000	−1847	1082	13.1	7.342
0	0.03	0.	0.0456	0.9544	162.1	2.592	4.001	1.544	1.113	1.155	1.000	−1850.	1076	13.1	7.311
0	0.04	0	0.0603	0.9397	162.0	2.597	3.998	1.540	1.112	1.151	1.001	−1852.	1071	13.0	7.281
0	0.05	0	0.0748	0.9253	161.9	2.602	3.995	1.535	1.110	1.148	1.001	−1855.	1066	13.0	7.251
0	0.07	0	0.1031	0.8970	161.7	2.613	3.989	1.526	1.107	1.142	1.002	−1860	1056	12.9	7.192
0	0.10	0	0.1439	0.8561	161.5	2.629	3.979	1.513	1.103	1.132	1.003	−1866.	1041	12.9	7.107
0	0.20	0	0.2687	0.7313	160.7	2.662	3.941	1.469	1.091	1.104	1.010	−1893	997	12.6	6.847
0	0.40	0	0.4796	0.5204	159.4	2.786	3.852	1.382	1.076	1.058	1.034	−1938	924	11.9	6.406
0	0.60	0	0.6605	0.3395	158.5	2.888	3.746	1.297	1.075	1.026	1.072	−1978	862	11.3	6.026
0	0.80	0	0.8293	0.1707	157.7	2.991	3.632	1.214	1.087	1.008	1.127	−2015	807	10.7	5.669
0	0.90	0	0.9136	0.0865	157.5	3.012	3.572	1.174	1.099	1.003	1.162	−2032	779	10.4	5.491
0.10	0	0.3135	0.	0.6865	157.7	2.621	4.111	1.568	1.103	1.168	1.012	1834.	1060	13.2	7.410
0.10	0.01	0.3095	0.0119	0.6786	157.6	2.626	4.106	1.563	1.102	1.164	1.012	−1837	1057	13.1	7.386
0.10	0.02	0.3056	0.0237	0.6707	157.6	2.631	4.100	1.558	1.100	1.161	1.012	−1839	1053	13.1	7.361
0.10	0.03	0.3017	0.0354	0.6630	157.6	2.636	4.095	1.554	1.099	1.157	1.013	1842	1049	13.1	7.337
0.10	0.04	0.2978	0.0470	0.6553	157.6	2.641	4.090	1.549	1.098	1.154	1.013	−1844	1045	13.1	7.313
0.10	0.05	0.2939	0.0585	0.6476	157.5	2.645	4.085	1.544	1.096	1.151	1.013	1846.	1042	13.0	7.289
0.10	0.07	0.2863	0.0812	0.6325	157.5	2.655	4.074	1.534	1.094	1.144	1.014	1851	1034	13.0	7.242
0.10	0.10	0.2752	0.1145	0.6103	157.4	2.669	4.058	1.520	1.090	1.135	1.015	1858	1024	12.9	7.173
0.10	0.20	0.2399	0.2207	0.5394	157.2	2.717	4.003	1.473	1.080	1.106	1.022	1882	990	12.5	6.951
0.10	0.40	0.1759	0.4170	0.4072	157.0	2.812	3.887	1.382	1.070	1.061	1.045	1926	928	11.9	6.540
0.10	0.60	0.1169	0.6036	0.2795	156.9	2.906	3.766	1.296	1.072	1.029	1.082	1969	871	11.3	6.147
0.10	0.80	0.0595	0.7933	0.1471	156.9	3.001	3.640	1.213	1.086	1.009	1.134	2009	813	10.7	5.746
0.10	0.90	0.0303	0.8937	0.0762	157.1	3.048	3.576	1.173	1.099	1.004	1.166	2029	783	10.4	5.534
0.20	0	0.5095	0	0.4905	154.0	2.641	4.155	1.573	1.085	1.171	1.026	−1814	1035	13.2	7.422
0.20	0.01	0.5042	0.0096	0.4861	154.0	2.646	4.149	1.568	1.084	1.168	1.026	−1816	1032	13.2	7.402
0.20	0.02	0.4990	0.0192	0.4818	154.0	2.651	4.143	1.563	1.083	1.164	1.026	−1819.	1029	13.1	7.382
0.20	0.03	0.4938	0.0288	0.4775	154.1	2.655	4.137	1.558	1.082	1.161	1.027	−1821.	1027	13.1	7.362
0.20	0.04	0.4886	0.0383	0.4731	154.1	2.660	4.131	1.553	1.081	1.158	1.027	−1824.	1024	13.1	7.342
0.20	0.05	0.4834	0.0477	0.4688	154.1	2.665	4.125	1.548	1.080	1.154	1.027	−1826	1021	13.0	7.322
0.20	0.07	0.4732	0.0666	0.4602	154.1	2.674	4.112	1.538	1.078	1.148	1.028	−1831	1016	13.0	7.283
0.20	0.10	0.4580	0.0946	0.4474	154.2	2.688	4.094	1.523	1.075	1.139	1.030	−1839.	1008	12.9	7.224
0.20	0.20	0.4083	0.1866	0.4051	154.3	2.735	4.032	1.474	1.068	1.110	1.036	−1863.	981	12.6	7.031
0.20	0.40	0.3123	0.3680	0.3197	154.8	2.829	3.907	1.381	1.062	1.064	1.058	−1911	930	11.9	6.648
0.20	0.60	0.2162	0.5550	0.2288	155.4	2.921	3.779	1.294	1.068	1.032	1.093	−1958.	877	11.3	6.252
0.20	0.80	0.1144	0.7602	0.1254	156.2	3.009	3.647	1.212	1.086	1.011	1.140	−2004	819	10.7	5.817
0.20	0.90	0.0593	0.8744	0.0663	156.7	3.052	3.580	1.173	1.099	1.006	1.169	−2026	787	10.4	5.574
0.40	0	0.7333	0	0.2667	148.7	2.629	4.124	1.569	1.050	1.187	1.065	1748	997	13.3	7.452
0.40	0.01	0.7279	0.0070	0.2651	148.8	2.634	4.119	1.564	1.049	1.183	1.065	1751	996	13.3	7.437
0.40	0.02	0.7226	0.0140	0.2635	148.8	2.640	4.114	1.558	1.049	1.179	1.065	−1754	994	13.2	7.422
0.40	0.03	0.7172	0.0210	0.2619	148.9	2.645	4.108	1.553	1.048	1.176	1.066	−1757	992	13.2	7.407
0.40	0.04	0.7118	0.0280	0.2602	148.9	2.650	4.103	1.548	1.048	1.172	1.066	−1760	991	13.2	7.392
0.40	0.05	0.7064	0.0350	0.2586	149.0	2.656	4.098	1.543	1.047	1.169	1.066	−1763	989	13.1	7.377
0.40	0.07	0.6956	0.0491	0.2553	149.1	2.667	4.087	1.533	1.047	1.162	1.066	1770	986	13.1	7.347
0.40	0.10	0.6794	0.0703	0.2503	149.3	2.683	4.072	1.517	1.046	1.152	1.067	−1779	981	13.0	7.301
0.40	0.20	0.6244	0.1426	0.2331	149.9	2.737	4.018	1.468	1.044	1.122	1.071	−1810	964	12.6	7.145
0.40	0.40	0.5075	0.2977	0.1948	151.2	2.841	3.907	1.375	1.048	1.074	1.088	−1871	928	11.9	6.811
0.40	0.60	0.3743	0.4776	0.1482	152.8	2.939	3.788	1.289	1.062	1.039	1.116	−1932	885	11.3	6.423
0.40	0.80	0.2121	0.7010	0.0870	154.8	3.025	3.657	1.209	1.084	1.016	1.154	1991	829	10.7	5.944
0.40	0.90	0.1141	0.8382	0.0477	155.9	3.063	3.586	1.171	1.099	1.008	1.177	−2020	794	10.4	5.651
0.60	0	0.8569	0.	0.1431	144.9	2.575	3.993	1.551	1.024	1.218	1.126	−1663.	970.	13.6	7.483
0.60	0.01	0.8521	0.0056	0.1424	145.0	2.582	3.991	1.546	1.024	1.214	1.125	−1667.	969.	13.5	7.471
0.60	0.02	0.8472	0.0111	0.1416	145.1	2.589	3.988	1.541	1.024	1.210	1.125	−1672.	968	13.5	7.459
0.60	0.03	0.8424	0.0167	0.1409	145.1	2.595	3.985	1.536	1.024	1.206	1.124	−1676	967	13.4	7.446
0.60	0.04	0.8375	0.0224	0.1402	145.2	2.602	3.983	1.531	1.024	1.202	1.124	−1660.	966.	13.4	7.434
0.60	0.05	0.8326	0.0280	0.1395	145.3	2.609	3.980	1.526	1.023	1.198	1.123	−1664.	965	13.4	7.421
0.60	0.07	0.8227	0.0394	0.1380	145.5	2.622	3.975	1.516	1.023	1.190	1.122	−1692.	963	13.3	7.396
0.60	0.10	0.8076	0.0566	0.1357	145.7	2.642	3.966	1.501	1.023	1.179	1.121	−1704.	960	13.2	7.357
0.60	0.20	0.7557	0.1163	0.1280	146.5	2.707	3.937	1.454	1.025	1.145	1.120	1744.	948	12.8	7.224
0.60	0.40	0.6391	0.2507	0.1102	148.4	2.833	3.867	1.365	1.036	1.090	1.126	−1824	923	12.0	6.926
0.60	0.60	0.4938	0.4191	0.0871	150.6	2.945	3.777	1.283	1.056	1.049	1.143	−1903	888	11.3	6.556
0.60	0.80	0.2961	0.6500	0.0539	153.5	3.037	3.662	1.206	1.083	1.021	1.169	−1978	837	10.7	6.055
0.60	0.90	0.1647	0.8047	0.0306	155.2	3.071	3.592	1.170	1.098	1.010	1.185	−2014	801	10.4	5.723
0.80	0	0.9384	0	0.0616	142.0	2.501	3.811	1.524	1.013	1.273	1.214	−1570	949	14.0	7.514
0.80	0.01	0.9340	0.0047	0.0613	142.0	2.509	3.811	1.519	1.013	1.268	1.212	−1575	948.	13.9	7.503
0.80	0.02	0.9296	0.0094	0.0610	142.1	2.517	3.812	1.515	1.013	1.263	1.210	−1580	947	13.9	7.492
0.80	0.03	0.9252	0.0142	0.0607	142.2	2.525	3.812	1.510	1.013	1.257	1.209	−1585	947	13.8	7.481
0.80	0.04	0.9207	0.0189	0.0604	142.3	2.533	3.813	1.506	1.013	1.258	1.207	−1590	946	13.8	7.470
0.80	0.05	0.9162	0.0237	0.0601	142.4	2.540	3.813	1.501	1.013	1.247	1.205	−1595	945.	13.7	7.459
0.80	0.07	0.9071	0.0334	0.0595	142.6	2.556	3.814	1.492	1.012	1.238	1.202	−1606	944	13.6	7.437
0.80	0.10	0.8934	0.0481	0.0586	142.8	2.580	3.814	1.478	1.013	1.224	1.197	−1621	942	13.5	7.403
0.80	0.20	0.8452	0.0994	0.0554	143.8	2.658	3.814	1.435	1.015	1.181	1.185	−1671	934	13.0	7.284
0.80	0.40	0.7339	0.2177	0.0483	146.0	2.809	3.797	1.352	1.028	1.112	1.173	−1772	916	12.2	7.013
0.80	0.60	0.5869	0.3740	0.0391	148.7	2.943	3.751	1.275	1.051	1.062	1.173	1870	889	11.4	6.662
0.80	0.80	0.3690	0.6059	0.0252	152.2	3.045	3.662	1.202	1.082	1.026	1.184	1964	843	10.7	6.153
0.80	0.90	0.2117	0.7736	0.0147	154.5	3.078	3.595	1.168	1.098	1.013	1.193	−2007	806	10.3	5.790

* Valores calculados con base en Wilson, Silverberg y Zellner, USAF Aero Propulsion Laboratory, Rep. APL TDR 64-64 (AD 603 151), 1964. Volatilidad relativa = α_{i-j} = $(y_i/x_i)(x_j/y_j)$, donde x = composición del líquido, y = composición del vapor. Coeficiente de actividad de presión = y_iP/x_ip^0, donde p^0 = presión de vapor. Estos datos fueron confirmados por el análisis de Bender, *Cryogenics*, **13**, 11 (1973) y por Elshayal y Lu, *J. Chem. Eng. Data*, **16**, 31 (1971).

TABLA 3-218 Datos de equilibrio vapor-líquido, para el sistema argón-nitrógeno-oxígeno* (*Continuación*)

Fracción mol del líquido		Fracción mol del vapor			Temperatura, °R	Volatilidad relativa			Coeficiente de actividad de presión			Entalpía, Btu/(lb · mol)		Capacidad calorífica, Btu/(lb · mol · °R)	
N_2/N_2+O_2	Ar	N_2	Ar	O_2		N_2/Ar	N_2/O_2	Ar/O_2	N_2	Ar	O_2	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
0.90	0	0.9709	0	0.0291	140.6	2.459	3.710	1.509	1.015	1.311	1.271	−1522.	939.	14.2	7.530
0.90	0.01	0.9667	0.0044	0.0289	140.7	2.468	3.712	1.504	1.014	1.305	1.268	−1527.	938.	14.2	7.519
0.90	0.02	0.9624	0.0088	0.0288	140.8	2.476	3.714	1.500	1.014	1.299	1.265	−1533	938.	14.1	7.509
0.90	0.03	0.9581	0.0133	0.0286	140.9	2.485	3.716	1.496	1.013	1.293	1.263	−1538	937.	14.1	7.498
0.90	0.04	0.9538	0.0177	0.0285	141.0	2.493	3.718	1.491	1.013	1.287	1.260	−1544.	937.	14.0	7.488
0.90	0.05	0.9494	0.0222	0.0284	141.1	2.502	3.720	1.487	1.013	1.281	1.257	−1550.	936.	14.0	7.477
0.90	0.07	0.9407	0.0312	0.0281	141.3	2.519	3.724	1.478	1.013	1.270	1.252	−1561	935.	13.8	7.456
0.90	0.10	0.9274	0.0450	0.0276	141.6	2.545	3.729	1.465	1.012	1.254	1.245	−1578	934.	13.7	7.423
0.90	0.20	0.8808	0.0931	0.0261	142.6	2.629	3.743	1.424	1.014	1.204	1.226	−1633	928.	13.2	7.310
0.90	0.40	0.7723	0.2048	0.0229	144.9	2.793	3.755	1.344	1.026	1.126	1.200	−1745	912.	12.3	7.050
0.90	0.60	0.6262	0.3552	0.0186	147.8	2.938	3.733	1.270	1.050	1.069	1.190	−1853	889.	11.4	6.708
0.90	0.80	0.4018	0.5860	0.0122	151.7	3.048	3.660	1.201	1.081	1.029	1.192	−1956	846.	10.7	6.197
0.90	0.90	0.2339	0.7589	0.0072	154.2	3.062	3.597	1.167	1.098	1.014	1.197	−2004	809.	10.3	5.822
0.97	0	0.9916	0	0.0084	139.8	2.429	3.638	1.498	1.018	1.342	1.316	1488.	933.	14.4	7.541
0.97	0.01	0.9874	0.0042	0.0084	139.9	2.438	3.641	1.494	1.018	1.335	1.313	1494	932.	14.4	7.531
0.97	0.02	0.9832	0.0085	0.0083	140.0	2.447	3.644	1.489	1.017	1.329	1.309	1500.	932.	14.3	7.520
0.97	0.03	0.9790	0.0127	0.0083	140.1	2.456	3.647	1.485	1.017	1.322	1.306	1505.	931.	14.2	7.510
0.97	0.04	0.9748	0.0170	0.0083	140.2	2.465	3.650	1.481	1.016	1.315	1.302	1511	931.	14.2	7.500
0.97	0.05	0.9705	0.0213	0.0082	140.3	2.474	3.653	1.477	1.016	1.309	1.299	−1517	930.	14.1	7.489
0.97	0.07	0.9619	0.0300	0.0081	140.5	2.492	3.658	1.468	1.015	1.296	1.293	−1529	929.	14.0	7.469
0.97	0.10	0.9488	0.0432	0.0080	140.8	2.519	3.667	1.456	1.014	1.284	1.287	−1547	928.	13.9	7.447
0.97	0.20	0.9032	0.0893	0.0076	141.8	2.608	3.691	1.415	1.014	1.224	1.257	−1606	923.	13.3	7.327
0.97	0.40	0.7965	0.1969	0.0066	144.2	2.780	3.722	1.339	1.025	1.137	1.220	−1725.	910.	12.3	7.073
0.97	0.60	0.6513	0.3433	0.0054	147.2	2.934	3.718	1.267	1.049	1.075	1.202	−1841.	889.	11.4	6.737
0.97	0.80	0.4236	0.5728	0.0036	151.3	3.050	3.658	1.199	1.081	1.031	1.198	−1951	847.	10.7	6.226
0.97	0.90	0.2489	0.7489	0.0021	153.9	3.084	3.597	1.167	1.098	1.015	1.200	−2002	810.	10.3	5.844
1.00	0	1.0000	0	0.	139.4	2.416	3.607	1.493	1.021	1.357	1.338	−1473	930.	14.5	7.546
1.00	0.01	0.9959	0.0041	0.0000	139.5	2.425	3.611	1.489	1.020	1.350	1.334	−1479	929.	14.4	7.535
1.00	0.02	0.9917	0.0083	0.0000	139.6	2.434	3.614	1.485	1.019	1.343	1.330	−1485.	929.	14.4	7.525
1.00	0.03	0.9875	0.0125	0.0000	139.7	2.443	3.617	1.480	1.019	1.336	1.326	−1491	929.	14.3	7.515
1.00	0.04	0.9833	0.0167	0.0000	139.8	2.452	3.621	1.476	1.018	1.329	1.322	−1497.	928.	14.3	7.505
1.00	0.05	0.9791	0.0209	0.0000	139.9	2.462	3.624	1.472	1.018	1.322	1.318	−1503.	928.	14.2	7.495
1.00	0.07	0.9705	0.0295	0.0000	140.1	2.480	3.630	1.464	1.017	1.309	1.311	−1516.	927.	14.1	7.474
1.00	0.10	0.9576	0.0424	0.0000	140.4	2.507	3.640	1.452	1.016	1.290	1.301	−1534.	926.	13.9	7.443
1.00	0.20	0.9122	0.0878	0.0000	141.5	2.598	3.668	1.412	1.015	1.232	1.271	−1595	921.	13.4	7.333
1.00	0.40	0.8063	0.1937	0.0000	143.9	2.774	3.709	1.337	1.025	1.142	1.230	−1716.	909.	12.4	7.082
1.00	0.60	0.6616	0.3384	0.	147.0	2.932	3.712	1.266	1.048	1.077	1.208	−1836.	888.	11.4	6.749
1.00	0.80	0.4327	0.5674	0	151.1	3.050	3.657	1.199	1.080	1.032	1.201	−1949.	848.	10.7	6.838
1.00	0.90	0.2553	0.7447	0	153.8	3.085	3.598	1.166	1.098	1.016	1.201	−2001.	811.	10.3	5.853
						Presión 4 atm									
0.	0	0.	0.	1.0000	190.6	2.020	2.776	1.375	0.987	1.111	1.000	1466	1224.	13.4	8.122
0	0.01	0.	0.0137	0.9863	190.5	2.023	2.775	1.372	0.986	1.109	1.001	−1470	1218.	13.4	8.094
0	0.02	0.	0.0272	0.9728	190.4	2.026	2.773	1.369	0.985	1.106	1.001	−1473	1212.	13.4	8.065
0	0.03	0.	0.0405	0.9595	190.3	2.030	2.772	1.366	0.985	1.104	1.002	−1477	1207.	13.4	8.037
0	0.04	0.	0.0537	0.9463	190.2	2.033	2.770	1.362	0.984	1.102	1.002	1480	1201.	13.4	8.010
0	0.05	0.	0.0668	0.9332	190.1	2.037	2.768	1.359	0.983	1.100	1.003	1484	1196.	13.3	7.982
0	0.07	0.	0.0924	0.9076	189.9	2.043	2.765	1.353	0.982	1.096	1.004	1490	1185.	13.3	7.929
0	0.10	0.	0.1299	0.8701	189.6	2.053	2.759	1.344	0.980	1.089	1.005	1500	1169.	13.3	7.850
0	0.20	0.	0.2471	0.7529	188.8	2.086	2.738	1.313	0.974	1.070	1.013	1533	1121.	13.1	7.605
0	0.40	0.	0.4548	0.5452	187.5	2.148	2.688	1.251	0.967	1.038	1.034	1593	1037.	12.7	7.166
0.	0.60	0.	0.6410	0.3590	186.5	2.207	2.627	1.190	0.967	1.016	1.066	1647	964.	12.3	6.771
0	0.80	0.	0.8190	0.1811	185.8	2.264	2.560	1.131	0.976	1.003	1.110	−1698	896.	11.9	6.389
0	0.90	0.	0.9084	0.0916	185.5	2.292	2.524	1.101	0.983	1.000	1.137	−1723	862.	11.8	6.196
0.10	0.	0.2393	0.	0.7607	186.2	2.063	2.831	1.372	0.994	1.120	1.020	−1452.	1193.	13.7	8.150
0.10	0.01	0.2363	0.0116	0.7521	186.1	2.066	2.828	1.369	0.994	1.117	1.021	−1455.	1188.	13.6	8.126
0.10	0.02	0.2334	0.0230	0.7436	186.1	2.069	2.825	1.365	0.993	1.115	1.021	−1459.	1184.	13.6	8.102
0.10	0.03	0.2305	0.0344	0.7351	186.0	2.072	2.822	1.362	0.992	1.113	1.021	−1462.	1180.	13.6	8.078
0.10	0.04	0.2277	0.0457	0.7267	186.0	2.075	2.820	1.359	0.991	1.110	1.022	−1465.	1175.	13.6	8.054
0.10	0.05	0.2248	0.0569	0.7183	186.0	2.078	2.817	1.356	0.990	1.108	1.022	−1469	1171.	13.5	8.031
0.10	0.07	0.2192	0.0792	0.7017	185.9	2.083	2.811	1.349	0.988	1.104	1.023	−1475	1163.	13.5	7.984
0.10	0.10	0.2109	0.1120	0.6772	185.8	2.092	2.802	1.340	0.986	1.097	1.024	−1485	1150	13.4	7.915
0.10	0.20	0.1843	0.2174	0.5983	185.5	2.119	2.772	1.308	0.979	1.077	1.030	−1517	1110	13.2	7.691
0.10	0.40	0.1353	0.4150	0.4497	185.2	2.173	2.707	1.246	0.971	1.044	1.049	−1578	1037.	12.8	7.269
0.10	0.60	0.0896	0.6045	0.3058	185.0	2.224	2.638	1.186	0.971	1.020	1.078	−1637	968	12.4	6.860
0.10	0.80	0.0452	0.7961	0.1588	185.1	2.273	2.564	1.128	0.978	1.006	1.117	−1693.	900	12.0	6.444
0.10	0.90	0.0229	0.8957	0.0814	185.2	2.296	2.526	1.100	0.985	1.002	1.141	−1720.	865	11.8	6.226
0.20	0	0.4170	0.	0.5831	182.4	2.094	2.861	1.366	0.997	1.128	1.041	−1431	1166	13.8	8.189
0.20	0.01	0.4126	0.0099	0.5776	182.4	2.097	2.857	1.363	0.996	1.125	1.041	−1434	1162.	13.8	8.167
0.20	0.02	0.4082	0.0198	0.5721	182.4	2.100	2.854	1.359	0.995	1.123	1.042	−1438	1159.	13.8	8.146
0.20	0.03	0.4038	0.0297	0.5666	182.4	2.102	2.851	1.356	0.994	1.120	1.042	1441	1155	13.8	8.125
0.20	0.04	0.3994	0.0395	0.5611	182.4	2.105	2.847	1.353	0.993	1.118	1.042	−1445	1152	13.7	8.104
0.20	0.05	0.3951	0.0493	0.5557	182.4	2.107	2.844	1.349	0.992	1.116	1.042	−1448	1149	13.7	8.083
0.20	0.07	0.3864	0.0688	0.5448	182.4	2.112	2.837	1.343	0.990	1.111	1.043	−1455.	1142	13.7	8.041
0.20	0.10	0.3735	0.0979	0.5286	182.5	2.120	2.827	1.333	0.988	1.104	1.044	−1465.	1132	13.6	7.978
0.20	0.20	0.3316	0.1932	0.4752	182.6	2.145	2.792	1.301	0.982	1.083	1.049	−1498.	1099	13.3	7.771
0.20	0.40	0.2506	0.3808	0.3686	183.0	2.194	2.720	1.240	0.974	1.049	1.065	−1562.	1035	12.9	7.363
0.20	0.60	0.1706	0.5714	0.2580	183.6	2.239	2.645	1.181	0.974	1.024	1.090	−1625	971	12.4	6.944
0.20	0.80	0.0883	0.7742	0.1376	184.3	2.281	2.568	1.126	0.980	1.008	1.124	−1687	904	12.0	6.497
0.20	0.90	0.0452	0.8834	0.0715	184.8	2.301	2.528	1.099	0.986	1.003	1.145	−1717	867.	11.8	6.255
0.40	0	0.6560	0.	0.3441	176.3	2.124	2.859	1.346	0.992	1.146	1.090	−1372	1121.	14.1	8.277
0.40	0.01	0.6506	0.0077	0.3417	176.4	2.127	2.856	1.343	0.991	1.143	1.090	−1376.	1119.	14.0	8.260
0.40	0.02	0.6453	0.0155	0.3393	176.4	2.129	2.853	1.340	0.991	1.140	1.090	−1380.	1117.	14.0	8.242

TABLA 3-218 D

Fracción mol del líquido	
N_2/N_2+O_2	Ar
0.40	0.03
0.40	0.04
0.40	0.05
0.40	0.07
0.40	0.10
0.40	0.20
0.40	0.40
0.40	0.60
0.40	0.80
0.40	0.90
0.60	0
0.60	0.01
0.60	0.02
0.60	0.03
0.60	0.04
0.60	0.05
0.60	0.07
0.60	0.10
0.60	0.20
0.60	0.40
0.60	0.60
0.60	0.80
0.60	0.90
0.80	0.
0.80	0.01
0.80	0.02
0.80	0.03
0.80	0.04
0.80	0.05
0.80	0.07
0.80	0.10
0.80	0.20
0.80	0.40
0.80	0.60
0.80	0.80
0.80	0.90
0.90	0.
0.90	0.01
0.90	0.02
0.90	0.03
0.90	0.04
0.90	0.05
0.90	0.07
0.90	0.10
0.90	0.20
0.90	0.40
0.90	0.60
0.90	0.80
0.90	0.90
0.97	0.
0.97	0.01
0.97	0.02
0.97	0.03
0.97	0.04
0.97	0.05
0.97	0.07
0.97	0.10
0.97	0.20
0.97	0.40
0.97	0.60
0.97	0.80
0.97	0.90
1.00	0.
1.00	0.01
1.00	0.02
1.00	0.03
1.00	0.04
1.00	0.05
1.00	0.07
1.00	0.10
1.00	0.20
1.00	0.40
1.00	0.60
1.00	0.80
1.00	0.90

TABLA 3-218 Datos de equilibrio vapor-líquido, para el sistema argón-nitrógeno-oxígeno* (*Conclusión*)

Fracción mol del líquido		Fracción mol del vapor			Temperatura, °R	Volatilidad relativa			Coeficiente de actividad de presión			Entalpía, Btu/(lb · mol)		Capacidad calorífica, Btu/(lb · mol · °R)	
N_2/N_2+O_2	Ar	N_2	Ar	O_2		N_2/Ar	N_2/O_2	Ar/O_2	N_2	Ar	O_2	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
0.40	0.03	0.6400	0.0232	0.3369	176.5	2.132	2.850	1.337	0.990	1.138	1.090	−1384.	1115.	14.0	8.224
0.40	0.04	0.6347	0.0310	0.3345	176.6	2.135	2.846	1.333	0.990	1.135	1.090	−1387.	1112.	13.9	8.206
0.40	0.05	0.6293	0.0387	0.3320	176.6	2.137	2.843	1.330	0.989	1.133	1.090	−1391.	1110.	13.9	8.188
0.40	0.07	0.6186	0.0543	0.3271	176.8	2.143	2.837	1.324	0.988	1.128	1.090	−1399.	1106.	13.9	8.153
0.40	0.10	0.6025	0.0778	0.3197	177.0	2.151	2.827	1.315	0.986	1.120	1.090	−1410.	1099.	13.8	8.098
0.40	0.20	0.5482	0.1575	0.2943	177.7	2.176	2.794	1.284	0.982	1.098	1.091	−1449.	1077.	13.5	7.915
0.40	0.40	0.4348	0.3259	0.2393	179.2	2.223	2.725	1.226	0.978	1.061	1.100	−1525.	1029.	13.0	7.527
0.40	0.60	0.3104	0.5141	0.1756	180.9	2.264	2.652	1.171	0.979	1.033	1.116	−1600.	975.	12.5	7.095
0.40	0.80	0.1684	0.7334	0.0982	182.9	2.297	2.573	1.120	0.985	1.013	1.139	−1674.	910.	12.0	6.597
0.40	0.90	0.0882	0.8595	0.0523	184.1	2.309	2.531	1.096	0.989	1.006	1.153	−1710.	872.	11.8	6.312
0.60	0	0.8076	0.	0.1924	171.7	2.120	2.798	1.320	0.986	1.173	1.154	−1296.	1086.	14.2	8.369
0.60	0.01	0.8023	0.0064	0.1913	171.8	2.123	2.796	1.317	0.986	1.170	1.153	−1301.	1084.	14.2	8.354
0.60	0.02	0.7971	0.0127	0.1902	171.9	2.127	2.794	1.314	0.985	1.167	1.152	−1305.	1083.	14.1	8.339
0.60	0.03	0.7918	0.0192	0.1891	172.0	2.130	2.792	1.311	0.985	1.164	1.152	−1310.	1082.	14.1	8.322
0.60	0.04	0.7865	0.0256	0.1879	172.1	2.133	2.790	1.308	0.985	1.161	1.151	−1315.	1080.	14.1	8.306
0.60	0.05	0.7812	0.0321	0.1868	172.2	2.137	2.788	1.305	0.984	1.159	1.150	−1319.	1079.	14.0	8.289
0.60	0.07	0.7704	0.0451	0.1845	172.4	2.143	2.784	1.299	0.984	1.153	1.149	−1329.	1076.	14.0	8.257
0.60	0.10	0.7542	0.0649	0.1810	172.6	2.153	2.778	1.290	0.983	1.144	1.148	−1343.	1072.	13.9	8.208
0.60	0.20	0.6980	0.1332	0.1688	173.7	2.184	2.757	1.262	0.981	1.119	1.143	−1389.	1056.	13.6	8.038
0.60	0.40	0.5739	0.2848	0.1413	175.9	2.239	2.708	1.209	0.980	1.076	1.141	−1482.	1021.	13.0	7.666
0.60	0.60	0.4261	0.4667	0.1073	178.5	2.283	2.648	1.160	0.984	1.043	1.145	−1573.	976.	12.5	7.228
0.60	0.80	0.2413	0.6963	0.0625	181.6	2.311	2.576	1.115	0.989	1.019	1.155	−1661.	916.	12.0	6.690
0.60	0.90	0.1293	0.8367	0.0340	183.4	2.317	2.533	1.093	0.992	1.009	1.161	−1704.	876.	11.8	6.367
0.80	0	0.9152	0	0.0848	168.0	2.095	2.699	1.288	0.986	1.216	1.239	−1209.	1057.	14.3	8.462
0.80	0.01	0.9102	0.0055	0.0843	168.1	2.099	2.699	1.286	0.986	1.212	1.237	−1215.	1056.	14.2	8.447
0.80	0.02	0.9052	0.0110	0.0839	168.2	2.103	2.699	1.283	0.986	1.209	1.235	−1220.	1055.	14.2	8.432
0.80	0.03	0.9001	0.0165	0.0834	168.3	2.107	2.698	1.280	0.985	1.205	1.234	−1226.	1054.	14.2	8.417
0.80	0.04	0.8950	0.0221	0.0829	168.4	2.112	2.698	1.278	0.985	1.201	1.232	−1232.	1053.	14.1	8.402
0.80	0.05	0.8899	0.0277	0.0825	168.5	2.116	2.698	1.275	0.984	1.198	1.230	−1237.	1052.	14.1	8.387
0.80	0.07	0.8795	0.0390	0.0815	168.7	2.124	2.698	1.270	0.984	1.190	1.227	1249.	1050.	14.0	8.356
0.80	0.10	0.8638	0.0562	0.0801	169.1	2.136	2.697	1.263	0.983	1.180	1.222	1266.	1047.	14.0	8.309
0.80	0.20	0.8087	0.1162	0.0751	170.3	2.175	2.693	1.238	0.981	1.148	1.208	−1322.	1037.	13.7	8.148
0.80	0.40	0.6826	0.2535	0.0638	173.1	2.244	2.674	1.192	0.983	1.095	1.188	−1434.	1012.	13.1	7.796
0.80	0.60	0.5231	0.4274	0.0496	176.4	2.295	2.636	1.149	0.988	1.055	1.176	1543.	976.	12.5	7.347
0.80	0.80	0.3077	0.6624	0.0299	180.3	2.323	2.576	1.109	0.993	1.024	1.171	−1647.	920.	12.0	6.777
0.80	0.90	0.1684	0.8150	0.0166	182.7	2.325	2.535	1.090	0.994	1.012	1.169	−1698.	880.	11.8	6.420
0.90	0	0.9596	0	0.0404	166.3	2.077	2.641	1.271	0.990	1.245	1.292	−1163.	1044.	14.3	8.509
0.90	0.01	0.9547	0.0051	0.0402	166.4	2.081	2.641	1.269	0.990	1.241	1.289	−1169.	1043.	14.3	8.494
0.90	0.02	0.9497	0.0103	0.0399	166.5	2.086	2.642	1.267	0.989	1.236	1.287	−1175.	1042.	14.2	8.479
0.90	0.03	0.9448	0.0155	0.0397	166.7	2.091	2.643	1.264	0.989	1.232	1.284	−1181.	1042.	14.2	8.464
0.90	0.04	0.9397	0.0208	0.0395	166.8	2.095	2.644	1.262	0.988	1.228	1.281	−1188.	1041.	14.2	8.449
0.90	0.05	0.9347	0.0260	0.0393	166.9	2.100	2.645	1.260	0.988	1.224	1.279	−1194.	1040.	14.1	8.434
0.90	0.07	0.9245	0.0367	0.0388	167.2	2.109	2.646	1.255	0.987	1.215	1.274	−1206.	1039.	14.1	8.404
0.90	0.10	0.9090	0.0529	0.0381	167.5	2.122	2.649	1.248	0.986	1.203	1.267	−1225.	1036.	14.0	8.358
0.90	0.20	0.8546	0.1096	0.0358	168.8	2.166	2.653	1.225	0.984	1.167	1.246	1287.	1028.	13.7	8.198
0.90	0.40	0.7287	0.2407	0.0305	171.8	2.242	2.651	1.182	0.985	1.107	1.215	1409.	1007.	13.1	7.840
0.90	0.60	0.5659	0.4102	0.0239	175.3	2.299	2.627	1.143	0.990	1.062	1.193	1527.	975.	12.5	7.400
0.90	0.80	0.3387	0.6467	0.0146	179.7	2.328	2.575	1.106	0.995	1.027	1.179	−1640.	922.	12.0	6.818
0.90	0.90	0.1873	0.8045	0.0082	182.4	2.329	2.536	1.089	0.995	1.013	1.173	−1694.	882.	11.8	6.446
0.97	0	0.9882	0	0.0118	165.2	2.062	2.598	1.260	0.995	1.269	1.334	−1130.	1035.	14.3	8.541
0.97	0.01	0.9834	0.0050	0.0117	165.3	2.067	2.599	1.257	0.994	1.264	1.330	−1136.	1035.	14.3	8.527
0.97	0.02	0.9784	0.0099	0.0116	165.5	2.072	2.601	1.255	0.994	1.259	1.327	−1143.	1034.	14.2	8.512
0.97	0.03	0.9735	0.0149	0.0116	165.6	2.077	2.602	1.253	0.993	1.254	1.324	−1149.	1033.	14.2	8.497
0.97	0.04	0.9685	0.0200	0.0115	165.7	2.082	2.604	1.251	0.992	1.250	1.321	−1156.	1033.	14.2	8.482
0.97	0.05	0.9635	0.0250	0.0114	165.8	2.087	2.605	1.248	0.992	1.245	1.317	−1163.	1032.	14.2	8.467
0.97	0.07	0.9534	0.0353	0.0113	166.1	2.097	2.608	1.244	0.991	1.236	1.311	−1176.	1031.	14.1	8.437
0.97	0.10	0.9380	0.0509	0.0111	166.5	2.111	2.612	1.237	0.989	1.222	1.302	−1195.	1029.	14.0	8.391
0.97	0.20	0.8840	0.1056	0.0104	167.9	2.158	2.624	1.216	0.987	1.182	1.276	−1261.	1022.	13.7	8.233
0.97	0.40	0.7584	0.2327	0.0089	170.9	2.240	2.633	1.176	0.986	1.116	1.235	−1380.	1003.	13.1	7.877
0.97	0.60	0.5940	0.3990	0.0070	174.6	2.302	2.620	1.138	0.991	1.067	1.206	−1516.	974.	12.5	7.436
0.97	0.80	0.3597	0.6361	0.0043	179.3	2.332	2.574	1.104	0.996	1.030	1.185	−1635.	923.	12.0	6.846
0.97	0.90	0.2003	0.7972	0.0024	182.1	2.331	2.537	1.088	0.996	1.014	1.176	−1692.	883.	11.8	6.464
1.00	0.	1.0000	0	0	164.7	2.057	2.580	1.254	0.997	1.280	1.352	1115.	1032.	14.3	8.555
1.00	0.01	0.9951	0.0049	0.0000	164.9	2.061	2.581	1.252	0.997	1.275	1.349	−1122.	1031.	14.3	8.541
1.00	0.02	0.9902	0.0098	0.0000	165.0	2.066	2.583	1.250	0.996	1.270	1.346	−1129.	1031.	14.3	8.526
1.00	0.03	0.9853	0.0147	0.0000	165.1	2.071	2.584	1.248	0.995	1.265	1.342	−1136.	1030.	14.2	8.511
1.00	0.04	0.9803	0.0197	0.0000	165.3	2.076	2.586	1.246	0.995	1.260	1.338	−1142.	1029.	14.2	8.496
1.00	0.05	0.9753	0.0247	0.0000	165.4	2.081	2.588	1.243	0.994	1.255	1.335	−1149.	1029.	14.2	8.481
1.00	0.07	0.9653	0.0347	0.0000	165.7	2.091	2.591	1.239	0.993	1.245	1.328	1163.	1028.	14.1	8.451
1.00	0.10	0.9499	0.0501	0.0000	166.1	2.106	2.596	1.233	0.991	1.231	1.319	−1183.	1026.	14.0	8.405
1.00	0.20	0.8960	0.1040	0.0000	167.4	2.154	2.610	1.212	0.988	1.189	1.289	−1250.	1019.	13.7	8.247
1.00	0.40	0.7706	0.2294	0.0000	170.6	2.239	2.626	1.173	0.987	1.120	1.244	−1382.	1002.	13.1	7.892
1.00	0.60	0.6055	0.3945	0.	174.4	2.303	2.617	1.136	0.992	1.069	1.211	−1511.	973.	12.5	7.451
1.00	0.80	0.3684	0.6316	0.	179.1	2.333	2.574	1.103	0.996	1.030	1.188	−1633.	923.	12.0	6.858
1.00	0.90	0.2058	0.7942	0	182.0	2.332	2.537	1.088	0.996	1.015	1.177	−1691.	884.	11.8	6.471

TABLA 3-219 Benceno saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
290	0.0860	1.133.−6	3.569.−3	371.1	810.3	2.172	3.686	1.719	6.75	0.147
300	0.1382	1.147.−6	2.292.−3	388.3	820.4	2.229	3.670	1.746	5.80	0.144
310	0.2139	1.162.−6	1.525.−3	405.9	830.8	2.286	3.657	1.774	5.14	0.141
320	0.3206	1.176.−6	1.046.−3	423.8	841.5	2.344	3.650	1.804	4.52	0.138
330	0.4665	1.192.−6	7.379.−4	442.1	852.4	2.400	3.643	1.836	3.95	0.135
340	0.6615	1.207.−6	5.332.−4	460.8	863.6	2.455	3.641	1.868	3.55	0.132
350	0.9162	1.224.−6	3.938.−4	479.6	875.0	2.510	3.641	1.890	3.23	0.129
360	1.2419	1.241.−6	2.965.−4	498.7	886.7	2.564	3.642	1.920	2.99	0.126
370	1.6517	1.259.−6	2.233.−4	518.1	898.6	2.617	3.646	1.950	2.72	0.123
380	2.1588	1.277.−6	1.767.−4	537.7	910.6	2.669	3.651	1.989	2.46	0.120
390	2.7774	1.297.−6	1.393.−4	557.6	922.9	2.592	3.657	2.030	2.24	0.117
400	3.5228	1.318.−6	1.112.−4	577.9	935.2	2.644	3.665	2.070	2.05	0.114
410	4.4091	1.340.−6	8.972.−5	598.6	947.8	2.823	3.674	2.110	1.88	0.111
420	5.4540	1.363.−6	7.309.−5	619.7	960.4	2.873	3.684	2.160	1.73	0.107
430	6.6739	1.388.−6	6.003.−5	641.3	973.0	2.924	3.695	2.210	1.60	0.104
440	8.0861	1.415.−6	4.965.−5	663.5	985.6	2.974	3.706	2.260	1.48	0.101
450	9.7088	1.444.−6	4.131.−5	686.3	998.2	3.025	3.718	2.320	1.37	0.098
460	11.451	1.475.−6	3.455.−5	709.7	1010.7	3.075	3.730	2.380	1.28	0.095
470	13.660	1.510.−6	2.901.−5	733.8	1022.9	3.126	3.742	2.450	1.10	0.092
480	16.028	1.548.−6	2.441.−5	758.6	1034.9	3.179	3.753	2.519	1.12	0.089
490	18.685	1.591.−6	2.059.−5	784.3	1046.4	3.230	3.765	2.590	1.05	0.086
500	21.651	1.640.−6	1.736.−5	810.9	1057.3	3.284	3.777	2.670	0.98	0.083
510	24.952	1.697.−6	1.462.−5	838.5	1067.5	3.336	3.785	2.750	0.91	
520	28.613	1.765.−6	1.226.−5	867.2	1076.6	3.391	3.794	2.839	0.84	
530	32.669	1.849.−6	1.020.−5	897.2	1084.3	3.446	3.800	2.941	0.77	
540	37.161	2.126.−6	8.349.−6	928.8	1089.5	3.504	3.802		0.70	
550	42.144	2.258.−6	6.616.−6	963.2	1090.4	3.565	3.797		0.65	
560	47.696	2.512.−6	4.696.−6	1007.3	1077.6	3.642	3.769		0.60	
562.2	48.979	3.290.−6	3.290.−6	1043.0	1043.0	3.706	3.706			

* Tomado de una tabla por Counsell, Lawrenson y Lees, Nat. Phys. Lab. Teddington (UK) Rep. Chem. 52, 1976. Otra tabla por Kesselman y cols., en Vargaftik (ed.), *Tables on the Thermophysical Properties of Liquids and Gases*, Hemisphere, Washington y Londres, 1975, muestra algunas diferencias. La notación 7.379.−1 significa 7.379×10^{-1}

TABLA 3-220 Bromo saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
260	0.042	3.106.−4	3.195	−147.2	51.8	0.903	1.669	0.486	13.4	0.131
280	0.124	3.168.−4	1.169	−138.9	56.2	0.933	1.629	0.479	11.5	0.127
300	0.310	3.232.−4	0.5002	−131.6	60.6	0.956	1.597	0.475	9.3	0.122
320	0.680	3.311.−4	0.2425	−124.2	64.8	0.978	1.570	0.473	7.8	0.118
340	1.330	3.385.−4	0.1309	−112.3	71.1	1.004	1.539	0.471	6.7	0.114
360	2.384	3.464.−4	0.0767	−108.6	73.1	1.026	1.531	0.470	5.7	0.109
380	4.010	3.550.−4	0.0477	−100.6	76.9	1.048	1.515	0.471	5.0	0.104
400	6.390	3.647.−4	0.0311	−93.4	80.6	1.068	1.501	0.475	4.5	0.099
420	9.730	3.752.−4	0.0211	−85.8	84.0	1.084	1.488	0.480	4.0	0.094
440	14.25	3.885.−4	0.0148	−77.7	87.1	1.103	1.477	0.489	3.7	0.089
460	20.17	4.023.−4	0.0107	−69.0	89.9	1.122	1.467	0.503	3.3	0.084
480	27.75	4.179.−4	0.00786	−59.7	92.2	1.142	1.457	0.527	3.1	0.079
500	37.21	4.378.−4	0.00589	−49.3	94.0	1.161	1.448	0.595	2.8	0.073
520	48.81	4.623.−4	0.00445	−37.7	95.0	1.183	1.438	0.710	2.6	0.066
540	62.80	4.938.−4	0.00337	−24.0	94.8	1.207	1.428	0.860	2.5	0.059
560	79.41	5.368.−4	0.00251	−7.1	92.5	1.237	1.414	1.063	2.3	0.050
580	98.90	6.250.−4	0.00167	18.8	82.5	1.280	1.390	2.31	2.2	0.035
584.2[c]	103.4	8.475.−4	0.00085	64.8	64.8	1.356	1.356	∞	2.1	∞

* Reproducido o convertido de una tabla por Seshadri, Viswanath y Kuloor, *Ind. J. Technol.*, **6**, 191-198 (1970). c = punto crítico.

TABLA 3-222

T, K	P, bar
134.9[t]	6.7.−6
140	1.7.−5
150	8.7.−5
160	3.5.−4
170	1.17.−3
180	3.37.−3
190	8.53.−3
200	1.94.−2
210	4.05.−2
220	7.81.−2
230	0.1411
240	0.2408
250	0.3915
260	0.6100
270	0.9155
280	1.3297
290	1.8765
300	2.5811
310	3.4706
320	4.5731
330	5.9179
340	7.5354
350	9.4573
360	11.72
370	14.35
380	17.40
390	20.90
400	24.92
410	29.54
420	34.86
425.2[c]	37.96

* Valores redondeados

$^{-4}$ Pa·s	k_f, W/(m·K)
75	0.147
30	0.144
14	0.141
52	0.138
35	0.135
55	0.132
23	0.129
39	0.126
72	0.123
46	0.120
24	0.117
05	0.114
88	0.111
73	0.107
80	0.104
48	0.101
37	0.098
28	0.095
10	0.092
12	0.089
05	0.086
98	0.083
91	
84	
77	
70	
65	
60	

., en Vargaftik (ed.), *Tables*
).–1 significa 7.379×10^{-1}

TABLA 3-221 Butadieno saturado*

Temp., °F	Presión absoluta psia	Volumen, ft³/lb		Entalpía, Btu/lb		Entropía, Btu/(lbm·°R)		Temp., °F	Presión absoluta psia	Volumen, ft³/lb		Entalpía, Btu/lb		Entropía, Btu/(lbm·°R)	
		Líquido	Vapor	Líquido,	Vapor	Líquido,	Vapor			Líquido,	Vapor	Líquido,	Vapor	Líquido,	Vapor
t	p	v_f	v_g	h_f	h_g	s_f	s_g	t	p	v_f	v_g	h_f	h_g	s_f	s_g
−164.05	0.010	0.02097	5706.	122.61	341.8	0.5904	1.3317	10	10.728	0.02429	8.441	204.97	386.7	.8092	1.1962
−160	.013	.02104	4504.	124.44	342.7	.5973	1.3256	20	13.45	.02453	6.840	210.05	389.6	.8199	1.1942
−140	.045	.02136	1406.	133.55	347.3	.6267	1.2953	30	16.68	.02478	5.595	215.19	392.4	.8305	1.1925
−120	.130	.02170	516.5	142.72	352.0	.6546	1.2707	40	20.49	.02503	4.617	220.40	395.3	.8410	1.1910
−100	.329	.02205	216.7	151.96	356.9	.6810	1.2509	50	24.94	.02529	3.840	225.66	398.2	.8514	1.1899
− 90	.500	.02224	146.4	156.61	359.5	.6938	1.2425	60	30.11	.02557	3.218	231.00	401.1	.8617	1.1890
− 80	.740	.02242	101.44	161.29	362.0	.7062	1.2350	70	36.05	.02585	2.715	236.40	404.0	.8719	1.1883
− 70	1.071	.02261	71.88	165.99	364.7	.7184	1.2283	80	42.84	.02614	2.305	241.88	406.8	.8821	1.1878
− 60	1.516	.02280	52.00	170.72	367.3	.7304	1.2223	90	50.57	.02645	1.968	247.43	409.7	.8922	1.1874
− 50	2.103	.02300	38.33	175.49	370.0	.7422	1.2170	100	59.30	.02678	1.689	253.0	412.5	.9023	1.1872
− 40	2.867	.02320	28.75	180.29	372.7	.7538	1.2123	120	80.11	.02747	1.262	264.6	418.2	.9223	1.1873
− 30	3.841	.02341	21.91	185.14	375.5	.7652	1.2081	140	105.93	.02823	0.9576	276.4	423.6	.9422	1.1877
− 20	5.068	.02362	16.94	190.02	378.2	.7764	1.2045	160	137.4	.02909	.7362	288.6	428.9	.9620	1.1883
− 10	6.592	.02384	13.27	194.96	381.0	.7875	1.2013	180	175.4	.03007	.5715	301.3	433.9	.9817	1.1891
0	8.461	.02406	10.525	199.94	383.9	.7984	1.1985	200	220.5	.03121	.4465	315	439	1.001	1.190

* C.H. Meyers, C.S. Cragoe, y F.e. Mueller, *J. Research N.B.S.* 39, 507 (1947).

$^{-4}$ Pa·s	k_f, W/(m·K)
3.4	0.131
1.5	0.127
9.3	0.122
7.8	0.118
6.7	0.114
5.7	0.109
5.0	0.104
4.5	0.099
4.0	0.094
3.7	0.089
3.3	0.084
3.1	0.079
2.8	0.073
2.6	0.066
2.5	0.059
2.3	0.050
2.2	0.035
2.1	∞

TABLA 3-222 Butano normal saturado (R600)*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
134.9[t]	6.7.−6	1.360.−3	28630	0.00	494.21	2.3056	5.9702	1.946	15.8	0.181
140	1.7.−5	1.369.−3	11635	9.95	499.96	2.3778	5.8779	1.953	14.4	0.179
150	8.7.−5	1.387.−3	2470	29.44	511.39	2.5121	5.7251	1.970	12.0	0.175
160	3.5.−4	1.405.−3	654	49.10	523.13	2.6389	5.6016	1.985	9.94	0.171
170	1.17.−3	1.424.−3	207	68.94	535.16	2.7592	5.5017	2.001	8.26	0.167
180	3.37.−3	1.443.−3	76.4	88.97	547.48	2.8738	5.4211	2.018	6.87	0.163
190	8.53.−3	1.463.−3	31.8	109.22	560.07	2.9835	5.3564	2.035	5.71	0.160
200	1.94.−2	1.484.−3	14.7	129.71	572.93	3.0887	5.3048	2.055	4.83	0.156
210	4.05.−2	1.505.−3	7.39	150.45	586.06	3.1900	5.2643	2.077	4.15	0.152
220	7.81.−2	1.528.−3	4.00	171.49	599.42	3.2879	5.2331	2.101	3.61	0.148
230	0.1411	1.551.−3	2.31	192.83	613.02	3.3828	5.2097	2.128	3.18	0.144
240	0.2408	1.575.−3	1.40	214.50	626.83	3.4749	5.1929	2.158	2.83	0.140
250	0.3915	1.601.−3	0.893	236.52	640.82	3.5647	5.1818	2.192	2.55	0.136
260	0.6100	1.628.−3	0.592	258.92	654.97	3.6523	5.1755	2.231	2.31	0.132
270	0.9155	1.656.−3	0.406	281.72	669.24	3.7380	5.1732	2.274	2.10	0.128
280	1.3297	1.686.−3	0.286	309.94	683.60	3.8220	5.1744	2.323	1.93	0.124
290	1.8765	1.718.−3	0.207	328.62	697.99	3.9046	5.1783	2.377	1.77	0.120
300	2.5811	1.752.−3	0.1533	352.77	712.36	3.9860	5.1846	2.437	1.62	0.116
310	3.4706	1.790.−3	0.1156	377.46	726.67	4.0663	5.1928	2.503	1.47	0.113
320	4.5731	1.830.−3	0.0885	402.71	740.84	4.1458	5.2025	2.577	1.34	0.109
330	5.9179	1.874.−3	0.0687	428.61	754.80	4.2248	5.2132	2.657	1.21	0.105
340	7.5354	1.923.−3	0.0539	455.25	768.49	4.3035	5.2248	2.746	1.08	0.101
350	9.4573	1.978.−3	0.0427	482.74	781.79	4.3822	5.2367	2.842	0.97	0.097
360	11.72	2.041.−3	0.0340	511.22	794.60	4.4613	5.2485	2.947	0.87	0.093
370	14.35	2.114.−3	0.0272	540.88	806.72	4.5412	5.2597	3.062	0.78	0.089
380	17.40	2.200.−3	0.0218	571.94	817.86	4.6225	5.2696	3.20	0.69	0.085
390	20.90	2.307.−3	0.0174	604.76	827.56	4.7058	5.2771	3.34	0.62	0.081
400	24.92	2.447.−3	0.0138	639.85	834.95	4.7922	5.2800	3.50	0.55	0.077
410	29.54	2.652.−3	0.0106	678.30	838.10	4.8842	5.2740	3.69	0.49	0.074
420	34.86	3.048.−3	0.0075	723.89	830.34	4.9903	5.2437	3.84	0.44	0.072
425.2[c]	37.96	4.405.−3	0.0044	783.50	783.50	5.1290	5.1290	∞		∞

* Valores redondeados y reproducidos o convertidos a partir de Goodwin, NBSIR 79-1621, 1979. t = punto triple; c = punto crítico. La notación 6.7.−6 significa 6.7×10^{-6}.

TABLA 3-223 Butano normal sobrecalentado*

P, bar		Temperatura, K									
		150	200	250	300	350	400	450	500	600	700
1.013	*v*	0.00139	0.00148	0.00160	0.4106	0.4847	0.5575	0.6297	0.7013	0.8440	0.9861
	h	29.6	129.8	236.6	718.9	810.7	913.1	1026.0	1149.0	1423	1730
	s	2.512	3.088	3.564	5.334	5.616	5.889	6.155	6.414	6.913	7.386
5	*v*	0.00139	0.00148	0.00160	0.00175	0.0909	0.1078	0.1238	0.1393	0.1693	0.1988
	h	30.0	130.2	237.0	352.9	798.5	904.3	1019.3	1143.7	1420	1728
	s	2.511	3.088	3.563	3.985	5.363	5.645	5.916	6.178	6.680	7.155
10	*v*	0.00139	0.00148	0.00160	0.00175	0.00198	0.0502	0.0593	0.0677	0.0835	0.0987
	h	30.6	130.8	237.4	353.3	482.7	891.9	1010.3	1136.8	1415	1725
	s	2.510	3.087	3.562	3.983	4.382	5.524	5.803	6.069	6.575	7.052
20	*v*	0.00138	0.00148	0.00160	0.00174	0.00196	0.0205	0.0268	0.0318	0.0406	0.0487
	h	31.7	131.8	238.4	354.0	482.6	860.0	990.1	1122.0	1406	1718
	s	2.509	3.085	3.560	3.980	4.376	5.364	5.670	5.948	6.464	6.945
30	*v*	0.00138	0.00148	0.00159	0.00174	0.00195	0.00240	0.0156	0.0198	0.0263	0.0320
	h	32.8	132.9	239.3	354.7	482.6	637.3	965.5	1105.9	1396	1711
	s	2.507	3.082	3.557	3.976	4.370	4.783	5.570	5.866	6.394	6.880
40	*v*	0.00138	0.00148	0.00159	0.00173	0.00194	0.00234	0.0097	0.0137	0.0192	0.0237
	h	33.9	134.0	240.3	355.4	482.7	633.6	932.2	1088.1	1387	1705
	s	2.505	3.080	3.555	3.973	4.365	4.768	5.468	5.797	6.341	6.832
50	*v*	0.00138	0.00148	0.00159	0.00173	0.00193	0.00229	0.00549	0.0101	0.0149	0.0188
	h	35.0	135.0	241.3	356.2	428.8	631.0	877.0	1068.2	1377	1699
	s	2.503	3.078	3.552	3.970	4.360	4.755	5.329	5.734	6.297	6.792
60	*v*	0.00138	0.00148	0.00159	0.00172	0.00192	0.00255	0.00352	0.00764	0.0121	0.0155
	h	36.2	136.1	242.3	356.9	483.1	629.1	825.1	1046.4	1367	1692
	s	2.501	3.076	3.550	3.967	4.355	4.745	5.204	5.673	6.258	6.759
80	*v*	0.00138	0.00147	0.00158	0.00172	0.00190	0.00219	0.00286	0.00482	0.00868	0.0114
	h	38.4	138.3	244.2	358.5	483.7	626.5	798.1	1001.5	1347	1680
	s	2.498	3.072	3.545	3.960	4.346	4.727	5.130	5.559	6.191	6.704
100	*v*	0.00138	0.00147	0.00158	0.00171	0.00188	0.00214	0.00264	0.00368	0.00669	0.00901
	h	40.6	140.4	246.2	360.1	484.5	624.9	787.9	971.3	1329	1668
	s	2.495	3.069	3.540	3.954	4.337	4.712	5.095	5.510	6.134	6.658
200	*v*	0.00137	0.00146	0.00156	0.00167	0.00178	0.00200	0.00225	0.00258	0.00349	0.00460
	h	51.9	151.3	257.9	368.8	490.3	624.4	773.3	933.7	1270	1623
	s	2.478	3.049	3.518	3.927	4.301	4.660	5.010	5.348	5.960	6.849
300	*v*	0.00136	0.00145	0.00154	0.00164	0.00176	0.00191	0.00209	0.00231	0.00284	0.00345
	h	63.2	162.2	266.7	378.3	498.0	629.2	773.4	928.4	1255	1603
	s	2.462	3.032	3.498	3.903	4.273	4.623	4.962	5.288	5.884	6.419
400	*v*	0.00136	0.00144	0.00152	0.00162	0.00173	0.00185	0.00200	0.00217	0.00255	0.00298
	h	74.5	173.3	277.4	388.2	506.8	636.2	778.0	930.2	1253	1600
	s	2.447	3.015	3.479	3.882	4.248	4.593	4.927	5.247	5.836	6.366
500	*v*	0.00136	0.00143	0.00151	0.00160	0.00170	0.00181	0.00193	0.00207	0.00240	0.00272
	h	85.8	184.4	288.1	398.4	516.3	644.5	784.8	935.3	1256	1599
	s	2.432	2.999	3.461	3.863	4.226	4.569	4.898	5.215	5.799	6.328

* Valores convertidos y redondeados de las tablas de Goodwin, NBSIR 79-1621, 1979.

TABLA 3-224

T, K	*P*, bar
216.6	5.180
220	5.996
225	7.357
230	8.935
235	10.75
240	12.83
245	15.19
250	17.86
255	20.85
260	24.19
270	32.03
275	36.59
280	41.60
290	53.15
300	67.10
304.2[c]	73.83

* *c* = punto crítico. I

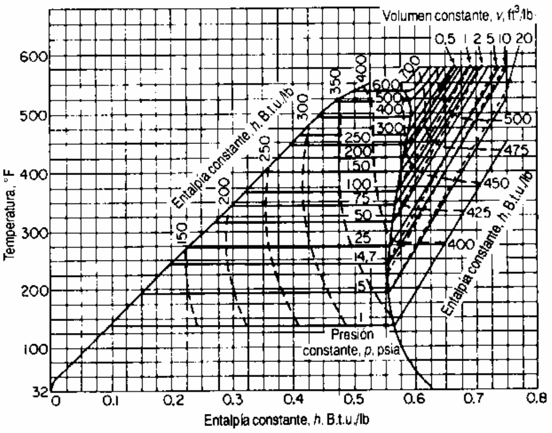


FIG. 3-19 Diagrama de temperatura-entropía para *n*-butanol De L. W. Shemilt, *Proc. Joint. Conf. Thermodynamic and Transport Properties of Fluids*, Londres, 1958)

TABLA 3-224 Dióxido de carbono saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
216.6	5.180	8.484.−4	0.0712	386.3	731.5	2.656	4.250	1.707		0.182
220	5.996	8.574.−4	0.0624	392.6	733.1	2.684	4.232	1.761		0.178
225	7.357	8.710.−4	0.0515	401.8	735.1	2.723	4.204			0.171
230	8.935	8.856.−4	0.0428	411.1	736.7	2.763	4.178	1.879	1.64	0.164
235	10.75	9.011.−4	0.0357	420.5	737.9	2.802	4.152			0.160
240	12.83	9.178.−4	0.0300	430.2	738.9	2.842	4.128	1.933	1.45	0.156
245	15.19	9.358.−4	0.0253	440.1	739.4	2.882	4.103			0.148
250	17.86	9.554.−4	0.0214	450.3	739.6	2.923	4.079	1.992	1.28	0.140
255	20.85	9.768.−4	0.0182	460.8	739.4	2.964	4.056			0.134
260	24.19	1.000.−3	0.0155	471.6	738.7	3.005	4.032	2.125	1.14	0.128
270	32.03	1.056.−3	0.0113	494.4	735.6	3.089	3.981	2.410	1.02	0.116
275	36.59	1.091.−3	0.0097	506.5	732.8	3.132	3.954			0.109
280	41.60	1.130.−3	0.0082	519.2	729.1	3.176	3.925	2.887	0.91	0.102
290	53.15	1.241.−3	0.0058	547.6	716.9	3.271	3.854	3.724	0.79	0.088
300	67.10	1.470.−3	0.0037	585.4	690.2	3.393	3.742		0.60	0.074
304.2[c]	73.83	2.145.−3	0.0021	636.6	636.6	3.558	3.558	∞	0.31	∞

* c = punto crítico. La notación 8.484.−4 significa 8.484×10^{-4}.

TABLA 3-225 Dióxido de carbono sobrecalentado*

	Temperatura, K									
P, bar	300	350	400	450	500	600	700	800	900	1000
	0.5639	0.6595	0.7543	0.8494	0.9439	1.1333	1.3324	1.5115	1.7005	1.8894
1 *h*	809.3	853.1	899.1	947.1	997.0	1102	1212	1327	1445	1567
s	4.860	4.996	5.118	5.231	5.337	5.527	5.697	5.850	5.990	6.120
	0.1106	0.1304	0.1498	0.1691	0.1882	0.2264	0.2645	0.3024	0.3403	0.3782
5 *h*	805.5	850.3	897.0	945.5	995.8	1101	1211	1326	1445	1567
s	4.548	4.686	4.810	4.925	5.031	5.222	5.392	5.546	5.685	5.814
	0.0539	0.0642	0.0742	0.0841	0.0938	0.1131	0.1322	0.1513	0.1703	0.1893
10 *h*	800.7	846.9	894.4	943.5	994.1	1100	1211	1326	1445	1567
s	4.405	4.548	4.674	4.790	4.897	5.089	5.260	5.414	5.555	5.683
	0.0255	0.0311	0.0364	0.0416	0.0466	0.0564	0.0661	0.0757	0.0853	0.0948
20 *h*	790.2	839.8	889.3	939.4	990.8	1098	1209	1325	1444	1567
s	4.249	4.402	4.534	4.653	4.762	4.955	5.127	5.282	5.423	5.551
	0.0159	0.0201	0.0238	0.0274	0.0309	0.0375	0.0441	0.0505	0.0570	0.0633
30 *h*	778.5	832.4	883.8	935.2	987.3	1096	1208	1324	1444	1566
s	4.144	4.341	4.447	4.569	4.679	4.876	5.049	5.204	5.346	5.474
	0.0110	0.0146	0.0175	0.0203	0.0230	0.0281	0.0331	0.0379	0.0428	0.0476
40 *h*	764.9	824.6	878.3	931.1	984.3	1094	1205	1323	1443	1566
s	4.055	4.239	4.380	4.507	4.619	4.818	4.993	5.148	5.291	5.419
	0.0080	0.0112	0.0138	0.0161	0.0183	0.0224	0.0265	0.0304	0.0343	0.0382
50 *h*	748.2	816.3	872.6	926.9	981.1	1091	1205	1322	1443	1566
s	3.968	4.179	4.330	4.457	4.572	4.773	4.948	5.104	5.247	5.377
	0.0058	0.0090	0.0113	0.0133	0.0151	0.0187	0.0221	0.0254	0.0286	0.0318
60 *h*	726.9	807.7	866.9	922.7	977.8	1089	1204	1321	1442	1565
s	3.878	4.126	4.314	4.416	4.532	4.736	4.912	5.069	5.212	5.341
		0.0062	0.0081	0.0097	0.0112	0.0140	0.0166	0.0191	0.0216	0.0240
80 *h*		788.4	855.1	914.2	971.3	1085	1201	1320	1441	1565
s		4.029	4.208	4.347	4.468	4.675	4.854	5.011	5.155	5.286
		0.0045	0.0062	0.0076	0.0089	0.0111	0.0133	0.0153	0.0173	0.0193
100 *h*		766.2	843.0	905.7	964.9	1081	1198	1318	1440	1564
s		3.936	4.144	4.290	4.417	4.627	4.808	4.967	5.111	5.241
		0.0023	0.0038	0.0049	0.0058	0.0074	0.0089	0.0103	0.0117	0.0130
150 *h*		704.5	811.9	884.8	949.4	1072	1192	1314	1437	1562
s		3.716	4.005	4.177	4.313	4.536	4.722	4.884	5.030	5.162
		0.0017	0.0027	0.0035	0.0043	0.0056	0.0067	0.0078	0.0088	0.0099
200 *h*		670.0	783.2	865.2	934.9	1063	1186	1310	1435	1561
s		3.591	3.894	4.088	4.234	4.468	4.668	4.824	4.970	5.104
			0.0018	0.0023	0.0029	0.0038	0.0046	0.0053	0.0060	0.0067
300 *h*			745.3	834.0	910.6	1047	1176	1303	1431	1559
s			3.747	3.956	4.118	4.367	4.573	4.743	4.886	5.021
			0.0015	0.0018	0.0022	0.0029	0.0035	0.0041	0.0047	0.0052
400 *h*			728.1	814.6	893.3	1035	1168	1298	1428	1558
s			3.663	3.867	4.033	4.292	4.497	4.671	4.824	4.960
				0.0016	0.0018	0.0024	0.0029	0.0034	0.0038	0.0043
500 *h*				803.5	881.9	1027	1162	1294	1426	1557
s				3.805	3.970	4.234	4.443	4.620	4.774	4.913

* Valores interpolados y redondeados a partir de Vukalovich y Altunin, *Thermophysical Properties of Carbon Dioxide*, Atomizdat, Moscú, 1965 y Collet, Inglaterra, 1968.

TABLA 3-226 Monóxido de carbono saturado*

T, K	*P*, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)
81.62	1.01	1.268.−3	0.0666	150.25	365.30	3.005	5.640
83.36	1.52	1.295.−3	0.0631	158.56	368.07	3.104	5.559
88.25	2.03	1.317.−3	0.0606	165.00	370.00	3.178	5.501
96.16	4.05	1.385.−3	0.0547	182.76	374.21	3.368	5.359
101.51	6.08	1.440.−3	0.0513	195.0	375.98	3.489	5.271
105.69	9.12	1.489.−3	0.0318	204.8	376.6	3.580	5.206
109.17	10.13	1.535.−3	0.0253	213.2	376.6	3.656	5.152
116.08	15.20	1.651.−3	0.0163	231.0	374.5	3.807	5.043
121.48	20.27	1.778.−3	0.0116	246.3	370.2	3.918	4.948
125.97	25.33	1.936.−3	0.0085	261.2	363.6	4.041	4.854
129.84	30.40	2.168.−3	0.0063	277.6	313.15	4.161	4.747
132.91†	34.96	3.337.−3	0.0033				

* Se convirtieron los valores de presión y volumen; se reprodujeron los valores de entropía y entalpía, tomados de Hust y Stewart, NBS Tech. Note 202, 1963. En estas tablas se dan los valores a 72.373 K o más, a intervalos pequeños de presión. c = punto crítico. La notación 1.268.−3 significa 1.268×10^{-3}.

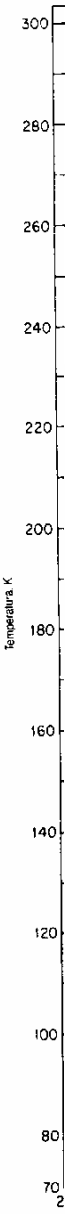


FIG. 3-2
atmósfera

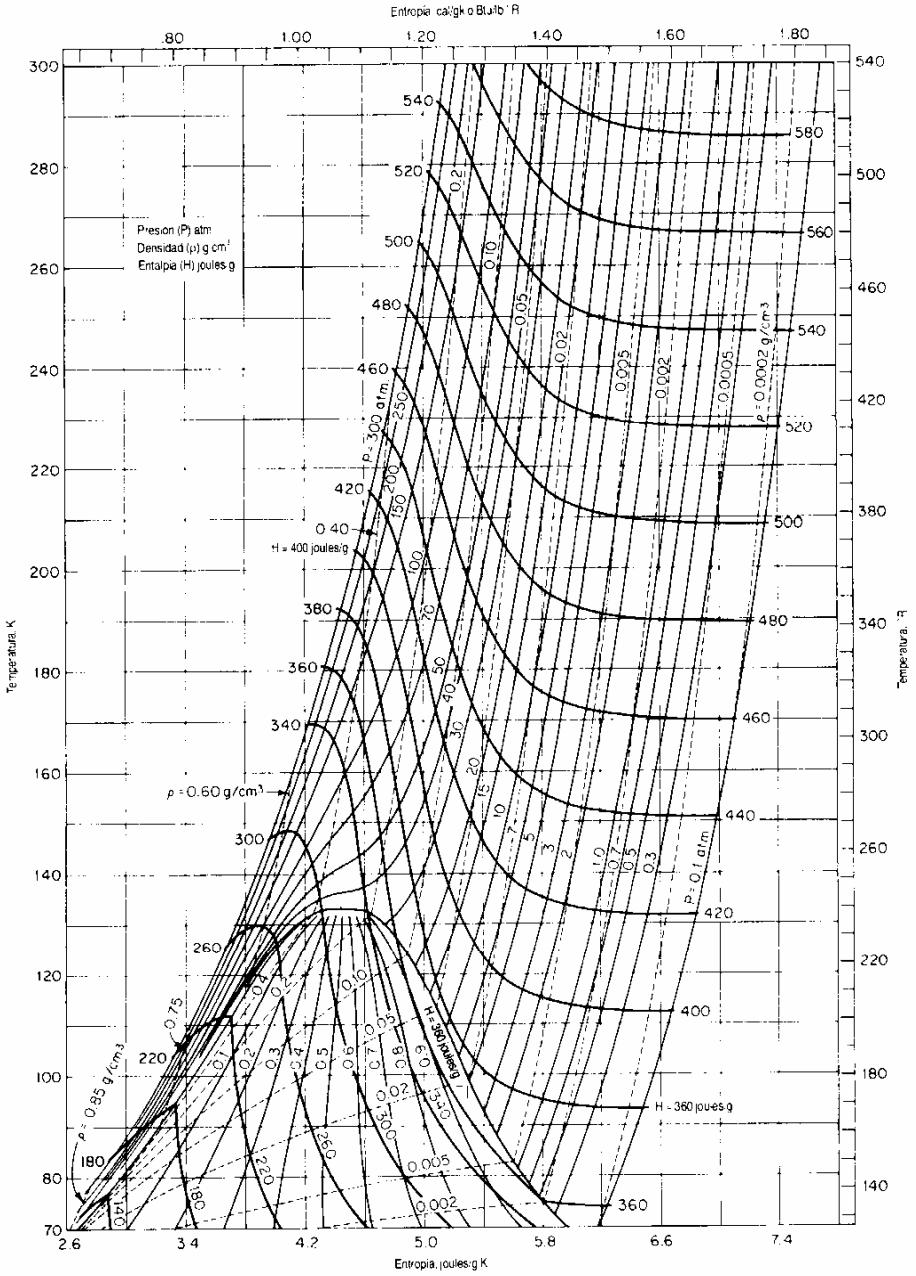


FIG. 3-20 Diagrama de temperatura-entropía para el monóxido de carbono (de Hust y Stewart, *N.B.S. Tech. Note* 202, 1963). Presión P en atmósferas; densidad ρ en gramos por centímetro cúbico; entalpía H en joules por gramo.

TABLA 3-227 Tetrafluoruro de carbono saturado*

Temp., °F	Presión, psia	Volumen, ft³/lb		Entalpía B.t.u./lb		Entropía, B.t.u./(lb.)(°F)	
		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
−220	5.726	0.00943	5.023	44.112	105.150	0.3638	0.8185
−200	13.748	0.00978	2.231	48.394	107.083	0.3809	0.6069
−180	28.69	0.01017	1.1232	53.007	108.920	0.3979	0.5978
−160	53.67	0.01062	0.6209	57.952	110.592	0.4148	0.5905
−140	92.07	0.01117	0.3674	63.224	112.014	0.4316	0.5842
−120	147.49	0.01184	0.2280	68.801	113.075	0.4482	0.5785
−100	223.81	0.01273	0.1451	74.715	113.589	0.4646	0.5727
−80	325.74	0.01403	0.0920	81.154	113.163	0.4813	0.5656
−60	460.61	0.01658	0.0534	89.236	110.394	0.5011	0.5540
−50.19	543.16	0.02560	0.0256	100.636	100.636	0.5284	0.5284

* Condensada de la obra de Chari, Ph. D. Thesis, University of Michigan, 1960. Reproducida con autorización de la University of Michigan y E.I. du Pont de Nemors & Company. Copyright, 1961. Las tablas de las tesis son para cifras más significativas en incrementos de 1 °F, de −270° a −51°F.

TABLA 3-228 Tetrafluoruro de carbono saturado (R14)*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
100	0.0089	5.370. −4	10.77	495.8	648.4	5.487	7.003	0.887		0.136
110	0.0286	5.515. −4	3.648	502.7	652.9	5.556	6.919	0.887		0.128
120	0.0924	5.668. −4	1.228	510.4	657.1	5.624	6.847	0.890		0.119
130	0.2986	5.834. −4	0.4051	518.8	661.1	5.691	6.786	0.896		0.111
140	0.6901	6.018. −4	0.1855	527.7	664.5	5.757	6.736	0.904	3.56	0.104
150	1.4074	6.225. −4	0.0951	537.2	668.3	5.822	6.696	0.922	3.28	0.097
160	2.598	6.460. −4	0.0532	549.4	671.4	5.885	6.662	0.975	3.03	0.089
170	4.426	6.733. −4	0.0318	557.6	674.0	5.947	6.629	1.031	2.80	0.081
180	7.067	7.055. −4	0.0200	568.2	676.1	6.007	6.607	1.104	2.59	0.072
190	10.702	7.449. −4	0.0131	579.3	677.4	6.066	6.583	1.203	2.39	0.064
200	15.531	7.957. −4	0.0087	591.0	677.8	6.124	6.558	1.334	2.19	0.057
210	21.794	8.674. −4	0.0058	603.5	676.4	6.182	6.536	1.506	2.01	0.049
220	29.269	9.931. −4	0.0036	618.5	671.4	6.233	6.490	1.73	1.85	0.042
227.5[c]	37.45	1.598. −3	0.0016	646.9	646.9	6.371	6.371	∞		∞

Los valores de P, v, h y s se interpolaron, extrapolaron y convirtieron de Oguchi, Reito, **52**, 869-889, 1979. c = punto crítico. La notación 5.370.−4 significa 5.370×10^{-4}

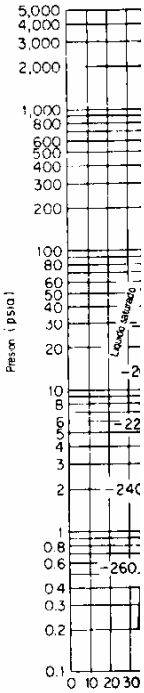


FIG. 3-21 Diagram
diciones de referencia
poseedor de los derec

Pa·s	k_f, W/(m·K)
	0.136
	0.128
	0.119
	0.111
	0.104
	0.097
	0.089
	0.081
	0.072
	0.064
	0.057
	0.049
	0.042
	∞

significa 5.370×10^{-4}

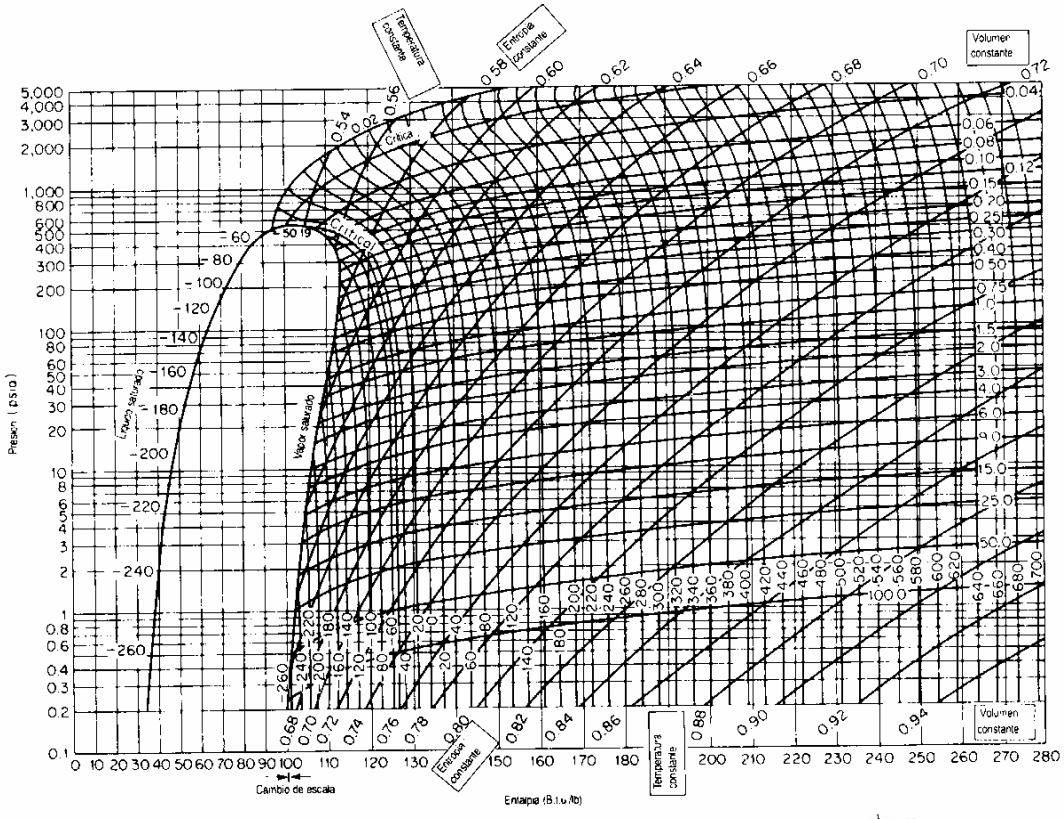


FIG. 3-21 Diagrama de log presión-entalpía para el tetrafluoruro de carbono. Unidades: temperatura, °F; entropía, B.t.u./lb °F; volumen ft³/lb. Condiciones de referencia; entalpía y entropía cero para sólidos a 0°R. (Copyright E. I. du Pont de Nemours and Company. Reimpreso con autorización del poseedor de los derechos de autor).

TABLA 3-229 Cloro*

Temp., °F.	Presión psia	Volumen ft³/lb		Entalpía B.t.u./lb.		Entropía B.t.u./(lb.)(°F.)	
		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
−40	11.234	0.01015	5.564	99.72	224.81	0.4318	0.7298
−29.29	14.696	0.01025	4.346	102.19	225.86	0.4376	0.7249
−20	18.330	0.01034	3.546	104.34	226.76	0.4425	0.7209
0	28.504	0.01055	2.361	108.96	228.63	0.4527	0.7131
20	42.539	0.01077	1.631	113.59	230.42	0.4625	0.7061
40	61.276	0.01101	1.163	118.26	232.09	0.4720	0.6998
60	85.606	0.01126	0.8503	122.96	233.64	0.4811	0.6941
80	116.46	0.01154	0.6357	127.71	235.03	0.4900	0.6888
100	154.80	0.01185	0.4839	132.54	236.24	0.4986	0.6839
120	201.65	0.01218	0.3739	137.46	237.24	0.5070	0.6792
140	258.03	0.01256	0.2923	142.51	237.99	0.5154	0.6746
160	325.05	0.01298	0.2305	147.74	238.45	0.5237	0.6701
180	403.87	0.01346	0.1829	153.21	238.54	0.5321	0.6655
200	495.67	0.01402	0.1453	159.01	238.16	0.5407	0.6606
220	601.83	0.01471	0.1152	165.29	237.17	0.5496	0.6554
240	723.69	0.01559	0.0903	172.26	235.28	0.5592	0.6493
260	862.81	0.01683	0.0690	180.38	231.91	0.5700	0.6417
280	1020.8	0.01910	0.0486	191.04	225.03	0.5840	0.6299
290	1107.5	0.02286	0.0342	200.81	214.87	0.5966	0.6154
291.21[c]	1118.4	0.02796	0.0280	207.77	207.77	0.6058	0.6058

[c] = temperatura crítica.

* Valores tomados de la obra de Kapoor y Martin, *Thermodynamic Properties of Chlorine*, Engineering Research Institute, University of Michigan, 1957. Reproducción autorizada. La fuente original da valores desde −130° F. por lo común a incrementos de 10° F y hasta cifras más significativas que las que se presentan aquí. Otras tablas de *Chlorine Handbook*, Diamond Alkali Co., Cleveland, Ohio, tienen ciertas diferencias. Los valores en el sistema métrico, de −70°C con incrementos de 5°C, en la obra de Landolt-Börnstein, vol. IVa. pags. 238-239, 1967, se basan en la obra de Ziegler, *Chem. Ing. Tech.* **22**, 229 (1950).

TABLA 3-230 Cesio saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)
301.6[m]	2.66.−9	5.444.−4	7.01.+7	74.6	637.6	0.696	2.563	0.245
400	3.83.−6	5.615.−4	6.54.+4	98.5	651.9	0.765	2.148	0.240
500	3.11.−4	5.800.−4	1001	122.0	666.1	0.817	1.905	0.232
600	5.65.−3	5.999.−4	65.63	144.9	678.4	0.859	1.748	0.224
700	0.0440	6.215.−4	9.671	167.0	688.9	0.893	1.638	0.219
800	0.2029	6.443.−4	2.353	188.7	698.3	0.922	1.559	0.217
900	0.6620	6.689.−4	0.796	210.6	707.3	0.975	1.500	0.222
1000	1.693	6.954.−4	0.335	233.2	716.4	0.972	1.455	0.231
1200	6.790	7.628.−4	0.097	281.1	736.1	1.015	1.394	0.248
1500	27.6	8.84.−4	0.029	358.8	772.2	1.072	1.345	0.275

* Valores convertidos de las tablas en Vargaftik, *Tables of the Thermophysical Properties of Liquids and Gases*, Nauka, Moscú, 1972 y Hemisphere, Washington, 1975. m = punto de fusión. La notación 2.66.−9 significa 2.66×10^{-9}.

TABLA 3–231 D

T, K	P, bar
243.5[m]	0.00001
260	0.00006
280	0.00042
300	0.00197
320	0.00720
340	0.02155
360	0.05522
380	0.1248
400	0.2549
420	0.4789
440	0.8387
447.3	1.0133
460	1.3852
480	2.1745
500	3.2690
520	4.733
540	6.633
560	9.062
580	12.16
600	16.12
617.5[c]	20.97

* Valores convertid

TABI

T, K
18.71
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
38.34

*V

TABLA 3–231 Decano saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
243.5[m]	0.00001	1.319. −3	20750	418.1	812.5	2.561	4.092	2.119	25.0	0.149
260	0.00006	1.334. −3	3300	452.7	836.3	2.699	4.120	2.109	16.6	0.144
280	0.00042	1.356. −3	443.	495.3	866.9	2.856	4.158	2.155	11.3	0.139
300	0.00197	1.381. −3	88.74	539.0	899.2	3.007	4.200	2.217	8.2	0.134
320	0.00720	1.410. −3	22.73	584.0	933.2	3.153	4.246	2.286	6.5	0.129
340	0.02155	1.442. −3	8.883	631.1	968.9	3.303	4.296		5.2	0.124
360	0.05522	1.478. −3	3.763	680.1	1006.2	3.443	4.350		4.16	0.119
380	0.1248	1.515. −3	1.750	730.7	1045.0	3.581	4.408		3.52	0.116
400	0.2549	1.552. −3	0.892	782.0	1085.0	3.712	4.469		2.98	0.110
420	0.4789	1.591. −3	0.490	835.6	1126.2	3.842	4.534		2.54	
440	0.8387	1.632. −3	0.290	889.6	1168.4	3.968	4.602		2.23	
447.3	1.0133	1.650. −3	0.243	909.4	1184.0	4.014	4.627		2.09	
460	1.3852	1.682. −3	0.178	944.5	1211.4	4.089	4.670			
480	2.1745	1.735. −3	0.115	1002.6	1255.2	4.213	4.739			
500	3.2690	1.797. −3	0.0759	1062.7	1299.4	4.335	4.808			
520	4.733	1.868. −3	0.0525	1124.5	1344.4	4.456	4.879			
540	6.633	1.952. −3	0.0369	1190.1	1389.5	4.573	4.949			
560	9.062	2.067. −3	0.0248	1256.1	1432.2	4.698	5.011			
580	12.16	2.255. −3	0.0154	1318.5	1468.1	4.802	5.060			
600	16.12	2.588. −3	0.0093	1384.5	1495.6	4.913	5.098			
617.5[c]	20.97	4.238. −3	0.0042	1483.2	1483.2	5.073	5.073			

* Valores convertidos de Das y Kuloor, *Ind. J. Technol.*, 5, 75 (1967). m = punto de fusión; c = punto crítico. La notación 1.319.−3 significa 1.319×10^{-3}.

TABLA 3-232 Deuterio normal saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)
18.71	0.1709	0.005752	2.232	−161.1	158.6	4.54	21.62
19	0.1944	0.005771	1.988	160.0	159.1	4.68	21.48
20	0.2944	0.005840	1.365	−152.8	163.9	4.97	20.81
21	0.4297	0.005914	0.968	−145.9	167.6	5.30	20.23
22	0.6072	0.005993	0.705	−138.7	170.6	5.63	19.69
23	0.8344	0.00608	0.5256	131.4	173.0	5.95	19.18
24	1.1192	0.00617	0.3995	−123.8	174.6	6.26	18.70
25	1.4694	0.00627	0.3088	−116.1	175.5	6.57	18.23
26	1.8932	0.00638	0.2421	−108.2	175.7	6.87	17.79
27	2.3989	0.00650	0.1921	−100.2	175.1	7.16	17.36
28	2.995	0.00663	0.1540	−92.0	173.8	7.44	16.94
29	3.690	0.00678	0.1246	83.6	171.7	7.72	16.52
30	4.493	0.00694	0.1015	−74.9	168.7	8.00	16.12
31	5.412	0.00713	0.0831	65.9	165.0	8.27	15.72
32	6.457	0.00735	0.0683	56.5	160.3	8.54	15.32
33	7.455	0.00761	0.0563	46.4	154.7	8.83	14.92
34	8.962	0.00793	0.0465	−35.5	148.0	9.12	14.52
35	10.44	0.00834	0.0382	−23.2	140.0	9.45	14.11
36	12.09	0.00890	0.0311	8.6	130.1	9.82	13.67
37	13.91	0.00976	0.0249	10.0	117.1	10.28	13.17
38	15.92	0.01158	0.0185	39.7	95.0	11.01	12.47
38.34[c]	16.65	0.01433	0.0143	69.2	69.2	11.76	11.76

*Valores condensados y convertidos de las tablas de Prydz, NBS Rep. 9276, 1967. c = punto crítico.

TABLA 3-233 Óxido de deuterio saturado*

T, K	P, bar	v_f, m^3/kg	v_g, m^3/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)
277.0[t]	0.00668	9.047.−4	172.2	0.0	2320.9	0.000	8.380
278.2	0.00720	9.045.−4	160.4	5.0	2322.5	0.0188	8.351
283.2	0.01030	9.042.−4	114.1	25.9	2330.9	0.0920	8.233
288.2	0.01449	9.043.−4	82.48	46.9	2339.3	0.166	8.122
293.2	0.02011	9.047.−4	60.45	67.8	2347.6	0.239	8.016
298.2	0.02758	9.054.−4	44.88	88.7	2356.0	0.311	7.915
303.2	0.03730	9.063.−4	33.71	109.6	2364.0	0.382	7.818
308.2	0.04990	9.075.−4	25.59	130.5	2372.3	0.450	7.725
313.2	0.06598	9.091.−4	19.66	151.5	2380.7	0.518	7.637
318.2	0.08638	9.108.−4	15.24	172.4	2388.6	0.585	7.550
323.2	0.1120	9.127.−4	11.93	193.3	2396.6	0.650	7.468
333.2	0.1831	9.170.−4	7.52	234.7	2413.3	0.776	7.315
353.2	0.4439	9.274.−4	3.27	318.4	2445.1	1.020	7.042
373.2	0.9646	9.403.−4	1.58	402.0	2474.8	1.253	6.807
398.2	2.2427	9.599.−4	0.72	507.5	2509.6	1.527	6.555
423.2	4.653	9.835.−4	0.362	612.5	2541.8	1.781	6.341
448.2	8.806	1.012.−3	0.198	718.8	2569.4	2.020	6.149
473.2	15.46	1.044.−3	0.115	826.8	2585.7	2.256	5.973
498.2	25.52	1.082.−3	0.0704	938.5	2597.0	2.483	5.812
523.2	39.99	1.133.−3	0.0447	1055.2	2598.7	2.707	5.658
548.2	60.04	1.200.−3	0.0290	1177.4	2587.0	2.930	5.501
573.2	86.97	1.276.−3	0.0191	1306.7	2555.6	3.153	5.332
598.2	122.4	1.392.−3	0.0124	1445.6	2492.4	3.356	5.132
623.2	168.3	1.596.−3	0.0075	1607.1	2366.5	3.631	4.850
644.7[c]	218.4	2.950.−3	0.0030				

*Tomados o convertidos de los valores que aparecen en Kazavchinskii, Kasselman y cols., *Thermophysical Properties of Heavy Water*, Moscú y Leningrado, 1963; traducción NBS-NSF 70-50094, 1971. t = punto triple; c = punto crítico. La notación 9.047.−4 significa 9.047×10^{-4}.

TABLA 3-234 Óxido de deuterio gaseoso a 1 kg/cm³ de presión

T (K)	400	450	500	550	600	650	700	750
v, m^3/kg	1.676	1.895	2.112	2.322	2.535	2.747	2.960	3.172
h, kJ/kg	2525	2619	2712	2807	2904	3002	3102	3205
s, kJ/(kg·K)	6.931	7.151	7.349	7.529	7.697	7.855	8.003	8.153

TABLA 3-235 D

t,	P, bar	v
343	0.0010	1.
350	0.0016	1.
360	0.0029	1.
370	0.0049	1.
380	0.0064	1.
390	0.0129	1.
400	0.0200	1.
420	0.0432	1.
440	0.0879	1.
460	0.1694	1.
480	0.3112	1.
500	0.5218	1.
520	0.8375	1.
540	1.290	1.
560	1.941	1.
580	2.818	1
600	3.926	1
620	5.408	1
640	7.328	1
660	9.572	1
680	12.05	1
700	15.21	1
720	19.14	1
740	23.93	1
760	28.71	1
780	34.83	2
800	42.46	3

*Valores interpolad
World Energy Confere

TABLA 3-236 E

T, K	P, bar
90.4[t]	1.131.−5
100	1.110.−4
110	7.467.−3
120	3.545.−3
130	1.291.−2
140	3.831.−2
150	9.672.−2
160	0.2146
170	0.4290
180	0.7874
190	1.347
200	2.174
210	3.340
220	4.922
230	7.004
240	9.670
250	13.01
260	17.12
270	22.10
280	28.06
290	35.14
300	43.54
305.3[c]	48.71

*Valores reproducid

TABLA 3–235 Difenilo saturado*

t,	P, bar	v_f, m^3/kg	v_g, m^3/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
343	0.0010	1.010.−3	252.5	0.0	444.2	0.000	1.298	1.760	15.0	0.139
350	0.0016	1.014.−3	156.1	13.0	444.2	0.036	1.266	1.782	13.5	0.138
360	0.0029	1.021.−3	85.0	30.0	446.7	0.084	1.236	1.813	11.7	0.136
370	0.0049	1.030.−3	49.9	47.2	449.7	0.130	1.213	1.844	10.3	0.135
380	0.0064	1.037.−3	29.9	65.0	454.5	0.178	1.200	1.875	9.1	0.133
390	0.0129	1.046.−3	18.3	82.7	462.7	0.224	1.194	1.906	8.1	0.132
400	0.0200	1.054.−3	11.7	99.3	461.2	0.273	1.202	1.936	7.3	0.130
420	0.0432	1.072.−3	5.84	139.9	499.0	0.358	1.228	1.998	6.0	0.127
440	0.0879	1.092.−3	3.021	180.3	532.4	0.451	1.267	2.060	5.0	0.125
460	0.1694	1.112.−3	1.652	222.7	569.7	0.545	1.378	2.122	4.3	0.122
480	0.3112	1.132.−3	0.9594	267.6	611.6	0.652	1.367	2.184	3.7	0.119
500	0.5218	1.154.−3	0.4452	314.9	651.8	0.746	1.424	2.246	3.3	0.116
520	0.8375	1.177.−3	0.3652	361.5	687.8	0.824	1.477	2.308	2.7	0.113
540	1.290	1.204.−3	0.2261	404.5	723.8	0.915	1.529	2.370	2.4	0.110
560	1.941	1.230.−3	0.1447	457.2	762.7	1.032	1.582	2.432	2.2	0.107
580	2.818	1.258.−3	0.0977	522.3	801.7	1.125	1.635	2.494	1.90	0.105
600	3.926	1.291.−3	0.0685	563.7	842.4	1.223	1.688	2.556	1.71	0.102
620	5.408	1.326.−3	0.0504	630.4	886.4	1.316	1.740	2.618	1.54	0.099
640	7.328	1.366.−3	0.0381	689.1	930.9	1.375	1.748	2.680	1.39	0.096
660	9.572	1.412.−3	0.0301	745.9	977.1	1.457	1.791	2.741	1.24	0.093
680	12.05	1.465.−3	0.0236	802.8	1024.9	1.585	1.856	2.803	1.10	0.090
700	15.21	1.529.−3	0.0186	860.1	1073.1	1.663	1.951	2.865	0.97	0.087
720	19.14	1.56.−3	0.0147	917.5	1116.7	1.746	2.003	2.93		
740	23.93	1.70.−3	0.0113	975.2	1152.8	1.822	2.058	3.00		
760	28.71	1.95.−3	0.0085	1033.1	1182.5	1.901	2.099			
780	34.83	2.16.−3	0.0058	1091.2	1163.0	1.977	2.107			
800	42.46	3.18.−3	0.0032	1148.4	1148.4	2.047	2.047			

*Valores interpolados por P. E. Liley a partir de la lista IVa de Landolt–Börnstein, pág. 557, 1967, tablas basadas en *Technical Data on Fuel*, British National Committee, World Energy Conference, Londres.

TABLA 3–236 Etano saturado (R170)*

T, K	P, bar	v_f, m^3/kg	v_g, m^3/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
90.4[t]	1.131.−5	1.534.−3	21945	176.8	769.4	2.560	9.113	2.260	14.19	0.215
100	1.110.−4	1.546	2484.5	198.7	782.4	2.790	8.627	2.274	9.37	0.208
110	7.467.−3	1.573	407.0	221.5	795.0	3.008	8.222	2.284	6.57	0.201
120	3.545.−3	1.615	93.61	244.4	807.2	3.207	7.897	2.292	4.89	0.194
130	1.291.−2	1.644	27.83	267.4	819.3	3.391	7.637	2.302	3.81	0.187
140	3.831.−2	1.675	10.08	290.5	831.4	3.562	7.426	2.316	3.07	0.180
150	9.672.−2	1.708	4.263	313.7	843.5	3.722	7.254	2.333	2.55	0.174
160	0.2146	1.743	2.039	337.2	855.6	3.873	7.113	2.355	2.17	0.167
170	0.4290	1.780	1.075	360.9	867.6	4.017	6.998	2.383	1.88	0.160
180	0.7874	1.819	0.6139	384.9	879.4	4.154	6.901	2.417	1.65	0.153
190	1.347	1.862	0.3738	409.3	890.8	4.285	6.819	2.458	1.47	0.147
200	2.174	1.908	0.2395	434.2	901.7	4.412	6.750	2.508	1.33	0.140
210	3.340	1.958	0.1602	459.7	911.9	4.535	6.689	2.568	1.21	0.133
220	4.922	2.014	0.1109	485.9	921.4	4.655	6.635	2.640	1.11	0.126
230	7.004	2.076	0.0789	512.8	929.6	4.773	6.585	2.730	1.03	0.119
240	9.670	2.148	0.0573	540.8	936.6	4.890	6.539	2.843	0.96	0.112
250	13.01	2.231	0.0423	569.9	941.9	5.006	6.493	2.991	0.82	0.106
260	17.12	2.330	0.0316	600.7	945.4	5.123	6.449	3.214	0.73	0.099
270	22.10	2.452	0.0237	633.6	946.4	5.233	6.392	3.511	0.64	0.092
280	28.06	2.613	0.0177	669.3	943.6	5.370	6.350	4.011	0.55	0.085
290	35.14	2.847	0.0129	709.8	934.7	5.502	6.278	5.089	0.44	0.078
300	43.54	3.295	0.0087	761.6	910.8	5.669	6.166	9.919	0.31	0.067
305.3[c]	48.71	4.891	0.0048	841.2	841.2	5.919	5.919	∞		

*Valores reproducidos o convertidos de Goodwin, Roder y Straty, NBS Tech. Note 684, 1976. t = punto triple; c = punto crítico. La notación 1.131.–5 significa 1.131×10^{-5}.

TABLA 3–237 Etano sobrecalentado*

P, bar		Temperatura, K 100	150	200	250	300	350	400	450	500	600	700
	v	0.00156	0.00171	0.5310	0.6725	0.8118	0.9500	1.0877	1.2250	1.3622	1.6360	1.9096
1.013	h	198.9	313.8	909.3	984.7	1068.3	1161.5	1265.3	1379.8	1504.6	1783	2097
	s	2.790	3.722	6.993	7.330	7.634	7.921	8.198	8.467	8.730	9.237	9.720
	v	0.00156	0.00171	0.00191	0.1288	0.1595	0.1890	0.2178	0.2464	0.2747	0.3308	0.3867
5	h	199.4	314.3	434.5	973.3	1060.3	1155.6	1260.7	1376.1	1501.5	1781	2096
	s	2.789	3.720	4.411	6.858	7.175	7.468	7.748	8.020	8.284	8.793	9.227
	v	0.00156	0.00171	0.00190	0.0590	0.0765	0.0923	0.1073	0.1220	0.1365	0.1650	0.1933
10	h	200.0	314.9	435.0	956.5	1050.0	1148.2	1255.0	1371.5	1497.9	1777	2094
	s	2.788	3.719	4.408	6.618	6.959	7.262	7.547	7.821	8.087	8.598	9.083
	v	0.00156	0.00170	0.00190	0.00222	0.0346	0.0438	0.0521	0.0599	0.0674	0.0822	0.0966
20	h	201.3	316.1	435.9	569.8	1026.1	1132.3	1243.3	1362.4	1490.5	1774	2090
	s	2.785	3.715	4.404	4.999	6.710	7.038	7.334	7.614	7.884	8.399	8.886
	v	0.00155	0.00170	0.00189	0.00219	0.0118	0.0193	0.0244	0.0288	0.0329	0.0407	0.0482
40	h	203.9	318.5	437.9	569.9	947.9	1096.2	1218.6	1343.8	1475.9	1764	2083
	s	2.780	3.709	4.394	4.982	6.309	6.770	7.097	7.391	7.670	8.194	8.686
	v	0.00155	0.00170	0.00188	0.00217	0.00290	0.0109	0.0152	0.0185	0.0215	0.0270	0.0321
60	h	206.5	321.0	439.8	570.3	738.1	1050.9	1192.0	1324.8	1461.2	1754	2077
	s	2.775	3.702	4.385	4.966	5.574	6.557	6.934	7.247	7.535	8.068	8.564
	v	0.00155	0.00169	0.00188	0.00215	0.00273	0.00667	0.0106	0.0134	0.0158	0.0201	0.0459
80	h	209.1	323.4	441.9	570.9	728.1	993.8	1163.6	1305.5	1446.7	1745	2070
	s	2.769	3.696	4.377	4.951	5.522	6.345	6.800	7.135	7.432	7.975	8.476
	v	0.00155	0.00169	0.00187	0.00213	0.00263	0.00465	0.00791	0.0104	0.0124	0.0160	0.0193
100	h	211.7	325.8	443.9	571.8	722.7	924.4	1134.7	1286.3	1432.4	1736	2064
	s	2.764	3.690	4.368	4.938	5.486	6.166	6.682	7.040	7.348	7.900	8.406
	v	0.00155	0.00168	0.00185	0.00209	0.00247	0.00328	0.00488	0.00655	0.00805	0.0107	0.0130
150	h	218.1	332.0	449.2	574.6	716.4	887.4	1075.2	1242.3	1399.3	1715	2050
	s	2.752	3.674	4.346	4.907	5.423	5.955	6.457	6.851	7.182	7.758	8.274
	v	0.00154	0.00167	0.00184	0.00205	0.00237	0.00291	0.00383	0.00495	0.00605	0.00806	0.00986
200	h	224.6	338.2	454.7	578.2	714.8	870.5	1041.7	1210.2	1327.3	1697	2038
	s	2.738	3.660	4.329	4.880	5.377	5.863	6.320	6.717	7.059	7.651	8.176
	v	0.00153	0.00166	0.00181	0.00200	0.00225	0.00259	0.00307	0.00367	0.00433	0.00563	0.00686
300	h	237.6	350.6	465.9	586.8	715.9	860.9	1014.9	1175.5	1338.7	1671	2019
	s	2.715	3.632	4.294	4.833	5.309	5.757	6.168	6.547	6.891	7.496	8.032
	v	0.00153	0.00165	0.00179	0.00195	0.00216	0.00244	0.00276	0.00316	0.00361	0.00454	0.00545
400	h	250.6	363.2	477.6	596.6	723.7	861.6	1008.3	62.5	1322.7	1657	2008
	s	2.692	3.605	4.262	4.793	5.257	5.688	6.080	6.443	6.780	7.388	7.930
	v	0.00152	0.00163	0.00176	0.00192	0.00210	0.00232	0.00258	0.00288	0.00322	0.00392	0.00465
500	h	263.5	375.8	489.5	607.1	732.0	866.5	1009.3	1159.5	1316.9	1650	2003
	s	2.670	3.580	4.234	4.758	5.213	5.634	6.015	6.369	6.00	7.306	7.851

*Valores convertidos y redondeados de las tablas de Goodwin, Roder y Straty, NBS Tech. Note 684, 1976. v = volumen específico, m^3/kg; h = entalpía específica, kJ/kg; s = entropía específica, kJ/(kg · K).

TABLA 3-238 Etilamina saturada ($C_2H_5NH_2$)*

Temp., °F t	Presión abs., psia p	Volumen, ft³/lb vapor v_g	Entalpía Btu/lb Líquido h_f	Entalpía Btu/lb Vapor h_g	Entropía Btu/(lb)(°R) Líquido s_f	Entropía Btu/(lb)(°R) Vapor s_g
− 58	0.335	270.8	− 7.82	284.78	−0.0263	0.7094
− 40	.740	134.5	0.00	290.93	.0000	.6951
− 22	1.408	72.87	10.93	296.84	.0253	.6788
− 4	2.546	41.71	23.01	303.05	.0498	.6664
+ 5	3.342	32.52	27.61	306.04	0.619	.6609
23	5.590	20.00	38.91	311.92	.0857	.6512
41	8.960	12.88	50.36	317.50	.1091	.6430
68	16.896	7.156	68.18	326.50	.1437	.6332
86	24.72	5.039	80.50	332.46	.1664	.6281
113	41.49	3.136	99.52	341.44	.1999	.6223

* *Refrigerating Data Book*, 5a. ed., American Society of Refrigerating Engineers, Nueva York, 1942.

TABLA 3-239 Cloruro de etilo saturado*

Temp., °F t	Presión abs., psia p	Volumen, ft³/lb Líquido v_f	Volumen, ft³/lb Vapor v_g	Entalpía Btu/lb Líquido h_f	Entalpía Btu/lb Vapor h_g	Entropía Btu/(lb)(°R) Líquido s_f	Entropía Btu/(lb)(°R) Vapor s_g
−22	2.20	0.01637	34.4	−23.1	158.2	−0.0497	0.3642
−13	2.85	.01669	26.95	−19.2	160.7	− .0410	.3615
− 4	3.66	.01682	21.33	−15.4	163.1	− .0324	.3591
+ 5	4.65	.01695	17.06	−11.6	165.4	− .0241	.3566
14	5.85	.01708	13.77	− 7.7	167.8	− .0159	.3543
23	7.28	.01721	11.21	− 3.8	170.2	− .0079	.3523
32	8.99	.01735	9.21	0.0	172.5	.0000	.3506
41	11.01	.01749	7.62	+ 3.8	174.7	+ .0077	.3488
50	13.37	.01765	6.36	7.7	177.0	.0154	.3475
59	16.11	.01777	5.34	11.6	179.3	.0228	.3459
68	19.29	.01792	4.51	15.4	181.4	.0302	.3446
77	22.94	.01807	3.84	19.2	183.5	.0374	.3433
86	27.10	.01822	3.29	23.1	185.7	.0445	.3423
95	31.82	.01838	2.83	26.9	187.7	.0515	.3412
104	37.17	.01854	2.44	30.8	189.9	.0583	.3402
113	43.16	.01870	2.13	34.6	191.8	.0651	.3394
122	49.88	.01887	1.86	38.5	193.8	.0718	.3386
131	57.36	.01904	1.63	42.3	195.6	.0783	.3377

*Am. Soc. Refrigerating Eng. Circ. 9, 1926.

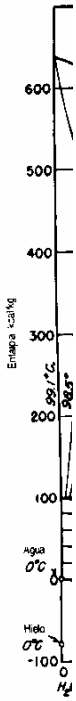


FIG. 3-22
etílico a 0°
la línea de
equilibrio

TABLA 3–240 E

T, K	P, bar
104.0[t]	0.0012
110	0.0032
120	0.0141
130	0.0469
140	0.118
150	0.269
160	0.562
170	1.053
180	1.822
190	2.959
200	4.559
210	6.723
220	9.560
230	13.18
240	17.71
250	23.28
260	30.03
270	38.11
275	42.71
283.1[c]	50.97

*Los valores de P, traducción NBSIR 75-

600	700
1.6360	1.9096
1783	2097
9.237	9 720
0.3308	0.3867
1781	2096
8.793	9 227
0 1650	0 1933
1777	2094
8.598	9.083
0.0822	0.0966
1774	2090
8.399	8.896
0.0407	0.0482
1764	2083
8.194	8.686
0.0270	0.0321
1754	2077
8.068	8.564
0.0201	0.0459
1745	2070
7.975	8.476
0 0160	0.0193
1736	2064
7.900	8 406
0.0107	0.0130
1715	2050
7.758	8.274
0.00806	0.00986
1697	2038
7.651	8.176
0.00563	0.00686
1671	2019
7.486	8.032
0.00454	0.00545
1657	2008
7.388	7.930
0.00392	0.00465
1650	2003
7.306	7.851

talpía específica, kJ/kg; s =

Entropía Btu/(lb)(°R)	
Líquido s_f	Vapor s_g
−0.0497	0.3642
− .0410	.3615
− .0324	.3591
− .0241	.3566
− .0159	.3543
− .0079	.3523
.0000	.3506
+ .0077	.3488
.0154	.3475
.0228	.3459
.0302	.3446
.0374	.3433
.0445	.3429
.0515	.3412
.0583	.3402
.0651	.3394
.0718	.3386
.0783	.3377

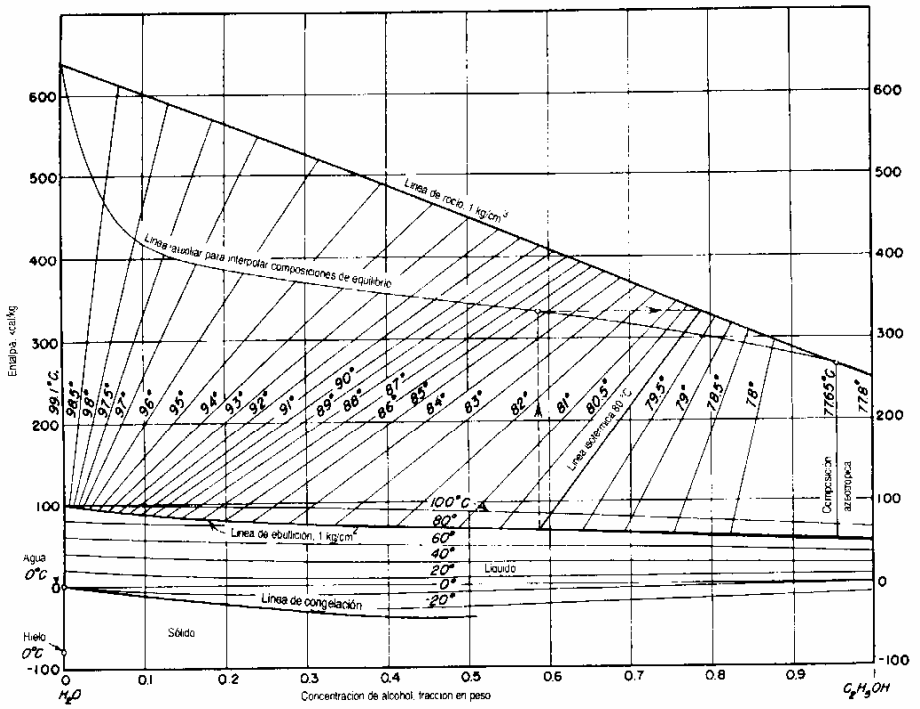


FIG. 3-22 Diagrama de entalpía-concentración para alcohol etílico en solución acuosa. Estados de referencia: las entalpías del agua líquida y el alcohol etílico a 0°C son cero. Nota: para interpolar composiciones de equilibrio, se puede levantar una vertical a partir de cualquier composición líquida sobre la línea de ebullición y determinarse su intersección con la línea auxiliar. Una horizontal desde esa intersección establecerá la composición de vapor de equilibrio sobre la línea de rocío (Bosnjakovic, *Technische Thermodynamik, T. Steinkopff, Leipzig,* 1935).

TABLA 3–240 Etileno saturado (R1150)*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
104.0[t]	0.0012	1.417 − 3	265	241	803			2.480	7.5	0.258
110	0.0032	1.449 − 3	109	251	808			2.457	5.63	0.252
120	0.0141	1.500 − 3	27.8	275	820			2.436	4.20	0.242
130	0.0469	1.553 − 3	8.72	299	832			2.418	3.28	0.232
140	0.118	1.605 − 3	3.611	324	844			2.405	2.65	0.222
150	0.269	1.659 − 3	1.676	347	856			2.397	2.20	0.212
160	0.562	1.711 − 3	0.8281	371.3	868.6	4.077	7.185	2.395	1.87	0.202
170	1.053	1.762 − 3	0.4605	395.4	875.7	4.224	7.049	2.404	1.62	0.192
180	1.822	1.811 − 3	0.2761	419.6	882.7	4.362	6.935	2.410	1.43	0.182
190	2.959	1.865 − 3	0.1752	443.8	888.9	4.494	6.837	2.425	1.28	0.172
200	4.559	1.923 − 3	0.1162	467.8	894.1	4.617	6.749	2.450	1.15	0.162
210	6.723	1.986 − 3	0.0801	492.6	899.8	4.731	6.670	2.505	1.05	0.152
220	9.560	2.056 − 3	0.0570	518.0	905.7	4.844	6.608	2.580	0.97	0.142
230	13.18	2.142 − 3	0.0415	544.2	911.1	4.956	6.551	2.706	0.90	0.132
240	17.71	2.243 − 3	0.0305	571.5	912.2	5.070	6.490	2.915	0.83	0.122
250	23.28	2.370 − 3	0.0224	600.8	908.1	5.188	6.417	3.260	0.77	0.112
260	30.03	2.539 − 3	0.0164	633.0	900.1	5.313	6.340	3.775	0.71	0.102
270	38.11	2.798 − 3	0.0118	673.2	887.7	5.459	6.253	4.990		
275	42.71	2.997 − 3	0.0096	700.3	874.2	5.551	6.194			
283.1[c]	50.97	4.739 − 3	0.0047	799.1	799.1	5.903	5.903	∞		∞

*Los valores de P, v, h y s se tomaron de Vashchenko, Vinnov y cols., *Thermodynamic and Transport Properties of Ethylene and Propylene*, Standartov, Moscú, 1971; traducción NBSIR 75-763-COM-75-11276, NTIS, 1975. t = punto triple, c = punto crítico.

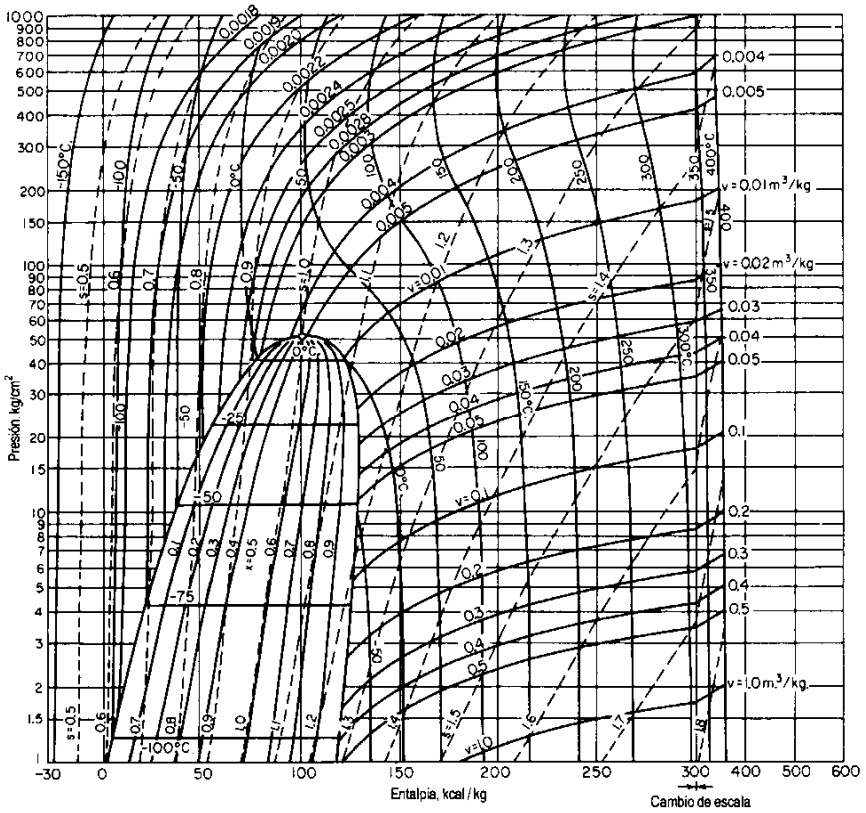


FIG. 3-23 Diagrama de entalpía-presión para el etileno (*De Benzler y Koch, Chem.-Ing.-Tech., 27, 71 (1955). Copyright Verlag Chemie GmbH*, Weinheim, Bergstrasse, Alemania).

TABLA 3–241 Flúor saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
53.5[t]	0.0025	5.866.−4	46.2	−158.6	40.9	1.602	5.314	1.446	8.8	0.186
55	0.0041	5.898.−4	17.1	−153.5	42.0	1.642	5.235	1.442	8.0	0.184
60	0.0155	6.005.−4	8.46	−149.1	45.8	1.768	5.004	1.437	6.0	0.177
65	0.0477	6.119.−4	2.93	−141.8	49.6	1.885	4.816	1.442	4.7	0.170
70	0.1230	6.240.−4	1.24	−134.4	53.2	1.995	4.666	1.450	3.8	0.162
75	0.276	6.369.−4	0.583	−127.0	56.8	2.097	4.540	1.460	3.19	0.154
80	0.555	6.508.−4	0.309	−119.5	60.1	2.194	4.433	1.474	2.71	0.146
85	1.019	6.657.−4	0.176	−111.9	63.3	2.285	4.342	1.498	2.33	0.137
90	1.740	6.819.−4	0.108	−104.3	66.1	2.372	4.262	1.535	2.00	0.129
95	2.802	6.997.−4	0.069	− 96.5	68.6	2.455	4.191	1.555	1.76	0.120
100	4.280	7.193.−4	0.0466	− 88.6	70.7	2.535	4.127	1.585	1.53	0.112
105	6.280	7.412.−4	0.0323	− 80.5	72.4	2.612	4.068	1.630	1.36	0.103
110	8.885	7.659.−4	0.0231	− 72.2	73.6	2.688	4.012	1.692	1.21	0.095
115	12.20	7.948.−4	0.0168	− 63.6	74.1	2.763	3.959	1.782	1.08	0.087
120	16.33	8.283.−4	0.0125	− 54.5	73.9	2.837	3.906	1.888	0.96	0.080
125	21.37	8.696.−4	0.0093	− 44.9	72.7	2.912	3.864	2.05	0.86	0.073
130	27.48	9.223.−4	0.0069	− 34.5	70.2	2.989	3.795	2.33	0.74	0.066
135	34.72	9.963.−4	0.0051	− 22.7	65.6	3.073	3.727	2.90	0.63	0.070
140	43.47	1.119.−3	0.0036	− 8.4	56.9	3.170	3.636	3.64	0.49	0.105
144.3[c]	52.15	1.743.−3	0.0017	23.9	23.9	3.388	3.388	∞		∞

* Valores reproducidos o convertidos de Prydz y Straty, NBS Tech. Note 392, rev., septiembre 1973. t = punto triple; c = punto crítico. La notación 5.866.−4 significa 5.866×10^{-4}

TABLA 3-242 Flú

T, K	84
v, m³/kg	0.1
h, kJ/kg	63.
s, kJ/(kg·K)	4.3

* Valores tomados de
Phys., **53**, 2359 (1970);

TABL

T, K
1.0
1.1
1.2
1.3
1.4
1.5
1.6
1.7
1.8
1.9
2.0
2.1
2.2
2.3
2.4
2.5
2.6
2.7
2.8
2.9
3.0
3.1
3.2
3.3
3.32[c]

* V

TABLA 3-242 Flúor gaseoso a presión atmosférica*

T, K	84.95	90	100	120	140	160	180	200	220	240	260	280	300
v, m^3/kg	0.1776	0.1892	0.2118	0.2562	0.3002	0.3439	0.3874	0.4309	0.4744	0.5176	0.5610	0.6043	0.6476
h, kJ/kg	63.22	67.30	75.27	90.96	106.53	122.06	137.62	153.2	169.0	184.9	201.0	217.2	233.7
s, kJ/(kg·K)	4.342	4.390	4.474	4.616	4.737	4.840	4.932	5.014	5.090	5.158	5.221	5.282	5.340

* Valores tomados de Prydz y Straty, NBS Tech. Note 392, 1970. Se recomienda esta fuente para otras presiones y temperaturas. Se encuentra más información en *J. Chem. Phys.*, **53**, 2359 (1970); y *J. Res. NBS*, **74A**, 499, 661, 747 (1970).

TABLA 3-243 Helio³ saturado*

T, K	P, bar	v_f, m^3/kg	v_g, m^3/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)
1.0	0.0122	0.01222	1.72	−5.69	6.75	2.28	14.72
1.1	0.0182	0.01224	1.33	−5.49	7.40	2.65	14.34
1.2	0.0274	0.01227	1.02	−5.26	8.03	2.95	14.02
1.3	0.0370	0.01231	0.805	−5.01	8.65	3.20	13.70
1.4	0.0517	0.01236	0.649	−4.75	9.27	3.40	13.41
1.5	0.0659	0.01241	0.526	−4.47	9.88	3.60	13.13
1.6	0.0871	0.01247	0.437	−4.17	10.46	3.80	12.88
1.7	0.107	0.01254	0.363	−3.84	11.04	3.91	12.53
1.8	0.137	0.01262	0.308	−3.47	11.60	4.01	12.38
1.9	0.163	0.01271	0.260	−3.07	12.15	4.13	12.14
2.0	0.202	0.01282	0.222	−2.64	12.68	4.26	11.91
2.1	0.237	0.01294	0.189	−2.17	13.19	4.40	11.69
2.2	0.284	0.01308	0.164	−1.55	13.67	4.55	11.47
2.3	0.326	0.01324	0.142	−0.99	14.13	4.71	11.25
2.4	0.385	0.01343	0.124	−0.34	14.57	4.87	11.04
2.5	0.438	0.01365	0.109	0.36	14.98	5.03	10.84
2.6	0.508	0.01390	0.096	1.16	15.37	5.20	10.64
2.7	0.576	0.01419	0.085	2.01	15.89	5.38	10.41
2.8	0.653	0.01456	0.074	2.96	16.40	5.57	10.17
2.9	0.732	0.01497	0.064	4.01	16.37	5.77	9.92
3.0	0.803	0.01549	0.055	5.28	16.32	6.00	9.66
3.1	0.907	0.01614	0.047	6.70	16.20	6.24	9.34
3.2	1.023	0.01720	0.039	8.44	15.98	6.54	8.90
3.3	1.128	0.01902	0.028	10.66	14.50	6.96	8.35
3.32[c]	1.165	0.02394	0.024	13.25	13.25	7.50	7.50

* Valores convertidos y uniformados a partir de una tabla de Gibbons y Nathan, USAF Rep. AFML-TR-67-175, 1967. c = punto crítico.

$^{-4}$ Pa·s	k_f, W/(m·K)
5	0.186
0	0.184
0	0.177
7	0.170
5	0.162
19	0.154
71	0.146
33	0.137
00	0.129
76	0.120
53	0.112
36	0.103
21	0.095
08	0.087
96	0.080
86	0.073
74	0.066
63	0.070
49	0.105
	∞

ıación 5.866.– 4 significa

TABLA 3-244 Helio[4] saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
2.18[λ]	0.0503	6.839 −3	0.8491	3.25	25.41	1.65	11.92	...	0.0360	0.0147
2.2	0.0533	6.842 −3	0.8099	3.28	25.51	1.67	11.85	3.16	0.0361	0.0148
2.3	0.0672	6.860 −3	0.6654	3.57	25.91	1.80	11.57	1.80	0.0367	0.0155
2.4	0.0834	6.882 −3	0.5540	3.82	26.30	1.90	11.32	2.25	0.0371	0.0160
2.5	0.1021	6.970 −3	0.4665	4.05	26.68	1.99	11.09	2.13	0.0365	0.0276
2.6	0.1235	6.936 −3	0.3967	4.27	27.04	2.07	10.87	2.10	0.0373	0.0168
2.7	0.1479	6.969 −3	0.3402	4.50	27.38	2.15	10.66	2.14	0.0373	0.0171
2.8	0.1753	7.004 −3	0.2941	4.73	27.71	2.23	10.47	2.22	0.0372	0.0174
2.9	0.2060	7.043 −3	0.2559	4.98	28.03	2.30	10.28	2.31	0.0370	0.0176
3.0	0.2402	7.085 −3	0.2241	5.23	28.33	2.38	10.11	2.42	0.0368	0.0178
3.1	0.2780	7.130 −3	0.1972	5.50	28.61	2.46	9.94	2.54	0.0365	0.0180
3.2	0.3198	7.180 −3	0.1745	5.78	28.87	2.54	9.77	2.67	0.0362	0.0182
3.3	0.3655	7.232 −3	0.1550	6.08	29.11	2.62	9.62	2.80	0.0358	0.0184
3.4	0.4154	7.290 −3	0.1382	6.39	29.32	2.71	9.46	2.95	0.0355	0.0186
3.5	0.4698	7.352 −3	0.1237	6.72	29.52	2.79	9.31	3.10	0.0351	0.0188
3.6	0.5289	7.419 −3	0.1110	7.07	29.69	2.88	9.17	3.28	0.0347	0.0190
3.7	0.5926	7.492 −3	0.0999	7.43	29.84	2.96	9.03	3.47	0.0342	0.0191
3.8	0.6614	7.571 −3	0.0901	7.82	29.96	3.05	8.88	3.68	0.0338	0.0192
3.9	0.7353	7.657 −3	0.0815	8.22	30.06	3.14	8.74	3.92	0.0333	0.0194
4.0	0.8147	7.752 −3	0.0702	8.65	30.12	3.23	8.60	4.19	0.0328	0.0195
4.1	0.8996	7.856 −3	0.0669	9.11	30.15	3.33	8.46	4.51	0.0323	0.0196
4.2	0.9901	7.971 −3	0.0606	9.59	30.14	3.43	8.32	4.88	0.0318	0.0196
4.3	1.0872	8.100 −3	0.0550	10.10	30.08	3.53	8.18	5.32	0.0313	0.0197
4.4	1.190	8.244 −3	0.0499	10.66	29.98	3.64	8.03	5.86	0.0307	0.0197
4.5	1.299	8.407 −3	0.0452	11.25	29.81	3.75	7.88	6.55	0.0301	0.0199
4.6	1.416	8.596 −3	0.0408	11.90	29.58	3.87	7.71	7.44	0.0295	0.0200
4.7	1.537	8.818 −3	0.0368	12.61	29.25	4.00	7.54	8.68	0.0289	0.0202
4.8	1.670	9.086 −3	0.0329	13.40	28.80	4.14	7.35	10.5	0.0282	0.0205
4.9	1.808	9.427 −3	0.0292	14.30	28.18	4.30	7.13	13.6	0.0274	0.0210
5.0	1.955	9.893 −3	0.0255	15.39	27.28	4.50	6.87	19.9	0.0264	0.0222
5.1	2.110	1.063 −2	0.0214	16.82	25.83	4.75	6.51	38.5	0.0251	0.0263
5.20[c]	2.275	1.436 −2	0.0144	21.36	21.36	5.59	5.59	∞		∞

* Valores tomados de McCarty, NBS Tech. Note 631, 1972. λ = punto lambda; c = punto crítico.

TABLA 3-245 Helio sobrecalentado*

P, bars		Temp., °C: 0	100	200	300	400	500	600	800	1000
1	v	5.677	7.754	9.831	11.908	13.985	16.063	18.140	22.294	26.448
	h	0.327	519.6	1039	1558	2078	2597	3116	4155	5193
	s	0.0116	1.620	2.853	3.849	4.684	5.403	6.035	7.106	7.993
5	v	1.138	1.553	1.968	2.384	2.799	3.215	3.630	4.461	5.291
	h	1.636	520.9	1040	1560	2079	2598	3117	4156	5194
	s	−3.343	−1.723	−0.490	0.506	1.341	2.060	2.692	3.763	4.650
10	v	0.5704	0.780	0.986	1.193	1.401	1.609	1.816	2.232	2.647
	h	3.272	522.5	1042	1561	2080	2600	3119	4157	5196
	s	−4.782	−3.162	−1.929	−0.934	−0.098	0.621	1.252	2.323	3.211
20	v	0.2867	0.3904	0.4942	0.5979	0.7017	0.9093	1.1169	1.3245	1.8435
	h	6.544	525.8	1045	1564	2083	2603	3122	4160	5199
	s	−6.221	−4.601	−3.368	−2.373	−1.537	−0.818	−0.187	0.884	1.771
50	v	0.1164	0.1579	0.1993	0.2408	0.2822	0.3257	0.3652	0.4481	0.5311
	h	16.360	535.5	1055	1574	2093	2612	3131	4169	5207
	s	−8.121	−6.501	−5.268	−4.273	−3.438	−2.719	−2.088	−1.017	−0.130
100	v	0.0597	0.0803	0.1010	0.1217	0.1424	0.1631	0.1838	0.2252	0.2666
	h	37.720	551.7	1071	1590	2108	2627	3146	4184	5222
	s	−9.555	−7.936	−6.703	−5.709	−4.874	−4.155	−3.524	−2.454	−1.567
150	v	0.0407	0.0545	0.0682	0.0820	0.0958	0.1095	0.1233	0.1509	0.1785
	h	49.080	567.9	1087	1605	2124	2643	3161	4199	5236
	s	−10.391	−8.773	−7.541	−6.546	−5.712	−4.994	−4.363	−3.293	−2.407
200	v	0.0312	0.0416	0.0518	0.0622	0.0725	0.0828	0.0931	0.1137	0.1344
	h	65.440	584.1	1103	1621	2140	2658	3176	4213	5250
	s	−10.983	−9.635	−8.134	−7.139	−6.306	−5.588	−4.957	−3.888	−3.002

* Compilada de la obra de Tsederberg, Popov y sus colaboradores, "*Thermodynamics and Thermophysical Properties of Helium*", Atomizdat, Moscú, 1969 y NBS-NSFTT 50096, 1971. Material registrado en los derechos de autor. Reproducido con autorización. Esta obra contiene datos para muchas más presiones y temperaturas que lo que resulta posible reproducir aquí. v = volumen, m³/kg; h = entalpía kJ/kg; s = entropía, kJ/(kg)(K).

^{4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
	0.0147
	0.0148
	0.0155
	0.0160
	0.0276
	0.0168
	0.0171
	0.0174
	0.0176
	0.0178
	0.0180
	0.0182
	0.0184
	0.0186
	0.0188
	0.0190
	0.0191
	0.0192
	0.0194
	0.0195
	0.0196
	0.0196
	0.0197
	0.0197
	0.0199
	0.0200
	0.0202
	0.0205
	0.0210
	0.0222
	0.0263
	∞

0	1000
294	26.448
	5193
106	7.993
461	5.291
	5194
763	4.650
232	2.647
	5196
323	3.211
3245	1.8435
	5199
584	1.771
4481	0.5311
	5207
017	−0.130
3252	0.2666
	5222
454	−1.567
1509	0.1785
	5236
393	−2.407
1137	0.1344
	5250
388	−3.002

oscú, 1969 y NBS-NSFTT
leraturas que lo que resulta

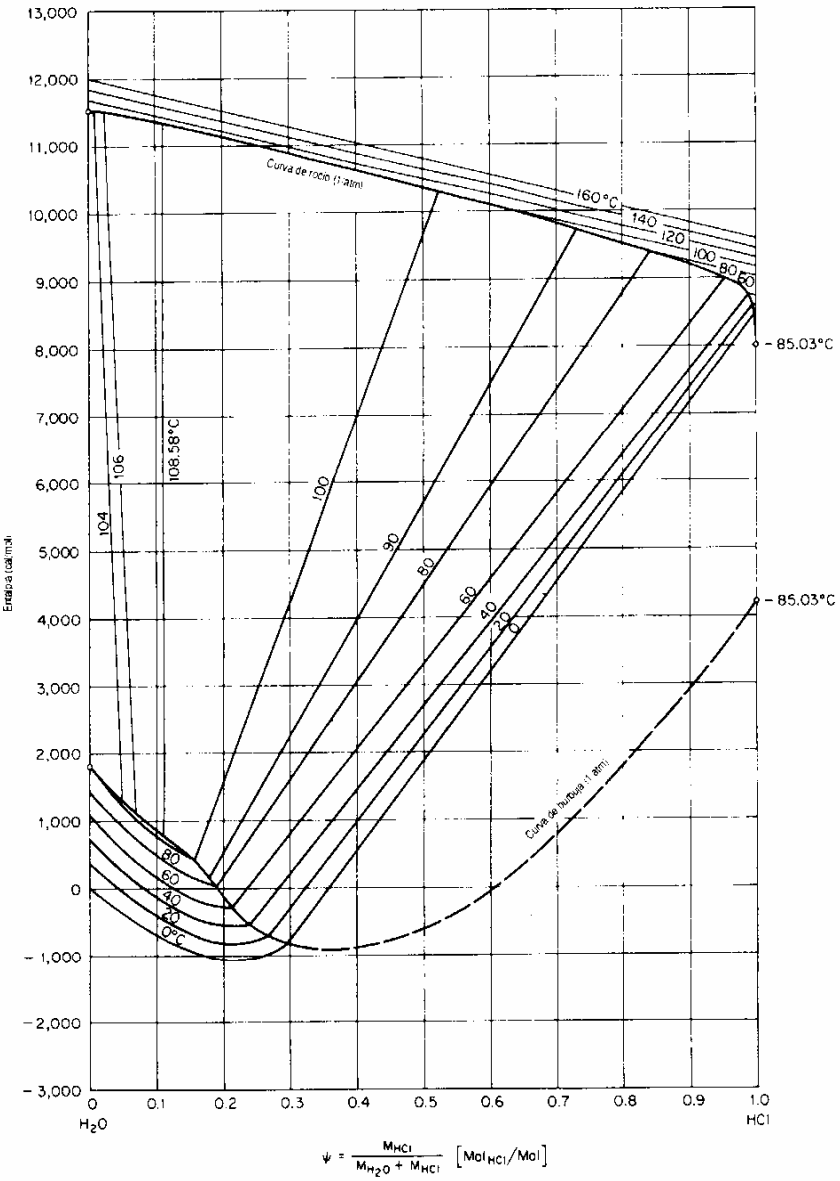


FIG. 3-24 Diagrama de entalpía-concentración para cloruro de hidrógeno en solución acuosa, a 1 atm. Estados de referencia: la entalpía del agua líquida a 0°C es cero; la entalpía de vapor de HCl puro saturado a un atm (−85.03°C) es 8000 cal/mol. Nota: se debe observar que la base de peso incluye el vapor, que es particularmente importante en la región de dos fases. Los valores de saturación se pueden leer en los extremos de las líneas de enlace [(*Van Nuys. Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.* **39**, 663 (1943)].

TABLA 3-246 Helio[4] gaseoso a presión atmosférica*

T, K	4.224	5	10	20	30	40	50	75	100	200	300	400	500	600	800	1000
v, m³/kg	0.0591	0.0834	0.1612	0.4094	0.6161	0.8218	1.0273	1.5403	2.053	4.102	6.154	8.191	10.24	12.31	16.40	20.50
h, kJ/kg	30.30	36.18	64.91	117.95	170.24	222.4	274.4	404.4	534.2	1054	1573	2092	2612	3131	4170	5208
s, kJ/(kg·K)	8.327	9.614	13.369	17.321	19.442	20.94	22.10	24.21	25.71	29.30	31.41	32.90	34.06	35.01	36.50	37.66

* Fuente: McCarty, NBS Rep. 9762, 1970. Reproducido con autorización. En la fuente aparecen valores para más temperaturas y otras funciones, generalmente con cifras significativas adicionales.

TABLA 3-247 *n*-heptano saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
182.6[t]		1.292.−3		284.1		2.260		2.025	39.4	0.150
200	0.00002	1.316.−3		319.4	722.6	2.441	4.457	2.011	21.0	0.148
220	0.00019	1.344.−3		359.7	757.1	2.636	4.442	2.026	12.6	0.145
240	0.00133	1.374.−3		400.5	791.4	2.814	4.443	2.063	8.52	0.142
250	0.00303	1.389.−3		421.3	808.3	2.899	4.447	2.088	7.23	0.140
260	0.00635	1.405.−3		442.3	824.9	2.981	4.453	2.117	6.52	0.137
270	0.01316	1.422.−3		463.6	841.2	3.061	4.460	2.147	5.46	0.135
280	0.02347	1.440.−3		485.2	857.8	3.140	4.471	2.180	4.83	0.132
290	0.03997	1.457.−3		507.2	874.8	3.217	4.485	2.216	4.29	0.129
300	0.06674	1.475.−3	3.744	529.6	891.9	3.293	4.501	2.252	3.85	0.126
310	0.1070	1.494.−3	2.412	552.3	908.9	3.367	4.517	2.291	3.48	0.123
320	0.1656	1.514.−3	1.596	575.4	926.0	3.441	4.537	2.329	3.17	0.121
330	0.2461	1.534.−3	1.101	598.8	943.3	3.513	4.557	2.370	2.89	0.119
340	0.3614	1.555.−3	0.7650	622.8	961.2	3.584	4.579	2.412	2.66	0.116
350	0.5130	1.578.−3	0.5510	647.0	979.1	3.655	4.604	2.454	2.45	0.114
360	0.712	1.601.−3	0.4058	671.9	997.5	3.725	4.629	2.500	2.24	0.111
370	0.967	1.625.−3	0.3036	697.1	1016.1	3.794	4.656	2.548	2.04	0.109
371.6	1.013	1.629.−3	0.2904	701.9	1019.8	3.805	4.660	2.556	2.01	0.108
380	1.289	1.651.−3	0.2308	723.9	1035.4	3.864	4.684	2.60	1.86	0.107
390	1.689	1.678.−3	0.1781	750.4	1054.2	3.932	4.711	2.65	1.71	0.105
400	2.180	1.708.−3	0.1388	777.2	1073.2	4.000	4.740	2.70	1.58	0.103
420	3.471	1.775.−3	0.0734					2.81	1.35	0.099
440	5.268	1.853.−3	0.0576					2.93	1.15	0.095
460	7.691	1.954.−3	0.0389					3.05	0.97	0.091
480	10.92	2.065.−3	0.0265					3.19	0.82	0.087
500	15.10	2.235.−3	0.0178					3.38	0.67	0.080
520	20.43	2.52.−3						3.7		
540.1[c]	27.35	4.3.−3	0.0043							

* Los valores de P y v se interpolaron y convirtieron de las tablas que aparecen en Vargaftik, *Handbook of Thermophysical Properties of Gases and Liquids*, Hemisphere, Washington, y McGraw-Hill, Nueva York, 1975. Los valores de h y s se calcularon con base en las tablas API publicadas por Thermodynamics Research Center, Texas A & M University, College Station. t = punto triple; c = punto crítico.

TABLA 3-248*a* I

T, K	P, bar
13.95[t]	0.072
14	0.074
15	0.127
16	0.204
17	0.314
18	0.461
19	0.654
20	0.901
21	1.208
22	1.585
23	2.039
24	2.579
25	3.213
26	3.950
27	4.800
28	5.770
29	6.872
30	8.116
31	9.510
32	11.07
33.18[c]	13.13

* Los valores se tor

800	1000
16.40	20.50
4170	5208
36.50	37.66

generalmente con cifras

Pa·s	k_f, W/(m·K)
	0.150
	0.148
	0.145
2	0.142
3	0.140
2	0.137
5	0.135
3	0.132
9	0.129
5	0.126
8	0.123
7	0.121
9	0.119
6	0.116
5	0.114
4	0.111
4	0.109
1	0.108
6	0.107
1	0.105
8	0.103
5	0.099
5	0.095
7	0.091
2	0.087
7	0.080

nd Liquids. Hemisphere,
rch Center, Texas A & M

TABLA 3-248*a* Hidrógeno normal saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
13.95[t]	0.072	0.01298	7.974	218.3	667.4	14.079	46.635	6.36	0.255	0.073
14	0.074	0.01301	7.205	219.6	669.3	14.173	46.301	6.47	0.248	0.075
15	0.127	0.01316	4.488	226.4	678.2	14.640	44.763	6.91	0.218	0.083
16	0.204	0.01332	2.954	233.8	686.7	15.104	43.418	7.36	0.194	0.089
17	0.314	0.01348	2.032	241.6	694.7	15.568	42.227	7.88	0.175	0.093
18	0.461	0.01366	1.449	249.9	702.1	16.032	41.158	8.42	0.159	0.095
19	0.654	0.01387	1.064	258.8	708.8	16.498	40.188	8.93	0.146	0.097
20	0.901	0.01407	0.8017	268.3	714.8	16.966	39.299	9.45	0.135	0.098
21	1.208	0.01430	0.6177	278.4	720.2	17.440	38.485	10.13	0.125	0.100
22	1.585	0.01455	0.4828	289.2	724.4	17.919	37.710	10.82	0.116	0.101
23	2.039	0.01483	0.3829	300.8	727.6	18.405	36.973	11.69	0.108	0.101
24	2.579	0.01515	0.3072	313.3	729.8	18.901	36.266	12.52	0.101	0.101
25	3.213	0.01551	0.2488	326.7	730.7	19.408	35.579	13.44	0.094	0.100
26	3.950	0.01592	0.2032	341.2	730.2	19.929	34.900	14.80	0.088	0.098
27	4.800	0.01639	0.1667	357.0	728.0	20.473	34.221	16.17	0.082	0.096
28	5.770	0.01696	0.1370	374.3	723.7	21.041	33.524	18.48	0.076	0.094
29	6.872	0.01765	0.1125	393.6	716.6	21.650	32.795	22.05	0.070	0.091
30	8.116	0.01854	0.0919	415.4	705.9	22.315	32.002	26.59	0.065	0.087
31	9.510	0.01977	0.0738	441.3	689.7	23.075	31.091	36.55	0.058	0.086
32	11.07	0.02174	0.0571	474.7	663.2	24.032	29.926	65.37	0.051	0.092
33.18[c]	13.13	0.03182	0.0318	565.4	565.4	26.680	26.680	∞		∞

* Los valores se tomaron y redondearon de McCarty, Hord y Roder, NBS Monogr. 168, 1981. t = punto triple; c = punto crítico.

TABLA 3-248*b* Hidrógeno normal comprimido*

Presión, bar		Temperatura (K)									
		15	20	30	40	50	60	80	100	150	200
0.1	v	6.076	8.176	12.333	16.473	20.606	24.736	32.991	41.244	61.870	82.495
	h	679.2	731.6	835.5	938.9	1042.3	1146	1356	1575	2172	2826
	s	46.02	49.04	53.25	56.23	58.53	60.43	63.45	65.89	70.68	74.46
1	v	0.0131	0.0141	1.196	1.625	2.046	2.463	3.295	4.123	6.190	8.254
	h	227.3	268.3	826.0	932.7	1037.9	1143	1354	1574	2172	2826
	s	14.62	16.96	43.56	46.63	48.98	50.89	53.93	56.38	61.17	64.96
5	v	0.0131	0.0140	0.2006	0.3039	0.3958	0.4839	0.6553	0.8238	1.241	1.655
	h	231.7	272.1	775.0	903.4	1017.6	1128	1345	1568	2170	2826
	s	14.57	16.88	35.80	39.52	42.07	44.07	47.20	49.68	54.66	58.31
10	v	0.0130	0.0138	0.0181	0.1376	0.1895	0.2366	0.3255	0.4116	0.6221	0.8303
	h	237.2	277.0	412.1	861.8	991.1	1109	1334	1560	2167	2826
	s	14.50	16.77	22.09	35.95	38.85	40.99	44.23	46.75	51.63	55.44
20	v	0.0129	0.0136	0.0167	0.0521	0.0866	0.1135	0.1611	0.2057	0.3129	0.4179
	h	248.2	286.9	406.5	752.0	934.7	1070	1312	1546	2163	2826
	s	14.37	16.58	21.33	31.07	35.19	37.67	41.15	43.76	48.71	52.55
40	v		0.0133	0.0155	0.0216	0.0376	0.0533	0.0796	0.1033	0.1586	0.2119
	h		307.3	413.5	589.3	823.5	997	1271	1521	2155	2826
	s		16.26	20.50	25.49	30.73	33.91	37.87	40.65	45.75	49.64
60	v		0.0130	0.0147	0.0182	0.0254	0.0351	0.0532	0.0697	0.1073	0.1433
	h		328.0	427.2	570.1	757.0	940	1237	1499	2149	2828
	s		15.98	19.95	24.03	28.19	31.54	35.82	38.76	43.99	47.92
80	v		0.0127	0.0142	0.0167	0.0211	0.0273	0.0406	0.0531	0.0818	0.1090
	h		348.9	443.5	572.3	732.8	905	1210	1482	2146	2831
	s		15.74	19.53	23.21	26.78	29.93	34.34	37.37	42.72	46.69
100	v		0.0125	0.0138	0.0158	0.0190	0.0233	0.0335	0.0434	0.0666	0.0885
	h		369.8	461.1	581.5	727.4	888	1192	1469	2144	2835
	s		15.53	19.19	22.63	25.88	28.80	33.19	36.28	41.73	45.73
200	v		0.0117	0.0125	0.0136	0.0150	0.0167	0.0207	0.0253	0.0368	0.0480
	h		474.4	556.1	658.7	776.9	908	1182	1458	2156	2869
	s		14.71	17.99	20.93	23.56	25.94	29.88	32.97	38.59	42.72
400	v			0.0113	0.0119	0.0126	0.0134	0.0151	0.0171	0.0225	0.0279
	h			751.0	841.9	945.4	1059	1303	1560	2249	2973
	s			16.59	19.20	21.50	23.58	27.07	29.94	35.48	39.67
600	v			0.0106	0.0110	0.0115	0.0120	0.0131	0.0144	0.0178	0.0214
	h			941.5	1027	1124	1231	1463	1709	2385	3107
	s			15.68	18.14	20.29	22.24	25.57	28.31	33.74	37.92
800	v				0.0104	0.0107	0.0111	0.0120	0.0130	0.0155	0.0181
	h				1209	1302	1405	1628	1870	2535	3255
	s				17.35	19.43	21.30	24.50	27.20	32.54	36.70
1000	v				0.0099	0.0102	0.0106	0.0112	0.0120	0.0140	0.0160
	h				1387	1478	1578	1796	2032	2692	3403
	s				16.72	18.75	20.58	23.70	26.33	31.63	35.75

* Los valores se tomaron y redondearon de las tablas de McCarty, Hord y Roder, NBS Monogr. 168, 1981. Esta fuente contiene una tabla exhaustiva de los valores de las propiedades del hidrógeno, tanto para la forma *normal* como la *para*. v = volumen específico m^3/kg; h = entalpía específica, kJ/kg; s = entropía específica, kJ/(kg · K).

Temperatura (K)										
250	300	350	400	450	500	600	700	800	900	1000
103.12	123.23	144.35	164.97	185.60	206.22	247.46	288.70	329.94	371.18	412.43
3517	4227	4945	5668	6393	7118	8571	10028	11493	12969	14458
77.53	80.13	82.34	84.27	85.98	87.51	90.15	92.40	94.36	96.10	97.66
10.32	12.38	14.44	16.50	18.57	20.63	24.75	28.88	33.00	37.13	41.25
3517	4227	4946	5669	6393	7118	8571	10029	11494	12969	14459
68.03	70.63	72.85	74.78	76.48	78.01	80.66	82.91	84.86	86.60	88.17
2.069	2.482	2.895	3.307	3.720	4.132	4.957	5.782	6.607	7.432	8.257
3518	4229	4948	5671	6396	7121	8574	10032	11497	12973	14462
61.39	63.99	66.21	68.14	69.84	71.37	74.02	76.27	78.23	79.96	81.53
1.038	1.245	1.451	1.658	1.864	2.070	2.483	2.896	3.308	3.720	4.133
3519	4231	4951	5674	6399	7125	8578	10036	11501	12977	14467
58.52	61.12	63.34	65.28	66.98	68.51	71.16	73.41	75.37	77.10	78.67
0.522	0.6259	0.7294	0.8328	0.9361	1.040	1.246	1.452	1.658	1.865	2.071
3522	4235	4956	5680	6406	7132	8586	10044	11509	12985	14475
55.65	58.26	60.48	62.41	64.12	65.65	68.30	70.55	72.51	74.24	75.81
0.2644	0.3166	0.3685	0.4204	0.4721	0.5238	0.6271	0.7303	0.8335	0.9366	1.040
3527	4244	4967	5692	6419	7146	8601	10059	11525	13002	14492
52.76	55.38	57.61	59.55	61.26	62.79	65.44	67.69	69.65	71.39	72.95
0.1786	0.2136	0.2483	0.2829	0.3174	0.3519	0.4209	0.4897	0.5585	0.6273	0.6961
3533	4253	4978	5705	6432	7160	8616	10075	11542	13018	14508
51.05	53.69	55.92	57.86	59.58	61.11	63.76	66.02	67.97	70.51	71.28
0.1357	0.1621	0.1882	0.2142	0.2401	0.2660	0.3177	0.3694	0.4120	0.4726	0.5242
3540	4263	4989	5718	6446	7174	8631	10091	11558	13035	14525
49.84	52.49	54.73	56.67	58.39	59.92	62.57	64.83	66.79	68.52	70.09
0.1099	0.1312	0.1521	0.1730	0.1937	0.2145	0.2559	0.2972	0.3385	0.3798	0.4211
3547	4273	5001	5731	6460	7189	8647	10107	11574	13051	14542
48.89	51.55	53.79	55.74	57.46	59.00	61.65	63.90	65.87	67.60	69.17
0.0588	0.0695	0.0801	0.0905	0.1001	0.1114	0.1321	0.1528	0.1734	0.1941	0.2147
3594	4329	5064	5798	6531	7263	8724	10187	11656	13134	14625
45.94	48.62	50.89	52.85	54.58	56.12	58.78	61.04	63.00	64.74	66.31
0.0334	0.0388	0.0441	0.0493	0.0545	0.0597	0.0701	0.0804	0.0908	0.1011	0.1114
3716	4458	5202	5943	6681	7416	8883	10349	11820	13300	14792
42.98	45.68	47.97	49.95	51.69	53.24	55.91	58.17	60.14	61.88	63.45
0.0249	0.0285	0.0321	0.0355	0.0390	0.0425	0.0494	0.0562	0.0631	0.0700	0.0768
3854	4600	5349	6095	6836	7574	9045	10513	11985	13466	14958
41.24	43.95	46.26	48.26	50.00	51.56	54.24	56.50	58.47	60.21	61.78
0.0207	0.0234	0.0260	0.0286	0.0312	0.0338	0.0390	0.0441	0.0492	0.0543	0.0594
4003	4748	5501	6249	6993	7734	9207	10677	12150	13631	15124
40.03	42.73	45.05	47.05	48.81	50.37	53.05	55.32	57.29	59.03	60.60
0.0181	0.0202	0.0223	0.0244	0.0265	0.0286	0.0327	0.0367	0.0408	0.0449	0.0490
4156	4898	5654	6405	7151	7893	9370	10842	12316	13797	15289
39.10	41.79	44.12	46.12	47.88	49.45	52.14	54.41	56.38	58.12	59.69

TABLA 3-249 *para*-Hidrógeno saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf} kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
13.8[t]	0.070	0.0130	7.97	−308.9	140.3	4.97	37.52	6.37	0.255	0.073
14	0.079	0.0130	7.20	−307.6	142.1	5.06	37.19	6.47	0.248	0.075
15	0.134	0.0132	4.49	−300.9	151.1	5.53	36.65	6.91	0.218	0.082
16	0.216	0.0133	2.96	−293.4	159.6	5.99	34.31	7.36	0.194	0.089
17	0.329	0.0135	2.03	−285.6	167.6	6.45	33.11	7.88	0.175	0.092
18	0.482	0.0137	1.45	−277.3	175.0	6.92	32.05	8.42	0.159	0.095
19	0.682	0.0139	1.07	−268.4	181.7	7.38	31.08	8.93	0.146	0.097
20	0.935	0.0141	0.802	−258.9	187.7	7.85	30.19	9.45	0.135	0.098
21	1.250	0.0143	0.618	−248.8	193.0	8.32	29.37	10.13	0.125	0.100
22	1.634	0.0146	0.483	−237.9	197.3	8.80	28.60	10.82	0.116	0.101
23	2.096	0.0148	0.383	−226.3	200.5	9.29	27.86	11.69	0.108	0.101
24	2.645	0.0152	0.307	−213.9	202.7	9.78	27.15	12.52	0.101	0.100
25	3.288	0.0155	0.249	−200.4	203.6	10.29	26.46	13.44	0.094	0.099
26	4.035	0.0159	0.203	−185.9	203.1	10.81	25.79	14.81	0.088	0.098
27	4.892	0.0164	0.167	−170.2	200.9	11.36	25.11	16.18	0.082	0.096
28	5.88	0.0170	0.137	−152.9	196.5	11.93	24.41	18.5	0.076	0.094
29	6.98	0.0177	0.113	−133.6	189.5	12.54	23.68	22.1	0.070	0.091
30	8.23	0.0185	0.092	−111.7	178.8	13.20	22.89	26.6	0.065	0.087
31	9.63	0.0198	0.074	− 85.8	162.6	13.96	21.98	36.6	0.058	0.088
32	11.20	0.0217	0.057	− 52.4	136.1	14.92	20.81	65.4	0.051	0.092
33[c]	12.93	0.0318	0.032	38.3	38.3	17.56	17.56	∞		∞

* Los valores se tomaron y redondearon de McCarty, Hord y Roder, NBS Monogr. 168, 1981. t = punto triple; c = punto crítico.

TABLA 3-250 Peróxido de hidrógeno (agua oxigenada) saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
273	0.0004	0.00068	1672	−5577	−4027	2.990	8.662	1.45	18.0	0.483
300	0.0031	0.00069	235	−5510	−3995	3.224	8.269	1.48	11.3	0.481
350	0.0564	0.00072	15.1	−5376	−3933	3.631	7.758	1.54	4.3	0.474
400	0.4521	0.00076	2.12	−5238	−3878	4.032	7.440	1.61	2.2	0.464
450	2.143	0.00081	0.487	−5091	−3820	4.346	7.172	1.68	1.3	0.453
500	7.126	0.00088	0.155	−4945	−3777	4.656	6.992	1.75	0.89	0.443
550	18.56	0.00095	0.0605	−4794	−3745	4.941	6.846	1.82	0.65	0.431
600	40.75	0.00107	0.0268	−4635	−3731	5.209	6.720	1.90	0.50	0.416
650	79.27	0.00125	0.0125	−4463	−3746	5.485	6.582			
700	141.7	0.00171	0.0048	−4195	−3860	5.682	6.339			
708.5[c]	155.3	0.00284	0.0028	−4012	−4012	5.732	5.732			

* Los valores se reprodujeron o convirtieron de una tabla por Tsykalo y Tabachnikov en V. A. Rabinovich (ed.) *Thermophysical Properties of Gases and Liquids*, Standartov, Moscú, 1968, traducción NBS-NSF TT 69-55091, 1970. Se recuerda al lector que el agua oxigenada de alta pureza es muy difícil de obtener, debido a su descomposición o inestabilidad. c = punto crítico.

TABLA 3-251 Is

T, K	P, bar
113.6[t]	1.9 −7
120	9.3 −7
140	4.8 −5
160	8.2 −4
180	0.0070
200	0.0369
220	0.1374
240	0.3989
260	0.9600
270	1.4081
280	2.0020
290	2.7686
300	3.7365
310	4.934
320	6.392
330	8.140
340	10.21
350	12.64
360	15.46
370	18.72
380	22.48
390	26.82
400	31.86
408.0[c]	36.55

* Los valores se re

TABLA 3-252 C

T, K	P, bar
10	
20	
30	
40	
50	
60	
70	
80	
90	
100	
110	
115.76	
115.76	0.732
119.76	1.013
120	1.032
130	2.112
140	3.878
150	6.552
160	10.37
170	15.57
180	22.41
190	31.20
200	42.23
209.39	54.96

* Los valores se lo
En la fuente aparecen

Pa·s	k_f, W/(m·K)
	0.073
	0.075
	0.082
	0.089
	0.092
	0.095
	0.097
	0.098
	0.100
	0.101
	0.101
	0.100
	0.099
	0.098
	0.096
	0.094
	0.091
	0.087
	0.088
	0.092
	∞

TABLA 3-251 Isobutano saturado (R600a)*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
113.6[t]	1.9.−7	1.349.−3	8.60.+6	0.0	485.3	1.863	6.136			
120	9.3.−7	1.360.−3	1.84.+6	11.0	491.1	1.957	5.957	1.78		
140	4.8.−5	1.396.−3	4210	46.0	510.1	2.226	5.541	1.87		0.163
160	8.2.−4	1.435.−3	278.2	82.1	530.8	2.467	5.272	1.93		0.158
180	0.0070	1.476.−3	36.66	119.5	533.0	2.688	5.097	1.99	9.46	0.149
200	0.0369	1.520.−3	7.723	158.5	576.7	2.893	4.984	2.05	6.06	0.142
220	0.1374	1.568.−3	2.265	199.0	601.5	3.086	4.916	2.12	4.21	0.134
240	0.3989	1.621.−3	0.8432	241.4	627.4	3.270	4.878	2.19	3.11	0.127
260	0.9600	1.680.−3	0.3738	285.8	654.2	3.446	4.863	2.28	2.40	0.120
270	1.4081	1.712.−3	0.2617	308.8	667.7	3.532	4.861	2.33	2.14	0.117
280	2.0020	1.746.−3	0.1882	332.3	681.3	3.617	4.863	2.39	1.93	0.113
290	2.7686	1.784.−3	0.1385	356.4	694.9	3.700	4.867	2.46	1.75	0.110
300	3.7365	1.824.−3	0.1040	381.1	708.4	3.783	4.874	2.53	1.59	0.106
310	4.934	1.868.−3	0.0794	406.4	721.7	3.865	4.882	2.61	1.46	0.102
320	6.392	1.916.−3	0.0614	432.4	734.8	3.946	4.891	2.70	1.35	0.099
330	8.140	1.971.−3	0.0481	459.2	747.7	4.028	4.902	2.81	1.25	0.095
340	10.21	2.032.−3	0.0380	486.9	760.0	4.109	4.912	2.92	1.15	0.092
350	12.64	2.103.−3	0.0301	515.7	771.8	4.191	4.923	3.04	1.05	0.088
360	15.46	2.187.−3	0.0240	545.6	782.7	4.273	4.932	3.17	0.95	0.083
370	18.72	2.289.−3	0.0190	577.1	792.3	4.357	4.939	3.31	0.85	0.080
380	22.48	2.420.−3	0.0150	610.6	799.8	4.444	4.942	3.45	0.75	0.076
390	26.82	2.604.−3	0.0115	647.1	803.7	4.536	4.937	3.62	0.63	0.071
400	31.86	2.920.−3	0.0083	689.6	799.6	4.639	4.915	3.85	0.51	0.065
408.0[c]	36.55	4.464.−3	0.0045	752.5	752.5	4.791	4.791	∞		∞

* Los valores se reprodujeron o convirtieron de Goodwin, NBSIR 79-1612, 1979. t = punto triple; c = punto crítico. La notación 1.9.−7 significa 1.9×10^{-7}.

Pa·s	k_f, W/(m·K)
	0.483
	0.481
	0.474
	0.464
	0.453
0	0.443
5	0.431
0	0.416

and Liquids, Standartov, lo a su descomposición o

TABLA 3-252 Criptón saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
10		3.235.−4		0.22		0.0256		0.070		
20		3.246.−4		1.59		0.1141		0.188		
30		3.265.−4		3.84		0.2034		0.247		
40		3.288.−4		6.49		0.2791		0.276		
50		3.313.−4		9.37		0.3431		0.295		
60		3.341.−4		12.40		0.3982		0.311		
70		3.372.−4		15.57		0.4471		0.327		
80		3.407.−4		18.97		0.4925		0.345		
90		3.446.−4		22.58		0.5353		0.366		
100		3.492.−4		26.42		0.5765		0.389		
110		3.544.−4		30.52		0.6165		0.414		
115.76		3.579.−4		33.18		0.6390		0.427		
115.76	0.732	4.090.−4	0.1529	52.78	161.8	0.8095	1.751	0.547		
119.76	1.013	4.143.−4	0.1136	54.99	162.6	0.8279	1.726	0.545		
120	1.032	4.146.−4	0.1116	55.09	162.6	0.8291	1.724	0.544	3.72	0.0900
130	2.112	4.284.−4	0.0578	60.55	164.1	0.8724	1.669	0.542	3.16	0.0828
140	3.878	4.440.−4	0.0330	66.02	165.3	0.9124	1.622	0.546	2.64	0.0756
150	6.552	4.619.−4	0.0201	71.58	166.1	0.9499	1.580	0.559	2.20	0.0688
160	10.37	4.831.−4	0.0130	77.34	166.4	0.9859	1.543	0.587	1.87	0.0625
170	15.57	5.091.−4	0.0086	83.48	166.0	1.022	1.507	0.641	1.54	0.0558
180	22.41	5.423.−4	0.0059	90.26	164.6	1.058	1.472	0.734	1.28	0.0494
190	31.20	5.882.−4	0.0040	98.19	161.8	1.098	1.433	0.905	1.05	0.0433
200	42.23	6.641.−4	0.0026	108.40	156.0	1.147	1.386	1.515	0.80	0.0348
209.39	54.96	1.098.−3	0.0011	133.90	133.9	1.262	1.262	∞	...	∞

* Los valores se tomaron y redondearon de los citados en Rabinovich (ed.), *Thermophysical Properties of Neon, Argon, Kripton and Xenon*, Standards Press, Moscú, 1976. En la fuente aparecen valores para el estado comprimido, a presiones hasta de 1000 bar, etc. La notación 3.235.−4 significa 3.235×10^{-4}.

TABLA 3-253 Criptón comprimido*

Temperatura, K		Presión, bar											
		1	10	20	40	60	80	100	200	400	600	800	1000
100	v	3.49 −4	3.49. −4	3.49. −4	3.48. −4	3.48. −4	3.47. −4	3.47. −4	3.45. −4	3.42 −4	3.39. −4	3.36. −4	3.33. −4
	h	26.42	26.69	26.99	27.59	28.18	28.78	29.38	32.38	38.42	44.47	50.52	56.57
	s	0.5765	0.5760	0.5755	0.5745	0.5735	0.5724	0.5714	0.5667	0.5580	0.5503	0.5432	0.5366
200	v	0.1971	0.0184	8.39. −3	3.00. −3	6.19. −4	5.94. −4	5.76. −4	5.27 −4	4.83. −4	4.58. −4	4.41. −4	4.28 −4
	h	183.1	179.3	174.5	159.4	105.6	104.4	103.6	102.7	105.3	109.7	114.9	120.3
	s	1.859	1.618	1.533	1.405	1.129	1.116	1.106	1.073	1.037	1.013	0.993	0.977
300	v	0.2971	0.0292	0.0143	6.84. −3	4.37. −3	3.14 −3	2.41. −3	1.09. −3	6.92. −4	5.94. −4	5.44. −4	5.13 −4
	h	208.1	206.3	204.2	200.0	195.7	191.2	186.6	166.8	155.1	155.2	158.2	162.3
	s	1.961	1.728	1.654	1.575	1.525	1.485	1.451	1.333	1.239	1.196	1.169	1.149
400	v	0.3966	0.0394	0.0196	9.67. −3	6.37. −3	4.73. −3	3.75. −3	1.85. −3	1.01. −3	7.79. −4	6.76. −4	6.14. −4
	h	233.0	231.9	230.7	228.3	225.9	223.6	221.3	211.4	199.7	196.8	197.9	200.8
	s	2.032	1.802	1.730	1.657	1.612	1.579	1.552	1.463	1.368	1.317	1.284	1.259
500	v	0.4960	0.0495	0.0247	0.0123	8.20. −3	6.15. −3	4.91. −3	2.49. −3	1.33. −3	9.81. −4	8.22. −4	7.29 −4
	h	257.8	257.1	256.3	254.9	253.3	251.9	250.5	244.5	236.9	234.2	234.7	237.4
	s	2.088	1.858	1.788	1.716	1.673	1.642	1.617	1.537	1.451	1.400	1.365	1.340
600	v	0.5953	0.0596	0.0298	0.0149	9.96 −3	7.49. −3	6.01. −3	3.07. −3	1.64. −3	1.18. −3	9.67. −4	8.44. −4
	h	282.7	282.2	281.7	280.7	279.7	278.8	277.9	274.2	269.6	268.1	269.1	271.7
	s	2.133	1.904	1.834	1.763	1.721	1.691	1.667	1.591	1.511	1.462	1.428	1.403
700	v	0.6946	0.0696	0.0348	0.0175	0.0117	8.80. −3	7.07 −3	3.62. −3	1.93. −3	1.38. −3	1.11. −3	9.56. −4
	h	307.5	307.2	306.9	306.2	305.6	305.1	304.5	302.2	299.8	299.6	301.1	304.0
	s	2.171	1.942	1.873	1.803	1.761	1.732	1.708	1.634	1.557	1.511	1.478	1.453
800	v	0.7939	0.0795	0.0399	0.0200	0.0134	0.0101	8.11. −3	4.16. −3	2.21. −3	1.57. −3	1.25. −3	1.07. −3
	h	332.3	332.2	331.9	331.6	331.2	330.9	330.5	329.3	328.6	329.4	331.5	334.6
	s	2.204	1.975	1.906	1.837	1.795	1.766	1.743	1.671	1.596	1.551	1.518	1.494
900	v	0.8931	0.0895	0.0448	0.0225	0.0151	0.0114	9.13. −3	4.68. −3	2.48. −3	1.75. −3	1.39. −3	1.18. −3
	h	357.1	357.0	356.9	356.8	356.6	356.4	356.3	355.8	356.3	358.0	360.7	364.2
	s	2.233	2.005	1.936	1.866	1.825	1.796	1.773	1.702	1.628	1.584	1.553	1.528
1000	v	0.9924	0.0994	0.0498	0.0250	0.0168	0.0126	0.0102	5.20. −3	2.74. −3	1.93. −3	1.53. −3	1.29. −3
	h	381.9	381.9	381.9	381.8	381.8	381.8	381.8	381.9	383.4	385.9	389.0	392.8
	s	2.260	2.031	1.962	1.893	1.852	1.823	1.800	1.729	1.657	1.614	1.583	1.559

* Los valores se tomaron y redondearon de los citados en Rabinovich (ed.), *Thermophysical Properties of Neon, Argon, Krypton and Xenon*, Standards Press, Moscú, 1976. En esta fuente aparece una tabla exhaustiva de valores. v = volumen específico, m^3/kg; h = entalpía específica, kJ/kg; s = entropía específica, kJ/(kg · K). La notación 3.49.−4 significa 3.49×10^{-4}.

TABLA 3-254 Litio saturado*

T, K	P, bar	v_f, m^3/kg	v_g, m^3/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)
453.7[m]	1.78. −13	1.912. −3		1703	24259	6.776	56.492	4.30
500	8.21. −12	1.946. −3		1905	24390	7.199	52.169	4.34
600	4.18. −9	1.988 −3		2334	24674	7.983	45.216	4.23
700	3.51. −7	2.028. −3	2.40. +7	2697	24869	8.633	40.307	4.19
800	9.57. −6	2.070. −3	9.94. +5	3174	25162	9.192	36.678	4.17
900	1.24. −4	2.114. −3	8.55. +4	3590	25541	9.682	33.850	4.16
1000	9.60 −4	2.160. −3	1.22. +4	4006	25477	10.120	31.591	4.16
1200	0.0204	2.262 −3	669.3	4835	25654	10.876	28.225	4.14
1400	0.1794	2.370. −3	86.06	5668	25778	11.518	25.882	4.19
1500	0.4269	2.433. −3	38.17	6088	25845	11.808	24.979	4.20

* Los valores se convirtieron de las tablas que aparecen en Vargaftik, *Tables of the Thermophysical Properties of Liquids and Gases*, Nauka, Moscú, 1972 y Hemisphere, Washington, 1975. m = punto de fusión. La notación 1.78.− 13 significa 1.78×10^{-13}.

TAB

T, K

203.1
213.1
223.1
233.1
243.1
253.1
263.1
273.1
283.1
293.1
303.1
313.1
323.1
333.1
343.1
353.1
363.1
373.1
383.1
393.1
403.1
413.1
423.1
433.1
443.
453.
463.
473.
483.
493.
503.
513.
523.
533.
543.
553.
563.
573.
583.
593.
603.
613.
623.
633.
643.
653.
663.
673.
683.
693.
703.
713.
723.
733.
743.
753.
763.
773.
783.
793.
803.
813.
823.
833.

* Fu
el vol
repre

800	1000
3.36.−4	3.33.−4
50.52	56.57
0.5432	0.5366
4.41.−4	4.28.−4
114.9	120.3
0.993	0.977
5.44.−4	5.13.−4
158.2	162.3
1.169	1.149
6.76.−4	6.14.−4
197.9	200.8
1.284	1.259
8.22.−4	7.29.−4
234.7	237.4
1.365	1.340
9.67.−4	8.44.−4
269.1	271.7
1.428	1.403
1.11.−3	9.56.−4
301.1	304.0
1.478	1.453
1.25.−3	1.07.−3
331.5	334.6
1.518	1.494
1.39.−3	1.18.−3
360.7	364.2
1.553	1.528
1.53.−3	1.29.−3
389.0	392.8
1.583	1.559

rds Press. Moscú, 1976.
· K). La notación 3.49.–

kg·K)
0
4
8
9
7
5
5
4
9
0

Nauka,

TABLA 3-255 Mercurio saturado*

T, K	P, bar	$v_f \times 10^5$, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	h_{fg}, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)
203.15	$2.298 \cdot 10^{-11}$	7.26239	$3.665 \cdot 10^{9}$	33.131	342.637	309.506	0.32434	1.84787
213.15	$1.288 \cdot 10^{-10}$	7.27570	$6.862 \cdot 10^{8}$	34.567	343.674	309.107	0.33124	1.78142
223.15	$6.169 \cdot 10^{-10}$	7.28900	$1.499 \cdot 10^{8}$	35.997	344.710	308.713	0.33780	1.72123
233.15	$2.580 \cdot 10^{-9}$	7.30231	$3.746 \cdot 10^{7}$	37.422	345.746	308.324	0.34404	1.66647
243.15	$9.573 \cdot 10^{-9}$	7.31563	$1.033 \cdot 10^{7}$	38.842	346.782	307.940	0.35001	1.61647
253.15	$3.198 \cdot 10^{-8}$	7.32896	$3.281 \cdot 10^{6}$	40.258	347.819	307.561	0.35571	1.57065
263.15	$9.736 \cdot 10^{-8}$	7.34229	$1.120 \cdot 10^{6}$	41.668	348.855	307.187	0.36118	1.52852
273.15	$2.728 \cdot 10^{-7}$	7.35563	$4.150 \cdot 10^{5}$	43.074	349.891	306.817	0.36642	1.48967
283.15	$7.101 \cdot 10^{-7}$	7.36898	$1.653 \cdot 10^{5}$	44.476	350.927	306.451	0.37146	1.45375
293.15	$1.729 \cdot 10^{-6}$	7.38234	$7.026 \cdot 10^{4}$	45.874	351.964	306.090	0.37631	1.42045
303.15	$3.968 \cdot 10^{-6}$	7.39572	$3.167 \cdot 10^{4}$	47.268	353.000	305.732	0.38099	1.38951
313.15	$8.626 \cdot 10^{-6}$	7.40911	$1.505 \cdot 10^{4}$	48.659	354.036	305.377	0.38550	1.36068
323.15	$1.786 \cdot 10^{-5}$	7.42252	$7.501 \cdot 10^{3}$	50.046	355.072	305.026	0.38986	1.33378
333.15	$3.556 \cdot 10^{-5}$	7.43594	$3.905 \cdot 10^{3}$	51.430	356.108	304.678	0.39408	1.30862
343.15	$6.724 \cdot 10^{-5}$	7.44938	$2.115 \cdot 10^{3}$	52.810	357.145	304.335	0.39816	1.28505
353.15	$1.232 \cdot 10^{-4}$	7.46285	$1.188 \cdot 10^{3}$	54.188	358.181	303.993	0.40212	1.26292
363.15	$2.182 \cdot 10^{-4}$	7.47633	$6.899 \cdot 10^{2}$	55.563	359.217	303.654	0.40596	1.24213
373.15	$3.745 \cdot 10^{-4}$	7.48984	413.0	56.936	360.253	303.317	0.40969	1.22255
383.15	$6.247 \cdot 10^{-4}$	7.50337	254.2	58.306	361.289	302.983	0.41331	1.20408
393.15	$1.015 \cdot 10^{-3}$	7.51693	153.6	59.674	362.326	302.652	0.41684	1.18665
403.15	$1.608 \cdot 10^{-3}$	7.53052	103.9	61.039	363.362	302.323	0.42027	1.17017
413.15	$2.491 \cdot 10^{-3}$	7.55415	68.75	62.403	364.397	301.994	0.42361	1.15456
423.15	$3.778 \cdot 10^{-3}$	7.55780	46.43	63.765	365.433	301.668	0.42687	1.13978
433.15	$5.618 \cdot 10^{-3}$	7.57148	31.96	65.125	366.469	301.344	0.43004	1.12575
443.15	$8.204 \cdot 10^{-3}$	7.58520	22.39	66.484	367.504	301.020	0.43314	1.11242
453.15	$1.178 \cdot 10^{-2}$	7.59897	15.95	67.842	368.539	300.697	0.43617	1.09975
463.15	$1.664 \cdot 10^{-2}$	7.61277	11.54	69.198	369.574	300.376	0.43913	1.08768
473.15	$2.315 \cdot 10^{-2}$	7.62662	8.469	70.553	370.609	300.056	0.44203	1.07619
483.15	$3.177 \cdot 10^{-2}$	7.64051	6.301	71.908	371.642	299.734	0.44486	1.06524
493.15	$4.304 \cdot 10^{-2}$	7.65444	4.748	73.261	372.676	299.415	0.44763	1.05478
503.15	$5.758 \cdot 10^{-2}$	7.66843	3.621	74.614	373.708	299.094	0.45035	1.04479
513.15	$7.614 \cdot 10^{-2}$	7.68247	2.793	75.967	374.740	298.773	0.45301	1.03525
523.15	$9.959 \cdot 10^{-2}$	7.69656	2.176	77.319	375.771	298.452	0.45562	1.02611
533.15	0.12892	7.71071	1.7132	78.671	376.800	298.129	0.45818	1.01737
543.15	0.16527	7.72491	1.3613	80.023	377.829	297.806	0.46069	1.00899
553.15	0.20993	7.73918	1.0912	81.375	378.855	297.480	0.46316	1.00095
563.15	0.26435	7.75351	0.88213	82.728	379.880	297.152	0.46558	0.99324
573.15	0.33015	7.7679	0.71874	84.080	380.904	296.824	0.46796	0.98584
583.15	0.40910	7.7823	0.59002	85.434	381.925	296.491	0.47030	0.97893
593.15	0.50320	7.7969	0.48779	86.788	382.944	296.156	0.47260	0.97190
603.15	0.61460	7.8115	0.40600	88.143	383.960	295.817	0.47487	0.96532
613.15	0.74567	7.8262	0.34008	89.499	384.973	295.474	0.47709	0.95899
623.15	0.89896	7.8409	0.28660	90.856	385.984	295.128	0.47929	0.95289
633.15	1.0772	7.8558	0.24291	92.215	386.991	294.776	0.48145	0.94702
643.15	1.2834	7.8707	0.20702	93.575	387.994	294.419	0.48358	0.94135
653.15	1.5207	7.8858	0.17735	94.937	388.994	294.057	0.48568	0.93589
663.15	1.7925	7.9008	0.15269	96.300	389.989	293.689	0.48774	0.93061
673.15	2.1024	7.9160	0.13207	97.666	390.980	293.314	0.48978	0.92552
683.15	2.454	7.9313	0.11476	99.033	391.966	292.933	0.49180	0.92059
693.15	2.852	7.9467	0.10014	100.403	392.947	292.544	0.49378	0.91583
703.15	3.299	7.9622	0.08775	101.775	393.923	292.148	0.49574	0.91123
713.15	3.801	7.9778	0.07719	103.150	394.893	291.743	0.49768	0.90677
723.15	4.362	7.9935	0.06815	104.528	395.858	291.330	0.49959	0.90245
733.15	4.986	8.0094	0.06039	105.908	396.816	290.908	0.50148	0.89827
743.15	5.679	8.0252	0.05369	107.292	397.767	290.475	0.50335	0.89422
753.15	6.446	8.0413	0.04789	108.679	398.711	290.032	0.50519	0.89029
763.15	7.292	8.0574	0.04285	110.069	399.649	289.580	0.50702	0.88647
773.15	8.222	8.074	0.03846	111.463	400.579	289.116	0.50882	0.88277
783.15	9.242	8.090	0.03462	112.861	401.501	288.640	0.51061	0.87917
793.15	10.358	8.106	0.03124	114.262	402.415	288.153	0.51238	0.87568
803.15	11.576	8.123	0.02827	115.668	403.321	287.653	0.51412	0.87228
813.15	12.901	8.140	0.02565	117.078	404.218	287.140	0.51586	0.86898
823.15	14.340	8.157	0.02333	118.492	405.106	286.614	0.51757	0.86576
833.15	15.899	8.174	0.02126	119.911	405.985	286.074	0.51927	0.86263

* Fuente: Vukalovich, Ivanov, Fokin y Yakovlev, *Thermophysical Properties of Mercury*, Standartov, Moscú, 1971. Para el líquido saturado, el volumen específico a 203.15 K es 7.26239×10^{-15} m³/kg, etc. Todos los valores tabulados para 203.15 K, 213.15 K, 223.15 K y 233.15 K representan un equilibrio metaestable entre el líquido subenfriado y el vapor saturado.

TABLA 3-255 Mercurio saturado* (*Conclusión*)

T, K	P, bar	$v_f \times 10^5$, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	h_{fg}, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)
843.15	17.584	8.191	0.019426	121.335	406.855	285.520	0.52095	0.85959
853.15	19.403	8.209	0.017785	122.763	407.715	284.952	0.52262	0.85662
863.15	21.36	8.226	0.016317	124.197	408.565	284.368	0.52427	0.85372
873.15	23.46	8.244	0.015000	125.636	409.405	283.769	0.52591	0.85090
883.15	25.72	8.262	0.013815	127.080	410.235	283.155	0.52753	0.84815
893.15	28.14	8.280	0.012748	128.530	411.054	282.524	0.52914	0.84546
903.15	30.72	8.298	0.011784	129.986	411.861	281.875	0.53074	0.84284
913.15	33.47	8.316	0.010911	131.448	412.658	281.210	0.53232	0.84028
923.15	36.41	8.335	0.010120	132.915	413.444	280.529	0.53389	0.83777
933.15	39.53	8.353	0.009401	134.389	414.218	279.829	0.53545	0.83533
943.15	42.85	8.372	0.008746	135.869	414.980	279.111	0.53700	0.83294
953.15	46.36	8.391	0.008150	137.356	415.731	278.375	0.53854	0.83060
963.15	50.09	8.410	0.007604	138.850	416.469	277.619	0.54006	0.82831
973.15	54.03	8.430	0.007105	140.350	417.195	276.845	0.54158	0.82606
983.15	58.20	8.450	0.006648	141.858	417.909	276.051	0.54308	0.82387
993.15	62.59	8.468	0.006228	143.372	418.610	275.238	0.54458	0.82172
1003.15	67.22	8.488	0.005842	144.894	419.298	274.404	0.54607	0.81961
1013.15	72.10	8.508	0.005487	146.424	419.974	273.550	0.54754	0.81754
1023.15	77.22	8.529	0.005159	147.961	420.636	272.675	0.54901	0.81552
1033.15	82.60	8.550	0.004856	149.506	421.286	271.780	0.55047	0.81353
1043.15	88.25	8.570	0.004576	151.059	421.923	270.864	0.55192	0.81158
1053.15	94.17	8.590	0.004317	152.619	422.546	269.927	0.55336	0.80966
1063.15	100.37	8.612	0.004077	154.188	423.156	268.968	0.55479	0.80778
1073.15	106.85	8.632	0.003854	155.766	423.752	267.986	0.55621	0.80593

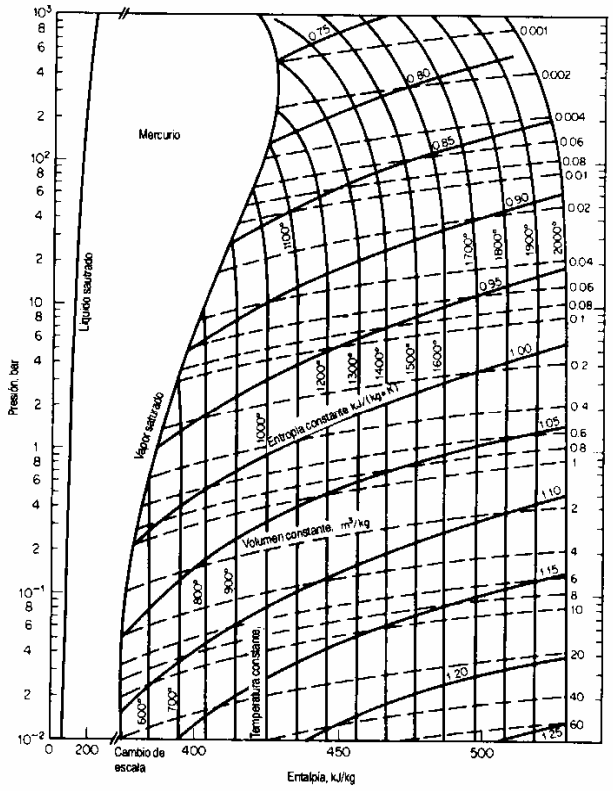


FIG. 3-25 Diagrama entalpía-log presión para mercurio. (*Trazado con base en los datos tabulados en la referencia al pie de la Tabla 3-255.*)

TABLA 3-256 M

T, K	P, bar	
90.7[f]	0.117	
95	0.198	
100	0.345	
105	0.565	
110	0.884	
115	1.325	
120	1.919	
125	2.693	
130	3.681	
135	4.912	
140	6.422	
145	8.246	
150	10.41	
155	12.97	
160	15.94	
165	19.39	
170	23.81	
175	27.81	
180	32.86	
185	38.59	
190	45.20	
190.6[c]	45.99	

* Los valores se repr

TABI

P, b
v
1 h
s
v
5 h
s
v
10 h
s
v
20 h
s
v
40 h
s
v
60 h
s
v
80 h
s
v
100 h
s
v
150 h
s
v
200 h
s
v
300 h
s
v
400 h
s
v
500 h
s

* Lo
entalpí

TABLA 3-256 Metano saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
90.7†	0.117	2.215.−3	3.976	216.4	759.9	4.231	10.225	3.288	2.02	0.225
95	0.198	2.244.−3	2.463	232.5	769.0	4.406	10.034	3.318	1.71	0.215
100	0.345	2.278.−3	1.479	246.3	776.9	4.556	9.862	3.369	1.56	0.206
105	0.565	2.316.−3	0.940	263.2	785.7	4.719	9.710	3.425	1.33	0.197
110	0.884	2.353.−3	0.625	280.1	794.5	4.882	9.558	3.478	1.22	0.189
115	1.325	2.396.−3	0.430	297.7	802.5	5.035	9.436	3.525	1.09	0.181
120	1.919	2.438.−3	0.306	315.3	810.4	5.188	9.314	3.570	0.98	0.173
125	2.693	2.487.−3	0.223	333.5	817.3	5.332	9.062	3.620	0.89	0.165
130	3.681	2.536.−3	0.167	351.7	824.1	5.476	8.810	3.679	0.81	0.158
135	4.912	2.594.−3	0.127	370.6	829.5	5.614	8.871	3.755	0.73	0.150
140	6.422	2.652.−3	0.098	389.5	834.8	5.751	8.932	3.849	0.66	0.143
145	8.246	2.722.−3	0.077	409.5	844.4	5.885	8.891	3.965	0.61	0.136
150	10.41	2.792.−3	0.061	429.4	853.9	6.019	8.849	4.101	0.56	0.129
155	12.97	2.882.−3	0.049	450.8	848.5	6.151	8.725	4.27	0.51	0.122
160	15.94	2.971.−3	0.039	472.1	843.0	6.283	8.601	4.47	0.46	0.115
165	19.39	3.095.−3	0.032	495.4	840.0	6.417	8.513	4.75	0.42	0.108
170	23.81	3.218.−3	0.026	518.6	837.0	6.551	8.424	5.16	0.38	0.101
175	27.81	3.419.−3	0.020	545.8	827.6	6.697	8.315	5.89	0.34	0.094
180	32.86	3.619.−3	0.016	572.9	818.1	6.843	8.205	7.27	0.30	0.088
185	38.59	3.979.−3	0.012	605.4	797.7	7.017	8.049	11.1	0.25	0.085
190	45.20	4.900.−3	0.008	661.6	750.7	7.293	7.762	70.	0.19	0.090
190.6‡	45.99	6.233.−3	0.006	704.4	704.4	7.516	7.516	∞	0.17	∞

* Los valores se reprodujeron o convirtieron de Goodwin, NBS Tech. Note 653, 1974. t = punto triple; c = punto crítico. La notación 2.215.−3 significa 2.215×10^{-3}.

TABLA 3-257 Metano sobrecalentado*

	Temperatura, K								
P, bar	100	150	200	250	300	350	400	450	500
v	0.00228	0.7661	1.0299	1.2915	1.5521	1.8122	2.0719	2.3669	2.5911
1 h	246.4	879.0	984.3	1090.4	1199.8	1314.8	1437.4	1568.8	1708.9
s	4.555	10.152	10.757	11.230	11.629	11.983	12.310	12.618	12.914
v	0.00228	0.1434	0.2006	0.2549	0.3083	0.3611	0.4136	0.4657	0.5181
5 h	247.0	865.0	976.1	1084.7	1195.5	1311.5	1434.7	1566.6	1706.9
s	4.553	9.256	9.896	10.381	10.785	11.142	11.471	11.781	12.066
v	0.00227	0.0643	0.0968	0.1254	0.1528	0.1798	0.2063	0.2327	0.2590
10 h	247.8	843.6	965.5	1077.9	1190.6	1307.9	1432.0	1564.1	1705.3
s	4.549	8.797	9.501	10.002	10.414	10.775	11.106	11.417	11.715
v	0.00227	0.00277	0.0446	0.0606	0.0751	0.0891	0.1027	0.1162	0.1295
20 h	249.4	429.8	941.9	1063.6	1180.7	1300.6	1426.5	1560.3	1702.1
s	4.542	6.003	9.059	9.603	10.030	10.400	10.736	11.050	11.349
v	0.00226	0.00274	0.0176	0.0281	0.0363	0.0438	0.0510	0.0579	0.0648
40 h	252.5	430.8	879.3	1032.9	1160.5	1286.0	1415.7	1552.1	1696.0
s	4.528	5.973	8.465	9.155	9.621	10.008	10.354	10.674	10.978
v	0.00226	0.00271	0.00615	0.0173	0.0234	0.0287	0.0338	0.0386	0.0432
60 h	255.7	432.2	734.0	999.8	1140.0	1271.7	1405.1	1544.2	1690.0
s	4.515	5.946	7.623	8.847	9.359	9.765	10.121	10.440	10.756
v	0.00225	0.00268	0.00411	0.0119	0.0171	0.0213	0.0252	0.0289	0.0324
80 h	258.9	433.8	660.5	964.4	1119.7	1257.7	1394.9	1536.6	1684.4
s	4.502	5.920	7.209	8.590	9.158	9.584	9.951	10.283	10.595
v	0.00224	0.00266	0.00375	0.00888	0.0133	0.0169	0.0201	0.0231	0.0260
100 h	262.1	435.5	644.5	928.5	1099.6	1244.2	1385.2	1529.4	1679.0
s	4.489	5.897	7.090	8.364	8.991	9.437	9.814	10.153	10.469
v	0.00223	0.00261	0.00337	0.00555	0.00852	0.0111	0.0134	0.0155	0.0175
150 h	270.2	440.7	630.2	860.0	1054.1	1213.1	1362.8	1513.0	1667.0
s	4.458	5.843	6.930	7.953	8.664	9.155	9.555	9.907	10.233
v	0.00221	0.00256	0.00318	0.00447	0.00644	0.00837	0.0101	0.0118	0.0133
200 h	278.3	446.5	626.5	825.0	1019.8	1187.2	1343.8	1498.9	1656.9
s	4.429	5.796	6.829	7.719	8.426	8.944	9.362	9.727	10.060
v	0.00218	0.00249	0.00296	0.00369	0.00474	0.00593	0.00708	0.00818	0.00924
300 h	294.7	459.6	629.2	804.4	982.9	1153.6	1316.8	1478.5	1642.2
s	4.373	5.714	6.690	7.471	8.122	8.649	9.085	9.465	9.811
v	.....	0.00244	0.00282	0.00336	0.00406	0.00486	0.00569	0.00560	0.00729
400 h	.....	473.8	637.7	802.4	970.1	1137.8	1303.0	1467.7	1634.7
s	.....	5.645	6.588	7.323	7.935	8.451	8.893	9.280	9.633
v	.....	0.00239	0.00272	0.00315	0.00368	0.00428	0.00492	0.00555	0.00616
500 h	.....	488.8	648.9	807.7	969.0	1132.8	1297.8	1464.2	1633.2
s	.....	5.584	6.507	7.215	7.802	8.307	8.748	9.139	9.496

* Los valores se convirtieron y redondearon de las tablas de Goodwin, NBS Tech. Note 654, 1974. v = volumen específico, m³/kg; h = entalpía específica, kJ/kg; s = entropía específica, kJ/(kg · K).

TABLA 3-258 Metanol saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)
175.4[t]	1.887.−6	1.105.−3	241200	314.3	1624.3	2.766	10.233	2.177
180	3.909.−6	1.111.−3	119600	324.4	1629.8	2.822	10.075	2.181
190	1.693.−5	1.124.−3	29690	346.1	1642.2	2.940	9.761	2.190
200	6.274.−5	1.137.−3	8278	367.8	1654.5	3.051	9.485	2.201
210	2.035.−4	1.150.−3	2680	389.9	1666.9	3.169	9.240	2.215
220	5.881.−4	1.163.−3	970.7	412.5	1679.2	3.264	9.022	2.281
230	1.539.−3	1.176.−3	385.3	435.6	1691.8	3.366	8.829	2.251
240	3.687.−3	1.189.−3	168.7	459.1	1704.2	3.467	8.655	2.275
250	8.189.−3	1.203.−3	79.02	483.0	1716.6	3.664	8.499	2.303
260	1.700.−2	1.216.−3	39.49	507.1	1728.8	3.659	8.358	2.337
270	3.327.−2	1.230.−3	20.93	531.5	1740.7	3.751	8.230	2.375
280	6.208.−2	1.244.−3	11.62	556.1	1752.1	3.840	8.112	2.420
290	0.1094	1.259.−3	6.778	581.0	1763.2	3.928	8.005	2.471
300	0.1860	1.274.−3	4.095	606.2	1773.5	4.013	7.904	2.528
310	0.3043	1.290.−3	2.566	631.7	1783.1	4.097	7.811	2.59
320	0.4817	1.306.−3	1.661	657.5	1791.9	4.179	7.723	2.67
330	0.7395	1.323.−3	1.103	683.6	1799.8	4.259	7.640	2.75
337.5	1.0012	1.337.−3	0.8110	703.4	1804.8	4.310	7.581	2.81
340	1.1044	1.342.−3	0.7533	710.1	1806.5	4.338	7.562	2.83
350	1.6082	1.361.−3	0.5256	736.9	1812.4	4.415	7.488	2.91
360	2.288	1.381.−3	0.3752	764.3	1817.4	4.492	7.417	3.01
370	3.188	1.403.−3	0.2723	792.5	1821.6	4.569	7.350	3.11
380	4.357	1.426.−3	0.2015	820.2	1825.1	4.643	7.287	3.22
390	5.845	1.452.−3	0.1512	856.4	1828.1	4.736	7.227	3.34
400	7.703	1.480.−3	0.1155	888.8	1830.7	4.817	7.172	3.48
410	10.00	1.510.−3	0.0893	917.7	1832.8	4.888	7.120	3.63
420	12.83	1.543.−3	0.0698	947.7	1834.0	4.959	7.069	3.80
430	16.26	1.581.−3	0.0542	982.2	1834.1	5.039	7.020	4.05
440	20.40	1.624.−3	0.0425	1022.7	1832.4	5.130	6.971	4.33
450	25.30	1.674.−3	0.0333	1069.2	1828.4	5.233	6.920	4.68
460	31.08	1.733.−3	0.0263	1120.6	1820.8	5.344	6.866	5.06
470	37.80	1.806.−3	0.0202	1175.8	1807.5	5.460	6.804	5.29
480	45.61	1.896.−3	0.0156	1233.4	1785.6	5.578	6.728	5.54
490	54.66	2.021.−3	0.0115	1292.5	1751.4	5.696	6.633	5.77
500	65.17	2.214.−3	0.0084	1353.7	1704.3	5.816	6.516	6.1
510	77.43	2.69.−3	0.0059	1437.6	1649.4	5.975	6.391	
512.7[c]	81.03	3.64.−3	0.0036	1532	1532	6.170	6.170	∞

* Valores interpolados de Zubarev y Sergeyeva, *Thermophysical Properties of Methanol—A Handbook*, Standartov, Moscú, 1973 (en ruso). v = volumen específico, m³/kg; h = entalpía específica, kJ/kg; s = entropía específica, kJ/(kg · K); c_p = calor específico a presión constante, kJ/(kg · K). La notación 1.887.−6 significa 1.887×10^{-6}.

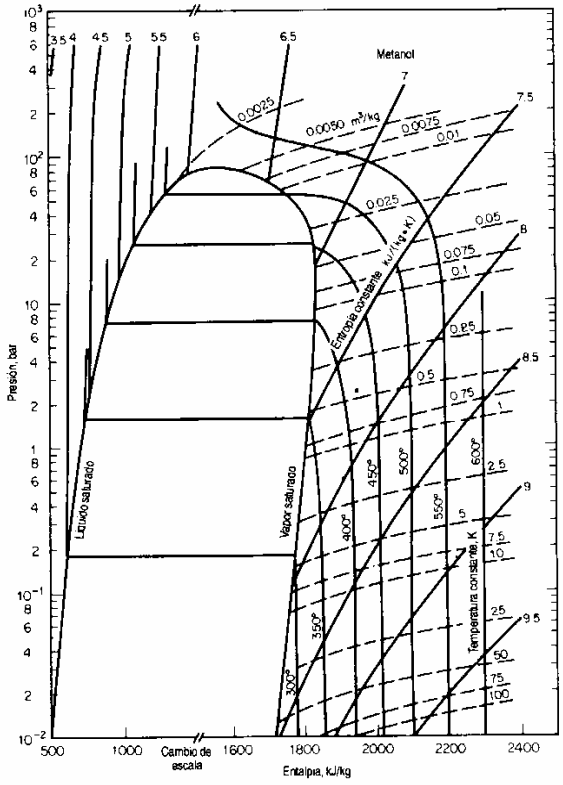


FIG. 3-26 Diagrama entalpía-log presión, para metanol. (*Trazado con base en los datos tabulados en la referencia al pie de la Tabla* 3-258.)

TABLA 3-259 Metilamina saturada (CH_3NH_2)*

Temp. °F	Presión abs., psia	Volumen, ft³/lb, vapor	Entalpía, Btu/lb		Entropía, Btu/lb (°R)		Temp. °F	Presión abs., psia	Volumen, ft³/lb, vapor	Entalpía, Btu/lb		Entropía, Btu/lb (°R)	
			Líquido	Vapor	Líquido	Vapor				Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
t	p	v_g	h_f	h_g	s_f	s_g	t	p	v_g	h_f	h_g	s_f	s_g
− 58	1.322	98.93	−12.4	374.8	−0.0503	0.9135	25	15.99	10.01	45.6	404.3	.1015	.8443
− 40	2.532	56.72	0.0	381.7	.0000	.9092	41	24.49	6.796	59.2	410.1	.1292	.8300
− 22	4.551	32.56	12.7	388.4	.0294	.8877	68	43.52	3.985	80.2	418.8	.1698	.8115
− 4	7.78	19.84	25.7	395.0	.0586	.8699	86	61.53	2.962	94.5	424.4	.1963	.8008
+ 5	10.05	15.54	32.6	398.5	.0731	.8603	113	98.76	1.867	116.9	432.6	.2360	.7873

* *Refrigerating Data Book*, 5a. ed., American Society of Refrigerating Engineers, Nueva York, 1942.

TABLA 3-260 Cloruro de metilo saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
175	0.0117	8.84.−4	27.90	274.5	764.3	3.529	6.328	1.469		
180	0.0165	8.91.−4	19.85	280.9	767.7	3.570	6.274	1.472		
185	0.0233	8.97.−4	14.12	287.5	771.0	3.603	6.222	1.475		
190	0.0327	9.04.−4	10.12	294.5	774.3	3.647	6.172	1.477		
195	0.0462	9.10.−4	7.208	301.7	777.5	3.684	6.124	1.480		
200	0.0653	9.17.−4	5.137	309.0	780.7	3.722	6.080	1.483	4.41	0.241
205	0.0919	9.25.−4	3.835	316.3	783.9	3.756	6.038	1.486	4.27	0.236
210	0.1315	9.33.−4	2.656	323.7	787.0	3.791	5.998	1.489	4.11	0.232
215	0.181	9.40.−4	1.975	331.0	790.1	3.825	5.961	1.492	3.96	0.228
220	0.243	9.48.−4	1.505	338.4	793.2	3.859	5.928	1.496	3.82	0.224
225	0.319	9.56.−4	1.168	345.7	796.3	3.892	5.896	1.500	3.69	0.219
230	0.417	9.65.−4	0.911	353.1	799.3	3.925	5.866	1.504	3.57	0.215
235	0.539	9.73.−4	0.718	360.5	802.3	3.957	5.845	1.508	3.46	0.211
240	0.688	9.81.−4	0.572	368.0	805.3	3.988	5.822	1.513	3.35	0.207
245	0.866	9.89.−4	0.462	375.6	808.2	4.019	5.786	1.518	3.25	0.202
250	1.076	9.98.−4	0.377	383.2	811.1	4.050	5.762	1.523	3.16	0.198
255	1.328	10.08.−4	0.311	390.7	814.0	4.080	5.740	1.528	3.08	0.194
260	1.627	10.18.−4	0.257	398.3	816.8	4.110	5.720	1.533	3.00	0.190
265	1.970	10.27.−4	0.215	406.0	819.4	4.139	5.699	1.539	2.92	0.186
270	2.364	10.36.−4	0.1807	413.7	822.0	4.168	5.680	1.546	2.85	0.182
275	2.830	10.46.−4	0.1524	421.5	824.4	4.197	5.662	1.554	2.78	0.177
280	3.347	10.57.−4	0.1301	429.4	826.8	4.225	5.644	1.565	2.72	0.173
285	3.936	10.68.−4	0.1115	437.3	829.0	4.253	5.628	1.574	2.66	0.169
290	4.612	10.79.−4	0.0960	445.2	831.2	4.280	5.612	1.583	2.61	0.165
295	5.361	10.91.−4	0.0830	453.2	833.2	4.308	5.597	1.594	2.56	0.160
300	6.189	11.03.−4	0.0723	461.2	835.2	4.334	5.581	1.605	2.51	0.156
305	7.110	11.15.−4	0.0632	469.3	837.0	4.361	5.567	1.617	2.46	0.152
310	8.111	11.27.−4	0.0556	477.4	838.8	4.388	5.553	1.631	2.42	0.148
315	9.243	11.40.−4	0.0489	485.6	840.5	4.414	5.540	1.644	2.37	0.143
320	10.47	11.55.−4	0.0433	493.8	841.9	4.440	5.527	1.658	2.33	0.139
325	11.78	11.70.−4	0.0386	502.1	843.3	4.465	5.516		2.30	0.135
330	13.27	11.86.−4	0.0343	510.4	844.5	4.491	5.504		2.27	0.131
340	16.52	12.17.−4	0.0282	518.8	846.4	4.542	5.481		2.12	0.124
350	20.53	12.54.−4	0.0228	538.3	847.5	4.592	5.457		1.99	0.117
360	25.29	12.97.−4	0.0186	562.9	847.6	4.643	5.434		1.87	0.110
370	30.74	13.47.−4	0.0151	581.6	845.9	4.694	5.398		1.77	0.103
380	36.99	14.11.−4	0.0117	602.8	842.6	4.747	5.382		1.67	0.095
390	44.05	14.67.−4	0.0096	622.9	837.4	4.805	5.358		1.59	0.086
400	52.29	15.66.−4	0.0075	643.6	826.4	4.870	5.323		1.51	0.075
405	56.6	16.48.−4	0.0063	663.2	819.1	4.904	5.289			
410	61.5	17.97.−4	0.0052	677.3	807.1	4.954	5.256			
415	67.4	21.10.−4	0.0038	714.1	778.6	5.025	5.200			
416[c]	69.0	27.40.−4	0.0027	749.3	749.3	5.116	5.116			

* Valores interpolados por P. E. Liley a partir de la lista IVa de Landolt-Börnstein, pág. 677, 1967, tablas de Steeinle/Dienemann. c = punto crítico. La notación 8.84.−4 significa 8.84×10^{-4}.

TABLA

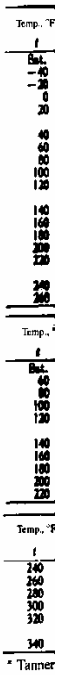
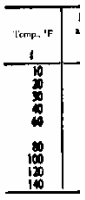


TABLA 3-2
(CH_2Cl_2)*



^{1} Pa·s	k_f, W/(m·K)
4	0.241
7	0.236
1	0.232
6	0.228
2	0.224
9	0.219
7	0.215
6	0.211
5	0.207
5	0.202
6	0.198
8	0.194
0	0.190
2	0.186
5	0.182
8	0.177
2	0.173
6	0.169
1	0.165
6	0.160
1	0.156
6	0.152
2	0.148
7	0.143
3	0.139
0	0.135
7	0.131
2	0.124
9	0.117
7	0.110
7	0.103
7	0.095
9	0.086
1	0.075

ico. La notación 8.84.- 4

TABLA 3-261 Cloruro de metilo sobrecalentado*

v, volumen, ft³/lb; h, entalpía, Btu/lb; s, entropía, Btu/(lb)(°R)
Las cifras entre paréntesis, bajo las presiones, son temperaturas de saturación.

Temp., °F	Presión abs., 6 psia (−44.8°F)			Temp., °F	Presión abs., 10 psia (−26.1°F)			Temp., °F	Presión abs., 21 psia (2.5°F)		
t	v	h	s	t	v	h	s	t	v	h	s
Sat.	14.45	189.96	0.4580	Sat.	8.993	192.64	0.4446	Sat.	4.710	196.58	0.4270
−40	14.62	190.77	.4599	−20	9.124	193.67	.4471	20	4.917	199.90	.4341
−20	15.36	194.27	.4681	0	9.567	197.32	.4552	40	5.146	203.75	.4420
0	16.09	197.84	.4760	20	10.01	201.04	.4630	60	5.373	207.66	.4496
20	16.82	201.48	.4838	40	10.45	204.78	.4707	80	5.599	211.65	.4572
40	17.55	205.19	.4914	60	10.89	208.62	.4782	100	5.823	215.69	.4645
60	18.27	209.01	.4989	80	11.33	212.53	.4856	120	6.046	219.80	.4717
80	18.99	212.88	.5061	100	11.77	216.50	.4928	140	6.268	223.99	.4788
100	19.71	216.82	.5133	120	12.21	220.54	.5000	160	6.489	228.24	.4858
120	20.42	220.84	.5204	140	12.65	224.67	.5069	180	6.709	232.56	.4927
140	21.14	224.94	.5274	160	13.08	228.86	.5138	200	6.929	236.94	.4994
160	21.86	229.11	.5342	180	13.52	233.13	.5206	220	7.147	241.40	.5061
180	22.57	233.36	.5410	200	13.95	237.47	.5273	240	7.365	245.96	.5127
200	23.29	237.69	.5476	220	14.38	241.89	.5339	260	7.583	250.55	.5192
220	24.00	242.09	.5542	240	14.81	246.42	.5045	280	7.801	255.23	.5256
240	24.71	246.60	.5607	260	15.24	250.98	.5469	300	8.019	259.96	.5319
260	25.42	251.15	.5672	280	15.67	255.66	.5532				

Temp., °F	Presión absoluta, 50 psia (47.8°F)			Temp., °F	Presión abs., 100 psia (89.6°F)			Temp., °F	Presión abs., 200 psia (140.3°F)		
t	v	h	s	t	v	h	s	t	v	h	s
Sat.	1.992	202.09	0.4043	Sat.	1.025	206.11	0.3872	Sat.	0.517	209.60	0.3702
60	2.054	204.65	.4094	100	1.055	208.58	.3920	160	.551	215.30	.3796
80	2.154	208.89	.4174	120	1.111	213.33	.4003	180	.582	220.87	.3886
100	2.252	213.18	.4252	140	1.165	218.15	.4084	200	.612	226.35	.3971
120	2.348	217.52	.4328	160	1.217	222.94	.4163	220	.641	231.75	.4052
140	2.443	221.88	.4402	180	1.268	227.71	.4239	240	.668	237.12	.4129
160	2.537	226.32	.4475	200	1.318	232.50	.4312	260	.695	242.39	.4204
180	2.630	230.79	.4546	220	1.367	237.32	.4384	280	.721	247.65	.4276
200	2.722	235.32	.4616	240	1.415	242.20	.4455	300	.747	252.93	.4346
220	2.813	239.90	.4684	260	1.463	247.06	.4525	320	.772	258.21	.4414

Temp., °F	Presión abs., 50 psia (47.8°F)			Temp., °F	Presión abs., 100 psia (89.6°F)			Temp., °F	Presión abs., 200 psia (140.3°F)		
t	v	h	s	t	v	h	s	t	v	h	s
240	2.903	244.58	.4752	280	1.511	251.96	.4591	340	.797	263.51	.4481
260	2.993	249.27	.4818	300	1.557	256.92	.4657	360	.822	268.84	.4547
280	3.083	254.02	.4884	320	1.603	261.93	.4722	380	.847	274.19	.4612
300	3.173	258.83	.4948	340	1.649	266.97	.4786	400	.870	279.59	.4676
320	3.261	263.71	.5011	360	1.695	272.07	.4849	420	.895	285.05	.4738
340	3.349	268.65	.5074	380	1.739	277.25	.4911	440	.918	290.52	.4800

* Tanner, Banning y Matthewson, *Ind. Eng. Chem.*, 31, 878 (1939). Copyright, 1939, E.I. du Pont de Nemours & Co., Inc.

TABLA 3-262 Cloruro de metileno saturado (CH_2Cl_2)*

Temp., °F	Presión absoluta, psia	Volumen, ft³/lb, vapor	Entalpía, Btu/lb		Entropía, Btu/(lb)(°R)	
			Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
t	p	v_g	h_f	h_g	s_f	s_g
10	1.38	42.55	3.4	164.4	0.0072	0.3502
20	1.92	31.40	6.8	165.6	.0151	.3461
30	2.56	23.90	10.2	166.9	.0222	.3425
40	3.38	18.60	13.6	168.0	.0285	.3377
60	5.52	11.68	20.4	170.1	.0410	.3292
80	8.81	7.50	27.2	172.0	.0520	.3202
100	13.25	5.14	34.0	173.7	.0620	.3113
120	19.20	3.65	40.8	175.0	.0714	.3031
140	26.79	2.69	47.6	176.0	.0795	.2935

* *Refrigerating Data Book*, 5a. ed., American Society of Refrigerating Engineers, Nueva York, 1942.

TABLA 3-263 Formiato de metilo saturado ($HCOOCH_3$)*

Temp., °F	Presión absoluta, psia	Volumen, ft³/lb vapor	Entropía, Btu/lb		Entropía, Btu/(lb)(°R)	
			Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
t	p	v_g	h_f	h_g	s_f	s_g
0	1.50	54.0	0	232.5	0.0000	0.5055
20	2.70	31.0	10.3	236.6	.0219	.4934
40	4.66	18.9	20.6	240.7	.0432	.4837
60	7.61	12.0	30.9	244.8	.0633	.4748
80	12.07	7.98	41.2	248.8	.0825	.4670
100	18.26	5.38	51.5	252.9	.1015	.4615
120	27.24	3.74	61.8	257.0	.1192	.4559
140	38.41	2.65	72.1	261.0	.1375	.4525

* *Refrigerating Data Book*, 5a. ed., American Society of Refrigerating Engineers, Nueva York, 1942.

TABLA 3-264 Neón saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
10		6.654.−4		0.75		0.0992		0.278		
20		6.823.−4		6.78		0.4906		0.945		
24.6[m]		6.696.−4		11.96		0.7257		1.345		
24.6[m]	0.434	8.012.−4	0.2266	28.22	117.0	1.388	5.006	1.802	1.57	0.146
26	0.718	8.172.−4	0.1429	30.90	118.1	1.494	4.846	1.868	1.37	0.132
28	1.321	8.413.−4	0.0817	34.75	119.3	1.634	4.653	1.955	1.16	0.124
30	2.238	8.687.−4	0.0501	38.80	120.1	1.771	4.483	2.052	1.00	0.115
32	3.552	9.001.−4	0.0323	43.06	120.6	1.905	4.329	2.163	0.84	0.106
34	5.352	9.370.−4	0.0217	47.57	120.6	2.036	4.184	2.302	0.71	0.097
36	7.728	9.820.−4	0.0149	52.34	119.9	2.166	4.043	2.506	0.59	0.088
38	10.78	1.039.−3	0.0104	57.52	118.4	2.297	3.900	2.825	0.48	0.078
40	14.62	1.116.−3	0.0073	63.33	115.8	2.435	3.749	3.436	0.38	0.069
42	19.39	1.232.−3	0.0050	69.82	111.8	2.582	3.582	5.26	0.31	0.059
44	25.22	1.538.−3	0.0031	80.83	103.0	2.812	3.316	25.0	0.25	
44.4[c]	26.53	2.070.−3	0.0021	92.50	92.5	3.062	3.062	∞		∞

[a] Los valores se tomaron y redondearon de los citados en Rabinovich (ed.), *Thermophysical Properties of Neon, Argon, Krypton and Xenon*, Standards Press, Moscú, 1976. *m* = punto de fusión, *c* = punto crítico. La notación 6.654.–4 significa 6.654×10^{-4}. Esta fuente contiene los valores para el estado comprimido hasta 1000 bar, etc.

TABLA 3-265 Neón comprimido*

Temperatura, K		Presión, bar											
		1	10	20	40	60	80	100	200	400	600	800	1000
100	v	0.4117	0.0410	0.0204	0.0102	6.76.−3	5.08.−3	4.09.−3	2.22.−3	1.42.−3	1.18.−3	1.06.−3	9.74.−4
	h	195.4	194.0	192.4	189.4	186.6	184.0	181.6	174.1	173.3	180.0	189.2	199.2
	s	6.129	5.168	4.869	4.556	4.363	4.221	4.106	3.739	3.386	3.197	3.066	2.964
200	v	0.8243	0.0828	0.0416	0.0210	0.0142	0.0107	8.69.−3	4.61.−3	2.61.−3	1.95.−3	1.63.−3	1.43.−3
	h	298.5	298.4	298.4	298.2	298.2	298.2	298.3	299.4	304.6	312.4	321.8	332.1
	s	6.844	5.893	5.605	5.315	5.143	5.020	4.924	4.620	4.308	4.124	3.994	3.893
300	v	1.236	0.1241	0.0624	0.0315	0.0212	0.0160	0.0129	6.77.−3	3.71.−3	2.69.−3	2.18.−3	1.87.−3
	h	401.6	401.8	402.2	402.8	403.5	404.1	404.9	408.8	417.8	427.8	438.5	449.7
	s	7.262	6.312	6.026	5.739	5.570	5.450	5.357	5.065	4.769	4.593	4.469	4.372
400	v	1.648	0.1654	0.0830	0.0418	0.0281	0.0212	0.0171	8.88.−3	4.77.−3	3.40.−3	2.72.−3	2.30.−3
	h	504.6	505.0	505.4	506.4	507.4	508.3	509.3	514.4	525.3	536.7	548.4	560.2
	s	7.558	6.609	6.323	6.037	5.896	5.750	5.657	5.369	5.078	4.907	4.785	4.690
500	v	2.060	0.2066	0.1036	0.0521	0.0350	0.0264	0.0213	0.0110	5.82.−3	4.10.−3	3.24.−3	2.73.−3
	h	607.6	608.1	608.6	609.7	610.8	611.9	613.0	618.8	630.7	642.9	655.2	667.5
	s	7.788	6.839	6.553	6.267	6.100	5.981	5.889	5.601	5.313	5.144	5.023	4.929
600	v	2.472	0.2478	0.1242	0.0625	0.0419	0.0316	0.0254	0.0130	6.85.−3	4.80.−3	3.77.−3	3.15.−3
	h	710.6	711.1	711.7	712.9	714.1	715.3	716.5	722.5	735.0	747.8	760.5	773.2
	s	7.975	7.027	6.741	6.455	6.288	6.169	6.077	5.791	5.504	5.335	5.215	5.122
700	v	2.884	0.2890	0.1449	0.0728	0.0487	0.0367	0.0295	0.0151	7.89.−3	5.49.−3	4.29.−3	3.57.−3
	h	813.5	814.1	814.7	816.0	817.2	818.5	819.7	826.0	838.9	851.9	865.0	878.1
	s	8.134	7.186	6.900	6.614	6.447	6.328	6.236	5.950	5.664	5.496	5.376	5.284
800	v	3.296	0.3302	0.1655	0.0831	0.0556	0.0419	0.0336	0.0172	8.92.−3	6.18.−3	4.81.−3	3.98.−3
	h	916.5	917.1	917.7	919.0	920.3	921.6	922.9	929.3	942.4	955.7	969.0	982.2
	s	8.272	7.323	7.038	6.752	6.585	6.466	6.374	6.088	5.802	5.634	5.515	5.423
900	v	3.708	0.3714	0.1861	0.0934	0.0625	0.0470	0.0378	0.0192	9.96.−3	6.87.−3	5.32.−3	4.40.−3
	h	1020	1020	1021	1022	1023	1025	1026	1033	1046	1059	1073	1086
	s	8.393	7.444	7.159	6.873	6.706	6.588	6.496	6.210	5.924	5.756	5.637	5.545
1000	v	4.120	0.4126	0.2067	0.1037	0.0693	0.0522	0.0419	0.0213	0.0110	7.56.−3	5.84.−3	4.81.−3
	h	1123	1123	1124	1125	1126	1128	1129	1136	1149	1163	1176	1190
	s	8.502	7.553	7.267	6.982	6.815	6.696	6.604	6.318	6.032	5.856	5.746	5.654

* Valores tomados y redondeados de los citados en Rabinovich (ed.), *Thermophysical Properties of Neon, Argon, Krypton and Xenon*, Standards Press, Moscú, 1976. Esta fuente contiene una tabla exhaustiva de valores. v = volumen específico, m³/kg; h = entalpía específica, kJ/kg; s = entropía específica, kJ/(kg·K). La notación 6.76.–3 significa 6.76×10^{-3}.

TABLA 3-267 Ni

T, K	P, bar
63.15[t]	0.1253
65	0.1743
70	0.3859
75	0.7609
77.35	1.0133
80	1.369
85	2.287
90	3.600
95	5.398
100	7.775
105	10.83
110	14.67
115	19.40
120	25.15
125	32.05
126.25[c]	33.96

*Valores reproducid
for Scientific Translati

^{1} Pa·s	k_f, W/(m·K)
7	0.146
7	0.132
5	0.124
0	0.115
4	0.106
1	0.097
9	0.088
8	0.078
8	0.069
1	0.059
5	
	∞

dards Press, Moscú, 1976.
etc.

800	1000
1.06 −3	9.74 − 4
189.2	199.2
3.066	2.964
1.63. −3	1.43. −3
321.8	332.1
3.994	3.893
2.18. −3	1.87. −3
438.5	449.7
4.469	4.372
2.72 −3	2.30. −3
548.4	560.2
4.785	4.690
3.24. −3	2.73. −3
655.2	667.5
5.023	4.929
3.77. −3	3.15. −3
760.5	773.2
5.215	5.122
4.29. −3	3.57. −3
865.0	878.1
5.376	5.284
4.81. −3	3.98. −3
969.0	982.2
5.515	5.423
5.32 −3	4.40. −3
1073	1086
5.637	5.545
5.84. −3	4.81. −3
1176	1190
5.746	5.654

Press, Moscú, 1976. Esta
notación 6.76.−3 significa

TABLA 3-266 Óxido nítrico

Para las funciones termodinámicas del gas ideal, véase: Beckett y Haat, *Proc. Joint Co. Thermodynamic and Transport Prop. Fluids*, Institution of Mechanical Engineers, Londres, 1958, p. 33; Fickett y Cowan, *A.E.C. Rept.* LA1727, 1954. Sobre propiedades a presiones más altas véase Opfell, Schlinger, y colaboradores. *Ind. Eng. Chem.* **46**, 189 (1954) (−80 a 220°F a 3000 psia); Kobe y Pennington, *Petrol. Refiner*, **29**, 129 (1950) (H, C_p, etc., a 3 500°)

TABLA 3-267 Nitrógeno saturado (R728)*

T, K	P, bar	v_f, m^3/kg	v_g, m^3/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
63.15[t]	0.1253	1.155	1477	−148.5	64.1	2.459	5.826	1.928		0.170
65	0.1743	1.165	1091	−144.9	65.8	2.516	5.757	1.930	2.74	0.160
70	0.3859	1.193	525.6	−135.2	70.5	2.657	5.595	1.937	2.17	0.151
75	0.7609	1.224	281.8	−125.4	74.9	2.789	5.460	1.948	1.77	0.141
77.35	1.0133	1.239	216.9	−120.8	76.8	2.849	5.404	1.955	1.60	0.136
80	1.369	1.258	164.0	−115.6	78.9	2.913	5.345	1.964	1.48	0.132
85	2.287	1.297	101.7	−105.7	82.3	3.032	5.244	1.989	1.27	0.123
90	3.600	1.340	66.28	− 95.6	85.0	3.147	5.152	2.028	1.10	0.114
95	5.398	1.390	44.87	− 85.2	86.8	3.256	5.067	2.086	0.97	0.105
100	7.775	1.447	31.26	− 74.5	87.7	3.363	4.985	2.176	0.87	0.097
105	10.83	1.514	22.23	− 63.8	87.4	3.469	4.904	2.319	0.79	0.088
110	14.67	1.597	15.98	− 51.4	85.6	3.575	4.820	2.566	0.71	0.080
115	19.40	1.714	11.47	− 38.1	81.8	3.687	4.729	3.063	0.60	0.071
120	25.15	1.892	8.031	− 21.4	74.3	3.821	4.619		0.48	0.063
125	32.05	2.324	5.016	5.1	57.2	4.024	4.444		0.32	0.052
126.25[c]	33.96	3.289	3.289	34.8	34.8	4.252	4.252	∞		∞

* Valores reproducidos y convertidos de Vasserman y Rabinovich, *Thermophysical Properties of Liquid Air and Its Components*, Standartov, Moscú, 1968, y de Israel Program for Scientific Translations, TT 69-55092, 1970. t = punto triple; c = punto crítico.

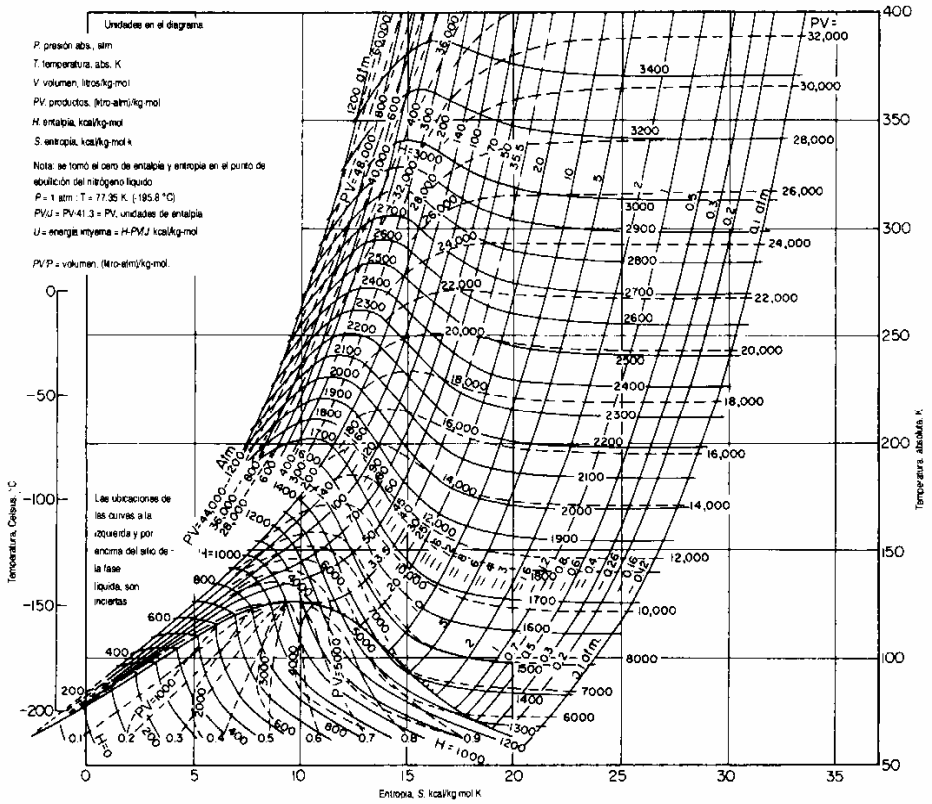
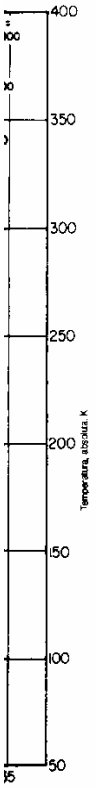


FIG. 3-27 Diagrama de temperatura-entropía para el nitrógeno. Sección del diagrama *T-S* para el nitrógeno, de E. S. Burnett, 1950 (*Reimpreso del U.S. Bur. Mines Rept. Invest. 4729*).



ipreso del U.S.

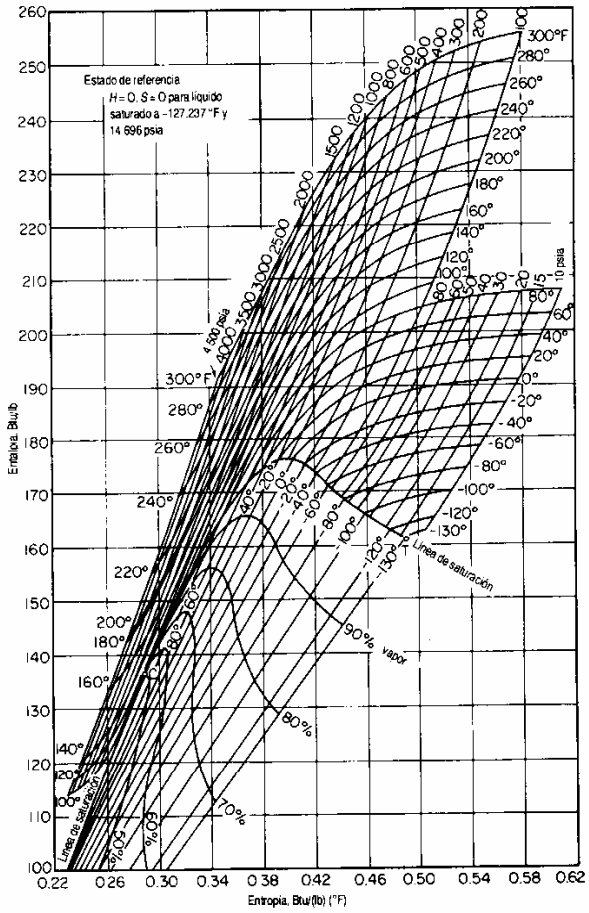


FIG. 3-28 Diagrama de Mollier para el óxido nitroso (Fig. 9, *Univ. Texas Rep., Contract DAI-23-072-ORD-685, 1 de junio de 1956 de Couch y Kobe. Reproducido con autorización*). Existen algunas irregularidades en los factores de compresibilidad de 80 a 160 atm, 50° a 100°C (Couch, comunicación privada, 1967). Véase, de Couch y sus colaboradores, *J. Chem. Eng. Data*, **6**, 229, 233 (1961) donde se proporcionan datos de *P-V-T*.

TABLA 3-268 Nonano*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
219.7[t]	2.6.−6			358.4		2.424		2.07	33.5	0.150
220	2.7.−6			359.2		2.427		2.07	33.0	0.150
240	3.74.−5			400.6		2.607		2.08	17.9	0.145
260	2.97.−4			442.2	828.7	2.774	4.210	2.10	12.1	0.140
280	1.61.−3			484.8	859.4	2.932	4.243	2.16	8.7	0.134
300	6.40.−3	1.404.−3	30.35	528.6	891.7	3.083	4.282	2.22	6.53	0.129
320	0.0203	1.436.−3	10.19	573.8	925.6	3.229	4.324	2.30	5.13	0.123
340	0.0547	1.471.−3	4.00	622.0	961.1	3.370	4.368		4.16	0.118
360	0.1279	1.508.−3	1.80	671.3	998.2	3.511	4.419		3.44	0.112
380	0.2678	1.548.−3	0.894	722.5	1036.5	3.650	4.476		2.91	0.107
400	0.513	1.591.−3	0.485	776.7	1076.0	3.788	4.536		2.50	0.101
420	0.911	1.637.−3	0.286	833.3	1116.6	3.927	4.601		2.18	0.096
440	1.521	1.690.−3	0.161	890.2	1157.1	4.053	4.660			0.092
460	2.401	1.748.−3	0.104	950.3	1199.2	4.186	4.727			0.089
480	3.639	1.815.−3	0.069	1012.1	1241.3	4.316	4.794			0.085
500	5.309	1.895.−3	0.045	1076.2	1282.9	4.444	4.857			0.082
520	7.437	2.00.−3	0.030	1141.3	1324.5	4.569	4.921			
540	10.20	2.13.−3	0.021	1207.7	1363.8	4.691	3.980			
560	13.76	2.35.−3	0.013	1275.4	1338.7	4.811	5.029			
580	18.02	2.78.−3	0.008	1342.9	1318.1	4.927	5.056			
594.6[c]	22.90	4.23.−3	0.004	1305.2	1305.2	5.032	5.032			

* Los valores de p y v se interpolaron y convirtieron de las tablas que aparecen en Vargaftik, *Handbook of Thermophysical Properties of Gases and Liquids*, Hemisphere, Washington y McGraw-Hill, Nueva York, 1975. Los valores de h y s se calcularon con base en las tablas API publicadas por Texas A & M University, College Station. t = punto triple; c = punto crítico.

TABLA 3-270 O

T, K	P, bar
54.35[t]	0.0015
55	0.0018
60	0.0073
65	0.0233
70	0.0624
75	0.1448
80	0.3008
85	0.5677
90	0.9943
90.18	1.0133
95	1.634
100	2.547
105	3.794
110	5.443
115	7.559
120	10.21
125	13.48
130	17.44
135	22.19
140	27.82
145	34.45
150	42.23
154.77[c]	50.87

* Valores reproduci
Program for Scientific

TABLA 3-269 Octano*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
216.4[t]	1.49.−5			365.9		2.487		2.033	2.25	0.149
220	2.41.−5			373.2		2.520		2.035	2.01	0.148
240	2.18.−4	1.353.−3	700	414.1	811.4	2.698	4.207	2.059	1.24	0.143
260	0.0014	1.368.−3	125	455.8	842.1	2.865	4.259	2.105	0.87	0.138
280	0.0061	1.384.−3	31.9	498.4	873.5	3.023	4.312	2.165	0.65	0.133
300	0.0207	1.420.−3	10.7	542.4	906.2	3.175	4.366	2.231	0.504	0.128
320	0.0575	1.457.−3	4.01	589.8	939.8	3.325	4.419		0.405	0.123
340	0.1384	1.495.−3	1.752	637.9	974.6	3.471	4.461		0.334	0.118
360	0.3000	1.536.−3	0.844	687.1	1010.4	3.611	4.509		0.282	0.112
380	0.5856	1.582.−3	0.448	737.7	1047.3	3.747	4.562		0.244	0.107
400	1.0507	1.632.−3	0.252	790.1	1084.8	3.881	4.617		0.200	0.102
420	1.758	1.685.−3	0.155	843.1	1123.6	4.010	4.677		0.167	0.099
440	2.797	1.747.−3	0.100	897.5	1162.5	4.137	4.740		0.143	0.095
460	4.246	1.818.−3	0.066	954.8	1202.0	4.264	4.802		0.121	0.091
480	6.201	1.904.−3	0.045	1013.5	1241.8	4.388	4.864		0.103	0.087
500	8.785	2.013.−3	0.031	1072.8	1281.2	4.508	4.924		0.086	0.083
520	12.15	2.16.−3	0.021	1136.0	1318.6	4.629	4.980		0.072	
540	16.46	2.37.−3	0.014	1201.5	1352.4	4.749	5.028		0.058	
560	21.98	2.81.−3	0.008	1276.7	1370.4	4.880	5.048		0.044	
568.8[c]	24.97	4.26.−3	0.004	1331.7	1331.7	4.977	4.977			

* Los valores de p y v se interpolaron y convirtieron de las tablas que aparecen en Vargaftik, *Handbook of Thermophysical Properties of Gases and Liquids*, Hemisphere, Washington y McGraw-Hill, Nueva York, 1975. Los valores de h y s se calcularon con base en las tablas API publicadas por Texas A & M University, College Station. t = punto triple; c = punto crítico.

TABLA 3-270 Oxígeno saturado (R732)*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
54.35[t]	0.0015	0.776	93980	−189.8	48.9	2.156	6.548			
55	0.0018	0.778	77920	−188.9	49.5	2.172	6.507			
60	0.0073	0.790	21240	−181.1	53.8	2.308	6.223			
65	0.0233	0.802	7200	−173.3	58.1	2.432	5.992			
70	0.0624	0.816	2894	−165.5	62.4	2.545	5.801			
75	0.1448	0.827	1330	−159.2	66.6	2.631	5.642	1.570	3.04	0.170
80	0.3003	0.845	680.7	−149.7	70.8	2.754	5.510	1.589	2.54	0.164
85	0.5677	0.862	379.7	−141.7	74.9	2.849	5.397	1.607	2.16	0.157
90	0.9943	0.880	227.1	−133.7	78.8	2.940	5.301	1.625	1.88	0.151
90.18	1.0133	0.881	223.2	−133.4	78.9	2.943	5.297	1.626	1.87	0.151
95	1.634	0.899	143.9	−125.4	82.4	3.045	5.216	1.645	1.66	0.144
100	2.547	0.920	95.46	−117.1	85.7	3.113	5.141	1.672	1.51	0.138
105	3.794	0.944	65.81	−108.6	88.5	3.196	5.073	1.706	1.34	0.131
110	5.443	0.970	46.81	−99.9	90.8	3.276	5.009	1.752	1.20	0.125
115	7.559	0.998	34.15	−90.0	92.6	3.354	4.950	1.814	1.07	0.118
120	10.21	1.031	25.42	−81.6	93.6	3.432	4.892	1.896	0.97	0.111
125	13.48	1.070	19.21	−71.8	93.9	3.510	4.836	2.004	0.86	0.103
130	17.44	1.116	14.67	−61.5	93.3	3.588	4.779	2.148	0.78	0.096
135	22.19	1.170	11.25	−50.6	91.6	3.667	4.720	2.341	0.70	0.088
140	27.82	1.237	8.612	38.9	88.4	3.748	4.657	2.629	0.60	0.080
145	34.45	1.332	6.499	−25.9	82.9	3.833	4.583	3.141	0.52	0.072
150	42.23	1.487	4.705	−10.8	73.1	3.928	4.487	3.935		
154.77[c]	50.87	2.464	2.464	35.2	35.2	4.219	4.219	∞		∞

* Valores reproducidos y convertidos de Vasserman y Rabinovich, *Thermophysical Properties of Liquid Air and Its Components*, Standartov, Moscú, 1968; y de Israel Program for Scientific Translations, TT 69-55092, 1970. t = punto triple, c = punto crítico.

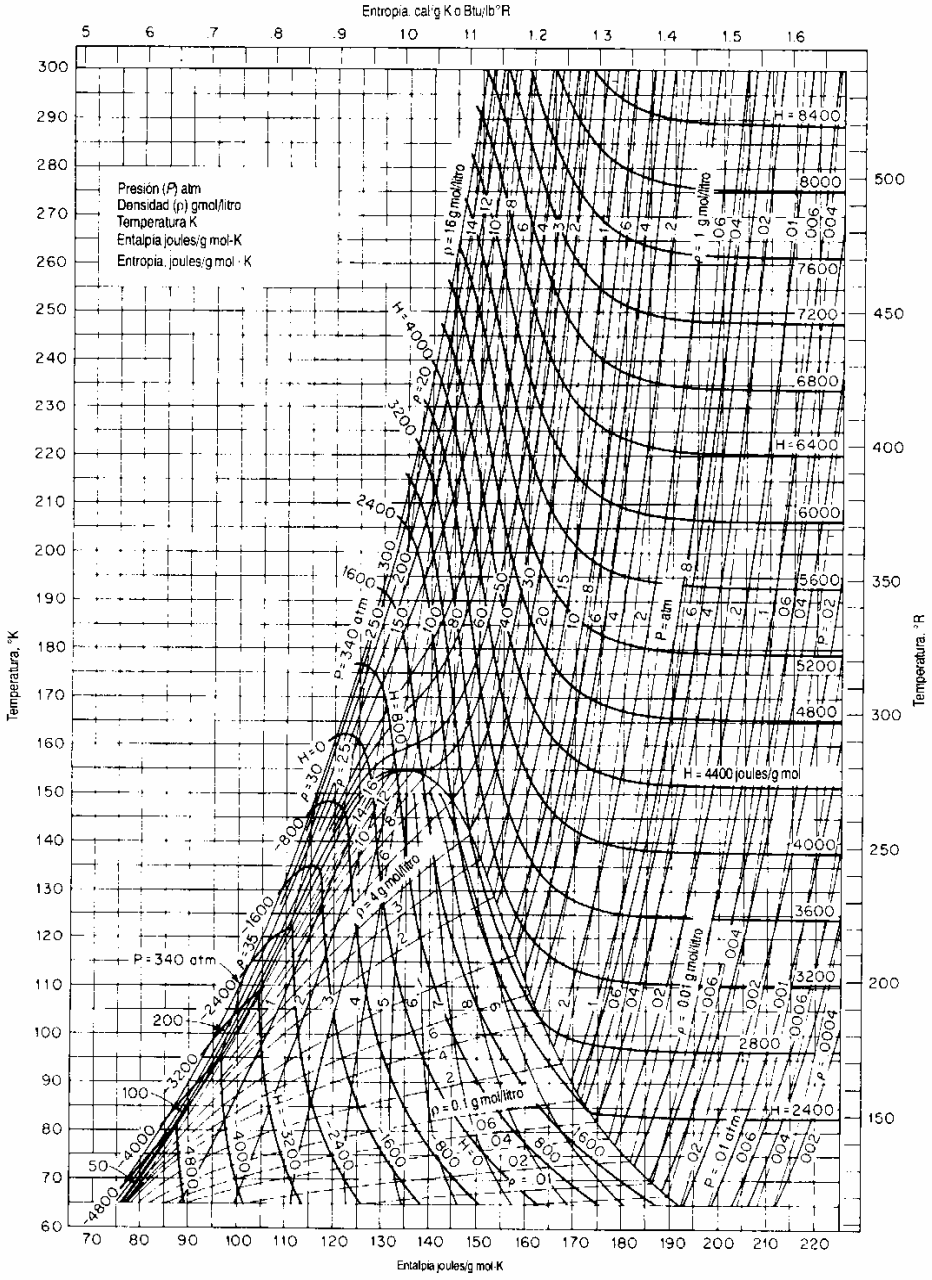


FIG. 3-29 Gráfica de temperatura-entropía para el oxígeno. Presión P, atm; densidad ρ, g·mol/l; temperatura, K; entalpía, H, J/g·mol; entropía, J/(g·mol)(K). (NBS, gráfica D-56. Reproducido con autorización.)

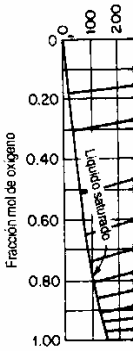


FIG. 3-30 Diagrama
nitrógeno líquido, en el
Wilson, Silverberg y Z
componentes: argón-ni

TABLA 3-271 F

Canjar y Manning
Gases, Gulf, Houston
presión, basado en Br
151-157 (1951)]. Para
10, 88 (1965)] utiliz
información a 600°F y
Technol. 5, 46 (1967) p

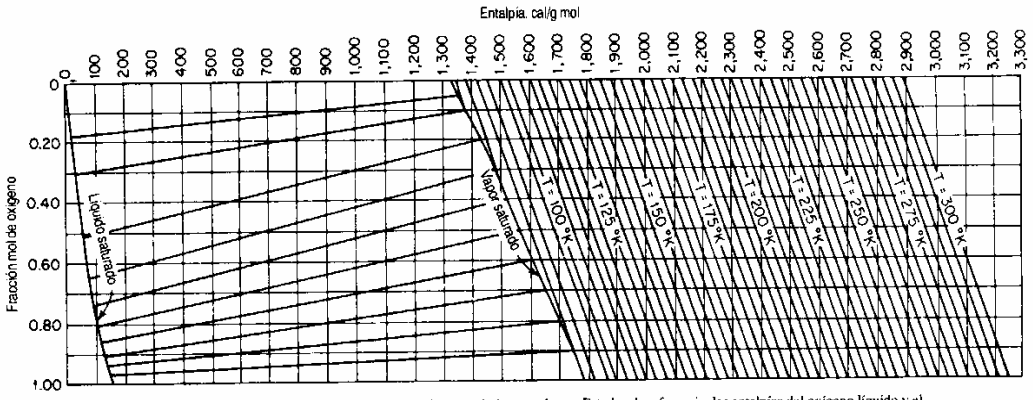
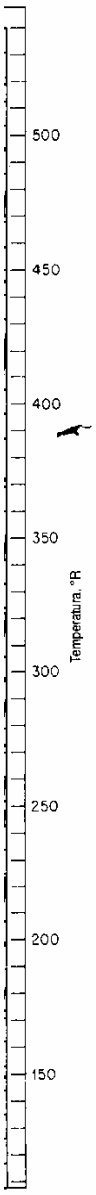


FIG. 3-30 Diagrama de entalpía-concentración para una mezcla de oxígeno y nitrógeno a 1 atm. Estados de referencia: las entalpías del oxígeno líquido y el nitrógeno líquido, en el punto de ebullición normal del nitrógeno son cero (*Dodge, Chemical Engineering Thermodynamics*, McGraw-Hill, Nueva York, 1944). Wilson, Silverberg y Zellner, AFAPL TDR 64-64, pág. 314 (1964) (AD603151) presentan datos amplios de equilibrio vapor-líquido para el sistema de tres componentes: argón-nitrógeno-oxígeno, así como también para los sistemas binarios, incluyendo el de oxígeno-nitrógeno.



nol; entropía,

TABLA 3-271 Pentano

Canjar y Manning (*Thermodynamic Properties and Reduced Correlations for Gases*, Gulf, Houston, 1967) dan tablas amplias y un diagrama de entalpía-log presión, basado en Brydon, Walen y Canjar [*Chem. Eng. Progr., Symp. Ser.*, **49** 7, 151-157 (1951)]. Para el isopentano, Arnold, Liou, Eldridge [*J. Chem. Eng. Data*. **10**, 88 (1965)] utilizaron la ecuación de Benedict-Webb-Rubin para generar información a 600°F y 60 atm. Das y Kuloor utilizaron la misma ecuación en *Ind. J. Technol.* **5**, 46 (1967) para calcular información hasta 1 500°K y 1 000 atm.

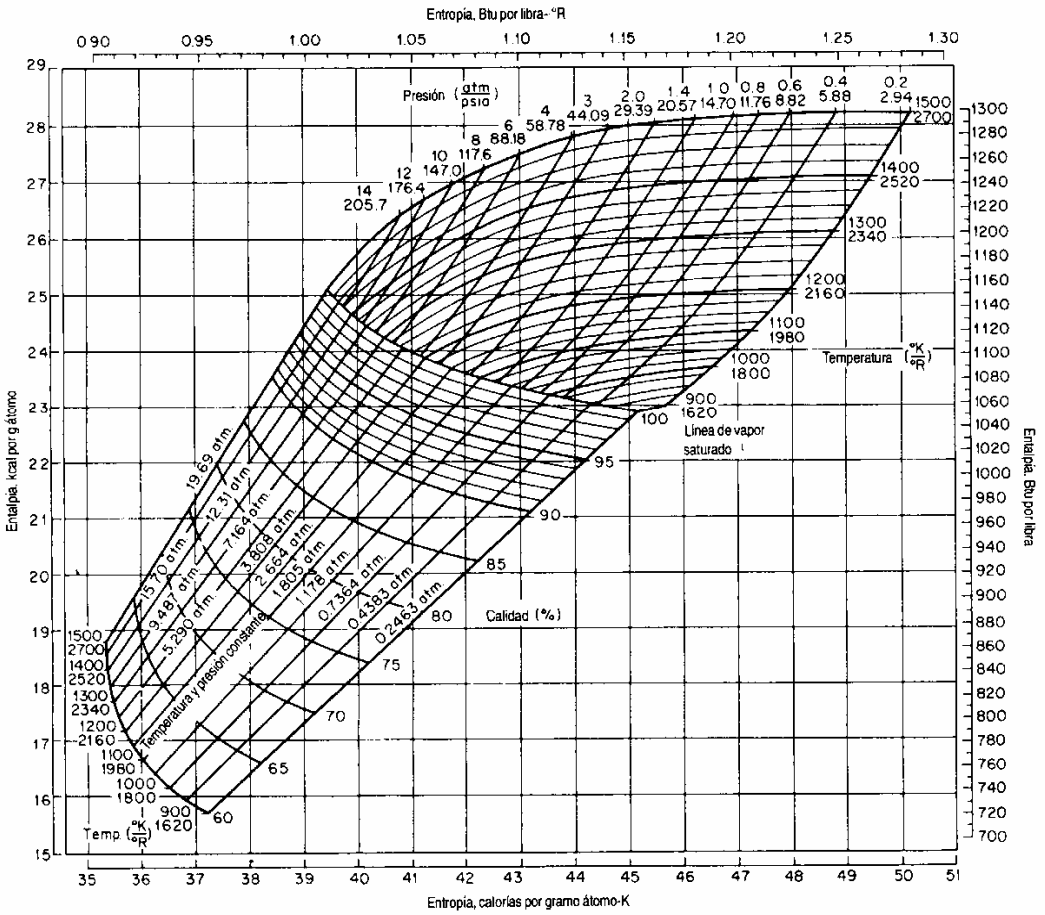


FIG. 3-31 Diagrama de Mollier para el potasio. Bases: entalpía = 0.0 cal/g átomo a 298 K; entropía = 15.8 cal/(g · átomo · K) a 298 K. (*Aerojet-General Rep. AGN8194, vol. 2, 1967. Reproducido con autorización.*)

TABLA 3-272 P

T, K	*P*, bar
85.5[f]	3.0 – 9
90	1.5 – 8
100	3.2 – 7
110	3.9 – 6
120	3.1 – 5
130	1.8 – 4
140	7.7 – 4
150	2.74 – 3
160	8.22 – 3
170	0.0214
180	0.0495
190	0.1035
200	0.1993
210	0.3574
220	0.6031
230	0.9661
240	1.4800
250	2.1819
260	3.1118
270	4.3120
280	5.8278
290	7.7063
300	9.9973
310	12.75
320	16.08
330	19.88
340	24.36
350	29.56
360	35.55
369.8[c]	42.42

[f] Los valores se co

TAB

T,
336
400
500
600
700
800
1000
1200
1400
1500

*I
1972

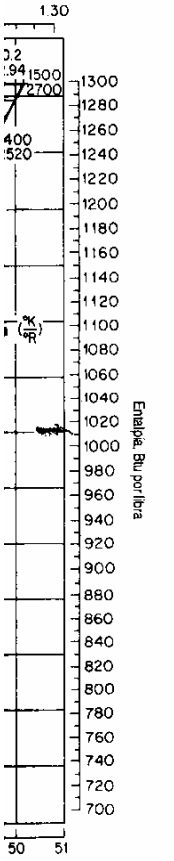


TABLA 3-272 Propano saturado (R290)*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
85.5[t]	3.0 −9	1.364 −3	5.37 +7	124.92	690.02	1.8738	8.3548	1.92		
90	1.5 −8	1.373 −3	1.12 +7	133.56	693.58	1.9723	8.0953	1.92		
100	3.2 −7	1.392 −3	5.85 +5	152.74	702.23	2.1743	7.6163	1.93		
110	3.9 −6	1.412 −3	53275	172.03	711.71	2.3581	7.2377	1.94		
120	3.1 −5	1.432 −3	7350	191.46	721.78	2.5271	6.9343	1.95		
130	1.8 −4	1.453 −3	1400	211.03	732.27	2.6838	6.6885	1.96		
140	7.7 −4	1.475 −3	344	230.77	743.07	2.8300	6.4881	1.98		
150	2.74 −3	1.497 −3	103	250.67	754.12	2.9674	6.3237	2.00	6.61	0.191
160	8.22 −3	1.521 −3	36.8	270.78	765.37	3.0971	6.1886	2.02	5.54	0.183
170	0.0214	1.545 −3	15.0	291.10	776.80	3.2202	6.0775	2.04	4.67	0.175
180	0.0495	1.570 −3	6.84	311.66	788.40	3.3377	5.9862	2.07	3.97	0.166
190	0.1035	1.597 −3	3.43	332.48	800.15	3.4503	5.9114	2.10	3.27	0.158
200	0.1993	1.625 −3	1.868	353.61	812.03	3.5586	5.8502	2.13	2.98	0.150
210	0.3574	1.654 −3	1.087	375.07	824.01	3.6631	5.8005	2.16	2.65	0.143
220	0.6031	1.686 −3	0.669	396.90	836.04	3.7645	5.7603	2.20	2.36	0.136
230	0.9661	1.719 −3	0.432	419.16	848.08	3.8631	5.7280	2.25	2.07	0.129
240	1.4800	1.754 −3	0.290	442.07	860.07	3.9605	5.7022	2.29	1.86	0.123
250	2.1819	1.792 −3	0.2020	465.58	871.94	4.0563	5.6817	2.34	1.69	0.117
260	3.1118	1.833 −3	0.1445	489.70	883.62	4.1505	5.6656	2.41	1.53	0.111
270	4.3120	1.878 −3	0.1059	514.45	895.02	4.2433	5.6528	2.48	1.40	0.106
280	5.8278	1.927 −3	0.0791	539.88	906.03	4.3349	5.6426	2.56	1.29	0.100
290	7.7063	1.982 −3	0.0600	566.06	916.54	4.4257	5.6343	2.65	1.19	0.096
300	9.9973	2.044 −3	0.0461	593.11	926.41	4.5160	5.6270	2.76	1.10	0.091
310	12.75	2.115 −3	0.0357	621.18	935.45	4.6062	5.6200	2.89	0.93	0.086
320	16.03	2.200 −3	0.0279	650.49	943.38	4.6971	5.6124	3.06	0.82	0.082
330	19.88	2.301 −3	0.0218	681.37	949.79	4.7896	5.6030	3.28	0.72	0.078
340	24.36	2.430 −3	0.0170	714.38	953.92	4.8850	5.5896	3.62	0.62	0.073
350	29.56	2.607 −3	0.0130	750.52	954.23	4.9861	5.5681	4.23	0.52	0.069
360	35.55	2.896 −3	0.0095	792.50	946.56	5.0997	5.5277	5.98	0.40	0.066
369.8[c]	42.42	4.566 −3	0.0046	879.20	879.20	5.3300	5.3300	∞	0.29	∞

* Los valores se convirtieron y redondearon de los citados en Goodwin, NBSIR 77-860, 1977. t = punto triple; c = punto crítico. La notación 3.0–9 significa 3.0×10^{-9}.

TABLA 3-273 Potasio saturado*

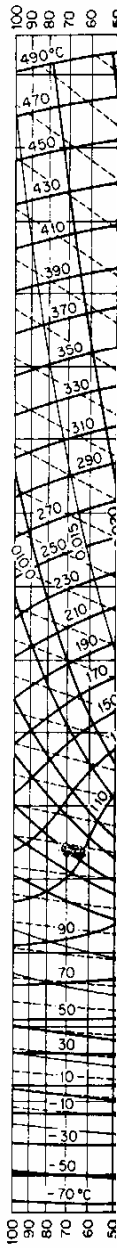
T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)
336.4[m]	1.37 −9	0.001208		93.8	2327	1.928	8.567	0.822
400	1.84 −7	0.001229	4.64 +6	145.5	2342	2.068	7.559	0.805
500	3.13 −5	0.001266	3.39 +4	225.1	2390	2.246	6.576	0.785
600	9.26 −4	0.001304	3164	302.7	2433	2.388	5.937	0.771
700	0.01022	0.001346	142.3	379.4	2468	2.506	5.490	0.762
800	0.06116	0.001389	26.75	455.5	2498	2.608	5.161	0.761
1000	0.7322	0.001488	2.691	609.7	2552	2.780	4.722	0.792
1200	3.913	0.001605	0.584	773.5	2610	2.929	4.459	0.846
1400	12.44	0.001742	0.207	948.0	2679	3.063	4.299	0.899
1500	20.0	0.001816	0.132	1040.0	2718	3.123	4.209	0.924

* Los valores se convirtieron de las tablas que aparecen en Vargaftik, *Tables of the Thermophysical Properties of Liquids and Gases*, Nauka, Moscú, 1972; y Hemisphere, Washington, 1975, m = punto de fusión. La notación 1.37–9 significa 1.37×10^{-9}.

TABLA 3-274 Propileno saturado (R1270)*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
160	0.0123	1.453 −3	25.66	285.0	783.9	3.281	6.389	2.080	4.37	0.183
170	0.0310	1.477 −3	10.73	305.9	795.1	3.487	6.285	2.093	3.80	0.178
180	0.0696	1.504 −3	5.025	326.5	806.1	3.524	6.188	2.087	3.30	0.173
190	0.1426	1.531 −3	2.581	347.8	816.1	3.639	6.114	2.090	2.86	0.168
200	0.2638	1.559 −3	1.435	368.9	829.9	3.747	6.052	2.094	2.48	0.162
210	0.4731	1.588 −3	0.8528	390.1	842.0	3.851	6.003	2.102	2.16	0.157
220	0.7852	1.619 −3	0.5354	412.2	854.8	3.952	5.964	2.120	1.94	0.152
230	1.240	1.653 −3	0.3511	434.7	867.1	4.050	5.930	2.145	1.73	0.147
240	1.876	1.690 −3	0.2390	457.5	879.0	4.147	5.903	2.178	1.55	0.142
250	2.736	1.728 −3	0.1680	480.1	889.8	4.240	5.879	2.220	1.40	0.137
260	3.864	1.769 −3	0.1210	503.3	899.8	4.320	5.845	2.272	1.26	0.132
270	5.311	1.816 −3	0.0890	527.3	909.0	4.409	5.823	2.340	1.14	0.126
280	7.129	1.866 −3	0.0665	551.8	917.0	4.493	5.797	2.434	1.04	0.121
290	9.376	1.923 −3	0.0505	575.9	923.7	4.576	5.775	2.550	0.95	0.116
300	12.11	1.987 −3	0.0389	600.6	930.0	4.657	5.755	2.694	0.87	0.110
310	15.37	2.062 −3	0.0302	625.4	935.2	4.736	5.735	2.870	0.78	0.106
320	19.21	2.149 −3	0.0236	651.3	938.7	4.817	5.715	3.115	0.70	0.100
330	23.73	2.261 −3	0.0185	678.8	940.0	4.900	5.692	3.438	0.61	0.095
340	28.99	2.406 −3	0.0142	710.6	937.5	4.993	5.660	3.920	0.54	0.089
350	35.09	2.626 −3	0.0105	747.7	929.0	5.099	5.617	4.750	0.47	0.082
355	38.49	2.794 −3	0.0089	771.5	922.7	5.166	5.592	5.500	0.44	0.076
360	42.14	3.069 −3	0.0071	802.6	913.0	5.248	5.555	6.750	0.41	
365.1c	46.41	4.329 −3	0.0043	873.4	873.4	5.432	5.432	∞		∞

* Los valores de P, v, h y s se tomaron de Vaschenko, Voinov, y cols., *Thermodinamic and Transport Properties of Ethylene and Propylene*, Standartov, Moscú, 1971; traducción NBSIR 75-763-COM-75-11276, NTIS, 1975. c = punto crítico.



Pa·s	k_f, W/(m·K)
	0.183
	0.178
	0.173
	0.168
	0.162
	0.157
	0.152
	0.147
	0.142
	0.137
	0.132
	0.126
	0.121
	0.116
	0.110
	0.106
	0.100
	0.095
	0.089
	0.082
	0.076
	∞

undartov, Moscú, 1971;

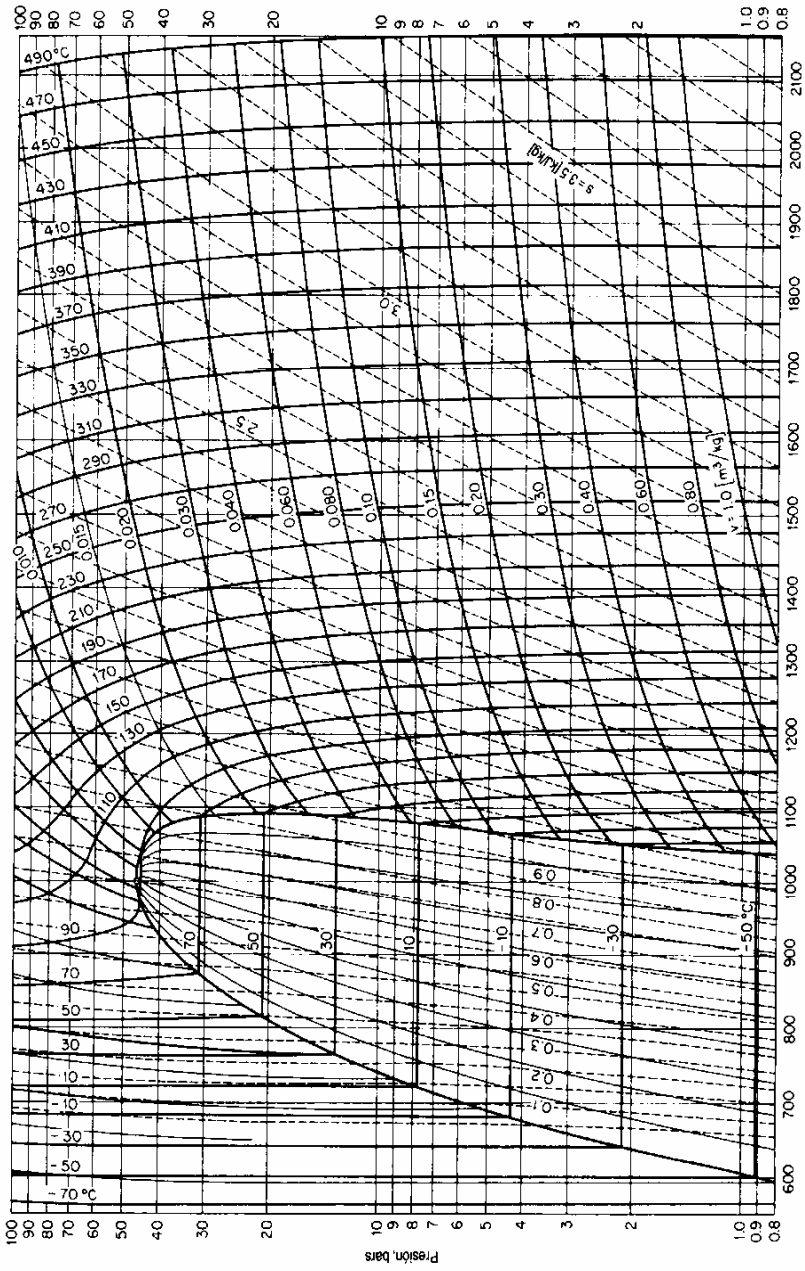


FIG. 3-32 Diagrama de entalpía-log. presión, para el propileno. 1 kJ/kg = 0.2388 cal/g = 0.4299 Btu/lb; 1 kJ/(kg) (K) = 0.2388 cal/(g)(K) = 0.2388 Btu/(lb)(°R); 1 m³/kg = 16.02 ft³/lb. (De Stephan y Scherer, *Chem. Ing. Tech.*, **33**, 417 (1961). Copyright Verlag Chemie GmbH, Weinheim, Bergstr., Alemania. Reproducido con autorización.)

TABLA 3-275 Refrigerante 11 saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
200	0.0043	5.901. −4	28.06	−14.37	186.30	−0.0651	0.9431	0.815	1.674	0.115
220	0.0417	6.061. −4	6.272	8.20	195.89	−0.0361	0.8925	0.828	1.142	0.110
240	0.0768	6.225. −4	1.882	4.97	205.85	0.0210	0.8581	0.842	0.831	0.104
260	0.2215	6.398. −4	0.703	21.01	216.06	0.0851	0.8353	0.856	0.635	0.098
270	0.3514	6.491. −4	0.458	29.53	221.23	0.1172	0.8272	0.863	0.563	0.095
280	0.5364	6.587. −4	0.309	38.25	226.40	0.1489	0.8209	0.870	0.504	0.093
290	0.7917	6.688. −4	0.216	47.10	231.58	0.1799	0.8160	0.878	0.454	0.090
300	1.1341	6.794. −4	0.154	56.06	236.73	0.2102	0.8121	0.887	0.413	0.087
310	1.5821	6.908. −4	0.113	65.10	241.83	0.2397	0.8099	0.897	0.377	0.084
320	2.1556	7.027. −4	0.0847	74.22	246.88	0.2686	0.8081	0.907	0.346	0.081
330	2.876	7.156. −4	0.0645	83.42	251.84	0.2967	0.8071	0.917	0.320	0.079
340	3.764	7.298. −4	0.0500	92.72	256.69	0.3243	0.8065	0.928	0.297	0.076
350	4.845	7.442. −4	0.0392	102.12	261.40	0.3513	0.8064	0.939	0.276	0.073
360	6.142	7.603. −4	0.0311	111.64	265.95	0.3778	0.8065	0.950	0.259	0.070
380	9.487	7.974. −4	0.0201	131.12	274.40	0.4298	0.8069	0.975	0.229	0.065
400	14.02	8.435. −4	0.0134	151.38	281.69	0.4808	0.8066	1.004	0.203	0.059
420	19.98	9.042. −4	0.0090	172.76	287.20	0.5317	0.8041	1.04	0.169	0.053
440	27.65	9.930. −4	0.0059	196.01	289.72	0.5840	0.7970	1.09	0.131	0.048
460	37.36	1.167. −3	0.0036	223.85	285.36	0.6435	0.7773	1.19	0.084	0.037
471.2[c]	44.09	1.799. −3	0.0018	258.70	258.70	0.7162	0.7162	∞	0.033	∞

* Los valores se reprodujeron o convirtieron de la Tabla 1, p. 17.75, *ASHRAE Handbook, 1981: Fundamentals*, American Society of Heating Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Atlanta, 1981. Material con derechos de autor. Reproducidos con autorización. c = punto crítico. La notación 5.901.−4 significa 5.901×10^{-4}.

TABLA 3-276 R

T, K	P, bar
150	0.00091
160	0.00305
170	0.00871
180	0.02178
190	0.04877
200	0.0996
210	0.1879
220	0.3317
230	0.5531
240	0.8781
250	1.3359
260	1.959
270	2.784
280	3.825
290	5.184
300	6.840
310	8.860
320	11.29
330	14.17
340	17.58
350	21.57
360	26.19
370	31.56
380	37.76
385[c]	41.31

* Los datos de P, v, h de c_p, μ y k se interpola York, 1976. c = punto c

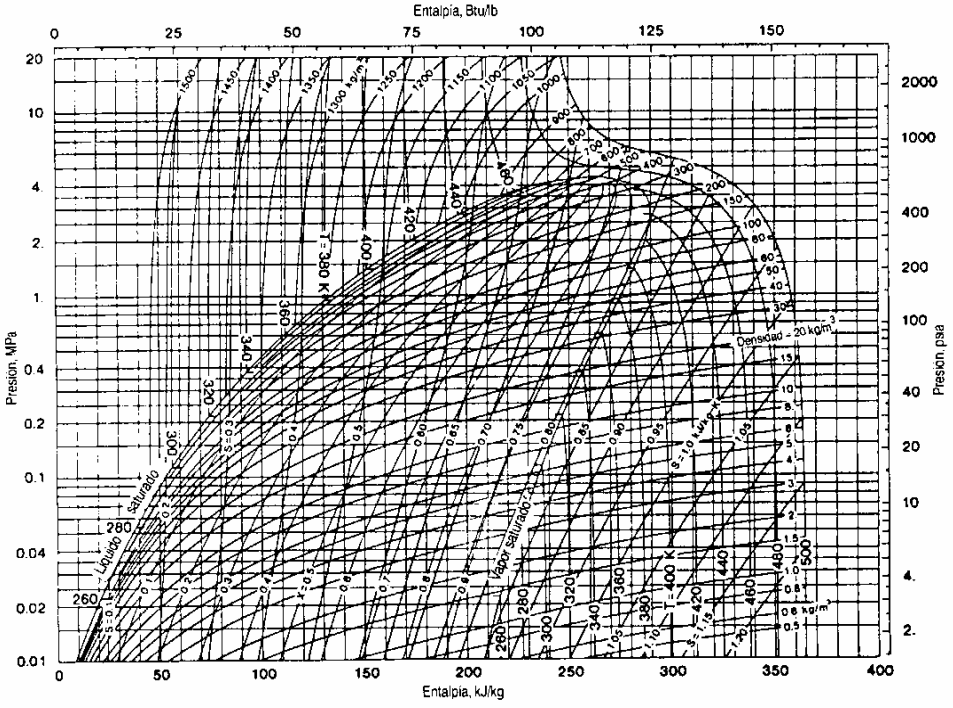


FIG. 3-33 Diagrama entalpía-log presión, para el Refrigerante 11. 1 MPa = 10 bar. (*Copyright 1981 por American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers y reproducido con autorización.*)

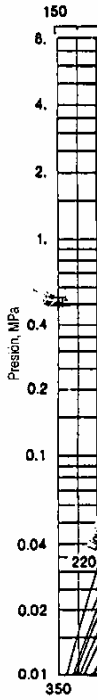


FIG. 3-34 D
Air-Conditioni

Pa·s	k_f, W/(m·K)
	0.115
	0.110
	0.104
	0.098
	0.095
	0.093
	0.090
	0.087
	0.084
	0.081
	0.079
	0.076
	0.073
	0.070
	0.065
	0.059
	0.053
	0.048
	0.037
	∞

ing and Air-Conditioning

TABLA 3-276 Refrigerante 12 saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
150	0.00091	5.767 − 4	179.12	294.6	496.0	3.492	4.835	0.808	18.9	0.123
160	0.00305	5.849 − 4	36.05	302.3	500.2	3.543	4.780	0.817	15.1	0.119
170	0.00871	5.926 − 4	13.40	310.3	504.5	3.591	4.734	0.827	12.1	0.116
180	0.02178	6.024 − 4	5.666	318.3	508.9	3.637	4.696	0.836	9.69	0.113
190	0.04877	6.118 − 4	2.663	326.5	513.5	3.681	4.665	0.845	7.94	0.109
200	0.0996	6.217 − 4	1.370	334.8	518.1	3.724	4.640	0.855	6.64	0.105
210	0.1879	6.139 − 4	0.7589	343.2	522.7	3.765	4.620	0.864	5.65	0.102
220	0.3317	6.431 − 4	0.4476	351.8	527.4	3.805	4.603	0.873	4.88	0.098
230	0.5531	6.549 − 4	0.2784	360.6	531.1	3.844	4.590	0.882	4.26	0.094
240	0.8781	6.675 − 4	0.1811	369.5	536.8	3.881	4.579	0.891	3.77	0.090
250	1.3359	6.810 − 4	0.1225	378.0	541.5	3.918	4.570	0.902	3.37	0.087
260	1.959	6.970 − 4	0.08559	387.7	546.1	3.954	4.563	0.913	3.03	0.083
270	2.784	7.112 − 4	0.06147	397.0	550.7	3.989	4.558	0.926	2.75	0.080
280	3.825	7.282 − 4	0.04543	406.5	555.1	4.023	4.554	0.942	2.52	0.076
290	5.184	7.470 − 4	0.03888	416.1	559.4	4.057	4.551	0.959	2.31	0.072
300	6.840	7.678 − 4	0.02582	426.0	563.5	4.090	4.548	0.979	2.14	0.069
310	8.860	7.912 − 4	0.01992	436.0	567.3	4.122	4.546	1.005	2.00	0.065
320	11.29	8.173 − 4	0.01553	446.2	570.9	4.154	4.543	1.041	1.86	0.061
330	14.17	8.478 − 4	0.01218	456.8	574.0	4.186	4.541	1.093	1.74	0.058
340	17.58	8.840 − 4	0.00957	467.8	576.5	4.218	4.538	1.166	1.60	0.054
350	21.57	9.286 − 4	0.00750	479.4	578.2	4.250	4.533	1.264	1.45	0.050
360	26.19	9.868 − 4	0.00582	492.1	578.7	4.285	4.525	1.39	1.28	0.046
370	31.56	1.072 − 3	0.00439	506.4	577.2	4.322	4.514	1.55	1.06	0.041
380	37.76	1.237 − 3	0.00305	524.7	571.2	4.369	4.900		0.75	
385[c]	41.31	1.876 − 3	0.00188	551.1	551.1	4.437	4.437	∞	0.31	∞

* Los datos de P, v, h y s se interpolaron de Perelshteyn (ed.), *Tables and Diagrams of the Thermodynamic Properties of Refrigerants 12, 13 and 22*, Moscú, 1971. Los datos de c_p, μ y k se interpolaron y convirtieron de *Thermophysical Properties of Refrigerants*. American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Nueva York, 1976. c = punto crítico. La notación 5.767. − 4 significa 5.767×10^{-4}.

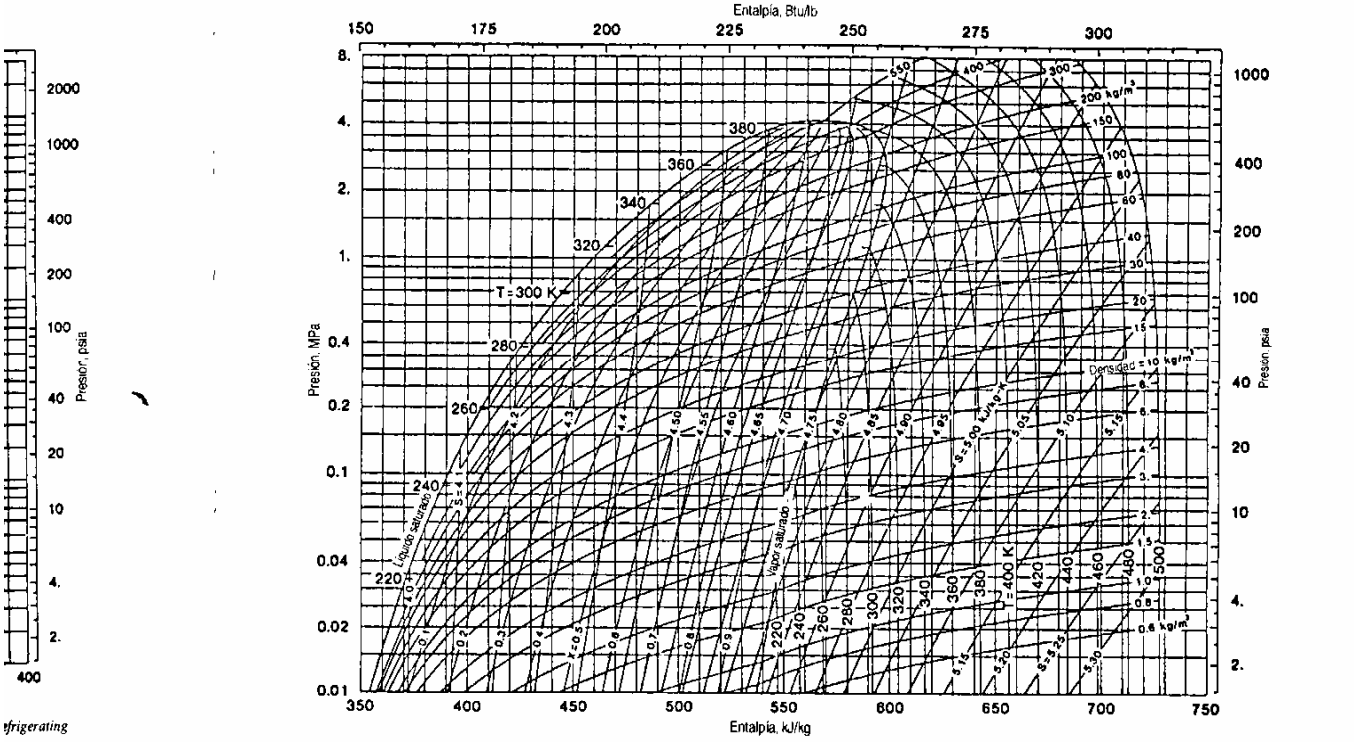


FIG. 3-34 Diagrama entalpía-log presión, para el Refrigerante 12.1 Mpa = 10 bar. (*Copyright 1981 por American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers y reproducido con autorización.*)

TABLA 3-277 Refrigerante 13 saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
91	3.817 −6	5.367 −4	19557	238.1	424 9	3.080	5.133			
100	3.418 −5	5.448 −4	2392	243.8	429.0	3.140	4.990			
110	2.563 −4	5.538 −4	347 0	251.1	433.1	3.205	4.860			
120	0.00137	5.635 −4	70.25	258.2	437.2	3.267	4.759			
130	0.00571	5.739 −4	18.15	265.8	441.3	3.327	4.677			
140	0.01895	5.850 −4	5.865	273.7	455.3	3.385	4.610			
150	0.05250	5.969 −4	2.2617	281.7	449 3	3.441	4.558	0.826	6.83	0.114
160	0.1258	6.095 −4	1 0019	290.0	453.5	3.494	4.516	0.845	5.60	0.109
170	0 2680	6.231 −4	0 4962	298.4	457.6	3.545	4.482	0.865	4.59	0.104
180	0.5186	6.380 −4	0.2689	307 1	461.8	3.594	4.454	0.884	3.83	0.099
190	0.9269	6.536 −4	0.1567	315 9	465.9	3.642	4.431	0.898	3.26	0.093
200	1 5507	6 709 −4	9.69 −2	325 0	469.9	3 688	4.413	0.910	2.82	0.088
210	2 456	6.899 −4	6.28 −2	334.3	473.8	3.732	4.397	0.924	2.48	0.083
220	3.712	7 110 −4	4.24 −2	343.8	477.5	3.777	4 385	0.943	2 20	0.078
230	5.396	7.346 −4	2.95 −2	353.6	481.0	3.820	4.374	0.972	1.97	0 072
240	7.589	7.615 −4	2.11 −2	363.5	484.1	3.862	4.364	1.014	1.79	0.067
250	10 37	7.928 −4	1 53 −2	373.9	486.1	3.903	4.355	1.072	1 63	0.062
260	13.85	8.302 −4	1.13 −2	384.7	489.1	3.944	4.346	1.151	1.50	0.057
270	18.13	8.769 −4	8.28 −3	396.2	490.5	3.986	4.336	1.255	1.34	0.051
280	23.32	9.320 −4	6.10 −3	408.8	490.6	4.029	4.323	1.386	1.14	0 045
290	29.57	1.035 −3	4.34 −3	423 6	488.3	4.080	4.303	1 549	0.87	0.038
300	37.05	1.284 −3	2.60 −3	445.3	477.5	4.151	4.257	1.75	0.52	
302 0[c]	38.70	1.808 −3	1.81 −3	463.1	463.1	4.209	4.209	∞	0 29	∞

* Los datos de P, v, h y s se interpolaron de Perelshteyn (ed.), *Tables and Diagrams of the Thermodynamic Properties of Refrigerants 12, 13 and 22*, Moscú, 1971. Los datos de c_p, μ y k se interpolaron y convirtieron de *Thermophysical Properties of Refrigerants*, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Nueva York, 1976. c = punto crítico. La notación 3.817 – 6 significa 3.817×10^{-6}.

TABLA 3-278 Refrigerante 13B1*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
170	0.059	4.594 −4	1.6015	−40 90	90 95	−0.2033	0.5723	0.597	9.54	0.101
180	0.127	4 677 −4	0.7840	−34.75	94.37	−0.1682	0.5491	0 618	7 60	0 096
190	0 250	4 765 −4	0.4190	−28.51	97.83	0.1345	0.5305	0.634	6.20	0 091
200	0.455	4.860 −4	0.2407	−22 17	101.32	−0.1020	0.5154	0.648	5.13	0.086
210	0.777	4.961 −4	0.1467	−15.68	104.82	−0.0704	0.5033	0.663	4 33	0.082
215.4	1.013	5.020 −4	0.1147	−12.09	106.70	−0.0536	0.4978	0.670	3.97	0.079
220	1.254	5.071 −4	0.0940	− 9.02	108.28	−0.0396	0.4936	0.676	3.71	0.077
230	1.933	5.190 − 4	0.0628	− 2.19	111.68	−0.0094	0.4857	0.690	3 22	0.073
240	2.863	5.321 −4	0.0433	4.83	114 99	0.0202	0.4793	0.703	2.83	0.068
250	4 096	5.466 −4	0.0308	12.03	118.16	0.0494	0.4739	0.721	2.51	0.063
260	5 690	5.627 −4	0.0224	19.44	121.16	0.0781	0.4693	0.742	2 25	0.059
270	7.703	5.809 −4	0.0166	27.06	123.93	0.1064	0.4652	0.767	2.04	0.054
280	10 20	6.018 −4	0.0124	34.94	126.41	0.1345	0.4612	0.800	1.84	0.049
290	13.25	6.264 −4	0.0094	43.11	128.51	0.1625	0.4570	0.842	1.69	0.045
300	16.91	6.562 −4	0.0072	51.68	130.09	0.1908	0.4522	0.891	1.57	0.040
310	21.28	6.940 −4	0 0055	60 81	130.97	0.2197	0.4460	0.951	1.45	0.035
320	26.44	7 458 −4	0.0041	70.80	130.76	0.2503	0.4376	1.09	1.26	0.030
330	32 48	8 295 −4	0.0030	82.42	128.59	0.2845	0.4245	1.29	0.99	0.026
340.2[c]	39.64	1.344 −3	0.0013	108.70	108.70	0.3605	0.3605	∞	0.35	∞

* Los valores se tomaron o convirtieron de la Tabla 4, p. 17.83, *ASHRAE Handbook, 1981: Fundamentals*, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Atlanta, 1981. Material registrado y reproducido con autorización. c = punto crítico. La notación 4.594.–4 significa 4.594×10^{-4}.

TABLA 3-280 F

T, K	P, bar
150	0.0017
160	0 0054
170	0.0150
180	0.0369
190	0.0821
200	0.1662
210	0.3116
220	0.5470
230	0.9076
240	1.4346
250	2.174
260	3.177
270	4.497
280	6.192
290	8.324
300	10.956
310	14.17
320	18.02
330	22.61
340	28.03
350	34.41
360	41.86
369.3[c]	49.89

* Los datos de P, v, c_p, μ y k se interpolaron 1976. c = punto crítico

Pa·s	k_f, W/(m·K)
	0.114
	0.109
	0.104
	0.099
	0.093
	0.088
	0.083
	0.078
	0.072
	0.067
	0.062
	0.057
	0.051
	0.045
	0.038
	∞

ú. 1971. Los datos de c_p, ers, Nueva York, 1976. c

Pa·s	k_f, W/(m·K)
	0.101
	0.096
	0.091
	0.086
	0.082
	0.079
	0.077
	0.073
	0.068
	0.063
	0.059
	0.054
	0.049
	0.045
	0.040
	0.035
	0.030
	0.026
	∞

ling and Air-Conditioning

TABLA 3-279 Refrigerante 21 saturado*

Temp., °F	Presión, psia	Volumen, ft³/lb		Entalpía, Btu./lb		Entropía, Btu/(lb)(°F)	
		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
−40	1.358	0.01058	32.09	0.00	114.56	0.0000	0.2730
−20	2.578	0.01075	17.66	4.71	116.96	0.0109	0.2663
0	4.582	0.01093	10.35	9.44	119.37	0.0214	0.2606
5	5.243	0.01097	9.132	10.63	119.97	0.0240	0.2593
20	7.699	0.01112	8.085	11.81	120.57	0.0265	0.2581
40	12.32	0.01132	4.130	19.04	124.19	0.0414	0.2519
60	18.90	0.01153	2.773	23.98	126.60	0.0511	0.2486
80	27.96	0.01176	1.923	29.03	128.98	0.0606	0.2458
86	31.23	0.01183	1.733	30.56	129.68	0.0634	0.2450
100	40.04	0.01200	1.371	34.18	131.29	0.0699	0.2434
120	55.75	0.01226	1.001	39.46	133.53	0.0791	0.2414
140	75.72	0.01254	0.7457	44.86	135.66	0.0882	0.2396
160	100.6	0.01284	0.5646	50.43	137.69	0.0972	0.2381

* Copyright por la E.I. du Pont de Nemours & Company. Reproducida con la autorización del propietario de los derechos de autor.

TABLA 3-280 Refrigerante 22 saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
150	0.0017	6.209.−4	83.40	268.2	547.3	3.355	5.215	1.059	...	0.161
160	0.0054	6.293.−4	28.20	278.2	552.1	3.430	5.141	1.058	.....	0.156
170	0.0150	6.381.−4	10.85	288.3	557.0	3.494	5.075	1.057	0.770	0.151
180	0.0369	6.474.−4	4.673	298.7	561.9	3.551	5.013	1.058	0.647	0.146
190	0.0821	6.573.−4	2.225	308.6	566.8	3.605	4.963	1.060	0.554	0.141
200	0.1662	6.680.−4	1.145	318.8	571.6	3.657	4.921	1.065	0.481	0.136
210	0.3116	6.794.−4	0.6370	329.1	576.5	3.707	4.885	1.071	0.424	0.131
220	0.5470	6.917.−4	0.3772	339.7	581.2	3.756	4.854	1.080	0.378	0.126
230	0.9076	7.050.−4	0.2352	350.6	585.9	3.804	4.828	1.091	0.340	0.121
240	1.4346	7.195.−4	0.1532	361.7	590.5	3.852	4.805	1.105	0.309	0.117
250	2.174	7.351.−4	0.1037	373.0	594.9	3.898	4.785	1.122	0.282	0.112
260	3.177	7.523.−4	0.07237	384.5	599.0	3.942	4.768	1.143	0.260	0.107
270	4.497	7.733.−4	0.05187	396.3	603.0	3.986	4.752	1.169	0.241	0.102
280	6.192	7.923.−4	0.03803	408.2	606.6	4.029	4.738	1.193	0.225	0.097
290	8.324	8.158.−4	0.02838	420.4	610.0	4.071	4.725	1.220	0.211	0.092
300	10.956	8.426.−4	0.02148	432.7	612.8	5.113	4.713	1.257	0.198	0.087
310	14.17	8.734.−4	0.01643	445.5	615.1	4.153	4.701	1.305	0.186	0.082
320	18.02	9.096.−4	0.01265	458.6	616.7	4.194	4.688	1.372	0.176	0.077
330	22.61	9.535.−4	9.753.−3	472.4	617.3	4.235	4.674	1.460	0.167	0.072
340	28.03	1.010.−3	7.479.−3	487.2	616.5	4.278	4.658	1.573	0.151	0.067
350	34.41	1.086.−3	5.613.−3	503.7	613.3	4.324	4.637	1.718	0.130	0.062
360	41.86	1.212.−3	4.036.−3	523.7	605.5	4.378	4.605	1.897	0.106	
369.3[c]	49.89	2.015.−3	2.015.−3	570.0	570.0	4.501	4.501	∞		

* Los datos de P, v, h y s se interpolaron de Perelshteyn (ed.), *Tables and Diagrams of the Thermodynamic Properties of Refrigerants 12, 13 y 22*, Moscú, 1971. Los datos de c_p, μ y k se interpolaron y convirtieron de *Thermophysical Properties of Refrigerants*, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Nueva York, 1976. c = punto crítico. La notación 6.209.−4 significa 6.209×10^{-4}.

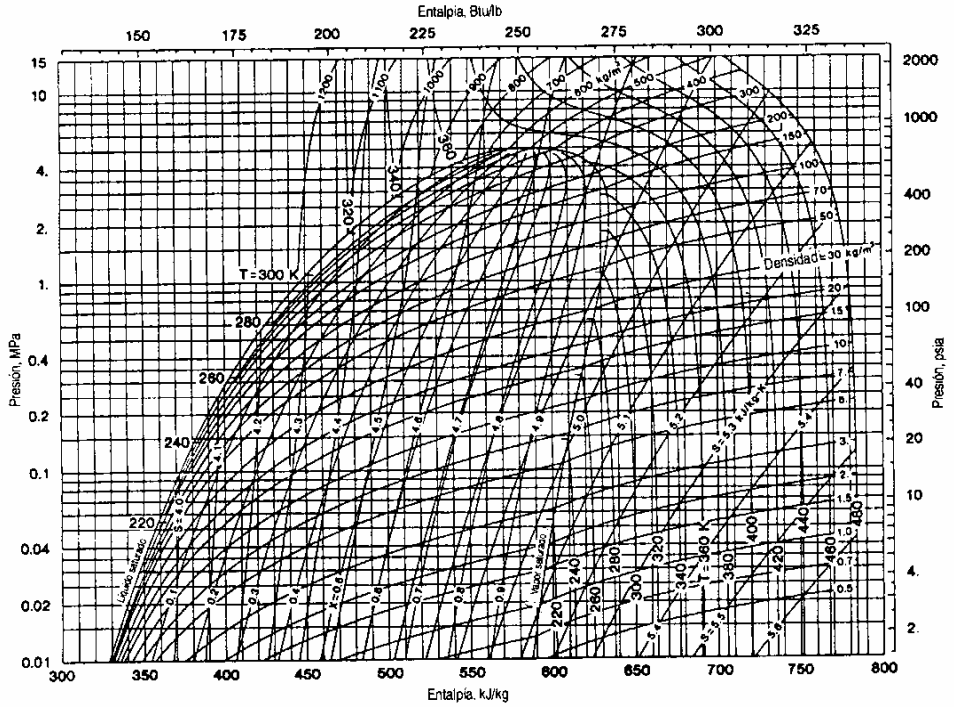


FIG. 3-35 Diagrama entalpía-log presión, para el Refrigerante 22. 1 MPa = 10 bar (*Copyright 1981 por American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, reproducido con autorización.*)

TABLA 3-281 Refrigerante 23 saturado*

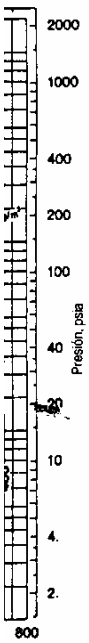
Temp., °F	Presión, psia	Volumen, ft³/lb		Entalpía, Btu/lb		Entropía, Btu/(lb)(°F)	
		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
−190	0.622	0.01030	66.18	−44.44	71.64	−0.1301	0.3004
−180	1.068	0.01040	39.87	−41.28	72.83	−0.1185	0.2893
−160	2.774	0.01060	16.34	−35.39	75.17	−0.0982	0.2707
−140	6.280	0.01082	7.619	−29.82	77.42	−0.0802	0.2552
−120	12.75	0.01107	3.928	−24.32	79.53	−0.0636	0.2421
−100	23.71	0.01137	2.192	−18.65	81.45	−0.0474	0.2309
−80	40.99	0.01171	1.300	−12.74	83.16	−0.0315	0.2210
−60	66.67	0.01211	0.8165	−6.52	84.62	−0.0157	0.2123
−40	103.0	0.01256	0.5325	0.00	85.78	0.0000	0.2044
−20	152.5	0.01316	0.3583	6.78	86.60	0.0155	0.1970
0	217.6	0.01388	0.2463	13.80	86.95	0.0307	0.1899
20	301.6	0.01482	0.1710	21.13	86.65	0.0459	0.1825
40	408.2	0.01614	0.1176	29.12	85.25	0.0616	0.1739
60	543.0	0.01830	0.0768	38.89	81.48	0.0799	0.1618
70	623.4	0.02039	0.0581	45.63	77.18	0.0922	0.1518
78.7[c]	701.4	0.03051	0.0305	60.77	60.77	0.1198	0.1198

* Datos no publicados de la Allied Chemical Corp., 1970. Reproducidos con autorización.
[c] = temperatura crítica.

TABLA 3-283 F

T, K	*P*, bar
240	0.0233
250	0.0435
260	0.0767
270	0.1290
280	0.2076
290	0.3217
300	0.4817
310	0.6999
320	0.9897
330	1.3657
340	1.8347
350	2.406
360	3.174
370	4.062
380	5.123
390	6.379
400	7.849
410	9.556
420	11.52
430	13.78
440	16.35
450	19.26
460	22.56
470	26.29
480	30.52
487.5[c]	34.11

* Los valores se k
Engineers, Atlanta, 1



rigerating and

TABLA 3-282 Refrigerante 32 saturado*

Temp., °F	Presión, psia	Volumen, ft³/lb		Entalpía, Btu/lb		Entropía, Btu/(lb)(°F)	
		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
−150	0.510	0.0118	124.859	−39.77	143.75	−0.1094	0.4832
−140	0.828	0.0119	82.794	−36.36	145.31	−0.0986	0.4697
−120	1.984	0.0122	34.995	−29.44	148.37	−0.0776	0.4459
−100	4.257	0.0125	17.732	−22.33	151.33	−0.0572	0.4828
−80	8.338	0.0129	9.150	−15.05	154.13	−0.0376	0.4080
−60	15.134	0.0132	5.236	−7.62	156.73	−0.0125	0.3927
−40	25.760	0.0136	3.173	0.00	159.09	0.0000	0.3791
−20	41.534	0.0140	2.016	7.76	161.17	0.0180	0.3669
0	63.953	0.0144	1.331	15.66	162.92	0.0354	0.3558
20	94.684	0.0149	0.907	23.71	164.29	0.0524	0.3454
40	135.57	0.0155	0.634	31.98	165.21	0.0690	0.3356
60	188.61	0.0161	0.451	40.46	165.58	0.0854	0.3261
80	256.06	0.0168	0.324	49.31	165.28	0.1017	0.3165
100	340.41	0.0177	0.235	58.69	164.02	0.1183	0.3064
120	444.50	0.0189	0.169	68.93	161.44	0.1356	0.2952
140	571.61	0.0207	0.119	80.57	156.12	0.1545	0.2815
160	725.67	0.0240	0.078	94.77	147.80	0.1768	0.2621
173.12[c]	849.62	0.0373	0.037	119.30	119.30	0.2148	0.2148

[c] = temperatura crítica.

* Datos no publicados de la Specialty Chemicals Division, Allied Chemical Corporation. Reproducida con autorización. Las tablas originales dan más propiedades y tienen incrementos de 1°F. La citada empresa preparó también un diagrama de entalpía-log P de 1 a 1 000 psia, −120 a 600°F.

TABLA 3-283 Refrigerante 123 saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
240	0.0233	5.908.−4	4.548	5.70	171.97	0.0241	0.7169	0.845	17.9	0.087
250	0.0435	5.986.−4	2.537	14.19	178.06	0.0587	0.7142	0.877	14.8	0.084
260	0.0767	6.066.−4	1.492	22.83	184.22	0.0926	0.7134	0.895	12.3	0.083
270	0.1290	6.150.−4	0.9189	31.65	190.46	0.1259	0.7141	0.916	10.4	0.081
280	0.2076	6.237.−4	0.5893	40.63	196.75	0.1585	0.7161	0.933	8.9	0.079
290	0.3217	6.328.−4	0.3917	49.77	203.08	0.1906	0.7192	0.946	7.6	0.077
300	0.4817	6.422.−4	0.2687	59.07	209.44	0.2221	0.7233	0.958	6.6	0.075
310	0.6999	6.522.−4	0.1895	68.51	215.80	0.2530	0.7281	0.971	5.9	0.073
320	0.9897	6.626.−4	0.1370	78.09	222.17	0.2833	0.7336	0.983	5.2	0.071
330	1.3657	6.737.−4	0.1012	87.80	228.53	0.3131	0.7396	0.992	4.7	0.069
340	1.8347	6.854.−4	0.0762	97.64	234.86	0.3424	0.7460	1.000	4.2	0.066
350	2.4406	6.979.−4	0.0584	107.58	241.16	0.3711	0.7528	1.013	3.8	0.065
360	3.174	7.112.−4	0.0454	117.65	247.41	0.3993	0.7598	1.029	3.4	0.062
370	4.062	7.255.−4	0.0357	127.82	253.59	0.4270	0.7669	1.042	3.2	0.060
380	5.123	7.411.−4	0.0284	138.11	259.70	0.4542	0.7742	1.059	2.9	0.058
390	6.379	7.580.−4	0.0229	148.52	265.71	0.4810	0.7815	1.084	2.7	0.056
400	7.849	7.767.−4	0.0185	159.07	271.59	0.5075	0.7888	1.109	2.46	0.054
410	9.556	7.975.−4	0.0151	169.78	277.31	0.5336	0.7958	1.14	2.28	0.052
420	11.52	8.211.−4	0.0124	180.69	282.83	0.5595	0.8027	1.18	2.10	0.050
430	13.78	8.483.−4	0.0102	191.85	288.09	0.5853	0.8091	1.22	1.93	0.047
440	16.35	8.806.−4	0.0083	203.35	292.98	0.6112	0.8149	1.27	1.75	0.045
450	19.26	9.201.−4	0.0068	215.31	297.38	0.6375	0.8198	1.32	1.58	0.042
460	22.56	9.713.−4	0.0055	227.97	301.03	0.6645	0.8234	1.38	1.33	0.039
470	26.29	1.044.−3	0.0044	241.79	303.41	0.6933	0.8244	1.45	1.07	0.035
480	30.52	1.174.−3	0.0032	258.16	303.00	0.7264	0.8198	1.54	0.77	0.031
487.5[c]	34.11	1.754.−3	0.0018	288.10	288.10	0.7828	0.7828	∞	0.30	∞

* Los valores se tomaron o convirtieron de la Tabla 8, p. 17.91, *ASHRAE Handbook, 1981: Fundamentals*, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Atlanta, 1981. Material registrado y reproducido con autorización. c = punto crítico. La notación 5.908.−4 significa 5.908×10^{-4}.

TABLA 3-284 Refrigerante 114 saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
190	0.0058	6.326. − 4	15.823	−42.58	125.78	−0.2091	0.6794	0.765	23.9	0.093
200	0.0137	6.344. − 4	7.094	−31.87	131.01	−0.1542	0.6648	0.787	18.2	0.090
210	0.029	6.366. − 4	3.465	−21.48	136.41	−0.1035	0.6541	0.810	14.3	0.088
220	0.059	6.391. − 4	1.822	−11.37	141.95	−0.0565	0.6466	0.831	11.5	0.085
230	0.109	6.421. − 4	1.021	− 1.50	147.61	−0.0126	0.6419	0.854	9.4	0.082
240	0.190	6.457. − 4	0.604	8.18	153.36	0.0286	0.6393	0.877	7.9	0.080
250	0.317	6.500. − 4	0.375	17.74	159.18	0.0676	0.6387	0.900	6.61	0.077
260	0.505	6.554. − 4	0.2431	27.22	165.05	0.1047	0.6396	0.923	5.66	0.075
270	0.773	6.619. − 4	0.1633	36.71	170.95	0.1405	0.6418	0.946	4.96	0.072
280	1.143	6.700. − 4	0.1132	46.27	176.85	0.1751	0.6452	0.967	4.30	0.069
290	1.636	6.799. − 4	0.0807	55.95	182.75	0.2090	0.6494	0.991	3.80	0.067
300	2.279	6.918. − 4	0.0590	65.79	188.61	0.2422	0.6543	1.015	3.35	0.064
310	3.096	7.060. − 4	0.0440	75.79	194.44	0.2748	0.6598	1.038	3.02	0.061
320	4.116	7.224. − 4	0.0334	85.92	200.19	0.3067	0.6657	1.062	2.69	0.059
330	5.366	7.412. − 4	0.0257	96.16	205.84	0.3379	0.6719	1.087	2.48	0.056
340	6.877	7.624. − 4	0.0201	106.49	211.37	0.3685	0.6781	1.111	2.27	0.054
350	8.683	7.863. − 4	0.0158	116.96	216.71	0.3984	0.6843	1.136	2.07	0.051
360	10.82	8.135. − 4	0.0125	127.63	221.82	0.4280	0.6903	1.160	1.91	0.048
370	13.32	8.453. − 4	0.0099	138.60	226.57	0.4575	0.6957	1.185	1.76	0.045
380	16.24	8.836 − 4	0.0079	149.99	230.84	0.4872	0.7002	1.210	1.59	0.042
390	19.62	9.324. − 4	0.0062	162.01	234.36	0.5176	0.7032	1.236	1.39	0.038
400	23.52	1.001. − 3	0.0048	175.03	236.61	0.5496	0.7036	1.261	1.17	0.034
410	28.00	1.118. − 3	0.0035	190.13	236.20	0.5857	0.6980	1.5	0.87	0.030
419.0[c]	32.61	1.795. − 3	0.0018	219.90	219.90	0.6559	0.6559	∞	0.34	∞

* Los valores se tomaron o convirtieron de la Tabla 9, p. 17.93, *ASHRAE Handbook, 1981: Fundamentals*, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Atlanta, 1981. Material registrado y reproducido con autorización. c = punto crítico. La notación 6.326.−4 significa 6.326×10^{-4}.

TABLA 3-285 Refrigerante 115 saturado*

Temp., °F	Presión, psia	Volumen, ft³/lb		Entalpía, Btu/lb		Entropía, Btu/(lb)(°F)	
		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
−100	2.327	0.00966	10.57	−13.07	45.83	−0.0335	0.1302
−80	4.573	0.00986	5.624	−8.78	48.39	−0.0219	0.1286
−60	8.306	0.01009	3.218	−4.43	50.96	−0.0108	0.1278
−40	14.13	0.01033	1.953	0.00	53.53	0.0000	0.1275
−20	22.74	0.01060	1.245	4.50	56.07	0.0104	0.1277
0	34.94	0.01090	0.8257	9.09	58.56	0.0206	0.1282
20	51.59	0.01123	0.5857	13.76	61.00	0.0305	0.1290
40	73.65	0.01161	0.3979	18.54	63.35	0.0401	0.1298
60	102.1	0.01204	0.2857	23.45	65.60	0.0496	0.1308
80	138.1	0.01255	0.2081	28.54	67.71	0.0591	0.1317
100	182.7	0.01316	0.1530	33.85	69.63	0.0686	0.1325
120	237.3	0.01393	0.1125	39.50	71.24	0.0782	0.1330
140	303.2	0.01496	0.0817	45.67	72.36	0.0884	0.1329
160	382.0	0.01664	0.0567	52.76	72.42	0.0996	0.1314
170	427.0	0.01838	0.0444	56.56	71.33	0.1055	0.1290
175.89[c]	457.6	0.0261	0.0261	64.30	64.30	0.1175	0.1175

* Datos no publicados de la General Chemical Division, Allied Chemical Company. Se utilizan con autorización. [c] = temperatura crítica.

TABLA 3-286 R

T, K	P, bar	
200	0.0380	7
210	0.0728	7
220	0.1314	7
230	0.2252	7
240	0.3691	8
250	0.5815	8
260	0.8846	8
270	1.3046	8
280	1.8714	8
290	2.6184	8
300	3.583	9
310	4.803	9
320	6.324	9
330	8.187	9
340	10.44	1
350	13.13	1
360	16.30	1
370	20.01	1
380	24.29	1
390	29.20	1
400	34.78	1
410[c]	41.5	2

* Los valores se tom
Engineers, Atlanta, 19

TABLA 3-287 R

T, K	P, bar	
170	0.0078	
180	0.0184	
190	0.0397	
200	0.0792	
210	0.1480	
220	0.2614	
230	0.4393	
240	0.7071	
250	1.0955	
260	1.6411	
270	2.3860	
280	3.3775	
290	4.6677	
300	6.3132	
310	8.3740	
320	10.91	
330	14.00	
340	17.69	
350	22.06	
360	27.17	
370	33.10	

* Los valores se toma
Engineers, Atlanta, 19

·s	k_f, W/(m·K)
	0.093
	0.090
	0.088
	0.085
	0.082
	0.080
	0.077
	0.075
	0.072
	0.069
	0.067
	0.064
	0.061
	0.059
	0.056
	0.054
	0.051
	0.048
	0.045
	0.042
	0.038
	0.034
	0.030
	∞

ng and Air-Conditioning

TABLA 3-286 Refrigerante 142b*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
200	0.0380	7.505 − 4	4.337	−24.36	200.49	−0.1123	1.0119			0.123
210	0.0728	7.626 − 4	2.374	−17.48	206.82	−0.0788	0.9893	1.15		0.118
220	0.1314	7.751 − 4	1.373	−10.21	213.28	−0.0450	0.9708	1.17		0.114
230	0.2252	7.883 − 4	0.833	2.52	219.82	−0.0109	0.9558	1.18		0.111
240	0.3691	8.019 − 4	0.527	9.92	229.74	0.0414	0.9387	1.19	0.517	0.109
250	0.5815	8.164 − 4	0.346	14.32	233.05	0.0592	0.9341	1.21	0.466	0.103
260	0.8846	8.317 − 4	0.234	23.54	239.66	0.0952	0.9264	1.22	0.422	0.099
270	1.3046	8.480 − 4	0.162	33.32	246.18	0.1320	0.9204	1.24	0.385	0.095
280	1.8714	8.653 − 4	0.115	43.68	252.57	0.1695	0.9155	1.26	0.355	0.091
290	2.6184	8.843 − 4	0.0838	54.60	258.77	0.2076	0.9116	1.28	0.329	0.088
300	3.583	9.047 − 4	0.0619	66.07	264.69	0.2462	0.9082	1.30	0.305	0.084
310	4.803	9.273 − 4	0.0464	78.07	270.26	0.2851	0.9051	1.32	0.285	0.080
320	6.324	9.525 − 4	0.0353	90.55	275.40	0.3243	0.9020	1.34	0.267	0.075
330	8.187	9.810 − 4	0.0271	103.45	280.01	0.3634	0.8985		0.241	0.072
340	10.44	1.014 − 3	0.0210	116.71	283.99	0.4024	0.8943		0.216	0.068
350	13.13	1.052 − 3	0.0164	130.30	287.23	0.4409	0.8893		0.192	0.064
360	16.30	1.099 − 3	0.0129	144.18	289.61	0.4791	0.8831			0.060
370	20.01	1.157 − 3	0.0102	158.45	291.01	0.5170	0.8753			0.056
380	24.29	1.235 − 3	0.0080	173.45	291.22	0.5557	0.8656			0.052
390	29.20	1.348 − 3	0.0062	190.16	289.77	0.5974	0.8528			0.048
400	34.78	1.541 − 3	0.0046	212.57	284.04	0.6521	0.8307			0.044
410[c]	41.5	2.300 − 3	0.0023	255.00	255.00					∞

* Los valores se tomaron y convirtieron de la Tabla 10, p. 17.95, *ASHRAE Handbook, 1981: Fundamentals*, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Atlanta, 1981. Material registrado y reproducido con autorización. c = punto crítico. La notación 7.505 − 4 significa 7.505×10^{-4}.

TABLA 3-287 Refrigerante 152a saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W(m·K)
170	0.0078	8.683 − 4	27.425	−56.60	273.86	−0.2801	1.6638	0.667	10.8	0.134
180	0.0184	8.811 − 4	12.297	−48.92	281.29	−0.2363	1.5983	0.742	8.87	0.130
190	0.0397	8.944 − 4	6.014	−40.86	288.92	−0.1927	1.5430	0.815	7.27	0.126
200	0.0792	9.084 − 4	3.165	−32.34	296.74	−0.1490	1.4964	0.886	5.96	0.122
210	0.1480	9.234 − 4	1.772	−23.31	304.70	−0.1050	1.4570	0.956	4.98	0.118
220	0.2614	9.391 − 4	1.047	−13.68	312.78	−0.0603	1.4236	1.027	4.23	0.114
230	0.4393	9.558 − 4	0.647	− 3.39	320.91	−0.0146	1.3954	1.098	3.65	0.110
240	0.7071	9.737 − 4	0.416	7.64	329.06	0.0322	1.3714	1.188	3.18	0.106
250	1.0955	9.929 − 4	0.2769	19.48	337.14	0.0804	1.3510	1.247	2.81	0.102
260	1.6411	1.013 − 3	0.1897	32.19	345.10	0.1300	1.3335	1.326	2.50	0.098
270	2.3860	1.036 − 3	0.1333	45.81	352.84	0.1811	1.3182	1.410	2.25	0.095
280	3.3775	1.061 − 3	0.0957	60.37	360.27	0.2337	1.3047	1.499	2.03	0.091
290	4.6677	1.088 − 3	0.0700	75.90	367.28	0.2877	1.2924	1.593	1.85	0.087
300	6.3132	1.118 − 3	0.0520	92.41	373.75	0.3430	1.2808	1.695	1.70	0.083
310	8.3740	1.152 − 3	0.0391	109.91	379.52	0.3996	1.2693	1.804	1.57	0.079
320	10.91	1.191 − 3	0.0298	128.40	384.41	0.4574	1.2574	1.921	1.45	0.075
330	14.00	1.237 − 3	0.0228	147.94	388.20	0.5163	1.2444	2.048	1.35	0.071
340	17.69	1.292 − 3	0.0175	168.62	390.54	0.5767	1.2294	2.185	1.26	0.067
350	22.06	1.362 − 3	0.0135	190.74	390.91	0.6391	1.2110	2.333	1.18	0.064
360	27.17	1.453 − 3	0.0102	215.18	388.19	0.7059	1.1865			
370	33.10	1587 − 3	0.0072	245.98	377.49	0.7878	1.1432			

* Los valores se tomaron y convirtieron de la Tabla 11, p. 17.97, *ASHRAE Handbook, 1981: Fundamentals*. American Society of Heating Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Atlanta, 1981. Material registrado y reproducido con autorización. La notación 8.683.− 4 significa 8.683×10^{-4}.

TABLA 3-288 Refrigerante 216 saturado*

Temp., °F	Presión, psia	Volumen, ft³/lb		Entalpía, Btu/lb		Entropía, Btu/(lb·°F)	
		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
−40	0.339	0.00927	59.957	0.000	62.415	0.0000	0.1487
−20	0.713	0.00942	29.749	4.778	65.276	0.0111	0.1487
0	1.382	0.00958	15.986	9.541	68.208	0.0217	0.1493
20	2.497	0.00974	9.184	14.298	71.199	0.0318	0.1504
40	4.247	0.00992	5.582	19.056	74.239	0.0415	0.1520
60	6.862	0.01010	3.558	23.821	77.319	0.0509	0.1538
80	10.612	0.01030	2.361	28.598	80.429	0.0599	0.1559
100	15.797	0.01050	1.6215	33.391	83.559	0.0686	0.1582
120	22.753	0.01073	1.1462	38.205	86.701	0.0770	0.1607
140	31.845	0.01097	0.8304	43.049	89.845	0.0852	0.1632
160	43.468	0.01124	0.6142	47.930	92.981	0.0931	0.1658
180	58.046	0.01153	0.4623	52.861	96.099	0.1009	0.1685
200	76.033	0.01186	0.3529	57.857	99.186	0.1085	0.1712
220	97.913	0.01223	0.2725	62.939	102.225	0.1161	0.1739
240	124.21	0.01268	0.2121	68.132	105.196	0.1235	0.1765
260	155.50	0.01317	0.1660	73.474	108.066	0.1309	0.1790
280	192.40	0.01378	0.1300	79.015	110.789	0.1384	0.1813
300	235.63	0.01458	0.1013	84.835	113.282	0.1460	0.1834
320	286.03	0.01570	0.0776	91.069	115.373	0.1539	0.1851
340	344.81	0.01764	0.0565	98.234	116.538	0.1628	0.1856
355.98[c]	399.45	0.02771	0.0277	110.248	110.248	0.1773	0.1773

* Datos publicados, Chemicals Division, Union Carbide Corp. Utilizados con autorización. El artículo que describe esos datos es de Shank, *ASHRAE. J.*, 7, 94-101 (1965).
[c] = temperatura crítica.

TABLA 3-289 Refrigerante 245 saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)
172	0.0034	6.46 − 4	31.49	−63.4	133.8	0.3131	0.8327
180	0.0076	6.57 − 4	14.63	−55.9	138.7	−0.2707	0.8099
190	0.0190	6.70 − 4	6.20	−46.2	145.1	−0.2182	0.7885
200	0.0425	6.83 − 4	2.91	−36.0	151.7	−0.1666	0.7725
210	0.0870	6.97 − 4	1.48	−25.7	158.5	−0.1157	0.7612
220	0.1654	7.11 − 4	0.822	−14.8	165.4	−0.0654	0.7539
230	0.2946	7.25 − 4	0.475	− 3.6	172.5	−0.0156	0.7500
240	0.4958	7.40 − 4	0.292	8.0	179.6	0.0337	0.7487
250	0.7946	7.55 − 4	0.192	19.9	186.8	0.0824	0.7497
260	1.2204	7.72 − 4	0.125	32.3	194.0	0.1305	0.7525
270	1.806	7.89 − 4	0.0862	44.9	201.1	0.1781	0.7567
280	2.584	8.08 − 4	0.0611	57.9	208.3	0.2249	0.7621
290	3.600	8.30 − 4	0.0443	71.1	215.3	0.2711	0.7683
300	4.888	8.53 − 4	0.0327	84.6	222.2	0.3161	0.7751
310	6.491	8.80 − 4	0.0246	98.4	228.9	0.3614	0.7822
320	8.456	9.11 − 4	0.0186	112.6	235.3	0.4057	0.7893
330	10.83	9.48 − 4	0.0143	127.1	241.4	0.4497	0.7960
340	13.67	9.93 − 4	0.0111	142.1	246.9	0.4937	0.8018
350	17.04	0.00105	0.0084	157.2	251.5	0.5382	0.8060
360	21.02	0.00113	0.0063	174.7	254.8	0.5844	0.8071
370	25.71	0.00125	0.0045	193.6	255.2	0.6349	0.8013
375	28.46	0.00137	0.0036	205.2	252.5	0.6649	0.7953
380.1[c]	31.37	0.00204	0.0020	231.8	231.8	0.7341	0.7341

* Los valores se convirtieron de las tablas de Shank, *Thermodynamic Properties of UCON 245 Refrigerant*, Union Carbide Corporation, Nueva York, 1966. Véase también Shank, *J. Chem. Eng. Data*, **12**, 474-480 (1967). c = punto crítico. La notación 6.46. − 4 significa 6.46×10^{-4}.

TABLA 3-290 F

T, K	P, bar
200	0.0216
210	0.0449
220	0.0875
230	0.1608
240	0.2810
250	0.466
260	0.741
270	1.133
280	1.672
290	2.392
300	3.325
310	4.522
320	6.007
330	7.826
340	10.018
350	12.632
360	15.71
370	19.33
380	23.59
388.5[c]	27.83

* Los valores de P, de las tablas que apar punto crítico.

TABLA 3-291 F

T, K	P, bar
200	0.1219
210	0.2258
220	0.3936
230	0.6511
240	1.0291
250	1.5632
260	2.2932
270	3.2624
280	4.5172
290	6.1064
300	8.0809
310	10.49
320	13.40
330	16.86
340	20.93
350	25.70
360	31.25
370	37.72
378.6[c]	44.26

* Los valores se to Engineers, Atlanta, 1

TABLA 3-290 Refrigerante C 318*

T, K	P, bar	v_f, m^3/kg	v_g, m^3/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
200	0.0216	5.507 −4	3.810	353.5	498.0	3.909	4.560			
210	0.0449	5.593 −4	1.931	361.0	500.1	3.947	4.564			
220	0.0875	5.683 −4	1.038	369.2	502.2	3.984	4.569			
230	0.1608	5.778 −4	0.588	377.6	504.4	4.022	4.574	0.98	11.7	0.088
240	0.2810	5.879 −4	0.349	386.4	510.9	4.060	4.578	1.00	9.55	0.085
250	0.466	5.988 −4	0.2166	395.6	517.4	4.097	4.584	1.02	7.90	0.082
260	0.741	6.106 −4	0.1401	405.2	524.0	4.133	4.592	1.03	6.63	0.078
270	1.133	6.234 −4	0.0938	415.1	530.7	4.172	4.599	1.05	5.64	0.075
280	1.672	6.375 −4	0.0647	425.8	537.3	4.210	4.609	1.07	4.85	0.071
290	2.392	6.529 −4	0.0458	436.2	543.9	4.247	4.618	1.09	4.22	0.068
300	3.325	6.694 −4	0.0332	447.3	550.4	4.284	4.626	1.12	3.70	0.065
310	4.522	6.893 −4	0.0245	458.7	556.9	4.322	4.638	1.15	3.20	0.061
320	6.007	7.115 −4	0.0184	470.5	563.3	4.359	4.648	1.18	2.94	0.058
330	7.826	7.365 −4	0.0139	482.7	569.4	4.396	4.659	1.23	2.66	0.054
340	10.018	7.666 −4	0.0106	495.2	575.4	4.433	4.669	1.27	2.33	0.051
350	12.632	8.034 −4	0.0082	508.1	581.0	4.469	4.678	1.32	2.00	0.048
360	15.71	8.508 −4	0.0062	521.5	585.8	4.507	4.685	1.39		
370	19.33	9.172 −4	0.0047	535.6	589.9	4.544	4.691			
380	23.59	1.031 −3	0.0033	551.4	591.5	4.585	4.691			
388.5[c]	27.83	1.613 −3	0.0016	577.2	577.2	4.651	4.651			

* Los valores de P, v, h y s se interpolaron, extrapolaron y convirtieron de las tablas de Oguchi, *Reito*, **52**, 869-889 (1977). Los valores de c_p, μ y k se interpolaron y convirtieron de las tablas que aparecen en *Thermophysical Properties of Refrigerants*, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Nueva York, 1976. c punto crítico.

TABLA 3-291 Refrigerante 500 saturado*

T, K	P, bar	v_f, m^3/kg	v_g, m^3/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
200	0.1219	6.966 −4	1.360	−29.56	185.87	−0.1363	0.9408	1.044	6.11	0.113
210	0.2258	7.090 −4	0.766	−21.03	191.25	−0.0948	0.9161	1.018	5.15	0.109
220	0.3936	7.222 −4	0.457	−12.17	196.63	−0.0536	0.8955	0.997	4.42	0.106
230	0.6511	7.361 −4	0.286	−2.97	201.96	−0.0130	0.8782	0.987	3.85	0.102
240	1.0291	7.509 −4	0.187	6.58	207.23	0.0277	0.8638	0.987	3.42	0.098
250	1.5632	7.668 −4	0.1261	16.50	212.40	0.0680	0.8517	0.997	3.04	0.094
260	2.2932	7.839 −4	0.0879	26.78	217.45	0.1082	0.8415	1.017	2.74	0.090
270	3.2624	8.024 −4	0.0628	37.44	222.35	0.1481	0.8329	1.048	2.48	0.086
280	4.5172	8.226 −4	0.0459	48.48	227.06	0.1878	0.8257	1.089	2.26	0.082
290	6.1064	8.450 −4	0.0342	59.91	231.56	0.2275	0.8194	1.140	2.08	0.078
300	8.0809	8.699 −4	0.0259	71.76	235.79	0.2671	0.8139	1.201	1.92	0.074
310	10.49	8.981 −4	0.0198	84.05	239.69	0.3067	0.8088	1.273	1.77	0.070
320	13.40	9.306 −4	0.0154	96.83	243.19	0.3464	0.8038	1.355	1.63	0.066
330	16.86	9.690 −4	0.0119	110.17	246.14	0.3864	0.7985	1.447	1.48	0.062
340	20.93	1.016 −3	0.0093	124.20	248.36	0.4271	0.7922	1.550	1.34	0.058
350	25.70	1.077 −3	0.0072	139.18	249.47	0.4689	0.7841	1.663		
360	31.25	1.162 −3	0.0055	155.66	248.71	0.5135	0.7721	1.919		
370	37.72	1.307 −3	0.0040	175.59	244.26	0.5650	0.7509	2.07		
378.6[c]	44.26	2.012 −3	0.0020	219.50	219.50	0.6729	0.6729	∞		

* Los valores se tomaron y convirtieron de la Tabla 12, p. 17.99, *ASHRAE Handbook, 1981: Fundamentals*, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Atlanta, 1981. Material propiedad de la editorial y reproducido con autorización. c = punto crítico. La notación 6.966 − 4 significa 6.966×10^{-4}.

TABLA 3-292 Refrigerante 502 saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
200	0.2274	6.381. − 4	0.646	−29.04	153.34	−0.1337	0.7782	1.018	5.72	0.103
210	0.4098	6.507. − 4	0.374	−20.83	158.42	−0.0937	0.7599	1.036	4.88	0.099
220	0.6965	6.640. − 4	0.228	−12.15	163.49	−0.0534	0.7449	1.055	4.23	0.095
230	1.1251	6.783. − 4	0.146	− 2.99	168.50	−0.0128	0.7328	1.075	3.71	0.091
240	1.7392	6.938. − 4	0.0969	6.66	173.42	0.0280	0.7228	1.097	3.28	0.087
250	2.5867	7.105. − 4	0.0665	16.78	178.20	0.0691	0.7148	1.120	2.94	0.083
260	3.7188	7.289. − 4	0.0470	27.36	182.81	0.1102	0.7082	1.144	2.65	0.079
270	5.1893	7.492. − 4	0.0340	38.36	187.21	0.1514	0.7027	1.170	2.41	0.075
280	7.0530	7.720. − 4	0.0251	49.77	191.35	0.1923	0.6980	1.197	2.18	0.072
290	9.3660	7.979. − 4	0.0188	61.55	195.16	0.2330	0.6937	1.225	1.99	0.068
300	12.19	8.280 − 4	0.0143	73.68	198.56	0.2734	0.6896	1.254	1.79	0.064
310	15.57	8.637. − 4	0.0109	86.17	201.43	0.3134	0.6852	1.285	1.59	0.060
320	19.60	9.081. − 4	0.0084	99.06	203.57	0.3532	0.6798	1.317	1.40	0.056
330	24.35	9.666 − 4	0.0064	112.53	204.62	0.3933	0.6723	1.351	1.23	0.052
340	29.95	1.053. − 3	0.0048	127.13	203.71	0.4351	0.6604	1.386	1.07	0.048
350	36.62	1.220. − 3	0.0033	145.44	197.82	0.4859	0.6355	1.422	0.93	0.044
355.3[c]	40.75	1.786. − 3	0.0018	174.00	174.00	0.5634	0.5634			

* Los valores se tomaron y convirtieron de la Tabla 13, p. 17.101, *ASHRAE Handbook, 1981: Fundamentals*, American Society of Heating, Refrigerating and Air Conditioning Engineers, Atlanta, 1981. Material propiedad de la editorial y reproducido con autorización. c = punto crítico. La notación 6.381. − 4 significa 6.381×10^{-4}.

TABLA 3-293 Refrigerante 503 saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
150	0.0750	6.384. − 4	1.894	−89.60	111.02	−0.4694	0.8681	0.482	6.12	0.128
160	0.1798	6.478. − 4	0.837	−79.73	115.40	−0.4057	0.8139	0.554	5.05	0.123
170	0.3828	6.585. − 4	0.414	−69.55	119.70	−0.3441	0.7691	0.620	4.16	0.116
180	0.7395	6.700. − 4	0.224	−59.08	123.84	−0.2844	0.7318	0.682	3.43	0.111
190	1.3187	6.850. − 4	0.130	−48.36	127.77	−0.2267	0.7003	0.747	2.94	0.105
200	2.1999	7.014. − 4	0.0803	−37.45	131.45	−0.1710	0.6735	0.817	2.56	0.099
210	3.4713	7.204. − 4	0.0520	−26.36	134.84	−0.1173	0.6503	0.896	2.25	0.094
220	5.2281	7.426. − 4	0.0350	−15.10	137.87	−0.0656	0.6298	0.988	1.98	0.088
230	7.5713	7.687. − 4	0.0242	− 3.65	140.49	−0.0155	0.6112	1.017	1.73	0.082
240	10.61	8.001 − 4	0.0172	8.07	142.58	0.0334	0.5939	1.227	1.52	0.076
250	14.46	8.386. − 4	0.0124	20.22	143.98	0.0817	0.5767	1.382	1.33	0.070
260	19.25	8.874 − 4	0.0090	33.10	144.38	0.1305	0.5585	1.57	1.17	0.065
270	25.13	9.526 − 4	0.0064	47.22	143.23	0.1816	0.5373	1.79	1.03	0.059
280	32.27	1.050. − 3	0.0045	63.64	139.25	0.2384	0.5085	2.03	0.91	0.054
290	40.87	1.264. − 3	0.0028	86.41	127.51	0.3131	0.4548	2.35		
292.6[c]	43.57	1.773. − 3	0.0018	110.20	110.20	0.3864	0.3864	∞		∞

* Los valores de P, v, h y s se tomaron y convirtieron de la Tabla 14, p. 17.103, *ASHRAE Handbook, 1981: Fundamentals*, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Atlanta, 1981. Material propiedad de la editorial y reproducido con autorización. Los valores de c_p, μ y k se interpolaron y convirtieron de *Thermophysical Properties of Refrigerants*, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Nueva York, 1976. c = punto crítico. La notación 6.384. − 4 significa 6.384×10^{-4}.

^{4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
'2	0.103
8	0.099
3	0.095
'1	0.091
8	0.087
4	0.083
5	0.079
1	0.075
8	0.072
9	0.068
9	0.064
9	0.060
0	0.056
3	0.052
7	0.048
8	0.044

ting and Air-Conditioning
$\times 10^{-4}$.

Pa·s	k_f, W/(m·K)
	0.128
	0.123
	0.116
	0.111
	0.105
	0.099
	0.094
	0.088
	0.082
	0.076
	0.070
	0.065
	0.059
	0.054
	∞

leating, Refrigerating and
tieron de *Thermophysical*
384.–4 significa 6.384 ×

TABLA 3-294 Refrigerante 504 saturado*

Temp., °F	Presión, psia	Volumen, ft³/lb		Entalpía, Btu/lb		Entropía, Btu/(lbm·°F)	
		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
−120	2.964	0.01095	15.31	−21.48	86.89	−0.0565	0.2609
−100	6.042	0.01119	7.874	−16.39	89.31	−0.0420	0.2519
−80	11.34	0.01146	4.372	−11.12	91.84	−0.0277	0.2435
−60	19.85	0.01175	2.585	−5.65	94.25	−0.0137	0.2362
−40	32.76	0.01206	1.609	0.00	96.50	0.0000	0.2299
−20	51.44	0.01242	1.045	5.85	98.58	0.0135	0.2244
0	77.41	0.01282	0.7029	11.91	100.45	0.0269	0.2195
20	112.3	0.01328	0.4859	18.22	102.06	0.0401	0.2150
40	158.0	0.01379	0.3431	24.81	103.44	0.0533	0.2107
60	216.2	0.01443	0.2458	31.78	104.41	0.0667	0.2065
80	289.2	0.01522	0.1773	39.25	104.85	0.0804	0.2020
100	379.1	0.01629	0.1274	47.43	104.49	0.0948	0.1968
120	488.3	0.01783	0.0893	56.78	102.72	0.1107	0.1899
140	618.1	0.02083	0.0578	69.97	97.70	0.1322	0.1784
150	692.2	0.02597	0.0394	76.96	89.76	0.1432	0.1642

* Datos no publicados de la Allied Chemical Company, 1970. Utilizados con autorización.

TABLA 3-295 Rubidio saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)
312.7[m]	2.46.−9	6.75.−4	.....	118.7	1036	0.998	3.932	0.379
400	1.69.−6	6.98.−4	2.3.+5	151.6	1057	1.091	3.355	0.375
500	1.73.−4	7.22.−4	2790	188.8	1078	1.174	2.953	0.369
600	0.0037	7.46.−4	156.6	225.4	1096	1.241	2.692	0.362
700	0.0317	7.73.−4	20.75	261.3	1111	1.296	2.511	0.357
800	0.1584	8.10.−4	4.662	296.8	1124	1.343	2.378	0.353
1000	1.467	8.65.−4	0.605	367.6	1150	1.422	2.205	0.360
1200	6.466	9.40.−4	0.159	440.1	1179	1.490	2.104	0.385
1400	18.6	1.03.−3						
1500	28.5	1.08.−3						

* Los valores se convirtieron de las tablas que aparecen en Vargaftik, *Tables of the Thermophysical Properties of Liquids and Gases*, Nauka, Moscú, 1972, y Hemisphere, Washington, 1975. m = punto de fusión. La notación 2.46.–9 significa 2.46×10^{-9}.

TABLA 3-296 Sodio saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)
380[m]	2.631−10	1.081.−3	5.222.+9	500	5003	2.853	14.703	1.379
400	1.385.−9	1.086.−3	1.044.+9	527	5020	2.924	14.156	1.370
500	7.523.−7	1.114.−3	2.395.+6	662	5101	3.225	12.102	1.328
600	4.926.−5	1.145.−3	4.359.+4	793	5168	3.464	10.756	1.296
800	8.904.−3	1.211.−3	312.8	1048	5260	3.831	9.095	1.259
1000	0.1963	1.286.−3	17.08	1299	5322	4.111	8.134	1.259
1200	1.5037	1.372.−3	2.572	1554	5386	4.343	7.536	1.295
1400	6.2538	1.469.−3	0.691	1820	5453	4.548	7.142	1.367
1600	18.02	1.581.−3	0.259	2104	5504	4.737	6.862	1.475
1800	40.91	1.713.−3	0.118	2410	5540	4.916	6.654	1.566
2000	70.49	1.884.−3	6.08.−2	2734	5558	5.083	6.495	1.682
2200	137.9	2.123.−3	3.44.−2	3985	5550	5.244	6.365	1.892
2400	219.5	2.493.−3	2.04.−2	3480	5497	5.407	6.248	2.377
2600	327.0	3.230.−3	1.19.−2	3977	5342	5.594	6.119	4.573
2733[c]	413.6	5.501.−3	5.50.−3	4773	4773			

* Los datos se tomaron o convirtieron de Padilla, Argonne Nat. Lab. Rep. ANL-8095, 1974. Algunos valores que faltaban en esta publicación fueron suministrados por comunicación privada. m = punto de fusión, c = punto crítico. La notación 2.631.–10 significa 2.631×10^{-10}.

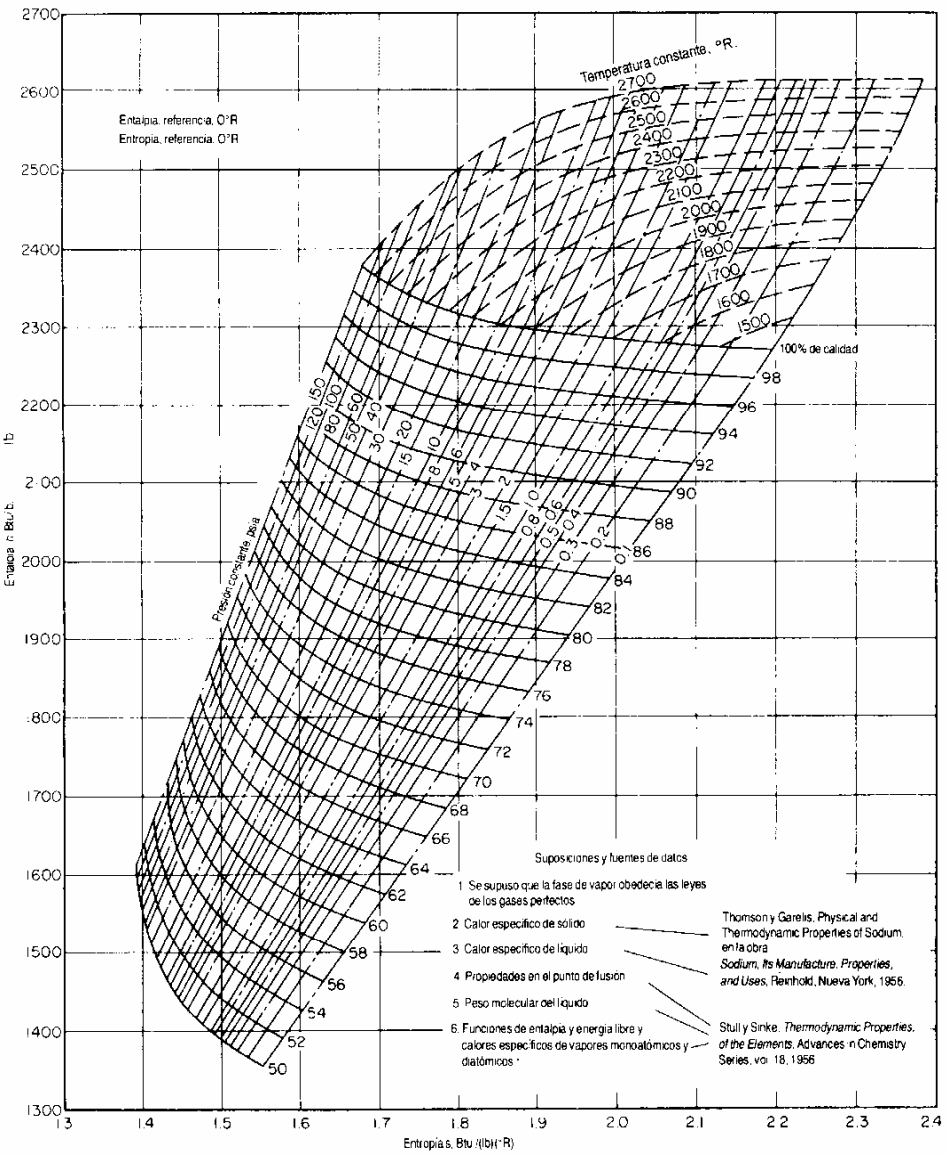


FIG. 3-36 Diagrama de Mollier para el sodio. Referencia de entalpía = 0°R, referencia de entropía = 0°R (*De Meisl y Shapiro, Thermodynamic Properties of Alkali Metal Vapors and Mercury, TIS Rept. R60FPD 358, General Electric Co., Cincinnati, junio de 1960. Este diagrama se reprodujo con autorización.*)

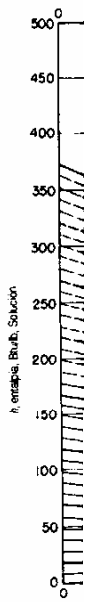


FIG. 3-37
y la presión d
Engrs., **31.** 1

TABLA 3-297 D

T, K	*P*, bar
200	0.02056
210	0.04569
220	0.09997
230	0.1844
240	[illegible]02
250	0.5430
260	0.8778
270	1.3634
280	2.0402
290	2.9574
300	4.1675
310	5.7372
320	7.8226
330	10.301
340	13.229
350	16.759
360	21.01
370	26.01
380	31.92
390	38.76
400	46.67
410	55.80
420	66.19
425.1[c]	78.81

* Los valores se in
Data., **6**, 220-227 (19

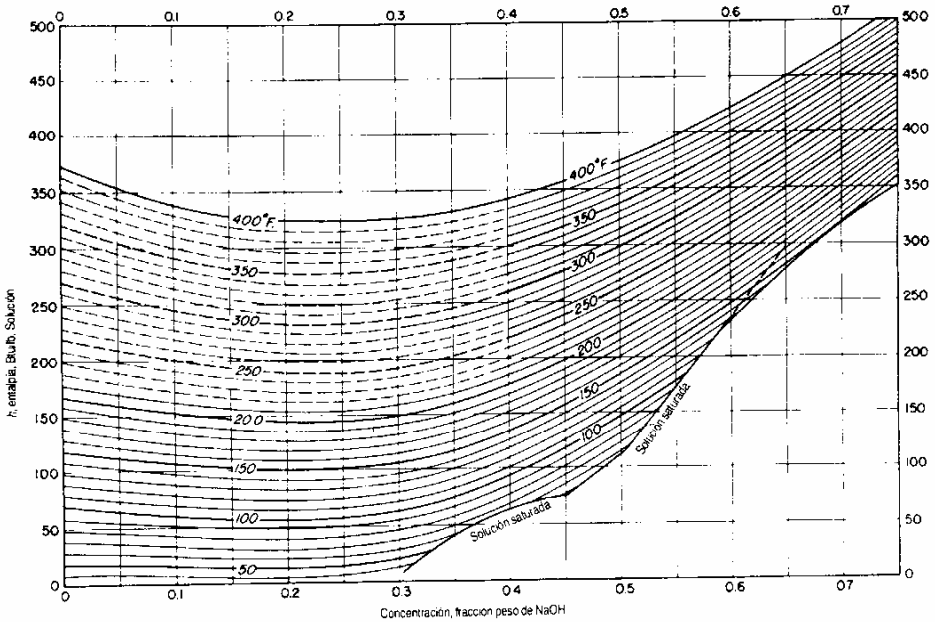


FIG. 3-37 Diagrama de entalpía-concentración para hidróxido de sodio en solución acuosa, a 1 atm. Estados de referencia: entalpía del agua líquida a 32°F y la presión de vapor es cero; entalpía molal parcial de la solución infinitamente diluida de NaOH a 64°F y a 1 atm, es cero [McCabe, *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.*, **31**, 129 (1935)].

TABLA 3-297 Dióxido de azufre saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
200	0.02056	6.189 − 4	12.602	7.4	433.3	0.033	2.212	1.280	12.3	
210	0.04569	6.284 − 4	5.946	9.1	446.1	0.041	2.159	1.284	10.6	
220	0.09997	6.384 − 4	2.876	28.6	453.8	0.123	2.075	1.288	8.37	
230	0.1844	6.488 − 4	1.605	43.5	459.5	0.198	2.001	1.293	7.03	
240	0.3202	6.596 − 4	0.9602	56.5	464.5	0.254	1.952	1.299	5.97	
250	0.5430	6.707 − 4	0.5864	70.0	469.7	0.308	1.906	1.308	5.11	0.262
260	0.8778	6.819 − 4	0.3745	85.1	474.5	0.363	1.865	1.317	4.39	0.243
270	1.3634	6.938 − 4	0.2479	99.8	479.3	0.425	1.827	1.328	3.78	0.224
280	2.0402	7.057 − 4	0.1699	114.8	484.3	0.473	1.793	1.343	3.30	0.206
290	2.9574	7.184 − 4	0.1197	129.2	488.5	0.523	1.763	1.363	2.87	0.190
300	4.1675	7.312 − 4	0.08647	143.1	492.5	0.568	1.732	1.389	2.51	0.174
310	5.7372	7.447 − 4	0.06366	157.1	496.3	0.612	1.706	1.422	2.19	0.162
320	7.8226	7.590 − 4	0.04707	170.1	498.9	0.649	1.678	1.459	1.91	0.151
330	10.301	7.847 − 4	0.03572	183.0	501.2	0.690	1.654	1.499	1.67	0.139
340	13.229	8.066 − 4	0.02792	196.0	502.5	0.731	1.633	1.546	1.46	0.128
350	16.759	8.303 − 4	0.02209	211.2	502.9	0.781	1.614	1.603	1.27	0.117
360	21.01	8.571 − 4	0.01755	223.7	503.1	0.817	1.593	1.68	1.11	0.108
370	26.01	8.877 − 4	0.01399	239.9	502.9	0.862	1.573	1.75	0.96	0.098
380	31.92	9.236 − 4	0.01110	257.9	502.7	0.910	1.555	1.84	0.84	0.089
390	38.76	9.671 − 4	0.00877	277.7	500.7	0.962	1.534	1.97	0.73	0.081
400	46.67	1.023 − 3	0.00685	300.2	496.7	1.020	1.511	2.12	0.63	0.072
410	55.80	1.098 − 3	0.00559	326.2	489.5	1.083	1.481		0.53	0.064
420	66.19	1.235 − 3	0.00387	355.6	474.1	1.155	1.436		0.44	0.055
425.1[c]	78.81	1.906 − 3	0.00191	423.6	423.6	1.304	1.304			

* Los valores se interpolaron y convirtieron de las Tablas de Kang, McKetta y cols., Bur. Eng. Res. Repr. 59, University of Texas, Austin, 1961. Véase también *J. Chem. Eng. Data*., **6**, 220-227 (1961); y *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7**, 418 (1961). c = punto crítico. La notación 6.189 − 4 significa 6.189×10^{-4}.

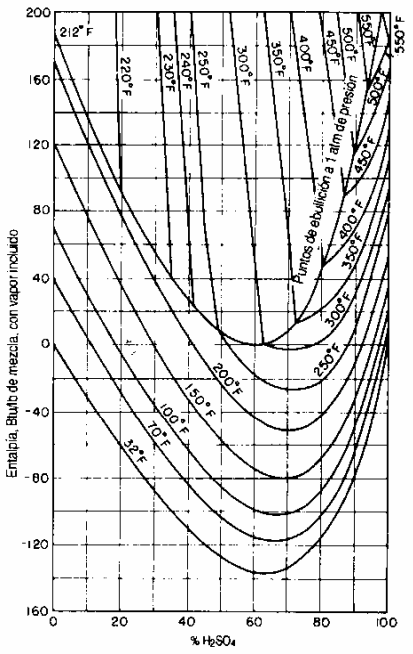


FIG. 3-38 Diagrama de entalpía-concentración para ácido sulfúrico en solución acuosa, a 1 atm. Estados de referencia: entalpías de componentes líquidos puros a 32°F y presiones de vapor = 0. NOTA: se debe observar que la base de peso incluye el vapor, que es particularmente importante en la región de dos fases. Los extremos superiores de las líneas de enlace en esta región se supone que son de agua pura (Hougen y Watson, *Chemical Process Principles*, Part I, Wiley, Nueva York, 1943).

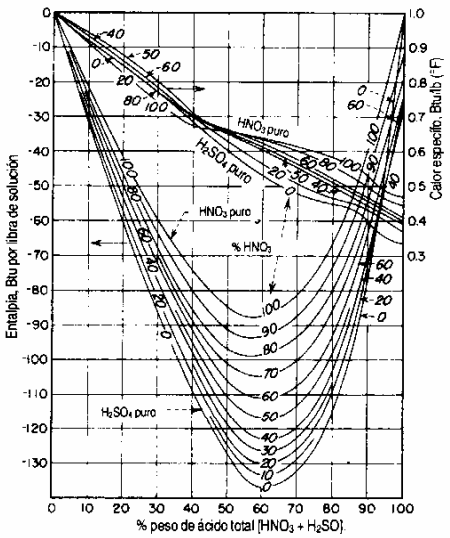


FIG. 3-39 Diagrama de entalpía-concentración para ácido sulfúrico y nítrico en solución acuosa, a 32°F. Estados de referencia: la entalpía de los componentes puros a 32°F es cero. NOTA: el % de HNO_3 se calculó sobre la base de carencia de agua. Las entalpías a temperaturas distintas de 32°F se pueden calcular mediante el empleo de datos sobre el calor específico, que se puede suponer que son independientes de la temperatura en la primera aproximación [McKinley y Brown, *Chem. & Met. Eng.*, **49**, 142 (1942)].

TABLA 3-298 Tricloroetileno saturado (C_2HCl_3)*

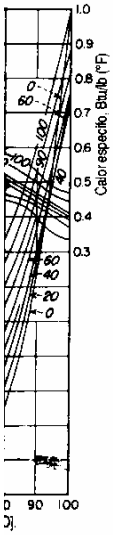
Temp., °F t	Presión abs., psia p	Volumen, ft³/lb, vapor v_g	Entalpía, Btu/lb: Líquido h_f	Entalpía, Btu/lb: Vapor h_g	Entropía, Btu/(lb)(°R): Líquido s_f	Entropía, Btu/(lb)(°R): Vapor s_g	Temp., °F t	Presión abs., psia p	Volumen, ft³/lb, vapor v	Entalpía, Btu/lb: Líquido h_f	Entalpía, Btu/lb: Vapor h_g	Entropía, Btu/(lb)(°R): Líquido s_f	Entropía, Btu/(lb)(°R): Vapor s_g
0	0.150	261.3	0.0	112.60	0.0000	0.2451	80	1.36	28.00	19.84	129.62	.0374	.2414
10	.194	197.6	1.86	114.18	.0039	.2433	90	1.98	22.46	23.22	132.54	.0428	.2422
20	.252	159.3	3.90	116.00	.0081	.2429							
30	.352	114.5	6.12	117.92	.0127	.2411	100	2.45	18.54	26.68	135.41	.0480	.2428
40	.492	85.8	8.42	119.85	.0178	.2412	110	3.15	14.62	29.92	138.22	.0530	.2432
							120	3.98	11.75	33.60	141.38	.0581	.2440
50	.672	63.2	11.10	122.15	.0227	.2405	130	5.05	9.20	37.70	144.90	.0632	.2450
60	.900	47.53	13.80	124.45	.0278	.2404	140	6.31	7.70	42.00	148.57	.0680	.2459
70	1.20	36.00	16.80	127.02	.0324	.2407							

* *Refrigerating Data Book*, 5a. ed. American Society of Refrigerating Engineers, Nueva York 1942.

TABLA 3-299 To

T, K	P, bar
270	0.0076
280	0.0139
290	0.0246
300	0.0418
310	0.0682
320	0.1072
330	0.1633
340	0.2416
350	0.3480
360	0.4894
370	0.6736
380	0.9090
390	1.2049
400	1.5713
420	2.5589
440	3.965
460	5.892
480	8.451
500	11.76
520	15.96
540	21.99
560	27.65
580	35.56
590	40.16
591.8[c]	41.04

* Los valores se con
notación 1.127.– 6 signi



do sulfúrico y nítrico
n de los componentes
a base de carencia de
len calcular mediante
sde suponer que son
nación [McKinley y

TABLA 3-299 Tolueno saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10^{-4} Pa·s	k_f, W/(m·K)
270	0.0076	1.127.−6	0.0349	316.7	745.7	2.236	3.825	1.64	8.02	0.141
280	0.0139	1.138.−6	0.0191	333.0	756.1	2.295	3.806	1.66	6.96	0.138
290	0.0246	1.150.−6	0.0106	349.6	766.8	2.353	3.792	1.68	6.10	0.136
300	0.0418	1.162.−6	0.0082	366.5	777.8	2.410	3.782	1.71	5.41	0.133
310	0.0682	1.175.−6	0.0041	383.7	789.2	2.467	3.776	1.74	4.83	0.131
320	0.1072	1.188.−6	2.67.−3	401.3	800.9	2.522	3.771	1.78	4.34	0.128
330	0.1633	1.201.−6	1.80.−3	419.6	812.9	2.577	3.771	1.81	3.93	0.126
340	0.2416	1.215.−6	1.25.−3	437.4	825.2	2.632	3.772	1.84	3.58	0.124
350	0.3480	1.230.−6	8.91.−4	456.0	837.8	2.686	3.777	1.88	3.28	0.121
360	0.4894	1.245.−6	6.48.−4	475.1	850.7	2.739	3.783	1.92	3.01	0.119
370	0.6736	1.261.−6	4.81.−4	494.6	863.8	2.792	3.791	1.96	2.78	0.117
380	0.9090	1.277.−6	3.64.−4	514.4	877.2	2.846	3.801	2.01	2.56	0.114
390	1.2049	1.294.−6	2.79.−4	534.7	890.9	2.898	3.811	2.05	2.37	0.112
400	1.5713	1.312.−6	2.18.−4	555.4	904.8	2.950	3.824	2.09	2.19	0.110
420	2.5589	1.350.−6	1.37.−4	598.1	933.1	3.054	3.852	2.17	1.89	0.105
440	3.965	1.393.−6	9.00.−5	642.3	962.0	3.156	3.883	2.24	1.64	0.101
460	5.892	1.443.−6	6.11.−5	688.1	991.3	3.258	3.917	2.31		0.096
480	8.451	1.499.−6	4.26.−5	735.5	1021.1	3.358	3.953	2.38		0.091
500	11.76	1.567.−6	3.03.−5	784.4	1051.3	3.457	3.989	2.45		0.086
520	15.96	1.651.−6	2.19.−5	834.9	1081.4	3.554	4.027	2.53		0.082
540	21.99	1.761.−6	1.58.−5	887.3	1109.6	3.651	4.062	2.65		0.078
560	27.65	1.919.−6	1.13.−5	942.8	1132.1	3.750	4.088	2.82		0.074
580	35.56	2.213.−6	7.59.−6	1005.6	1142.3	3.857	4.093			
590	40.16	2.650.−6	5.28.−6	1050.2	1128.1	3.932	4.063			
591.8[c]	41.04	3.432.−6	3.43.−6	1084.9	1084.9	3.989	3.989			

* Los valores se convirtieron y redondearon de las tablas de Counsell, Lawrenson y Lees, Nat. Phys. Lab., Teddington (U.K.) Rep. Chem. 52, 1976. c = punto crítico. La notación 1.127.−6 significa 1.127×10^{-6}.

TABLA 3-300 Agua saturada sólida/vapor*

Temp., °F	Presión, psia	Volumen, ft³/lb		Entalpía, Btu/lb		Entropía, Btu/(lb)(°F)	
		Sólido	Vapor	Sólido	Vapor	Sólido	Vapor
−160	4.949. − 8	0.01722	3.607. + 9	−222.05	990.38	−0.4907	3.5549
−150	1.620. − 7	0.01723	1.139. + 9	−218.82	994.80	−0.4801	3.4387
−140	4.928. − 7	0.01724	3.864. + 8	−215.49	999.21	−0.4695	3.3301
−130	1.403. − 6	0.01725	1.400. + 8	−212.08	1003.63	−0.4590	3.2284
−120	3.757. − 6	0.01726	5.386. + 7	−208.58	1008.05	−0.4485	3.1330
−110	9.517. − 6	0.01728	2.189. + 7	−204.98	1012.47	−0.4381	3.0434
−100	2.291. − 5	0.01729	9.352. + 6	−201.28	1016.89	−0.4277	2.9591
−90	5.260. − 5	0.01730	4.186. + 6	−197.49	1021.31	−0.4173	2.8796
−80	1.157. − 4	0.01731	1.955. + 6	−193.60	1025.73	−0.4069	2.8045
−70	2.443. − 4	0.01732	9.501. + 5	−189.61	1030.15	−0.3965	2.7336
−60	4.972. − 4	0.01734	4.788. + 5	−185.52	1034.58	−0.3862	2.6664
−50	9.776. − 4	0.01735	2.496. + 5	−181.34	1039.00	−0.3758	2.6028
−45	1.354. − 3	0.01736	1.824. + 5	−179.21	1041.21	−0.3707	2.5723
−40	1.861. − 3	0.01737	1.343. + 5	−177.06	1043.42	−0.3655	2.5425
−35	2.540. − 3	0.01737	9.961. + 4	−174.88	1045.63	−0.3604	2.5135
−30	3.440. − 3	0.01738	7.441. + 4	−172.68	1047.84	−0.3552	2.4853
−25	4.627. − 3	0.01739	5.598. + 4	−170.46	1050.05	−0.3501	2.4577
−20	6.181. − 3	0.01739	4.237. + 4	−168.21	1052.26	−0.3449	2.4308
−15	8.204. − 3	0.01740	3.228. + 4	−165.94	1054.47	−0.3398	2.4046
−10	1.082. − 2	0.01741	2.475. + 4	−163.65	1056.67	−0.3347	2.3791
−5	1.419. − 2	0.01741	1.909. + 4	−161.33	1058.88	−0.3295	2.3541
0	1.849. − 2	0.01742	1.481. + 4	−158.98	1061.09	−0.3244	2.3297
5	2.396. − 2	0.01743	1.155. + 4	−156.61	1063.29	−0.3193	2.3059
10	3.087. − 2	0.01744	9.060. + 3	−154.22	1065.50	−0.3142	2.2827
15	3.957. − 2	0.01744	7.144. + 3	−151.80	1067.70	−0.3090	2.2600
16	4.156. − 2	0.01745	6.817. + 3	−151.32	1068.14	−0.3080	2.2555
18	4.581. − 2	0.01745	6.210. + 3	−150.34	1069.02	−0.3060	2.2466
20	5.045. − 2	0.01745	5.662. + 3	−149.36	1069.90	−0.3039	2.2378
22	5.552. − 2	0.01746	5.166. + 3	−148.38	1070.38	−0.3019	2.2291
24	6.105. − 2	0.01746	4.717. + 3	−147.39	1071.66	−0.2998	2.2205
26	6.708. − 2	0.01746	4.311. + 3	−146.40	1072.53	−0.2978	2.2119
28	7.365. − 2	0.01746	3.943. + 3	−145.40	1073.41	−0.2957	2.2034
30	8.080. − 2	0.01747	3.608. + 3	−144.40	1074.29	−0.2937	2.1950
31	8.461. − 2	0.01747	3.453. + 3	−143.90	1074.73	−0.2927	2.1908
32	8.858. − 2	0.01747	3.305. + 3	−143.40	1075.16	−0.2916	2.1867

* Los valores se condensaron de *Fundamentals*, American Society of Heating Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, 1967 y 1972. Reproducidos con autorización. La validez de muchas tablas estándar de referencia fueron revisados críticamente por Janeso, Pupezin y van Hook. *J. Phys. Chem.*, **74**, 2984 (1970). Esta fuente se recomienda para estudios más detallados. La notación 4.949.−8, 3.607. + 9, etc. significa 4.949×10^{-8}, 3.607×10^{9}, etc.

TABLA 3-301 Vapor saturado: tabla de temperatura*

Temp., °F	Presión, psia	Volumen, ft³/lb		Entalpía, Btu/lb		Entropía, Btu/(lb)(°R)	
		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
32.018	0.08865	0.016022	3302.4	0.000	1075.5	0.0000	2.1872
35	0.09991	0.016020	2948.1	3.002	1076.8	0.0061	2.1787
40	0.12163	0.016019	2445.8	8.027	1079.0	0.0162	2.1594
45	0.14744	0.016020	2037.8	13.044	1081.2	0.0262	2.1428
50	0.17796	0.016023	1704.8	18.054	1083.4	0.0361	2.1262
55	0.21392	0.016027	1432.0	23.059	1085.6	0.0458	2.1102
60	0.25611	0.016033	1207.6	28.060	1087.7	0.0555	2.0946
65	0.30545	0.016041	1022.1	33.057	1089.9	0.0651	2.0794
70	0.36292	0.016050	868.4	38.052	1092.1	0.0745	2.0645
75	0.42964	0.016060	740.3	43.045	1094.3	0.0839	2.0500
80	0.50683	0.016072	633.3	48.037	1096.4	0.0932	2.0359
85	0.59583	0.016085	543.6	53.027	1098.6	0.1024	2.0221
90	0.69813	0.016099	468.1	58.018	1100.8	0.1115	2.0088
95	0.81534	0.016114	404.4	63.008	1102.9	0.1206	1.9954
100	0.94294	0.016130	350.4	67.999	1105.1	0.1295	1.9825
110	1.2750	0.016165	265.39	77.98	1109.3	0.1472	1.9577
120	1.6927	0.016204	203.26	87.97	1113.6	0.1646	1.9339
130	2.2230	0.016247	157.33	97.96	1117.8	0.1817	1.9112
140	2.8892	0.016293	122.98	123.00	1122.0	0.1985	1.8895
150	3.7184	0.016343	97.07	117.95	1126.1	0.2150	1.8686
160	4.7414	0.016395	77.27	127.96	1130.2	0.2313	1.8487
170	5.9926	0.016451	62.06	137.97	1134.2	0.2473	1.8295
180	7.5110	0.016510	50.225	148.00	1138.2	0.2631	1.8111
190	9.340	0.016572	40.957	158.04	1142.1	0.2787	1.7934
200	11.526	0.016637	33.639	168.09	1146.0	0.2940	1.7764
210	14.123	0.016705	27.816	178.15	1149.7	0.3091	1.7600
212	14.696	0.016719	26.799	180.17	1150.5	0.3121	1.7568
220	17.186	0.016775	23.148	188.23	1153.4	0.3241	1.7442
230	20.779	0.016849	19.381	198.33	1157.1	0.3388	1.7290
240	24.968	0.016926	16.321	208.45	1160.6	0.3533	1.7142
250	29.825	0.017006	13.819	218.59	1164.0	0.3677	1.7000
260	35.427	0.017089	11.762	228.76	1167.4	0.3819	1.6862
270	41.856	0.017175	10.080	238.95	1170.6	0.3960	1.6729
280	49.200	0.017264	8.644	249.17	1173.8	0.4098	1.6599
290	57.550	0.01736	7.4603	259.4	1176.8	0.4236	1.6473
300	67.005	0.01745	6.4658	269.7	1179.7	0.4372	1.6351
320	89.643	0.01766	4.9138	290.4	1185.2	0.4640	1.6116
340	117.992	0.01787	3.7876	311.3	1190.1	0.4902	1.5892
360	153.01	0.01811	2.9573	332.3	1194.4	0.5161	1.5678
380	195.73	0.01836	2.3353	353.6	1198.0	0.5416	1.5473
400	247.26	0.01864	1.8630	375.1	1201.0	0.5667	1.5274
420	308.78	0.01894	1.4997	396.9	1203.1	0.5915	1.5080
440	381.54	0.01928	1.2169	419.0	1204.4	0.6161	1.4890
460	466.87	0.01961	0.99424	441.5	1204.8	0.6405	1.4704
480	566.15	0.02000	0.81717	464.5	1204.1	0.6648	1.4518
500	680.86	0.02043	0.67492	487.9	1202.2	0.6890	1.4333
520	812.53	0.02091	0.55656	512.0	1199.0	0.7133	1.4146
540	962.79	0.02146	0.46513	536.8	1194.3	0.7378	1.3954
560	1133.38	0.02207	0.38714	562.4	1187.7	0.7625	1.3757
580	1328.17	0.02279	0.32216	589.1	1179.0	0.7876	1.3550
600	1543.2	0.02364	0.26747	617.1	1167.7	0.8134	1.3330
620	1786.9	0.02466	0.22081	646.9	1153.2	0.8403	1.3092
640	2059.9	0.02595	0.18021	679.1	1133.7	0.8686	1.2821
660	2363.7	0.02768	0.14431	714.9	1107.0	0.8995	1.2498
680	2706.6	0.03037	0.11117	758.5	1068.5	0.9365	1.2086
700	3094.3	0.03682	0.07519	825.2	991.7	0.9924	1.1359
702	3135.5	0.03824	0.06997	835.0	979.7	1.0006	1.1210
704	3177.2	0.04108	0.06300	854.2	956.2	1.0169	1.1046
705.47	3208.2	0.05078	0.05078	906.0	906.0	1.0612	1.0612

* Tomada y condensada de *Steam Tables* de 1967, de la A.S.M.E. Derechos de autor reservados. Reproducida con autorización.

TABLA 3-302 Vapor saturado

Temperatura, K	Presión, bar*	Volumen, m^3/kg		Entalpía, kJ/kg		Entropía, kJ/(kg·K)		Calor específico, C_p, kJ/(kg·K)		Viscosidad, Ns/m^2		Conductividad térmica, W/(m·K)		Núm. de Prandtl		Tensión superficial, (N/m	Temperatura, K
		Condensado†	Vapor	Condensado†	Vapor	Condensado†	Vapor	Condensado†	Vapor	Condensado†	Vapor	Condensado†	Vapor	Condensado†	Vapor	Condensado†	
150	6.30 − 11	1.073 − 3	9.55 + 9	−539.6	2273	−2.187	16.54	1.155				3.73					150
160	7.72 − 10	1.074 − 3	9.62 + 8	−525.7	2291	−2.106	15.49	1.233				3.52					160
170	7.29 − 9	1.076 − 3	1.08 + 8	−511.7	2310	−2.026	14.57	1.311				3.34					170
180	5.38 − 8	1.077 − 3	1.55 + 7	−497.8	2328	−1.947	13.76	1.389				3.18					180
190	3.23 − 7	1.078 − 3	2.72 + 6	−483.8	2347	−1.868	13.03	1.467				3.04					190
200	1.62 − 6	1.079 − 3	5.69 + 5	−467.5	2366	−1.789	12.38	1.545				2.91					200
210	7.01 − 6	1.081 − 3	1.39 + 5	−451.2	2384	−1.711	11.79	1.623				2.79					210
220	2.65 − 5	1.082 − 3	3.83 + 4	−435.0	2403	−1.633	11.20	1.701				2.69					220
230	8.91 − 5	1.084 − 3	1.18 + 4	−416.3	2421	−1.555	10.79	1.779				2.59					230
240	3.72 − 4	1.085 − 3	4.07 + 3	−400.1	2440	−1.478	10.35	1.857				2.50					240
250	7.59 − 4	1.087 − 3	1.52 + 3	−381.5	2459	−1.400	9.954	1.935				2.42					250
255	1.23 − 3	1.087 − 3	956.4	−369.8	2468	−1.361	9.768	1.974				2.38					255
260	1.96 − 3	1.088 − 3	612.2	−360.5	2477	−1.323	9.590	2.013				2.35					260
265	3.06 − 3	1.089 − 3	400.4	−351.2	2486	−1.281	9.461	2.052				2.31					265
270	4.69 − 3	1.090 − 3	265.4	−339.6	2496	−1.296	9.255	2.091				2.27					270
273.15	6.11 − 3	1.091 − 3	206.3	−333.5	2502	−1.221	9.158	2.116				2.26					273.15
273.15	0.00611	1.000 − 3	206.3	0.0	2502	0.000	9.158	4.217	1.854	1750 − 6	8.92 − 6	0.569	0.0182	12.99	0.815	0.0755	273.15
275	0.00697	1.000 − 3	181.7	7.8	2505	0.028	9.109	4.211	1.855	1652. − 6	8.09 − 6	0.574	0.0183	12.22	0.817	0.0753	275
280	0.00990	1.000 − 3	130.4	28.8	2514	0.104	8.980	4.198	1.858	1422. − 6	8.29. − 6	0.582	0.0186	10.26	0.825	0.0748	280
285	0.01387	1.000 − 3	99.4	49.8	2523	0.178	8.857	4.189	1.861	1225. − 6	8.49 − 6	0.590	0.0189	8.81	0.833	0.0743	285
290	0.01917	1.001 − 3	69.7	70.7	2532	0.251	8.740	4.184	1.864	1060. − 6	8.69. − 6	0.598	0.0193	7.56	0.841	0.0737	290
295	0.02617	1.002 − 3	51.94	91.6	2541	0.323	8.627	4.181	1.868	959 − 6	8.89. − 6	0.606	0.0195	6.82	0.849	0.0727	295
300	0.03531	1.003 − 3	39.13	112.5	2550	0.393	8.520	4.179	1.872	855. − 6	9.09. − 6	0.613	0.0196	5.83	0.857	0.0717	300
305	0.04712	1.005 − 3	27.90	133.4	2559	0.462	8.417	4.178	1.877	769 − 6	9.29 − 6	0.620	0.0201	5.20	0.865	0.0708	305
310	0.06221	1.007 − 3	22.93	154.3	2568	0.530	8.318	4.178	1.882	695 − 6	9.49. − 6	0.628	0.0204	4.62	0.873	0.0700	310
315	0.08132	1.009 − 3	17.82	175.2	2577	0.597	8.224	4.179	1.888	631 − 6	9.69. − 6	0.634	0.0207	4.16	0.883	0.0692	315
320	0.1053	1.011. − 3	13.98	196.1	2586	0.649	8.151	4.180	1.895	577 − 6	9.89 − 6	0.640	0.0210	3.77	0.894	0.0683	320
325	0.1351	1.013. − 3	11.06	217.0	2595	0.727	8.046	4.182	1.903	528 − 6	10.09 − 6	0.645	0.0213	3.42	0.901	0.0675	325
330	0.1719	1.016 − 3	8.82	237.9	2604	0.791	7.962	4.184	1.911	489 − 6	10.29 − 6	0.650	0.0217	3.15	0.908	0.0666	330
335	0.2167	1.018 − 3	7.09	258.8	2613	0.854	7.881	4.186	1.920	453 − 6	10.49 − 6	0.655	0.0220	2.88	0.916	0.0658	335
340	0.2713	1.021. − 3	5.74	279.8	2622	0.916	7.804	4.188	1.930	420 − 6	10.69 − 6	0.660	0.0223	2.66	0.925	0.0649	340
345	0.3372	1.024 − 3	4.683	300.7	2630	0.977	7.729	4.191	1.941	389 − 6	10.89. − 6	0.665	0.0226	2.45	0.933	0.0641	345
350	0.4163	1.027. − 3	3.846	321.7	2639	1.038	7.657	4.195	1.954	365 − 6	11.09 − 6	0.668	0.0230	2.29	0.942	0.0632	350
355	0.5100	1.030 − 3	3.180	342.7	2647	1.097	7.588	4.199	1.968	343 − 6	11.29. − 6	0.671	0.0233	2.14	0.951	0.0623	355
360	0.6209	1.034 − 3	2.645	363.7	2655	1.156	7.521	4.208	1.983	324 − 6	11.49 − 6	0.674	0.0237	2.02	0.960	0.0614	360
365	0.7514	1.038 − 3	2.212	384.7	2663	1.214	7.456	4.209	1.999	306. − 6	11.69. − 6	0.677	0.0241	1.91	0.969	0.0605	365
370	0.9040	1.041. − 3	1.861	405.8	2671	1.271	7.394	4.214	2.017	289. − 6	11.89. − 6	0.679	0.0245	1.80	0.978	0.0595	370
373.15	1.0133	1.044. − 3	1.679	419.1	2676	1.307	7.356	4.217	2.029	279. − 6	12.02. − 6	0.680	0.0248	1.76	0.984	0.0589	373.15
375	1.0815	1.045. − 3	1.574	426.8	2679	1.328	7.333	4.220	2.036	274. − 6	12.09. − 6	0.681	0.0249	1.70	0.987	0.0586	375
380	1.2869	1.049. − 3	1.337	448.0	2687	1.384	7.275	4.226	2.057	260. − 6	12.29. − 6	0.683	0.0254	1.61	0.995	0.0576	380
385	1.5233	1.053 − 3	1.142	469.2	2694	1.439	7.218	4.232	2.080	248. − 6	12.49 − 6	0.685	0.0258	1.53	1.004	0.0566	385
390	1.794	1.058. − 3	0.980	490.4	2702	1.494	7.163	4.239	2.104	237. − 6	12.69. − 6	0.686	0.0263	1.47	1.013	0.0556	390
400	2.455	1.067. − 3	0.731	532.9	2716	1.605	7.058	4.256	2.158	217. − 6	13.05. − 6	0.688	0.0272	1.34	1.033	0.0536	400
410																	410

370	0.9040	1.041 −3	1.861	405.8	2671	1.271	7.394	4.214	2.017	289. −6	11.89. −6	0.679	0.0245	1.80	0.978	0.0595	370
373.15	1.0133	1.044 −3	1.679	419.1	2676	1.307	7.356	4.217	2.029	279. −6	12.02. −6	0.680	0.0248	1.76	0.984	0.0589	373.15
375	1.0815	1.045. −3	1.574	426.8	2679	1.328	7.333	4.220	2.036	274. −6	12.09. −6	0.681	0.0249	1.70	0.987	0.0586	375
380	1.2869	1.049. −3	1.337	448.0	2687	1.384	7.275	4.226	2.057	260. −6	12.29. −6	0.683	0.0254	1.61	0.995	0.0576	380
385	1.5233	1.053. −3	1.142	469.2	2694	1.439	7.218	4.232	2.080	248. −6	12.49. −6	0.685	0.0258	1.53	1.004	0.0566	385
390	1.794	1.058. −3	0.980	490.4	2702	1.494	7.163	4.239	2.104	237. −6	12.69. −6	0.686	0.0263	1.47	1.013	0.0556	390
400	2.455	1.067 −3	0.731	532.9	2716	1.605	7.058	4.256	2.158	217. −6	13.05. −6	0.688	0.0272	1.34	1.033	0.0536	400
410	3.302	1.077 −3	0.553	575.6	2729	1.706	6.959	4.278	2.221	200. −6	13.42 −6	0.688	0.0282	1.24	1.054	0.0515	410
420	4370	1.088. −3	0.425	618.6	2742	1.810	6.865	4.302	2.291	185. −6	13.79. −6	0.688	0.0293	1.16	1.075	0.0494	420
430	5.699	1.099 −3	0.331	661.8	2753	1.911	6.775	4.331	2.369	173. −6	14.14. −6	0.685	0.0304	1.09	1.10	0.0472	430
440	7.333	1.110. −3	0.261	705.3	2764	2.011	6.689	4.36	2.46	162. −6	14.50 −6	0.682	0.0317	1.04	1.12	0.0451	440
450	9.319	1.123. −3	0.208	749.2	2773	2.109	6.607	4.40	2.56	152. −6	14.85 −6	0.678	0.0331	0.99	1.14	0.0429	450
460	11.71	1.137. −3	0.167	793.5	2782	2.205	6.528	4.44	2.68	143 −6	15.19. −6	0.673	0.0346	0.95	1.17	0.0407	460
470	14.55	1.152. −3	0.136	838.2	2789	2.301	6.451	4.48	2.79	136. −6	15.54 −6	0.667	0.0363	0.92	1.20	0.0385	470
480	17.90	1.167 −3	0.111	883.4	2795	2.395	6.377	4.53	2.94	129 −6	15.88. −6	0.660	0.0381	0.89	1.23	0.0362	480
490	21.83	1.184 −3	0.0922	929.1	2799	2.479	6.312	4.59	3.10	124 −6	16.23 −6	0.651	0.0401	0.87	1.25	0.0339	490
500	26.40	1.203. −3	0.0766	975.6	2801	2.581	6.233	4.66	3.27	118 −6	16.59 −6	0.642	0.0423	0.86	1.28	0.0316	500
510	31.66	1.222 −3	0.0631	1023	2802	2.673	6.163	4.74	3.47	113 −6	16.95 −6	0.631	0.0447	0.85	1.31	0.0293	510
520	37.70	1.244 −3	00525	1071	2801	2.765	6.093	4.84	3.70	108 −6	17.33 −6	0.621	0.0475	0.84	1.35	0.0269	520
530	44.58	1.268. −3	0.0445	1119	2798	2.856	6.023	4.95	3.96	104 −6	17.72 −6	0.608	0.0506	0.85	1.39	0.0245	530
540	52.38	1.294. −3	0.0375	1170	2792	2.948	5.953	5.08	4.27	101. −6	18.1 − 6	0.594	0.0540	0.86	1.43	0.0221	540
550	61.19	1.323. −3	0.0317	1220	2784	3.039	5.882	5.24	4.64	97 −6	18.6 −6	0.580	0.0583	0.87	1.47	0.0197	550
560	71.08	1.355. −3	0.0269	1273	2772	3.132	5.808	5.43	5.09	94. −6	19.1 − 6	0.563	0.0637	0.90	1.52	0.0173	560
570	82.16	1.392. −3	0.0228	1328	2757	3.225	5.733	5.68	5.67	91 6	19.7 6	0.548	0.0698	0.94	1.59	0.0150	570
580	94.51	1.433. −3	0.0193	1384	2737	3.321	5.654	6.00	6.40	88 −6	20.4 −6	0.528	0.0767	0.99	1.68	0.0128	580
590	108.3	1.482. −3	0.0163	1443	2717	3.419	5.569	6.41	7.35	84 −6	21.5 −6	0.513	0.0841	1.05	1.84	0.0105	590
600	123.5	1.541. −3	0.0137	1506	2682	3.520	5.480	7.00	8.75	81. −6	22.7. −6	0.497	0.0929	1.14	2.15	0.0084	600
610	137.3	1.612. −3	0.0115	1573	2641	3.627	5.318	7.85	11.1	77. −6	24.1 −6	0.467	0.103	1.30	2.60	0.0063	610
620	159.1	1.705. −3	0.0094	1647	2588	3.741	5.259	9.35	15.4	72 −6	25.9 −6	0.444	0.114	1.52	3.46	0.0045	620
625	169.1	1.778. −3	0.0085	1697	2555	3.805	5.191	10.6	18.3	70. −6	27.0. −6	0.430	0.121	1.65	4.20	0.0035	625
630	179.7	1.856. −3	0.0075	1734	2515	3.875	5.115	12.6	22.1	67. −6	28.0 −6	0.412	0.130	2.0	4.8	0.0026	630
635	190.9	1.935. −3	0.0066	1783	2466	3.950	5.025	16.4	27.6	64. −6	30.0 −6	0.392	0.141	2.7	6.0	0.0015	635
640	202.7	2.075 −3	0.0057	1841	2401	4.037	4.912	26	42	59. −6	32.0 −6	0.367	0.155	4.2	9.6	0.0008	640
645	215.2	2.351 −3	0.0045	1951	2292	4.223	4.732	90		54. −6	37.0. −6	0.331	0.178	12	26	0.0001	645
647.31	221.2	3.170 −3	0.0032	2107	2107	4.443	4.443	∞	∞	45. −6	45.0 −6	0.238	0.238	∞	∞	0.0000	647.31

* 1 bar = 10^5 N/m^2.

† Arriba de la línea horizontal, la fase condensada es sólida; abajo, es líquida.

‡ Temperatura crítica.

NOTA: Las notaciones 6.30.−11, 1.073.−3, 9.55. + 9, etc., significan 6.30×10^{-11}, 1.073×10^{-3}, 9.55×10^{9}, etc.

TABLA 3-303 Propiedades termodinámicas del vapor comprimido*

Temperatura, K		Presión, bar									
		0.1	0.5	1	5	10	20	40	60	80	100
350	v	16.12	1.027 −3	1.027 −3	1.027 −3	1.027 −3	1.026 −3	1.025 −3	1.024 −3	1.023 −3	1.023 −3
	h	2644	321.7	231.8	322.1	322.5	323.3	324.9	326.4	328.1	329.7
	s	8.327	1.037	1.037	1.037	1.037	1.036	1.035	1.034	1.032	1.031
400	v	18.44	3.67	1.827	1.067 −3	1.067 −3	1.066 −3	1.065 −3	1.064 −3	1.063 −3	1.061 −3
	h	2739	2735	2730	533.1	533.4	534.1	535.4	536.8	538.2	539.6
	s	8.581	7.831	7.502	1.601	1.600	1.599	1.597	1.595	1.593	1.592
450	v	20.75	4.14	2.063	0.410	1.124 −3	1.123 −3	1.121 −3	1.119 −3	1.118 −3	1.116 −3
	h	2835	2833	2830	2804	749.0	749.8	750.8	751.9	753.0	754.1
	s	8.811	8.061	7.736	6.949	2.110	2.107	2.105	2.102	2.099	2.097
500	v	23.07	4.61	2.298	0.452	0.221	0.104	1.201 −3	1.198 −3	1.196 −3	1.193 −3
	h	2932	2931	2929	2912.4	2891.2	2839.4	975.9	976.3	976.8	977.3
	s	9.012	8.261	7.944	7.177	6.823	6.422	2.578	2.575	2.571	2.567
600	v	27.7	5.53	2.76	0.548	0.271	0.133	0.0630	0.0396	0.0276	0.0201
	h	3131	3130	3129	3120	3109	3087	3036	2976	2906	2820
	s	9.374	8.630	8.309	7.560	7.223	6.875	6.590	6.224	5.997	5.775
700	v	32.3	6.46	3.23	0.643	0.319	0.158	0.0769	0.0500	0.0346	0.0263
	h	3335	3335	3334	3328	3322	3307	3278	3247	3214	3179
	s	9.692	8.946	8.625	7.877	7.550	7.215	6.864	6.644	6.431	6.334
800	v	36.9	7.38	3.69	0.736	0.367	0.182	0.0889	0.0589	0.0436	0.0343
	h	3547	3546	3546	3542	3537	3526	3506	3485	3464	3442
	s	9.971	9.228	8.908	8.161	7.837	7.507	7.151	6.965	6.809	6.685
900	v	41.5	8.31	4.15	0.829	0.414	0.206	0.102	0.0674	0.0501	0.0398
	h	3765	3765	3764	3761	3757	3750	3737	3719	3704	3688
	s	10.228	9.485	9.165	8.420	8.097	7.770	7.462	7.237	7.092	6.975
1000	v	41.5	8.31	4.15	0.829	0.414	0.206	0.102	0.0674	0.0501	0.0398
	h	3990	3990	3990	3987	3984	3978	3967	3955	3944	3935
	s	10.466	9.723	9.402	8.659	8.336	8.011	7.682	7.486	7.345	7.233
1500	v	69.2	13.9	6.92	1.385	0.692	0.341	0.1730	0.1153	0.0865	0.0692
	h	5231	5228	5227	5225	5224	5221	5217	5212	5207	5203
	s	11.47	10.77	10.40	9.66	9.34	9.015	8.693	8.503	8.368	8.262
2000	v	93.0	18.6	9.26	1.850	0.925	0.462	0.231	0.1543	0.1157	0.0926
	h	6832	6734	6706	6662	6649	6639	6629	6623	6619	6616
	s	12.38	11.58	11.25	10.48	10.15	9.828	9.503	9.313	9.178	9.073
2500	v	123.7	24.0	11.90	2.35	1.171	0.583	0.291	0.1942	0.1457	0.1166
	h	10417	9330	9046	8621	8504	8413	8342	8307	8285	8269
	s	13.95	12.73	12.28	11.35	10.80	10.62	10.26	10.06	9.920	9.810

150
1.020 −3
333.7
1.028
1.059 −3
543.1
1.587
1.112 −3
756.8
2.558
1.187 −3
978.8
2.558
1.519 −3
1499
3.501
1.724 −2
3082
6.037
2.195 −2
3386
6.444
2.590 −2
3649
6.755
2.954 −2
3904
7.023
0.0461
5202
8.074
0.0619
6613
8.883
0.0778
8269
9.610

* v = volumen específico, m^3/kg; h = entalpía específica, kJ/kg; s = entropía específica, kJ/kg · K. La notación 1.027,−3 significa 1.027×10^{-3}.

80	100
.023.−3	1.023.−3
28.1	329.7
.032	1.031
.063.−3	1.061.−3
38.2	539.6
.593	1.592
.118.−3	1.116.−3
53.0	754.1
.099	2.097
.196.−3	1.193.−3
76.8	977.3
.571	2.567
.0276	0.0201
906	2820
.997	5.775
.0346	0.0283
214	3179
.431	6.334
.0436	0.0343
464	3442
.809	6.685
.0501	0.0398
704	3688
.092	6.975
.0501	0.0398
944	3935
.345	7.233
.0865	0.0692
207	5203
.368	8.262
.1157	0.0926
619	6616
.178	9.073
.1457	0.1166
285	8269
.920	9.810

Presión, bar										
150	200	250	300	400	500	600	700	800	900	1000
1.020.−3	1.018.−3	1.016.−3	1.014.−3	1.009.−3	1.005.−3	1.002.−3	9.977.−4	9.937.−4	9.900.−4	9.865.−4
333.7	337.7	341.7	344.7	353.8	361.8	369.7	377.7	385.7	393.7	401.7
1.028	1.025	1.022	1.019	1.013	1.007	1.001	0.996	0.991	0.985	0.979
1.059.−3	1.056.−3	1.053.	1.050.−3	1.045.−3	1.041.−3	1.035.−3	1.031.−3	1.027.−3	1.022.−3	1.018.−3
543.1	546.5	550.1	553.5	560.6	567.8	574.9	582.1	589.3	596.5	603.8
1.587	1.583	1.578	1.574	1.565	1.557	1.549	1.541	1.533	1.526	1.518
1.112.−3	1.108.−3	1.105.−3	1.101.−3	1.094.−3	1.088.−3	1.082.−3	1.076.−3	1.070.−3	1.065.−3	1.059.−3
756.8	759.5	762.3	765.2	771.0	776.9	783.0	789.6	795.3	801.6	807.9
2.558	2.549	2.541	2.533	2.517	2.502	2.488	2.474	2.461	2.449	2.437
1.187.−3	1.181.−3	1.175.−3	1.170.−3	1.160.−3	1.151.−3	1.142.−3	1.134.−3	1.126.−3	1.119.−3	1.112.−3
978.8	980.3	981.9	983.7	987.4	991.5	995.9	1000.5	1005.3	1010.3	1015.4
2.558	2.549	2.541	2.533	2.517	2.502	2.488	2.474	2.461	2.449	2.437
1.519.−3	1.483.−3	1.454.−3	1.428.−3	1.392.−3	1.362.−3	1.337.−3	1.315.−3	1.296.−3	1.280.−3	1.265.−3
1499	1489	1479	1472	1462	1456	1452	1449	1447	1447	1447
3.501	3.469	3.443	3.419	3.379	3.346	3.316	3.290	3.266	3.244	3.223
1.724.−2	1.157.−2	7.986.−3	5.416.−3	2.630.−3	2.038.−3	1.831.−3	1.716.−3	1.639.−3	1.589.−3	1.536.−3
3082	2965	2821	2635	2233	2084	2021	1986	1962	1946	1931
6.037	5.770	5.494	5.179	4.554	4.308	4.192	4.116	4.058	4.012	3.972
2.195.−2	1.575.−2	1.201.−2	9.512.−3	6.391.−3	4.576.−3	3.496.−3	2.866.−3	2.484.−3	2.239.−3	2.072.−3
3386	3325	3261	3193	3047	2895	2734	2648	2567	2508	2465
6.444	6.252	6.086	5.934	5.654	5.397	5.175	4.998	4.864	4.761	4.701
2.590.−2	1.899.−2	1.483.−2	1.207.−2	8.619.−3	6.581.−3	5.257.−3	4.348.−3	3.704.−3	3.454.−3	2.907.−3
3649	3609	3568	3526	3440	3354	3269	3188	3113	3049	2995
6.755	6.587	6.449	6.327	6.119	5.940	5.780	5.637	5.510	5.399	5.305
2.954.−2	2.186.−2	1.726.−2	1.420.−2	1.038.−2	8.102.−3	6.605.−3	5.557.−3	4.792.−3	4.212.−3	3.763.−3
3904	3874	3845	3816	3756	3697	3640	3584	3532	3482	3435
7.023	6.867	6.741	6.633	6.453	6.302	6.172	6.055	5.951	5.856	5.727
0.0461	0.0346	0.0277	0.0231	0.0173	0.0139	0.0116	0.00993	0.00871	0.00776	0.00700
5202	5198	5186	5180	5171	5157	5144	5133	5120	5108	5095
8.074	7.936	7.827	7.738	7.597	7.484	7.391	7.310	7.239	7.176	7.118
0.0619	0.0465	0.0372	0.0311	0.0234	0.0188	0.0157	0.0135	0.0119	0.0106	0.0096
6613	6610	6608	6605	6599	6595	6590	6585	6581	6577	6574
8.883	8.748	8.642	8.555	8.418	8.310	8.222	8.147	8.082	8.024	7.971
0.0778	0.0584	0.0468	0.0391	0.0294	0.0236	0.0197	0.0170	0.0149	0.0133	0.0120
8269	8269	8269	8268	8267	8265	8261	8256	8250	8244	8240
9.610	9.468	9.358	9.270	9.129	9.020	8.930	8.854	8.788	8.730	8.677

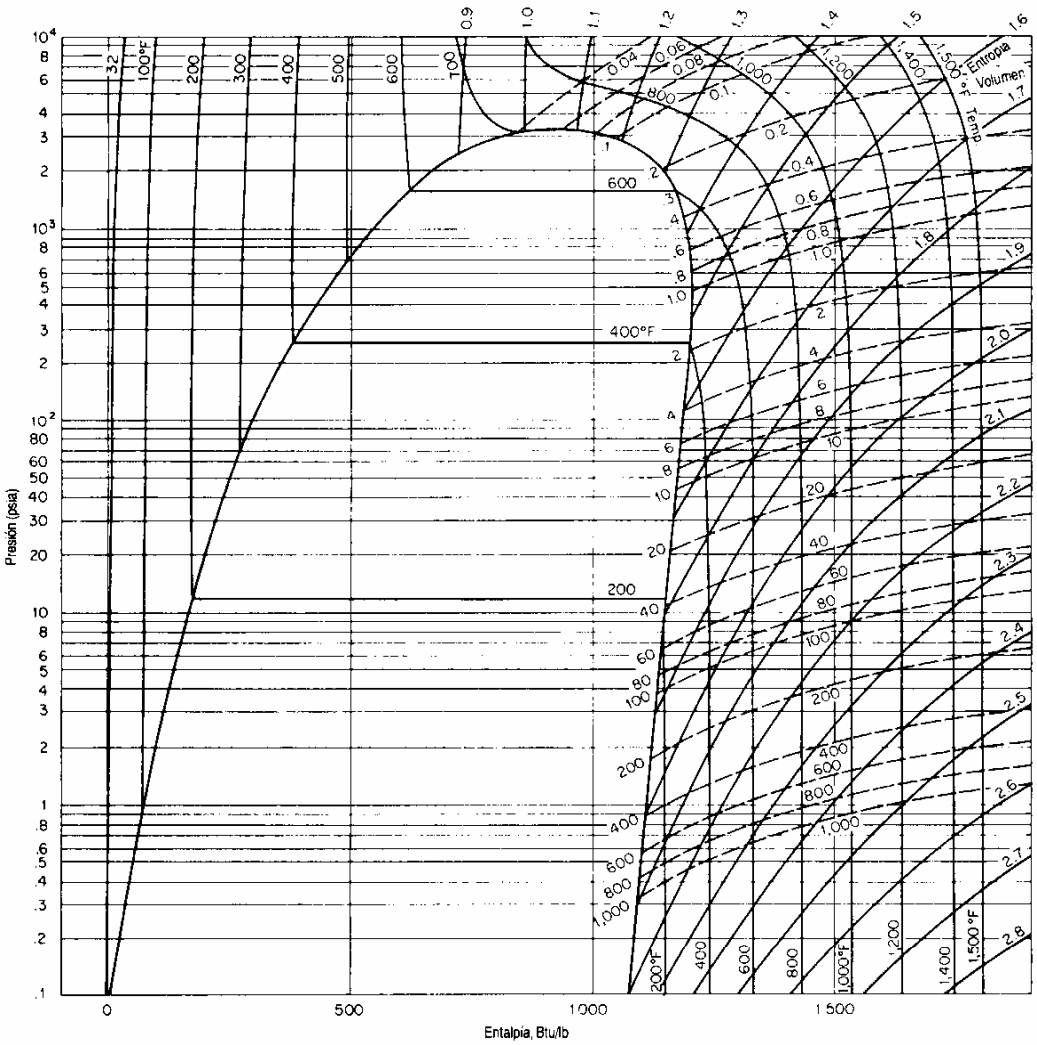


FIG. 3-40 Diagrama de entalpía-log presión para el agua y el vapor. Volumen, ft³/lb; entropía, Btu/(lb · °R). (Tomado de *Steam Tables* 1967 de la A.S.M.E. Copyright 1967 por American Society of Mechanical Engineers. Reproducido con autorización.)

TABLA 3-304 Calor específico y otras propiedades termofísicas del agua*

Presión, bar	Temperatura, K												
	300	350	400	450	500	600	700	800	900	1000	1200	1400	1600	1800	2000
1	8.57 −4 4.18	3.70 −4 4.19	1.32 −5 1.99	1.32 −5 1.97	1.73 −5 1.96	2.15 −5 2.02	2.57 −5 2.09	2.98 −5 2.15	3.39 −5 2.22	3.78 −5 2.29	4.48 −5 2.43	5.06 −5 2.56	5.65 −5 2.73	6.19 −5 3.02	6.70 −5 3.79

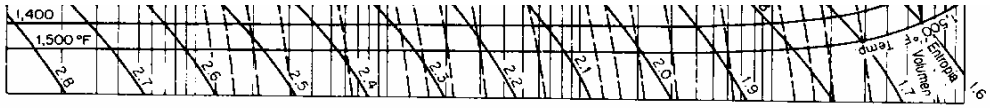


TABLA 3-304 Calor específico y otras propiedades termofísicas del agua*

Presión, bar	Temperatura, K														
	300	350	400	450	500	600	700	800	900	1000	1200	1400	1600	1800	2000
μ	8.57 − 4	3.70 − 4	1.32 − 5	1.52 − 5	1.73 − 5	2.15 − 5	2.57 − 5	2.98 − 5	3.39 − 5	3.78 − 5	4.48 − 5	5.06 − 5	5.65 − 5	6.19 − 5	6.70 − 5
1 c_p	4.18	4.19	1.99	1.97	1.98	2.02	2.09	2.15	2.22	2.29	2.43	2.58	2.73	3.02	3.79
k	0.614	0.668	0.0268	0.0311	0.0358	0.0464	0.0581	0.0710	0.0843	0.0981	0.13	0.16	0.21	0.33	0.57
Pr	5.81	2.32	0.980	0.967	0.955	0.936	0.920	0.906	0.891	0.881	0.83	0.80	0.75	0.57	0.45
μ	8.57 − 4	3.70 − 4	2.17 − 4	1.49 − 5	1.72 − 5	2.15 − 5	2.57 − 5	2.98 − 5	3.39 − 5	3.78 − 5	4.45 − 5	5.06 − 5	5.65 − 5	6.19 − 5	6.70 − 5
5 c_p	4.18	4.19	4.26	2.21	2.10	2.07	2.11	2.16	2.23	2.29	2.43	2.58	2.73	2.98	3.40
k	0.614	0.668	0.689	0.0335	0.0369	0.0469	0.0585	0.0713	0.0846	0.0984	0.13	0.16	0.20	0.28	0.43
Pr	5.82	2.32	1.34	0.983	0.973	0.947	0.925	0.907	0.892	0.881	0.83	0.81	0.77	0.65	0.53
μ	8.57 − 4	3.70 − 4	2.17 − 4	1.51 − 4	1.71 − 5	2.15 − 5	2.58 − 5	2.99 − 5	3.39 − 5	3.78 − 5	4.45 − 5	5.06 − 5	5.65 − 5	6.19 − 5	6.70 − 5
10 c_p	4.18	4.19	4.25	4.39	2.29	2.13	2.13	2.18	2.24	2.30	2.44	2.58	2.73	2.95	3.29
k	0.615	0.668	0.689	0.677	0.0380	0.0474	0.0590	0.0717	0.0851	0.0988	0.13	0.16	0.20	0.26	0.39
Pr	5.82	2.32	1.34	0.981	1.028	0.963	0.931	0.908	0.892	0.881	0.84	0.82	0.78	0.70	0.57
μ	8.56 − 4	3.71 − 4	2.18 − 4	1.51 − 4	1.68 − 5	2.15 − 5	2.59 − 5	3.00 − 5	3.40 − 5	3.79 − 5	4.46 − 5	5.06 − 5	5.65 − 5	6.19 − 5	6.70 − 5
20 c_p	4.17	4.19	4.25	4.39	2.84	2.26	2.19	2.21	2.26	2.32	2.45	2.59	2.73	2.92	3.21
k	0.616	0.669	0.689	0.679	0.0402	0.0485	0.0599	0.0726	0.0859	0.0996	0.13	0.16	0.20	0.25	0.36
Pr	5.80	2.32	1.34	0.979	1.19	0.999	0.946	0.912	0.893	0.881	0.84	0.82	0.79	0.72	0.60
μ	8.55 − 4	3.71 − 4	2.18 − 4	1.52 − 4	1.19 − 4	2.15 − 5	2.61 − 5	3.02 − 5	3.42 − 5	3.80 − 5	4.47 − 5	5.07 − 5	5.65 − 5	6.19 − 5	6.70 − 5
40 c_p	4.17	4.19	4.25	4.38	4.65	2.60	2.32	2.28	2.30	2.34	2.46	2.59	2.73	2.90	3.14
k	0.617	0.671	0.690	0.680	0.644	0.516	0.0620	0.0744	0.0877	0.101	0.13	0.16	0.19	0.24	0.33
Pr	5.78	2.31	1.34	0.977	0.862	1.08	0.975	0.924	0.895	0.881	0.84	0.82	0.80	0.73	0.63
μ	8.54 − 4	3.72 − 4	2.19 − 4	1.53 − 4	1.20 − 4	2.14 − 5	2.63 − 5	3.04 − 5	3.43 − 5	3.82 − 5	4.48 − 5	5.07 − 5	5.66 − 5	6.19 − 5	6.70 − 5
60 c_p	4.16	4.18	4.24	4.37	4.63	3.11	2.47	2.35	2.34	2.37	2.48	2.60	2.73	2.88	3.11
k	0.619	0.672	0.692	0.682	0.646	0.0561	0.0645	0.0764	0.0895	0.103	0.13	0.16	0.19	0.24	0.32
Pr	5.74	2.31	1.34	0.976	0.859	1.19	1.008	0.934	0.899	0.879	0.84	0.82	0.81	0.74	0.65
μ	8.53 − 4	3.72 − 4	2.19 − 4	1.53 − 4	1.20 − 4	2.14 − 5	2.66 − 5	3.06 − 5	3.45 − 5	3.83 − 5	4.48 − 5	5.08 − 5	5.66 − 5	6.19 − 5	6.70 − 5
80 c_p	4.16	4.18	4.24	4.36	4.62	3.88	2.65	2.43	2.39	2.40	2.49	2.61	2.73	2.88	3.09
k	0.620	0.674	0.693	0.684	0.648	0.0628	0.0672	0.0785	0.0914	0.105	0.13	0.16	0.19	0.24	0.31
Pr	5.72	2.31	1.34	0.975	0.856	1.33	1.046	0.946	0.902	0.877	0.84	0.83	0.81	0.74	0.66
μ	8.52 − 4	3.73 − 4	2.20 − 4	1.53 − 4	1.21 − 4	2.14 − 5	2.69 − 5	3.08 − 5	3.47 − 5	3.85 − 5	4.49 − 5	5.08 − 5	5.66 − 5	6.19 − 5	6.70 − 5
100 c_p	4.15	4.17	4.23	4.35	4.60	5.22	2.85	2.52	2.44	2.44	2.50	2.62	2.73	2.88	3.08
k	0.622	0.675	0.694	0.685	0.651	0.0730	0.0704	0.0807	0.0934	0.107	0.13	0.16	0.19	0.24	0.31
Pr	5.69	2.31	1.34	0.975	0.853	1.74	1.088	0.960	0.905	0.876	0.84	0.83	0.81	0.74	0.67
μ	8.51 − 4	3.74 − 4	2.22 − 4	1.56 − 4	1.22 − 4	8.22 − 5	2.72 − 5	3.12 − 5	3.51 − 5	3.89 − 5	4.52 − 5	5.09 − 5	5.67 − 5	6.19 − 5	6.70 − 5
150 c_p	4.14	4.16	4.22	4.34	4.54		3.55	2.74	2.57	2.53	2.54	2.65	2.75	2.86	3.06
k	0.624	0.678	0.699	0.693	0.657	0.520	0.079	0.086	0.098	0.110	0.14	0.16	0.19	0.23	
Pr	5.64	2.30	1.34	0.974	0.842		1.22	0.994	0.916	0.891	0.84	0.83	0.82	0.76	
μ	8.50 − 4	3.75 − 4	2.24 − 4	1.57 − 4	1.23 − 4	8.32 − 5	2.80 − 5	3.17 − 5	3.54 − 5	3.93 − 5	4.54 − 5	5.11 − 5	5.67 − 5		
200 c_p	4.12	4.15	4.21	4.32	4.51		4.67	3.04	2.71	2.62	2.57	2.67	2.76	2.88	3.05
k	0.626	0.681	0.702	0.697	0.661	0.525	0.095	0.095	0.104	0.113	0.14	0.16	0.19		
Pr	5.59	2.29	1.34	0.974	0.833		1.38	1.014	0.925	0.903	0.84	0.83	0.82		
μ	8.49 − 4	3.76 − 4	2.26 − 4	1.59 − 4	1.23 − 4	8.41 − 5	2.89 − 5	3.24 − 5	3.59 − 5	3.98 − 5	4.56 − 5	5.12 − 5	5.68 − 5		
250 c_p	4.12	4.14	4.20	4.30	4.49	5.90	6.16	3.40	2.86	2.71	2.61	2.69	2.77	2.89	3.04
k	0.627	0.683	0.705	0.701	0.672	0.537	0.112	0.103	0.110	0.119	0.136	0.16			
Pr	5.57	2.28	1.34	0.974	0.826	0.924	1.590	1.070	0.940	0.910	0.85	0.84			
μ	8.49 − 4	3.77 − 4	2.25 − 4	1.60 − 4	1.24 − 4	8.50 − 5	3.7 − 5	3.4 − 5	3.64 − 5	4.02 − 5	4.59 − 5	5.14 − 5	5.68 − 5		
300 c_p	4.10	4.13	4.19	4.29	4.44	5.60	10.20	3.82	3.03	2.81	2.65	2.72	2.78	2.90	3.04
k	0.629	0.685	0.708	0.704	0.675	0.548	0.173	0.113	0.113	0.123	0.14				
Pr	5.53	2.27	1.34	0.973	0.820	0.859	2.18	1.149	0.976	0.917	0.87				
μ	8.49 − 4	3.80 − 4	2.30 − 4	1.62 − 4	1.26 − 4	8.64 − 5	5.3 − 5	3.6 − 5	3.8 − 5	4.1 − 5	4.6 − 5	5.17 − 5			
400 c_p	4.08	4.12	4.16	4.26	4.42	5.31	13.20	4.86	3.39	3.01	2.70	2.77	2.81	2.91	3.04
k	0.631	0.689	0.714	0.710	0.676	0.567	0.327	0.145	0.129	0.134	0.15				
Pr	5.49	2.26	1.34	0.971	0.817	0.799	2.14	1.207	0.999	0.926					
μ	8.50 − 4	3.82 − 4	2.31 − 4	1.64 − 4	1.28 − 4	8.83 − 5	5.8 − 5	4.0 − 5	4.0 − 5	4.2 − 5	4.7 − 5				
500 c_p	4.06	4.10	4.15	4.23	4.38	5.08	8.44	5.70	3.90	3.21	2.77	2.81	2.84	2.92	3.04
k	0.634	0.695	0.719	0.717	0.693	0.583	0.378	0.186	0.147	0.145					
Pr	5.44	2.25	1.33	0.971	0.814	0.773	1.30	1.225	1.061	0.932					

TABLA 3-304 Calor específico y otras propiedades termofísicas del agua* (*Continuación*)

Presión, bar		Temperatura, K													
		300	350	400	450	500	600	700	800	900	1000	1200	1400	1600	1800	2000
600	μ	8.51 −4	3.85 −4	2.32 −4	1.66 −4	1.30 −4	9.17 −5	6.5 −5	4.4 −5	4.2 −5	4.4 −5					
	c_p	4.04	4.08	4.13	4.20	4.33	4.92	6.93	6.83	4.19	3.36	2.87	2.86	2.86	2.92	3.04
	k	0.639	0.699	0.725	0.725	0.700	0.597	0.420	0.239	0.170	0.159					
	Pr	5.96	2.24	1.32	0.970	0.812	0.755	1.073	1.175	1.035	0.935					
700	μ	8.52 −4	3.87 −4	2.33 −4	1.68 −4	1.33 −4	9.50 −5	6.9 −5	4.9 −5	4.5 −5	4.5 −5					
	c_p	4.01	4.07	4.12	4.17	4.29	4.78	6.12	6.26	4.62	3.59	2.94	2.91	2.89	2.93	3.05
	k	0.644	0.706	0.730	0.732	0.707	0.614	0.442	0.279	0.194	0.177					
	Pr	5.33	2.23	1.32	0.970	0.810	0.739	1.047	1.098	1.010	0.905					
800	μ	8.53 −4	3.90 −4	2.34 −4	1.72 −4	1.36 −4	9.82 −5	7.3 −5	5.4 −5	4.8 −5	4.8 −5					
	c_p	3.99	4.05	4.10	4.15	4.26	4.67	5.60	6.09	4.77	3.75	3.01	2.96	2.91	2.95	3.05
	k	0.648	0.709	0.735	0.736	0.714	0.625	0.475	0.320	0.228	0.193					
	Pr	5.28	2.23	1.31	0.970	0.808	0.725	0.955	1.029	1.003	0.933					
900	μ	8.54 −4	3.93 −4	2.35 −4	1.74 −4	1.38 −4	1.00 −4	7.6 −5	5.8 −5	5.1 −5	5.0 −5					
	c_p	3.98	4.03	4.08	4.13	4.23	4.57	5.29	5.86	4.85	3.96	3.06	3.00	2.94	2.97	3.06
	k	0.651	0.713	0.738	0.738	0.714	0.636	0.496	0.351	0.260	0.210					
	Pr	5.23	2.22	1.30	0.969	0.806	0.712	0.810	0.968	0.950	0.919					
1000	μ	8.56 −4	3.96 −4	2.36 −4	1.76 −4	1.40 −4	1.02 −4	7.9 −5	6.2 −5	5.4 −5	5.1 −5					
	c_p	3.97	4.02	4.06	4.11	4.20	4.47	5.06	5.51	4.88	3.96	3.16	3.05	2.97	2.98	3.07
	k	0.653	0.717	0.743	0.747	0.731	0.650	0.516	0.372	0.286	0.228					
	Pr	5.19	2.22	1.30	0.968	0.804	0.701	0.778	0.918	0.900	0.866					

* μ = viscosidad, Ns/m^2; c_p = calor específico a presión constante, kJ/(kg · K); k = conductividad térmica, W/(m · K); Pr = número de Prandtl.

TABLA 3-305

Presión, kB	
1	c h s
2	c h s
4	c h s
6	c h s
8	c h s
10	c h s
20	c h s
50	c h s

* Tomada de l
Academia, Praga
0(25)500(5)1 000

TABLA 3-306

Mears, Rosen
ajuste para la ecu
130°C, 10 a 75 b
O'Hare *Repr.* 731
mentos calcóge
azufre, selenio, t

TABLA 3-305 Agua y vapor a altas presiones*

Presión, kB		Temp., °C								
		0	50	100	150	200	250	300	350	400
1	v	0.9567	0.9733	1.0002	1.0362	1.0821	1.1400	1.2140	1.3113	1.4441
	h	95	294	495	698	903	1113	1329	1555	1794
	s	−0.010	0.658	1.238	1.748	2.206	2.628	3.022	3.400	3.768
2	v	0.9244	0.9434	0.9678	0.9978	1.0338	1.0767	1.1276	1.1879	1.2595
	h	181	375	572	769	967	1167	1369	1575	1783
	s	−0.039	0.615	1.179	1.675	2.117	2.518	2.888	3.232	3.554
4	v	0.8785	0.8978	0.9190	0.9429	0.9695	0.9989	1.0316	1.0679	1.1082
	h	344	532	723	914	1105	1295	1485	1676	1867
	s	−0.111	0.530	1.081	1.561	1.986	2.368	2.716	3.035	3.330
6	v	0.8455	0.8643	0.8833	0.9031	0.9247	0.9482	0.9732	0.9999	1.0285
	h	507	682	873	1060	1246	1432	1617	1802	1985
	s	−0.127	0.450	0.998	1.469	1.886	2.259	2.597	2.906	3.189
8	v		0.8380	0.8558	0.8728	0.8908	0.9102	0.9308	0.9526	0.9754
	h		826	1020	1205	1389	1572	1754	1935	2115
	s		0.370	0.927	1.393	1.804	2.171	2.504	2.807	3.084
10	v		0.8165	0.8335	0.8486	0.8642	0.8806	0.8980	0.9163	0.9356
	h		966	1165	1350	1532	1712	1892	2071	2248
	s		0.290	0.863	1.328	1.735	2.098	2.426	2.725	2.999
20	v			0.7601	0.7705	0.7807	0.7909	0.8013	0.8120	0.8229
	h			1862	2052	2231	2408	2583	2755	2926
	s			0.605	1.084	1.485	1.840	2.159	2.448	2.711
50	v						0.6732	0.6791	0.6850	0.6911
	h						4341	4512	4682	4848
	s						1.388	1.699	1.981	2.239

* Tomada de la Tabla 13 de Juza, *An Equation of State for Water and Steam: Steam Tables in the Critical Region and in the Range from 1000 to 100 000 Bars*, Academia, Praga, 1966 (Presión en Kilobars, volumen en cm^3/g, entalpía en J/g, entropía en J/g K, temperatura en °C). Las tablas originales dan valores para 0(25)500(5)1 000°C, 1 a 100 kbar.

TABLA 3-306 Hexafluoruro de azufre

Mears, Rosenthal y Sinka [*J. Phys. Chem.*, 73, 2254 (1969)] derivaron un ajuste para la ecuación de estado de Martin-Hou, cubriendo el intervalo de 25° a 130°C, 10 a 75 bars. Se analizan datos de presión de vapor, viriales y críticos. O'Hare *Rept.* 7315, 1968) ha revisado y tabulado datos para 24 fluoruros de elementos calcógenos, incluyendo SF, SF_2, SF_4, SF_5, SF_6 y otros fluoruros de azufre, selenio, telurio y oxígeno.

TABLA 3-307 Xenón saturado*

T, K	P, bar	v_f, m³/kg	v_g, m³/kg	h_f, kJ/kg	h_g, kJ/kg	s_f, kJ/(kg·K)	s_g, kJ/(kg·K)	c_{pf}, kJ/(kg·K)	μ_f, 10⁻⁴ Pa·s	k_f, W/(m·K)
10		2.642 − 4		0.19		0.0236		0.058		
20		2.650 − 4		1.21		0.0901		0.133		
30		2.661 − 4		2.74		0.1510		0.164		
40		2.675 − 4		4.47		0.2003		0.178		
50		2.689 − 4		6.31		0.2410		0.186		
60		2.704 − 4		8.21		0.2755		0.191		
80		2.737 − 4		12.14		0.3319		0.202		
100		2.776 − 4		16.30		0.3783		0.214		
120		2.820 − 4		20.81		0.4197		0.231		
140		2.874 − 4		25.67		0.4581		0.251		
160		2.941 − 4		30.94		0.4946		0.270		
161.4[m]		2.946 − 4		31.30		0.4969		0.271		
161.4[m]	0.816	3.372 − 4	0.1219	48.98	145.5	0.6072	1.206	0.350		
170	1.336	3.439 − 4	0.0776	52.01	146.5	0.6253	1.181	0.349	4.50	0.0707
180	2.218	3.523 − 4	0.0487	55.52	147.5	0.6452	1.156	0.349	3.99	0.0663
190	3.480	3.615 − 4	0.0321	59.04	148.3	0.6641	1.134	0.352	3.51	0.0622
200	5.212	3.715 − 4	0.0220	62.61	148.9	0.6820	1.113	0.357	3.09	0.0582
210	7.504	3.828 − 4	0.0156	66.25	149.2	0.6994	1.095	0.365	2.71	0.0542
220	10.45	3.955 − 4	0.0113	70.00	149.4	0.7163	1.077	0.379	2.39	0.0506
230	14.16	4.100 − 4	0.0084	73.91	149.2	0.7330	1.060	0.400	2.09	0.0468
240	18.72	4.271 − 4	0.0063	78.05	148.5	0.7498	1.044	0.432	1.83	0.0429
250	24.25	4.476 − 4	0.0047	82.54	147.5	0.7671	1.027	0.482	1.60	0.0393
260	30.87	4.730 − 4	0.0036	87.52	145.7	0.7855	1.009	0.560	1.38	0.0355
270	38.69	5.079 − 4	0.0027	93.30	142.8	0.8058	0.989	0.685	1.18	0.0313
280	47.86	5.689 − 4	0.0019	100.6	138.0	0.8308	0.964	0.995	0.95	0.0275
289.7[c]	58.21	9.091 − 4	0.0009	120.0	120.0	0.8962	0.896	∞		∞

* Los valores se tomaron y redondearon de los citados en Rabinovich (ed.), *Thermophysical Properties of Neon, Argon, Krypton and Xenon*, Standards Press, Moscú, 1976. Esta fuente contiene valores para el estado comprimido, a presiones hasta de 1000 bar, etc. *m* = punto de fusión; *c* = punto crítico. La notación 2.642. − 4 significa 2.642 × 10⁻⁴.

TABLA 3-308 Xenón comprimido*

	Presión, bar										
T, K	1	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000
v	2.776. − 4	2.764. − 4	2.752. − 4	2.742 − 4	2.731. − 4	2.721. − 4	2.711 − 4	2.702 − 4	2.693. − 4	2.684 − 4	2.675 − 4
100 h	16.30	18.84	21.40	23.95	26.50	29.05	31.59	34.13	36.67	39.21	41.74
s	0.3783	0.3762	0.3742	0.3723	0.3704	0.3686	0.3669	0.3652	0.3636	0.3621	0.3802
v	0.1245	3.623. − 4	3.547. − 4	3.484. − 4	3.430 − 4	3.383. − 4	3.342 − 4	3.304. − 4	3.270. − 4	3.240. − 4	3.211. − 4
200 h	151.8	64.22	66.14	68.19	70.34	72.56	74.83	77.13	79.46	81.81	84.18
s	1.228	0.6727	0.6643	0.6570	0.6505	0.6446	0.6391	0.6340	0.6292	0.6247	0.6204
v	0.1890	5.729. − 4	4.769. − 4	4.431. − 4	4.220. − 4	4.068. − 4	3.955. − 4	3.862. − 4	3.783. − 4	3.716. − 4	3.657. − 4
300 h	168.0	106.4	101.6	101.3	102.0	103.3	104.9	106.7	108.5	110.6	112.8
s	1.294	0.8401	0.8073	0.7908	0.7789	0.7691	0.7608	0.7540	0.7477	0.7424	0.7370
v	0.2527	1.998 − 3	8.759 − 4	6.452. − 4	5.604. − 4	5.141. − 4	4.839. − 4	4.622. − 4	4.457. − 4	4.325. − 4	4.217. − 4
400 h	183.9	164.2	145.4	137.4	134.7	134.1	134.5	135.5	136.8	138.3	140.0
s	1.340	1.012	0.9330	0.8945	0.8730	0.8581	0.8467	0.8373	0.8292	0.8220	0.8162
v	0.3163	2.899. − 3	1.389. − 3	9.449. − 4	7.577. − 4	6.593. − 4	5.986. − 4	5.570. − 4	5.268. − 4	5.038. − 4	4.859. − 4
500 h	199.8	187.8	177.1	169.4	165.1	163.0	162.3	162.4	163.1	164.3	165.7
s	1.375	1.065	1.004	0.9664	0.9409	0.9228	0.9088	0.8975	0.8881	0.8801	0.8731
v	0.3798	3.673. − 3	1.823. − 3	1.240. − 3	9.699. − 4	8.206. − 4	7.273. − 4	6.636. − 4	6.172. − 4	5.820. − 4	5.545. − 4
600 h	215.7	207.4	200.3	194.8	191.1	188.9	187.9	187.6	188.0	188.8	189.9
s	1.404	1.101	1.047	1.013	0.9885	0.9700	0.9555	0.9435	0.9334	0.9247	0.9172
v	0.4432	4.397. − 3	2.217 − 3	1.513 − 3	1.175. − 3	9.815. − 4	8.583. − 4	7.734. − 4	7.115. − 4	6.642. − 4	6.268. − 4
700 h	231.5	225.6	220.6	216.7	213.8	212.2	211.3	211.1	211.3	212.0	213.1
s	1.428	1.129	1.078	1.047	1.023	1.006	0.9916	0.9797	0.9695	0.9606	0.9528
v	0.5066	5.093. − 3	2.587. − 3	1.769. − 3	1.370. − 3	1.137. − 3	9.870. − 4	8.824. − 4	8.057. − 4	7.469. − 4	7.005. − 4
800 h	247.4	243.0	239.5	236.7	234.8	233.6	233.0	232.9	233.3	234.0	235.0
s	1.450	1.152	1.103	1.073	1.052	1.035	1.021	1.009	0.9988	0.9901	0.9823
v	0.5700	5.773. − 3	2.944. − 3	2.014. − 3	1.557 − 3	1.288 − 3	1.112. − 3	9.893. − 4	8.989. − 4	8.289. − 4	7.737. − 4
900 h	263.2	260.1	257.5	255.7	254.4	253.6	253.4	253.7	254.2	254.9	256.1
s	1.468	1.172	1.125	1.096	1.075	1.058	1.045	1.033	1.023	1.015	1.007
v	0.6333	6.441. − 3	3.291. − 3	2.252. − 3	1.738. − 3	1.435. − 3	1.235. − 3	1.094. − 3	9.899. − 4	9.097. − 4	8.461. − 4
1000 h	279.1	276.8	275.1	273.9	273.2	272.9	273.0	273.4	274.1	275.1	276.2
s	1.485	1.190	1.143	1.115	1.095	1.079	1.065	1.054	1.044	1.036	1.028

* Los valores se tomaron y redondearon de los citados en Rabinovich (ed.) *Thermophysical Properties of Neon, Argon, Krypton and Xenon*, Standards Press, Moscú, 1976. Esta fuente contiene una tabla exhaustiva de valores. v = volumen específico, m³/kg; h = entalpía específica, kJ/kg; s = entropía específica, kJ/(kg · K). La notación 2.776. − 4 significa 2.776 × 10⁻⁴.

INTRODUCC

Dentro de las tat
viscosidad y con
rentes presiones
dad térmica y la
fluidos, también
micas.

CONVERSIÓ

Para esta subsec
des:

Difusividad:
pies cuadrados p
tros cuadrados p
por 38.750.

Presión: para
multiplíquese po

Temperatura:

Conductivida
dades térmicas
heit, multiplíque
británicas-pie po
tro-kelvin, multi

TABLA 3-309 P

Sustancia	
Acetona	
Acetileno	
Amoniaco	
Argón	
Benceno	
Bromo	
Butano	
CO_2	
CCl_4	
Cloro	
Deuterio	
Etano	
Etileno	
Helio	
Heptano	
Hidrógeno	
Metano	
Nitrógeno	
Oxígeno	
Pentano	
Propano	
Propileno	
R 11	
R 12	
R 13	
R 21	
R 22	
SO_2	

* Un método apro
absoluta. A 250 K, la

Pa·s	k_f, W/(m·K)
)	0.0707
)	0.0663
	0.0622
)	0.0582
	0.0542
)	0.0506
)	0.0468
;	0.0429
)	0.0393
;	0.0355
;	0.0313
,	0.0275
	∞

ards Press. Moscú. 1976.
-4 significa 2.642 × 10⁻⁴.

900	1000
.684. −4	2.675. −4
9.21	41.74
.3621	0.3802
.240. −4	3.211. −4
1.81	84.18
.6247	0.6204
.716. −4	3.657. −4
.10.6	112.8
.7424	0.7370
.325. −4	4.217. −4
.38.3	140.0
.8220	0.8162
.038. −4	4.859. −4
.64.3	165.7
.8801	0.8731
.820. −4	5.545. −4
.88.8	189.9
.9247	0.9172
.642. −4	6.268. −4
12.0	213.1
.9606	0.9528
.469. −4	7.005. −4
34.0	235.0
.9901	0.9823
.289. −4	7.737. −4
54.9	256.1
.015	1.007
.097. −4	8.461. −4
75.1	276.2
.036	1.028

ards Press, Moscú, 1976.
). La notación 2.776. − 4

PROPIEDADES DE TRANSPORTE

INTRODUCCIÓN

Dentro de las tablas de propiedades termodinámicas aparecen las de viscosidad y conductividad térmica del aire, agua y vapor, para diferentes presiones y temperaturas. En esta misma sección, la conductividad térmica y la viscosidad para el estado líquido saturado de muchos fluidos, también son tabuladas junto con sus propiedades termodinámicas.

CONVERSIÓN DE UNIDADES

Para esta subsección, se aplican las siguientes conversiones de unidades:

Difusividad: para convertir centímetros cuadrados por segundo a pies cuadrados por hora, multiplíquese por 3.8750; para convertir metros cuadrados por segundo a pies cuadrados por hora, multiplíquese por 38.750.

Presión: para convertir bar a libras fuerza por pulgada cuadrada, multiplíquese por 14.504.

Temperatura: °F = $^9/_5$ °C + 32; °R = $^9/_5$ K.

Conductividad térmica: para convertir watts por metro-kelvin a unidades térmicas británicas-pie por hora-pie cuadrado-grado Fahrenheit, multiplíquese por 0.57779; y para convertir unidades térmicas británicas-pie por hora-pie cuadrado-grado Fahrenheit a watts por metro-kelvin, multiplíquese por 1.7307.

Viscosidad: para convertir pascal-segundo a centipoise, multiplíquese por 1 000.

REFERENCIAS ADICIONALES

Una amplia cobertura sobre la variación general de la conductividad térmica con la presión y temperatura está contenida en la monografía de Vargaftik, Filippov, Tarzimanov y Totsky, *Thermal Conductivity of Liquids and Gases* (en ruso), Standartov, Moscú, 1978. Para un trabajo similar sobre viscosidad, véase *Viscosity of Dense Fluids* por Stephan y Lucas, Plenum, Nueva York y Londres, 1979. Tablas y ajustes polinomiales para 38 refrigerantes, tanto en estado gaseoso como líquido, están contenidos en *ASHRAE Thermophysical Properties of Refrigerants*, de la American Society of Heating, Refrigerating and Ventilating Engineers, Nueva York (ahora en Atlanta), 1976. Para ajustes polinomiales de diversas propiedades para el gas en disolución, véase el Reporte NPS67-81-001 (AD A096388) de Andrews y Biblarz, Naval Postgraduate School, Monterey, Calif., 1981. La obra McGraw-Hill/CINDAS Data Series sobre las Propiedades de los Materiales programa la presentación de una amplia recopilación de valores sobre diversas propiedades para un gran número de sustancias. Otras fuentes para la conductividad térmica son Ho, Powell y Liley, *J. Phys. Chem. Ref. Data*, **1**, 279-421 (1972), **3**, suplemento 1 (1974); y Childs, Ericks y Powell, NBS Monogr. 131, 1973.

TABLA 3-309 Propiedades de transporte de gases seleccionados a presión atmosférica*

Sustancia	Conductividad térmica, W/(m·K) Temperatura, K					Viscosidad, 10^{-4} Pa·s Temperatura, K					Número de Prandtl, adimensional Temperatura, K			
	250	300	400	500	600	250	300	400	500	600	250	300	400	500
Acetona	0.0080	0.0115	0.0201	0.0310			0.077	0.101	0.128	0.156				
Acetileno	0.0162	0.0213	0.0332	0.0452	0.0561		0.104	0.135	0.164					
Amoniaco	0.0197	0.0246	0.0364	0.0506	0.0656	0.085	0.102	0.139	0.175	0.211		0.91	0.87	0.86
Argón	0.0152	0.0177	0.0223	0.0264	0.0301	0.195	0.229	0.289	0.343	0.390	0.669	0.668	0.666	0.663
Benceno	0.0077	0.0104	0.0195	0.0335	0.0524		0.076	0.101	0.127	0.154				
Bromo	0.0038	0.0048	0.0067					0.203	0.260	0.291				
Butano	0.0117	0.0160	0.0264	0.0377			0.076	0.101	0.125	0.151		0.805	0.820	
CO_2	0.0129	0.0166	0.0244	0.0323	0.0403	0.126	0.150	0.196	0.239	0.278	0.793	0.778	0.752	0.734
CCl_4	0.0053	0.0067	0.0099	0.0126			0.101	0.131	0.162	0.191				
Cloro	0.0071	0.0089	0.0124	0.0156	0.0190		0.136	0.178	0.218	0.259				
Deuterio	0.122	0.141	0.176			0.111	0.126	0.153	0.178	0.201				
Etano	0.0156	0.0218	0.0360	0.0516	0.0685	0.079	0.094	0.123	0.148	0.171	0.817	0.773	0.746	0.746
Etileno	0.0152	0.0214	0.0342	0.0491	0.0653	0.087	0.103	0.135	0.162	0.187	0.812	0.796	0.769	0.750
Helio	0.134	0.150	0.180	0.211	0.247	0.176	0.199	0.243	0.284	0.322	0.671	0.668	0.663	0.661
Heptano	0.0082	0.0120	0.0214	0.0325	0.0447			0.080	0.099	1.116				
Hidrógeno	0.156	0.182	0.221	0.256	0.291	0.080	0.090	0.109	0.126	0.143	0.71	0.71	0.71	0.71
Metano	0.0277	0.0343	0.0484	0.0671	0.0948	0.095	0.112	0.142	0.170	0.195	0.742	0.739	0.737	0.736
Nitrógeno	0.0222	0.0260	0.0325	0.0386	0.0441	0.156	0.180	0.223	0.261	0.295	0.721	0.714	0.708	0.707
Oxígeno	0.0225	0.0267	0.0343	0.0412	0.0480	0.179	0.207	0.258	0.306	0.348				
Pentano	0.0107	0.0152	0.0250	0.0362										
Propano	0.0129	0.0183	0.0295	0.0417		0.069	0.082	0.108	0.131		0.810	0.774	0.788	0.826
Propileno	0.0114	0.0168	0.0226	0.0430	0.0580	0.073	0.087	0.115	0.141		0.860	0.797	0.762	
R 11		0.0078	0.0119			0.094	0.110	0.144				0.814	0.761	
R 12	0.0072	0.0097	0.0151	0.0208		0.108	0.126	0.162			0.827	0.781	0.745	0.708
R 13	0.0091	0.0121	0.0185	0.0248		0.123	0.145	0.190			0.796	0.766	0.759	0.757
R 21		0.0088	0.0135	0.0181		0.100	0.115	0.154				0.779	0.773	
R 22	0.0080	0.0109	0.0170	0.0230	0.0290	0.109	0.129	0.168			0.820	0.771	0.760	
SO_2	0.0078	0.0096	0.0143	0.0200	0.0256		0.129	0.175	0.217	0.256				

* Un método aproximado de interpolación consiste en hacer una gráfica del logaritmo de la viscosidad o de la conductividad térmica, frente al logaritmo de la temperatura absoluta. A 250 K, la viscosidad del argón gaseoso es 1.95×10^{-5} Pa·s = 0.0000195 Ns/m²

TABLA 3-310 Viscosidades de gases; coordenadas para utilizarse con la Fig. 3-41

Gas	X	Y	Gas	X	Y
Acético, ácido	7.7	14.3	Hidrógeno, bromuro	8.8	20.9
Buteno	9.2	13.7	Hidrógeno, cianuro	9.8	14.9
Butileno	8.9	13.0	Hidrógeno, cloruro	8.8	18.7
Carbono, disulfuro	8.0	16.0	Hidrógeno, sulfuro	8.6	18.0
Carbono, monóxido	11.0	20.0	Hidrógeno, yoduro	9.0	21.3
Cianógeno	9.2	15.2	Mercurio	5.3	22.9
Ciclohexano	9.2	12.0	Metílico, alcohol	8.5	15.6
Cloro	9.0	18.4	Nítrico, óxido	10.9	20.5
Cloroformo	8.9	15.7	Nitrosilo, cloruro	8.0	17.6
Etílico, alcohol	9.2	14.2	Nitroso, óxido	8.8	19.0
Etílico, éter	8.9	13.0	Propílico, alcohol	8.4	13.4
Etilo, acetato	8.5	13.2	Tolueno	8.6	12.4
Etilo, cloruro	8.5	15.6	2, 3, 3- Trimetil butano	9.5	10.5
Flúor	7.3	23.8	Xenón	9.3	23.0
Freón 11	10.6	15.1	Yodo	9.0	18.4
Freón 113	11.3	14.0			
Helio	10.9	20.5			
Hexano	8.6	11.8			
$3H_2 + 1N_2$	11.2	17.2			

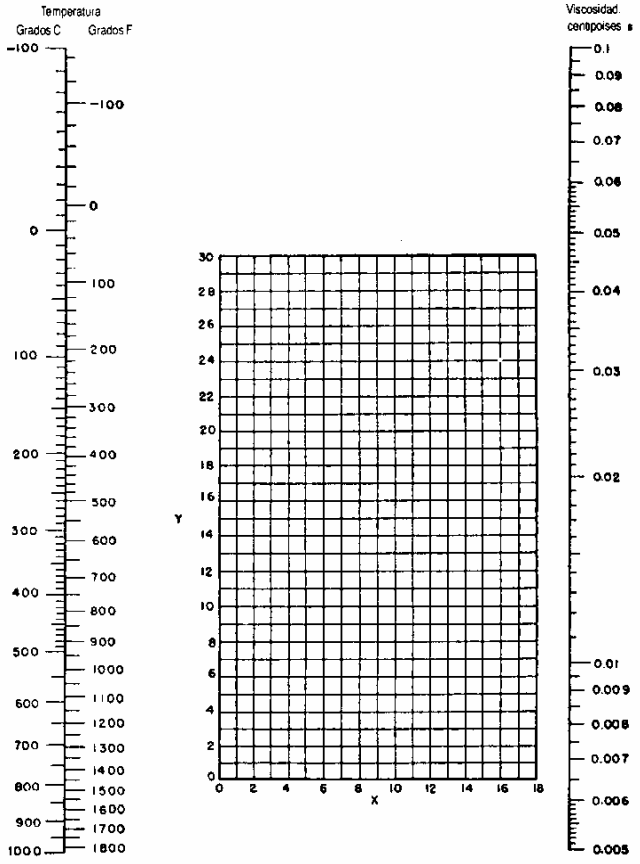


FIG. 3-41 Nomograma para viscosidades de gases a 1 atm. Pueden verse las coordenadas en la Tabla 3-310.

TABLA 3-311 V

Gas
Acético, ácido
Acetileno
Acetona
Agua
Aire
Amileno (β)
Amoniaco
Argón
Arsina
Azufre, dióxido
Benceno
Bromo
Butano (*n*)
Butano (iso)
Butileno (α)
Butileno (β)
Butileno (iso)
Butilo (iso), acetato
Butilo (iso), formiato
Cadmio
Carbono, dióxido
Carbono, disulfuro
Carbono, monóxido
Carbono, oxisulfuro
Carbono, tetracloruro
Cianógeno
Ciclohexano
Ciclopropano
Cinc
Cloro
Cloroformo
Criptón
Deuterio
Dietílico, éter
Difenílico, éter
Difenilmetano
Dimetílico, éter
Estánico, cloruro
Estánico, bromuro
Etano
Etanol
Etileno
Etilo, acetato
Etilo, cloruro
Etilo, propionato
Flúor
Fosgeno
Freón 11
Freón 12
Freón 14
Freón 21
Freón 22
Freón 113
Freón 114
Helio
Heptano (*n*)
Hexano (*n*)

* Si no hay indicac

Referencias:
1. I. F. Golubev, *Vi*
cal Information, Spri
2. R. H. Perry y C.
3. Ibid., Tabla 3-2
4. Por interpolació
5. *Thermophysica*
6. N. A. Lange, *Ha*

TABLA 3-311 Viscosidades de gases; coordenadas para utilizarse con la Fig. 3-42*

Gas	X	Y	$\mu \times 10^7$ p	Ref.
Acético, ácido	7.0	14.6	825 (50°C)	1
Acetileno	9.8	15.5	1017	1
Acetona	8.4	13.2	735	1
Agua	8.0	16.0	1250 (100)	1
Aire	10.4	20.4	1812	1
Amileno (β)	8.6	12.2	676	1
Amoniaco	8.4	16.0	1000	1
Argón	9.7	22.6	2215	1
Arsina	8.6	20.0	1576	1
Azufre, dióxido	9.4	18.2	1250	1
Benceno	8.7	13.2	746	1
Bromo	8.8	19.4	1495	1
Butano (*n*)	8.6	13.2	735	1
Butano (iso)	8.6	13.2	744	1
Butileno (α)	8.4	13.5	761	1
Butileno (β)	8.7	13.1	746	1
Butileno (iso)	8.8	13.9	786	1
Butilo (iso), acetato	5.7	16.3	778	1
Butilo (iso), formiato	6.6	16.0	840	1
Cadmio	7.8	22.5	5690 (500)	1
Carbono, dióxido	8.9	19.1	1463	1
Carbono, disulfuro	8.5	15.8	990	1
Carbono, monóxido	10.5	20.0	1749	1
Carbono, oxisulfuro	8.2	17.9	1220	1
Carbono, tetracloruro	8.0	15.3	966	1
Cianógeno	8.2	16.2	1002	1
Ciclohexano	9.0	12.2	701	1
Ciclopropano	8.3	14.7	870	1
Cinc	8.0	22.0	5250 (500)	1
Cloro	8.8	18.3	1335	1
Cloroformo	8.8	15.7	1000	1
Criptón	9.4	24.0	2480	1
Deuterio	11.0	16.2	1240	1
Dietílico, éter	8.8	12.7	730	1
Difenílico, éter	8.6	10.4	610 (50)	1
Difenilmetano	8.0	10.3	605 (50)	1
Dimetílico, éter	9.0	15.0	925	1
Estánico, cloruro	9.1	16.0	1330 (100)	1
Estánico, bromuro	9.0	16.7	142 (100)	1
Etano	9.0	14.5	915	1
Etanol	8.2	14.5	835	1
Etileno	9.5	15.2	1010	1
Etilo, acetato	8.4	13.4	743	1
Etilo, cloruro	8.5	15.6	978	1
Etilo, propionato	12.0	12.4	890	1
Flúor	7.3	23.8	2250	2
Fosgeno	8.8	17.0	1150	1
Freón 11	8.6	16.2	1298 (93)	3
Freón 12	9.0	17.4	1496 (93)	3
Freón 14	9.5	20.4	1716	5
Freón 21	9.0	16.7	1389 (93)	3
Freón 22	9.0	17.7	1554 (93)	3
Freón 113	11.0	14.0	1166 (93)	3
Freón 114	9.4	16.4	1364 (93)	3
Helio	11.3	20.8	1946	1
Heptano (*n*)	8.6	10.6	618 (50)	1
Hexano (*n*)	8.4	12.0	644	1

Gas	X	Y	$\mu \times 10^7$ p	Ref.
Hidrógeno	11.3	12.4	880	1
Hidrógeno-dióxido de azufre				4
10% H_2, 90% SO_2	8.7	18.1	1259 (17)	
20% H_2, 80% SO_2	8.6	18.2	1277 (17)	
50% H_2, 50% SO_2	8.9	18.3	1332 (17)	
80% H_2, 20% SO_2	9.7	17.7	1306 (17)	
Hidrógeno-helio				1
10% H_2, 90% He	11.0	20.5	1780 (0)	
25% H_2, 75% He	11.0	19.4	1603 (0)	
40% H_2, 60% He	10.7	18.4	1431 (0)	
60% H_2, 40% He	10.8	16.7	1227 (0)	
81% H_2, 19% He	10.5	15.0	1016 (0)	
Hidrógeno, bromuro	8.4	21.6	1843	1
Hidrógeno, cianuro	7.1	14.5	737	1
Hidrógeno, cloruro	8.5	19.2	1425	1
Hidrógeno, sulfuro	8.4	18.0	1265	1
Hidrógeno, yoduro	8.5	21.5	1830	1
Mercurio	7.4	24.9	4500 (200)	1
Mercúrico, bromuro	8.5	19.0	2253	1
Mercúrico, cloruro	7.7	18.7	2200 (200)	1
Mercúrico, yoduro	8.4	18.0	2045 (200)	1
Mesitileno	9.5	10.2	660 (50)	1
Metano	9.5	15.8	1092	1
Metano (deuterado)	9.5	17.6	1290	1
Metanol	8.3	15.6	935	1
Metilacetileno	8.9	14.3	867	1
3-Metil, 1-buteno	8.0	13.3	716	1
3-Metileno, 1-buteno	8.0	13.3	716	1
Metileno, cloruro	8.5	15.8	989	1
Metilo, acetato	8.4	14.0	870 (50)	
Metilo, bromuro	8.1	18.7	1327	1
Metilo, cloruro	8.5	16.5	1062	1
Metilo, isobutirato	6.6	15.8	824	1
Metilo, formiato	5.1	18.0	923	6
Neón	11.1	25.8	3113	1
Nítrico, óxido	10.4	20.8	1899	1
Nitrógeno	10.6	20.0	1766	1
Nitroso, óxido	9.0	19.0	1460	1
Nonano (*n*)	9.2	8.9	554 (50)	1
Octano (*n*)	8.8	9.8	586 (50)	1
Oxígeno	10.2	21.6	2026	1
Pentano (*n*)	8.5	12.3	668	1
Pentano (iso)	8.9	12.1	685	1
Piridina	8.6	13.3	830 (50)	1
Propano	8.9	13.5	800	1
Propanol (*n*)	8.4	13.5	770	1
Propanol (i)	8.4	13.6	774	1
Propileno	8.5	14.4	840	1
Propilo, acetato	8.0	14.3	797	1
Silano	9.0	16.8	1148	1
Tiazol	10.0	14.4	958	1
Tiofeno	8.3	14.2	901 (50)	1
Tolueno	8.6	12.5	686	1
2, 3, 3-Trimetilbutano	10.0	10.4	691 (50)	1
Trimetiletano	8.0	13.0	686	1
Xenón	9.3	23.0	2355	
Yodo	8.7	18.7	1730 (100)	1

* Si no hay indicación en contrario, la viscosidad es a 20°C. Fuente: Beerman, *Meas. Control*, 154-157 (junio 1982).

Referencias:

1. I. F. Golubev, *Viscosity of Gases and Gas Mixture*, Moscú 1959; traducción del U.S. Department of Commerce, Clearinghouse for Federal Scientific and Technical Information, Springfield, Va., TT 70-50022, ISPT Cat. No. 5680, Tabla 4, Jerusalén 1970.
2. R. H. Perry y C. H. Chilton, *Chemical Engineers' Handbook*, quinta edición, McGraw-Hill, Nueva York, 1973, pp. 3-210, 3-211.
3. Ibid., Tabla 3-282, p. 3-210.
4. Por interpolación de los datos en la ref. 1.
5. *Thermophysical Properties of Refrigerants*, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Nueva York.
6. N. A. Lange, *Handbook of Chemistry*, Cuarta edición, Handbook Publishers, Sandusky, Ohio, 1941.

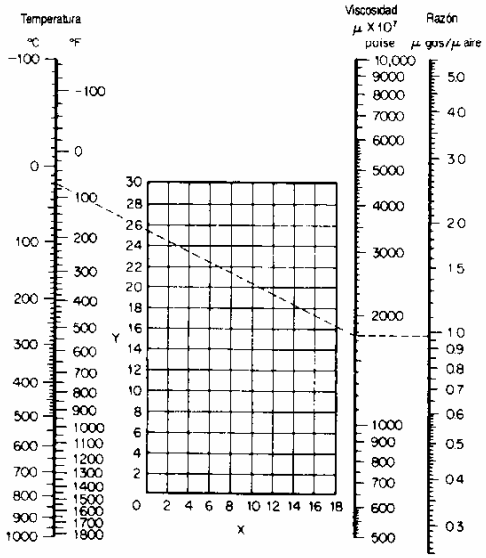


FIG. 3-42 Nomograma para determinar: *a*) la viscosidad absoluta de un gas en función de la temperatura y a presión cercana al ambiente y *b*) viscosidad relativa de un gas, comparada con la del aire. Para las coordenadas, véase la Tabla 3-311. Para convertir poises a pascal-segundos, multiplíquese por 0.1. [Fuente: Beerman, *Meas. Control*, 154-157 (junio 1982).]

TABLA 3-312

Aceite de linasa, cru
Acetaldehído . . .
Acético, ácido al 10
Acético, ácido al 70
Acético, anhídrido .
Acetona, al 100% .
Acetona, al 35% . .
Acetonitrilo . . . .
Acrílico, ácido . . .
Agua . . . . . .
Alílico, alcohol . .
Alilo, bromuro . .
Alilo, yoduro . . .
Amílico, alcohol .
Amilo, acetato . . .
Amoniaco, 100% .
Amoniaco, al 26% .
Anilina . . . . . .
Anisol . . . . . .
Arsénico, tricloruro
Azufre, dióxido .
Benceno . . . . . .
Bromo . . . . . .
Bromotolueno . .
Butilo, acetato . .
Butilo, acrilato .
Butílico, alcohol .
Butírico, ácido . .
Carbono, dióxido
Carbono, disulfuro
Carbono, tetracloru
Ciclohexano . . .
Ciclohexanol . .
Clorhídrico, ácido a
Clorobenceno . .
Cloroformo . . .
Clorosulfónico, ácid
Clorotolueno, orto
Clorotolueno, meta
Clorotolueno, para
Cresol, meta . . .
Dibromometano .
Dicloroetano . .
Diclorometano .
Dietilcetona . . .
Dietiloxalato . .
Dietilén glicol . .
Difenilo . . . . .
Dipropílico, éter .
Dipropilo, oxalato
Estánnico, cloruro
2-Etil butilo, acrilat
2-Etil hexilo, acrila
Etil propílico, éter
Etileno, bromuro
Etileno, cloruro .
Etílico, alcohol al 1
Etílico, alcohol al 9
Etílico, alcohol al 4
Etílico, éter . . .
Etilideno, cloruro
Etilo, acetato . .
Etilo, acrilato . .
Etilo, bromuro . .
Etilo, cloruro . .
Etilo, formiato . .
Etilo, propionato
Etilo, yoduro . .
Fenol . . . . . .
Fórmico, ácido .
Fósforo, tribromur
Fósforo, tricloruro

TABLA 3-312 Viscosidades de líquidos: coordenadas para la Fig. 3-43

Líquido	X	Y	Líquido	X	Y
Aceite de linasa, crudo	7.5	27.2	Freón 11	14.4	9.0
Acetaldehído	15.2	4.8	Freón 12	16.8	15.6
Acético, ácido al 100%	12.1	14.2	Freón 21	15.7	7.5
Acético, ácido al 70%	9.5	17.0	Freón 22	17.2	4.7
Acético, anhídrido	12.7	12.8	Freón 113	12.5	11.4
Acetona, al 100%	14.5	7.2	Glicerol, al 100%	2.0	30.0
Acetona, al 35%	7.9	15.0	Glicerol, al 50%	6.9	19.6
Acetonitrilo	14.4	7.4	Heptano	14.1	8.4
Acrílico, ácido	12.3	13.9	Hexano	14.7	7.0
Agua	10.2	13.0	Isobutílico, alcohol	7.1	18.0
Alílico, alcohol	10.2	14.3	Isobutírico, ácido	12.2	14.4
Alilo, bromuro	14.4	9.6	Isopropílico, alcohol	8.2	16.0
Alilo, yoduro	14.0	11.7	Isopropilo, bromuro	14.1	9.2
Amílico, alcohol	7.5	18.4	Isopropilo, cloruro	13.9	7.1
Amilo, acetato	11.8	12.5	Isopropilo, yoduro	13.7	11.2
Amoniaco, 100%	12.6	2.0	Mercurio	18.4	16.4
Amoniaco, al 26%	10.1	13.9	Metanol, al 100%	12.4	10.5
Anilina	8.1	18.7	Metanol, al 90%	12.3	11.8
Anisol	12.3	13.5	Metanol, al 40%	7.8	15.5
Arsénico, tricloruro	13.9	14.5	Metil etil cetona	13.9	8.6
Azufre, dióxido	15.2	7.1	Metilo, acetato	14.2	8.2
Benceno	12.5	10.9	Metilo, acrilato	13.0	9.5
Bromo	14.2	13.2	Metilo, *i*-butirato	12.3	9.7
Bromotolueno	20.0	15.9	Metilo, *n*-butirato	13.2	10.3
Butilo, acetato	12.3	11.0	Metilo, cloruro	15.0	3.8
Butilo, acrilato	11.5	12.6	Metilo, formiato	14.2	7.5
Butílico, alcohol	8.6	17.2	Metilo, propionato	13.5	9.0
Butírico, ácido	12.1	15.3	Metilo, sulfuro	15.3	6.4
Carbono, dióxido	11.6	0.3	Metilo, yoduro	14.3	9.3
Carbono, disulfuro	16.1	7.5	Metil propil cetona	14.3	9.5
Carbono, tetracloruro	12.7	13.1	Naftaleno	7.9	18.1
Ciclohexano	9.8	12.9	Nítrico, ácido al 95%	12.8	13.8
Ciclohexanol	2.9	24.3	Nítrico, ácido al 60%	10.8	17.0
Clorhídrico, ácido al 31.5%	13.0	16.6	Nitrobenceno	10.6	16.2
Clorobenceno	12.3	12.4	Nitrógeno, dióxido	12.9	8.6
Cloroformo	14.4	10.2	Nitrotolueno	11.0	17.0
Clorosulfónico, ácido	11.2	18.1	Octano	13.7	10.0
Clorotolueno, orto	13.0	13.3	Octílico, alcohol	6.6	21.1
Clorotolueno, meta	13.3	12.5	Pentacloroetano	10.9	17.3
Clorotolueno, para	13.3	12.5	Pentano	14.9	5.2
Cresol, meta	2.5	20.8	Propílico, alcohol	9.1	16.5
Dibromometano	12.7	15.8	Propilo, acetato	13.1	10.3
Dicloroetano	13.2	12.2	Propilo, bromuro	14.5	9.6
Diclorometano	14.6	8.9	Propilo, cloruro	14.4	7.5
Dietilcetona	13.5	9.2	Propilo, formiato	13.1	9.7
Dietiloxalato	11.0	16.4	Propilo, yoduro	14.1	11.6
Dietilén glicol	5.0	24.7	Propiónico, ácido	12.8	13.8
Difenilo	12.0	18.3	Queroseno	10.2	16.9
Dipropílico, éter	13.2	8.6	Salmuera, $CaCl_2$, al 25%	6.6	15.9
Dipropilo, oxalato	10.3	17.7	Salmuera, NaCl, al 25%	10.2	16.6
Estánnico, cloruro	13.5	12.8	Sodio	16.4	13.9
2-Etil butilo, acrilato	11.2	14.0	Sodio, hidróxido al 50%	3.2	25.8
2-Etil hexilo, acrilato	9.0	15.0	Succinitrilo	10.1	20.8
Etil propílico, éter	14.0	7.0	Sulfúrico, ácido al 110%	7.2	27.4
Etileno, bromuro	11.9	15.7	Sulfúrico, ácido al 100%	8.0	25.1
Etileno, cloruro	12.7	12.2	Sulfúrico, ácido al 98%	7.0	24.8
Etílico, alcohol al 100%	10.5	13.8	Sulfúrico, ácido al 60%	10.2	21.3
Etílico, alcohol al 95%	9.8	14.3	Sulfurilo, cloruro	15.2	12.4
Etílico, alcohol al 40%	6.5	16.6	Tetracloroetano	11.9	15.7
Etílico, éter	14.5	5.3	Tiofeno	13.2	11.0
Etilideno, cloruro	14.1	8.7	Titanio, tetracloruro	14.4	12.3
Etilo, acetato	13.7	9.1	Tolueno	13.7	10.4
Etilo, acrilato	12.7	10.4	Trementina	11.5	14.9
Etilo, bromuro	14.5	8.1	Tricloroetileno	14.8	10.5
Etilo, cloruro	14.8	6.0	Trietilén, glicol	4.7	24.8
Etilo, formiato	14.2	8.4	Vinilo, acetato	14.0	8.8
Etilo, propionato	13.2	9.9	Viniltolueno	13.4	12.0
Etilo, yoduro	14.7	10.3	Xileno, orto	13.5	12.1
Fenol	6.9	20.8	Xileno, meta	13.9	10.6
Fórmico, áacido	10.7	15.8	Xileno, para	13.9	10.9
Fósforo, tribromuro	13.8	16.7	Yodobenceno	12.8	15.9
Fósforo, tricloruro	16.2	10.9			

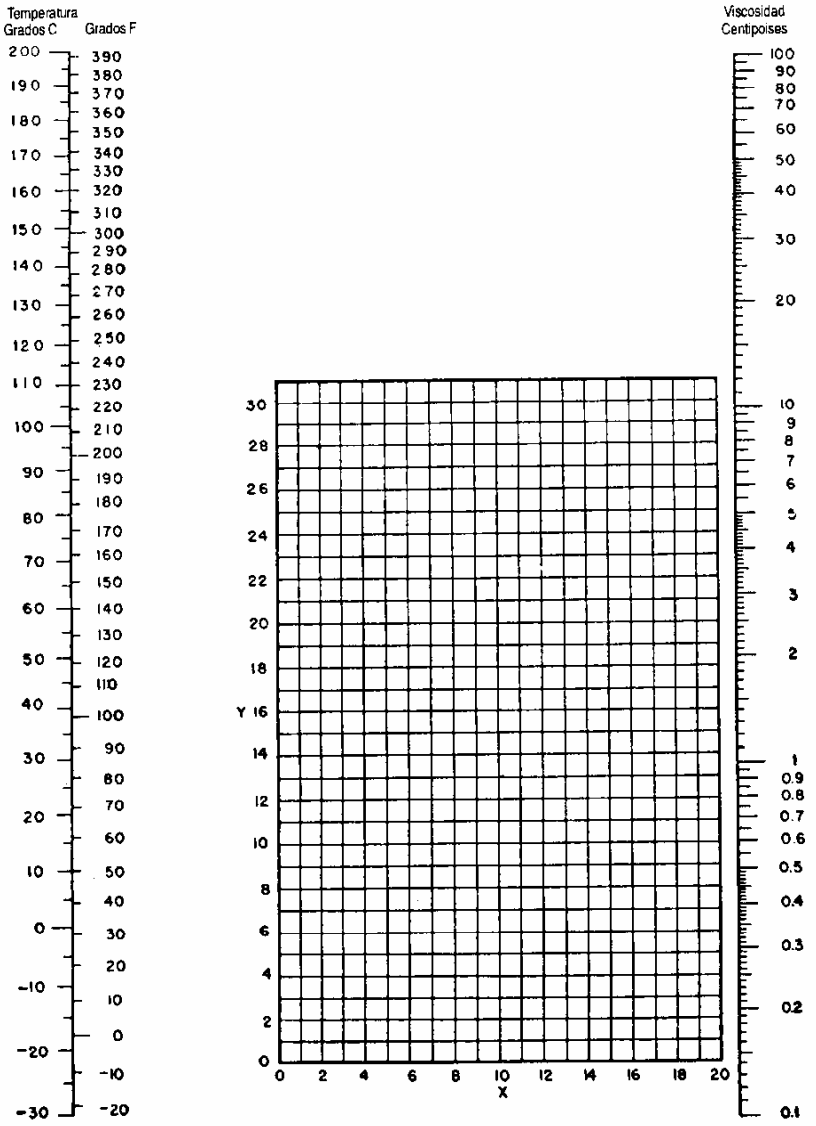


FIG. 3-43 Nomograma para viscosidades de líquidos a 1 atm. Véanse las coordenadas en la Tabla 3-312. Para convertir centipoises a pascal-segundos, multiplíquese por 0.001.

TABLA 3-313

Se puede suponer
recomiendan los dat

Aceite de oliva[9] . . .

Aceite de ricino[9] . . .

Aceites[5,12a] . . . . .

Acético, ácido al 100%
50%[5]

Acetona[4] . . . . . .

Agua[13] . . . . . .

Alílico, alcohol[11] . .

Amílico (*n*–), alcohol[6]

(iso)[12]

Amilo, acetato[7] . . .

Amoniaco[8] . . . . .

Amoniaco, solución ac

Anilina[9] . . . . . .

Azufre, dióxido[8] . . .

Benceno[12] . . . . . .

Bromobenceno[12] . .

Butílico, (*n*) alcohol[6]

(iso)[6]

Butilo (*n*), acetato[11] .

Cimeno (para)[12] . .

Carbono, disulfuro[4]

Carbono, tetracloruro[1]

Clorobenceno . . .

Cloroformo[10] . . .

Decano (*n*)[12] . . . .

Diclorodifluorometan

Dicloroetano[10] . . .

Diclorometano[10] . .

Éter de petróleo . .

Etilbenceno[12] . . .

Etilén glicol[7] . . . .

Etílico alcohol, al 10
80%
60%
40%
20%
100%

[a] Datos de condu
[1] Bates, *Ind. Eng*
[2] Bates, Hazzard
[3] Benning, A.F.,
[4] Bridgman, *Pro*
[5] Chilton y Gen
[6] Daniloff, *J. Ap*
[7] *International C*
[8] Kardos, Z. *Ver*
[9] Kaye y Higgin
[10] DuPont Chlori
[11] Shiba, *Sci. Pap*
[12] Smith, *Trans.*
[13] Timrot y Varg
NOTA: Para conve

TABLA 3-313 Conductividad térmica de líquidos

k = Btu/(h · ft²)(°F/ft)

Se puede suponer que hay una variación lineal con la temperatura. Los valores extremos dados constituyen también los límites de temperatura sobre los que se recomiendan los datos.

Líquido	t, °F	k
Aceite de oliva[9]	68	.097
	212	.095
Aceite de ricino[9]	68	.104
	212	.100
Aceites[5,12]*	86	.079
Acético, ácido al 100%	68	0.099
50%[5]	68	.20
Acetona[4]	86	.102
	167	.095
Agua[13]	32	.343
	100	.363
	200	.393
	300	.395
	420	.376
	620	.275
Alílico, alcohol[11]	77-86	.104
Amílico (*n*–), alcohol[6]	86	.094
	212	.089
(iso)[12]	86	.088
	167	.087
Amilo, acetato[7]	50	.083
Amoníaco[8]	5-86	.29
Amoníaco, solución acuosa al 26%[8]	68	.261
	140	.29
Anilina[9]	32-68	.100
Azufre, dióxido[8]	5	.128
	86	.111
Benceno[12]	86	.092
	140	.087
Bromobenceno[12]	86	.074
	212	.070
Butílico, (*n*) alcohol[4]	86	.097
	167	.095
(iso)[4]	50	.091
Butilo (*n*), acetato[11]	77-86	.085
Cimeno (para)[12]	86	.078
	140	.079
Carbono, disulfuro[4]	86	.093
	167	.088
Carbono, tetracloruro[10]	32	.107
	154	.094
Clorobenceno	50	.083
Cloroformo[10]	86	.080
Decano (*n*)[12]	86	.085
	140	.083
Diclorodifluorometano[12]	20	.057
	60	.053
	100	.048
	140	.043
	180	.038
Dicloroetano[10]	122	.082
Diclorometano[10]	5	.111
	86	.096
Éter de petróleo	86	.075
	167	.073
Etilbenceno[12]	86	.086
	140	.082
Etilén glicol[7]	32	.153
Etílico alcohol, al 100%[2]	68	.105
80%	68	.137
60%	68	.176
40%	68	.224
20%	68	.281
100%	122	.087
Etílico, éter[3]	86	.080
	167	.078
Etilo, acetato[7]	68	.101
Etilo, bromuro[4]	68	.070
Etilo, yoduro[4,5]	104	.064
	167	.063
Gasolina[6,12]	86	.078
Glicerol, al 100%[1]	68	.164
80%	68	.189
60%	68	.220
40%	68	.259
20%	68	.278
100%	212	.164
Heptano (*n*–)[12]	86	.081
	140	.079
Heptílico (*n*–), alcohol[6]	86	.094
	167	.091
Hexano (*n*–)[12]	86	0.080
	140	.078
Hexílico (*n*–), alcohol[6]	86	.093
	167	.090
Mercurio[7]	82	4.83
Metílico, alcohol al 100%[2]	68	0.124
80%	68	.154
60%	68	.190
40%	68	.234
20%	68	.284
100%	122	.114
Metilo, cloruro[8,10]	5	.111
	86	.089
Nitrobenceno[12]	86	.095
	212	.088
Nitrometano[12]	86	.125
	140	.120
Nonano (*n*–)[12]	86	.084
	140	.082
Octano (*n*–)[12]	86	.083
	140	.081
Paraldehído[12]	86	.084
	212	.078
Pentano (*n*–)[12]	86	.078
	167	.074
Percloroetileno[10]	122	.092
Propílico (*n*–), alcohol[6]	86	.099
	167	.095
Propílico (iso), alcohol[12]	86	.091
	140	.090
Queroseno[4]	68	.086
	167	.081
Salmuera de cloruro de calcio, al 30%[5]	86	.32
15%[5]	86	.34
Salmuera de cloruro de sodio, al 25%[5]	86	0.33
12.5%[5]	86	.34
Sodio	212	49
	410	46
Sulfúrico, ácido al 90%[5]	86	.21
60	86	.25
30	86	.30
Tolueno[4,12]	86	.086
	167	.084
Trementina[7]	59	.074
β-Tricloroetano[10]	122	.077
Tricloroetileno[10]	122	.080
Vaselina[7]	59	.106
Xileno (orto-)[7]	68	.090
(meta-)[7]	68	.090

* Datos de conductividad térmica para cierto número de aceites: Referencia 12. Para muchos aceites, se puede utilizar un valor promedio de 0.079.

[1] Bates, *Ind. Eng. Chem.*, **28**, 494 (1936).
[2] Bates, Hazzard y Palmer, *Ind. Eng. Chem.*, **10**, 314 (1938).
[3] Benning, A.F., Comunicación privada, 1940.
[4] Bridgman, *Proc. Am. Acad. Arts Sci.*, **59**, 141 (1923).
[5] Chilton y Genereaux, comunicación personal, 1939, basada en datos escogidos de las publicaciones sobre el tema.
[6] Daniloff, *J. Am. Chem. Soc.*, **54**, 1328 (1932).
[7] *International Critical Tables*, McGraw-Hill, Nueva York, 1929.
[8] Kardos, Z. *Ver Deut. Ing.*, 77, 1158 (1933); *Z. ges Kälte-Ind.*, **41**, 1, 29 (1934).
[9] Kaye y Higgins, *Proc. Roy. Soc.* (Londres), **A117**, 459 (1928).
[10] DuPont Chlorinated Hydrocarbons, *Tech. Bull.*, Electrochemicals Dept., du Pont, Buffalo, N. Y., 1938.
[11] Shiba, *Sci. Papers Inst. Phys. Chem. Research (Tokio)*, **16**, 205 (1931).
[12] Smith, *Trans. Am. Soc. Mech. Engrs.*, **58**, 719 (1936).
[13] Timrot y Vargaftik, *J. Tech. Phys (URSS)*, **10**, 1063 (1940).

NOTA: Para convertir unidades térmicas británicas-pie por hora-pie cuadrado-grado Fahrenheit a watts por metro-kelvin, multipliquese por 1.7307.

TABLA 3-314 Conductividad térmica de gases*

Para obtener la conductividad en watts por (m)(K) multipliquese por 10^{-2}

Temp., °F	Sustancia													
	Aire	NH_3	Ar	CCl_4	CO_2	C_2H_6	He	H_2	Kr	CH_4	Ne	N_2	O_2	H_2O	Xe
100	0.93	...	0.66	...	...	...	7.2	6.7	...	1.08	2.19	0.96	0.93		
150	1.38	...	0.96	...	...	...	9.5	10.1	0.50	1.84	3.04	1.39	1.38		
200	1.80	1.53	1.26	...	0.94	...	11.5	13.1	0.68	2.17	3.62	1.83	1.83	...	0.38
250	2.21	1.96	1.52	...	1.30	...	13.4	15.7	0.80	2.75	4.29	2.22	2.26	...	0.48
300	2.62	2.47	1.77	0.69	1.66	2.15	15.1	18.3	1.00	3.42	4.89	2.59	2.66	61	0.58
350	3.00	3.04	2.00	0.85	2.04	2.84	16.6	20.4	1.13	4.00	5.46	2.93	2.98	67	0.66
400	3.38	3.70	2.22	1.01	2.43	3.56	18.4	22.5	1.26	4.93	6.01	3.27	3.30	2.66	0.74
450	3.73	4.40	2.44	1.16	2.83	4.36	20.1	24.7	1.38	5.79	6.53	3.59	3.63	3.10	0.82
500	4.07	5.25	2.66	1.30	3.25	...	21.8	26.6	1.51	6.68	7.03	3.89	4.12	3.58	0.90
600	4.69	6.70	3.07	1.44	4.07	...	25.0	30.5	1.75	8.52	7.97	4.46	4.73	4.63	1.05
700	5.24	...	3.41	1.58	4.81	...	27.8	34.2	1.98	10.46	8.86	4.98	5.28	5.81	1.20
800	5.73	...	3.74	...	5.51	...	30.4	37.8	2.21	...	9.71	5.48	5.89	7.08	1.35
900	6.20	...	4.06	...	6.18	...	33.0	41.2	2.42	...	10.53	5.97	6.49	8.41	1.49
1000	6.67	...	4.4	...	6.82	...	35.4	44.8	2.62	...	11.34	6.47	7.10	9.78	1.64
1200	7.63	...	4.9	...	8.0	...	40.5	52.8	2.98	...	12.16	7.6	8.2	...	1.95

* Condensada de *Vargaftik et al., Heat Conductivity of Gases and Liquids*. FTD-MT-24-133-71 (AD 736963), 1971. El original en ruso apareció en 1970. Esta fuente contiene 256 referencias.

TABLA 3-315 Viscosidad de soluciones de sacarosa*

Viscosidad en centipoises

Temp., °C	% de sacarosa, en peso			Temp., °C	% de sacarosa, en peso		
	20	40	60		20	40	60
0	3.818	14.82		50	0.974	2.506	14.06
5	3.166	11.60		55	0.887	2.227	11.71
10	2.662	9.830	113.9	60	0.811	1.989	9.87
15	2.275	7.496	74.9	65	0.745	1.785	8.37
20	1.967	6.223	56.7	70	0.688	1.614	7.18
25	1.710	5.206	44.02	75	0.637	1.467	6.22
30	1.510	4.398	34.01	80	0.592	1.339	5.42
35	1.336	3.776	26.62	85	0.552	1.226	4.75
40	1.197	3.261	21.30	90	.....	1.127	4.17
45	1.074	2.858	17.24	95	.....	1.041	3.73

* *International Critical Tables*, vol. 5, p. 23, Bingham y Jackson, *Bur. Standards Bull.* 14, p. 59, 1919.

H_2O	Xe
...	0.38
...	0.48
61	0.58
67	0.66
2.66	0.74
3.10	0.82
3.58	0.90
4.63	1.05
5.81	1.20
7.08	1.35
8.41	1.49
9.78	1.64
...	1.95

ntiene 256 referencias.

TABLA 3-316 Número de Prandtl para el aire*

Temperatura, K	Presión, bar											
	1	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
80	mix	2.31	2.32	2.35	2.37	2.40	2.42	2.45	2.48	2.51	2.54	2.57
90	0.796	1.76	1.77	1.78	1.79	1.81	1.82	1.83	1.85	1.87	1.89	1.91
100	0.786	0.872	1.54	1.53	1.53	1.53	1.53	1.53	1.53	1.54	1.54	1.55
120	0.773	0.813	0.89	1.44	1.65	1.54	1.48	1.43	1.40	1.38	1.36	1.34
140	0.763	0.782	0.82	0.94	1.20	1.59	2.14	2.43	2.07	1.78	1.62	1.52
160	0.754	0.765	0.78	0.84	0.92	1.03	1.13	1.25	1.37	1.65	1.83	1.72
180	0.745	0.754	0.763	0.792	0.830	0.876	0.932	1.00	1.07	1.14	1.20	1.25
200	0.738	0.743	0.749	0.766	0.788	0.812	0.841	0.87	0.90	0.95	0.97	1.00
240	0.724	0.727	0.729	0.737	0.746	0.756	0.767	0.78	0.80	0.81	0.81	0.82
280	0.710	0.711	0.713	0.717	0.721	0.726	0.731	0.737	0.742	0.75	0.75	0.76
300	0.705	0.707	0.708	0.712	0.715	0.717	0.721	0.725	0.728	0.732	0.737	0.742
350	0.699	0.699	0.699	0.701	0.703	0.705	0.707	0.709	0.711	0.712	0.714	0.716
400	0.694	0.694	0.694	0.695	0.696	0.697	0.698	0.699	0.700	0.701	0.703	0.704
450	0.691	0.691	0.691	0.691	0.692	0.692	0.693	0.693	0.694	0.695	0.695	0.696
500	0.689	0.689	0.689	0.689	0.689	0.690	0.690	0.690	0.690	0.691	0.691	0.691
600	0.690	0.690	0.690	0.689	0.689	0.689	0.689	0.689	0.689	0.690	0.690	0.690
700	0.696	0.696	0.695	0.695	0.695	0.695	0.695	0.695	0.695	0.695	0.695	0.695
800	0.705	0.704	0.704	0.704	0.704	0.703	0.703	0.703	0.703	0.702	0.702	0.702
900	0.709	0.709	0.708	0.708	0.708	0.708	0.708	0.708	0.708	0.708	0.708	0.708
1000	0.711	0.711	0.711	0.711	0.711	0.710	0.710	0.710	0.710	0.709	0.709	0.709

* Compilado por P. E. Liley a partir de las tablas de calor específico a presión constante, conductividad térmica y viscosidad dadas en unidades SI, para temperaturas enteras en kelvin y presiones en bar, por Vasserman, *Thermophysical Properties of Air and Its Components* y *Thermophysical Properties of Liquid Air and Its Components*, Nauka, Moscú, y en traducción al inglés por el National Bureau of Standards, Washington. El número de cifras significativas dadas anteriormente refleja los números similares que aparecen para las propiedades del constituyente en las referencias de la fuente. A pesar de que a presión atmosférica se presenta una concordancia razonable con otros trabajos, los datos fragmentados disponibles para los estados saturado, etc., muestran grandes desviaciones.

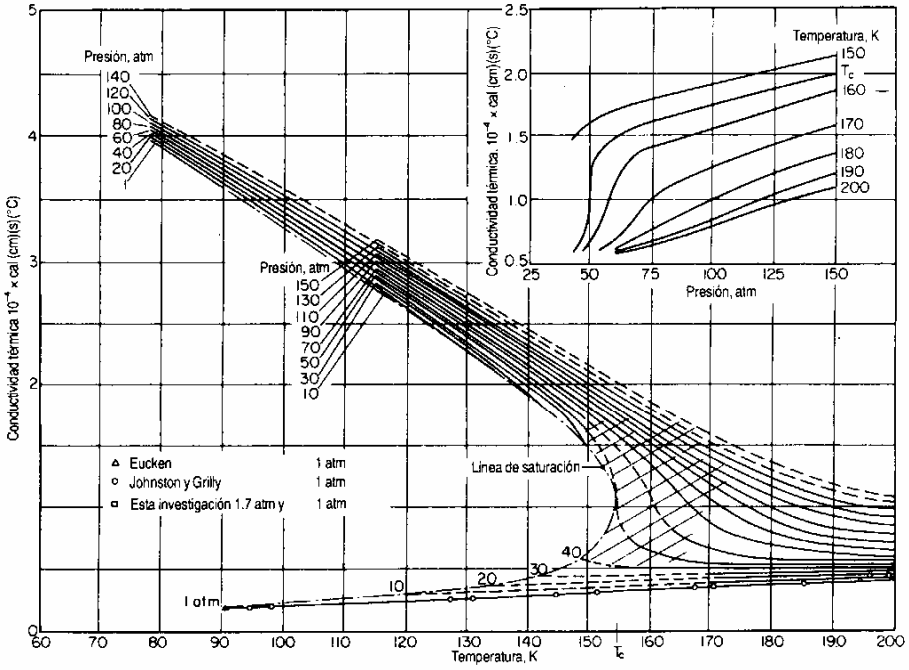
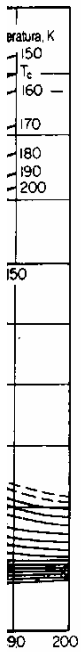


FIG. 3-44 Conductividad térmica del oxígeno. Para convertir calorías por centímetro-segundo-grado Celsius a unidades térmicas británicas-pie por hora-pie cuadrado-grado Fahrenheit, multiplíquese por 241.75. [*De Ziebland y Burton, Br. J. Appl. Phys.*, **6**, 416(1955). *Crown copyright reserved.* Reproducida con autorización de los editores y el controlador, H. M. Stationery Office, Londres, Inglaterra].

TABLA 3-317 Número de Prandtl para refrigerantes líquidos*

Refrigerante	Núm.	Temperatura, K										
		180	200	220	240	260	280	300	320	340	360	380
Triclorofluorometano	11		11.9	8.64	6.73	5.33	4.74	4.18				
Diclorodifluorometano	12	7.00	5.25	4.27	3.65	3.27	3.08	3.04	3.19	3.44	4.00	
Clorotrifluorometano	13		2.96	2.67	2.69	3.05	3.57		—	—	—	—
Bromotrifluorometano	13B1	4.80	3.75	3.27	2.94	2.83	3.03	3.61	4.52		—	—
Diclorofluorometano	21			5.72	4.50	3.87	3.48	3.25	3.16	3.17		
Clorodifluorometano	22	4.68	3.76	3.23	2.93	2.79	2.77	2.87	3.18	3.54		—
Cloruro de metilo	40			2.53	2.42	2.40	2.45	2.60	2.85			
Triclorotrifluoroetano	113	—	—	—					7.04	6.23	5.61	5.18
Diclorotetrafluoroetano	114	25.7	15.13	11.18	8.59	6.94	5.77	5.06	4.78	4.82		
Cloropentafluoroetano	115	—	7.85	6.16	5.21	4.67	4.40	4.46	4.90		—	—
Etano	170	2.55	2.29	2.22	2.40	2.70			—	—	—	—
Propano	290	5.28	4.46	3.88	3.44	3.16	3.02	3.16				
Octafluorociclobutano	C318	—	—	—	11.2	8.74	7.35	6.37	5.87	5.96		—
Diclorodifluorometano/ difluoroetano	500		5.78	4.23	3.40	3.13	3.01	3.13	3.35	3.72		—
Clorodifluorometano/ cloropentafluoroetano	502		5.73	4.71	4.13	3.81					—	—
Trifluorometano/ clorotrifluorometano	503	2.10	2.09	2.24	2.43	2.89		—	—	—	—	—
Fluoruro de metileno/ cloropentafluoroetano	504		4.90	3.60	3.04	2.79	2.69	2.85	3.30	—	—	—
Butano	600	8.35	6.19	5.20	4.44	3.83	3.44	3.22	3.07	3.02		
Isobutano (2-metil propano)	600a		8.26	6.36	5.18	4.49	3.93	3.66	3.53	3.53	3.77	4.68
Amoniaco	717	—			1.97	1.76	1.54	1.40	1.29	1.24	1.25	1.34
Agua	718	—	—	—	—	—	10.3	5.69	3.65	2.60	1.99	1.59
Etileno	1150	1.85	1.74	1.78	2.07	2.70	4.4	—	—	—	—	—
Propileno	1270	3.80	2.24	1.88	1.71	1.71	1.88	2.24	3.91	4.73		—

* Los guiones indican estados inaccesibles. El promedio de incertidumbre es aproximadamente 20%. Los valores se obtuvieron con base a las formulaciones para la conductividad térmica, el calor específico a presión constante y la viscosidad contenidos en *Thermophysical Properties of Refrigerants*, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Nueva York, 1976. Para más detalles, véase M. W. Johnson, M. S. M. E. thesis, Purdue University, West Lafayette, Ind., 1976.



itánicas-
m copy-

40	360	380
.44	4.00	
—	—	—
	—	—
.17		
.54		—
		—
.23	5.61	5.18
.82		
	—	—
—	—	—
		—
.96		—
.72		—
	—	—
—	—	—
—	—	—
.02		
.53	3.77	4.68
.24	1.25	1.34
.60	1.99	1.59
—	—	—
.73		—

formulaciones para la
n Society of Heating,
West Lafayette, Ind.,

TABLA 3-318 Difusividades de pares de gases y vapores (1 atm)

D, en cm^2/s

Sustancia	Temp., °C	Aire	Ar	H_2	O_2	N_2	CO_2	N_2O	CH_4	C_2H_2	C_2H_4	n-C_4H_{10}	i-C_4H_{10}	Ref.
Acético, ácido	0	0.1064	.....	0.416	.....	.....	0.0716	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Acetona	0	.109	.....	.361	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	6, 16
Agua	0	.220	.....	.75	.....	.....	.138	.....	.....	.....	.....	.....	.....	5, 20
	450	.....	.....	.....	1.3	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	18
n-Amílico, alcohol	0	.0589	.....	.235	.....	.....	.0422	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Amílico (act.), alcohol	30	.072	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	5
Amilo, butirato	0	.040	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Amilo, formiato	0	.0543	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
n-Amilo, formiato	0	.058	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Amilo, isobutirato	0	.0419	.....	.171	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Amilo, propionato	0	.046	.....	.1914	.....	.....	.0347	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Anilina	0	.0610	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
	30	.075	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	5
Antraceno	0	.0421	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Argón	20	.....	.....	.....	.....	0.194	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	18
Azufre, hexafluoruro	25	.....	.....	.418	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	2
Benceno	0	.077	.....	.306	0.0797	.....	.0528	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8, 15
Bencidina	0	.0298	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Bencilo, cloruro	0	.066	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Butilamina	0	.0821	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
n-Butilamina	0	.0853	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
n-Butílico, acetato	0	.058	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
t-Butílico, acetato	0	.0612	.....	.2364	.....	.....	.0425	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
n-Butílico, alcohol	0	.0703	.....	.2716	.....	.....	.0476	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
	30	.088	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	5
t-Butílico, alcohol	0	.0727	.....	.2771	.....	.....	.0483	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
n-Butilo, butirato	0	.0468	.....	.185	.....	.....	.0327	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
n-Butilo, formiato	0	.0705	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
n-Butilo, isobutirato	0	.0457	.....	.191	.....	.....	.0364	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
n-Butilo, propionato	0	.0529	.....	.203	.....	.....	.0366	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
n-Butilo, valerato	0	.0424	.....	.173	.....	.....	.0308	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Butírico, ácido	0	.067	.....	.264	.....	.....	.0476	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
i-Butírico, ácido	0	.0679	.....	.271	.....	.....	.0471	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Cadmio	0	.....	.....	.....	.....	.17	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	13
Caproico, ácido	0	.050	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
i-Caproico, ácido	0	.0513	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Carbono, dióxido	0	.138	.....	.550	.139	.....	.....	0.096	0.153	.....	.....	.....	.....	8
	20	.....	.....	.....	.....	.163	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	19
	25	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.0996*	.00215†	.....	.....	.....	.....	1, 9
	500‡	.....	.....	.....	.9	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	18
Carbono, disulfuro	0	.0892	.....	.369	.....	.....	.063	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Carbonil, manganeso	0	.....	.....	.651	.185	.....	.137	.....	.....	.....	0.116	.....	.....	8
	450‡	.....	.....	.....	1.0	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	18
Carbono, tetracloruro	0	.....	.....	.295	0.0636	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	16, 17
Cianógeno, cloruro	0	.111	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	10
Ciclohexano	15	.....	0.0719	.319	.0744	.0760	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	3
Clorobenceno	30	.075	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	5
Cloroformo	0	.091	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	6
Cloropicrina	25	.088	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	10
m-Clorotolueno	0	.054	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
o-Clorotolueno	0	.059	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
p-Clorotolueno	0	.051	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
	45	.086	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	6
n-Decano	90	.....	.....	.306	.....	.0841	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	3
Dietilamina	0	.0884	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Difenilo	0	.0610	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
2,3 Dimetilbutano	15	.....	.0657	.301	.0753	.0751	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	3
n-Dodecano	126	.....	.....	.308	.....	.0813	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	3
Etano	0	.....	.....	.459	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Etanol	0	.....	.....	.377	.....	.....	.0686	.....	.....	.....	.....	.....	.....	20
Éter (dietílico)	0	.0778	.....	.298	.....	.....	.0546	.....	.....	.....	.....	.....	.....	7, 8
Etilbenceno	0	.0658	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Etileno	0	.....	.....	.486	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Etílico, alcohol	0	.102	.....	.375	.....	.....	.0685	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Etilo, acetato	0	.0715	.....	.273	.....	.....	.0487	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
	30	.089	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	5
Etilo, i-butirato	0	.0591	.....	.229	.....	.....	.0413	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Etilo, n-butirato	0	.0579	.....	.224	.....	.....	.0407	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Etilo, formiato	0	.0840	.....	.337	.....	.....	.0573	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Etilo, propionato	0	.068	.....	.236	.....	.....	.0450	.....	.....	.....	.....	.....	.....	4, 8
Etilo, valerato	0	.0512	.....	.205	.....	.....	.0367	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Eugenol	0	.0377	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Fórmico, ácido	0	.1308	.....	.510	.....	.....	.0874	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Fosgeno	0	.095	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	10
Helio	0	.....	.641	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
	20	.....	.....	.....	.....	.705	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	19
n-Heptano	38	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.066§	.....	.....	.....	.....	
n-Hexano	15	.....	.0663	.290	.0753	.0757	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	3
Hexílico, alcohol	0	.0499	.....	.200	.....	.....	.0351	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Hidrógeno	0	.611	.....	.....	.697	.674	.550	.535	.625	0.459	0.486	0.272	0.277	8
	25	.....	.....	.....	.....	.....	.646	.....	.....	.537	.726	.....	.....	2
	500	.....	.....	.....	4.2	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	18
Hidrógeno, cianuro	0	.173	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	10
Hidrógeno, peróxido	60	.188	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	11
Mercurio	0	.112	.....	.53	.....	.13	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8, 12, 13
Mesitileno	0	.056	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Metano	500	.....	.....	.....	1.1	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	18
Metílico, alcohol	0	.132	.....	.506	.....	.....	.0879	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Metilo, acetato	0	.084	.....	.333	.....	.....	.0567	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Metilo, butirato	0	.0633	.....	.242	.....	.....	.0446	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Metilo, i-butirato	0	.0639	.....	.257	.....	.....	.0451	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Metilo, ciclopentano	15	.....	.0731	.318	0.0742	.0758	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	3
Metilo, formiato	0	.0822	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Metilo, propionato	0	.0735	.....	.295	.....	.....	.0528	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8

TABLA 3-318 Difusividades de pares de gases y vapores (1 atm) (*Conclusión*)

D, en cm^2/s

Sustancia	Temp., °C	Aire	Ar	H_2	O_2	N_2	CO_2	N_2O	CH_4	C_2H_6	C_2H_4	n-C_4H_{10}	i-C_4H_{10}	Ref.
Metilo, valerato	0	0.0569	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Naftaleno	0	.0513	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Nitrógeno	0	.....	.....	.....	0.181	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
	25	.....	.....	.....	.....	.....	0.165	.....	.....	0.148	0.163	0.0960	0.0908	2
Nitrato, óxido	0	.....	.....	0.535	.....	.....	.096	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
n-Octano	0	.0505	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
	30	.....	0.0642	.271	.0705	0.0710	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	3
Oxígeno	0	.178	.....	.697	.....	.181	.139	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Propilo, acetato	0	.067	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
n-Propil benceno	0	.0481	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
i-Propil benceno	0	.0489	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
n-Propílico, alcohol	0	.085	.....	.315	.....	.....	.0577	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
n-Propílico, alcohol	0	.0818	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
	30	.101	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	5
n-Propilo, bromuro	0	.085	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
n-Propilo, bromuro	0	.079	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
i-Propilo, bromuro	0	.0902	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Propilo, butirato	0	.0530	.....	.206	.....	.....	.0364	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Propilo, formiato	0	.0712	.....	.281	.....	.....	.0490	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
n-Propilo, isobutirato	0	.0549	.....	.212	.....	.....	.0388	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
i-Propilo, isobutirato	0	.059	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Propilo, propionato	0	.057	.....	.212	.....	.....	.0395	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Propilo, valerato	0	.0466	.....	.189	.....	.....	.0341	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
i-Propilo, yoduro	0	.0802	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Propiónico, ácido	0	.0829	.....	.330	.....	.....	.0588	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Safrol	0	.0434	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	6
i-Safrol	0	.0455	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	6
Tolueno	0	.076	.071	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	4, 8
	30	.088	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	5
Trimetil carbinol	0	.087	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
2,2,4-Trimetil pentano	30	.....	.0618	.288	.0688	.0705	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	3
2,2,3-Trimetil heptano	90	.....	.....	.270	.....	.0684	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	3
n-Valérico, ácido	0	.050	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
i-Valérico, ácido	0	.0544	.....	.212	.....	.....	.0376	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8
Yodo	0	.07	.....	.....	.....	.070	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	8, 17, 14

* 320 mm. Hg.
† 40 atm.
‡ También a otras temperaturas.
§ Función fuerte de la concentración.

Referencias para la Tabla 3-318

1 Amdur, Irvine, Mason y Ross., *J. Chem. Phys.*, **20**, 436 (1952).
2 Boyd, Stein, Steingrimsson y Rumpel, *J. Chem. Phys.*, **19**, 548 (1951).
3 Cummings y Ubbelohde, *J. Chem. Soc. (Londres)*, 1953, p. 3751.
4 Fairbanks y Wilke, *Ind. Eng. Chem.* **42**, 471 (1950).
5 Gilliland, *Ind. Eng. Chem.*, **26**, 681 (1934).
6 Gorynnova y Kuvshinkii, *Zhur. Tekh. Fiz.*, **18**, 1421 (1948).
7 Hansen, Dissertation, Jena, 1907.
8 *International Critical Tables*, vol. 5. p. 62.
9 Jeffries y Drickamer, *J. Chem. Phys.*, **22**, 436 (1954).
10 Klotz y Miller, *J. Am. Chem. Soc.*, **69**, 2557 (1947).
11 McMurrie y Keyes, *J. Am. Chem. Soc.*, **70**, 3755 (1948).
12 Mullaly y Jacques, *Phil Mag.*, **48** (6), 1105 (1924).
13 Spier, *Physica*, **6**, 453 (1939); **7**.381 (1940).
14 Topley y Whytlaw-Gray, *Phil. Mag.* **4**, 873 (1927).
15 Trautz y Ludwig, *Ann. Physik.* **5** (5), 887 (1930).
16 Trautz y Muller, *Ann Physik*, **22**, 353 (1935).
17 Trautz y Ries, *Ann. Physik*, **8**, 163 (1931).
18 Walker y Westenberg, *J. Chem. Phys.*, **32**, 436 (1960).
19 Westenberg y Walter, *J. Chem Phys.*, **26**, 1753 (1957).
20 Winkelmann, *Wied. Ann.*, **22**, 1, 152 (1884) **23**, 203 (1884): **26**, 105 (1885): **33**, 445 (1888): **36**, 92 (1889).

En la siguiente tabla hay una selección representativa de coeficientes de difusión. Se debe consultar la Subsección sobre Predicción y correlación de propiedades físicas, para ver las técnicas de estimación. Como referencias generales pueden resultar útiles las obras de Hirschfelder, Curtiss y Bird, *Molecular Theory of Gases and Liquids*, Wiley, Nueva York, 1964; Chapman y Cowling, *The Mathematical Theory of Non-Uniform Gases*, Cambridge University Press, Nueva York, 1970; Reid y Sherwood, *The Properties of Gases and Liquids*, McGraw-Hill, Nueva York, 1964; Bretsznajder, *Prediction of Transport and Other Physical Properties of Fluids*, Pergamon, Nueva York. 1971. La recopilación reciente más completa para los gases es la de Mason y Marrero, *J. Phys. Chem. Ref. Data*. **1**, (1972). Desgraciadamente, en la obra de Mason y Marrero se citan sólo ecuaciones y constantes de ecuaciones y no tabulaciones directas. Si se desean estas últimas, se recomienda la serie de Landolt-Börnstein.

Ha	Ref.
..	8
..	8
..	8
68	2
..	8
..	8
..	3
..	8
..	8
..	8
..	8
..	8
..	8
..	5
..	8
..	8
..	8
..	8
..	8
..	8
..	8
..	8
..	8
..	8
..	8
..	6
..	4, 6
..	5
	8
	3
..	
	3
	8
	8
..	8, 12, 14

TABLA 3-319 Difusividades en líquidos (25 °C)

Soluciones diluidas y 1 atm, a menos que se especifique otra cosa; úsese la expresión $D_i\,\mu/T$ = constante para estimar el efecto de la temperatura; indica que en la referencia puede hallarse el efecto de la concentración.

Soluto	Disolvente	$D_i \times 10^5$ cm²/s	Error posible estimado % ±	Ref
Acetal*	Etanol	1.25	5	11
Acetamida*	Etanol	0.68	5	11
Acetamida*	Agua	1.19	5	11
Acético, ácido	Acetona	3.31	...	4
Acético, ácido	Benceno	2.11	...	1, 4
Acético, ácido	Tetracloruro de carbono	1.49	...	4
Acético, ácido	Etilén glicol	0.13	...	4
Acético, ácido	Tolueno	2.26	...	4
Acético, ácido	Agua	1.24	3	11
Acético, ácido	Agua	1.66	5	11
Acetonitrilo	Agua	1.78, 2.11	...	1, 24
Acetileno	Glicerol	0.021	...	16
Agua	Etanol	1.06	5	11
Alílico, alcohol*	Agua	1.19	6	11
Alílico, alcohol	Etanol	0.87	5	11
n-Amílico, alcohol*	Agua •	1.0	8	11, 25
i-Amílico, alcohol	Agua	1.7, 2.0, 2.3	...	1, 11
Amoníaco*	Agua	1.7	...	15, 17
Azufre, dióxido	Tetracloruro de carbono	1.53	...	7
Benceno	n-Decano	1.72	...	26
Benceno (50 % mol)	2,4-Dimetil pentano	2.49	...	26
Benceno (50 % mol)	n-Dodecano	1.40	...	26
Benceno (50 % mol)	n-Heptano	2.47	...	26
Benceno (50 % mol)	n-Hexadecano	0.96	...	26
Benceno (50 % mol)	n-Octadecano	0.86	...	26
Benzoico, ácido	Acetona	2.62	...	4
Benzoico, ácido	Benceno	1.38	...	4
Benzoico, ácido	Tetracloruro de carbono	0.91	...	4
Benzoico, ácido	Etilén glicol	0.043	...	4
Benzoico, ácido	Tolueno	1.49	...	4
Bromo	Benceno	2.7	...	11
Bromo	Disulfuro de carbono	4.1	...	11
Bromo	Agua	1.3	...	11
Bromobenceno	Benceno	2.30	...	25
Bromoformo*	Acetona	2.00	...	11
Bromoformo	Alcohol i-amílico	0.53	...	11
Bromoformo	Etanol	1.08	5	11
Bromoformo*	Éter etílico	5.62	...	11
Bromoformo	Metanol	2.20	...	23
Bromoformo	n-Propanol	0.94	...	11
n-Butanol	Agua	0.96	5	1, 11, 18, 25
Caliena	Agua	0.63	6	11
Carbono, dióxido	Etanol	4.0	6	11
Carbono, dióxido	Agua	1.96	1	1, 3, 5, 20, 24, 28
Carbono, disulfuro (50 % mol, 250 atm)	n-Butanol	3.57	...	14
Carbono, disulfuro (50 % mol, 230 atm)	i-Butanol	2.42	...	14
Carbono, disulfuro (50 % mol, 218 atm)	Clorobenceno	3.00	...	14
Carbono, disulfuro (50 % mol, 200 atm)	2,4-Dimetil pentano	3.63	...	14
Carbono, disulfuro (50 % mol, 100 atm)	n-Heptano	3.0	...	14
Carbono, disulfuro (50 % mol, 50 atm)	Ciclohexano de metilo	3.5	...	14
Carbono, disulfuro (50 % mol, 200 atm)	n-Octano	3.10	...	14
Carbono, disulfuro (50 % mol)	Tolueno	2.06	...	14
Carbono, tetracloruro	Benceno	2.04	3	7, 9
Carbono, tetracloruro*	Ciclohexano	1.49	2	9, 10*
Carbono, tetracloruro	Decalina	0.776	2	9
Carbono, tetracloruro	Dioxano	1.02	2	9
Carbono, tetracloruro*	Etanol	1.50	2	9, 10*
Carbono, tetracloruro	n-Heptano	3.17	2	9
Carbono, tetracloruro	Queroseno	0.961	2	9
Carbono, tetracloruro	Metanol	2.30	2	9
Carbono, tetracloruro	i-Octano	2.57	2	9
Carbono, tetracloruro	Tetralina	0.735	2	9
Cinámico, ácido	Acetona	2.41	...	4
Cinámico, ácido	Benceno	1.12	...	4
Cinámico, ácido	Tetracloruro de carbono	0.76	...	4
Cinámico, ácido	Tolueno	2.41	...	4
Cloral*	Etanol	0.68	5	11
Cloral, hidrato de	Agua	0.77	7	11
Cloro	Agua	1.44	4	1, 28
Clorobenceno	Benceno	2.66	...	25
Cloroformo	Benceno	2.90	6	1, 25
Cloroformo	Etanol	1.58	5	11
Decan-idamida*	Agua	1.18	4	11
1,1-Dicloropropanol	Agua	1.0	6	11
Dietílico, éter	Benceno	2.73	...	25
Dietílico, éter	Agua	0.85	...	2
2,4-Dimetil pentano (50 % mol)	n-Dodecano	1.44	...	26
2,4-Dimetil pentano (50% mol)	n-Hexadecano	0.88	...	26
Enzárico, ácido*	Etanol	0.65	5	11
Etanol*	Agua	1.28	4	1, 7, 9,* 11,* 22
Etileno, oxicloruro	Benceno	2.8	...	1, 25
Etilo, acetato	Benzoato de etilo	0.94	...	6
Fenol	Alcohol i-amílico	0.2	...	11
Fenol	Benceno	1.68	...	1
Fenol	Disulfuro de carbono	3.7	...	11
Fenol	Cloroformo	2.0	...	11
Fenol	Etanol	0.89	...	11
Fenol	Éter etílico	3.9	...	11
Fórmico, ácido	Acetona	3.77	...	4
Fórmico, ácido	Benceno	2.28	...	4
Fórmico, ácido	Tetracloruro de carbono	1.89	...	4
Fórmico, ácido	Etilén glicol	0.894	...	4
Fórmico, ácido	Tolueno	2.65	...	
Fórmico, ácido	Agua	1.57	10	11
Glicerol	Alcohol i-amílico	0.12	...	11

rediction of Trans-
mon, Nueva York.
los gases es la de
972). Desgraciada-
ecuaciones y cons-
Si se desean estas
ún.

TABLA 3-319 Difusividades en líquidos (25 °C) – *(Conclusión)*

Soluto	Disolvente	$D_l \times 10^5$ cm²/s	Error posible estimado % ±	Ref.
Glicerol	Etanol	0.56	...	11
Glicerol*	Agua	0.94	6	1, 11*
Glucosa	**Agua**	**0.69**	**6**	**11**
n-Heptano (50 % mol)	*n*-Dodecano	1.58	...	26
n-Heptano (50 % mol)	*n*-Hexadecano	1.00	...	26
n-Heptano (50 % mol)	*n*-Octadecano	0.92	...	26
n-Heptano (50 % mol)	*n*-Tetradecano	1.29	...	26
Hexametilentetramina	Agua	0.67	...	11
Hidrógeno, cloruro*	Agua	3.10	3	4, 11,* 12*
Hidrógeno	Agua	5.85 (4.4?)	...	1, 11, 24(?)
Hidrógeno, sulfuro	Agua	1.81	...	1
Hidroquinona*	Etanol	0.53	5	11
Hidroquinona*	Agua	0.88, 1.12	...	2, 11*
Lactosa*	Agua	0.49	5	11
Maltosa*	Agua	0.48	3	11
Manitol*	Agua	0.65	5	11
Metanol	Agua	1.6	...	1, 7, 11
Nicotina*	Agua	0.60	8	11
Nítrico, ácido	Agua	2.98	2	11
Nitrobenceno	Tetracloruro de carbono	1.00	...	7
Nitrógeno	Agua	1.9	...	1, 24
Nitroso, óxido	Agua	1.8	...	1, 11
Oxálico, ácido*	Agua	1.61	2	11
Oxígeno	Glicerol*-agua (106 poises)	0.24	...	13
Oxígeno	Sacarosa*-agua (13% poises)	0.25	...	13
Oxígeno	Agua	2.5	20	1, 3, 15, 21, 24
Pentaeritritol*	Agua	0.77	4	11
Piridina*	Etanol	1.24	3	11
Piridina	Agua	0.76	7	11
Pirogalol	Agua	0.74	7	11
n-Propanol	Agua	1.1	...	1, 7, 11
Rafinosa*	Agua	0.41	4	11
Resorcinol*	Etanol	0.46	5	11
Resorcinol*	Agua	0.87	4	11
Sacarosa*	Agua	0.49	4	11
Sacarosa	Agua	0.56	6	2, 27
Succínico, ácido	Agua	0.94	...	11
Sulfúrico, ácido*	Agua	1.97	3	11
Tartárico, ácido*	Agua	0.80	10	11
1,1,2,2 Tetrabromoetano	1,1,2,2 Tetracloretano	0.61	4	11
Tolueno	*n*-Decano	2.09	...	4
Tolueno	*n*-Dodecano	1.38	...	4
Tolueno	*n*-Heptano	3.72	...	4
Tolueno	*n*-Hexano	4.21	...	4
Tolueno	*n*-Tetradecano	1.02	...	4
Urea	Etanol	0.73	...	11
Urea	Agua	1.37	2	8, 11
Uretano	Agua	1.06	...	11, 25
Yodo	Ácido acético	++13	...	11
Yodo	Anisol	1.25	...	11
Yodo	Benceno	1.98	...	9, 19, 23
Yodo	Bromobenceno	1.25	10	4, 11, 19
Yodo	Disulfuro de carbono	3.2	...	11, 19, 23
Yodo	Cloroformo	1.45	8	9, 11, 19
Yodo	Clorobarina	2.30	3	11, 23
Yodo	Ciclohexano	1.80	...	4
Yodo	Dioxano	1.07	...	9
Yodo	Etanol	1.30	...	4, 11*
Yodo	Acetato de etilo	2.2	...	11, 19
Yodo	Éter etílico	3.61	...	11
Yodo	Bromuro de etileno	0.93	...	11
Yodo	*n*-Heptano	3.4, 2.5	...	9, 11, 19
Yodo	*n*-Hexano	4.15	...	4, °
Yodo	Mesitileno	1.49	...	9
Yodo	Metanol	1.74	...	19
Yodo	Ciclohexano de metilo	2.1	...	4
Yodo	*n*-Octano	2.76	...	4
Yodo	Tetrabromoetano	2.0	...	11
Yodo	*n*-Tetradecano	0.96	...	4
Yodo	Tolueno	2.1	...	11
Yodo	*m*-Xileno	1.82	...	9, 11
Yodo	Etanol	1.09	3	11
Yodobenceno				

Referencias para la Tabla 3-319.

Arnold, *J. Am. Chem. Soc.*, **52**, 3937 (1930).
[2] Calvet, *J. Chim. Phys.*, **44**, 47 (1947).
[3] Carlson, *J. Am. Chem. Soc.*, **33**, 1027 (1911).
[4] Chang y Wilke, *J. Phys. Chem.*, **59**, 592 (1955).
[5] Davidson y Cullen, *Trans. Inst. Chem. Engrs.*, **35**, 51 (1957).
[6] Dummer, *Z. Anorg. Chem.*, **109**, 31 (1949).
[7] Gerlach, *Ann. Phys. (Leipzig)*, **10**, 437 (1931).
[8] Gosting y Akeley, *J. Am. Chem. Soc.*, **74**, 2058 (1952).
[9] Hammond y Stokes, *Trans. Faraday Soc.*, **49**, 890 (1953); **49**, 886 (1953).
[10] Hammond y Stokes, *Trans. Faraday Soc.*, **52**, 781 (1956).
[11] *International Critical Tables*, vol. 5, p. 63.
[12] James, Hollingshead y Gordon, *J. Chem. Phys.*, **7**, 89 (1939); **7**, 836 (1939).
[13] Jordon, Ackermann y Berger, *J. Am. Chem. Soc.*, **78**, 2979 (1956).
[14] Koeller y Drickamer, *J. Chem. Phys.*, **21**, 575 (1953).
[15] Kolthoff y Miller, *J. Am. Chem. Soc.*, **63**, 1013 (1941).

TABLA 3-320 Conductividades térmicas de algunos materiales aislantes y de construcción*

k = Btu/[(h · ft²)(°F/ft)]

Material	Densidad aparente, ρ, lb/ft³, a la temperatura ambiente	t, °C	k
Aerogel sílice sipuén	8.5	120	0.013
		290	.026
Asbesto-cemento, placas	120	20	.43
Asbesto, láminas de	55.5	51	.096
Asbesto, lonas de	112	0	.087
	112	60	.114
Asbestos	29.3	−200	.043
	29.3	0	.090
	36	0	.087
	36	100	.111
	36	200	.120
	36	400	.129
	43.5	−200	.090
	43.5	0	.135
Aluminio, hojas de (7 espacios de aire cada 2.5 pulg)	0.2	38	.025
		177	.038
Cenizas, madera	.....	0–100	.041
Astillo	132	20	.43
Escorias de calderas (Nota 1)			
Ladrillos			
Refractarios de alúmina (92.99% Al_2O_3 por peso)	.....	427	1.8
Refractarios de alúmina (64-65% Al_2O_3 por peso)	.....	1315	2.7
(Véase también Ladrillos, arcilla refractaria)	115	800	0.62
	115	1100	.63
Trabajos de construcción con ladrillos		20	.4
Carbono	96.7		3.0
Ladrillo de cromo (32% Cr_2O_3 por peso)	200	200	.67
	200	650	.85
	200	1315	1.0
Tierra diatomácea, natural, a través de estratos (Nota 2)	27.7	204	0.051
	27.7	871	.077
Tierra diatomácea, natural, paralela a los estratos (Nota 2)	27.7	204	.081
	27.7	871	.106
Tierra diatomácea, moldeada y cocida (Nota 2)	38	204	.14
	38	871	.18
Tierra diatomácea y arcilla, moldeada y cocida (Nota 3)	42.3	204	.14
	42.3	871	.19
Tierra diatomácea, al alto cocido, poros grandes (Nota 3)	37	200	.13
	37	1000	.34
Arcilla refractaria (Messmer)	.....	200	.58
		600	.85
		1000	.95
		1400	1.02
Ladrillo aislante de caolín (Nota 4)	27	500	0.15
	27	1150	.26
Ladrillos refractarios aislantes de caolín (nota 4)	19	200	.050
	19	760	.113
Magnesita (90.8% MgO, 6.3% Fe_2O_3, 3% CaO, 2.6% SiO_2 por peso)	158	204	2.2
	158	650	1.6
	158	1200	1.1
Ladrillos de carburo de silicio, recristalizados (Nota 3)	129	600	10.7
	129	800	9.2
	129	1000	8.0
	129	1200	7.0
	129	1400	6.3
Carbonato de calcio, natural	162	30	1.3
Mármol blanco	.....	...	1.7
Creda	96		0.4
Sulfato de calcio ($4H_2O$), artificial	84.6	40	.22
Yeso (ordinario)	132	75	.43
(de construcción)	77.9	25	.25
Cambray (barnizados)	.....	38	.091
Carbono, gas	.....	0–100	2.0
Carbono, materiales de	94	−184	0.55
	1	0	3.6
Cartón, corrugado	.....	...	0.037
Celulonde	87.3	30	.12
Carbón, laminillas de	11.9	80	.043
	15	80	.051
Escoria (granulada)	.....	0–700	.27
Coque, petróleo	.....	100	3.4
		500	2.9
Coque, petróleo (malla 20 [80])	62	400	0.55
Cuero (en polvo)	.....	0–100	.11
Concreto (cenizas)	.....	...	.20
Concreto (piedras)	.....	...	.54
Concreto (1:4, seco)	.....	...	.44
Lana de algodón	5	30	0.024
Corcho, placas de	10	30	.025
Corcho (regranulado)	8.1	30	.026
Corcho (molido)	9.4	30	.025
Tierra diatomácea en polvo, gruesa (Nota 2)	20.0	38	.036
	20.0	871	.082
fina (Nota 2)	17.2	204	.040
	17.2	871	.074
moldeada, para recubrimiento de tuberías (Nota 2)	26.0	204	.051
	26.0	871	.088
4 volúmenes de tierra calentada y 1 volumen de cemento, vertida y cocida (Nota 2)	61.8	204	.16
	61.8	871	.23
Dolomita	167	50	1.0
Fieltro	.....	...	0.10
Fontalle, silicato	38	...	0.5–0.75
Fieltros, lana	20.6	30	0.03
Placa aislante de lino	14.8	21	.028
Fieltro, pelo	80.5	20	.27
(con aglutinante, cocida)	.....	20–97	.097
Gas(es), gas	.....	0–100	2.0
Vidrio*	.....	...	0.2–0.73
Tipo de borosilicato	139	30–75	0.63
Vidrio para ventanas	.....	...	0.3–0.61
Vidrio, sílice	.....	...	0.3–0.44
Granito	.....	...	1.0–2.3
Grafito, longitudinal*	.....	20	95.
en polvo, hasta la malla 100	30	40	0.104
Yeso (moldeado y seco)	78	20	.25
Fieltro de pelo (perpendicular a las fibras)	17	30	.021
Hielo	57.5	0	1.3
Tierra infusoria, véase Tierra diatomácea	.....		
Kapok	0.88	20	0.020
Negro de humo	10	40	.038
Lava			.49
Cuero, suela	62.4	...	.092
Cal(ra) (15.3% vol, H_2O)	103	24	.54
Lienzo		30	.05
Magnesia (en polvo)	49.7	47	.35
Magnesia (carbonato ligero)	13	21	0.034
Óxido de magnesio (comprimido)	49.9	20	.32
Mármol	.....	...	1.2–1.7
Roca (perpendicular a los planos)	.....	50	0.25
Recortes de laminados	.....	...	0.033–0.05
Lana mineral	9.4	30	0.0225
	19.7	30	.024
Papel	.....	...	.075
Cera de parafina	.....	0	.14
Coque de petróleo	.....	100	3.4
	.....	500	2.9
Porcelana	.....	200	0.88
Cemento Portland, véase Concreto	.....	90	.17
Piedra pómez	.....	21–66	.14
Plásticos de porcelana	.....	...	.075
Caucho (duro)	74.8	0	.087
Caucho (para)	.....	21	.109
Caucho (blando)	.....	21	0.075–0.092
Arena (seca)	94.6	20	0.19
Arenisca	140	40	1.06
Asfalto	12	21	0.03
Escorias (Nota 1)			
Seda	6.3	...	.026
Seda hilvanada	.....	38	.096
Escorias, de altos hornos	.....	24–127	.064
Lana de escorias	12	30	.022
Pizarra		94	.86
Nieve	34.7	0	.22
Azufre (monoclínico)	.....	100	0.09–0.097
Azufre (rómbico)	.....	21	0.16
Tablas de pared, tipo aislante	14.8	21	.028
Placas de pared, de pasta rígida	43	30	.04
Madera, tiras	8.8	30	.034
Madera (contra la veta)			
Balsa	7–8	30	0.025–0.03
Roble	51.5	15	0.12
Arce	44.7	50	.11
Pino, blanco	34.0	15	.087
Teca	40.0	15	.10
Abeto blanco	28.1	60	.062
Madera (paralela a la veta)			
Pino	34.4	21	.20
Lana, animal	6.9	30	.021

* Marks, *Mechanical Engineers' Handbook*, 4a. ed., McGraw-Hill, Nueva York, 1941, *International Critical Tables*, McGraw-Hill, 1929, y otras fuentes.

Nota 1: B. Kamp [*Z. tech. Physik*, **12**, 30(1931)] muestra los efectos de la mayor porosidad en la disminución de la conductividad térmica de las escorias de calderas. Partridge (University of Michigan, *Eng. Research Bull.*, 15, 1930) publicó un tratado de 170 páginas sobre Formation and Properties of Boiler Scale.

Nota 2: Townshend y Williams, *Chem. & Met.*, **39**, 219 (1932).

Nota 3: Norton, *Refractories*, 2a. ed., McGraw-Hill, Nueva York, 1942.

Nota 3: Norton, refractories, 2a. ed., McGraw-Hill, Nueva York, 1942.

TABLA 3-321 Tabla de la conductividad térmica y de temperatura para metales*

Las conductividades térmicas se expresan en watts por metro-kelvin

	Temperatura, K														
Sustancia	10	20	40	60	80	100	200	300	400	500	600	800	1000	1200	1400
Alúmina	7	32	121	174	160	125	55	36	26	20	16	10	8	7	6
Aluminio	38,000	13,500	2,300	850	380	300	237	273	240	237	232	220	93	99	105
Antimonio	470	230	110	80	60	48	32	26	22	20					
Berilio, óxido	47	196	810	1400	1650	1490	480	272	196	146	111	70	47	33	25
Bismuto	240	10	45	31	24	22	18	16	14	12					
Boro	165	305	400	327	230	170	45	25	15	12					
Cadmio	900	250	150	120	110	110	105	104	101	99					
Cinc	.....	.....	.....	150	135	130	123	120	116	110	110				
Circonio	100	110	59	42	38	34	25	23	22	21	21				
Cobalto	250	450	380	250	190	160	120	100	85	70					
Cobre	19,000	10,700	2,100	850	570	483	413	398	392	388	383	371	357	342	
Constantano	4	9	16	18	19	20	23	25	27	30					
Cromo	400	570	450	250	180	158	111	90	87	85	81	71	65	62	61
Cuarzo	1,200	480	82	40	30										
Estaño	.....	320	130	101	90	84	72	67	62	60					
Galio	2,200	640	250	200	170	140	100	85							
Grafito†	27	108	135	81	54	39	15	10	7	5	4	3	3	2	2
Grafito‡	81	420	1,630	2,980	4,290	4,980	3,250	2,000	1,460	1,140	930	680	530	440	370
Hastelloy	1	3	4	5	6	7	9	10	11	13					
Hierro	710	1,000	560	270	170	132	94	80	69	61	55	43	33	28	31
Hule	.....	.....	0.13	0.15	0.16	0.17	0.20	0.22	0.24	0.25					
Iconel	2	4	8	10	11	11	14	15							
Iridio	1,300	1,900	750	360	230	172	147	145	143	140					
Magnesio	1,200	1,300	620	290	190	169	159	156	153	151	149	146	84	98	112
Magnesio, óxido	1,110	3,100	2,200	950	460	260	75	48	36	27	21	13	10	8	7
Manganeso	2	2	4	5	5	6	7	8	9	9					
Manganino	2	4	9	11	13	13	17	22	28	34	40				
Mercurio	54	40	35	33	33	32	32	8	10	11	12	13	14		
Molibdeno	150	280	350	250	210	179	143	138	134	130	126	118	112	105	100
Níquel	2,600	1,700	570	290	200	158	106	91	80	72	66	67	72	76	80
Nylon	0.04	0.10	0.17	0.20	0.23	0.25	0.28	0.30							
Oro	2,800	1,500	520	380	350	345	327	315	312	309	304	292	278	262	
Paladio	1,200	610	160	100	88	80	78	78	78	80					
Plata	16,500	5,200	1,100	630	500	430	425	424	420	413	405	389	374	358	
Platino	1,200	490	130	92	82	79	75	73	72	72	72	73	78	78	81
Plomo	175	57	43	42	41	40	37	35	34	33	31	19	22	24	26
PTFE§	0.94	1.43	1.94	2.1	2.15	2.16	2.20	2.25	2.3	2.5					
Pyrex	0.12	0.20	0.33	0.42	0.51	0.57	0.88	1.1	1.6	2.1					
Rodio	2,900	3,900	1,000	370	250	190	160	150	145	140					
Selenio (eje)	140	57	25	15	10	8	6	4	3	2					
Silice	.....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	1.34	1.52	1.70	1.87	2.22	2.60		
Tantalio	108	146	88	68	62	59	58	57	58	58	59	59	60	61	62
Teluro	300	93	29	17	13	11	6	4	3	3					
Titanio	.....	14	28	39	37	33	31	26	21	20	20	19			
Tungsteno	.....	.....	880	330	310	280	190	180	170	150	140				
Uranio	.....	.....	.....	20	22	23	26	28	30	32					

* Específicamente a bajas temperaturas, a menudo la conductividad térmica se puede ver notablemente reducida debido a pequeños restos de impurezas. Para los especímenes de más alto grado de pureza disponible, deberán usarse con precaución en aplicaciones con materiales comerciales. Tomado del Perry, *Enginnering Manual*, 3ª ed., McGraw-Hill, New York, 1976.

† Paralelo el plano basal.

‡ Perpendicular al plano basal.

§ También se le conoce como Teflón, etc.

TABLA 3-322 C

	American Institute,
301, 302, 302B, 3	
308	
309, 310	
321, 347	
403, 405, 410, 414	
430, 430F†	
442	
501, 502†	

* Nota: la tabla 3-322 [illegible]

† Shelton y Swanger [illegible] 1078 (1933).

TABLA 3-323 C tas temperatura

°R	Kovar
500	7.8
600	8.3
700	8.6
800	8.7
900	8.7
1000	8.9
1100	9.2
1200	9.5
1300	9.8
1400	10.2
1500	10.5
1600	10.8
1700	11.1
1800	11.3
1900	11.5
2000	11.6
2100	12.1
2200	12.3

* Silverman, J Mining, Metallu

TABLA 3-325

Fieltro de asbesto lam
Fieltro de asbesto lam
Asbesto corrugado (4
Magnesia al 85% (de
Tierra de diatomeas,
Ladrillo de tierra de d
Ladrillo de tierra de d
Ladrillo de tierra de d
Polvo de tierra de dia
Lana mineral

Cemento de asbesto,
*Marks, "Mechanical

TABLA 3-326 C aislantes a temp

Material
Asbesto
Tierra de infusorios queim para cubiertas de tubos
Composición aislante (sus
Algodón
Cabello de seda
Seda
Madera
Corcho pulverizado
Tierra de infusorios suelta

*Marks, "Mechanic

1200	1400
7	6
99	105
33	25
342	
62	61
2	2
440	370
28	31
98	112
8	7
105	100
76	80
262	
358	
78	81
24	26
61	62

imenes de más alto grado
ork, 1976.

TABLA 3-322 Conductividad térmica de las aleaciones de cromo*

k = Btu/(h · ft²)(°F/ft)

American Iron and Steel Institute, Tipo número	k a 212°F	k a 932°F
301, 302, 302B, 303, 304, 316†	9.4	12.4
308	8.8	12.5
309, 310	8.0	10.8
321, 347	9.3	12.8
403, 406, 410, 414, 416†	14.4	16.6
430, 430F†	15.1	15.2
442	12.5	14.2
501, 502†	21.2	19.5

* Nota: la tabla 3-322 se basa en información de los fabricantes.
† Shelton y Swanger (National Bureau of Standards). Trans *Am. Soc. Steel Treat.* **21**, 1061-1078 (1933).

TABLA 3-323 Conductividad térmica de algunas aleaciones a altas temperaturas*

°R	Conductividad térmica, Btu/(h · ft²)(°R/ft)					
	Kovar	Advance	Monel	Hastelloy A	Inconel	Nichrome V
500	7.8	....	9.0	5.6	6.0	5.5
600	8.3	11.4	10.2	6.2	6.5	6.1
700	8.6	12.6	11.2	6.8	7.0	6.7
800	8.7	13.9	12.3	7.3	7.6	7.3
900	8.7	15.1	13.4	7.8	8.1	7.8
1000	8.9	16.4	14.4	8.4	8.6	8.4
1100	9.2	17.6	15.4	9.0	9.1	9.0
1200	9.5	18.8	16.5	9.5	9.7	9.5
1300	9.8	20.0	17.6	10.1	10.2	10.1
1400	10.2	21.2	18.7	10.7	10.8	10.7
1500	10.5	22.5	19.8	11.3	11.3	11.3
1600	10.8	23.8	20.8	11.8	11.8	11.9
1700	11.1	25.0	21.9	12.3	12.4	12.4
1800	11.3	26.2	23.0	12.9	13.0	13.0
1900	11.5	27.4	24.0	13.4	13.6	13.5
2000	11.8	28.7	25.1	14.0	14.0	14.1
2100	12.1	30.C	26.1	14.6	14.5	14.7
2200	12.3	....	27.2	15.1	15.0	15.3

* Silverman, *J. Metals*, 5, 631 (1953). Copyright American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Inc.

TABLA 3-324 Conductividades térmicas de algunos materiales para aislamiento en refrigeración y edificios*

k = Btu/(h · ft²)(°F/ft) a aproximadamente la temperatura ambiente.

Material	Densidad aparente, lb/ft³ temp. ambiente	k
Materiales flexibles y blandos en forma de láminas:		
Fibra de madera tratada químicamente	2.2	0.023
Gránulo entre papel	3.4–4.6	0.021–0.022
Pelo de ganado, fieltro	11–13	0.022
Fibras de lino entre papel	4.9	023
Fibras de cabello y asbesto, fieltro	7.8	.023
Pelo aislador y yute	6.1–6.3	0.022–0.023
Fibras de yute y asbesto, en fieltro	10.0	0.031
Materiales sueltos:		
Corcho, regranulado, partículas finas	8–9	.025
Carbón, malla 6	15.2	.031
Tierra diatomácea, pulverizada	10.6	.026
Lana de vidrio, rizada	4–10	.024
Yeso en polvo	26–34	0.043–0.05
Lana mineral, fibrosa	6	0.0217
	10	.0225
	14	.0233
	18	.0242
Aserrín	12	.034
Virutas, de cepillado de madera	8.8	.054
Materiales semiflexibles en láminas:		
Fibra de lino	13.0	.026
Materiales semirrígidos en forma de placas:		
Placas de corcho	7.0	0225
	10.6	.025
Lana mineral, bloques con aglutinante	16.7	.031
Materiales fibrosos rígidos en láminas:		
Pulpa de madera	16.2–16.9	.028
Fibra de caña de azúcar	13.2–14.8	.028
Yeso celular	8	.029
	12	.037
	18	.049
	24	.064
	30	.083

* Tomado de *U.S. Bur. Standards Letter Circ.* 227 19 de abril de 1927

TABLA 3-325 Conductividades térmicas de materiales aislantes a altas temperaturas*

k = Btu / (h · ft²)(°F / ft)

Material	Para temperaturas °F, hasta	Temperaturas medias, °F									
		100	200	300	400	500	600	800	1000	1500	2000
Fieltro de asbesto laminado (aprox. 40 laminaciones por in)	700	0.033	0.037	0.040	0.044	0.048					
Fieltro de asbesto laminado (aprox. 20 laminaciones por in)	500	.045	.050	.055	.060	.065					
Asbesto corrugado (4 pliegues por in)	300	.050	.058	.069							
Magnesia al 85% (densidad, 13 lb / ft³)	600	.034	.036	.038	.040						
Tierra de diatomeas, asbesto y material de liga	1600	.045	.047	.049	.050	.053	0.055	0.060	0.065		
Ladrillo de tierra de diatomeas	1600	.054	.056	.058	.060	.063	.065	.069	.073		
Ladrillo de tierra de diatomeas	2000	.127	.130	.133	.137	.140	.143	.150	.158	0.176	
Ladrillo de tierra de diatomeas	2500	.128	.131	.135	.139	.143	.148	.155	.163	.183	0.203
Polvo de tierra de diatomeas (densidad 18 lb / ft³)	....	.039	.042	.044	.048	.051	.054	.061	.068		
Lana mineral	....	.030	.034	.039	.044	.050	.057				

Cemento de asbesto, 1.2; cemento de magnesia al 85%, 0.05; cemento de asbesto y lana mineral 0.075 aprox.
* Marks, "Mechanical Engineers' Handbook", 4th ed., McGraw-Hill, New York, 1941.

TABLA 3-326 Conductividades térmicas de materiales aislantes a temperaturas moderadas (Nusselt)*

k = Btu/(h · ft²)(°F/ft)

Material	Peso lb / ft³	Temperatura °F						
		32	100	200	300	400	600	800
Asbesto	36.0	0.087	0.097	0.110	0.117	0.121	0.125	0.130
Tierra de infusorios quemada para cubiertas de tubos	12.5	.043	.046	.052	.057	.062	.073	.085
Composición aislante (suelta)	25.0	.040	.046	.050	.053	.055		
Algodón	5.0	.032	.035	.039				
Cabello de seda	9.1	.026	.030	.034				
Seda	6.3	.025	.028	.034				
Madera	8.5	.022	.027	.033				
Corcho pulverizado	10.0	.021	.026	.032				
Tierra de infusorios suelta	22.0	.035	.039	.045	.047	.050	.053	

*Marks, "Mechanical Engineers' Handbook", 4th ed., McGraw-Hill, New York, 1941.

TABLA 3-327 Conductividades térmicas de materiales aislantes a bajas temperaturas (Gröber)*

k = Btu/(h · ft²)(°F/ft)

Véase también los datos en la sección 12

Material	Peso lb / ft³	Temperatura °F				
		32	–50	–100	–200	–300
Asbesto	44.0	0.135	0.132	0.130	0.125	0.100
Asbesto	29.0	.0894	.0860	.0820	.0720	.0545
Algodón	5.0	.0325	.0302	.0276	.0235	0198
Seda	6.3	.0290	.0256	.0235	.0196	.0155

*Marks, "Mechanical Engineers' Handbook", 4th ed., McGraw-Hill, New York, 1941.

TABLA 3-328 Difusividad térmica (m^2/s) de elementos seleccionados*

	Temperatura, K									
Elemento	20	40	60	80	100	200	400	600	800	1000
Aluminio	0.50	0.012	0.0014	4.4.–4	2.3.–4	1.1.–4	9.4. 5	8.4.–5	7.4.–5	6.6.–5
Berilio	.....	.....	.....	.....	0.0036	1.5.–4	4.0.–5	2.6.–5	2.1.–5	1.7.–5
Cinc	0.0046	3.1.–4	1.0. 4	7.0.–5	5.5.–5	4.7.–5	3.9.–5	3.4.–5	1.8.–5	2.2.–5
Cobre	0.16	0.0040	6.9.–4	3.1. 4	2.2.–4	1.3.–4	1.1.–4	1.0.–4	9.0.–5	9.0.–5
Cromo	0.038	0.0037	5.9. 4	2.0.–4	1.2.–4	4.1.–5	2.6.–5	2.0. 5	1.7.–5	1.4.–5
Hierro	0.043	3.2.–3	4.9.–4	1.6.–4	8.2.–5	3.1. 5	1.8.–5	1.3.–5	1.1.–5	1.0.–5
Iridio	0.046	.....	.....	.....	8.4.–5	5.6.–5	4.8.–5	4.4.–5	4.1.–5	3.5.–5
Molibdeno	0.0095	0.0014	4.0. 4	2.0.–4	1.3.–4	6.3.–5	5.1.–5	4.5. 5	4.2. 5	3.8. 5
Níquel	0.033	0.0017	3.1.–4	1.3.–4	8.0.–5	3.1.–5	1.9.–5	1.3.–5	1.4.–5	1.5.–5
Oro	0.005	4.5.–4	2.3.–4	1.8. 4	1.5.–4	1.3.–4	1.2.–4	1.2.–4	1.1.–4	9.8.–5
Plata	0.031	0.0013	4.5.–4	2.8.–4	2.3.–4	1.8.–4	1.7. 4	1.6. 4	1.5.–5	1.4. 4
Platino	0.0029	1.6.–4	6.3.–5	4.3.–5	3.6.–5	2.7.–5	2.5.–5	2.5.–5	2.5.–5	2.5.–5
Plomo	9.3.–5	3.9. 5	3.3. 5	3.1.–5	2.9.–5	2.6.–5	2.3.–5	2.0.–5	1.3.–5	1.5.–5

* Tablas de hasta 24 temperaturas de 47 elementos se pueden consultar en el *Handbook of Heat Transfer*, 2ª ed., McGraw-Hill, New York 1984. La notación 3.2–4 significa 2.3×10^{-4}.

TABLA 3-329 Propiedades termofísicas de algunas sustancias sólidas no metálicas

Material	Densidad, kg/m^3	Emisividad	Calor específico, kJ/(kg · K)	Conducción térmica, W/(m · K)	Difusión térmica, $m^2/s \times 10^6$
Algodón	80	.....	1.30	0.06	0.58
Alúmina	3975	.....	0.765	36.0	11.9
Arcilla	1460	0.91	0.880	1.3	1.01
Asfalto	2110	.....	0.920	0.06	0.03
Baquelita	1300	.....	1.465	1.4	0.74
Berilia	3000	0.82	1.030	270	88.
Carbón	1350	0.80	1.26	0.26	0.15
Carbón, amorfo	1950	0.86	0.724	1.6	1.13
Diamante	3500	.....	0.509	2300.	1290.
Granito	2630	.....	0.775	2.79	1.37
Hule	1150	0.92	2.00	0.2	0.09
Hule, espuma	70	0.90	.....	0.03	
Ladrillo	1925	0.93	0.835	0.72	0.45
Ladrillo, arcilla refractaria	2640	0.93	0.960	1.0	0.39
Madera	1000	.....	1.38	0.15	0.11
Madera terciada	540	.....	1.22	0.12	0.18
Magnesio	3635	0.72	0.943	48.	14.
Magnesita	3025	0.38	1.13	4.0	1.2
Papel	930	0.83	1.34	0.011	0.01
Piedra arenisca	2150	0.59	0.745	2.9	1.8
Pino	525	0.84	2.75	0.12	0.54
Poliuretano, espuma	70	.....	1.05	0.03	0.36
Pyrex	2250	0.92	0.835	1.4	0.74
Roble	770	0.90	2.38	0.18	0.10
Sal	.....	0.34	0.854	7.1	
Sílice	.....	0.79	0.743	1.3	
Silicio, carburo	3160	0.86	0.675	490.	230.
Teflón	2200	0.92	0.35	0.26	0.34
Tierra	2050	0.38	1.84	0.52	0.14
Toria	4160	0.28	0.71	14.	4.7
Vermiculita	120	.....	0.84	0.06	0.60
Yeso, placa	800	0.91	.....	0.17	
Zafiro	3975	0.48	0.765	46	15.

NOTA: Las dificultades para precisar las características de muchos de los especímenes significa que muchos de los valores aquí presentados deben considerarse exclusivamente por su orden de magnitud. Para algunos materiales la medida real puede ser el único camino para obtener los datos de precios requeridos. Para convertir kilogramos por metro cúbico en libras por pie cúbico, multiplíquese por 0.062428; para convertir kilojoules por kilogramo-kelvin en unidades térmicas británicas por libras-grados Fahrenheit, multiplíquese por 0.23885.

INTRODUCC

En ausencia de d
presentados en e
piedades física
aplicaciones de
la precisión, gen
y se dividen en l
propiedades crí
ción; 2) densida
por; 5) entalpía
ideales (incluso
calorífica de líq
coeficientes de
de las correlacio
za. Los símbolo
ecuación, se mu
aplicables. Al f
Por los sobresci

UNIDADES

Las correlacion
términos de con
facilidad a las u
des específicas
los lugares de u
la Sección 1.

NOMENCLA

Símbolo	
a	Activi (3-5
A	Consta (3-1 inte
A^*	Consta
A_0	Consta
b	Consta
B	Consta (3-5
$B^{(0)}$	Parám (3-
$B^{(1)}$	Parám (3-
$B^{(2)}$	Parám (3-
B^*	Const
B_0	Const
c	Const
C	Const (3-
C^*	Const
C_i	Contr ele
C_0	Const
C_p	Capa
C_v	Capa
CZ, C_1, C_2, C_3, C_4, C_5	Cons
d	Con
$\mathcal{D}$	Coe
D	Con

0	1000
.–5	6.6.–5
.–5	1.7.–5
.–5	2.2.–5
.–5	9.0.–5
.–5	1.4.–5
.–5	1.0.–5
.–5	3.5.–5
.–5	3.8.–5
.–5	1.5.–5
.–4	9.8.–5
.–5	1.4. 4
.–5	2.5.–5
.–5	1.5.–5

gnifica 2.3×10^{-4}.

Difusión térmica, $m^2/s \times 10^6$
0.58
11.9
1.01
0.03
0.74
88.
0.15
1.13
1290.
1.37
0.09
0.45
0.39
0.11
0.18
14.
1.2
0.01
1.8
0.54
0.36
0.74
0.10
230.
0.34
0.14
4.7
0.60
15.

e exclusivamente por su
etro cúbico en libras por
por 0.23885.

PREDICCIÓN Y CORRELACIÓN DE LAS PROPIEDADES FÍSICAS

INTRODUCCIÓN

En ausencia de datos experimentales dignos de confianza, los métodos presentados en esta subsección proporcionan estimaciones de las propiedades físicas, que son suficientemente precisas para diversas aplicaciones de ingeniería. Estas técnicas se seleccionaron con base en la precisión, generalidad y, en la mayor parte de los casos, simplicidad, y se dividen en 11 categorías: 1) constantes de los componentes puros: propiedades críticas, factor acéntrico y temperatura normal de ebullición; 2) densidad de vapor; 3) densidad del líquido; 4) presión de vapor; 5) entalpía de evaporación; 6) capacidad calorífica de los gases ideales (incluso calor y energía de formación de Gibbs); 7) capacidad calorífica de líquidos; 8) viscosidad; 9) conductividad térmica; 10) coeficientes de difusión y 11) tensión superficial. Para la mayor parte de las correlaciones se dan ejemplos y estimaciones dignas de confianza. Los símbolos aparecen enlistados bajo "Nomenclatura"; con cada ecuación, se muestran en forma individual las unidades dimensionales aplicables. Al final, bajo "Referencias" aparecen las citas indicadas Por los sobrescritos.

UNIDADES

Las correlaciones de las propiedades físicas en esta sección se dan en términos de conjuntos particulares de unidades y no se generalizan con facilidad a las unidades SI ni a las unidades U.S. comunes. Las unidades específicas aplicadas en las diferentes correlaciones se definen en los lugares de uso. Para los factores de conversión de unidades, véase la Sección 1.

NOMENCLATURA

Símbolo	Definición y ecuaciones
a	Actividad, también constante en Ecs. (3-36), (3-37), (3-43), (3-45), (3-51), (3-76) y (3-146)
A	Constante en Ecs. (3-11), (3-48), (3-66), (3-67), (3-68), (3-79), (3-91), (3-100), (3-125), (3-126) y (3-142); también, parámetro de interacción en Ec. (3-117)
A^*	Constante en Ec. (3-69)
A_0	Constante en Ec. (3-51)
b	Constante en Ecs. (3-37), (3-44), (3-45), (3-51), (3-76) y (3-146)
B	Constante en Ecs. (3-11), (3-27), (3-48), (3-66), (3-67), (3-68), (3-79), (3-91), (3-100) y (3-125)
$B^{(0)}$	Parámetro del segundo coeficiente virial, definido en Ecs. (3-31) y (3-33)
$B^{(1)}$	Parámetro del segundo coeficiente virial, definido en Ecs. (3-32) y (3-34)
$B^{(2)}$	Parámetro del segundo coeficiente virial, definido en Ecs. (3-36) y (3-37)
B^*	Constante en Ec. (3-69)
B_0	Constante en Ec. (3-51)
c	Constante en Ecs. (3-51) y (3-76)
C	Constante en Ecs. (3-11), (3-27), (3-66), (3-67), (3-91), (3-100) y (3-125); también parámetro de interacción en Ec. (3-122)
C^*	Constante en Ec. (3-69)
C_i	Contribución de grupo atómico en Ec. (3-86); concentración del electrolito en Ec. (3-131)
C_0	Constante en Ec. (3-51)
C_p	Capacidad calorífica (calor específico) a presión constante
C_v	Capacidad calorífica (calor específico) a volumen constante
CZ, C_1, C_2, C_3, C_4, C_5	Constantes en Ec. (3-52)
d	Constante en Ec. (3-76)
$\mathcal{D}$	Coeficiente de difusión
D	Constante en Ecs. (3-11), (3-27), (3-67) y (3-91)

Símbolo	Definición y ecuaciones
D^*	Constante en Ec. (3-69).
E	Constante en Ec. (3-11)
f	Función de
g	Definido en Ec. (3-119)
G	Parámetro de interacción en Ecs. (3-108) y (3-109)
H	Constante en Ec. (3-124)
k	Parámetro de interacción en Ec. (3-40)
K	Definido en la Ec. (3-141)
ln	Denota logaritmo natural
$(\ln U)^0$	Definido en la Ec. (3-59)
$(\ln U)^1$	Definido en la Ec. (3-60)
log	Denota logaritmo común
m	Pendiente en Ec. (3-53)
M	Peso molecular
n	Número de componentes
n_i	Número de grupos atómicos del tipo i en la Ec. (3-86)
N	Definido en Ec. (3-63); también, constante en Ec. (3-124)
P	Presión
$[P]$	Paracoro
P^{sat}	Presión de vapor
q	Constante en Ecs. (3-142) y (3-155)
Q	Definido en Ecs. (3-69) y (3-150)
r	Constante en Ec. (3-56); radio molecular en Ec. (3-137)
R	Constante universal de los gases
s	Fracción de "superficie" en Ec. (3-10)
S	Definido en Ecs. (3-121) y (3-122)
T	Temperatura
V	Volumen molar
w	Fracción peso del componente en la mezcla
x	Fracción mol del componente en fase líquida
y	Fracción mol del componente en fase vapor
Z	Factor de compresibilidad = PV/RT
$Z^{(0)}$, $Z^{(1)}$	Parámetros del factor de compresibilidad en Ec. (3-23)
Z_{RA}	Constante en Ec. (3-57)

Símbolos griegos	
α	Constante en Ec. (3-51); definido en Ec. (3-144)
α_c	Definido en Ec. (3-70)
α_1, α_2, α_3	Constante en Ec. (3-91)
β	Definido en Ec. (3-18); constante en Ec. (3-135)
β_1, β_2	Constantes en Ec. (3-91)
γ	Constante en Ec. (3-51)
γ_1, γ_2, γ_3	Constante en Ec. (3-91)
Γ	Definido en Ec. (3-112)
δ_v	Parámetro de interacción del volumen crítico, definido en Ec. (3-12)
δ_1, δ_2, δ_3	Constantes en Ec. (3-91)
Δ	Definido en Ec. (3-97)
Δ_p	Incremento de la contribución de grupo a la presión crítica, en Ec. (3-14)
Δ_T	Incremento de la contribución de grupo a la temperatura crítica en Ec. (3-1)
Δ_v	Incremento de la contribución de grupo al volumen crítico en Ec. (3-7)
ΔG_f	Energía de formación de Gibbs
ΔH_f	Calor de formación
ΔH_v	Entalpía de evaporación
ΔS^*	Parámetro en Ec. (3-124)
ΔS_f	Entropía de formación

Símbolos griegos	
ΔV_i	Incremento de la contribución de grupo al volumen crítico en Ec. (3-6)
η	Viscosidad; también término de corrección por isometría óptica para B en Ec. (3-79)
$(\eta_L\ \xi)^{(0)}$	Definido en Ec. (3-104)
$(\eta_L\ \xi)^{(1)}$	Definido en Ec. (3-105)
θ	T_b/T_c en Ecs. (3-16) y (3-17)
λ	Conductividad térmica
μ_p	Momento dipolo
μ_r	Función del momento dipolo en Ec. (3-36)
ν	Parámetro de interacción definido en Ec. (3-11); incremento del volumen de difusión en Ec. (3-133)
ξ	Definido en Ecs. (3-84) y (3-106)
ξ'	Definido en Ec. (3-86)
π	Constante = 3.14159. . .
ρ	Densidad molar
$\mathcal{P}$	Definido en Ec. (3-92)
σ	Tensión superficial; también, término de corrección por simetría para B en Ec. (3-79) y coeficiente característico del ion en Ec. (3-131)
Σ	Suma de
ϕ	Fracción "volumen" definida en Ecs. (3-5) y (3-129); parámetro de interacción definido en Ecs. (3-88), (3-89) y (3-90); factor de asociación en Ec. (3-139)
χ	Parámetro generalizado en Ec. (3-56)
ψ	Definido en Ecs. (3-70), (3-154) y (3-155)
ω	Factor acéntrico definido en Ec. (3-15)
Ω_a	Constante en Ec. (3-46)
Ω_b	Constante en Ec. (3-47)

Sobrescritos	
BP	En el punto de burbuja
0	A baja presión
sat	En el estado saturado

Sobrescritos	
A,B	Componentes en una mezcla
b	En el punto normal de ebullición
c	En el punto crítico
G	Del vapor
HI	Límite superior
i	Del i-ésimo componente
j	Del j-ésimo componente
k	Del k-ésimo componente
L	Del líquido
LO	Límite inferior
mix	De una mezcla
o	Del compuesto orgánico
r	Cantidad reducida
w	Del agua
1, 2, 3	Diferentes niveles de temperatura o presión o componentes en una mezcla

CONSTANTES DE LOS COMPONENTES PUROS

Temperatura crítica La temperatura crítica T_c de los compuestos orgánicos se estima mejor con base en la correlación de Lydersen, ecuación (3-1).[137] Los valores de Δ_T se obtienen a partir de las contribuciones de grupo en la tabla 3-300. Es necesario conocer el punto normal de ebullición T_b. Tanto T_b como T_c se expresan como temperaturas absolutas K (o °R).

$$T_c = \frac{T_b}{0.567 + \Sigma\,\Delta_T - (\Sigma\,\Delta_T)^2} \qquad (3\text{-}1)$$

TABLA 3-330 Incrementos de Lydersen a las propiedades críticas.

	Δ_T	Δ_p	Δ_v
Incrementos por no anillados			
$-CH_3$	0.020	0.227	55
$-CH_2-$	0.020	0.227	55
$-CH<$	0.012	0.210	51
$-C-$	0.00	0.210	41
$=CH_2$	0.018	0.198	45
$=CH-$	0.018	0.198	45
$=C<$	0.0	0.198	36
$=C=$	0.0	0.198	36
$\equiv CH$	0.005	0.153	(36)
$\equiv C-$	0.005	0.153	(36)
Incrementos por anillados			
$-CH_2-$	0.013	0.184	44.5
$-CH<$	0.012	0.192	46
$-C-$	(−0.007)	(0.154)	(31)
$=CH-$	0.011	0.154	37
$=C<$	0.011	0.154	36
$=C=$	0.011	0.154	36
Incrementos por halógenos			
$-F$	0.018	0.224	18
$-Cl$	0.017	0.320	49
$-Br$	0.010	(0.50)	(70)
$-I$	0.012	(0.83)	(95)
Incrementos por oxígeno			
$-OH$ (alcoholes)	0.082	0.06	(18)
$-OH$ (fenoles)	0.031	(−0.02)	(3)
$-O-$ (no anillado)	0.021	0.16	20
$-O-$ (anillado)	(0.014)	(0.12)	(8)
$-C(=O)-$ (no anillado)	0.040	0.29	60
$-C(=O)-$ (anillado)	(0.033)	(0.2)	(50)

Por lo general, los errores en la T_c son inferiores a 2%, salvo en compuestos con alto peso molecular (>1000). Sin embargo, se desconoce la precisión para moléculas con grupos multipolares, por ejemplo, los glicoles.

Para compuestos **inorgánicos** y elementos no metálicos, Gambill[65] sugiere, como aproximación,

$$T_c = 1.63\ T_b \qquad (3\text{-}2)$$

TABLA 3-330 I críticas (Contin

Incrementos de oxíg
HC=O (aldehído)
−COOH (ácido)
−COO− (éster)
=O (excepto para antes mencio
Incrementos por ni
$-NH_2$
−NH (no anillad
−NH (anillado)
−N− (no anillad
−N− (anillado)
−CN
$-NO_2$
Incrementos por azuf
−SH
−S− (no anillad
−S− (anillado)
=S
Diversos
−Si−
−B−

NOTA: No hay incremen
nectan a átomos distinto
valores experimentales,
de vapor y una técnica d
el anillo C−H, comb

Se encontraron de
para 40 sustancias

En la ecuación (3-
lizar la ecuación (3
Para estimar la t
desarrollado pocos
resultados se obtie
pequeñas fraccion
casos, Li[125] sugier

donde ϕ_j represent
críticos de los com

las propieda-

Δ_p	Δ_v
0.227	55
0.227	55
0.210	51
0.210	41
0.198	45
0.198	45
0.198	36
0.198	36
0.153	(36)
0.153	(36)
0.184	44.5
0.192	46
(0.154)	(31)
0.154	37
0.154	36
0.154	36
0.224	18
0.320	49
(0.50)	(70)
(0.83)	(95)
0.06	(18)
−0.02)	(3)
0.16	20
(0.12)	(8)
0.29	60
(0.2)	(50)

b, salvo en com-
go, se desconoce
por ejemplo, los

netálicos, Gam-

(3-2)

TABLA 3-330 Incrementos de Lydersen a las propiedades críticas (*Continuación*)

	Δ_T	Δ_p	Δ_v
Incrementos de oxígeno (*cont.*)			
HC=O (aldehído)	0.048	0.33	73
−COOH (ácido)	0.085	(0.4)	80
−COO− (éster)	0.047	0.47	80
=O (excepto para las combinaciones antes mencionadas)	(0.02)	(0.12)	(11)
Incrementos por nitrógeno			
$-NH_2$	0.031	0.095	28
−NH (no anillado)	0.031	0.135	(37)
−NH (anillado)	(0.024)	(0.09)	(27)
−N− (no anillado)	0.014	0.17	(42)
−N− (anillado)	(0.007)	(0.13)	(32)
−CN	(0.060)	(0.36)	(80)
$-NO_2$	(0.055)	(0.42)	(78)
Incrementos por azufre			
−SH	0.015	0.27	55
−S− (no anillado)	0.015	0.27	55
−S− (anillado)	(0.008)	(0.24)	(45)
=S	(0.003)	(0.24)	(47)
Diversos			
−Si−	0.03	(0.54)	
−B−	(0.03)		

NOTA: No hay incrementos por hidrógeno. Todos los enlaces mostrados como libres, se conectan a átomos distintos al hidrógeno. Los valores entre paréntesis se basan en muy pocos valores experimentales, para ser dignos de confianza. Con base en las mediciones de la presión de vapor y una técnica de cálculo similar a la de Fishtine,[58] se sugiere que el incremento por el anillo >C−H, común a dos anillos saturados y condensados dé un valor para $\Delta_T = 0.064$.

Se encontraron desviaciones de 5% (en promedio) y 11% (máximo) para 40 sustancias sometidas a prueba. Para elementos metálicos,[75]

$$T_c = 0.4T_b^{1.254} \tag{3-3}$$

En la ecuación (3-3), T_b y T_c se encuentran en kelvins. El error, al utilizar la ecuación (3-3) es similar al observado para la ecuación (3-2).

Para estimar la temperatura crítica verdadera de las mezclas se han desarrollado pocos métodos en los que se puede confiar y los mejores resultados se obtienen al tratar mezclas simples de hidrocarburos (con pequeñas fracciones de H_2S, CO_2, CO y los gases inertes). En estos casos, Li[125] sugiere.

$$T_{c,\,mez} = \sum_j \phi_j T_{cj} \tag{3-4}$$

donde ϕ_j representa una fracción "volumen" basada en los volúmenes críticos de los componentes puros,

$$\phi_j = (y_j V_{cj}) \Big/ \left(\sum_i y_i V_{ci}\right) \tag{3-5}$$

En esta ecuación, y_j es la fracción mol del componente j. Chueh y Prausnitz[34] propusieron una ecuación similar para $T_{c,\,mez}$, al utilizar una fracción de "superficie". Spencer y colaboradores[224] descubrieron que la ecuación (3-4) da por resultado una desviación promedio de sólo 4 K, al probar 135 mezclas binarias de hidrocarburos.

Volumen crítico El volumen crítico V_c de los compuestos **orgánicos**, se estima por lo general mediante el método de contribuciones de grupo. Vetere[264] propuso la ecuación (3-6)

$$V_c = 33.04 + \left(\sum M_i \times \Delta V_i\right)^{1.029} \tag{3-6}$$

donde M_i representa el peso molecular del grupo i en la Tabla 3-331; ΔV_i es la contribución al volumen del grupo i en esta misma tabla y V_c se obtiene en cm^3/mol. Lydersen[137] sugirió un método similar, pero menos preciso:

TABLA 3-331 Contribuciones de grupo de Vetere, para estimar los volúmenes críticos

Grupo	ΔV_i
No anillado	
En cadena lineal	
CH_3, CH_2, CH, C	3.360
En cadena lateral	
CH_3, CH_2, CH, C	2.888
$=CH_2$, $=CH-$, $=C-$	2.940
$=C=$	2.908
$\equiv CH$, $\equiv C-$	2.648
Anillado	
CH_2, CH, C	2.813
$=CH-$, $=C-$	2.538
F	0.770
Cl	1.237
Br	0.899
I	0.702
−OH (alcoholes)	0.704
−OH (fenoles)	1.553
−O− (no anillado)	1.075
−O− (anillado)	0.790
−O− (epoxy)	−0.252
−C=O (no anillado)	1.765
−C=O (anillado)	1.500
HC=O (aldehído)	2.333
−COOH	1.652
−COO−	1.607
$-NH_2$	2.184
−NH (no anillado)	2.333
−NH (anillado)	1.736
−N− (no anillado)	1.793
−N− (anillado)	1.883
−CN	2.784
$-NO_2$	1.559
−SH	1.537
−S− (no anillado)	0.591
−S− (anillado)	0.911

$$V_c = 40 + \sum_i \Delta_v \tag{3-7}$$

donde los valores de Δ_v se obtienen de la Tabla 3-330. Nuevamente, las unidades de V_c son cm^3/mol. Dado que existen muy pocos valores experimentales dignos de confianza de V_c, no se conoce bien la precisión de las ecuaciones (3-6) y (3-7). Salvo para sustancias con alto peso molecular, cabe esperar errores inferiores al 5-7%.

Si se conoce el volumen molal del líquido, en su punto normal de ebullición V_{Lb}, para estimar V_c se puede utilizar la relación de Tyn y Calus:[253]

$$V_c = 3.31\ V_{Lb}^{0.954} \tag{3-8}$$

Esta relación se prefiere a los métodos de contribuciones de grupo, pero es necesario disponer de valores dignos de confianza para V_{Lb}. Tanto V_c como V_{Lb} se expresan en cm^3/mol.

Para los métodos de estimación de los **volúmenes críticos de mezclas verdaderas** se dispone aún de menos datos. Para mezclas de hidrocarburos (con, quizás, CO_2 o H_2S). Prausnitz y sus colaboradores[34,210] sugirieron

$$V_{c,\text{mez}} = \sum_j s_j V_{cj} + \sum_i \sum_j s_i s_j v_{ij} \tag{3-9}$$

donde s_j es una fracción de "superficie" definida como

$$s_j = (y_j V_{cj}^{2/3}) \Big/ \left(\sum_k y_k V_{ck}^{2/3}\right) \tag{3-10}$$

donde V_{cj} representa el volumen crítico del componente j puro y y_j es la fracción mol de j; v_{ij} es un parámetro de interacción, de tal manera que $v_{ii} = 0$ y v_{ij} $(i \neq j)$ se calcula con base en las ecuaciones (3-11) y (3-12), y la Tabla 3-332.

$$v_{ij} = \frac{V_{ci} + V_{cj}}{2}(A + B\delta_v + C\delta_v^2 + D\delta_v^3 + E\delta_v^4) \tag{3-11}$$

$$\delta_v = \left|\frac{V_{ci}^{2/3} - V_{cj}^{2/3}}{V_{ci}^{2/3} + V_{cj}^{2/3}}\right| \tag{3-12}$$

Spencer y colaboradores[225] evaluaron la ecuación (3-9) para 31 mezclas binarias de hidrocarburo-hidrocarburo e hidrocarburo-no hidrocarburo y descubrieron un promedio de error de 10.5%.

Li[126] desarrolló un método más sencillo para estimar $V_{c,\text{mez}}$, para mezclas binarias,

$$V_{c,\text{mez}} = y_1 V_{c1} + y_2 V_{c2} - \frac{y_1 y_2 (V_{c1} - V_{c2})^2}{(V_{c1} + V_{c2})} \tag{3-13}$$

Las pruebas realizadas en 84 mezclas binarias dieron por resultado un error promedio inferior al 5%.

Presión crítica Cabe estimar la presión crítica P_c de compuestos **orgánicos** a partir de la ecuación (3-14);[137] las contribuciones Δ_P se obtienen en la Tabla 3-330.

$$P_c = \frac{M}{(0.34 + \Sigma\ \Delta_P)^2} \tag{3-14}$$

donde M representa el peso molecular y P_c se calcula en atm. Los errores al utilizar la ecuación (3-14), por lo general son inferiores a 5%, salvo para compuestos con alto peso molecular o aquellos que tienen varios grupos polares; para estos últimos casos, se desconocen los errores esperados, al utilizar la ecuación (3-14).

A menudo, la **presión crítica de mezclas verdaderas** no es lineal con respecto a la fracción mol y en consecuencia, no se dispone de un método de estimación en el que se pueda confiar. Kreglewski y Kay[119] utilizaron la teoría de disolución proporcional, en tanto que Chueh y Prausnitz[34] emplearon la ecuación de estado de Redlich-Kwong, con valores estimados de $T_{c,\text{mez}}$ y $V_{c,\text{mez}}$, para determinar $P_{c,\text{mez}}$. En realidad es posible utilizar cualquier ecuación de estado, aplicable en la región crítica. Los métodos detallados se describen en Reid y colaboradores.[196]

Factor acéntrico Con frecuencia, en muchas ecuaciones de correlación se requiere el factor acéntrico ω, que se calcula con base en la definición[182, 183]

$$\omega = -\log_{10} P_r^{\text{sat}} - 1.000 \tag{3-15}$$

donde P_r^{sat} representa la presión de vapor reducida a $T_r = T/T_c = 0.7$. Si no se dispone de los datos necesarios de la presión de vapor, ω se puede estimar mediante la correlación propuesta por Lee y Kesler,[120]

$$\omega = \frac{-\ln P_c - 5.92714 + 6.09648\theta^{-1} + 1.28862 \ln\theta - 0.169347\theta^6}{15.2518 - 15.6875\theta^{-1} - 13.4721 \ln\theta + 0.43577\theta^6} \tag{3-16}$$

donde P_c está en atm y $\theta = T_b/T_c$.

Temperatura normal de ebullición Por lo general, se dispone de datos sobre la temperatura normal de ebullición T_b, para aquellos compuestos sintetizados o estudiados. Para los casos relativamente raros en los que es necesario estimar un valor aproximado de T_b, Miller[158] combinó los métodos de contribuciones de grupo para T_c, P_c y V_c, con la ecuación (3-8) y la relación de Rackett[190] para la densidad del líquido y obtuvo:

$$T_b = 0.012186\ \theta e^{\beta} \tag{3-17}$$

donde T_b está en Kelvins, θ es igual a T_b/T_c y se estima con base en la ecuación (3-1), al utilizar la Tabla 3-330, en tanto que β está dada por

$$\beta = \frac{[(1-\theta)^{2/7} - 0.048] \ln V_c + (1-\theta)^{2/7} \ln P_c + 1.255}{(1-\theta)^{2/7}} \tag{3-18}$$

con V_c en cm^3/ mol y P_c en atm. En pruebas realizadas con base en datos, para 25 compuestos diversos, el error promedio para T_b fue de aproximadamente 10%. Obsérvese que sólo es necesario conocer la estructura del compuesto y su peso molecular.

El factor de compresibilidad **crítica** Z_c se obtiene a partir de T_c, P_c y V_c como

$$Z_c = P_c V_c / RT_c \tag{3-19}$$

donde R es la constante universal de los gases.

DENSIDAD DE VAPOR

Dado que la densidad de vapor es una función tanto de la temperatura como de la presión, se correlaciona mediante las ecuaciones de estado, es decir, las expresiones que relacionan el volumen específico V, la presión absoluta P y la temperatura absoluta T. La ecuación de estado más sencilla es la ley de los gases perfectos o ideales

$$PV = RT \tag{3-20}$$

TABLA 3-332 Valores de las constantes en la ecuación (3-11)[9]

Binario	A	B	C	D	E
Aromático-aromático	0	0	0	0	0
Conteniendo al menos una cicloparafina	0	0	0	0	0
Parafina-aromático	0.0753	- 3.332	2.220	0	0
Sistema con CO_2, H_2S	−0.4957	17.1185	− 168.56	587.05	−698.89
Todos los demás sistemas	0.1397	−2.9672	1.8837	- 1.536	0

donde R = constante universal de los gases. Esta ecuación, que se aplica tanto a componentes puros como a mezclas, es suficientemente precisa hasta para presiones de 2 atm, en la mayor parte de los compuestos e incluso para presiones mayores, en el caso de moléculas pequeñas no asociadas.

Ejemplo 1 A 25 psia y 300°F = 759.67°R, el volumen específico del vapor es 17.829 ft^3/lb[156]. Al utilizar la ecuación (3-20) con R = 10.7314 (psia · ft^3)/(lb · mol · °R),

$$V = \frac{(10.7314)(759.67)}{25.0} = 326.093 \text{ ft}^3/(\text{lb} \cdot \text{mol})$$

Si se usa un peso molecular para el agua de 18.0152, V 326.093/18.0152 = 18.101 ft^3/lb.

Para presiones más elevadas o cálculos más precisos, se han desarrollado correlaciones más complicadas. Con algunas excepciones, estos esfuerzos se catalogan en cuatro categorías:

Estados correspondientes La característica no ideal de un gas se puede expresar mediante el factor de compresibilidad Z:

$$Z = PV/RT \tag{3-21}$$

donde $Z = 1$ para un gas ideal. En el caso de componentes puros, el factor de compresibilidad se correlaciona con la temperatura reducida T_r, y la presión reducida P_r:[170,19]

$$Z = f(T_r, P_r) \tag{3-22}$$

donde $T_r = T/T_c$
$P_r = P/P_c$
T_c = temperatura crítica absoluta
P_c = presión crítica absoluta

Los errores esperados al utilizar este método varían entre el 4 y el 6%[196], a presiones mayores de 2 atm. Para mayor precisión, se requiere un tercer parámetro de correlación.

Con frecuencia, como tercer parámetro se utiliza el factor de compresibilidad en el punto crítico[138,98,53], pero el recomendado aquí es el factor acéntrico en la forma

$$Z = Z^{(0)} + \omega Z^{(1)} \tag{3-23}$$

donde $Z^{(0)} = f(T_r, P_r)$
ω = factor acéntrico
$Z^{(1)} = f(T_r, P_r)$

Pietzer y colaboradores[183] tabularon por primera vez $Z^{(0)}$ y $Z^{(1)}$ en función de T_r y P_r; desde entonces, se han publicado[208,120,132] varias modificaciones y ampliaciones a intervalos mayores de T_r y P_r. Por ejemplo, recientemente Hsiao y Lu[99] utilizaron 15 000 datos (53 compuestos), para determinar sus funciones $Z^{(0)}$ y $Z^{(1)}$. Los intervalos de los parámetros fueron $0.2 \le T_r \le 5.0$, $0 \le P_r \le 12.0$ y $0 \le \omega \le 0.9065$. Los valores resultantes de $Z^{(0)}$ y $Z^{(1)}$ aparecen como gráficas en las figuras (3-45) y (3-46), respectivamente, en función de T_r y P_r. Los autores informan una desviación absoluta promedio entre los valores calculados y experimentales de Z del 0.51%. Esta correlación no debe utilizarse para gases de quántum ni compuestos altamente polares.

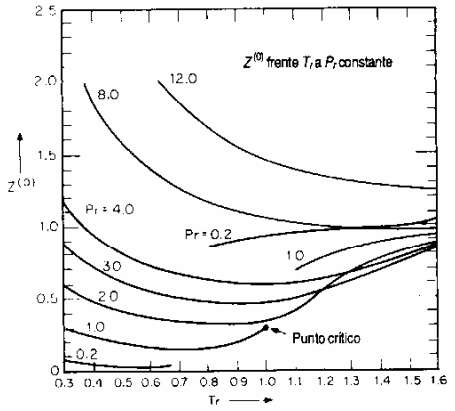


FIG. 3-45 Gráfica generalizada de los valores de $Z^{(0)}$.

Ejemplo 2 Los tres parámetros requeridos para el cloruro de metilo son[196] T_c = 416.3 K, P_c = 65.9 atm y ω = 0.156. A T = 100°C = 373.15 K y P = 10 atm, T_r = 373.15/416.3 = 0.896 y P_r = 10/65.9 = 0.152. Con base en la figura 3-45, $Z^{(0)}$ = 0.927 y de la figura 3-46, $Z^{(1)}$ = −0.031. Al sustituir en la ecuación (3-23):

$$Z = 0.927 + 0.156(-0.031) = 0.922$$

El valor experimental informado es 0.9152.[100]

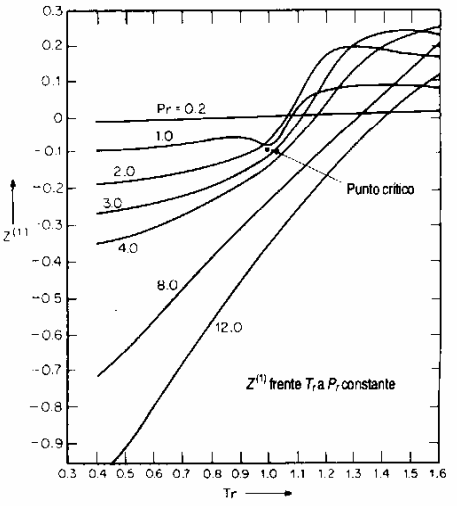


FIG. 3-46 Gráfica generalizada de los valores de $Z^{(1)}$.

Si se utiliza la ecuación (3-23) para mezclas, se requieren ecuaciones que relacionen los valores de T_c, P_c y ω para la mezcla, con los valores de los componentes puros y la composición de la mezcla. Las expresiones más sencillas[196] que dan resultados aceptables para una mezcla de n componentes son

$$T_{c,\text{mez}} = \sum_{i=1}^{n} y_i T_{ci} \qquad (3\text{-}24)^{114}$$

$$P_{c,\text{mez}} = \frac{R\left(\sum_{i=1} y_i Z_{ci}\right) T_{c,\text{mez}}}{\sum_{i=1}^{n} y_i V_{ci}} \qquad (3\text{-}25)^{186}$$

$$\omega_{\text{mez}} = \sum_{i=1}^{n} y_i \omega_i \qquad (3\text{-}26)^{109}$$

donde $T_{c,\text{mez}}$ = temperatura crítica de la mezcla
$P_{c,\text{mez}}$ = presión crítica de la mezcla
ω_{mez} = factor acéntrico de la mezcla
T_{ci} = temperatura crítica del componente i
Z_{ci} = factor de compresibilidad crítica del componente i
V_{ci} = volumen molar crítico del componente i
ω_i = factor acéntrico del componente i
y_i = fracción mol del componente i
R = constante del gas, en unidades consistentes con las de $T_{c,\text{mez}}$ y V_{ci}

Ecuación Virial La ecuación virial es la única ecuación de estado basada en la teoría y se puede obtener a partir de la mecánica estadística:

$$P = \frac{RT}{V} + \frac{RTB}{V^2} + \frac{RTC}{V^3} + \frac{RTD}{V^4} + \cdots \qquad (3\text{-}27)$$

Los parámetros $B, C, D, \ldots$ se conocen como segundo, tercero, cuarto, ... coeficientes viriales y son funciones de la temperatura y la composición, pero no de la presión. El número de términos requeridos para predicciones precisas depende de la presión: tanto más elevada es ésta, mayor el número de términos que han de utilizarse. A pesar de que existe mucha información sobre el segundo coeficiente virial, poco se sabe en relación al tercero y en esencia no se sabe nada sobre el cuarto coeficiente y los de orden mayor. Por consiguiente, en la práctica es común truncar la ecuación virial después del segundo término:

$$P = RT/V + RTB/V^2 \qquad (3\text{-}28)$$

Cuando se utiliza la ecuación (3-21) en la ecuación (3-28), se obtiene una forma, que a menudo es más conveniente:

$$Z = 1 + B/V \qquad (3\text{-}29)$$

Debido al truncamiento, las ecuaciones (3-28) y (3-29) no deben utilizarse, si el valor calculado de V es inferior al doble del volumen crítico.

Para componentes puros, Dymond y Smith[51] evaluaron y recopilaron, en forma crítica, los segundos coeficientes viriales (B), que también cabe estimar, mediante la correlación de Pitzer y Curl[184] para compuestos no polares:

$$BP_c/RT_c = B^{(0)} + \omega B^{(1)} \qquad (3\text{-}30)$$

donde P_c = presión crítica absoluta
T_c = temperatura crítica absoluta
R = constante del gas
ω = factor acéntrico

$B^{(0)}$ y $B^{(1)}$ son funciones de la temperatura reducida ($T_r = T/T_c$), según la modificación de Tsonopoulos:[252]

$$B^{(0)} = 0.1445 - 0.330/T_r - 0.1385/T_r^2 - 0.0121/T_r^3 - 0.000607/T_r^8 \qquad (3\text{-}31)$$

$$B^{(1)} = 0.0637 + 0.331/T_r^2 - 0.423/T_r^3 - 0.008/T_r^8 \qquad (3\text{-}32)$$

Abbott[218] recomienda las ecuaciones más sencillas

$$B^{(0)} = 0.083 - 0.422/T_r^{1.6} \qquad (3\text{-}33)$$

$$B^{(1)} = 0.139 - 0.172/T_r^{4.2} \qquad (3\text{-}34)$$

Ejemplo 3 Las propiedades requeridas para calcular el segundo coeficiente virial para el benceno con[196] $T_c = 562.1$ K, $P_c = 48.3$ atm y $\omega = 0.212$. $T_r = 380/562.1 = 0.6760$. Al utilizar las ecuaciones (3-31) y (3-32),

$$B^{(0)} = 0.1445 - 0.330/0.6760 - 0.1385/(0.6760)^2 - 0.0121/(0.6760)^3 - 0.000607/(0.6760)^8 = -0.6998$$

$$B^{(1)} = 0.0637 + 0.331/(0.6760)^2 - 0.423/(0.6760)^3 - 0.008/(0.6760)^8 = -0.7647$$

Al sustituir en la ecuación (3-30)

$$BP_c/RT_c = -0.6998 + (0.212)(-0.7647) = -0.8619$$

Al utilizar un valor de $R = 82.056$ (atm · cm^3)/(mol · K)

$$B = (-0.8619)(82.056)(562.1)/(48.3) = -823 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

Al utilizar las ecuaciones (3-33) y (3-34)

$$B^{(0)} = 0.083 - 0.422/(0.6760)^{1.6} = -0.7066$$

$$B^{(1)} = 0.139 - 0.172/(0.6760)^{4.2} = -0.7517$$

Al sustituir en la ecuación (3-30)

$$BP_c/RT_c = -0.7066 + (0.212)(-0.7517) = -0.8660$$

$$B = (-0.8660)(82.056)(562.1)/48.3 = -827 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

El valor informado es -810 ± 40 cm^3/mol.[51]

Para compuestos polares sin enlaces de hidrogeno (por ejemplo, cetonas, éteres y aldehídos), Tsonopoulos[252] sugiere que la ecuación (3-30) se modifique mediante la adición de un nuevo término:

$$BP_c/RT_c = B^{(0)} + \omega B^{(1)} + B^{(2)} \qquad (3\text{-}35)$$

$$B^{(2)} = a/T_r^6 \qquad (3\text{-}36)$$

donde $a = -2.410 \times 10^{-4}\mu_r - 4.308 \times 10^{-21}\mu_r^8$
$\mu_r = 10^5\mu_p^2 P_c/T_c^2$
μ_p = momento dipolo, en debyes
P_c = presión crítica, en atm
T_c = temperatura crítica, en K

Ejemplo 4 Para calcular el segundo coeficiente virial del éter dietílico a 340 K, se requieren las siguientes propiedades[196]: $T_c = 466.7$, K, $P_c = 35.9$ atm, $\omega = 0.281$, y $\mu_p = 1.3$ debyes. $T_r = 340/466.7 = 0.7285$, y $\mu_r = 10^5(1.3)^2(35.9)/(466.7)^2 = 27.855$. Al utilizar las ecuaciones (3-31), (3-32) y (3-36),

$$B^{(0)} = 0.1445 - 0.330/0.7285 - 0.1385/(0.7285)^2 - 0.0121/(0.7285)^3 - 0.000607/(0.7285)^8 = -0.6084$$

$$B^{(1)} = 0.0637 + 0.331/(0.7285)^2 - 0.423/(0.7285)^3 - 0.008/(0.7285)^8 = -0.5075$$

$$B^{(2)} = [-2.140 \times 10^{-4}(27.855) - 4.308 \times 10^{-21}(27.855)^8]/(0.7285)^6 = -0.03988$$

Al sustituir en la ecuación (3-35),

$$BP_c/RT_c = -0.6084 + (0.281)(-0.5075) + (-0.03988)$$
$$= -0.7909$$

Con $R = 82.056$ (atm · cm^3)/(mol · K),

$$B = (-0.7909)(82.056)(466.7)/(35.9)$$
$$= -844 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

Dymond y Smith[71] seleccionaron un valor de -880 ± 20 cm^3/mol.

Para moléculas con enlaces de hidrógeno, Tsonopoulos[252] recomienda el uso de la ecuación (3-35) con

$$B^{(2)} = a/T_r^6 - b/T_r^8 \tag{3-37}$$

donde a y b deben especificarse para cada compuesto. El autor propone los siguientes valores:

	a	b
Metanol	0.0878	0.0560
Etanol	0.0878	0.0572
n-Propanol	0.0878	0.0447
iso-Propanol	0.0878	0.0537
n-Butanol	0.0878	0.0367
sec-Butanol	0.0878	0.0487
iso-Butanol	0.0878	0.0481
ter-Butanol	0.0878	0.0508
Fenol	0.0136	0.0
Agua	0.0279	0.0229

Para calcular los segundos coeficientes viriales de compuestos polares, se han propuesto varios métodos, como los de Vetere,[196] Polak y Lu[185] y Halm y Stiel.[83]

El segundo coeficiente virial para mezclas de n componentes, B_{mez}, se obtiene mediante la expresión exacta

$$B_{mez} = \sum_{i=1}^{n}\sum_{j=1}^{n} y_i y_j B_{ij} \tag{3-38}$$

donde y_i = fracción mol del componente i
B_{ii} = segundo coeficiente virial del componente puro, para el componente i
B_{ij} = segundo coeficiente virial de interacción binaria, para los componentes i y j ($B_{ij} = B_{ji}$)

Por consiguiente, para una mezcla terciaria, con componentes 1, 2, 3,

$$B_{mez} = y_1^2 B_1 + y_2^2 B_2 + y_3^2 B_3 + 2y_1 y_2 B_{12} + 2y_1 y_3 B_{13} + 2y_2 y_3 B_{23} \tag{3-39}$$

Se pueden calcular los coeficientes de interacción B_{ij}, mediante las ecuaciones (3-30) a (3-37), con las siguientes reglas de combinación:[252]

$$T_{cij} = (T_{ci}T_{cj})^{1/2}(1 - k_{ij}) \tag{3-40}$$

$$P_{cij} = \frac{4T_{cij}(P_{ci}V_{ci}/T_{ci} + P_{cj}V_{cj}/T_{cj})}{(V_{ci}^{1/3} + V_{cj}^{1/3})^3} \tag{3-41}$$

$$\omega_{ij} = \tfrac{1}{2}(\omega_i + \omega_j) \tag{3-42}$$

k_{ij} es una constante característica para cada par binario. Como una primera aproximación, cabe suponer que $k_{ij} = 0$. Se han publicado[252,33,96] listas de estas constantes, para diferentes pares de compuestos.

Las ecuaciones (3-40), (3-41) y (3-42) son suficientes para mezclas binarias no polares. Para mezclas binarias polar-no polar, se supone que B_{ij} tiene un término no polar y en consecuencia, $B^{(2)}$ en la ecuación (3-35) se puede igualar a cero, para estos pares binarios. Para mezclas binarias polar-polar, los parámetros a y b de las ecuaciones (3-36) y (3-37) se pueden obtener, mediante

$$a_{ij} = \tfrac{1}{2}(a_i + a_j) \tag{3-43}$$
$$b_{ij} = \tfrac{1}{2}(b_i + b_j) \tag{3-44}$$

Para el cálculo del segundo coeficiente virial, tambien debe mencionarse la correlación de Hayden-O'Connell,[87] que incluye el método de la teoría "química", para la asociación de los compuestos de Nothnagel y colaboradores[171] y, en consecuencia, es muy adecuada para mezclas que contienen ácidos orgánicos y otras moléculas de dimerización.

Ecuaciones de estado con dos parámetros En primer término se tiene la famosa ecuación de van der Waals[254] y luego un gran número de ecuaciones de estado con dos constantes, entre las cuales la más usada es la de Redlich-Kwong:[192]

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{T^{0.5}V(V + b)} \tag{3-45}$$

donde a y b son los parámetros constantes. Al utilizar los criterios de estabilidad termodinámica[166] en el punto crítico, $(dP/dV)_{T_c} = 0$ y $(d^2P/dV^2)_{T_c} = 0$ junto con la ecuación (3-45), cabe demostrar que los valores de a y b para los componentes puros son función de la temperatura crítica T_c y la presión crítica P_c:

$$a = \Omega_a R^2 T_c^{2.5}/P_c \tag{3-46}$$
$$b = \Omega_b RT_c/P_c \tag{3-47}$$

donde $\Omega_a = [(9)(2^{1/3} - 1)]^{-1} = 0.42748\ldots$
$\Omega_b = (2^{1/3} - 1)/3 = 0.086640\ldots$

Es posible obtener una expresión más útil para resolver la ecuación de Redlich-Kwong al combinar las ecuaciones (3-21) y (3-45), lo que da por resultado una ecuación cúbica para Z:

$$Z^3 - Z^2 + (A - B^2 - B)Z - AB = 0 \tag{3-48}$$

donde $A = aP/R^2T^{2.5}$ (3-49)
$B = bP/RT$ (3-50)

La raíz real más grande de la Ec. (3-48) es el valor correcto para el vapor. Por lo general, la precisión de la ecuación se encuentra dentro del 5% de las propiedades del vapor,[196] salvo en la región del punto crítico, y predice un factor de compresibilidad crítica igual a 1/3; el valor para la mayor parte de los compuestos se halla entre 0.23 y 0.29.

Para mezclas, Redlich-Kwong recomendaron las siguientes expresiones para a y b en las Ecs. (3-45), (3.49) y (3-50):

$$a_{mez}^{1/2} = \sum_{i=1}^{n} y_i a_i^{1/2}$$

$$b_{mez} = \sum_{i=1}^{n} y_i b_i$$

donde a_{mez} = constante a para la mezcla
b_{mez} = constante b para la mezcla
n = número de componentes en la mezcla
y_i = fracción mol del componente i
a_i = constante a calculada de la Ec. (3-46), para el componente i
b_i = constante b calculada de la Ec. (3-47) para el componente i

Los resultados satisfactorios obtenidos con la correlación de Radlich y Kwong, como ecuación de estado de dos parámetros, han dado por resultado varias modificaciones, en las que, por lo general, a y b son funciones de la temperatura y/o el factor acéntrico y a menudo, incluyen un parámetro empírico de interacción binaria. Ejemplos de estas modificaciones son las ecuaciones de Chueh y Prausnitz,[33] Zudkevitch y Joffe,[283] y Soave.[219]

Otras ecuaciones de dos términos son la de Martin[147] y la de Peng-Robinson.[180] Martin[148] hizo una revisión crítica de todas estas ecuaciones.

Ecuación de Benedict-Webb-Rubin Una de las ecuaciones de estado más conocidas es la ecuación de Benedict-Webb-Rubin (BWR).[8] A pesar de que tiene ocho parámetros constantes, con base en esta expresión se pueden calcular las propiedades tanto del vapor como del líquido y es bastante precisa para aquellos compuestos, y sus mezclas, para los que se han determinado las constantes. Originalmente, esta ecuación se desarrolló para gases e hidrocarburos ligeros, pero estudios posteriores dieron por resultado los valores de los parámetros para componentes más pesados. Sin embargo, por lo general, se limita su uso a moléculas no polares.

Expresada en términos de la densidad molar ρ, la ecuación BWR es BWR es

$$P = RT\rho + (B_0RT - A_0 - C_0/T^2)\rho^2 + (bRT - a)\rho^3 + a\alpha\rho^6 + (c\rho^3/T^2)(1 + \gamma\rho^2)\exp(-\gamma\rho^2) \quad (3\text{-}51)$$

donde B_0, A_0, C_0, b, a, α, c y γ representan las ocho constantes. Cuando se resuelve para la densidad, esta ecuación es posible que tenga hasta seis raíces; el valor más bajo es el que corresponde a la densidad del vapor y el más elevado, a la del líquido.

Se recomienda que C_0 se exprese en función de la temperatura, especialmente a temperaturas que son inferiores, o están en la región del punto de ebullición normal.[8, 113, 177, 220] Esta dependencia de la temperatura cabe expresarla como

$$C_0^{1/2} = CZ + C_1T + C_2T^2 + C_3T^3 + C_4T^4 + C_5T^5 \quad (3\text{-}52)$$

donde CZ, C_1, C_2, C_3, C_4, C_5, son parámetros constantes. La Ec. (3-52) debe utilizarse entre los límites de temperatura T_{LO} y T_{HI}, que son específicos para cada compuesto. Para temperaturas inferiores a T_{LO}, la Ec. (3-52) se puede extrapolar en forma lineal con la temperatura, es decir,

$$C_0^{1/2}(T) = C_0^{1/2}(T_{LO}) + m(T - T_{LO}) \quad (3\text{-}53)$$

donde $m = [d(C_0^{1/2})]/dT$ en T_{LO}. El valor convencional de C_0 (véase la Tabla 3-333) tiene que utilizarse a temperaturas mayores que T_{HI}. Con la Ec. (3-52) es posible predecir este valor a T_{HI}.

Se han publicado varias tablas con las constantes BWR.[8, 113, 177, 220, 15, 37, 128] Buck[28] hizo una evaluación crítica de estos parámetros y sus recomendaciones para las constantes en la Ec. (3-51) aparecen registradas en la Tabla 3-333, para 39 compuestos. Los valores designados con "vap" o "líq" sólo han de utilizarse para estas fases; todos los demás, se pueden utilizar para ambas fases. En la Tabla 3-334 aparecen los parámetros seleccionados para utilizarse en la Ec. (3-52), para 24 compuestos, e incluyen T_{LO} y T_{HI}. Estos parámetros son modificaciones de los que aparecen en las referencias enlistadas y se ajustaron para ser consistentes con las Ecs. (3-52) y (3-53).

El hidrógeno es un caso especial. C_0 es independiente de la temperatura, pero b y γ son función de la temperatura (en las mismas unidades de la Tabla 3-333):

$$b = 3.3835927 \times 10^{-4} + 330.78829/RT \quad (3\text{-}54)$$

donde $R = 8314.33$ (Pa · m^3)/(kmol · K). Para el intervalo de temperatura de T_1 a T_2,

$$\gamma = 3.2273131 \times 10^{-3} - 3.5776759 \times 10^{-6}(T_2 - T) \quad (3\text{-}55)$$

donde $T_1 = 88.72$ K
$T_2 = 255.38$ K
Para $T < T_1$, $\gamma = 2.6310576 \times 10^{-3}$.
Para $T > T_2$, $\gamma = 3.2273131 \times 10^{-3}$.

Para mezclas de n componentes, los ocho parámetros constantes de la ecuación (3-51) son funciones de la composición:

$$\chi_{mez} = \left(\sum_{i=1}^{n} y_i\chi_i^{1/r}\right)^r \quad (3\text{-}56)$$

donde χ_{mez} = parámetro para la mezcla
y_i = fracción mol del componente i
χ_i = parámetro del componente puro para el componente i

Los valores de r para cada constante son

Constante χ	r	Constante χ	r
B_0	1	a	3
A_0	2	α	3
C_0	2	c	3
b	3	γ	2

Se han realizado diversos esfuerzos para generalizar la ecuación BWR, o sus modificaciones, para aplicarla a otros tipos de compuestos.[52, 176, 237, 277] Dos de las correlaciones más usadas son las de Starling[228,229] y Lee y Kesler.[120] Starling propuso una ecuación de 11 constantes, en la que los parámetros de los componentes puros son función de la temperatura y el volumen críticos, el factor acéntrico y un parámetro binario de interacción. En el método de Lee-Kesler se utiliza una ecuación BWR modificada, para calcular $Z^{(0)}$ y $Z^{(1)}$ en la Ec. (3-23), mediante la relación del factor de compresibilidad de un fluido real con las propiedades de un fluido simple (factor acéntrico = 0) y las propiedades del n-octano, como fluido de referencia. Los autores informaron de errores promedio inferiores al 2%, tanto para la fase líquida como para el vapor, el compararlos con los datos para hidrocarburos.

En años recientes, se ha puesto a prueba un nuevo método para el desarrollo de las ecuaciones de estado para fluidos: las ecuaciones de esfera sólida. Ejemplos de esta técnica incluyen a Carnahan-Starling[30] y Kreglewski y colaboradores.[118,117] Estudios posteriores en este mismo campo incluyeron la teoría de la perturbación, que relaciona las propiedades de un sistema de referencia. La ecuación de la esfera sólida perturbada de Nakamura y colaboradores[169] es un buen ejemplo de este procedimiento al igual que lo es la ecuación de cadena sólida perturbada de Beret-Prausnitz,[11] modificada por Donohue y Prausnitz.[46] Esta ecuación fue ampliada posteriormente por Gmehling y colaboradores,[67] para incluir los equilibrios de dimerización química. Estas ecuaciones son muy útiles en el cálculo de las propiedades, tanto del vapor como del líquido, para mezclas polares con características no ideales.

TABLA 3-333

Compuesto:
No. de Ref.

Argon, vap.
37
Azufre, dióxido vap.
37
Benceno
177
1,3 Butadieno
113
n–Butano
177
1–Buteno
113
cis–2–Buteno
113
Carbono, dióxido
177
Carbono, monóxido
37
n–Decano
177
n–Decano, liq.
37
2,2–Dimetilbutano, vaj
37
2,3–Dimetilbutano, va
37
2,2 Dimetilpentano, va
37
2,2 Dimetilpropano
37
Etano
177
Etileno
177
Helio
37
n Heptano
177
Hexano(iso), vap.
37
n–Hexano
177
Hidrógeno
177
Hidrógeno, sulfuro
177
Isobutano
177
Isobutileno
177
Metano
177
Metano
37
Metil acetileno
113
3–Metilhexano, vap
37
3–Metilpentano, vap.
37
Nítrico, óxido
37
Nitrógeno
177
Nitrógeno, vap.
37
Nitroso, óxido vap.
37
n–Nonano
177
n–Nonano, liq.
37
n–Octano
177
Oxígeno
37
Pentano (iso)
177
1–Pentano
113
n–Pentano
177
Propano
177
Propileno
177

* Presión = Pa; v
Algunos valores

$/RT$ (3-54)

ervalo de tempera-

$T_2 - T$) (3-55)

etros constantes de
l:

(3-56)

l componente i

r
3
3
3
2

ralizar la ecuación
tipos de compues-
dias son las de Star-
na ecuación de 11
onentes puros son
l factor acéntrico y
o de Lee-Kesler se
lar $Z^{(0)}$ y $Z^{(1)}$ en la
upresibilidad de un
(factor acéntrico =
referencia. Los au-
l 2%, tanto para la
n los datos para hi-

vo método para el
os: las ecuaciones
n a Carnahan-Star-
dios posteriores en
rbación, que rela-
. La ecuación de la
oradores[169] es un
o es la ecuación de
odificada por Do-
osteriormente por
ilibrios de dimeri-
en el cálculo de las
ra mezclas polares

TABLA 3-333 Constantes BWR: Ec. (3-51)*

Compuesto; No. de Ref.	B_0	A_0	C_0	b	a	c	α	γ
Argón, vap. 37	.2228260D–01	83432.73	.1331537D+10	.2152890D–02	2921.787	.8088204D+08	.3558895D–04	.2338271D–02
Azufre, dióxido vap. 37	.2618200D–01	214853.6	.8043584D+11	.1465300D–01	85587.20	.1148591D+11	.7195500D–04	.5923600D–02
Benceno 177	.5030059D–01	659632.3	.3475575D+12	.7663324D–01	564417.2	.1192082D+12	.7000384D–03	.2930112D–01
1,3 Butadieno 113	.9545566D–01	751863.7	.1053829D+12	.2800429D–01	141002.1	.2483083D+11	.7099623D–03	.2351617D–01
n–Butano 177	.1243634	1021878.	.1006030D+12	.2999982D–01	190737.5	.3206134D+11	.1101390D–02	.3400144D–01
1–Buteno 113	.1160274	927536.8	.9395851D+11	.3481707D–01	170440.0	.2785805D+11	.9109468D–03	.2959782D–01
cis 2–Buteno 113	.1219749	995327.2	.1086163D+12	.3844685D–01	194288.7	.3384097D+11	.1057049D–02	.3268343D–01
Carbono, dióxido 177	.4991091D–01	277379.8	.1404080D+11	.4124070D–02	13863.44	.1511650D+11	.8466750D–04	.5393795D–02
Carbono, monóxido 37	.5454250D–01	135899.1	.8675538D+09	.2631580D–02	3713.561	.1053780D+09	.1350000D–03	.6000000D–02
n–Decano 177	.1727488	1729405.	.1333578D+13	.5076313	4190001.	.1056277D+13	.7370452D–02	.1380472
n–Decano, liq. 37	–6.231890	–3629.259	.1336477D+11	1.967010	.1267799D+08	.4488231D+09	.2144590D–02	.0
2,2–Dimetilbutano, vap. 37	.1921400	1199891.	.3404013D+12	.1400000	1024193.	.1771465D+12	.2189000D–02	.5650000D–01
2,3–Dimetilbutano, vap. 37	.1900000	1664770.	.2587233D+12	.7900000D–01	475781.7	.1149633D+12	.3594800D–02	.7500000D–01
2,2 Dimetilpentano, vap. 37	.8150500D–01	1236469.	.2241816D+12	.1772100	1194216.	.2288526D+12	.2764000D–02	.6799000D–01
2,2 Dimetilpropano 37	.1705300	1313527.	.1289867D+12	.6681200D–01	353674.9	.5532345D+11	.2000000D–02	.5000000D–01
Etano 177	.6277381D–01	421081.0	.1819794D+11	.1112248D–01	34975.72	.3320337D+10	.2434045D–03	.1180048D–01
Etileno 177	.5568449D–01	338397.5	.1328834D+11	.8600374D–02	26244.96	.2140129D+10	.1780112D–03	.9230404D–02
Helio 37	.2366100D–01	4150.475	.16442.01	–.1972700D–06	–58.09874	–559.4153	–.7267300D–05	.7794200D–03
n–Heptano 177	.1990091	1775356.	.4808841D+12	.1519604	1050278.	.2502893D+12	.4356386D–02	.9000388D–01
Hexano(iso), vap. 37	.1729000	1512782.	.2887762D+12	.1215000	752702.9	.1418550D+12	.2350000D–02	.6200000D–01
n–Hexano 177	.1778167	1462927	.3363485D+12	1091355	721148.8	.1532908D+12	.2811034D–02	.6668780–01
Hidrógeno 177	.2084601D–01	15722.71	.3657387D+08	.3383593D–03	165.3975	736831.6	.1165677D–03	.3227313D–02
Hidrógeno, sulfuro 177	.3484816D–01	314415.5	.1957241D+11	.4425055D–02	14691.79	.1895020D+10	.7032341D–04	.4555457D–02
Isobutano 177	.1375469	1036866.	.8612441D+11	.4243716D–01	.196343.6	.2898188D+11	.1074148D–02	.3400144D–01
Isobutileno 177	.1160274	907229.2	.9396083D+11	.3481706D–01	171523.7	.2785812D+11	.9109468D–03	.2959576D–01
Metano 177	.4260090D–01	187966.5	.2287011D+10	.3380183D–02	5005.791	.2578892D+09	.1243668D–03	.6000246D–2
Metano 37	.4546250D–01	182277.6	.3226006D+10	.2520330D–02	4409.664	.3635338D+09	.3300000D–03	.1050000D–01
Metil acetileno 113	.6946977D–01	517598.6	.6491471D+11	.1483247D–01	70643.74	.1113163D+11	.2736646D–03	.1245534D–01
3–Metilhexano, vap 37	.9142300D–01	1449961.	.3198222D+12	.1432100	768590.7	.1342759D+12	.2815500D–02	.7446000D–01
3–Metilpentano, vap. 37	.8150500D–01	1236469.	.2241816D+12	.1122400	605072.4	.9682212D+11	.2250000S–02	.6259000D–01
Nítrico, óxido 37	.6045508D–01	222484.2	.1819362D+10	–.7531544D.02	–35546.99	–.1167642D+10	.156369D–04	.2000000D–02
Nitrógeno 177	.4579973D–01	120835.5	.5967371D+09	.1981616D–02	1509.846	.5553628D+08	.2915640D–03	.7500286D–02
Nitrógeno, vap. 37	.4074260D–01	106760.3	.8165782D+09	.2327700D–02	2543.460	.7380614D+08	.1272000D–03	.5300000D–02
Nitroso, óxido vap. 37	.3945845D–01	257782.4	.1498999D+11	.5100164D–02	16996.43	.1615728D+10	.6555943D–04	.4812941D–02
n–Nonano 177	1633034	1621681.	.1010965D+13	.3911164	3062233.	.7238104D+12	.5817363D–02	.1169047
n–Nonano, liq. 37	–2.320950	–1333.032	–.3246625D+12	.8564660	5589077.	7921801D+11	2328990D–02	.0
n–Octano 177	.1518030	1490560.	.7306480D+12	.2847121	2112782.	.4568033D+12	.4365266D–02	.9574765D–01
Oxigeno 37	.3532850D–07	96345.08	.3307612D+10	.3588347D–02	16484.56	.1299734D+02	+3.927059	.3010000D–01
Pentano (iso) 177	.1600566	1296603.	.1769537D+12	.6681485D–01	380622.8	.7042554D+11	.1700106D–02	.4630206D–01
1–Pentano 113	.1279253	1120050.	.1407172D+12	.4228867D–01	229299.3	.4598094D+11	.1219347D–02	.3594937D–01
n–Pentano 177	.1567541	1234134.	.2149415D+12	.6681485D–01	412907.5	.8351451D+11	.1810113D–02	.4750203D+01
Propano 177	.9731520D–01	696362.2	.5150139D+11	.2250097D–01	96032.18	.1301719D+11	.6072144D–03	.2200091D–01
Propileno 177	.8506621D–01	619345.7	.4450210D+11	.1870669D–01	78436.45	.1039777D+11	.4557252D–03	.1829077D–01

* Presión = Pa; volumen = $m^3/(k \cdot mol)$; temperatura = K.
Algunos valores están dados en doble notación científica; por ejemplo 7900000D-01 = 0.79×10^{-1}

TABLA 3-334 Constantes BWR: Ec. (3-52)

Compuesto	Ref.	T_{LO} T_{HI}	CZ C_0 a T_{HI}	C_1	C_2	C_3	C_4	C_5
Benceno	177	273.33	2949872.9	−37868.184	240.33684	−.75612542	.11811081D−02	−.73359957D−06
		373.16	.3475575D+12					
1,3–Butadieno	113	212.50	195054.89	932.12515	−2.3794609	.0	.0	.0
		408.82	.1053829D+12					
n–Butano	177	164.77	1219928.4	−21614.603	196.75588	−.87321324	.19092915D−02	−.16522697D−05
		294.27	.1006030D+12					
Butano (iso)	177	163.30	2215799.1	−46903.055	447.81248	−2.10884100	.49127655D−02	−.45387795D−05
		269.27	.8612441D+11					
2–Buteno (*cis*)	113	217.79	123351.56	2173.3742	−8.6258725	.15314599D−01	−.10264811D−04	.0
		435.84	.1086162D+12					
Butileno (iso)	177	165.41	1279640.5	−23372.551	214.43769	−.96056110	.21194115D−02	−.18489505D−05
		294.27	.9396083D+11					
Carbono, dióxido	177	185.19	2107495.3	−45523.556	410.90705	−1.8345281	.40608036D−02	−.35715229D−05
		249.72	.1404080D+11					
n–Decano	177	276.17	948004.86	1647.0679	−3.5402534	.22773707D−02	.0	.0
		592.19	.1333578D+13					
Etano	177	88.72	111892.84	−115.58780	4.13720066	−.26136501D−01	.70916299D−04	−.77287552D−07
		235.94	.1819795D+11					
Etileno	177	88.72	139802.24	−2198.2366	40.219210	−.31442506	.11474663D−02	−.16070436D−05
		205.38	.1328834D+11					
n–Heptano	177	187.16	536598.05	1925.1615	−16.788424	.80255078D−01	−.17616065D−03	.14121718D−06
		372.05	.4808841D+12					
n–Hexano	177	186.01	524832.90	−76.350471	3.2050984	−.17389375D−01	.46383657D−04	−.49742039D−07
		349.83	.3363485D+12					
Hidrógeno	177	0.0	6047.6331	.0	.0	.0	.0	.0
		0.0	.3657387D+08					
Hidrógeno, sulfuro	177	201.12	66654.740	598.04646	−1.5216043	.11833064D−02	.0	.0
		361.55	.1957241D+11					
Metano	177	88.72	63810.054	−1156.5851	22.430422	−.19660009	.83585195D−03	−1.4082303D−05
		160.94	.2287011D+10					
Metil acetileno	113	201.19	166289.46	605.35598	−1.2716348	.41330659D−03	.91581956D−06	.0
		395.94	.6491471D+11					
Nitrógeno	177	0.0	24428.204	.0	.0	.0	.0	.0
		0.0	.5967371D+09					
n–Nonano	177	262.25	854581.17	1177.6457	−2.4124373	.14489840D−02	.0	.0
		601.34	.1010965D+13					
n–Octano	177	262.22	717592.42	1024.9385	−2.1607919	.13762442D−02	.0	.0
		568.53	.7306480D+12					
Pentano (iso)	177	182.87	1828222.2	−31661.795	277.34169	−1.2012055	.25899463D−02	−.22291006D−05
		285.94	.1769536D+12					
n–Pentano	177	183.88	797193.52	−7288.3825	56.467595	−.20786825	.37376742D−03	−.26587363D−06
		349.83	.2149415D+12					
1–Penteno	113	232.39	−208376.38	6992.4807	−31.691218	.64512488D−01	−.49198343D−04	.0
		469.01	.1407171D+12					
Propano	177	88.72	183657.63	224.77276	−.27168015	.40766214D−02	−.24567358D−04	.36696788D−07
		283.16	.5150139D+11					
Propileno	177	88.72	201974.48	−710.66638	12.355683	−.82712738D−01	.26064327D−03	−.31886558D−06
		255.38	.4450210D+11					

* Unidades, C_0: Pa [K · m^3)/(kmol)]^2; temperatura: K.

DENSIDAD DEL LÍQUIDO

Para la mayor parte de los compuestos puros, se dispone por lo menos de una densidad experimental para el líquido saturado.[196,284,285] En este caso, cabe utilizar la ecuación de Rackett[190] modificada por Spencer y Danner,[221] para calcular las densidades de los líquidos saturados a la temperatura absoluta T:

$$\rho^{sat} = P_c/RT_cZ_{RA}^{[1+(1-T_r)^{2/7}]} \qquad (3\text{-}57)$$

donde ρ^{sat} = densidad molar del líquido saturado
P_c = presión crítica
R = constante del gas
T_c = temperatura crítica absoluta
Z_{RA} = constante determinada con base en datos experimentales
T_r = temperatura reducida = T/T_c

Los errores esperados son inferiores al 1%, salvo para alcoholes y ácidos, en los que los errores son inferiores al 2%.[223] Spencer y Adler[233] listaron los valores de Z_{RA} para 165 compuestos. Si, con base en la información experimental, no cabe determinar Z_{RA}, se puede utilizar en su lugar el factor de compresibilidad crítica; sin embargo, esto incrementa el error posible al 3 o 4%.[221]

Ejemplo 5 Spencer y Adler informaron los siguientes valores para el benceno: P_c = 48.33 atm, T_c = 562.15 K y Z_{RA} = 0.26967. Para una temperatura T de 423.15, K, T_r = 423.15/562.15 = 0.75274. Al sustituir en la Ec. (3-57), con R = 82.05606 (atm . cm^3)/(mol . K).

	C_5
2	−.73359957D−06
	.0
2	−.16522697D−05
2	−.45387795D−05
1	.0
	−.18489505D−05
	−.35715229D−05
	.0
	−.77287552D−07
	−.16070436D−05
	.14121718D−06
	−.49742039D−07
	.0
	.0
	−1.4082303D−05
	.0
	.0
	.0
	.0
	−.22291006D−05
	−.26587363D−06
	.0
	.36696788D−07
	−.31886558D−06

$$\rho^{sat} = 48.33/(82.05606)(562.15)(0.26967)^{[1+(1-0.75274)^{2/7}]} = 0.0093592 \text{ mol/cm}^3$$

Dado que el peso molecular del benceno es 78.1134, $\rho^{sat} = (0.0093592)(78.1134) = 0.7331$ g/cm^3. El valor informado es 0.7295 g/cm^3.[284]

Se han publicado otros métodos que al menos requieren un valor experimental.[196,85]

Si no se dispone de datos experimentales, cabe utilizar la correlación propuesta por Bhirud,[13] para compuestos no polares a la temperatura absoluta T:

$$\ln (V^{sat}P_c/RT_c) = (\ln U)^0 + \omega(\ln U)^1 \qquad (3\text{-}58)$$

donde V^{sat} = volumen molar del líquido saturado
P_c = presión crítica
R = constante del gas
T_c = temperatura crítica absoluta
ω = factor acéntrico

el $(\ln U)_0$ y el $(\ln U)_1$ son funciones de la temperatura reducida $T_r = T/T_c$:

$$(\ln U)^0 = \ln T_r + 1.39644 - 24.076T_r + 102.615T_r^2 - 255.719T_r^3 + 355.805T_r^4 - 256.671T_r^5 + 75.1088T_r^6 \qquad (3\text{-}59)$$

$$(\ln U)^1 = 13.4412 - 135.7437T_r + 533.380T_r^2 - 1091.453T_r^3 + 1231.43T_r^4 - 728.227T_r^5 + 176.737T_r^6 \qquad (3\text{-}60)$$

Bhirud informa un error promedio inferior al 1%, al comparar esta correlación con 752 datos, para 24 compuestos (básicamente hidrocarburos).

Ejemplo 6 Para el *n*-hexano, las propiedades requeridas[196] son $P_c = 29.3$ atm, $T_c = 507.4$ K y $\omega = 0.296$. $\Delta T = 423.15$ K, $T_r = 423.15/507.4 = 0.83396$. Al sustituir en las ecuaciones (3-59) y (3-60),

$$(\ln U)^0 = \ln 0.83396 + 1.39644 - (24.076)(0.83396) + (102.615)(0.83396)^2 - (255.719)(0.83396)^3 + (355.805)(0.83396)^4 - (256.671)(0.83396)^5 + (75.1088)(0.83396)^6 = -1.98203$$

$$(\ln U)^1 = 13.4412 - (135.7437)(0.83396) + (533.380)(0.83396)^2 - (1091.453)(0.83396)^3 + (1231.43)(0.83396)^4 - (728.227)(0.83396)^5 + (176.737)(0.83396)^6 = -0.511916$$

Al sustituir en la Ec. (3-58)

$$\ln (V^{sat}P_c/RT_c) = -1.98203 + (0.296)(-0.511916) = -2.13356$$

Al reacomodar

$$V^{sat} = (RT_c/P_c)e^{-2.13356}$$

Si se utiliza un valor de $R = 82.05606$ (atm · cm^3)/(mol · K),

$$V^{sat} = \frac{(82.05606)(507.4)}{(29.3)} e^{-2.13356} = 168.3 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

La densidad experimental es 0.5271 g/cm^3.[284] Con un peso molecular de 86,1766, el volumen molar correspondiente es 86.1766/0.5217 = 165,2 cm^3/mol.

Bhirud[12] propuso una expresión similar para compuestos polares, pero ésta requiere un dato experimental.

Si se tiene un valor confiable del volumen crítico, cabe estimar el volumen molar del líquido en el punto normal de ebullición V_b, mediante el método de Tyn y Calus:[253]

$$V_b = 0.285\ V_c^{1.048} \qquad (3\text{-}61)$$

donde V_c = volumen molar crítico. Para la mayor parte de los compuestos, esta expresión sencilla tiene una precisión del 3%.

Ejemplo 7 El volumen crítico de la acetona es 209.0 cm^3/mol. Al sustituir en la ecuación (3-61),

$$V_b = (0.285)(209.0)^{1.048} = 77.0 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

el valor experimental es 77.5 cm^3/mol.[196]

Para líquidos comprimidos (es decir, a presiones superiores que la del vapor) se puede utilizar la correlación de Chueh y Prausnitz,[35] para calcular la densidad ρ a la temperatura absoluta T:

$$\rho = \rho^{sat}\left[1 + \frac{9Z_cN(P - P^{sat})}{P_c}\right]^{1/9} \qquad (3\text{-}62)$$

donde ρ^{sat} = densidad de líquido saturado
Z_c = factor de compresibilidad crítica
P = presión del sistema
P^{sat} = presión del vapor
P_c = presión crítica

N es una función del factor acéntrico ω y la temperatura reducida $T_r = T/T_c$, donde T_c representa la temperatura crítica absoluta:

$$N = [1.0 - 0.89\omega^{1/2}]\{\exp(6.9547 - 76.2853\ T_r + 191.3060\ T_r^2 - 203.5472\ T_r^3 + 82.7631\ T_r^4)\} \qquad (3\text{-}63)$$

Ejemplo 8 Para el *n*-heptano, a $T = 423.15$ K, $\rho^{sat} = 0.5603$ g/cm^3,[284] y $P^{sat} = 3.692$ atm[284] = 3.741 bar, $T_c = 540.2$ K,[196] y en consecuencia, $T_r = 423.15/540.2 = 0.7833$, $P_c = 27.0$ atm[196] = 27.36 bar, $Z_c = 0.263$,[196] y $\omega = 0.351$.[196] Al sustituir en la ecuación (3-63),

$$N = [1.0 - (0.89)(0.351)^{1/2}]\{\exp[6.9547 - (76.2853)(0.7833) + (191.3060)(0.7833)^2 - (203.5472)(0.7833)^3 + (82.7631)(0.7833)^4]\} = 0.05844$$

Para $P = 2000$ bar en la Ec. (3-62) se obtiene

$$\rho = 0.5603\left[1 + \frac{(9)(0.263)(0.05844)(2000.0 - 3.741)}{27.36}\right]^{1/9} = 0.7320 \text{ g/cm}^3$$

El valor experimental informado es $1/1.371 = 0.7294$ g/cm^3.[47]

Mezclas A presiones moderadas cabe utilizar la ley de Amagat, para mezclas de compuestos similares:

$$V_{mez} = \sum_{i=1}^{n} x_i V_i \tag{3-64}$$

donde V_{mez} = volumen molar del líquido de la mezcla
n = número de componentes
x_i = fracción mol del componente i
V_i = volumen molar del líquido del componente puro i a la temperatura de la mezcla

Obsérvese que los volúmenes molares del líquido y no las densidades son los que se promedian en términos de su fracción mol.

Para una mezcla de hidrocarburos con n componentes, se puede utilizar una modificación a la ecuación (3-57), para calcular la densidad en el punto de burbuja.[222] Los valores de las constantes críticas de la mezcla y el de Z_{RA} se obtienen, al promediar en términos de las fracciones mol. A la temperatura absoluta T, la expresión para la densidad en el punto de burbuja ρ^{BP} es

$$\rho^{BP} = P_{c,mez}/RT_{c,mez}Z_{RA,mez}^{[1+(1-T_{r,mez})^{2/7}]} \tag{3-65}$$

donde $P_{c,mez}$ = presión crítica de la mezcla = $\sum_{i=1}^{n} x_i P_{ci}$

R = constante del gas

$T_{c,mez}$ = temperatura crítica de la mezcla = $\sum_{i=1}^{n} x_i T_{ci}$

$Z_{RA,mez} = \sum_{i=1}^{n} x_i Z_{RAi}$

$T_{r,mez}$ = temperatura reducida de la mezcla = $T/T_{c,mez}$
x_i = fracción mol del componente i
P_{ci} = presión crítica del componente puro i
T_{ci} = temperatura crítica del componente puro i
Z_{RAi} = constante determinada con base en datos experimentales para el componente puro i

Ejemplo 9 Las propiedades requeridas del componente puro, para el propano y al n-butano son como siguen:[223]

	Propano	n-Butano
P_c, atm	41.93	37.46
T_c, K	369.82	425.15
Z_{RA}	0.27664	0.27331

Para una mezcla de 30.85% mol de propano, a 367.95 K,

$$P_{c,mez} = (0.3085)(41.93) + (0.6915)(37.46) = 38.84 \text{ atm}$$
$$T_{c,mez} = (0.3085)(369.82) + (0.6915)(425.15) = 408.08 \text{ K}$$
$$Z_{RA,mez} = (0.3085)(0.27664) + (0.6915)(0.27331) = 0.27434$$
$$T_{r,mez} = 367.95/408.08 = 0.90166$$

Al sustituir en la ecuación (3-65), con valor para $R = 82.05606$ (atm cm^3)/(mol · K),

$$\rho^{BP} = 38.84/(82.05606)(408.08)(0.27434)^{[1+(1-0.90166)^{2/7}]} = 0.008235 \text{ mol/cm}^3$$

Al utilizar los siguientes pesos moleculares: propano = 44.0962 y n-butano = 58.123, el peso molecular promedio en mol se obtiene: (0.3085)(44.0962) + (0.6915)(58.123) = 53.796. Por consiguiente,

$$\rho^{BP} = (0.008235)(53.796) = 0.4430 \text{ g/cm}^3$$

El valor experimental es 0.4418 g/cm^3.[115] Para mezclas de hidrocarburos no similares y no hidrocarburos se recomienda el uso de una regla más precisa para la temperatura crítica de la mezcla en la determinación de $T_{r,mez}$.[222]

PRESIÓN DE VAPOR

La ecuación de Antoine[6] es una correlación bastante utilizada para determinar la presión de vapor:

$$\ln P^{sat} = A - B/(T + C) \tag{3-66}$$

donde P^{sat} es la presión de vapor y T es la temperatura. Los parámetros constantes A, B y C deben obtenerse mediante datos experimentales de regresión;[18,111,235] sin embargo estos parámetros se encuentran tabulados para muchas sustancias.[18,172,196,284,285] El intervalo aplicable de temperatura no es grande y en muchos casos corresponde a un intervalo de presión de aproximadamente 10 a 1500 mmHg (0.0133 a 2.0 bar). Esta ecuación no debe usarse fuera de los límites de temperatura estipulados.

Para ampliar el intervalo de la correlación, se requiere una expresión más complicada, como por ejemplo, la ecuación de Riedel[200]:

$$\ln P^{sat} = A - B/T + C \ln T + DT^6 \tag{3-67}$$

Cuando los parámetros constantes se determinan por medio de datos experimentales de regresión, el intervalo de la correlación se amplía hasta el punto crítico. Con frecuencia, se obtiene un mejor ajuste de los datos cuando se permite que el exponente 6 varíe a otros valores enteros.

Si sólo se conocen dos puntos de la presión de vapor (P_1^{sat}, T_1) y (P_2^{sat}, T_2), cabe utilizar la ecuación de Clapeyron:

$$\ln P^{sat} = A - B/T \tag{3-68}$$

donde $A = \ln P_1^{sat} + B/T_1$

$$B = \ln\left(\frac{P_2}{P_1}\right)\Big/\left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}\right)$$

La ecuación (3-68) es una expresión adecuada para el cálculo aproximado de la presión de vapor en intervalos pequeños de temperatura, pero si el intervalo es grande, se pueden obtener errores significativos.

Si se conocen la presión y la temperatura crítica, P_c y T_c, junto con otro dato de la presión de vapor (por ejemplo, el punto normal de ebullición), cabe utilizar una forma reducida de la ecuación de Riedel:

$$\ln P_r^{sat} = A^* - B^*/T_r + C^* \ln T_r + D^* T_r^6 \qquad (3\text{-}69)$$

donde P_r^{sat} = presión de vapor reducida = P^{sat}/P_c
T_r = temperatura reducida = T/T_c

$$A^* = -35Q$$
$$B^* = -36Q$$
$$C^* = 42Q + \alpha_c$$
$$D^* = -Q$$
$$Q = 0.0838(3.758 - \alpha_c)$$

α_c se puede determinar, al insertar el otro valor conocido de la presión de vapor (P_1^{sat}, T_1) en la ecuación (3-69) y resolver para α_c:

$$\alpha_c = \frac{0.315\psi_1 - \ln P_{1r}^{sat}}{0.0838\psi_1 - \ln T_{1r}} \qquad (3\text{-}70)$$

donde $\psi_1 = -35 + 36/T_{1r} + 42 \ln T_{1r} - T_{1r}^6$

Ejemplo 10 Ambrose y colaboradores[1] informaron los siguientes datos para la acetona: P_c = 4700.0 kPa, T_c = 508.1 K, P_1^{sat} = 100.666 kPa y T_1 = 329.026 K. Por consiguiente, T_{1r} = 329.026/508.1 = 0.64756, y P_{1r}^{sat} = 100.666/4700.0 = 0.021418.
Al sustituir en la ecuación (3-70):

$$\psi_1 = -35 + (36/0.64756) + 42 \ln 0.64756 - (0.64756)^6$$
$$= 2.2687$$
$$\alpha_c = \frac{(0.315)(2.2687) - \ln 0.021418}{(0.0838)(2.2687) - \ln 0.64756}$$
$$= 7.2970$$

Por lo tanto, los parámetros constantes en la ecuación (3-69) son:

$$Q = 0.0838(3.758 - 7.2970) = -0.29657$$
$$A^* = (-35)(-0.29657) = 10.380$$
$$B^* = (-36)(-0.29657) = 10.677$$
$$C^* = (42)(-0.29657) + 7.2970 = -5.1589$$
$$D^* = -(-0.29657) = 0.29657$$

Al sustituir en la ecuación (3-69),

$$\ln P_r^{sat} = 10.380 - 10.677/T_r - 5.1589 \ln T_r + 0.29657 T_r^6$$

Para una temperatura T de 350.874 K, T_r = 350.874/508.1 = 0.69056 y el cálculo de la presión de vapor reducida está dado por

$$\ln P_r^{sat} = 10.380 - 10.677/0.69056 - 5.1589 \ln 0.69056 + 0.29657(0.69056)^6$$
$$= -3.1391$$
$$P_r^{sat} = e^{-3.1391} = 0.043322$$
$$P^{sat} = (0.043322)(4700.0) = 203.61 \text{ kPa}$$

El valor experimental es 201.571 kPa.[1]

Hay otras ecuaciones publicadas[196,70,71] que es posible aplicar con una precisión equivalente y que requieren los valores críticos y algún otro dato de la presión de vapor.

ENTALPÍA DE EVAPORACIÓN

La entalpía de evaporación, ΔH_v, está relacionada con la presión de vapor, por medio de la ecuación termodinámicamente exacta de Clausius-Clapeyron:

$$\Delta H_v = -R \, \Delta Z_v \frac{d \ln P^{sat}}{d(1/T)} \qquad (3\text{-}71)$$

donde R = constante del gas
$\Delta Z_v = Z_G - Z_L$
Z_G = factor de compresibilidad del vapor saturado
Z_L = factor de compresibilidad del líquido saturado
P^{sat} = presión de vapor
T = temperatura absoluta

Si se dispone de datos precisos de Z_G y Z_L, es posible obtener excelentes valores de ΔH_v, al diferenciar una de las correlaciones de la presión de vapor y utilizar la ecuación (3-17). En caso contrario, ΔZ_v se puede estimar mediante la ecuación de Haggenmacher:[82]

$$\Delta Z_v = \left(1 - \frac{P_r}{T_r^3}\right)^{1/2} \qquad (3\text{-}72)$$

donde P_r = presión reducida = P/P_c
T_r = temperatura reducida = T/T_c

Sin embargo, la ecuación (3-72) sólo habrá de utilizarse para valores cercanos o abajo del punto normal de ebullición y aun así la precisión del valor de ΔH_v resultante se reduce en forma considerable.

Otra técnica razonable consiste en el método de los estados correspondientes, sugerido por Pitzer.[183] Como ejemplo, una representación analítica de este método,[196] para $0.6 < T_r \leq 1.0$ es

$$\Delta H_v/RT_c = 7.08(1 - T_r)^{0.354} + 10.95\omega(1 - T_r)^{0.456} \qquad (3\text{-}73)$$

donde R = constante de gas
T_c = temperatura crítica (absoluta)
T_r = temperatura reducida = T/T_c
ω = factor acéntrico

Ejemplo 11 Para el propionaldehído, las propiedades requeridas son[196] T_c = 496.0 K y ω = 0.313. A una temperatura T = 302.69 K, T_r = 302.69/496.0 = 0.6103. Al sustituir en la ecuación (3-73),

$$\Delta H_v/RT_c = (7.08)(1 - 0.6103)^{0.354} + (10.95)(0.313)(1 - 0.6103)^{0.456}$$
$$= 7.302$$

Al utilizar un valor de 8.31433 J/(mol · K), para la constante de gas,

$$\Delta H_v = (7.302)(8.31433)(496.0) = 30110 \text{ J/mol}$$

El valor experimental informado es 29374 J/mol.[38]

La entalpía de evaporización, en el punto normal de ebullición, ΔH_{vb}, se puede estimar mediante la ecuación propuesta por Riedel:[201]

$$\Delta H_{vb} = 1.093RT_c \left[T_{br} \frac{(\ln P_c - 1)}{0.930 - T_{br}} \right] \qquad (3\text{-}74)$$

donde R = constante de gas
T_c = temperatura crítica (absoluta)
T_{br} = temperatura reducida en el punto normal de ebullición = T_b/T_c
P_c = presión crítica, atm

Ejemplo 12 Las propiedades necesarias para el propionaldehído son[196] T_b = 321.0 K, T_c = 496.0 K y P_c = 47.0 atm. Por consiguiente, T_{br} = 321.0/496.0 = 0.6472. Para R = 8.31422 J/(mol · K),

$$\Delta H_{vb} = (1.093)(8.31433)(496.0) \frac{0.6472(\ln 47.0 - 1)}{0.930 - 0.6472}$$
$$= 29400 \text{ J/mol}$$

El valor experimental es 28297 J/mol.[38]

Otras correlaciones para una técnica similar y con una precisión semejante se pueden encontrar en Reid y colaboradores.[196]

La entalpía de evaporación disminuye con la temperatura y es igual a cero en el punto crítico. Si se conoce el valor de la entalpía de evaporación ΔH_{v1} a la temperatura T_1, esta dependencia respecto a la temperatura se representa mediante la relación de Watson,[268] para calcular otra entalpía de evaporación ΔH_{v2} a la temperatura T_2:

$$\Delta H_{v2} = \Delta H_{v1}\left(\frac{1 - T_{r2}}{1 - T_{r1}}\right)^{0.38} \qquad (3\text{-}75)$$

donde T_r = temperatura reducida = T/T_c. La ecuación (3-75) da valores satisfactorios para cálculos de ingeniería entre la temperatura normal de ebullición y el punto crítico.

CAPACIDAD CALORÍFICA DE LOS GASES IDEALES

La capacidad calorífica o calor específico de un gas ideal, C_p° es función de la temperatura, pero no de la presión ($P^\circ \to 0$). Para mezclas $C_{p\,mez}^\circ$ es un promedio en términos de la fracción mol.

Se han obtenido varias ecuaciones analíticas, para relacionar C_p° con la temperatura; la más común es un polinomio simple,

$$C_p^\circ = a + bT + cT^2 + dT^3 \qquad (3\text{-}76)$$

Las tablas de C_p° en función de la temperatura aparecen en *JANAF Thermochemical Tables*[107] y en la compilación de Stull y cols.[236] Para muchos compuestos, se dispone[101,179,247,249,280] de las constantes para utilizarse en ecuaciones analíticas como la (3-76).

Si los valores de C_p° no se encuentran en alguna de las tablas antes mencionadas, se dispone de varios métodos de estimación que sólo requieren de la estructura molecular. Los métodos de Thinh y cols.[246] y Benson[175, 211, 214, 230, 9] son los más precisos, pero también los más complicados. Estos métodos se han revisado y comparado en la literatura científica[196] El método aditivo de las contribuciones de grupo, desarrollado por Rihani y Doraiswamy es sencillo y razonablemente preciso. En él, se hace uso de los valores que aparecen en la Tabla 3-335, para determinar las constantes en la ecuación (3-76); en este caso, la temperatura debe darse en kelvins y el C_p° se calcula en cal/(mol · K). La Tabla 3-335 no debe usarse para temperaturas inferiores a 270 K.

CALOR DE FORMACIÓN

El calor de formación estándar, ΔH_f°, en el estado de gas ideal se requiere para determinar los calores de reacción. Domalski[45] revisó, en forma crítica, la literatura y recomendó valores para $\Delta H_f^\circ{}_{298}$ para más de 700 compuestos orgánicos; además, las referencias 9, 10, 39, 107 y 236 son fuentes valiosas de valores experimentales. Por otra parte, se dispone[175,211,214,230,9,196,60,61,248,3,98] de técnica de estimación. El método aditivo de contribuciones de grupo de Verma-Doraiswamy[263] representa un compromiso entre la complejidad y la precisión. En la tabla 3-335 aparecen los valores para varios grupos atómicos. Las unidades de $\Delta H_{f\,298}^\circ$ son kcal/mol.

En la literatura científica sólo se encuentra el valor de $\Delta H_{f\,298}^\circ$; para otras temperaturas,

$$\Delta H_T^\circ = \Delta H_{298}^\circ + \int_{298}^{T} C_p^\circ \, dT \qquad (3\text{-}77)$$

La determinación de C_p° se analizó con anterioridad.

ENERGÍA DE GIBBS

La energía estándar de formación de Gibbs, ΔG_f° se utiliza para determinar la extensión de una reacción química y se puede calcular con base en los calores estándar y las entropías de formación,

$$\Delta G_f^\circ = \Delta H_f^\circ - T\Delta S_f^\circ \qquad (3\text{-}78)$$

o a partir de las compilaciones de referencias estándar, por ejemplo, las referencias 107 y 236. Los métodos de estimación no son muy precisos. Van Krevelen y Chermin[255,256] sugieren

$$\Delta G_{fT}^\circ = A + BT \qquad (3\text{-}79)$$

donde A y B se determinan con base en las contribuciones de grupo que aparecen en la Tabla 3-335, en la que se tiene dos intervalos de temperatura: de 300 a 600 K y de 600 a 1500 K. En la ecuación (3-79) T está en kelvins y ΔG_f° se da en kilocalorías por mol. Además, es necesario corregir por simetría e isómeros ópticos, para obtener ΔG_f°. La corrección por simetría es $R \ln \sigma$ y se suma a la constante B. σ representa el número de permutaciones independientes de toda la molécula, que parecen idénticas a un observador. Por ejemplo, para el metano, $\sigma = 4$ y para la acetonaa, $\sigma = 2$. Si el compuesto tiene isómeros ópticos, B también debe corregirse mediante $R \ln \eta$, donde η representa el número de dichos isómeros.

Al utilizar la ecuación (3-79) y la Tabla 3-335, ΔG_f° se puede estimar con una precisión aproximada de ± 5 kcal/mol.

CAPACIDAD CALORÍFICA DEL LÍQUIDO

La capacidad calorífica o calor específico del líquido, para compuestos orgánicos se puede estimar, a 20°C, mediante la suma de las contribuciones de grupo que aparecen en la Tabla 3-336, *siempre y cuando*, la temperatura reducida $[(20 + 273)/T_c(\mathrm{K})]$ sea inferior a 0.75. Se dispone de otros métodos similares de contribuciones de grupo[110,213,133] para calcular C_{pL} a bajas temperaturas reducidas.

Por lo general, para determinar las capacidades caloríficas de líquidos orgánicos en intervalos amplios de temperatura, se utilizan los métodos de los estados correspondientes y la *diferencia* entre las capacidades caloríficas en el estado líquido y el estado de gas ideal se correlacionan con el factor acéntrico y la temperatura reducida. Cabe encontrar un ejemplo en Sternling y Brown:[17]

$$\frac{C_{pL} - C_p^\circ}{R} = (0.5 + 2.2\omega)[3.67 + 11.64\,(1 - T_r)^4 + 0.634\,(1 - T_r)^{-1}] \qquad (3\text{-}80)$$

donde C_p° es la capacidad calorífica del gas ideal, a la misma temperatura utilizada para evaluar C_{pL}; ω representa el factor acéntrico, en tanto que R es la constante del gas expresada en las mismas dimensiones que C_{pL}. La ecuación (3-80), por lo general tiene una precisión del 4 al 8%, salvo para $T_r > 0.95$, o para compuestos altamente polares.

Hay otras correlaciones de estados correspondientes[281,139,245] que son más precisas para líquidos polares; sin embargo, requieren de parámetros adicionales de caracterización como: radio de giro, factores de asociación, basados en los segundos coeficientes viriales, etc. La mayor parte de estas correlaciones están revisadas y se muestran en la literatura.[196]

TABLA 3-335 C

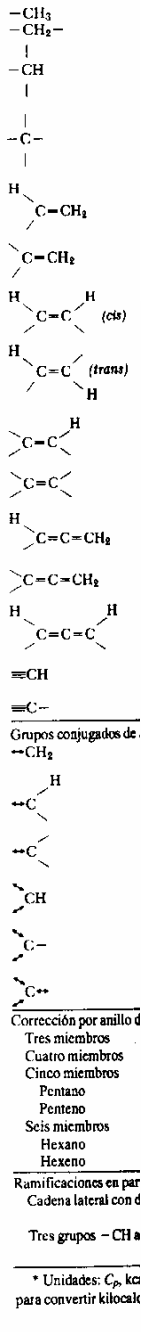


TABLA 3-335 Contribuciones de grupo para estimar C_{pr}°, ΔH_{f298} y ΔG_f^*

Grupo	Constante de la capacidad calorífica					Constante de la energía de Gibbs			
						300–600 K		600–1500 K	
	a	$b \times 10^2$	$c \times 10^4$	$d \times 10^8$	ΔH_f°, 298 K	A	$B \times 10^2$	A	$B \times 10^2$
$-CH_3$	0.6087	2.1433	−0.0852	0.1135	10.25	−10.943	2.215	−12.310	2.436
$-CH_2-$	0.3945	2.1363	−0.1197	0.2596	−4.94	−5.193	2.430	−5.830	2.544
$-CH$	−3.5232	3.4158	−0.2816	0.8015	−1.29	−0.705	2.910	−0.705	2.910
$-C-$	−5.8307	4.4541	−0.4208	1.263	0.62	1.958	3.735	4.385	3.350
$H\diagdown C=CH_2$	0.2773	3.4580	−0.1918	0.4130	15.02	13.737	1.655	12.465	1.762
$\diagdown C=CH_2$	−0.4173	3.8857	−0.2783	0.7364	20.50	16.467	1.915	16.255	1.966
$H\diagdown C=C\diagup H$ *(cis)*	−3.1210	3.0860	0.2359	0.5504	17.96	17.663	1.965	16.180	2.116
$H\diagdown C=C\diagup H$ *(trans)*	0.9377	2.9904	−0.1749	0.3918	17.83	17.187	1.915	15.815	2.062
$\diagdown C=C\diagup H$	−1.4714	3.3842	−0.2371	0.6063	−20.10	20.217	2.295	19.584	2.354
$\diagdown C=C\diagup$	0.4736	3.5183	−0.3150	0.9205	30.46	25.135	2.573	25.135	2.573
$H\diagdown C=C=CH_2$	2.2400	4.2896	−0.2566	0.5908	49.47	49.377	1.035	48.170	1.208
$\diagdown C=C=CH_2$	2.6308	4.1658	−0.2845	0.7277	51.30	51.084	1.474	51.084	1.474
$H\diagdown C=C=C\diagup H$	−3.1249	6.6843	−0.5766	1.743	55.04	52.460	1.483	52.460	1.483
$\equiv CH$	.....				27.10	27.048	−0.765	26.700	−0.704
$\equiv C-$	.....				27.38	26.938	−0.525	26.555	−0.550
Grupos conjugados de alquenos									
$\leftrightarrow CH_2$					(10.1)	5.437	0.675	4.500	0.832
$\leftrightarrow C\diagup H$	.....				(12)	7.407	1.035	6.980	1.088
$\leftrightarrow C\diagup$						9.152	1.505	10.370	1.308
$\diagdown CH$	−1.4572	1.9147	−0.1233	0.2985	3.27	3.047	0.615	2.505	0.706
$\diagdown C-$	−1.3883	1.5159	−0.069	0.2659	5.55	4.675	1.150	5.010	0.988
$\diagdown C\leftrightarrow$	0.1219	1.2170	−0.0855	0.2122	4.48	3.513	0.568	3.998	0.485
Corrección por anillo de cicloparafina									
Tres miembros	−3.5320	−0.0300	0.0747	−0.5514	24.13	23.458	−3.045	22.915	−2.966
Cuatro miembros	−8.6550	1.0780	0.0425	0.0250	18.45	10.73	−2.65	10.60	−2.50
Cinco miembros									
Pentano	−12.2850	1.8609	−0.1037	0.2145	5.44	4.275	−2.350	2.665	−2.182
Penteno	−6.8813	0.7818	−0.0345	0.0591		−3.657	−2.395	−3.915	−2.250
Seis miembros									
Hexano	−13.3923	2.1392	−0.0429	−0.1865	−0.76	−1.128	−1.635	−1.930	−1.504
Hexeno	−8.0238	2.2239	−0.1915	0.5473		−9.102	−2.045	−8.810	−2.071
Ramificaciones en parafinas									
Cadena lateral con dos o más átomos de carbono					0.80	1.31	0	1.31	0
Tres grupos −CH adyacentes	.....				−1.2	−2.13	0	2.12	0

* Unidades: C_p, kcal/(mol · K); ΔH_{f298}°, kcal/mol; ΔG_f°, Kcal/mol. Para convertir kilocalorías por mol a unidades térmicas británicas por libra mol, multiplíquese por 1800; para convertir kilocalorías por mol-kelvin a unidades térmicas británicas por libra mol-grado Fahrenheit, multiplíquese por 1000.

TABLA 3-335 Contribuciones de grupo para estimar C_{pr}^{o}, ΔH_{298f} y ΔG_f^{o} (*Continuación*)

Grupo	Constantes de la capacidad calorífica				Constantes de la energía de Gibbs			
					300–600 K		600–1500 K	
	a	$b \times 10^2$	$c \times 10^4$	$d \times 10^8$	ΔH_f°, 298 K	A	$B \times 10^2$	A	$B \times 10^2$
Grupos adyacentes $-\overset{|}{C}-$ y $-\overset{|}{C}H$					0.6	1.80	0	1.80	0
Dos grupos adyacentes $-\overset{|}{C}-$					(5.4)	2.58	0	2.58	0
Ramificación en anillos con cinco miembros									
Ramificación sencilla					0	−1.04	0	−1.69	0
Ramificación doble									
posición 1,1					0.30	−1.85	0	−1.19	−0.16
posición *cis*-1,2					0.70	−0.38	0	−0.38	0
posición *trans*-1,2					−1.10	−2.55	0	−0.945	−0.266
posición *cis*-1,3					−0.30	−1.20	0	−0.370	−0.166
posición *trans*-1,3					−0.90	−2.35	0	−0.800	−0.264
Ramificación en anillos con seis miembros									
Ramificación sencilla					0	−0.93	0	0.230	−0.192
Ramificación doble									
posición 1,1					2.44	0.835	−0.367	1.745	−0.556
posición *cis*-1,2					−0.20	−0.19	0	1.470	−0.276
posición *trans*-1,2					−2.69	−2.41	0	0.045	−0.398
posición *cis*-1,3					−2.98	−2.70	0	−1.647	−0.185
posición *trans*-1,3					−0.48	−1.60	0	0.260	−0.290
posición *cis*-1,4					−0.48	−1.11	0	−1.11	0
posición *trans*-1,4					−2.98	−2.80	0	−0.995	−0.245
Ramificación en aromáticos									
Ramificación doble									
posición 1,2					0.94	1.02	0	1.02	0
posición 1,3					0.38	−0.31	0	−0.31	0
posición 1,4					0.58	0.93	0	0.93	0
Ramificación triple									
posición 1,2,3					1.80	1.91	0	2.10	0
posición 1,2,4					0.44	1.10	0	1.10	0
posición 1,3,5					0.44	0	0	0	0
Grupos que contienen oxígeno									
−OH (primario)	6.5128	−0.1347	0.0414	−0.1623	−41.2	−41.56	1.28	−41.56	1.28
−OH (secundario)	6.5128	−0.1347	0.0414	−0.1623	−43.8	−41.56	1.28	−41.56	1.28
−OH (terciario)	6.5128	−0.1347	0.0414	−0.1623	−47.6	−41.56	1.28	−41.56	1.28
−OH (aromático)	6.5128	−0.1347	0.0414	−0.1623	−45.1	−41.56	1.28	−41.56	1.28
−O−	2.8461	−0.0100	0.0454	−0.2728	−24.2	−15.79	−0.85		
−CHO−	3.5184	0.9437	0.0614	−0.6978	−29.71	−29.28	0.77	−30.15	0.83
>CO	1.0016	2.0763	−0.1636	0.4494	−31.48	−28.08	0.91	−28.08	0.91
−COOH	1.4055	3.4632	−0.2557	0.6886	−94.68	−98.39	2.86	−98.83	2.93
−COO−	2.7350	1.0751	0.0667	−0.9230	(−79.8)	−92.62	2.61	−92.62	2.61
O	−3.7344	1.3727	−0.1265	0.3789	−21.62	−18.37	0.80	−16.07	0.40
Grupos que contienen nitrógeno									
−C≡N	4.5104	0.5461	0.0269	−0.3790	36.82	30.75	−0.72	30.75	−0.72
−N=C	5.0860	0.3492	0.0259	−0.2436	(44.4)	46.32	−0.89	46.32	−0.89
$-NO_2$	1.0898	2.6401	−0.1871	0.4750	−7.94	−9.0	3.70	−14.19	4.38
$-NH_2$ (alifático)	4.1783	0.7378	0.0679	−0.7310	3.21	2.82	2.71	−6.78	3.98
$-NH_2$ (aromático)	4.1783	0.7378	0.0679	−0.7310	−1.27	2.82	2.71	−6.78	3.98
>NH (alifático)	−1.2530	2.1932	−0.1604	0.4237	13.47	12.93	3.16	12.93	3.16
>NH (aromático)	−1.2530	2.1932	−0.1604	0.4237	8.50	12.93	3.16	12.93	3.16
>N− (alifático)	−3.4677	2.9433	−0.2673	0.7828	18.94	19.46	3.82	19.46	3.82
>N− (aromático)	−3.4677	2.9433	−0.2673	0.7828	8.50	19.46	3.82	19.46	3.82
N	2.4458	0.3436	0.0171	−0.2719		11.32	1.11	12.26	0.96
Grupos que contienen azufre									
−SH	2.5597	1.3347	−0.1189	0.3820	4.60	−10.68	1.07	−10.68	1.07
−S−	4.2256	0.1127	−0.0026	−0.0072	11.17	−3.32	1.42	−3.32	1.44
S	4.0824	−0.0301	0.0731	−0.6081	(7.8)	−0.97	0.51	−0.65	0.44
Grupos que contienen halógeno									
−F	1.4382	0.3452	−0.0106	−0.0034		−45.10	0.20		
−Cl	3.0660	0.2122	−0.0128	0.0276		−8.25	0	−8.25	0
−Br	2.7605	0.4731	−0.0455	0.1420		−1.62	−0.26	−1.62	−0.26
−I	3.2651	0.4901	−0.0539	0.1782		7.80	0	7.80	0

TABLA 3-336 calorífica mol

Grupo
Alcan
$-CH_3$
$-CH_2-$
$-\overset{|}{C}H-$
$-\overset{|}{C}-$
Olefi
$=CH_2$
$=\overset{|}{C}-H$
$=\overset{|}{C}-$
Alqu
$-C\equiv H$
$-C\equiv$
En un a
$-\overset{|}{C}H-$
$-\overset{|}{C}=$ or $-\overset{|}{C}-$
$-CH=$
$-CH_2-$
Oxíg
$-O-$
$>C=O$
$-\overset{|}{C}=O$
$-\overset{O}{\overset{\|}{C}}-OH$

* Sume 4.5 por un grupo de carbo está unido por un casos, un grupo d casos, debe agreg

Excepciones a

1. No se suman

2. Para grupos gará 2.5 en lugar rios de adición en por cada adición

3. No se suman

Ejemplo de la

C_{pL} (

Para convertir por libra mol-gra

a energía de Gibbs

600–1500 K	
A	$B \times 10^2$
1.80	0
2.58	0
−1.69	0
−1.19	−0.16
−0.38	0
−0.945	−0.266
−0.370	−0.166
−0.800	−0.264
0.230	−0.192
1.745	−0.556
1.470	−0.276
0.045	−0.398
−1.647	−0.185
0.260	−0.290
−1.11	0
−0.995	−0.245
1.02	0
−0.31	0
0.93	0
2.10	0
1.10	0
0	0
−41.56	1.28
−41.56	1.28
−41.56	1.28
−41.56	1.28
−30.15	0.83
−28.08	0.91
−98.83	2.93
−92.62	2.61
−16.07	0.40
30.75	−0.72
46.32	−0.89
−14.19	4.38
−6.78	3.98
−6.78	3.98
12.93	3.16
12.93	3.16
19.46	3.82
19.46	3.82
12.26	0.96
−10.68	1.07
−3.32	1.44
−0.65	0.44
−8.25	0
−1.62	−0.26
7.80	0

TABLA 3-336 Contribuciones de grupo, para la capacidad calorífica molar del líquido a 20°C, cal/(g · mol · K)

Grupo	Valor*
Alcano	
$-CH_3$	8.80
$-CH_2-$	7.26
$-CH-$	5.00
$-C-$	1.76
Olefina	
$=CH_2$	5.20
$-C-H$	5.10
$-C-$	3.80
Alquino	
$-C\equiv H$	5.90
$-C\equiv$	5.90
En un anillo	
$-CH-$	4.4
$-C=$ or $-C-$	2.9
$-CH=$	5.3
$-CH_2-$	6.2
Oxígeno	
$-O-$	8.4
$>C=O$	12.66
$-C=O$	12.66
$-C(=O)-OH$	19.1
$-CO-$	14.5
$-CH_2OH$	17.5
$-CHOH$	18.2
$-COH$	26.6
$-OH$	10.7
$-ONO_2$	28.5
Nitrógeno	
$H-N-$	14.0
$-N-$	10.5
$-N-$	7.5
$-N=$ (en un anillo)	4.5
$-C\equiv N$	13.9
Azufre	
$-SH$	10.7
$-S-$	8.0
Halógeno	
−Cl (primero o segundo un carbono)	8.6
−Cl (tercero o cuarto en un carbono)	6.0
−Br	9.0
−F	4.0
−I	8.6
Hidrógeno	
H— (Para ácido fórmico, formiatos, ácido cianhídrico, etc.)	3.5

* Sume 4.5 por cualquier grupo de carbono que cubra los siguientes criterios: un grupo de carbono unido por un enlace sencillo a otro grupo de carbono, que está unido por un enlace doble o triple a un tercer grupo de carbono. En algunos casos, un grupo de carbono cubre estos criterios en más de una forma. En estos casos, debe agregarse 4.5 cada vez que el grupo cubra los criterios.

Excepciones a la regla de adición de 4.5:

1. No se sumará 4.5 para grupos $—CH_3$

2. Para grupos $—CH_2—$ que cubra los criterios de adición de 4.5, sólo se agregará 2.5 en lugar de 4.5. Sin embargo, cuando el grupo $—CH_2—$ cubra los criterios de adición en más de una forma, la suma deberá ser 2.5 la primera vez y 4.5 por cada adición subsecuente.

3. No se sumará 4.5 para cualquier grupo de carbono en un anillo.

Ejemplo de la regla para el 1,4-pentadieno:

$$C_{pL}\,(20°C) = 2(CH_2=) + 2(-CH=) + -CH_2- + \text{las correcciones anotadas en la tabla}$$
$$= 2(5.20) + 2(5.10) + 7.26 + 2.5 + 4.5$$
$$= 34.9\ \text{cal/(g · mol · k)}$$

Para convertir calorías por gramo mol-kelvin a unidades térmicas británicas por libra mol-grado Fahrenheit, multiplíquese por 1.0.

Además, existen métodos de estimación basados en el rastreo del ciclo termodinámico entre el estado líquido y el de gas ideal,[36,268,197,32] pero no dan por resultado una estimación rápida de C_{pL}.

Miller y cols.[160] presenta los coeficientes del polinomio que permiten el cálculo de C_{pL}, para muchos compuestos, en un intervalo amplio de temperaturas. Para hidrocarburos, son bastantes precisas las correlaciones específicas de Hadden,[80,81] Luria y Benson.[133]

Para mezclas líquidas de compuestos orgánicos se supone un valor promedio, en términos de la fracción mol, de las capacidades caloríficas de los componentes puros. En este procedimiento se desprecian los efectos del calor de mezclado.

VISCOSIDAD

Gases Se dispone de métodos teóricos para calcular la viscosidad de un gas a bajas presiones, pero es necesario conocer la función, intermolecular potencial aplicable para el sistema. Generalmente, para moléculas no polares, se supone el potencial 12-6 de Lennard-Jones y para moléculas polares el de Stockmayer.[22] El resultado final de los cálculos es una expresión para la viscosidad en términos de un parámetro de energía y uno de longitud, cada uno de ellos característicos para la molécula en cuestión. Las ecuaciones se presentan en la referencia 196, y en el Apéndice C de esta referencia aparecen los valores tabulados de los parámetros de energía y longitud[242] para 75 compuestos.

Sin embargo, las viscosidades de **gases puros a bajas presiones** se estiman mejor por medio de los métodos de estados correspondientes. Thodos y sus colaboradores[59,151,231,279] proponen:

Gases no polares:

$$\eta\xi = 4.610T_r^{0.618} - 2.04e^{-0.449\,T_r} + 1.94e^{-4.058T_r} + 0.1 \qquad (3\text{-}81)$$

Gases polares, con enlaces de hidrógeno, para $T_r < 2.0$:

$$\eta\xi = (0.755T_r - 0.055)Z_c^{5/4} \qquad (3\text{-}82)$$

Para gases polares, sin enlaces de hidrógeno, con $T_r < 2.5$

$$\eta\xi = (1.90T_r - 0.29)^{4/5}Z_c^{-2/3} \qquad (3\text{-}83)$$

$$\text{donde } \xi = T_c^{1/6}M^{-1/2}P_c^{-2/3} \qquad (3\text{-}84)$$

con η en μP, T_c en kelvins y P_c atmósferas. M representa el peso molecular y Z_c es el factor de compresibilidad crítica [Ec. (3-19)]. La ecuación (3-81) no debe usarse para H_2, He o gases diatómicos de halógenos.

Reichenberg[193] sugirió una relación diferente:

$$\eta\xi' = T_r\{1 + 0.36\,T_r(T_r - 1)\}^{-1/6} \qquad (3\text{-}85)$$

donde η está en μP y ξ' se define como:

$$\xi' = M^{-1/2}T_c^{-1}\Sigma n_i C_i \qquad (3\text{-}86)$$

donde T_c está en kelvins, n_i es el número de grupos atómicos del tipo i y C_i representa la contribución del grupo i, que aparece en la Tabla 3-337.

Tanto la correlación de Thodos, como la de Reichenberg predicen las viscosidades de gases a baja presión, con una precisión del 1 a 3%, para compuestos no polares y del 3 a 5% para materiales polares.

TABLA 3-337 Valores de Reichenberg de C_i, para calcular el parámetro de viscosidad del gas ξ

Grupo	Contribución, C_i
$-CH_3$	9.04
CH_2 (no anillado)	6.47
CH− (no anillado)	2.67
C (no anillado)	−1.53
$=CH_2$	7.68
=CH− (no anillado)	5.53
C= (no anillado)	1.78
≡CH	7.41
≡C− (no anillado)	5.24
CH_2 (anillado)	6.91
CH− (anillado)	1.16
C (anillado)	0.23
=CH− (anillado)	5.90
C= (anillado)	3.59
−F	4.46
−Cl	10.06
−Br	12.83
−OH (alcoholes)	7.96
O (no anillado)	3.59
C=O (no anillado)	12.02
−CHO (aldehídos)	14.02
−COOH (ácidos)	18.65
−COO− (ésteres) o HCOO (formiatos)	13.41
$-NH_2$	9.71
NH (no anillado)	3.68
=N− (anillado)	4.97
−CN	18.13
S (anillado)	8.86

La viscosidad de **mezclas gaseosas a baja presión** se puede calcular con base en la teoría cinética,[23,24,25,26,31,94] pero estos cálculos son bastante complicados. Cabe lograr una aproximación a una solución rigurosa mediante una expansión en series, en la que el primero y más importante de los términos es

$$\eta_{mez} = \sum_{i=1}^{n} \frac{y_i \eta_i}{\sum_{j=1}^{n} y_j \phi_{ij}} \tag{3-87}$$

donde η_{mez} es la viscosidad de un gas a baja presión, que contiene n componentes, con fracciones mol y_i. η_i es la viscosidad de i puro a la misma temperatura y baja presión ϕ_{ij} es un parámetro que se puede estimar con base en las ecuaciones (3-88) y (3-89),[272]

$$\phi_{ij} = \frac{\{1 + (\eta_i/\eta_j)^{1/2}(M_j/M_i)^{1/4}\}^2}{\{8(1 + M_i/M_j)\}^{1/2}} \tag{3-88}$$

en tanto que

$$\phi_{ji} = (\eta_j/\eta_i)(M_i/M_j)\,\phi_{ij} \tag{3-89}$$

Estas relaciones fueron propuestas por Wilke y se han comprobado en forma amplia. Salvo en algunos casos, en los que uno de los componentes de la mezcla sea H_2 o He, los errores rara vez exceden al 3 o 4%.

Herming y Zipperer[92] recomendaron una expresión más sencilla para ϕ_{ij}, es decir,

$$\phi_{ij} = (M_j/M_i)^{1/2} = \phi_{ji}^{-1} \tag{3-90}$$

La ecuación (3-90) es menos precisa que la ecuación (3-88) y no ha de usarse si en la mezcla se encuentran presentes H_2 o He.

Reichenberg[195] examinó todas las relaciones para determinar la viscosidad de mezclas gaseosas a baja presión y sugirió una expresión modificada de la ecuación (3-87), en la que se mantienen los términos de orden mayor. Para mezclas que contienen H_2 o He esta relación da una precisión ligeramente más elevada, pero para la mayor parte de los sistemas de interés en la industria química, el cambio en la precisión total es pequeño.

Para mezclas que contengan componentes altamente polares, Brokaw[25, 22] propuso otros métodos para estimar ϕ_{ij}. Dean y Stiel[44] sugirieron una estimación mediante los estados correspondientes, pero ésta es menos precisa que el método de Wilke [Ecs. (3-88) y (3-89)].

Sutton[240] publicó un compendio de referencias de datos experimentales de viscosidad para mezclas gaseosas.

La viscosidad de un gas, con presión cercana a la atmosférica, no es muy sensible a pequeños cambios de presión, pero a *presión elevada*, lo anterior ya no es válido. En la figura 3-47 aparece una gráfica de la correlación de Reichenberg,[193] en la que se muestra el efecto de la presión sobre la viscosidad del gas, determinada por las ecuaciones (3-91) y (3-92).

$$\frac{\eta - \eta^\circ}{\eta^\circ \mathcal{P}} = \frac{AP_r^{1.5}}{BP_r + (1 + CP_r^D)^{-1}} \tag{3-91}$$

Las constantes A, B, C y D son funciones de la temperatura reducida, como sigue:

$$A = \frac{\alpha_1}{T_r} \exp \alpha_2 T_r^{-\alpha_3} \qquad B = A(\beta_1 T_r - \beta_2)$$

$$C = \frac{\gamma_1}{T_r} \exp \gamma_2 T_r^{-\gamma_3} \qquad D = \frac{\delta_1}{T_r} \exp \delta_2 T_r^{-\delta_3}$$

$\alpha_1 = 1.9824 \times 10^{-3}$	$\alpha_2 = 5.2683$	$\alpha_3 = 0.5767$
$\beta_1 = 1.6552$	$\beta_2 = 1.2760$	
$\gamma_1 = 0.1319$	$\gamma_2 = 3.7035$	$\gamma_3 = 79.8678$
$\delta_1 = 2.9496$	$\delta_2 = 2.9190$	$\delta_3 = 16.6169$

$$\mathcal{P} = 1 - \frac{300(\mu_p)^2 P_c}{T_c^2} \tag{3-92}$$

con μ_p en debyes,* P_c en atmósferas y T_c en kelvins. η° representa la viscosidad a la presión atmosférica y puede estimarse en forma separada, por ejemplo, con las ecuaciones (3-81) a (3-85). Para materiales no polares, $\mathcal{P} = 1$. A pesar de que esta sencilla relación no se ha comprobado en forma amplia, parece dar por resultado errores inferiores al 10%, incluso cerca del punto crítico.

Otro método para estimar la viscosidad de gases densos consiste en utilizar el hecho empírico de que la viscosidad residual

* 1 debye = $(\sqrt{10})(10^{-25})(J \cdot m^3)^{1/2}$.

(3-89)

y se han compro-
en los que uno de
s errores rara vez

ón más sencilla pa-

(3-90)

ıación (3-88) y no
es H_2 o He.
para determinar
ón y sugirió una
la que se mantie-
que contienen H_2
ıte más elevada,
és en la industria
ieño.
tamente polares,
β_{ij}. Dean y Stiel[44]
correspondientes,
ke [Ecs. (3-88) y

de datos experi-

a atmosférica, no
ero a *presión ele-*
aparece una grá-
ue se muestra el
erminada por las

(3-91)

mperatura redu-

$- \beta_8)$

T_r^{-8s}

= 0.5767

= 79.8678
= 16.6169

(3-92)

ıs. η° representa
lmarse en forma
(3-85). Para ma-
la relación no se
esultado errores

ses densos con-
osidad residual

$\eta - \eta^\circ$ es función de la densidad reducida ρ_r. Al igual que antes, η representa la viscosidad a la temperatura T y presión elevada, y η° es la viscosidad a una presión cercana a la atmosférica, pero a la misma temperatura; ρ_r es la razón de la densidad del gas respeto a la densidad crítica. Stiel y Thodos[112,223] surgieron las correlaciones residuales generales más precisas.

Gases no polares:

$$[(\eta - \eta^\circ)\xi + 1]^{0.25} = 1.0230 + 0.23364\rho_r + 0.58533\rho_r^2 - 0.40758\rho_r^3 + 0.093324\rho_r^4 \quad (3\text{-}93)$$

$\xi = T_c^{1/6} M^{-1/2} P_c^{-2/3}$, donde T_c está en kelvins, P_c en atmósferas y M representa el peso molecular; η y η° se expresan en μP.

Esta relación es aplicable en el intervalo $0.1 \le \rho_r \le 3$.

Gases polares:

$$(\eta - \eta^\circ)\xi = 1.656\rho_r^{1.111} \qquad \rho_r \le 0.1 \quad (3\text{-}94)$$

$$(\eta - \eta^\circ)\xi = 0.0607(9.045\rho_r + 0.63)^{1.739} \quad 0.1 \le \rho_r < 0.9 \quad (3\text{-}95)$$

$$\log\{4 - \log[(\eta - \eta^\circ)\xi]\} = 0.6439 - 0.1005\rho_r - \Delta \qquad 0.9 \le \rho_r < 2.6 \quad (3\text{-}96)$$

$$\text{donde } \Delta = \begin{cases} 0 & 0.9 \le \rho_r < 2.2 \\ (4.75)(10^{-4})(\rho_r^3 - 10.65)^2 & 2.2 \le \rho_r < 2.6 \end{cases} \quad (3\text{-}97)$$

La precisión de las ecuaciones (3-93) a (3-97) es aproximadamente del 10%. La densidad del gas, a alta presión, debe conocerse o estimarse con base en una ecuación de estado.

Ninguno de los métodos para estimar la viscosidad se aplica a gases a muy baja presión, cuando la trayectoria libre media molecular es del mismo orden que la dimensión característica del aparato donde fluye el gas.[27]

Para estimar la viscosidad de **mezclas gaseosas a alta presión** cabe utilizar la figura 3-47 [o las ecuaciones (3-91) y (3-92)], si se definen las reglas de mezclado para calcular $T_{c,mez}$ y $P_{c,mez}$. En caso de que uno o más componentes sean polares, también será necesario obtener el factor polar $\mathcal{P}$. En la actualidad no existen reglas para calcular $\mathcal{P}_{mez}$, pero se pueden utilizar las reglas modificadas de mezclado de Prausnitz y Gunn,[186] para determinar $T_{c,mez}$ y $P_{c,mez}$.

$$\begin{aligned} T_{c,mez} &= \sum_i y_i T_{ci} \\ Z_{c,mez} &= \sum_i y_i Z_{ci} \\ V_{c,mez} &= \sum_i y_i V_{ci} \\ P_{c,mez} &= \frac{Z_{c,mez} R T_{c,mez}}{V_{c,mez}} \end{aligned} \quad (3\text{-}98)$$

donde Z_c representa el factor de compresibilidad crítica y y_i es la fracción mol del componente i.

Dean y Stiel[44] proponen una correlación de viscosidad residual, similar a las ecuaciones (3-93) a (3-97):

$$(\eta_{mez} - \eta^\circ_{mez})\,\xi_{mez} = (1.08)[\exp(1.439\rho_{r,mez}) - \exp(-1.11\rho_{r,mez}^{1.858})] \quad (3\text{-}99)$$

donde η_{mez} = viscosidad de la mezcla a alta presión, μP
η°_{mez} = viscosidad de la mezcla a baja presión μP
$\rho_{r,mez}$ = densidad pseudoreducida de la mezcla = $\rho_{mez}/\rho_{c,mez}$
ρ_{mez} = densidad de la mezcla, (g · mol)/cm^3

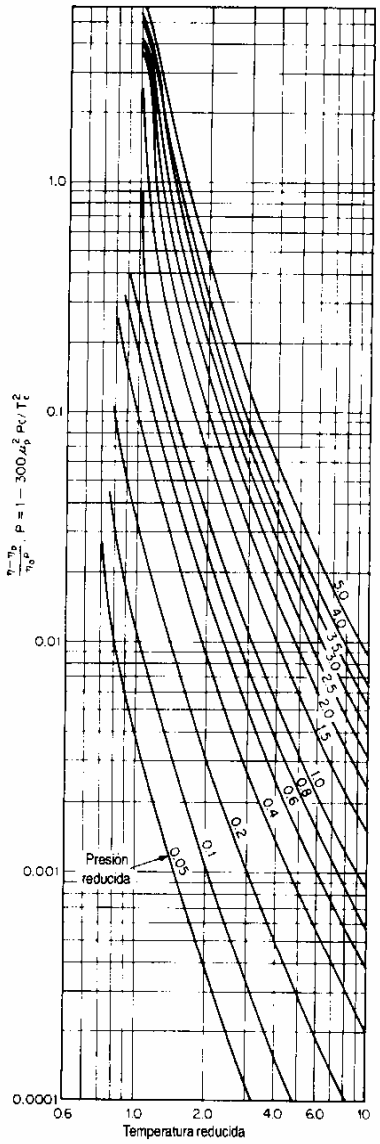


FIG. 3-47 Correlación de Reichenberg para viscosidades de gases densos.

$\rho_{c,mez}$ = densidad pseudocrítica de la mezcla, g · mol/cm^3 =

$$\xi_{mix} = \frac{P_{c,mez}/Z_{c,mez}\,RT_{c,mez}}{T_{c,mez}^{1/6} M_{mez}^{1/2} P_{c,mez}^{2/3}}$$

El peso molecular de la mezcla M_{mez} es un promedio en términos de la fracción mol. Los parámetros pseudocríticos de la mezcla $Z_{c,mez}$

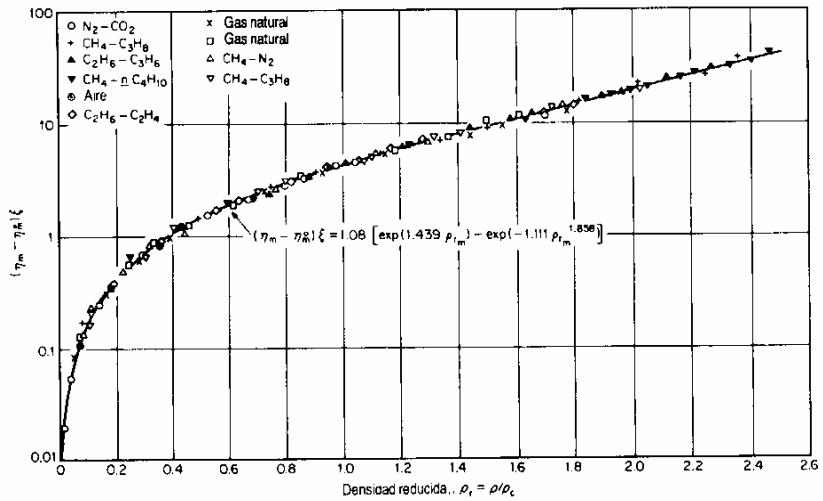


FIG. 3-48 Relación entre $(\eta - \eta^0)\xi$ y ρ_r para mezclas no polares.

$T_{c,mez}$ y $P_{c,mez}$ se calculan con base en las reglas modificadas de Prausnitz y Gunn [Ec. (3-98)].

La ecuación (3-99) se usa en forma exclusiva para mezclas no polares; se considera que es aplicable tanto a gases a alta presión como líquidos a alta temperatura, pero la precisión para líquidos con densidades reducidas mayores a 2 es de esperarse que sea pobre. La ecuación nunca se ha comprobado con detalle en la región del líquido. Cuando dicha ecuación se probó, en nuevas mezclas gaseosas a diferentes densidades, el error promedio obtenido fue del 3.7%. La mayor parte de las mezclas eran de hidrocarburos ligeros o hidrocarburos y gases inertes. En la figura 3-48 se muestra una gráfica de la ecuación (3-99) y para los sistemas más simples la concordancia es excelente. Giddings[68] propuso una correlación similar, en este caso, se seleccionaron reglas diferentes para determinar las constantes pseudocríticas. Para mezclas de hidrocarburos ligeros se obtuvo una buena correlación, y también se descubrió que la correlación se podía mejorar si se utilizara el peso molecular en términos de la fracción mol como un tercer parámetro de la correlación.

Líquidos La viscosidad de un líquido disminuye al incrementarse la temperatura. A temperaturas reducidas inferiores a aproximadamente $T_r = 0.75$, una de las correlaciones más precisas está dada por

$$\ln \eta_L = A + B/(T + C) \tag{3-100}$$

Es posible determinar las constantes A, B, y C con base en los datos experimentales de regresión de la viscosidad del líquido. Si se sacrifica ligeramente la precisión, C se puede aproximar[69] como

$$C = 17.71 - 0.19\,T_b \tag{3-101}$$

donde la temperatura T y el punto normal de ebullición T_b se expresa en kelvins. A menudo, las constantes A y B son funciones sensibles a la estructura molecular. Con frecuencia, en lugar de la ecuación (3-100) se utiliza la correlación más sencilla de Andrade[4,5]; es decir, si C se iguala a cero,

$$\ln \eta_L = A + B/T \tag{3-102}$$

Las ecuaciones (3-100) y (3-102) no tiene que utilizarse si $T_r > 0.75$. Para líquidos a temperatura elevada, la ecuación (3-103) proporciona una relación aproximada para estimar la viscosidad del líquido[123]

$$\eta_L\xi = (\eta_L\xi)^{(0)} + \omega(\eta_L\xi)^{(1)} \tag{3-103}$$

$$(\eta_L\xi)^{(0)} = 0.015174 - 0.02135T_r + 0.0075T_r^2 \tag{3-104}$$

$$(\eta_L\xi)^{(1)} = 0.042552 - 0.07674T_r + 0.0340T_r^2 \tag{3-105}$$

$$\xi = T_c^{1/6}M^{-1/2}P_c^{-2/3} \tag{3-106}$$

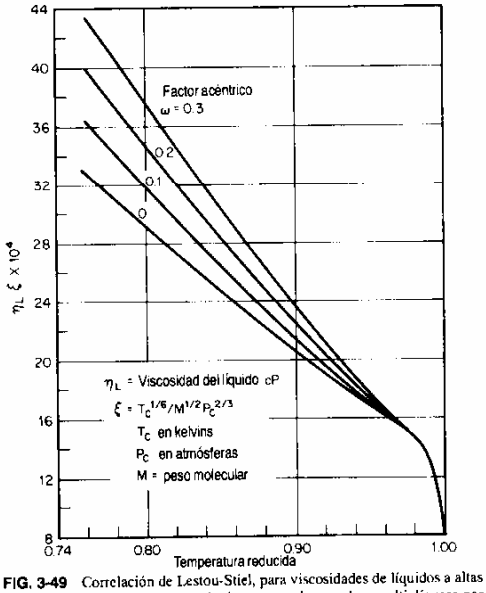


FIG. 3-49 Correlación de Lestou-Stiel, para viscosidades de líquidos a altas temperaturas. Para convertir centipoises a pascal-segundos, multiplíquese por 0.001; °R = $^5/_9$ K.

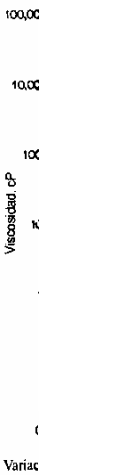
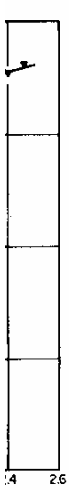


FIG. 3-50 Variac
Para convertir cent
°C + 32.

donde η_L está da
En la ecuación
representa el pe
ción presentada
intervalo 0.75 <
La ecuación (
nar la viscosidad
descritas con an
líquidos se comp
rrelaciones de p
pondientes.
A temperatur
empeña un pap
sencillas y conf
dos. Las ecuaci
y en la referenc
lizarse con la c
de estos parám
rencia 196.
Si se dispone
ra, las viscosida
ra 3-50.[124] Para
cosidad en la or
grados (centígra
50 debe utilizar
neral, la precisió
El efecto de
está bien deter
las ecuaciones
zonable, si no
A temperatura
todo de estima
para moléculas
la presión es
mente 50 atm.
Las ecuacion
fueron analiza
predecir para n
mediante la co



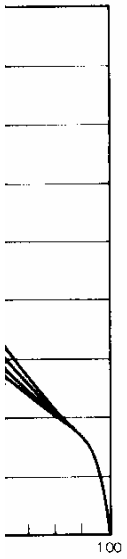
ue utilizarse si $T_r >$
la ecuación (3-103)
stimar la viscosidad

(3-103)

$0.0075T_r^2$ (3-104)

$0.0340T_r^2$ (3-105)

(3-106)



ldades de líquidos a altas
undos, multiplíquese por

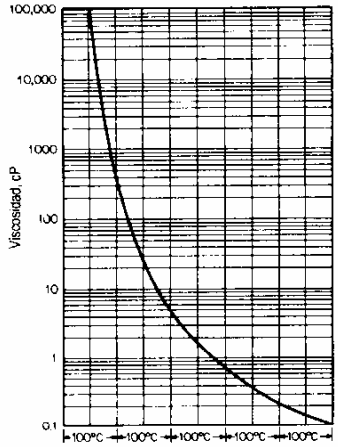


FIG. 3-50 Variación aproximada por temperatura de la viscosidad del líquido. Para convertir centipoises a pascal-segundos, multiplíquese por 0.001; °F = °C + 32.

donde η_L está dada en centipoises y ω representa el factor acéntrico. En la ecuación (3-106), T_c está en kelvins, P_c en atmósferas y M representa el peso molecular. En la figura 3-49 aparece la correlación presentada en la ecuación (3-103), que sólo ha de usarse en el intervalo $0.75 < T_r < 0.98$. En el punto crítico, $\eta_L \xi \sim 0.00078$.

La ecuación (3-103) es similar a las correlaciones para determinar la viscosidad de un gas, mediante los estados correspondientes, descritas con anterioridad; a temperaturas reducidas elevadas, los líquidos se comportan "como gases" y en consecuencia, muchas correlaciones de propiedades se basan en la ley de los estados correspondientes.

A temperaturas reducidas bajas, la estructura del líquido desempeña un papel más específico y no se dispone de ecuaciones sencillas y confiables para estimar las viscosdiades de los líquidos. Las ecuaciones disponibles se revisaron en la literatura[196] y en la referencia 258 aparece una tabla de parámetros, para utilizarse con la correlación de van Velzen y cols.;[257, 258] muchos de estos parámetros se reprodujeron en el Apéndice B de la referencia 196.

Si se dispone de un dato de viscosidad del líquido a baja temperatura, las viscosidades a otras temperaturas se pueden estimar con la figura 3-50.[124] Para utilizar la gráfica, ubíquese el valor conocido de viscosidad en la ordenada y proyecte la abscisa el número requerido de grados (centígrados), para encontrar la nueva viscosidad. La figura 3-50 debe utilizarse exclusivamente para líquidos orgánicos. Por lo general, la precisión de esta extrapolación es de ± 20%.

El efecto de la **presión** sobre la viscosidad de los **líquidos** no está bien determinado, a temperaturas reducidas de 0.8 mayores, las ecuaciones (3-93) a (3-97) proporcionan una estimación razonable, si no se exceden los intervalos de densidad aplicables. A temperaturas reducidas inferiores a 0.80, no se dispone de método de estimación para predecir el efecto de la presión, pero para moléculas con una estructura molecular simple, el efecto de la presión es relativamente insignificante hasta aproximadamente 50 atm.

Las ecuaciones para estimar las viscosidades de mezclas líquidas fueron analizadas por Irving.[102,103]. Las viscosidades se pueden predecir para mezclas no polares, con una precisión del 5 al 10%, mediante la correlación:

$$\ln \eta_{mez} = \Sigma\, \omega_j \ln \eta_j \qquad (3\text{-}107)$$

donde η_{mez} representa la viscosidad de la mezcla; η_j es la viscosidad del componente puro j y w_j denota la fracción *peso* de j

Para mezclas líquidas que contienen uno o más componentes polares, incluso sistemas acuosos, a menudo, la ecuación (3-107) es muy imprecisa y en su lugar, Irving recomienda la correlación de Grunberg.[77,78] Para una mezcla binaria de 1 y 2,

$$\ln \eta_{mez} = x_1 \ln \eta_1 + x_2 \ln \eta_2 + 2x_1x_2G_{12} \qquad (3\text{-}108)$$

donde G_{12} es un parámetro ajustable, que normalmente se obtiene a partir de datos experimentales. Las unidades de la concentración en la ecuación (3-108) son fracciones mol, sin embargo, cabe utilizar las fracciones peso, sin un cambio esencial en la precisión. con la ecuación (3-108) se pueden correlacionar las viscosidades de mezclas líquidas, tanto polares como no polares, con una precisión del ± 15%.[105] Para los sistemas acuosos se obtienen errores mayores.

El parámetro de interacción G_{12} varía para cada mezcla y es función de la temperatura y, dado que con la ecuación (3-108) no se puede correlacionar con exactitud las viscosidades de las mezclas líquidas, G_{12} es además una función de la composición. Para muchas mezclas binarias,[103] se ha determinado el valor de G_{12} y se ha demostrado que puede ser positivo o negativo. Por lo general, es negativo para mezclas de líquidos no polares (con un promedio aproximado de ~ 0.09). Este valor es aún más negativo para mezclas binarias polares y no polares (con un promedio de ~ 0.22). Para mezclas de líquidos polares se obtienen valores tanto negativos como positivos y G_{12} por lo general, pero no siempre, disminuye al incrementarse la temperatura; sin embargo, no se han observado tendencias generalizadas. No se dispone de un método general de predicción, aunque se han obtenido algunos resultados satisfactorios, para unos cuantos sistemas, al relacionar G_{12} con volumen en exceso de la mezcla.[76]

A pesar de que no se ha comprobado una expresión multicomponente de la ecuación (3-108), debe tener la forma general:

$$\ln \eta_{mez} = \sum_i \sum_j x_i x_j [(0.5) \ln (\eta_i \eta_j) + G_{ij}] \qquad (3\text{-}109)$$

con $G_{ii} = 0$. La ecuación (3-109) se reduce a la expresión (3-107) si todas las $G_{ij} = 0$ y se utilizan las fracciones peso.

Existen muchas otras correlaciones para la viscosidad de una mezcla líquida, que se han revisado en la literatura.[196,103,102] Hanley[86] resumió los métodos teóricos.

CONDUCTIVIDAD TÉRMICA

Gases Para gases de **hidrocarburos a baja presión**, Misic y Thodos[161,162] correlacionan la conductividad térmica λ_G con la temperatura reducida y la capacidad calorífica del vapor; es decir, para **metano, naftenos e hidrocarburos aromáticos** con una T_r inferior a 1.0:

$$\lambda_G = 4.45 \times 10^{-6} T_r C_p / \Gamma \qquad (3\text{-}110)$$

en tanto que, para hidrocarburos con una T_r superior a 1.0 y para todos los otros gases de hidrocarburos a cualquier temperatura reducida,

$$\lambda_G = (10^{-6})(14.52T_r - 5.14)^{2/3} C_p / \Gamma \qquad (3\text{-}111)$$

En estas ecuaciones,

$$\Gamma = T_c^{1/6} M^{1/2} P_c^{-2/3} \qquad (3\text{-}112)$$

donde λ_G = conductividad térmica del gas a baja presión, en cal/(cm · s · K)
T_c = Temperatura crítica, K
P_c = Presión crítica, atm
M = Peso molecular
C_p = capacidad calorífica o calor específico a presión constante, en cal/(mol · K)

El valor de C_p se puede suponer igual al del gas ideal. Por lo general, los errores son inferiores al 10%. Para convertir λ_G de calorías por centímetro-segundo-kelvin a watts por metro-kelvin, multiplíquese por 418.68 y para convertirla a unidades térmicas británicas por hora-pie-grado Fahrenheit, multiplíquese por 241.9.

Para gases a baja presión que no sean hidrocarburos, probablemente el método más sencillo de estimación sea la correlación de Eucken

$$\lambda_G = (C_v + 4.47)(\eta/M) \tag{3-113}$$

donde η = viscosidad del gas a baja presión, P
C_v = calor específico a volumen constante, cal/(mol · K)

y los demás términos ya se definieron en las ecuaciones (3-110 y 3-111). η puede estimarse por los métodos descritos con anterioridad, en tanto que, por lo general, resulta satisfactoria la estimación de C_V, mediante la expresión $(C_p - R)$, donde $R = 1.986$ cal/(mol · K). Los errores experimentados al utilizar la ecuación (3-113) normalmente se encuentran abajo del 15 a 20%. Con frecuencia, la expresión (3-113) subestima el valor de λ_G. Una forma modificada de la ecuación de Eucken,[243] que intenta considerar en forma más realista la trasnferencia de energía interna, cabe expresarle como

$$\lambda_G = (1.32C_v + 3.52)(\eta/M) \tag{3-114}$$

pero generalmente, esta ecuación *sobrestima* el valor de λ_G. A menudo, se obtienen buenos resultados, al promediar las estimaciones de λ_G obtenidas con base en las ecuaciones (3-113) y (3-114).

Se han propuesto muchos otros métodos de estimación de la conductividad térmica de gases a baja presión. Algunos se basan rigurosamente en la teoría, en tanto que otros son empíricos y utilizan las contribuciones de grupo.[203, 204] La mayor parte de estos métodos se revisaron en la referencia 196.

La conductividad térmica de los gases, a baja presión, se incrementa con la temperatura. En intervalos pequeños de temperatura, $d\lambda/dT$ es casi constante e igual a 0.1 a 0.3 cal/(cm·s·K). Los gases con valor más grandes de λ_G, por lo general presentan valores mayores para $d\lambda/dT$. En intervalos bastante amplios de temperatura una expresión más precisa para predecir las variaciones por temperatura es

$$\lambda_{T_2}/\lambda_{T_1} = (T_2/T_1)^n \tag{3-115}$$

donde $n \sim 1.8$.

La conductividad térmica de **todos los gases** se incrementa con la **presión**; sin embargo, desde aproximadamente 1 torr hasta 10 atm, el efecto de la presión es despreciable. Para valores inferiores a 0.1 torr, λ_G es casi proporcional a la presión. Muy cerca del punto crítico, λ_G se incrementa con rapidez hasta un valor máximo.[212,79,144] La mayor parte de las correlaciones utilizadas para estimar el efecto de la presión usan la recomendación de Vargaftik,[259,260] en la que se establece que la diferencia entre la conductividad térmica a presión elevada y su valor aproximadamente 1 atm, se puede correlacionar con la densidad del gas. Stiel y Thodos[232] sugirieron que para materiales no polares,

$$\begin{aligned}(\lambda_G - \lambda^0_G)\Gamma Z_c^5 &= (14.0 \times 10^{-8})(e^{0.535\rho_r} - 1) \quad \rho_r < 0.5 \\ &= (13.1 \times 10^{-8})(e^{0.67\rho_r} - 1.069) \quad 0.5 \leq \rho_r \leq 2.0 \\ &= (2.976 \times 10^{-8})(e^{1.155\rho_r} + 2.016) \\ &\qquad 2.0 < \rho_r < 2.8\end{aligned} \tag{3-116}$$

donde λ_G representa la conductividad térmica a alta presión y λ^0_G es el valor a baja presión (aproximadamente 1 atm), ambas expresadas en cal/(cm·s·K). Γ se definió en la ecuación (3-112). Z_c es el factor de compresibilidad crítica y ρ_r, denota la densidad reducida ρ/ρ_c.

En la figura 3-51 aparece una gráfica en la que se comparan las predicciones obtenidas con estas ecuaciones, con los datos experimentales disponibles. Estas correlaciones no deben utilizarse para sustancias polares o para hidrógeno o helio; para éstos no se dispone de una técnica general de estimación.

La conductividad térmica para **mezclas gaseosas a baja presión** se puede determinar con base en la relación[267]

$$\lambda_{mez} = \sum_{i=1}^{n} \frac{y_i \lambda_i}{\sum_j y_j A_{ij}} \tag{3-117}$$

donde λ_{mez} es la conductividad térmica de la mezcla gaseosa a baja presión, λ_i representa la conductividad térmica a baja presión del componente puro i, en tanto que y_i denota fracción mol de i. Cabe estimar el parámetro A_{ij} mediante varias técnicas.

Para mezclas binarias de gases no polares o no polares-polares, A_{ij} se puede igualar a ϕ_{ij} [véase la Ec. (3-88)], o calcularse por medio de la relación de Mason-Saxena[149]

$$A_{ij} = \frac{[1 + (g_i/g_j)^{1/2}(M_i/M_j)^{1/4}]^2}{[8(1 + M_i/M_j)]^{1/2}} \tag{3-118}$$

$$\text{con} \quad \frac{g_i}{g_j} = \left(\frac{\Gamma_j}{\Gamma_i}\right)\left[\frac{\exp(0.0464T_{ri}) - \exp(-0.2412T_{ri})}{\exp(0.0464T_{rj}) - \exp(-0.2412T_{rj})}\right] \tag{3-119}$$

donde M es el peso molecular y Γ ya se definió en la ecuación (3-112).

Para mezclas gaseosas tanto polares como no polares, Lindsay y Bromley[129] sugieren

$$A_{ij} = \frac{1}{4}\left\{1 + \left[\frac{\eta_i}{\eta_j}\left(\frac{M_j}{M_i}\right)^{3/4}\left(\frac{T + S_i}{T + S_j}\right)\right]^{1/2}\right\}^2\left(\frac{T + S_{ij}}{T + S_i}\right) \tag{3-120}$$

donde η_i es la viscosidad a baja presión del componente puro i, en tanto que

$$S_i = 1.5T_{bi} \tag{3-121}$$

$$S_{ij} = S_{ji} = C(S_iS_j)^{1/2} \tag{3-122}$$

con $C \sim 1$, salvo cuando ya sea i o j o ambos son muy polares. En este caso, es más adecuado utilizar un valor de $C \sim 0.73$. Tanto T como T_b (la temperatura normal de ebullición) se expresan en kelvins.

Los métodos de estimación descritos con anterioridad, para determinar λ_{mez} tienen, en general, una precisión del 2 a 5%. La flexibilidad de la ecuación (3-117) es tal que puede representar los datos de λ_{mez} con, ya sea, un máximo o un mínimo. Gray y cols.[72,73,74,141,142] han hecho amplios estudios de su aplicabilidad y presentan criterios con los que es posible predecir a priori, si en una gráfica λ_{mez}-concentración cabe esperar un máximo, un mínimo o un punto de inflexión. Se dispone de una compilación de fuentes literarias para los datos disponibles de λ_{mez}.[241]

Para determin
des térmicas de
(3-116) con λ^0_{me}
propiedades crí
pseudocríticas
dad de la mezcl
utilizar los mét
técnica se ha c
inferiores aprox

Líquidos La
quidos orgánico
cal/(cm·s·K), a
ción. Las moléc
amoniaco, tiene
de λ_L respecto a
disminuye al inc

Ho y cols.[97] r
tos, en tanto qu

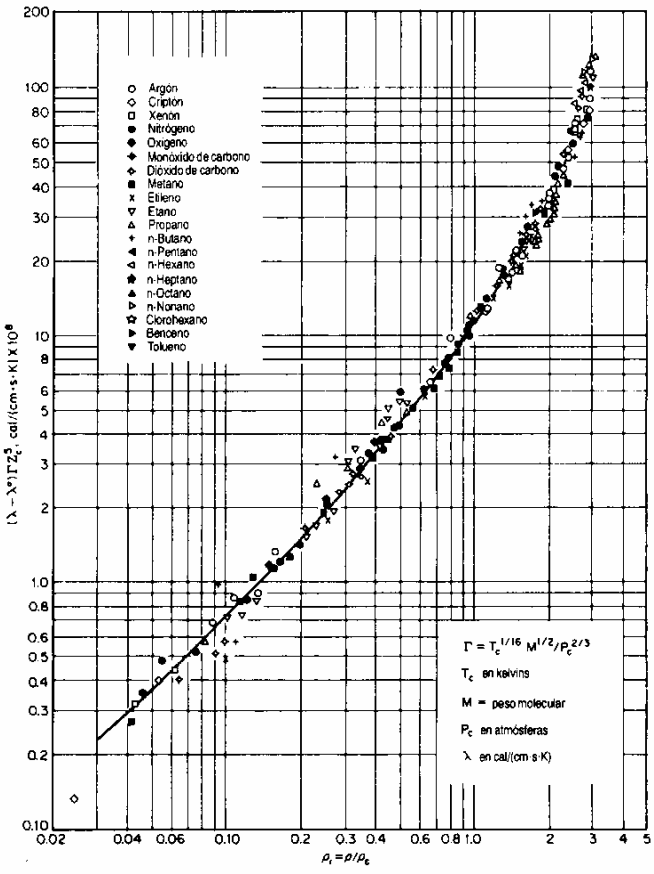


FIG. 3-51 Correlación de Stiel y Thodos, para las conductividades térmicas de gases densos. Para convertir calorías por centímetro-segundo-kelvin a unidades térmicas británicas por pie-hora grado Rankine, multiplíquese por 241.9. °R = $^9/_5$K.

Para determinar el efecto de la **presión** sobre las conductividades térmicas de **mezclas gaseosas** es posible utilizar la ecuación (3-116) con λ^0_{mez} calculada con base en la ecuación (3-117). Las propiedades críticas de la mezcla se estiman al utilizar las reglas pseudocríticas dadas en la ecuación (3-98). Se requiere la densidad de la mezcla gaseosa a alta presión, para lo cual, se pueden utilizar los métodos de estimación dados con anterioridad. Esta técnica se ha comprobado[196] y los errores, por lo general, son inferiores aproximadamente al 10%.

Líquidos La conductividad térmica de la mayor parte de los líquidos orgánicos comunes tiene un valor entre 250 y 400 μ cal/(cm·s·K), a temperaturas inferiores al punto normal de ebullición. Las moléculas altamente polares, como por ejemplo el agua y amoniaco, tienen valores 2 o 3 veces más grandes. La dependencia de λ_L respecto a la temperatura es pequeña y por lo general, su valor disminuye al incrementarse la temperatura.

He y cols.[97] revisaron la conductividad térmica de los elementos, en tanto que Ewing y cols.[54] y Gambill[66] consideraron, respectivamente, los metales fundidos y la mezcla de sales fundidas. Los líquidos criogénicos fueron analizados por Preston y cols.[187] y por Mo y Gubbins[165] y los hidrocarburos por Mather y cols.[153] Los métodos de estimación descritos en los párrafos siguientes se aplican sólo para líquidos orgánicos simples.

Al combinar las recomendaciones de Sato[143] y Riedel,[199]

$$\lambda_L = \left[\frac{2.64 \times 10^{-3}}{M^{1/2}}\right]\left[\frac{3 + 20(1 - T_r)^{2/3}}{3 + 20(1 - T_{br})^{2/3}}\right] \qquad (3\text{-}123)$$

donde λ_L se da en cal/(cm·s·K), M representa el peso molecular, $T_r = T/T_c$ y $T_{br} = T_b/T_c$. T_b es el punto normal de ebullición. Todas las temperaturas se expresan en K o °R. Los errores observados al utilizar la ecuación (3-123) varían en forma considerable y, en particular, los resultados obtenidos son pobres para hidrocarburos con bajo peso molecular (error > 10-15%).

TABLA 3-338 Valores de Robbins y Kingrea para *H* y *N*

Grupo funcional	Número de grupos	*H**
Hidrocarburos sin ramificaciones		
Parafinas		0
Olefinas		0
Anillos		0
Ramificaciones CH_3	1	1
	2	2
	3	3
Ramificaciones C_2H_5	1	2
Ramificaciones i-C_3H_7	1	2
Ramificaciones C_4H_9	1	2
Sustituciones F	1	1
	2	2
Sustituciones Cl	1	1
	2	2
	3 o 4	3
Sustituciones Br	1	4
	2	6
Sustituciones I	1	5
Sustituciones OH	1 (iso)	1
	1 (normal)	−1
	2	0
	1 (terciario)	5
Sustituciones de oxigeno		
−C=O (cetonas, aldehídos)		0
−C−O− (ácidos, ésteres)		0
−O− (éteres)		2
Sustituciones NH_2	1	1
densidad del líquido, g/cm³	*N*	
< 1	1	
> 1	0	

*Para compuestos que contienen grupos funcionales múltiples, las contribuciones del factor *H* son aditivas.

Un método de estimación más preciso se basa en la sugerencia de Weber[270] en la que λ_L es proporcional a $C_p\rho^{4.3}$. De acuerdo con la formulación de Robbins y Kingrea,[202]

$$\lambda_L = \frac{(88.0 - 4.94H)(10^{-3})}{\Delta S^*}\left(\frac{0.55}{T_r}\right)^N C_p\rho^{4/3} \qquad (3\text{-}124)$$

donde λ_L = conductividad térmica del líquido, cal/(cm·s·K)
T_r = temperatura reducida, T/T_c
C_p = capacidad calorífica molar del líquido, cal/(g·mol·K)
ρ = densidad molar del líquido, (g·mol))/cm³
$\Delta S^* = H_{vb}/T_b + R \ln (273/T_b)$
ΔH_{vb} = calor molar de evaporación en el punto normal de ebullición, cal/(g·mol)
T_b = temperatura normal de ebullición, K

Los parámetros *H* y *N* se obtienen en la Tabla 3-338; *H* depende de la estructura molecular y *N* de la densidad del líquido a 20°C.

Robbins y Kingrea comprobaron la ecuación (3-124) con 70 líquidos orgánicos, al utilizar 142 puntos de datos. En pocas ocasiones, los errores excedieron al 10%. Los autores establecen que el intervalo de aplicabilidad es desde una T_r de 0.4 hasta una T_r de 0.9; sin embargo, sus pruebas se realizaron en forma invariable con valores que fluctúan entre 0.5 y 0.7. Los compuestos que contienen azufre y los inorgánicos no pueden tratarse. En muchos casos, el cambio abrupto en el exponente *N* desde cero hasta uno, para compuestos con densidades de masa mayores o inferiores a 1.0 g/cm³ es difícil de aceptar. A menudo, se obtienen resultados más dignos de confianza con $N = 1.0$, incluso para compuestos con $\rho > 1$ g/cm³.

TABLA 3-339 Constantes de Missenard

Familia	*A*, cal/(cm·s·K)	*B*, K	*C*
Hidrocaburos saturados	4.30×10^{-4}	114	2
Freones			
CCl_mF_n, $m + n = 4$	3.73×10^{-4}	56	2
$CHCl_3$ or CHF_3	3.63×10^{-4}	169	2
CH_2Cl_2 or CH_2F_2	3.51×10^{-4}	273	2
$CCl_mF_n - CCl_mF_n$, $m + n =$	2.75×10^{-4}	100	2
Derivados halogenados			
R−Cl	2.83×10^{-4}	290	2
R−Br	2.23×10^{-4}	327	2
R−I	1.89×10^{-4}	340	2
Ésteres			
R−COOCH	2.87×10^{-4}	373	2
$R_1-COOC-R_2$	2.68×10^{-4}	393	2
Éteres	2.56×10^{-4}	357	2
Cetonas	2.68×10^{-4}	396	2
Derivados del benceno			
C_6H_5-R	2.32×10^{-4}	426	2
$C_6H_m-(CH_3)_n$, $m + n = 6$	2.30×10^{-4}	429	2
Alcoholes			
Metanol	4.97×10^{-4}	273	2.5
Etanol	4.11×10^{-4}	273	2.5
C_3OH, C_4OH, C_5OH	2.59×10^{-4}	484	2.5
C_6OH y mayores	-3.70×10^{-4}	273	2.5
Ácidos	2.58×10^{-4}	526	2.5

Missenard[164] correlacionó λ_L para varias series hortólogas con la ecuación (3-125), donde los valores de *A*, *B* y *C* aparecen en la Tabla 3-339.

$$\lambda_L = A\left(\frac{CT_b - T}{CT_b - B}\right) \qquad (3\text{-}125)$$

TABLA 3-340 Valores de A en la ecuación (3-126)

	P_r					
T_r	1	5	10	50	100	200
0.8	0.036	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
0.7	0.018	0.025	0.027	0.031	0.032	0.032
0.6	0.015	0.020	0.022	0.024	0.025	0.025
0.5	0.012	0.0165	0.017	0.019	0.020	0.020

donde T_b representa la temperatura normal de ebullición, K; λ_L es la conductividad térmica del líquido, a la temperatura *T*, K. La ecuación (3-125) tiene que utilizarse sólo para temperaturas hasta, o ligeramente superiores a T_b; la precisión es aproximadamente la misma que para la correlación de Robbins-Kingrea.

A presiones moderadas, hasta de 30 a 40 atm, por lo general se desprecia el efecto de la presión sobre la conductividad térmica de los líquidos. A presiones muy elevadas, λ_L se incrementa al aumentar la presión.[20] Lenoir[122] y Missenard[163] presentaron correlaciones generales para relacionar λ_L con la presión. La ecuación de Missenard es

$$\lambda_L(P_r) = \lambda_L(\text{baja presión})(1 + AP_r^{0.7}) \qquad (3\text{-}126)$$

donde *A* aparece en la Tabla 3-340, en función de T_r y P_r. En la figura 3-52 se muestra una gráfica de la ecuación (3-126).

La conductividad térmica de las **mezclas líquidas**, por lo general, es inferior a lo que se habría predicho con un promedio en términos de la fracción mol (o peso). Se han propuesto muchas técnicas de correlación;[48,116,131,154,187,189,205,262,282,105,106,56,57,216,217,127] y la mayor parte han sido revisadas en las referencias 196 y 105. El método de Li[127] se describe como sigue:

·s·K)	B, K	C
10^{-4}	114	2
10^{-4}	56	2
10^{-4}	169	2
10^{-4}	273	2
10^{-4}	100	2
10^{-4}	290	2
10^{-4}	327	2
10^{-4}	340	2
10^{-4}	373	2
10^{-4}	393	2
10^{-4}	357	2
10^{-4}	396	2
10^{-4}	426	2
10^{-4}	429	2
10^{-4}	273	2.5
10^{-4}	273	2.5
10^{-4}	484	2.5
10^{-4}	273	2.5
10^{-4}	526	2.5

es hor nólogas con la
iparecen en la Tabla

(3-125)

ón (3-126)

100	200
0.038	0.038
0.032	0.032
0.025	0.025
0.020	0.020

oullición, K; λ_L es la
ıra T, K. La ecuación
s hasta, o ligeramen-
ıte la misma que para

por lo general se des-
vidad térmica de los
ımenta al aumentar la
ı correlaciones gene-
ión de Missenard es

$^{0.7}$) (3-126)

: T_r y P_r. En la figura
26).
idas, por lo general,
omedio en términos
muchas técnicas de
6,56,57,216,217,127 y
ıncias 196 y 105. El

$$\lambda_{l,\text{mez}} = \sum_i \sum_j \phi_i \phi_j \lambda_{ij} \tag{3-127}$$

donde
$$\lambda_{ij} = 2(\lambda_{Li}^{-1} + \lambda_{Lj}^{-1})^{-1} \tag{3-128}$$

$$\phi_i = x_i V_i \Big/ \sum_k x_k V_k \tag{3-129}$$

donde x_i representa la fracción mol del componente i y V_i es el volumen molar de i puro. Para una mezcla líquida binaria con componentes 1 y 2,

$$\lambda_{\text{mez}} = \phi_1^2 \lambda_{L1} + 2\phi_1\phi_2\lambda_{12} + \phi_2^2\lambda_{L2} \tag{3-130}$$

Los errores al utilizar la ecuación (3-127) rara vez exceden al 3-4%, tanto para mezclas acuosas como no acuosas.

Para soluciones **iónicas** diluidas, la conductividad de la mezcla, por lo general, disminuye al incrementarse la concentración de sales disueltas. Para estimar la conductividad térmica de dichas mezclas, Jamieson y Tudhope[104] recomendaron el uso de una ecuación propuesta originalmente por Riedel[199] y comprobada por Vargaftik y Os'minin:[261]

$$\lambda_{\text{mez}}(20°\text{C}) = \lambda_{\text{H}_2\text{O}}(20°\text{C}) + \frac{1}{4.186}\sum_i \sigma_i C_i \tag{3-131}$$

donde λ_{mez} = conductividad térmica de la solución iónica a 20°C, cal/(cm·s·k)
$\lambda_{\text{H}_2\text{O}}$ = conductividad térmica del agua a 20°C, cal/(cm·s·K)
C_i = concentración del electrolito, (g·mol)/L
σ_i = coeficiente característico para cada ion

En la Tabla 3-341 aparecen los valores de σ_i. Para obtener λ_{mez} a otras temperaturas,

$$\lambda_{\text{mez}}(T) = \lambda_{\text{mez}}(20°\text{C}) \frac{\lambda_{\text{H}_2\text{O}}(T)}{\lambda_{\text{H}_2\text{O}}(20°\text{C})} \tag{3-132}$$

Excepto para ácidos y álcalis fuertes a altas concentraciones, las ecuaciones (3-131) y (3-132) tienen una precisión dentro del ± 5%.

COEFICIENTES DE DIFUSIÓN

Gases Para presiones hasta de 10 atm (e incluso mayores), el coeficiente de difusión para una mezcla **binaria** de gases A y B se puede estimar con base en la relación de Fuller, Schettler y Giddings[62,63]

$$\mathcal{D}_{AB} = \frac{10^{-3}T^{1.75}[(M_A + M_B)/M_A M_B]^{1/2}}{P[(\Sigma v)_A^{1/3} + (\Sigma v)_B^{1/3}]^2} \tag{3-133}$$

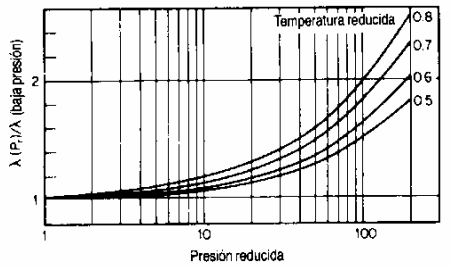


FIG. 3.52 Correlación de Missenard, para conductividades térmicas de líquidos a altas presiones.

TABLA 3-341 Valores de σ_i para aniones y cationes

Anión	$\sigma_i \times 10^5$	Catión	$\sigma_i \times 10^5$
OH^-	20.934	H^+	−9.071
F^-	2.0934	Li^+	−3.489
Cl^-	−5.466	Na^+	0.0000
Br^-	−17.445	K^+	−7.560
I^-	−27.447	NH_4^+	−11.63
NO_2^-	−4.652	Mg^{2+}	−9.304
NO_3^-	−6.978	Ca^{2+}	−0.5815
ClO_3^-	−14.189	Sr^{2+}	−3.954
ClO_4^-	−17.445	Ba^{2+}	−7.676
BrO_3^-	−14.189	Ag^+	−10.47
CO_3^{2-}	−7.560	Cu^{2+}	−16.28
SiO_3^{2-}	−9.300	Zn^{2+}	−16.28
SO_3^{2-}	−2.326	Pb^{2+}	−9.304
SO_4^{2-}	1.163	Co^{2+}	−11.63
$S_2O_3^{2-}$	8.141	Al^{3+}	−32.56
CrO_4^{2-}	−1.163	Th^{4+}	−43.61
$Cr_2O_7^{2-}$	15.93		
PO_4^{3-}	−20.93		
$Fe(CN)_6^{4-}$	18.61		
Acetato$^-$	−22.91		
Oxalato^{2-}	−3.489		

donde T está en kelvins, P en atmósferas y $\mathcal{D}_{AB}$ en cm^2/s. M_A y M_B representan, respectivamente, los pesos moleculares de A y B. Para determinar Σv deben utilizarse los volúmenes de difusión atómica, que aparecen en la Tabla 3-342. Estos valores se determinaron mediante un análisis de regresión de 340 valores experimentales del coeficiente de difusión, para 153 sistemas binarios. Con esta correlación no cabe distinguir entre isómeros. Nain y Ferron[168] descubrieron que la precisión es pobre, para mezclas gaseosas polares. Saksena y Saxena[206] sugirieron una corrección similar, para el caso más general. Marrero y Mason[146] demostraron que la ecuación (3-133) es digna de confianza desde temperaturas moderadas hasta elevadas pero, a menudo, los resultados no son precisos a bajas temperaturas. Sin embargo, por lo general, la ecuación (3-133) tendrá errores del 5 al 10%. No se considera una dependencia de la composición, ya que normalmente $\mathcal{D}_{AB}$ (para mezclas gaseosas) es insensible a esta variable.

También se dispone de métodos teóricos para predecir $\mathcal{D}_{AB}$, pero es necesario conocer los parámetros de energía y distancia intermolecular, tanto para A como para B. Estos métodos y varias técnicas empíricas de estimación se revisaron en la referencia 3.

TABLA 3-342 Volúmenes de difusión atómica, para utilizarse en la estimación de $\mathcal{D}_{AB}$, por el método de Fuller, Schettler y Giddings*

Incrementos de los volúmenes de difusión estructurales y atómicos, v			
C	16.5	(Cl)	19.5
H	1.98	(S)	17.0
O	5.48	Anillo aromático	−20.2
(N)	5.69	Anillo heterocíclico	−20.2
Volúmenes de difusión para moléculas simples, Σ_v			
H_2	7.07		
D_2	6.70	CO_2	26.9
He	2.88	N_2O	35.9
N_2	17.9	NH_3	14.9
O_2	16.6	H_2O	12.7
Air	20.1	(CCl_2F_2)	114.8
Ar	16.1	(SF_6)	69.7
Kr	22.8	(Cl_2)	37.7
(Xe)	37.9	(Br_2)	67.2
CO	18.9	(SO_2)	41.1

* Los paréntesis indican que el valor enlistado se basa exclusivamente en algunos puntos de datos.

En tanto que la ecuación (3-133) demuestra que $\mathscr{D}_{AB}$ es proporcional a $T^{1.75}$, la potencia a la que tiene que elevarse T depende de la temperatura real.[40] El valor de 1.75 representa un promedio y puede no ser adecuado si se consideran intervalos amplios de temperatura.

Como ya se indicó, a presiones bajas o moderadas, el coeficiente de difusión para gases es inversamente proporcional a la presión o densidad. La mayor parte de los experimentos de difusión a alta presión se han limitado a la medición de los coeficientes de autodifusión. Dawson y cols.[43] realizaron un estudio muy intenso con metano desde $0.8 < T_r < 1.9$, $0.3 < P_r < 7.4$ y correlacionaron sus datos con la siguiente ecuación:

$$\frac{\mathscr{D}\rho}{(\mathscr{D}\rho)^\circ} = 1 + 0.053432\rho_r - 0.030182\rho_r^2 - 0.029725\rho_r^3 \quad (3\text{-}134)$$

donde $\mathscr{D}$ = coeficiente de autodifusión a T y ρ
ρ = densidad
$(\mathscr{D}\rho)^\circ$ = producto de $\mathscr{D}$ y ρ evaluados a T pero a baja presión
ρ_r = densidad reducida, ρ/ρ_c

En la figura 3-53 aparece la gráfica de la ecuación (3-134). Para valores inferiores a $\rho_r = 1$, el efecto de la densidad es pequeño y $\mathscr{D}\rho \approx (\mathscr{D}\rho)^\circ$. Este hecho se ha confirmado por otros datos experimentales de autodifusión,[50,130,157,173,251] a pesar de que existe un error aproximado de ± 10%. En este mismo intervalo de densidades reducidas, Mathur y Thodos[152] han propuesto que

$$\mathscr{D}\rho_r = \frac{10.7 \times 10^{-5} T_r}{\beta} \quad (3\text{-}135)$$

donde $\mathscr{D}$ = coeficiente de autodifusión a alta presión, cm^2/s
ρ_r = densidad reducida, ρ/ρ_c
T_r = temperatura reducida T/T_c
$\beta = M^{1/2}P_c^{1/3}/T_c^{5/6}$, con P_c en atmósferas y T_c en kelvins.

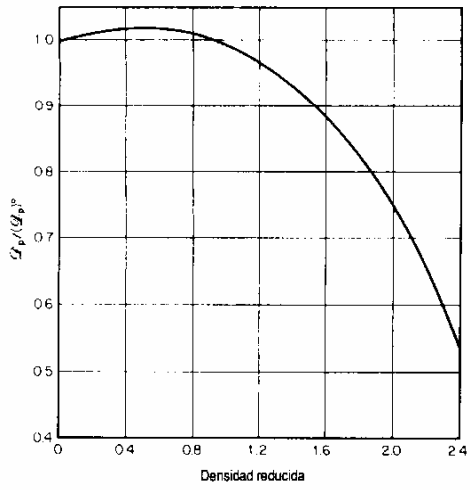


FIG. 3-53 Correlación de Dawson-Khoury-Kobayashi, para autodifusión con densidad.

Como se muestra en la figura 3.53, la ecuación (3-135) demuestra que $\mathscr{D}\rho/(\mathscr{D}\rho)^\circ = 1$, para $\rho_r < 1.0$. Stiel y Thodos[234] propusieron una correlación opcional que lleva a las mismas conclusiones.

En resumen, para *autodifusión* a presiones elevadas, el producto $\mathscr{D}\rho$ es esencialmente constante hasta densidades reducidas con un valor de uno; a densidades mayores, dicho producto disminuye con rapidez, al incrementarse la densidad.

En contraste con este panorama para la autodifusión, los pocos datos disponibles para difusión binaria indican que $\rho\mathscr{D}_{AB}$ disminuye con la densidad, incluso para densidades pseudorreducidas* inferiores a la unidad. El uso del factor de densidad en sí causa problemas. A densidades bajas, ρ expresada en moles por volumen es independiente de la composición. Sin embargo, a densidades elevadas, las mezclas por lo general no son ideales y ρ depende de la composición. El aspecto de si $\mathscr{D}_{AB}$ depende de la composición, a presiones elevadas, no se ha resuelto de modo satisfactorio.

Aún no se dispone de un método de estimación para predecir $\mathscr{D}_{AB}$ para gases a alta presión. Si se utilizan las ecuaciones (3-134) o (3-135), el valor calculado de $\mathscr{D}_{AB}$ resulta demasiado elevado.

Los coeficientes de difusión, para mezclas gaseosas multicomponentes son difíciles de calcular.[145] En el caso de un componente diluido i que se difunde en una mezcla homogénea, donde x_j representa la fracción mol de j entonces

$$\mathscr{D}_{i,\text{mez}} = \left[\sum_{\substack{j=1 \\ \neq i}}^{n} (x_j/\mathscr{D}_{ij})\right]^{-1} \quad (3\text{-}136)$$

Esta relación sencilla (en ocasiones, conocida como la ley de Blanc[145,16]) puede aplicarse a varios casos ternarios, en los que i es el componente de rastreo.[150] Sandler y Mason[207] analizaron las desviaciones de la ley de Blanc.

Hirschfelder, Curtiss y Bird[41,94] cubrieron la teoría general de difusión para sistemas gaseosos multicomponentes. Wilke[273] desarrolló los métodos aproximados de cálculo. Toor[250] generalizó y verificó en forma experimental,[55,266,49] el problema de difusión en un sistema gaseoso de tres componentes.

Líquidos Muchas ecuaciones para el coeficiente de difusión de líquidos son resultado de modificaciones empíricas de la ecuación de Stokes-Einstein, que predice el coeficiente de difusión de una molécula esférica grande A en un solvente diluido B[14,64]

$$\mathscr{D}_{AB} = RT/6\pi\eta_B r_A \quad (3\text{-}137)$$

donde η_B representa la viscosidad del solvente y r_A el radio del soluto esférico. El empirismo interviene en la fórmula

$$\mathscr{D}^\circ_{AB} = (T/\eta_B)f \text{ (diámetro del soluto)} \quad (3\text{-}138)$$

donde $\mathscr{D}^\circ_{AB}$ denota que A se difunde esencialmente en B puro. Por consiguiente, en general, para líquidos $\mathscr{D}^\circ_{AB} \neq \mathscr{D}^\circ_{BA}$. La dependencia de $\mathscr{D}_{AB}$ respecto a la concentración se analizará posteriormente.

Una correlación utilizada en forma amplia para $\mathscr{D}^\circ_{AB}$ es la técnica de Wilke-Chang[274]

$$\mathscr{D}^\circ_{AB} = 7.4 \times 10^{-8} \frac{(\phi M_B)^{1/2} T}{\eta_B V_A^{0.6}} \quad (3\text{-}139)$$

*Dado que a menudo, se desconocen las densidades críticas de una mezcla verdadera, se utiliza una densidad pseudocrítica, que se define como

$$\rho_c = V_{\text{mez},c}^{-1} = \left(\sum_j y_j V_{cj}\right)^{-1}.$$

donde $D°_{AB}$ = coeficiente de difusión mutua del soluto A a concentraciones muy bajas en el solvente B, cm^2/s
M_B = peso molecular del solvente B
T = temperatura absoluta, K
η_B = viscosidad del solvente B, cP
V_A = volumen molar del soluto A en su punto normal de ebullición, $cm^3/(g \cdot mol)$
ϕ = factor de asociación del solvente B, adimensional

El valor de V_A se estima mejor a T_b, mediante los métodos descritos en la subsección "Densidad del líquido".

Si el solvente es agua, Wilke y Chang recomiendan que ϕ se seleccione en 2.6; el valor recomendado para el metano es 1.9; 1.5 para el etanol y 1.0 para los solventes no asociados. Cuando los autores probaron 251 sistemas de soluto-solvente, el error promedio observado fue, aproximadamente, del 10%. Hayduk y Laudie[91] revisaron los datos del coeficiente de difusión para 87 solutos diferentes en *agua* e informaron que la correlación de Wilke-Chang dio por resultado un error promedio del 6.9%; sin embargo, si el factor de asociación del agua se reduce de 2.6 a 2.26, el error promedio disminuye a sólo 0.4%.

Olander[174] señaló que en tanto la correlación de Wilke-Chang es satisfactoria para la mayor parte de los casos de difusión de un soluto orgánico en agua, la situación opuesta, es decir, la difusión de agua en un solvente orgánico, no está bien determinada. De acuerdo con Olander, el valor calculado de $\mathcal{D}^{\infty}_{W,B}$ es unas 2.3 veces más grande que el experimental. Este error lo atribuyó al hecho de que, como el agua puede difundirse como un tetrámero, el valor de V_w en la ecuación (3-139) debe multiplicarse por 4, y en consecuencia, $V_w^{0.6}$ se incrementará por un factor de 2.3. Esta explicación fue refutada por Lusis.[134]

Se han propuesto muchas otras modificaciones a la correlación de Wilke-Chang, o sea, la ecuación (3-138).[275,215,93,276, 288,121,29,89,136,209,191,227] Sin embargo, para estimar los coeficientes de difusión en no electrolitos acuosos, dicha ecuación es la más precisa, especialmente, si el valor de ϕ se reduce a 2.26 para solutos orgánicos que se difunden en agua y, para el agua que se difunde en solventes orgánicos, el valor de V_w tiene que incrementarse por un factor de 4.

Para solutos orgánicos que se difunden en solventes orgánicos, la relación de Scheibel[209] es, en cierta forma, más precisa.

$$\mathcal{D}^{\infty}_{A,B} = KT/\eta_B V_A^{1/3} \tag{3-140}$$

donde los símbolos se definieron en la ecuación (3-139) y

$$K = (8.2 \times 10^{-8})\left[1 + \left(\frac{3V_B}{V_A}\right)^{2/3}\right] \tag{3-141}$$

salvo que, si el solvente (B) es benceno y $V_A < 2V_B$, entonces $K = 18.9 \times 10^{-8}$ y para otros solventes, si $V_A < 2.5\ V_B$, $K = 17.5 \times 10^{-8}$.

En la mayor parte de las técnicas de estimación descritas antes en esta subsección, se ha supuesto que $\mathcal{D}^{\infty}_{A,B}$ varía en forma inversa a la viscosidad del solvente. Esta dependencia inversa se originó en la relación de Stokes-Einstein, para una molécula grande (esférica), que se difunde en un solvente continuo (moléculas pequeñas). Sin embargo, si el solvente es viscoso, cabe dudar y con razón, si esta relación sencilla es aplicable. Davies y cols.[42] descubrieron para el CO_2 que en varios solventes $\mathcal{D}^{\infty}_{A,B}\eta_B^{0.45} \approx$ a una constante, para solventes en el intervalo de viscosidad, que varía entre 1 y 27 cP, y estos autores observaron que en 1930, Arnold[7] propuso una técnica empírica de estimación en la que $\mathcal{D}^{\infty}_{A,B} \propto \eta^{-0.5}$. Hayduk y Cheng[91] investigaron en forma amplia el efecto de la viscosidad del solvente y propusieron que para sistemas no acuosos,

$$\mathcal{D}^{\infty}_{A,B} = A\eta_B^{q} \tag{3-142}$$

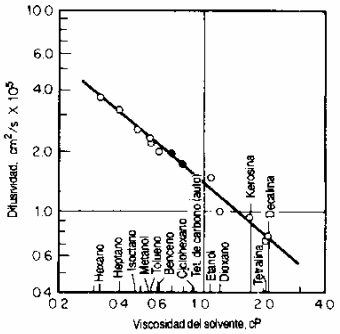


FIG. 3-54 Difusividad del tetracloruro de carbono. Para convertir centipoises a pascal-segundos, multiplíquese por 0.001; para convertir centímetros cuadrados por segundo a pies cuadrados por hora, multiplíquese por 3.8750. [Fuente: Hayduk y Cheng, *Chem. Eng. Sci.*, **26**, 635 (1971).]

donde las constantes A y q son especiales para un soluto dado. En la figura 3-54, el coeficiente de difusión del tetracloruro de carbono aparece como una función de la viscosidad del solvente. La aplicabilidad de la ecuación (3-142) es evidente. Hayduk y Cheng listaron los valores de A y q para algunos solutos. Entre A y q existe una correlación burda, lo cual indica que los solutos con coeficientes de difusión menores varían en forma más pronunciada con respecto a la viscosidad (o temperatura) del solvente. En la figura 3-55 aparecen los datos para la difusión del CO_2 en varios solventes. El intervalo de la viscosidad del solvente es razonablemente grande y la correlación para solventes orgánicos no es mala. Con propósitos de contraste, también se muestran los datos para el agua, que se encuentran bastante abajo de la curva de solventes orgánicos y tienen una pendiente cercana a -1. Hiss y Cussler[95] midieron los coeficientes de difusión del n-hexano y el naftaleno en hidrocarburos con un intervalo de viscosidades de 0.5 a 5000 cP e informaron que $\mathcal{D}^{\infty}_{A,B} \propto \eta_B^{-2/3}$. Estos estudios y otros[64,135,269,89,167] demuestran con claridad que en intervalos amplios de temperatura o viscosidad del solvente, las correlaciones empíricas simples, presentadas con anterioridad en esta subsección son inadecuadas. El coeficiente de difusión no disminuye en forma proporcional a un incremento en la viscosidad del solvente, pero $\mathcal{D}^{\infty}_{A,B} \propto \eta^{q}$, donde q, por lo general varía de -0.5 a -1.0.

Para determinar el coeficiente de difusión binaria a concentraciones finitas, por lo general se hace una corrección debido a que el sistema puede ser no ideal, desde el punto de vista termodinámico. Además, si se consideran las variaciones de concentración, la relación de Vignes[265] es la más precisa. Por lo tanto, para estimar el coeficiente de difusión del líquido,

$$\mathcal{D}_{AB} = \frac{(\mathcal{D}^{\infty}_{A,B})^{x_B}(\mathcal{D}^{\infty}_{B,A})^{x_A}}{\alpha} \tag{3-143}$$

donde $\mathcal{D}^{\infty}_{A,B}$ y $\mathcal{D}^{\infty}_{B,A}$ son los coeficientes de difusión infinita, estimados con base, por ejemplo, en las ecuaciones (3-139) o (3-140); x_A y x_B representan las fracciones mol de A y B, y

$$\alpha = (\partial \ln a_A/\partial \ln x_A)_{T,P} = (\partial \ln a_B/\partial \ln x_B)_{T,P} \tag{3-144}$$

donde a es la actividad.

Los coeficientes de difusión de líquidos multicomponentes son difíciles de estimar y el marco de referencia apartir del cual se definen las velocidades de difusión tiene que especificarse con claridad.[278] Perkins y Geankoplis[181] estudiaron el caso especial de la

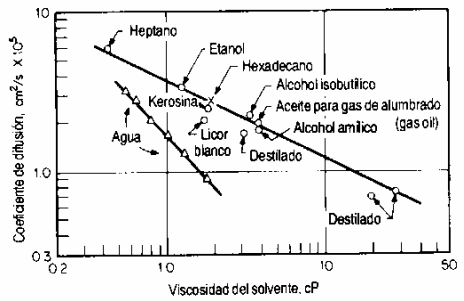


FIG. 3-55 Coeficiente de difusión para el dióxido de carbono en varios solventes; o, Davies, Ponter y Craine, Can. *J. Chem. Eng.*, **45**, 372 (1967); x, Hayduk y Cheng, *Chem. Eng. Sci.*, **26**, 635 (1971); Δ, Himmelblau, *Chem. Rev.*, **64**, 527 (1964). Para convertir centipoises a pascal-segundos, multipliquese por 0.001; para convertir centímetros cuadrados por segundo a pies cuadrados por hora, multipliquese por 3.8750.

difusión de un soluto en un solvente homogéneamente mezclado. Se puede utilizar la ecuación (3-139), si el parámetro de asociación se redefine como

$$\phi M = \sum_{\substack{j=1 \\ j \neq A}}^{n} x_j \phi_j M_j \qquad (3\text{-}145)$$

donde A representa el soluto que se difunde, x_j es la fracción mol del componente j. ϕ_j es el parámetro de asociación del sistema A_j y M_j denota el peso molecular del componente j.

TENSIÓN SUPERFICIAL

Jasper[108] hizo una evaluación crítica de la tensión superficial experimental, para unos 2200 compuestos puros, y correlacionó la tensión superficial σ (dina/cm) con la temperatura T(°C), en un intervalo específico de temperatura, como

$$\sigma = a - bT \qquad (3\text{-}146)$$

donde a y b se encuentran tabuladas para la mayor parte de las sustancias. Para determinar los valores de la tensión superficial a una temperatura mayor que el límite superior de temperatura indicado por Jasper, cabe utilizar la siguiente expresión:

$$\sigma = d(1 - T_r)^e \qquad (3\text{-}147)$$

donde d y e se determinan de tal manera que σ y $d\sigma/dT$ en el límite superior de temperatura T_{HI} tengan los mismos valores, calculados con base en las ecuaciones (3-146) y (3-147):

$$e = \frac{b(T_c - T_{HI})}{a - bT_{HI}} \qquad (3\text{-}148)$$

$$d = (a - bT_{HI})(1 - T_{HI})^{-e} \qquad (3\text{-}149)$$

donde T_c = temperatura crítica, °C
T_r = temperatura reducida = $(T+273.15)/(T_c+273.15)$

La ecuación (3-147) predice correctamente que la tensión superficial es igual a cero en el punto crítico.[198]

Para sustancias sin enlaces de hidrógeno, que no cataloga Jasper,[108] es posible utilizar el método de los estados correspondientes de Brock y Bird,[21] modificado por Miller:[159]

$$\sigma = P_c^{2/3} T_c^{1/3} Q (1 - T_r)^{11/9} \qquad (3\text{-}150)$$

donde $Q = 0.1207\left(1 + \dfrac{T_{br} \ln P_c}{1 - T_{br}}\right) - 0.281$

σ = tensión superficial, dina/cm
P_c = presión crítica, atm
T_c = temperatura crítica, K
T_r = temperatura reducida, T/T_c
T_{br} = temperatura reducida en el punto normal de ebullición, T_b/T_c

Por lo general, los errores son inferiores al 5%.

Ejemplo 13 Las propiedades requeridas para el etil mercaptano[196] son P_c = 54.2 atm, T_c = 499.0 K y T_b = 308.2 K. Para una temperatura T de 303.15 K, T_{br} = 308.2/499.0 = 0.6176, T_r = 303.15/499.0 = 0.6075. Al sustituir en la ecuación (3-150),

$$Q = 0.1207\left[1 + \frac{0.6176 \ln 54.2}{1 - 0.6176}\right] - 0.281$$
$$= 0.6180$$
$$\sigma = (54.2)^{2/3}(499.0)^{1/3}(0.6180)(1 - 0.6075)^{11/9}$$
$$\sigma = 22.38 \text{ dina/cm}$$

El valor experimental informado es 22.68 dina/cm.[108]

Para compuestos con enlaces de hidrógeno, se puede utilizar el método originalmente propuesto por Macleod[140] y luego desarrollado por Sugden[238,239]

$$\sigma^{1/4} = [P](\rho_L - \rho_G) \qquad (3\text{-}151)$$

donde σ = tensión superficial, dina/cm
ρ_L = densidad del líquido, mol/cm³
ρ_G = densidad del vapor, mol/cm³

El paracoro $[P]$ independiente de la temperatura se puede calcular mediante el método aditivo propuesto por Quale.[188] En la Tabla 3-343 aparecen las contribuciones estructurales para este método, según la modificación de Reid y cols.[196]

TABLA 3-343 Contribuciones estructurales para el cálculo del paracoro

Carbón-hidrógeno		Grupos especiales	
C	9.0	= O (cetona)	
H	15.5	Tres átomos de carbón	22.3
CH_3-	55.5	Cuatro átomos de carbón	20.0
$-CH_2-$	40.0*	Cinco átomos de carbón	18.5
$CH_3-CH(CH_3)-$	133.3	Seis átomos de carbón	17.3
$CH_3-CH_2-CH(CH_3)-$	171.9	-CHO	66
$CH_3-CH_2-CH_2-$ $CH(CH_3)-$	211.7	O(no indicado anteriormente)	20
$CH_3-CH(CH_3)-CH_2-$	173.3	N(no indicado anteriormente)	17.5
$CH_3-CH_2-CH(C_2H_5)$	209.5	S	49.1
$CH_3-C(CH_3)_2-$	170.4	P	40.5
$CH_3-CH_2-C(CH_3)_2-$	207.5	F	26.1
$CH_3-CH(CH_3)-$ $CH(CH_3)-$	207.9	Cl	55.2
		Br	68.0
		I	90.3
$CH_3-CH(CH_3)-C(CH_3)_2-$	243.5	Enlace etilénico	
C_6H_5-	189.6	Terminal	19.1
Grupos especiales		posición 2,3	17.7
$-COO-$	63.8	posición 3,4	16.3
$-COOH$	73.8	Enlace triple	40.6
$-OH$	29.8	Cierre de anillo	
$-NH_2$	42.5	Tres miembros	12.5
$-O-$	20.0	Cuatro miembros	6.0
$-NO_2$ (nitrito)	74	Cinco miembros	3.0
$-NO_3$ (nitrato)	93	Seis miembros	0.8
$-CO(NH_2)$	91.7		

* Si $n > 12$ en $(—CH2—)n$, auméntese el incremento a 40.3.

(3-150)

lo normal de ebu-

rcaptano[196] son P_c =
a T de 303.15 K, T_{br}
stituir en la ecuación

281

175)$^{11/9}$

ede utilizar el mé-
uego desarrollado

(3-151)

puede calcular me-
En la Tabla 3-343
método, según la

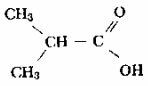
s para el cálcu-

iales	
)	
s de carbón	22.3
nos de carbón	20.0
os de carbón	18.5
s de carbon	17.3
	66
ido anteriormente)	20
ido anteriormente)	17.5
	49.1
	40.5
	26.1
	55.2
	68 0
	90.3
ico	
	19.1
3	17.7
4	16.3
	40.6
illo	
oros	12.5
mbros	6.0
nbros	3.0
oros	0.8

).3.

A bajas presiones, donde $P_L \gg Pv$, puede despreciarse el término de la densidad del vapor. Normalmente, los errores al utilizar la ecuación (3-151) son menores que 5 al 10%

Ejemplo 14 Para el ácido isobutírico, la densidad del líquido es 0.968 g/cm^3 a 293.15 K.[196] Con un peso molecular de 88.106, ρ_L = 0.968/88.106 = 0.01099 mol/cm^3. $[P]$ se determina con base en la Tabla 3.343:



está constituido por los dos grupos CH_3—$CH(CH_3)$— y —COOH.

Por consiguiente, $[P]$ = 133.3 + 73.8 = 207.1. Con base en la ecuación (3-151) y al despreciar la densidad del vapor,

$$\sigma^{1/4} = (207.1)(0.01099) = 2.276$$
$$\sigma = 26.83 \text{ dina/cm}$$

Jasper[108] cita un valor de 25.04 dina/cm a 293.15K.

En la referencia 196 hay otros métodos para tipos especiales de compuestos, por ejemplo, alcoholes y líquidos criogénicos.

La tensión superficial de una **mezcla líquida** no es una función simple de las tensiones superficiales de los componentes puros ya que la composición de la superficie de la mezcla no es la misma que la masiva. Para soluciones **no acuosas** la correlación de Sprow y Prausnitz[226], obtenida termodinámicamente, da por resultado errores característicos inferiores al 2-3%. Pero el uso de este método requiere la estimación de los coeficientes de actividad, tanto para la fase superficial como para el líquido masivo, así como las tensiones superficiales de los componentes puros y los volúmenes molares del líquido. Para valores menos precisos, la ecuación (3-151), para una mezcla de n componentes, cabe expresarla como:

$$\sigma_{mez}^{1/4} = \sum_{i=1}^{n} [P_i](\rho_{L_{mez}} x_i - \rho_{G_{mez}} y_i) \qquad (3\text{-}152)$$

donde σ_{mez} = tensión superficial de la mezcla, dina/cm
$[P_i]$ = paracoro del componente i (Tabla 3-343)
ρ_{Lmez} = densidad de la mezcla líquida, mol/cm^3
x_i = fracción mol de i en la fase líquida
ρ_{Gmez} = densidad de la mezcla de vapor, mol/cm^3
y_i = fracción mol de i en la fase vapor

Nuevamente, a bajas presiones es posible despreciar el término que incluye la densidad y composición del vapor. Para sistemas no polares, los errores esperados son inferiores al 5-10% y para mezclas polar-polar y polar-no polar hay errores que varían entre el 5 al 15%.

Ejemplo 15 Para una mezcla de 42.3% mol de éter dietílico y 57.7% mol de benceno, Hammick y Andrew[84] informaron una densidad de la mezcla de 0.7996 g/cm^3, a 298.15 K. El peso molecular del éter dietílico es 74.1224 y el del benceno es 78.1134. Por consiguiente,

$$\rho_{Lmez} = 0.7996/[(0.423)(74.1224) + (0.577)(78.1134)]$$
$$= 0.01046 \text{ mol/cm}^3$$

De la Tabla 3-343, el éter dietílico consta de los grupos 2(CH_3—) +2(— CH_2—) + (— O —). Por lo tanto $[P]_{éter}$ = 2(55.5) + 2(40.0) + 20.0 = 211.0. El benceno consta de los grupos C_6H_5— y H, lo que da por resultado $[P]_{benceno}$ = 189.6 + 15.5 = 205.1. Al sustituir en la ecuación (3-152) y despreciar los términos del vapor:

$$\sigma_{mez}^{1/4} = 0.01046[(0.423)(211.0) + (0.577)(205.1)]$$
$$= 2.171$$
$$\sigma_{mez} = 22.21 \text{ dina/cm}$$

El vapor experimental informado a 298.15 K es 21.81 dina/cm.[84]

Las tensiones superficiales de las soluciones **acuosas** son más difíciles de predecir que las de las mezclas no acuosas, debido a la dependencia no lineal de la fracción mol. Pequeñas concentraciones de material orgánico pueden afectar en forma significativa el valor de la tensión superficial de la mezcla. Para muchas mezclas binarias orgánico-acuosas se puede utilizar el método de Tamura, Kurata y Odani:[244]

$$\sigma_{mez}^{1/4} = \psi_w \sigma_w^{1/4} + \psi_o \sigma_o^{1/4} \qquad (3\text{-}153)$$

donde σ_{mez} = tensión superficial de la mezcla, dina/cm
σ_w = tensión superficial del agua pura, dina/cm
σ_o = tensión superficial del componente orgánico puro, dina/cm

$$\psi_o = 1 - \psi_w \qquad (3\text{-}154)$$

ψ_w se define, mediante la relación

$$\log_{10} \frac{(\psi_w)^q}{(1-\psi_w)} = \log_{10} \left[\frac{(x_w V_w)^q}{x_o V_o} (x_w V_w + x_o V_o)^{1-q} \right] + 0.441 \frac{q}{T} \left[\frac{\sigma_o V_o^{2/3}}{q} - \sigma_w V_w^{2/3} \right] \qquad (3\text{-}155)$$

donde X_w = fracción mol masiva del agua pura
X_o = fracción mol masiva del compoente orgánico puro
V_w = volumen molar del agua pura, cm^3/mol
V_o = volumen molar del componente orgánico puro, cm^3/mol
q = constante que depende del tipo y tamaño del componente orgánico:

Materiales	q	Ejemplo
Ácidos grasos, alcoholes	Número de átomos de carbono	Ácido acético, $q = 2$
Cetonas	Uno menos que el número de átomos de carbono	Acetona, $q = 2$
Derivados halogenados de ácidos grasos	Número de carbonos, multiplicado por la razón del volumen molar del derivado halogenado respecto al ácido graso original	Ácido cloroacético $q = 2 \frac{V(\text{ácido cloroacético})}{V(\text{ácido acético})}$

Los errores esperados son menores al 10%, cuando q es inferior a 5, y alrededor del 20%, cuando q es mayor que 5. Si la fracción mol del componente orgánico es 0.01 o menos cabe utilizar la ecuación más sencilla de Szyszkowski, según el desarrollo de Meissner y Michaels.[155]

Ejemplo 16 Éste es un ejemplo en el que se utiliza la ecuación (3-153), para una mezcla de metanol y agua, a 303.15 K, cuando la fracción mol del metanol es 0.122. Con base en Jasper,[108] σ_w = 71.40 dina/cm y σ_o = 21.73 dina/cm. El volumen específico del agua es 1.0044 cm^3/g[156]; dado que el peso molecular del agua es 18.0152, V_w = (1.0044)(18.0152) = 18.09 cm^3/mol. La densidad informada del metanol es 0.78196 g/cm^3,[271] que con un peso molecular de 32.042, V_o = 32.042/0.78196 = 40.98 cm^3/mol. Para el metanol, q = 1. En consecuencia

$$\log_{10} \frac{\psi_w}{1-\psi_w} = \log_{10} \left[\frac{(0.878)(18.09)}{(0.122)(40.98)} \right] + \frac{0.441}{303.15} [(21.73)(40.98)^{2/3} - (71.40)(18.09)^{2/3}]$$
$$= 0.502 - 0.340 = 0.162$$

Por consiguiente,

$$\psi_w/(1 - \psi_w) = 10^{0.162} = 1.452$$

$$\psi_w = \frac{1.452}{2.452} = 0.592$$

$$\psi_o = 1 - 0.592 = 0.408$$

Al sustituir en la ecuación (3-153),

$$\sigma_{mez}^{1/4} = (0.592)(71.40)^{1/4} + (0.408)(21.73)^{1/4}$$
$$= 2.602$$
$$\sigma_{mez} = 45.84 \text{ dina/cm}$$

El valor experimental informado es 46.1 dina/cm.[244]

REFERENCIAS

1. Ambrose, D., C. H. S. Sprake, and R. Townsend, *J. Chem. Thermodyn.*, **6**, 693 (1974). 2. Amourdam, M. J., and G. S. Laddha, *J. Chem. Eng. Data*, **12**, 389 (1967). 3. Anderson, J. W., G. H. Beyer, and K. M. Watson, *Nat. Pet. News Tech. Sec.*, **36**, R476 (July 5, 1944). 4. Andrade, E. N. da C., *Nature*, **125**, 309 (1930). 5. Andrade, E. N. da C., *Phil. Mag.*, **17**, 497, 698 (1934). 6. Antoine, C., *Comptes Rendus*, 107, 681, 836 (1888). 7. Arnold, J. H., *J. Am. Chem. Soc.*, **52**, 3937 (1930). 8. Benedict, M., G. B. Webb, and L. C. Rubin, *J. Chem Phys.*, **8**, 334 (1940); **10**, 747 (1942); *Chem. Eng. Prog.*, **47**, 419 (1951). 9. Benson, S. W., *Thermochemical Kinetics*, Wiley, New York, 1968, chap. 2. 10. Benson, S. W., F. R. Cruickshank, D. M. Golden, G. R. Haugen, H. E. O'Neal, A. S. Rodgers, R. Shaw, and R. Walsh, *Chem. Rev.*, **69**, 279 (1969). 11. Beret, S., and J. M. Prausnitz, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **21**, 1123 (1975). 12. Bhirud, V. L., *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **24**, 880 (1978). 13. Bhirud, V. L., *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **24**, 1127 (1978). 14. Bird, R. B., W. E. Stewart, and E. N. Lightfoot, *Transport Phenomena*, Wiley, New York, 1960, chap. 16. 15. Bishnoi, P. R., R. D. Miranda, and D. B. Robinson, *Hydrocarbon Process.*, 53(11), 197 (1974). 16. Blanc, A., *J. Phys.*, **7**, 825 (1908). 17. Bondi, A., *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **5**, 443 (1966). 18. Boublik, T., V. Fried, and E. Hala, *The Vapor Pressures of Pure Substances*, Elsevier, New York, 1973. 19. Breedveld, G. J. F., and J. M. Prausnitz, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **19**, 783 (1973). 20. Bridgman, P. W., *Proc. Am. Acad. Arts Sci.*, **59**, 154 (1923). 21. Brock, J. R., and R. B. Bird, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 174 (1955). 22. Brokaw, R. S., *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **8**, 240 (1969). 23. Brokaw, R. S., NASA Tech. Note D-2502, November 1964. 24. Brokaw, R. S., *J. Chem. Phys.*, **42**, 1140 (1965). 25. Brokaw, R. S., NASA Tech. Note D-4496, April 1968. 26. Brokaw, R. S., R. A. Svehla, and C. E. Baker, NASA Tech. Note D-2580, January 1965. 27. Brown, G. P., A. Dinardo, G. K. Cheng, and T. K. Sherwood, *J. Appl. Phys.*, **17**, 802 (1946). 28. Buck, T. Królikowski, personal communication, 1979. 29. Caldwell, C. S., and A. L. Babb, *J. Phys. Chem.*, **60**, 14, 56 (1956). 30. Carnahan, N. F., and K. E. Starling, *J. Chem. Phys.*, **51**, 635 (1969); *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **18**, 1184 (1972). 31. Chapman, S., and T. G. Cowling, *The Mathematical Theory of Non-uniform Gases*, Cambridge, New York, 1939. 32. Chueh, P. L., and C. H. Deal, "Thermophysical Properties of Pure Chemical Compounds," paper presented at 65th annual AIChE meeting, New York, November 1972. 33. Chueh, P. L., and J. M. Prausnitz, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **6**, 492 (1967). 34. Chueh, P. L., and J. M. Prausnitz, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **13**, 1099 (1967). 35. Chueh, P. L., and J. M. Prausnitz, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **15**, 471 (1969). 36. Chueh, C. F., and A. C. Swanson, *Chem. Eng. Prog.*, **69**(7), 83 (1973); *Can. J. Chem. Eng.*, **51**, 596 (1973). 37. Cooper, H. W., and J. C. Goldfrank, *Hydrocarbon Process.*, **46**(12), 141 (1967). 38. Counsell, J. F., and D. A. Lee, *J. Chem. Thermodyn.*, **4**, 915 (1972). 39. Cox, J. D., and G. Pilcher, *Thermochemistry of Organic and Organometallic Compounds*, Academic, London, 1970. 40. Cullinan, H. T., Jr., *Can. J. Chem. Eng.*, **49**, 130 (1971). 41. Curtiss, C. F., and J. O. Hirschfelder, *J. Chem. Phys.*, **17**, 550 (1949). 42. Davies, G. A., A. B. Ponter, and K. Craine, *Can. J. Chem. Eng.*, **45**, 372 (1967). 43. Dawson, R., F. Khoury, and R. Kobayashi, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **16**, 725 (1970). 44. Dean, D. E., and L. I. Stiel, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **11**, 526 (1965). 45. Domalski, E. S., *J. Phys. Chem. Ref. Data*, **1**, 221 (1972). 46. Donohue, M. D., and J. M. Prausnitz, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **24**, 849 (1978). 47. Doolittle, A. K., *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, no. 44, 59, 1 (1963). 48. Dul'nev, G. N., and Y. P. Zarichnyak, *Thermophysical Properties of Substances and Materials*, 3d issue, Standards Press, Moscow, 1971, p. 103. 49. Duncan, J. B., and H. L. Toor, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**, 38 (1962). 50. Durbin, L., and R. Kobayashi, *J. Chem. Phys.*, **37**, 1643 (1962). 51. Dymond, J. H., and E. B. Smith, *The Virial Coefficients of Gases*, Clarendon, Oxford, 1969. 52. Edmister, W. C., J. Vairogs, and A. J. Klekers, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **14**, 479 (1968). 53. Edwards, M. N. B., and G. Thodos, *J. Chem. Eng. Data*, **19**, 14 (1974). 54. Ewing, C. T., B. E. Walker, J. A. Grand, and R. R. Miller, *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, 53(20), 19 (1957). 55. Fairbanks, D. F., and C. R. Wilke, *Ind. Eng. Chem.*, **42**, 471 (1950). 56. Filippov, L. P., *Vestn. Mosk. Univ. Ser. Fiz. Mat. Estestv. Nauk*, (8), 10(5), 67–69 (1955). 57. Filippov, L. P., and N. S. Novoselova, *Vestn. Mosk. Univ. Ser. Fiz. Mat. Estestv. Nauk*, (3),10(2), 37–40 (1955); *Chem. Abstr.*, **49**, 11366 (1955). 58. Fishtine, S. H., *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **2**, 149 (1963). 59. Flynn, L. W. and G. Thodos, *J. Chem. Eng. Data*, **8**, 457 (1961). 60. Franklin, J. L., *Ind. Eng. Chem.*, **41**, 1070 (1949). 61. Franklin, J. L., *J. Chem. Phys.*, **21**, 2029 (1953). 62. Fuller, E. N., and J. C. Giddings, *J. Gas Chromatogr.*, **3**, 222 (1965). 63. Fuller, E. N., P. D. Schettler, and J. C. Giddings, *Ind. Eng. Chem.*, **58**(5), 18 (1966). 64. Gainer, J. L., and A. B. Metzner, AIChE-IChemE Symp. Ser., no. 6, 1965, p. 74. 65. Gambill, W., unpublished. 66. Gambill, W. R., *Chem. Eng.*, **66**(16), 129 (1959). 67. Ghemling, J., D. D. Liu, and J. M. Prausnitz, *Chem. Eng. Sci.*, **34**, 951 (1979). 68. Giddings, J. D., Ph.D. thesis, Rice University, Houston, 1963. 69. Goletz, E., and D. Tassios, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **16**, 75 (1977). 70. Gomez-Nieto, M., and G. Thodos, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **23**, 904 (1977). 71. Gomez-Nieto, M., and G. Thodos, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **17**, 45 (1978). 72. Gray, P., S. Holland, and A. O. S. Maczek, *Trans. Faraday Soc.*, **65**, 1032 (1969). 73. Gray, P., S. Holland, and A. O. S. Maczek, *Trans. Faraday Soc.*, **66**, 107 (1970). 74. Gray, P., and P. G. Wright, *Proc. R. Soc. (London)*, **A263**, 161 (1961). 75. Grosse, A. V., *J. Inorg. Chem.*, **22**, 23 (1961). 76. Grunberg, L., *An Equation for Predicting the Viscosity of Liquid Mixtures*, NEL Rep. No. 626, December 1976. 77 Grunberg, L., and A. H. Nissan, *Trans. Faraday Soc.*, **44**, 1013 (1948). 78. Grunberg, L., and A. H. Nissan, *Ind. Eng. Chem.*, **42**, 885 (1950). 79. Guildner, L. A., *Proc. Nat. Acad. Sci.*, **44**, 1149 (1958). 80. Hadden, S. T., *Hydrocarbon Process. Pet. Refiner*, **45**(7), 137 (1966). 81. Hadden, S. T., *J. Chem. Eng. Data*, **15**, 92 (1970). 82. Haggenmacher, J. E., *J. Am. Chem. Soc.*, **68**, 1633 (1946). 83. Halm, R. L., and L. I. Stiel, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **17**, 259 (1971). 84. Hammick, D. L., and L. W. Andrew, *J. Chem. Soc.*, 754 (1929). 85. Hankinson, R. W., and G. H. Thompson, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **25**, 653 (1979). 86. Hanley, H. J. M., *Cryogenics*, **16**, 643 (1976). 87. Hayden, J. G., and J. P. O'Connell, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **14**, 209 (1975). 88. Hayduk, W., and W. D. Buckley, *Chem. Eng. Sci.*, **27**, 1997 (1972). 89. Hayduk, W., R. Castañada, H. Bromfield, and R. R. Perras, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **19**, 859 (1973). 90. Hayduk, W., and S. C. Cheng, *Chem. Eng. Sci.*, **26**, 635 (1971). 91. Hayduk, W., and H. Laudie, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **20**, 611 (1974). 92. Herning, F., and L. Zipperer, *Gas Wasserfach*, **79**, 49 (1936). 93. Himmelblau, D. M., *Chem. Rev.*, **64**, 527 (1964). 94. Hirschfelder, J. O., C. F. Curtiss, and R. B. Bird, *Molecular Theory of Gases and Liquids*, Wiley, New York, 1954. 95. Hiss, T. G., and E. L. Cussler, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **19**, 698 (1973). 96. Hiza, M. J., and A. G. Duncan, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **16**, 733 (1970). 97. Ho, C. Y., R. W. Powell, and P. E. Liley, *J. Phys. Chem. Ref. Data*, **1**, 279 (1972). 98. Hougen, O. A., K. M. Watson and R. A. Ragatz, *Chemical Process Principles*, part II, Wiley, New York, 1959. 99. Hsiao, Y-J, and B. C-Y Lu, *Can. J. Chem. Eng.*, **57**, 102 (1979). 100. Hsu, C. C., and J. J. McKetta, *J. Chem. Eng. Data*, **9**, 45 (1964). 101. Huang, P. K., and T. E. Daubert, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **13**, 193 (1974). 102. Irving, J. B., *Viscosities of Binary Liquid Mixtures: A Survey of Mixture Equations*, NEL Rep. No. 630, February 1977. 103. Irving, J. B., *Viscosities of Binary Liquid Mixtures: The Effectiveness of Mixture Equations*, NEL Rep. No. 631, February 1977. 104. Jamieson, D. T., and J. S. Tudhope, Nat. Eng. Lab. Glasgow Rep. No. 137, March 1964. 105. Jamieson, D. T., J. B. Irving, and J. S. Tudhope, *Liquid Thermal Conductivity: A Data Survey to 1973*, H. M. Stationery Office, Edinburgh, 1975. 106. Jamieson, D. T., and E. H. Hastings, in C. Y. Ho and R. E. Taylor (eds.), *Proceedings of the 8th Conference on Thermal Conductivity*, Plenum, New York, 1969, p. 631. 107. *JANAF Thermochemical Tables*, 2d ed., NSRDS-NBS 37, June 1971. 108. Jasper, J. J., *J. Phys. Chem. Ref. Data*, **1**, 841 (1972). 109. Joffe, J., *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **10**, 532 (1971). 110. Johnson, A. I., and C. J. Huang, *Can. J. Technol.*, 33, 421 (1955). 111 Jordan, T. E., *Vapor Pressure of Organic Compounds*, Interscience, New York, 1954. 112. Jossi, J. A., L. I. Stiel, and G. Thodos, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**, 59 (1962). 113. Kaufman, T. G., *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **7**, 115 (1968). 114. Kay, W. B., *Ind. Eng. Chem.*, **28**, 1014 (1936). 115. Kay, W. B., *J. Chem. Eng. Data*, **15**, 46 (1970). 116. Kerr, C. P., and J. Coates, paper, 67th national AIChE meeting, Atlanta, Feb. 15–18, 1970. 117. Kreglewski, A., and R. C. Wilhoit, *J. Phys. Chem.*, **78**, 1961 (1974). 118. Kreglewski, A., R. C. Wilhoit, and B. J. Zwolinski, *J. Chem. Eng. Data*, **18**, 432 (1973); *J. Phys. Chem.*, **77**, 2212 (1973). 119. Kreglewski, A., and W. B. Kay, *J. Phys. Chem.*, 73, 3359 (1969). 120. Lee, B. I., and M. G. Kesler, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **21**, 510 (1975). 121. Lees, F. P., and P. Sarram, *J. Chem. Eng. Data*, **16**, 41 (1971). 122. Lenoir, J. M., *Pet. Refiner*, **36**(8), 162 (1957). 123. Letsou, A., and L. I. Stiel, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **19**, 409 (1973). 124. Lewis, W. K., and L. Squires, *Refiner Nat. Gasoline Manuf.*, 13(12), 448 (1934). 125. Li, C. C., *Can. J. Chem. Eng.*, **19**, 709 (1971). 126. Li, C. C., *Can. J. Chem. Eng.*, **54**, 464 (1976). 127. Li, C. C., *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **22**, 927 (1976). 128. Lin, C.-J., and S. W. Hopke, *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **70**(140), 37 (1974). 129. Lindsay, A. L., and L. A. Bromley, *Ind. Eng. Chem.*, **42**, 1508 (1950). 130. Lispicas, M., *J. Chem. Phys.*, **36**, 1235 (19
(1968). 132. Lu, B. C.-Y
Chem. Eng. J., **19**, 748 (1
Eng. Data, **22**, 90 (1977).
1971). 135. Lusis, M. A.,
Inst. Chem. Eng. J., **20**,
Am. Inst. Chem. Eng. J.,
of Critical Properties of
Exp. Stn. Rep. No. 3, Mad
korn, and O. A. Hougen
Fluids," Univ. Wis. Coll.
1955. 139. Lyman, T. J.,
(1976). 140. Macleod,
(1923). 141. Maczek, A.
(1969). 142. Maczek, A.
(1970). 143. Maejima, T.
J. E. S. Venart, *Adv. Cry*
E. A. Mason, *J. Phys. Che*
E. A. Mason, *Am. Inst. Ch*
Eng. Chem., **58**, 34 (1967
81 (1979). 149. Mason,
(1958). 150. Mathur, G.
(1966). 151. Mathur, G.
(1963). 152. Mathur, G.
(1965). 153. Mathur, V.
Data (Japan), **11**, 67 (1
(1964). 155. Meissner, H
(1949). 156. Meyer, C.
Society of Mechanical En
C. O. Bennett, *J. Chem.*
communication, April 19
2, 78 (1963). 160. Mille
Eng., **83**(23), 129 (1976).
Eng. J., **7**, 264 (1961).
9, 540 (1963). 163. Mi
(1970). 164. Missenard,
(1973). 165. Mo, K. C.,
(1974). 166. Modell, M.,
tions, Prentice-Hall, Engl
and R. M. Wellek, *J. Ch*
and J. B. Ferron, *Ind. En*
R., G. J. F. Breedveld, an
15, 557 (1976). 170. Ne
Eng., **76**, 1057 (1954).
nitz, *Ind. Eng. Chem. F*
Computer Aided Data
Tokyo, 1976. 173. O'He
(1968). 174. Olander,
(1961). 175. O'Neal, H.
(1970). 176. Opfell, J. B
2069 (1956). 177. Orye,
(1969). 178. Owens, E.
(1960). 179 Passut, C.
Dev., **11**, 543 (1972). 18
Fundam., **15**, 59 (1976).
Eng. Sci., **24**, 1035 (196
(1955). 183. Pitzer, K.
D. E. Peterson, *J. Am.*
R. F. Curl, *J. Am. Chem*
Lu, *Can. J. Chem. Eng*
Gunn, *Am Inst. Chem.*
W. Chapman, and J. M.
O. R., *Chem. Rev.*, **53**, 4
Properties of Substance
1971. 190. Rackett, H.
K. A., and L. K. D
(1967). 192. Redlich,
(1949). 193. Reichenbe
tory, Teddington, Englan
(1973); (*c*) **21**, 181 (197
Gases at High Pressures,
Teddington, England, A
Methods for the Estima
Pressures, NPL Rep. C
England, May 1977. 19
The Properties of Gas
1977. 197. Reid, R. C.,
(1965). 198. Rice, O. K
Chem. Ing. Tech., **21**,
Chem. Ing. Tech., **26**, 8
(1954). 202. Robbins, L
Refiner, **41**(5), 133 (196

54. Ewing, C. T., B. E. *rog. Symp. Ser.*, **53**(20), *id. Eng. Chem.*, **42**, 471 *Fiz. Mat. Estestv. Nauk*, d. S. Novoselova, *Vestn.*), 37–40 (1955); *Chem. ng. Chem. Fundam.*, **2**, *hem. Eng. Data*, **6**, 457 0 (1949). 61. Franklin, . N., and J. C. Giddings, l., P. D. Schettler, and J. . Gainer, J. L., and A. B. p. 74. 65. Gambill, W., *Eng.*, **66**(16), 129 usnitz, *Chem. Eng. Sci.*, ice University, Houston, *n. Process Des. Dev.*, **16**, *m. Inst. Chem. Eng. J.*, *s, Ind. Eng. Chem. Fun-* A. O. S. Maczek, *Trans.* nd, and A. O. S. Maczek, and P. G. Wright, *Proc.* V., *J. Inorg. Chem.*, **22**, *dicting the Viscosity of* . 77. Grunberg, L., and 78. Grunberg, L., and A. aildner, L. A., *Proc. Nat. ydrocarbon Process. Pet. hem. Eng. Data*, **15**, 92 *hem. Soc.*, **88**, 1633 *Chem. Eng. J.*, **17**, 259 w, *J. Chem. Soc.*, 754 n, *Am. Inst. Chem. Eng. Cryogenics*, **16**, 643 *Eng. Chem. Process Des.* uckley, *Chem. Eng. Sci.*, Bromfield, and R. R. Per- , Hayduk, W., and S. C. duk, W., and H. Laudie, ding, F., and L. Zipperer, , M., *Chem. Rev.*, **64**, 527 , B. Bird, *Molecular The-* 95. Hiss, T. G., and E. L. 96. Hiza, M. J., and A. G. 97. Ho, C. Y., R. W. Pow-) (1972). 98. Hougen, O. *ocess Principles*, part II, Lu, *Can. J. Chem. Eng.*, *J. Chem. Eng. Data*, **9**, *Ind. Eng. Chem. Process osities of Binary Liquid* Rep. No. 630, February *uid Mixtures: The Effec-* No. 631, February . Eng. Lab. Glasgow Rep. rving, and J. S. Tudhope, 1973, H. M. Stationery) E. H. Hastings, in C. Y. *Conference on Thermal* 7. *JANAF Thermochem-* 108. Jasper, J. J., *J. Phys. d. Eng. Chem. Fundam.*, ng, *Can. J. Technol.*, **33**, *of Organic Compounds*, Stiel, and G. Thodos, *Am.* , T. C., *Ind. Eng. Chem.*, *Eng. Chem.*, **28**, 1014 46 (1970). 116. Kerr, C. ting, Atlanta, Feb. 15–18, *Phys. Chem.*, **78**, 1961 Zwolinski, *J. Chem. Eng.* 73). 119. Kreglewski, A., 120. Lee, B. I., and M. G. 121. Lees, F. P., and P. enoir, J. M., *Pet. Refiner*, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, es, *Refiner Nat. Gasoline* , *J. Chem. Eng.*, **19**, 709 4 (1976). 127. Li, C. C., h, C.-J., and S. W. Hopke, 129. Lindsay, A. L., and 0). 130. Lispicas, M., *J. Chem. Phys.*, **36**, 1235 (1962). 131. Losenicky, Z., *J. Phys. Chem.*, **72**, 4308 (1968). 132. Lu, B. C.-Y., C. Hsi, S.-D. Chang, and A. Tsang, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **19**, 748 (1973). 133. Luria, M., and S. W. Benson, *J. Chem. Eng. Data*, **22**, 90 (1977). 134. Lusis, M. A., *Chem. Proc. Eng.*, **5**, 27 (May 1971). 135. Lusis, M. A., *Chem. Eng. Dev. (Bombay)*, **48** (January 1972); *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **20**, 207 (1974). 136. Lusis, M. A., and G. A. Ratcliff, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, 17, 1492 (1971). 137. Lydersen, A. L., *Estimation of Critical Properties of Organic Compounds*, Univ. Wis. Coll. Eng., Eng. Exp. Stn. Rep. No. 3, Madison, April 1955. 138. Lydersen, A. L., R. A. Greenkorn, and O. A. Hougen, "Generalized Thermodynamic Properties of Pure Fluids," Univ. Wis. Coll. Eng., Eng. Exp. Stn. Rep. No. 4, Madison, October 1955. 139. Lyman, T. J., and R. P. Danner, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **22**, 759 (1976). 140. Macleod, D. B., *Trans. Faraday Soc.*, **19**, 38 (1923). 141. Maczek, A. O. S., and P. Gray, *Trans. Faraday Soc.*, **65**, 1473 (1969). 142. Maczek, A. O. S., and P. Gray, *Trans. Faraday Soc.*, **66**, 127 (1970). 143. Maejima, T., private communication, 1973. 144. Mani, N., and J. E. S. Venart, *Adv. Cryog. Eng.*, **18**, 280 (1973). 145. Marrero, T. R., and E. A. Mason, *J. Phys. Chem. Ref. Data*, **1**, 3 (1972). 146. Marrero, T. R., and E. A. Mason, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **19**, 498 (1973). 147. Martin, J. J., *Ind. Eng. Chem.*, **59**, 34 (1967). 148. Martin, J. J., *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **18**, 81 (1979). 149. Mason, E. A., and S. C. Saxena, *Phys. Fluids*, **1**, 361 (1958). 150. Mathur, G. P., and S. C. Saxena, *Ind. J. Pure Appl. Phys.*, **4**, 266 (1966). 151. Mathur, G. P., and G. Thodos, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **9**, 596 (1963). 152. Mathur, G. P., and G. Thodos, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **11**, 613 (1965). 153. Mathur, V. K., J. D. Singh, and W. M. Fitzgerald, *J. Chem. Eng. Data (Japan)*, **11**, 67 (1975). 154. McLaughlin, E., *Chem. Rev.*, **64**, 389 (1964). 155. Meissner, H. P., and A. S. Michaels, *Ind. Eng. Chem.*, **41**, 2782 (1949). 156. Meyer, C. A., et al., *ASME Steam Tables*, 3d ed., American Society of Mechanical Engineers, New York, 1977. 157. Miffin, T. R., and C. O. Bennett, *J. Chem. Phys.*, **29**, 975 (1958). 158. Miller, C. O. M., private communication, April 1977. 159. Miller, D. G., *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **2**, 78 (1963). 160. Miller, J. W., Jr., G. R. Schorr, and C. L. Yaws, *Chem. Eng.*, 83(23), 129 (1976). 161. Misic, D., and G. Thodos, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7**, 264 (1961). 162. Misic, D., and G. Thodos, *J. Chem. Eng. Data*, **9**, 540 (1963). 163. Missenard, A., *Rev. Gen. Thermodyn.*, **101**(5), 649 (1970). 164. Missenard, F. A., *Rev. Gen. Therm. Fr.*, **141**, 751 (1973). 165. Mo, K. C., and K. E. Gubbins, *Chem. Eng. Comm.*, **1**, 281 (1974). 166. Modell, M., and R. C. Reid, *Thermodynamics and Its Applications*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1974, sec. 7.5. 167. Moore, J. W., and R. M. Wellek, *J. Chem. Eng. Data*, **19**, 136 (1974). 168. Nain, V. P. S., and J. R. Ferron, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **11**, 420 (1972). 169. Nakamura, R., G. J. F. Breedveld, and J. M. Prausnitz, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **15**, 557 (1976). 170. Nelson, L. C., and E. F. Obert, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **76**, 1057 (1954). 171. Nothnagel, K.-H., D. S. Abrams, and J. M. Prausnitz, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **12**, 25 (1973). 172. Ohe, Shuzo, *Computer Aided Data Book of Vapor Pressure*, Data Book Publishing Co., Tokyo, 1976. 173. O'Hern, H. A., and J. J. Martin, *Ind. Eng. Chem.*, **47**, 2081 (1968). 174. Olander, D. R., *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7**, 175 (1961). 175. O'Neal, H. E., and S. W. Benson, *J. Chem. Eng. Data*, **15**, 266 (1970). 176. Opfell, J. B., B. H. Sage, and K. S. Pitzer, *Ind. Eng. Chem.*, **48**, 2069 (1956). 177. Orye, R. V., *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **8**, 579 (1969). 178. Owens, E. J., and G. Thodos, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **6**, 676 (1960). 179. Passut, C. A., and R. P. Danner, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **11**, 543 (1972). 180. Peng, D. Y., and D. B. Robinson, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **15**, 59 (1976). 181. Perkins, L. R., and C. J. Geankoplis, *Chem. Eng. Sci.*, **24**, 1035 (1969). 182. Pitzer, K. S., *J. Am. Chem. Soc.*, **77**, 3427 (1955). 183. Pitzer, K. S., D. Z. Lippmann, R. F. Curl, C. M. Huggins, and D. E. Peterson, *J. Am. Chem. Soc.*, **77**, 3433 (1955). 184. Pitzer, K. S., and R. F. Curl, *J. Am. Chem. Soc.*, **79**, 2369 (1957). 185. Polak, J., and B. C.-Y. Lu, *Can. J. Chem. Eng.*, **50**, 553 (1972). 186. Prausnitz, J. M., and R. D. Gunn, *Am Inst. Chem. Eng. J.*, **4**, 430, 494 (1958). 187. Preston, G. T., T. W. Chapman, and J. M. Prausnitz, *Cryogenics*, 7(5), 274 (1967). 188. Quale, O. R., *Chem. Rev.*, **53**, 439 (1953). 189. Rabenovish, B. A., *Thermophysical Properties of Substances and Materials*, 3d ed., Standards Press, Moscow, 1971. 190. Rackett, H. G., *J. Chem. Eng. Data*, **15**, 514 (1970). 191. Reddy, K. A., and L. K. Doraiswamy, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **6**, 77 (1967). 192. Redlich, O., and J. N. S. Kwong, *Chem. Rev.*, **44**, 233 (1949). 193. Reichenberg, D., (*a*) DCS Rep. 11, National Physical Laboratory, Teddington, England, August 1971; (*b*) *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **19**, 854 (1973); (*c*) **21**, 181 (1975). 194. Reichenberg, D., *The Viscosities of Pure Gases at High Pressures*, NPL Rep. Chem. 38, National Physical Laboratory, Teddington, England, August 1975. 195. Reichenberg, D., *New Simplified Methods for the Estimation of the Viscosities of Gas Mixtures at Moderate Pressures*, NPL Rep. Chem. 53, National Physical Laboratory, Teddington, England, May 1977. 196. Reid, R. C., J. M. Prausnitz, and T. K. Sherwood, *The Properties of Gases and Liquids*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1977. 197. Reid, R. C., and J. E. Sobel, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **4**, 328 (1965). 198. Rice, O. K., *J. Phys. Chem.*, **64**, 976 (1960). 199. Riedel, L., *Chem. Ing. Tech.*, **21**, 349 (1949); **23**, 59, 321,465 (1951). 200. Riedel, L., *Chem. Ing. Tech.*, **26**, 83 (1954). 201. Riedel, L., *Chem. Ing. Tech.*, **26**, 679 (1954). 202. Robbins, L. A., and C. L. Kingrea, *Hydrocarbon Process. Pet. Refiner*, **41**(5), 133 (1962); preprint of paper presented at the 27th midyear meeting, American Petroleum Institute, Refining Div., San Francisco, May 14, 1962. 203. Roy, D., and G. Thodos, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **7**, 529 (1968). 204. Roy, D., and G. Thodos, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **9**, 71 (1970). 205. Saksena, M. P., and Harminder, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **13**, 245 (1974). 206. Saksena, M. P., and S. C. Saxena, *Int. J. Pure Appl. Phys.*, **4**, 109 (1966). 207. Sandler, S., and E. A. Mason, *J. Chem. Phys.*, **48**, 2873 (1968). 208. Satter, A., and J. M. Campbell, *Soc. Pet. Eng. J.*, 333 (December 1963). 209. Scheibel, E. G., *Ind. Eng. Chem.*, **46**, 2007 (1954). 210. Schick, L. M., and J. M. Prausnitz, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **14**, 673 (1968). 211. Seaton, W. H., and E. Freedman, "Computer Implementation of a Second Order Additivity Method for the Estimation of Chemical Thermodynamic Data," paper presented at 65th annual meeting, AIChE, New York, November 1972. 212. Sengers, J. V., and P. H. Keyes, *Phys. Rev. Lett.*, **26**(2), 70 (1971). 213. Shaw, R., *J. Chem. Eng. Data*, **14**, 461 (1969). 214. Shaw, R., *J. Phys. Chem.*, **75**, 4047 (1971). 215. Shrier, A. L., *Chem. Eng. Sci.*, **22**, 1391 (1967). 216. Shroff, G. H., Ph.D. thesis, University of New Brunswick, Fredericton, 1968. 217. Shroff, G. H., in C. Y. Ho and R. E. Taylor (eds.), *Proceedings of the 8th Conference on Thermal Conductivity*, Purdue University, Oct. 7–10, 1968, Plenum, New York, 1969, p. 643. 218. Smith, J. M., and H. C. Van Ness, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1975, p. 87. 219. Soave, G., *Chem. Eng. Sci.*, **27**, 1197 (1972). 220. Sood, S. K., and G. G. Haselden, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **16**, 891 (1970). 221. Spencer, C. F., and R. P. Danner, *J. Chem. Eng. Data*, **17**, 236 (1972). 222. Spencer, C. F., and R. P. Danner, *J. Chem. Eng. Data*, **18**, 230 (1973). 223. Spencer, C. F., and S. B. Adler, *J. Chem. Eng. Data*, **23**, 82 (1978). 224. Spencer, C. F., T. E. Daubert, and R. P. Danner, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **19**, 522 (1973). 225. Spencer, C. F., T. E. Daubert, and R. P. Danner, *Technical Data Book*, American Petroleum Institute, OP72, 539, Xerox University Microfilm, chap. 4, "Critical Properties." 226. Sprow, F. B., and J. M. Prausnitz, *Trans. Faraday Soc.*, **62**, 1105 (1966); *Can. J. Chem. Eng.*, **45**, 25 (1967). 227. Sridhar, T., and O. E. Potter, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **23**, 590 (1977). 228. Starling, K. E., *Hydrocarbon Process.*, **50**(3), 101 (1971). 229. Starling, K. E., and M. S. Han, *Hydrocarbon Process.*, **51**(5), 129 (1972); **51**(6), 107 (1972). 230. Stein, S. E., D. M. Golden, and S. W. Benson, *J. Phys. Chem.*, **81**, 314 (1977). 231. Stiel, L. I., and G. Thodos, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7**, 611 (1961); **8**, 229 (1962); **10**, 266 (1964). 232. Stiel, L. I., and G. Thodos, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **10**, 26 (1964). 233. Stiel, L. I., and G. Thodos, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **10**, 275 (1964). 234. Stiel, L. I., and G. Thodos, *Can. J. Chem. Eng.*, **43**, 186 (1965). 235. Stull, D. R., *Ind. Eng. Chem.*, **39**, 517 (1947). 236. Stull, D. R., E. F. Westrum, and G. C. Sinke, *The Chemical Thermodynamics of Organic Compounds*, Wiley, New York, 1969. 237. Su, G. S., and D. S. Biswanath, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, 11, 205 (1965). 238. Sugden, S., *J. Chem. Soc.*, 32 (1924). 239. Sugden, S., *J. Chem. Soc.*, 1177 (1924). 240. Sutton, J. R., *References to Experimental Data on Thermal Conductivity of Gas Mixtures*, NEL Rep. No. 612, May 1976. 241. Sutton, J. R., *References to Experimental Data on Viscosity of Gas Mixtures*, NEL Rep. No. 613, May 1976. 242. Svehla, R. A., *Estimated Viscosities and Thermal Conductivities at High Temperatures*, NASA-TRR-132, 1962. 243. Svehla, R. A., *Estimation Viscosities and Thermal Conductivities of Gases at High Temperatures*, NASA Tech. Rep. R-132, Lewis Research Center, Cleveland, 1962. 244. Tamura, M., M. Kurata, and H. Odani, *Bull. Chem. Soc. Japan*, **28**, 83 (1955). 245. Tarakad, R. R., and R. P. Danner, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **23**, 944 (1977). 246. Thinh, T.-P., J.-L. Duran, and R. S. Ramalho, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 10, 576 (1971). 247. Thinh, T.-P., J.-L. Duran, R. S. Ramalho, and S. Kaliaguine, *Hydrocarbon Process.*, **50**(1), 98 (1971). 248. Thinh, T.-P., and T. K. Trong, *Can. J. Chem. Eng.*, **54**, 344 (1976). 249. Thompson, P. A., *J. Chem. Eng. Data*, **22**, 431 (1977). 250. Toor, H. L., *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, 3, 198 (1957). 251. Trappeniers, N. J., and P. H. Oosting, *Phys. Lett.*, **23**, 445 (1966). 252. Tsonopoulos, C., *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **20**, 263 (1974). 253. Tyn, M. T., and W. F. Calus, *Processing*, **21**(4), 16 (1975). 254. van der Waals, J. D., doctoral dissertation, Leiden, 1873. 255. van Krevelen, D. W., and H. A. G. Chermin, *Chem. Eng. Sci.*, **1**, 66 (1951). 256. van Krevelen, D. W., and H. A. G. Chermin, *Chem. Eng. Sci.*, **1**, 238 (1952). 257. van Velzen, D., R. L. Cardozo, and H. Langenkamp, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **11**, 20 (1972). 258. van Velzen, D., R. L. Cardozo, and H. Langenkamp, "Liquid Viscosity and Chemical Constitution of Organic Compounds: A New Correlation and a Compilation of Literature Data," *Euratom*, 4735e, Joint Nuclear Research Centre, Ispra Establishment, Italy, 1972. 259. Vargaftik, N. B., "Thermal Conductivities of Compressed Gases and Steam at High Pressure," *Izv. Vses. Teplotekh. Inst.*, Nov. 7, 1951; private communication, Prof. N. V. TSederberg, Moscow Energetics Institute. 260. Vargaftik, N. B., *Proc. J. Conf. Thermodyn. Transport Prop. Fluids*, London, July 1957, Institution of Mechanical Engineers, London, 1958, p. 142. 261. Vargaftik, N. B., and Y. P. Os'minin, *Teploenergetika*, 3(7), 11 (1956). 262. Venart, J. E. S., and C. Krishnamurthy, *Proc. 7th Conf. Thermal Conductivity*, NBS Spec. Publ. 302, November 1967, p. 659. 263. Verma, K. K., and L. K. Doraiswamy, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **4**, 389 (1965). 264. Vetere, A., private communication, December 1973, February 1976. 265. Vignes, A., *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **5**, 189 (1966). 266. Walker, R. E., N. De Haas, and A. A. Westenberg, *J. Chem.*

Phys., **32**, 1314 (1960). 267. Wassiljewa, A., *Phys. Z.*, **5**, 737 (1904). 268. Watson, K. M., *Ind. Eng. Chem.*, **35**, 398 (1943). 269. Way, P., Ph.D. thesis, Massachusetts Institute of Technology, Cambridge, Mass., 1971. 270. Weber, H. F., *Wiedmann's Ann., Ann. Phys. Chem.*, **10**, 103 (1880). 271. Wilhoit, R. C., and B. J. Zwolinski, *J. Phys. Chem. Ref. Data* **2**, suppl. 1, 1973. 272. Wilke, C. R., *J. Chem. Phys.*, **18**, 517 (1950). 273. Wilke, C. R., *Chem. Eng. Prog.*, **46**, 95 (1950). 274. Wilke, C. R., and P. Chang, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 264 (1955). 275. Wise, D. L., and G. Houghton, *Chem. Eng. Sci.*, **21**, 999 (1966). 276. Witherspoon, P. A., and L. Bonoli, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **8**, 589 (1969). 277. Yamada, T., *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **19**, 286 (1973). 278. Yon, C. M., and H. L. Toor, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **7**, 319 (1968). 279. Yoon, P., and G. Thodos, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **16**, 300 (1970). 280. Yuan, S. C., and Y. I. Mok, *Hydocarbon Process.*, **47**(3), 133 (1968); **47**(7), 153 (1968). 281. Yuan, T.-F., and L. I. Stiel, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **9**, 393 (1970). 282. Zimmerling, W., and M. Ratzsch, *Chem. Tech.*, **28**(2), 84 (1976). 283. Zudkevitch, D., and J. Joffe, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **16**, 112 (1970). 284. Zwolinski, B. J., et al., *Selected Values of Properties of Hydrocarbons and Related Compounds*, API Research Proj. 44, College Station, Tex. 285. Zwolinski, B. J., et al., *Selected Values of Properties of Chemical Compounds*, Thermodynamics Research Center, Texas A&M University, College Station.

., and G. Thodos, *Am.*
and Y. I. Mok, *Hydo-*
281. Yuan, T.-F., and
282. Zimmerling, W.,
Sudkevitch, D., and J.
Swolinski, B. J., et al.,
ted Compounds, API
, B. J., et al., *Selected*
nodynamics Research

SEMBLANZA DE LOS EDITORES

El finado **Robert H. Perry** fue presidente del Departamento de Ingeniería Química en la University of Oklahoma y director de programas en los servicios de investigación de posgrado en la National Science Research Foundation. Fue consultor de varios organismos de las Naciones Unidas. De 1973 hasta su muerte en 1978 dedicó su vida al estudio del impacto combinado que las tecnologías ejercerán en los próximos 50 años. Los temas que estudió en forma global fueron la energía, los minerales y metales, el transporte y las comunicaciones, la medicina, la producción de alimentos y el ambiente.

Don W. Green es profesor distinguido de ingeniería química y del petróleo, también es codirector del Tertiary Oil Recovery Project en la University of Kansas, donde enseña desde 1964. En 1963 obtuvo el doctorado de ingeniería química en la University of Oklahoma, institución en que fue el primer alumno que se doctoró con el doctor Perry. El doctor Green ha ganado varios premios docentes en la University of Arkansas y el National Distinguished Achievement Award de la Society of Petroleum Engineers. Es autor de numerosos artículos en revistas técnicas.

TABLA 1-5 Factores métricos de conversión como múltiplos numéricos exactos de las unidades SI.
Los dos primeros dígitos de cada valor numérico representan una potencia de 10. Por ejemplo, el valor "—02 2.54" expresa el hecho de que 1 pulg = 2.54×10^{-2} metro.

Para convertir de	*a*	*multipliquese por*
abampere	ampere	+01 1.00
abcoulomb	coulomb	+01 1.00
abfarad	farad	+09 1.00
abhenry	henry	−09 1.00
abmho	mho	+09 1.00
abohm	ohm	−09 1.00
abvolt	volt	−08 1.00
acre	metro^2	+03 4.046 856
ampere (internacional de 1948)	ampere	−01 9.998 35
angstrom	metro	−10 1.00
área	metro^2	+02 1.00
atmósfera	newton/metro^2	+05 1.013 25
año (calendario)	segundo (solar medio)	+07 3.1536
año (sideral)	segundo (solar medio)	+07 3.155 81[illegible]
año (tropical)	segundo (solar medio)	+07 3.155 692
año 1900, tropical, enero, día 0, hora 12	segundo (efemérides)	+07 3.155 692
año 1900, tropical, enero, día 0, hora 12	segundo	+07 3.155 692
año luz	metro	+15 9.460 55
bar	newton/metro^2	+05 1.00
barn	metro^2	−28 1.00
barril (petróleo, 42 galones)	metro^3	−01 1.589 873
barya	newton/metro^2	−01 1.00
braza	metro	+00 1.828 8
British thermal unit (unidad térmica británica)(ISO/TC 12)	joule	+03 1.055 06
British thermal unit (media)	joule	+03 1.055 87
British thermal unit (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 1.055 04
British thermal unit (termoquímica)	joule	+03 1.054 350
British thermal unit (39° F)	joule	+03 1.059 67
British thermal unit (60° F)	joule	+03 1.054 68
bushel (E.U.)	metro^3	−02 3.523 907
caballo de potencia (550 pie-lbf/segundo)	watt	+02 7.456 998
caballo de potencia (agua)	watt	+02 7.460 43
caballo de potencia (caldera)	watt	+03 9.809 50
caballo de potencia (eléctrico)	watt	+02 7.46
caballo de potencia (métrico)	watt	+02 7.354 99
caballo de potencia (R.U.)	watt	+02 7.457
cable	metro	+02 2.194 56
cadena (del agrimensor o gunter)	metro	+01 2.011 68
cadena (del ingeniero o ramden)	metro	+01 3.048
calibre	metro	−04 2.54
caloría (media)	joule	+00 4.190 02
caloría (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+00 4.1868
caloría (termoquímica)	joule	+00 4.184
caloría (15° C)	joule	+00 4.185 80
caloría (20° C)	joule	+00 4.181 90
caloría (kilogramo, media)	joule	+03 4.190 02
caloría (kilogramo, Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 4.186 8
caloría (kilogramo, termoquímica)	joule	+03 4.184
Celsius (temperatura)	kelvin	$t_K = t_C + 273.15$
centímetro de agua (4° C)	newton/metro^2	+01 9.806 38
centímetro de mercurio (0° C)	newton/metro^2	+03 1.333 22
circular mil	metro^2	−10 5.067 074
codo	metro	−01 4.572
coulomb (internacional de 1948)	coulomb	−01 9.998 35
cuarto (E.U., áridos)	metro^3	−03 1.101 220
cuarto (E.U., líquidos)	metro^3	−04 9.463 529
cucharа	metro^3	−05 1.478 676
cucharita	metro^3	−06 4.928 921
cuerda	metro^3	+00 3.624 556
curie	desintegración/seg	+10 3.70
denier (internacional)	kilogramo/metro	−07 1.00
día (sideral)	segundo (solar medio)	+04 8.616 409
día (solar medio)	segundo (solar medio)	+04 8.64
dina	newton	−05 1.00
dracma (avoirdupois)	kilogramo	−03 1.771 845
dracma (E.U., fluidos)	metro^3	−06 3.696 691
dracma (troy o del boticario)	kilogramo	−03 3.887 934
electrón-volt	joule	−19 1.602 10
erg	joule	−07 1.00
escrúpulo (pennyweight)	kilogramo	−03 1.555 173
escrúpulo (del boticario)	kilogramo	−03 1.295 978
eslabón (del agrimensor o gunter)	metro	−01 2.011 68
eslabón (del ingeniero o ramden)	metro	−01 3.048
estéreo	metro^3	+00 1.00
Farenheit (temperatura)	Celsius	$t_C = (5/9)(t_F - 32)$
Farenheit (temperatura)	kelvin	$t_K = (5/9)(t_F + 459.67)$
farad (internacional de 1948)	farad	−01 9.995 05
faraday (basado en el carbono 12)	coulomb	+04 9.648 70
faraday (físico)	coulomb	+04 9.652 19
faraday (químico)	coulomb	+04 9.649 57
fermi (femtometro)	metro	−15 1.00
furlong	metro	+02 2.011 68
gal (galileo)	metro/segundo^2	−02 1.00
galón (E.U., áridos)	metro^3	−03 4.404 883
galón (E.U., líquidos)	metro^3	−03 3.785 411
galón (R.U., líquidos)	metro^3	−03 4.546 087
gamma	tesla	−09 1.00
gauss	tesla	−04 1.00
gilbert	ampere-vuelta	−01 7.957 747
gill (E.U.)	metro^3	−04 1.182 941
gill (R.U.)	metro^3	−04 1.420 652
grad	grado (angular)	−01 9.00
grad	radián	−02 1.570 796
grado (ángulo)	radián	−02 1.745 329
gramo	kilogramo	−03 1.00
grano	kilogramo	−05 6.479 891
hectárea	metro^2	+04 1.00
henry (internacional de 1948)	henry	+00 1.000 495
hora (sideral)	segundo (solar medio)	+03 3.590 170
hora (solar media)	segundo (solar medio)	+03 3.60
joule (internacional de 1948)	joule	+00 1.000 165
kayser	l/metro	+02 1.00
kilocaloría (media)	joule	+03 4.190 02
kilocaloría (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 4.186 74
kilocaloría (termoquímica)	joule	+03 4.184
kilogramo fuerza (kfg)	newton	+00 9.806 65
kilogramo masa	kilogramo	+00 1.00
kilopond fuerza	newton	+00 9.806 65
kip	newton	+03 4.448 221
lambert	candela/metro^2	+04 1/π
lambert	candela/metro^2	+03 3.183 098

cho de que 1

ipliquese por

.067 074
.572

.998 35
.101 220
.463 529
.478 676
.928 921
.624 556
.70
.00
.616 409
8.64
.00
.771 845
.696 691

.887 934
.602 10
.00
.555 173

.295 978

.011 68

.048
.00
$(t_F - 32)$
$+ 459.67)$

.995 05

.648 70
.652 19
.649 57
.00
.011 68
.00
.404 883
.785 411
4.546 087
.00
.00
7.957 747
.182 941
.420 652
.00
.570 796
.745 329
.00
6.479 891
.00

.000 495
3.590 170
3.60

.000 165
.00
4.190 02

4.186 74
4.184

9.806 65
1.00
9.806 65
4.448 221
$1/\pi$
3.183 098

UNIVERSIDAD NACIONAL EXPERIMENTAL FACULTAD DE INGENIERIA CARABOBO Química

TABLA 1-5 Factores métricos de conversión como múltiplos numéricos exactos de las unidades SI (*Continuación*).
Los dos primeros dígitos de cada valor numérico representan una potencia de 10. Por ejemplo, el valor "−02 2.54" expresa el hecho de que 1 pulg = 2.54×10^{-2} metro.

Para convertir de	*a*	*multipliquese por*
langley	joule/metro^2	+04 4.184
lbf (libra fuerza, avoirdupois)	newton	+00 4.448 221
lbm (libra masa, avoirdupois)	kilogramo	−01 4.535 923
legua (británica náutica)	metro	+03 5.559 552
legua (internacional náutica)	metro	+03 5.556
legua (terrestre)	metro	+03 4.828 032
libra fuerza (lbf avoirdupois)	newton	+00 4.448 221
libra masa (lbm avoirdupois)	kilogramo	−01 4.535 923
libra masa (troy o del boticario)	kilogramo	−01 3.732 417
litro	metro^3	−03 1.00
lux	lumen/metro^2	+00 1.00
mano	metro	−01 1.016
maxwell	weber	−08 1.00
mes (calendario medio)	segundo (solar medio)	+06 2.628
metro	longitudes de onda de Kr 86	+06 1.650 763
micra	metro	−06 1.00
mil	metro	−05 2.54
milibar	newton/metro^2	+02 1.00
milímetro de mercurio (0°C)	newton/metro^2	+02 1.333 224
milla (E.U., náutica)	metro	+03 1.852
milla (E.U., terrestre)	metro	+03 1.609 344
milla (náutica internacional)	metro	+03 1.852
milla (R.U., náutica)	metro	+03 1.853 184
milla náutica (E.U.)	metro	+03 1.852
milla náutica (internacional)	metro	+03 1.852
milla náutica (R.U.)	metro	+03 1.853 184
milla terrestre (E.U.)	metro	+03 1.609 344
minuto (ángulo)	radián	−04 2.908 882
minuto (sideral)	segundo (solar medio)	+01 5.983 617
minuto (solar medio)	segundo (solar medio)	+01 6.00
nudo (internacional)	metro/segundo	−01 5.144 444
oersted	ampere/metro	+01 7.957 747
ohm (internacional de 1948)	ohm	+00 1.000 495
onza (E.U., fluidos)	metro^3	−05 2.957 352
onza fluida (E.U.)	metro^3	−05 2.957 352
onza fuerza (avoirdupois)	newton	−01 2.780 138
onza masa (avoirdupois)	kilogramo	−02 2.834 952
onza masa (troy o del boticario)	kilogramo	−02 3.110 347
palmo	metro	−01 2.286
parsec	metro	+16 3.083 74
pascal	newton/metro^2	+00 1.00
paso	metro	−01 7.62
peck (E.U.)	metro^3	−03 8.809 767
percha	metro	+00 5.0292
pértiga	metro	+00 5.0292
phot	lumen/metro^2	+04 1.00
pica (impresores)	metro	−03 4.217 517
pie	metro	−01 3.048
pie (E.U., agrimensura)	metro	+00 1200/2937
pie (E.U., agrimensura)	metro	−01 3.048 006
pie de agua (39.2°F)	newton/metro^2	+03 2.988 98
pie-bujía	lumen/metro^2	+01 1.076 391
pie-lambert	candela/metro^2	+00 3.426 259
pinta (E.U., áridos)	metro^3	−04 5.506 104
pinta (E.U., líquidos)	metro^3	−04 4.731 764
poise	newton-segundo/metro^2	−01 1.00
polo unitario	weber	−07 1.256 637
poundal	newton	−01 1.382 549
pulgada	metro	−02 2.54
pulgada de agua (39.2°F)	newton/metro^2	+02 2.490 82
pulgada de agua (60°F)	newton/metro^2	+02 2.4884
pulgada de mercurio (32°F)	newton/metro^2	+03 3.386 389
pulgada de mercurio (60°F)	newton/metro^2	+03 3.376 85
punto (impresores)	metro	−04 3.514 598
quilate (métrico)	kilogramo	−04 2.00
quintal (corto)	kilogramo	+01 4.535 923
quintal (largo)	kilogramo	+01 5.080 234
rad (dosis de radiación absorbida)	joule/kilogramo	−02 1.00
Rankine (temperatura)	kelvin	$t_K = (5/9)t_R$
rayleigh (rapidez de emisión de fotones)	1/segundo-metro^2	+10 1.00
rhe	metro^2/newton-segundo	+01 1.00
roentgen	coulomb/kilogramo	−04 2.579 76
rutherford	desintegración/segundo	+06 1.00
sacudida	segundo	−08 1.00
sección	metro^2	+06 2.589 988
segundo (ángulo)	radián	−06 4.848 136
segundo (efemérides)	segundo	+00 1.000 000
segundo (sideral)	segundo (solar medio)	−01 9.972 695
segundo (solar medio)	segundo (efemérides) Consúltese *American Ephemeris* y el *Nautical Almanac*	
skein	metro	+02 1.097 28
slug	kilogramo	+01 1.459 390
statampere	ampere	−10 3.335 640
statcoulomb	coulomb	−10 3.335 640
statfarad	farad	−12 1.112 650
stathenry	henry	+11 8.987 554
statmho	mho	−12 1.112 650
statohm	ohm	+11 8.987 554
statvolt	volt	+02 2.997 925
stilb	candela/metro^2	+04 1.00
stoke	metro^2/segundo	−04 1.00
taza	metro^3	−04 2.365 882
tonel (E.U.)	metro^3	−01 2.384 809
tonelada (corta, 2000 libras)	kilogramo	+02 9.071 847
tonelada (de ensayo)	kilogramo	−02 2.916 666
tonelada (equivalente nuclear de TNT)	joule	+09 4.20
tonelada (larga)	kilogramo	+03 1.016 046
tonelada (métrica)	kilogramo	+03 1.00
tonelada (registrada)	metro^3	+00 2.831 684
tonne	kilogramo	+03 1.00
torr (0°C)	newton/metro^2	+02 1.333 22
township	metro^2	+07 9.323 957
unidad astronómica	metro	+11 1.495 978
vara	metro	+00 5.0292
volt (internacional de 1948)	volt	+00 1.000 330
watt (internacional de 1948)	watt	+00 1.000 165
yarda	metro	−01 9.144

PERRY

MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO

SEXTA EDICIÓN

McGraw Hill

TOMO II

SEMBLANZA DE LOS EDITORES

El finado **Robert H. Perry** fue presidente del Departamento de Ingeniería Química en la University of Oklahoma y director de programas en los servicios de investigación de posgrado en la National Science Research Foundation. Fue consultor de varios organismos de las Naciones Unidas. De 1973 hasta su muerte en 1978 dedicó su vida al estudio del impacto combinado que las tecnologías ejercerán en los próximos 50 años. Los temas que estudió en forma global fueron la energía, los minerales y metales, el transporte y las comunicaciones, la medicina, la producción de alimentos y el ambiente.

Don W. Green es profesor distinguido de ingeniería química y del petróleo, también es codirector del Tertiary Oil Recovery Project en la University of Kansas, donde enseña desde 1964. En 1963 obtuvo el doctorado de ingeniería química en la University of Oklahoma, institución en que fue el primer alumno que se doctoró con el doctor Perry. El doctor Green ha ganado varios premios docentes en la University of Arkansas y el National Distinguished Achievement Award de la Society of Petroleum Engineers. Es autor de numerosos artículos en revistas técnicas.

Contenido

Si desea el contenido más detallado, véase la página del inicio de cada sección. También puede remitirse al índice alfabético al final de este Manual del Ingeniero Químico.

Sección

Tomo I

Factores de conversión y tablas diversas *Don W. Green* 1

Matemáticas *Arthur E. Hoerl* 2

Datos físicos y químicos *Peter E. Liley, Robert C. Reid, Evan Buck* 3

Tomo II

Cinética de las reacciones, diseño de reactores y termodinámica *Kuang-Hui Lin, Hendrick C. Van Ness, Michael M. Abbott* 4

Mecánica de fluidos y de partículas *Byron C. Sakiadis* 5

Transporte y almacenamiento de fluidos *Raymond P. Genereaux* 6

Manejo de sólidos a granel y embalaje de sólidos y líquidos *Grantges J. Raymus* 7

Reducción y aumento de tamaño *Richard H. Snow* 8

Tomo III

Utilización, conversión y conservación de los recursos energéticos *Richard C. Corey, Ezekail L. Clark* 9

Transmisión de calor *James G. Knudsen* 10

Equipos de transferencia de calor *Frank L. Rubin* 11

Psicrometría, enfriamiento por evaporación, refrigeración y proceso criogénicos *Eno Bagnoli, Robert W. Norris, Thomas M. Flynn, Klaus D. Timmerhaus* 12

Tomo IV

Destilación *J. D. Seader* 13

Transferencia de masa y absorción de gas *William M. Edwards* 14

Extracción de líquido-líquido *Lanny A. Robbins* 15

Adsorción e intercambio iónico *Theodore Vermeulen, M. Douglas LeVan* 16

Procesos modernos de separación *Joseph D. Henry, Jr.* 17

Tomo V

Sistemas líquido-gas *J. R. Fair* 18

Sistemas líquido-sólido *Shelby A. Miller* 19

Desecación de sólidos y sistemas gas-sólido *Harold F. Porter* 20

Sistemas sólido-sólido y líquido-líquido *William H. Goldberger, Lanny A. Robbins* 21

Tomo VI

Control de procesos *T. C. Wherry, Jerry R. Peebles* 22

Materiales de construcción *Albert S. Krisher, Oliver W. Siebert* 23

Motores eléctricos y auxiliares *Frank L. Evans, Jr.* 24

Factores economicos de los procesos *F. A. Holland* 25

Manejo de los desperdicios *Anthony J. Buonicore, Louis Theodore* 26

Ingeniería bioquímica *Henry R. Bungay* 27

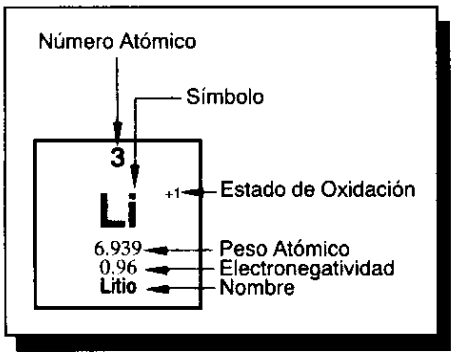
Índice

								VIIIA 18	
			IIIA 13	IVA 14	VA 15	VIA 16	VIIA 17	2 **He** 0 4.0026 0.00 **Helio**	1
			5 **B** ±3 10.811 2.02 **Boro**	6 **C** ±4 12.01115 2.36 **Carbono**	7 **N** +1 +2 ±3 +4 +5 14.0067 2.81 **Nitrógeno**	8 **O** −2 15.9994 3.37 **Oxígeno**	9 **F** −1 18.9984 4.00 **Flúor**	10 **Ne** 0 20.179 0.00 **Neón**	2
10	IB 11	IIB 12	13 **Al** +3 26.9815 1.63 **Aluminio**	14 **Si** +4 +2 −4 28.086 1.94 **Silicio**	15 **P** ±3 +5 30.9738 2.04 **Fósforo**	16 **S** ±2 +4 +6 32.064 2.46 **Azufre**	17 **Cl** ±1 +3 +5 +7 35.453 3.00 **Cloro**	18 **Ar** 0 39.948 0.00 **Argón**	3
28 **Ni** +2 +3 58.71 1.83 **Níquel**	29 **Cu** +1 +2 63.546 1.67 **Cobre**	30 **Zn** +2 65.38 1.60 **Zinc**	31 **Ga** +3 69.72 1.83 **Galio**	32 **Ge** +2 +4 72.59 1.93 **Germanio**	33 **As** ±3 +5 74.9216 2.12 **Arsénico**	34 **Se** −2 +4 +6 78.96 2.45 **Selenio**	35 **Br** ±1 +3 +5 +7 79.904 2.82 **Bromo**	36 **Kr** 0 83.80 0.00 **Kriptón**	4
46 **Pd** +2 +4 106.4 1.78 **Paladio**	47 **Ag** +1 107.868 1.57 **Plata**	48 **Cd** +2 112.40 1.62 **Cadmio**	49 **In** +3 114.82 1.69 **Índio**	40 **Sn** +2 +4 118.69 **Es1.84taño**	51 **Sb** ±3 +5 121.75 1.83 **Antimonio**	52 **Te** −2 +4 +6 127.60 2.03 **Telurio**	53 **I** ±1 +3 +5 +7 126.904 2.48 **Yodo**	54 **Xe** 0 131.30 0.00 **Xenón**	5
78 **Pt** +2 +4 195.09 1.86 **Platino**	79 **Au** +1 +3 196.967 1.98 **Oro**	80 **Hg** +1 +2 200.59 1.72 **Mercurio**	81 **Tl** +1 +3 204.37 1.74 **Talio**	82 **Pb** +2 +4 207.19 1.87 **Plomo**	83 **Bi** +3 +5 208.980 1.76 **Bismuto**	84 **Po** ±2 +4 (209) 1.76 **Polonio**	85 **At** ±1 +5 +7 (210) 1.96 **Astatinio**	86 **Rn** 0 (222) 0.00 **Radón**	6

63 **Eu** +2 +3 151.96 1.01 **Europio**	64 **Gd** +3 157.25 1.15 **Gadolino**	65 **Tb** +3 +4 158.924 1.1 **Terbio**	66 **Dy** +3 162.50 1.16 **Disprosio**	67 **Ho** +3 164.930 1.16 **Holmio**	68 **Er** +2 +3 167.26 1.27 **Erbio**	69 **Tm** +2 +3 168.934 1.16 **Tulio**	70 **Yb** +2 +3 173.04 1.06 **Yterbio**	71 **Lu** +3 174.97 1.2 **Lutecio**	6
95 **Am** +3 +4 +5 +6 (243) 1.20 **Americio**	96 **Cm** +3 +4 +5 +6 (247) 1.20 **Curio**	97 **Bk** +3 +4 (247) 1.20 **Berkelio**	98 **Cf** +3 (251) 1.20 **Californio**	99 **Es** +3 (254) 1.20 **Eistenio**	100 **Fm** +3 (257) 1.20 **Fermio**	101 **Md** +3 (258) 1.20 **Mendelevio**	102 **No** +2 +3 (259) 1.20 **Nobelio**	103 **Lr** +3 (260) – **Lawrencio**	7

orresponden al valor del isótopo más estable.

TABLA PERIÓDICA DE LOS ELEMENTOS



Periodo	Grupo IA	IIA	IIIB	IVB	VB	VIB	VIIB	VIII		
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	1 **H** ±1 1.00797 2.20 **Hidrógeno**									
2	3 **Li** +1 6.939 0.96 **Litio**	4 **Be** +2 9.0122 1.50 **Berilio**								
3	11 **Na** +1 22.9898 0.96 **Sodio**	12 **Mg** +2 24.305 1.29 **Magnesio**								
4	19 **K** +1 39.102 0.84 **Potasio**	20 **Ca** +2 40.08 1.02 **Calcio**	21 **Sc** +3 44.956 1.28 **Escandio**	22 **Ti** +2 +3 +4 47.90 1.44 **Titanio**	23 **V** +2 +3 +4 +5 50.942 1.54 **Vanadio**	24 **Cr** +2 +3 +6 51.996 1.62 **Cromo**	25 **Mn** +2 +3 +4 +6 +7 54.938 1.57 **Manganeso**	26 **Fe** +2 +3 55.847 1.74 **Hierro**	27 **Co** +2 +3 58.9332 1.79 **Cobalto**	28 **Ni** 58.71 1.83 **Níquel**
5	37 **Rb** +1 85.47 0.85 **Rubidio**	38 **Sr** +2 87.62 0.97 **Estroncio**	39 **Y** +3 88.905 1.16 **Ítrio**	40 **Zr** +4 91.22 1.27 **Circonio**	41 **Nb** +3 +5 92.906 1.23 **Niobio**	42 **Mo** +2 +3 +4 +5 +6 95.94 1.73 **Molibdeno**	43 **Tc** +7 (97) 1.36 **Tecnecio**	44 **Ru** +2 +3 +4 +6 +8 101.07 1.42 **Rutenio**	45 **Rh** +3 102.905 1.87 **Rodio**	46 **Pd** 106.4 1.78 **Paladi**
6	55 **Cs** +1 132.905 0.82 **Cesio**	56 **Ba** +2 137.34 0.82 **Bario**	57-71 ✲ **Serie del Lantano**	72 **Hf** +4 178.49 1.23 **Hafnio**	73 **Ta** +5 180.948 1.33 **Tántalo**	74 **W** +2 +3 +4 +5 +6 183.85 1.88 **Volframio**	75 **Re** +3 +4 +6 186.2 1.46 **Renio**	76 **Os** +2 +3 +4 190.2 1.52 **Osmio**	77 **Ir** +3 +4 +6 192.2 1.88 **Iridio**	78 **Pt** 195.0 1.86 **Platin**
7	87 **Fr** +1 (223) 0.86 **Francio**	88 **Ra** +2 (226) 0.97 **Radio**	89-103 ✱ **Serie del Actinio**	104 **Unq** (261) **Unnilquadio**	105 **Unp** (262) **Unnilpentio**	106 **Unh** (263) **Unnilhexio**	107 **Uns** (262) **Unniliseptio**			

✲	6	57 **La** +3 138.91 1.09 **Lantano**	58 **Ce** +3 +4 140.12 1.09 **Cerio**	59 **Pr** +3 +4 140.907 1.1 **Praseodimio**	60 **Nd** +3 144.24 1.1 **Neodimio**	61 **Pm** +3 (147) 1.07 **Promecio**	62 **Sm** +2 +3 150.35 1.12 **Samario**	63 **Eu** 151.9 1.01 **Europ**
Lantánidos								
✱	7	89 **Ac** +3 227.0278 1.00 **Actinio**	90 **Th** +4 232.0381 1.11 **Torio**	91 **Pa** +4 +5 231.0359 1.14 **Protactinio**	92 **U** +3 +4 +5 +6 238.03 1.30 **Uranio**	93 **Np** +3 +4 +5 +6 238.029 1.29 **Neptunio**	94 **Pu** +3 +4 +5 +6 (244) 1.25 **Plutonio**	95 **Am** (243) 1.20 **Ameri**
Actínidos								

Los valores del peso atómico entre paréntesis corresp

PERRY MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO

Sexta edición
(Tercera edición en español)

Tomo II

Preparado por un equipo de especialistas bajo la dirección editorial de

Robert H. Perry
Editor (fallecido)

Don W. Green
Editor
Conger-Gabel Professor of Chemical and Petroleum Engineering
University of Kansas

James O. Maloney
Editor Asistente
Professor of Chemical Engineering
University of Kansas

McGRAW-HILL

MÉXICO • BUENOS AIRES • CARACAS • GUATEMALA • LISBOA • MADRID • NUEVA YORK
PANAMÁ • SAN JUAN • SANTAFÉ DE BOGOTÁ • SANTIAGO • SÃO PAULO
AUCKLAND • HAMBURGO • LONDRES • MILÁN • MONTREAL • NUEVA DELHI • PARÍS
SAN FRANCISCO • SINGAPUR • ST. LOUIS • SIDNEY • TOKIO • TORONTO

Cinética de las reacciones, diseño de reactores y termodinámica

Kuang-Hui Lin, Ph.D., *Research Staff, Chemical Technology Division, Oak Ridge National Laboratory; Member, American Institute of Chemical Engineers. (Cinética de las reacciones, diseño de reactores)*

Hendrick C. Van Ness, D.Eng., P.E., *Department of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute; Fellow, American Institute of Chemical Engineers; Member, American Chemical Society, American Society for Engineering Education. (Termodinámica)*

Michael M. Abbott, Ph.D., *Department of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute; Member, American Institute of Chemical Engineers. (Termodinámica)*

CINÉTICA DE LAS REACCIONES Y DISEÑO DE REACTORES
Introducción 4-4
Fundamentos de los sistemas de las reacciones químicas 4-4
Principios de la cinética de las reacciones 4-4
Resumen de las ecuaciones de velocidad para reacciones simples y complejas 4-7
Sistemas de reacciones heterogéneas no catalíticas 4-7
Catálisis en sistemas homogéneos y heterogéneos 4-13
Resumen de las ecuaciones de velocidad para reacciones catalizadas con sólidos 4-14
Técnicas experimentales para la adquisición de datos de la cinética 4-17
Métodos y tipos de reactores experimentales 4-17
Técnicas y equipo para análisis y monitoreo 4-18
Análisis de los datos de la cinética de las reacciones 4-19
Verificación del mecanismo 4-19
Derivación de la ecuación de velocidad 4-20
Evaluación de la constante de velocidad y de los parámetros de Arrhenius 4-22
Identificación de las etapas que controlan la velocidad 4-22
Métodos de escalamiento 4-23
Similitud química 4-23
Formulación de modelos matemáticos 4-24
Ejemplos de escalamiento en la práctica 4-25
Ejemplo 1: Proceso del isopreno 4-25
Ejemplo 2. 4-26
Ejemplo 3: Sistema de reactor continuo de tanque agitado 4-26
Diseño del reactor: datos y principios básicos 4-27
Tipos de reactores 4-27
Ecuaciones básicas de diseño 4-28
Comportamiento característico de los reactores 4-31
Factores que influyen en la selección del tipo de reactor 4-35
Reactores heterogéneos no catalíticos 4-39
Reactores para reacciones catalizadas con sólidos 4-41
Datos de velocidad química 4-47
Datos de velocidad física: transferencia de masa 4-47
Datos de velocidad física: transferencia de calor 4-52
Referencias bibliográficas 4-54
Fundamentos 4-54
Análisis de datos de la cinética de las reacciones 4-55
Métodos de escalamiento 4-55

Diseño del reactor 4-56
Datos de velocidad química 4-56
Datos de velocidad física 4-58

TERMODINÁMICA

Introducción 4-58
Postulado 1 4-59
Postulado 2 4-59
Postulado 3 4-59
Postulado 4 4-59
Postulado 5 4-59
Variables termodinámicas, definiciones y relaciones 4-60
Sistemas de composición constante 4-61
Sistemas de composición variable 4-62
Funciones termodinámicas auxiliares 4-64
Termodinámica de las soluciones 4-67
Cambios de propiedades de las mezclas 4-67
Soluciones ideales y estados estándar 4-67
Propiedades de exceso de las soluciones 4-68
Propiedades molares parciales 4-71
Comportamiento termodinámico de las soluciones líquidas binarias 4-72
Evaluación y representación de las propiedades termodinámicas 4-73
Generalidades 4-73
Propiedades derivadas de las ecuaciones de estado 4-76
Expresiones para la función de exceso de Gibbs 4-83
Equilibrio 4-85
Criterios 4-85
Regla de las fases 4-86
Ejemplo 4 4-86
Equilibrio vapor-líquido 4-86
Equilibrio líquido-líquido 4-89
Equilibrio químico 4-89
Ejemplo 5 4-91
Ejemplo 6 4-92
Otras clases de sistemas 4-93
Celdas electroquímicas 4-93
Introducción y definiciones 4-93
Termodinámica de las celdas reversibles 4-94
Ejemplo 7 4-95
Potenciales de electrodo estándar 4-96
Celdas galvánicas reales 4-96
Termodinámica de soluciones electrolíticas 4-97
Análisis termodinámico de procesos 4-98
Ejemplo 8 4-99

Nomenclatura y Unidades

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
A	Factor de frecuencia	Variable	Variable
A_w	Área de transferencia de calor	m^2	ft^2
$\overline{A}$	Área transversal del tubo del reactor	m^2	ft^2
a	Área interfacial entre dos fases	m^2/m^3 de dos fases	ft^2/ft^3 de dos fases
a	Área de la superficie de la pared por unidad de volumen del reactor	m^2/m^3	ft^2/ft^3
a_m	Área de la superficie externa del catalizador por unidad de masa	m^2/kg	ft^2/lb
Bi	Número de Biot	Adimensional	Adimensional
C	Concentración del componente reactivo	mol/m^3	mol/ft^3
C_p	Capacidad de calor	J/(kg·k)	Btu/(lb·°F)
D	Difusividad	m^2/s	ft^2/s
D_e	Difusividad eficaz	m^2/s	ft^2/s
D_i	Difusividad de la fase fluida	m^2/s	ft^2/s
D_p	Diámetro de partícula	m	ft
D	Diámetro del reactor	m	ft
E	Energía de activación	J/mol	cal/mol
F	Velocidad del flujo de alimentación	mol/s	mol/h
F'	Velocidad volumétrica de alimentación de sólidos	m^3/s	ft^3/h
f_v	Fracción volumen de l líquido disperso	Adimensional	Adimensional
G	Gasto masa superficial	$kg/(s·m^2)$	$lb/(h·ft^2)$
H	Entalpía	J/mol	Btu/mol
ΔH	Calor de reacción	J/mol	Btu/mol
h	Coeficiente de transferencia de calor por convección	$J/(s·m^2·K)$	$Btu/(h·ft^2·°F)$
h_k	Coeficiente de transferencia de calor por unidad de área superficial externa de catalizador	$J/(s·m^2·K)$	$Btu/(h·ft^2·°F)$
j_D	Factor de transferencia de masa de Colburn	Adimensional	Adimensional
K	Constante de equilibrio químico	Variable	Variable
K	Coeficiente de distribución entre dos fases no similares	Variable	Variable
k	Velocidad específica de reacción o constante de velocidad	Variable	Variable
k'	Coeficiente de transferencia de masa para una fase, por unidad de volumen de las fases combinadas (2)	$[mol/(m^2·s)]/(mol/m^3)$	$[mol/(ft^2·h)]/(mol/ft^3)$
k_m	Coeficiente de transferencia de masa, por unidad de área superficial del sólido	m^2/s	ft^2/h
L	Longitud del reactor	m	ft
ℓ	Longitud característica del poro del catalizador	m	ft
M_m	Peso molecular medio	kg/kmol	lb/(lb·mol)
N	Moles de componentes reactivos	mol	lb·mol
N	Velocidad del eje del agitador	s^{-1}	min^{-1}
P	Presión total	N/m^2	lbf/in^2 o atm
P	Potencia disipada en el mezclado	J/s	lb_f·pie/s
Pr	Número de Prandtl	Adimensional	Adimensional
ΔP	Caída de presión	N/m^2	lbf/in^2 o atm
p	Presión parcial	N/m^2	lbf/in^2 o atm

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
Q	Calor generado por la reacción	J/mol	Btu/mol
Q	Número de transmisión de calor	Adimensional	Adimensional
q_G	Velocidad de generación de calor	J/s	Btu/h
q_p	Potencial de generación de calor	Adimensional	Adimensional
q_R	Velocidad de eliminación de calor	J/s	Btu/h
R	Constante del gas	J/(mol·K)	Btu/(lb·mol·°R)
R	Radio externo de la partícula sólida	m	ft
$\overline{R}$	Razón de recirculación	Adimensional	Adimensional
$\overline{R}$	Radio del reactor	m	ft
Re	Número de Reynolds	Adimensional	Adimensional
r	Velocidad de reacción	mol/(s·m^3 de la mezcla reaccionante) mol/(s·m^2 del área superficial) mol/(s·g del sólido)	lb·mol/(h·ft^3 de la mezcla reaccionante) lb·mol/(h·ft^2 del area superficial) lb·mol/(h·lb del sólido)
r	Posición del radical dentro de una partícula esférica	m	ft
$\overline{r}$	Radio promedio del poro del catalizador	m	ft
r_c	Radio del núcleo sólido no reactivo	m	ft
S	Velocidad espacial	s^{-1}	h^{-1}
Sc	Número de Schmidt	Adimensional	Adimensional
S_g	Área superficial del catalizador	m^2/g de catalizador	m^2/g de catalizador
St	Número de Staton	Adimensional	Adimensional
T	Temperatura	K	K o °R
t	Temperatura	K	°C o °F
U	Coeficiente total o global de transferencia de calor	$J/(s·m^2·K)$	$Btu/(s·ft^2·°F)$
V	Volumen del fluido reactivo	m^3	ft^3
$\overline{V}$	Fracción volumen de cada una de las dos fases no miscibles	Adimensional	Adimensional
V_g	Volumen del poro del catalizador	m^3/g de catalizador	m^3/g o ft^3/lb de catalizador
v	Volumen molar de la fase gaseosa	m^3/mol	ft^3/(lb·mol)
v	Volumen de la fase dispersa	m^3	ft^3
v_0	Gasto volumétrico de alimentación	m^3/s	ft^3/h
W	Masa del sólido reactivo o del catalizador	g	lb
x	Conversión fraccional	Adimensional	Adimensional
	Símbolos griegos		
α	Número de Arrhenius	Adimensional	Adimensional
β	Parámetro del calor de reacción	Adimensional	Adimensional
$\overline{\beta}$	Probabilidad de envenenamiento	Adimensional	Adimensional
γ	Cambio fraccional en el volumen de la mezcla reaccionante	Adimensional	Adimensional
ε	Fracción vacía del lecho fluido-sólido	Adimensional	Adimensional
ε	Emisividad o absorbencia	Adimensional	Adimensional
ε	Distribución del tiempo de residencia (RTD); función definida por la ecuación (4-71)	Adimensional	Adimensional

Nomenclatura y Unidades (*Continuación*)

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
ε_p	Porosidad de la partícula sólida	Adimensional	Adimensional
η	Factor de eficacia	Adimensional	Adimensional
Θ	Tiempo requerido para la conversión completa del reactivo sólido	s	h
Θ	Tiempo espacial	s	h
θ	Tiempo de residencia	s	h
θ_i	Fracción de centros activos ocupados por el componente i	Adimensional	Adimensional
$\underline{\lambda}$	Conductividad térmica*	J/[(s·m²·K)/m]	Btu/[h·ft²·°F)/ft]
$\bar{\lambda}$	Conductividad térmica de la partícula del catalizador	J/[(s·m²·K)/m]	Btu/[(h·ft²·°F)/ft]
μ	Viscosidad	g/(m·s)	lb/(ft·s) o g/(cm·s)(P)
ρ	Densidad	g/m³	lb/ft³
σ	Tensión interfacial	N/m	dyn/cm
τ	Tiempo adimensional	Adimensional	Adimensional
τ	Espesor de la capa del producto sólido	m	in
ϕ	Factor de forma o configuración	Adimensional	Adimensional
ϕ_i	Flujo del componente reactivo, a través de la superficie del reactivo sólido	mol/(m²·s)	lb·mol/(ft²·h)

*Para evitar confusiones entre la constante de velocidad de reacción y el coeficiente de conductividad térmica, denotados ambos internacionalmente con el símbolo "K", en la presente sección se mantendrá este símbolo para la constante de velocidad de reacción y se adoptará λ para la conductividad térmica.

CINÉTICA DE LAS REACCIONES Y DISEÑO DE REACTORES

Referencias Generales: Bamford and Tipper (eds.), *Comprehensive Chemical Kinetics*, vols. 1-22, Elsevier, Amsterdam, 1969-1980. Carberry, *Chemical and Catalytic Reaction Engineering*, McGraw-Hill, New York, 1976. Churchill, *The Interpretation and Use of Rate Data: The Rate Concept*, McGraw-Hill, New York, 1974. Cramer and Watkins, *Chemical Engineering Practice*, vol. 8: *Chemical Kinetics*, Butterworth, London, 1965. Froment and Bischoff, *Chemical Reactor Analysis and Desing*, Wiley, New York, 1979. Gates, Katzer, and Schuit, *Chemistry of Catalytic Processes*, McGraw-Hill, New York, 1979. Hougen and Watson, *Chemical Process Principles*, part 3: *Kinetics and Catalysis*, Wiley, New York, 1947. Lapidus and Amundson (eds.), *Chemical Reactor Theory-A Review*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1977. Levenspiel, *Chemical Reaction Engineering*, 2d ed., Wiley, New York, 1972. Lewis (ed.), *Techniques of Chemistry*, vol. VI: *Investigation of Rates and Mechanism of Reactions*, part I-*General Considerations and Reactions at Conventional Rates*, Wiley, New York, 1974. March, *Advanced Organic Chemistry-Reactions, Mechanisms and Structure*, McGraw-Hill, New York, 1977. Rase, *Chemical Reactor Design for Process Plants*, vol I: *Principles and Techniques*; vol II: *Case Studies and Design Data*, Wiley, New York, 1977. Smith, *Chemical Engineering Kinetics*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1959.

Introducción Algunas de las tareas exclusivas del ingeniero químico son el diseño y la operación de reactores, para convertir un material específico alimentado (o reactivos) en ciertos productos comercializables. Para realizar estas tareas, el ingeniero químico debe seleccionar el tipo de reactor entre varios diseños opcionales, determinar las dimensiones requeridas del reactor y especificar las condiciones de operación. En consecuencia, el ingeniero químico debe tener conocimientos sobre las velocidades de las reacciones químicas correspondientes, la conversión máxima que se puede obtener, la naturaleza de los procesos físicos que interactúan con las reacciones químicas y los parámetros que afectan lo anterior.

En muchos casos, las velocidades de los procesos físicos (es decir, la transferencia de masa y de calor) que hay en los reactores químicos utilizados comúnmente se pueden estimar en forma adecuada con base en las propiedades de las sustancias que participan en la reacción, las características de flujo, la configuración del recipiente de reacción, etc. En contraste, los datos de velocidad de los procesos químicos para la mayor parte de las reacciones importantes desde el punto de vista industrial no se pueden estimar en forma confiable basándose en las teorías y deben determinarse experimentalmente.

A pesar de que el reactor es el corazón de una planta química, no deben perderse de vista las funciones importantes realizadas por los sistemas de los equipos de apoyo para lograr la meta general de la planta, que es obtener productos en la forma más eficiente y al costo más bajo posible. Estos sistemas de apoyo pueden incluir, por ejemplo, el sistema de preparación de la alimentación del reactor (es decir, mezclado, precalentamiento, etc.), así como los sistemas de separación y tratamiento posterior a la reacción, para productos intermedios y finales. La importancia de estos sistemas de apoyo es considerable porque, a menudo, ejercen una influencia significativa en los rendimientos y la calidad de los productos. En consecuencia, las características y limitaciones de estos sistemas, que afectan el comportamiento del reactor, deben comprenderse perfectamente para asegurar el diseño y la operación satisfactorios de la planta.

FUNDAMENTOS DE LOS SISTEMAS DE LAS REACCIONES QUÍMICAS

Principios de la cinética de las reacciones

Terminología básica La cantidad de un componente seleccionado, A, que se convierte o produce por unidad de tiempo, por cantidad unitaria de una variable de referencia, y, en un sistema que reacciona químicamente, se define como **velocidad de reacción,** r_A.

$$r_A = \frac{1}{y}\frac{dN_A}{d\theta} \tag{4-1a}$$

Por definición, r_A es negativa, si A se refiere a un reactivo, en tanto que será positiva, si A se refiere a un producto de la reacción. Aunque siempre se utilizan unidades molares para medir las cantidades convertidas del componente que se sigue, N_A, también se aceptan las unidades de masa. Otras variables relacionadas con la concentración se emplean también para definir la velocidad, por ejemplo la radiactividad, alguna propiedad óptica y la presión. La variable de referencia y en reacciones de fluidos homogéneos es casi siempre el volumen del fluido reaccionante V o del reactor V_R. Al trabajar con sistemas heterogéneos, la masa del sólido, W, al igual que la superficie del mismo, S, pueden considerarse como y para reacciones de sólido-fluido, mientras que el empleo del área interfacial para y se encuentra también en las reaccio-

nes fluido-fluido. Cuando el volumen del sistema de fluido reaccionante se mantiene constante, la ecuación (4-1*a*) se simplifica a

$$r_A = dC_A/d\theta \tag{4-1b}$$

en donde C_A es la concentración del componente A y θ es el tiempo.

Se puede escribir una **expresión general de velocidad** para el componente i, como sigue:

$$r_i = f(C,T,P,m) \tag{4-2}$$

En este caso, C representa las concentraciones de los reactivos, T es la temperatura, P la presión total y m incluye otros parámetros que no sean C, T y P que ya se tomaron en consideración, sobre todo en reacciones heterogéneas (p.ej., aquellos parámetros que influyen en las características de transporte de masa y energía del sistema, que se verán más adelante). En lo que respecta a las concentraciones de los reactivos A, B, C,....E, la expresión de velocidad para una reacción irreversible simple es

$$-r_A = kC_A^a C_B^b C_C^c \cdots C_E^e \tag{4-2a}$$

La constante de proporcionalidad k de la ecuación (4-2*a*) se denomina **constante de velocidad específica de la reacción,** o simplemente, **constante de velocidad**. El valor de k depende enormemente de la temperatura. La presión y la presencia de catalizadores afecta también a k. Las unidades y el valor de k varían en función del componente específico al que se refiere dicha constante, el orden de reacción y las unidades de C. El **orden de la reacción** es la suma de los exponentes de la ecuación (4-2*a*) determinados empíricamente, y no necesariamente son números enteros. El orden de la reacción puede referirse también a los reactivos individuales, por ejemplo, de a-ésimo orden con respecto al componente A, de b-ésimo orden con respecto a B, etc.

El orden de reacción concuerda con la **molecularidad** (es decir, el número de moléculas que realmente toma parte en la reacción) sólo en el caso de una **reacción elemental**. En esta situación, la expresión de velocidad se deriva directamente de la ecuación estequiométrica, dado que ésta describe el verdadero mecanismo de reacción. Por ejemplo, la ecuación estequiométrica de una reacción elemental: $aA + bB \rightarrow dD$ indica una expresión de velocidad: $-rA = kC_A^a C_B^b$. Aquí, los valores de a y b deben ser enteros positivos. En contraste, no existe en general una relación directa entre el orden de la reacción y la estequiometría de la misma para una reacción **no elemental** [p.ej., véase la Ec.(4-15)].

La dependencia de la expresión de la velocidad en función de la temperatura [Ec. (4-2)] se representa casi siempre mediante la constante de velocidad a través de la ecuación de Arrhenius:

$$k = A \cdot e^{-E/RT} \tag{4-3}$$

En esta ecuación, A se denomina **factor de frecuencia** y tiene las mismas unidades que k. E es la **energía de activación** y Arrhenius consideró que se trataba de la cantidad de energía que sobrepasa al nivel de energía promedio que deben tener los reactivos con el fin de que se desarrolle la reacción. Aunque la energía de activación no se ve afectada por la temperatura en el intervalo moderado de temperaturas que usualmente se utiliza, sí existen algunas excepciones. Otros factores que influyen en E son la presión y la presencia de un catalizador.

Reacciones complejas Casi todas las reacciones importantes en lo que respecta a procesos industriales tienen una naturaleza muy compleja debido a que sus mecanismos de reacción son considerablemente distintos de las ecuaciones estequiométricas. En tales casos, el mecanismo de reacción se determina a menudo por prueba y error, postulando que la reacción global se desarrolla siguiendo dos o más etapas elementales de reacción. La expresión global de velocidad resultante se compara después con los datos experimentales a fin de examinar el grado de similitud entre ambas. Este procedimiento se repite hasta obtener el grado de exactitud deseado.

Las etapas de reacción de un mecanismo complejo pueden desarrollarse en forma reversible, simultánea y/o consecutiva. En cualquier caso, la velocidad neta de la reacción global se considera como la suma de las velocidades de todas las etapas de reacción individuales basadas en un componente en particular.

Reacciones reversibles. Este tipo de reacción se refiere al caso en el que la conversión de reactivos a productos en el equilibrio no es completa y, en consecuencia, la reacción inversa adquiere importancia. Por ende, para el siguiente conjunto de reacciones reversibles, cada una de las cuales es elemental,

$$A + B \underset{k_R}{\overset{k_F}{\rightleftharpoons}} D + E \tag{4-4}$$

La velocidad neta de desaparición del componente A se describe por medio de

$$-r_A = k_F C_A C_B - k_R C_D C_E \tag{4-5}$$

Si el sistema reaccionante es una solución ideal (esto es, si las actividades son proporcionales a las concentraciones), la siguiente relación es válida en el equilibrio:

$$\frac{C_D C_E}{C_A C_B} = \frac{k_F}{k_R} = K = \text{equilibrio constante} \tag{4-6}$$

Reacciones consecutivas (o en serie). Hay un caso sencillo que se puede ilustrar como sigue:

$$A \overset{k_1}{\rightarrow} B \overset{k_2}{\rightarrow} D \tag{4-7}$$

Si se supone una reacción elemental para casa etapa,

$$-r_A = k_1 C_A \tag{4-8}$$

$$r_D = k_2 C_B \tag{4-9}$$

y

$$r_B = k_1 C_A - k_2 C_B \tag{4-10}$$

En la figura 4-1 se ilustra el perfil de concentración-tiempo para el tipo de reacciones consecutivas representadas por la ecuación (4-7), al suponer que k_1 y k_2 tienen el mismo orden de magnitud. Las formas de estas curvas varían con el tipo de reactor y con los valores relativos de las constantes de velocidad, así como con los órdenes de reacción.

Reacciones paralelas (laterales o simultáneas). Estos son procesos que comprenden uno o más reactivos que sufren reacciones que obedecen a más de un patrón dado. Un ejemplo simple es:

$$A \overset{k_1}{\rightarrow} B \qquad A \overset{k_2}{\rightarrow} D$$

con expresiones de velocidad en condiciones de volumen constante,

$$-r_A = -dC_A/d\theta = k_1 C_A^m + k_2 C_A^n \tag{4-11}$$

$$r_B = dC_B/d\theta = k_1 C_A^m \tag{4-12}$$

$$r_D = dC_D/d\theta = k_2 C_A^n \tag{4-13}$$

La velocidad relativa de producción se obtiene mediante las ecuaciones (4-12) y (4-13), como sigue,

$$\frac{dC_B}{dC_D} = \frac{k_1}{k_2} C_A^{m-n} \tag{4-14}$$

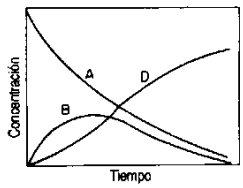


FIG. 4-1 Perfil de concentración-tiempo para una reacción consecutiva: $A \rightarrow B \rightarrow D$.

TABLA 4-1 Ecuaciones de velocidad y ejemplos de reacciones simples

Orden	Expresión de velocidad†	Ecuación integrada de velocidad (volumen constante)	Ejemplo de reacción [orden con respecto a]*
0	$-r_A = k$	$k\theta = C_{Ao} - C_A$	Descomposición del NH_3, catalizada con Pt (A-2); pirólisis de sulfatos de Fe(A-3)
½	$-r_A = kC_A^{1/2}$	$k\theta = 2(C_{Ao}^{1/2} - C_A^{1/2})$	Pirólisis de nitrato de etilo (A-4); deshidrogenación catalítica del ciclohexano (A-5)
1	$-r_A = kC_A$	$k\theta = \ln \frac{C_{Ao}}{C_A}$	Pirólisis del oxalato de Ca (A-6); descomposición térmica de H_2O_2 (A-7); pirólisis del etano (A-8)
2	$-r_A = kC_A^2$	$k\theta = \frac{1}{C_A} - \frac{1}{C_{Ao}}$	Polimerización térmica no catalizada del etileno (A-9); formación de etano a partir de radicales metilo (A-10); hidrólisis básica de la difluoroamina (A-11)
2	$-r_A = kC_AC_B$	$k\theta = \frac{1}{\Delta^0_{BA}} \ln \frac{C_{Ao}(C_A + \Delta^0_{BA})}{C_AC_{Bo}}$ $C_{Ao} \neq C_{Bo}$	Nitración de *p*-nitrotolueno en H_2SO_4-HNO_3 (A-12); formación de uretano, [isocianatos, alcoholes] (A-13); condensación de la urea con aldehído (A-14)
3	$-r_A = kC_A^3$	$k\theta = \frac{1}{2}\left[\left(\frac{1}{C_A}\right)^2 - \left(\frac{1}{C_{Ao}}\right)^2\right]$	Descomposición de NH_4NO_2 en solución (A-15); reacciones de nitrógeno activo (A-16)
3	$-r_A = kC_AC_BC_D$	$k\theta = \frac{1}{\Delta^0_{BA}\cdot\Delta^0_{DA}} \ln \frac{C_{Ao}}{C_A} + \frac{1}{\Delta^0_{AD}\cdot\Delta^0_{BA}} \ln \frac{C_{Bo}}{C_A + \Delta^0_{BA}} + \frac{1}{\Delta^0_{BD}\cdot\Delta^0_{DA}} \ln \frac{C_{Do}}{C_A + \Delta^0_{DA}}$ $C_{Ao} \neq C_{Bo} \neq C_{Do}$	Reacción de Ag(II) y ditionato, [H^+, Ag, $S_2O_6^{2-}$] (A–19); adición de HI a ciclohexeno [C_6H_{10},HI,I_2)] (A-18)
3	$-r_A = kC_AC_B^2$	$k\theta = \frac{1}{(C_{Ao} + \Delta^0_{AB})^2} \ln \frac{C_{Ao}C_B}{C_{Bo}C_A} + \frac{C_{Bo} - C_B}{(C_{Ao} + \Delta^0_{AB})C_{Bo}C_B}$ $C_{Bo}/C_{Ao} \neq 2$	Reacción de la tioacetamida [A] y amoniaco [B] (A-19); reacción del propileno [B] y ácido peracético [A] en N_2 o Ar (A-20)

*Véase la lista de referencias al final de la subsección. †$r_A = dC_A/d\theta$ para casos de volumen constante. NOTA. La ecuación integrada de velocidad depende tanto de la estequiometría como de la cinética de la reacción. Se supuso que la estequimetría general es igual a las órdenes de reacción para los reactivos individuales. Las C_{Do} son

La ecuación (4-14) indica que la formación de B se ve favorecida por la gran concentración de A, cuando $m - n > 0$, en tanto que prevalece el caso inverso cuando $m - n < 0$. La concentración de A necesaria para obtener un producto favorable se ajusta parcialmente al seleccionar la clase apropiada de reactor. Otro ejemplo de reacciones paralelas, es:

$$A + B \xrightarrow{k_1} D \qquad A + B \xrightarrow{k_2} E$$

que se puede tratar al aplicar un método similar al anterior.

Las ecuaciones de velocidad en condiciones de volumen constante para casos simples de reacciones reversibles, consecutivas y paralelas [p.ej., las Ecs. (4-5),(4-8) a la (4-10),(4-11) a la (4-13), siendo $m = n$] se resuelven fácilmente por métodos analíticos al obtener las constantes de velocidad, relaciones de concentración-tiempo, etc. (véase la tabla 4-1). En otros casos (p.ej., volumen variable, etapas de reacción no elementales, etc.), la solución analítica puede ser tan complicada o difícil que se emplean métodos gráficos y numéricos.

Reacciones mixtas. Este tipo implica combinaciones de reacciones reversibles, consecutivas y/o paralelas. Una de las reacciones mixtas comunes es la llamada *en cadena*, que se ilustra por medio de la muy conocida síntesis del HBr a partir de hidrógeno y bromo:

1:	$Br_2 \rightleftarrows Br\cdot + Br\cdot$	Iniciación y terminación
2:	$Br\cdot + H_2 \rightarrow HBr + H\cdot$	Propagación
3:	$H\cdot + Br_2 \rightarrow HBr + Br\cdot$	
4:	$H\cdot + HBr \rightarrow Br\cdot + H_2$	
5:	$H_2 + Br_2 \rightarrow 2HBr$	Reacción estequiométrica global

La ecuación de velocidad derivada de este mecanismo es

$$r_{HBr} = \frac{k_1 C_{H_2} C_{Br_2}^{1/2}}{1 + k_2 C_{HBr}/C_{Br_2}} \qquad (4\text{-}15)$$

En realidad, k_1 y k_2 son combinaciones diferentes de dos o más constantes de velocidad, resultado de las etapas individuales de las reacciones elementales antes mencionadas. En la referencia A-1 se analiza detalladamente este mecanismo de reacción. Este caso también es un buen ejemplo de una reacción no elemental, ya que la expresión de velocidad no tiene, obviamente, relación directa con la estequiometría global de la reacción.

Como ejemplos adicionales de reacciones en cadena se puede citar la formación del fosgeno a partir de CO y Cl_2, las reacciones de varios hidrocarburos bajo la influencia del calor o de una radiación ionizante, así como el desarrollo de las cadenas poliméricas. La existencia de radicales libres como intermediarios de reacciones en cadena se ha corroborado en años recientes mediante el empleo de instrumentos de gran precisión, como el espectroscopio de alta resolución.

Etapas controlantes de la velocidad Al estudiar la cinética de una reacción, se encontrará que una etapa del proceso es el factor principal que determina la velocidad global de la reacción, y ésta se denomina *etapa controlante de la velocidad*. La etapa controlante de la velocidad puede estar presente en reacciones complejas homogéneas al igual que en reacciones heterogéneas.

Por ejemplo, en las etapas de reacción comprendidas en la formación del HBr en la fase gaseosa mencionadas con anterioridad [véase la Ec.(4-15)], las etapas que controlan la velocidad son, inicialmente, las reacciones 1 (reacción directa) y la 2. Sin embargo, conforme la concentración del producto va en aumento, la reacción inversa de 1 y la reacción 4 se convierten en las etapas que controlan la velocidad.

En el caso de reacciones heterogéneas, la etapa que regula la velocidad puede deberse a varias resistencias físicas y/o químicas. En sistemas heterogéneos no catalíticos, se considera a menudo que estas resistencias existen en serie. Por otro lado, en reacciones catalíticas heterogéneas, las etapas que controlan la velocidad pueden relacionarse unas con otras de una manera más compleja. La oxidación gaseosa

TABLA 4-2 Ecuaciones de velocidad y ejemplos de reacciones complejas usuales

Esquema de reacción	Expresión de velocidad	Ecuación integrada de velocidad o método sugerido	Ejemplo de reacción*
$A \xrightarrow{k_1} B$ $A \xrightarrow{k_2} D$	$r_B = k_1 C_A$, $r_D = k_2 C_A$ $-r_A = r_B + r_D$	$(k_1 + k_2)\theta = -\ln (C_A/C_{Ao})$	Pirólisis del α-pineno en fase líquida (A-21)
$A \xrightarrow{k_1} D$ $B \xrightarrow{k_2} D$	$r_D = k_1 C_A + k_2 C_B$	$C_D = (C_{Ao} + C_{Bo}) - (C_{Ao}e^{-k_1\theta} + C_{Bo}e^{-k_2\theta})$ $C_{Do} = 0$	Hidrólisis de cloruros alifáticos mezclados terciarios (A-22)
$A \xrightarrow{k_1} D + E$ $A + B \xrightarrow{k_2} D + F$	$-r_A = k_1 C_A + k_2 C_A C_B$ $-r_B = k_2 C_A C_B$	$k_2\theta = \dfrac{1}{k_1/k_2 + (C_{Bo} - C_{Ao})} \ln \left(\dfrac{C_{Ao}}{k_1/k_2 + C_{Bo}} \cdot \dfrac{k_1/k_2 + C_B}{C_A} \right)$	Hidrólisis del cloruro de butenilo primario $[A]\,OH^- = [B]$ (A-23); deshidrocloración del dicloroetano $[A]$ en presencia de cloro $[B]$ (A-24)
$A \xrightarrow{k_1} B \xrightarrow{k_2} D$	$-r_A = k_1 C_A$, $r_D = k_2 C_B$ $r_B = k_1 C_A - k_2 C_B$	$C_B = [C_{Ao}k_1/(k_2 - k_1)](e^{-k_1\theta} - e^{-k_2\theta})$ $C_D = C_{Ao}[1 + (k_2 e^{-k_1\theta} - k_1 e^{-k_2\theta})/(k_1 - k_2)]$ $C_{Bo} = C_{Do} = 0$	Desintegración radiactiva: hidratación del acetaldehído $[A]$ (A-25)
$A \xrightarrow{k_1} B \xrightarrow{k_2}$ $D \xrightarrow{k_3} E \xrightarrow{k_4} \cdots$	$-r_A = k_1 C_A$, $r_B = 0$, $r_D = 0$, $r_E = 0$, ...	$C_A = C_{Ao}e^{-k_1\theta}$, $C_B = (k_1/k_2)C_A$ $C_D = (k_1/k_3)C_A$, $C_E = (k_1/k_4)C_A$	Desintegración radiactiva con producción constante de isótopos hijos
$A + B \xrightarrow{k_1} D + E$ $A + D \xrightarrow{k_2} F + E$	$-r_A = k_1 C_A C_B + k_2 C_A C_D$ $r_D = k_1 C_A C_B - k_2 C_A C_D$ $-r_B = k_1 C_A C_B$ $r_F = k_2 C_A C_D$	Si se busca una explicación más detallada de los métodos para obtener ecuaciones integradas de velocidad véase Ref. (A-1)	Véase Ref. A-1; también la reacción entre átomos de oxígeno $[A]$ y cloro $[B]$ (A-26)
$A \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} B$	$-r_A = k_1 C_A - k_2 C_B$	$(k_1 + k_2)\theta = \ln [(C_{Ao} - C_{Ae})/(C_A - C_{Ae})]$ $C_{Bo} = 0$, C_{Ae} = concentración en equilibrio de &A	Hidrólisis de la lactona catalizada con ácido (A-27)
$A \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} B + D$	$-r_A = k_1 C_A - k_2 C_B C_D$	$k_1\theta = \dfrac{C_{Ao} - C_{Ae}}{C_{Ao} + C_{Ae}} \ln \dfrac{C_{Ao}^2 - C_{Ae}C_A}{(C_A - C_{Ae})C_{Ao}}$	Descomposición del etanol $[A]$ en presencia de alúmina activada (A-28)
$A + B \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} D + E$	$-r_A = k_1 C_A C_B - k_2 C_D C_E$	$C_{HO} = C_{DO} = 0$ $k_1\theta = \dfrac{x_e}{2C_{Ao}(1 - x_e)} \ln \dfrac{x_e - (2x_e - 1)x}{x_e - x}$ $C_{Do} = C_{Eo} = 0$, $C_{Ao} = C_{Bo}$	Esterificación del etanol $[A]$ y ácido acético $[B]$ con HCl como catalizador (A-29)
$2A \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} D + E$	$-r_A = k_1 C_A^2 - k_2 C_D C_E$	$x = (C_{Ao} - C_A)/C_{Ao}$, x_e = valor de x en el equilibrio	Descomposición de HI $[A]$ en la fase de vapor en H_2 $[D]$ e I_2 $[E]$ (A-30)

*Véase la lista de referencias que aparece al final de la subsección.

de metales, la cloración de hidrocarburos líquidos con cloro gaseoso y la reducción de minerales para producir metales, son ejemplos de reacciones heterogéneas de índole no catalítica en las que las etapas que controlan la velocidad varían de acuerdo con las condiciones de la reacción. Como ejemplos usuales de reacciones heterogéneas catalíticas están muchas de las que forman parte de la descomposición térmica catalítica de las fracciones del petróleo.

Un análisis más detallado sobre las etapas que controlan la velocidad se encuentra en "Análisis de los datos de la cinética de las reacciones: Identificación de las etapas que controlan la velocidad."

Resumen de las ecuaciones de velocidad para reacciones simples y complejas En la tabla 4-1 se incluyen expresiones de velocidad, ecuaciones de velocidad integradas y algunos ejemplos usuales de reacciones de orden simple en condiciones de volumen constante. Los datos cinéticos experimentales se pueden analizar ya sea mediante el empleo de la forma diferencial o integrada de las ecuaciones de velocidad presentadas en la tabla, a fin de determinar el orden de la reacción (para mayores detalles, véase "Análisis de los datos de la cinética de las reacciones"). En la tabla 4-2 se incluye un resumen de información similar a la de la tabla 4-1, para el caso de reacciones complejas usuales.

No se ha intentado mencionar todos los modelos de reacciones conocidas, sino sólo los tipos principales de reacciones que se pueden ilustrar como ejemplos reales. Los ejemplos de las reacciones se incluyen a fin de demostrar la utilidad de los diversos modelos y patrones de reacción. No obstante, la validez de cada modelo, tal y como se aplica a un ejemplo específico, depende de las condiciones de reacción en particular; de donde los datos originales de la referencia deben ser evaluados por el usuario de la tabla con objeto de determinar la aplicabilidad del modelo.

Sistemas de reacciones heterogéneas no catalíticas En un sistema heterogéneo de reacción, la expresión general de velocidad se hace más compleja debido a la interacción de procesos físicos y químicos. Esta complicación se introduce debido al requisito de que los reactivos en una fase deben transportarse a otra, que contiene otros reactivos, donde se desarrollan las reacciones. Se considera que los procesos físicos y químicos de velocidad en el sistema heterogéneo no catalizado ocurren en serie y/o en paralelo. Por tanto, la expresión general de velocidad se formula combinando términos para las diversas etapas que comprenden el proceso. Las expresiones físicas de velocidad, no sólo varían con los tipos de fases presentes, sino además, con las condiciones frontera del sistema y las condiciones generales del proceso, que incluyen los patrones de contacto entre fases.

Mecanismo de reacciones heterogéneas no catalizadas Esta clase de reacción consiste a menudo de las siguientes etapas:

a) Difusión de los reactivos desde el seno de la primera fase hasta la entrecara. Si está presente en la entrecara una capa adicional de producto sólido y material inerte (p.ej., cenizas en sólidos), los reactivos tendrían que vencer la resistencia de esta capa antes de alcanzar la superficie de la segunda fase donde se encuentran presentes los primeros reactivos.

b) Difusión de los reactivos desde la entrecara hasta el interior de la segunda fase.

TABLA 4-3 Reacción industrial heterogénea no catalítica*

Gas-sólido

1. Acción del cloro en óxido de uranio para recuperar cloruro de uranio volátil
2. Eliminación de impurezas de óxido de hierro del óxido de titanio mediante volatilización por acción del cloro
3. Combustión y gasificación de carbón
4. Elaboración de hidrógeno por acción del vapor de agua sobre el hierro
5. Elaboración de gas azul por acción de vapor de agua sobre el carbono
6. Cianamida de calcio por acción de nitrógeno atmosférico sobre el carburo de calcio
7. Combustión de minerales de sulfuro de hierro con aire
8. Nitruración del acero

Líquido-sólido

9. Intercambio iónico
10. Acetileno por acción del agua sobre carburo de calcio
11. Cianuración del acero
12. Hidratación de la cal
13. Acción del ácido sulfúrico líquido sobre el cloruro de sodio sólido, fosfato de roca o nitrato de sodio
14. Lixiviación de minerales de uranio con ácido sulfúrico

Gas-líquido

15. Tiosulfato de sodio por acción de dióxido de azufre sobre carbonato de sodio acuoso y sulfuro de sodio
16. Nitrito de sodio por acción de óxido nítrico y oxígeno sobre carbonato de sodio acuoso
17. Hipoclorito de sodio por acción del cloro sobre hidróxido de sodio acuoso
18. Nitrato de amonio por acción de amoniaco sobre ácido nítrico acuoso
19. Ácido nítrico por absorción de óxido nítrico en agua
20. Recuperación de yodo por acción de dióxido de azufre sobre yodato de sodio acuoso
21. Hidrogenación de aceites vegetales con hidrógeno gaseoso
22. Desulfuración de gases por lavado con etanolaminas acuosas

Líquido-líquido

23. Sosa cáustica por reacción de amalgama de sodio y agua
24. Nitración de compuestos orgánicos con ácido nítrico acuoso
25. Formación de jabones por acción de álcalis acuosos sobre grasas o ácidos grasos
26. Eliminación de azufre de fracciones del petróleo por acción de etanolaminas acuosas
27. Tratamiento de productos del petróleo con ácido sulfúrico

Sólido-sólido

28. Preparación del cemento
29. Carburo de boro a partir de óxido y carbono
30. Silicato de calcio a partir de cal y sílice
31. Carburo de calcio por reacción de cal y carbono
32. Sosa comercial proceso Leblanc

Gas-líquido-sólido

33. Hidrogenación o licuefacción del carbón mineral en una pasta aceitosa

*Tomado de Walas, *Reaction Kinectics for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, New, York, 1959.

c) Reacción química entre los reactivos de la fase 1 y los de la fase 2.
d) Difusión de los productos generados en la segunda fase o fuera de ella hacia el seno de la fase 1.

Depende de las etapas involucradas, de la reacción específica y de las condiciones del proceso el que las cuatro etapas se realicen sucesiva o simultáneamente y cuál de ellas controle la velocidad de la reacción global.

Factores que afectan las reacciones heterogéneas Puesto que en las reacciones heterogéneas hay interacción entre procesos químicos y físicos, la velocidad global sufre la influencia de factores que afectan ambas clases de procesos. Entre éstos se incluyen:

1. Factores de transferencia de masa; por ejemplo, características de difusión de las fases fluidas.
2. Patrones de contacto de las fases; p.ej., cada fase puede estar en uno de los dos patrones ideales de flujo, es decir, el de tipo tapón o el de retromezclado. Hay varias combinaciones posibles de patrones de contacto.
3. Factores dinámicos del fluido; p.ej., velocidad másica, grado de turbulencia, etc.
4. Área de la entrecara.
5. Geometría del recipiente de reacción.
6. Factores de cinética química; es decir, energía de activación, concentraciones de los reactivos, etc.
7. Temperatura y presión.

Algunos de los factores antes citados no son totalmente independientes y pueden interferir entre sí. Por ejemplo, el factor 3 ejercerá influencia en los factores 1 y 4 en el caso de una reacción fluido-fluido, y también se asociará con los factores 2 y 5.

La ecuación general de velocidad deberá tomar en cuenta estos factores. Sin embargo, dadas las características usuales de un sistema heterogéneo específico, la forma de las ecuaciones y los procedimientos de diseño varían enormemente entre los sistemas fluido-fluido y fluido-sólido. Con todo, al combinar las ecuaciones de velocidad para varias etapas de proceso en cualquiera de los sistemas, dichas ecuaciones deben expresarse primero en formas equivalentes. Por tanto, cuando la velocidad de transferencia de masa se define en términos de flujo de masa (masa por unidad de tiempo por unidad de superficie), la velocidad de la reacción química debe basarse también en la unidad de área en lugar de en la unidad de volumen.

Ejemplos de reacciones heterogéneas industriales En la tabla 4-3 se presentan algunas de las reacciones heterogéneas no catalíticas de mayor importancia dentro de la industria. Se dispone de gran número de datos técnicos para reacciones gas-líquido, como resultado de las extensas investigaciones realizadas en este tipo de reacciones. Por otro lado, los estudios asociados con reacciones sólido-sólido son más bien limitados.

Modelo matemático para las reacciones fluido-sólido El caso general para una reacción fluido-sólido del tipo $aA\ (g \text{ o } l) + bB\ (s) \rightarrow$ productos en condiciones isotérmicas, se puede representar mediante balances diferenciales de materia, en términos del reactivo fluido A y el reactivo sólido B, respectivamente, como sigue:

$$\frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(D_e r^2 \frac{\partial \overline{C}_A}{\partial r}\right) - r_A \rho_p = \frac{\partial}{\partial \theta}(\varepsilon_p \overline{C}_A) \qquad (4\text{-}16)$$

$$-r_B \rho_p = \partial C_B / \partial \theta \qquad (4\text{-}17)$$

donde r es la posición radial dentro de una partícula esférica, D_e y $\overline{C}_A$ representan la difusividad eficaz y la concentración molar, respectivamente, de A en la capa de cenizas, ρ_p y ε_p son la densidad y porosidad de la partícula, respectivamente, y C_B es la concentración molar de B.

La solución analítica general (integración) del par de ecuaciones diferenciales parciales no es posible. Sin embargo, cuando se suponen ciertas simplificaciones, en algunos casos puede ser factible la solución analítica de las ecuaciones (4-16) y (4-17). En consecuencia, la aproximación del estado seudoestacionario (B-1,B-2,B3) elimina el término transitorio $\partial/\partial\theta(\varepsilon_p \overline{C}_A)$ en la ecuación (4-16). Para reacciones fluido-sólido, con primer orden en la concentración del fluido y difusividad y porosidad del sólido constantes, las ecuaciones (4-16) y (4-17) se pueden reducir a una sola ecuación diferencial parcial, al transformar $\overline{C}_A$ en C_B (B-4, B-5). Además, esta ecuación se puede transformar en una ecuación diferencial ordinaria, en condiciones de estado seudoestacionario, que se puede resolver en forma analítica. Debe señalarse que la aproximación del estado seudoestacionario se justifica para reacciones gas-sólido, pero no se puede aplicar a reacciones del tipo líquido-sólido (es decir, intercambio de iones).

Las ecuaciones (4-16) y (4-17) también se pueden resolver por el método numérico B-6, por ejemplo, para las reacciones fluido-sólido, con las siguientes ecuaciones de velocidad

$$r_A \rho_p = a k \overline{C}_A^m C_B^n \qquad (4\text{-}18)$$

y

$$r_B \rho_p = k \overline{C}_A^m C_B^n \qquad (4\text{-}19)$$

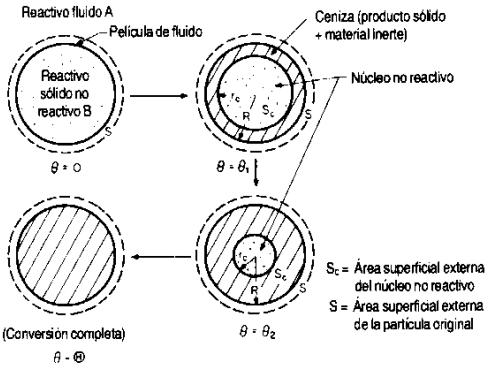


Fig. 4-2 Representación esquemática de un modelo con núcleo no reactivo, para partículas con tamaño fijo.

donde a representa las moles del fluido A que reaccionan con 1 mol del reactivo sólido B. Los resultados obtenidos se presentan en forma gráfica.

De los varios modelos matemáticos propuestos para describir las reacciones fluido-sólido (la mayor parte para reacciones gas-sólido) una versión simplificada, conocida como modelo de *núcleo sin reacción* (o *cubierta progresiva*) ha demostrado, en la mayor parte de los casos y con base en evidencia experimental, ser el que representa con más fidelidad el comportamiento real. Este modelo considera que el reactivo fluido A inicia la reacción en la capa externa de la partícula sólida (reactivo B), convirtiéndola en fluido y/o productos sólidos y material inerte ("cenizas"). La reacción se desarrolla entonces en forma sucesiva hacia dentro, reduciendo constantemente el tamaño del núcleo del material que no ha reaccionado. Se pueden considerar dos casos diferentes en relación con este modelo. El primero de ellos supone que la formación continua de producto sólido y material inerte (ceniza) sin desprendimiento de escamas mantendría invariable el tamaño de la partícula (Fig.4-2). En el segundo, el tamaño de la partícula varía en función del desarrollo de la reacción, debido a la formación de productos gaseosos, el desprendimiento de escamas de los sólidos, etc. Hay otras suposiciones adicionales asociadas con ambos casos que incluyen: 1) partículas esféricas, 2) una reacción irreversible del tipo $aA(g\,o\,l) + bB(s) \rightarrow$ productos (fluido y/o sólido), con el a-ésimo orden en A y orden cero en B, y 3) condiciones isotérmicas.

Caso 1. *Partículas de tamaño fijo.* Hay tres etapas de proceso, una de las cuales puede controlar la velocidad global de la reacción, a saber: difusión a través de la película gaseosa, difusión a través de las cenizas (convertidas en sólidos y material inerte) o la reacción química. A continuación se bosqueja un análisis para el caso en que la difusión en las cenizas controla la velocidad general. En estas condiciones, la velocidad instantánea de reacción en función de A se hace igual a la velocidad de difusión de A a través de la capa de cenizas; dicho de otra manera,

$$-r_A = -(dN_A/d\theta) = 4\pi r^2 \phi_A = \text{constante} \qquad (4\text{-}20)$$

en donde ϕ_A es el flujo de A a través de una superficie esférica de radio r en la capa de ceniza, y se puede representar mediante la ley de Fick:

$$\phi_A = D_e(dC_A/dr) \qquad (4\text{-}21)$$

En este caso, D_e es la difusividad eficaz de A a través de la capa de ceniza.

Asimismo
$$\frac{dN_A}{d\theta} = \frac{a}{b}\frac{dN_B}{d\theta}$$

y
$$dN_B = 4\pi r_c^2\, dr_c \rho_B$$

en donde r_c se relaciona con el radio del núcleo que no ha reaccionado y ρ_B es su densidad expresada en mol/m^3 (mol/ft^3). Combinando estas dos expresiones con las ecuaciones (4-20) y (4-21), e integrando, se obtiene

$$\frac{\theta}{\Theta_2} = 1 - 3\left(\frac{r_c}{R}\right)^2 + 2\left(\frac{r_c}{R}\right)^3 = 1 - 3(1 - x_B)^{2/3} + 2(1 - x_B) \qquad (4\text{-}22)$$

En esta ecuación, Θ_2 es el tiempo requerido para una conversión completa de B; R puede ser el radio externo de la partícula de tamaño fijo, o el radio inicial de la partícula que se reduce (caso 2), y x_B es la fracción de la conversión de B en el tiempo θ.

En la tabla 4-4 se presenta un resumen de las ecuaciones de velocidad integradas en otras condiciones. Como ejemplos de reacciones fluido-sólido que se acercan al caso de partículas de tamaño fijo están: 1) el intercambio iónico, 2) la producción de cianamida de calcio por la nitrogenación del carburo de calcio, 3) la producción de óxidos me-

TABLA 4-4 Ecuaciones de velocidad para reacciones fluido-sólido

(Modelo de núcleo no reaccionado)
aA (fluido) + bB (s) → productos

Caso	Paso controlante	Ecuación de velocidad
Partículas de tamaño fijo	Difusión a través de la película de gas	$\frac{\theta}{\Theta_1} = 1 - \left(\frac{r_c}{R}\right)^3 = x_B$ $\Theta_1 = \frac{a\rho_B R}{3bk_m C_{A1}}$
	Difusión a través de cenizas	$\frac{\theta}{\Theta_2} = 1 - 3\left(\frac{r_c}{R}\right)^2 + 2\left(\frac{r_c}{R}\right)^3 = 1 - 3(1 - x_B)^{2/3} + 2(1 - x_B)$ $\Theta_2 = \frac{a\rho_B R^2}{6bD_e C_{A1}}$
	Reacción química (a-ésimo orden con respecto a A)	$\frac{\theta}{\Theta_3} = 1 - \frac{r_c}{R} = 1 - (1 - x_B)^{1/3}$ $\Theta_3 = \frac{a\rho_B R}{bk_s C_{A1}^a}$
El tamaño de la partícula varía: no se forman cenizas	Difusión a través de la película de gas*	Para partículas pequeñas (régimen de Stokes) $\frac{\theta}{\Theta} = 1 - (1 - x_B)^{2/3}$ $\Theta = \frac{\rho_B y R^2}{2bDC_{A1}}$ Para partículas grandes: $\frac{\theta}{\Theta} = 1 - (1 - x_B)^{1/2}$ $\Theta = KR^{3/2}/C_{A1}$
	Reacción química (a-ésimo orden con respecto a A)	$\frac{\theta}{\Theta_3} = 1 - \frac{r_c}{R} = 1 - (1 - x_B)^{1/3}$ $\Theta_3 = \frac{a\rho_B R}{bk_s C_{A1}^a}$

Los valores de Θ son los tiempos necesarios para la conversión completa en las etapas controlantes individuales.

k_m y k_s son el coeficiente de transferencia de masa y la constante de velocidad de reacción, respectivamente, basadas en la unidad de superficie, en m/s (ft/h), para k_m y también para k_s, cuando $a = 1$ (reacción de primer orden).

D_e es la difusividad eficaz de A en una estructura porosa, en m^2/s (ft^2/h). C_{A1} es la concentración de A en la corriente fluida principal, en mol/m^3(mol/ft^3).

*Adaptado de la referencia B-10; y es la fracción mol de A en el fluido y K es una constante.

tálicos mediante el cocimiento de minerales de sulfuro al aire libre, 4) la nitruración del acero, y 5) la regeneración por oxidación del catalizador cargado de coque.

Caso 2. Tamaño variable de partícula. Si no hay una capa de ceniza (sólidos convertidos y material inerte) que cubra el núcleo que no ha reaccionado conforme se desarrolla la reacción, la partícula continuará reduciéndose con el tiempo. Puesto que no está presente ninguna capa de ceniza, sólo pueden existir dos etapas controladoras, la difusión en la película gaseosa o la reacción química. La ecuación de velocidad del Caso 1 se aplica directamente cuando la reacción química controla la velocidad general (tabla 4-4). Cuando la difusión por la película gaseosa es la que rige el desarrollo, la situación se complica debido al cambio en el tamaño de la partícula que, a su vez, hace variar la resistencia de la película. En general, se acostumbra utilizar un método semiempírico para desarrollar una ecuación de velocidad para esta situación, y a menudo genera una relación bastante compleja. Las ecuaciones de velocidad presentadas en la tabla 4-4 se obtuvieron con base en una ecuación empírica de transferencia de masa (B-7).

Más detalles sobre la obtención de las ecuaciones de velocidad, basadas en el modelo de núcleo sin reacción, se encuentran en las referencias: Carberry (B-8), Froment y Bischoff (B-9) y Levenspiel (B-10).

Acción concurrente de las etapas controladoras. En el análisis de las reacciones fluido-sólido, en términos del modelo simplificado de núcleo sin reacción, antes mencionado, se supuso que en el proceso total sólo prevalece una etapa de control. Sin embargo, en la práctica, todas las etapas de control consideradas pueden jugar sus papeles en forma simultánea, en ciertas condiciones, y la importancia relativa de las etapas individuales puede variar de acuerdo con el progreso de la reacción. Por consiguiente, la etapa de control asociada con la difusión a través de la capa de ceniza puede ser insignificante al principio del proceso, pero se convierte en una etapa más y más dominante a medida que el espesor de la capa se incrementa con el progreso de la reacción.

En condiciones isotérmicas, una expresión más general de la velocidad para el sistema gas-sólido que represente todas las etapas de control (o resistencias) se puede obtener a partir de las ecuaciones (4-16) y (4-17), con base en la aproximación del estado seudoestacionario y al introducir condiciones limitantes adecuadas (B-2, B-11). También se puede obtener una expresión general de velocidad, en términos del tiempo total requerido para lograr un cierto grado de conversión deseado, al sumar las expresiones para las etapas individuales de control, que aparecen en la tabla 4-4, ya que estas etapas se presentan en serie.

Partículas con geometría no esférica. Un análisis detallado del desarrollo de las expresiones de velocidad para sólidos con geometría de tipo plato plano lo presentaron Carberry y Gorring (B-12). La ecuación de velocidad resultante para la partícula plana es

$$x_B = -\alpha + \sqrt{\alpha^2 + \delta^2} \tag{4-23}$$

y se ha demostrado que también representa la ecuación de velocidad para partículas esféricas hasta con $x_B \sim 0.3$. En la ecuación (4-23),

$$\alpha = 3\left(\frac{1}{\mathrm{Da}} + \frac{1}{\mathrm{Bi}}\right) \qquad \text{y} \qquad \delta^2 = \frac{18\theta b D_e C_{A1}}{\rho_B R^2}$$

donde Da = número de Damköhler $= k_s R/D_e$
Bi = número de Biot $= k_m R/D_e$
C_{A1} = concentración de A en la corriente principal del fluido, $\mathrm{mol/m^3}$ ($\mathrm{mol/ft^3}$)

En el modelo llamado de grano, desarrollado por Sohn y Szekely (B-13), se considera que la partícula sólida comprende una matriz de granos muy pequeños, entre los que el reactivo fluido puede difundirse fácilmente a través de los poros. Los granos individuales se supone que se comportan de acuerdo con el modelo de núcleo sin reacción. Una solución aproximada para las ecuaciones del modelo que incorporan factores geométricos para granos y partículas se puede aplicar a placas y cilindros, así como a esferas (B-14). Pigford y Sliger (B-15) utilizaron un modelo similar en un análisis de datos experimentales que incluyen una reacción de SO_2 gaseoso y piedra caliza.

Condiciones no isotérmicas. En ciertos sistemas de reacción fluido-sólido existen gradientes significativos de temperatura dentro de la partícula sólida debidos a, por ejemplo, una reacción rápida que se verifica en la entrecara de núcleo sin reacción-ceniza. Los datos experimentales recopilados bajo esta condición no isotérmica se han investigado para los casos que incluyen la hidrofluoración del UO_2 (B-16) y la combustión de coque a partir de partículas de arcilla refractaria (B-17). Las expresiones de velocidad desarrolladas en las subsecciones precedentes, no se pueden aplicar directamente a estos casos, porque aquéllas se basan en condiciones isotérmicas.

La obtención de las ecuaciones de velocidad para reacciones no isotérmicas fluido-sólido (esféricas) requiere una ecuación de continuidad de masa

$$\frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(D_e r^2 \frac{\partial \bar{C}_A}{\partial r}\right) = 0 \tag{4-24}$$

y una ecuación de balance de calor

$$\frac{1}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(\lambda_e r^2 \frac{\partial T}{\partial r}\right) = 0 \tag{4-25}$$

donde λ_e representa la conductividad térmica eficaz dentro de una partícula sólida, kJ/(m·s·K) [Btu/ft·h·°F]. En ambas ecuaciones se supone la aproximación del estado seudoestacionario. Para la reacción de primer orden en A y orden cero en el sólido, las soluciones (B-8, B-18) de las ecuaciones (4-24) y (4-25), en términos de la concentración de A y la temperatura de la entrecara de núcleo sin reacción-ceniza, C_{Ac} y T_c, respectivamente, asumen las formas

$$\frac{C_{Ac}}{C_{A1}} = \frac{1}{1 + \mathrm{D_a}\,\Delta x_B\,[(\Delta x_B/\mathrm{B_i}) + (1 - \Delta x_B)]} \tag{4-26}$$

donde $\Delta x_B = (1 - x_B)^{1/3} = r_c/R$

o

$$\frac{dN_A}{d\theta} = \frac{4\pi r_c^2 k_s C_{A1}}{1 + \mathrm{D_a}\,\Delta x_B\,[(\Delta x_B/\mathrm{B_i}) + (1 - \Delta x_B)]} \tag{4-27}$$

y

$$\frac{T_c}{T_1} = 1 + D_a \beta \frac{C_{Ac}}{C_{A1}} \Delta x_B\,[(\Delta x_B/\mathrm{Bi_h}) + (1 - \Delta x_B)] \tag{4-28}$$

donde $\beta = -\Delta H C_{A1} D_e/\lambda_e T_1$
$-\Delta H$ = calor de reacción, kJ/mol [Btu/(lb·mol)]
T_1 = temperatura de la masa fluida, K (°R)
Bi_h = número térmico de Biot

Criterios para la aplicabilidad del modelo de núcleo sin reacción (cubierta progresiva). Se ha demostrado que el modelo del núcleo sin reacción ofrece un análisis simplificado para la mayor parte de las reacciones no catalíticas gas-sólido y proporciona una buena aproximación del comportamiento del sistema de reacción. Existen varios casos conocidos que se desvían considerablemente de este modelo. En general, estos sistemas de reacción están relacionados con reactivos y productos sólidos altamente porosos, que dan por resultado una zona uniforme de reacción (controlada por la reacción química) o una zona difusa de reacción. Los criterios útiles para determinar la aplicabilidad del modelo de núcleo sin reacción fueron sugeridos por Carberry (B-8). En esencia, los criterios especifican que:

1. $D_a \geq 4 \times 10^4/LS$, donde LS es la razón del área total (BET) respecto al área geométrica (externa) de la partícula sólida.
2. Es válida la aproximación del estado seudoestacionario, el cual implica que sólo los sistemas de reacción gas-sólido se pueden analizar mediante el modelo del núcleo sin reacción.
3. La fase sólida en el sistema de reacción para cualquier valor de LS debe constar de un núcleo no reactivo y virtualmente impenetrable, y una capa de producto poroso.

Ecuaciones de velocidad derivadas de datos experimentales En publicaciones técnicas se encuentran a menudo ecuaciones de velocidad basadas en datos experimentales correspondientes a reacciones

fluido-sólido. Por ejemplo, la velocidad global de reacción de la reducción de la magnetita Fe_3O_4, por acción del hidrógeno, se presentó en (B-19) y consiste en la siguiente expresión

$$r = k_1 \frac{(p_{H_2} - p_{H_2O})/K}{1 + k_2 p_{H_2} + k_3 p_{H_2O}}$$

en donde los valores de k son constantes de velocidad de diferentes etapas, los de p representan las presiones parciales y $K = p_{H_2O}/p_{H_2}$. La velocidad de fluoración de los óxidos de uranio o de plutonio se expresa mediante (B-20):

$$k\theta = 1 - (1 - x)^{1/3}$$

Esta ecuación es similar a la que corresponde al caso de control por reacción química mostrado en la tabla 4-4. La reducción de $Eu_2(SO_4)_3$ por acción de CO, se desarrolla en dos etapas, cada una delas cuales se describe (B-21) por medio de ecuaciones de la forma

$$x = 1 - e^{k\theta^n}$$

En este caso, x se refiere a la fracción de conversión y n es una constante.

La velocidad de disolución del dióxido de uranio en una solución de ácido sulfúrico de baja concentración ($C_{H^+} < 0.003M$) a una presión de 100 o 200 lb/in^2 de oxígeno (P_0) está controlada por C_{H^+}. Sin embargo, el factor de control cambia a P_0 al aumentar C_{H^+}. La velocidad de reacción se representa mediante (B-22)

$$r = (k_1 k_2 A P_0 C_{H^+})/(k_1 P_0 + k_2 C_{H^+})$$

en donde A es la superficie expuesta por el UO_2.

La formación de polisulfuros $(NH_4)_2S_x$ a través de un mecanismo de dos etapas, comprende la lixiviación del azufre de minerales con sulfuro de amonio. La primera etapa se controla tanto por la reacción química como por el proceso de difusión en la capa de minerales, mientras que la difusión es el factor determinante de la velocidad en la segunda etapa. La cinética del proceso se indica en (B-23) y es:

$$1 - (1 - x)^{1/3} = 0.0046\theta u^{1/3}\,\Delta C/(r_0 x_0 \rho)$$

para la primera etapa y

$$1 - (1 - x)^{1/3} = 0.031 \left(\frac{\theta\,\Delta C}{r_0 x_0 \rho}\right)^{1/2}$$

para la segunda etapa. En estas ecuaciones, x es el grado de lixiviación después del tiempo θ, u es la velocidad lineal de flujo del disolvente, y ρ, x_0, y r_0 son la densidad, el contenido inicial de azufre y el radio inicial de la partícula, respectivamente, del mineral.

$$\Delta C = \frac{(C_n - C_0) - (C_n - C)}{\ln[(C_n - C_0)/(C_n - C)]}$$

en donde C_n es la concentración saturada del azufre en el disolvente, y C_0 y C son concentraciones de azufre en el disolvente que entra y sale del aparato, respectivamente.

Modelo matemático para reacciones líquido-líquido Existen dos casos que son relativamente sencillos de analizar. En ambos se supone que se presenta una reacción elemental de segundo orden: $A + B \rightarrow$ productos en dos fases líquidas parcialmente miscibles, 1 y 2. En estas condiciones, la velocidad global de la reacción está regida por: *a*) las velocidades de difusión hacia la interfase, *b*) la reacción en la entrecara, y *c*) las reacciones homogéneas independientes en cada una de las dos fases.

Caso 1. Control por medio de la reacción química. Cuando la agitación es muy eficaz, la fase dispersa se dividirá en gotitas extraordinariamente finas, produciendo una gran superficie para la transferencia de masa. En este caso, se puede tender a una distribución en equilibrio de los componentes entre las fases, lo que se describe por medio del coeficiente de distribución. La velocidad global r_A es controlada entonces mediante la reacción química, y es la suma de las velocidades en las fases individuales, r_{A1} y r_{A2}

$$-r_A = -(r_{A_1} + r_{A_2}) = \frac{1}{V_1 + V_2}(k_1 C_{A_1} C_{B_1} V_1 + k_2 C_{A_2} C_{B_2} V_2)$$

Insertando los coeficientes de distribución, se obtiene

$$K_A = C_{A1}/C_{A2} \quad \text{and} \quad K_B = C_{B_1}/C_{B_2}$$

$$-r_A = \left(k_1 \overline{V}_1 + \frac{k_2 \overline{V}_2}{K_A K_B}\right) C_{A_1} C_{B_1} \tag{4-29}$$

en donde $\overline{V}_1$ y $\overline{V}_2$ son las fracciones de volumen de las fases individuales. Las constantes de velocidad k_1 y k_2 del sistema líquido-líquido son distintas y, en general, varían tanto en función de la concentración como de la temperatura.

Los ejemplos más aproximados de reacciones en el Caso 1 se encuentran en la nitración del benceno o el tolueno con una mezcla de ácidos nítrico y sulfúrico (B-24, B-25).

Caso 2. Control por medio de la transferencia de masa. Si el equilibrio de fases no se ha logrado y la reacción es rápida en comparación con la velocidad de la transferencia de masa, se tendrán dos películas líquidas a ambos lados de la entrecara, que ofrecen resistencia a dicha transferencia (modelo de dos películas). Por ende, la reacción ocurre a medida que los reactivos A y B se difunden a través de las películas hacia el seno de la otra fase.

Supóngase que A es el componente principal de la fase 1, en tanto que B lo es de la fase 2 y que el equilibrio de fase se alcanza en la entrecara. En este caso, la velocidad de transferencia de masa de A, desde la fase 1 hasta la fase 2, será equivalente a la velocidad de desaparición de A por medio de la reacción química en la fase 2, donde C_A2 decae a un valor de estado estacionario C^0_{A2}. A esto se deben, pues, las velocidades de desaparición de A a través de la reacción química:
En la fase 1,

$$-r_{A_1} V_1 = k_1 C_{A_1} C^0_{B_1} V_1 \tag{4-30}$$

En la fase 2,

$$-r_{A_2} V_2 = k_2 C^0_{A_2} C_{B_2} V_2$$

y mediante la transferencia de masa a la fase 2,

$$-\frac{dn_{A_1}}{d\theta} = k'_2 a \left(\frac{C_{A_1}}{K_A} - C^0_{A_2}\right)(V_1 + V_2) \tag{4-31}$$

En estas ecuaciones, C^0_{B1} es el valor de estado estacionario de C_{B1} en la fase 1, k'_2 es el coeficiente de transferencia de masa para la fase 2 por unidad de volumen de ambas fases, expresado en (mol/(m^2·s)(mol/m^3 fuerza impulsora) o [mol/(ft^2·h)]/mol/ft^3 fuerza impulsora), y a es el área interfacial dada en m^2 por unidad de volumen de ambas fases. Puesto que $-dn_{A1}/d\theta = -r_{A2}V_2$, a partir de las ecuaciones (4-30) y (4-31)

$$C^0_{A_2} = \frac{k'_2 a (C_{A_1}/K_A)(V_1 + V_2)}{k_2 V_2 C_{B_2} + k'_2 a (V_1 + V_2)} \tag{4-32}$$

Del mismo modo,

$$C^0_{B_2} = \frac{k'_1 a (C_{B_2}/K_B)(V_1 + V_2)}{k_1 V_1 C_{A_1} + k'_1 a (V_1 + V_2)} \tag{4-33}$$

Los valores de k'_1a y k'_2a dependen enormemente de la configuración física del sistema de contacto (véanse las Seccs. 14 y 21), y se sugiere utilizar una relación empírica para obtener estos valores para fines de aumentos a escala.

Un ejemplo de reacción líquido-líquido en el que no existe un equilibrio de fase y tanto la transferencia de masa como la reacción química son importantes, es la hidrólisis de las grasas para producir glicerina y ácido graso (B-26).

Reacciones gas-líquido Cuando un líquido absorbe reactivos gaseosos y se produce una reacción química, tanto la reacción como la transferencia de masa pueden controlar la velocidad global de la reacción. Para efectuar análisis en esta clase de sistemas, debe consultarse la sección 14. También son útiles los libros de Astarita (B-27), Danckwerts (B-28) y Sherwood, Pigford y Wilke (B-29). Los tratamientos similares a los que se citan en estas referencias se pueden aplicar tam-

bién en sistemas líquido-líquido si la reacción química comprende sólo una de dos fases parcialmente miscibles y la velocidad general está regida tanto por la transferencia de masa como por la reacción química.

Reacciones en estado sólido Las reacciones en estado sólido analizadas en los párrafos siguientes se refieren a las descomposiciones e interacción de sólidos y, por lo general, son más complejas que las de los demás sistemas analizados con anterioridad. Existen pocos análisis sistemáticos de las reacciones químicas en estado sólido. En dos publicaciones recientes de Bamford y Tipper (B-30) y Schmalzried (B-31) se presentan análisis bastante claros de estas reacciones.

Características generales. La naturaleza del enlace atómico, la estructura cristalina y las imperfecciones de la red del cristal son algunos de los factores importantes que afectan la reactividad de los sólidos. Las imperfecciones incluyen, por ejemplo, defectos de puntos, falta de estequiometría, inclusiones de impurezas, dislocaciones, aristas, etc., que pueden dar por resultado una reducción de las fuerzas de estabilización de la red que, a su vez, tenderá a incrementar la reactividad de los sólidos. Un análisis detallado del tema relacionado con la física y química del estado sólido está fuera del alcance de esta sección y se recomienda referirse a otras fuentes como, por ejemplo, las referencias (B-30) y (B-31).

Con base en diferentes evidencias experimentales, los principios cinéticos generalmente aceptados (B-30) para la interpretación de los datos de reacción en estado sólido son:

1. La velocidad de reacción en estado sólido es proporcional al área total eficaz de la entrecara reactivo-producto.

2. En condiciones isotérmicas, la velocidad de avance de la entrecara a través de un reactivo sólido isotrópico es constante.

3. El efecto de la temperatura sobre la constante de velocidad de la mayor parte de las reacciones en estado sólido se puede describir mediante la ecuación de Arrhenius.

4. La velocidad total de la reacción en estado sólido se puede controlar mediante las velocidades de difusión de los reactivos a través de las capas de los productos, que pueden funcionar como una barrera entre los reactivos.

Los puntos 1 y 2 sólo son válidos cuando no existe una eliminación preferencial de un constituyente y no se presenta la fusión de los reactivos sólidos; también cuando la capa del producto no ofrece una resistencia apreciable para la interacción de los reactivos sólidos. Otros factores que se sabe afectan el comportamiento cinético de las reacciones en estado sólido incluyen la distribución del diámetro de partícula de los reactivos, el pretratamiento de los reactivos, la presencia de impurezas y la fusión de los reactivos.

Las características generales de las reacciones en estado sólido (que incluyen la descomposición y las reacciones sólido-sólido), basadas en observaciones experimentales, se resumen en la tabla 4-5, en la que se muestran varias trayectorias posibles de reacción y etapas potenciales de control, para las trayectorias individuales. Sin embargo, las etapas de control pueden cambiar a medida que la reacción se desarrolla. Además, el mecanismo de reacción se ve afectado por varios factores mencionado con anterioridad. Por ejemplo, la deshidratación del $CaSO_4 \cdot 2H_2O$ incluye la interconversión de formas diferentes que incluyen el dihidrato, los hemihidratos (α y β seudomorfos) y las sales anhidras (hexagonal y ortorrómbica) como sigue (B-32):

$$CaSO_4 \cdot 2H_2O \rightarrow CaSO_4\,(\text{hexagonal}) \rightarrow CaSO_4\,(\text{ortorrómbica})$$
$$\searrow \quad \swarrow$$
$$CaSO_4 \cdot {}^1/_2\,H_2O\,(\alpha \text{ y } \beta)$$

Los datos experimentales de velocidad y las observaciones al microscopio confirmaron la complejidad del comportamiento cinético de este sistema. Las velocidades y los mecanismos de las reacciones son bastante sensibles a las condiciones del proceso. Por consiguiente, la deshidratación del $CaSO_4 \cdot 2H_2O$ en el intervalo de temperatura de 353 a 383 K está controlada tanto por la nucleación como por la frontera de la fase, en tanto que el mecanismo de difusión prevalece en el intervalo de 383 a 425 K. En forma similar, el mecanismo de la deshidratación del $CaSO_4 \cdot {}^1/_2H_2O$ está controlado por las condiciones de la reacción y por sus formas cristalinas estructurales (es decir, α o β).

TABLA 4-5 Resumen de las características de las reacciones de estado sólido*

Tipo de reacción química	Trayectorias posibles de reacción	Etapas potenciales de control
Descomposición de un solo reactivo sólido	*a.* Nucleación de reactivo y/o producto y crecimiento	Geometría o fenómenos interfaciales
	b. Reacción en la superficie inmóvil	Entrecara o difusión
Reacción sólido-sólido	*a.* Nucleación de reactivo y/o producto y crecimiento	Reacción controlada generalmente por la movilidad de los reactivos y/o difusión de los reactivos a través de la capa del producto protector.
	b. Formación de la capa del producto protector	
	c. Reacción en la superficie inmóvil	

*Adaptado de la referencia B-30.

Ecuaciones de velocidad para las reacciones en estado sólido. En la tabla 4-6 se presentan las ecuaciones seleccionadas de velocidad, obtenidas con base en diferentes teorías de las reacciones en estado sólido en condiciones isotérmicas. Además, también se muestran algunos ejemplos de reacciones para las ecuaciones individuales de velocidad. Ya que los mecanismos de reacción pueden verse afectados por las condiciones del proceso y otros factores (p.ej., el diámetro de partícula, las impurezas, el pretratamiento, etc.), se recomienda consultar las referencias originales, para determinar las condiciones específicas en las que se pueden aplicar las ecuaciones individuales de velocidad a estas reacciones.

Más ejemplos de reacciones en estado sólido. Las ecuaciones cinéticas para la descomposición térmica de sólidos se han clasificado (B-49) en los siguientes cuatro tipos, basados en los datos experimentales y en las teorías que se han publicado hasta ahora:

$$dx/d\theta = kx^a(1-x)^b$$
$$dx/d\theta = k(1-x)^b$$
$$dx/d\theta = kx^a$$
$$x = k\theta^n$$

en donde x es el grado de disociación o transformación y a, b y n son constantes.

Se ha demostrado que la ecuación de la forma $k\theta = 1-(1-x)^{1/3}$ describe la deshidratación de, $LiCl \cdot H_2O$, así como la descomposición térmica de NH_4VO_3, CuS, FeS_2, y $LiBr \cdot NH_3$.

La descomposición isotérmica del C_aCO_3 calcita, y de la magnesita en vacío, se ha presentado (B-50) como un mecanismo que obedece la fórmula $dv/d\theta = 4\pi k(\gamma-\tau)\phi$.

En este caso v es el volumen de los carbonatos no descompuestos, γ representa el radio esférico inicial equivalente de las partículas de carbonato, τ es el espesor de la capa de producto en el tiempo θ y ϕ es el factor de forma. Otro investigador (B-51) emplea dos ecuaciones empíricas:

$$t = A + B\theta + C\theta^2$$

y

$$1-(1-x)^{1/3} = \alpha\theta + \beta\theta^2 + \delta\theta^3$$

que expresan la descomposición de un cubo de $CaCO_3$ en un vacío isotérmico o en atmósfera de nitrógeno. En estas ecuaciones, t es la temperatura dentro del cubo que sufre la descomposición en un tiempo θ, x es la fracción descompuesta y A, B, C, α, β y δ son constantes características del cubo dado.

Según Hulbert (B-52), la descomposición de $MgSO_4$ a 920 a 1080 °C, se describe satisfactoriamente mediante la ecuación de crecimiento de núcleos $(k\theta)^m = -\ln(1-x)$ con $m = 1.10$. La velocidad se ve

TABLA 4-6 Ecuaciones de velocidad seleccionadas para reacciones isotérmicas en estado sólido

Ecuación de velocidad*	Tipo de reacción	Ejemplo de reacción
$x^{1/n} = k\theta$	Velocidad aceleratoria	Descomposición del formato de Ni [$n = 2$; $0.03 < x < 0.5$] (B-33)
		Descomposición del BeH_2 [$n = \sim 6$; $0.1 < x < 0.35$] (B-34)
$\ln x = k\theta$		Descomposición al vacío del oxalato de Ag (B-35)
$-\ln (1 - x)^{1/n} = k\theta$	Velocidad sigmoidea	Deshidratación del $NiSO_4 \cdot 6H_2O$ [$n = 2$] (B-36); descomposición de los formatos de Ca-, Sr- y Ba- [$n = 4$] (B-37)
$n = 2, 3$ y 4		
$\ln [x/(1 - x)] = k\theta$		Descomposición de $Th(HCO_2)_4$ (B-38) y $U(HCO_2)_4$ (B-39)
	Controlada por difusión:	
$x^2 = k\theta$	Unidimensional	$Ca_3(PO_4)_2 + CO(NH_2)_2 \cdot HNO_3$[−180 + 200 mallas] (B-40)
$(1 - x) \ln (1 - x) + x = k\theta$	Bidimensional	$CaCO_3 + MoO_3$ (B-41)
$[1 - (1 - x)^{1/3}]^2 = k\theta$	Tridimensional	$Li_2CO_3 + Fe_2O_3$ (B-42)
$[1 - (2x/3)] - (1 - x)^{2/3} = k\theta$		
$1 - (1 - x)^{1/2} = k\theta$	Área de contracción	$UO_2 + SiC$ [> 1650 K] (B-43); descomposición de $Ag_2S_2O_6$ (B-44)
$1 - (1 - x)^{1/3} = k\theta$	Volumen de contracción	Deshidratación de $LiSO_4 \cdot H_2O$ (B-45): descomposición de la dolomita (B-46)
$-\ln (1 - x) = k\theta$	Primer orden	$Ca_3(PO_4)_2 + 5C$ (B-47); descomposición de α-PbN_6 (B-48)
$(1 - x)^{-1} = k\theta$	Segundo orden	
$(1 - x)^{-2} = k\theta$	Tercer orden	

*Adaptado de la referencia B-30. Véase la lista de referencias al final de la subsección. x = fracción del reactivo limitante convertido; k = constante de velocidad; θ = tiempo de reacción corregido por el periodo de incubación, si lo hay.

influenciada por la masa de la muestra tanto como por la presión de granulación. La reacción sólido-sólido entre $BaCO_3$ y ZnO adopta la forma (B-53) $k\theta = -\ln (1 - x)^{2/3}$

Catálisis en sistemas homogéneos y heterogéneos La catálisis se refiere generalmente a procesos químicos en los que las velocidades de las reacciones químicas están sujetas a la influencia de sustancias que pueden o no cambiar su naturaleza química durante la reacción. Esta sustancia se conoce con el nombre de *catalizador*. Básicamente, se considera que el catalizador forma un compuesto intermedio con alguno de los reactivos que, a su vez, interactúa con los otros reactivos para formar los productos deseados y regenerar el catalizador. De esta manera, el catalizador permite el desarrollo de una reacción a una velocidad mayor siguiendo un mecanismo que requiere una menor energía de activación que la que se necesita en la reacción no catalizada. Un catalizador también puede modificar el mecanismo de trayectorias múltiples de un sistema reaccionante, para lograr una distribución deseada del producto.

La catálisis se clasifica por lo común en dos clases generales, esto es, reacciones catalíticas homogéneas y heterogéneas. En la primera, el catalizador forma una base homogénea con la mezcla de reacción, mientras que en la segunda, dicho catalizador existe como una fase distinta de la mezcla de reacción.

Características básicas de la catálisis Éstas se resumen como sigue:

1. En una reacción catalítica, el catalizador no sufre ningún cambio al concluir la reacción, pero puede participar en las etapas intermedias para acelerar la velocidad de reacción.
2. Cuando la reacción puede seguir más de un mecanismo, el catalizador manifiesta a veces cierta selectividad favoreciendo uno sobre los demás. Esta situación genera por lo común una distribución de productos diferente a la que se observa con otros mecanismos. La aplicación correcta de la selectividad de catalizadores permite acelerar la reacción deseada en tanto que se demoran las indeseables.
3. La velocidad de reacción es generalmente proporcional a la concentración del catalizador. En el caso de una reacción catalizada con un sólido, el área superficial del catalizador y la concentración de los llamados **centros activos** o **sitios catalíticos** (regiones de gran actividad química en la superficie) adquieren una importancia preponderante.
4. En una reacción reversible, el catalizador acelera la reacción inversa al igual que la directa. Por ende, la composición en el equilibrio del sistema reaccionante será la misma que la de un sistema no catalizado.
5. En una reacción autocatalítica, en donde uno de los productos de reacción actúa como catalizador, debe estar presente una cantidad pequeña del producto para iniciar la reacción. Una gráfica de conversión en función del tiempo para este tipo de reacción genera una curva característica en forma de S.

Catálisis homogénea. Se ha observado que las reacciones catalíticas homogéneas se desarrollan ya sea en la fase gaseosa o en la líquida. Se ha descubierto que gran número de catálisis de este género obedecen a ecuaciones de velocidad que son de primer orden con respecto a la concentración del catalizador.

Catálisis en fase gaseosa. Un ejemplo muy conocido de catálisis homogénea en fase gaseosa es la oxidación de SO_2 en SO_3, catalizada con óxido nítrico en el proceso de obtención del ácido sulfúrico mediante cámaras de plomo. La presencia del óxido nítrico promueve el proceso de oxidación, que normalmente es muy lento, por medio del mecanismo siguiente:

$$2NO + O_2 \rightarrow 2NO_2$$
$$SO_2 + NO_2 \rightarrow SO_3 + NO$$

Ejemplos adicionales son las descomposiciones pirolíticas catalizadas con yodo molecular de compuestos orgánicos, como la del acetaldehído, la del formaldehído, la del alcohol metílico, la del óxido de etileno y las de varios éteres alifáticos (C-1). La deshidratación de los alcoholes terciarios catalizada con haluros de hidrógeno se desarrolla también en la fase gaseosa (C-2).

Catálisis en fase líquida. La mayor parte de las catálisis homogéneas ocurren en la fase líquida. La catálisis ácido-base es el tipo de reacción catalítica en fase líquida que se ha estudiado más minuciosamente. Entre los ejemplos de reacciones orgánicas importantes cuyas velocidades se controlan mediante la catálisis ácido-base, se incluyen:

1. Inversión de azúcares
2. Hidrólisis de ésteres y amidas
3. Halogenación de la acetona y nitroparafinas
4. Mutarrotación de la glucosa
5. Esterificación de alcoholes
6. Enolización de aldehídos y cetonas

En el caso de reacciones catalizadas mayormente con ácido o mayormente con base, la relación entre la eficacia del catalizador (en términos de la constante de velocidad) y la fuerza del ácido o la base (constante de ionización), se ha expresado a menudo por medio de la ecuación de Brönsted,

$$k = CK^a$$

en donde k representa la constante de velocidad (o constante catalítica), K es la constante de ionización ya sea del ácido o la base, y C y a son constantes empíricas gobernadas por el tipo de la reacción, la tem-

peratura y el disolvente. Los valores observados de a se mantienen dentro de la gama 0.3 a 0.9. Se ha encontrado que la ecuación de Brönsted se aplica de un modo notable a muchas reacciones catalizadas con ácido o base.

Según el concepto general de ácidos y bases propuesto por Brönsted y Lowry, los ácidos y las bases no disociados son tan eficaces como catalizadores como los son los iones H^+ u OH^-. Por lo tanto, la catálisis con ácido comprende la transferencia de H^+ al reactivo que se está catalizando, en tanto que en la catálisis con base, lo que prevalece es la recepción de H^+ por parte de parte de esta última. Esto implica que el reactivo actúa como base durante la catálisis ácida, mientras que sirve de ácido en las catálisis básicas.

Se encontrarán explicaciones más detalladas sobre el tema de la catálisis ácida o básica en obras como las de Bell (C-3), Frost y Pearson (A-1), Hammett (C-4) y Emmett, Sabatier y Reid (C-5).

Además de las catálisis de ácido-base, se conocen otras clases de reacciones catalíticas en fase líquida, y éstas incluyen mecanismos catalizados por varios iones metálicos, muchos de los cuales forman un complejo estable de tipo quelato (C-6 a C-10). Un análisis adicional de los temas y ejemplos pertenecientes a la catálisis homogénea se encuentra en dos publicaciones recientes (C-11 y C-12).

Catálisis heterogénea Las reacciones catalíticas de esta clasificación comprenden sistemas con dos o más fases, entre gaseosas, líquidas y sólidas. El catalizador está presente en una fase distinta a la de los reactivos. Las reacciones en fase fluida catalizadas con sólidos son las más importantes y se desarrollan con mayor frecuencia en los procesos industriales. Se encontrarán ejemplos de catálisis sólidas en gran cantidad de procesos que generan tanto compuestos inorgánicos como orgánicos, por ejemplo, ácidos minerales (HCl, H_2SO_4, HNO_3, etc.), amoniaco, metanol, petroquímicos y polímeros sintéticos superiores. Vale la pena mencionar en forma especial la producción de compuestos petroquímicos en los que los catalizadores sólidos desempeñan papeles clave en diversas reacciones, incluyendo la polimerización, la isomerización, la aromatización y la deshidrogenación.

Los datos técnicos fundamentales sobre catálisis heterogénea se encontrarán en las publicaciones que se citan a continuación:

1. *Advances in Catalysis*. Academic Press, Inc. New York (libros publicados aproximadamente en base anual)
2. American Chemical Society Reprints for Division of Petroleum Chemistry, Polymer Chemistry, and Fuel Chemistry
3. *Chemical Engineering Progress*
4. *Industrial and Engineering Chemistry-Process Design and Development; Product Research and Development*
5. *Journal of Applied Polymer Science*
6. Journal of Polymer Science
7. Journal of Catalysis
8. *Kinetics and Catalysis, traducción del ruso (Kinetika i Kataliz)*

La mayor parte de los catalizadores y procesos informados se han patentado y se resumen en la *United States Patent Gazette*. Las patentes extranjeras se encuentran normalmente en *Chemical Abstracts*. Varios autores han revisado las publicaciones recientes que se ocupan del campo de la catálisis heterogénea (C-13).

Mecanismo de las reacciones catalizadas con sólidos La hipótesis generalmente aceptada concerniente a las etapas comprendidas en las reacciones en fase fluida catalizadas con sólidos se delinea como sigue:

1. Difusión de los reactivos desde el seno de la fase fluida hacia la superficie y los poros del catalizador
2. Adsorción (quimiosorción) de los reactivos en las superficies exterior y la interior de los poros (centros activos)
3. Reacción de los reactivos adsorbidos en las superficies para formar los productos
4. Desorción de los productos hacia la fase fluida cercana a las superficies
5. Difusión de los productos desde los poros y las superficies exteriores hacia el seno de la fase fluida

También debe considerarse la existencia de diferentes mecanismos de desactivación, que dan por resultado la pérdida de eficiencia catalítica y que incluyen: la desactivación por ensuciamiento, envenenamiento y temperaturas elevadas.

La importancia relativa de los cinco pasos o etapas del proceso catalítico antes citados para controlar la velocidad global de la reacción, depende de muy variadas condiciones. Por lo común, sólo algunos de estos pasos regulan la velocidad global de la reacción, y otros se pueden combinar o bien hacerse despreciables. El hecho de que estas etapas no se sucedan necesariamente en serie o en forma paralela, a menudo hace imposible combinarlos por medios simples en este caso, es probable que una aproximación empírica describa satisfactoriamente los datos experimentales.

Factores que afectan las reacciones catalíticas Cada uno de los cinco pasos del proceso catalítico antes mencionados sufre la influencia de uno o más factores, incluyendo los siguientes:

1. Factores de dinámica de fluidos, por ejemplo, la velocidad másica
2. Las propiedades del catalizador, por ejemplo, tamaño de partícula, porosidad y dimensiones de poro, así como las características de su superficie
3. Características de difusión de los reactivos y productos fluidos
4. Las energías de activación necesarias para la adsorción y desorción de reactivos y productos fluidos
5. La energía de activación de la reacción superficial
6. Factores térmicos como temperatura, características de transporte de calor, etc.

Así, por ejemplo, los pasos 1 y 5 están regidos principalmente por los factores 1, 2 y 3, en tanto que los pasos 2 y 4 se determinan mediante los factores 2, 4 y 6. Los factores 2, 5 y 6 influyen en el paso 3.

Los métodos para identificar las etapas que controlan la velocidad global de la reacción y la manera en que los diversos factores se incorporan al diseño del reactor se analizan en las subsecciones "Identificación de las etapas que controlan la velocidad" y "Principios básicos y datos del diseño de reactores".

Ejemplos de procesos catalíticos industrialmente importantes En la tabla 4-7 se enumeran algunos de los procesos catalíticos heterogéneos que encuentran importantes aplicaciones comerciales. Además de la etapa de reacción más importante incluida en los procesos industriales, se muestran también en la tabla el catalizador usual utilizado y los tóxicos que inficionan el catalizador. Se dan a conocer mayores detalles sobre procesos industriales catalíticos en los libros de Thomas (C-14) y de Gates, Katzer y Schuit (C-15) y en publicaciones periódicas como *Hydrocarbon Processing*.

Resumen de las ecuaciones de velocidad para reacciones catalizadas con sólidos En la tabla 4-8 se incluye una lista de patrones de reacciones catalíticas seleccionadas, junto con una ecuación de velocidad para cada paso catalítico que se supone regula la velocidad global de reacción. La importancia del mecanismo y las ecuaciones de velocidad se ilustrarán por medio del ejemplo que se presenta a continuación. Considérese la reacción

$$A + B \rightleftharpoons R$$

1. Se supone un mecanismo de adsorción-reacción superficial-desadsorción (en donde s representa un sitio catalítico o centro activo)

(1) $A + s \rightleftharpoons As$ (2) $B + s \rightleftharpoons Bs$	Adsorción de moléculas A y B
(3) $As + B \rightleftharpoons Rs$	El compuesto A adsorbido reacciona con B dentro del fluido. Esto supone que no hay ninguna reacción de A con B adsorbido. El compuesto adsorbido sirve sólo para bloquear los sitios catalíticos
(4) $Rs \rightleftharpoons R + s$	Desorción del producto R

2. En cada una de estas reacciones se puede formular una expresión de velocidad que comprende tanto reacciones directas como inversas. Si la reacción ocurre en condiciones cercanas al equilibrio, las concentraciones se relacionan a través de una constante de equilibrio.

TABLA 4-7 Ejemplo de procesos industriales catalíticos y heterogéneos*

Proceso o producto	Etapa principal de reacción	Tipo catalítico	Venenos del catalizador
Amoniaco	$N_2 + 3H_2 \rightleftharpoons 2NH_3$	FeO/Fe_2O_3 promovido por el Al_2O_3 y K_2O	Humedad CO, CO_2, O_2, compuestos de S, P, y As
Anilina	(*a*) $C_6H_5OH + NH_3 \rightarrow C_6H_5NH_2 + CO_2 + H_2O$	Polvo de Ni, Al_2O_3	Elementos de los grupos VA y VIA
	(*b*) $C_6H_5NO_2 + 3H_2 \rightarrow C_6H_5NH_2 + H_2O$	Raney de Ni o -Cu, cromito de Cu	
Butadieno	(*a*) $C_4H_{10} \rightleftharpoons C_4H_6 + 2H_2$	$Ca_8Ni(PO_4)_6$	Haluros, O_2, S, P, Si
	((*b*) $C_4H_8 + {}^1/_2O_2 \rightarrow C_4H_6 + H_2O$	Cr_2O_3 en Al_2O_3	
	(*c*) $C_4H_8 \rightleftharpoons C_4H_6 + H_2$	Molibdato Bi	
		$Fe_2O_3 + Cr_2O_3 + K_2O$	
Etanol	$C_2H_4 + H_2O + C_2H_5OH$	H_3PO_4 sobre tierras diatomáceas	NH_3, O_2, S, base orgánica
Óxido de etileno	$C_2H_4 + {}^1/_2O_2 \rightarrow C_2H_4O$	Óxido de Ag sobre óxido refractario	Compuestos de S
Formaldehído	$CH_3OH + {}^1/_2O_2 \rightarrow HCHO + H_2O$	Ag o Al_2O_3 Ag sobre agujas de $FeO_3 + MoO_3$	Compuestos de S, Cl_2
Metanol	$CO + 2H_2 \rightarrow CH_3OH$		
	(*a*) Alta presión	$ZnO + Cr_2O_3$	Compuestos de S, Fe, Ni
	(*b*) Baja presión	CuO	Compuestos de S
Ácido nítrico	$4NH_3 + 5O_2 \rightarrow 4NO + 6H_2O$	Pt en Rh	Compuestos de As y Cl_2
	$2NO + O_2 \rightarrow 2NO_2$		
	$3NO_2 + H_2O \rightarrow 2HNO_3 + NO$		
Polietileno	$nC_2H_4 \rightarrow (-CH_2-CH_2-CH_2-)n$ Proceso de Ziegler	Precipitado de tetracloruro de Al-alquil-Ti	Humedad alcoholes O_2, SO_2, COS, CO_2, CO
Estireno	$C_6H_5C_2H_5 \rightarrow C_6H_5CH \cdot CH_2 + H_2$	(*a*) $Fe_2O_3 + K_2O + Cr_2O_3$	Haluros compuestos de S, O, P, Si
		(*b*) $Fe_2O_3 + K_2CO_3 + Cr_2O_3 + V_2O_5$	
Ácido sulfúrico	$SO_2 + {}^1/_2O_2 \rightarrow SO_3$	$V_2O_5 + K_2O$ sobre tierras diatomáceas	Haluros, As ,Te
	$SO_3 + H_2O \rightarrow H_2SO_4$		
Destilación pirogénica, alquilación e isomerización de las fracciones de petróleo	Reacciones catalizadas con ácido	Aluminisilicato sintético, $AlCl_3$ H_3PO_4	Compuestos organometálicos bases orgánicas
Desulfurización desnitrogenación y desoxigenación	Interacción del H_2 con moléculas grandes de hidrocarburos para eliminar S, N_2 y O_2 de sus estructuras	(NiO + MoO_3) (CoO + MoO_3) o NiO + WO_3) en alúmina	H_2S, CO, CO_2, depósitos de hidrocarburos pesados compuestos de Na, As y Pb

*Adaptado de la referencia D-1.

$$(1)\ r_1 = k_{1f}C_A(1 - \theta_A - \theta_B - \theta_R) - k_{1r}\theta_A$$

$$K_1 = \frac{\theta_A}{C_A(1 - \theta_A - \theta_B - \theta_R)}$$

$$(2)\ r_2 = k_{2f}C_B(1 - \theta_A - \theta_B - \theta_R) - k_{2r}\theta_B$$

$$K_2 = \frac{\theta_B}{C_B(1 - \theta_A - \theta_B - \theta_R)}$$

$$(3)\ r_3 = k_{3f}(\theta_A)C_B - k_{3r}\theta_R$$

$$K_3 = \theta_R/\theta_A C_B$$

$$(4)\ r_4 = k_{4f}\theta_R - k_{4r}C_R(1 - \theta_A - \theta_B - \theta_R)$$

$$K_4 = \frac{C_R(1 - \theta_A - \theta_B - \theta_R)}{\theta_R}$$

En estas ecuaciones, K_1, K_2, K_3 y K_4 son las constantes de equilibrio de cada etapa individual. Nótese que K_4 se escribe para una etapa de desorción y es la recíproca de la constante de equilibrio de adsorción acostumbrada. θ_A, θ_B y θ_R representan fracciones del total de sitios catalíticos (o centros activos) ocupados por *A*, *B* y *R*, respectivamente. Los valores de k_f son constantes de la ecuación de velocidad de adsorción, $r_f = k_f C_i\ (1 - \Sigma\theta_i)$ e incluyen un factor de conversión para considerar la cantidad total de sitios activos por unidad de peso del catalizador. El valor de k_f depende de la temperatura, como también del catalizador y su forma. Los valores de k_f son constantes similares para las ecuaciones de velocidad de desorción:

$$r_r = k_r\theta_i$$

3. Ahora se supone que una de estas etapas controla la velocidad y las demás se desarrollan cerca del equilibrio. Por ahora, supóngase que la etapa 3, que es la reacción superficial entre *A* adsorbido y *B* del fluido, es la que controla la velocidad. La expresión de velocidad apropiada será, entonces, la que corresponde a r_3; sin embargo, comprende la fracción del total de sitios catalíticos ocupados por *A* y por $R(\theta_A$ y $\theta_R)$. Los datos experimentales disponibles se expresarán en función de C_A, C_B y C_R. Basándose en la suposición de que los pasos 1, 2 y 4 se producen cerca del equilibrio, se podrá determinar el valor de θ_A y θ_R utilizando las cantidades conocidas:

$$\theta_A = K_1C_A(1 - \theta_A - \theta_B - \theta_R)$$

$$\theta_R = \frac{C_R(1 - \theta_A - \theta_B - \theta_R)}{K_4}$$

y $\qquad K_3 = k_{3f}/k_{3r} \qquad$ o $\qquad k_{3r} = k_{3f}/K_3$

Por ende,

$$r_3 = k_{3f}K_1C_AC_B(1 - \theta_A - \theta_B - \theta_R) - \frac{k_{3f}C_R}{K_3}\frac{(1 - \theta_A - \theta_B - \theta_R)}{K_4}$$

o bien, $\quad r_3 = k_{3f}(1 - \theta_A - \theta_B - \theta_R)\left(K_1C_AC_B - \dfrac{C_R}{K_3K_4}\right)$ (4-34)

La fracción del total de sitios catalíticos vacíos se ha definido como $1 - \theta_A - \theta_B - \theta_R = \theta_v$. En consecuencia,

$$1 - K_1C_A\theta_v - K_2C_B\theta_v - (C_R/K_4)\theta_v = \theta_v \qquad (4\text{-}35)$$

TABLA 4-8 Mecanismos y sus correspondientes ecuaciones de velocidad en reacciones catalizadas con sólidos

Ecuación química	Etapas catalíticas	Ecuación de velocidad *
$A \rightleftharpoons R$	$A + s \rightleftharpoons As$	$r = \frac{k(C_A - C_R/K)}{1 + K_R C_R}$
	$As \rightleftharpoons Rs$	$r = \frac{k(C_A - C_R/K)}{1 + K_A C_A + K_R C_R}$
	$Rs \rightleftharpoons R + s$	$r = \frac{k(C_A - C_R/K)}{1 + K_A C_A}$
$A \rightleftharpoons R$	$2A + s \rightleftharpoons As_2$	$r = \frac{k(C_A^2 - C_R^2/K^2)}{1 + K_R C_R + K_A' C_R^2}$
	$As_2 + s \rightleftharpoons 2As$	$r = \frac{k(C_A^2 - C_R^2/K^2)}{(1 + K_R C_R + K_A C_A^2)^2}$
	$As \rightleftharpoons Rs$	$r = \frac{k(C_A - C_R/K)}{1 + K_A C_A^2 + K_A' C_A + K_R C_R}$
	$Rs \rightleftharpoons R + s$	$r = \frac{k(C_A - C_R/K)}{1 + K_A C_A^2 + K_A' C_A}$
$A \rightleftharpoons R$	$A + 2s \rightleftharpoons 2A_{1/2}s$	$r = \frac{k(C_A - C_R/K)}{(1 + \sqrt{K_R C_R} + K_R' C_R)^2}$
	$2A_{1/2}s \rightleftharpoons Rs + s$	$r = \frac{k(C_A - C_R/K)}{(1 + \sqrt{K_A C_A} + K_R C_R)^2}$
	$Rs \rightleftharpoons R + S$	$r = \frac{k(C_A - C_R/K)}{1 + \sqrt{K_A C_A} + K_A' C_A}$
$A \rightleftharpoons R + S$	$A + s \rightleftharpoons As$	$r = \frac{k(C_A - C_R C_S/K)}{1 + K_{RS} C_R C_S + K_R C_R + K_S C_S}$
	$As + s \rightleftharpoons Rs + Ss$	$r = \frac{k(C_A - C_R C_S/K)}{(1 + K_A C_A + K_R C_R + K_S C_S)^2}$
	$Rs \rightleftharpoons R + s$ $Ss \rightleftharpoons S + s$	$r = \frac{k(C_A - C_R C_S/K)}{C_S(1 + K_A C_A + (K_{AS} C_A/C_S) + K_R C_R)}$
$A \rightleftharpoons R + S$	$A + s \rightleftharpoons As$	$r = \frac{k(C_A - C_R C_S/K)}{1 + K_R C_R + K_{RS} C_R C_S}$
	$As \rightleftharpoons Rs + S$	$r = \frac{k(C_A - C_R C_S/K)}{1 + K_A C_A + K_R C_R}$
	$Rs \rightleftharpoons R + s$	$r = \frac{k(C_A - C_R C_S/K)}{C_S(1 + K_A C_A + K_{AS} C_A/C_S)}$
$A + B \rightleftharpoons R$	$A + s \rightleftharpoons As$	$r = \frac{k(C_A - C_R/KC_B)}{1 + (K_{RS} C_R/C_S) + K_R C_R + K_R C_R}$
	$B + s \rightleftharpoons Bs$	$r = \frac{k(C_B - C_R/KC_A)}{1 + K_A C_A + (K_{RA} C_R/C_A) + K_R C_R}$
	$As + Bs \rightleftharpoons Rs + s$	$r = \frac{k(C_A C_B - C_R/K)}{(1 + K_A C_A + K_R C_R + K_R C_R)^2}$
	$Rs \rightleftharpoons R + s$	$r = \frac{k(C_A C_B - C_R/K)}{1 + K_A C_A + K_R C_R + K_{AB} C_A C_B}$
$A + B \rightleftharpoons R + S$	$A + s \rightleftharpoons As$	$r = \frac{k(C_A - C_R C_S/KC_B)}{1 + (K_{RS} C_R C_S/C_S)^{1/2} + K_R C_R + K_R C_R + K_S C_S}$
	$B + s \rightleftharpoons Bs$	$r = \frac{k(C_B - C_R C_S/KC_A)}{1 + (K_{RS} C_R C_S/C_A) + K_A C_A + K_R C_R + K_S C_S}$
	$As + Bs \rightleftharpoons Rs + Ss$	$r = \frac{k(C_A C_B - C_R C_S/K)}{(1 + K_A C_A + K_R C_R + K_R C_R + K_S C_S)^2}$
	$Rs \rightleftharpoons R + s$ $Ss \rightleftharpoons S + s$	$r = \frac{k[(C_A C_B/C_S) - C_R/K]}{1 + K_A C_A + K_R C_R + K_S C_S + K_{AS} C_A C_B/C_S}$
$A + B \rightleftharpoons R + S$	$A + 2s \rightleftharpoons 2A_{1/2}s$	$r = \frac{k(C_A - C_R C_S/KC_B)}{[1 + (K_{RS} C_R C_S/C_S)^{1/2} + K_R C_R + K_R C_R + K_S C_S]^2}$
	$B + s \rightleftharpoons Bs$	$r = \frac{k(C_B - C_R C_S/KC_A)}{1 + \sqrt{K_A C_A} + (K_{RS} C_R C_S/C_A) + K_R C_R + K_S C_S}$
	$2A_{1/2}s + Bs \rightleftharpoons Rs + Ss + s$	$r = \frac{k(C_A C_B - C_R C_S/K)}{(1 + \sqrt{K_A C_A} + K_R C_R + K_R C_R + K_S C_S)^2}$
	$Rs \rightleftharpoons R + s$	$r = \frac{k(C_A C_S/C_R - C_S/K)}{1 + K_A \sqrt{C_A} + K_R C_R + (K_{AS} C_A C_S/C_S) + K_S C_S}$
	$Ss \rightleftharpoons S + s$	$r = \frac{k(C_A C_R/C_S - C_R/K)}{1 + K_A \sqrt{C_A} + K_R C_R + K_R C_R + K_{AS} C_A C_R/C_R}$
$A + B \rightleftharpoons R + S$	$B + s \rightleftharpoons Bs$	$r = \frac{k(C_B - C_R C_S/KC_A)}{1 + K_R C_R + K_{RS} C_R C_S/C_A}$
	$A + Bs \rightleftharpoons Rs + S$	$r = \frac{k(C_A C_B - C_R C_S/K)}{1 + K_R C_R + K_S C_S}$
	$Rs \rightleftharpoons R + s$	$r = \frac{k[(C_A C_B/C_S) - C_R/K]}{1 + (K_{AS} C_A C_B/C_S) + K_R C_R}$

K_{AB}... = constantes de equilibrio combinadas.
K = constante de equilibrio global de la ecuación química.
k = constante.
r = velocidad de formación del producto.
* La ecuación de velocidad es opuesta al paso catalítico que se supone es el que controla la velocidad.

Despejando para $\theta_v = 1 - \theta_A - \theta_B - \theta_R$ en la ecuación (4-35) y haciendo las sustituciones correspondientes en la ecuación (4-34) se obtiene la siguiente expresión simplificada:

$$r_3 = \frac{k_{3f}K_1(C_AC_B - C_R/K_3K_4K_1)}{K_1C_A + K_2C_B + C_R/K_4 + 1} \qquad (4\text{-}36)$$

El producto $K_1K_3K_4$ es equivalente a la constante de equilibrio global para todos los pasos productivos del mecanismo supuesto. La ecuación (4-36) se reacomoda como sigue

$$r_3 = \frac{k(C_AC_B - C_R/K)}{K_AC_A + K_BC_B + K_RC_R + 1}$$

en donde $k = k_{3f}K_1$, $K = K_1K_3K_4$, $K_A = K_1$, $K_B = K_2$ y $K_R = 1 / K_4$. En la tabla 4-8 se presentan varias expresiones de velocidad derivadas de esta manera para los diversos mecanismos de reacción postulados.

4. Los datos experimentales de velocidad sirven para evaluar las constantes k_{3f}, K_1, K_2, y K_4 de la ecuación (4-36); las concentraciones volumétricas de fase fluida pueden utilizarse sólo cuando no existen resistencias de difusión.

Como lo demuestra el ejemplo anterior, las ecuaciones de velocidad comprendidas en la tabla 4-8 se basan en una versión simplificada de los fenómenos superficiales. Se ha supuesto que todos los centros activos (o sitios catalíticos) funcionan en forma idéntica y que cada molécula se adsorbe, sin que importe el tipo de la interacción existente entre las moléculas de la misma o diferentes clases. Existen pruebas experimentales de que la actividad catalítica está regida por una distribución superficial de centros activos que no necesariamente es uniforme. Del mismo modo, conforme los centros activos se van ocupando progresivamente, se desarrolla una interacción entre las moléculas adsorbidas y la energía de activación puede aumentar gradualmente.

TÉCNICAS EXPERIMENTALES PARA LA ADQUISICIÓN DE DATOS DE LA CINÉTICA

En la subsección precedente se presentaron los principios de la cinética de reacción, que dan por resultado las expresiones de velocidad para varios tipos de reacciones en el sistema homogéneo y en los sistemas heterogéneos catalíticos y no catalíticos. Esta subsección está relacionada con los métodos experimentales para adquirir los datos necesarios con el fin de desarrollar las ecuaciones de velocidad y determinar los parámetros numéricos de velocidad para sistemas reaccionantes específicos. Las expresiones de velocidad junto con los valores de los parámetros de velocidad, así determinados, proporcionan la base de datos para el diseño de los sistemas de reactores.

Ya que los mecanismos de las reacciones incluidas en la mayor parte de los procesos comerciales son bastante complejos y como el tiempo y el costo para el desarrollo de la base de datos de diseño son limitados, es imperativo que la selección de los métodos y equipos experimentales se realice con cuidado y en forma expedita. Existen dos áreas a considerar en la selección. La primera se relaciona con el método y equipo (reactor) para realizar las reacciones, y la segunda con el equipo y método para monitorear el progreso de las reacciones. No existen criterios rígidos para la selección del equipo y método experimentales, porque éstos dependen básicamente de las reacciones específicas incluidas. A continuación se presentan algunos aspectos de estos factores.

Métodos y tipos de reactores experimentales El método utilizado en la adquisición de datos cinéticos determina por lo general el tipo de reactor experimental. Los métodos experimentales utilizados con frecuencia en la generación de la base de datos de diseño se pueden subdividir en los tres tipos que se describen a continuación.

1. *Desarrollo de la ecuación de velocidad mediante la verificación del mecanismo supuesto.* En este método se supone inicialmente un mecanismo basado en los datos químicos preliminares (p.ej., el análisis de la mezcla de reacción), que consta de varias etapas elementales de reacción incluidas en la formación de compuestos intermedios, la suma de las cuales representa la reacción total. Se recopilan los datos cinéticos experimentales (que incluyen la distribución de los productos intermedio y final), para determinar si los datos confirman el mecanismo propuesto y la ecuación de velocidad correspondiente. Si el resultado no es satisfactorio, se suponen mecanismos opcionales y se prueban, hasta lograr un acuerdo satisfactorio. Un estudio más detallado del análisis de los datos cinéticos se presenta en la subsección "Análisis de los datos de la cinética de las reacciones". La ecuación de velocidad química desarrollada así debe combinarse con las ecuaciones de velocidad física (transporte de masa y calor), obtenidas del mismo sistema de reacción, para proporcionar la base aplicable de datos de diseño. Con los datos de diseño obtenidos por este método se permite cierto grado de extrapolación.

2. *Método empírico con el reactor a escala reducida.* Para recopilar los datos cinéticos se utiliza un reactor experimental que es del mismo tipo al utilizado en la planta a gran escala, pero que tiene una escala reducida. El propósito consiste en obtener las ecuaciones de velocidad con base en experimentos en los que se simulan las condiciones del proceso de la planta a diseñar. Los mecanismos detallados de reacción no se consideran. En su lugar se recalca el desarrollo de las expresiones de velocidad que pueden utilizarse para diseñar el sistema del reactor a escala total, mediante la técnica del escalamiento. Las ecuaciones de velocidad obtenidas así pueden describirse en términos de las variables del proceso (es decir, temperatura, presión, composición de la mezcla de reactivos alimentados, etc.), así como los parámetros relacionados con los procesos físicos de velocidad (p.ej., el coeficiente de transferencia de masa), con el orden de reacción y las constantes de la seudovelocidad determinadas empíricamente. Este método suele permitir la obtención de ecuaciones de velocidad confiables y no requiere una cantidad excesiva de tiempo cuando el sistema de reacción es muy complejo e incluye muchas interacciones de los procesos de velocidad física y química. Varios ejemplos de este sistema de reacción se observan en los procesos de conversión del carbón. Sin embargo, los resultados obtenidos con este método no se pueden extrapolar en forma confiable más allá de los intervalos de las condiciones del proceso que se sometieron a prueba.

3. *Método empírico-estadístico.* En este método se desarrollan ecuaciones empíricas para el sistema de reacción, con base en el análisis estadístico de los datos obtenidos a partir de experimentos diseñados estadísticamente (es decir, factorial, fraccional-factorial y Box-Wilson; para detalles, véase la Secc. 2; "Diseños experimentales Box-Wilson"). En este método, al igual que en el anterior, también se utiliza el reactor a escala reducida. En los experimentos se imponen un número limitado de variables del proceso, con niveles seleccionados de variación, para generar los datos suficientes, necesarios en el desarrollo de correlaciones estadísticamente significativas que puedan expresar las velocidades de reacción y el rendimiento de los productos, en términos de estas variables. Las ecuaciones obtenidas así no tienen relación directa con el mecanismo de reacción, ni describen los procesos físicos de velocidad incluidos.

Varios tipos de reactores experimentales para la adquisición de datos cinéticos los describe Rase (D-1). En especial, los "microreactores" diseñados a pequeña escala son adecuados para el método 1 cuando el sistema reaccionante se puede operar en condiciones controladas de la reacción química. Los reactores (modelo) a escala reducida se utilizan generalmente para la adquisición rápida de datos de diseño por los métodos 2 y 3, para su escalamiento posterior a un reactor a escala total. Rase analiza también los problemas de los reactores pequeños, producto, con frecuencia, del bajo flujo, poca capacidad y actividad del reactor. En este análisis aparecen también las recomendaciones para mitigar los efectos de estos problemas. Weekman (D-2) presenta una guía en forma tabular para seleccionar un reactor experimental adecuado. La selección se basa en varios criterios, que incluyen la facilidad del reactor para el muestreo y análisis, así como su capacidad para mantener el aspecto

isotérmico, su capacidad para determinar en forma precisa el tiempo de contacto-residencia y la selectividad del catalizador, así como la severidad de los problemas de construcción del reactor.

Técnicas y equipo para análisis y monitoreo La selección de las técnicas y el equipo para monitorear el progreso del sistema reaccionante es tan importante como la selección del tipo de reactor experimental. Por lo general se utilizan los análisis químicos para el seguimiento de las reacciones, básicamente, al determinar las concentraciones de reactivos y productos en muestras tomadas en lugares y a intervalos de tiempo predeterminados. A pesar de que los criterios de selección de las técnicas de monitoreo varían según el tipo de reactor que se utilice, los factores que con frecuencia se consideran son: 1) compatibilidad con el reactor, 2) requerimientos de la cantidad de muestra, 3) complejidad, 4) precisión, y 5) tiempo requerido por análisis. La técnica seleccionada es aquella en la que no es necesario detener la reacción y/o separar la muestra de la mezcla reaccionante y en la que se pueden determinar las concentraciones (o las propiedades relacionadas con las concentraciones) en forma directa dentro de la mezcla y sin interferir con la reacción en sí. Estas condiciones pueden satisfacerse mediante algunas de las llamadas técnicas analíticas sobre la línea.

Existen algunos tipos de reacciones que requieren técnicas de monitoreo "no convencionales". Por ejemplo, las reacciones rápidas que producen compuestos intermedios inestables o aquéllas en las que uno o más de los componentes se encuentran presentes en concentraciones muy bajas, reacciones todas que son difíciles o imposibles de monitorear por los análisis químicos convencionales. Entre estas técnicas no convencionales tenemos: la espectroscopía de resonancia magnéticonuclear (NMR-*Nuclear Magnetic Resonance*), la espectroscopía de resonancia del espín del electrón (ESR-*Electron Spin Resonance*), la técnica electroquímica (es decir, la polarografía) y la técnica de rastreo radiactivo. Estas técnicas y otras se utilizan cada vez más.

La aplicación de estas técnicas requiere a menudo una instalación elaborada, que incluye un sistema de computadoras electrónicas y otros accesorios complicados, que en ocasiones se consideran una desventaja. Las ventajas son: 1) un mínimo de tiempo requerido para la adquisición de datos, que se puede registrar en forma automática, 2) el monitoreo continuo de las reacciones, prácticamente sin interferir con las mismas, 3) capacidad para el seguimiento de reacciones rápidas, y 4) capacidad de algunas técnicas para identificar los productos intermedios de la reacción, lo cual ayuda a establecer el mecanismo plausible de reacción. A continuación se presenta una descripción de algunas técnicas no convencionales seleccionadas. El análisis en detalle de estas técnicas queda fuera del alcance de esta sección. Se recomienda consultar las referencias siguientes: Willard, Merritt y Dean (D-3) y Ewing (D-4). También se puede encontrar información útil en la publicación titulada *Techniques of Chemistry*, que contiene una presentación clara de las técnicas experimentales aplicables a estudios de los mecanismos y la cinética de reacción. En el volumen VI de esta publicación se describen los métodos para investigar los mecanismos y velocidades de las reacciones (D-5).

Técnica del trazador radiactivo Esta técnica utiliza un radioisótopo selecto que permite rastrear un átomo determinado a lo largo de un proceso químico o un cambio físico. Al ser detectada por el equipo de conteo, la radiactividad del isótopo facilita la determinación de trazas de una sustancia que es imposible medir por otros métodos.

La primera etapa en el empleo de los trazadores radiactivos consiste en seleccionar el isótopo y su forma química para la reacción que se va a estudiar. Las bases para elegir el isótopo incluyen su vida media, el tipo de radiación, la actividad específica, el nivel de energía de radiación y el comportamiento químico y/o físico. La forma química del isótopo está controlada por factores como la solubilidad y las características de la reacción química. El tipo del equipo de conteo se determina según el isótopo de que se trate y su forma química.

Se encontrarán más detalles sobre la técnica de trazadores radiactivos en la obra de Kohl, Zenter y Lukens (D-6) y en un artículo de Campbell y Thompson (D-7)

Aplicaciones. Se ha comprobado (D-8) que con el N^{15} como trazador sobre un catalizador de hierro, a una presión total de 73.3 kPa (550 torr) y temperaturas del orden de 305 a 340 C, el N quimiadsorbido estaba en equilibrio con NH_3 gaseoso, pero no así con el nitrógeno. Las etapas controlantes de velocidad fueron, respectivamente, la quimiadsorción y la desorción del N para sintetizar y descomponer el NH_3. Se ha utilizado una técnica de rastreo con C^{14}, en el seguimiento de las reacciones de pirólisis del tolueno (D-9), determinando la distribución del C^{14} en los productos gaseosos y en el carbono depositado.

Se ha informado (D-10) sobre un aparato capaz de seguir reacciones químicas que ocurren en las gotitas de soluciones salinas. La base de la técnica consiste en medir el cambio de reactividad de las gotitas y/o los gases efluentes previamente marcados con un radioisótopo apropiado. Se agregó Zinc-65 o S^{35} a la mezcla reaccionante como trazador, para investigar las reacciones heterogéneas entre ZnO y disulfuro de tetrametiltiuramo en xileno y hule (D-11). El ZnO se separó de la muestra de la mezcla reaccionante, se determinó su radiactividad y se calculó la constante de velocidad. En la investigación de la cinética de yodación del plomo y la plata (D-12) se ha descrito la técnica y un aparato que emplean I^{131}. También se examinaron las ventajas que ofrece la técnica en comparación con una balanza de cuarzo o una autorradiografía.

***Espectroscopia de resonancia magnética nuclear* (NMR)** El principio de esta técnica es la interacción de resonancia entre un campo de alta frecuencia y los núcleos de un compuesto colocado en un campo magnético externo. Los núcleos de algunos isótopos que tienen un número cuántico de espín de $^1/_2$ poseen un momento magnético producido por el espín del núcleo. Por ejemplo, H^1, B^{11}, F^{19}, Cl^{35} y Br^{79}. Los isótopos que tienen la misma cantidad de neutrones y protones (p. ej., C^{12}, O^{16} y S^{32}) no manifiestan ningún momento magnético nuclear y es imposible detectarlos por esta técnica. Cuando se hace pasar la radiación electromagnética de la frecuencia adecuada (la frecuencia de resonancia) por la sustancia que contiene los isótopos del primer grupo citado, es absorbida por los núcleos que se desplazan de un nivel de energía inferior a otro superior. Con esta absorción de energía se obtiene el espectro de NMR del compuesto haciendo la gráfica del grado de absorción a diferentes frecuencias en función de la frecuencia. La posición dentro del espectro caracteriza la estructura del grupo. La estructura fina del espectro, obtenido con mayor poder de resolución, proporciona datos concernientes al ambiente que rodea los átomos.

Aplicaciones. Los datos de la NMR se han correlacionado con la reactividad en la hidrólisis de los ésteres alquil vinílicos, en una serie de disolventes orgánicos acuosos (D-13). En un estudio de la cinética del reacomodamiento del quinobromuro de ionol, los espectros de NMR se usaron para definir una cinética de primer orden (D-14). También se calcularon los valores de la energía de activación y el factor de frecuencia. Van Wazer y Moedritzer (D-15) han propuesto la aplicación de la NMR de alta resolución al estudio de la distribución en equilibrio de moléculas (orgánicas e inorgánicas) de varios tamaños y formas. Basándose en los resultados de la NMR se ha interpretado el aumento de la intensidad de la señal del protón metoxi del éster, en la esterificación del anhídrido acético con metanol, en términos de una cinética de segundo orden (D-16).

***Espectroscopia de resonancia del espín electrónico* (ESR)** Este método utiliza los fenómenos de resonancia organizados por el momento magnético producido por el espín de un electrón no apareado cuando está presente en radicales libres. La ESR se conoce también con el nombre de resonancia para magnética del electrón (EPR). El principio de la técnica ESR es similar a la de NMR, aunque más complicada que ésta. En el espectro ESR, la cantidad de líneas de absorción observables es equivalente a una, más el doble del número cuántico magnético del núcleo asociado con el electrón no apareado. En la actualidad, la ESR permite detectar radicales libres con muy bajas concentraciones de electrones no apareados. Por ejemplo, los radicales libres en los productos de las polimerizaciones catalizadas con radicales libres, al igual que los materiales irradiados por partículas de gran energía.

Aplicaciones. La técnica ESR se ha utilizado para determinar las velocidades de intercambio de Cu^{2+} y Zn^{2+}, con las resinas de intercambio catiónico (ácido poliestiren-sulfónico) (D-17). Los reacomodamientos en la coordinación de los iones de Cr^{5+} y V^{4+} en los catalizadores de polimerización en contacto con diferentes gases, siguieron aplicando la misma técnica (D-18). Se han sugerido aplicaciones adicionales en la reacción entre átomos de oxígeno y SO_2 a 299 2 K bajo una presión total de 93.3 a 400 Pa (0.7 a 3 torr) (D-19) y en la producción de radicales libres durante la descomposición de los derivados de la hidracina (D-20).

Espectrofotometría de absorción Esta técnica mide la intensidad de absorción de la radiación electromagnética de una sustancia, a diversas longitudes de onda. Hay tres regiones del espectro que se utilizan para estas mediciones a saber, la ultravioleta y la visible [200 a 800 nm (200 a 800 mμ)], así como la del infrarrojo (2.5 a 15 μm). En la región del infrarrojo, la magnitud de la energía de radiación sólo iniciaría vibraciones dentro de la molécula. Sin embargo, el nivel energético de las regiones visible y ultravioleta es tan elevado, que también se pueden provocar transiciones electrónicas. Esta técnica comunica información muy específica respecto a la estructura y la identificación de moléculas complejas. Las determinaciones cuantitativas en el infrarrojo son menos apropiadas que en las regiones ultravioleta y visible.

Aplicaciones. La espectrofotometría en el ultravioleta ha detectado una caída brusca en la velocidad de reacción entre $KMnO_4$ y H_2O_2, con un aumento en la concentración de H_2O_2 (D-21). Este fenómeno se atribuyó a la formación de $Mn(H_2O_2)^{2+}$ y una ecuación de velocidad se derivó de los resultados en función de la concentración de MnO_4^-. La técnica se ha empleado también para otras investigaciones cinéticas, como el mecanismo vía radical libre de la conversión del fenol (D-22) y la hidrólisis de isoprofilfenilcarbamato en medios alcalinos (D-23).

En los estudios de diversas características superficiales de los catalizadores se han logrado muchas aplicaciones de la espectrofotometría infrarroja. Se utilizó un espectrofotómetro infrarrojo para monitorear continuamente la concentración del CO quimioabsorbido en la oxidación de CO sobre catalizadores de platino (D-24). Los resultados obtenidos con la misma técnica en el estudio de centros activos del catalizador aluminosilicato y la gamma-alúmina, han indicado que ambos catalizadores tienen centros receptores de electrones (D-25). La interacción de puentes de hidrógeno entre grupos oxhidrilo superficiales y los grupos carbonilo del adsorbato se confirmó por medio de los datos espectrales del infrarrojo en la adsorción de la acetona y el acetaldehído sobre sílice (D-26).

Análisis Térmico Diferencial (DTA) El principio de este método es que el efecto calorífico asociado a una reacción se relaciona con la velocidad de la misma. Por ende, se mide el cambio en la liberación o absorción de calor registrado por la muestra en función de la diferencia de temperaturas entre la muestra y un compuesto de referencia. Tanto una como el otro se someten a calentamientos y enfriamientos graduales a velocidades predeterminadas. Se trata de una técnica adaptable y relativamente sencilla para identificar diferentes compuestos.

Aplicaciones. El método de DTA en flujo de gas produjo tres picos endotérmicos en las curvas DTA para la deshidratación de $CuSO_4 5H_2O$. También se obtuvieron dos picos exotérmicos en el estudio de la cinética de la oxidación de UO_2, aplicando el mismo método (D-27). Se informó de una aplicación de DTA (D-28) en la hidrogenación catalítica del benceno y la difenilamina a grandes temperaturas y presiones [~9.653 MPa (1400 lbf/in^2)]. También se han llevado a cabo determinaciones de parámetros cinéticos por medio de la técnica de DTA para la polimerización del estireno (D-29) y para la pirólisis del poliestireno, el polipropileno y el polietileno (D-30).

Cromatografía de gases La base de la cromatografía es la separación de los componentes de una muestra debido a sus diferencias de solubilidad o en su adsorción en un lecho estacionario de material (ya sea líquido o sólido). Cuando la muestra (fase móvil) es un gas, la técnica se denomina cromatografía gas-sólido o gas-líquido, dependiendo de si la fase estacionaria es un sólido o un líquido. De los tres métodos de separación (por elución, frontal y por desplazamiento), el de elución tiene una importancia práctica especial. En este método, la muestra en forma de vapor se introduce en el gas portador y se hace fluir por el sistema cromatográfico. Al separarse en la fase estacionaria, los componentes de la muestra se desplazan por el sistema a distintas velocidades, penetrando en un detector en donde se identifican los componentes individuales.

Aplicaciones. Se han obtenido datos cinéticos para la cloración de cadena lateral del *o*-cresol con base en las curvas de velocidad producidas a través de la técnica de la cromatografía de gases (D-31). Esta misma técnica se utilizó para estudiar la pirólisis del carbón, en donde se encontró que la formación del metano y el CO sigue una velocidad de seudoprimer orden (D-32). Utilizando una columna de cromatografía como reactor, se sometió un reactivo sólido (fase estacionaria) a los impulsos de un reactivo gaseoso, y el curso de la reacción se siguió simultáneamente por cromatografía (D-33).

Otras técnicas experimentales Otras técnicas adicionales que se emplean a menudo en estudios de la cinética de las reacciones incluyen la espectrometría de masas, la polarografía, el método de flujo detenido, el ultrasónico, el de salto brusco de temperatura y los análisis termogravimétricos. Si se desean obtener mayores informes sobre la forma en que se han aplicado estas técnicas, véanse los artículos originales citados en las referencias D-34 y D-35.

ANÁLISIS DE LOS DATOS DE LA CINÉTICA DE LAS REACCIONES

Verificación del mecanismo La selección y el diseño de un reactor industrial para una reacción específica depende enormemente del conocimiento que se tenga del mecanismo de la reacción, el cual no necesariamente concuerda con la ecuación estequiométrica. Aunque no existe un solo método estándar sencillo para probar el mecanismo de reacción, a continuación se ilustra un sistema de prueba y error que se utiliza comúnmente.

Pasos para establecer el mecanismo de reacción

1. Supóngase un mecanismo simple con su estequiometría correspondiente.
2. Si la estequiometría parece indicar que la reacción es elemental y de una sola etapa, procédase a recabar datos cinéticos y analícelos de acuerdo con el método integral (véase la subsección "Derivación de la ecuación de velocidad").
3. En el caso de reacciones no elementales, supóngase que la reacción global consta de varias etapas de tipo elemental con la formación de compuestos intermedios.
4. Formúlense una expresión de velocidad para cada etapa elemental y súmese las expresiones individuales de velocidad para describir la velocidad global.
5. Si la expresión de velocidad resultante concuerda con los datos cinéticos experimentales, el mecanismo supuesto es aceptable. De otra manera, siga suponiéndose mecanismos alternativos y repítase el paso 4 hasta obtener un grado aceptable de coincidencia.
6. Con frecuencia parecerá más simple utilizar un método puramente empírico para correlacionar los datos (véase "Derivación de la ecuación de velocidad").

Patrones de reacción y tipo de intermediarios Al postular un mecanismo de reacción, es preciso tomar en cuenta un patrón de reacción y los tipos de intermediarios basándose en las características químicas de los compuestos que participan en las reacciones. En general, se aceptan los mecanismos en cadena y los que no son en cadena. Los tipos de intermediarios posibles producidos por estos mecanismos incluyen complejos de transición, moléculas muy reactivas, iones y radicales libres. Los radicales libres y los iones desarrollan casi siempre reacciones en cadena. Los tres primeros tipos de intermediarios participan normalmente en reacciones que no son en cadena.

Un ejemplo de mecanismo de reacción en cadena que comprende radicales libres es la adición de un átomo de hidrógeno al propileno, al tolueno y al xileno (E-1):

$$H_2 \rightleftharpoons 2H\cdot \qquad \text{Iniciación y terminación}$$

$$H\cdot + RCH_3 \rightleftharpoons RH + CH_3\cdot \qquad \text{Propagación}$$

$$CH_3\cdot + H_2 \rightleftharpoons CH_4 + H\cdot \qquad \text{Propagación}$$

La siguiente ecuación de velocidad se derivó del mecanismo antes citado:

$$-r_{RCH_3} = K_1^{1/2} k_2 C_{RCH_3} C_{H_2}^{1/2}$$

que se ha mostrado válida en un amplio intervalo de condiciones de reacción. Otros ejemplos de los mecanismos de reacción en cadena y temas importantes relacionados con las reacciones en cadena con radicales libres se encuentran en la referencia E-2.

La formación de polímeros sintéticos superiores es el ejemplo más importante desde el punto de vista industrial en el que la reacción se desarrolla por medio de un mecanismo en cadena y es ejecutada por iones y radicales libres. La obra de Lenz (E-3) es una buena fuente en la que se encontrarán detalladas las reacciones de polimerización. En la referencia E-4 aparece una colección de artículos relacionados con la cinética de polimerización.

Se ha citado (E-5) un mecanismo que no es en cadena y que comprende un intermediario de transición, que es aplicable a la formación de clorato en una solución de hipoclorito de sodio.

$$ClO^- + H^+ \overset{k_1}{\underset{k_2}{\rightleftharpoons}} HClO$$

$$2HClO \overset{k_3}{\underset{k_4}{\rightleftharpoons}} H_2Cl_2O_2$$

$$ClO^- + H_2Cl_2O_2 \xrightarrow{k_5} ClO_3^- + 2H^+ + 2Cl^-$$

Suponiendo que la concentración del complejo de transición hipotético $H_2Cl_2O_2$ es constante y mucho menor que la de HClO, la velocidad de desaparición de ClO^- se convierte en

$$-r = ac^2C/(1 + bC)$$

en donde $a = 3k_3k_5/k_4$, $b = k_5/k_4$, c es la suma de las concentraciones de HClO y $H_2Cl_2O_2$, mientras que C es la concentración de ClO^-.

La oxidación del alcohol isopropílico catalizada con ácido (E-6) obedece a un mecanismo que produce intermediarios iónicos:

$$ROH_2^+ + H_2O_2 \rightarrow ROH + H_3O_2^+$$

$$H_3O_2^+ \rightarrow HO^+ + H_2O$$

$$HO^+ + ROH \rightarrow H^+ + HO\cdot + RO\cdot$$

$$HO^+ + ROH \text{ (o } H_2O_2) \rightarrow H^+ + \text{ varios compuestos orgánicos}$$

Los intermediarios moleculares son en general muy reactivos y tienen vidas extremadamente cortas, pero se pueden detectar por medio de técnicas especiales.

Ejemplos de verificación de mecanismos de reacción Varios de los métodos utilizados para establecer mecanismos de reacción y ecuaciones de velocidad se describen en los artículos originales mencionados en el párrafo anterior. Además, los libros de Hougen y Watson (E-7), Frost y Pearson (A-1) y Levenspiel (B-10) son fuentes en las que se encontrarán explicaciones minuciosas del mismo tema. Una publicación reciente de Kittrell y Hunter (E-8) en la que se describen métodos estadísticos para la formulación de modelos de reacciones químicas constituye otro magnífico medio de consulta.

Derivación de la ecuación de velocidad Cuando el mecanismo de una reacción parece ser simple, la expresión de velocidad se puede derivar a partir de datos cinéticos experimentales ya sea por el método integral o diferencial que se verán a continuación (condición isotérmica). La recopilación de datos experimentales se puede efectuar ya sea por medio de un reactor discontinuo o de flujo. El primero se emplea casi siempre en reacciones homogéneas debido a su simplicidad y versatilidad, en tanto que las reacciones heterogéneas se estudian por lo común en un reactor de flujo.

Los datos cinéticos que indican la extensión de la reacción a temperatura constante se derivan siguiendo la variación de la concentración de un componente específico en función del tiempo (reactor discontinuo) o en función de la ubicación (reactor de flujo). Las propiedades físicas y otras variables que guardan cierta relación con el desarrollo de la reacción también se pueden utilizar (véase el análisis en "Técnicas y equipo para análisis y monitoreo").

El manejo de los datos cinéticos del reactor discontinuo varía, dependiendo de si éstos se han obtenido en condiciones de volumen constante o de volumen variable. En un sistema de reacción homogéneo a volumen constante, la velocidad de reacción se define sencillamente a través de la ecuación (4-1*b*):

$$r_A = dC_A/d\theta \tag{4-1b}$$

Por otro lado, cuando el volumen V de la mezcla de reacción cambia durante el desarrollo del mecanismo, la forma de la expresión de la velocidad de reacción expresada en concentraciones toma cierto grado de complejidad. Partiendo de la ecuación (4-1*a*) se puede demostrar que

$$-r_A = \frac{C_A}{V}\frac{dV}{d\theta} + \frac{dC_A}{d\theta} \tag{4-37}$$

implicando que las variaciones del volumen y la concentración con el tiempo se deben determinar en forma experimental. En consecuencia, es evidente que la integración de la expresión de velocidad del orden más simple sería muy complicada en condiciones de volumen variable.

La dificultad para manejar datos cinéticos en condiciones de volumen variable se alivia un tanto siguiendo el planteamiento propuesto por Levenspiel (B-10). La técnica supone que el volumen V debe guardar una relación lineal con la conversión, y utiliza la conversión fraccionaria x_A como variable, en lugar de C_A. Por tanto,

$$V = V_0(1 + \varepsilon_A x_A) \tag{4-38}$$

en donde V_0 es el volumen inicial de la mezcla de reacción y ε_A se define como el cambio fraccionario registrado en V entre la conversión nula y la completa.

$$\varepsilon_A = (V_{x_A=1} - V_{x_A=0})/V_{x_A=0} \tag{4-39}$$

Por ejemplo, el valor de ε_A para una reacción gaseosa $2A \rightarrow 3B$ en condiciones isotérmicas, es

$$\varepsilon_A = (3 - 2)/2 = 0.5$$

Cuando la misma reacción se inicia con un volumen de gas inerte (I) por dos volúmenes de A,

$$2A + I \rightarrow 3B + I \qquad \varepsilon_A = (4 - 3)/3 = \tfrac{1}{3}$$

Es preciso observar que $V_{x_A=1}$ y $V_{x_A=0}$ no se pueden calcular partiendo de la estequiometría de reacciones en fase líquida.

Con el parámetro ε_A la definición de la velocidad de reacción, ecuación (4-1*a*), se convierte, para el caso de volumen variable, en

$$-r_A = -\frac{1}{V}\frac{dN_A}{d\theta} = -\frac{1}{V_0(1 + \varepsilon_A x_A)}\frac{d}{d\theta}N_{A0}(1 - x_A)$$

o bien $$-r_A = \frac{C_{A0}}{1 + \varepsilon_A x_A}\frac{dx_A}{d\theta} \tag{4-40}$$

Método integral (volumen constante) Este método de análisis de datos principia con la suposición de un modelo de reacción simple, de la índole de los que aparecen en la tabla 4-1. Por ejemplo, considérese un modelo elemental de reacción de segundo orden,

$$2A \rightarrow \text{Productos}$$

Si la condición isotérmica es válida, la expresión de velocidad se transforma en

$$-r_A = -dC_A/d\theta = kC_A^2 \tag{4-41}$$

y la ecuación de velocidad integrada que se indica en la lista se puede utilizar en forma directa. En consecuencia,

$$k\theta = 1/C_A - 1/C_{Ao} \tag{4-42}$$

Hay dos maneras de utilizar esta ecuación para comprobar el modelo propuesto. La primera de ellas consiste en calcular los valores de k a varios valores experimentales de C_A y θ. La constancia de los valores de k calculados de esta manera confirmará que el modelo supuesto (cinética de segundo orden en este caso) es el correcto. Lo contrario indica un modelo de reacción diferente. Otra posibilidad disponible es el método gráfico que consiste en trazar la curva de $1/C_A - 1/C_{Ao}$ en función del tiempo θ. Puesto que la pendiente de esta gráfica es el valor de k, una línea bastante recta implicará que el modelo supuesto es correcto.

Algunas otras de las reacciones de órdenes simples incluidas en la tabla 4-1 se pueden analizar aplicando una técnica similar a la antes descrita. El método integral se utiliza para analizar un conjunto de datos cinéticos dispersos, pero que pueden seguir un mecanismo relativamente simple.

El análisis de datos cinéticos para los tipos de reacciones complejas resumidas en la tabla 4-2 es más elaborado que el que se seguiría para las reacciones de la tabla 4-1. No obstante, se puede intentar la aplicación del mismo método. Por ejemplo, véase la reacción reversible de primer orden: $A \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} B$. Se considera que este mecanismo es válido si la gráfica de los datos comprendidos en la forma $[(C_{Ao} - C_{Ae})/(C_A - C_{Ae})]$ en función de θ da una línea recta. En este caso, la pendiente es igual a $k_1 + k_2$ que, combinada con la constante de equilibrio $K = k_1/k_2$, da los valores de k_1 y k_2.

Método integral (volumen variable) La base de este método es la ecuación de velocidad integrada que contiene el parámetro γ_A definido por la ecuación (4-39). Incluso con esta simplificación, la integración de la ecuación de velocidad es más compleja que en el caso de volumen constante para el mismo modelo de la reacción.

La forma general de la ecuación de velocidad integrada se deriva de la ecuación (4-40),

$$\theta = C_{Ao} \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{(1 + \gamma_A x_A)(-r_A)} \tag{4-43}$$

en donde $-r_A$ es la expresión de velocidad para el modelo de reacción que se está probando. Para una reacción de primer orden expresada en términos de velocidad de desaparición del componente A,

$$-r_A = kC_A = k\frac{N_A}{V} = k\frac{N_{Ao}}{V_0}\frac{1 - x_A}{1 + \gamma_A x_A} = kC_{Ao}\frac{1 - x_A}{1 + \gamma_A x_A}$$

Sustituyendo esta expresión en la ecuación (4-43)

$$k\theta = -\ln(1 - x_A) \tag{4-44}$$

De la misma manera, para una reacción de segundo orden,

$$kC_{Ao}\theta = \gamma_A \ln(1 - x_A) + (1 + \gamma_A)\frac{x_A}{1 - x_A} \tag{4-45}$$

y para una reacción de orden cero,

$$k\theta = (C_{Ao}/\gamma_A)\ln(1 + \gamma_A x_A) \tag{4-46}$$

De este punto en adelante, los pasos para verificar el modelo de reacción propuesto son los mismos que se aplican al caso de volumen constante.

Método diferencial Esta técnica utiliza directamente la expresión de velocidad diferencial para evaluar el modelo de reacción supuesto. El método sirve para manejar mecanismos complejos o cuando la integración de la expresión de velocidad es difícil. Sin embargo, los datos utilizados en este método deben ser más precisos y amplios que los que se aplican al método integral.

El principio general del método diferencial para resolver una expresión de velocidad de n-ésimo orden, por ejemplo, consiste en reacomodar (en condiciones de volumen constante) la ecuación:

$$-r_A = -dC_A/d\theta = kC_A^n \tag{4-47}$$

en la siguiente expresión: $\log(-dC_A/d\theta) = \log k + n \log C_A$ (4-48)

Los valores de la derivada $dC_A/d\theta$ se evalúan partiendo de datos experimentales por medio de métodos gráficos o numéricos. Las diferencias finitas $\Delta C_A/\Delta\theta$ con intervalos pequeños de $\Delta\theta$ pueden utilizarse asimismo para calcular valores aproximados de $dC_A/d\theta$. Una gráfica de dC_A/θ en función de C_A en las coordenadas log-log daría una línea recta si el modelo de reacción supuesto es del n-ésimo orden. A continuación, los valores de k y n se determinan partiendo de la gráfica resultante.

El método anterior puede aplicarse a una reacción del tipo $A + B \rightarrow$ productos, cuando se emplean concentraciones inicialmente equimolales de A y B, ya que

$$-r_A = kC_A^a C_B^b = kC_A^{a+b} = kC_A^n \tag{4-49}$$

Una vez que este mecanismo de reacción se ha confirmado y se determinan los valores n y k, el orden con respecto a los reactivos individuales a y b se calcula como sigue:

$$-r_A = kC_A^a C_B^{n-a} = kC_B^n(C_A/C_B)^a \tag{4-50}$$

o bien, $$\log(-r_A/kC_B^n) = a \log(C_A/C_B) \tag{4-51}$$

El orden a se encuentra trazando la gráfica de la ecuación (4-51) en coordenadas log-log, y b se calcula como la diferencia entre n y a.

Si este método no se ajusta a los datos cinéticos experimentales dentro de los límites de error experimental normales, es probable que se requiera un mecanismo complejo. En este caso, la información parcial sobre el mecanismo se obtiene desarrollando la reacción en un grado muy limitado (es decir, una conversión muy baja del reactivo). Existen dos métodos basados en este principio. Por ejemplo, supóngase que el mecanismo de reacción

$$A + B \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} D + E \qquad D + A \xrightarrow{k_3} \text{producto}$$

se representa mediante la expresión de velocidad

$$-r_A = -\frac{dC_A}{d\theta} = \frac{k_1 k_3 C_A^2 C_B + k_3 C_D}{k_3 C_A + k_2 C_E} \tag{4-52}$$

Método 1. *Método de la velocidad inicial.* Cuando se tienen diferentes concentraciones iniciales de los reactivos, las velocidades de reacción se determinan cuando ésta ha progresado hasta un desarrollo limitado tal que las concentraciones de los productos C_D y C_E puedan desdeñarse. Entonces, según la ecuación (4-52),

$$-r_A = k_1 C_A C_B \tag{4-53}$$

La confirmación de esta expresión de velocidad y la evaluación de k_1 se realizan siguiendo los pasos descritos por las ecuaciones (4-49) a la (4-51). Como se observa en este ejemplo, el método de velocidad inicial sirve para hacer una selección preliminar entre varios mecanismos. Sin embargo, el mecanismo completo no se puede establecer aplicando sólo este método.

Método 2. Este es una modificación del método 1. Una vez más, basándose en el mismo ejemplo, el primer conjunto de datos de velocidad inicial se obtiene cuando están presentes sólo los reactivos A y B. Luego se efectúa otra serie de corridas principiando sólo con los compuestos D y E, con el fin de recabar el segundo conjunto de datos de velocidad inicial para la reacción inversa. El primer conjunto de datos dará la ecuación (4-53), mientras que el segundo corresponde a

$$-r_D = (k_3/k_2)(C_D/C_E) \tag{4-54}$$

puesto que C_A y C_B son extremadamente bajos en el segundo conjunto de mediciones de velocidad inicial. Ejemplos de la aplicación del método de velocidad inicial en los estudios cinéticos relacionados con los procesos industriales se encuentran en la referencia E-9.

Estas explicaciones se basan en el caso de volumen constante, pero se puede aplicar la misma técnica a reacciones en condiciones de volumen variable. La única modificación requerida en tal caso es utilizar la velocidad expresada por la ecuación (4-40) (en lugar de $dC_A/d\theta$), si la ecuación (4-38) es válida.

Método empírico Cuando el mecanismo de reacción es difícil de determinar, conviene aplicar un método empírico. Una técnica basada en este método incluye la resolución puramente matemática del método de "ajuste de curvas".

Este modelo determina primero una forma adecuada de la ecuación empírica, por ejemplo, la forma lineal simple ($y = a + bx$) la expresión logarítmica ($y = c + ax^n$), la semilogarítmica ($y = ae^{bx}$), la recíproca [$y = x/(a + bx)$], etc. La forma de la ecuación empírica se determina mediante la técnica de prueba y error la cual a menudo incluye el trazado gráfico de los datos cinéticos en distintas clases de papeles para gráficas en un intento de obtener una línea recta.

La siguiente etapa consiste en evaluar las constantes de la ecuación empírica para satisfacer los datos, cosa que se logra en forma gráfica o analítica, ya sea por el método de los promedios o el de los mínimos cuadrados. En la referencia E-10 se presenta un análisis comprensivo del desarrollo de las correlaciones empíricas a partir de los datos de factores múltiples, que incluye un análisis estadístico de los errores y bondades del ajuste. Además, se analiza el empleo de los programas de computadora, para facilitar el procedimiento de ajuste de la curva.

Se encontrarán detalles más minuciosos sobre la verificación de mecanismos y la derivación de ecuaciones de velocidad en los libros de Frost y Pearson (A-1), Levenspiel (B-10), Walas (E-11), Smith (A-29), Hougen y Watson (E-7) y Hill (E-12).

Evaluación de la constante de velocidad y de los parámetros de Arrhenius

Constante de velocidad En el caso de reacciones simples (p.ej., la tabla 4-1), el cálculo de la constante de velocidad es bastante directo una vez que se ha confirmado la expresión de velocidad mediante cualquiera de los métodos antes descritos. La constante de velocidad k se determina tomando un promedio de los valores calculados en los puntos experimentales individuales, utilizando ya sea la forma integrada o la diferencial de la ecuación de velocidad. El método gráfico se puede utilizar de la misma manera para calcular la constante de velocidad como la pendiente de la línea recta, cuando los datos experimentales se representan gráficamente de acuerdo con la ecuación de velocidad integrada que se indica en la tabla 4-1. Si la gráfica se traza en coordenadas logarítmicas basándose en una ecuación de velocidad diferencial del género de la ecuación (4-48), el valor de k se obtiene en la misma gráfica.

En reacciones complejas, puesto que hay más de una constante de velocidad, no existe un método general simple que permita evaluar todas las constantes de velocidad, y cada reacción deberá tratarse con un método especial. Por ejemplo, en el caso de reacciones reversibles (véase la tabla 4-2), las constantes de velocidad directa e inversa se determinan mediante una técnica similar a la que se utiliza para reacciones simples, a condición de incorporar la constante de equilibrio a la expresión de velocidad [véase el ejemplo en el último párrafo de la subsección "Método integral (volumen constante)"].

Parámetros de Arrhenius Estos parámetros incluyen la energía de activación E y el factor de frecuencia A que caracterizan a la ecuación de Arrhenius

$$k = Ae^{-E/RT} \tag{4-3}$$

Aunque la ecuación (4-3) data de hace aproximadamente 90 años, previó el efecto de la temperatura en la constante de velocidad (para reacciones simples) de una manera tan exacta, que sigue aplicándose con mucha frecuencia en gran número de problemas de cinética de las reacciones.

Se han propuesto expresiones más complejas para perfeccionar la ecuación de Arrhenius, derivándolas de diversas teorías, como la de colisión y la del estado de transición. Generalmente, estas expresiones adoptan la siguiente forma:

$$k = k_0 T^m e^{-E/RT} \tag{4-55}$$

El valor de m va de 0 a 3 o 4. Para la mayor parte de las reacciones, el efecto del término exponencial llega a ser tan grande en comparación con el término T^m que la ecuación (4-55) se reduce esencialmente a la ecuación (4-3).

Los parámetros de Arrhenius, E y A, se evalúan partiendo de mediciones de las constantes de velocidad a varias temperaturas. Hay dos métodos que se utilizan más comúnmente. Uno de ellos es hacer la gráfica de la ecuación (4-3) como se indica en la figura 4-3 y calcular el valor de E a partir de la pendiente de la recta. Esto se basa en la siguiente ecuación derivada de la (4-3):

$$\ln k = \ln A - E/RT \tag{4-56}$$

A continuación se calcula el valor de A partiendo de la ecuación (4-3). Una desviación significativa en la relación con la gráfica de una recta implica que la reacción es compleja,

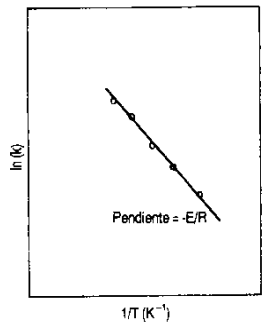


FIG. 4-3 Gráfica de la ecuación de Arrhenius.

En el segundo método, E se calcula directamente partiendo de parejas adyacentes de k y T, resolviendo simultáneamente dos conjuntos de la ecuación de Arrhenius

$$k_1 = Ae^{-E/RT_1} \qquad \text{y} \qquad k_2 = Ae^{-E/RT_2}$$

Según las dos ecuaciones anteriores,

$$E = \frac{R \ln (k_2/k_1)}{1/T_1 - 1/T_2} \tag{4-57}$$

A se calcula partiendo de los valores de E, como se hizo antes. Estudios más detallados sobre los métodos para la estimación de los parámetros de la velocidad son presentados por Benson (E-13).

Identificación de las etapas que controlan la velocidad Como se explicó previamente (véase la exposición, bajo el título "Principios de la cinética de las reacciones"), las etapas o pasos que controlan la velocidad pueden tener una naturaleza física o química y se determinan tanto en reacciones homogéneas complejas como en heterogéneas.

Reacciones homogéneas complejas La presencia de un paso que controla la velocidad en este tipo de reacción se identifica mediante las pruebas cinéticas que pueden obtenerse siguiendo la formación y desaparición de compuestos intermedios tanto como de los productos finales. Se han utilizado varias técnicas experimentales para lograr esta tarea, incluyendo el análisis químico por vía húmeda normal, técnicas con rastreadores radiactivos, el método de resonancia, la espectrofotometría y otros (véase la subsección "Técnicas y equipo para análisis y monitoreo"). La elección de la técnica apropiada depende de las clases de reacción e intermedios de que se trate. Por ejemplo, la técnica de resonancia del espín electrónico es capaz de medir la concentración de radicales libres y también permite identificar la estructura de los mismos. La bibliografía citada en la explicación comprendida en la subsección antes mencionada

yen "Verificaciónde1 mecanismo" debe consultarse cuando se requiere una información más detallada sobre cómo identificar las etapas que controlan la velocidad a través de diferentes técnicas.

Reacciones heterogéneas Se ha demostrado que las reacciones heterogéneas manifiestan en general un comportamiento más complejo que las homogéneas, debido a la interacción que existe entre los procesos físicos y químicos. La situación se complica más aun cuando se trata de reacciones catalíticas fluido-sólido. Así, pues, es más complicado identificar los pasos que controlan la velocidad en estas reacciones que en las de índole homogénea.

Considérese una reacción fluido-sólido simple del tipo

$$aA\ (\text{fluido}) + bB\ (\text{sólido}) \rightarrow \text{productos}$$

La reacción es de primer orden con respecto al fluido A y no se forman cenizas en la superficie del sólido. Por tanto, la velocidad de la reacción química r_A, basándose en la unidad de área superficial de B, es

$$-r_A = k_s C_{As} \tag{4-58}$$

y la velocidad de transferencia de masa de A pasando de la película de fluido por difusión a la superficie de B, es

$$-r_d = k_m(C_{Am} - C_{As}) \tag{4-59}$$

en donde C_{As} y C_{Am} son las concentraciones de A en la entrecara y en el seno del fluido, respectivamente, k_s es la constante de velocidad de reacción basada en la unidad de área y k_m es el coeficiente de transferencia de masa. En condiciones de estado estacionario, $-r_A = -r_d$, de lo que se infiere que

$$C_{As} = \frac{k_m}{k_m + k_s} C_{Am}$$

Esta expresión y cualquiera de las dos ecuaciones antes citadas dan

$$-r_A = -r_d = -\bar{r} = \frac{k_s k_m}{k_s + k_m} C_{Am} \tag{4-60}$$

La ecuación (4-60) indica que, cuando $k_s >> k_m$,

lo que implica que la transferencia de masa es el paso que controla la velocidad. Por otro lado, si $k_m >> k_s$,

$$-\bar{r} = k_m C_{Am}$$

lo que significa que la reacción química está controlando el proceso global.

Hay muchas reacciones heterogéneas importantes desde el punto de vista industrial, que se caracterizan por una mayor complejidad que la del ejemplo que se acaba de ver. A continuación se presenta un resumen de las normas cualitativas simplificadas que se utilizan generalmente para establecer un programa experimental y evaluar los resultados.

1. *Control mediante la reacción química*: *a*) Una serie de corridas experimentales a diferentes temperaturas revela a menudo si una reacción química es controlante o no. Esto se basa en la observación de que casi todas ellas son considerablemente más sensibles a cambios de temperatura que los procesos físicos. *b*) La velocidad de flujo de un fluido y los tamaños de partículas (de sólidos en reacción fluido-sólido, y de la fase dispersa en reacciones fluido-fluido) tienen, casi siempre, un efecto mucho menos pronunciado en la reacción química que en la transferencia de masa.

2. *Control mediante la transferencia de masa*: Este fenómeno se identifica casi siempre a través de experimentos que utilizan varios tamaños de partículas y velocidades de flujo de un fluido y/o grados distintos de agitación. En reacciones fluido-sólido, cuando se forma una capa de cenizas muy adherente (producto sólido más material inerte) sobre el sólido, la resistencia de dicha capa predomina usualmente sobre la resistencia de la película de fluido. No obstante, un aumento marcado en la velocidad del proceso global con una velocidad de fluido creciente indicará que la transferencia de masa a través de la película de fluido es la que ejerce el control.

3. *Cambio en las etapas de control de velocidad*: Las etapas que controlan la velocidad pueden cambiar durante el curso de la reacción y superponerse en determinadas etapas. Esta situación podría deberse tanto a cambios en la composición de la mezcla reaccionante como en los tamaños de partícula, sufridos durante el desarrollo de la reacción.

Los pasos que controlan la velocidad en reacciones catalizadas con sólidos se han mencionado en forma sucinta (véase "Catálisis heterogénea" y la exposición subsecuente). Los artículos de Corrigan (E-9), y Hougen y Watson (E-7) y Levenspiel (B-10) se ocupan de este tema con mayor amplitud.

MÉTODOS DE ESCALAMIENTO

Se ha reconocido en general que el diseño de un reactor químico a escala comercial, que constituye el corazón de una planta química, es imposible de lograr aplicando tan sólo un método puramente teórico. Por principio de cuentas, debe disponerse por lo menos de datos de laboratorio y/o planta piloto de las reacciones comprendidas. El procedimiento de escalamiento o aumento progresivo satisfactorio puede requerir un método empírico escalonado en el que el tamaño del reactor se vaya incrementando en forma sucesiva, teniendo como meta final el tamaño comercial deseado. Este método implica gastos de tiempo y de dinero antes de lograr la construcción de una planta a escala comercial.

Básicamente, la velocidad de una reacción química determinada no depende del tamaño y la estructura de un reactor; pero la velocidad de la reacción química sí está infuenciada por procesos físicos como la transferencia de masa y la transferencia de calor,, que generalmente se controlan a través del tamaño y la estructura del reactor. Por ende, la reacción química se ve afectada de manera indirecta por el tipo y la escala del reactor en una forma que rara vez puede predecirse sobre una base cuantitativa. Esos efectos pueden generar un cambio en la velocidad global de la misma reacción, en una distribución de producto distinta o en ambos aspectos.

Manejar una relación compleja entre la velocidad global de reacción y el tipo y tamaño del reactor por el método empírico convencional de escalamiento, sería muy costoso y requeriría mucho tiempo. En consecuencia, se han propuesto varios métodos semiempíricos alternativos que pueden resolver en parte este problema. Entre ellos están el de la similitud química (similitud dimensional aplicada a reacciones químicas) y el método de formulación de modelos matemáticos que se facilita gracias a la disponibilidad de computadoras de alta velocidad. Estos métodos no dejan de necesitar datos cinéticos básicos a escala de laboratorio y/o estudios a escala de planta piloto, tanto como de la experiencia práctica.

Similitud química Damköhler (F-1) fue quien desarrolló originalmente esta técnica que fue ampliada por algunos otros, incluyendo a Bosworth (F-2). Walas (E-11) presentó una versión condensada del análisis de Bosworth sobre la similitud química.

Las bases de este método son varios grupos carentes de dimensiones que se derivaron al aplicar las leyes de conservación de la masa, cantidad de movimiento -o ímpetu- y energía al sistema de la reacción química. Para ilustrar los principios del método, Walas hizo las siguientes suposiciones de simplificación:

1. El sistema de reacción en estudio es un mecanismo de primer orden en fase gaseosa del tipo $A \rightarrow 2B$.

2. El análisis de las leyes de conservación se basa en una unidad de volumen de un reactor cilíndrico circular de radio $\bar{R}$ y longitud L.

3. Prevalece la condición de estado estacionario, es decir, no hay acumulación de masa, ímpetu o energía con respecto al tiempo.

Al introducir las suposiciones anteriores a las ecuaciones diferenciales parciales (F-2) que describen la conservación de masa, la cantidad de movimientos, o ímpetu, y la energía, se derivan siete grupos adimensionales que son los que aparecen en la tabla 4-9. Los valores de estos grupos para un reactor modelo y un reactor prototipo deben ser los mismos para que satisfagan la condición de similitud.

TABLA 4-9 Grupos adimensionales en reacciones químicas*

Reacción homogénea	Reacción heterogénea	Nombre del grupo
(*a*) $\frac{rL}{uC}$	(*h*) $\frac{r}{SC}$	Damköhler
(*b*) $\frac{r\bar{R}^2}{DC}$	(*i*) $\frac{rD_p^2}{DC}$	
(*c*) $\frac{u}{rL\,\Delta V}$	(*j*) $\frac{S}{r\,\Delta V}$	
(*d*) $\frac{\bar{R}u\rho}{\mu}$	(*k*) $\frac{D_pSL\rho}{\mu}$	Reynolds
(*e*) $\frac{C_pu\bar{R}^2\rho}{\lambda L}$	(*l*) $\frac{c_pS\rho\bar{R}^2}{\lambda + \frac{4}{3}D_p\rho\sigma T^3}$	Peclet
(*f*) $\frac{Qr\bar{R}^2}{\lambda\,\Delta T}$	(*m*) $\frac{Qr\bar{R}^2}{(\lambda + \frac{4}{3}D_p\rho\sigma T^3)\Delta T}$	
(*g*) $\frac{Qr}{\Delta T(4a\varepsilon\sigma T^3 - C_p\rho r\,\Delta V)}$	(*n*) $\frac{Qr}{C_p\rho r\,\Delta V\,\Delta T}$	

*Tomado de Walas *Reaction Kinetics for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, New York, 1959.

Toda la nomenclatura señalada en la tabla 4-9 es congruente con la explicación anterior. C es la concentración en mol/m^3 (mol/ft^3); L es la longitud de reactor en m (ft); u es la velocidad en m/s (ft/s); r es la velocidad de reacción expresada en mol/(s · m^3)[mol/(s · ft^3)]; $\bar{R}$ es el radio del reactor en m (ft); D es la difusividad en m^2/s (ft^2/s); ΔV es el cambio de volumen por unidad de desaparición del reactivo para el que r se escribe en m^3/mol (ft^3/mol); ρ es la densidad expresada en kg/m^3 (lb/ft^3); μ es la viscosidad en N/(m · s)[lbf/(ft · s)]; C_p es la capacidad calórica en J/(kg · K)[Btu/lb·°F)]; λ es la conductividad térmica en J/(s m^2)(K/m) [Btu/(s · ft^2)(°F/ft)]; ΔT es la diferencia de temperatura respecto a la de la pared expresada en K; Q es el calor generado por la reacción, dado en J/mol (Btu/mol) reaccionado; D_p es el diámetro de la partícula en m (ft); S es la velocidad espacial con las unidades de s^{-1}; a es el área de la pared por unidad de volumen de reactor en m^{-1} (ft^{-1}); σ es la constante de proporcionalidad equivalente a 57.75 kJ/(s · m^2 · K^4)[0.484 Btu/(s · ft^2 · °F^4) y ε es la emisividad o la capacidad de absorción de la pared del reactor, y carece de dimensiones.

En la tabla 4-9, los grupos (*a*) y (*h*) representan la relación del tiempo promedio necesario para que la mezcla de reacción fluya a través del reactor, a la vida media de un componente reaccionante. El grupo (*b*) se interpreta como la relación entre el tiempo promedio requerido para que las moléculas reaccionantes se difundan a lo largo del reactor y la vida media de un componente reaccionante. El grupo (*i*) tiene un significado similar al de (*b*) en el caso de un reactor heterogéneo. El término $^4/_3D_p\sigma T^3$ es la relación entre la contribución hecha por la radiación térmica a la conductividad térmica eficaz.

El escalamiento confiable de un reactor químico por medio de la similitud dimensional se limita, en general, a los sistemas reaccionantes relativamente sencillos, por ejemplo, las reacciones homogéneas de primer orden. En general, resulta poco práctico, si no imposible, tener una similitud dimensional completa en un sistema químico. Esto se atribuye sobre todo a la imposibilidad de alcanzar una condición tal que la velocidad global de una reacción química desarrollada en reactores a escalas totalmente distintas pueda sujetarse a la influencia de parámetros físicos en la misma medida. Esta situación es factible sólo en el caso de una reacción rápida, de tal modo que la velocidad global se controle mediante el proceso de velocidad física (es decir, transferencia de masa, transferencia de calor, etc.) Sin embargo, en este caso, la importancia de la similitud química (de grupos adimensionales que contienen parámetros de velocidades de reacción) disminuye y la similitud dinámica y/o termodinámica (de grupos que contienen propiedades de fuerza y/o naturaleza térmica) desempeñan el papel preponderante. Por otro lado, cuando la reacción química ofrece la mayor resistencia en la velocidad global, la similitud química (esto es, del grupo de Damköhler en particular) adquiere mayor importancia.

La similitud dimensional parcial se logra también en condiciones especiales como las que se indican en la tabla 4-10, para las que algunos grupos adimensionales pueden omitirse. Debe hacerse notar que la importancia relativa de los grupos sin dimensiones señalados en la tabla 4-9 pueden cambiar según las condiciones de operación vigentes. Esto se aplica sobre todo con respecto a la temperatura.

TABLA 4-10 Casos especiales que requieren una similitud limitada*

Condición	Grupos adimensionales de la tabla 4-9 que pueden omitirse: Homogéneos	Heterogéneos
Discontinuo o poca velocidad de flujo	*a, c, d, e*	*h, j, k, l*
Poca resistencia difusional	*b*	*i*
Volumen constante	*c, g*	*j, n*
Pequeña transferencia de calor por radiación	*g*	*n*
Adiabática, con poco calor de reacción	*f, g*	*m, n*

*Tomado de Walas, *Reaction Kinetics for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, New York, 1959.

Puesto que la similitud dimensional completa es casi imposible, el resultado neto de exigir similitud química es fijar de modo automático la geometría del reactor y otros parámetros físicos sin satisfacer por completo otros aspectos de similitud dimensional. Rase (D-1) y Carberry (B-8) han preparado buenos estudios sobre el tema del escalamiento progresivo mediante la similitud dimensional para reactores homogéneos y heterogéneos. Igualmente describen las limitaciones de esta técnica y métodos de simplificación.

Formulación de modelos matemáticos Una de las desventajas del método de similitud dimensional es que no revela datos cuantitativos directos sobre los mecanismos detallados en relación con los diferentes procesos de velocidad de que se trata. Así, pues, generalmente no se recomienda efectuar la extrapolación de los resultados derivados de la similitud dimensional.

Esta desventaja se puede contrarrestar utilizando leyes básicas de procesos de velocidad física y química para describir en lenguaje matemático el funcionamiento del reactor. El modelo matemático resultante consta generalmente de un conjunto de ecuaciones diferenciales que a menudo son tan complejas, que son imposibles de resolver por métodos analíticos. No obstante, la solución del modelo matemático derivado puede lograrse a menudo recurriendo a la simulación del modelo con computadoras analógicas o digitales, o bien, con ambas. El éxito de este método está regido no sólo por lo completo y seguro que pueda ser el modelo matemático, sino también por la abundancia y la exactitud de los datos experimentales básicos de que se dispone.

Pasos que deben seguirse para hacer escalamientos mediante la formulación de modelos matemáticos No existe ningún procedimiento rígido para el escalamiento de un reactor químico mediante la formulación de un modelo matemático. Las etapas que deben seguirse varían de un caso específico a otro. Sin embargo, en un artículo reciente de Boreskov y Slin'ko (F-3), se presenta un ejemplo del método para lograr un escalamiento de un reactor por medio de la formulación de un modelo. Otros ejemplos para casos específicos se encuentran en publicaciones como las de Carberry (B-8) y Rase (F-4).

Considérese el problema del escalamiento de un reactor catalítico que tiene un lecho fijo de catalizadores sólidos. Las etapas secuenciales que pueden aplicarse al caso se resumen en los siguientes párrafos.

Formulación de las expresiones matemáticas. Los diferentes procesos comprendidos en las reacciones catalíticas del lecho fijo son representados mediante descripciones matemáticas derivadas de las leyes básicas de los procesos de velocidad física y química.

Puesto que el tamaño, la estructura porosa y las superficies internas de los gránulos del catalizador desempeñan papeles importantes en la reacción, primero se deriva un modelo de proceso para un solo gránulo. Esto podrá lograrse por medio de análisis de datos experimentales de laboratorio para diferentes tamaños de partículas en comparación con el análisis de la estructura porosa, si se conoce. A continuación se selecciona la estructura porosa, el tamaño y la forma óptimas del gránulo de catalizador, tomando en cuenta factores como el costo y la actividad del mismo, y la resistencia hidráulica.

Luego se formula la descripción matemática del proceso para una capa de gránulos de catalizador, basándose en el modelo de proceso para un solo gránulo del mismo e incorporando las correcciones necesarias para la falta de uniformidad de la temperatura y las concentraciones de la mezcla de reacción en toda la capa.

Optimización del proceso. En esta etapa, los métodos matemáticos de optimización (véase la Secc. 2) se emplean para determinar condiciones teóricas óptimas para todo el lecho de catalizador, en relación con una cantidad de parámetros clave, como son temperatura, presión y composición. Estos métodos de optimización se relacionan con frecuencia con la conversión y distribución del producto. Sin embargo, las restricciones desde el punto de vista técnico, por ejemplo, el límite de la temperatura, los límites explosivos para la composición de la mezcla de reacción, etc., se deben tomar en cuenta con igual interés. Conviene consultar también los recientes artículos de revisión (D-34, F-5) que se ocupan de varios métodos de optimización tal como se aplican a distintos procesos químicos y problemas de diseño de reactores.

Selección preliminar de tipos de reactor. En general, las condiciones óptimas establecidas en la etapa anterior no se satisfacen con exactitud en los reactores reales. Por ende, la selección del tipo de reactor se hace de una manera tan aproximada a las condiciones óptimas como sea posible. Es precisamente con este propósito que se derivan modelos matemáticos del proceso en diversas clases de reactores. A continuación se comparan las condiciones óptimas de un parámetro seleccionado (p.ej., el perfil de temperatura) con las que se calculan partiendo de expresiones matemáticas para diferentes reactores, y el tipo de reactor que más se acerque a las condiciones óptimas es el que se seleccionará.

Por ejemplo, en la oxidación del etileno para producir óxido de etileno, la programación de la temperatura óptima consistiría en incrementarla de acuerdo con el grado de conversión. Esta condición se impone para reducir al mínimo la combustión completa del etileno, la cual requiere gran energía de activación. Un tipo de reactor catalítico de lecho fijo que puede acercarse a este programa de temperatura sería aquel que contara con lechos catalíticos alternados con intercambiadores de calor. Debe observarse que es necesario determinar las condiciones de operación del reactor para lograr el beneficio máximo, ya que las condiciones óptimas de operación del reactor pueden entrar en conflicto con la economía general de la planta.

Estabilidad del proceso y sensibilidad paramétrica. La estabilidad de un reactor químico para un proceso exotérmico se relaciona con la condición de que la velocidad con la cual el calor es eliminado sea igual o mayor con la que el calor es generado por la reacción y para la cual tanto la temperatura como la concentración no tienen tendencias a oscilar con amplitudes crecientes. La estabilidad es uno de los factores importantes para elegir el reactor, y se determina cualitativamente utilizando el modelo matemático del reactor (F-3).

Bilous y Amundson (F-6) analizaron la sensibilidad paramétrica para la condición de un reactor químico en la que el comportamiento térmico es muy sensible a cambios pequeños en los parámetros del proceso. Por ejemplo, una variación leve en la concentración de dosificación o en la temperatura de entrada del reactor puede provocar un cambio notable en el perfil de temperatura del mismo. La sensibilidad paramétrica del reactor se determina por medio de descripciones matemáticas del proceso.

Se obtendrán informes más completos sobre la estabilidad y la sensibilidad paramétrica de reactores químicos en las referencias (B9, D-34, F-5, F-6, F-7 y F-8).

Selección final del sistema de reactor. En esta etapa se incorporan tanto consideraciones técnicas como económicas a los resultados de los pasos anteriores, con el propósito de llegar a una decisión final respecto al sistema de reactor, así como del tamaño del reactor experimental y sus condiciones de funcionamiento. Los datos obtenidos del reactor experimental se utilizarán para efectuar las correcciones apropiadas en el modelo matemático derivado en los pasos precedentes. En este punto, quizá sea conveniente hacer una revisión de las etapas previas para corroborar los resultados anteriores.

Para investigar la no idealidad del sistema de reactor verdadero bajo la influencia de los procesos de velocidad física, sería conveniente emplear algún método de simulación (p.ej., el analógico hidráulico) que excluya los efectos de la reacción química. La expresión de la cinética de reacción del modelo (que puede ser independiente del cambio a escala) junto con la corrección para cualquier situación de no idealidad, se puede utilizar ahora para predecir el comportamiento de un sistema de reactor a mayor escala.

Similitud dimensional combinada con la formulación de modelos matemáticos Esta técnica se desarrolló con objeto de combinar algunas de las ventajas que caracterizan a cada método en particular. Esta combinación tiene una utilidad especial en los casos en que la complejidad del sistema del reactor y los procesos comprendidos hacen que la descripción matemática completa del sistema sea punto menos que imposible. Por tanto, este método permite especificar algunos de los parámetros críticos para el escalamiento y facilitar posiblemente la caracterización cuantitativa de los procesos de velocidad fundamentales.

Ejemplos de escalamiento en la práctica Las obras publicadas que se ocupan de la aplicación de técnicas de escalamiento son en general bastante escasas, en comparación con las que se ocupan de estudios fundamentales. La naturaleza inherentemente compleja de los procesos de velocidad química ha hecho más difícil aún los problemas de escalamiento de reactores químicos. Los ejemplos publicados del escalamiento en procesos y reactores químicos presentados en años recientes se han basado casi siempre en el método de simulación por medio de los modelos matemáticos. A continuación se da un resumen de algunos ejemplos de escalamiento. Los diferentes estudios de casos que tratan con reacciones industrialmente importantes fueron presentados por Rase (F-4) e incluyen ejemplos para mostrar la aplicación de los diferentes métodos de escalamiento.

Escalamiento por medio de modelos matemáticos La popularidad de esta técnica se ha estimulado gracias a que se dispone con mayor facilidad de computadoras digitales y analógicas de alta velocidad.

Ejemplo 1. Proceso del isopreno Garmon, Morrow y Anhorn (F-9) examinaron el escalamiento del proceso de producción del isopreno, partiendo de experimentos a escala de laboratorio para diseñar una planta a escala comercial. El proceso consta de cuatro etapas fundamentales: (*a*) dimerización del propileno en 2-metil-1-penteno, (*b*) isomerización de este último en 2-metil-2-penteno, (*c*) pirólisis del 2-metil-2-penteno a isopreno y metano, y (*d*) superfraccionamiento para recuperar el isopreno.

El modelo matemático se aplicó al paso inicial, la dimerización, en un reactor tubular de dos etapas. Luego se derivó un conjunto de expresiones matemáticas que describieran: (*a*) el perfil de temperatura del sistema del reactor, (*b*) el flujo del calor neto del fluido del proceso, (*c*) la velocidad de producción del dímero, (*d*) la densidad del fluido dentro del reactor, (*e*) la velocidad de reacción y la conversión. La simulación efectuada en una computadora digital en varias condiciones de operación, generó datos que se compararon muy favorablemente con los datos de una planta comercial. Este método permitió hacer un aumento a escala de 17 000 veces basándose en el reactor de dimerización a escala de laboratorio.

El paso de isomerización no comprendía ninguna formulación de modelos matemáticos. Por el contrario, se llevó a cabo un programa experimental a escala de laboratorio en un reactor catalítico heterogéneo, con unos cuantos catalizadores seleccionados con el fin e investigar la vida del catalizador, las relaciones críticas de diámetro a longitud para los lechos catalíticos y tiempos para el ciclo en corriente. Se lograron factores de escalamiento de 1000 a 7000.

En la etapa de la pirólisis, se utilizó equipo de dos diferentes escalas en los estudios de laboratorio, una pequeña unidad isotérmica y un horno radiante. El resultado de este último estableció los patrones de ignición más convenientes y la distribución óptima de productos con los máximos rendimientos de isopreno.

La etapa final es la recuperación del isopreno por fraccionamiento, para la cual se obtuvieron datos bastante exactos del equilibrio vapor-líquido para los hidrocarburos comprendidos. Las columnas de separación de la planta representaron un aumento a escala de 10 000 veces, partiendo de una columna empacada de 7.62×10^{-2} m (3-in).

Ejemplo 2 Las aplicaciones de la formulación de modelos matemáticos a problemas de escalamiento presentados por Schoenemann (F-10) se han ocupado con tres procesos complejos importantes desde el punto de vista industrial. Las plantas a escala comercial diseñadas con esta técnica dieron resultados que concordaron satisfactoriamente con los previstos. Los balances (de masa, energía y cantidad de movimiento), la decisión previa respecto a la exactitud requerida tanto en los cálculos teóricos como en los programas experimentales, y las estimaciones preliminares en los cálculos de diseño basados en los datos experimentales son los tres principios importantes en los que el autor hace hincapié.

a) ***Síntesis del hexógeno.*** El hexógeno $(CH_2)_3N_3(NO_2)_3$, es un producto explosivo formado por la reacción entre la hexametilentetramina y un gran exceso de HNO_3, en presencia de nitrato de amonio. Para retardar una de las reacciones indeseables que lleva a la formación de N_2O, la temperatura de reacción se fijó en 75°C basándose en el análisis de las gráficas Arrhenius. La temperatura de la mezcla de reacción es fundamental porque un ligero aumento en la misma aceleraría la reacción de formación del N_2O, que es sumamente exotérmica. Para entender el comportamiento térmico del reactor industrial se estudió el balance del calor utilizando un reactor agitado continuo con un retromezclado eficiente. A continuación se calculó la superficie de enfriamiento requerida para el reactor a escala comercial. El balance de calor, junto con las expresiones matemáticas y los datos experimentales de otros procesos, ha hecho posible el escalamiento de una planta a escala comercial con una producción de 200 toneladas al mes, directamente del sistema a escala de laboratorio.

b) ***Producción de furfural a partir de la xilosa.*** Este proceso comprende la hidrólisis selectiva de la madera que, a pesar de ser tan compleja, ha utilizado un modelo sumamente simplificado para representar la cinética de la reacción global. El estudio minucioso del mecanismo de reacción congruente con los datos experimentales dio origen a la siguiente expresión:

$$\text{xilosa} \xrightarrow{k_1} \text{intermediarios} \quad \text{furfural} \xrightarrow{k_3} \text{resinas}$$
$$\text{intermediarios} \xrightarrow{k_2'} \text{condensación} \qquad \text{furfural} \xrightarrow{k_3} \text{producto}$$

Se derivó un conjunto de ecuaciones de velocidad para este mecanismo, suponiendo que la concentración de intermediarios era independiente del tiempo. Estas ecuaciones indicaron que el control de los parámetros de reacción por sí solo no daría el rendimiento satisfactorio en una operación a escala comercial. Los cálculos preliminares revelaron que la velocidad de las dos reacciones indeseables se reducirían mediante una extracción contínua líquido-líquido del furfural con Tetralina. Luego se derivó una expresión de velocidad simplificada que describía la formación del furfural. La optimización del proceso se llevó a cabo haciendo variar volúmenes y temperaturas. Se obtuvo un rendimiento del 72% en condiciones óptimas. La exactitud de todos los resultados calculados se confirmaron por medio de datos experimentales en la planta piloto.

c) ***Polimerización del etileno a alta presión.*** La polimerización del etileno se realiza generalmente en el intervalo de temperaturas comprendido entre 160 y 300°C, y a presiones que van de ~122 a 253 MPa (1200 a 2500 atm), utilizando una pequeña cantidad ~ 0.01% de oxígeno como iniciador. Se emplearon tanto reactores agitados como tubulares, y ambos procesos se caracterizan por una conversión reducida a (8 a 15%).

El problema del escalamiento se centró en el diseño de reactores para producir 24 000 toneladas de polietileno al año. Los datos disponibles de la planta piloto incluían los perfiles de temperatura de la mezcla de reacción y del agua de enfriamiento, así como de la conversión total. Uno de los factores críticos es el control de la gran cantidad de calor [376 MJ/kg (900 kcal/kg) de polietileno] desprendido. La reacción es muy sensible a la temperatura y a la presión, al igual que a la concentración inicial de oxígeno.

Para correlacionar la velocidad de reacción con la temperatura, la presión y el grado de conversión, se postuló inicialmente un mecanismo simple de reacciones en cadena con radicales libres. Se derivaron expresiones de velocidad para los tres pasos individuales, esto es, la iniciación, la propagación y la terminación. La velocidad global de la reacción de desarrolló considerando estas tres ecuaciones y también se derivó la velocidad de consumo de oxígeno. Se obtuvieron por computación tres conjuntos de curvas que describían el efecto de las variables clave (eliminación de calor, concentración de oxígeno y presión) en el desarrollo de la reacción utilizando las expresiones de velocidad derivadas de esta manera y los valores estimados de las constantes de velocidad.

La siguiente etapa consistió en confirmar y perfeccionar las ecuaciones de velocidad postuladas por medio de una investigación experimental a escala menor, utilizando un sistema que consistió en un autoclave oscilante, un multiplicador de presión y diversos aditamentos. El modelo cinético perfeccionado dio como resultado ecuaciones diferenciales que integraron numéricamente a lo largo del reactor para predecir el comportamiento de la polimerización en un reactor a escala comercial.

Se construyó una planta a escala comercial con una capacidad de 24 000 toneladas de polietileno basándose en esta técnica de escalamiento sin necesidad de pasar por la etapa "semiindustrial".

Ejemplo 3 Sistema de reactor continuo de tanque agitado Weber (F-11) presentó los aspectos fundamentales del escalamiento para sistemas de reactor continuo de tanque agitado. El método utiliza los datos de una planta piloto a régimen discontinuo y se ocupa tanto del problema del escalamiento como del problema de conversión del sistema discontinuo al del reactor continuo. Los problemas que se tomaron en consideración incluyeron: cinética de reacción, economía, cortocircuitos y transferencia de calor. Otro artículo (F-12) examinó los casos en los que puede omitirse la etapa de la planta piloto. Las condiciones óptimas de operación se determinaron mediante un análisis económico limitado basado en los resultados computados a partir de un modelo matemático. Se analizó la estabilidad del sistema y se estudió el diseño de equipos de control para el mismo.

Método estadístico de escalamiento El método de escalamiento que constituye una modificación de las técnicas estadísticas existentes se describió en las publicaciones de Novak, Lynn y Harrington (F-13). El método diseña el programa experimental basado en el contenido de información y proporciona un programa secuencial de investigación. La suposición básica es la presencia de las diferencias de escalamiento entre etapas de desarrollo independientes. El método se encarga de dirigir las condiciones de funcionamiento hacia niveles óptimos. El ejemplo que se utilizó fue una reacción de polimerización discontinua.

Escalamiento por un método combinado La técnica de utilizar la similitud dimensional en combinación con los modelos matemáticos se utilizó (F-14) para diseñar una planta piloto y evaluar los resultados que permitieran establecer la base para efectuar un escalamiento hasta llegar a una planta a escala comercial. En primer lugar se obtuvo una ecuación diferencial que describía el balance de material de una sección del sistema y por medio de sustituciones apropiadas se logró eliminar las dimensiones de dicha ecuación. Los criterios seguidos para el escalamiento se establecieron entonces mediante la evaluación de los grupos adimensionales. A continuación se desarrolló un modelo matemático basado en la cinética de la reacción, describiendo el efecto de las variables de procesos en la conversión: rendimiento, actividad del catalizador, etc. Los parámetros cinéticos se determinaron utilizando computadoras analógicas y digitales. Se utilizó como ejemplo una reacción del tipo:

$$A \underset{k_{-1}}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} B \underset{k_{-2}}{\overset{k_2}{\rightleftharpoons}} C$$

La simulación en computadora consideró también operaciones como la regeneración del catalizador, la separación del producto y el reciclaje, con el fin de desarrollar una planta a escala comercial realista.

Escalamiento por el método convencional El desarrollo de un calcinador del lecho fluidizado a escala de producción, [1.22 m (48 in) de diámetro] para la conversión de desechos radiactivos acuosos en la forma sólida se llevó a cabo basándose en los estudios de planta piloto de tres escalas diferentes [diámetros de 0.152, 0.305 y 0.61 m (6, 12, y 24 in)] (F-15). Se hicieron comparaciones de datos de funcionamiento de las plantas piloto y la planta de producción con respecto al control

del tamaño de partícula, transferencia del calor dentro del lecho, propiedades del producto y características de fluidización. La mayor parte de los datos de las plantas piloto se aplicaron a la unidad de producción.

Hay otra técnica de escalamiento convencional que se ilustró (F-16) mediante el diseño de sistemas de reactor de gotas fluidizadas, que se utiliza en reacciones como la alquilación y la isomerización de hidrocarburos catalizadas con H_2SO_4 o HF. En estos estudios de escalamiento se emplearon tres depósitos de reacción geométricamente similares [0.19, 0.457 y 1.02 m (7.5, 18 y 40 in) de diámetro]. Se logró profundizar en el comportamiento de un sistema a escala comercial efectuando experimentos de retención del catalizador a velocidades superficiales mayores que las del recipiente de 1.02 m.

En una publicación de 1976 (F-17) se describe el método de escalamiento de un reactor pirolítico con vapor (horno) a partir de la unidad de escala de laboratorio hasta un reactor a escala comercial, que tiene una capacidad nominal de etileno de 25 000 ton/año. El reactor produce olefinas (con hincapié en el etileno), a partir de una variedad de alimentaciones que varían desde naftas ligeras hasta aceites pesados de gas al vacío. De las diferentes variables del proceso que afectan los rendimientos y la distribución del producto se descubrió que el tiempo de residencia (0.01 a 0.1 s) y la temperatura de reacción (760 a 954°C) es la más importante y ambos se utilizaron como variables clave en el método de escalamiento. Esto representa un factor de escalamiento de ~ 10^2, a partir de la escala de laboratorio hasta la planta piloto y ~ 10^3 de la planta piloto a la instalación comercial.

DISEÑO DEL REACTOR: DATOS Y PRINCIPIOS BÁSICOS

Puesto que todos los procesos químicos giran en torno al reactor químico, uno de los factores más importantes para determinar la economía general del proceso es el diseño del reactor. Contrariamente a lo que sucede con el equipo para procesos de transferencia de masa o de calor, no existe ningún método directo para diseñar equipos en los que se pueda desarrollar una reacción química. Esto implica que los reactores deben diseñarse para cubrir los diferentes requerimientos de los sistemas reaccionantes específicos, analizados posteriormente.

Al iniciar la tarea de diseño deberá contarse con la siguiente información: 1) el tipo de reacción (simple o compleja), 2) la necesidad de un catalizador, 3) las fases comprendidas, 4) la modalidad de control de temperatura y presión (isotérmico, adiabático u otro: la necesidad de presión, vacío, etc.) y 5) la capacidad de producción. Además, los datos básicos necesarios incluyen: 1) las expresiones de velocidad química y la variación de los parámetros de velocidad en función de la temperatura, la presión, etc., 2) las características de transferencia de calor y masa, 3) las propiedades físicas y químicas (p. ej., el calor de reacción, la constante de equilibrio, etc.) de todos los componentes que participan en la reacción, y 4) las características de corrosión-erosión del sistema reaccionante y cualquier riesgo potencial relacionado con dicho sistema. Una vez recabada toda la información y los datos antes citados, se procede a una selección preliminar y determinación del tamaño del reactor.

La tabla 4-11 se preparó con objeto de facilitar la ubicación de la información requerida para el diseño del reactor, la mayor parte de la cual se examina de una manera minuciosa en los párrafos subsecuentes. Las fuentes de datos químicos de velocidad para reacciones industrialmente importantes se encontrarán en las tablas 4-18 a la 4-20. En lo que respecta a la información característica de los procesos catalíticos, consúltese el material presentado bajo el título "Reactores para reacciones catalizadas con sólidos".

Tipos de reactores Los reactores químicos utilizados en diversos procesos industriales existen en gran variedad de diseños que no siempre tienen alguna relación específica con la clase de reacción o el tipo de operación. Con frecuencia se emplean equipos de diferentes diseños para la misma reacción.

Los reactores químicos se han clasificado de una manera general en dos formas, una que se relaciona con el tipo de operación y la otra según sus características de diseño. La primera clasificación se asocia primordialmente con reacciones homogéneas y divide a los reactores en las siguientes clases: intermitentes, continuos y semicontinuos. A continuación se da una breve descripción de los mismos.

Reactor intermitente Este tipo admite todos los reactivos al principio y los procesa según un curso predeterminado de reacción, durante el cual no se alimenta o se extrae algún material. Por lo común, el reactor tiene la forma de un tanque con o sin agitación, y se utiliza primordialmente en la producción a pequeña escala. La mayor parte de los datos cinéticos básicos para el diseño de reactores se obtienen en esta clase de equipo.

Reactor continuo Los reactivos se introducen y los productos se extraen simultáneamente y en forma continua en los reactores de esta índole. El reactor puede tener la forma de un tanque, una estructura tubular o una torre, y tiene multitud de aplicaciones en plantas a gran escala con el propósito de reducir los costos de operación y facilitar el control de la calidad del producto.

Reactor semicontinuo A esta categoría pertenecen los reactores que no se ajustan por completo a una de las dos clases antes mencionadas. En uno de los casos, algunos de los reactivos se cargan al principio, en tanto que los restantes se dosifican continuamente conforme se desarrolla la reacción. Otro tipo es similar al reactor intermitente, excepto que uno o más de los productos se extrae en forma continua.

Los reactores químicos se han clasificado también de acuerdo con sus características de diseño de la siguiente manera:

Reactor tanque Este es quizá el tipo de reactor de empleo más común en la industria química. En la mayor parte de los casos, está equipado con algún medio de agitación (centrifugación, oscilación o sacudidas), así como con elementos para la transferencia de calor (p. ej., intercambiadores de calor de cubierta, externos e internos). Esta clase admite tanto la operación intermitente (Fig. 4-4*a*) como la continua (Fig. 4-4*b*) en amplias gamas de temperaturas y presiones. Con excepción de los líquidos muy viscosos, el reactor tanque con agitación produce un mezclado casi perfecto (retromezclado). En una operación continua se pueden conectar en serie varios reactores de este tipo (Fig. 4-4*c*). También existen recipientes unitarios de reacción de funcionamiento continuo divididos en cierta cantidad de compartimientos, cada uno de los cuales equivale a un tanque con agitación (Figs, 4-4*d* y *e*). Un diseño especial de los reactores mezcladores de tanque es el mezclador de aspa helicoidal (Fig. 19-16) que se utiliza en las reacciones de polimerización.Un ejemplo del tipo de reactor mostrado en la figura 4-4*d* de empleo comercial es el alquilador en cascada de Kellogg Co. (Fig. 21-82).

Reactor tubular Este tipo de reactor se construye con sólo un tubo continuo (Fig. 4-5*b*) o con varios tubos en paralelo (Fig.4-5*a*). Los reactivos penetran por un extremo del reactor y el producto sale por el otro, con una variación continua en la composición de la mezcla de reacción entre estos dos puntos. La transferencia de calor hacia el reactor o desde éste, se logra por medio de una camisa o un diseño de tubos y carcasa (Fig.4-5*a*). Los tubos del reactor pueden estar empacados con gránulos de catalizador o sólidos inerte. El reactor tubular tiene aplicación en casos en los que es indeseable el retromezclado de la mezcla reaccionante en la dirección del flujo. Las reacciones gaseosas a gran escala, como la desintegración catalítica de hidrocarburos, la conversión de aire en NO y la oxidación de NO en NO_2, son ejemplos de la aplicación de este género de reactores.

Reactor en torre Esta clase de reactor se caracteriza por su estructura cilíndrica vertical con una relación grande entre la altura y el diámetro. Puede tener desviadores o rellenos sólidos (reactivos, catalizadores o inertes), o bien, quizá se limite sencillamente a una torre vacía y se utiliza para procesos continuos de reacciones heterogéneas. Como ejemplo de él están el horno de cal y las unidades de absorción de gases para reacciones gas-líquido (Secc. 14), incluyendo torres empacadas, de platos y de rocío (véase la Fig. 21-97).

TABLA 4-11 Índice rápido para el diseño de un reactor

Tipo de reactor	Tanque agitado (transferencia de calor por cubierta)	Tanque agitado (transferencia de calor por serpentín)	Tubular	Torre	Lecho fluidificado
Tipo de operación y reacción	Discontinuo (pequeña escala), semicontinuo o continuo (gran escala): fase líquida homogénea, puede tener sólidos en suspensión (catalizador o reactivo); alto grado de retromezclado.		Un solo tubo (pequeña escala) o de muchos tubos (gran escala): puede tener lechos rellenos de catalizador: poco retromezclado: homogéneo o heterogéneo.	Reacciones heterogéneas continuas: puede tener desviadores o relleno de sólidos (catalizador, materia inerte o reactivo)	Reacciones sólido-fluido, catalíticas o no catalíticas
Ecuación de capacidad del reactor*	Discontinuo: ecuación (4-61*a*): tabla 4-12 Continuo (retromezclado): ecuación (4-62): tabla 4-12 Sistema de varios reactores (retromezclado): ecuaciones (4-63), (4-64).		Un solo flujo tapón: ecuación (4-62): tabla 4-12. Sistema de varios reactores (flujo tapón): ecuaciones (4-65), (4-66)	Sistema gas-líquido y líquido-líquido, véanse las secciones 14, 15, 21 Sistema sólido-fluido: ecuación (4-62)	Ecuación (4-62); tabla 4-12 (como un reactor con retromezclado)
Datos sobre transferencia de masa			Reactor de lecho empacado: ecuaciones (4-105), (4-106), (4-107); Figs. 4-17, 4-18.	Gas-líquido: secciones 14-18 Líquido-líquido: ecuación (4-103), secc. 15, 21 Fluido-sólido (lecho empacado): ecuaciones (4-105), (4-106), (4-107); Figs. 4-17, 4-18	Ecuaciones (4-105), (4-106), (4-107); Figs. 4-17, 4-18
Datos sobre transferencia de calor	Ecuación (4-110): sección 11	Ecuación (4-110): sección 11	Flujo homogéneo: secciones 10 y 11 Flujo heterogéneo: ecuaciones (4-111), (4-112). Fig. 4-19: sección 10	Lecho empacado: ecuaciones (4-111), (4-112), Fig. 4-19. Sección 10	Figura 4-19: ecuaciones (4-111), (4-112): sección 10
Datos dinámicos del fluido	sección 19	sección 19	Tubo vacío: sección 5 Lechos empacados: ecuación (4-93) y sección 5	Torre empacada: sección 18	Referencias I-4; K-5 - K-9

*Basada en la suposición de reactores ideales. En caso de desviaciones graves en relación al comportamiento ideal, véase subsección "Comportamiento característico de reactores", y las referencias allí citadas.

Reactor de lecho fluidizado Se trata de un depósito cilíndrico vertical que contiene partículas sólidas finas que son catalizadores o reactivos. La corriente del reactivo fluido se introduce en la base del reactor a una velocidad tal que los sólidos flotan en la corriente del fluido sin salir del sistema. En estas condiciones, el lecho de partículas se comporta como un líquido en ebullición que tiende a igualar la composición de la mezcla de reacción y la temperatura a lo largo del lecho (es decir, se crea cierto grado de retromezclado). Generalmente se considera que ésta es una de las ventajas específicas del reactor de lecho fluidizado. Una de las desventajas del mismo es la trituración del catalizador con el arrastre del material fino resultante. Se ha aplicado extensamente a reacciones sólido-fluido como la desintegración catalítica de los hidrocarburos de petróleo, la conversión de óxidos de uranio en fluoruros de uranio, la reducción de algunos minerales metálicos y la gasificación del carbón. En la sección 20, se presenta un análisis detallado de las características de diseño de los sistemas de lecho fluidizado, donde también se muestran diversos reactores industriales de lecho fluidizado (p. ej., las Figs. 20-76, 20-92 y 20-95).

Reactor para fases dispersas Este tipo de reactor se caracteriza por una columna vertical que contiene partículas muy finas de catalizador suspendidas en un medio líquido (p. ej., aceite), que puede ser uno de los reactivos. El reactivo gaseoso que se burbujea por la suspensión se disuelve en el medio líquido en donde se producen las reacciones catalizadas. Esta técnica facilita el control de la temperatura debido a la gran capacidad calórica y las características favorables de transferencia de calor del líquido. En la hidrodesintegración de aceites combustibles residuales (G-1 a G-3) se encontrarán ejemplos de reactores de fases dispersas a escala de producción. El reactor de lecho en ebullición (cuyo nombre comercial es reactor de Carbón-H), desarrollado por Hydrocarbon Research Inc. (G-4), puede clasificarse como un reactor de este tipo y se utiliza en el desarrollo de los procesos de licuefacción del carbón. El sistema reaccionante consta de partículas de carbón y catalizador, aceite e hidrógeno gaseoso.

Ecuaciones básicas de diseño Entre las principales consideraciones que deben hacerse en el diseño de un reactor, desde el punto de vista de la economía del proceso, hay que incluir la capacidad de producción del mismo y su capacidad para dar la composición de producto deseada. Este último aspecto adquiere una importancia particular en procesos asociados con reacciones múltiples. Para poder estar en condiciones de seleccionar y fijar el tamaño de un reactor, se requieren algunos parámetros comunes que permitan una comparación sistemática de varios tipos de reactores.

Las ecuaciones de diseño se basan por lo común en tres clases de reactores ideales. Los reactores ideales pueden utilizarse como estándar para compararlos entre sí y con los reactores reales, con objeto de determinar el tipo y extensión de los aspectos no ideales de estos últimos. De este modo se pueden obtener los factores de corrección adecuados, que después se aplicarán a la ecuación de diseño y la base de datos de los reactores ideales. El primero de ellos es el **reactor intermitente** que se vio con anterioridad (véase "Tipos de reactor"). Todos los reactivos se introducen en este aparato y el producto no se descarga hasta que concluye el proceso, lo que representa un procedimiento de estado no estacionario en lo que respecta a la composición de la mezcla de reacción. La suposición de un mezclado perfecto implica una composición homogénea en el reactor en cualquier momento dado.

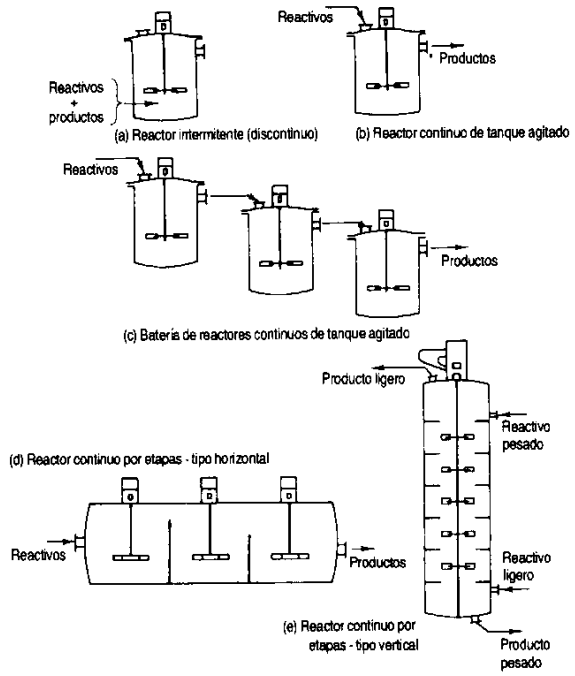


FIG. 4-4 Reactores de tanque agitado.

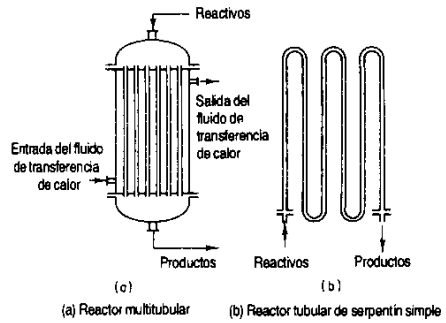


FIG. 4-5 Reactores tubulares.

El reactor de **flujo tipo tapón** es la segunda clase, y supone un mezclado completo en la dirección radial, pero no permite ninguna difusión en dirección del flujo (es decir, no hay retromezclado). Como resultado, los perfiles de velocidad, temperatura y composición son planos en cualquier área transversal perpendicular al flujo, pero la composición varía a a lo largo de la trayectoria de flujo. El reactor de flujo tipo tapón es el mostrado en la figura 4-5.

El tercer tipo de reactor ideal es el de **retromezclado** (o de tanque agitado) con corrientes continuas a régimen permanente en los flujos de alimentación y de producto. La alimentación adopta inmediatamente una composición final uniforme a lo largo del reactor, debido a la perfección del mezclado. Así, la corriente de salida tendrá la misma composición que la que prevalece en el interior del mismo. Cuando varios reactores de retromezclado se conectan en serie, como se muestra en la figura 4-4*c* o *d*, la concentración de la mezcla reaccionante en cada reactor es uniforme, pero cambia de un reactor al siguiente. Por consiguiente, se puede demostrar que, a medida que se incrementa el número de reactores, el comportamiento del sistema de reactores de retromezclado se aproxima al del reactor de flujo tipo tapón.

Capacidad del reactor El parámetro que se ha utilizado comúnmente como medida de la capacidad del reactor es el **tiempo medio de residencia** Θ, o el **tiempo espacial** Θ. El tiempo medio de residencia es el promedio de periodos durante los cuales las porciones individuales de la mezcla de reacción permanecen dentro del reactor, y se describe matemáticamente por medio de la expresión general:

$$\bar{\theta} = -\int_{N_{Ao}}^{N_{Af}} \frac{dN_A}{V(-r_A)} \tag{4-61}$$

en donde N_{Ao} y N_{Af} son los moles del reactivo A que entran y salen del reactor, respectivamente. En el caso de un reactor de flujo, V es el volumen del reactor que es ocupado en realidad por la mezcla de reacción, y $-r_A$ representa la velocidad de desaparición de A. La ecuación (4-61) se obtiene del balance de material en torno al reactor y se aplica a los reactores intermitentes y a los de flujo tapón antes definidos. Hablando en términos de la conversión fraccional x_A, la ecuación (4-61) se convierte en

$$\bar{\theta} = N_{Ao}\int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{V(-r_A)} \tag{4-61a}$$

Tanto la ecuación (4-61) como la (4-61*a*) se refieren a un caso general en el que el volumen V ocupado por la mezcla de reacción puede cambiar durante el desarrollo de la reacción. Para un reactor intermitente,

$\bar{\theta}$ se considera como el tiempo promedio requerido para obtener una conversión deseada de un reactivo para un tamaño determinado de lote.

En el caso de un reactor con retromezclado, el tiempo medio de residencia $\bar{\theta}$ se representa como sigue

$$\bar{\theta} = \frac{N_{Ao}x_A}{V(-r_A)} \qquad (4\text{-}61b)$$

Si V varía en forma lineal con la conversión fraccionaria x_A, como sucede en la ecuación (4-38), entonces, la ecuación (4-61*b*) se escribe como se indica a continuación

$$\bar{\theta} = \frac{N_{Ao}x_A}{V_0(1+\gamma_A x_A)(-r_A)} = \frac{C_{Ao}x_A}{(1+\gamma_A x_A)(-r_A)} \qquad (4\text{-}61c)$$

en donde V_0 es el volumen de la mezcla de reacción en condiciones de la alimentación. Del mismo modo, cuando la relación de la ecuación (4-38) se aplica al reactor de flujo tipo tapón, la ecuación (4-61*a*) adopta la forma

$$\bar{\theta} = C_{Ao}\int_0^{x_{Af}} \frac{dx_A}{(1+\gamma_A x_A)(-r_A)} \qquad (4\text{-}61d)$$

En condiciones de estado estacionario con una densidad de fluido constante, el valor de $\bar{\theta}$ para un reactor de flujo continuo se calcula partiendo de $\bar{\theta} = V/v$; en este caso, v es la velocidad de flujo volumétrico de la mezcla de reacción.

En reactores continuos reales, el comportamiento de la mezcla de reacción puede desviarse considerablemente de la conducta ideal supuesta para los reactores de retromezclado y de flujo tipo tapón, respectivamente (para detalles, véase la subsección "Comportamiento característico de los reactores"). En consecuencia, el tiempo medio de residencia $\bar{\theta}$ tiene poca importancia en este género de reactores, ya que las porciones individuales del fluido reaccionante tienen valores muy diferentes de $\bar{\theta}$ debido al flujo no ideal que atraviesa el reactor.

Por otro lado, el **tiempo espacial** Θ se define como el lapso transcurrido para procesar un volumen de alimentación al reactor en condiciones específicas. Dicho de otra manera, un tiempo espacial de 1.5 horas implica que se necesitarán 1.5 horas para procesar un volumen de alimentación de reactor en condiciones conocida. La recíproca del tiempo espacial se denomina **velocidad espacial** S. La expresión matemática correspondiente es.

$$\Theta = \frac{V}{F/\rho} = \frac{V}{F_{Ao}/C_{Ao}} = \frac{V}{v_0} = \frac{1}{S} \qquad (4\text{-}62)$$

en donde F y F_{Ao} son las velocidades de flujo, en moles/unidad de tiempo, de la alimentación total y del reactivo A incluido en dicha alimentación, respectivamente; ρ es la densidad molar, en moles/unidad de volumen, de la dosificación; C_{Ao} es la concentración de A de la alimentación y v_0 es la velocidad de flujo volumétrico de alimentación en las condiciones de entrada.

Por lo tanto, es obvio que $\bar{\theta}$ y Θ son diferentes en general, a menos que la densidad del fluido se mantenga constante en todo el reactor. El tiempo medio de residencia $\bar{\theta}$ se utiliza principalmente para indicar la capacidad de un reactor intermitente, mientras que la capacidad volumétrica de la alimentación de un reactor de flujo continuo se representa por medio del tiempo espacial Θ, o la velocidad espacial S. Como lo expresa la ecuación (4-61), el cálculo de $\bar{\theta}$ requiere el conocimiento de la expresión de velocidad tanto como de la variación de V durante el desarrollo de la reacción. Por contraste, Θ como la define la ecuación (4-62), se determina mediante los datos de alimentación o dosificación en las condiciones especificadas.

En la tabla 4-12 se incluye la lista de varias expresiones matemáticas para el tiempo medio de residencia y del tiempo espacial, como medidas de la capacidad de varios reactores ideales. Dichas ecuaciones se derivaron basándose en balances de materiales y expresiones de velocidad, y cubren tanto casos generales como especiales, incluyendo el de una reacción isotérmica de n-ésimo orden.

La determinación del tamaño de un reactor utilizando las ecuaciones de la tabla 4-12 se ilustra con el ejemplo general de un reactor de flujo tipo tapón. El tiempo espacial Θ se calcula basándose en datos cinéticos de laboratorio por medio de la expresión

$$\Theta = C_{Ao}\int \frac{dx_A}{-r_A}$$

Así, pues, partiendo de la definición de $\bar{\theta}$ [ec. (4-62)],

$$V = (F_{Ao}/C_{Ao})\Theta = v_0\Theta$$

Por tanto, la capacidad requerida del reactor se calcula basándose en la velocidad de alimentación especificada y la concentración del componente A en la alimentación, así como en el tiempo espacial.

Balances de materia y energía En el diseño de un reactor químico se necesitan también ecuaciones que representen los balances de materia y energía. El balance de materia describe las velocidades de la transformación química de varios componentes en lo que respecta a una expresión de la velocidad específica, de la velocidad de flujo de la alimentación y el volumen del reactor. En consecuencia, la composición de la mezcla de reacción se calcula partiendo del balance de materia. La velocidad de generación o absorción de calor expresada como una función de la velocidad de reacción y varias propiedades térmicas del sistema de reacción, se derivan del balance de energía. Luego, esta información sirve para diseñar el equipo de transferencia de calor para el reactor.

Como un ejemplo en la tabla 4-13 se da un resumen de ecuaciones de balance de materia y de energía para diferentes clases de reactores y varios tipos de operaciones, basándose en un sistema de reacción complejo que obedece a la siguiente estequiometría:

$$A + B \rightleftharpoons E$$
$$B + E \rightleftharpoons S$$

Las velocidades directas *netas* son, respectivamente, r_1 y r_2 para la primera y segunda reacciones; pero no se asignan expresiones específicas de velocidad (es decir, el mecanismo de reacción). Estas ecuaciones presuponen que los productos E y S no están presentes en la alimentación. En la tabla 4-13 se incluyen también las aplicaciones, las ventajas y desventajas de varias clases de reactor. La nomenclatura aplicable a la tabla 4-13 se da a continuación:

A_w = área de transferencia de calor, m^2 (ft^2)
C_{Ao}, C_{Bo} = concentración de los componentes A y B en la alimentación mol/m^3 (mol/ft^3)
C_{pi} = capacidad calórica molar del i-ésimo componente, J/(mol·K) [Btu/(mol · °F)]
C_{io} = concentración del componente i en la alimentación mol/m^3 (mol/ft^3)
D = diámetro del reactor m (ft)
F = velocidad de la alimentación, mol/s
H_{io} = entalpia del i-ésimo componente en la corriente de alimentación, J/mol (Btu/mol)
H_i = entalpia del i-ésimo componente J/mol (Btu/mol)
$\Delta H_1, \Delta H_2$ = calor de reacción para las reacciones 1 y 2, respectivamente, J/mol (Btu/mol)
L = longitud del reactor tubular, m (ft)
N_i = cantidad de moles del componente i
r = velocidad de reacción; mol/(s · m^3) [mol/(s)(ft^3)]
r' = velocidad de reacción, mol/(sk·g de catalizador) [mol/(s·lb de catalizador)]
T = temperatura de la mezcla reaccionante K (°F)
T_0 = temperatura de referencia K (°F)
T_w = temperatura de la fuente del calor o del drenaje donde se toma o hacia donde la mezcla de la reacción transfiere dicho calor K (°F)
U = coeficiente global de transferencia de calor, J/(s·m^2·k) [Btu/(s·ft_2 · °F)]
V_0 = volumen inicial de la mezcla de reacción m^3 (ft^3)

TABLA 4-12 Ecuaciones básicas de diseño: capacidad de reactores ideales simples. En términos de $\bar{\theta}$ y Θ*

Tipo de reactor	Ecuación general de diseño	Ecuación de diseño† $V = V_0(1 + \varepsilon_A x_A)$	Ecuación de diseño para una reacción isotérmica de n-ésimo orden con $V = V_0(1 + \varepsilon_A x_A)$†
Discontinuo: V = const.	$\bar{\theta} = C_{A0}\int \frac{dx_A}{-r_A}$	$= C_{A0}\int \frac{dx_A}{-r_A}$	$= \frac{1}{kC_{A0}^{n-1}}\int \frac{dx_A}{(1-x_A)^n}$
Discontinuo: π = const.	$\bar{\theta} = N_{A0}\int \frac{dx_A}{V(-r_A)}$	$= C_{A0}\int \frac{dx_A}{(1+\varepsilon_A x_A)(-r_A)}$	$= \frac{1}{kC_{A0}^{n-1}}\int \frac{(1+\varepsilon_A x_A)^{n-1}}{(1-x_A)^n}dx_A$
Flujo tapón	$\Theta = \frac{1}{S} = C_{A0}\int \frac{dx_A}{-r_A}$	$= C_{A0}\int \frac{dx_A}{-r_A}$	$= \frac{1}{kC_{A0}^{n-1}}\int \frac{(1+\varepsilon_A x_A)^n}{(1-x_A)^n}dx_A$
Reactor de retromezclado	$\Theta = \frac{1}{S} = \frac{C_{A0}x_A}{-r_A}$	$= \frac{C_{A0}x_A}{-r_A}$	$= \frac{1}{kC_{A0}^{n-1}}\frac{x_A(1+\varepsilon_A x_A)^n}{(1-x_A)^n}$

$x_A = (C_{A0} - C_A)/C_{A0}$ y $dx_A = -dC_A/C_{A0}$ sólo cuando $\varepsilon_A = 0$.
π = presión total.
*Adaptada de Levenspiel, *Chemical Reaction Engineering*, Wiley, New York, 1962.
†Véase la ecuación (4-38).

V = volumen del reactor, m^3 (ft^3)
v = velocidad de la mezcla de reacción m/s (ft/s)
$x_{A\cdots S}$ = fracción mol de componentes $A \cdots S$
ρ = densidad molar de mezcla de reacción en cualquier punto del tubo, mol/m^3 (mol/ft^3)
ρ_c = densidad del catalizador (según el relleno) kg/m^3 (lb/ft^3)
ρ_F = densidad molar de la alimentación, mol/m^3 (mol/ft^3)
θ = tiempo, s

Ecuaciones de diseño para sistemas de varios reactores Cuando el sistema consta de varios reactores, las ecuaciones indicadas en las tablas 4-12 y 4-13 se aplican a cualquier reactor individual del sistema. La eficiencia general del mismo depende no sólo del tipo de reactor, sino también de la manera en que están conectados (esto es, en serie, en paralelo o en una combinación de ambas modalidades). En general, cuando se tiene una configuración de reactores en paralelo en el sistema, la eficiencia óptima del mismo se alcanza ajustando el flujo de tal modo que las composiciones de las corrientes de salida de las ramas paralelas individuales sean aproximadamente iguales antes de reunirse.

Reactores de retromezclado. Para un sistema que tiene m reactores de retromezclado del mismo tamaño conectados en serie, en donde se desarrolla una reacción de orden sencillo en condiciones de volumen constante, la siguiente expresión se deriva de un balance de materiales para una reacción de primer orden:

$$\Theta_{\text{global}} = \frac{m}{k}\left[\left(\frac{C_{A0}}{C_{Am}}\right)^{1/m} - 1\right] \tag{4-63}$$

en donde C_{Am} es la concentración de A en la corriente de descarga del reactor final. Para reacciones de segundo orden cuyas relaciones molales entre los reactivos A y B son iguales,

$$C_{Am} = \frac{-1 + \sqrt{1 + \sum_{m=1}^{m=2}\sqrt{-1 + \cdots + 2\sqrt{-1 + 2\sqrt{1 + 4k\Theta C_{A0}}}}}}{2k\Theta} \tag{4-64}$$

En este caso, Θ es el tiempo espacial correspondiente a cada reactor. La resolución de la ecuación (4-64) llega a ser impresionante cuando el número de reactores m es lo suficientemente grande. Sin embargo, se dispone también de métodos numéricos y gráficos (G-5, B-10).

Reactor con flujo tipo tapón. Es fácil demostrar que un número determinado de reactores con flujo tipo tapón que representan un volumen total V_p conectados en serie, permiten el mismo grado de conversión que el que se obtiene con un solo reactor de tamaño V_p. Las expresiones del tiempo espacial global $\Theta'_{(\text{global})}$ sería:

Para una reacción de primer orden:

$$\Theta'_{\text{global}} = \frac{\ln (C_{A0}/C_{Am})}{k} \tag{4-65}$$

Para una reacción de segundo orden:

$$\Theta'_{\text{global}} = \frac{C_{A0}/C_{Am} - 1}{kC_{A0}} \tag{4-66}$$

Un sistema que consta de reactores en paralelo se resuelve de un modo similar al antes citado, a condición de que los tiempos espaciales para las ramas individuales en paralelo sean iguales.

Comportamiento característico de los reactores Las ecuaciones de diseño antes citadas, correspondientes a los tres tipos esenciales de reactores, se basan en la suposición de que la mezcla de reacción se comporta obedeciendo a los patrones característicos de flujo ideal de este género de reactores. En otras palabras, se supone, por un lado, un retromezclado completo en reactores intermitentes o continuos del tipo tanque agitado y, por el otro, un flujo tipo tapón en el reactor tubular de flujo. Los modelos matemáticos derivados de este modo para reactores ideales sirven como estándar de referencia en el diseño de reactores prácticos.

Aunque los reactores prácticos no satisfacen por completo las suposiciones anteriores, en muchos casos se logran aproximaciones por medio de modelos del reactor ideal, sin que se introduzca ningún error grave. Por otro lado, hay varios casos en los que las desviaciones del comportamiento ideal son tan notables que se generaría un error excesivamente grande si el diseño se basara por completo en los modelos ideales. Como ejemplos están el reactor catalítico tubular de lecho fijo con enfriamiento de paredes y el reactor de tanque agitado que se emplea para una mezcla viscosa de reacción. Estas desviaciones se resuelven a veces introduciendo factores de corrección a los modelos del reactor ideal, pero a menudo se emplean también métodos de escalamiento y diseño puramente empíricos.

Además del comportamiento no ideal, también deben tomarse en cuenta las características del reactor que rigen el grado de conversión y la composición del producto. Estas incluyen el tipo y tamaño del reactor, la temperatura y la presión de la reacción. La influencia de estos dos últimos parámetros es particularmente compleja en procesos que comprenden reacciones homogéneas múltiples al igual que en casi todas las reacciones heterogéneas.

TABLA 4-13 Ecuaciones básicas de diseño: balances de material y energía; características generales de los reactores

$A + B \quad E$: Velocidad directa neta $= r_1$
$B + E \quad S$: Velocidad directa neta $= r_2$

Reactor	Tipo de operación	Balance de material	Balance de energía*	Aplicaciones, ventajas y desventajas
Discontinuo (intermitente)	A y B se cargan inicialmente; no se extrae ningún producto durante la reacción	$\frac{dN_E}{d\theta} = (r_1 - r_2)V$ $\frac{dN_S}{d\theta} = r_2 V$ $N_A = C_{Ao}V - N_E - N_S$ $N_B = C_{Bo}V - N_E - 2N_S$	$\frac{dQ}{d\theta} = UA_w(T_w - T) - (r_1 \Delta H_1 + r_2 \Delta H_2)V$	Apl.: pequeña escala o proceso complicado para producto costoso Vent.: versátil, rendimiento elevado de producto Desv.: costos de operación elevados
Semicontinuo	Sólo A se carga inicialmente; B se introduce en forma continua y no se extrae ningún producto durante la reacción. $V = V_0 + F\theta/\rho_F$	$\frac{dN_E}{d\theta} = (r_1 - r_2)V$ $\frac{dN_B}{d\theta} = C_{Bo}\frac{F}{\rho_F} - (r_1 + r_2)V$ $\frac{dN_S}{d\theta} = r_2 V$ $N_A = C_{Ao}V_0 - N_E - N_S$	$\frac{dQ}{d\theta} = FC_{Bo}H_{Bo}/\rho_F + UA_w(T_w - T) - (r_1 \Delta H_1 + r_2 \Delta H_2)V$ $A_w = 4V/\overline{D}$ para área de transferencia de calor encamisada	Apl.: regular la distribución del producto en reacciones homogéneas Vent.: la distribución de producto deseada se obtiene regulando la concentración de un reactivo. Buen control de temperatura Desv.: costos de operación elevados
Semicontinuo	Sólo A se carga inicialmente; B se introduce en forma continua con un derrame constante de producto. Reacción homogénea con fase líquida. V = const.	$\frac{dN_A}{d\theta} = -\frac{F}{\rho_F V}N_A - r_1 V$ $\frac{dN_B}{d\theta} = -\frac{F}{\rho_F V}(N_B - C_{Bo}V) - (r_1 + r_2)V$ $\frac{dN_E}{d\theta} = -\frac{FN_E}{\rho_F V} + (r_1 - r_2)V$ $\frac{dN_S}{d\theta} = -\frac{FN_S}{\rho_F V} + r_2 V$	$\frac{dQ}{d\theta} = \frac{F}{\rho_F}(\Sigma C_{w}H_{w} - \frac{1}{V}\Sigma N_i H_i) + UA_w(T_w - T) - (r_1 \Delta H_1 + r_2 \Delta H_2)V$	Igual que arriba
Semicontinuo	Sólo A (líquido) se carga inicialmente; B (gas) se introduce de manera continua; no hay extracción de producto; V = const.	$\frac{dN_B}{d\theta} = C_{Bo}\frac{F}{\rho_F} - (r_1 + r_2)V$ $\frac{dN_E}{d\theta} = (r_1 - r_2)V$ $\frac{dN_S}{d\theta} = r_2 V$ $N_A = C_{Ao}V - N_E - N_S$	$\frac{dQ}{d\theta} = (FC_{Bo}H_{Bo}/\rho_F) + UA_w(T_w - T) - (r_1 \Delta H_1 + r_2 \Delta H_2)V$ $A_w = 4V/\overline{D}$ para área de transferencia calor encamisada	Igual que arriba
Flujo continuo con retromezclado	Flujo continuo en estado estacionario de las corrientes de alimentación y producto; V = constante. Retromezclado total en reactor de tanque agitado	$\frac{dN_A}{d\theta} = 0 = (C_{Ao}V - N_A)\frac{F}{\rho_F V} - r_1 V$ $\frac{dN_B}{d\theta} = 0 = (C_{Bo}V - N_B)\frac{F}{\rho_F V} - (r_1 + r_2)V$ $\frac{dN_E}{d\theta} = 0 = N_E\frac{F}{\rho_F V} + (r_1 - r_2)V$ $\frac{dN_S}{d\theta} = 0 = N_S\frac{F}{\rho_F V} + r_2 V$	$\Sigma C_{w}H_{w} - \frac{1}{V}\Sigma N_i H_i)\frac{F}{\rho_F} + UA_w(T_w - T) - (r_1 \Delta H_1 + r_2 \Delta H_2)V = 0$	Apl.: producción a gran escala. Normalmente se utilizan varios reactores en serie. Vent.: costos de operación bajos; buen control de calidad del producto Desv.: costos del capital elevados
Flujo continuo en forma de tapón	Flujo continuo en estado estacionario en las corrientes de alimentación y producto: mezclado radial completo, sin retromezclado, es decir, no hay mezclado longitudinal. Reactor tubular de lecho empacado con catalizador	$\frac{d(\rho v x_E)}{dL} = (r_1' - r_2')\rho_c$ $\frac{d(\rho v x_S)}{dL} = r_2'\rho_c$	$\frac{dQ'}{dL} = 4U(T_w - T)/\overline{D} - (r_1' \Delta H_1 + r_2' \Delta H_2)\rho_c$ para área de transferencia de calor encamisada	Apl.: reacción fluida a gran escala en la que el retromezclado no es deseable Vent.: grado limitado de retromezclado Desv.: costos de capital y operación elevados, sobre todo en el caso de reacciones lentas. La substitución del catalizador es difícil.

*Para operaciones isotérmicas, $dQ/d\theta = dQ'/dL = 0$; para operaciones adiabáticas, $T_w - T = 0$.
$Q = \Sigma N_i C_{pi}(T - T_0)$; $Q' = \rho v \Sigma C_{pi}(T - T_0)$.

Efecto de los tipos de reactor Para analizar la manera en que la eficiencia de un reactor se ve influenciada por la clase a la que pertenece, considérese un reactor de tipo tapón y otro de retromezclado, destinados a una reacción irreversible de n-ésimo orden.

A partir de las dos últimas ecuaciones de la cuarta columna de la tabla 4-12, se formula la siguiente razón:

$$\frac{\tau_{\text{retromezclado}}}{\tau_{\text{flujo tapón}}} = \frac{(Z^n x_A)_{\text{retromezclado}}}{\left(\int_0^{x_A} Z^n \, dx_A\right)_{\text{flujo tapón}}} \tag{4-67}$$

donde
$$\tau = \Theta C_{Ao}^{n-1} = VC_{Ao}^n/F_{Ao}$$
$$Z = (1 + \gamma_A x_A)/(1 - x_A)$$

El efecto del tipo de reactor en la eficiencia, como lo representa la ecuación (4-67), aparece ilustrado en la figura 4-6 para reacciones de las siguientes clases:

$A \rightarrow$ productos	$-r_A = kC_A^n$	$n = 0$ to 3
$A + B \rightarrow$ productos	$-r_A = kC_AC_B$	$\frac{C_{Ao}}{C_{Bo}} = 1$
$A + B + D \rightarrow$ productos	$-r_A = kC_AC_BC_D$	$C_{Ao}:C_{Bo}:C_{Do} = 1:1:1$

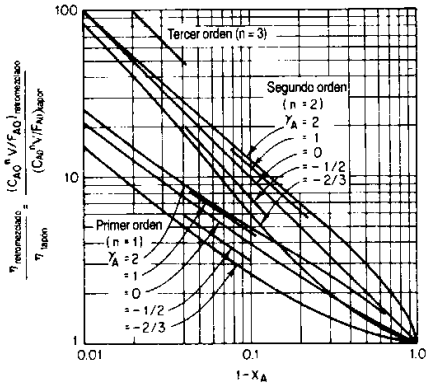


FIG. 4-6 Eficiencia de los reactores con flujo tipo tapón y retromezclado (individuales). (Adaptado de Levenspiel, *Chemical Reaction Engineering*, 2a. ed, Wiley, New York, 1962).

Se observa que cuando en ambas clases de reactores se utiliza la misma velocidad de alimentación conteniendo concentraciones idénticas de los reactivos,

$$\pm\frac{\tau_{\text{retromezclado}}}{\tau_{\text{flujotapón}}} = \pm\frac{V_{\text{retromezclado}}}{V_{\text{flujotapón}}} = \pm\frac{\Theta_{\text{retromezclado}}}{\Theta_{\text{flujotapón}}}$$

Por ende, la ecuación (4-67) y la figura 4-6 representan la relación reactor-volumen o la razón espacio-tiempo a varios grados de conversión.

Según la figura 4-6, se necesita un volumen mayor para el reactor de retromezclado que para el flujo tapón para cualquier conversión dada. La razón de volumen depende enormemente del orden de la reacción y la magnitud de la conversión y, en menor grado, de la variación de densidad, como la expresa γ_A. La diferencia en los requisitos de volumen de reactor disminuye al reducirse la conversión requerida.

Una forma alternativa de comparar las eficiencias de los dos reactores de flujo ideal consiste en calcular el grado de conversión de ambos reactores a la misma capacidad. En la figura 4-7 (adaptada de Ref. G-6) se presenta el resultado de un cálculo de esta índole para el caso de una reacción elemental irreversible, con una relación equimolar de A + a $B \rightarrow +S$, en la dosificación.

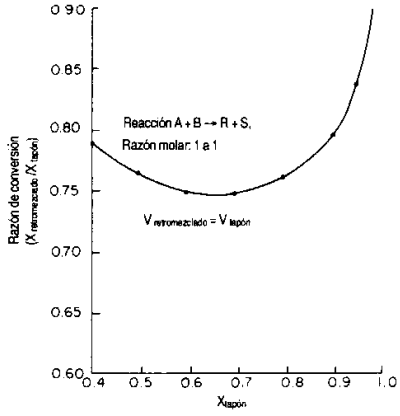


FIG. 4-7 Comparación de conversiones entre reactores simples de flujo tipo tapón y de retromezclado.

Efectos térmicos El proceso del cambio químico va siempre acompañado por el desprendimiento o la absorción de calor, lo que influye no sólo en la velocidad de reacción sino también en la conversión al equilibrio y la composición del producto. La ecuación de Arrhenius [ecuación (4-3)] predice que la velocidad de una reacción simple, expresada a través de la constante de velocidad k, se ve favorecida por un incremento en la temperatura de reacción. No obstante, el incremento continuo de temperatura no genera siempre una aceleración de la velocidad de reacción. Este fenómeno se atribuye a varias causas, como lo revela la expresión general de velocidad:

$$r_i = f(C,T,P,m) \tag{4-2}$$

Examínese la velocidad de reacción exotérmica e irreversible en función de la temperatura y la concentración individual del reactivo descrita por

$$r_i = kf(C) \tag{4-2b}$$

Al combinar la ecuación (4-2b) con la ecuación de Arrhenius, se observa que la constante de velocidad k aumenta en forma exponencial con la temperatura, acelerando inicialmente con ello la velocidad de la reacción. Sin embargo, el agotamiento de los reactivos con el progreso de la reacción contrarresta el aumento de la constante de velocidad, y hace que la velocidad de la reacción disminuya aún con un aumento continuo en la temperatura del reactor. Este comportamiento se describe en la figura 4-8, en donde se ilustra la presencia de una velocidad máxima para un reactor intermitente. El reactor de flujo con retromezclado exhibe una curva característica de forma sigmoide. La forma exacta de la curva depende de la modalidad de operación y del tipo de reactor y se determina trazando la gráfica del balance de energía del sistema.

Se ha observado también un comportamiento similar al descrito cuando el mecanismo de reacción cambia con la temperatura, por ejemplo, un cambio en la etapa controlante de la velocidad, de la reacción química a la difusión. Se encontrarán ejemplos de esta clase de comportamiento en las reacciones gas-sólido (véase la subsección "Modelo matemático para reacciones fluido-sólido" y la tabla 4-4). Este cambio en el paso que controla la velocidad se explica con el ejemplo presentado en las ecuaciones (4-58) a la (4-60). En el intervalo

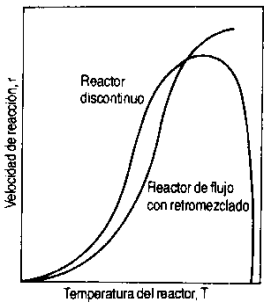


FIG. 4-8 Efecto de la temperatura del reactor en la velocidad de reacción.

de temperaturas bajas, la velocidad global del proceso tiende a ser controlada por la reacción química: pero en el intervalo de temperaturas elevadas, la difusión es la que adquiere preponderancia como paso controlante de la velocidad, ya que el coeficiente de difusión es casi siempre menos sensible a la variación de la temperatura que la constante de velocidad.

Además de los efectos de la temperatura del reactor en la velocidad de reacción, también deben tomarse en cuenta la estabilidad del proceso y la sensibilidad paramétrica para llevar a cabo el diseño del reactor. Estos factores tienen una importancia especial en reactores tubulares. En secciones anteriores se trataron brevemente estos temas (véase "Pasos que deben seguirse para el escalamiento mediante la formulación de modelos matemáticos"). En vista de las características térmicas complejas de los diferentes reactores descritas con anterioridad, es obvio que se requiere una temperatura óptima utilizando el sistema de reactor apropiado para poder lograr una velocidad máxima de producción. Hay muchas referencias que se ocupan de un modo minucioso de este tema (G-7 a G-10).

Efectos de la presión El efecto de la presión es importante en las reacciones en fase gaseosa. El cambio de presión influye también en la energía de activación de algunas reacciones. La conversión de equilibrio y la composición del producto de reacciones gaseosas se ven afectadas por la presión cuando la cantidad de moles varía en función del progreso de la reacción.

Véase la siguiente reacción reversible en gase gaseosa:

$$aA + bB \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} rR + sS$$

Es fácil demostrar que la constante de equilibrio K se asocia con una relación K_y cuando es válida la suposición de que la mezcla es un gas ideal:

$$K = K_y \pi^{(r+s)-(a+b)} \tag{4-68}$$

en donde π es la presión total y $K_y = y_R^r y_S^s / y_A^a y_B^b$. En este caso, los valores de y son fracciones mol. La ec. (4-68) se escribe como sigue

$$y_R^r y_S^s / y_A^a y_B^b = K\pi^{(a+b)-(r+s)} \tag{4-68a}$$

lo que indica que la relación de productos a reactivos en términos de sus fracciones molares y la conversión correspondiente en equilibrio se ven afectadas por la variación de la presión total, puesto que K es independiente de la presión. Por ende, cuando la reacción directa va acompañada de un aumento en la cantidad de moles (es decir, $a + b < r + s$), la conversión se ve favorecida por las presiones bajas hacia el final de la reacción. La situación inversa es válida cuando el número de moles disminuye con la reacción.

En vista del efecto de la presión que se ha visto, con frecuencia se prefiere efectuar reacciones en fase gaseosa dentro de reactores tubulares en los que se imponga un perfil de presión a lo largo de la trayectoria de la reacción de tal manera que se obtenga una conversión mayor con una distribución de producto favorable. Van de Vusse y Voetter (G-11) presentaron en un artículo un ejemplo de la optimización de la presión en reactores tubulares. Primero se analiza una reacción elemental del tipo $A \underset{k_2}{\overset{k_1}{\rightleftharpoons}} 2B$, que tiene la siguiente ecuación de velocidad:

$$d\nu_A/d\theta = (-k_1 p_A + k_2 p_B^2)V \tag{4-69}$$

Suponiendo una mezcla de gas ideal, esta ecuación se convierte en

$$\frac{1}{A\Theta}\frac{d\nu_A}{dL} = -k_1\frac{\nu_A\pi}{2\nu_0 - \nu_A} + 4k_2\frac{(\nu_0 - \nu_A)^2\pi^2}{(2\nu_0 - \nu_A)^2} = f[\pi(L), \nu_A] \tag{4-70}$$

En estas ecuaciones, $\nu_A = \rho_A V = N_A RT$, ν_0 es el valor de ν_A o $\theta = 0$, L es la coordenada de longitud y A es el área de la sección transversal del tubo. El perfil óptimo de presión se determina partiendo de la función expresada en la ecuación (4-70), calculando $\partial f/\partial\pi = 0$. Las explicaciones posteriores se ocupan de los gradientes de concentración para obtener un alto rendimiento con una selectividad óptima para el sistema de reacción:

$$A + B \rightarrow S \qquad A + A \rightarrow E$$

Un ejemplo experimental de los efectos de la presión se presenta en un estudio de Siegel y Garti (G-12), en el que se considera la hidrogenación catalítica de los hidrocarburos aromáticos y los resultados demuestran que existen efectos de la presión bastante complejos sobre la estereoquímica, velocidad y distribución del producto.

Flujo no ideal Las desviaciones del comportamiento ideal supuesto durante el desarrollo de las ecuaciones básicas de diseño de un reactor están presentes en reactores prácticos, y con frecuencia, el grado de no idealidad varía de manera considerable, dependiendo de la escala y la clase de reactor. A continuación se señalan los tipos más importantes de desviación en relación con dos reactores de flujo ideal.

Desviaciones observadas en el reactor de flujo tipo tapón. (1) Canalización del fluido reaccionante por el relleno de catalizador y la presencia de bolsas de fluido estancado, (2) la presencia de gradientes de velocidad y temperatura en dirección radial, y (3) difusión en la dirección del flujo y retromezclado como resultado de la turbulencia del fluido, el transporte térmico por convección y difusión molecular.

Desviaciones observadas en un reactor de retromezclado. (1) Cortocircuitos y desviaciones en el fluido reaccionante, es decir, ciertas proporciones del fluido pueden pasar directamente de la alimentación al orificio de descarga del producto sin mezclarse con el contenido del reactor; (2) reciclaje interno del fluido y (3) presencia de bolsa de fluido estancado.

Caracterización de un flujo no ideal. Las diferentes clases de comportamiento antes citadas implican que distintas porciones del fluido reaccionante siguen trayectorias de flujo independientes a lo largo del recipiente de reacción, generando una distribución amplia de tiempos de residencia. Este género de desviaciones del comportamiento ideal representa una disminución en la eficiencia del reactor y provoca la reducción de su capacidad productiva. Para minimizar este problema, se dispone de varios métodos que se utilizan a menudo en la identificación de la magnitud de la desviación –las llamadas técnicas de estímulo– respuesta que comprenden el empleo de un rastreador.

Hay tres técnicas comunes para introducir un trazador en el recipiente de reacción, que incluyen la entrada de escalón, entrada de pulso

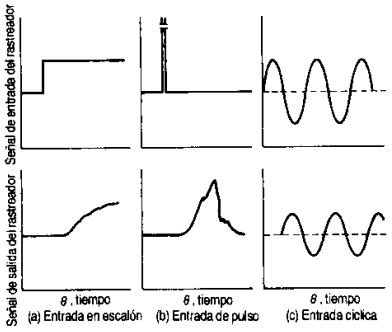


FIG. 4-9 Curvas de respuesta de la salida del rastreador para varios tipos de entrada del mismo.

y entrada cíclica. En la figura 4-9 se ilustran las formas posibles de las curvas de respuesta de señal del rastreador determinadas en la salida del depósito para diferentes clases de señales de entrada del rastreador. La información obtenida de esta manera sirve para determinar la conversión de un reactor, ya sea en forma directa o en combinación con uno de los varios modelos matemáticos para explicar la condición de flujo no ideal (B-10, G-13, G-14).

Distribución del tiempo de residencia. La información obtenida mediante la técnica de estímulo-respuesta con un rastreador es la distribución de los tiempos de residencia de varios elementos del fluido reaccionante.

Por conveniencia, en el manejo de los datos se define un tiempo adimensional τ como $\tau = \theta/\bar{\theta}$ y se utiliza en el análisis matemático de los datos del rastreador. En esta situación es el tiempo transcurrido y $\bar{\theta}$ se refiere al tiempo medio de residencia de la mezcla reaccionante. Por consiguiente, τ es una medición de tiempo en las unidades de tiempo en las unidades del tiempo medio de residencia. El parámetro adimensional ε, definido por la ecuación (4-71), se emplea como medida de la distribución del tiempo de residencia de diferentes elementos del fluido en la salida del recipiente de reacción:

$$\int_0^\infty \varepsilon \, d\tau = 1 = \int_0^{\tau_0} \varepsilon \, d\tau + \int_{\tau_0}^\infty \varepsilon \, d\tau \qquad (4\text{-}71)$$

donde $\varepsilon \, d\tau$ representa la fracción de la mezcla reaccionante en la salida del reactor, cuyo tiempo de residencia adimensional se encuentra entre τ y $\tau + d\tau$. Del mismo modo $\int_0^{\tau_0} \varepsilon \, d\tau$ representa la fracción que ha estado dentro del reactor durante un lapso menor que τ_0 mientras que $\int_{\tau_0}^\infty \varepsilon \, d\tau$ es la fracción cuyo tiempo de residencia adimensional es mayor que τ_0. La gráfica de ε en función de τ dará una curva similar a la señal de salida del rastreador de la figura (4-9*b*), donde el área comprendida bajo la curva es la unidad.

Curvas de respuesta del trazador. El experimento del trazador genera dos tipos de curvas de respuesta. En ambas, una señal adimensional del trazador (o concentración) C/C_0, se representa gráficamente en función del tiempo adimensional τ. C_0 es la concentración de entrada del trazador,en tanto que C es la concentración del trazador medida en la salida. La curva de respuesta a una entrada del trazador en forma de escalón se donima **curva F** y su aspecto es similar al de la señal de salida ilustrada en la figura 4-9*a*. El segundo tipo, conocido como **curva C**, es la respuesta a una inyección de pulso del trazador y su forma es semejante a la de la señal de salida que aparece en la figura 4-9*b*.

El método para obtener la distribución del tiempo de residencia basándose en los experimentos con el trazador, se indica en la siguiente relación:

$$\varepsilon = C = (C/C_0)_{\text{entrada de pulso}} \qquad (4\text{-}72)$$

$$\varepsilon = \frac{dF}{d\tau} = \frac{d}{d\tau}\left(\frac{C}{C_0}\right)_{\text{entrada de escalón}} \qquad (4\text{-}73)$$

Aplicación de los datos de distribución del tiempo de residencia. Estos datos generados en los experimentos con el trazador se utilizan para predecir la eficiencia del reactor con una exactitud aceptable sólo para procesos que comprenden reacciones de primer orden. Para reacciones que sean de un orden distinto, los datos del trazador serían insuficientes por sí solos para evaluar la eficiencia del reactor. Del mismo modo, cuando hay un efecto térmico importante debido a la reacción química, el factor temperatura predomina casi siempre sobre cualquier otro efecto provocado por el flujo no ideal.

A continuación se describe un ejemplo en el que se evalúa la conversión x_A en un reactor real, en el que se produce la reacción de primer orden $A \rightarrow$ producto. Defínase una función de distribución de tiempo de residencia en unidades de tiempo comunes, $\varepsilon(\theta)$ como sigue,

$$\int_0^\infty \varepsilon(\theta) \, d\theta = 1 \qquad (4\text{-}74)$$

Así, pues, $\varepsilon(\theta)\,d\theta$ representa la fracción de la mezcla de reacción en la salida, que tuvo un tiempo de residencia entre θ y $\theta + d\theta$. Asimismo, $\varepsilon(\theta) = \varepsilon/\theta$, en donde ε es la función de distribución de tiempo de residencia adimensional definida por la ecuación (4-71). Ahora, la concentración media, C_{Am} del reactivo A en la corriente que sale del reactor es

$$C_{Am} = \int_0^{\theta_1} C_A \varepsilon(\theta) \, d\theta \qquad (4\text{-}75)$$

en donde C_A es la concentración de A en la fracción de la mezcla reaccionante en la salida, con un tiempo de residencia comprendido entre θ y $\theta + d\theta$. θ_1 es el tiempo después del cual el valor de C_A se hace despreciable. Para una reacción de primer orden, $C_A = C_{A0}e^{-k\theta}$. Por lo tanto, la ecuación (4-75), expresada en términos de la conversión x_A, se convierte en

$$x_A = 1 - \frac{C_{Am}}{C_{Ao}} = 1 - \int_0^{\theta_1} e^{-k\theta} \varepsilon(\theta) \, d\theta \qquad (4\text{-}76)$$

La evaluación de $\int_0^{\theta_1} e^{-k\theta} \varepsilon(\theta) d\theta$ puede realizarse ya sea gráfica o numéricamente basándose en datos cinéticos o de rastreador (sea la curva F o la C) por medio de las relaciones descritas por las ecuaciones (4-72) y (4-73).

Hay infinidad de datos adicionales sobre el tema de los flujos no ideales en reactores químicos prácticos, que se encontrarán en las referencias de Danckwerts y otros más (G-15 a G-19, B-10).

Factores que influyen en la selección del tipo de reactor Cuando se lleva a cabo la selección preliminar del tipo de reactor, ya debe haberse establecido la cinética de la reacción y la forma en que se ve afectada por los parámetros clave del proceso, como también deben haberse determinado ya las condiciones óptimas de operación. En el diseño de un reacctor industrial, las consideraciones más importantes para elegir un tipo de reactor determinado son, por lo común, el costo y el beneficio. Así, pues, los criterios que se siguen para dicha selección deben ser tales que reduzcan los costos a un mínimo e incrementen el beneficio al máximo. Estos criterios se determinan a través de factores que se clasifican en tres grupos distintos, a saber: técnicos, económicos y sociales. Los aspectos técnicos se relacionan con los factores químicos y físicos del proceso que controlan el rendimiento y

la calidad del producto, en tanto que los factores económicos incluyen la inversión de capital y los costos de operación. Los factores sociales comprenden aquéllos que no tienen un valor monetario directo: por ejemplo, la seguridad y la satisfacción de los operadores y los efectos dañinos que pueda producir el reactor en el medio ambiente.

Aunque el análisis detallado de las dos últimas clases de factores queda fuera del alcance de esta sección, vale la pena hacer una mención somera al respecto, ya que la decisión final sobre la clase de reactor debe tomar en cuenta estos dos factores y el resultado podría diferir si se basara exclusivamente en los de tipo técnico.

Los factores químicos y físicos del proceso están íntimamente relacionados entre sí a causa de las interacciones inherentes a los procesos de velocidad física y química. En el análisis siguiente, sólo se consideraron tres tipos de reactores: el reactor intermitente (o semiintermitente), el continuo con tanque agitado y el tubular. Los criterios generales para la aplicación de estos tres reactores también se muestra en la tabla 4-13 (última columna).

Factores técnicos: factores químicos del proceso El rendimiento en producto y su calidad (o composición) están regulados por factores técnicos que son característicos de cada clase de reactor y sus condiciones de funcionamiento. Véase el sistema de reacción:

$$aA + bB \rightarrow dD \quad \text{(producto deseado)}$$
$$b'B + d'D \rightarrow sS \quad \text{(indeseado)}$$

El **porcentaje global de rendimiento** Y del producto deseado D, basado en el reactivo limitante A, se define como sigue:

$$Y = \frac{a}{d}\left(\frac{N_{Df} - N_{Do}}{N_{Ao} - N_{Af}}\right) \times 100 \tag{4-77}$$

en donde los subíndices f y o representan las condiciones de salida (finales) del reactor y las de entrada (iniciales), respectivamente. La relación estequiométrica a/d se incluyen para que Y tenga un valor del 100% en caso de una conversión completa de A.

Los factores químicos del proceso incluyen el tipo de reacción (simple o compleja), la velocidad de reacción, la capacidad de producción y la necesidad de un catalizador. En una reacción de orden simple, la distribución del producto se fija por medio de la estequiometría. En los siguientes párrafos se presenta un análisis breve del tipo de reactor preferido para algunas de las clases de reacción más importantes.

Reacción autocatalítica. La hidrólisis del éster catalizada con ácido es un ejemplo de la reacción autocatalítica en la que uno de los productos actúa como catalizador:

$$A + D \rightarrow B + D$$

en donde D es el catalizador. Para iniciarse la reacción debe estar presente una cantidad pequeña de D.

En esta clase de reacción, la velocidad del mecanismo es inicialmente baja debido a que C_D es pequeña; pero, con el desarrollo de la reacción, el aumento de C_D acelera la velocidad a un máximo, después de lo cual se hace más lenta debido a una reducción gradual de C_A. Para llevar a cabo este tipo de reacción en un sistema de reactor continuo a una velocidad cercana a la máxima (y obtener un gran rendimiento), el sistema preferido sería aquel que consistiera en un reactor de tanque agitado seguido por otro tubular. Esto se debe a que, con un mezclado eficiente, la dosificación que entra al reactor del tanque agitado adoptaría inmediatamente la misma composición que la mezcla residente, que se ajusta de tal modo que se acerque a la velocidad máxima de reacción. En el reactor tubular, el cambio registrado en C_D partiendo de un valor elevado a otro menor, se hace de un modo gradual para sostener la reacción a una velocidad elevada tanto tiempo como sea factible. También se puede adoptar una combinación alternativa que utilice un reactor de tanque agitado con los medios necesarios para separar y reciclar el reactivo remanente en la corriente del producto.

Polimerización. Las reacciones comprendidas en la formación de polímeros son uno de los ejemplos de reacciones complejas asociadas con procesos de transferencia en cadena de mayor importancia desde el punto de vista industrial. La distribución del producto es muy complicada y cubre gran variedad de longitudes de cadena y pesos moleculares como resultado de la influencia de varios factores químicos y físicos del proceso. Las propiedades del polímero que constituye el producto se controlan a través de la distribución del mismo, que es el factor clave para seleccionar el tipo de reactor.

Debido a la naturaleza sumamente viscosa de la mezcla de reacción, la mayor parte de las reacciones de polimerización se llevan a cabo en reactores de tanque agitado, ya sea de funcionamiento continuo o intermitente. La decisión está, entonces, entre estas dos clases de reactores y está regulada por los requisitos de la capacidad de producción y la distribución del producto.

Para producciones a pequeña escala se prefiere casi siempre un reactor intermitente. El sistema de reacción química en esta clase de reactores se caracteriza también por el hecho de que todos los componentes reaccionantes tienden a tener un tiempo de residencia uniforme conforme la concentración de monómero sigue decreciendo al desarrollarse la reacción. La situación inversa prevalece en el caso del reactor continuo de tanque agitado. Así pues, el reactor discontinuo o intermitente dará un rendimiento de producto con un intervalo más angosto en la distribución de pesos moleculares que el reactor continuo. Para reacciones lentas de polimerización, el sistema continuo puede requerir una batería de reactores de tanques agitados para satisfacer las necesidades de producción. En la bibliografía (G-20 y G-21) se dan detalles adicionales de ejemplos sobre la selección del tipo de reactor para reacciones de polimerización. Varias publicaciones relacionadas con el diseño y análisis de los reactores de polimerización aparecen las referencias G-22 y G-23.

Reacciones consecutivas. El curso de una reacción consecutiva elemental del tipo $A \xrightarrow{k_1} B \xrightarrow{k_2} D$ se describe por medio de las curvas de concentración-tiempo que aparecen en la figura 4-1. Si B es el producto deseado, es obvio que C_B pasa por un máximo en algún tiempo intermedio θ_i. En un reactor continuo de tanque agitado, hay elementos distintos del fluido reaccionante que tendrían una variedad de tiempos de residencia debido a las condiciones de flujo no ideal que existen dentro del reactor, lo que dificulta el método para llegar a un rendimiento máximo. Así, pues, el reactor intermitente o por lotes debe preferirse para reacciones de esta índole, ya que es relativamente sencillo ajustar el tiempo de residencia de toda la mezcla de reacción a un valor cercano θ_i al óptimo. Un reactor tubular con un mínimo de retromezclado, generaría también un resultado comparable al del reactor intermitente.

Entre los ejemplos más conocidos de reacciones consecutivas están la oxidación del etileno para producir óxido de etileno,

$$CH_2{=}CH_2 \xrightarrow[\text{aire}]{\text{catalizador}} \underset{\diagdown\;O\;\diagup}{CH_2{-}CH_2} \xrightarrow[\text{aire}]{\text{catalizador}} CO_2 + H_2O$$

la producción del formaldehído a partir del metanol,

$$CH_3OH \xrightarrow[\text{aire}]{\text{catalizador}} HCHO + H_2O \xrightarrow[\text{aire}]{\text{catalizador}} CO_2 + H_2O$$

y la desintegración radiactiva.

Reacciones paralelas. Considérese un par de reacciones paralelas: $A \xrightarrow{k_1} B$ y $A \xrightarrow{k_2} D$, en donde las expresiones de velocidad están dadas por las ecuaciones (4-11) a la (4-13). Supóngase que B es el producto buscado. La velocidad relativa de producción es:

$$dC_B/dC_D = (k_1/k_2)C_A^{m-n} \tag{4-14}$$

Cuando $m > n$, el rendimiento de B se ve favorecido por una gran concentración de A. Esta condición se puede lograr en un reactor intermitente o en un tubular en los que el cambio de la concentración del reactivo es gradual y la concentración promedio del reactivo es supe-

rior a la de un reactor continuo de tanque agitado. No obstante, el rendimiento de este último mejora en cierto grado empleando una batería de tanques conectados en serie.

Por el contrario, cuando $m < n$, la concentración baja de A favorecerá el rendimiento de B. Obviamente, esto se satisface mejor utilizando un sistema de reactor continuo de tanque agitado. Existen algunos otros métodos que es factible utilizar, uno de los cuales consiste en utilizar concentraciones bajas de A en la alimentación, pero puede ser que esto no sea económico. Otro método emplea adiciones sucesivas de cantidades pequeñas de A a la mezcla de reacción y a diferentes etapas de la misma, y es aplicable a cualquiera de las tres clases típicas de reactores que se están estudiando.

Las referencias G-10, G-11, G-24 de la bibliografía deben consultarse si se desea encontrar una explicación más amplia de la selección de los tipos de reactor para reacciones en paralelo.

Factores técnicos-Factores físicos del proceso En esta clasificación se incluye la modalidad de la transferencia de calor (isotérmica, adiabática y de otra índole), el grado de retromezclado y la cantidad y las clases de fases comprendidas. Estos factores están casi siempre tan íntimamente asociados con los factores químicos del proceso, que no siempre es posible separarlos.

Modalidad de la transferencia de calor. Para obtener un rendimiento máximo de la reacción, quizá sea necesario diseñar una modalidad o modo de transferencia de calor tal que se obtenga la programación de la temperatura óptima. Esta programación de la temperatura puede ser isotérmica, adiabática o algún otro perfil de temperatura predeterminado y establecido según los balances de materia y energía. A continuación se incluye una explicación somera de varios casos típicos.

En una reacción exotérmica, cuando la cantidad de calor liberado es baja o moderada, de tal manera que la velocidad de reacción se sustenta a pesar de la concentración decreciente del reactivo, es preferible emplear un reactor de tanque agitado que se aproxime a la condición adiabática. Por otro lado, conviene utilizar un sistema de reactor tubular de flujo con intercambiadores de calor externos cuando se tenga una cantidad excesiva de calor que ejerza un efecto desfavorable en la conversión de equilibrio. En este caso es factible emplear un reactor tubular de flujo, o bien un sistema de reactor continuo de tanque agitado inyectando en varios puntos cierta disificación de la alimentación fría.

Cuando se trata de reacciones endotérmicas, conforme la temperatura desciende al desarrollarse la reacción, tanto la velocidad de la reacción como la conversión de equilibrio disminuirán. En estas circunstancias, el proceso general se controla a través de la velocidad de la transferencia de calor, en cuyo caso se requerirán intercambiadores de calor entre las etapas. Por lo tanto, el diseño de los intercambiadores de calor adoptará quizá un papel más importante que la selección misma del tipo de reactor. No obstante, casi siempre se prefiere utilizar en este caso un reactor tubular de flujo.

Ya que la sensibilidad de una reacción a la temperatura es uno de los factores principales para la selección del tipo de reactor, así como del modo de transferencia de calor, es conveniente cuantificar esta característica. Se han definido y utilizado (D-2) dos parámetros y un tercero, que es producto de los dos primeros, como medios para comparar diferentes sistemas reaccionantes en los que predomina una sola reacción. Los primeros dos parámetros son

Factor adiabático = cambio de la temperatura adiabática para el consumo completo del reactivo limitante A

$$= \frac{C_{Ao}(-\Delta H_A)}{\rho_m C_{Pm}} \tag{4-78}$$

y

Sensibilidad a la temperatura

= cambio fraccionario en la velocidad de reacción con la temperatura

$$= \frac{d(-r_A)}{dT} \Big/ (-r_A) = \frac{E}{RT^2} \tag{4-79}$$

donde ρ_m y C_{pm} son la densidad molar y la capacidad calorífica de la alimentación total, respectivamente. El producto de estos dos parámetros es un grupo adimensional llamado (D-2), el potencial de generación de calor q_p, definido por la expresión

$$q_p = \frac{C_{Ao}(-\Delta H_A)}{\rho_m C_{pm}} (E/RT_0^2) \tag{4-80}$$

Por consiguiente, el factor adiabático indica la extensión del cambio de temperatura adiabática, si se supone que la reacción continúa hasta terminarse, a pesar de que la extensión real de la reacción pueda verse limitada por el equilibrio. La sensibilidad a la temperatura es una medición del efecto de la temperatura sobre la velocidad de generación o consumo de calor. Para un sistema reaccionante que incluye más de una reacción con igual dominio, estos parámetros sólo sirven como medios cualitativos de comparación. Una comparación cuantitativa requiere el conocimiento de las velocidades relativas de estas reacciones, basadas en el modelo establecido de reactor. En la referencia D-2 aparece una lista de los valores del factor adiabático y el potencial de generación de calor, para diferentes reacciones industriales características.

Otra consideración, relacionada con la modalidad de transferencia de calor, es la estabilidad de las operaciones del reactor. Para facilitar el análisis de cómo la estabilidad del reactor afecta el modo de transferencia de calor, considérese una reacción exotérmica e irreversible de primer orden, representada por $A \rightarrow R$, en un reactor continuo de retromezclado (o tanque agitado). La velocidad de generación de calor q_G se expresa mediante

$$q_G = kC_A V(-\Delta H_A) = kC_{Ao}(1 - x_A)V(-\Delta H_A) \tag{4-81}$$

Con base en la ecuación (4-61*b*), para una reacción de primer orden a volumen constante

$$\bar{\theta} = C_{Ao}x_A/kC_{A0}(1 - x_A)$$

o

$$x_A = k\bar{\theta}/(1 + k\bar{\theta}) \tag{4-82}$$

$$C_{Ao}V = F_{Ao}\bar{\theta} \tag{4-83}$$

Al combinar las ecuaciones (4-81), (4-82), (4-83) y (4-3), se obtiene

$$q_G = \frac{F_{A0}\bar{\theta}A(-\Delta H_A)}{\bar{\theta}A + e^{E/RT}} \tag{4-84}$$

La velocidad de eliminación de calor q_R es la suma del calor que acompaña la corriente de salida del reactor más el calor eliminado por la superficie de transferencia de calor proporcionada por el reactor:

$$q_R = C_p F(T - T_0) + UA_w(T - T_w)$$

o

$$q_R = (C_p F + UA_w)T - (C_p F T_0 + UA_w T_w) \tag{4-85}$$

En la figura 4-10 aparecen las gráficas de las ecuaciones (4-84) y (4-85), en la que q_G se muestra como una curva sólida, en tanto que q_R aparece como una línea punteada. La forma sigmoidea de la curva de generación de calor, que se aproxima a un valor constante de q_G, refleja las características de la ecuación (4-84), ya que el término exponencial disminuye rápidamente en el intervalo de alta temperatura. La linealidad de las curvas de eliminación de calor es resultado de suponer que la capacidad calorífica molar C_p y la velocidad de flujo F de la corriente de alimentación, así como el coeficiente total de transferencia de calor U son insensibles a la variación de temperatura. Además, el área de transferencia de calor A_w, la temperatura de la superficie T_w y la temperatura de alimentación T_0 están fijas para cada línea de q_R. Por consiguiente, la temperatura del sistema reaccionante T es la única variable independiente en la ecuación (4-85). Las intersecciones de la curva q_G con las líneas q_R ℓ, m_1, m_2, m_3 y h representan los regímenes permanentes, ya que en estos puntos $q_G = q_R$. Se pueden obtener diferentes líneas q_R al variar T_0, U y F. Por ejemplo, cuando se selecciona

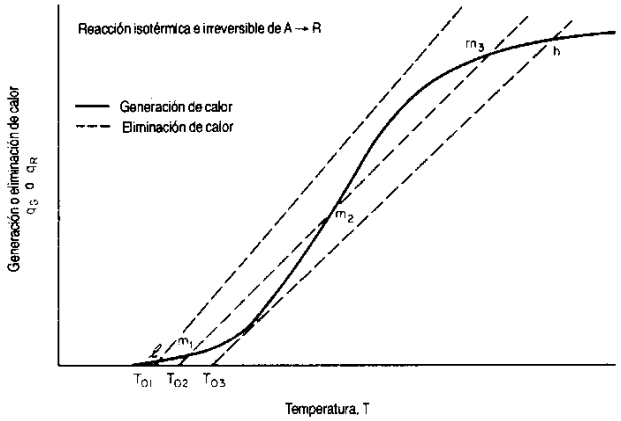


FIG. 4-10 Comportamiento y estabilidad térmica de un reactor continuo de tanque agitado, en condiciones no isotérmicas.

T_{01} y un valor relativamente elevado de F o U o ambos, el punto ℓ corresponde a una velocidad despreciable de reacción y de q_G. Si la temperatura de alimentación se incrementa a T_{02} y de alguna manera se reducen F o U o ambos, se obtienen tres intersecciones: m_1, m_2 y m_3; sin embargo, m_2 es inestable, ya que en esta región la proporción de cambio en q_G respecto a T es mayor que en q_R. Al incrementar la temperatura de alimentación hasta T_{03} y, por ejemplo, reducir ligeramente F se obtiene la intersección h, que representa la operación a régimen permanente con una conversión muy elevada.

Un método similar se puede utilizar en el desarrollo de las curvas q_G y q_R para reacciones complejas, pero los procedimientos son más complicados. En ciertas condiciones, pueden presentarse más de tres intersecciones de las dos curvas. En forma semejante, las relaciones $q_G - q_R$ para el reactor de flujo tapón son considerablemente más complejas que el caso analizado, porque tanto q_R como q_G y T varían a lo largo de la longitud del reactor. Un estudio más detallado de estos casos se encuentra en las referencias B-8, B-9, B-10, D-1 y G-7.

Extensión del retromezclado. Para la mayor parte de los reactores prácticos, la extensión del retromezclado se encuentra entre un máximo para el reactor ideal de retromezclado y un mínimo para el reactor ideal de flujo tapón. Este comportamiento se puede analizar para una reacción isotérmica de primer orden al considerar un número m de reactores continuos con retromezclado de las mismas dimensiones y conectados en serie, o un reactor de flujo tapón con recirculación del efluente. Para el primer caso, los balances de materia para los reactores individuales y sustituciones posteriores dan por resultado

$$\Theta_{bt} = \frac{m}{k}\left[\left(\frac{C_{Ao}}{C_{Am}}\right)^{1/m} - 1\right] \tag{4-63}$$

donde Θ_{bt} representa el tiempo espacial total para m reactores continuos con retromezclado. A medida que se incrementa m, la ecuación (4-63) se aproxima a la ecuación correspondiente para el reactor de flujo tapón.

$$\Theta_P = \frac{1}{k}\ln\left(\frac{C_{Ao}}{C_{Am}}\right) \tag{4-65}$$

Gillespie y Carberry (G-25) evaluaron el efecto de los grados de variación del retromezclado sobre el comportamiento del reactor isotérmico de flujo tapón. Los autores utilizaron una razón de recirculación (R = cantidad de efluente recirculado/cantidad de efluente descargado) como el parámetro de mezclado. El tiempo espacial para este caso se puede expresar como

$$\Theta_P = -\ln\left[\frac{\left(\frac{C_{Ao}}{C_{Am}}\right)(R+1)}{\left(\frac{C_{Ao}}{C_{Am}}\right)R + 1}\right] \tag{4-86}$$

En la ecuación (4-86), a medida que R se incrementa, la expresión se aproxima a la de un solo reactor continuo con retromezclado. Esto se puede demostrar al expander el miembro derecho de la ecuación (4-86) mediante una serie logarítmica y resolver para (C_{Ao}/C_{Am}). Weinstein y Alder (G-26) desarrollaron modelos matemáticos que representan el efecto del mezclado sobre la conversión en reactores continuos, con base en los modos de micro y macromezclado.

Clases de fases comprendidas. Muchas reacciones catalizadas con sólido se llevan a cabo en reactores tubulares rellenos. Entre los ejemplos sobresalientes se incluyen la síntesis del amoniaco, la oxidación de SO_2 y la desintegración catalítica de los hidrocarburos de petróleo. Sin embargo, también se utiliza gran cantidad de variantes de los reactores básicos (es decir, tubulares y de tanque agitado) así como de otros de diseño especial. Entre éstos están los de lecho fluidizado, los de fase dispersa, hornos de secado y hornos de crisol, así como torres de absorción de gas.

Factores económicos Puesto que la complejidad del reactor no tiene necesariamente ninguna relación con la clase del mismo, es difícil establecer correlaciones exactas entre los costos y la clase de reactor. En consecuencia, los costos de un reactor deben evaluarse para casos específicos. A pesar de esto, se presentan algunos lineamientos cualitativos respecto a los costos de capital y operación en relación con los tres tipos de reactores comunes, y los que se incluyen en la lista de la tabla 4-13 (en la última columna).

Factores sociales Los factores comprendidos en esta clasificación no se evalúan directamente en términos monetarios, pero sí pueden influir en la decisión del tipo de reactor que se adquiera. Por ejemplo, una de las clases puede ser más segura en su funcionamiento que otras. Es más, la característica del diseño de un reactor puede facilitar la operación simplificando con ello la labor de los trabajadores. Algunas clases de reactores generan desechos que son difíciles de tratar y que tienden a contaminar el ambiente. Aunque estos factores no merecieron mucha atención en el pasado, en la actualidad han comenzado a desempeñar un papel cada vez más importante en el diseño de una

planta. A este respecto, una de las referencias más interesantes es la obra de Denbigh (G-27). Rase (D-1) recalcó también las necesidades básicas de identificar y cuantificar los riesgos de incendio, psicológicos y ecológicos relacionados con la reacción en sí y con las corrientes de alimentación, producción y desperdicio. Entre los medios para dicha cuantificación se encuentran las aplicaciones de los fundamentos de fisicoquímica, que incluyen termodinámica para la evaluación de los potenciales de explosión y los límites de inflamabilidad. En varias referencias, por ejemplo, la G-28, aparecen compilaciones de las proporciones de riesgo para procesos químicos y sustancias químicas específicas.

Reactores heterogéneos no catalíticos El análisis de este tema se limitará a reactores para reacciones fluido-sólido. Además, se recalcarán las reacciones gas-sólido, ya que las que se verifican en otros tipos de recipientes de reacción heterogénea (es decir, los necesarios para las reacciones gas-líquido y líquido-líquido) se presentan en otras secciones. En la tabla 4-3 aparece una lista de ejemplos de reacciones fluido-sólido importantes desde el punto de vista industrial. Las consideraciones principales en la selección y diseño de un reactor para reacciones fluido-sólido incluyen: 1) forma, distribución del diámetro de partícula y estructura de los sólidos, 2) propiedades físicas del fluido y sólido, respectivamente, 3) cinética y mecanismo de las reacciones, y 4) flujo fluido-sólido y patrones de contacto.

Los reactores para los sistemas fluido-sólido se caracterizan por muchos aspectos diferentes de diseño. Ejemplos característicos son: 1) los reactores de lecho fluidizado (flujo mezclado de sólidos, por ejemplo, la reducción de un mineral de hierro en lecho fluidizado); 2) los reactores de lecho fijo (fluido con flujo tipo tapón, por ejemplo, una columna de intercambio iónico); 3) los reactores de lecho móvil (tanto el fluido como los sólidos en flujo tapón, por ejemplo, una retorta de aceite de esquistos en lecho móvil, y 4) los hornos rotatorios de calcinación (tanto el fluido como los sólidos en flujo tapón, por ejemplo, la reducción por calcinación de minerales de óxido de hierro). Los patrones de flujo del fluido y sólidos indicados para los diferentes tipos de reactores son una aproximación de las condiciones ideales. Sin embargo, en muchos casos, los patrones de flujo y contacto del fluido y/o sólidos en los reactores industriales no se pueden identificar con facilidad, en términos de los patrones ideales específicos.

Se han propuesto varios modelos teóricos y semiempíricos para delinear el comportamiento de los sistemas fluido-sólido en los reactores, con objeto de escalar los resultados a reactores comerciales. A pesar de que dichos modelos pueden aproximar en ocasiones ciertos sistemas relativamente simples, se encuentran lejos de poder aproximar muchos sistemas reaccionantes reales e importantes, desde el punto de vista industrial. Esta situación se debe básicamente a la sensibilidad de ciertos parámetros clave de diseño a escala del reactor. La complejidad de los mecanismos y la cinética de reacción de los sistemas fluido-sólido desafía también cualquier análisis sencillo. En consecuencia, en estos casos, el diseño de los reactores depende considerablemente de las experiencias prácticas anteriores acumuladas y las bases de datos experimentales de alcances limitados. Por consiguiente, a menudo falla el escalamiento del reactor con base en los modelos teóricos y/o semiempíricos, principalmente porque la base de datos de diseño se obtuvo en equipo con escala mucho menor que las dimensiones comerciales requeridas y en condiciones del proceso que son considerablemente diferentes de las existentes en la operación real. A pesar de estas desventajas, los desarrollos teóricos han contribuido a una mejor comprensión de la naturaleza de los reactores para reacciones fluido-sólido y proporciona guías útiles para el diseño.

Para ejemplificar los métodos de análisis de los reactores fluido-sólido se adaptaron los sistemas idealizados y simplificados por Levenspiel (B-10), para su presentación en el siguiente análisis. Se estudian cinco casos diferentes con la suposición básica de que la composición del fluido es uniforme en todo el reactor. También se supone que: 1) los patrones de flujo (flujo tipo tapón o mixto) de los sólidos son ideales, 2) se puede aplicar el modelo de núcleo sin reacción con diámetro de partícula fijo, y 3) el control del proceso se realiza por un solo mecanismo (es decir, difusión a través de la película de gas, de la capa de ceniza o de la reacción química) a la vez. Las suposiciones de una composición uniforme del fluido y flujo mixto para los sólidos representa una buena aproximación para algunos casos limitados que incluyen reactores de lecho fluidificado. Sin embargo, en otros casos, las desviaciones de estas condiciones pueden ser significativas, especialmente en relación con la primera suposición. Varios investigadores, que incluyen a Kunii y Levenspiel (H-1), han estudiado con detalle análisis más realistas de estos casos.

En la tabla 4-14 se resumen los resultados de los análisis, basados en estas suposiciones simplificadas. A pesar de las limitaciones impuestas, analizadas antes, estas correlaciones se han aplicado en forma satisfactoria al diseño de reactores para algunas reacciones fluido-sólido importantes industrialmente. El método utilizado en el desarrollo de estas correlaciones se muestra a continuación para dos casos distintos (casos 2 y 4).

Caso 2. Flujo tipo tapón de sólidos con diámetros de partícula diferentes, pero constantes. Para un sistema reaccionante fluido-sólido que consta de un reactivo sólido B, con diámetros mezclados que varían hasta un radio R_m, y un reactivo fluido A, el alcance de la reacción se puede describir mediante

$$\begin{bmatrix}\text{Conversión}\\ \text{fraccionaria}\\ \text{promedio de } B\end{bmatrix} = \bar{x} = 1 - \sum_{R_i=0}^{R_m}\left[1-\begin{pmatrix}\text{Conversión}\\ \text{fraccionaria de } B \text{ con}\\ \text{dimensiones } R_i,\ x_B(R_i)\end{pmatrix}\right]\begin{bmatrix}\text{fracción de } B \text{ con}\\ \text{dimensiones } R_i\\ \text{en la alimentación}\end{bmatrix} \quad (4\text{-}87a)$$

o

$$\bar{x}_B = 1 - \sum_{R_i=0}^{R_m}[1 - x_B(R_i)][F'(R_i)/F'] \quad (4\text{-}87b)$$

donde F' representa el flujo total de masa o volumétrico (si la densidad de B no cambia en forma apreciable con la reacción) del sólido alimentado B y $F'(R_i)$ es la velocidad de flujo de masa o volumétrico de B con dimensiones R_i en la alimentación. Se observa que la ecuación (4-87b) está sujeta a la restricción $0 \le x_B \le 1$. En esta restricción se considera una mezcla de sólidos cuyos diámetros de partícula son pequeños y que se convierte totalmente en menos tiempo que el tiempo de residencia de los sólidos, θp (para flujo tapón) en el reactor. Una expresión opcional a la ecuación (4-87b) es

$$\bar{x}_B = 1 - \sum_{R_i=0}^{R_m}[1 - x_B(R_i)][F'(R_i)/F'] \quad (4\text{-}88)$$

donde $R\theta$ se refiere a las dimensiones (radio) de la partícula más grande, que se convierte en su totalidad dentro del reactor.

Por lo tanto, la relación $F'(R_i)/F'$ se calcula, para diferentes tamaños de partícula, al conocer las condiciones de alimentación del sólido (es decir, la velocidad de flujo y la distribución del tamaño de partícula). La naturaleza de la etapa de control se puede confirmar mediante una serie de corridas con sólidos de diferentes tamaños de partícula para determinar, por ejemplo, la relación entre θ (el tiempo requerido para obtener la conversión fraccionaria requerida), el tamaño de partícula R_i y la comparación de los resultados con las ecuaciones que aparecen en la tabla 4-4. Una vez identificada la etapa de contro, las expresiones para $x_B(R_i)$ se obtienen en la tabla 4-4 y se sustituyen valores experimentales adecuados (p. ej., el tiempo requerido para la conversión completa de los sólidos con diferentes tamaños de partícula y el tiempo de residencia en el reactor) para calcular la conversión fraccionaria promedio $\bar{x}_B$.

Caso 4. Flujo mixto de sólidos con tamaño de partícula diferente pero constante y sin acarreo de sólidos. Este caso se puede represen-

TABLA 4-14 Correlaciones conversión de sólidos-tiempo, para reacciones en reactores gas-sólido*

Caso	Distribución del tamaño de partícula	Etapa de control	Correlaciones conversión desólidos-tiempo
		Flujo tipo tapón de los sólidos y composición uniforme del gas	
1	Tamaño uniforme		Son aplicables las ecuaciones de velocidad listadas en la tabla 4-4
2	Mezcla de tamaños diferentes, pero que no cambian.		$\bar{x}_B = 1 - \sum_{R_i=0}^{R_m} [1 - x_B(R_i)] \frac{F'(R_i)}{F'} \quad 0 \le x_B \le 1$ o $\bar{x}_B = 1 - \sum_{\bar{\theta}(R_i)}^{R_m} [1 - x_B(R_i)] \frac{F'(R_i)}{F'}$
		Flujo mixto de sólidos y composición uniforme del gas (lecho fluidificado)	
3	Tamaño uniforme	*a*) Difusión a través de la película de gas	$\bar{x}_B = (1 - e^{-\gamma})/\gamma;\ \gamma = \bar{\Theta}/\bar{\theta}$
		b) Difusión a través de la ceniza	o $\bar{x}_B = 1 - \frac{1}{2!}\gamma + \frac{1}{3!}\gamma^2 - \frac{1}{4!}\gamma^3 + \cdots$ $x_B = 1 - \frac{3}{4}\gamma + \frac{19}{200}\gamma^2 - \frac{41}{4800}\gamma^3 + \cdots$
		c) Reacción química	$\bar{x}_B = 3/\gamma - 6/\gamma^2 + 6(1 - e^{-\gamma})/\gamma^3$
4	Mezcla de tamaños diferentes, pero que no cambian.	*a*) Difusión a través de la película de gas	o $\bar{x}_B = 1 - \frac{1}{4}\gamma + \frac{1}{20}\gamma^2 - \frac{1}{120}\gamma^3 + \cdots$ $\bar{x}_B = 1 - \sum^{R_m} (\frac{1}{2!}\gamma_i - \frac{1}{3!}\gamma_i^2 + \cdots) \frac{F'(R_i)}{F'};\ \gamma_i = \frac{\bar{\Theta}(R_i)}{\bar{\theta}}$
		b) Difusión a través de la ceniza	$\bar{x}_B = 1 - \sum^{R_m} (\frac{1}{4}\gamma_i - \frac{19}{200}\gamma_i^2 + \cdots) \frac{F'(R_i)}{F'}$
		c) Reacción química	$\bar{x}_B = 1 - \sum^{R_m} (\frac{1}{4}\gamma_i - \frac{1}{20}\gamma_i^2 + \cdots) \frac{F'(R_i)}{F'}$
		Flujo mixto de sólidos y composición uniforme del gas (lecho fluidificado)	
5	Mezcla de tamaños diferentes, pero que no cambian; con arrastre de sólidos.	*a*) Difusión a través de la película de gas	$\bar{x}_B = 1 - \sum^{R_m} (\frac{1}{2!}\bar{\gamma}_i - \frac{1}{3!}\bar{\gamma}_i^2 + \cdots) \frac{F_0'(R_i)}{F_0'};\ \bar{\gamma}_i = \frac{\bar{\Theta}(R_i)}{\bar{\theta}(R_i)}$
		b) Difusión a través de la ceniza	$\bar{x}_B = 1 - \sum^{R_m} (\frac{1}{4}\bar{\gamma}_i - \frac{19}{200}\bar{\gamma}_i^2 + \cdots) \frac{F_0'(R_i)}{F_0'}$
		c) Reacción química	$\bar{x}_B = 1 - \sum^{R_m} (\frac{1}{4}\bar{\gamma}_i - \frac{1}{20}\bar{\gamma}_i^2 + \cdots) \frac{F_0'(R_i)}{F_0'}$

*Para la reacción A (gas) + bB (sólido) → productos. Adaptado de la referencia B-10.
$\bar{x}_B$,, $\bar{x}_B$: Conversión fraccional media del reactivo sólido.
R_m: Tamaño máximo de la partícula sólida en la alimentación.
R_i: Diferentes tamaños de las partículas; (R_i) significa que la variable anterior es función de R_i
F': Gasto volumétrico de alimentación del sólido.
F_0': Gasto volumétrico de alimentación de los sólidos, para el caso 5.
$\bar{\theta}$: Tiempo medio de residencia de los sólidos en el reactor.
Θ: Tiempo requerido para la conversión completa de una sola partícula sólida.

tar mediante un reactor de lecho fluidizado, que se comporta como un reactor de flujo mixto, en el que las condiciones (p. ej., la distribución del tamaño de partícula) dentro del reactor son idénticas a las que existen en la corriente de salida. Esto implica que el tiempo medio de residencia de los sólidos con tamaño R_i, $\bar{\theta}(R_i)$ es el mismo al de todos los tamaños dentro del reactor, $\bar{\theta}$. Sin embargo, los tiempos de residencia de las partículas sólidas individuales no son necesariamente los mismos. La conversión fraccionaria promedio de los sólidos B con tamaño de partícula R_i, $\bar{x}_B(R_i)$ se expresa mediante

$$\bar{x}_B(R_i) = 1 - \sum_{\theta=0}^{\infty} \left[1 - \left(\begin{array}{c}\text{conversión fraccionaria}\\ \text{de las partículas } B \text{ con}\\ \text{tamaño } R_i \text{ y edades entre}\\ \theta \text{ y } \theta + d\theta\end{array}\right)\right] \left[\begin{array}{c}\text{fracción de sólidos}\\ \text{del efluente con}\\ \text{tamaño } R_i \text{ y tiempos}\\ \text{de residencia en el}\\ \text{reactor entre } \theta \text{ y } \theta + d\theta\end{array}\right] \tag{4-89a}$$

o bien

$$\bar{x}_B(R_i) = 1 - \int_0^{\Theta(R_i)} [1 - x_B(R_i)]\epsilon\, d\theta \tag{4-89b}$$

En esta ecuación, ϵ representa la función de distribución de la edad de salida o del tiempo de residencia definida con anterioridad [p. ej., véase la ecuación (4-71)].

Ya que para flujo mixto, caracterizado por un lecho fluidizado,

$$\epsilon = (e^{-\theta/\bar{\theta}})/\bar{\theta} \tag{4-90}$$

la ecuación (4-89) se transforma en

$$\bar{x}_B(R_i) = 1 - \int_0^{\Theta(R_i)} [1 - x_B(R_i)] \left(\frac{e^{-\theta/\bar{\theta}}}{\bar{\theta}}\right) d\theta \tag{4-91}$$

El límite superior de la integral en la ecuación (4-91) implica que se excluyen las partículas con tamaño R_i que permanecen en el reactor más que $\Theta(R_i)$, el tiempo requerido para una conversión completa, porque, de otro modo, $x_B(R_i) > 1$. Con base en un enfoque similar al de la ecuación (4-87*a*), la conversión fraccionaria promedio total, para todos los tamaños de partícula incluidos $\bar{\bar{x}}_B$ está descrito por

$$\bar{\bar{x}}_B = 1 - \sum_{R_i=0}^{R_m} [1 - \bar{x}_B(R_i)][F'(R_i)/F'] \qquad (4\text{-}92)$$

De la ecuación (4-92) se pueden obtener expresiones específicas para los sistemas reaccionantes que están sujetos a diferentes mecanismos de reacción, al introducir las expresiones respectivas para $\bar{\bar{x}}_B$, de la tabla 4-4. Los resultados así obtenidos aparecen en la tabla 4-14 (caso 4).

Reactores para reacciones catalizadas con sólidos Las reacciones en fase fluida catalizadas con sólidos son probablemente los sistemas reaccionantes más complejos, pero también son los más importantes y los que con más frecuencia se encuentran en los procesos industriales. En vista de su complejidad e importancia, en esta subsección se presenta un análisis breve de los factores clave a considerar en el diseño de reactores para procesos catalizados con sólidos. Entre estos factores tenemos los que pertenecen a la dinámica del fluido (p. ej., la caída de presión a través del reactor), a la transferencia de masa (p. ej., difusión externa, difusión por poro, etc.) y a las características del catalizador (p. ej., porosidad, áreas superficiales interna y externa y susceptibilidad de envenenamiento). Antes de proceder al análisis de estos factores se presenta un análisis conciso de los constituyentes básicos del catalizador, que ayuda a comprender sus características y funciones y facilita el estudio posterior. Detalles adicionales sobre los constituyentes y preparaciones de los catalizadores se encuentran en las referencias I-1 e I-2.

Constituyentes básicos del catalizador Existen tres constituyentes principales en la preparación de un catalizador característico: el soporte (o portador), el agente activo del catalizador y los promotores que a menudo se utilizan.

Soporte o portador. Con frecuencia, los materiales utilizados como soporte del catalizador son sólidos porosos con áreas superficiales totales elevadas (interna y externa), que proporcionan altas concentraciones de sitios activos por unidad de peso de catalizador. Estos materiales incluyen alúminas, sílicas y aluminosilicatos activados. El área superficial total disponible de estos materiales varía no sólo de acuerdo con su estructura cristalina sino además con el método de preparación del catalizador. En la tabla 4-16 aparecen los intervalos de áreas superficiales internas para catalizadores seleccionados. Sin embargo, un área superficial elevada no siempre es una ventaja para las reacciones catalíticas. En algunas reacciones, las estructuras de poro fino de los soportes para catalizador con área elevada tienden a impedir la difusión por poro y la transferencia de calor entre partículas, lo cual puede dar por resultado una distribución desfavorable del producto y/o una sinterización de las partículas del catalizador. El soporte del catalizador puede acrecentar la función del agente catalizador.

Agente activo del catalizador. Este es el principal constituyente responsable de la función catalítica e incluye metales, semiconductores y aisladores. En general, el agente activo del catalizador debe prepararse mediante una o mas de las diferentes etapas de procesamiento químico, como, por ejemplo, precipitación, lixiviación, descomposición térmica y fusión térmica. Para catalizadores que requieren soporte, el agente procesado así se deposita sobre el soporte por medio de rocío o inmersión, seguido de una etapa de secado, calcinación y, en caso necesario, reactivación por métodos como la reducción o la oxidación.

Promotores. Los compuestos que se agregan para mejorar la función física o química del catalizador se llaman "promotores". Estos compuestos se pueden incorporar al catalizador en cualquier etapa de su procesamiento químico. En algunos casos, los promotores se agregan en el transcurso de la reacción. Un ejemplo característico de un promotor físico es el Al_2O_3, que se agrega al catalizador de hierro para la síntesis del amoniaco con objeto de evitar el crecimiento del agente activo (los cristales de hierro). Los promotores químicos aumentan por lo general la actividad del agente del catalizador, pero ciertos promotores se agregan para retardar reacciones laterales indeseables. Así, por ejemplo, una pequeña cantidad de cloruro de etileno agregada como un promotor químico al catalizador de oxidación del etileno, mejora la selectividad del producto por el óxido de etileno al suprimir la producción de CO_2.

Factores de dinámica de los fluidos Las ecuaciones para evaluar la caída de presión de un fluido reaccionante que atraviesa lechos empacados, se derivaron basándose en un método similar al que se aplica a las tuberías vacías. El balance de energía mecánica se emplea usualmente suponiendo una carga estática desdeñable. No obstante, el tamaño (en lo que respecta al diámetro equivalente, D_p) y la forma de las partículas, así como la fracción de vacío externo del lecho, ε, se deben tomar en cuenta además de los parámetros que se consideran usualmente en tuberías vacías. Ergun (I-3) propuso una ecuación tanto para el flujo laminar como el turbulento, que es:

$$\frac{\Delta P}{L} = \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{D_p} + 1.75G\right]\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}\frac{G}{D_p\rho g_c} \qquad (4\text{-}93)$$

en donde ΔP es la caída de presión a lo largo de un lecho de profundidad L; μ y ρ son, respectivamente, la viscosidad y la densidad del fluido de reacción, y G es la velocidad de flujo másico superficial en $kg/(s \cdot m^2)$ $[lb/(h \cdot ft^2)]$. D_p se define como $D_p = 6v_p/a_p$, en donde v_p y a_p, son el volumen y el área externa de una sola partícula. Para lechos empacados con partículas mezcladas, el diámetro equivalente medio de la superficie $\bar{D}_p$ se utiliza en lugar de D_p. La ecuación (4-93) se basa en la suposición de que el lecho empacado consta de partículas con tamaño y forma similares, con un empacado uniforme, un efecto despreciable de la pared y sin acanalamiento.

La ecuación (4-93) también se puede utilizar como una buena aproximación para un reactor de lecho fluidizado, hasta el punto de las condiciones mínimas de fluidización. Más allá de este intervalo, la correlación de la caída de presión (ΔP) y otros factores dinámicos del fluido son considerablemente más complejos que en el reactor de lecho empacado. Por ejemplo, entre los parámetros que afectan el valor de ΔP, se tiene el comportamiento del lecho fluidizado (p. ej., fluidización uniforme, retardamiento o acanalamiento) y la distribución del tamaño de partícula, así como la velocidad de flujo del gas. Los dos primeros parámetros están más íntimamente relacionados que el tercero. Por consiguiente, después de alcanzar de una ΔP máxima en el punto de fluidización mínima, la ΔP de un lecho uniformemente fluidizado se reducirá a un valor aproximado, que corresponde a la presión estática del lecho y permanecerá prácticamente constante al incrementarse la velocidad de flujo del gas, hasta llegar al punto de acarreo (curva *a*, Fig. 4-11). En contraste, un lecho retardado (curva *b*) muestra mayor fluctuación en el valor de ΔP, más allá del punto de fluidización mínima, en tanto que un lecho acanalado (curva *c*) puede mostrar un valor para ΔP bastante inferior a la presión estática del lecho. En las referencias H-1, I-4 e I-5 se presenta la base de datos específicos y se analizan con detalle los reactores de lecho fluidizado. En la sección 20 también se analizan algunos aspectos de diseño de los sistemas con lecho fluidizado.

Porosidad del catalizador Los catalizadores utilizados en procesos industriales son casi siempre gránulos porosos. Esta estructura porosa produce una cantidad considerable de superficie eficaz interna por unidad de volumen del reactor. Debido al mecanismo complejo (véase "Mecanismo de reacciones catalizadas con sólidos") que implica la catálisis, la estructura y el

(4-89*b*)

la edad
] [p. ej.,

do,

(4-90)

(4-91)

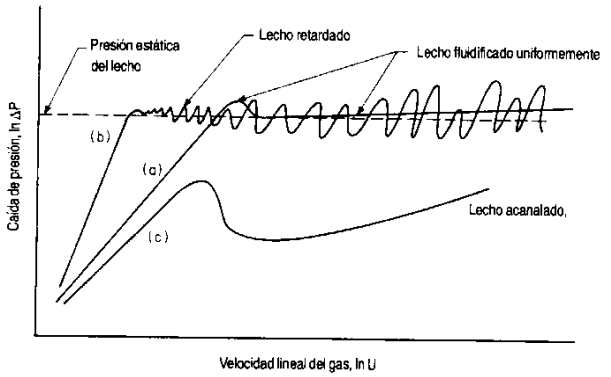


FIG. 4-11 Comportamiento cualitativo de los lechos fluidificados.

área interna de los poros del catalizador desempeñan papeles extremadamente importantes en la determinación de varios parámetros clave. Entre éstos están la actividad catalítica, la permeabilidad, la difusividad, la conductividad térmica, el factor de eficiencia y la resistencia mecánica.

Se dispone de varios métodos para caracterizar la estructura del poro de catalizador. El método BET (1-6) y el propuesto por Ritter y Drake (1-7) se han utilizado como normas, el primero para medir el área interna y el segundo para determinar el diámetro de poro y la distribución del tamaño del poro. Hay un método perfeccionado por Cranston e Inkley (1-8) que evalúa el tamaño promedio del poro, la distribución del tamaño del poro, el área interna y el volumen vacío interno basándose en las isotermas físicas de adsorción y desorción de nitrógeno.

La importancia del área de la superficie del catalizador y la estructura del poro se hace evidente cuando se toma en cuenta el hecho de que las reacciones catalizadas con sólidos se desarrollan sobre la superficie del catalizador por medio de procesos de adsorción y desorción, así como mediante la difusión a través de los poros. No obstante, el grado de importancia varía dependiendo de la etapa que controla el proceso global. Por ende, cuando la reacción química en la superficie es la etapa controlante, la difusión en la superficie externa y a través de los poros puede ser tan rápida que la velocidad isotérmica de la reacción por unidad de peso del catalizador será básicamente proporcional al área total, y la porosidad del mismo adquiere gran importancia (porque la superficie interna es casi siempre mucho mayor que la externa). Por lo contrario, si la difusión por los poros es el paso controlante, la reacción desarrollada en la superficie externa tiende a predominar y la porosidad se hace menos importante ya que el área interna no se utiliza eficazmente.

Difusión externa Cuando la velocidad global de la reacción obedece apreciablemente a la transferencia de masa de la fase gaseosa a la superficie externa de los catalizadores, la velocidad de transferencia de masa se describe mediante la expresión

$$r'_m = k_{gA} a_m (p_{Ab} - p_{As}) \qquad (4\text{-}94)$$

donde r'_m = velocidad de transferencia de masa del componente A, mol/(s · kg de catalizador)[lb · mol/(h · lb de catalizador)]

k_{gA} = coeficiente de transferencia de masa del componente A mol/(s · Pa · m^2)[lb-mol)/(h · atm · ft^2)]

a_m = área externa del catalizador por unidad de masa, m^2/kg (ft^2/lb); $a_m = a/p_b$; a se obtiene en la tabla 4-15

p_b = densidad volumétrica del lecho catalítico, kg/m^3 (lb/ft^3)

p_{Ab} = presión parcial del componente A que se difunde en la corriente masiva, Pa (atm)

p_{As} = presión parcial del componente A que se difunde en la superficie del sólido Pa (atm)

En condiciones de estado estacionario en reactores de flujo, la velocidad de reacción se hace igual a la velocidad de transferencia de masa

$$-r'_A = -\frac{1}{W}\frac{dN_A}{d\theta} = r'_m \qquad (4\text{-}94a)$$

en donde W es la masa total de catalizador y $-r'_A$ es la velocidad de consumo de A debido a la reacción química (con las mismas unidades que r'_m).

El coeficiente de transferencia de masa k_{gA}, se calcula partiendo de las ecuaciones que siguen (E-7):

Para el número de Reynolds = $D_p G/\mu > 350$:

$$j_D = \frac{k_{gA} M_m p_{fA}}{G}\left(\frac{\mu}{\rho D_{Am}}\right)^{2/3} = 0.99\left(\frac{D_p G}{\mu}\right)^{-0.41} \qquad (4\text{-}95)$$

TABLA 4-15 Área superficial externa por volumen de lecho catalizador

a se expresa en m^2/m^3 (ft^2/ft^3)del lecho; $a_m = a/\rho b$*

		Valores de a			
		% de espacio vacío			
D_p, in.	Clavo del tamaño de malla (Tyler)	26	30	40	50
0.5	.....	107	101	86.4	72
0.4	2	133	126	108	90
0.3	2.5	178	168	144	120
0.2	3.5	266	252	216	180
0.1	7-8	533	504	432	360
0.05	12-14	1066	1008	864	720
0.01	60	5330	5040	4320	3600

* Para utilizarse en la ecuación (4-94).

Para el número de Reynolds = $D_pG/\mu > 350$:

$$j_D = \frac{k_{gA}M_m p_{fA}}{G}\left(\frac{\mu}{\rho D_{Am}}\right)^{2/3} = 1.82\left(\frac{D_pG}{\mu}\right)^{-0.51} \qquad (4\text{-}96)$$

en donde M_m es el peso molecular medio de la corriente gaseosa y p_{fA} es el factor de presión de la película dada en pascales (atmósferas) y que es análoga a la presión parcial media del gas inerte en un componente simple que se difunde dentro de un gas inmóvil. Para una reacción general en la fase gaseosa, $aA + bB \rightarrow rR + sS$, p_{fA} se define como sigue:

$$p_{fA} = \pi - p_A(a + b - r - s)/a \qquad (4\text{-}97)$$

D_{Am} es la difusividad media del componente A. En ocasiones anteriores [véanse las Ecs. (4-93) y (4-94)] se definieron los otros símbolos.

Cuando se reconoce el coeficiente de transferencia de masa, la diferencial de la presión $p_{Ab} - p_{As}$ se evalúa por medio de la ecuación (4-94). La importancia de la difusión externa se revela a través del valor de $p_{Ab} - p_{As}$, que puede despreciarse si $(p_{Ab} - p_{As})/p_{Ab}$ representa un porcentaje pequeño. El valor de $p_{Ab} - p_{As}$ se obtiene también en una gráfica (Fig. 4-12).

Evaluación de la presión parcial y la temperatura en la superficie de la partícula del catalizador Los valores de las presiones parciales y la temperatura para cualquier componente i en la superficie de las partículas del catalizador, se calcula utilizando las gráficas preparadas por Yoshida y Ramaswami, y publicadas por Hougen (I-9) (Figs. 4-12 y 4-13). Para obtener la caída de la presión parcial del componente i en términos de $\Delta y_i = \Delta p_i/\pi$ basándose en la figura 4-12, se necesitan los siguientes parámetros:

Número de Reynolds:	$\mathrm{Re} = G/a\phi\mu$
Número de Schmidt:	$\mathrm{Sc} = (\mu/\rho D_{Am})_{gas}$
Fracción mol del factor de presión:	$y_{fi} = p_{fi}/\pi$
Número de velocidad:	$R = r'_A/a_m\phi C_M$

en donde ϕ es el factor de forma (que es 1.0 en el caso de esferas, 0.91 para cilindros, y 0.90 para gránulos irregulares), y G_M es la velocidad molar másica del flujo gaseoso. Del mismo modo, la caída de temperatura Δt se calcula con la figura 4-13, basándose en Re, el número de transmisión de calor Q y el número de Prandtl $\mathrm{Pr} = C_p\mu/k_f$. En este caso, k_f y C_p son la conductividad térmica y la capacidad calórica del fluido, respectivamente, y

$$Q = r_{mA}\,\Delta H_A/a_m\phi C_p G_M$$

donde ΔH_A es el calor de reacción por mol de A a la temperatura T, y r_{mA} es la velocidad de transferencia de masa definida por

$$r_{mA} = k_{gA}a_m\phi(p_{Ab} - p_{As}) \qquad (4\text{-}94b)$$

De igual manera, la velocidad de transferencia del calor, q_{mA} está descrita por la expresión

$$q_{mA} = r_{mA}\,\Delta H_A = h_g a_m\phi(t_b - t_s) \qquad (4\text{-}98)$$

En esta ecuación, h_g se refiere al coeficiente de transferencia de calor por unidad de área externa de la partícula del catalizador, y t_b y t_s son la temperatura de la masa del fluido y la temperatura superficial del catalizador, respectivamente.

Los valores de Δp y Δt obtenidos de esta manera facilitan la formulación de modelos de reacción más seguros para reacciones en fase gaseosa catalizadas con sólidos, derivados de los datos de velocidad de reacción.

Difusión por los poros y gradiente de la temperatura interna En secciones anteriores se mencionó (véase "Porosidad del catalizador") que, cuando la difusión a través de los poros del catalizador es el paso controlante, la porosidad es el segundo factor de importancia debido a que los reactivos se consumirían principalmente por la reacción en la superficie externa del catalizador. Una manera de que disminuya la resistencia a la difusión por los poros, es reducir el tamaño de partícula del catalizador, acortando con ello la trayectoria de la difusión.

Otro factor es el gradiente de temperatura dentro de la partícula del catalizador, que origina que la velocidad de reacción varíe apreciablemente dentro del mismo. En una reacción exotérmica, la temperatura se incrementa a partir del valor en la superficie hasta llegar a un valor máximo en el centro de la partícula del catalizador. En algunas ocasiones, el calor de reacción puede ser tan grande que la reducción de la velocidad debido a la resistencia a la difusión por los poros puede contrarrestarse por el incremento de la velocidad de reacción debida al gradiente de temperatura dentro del catalizador.

Si no se toman en consideración tanto el efecto de la difusión por el poro como el gradiente de temperatura dentro de la partícula, se pueden cometer errores graves al interpretar los datos cinéticos experimentales en lo que respecta al mecanismo y el "orden" de la reacción, la constante de velocidad y la energía de activación (I-10, I-11).

Factor de eficacia Este factor es útil para definir los efectos de la difusión por los poros del catalizador, y es la relación entre la velocidad verdadera de la reacción por unidad de masa del catalizador y la velocidad que se obtendría si la superficie interna total del mismo estuviera disponible para la reacción. Las mismas condiciones de composición del reactivo, temperatura y presión en la superficie externa del catalizador son aplicables a ambos casos. La importancia del papel que juegan las superficies internas de los poros en la actividad catalítica es notoria, ya que las áreas superficiales internas de la mayor parte de los catalizadores porosos son de mayor magnitud que las áreas superficiales externas. Una expresión alterna para el factor eee de eficacia η es

$$\eta = \frac{\text{velocidad real afectada por la difusión}}{\text{velocidad de la misma reacción sin la resistencia de difusión}}$$

Introducción de eficacia η en la ecuación general de velocidad de reacción

$$-r_A = k\eta S_v f(C_{io}) \qquad (4\text{-}99)$$

en donde $f(C_{io})$ es la función dependiente de la concentración valuada en la superficie externa del catalizador, y S_v es el área del catalizador por unidad de volumen del reactor. S_v se calcula utilizando los datos de la tabla 4-16.

El valor de η para reacciones de orden simple se calcula a partir de la figura 4-14, que se basa en la resolución de un sistema de ecuaciones diferenciales que describen una reacción en la fase fluida y catalizada con sólidos, en la que ocurren tanto la difusión como la reacción química (I-12). El módulo m de la figura 4-14 se refiere a

$$m = l\sqrt{\frac{k'}{D_i}(C_{io})^{n-1}}$$

donde l = longitud característica del poro. Para gránulos esféricos, l = radio de la esfera, para placas planas, l = un medio de la anchura del catalizador
$k' = 2k/\bar{r}$
$\bar{r}$ = radio promedio del poro, $2V_g/S_g$ (véase la tabla 4-16)
D_i = coeficiente de difusión en la fase fluida
C_{io} = concentración del reactivo en la superficie externa del catalizador
n = orden verdadero de la reacción química
V_g = volumen del poro/g
S_g = área/g

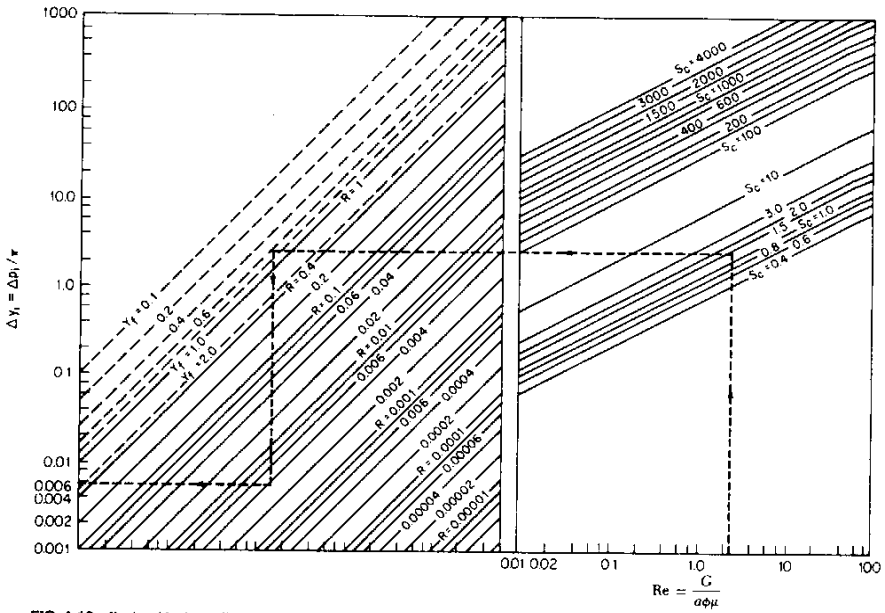


FIG. 4-12 Evaluación de gradientes de presión parcial entre un fluido en movimiento y la superficie exterior de las partículas del catalizador en un lecho empacado. [Hougen, *Ind. Eng. Chem.*, **53**(7), 509-528 (1961).]

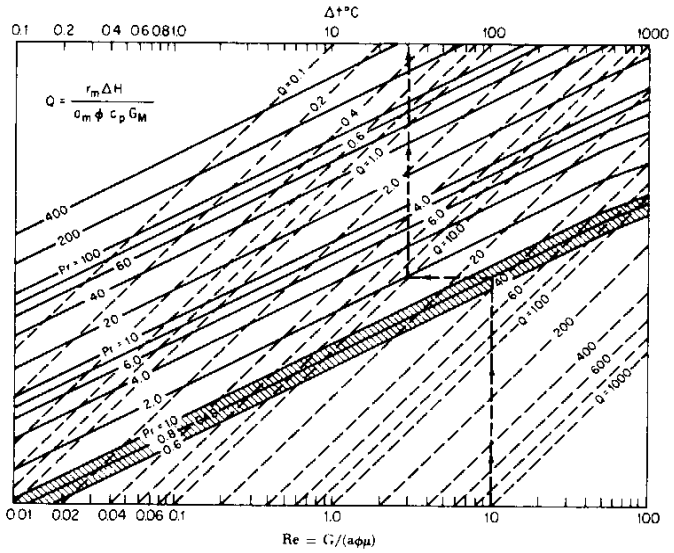


FIG. 4-13 Evaluación de las caídas de temperatura entre un fluido en movimiento y la superficie exterior de las partículas del catalizador en un lecho empacado. (Véase la Fig. 4-12.)

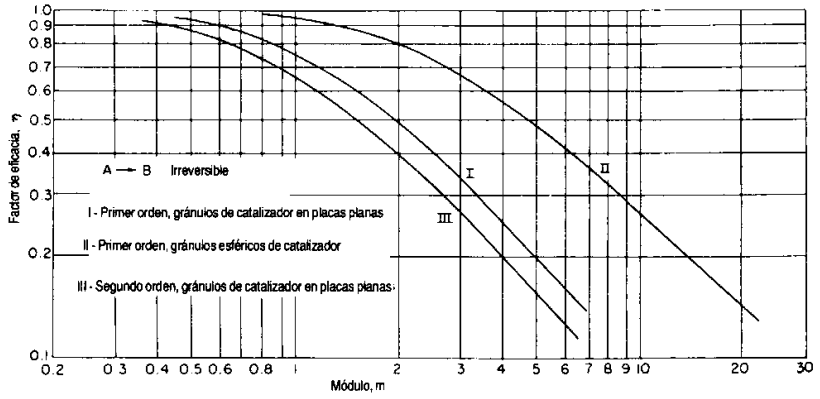


FIG. 4-14 Factor de eficacia para reacciones de orden simple.

Los valores de S_g, V_g y r se obtienen en la tabla 4-16. En la figura 4-14 se supone la condición isotérmica en donde el efecto de la adsorción es despreciable. Para un sistema heterogéneo de reacción con un mecanismo complejo que comprende el proceso de adsorción-reacción superficial-desorción, la figura 4-14 no se puede aplicar en forma directa. Sin embargo, las curvas se utilizan como aproximación siguiendo los métodos descritos en (E-7, I-10 e I-11). El mecanismo complejo mencionado antes fue estudiado por Chu y Hougen (I-9) para una reacción de primer orden catalizada con sólido y expresada por la ecuación de velocidad.

$$-r_A = \frac{\eta' k_s K_A p_A}{1 + K_A p_A} \qquad (4\text{-}99a)$$

en donde K_A es la constante de equilibrio de adsorción, η' es el factor de eficacia y k_s la constante de velocidad de la reacción superficial. El módulo m' correspondiente a un catalizador de placa plana es

$$m' = l\sqrt{k_s v/D_e}$$

en donde v es el volumen molal de la fase gaseosa, l representa la mitad de la anchura de un catalizador de plana plana y D_e el coeficiente de difusividad eficaz. En la figura 4-15 se presenta la relación entre η' y m' para diversos valores de $\zeta = 1/(K_A \pi)$.

Parámetros que influyen en el factor de eficacia. Schilson (I-13) y Mingle y Smith (I-14) investigaron los efectos que producen los gradientes de temperatura dentro de las partículas del catalizador en el factor de eficacia. Los dos últimos autores citados demostraron también los efectos de la estructura del poro y la conductividad térmica de las partículas del catalizador en la temperatura interna y los gradientes de concentración.

TABLA 4-16 Valores del área superficial interna, volumen del poro y radio promedio de poro de catalizadores típicos*

Catalizador	S_g, sq. m./g.	V_g, cc./g.	$\bar{r} = 2V_g/S_g$ Å
Carbones activados	500-1500	0.6-0.8	10-20
Geles de sílice	200-700	0.4	15-100
Catalizadores para descomposición térmica de sílice-alúmina ~10-20% Al_2O_3	200-700	0.2-0.7	15-150
Sílice-alúmina (desactivado con vapor)	67	0.519	155
Microesfera de sílice-magnesia:			
Nalco, 25% MgO	630	0.451	14.3
Nalco, tratado al vapor, 621°C, 400 lb/in², manométricas, durante 24 h	322	0.283	17.6
Da-5 Sílice-magnesia	656	0.365	11.1
Arcillas activadas	150-225	0.4-0.52	~100
Gránulos de arcilla TCC (MgO, CaO, $Fe_2O_3SO_4$) = ~10%	276	0.363	26.3
Arcillas:			
Montmorilonita (cruda)	214	0.297-0.306	~28
Montmorilonita (calentada a 500°C)	212	0.268	25.2
Vermiculita	35	0.063-0.057	~314
Alúmina activada (Alorico)	175	0.388	45
CoMo sobre alúmina	168-251	0.261-0.331	20-40
Tierras diatomáceas (Celite 296)	4.2	1.14	11000
Catalizador NH_3Fe sintético	4-13	0.12	200-1000
Co-ThO_2-Tierras diatomáceas 100:18:100, gránulos (reducidos)	42.3	0.73	345
Co-ThO_2-MgO (100:6:12) granular (reducido)	84.1	0.80	190
Co-tierras diatomáceas 100:200 (reducido) granular	22.8	2.31	2030
Placa porosa (Coors No. 760)	1.6	0.172	2150
Pómez	0.38		
Catalizador de cobre fundido	0.23		
Película de Ni	8.4		
Ni sobre pómez, 91.8% pómez	1.27		

*Tomados parcialmente de la referencia I-10.
S_g = área superficial del catalizador
V_g = volumen de poro del catalizador
$\bar{r}$ = radio promedio del poro
Å = unidad agstrom = 1×10^{-8} cm.

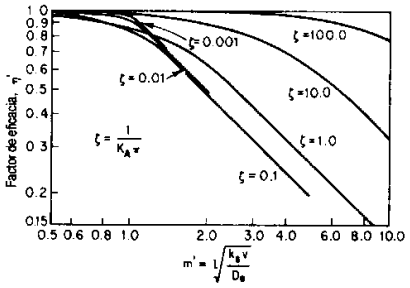


FIG. 4-15 Factor de eficacia para el modelo de reacción. $-r_A = (\eta' k_s K_A p_A)/(1 + K_A p_A)$. (Véase la Fig. 4-12.)

La variación del factor de eficacia en relación con el módulo, como se ilustra en las figuras 4-14 y 4-15, se analiza dividiendo las curvas en tres regiones. Hougen (I-9) consideró que la Región I es la porción correspondiente a $m < 1$, la Región II correspondiente a $1 < m < 10$, y la Región III es de $m > 10$, basándose en la curva para una reacción de primer orden similar a la representada en la figura 4-14. La Región I se caracteriza por el hecho de que el valor de η es casi equivalente a la unidad, indicando una resistencia despreciable a la difusión; la Región II se distingue por la curvatura diferente en la curva η en función de m y la Región III por el hecho de que la difusión del poro es el paso controlante. En la Región I, la selectividad del producto para las reacciones del tipo consecutivo estará sujeta a la influencia del tamaño de partícula del catalizador, al igual que del envenenamiento no selectivo. Excepción hecha de la Región I, el factor de eficacia manifiesta por lo común una tendencia descendente al elevarse la temperatura, como resultado de la velocidad exponencial de incremento del módulo en función de la temperatura.

El factor de eficacia casi no se ve afectado por la forma de la partícula del catalizador [esferas, placas planas y cilindros (I-15)], pero siempre es menor en el caso de las partículas esféricas que con placas planas de las mismas dimensiones características (I-15, I-16) ($l = R/3$, donde l es la mitad del espesor de la placa y R el radio de la esfera).

En general, el factor de eficacia para una reacción no isotérmica catalizada con sólidos, que considera la concentración (o presión parcial) de la interfase (superficie externa del catalizador fluido) y de la intrafase (superficie interna del catalizador fluido) y los gradientes de temperatura, se puede expresar como una función de varios parámetros adimensionales, como en (I-22, B-8)

$$\eta = f(m, \alpha, \beta, \mathrm{Bi}_m, \mathrm{Bi}_h) \tag{4-100}$$

donde m representa el módulo de Thiele, definido con anterioridad, α es el número de Arrhenius E/RT_0, β se conoce como un parámetro del calor de reacción $(-\Delta H)D_eC_{A0}/\bar{\lambda}T_0$), Bi_m se refiere al número de masa de Biot, $k_{gA}\ell/D_e$, en tanto que Bi_h representa al número térmico de Biot $h\ell/\bar{\lambda}$. T_0 es la temperatura de la masa fluida, $\bar{\lambda}$ representa la conductividad térmica de la partícula del catalizador y h es el coeficiente de transferencia de calor por convección. Weisz y Hicks (I-22) resolvieron numéricamente las dos ecuaciones, tanto la del balance de masa como la del balance de energía y obtuvieron gráficas de los valores de η como una función de m, α y β, para las reacciones de primer orden. Los valores de η, para el caso que incluye la oxidación de CO sobre el catalizador soportado de Pt fueron calculados por Carberry (B-8), con base en la ecuación de velocidad.

$$r_A = \frac{kC_A}{(1 + KC_A)^2} \tag{4-101}$$

donde C_A representa la concentración de CO y K es la constante de equilibrio de la reacción. En la referencia B-8 también se presenta un análisis comprensivo del factor de eficacia, con base en varios puntos de vista fundamentales.

Efectos de envenenamiento del catalizador Cualquier sustancia que disminuye apreciablemente la velocidad de la reacción catalítica se clasifica "veneno". Los efectos del envenenamiento de este género de sustancias se producen sobre todo por absorción en la superficie del catalizador. En algunas ocasiones, los reactivos y los productos se consideran como venenos (I-16). Las maneras en las que los venenos ejercen su efecto incluyen: 1) enmascaran los centros activos, 2) cambian la selectividad del catalizador, 3) catalizan reacciones laterales indeseables (p. ej., la deshidrogenación de existencias de petróleo mediante cantidades pequeñas de níquel), 4) ejercen un bloqueo físico de los poros y/o cubren sitios activos con depósitos inertes como carbono, y 5) cambian la estructura del catalizador.

En la tabla 4-17 se presenta una lista de los catalizadores metálicos importantes que se envenenan con gran facilidad debido a un fuerte enlace de adsorción entre el catalizador y el veneno.

TABLA 4-17 Catalizadores envenenados*

Fe (26)†	Co (27)	Ni 928)	Cu (29)
Ru (44)	Rh (45)	Pd (46)	Ag (47)
Os (76)	Ir (77)	Pt (78)	Au (79)

*Tomado de Maxted, *Advances in Catalysis*, vol. III, Academic Press Inc. New York, 1951.

†La cifra entre paréntesis representa el número atómico del metal.

Maxted (I-17) clasificó los venenos comunes de estos catalizadores en tres categorías: 1) compuestos de elementos del grupo VB o VIB de la serie periódica, 2) compuestos de metales catalíticamente tóxicos (Cu^+, Cu^{++}, Zn^{++}), y 3) moléculas de enlaces múltiples (p. ej., CO_2, C_2H_4).

Determinación de la fracción envenenada. Los métodos que se emplean para determinar la fracción envenenada se ilustrarán con un ejemplo (I-18) en el que el veneno fue $Pb(O \cdot CH_3CO)_2$. La actividad catalítica del Pt negro envenenado se determinó en la descomposición de H_2O_2 y la oxidación de etanol. La actividad del área envenenada A se correlacionó con la del área no envenenada A_0 aplicando la ecuación empírica

$$A/A_0 = 1 - \delta C = 1 - \bar{\beta}g_a/Z \tag{4-102}$$

en donde δ representa el envenenamiento específico por unidad de concentración de veneno, C, $\bar{\beta}$ es la probabilidad del envenenamiento, g_a la cantidad de plomo por gramo de Pt negro y Z el número de centros activos. La naturaleza y la estructura de la especie adsorbida en las superficies catalíticas se determinan por medio de técnicas como el método de resonancia del espín del electrón (ESR).

Efectos de los venenos en la actividad catalítica. La relación entre la actividad catalítica y la concentración de veneno varía dependiendo de la estructura del catalizador y el módulo del gránulo $m = l\sqrt{(k'/D_i)C_{l0}^{n-1}}$ es como se definió con anterioridad. Esta relación se ilustra en la figura 4-16. La actividad catalítica disminuye de manera lineal al crecer la fracción envenenada en el caso de un catalizador no poroso (curva A), que tiene una distribución uniforme de venenos, mientras que en el caso de catalizadores porosos en las mismas condiciones (curva B) disminuye inicialmente más lentamente. Cuando la difusión en el poro es el factor controlante (curvas C y D con valores grandes de m), la reducción en la actividad es muy drástica.

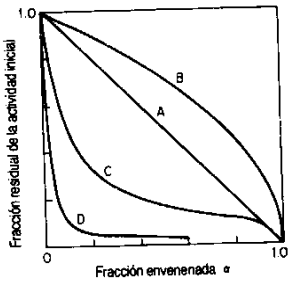


FIG. 4-16 Efecto de envenenamiento en la actividad del catalizador, A = catalizador no poroso, B = adsorción uniforme del veneno, C = adsorción preferencial cerca de la superficie, $m = 10$, D = adsorción preferencial cerca de la superficie, $m = 100$. (Wheeler, *Advances in Catalysis*, vol. 3, Academic, New York, 1951.)

Roberts y Satterfield (1-16) formularon gráficas generalizadas para calcular el factor de eficacia con efectos de envenenamiento, basándose en las expresiones cinéticas del tipo de Langmuir-Hinshelwood. También tomaron en cuenta las reacciones superficiales de segundo orden con efectos notables de envenenamiento (ya sea por acción de los reactivos o de los productos).

Selección del catalizador La tarea de seleccionar un catalizador para un proceso químico propuesto sigue dependiendo primordialmente del método empírico, a pesar de que se han desarrollado en años recientes muchas teorías sobre catalizadores y catálisis. Debido a la complejidad inherente de las reacciones catalizadas con sólidos, los desarrollos teóricos han sido fragmentarios y se basan mayormente en suposiciones de simplificación que a menudo resultan poco válidas en operaciones grandes a escala comercial. No obstante, a veces es imposible justificar la aplicación de métodos más rigurosos, de donde la posibilidad de aplicar el resultado de un método puramente teórico a la selección del catalizador adecuado es por demás limitada.

A pesar de esta situación, las teorías sobre la catálisis han resultado útiles como mera aproximación a casos prácticos y como de lineamiento cualitativo para facilitar la comprensión de los datos experimentales. Por lo tanto, en la sección del catalizador, la teoría debe llevar el respaldo de los resultados experimentales y la evaluación de los catalizadores corroborada también por la experiencia. Por ejemplo, el desarrollo teórico para un proceso puede predecir que la difusión en los poros grandes y/o tamaños de partícula reducidos con el fin de lograr una gran velocidad de producción y selectividad para el producto favorable. Las consideraciones basadas en experiencia real y los datos experimentales indicarían que la resistencia mecánica de las partículas del catalizador disminuye, en general, al aumentar el tamaño del poro. Del mismo modo, la reducción del tamaño de la partícula generará un incremento en la caída de presión. Por tanto, el establecimiento de valores óptimos en los tamaños del poro y de la partícula se deben basar en un equilibrio entre las propiedades, las características del proceso y los costos del catalizador y de operación.

Una de las dificultades que se presentan al elegir los catalizadores es que no existe ningún estándar absoluto que sirva como medida de la actividad de la increíble variedad de catalizadores disponibles con las más diversas características. Con frecuencia, para fines de comparación, se asignan algunos valores numéricos relativos a varios catalizadores, en forma de actividades basadas en mediciones de velocidad de reacción en condiciones específicas (composición inicial del reactivo, temperatura, presión, etc.). En algunas circunstancias, un catalizador deseable puede manifestar una actividad menor que otro menos deseable en condiciones muy diferentes a las óptimas, y esto podría conducir a una conclusión errónea. En vista de esta situación, es preciso seguir un método sistemático y congruente al evaluar y seleccionar los catalizadores.

Guías para la selección sistemática de catalizadores. En vista de la naturaleza fragmentaria del trabajo realizado para elegir un catalizador, varios investigadores y especialistas han intentado sistematizar y consolidar los datos experimentales disponibles. En un artículo escrito por Hougen (1-9) se analizaron minuciosamente los desarrollos actuales en los aspectos de ingeniería asociados con catalizadores sólidos. Un libro (1-19) publicado por la Academia de Ciencias de la U.R.S.S. constituye una consolidación de las contribuciones de más de 50 especialistas del campo de la catálisis, y principia con algunas observaciones sobre los problemas generales de la selección científica de catalizadores, incluyendo factores estructurales, de energía, químicos y electrónicos. Estos van seguidos de la exposición de los factores cinéticos que afectan la selección del catalizador, analizando la relación entre los factores cinéticos y del catalizador óptimo, así como entre la composición del centro activo y la cinética de la catálisis heterogénea. Se hace especial hincapié en la necesidad de aplicar la no homogeneidad de los centros activos en la selección de los catalizadores. Por último, se presentan algunas reglas que determinan la selección de catalizadores metálicos y de oxidación, y se describen los intentos realizados por aclarar los principios científicos asociados con la búsqueda de nuevos catalizadores.

El artículo conciso escrito por DeMaio y Naglieri (1-20) presenta lineamientos útiles para seleccionar y evaluar catalizadores. Se hace hincapié en la estructura y la geometría de los mismos, el efecto de la preparación en la actividad catalítica y la identificación de la reacción comprendida así como los requisitos para el catalizador. Se sugiere un procedimiento escalonado para seleccionarlos y evaluarlos, que incluye: 1) el examen de las limitaciones de transferencia de masa haciendo variar la velocidad de flujo del reactivo y el tamaño y volumen del catalizador, 2) la investigación de las actividades catalíticas tanto del portador como del catalizador en relación con el tipo soportado, a fin de determinar los efectos de sus propiedades en la actividad y la selectividad, 3) un estudio del efecto de la técnica de preparación en las propiedades del catalizador, 4) la derivación de un índice matemático que servirá como medida de la calidad del catalizador en lo que respecta a temperatura, concentración de reactivo y formación de producto, 5) la identificación de factores que controlan la desactivación del catalizador mediante una comparación de propiedades físicas y químicas de catalizadores frescos y agotados, y 6) la evaluación de sus características de regeneración. Satterfield (1-21) revisó algunos de los procesos catalíticos importantes examinando las tendencias observadas durante el proceso químico catalítico.

Datos de velocidad química En las tablas 4-18 (reacciones inorgánicas) y 4-19 (reacciones orgánicas) se presentan las listas de algunas referencias de las que es posible obtener datos de velocidad química para algunas reacciones químicas selectas. En esas tablas se da un resumen de los tipos de reacción y los datos de velocidad junto con las condiciones de reacción. En la tabla 4-20 se presentan valores típicos de parámetros de Arrhenius que corresponden a algunas de las reacciones elementales importantes. En la tabla 4-21 se resumen y listan referencias generales seleccionadas que contienen la base de datos de velocidad química para las reacciones pertinentes. Salvo para la última (J-153), las referencias se relacionan con las reacciones en fase gaseosa. En estas referencias se presenta una evaluación crítica de los datos cinéticos existentes y los valores confiables recomendados de los parámetros de velocidad, cuando es apropiado.

Datos de velocidad física: transferencia de masa El problema de la transferencia de masa adquiere una importancia primordial en las reacciones químicas heterogéneas (catalizadas y no catalizadas), debido a que los reactivos están presentes en diferentes fases y deben transportarse hacia la entrecara y/o a través de ella, antes de que las reacciones puedan efectuarse. Así, pues, la velocidad global de la reacción está sujeta a la influencia de factores que afectan la velocidad de transferencia de masa entre las fases. En esta subsección se delinean las ecuaciones y las gráficas empíricas en las que se correlaciona la velocidad de transferencia de masa con varios parámetros clave.

Sistema gas-líquido En la sección 14 aparece un análisis completo del diseño de los procesos industrialmente importantes de absorción de gas, con la reacción química correspondiente. La sección 18 tiene información similar para las dispersiones de líquido en gas y gas en líquido.

Sistema líquido-líquido Para procesos en los que la reacción química se realiza en sistemas líquido-líquido parcial o totalmente inmiscibles, la información presentada en las secciones 15 y 21 puede ser de utilidad. Además, también son útiles algunos resultados recientes, descritos en los siguientes párrafos.

La diferencia en la densidad Δ_ρ entre las fases dispersa y continua es uno de los parámetros básicos que afectan la velocidad de transferencia de masa en los sistemas líquido-líquido y gas-líquido. Por lo general, esta velocidad se ve favorecida por una Δ_ρ grande (K-1). Ya que generalmente Δ_ρ en los sistemas líquido-líquido es pequeña, uno de los métodos para promover la transferencia de masa y la reacción química para este sistema consiste en proporcionar áreas superficiales grandes, que faciliten el contacto íntimo entre las fases por medio de agitación. En consecuencia, los reactores para los sistemas líquido-líquido son, en su mayor parte, recipientes agitados de diferentes tipos (véase la sección 21).

TABLA 4-18 Datos de velocidad química para reacciones inorgánicas*

Principales reactivos	Tipos de reacción y datos	Referencia
Amoniaco	Síntesis en presencia de varios catalizadores: 250-500°C: pasos que controlan la velocidad, *M*, ecuaciones de velocidad	J-69, J-70, J-71, J-72
Amoniaco	Descomposición sobre varios catalizadores: 425-630°C: *M*, pasos que controlan la velocidad, ecuaciones de velocidad	J-73, J-74, J-75
Amonio, nitrato de	Descomposición térmica en solución de sal fundida: efecto de sal agregada, curvas de velocidad, *M*	J-76
Amonio, perclorato de	Descomposición térmica 200-280°C, *M*, *k*, P.A., ecuación de velocidad	J-1
Amonio, sulfito de	Efecto de los compuestos de Se en la oxidación de: 20°C, amplios intervalos de acidez y concentración: *M*, curvas de velocidad	J-2
Azufre	Oxidación en la fase acuosa, ecuación de velocidad, *k*, *M*, P.A.	J-96
Azufre, dióxido de	Oxidación utilizando varios catalizadores: 400-600°C: ecuación de velocidad, *M*, *k*, P.A.	J-90, J-91, J-92, J-93
Azufre, dióxido de	Oxidación a alta presión (catalizador, V_2O_5): 342-400°C, 1.54-10.18 atm, ecuación de velocidad, *k*, *M*	J-94
Azufre, dióxido de	Oxidación en presencia de NO_2 y NO_3; 400-1050°C; ecuación de velocidad, *k*, *M*, P.A.	J-95
Calcio, carbonato de	Descomposición térmica en el vacío o en nitrógeno: 650-760°C, ecuación de velocidad, *M*, *k* P.A.	C-13, J-78
Calcio, carburo de	Formación en fase fundida: 1855-2000°C, *M*, curva de velocidad	J-77
Calcio, cianamida de	Disociación térmica, ≤1300°C; *M*	J-4
Calcio, cloruro de	Descomposición térmica, 720-1200°C; velocidad y grado de descomposición	J-3
Calcio, hidróxido de	Carbonatación con CO_2, efectos de agitación, concentración, tiempo, temperatura: 25-30°C, *M*, *k*	J-5
Calcio, hidróxido de	Preparación y descomposición térmica 470-640°C; *k*, P.A.	J-6
Carbono	Reacción con vapor de agua; ~900°C, *M*, evaluación de velocidad, *k*	J-7
Carbono, dióxido de	Reacción con coque; 815-1038°C; ecuación de velocidad, *k*, *M*	J-79
Carbono, dióxido de	Reacción con hidrógeno: 400-1050°C; ecuación de velocidad, *k*, *M*	J-80
Carbono, dióxido de	Hidrogenación catalítica: datos de velocidad diferencias de potencial de contacto, *M*	J-81
Carbono, disulfuro de, sosa cáustica	Reacción en un sistema homogéneo, 22-27°C: *M*, *k*	J-8
Carbono, monóxido de	Formación de CO_2 y C, 740-860°C: *k*, P.A.	J-9
Carbono, monóxido de	Conversión a gas de agua, 11.7 atm., conversión, rendimiento	J-10
Carbono, monóxido de	Reacciones en fase gaseosa con Cl_2, NO_2; 381-473°C; *M*, *k*, P.A.	J-11
Carbono, monóxido de	Oxidación catalítica: 190-310°C: ecuación de velocidad, actividad catalítica, *M*	J-83, J-84
Carbono, monóxido de	Hidrogenación catalítica: ecuación de velocidad, P.A., coeficiente global de transferencia de calor	J-82
Cinc, sulfuro de, *C*	Sublimación y reacción con C; índices de sublimación y reacción, P.A.	J-21
Hierro (II)	Oxidación por Cl acuoso, 30°C; velocidad *k*, P.A.	J-12
Magnetita	Reducción por hidrógeno: 300-570°C; ecuación de velocidad, *k*, *M*	J-85
Níquel y cinc, óxidos de	Reducción por H_2; 350-500°C: *M*, *k*, P.A. ecuación de velocidad	J-14
Nítrico, ácido	Oxidación catalítica de amoniaco; velocidad espacial, grado de conversión	J-86
Nítrico, ácido	Optimización en la producción comercial: diámetro óptimo y espaciamiento de platos en la columna de absorción	J-87
Nitrógeno, óxido de	Reacción con vapor de agua: 102-425°C; velocidad de formación del HNO_3, composición de la alimentación y el producto	J-15
Pirita	Descomposición térmica en argón gaseoso: ~400°C: ecuación de velocidad, grado de conversión, *M*, P.A.	J-88
Pirítico, material	Oxidación natural (de sulfuro a sulfato): <45°C; datos de velocidad, *M*	J-89
Plomo, sulfuro de	Efecto de SO_2 en la oxidación de: 500-1000°C: *M*, ecuación de velocidad, aplicación industrial	J-13
Potasio, carbonato de	Reacción con SiO_2: *k*, P.A., 630-865°C	J-16
Sodio, nitrato de	Descomposición térmica: 570-670°C; efecto de argón y aire, *M*	J-98
Sodio y potasio, carbonatos de	Descomposición térmica en horno de tambor: 110-140°C (Na_2CO_3); 155-175°C (K_2CO_3); *M*, *k*,, P.A., ecuación de la velocidad	J-17
Sodio, sulfito de	Oxidación con O_2: *k*	J-18
Tiourea	Síntesis a patir de $CaCN_2$ y $(NH_4)_2S$, 17-80°C; *k*, P.A.	J-19
Titanio, dióxido de	Cloración en sales fundidas que contienen $FeCl_3$; *M*, *k*	J-20
Uranio o plutonio, compuestos de	Fluoración; ecuación de velocidad, grado de terminación, *k*, *M*	J-97

*k = constantes de velocidad, M = mecanismo, P.A. = parámetro de Arrhenius.

Debe señalarse que los datos de transferencia de masa para el sistema líquido-líquido pueden estar sujetos a errores de interpretación, a menos que se reconozcan los efectos de ciertos parámetros menos obvios. Por ejemplo, concentraciones muy bajas de los agentes activos superficiales que pueden presentarse ya sea en la alimentación o en la corriente de salida del producto y pueden tener efectos dramáticos sobre el comportamiento de transporte de la interfase (D-1). La naturaleza de la turbulencia, que aún no está bien comprendida, y las carac-

TABLA 4-19 Datos de velocidad química para reacciones inorgánicas*

Principales reactivos	Tipo de reacción y datos	Referencias
Acetaldehído	Pirólisis: *M, k*	J-22
Acetaldehído	Reacción con hidrógeno atómico en un sistema de flujo de descarga; 300 *K, M, k*	J-23
Acetileno	Dimerización en una solución acuosa de Cu_2Cl_2: *M k*	J-24
Acrilonitrilo	Copolimerización con etileno y ácido sulfónico; velocidad de la reacción, *M, k*, composición del polímero, índice de reactividad,	J-101
Acrilonitrilo	Polimerización utilizando varios iniciadores; velocidad de reacción, ecuación de velocidad, *M*, distribución del peso molecular	J-99, J-100
Alifáticos, glicoles	Esterificación con ácidos acrílico y metacrílico *M, k*	J-25
Anilina	Hidrogenación en la fase de vapor (catalítica): 160-210°C; ecuación de velocidad, *M*	J-102
Anilina, ácido acético	Acetilación, conversión, *k*, P. A.	J-26
Benceno	Bromación en $HClO_4$ acuoso, 30°C; *k*, P.A.	J-28
Benceno	Hidrogenación catalítica a ciclohexano; 140-220°C; ecuación de velocidad, *k, M*, constante de equilibrio de adsorción	J-107
Benceno	Oxidación catalítica con aire sobre varios catalizadores 180-230°C, 380-500°C, 35 atm, 1 atm; ecuación de velocidad, *k, M*, P. A.	J-104 J-105
Benceno	Reacción catalítica con propileno; 150-200°C: ecuación de velocidad *k, M*	J-106
Benzaldehído	Formación por la oxidación del éter bencílico, por ácido nítrico, en dioxano acuoso; ecuación de la velocidad; *k, M*, P.A.	J-103
Benzaldehído	Oxidación de fase líquida en benceno en presencia de olefinas: *M, k*	J-27
Butadieno	Ciclotrimerización sobre catalizador, 40-60°C; ecuación de velocidad, *k*, P.A.	J-29
Carbón mineral	Hidrogenación a alta presión; ecuación de velocidad, *k, M*	J-110
Carbón mineral	Oxidación, ~150°C, curvas y ecuación de velocidad, *M*, índice de esponjamiento, cambio del valor calorífico	J-111
Carbón mineral	Pirólisis isotérmica: 400-670°C, *M, k*, P.A., curva de formación del gas	J-32, J-108, J-109
Ciclohexadienos	Reacciones en fase gaseosa con óxido nítrico; 306-359°C, 3-7 torr y 64-436 torr: *M, k*, P.A.	J-35
Ciclohexano	Deshidrogenación catalítica: datos de velocidad; datos sobre actividad catalítica y quimiadsorción	J-114
Ciclohexeno	Deshidrogenación catalítica, 27.8-41.3°C curva cinética *M*, P.A.	J-113
Ciclohexeno	Reacción con bromuro de 2, 4-dinitrobencensulfonilo en C_6H_6 y en $CHCl_3$: *M, k*	J-36
Ciclopenteno	Pirólisis por el método estático: 416-532°C, presión inicial 12-30 torr, 5-600 min, *M, k*, P.A.	J-37
m-Cloranilina	Diazotización, 0-25°C, *M, k* y ecuación de velocidad, P.A.	J-30
Cloroetano	Descomposición térmica, 630-715°C, *k*, P.A.	J-31
Coque	Gasificación con CO_2; 1000°C. Datos de velocidad como funciones de presiones parciales de CO y CO_2	J-112
Coque	Propiedades de reactividad y adsorción; 950°C, *K*, superficie específica	J-33
Cumeno, peróxido de	Reacción con dietilamina en solución acuosa; 60-80°C, *M, k*, P.A.	J-34
2,4-Dinitroacetanilida	Hidrólisis en H_2SO_4 acuoso; 25°C, *M, k*, P.A., coeficiente de actividad	J-55
Estireno	Formación por descomposición térmica del etilbenceno en un reactor de flujo 570-650°C, ecuación de velocidad, *k*, P.A., *M*	J-139
Estireno	Polimerización de radicales; datos sobre la velocidad de reacción, tamaños de partículas, *M*	J-140
Estireno	Polimerización o copolimerización; 25°C, 30°C, ecuación de velocidad, conversión, *k, M*, P.A.	J-141, J-142, J-143
Estireno	Epoxidación utilizando una mezcla de nitrilos y H_2O_2: ecuación de velocidad *k, M*	J-144, J-145
Etano	Descomposición térmica, 522-610°C; 100-700 mm Hg	J-38, A-8
Etanol	Formación de éter sobre γ-alúmina, 150-195°C, 30-300 torr; ecuación de velocidad, coeficientes de adsorción, *M*	J-115
Etanol	Oxidación en una solución concentrada de $Na_2Cr_2O_7$: temperatura ambiente, ecuación de velocidad, *k, M*	J-116
Etanol	Conversión catalítica a butadieno; datos sobre velocidad, *M*	J-117
Etilo, acetato de	Hidrólisis alcalina; *k*, P.A.	J-39
Etilo, acetato de	Hidrólisis en H_2SO_4 acuoso; 25°C; *M, k*, coeficiente de actividad	J-40
Etilo, nitrato de	Pirólisis 242-260°C; *M, k*, P. A.	J-41
Etilo, nitrato de	Pirólisis y la forma en que se ve afectada por el propileno; *M, k* rendimiento y composición del producto	J-42
Etileno	Cloración 320-380°C, *k*, P. A.	J-44
Etileno	Oxicloración catalítica; 260-300°C; actividad catalítica, conversión, *M*	J-118
Etileno	Polimerización de emulsión: datos sobre velocidad, *M*	J-119

TABLA 4-19 Datos de velocidad química para reacciones inorgánicas* (*Continuación*)

Principales reactivos	Tipo de reacción y datos	Referencias
Etileno	Polimerización: 160-300°C, 1200-2500 atm, ecuación de velocidad, *M*, datos para escalamiento	
Etileno, dicloruro de	Formación a partir de etileno gaseoso y cloro: ecuación de velocidad expresada en función del coeficiente de transferencia de masa, *M*	J-120
Etileno, etano, propano	Pirólisis: 820-1125°C. *M*, *k*, P.A.	J-43
Etileno, óxido de, agua	Reacción a varias concentraciones: *k*, P.A.	J-45
Fenol, *m*-cresol	Oxidación con O_2 en medio acuoso: 25-80°C, pH 9.5-13; *M*, *k*, P.A., rendimiento	J-57
Fluorometano	Pirólisis en un sistema de flujo; 850-1100°C, *M*, *k*, P.A.	J-46
Formaldehído	Condensación con olefinas siguiendo trayectorias térmicas y catalíticas; ~200°C, distribución del producto, *M*	J-121
Formaldehído	Polimerización en la fase gaseosa: 0-60°C, 16-216 torr; datos de velocidad, *M*, P.A.	J-122
Ftálico, anhídrido, metanol	Esterificación en un reactor discontinuo: 55-67°C, *k*, P.A.	J-58
Hidrazobenceno	Reacción térmica no catalizada; 140-220°C, *M*, *k* composición del producto	J-47
Isobutano	Pirólisis, iniciación de cadenas: 824 K, *k*, P.A.	J-48
Isobuteno, formaldehído	Condensación para producir isopreno, 0.5°C, *M*, *k*, coeficiente de Henry	J-49
Isocianatos, alcoholes	Formación de uretano, 15.5-31.5°C, *k*, P.A.	J-50
Isopreno	Polimerización en benceno; ecuaciones de velocidad, *M*	J-123
Metano	Reacción catalítica con vapor; 430-630°C, ecuación de velocidad, conversión, distribución del producto, envenenamiento del catalizador	J-124, J-125
Metano	Oxidación catalítica: 350-450°C, ecuación de velocidad, *k*,*M*, P.A.	J-126
Metanol	Oxidación catalítica; 200-400°C, ecuación de velocidad, *k*, *M*, P. A., selectividad del catalizador	J-127, J-128, J-129
Metanol	Deshidrogenación (catalítica); 260-350°C, 140-250 torr, ecuación de velocidad, *k*, P.A., *M*	J-130
Metanol	Nitración a través de varias mezclas nitrantes: *k*, órdenes de reacción, conductancia y datos colorimétricos	J-51
Metilo, metacrilato de	Polimerización radical con varios iniciadores: 25°C, 50°C, rendimiento, ecuación de velocidad, P.A., *M*	J-131, J-132, J-133
Nitroacetanilida	Hidrólisis en H_2SO_4 acuoso; 25-90°C, *M*, *k*, P.A.	J-52
Nitroalcanos	Hidrólisis catalizada con ácido; *M*, *k*, P.A.	J-53
Nitrobenceno	Hidrogenación a anilina y H_2; datos de velocidad, *M*	J-134
p-Nitrotolueno *o* y *p*-nitroclorobenceno	Nitración en una mezcla de H_2SO_4 y HNO_3; *M*, *k*, P.A., coeficiente de actividad	J-54
n-Pentano	Descomposición térmica; 540°C, 50-180 torr, *M*, *k*, P.A. composición del producto	J-56
Propano	Polimerización en cloruro de metileno: −15° ~ −50°C, ecuación de velocidad, *k*, *M*	J-135
Propano	Reacción en fase de vapor con NO_2 200-350°C, *M*, *k*, P.A.	J-59
Propanobutano	Descomposición térmica; 475-570°C, 40-240 torr, tiempo de contacto 1-10 min, *M*, *k*, P.A., rendimiento, composición del producto	J-60
Propileno	Polimerización por difusión; datos sobre la velocidad de reacción, tiempo de difusión del monómero, tamaño del catalizador	J-136
Propileno	Oxidación catalítica a acroleína; velocidad de la reducción parcial, *k*, P.A.	J-137
Propileno	Polimerización; 25-26°C, ecuación de velocidad, *k*, *M*, P.A.,	J-138
Propileno, ácido peracético	Reacción en N_2 o Ar; 20-60°C, 50 atm, *M*, *k*, P.A., constante de equilibrio	J-62
Propiónico, ácido	Descomposición térmica, 496-580°C, *k*, P.A.	J-61
Tetraclorobenceno	Cinética de formación de la tetracloroanilina; *k*, P.A., 230-275°C	J-63
Tetranitrometano	Pirólisis en fase gaseosa 170-223.2°C, *k*, P.A.	J-64
Trifenilsilano	Pirólisis 425-525°C, *k*,*M*	J-65
Urea	Condensación con aldehídos, 24.2°C, *k*, parámetros catalíticos	J-66
Urea, acetaldehído	Reacción en agua: −20°C, *M*, *K*, pH, P.A.	J-67
Vinilo, cloruro de	Polimerización masiva heterogénea; grado de conversión, ecuación de velocidad, *k*, *M*	J-146
Vinilo, cloruro de	Polimerización de emulsión; ecuación de velocidad, *M*	J-147
Xileno, pseudocumeno	Clorometilación; 45-95°C, *M*, *k*, P.A. conversión, composición del producto	J-68

* *k* = constante de velocidad, *M* = mecanismo, P.A. = parámetros de Arrhenius.

terísticas del agitador pueden ejercer también una influencia apreciable, más allá de ciertos intervalos de consumo de potencia. Por lo tanto, un diseño confiable y el escalamiento progresivo del reactor para el sistema líquido-líquido tendrán que estar basados primordialmente, sobre datos del reactor de la planta piloto, en las condiciones de escala y proceso lo más semejantes a las de la planta a escala completa.

TABLA 4-20 Valores típicos de parámetros de Arrhenius*

Sistema de reacción	Energía de activación kcal/g mol	Factor de frecuencia
Descomposiciones gaseosas de primer orden:		*sec.*$^{-1}$
Tetróxido de nitrógeno	13.9	8.0×10^{14}
Clorocarbonato de etilo	29.1	9.2×10^{8}
Peróxido de etilo	31.5	5.1×10^{14}
Dibutirato de etilideno	33.0	1.8×10^{10}
Anhídrido acético	34.5	1.0×10^{12}
Nitrito de etilo	37.7	1.4×10^{14}
Cloruro de *ter*-butilo	41.4	2.5×10^{12}
Yoduro de metilo	43.0	3.9×10^{12}
Paracetaldehído	44.2	1.3×10^{15}
Dicloruro de etilideno	49.5	1.2×10^{12}
Nitrometano	50.6	4.1×10^{13}
Azometano	52.5	3.5×10^{16}
Óxido de propileno	58.0	1.2×10^{14}
Ácido dimetiletilacético	60.0	3.3×10^{13}
1-Buteno	63.0	5.0×10^{12}
Ácido trimetilacético	65.5	4.8×10^{14}
p-Xileno	76.2	5.0×10^{13}
Tolueno	77.5	2.0×10^{13}
Reacciones gaseosas de segundo orden entre moléculas estables:		*ml/mol-sec.*
$NO + O_3 \rightarrow NO_2 + O_2$	2.5	8×10^{11}
Ciclopentadieno	14.9	8.5×10^{7}
Ciclopentadieno + crotonaldehído	15.2	1×10^{9}
Isopreno + acroleína	18.7	1.0×10^{9}
Butadieno + acroleína	19.7	1.5×10^{9}
Butadieno + crotonaldehído	22.0	9.0×10^{8}
Isobutileno + HBr	22.5	1.6×10^{10}
$2NOCl \rightarrow 2NO + Cl_2$	24.0	9×10^{12}
1,3-Butadieno	25.3	4.7×10^{10}
1,3-Pentadieno	26.0	3.5×10^{10}
Isobutileno + HCl	28.8	1.0×10^{11}
Etileno	37.7	7.1×10^{10}
Propileno	38.0	1.6×10^{10}
$H_2 + I_2 \rightarrow 2HI$	40.0	1×10^{14}
Isobutileno	43.0	2.0×10^{12}
Etileno + H_2	43.2	4.0×10^{13}
$2HI \rightarrow H_2 + I_2$	44.0	6×10^{13}
Reacciones de segundo orden con átomos o radicales:		
$H + HBr \rightarrow H_2 + Br$	1.2	
$H + Br_2 \rightarrow HBr + Br$	1.2	
$CH_3 + i\text{-}C_4H_{10}$	7.6	
$CH_3 + n\text{-}C_4H_{10}$	8.3	
$CH_3 + C_2H_6$	10.4	
Reacciones gaseosas de tercer orden:		*ml*^{2}*/mol*^{2}*-sec.*
$2NO + O_2 \rightarrow 2NO_2$	0 o negativo	8×10^{9}
$2NO + Br_2 \rightarrow 2NOBr$	~4	-10^{11}
$2NO + Cl_2 \rightarrow 2NOCl$	~4	-10^{9}
$I + I + He \rightarrow I_2 + He$	0	0.34×10^{16}
$I + I + Ar \rightarrow I_2 + Ar$	0	0.72×10^{16}
$I + I + H_2 \rightarrow I_2 + H_2$	0	0.95×10^{16}
$I + I + CO_2 \rightarrow I_2 + CO_2$	0	2.7×10^{16}

*Adaptado de Frost y Pearson, *Kinetics and Mechanism*, 2a. ed., Wiley, New York, 1961.

La siguiente ecuación empírica para el coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida, k_L, fue derivada por Calderbank y Moo-Young (K-1) para el sistema de dispersión líquido en líquido y puede utilizarse como una buena aproximación:

$$k_L \left(\frac{\mu}{\rho D_m}\right)^{2/3} = 0.13 \left[\left(\frac{P}{v}\right)\frac{\mu}{\rho^2}\right]^{1/4} \qquad (4\text{-}103)$$

en donde D_m se refiere a la difusividad molecular del soluto en el disolvente, P es la potencia disipada, v es el volumen de la fase dispersa y μ y ρ son, respectivamente, la viscosidad y la densidad de la fase continua.

TABLA 4-21 Base de datos de la velocidad química: referencias generales seleccionadas

Sistemas reaccionantes	Tipos de reacciones y datos	Referencias
Sistema H_2-O_2 de átomos, radicales y moléculas	Reacciones en fase gaseosa homogénea a alta temperatura; datos termodinámicos, parámetros de velocidad con intervalos válidos, curvas de velocidad, tablas de las constantes de velocidad, métodos experimentales	J-148
Sistema H_2-N_2O_2 de átomos, radicales y moléculas	Del mismo tipo antes mencionado	J-149
Átomos radicales, alquenos, alquinos y aromáticos seleccionados	Reacciones de adición de átomos y radicales en fase gaseosa; datos termodinámicos, parámetros de velocidad en condiciones experimentales, métodos experimentales	J-150
Átomos radicales, y moléculas que incluyen hidrocarburos, todos ellos seleccionados	Reacciones de intercambio en fase gaseosa, reacciones de adición y recombinación, descomposición de radicales; parámetros de velocidad para la ecuación modificada de Arrhenius, con intervalos válidos de temperatura, métodos	J-151
Moléculas y radicales libres de hidrocarburos seleccionados	Reacciones homogéneas unimoleculares en fase gaseosa, térmicamente inducidas; datos termodinámicos, parámetros de velocidad en condiciones y métodos experimentales, mecanismos de reacción	J-152
Moléculas inorgánicas e hidrocarburos seleccionados	Reacciones monomoleculares, bimoleculares y trimoleculares en fase líquida; descomposición, sustitución y adición de radicales a las moléculas, desproporcionamiento y recombinación de radicales, reacciones ion-molécula; parámetros de velocidad con intervalos válidos de temperatura, métodos	J-153

El diámetro medio de las burbujas de líquido disperso, D_B, se representa por medio de (K-1 y K-2):

$$D_B = 2.24 \left[\frac{\sigma^{0.6}}{(P/v)^{0.4}\rho^{0.2}}\right] f_v^{0.5} \left(\frac{\mu'}{\mu}\right)^{0.25} \qquad (4\text{-}104)$$

en donde f_v y μ' son, respectivamente, la fracción de volumen y la viscosidad del líquido disperso, y σ es la tensión interfacial. La ecuación (4-104) se derivó de datos experimentales para una gran variedad de líquidos en los que $\sigma = 36$ a 55 dinas/cm.

Varios investigadores (K-3 y K-4) han estudiado la importancia de la coalescencia para determinar la velocidad de algunas reacciones y los efectos de las impurezas de superficie activa y la transferencia de masa en la coalescencia.

Sistema fluido-sólido Hay muchos estudios sobre la transferencia de masa y calor en los sistemas fluido-sólido, según indican las diferentes publicaciones que aparecen en la literatura y que incluyen varios libros y artículos sobre procedimientos de fluidización (p. ej., I-4, K-5 a K-9). Sin embargo, las correlaciones desarrolladas en estos estudios no siempre se pueden comparar, debido a las diferencias en los métodos experimentales y a las mediciones incompletas de variables pertinentes. Chu, Kalil y Wetteroth (K-10) desarrollaron algunas correlaciones que conviene utilizar para estimar los datos de transferencia de masa. Las correlaciones mostradas aquí son tanto para sistemas gas-sólido como líquido-sólido y cubren ambos casos, es decir, lecho fluidizado y fijo, en intervalos amplios del número de Schmidt

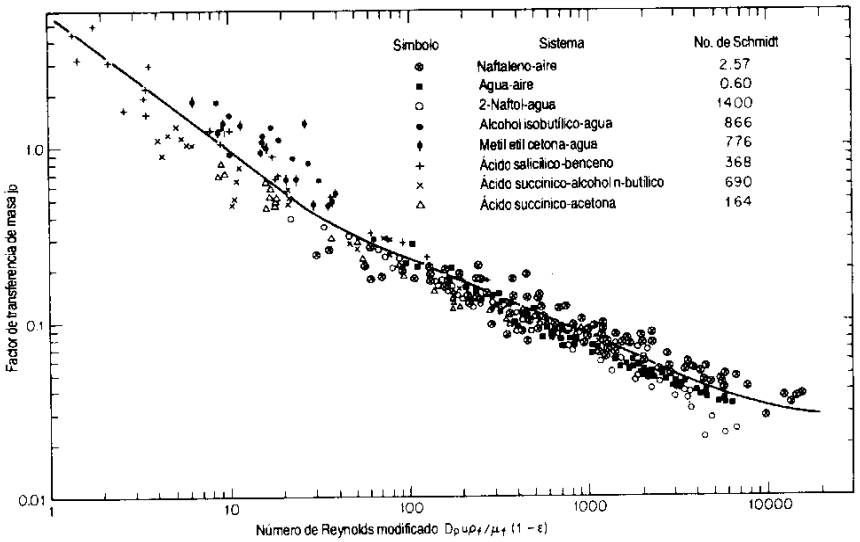


FIG. 4-17 Correlación generalizada de transferencia de masa para lechos fijos y fluidificados de partículas de forma regular. [Chu., Kalil y Wetteroth. *Chem. Eng. Prog.*, **49**, 141 (1953).]

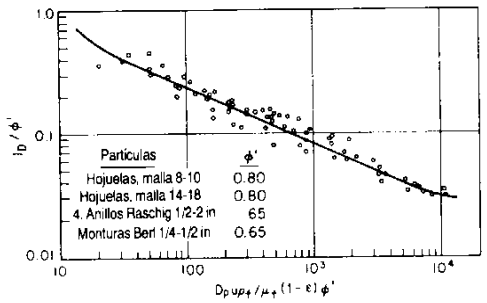


FIG. 4-18 Correlación generalizada de transferencia de masa para lechos fijos y fluidificados de partículas de forma irregular.

($Sc = \mu_f / \rho_f D_m = 0.6$ a 1400) y del número modificado de Reynolds ($\overline{Re}$ = ~1 a 10 000). Las correlaciones se aplican a partículas esféricas y cilíndricas rígidas

$$\text{Para } 0 < \overline{Re} < 30; \quad j_D = 5.7(\overline{Re})^{-0.78} \qquad (4\text{-}105)$$

$$\text{Para } 30 < \overline{Re} < 10{,}000; \quad j_D = 177(\overline{Re})^{-0.44} \qquad (4\text{-}106)$$

donde

$$\overline{Re} = \text{modificando el número de Reynolds} = \frac{D_p u \rho_f}{\mu_f (1-\varepsilon)}$$

$$j_D = \text{factor de transferencia de masa de Colburn} = \frac{k_f M p}{G}\left(\frac{\mu_f}{\rho_f D_m}\right)^{2/3}$$

En estas expresiones, u es la velocidad superficial del fluido, ρ_f, μ_f, k_f, G y M son, respectivamente, la densidad, la viscosidad, el coeficiente de transferencia de masa, la velocidad de masa y el peso molecular del fluido, y ε es la fracción libre, siendo p similar a p_{fA} de la ecuación (4-96).

Para partículas de formas irregulares en el intervalo Re/θ' de 20 a 10000,

$$j_D = 2.05\phi'(\overline{Re}/\phi')^{-0.468} \qquad (4\text{-}107)$$

en donde ϕ' se refiere a un factor empírico de forma que es la medida de la relación entre áreas específicas eficaces de partículas no esféricas y esféricas. Los valores de ϕ' son 0.80 para hojuelas (mallas 8 a 10 o 14 a 18), y 0.65 tanto para anillos de Raschig [0.0127 a 0.0508 m ($^1/_2$ a 2 in)] como para las monturas de Berl [0.0064 a 0.0127 m ($^1/_4$ a $^1/_2$ in)] respectivamente. La figura 4-17 sirvió de base para derivar las ecuaciones 4-105) y (4-106), mientras que la ecuación (4-107) se obtuvo basándose en la figura 4-18. Los máximos errores asociados con estas correlaciones se estiman (K-10), del orden de 20%.

Otros investigadores (p. ej., Beek en la referencia K-8) correlacionaron los datos de transferencia de masa en términos del producto del número de Stanton, $St = k_f \varepsilon / u$ y $Sc^{2/3}$ como una función de Re. Al volver a graficar los datos de Chu y cols (K-10) y los de otras fuentes, se demuestra que este tipo de gráfica no es adecuada para cubrir todo el intervalo de lecho fijo a lecho fluidizado inclinado. Al volver a graficar el mismo conjunto de datos en términos de $St \cdot Sc^{2/3}$ contra $Re = D_p u \rho_f / \mu_f$ se obtuvieron puntos de datos más cercanos para los lechos fluidizado y fijo, que dieron por resultado las siguientes correlaciones (K-8):

$$\text{Para } 5 < Re < 500: \quad St \cdot Sc^{2/3} = (0.81 \pm 0.05)\, Re^{-0.5} \qquad (4\text{-}108)$$

$$\text{Para } 50 < Re < 2000: \quad St \cdot Sc^{2/3} = (0.6 \pm 0.1)\, Re^{-0.43} \qquad (4\text{-}109)$$

Estas correlaciones se recomiendan en (K-8) como la representación "más precisa y confiable" de los datos publicados para la mayor parte de los intervalos de Sc y Re.

Muchos de los datos publicados sobre transferencia de masa se basan en mediciones realizadas en lechos muy poco profundos y, por consiguiente, se duda de la precisión con que estos resultados se pueden reproducir en los sistemas a gran escala (K-7). Kunii y Levespiel (K-7) desarrollaron correlaciones basadas en el modelo de lecho burbujeante.

Datos de velocidad física: transferencia de calor En esta subsección se examinan los datos de transferencia de calor necesarios para los cálculos del balance de energía (p. ej., véase la tabla 4-13) para el

diseño del reactor. Conviene consultar las secciones 10 y 11, en donde se incluyen métodos de predicción y valores empíricos para situaciones físicas concretas. Al desarrollar las ecuaciones de balance de energía del tipo señalado en la tabla 4-13, se supone que la diferencia de temperatura entre la mezcla de reacción y el agente de calentamiento se mantiene constante y uniforme a lo largo del reactor, cuando éste pertenece a la clase de tanque agitado (intermitente, semicontinuo o continuo). Del mismo modo, se supuso que en el caso del reactor tubular se tiene un perfil de temperatura plano en cualquier sección transversal normal a la dirección del flujo. En los reactores prácticos se presentan desviaciones en relación con estas condiciones ideales, como se explicó con anterioridad (véase "Comportamiento característico de los reactores"). La temperatura no uniforme de un reactor tipo tanque agitado puede deberse a un mezclado deficiente o a la viscosidad relativamente elevada de la mezcla de reacción. Asimismo, la desviación de la suposición de un flujo tipo tapón contribuye al desarrollo de gradientes de temperatura en dirección radial, tanto como en la dirección del flujo. Estas condiciones se resuelven utilizando un método similar al que se empleó en condiciones de flujo no ideal. En la actualidad, la información sobre la relación entre el diseño del agitador y la no uniformidad de las temperaturas es muy escasa para permitir el análisis de esta clase de problemas en reactores de tanque agitado aplicando un método analítico. Varios investigadores han estudiado las desviaciones en el caso de un reactor tubular de flujo con sólidos empacados, utilizando el concepto de la conductividad térmica eficaz [p. ej., véanse las referencias (A-29, K-11 y K-12)].

Reactores de tanque agitado La transferencia de calor en este tipo de reactores está regulada por el diseño del reactor en términos de la configuración del recipiente, el tipo de superficie de calentamiento, el tipo de agitador y su arreglo dentro del recipiente, etc. En consecuencia, la correlación de transferencia de calor para reactores con tanque agitado varía de acuerdo con el diseño específico del reactor. Esta correlación es básicamente de naturaleza empírica y se han realizado intentos para definir un reactor con tanque agitado estándar, que pueda utilizarse como base en el análisis, para desarrollar una correlación empírica "estándar" (p. ej., véase la referencia K-13). En esta correlación estándar se introducen parámetros modificados, para utilizarse en el diseño de otros reactores con tanque agitado "no estándar".

La mayor parte de las correlaciones empíricas (coeficiente del lado del recipiente) desarrolladas por diferentes investigadores para los reactores de tanque agitado con chaqueta y serpentín de calentamiento tienen la siguiente forma:

$$\frac{h_i d}{\lambda} = \alpha \left(\frac{P^2 N \rho}{\mu}\right)^{\beta} \left(\frac{C_p \mu}{\lambda}\right)^{\gamma} \left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{\delta} \qquad (4\text{-}110)$$

donde d = diámetro del recipiente, m(ft)
h_i = coeficiente de película del lado del recipiente, en la superficie interna del recipiente o en la superficie externa del serpentín, J/(s·m^2·K) [Btu/(h·ft^2·°F)]
μ_s = viscosidad de la mezcla en el recipiente, a la temperatura de éste o de la superficie del serpentín, Pa·s [lb/(ft·h)]
μ = Viscosidad a la temperatura de la mezcla en el recipiente, Pa·s [lb/(ft·h)]
P = longitud del agitador, m(ft)
N = velocidad del eje del agitador, revoluciones por unidad de tiempo
ρ = densidad de la mezcla en el recipiente, a la temperatura que se encuentra, kg/m^3 (lb/ft^3)
C_p = calor específico del fluido en el recipiente, a la temperatura que se encuentra, J/(kg·K) [Btu/(lb·°F)]
λ = conductividad térmica de la mezcla en el recipiente, a la temperatura que se encuentra, J/(s·m·K) [Btu/(h·ft·°F)]

Los valores de la constante α y los exponentes β, γ y δ en la ecuación (4-110) varían de acuerdo con el intervalo del número de Reynolds y el diseño del reactor, como sigue: α = 0.36-1.4, β = 0.5-0.75, γ = ~1/3, y $\delta)^{1}/_{3}$ y = 0.14-0.24. En la sección 10 aparecen una base adicional de datos para transferencia de calor en reactores de tanque agitado, en la que se incluyen los valores de estos parámetros para casos específicos. El mismo tipo de base de datos y otros tipos de información pertinente también se encuentran en la referencia D-1.

Coeficiente del lado de la chaqueta. Los datos para este caso son limitados. Sin embargo, este coeficiente suele ser elevado en comparación con el coeficiente total de transferencia de calor. En la sección 10 aparecen algunos valores empíricos.

Coeficiente del lado del serpentín. Debido a la turbulencia inducida por el serpentín, los coeficientes de transferencia de calor dentro de los tubos enrollados son superiores a los de tubos rectos. Se ha sugerido (K-14) que el coeficiente del lado del serpentín debe obtenerse multiplicando el coeficiente del tubo recto por un factor de $1 + 3.5\, d_t/d_c$, en donde d_t/d_c es la relación entre el diámetro interno del tubo y el diámetro del serpentín.

Reactores de flujo homogéneo En el caso de reactores tubulares se pueden aplicar las correlaciones generalizadas para flujos laminares y turbulentos en intercambiadores de calor convencionales, como se presentan en la sección 10.

Reactores de flujo heterogéneo La velocidad de transferencia de calor (y en consecuencia, el perfil de temperatura) en el reactor fluido-sólido es uno de los factores críticos que afectan la velocidad de reacción, la conversión y la distribución del producto. Por consiguiente, se requiere la base de datos para la transferencia de calor entre la pared del reactor y el fluido o el lecho de sólidos en el diseño de un reactor adecuado, con instalaciones para eliminar o agregar una cantidad estimada de calor, con objeto de mantener el perfil de temperatura deseado dentro del reactor. Al igual que en el caso de la transferencia de masa en el sistema fluido-sólido, la velocidad de transferencia de calor se ve afectada por varias variables, que incluyen las propiedades del sólido y el fluido, la velocidad superficial, los espacios vacíos del lecho y la configuración del reactor. Las interacciones complejas de estas variables y las diferencias en los métodos experimentales dan por resultado varias formas distintas de correlaciones empíricas desarrolladas por diversos investigadores.

Coeficiente de la pared al fluido. En la figura 4-19(I-4) se muestra una gráfica integrada basada en datos seleccionados, que cubre tanto lechos fijos como fluidizados.

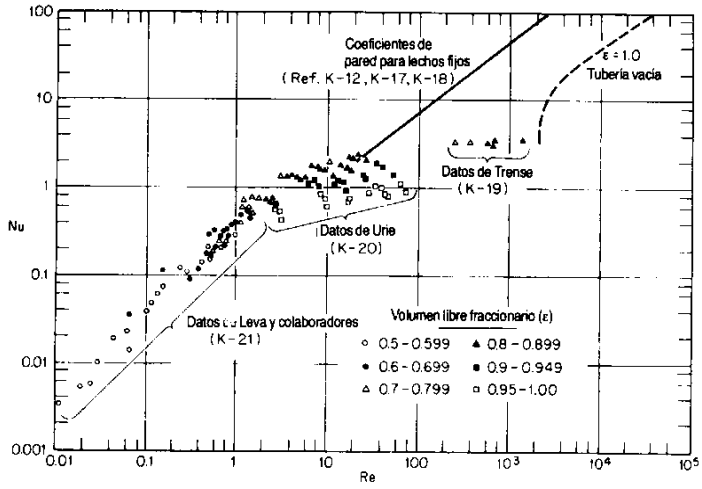
Coeficiente de la pared al lecho. En la sección 10 se presentan algunas correlaciones empíricas seleccionadas para la transferencia de calor en reactores con lecho fijo y fluidizado. Correlaciones adicionales se encuentran en referencias como I-4 y K-5 a K-9. Las correlaciones semiempíricas basadas en los modelos físicos son útiles no sólo para el diseño sino para comprender los mecanismos posibles de transferencia de calor. Dos de estas correlaciones, que aparecen en las "Referencias", fueron desarrolladas por Mickley y Fairbanks (K-15) y por Ziegler y cols. (K-16), respectivamente.

$$\frac{hD_p}{\lambda_g} = \frac{1.13\, D_p}{\lambda_g}\left[(1-\varepsilon_{mf})(1-f_b) n_w \rho_s C_{ps} \lambda_e\right]^{1/2} \qquad (4\text{-}111)$$

$$\frac{hD_p}{\lambda_g} = 7.2 \Big/ \left(1 + \frac{6\lambda_g \bar{\theta}}{\rho_s C_{ps} D_p^2}\right)^2 \qquad (4\text{-}112)$$

donde h = coeficiente de transferencia de calor de la pared al lecho, J/(s·m^2·K) [Btu/(h·ft^2·°F)]
λ_g = conductividad térmica del fluido, J/(s·m·K) [Btu/(h·ft·°F)]
ε_{mf} = fracción vacía, en las condiciones mínimas de fluidificación
ρ_s = densidad de los sólidos, kg/m^3 (lb/ft^3)
C_{ps} = calor específico de los sólidos, J/(kg·K) [Btu/(lb·°F)]
f_b = fracción de tiempo en el que la superficie inmersa está expuesta a las burbujas de gas
n_w = frecuencia de las burbujas en la pared
λ_e = conductividad térmica eficaz del lecho, en las condiciones mínimas de fluidificación, J/(s·m·K) [Btu/(h·ft·°F)]
$\bar{\theta}$ = tiempo medio de residencia de los sólidos, s

Los valores de f_b, n_w y λ_e se pueden obtener en la referencia original (K-15).



$Re = D_p u \rho_f / \mu_f$, $Nu = h_c D_p / \lambda_f$ Para datos de lechos fijos y fluidos

$Re = D_t u \rho_f / \mu_f$, $Nu = h_c D_t / \lambda_f$ Para el flujo de un fluido por una tubería vacía

h_c: Coeficiente de transferencia de calor basado en el área de pared D_t: Diámetro de tubería

u = Velocidad superficial del fluido Dp: Diámetro medio de la partícula

λ_f: Conductividad térmica del fluido ρ_f, μ_f: Densidad y viscosidad del fluido

FIG. 4-19 Gráfica integrada de datos sobre transferencia de calor lecho-fluido (coeficiente de la pared al fluido). (Zenz y Othmer, *Fluidization and Fluid Particle Systems* Reinhold, New York, 1960.)

En estudios recientes (K-22 y K-23) se demostró que un incremento en la presión de lechos de gas fluidizado favorece el coeficiente de transferencia de calor de la pared al lecho. Sin embargo, el coeficiente para polvos finos (< 0.1 mm) no sufre un cambio apreciable con la presión (K-22). En uno de los estudios (K-22) la presión se varió de 0.1 a 2.5 MPa (~1 a 25 atm), en tanto que en el otro (K-23), la variación fue de ~0.6 a 8.1 MPa (~6 a 80 atm).

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Fundamentos

Reacciones homogéneas

A-1 Frost and Pearson, *Kinetics and Mechanism*, 2d ed., Wiley, New York, 1961.
A-2 Hinshelwood and Burk, *J. Chem. Soc.*, **127**, 1051, 1114 (1925).
A-3 Nemecek and Pakarek, *Chem. Prum.*, **15**(3), 132–137 (1965).
A-4 Houser and Lee, *J. Phys. Chem.*, **71**(11), 3422–3426 (1967).
A-5 Andreev and Kiperman, *Kinet. Katal.*, **6**(5), 869–877 (1965).
A-6 Freeberg, Hartmen, Hisatsune, and Schempf, *J. Phys. Chem.*, **71**(2), 397–402 (1967).
A-7 Keating and Rozner, *J. Phys. Chem.*, **69**(10), 3658–3660 (1965).
A-8 Bartlit and Bliss, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **11**(3), 562–572 (1965).
A-9 Laird, Morrell, and Seed, *Discuss. Faraday Soc.*, **22**, 126 (1956).
A-10 Gomer and Kistiakowsky, *J. Chem. Phys.*, **19**(1), 85 (1951).
A-11 Craig and Ward, *J. Am. Chem. Soc.*, **88**(19), 4526–4528 (1966).
A-12 Vinnik, Grabovskaya, and Arzamaskova, *Zh. Fiz. Khim.*, **41**(5), 1102–1107 (1967).
A-13 Pronina et al., *Kinet. Katal.*, **7**(3), 439–448 (1966).
A-14 Ogata, Kawasaki, and Okumura, *Tetrahedron*, **22**(6), 1731–1739 (1966).
A-15 Kolarov, Popyankov, and Angelov, *Monatsh. Chem.*, **96**(3), 949–958 (1965).
A-16 Smith, U.S. AEC Rep. UCRL-11763, 1965.
A-17 Veith, Guthals, and Viste, *Inorg. Chem.*, **6**(4), 667–669 (1967).
A-18 Dvorko and Shilov, *Kinet. Katal.*, **5**(6), 996–999 (1964).
A-19 Peters and Salajeghen, *Anal. Chem.*, **38**(13), 1824–1828 (1966).
A-20 Valov, Blyumberg, and Filippova, *Kinet. Katal.*, **8**(4), 760–765 (1967).
A-21 Fugiitt and Hawkins, *J. Am. Chem. Soc.*, **69**, 319 (1947).
A-22 Brown and Fletcher, *J. Am. Chem. Soc.*, **71**, 1845 (1949).
A-23 Young and Andrews, *J. Am. Chem. Soc.*, **66**, 421 (1944).
A-24 Lerner et al., *Khim. Prom.*, **43**(12), 924–929 (1967).
A-25 Bell and Clunie, *Nature*, **167**, 363 (1951).
A-26 Niki and Weinstock, *J. Chem. Phys.*, **47**(9), 3249–3252 (1967).
A-27 Long, McDevit, and Dunkle, *J. Phys. Colloid Chem.*, **55**, 829 (1951).
A-28 Alvarado, *J. Am. Chem. Soc.*, **50**, 790 (1928).

Reacciones heterogéneas no catalíticas

B-1 Bischoff, *Chem. Eng. Sci.*, **20**, 783 (1965).
B-2 Luss, *Can. J. Chem. Eng.*, **46**, 154 (1968).
B-3 Yoshida, Kunii, and Shimizu, *J. Chem. Eng. Japan*, **8**, 417 (1975).
B-4 Del Borghi, Dunn, and Bischoff, *Chem. Eng. Sci.*, **31**, 1065 (1976).
B-5 Dudokovic, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **22**, 945 (1976).
B-6 Wen, *Ind. Eng. Chem.*, **60**(9), 34 (1968).
B-7 Ranz and Marshall, *Chem. Eng. Prog.*, **48**, 173 (1952).
B-8 Carberry, *Chemical and Catalytic Reaction Engineering*, McGraw-Hill, New York, 1976.
B-9 Froment and Bischoff, *Chemical Reactor Analysis and Design*, Wiley, New York, 1979.
B-10 Levenspiel, *Chemical Reaction Engineering*, 2d ed, Wiley, New York, 1972.
B-11 Bischoff, *Chem. Eng. Sci.*, **18**, 711 (1963).
B-12 Carberry and Gorring, *J. Catal.*, **5**, 529 (1966).
B-13 Sohn and Szekely, *Chem. Eng. Sci.*, **27**, 763 (1972).
B-14 ———, *Chem. Eng. Sci.*, **29**, 630 (1974)
B-15 Pigford and Sliger, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **12**, 85 (1973).
B-16 Costa and Smith, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **17**, 947 (1971).
B-17 Wang and Wen, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **18**, 1231 (1972).
B-18 Luss and Amundson, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **15**, 194 (1969).
B-19 Endom, Hedden, and Lehmann, *5th Int. Symp. React. Solids, Munich*, 1964, 632–646 (1965).
B-20 Vandenbussche, *Comm. Energ. At. (France)*, Rapp. No. 2859, 1966.
B-21 Sargutskii and Serebrennikov, *Zh. Neorg. Khim.*, **11**(1), 33 (1966).
B-22 Habashi and Thurston, *Energ. Nucl.*, **14**(4), 238–244 (1967).
B-23 Bretsnajder and Piskorski, *Chem. Stosow., Ser. A*, **11**(1), 3–24 (1967).
B-24 Lewis and Suen, *Ind. Eng. Chem., Industr.*, **32**, 1095 (1940).

B-25 McKinley and White, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **40**, 143–175 (1944).
B-26 Jeffreys, Jenson, and Miles, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **39**, 389 (1961).
B-27 Astarita, *Mass Transfer with Chemical Reaction*, Elsevier, Amsterdam, 1967.
B-28 Danckwerts, *Gas Liquid Reactions*, McGraw-Hill, New York, 1970.
B-29 Sherwood, Pigford, and Wilke, *Mass Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1975.
B-30 Bamford and Tipper (eds.), *Comprehensive Chemical Kinetics*, vol. 22: *Reactions in the Solid State*, Elsevier, Amsterdam, 1980.
B-31 Schmalzried, *Solid State Reactions*, Verlag Chemie/Academic, Weinheim, Germany, 1974.
B-32 Ball and Norwood, *J. Chem. Soc. A*, 1633 (1969); 1476 (1970).
B-33 McGinn, Wheeler, and Galwey, *Trans. Faraday Soc.*, **66**, 1809 (1970).
B-34 Schneider and Nigh, *Combust. Flame*, **15**, 223 (1970).
B-35 Finch, Jacobs, and Thompkins, *J. Chem. Soc.*, 2053 (1954).
B-36 Thomas and Renshaw, *J. Chem. Soc. A*, 2749, 2753, 2756 (1969).
B-37 Canning and Hughes, *Thermochim. Acta*, **6**, 399 (1973).
B-38 Mentzen, *Ann. Chim.*, 3, 367 (1968).
B-39 Buttress and Hughes, *J. Chem. Soc. A*, 1272 (1968).
B-40 Kutty and Murthy, *Indian J. Technol.*, **12**, 447 (1974).
B-41 Budnikov and Ginstling, *Principles of Solid State Chemistry*, trans. by Shaw, Maclaren, London, 1968.
B-42 Johnson and Gallagher, *J. Am. Ceram. Soc.*, **59**, 171 (1976).
B-43 Allen, Crofts, and Swan, *Reactivity of Solids: Proc. 7th Int. Symp.*, Chapman & Hall, London, 1977, p. 630.
B-44 Pavlyuchenko et al., *Vestsi Akad. Navuk BSSR, Ser. Khim. Navuk* (4), 105 (1966).
B-45 Bertrand, Lallemant, and Watelle-Marion, *J. Inorg. Nucl. Chem.*, **36**, 1303 (1974).
B-46 Britton, Gregg, and Winsur, *Trans. Faraday Soc.*, **48**, 63, 70 (1952).
B-47 Hussein, Kolta, Saba, and El Roudi, *Thermochim. Acta*, **10**, 177 (1974).
B-48 Jach, *Trans. Faraday Soc.*, **59**, 947 (1963).
B-49 Prodan and Pavlyachenko, *Geterogennyl Khim. Reaktsii, Inst. Obshch. Neorgan. Khim. Akad. Nauk BSSR*, **1965**, 20–43.
B-50 Muraishi, *Yamagata Daigaku Kiyo, Shizen Kagaku*, **6**(2), 187–196 (1964).
B-51 Auffredic, *C. R. Acad. Sci. (Paris), Ser. C*, **263**(19), 1093–1096 (1966).
B-52 Hulbert, *Mater. Sci. Eng.*, **2**(5), 262–268 (1968).
B-53 Hulbert and Klawitter, *J. Am. Ceram. Soc.*, **50**(9), 484–488 (1967).

Catálisis

C-1 Rollefson and Faull, *J. Am. Chem. Soc.*, **59**, 625 (1937).
C-2 Maccoll and Stinson, *Proc. Chem. Soc.*, 80 (1958).
C-3 Bell, *Acid-Base Catalysis*, Oxford, Oxford, 1941.
C-4 Hammett, *Physical Organic Chemistry*, McGraw-Hill, New York, 1940.
C-5 Emmett, Sabatier, and Reid, *Catalysis Then and Now*, Franklin Pub. Co., Philadelphia, 1965.
C-6 Basolo and Pearson, *Mechanism of Inorganic Reactions*, Wiley, New York, 1958.
C-7 Bender, *Chem. Rev.*, **60**, 53 (1960).
C-8 Min'kov et al., *Kinet. Katal.*, 7(4), 632–639 (1966).
C-9 Keier, *Probl. Kinet. Katal., Akad. Nauk SSSR*, **11**, 200–206 (1966).
C-10 Krause and Mennenga, *J. Prakt. Chem.*, **32**(5–6), 283–290 (1966).
C-11 Tsutsui and Ugo (eds.), *Fundamental Research in Homogeneous Catalysis*, Plenum, New York, 1977.
C-12 Parshall, *Homogeneous Catalysis*, Wiley, New York, 1980.
C-13 Kemball et al., *Catalysis: A Specialist Periodical Report*, vol. 1, Chemical Society, London, 1977.
C-14 Thomas, *Catalytic Processes and Proven Catalysts*, Academic, New York, 1970.
C-15 Gates, Katzer, and Schuit, *Chemistry of Catalytic Processes*, McGraw-Hill, New York, 1978.

Técnicas experimentales

D-1 Rase, *Chemical Reactor Design for Process Plants*, vol. 1: *Principles and Techniques*, Wiley, New York, 1977.
D-2 Weekman, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **20**, 833 (1974).
D-3 Willard, Merritt, and Dean, *Instrumental Methods of Analysis*, 4th ed., Van Nostrand, Princeton, N.J., 1965.
D-4 Ewing, *Instrumental Methods of Chemical Analysis*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1969.
D-5 Hammes (ed.), *Technıques of Chemistry*, vol. VI: *Investigation of Rates and Mechanisms of Reactions (Two Parts)*, Wiley, New York, 1974.
D-6 Kohl, Zentner, and Lukens, *Radioisotope Applications Engineering*, Van Nostrand, Princeton, N.J., 1961.
D-7 Campbell and Thompson, "Radioisotopes in Studies of Chemisorption and Catalysis," in Cadenhead, Danielli, and Rosenberg (eds.), *Progress in Surface and Membrane Science*, Academic, New York, 1975, pp. 163–221.
D-8 Tanaka, *J. Res. Inst. Catal., Hokkaido Univ.*, **13**(2), 119–150 (1965).
D-9 Takeuchi, Sakaguchi, and Togashi, *Bull. Chem. Soc. Japan*, **39**(7), 1437–1439 (1966).
D-10 Foa et al., *J. Sci. Instrum.*, **44**(11), 936–938 (1967).
D-11 Shizuka and Azami, *Nippon Gomu Kyokaishi*, **39**(12), 999–1005 (1966).
D-12 Sugier, *Nukleonika*, **12**(9), 723–728 (1967).
D-13 Ledwith and Woods, *J. Chem. Soc., Ser. B*, **1966**(8), 753–757.
D-14 Brokshii et al., *Dokl. Akad. Nauk SSSR*, **172**(1), 122–125 (1967).
D-15 Van Wazer and Moedritzer, *Exch. React. Proc. Symp., Upton, N.Y.*, 1965, 23–26.
D-16 Schmid, Sofer, and Mayerboeck, *Monatsh. Chem.*, **99**(2), 463–468 (1968).
D-17 Fujita, *Japan. J. Appl. Phys.*, **5**(8), 701–710 (1966).
D-18 Van Reijen and Cosse, *Dicuss. Faraday Soc.*, **1966**(41), 277–289.
D-19 Mulcahy, Steven, and Ward, *Phys. Chem.*, **71**(7), 2124–2131 (1967).
D-20 Maruyama, Otsuki, and Iwao, *J. Org. Chem.*, **32**(1), 82–86 (1967).
D-21 Casado and Lizaso-Lamsfus, *An. R. Soc. Esp. Fis. Quim., Ser. B*, **63**(7–8), 739–748 (1967).
D-22 Vetchinkina et al., *Zh. Fiz. Khim.*, **40**(4), 762–765 (1966).
D-23 Briquet and Dondeyne, *Agriculture (Louvain)*, **13**(3), 529–554 (1965).
D-24 Heyne and Tompkins, *Proc. R. Soc. (London), Ser. A*, **292**(1431), 460–478 (1966).
D-25 Ignat'eva and Khalikova, *Zh. Prikl. Spektrosk.*, **5**(5), 642–647 (1966).
D-26 Young and Sheppard, *J. Catal.*, 7(3), 223–233 (1967).
D-27 Ishii, Furumai, and Takeya, *Kogyo Kagaku Zasshi*, **70**(10), 1652–1656 (1967).
D-28 Ishii, Yahata, and Takeya, *Kagaku Kogaku*, 31(9), 896–901 (1967).
D-29 Merzhanov, Abramov, and Abramova, *Zh. Fiz. Khim.*, **41**(k), 179–184 (1967).
D-30 Reich, *J. Appl. Polym. Sci.*, **11**(2), 161–170 (1967).
D-31 Bonath, Foertsch, and Saemann, *Chem. Ing. Tech.*, **38**(7), 739–742 (1966).
D-32 Berkowitz and Mullin, *Am. Chem. Soc., Div. Fuel Chem., Repr.* **10**(2), C-100–C-120 (1966).
D-33 Giordano, Bossi, and Paratella, *Chem. Eng. Sci.*, **21**(8), 621–630 (1966).
D-34 Lin, *Ind. Eng. Chem.*, **60**(5), 61–82 (1968).
D-35 Ibid., **61**(3), 42–66 (1969).

Análisis de datos de la cinética de las reacciones

E-1 Benson and Shaw, *J. Chem. Phys.*, **47**(10), 4052–4055 (1967).
E-2 Kochi (ed.), *Free Radicals*, vol. II, Wiley, New York, 1973.
E-3 Lenz, *Organic Chemistry of Synthetic High Polymers*, Interscience, New York, 1967.
E-4 Platzer (ed.), *Polymerization Kinetics and Technology*, American Chemical Society, Washington, 1973.
E-5 Yokoyama and Takayasu, *Kogyo Kagaku Zasshi*, **70**(10), 1619–1624 (1967).
E-6 Solyanikov and Denisov, *Dokl. Akad. Nauk SSSR*, **173**(5), 1106–1109 (1967).
E-7 Hougen and Watson, *Chemical Process Principles*, part III, Wiley, New York, 1947.
E-8 Kittrell and Hunter, *Statistical Methodology for Chemical Reaction Modeling*, AIChE Today ser., American Institute of Chemical Engineers, New York, 1970.
E-9 Albright and Crynes (eds.), *Industrial and Laboratory Pyrolyses*, American Chemical Society, Washington, 1976.
E-10 Daniel and Wood, *Fitting Equations to Data*, Wiley, New York, 1980.
E-11 Walas, *Reaction Kinetics for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, New York, 1959.
E-12 Hill, *An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design*, Wiley, New York, 1977.
E-13 Benson, *Thermochemical Kinetics*, 2d ed., Wiley, New York, 1976.

Métodos de escalamiento

F-1 Damköhler, in Eucken and Jacob (eds.), *Der Chemie-Ingenieur*, vol. III, Edwards, Ann Arbor, Mich., 1937, part 1, p. 454.
F-2 Bosworth, *Transport Properties in Applied Chemistry*, Wiley, New York, 1956, pp. 303–325.
F-3 Boreskov and Slin'ko, *Theoretical Foundation of Chemical Engineering* (trans. from Russian), **1**(1), 3–12 (1967).
F-4 Rase, *Chemical Reactor Design for Process Plants*, vol. II: *Case Studies and Design Data*, Wiley, New York, 1977.
F-5 Denn, *Ind. Eng. Chem.*, **61**(2), 46–50 (1969).
F-6 Bilous and Amundson, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2**, 117 (1965).
F-7 Froment, *Ind. Eng. Chem.*, **59**(2), 18 (1967).
F-8 Carberry and White, *Ind. Eng. Chem.*, **61**(7), 27 (1969).
F-9 Garmon, Morrow, and Anhorn, *Chem. Eng. Prog.*, **61**(6), 57–61 (1965).

F-10 Schoenemann, *Gente Chim.*, **91**(6), 161–176 (1964).
F-11 Weber, *Chem. Eng. Prog.*, **49**(1), 26–34 (1953).
F-12 Saslow and Stevens, *Chem. Process Eng.*, **45**(3), 115–120 (1964).
F-13 Novak, Lynn, and Harrington, *Chem. Eng. Prog.*, **58**(2), 55–59 (1962).
F-14 Hamilton, Johnston, and Petersen, ibid., 51–54 (1962).
F-15 Cooper, Black, and Amberson, ibid., **61**(7), 89–96 (1965).
F-16 Malloy and Taylor, ibid., 101–105 (1965).
F-17 Leftin, Newsome, and Wolff, "Pyrolysis of Naphtha and of Kerosene in the Kellogg Millisecond Furnace," in Albright and Crynes (eds.), *Industrial and Laboratory Pyrolyses*, ACS Symp. Ser. 32, American Chemcal Society, Washington, 1976, pp. 373–391.

Diseño del reactor

Características, selección y tipos de reactores

G-1 von Urban, *Erdol Kohle*, **8**, 780 (1955).
G-2 Birthler et al., ibid., **12**, 71 (1959).
G-3 Zalai and Jancso, *Oil Gas J.*, **60**(12), 130 (1962).
G-4 Abrams, "The H-Coal Pilot Plant: History, Description, and Present Status," in Veziroglu (ed.), *Alternative Energy Sources*, vol. 7, Hemisphere Pub. Corp., Washington, 1977, p. 3265.
G-5 Eldridge and Piret, *Chem. Eng. Prog.*, **46**, 290 (1950).
G-6 Corrigan and Young, *Chem. Eng.*, 211 (December 1955).
G-7 Denbigh, *Chem. Eng. Sci.*, **8**, 125–132 (1958).
G-8 van Heerden, ibid., 133–145 (1958).
G-9 Horn, ibid., **14**, 77–89 (1961).
G-10 Aris, *The Optimal Design of Chemical Reactors*, Academic, New York, 1961.
G-11 van de Vusse and Voetter, *Chem. Eng. Sci.*, **14**, 90–100 (1961).
G-12 Siegel and Garti, "The Effect of Pressure on the Catalytic Hydrogenation of Aromatic Hydrocarbons on Rhodium," in Smith (ed.), *Catalysis in Organic Syntheses 1977*, Academic, New York, 1977, pp. 9–23.
G-13 Turner, *Br. Chem. Eng.*, **9**(6), 376–383 (1964).
G-14 Bischoff and McCracken, *Ind. Eng. Chem.*, **58**(7), 18–31 (1966).
G-15 Danckwerts, ibid., **2**, 1 (1958).
G-16 Ibid., **8**, 93 (1958).
G-17 Ibid., **9**, 78 (1958).
G-18 Zwietering, ibid., **11**, 1 (1959).
G-19 Ng and Rippin, *Third European Symposium on Chemical Reaction Engineering*, Pergamon, New York, 1964.
G-20 Denbigh, *J. Appl. Chem.*, **1**, 227 (1951).
G-21 Wall, Delbecq, and Florin, *J. Polym. Sci.*, **9**, 177 (1952).
G-22 Bouton and Chappelear (eds.), *Continuous Polymerization Reactors*, AIChE Symp. ser., vol. 72, no. 160, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1976.
G-23 Platzer (ed.), *Polymerization Kinetics and Technology*, Adv. in Chemistry Ser. 128, American Chemical Society, Washington, 1973.
G-24 Denbigh, *Trans. Faraday Soc.*, **40**, 352 (1944).
G-25 Gillespie and Carberry, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **5**(2), 164–171 (1966).
G-26 Weinstein and Alder, *Chem. Eng. Sci.*, **22**(1), 65–75 (1967).
G-27 Denbigh, *Science, Industry and Social Policy*, Oliver & Boyd, London, 1963.
G-28 Shabica, *Chem. Eng. Prog.*, **59**(9), 57 (1963).

Reactores heterogéneos no catalíticos

H-1 Kunii and Levenspiel, *Fluidization Engineering*, Wiley, New York, 1969.
H-2 Yagi and Kunii, *Chem. Eng. Sci.*, **16**, 364, 372, 380 (1961).

Reactores para reacciones catalizadas con sólidos

I-1 Ciapetta, Helm, and Baral, in Collier (ed.), *Catalysis in Practice*, Reinhold, New York, 1957, pp. 49–70.
I-2 Thomas, *Catalytic Processes and Proven Catalysts*, Academic, New York, 1970.
I-3 Ergun, *Chem. Eng. Prog.*, **48**(2), 89–94 (1952).
I-4 Zenz and Othmer, *Fluidization and Fluid-Particle Systems*, Reinhold, New York, 1960.
I-5 Miyauchi, Furusaki, Morooka, and Ikeda, "Transport Phenomena and Reaction in Fluidized Catalyst Beds," in *Advances in Chemical Engineering*, vol. 11, Academic, New York, 1981, pp. 275–448.
I-6 Emmett, *Advances in Catalysis*, vol. 1, Academic, New York, 1948, p. 650.
I-7 Ritter and Drake, *Ind. Eng. Chem., Anal. Ed.*, **17**, 787 (1945).
I-8 Cranston and Inkley, *Advances in Catalysis*, vol. 9, Academic, New York, 1957, pp. 143–154.
I-9 Hougen, *Ind. Eng. Chem.*, **53**(7), 509–528 (1961).
I-10 Wheeler, *Advances in Catalysis*, vol. 3, Academic, New York, 1951.
I-11 Weisz and Prater, ibid., vol. 6, 1954.
I-12 Thiele, *Ind. Eng. Chem.*, **31**, 917 (1939).
I-13 Schilson, Ph.D. thesis, University of Minnesota, Minneapolis, December 1957.
I-14 Mingle and Smith, *AIChE Conv., New Orleans*, March 1961.
I-15 Aris, *Chem. Eng. Sci.*, **6**, 262 (1957).
I-16 Roberts and Satterfield, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **5**(3), 317–325 (1966).
I-17 Maxted, *Advances in Catalysis*, vol. 3, Academic, New York, 1951, p. 129.
I-18 Gorokhova et al., *Zh. Fiz. Khim.*, **39**(5), 1206–1210 (1965).
I-19 Balandin et al. (eds.), *Scientific Selection of Catalysts*, Academy of Science of U.S.S.R., transl. by Israel Program for Scientific Translations, Jerusalem, 1968.
I-20 DeMaio and Naglieri, *Chem. Eng.*, **75**, 127–132 (1968).
I-21 Satterfield, *Ind. Eng. Chem.*, **61**(6), 4–10 (1969).
I-22 Weisz and Hicks, *Chem. Eng. Sci.*, **17**, 265 (1962).

Datos de velocidad química

J-1 Davies, Jacobs, and Russell-Jones, *Trans. Faraday Soc.*, **63**(7), 1737–1748 (1967).
J-2 Zelionkaite, Janickis, and Pazarauskas, *Liet. TSR Mokslu Akad. Darb., Ser. B*, **1966**(2), 3–9.
J-3 Kuzhakhmetov and Knatyshenko, *Zh. Prikl. Khim.*, **39**(6), 1266–1271 (1966).
J-4 Schroeder and Kolaczkowski, *Chem. Stosow., Ser. A*, **10**(1), 19–33 (1966).
J-5 Morris and Woodburn, *S. Afr. Chem. Process.*, **2**(4), CP115–119 (1967).
J-6 Dave and Chopra, *J. Am. Ceram. Soc.*, **49**(10), 575 (1966).
J-7 Temkin, Cherednik, and Apel'baum, *Kinket. Katal.*, **9**(1), 95–103 (1968).
J-8 Hovenkamp, *Faserforsch. Textiltech.*, **17**(3), 100–105 (1966).
J-9 Pursley, Matula, and Witzell, *J. Phys. Chem.*, **70**(12), 3768–3770 (1966).
J-10 Giona and Toselli, *Ingegnere (Milan)*, **40**(12), 1124–1128 (1966).
J-11 Thomas and Woodman, *Trans. Faraday Soc.*, **63**(11), 2728–2736 (1967).
J-12 Crabtree and Schaefer, *Inorg. Chem.*, **5**(8), 1348–1351 (1966).
J-13 Gaivoronskii and Polyvyannyi, *Vestn. Akad. Nauk Kaz. SSR*, **23**(10), 11–19 (1967).
J-14 Pospisil and Cabicar, *Collect. Czech. Chem. Commun.*, **32**(11), 3832–3841 (1967).
J-15 Petrov and Kirillov, *Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol.*, **10**(4), 428–433 (1967).
J-16 Natveev and Frenkel, *Zh. Vses. Khim. Ova.*, **11**(4), 464–465 (1966).
J-17 Ishkin and Dubil, *Zh. Prikl. Khim.*, **41**(1), 52–58 (1968).
J-18 Barron and O'Hern, *Chem. Eng. Sci.*, **21**(5), 397–404 (1966).
J-19 Ganz and Revzin, *Zh. Prikl. Khim.*, **39**(4), 937–939 (1966).
J-20 Bezukladnikov, *Zh. Prikl. Khim.*, **40**(2), 291–296 (1967).
J-21 Tsygoda, Ponomarev, and Shkuridin, *Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Tsvetn. Metall.*, **9**(2), 39–42 (1966).
J-22 Laidler and Liu, *Proc. R. Soc. (London), Ser. A*, **297**(1450), 365–375 (1967).
J-23 McKnight, Niki, and Weinstock, *J. Chem. Phys.*, **47**(12), 5219–5225 (1967).
J-24 Temkin, Tikhonov, Flid, and Galeev, *Kinet. Katal.*, **8**(6), 1236–1239 (1967).
J-25 Gareev and Men'shutin, *Kinet. Katal.*, **8**(6), 1369–1371 (1967).
J-26 Shah and Hussain, *Indian J. Technol.*, **4**(10), 287–289 (1966).
J-27 Ikawa, Tomizawa, and Yanagihara, *Can. J. Chem.*, **45**(16), 1900–1902 (1967).
J-28 Gallily, Schmidt, and Bernstein, *Chem. Eng. Sci.*, **22**(1), 35–42 (1967).
J-29 Zakharkin and Aklimedov, *Zh. Org. Khim.*, **2**(9), 1557–1561 (1966).
J-30 Aboul-Seoud, *Bull. Soc. Chim. Belg.*, **75**(5–6), 249–259 (1966).
J-31 Sypyak, Moin, and Shevchuk, *Dokl. Akad. Nauk SSSR*, **170**(4), 893–896 (1966).
J-32 Luther, Bergmann, and Sreenivasan, *Chem. Ing. Tech.*, **40**(7), 317–323 (1968).
J-33 Voloshin, Semisalov, Baskina, and Neserenko, *Koks Khim.*, **1967**(10), 21–23.
J-34 Grigoryan, Meliksetyan, and Beileryan, *Arm. Khim. Zh.*, **20**(5), 333–337 (1967).
J-35 Shaw, Cruickshank, and Benson, *J. Phys. Chem.*, **71**(13), 4538–4543 (1967).
J-36 Campbell and Hogg, *J. Chem. Soc., Ser. B*, **1967**(9), 889–892.
J-37 Tanji, Uchiyama, Amano, and Tokuhisa, *Kogyo Kagaku Zasshi*, **70**(3), 307–311 (1967).
J-38 Kudryavtseva and Vedeneev, *Kinet. Katal.*, **7**(2), 208–213 (1966).
J-39 Tsujikawa and Inoue, *Bull. Chem. Soc. Japan*, **39**(9), 1837–1842 (1966).
J-40 Vinnik and Librovich, *Zh. Fiz. Khim.*, **41**(8), 2013–2018 (1967).
J-41 Houser and Lee, *J. Phys. Chem.*, **71**(11), 3422–3426 (1967).
J-42 Marta and Seres, *Acta Univ. Szeged., Acta Phys. Chem.*, **12**(3–4), 113–116 (1966).
J-43 Nazarov and Torban, *Inf. Soobshch. Gos. Nauchno Issled. Proektn. Inst. Azotn. Prom. Prod. Org. Sint.*, **17**, 53–76 (1966).
J-44 Subbotin, Antonov, and Etlis, *Kinet. Katal.*, **7**(2), 202–207 (1966).

J-45 Miki, Ito, Ouchi, Moriya, and Tsuchiya, *Yukagoku*, **15**(6), 257–262 (1966).
J-46 Politanskii and Shevchuk, *Kinet. Katal.*, **8**(1), 12–17 (1967).
J-47 Hashimoto, Sunamoto, Shinkai, and Nakajo, *Kogyo Kagaku Zasshi*, **70**(10), 1705–1708 (1967).
J-48 Konar, Purnell, and Quinn, *J. Chem. Soc., Ser. A*, **1967**(10), 1543–1545.
J-49 Hellen, Jumbroso, and Coussemant, *Rev. Inst. Fr. Pet. Ann. Combust. Liq.*, **22**(5), 807–825 (1967).
J-50 Pronina, Spirin, Blagonravova, Aref'eva, and Gantmakher, *Kinet. Katal.*, **7**(3), 439–448 (1966).
J-51 Genich and Kustova, *Izv. Akad. Nauk SSSR, Ser. Khim.*, **1967**(4), 752–757.
J-52 Vinnik, Medvetskaya, Andreeva, and Tiger, *Zh. Fiz. Khim.*, **41**(1), 252–260 (1967).
J-53 Cundall and Locke, *J. Chem. Soc., Ser. B*, **1968**(2), 98–103.
J-54 Vinnik, Grabovskaya, and Arzamaskova, *Zh. Fiz. Khim.*, **41**(5), 1102–1107 (1967).
J-55 Vinnik and Medvestskaya, *Zh. Fiz. Khim.*, **41**(7), 1775–1782 (1967).
J-56 Kosyreva, Studentsov, and Stepukhovich, *Neftekhimtya*, **7**(4), 569–574 (1967).
J-57 Kirso, Kuiv, and Gubergrits, *Zh. Prikl. Khim.*, **40**(7), 1583–1589 (1967).
J-58 Hussain and Kamath, *Indian J. Technol.*, **5**(10), 321–324 (1967).
J-59 Ballod, Molchanova, and Shtern, *Neftekhimiya*, **7**(1), 115–123 (1967).
J-60 Karnaukhova, Stepukhovich, and Zolkin, ibid., (5), 735–745 (1967).
J-61 Blake and Hole, *J. Chem. Soc., Ser. B*, **1968**(6), 577–579.
J-62 Valov, Blyumberg, and Filippova, *Kinet. Katal.*, **8**(4), 760–765 (1967).
J-63 Shein and Kozorez, *Zh. Org. Khim.*, **2**(6), 1073–1075 (1966).
J-64 Sullivan and Axworthy, *J. Phys. Chem.*, **70**(10), 3366–3368 (1966).
J-65 Coutant and Levy, *Am. Chem. Soc., Div. Pet. Chem. Prepr.*, **11**(3), 291–296 (1966).
J-66 Ogata, Kawasaki, and Okumura, *Tetrahedron*, **22**(6), 1731–1739 (1966).
J-67 Ninagawa, Saiki, Hosono, and Okada, *Nippon Kagaku Zasshi*, **88**(2), 206–211 (1967).
J-68 Shein, Mironov, and Farberov, *Zh. Prikl. Khim.*, **40**(9), 2006–2014 (1967).
J-69 Tanaka, Yamamoto, and Matsuyama, *Proc. 3d Int. Congr. Catal., Amsterdam*, **1964**(1), 676–687 (1965)
J-70 Tamaru, ibid., 664–675 (1965).
J-71 Brill, *J. Polymer Sci., Part C*, no. 12, 353–362 (1966).
J-72 Chesnokova, Gorbunov, Lachinov, Muravskaya, and Erdedi, *Kinet. Katal.*, **6**(2), 338–342 (1965).
J-73 Robertson and Willhoft, *Trans. Faraday Soc.*, **63**(2), 476–487.
J-74 Takazawa, *Shokubai (Tokyo)*, **8**(5), 390–401 (1966).
J-75 Vladov and Dinkov, *J. Catal.*, **5**(3), 412–418 (1966).
J-76 Barclay and Crewe, *J. Appl. Chem. (London)*, **17**(1), 21–26 (1967).
J-77 Tortkai, *Kogyo Kagaku Zasshi*, **68**(1), 174–179 (1965).
J-78 Proks, *Chem. Zvesti*, **20**(10), 697–715 (1966).
J-79 Hottel, Williams, and Wu, *Am. Chem. Soc., Div. Fuel Chem., Prepr.*, **10**(3), 58–71 (1966).
J-80 Tingey, *J. Phys. Chem.*, **70**(5), 1406–1412 (1966).
J-81 Kozub, Rusov, and Vlasenko, *Kinet. Katal.*, **6**(3), 556–558 (1965).
J-82 Karn, Shultz, and Anderson, *Ind. Eng. Chem., Process Des. Dev.*, **4**(3), 266–270 (1965).
J-83 Najbar, Kuchynka, and Klier, *Collect. Czech. Chem. Commun.*, **31**(3), 959–969 (1966).
J-84 Biclanski, Dziembaj, and Slocrynski, *Bull. Acad. Pol. Sci. Ser. Sci. Chim.*, **14**(8), 659–672 (1966).
J-85 Endom, Hedden, and Lehmann, *Int. Symp. React. Solids, 5th Munich*, **1964**, 632–646; disc. 646–647 (1965).
J-86 Boeyum, Norw. Patent 107,384 (Sept. 4, 1965) (appl. Feb. 15, 1964).
J-87 Hellmer, *DECHEMA-Monogr.*, **55**(955–975), 127–141 (1964) (publ. 1965).
J-88 Zhukovzkii, Montilo, and Babadzhan, *Tr. Ural. Nauchno Issled. Proektn. Inst. Mednoi Prom.*, no. **8**, 387–390 (1965).
J-89 Morth and Smith, *Am. Chem. Soc., Div. Fuel Chem., Prepr.*, **10**(1), 83–92 (1966).
J-90 Mars and Maessen, *Proc. 3d Int. Congr. Catal., Amsterdam*, **1964**(1), 266–282 (1965).
J-91 Kaneko, Odanaka, *J. Res. Inst. Catal., Hokkaido Univ.*, **13**(1), 29–43 (1965).
J-92 Ishii, *Kagaku Kogaku*, **29**(10), 779–780 (1965).
J-93 Brusset and Luquet, *Chim. Ind., Genie Chim.*, **96**(3), 557–564 (1966).
J-95 Cullis, Henson, and Trimm, *Proc. R. Soc. (London), Ser. A*, **295**(1440), 72–83 (1966).
J-96 Habashi and Bauer, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **5**(4), 469–471 (1966).
J-97 Vandenbussche, *Comm. Energ. At. (France), Rapp. no. 28559*, 1966.
J-98 Bond and Jacobs, *J. Chem. Soc., Ser. A*, **1966**(9), 1265–1268.
J-99 Kiuchi and Watanabe, *Kogyo Kagaku Zasshi*, **66**(3), 370–373 (1963).
J-100 Kiuchi and Watanabe, *Kobunshi Kagaku*, **22**(245), 557–565 (1965).
J-101 Alfrey and Pfeifer, *J. Polym. Sci., Part A-1*, **4**(10), 2447–2460 (1966).
J-102 Hagiwara, Kojima, and Echigoya, *Bull. Chem. Soc. Japan*, **39**(8), 1800–1806 (1966).
J-103 Ogata and Sawaki, *J. Am. Chem. Soc.*, **88**(24), 5832–5837 (1966).
J-104 Germain, Gaschka, and Mayeux, *Bull. Soc. Chim. Fr.*, **1965**(5), 1445–1453.
J-105 Metelitsa and Denisov, *Zh. Fiz. Khim.*, **40**(9), 2162–2167 (1966).
J-106 Ogino and Kawakami, *Kogyo Kagaku Zasshi*, **68**(1), 45–49 (1965).
J-107 Nagata, Hashimato, Taniyama, Nishida, and Iwane, *Kagaku Kogaku*, **27**(8), 558–566 (1963).
J-108 Kertamus and Hill, *Am. Chem. Soc., Div. Fuel Chem., Prepr.* **8**(3), 89–96 (1964).
J-109 Mullin and Berkowitz, *Fuel*, **47**(1), 63–77 (1968).
J-110 Ishii, Maekawa, and Takeda, *Kagaku Kogaku*, **29**(12), 988–995 (1965).
J-111 Schuett, *Erdöl Kohle*, **19**(1), 32–38 (1966).
J-112 Heuchamps, *Bull. Soc. Chim. Fr.*, **1965**(10), 2955–2958.
J-113 Shimulis, *Kinet. Katal.*, **7**(3), 498–507 (1966).
J-114 Cusumano, Dembinski, and Sinfelt, *J. Catal.*, **5**(3), 471–475 (1966).
J-115 Knoezinger and Reiss, *Z. Phys. Chem.*, **154**(3–4), 136–149 (1967).
J-116 Bretsznajder and Marcinkowski, *Bull. Acad. Pol. Sci. Ser. Chim.*, **14**(11–12), 865–870 (1963).
J-117 Bhattacharyya and Sanyal, *J. Catalγ.*, **7**(2), 152–158 (1967).
J-118 Todo, Kurita, and Hagiwara, *Kogyo Kagaku Zasshi*, **69**(8), 1463–1466 (1966).
J-119 Stryker, Mantell, and Helin, *J. Appl. Polym. Sci.*, **11**(1), 1–22 (1967).
J-120 Balasubramanian, Rihani, and Doraiswamy, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **5**(2), 184–188 (1966).
J-121 Agami and Prevost, *C. R. Acad. Sci. (Paris), Ser. C*, **263**(2), 153–156 (1966).
J-122 Boyles and Toby, *J. Polym. Sci., Part B*, **4**(6), 411–415 (1966).
J-123 Cramond, Lawry, and Urwin, *Eur. Polym. J.*, **2**(2), 107–114 (1966).
J-124 Semenova and Fedosev, *Tr. Mosk. Khim. Tekhnol. Inst.*, no. **48**, 161–167 (1965).
J-125 Morita and Inoue, *Kogyo Kagaku Zasshi*, **68**(4), 659–663 (1965).
J-126 Germain et al., *Bull. Soc. Chim. Fr.*, **1965**(11), 3158–3162.
J-127 Wencke and Heise, *Monatsber. Dtsch. Akad. Wiss. Berlin*, **7**(12), 887–895 (1965).
J-128 Bliznakon, Jiru, and Klissurski, *Collect. Czech. Chem. Commun.*, **31**(7), 2995–2997 (1966).
J-129 Klisurski, *C. R. Acad Bulg. Sci.*, **19**(12), 1159–1162 (1966).
J-130 Kallo, *Z. Phys. Chem. (Frankfurt)*, **50**(3–4), 152–156 (1966).
J-131 Bamford and Hargreaves, *Proc. R. Soc., Ser. A*, **297**(1451), 425–439 (1967).
J-132 Sugimura and Minoura, *J. Polym. Sci., Part A-1*, **4**(11), 2735–2746 (1966).
J-133 Bamford, Fildes, and Maltman, *Trans. Faraday Soc.*, **62**(9), 2544–2552 (1960).
J-134 Acres and Bond, *Platinum Met. Rev.*, **10**(4), 122–127 (1966).
J-135 Szell and Eastham, *J. Chem. Soc., Phys. Org.*, **1966**(1), 30–33.
J-136 Begley, *J. Polym. Sci., Part A-1*, **4**(2), 319–336 (1966).
J-137 Sachtler and De Boer, *Proc. 3d Int. Congr. Catal., Amsterdam*, **1964**(1), 263–265, disc. 252–263 (publ. 1965).
J-138 Soga and Keii, *J. Polym. Sci., Part A-1*, **4**(10), 2429–2439 (1966).
J-139 Hausmann and King, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **5**(3), 295–301 (1966).
J-140 Williams and Bobalek, *Am. Chem. Soc., Div. Polym. Chem., Prepr.*, **5**(2), 688–693 (1984).
J-141 Anand, Deshpande, and Kapur, *J. Polym. Sci., Part A-1*, **5**(3), 665–673 (1967).
J-142 Potter, Johnson, Metz, and Bretton, *J. Polym. Sci., Part A-1*, **4**(2), 4-19–4-30 (1966).
J-143 Ureta, Smid, and Szware, ibid., (9), 2219–2229 (1966).
J-144 Suzuki, *Nippon Kagaku Zasshi*, **88**(12), 1318–1321 (1965).
J-145 Ogata and Sawaki, *Bull Chem. Soc. Japan*, **38**(2), 194–199 (1965).
J-146 Talamini and Giampietro, *J. Polym. Sci., Part A-2*, **4**(3), 535–537 (1966).
J-147 Ugelstad, Mork, Dahl, and Rangnes, *Am. Chem. Soc., Div. Polym. Chem., Prepr.*, **7**(2), 628–640 (1966).
J-148 Baulch, Drysdale, Horne, and Lloyd, *Evaluated Kinetic Data for High Temperature Reactions*, vol. 1: *Homogeneous Gas Phase Reactions of the H_2–O_2 System*, Butterworth, London, 1972.
J-149 Baulch, Drysdale, and Horne, *Evaluated Kinetic Data for High Temperature Reactions*, vol. 2: *Homogeneous Gas Phase Reactions of the H_2–N_2–O_2 System*, CRC Press, Cleveland, 1973.
J-150 Kerr and Personage, *Evaluated Kinetic Data on Gas Phase Addition Reactions: Reaction of Atoms and Radicals with Alkenes, Alkynes and Aromatic Compounds*, CRC Press, Cleveland, 1972.
J-151 Kondratiev, *Rate Constants of Gas Phase Reactions*, transl. by Holtschlag, ed. by Frostrom, COM-72-10014, National Bureau of Standards, Washington, 1972.
J-152 Benson and O'Neal, *Kinetic Data on Gas Phase Unimolecular Reac-*

tions, NSRDS-NBS21, National Bureau of Standards, Washington, February 1970.
J-153 Denisov, *Liquid Phase Reaction Rate Constants*, transl. by Johnston, IFI/Plenum, New York, 1974.

Datos de velocidad física

K-1 Calderbank and Moo-Young, *Chem. Eng. Sci.*, **16**, 39 (1961).
K-2 Vermeulen, Williams, and Langlois, *Chem. Eng. Prog.*, **51**, 85F (1955).
K-3 Madden and Damerell, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**, 233 (1962).
K-4 Groothuis and Zuiderweg, *Chem. Eng. Sci.*, **12**, 288 (1960).
K-5 Leva, *Fluidization*, McGraw-Hill, New York, 1959.
K-6 Zabrodsky, *Hydrodynamics and Heat Transfer in Fluidized Beds*, M.I.T., Cambridge, Mass., 1966.
K-7 Kunii and Levenspiel, *Fluidization Engineering*, Wiley, New York, 1969.
K-8 Davidson and Harrison (eds.), *Fluidization*, Academic, New York, 1971.
K-9 Grace and Matsen, *Fluidization*, Plenum, New York, 1980.
K-10 Chu, Kalil, and Wetteroth, *Chem. Eng. Prog.*, **49**, 141 (1953).
K-11 Yagi and Kunii, *Chem. Eng. (Japan)*, **18**, 576 (1954).
K-12 Yagi and Wakao, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **5**, 79 (1959).
K-13 Chapman, Dallenbach, and Holland, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **42**, T398 (1964).
K-14 McAdams, *Heat Transmission*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1954.
K-15 Mickley and Fairbanks, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 374 (1955).
K-16 Ziegler, Koppel, and Brazelton, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **3**, 94, 324 (1964).
K-17 Plautz and Johnstone, ibid., **1**, 193 (1955).
K-18 Felix and Neill, *Amer. Inst. Chem. Eng. Rep. Heat Transfer Symp.* (December 1951).
K-19 Trense, Ph.D. thesis, Northwestern University, Evanston, Ill., 1954.
K-20 Urie, M.S. thesis, Massachusetts Institute of Technology, Cambridge, Mass., 1948.
K-21 Leva, Weintraub, and Grummer, *Chem. Eng. Prog.*, **45**, 563 (1949).
K-22 Xavier, King, Davidson, and Harrison, "Surface-Bed Heat Transfer in a Fluidized Bed at High Pressure," in Ref. K-9.
K-23 Borodulya, Gansha, and Podberezsky, "Heat Transfer in a Fluidized Bed at High Pressure," in Ref. K-9.

TERMODINÁMICA

BIBLIOGRAFÍA GENERAL: Abbott and Van Ness, *Schaum's Outline of Theory and Problems of Thermodynamics*, McGraw-Hill, New York, 1972. Balzhizer, Samuels, and Eliassen, *Chemical Engineering Thermodynamics*, Prentice-Hall, Englewood, Cliffs, N.J., 1972. Callen, *Thermodymics*, Wiley, New York, 1960. Denbigh, *Principles of Chemical Equilibrium*, 3d ed, Cambridge, London, 1971. Hildebrand, Prausnitz, and Scott, *Regular and Related Solutions*, Van Nostrand Reinhold, New York, 1970. Hildebrand and Scott, *The Solubility of Nonelectrolytes*, 3d ed., Dover, New York, 1964. Lewis, Randall, Pitzer, and Brewer, *Thermodynamics*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1961. McGlashan, *Chemical Thermodynamics*, Academic, New York, 1979. Modell and Reid, *Thermodynamics and Its Applications*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 194. Münster, *Classical Thermodynamics*, Wiley-Intersience, London, 1970. Prausnitz, *Molecular Thermodynamics of Fluid-Phase Equilibria*, Prentice-Hall, Englewood, Cliffs, N.J., 1969. Prausnitz, Anderson, Grens, Eckert, Hsieh, and O'Connell, *Computer Calcuations for Multicomponent Vapor-Liquid and Liquid-Liquid Equilibria*, Prentice-Hall, Englewood, Cliffs, N.J., 1980. Prigogine and Defay, *Chemical Thermodynamics*, Longmans, London, 1954. Reid, Prausnitz, and Sherwood, *The Properties of Gases and Liquids*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1977. Sandler, *Chemical and Engineering Thermodynamics*, Wiley, New York, 1977. Smith and Van Ness, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1975. Van Ness and Abbott, *Clasical Thermodynamics of Nonelectrolyte Solutions: With Applications to Phase Equilibria*, McGraw-Hill, New York, 1982.

INTRODUCCIÓN

La termodinámica es la rama de la ciencia que se ocupa de los principios de la transformación de la energía en sistemas macroscópicos. Las restricciones generales que, como ha demostrado la experiencia, se aplican a todo este género de transformaciones, se conocen con el nombre de leyes de la termodinámica. Estas leyes son primitivas y no se pueden derivar de bases más fundamentales.

La primera ley de la termodinámica establece que la energía se conserva, y aunque es factible alterar su forma y transferirla de un lugar a otro, la cantidad total permanece constante. Por ende, la primera ley de la termodinámica depende del concepto de energía: pero, por el contrario, la energía es una función termodinámica *esencial* porque permite la formulación de la primera ley. Esta dependencia singular es característica de los conceptos primitivos de la termodinámica.

Los términos *sistema y alrededores* guardan una relación. El sistema se considera como cualquier objeto, cualquier cantidad de materia, región, etc., seleccionado para su estudio y considerado como independiente (mentalmente) de todo lo que le rodea, que es lo que se califica como alrededor. La cubierta imaginaria que encierra al sistema y lo separa de sus alrededores es lo que se conoce como límites o frontera del sistema.

Conviene imaginar que estas fronteras tienen propiedades especiales que sirven ya sea para 1) *aislar* el sistema de sus alrededores o bien, 2) proporcionar medios para la *interacción* en formas específicas entre uno y otro. Un sistema *aislado* no puede intercambiar materia o energía con su alrededor y, si no está aislado, se puede imaginar que sus fronteras permiten el intercambio de materia o energía, o ambas, con el alrededor o medio ambiente que lo rodea. Si el intercambio de materia es permisible, se dice que el sistema es *abierto* si sólo se puede intercambiar energía, pero no materia, el sistema se clasifica como *cerrado* (pero no aislado), y su masa es constante.

Cuando un sistema es aislado, no se ve afectado por su alrededor. Sin embargo, pueden ocurrir cambios dentro del mismo que sean detectables con instrumentos de medición como termómetros, manómetros, etc. No obstante, estos cambios no continúan indefinidamente y el sistema debe llegar en algún momento a una condición estática final de *equilibrio interno*.

En el caso de un sistema cerrado que interactúa con su alrededor, también es factible alcanzar una condición estática final tal que el sistema no sólo tenga un equilibrio interno sino que también guarde un *equilibrio externo* con lo que le rodea.

El concepto de equilibrio es primordial en la termodinámica, porque el concepto de estado se asocia con la condición de equilibrio de un sistema. El sistema tiene un estado identificable y reproducible, cuando todas sus *propiedades* son fijas. En este caso existe también el mismo género de asociación entre los conceptos de *estado* y *propiedad*. Se puede decir con igual corrección que las propiedades de un sistema quedan determinadas y fijas por su estado. Hay ciertas propiedades que se detectan con instrumentos de medición como termómetros y manómetros. La existencia de otras propiedades, por ejemplo, la *energía interna*, se reconoce de un modo más indirecto. La cantidad de propiedades que se deben fijar en ciertos valores con el fin de determinar el estado de un sistema, depende de éste y se debe especificar basándose en la experiencia.

Cuando un sistema abandona su estado de equilibrio, sufre un *proceso* durante el cual varían sus propiedades hasta llegar a un nuevo estado de equilibrio. Durante dicho proceso, el sistema puede verse obligado a interactuar con su alrededor con el fin de intercambiar energía en la forma de **calor** y **trabajo**, y producir de esta manera en el sistema o en el alrededor cambios que se consideran convenientes por una razón u otra. El proceso que se desarrolla en desplazamientos diferenciales de cada uno de los estados de equilibrio alcanzados se considera como **reversible**, ya que tal proceso puede invertirse para recorrer en sentido opuesto la misma trayectoria tomada inicialmente, sin necesidad de un trabajo adicional superior al que produjera el proceso directo.

La base de la termodinámica es la experiencia y los experimentos, que han permitido formular un conjunto de postulados que son los siguientes:

Postulado 1 *Existe una forma de energía, conocida como* **energía interna** *U que, en sistemas de estado de equilibrio, constituye una propiedad intrínseca del mismo, y se relaciona funcionalmente con las coordenadas mensurables que caracterizan al sistema.*

Postulado 2 *La energía* **total** *de cualquier sistema y su alrededor se conserva.* **(Primera ley de la termodinámica.)**

La energía interna tiene una naturaleza muy distinta a la cinética y la potencial, que son formas externas de energía. En las aplicaciones de la primera ley de la termodinámica, se deben tomar en cuenta todas las formas de energía incluyendo la interna. Por ende, es obvio que el Postulado 2 dependa del Postulado 1. Para un sistema aislado, la primera ley requiere que su energía sea constante; pero en un sistema cerrado (pero no aislado), la primera ley establece que los cambios de energía del sistema se deben compensar exactamente con cambios de energía de su alrededor. Para estos sistemas, se produce un intercambio de energía entre el sistema y el medio ambiente a través de dos formas: calor y trabajo.

Calor es la energía que atraviesa los límites del sistema bajo la influencia de un diferencia o gradiente de temperatura. Una cantidad de calor, Q, representa un valor de energía en tránsito entre un sistema y su medio, y no es una propiedad del sistema. El acuerdo usual con respecto a los signos establece que los valores numéricos de Q se consideren como positivos cuando el calor se agrega al sistema y como negativos cuando sale de éste.

Trabajo es una vez más la energía en tránsito entre un sistema y su medio, pero que resulta del desplazamiento de una fuerza externa que actúa sobre dicho sistema. Al igual que el calor, no se trata de una propiedad del sistema. También en este caso, el acuerdo usual respecto al signo hace que los valores numéricos del trabajo, W, sean positivos cuando el sistema es el que desarrolla el trabajo y negativos cuando éste se desarrolla sobre el sistema. Por tanto, W tiene el sentido opuesto de Q.

Cuando las aplicaciones se hacen a sistemas cerrados (de masa constante) en los que la única forma de energía que varía es la interna, la primera ley de la termodinámica se expresa matemáticamente como sigue:

$$dU = dQ - dW \tag{4-113}$$

Obsérvese que dQ y dW no son diferenciales exactas, y que Q y W no son propiedades del sistema ni funciones de las coordenadas termodinámicas que lo caracterizan. Por otro lado, dU representa un cambio diferencial de U, que es una propiedad del sistema. Las **cantidades** diferenciales dQ y dW representan intercambios de energía entre el sistema y su alrededor, y sirven en la ecuación para explicar el cambio de energía del medio. Al integrar la ecuación (4-113) se obtiene, para un proceso finito

$$\Delta U = Q - W \tag{4-114}$$

en donde Δ representa la diferencia de los valores final e inicial de U.

Postulado 3 *Existe una propiedad llamada entropía, S, que, para sistemas en estados de equilibrio, es una propiedad intrínseca del sistema y se relaciona funcionalmente con las coordenadas mensurables que caracterizan al mismo. En el caso de procesos reversibles, los cambios registrados en esta propiedad se calculan aplicando la ecuación*

$$dS = dQ_{rev}/T \tag{4-115}$$

en donde T es la temperatura absoluta del sistema.

Postulado 4 *El cambio de entropía de cualquier sistema y su alrededor,* **tomados en forma conjunta**, *que se debe a cualquier proceso real, es positivo y se acerca a un valor límitante de cero para cualquier proceso que se acerque a la reversibilidad.* **(Segunda ley de la termodinámica.)**

De la misma manera que la primera ley de la termodinámica no se puede formular sin el reconocimiento previo de la energía interna como propiedad, así también la segunda ley no podrá tener una expresión completa y cuantitativa sin el reconocimiento previo de la existencia de la entropía como propiedad.

La segunda ley requiere que la entropía de un sistema aislado aumente o, una vez en el límite en donde el sistema ha alcanzado un estado de equilibrio, se mantenga constante. Para un sistema cerrado (aunque no aislado) es obligatorio que cualquier reducción de entropía ya sea en el sistema o en su alrededor quede más que compensada por un incremento de entropía en la otra parte, o bien, si se trata del límite, en donde el proceso es reversible, que la entropía total del sistema más la del medio permanezca constante.

Las propiedades termodinámicas fundamentales sugeridas en conexión con la primera y segunda leyes de la termodinámica, son la energía interna y la entropía. Estas dos propiedades, junto con las dos leyes para las que son esenciales, se aplican a todos los tipos de sistemas. Sin embargo, hay clases distintas de sistemas que se caracterizan por conjuntos distintos de coordenadas o variables mensurables. El tipo de sistema que se encuentra con mayor frecuencia en aplicaciones de ingeniería química es aquel para el que las variables características primarias mensurables son presión, volumen, temperatura y composición, que no necesariamente deben ser independientes. Estos sistemas están constituidos por fluidos, líquidos o gases, y se denominan sistemas *PVT*.

En el caso de sistemas cerrados de esta índole, el trabajo de un proceso **reversible** se calcula siempre partiendo de

$$dW_{rev} = PdV \tag{4-116}$$

en donde P es la presión absoluta y V es el volumen. Esta ecuación se deriva directamente de la definición de trabajo mecánico.

Postulado 5 *Las propiedades macroscópicas de sistemas PVT homogéneos en estados de equilibrio se expresan sólo como funciones de la presión, la temperatura y la composición.*

Este postulado impone una idealización, y constituye **la base** de todas las ecuaciones subsecuentes que relacionan a las propiedades de los sistemas *PVT* para las que el postulado es verdadero. El sistema *PVT* sirve como modelo satisfactorio en una cantidad enorme de aplicaciones prácticas. Al aceptar este modelo, se supone que los efectos de los campos (p.ej., eléctricos, magnéticos, gravitacionales) son despreciables, y que los efectos cortantes superficiales y viscosos carecen de importancia.

La temperatura, la presión y la composición se consideran en este caso sobre todo como **condiciones** impuestas en el sistema o manifestadas por él, y la dependencia funcional de las propiedades termodinámicas de tales condiciones se determina por vía experimental. Esto resulta muy directo para el volumen, que se puede medir, y lleva inmediatamente a la conclusión de que existe una **ecuación de estado** que relaciona el volumen con la presión, la temperatura y la composición de cualquier sistema homogéneo *PVT* particular. Estas ecuaciones de estado tienen un uso muy frecuente en las aplicaciones de la termodinámica.

La determinación de la dependencia funcional de la energía interna y la entropía en relación con la presión, la temperatura y la composición es totalmente indirecta y se realiza a través de la red de ecuaciones que se desarrollará a continuación. La base de este desarrollo se ha establecido ya y todo lo demás es producto de definiciones y deducciones.

La termodinámica resuelve problemas asociados con cantidades abstractas, como energía interna y entropía. El paso inicial para resolver cualquier problema de termodinámica aplicada, una vez que el problema queda definido, consiste en traducirlo a la terminología de las variables termodinámicas para que las leyes de este campo puedan aplicarse. El proceso inverso constituye el paso final, ya que en última instancia, los resultados deben expresarse en cantidades que tengan una realidad física.

VARIABLES TERMODINÁMICAS, DEFINICIONES Y RELACIONES

Considérese un sistema cerrado de una sola fase en el que no se producen reacciones químicas. Al establecer estas restricciones, es evidente que la composición es fija. Si un sistema de está índole sufre un proceso reversible y diferencial, obedece entonces a la ecuación (4-113)

$$dU = dQ_{rev} - dW_{rev}$$

Al hacer las sustituciones de dQ_{rev} y dW_{rev} con las ecuaciones (4-115) y (4-116), se obtiene

$$dU = T\,dS - P\,dV$$

Aunque se derivó para un proceso reversible, esta ecuación relaciona sólo las propiedades y es válida para cualquier cambio entre los estados de equilibrio en un sistema cerrado.

Las cantidades U, S y V son propiedades **extensivas**, es decir, dependen del tamaño del sistema. Por otro lado, T y P son **intensivas**, o sea, independientes del tamaño del sistema. Puesto que el análisis que se está haciendo se ocupará primordialmente de sistemas abiertos, es muy conveniente emplear una nomenclatura que reconozca tan sólo las propiedades intensivas y que requiera la inclusión explícita de la masa del sistema en todas las ecuaciones. Por lo tanto, U, S y V se definen aquí como la energía interna, la entropía y el volumen molares, entonces, la ecuación anterior se escribe como sigue:

$$d(nU) = T\,d(nS) - P\,d(nV) \qquad (4\text{-}117)$$

en donde n es el número de moles de fluido contenidos en el sistema, y es constante para el caso especial de un sistema cerrado. Obsérvese que

$$n = n_1 + n_2 + n_3 + \cdots = \Sigma n_i$$

en donde i es un índice que identifica las especies químicas presentes. Por otra parte, U, S y V se consideran como propiedades **específicas** (unidad de masa), en cuyo caso m tomará el lugar de n.

La ecuación (4-117) revela que, para el sistema cerrado de una sola fase y no reaccionante que se especificó,

$$nU = u(nS, nV)$$

de donde

$$d(nU) = \left[\frac{\partial(nU)}{\partial(nS)}\right]_{nV,n} d(nS) + \left[\frac{\partial(nU)}{\partial(nV)}\right]_{nS,n} d(nV)$$

en donde el subíndice n indica que todos los números de moles n_i (y, por ende n) son constantes. Al compararse con la ecuación (4-117) se demuestra que

$$\left[\frac{\partial(nU)}{\partial(nS)}\right]_{nV,n} = T \qquad (4\text{-}118)$$

y

$$\left[\frac{\partial(nU)}{\partial(nV)}\right]_{nS,n} = -P \qquad (4\text{-}119)$$

Considérese ahora un sistema **abierto** que consta de una sola fase. En este caso debe suponerse que

$$nU = u(nS, nV, n_1, n_2, n_3, \ldots)$$

Entonces,

$$d(nU) = \left[\frac{\partial(nU)}{\partial(nS)}\right]_{nV,n} d(nS) + \left[\frac{\partial(nU)}{\partial(nV)}\right]_{nS,n} d(nV) + \sum\left(\left[\frac{\partial(nU)}{\partial n_i}\right]_{nV,nS,n_j} dn_i\right)$$

en donde la suma se realiza en todas las especies presentes en el sistema, y el subíndice n_j indica que todos los números de moles se mantienen constantes excepto para el i-ésimo término. Por definición

$$\mu_i = \left[\frac{\partial(nU)}{\partial n_i}\right]_{nV,nS,n_j}$$

Junto con las ecuaciones (4-118) y (4-119), esto permite eliminar todos los coeficientes de diferenciales parciales de la ecuación anterior.

$$d(nU) = T\,d(nS) - P\,d(nV) + \Sigma(\mu_i\,dn_i) \qquad (4\text{-}120)$$

La ecuación (4-120) es la relación fundamental que interconecta las variables termodinámicas primarias para sistemas PVT de una sola fase, y todas las demás ecuaciones que asocian a las propiedades de dichos sistemas se derivan de ella. La cantidad μ_i se conoce como **potencial químico** del componente i, y desempeña un papel vital en la termodinámica del equilibrio de fases y químico.

El procedimiento más directo para derivar otras relaciones de propiedades es como sigue. Puesto que $n_i = x_i n$, en donde x_i es la fracción mol del componente i, la ecuación (4-120) se escribe como sigue:

$$d(nU) - T\,d(nS) + P\,d(nV) - \Sigma[\mu_i\,d(x_i n)] = 0$$

El desarrollo de los diferenciales y la reunión de los términos semejantes da la expresión siguiente

$$n[dU - T\,dS + P\,dV - \Sigma(\mu_i\,dx_i)] + dn[U - TS + PV - \Sigma(x_i\mu_i)] = 0$$

Puesto que n y dn son independientes y arbitrarias, los términos encerrados entre paréntesis angulares deben ser cero por separado. Por ende,

$$dU = T\,dS - P\,dV + \Sigma(\mu_i\,dx_i) \qquad (4\text{-}121)$$

$$U = TS - PV + \Sigma(x_i\mu_i) \qquad (4\text{-}122)$$

Las ecuaciones (4-120) y (4-121) son similares; pero existe una diferencia importante entre ellas. La primera ecuación (4-120) se aplica a un sistema de n moles, en donde n puede variar, en tanto que la segunda ecuación (4-121) se aplica a un sistema en donde n es la unidad y no varía. Por lo tanto, la ecuación (4-121) está sujeta a la restricción $\Sigma x_i = 1$ o $\Sigma\,dx_i = 0$. En esta ecuación, los valores de x_i no se pueden tratar como si todos ellos fueran variables independientes. Los valores n_i de la ecuación (4-120) no están sujetos a tales restricciones.

La ecuación (4-120) dicta las combinaciones posibles de términos que es factible definir como funciones primarias adicionales. Si la suma $\Sigma x_i\mu_i$ se trata como un solo término, hay sólo ocho combinaciones específicas posibles, que son las que aparecen en la tabla 4-22. Todas las demás propiedades termodinámicas se relacionan con ellas y se obtienen por definición arbitraria. Se denominan funciones auxiliares y varias de ellas se introducirán más adelante.

Según lo establecido en la tabla 4-22, es factible escribir expresiones generales para H, A, G, etc., de acuerdo con sus definiciones. Por ejemplo,

$$H = U + PV \quad \text{o} \quad nH = nU + P(nV)$$

Por consiguiente,

$$d(nH) = d(\mathrm{nU}) + P\,d(nV) + (nV)\,dP$$

TABLA 4-22

Agrupamiento primario	Símbolo	Nombre	Agrupamiento alternativo
U	U	Energía interna	$TS - PV + \Sigma(x_i\mu_i)$
$U + PV$	H	Entalpía	$TS + \Sigma(x_i\mu_i)$
$U - TS$	A	Función de Helmholtz	$-PV + \Sigma(x_i\mu_i)$
$U + PV - TS$	G	Función de Gibbs	$\Sigma(x_i\mu_i)$
$U - \Sigma(x_i\mu_i)$	X		$TS - PV$
$U + PV - \Sigma(x_i\mu_i)$	Y	Sin nombre	TS
$U - TS - \Sigma(x_i\mu_i)$	Z		$-PV$
$U + PV - TS - \Sigma(x_i\mu_i)$		"Función cero"	

La sustitución de $d(nU)$ con la ecuación (4-120), da una expresión general para la diferencial total $d(nH)$. Las diferenciales totales de las demás propiedades se obtienen del mismo modo. Las ecuaciones resultantes aparecen en la tabla 4-23. Cada ecuación expresa una propiedad (nU), (nH), etc., en función de un conjunto particular de variables independientes, que son las *variables canónicas* para la propiedad. A partir de la ecuación (4-121), se obtiene un conjunto similar de ecuaciones, que se deriva del que se muestra en la tabla 4-23 por imposición de las restricciones de que $n = 1$ y $n_i = x_i$. Los dos conjuntos se relacionan exactamente como la ecuación (4-120) se asocia con la ecuación (4-121). Por supuesto, las ecuaciones escritas para $n = 1$ tienen un carácter menos general que las de la tabla 4-23. Es más, la interdependencia de los valores de x_i excluye las operaciones matemáticas que dependen de la independencia de las variables.

TABLA 4-23

$d(nU) = T\,d(nS) - P\,d(nV) + \Sigma(\mu_i\,dn_i)$	(4-120)
$d(nH) = T\,d(nS) + (nV)\,dP + \Sigma(\mu_i\,dn_i)$	(4-123)
$d(nA) = -(nS)\,dT - P\,d(nV) + \Sigma(\mu_i\,dn_i)$	(4-124)
$d(nG) = -(nS)\,dT + (nV)\,dP + \Sigma(\mu_i\,dn_i)$	(4-125)
$d(nX) = T\,d(nS) - P\,d(nV) - \Sigma(n_i\,d\mu_i)$	(4-126)
$d(nY) = T\,d(nS) + (nV)\,dP - \Sigma(n_i\,d\mu_i)$	(4-127)
$d(nZ) = -(nS)\,dT - P\,d(nV) - \Sigma(n_i\,d\mu_i)$	(4-128)
$0 = -(nS)\,dT + (nV)\,dP - \Sigma(n_i\,d\mu_i)$	(4-129)

Sistemas de composición constante Para un mol de un fluido homogéneo de composición constante, las ecuaciones (4-120) y (4-123) a (4-125) se simplifican a las siguientes expresiones

$$dU = T\,dS - P\,dV \tag{4-130}$$
$$dH = T\,dS + V\,dP \tag{4-131}$$
$$dA = -P\,dV - S\,dT \tag{4-132}$$
$$dG = V\,dP - S\,dT \tag{4-133}$$

Basándose en estas expresiones, es evidente que

$$T = \left(\frac{\partial U}{\partial S}\right)_V = \left(\frac{\partial H}{\partial S}\right)_P \tag{4-134}$$
$$-P = \left(\frac{\partial U}{\partial V}\right)_S = \left(\frac{\partial A}{\partial V}\right)_T \tag{4-135}$$
$$V = \left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_S = \left(\frac{\partial G}{\partial P}\right)_T \tag{4-136}$$
$$-S = \left(\frac{\partial A}{\partial T}\right)_V = \left(\frac{\partial G}{\partial T}\right)_P \tag{4-137}$$

Además, las ecuaciones comunes de Maxwell se obtienen al aplicar la relación de reciprocidad para diferenciales exactas:

$$\left(\frac{\partial T}{\partial V}\right)_S = -\left(\frac{\partial P}{\partial S}\right)_V \tag{4-138}$$
$$\left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_S = \left(\frac{\partial V}{\partial S}\right)_P \tag{4-139}$$
$$\left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_V = \left(\frac{\partial S}{\partial V}\right)_T \tag{4-140}$$
$$\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P = -\left(\frac{\partial S}{\partial P}\right)_T \tag{4-141}$$

En todas las ecuaciones anteriores, se sobreentiende que las derivadas parciales se toman manteniendo constante la composición.

Entalpía y entropía como funciones de T y P. Cuando la composición es constante, las propiedades termodinámicas molares son funciones de la temperatura y la presión (Postulado 5). Por ende,

$$dH = \left(\frac{\partial H}{\partial T}\right)_P dT + \left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_T dP \tag{4-142}$$
$$dS = \left(\frac{\partial S}{\partial T}\right)_P dT + \left(\frac{\partial S}{\partial P}\right)_T dP \tag{4-143}$$

El siguiente paso obvio consiste en eliminar los coeficientes de las diferenciales parciales en favor de cantidades mensurables.

Con este fin, la **capacidad calorífica a presión constante** se define como

$$C_P = \left(\frac{\partial H}{\partial T}\right)_P \tag{4-144}$$

Que es una propiedad del material y función de la temperatura, presión y composición.

La ecuación (4-131) se divide primero entre dT y se restringe a una presión constante y, en segundo lugar se divide entre dP y se limita a la condición de temperatura constante, dando las dos ecuaciones

$$\left(\frac{\partial H}{\partial T}\right)_P = T\left(\frac{\partial S}{\partial T}\right)_P$$
$$\left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_T = T\left(\frac{\partial S}{\partial P}\right)_T + V$$

En vista de la ecuación (4-144), la primera ecuación se convierte en

$$\left(\frac{\partial S}{\partial T}\right)_P = \frac{C_P}{T} \tag{4-145}$$

y, en vista de la ecuación (4-141), la segunda ecuación se transforma en

$$\left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_T = V - T\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P \tag{4-146}$$

Al combinar las ecuaciones (4-142), (4-144) y (4-146), se obtiene

$$dH = C_P\,dT + \left[V - T\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P\right] dP \tag{4-147}$$

y combinando las ecuaciones (4-143), (4-145) y (4-141) se obtiene

$$dS = \frac{C_P}{T}\,dT - \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P dP \tag{4-148}$$

Las ecuaciones (4-147) y (4-148) son de tipo general y expresan la entalpía y la entropía de fluidos homogéneos *a composición constante,* como función de T y P. Los coeficientes de dT y dP se expresan en función de cantidades mensurables.

Energía interna y entropía como funciones de T y V Con frecuencia es más conveniente hacer que T y V sean variables independientes, en lugar de T y P. Puesto que V se relaciona con T y P a través de una ecuación de estado, es obvio que esto es permisible. En este caso, es mejor trabajar con la energía interna y la entropía para las que

$$dU = \left(\frac{\partial U}{\partial T}\right)_V dT + \left(\frac{\partial U}{\partial V}\right)_T dV \tag{4-149}$$
$$dS = \left(\frac{\partial S}{\partial T}\right)_V dT + \left(\frac{\partial S}{\partial V}\right)_T dV \tag{4-150}$$

El procedimiento que se sigue en este caso es análogo al de la sección anterior.

En primer lugar se define la **capacidad calorífica a volumen constante** mediante

$$C_V = \left(\frac{\partial U}{\partial T}\right)_V \tag{4-151}$$

que es la propiedad del material y una función de la temperatura, presión y composición.

De la ecuación (4-130) se siguen inmediatamente dos relaciones:

$$\left(\frac{\partial U}{\partial T}\right)_V = T\left(\frac{\partial S}{\partial T}\right)_V$$
$$\left(\frac{\partial U}{\partial V}\right)_T = T\left(\frac{\partial S}{\partial V}\right)_T - P$$

Como resultado de la ecuación (4-151), la primera de ellas se convierte en

$$\left(\frac{\partial S}{\partial T}\right)_V = \frac{C_V}{T} \tag{4-152}$$

y como resultado de la ecuación (4-140), la segunda se transforma en

$$\left(\frac{\partial U}{\partial V}\right)_T = T\left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_V - P \tag{4-153}$$

La combinación de las ecuaciones (4-149), (4-151) y (4-153) da

$$dU = C_V\,dT + \left[T\left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_V - P\right]dV \tag{4-154}$$

y la combinación de las ecuaciones (4-150), (4-140) y (4-152) conduce a

$$dS = \frac{C_V}{T}\,dT + \left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_V dV \tag{4-155}$$

Las ecuaciones (4-154) y (4-155) son de tipo general y expresan la energía interna y la entropía de fluidos homogéneos *a composición constante*, como funciones de la temperatura y el volumen molar. Los coeficientes de dT y dV se expresan utilizando cantidades mensurables.

Relaciones de capacidad calorífica. En las ecuaciones (4-147) y (4-154), tanto dH como dU son diferenciales exactas y, al aplicar la relación de reciprocidad, se obtiene

$$\left(\frac{\partial C_P}{\partial P}\right)_T = -T\left(\frac{\partial^2 V}{\partial T^2}\right)_P \tag{4-156}$$

$$\left(\frac{\partial C_V}{\partial V}\right)_T = T\left(\frac{\partial^2 P}{\partial T^2}\right)_V \tag{4-157}$$

Por lo tanto, la dependencia de las capacidades caloríficas en función de la presión o el volumen se determinan basándose en los datos *PVT*. Sin embargo, la dependencia de las capacidades caloríficas en relación con la temperatura se determina por medios empíricos y a menudo se expresa por medio de ecuaciones como

$$C_P = \alpha + \beta T + \gamma T^2$$

Las ecuaciones (4-148) y (4-155) proporcionan expresiones para dS, que deben ser iguales para el mismo cambio de estado. Al igualarlas y resolver para dT se obtiene

$$dT = \frac{T}{C_P - C_V}\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P dP + \frac{T}{C_P - C_V}\left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_V dV$$

No obstante, a una composición constante, $T = T(P, V)$. De donde,

$$dT = \left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_V dP + \left(\frac{\partial T}{\partial V}\right)_P dV$$

Al igualar los coeficientes de dP o de dV en estas dos expresiones para dT, se obtiene

$$C_P - C_V = T\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P\left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_V \tag{4-158}$$

Por consiguiente, la *diferencia* entre las dos capacidades caloríficas se determina partiendo de los datos de *PVT*.

La *relación* de estas capacidades caloríficas se obtiene dividiendo la ecuación (4-145) entre la (4-152)

$$\frac{C_P}{C_V} = \frac{(\partial S/\partial T)_P}{(\partial S/\partial T)_V}$$

o bien,

$$\frac{C_P}{C_V} = \frac{(\partial S/\partial V)_P(\partial V/\partial T)_P}{(\partial S/\partial P)_V(\partial P/\partial T)_V}$$

La sustitución de cada una de las cuatro derivadas parciales con la relación de Maxwell apropiada da finalmente

$$\gamma = \frac{C_P}{C_V} = \left(\frac{\partial V}{\partial P}\right)_T\left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_S \tag{4-159}$$

en donde γ es el símbolo que se emplea comúnmente para representar la razón de las capacidades caloríficas.

El gas ideal La ecuación de estado más simple es aquella que se define para un gas ideal,

$$PV = RT$$

en donde R es una constante universal para la que se señalan valores en la tabla 1-9. Las siguientes derivadas parciales se obtienen de la ecuación de un gas ideal:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_V = \frac{R}{V} = \frac{P}{T}$$

$$\left(\frac{\partial^2 P}{\partial T^2}\right)_V = 0$$

$$\left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_P = \frac{R}{P} = \frac{V}{T}$$

$$\left(\frac{\partial^2 V}{\partial T^2}\right)_P = 0$$

$$\left(\frac{\partial P}{\partial V}\right)_T = -\frac{P}{V}$$

Las ecuaciones generales para fluidos de composición constante derivadas en las subsecciones precedentes, se reducen a formas muy simples cuando se sustituyen en ellas relaciones para un gas ideal:

$$\left(\frac{\partial S}{\partial P}\right)_T = -\frac{R}{P} \qquad (4\text{-}141\ \textit{ideal})$$

$$\left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_T = 0 \qquad (4\text{-}146\ \textit{ideal})$$

$$\left(\frac{\partial S}{\partial V}\right)_T = \frac{R}{V} \qquad (4\text{-}140\ \textit{ideal})$$

$$\left(\frac{\partial U}{\partial V}\right)_T = 0 \qquad (4\text{-}153\ \textit{ideal})$$

$$dH = C_P\,dT \qquad (4\text{-}147\ \textit{ideal})$$

$$dS = (C_P/T)\,dT - R/P\,dP \qquad (4\text{-}148\ \textit{ideal})$$

$$dU = C_V\,dT \qquad (4\text{-}154\ \textit{ideal})$$

$$dS = (C_V/T)\,dT + (R/V)\,dV \qquad (4\text{-}155\ \textit{ideal})$$

$$\left(\frac{\partial C_P}{\partial P}\right)_T = 0 \qquad (4\text{-}156\ \textit{ideal})$$

$$\left(\frac{\partial C_V}{\partial V}\right)_T = 0 \qquad (4\text{-}157\ \textit{ideal})$$

$$C_P - C_V = R \qquad (4\text{-}158\ \textit{ideal})$$

$$\gamma = \frac{C_P}{C_V} = -\left(\frac{\partial \ln P}{\partial \ln V}\right)_S \qquad (4\text{-}159\ \textit{ideal})$$

Estas ecuaciones revelan claramente que, para un gas ideal, H, U, C_P y C_v son funciones exclusivas de la temperatura, e independientes de P y V. Con todo, la entropía de un gas ideal es una función de T y P, o de T y V.

Sistemas de composición variable La composición de un sistema puede variar debido a que éste sea abierto o bien, a causa de las reacciones químicas que se producen incluso en un sistema cerrado. Las ecuaciones desarrolladas en este caso se aplican sea cual fuere la causa de las alteraciones de la composición.

Propiedades molares parciales El sistema general homogéneo *PVT* puede contener cualquier cantidad de especies químicas. Se considera que el símbolo M representa una propiedad termodinámica molar en general, en donde M representa a su vez, a U, H, S, etc. Así, pues, la propiedad del sistema total es nM, en donde $n = \Sigma n_i$ es el total de moles de mezcla del sistema. Sería de esperar que la propiedad M de la mezcla estuviera relacionada con las propiedades M_i de las especies

químicas puras que constituyen dicha mezcla. No obstante, no se conoce ninguna relación general válida y la conexión debe establecerse de un modo experimental para cualquier sistema específico.

Los constituyentes de una mezcla o solución no tienen propiedades termodinámicas independientes que puedan identificarlos. Sin embargo, es conveniente considerar que la propiedad de la mezcla está distribuida de alguna manera apropiada entre los constituyentes de la misma. Una vez que se adopta un procedimiento de distribución o prorrateo, los valores de las propiedades resultantes se pueden tratar lógicamente como si fueran propiedades de los constituyentes individuales tal como existen en la solución.

Para un sistema homogéneo *PVT a temperatura y presión constantes, el Postulado 5* establece que

$$nM = f(n_1, n_2, n_3, \ldots)$$

Es más, se sabe, gracias a datos empíricos, que la propiedad de mezcla total de nM es extensiva y, de hecho, se trata de una función homogénea de primer grado en los números de moles de los constituyentes. (Dicho de otra manera, si se duplican, triplican, etc., todos los valores de n_i se duplicarán, triplicarán, etc., nM.) Del teorema de Euler para funciones homogéneas, se sigue que

$$nM = \sum \left(n_i \left[\frac{\partial(nM)}{\partial n_i} \right]_{T,P,n_j} \right)$$

Para mayor conveniencia, se define

$$\left[\frac{\partial(nM)}{\partial n_i} \right]_{T,P,n_j} = \overline{M}_i \qquad (4\text{-}160)$$

en donde $\overline{M}_i$ se denomina la **propiedad molar parcial** de i en la solución. Al sustituir la ecuación (4-160) en la anterior, se obtiene

$$nM = \Sigma(n_i \overline{M}_i) \qquad (4\text{-}161)$$

Los valores de $\overline{M}_i$ son funciones homogéneas de grado cero en el número de moles y, por ende, se trata de propiedades termodinámicas intensivas. La ecuación (4-160) es la fórmula que determina la manera en que la propiedad de la mezcla se relaciona con los constituyentes de dicha mezcla. Si las propiedades molares resultantes $\overline{M}_i$ se manejan como propiedades de los constituyentes en solución, entonces, la ecuación (4-161) demuestra que este procedimiento de distribución o prorrateo conduce al resultado simple de que la propiedad de mezcla total es la suma de las propiedades atribuidas a los constituyentes. Cuando la ec. (4-161) se divide entre n, se obtiene una expresión en la base de una mole.

$$M = \Sigma(x_i \overline{M}_i) \qquad (4\text{-}162)$$

Las ecuaciones desarrolladas para propiedades parciales se aplican también en una base de unidad de masa. En este caso, m reemplaza a n y los valores de x_i se convierten en fracciones de masa. Como resultado de la ecuación (4-160) y las ecuaciones de definición de H, A y G, se demuestra fácilmente que

$$\overline{H}_i = \overline{U}_i + P\overline{V}_i$$
$$\overline{A}_i = \overline{U}_i - T\overline{S}_i$$
$$\overline{G}_i = \overline{H}_i - T\overline{S}_i$$

Ecuación de Gibbs-Duhem La ecuación (4-161) es perfectamente general para cualquier sistema PVT homogéneo en estado de equilibrio. Los cambios registrados en nM que sean causados por alteraciones de P, T o de los valores de n_i están dados por la diferencial *total* de nM,

$$d(nM) = \Sigma(n_i\, d\overline{M}_i) + \Sigma(\overline{M}_i\, dn_i) \qquad (4\text{-}163)$$

Puesto que la relación funcional general de nM es

$$nM = f(T,P,n_1,n_2,n_3, \ldots)$$

también es generalmente cierto que

$$d(nM) = \left[\frac{\partial(nM)}{\partial T} \right]_{P,n} dT + \left[\frac{\partial(nM)}{\partial P} \right]_{T,n} dP + \Sigma(\overline{M}_i\, dn_i)$$

o bien,

$$d(nM) = n \left(\frac{\partial M}{\partial T} \right)_{P,x} dT + n \left(\frac{\partial M}{\partial P} \right)_{T,x} dP + \Sigma(\overline{M}_i\, dn_i) \qquad (4\text{-}164)$$

en donde el subíndice x indica que todas las fracciones mol se mantienen constantes.

Al comparar las ecuaciones (4-163) y (4-164) se demuestra que ambas pueden ser generalmente ciertas sólo cuando

$$n \left(\frac{\partial M}{\partial T} \right)_{P,x} dT + n \left(\frac{\partial M}{\partial P} \right)_{T,x} dP - \Sigma(n_i\, d\overline{M}_i) = 0$$

o bien,

$$\left(\frac{\partial M}{\partial T} \right)_{P,x} dT + \left(\frac{\partial M}{\partial P} \right)_{T,x} dP - \Sigma(x_i\, d\overline{M}_i) = 0 \qquad (4\text{-}165)$$

La ecuación (4-165) es la forma general de la ecuación de Gibbs-Duhem y es válida para cualquier propiedad termodinámica M en un fase homogénea. Por ejemplo, si se hace que M represente a la entalpía H, entonces, la combinación de las ecuaciones (4-144) y (4-146) con las (4-164) y (4-165) da las expresiones generales:

$$d(nH) = nC_P\, dT + n \left[V - T \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_{P,x} \right] dP + \Sigma(\overline{H}_i\, dn_i) \qquad (4\text{-}166)$$

$$C_P\, dT + \left[V - T \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_{P,x} \right] dP - \Sigma(x_i\, d\overline{H}_i) = 0 \qquad (4\text{-}167)$$

Cuando M adopta otras identidades, se derivan otras ecuaciones similares con igual facilidad.

AT y P constantes, la ecuación (4-165) se convierte en

$$\Sigma(x_i\, d\overline{M}_i) = 0 \text{ (constantes } T \text{ y } P) \qquad (4\text{-}168)$$

Función molar parcial de Gibbs Partiendo de las ecuaciones (4-120) y (4-123) a (4-125) de la tabla 4-23, se observa que el potencial químico se relaciona con cada una de las propiedades U, H, A y G:

$$\mu_i = \left[\frac{\partial(nU)}{\partial n_i} \right]_{nS,nV,n_j} = \left[\frac{\partial(nH)}{\partial n_i} \right]_{nS,P,n_j} = \left[\frac{\partial(nA)}{\partial n_i} \right]_{nV,T,n_j} = \left[\frac{\partial(nG)}{\partial n_i} \right]_{T,P,n_j} \qquad (4\text{-}169)$$

Respecto a la ecuación (4-160), es evidente que el último miembro de este conjunto es $\overline{G}_i$. Por ende, el potencial químico es idéntico a la función molar parcial de Gibbs, es decir,

$$\mu_i = \overline{G}_i$$

Por lo establecido en la tabla 4-22

$$G = \Sigma(x_i \mu_i) = \Sigma(x_i \overline{G}_i)$$

y, de donde,

$$nG = \Sigma(n_i \overline{G}_i)$$

Evidentemente, éstos son casos especiales de las ecuaciones (4-162) y (4-161). Además, las ecuaciones (4-125) y (4-129), en donde $\overline{G}_i$ sustituye a μ_i, se transforman en casos especiales de las ecuaciones (4-164) y (4-165)

$$d(nG) = -(nS)\, dT + (nV)\, dP + \Sigma(\overline{G}_i\, dn_i) \qquad (4\text{-}170)$$

y

$$-(nS)\, dT + (nV)\, dP - \Sigma(n_i\, d\overline{G}_i) = 0$$

o bien,

$$-S\, dT + V\, dP - \Sigma(x_i\, d\overline{G}_i) = 0 \qquad (4\text{-}171)$$

Esta ecuación, la (4-171), es la forma de la ecuación de Gibbs-Duhem de empleo más frecuente.

La relación de reciprocidad de una diferencial exacta se aplica sistemáticamente a las ecuaciones de la tabla 4-23 (pero no de una manera tan general a las ecuaciones restringidas a la condición $n = 1$). Aquí se generan muchas ecuaciones, entre las que se cuentan las de Maxwell, que ya se derivaron, y las dos siguientes que constituyen relaciones sumamente útiles y que se obtienen a partir de la ecuación (4-125):

$$\left(\frac{\partial \mu_i}{\partial P}\right)_{T,n} = \left[\frac{\partial (nV)}{\partial n_i}\right]_{T,P,n_j} = \overline{V}_i \tag{4-172}$$

$$\left(\frac{\partial \mu_i}{\partial T}\right)_{P,n} = -\left[\frac{\partial (nS)}{\partial n_i}\right]_{T,P,n_j} = -\overline{S}_i \tag{4-173}$$

En una *solución de composición constante*, $\mu_i = \mu(T, P)$. De donde,

$$d\mu_i \equiv d\overline{G}_i = \left(\frac{\partial \mu_i}{\partial T}\right)_{P,n} dT + \left(\frac{\partial \mu_i}{\partial P}\right)_{T,n} dP$$

o bien,

$$d\overline{G}_i = -\overline{S}_i\, dT + \overline{V}_i\, dP \tag{4-174}$$

Comparando esto con la ecuación correspondiente a un mol de solución de composición constante tal como se derivó de la ecuación (4-125),

$$dG = -S\, dT + V\, dP$$

proporciona un ejemplo del paralelismo que existe entre las ecuaciones para soluciones de composición constante y los componentes de una solución de composición constante. Este paralelismo existe cuando las propiedades de la solución en la ecuación original se relacionan linealmente (en el sentido algebraico). Por lo tanto, con base en las ecuaciones (4-120), (4-123) y (4-124) se obtienen las siguientes relaciones:

$$d\overline{U}_i = T\, d\overline{S}_i - P\, d\overline{V}_i \tag{4-175}$$

$$d\overline{H}_i = T\, d\overline{S}_i + \overline{V}_i\, dP \tag{4-176}$$

$$d\overline{A}_i = -\overline{S}_i\, dT - P\, d\overline{V}_i \tag{4-177}$$

Nótese que esta relación se aplica sólo a los componentes de una solución de *composición constante*.

La función de Gibbs puede dejarse sin dimensiones dividiéndola entre RT; de esta manera, G/RT no sólo es adimensional, sino que es una propiedad termodinámica de gran utilidad y una función de la temperatura, la presión y la composición. La función que está en relación con G/RT como una propiedad molar parcial es $\overline{G}_i/RT$ o μ_i/RT. De donde la ecuación (4-162) aplicada a estas funciones se convierte en

$$\frac{G}{RT} = \sum \left(x_i \frac{\mu_i}{RT}\right)$$

Además, las ecuaciones (4-164) y (4-165) se escriben para estas funciones una vez que los coeficientes diferenciales parciales se expresan en cantidades mensurables. Por definición, $G = H - TS$; por lo tanto,

$$G/RT = H/RT - S/R$$

La derivación correspondiente da

$$\left[\frac{\partial (G/RT)}{\partial T}\right]_{P,x} = \frac{1}{RT}\left(\frac{\partial H}{\partial T}\right)_{P,x} - \frac{H}{RT^2} - \frac{1}{R}\left(\frac{\partial S}{\partial T}\right)_{P,x}$$

Al sustituir $(\partial H/\partial T)_{P,x}$ con la ecuación (4-144), y $(\partial S/\partial T)_{P,x}$ con la ecuación (4-145), esto se reduce a

$$\left[\frac{\partial (G/RT)}{\partial T}\right]_{P,x} = -\frac{H}{RT^2}$$

De igual manera,

$$\left[\frac{\partial (G/RT)}{\partial P}\right]_{T,x} = \frac{1}{RT}\left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_{T,x} - \frac{1}{R}\left(\frac{\partial S}{\partial P}\right)_{T,x}$$

Si las dos derivadas parciales de la derecha se sustituyen con las ecuaciones (4-146) y (4-141), esto se reduce a

$$\left[\frac{\partial (G/RT)}{\partial P}\right]_{T,x} = \frac{V}{RT}$$

Las ecuaciones (4-164) y (4-165) toman ahora las formas particulares

$$d\left(\frac{nG}{RT}\right) = -\frac{nH}{RT^2}\, dT + \frac{nV}{RT}\, dP + \sum \left(\frac{\mu_i}{RT}\, dn_i\right) \tag{4-178}$$

y

$$-\frac{H}{RT^2}\, dT + \frac{V}{RT}\, dP = \sum \left[x_i d\left(\frac{\mu_i}{RT}\right)\right] \tag{4-179}$$

Las ecuaciones (4-178) y (4-179) son alternativas de las ecuaciones (4-125) y (4-129). La utilidad de estas ecuaciones generales es que representan de una manera más concisa una cantidad considerable de información. Estas expresiones se reducen fácilmente a casos especializados, y mediante una inspección visual, permiten obtener las derivadas parciales y las relaciones recíprocas requeridas. Por ejemplo, al aplicarse a una solución de composición constante o un material puro, la ecuación (4-178) se convierte (en una base molar), en

$$d\left(\frac{G}{RT}\right) = -\frac{H}{RT^2}\, dT + \frac{V}{RT}\, dP \tag{4-178a}$$

Siguiendo un paralelo con esto, se derivan ecuaciones para las propiedades parciales de una solución de composición constante:

$$d\left(\frac{\overline{G}_i}{RT}\right) = -\frac{\overline{H}_i}{RT^2}\, dT + \frac{\overline{V}_i}{RT}\, dP \tag{4-178b}$$

Partiendo de ésta, se sigue inmediatamente que

$$\left[\frac{\partial (G/RT)}{\partial T}\right]_{P,x} = -\frac{H}{RT^2} \tag{4-180}$$

$$\left[\frac{\partial (\overline{G}_i/RT)}{\partial T}\right]_{P,x} = -\frac{\overline{H}_i}{RT^2} \tag{4-181}$$

$$\left[\frac{\partial (G/RT)}{\partial P}\right]_{T,x} = \frac{V}{RT} \tag{4-182}$$

$$\left[\frac{\partial (\overline{G}_i/RT)}{\partial P}\right]_{T,x} = \frac{\overline{V}_i}{RT} \tag{4-183}$$

Las ecuaciones (4-180) y (4-181) se conocen con el nombre de *ecuaciones de Gibbs-Helmholtz*.

En la tabla 4-24 se presenta un conjunto general de ecuaciones asociadas con la función de Gibbs y ciertas funciones relacionadas. Los dos primeros renglones de esta tabla ya se desarrollaron. El propósito inmediato de lo que resta de este análisis teórico consiste en desarrollar el último conjunto de ecuaciones. La razón del hincapié que se hace en las relaciones asociadas con la función de Gibbs, es que las variables naturales de esta función son temperatura, presión y número de moles, todas ellas cantidades determinables con respecto a sistemas reales.

Funciones termodinámicas auxiliares Las funciones auxiliares que se utilizan usualmente han sido creadas por definición y su empleo es una cuestión de conveniencia.

Factor de compresibilidad Z Esta cantidad se define mediante la ecuación

$$PV = ZRT$$

de la cual se obtiene

$$Z = \frac{PV}{RT} = \frac{V}{RT/P} = \frac{V}{V'}$$

en donde V' es el volumen molar dado por la ley de los gases ideales. $PV' = RT$. Esta es la ecuación de estado más simple posible para un sistema PVT, y su aplicación proporciona valores "de base" convenientes, por ejemplo, V', para diferentes propiedades termodinámicas. Del mismo modo, H', S' y G' son la entalpía molar, la entropía molar y la función de Gibbs que tendría un sistema PVT, si la ley de los gases ideales fuera la ecuación de estado correcta.

TABLA 4-24

Ecuaciones generales para un sistema abierto basadas en la ec. (4-164)		Ecuación general de Gibbs-Duhem basada en la ec. (4-165)	
$d(nG) = -nS\,dT + nV\,dP + \Sigma(\mu_i\,dn_i)$	(4-125)	$-S\,dT + V\,dP = \Sigma(x_i\,d\mu_i)$	(4-129)
$d\left(\frac{nG}{RT}\right) = -\frac{nH}{RT^2}\,dT + \frac{nV}{RT}\,dP + \sum\left(\frac{\mu_i}{RT}\,dn_i\right)$	(4-178)	$-\frac{H}{RT^2}\,dT + \frac{V}{RT} = \sum\left(x_i\,d\frac{\mu_i}{RT}\right)$	(4-179)
$d(n\ln f) = \frac{n\,\Delta H'}{RT^2}\,dT + \frac{nV}{RT}\,dP + \sum\left(\ln\frac{f_i}{x_i}\,dn_i\right)$	(4-197)	$\frac{\Delta H'}{RT^2}\,dT + \frac{V}{RT}\,dP = \begin{cases}\Sigma\left(x_i\,d\ln\frac{f_i}{x_i}\right)\\ \Sigma(x_i\,d\ln f_i)\end{cases}$	(4-198) (4-199)
$d(n\ln\phi) = \frac{n\,\Delta H'}{RT^2}\,dT - \frac{n\,\Delta V'}{RT}\,dP + \Sigma(\ln\hat{\phi}_i\,dn_i)$	(4-200)	$\frac{\Delta H'}{RT^2}\,dT - \frac{\Delta V'}{RT}\,dP = \Sigma(x_i\,d\ln\hat{\phi}_i)$	(4-202)
$d\left(\frac{nG^E}{RT}\right) = -\frac{n\,\Delta H}{RT^2}\,dT + \frac{n\,\Delta V}{RT}\,dP + \Sigma(\ln\gamma_i\,dn_i)$	(4-239)	$-\frac{\Delta H}{RT^2}\,dT + \frac{\Delta V}{RT}\,dP = \Sigma(x_i\,d\ln\gamma_i)$	(4-240)
Estas ecuaciones se escriben para un mol de solución haciendo $n = 1$ y $n_i = x_i$. En tales ecuaciones los valores de x_i están sujetos a la restricción de que $\Sigma x_i = 1$.		Estas ecuaciones pueden multiplicarse directamente por n.	
Ec. para 1 mol de sustancia pura o solución de composición constante		Ec. para propiedades molares parciales en una solución de composición constante	
$dG = -S\,dT + V\,dP$	(4-125a)	$dG_i = d\mu_i = -\bar{S}_i\,dT + \bar{V}_i\,dP$	(4-125b)
$d\left(\frac{G}{RT}\right) = -\frac{H}{RT^2}\,dT + \frac{V}{RT}\,dP$	(4-178a)	$d\left(\frac{\mu_i}{RT}\right) = -\frac{\bar{H}_i}{RT^2}\,dT + \frac{\bar{V}_i}{RT}\,dP$	(4-178b)
$d\ln f = \frac{\Delta H'}{RT^2}\,dT + \frac{V}{RT}\,dP$	(4-197a)	$\left.\begin{matrix}d\ln f_i\\ d\ln\frac{f_i}{x_i}\end{matrix}\right\} = \frac{H_i' - \bar{H}_i}{RT^2}\,dT + \frac{\bar{V}_i}{RT}\,dP$	(4-197b)
$d\ln\phi = \frac{\Delta H'}{RT^2}\,dT - \frac{\Delta V'}{RT}\,dF$	(4-200a)	$d\ln\hat{\phi}_i = \frac{H_i' - \bar{H}_i}{RT^2}\,dT - \frac{V_i' - \bar{V}_i}{RT}\,dP$	(4-200b)
$d\left(\frac{G^E}{RT}\right) = -\frac{\Delta H}{RT^2}\,dT + \frac{\Delta V}{RT}\,dP$	(4-239a)	$d\ln\gamma_i = d\left(\frac{\bar{G}_i^E}{RT}\right) = -\frac{\overline{\Delta H}_i}{RT^2}\,dT + \frac{\overline{\Delta V}_i}{RT}\,dP$	(4-239b)

Las correlaciones generalizadas del factor de compresibilidad como función de la temperatura y la presión reducidas se analizan en la sección 3.

Funciones residuales Se pueden definir varios tipos de cantidades, que representan la diferencia existente entre una propiedad que se obtiene cuando es válida la ecuación del gas ideal y la propiedad real. En consecuencia, al designar M como la propiedad molar de un fluido homogéneo, se obtiene

$$\Delta M' \equiv M'(T, P) - M(T, P) \quad (4\text{-}184)$$

$$\Delta M'' \equiv M'(T, P^\circ) - M(T, P) \quad (4\text{-}185)$$

$$\Delta M''' \equiv M'(T, V) - M(T, V) \quad (4\text{-}186)$$

donde T, P y V se refieren a la sustancia real y P° es una presión fija de referencia (p.ej., 1 bar o 1 atm). A pesar de que las tres cantidades $\Delta M'$, $\Delta M''$ y $\Delta M'''$ están relacionadas, por lo general tienen valores numéricos diferentes, porque las bases de comparación son distintas. Aquí nos restringimos a las cantidades $\Delta M'$ definidas por la ecuación (4-184) y las llamadas *funciones residuales*. Estas funciones (y también las cantidades $\Delta M''$ y $\Delta M'''$) dependen de las interacciones *entre* moléculas y no de las características de las moléculas individuales. En vista de que el modelo del gas ideal presupone la ausencia de interacciones moleculares, las desviaciones del comportamiento ideal se miden a través de funciones residuales. Ejemplos de funciones residuales son:

Volumen residual:	$\Delta V' \equiv V' - V$
Entalpía residual:	$\Delta H' \equiv H' - H$
Entropía residual:	$\Delta S' \equiv S' - S$
Función residual de Gibbs:	$\Delta G' \equiv G' - G$

Fugacidad La fugacidad se define en relación directa con la función de Gibbs y existen dos definiciones fundamentales. Para una mezcla con composición constante, la fugacidad f se define de tal manera que satisfaga las ecuaciones

$$dG = RT\,d\ln f \text{ (Constantes } T \text{ y } x) \quad (4\text{-}187)$$

$$\lim_{P\to 0}\frac{f}{P} = 1 \quad (4\text{-}188)$$

Para especies i en solución, las ecuaciones correspondientes que definen la fugacidad $\hat{f}_i$ son:

$$d\bar{G}_i = RT\,d\ln\hat{f}_i \text{ (Constante } T) \quad (4\text{-}189)$$

$$\lim_{P\to 0}\frac{\hat{f}_i}{x_i P} = 1 \quad (4\text{-}190)$$

Las ecuaciones (4-187) y (4-188) se aplican también a especies puras i, un caso especial de una mezcla con composición constante. Para este caso, estas ecuaciones se expresan por lo general, con el subíndice i junto a G y f. La integración de la ecuación (4-189) a T *constante* considera tanto cambios de presión como de composición y de hecho, y sólo proporciona un cambio de variable:

$$\Delta\bar{G}_i = RT\,\Delta\ln\hat{f}_i \text{ (Constante } T)$$

Se puede demostrar que cuando la ley del gas ideal es una ecuación de estado adecuada, las fugacidades se vuelven igual a las presiones:

f se hace igual a P, que es la presión de la mezcla.

f_i se hace igual a P, que es la presión ejercida sobre i puro.

$\hat{f}$ se hace igual a $x_i P$, que es la presión parcial de i en una mezcla gaseosa de fracción mol x_i en i.

La fugacidad $\hat{f}_i$ de un componente de la solución *no* es una propiedad molar parcial con respecto a f. Sin embargo, existe una relación entre $\hat{f}_i$ y f, que se demuestra a continuación. Según la ecuación (4-187), en el caso de una mezcla,

$$dG = RT\,d\ln f$$

Al integrar a T y composición constantes, desde P° a P, se obtiene

$$G - G^\circ = RT \ln f - RT \ln f^\circ$$

Si $P^\circ \to 0$, entonces, por lo que establece la ecuación (4-188), $f^\circ = P^\circ$, y

$$G - G^\circ = RT \ln f - RT \ln P^\circ$$

Para n moles,

$$nG - nG^\circ = nRT \ln f - nRT \ln P^\circ$$

La derivación de esta ecuación general con respecto a n_i, a T, P y n_j constantes da

$$\left[\frac{\partial(nG)}{\partial n_i}\right]_{T,P,n_j} - \left[\frac{\partial(nG^\circ)}{\partial n_i}\right]_{T,P,n_j} = RT\left[\frac{\partial(n \ln f)}{\partial n_i}\right]_{T,P,n_j} - RT \ln P^\circ$$

o bien,

$$\overline{G}_i - \overline{G}_i^\circ = RT\left[\frac{\partial(n \ln f)}{\partial n_i}\right]_{T,P,n_j} - RT \ln P^\circ \quad (4\text{-}191)$$

Para el componente i de una solución, la expresión (4-189) da

$$d\overline{G}_i = RT\, d \ln \hat{f}_i$$

Al integrar a T y composición constantes de P° a P, se obtiene

$$\overline{G}_i - \overline{G}_i^\circ = RT \ln \hat{f}_i - RT \ln \hat{f}_i^\circ$$

Si $P^\circ \to 0$, entonces, según la ecuación (4-190) $\hat{f}_i^\circ = x_i P^\circ$. De donde,

$$\overline{G}_i - \overline{G}_i^\circ = RT \ln \frac{\hat{f}_i}{x_i} - RT \ln P^\circ \quad (4\text{-}192)$$

Comparando las ecuaciones (4-191) y (4-192), se corrobora que

$$\left[\frac{\partial(n \ln f)}{\partial n_i}\right]_{T,P,n_j} = \ln \frac{\hat{f}_i}{x_i} \quad (4\text{-}193)$$

Puesto que ésta es exactamente la ecuación que define una propiedad molar parcial, como lo indica la ecuación (4-160), es evidente que $\ln (\hat{f}_i/x_i)$ se relaciona con $\ln f$ como una propiedad molar parcial. La ecuación (4-162) proporciona ahora la relación

$$\ln f = \sum \left(x_i \ln \frac{\hat{f}_i}{x_i}\right) \quad (4\text{-}194)$$

Obviamente, $\ln f$ es una propiedad termodinámica que se puede reemplazar con M en las ecuaciones (4-164) y (4-165) a condición de que $\overline{M}_i$ se considere como $\ln (\hat{f}_i/x_i)$. Esto se conserva sólo para determinar los coeficientes diferenciales parciales de las ecuaciones (4-164) y (4-165).

La ecuación (4-187) puede integrarse para el cambio hipotético del estado de gas ideal al estado real, a T, P y x constantes.

$$G - G' = RT \ln f - RT \ln f'$$
$$= RT \ln f - RT \ln P$$

Por consiguiente

$$\ln f = G/RT - G'/RT + \ln P$$

La derivación con respecto a T, siendo P y x constantes, da

$$\left(\frac{\partial \ln f}{\partial T}\right)_{P,x} = \left[\frac{\partial(G/RT)}{\partial T}\right]_{P,x} - \left[\frac{\partial(G'/RT)}{\partial T}\right]_{P,x}$$

Según la ecuación (4-180), que es la ecuación de Gibbs-Helmholtz, esto se convierte en

$$\left(\frac{\partial \ln f}{\partial T}\right)_{P,x} = -\frac{H}{RT^2} + \frac{H'}{RT^2} = \frac{\Delta H'}{RT^2} \quad (4\text{-}195)$$

Por lo que establecen las ecuaciones (4-187) y (4-125), restringidas a T y x constantes, y expresadas para un mol,

$$dG = RT\, d \ln f = V\, dP \quad (T \text{ y } x \text{ constantes})$$

De donde,

$$\left(\frac{\partial \ln f}{\partial P}\right)_{T,x} = \frac{V}{RT} \quad (4\text{-}196)$$

Las ecuaciones (4-164) y (4-165) se especializan ahora utilizando las ecuaciones (4-195) y (4-196) de tal modo que se obtenga

$$d(n \ln f) = \frac{n\,\Delta H'}{RT^2}\,dT + \frac{nV}{RT}\,dP + \sum\left(\ln \frac{\hat{f}_i}{x_i}\,dn_i\right) \quad (4\text{-}197)$$

y

$$\frac{\Delta H'}{RT^2}\,dT + \frac{V}{RT}\,dP - \sum\left(x_i d \ln \frac{\hat{f}_i}{x_i}\right) = 0 \quad (4\text{-}198)$$

Puesto que

$$\Sigma(x_i\, d \ln x_i) = 0$$

la ecuación (4-198) se escribe como sigue

$$\frac{\Delta H'}{RT^2}\,dT + \frac{V}{RT}\,dP - \Sigma(x_i\, d \ln \hat{f}_i) = 0 \quad (4\text{-}199)$$

Estas ecuaciones generales se incluyen en la tabla 4-24.

La fugacidad de un componente en solución, $\hat{f}_i$ se relaciona con su fracción mol x_i. Es evidente que $\hat{f}_i = f_i$ cuando $x_i = 1$ y, puede suponerse que $\hat{f}_i = 0$ cuando $x_i = 0$. La relación más simple posible de $\hat{f}_i$ con x_i, a T y P constantes, entre estos límites, constituye una proporcionalidad directa,

$$\hat{f}_i = x_i f_i$$

Esta expresión se denomina regla de Lewis y Randall, y es válida para ciertas **soluciones ideales** que se verán más tarde. En general, se observan desviaciones de esta regla. En la figura 4-20 se presenta una gráfica usual de $\hat{f}_1$ en función de x_1 para un sistema binario con T y P constantes. Cuando el componente 1 está presente en una gran dilución, la tangente trazada al final de la curva en $x_1 = 0$ debe representar evidentemente la curva con una buena aproximación para cierta distancia finita. De donde la ecuación $\hat{f}_1 = k_1 x_1$ deber ser válida conforme $x_1 \to 0$. Esta es la ley de Henry en su forma más general, y k_1 es la constante de la ley de Henry para el componente 1.

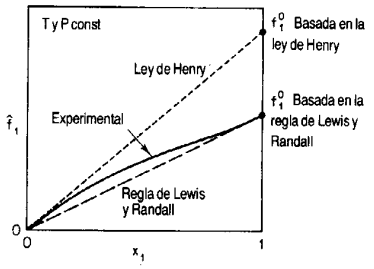


FIG. 4-20 Relaciones de fugacidad-composición para una mezcla binaria indicando las fugacidades de estado estándar basadas en la ley de Henry y en la regla de Lewis y Randall.

Ya que $\ln (\hat{f}_i/x_i)$ es una propiedad molar parcial con respecto a $\ln f$, la ecuación de Gibbs-Duhem (4-198), T y P constantes para esta propiedad en una solución binaria se convierte en

$$x_1 d \ln (\hat{f}_1/x_1) + x_2\, d \ln (\hat{f}_2/x_2) = 0$$

En los casos en que la ley de Henry se aplica al componente 1, $\hat{f}_1/x_1 = k_1$ y $d \ln (\hat{f}_1/x_1) = d \ln k_1 = 0$. Por ende,

$$d \ln (\hat{f}_2/x_2) = 0 \quad \text{o} \quad \ln (\hat{f}_2/x_2) = K$$

Cuando $x_2 = 1, \hat{f}_2 = f_2$; de donde $K = \ln f_2$, y $\hat{f}_2 = x_2 f_2$, que es la regla de Lewis y Randall para el componente 2. De igual manera, cuando $\hat{f}_2 = k_2 x_2$, entonces, $\hat{f}_1 = x_1 f_1$. Esta es la razón por la que la curva de la figura 4-20 se traza en forma tangente a la recta que se encuentra en $x_1 = 1$.

Coeficientes de fugacidad A menudo es conveniente manejar la relación de fugacidad con la presión en lugar de trabajar con la fugacidad propiamente dicha, esta relación se denomina coeficiente de fugacidad ϕ. Existen tres cantidades de esta índole:

Para una mezcla: $\phi = f/P$

Para un material puro: $\phi_i = f_i/P$

Para un constituyente en solución: $\hat{\phi}_i = \hat{f}_i/x_i P$

En el caso de un gas ideal y un gas real conforme $P \to 0$, los tres coeficientes de fugacidad equivalen a la unidad.

La ecuación (4-197) puede transformarse mediante el empleo de la siguiente identidad:

$$d(n \ln P) = n\, d \ln P + \ln P\, dn$$

Puesto que $n = \Sigma n_i$.

$$dn = \Sigma\, dn_i$$

y $$\ln P\, dn = \Sigma(\ln P\, dn_i)$$

Por lo tanto, $d(n \ln P) = n(dP/P) + \Sigma(\ln P\, dn_i)$

Al restar esta expresión de la ecuación (4-197) se obtiene

$$d\left(n \ln \frac{f}{P}\right) = \frac{n\,\Delta H'}{RT^2}\,dT + \frac{n}{RT}\left(V - \frac{RT}{P}\right)dP + \sum\left(\ln \frac{\hat{f}_i}{x_i P}\,dn_i\right)$$

La cantidad $V - RT/P$ es $V - V'$, que es el volumen residual negativo $\Delta V'$. Por consiguiente,

$$d(n \ln \phi_i) = \frac{n\,\Delta H'}{RT^2}\,dT - \frac{n\,\Delta V'}{RT}\,dP + \Sigma(\ln \hat{\phi}_i\, dn_i) \qquad (4\text{-}200)$$

Al comparar las ecuaciones (4-200) y (4-164), se observa que $\ln \hat{\phi}$ se relaciona con $\ln \phi$ como una propiedad molar parcial. Así pues, según la ecuación (4-162),

$$\ln \phi = \Sigma(x_i \ln \hat{\phi}_i) \qquad (4\text{-}201)$$

y la ecuación de Gibbs-Duhem apropiada resulta de la ecuación (4-165)

$$\frac{\Delta H'}{RT^2}\,dT - \frac{\Delta V'}{RT}\,dP - \Sigma(x_i\, d \ln \hat{\phi}_i) = 0 \qquad (4\text{-}202)$$

Las expresiones (4-200) y (4-202) se incluyen en la tabla 4-24.

TERMODINÁMICA DE LAS SOLUCIONES

Cambios de propiedades de las mezclas Si M representa una propiedad termodinámica molar de una mezcla fluida homogénea, entonces, ΔM se define como sigue

$$\Delta M = M - \Sigma(x_i M_i^{\circ}) \qquad (4\text{-}203)$$

en donde ΔM se denomina cambio de la propiedad termodinámica de la mezcla y M_i° es la propiedad molar de i puro a la temperatura de la mezcla y en algún *estado estándar* de presión y composición especificados. El estado estándar de un constituyente se elige por conveniencia, y puede ser distinto para diferentes constituyentes. El estado estándar obvio es el de i puro en su estado estable verdadero, a la presión de la mezcla. Sin embargo, el estado estable para un constituyente puro en particular puede pertenecer a una fase diferente (líquida o gaseosa) de la de la mezcla con los mismos valores de T y P. En el caso de fases saturadas, esto constituye la regla más que la excepción, por lo menos para uno de los constituyentes. En tal caso, es común adoptar como estado estándar el estado hipotético de i puro a T y P de la mezcla, *y en el mismo estado físico que ella*. El valor de M_i° debe determinarse entonces para este estado inestable o hipotético. La dificultad para realizar esto con certidumbre ha conducido al empleo de un estado estándar alternativo basado en la ley de Henry. Posteriormente se verán los estados estándar.

Como ejemplo, tómese el volumen de una mezcla líquida como la propiedad que se está estudiando, y supóngase que todos los componentes puros existen como líquidos estables a los valores T y P de la mezcla. En este caso, $V_i^{\circ} = V_i$ y

$$\Delta V = V - \Sigma(x_i V_i)$$

En este caso, ΔV es el aumento o la reducción de volumen que se observa en relación con el volumen total de los líquidos no mezclados, cuando se forma un mol de la mezcla a T y P constantes.

Los cambios de la propiedad de la mezcla son propiedades termodinámicas por derecho propio, y son funciones de la temperatura, la presión y la composición. Su empleo requiere un enunciado bien definido de los estados estándar a los que se refieren.

Puesto que, según la ecuación (4-162),

$$M = \Sigma(x_i \overline{M}_i)$$

la ecuación (4-203) se puede escribir también como sigue

$$\Delta M = \Sigma(x_i \overline{M}_i) - \Sigma(x_i M_i^{\circ}) = \Sigma[x_i(\overline{M}_i - M_i^{\circ})]$$

o bien, $$\Delta M = \Sigma(x_i \overline{\Delta M}_i) \qquad (4\text{-}204)$$

en donde, por definición,

$$\overline{\Delta M}_i \equiv \overline{M}_i - M_i^{\circ} \qquad (4\text{-}205)$$

Esta cantidad representa el cambio de propiedad de i como resultado de un cambio de estado de i, desde la forma de material puro en un estado estándar especificado hasta constituyente de la solución a la misma T. También es una propiedad molar parcial con respecto a ΔM y constituye una función de T, P y x.

Por ende, se pueden escribir ecuaciones muy generales para ΔM análogas a las expresiones (4-164) y (4-165).

$$d(n\,\Delta M) = n\left(\frac{\partial \Delta M}{\partial T}\right)_{P,x} dT + n\left(\frac{\partial \Delta M}{\partial P}\right)_{T,x} dP + \Sigma(\overline{\Delta M}_i\, dn_i) \qquad (4\text{-}206)$$

y $$\left(\frac{\partial \Delta M}{\partial T}\right)_{P,x} dT + \left(\frac{\partial \Delta M}{\partial P}\right)_{T,x} dP - \Sigma(x_i\, d\overline{\Delta M}_i) = 0 \qquad (4\text{-}207)$$

Soluciones ideales y estados estándar La solución ideal es, por definición, aquella para la que la fugacidad de cada componente está expresada por

$$\hat{f}_i^{id} = x_i f_i^{\circ} \qquad (4\text{-}208)$$

a todas las presiones, temperaturas y composiciones. Como implica su nombre, se trata de una idealización en el mismo sentido que tiene el concepto de un gas ideal, y su utilidad es muy semejante. Las ecuaciones que se aplican a soluciones ideales son muy simples, como se demuestra a continuación, y constituyen valores de "base" a los que pueden referirse las propiedades de soluciones reales.

La ecuación (4-208) demuestra que $\hat{f}_i$ para una solución ideal es directamente proporcional a x_i. La constante de proporcionalidad es f_i°, la fugacidad del estado estándar de i puro a la temperatura de la solución, que depende obviamente de la elección del estado estándar. La ecuación (4-208) implica que, para un estado estándar y para valores fijos de T y P, $\hat{f}_i$ depende sólo de x_i, y es independiente de todos los demás valores de x. Por ende, para una solución ideal, la gráfica de $\hat{f}_i$ en fun-

ción de x_i es una línea recta que principia en el origen y termina en $\hat{f}_i = f_i^\circ$ cuando $x_i = 1$. Es obvio que se obtiene una línea recta distinta para cada elección diferente de f_i°. Sólo dos elecciones o posibilidades de estado estándar han resultado útiles con cierta generalidad, y se basan en el comportamiento de un compuesto en una solución real a dos extremos de concentración, $x_i \to 0$ y $x_i \to 1$, en donde la ley de Henry y la regla de Lewis y Randall se hacen respectivamente válidas, como se explicó antes. Las dos fugacidades de estado estándar resultantes aparecen en la figura 4-20, junto con su relación con una gráfica usual de $\hat{f}_i$ en función de x_1 para un sistema binario. Se supone que la fase (líquida o gaseosa) en consideración es estable en todo el intervalo de composición para los valores dados de T y P.

La línea recta punteada identificada con el nombre de *ley de Henry* representa un comportamiento "ideal" que, de hecho, sólo se observa cuando $x_1 \to 0$. La ampliación de la ley de Henry para cubrir todo el intervalo de composiciones requiere que se postule un estado de 1 puro que tenga el valor de f_i° que se muestra en la parte más alta de la figura. Puesto que 1 puro no existe en realidad en tal estado, éste es ficticio o hipotético. Sin embargo, la extrapolación necesaria para establecer f_i° se define con toda claridad, y dicho valor f_i° depende de la naturaleza del otro componente.

La otra línea recta denominada *regla de Lewis y Randall* de la figura 4-20, representa un "ideal" diferente y se observa en realidad sólo cuando $x_1 \to 1$. En este caso, f_i° es la fugacidad de 1 puro tal como existe en realidad, es decir, f_1. Es evidente entonces que el valor de f_1 no depende de la naturaleza del otro componente.

Puesto que los dos estados estándar se relacionan con el comportamiento observado de la solución a valores fijos de T y P, la presión del estado estándar de cada uno es, claro está, la de la solución.

Puesto que el estado estándar basado en la regla de Lewis y Randall parece ser un estado real del material puro, la pregunta lógica que se formula es por qué debe considerarse cualquier otro estado estándar. La respuesta es que, en la explicación anterior, se supuso que la fase considerada era estable como líquido o gas en todo el intervalo de composiciones. Por desgracia, éste no es necesariamente el caso y existe siempre un conjunto de condiciones de P y T para las que la curva completa que representa el comportamiento verdadero de una fase determinada no se puede precisar debido a que ésta se hace inestable en algún intervalo de composiciones. Cuando el extremo derecho de la curva experimental de la figura 4-20 se hace inaccesible, el valor de f_i° basado en la regla de Lewis y Randall se debe determinar a través de algún tipo de extrapolación. Con frecuencia no se tiene ninguna guía para saber cómo debe efectuarse tal extrapolación, y la incertidumbre resultante en el valor del estado estándar hace indeseable la aplicación de este estado estándar. En tal caso, el estado estándar basado en la ley de Henry es con frecuencia útil ya que está bien definido, incluso a pesar de que se trata de un estado ficticio y dependiente del componente.

La elección de estados estándar (que en ocasiones se eligen ventajosamente de manera distinta para diferentes constituyentes de la misma solución) queda abierta en el siguiente desarrollo de ecuaciones para soluciones ideales. Por supuesto, si una solución real fuera verdaderamente ideal, las tres líneas de la figura 4-20 coincidirían.

Para cualquiera de los estados estándar que se han visto, la derivación logarítmica de la ecuación (4-208) con respecto a la presión da

$$\left(\frac{\partial \ln \hat{f}_i^{id}}{\partial P}\right)_{T,x} - \left(\frac{\partial \ln f_i^\circ}{\partial P}\right)_T = 0$$

Sin embargo, las ecuaciones (4-197*a*) y (4-197*b*) generan las siguientes relaciones

$$\left(\frac{\partial \ln \hat{f}_i^{id}}{\partial P}\right)_{T,x} = \frac{\overline{V}_i^{id}}{RT} \qquad \text{y} \qquad \left(\frac{\partial \ln f_i^\circ}{\partial P}\right)_T = \frac{V_i^\circ}{RT}$$

Al combinar las ecuaciones anteriores se demuestra que

$$\overline{V}_i^{id} - V_i^\circ = 0$$

o bien,
$$\overline{V}_i^{id} = V_i^\circ \qquad \text{y} \qquad \overline{\Delta V}_i^{id} = 0 \tag{4-209}$$

De la ecuación (4-204) se sigue que

$$\Delta V^{id} = 0 \tag{4-210}$$

y, de la ecuación (4-203), se infiere que

$$V^{id} = \Sigma(x_i V_i^\circ) \tag{4-211}$$

De igual manera, la derivación logarítmica de la ecuación (4-208) con respecto a la temperatura da

$$\left(\frac{\partial \ln \hat{f}_i^{id}}{\partial T}\right)_{P,x} - \left(\frac{\partial \ln f_i^\circ}{\partial T}\right)_P = 0$$

Partiendo de las ecuaciones (4-197*a*) y (4-197*b*),

$$\left(\frac{\partial \ln \hat{f}_i^{id}}{\partial T}\right)_{P,x} = \frac{H_i' - \overline{H}_i^{id}}{RT^2}$$

y

$$\left(\frac{\partial \ln f_i^\circ}{\partial T}\right)_P = \frac{H_i' - H_i^\circ}{RT^2}$$

Combinando las ecuaciones anteriores se obtiene

$$\overline{H}_i^{id} - H_i^\circ = 0$$

o bien,
$$\overline{H}_i^{id} = H_i^\circ \qquad \text{y} \qquad \overline{\Delta H}_i^{id} = 0 \tag{4-212}$$

Asimismo,
$$\Delta H^{id} = 0 \tag{4-213}$$

y
$$H^{id} = \Sigma(x_i H_i^\circ) \tag{4-214}$$

Las ecuaciones completamente análogas se derivan fácilmente para la energía interna y las capacidades caloríficas.

Si la ecuación (4-189) se integra para el cambio de estado de i, desde el que va de un material puro en estado estándar hasta el de un constituyente en la solución, a la misma T, entonces,

$$\overline{G}_i - G_i^\circ = RT \ln \hat{f}_i / f_i^\circ \tag{4-215}$$

En vista de las ecuaciones (4-205) y (4-208), esto se convierte, para una solución ideal, en

$$\overline{\Delta G}_i^{id} = RT \ln x_i \tag{4-216}$$

Partiendo de la ecuación (4-204), es evidente que

$$\Delta G^{id} = RT\Sigma(x_i \ln x_i) \tag{4-217}$$

y, según la ecuación (4-203),

$$G^{id} = \Sigma(x_i G_i^\circ) + RT\Sigma(x_i \ln x_i) \tag{4-218}$$

El empleo de la ecuación de definición para la función de Gibbs conduce a la relación

$$\overline{\Delta G}_i^{id} = \overline{\Delta H}_i^{id} - T\overline{\Delta S}_i^{id}$$

Basándose en esto y en las ecuaciones (4-212) y (4-216),

$$\overline{\Delta S}_i^{id} = -R \ln x_i \tag{4-219}$$

y, según las ecuaciones (4-204) y (4-203),

$$\Delta S^{id} = -R\Sigma(x_i \ln x_i) \tag{4-220}$$

$$S^{id} = \Sigma(x_i S_i^\circ) - R\Sigma(x_i \ln x_i) \tag{4-221}$$

Propiedades de exceso de las soluciones *Una propiedad de exceso* se define como la diferencia entre la propiedad real y aquella que se calcularía en las mismas condiciones de temperatura, presión y composición, mediante las ecuaciones para una solución ideal. Por ende, por definición,

$$M^E = M - M^{id} \tag{4-222}$$

$$\Delta M^E = \Delta M - \Delta M^{id} \tag{4-223}$$

en donde M^E se conoce con el nombre de propiedad de exceso de la solución, y ΔM^E es el cambio de la propiedad de exceso de la mezcla. En realidad, son idénticas, lo que se demuestra haciendo las sustituciones correspondientes de ΔM y ΔM^{id} con la ecuación (4-203). Además, se tienen las propiedades molares parciales de exceso,

$$\overline{M}_i^E = \overline{M}_i - \overline{M}_i^{id} \tag{4-224}$$

$$\overline{\Delta M}_i^E = \overline{\Delta M}_i - \overline{\Delta M}_i^{id} \tag{4-225}$$

Nuevamente, estas dos cantidades son idénticas y su aplicación es una cuestión de preferencia individual. El empleo de M^E y $\overline{M}_i^E$ hace hincapié en la propiedad de la solución propiamente dicha, mientras que, cuando se utiliza ΔM^E y $\Delta\overline{M}_i^E$ se asocia más bien con el mezclado que dio origen a la solución. La relación molar parcial que guardan las últimas propiedades en relación con las primeras permite escribir varias ecuaciones generales análogas a (4-204), (4-206) y (4-207) o bien, a las ecuaciones (4-162), (4-164) y (4-165).

$$M^E = \Sigma(x_i\overline{M}_i^E) \tag{4-226}$$

$$d(nM^E) = n\left(\frac{\partial M^E}{\partial T}\right)_{P,x} dT + n\left(\frac{\partial M^E}{\partial P}\right)_{T,x} dP + \Sigma(\overline{M}_i^E\, dn_i) \tag{4-227}$$

$$\left(\frac{\partial M^E}{\partial T}\right)_{P,x} dT + \left(\frac{\partial M^E}{\partial P}\right)_{T,x} dP - \Sigma(x_i\, d\overline{M}_i^E) = 0 \tag{4-228}$$

Puesto que ΔV^{id}, ΔH^{id}, ΔU^{id}, y ΔC_p^{id} son iguales a cero, las propiedades de exceso son idénticas a los cambios de propiedad del mezclado propiamente dicho para estas funciones termodinámicas. En el caso de propiedades que incorporan la entropía, estas expresiones no son válidas, y las propiedades de exceso representan funciones termodinámicas adicionales. Más aún, su empleo es ventajoso porque proporcionan la medición más pequeña y sensible de las propiedades de la mezcla en relación con las del componente puro (estado estándar).

La más útil de estas propiedades es la función de exceso de Gibbs. Al combinar las ecuaciones (4-222) y (4-217) se obtiene

$$G^E \equiv \Delta G^E = \Delta G - \Delta G^{id} = \Delta G - RT\Sigma(x_i \ln x_i) \tag{4-229}$$

o bien,

$$G^E = G - \Sigma(x_i G_i^\circ) - RT\Sigma(x_i \ln x_i) \tag{4-230}$$

Dividiendo esta última ecuación entre RT, se obtiene la forma adimensional

$$\frac{G^E}{RT} = \frac{G}{RT} - \sum\left(x_i \frac{G_i^\circ}{RT}\right) - \Sigma(x_i \ln x_i) \tag{4-231}$$

Puesto que G^E/RT es una propiedad termodinámica de exceso y una función de P, T y x, se puede sustituir con M^E en las expresiones (4-226) a (4-228) en donde $\overline{M}_i^E$ se convierte en $\overline{G}_i^E/RT$. Las ecuaciones (4-227) y (4-228) requieren la evaluación de los coeficientes diferenciales parciales de dT y dP en términos de propiedad mensurables. Esto se hace derivando la ecuación (4-231),

$$\left[\frac{\partial(G^E/RT)}{\partial T}\right]_{P,x} = \left[\frac{\partial(G/RT)}{\partial T}\right]_{P,x} - \sum\left(x_i\left[\frac{\partial(G_i^\circ/RT)}{\partial T}\right]_P\right)$$

y

$$\left[\frac{\partial(G^E/RT)}{\partial P}\right]_{T,x} = \left[\frac{\partial(G/RT)}{\partial P}\right]_{T,x} - \sum\left(x_i\left[\frac{\partial(G_i^\circ/RT)}{\partial P}\right]_T\right)$$

Las derivadas parciales de los lados derechos de estas ecuaciones están dadas por las expresiones (4-180) y (4-182). Por lo tanto,

$$\left[\frac{\partial(G^E/RT)}{\partial T}\right]_{P,x} = -\frac{H}{RT^2} - \sum\left[x_i\left(-\frac{H_i^\circ}{RT^2}\right)\right] = -\frac{[H - \Sigma(x_i H_i^\circ)]}{RT^2} = -\frac{\Delta H}{RT^2}$$

y

$$\left[\frac{\partial(G^E/RT)}{\partial P}\right]_{T,x} = \frac{V}{RT} - \sum\left[x_i\frac{V_i^\circ}{RT}\right] = \frac{V - \Sigma(x_i V_i^\circ)}{RT} = \frac{\Delta V}{RT}$$

Las ecuaciones (4-226) a la (4-228) se particularizan de la manera siguiente:

$$\frac{G^E}{RT} = \sum\left[x_i\frac{\overline{G}_i^E}{RT}\right] \tag{4-232}$$

$$d\left(\frac{nG^E}{RT}\right) = -\frac{n\,\Delta H}{RT^2}dT + \frac{n\,\Delta V}{RT}dP + \sum\left(\frac{\overline{G}_i^E}{RT}dn_i\right) \tag{4-233}$$

y

$$-\frac{\Delta H}{RT^2}dT + \frac{\Delta V}{RT}dP - \sum\left[x_i d\left(\frac{\overline{G}_i^E}{RT}\right)\right] = 0 \tag{4-234}$$

Las ecuaciones (4-233) y (4-234) se basan en los estados estándar a los valores de T y P del sistema.

Existe una función termodinámica auxiliar conocida como coeficiente de actividad, que se define para un constituyente en solución por medio de la ecuación

$$\gamma_i = \hat{f}_i/x_i f_i^\circ \tag{4-235}$$

en donde f_i° es una fugacidad estándar. Aunque son posibles otros estados estándares, los dos que ya se vieron son perfectamente adecuados para el método que se está desarrollando, de manera que los demás no se tratarán aquí.

El coeficiente de actividad se relaciona directamente con la función de Gibbs. Así, pues, la ecuación (4-235) se escribe como sigue

$$\ln\gamma_i = \ln(\hat{f}_i/f_i^\circ) - \ln x_i \tag{4-236}$$

Las ecuaciones (4-215) y (4-216) se utilizan ahora para sustituir, respectivamente, el primero y el segundo términos del lado derecho de la ecuación (4-236):

$$\ln\gamma_i = \frac{\overline{G}_i - G_i^\circ}{RT} - \frac{\overline{G}_i^{id} - G_i^\circ}{RT} = \frac{\overline{G}_i - \overline{G}_i^{id}}{RT}$$

o bien,

$$\ln\gamma_i = \overline{G}_i^E/RT \tag{4-237}$$

Esta ecuación demuestra que $\ln\gamma_i$ representa la relación con G^E/RT (o bien $\Delta G^E/RT$) como propiedad molar parcial. Esto se corrobora con mayor claridad volviendo a escribir las ecuaciones (4-232) a la (4-234) haciendo la sustitución indicada por la ecuación (4-237)

$$G^E/RT = \Sigma(x_i \ln\gamma_i) \tag{4-238}$$

$$d\left(\frac{nG^E}{RT}\right) = -\frac{n\,\Delta H}{RT^2}dT + \frac{n\,\Delta V}{RT}dP + \Sigma(\ln\gamma_i\, dn_i) \tag{4-239}$$

$$-\frac{\Delta H}{RT^2}dT + \frac{\Delta V}{RT}dP - \Sigma(x_i\, d\ln\gamma_i) = 0 \tag{4-240}$$

Las ecuaciones (4-239) y (4-240) se incluyen en la tabla 4-24. En cada una de ellas, el estado estándar *para un constituyente determinado* debe ser, por supuesto, el mismo en todo el desarrollo. Además, el estado estándar debe encontrarse a T y P del sistema.

Las ecuaciones de definición para las funciones termodinámicas primarias tienen análogos obvios en lo que respecta a cambios de propiedad de mezcla y las propiedades de exceso. Por ejemplo, puesto que

$$G = H - TS$$

entonces, del mismo modo, $\Delta G = \Delta H - T\,\Delta S$

y

$$G^E = H^E - TS^E$$

Para el estado estándar basado en la regla de Lewis y Randall, las propiedades de estado estándar M_i° se convierten en las propiedades de i puro a los valores T y P de la mezcla, y en el mismo estado físico de

la misma. A estas propiedades se les asigna también el símbolo M_i, ya sea que el estado sea real o hipotético. De donde $M_i^\circ = M_i$, y, por ende, $V_i^\circ = V_i$, $H_i^\circ = H_i = f_i^\circ$ etc., para el estado estándar basado en la regla de Lewis y Randall. Para este estado estándar, la ecuación (4-235) correspondiente al coeficiente de actividad se transforma en

$$\gamma_i = \hat{f}_i / x_i f_i$$

Para una solución real en el límite, conforme $x_i \to 1$, la regla de Lewis y Randall se hace válida y $\hat{f}_i = x_i f_i$. Por lo tanto,

$$\lim_{x_1 \to 1} \gamma_i = 1$$

y esto es aplicable a cada constituyente de una solución real para la que el estado estándar se toma de tal modo que $f_i^\circ = f_i$.

Se dice que la selección de un estado estándar de i tal que el coeficiente de actividad de i se convierte en la unidad conforme x_i se acerca a un valor limitante, "normaliza" dicho coeficiente de actividad. Cuando todos los constituyentes se normalizan con respecto a la regla de Lewis y Randall, de modo que cada γ_i se convierten en la unidad cuando $x_i = 1$, se dice que la normalización es simétrica.

Para el estado estándar alternativo basado en la ley de Henry, las propiedades de estado estándar M_i° se convierten en propiedades de i puro a la T y P de la mezcla; pero existiría un estado hipotético en el que la ley de Henry sería válida a lo largo de todo el intervalo de composiciones de x_i desde cero hasta la unidad. Esos valores de M_i° se relacionan con propiedades del componente i en una solución infinitamente diluida, es decir, con las propiedades molares parciales de i conforme $x_i \to 0$. Las ecuaciones (4-209) y (4-212) demuestran que

$$V_i^\circ = \overline{V}_i^{id} \qquad H_i^\circ = \overline{H}_i^{id}$$

Puesto que cualquier solución real se hace ideal con respecto a la ley de Henry para un componente a dilución infinita, es evidente que

$$V_i^\circ = \overline{V}_i^\infty \qquad \text{y} \qquad H_i^\circ = \overline{H}_i^\infty$$

en donde el exponente ∞ representa el estado real de dilución infinita de i en un disolvente especificado. Además, si se observa la figura 4-20, se verá que la pendiente de la línea correspondiente a la ley de Henry para el componente 1 de un sistema binario está dada por

$$\lim_{k_1 \to 0} \frac{\hat{f}_1}{x_1} = \left(\frac{d\hat{f}_1}{dx_1}\right)_{x_1=0} = \frac{f_1^\circ}{1} = f_1^\circ$$

Esta pendiente es también la constante de la ley de Henry, k_1, como lo expresa la ecuación $\hat{f}_1 = k_1 x_1$. Por lo tanto, para el componente 1 de un sistema binario $f_1^\circ = k_1$. La constante de Henry k_1 al igual que $\overline{V}_1^\infty$ y $\overline{H}_1^\infty$, dependen de la naturaleza del componente 2 de un sistema binario. De una manera más general, para un sistema de varios componentes, estas cantidades dependen de la naturaleza y composición del disolvente. Para un disolvente específico, las propiedades del estado estándar $f_i^\circ = k_i$, $V_i^\circ = \overline{V}_i^\infty$ y $H_i^\circ = \overline{H}_i^\infty$ se pueden determinar experimentalmente.

Para este estado estándar, el coeficiente de actividad, tal como lo expresa la ecuación (4-235), se convierte en

$$\gamma_i^* = \hat{f}_i / x_i k_i$$

en donde el asterisco de γ_i identifica un coeficiente de actividad normalizado con respecto a la ley de Henry. Esta normalización requiere que

$$\lim_{x_i \to 0} \gamma_i^* = 1$$

y resulta del hecho de que la ley de Henry $\hat{f}_i = k_i x_i$ se hace válida para cualquier constituyente de una solución real, conforme $x_i \to 0$.

El estado estándar basado en la ley de Henry tiene una utilidad especial para aquellos constituyentes de una solución para los que el estado estándar basado en la regla de Lewis y Randall no se puede determinar en forma precisa. Por consiguiente, cuando el estado estándar de la ley de Henry se emplea para uno o más constituyentes de una solución, el estado estándar de la regla de Lewis y Randall se aplica a otros constituyentes. Cuando el coeficiente de actividad se normaliza de dos maneras distintas para la misma solución, la normalización se describe como de tipo asimétrico.

Las constantes de la ley de Henry son funciones de la temperatura y la presión, y esta dependencia se determina fácilmente partiendo de la ecuación (4-197*a*), tabla 4-24 como se expresa para el estado estándar.

$$d \ln f_i^\circ = \frac{H_i' - H_i^\circ}{RT^2} dT + \frac{V_i^\circ}{RT} dP$$

Para este estado estándar, $f_i^\circ = k_i$, $H_i^\circ = H_i^\infty$ y $V_i^\circ = V_i^\infty$. Por consiguiente,

$$d \ln k_i = \frac{H_i' - \overline{H}_i^\infty}{RT^2} dT + \frac{\overline{V}_i^\infty}{RT} dP$$

de donde,

$$\left(\frac{\partial \ln k_i}{\partial T}\right)_P = \frac{H_i' - \overline{H}_i^\infty}{RT^2} \tag{4-241}$$

y

$$\left(\frac{\partial \ln k_i}{\partial P}\right)_T = \frac{\overline{V}_i^\infty}{RT} \tag{4-242}$$

La composición no entra en estas ecuaciones ya que, por su propia naturaleza, k_i adquiere importancia sólo en $x_i = 0$. Sin embargo, los valores de $\overline{H}_i^\infty$ y $\overline{V}_i^\infty$ dependen de la naturaleza del disolvente y su composición en $x_i = 0$.

El efecto de las diferentes elecciones de estados estándar se ilustrará mejor con un ejemplo. Si se aplica al volumen de una mezcla líquida binaria, la ecuación (4-203) se convierte en

$$V = x_1 V_1^\circ + x_2 V_2^\circ + \Delta V$$

Existen cuatro elecciones posibles de estados estándar que se vieron con anterioridad.

1. Los estados estándar de ambos componentes se basan en la regla de Lewis y Randall. Entonces,

$$V = x_1 V_1 + x_2 V_2 + \Delta V$$

en donde V_1 y V_2 son los volúmenes molares de los líquidos puros 1 y 2, a la T y la P de la mezcla.

2. Los estados estándar de ambos componentes se basan en la ley de Henry. En este caso,

$$V = x_1 \overline{V}_1^\infty + x_2 \overline{V}_2^\infty + \Delta V^*$$

en donde $\overline{V}_1^\infty$ y $\overline{V}_2^\infty$ son los volúmenes molares parciales de los constituyentes cuando cada uno se encuentra, respectivamente, a dilución infinita en el otro, a la T y la P de la mezcla. El asterisco se utiliza para distinguir este cambio de volumen de la mezcla en relación a la elección 1.

3. El estado estándar del constituyente 1 se basa en la ley de Henry y el del constituyente 2 en la regla de Lewis y Randall. En estas condiciones,

$$V = x_1 \overline{V}_1^\infty + x_2 V_2 + \Delta V^{*1}$$

en donde la notación ΔV^{*1} indica un cambio de volumen de la mezcla basado en el estado estándar de la ley de Henry para el constituyente 1.

4. El estado estándar del constituyente 1 se basa en la regla de Lewis y Randall y el del constituyente 2 en la ley de Henry. Entonces,

$$V = x_1 V_1 + x_2 \overline{V}_2^\infty + \Delta V^{*2}$$

Los cuatro cambios de volumen de la mezcla originados por las distintas elecciones de estados estándar difieren en general entre sí. A pesar de esto, las cuatro ecuaciones son equivalentes para cuando se desea calcular volúmenes de mezclas, a condición de que todas las cantidades de los lados derechos se hayan medido experimentalmente. No obstante, si los cambios de volumen de mezcla no se conocen *y va a hacerse caso omiso de ellos,* entonces será más ventajoso utilizar la ecuación en la que el cambio de volumen se acerque más a cero.

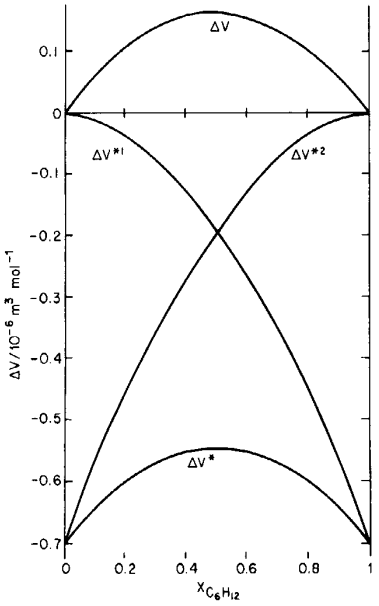


FIG. 4-21 Cambios de volumen de mezcla basados en varios estados estándar diferentes.

Se dispone de datos experimentales adecuados para el sistema ciclohexano (1)-tetracloruro de carbono (2) a 30°C, que permiten calcular los cuatro cambios de volumen del mezclado antes indicados, como funciones de x_1. El resultado de estos cálculos aparece ilustrado en la figura 4-21. A continuación se incluyen algunos comentarios sobre estos cuatro casos distintos.

1. La curva identificada como ΔV representa la cantidad que se mide directamente por vía experimental, y es el cambio de volumen que se utiliza invariablemente cuando se dispone de datos empíricos.

2. La curva identificada como ΔV^* ilustra el hecho de que los cambios en la propiedad de la mezcla no se anulen necesariamente en los extremos, en los que x_1 se convierte en cero o la unidad. Es obvio que esta elección de estados estándar no conduce a esto y no se aconseja el empleo de este cambio de volumen de mezcla para ningún propósito a ninguna composición.

3. La curva marcada con ΔV^{*1} llega a cero con la pendiente cero en $x_1 = 0$ y, por ende, manifiesta valores muy bajos cuando x_1 es pequeña. La razón de ello es que a una gran dilución, el constituyente 1 obedece bien la ley de Henry y que, al mismo tiempo, el constituyente 2 (siendo casi puro) obedece muy bien a la regla de Lewis y Randall, ambos de acuerdo con los estados estándar elegidos. Si se va a omitir el valor de las mezclas para suponer su idealidad a valores pequeños de x_1, entonces, esta elección de estados estándar proporciona la mejor aproximación al comportamiento ideal de una mezcla real. [Véase la ecuación (4-210).] La dificultad reside en que, para tener una ventaja práctica en esta selección de estados estándar, es necesario tener un valor de $\overline{V}_1^{\infty}$ como lo indica la ecuación de V, que se aplique a este caso. La determinación de esta cantidad requiere mediciones experimentales en la mezcla en particular que se está estudiando, a valores de x_1 cercanos a cero. Y rara vez se dispone de esta clase de datos a menos que el sistema se haya estudiado de un modo minucioso, en cuyo caso no se requiere ninguna aproximación. Este problema se presenta en todos los casos de empleo de un estado estándar basado en la ley de Henry.

4. La curva identificada como ΔV^{*2} es aproximadamente una imagen especular de ΔV^{*1} y se aplican las mismas observaciones que en el caso 3, excepto que los constituyentes quedan intercambiados.

Propiedades molares parciales La ecuación (4-160), que define una propiedad molar parcial, es de empleo limitado en el cálculo de valores numéricos, a partir de los datos experimentales. El desarrollo de una ecuación práctica se basa en el hecho de que *a T* y *P constantes*, una propiedad molar M de una mezcla es una función de $n-1$ fracciones molares independientes,

$$M = m(x_1, x_2, \ldots, x_{i-1}, x_{i+1}, \ldots, x_n) \qquad (4\text{-}243)$$

en donde x_i se ha omitido como variable dependiente.

El desarrollo de la ecuación (4-160) da

$$\overline{M}_i = M(\partial n/\partial n_i)_{n_j} + n(\partial M/\partial n_i)_{n_j}$$

en donde los subíndices que indican la constancia de T y P se suprimieron temporalmente. Si el subíndice k representa cualquier constituyente excepto i, entonces, $n = \Sigma_k\, n_k + n_i$, y

$$(\partial n/\partial n_i)_{n_j} = 1$$

Por ende,

$$\overline{M}_i = M + n(\partial M/\partial n_i)_{n_j} \qquad (4\text{-}244)$$

Al aplicar la regla de la cadena en conformidad con la ecuación (4-243)

$$\left(\frac{\partial M}{\partial n_i}\right)_{n_j} = \sum_k \left[\left(\frac{\partial M}{\partial x_k}\right)\left(\frac{\partial x_k}{\partial n_i}\right)_{n_j}\right] \qquad (4\text{-}245)$$

en donde k cubre todos los constituyentes excepto el i-ésimo, porque x_i no se incluye en la relación funcional de la ecuación (4-243). Por definición, $x_k = n_k/n$ y, por ende,

$$\left(\frac{\partial x_k}{\partial n_i}\right)_{n_j} = -\frac{n_k}{n^2}\left(\frac{\partial n}{\partial n_i}\right)_{n_j} + \frac{1}{n}\left(\frac{\partial n_k}{\partial n_i}\right)_{n_j}$$

Sin embargo $(\partial n/\partial n_i)_{n_j} = 1$ y $(\partial n_k/\partial n_i)_{n_j} = 0$ de donde,

$$(\partial x_k/\partial n_i)_{n_j} = -n_k/n^2 = -x_k/n$$

Al hacerse las sustituciones en la ecuación (4-245), se obtiene

$$\left(\frac{\partial M}{\partial n_i}\right)_{n_j} = -\frac{1}{n}\sum_k \left[x_k\left(\frac{\partial M}{\partial x_k}\right)\right]$$

Combinando esto con la ecuación (4-244) se obtiene el siguiente resultado

$$\overline{M}_i = M - \sum_{k\neq i}\left[x_k\left(\frac{\partial M}{\partial x_k}\right)_{T,P,x_r}\right] \qquad (4\text{-}246)$$

en donde la notación se ha escrito de un modo explícito para demostrar que k no incluye a i, y que las derivadas parciales se toman a T, P y x_r constantes, y el subíndice x_r indica que todas las fracciones mol se mantienen constantes *excepto* x_i *y la* x_k *específica de la derivada*.

Existen ecuaciones totalmente análogas para $\overline{\Delta M}_i$ y para $\overline{\Delta M}_i^E = \overline{M}_i^E$.

La aplicación de la ecuación (4-246) a un sistema binario que comprende los constituyentes 1 y 2, da origen a las ecuaciones

$$\overline{M}_1 = M + (1 - x_1)(dM/dx_1) \qquad (4\text{-}247a)$$

$$\overline{M}_2 = M - x_1(dM/dx_1) \qquad (4\text{-}247b)$$

en donde se ha utilizado la ecuación $x_1 + x_2 = 1$, y en donde queda implícito que la derivada se toma a T y P constantes.

Estas ecuaciones conducen directamente a la construcción de la gráfica que aparece en la figura 4-22, en la que se corrobora el método de las intersecciones tangenciales para determinar $\overline{M}_1$ y $\overline{M}_2$. Las figuras 4-23 a 4-25 emplean también este principio para demostrar las interrelaciones entre las distintas clases de propiedades de las soluciones que ya se explicaron.

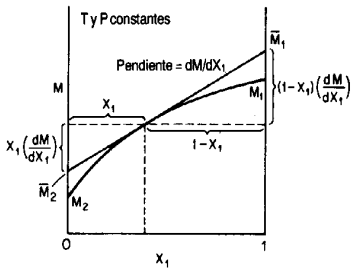


FIG. 4-22 Método de intersecciones de la tangente.

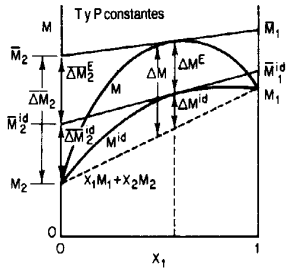


FIG. 4-23 Funciones termodinámicas para soluciones binarias.

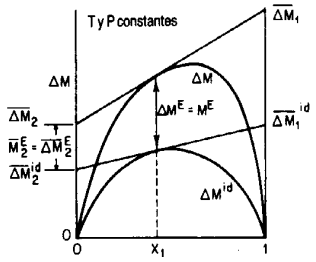


FIG. 4-24 Cambios de propiedades de mezcla para soluciones binarias.

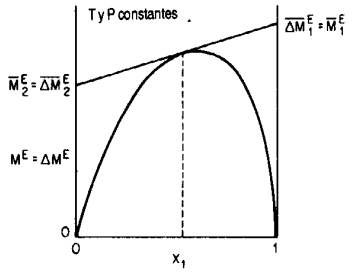


FIG. 4-25 Cambios de propiedades de exceso de mezcla para soluciones binarias.

Comportamiento termodinámico de las soluciones líquidas binarias Dado que $M^E = \Delta M^E$ se obtiene mediante la ecuación (4-223) que

$$M^E = \Delta M - \Delta M^{id} \tag{4-248}$$

donde (véanse los análisis anteriores)

$$\Delta M^{id} = \begin{cases} 0 & (M = V,\ H,\ U,\ C_P,\ C_V) \\ -R\Sigma x_i \ln x_i & (M = S) \\ RT\Sigma x_i \ln x_i & (M = A,\ G) \end{cases}$$

Estas fórmulas para ΔM^{id} son válidas, independientemente de las selecciones del estado estándar, para las diversas especies. Sin embargo, como se demostró para ΔV en la figura 4-21 y el análisis relacionado, los valores numéricos de ΔM dependen de las selecciones de los estados estándar y, en consecuencia, al analizar la ecuación (4-248), se observa que los valores numéricos de las funciones de exceso dependen también de dichas selecciones.

Los cambios de propiedades de la mezcla y las funciones de exceso tienen gran aplicación para describir las mezclas de líquidos a bajas temperaturas reducidas, por ejemplo, a temperaturas bastante inferiores a la temperatura crítica de cada especie constituyente. A estas temperaturas, el estado líquido es, en principio, *accesible* para cada especie, a pesar de que (dependiendo de la presión) puede ser metaestable. Por consiguiente, los estados estándar de Lewis-Randall son apropiados para todas las i y, en consecuencia,

$$M_i^\circ = M_i \text{ (todas las } i)$$

donde M_i representa la propiedad molar M para el líquido i, a la temperatura y presión de la solución. Con esta selección del estado estándar, todos los cambios de propiedades de la mezcla y las funciones de exceso tienen la siguiente característica:

$$\lim_{x_i \to 1} \Delta M = \lim_{x_i \to 1} M^E = 0 \qquad \text{(cualquier } i\text{)}$$

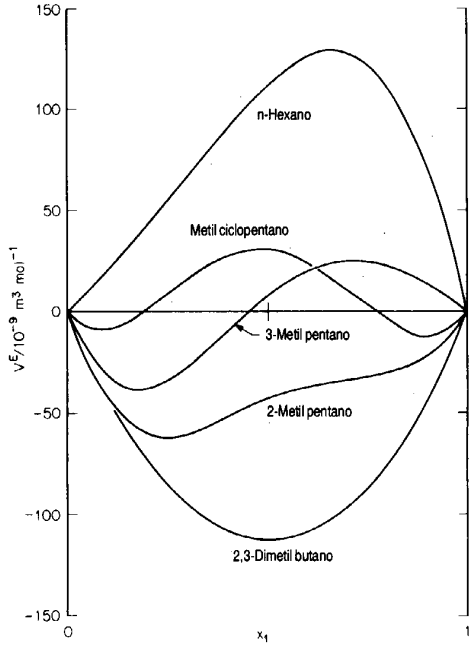


FIG. 4-26 Volúmenes de exceso a 25°C, para mezclas líquidas de ciclohexano (1) con otros hidrocarburos C_6.

Más aún, los coeficientes de actividad se encuentran normalizados en forma simétrica y

$$\lim_{x_i \to 1} \gamma_i = 1 \qquad \text{(todas las } i\text{)}$$

Las funciones de interés para el ingeniero químico son $\Delta V(= V^E)$, $\Delta H(= H^E)$, ΔS, S^E, ΔG y G^E. El coeficiente de actividad también es importante, porque se utiliza en los cálculos de equilibrio de fase, que se mostrarán posteriormente.

El comportamiento de las mezclas líquidas *binarias* se puede representar convenientemente en gráficas de ΔM, M^E y $\ln \gamma_i$ contra x_1, a T y P constantes. El cambio de volumen de la mezcla $\Delta V(=V^E)$ es la cantidad más fácil de medir y, por lo general, es pequeño. Sin embargo, como se aprecia en la figura 4-26, este cambio es capaz de producir un comportamiento bastante individualista, ya que es muy sensible a los efectos producidos por la forma y diámetro moleculares y a la diferencia en naturaleza y magnitud de las fuerzas intermoleculares.

De las otras funciones, el calor de la mezcla $\Delta H (= H^E)$ y la función de exceso de Gibbs G^E también son accesibles desde el punto de vista experimental, ΔH por medición directa y G^E (o γ_i) en forma indirecta, como un producto de la reducción de los datos de equilibrio de fase (por lo general, para el equilibrio vapor-líquido, que se analizará después). Una vez conocidos los valores de H^E y G^E, se pueden calcular los cambios restantes de las propiedades de la mezcla y las funciones de exceso, como se resume a continuación:

$$\Delta G = G^E + RT\Sigma x_i \ln x_i \tag{4-249}$$

$$S^E = (H^E - G^E)/T \tag{4-250}$$

$$\Delta S = S^E - R\Sigma x_i \ln x_i \tag{4-251}$$

En la figura 4-27 aparecen las gráficas de ΔH, ΔS y ΔG como funciones de la composición, para seis sistemas binarios a 50°C. Las funciones correspondientes de exceso aparecen en la figura 4-28 y los coeficientes de actividad en la figura 4-29. Aquí, los coeficientes de actividad se obtuvieron con base en las expresiones para G^E, a través de la relación para la propiedad parcial,

$$\ln \gamma_i = \left[\frac{\partial(nG^E/RT)}{\partial n_i}\right]_{T,P,n_j} \tag{4-252}$$

A pesar de que la presión no se mantuvo constante durante los experimentos en que se basan estas cifras, su efecto sobre ΔM, M^E y $\ln \gamma_i$ es despreciable para estos sistemas a 50°C. Para todos los propósitos prácticos, las cifras representan las propiedades de la mezcla a T y P constantes (~ 1 bar).

EVALUACIÓN Y REPRESENTACIÓN DE LAS PROPIEDADES TERMODINÁMICAS

Generalidades El procedimiento más satisfactorio para calcular las propiedades termodinámicas de gases y vapores requiere datos de PVT y las capacidades caloríficas de los gases ideales. Las ecuaciones primarias se basan en el concepto del estado de un gas ideal, y utilizan las funciones residuales que se definieron en subsecciones previas. En particular, las ecuaciones de definición de la entalpía y la entropía residuales se escriben como sigue

$$H = H' - \Delta H'$$

$$S = S' - \Delta S'$$

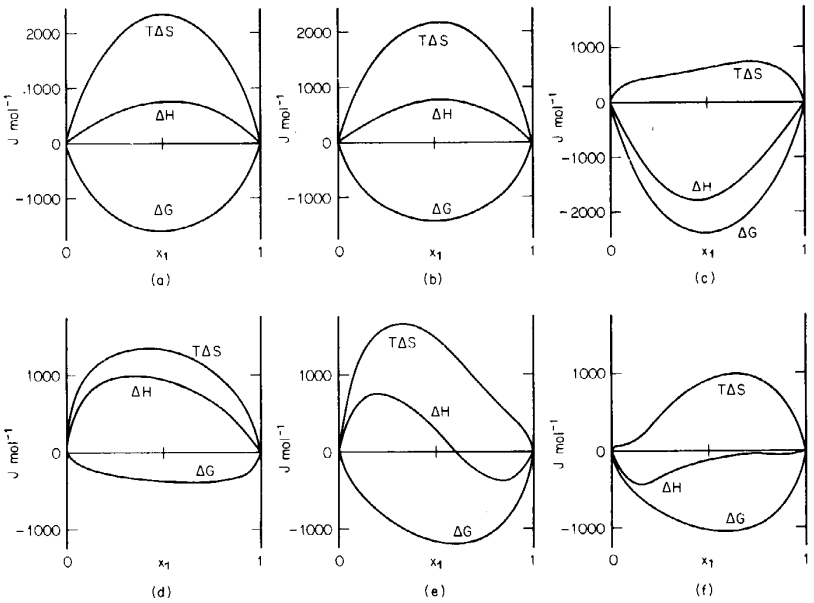


FIG. 4-27 Cambio de propiedades de la mezcla a 50°C, para seis sistemas líquidos binarios: *a*) cloroformo(1)/n-heptano(2); *b*) acetona(1)/metanol(2); *c*) acetona(1)/cloroformo(2); *d*) etanol(1)/n-heptano(2); *e*.) etanol(1)/cloroformo(2); *f*) etanol(1)/agua(2).

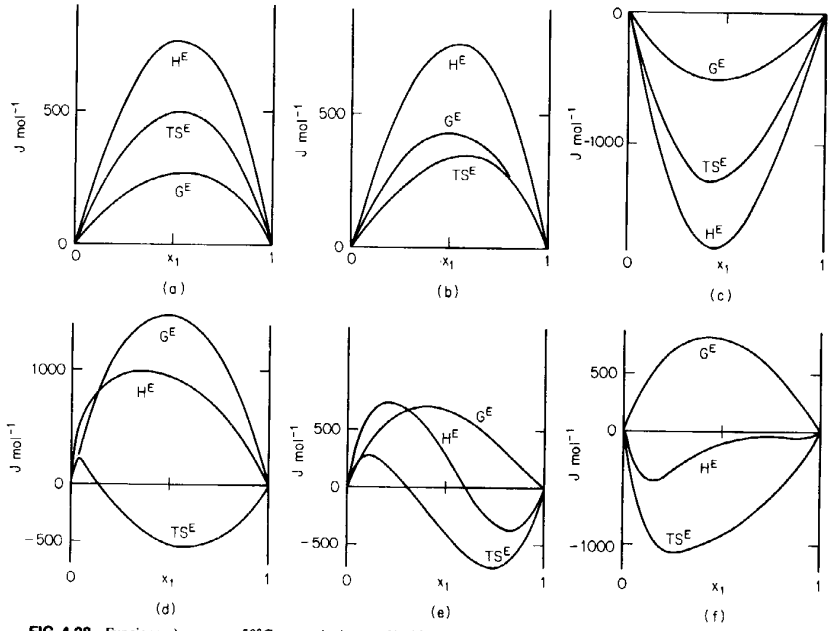


FIG. 4-28 Funciones de exceso a 50°C, para seis sistemas líquidos binarios: *a*) cloroformo(1)/n-heptano(2); *b*) acetona(1)/metanol(2); *c*) acetona(1)/cloroformo(2); *d*) etanol(1)/n-heptano(2); *e*) etanol(1)/cloroformo(2); *f*) etanol(1)/agua(2).

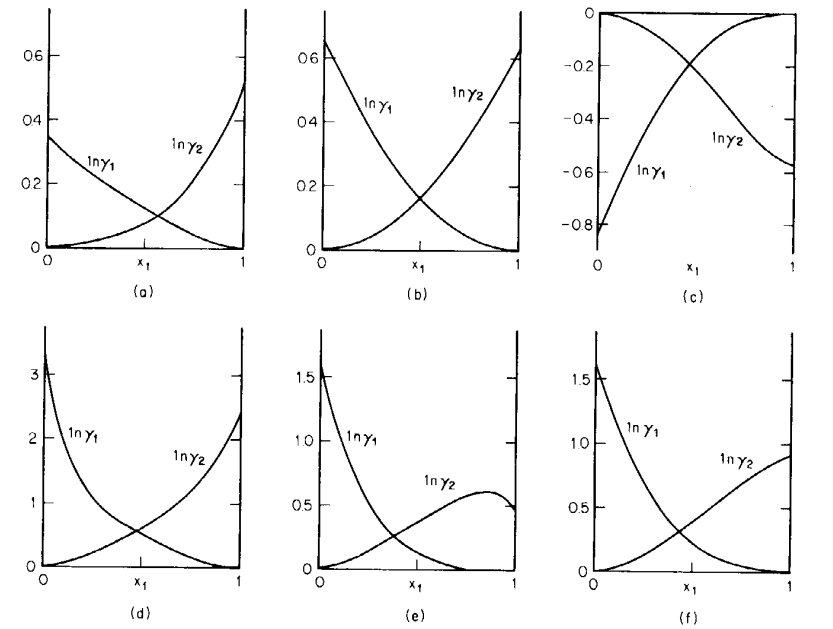


FIG. 4-29 Coeficientes de actividad a 50°C, para seis sistemas líquidos binarios: *a*) cloroformo(1)/n-heptano(2); *b*) acetona(1)/metanol(2); *c*) acetona(1)/cloroformo(2); *d*) etanol(1)/n-heptano(2); *e*) etanol(1)/cloroformo(2); *f*) etanol(1)agua(2).

y los dos términos de la derecha de cada ecuación se evalúan por separado como se indica a continuación.

Para el estado de gas ideal, las ecuaciones (4-147 *ideal*) y (4-148 *ideal*) se integran y dan

$$H' - H'_0 = \int_{T_0}^{T} C'_P \, dT$$

$$S' - S'_0 = \int_{T_0}^{T} \frac{C'_P}{T} \, dT - R \ln \frac{P}{P_0}$$

Las integraciones se efectúan a composición constante partiendo de un *estado de referencia* inicial de gas ideal (que no es un estado estándar) designado con el subíndice 0, hasta el estado de gas ideal a la T y P de interés. Nótese que C'_P es una función de T, pero no de P.

Las ecuaciones de H y S se convierten ahora en

$$H = H'_0 + \int_{T_0}^{T} C'_P \, dT - \Delta H' \tag{4-253}$$

$$S = S'_0 + \int_{T_0}^{T} \frac{C'_P}{T} \, dT - R \ln \frac{P}{P_0} - \Delta S' \tag{4-254}$$

Las capacidades caloríficas de gas ideal como función de T, se han medido para muchos gases puros. La capacidad calorífica de una mezcla en el estado de gas ideal es, sencillamente, el promedio molar $\Sigma x_i C'_{Pi}$.

El estado de referencia T_0 y P_0 se escoge de un modo arbitrario, y los valores asignados a H'_0 y S'_0 (esp) son también arbitrarios. En la práctica, siempre se utilizan en H, y los valores del estado de referencia desaparecen finalmente.

La expresión y evaluación de las integrales en las ecuaciones (4-253) y (4-254) se facilita al utilizar las capacidades caloríficas medias C_{Pmh} y C_{Pms}, definidas como

$$C'_{Pmh} \equiv \frac{\int_{T_1}^{T_2} C'_P \, dT}{T_2 - T_1} \tag{4-255}$$

y

$$C'_{Pms} \equiv \frac{\int_{T_1}^{T_2} \frac{C'_P}{T} \, dT}{\ln (T_2/T_1)} \tag{4-256}$$

cuyo resultado, en forma trivial,

$$\int_{T_1}^{T_2} C'_P \, dT = C'_{Pmh} (T_2 - T_1) \tag{4-257}$$

y

$$\int_{T_1}^{T_2} \frac{C'_P}{T} \, dT = C'_{Pms} \ln (T_2/T_1) \tag{4-258}$$

En la sección 3 se da una expresión razonablemente flexible para C'_P (llamado C°_P) en dicha sección.

$$C'_P = a + bT + cT^2 + dT^3 \tag{4-259}$$

En este caso, los parámetros a, b, c y d son constantes y diferentes para cada sustancia, y se evalúan con base en la reducción de datos o mediante las técnicas de estimación descritas en la sección 3. La sustitución de la ecuación (4-259) en las ecuaciones (4-255) y (4-256) da, al integrar y reacomodar, las siguientes expresiones para las capacidades caloríficas medias.

$$C'_{Pmh} = a + bT_{am} + \frac{c}{3}(4T_{am}^2 - T_1T_2) + d(2T_{am}^2 - T_1T_2)T_{am} \tag{4-260}$$

$$C'_{Pms} = a + bT_{\ell m} + cT_{am}T_{\ell m} + \frac{d}{3}(4T_{am}^2 - T_1T_2)T_{\ell m} \tag{4-261}$$

Aquí, T_{am} y $T_{\ell m}$ representan las medias aritmética y logarítmica de las temperaturas, definidas como

$$T_{am} \equiv (T_1 + T_2)/2 \tag{4-262}$$

$$T_{\ell m} \equiv \frac{T_2 - T_1}{\ln (T_2/T_1)} \tag{4-263}$$

Una vez calculados los valores de las capacidades caloríficas medias, se realiza con las ecuaciones (4-257) y (4-258) la evaluación de las integrales, que dan por resultado los cambios isobáricos de la entalpía y entropía del gas ideal. Una ventaja de este procedimiento de dos pasos es que los valores de las capacidades caloríficas medias, es decir, los resultados intermedios, se pueden juzgar más fácilmente, desde un punto de vista razonable, que los valores de los cambios de entalpía y entropía. El empleo de las temperaturas medias permite una programación eficiente para las computadoras y calculadoras electrónicas.

La evaluación de $\Delta H'$ y $\Delta S'$ requiere de datos PVT dados, por ejemplo a través de la expresión del volumen residual $\Delta V'$ como una función de T y P, en donde

$$\Delta V' = V' - V = RT/P - V$$

La ecuación (4-200*a*) restringida a T constante se convierte en

$$d \ln \phi = -(\Delta V'/RT) \, dP$$

y al integrar desde el estado de presión cero hasta la presión de interés, se obtiene

$$\ln \phi = -\frac{1}{RT} \int_0^P \Delta V' \, dP \tag{4-264}$$

en donde la integración se hace a temperatura y composición constantes.

Cuando se hace la restricción a P constante y se efectúa un reacomodo, la ecuación (4-200*a*) se transforma en

$$\Delta H' = RT^2 \left(\frac{\partial \ln \phi}{\partial T} \right)_{P,y} \tag{4-265}$$

en donde el subíndice y sirve para indicar la constancia de todas las fracciones mol de la mezcla gaseosa.

Los datos experimentales de $\Delta V'$ en función de P, a T y y constantes, pueden servir para evaluar la integral de la ecuación (4-264) ya sea en forma gráfica o numérica para diversos valores de P, y esto se hace a diferentes valores constantes de T. Esto genera un conjunto de valores para $\ln \phi$ como una función de T y P, que se reacomoda para expresar $\ln \phi$ en función de T para varios valores constantes de P: por ejemplo, como una gráfica de $\ln \phi$ en función de T utilizando a P como parámetro. La derivada parcial de la ecuación (4-265) se evalúa entonces para obtener $\Delta H'$ en función de T y P para una composición determinada.

La integración de la ecuación (4-187) partiendo del estado de un gas real al estado de un gas ideal a los mismos valores de T, P y y, da

$$\Delta G' = G' - G = -RT \ln (f/P) = -RT \ln \phi$$

Puesto que,

$$\Delta G' = \Delta H' - T \, \Delta S'$$

entonces,

$$\Delta S' = \Delta H'/T + R \ln \phi \tag{4-266}$$

Esta ecuación permite calcular $\Delta S'$ en función de T y P partiendo de resultados previamente generados por las ecuaciones (4-264) y (4-265).

La conexión entre las propiedades de las fases líquido y vapor de un *material puro* en equilibrio la establece la ecuación de Clapeyron que se deriva escribiendo dos veces la ecuación (4-197*a*), una vez por cada fase. Al imponer las condiciones de equilibrio de que T, P y f_i sean las mismas en ambas fases, se hace factible la combinación de las expresiones y esto lleva a

$$\frac{dP_i^{\text{sat}}}{dT} = \frac{\Delta H_i^{\text{vap}}}{T \, \Delta V_i^{\text{vap}}} \tag{4-267}$$

en donde dP_i^{sat}/dT es la pendiente de la curva de saturación o de la presión de vapor de i puro a la temperatura considerada. Esta ecuación permite calcular el calor latente de vaporización ΔH_i^{vap} basándose en datos de presión de vapor y los volúmenes del líquido y el vapor saturados. El cambio de entropía de vaporización es, sencillamente,

$$\Delta S_i^{vap} = \Delta H_i^{vap}/T \tag{4-268}$$

Una vez que se tienen las entalpías y las entropías del líquido saturado, el cálculo de las propiedades de los líquidos puros comprimidos se logra mediante la integración directa de las ecuaciones (4-146) y (4-141):

$$H_i - H_i^{sat} = \int_{P_i^{sat}}^{P} \left[V_i - T\left(\frac{\partial V_i}{\partial T}\right)_P \right] dP \tag{4-269}$$

$$S_i - S_i^{sat} = -\int_{P_i^{sat}}^{P} \left(\frac{\partial V_i}{\partial T}\right)_P dP \tag{4-270}$$

En cada caso, la integración se hace a T constante. Para esos cálculos se necesita contar con datos de PVT de líquidos puros.

Las propiedades de mezclas líquidas se determinan por lo común basándose en las propiedades de los constituyentes puros y datos experimentales de cambio de propiedades de mezcla mediante la ecuación

$$H = \Sigma(x_i H_i) + \Delta H \tag{4-271}$$

en donde el cambio de entalpía ΔH se denomina comúnmente *calor del mezclado* y se mide en forma directa. Para la entropía,

$$S = \Sigma(x_i S_i) + \Delta S^{id} + S^E$$

y en vista de lo expresado por la ecuación (4-220), esto se convierte en

$$S = \Sigma(x_i S_i) - R\Sigma(x_i \ln x_i) + S^E \tag{4-272}$$

En este caso S^E no se mide de un modo directo, sino que requiere cálculos indirectos que se basan casi siempre en datos de equilibrio de fase.

Propiedades derivadas de las ecuaciones de estado

Fórmulas generales La representación empírica de la superficie PVT se analizó en la sección 3, donde se consideraron cuatro métodos: las correlaciones de estados correspondientes del tipo Pitzer, la ecuación virial en la densidad, las ecuaciones de estado de dos parámetros (ejemplificadas por la ecuación de Redlich-Kwong) y la ecuación de estado BWR. En esta subsección se analiza el cálculo de las *propiedades derivadas* a partir de tales representaciones, primero en términos generales y después para cada uno de los cuatro casos citados. Las ecuaciones de estado PVT (o correlaciones de estados correspondientes) pueden ser de dos tipos: 1) *volumen explícito*, en cuyo caso V (o Z) se da como una función de T, P y la composición, y 2) *presión explícita* en cuyo caso P (o Z) se da como una función de T, V y la composición. Los métodos de trabajo para las propiedades derivadas son diferentes para ambos casos; en el siguiente párrafo se desarrollan dichos métodos.

La ecuación (4-264) es una expresión general para $\ln\phi$. Al observar que

$$\Delta V' = RT/P - V = -(RT/P)(Z - 1)$$

se puede expresar como

$$\ln\phi = \int_0^P (Z - 1)\frac{dP}{P} \tag{4-273}$$

donde la integración se realiza a T y composición constantes. La entalpía residual está relacionada con el $\ln\phi$ por la ecuación (4-265). Al diferenciar la ecuación (4-273) con respecto a T, a P y composición constantes, se obtiene

$$\Delta H' = RT^2 \int_0^P \left(\frac{\partial Z}{\partial T}\right)_{P,y} \frac{dP}{P} \tag{4-274}$$

donde, nuevamente, la integración se realiza a T y y constantes. La entropía residual $\Delta S'$ se calcula mediante la combinación de las ecuaciones (4-273) y (4-274), de acuerdo con la ecuación (4-266).

En las aplicaciones (p. ej., relacionadas con el equilibrio vapor-líquido) se requiere generalmente el coeficiente de fugacidad *componente* $\hat{\phi}_i$ de las especies i en la *mezcla*. Dada una expresión para el $\ln\phi$, como, por ejemplo, la determinada por la ecuación (4-273), se obtiene la expresión correspondiente para el $\ln\hat{\phi}_i$, mediante la relación de la propiedad parcial.

$$\ln\hat{\phi}_i = \left[\frac{\partial(n\ln\phi)}{\partial n_i}\right]_{T,P,n_j} \tag{4-275}$$

Se puede operar con el *resultado* de la integración de la ecuación (4-273), de acuerdo con la ecuación (4-275), o bien, aplicar la ecuación (4-275) *directamente* a la ecuación (4-273), para obtener

$$\ln\hat{\phi}_i = \int_0^P (\bar{Z}_i - 1)\frac{dP}{P} \tag{4-276}$$

donde $\bar{Z}_i$ representa el factor de compresibilidad parcial, definido por

$$\bar{Z}_i \equiv \left[\frac{\partial(nZ)}{\partial n_i}\right]_{T,P,n_j} \tag{4-277}$$

El empleo directo de las ecuaciones (4-273) a (4-277) requiere que se disponga de una ecuación de estado o correlación de *volumen explícito*. Sin embargo, muchas ecuaciones de estado son de *presión explícita* y, en consecuencia, deben utilizarse fórmulas opcionales. Para obtenerlas, se parte de la ecuación (4-273). Ya que $PV = ZRT$, entonces

$$PdV + VdP = RTdZ \ (T \text{ y } y \text{ constantes})$$

Por consiguiente, $dP/P = dZ/Z - dV/V \ (T \text{ y } y \text{ constantes})$

Al sustituir en la ecuación (4-273), se obtiene

$$\ln\phi = Z - 1 - \ln Z - \int_\infty^V (Z - 1)\frac{dV}{V} \tag{4-278a}$$

o, en términos de la *densidad molar* ρ ($=V^{-1}$),

$$\ln\phi = Z - 1 - \ln Z + \int_0^\rho (Z - 1)\frac{d\rho}{\rho} \tag{4-278b}$$

Las fórmulas correspondientes para $\Delta H'$ se obtienen más fácilmente mediante la ecuación (4-200a). La división de esta ecuación entre dT y su restricción a V constante da por resultado al reacomodar,

$$\frac{\Delta H'}{RT^2} = \left(\frac{\partial\ln\phi}{\partial T}\right)_{V,y} + \left(\frac{1 - Z}{P}\right)\left(\frac{\partial P}{\partial T}\right)_{V,y}$$

La diferenciación de la ecuación (4-278a) proporciona el primer término del miembro derecho y la diferenciación de $P = ZRT/V$ proporciona el segundo. Por lo tanto, al sustituir se obtiene

$$\Delta H' = -RT^2 \int_\infty^V \left(\frac{\partial Z}{\partial T}\right)_{V,y} \frac{dV}{V} - RT(Z - 1) \tag{4-279a}$$

o, en términos de la densidad molar,

$$\Delta H' = RT^2 \int_0^\rho \left(\frac{\partial Z}{\partial T}\right)_{\rho,y} \frac{d\rho}{\rho} - RT(Z - 1) \tag{4-279b}$$

Al igual que antes, la entropía residual se obtiene a partir del $\ln\phi$ y $\Delta H'$, mediante la ecuación (4-266).

Con una ecuación de estado de presión explícita no se puede determinar el $\ln\hat{\phi}_i$ mediante una aplicación directa de la definición de la presión parcial, ecuación (4-273). En su lugar, se utiliza la ecuación (4-200), que al ser dividida entre dn_i y restringirla a T, nV y n_j ($j \neq i$) constantes, da lugar a

$$\ln\hat{\phi}_i = \left[\frac{\partial(n\ln\phi)}{\partial n_i}\right]_{T,nV,n_j} - \frac{n}{P}(Z - 1)\left(\frac{\partial P}{\partial n_i}\right)_{T,nV,n_j}$$

Pero, $P = (nZ)RT/nV$, y por lo tanto

$$\left(\frac{\partial P}{\partial n_i}\right)_{T,nV,n_j} = \frac{P}{nZ}\left[\frac{\partial(nZ)}{\partial n_i}\right]_{T,nV,n_j}$$

La combinación de estas dos últimas ecuaciones da por resultado

$$\ln \hat{\phi}_i = \left[\frac{\partial(n \ln \phi)}{\partial n_i}\right]_{T,nV,n_j} - \left(\frac{Z-1}{Z}\right)\left[\frac{\partial(nZ)}{\partial n_i}\right]_{T,nV,n_j} \quad (4\text{-}280a)$$

o, en forma equivalente, si ρ es la variable volumétrica preferida,

$$\ln \hat{\phi}_i = \left[\frac{\partial(n \ln \phi)}{\partial n_i}\right]_{T,\rho/n,n_j} - \left(\frac{Z-1}{Z}\right)\left[\frac{\partial(nZ)}{\partial n_i}\right]_{T,\rho/n,n_j} \quad (4\text{-}280b)$$

Las ecuaciones (4-280*a* y *b*) se pueden aplicar a los resultados de las integraciones de las ecuaciones (4-278*a* y *b*), o bien, *directamente* a las ecuaciones (4-278*a* y *b*). Para este último caso, se obtienen las siguientes ecuaciones análogas de la ecuación (4-276):

$$\ln \hat{\phi}_i = -\int_{\infty}^{V}\left\{\left[\frac{\partial(nZ)}{\partial n_i}\right]_{T,nV,n_j} - 1\right\}\frac{dV}{V} - \ln Z \quad (4\text{-}281a)$$

y

$$\ln \hat{\phi}_i = \int_0^{\rho}\left\{\left[\frac{\partial(nZ)}{\partial n_i}\right]_{T,\rho/n,n_j} - 1\right\}\frac{d\rho}{\rho} - \ln Z \quad (4\text{-}281b)$$

Correlación de estados correspondientes de Pitzer En la sección 3 se describe una correlación de estados correspondientes de tres parámetros, del primer tipo desarrollado por Pitzer y cols. [Pitzer y cols., *J. Am. Chem. Soc.*, **77**, 3433 (1955)]:

$$Z = Z^{(0)} + \omega Z^{(1)} \quad (4\text{-}282)$$

Aquí, los términos $Z^{(0)}$ y $Z^{(1)}$ son, cada uno, función de la temperatura reducida T_r y la presión reducida P_r, y ω es el factor acéntrico. En las figuras 3-45 y 3-46 se muestra la dependencia de T_r y P_r respecto a $Z^{(0)}$ y $Z^{(1)}$, determinadas por Hsiao y Lu [*Can. J. Chem. Eng.*, **57**, 102 (1979)]. A continuación se muestra cómo se puede utilizar esta información, con objeto de determinar las correlaciones para el coeficiente de fugacidad y la entalpía residual adimensional $\Delta H'/RT_c$, Van Ness y Abbott proporcionaron una generalización del procedimiento (*Classical Thermodynamics of Nonelectrolyte Solutions: With Applications to Phase Equilibria*, McGraw-Hill, New York, 1982, secc. 4-3 y 4-4).

Al eliminar P en favor de P_r, la ecuación (4-273) se puede expresar como

$$\ln \phi = \int_0^{P_r}(Z-1)\frac{dP_r}{P_r} \quad (4\text{-}283)$$

en la que, ahora, la integración se realiza a composición constante y temperatura *reducida*. Al operar con la ecuación (4-282) de acuerdo con la ecuación (4-283), se obtiene que

$$\ln \phi = \ln \phi^{(0)} + \omega \ln \phi^{(1)} \quad (4\text{-}284)$$

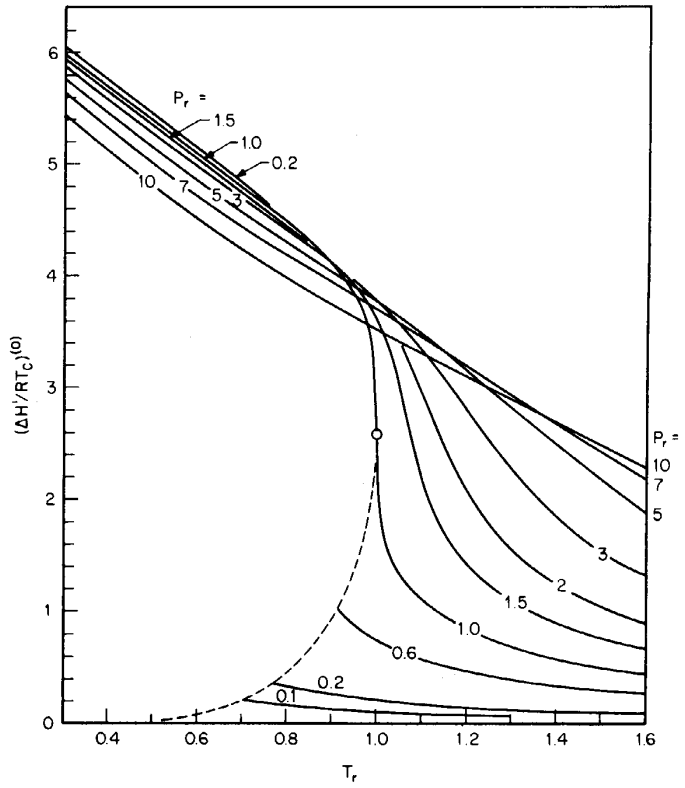


FIG. 4-30 Correlación de $\Delta H'/RT_c)^{(0)}$, tomada de las tablas de Lee y Kesler [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **21**, 510 (1975)].

donde $$\ln \phi^{(0)} = \int_0^{P_r} (Z^{(0)} - 1) \frac{dP_r}{P_r} \qquad (4\text{-}285a)$$

y $$\ln \phi^{(1)} = \int_0^{P_r} Z^{(1)} \frac{dP_r}{P_r} \qquad (4\text{-}285b)$$

Obsérvese que las diferenciales por integrar de estas dos expresiones tienen formas distintas. La ecuación (4-285*a*) debe tener la misma forma funcional que la ecuación (4-283), porque $\phi^{(0)}$ representa (literalmente) el coeficiente de fugacidad para sustancias con un factor acéntrico de cero (los "fluidos simples" Ar, Kr y Xe). La integral de la ecuación (4-285*b*), que en apariencia es divergente, no lo es, porque $Z^{(1)}$ se aproxima a cero a medida que $P_r \to 0$.

Al dividir la ecuación (4-274) entre RT_c se obtiene, eliminando T y P en favor de T_r y P_r,

$$\frac{\Delta H'}{RT_c} = T_r^2 \int_0^{P_r} \left(\frac{\partial Z}{\partial T_r}\right)_{P_r,y} \frac{dP_r}{P_r} \qquad (4\text{-}286)$$

donde, nuevamente, la integración se realiza a T_r y y constantes. Al diferenciar la ecuación (4-282) e integrar de acuerdo con la ecuación (4-286), se obtiene

$$\frac{\Delta H'}{RT_c} = \left(\frac{\Delta H'}{RT_c}\right)^{(0)} + \omega \left(\frac{\Delta H'}{RT_c}\right)^{(1)} \qquad (4\text{-}287)$$

donde $$\left(\frac{\Delta H'}{RT_c}\right)^{(0)} = T_r^2 \int_0^{P_r} \left(\frac{\partial Z^{(0)}}{\partial T_r}\right)_{P_r,y} \frac{dP_r}{P_r} \qquad (4\text{-}288a)$$

y $$\left(\frac{\Delta H'}{RT_c}\right)^{(1)} = T_r^2 \int_0^{P_r} \left(\frac{\partial Z^{(1)}}{\partial T_r}\right)_{P_r,y} \frac{dP_r}{P_r} \qquad (4\text{-}288b)$$

La expresión de Pitzer para la entropía residual adimensional $\Delta S'/R$ se obtiene con base en las ecuaciones (4-284), (4-285), (4-287) y (4-288), mediante la analogía adimensional de la ecuación (4-266):

$$\Delta S'/R = (1/T_r)(\Delta H'/RT_c) + \ln \phi \qquad (4\text{-}289)$$

Las correlaciones originales de Pitzer para Z y las propiedades derivadas se determinaron gráficamente y se presentan en forma de tabla. Desde entonces, se han desarrollado refinamientos analíticos a las tablas, con intervalos ampliados y precisión mejorada. Una de las correlaciones tipo Pitzer más utilizadas es la de Lee y Kesler [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **21**, 510 (1975)]; estos autores informan de una correlación analítica que incorpora la ecuación BWR y, además, presentan tablas de las contribuciones a Z y las propiedades derivadas. Las tablas cubren tanto la fase líquida como la gaseosa y corresponden a los intervalos de $0.3 \le T_r \le 4.0$ y $0.01 \le P_r \le 10.0$. En las figuras 4-30 y 4-31 aparecen las gráficas de los valores de $(\Delta H'/RT_c)^{(0)}$ y $(\Delta H'/RT_c)^{(1)}$ obtenidos de estas tablas. En las figuras (4-32) a (4-35) se muestran las gráficas correspondientes para el coeficiente de fugacidad. Obsérvese que en las figuras 4-32 y 4-33, las ordenadas son $-\ln \phi^{(0)}$ y $-\ln \phi^{(1)}$, con T_r como la variable independiente, en tanto que, en las figuras 4-34 y 4-35, se grafican isotermas, con $\phi^{(0)}$ y $\phi^{(1)}$ como las ordenadas.

A pesar de que las correlaciones de estados correspondientes se basan invariablemente en los datos para materiales puros, también se pueden utilizar para calcular las propiedades de mezclas y las propiedades molares parciales. Lo que se requiere es un conjunto de métodos que relacionen los parámetros de los estados correspondientes para una mezcla (T_c, P_c y ω, en el caso de las correlaciones de Pitzer) con los valores de los componentes puros y la composición. Estos métodos, ejemplo de los cuales proporcionan las ecuaciones (3-24), (3-25) y (3-26) de la sección 3, definen *pseudoparámetros* para la mezcla, llamados así porque los valores de T_c y P_c definidos de esta manera no corresponden necesariamente a las propiedades básicas de la mezcla verdadera y porque ω para una mezcla no tiene significado físico real.

A continuación se desarrolla un método para calcular el coeficiente de fugacidad del constituyente $\hat{\phi}_i$ para una especie en una mezcla, descrito por la correlación de Pitzer. El punto de partida es la ecuación (4-275), que se puede expresar en forma ampliada como

$$\ln \hat{\phi}_i = \ln \phi + n \left(\frac{\partial \ln \phi}{\partial n_i}\right)_{T,P,n_j} \qquad (4\text{-}290)$$

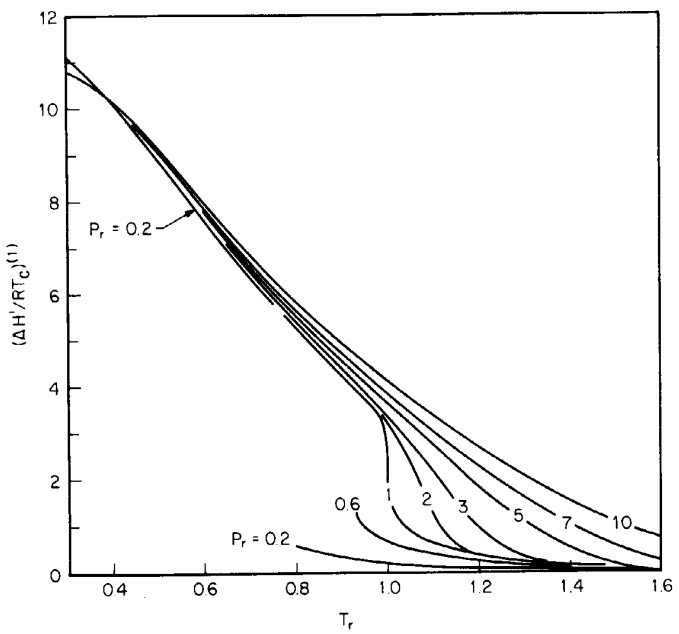


FIG. 4-31 Correlación de $\Delta H'/RT_c)^{(1)}$, tomada de las tablas de Lee y Kesler [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **21**, 510 (1975)].

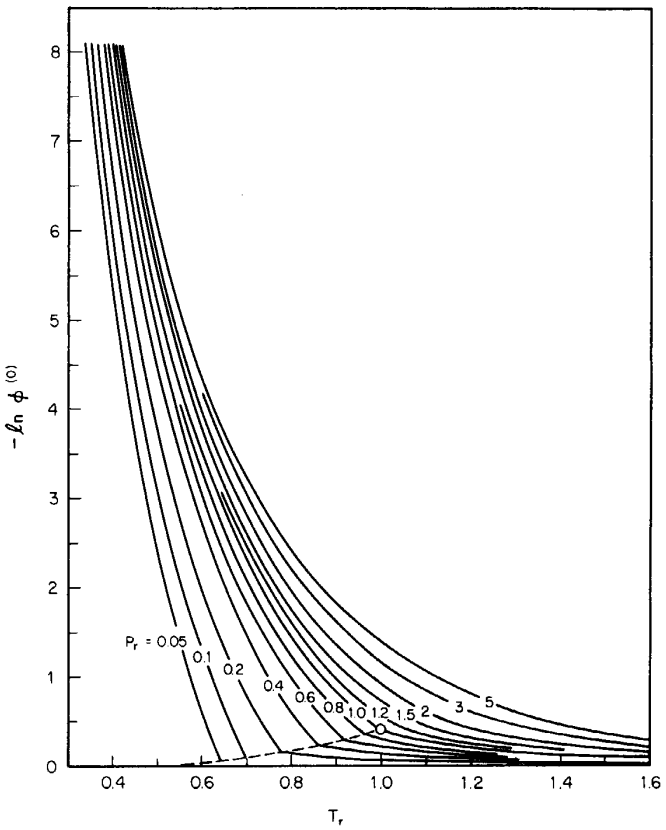


FIG. 4-32 Correlación de $-\ln \phi^{(0)}$ contra T_r, tomada de las tablas de Lee y Kesler [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **21**, 510 (1975)].

En este caso, el $\ln \phi$ depende *explícitamente* de T_r, P_r y ω; la dependencia de la composición se encuentra incorporada en los métodos para los pseudoparámetros. Por lo tanto, mediante la regla de la cadena, se obtiene que

$$\left(\frac{\partial \ln \phi}{\partial n_i}\right)_{T,P,n_j} = \left(\frac{\partial \ln \phi}{\partial T_r}\right)_{P_r,\omega}\left(\frac{\partial T_r}{\partial T_c}\right)_{T,n_j}\left(\frac{\partial T_c}{\partial n_i}\right)_{n_j} + \left(\frac{\partial \ln \phi}{\partial P_r}\right)_{T_r,\omega}\left(\frac{\partial P_r}{\partial P_c}\right)_{P,n_j}\left(\frac{\partial P_c}{\partial n_i}\right)_{n_j} + \left(\frac{\partial \ln \phi}{\partial \omega}\right)_{T_r,P_r}\left(\frac{\partial \omega}{\partial n_i}\right)_{n_j} \tag{4-291}$$

Pero $T_r = T/T_c$ y $P_r = P/P_c$ y en consecuencia

$$\left(\frac{\partial T_r}{\partial n_i}\right)_{T,n_j} = -\frac{T}{T_c^2}\left(\frac{\partial T_c}{\partial n_i}\right)_{n_j} = -\frac{T_r}{T_c}\left(\frac{\partial T_c}{\partial n_i}\right)_{n_j} \tag{4-292}$$

$$\left(\frac{\partial P_r}{\partial n_i}\right)_{P,n_j} = -\frac{P}{P_c^2}\left(\frac{\partial P_c}{\partial n_i}\right)_{n_j} = -\frac{P_r}{P_c}\left(\frac{\partial n_c}{\partial n_i}\right)_{n_j} \tag{4-293}$$

Más aún, con base en la ecuación (4-200) se obtiene que

$$\left(\frac{\partial \ln \phi}{\partial T_r}\right)_{P_r,\omega} = \frac{1}{T_r^2}\frac{\Delta H'}{RT_c} \tag{4-294}$$

y que

$$\left(\frac{\partial \ln \phi}{\partial P_r}\right)_{T_r,\omega} = -\frac{P_c}{T_c}\frac{\Delta V'}{RT_r} = \frac{Z-1}{P_r} \tag{4-295}$$

Además, mediante la ecuación (4-284),

$$\left(\frac{\partial \ln \phi}{\partial \omega}\right)_{T_r,P_r} = \ln \phi^{(1)} \tag{4-296}$$

y para cualquier función F,

$$n\left(\frac{\partial F}{\partial n_i}\right)_{n_j} = \left[\frac{\partial (nF)}{\partial n_i}\right]_{n_j} - F \tag{4-297}$$

Al hacer $F = T_c, P_c$ y ω en la ecuación (4-297) y combinar los resultados con las ecuaciones (4-290) a (4-296), se obtiene finalmente que

$$\ln \hat{\phi}_i = \ln \phi - \frac{1}{T_r}\frac{\Delta H'}{RT_c}\left\{\frac{1}{T_c}\left[\frac{\partial (nT_c)}{\partial n_i}\right]_{n_j} - 1\right\} - (Z-1)\left\{\frac{1}{P_c}\left[\frac{\partial (nP_c)}{\partial n_i}\right]_{n_j} - 1\right\} + \omega \ln \phi^{(1)}\left\{\frac{1}{\omega}\left[\frac{\partial (n\omega)}{\partial n_i}\right]_{n_j} - 1\right\} \tag{4-298}$$

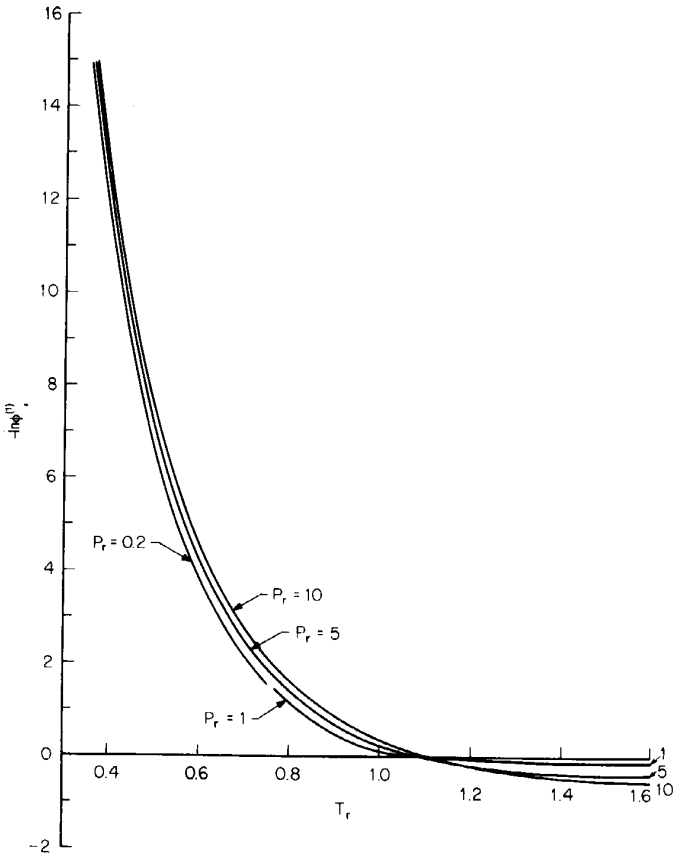


FIG. 4-33 Correlación de $-\ln\phi^{(1)}$ contra T tomada de las tablas de Lee y Kesler [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **21**, 510 (1975)]

Esta ecuación es un resultado general y riguroso, sujeto exclusivamente a que la correlación de estados correspondientes sea del tipo Pitzer. En particular, no se han supuesto métodos especiales para los pseudoparámetros T_c, P_c y ω. Si ahora se supone lo adecuado de las ecuaciones 3-24, 3-25 y 3-26, se obtiene, para los términos entre corchetes, los siguientes resultados:

$$\left\{\frac{1}{T_c}\left[\frac{\partial(nT_c)}{\partial n_i}\right]_{n_j} - 1\right\} = \frac{T_{ci} - T_c}{T_c} \qquad (4\text{-}299a)$$

$$\left\{\frac{1}{P_c}\left[\frac{\partial(nP_c}{\partial n_i}\right]_{n_j} - 1\right\} = \frac{T_{ci} - T_c}{T_c} + \frac{Z_{ci}}{\Sigma y_j Z_{cj}} - \frac{V_{ci}}{\Sigma y_j V_{cj}} \qquad (4\text{-}299b)$$

$$\left\{\frac{1}{\omega}\left[\frac{\partial(n\omega)}{\partial n_i}\right]_{n_j} - 1\right\} = \frac{\omega_i - \omega}{\omega} \qquad (4\text{-}299c)$$

Las ecuaciones (4-298) y (4-299*a*, *b* y *c*), junto con los métodos de los pseudoparámetros y las gráficas o tablas adecuadas para Z, ln ϕ, y $\Delta H'/RT_c$ proporcionan una base para estimar las fugacidades de los componentes en las mezclas, a partir de las correlaciones de Pitzer. Obsérvese que todas las cantidades sin subíndices en la ecuación (4-298), se evalúan a la T_r y P_r para la *mezcla*, con la T_c y P_c de la mezcla obtenidas con base en los métodos pseudocríticos.

Ecuaciones viriales de estado En la sección 3 se describe la ecuación virial en la *densidad*. Desde el punto de vista formal, esta ecuación es una representación de una serie infinita de los factores de compresibilidad Z en potencias de la densidad molar ρ (o del recíproco del volumen molar V^{-1}) sobre el estado de gas real a densidad cero (presión cero):

$$Z = 1 + B\rho + C\rho^2 + D\rho^3 + \cdots \qquad (4\text{-}300)$$

Los coeficientes viriales de la serie de densidad B, C, D, ..., dependen exclusivamente de la temperatura y la composición. La dependencia de la composición está dada por los métodos exactos

$$B = \sum_i \sum_j y_i y_j B_{ij} \qquad (4\text{-}301)$$

$$C = \sum_i \sum_j \sum_k y_i y_j y_k C_{ijk} \qquad (4\text{-}302)$$

A pesar de que la ecuación virial en sí se puede racionalizar fácilmente sobre bases empíricas, las "reglas de mezclado" de las ecuaciones (4-301) y (4-302) seguidas rigurosamente, constituyen los métodos de la mecánica estadística.

Una expresión opcional de la ecuación (4-300), en la que Z se expande en potencias de presión, sobre el estado de gas real a presión cero (densidad cero) es:

$$Z = 1 + B'P + C'P^2 + D'P^3 + \cdots \qquad (4\text{-}303)$$

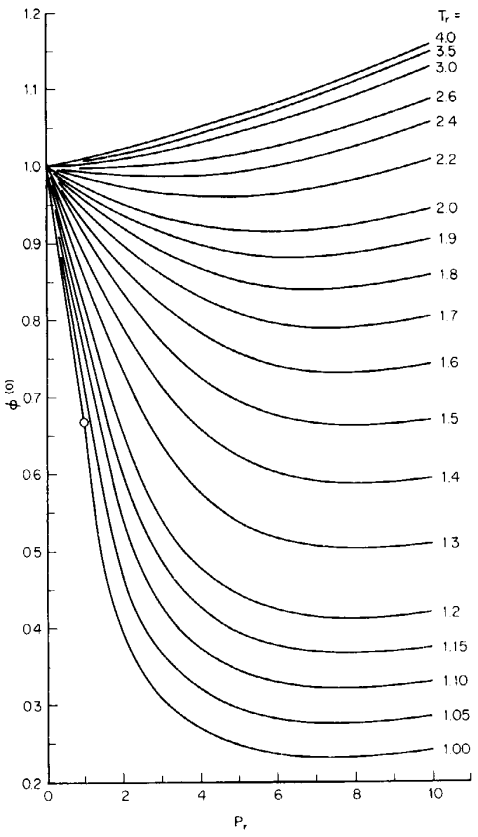


FIG. 4-34 Correlación de $\phi^{(0)}$ contra P_r, tomada de las tablas de Lee y Kesler [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **21**, 510 (1975)].

Esta ecuación es la ecuación virial en *presión* y B', C', D', ..., son los coeficientes viriales de la serie de presión que, al igual que los coeficientes de la serie de densidad, dependen exclusivamente de T y y. Más aún, los dos conjuntos de coeficientes se relacionan mediante:

$$B' = B/RT \tag{4-304a}$$

$$C' = (C - B^2)/(RT)^2 \tag{4-304b}$$

etc.

El empleo de una *serie infinita* para cálculos reales es, por supuesto, imposible, y en consecuencia, para el trabajo numérico, se utilizan *truncamientos* de las ecuaciones viriales. El grado de truncamiento lo determina, en parte, la temperatura y presión para los que se realizan los cálculos y la disponibilidad de los coeficientes viriales requeridos. Por lo general, se dispone de datos o correlaciones (véase la Sec. 3) para B y en ocasiones para C [véase, p. ej., De Santis y Grande, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **25**, 931 (1979)], pero rara vez para los coeficientes mayores y, en consecuencia, se restringe el truncamiento a expresiones con tres o menos términos. Para trabajo a presiones bajas, la expresión de dos términos para la presión, con B' dada por la ecuación (4-304*a*) es preferible debido a su sencillez:

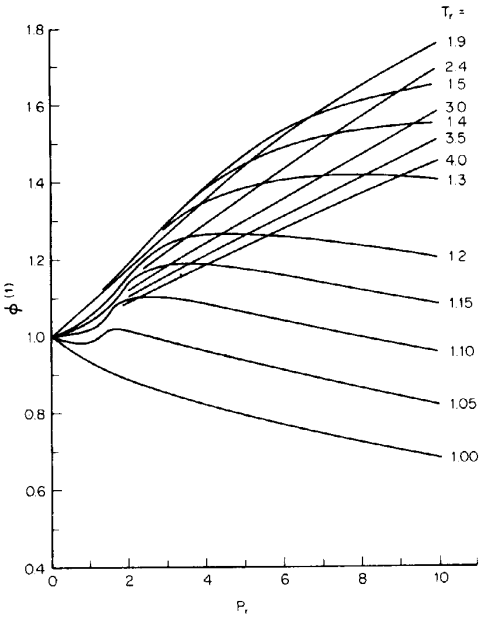


FIG. 4-35 Correlación de $\phi^{(1)}$ contra P_r, tomada de las tablas de Lee y Kesler [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **21**, 510 (1975)].

$$Z = 1 + BP/RT \tag{4-305}$$

Para condiciones más extremas (aunque para densidades que no excedan el valor crítico), se utiliza el truncamiento de tres términos de la ecuación (4-300):

$$Z = 1 + B\rho + C\rho^2 \tag{4-306}$$

Se pueden determinar dos conjuntos de expresiones para las propiedades derivadas, correspondientes a las ecuaciones (4-305) y (4-306). En primer lugar, se tratará con la ecuación (4-305).

Esta ecuación es explícita en *volumen* y, por lo tanto, se utilizan las ecuaciones (4-273) a (4-275). Dado que

$$Z - 1 = BP/RT$$

entonces, la ecuación (4-273) da por resultado

$$\ln \phi = BP/RT \tag{4-307}$$

Además, como

$$\left(\frac{\partial Z}{\partial T}\right)_{P,y} = \left(\frac{dB}{dT} - \frac{B}{T}\right)\frac{P}{RT}$$

en consecuencia, mediante la ecuación (4-274),

$$\Delta H' = \left(T\frac{dB}{dT} - B\right)P \tag{4-308}$$

La entropía residual se calcula al combinar las ecuaciones (4-307) y (4-308) mediante la ecuación (4-266). El $\ln \hat{\phi}_i$ se determina mediante la aplicación de la ecuación (4-275) a la ecuación (4-307) y se obtiene

$$\ln \hat{\phi}_i = \frac{P}{RT}\left[\frac{\partial(nB)}{\partial n_i}\right]_{T,n_j}$$

Pero, por la ecuación (4-301),

$$nB = \frac{1}{n}\sum_k \sum_\ell n_k n_\ell B_{k\ell}$$

de la cual, se deriva que

$$\left[\frac{\partial(nB)}{\partial n_i}\right]_{T,n_j} = 2\sum_k y_k B_{ki} - B \qquad (4\text{-}309)$$

y por lo tanto, $$\ln \hat{\phi}_i = \left(2\sum_k y_k B_{ki} - B\right)\frac{P}{RT} \qquad (4\text{-}310)$$

La ecuación (4-306) es explícita en *presión* y en consecuencia, se utilizan las ecuaciones (4-278) a (4-280). Dado que

$$Z - 1 = B\rho + C\rho^2$$

por consiguiente, la ecuación (4-278*b*) da por resultado

$$\ln \phi = 2B\rho + \frac{3}{2}C\rho^2 - \ln Z \qquad (4\text{-}311)$$

Además, como

$$\left(\frac{\partial Z}{\partial T}\right)_{\rho,y} = \frac{dB}{dT}\rho + \frac{dC}{dT}\rho^2$$

entonces, por la ecuación (4-279*b*),

$$\Delta H' = RT\left[\left(T\frac{dB}{dT} - B\right)\rho + \left(\tfrac{1}{2}T\frac{dC}{dT} - C\right)\rho^2\right] \qquad (4\text{-}312)$$

La entropía residual se calcula al sustituir las ecuaciones (4-311) y (4-312) en la ecuación (4-266). El ln $\hat{\phi}_i$ se determina mediante la aplicación de la ecuación (4-281*b*). Con base en la ecuación (4-306), se obtiene que

$$\left[\frac{\partial(nZ)}{\partial n_i}\right]_{T,\rho/n,n_j} = 1 + \left\{B + \left[\frac{\partial(nB)}{\partial n_i}\right]_{T,n_j}\right\}\rho + \left\{2C + \left[\frac{\partial(nC)}{\partial n_i}\right]_{T,n_j}\right\}\rho^2$$

Al sustituir en la ecuación (4-281*b*) se obtiene, después de integrar,

$$\ln \hat{\phi}_i = \left\{B + \left[\frac{\partial(nB)}{\partial n_i}\right]_{T,n_j}\right\}\rho + \tfrac{1}{2}\left\{2C + \left[\frac{\partial(nC)}{\partial n_i}\right]_{T,n_j}\right\}\rho^2 - \ln Z$$

En este caso, la derivada del número de moles de *nB* está dada por la ecuación (4-309); en forma similar, la derivada correspondiente a *nC* se obtiene a partir de la ecuación (4-302) y es

$$\left[\frac{\partial(nC)}{\partial n_i}\right]_{T,n_j} = 3\sum_k \sum_\ell y_k y_\ell C_{k\ell i} - 2C \qquad (4\text{-}313)$$

En consecuencia, por último se obtiene que

$$\ln \hat{\phi}_i = 2\rho\sum_k y_k B_{ki} + \tfrac{5}{8}\rho^2\sum_k\sum_\ell y_k y_\ell C_{k\ell i} - \ln Z \qquad (4\text{-}314)$$

Por lo general, en el proceso de cálculo, T y P en lugar de T y ρ (o T y V) son las variables independientes preferidas. Por consiguiente, la aplicación de las ecuaciones (4-311), (4-312) y (4-314) requiere la solución previa de la ecuación (4-306) para determinar Z o ρ. Ya que $Z = P/\rho RT$. La ecuación (4-306) se puede expresar en dos formas equivalentes

$$Z^3 - Z^2 - \left(\frac{BP}{RT}\right)Z - \frac{CP^2}{R^2T^2} = 0 \qquad (4\text{-}315)$$

o

$$\rho^3 + \left(\frac{B}{C}\right)\rho^2 + \left(\frac{1}{C}\right)\rho - \frac{P}{CRT} = 0 \qquad (4\text{-}316)$$

En caso de obtenerse tres raíces reales para estas ecuaciones, el valor más grande de Z (el menor de ρ) es el adecuado para la fase vapor. El valor más pequeño de Z (el más grande de ρ) es una raíz para el *tipo* líquido, pero no tiene significado cuantitativo, ya que las ecuaciones viriales sólo son adecuadas para vapores y gases.

Ecuación de estado de Redlich-Kwong La ecuación de Redlich-Kwong y sus diversas variantes son representativas del tipo popular de ecuaciones de estado cúbicas y empíricas. En la sección 3 aparece la ecuación *original* de Redlich-Kwong (la única considerada aquí) como

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{T^{1/2}V(V + b)} \qquad (4\text{-}317)$$

en donde, para una mezcla, los parámetros a y b son función de la composición;

$$a = (\Sigma y_i a_i^{1/2})^2 \qquad (4\text{-}318)$$

$$b = \Sigma y_i b_i \qquad (4\text{-}319)$$

En este caso, los términos a_i y b_i son los parámetros para el fluido puro i, constantes para una sustancia determinada, pero diferentes para sustancias distintas.

La ecuación (4-317) es de presión explícita y se puede expresar en la siguiente forma opcional:

$$Z = \frac{V}{V - b} - \frac{a}{RT^{3/2}(V + b)} \qquad (4\text{-}320)$$

Por lo tanto, las propiedades derivadas se calculan con base en las ecuaciones (4-278) a (4-280). De la ecuación (4-278*a*) se obtiene que

$$\ln \phi = Z - 1 - \ln\left(1 - \frac{b}{V}\right) - \frac{a}{bRT^{3/2}}\ln\left(1 + \frac{b}{V}\right) \qquad (4\text{-}321)$$

y a partir de la ecuación (4-279*a*)

$$\Delta H' = \frac{3a}{2bT^{1/2}}\ln\left(1 + \frac{b}{V}\right) - RT(Z - 1) \qquad (4\text{-}322)$$

La entropía residual se calcula a partir de las ecuaciones (4-321) y (4-322) con base en la ecuación (4-266).

El cálculo del ln $\hat{\phi}_i$ requiere una expresión para la derivada del número de moles nZ, y ésta, a su vez, requiere expresiones para las derivadas del número de moles de los parámetros a y b de la ecuación de estado, obtenidos con base en las reglas de combinación de las ecuaciones (4-318) y (4-319) como

$$\left[\frac{\partial(na)}{\partial n_i}\right]_{n_j} = 2(aa_i)^{1/2} - a \qquad (4\text{-}323)$$

y

$$\left[\frac{\partial(nb)}{\partial n_i}\right]_{n_j} = b_i \qquad (4\text{-}324)$$

Por lo tanto, con base en las ecuaciones (4-281*a*), (4-320), (4-323) y (4-324), se obtiene que

$$\ln \hat{\phi}_i = \frac{b_i}{b}(Z - 1) - \ln\left(1 - \frac{b}{V}\right)Z + \frac{a}{bRT^{3/2}}\left[\frac{b_i}{b} - \frac{2(aa_i)^{1/2}}{a}\right]\ln\left(1 + \frac{b}{V}\right) \qquad (4\text{-}325)$$

Al igual que con la ecuación virial de tres términos en la densidad, el empleo de la ecuación de Redlich-Kwong para obtener las propiedades derivadas requiere la solución previa de la ecuación de estado, ecuación (4-317) o (4-320), para Z o V.

Ecuación de estado de Benedict-Webb-Rubin (BWR) En la sección 3 aparece la ecuación BWR. Con Z como la variable dependiente, la expresión es

$$Z = 1 + \left(B_0 - \frac{A_0}{RT} - \frac{C_0}{RT^3}\right)\rho + \left(b - \frac{a}{RT}\right)\rho^2 + \frac{a\alpha}{RT}\rho^5 + \frac{c}{RT^3}\rho^2(1 + \gamma\rho^2)\exp(-\gamma\rho^2) \qquad (4\text{-}326)$$

Todos los ocho parámetros dependen de la composición; más aún, como se mencionó en la sección 3, los parámetros C_0, b y γ se consideran en algunas aplicaciones como función de T. Con base en la ecuación (4-278*b*) el coeficiente de fugacidad está dado por

$$\ln \phi = 2\left(B_0 - \frac{A_0}{RT} - \frac{C_0}{RT^3}\right)\rho + \tfrac{1}{2}\left(b - \frac{a}{RT}\right)\rho^2 + \frac{6a\alpha}{5RT}\rho^5 + \frac{c}{2\gamma RT^3}[(2\gamma^2\rho^4 + \gamma\rho^2 - 2)\exp(-\gamma\rho^2) + 2] - \ln Z \tag{4-327}$$

Al considerar que C_0, b y γ dependen de T, en forma similar se obtiene, con base en la ecuación (4-279*b*),

$$\Delta H' = \left(-B_0RT + 2A_0 + \frac{4C_0}{T^2} - \frac{1}{T}\frac{dC_0}{dT}\right)\rho + \tfrac{1}{2}\left(RT^2\frac{db}{dT} - 2bRT + 3a\right)\rho^2 - \frac{6a\alpha}{5}\rho^5 - \frac{c}{2\gamma T^2}[(2\gamma^2\rho^4 - \gamma\rho^2 - 6)\exp(-\gamma\rho^2) + 6] + \frac{c}{2\gamma^2 T}\frac{d\gamma}{dT}[(\gamma^2\rho^4 + 2\gamma\rho^2 + 2)\exp(-\gamma\rho^2) - 2] \tag{4-328}$$

La entropía reducida se determina mediante la ecuación (4-266), (4-327) y (4-328).

El cálculo del $\ln \hat{\phi}_i$ se realiza por medio de la ecuación (4-281*b*) y el resultado es

$$\ln \hat{\phi}_i \left\{[B_0 + (\bar{B}_0)_i] - \frac{[A_0 + (\bar{A}_0)_i]}{RT} - \frac{[C_0 + (\bar{C}_0)_i]}{RT^3}\right\}\rho + \tfrac{1}{2}\left[(2b + \bar{b}_i) - \frac{(2a + \bar{a}_i)}{RT^2}\right]\rho^2 + \left(\frac{4a\alpha + a\bar{\alpha}_i + \alpha\bar{a}_i}{5RT}\right)\rho^5 + \frac{c}{2\gamma RT^3}\left\{\left[\left(1 + \frac{\bar{\gamma}_i}{\gamma}\right)\gamma^2\rho^4 + \left(2\frac{\bar{\gamma}_i}{\gamma} - \frac{\bar{c}_i}{c}\right)\gamma\rho^2 - 2\left(1 + \frac{\bar{c}_i}{c} - \frac{\bar{\gamma}_i}{\gamma}\right)\right]\exp(-\gamma\rho^2) + 2\left(1 + \frac{\bar{c}_i}{c} - \frac{\bar{\gamma}_i}{\gamma}\right)\right\} - \ln Z \tag{4-329}$$

En esta ecuación, las cantidades con sobrebarras representan los "parámetros parciales" para las especies i, definidos mediante el parámetro arbitrario π por

$$\bar{\pi}_i \equiv \left[\frac{\partial(n\pi)}{\partial n_i}\right]_{T,n_j} \tag{4-330}$$

Con las reglas de combinación dadas en la sección 3, se tiene

$$\pi = \left(\sum_k y_k \pi_k^{1/r}\right)^r \tag{4-331}$$

donde r es un entero pequeño ($r = 1, 2$ o 3), por lo que la ecuación para $\bar{\pi}_i$ es

$$\bar{\pi}_i = \pi\left[r\left(\frac{\pi_i}{\pi}\right)^{1/r} - (r - 1)\right] \tag{4-332}$$

Por ejemplo, en la sección 3 se estableció que $r = 3$ para $\pi = c$; en consecuencia,

$$\bar{c}_i = c\left[3\left(\frac{c_i}{c}\right)^{1/3} - 2\right]$$

donde c_i es el parámetro para i puro y c representa el parámetro para la mezcla, dado por

$$c = \left(\sum_k y_k c_k^{1/3}\right)^3$$

Expresiones para la función de exceso de Gibbs En principio, los procedimientos de las ecuaciones de estado se pueden utilizar para el cálculo de las propiedades en la fase líquida y gaseosa. Mucho se ha hecho para el desarrollo de ecuaciones de estado *PVT* y correlaciones de estados correspondientes adecuadas para ambas fases. Sin embargo, los procedimientos disponibles son muy específicos y encuentran su mayor aplicación en sistemas que comprenden sustancias no polares y sin asociación, con pesos moleculares relativamente bajos (es decir, fluidos criogénicos e hidrocarburos ligeros). Para mezclas de líquidos que muestran una desviación considerable del comportamiento de la solución ideal (p. ej., la mayor parte de los sistemas mostrados en las figuras 4-27 a 4-29), el método de la ecuación de estado no es adecuado y en su lugar se utilizan las *funciones de exceso*, descritas con anterioridad.

La función de exceso más importante en los cálculos de ingeniería es la función de exceso de Gibbs, G^E, porque sus variables canónicas son T, P, y x, o sea, las variables que por lo general se especifican o buscan en los cálculos de diseño. Al conocer G^E en función de T, P y x se puede, en principio, calcular no sólo los coeficientes de actividad (cantidades requeridas para los cálculos de equilibrio), sino también todas las demás funciones de exceso. Por consiguiente,

$$H^E = -RT^2\left[\frac{\partial(G^E/RT)}{\partial T}\right]_{P,x}$$

$$S^E = -\left(\frac{\partial G^E}{\partial T}\right)_{P,x}$$

$$V^E = \left(\frac{\partial G^E}{\partial P}\right)_{T,x}$$

y

$$\ln \gamma_i = \left[\frac{\partial(nG^E/RT)}{\partial n_i}\right]_{T,P,n_j}$$

De hecho, como ya se mencionó antes en relación con la figura 4-26, el volumen de exceso para mezclas líquidas es generalmente pequeño y la dependencia de G^E respecto a la presión, para líquidos, a menudo se desprecia. En consecuencia, los propósitos de la ingeniería al describir G^E se centran en la representación de su composición y su dependencia de la temperatura.

Para G^E se han propuesto un sinnúmero de expresiones, pero sólo algunas encuentran aplicación general en la industria química. La principal consideración es el número de parámetros ajustables requeridos por binario; ya que estos parámetros deben estimarse a partir de experimentos o con base en los resultados correlacionados de las mediciones experimentales, la conveniencia dictamina que el número sea lo más pequeño posible. En la práctica, el número óptimo de parámetros es *dos*, a pesar de que la representación precisa de los datos de una buena solución, a menudo requiere tres, cuatro o más.

Aquí se considerarán lo que parecen ser las cuatro expresiones más comunes de dos parámetros para G^E: la ecuación de Margules, la de van Laar, la de Wilson y la UNIQUAC. Para ser concisos, se representa la función adimensional de exceso de Gibbs G^E/RT por el símbolo g:

$$g \equiv G^E/RT$$

El método clásico para el desarrollo de las expresiones binarias empíricas para G^E consiste en desarrollar la función g/x_1x_2 como una serie de potencias en x_1, x_2, o alguna combinación lineal de ambas. Si sólo se mantienen los primeros dos términos, se obtiene, al reacomodar la ecuación de Margules con dos parámetros:

$$g \equiv G^E/RT = (A_{21}x_1 + A_{12}x_2)x_1x_2 \tag{4-333}$$

Ya que el $\ln \gamma_i$ es una propiedad molar parcial con respecto a g, las expresiones correspondientes para los coeficientes de actividad se obtienen más fácilmente a partir de las ecuaciones (4-247*a* y *b*), expresadas para $M = g$, como

$$\ln \gamma_1 = g + x_2(dg/dx_1) \tag{4-334a}$$

$$\ln \gamma_2 = g - x_1(dg/dx_1) \tag{4-334b}$$

Por consiguiente, con base en la ecuación (4-333),

$$\ln \gamma_1 = x_2^2[A_{12} + 2(A_{21} - A_{12})x_1] \quad (4\text{-}335a)$$

$$\ln \gamma_2 = x_1^2[A_{21} + 2(A_{12} - A_{21})x_2] \quad (4\text{-}335b)$$

y

$$\ln \gamma_1^\infty = A_{12}$$

$$\ln \gamma_2^\infty = A_{21}$$

donde γ_i^∞ representan los coeficientes de actividad a dilución infinita, definidos como

$$\gamma_i^\infty \equiv \lim_{x_i \to 0} \gamma_i$$

Como una opción a la expansión de g/x_1x_2 en potencias de la fracción mol, se puede desarrollar en forma similar una serie de la función recíproca x_1x_2/g. Al mantener exclusivamente los primeros dos términos se obtiene, al reacomodar la ecuación de van Laar:

$$g = \frac{A'_{12}A'_{21}x_1x_2}{A'_{12}x_1 + A'_{21}x_2} \quad (4\text{-}336)$$

Los coeficientes de actividad están dados por

$$\ln \gamma_1 = \frac{A'_{12}A'^2_{21}x_2^2}{(A'_{12}x_1 + A'_{21}x_2)^2} \quad (4\text{-}337a)$$

$$\ln \gamma_2 = \frac{A'_{21}A'^2_{12}x_1^2}{(A'_{12}x_1 + A'_{21}x_2)^2} \quad (4\text{-}337b)$$

y por lo tanto,

$$\ln \gamma_1^\infty = A'_{12}$$

$$\ln \gamma_2^\infty = A'_{21}$$

La ecuación de Wilson [Wilson, *J. Am. Chem. Soc.*, **86**, 127 (1964)] fue la primera del popular grupo de expresiones para g, conocido como *ecuaciones de composición local*. A diferencia de las expresiones clásicas, esta ecuación tiene la forma logarítmica siguiente:

$$g = -x_1 \ln (x_1 + \Lambda_{12}x_2) - x_2 \ln (x_2 + \Lambda_{21}x_1) \quad (4\text{-}338)$$

Las expresiones correspondientes para el $\ln \gamma_i$ son

$$\ln \gamma_1 = -\ln (x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2\left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{x_2 + \Lambda_{21}x_1}\right) \quad (4\text{-}339a)$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln (x_2 + \Lambda_{21}x_1) + x_1\left(\frac{\Lambda_{21}}{x_2 + \Lambda_{21}x_1} - \frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2}\right) \quad (4\text{-}339b)$$

donde

$$\ln \gamma_1^\infty = -\ln \Lambda_{12} + 1 - \Lambda_{21}$$

$$\ln \gamma_2^\infty = -\ln \Lambda_{21} + 1 - \Lambda_{12}$$

Por último, se cita la ecuación UNIQUAC [Abrams y Prausnitz, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **21**, 116 (1975); Maurer y Prausnitz, *Fluid Phase Equilibria*, **2**, 91 (1978)], que es una de las expresiones más recientes de composición local. En esta ecuación, g comprende dos partes, un término de combinación g(comb.) y un término *residual* g(resid.):

$$g = g(\text{comb.}) + g(\text{resid.}) \quad (4\text{-}340)$$

La función g(comb.) contiene exclusivamente los parámetros del componente puro, en tanto que g(resid.) incorpora dos parámetros ajustables, para caracterizar cada sistema binario:

$$g(\text{comb.}) = x_1 \ln (\Phi_1/x_1) + x_2 \ln (\Phi_2/x_2) + \tfrac{1}{2}z[q_1x_1 \ln (\theta_1/\Phi_1) + q_2x_2 \ln (\theta_2/\Phi_2)] \quad (4\text{-}341)$$

y

$$g(\text{resid.}) = -x_1q_1 \ln (\theta_1 + \Gamma_{12}\theta_2) - x_1q_2 \ln (\theta_2 + \Gamma_{21}\theta_1) \quad (4\text{-}342)$$

Aquí, Φ_i y θ_i representan fracciones de *segmento* y *superficie*, definidas como

$$\Phi_i \equiv x_ir_i/(x_1r_1 + x_2r_2) \quad (4\text{-}343)$$

y

$$\theta_i \equiv x_iq_i/(x_1q_1 + x_2q_2) \quad (4\text{-}344)$$

donde r_i es un parámetro de volumen del componente puro y q_i representa un parámetro de área de dicho componente. La cantidad z es un número de coordinación (tomado como constante para todas las mezclas y por lo general = 10) y los términos Γ_{ij} representan los parámetros ajustables particulares de cada sistema binario. Las expresiones para los coeficientes de actividad UNIQUAC están dadas por

$$\ln \gamma_1 = \ln (\Phi_1/x_1) + \tfrac{1}{2}zq_1 \ln (\theta_1/\Phi_1) + \Phi_2\left(\ell_1 - \frac{r_1}{r_2}\ell_2\right) - q_1 \ln (\theta_1 + \Gamma_{12}\theta_2) + \theta_2q_1\left(\frac{\Gamma_{12}}{\theta_1 + \Gamma_{12}\theta_2} - \frac{\Gamma_{21}}{\theta_2 + \Gamma_{21}\theta_1}\right)$$

y (4-345a)

$$\ln \gamma_2 = \ln (\Phi_2/x_2) + \tfrac{1}{2}zq_2 \ln (\theta_2/\Phi_2) + \Phi_1\left(\ell_2 - \frac{r_2}{r_1}\ell_1\right) - q_2 \ln (\theta_2 + \Gamma_{21}\theta_1) + \theta_1q_2\left(\frac{\Gamma_{21}}{\theta_2 + \Gamma_{21}\theta_1} - \frac{\Gamma_{12}}{\theta_1 + \Gamma_{12}\theta_2}\right) \quad (4\text{-}345b)$$

donde

$$\left.\begin{aligned}\ell_1 &\equiv \tfrac{1}{2}z(r_1 - q_1) - (r_1 - 1)\\ \ell_2 &\equiv \tfrac{1}{2}z(r_2 - q_2) - (r_2 - 1)\end{aligned}\right\} \quad (4\text{-}346)$$

y

Por último, con base en las ecuaciones (4-345a y b), se obtiene que

$$\ln \gamma_1^\infty = \ln (r_1/r_2) + \tfrac{1}{2}zq_1 \ln\left(\frac{q_1r_2}{q_2r_1}\right) + \left(\ell_1 - \frac{r_1}{r_2}\ell_2\right) - q_1 \ln \Gamma_{12} + q_1(1 - \Gamma_{12}) \quad (4\text{-}347a)$$

$$\ln \gamma_2^\infty = \ln (r_2/r_1) + \tfrac{1}{2}zq_2 \ln\left(\frac{q_2r_1}{q_1r_2}\right) + \left(\ell_2 - \frac{r_2}{r_1}\ell_1\right) - q_2 \ln \Gamma_{21} + q_2(1 - \Gamma_{21}) \quad (4\text{-}347b)$$

La ecuación UNIQUAC es la más flexible de las cuatro expresiones en relación con su capacidad para representar los coeficientes de actividad de sistemas binarios. Por otra parte, también es la más compleja, pero esto es una consecuencia menor para los cálculos con máquinas. De las tres expresiones restantes, la ecuación de Margules es la más sencilla y estudios comparativos han demostrado que tanto esta ecuación como la de van Laar son aproximadamente equivalentes para la correlación de los equilibrios vapor-líquido en gran variedad de sistemas. Sin embargo, mediante la ecuación de van Laar no se pueden representar desviaciones "mezcladas" de la condición ideal (cuando G^E cambia de signo), ni tampoco se pueden reproducir los extremos interiores en las curvas del $\ln \gamma_i$ en contra de x_i. Por otra parte, la ecuación de van Laar es superior a la de Margules para sistemas asimétricos (aquellos con valores significativamente diferentes de γ_1^∞ y γ_2^∞), que muestran grandes desviaciones positivas de la condición ideal. Para sistemas de este tipo, la ecuación de Wilson es la mejor, pero no se puede predecir la separación de fases líquido-líquido.

En principio, las cuatro expresiones para G^E se pueden aplicar a mezclas multicomponentes sin la incorporación de parámetros adicionales de correlación. Sin embargo, las versiones multicomponentes de las ecuaciones de Margules y van Laar son empíricas y arbitrarias [p. ej., véase Chien y Null, *Am. Inst. Chem. Eng. J*, **18**, 1177 (1972)] y la calidad de las predicciones para los sistemas multicomponentes puede ser sustancialmente inferior a la bondad del ajuste obtenido para los binarios de los constituyentes. Las versiones multicomponentes de las ecuaciones de composición local tienen una base más racional y se ha

demostrado que rinden estimaciones aceptables del VLE terciario, con parámetros obtenidos a partir de los datos del VLE binario. Para la ecuación de Wilson, las versiones de las ecuaciones (4-338) y (4-339*a* y *b*) son

$$g = -\sum_i x_i \ln\left(\sum_j x_j \Lambda_{ij}\right) \tag{4-348}$$

y

$$\ln \gamma_i = 1 - \ln\left(\sum_j x_j \Lambda_{ij}\right) - \sum_k \left(\frac{x_k \Lambda_{ki}}{\sum_j x_j \Lambda_{kj}}\right) \tag{4-349}$$

donde en ambas ecuaciones todas las sumas se amplían a todas las especies con $\Lambda_{ij} = 1$ para $i = j$. Para la ecuación UNIQUAC se tiene

$$g(\text{comb.}) = \sum_i x_i \ln(\Phi_i/x_i) + \tfrac{1}{2}z \sum_i q_i x_i \ln(\theta_i/\Phi_i) \tag{4-350}$$

y

$$g(\text{resid.}) = -\sum_i x_i q_i \ln\left(\sum_j \theta_j \Gamma_{ij}\right) \tag{4-351}$$

donde

$$\ln \gamma_i = \ln(\Phi_i/x_i) + \tfrac{1}{2}zq_i \ln(\theta_i/\Phi_i) + \ell_i - \frac{\Phi_i}{x_i}\sum_j x_j \ell_j - q_i \ln\left(\sum_j \theta_j \Gamma_{ij}\right) + q_i - q_i \sum_k \left(\frac{\theta_k \Gamma_{ki}}{\sum_j \theta_j \Gamma_{kj}}\right) \tag{4-352}$$

con

$$\Phi_i \equiv \frac{x_i r_i}{\sum_j x_j r_j} \tag{4-353}$$

$$\theta_i \equiv \frac{x_i q_i}{\sum_j x_j q_j} \tag{4-354}$$

y

$$\ell_j \equiv \tfrac{1}{2}z(r_j - q_j) - (r_j - 1) \tag{4-355}$$

Nuevamente, todas las sumas se amplían a todas las especies y $\Gamma_{ij} = 1$, para $i = j$.

No existen modelos *generalmente* confiables para la dependencia de los parámetros respecto a la temperatura en ninguna de las expresiones consideradas. Los parámetros de Wilson Λ_{ij} y los parámetros UNIQUAC Γ_{ij} heredan una dependencia de T tipo Boltzmann, proveniente de los orígenes de las expresiones para G^E, pero el cálculo de las propiedades y fenómenos sensibles a esta dependencia de T (p. ej., calores de mezclado y diagramas de solubilidad líquido-líquido) generalmente dan resultados cuando mucho en concordancia cualitativa con los experimentos. En consecuencia, se puede concluir que, en tanto las expresiones con *dos parámetros* son útiles para correlacionar en forma más o menos satisfactoria la dependencia de G^E respecto a T y x, no se han propuesto hasta ahora expresiones con *dos constantes* para tal fin.

EQUILIBRIO

Criterios Las ecuaciones desarrolladas hasta ahora han tenido como objeto aplicarse a sistemas *PVT* en estados de equilibrio. Los criterios seguidos para los equilibrios térmicos y mecánicos son por demás conocidos y no necesitan mayores explicaciones aquí. Estos equilibrios requieren la uniformidad de la temperatura y la presión en todo el sistema: pero los criterios que rigen los equilibrios de fase y los químicos son menos obvios y se desarrollan como sigue.

Considérese cualquier sistema *PVT* cerrado, ya sea homogéneo o heterogéneo, para el que P y T sean uniformes en toda su extensión, el cual se encuentra en equilibrio térmico y mecánico con sus alrededores. Sin embargo, se supone que inicialmente el sistema no se encuentra en equilibrio con respecto a la transferencia de masa o a la reacción química. Todos los cambios del sistema son irreversibles y deben, necesariamente, hacer que el sistema se acerque cada vez más a un estado de equilibrio. La primera y segunda leyes escritas para el sistema completo son

$$dU_{\text{sistema}} = dQ - dW$$

y

$$dS_{\text{sistema}} \geqq dQ/T$$

La combinación de las dos leyes da

$$dU_{\text{sistema}} + dW - T\,dS_{\text{sistema}} \leqq 0$$

Ya que se ha supuesto un equilibrio mecánico,

$$dW = P\,dV_{\text{sistema}}$$

y

$$dU_{\text{sistema}} + P dV_{\text{sistema}} - T\,dS_{\text{sistema}} \leqq 0$$

La desigualdad se aplica a todos los cambios diferenciales que tienden al estado de equilibrio, mientras que la igualdad se aplica al estado de equilibrio en donde cualquier cambio es reversible.

Es factible imponer algunas restricciones en la expresión anterior a fin de obtener criterios alternativos para las direcciones de los procesos irreversibles y la condición de equilibrio. Por ejemplo, resulta inmediatamente que,

$$(dU_{\text{sistema}})_{S_{\text{sistema}}, V_{\text{sistema}}} \leqq 0$$

Por otro lado, hay otros pares de propiedades que se pueden mantener constantes. El resultado más útil se deriva al fijar los valores de T y P. Si se hace esto, entonces,

$$d(U_{\text{sistema}} + PV_{\text{sistema}} - TS_{\text{sistema}})_{T,P} \leqq 0$$

o bien,

$$(dG_{\text{sistema}})_{T,P} \leqq 0$$

Esta expresión revela que todos los procesos irreversibles que ocurren a T y P constantes se desarrollan en dirección tal que hacen que disminuya la función de Gibbs del sistema. Por tanto, el estado de equilibrio de un sistema cerrado es aquel que contenga el mínimo de la función total de Gibbs que puede obtenerse a las T y P dadas. En el estado de equilibrio pueden registrarse variaciones diferenciales en el sistema a T y P constantes, sin que se genere un cambio en G. Este es el significado del criterio de equilibrio expresado en

$$(dG_{\text{sistema}})_{T,P} = 0 \tag{4-356}$$

Considérese ahora la aplicación de este criterio a un sistema cerrado de las dos fases en equilibrio. Cada fase tomada por separado en un sistema *abierto* capaz de intercambiar masa con la otra, y entonces, la ecuación (4-125) se escribirá como sigue para cada fase:

$$d(nG)' = -(nS)'\,dT + (nV)'\,dP + \Sigma(\mu_i'\,dn_i')$$
$$d(nG)'' = -(nS)''\,dT + (nV)''\,dP + \Sigma(\mu_i''\,dn_i'')$$

Las primas y doble primas denotan las dos fases. Sin embargo, se ha supuesto que T y P son uniformes en toda la extensión del sistema. Estas dos ecuaciones se suman para dar dG_{sistema} y, si al mismo tiempo se impone la condición de equilibrio de la ecuación (4-356), el resultado es

$$(dG_{\text{sistema}})_{T,P} = \Sigma(\mu_i'\,dn_i') + \Sigma(\mu_i''\,dn_i'') = 0$$

No obstante, el sistema es cerrado y sin reacción química, y el balance del material requiere que

$$dn_i'' = -\,dn_i'$$

Por consiguiente

$$\Sigma(\mu_i' - \mu_i'')\,dn_i' \doteq 0$$

Pero las cantidades dn_i' son independientes y arbitrarias, de lo cual se deduce que

$$\mu_i' = \mu_i''$$

es una condición del equilibrio de fases. Este resultado se generaliza con facilidad para incluir más fases, tomando las fases por pares sucesivos. El resultado general es

$$\mu_i' = \mu_i'' = \mu_i''' = \cdots \tag{4-357}$$

Al aplicar la ecuación (4-189), la expresión (4-357) se transforma claramente en el criterio alternativo del equilibrio de fases:

$$\hat{f}_i' = \hat{f}_i'' = \hat{f}_i''' = \cdots \tag{4-358}$$

Estas relaciones son fundamentales para predecir los equilibrios de fases en sistemas multicomponentes.

Para el caso de equilibrio con respecto a la reacción química dentro de un sistema cerrado en una sola fase, la combinación de las ecuaciones (4-125) y (4-356) conduce inmediatamente a

$$\Sigma(\mu_i \, dn_i) = 0 \tag{4-359}$$

Para equilibrios de fase y químicos combinados, las condiciones de las ecuaciones (4-357) y (4-359) se superponen.

Regla de las fases El estado *intensivo* de un sistema *PVT* se establece cuando la temperatura, la presión y las composiciones de cada una de sus fases son fijas. No obstante, en los estados de equilibrio no todas estas variables son independientes y al fijar una cantidad limitada de éstas, quedarán automáticamente determinadas las demás. Esta cantidad de variables independientes se da a través de la regla de las fases y se conoce como el *número de grados de libertad del sistema*. Este número de variables es el que se puede especificar en forma arbitraria, lo cual debe hacerse para poder fijar el estado *intensivo* de un sistema en equilibrio. Este número constituye la diferencia entre la cantidad de variables necesarias para caracterizar al sistema y la cantidad de ecuaciones que se pueden escribir con dichas variables.

La nomenclatura que se utiliza es la siguiente:

π = número de fases
m = número de especies químicas
r = número de reacciones químicas independientes
F = número de grados de libertad

Las variables de la regla de fases son temperatura, presión y $m - 1$ fracciones mol en cada fase. El número de estas variables es $2 + (m - 1)\pi$. Las masas de las fases no son variables de la regla de las fases, porque no tienen nada que ver con el estado intensivo del sistema. También conviene hacer hincapié en que la temperatura y la presión se suponen uniformes en todo el sistema cuando éste se encuentra en estado de equilibrio.

Las ecuaciones que se pueden escribir de manera que conecten las variables de la regla de las fases son:

1. Para cada especie, $\mu_i' = \mu_i'' = \mu_i''' = \cdots = \mu_i^{\pi}$, dando $(\pi - 1)m$ ecuaciones de equilibrio de fase.
2. Por cada reacción química independiente, $\Sigma_i \mu_i dn_i = 0$, que da r ecuaciones.

La cantidad total de ecuaciones independientes es, por ende $(\pi - 1)m + r$. Estas ecuaciones expresadas en sus formas fundamentales, relacionan los potenciales químicos, pero éstos son funciones de la temperatura, la presión y las composiciones: por consiguiente, representan relaciones que conectan a las variables de la regla de fases. Puesto que F es la diferencia entre el número de variables y el de ecuaciones,

$$F = 2 + (m - 1)\pi - (\pi - 1)m - r$$

o bien

$$F = 2 - \pi + m - r \tag{4-360}$$

El número de reacciones químicas independientes se determina sistemáticamente como sigue:

1. Escríbanse las reacciones de formación partiendo de los elementos de cada compuesto químico que esté presente en el sistema.
2. Combínense dichas ecuaciones de reacción de tal modo que se eliminen del conjunto todos los elementos que no se considere que están presentes como tales en el sistema. Un procedimiento sistemático consiste en seleccionar una ecuación y combinarla con cada una de las restantes del conjunto para eliminar un elemento dado. Esto reducirá casi siempre el conjunto en una ecuación por cada elemento eliminado, aunque es posible que dos o más elementos se puedan eliminar de manera simultánea.

El grupo de las r ecuaciones resultantes constituye un conjunto completo de reacciones independientes. Con frecuencia se puede obtener más de un conjunto de esta índole, pero todos ellos tienen el mismo número r, y son equivalentes.

Ejemplo 4

a. Se tiene un sistema de dos constituyentes miscibles no reaccionantes en equilibrio vapor-líquido.

$$F = 2 - \pi + m - r = 2 - 2 + 2 - 0 = 2$$

Los dos grados de libertad de este sistema se satisfacen fijando valores para T y P, o T y y_1, o P y x_1, o x_1 y y_1, etc. Por lo tanto, si se especifica que el equilibrio debe establecerse a un valor específico de T y P, entonces, este estado (si es posible) existirá sólo en una composición de líquido y una de vapor. Una vez que los dos grados de libertad se utilizan, ya no se está en libertad de especificar ningún otro factor que restrinja las variables de las reglas de fases. Por ejemplo, no se puede requerir *además* que el sistema forme un azeotropo (suponiendo que esto fuera factible), ya que esto requiere que $x_1 = y_1$, que es una ecuación que no se toma en cuenta en la derivación de la regla de las fases. Por ende, el requisito de que el sistema forme un azeotropo impone una restricción especial y reduce la cantidad de grados de libertad a uno.

b. Un sistema gaseoso compuesto de CO, CO_2, H_2, H_2O y CH_4, en equilibrio químico:

$$F = 2 - \pi + m - r = 2 - 1 + 5 - 2 = 4$$

El valor de $r = 2$ se encuentra aplicando el método ya delineado. Las reacciones de formación son:

$$C + \tfrac{1}{2}O_2 \rightarrow CO$$
$$C + O_2 \rightarrow CO_2$$
$$H_2 + \tfrac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O$$
$$C + 2H_2 \rightarrow CH_4$$

La eliminación sistemática de C y O_2 de este conjunto de ecuaciones químicas reduce dicho conjunto a dos. Hay tres pares posibles de ecuaciones que pueden crearse, dependiendo de cómo se combinen las ecuaciones. Cualquier *par* de las tres ecuaciones siguientes representa un conjunto completo de reacciones independientes, y todos ellos son equivalentes:

$$CH_4 + H_2O \rightleftharpoons CO + 3H_2$$
$$CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2$$
$$CH_4 + 2H_2O \rightleftharpoons CO_2 + 4H_2$$

El resultado, $F = 4$, significa que se está en libertad de especificar, por ejemplo, T, P y dos fracciones de mol en una mezcla de equilibrio de estas cinco especies químicas, a condición de que ningún otro factor se fije en forma arbitraria. Por consiguiente, no es posible requerir simultáneamente que el sistema se prepare con cantidades especificadas de constituyentes en particular.

Ya que la regla de las fases considera exclusivamente el estado intensivo de un sistema, se aplica tanto a sistemas cerrados como abiertos. Por otra parte, el **teorema de Duhem** es una regla que sólo se relaciona con los sistemas cerrados: "Para todo sistema cerrado constituido inicialmente por masas determinadas de especies químicas prescritas, el estado de equilibrio está *totalmente determinado* por dos propiedades cualesquiera del sistema, siempre y cuando estas dos propiedades sean variables independientes en el estado de equilibrio." El significado de *totalmente determinado* es que tanto los estados intensivo y extensivo del sistema están determinados; es decir, no sólo se encuentran determinados T, P y las composiciones de las fases establecidas, sino también están determinadas las masas de las fases.

Equilibrio vapor-líquido

Generalidades Las relaciones del equilibrio vapor-líquido (al igual que otras relaciones de equilibrio de interfase) son necesarias para resolver muchos problemas de ingeniería. Los datos requeridos para estas relaciones se miden a menudo en forma directa por medio de un experimento. Este género de mediciones raras veces es sencillo,

incluso en sistemas binarios, cuyo grado de dificultad crece de manera muy marcada conforme aumenta el número de los componentes. Este es el incentivo que mueve a aplicar la termodinámica al cálculo de relaciones de equilibrio de fase. Sin embargo, la termodinámica no proporciona más que un conjunto de ecuaciones que interrelaciona a las propiedades de los materiales, y sin datos de uno a otro tipo, la termodinámica es totalmente impotente para resolver problemas prácticos. El nivel en que la termodinámica puede ser útil para resolver un problema específico de equilibrio vapor-líquido depende de la naturaleza del sistema en estudio y de la clase de datos disponibles, experimentales o de predicción.

El problema general de equilibrio vapor-líquido comprende un sistema multicomponente con m componentes, para el cual las variables independientes son T y P, $m-1$ fracciones mol en el líquido y $m-1$ fracciones mol en el vapor. (Nótese que $\Sigma x_i = 1$ y $\Sigma y_i = 1$ en donde x_i y y_i representan las fracciones mol en el líquido y vapor, respectivamente.) Por ende, hay $2m$ variables independientes y la aplicación de la regla de las fases demuestra que, exactamente m de dichas variables debe tener un valor fijo para que pueda establecerse el estado intensivo del sistema. Esto significa que una vez que se especifiquen m variables, las m variables restantes se determinan mediante la resolución simultánea de las m relaciones de equilibrio.

$$\hat{f}_i^L = \hat{f}_i^V \qquad (i = 1 \text{ to } m) \tag{4-361}$$

en donde los exponentes L y V denotan las fases de líquido y vapor, respectivamente.

En la práctica, se acostumbra especificar ya sea T o P y la composición de la fase líquida, o bien la de la fase de vapor, fijando con ello las $1 + (m-1) = m$ variables independientes. Las m variables restantes se calculan entonces, a condición de que se disponga de datos suficientes que permitan determinar todas las propiedades termodinámicas necesarias.

Enfoque de la ecuación de estado La ecuación de definición para el coeficiente de fugacidad debe escribirse para cada fase:

$$\text{Líquida:} \quad \hat{f}_i^L = \hat{\phi}_i^L x_i P$$
$$\text{Vapor:} \quad \hat{f}_i^V = \hat{\phi}_i^V y_i P$$

La ecuación (4-361) se convierte ahora en

$$x_i \hat{\phi}_i^L = y_i \hat{\phi}_i^V \qquad (i = 1 \text{ to } m) \tag{4-362}$$

Este paso introduce las composiciones x_i y y_i en las ecuaciones de equilibrio: pero ninguna de ellas es explícita, porque los valores de $\hat{\phi}_i$ son funciones de la composición. Además, los valores de $\hat{\phi}_i$ son funciones de T y P, de donde la ecuación (4-362) representa m relaciones complejas que conectan a T, P y los valores de x_i y y_i. Incluso para resolver estas ecuaciones por medio de una computadora, es esencial que los valores de $\hat{\phi}_i$ se expresen analíticamente como funciones de T, P y la composición. Esto requiere una ecuación de estado que represente las propiedades volumétricas tanto de la fase líquida como la de vapor en todo el intervalo de temperaturas, presiones y composiciones de interés. Contando con una ecuación de estado de esta índole, la ecuación (4-281) suministra la expresión de los valores de $\hat{\phi}_i$ como funciones de T, P y la composición.

Para este propósito, se utilizan con frecuencia las ecuaciones cúbicas de estado (p. ej., las modificaciones de la ecuación de Redlich-Kwong) y expresiones más completas (como p. ej., la ecuación BWR) y, a menudo, las ecuaciones más sencillas dan resultados tan satisfactorios como las complejas. Lo apropiado de la técnica se ve muy afectado por la naturaleza de las reglas de combinación y, en consecuencia, el método de las ecuaciones de estado ha demostrado hasta el momento que sólo es satisfactorio para sistemas (p. ej., aquellos que contienen hidrocarburos y fluidos criogénicos) que muestran desviaciones modestas del comportamiento de la solución ideal en la fase líquida. Van Ness y Abbott *(Classical Thermodynamics of Nonelectrolyte Solutions: With Applications to Phase Equilibria*, McGraw-Hill, New York, 1982, Sec. 6-4) dan ejemplos numéricos de los procedimientos.

Uso de los coeficientes de actividad La principal dificultad del método delineado en los párrafos anteriores consiste en describir adecuadamente el compartimiento volumétrico de mezclas líquidas. Para muchos de los problemas de equilibrio vapor-líquido, la presión es lo suficientemente baja para que pueda aplicarse una ecuación de estado relativamente simple, de la índole de la ecuación virial para suministrar las propiedades termodinámicas de la fase vapor. La fase líquida debe tratarse de un modo diferente; es más, no es necesario pedir una descripción termodinámica completa de la fase líquida y basta con la función de exceso de Gibbs. Puesto que la función molar parcial de exceso de Gibbs está relacionada directamente con el coeficiente de actividad, la conexión con la fugacidad se hace a través de la ecuación (4-235), que es la que define el coeficiente de actividad. Por lo tanto,

$$\hat{f}_i^L = \gamma_i x_i f_i^\circ$$

Esta ecuación se escribe para la fase líquida; para la fase vapor se utiliza la misma que antes:

$$\hat{f}_i^V = \hat{\phi}_i y_i P$$

Como resultado de la ecuación (4-361),

$$\gamma_i x_i f_i^\circ = \hat{\phi}_i y_i P \qquad (i = 1 \text{ to } m) \tag{4-363}$$

No es necesario identificar los subíndices L y V en esta ecuación, a condición de que se recuerde siempre que γ_i y f_i° caracterizan a la fase líquida y $\hat{\phi}_i$ a la fase vapor.

Para evaluar $\hat{\phi}_i$ se utiliza como base, al igual que antes, una ecuación de estado. Las ecuaciones (4-310), (4-314) y (4-325) son ejemplo de las expresiones resultantes de ϕ_i. El coeficiente de actividad γ_i y la fugacidad del estado estándar, f_i° de un componente en la fase líquida, se consideran conjuntamente. El propósito del coeficiente de actividad es relacionar la fugacidad desconocida f_i con su valor de estado estándar f_i°. Obviamente, el coeficiente de actividad no tiene ninguna utilidad a menos que la fugacidad del estado estándar se pueda evaluar con precisión. Aunque el estado estándar debe estar siempre a la temperatura del sistema, es arbitrario desde cualquier punto de vista. Los estados estándar comunes son aquellos que se dieron antes, basado uno en la regla de Lewis y Randall y el otro en la ley de Henry, y ningún otro se tomará en cuenta aquí. En ambos casos, f_i° es la fugacidad de i puro a la temperatura y la presión del sistema, y en cualquiera de los casos se tienen dos ecuaciones que relacionan al coeficiente de actividad con la función de exceso de Gibbs. La primera de ellas es (4-238),

$$G^E/RT = \Sigma(x_i \ln \gamma_i)$$

y la segunda resulta de la ecuación (4-246), porque $\ln \gamma_i$ está relacionada con G^E/RT como propiedad molar parcial,

$$\ln \gamma_i = \frac{G^E}{RT} - \sum_{k \neq i} x_k \left[\frac{\partial (G^E/RT)}{\partial x_k}\right]_{T,P,x'} \tag{4-364}$$

en donde $x' \neq i$ o k. Por lo tanto, para valores dados de T, P y la composición, G^E se determina basándose en los coeficientes de actividad y, por el contrario, éstos se calculan si G^E se expresa en función de la composición. Por ende, lo que se necesita para la fase líquida es una relación entre G^E y la composición.

Las ecuaciones que comúnmente se utilizan para este propósito ya se describieron. En ellas se supone que los estados estándar son estados de los constituyentes líquidos puros, a la T y P del sistema y, en consecuencia, que $f_i^\circ = f_i$. Con base en la ecuación (4-197*a*) de la tabla 4-24

$$d \ln f_i = \frac{V_i^L}{RT} dP \text{ (constante } T\text{)}$$

La integración desde la presión de saturación (vapor) de i puro, hasta la presión del sistema da por resultado

$$f_i = f_i^{sat} \exp \int_{P_i^{sat}}^{P} \frac{V_i^L}{RT}\, dP$$

Al sustituir la expresión para f_i en la ecuación (4-317) se obtiene

$$\gamma_i x_i f_i^{sat} \exp \int_{P_i^{sat}}^{P} \frac{V_i^L}{RT}\, dP = \hat{\phi}_i y_i P$$

Ya que $f_i^{sat} = \phi_i^{sat} P_i^{sat}$ esta ecuación se puede expresar como

$$y_i P \Phi_i = x_i \gamma_i P_i^{sat} \qquad (i = 1 \text{ to } m) \tag{4-365}$$

donde

$$\Phi_i = \left(\frac{\hat{\phi}_i}{\phi_i^{sat}}\right) \exp\left[-\int_{P_i^{sat}}^{P} \frac{V_i^L}{RT}\, dP\right] \tag{4-366}$$

Si V_i^L se supone independientemente de la presión y $\hat{\phi}_i$ y ϕ_i^{sat} se basan en la ecuación virial y se evalúan mediante las ecuaciones (4-310) y (4-307), esto se reduce a

$$\Phi_i = \exp\left[\frac{P\bar{B}_i - P_i^{sat} B_{ii} - V_i^L (P - P_i^{sat})}{RT}\right] \tag{4-367}$$

donde $\bar{B}_i$ está dada por la ecuación (4-309),

$$\bar{B}_i \equiv \left[\frac{\partial (nB)}{\partial n_i}\right]_{T,n_j} = 2 \sum_k y_k B_{ki} - B \tag{4-368}$$

Con B evaluada a partir de la ecuación (4-301).

Las m ecuaciones representadas por la ecuación (4-365) junto con la ecuación (4-367) se pueden utilizar para m variables no especificadas del equilibrio de fase. Para un sistema multicomponente el cálculo es muy complejo, pero adecuado para una solución por computadora. Los diferentes tipos de problemas que se presentan para sistemas no electrolíticos, a presiones desde baja hasta moderada (muy por abajo de la presión crítica) fueron analizados por Van Ness y Abbott (*ibid.*, Sec. 6-8) y estudiados en detalle por Prausnitz y cols. (*Computer Calculations for Multicomponent Vapor-Liquid and Liquid-Liquid Equilibria*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1980).

Cuando no se dispone de una ecuación adecuada de correlación para G^E se pueden obtener estimaciones confiables de los coeficientes de actividad de cualquiera de las dos correlaciones de contribución de grupos. Tanto el método ASOG (solución analítica de grupos) como el UNIFAC (coeficiente de actividad UNIQUAC de grupo funcional) se encuentran bien desarrollados y se describen totalmente en nomogramas. (Véase Kojima y Tochigi, *Prediction of Vapor-Liquid Equilibria by the ASOG Method*, Elsevier, Amsterdam, 1979; y Fredenslund, Gmehling y Rasmussen, *Vapor-Liquid Equilibria Using UNIFAC*, Elsevier, Amsterdam, 1977.) Periódicamente se publican revisiones y ampliaciones de las tablas de parámetros UNIFAC. [Véase Gmehling, Rasmussen y Fredenslund, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **20**, 331 (1981).]

Los cálculos de equilibrio vapor-líquido para sistemas a alta presión o en condiciones cercanas a la región crítica requieren técnicas especiales. Una revisión útil de este tema complejo fue publicado por I. Wichterle [*Fluid Phase Equilibria*, **1**, 161, 225, 305; **2**, 59, 143 (1977-1978)].

Reducción de datos Las correlaciones para G^E y los coeficientes de actividad se basan en los datos de equilibrio vapor-líquido, tomados a presiones bajas o moderadas. Los métodos ASOG y UNIFAC de contribuciones de grupos dependen de la validez de los parámetros evaluados, a partir de una base grande de dichos datos. El proceso para encontrar una descripción termodinámica adecuada del equilibrio vapor-líquido a partir de las mediciones experimentales de los estados de equilibrio se conoce como reducción de datos. Aquí sólo se da una breve descripción del tratamiento a que se someten los datos tomados de sistemas *binarios* en condiciones *isotérmicas*. El desarrollo total de este tema fue presentado por Van Ness y Abbott (*ibid.*, Sec. 6-7).

Se supone la existencia de una ecuación capaz de representar por sí misma los valores correctos de G^E, para la fase líquida, en función de x_1:

$$g^+ = g(x_1; \alpha, \beta, \ldots) \tag{4-369}$$

donde $g \equiv G^E/RT$ y $\alpha, \beta, \ldots$ representan los parámetros ajustables. El exponente + indica un valor predicho por la ecuación (4-369) y se coloca a todas las cantidades predichas, para distinguirlas de los valores correspondientes, determinadas en forma directa a partir de los datos experimentales.

Para los datos de equilibrio vapor-líquido, para un sistema binario isotérmico, se describe en su totalidad un punto de los datos mediante los valores medidos de x_1, P, y_1, a partir de los cuales se calculan los valores experimentales de γ_1 y γ_2 por medio de la ecuación (4-365),

$$\gamma_i = \frac{y_i P \Phi_i}{x_i P_i^{sat}} \qquad (i = 1, 2) \tag{4-370}$$

y los valores experimentales de g, mediante la ecuación (4-238),

$$g = x_1 \ln \gamma_1 + x_2 \ln \gamma_2 \tag{4-371}$$

En la ecuación (4-370), el factor Φ_i se evalúa con base en la ecuación (4-367). El procedimiento clásico (anterior a la computadora) consiste en calcular los valores de los parámetros $\alpha, \beta, \ldots$ que minimizan $\Sigma(\delta g)^2$ donde

$$\delta g \equiv g^+ - g$$

y la suma $\Sigma(\delta g)^2$ es para todos los puntos de los datos. Este procedimiento es totalmente satisfactorio si los valores experimentales de γ_1 y γ_2 satisfacen la ecuación de Gibbs-Duhem, ecuación (4-240). Sin embargo, si los datos tienen algún error sistemático, esta ecuación no se satisface y el procedimiento de reducción de datos produce una ecuación de correlación que no da la mejor reproducción posible de los datos experimentales.

Asociados a cada valor predicho de g^+ se predicen los valores de los coeficientes de actividad:

$$\gamma_1^+ = \exp\left(g^+ + x_2 \frac{dg^+}{dx_1}\right) \tag{4-372a}$$

y

$$\gamma_2^+ = \exp\left(g^+ - x_1 \frac{dg^+}{dx_1}\right) \tag{4-372b}$$

Estas ecuaciones provienen de la ecuación (4-364) aplicada a un sistema binario. Los coeficientes de actividad están relacionados con los valores predichos de P^+ y y_1^+ por medio de una expresión análoga a la ecuación (4-370):

$$\gamma_i^+ = (y_i^+ P^+ \Phi_i / x_i P_i^{sat}) \tag{4-373}$$

Al resolver esta ecuación para $y_i^+ P^+$, expresarla para cada especie y sumar las dos ecuaciones, se obtiene

$$P^+ = (x_1 \gamma_1^+ P_1^{sat}/\Phi_1) + (x_2 \gamma_2^+ P_2^{sat}/\Phi_2) \tag{4-374}$$

Mediante la ecuación (4-373),

$$y_1^+ = (x_1 \gamma_1^+ P_1^{sat}/P^+ \Phi_1) \tag{4-375}$$

Estas ecuaciones permiten el cálculo de los resultados *primarios*

$$\delta P \equiv P^+ - P \qquad \text{y} \qquad \delta y_1 \equiv y_1^+ - y_1$$

en los valores experimentales de x_1. Más aún, estas ecuaciones proporcionan bases opcionales para la reducción de datos. Se pueden calcular los valores de los parámetros $\alpha, \beta, \ldots$ que minimizan ya sea $\Sigma(\delta P)^2$ o $\Sigma(\delta y_1)^2$. El procedimiento anterior se conoce como método de Barker [*Aust. J. Chem.*, **6**, 207 (1953)].

Si los coeficientes experimentales de actividad satisfacen la ecuación de Gibbs-Duhem, todos los procedimientos producen resultados equivalentes y todos los residuos (δg, δP y δy_1) se diseminan alrededor de cero independientemente del procedimiento seleccionado y se dice que los datos son termodinámicamente consistentes. Si los coeficientes experimentales de actividad no satisfacen la ecuación de Gibbs-Duhem, los diferentes procedimientos dan resultados distintos y, en cada procedimiento, uno o más de los conjuntos de residuos muestran una desviación sistemática a partir de cero. Se dice que estos datos son termodinámicamente inconsistentes y que tienen un error sistemático. En este caso, se logra un ajuste de los datos al minimizar la suma compuesta

$$S \equiv \Sigma \left(\frac{\delta P}{w_P}\right)^2 + \Sigma \left(\frac{\delta y_1}{w_y}\right)^2$$

donde w_p y w_y son los factores de normalización que hacen los residuos compatibles para tratamientos simultáneos. Este procedimiento proporciona un ajuste más cercano a las variables medidas P y y que la minimización de $\Sigma(\delta g)^2$.

Conviene observar que el procedimiento basado en la minimización de $\Sigma(\delta P)^2$ no requiere de los valores de y_1 y que el procedimiento basado en la minimización de $\Sigma(\delta y_1)^2$ no requiere de los valores de P. Por consiguiente, los parámetros de correlación α, β,... se pueden evaluar a partir del subconjunto de datos de las mediciones de x_1, P o x_1, y_1. Actualmente, en la práctica, se suelen medir los datos de x_1, P.

Una recopilación de los datos de equilibrio vapor-líquido fue preparada por Gmehling y Onken (*Vapor-Liquid Equilibrium Data Collection*, DECHEMA, Chemistry Data ser., vol. I, Frankfurt am Main, 1979-).

Determinación de valores K Las razones de equilibrio o valores K tienen un empleo muy difundido en cálculos de equilibrios vapor-líquido. Un valor de K es, sencillamente, la relación de equilibrio entre la composición del valor y la del líquido:

$$K_i = y_i/x_i \tag{4-376}$$

En las publicaciones especializadas aparecen diversas correlaciones empíricas para valores de K que tienen una relación mínima con la termodinámica. La ecuación termodinámica apropiada para valores de K se deriva directamente de la ecuación (4-363):

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{f_i^\circ}{P}\frac{\gamma_i}{\hat{\phi}_i} \tag{4-377}$$

En general, la relación de equilibrio o valor K es evidentemente una función de T, P la composición del líquido y la del vapor.

Si la fugacidad del estado estándar del líquido se considera como f_i, que es la fugacidad del líquido puro a T y P, entonces,

$$\frac{f_i^\circ}{P} = \frac{f_i^L}{P} = \phi_i^L$$

y la ecuación (4-377) se convierte en

$$K_i = \frac{\phi_i^L}{\hat{\phi}_i}\gamma_i \tag{4-378}$$

en donde $\hat{\phi}_i$ y γ_i se refiere a las fases de vapor y líquido, respectivamente. La famosa correlación para hidrocarburos formulada por Chao y Seader [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7**, 598 (1961)] se basa en esta ecuación y, por ende, tiene una base termodinámica firme. El problema es obtener siempre estimaciones razonables de ϕ_i^L, $\hat{\phi}_i$, y γ_i. Chao y Seader utilizaron una correlación generalizada basada en el trabajo de Pitzer para ϕ_i^L, la ecuación de Redlich y Kwong generalizada para $\hat{\phi}_i$, y los parámetros de solubilidad para γ_i. En la literatura aparecen procedimientos mejorados de estimación [véase, p. ej., Lee, Erbar y Edmister, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **19**, 349 (1973)]. En general, el método de Chao-Seader y sus variaciones son las más satisfactorias al aplicarlas a mezclas de hidrocarburos y gases ligeros comunes.

Equilibrio líquido-líquido Los criterios generales de equilibrio, ecuaciones (4-356), (4-357) y (4-358), se aplican tanto al equilibrio líquido-líquido como vapor-líquido. Al denotar las fases de equilibrio mediante los exponentes α y β, la ecuación (4-358) para el equilibrio líquido-líquido se puede expresar como

$$\hat{f}_i^\alpha = \hat{f}_i^\beta \qquad (i = 1 \text{ a } m)$$

La introducción de los coeficientes de actividad da por resultado

$$x_i^\alpha \gamma_i^\alpha (f_i^\circ)^\alpha = x_i^\beta \gamma_i^\beta (f_i^\circ)^\beta \qquad (i = 1 \text{ a } m)$$

Ya que $(f_i^\circ)^\alpha$ y $(f_i^\circ)^\beta$ pueden tomarse como la fugacidad del líquido pur° i a la T y P del sistema, esta última ecuación se transforma en

$$x_i^\alpha \gamma_i^\alpha = x_i^\beta \gamma_i^\beta \; (i = 1 \text{ a } m)$$

Las expresiones para los coeficientes de actividad se pueden obtener de diferentes ecuaciones de correlación para G^E, en especial la ecuación UNIQUAC. Además, el método UNIFAC permite la predicción de los coeficientes de actividad, y para los cálculos de equilibrio líquido-líquido se ha desarrollado una tabla especial de parámetros. [Véase Magnussen, Rasmussen y Fredenslund, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **20**, 331 (1981).]

Un análisis completo del equilibrio líquido-líquido fue realizado por Sorensen, Magnussen, Rasmussen y Fredenslund [*Fluid Phase Equilibria*, **2**, 297 (1979); **3**, 47 (1979); **4**, 151 (1980)]. Los datos de equilibrio líquido-líquido se recopilaron en un conjunto de tres partes compilado por Sorensen y Arlt (*Liquid-Liquid Equilibrium Data Collection*, DECHEMA Chemistry Data ser., vol V, Frankfurt am Main, 1979-1980, Secs. 1-3).

Equilibrio químico Los cálculos del equilibrio químico se han realizado tradicionalmente utilizando constantes de equilibrio y, aunque éste sigue siendo un procedimiento útil para problemas sencillos, no se presta para solucionar problemas complejos de equilibrios que comprenden reacciones simultáneas. Estos cálculos se llevan a la práctica a menudo sólo cuando se desarrollan con ayuda de una computadora y el procedimiento de computación utilizado está regido por lo apropiado que sea para la resolución en computadora. Por consiguiente, las dos clases de problemas se tratarán por separado en las siguientes subsecciones.

Constantes de equilibrio Considérese una fase en la que ocurre una reacción que obedece a la ecuación

$$\nu_1 A_1 + \nu_2 A_2 \rightleftharpoons \nu_3 A_3 + \nu_4 A_4$$

en donde A_i representa una especie química y ν_i es el número estequiométrico. El criterio del equilibrio químico tal como lo expresa la ecuación (4-359) se escribe, en este caso particular,

$$\mu_1\, dn_1 + \mu_2\, dn_2 + \mu_3\, dn_3 + \mu_4\, dn_4 = 0 \tag{4-379}$$

Puesto que los valores de dn_i son resultado exclusivo de la reacción química, están relacionados con los números estequiométricos. Específicamente,

$$dn_2/dn_1 = \nu_2/\nu_1 \qquad dn_3/dn_1 = \nu_3/\nu_1 \qquad \text{etc.}$$

Los números estequiométricos ν_i son, por acuerdo ya establecido, positivos para los productos y negativos para los reactivos. Así, pues, las ecuaciones anteriores se escriben también como sigue

$$dn_1/\nu_1 = dn_2/\nu_2 = dn_3/\nu_3 = dn_4/\nu_4 = k\, d\varepsilon \tag{4-380}$$

en donde ε es el *grado de conversión* o la *coordenada de reacción*, y aparece por definición. La constante k es arbitraria.

Las relaciones para los valores de dn_i proporcionadas por la ecuación (4-380) se pueden incluir en la ecuación (4-379) para dar

$$\mu_1\nu_1\, k\, d\varepsilon + \mu_2\nu_2 k\, d\varepsilon + \mu_3\nu_3 k\, d\varepsilon + \mu_4\nu_4 k\, d\varepsilon = 0$$

de lo que resulta que

$$\Sigma(\nu_i\mu_i) = 0 \qquad (4\text{-}381)$$

Los valores de μ_i se eliminan de la ecuación (4-381) por medio de la ecuación (4-215) expresada en la forma

$$\mu_i = G_i^\circ + RT \ln \hat{a}_i$$

en donde, por definición, $\hat{a}_i = \hat{f}_i/f_i^\circ$, y se denomina **actividad**. El resultado de esta sustitución es

$$\Sigma[\nu_i(G_i^\circ + RT \ln \hat{a}_i)] = 0$$

o bien,

$$\Sigma(\nu_i G_i^\circ) + RT\Sigma \ln \hat{a}_i^{\nu_i} = 0$$

o bien,

$$\ln \Pi \hat{a}_i^{\nu_i} = \frac{-\Sigma(\nu_i G_i^\circ)}{RT}$$

El lado derecho de esta ecuación es una función de la temperatura sólo para una reacción dada y estados estándar específicos. Por lo tanto, conviene igualarla a $\ln K$, y esto lleva a la ecuación.

$$K = \Pi \hat{a}_i^{\nu_i} \qquad (4\text{-}382)$$

que define a K y da, además, una segunda ecuación,

$$-RT \ln K = \Sigma(\nu_i G_i^\circ) \equiv \Delta G^\circ \qquad (4\text{-}383)$$

que relaciona a K con los valores de G_i° de los estados estándar. Aunque K se conoce con el nombre de **constante de equilibrio**, se trata de una función de T. La cantidad ΔG° que aparece en la ecuación (4-383) es, sencillamente, una manera convencional de indicar la cantidad $\Sigma(\nu_i G_i^\circ)$. Cuyo nombre es **cambio de la función estándar de Gibbs de la reacción**.

Las actividades de la ecuación (4-382) ofrecen una conexión entre el estado de *equilibrio* de interés y los estados *estándar* de los constituyentes, para los que se supone existen los datos pertinentes. Los estados estándar son arbitrarios, pero siempre deben estar a la temperatura de equilibrio T. En este estudio, se supone que son los estados de los constituyentes puros. Aunque los estados estándar seleccionados no deben ser necesariamente iguales para todos los constituyentes, es esencial que, para un constituyente en *particular*, el estado estándar representado por G_i° sea el mismo que representa f_i° en el que se basa la actividad $\hat{a}_i$.

Las ecuaciones (4-382) y (4-383) son muy generales y a menudo se simplifican mediante la restricción adicional de los estados estándar. En consecuencia, para el caso más importante de las reacciones en fase gaseosa, los estados estándar se toman invariablemente como estados de gas ideal de los constituyentes puros, a una presión absoluta de 1 atm. Eso significa que $f_i^\circ = 1$ atm para cada constituyente, en cuyo caso, la ecuación (4-382) se escribe como sigue

$$K = \Pi(\hat{f}_i^{\nu_i}) \qquad (4\text{-}384)$$

Se observará que K *no* tiene unidades, y que los valores de $\hat{f}$ deben expresarse en atmósferas. A pesar de que la atmósfera no es una unidad SI, aún no se utilizan las tablas de datos termoquímicos convertidos en una base congruente con este sistema.

Aunque se emplean estados *estándar* de gases ideales para definir a K, es preciso tomar en cuenta la no idealidad del estado de *equilibrio*. Esto se logra introduciendo el coeficiente de fugacidad,

$$\hat{\phi}_i = \hat{f}_i/y_i P$$

en donde y_i representa una fracción mol en fase gaseosa y P es la presión absoluta dada en atmósferas. La sustitución de $\hat{f}_i$ en la ecuación (4-384) da la siguiente expresión

$$K = (\Pi \hat{\phi}_i^{\nu_i})(\Pi y_i^{\nu_i}) P^{\Sigma\nu_i} \qquad (4\text{-}385)$$

El procedimiento para resolver las ecuaciones (4-383) y (4-385) para dar un conjunto de valores y_i en el equilibrio, depende de la disponibilidad de datos para ΔG°. Dados estos datos para una reacción en particular a un valor específico de T, la ecuación (4-383) se resuelve para K y, a continuación, la ecuación (4-385) se aplica para determinar los valores de y_i a la P dada, mediante un procedimiento que se ilustrará después. Una de las dificultades que debe vencerse en que los valores de $\hat{\phi}_i$'s dependen de los de y_i, que también deben calcularse. Esta complicación desaparece si es factible suponer que la mezcla de equilibrio es un gas ideal, en cuyo caso, cada $\hat{\phi}_i$ equivale a la unidad y el término se elimina. El problema se resuelve también si se considera que la mezcla de equilibrio es una solución ideal, en cuyo caso, cada $\hat{\phi}_i$ se convierte en ϕ_i, que es el coeficiente de fugacidad de i puro a la T y P de la mezcla. Esta cantidad no depende de la composición y se determina basándose en datos experimentales partiendo de una correlación generalizada, o bien, utilizando una ecuación de estado.

En el caso general de que no se justifiquen las suposiciones de simplificación, lo indicado es aplicar un procedimiento iterativo. Como primer paso, se toman los valores de $\hat{\phi}_i$'s iguales a la unidad y se determina un conjunto de valores de y_i. Esto permite calcular los de $\hat{\phi}_i$ mediante una ecuación de estado, por ejemplo (4-310), (4-314) o (4-325). Luego se determina un nuevo conjunto de valores de y_i y el proceso se continúa hasta llegar a la convergencia.

Para reacciones en fase líquida, los estados estándar se toman casi siempre como los líquidos puros a la T de equilibrio y a una presión absoluta de 1 atm. Puesto que esto *no* hace que $\hat{f}_i^\circ = 1$, la ecuación (4-382) debe utilizarse para la constante de equilibrio. Ahora conviene introducir el coeficiente de actividad

$$\gamma_i = \hat{f}_i/x_i f_i$$

que, para la actividad, da la expresión

$$\hat{a}_i = \hat{f}_i/f_i^\circ = (\gamma_i f_i x_i/f_i^\circ)$$

en donde x_i es la fracción mol en la fase líquida. Tanto f_i como f_i° representan las fugacidades del líquido puro i a la temperatura T; pero a la presión P y a 1 atm, respectivamente. Puesto que la presión tiene con frecuencia poco efecto en las propiedades de los líquidos, la razón f_i/f_i° se toma a menudo como la unidad. En los casos en que esto no es aceptable, dicha razón se calcula aplicando la ecuación

$$\ln \frac{f_i}{f_i^\circ} = \frac{1}{RT}\int_1^P V_i\, dP \cong \frac{V_i(P-1)}{RT}$$

Cuando esta corrección de la presión es despreciable, entonces $\hat{a}_i = \gamma_i x_i$ y la ecuación (4-382) se convierte en

$$K = (\Pi \gamma_i^{\nu_i})(\Pi x_i^{\nu_i}) \qquad (4\text{-}386)$$

En este caso, la dificultad reside en determinar los valores de γ_i, que dependen de los de x_i. Este problema no se ha resuelto para el caso general. Hay dos caminos abiertos, el primero de ellos consiste en suponer que la mezcla en equilibrio es una solución ideal, en cuyo caso, $\gamma_i = 1$ y el término se anula. Esto da

$$K = \Pi x_i^{\nu_i}$$

que es la llamada ley de acción de masas. La única alternativa realista consiste en recurrir a una determinación experimental de la composición en el equilibrio.

La coordenada de reacción ε, introducida por la ecuación (4-380), proporciona una sola variable con la que es factible relacionar las fracciones mol en equilibrio. La constante arbitraria k de la ecuación (4-380) se puede determinar de tal modo que se normalice para que los valores limitantes sean 0 y 1. Por otro lado, se puede hacer igual a la unidad (o a cualquier otro valor) en lugar de imponer restricciones en los valores que pueda adoptar. El procedimiento más simple es quizá dejar que $k = 1$ y tomar $\varepsilon = 0$ para la constitución inicial del sistema.

Ejemplo 5 Considérese la reacción

$$CO + H_2O \rightleftharpoons CO_2 + H_2$$

La ecuación (4-380) con $k = 1$ se convierte en

$$\frac{dn_{CO}}{-1} = \frac{dn_{H_2O}}{-1} = \frac{dn_{CO_2}}{1} = \frac{dn_{H_2}}{1} = d\varepsilon$$

Supóngase que la corriente de alimentación contiene 3 moles de CO, 1 mol de H_2O y 2 moles de CO_2 por cada mol de H_2 presente. Esta constitución inicial establece la *base* para el cálculo y, para esta mezcla fuera de equilibrio, se considerará que ε es 0. Al integrar la ecuación antes citada, desde el estado inicial hasta el de equilibrio, da

$$-\int_3^{n_{CO}} dn_{CO} = -\int_1^{n_{H_2O}} dn_{H_2O} = \int_2^{n_{CO_2}} dn_{CO_2} = \int_1^{n_{H_2}} dn_{H_2} = \int_0^{\varepsilon} d\varepsilon$$

o bien,

$$\begin{aligned} n_{CO} &= 3 - \varepsilon \\ n_{H_2O} &= 1 - \varepsilon \\ n_{CO_2} &= 2 + \varepsilon \\ n_{H_2} &= 1 + \varepsilon \\ \Sigma n_i &= 7 \end{aligned}$$

Puesto que $\Sigma n_i =$, $y_i = n_i/$, y

$$\Pi y_i^{\nu_i} = \frac{\left(\frac{2+\varepsilon}{7}\right)\left(\frac{1+\varepsilon}{7}\right)}{\left(\frac{3-\varepsilon}{7}\right)\left(\frac{1-\varepsilon}{7}\right)} = \frac{(2+\varepsilon)(1+\varepsilon)}{(3-\varepsilon)(1-\varepsilon)}$$

A 1000 K, $\Delta G^\circ = -2680$ J para la reacción tal como se expresó, en donde los números, estequiométricos representan gramos-mol y para estados estándar, como gases ideales puros a 1 atm. Según la ecuación (4-383)

$$\ln K = \frac{-\Delta G^\circ}{RT} = \frac{2680}{(8.314)(1000)} = 0.322$$

y

$$K = 1.38$$

Si se pide la composición de equilibrio a 1 atm y 1000 K, entonces la suposición de los gases ideales es apropiada y la ecuación (4-385) se convierte en

$$K = \Pi(y_i^{\nu_i})$$

de la que se obtiene

$$1.38 = \frac{(2+\varepsilon)(1+\varepsilon)}{(3-\varepsilon)(1-\varepsilon)}$$

que da finalmente

$$\varepsilon = 0.258$$

Por consiguiente, la mezcla de equilibrio contiene

n_{CO}	= 2.74 mol	y_{CO}	= 0.391
n_{H_2O}	= 0.74 mol	y_{H_2O}	= 0.106
n_{CO_2}	= 2.26 mol	y_{CO_2}	= 0.323
n_{H_2}	= 1.26 mol	y_{H_2}	= 0.180
Σn_i	= 7.00 mol	Σy_i	= 1.000

El efecto de la temperatura sobre la constante de equilibrio se determina a través de la ecuación (4-180), que es la ecuación de Gibbs-Helmholtz. De esto resulta que

$$\frac{d(\Delta G^\circ/RT)}{dT} = \frac{-\Delta H^\circ}{RT^2} \tag{4-387}$$

en donde ΔH° se denomina calor estándar de reacción y es el símbolo convencional de $\Sigma(\nu_i H_i^\circ)$. Al combinar las ecuaciones (4-383) y (4-387) se obtiene

$$d \ln K/dT = \Delta H^\circ/RT^2 \tag{4-388}$$

En el caso de una reacción endotérmica, ΔH° es positiva y, para una exotérmica, negativo. La dependencia de ΔH° en función de la temperatura está dada por

$$\frac{d(\Delta H^\circ)}{dT} = \Delta C_p^\circ \tag{4-389}$$

en donde $\Delta C_p^\circ \equiv \Sigma(\nu_i C_i^\circ)$

Para integrar la ecuación (4-389) es necesario que ΔC_p° se conozca en función de T. Entonces,

$$\Delta H^\circ = \Delta H_0 + \int \Delta C_p^\circ \, dT \tag{4-390}$$

en donde ΔH_0 es una constante de integración. La ecuación (4-390) expresa a ΔH° como una función de T, y esto permite integrar la ecuación (4-388)

$$\ln K = \frac{1}{R}\int \frac{\Delta H^\circ}{T^2}\, dT + I \tag{4-391}$$

en donde I es otra constante de integración.

En compilaciones más extensas de datos, estas integraciones ya se han desarrollado y existen listas de valores de ΔG° (y ΔH°) en función de T. Conviene consultar sobre todo, *Selected Values of Properties of Chemical Compounds*. Thermodynamics Research Center, Texas, A. & M. University, College Station, Texas. Kelley (*U.S. Bur. Mines Bull* 584, 1960) tabuló también mucha información útil.

Equilibrios químicos complejos Cuando la composición de equilibrio se determina mediante varias reacciones simultáneas, los cálculos necesarios se hacen complejos y tediosos, pero se ejecutan con suma facilidad utilizando computadoras automáticas. El método más directo para efectuar esta tarea depende de la minimización directa de la función de Gibbs de acuerdo con la ecuación (4-356). El estudio que se hace aquí estará limitado a las reacciones en fase gaseosa, en donde el problema consiste en encontrar la composición de equilibrio para valores específicos de T y P, y para una dosificación inicial determinada para el sistema.

La función total de Gibbs para el sistema está dada por

$$nG = \Sigma(n_i \overline{G}_i)$$

y esta cantidad es la que debe minimizarse con respecto a los valores de n_i a T y P constantes, sujetos a restricciones impuestas por el balance de materia escrito para un sistema cerrado.

Si $\overline{G}_i$ se elimina mediante la ecuación (4-215), entonces,

$$nG = \Sigma(n_i G_i^\circ) + RT \sum \left(n_i \ln \frac{\hat{f}_i}{f_i^\circ} \right)$$

Puesto que se están estudiando reacciones en fase gaseosa, $\hat{f}_i$ se reemplaza con

$$\hat{f}_i = y_i P \hat{\phi}_i$$

Es más, el estado estándar se considera como el estado puro de un gas ideal de 1 atm para cada constituyente, lo que significa que cada $f_i^\circ = 1$ atm, con lo que la presión P debe expresarse en atmósferas. Además, G_i° se hace arbitrariamente igual a cero para cada *elemento* químico en su estado estándar, lo cual da

$$G_i^\circ = \Delta G_{f_i}^\circ$$

para cada *compuesto*, en donde ΔG°_{fi} es la función de Gibbs estándar de formación del compuesto i partiendo de sus elementos constituyentes, a la temperatura T. Estas sustituciones generan la siguiente expresión

$$nG = \Sigma(n_i \Delta G^\circ_{fi}) + (\Sigma n_i)RT \ln P + RT\Sigma(n_i \ln y_i) + RT\Sigma(n_i \ln \hat{\phi}_i)$$

El problema consiste ahora en determinar el conjunto de valores de n_i que minimice nG a T y P constantes, que se someta a las restricciones de los balances de materia. La resolución estándar para este tipo de problemas se obtiene aplicando el método de multiplicadores indeterminados de Lagrange. Esto requiere que las restricciones impuestas por el balance de materia se incorporen en la expresión correspondiente a nG. A continuación se presenta el desarrollo de las ecuaciones del balance de materia.

Sea A_k el número total de pesos atómicos del k-ésimo elemento presente en el sistema, como lo determina su constitución inicial. Sea a_{ik} el número de átomos de k-ésimo elemento presente en cada molécula de la especie química i. En este caso, para cada elemento k,

$$\sum_i (n_i a_{ik}) = A_k$$

que también se puede escribir como sigue

$$\sum_i (n_i a_{ik}) - A_k = 0$$

Esto se multiplica por una constante indeterminada λ_k, y a continuación, la expresión se suma para todos los valores de k, lo cual da

$$\sum_k \left\{ \lambda_k \left[\sum_i (n_i a_{ik}) - A_k \right] \right\} = 0$$

Puesto que esta cantidad es cero, se puede agregar al lado derecho de la ecuación correspondiente a nG:

$$nG = \sum_i (n_i \Delta G^\circ_{fi}) + \left(\sum_i n_i \right) RT \ln P + RT \sum_i n_i \ln \frac{n_i}{\sum_i n_i} + RT \sum (n_i \ln \hat{\phi}_i) + \sum_k \left\{ \lambda_k \left[\sum_i (n_i a_{ik}) - A_k \right] \right\}$$

en donde y_i se ha reemplazado con $n_i/\Sigma_i n_i$. El paso final consiste en sacar la derivada parcial con respecto a n_i para formar las derivadas $[\partial(nG)/\partial n_i]_{T,P,nj}$ que luego se hacen igual a cero. Esto conduce a

$$\Delta G^\circ_{fi} + RT \ln P + RT \ln y_i + RT \ln \hat{\phi}_i + \sum_k (\lambda_k a_{ik}) = 0 \quad (4\text{-}392)$$

Hay i ecuaciones de esta índole. Además, se tienen las k ecuaciones de balance de materia,

$$\sum_i (y_i a_{ik}) = A_k \Big/ \sum_i n_i \quad (4\text{-}393)$$

y, además,

$$\sum_i y_i = 1 \quad (4\text{-}394)$$

Esto da un total de $i + k + 1$ ecuaciones.

Las incógnitas de estas ecuaciones son los valores de y_i, de los cuales hay i, los valores de λ_k, de los que se tienen k y $\Sigma_i n_i$, dando un total de $i + k + 1$ incógnitas. Por lo tanto, el conjunto representado por las ecuaciones (4-392) a (4-394) se podrá resolver para todas las incógnitas.

Sin embargo, la ecuación (4-392) se dedujo suponiendo que se conocían los valores de $\hat{\phi}_i$. Si la fase es un gas ideal, entonces, cada $\hat{\phi}_i$ se conoce en efecto, y es igual a la unidad; pero en el caso de gases reales, cada $\hat{\phi}_i$ es una función de los valores de y_i, que tienen que calcularse. Por ende, lo indicado es seguir un procedimiento iterativo que se inicia haciendo que las $\hat{\phi}_i$ sean iguales a la unidad. La resolución de las ecuaciones proporciona entonces un conjunto preliminar de valores de y_i. Para presiones bajas o temperaturas elevadas, este resultado es casi siempre muy adecuado y, cuando no es así, se emplea una ecuación de estado junto con los valores calculados de y_i para dar un nuevo conjunto que sea un poco más correcto de los valores de $\hat{\phi}_i$ para utilizarse en la ecuación (4-392) y entonces se determinará un nuevo conjunto de valores de y_i. A continuación, el proceso se repite hasta que las suficientes iteraciones no produzcan algún cambio significativo en los valores de y_i. Todas estas operaciones se hacen con computadora, incluyendo el cálculo de las $\hat{\phi}_i$ con ecuaciones como (4-310), (4-314) y (4-325).

Es importante observar que, en este procedimiento, la cuestión de la naturaleza de las reacciones químicas comprendidas no se toma jamás en cuenta de un modo directo en ninguna de las ecuaciones. Sin embargo, la elección de un conjunto de especies equivale por completo a la selección de un conjunto de reacciones independientes entre las especies. En cualquier caso, debe suponerse un conjunto de especies o un conjunto de reacciones independientes y las diferentes suposiciones producirán en general distintos resultados.

Ejemplo 6 Supóngase que se establece un equilibrio químico a 1 atm y 1000 K en un sistema que contiene cinco especies químicas, CH_4, H_2O, CO, CO_2 y H_2. Si el sistema está constituido inicialmente con 2 moles de CH_4 y 3 moles de H_2O, determínese la composición de equilibrio.

Este sistema y las reacciones que pueden desarrollarse en él se vieron con anterioridad en relación a la regla de las fases.

Los valores necesarios de A_k se determinan partiendo de la alimentación inicial, y los de a_{ik} se derivan directamente de las fórmulas químicas de las especies presentes:

	Elemento k		
	Carbono	Oxígeno	Hidrógeno
	A_k – No. atómico de k en el sistema		
	$A_C = 2$	$A_O = 3$	$A_H = 14$
Especie i	a_{ik} – átomos de k por moléculas de i		
CH_4	$a_{CH_4,C} = 1$	$a_{CH_4,O} = 0$	$a_{CH_4,H} = 4$
H_2O	$a_{H_2O,C} = 0$	$a_{H_2O,O} = 1$	$a_{H_2O,H} = 2$
CO	$a_{CO,C} = 1$	$a_{CO,O} = 1$	$a_{CO,H} = 0$
CO_2	$a_{CO_2,C} = 1$	$a_{CO_2,O} = 2$	$a_{CO_2,H} = 0$
H_2	$a_{H_2,C} = 0$	$a_{H_2,O} = 0$	$a_{H_2,H} = 2$

A 1 atm y 1000 K, la suposición de los gases ideales puede justificarse plenamente, y se puede omitir el término $\ln \hat{\phi}_i$ de la ecuación (4-392). Además, $\ln P$ es cero y la ecuación (4-392) se convierte en

$$\Delta G^\circ_{fi} + RT \ln y_i + \sum_k (\lambda_k a_{ik}) = 0$$

A 1000 K

$$\Delta G^\circ_{f\,CH_4} = 19.3 \text{ kJ/mol}$$
$$\Delta G^\circ_{f\,H_2O} = -192.6 \text{ kJ/mol}$$
$$\Delta G^\circ_{f\,CO} = -200.6 \text{ kJ/mol}$$
$$\Delta G^\circ_{f\,CO_2} = -395.9 \text{ kJ/mol}$$
$$\Delta G^\circ_{f\,H_2} = 0$$

Las cinco ecuaciones resultantes de (4-392) se convierten ahora en

$$CH_4: \ 19.3 + RT \ln y_{CH_4} + \lambda_C + 4\lambda_H = 0$$
$$H_2O: \ -192.6 + RT \ln y_{H_2O} + 2\lambda_H + \lambda_O = 0$$
$$CO: \ -200.6 + RT \ln y_{CO} + \lambda_C + \lambda_O = 0$$
$$CO_2: \ -395.9 + RT \ln y_{CO_2} + \lambda_C + 2\lambda_O = 0$$
$$H_2: \ RT \ln y_{H_2} + 2\lambda_H = 0$$

en donde $RT = 8.314$ KJ/mol.

Según la ecuación (4-393), hay tres balances de materia:

$$C: \ y_{CH_4} + y_{CO} + y_{CO_2} = 2/\Sigma n_i$$
$$H: \ 4y_{CH_4} + 2y_{H_2O} + 2y_{H_2} = 14/\Sigma n_i$$
$$O: \ y_{H_2O} + y_{CO} + 2y_{CO_2} = 3/\Sigma n_i$$

Además, la ecuación (4-394) requiere que

$$y_{CH_4} + y_{H_2O} + y_{CO} + y_{CO_2} + y_{H_2} = 1$$

La resolución momentánea de estas nueve ecuaciones da los siguientes resultados:

$y_{CH_4} = 0.0199$	
$y_{H_2O} = 0.0995$	$\Sigma n_i = 8.656$
$y_{CO} = 0.1753$	$\lambda_C/RT = 0.797$
$y_{CO_2} = 0.0359$	$\lambda_O/RT = 25.1$
$y_{H_2} = 0.6684$	$\lambda_H/RT = 0.201$
$\Sigma y_i = 1.0000$	

Los valores de λ_i no tienen interés real; pero se incluyen para presentar los resultados completos.

OTRAS CLASES DE SISTEMAS

Todo el material presentado hasta ahora se ha relacionado con sistemas *PVT*. Sin embargo, existen otras clases de sistemas, caracterizados por diferentes conjuntos de variables, que también se sujetan a la descripción y el análisis termodinámicos. Por ejemplo, la capa adsorbida de un gas en un sólido se caracteriza por la presión de dispersión π, el área superficial $\mathcal{A}$, y la temperatura T. En este caso se desarrolla una red de ecuaciones para el sistema $\pi\,\mathcal{A}\,T$ de esta índole, que será muy semejante al de un sistema *PVT*. El método aplicado al equilibrio gas-adsorbato es también similar al del equilibrio vapor-líquido. [Véase Van Ness, "Adsorption of Gases on Solids". *Ind. Eng. Chem. Fundam.* **8**, 464 (1969).]

De las diferentes clases de sistemas que no pertenezcan al tipo *PVT* que pueden someterse a un análisis termodinámico, el más importante es la celda electroquímica, que se estudiará con más detalle a continuación.

CELDAS ELECTROQUÍMICAS

Referencias Generales: Alkire and Beck (eds), *Tutorial Lectures in Electrochemical Engineering and Technology*, AIChE Symp. Ser. No. 204, vol. 77, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1981. Harned and Owen. *The Physsical Chemistry of Electrolyte Solutions*, 3d ed., Reinhold, New York, 1958. Lewis, Randall, Pitzer, and Brewer, *Thermodynamics*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1961, chaps. 22-24. Liebhafsky and Cairns, *Fuel Cells and Fuel Batteries: A Guide to Their Research*, Wiley, New York, 1968. Mitchell (ed.), *Fuel Cells*, Academic, New York, 1963. Münster, *Classical Thermodynamics*, Wiley-Intersience, London, 1970, chap. XI. Newman, *Electrochemical Systems*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1973. Pytkowicz (ed.), *Activity Coefficients in Electrolyte Solutions*, vols. I and II, CRC Press, Boca Raton, Fla., 1979. Robinson and Stokes, *Electrolyte Solutions*, 2d rev. ed., Butterworth, London, 1965.

Introducción y definiciones Cuando una reacción química se desarrolla espontáneamente siguiendo un mecanismo iónico, parte del cambio de energía de la reacción se puede convertir, en principio, directamente en energía eléctrica sin recurrir a intermediarios como una máquina térmica y un generador. Por el contrario, se pueden provocar algunas reacciones químicas, a través de mecanismos iónicos aplicando energía eléctrica a un sistema reactor debidamente diseñado. Los dispositivos para lograr estos fines se denominan **celdas electroquímicas** o reactores electroquímicos.

Las celdas electroquímicas en las que se provoca una reacción química mediante la adición de energía eléctrica se llaman **celdas electrolíticas**. Los dispositivos que producen energía eléctrica mediante una reacción química son las **celdas galvánicas**. Estas últimas se subdividen usualmente según su forma de operación: las **celdas de combustible** son reactores de estado estacionario en los que se dosifican los reactivos en forma continua y de los que se extraen los productos también en forma continua, mientras que las **celdas primarias** son dispositivos de estado no estacionario que contienen cantidades iniciales fijas de reactivos. Hay un tercer tipo de celdas electroquímicas conocidas como **secundarias**, que funcionan como las galvánicas cuando están en uso; pero que se pueden regenerar ("recargar") invirtiendo la reacción de celda por medio de la aplicación de energía eléctrica. Los tan conocidos acumuladores de automóvil constan de celdas secundarias conectadas en serie.

Un aspecto básico para el funcionamiento de cualquier celda es la generación de reacciones iónicas que producen o consumen electrones en fase aisladas de la misma. Estas fases se conocen como **electrodos** y deben ser buenos conductores eléctricos. Durante su funcionamiento, la celda se conecta a una carga externa o a una fuente de voltaje externa, y la carga eléctrica se transfiere por medio de electrones de un electrodo a otro pasando por un circuito externo. Para completar el circuito eléctrico a través de la celda debe existir un mecanismo adicional para la transferencia interna de la carga. Esto se suministra por medio de uno o más **electrólitos**, que realizan la transferencia de carga por medio de la conducción iónica. Los electrólitos deben ser malos conductores eléctricos para evitar el cortocircuito interno de la celda.

La celda electroquímica más sencilla consta de tres fases al menos, incluyendo dos electrodos y uno o más electrólitos. El electrodo en el que ocurre la reacción iónica productora de electrones (por ejemplo, $M \rightarrow M^+ + e^-$) es el **ánodo**; el electrodo en el que ocurre la reacción que consume o absorbe electrones (p. ej., $N^+ + e^- \rightarrow N$) se denomina **cátodo**. La dirección del flujo de electrones en el circuito externo es siempre del ánodo al cátodo.

Se puede realizar un trabajo eléctrico sobre o por una carga moviéndose dentro de un campo eléctrico cuyo valor es en forma diferencial

$$dW_e = -\Delta\psi\, dq$$

en donde dq es la cantidad diferencial de electricidad transferida entre dos puntos entre los que existe la diferencia de potencial eléctrico $\Delta\psi$. Cuando la ecuación anterior se aplica al paso de electricidad por el circuito externo de una celda electroquímica, se acepta el acuerdo ya establecido de que la diferencia de potencial $\psi_{\text{cátodo}} - \psi_{\text{ánodo}}$ es positiva para una celda galvánica y negativa para una celda electrolítica. Este acuerdo coincide con las designaciones acostumbradas de "positivo" y "negativo" para las terminales de la celda: el cátodo de una celda galvánica es *positivo* (con respecto al ánodo), en tanto que el cátodo de la celda electrolítica es *negativo* (con respecto al ánodo). La diferencia $\psi_{\text{cátodo}} - \psi_{\text{ánodo}}$ se denomina **voltaje de la celda** y aquí se le asigna el símbolo $\mathcal{V}$. Entonces, la definición de trabajo eléctrico que proporciona una base para el análisis termodinámico de las celdas electroquímicas sería

$$dW_e = -\mathcal{V}\, dq \tag{4-395}$$

en donde las definiciones y los acuerdos preestablecidos antes citados requieren además que dq sea negativa.

La **reacción general de la celda**, que debe conocerse para poder efectuar un análisis útil de la misma, es la suma de las reacciones iónicas que ocurren dentro de ella. Por ejemplo, la reacción global de la descarga de una celda secundaria de plomo y ácido es

$$Pb + PbO_2 + 2H_2SO_4 \rightarrow 2PbSO_4 + 2H_2O$$

y la reacción global de una celda de combustible de hidrógeno-oxígeno es

$$H_2 + \tfrac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O$$

La **carga** de una celda electroquímica puede considerarse como una función termodinámica auxiliar que suministra una medida de la disponibilidad de las especies químicas participantes en la reacción global de la celda. A esto se le asigna el símbolo q y se relaciona con la coordenada ε de reacción mediante la expresión

$$dq = -\mathcal{N}\mathcal{F}\, d\varepsilon \tag{4-396}$$

en donde $\mathcal{F}$ es la constante de Faraday y $\mathcal{N}$ es el número de moles de electrones producidos en el ánodo por ν_i moles del componente i pro-

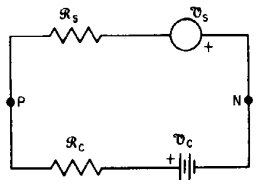


FIG. 4-36 Circuito simple incluyendo una celda galvánica.

ducido (ν_i es el coeficiente estequiométrico de i en la reacción global de la celda). La definición de $d\varepsilon$ está dada por la ecuación (4-380) cuando k se hace igual a la unidad. Si dq, definida como lo indica la ecuación (4-396) se interpreta como la carga electrónica transferida entre las terminales a través de circuito externo, por dn_i moles de i producidos (de acuerdo con la definición $d\varepsilon = dn_i/\nu_i$), entonces, las convenciones asociadas con la ecuación (4-395) requieren que $d\varepsilon$ sea siempre positiva, es decir, que dq, sea negativa *tanto* en la ecuación (4-395) como en (4-396). Esto equivale a hacer obligatorio que la reacción global de la celda se escriba siempre en el sentido *directo*, o sea, en la dirección en la que ocurre en realidad durante el funcionamiento de la celda.

La experiencia ha demostrado que a toda celda galvánica se asocia un voltaje intrínseco que es característico de la misma y que es independiente de cualquiera de los elementos del circuito externo. Este voltaje intrínseco se denomina **voltaje de circuito abierto** de la celda y en este caso se le designará con el símbolo $\mathcal{V}_c$. Una celda galvánica se representa convencionalmente como una fuente de voltaje puro de magnitud $\mathcal{V}_c$ asociado con una resistencia interna de magnitud $\mathcal{R}_c$. Sin embargo, no es $\mathcal{V}_c$, en general, el que determina el trabajo eléctrico realizado por las celdas, sino más bien el **voltaje de terminal** o **polo** de la misma, que se representa mediante el símbolo $\mathcal{V}$ sin ningún subíndice. Aunque el voltaje de terminal es una función de $\mathcal{V}_c$, depende también de la naturaleza de los elementos del circuito externo. Esta relación se corrobora en el circuito sencillo ilustrado en la figura 4-36.

Los elementos $\mathcal{R}_c$ y $\mathcal{V}_c$ representan la celda galvánica para la que los puntos P y N son las terminales positiva y negativa, respectivamente. $\mathcal{V}_s$ es una fuente de voltaje externa y $\mathcal{R}_s$ es la resistencia equivalente de todo el circuito externo. Si la corriente del circuito se designa como $\mathcal{I}$, se obtiene de una derivación sencilla.

$$\mathcal{I} = (\mathcal{V}_s + \mathcal{V}_c)/(\mathcal{R}_s + \mathcal{R}_c) \qquad (4\text{-}397a)$$

$$\mathcal{V} = (\mathcal{R}_s\mathcal{V}_c - \mathcal{R}_c\mathcal{V}_s)/(\mathcal{R}_s + \mathcal{R}_c) \qquad (4\text{-}397b)$$

en donde $\mathcal{V} = \psi_P - \psi_N$.

La ecuación (4-397*b*) demuestra que se puede hacer variar $\mathcal{V}$ cambiando el valor de $\mathcal{V}_s$ y/o $\mathcal{R}_s$. Hay un caso de interés específico. Si la magnitud y la polaridad de $\mathcal{V}_s$ se ajustan de tal modo que $\mathcal{V}_s = -\mathcal{V}_c$, entonces, el voltaje de terminal se hace igual al voltaje de circuito abierto de la celda y según la ecuación (4-397*b*), la corriente se hace cero. Esto sugiere una analogía entre la celda y un sistema *PVT* simple capaz de ejecutar un trabajo mecánico: cuando el voltaje de circuito abierto de una celda ($\simeq$ presión interna en un pistón) se equilibra exactamente por medio de un voltaje externo ($\simeq$ presión externa), se obtendrá una condición de corriente cero ($\simeq$ velocidad o desplazamiento cero). Entonces, el caso para el que $\mathcal{V}_s = -\mathcal{V}_c$ corresponde claramente a una condición de equilibrio externo. Si en esta condición no existe la tendencia a que se produzcan otros cambios dentro de la celda, entonces, el sistema se encuentra también en un equilibrio interno y un desplazamiento infinitesimal en torno a ese estado constituirá un proceso reversible.

El voltaje de celda característico para condiciones de equilibrio tanto externo como interno se denomina **fuerza electromotriz** (fem) y se le asigna el símbolo $\mathcal{E}$. Como se demostrará, la fem de una celda real es una cantidad bien definida; pero, en general, no es igual al voltaje de circuito abierto debido a las dificultades que existen para obtener condiciones de equilibrio en celdas reales. El trabajo eléctrico reversible desarrollado por una celda electroquímica es, entonces,

$$dW_{e,\text{rev}} = -\mathcal{E}\, dq \qquad (4\text{-}398)$$

Aunque en la explicación anterior se ocupa de celdas galvánicas, la ecuación (4-398) se aplica también al funcionamiento reversible de una celda electrolítica. De hecho, el desplazamiento de un voltaje externo opuesto $\mathcal{V}_s$ por debajo o arriba del nivel de la fem de una celda reversible hará que se desarrolle la reacción de celda en el sentido directo o inverso, es decir, le dará un carácter galvánico o electrolítico al funcionamiento de la celda.

Termodinámica de las celdas reversibles Si se considera que una celda electroquímica es un sistema termodinámico, entonces, las relaciones entre las variables que caracterizan tal sistema se obtienen como resultado de la primera y segunda leyes aplicadas a la misma en funcionamiento reversible. Un sistema de esta índole puede efectuar tanto trabajos mecánicos como eléctricos y, por ende, la relación fundamental de propiedades es

$$dU = T\, dS - P\, dV + \mathcal{E}\, dq \qquad (4\text{-}399)$$

En esta ecuación y en cualquier otra, a menos que se indique lo contrario, las propiedades termodinámicas se referirán al sistema como un todo; dicho de otra manera, U es la energía interna *total* del sistema, S es la entropía *total*, etc.

En lo que respecta a las *propiedades* de la celda, una celda electroquímica se considera como un sistema de especies químicas reaccionantes caracterizado por tres variables independientes. La tercera variable, identificada como q en la ecuación (4-399), es la que determina el grado de reacción. También se puede tomar como ε, que es la coordenada de reacción, y la ecuación (4-399) se reemplazaría con

$$dU = T\, dS - P\, dV + (\partial U/\partial\varepsilon)_{S,V}\, d\varepsilon$$

Sin embargo, la naturaleza eléctrica de la celda es lo que constituye el factor de la mayor importancia, y la identificación de $\mathcal{E}$ como cantidad eléctrica conjugada con q en la ecuación (4-399) obliga al empleo de esta forma para la relación fundamental de propiedades.

La entalpía, la función de Helmholtz y la función de Gibbs se definen para un sistema *PVT* de la manera siguiente:

$$H = U + PV \qquad (4\text{-}400)$$

$$A = U - TS \qquad (4\text{-}401)$$

$$G = U + PV - TS \qquad (4\text{-}402)$$

Las ecuaciones análogas a las (4-131) a (4-133) se deducen directamente

$$dH = T\, dS + V\, dP + \mathcal{E}\, dq \qquad (4\text{-}403)$$

$$dA = -P\, dV - S\, dT + \mathcal{E}\, dq \qquad (4\text{-}404)$$

$$dG = V\, dP - S\, dT + \mathcal{E}\, dq \qquad (4\text{-}405)$$

Partiendo de las ecuaciones (4-399) y (4-403) a (4-405), se obtienen las siguientes ecuaciones que corresponden a las ecuaciones (4-134) a la (4-137):

$$T = \left(\frac{\partial U}{\partial S}\right)_{V,q} = \left(\frac{\partial H}{\partial S}\right)_{P,q} \qquad (4\text{-}406)$$

$$-P = \left(\frac{\partial U}{\partial V}\right)_{S,q} = \left(\frac{\partial A}{\partial V}\right)_{T,q} \qquad (4\text{-}407)$$

$$V = \left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_{S,q} = \left(\frac{\partial G}{\partial P}\right)_{T,q} \qquad (4\text{-}408)$$

$$-S = \left(\frac{\partial A}{\partial T}\right)_{V,q} = \left(\frac{\partial G}{\partial T}\right)_{P,q} \qquad (4\text{-}409)$$

$$\mathcal{E} = \left(\frac{\partial U}{\partial q}\right)_{S,V} = \left(\frac{\partial H}{\partial q}\right)_{S,P} = \left(\frac{\partial A}{\partial q}\right)_{V,T} = \left(\frac{\partial G}{\partial q}\right)_{T,P} \qquad (4\text{-}410)$$

Además, hay un conjunto de 12 ecuaciones de Maxwell que se obtienen de las propiedades de las diferenciales exactas. Cuatro de éstas tienen una forma idéntica a las ecuaciones (4-138) a (4-141) en donde,

además, se sobreentiende que q se mantiene constante. De las ocho restantes, sólo dos son de interés para este tema, y son

$$\left(\frac{\partial \mathcal{E}}{\partial P}\right)_{T,q} = \left(\frac{\partial V}{\partial q}\right)_{T,P} \tag{4-411}$$

$$\left(\frac{\partial \mathcal{E}}{\partial T}\right)_{P,q} = -\left(\frac{\partial S}{\partial q}\right)_{T,P} \tag{4-412}$$

Las aplicaciones importantes de las relaciones antes citadas son establecer una conexión entre $\mathcal{E}$ y sus derivadas de temperatura y presión con propiedades más accesibles de las celdas. Esto se logra utilizando las ecuaciones (4-410) a (4-412) que contienen coeficientes diferenciales de la forma $(\partial M/\partial q)_{T,P}$, en donde M es una propiedad total del sistema. Estos coeficientes se expresan de una manera más familiar a través de la relación entre dq y $d\varepsilon$ dada por la ecuación (4-396). Por ende,

$$\left(\frac{\partial M}{\partial q}\right)_{T,P} = \left(\frac{\partial M}{\partial \varepsilon}\right)_{T,P} \frac{d\varepsilon}{dq}$$

o bien,

$$\left(\frac{\partial M}{\partial q}\right)_{T,P} = -\frac{1}{\mathcal{N}\mathcal{F}}\left(\frac{\partial M}{\partial \varepsilon}\right)_{T,P} \tag{4-413}$$

No obstante, $(\partial M/\partial \varepsilon)_{T,P}$ es simplemente el cambio de propiedad del sistema que proviene de la formación de ν_i moles de cualquier componente de i a T y P constantes, y se expresa mediante la estequiometría de reacción como sigue:

$$(\partial M/\partial \varepsilon)_{T,P} = \Sigma \nu_i \overline{M}_i \equiv \Delta M_{T,P} \tag{4-414}$$

La suma de la ecuación (4-414) se toma sobre todas las especies químicas y los estados físicos que existan dentro de la celda en equilibrio, de manera que en el caso más general, la suma se efectúa en las propiedades molares parciales $\overline{M}_i$ para las especies presentes en las diversas fases de la celda. Esta suma se abrevia, por acuerdo ya establecido, como $\Delta M_{T,P}$ y se denomina **cambio de propiedad de la reacción**, en donde se sobreentiende que prevalecen las condiciones de temperatura y presión constantes. Conviene hacer hincapié en que Δ, como se utiliza aquí, no es un operador de diferencia sino que más bien representa al operador diferencial $\partial/\partial \varepsilon$.

Al combinar las ecuaciones (4-413) y (4-414), se obtiene

$$\left(\frac{\partial M}{\partial q}\right)_{T,P} = -\frac{\Delta M_{T,P}}{\mathcal{N}\mathcal{F}} \tag{4-415}$$

basándose en lo cual, las ecuaciones (4-410) a (4-412) se convierten en

$$\mathcal{E} = -\Delta G_{T,P}/\mathcal{N}\mathcal{F} \tag{4-416}$$

$$\left(\frac{\partial \mathcal{E}}{\partial P}\right)_{T,q} = -\frac{\Delta V_{T,P}}{\mathcal{N}\mathcal{F}} \tag{4-417}$$

$$\left(\frac{\partial \mathcal{E}}{\partial T}\right)_{P,q} = \frac{\Delta S_{T,P}}{\mathcal{N}\mathcal{F}} \tag{4-418}$$

De acuerdo con lo establecido por la ecuación (4-416), la fem es positiva para una celda en la que $\Delta G_{T,P}$ es negativa. Esto corresponde a una celda en la cual la reacción química se desarrolla espontáneamente, es decir, a una celda galvánica. Por el contrario, $\mathcal{E}$ es negativa en una celda electrolítica en la cual la reacción química tiene un valor positivo de $\Delta G_{T,P}$.

Una ecuación útil que relaciona a $\mathcal{E}$ y su derivada de temperatura con el cambio de entalpía de la reacción resulta a partir de las ecuaciones (4-403), (4-413), (4-414) y (4-418). Puesto que, según la ecuación (4-403),

$$\left(\frac{\partial H}{\partial q}\right)_{T,P} = T\left(\frac{\partial S}{\partial q}\right)_{T,P} + \mathcal{E}$$

entonces,

$$\Delta H_{T,P} = \mathcal{N}\mathcal{F}\left[T\left(\frac{\partial \mathcal{E}}{\partial T}\right)_{P,q} - \mathcal{E}\right] \tag{4-419}$$

La ecuación (4-419) ha encontrado multitud de aplicaciones en el empleo de las celdas galvánicas reversibles para establecer cambios de entalpía de reacción en sistemas que son muy difíciles de estudiar (en caso de poder hacerlo) por métodos calorimétricos.

Las ecuaciones que expresan la dependencia de la composición en función de $\mathcal{E}$ son obtenidas directamente de la ecuación (4-416). La ecuación (4-215) permite transformar el lado derecho de esta expresión en variables de empleo común en equilibrios químicos.

$$\mathcal{E} = -\frac{\Delta G^\circ}{\mathcal{N}\mathcal{F}} - \frac{RT}{\mathcal{N}\mathcal{F}} \ln \Pi \hat{a}_i^{\nu_i} \tag{4-420}$$

El primer término del lado derecho de la ecuación (4-420) se designa comúnmente como $\mathcal{E}^\circ$ y se llama **fem estándar** (de estado). Cuando todas las especies presentes dentro de la celda se encuentran en sus estados estándar, $\hat{a}_i = \hat{f}_i/\hat{f}_i^\circ = 1$, y

$$\mathcal{E} = \mathcal{E}^\circ = -\Delta G^\circ/\mathcal{N}\mathcal{F}$$

Puesto que $\mathcal{E}^\circ$ y $\hat{f}_i^\circ$ son funciones exclusivas de la temperatura, la variación de $\mathcal{E}$ con la composición, a T y P constantes, es expresada en forma de diferencia,

$$\Delta \mathcal{E}_{T,P} = \mathcal{E}(B) - \mathcal{E}(A) = -\frac{RT}{\mathcal{N}\mathcal{F}} \ln \Pi \left[\frac{\hat{f}_i(B)}{\hat{f}_i(A)}\right]^{\nu_i} \tag{4-421}$$

en donde las fugacidades $\hat{f}_i(A)$ y $\hat{f}_i(B)$ son evaluadas en los estados A y B de distinta composición.

Aunque las ecuaciones (4-416) a la (4-421) se derivaron para una celda electroquímica reversible que opera como sistema cerrado a temperatura y presión constantes, también se aplican a celdas isotérmicas reversibles de flujo uniforme (celdas de combustible) en las que se puede hacer caso omiso de los efectos de las energías potencial, cinética y gravitacional.

Ejemplo 7 Una celda de combustible de hidrógeno-oxígeno opera a 1.013 bar (1 atm) de presión y 25°C, obedeciendo la reacción global.

$$H_2(g) + \tfrac{1}{2}O_2(g) \rightarrow H_2O(l)$$

Para la que $\mathcal{N} = 2$. H_2, O_2 y H_2O existen dentro de la celda y participan en la reacción como fases separadas. Calcúlese la fem a 25°C y *a*) 1 atm, *b*) 5 atm de presión, y *c*) 1 atm si el aire (79% mol de N_2, 21% mol de O_2) se utiliza como oxidante en lugar de oxígeno puro.

a. Para la reacción dada y las condiciones especificadas $\Delta G_{T,P} = \Delta G^\circ = -237\,190$ J. El valor de $\mathcal{F}$ es 96.487 JV^{-1} mol^{-1}. En tal caso, según la ecuación (4-416),

$$\mathcal{E} = \frac{-237{,}190}{(2)(96{,}487)} = 1.229 \text{ V}$$

b. La ecuación (4-417) se aplica a este caso. Se trata de un sistema de flujo uniforme, de manera que q es constante. Puesto que el volumen molar del agua líquida es pequeño (18.14 cm^3 mol^{-1}) y es insensible a cambios leves de presión, se dice que es constante. Para fines ilustrativos, puede suponerse que H_2 y O_2 son gases ideales. Así pues,

$$\Delta V_{T,P} = V_{H_2O}^{(l)} - \frac{RT}{P} - \tfrac{1}{2}\frac{RT}{P}$$

o bien

$$\Delta V_{T,P} = V_{H_2O}^{(l)} - \tfrac{3}{2}\frac{RT}{P}$$

Por lo tanto,

$$d\mathcal{E}_T = \frac{1}{\mathcal{N}\mathcal{F}}\left(\tfrac{3}{2}RT\, d\ln P - V_{H_2O}^{(l)}\, dP\right)$$

o bien,

$$\Delta \mathcal{E}_T = \frac{1}{\mathcal{N}\mathcal{F}}\left(\tfrac{3}{2}RT\int_1^5 d\ln P - V_{H_2O}^{(l)}\int_1^5 dP\right)$$

$$= \frac{1}{(2)(96{,}487)}\left[\frac{(3)(8.314)(298)}{(2)}(1.609) - \frac{(18.14)(4)}{(9.870)}\right]$$

$$= +0.031 \text{ V}$$

De donde,

$$\mathcal{E} = 1.229 + 0.031 = 1.260 \text{ V}$$

c. Puesto que el N_2 no participa en la reacción, $\nu_{N_2} = 0$, y se hace caso omiso de su presencia, excepto en lo que afecta a la fugacidad del O_2 en la fase oxidante. Asimismo, las fases H_2 y H_2O se encuentran en los mismos estados que en la parte *a*), de modo que sus fugacidades no se han alterado. La ecuación (4-421) se aplica a este caso:

$$\Delta \mathcal{G}_{T,P} = \frac{-\nu_{O_2} RT}{\mathcal{N}\mathcal{F}} \ln \frac{f_{O_2}(B)}{f_{O_2}(A)}$$

A una atmósfera, f_{O_2} se calcula de manera aproximada por medio de la presión parcial del oxígeno, de donde,

$$\Delta \mathcal{G}_{T,P} = \frac{(8.314)(298)}{(2)(2)(96{,}487)} \ln \frac{(0.21)(1)}{(1)} = -0.010 \text{ V}$$

y

$$\mathcal{E} = 1.229 - 0.010 = 1.219 \text{ V}$$

Potenciales de electrodo estándar Cuando se procede a seleccionar las reacciones para el diseño de una celda, es ventajoso contar con tabulaciones de la fem para tantas celdas como sea posible. Una gran reducción en el espacio requerido para hacer tablas de esta índole se obtiene al utilizar los **potenciales de electrodo estándar**. Se puede considerar que una celda electroquímica se compone de dos partes, denominadas media celda, cada una de las cuales se asocia con una de las reacciones de electrodo que ocurre en la misma. La propiedad aditiva de la función de Gibbs permite entonces que la fem de la celda completa se divida en dos **potenciales de electrodo**, que se asignan a las reacciones anódica y catódica, respectivamente. La cantidad de potenciales tabulados se reduce más aún representándolos en estados estándar específicos, y a ello se debe el nombre de potencial de electrodo "estándar".

Una vez que se ha compilado la tabla de potenciales estándar de electrodo, la fem estándar de las nuevas celdas se calcula combinando los potenciales de las medias celdas apropiadas. (En este caso no se contemplarán los problemas experimentales asociados con la unión real de ciertas combinaciones de medias celdas.) A continuación se hace una extrapolación de la fem estándar a las condiciones de las celdas reales aplicando las fórmulas termodinámicas que se presentaron en subsecciones anteriores.

Aunque la *diferencia* entre dos potenciales de electrodo tienen cierta importancia (es decir, como fem), las magnitudes de los potenciales individuales son arbitrarias. Por ende, al desarrollar una tabla con este tipo de datos, debe elegirse un **electrodo de referencia** como base y asignarle un potencial arbitrario. Las compilaciones más modernas se refieren al electrodo normal o estándar de hidrógeno que recibe arbitrariamente el potencial cero. Las reacciones iónicas correspondientes a potenciales de electrodo se tabulan como reacciones de oxidación (p. ej., $M \rightarrow M^+ + e^-$) o como reacciones de reducción (p. ej., $M^+ + e^- \rightarrow M$), o bien, se pueden escribir como ocurren en realidad dentro de una celda reversible, en donde la otra media celda contiene un electrodo de referencia fijo. Las cantidades definidas de este modo se denominan por lo común potenciales de oxidación, potenciales de reducción y potenciales de electrodo de Gibbs respectivamente, y en general difieren entre sí en signo y/o en magnitud. Cada uno de estos sistemas tiene sus seguidores, de modo que debe observarse cierta precaución al utilizar los datos de potenciales de electrodo tomados de las obras publicadas.

Celdas galvánicas reales Se ha demostrado que la fem de una celda galvánica es el voltaje *máximo* que se puede obtener teóricamente en condiciones de T y P constantes (o de flujo isotérmico y uniforme). Del mismo modo, el valor absoluto de la fem de una celda electrolítica es el voltaje *mínimo* aplicado que se necesita para que la reacción global supuesta se desarrolle a temperatura y presión constantes. Sin embargo, en los procesos electrolíticos generalmente son más importantes las consideraciones del tiempo de residencia y el rendimiento y la calidad del producto que los requisitos del voltaje mínimo, de manera que las consideraciones termodinámicas participan en los cálculos de diseño de las electrólisis. Por tanto, las ecuaciones antes presentadas tienen mayor aplicación en el diseño de celdas galvánicas para las que, aunque no pueden aplicarse de un modo general a cálculos de voltaje de terminal, proporcionan, no obstante, información cualitativa sobre los efectos de las variables del sistema en la salida de las celdas y constituyen la base para efectuar cálculos de eficiencia.

Aunque el voltaje de terminal de la celda $\mathcal{V}$ no se puede evaluar partiendo de consideraciones de índole termodinámica, la primera y segunda leyes permiten derivar una ecuación útil que relaciona a $\mathcal{E}$, $\mathcal{V}$ y el calor generado por la celda. Si la ecuación (4-395) expresa el trabajo eléctrico, entonces,

$$dU = dQ - P\,dV + \mathcal{V}\,dq \qquad (4\text{-}422)$$

Al comparar las ecuaciones (4-398) y (4-422) para el mismo cambio de estado, se obtiene

$$dQ = T\,dS + (\mathcal{E} - \mathcal{V})\,dq$$

Para un proceso a T y P constantes, esto se convierte en

$$dQ = \left[T\left(\frac{\partial S}{\partial q}\right)_{T,P} + (\mathcal{E} - \mathcal{V}) \right] dq$$

que, si $\mathcal{E}$ y $\mathcal{V}$ no son funciones de q (p. ej., para una celda "saturada") puede integrarse para dar

$$Q = T\,\Delta S_{T,P} - \mathcal{N}\mathcal{F}(\mathcal{E} - \mathcal{V}) \qquad (4\text{-}423)$$

La ecuación (4-323) se aplica tanto a sistemas cerrados a T y P constantes como a sistemas isotérmicos de flujo uniforme.

El término $T\Delta S$ de la ecuación (4-323) es la generación reversible de calor de la celda, ya que $\mathcal{V} = \mathcal{E}$ para una celda reversible, y el segundo término se hace cero. Si ésta se pone en cortocircuito, entonces, el voltaje de terminal se hace cero y la ecuación (4-423) se convierte en

$$Q = \Delta H_{T,P}$$

dicho de otra manera, todo el cambio de entalpía en la reacción se manifiesta como calor, el mismo que se obtendría en una reacción química ordinaria. La interpretación obvia del segundo término del lado derecho de la ecuación (4-423), es que representa el calor irreversible generado por una celda real. La ecuación (4-423) resulta de gran utilidad para traducir los datos de rendimiento de una celda de laboratorio para extraer la información requerida para los cálculos de transferencia de calor en diseños de celdas.

Los datos de rendimiento de una celda se presentan a menudo en forma de gráficas de $\mathcal{V}$ en función de la $\mathcal{J}$, en donde $\mathcal{J}$ es la corriente o la densidad de corriente (corriente dividida entre el área del electrodo perpendicular a la dirección de la corriente dentro de la celda). En la figura 4-37 se presenta una curva típica de rendimiento para una celda de combustible. La línea horizontal punteada es la fem de la celda y la intersección en $\mathcal{J} = 0$ es el voltaje de circuito abierto $\mathcal{V}_c$. Según la ecuación (4-423), la generación de calor irreversible es proporcional a la diferencia indicada ($\mathcal{E}$-$\mathcal{V}$). La forma Sigmoide de la curva es característica de muchas celdas y se debe a los efectos acumulativos de las irreversibilidades, y cuya naturaleza difiere a diferentes intervalos de corriente. Un efecto importante a corrientes moderadas es aquel que se debe a la resistencia interna finita de la celda; otros efectos que predominan a corrientes más altas y más bajas reflejan las limitaciones cinéticas y de transferencia de masa y, colectivamente, se clasifican como

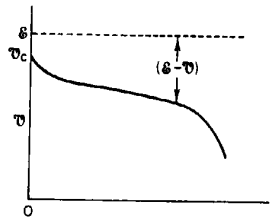


FIG. 4-37 Curva de rendimiento de una celda de combustible.

polarizaciones. El estudio detallado de estos efectos queda más allá del alcance de la termodinámica clásica, por lo que deberán consultarse otras fuentes.

Termodinámica de soluciones electrolíticas El cálculo de la fem de una celda en la que uno o más de los reactivos o productos constituyen una especie ionizable en solución, requiere necesariamente el conocimiento del comportamiento de los electrólitos disueltos. Además, la posibilidad de construir celdas galvánicas fundamentalmente reversibles ha incrementado el empleo de las mismas como instrumentos de investigación para dilucidar el comportamiento físicoquímico de las soluciones de electrólitos. En esta sección se dará una explicación muy breve sobre las características especiales más sobresalientes de la termodinámica clásica de los electrólitos. (Si se desea realizar un examen más minucioso, véase Denbigh, *Principles of Chemical Equilibrium*, 2a. ed., Cambridge, London, 1966, y Lewis, Randall, Pitzer y Brewer, *Thermodynamics*, McGraw-Hill, New York, 1961.)

Para ser congruentes con el resto de este estudio de la termodinámica, el desarrollo actual utiliza la fracción mol (escala "racional") como variable de composición. Gran parte de las publicaciones sobre química utiliza la molalidad (escala "práctica") y se debe tener cuidado al interpretar los parámetros derivados y presentados en otras partes, al asociarlos con los que se definen a continuación. En resumen, los párrafos siguientes se ocupan de sistemas binarios que constan de un **disolvente** (subíndice 0) en el que se encuentra un **soluto** (subíndice s) ionizable. La distinción soluto-disolvente es generalmente significativa en soluciones de electrólitos, porque un componente es, invariablemente, un gas o un sólido disuelto que, en aplicaciones prácticas, rara vez alcanza grandes concentraciones.

La existencia de leyes limitantes bien establecidas es esencial para lograr aplicaciones útiles de los principios de la termodinámica para calcular y correlacionar las propiedades de sistemas reales. En el caso de soluciones binarias de electrólitos, se ha encontrado que estas leyes existen en la región de solutos diluidos:

$$\lim_{\bar{x}_0 \to 0} \left(\frac{\hat{f}_s}{K \bar{x}_s^{\nu}} \right) = 1 \tag{4-424}$$

$$\lim_{\bar{x}_0 \to 1} \left(\frac{\hat{f}_0}{f_0 \bar{x}_0} \right) = 1 \tag{4-425}$$

Las ecuaciones (4-424) y (4-425) se pueden tomar como modificaciones de la ley de Henry, y la regla de Lewis y Randall, respectivamente, en las cuales el exponente ν es un entero mayor que la unidad cuya interpretación se explicará más adelante. Las variables $\bar{x}_s$ y $\bar{x}_o$ no son fracciones mol como se definen usualmente, sino que están dadas por

$$\bar{x}_0 = \frac{x_0}{\nu + x_0(1 - \nu)} \tag{4-426}$$

$$\bar{x}_s = \frac{\nu x_s}{1 + x_s(\nu - 1)} \tag{4-427}$$

en donde x_0 y x_s son las fracciones mol usuales ("nominales") del disolvente y el soluto, respectivamente. Dadas las leyes limitantes de la fugacidad como se expresan en las ecuaciones (4-424)y (4-425), las fracciones mol definidas en las ecuaciones (4-426) y (4-427) no son arbitrarias sino que resultan directamente de la ecuación de Gibbs-Duhem y el requisito de que $\Sigma \bar{x}_i = 1$. Las nuevas fracciones mol se denominan fracciones mol "verdaderas" y se utilizarán a lo largo de esta subsección.

Las leyes limitantes de la fugacidad sugieren la definición de varias propiedades especiales y relacionadas con el potencial químico. Por lo tanto, en lo que respecta al *soluto*,

$$\gamma_s = \hat{f}_s / K \bar{x}_s^{\nu} \tag{4-428}$$

y

$$\hat{a}_s = \hat{f}_s / K \tag{4-429}$$

de manera que

$$\lim_{\bar{x}_0 \to 0} \gamma_s = 1 \tag{4-430}$$

o bien,

$$\lim_{\bar{x}_0 \to 0} \left(\frac{\hat{a}_s}{\bar{x}_s^{\nu}} \right) = 1 \tag{4-431}$$

A menudo se utiliza otro conjunto de definiciones para el soluto que son el **coeficiente de la actividad iónica media** $\gamma_{\pm}$ y la **actividad iónica media** $a_{\pm}$, que establece una relación con las cantidades antes mencionadas a través de

$$\gamma_{\pm}^{\nu} = \gamma_s \tag{4-432}$$

y

$$\hat{a}_{\pm}^{\nu} = \hat{a}_s \tag{4-433}$$

de manera que

$$\lim_{\bar{x}_0 \to 0} \gamma_{\pm} = 1 \tag{4-434}$$

y

$$\lim_{\bar{x}_0 \to 0} \left(\frac{\hat{a}_{\pm}}{\bar{x}_s} \right) = 1 \tag{4-435}$$

Para el *disolvente*, por definición

$$\gamma_0 = \hat{f}_0 / f_0 \bar{x}_0 \tag{4-436}$$

y

$$\hat{a}_0 = \hat{f}_0 / f_0 \tag{4-437}$$

de manera que

$$\lim_{\bar{x}_0 \to 1} \gamma_0 = 1 \tag{4-438}$$

o bien,

$$\lim_{\bar{x}_0 \to 0} \left(\frac{\hat{a}_0}{\bar{x}_0} \right) = 1 \tag{4-439}$$

Con el fin de obtener una medida numérica más amplia de las no idealidades del disolvente que a menudo son importantes incluso a concentraciones bajas de soluto, el comportamiento del disolvente se caracteriza a veces por medio de un **coeficiente osmótico** más que con un coeficiente de actividad. El coeficiente osmótico g se define como sigue

$$\mu_0 = \mu_0^0 + gRT \ln \bar{x}_0 \tag{4-440}$$

Comparando la ecuación (4-440) con la expresión alternativa

$$\mu_0 = \mu_0^0 + RT \ln \gamma_0 \bar{x}_0$$

se observa que g y γ_0 están relacionados a través de

$$g = 1 + (\ln \gamma_0 / \ln \bar{x}_0) \tag{4-441}$$

y, por lo tanto,

$$\lim_{\bar{x}_0 \to 1} g = 1 \tag{4-442}$$

Hasta ahora no se ha ofrecido ninguna interpretación a ν, y la termodinámica clásica por sí sola está imposibilitada para hacerlo. Desde el punto de vista experimental, se observa que, para un disolvente dado, ν puede variar con la especie del soluto, de modo que es conveniente contar con alguna base para fijar su valor. Esta base la proporciona la teoría iónica que postula la disociación completa del soluto en sus iones constituyentes en dilución infinita. Por ende, si una molécula de soluto contiene ν_+ iones de valencia positiva y ν_- iones de valencia negativa, se tendrá un total de $\nu_+ + \nu_-$ moles de iones derivados de la ionización completa de un mol de soluto. Así, pues, para una solución que contiene nominalmente n_0 moles de disolvente y n_s moles de solutos, el verdadero número de moles será $n_0 + (\nu_+ + \nu_-)n_s$ si el soluto se ioniza por completo. La verdadera fracción mol del disolvente es, entonces,

$$\frac{x_0}{x_0 + (\nu_+ + \nu_-)(1 - x_0)}$$

que es idéntica a $\bar{x}_o$ definida por la ecuación (4-426) si $\nu = \nu_+ + \nu_-$. Esta interpretación permite establecer leyes limitantes correctas para una solución binaria que contiene un soluto ionizable, partiendo sencilla-

mente de la forma química del soluto. Por ejemplo, una solución diluida de $Ia_2(SO_4)_3$ en agua, contiene 5 moles de iones por mol de soluto y, por consiguiente, define a

$$\gamma_s = f_s/K\bar{x}_s^5$$
$$a_s = f_S/K$$
$$\gamma_0 = f_0/f_0\bar{x}_0$$
$$a_0 = f_0/f_0$$

en donde se obtiene, como resultado de las ecuaciones (4-426) y (4-427),

$$\bar{x}_0 = x_0/(5 - 4x_0)$$
$$\bar{x}_s = 5x_s/(1 + 4x_s)$$

ANÁLISIS TERMODINÁMICO DE PROCESOS

El objetivo del análisis termodinámico de un proceso real es determinar la eficiencia del mismo desde el punto de vista del aprovechamiento de la energía. Más aún, es útil calcular la influencia de cada irreversibilidad individual en la eficiencia general del proceso.

Este estudio se limitará a cuestiones de procesos de flujo uniforme o constante, para los que la ecuación de energía resultante derivada de la primera ley de la termodinámica es

$$\Delta H + \Delta E_P + \Delta E_K = Q - W_s$$

o bien
$$W_s = Q - \Delta H - \Delta E_P - \Delta E_K \qquad (4\text{-}443)$$

donde H = entalpía
E_p = energía potencial
E_k = energía cinética
Q = calor
W_s = trabajo transmitido por un eje

y Δ significa una diferencia entre los valores de las corrientes de salida y entrada.

En la figura 4-38 se ilustra una representación esquemática del proceso general en estudio, que puede ser simple o complejo. Se supondrá que el proceso se desarrolla en un medio que constituye un depósito de calor a la temperatura constante T_0. El intercambio calorífico entre el proceso y su medio provoca cambios de entropía en el medio, equivalente a la cantidad

$$\Delta S_0 = Q_0/T_0$$

Puesto que $Q_0 = -Q$, esta ecuación se escribe también de la siguiente manera

$$Q = -T_0 \Delta S_0 \qquad (4\text{-}444)$$

Al combinar las ecuaciones (4-443) y (4-444), y reacomodando, se obtiene

$$W_s = -T_0 \Delta S_0 - \Delta H - \Delta E_P - \Delta E_K \qquad (4\text{-}445)$$

Tal como está expresada esta ecuación, tiene muy poco empleo ya que el cambio de entropía del medio, ΔS_0, rara vez se conoce. Sin embargo,

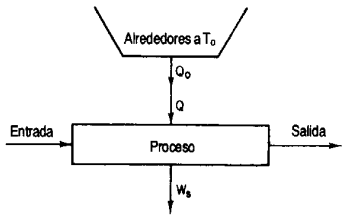


FIG. 4-38 Esquema de un proceso de flujo uniforme.

para el caso especial de un proceso totalmente reversible, la segunda ley de la termodinámica ofrece la ecuación

$$\Delta S + \Delta S_0 = 0$$

o bien,
$$\Delta S_0 = -\Delta S \qquad (4\text{-}446)$$

en donde ΔS es el cambio de entropía entre las corrientes de entrada y salida. Al insertar la ecuación (4-446) en (4-445) se obtiene

$$W_{ideal} = T_0 \Delta S - \Delta H - \Delta E_P - \Delta E_K \qquad (4\text{-}447)$$

en donde el trabajo está representado ahora por W_{ideal} de modo que indica con toda claridad que se trata del trabajo asociado al proceso completamente reversible para el cual el cambio de estado se implica a través de los cambios de las propiedades ΔS, ΔH, ΔE_P y ΔE_K. Cuando estos cambios de propiedades son valores tomados para procesos reales, la ecuación (4-447) da el trabajo necesario para generar *el mismo cambio de estado* en un proceso completamente reversible. Se trata del mínimo del trabajo requerido, o el máximo trabajo que se puede obtener, dependiendo de si dicho proceso necesita o genera un trabajo. La estipulación de la reversibilidad *completa* establece no sólo que el proceso sea internamente reversible, sino también que la transferencia de calor entre el sistema y el medio sea reversible. Un proceso de esta índole se tomará como estándar o ideal y servirá como testigo de comparación para determinar las eficiencias de procesos reales que logren el mismo cambio de estado. En consecuencia, la eficiencia termodinámica η está dada por

$$\eta(\text{trabajo producido}) = W_s/W_{ideal} \qquad (4\text{-}448a)$$
$$\eta(\text{trabajo requerido}) = w_{ideal}/W_s \qquad (4\text{-}448b)$$

La diferencia entre el trabajo ideal para un cambio de estado dado y el trabajo real del proceso que genera el mismo cambio se denomina trabajo perdido. Así, pues, por definición,

$$W_{perdido} = W_{ideal} - W_s \qquad (4\text{-}449)$$

y se expresa como la diferencia entre las ecuaciones (4-447) y (4-443), las cuales se escribieron para el mismo cambio de estado, esto es.

$$W_{perdido} = T_0 \Delta S - Q \qquad (4\text{-}450)$$

Por otro lado,

$$W_{perdido} = T_0 \Delta S + Q_0$$

Puesto que, $Q_0 = T_0 \Delta S_0$

entonces, $W_{perdido} = T_0 \Delta S + T_0 \Delta S_0 = T_0(\Delta S + \Delta S_0)$

o bien, $W_{perdido} = T_0 \Delta S_{total}$ (4-451)

Según la segunda ley de la termodinámica, $\Delta S_{total} \geq 0$. Por ende,

$$W_{perdido} \geqq 0 \qquad (4\text{-}52)$$

La importancia de este resultado en la ingeniería es evidente. Cuanto mayor sea la irreversibilidad de un proceso, tanto mayor será también el aumento en la entropía total que lo acompaña, y tanto mayor será la cantidad de energía que ya no queda disponible en forma de trabajo. Así, pues, cada irreversibilidad de un proceso tiene su propio precio.

Para procesos de más de una etapa, conviene calcular $W_{perdido}$ para cada paso por separado. Por lo tanto, la ecuación (4-449) se convierte en

$$\Sigma W_{perdido} = W_{ideal} - W_s \qquad (4\text{-}453)$$

En el caso de procesos que requieren trabajo, esta ecuación se escribe como sigue

$$W_s = W_{ideal} - \Sigma W_{perdido} \qquad (4\text{-}453a)$$

Los términos del lado derecho de la misma representan un análisis del trabajo verdadero, indicando la parte requerida idealmente para generar el cambio de estado, y las partes que se necesitan como resultado de las irreversibilidades de las diferentes etapas del proceso.

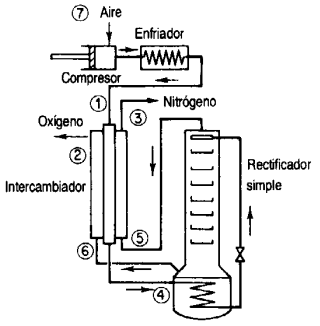


FIG. 4-39 Diagrama de un proceso simple de oxígeno gaseoso.

Para procesos que generan trabajo, la ecuación (4-453) se expresa de la manera siguiente

$$W_{ideal} = W_s + \Sigma W_{perdido} \qquad (4\text{-}453b)$$

En este caso, los términos del lado derecho representan un análisis del trabajo ideal, presentando la parte realmente producida y las que ya no quedan disponibles debido a las irreversibilidades de las diversas etapas del proceso.

Ejemplo 8 Aquí se hará un análisis termodinámico de un sistema simple de Linde para separar el aire en oxígeno y nitrógeno gaseosos, como se describe en la figura 4-39. En la tabla 4-25 se incluye un conjunto de condiciones de funcionamiento para los puntos numerados del diagrama. Se suponen dos fugas de calor, una hacia la columna, equivalente a 147 J /mol de aire que entra, y otra hacia el intercambiador, equivalente a 63 J /mol de aire que entra también.

Este problema se desarrollará en la base de 1 mol de aire entrante, que se supone contiene 79% mol de N_2 y 21% de O_2. El balance de materia en relación al nitrógeno es:

$$0.79 = 0.9148x$$

o bien,

$$x = 0.8636 \text{ mol de producto de nitrógeno}$$

Por lo tanto, la corriente de producto de N_2 contiene 0.8636 mol y la corriente de producto de O_2, contiene 0.1364 mol.

Cálculo del trabajo ideal Si se hace caso omiso de los cambios en las energías cinética y potencial, la ecuación (4-447) se convierte en

$$W_{ideal} = T_0 \Delta S - \Delta H$$

La temperatura del medio, T_0, tiene un valor asignado de 300 K. Con las cantidades de material que se calcularon antes y los valores de propiedades indicados en la tabla 4-25, ΔH y ΔS del proceso global se calculan de la manera siguiente:

$$\Delta H = (13{,}460)(0.1364) + (12{,}074)(0.8636) - (12{,}407)(1)$$
$$= -144 \text{ J}$$
$$\Delta S = (118.48)(0.1364) + (114.34)(0.8636) - (117.35)(1)$$
$$= -2.445 \text{ J/K}$$

Por lo tanto,

$$W_{ideal} = (300)(-2.445) + 144$$
$$= -590 \text{ J}$$

Cálculo del trabajo real de compresión Para no complicar este ejemplo, el trabajo de compresión se calculará mediante la ecuación de un gas ideal en una compresora reciprocante de tres etapas con enfriamiento interno completo. Esta ecuación se basa en la compresión isentrópica en cada etapa, y se supondrá que el trabajo calculado de este modo representa el 80% del trabajo verdadero. Esta ecuación aparece con frecuencia en muchos libros de texto estándar de termodinámica:

$$W_s = \frac{-n\gamma RT_1}{(0.8)(\gamma - 1)}\left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{(\gamma-1)/n\gamma} - 1\right]$$

en donde n = número de etapas, que en este caso son 3
γ = razón de las capacidades caloríficas, que en este caso es 1.4
T_1 = temperatura absoluta inicial, o equivalente a 300 K
P_2/P_1 = razón general de presión, equivalente a 54.5
R = constante universal de los gases, equivalente a 8.314 J/(mol·K)

El factor de eficiencia de 0.8 ya ha quedado incorporado a la ecuación. La sustitución de los valores correspondientes da

$$W_s = \frac{-(3)(1.4)(8.314)(300)}{(0.8)(0.4)}[(54.5)^{0.4/(3)(1.4)} - 1]$$
$$= 15\,171 \text{ J}$$

El calor transferido al medio durante la compresión, como resultado del enfriamiento interno y del enfriamiento posterior, se determina basándose en la primera ley:

$$Q = \Delta H + W_s = (12.046 - 12.407) - 15\,171$$
$$= -15.532 \text{ J}$$

Cálculo de los términos de trabajo perdido: La ecuación que se va a utilizar es (4-450):

$$W_{perdido} = T_0 \Delta S - Q$$

y sólo queda por evaluar ΔS y Q para los diversos pasos del proceso.

a. Compresión
ΔS = 82.98 – 117.35 = –34.37 J/K
Q = –15 532 J
$W_{perdido}$ = (300)(–34.37) + 15 532
= 5221 J

b. Intercambiador de calor:
ΔS = (0.8636)(114.34 – 75.82) + (0.1364)(118.48 – 83.69) + (1)(52.08 – 82.98)
= 7.11 J/K

TABLA 4-25 Estados y valores de propiedades para el proceso ilustrado en la fig. 4-39*

Punto	P, bar	T, K	Composición	Estado	H, J/mol	S, J/(mol · K)
1	55.22	300	Aire	Sobrecalentado	12 046	82.98
2	1.01	295	O_2 puro	Sobrecalentado	13 460	118.48
3	1.01	295	91.48% N_2	Sobrecalentado	12 074	114.34
4	55.22	147.2	Aire	Sobrecalentado	5 850	52.08
5	1.01	79.4	91.48% N_2	Vapor saturado	5 773	75.82
6	1.01	90	O_2 puro	Vapor saturado	7 485	83.69
7	1.01	300	Aire	Sobrecalentado	12 407	117.35

*Propiedades basadas en los trabajos de Miller y Sullivan, *U.S. Bur. Mines. Tech.* Paper 424 (1928).

$$Q = 63\ \text{J}$$
$$W_{\text{perdido}} = (300)(7.11) - 63 = 2070\ \text{J}$$

c. *Columna*

$$\Delta S = (0.8636)(75.82) + (0.1364)(83.69) - (1)(52.08) = 24.81\ \text{J/K}$$
$$Q = 147\ \text{J}$$
$$W_{\text{perdido}} = (300)(24.81) - 147 = 7296\ \text{J}$$

Resumen En vista de que el proceso requiere trabajo, la ecuación (4-455*a*) es apropiada para el análisis termodinámico:

$$W_s = W_{\text{ideal}} - \Sigma W_{\text{perdido}}$$

Los términos de la derecha aparecen como anotaciones en el siguiente resumen de resultados:

	J	% de W_s
W_{ideal}	−590	3.9
$-W_{\text{perdido}}$		
Comprensión	−5221	34.4
Heat	−2070	13.6
Columna	−7296	48.1
$W_s = W_{\text{ideal}} - \Sigma W_{\text{perdido}}$	−15177	100.0

El valor de W_s calculado al sumar los términos individuales debe ser el mismo que el determinado al aplicar la fórmula del compresor (−15 171 J.) La ligera discrepancia observada se debe a la acumulación de los errores de redondeo de cifras. La eficiencia de termodinámica del proceso es 3.9%, como se indica en la primera hilera de la tabla de resumen.El término más grande de trabajo perdido se debe a las irreversibilidades de la columna.

Sección 5*

Mecánica de fluidos y de partículas

Byron C. Sakiadis, Ph. D., *Senior Research Fellow, Engineering Technology Laboratory, E. I. du Pont de Nemours & Co.; Miembro del American Institute of Chemical Engineers.*

INTRODUCCIÓN A LA MECÁNICA DE FLUIDOS

Naturaleza de los fluidos 5-4
Terminología de la mecánica de fluidos 5-5

ESTÁTICA DE FLUIDOS Y MEDICIÓN DE PRESIONES

Definiciones 5-6
Manómetros de columna líquida 5-6
Tamaño de tubos para manómetros 5-8
Medidores multiplicadores 5-8
Manómetros mecánicos 5-9
Condiciones para su uso 5-9
Calibración de manómetros 5-9

MEDICIÓN DE FLUJOS

Presión estática 5-9
Presión estática local 5-9
Presión estática promedio 5-10
Especificaciones para tomas de piezómetro 5-10
Medidores de velocidad 5-10
Tubos Pitot 5-10
Tubos especiales 5-11
Anemómetros 5-11
Trazado de velocidad media 5-12
Representación visual del flujo 5-13
Medidores de carga o altura 5-14
Principios generales 5-14
Medidores venturi 5-14
Boquillas para flujo 5-15
Boquillas de flujo crítico 5-15
Medidores de orificio 5-16
Medidores de codo 5-16
Exactitud 5-18
Medidores de área 5-18
Principios generales 5-20
Rotámetros 5-20
Medidores de gasto de masa 5-21
Principios generales 5-21
Medidor de gasto de masa de momento transversal para flujo axial 5-21
Medidores de gasto de masa inferencial 5-21
Vertederos 5-21
Sistemas de dos fases 5-22
Mezclas gas-sólido 5-22
Mezclas gas-líquido 5-22
Mezclas líquido-sólido 5-22

DINÁMICA DE FLUIDOS

Balance de energía 5-23
Balance total de energía 5-23
Balance de la energía mecánica 5-23
Evaluación de la caída de presión del sistema 5-23
Balance de la cantidad de movimiento 5-23
Impacto de chorro sobre una placa 5-24
Fuerzas ejercidas sobre codos 5-24
Eyectores 5-24
Comportamiento de un chorro 5-24
Chorros laminares 5-25
Flujo en tuberías y canales 5-26
Distribución de velocidad: tuberías circulares 5-26
Distribución de velocidad: otras formas 5-26
Distribución del tiempo de residencia. Depósitos de proceso 5-26
Flujo incompresible 5-26
Fórmulas y métodos generales 5-26
Tuberías circulares 5-27
Canales no circulares 5-28
Fluidos no newtonianos 5-29
Flujo no isotérmico 5-31
Canales abiertos 5-31
Flujo compresible 5-33
Flujo turbulento 5-33
Flujo isotérmico en conductos horizontales 5-33

*El autor expresa su reconocimiento por la contribución del trabajo de D.F. Boucher y G.E. Alves, editores de esta sección en la quinta edición.

Flujo adiabático en conductos horizontales 5-33
Ejemplo 1 5-34
Flujo por boquilla convergente-divergente (boquilla de Delaval) 5-35
Flujo laminar 5-36
Flujo de deslizamiento 5-36
Flujo molecular 5-37
Diámetro económico de la tubería: flujo turbulento 5-38
Diámetro económico de la tubería: flujo laminar 5-38
Pérdidas de presión diversas 5-38
Pérdidas por contracción y entrada 5-38
Pérdidas por ensanchamiento y salida 5-40
Orificios y placas perforadas 5-41
Accesorios y válvulas 5-42
Codos y tuberías curvas 5-43
Tamices 5-44
Desviadores 5-45
Flujo en dos fases 5-45
Líquidos y gases 5-45
Gases y sólidos 5-51
Líquidos y sólidos 5-53
Distribución del fluido 5-54
Distribuidores de tubería perforada 5-54
Distribuidores tipo ranura 5-55
Aletas de encauzamiento 5-56
Placas y pantallas perforadas 5-56
Lechos de sólidos 5-56
Haces de tubos 5-57
Región turbulenta 5-57
Región de transición 5-58
Región laminar 5-59
Lechos de sólidos 5-59
Lechos fijos de sólidos granulares 5-59
Empaques para torres 5-61
Lechos fluidificados 5-62
Medios porosos 5-62
Flujo en torno a objetos 5-63
Desprendimiento de vórtices 5-63
Comportamiento de la capa límite 5-64
Placa plana finita 5-64
Superficie cilíndrica finita 5-64
Superficie plana continua 5-64
Superficie cilíndrica continua 5-65
Arrastre de películas líquidas 5-65
Placa plana 5-65
Superficie cilíndrica 5-66
Películas descendentes 5-66
Velocidad mínima de humedecimiento 5-66
Flujo laminar 5-66
Flujo turbulento 5-67
Efecto de la tracción superficial 5-67
Inundación o derrame 5-67
Comportamiento de estado no estacionario 5-67
Martillo de agua 5-67
Condiciones hidráulicas transitorias 5-68
Flujo pulsante 5-68
Amortiguamiento de pulsaciones en la fase gaseosa 5-68
Amortiguamiento de pulsaciones en la fase líquida 5-68
Cavitación 5-69
Estudio de modelos. 5-69

DINÁMICA DE LAS PARTÍCULAS

Partículas rígidas esféricas 5-71
Partículas rígidas no esféricas 5-72
Burbujas de gases 5-73
Gotas de líquido en líquidos 5-73
Gotas de líquido en gases 5-74
Aplicaciones 5-74
Limitaciones 5-74
Trayectorias de partículas 5-76

Nomenclatura y unidades

En esta tabla se definen en forma general los símbolos que se utilizan en esta sección, de acuerdo con los sistemas internacional e inglés de unidades. Las definiciones específicas, que se indican por medio de subíndices, están en el lugar de aplicación de esta sección. Algunos símbolos especiales que se utilizan en esta sección sólo se definen en el lugar de aplicación.

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades Sist. Inglés
A	Área	m^2	ft^2
a	Área	m^2	ft^2
a	Ancho del ducto o canal	m	ft
a	Coeficiente general		
B	Altura		
b	Altura del ducto o canal	m	ft
b	Coeficiente general	m	ft
C	Coeficiente general		
C	Conductancia	m^3/s	ft^3/s
C_a	Número de capilaridad	Adimensional	Adimensional
c_p	Calor específico a presión constante	J/(kg · K)	Btu/(lb · °R)
c_v	Calor específico a volumen constante	J/(kg · K)	Btu/(lb · °R)
D	Diámtro	m	ft
d	Diámetro	m	ft
E	Módulo de elasticidad	N/m^2	lbf/ft^2
F	Fuerza	N	lbf
F	Pérdida por fricción	(N · m)kg	(ft · lbf)/lb
F	Factor de corrección	Adimensional	Adimensional
f	Frecuencia	Hz	l/s
f	Factor de fricción	Adimensional	Adimensional
G	Velocidad másica	$kg/(s \cdot m^2)$	$lb/(s \cdot ft^2)$
g	Aceleración local debida a la gravedad	m/s^2	ft/s^2
g_c	Constante dimensional	$1.0\ (kg \cdot m)/(N \cdot s^2)$	$32.2\ (lb \cdot ft)/(lbf \cdot s^2)$
h	Carga de fluido, altura	m	ft
i	Entalpía específica	J/kg	Btu/lb
I	Corriente eléctrica	A	A
J	Equivalente mecánico del calor	1.0 (N · m)/J	778 (ft · lbf)/ Btu
K	Índice, constante o parámetro de flujo		
K	Módulo de elasticidad de todo el fluido	N/m^2	lbf/ft^2
k	Razón de calores específicos	Adimensional	Adimensional
L	Longitud	m	ft
M	Peso molecular	kg/mol	lb/mol
m	Masa	kg	lb
m	Espesor	m	ft
N	Cantidad de artículos o puntos	Adimensional	Adimensional
N	Resistencia friccional	Adimensional	Adimensional
N_S	Número de Strouhal	Adimensional	Adimensional
N_{De}	Número de Dean	Adimensional	Adimensional
N_{Fr}	Número de Froude	Adimensional	Adimensional
N_{Re}	Número de Reynolds	Adimensional	Adimensional
N_{We}	Número de Weber	Adimensional	Adimensional
n	Frecuencia de pulsación	Hz	l/s
n	Constante general		
n	Número de artículos	Adimensional	Adimensional
p	Presión	Pa	lbf/ft^2
Q	Calor	J	Btu
Q	Volumen	m^3	ft^3
q	Velocidad de flujo volumétrico	m^3/s	ft^3/s
R	Constante de los gases	8314 J/ (K · mol)	1545 (ft · lbf)/ (mol · °R)
R	Radio	m	ft
R	Resistencia eléctrica	Ω	Ω
R	Lectura de carga	m	ft
r	Radio	m	ft
r	Razón de presión	Adimensional	Adimensional
S	Área superficial específica	m^2/m^3	ft^2/ft^3
S	Pérdida de carga del fluido	Adimensional	Adimensional
S	Pérdida de energía específica	m/s^2	lbf/lb
S	Rapidez	m^3/s	ft^3/s
s	Entropía específica	J/(kg · K)	Btu/(lb · °R)
T	Temperatura	K (°C)	°R (°F)
t	Tiempo	s	s
u	Energía interna específica	J/kg	Btu/lb
u	Velocidad	m/s	ft/s
V	Velocidad	m/s	ft/s
v	Volumen específico	m^3/kg	ft^3/lb
W	Trabajo	N · m	lbf · ft
W	Peso	kg	lb
w	Velocidad de flujo gravimétrico	kg/s	lb/s
x	Fracción en peso	Adimensional	Adimensional
x	Distancia o longitud	m	ft
Y	Factor de expansión	Adimensional	Adimensional
y	Distancia o longitud	m	ft
Z	Distancia vertical	m	ft
z	Factor de compresibilidad del gas	Adimensional	Adimensional
z	Distancia vertical	m	ft

Símbolos griegos

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades Sist. Inglés
α	Coeficiente de resistencia viscosa	l/m^2	l/ft^2
α	Ángulo	°	°
β	Coeficiente de resistencia inercial	l/m	l/ft
β	Razón de diámetros	Adimensional	Adimensional
Γ	Carga de líquido	kg/(s · m)	lb/(s · ft)
Γ	Intensidad de pulsación	Adimensional	Adimensional
δ	Espesor	m	ft
ε	Rugosidad o aspereza de pared	m	ft
ε	Voidage (volumen libre fraccional)	Adimensional	Adimensional
η	Viscosidad, fluidos no newtonianos	Pa · s	lb/(ft · s)
θ	Ángulo	°	°
λ	Longitud de trayectoria libre molecular media	m	ft
μ	Viscosidad	Pa · s	lb/(ft · s)
ν	Viscosidad cinemática	m^2/s	ft^2/s
ρ	Densidad	kg/m^3	lb/ft^3
σ	Tensión superficial	N/m	lbf/ft
σ_c	Número de cavitación	Adimensional	Adimensional
τ	Esfuerzo cortante	N/m^2	lbf/ft^2
ϕ	Factor de forma	Adimensional	Adimensional
ϕ	Ángulo	°	°
ψ	Esfericidad	Adimensional	Adimensional

INTRODUCCIÓN A LA MECÁNICA DE FLUIDOS

Bibliografía General: Streeter, *Handbook of Fluid Dynamics*, McGraw-Hill, New York, 1961.

NATURALEZA DE LOS FLUIDOS

Un **fluido** es una sustancia que sufre una deformación continua cuando está sujeta a un esfuerzo cortante. La resistencia que un fluido real ofrece a tal deformación se conoce con el nombre de **viscosidad** del fluido. Para gases y líquidos simples (bajo peso molecular), la viscosidad es constante cuando se fijan la presión estática y la temperatura. Los materiales de este tipo se denominan **newtonianos**.

Considérense dos capas de fluido separadas una distancia y, como se muestra en la figura 5-1, donde la capa superior se está moviendo en forma paralela a la capa inferior con una velocidad u en relación con esa capa inferior. Cuando se trata de un fluido newtoniano, se debe aplicar una fuerza F para mantener este movimiento, fuerza que se expresa mediante la ecuación

$$F = \mu u A / g_c y \tag{5-1}$$

expresadas en forma diferencial como

$$\tau = (\mu/g_c)(du/dy) \tag{5-2}$$

donde μ = viscosidad del fluido, τ = esfuerzo cortante, g_c = constante dimensional, y du/dy = gradiente de velocidad. Para las definiciones de F, A, u y y véase la figura 5-1. La **viscosidad** se puede considerar como una conductividad de momento, en forma análoga a la conductividad térmica en la transferencia de calor por conducción y al coeficiente de difusión en la transferencia de masa.

Un **fluido ideal** o **perfecto** es un gas o líquido hipotético que no ofrece resistencia al corte y tiene viscosidad cero. El fluido perfecto imaginario no debe confundirse con un "gas ideal o perfecto". En la mayor parte de los problemas de flujo se obtienen resultados incorrectos al despreciar la viscosidad, pero en los mismos problemas pueden utilizarse las relaciones presión-volumen-temperatura para gases ideales.

Si la viscosidad de un fluido es una función del esfuerzo cortante, equivalente a la razón de corte ($= |du/dy|$), además de la temperatura y presión, el fluido se denomina **fluido no newtoniano**. Los fluidos no newtonianos se dividen generalmente en tres clases: 1) aquellos cuyas propiedades son independientes del tiempo cuando son sometidos a corte, 2) aquellos cuyas propiedades son dependientes de la duración del corte y 3) aquellos que exhiben muchas de las características de un sólido. Véase Bird, Armstrong y Hassager, *Dynamics of Polymeric Liquids*, vol. 1: *Fluid Mechanics*, Wyley, New York, 1977; Metzner, "Flow of Non-Newtonian Fluids", en Streeter, *op. cit.*; y Skelland, *Non-Newtonian Flow and Heat Transfer*, Wiley, New York, 1967.

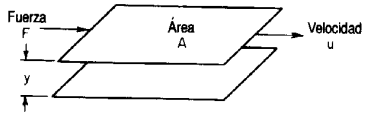


FIG. 5-1 Definición de viscosidad.

1. *Independientes del tiempo.* Los siguientes tres tipos de materiales se encuentran en esta clase:

a. Fluidos plásticos de Bingham. Probablemente son los fluidos no newtonianos más simples ya que sólo difieren de los fluidos newtonianos en que su relación lineal entre el esfuerzo cortante y la razón de corte no parten del origen, como se ilustra en la curva B de la figura 5-2, que muestra que se requiere un esfuerzo cortante τ_y finito para que haya flujo. En la misma figura se muestra la curva A que representa un fluido newtoniano. Entre los ejemplos que pueden citarse para un fluido que exhibe un comportamiento plástico de Bingham se incluyen suspensiones de arena [Wilhelm, Wroughton y Loeffel, *Ind. Eng. Chem.*, **31**, 622-629 (1939)] o granos [Binder y Busher, *J. Appl. Mech.*, **13**, A101-A105 (1946)] y lodo de aguas negras [Caldwell y Babbit, *Ind. Eng. Chem.*, **33**, 249-256 (1941)].

b. Materiales seudoplásticos. Aquí se incluye la mayor parte de los fluidos no newtonianos, entre los que se encuentran soluciones poliméricas o fundiciones y suspensiones de pulpa de papel o pigmentos. En la figura 5-2 se muestra la curva C típica del flujo de estos materiales.

En general, la curva de flujo en un intervalo de razón de corte, puede aproximarse a la forma de la línea recta en un diagrama logarítmico, con lo cual se tiene

$$\tau = K(du/dy)\,|\,du/dy\,|^{n-1} \qquad \text{con } n < 1 \tag{5-3}$$

donde τ = esfuerzo cortante; du/dy = gradiente de velocidad; K = índice de consistencia, $N \cdot s^n/m^2$ [$lbf \cdot s^n/ft^2$]; y n = exponente, adimensional. La viscosidad del fluido está dada por

$$\eta = g_c K |du/dy|^{n-1} \tag{5-4}$$

donde η = viscosidad, Pa·s [lb/(ft·s)]; y g_c = constante dimensional. Nótese que el símbolo μ para la viscosidad se ha reservado sólo para fluidos newtonianos.

Los fluidos cuya curva de flujo se describe mediante las ecuaciones (5-3) y (5-4) se conocen como **fluidos no newtonianos del tipo ley de potencia**. Una adecuada selección de los valores numéricos de las constantes K y n del material puede dar predicciones exactas de flujo, aunque estas ecuaciones sólo sean aplicables en un intervalo restringido de razón de corte. En general, el esfuerzo cortante máximo (o razón de corte) en el flujo considerado no debe exceder el límite máximo de esfuerzo (o razón) de aplicación de la ecuación (5-3).

c. Materiales dilatantes. Son los que exhiben un comportamiento reológico opuesto al de los materiales seudoplásticos. La curva D de la figura 5-2 muestra la forma típica de la curva de flujo, en la que parece observarse que la viscosidad se incrementa al incrementar la razón de corte.

El comportamiento de flujo de los materiales dilatantes en un limitado intervalo de razón de corte puede representarse mediante las ecuaciones (5-3) y (5-4), con $n > 1$. Algunos ejemplos de materiales dilatantes son suspensiones de almidón o mica en agua o arenas movedizas. Análisis amplios sobre las suspensiones dilatantes y una lista de sistemas dilatantes se encuentran en Bauer y Collins ("Thixotropy and Dilatancy") en Eirich, *Rheology*, vol. 4, Academic, New York, 1967); Green y Griskey [*Trans. Soc. Rheol*, **12**(1), 13-25, 27-37 (1968)]; Griskey y Green [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **17**, 725-728 (1971)].

2. *Dependientes del tiempo.* Incluye los materiales para los cuales el esfuerzo cortante cambia con la duración de corte. Se excluyen los cambios que podrían producirse por rompimiento mecánico o destrucción de partículas o enlaces moleculares.

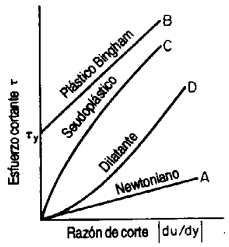


FIG. 5-2 Diagrama de corte.

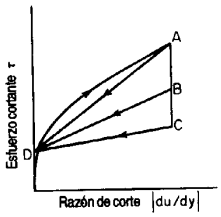


FIG. 5-3 Diagrama del esfuerzo cortante para un fluido tixotrópico.

a. Fluidos tixotrópicos. Son los que poseen una estructura que puede sufrir un trastorno en función del tiempo bajo corte. Cuando la estructura sufre algún trastorno bajo una razón de corte constante, el esfuerzo cortante decrece. Esta estructura puede reconstruirse a sí misma si cesa la fuerza aplicada sobre el material. El diagrama de corte de un fluido tixotrópico obtenido con un viscosímetro rotacional se muestra en la figura 5-3. El área dentro de los límites de las líneas unidas por los puntos *A* y *D (DAD)*, es una indicación de la tixotropía del material. Si la razón de corte es constante desde el punto *A*, el esfuerzo cortante disminuirá siguiendo la trayectoria *AB* y alcanzará el punto *C*, después del cual no habrá una deformación adicional para esa razón de corte. Si la razón de corte decrece, la curva *CD* es la que representa el comportamiento del fluido tixotrópico. Entre las curvas *AD* y *CD* es posible tener cualquier cantidad de curvas *BD*. Ejemplos de este tipo de fluidos son la mayonesa, lodo de perforación, pinturas y tintas. Para un análisis detallado de los materiales tixotrópicos y una lista de varios sistemas tixotrópicos, véase Bauer y Collins en Eirich, *loc. cit.*

b. Materiales reopécticos. Son los que incrementan su viscosidad aparente con mucha rapidez cuando son agitados o golpeados rítmicamente. Algunos ejemplos de estos materiales son las suspensiones coloidales de bentonita y pentóxido de vanadio y las suspensiones de yeso en agua. Este fenómeno ha sido observado bajo una razón de corte constante (véase Bauer y Collins en Eirich, *loc. cit.*).

3. *Fluidos viscoelásticos.* Son los que exhiben recuperación elástica de la deformación que sufren durante el flujo. Los líquidos poliméricos forman la mayor parte de los fluidos de esta clase. En este tipo de fluidos tienen lugar esfuerzos normales (es decir, esfuerzos perpendiculares a la dirección del flujo), además de los esfuerzos tangenciales usuales. Estos esfuerzos provocan varios efectos no usuales, por ejemplo, el "efecto Weissenberg" en que el fluido tiende a escalar un eje que se encuentra girando en el fluido. Las ecuaciones desarrolladas para fluidos seudoplásticos se pueden aplicar para flujo de fluidos viscoelásticos en estado estacionario no acelerado; las propiedades elásticas se manifiestan en forma general como "efectos terminales". Para información sobre detalles adicionales sobre el comportamiento del flujo de fluidos viscoelásticos, véase Bird, Armstrong y Hassager, *loc. cit.*; Brodkey, *The Phenomena of Fluid Motions*, Addison-Wesley, Reading, Mass., 1967; Eirich, *Rheology*, vols. 1, 2, 3, 4 y 5, Academic, New York, 1956, 1958, 1960, 1967 y 1969, respectivamente; Frederickson, *Principles and Applications of Rheology*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N. J., 1964; Lodge, *Elastic Liquids*, Academic, New York, 1964; McKelvey, *Polymer Processing*, Wiley, New York, 1962; Metzner, "Flow Behavior of Thermoplastics", en Bernhardt, *Processing of Thermoplastic Materials*, Reinhold, New York, 1959; y Middleman, *The Flow of High Polymers*, Interscience, New York, 1968.

Las aplicaciones de la teoría del flujo no newtoniano a las operaciones en el proceso de polímeros, como mezclado, extrusión, formación de hojas, hilado de fibras, prensado y formado de hojas, se describen en Bernhardt, *Processing of Thermoplastic Materials*, Reinhold, New York, 1959; McKelvey, *loc. cit.*; Middleman, *Fundamentals of Polymer Processing*, McGraw-Hill, New York, 1977; y Wilkinson, *Non-Newtonian Fluids*, Pergamon, New York, 1960.

La unidad de viscosidad (**viscosidad absoluta**) en el sistema internacional (SI) es el **pascal-segundo** (Pa·s). Un Pa·s es igual a 10 **poises**, 1 000 **centipoises** (cP) o 0.672 lb/(ft·s). En la sección 1, tablas 1-4 y 1-7, se dan factores de conversión para otras unidades.

La **viscosidad cinemática** de un fluido de densidad ρ y viscosidad μ o η es $\nu = \mu/\rho$ o η/ρ. Una unidad de viscosidad cinemática, denominada **stoke** (St), es igual a 1 cm^2/s. La **fluidez** es el recíproco de la viscosidad.

La terminología especial, utilizada comúnmente para especificar la viscosidad de **soluciones poliméricas** diluidas, se presenta en Billmeyer, *Textbook of Polymer Science*, 2d ed., Wiley, New York, 1971, pp. 84-89; y Eirich, *Rheology*, vol. 4, Academic, New York, 1967, cap. 9.

Existe una amplia variedad de viscosímetros para la medición de la viscosidad, como viscosímetros por capilaridad, rotacionales, de orificio, de caída de una bala y oscilatorios, instrumentos que se describen en Van Wazer, Lyons, Kim y Colwell, *Viscosity and Flow Measurement*, Interscience, New York, 1963.

En varios de los viscosímetros comerciales comunes se determina la viscosidad cinemática a partir del tiempo de derrame (segundos) de un volumen fijo de líquido por un tubo capilar o un orificio. En este tipo de instrumentos, los efectos cinético y de admisión constituyen una parte básica de la resistencia al flujo. De aquí se deduce que la relación entre el tiempo de derrame y la viscosidad cinemática se determina en forma empírica.

Las constantes del material *K* y *n* de los **fluidos no newtonianos del tipo ley de potencias** se pueden determinar con un viscosímetro rotacional [véase Krieger y Maron, *J. Appl. Phys.* **25**, 72-75 (1954); y Metzner "Non Newtonian Technology", en Drew and Hoopes, *Advances in Chemical Engineering*, vol. I, Academic, New York, (1956)]. Las explicaciones sobre las teorías para varios viscosímetros se dan por Oka (Eirich, *Rheology*, vol. 3, Academic, New York, 1960 (cap. 2), Van Wazer y socios (*loc. cit.*), y Wohl [*Chem. Eng.*, **75**(7), 99-104 (Mar. 25, 1968)]. Para consulta de aspectos prácticos de los viscosímetros, véase Bowen, [*Chem. Eng.*, **68**(17), 119; (18), 131 (1961)].

En las tablas de la sección 3 se proporciona información detallada sobre viscosidad. Para información adicional, véase *International Critical Tables*, McGraw-Hill, New York, 1926-1933; Weast, *Handbook of Chemistry and Physics*, 59th ed., Chemical Rubber, Cleveland, 1978-1979, pp. F49-F61; y Dean, *Lange's Handbook of Chemistry*, 12th ed., McGraw-Hill, New York, 1978, pp. 10-99 a 10-116. También puede estimarse la viscosidad, cuando no se dispone de información y estos métodos se resumen en la sección 3.

TERMINOLOGÍA DE LA MECÁNICA DE FLUIDOS

Se dice que un flujo es **estacionario** si no varía con el tiempo, es decir, cuando la velocidad del flujo de masa es constante y todas las demás cantidades (temperatura, presión, área transversal) son independientes del tiempo. Por el contrario, se dice que un flujo es **no estacionario** cuando la velocidad del flujo de masa y/u otras cantidades

varían en función del tiempo. El flujo no estacionario puede originarse por la acción de una válvula de control, de una maquinaria reciprocante o por tratarse de un flujo compuesto de dos fases inestables.

Se dice que un flujo es **acelerado** si no es estacionario o si su velocidad varía en la dirección general de flujo. Gran cantidad de efectos asociados con fluidos viscoelásticos no newtonianos ocurren por lo general en flujo acelerado.

Se dice que una corriente es **uniforme** si la forma y el tamaño de su sección transversal son iguales a lo largo del canal. Se dice que la temperatura o velocidad es uniforme a lo largo de una región cuando tiene el mismo valor en todas sus partes en un instante dado.

La **velocidad másica media** G de una corriente que pasa por una sección transversal dada, tomada en sentido perpendicular a la dirección común del flujo que pasa por el aparato, es el cociente del gasto másico entre el área de la sección transversal dada. A lo largo de un canal con un área de sección transversal uniforme, la velocidad media de masa es constante a menos que exista una acumulación o agotamiento de material dentro del canal. Cuando se está considerando el flujo que pasa por un haz de tubos o un lecho de sólidos, se utiliza el término **velocidad másica superficial** para identificar la cantidad obtenida al dividir el gasto másico entre el área total de la sección transversal de la cámara circundante (sin restar la parte correspondiente al corte transversal ocupado por las obstrucciones).

La **velocidad lineal media** V de una corriente que pasa por cualquier sección transversal dada, se toma usualmente como la cantidad obtenida cuando la velocidad másica media correspondiente se divide entre la densidad promedio en la sección transversal dada. A menos que el flujo sea isotérmico, el término velocidad lineal media no se puede interpretar salvo que se defina con precisión la regla que se eligió para determinar la densidad promedio. En consecuencia, siempre que sea posible, es preferible manejar el flujo no isotérmico en función de la velocidad de masa. La **velocidad lineal superficial** corresponde a la velocidad superficial másica.

La **velocidad acústica** o **velocidad del sonido** en un fluido de gran extensión o contenido en un depósito de paredes rígidas, está dada por

$$V_a = \sqrt{g_c \left(\frac{\partial p}{\partial \rho}\right)_s} = \sqrt{g_c k \left(\frac{\partial p}{\partial \rho}\right)_T} = \sqrt{\frac{K g_c}{\rho}} \qquad (5\text{-}5)$$

donde g_c = constante dimensional; p = presión absoluta; ρ = densidad del fluido; k = razón de calores específicos c_p/c_v, adimensional; y K = módulo de elasticidad de la masa del fluido. El subíndice s denota constancia de entropía y el subíndice T constancia de temperatura. En el caso de gases ideales, $(\partial p/\partial \rho)_T = p/\rho = RT/M$, en donde T = temperatura absoluta; R = constante de los gases; M = peso molecular. En consecuencia, para un gas perfecto, $V_a = \sqrt{g_c k R T/M}$. Véase Shapiro, *The Dynamics and Thermodynamics of Compressible Fluid Flow*, vol. I, pp. 45-48, Ronald, New York, 1953.

La razón de la velocidad de flujo a la velocidad del sonido se conoce como el **número Mach**. Los fluidos cuyo número Mach es menor que la unidad se denominan fluidos subsónicos.

La **carga de velocidad** $V^2/2g_c$ es la carga estática equivalente a la energía cinética de una corriente de velocidad uniforme V.

Para la definición de términos termodinámicos como energía interna, entalpía, calor total, entropía, etc., véase la sección 4.

Un **número de Reynolds** N_{Re} es cualquiera de varias cantidades adimensionales de la forma $LV\rho/$ que son proporcionales a la razón de la fuerza inercial a la fuerza viscosa en un sistema de flujo. En este caso, $LV\rho/\mu$ = una dimensión lineal característica del canal de flujo, V = velocidad lineal, ρ = densidad del fluido, μ = viscosidad del fluido. El número **crítico** de Reynolds corresponde a la transicición del flujo turbulento al laminar, conforme se reduce la velocidad. Su valor depende de la geometría del canal y está dentro del intervalo de 2 000 a 3 000 para tuberías circulares (véase la figura 5-28 más adelante en esta sección).

Se puede predecir la transición de flujo turbulento a laminar en **fluidos no newtonianos**, de acuerdo con el concepto del número de Reynolds, definido posteriormente en la ecuación (5-77).

El **radio hidráulico medio** R_H de un canal es igual al área de la sección transversal de esa parte del canal que está llena con fluido, dividida entre la longitud del perímetro húmedo. El radio hidráulico de una tubería circular es un cuarto del diámetro; de donde, en el caso de un ducto no circular, se dice que el **diámetro hidráulico** es cuatro veces el radio hidráulico. Para diferentes formas de secciones transversales, véase la tabla 5-8 más adelante en esta sección.

La **línea aerodinámica** se define como aquella que queda en la dirección del flujo en cada uno de los puntos en un instante dado. El **flujo laminar** se define como aquel en el que las líneas aerodinámicas se mantienen bien definidas unas de otras en toda su longitud. Las líneas aerodinámicas no deben ser rectas necesariamente, ni el flujo constante, siempre y cuando se satisfaga el criterio antes citado. Este tipo de movimiento se conoce también con los nombres de **flujo aerodinámico** o **viscoso**.

Un flujo laminar con $N_{Re} < 1$, se conoce como **flujo lento** o flujo reptante. En este tipo de flujo se puede despreciar la fuerza inercial relativa a la fuerza viscosa.

Si el número de Reynolds de un sistema excede al número crítico de Reynolds, casi siempre sucede que el movimiento no es laminar en toda la longitud del canal, sino que se generan turbulencias en la zona inicial de inestabilidad, que se extienden rápidamente por todo el fluido produciendo con ello una perturbación en el patrón general de flujo. El resultado es una turbulencia del fluido superpuesta al movimiento primario de traslación, generando lo que se conoce como **flujo turbulento**. Se encontrarán datos adicionales sobre turbulencia y flujos turbulentos en Hinze, *Turbulence*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1975; Schlichting, *Boundary-layer Theory*, 7th ed., pp. 555-779, McGraw-Hill, New York, 1979.

ESTÁTICA DE FLUIDOS Y MEDICIÓN DE PRESIONES

Referencias Generales: *Estática de fluidos*. Baumeister, *Marks' Standard Handbook for Mechanical Engineers*, 8th ed., McGraw-Hill, New York, 1978. Hansen, *Fluid Mechanics*, Wiley, New York, 1967. Kaufman, *Fluid Mechanics*, McGraw-Hill, New York, 1963. Streeter y Wylie, *Fluid Mechanics*, 7th ed., McGraw-Hill, New York, 1979. Vennard y Street, *Elementary Fluid Mechanics*, 5th ed., Wiley, New York, 1975.

Medición de la presión en general. ASME Power Test Code, Part 2, PTC 19.2-1964. Considine, *Process Instruments and Controls Handbook*, 2d. ed., McGraw-Hill, New York, 1974. Doolittle, *Mechanical Engineering Laboratory*, McGraw-Hill, New York, 1957. Jones, *Instrument Technology*, vol. 1, 3d ed., Butterworth, London, 1974. Sweeney, *Measurement Techniques in Mechanical Engineering*, Wiley, New York, 1953.

Medición de la presión específica. Para presiones absolutas abajo de 3.5 kPa (0.5 lbf/in^2) (aproximadamente 1 in Hg): Diels y Jaeckel, *Leybold Vacuum Handbook*, Pergamon, New York, 1966. Leck, *Pressure Measurement in Vacuum Systems*, 2d ed., Chapman & Hall, London, 1964. Lewin, *Fundamentals of Vacuum Science and Technology*, McGraw-Hill, New York, 1965, Steinherz, *Handbook of High-Vacuum Engineering*, Reinhold, New York, 1963. Van Atta, *Vacuum Science and Engineering*, McGraw-Hill, New York, 1965. Para presiones superiores a 140 MPa (aproximadamente 20 000 lbf/in^2): Bridgman, *The Physics of High Pressures*, G. Bell, London, 1949. Tongue, *The Design and Construction of High-Pressure Chemical Plant*, 2d ed., Van Nostrand, Princeton, N.J., 1959.

DEFINICIONES

La estática de fluidos se ocupa de las propiedades estáticas y el comportamiento de los fluidos. En el caso de líquidos, este tema se conoce como **hidrostática** y, en el de los gases, se denomina **neumática**.

El cuerpo de un fluido en equilibrio estático está bajo la influencia exclusiva de las fuerzas de compresión. La intensidad de esta fuerza, expresada en libras fuerza por pulgada cuadrada o dinas por centímetro cuadrado, es la llamada **presión estática**. Es normal a cualquier superficie en la que actúa y, en cualquier punto dado, tiene la misma magnitud sea cual fuere la orientación de la superficie. Esta es una de las maneras en que se enuncia la **ley de Pascal**. Otra de ellas es que la presión en cualquier punto de un fluido en reposo actúa con igual intensidad en todas las direcciones.

La **presión manométrica** es la diferencia entre la presión de un fluido dado y la de la atmósfera. Las lecturas de los manómetros son comúnmente presiones manométricas positivas. Se puede usar un vacuómetro para manifestar presiones manométricas negativas, es decir, presiones de fluidos inferiores a la atmosférica. La **presión absoluta** es la presión total verdadera y es igual a la presión manométrica (tomada con el signo apropiado) más la atmosférica.

El término **carga estática** denota generalmente la presión en un fluido debida a la carga del mismo sobre el punto en cuestión. Su magnitud se expresa aplicando la ley de Newton (fuerza = masa × aceleración). En el caso de **líquidos** (densidad constante), la carga estática p_h en Pa (lbf/ft^2) se da mediante la expresión

$$p_h = h\rho g/g_c \tag{5-6}$$

donde h = carga del líquido sobre el punto, m (ft); ρ = densidad del líquido; g = aceleración local debida a la gravedad; y g_c = constante dimensional.

La **presión dinámica** es la diferencia entre la **presión de impacto** y la **carga estática**. En el caso de un fluido en movimiento, es imposible dar una interpretación física de las lecturas de un medidor sin conocer previamente la posición y la orientación de la toma de presión en relación al flujo. La suma de la carga estática y la carga de velocidad se denomina **carga total** o **presión total**. En la subsección sobre presión estática se proporcionan especificaciones de presión o tomas de piezómetros.

MANÓMETROS DE COLUMNA LÍQUIDA

La **altura** o **carga** [ecuación (5-6)] a la que un fluido se eleva en un tubo vertical abierto conectado a un aparato que contiene un líquido, constituye una medida directa de la presión en el punto de unión y se utiliza con frecuencia para indicar el nivel de líquidos en tanques y recipientes. Este mismo principio se aplica a los manómetros de tubo en U (Fig. 5-4*a*) y otros dispositivos equivalentes (como el que aparece en la Fig. 5-4*b*) para medir presiones en función de la altura de un fluido diferente al que se está comprobando. La mayor parte de esos medidores se usan ya sea como **manómetros abiertos** o como **diferenciales**. El fluido manométrico que constituye la columna del líquido de estos medidores puede ser cualquier líquido inmiscible con el fluido a presión. Para altos vacíos o presiones elevadas y grandes diferencias de presión, el líquido del medidor debe tener una gran densidad y casi siempre se utiliza mercurio; para presiones bajas y pequeñas diferencias de presión, se acostumbra emplear líquidos de escasa densidad (por ejemplo alcohol, agua, tetracloruro de carbono).

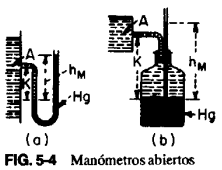


FIG. 5-4 Manómetros abiertos

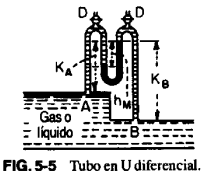


FIG. 5-5 Tubo en U diferencial.

El **tubo en U abierto** (Fig. 5-4*a*) y el **manómetro abierto** (Fig. 5-4*b*) indican una lectura de h_M m (ft) de fluido manométrico. Si la unión del fluido manométrico y el fluido cuya presión se desea conocer está a K m (ft) por debajo del punto de unión A, ρ_A es la densidad del segundo fluido en A, y ρ_M es la del fluido manométrico, entonces la presión manométrica p_A Pa (lbf/ft^2) en A es

$$p_A = (h_M\rho_M - K\rho_A)(g/g_c) \tag{5-7}*$$

donde g = aceleración local debida a la gravedad y g_c = constante dimensional. La carga h_A en A expresada en m (ft) del fluido en dicho punto es

$$h_A = h_M(\rho_M/\rho_A) - K \tag{5-8}*$$

Cuando se mide una presión de gas, a menos que sea muy alta, ρ_A es tan pequeña en comparación con ρ_M que los términos que incluyen a K en las fórmulas anteriores son despreciables.

El **tubo en U diferencial** (Fig. 5-5) indica la diferencia de presión entre las tomas A y B, y es

$$p_A - p_B = [h_M(\rho_M - \rho_A) + K_A\rho_A - K_B\rho_B](g/g_c) \tag{5-9}$$

donde h_M es la diferencia de altura del fluido manométrico dentro del tubo U; K_A y K_B son las distancias verticales de la superficie superior del fluido manométrico por encima de A y B, respectivamente; ρ_A y ρ_B son las densidades de los fluidos en A y B, respectivamente; y ρ_M es la densidad del fluido manométrico. Si cualquiera de las tomas de presión está sobre el nivel más alto del fluido manométrico, la K correspondiente se considera negativa. La válvula D, que se mantiene cerrada cuando el medidor está en uso, sirve para desalojar gas que puede acumularse en estos puntos.

El **tubo en U diferencial invertido**, en el que el fluido manométrico puede ser un gas o un líquido ligero, se usa para medir diferenciales de presión de líquidos, sobre todo para el flujo de lechadas en donde los sólidos tienden a asentarse. Se encontrarán detalles adicionales respecto al uso de este manómetro en Doolittle (*op. cit.*, p. 18).

Los **tubos en U cerrados** (Fig. 5-6) que emplean mercurio como líquido manométrico, sirven para medir directamente la presión absoluta p de un fluido, a condición de que el espacio que queda entre el extremo cerrado y el mercurio sea sustancialmente un vacío perfecto.

El **barómetro de mercurio** (Fig. 5-7) indica de manera directa la presión absoluta de la atmósfera expresada como altura de la columna de mercurio. La presión barométrica normal (estándar) es, por definición, de 101.325 kPa. Entre los equivalentes de esta presión en otras

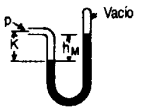


FIG. 5-6 Tubo en U cerrado.

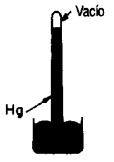


FIG. 5-7 Barómetro de mercurio.

*Se supone que la línea de la toma de presión frontal al medidor está llena con fluido de la misma densidad que el del aparato en el punto de la toma de presión; si éste no es el caso, ρ_A es la densidad del fluido que llena realmente la línea del medidor, y el valor dado para h_A debe multiplicarse por ρ_A/ρ, en donde ρ es la densidad del fluido cuya carga se está midiendo.

unidades están 760 mm de mercurio (a 0°C), 29.921 in de Hg (a 0°C), 14.696 lbf/in^2 y 1 atm. Para los casos en que las lecturas del barómetro se expresan como la altura de una columna de mercurio, deben corregirse a una temperatura estándar (casi siempre a 0°C), los factores de corrección de temperatura apropiados aparecen en ASME PTC, *op. cit.*, pp. 23-26; y Weast, *Handbook of Chemistry and Physics*, 59th ed., Chemical Rubber, Cleveland, 1978-1979, pp. E39-E41.

Tamaños de tubos para manómetros Para evitar el error capilar, el diámetro del tubo debe ser lo suficientemente amplio y la densidad de los fluidos manométricos debe ser tal que el efecto de la capilaridad sea despreciable en comparación con la lectura del medidor. El efecto de la capilaridad es prácticamente despreciable en tubos cuyos diámetros internos son de 12.7 mm ($^1/_2$ in) o mayores (véase ASME PTC, *op. cit.*, p. 15). En general, se acostumbra utilizar diámetros pequeños para tubos en U debido a que el desplazamiento de capilaridad en uno de los brazos tiende a anular el del otro.

El aumento de capilaridad en un pequeño tubo vertical y abierto, de sección transversal circular, que se sumerge en un depósito de líquido, está dado por

$$h = \frac{4\sigma g_c \cos\theta}{gD(\rho_1 - \rho_2)} \tag{5-10}$$

En este caso, σ = tensión superficial, D = diámetro interno, ρ_1 y ρ_2 son las densidades del líquido y del gas (o del líquido ligero), respectivamente, g = aceleración local debida a la gravedad, g_c = constante dimensional, y θ es el ángulo de contacto subtendido por el fluido más pesado. Para la mayor parte de los líquidos orgánicos y el agua, el ángulo de contacto θ es cero en relación con el vidrio, a condición de que éste esté humedecido con una película de líquido; en el caso del mercurio en contacto con el vidrio, $\theta = 140°$ (*International Critical Tables*, vol. IV, pp. 434-435, McGraw-Hill, New York, 1928). Para mayores detalles sobre el tema de la capilaridad, véase Schwartz, *Ind. Eng. Chem.*, **61**(1), 10-21 (1969).

MEDIDORES MULTIPLICADORES

Para asegurar la precisión requerida durante las mediciones de pequeñas diferencias de presión por medio de manómetros de columna líquida, a menudo es preciso encontrar medios para amplificar las lecturas. En los métodos que se citan a continuación, el segundo y el tercero ofrecen una multiplicación decuplicada, en tanto que el cuarto aumenta 30 veces el valor. En general, cuanto mayor sea la multiplicación, más elaboradas deben ser las precauciones para utilizar el medidor y evitar que la ganancia de precisión sea ilusoria.

1. *Cambio de fluido manométrico.* En manómetros abiertos, se debe elegir un fluido de baja densidad. En manómetros diferenciales conviene seleccionar un fluido tal que la diferencia entre su densidad y la del fluido que se mide sea lo más pequeña posible.

2. *Tubo en U inclinado (Fig. 5-8).* Si la lectura R m (ft) se toma como se indica y R_0 m (ft) es la lectura cero, al hacer la substitución $h_M = (R - R_0)$ sen θ, las fórmulas de los párrafos anteriores dan $(p_A\ p_B)$ cuando el tubo en U vertical correspondiente se reemplaza con el inclinado. Para trabajos de precisión, el medidor debe calibrarse porque existe la

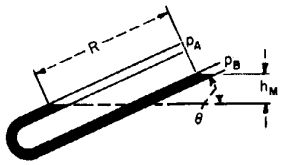


FIG. 5-8 Tubo en U inclinado.

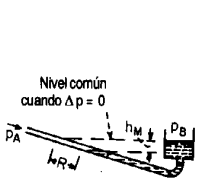


FIG. 5-9 Manómetro de tiro.

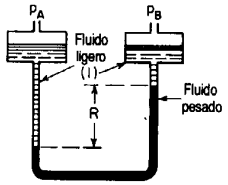


FIG. 5-10 Tubo en U para dos fluidos.

posibilidad de que haya variaciones en el diámetro y la pendiente del tubo.

3. *Manómetro de tiro (Fig. 5-9).* Este medidor se emplea comúnmente para cargas bajas de gas y en lugar de uno de los brazos del tubo en U, cuenta con un depósito de mayor calibre que el tubo que forma el brazo inclinado. A esto se debe que las variaciones de nivel en el tubo inclinado produzcan pocos cambios en el nivel del depósito. Aunque h_M se calcula fácilmente tomando lecturas de R y utilizando las dimensiones del tubo, es preferible utilizar la calibración del medidor que se explica a continuación. Con frecuencia, los cambios de nivel en el depósito no son despreciables y las variaciones del diámetro del tubo introducen también errores graves en los cálculos. Los medidores comerciales de esta índole tienen a menudo una escala que da lecturas de h_M directamente en altura de columna de agua o de un líquido específico (cuando no se trata del agua) el que llene el tubo. Una de las fuentes de error más frecuentes es olvidar el hecho de que la escala dará valores incorrectos a menos que el medidor se llene con el líquido especificado. Si la escala da lecturas correctas cuando la densidad del líquido del manómetro es ρ_0, entonces la lectura debe multiplicarse por ρ/ρ_0 si la densidad del fluido que se está usando es ρ.

4. *Tubo en U para dos fluidos (Fig. 5-10).* Este es un dispositivo de gran sensibilidad para medir cargas gaseosas pequeñas. Sea A el área de sección transversal de cada uno de los depósitos, y a el del tubo que forma la U; ρ_1 la densidad del fluido más ligero y ρ_2 la del fluido más pesado. Si R es la lectura y R_0 es el valor con una diferencia de presión igual a cero, entonces, dicha diferencia es

$$p_A - p_B = (R - R_0)\left(\rho_2 - \rho_1 + \frac{a}{A}\rho_1\right)\frac{g}{g_c} \tag{5-11}$$

donde g = aceleración local debida a la gravedad, y g_c = constante dimensional.

Cuando A/a es lo suficientemente grande, el término $(a/A)\,\rho_1$ de la ecuación (5-11) se hace despreciable en comparación con la diferencia $(\rho_2 - \rho_1)$. No obstante, este término se debe omitir sin hacer un examen minucioso del caso. Al aplicar la ecuación (5-11), las densidades de los líquidos del medidor no se pueden tomar de las tablas sin la posibilidad de introducir errores graves, ya que cada líquido puede disolver cantidades apreciables del otro. Antes de llenar el manómetro, los líquidos deben sacudirse juntos y determinarse las densidades verdaderas de ambas capas a la temperatura a la que se va a utilizar el medidor. Cuando se busca una gran amplificación, el tubo en U puede encerrarse en un baño de temperatura constante de tal modo que $(\rho_2 - \rho_1)$ se conozca con precisión. En general, si se busca la mayor exactitud posible, el medidor deberá calibrarse.

Se han creado varios **micromanómetros** de extrema precisión y sensibilidad, basados en el principio de la columna líquida, que se utilizan para medir diferencias pequeñísimas de presiones de gas y para calibrar medidores de gamas reducidas. Algunos de estos micromanómetros están comercialmente disponibles y prácticamente no producen errores causados por la capilaridad y no requieren ninguna calibración adicional a la simple verificación de la escala del micrómetro. Véase Doolittle, *op. cit.*, p. 21.

MANÓMETROS MECÁNICOS

El medidor de **tubo de Bourdon** indica la presión a través de la cantidad de flexión bajo la presión interna de un tubo oval doblado en forma de arco de círculo y cerrado en un extremo. Estos manómetros están disponibles comercialmente para todas las presiones inferiores a la atmosférica y para niveles superiores a 700 MPa (aproximadamente 100 000 lbf/in^2) sobre la atmosférica. Si se busca una información más amplia sobre los medidores tipo Bourdon, véase Harland [*Machine Design*, **40**(22), 69-74 (Sept. 19, 1968)].

En el **medidor de diafragma** las lecturas se hacen basándose en la deflexión del diafragma que casi siempre es metálico, cuando se somete a una diferencia de presión entre las dos caras. Estos medidores se utilizan para los mismos fines generales que los medidores de Bourdon, pero normalmente no se emplean para altas presiones. El barómetro aneroide es un tipo de manómetro de diafragma.

En el comercio se dispone de pequeños **transductores** de presión con diafragmas montados **al ras** para medir ya sea presiones constantes o fluctuantes hasta de 100 MPa (15 000 lbf/in^2). Los diafragmas metálicos llegan a ser tan pequeños que miden incluso 4.8 mm ($^3/_{16}$ in) de diámetro. El transductor se monta sobre el aparato que contiene el fluido cuya presión se va a determinar, de tal modo que dicho diafragma quede al ras con la superficie interna del aparato. Luego, la deflexión del diafragma se mide por medio de extensómetros no fijos y se registra eléctricamente.

Cuando se trata de fluidos no newtonianos, la presión medida en la pared con un medidor que no esté montado al ras puede ser errónea (véase la subsección "Presión estática").

Los manómetros de Bourdon y de diafragma que indican lecturas de presión y vacío utilizando la misma escala, se conocen con el nombre de **manómetros compuestos o combinados**.

Condiciones para su uso Los tubos de Bourdon no deben exponerse a temperaturas superiores a 65°C (aproximadamente 150°F) a menos que los tubos estén diseñados específicamente para ese tipo de operaciones. Cuando se va a medir la presión de un líquido más caliente, deberá emplearse algún tipo de sello de líquido para mantener el fluido caliente lejos del tubo. Cuando se usan manómetros de Bourdon o de diafragma para medir presiones de gases, si el medidor queda debajo de la toma de presión del aparato de tal manera que el líquido pueda recolectarse en la salida, la lectura del mismo excederá en una cantidad igual a la carga hidrostática del líquido acumulado.

Para medir presiones de fluidos corrosivos, lechadas y fluidos de proceso similares que puedan dañar a los tubos de Bourdon, conviene emplear un **manómetro químico** que consta de un medidor de Bourdon equipado con un diafragma flexible apropiado para sellar el fluido del proceso. Luego, el volumen combinado del tubo y la conexión entre el diafragma y aquél se llena con un líquido inerte. Estos medidores se encuentran disponibles en el comercio.

En la sección 22 se incluirán más detalles sobre dispositivos para medir presiones.

CALIBRACIÓN DE MANÓMETROS

Los **manómetros de columna líquida** simples no requieren calibración si están construidos de tal modo que reduzcan a un mínimo los errores debidos a la capilaridad (véase la subsección "Manómetros de columna líquida"). Si las escalas utilizadas para medir las lecturas se comprobaron con un estándar, la exactitud de las mismas dependerá exclusivamente de la precisión que se tenga al determinar la posición de las superficies del líquido. Por ende, los manómetros de columna líquida sirven como estándares primarios para calibrar otros medidores.

En el caso de **altas presiones** y con medidores mecánicos comerciales, incluso para presiones bastante moderadas, se acostumbra utilizar un medidor de peso muerto (véase ASME PTC, *op. cit.*, pp. 36-41; Doolittle, *op. cit.*, p. 33; Jones, *op. cit.*, p. 43; Sweeney, *op. cit.*, p. 104; y Tongue, *op. cit.*, p. 29) como estándar primario, porque su empleo es más seguro y conveniente que el de los manómetros. Cuando éstos se usan como estándares de alta presión, se puede evitar la utilización de una columna de mercurio demasiado alta conectando en serie varios tubos U comunes. Los medidores multiplicadores se estandarizan comparándolos con un micromanómetro. El procedimiento para calibrar un manómetro consiste simplemente en conectarlo en paralelo con un medidor estándar, a un depósito en el que se puede mantener una presión constante. Luego se toman lecturas con el medidor desconocido a varias presiones del depósito determinadas por el estándar.

La calibración de **manómetros de alto vacío** se describe en la obra de Sellenger [*Vacuum*, **18**(12), 645-650 (1968)].

MEDICIÓN DE FLUJOS

Bibliografía General: Addison, *Hydraulic Measurements*, 2d ed., Wiley, New York, 1949. ASME Research Committee on Fluid Meters Report, *Fluid Meters-Their Theory and Application*, 6th ed., 1971. ASME Power Test Code, Part 5: "Measurement of Quantity of Materials", 1959. Considine, *Process Instruments and Controls Handbook*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1974. Dean, *Aerodynamic Measurements*, M.I.T., Cambridge, Mass., 1953. Ladenburg, Lewis, Pease y Taylor, *Physical Measurement in Gas Dynamics and Combustion*, Princeton, Princeton, N. J., 1954. Ower y Pankhurst, *The Measurement of Air Flow*, 5th ed., Pergamon, Oxford, 1977. Spink, *Principles and Practice of Flowmeter Engineering*, 9th ed., Foxboro Co., Foxboro, Mass., 1967.

En esta subsección se resumen las técnicas existentes para medir presiones estáticas, velocidades puntuales y velocidades de flujo de fluidos en movimiento. La cobertura de estos temas se limita generalmente a los elementos primarios o de activación. Los elementos secundarios (por ejemplo, medidores de presión o manómetros) son más o menos intercambiables para un dispositivo primario dado y se describen en otras partes de esta sección y en la sección 22.

PRESIÓN ESTÁTICA

Presión estática local En un fluido en movimiento, la presión estática local es igual a la presión ejercida sobre una superficie que se mueve con el fluido o bien a la presión normal (en el caso de fluidos newtonianos) sobre una superficie estacionaria paralela al flujo. La presión ejercida sobre dicha superficie se mide haciendo una pequeña perforación perpendicular a la superficie y conectando la abertura a un elemento sensor de la presión (Fig. 5-11*a*). La perforación se denomina abertura de piezómetro o toma de presión.

Con frecuencia se encontrará que la determinación de la presión estática local es difícil o impráctica. Si el canal es tan pequeño que la introducción de cualquier objeto sólido perturba el patrón de flujo e incrementa la velocidad, se tendrá una reducción y una redistribución de la presión estática. Si el flujo se realiza en líneas rectas paralelas, sin tomar en cuenta las fluctuaciones de una turbulencia normal, el **disco plano** (Fig. 5-11*b*) y el **tubo doblado** (Fig. 5-11*c*) darán resultados satisfactorios cuando se alínean correctamente con la corriente. Sin embargo, cualquier alineación deficiente producirá errores graves. El diámetro del disco debe ser 20 veces su espesor y 40 veces la abertura estática; la cara debe ser plana y lisa en donde el borde cortante sea un chaflán hecho en la cara inferior. El tubo piezométrico, por ejemplo el que se ilustra en la figura (5-11*c*) debe tener aberturas con el tamaño y el espaciamiento especificados para un tubo Pitot (Fig. 5-13).

Las lecturas indicadas por los tubos rectos abiertos (Fig. 5-11*d*) son demasiado bajas. Las que señalan tubos cerrados orientados perpendi-

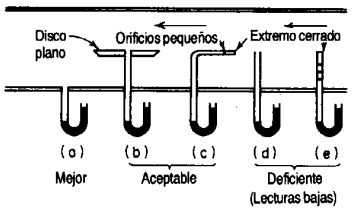


FIG. 5-11 Medición de la presión estática.

cularmente al eje de la corriente y que tienen aberturas laterales (Fig. 5-11*e*) pueden ser también bajas descendiendo incluso hasta dos cargas de velocidad.

Presión estática promedio En la mayor parte de los casos, el objeto de una medición de presión estática es obtener un valor promedio apropiado para hacer una sustitución en el teorema de Bernoulli o en una fórmula de flujo equivalente. Esto se hace sólo cuando el flujo sigue líneas rectas paralelas a las paredes de confinamiento, por ejemplo, en conductos rectos y a distancias corriente abajo, lo suficientemente grandes con relación a recodos y otras perturbaciones. Para este tipo de corrientes, la suma de la carga estática y la carga de potencial gravitacional es la misma en todos los puntos de una sección transversal perpendicular al eje del flujo. Por ende, la ubicación exacta de una abertura de piezómetro en torno a la periferia de este tipo de sección transversal carece de importancia, a condición de que se conozca la elevación. Sin embargo, para expresar la presión estática, se acostumbra dar el valor a la elevación correspondiente a la línea central de la corriente.

Cuando el flujo pasa por ductos curvos o tiene remolinos, no es práctica la determinación de la presión estática promedio verdadera. Para hacer mediciones, se acostumbra utilizar paletas de enderezamiento que se sitúan corriente arriba con relación a la toma de presión, a fin de eliminar los remolinos.

Especificaciones para tomas de piezómetro El tamaño de una abertura estática debe ser pequeño en comparación con el diámetro de una tubería y, al mismo tiempo, grande en comparación con la escala de irregularidades de superficie. Para obtener resultados seguros, es esencial que 1) la superficie en la que se hace la perforación sea sustancialmente suave y paralela al flujo a lo largo de cierta distancia a ambos lados de la abertura, y 2) que la abertura esté al ras con la superficie y no tenga ningún borde u otra irregularidad en torno a su arista. Con frecuencia se acostumbra redondear esta última para asegurarse de que no existan tales bordes. Las lecturas de presión serán altas si la toma o derivación se inclina corriente arriba, si se redondea excesivamente en el lado corriente arriba, si existe un borde en el lado corriente abajo o si el abocardado o la depresión son excesivos. Las lecturas de presión serán bajas si la toma está inclinada corriente abajo, si está excesivamente redondeada en el lado corriente abajo, si hay un borde en el lado corriente arriba o si existe alguna protuberancia en dirección de la corriente de flujo. Los errores generados por estas fallas pueden llegar a ser importantes.

TABLA 5-1 Orificios para tomas de presión

Diám. interno nominal de la tubería, in	Diám. máximo de la toma de presión, mm (in)	Radio del redondeo del borde del orificio, mm (in)
1	3.18 ($^1/_8$)	<0.40 ($^1/_{64}$)
2	6.35 ($^1/_4$)	0.40 ($^1/_{64}$)
3	9.53 ($^3/_8$)	0.40–0.79 ($^1/_{64}$–$^1/_{32}$)
4	12.7 ($^1/_2$)	0.79 ($^1/_{32}$)
8	12.7 ($^1/_2$)	0.79–1.59 ($^1/_{32}$–$^1/_{16}$)
16	19.1 ($^3/_4$)	0.79–1.59 ($^1/_{32}$–$^1/_{16}$)

En la tabla 5-1 se presenta un resumen de recomendaciones para las **dimensiones de las tomas de presión**. Se utilizaron datos de varias fuentes para llegar a estos valores compuestos. La longitud de una abertura de toma de presión antes de cualquier ensanchamiento en el ducto de la toma debe ser por lo menos dos diámetros de la toma, aunque se preferiría que fuesen tres o más.

Si se desean mayores datos sobre la predicción del error en la perforación estática, véase Shaw, *J. Fluid Mech.*, **7**, 550-564 (1960); Livesey, Jackson, y Southern, *Aircr. Eng.*, **34**, 43-47 (febrero de 1962).

Para la medición con fluidos no newtonianos, las lecturas con tomas de presión también pueden ser bajas a consecuencia de los efectos de la elasticidad del fluido. Este error se puede eliminar en gran parte si se emplean diafragmas montados al ras.

Si se desea obtener mayor información acerca del error en la perforación estática para fluidos no newtonianos, véase Han y Kim, *Trans. Soc. Rheol.*, **17**, 151-174 (1973); Novotny y Eckert, *Trans. Soc. Rheol.*, **17**, 227-241 (1973); e Higashitani y Lodge, *Trans. Soc. Rheol.*, **19**, 307-336 (1975).

El **anillo piezométrico** es un múltiple toroidal en el que se conectan varias tomas estáticas de pared lateral en torno al perímetro de una sección transversal común. Su objetivo es dar una presión promedio en el caso de que existan diferencias de presión alrededor del perímetro y que tengan un origen diferente al de la carga estática. Sin embargo, no existe en general ninguna seguridad de que se obtenga con ello un promedio verdadero. La principal ventaja del anillo es que el uso de varias perforaciones en lugar de una sola reduce la posibilidad de tapar por completo las aberturas estáticas.

Los elementos sensores de presión del **diafragma montado al ras** sirven primordialmente cuando se trata de fluidos que se degradan o descomponen al mantenerse estáticos y se estudiarán con mayor detalle en la sección 22.

MEDIDORES DE VELOCIDAD

Tubos Pitot Estos tubos miden las velocidades locales o puntuales mediante la diferencia entre la presión del impacto y la presión estática. El tubo Pitot que aparece en la figura 5-12 consta de un tubo de

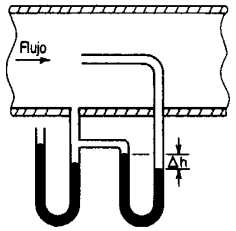


FIG. 5-12 Tubo Pitot con toma estática en la pared lateral.

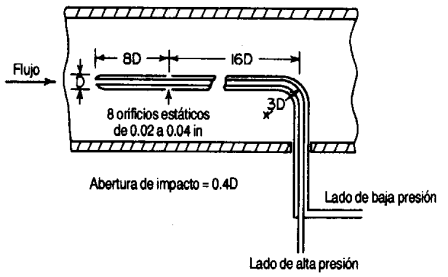


FIG. 5-13 Tubo Pitot estático.

impacto cuya abertura queda directamente frente a la corriente para medir la presión de impacto y de una o más tomas o derivaciones de pared laterales para medir la presión estática local. El tubo Pitot estático combinado que se ilustra en la figura 5-13 está compuesto por un tubo de impacto recubierto con una o más hileras de perforaciones u orificios de 0.51 a 1.02 mm (0.02 a 0.04 in) de diámetro, en la cubierta para medir la presión estática. La velocidad V_0 m/s (ft/s) en el punto donde se ubica el extremo o la punta está dada por

$$V_0 = C\sqrt{2g_c\,\Delta h} = C\sqrt{2g_c(p_i - p_0)/\rho_0} \qquad (5\text{-}12)$$

donde C = coeficiente adimensional; g_c = constante dimensional; Δh = presión diferencial ($\Delta h_s g/g_c$) tal y como se indica en la figura 5-12 expresada en (N·m)/kg [(ft·lbf)/lb o ft del fluido]; Δh_s = altura diferencial de la columna estática de líquido correspondiente a Δh; g = aceleración local debida a la gravedad; g_c = constante dimensional; p_i = presión de impacto; p_0 = presión estática local; y ρ_0 = densidad del fluido medida a la presión p_0 y a la temperatura local. Cuando se trata de gases a velocidades superiores a 60 m/s (200 ft/s), la compresibilidad adquiere una importancia especial y deberá utilizarse la ecuación siguiente:

$$V_0 = C\sqrt{\frac{2g_c k}{k-1}\left(\frac{p_0}{\rho_0}\right)\left[\left(\frac{p_i}{p_0}\right)^{(k-1)/k} - 1\right]} \qquad (5\text{-}13)$$

donde k es la razón entre el calor específico a presión constante y el calor específico a volumen constante. (Véase ASME Research Committee on Fluid Meters Report, *op. cit.*, p. 105.) El coeficiente C es comúnmente cercano a 1.00 (± 0.01) para tubos Pitot simples (Fig. 5-12) y generalmente fluctúa entre 0.98 y 1.00 cuando se trata de tubos Pitot estáticos (Fig. 5-13).

Existen ciertas **limitaciones** en lo que respecta a los diversos usos de los tubos Pitot. En el caso de gases, la diferencial es muy pequeña a velocidades bajas; por ejemplo, a 4.6 m/s (15.1 ft/s), la diferencial equivale sólo a 1.30 mm (0.051 in) de agua (20°C) para aire a 1 atm (20°C), lo que representa un límite inferior para el 1% de error incluso cuando se emplea un micromanómetro con una precisión de 0.0254 mm (0.001 in) de agua. La ecuación (5-13) no se aplica para números de Mach superiores a 0.7 debido a la interferencia de las ondas de choque. Para flujos supersónicos, los números de Mach locales se calculan basándose en el conocimiento que se tenga de las presiones de impacto y estáticas verdaderas; véase Ladenburg *et al.*, *op. cit.*, pp. 111-112.

Con **líquidos** a velocidades bajas, es importante el efecto del número de Reynolds en el coeficiente. Los coeficientes son notablemente menores que la unidad para números de Reynolds inferiores a 500 para tubos Pitot y para números de Reynolds inferiores a 2300 para tubos Pitot estáticos [véase Folsom, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **78**, 1447-1460 (1956)]. Los números de Reynolds aquí utilizados se basan en el diámetro externo del probador o la sonda. El funcionamiento a números de Reynolds inferiores requiere la calibración previa del mismo.

El tubo Pitot estático es más sensible a las **desviaciones** o **ángulo de ataque** que el tubo Pitot simple, debido a la sensibilidad de las tomas estáticas a la orientación. El error comprendido depende enormemente de las dimensiones exactas de la prueba. En general, deben evitarse ángulos superiores a 10° si se desea mantener el error de velocidad a un nivel del orden del 1% o menos.

Las **perturbaciones** corriente arriba con relación a la prueba pueden provocar errores importantes, debido en parte a la turbulencia generada y a su efecto en la medición de la presión estática. Conviene contar con una sección de calma de por lo menos 50 diámetros de la tubería. Si esto no es posible, es aconsejable utilizar aletas de enderezamiento o una red con forma de panal.

El efecto de **flujo pulsante** en la exactitud del tubo Pitot fue analizado por Ower *et al.*, *op. cit.*, pp. 310-312. En el caso de fluctuaciones sinusoidales de velocidad, la razón de la velocidad indicada con la velocidad media verdadera está dada por el factor $\sqrt{1 + \lambda^2/2}$, en donde λ es la velocidad de recorrido expresada como fracción de la velocidad media. Por tanto, la velocidad indicada será aproximadamente 6% mayor para fluctuaciones de velocidad de ± 50% y las pulsaciones mayores a ± 20% deben amortiguarse para evitar errores mayores al 1%. El error se incrementa cuando la frecuencia de oscilaciones de flujo se aproxima a la frecuencia natural del tubo Pitot y la densidad del flujo que se mide se aproxima a la del fluido de proceso. [Véase Horlock y Daneshyar, *J. Mech. Eng. Sci.*, **15**, 144-152 (1973)].

Presiones sustancialmente menores que las presiones de impacto reales se pueden obtener con tubos Pitot en flujo turbulento de **soluciones de polímeros diluidos** [véase Halliwell y Lewkowicz, *Phys. Fluids*, **18**, 1617-1625 (1975)].

Tubos especiales Se ha construido una gran variedad de formas especiales de tubos Pitot. Folsom (*loc. cit.*) presenta una descripción de muchos de estos tipos especiales, junto con una bibliografía general. Entre ellos se incluyen el tubo de impacto o choque para mediciones de **capas limítrofes** y **tubos blindados para presiones totales**. Estos últimos son insensibles a un ángulo de ataque hasta del orden de 40°.

Chue [*Prog. Aerosp. Sci.*, **16**, 147-223 (1975)] efectúa una revisión del uso del tubo Pitot y relaciona las pruebas de presión para presiones de impacto estática y dinámica, dirección de flujo, velocidad local, fricción por alguna obstrucción y mediciones de flujo.

El tubo Pitot invertido, conocido también como **pitómetro**, tiene un orificio de presión que se encuentra corriente arriba mientras que el otro va corriente abajo. El coeficiente C correspondiente a esta clase de tubo es del orden de 0.85, lo que representa un 40% de aumento aproximadamente, en la diferencial de presión en comparación con los tubos Pitot estándar y esto constituye una ventaja para velocidades bajas. En el comercio se dispone de tubos muy compactos de pitómetros que requieren orificios relativamente pequeños para su inserción en un conducto.

El elemento de flujo **Pitot-venturi** es capaz de desarrollar una diferencial de presión de 5 a 10 veces a la del tubo Pitot estándar. Esto se logra utilizando un par de elementos venturi concéntricos en lugar de la prueba Pitot. La toma de baja presión se conecta a la garganta del venturi interno que, a su vez, se descarga dentro de la garganta del venturi externo. Se encontrará una explicación del rendimiento y las aplicaciones de este elemento de flujo en la obra de Stoll, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **73**, 963-969 (1951).

Anemómetros Un anemómetro puede ser cualquier instrumento que sirve para medir la velocidad de un gas, por ejemplo, un tubo Pitot, pero el término se refiere por lo común a cualesquiera de los tipos que se especifican a continuación.

El **anemómetro de aletas** es un contador de revoluciones muy delicado que tiene cojinetes de piedras preciosas, accionado por un pequeño molino de viento usualmente de 75 a 100 mm (3 a 4 in) de diámetro, construido con aletas planas o ligeramente curvadas, dispuestas en forma radial. La velocidad del gas se determina utilizando un cronómetro para calcular el intervalo de tiempo requerido para que pase una cantidad específica de metros (ft) de gas según la lectura del contador. La velocidad obtenida de este modo es inversamente proporcional a la densidad del gas. Si la calibración original se efectuó en un gas de densidad ρ_0 y la densidad de la corriente de gas que se está midiendo es ρ_1, la verdadera velocidad del mismo se calcula como sigue: basándose en la curva de calibración del instrumento, se determina $V_{t,0}$ correspondiente a la cantidad $V_m\sqrt{\rho_1/\rho_0}$, donde V_m = velocidad medida. Luego, la velocidad verdadera $V_{t,1}$ es igual a $V_{t,0}\sqrt{\rho_0/\rho_1}$. En general, cuando se trabaja con aire, los efectos de los cambios de densidad atmosférica pueden despreciarse para velocidades superiores a 1.5 m/s (5 ft/s). En todos los casos debe tenerse cuidado de mantener el anemómetro a una buena distancia de la persona o de cualquier objeto que no esté normalmente presente en la corriente.

Los anemómetros de aleta se utilizan para efectuar mediciones de velocidad de un gas en el intervalo de 0.3 a 45 m/s (1 a 150 ft/s), aunque un instrumento dado tiene aproximadamente una gama de velocidad de 20 veces su valor nominal. La fricción del cojinete debe reducirse a un mínimo en instrumentos diseñados para obtener lecturas de precisión en el extremo inferior de la gama, cuidando de proporcionar la suficiente

rigidez de rotor y aleta para efectuar mediciones a velocidades superiores. Los anemómetros de aletas son sensibles a los choques y no pueden utilizarse en atmósferas corrosivas. Por lo tanto, su precisión queda en duda a menos que se hagan calibraciones recientes y se conozca el historial del instrumento posterior a la calibración. Para informaciones más amplias al respecto, véase Ower *et al.*, *op. cit.*, cap. VIII.

El **medidor de flujo de turbina** consiste en un tubo de flujo recto que contiene una turbina que gira libremente sobre un eje montado sobre uno o más cojinetes y que se coloca en la línea central del tubo. Se proporcionan los medios necesarios para la detección magnética de la velocidad rotacional que es proporcional al gasto volumétrico. Por lo común, su uso se restringe a fluidos no corrosivos y limpios. Si se desean datos adicionales sobre la construcción, el funcionamiento, el alcance y la precisión de los mismos, véase Holzbock (*Instruments for Measurement and Control*, 2d ed., pp. 155-162, Reinhold, New York, 1962). Para consultas sobre las características del rendimiento de estos medidores con líquidos véase Shafer, *J. Basic Eng.*, **84**, 471-485 (en los números de diciembre de 1962) o mayo, *Chem. Eng.*, **78**(5), 105-108 (1971); y, para el efecto de la densidad y el número de Reynolds cuando se usan en mediciones de flujo de gases, véanse Lee y Evans, *J. Basic Eng.*, **82**, 1043-1057 (diciembre, 1965).

El **medidor de corriente** se emplea generalmente para medir velocidades en canales abiertos, como ríos y canales de irrigación. Hay dos clases principales, el medidor de copas y el de aletas o hélice; pero el primero es el de uso más generalizado. Consta de seis copas cónicas montadas sobre un eje vertical pivotado en los extremos y que queda libre para girar entre los brazos rígidos de una horquilla en forma de U a la que está sujeta una pieza posterior con paletas. La rueda gira debido a la diferencia de tiro en ambos lados de la copa y se genera una señal proporcional a las revoluciones de la misma. La velocidad se determina basándose en el conteo obtenido en un periodo dado. El medidor de corriente es generalmente más útil en el intervalo de 0.15 a 4.5 m/s (0.5 a 15 ft/s) y tiene una precisión de ± 2%. Si se desea información adicional al respecto, véase Creager y Justin, *Hydroelectric Handbook*, 2ª ed., pp. 42-46, Wiley, New York, 1950).

El **anemómetro térmico** se compone primordialmente de un conductor fino calentado eléctricamente (casi siempre de platino) que se expone a la corriente gaseosa cuya velocidad se desea medir. Un aumento en la velocidad del fluido, manteniendo todos los demás factores iguales, incrementa la velocidad del flujo de calor del alambre al gas; esto tiende a enfriar el alambre y alterar su resistencia eléctrica. En un anemómetro de corriente constante, la velocidad del gas se determina midiendo la resistencia resultante del conductor; en el tipo de resistencia constante, la velocidad del gas se calcula basándose en la corriente requerida para mantener constante la temperatura del alambre y, por ende, su resistencia. La diferencia entre estas dos clases de anemómetros se basa primordialmente en los circuitos eléctricos y los instrumentos empleados.

Con una calibración apropiada, el anemómetro térmico mide con precisión velocidades que van desde 0.15 m/s (0.5 ft/s) hasta velocidades supersónicas, y detecta fluctuaciones de velocidad con frecuencias que ascienden a 200 000 Hz. Es factible construir unidades poco costosas y resistentes para determinar velocidades medias comprendidas entre los límites de 0.15 a 30 m/s (0.5 a 100 ft/s). En el comercio se dispone de unidades compensadas más elaboradas que se utilizan en flujos no estacionarios y para mediciones de turbulencia. Para calibrar un anemómetro térmico, es preferible usar el mismo gas y la misma temperatura y presión que se encontrarán en las aplicaciones correspondientes. En este caso, la cantidad $I^2R_w/\Delta t$ se representa gráficamente en función de $\sqrt{V}$, donde I = corriente del alambre térmico, R_w = resistencia del alambre térmico, Δt = diferencia entre la temperatura del alambre y la temperatura del volumen del gas, y V = velocidad media local. Wasan y Baid [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **17**, 729-731 (1971)] recomiendan un procedimiento que conviene utilizar cuando no es práctico calibrar con la misma composición de gas o las mismas condiciones de presión y temperatura. Andrews, Bradley y Hundy [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **15**, 1765-1786 (1972)] proporcionan una correlación de calibración para mediciones de pequeñas velocidades de gas. El anemómetro térmico se explica de manera minuciosa en la obra de Dean, *op. cit.*, cap. VI; Ladenburg *et al.*, *op. cit.*, art. F-2; Grant y Kronauer, *Symposium on Measurement in Unsteady Flow*, pp. 44-53, American Society of Mechanical Engineers, New York, 1962; ASME Research Committee on Fluid Meters Report, *op. cit.*, pp. 105-107; y por Compte-Bellot, *Ann. Rev. Fluid Mech.*, **8**, pp. 209-231 (1976).

El anemómetro térmico se modifica para mediciones de líquidos, aunque esto presenta dificultades debido a las burbujas y a la adhesión de polvo al alambre o conductor. Véase Stevens, Borden y Strausser, David Taylor Model Basin Report 953, December, 1956; Middlebrook y Piret, *Ind. Eng. Chem.*, **42**, 1511-1513 (1950); Piret *et al.*, *Ind. Eng. Chem.*, **39**, 1098-1103 (1947).

El **anemómetro de película caliente** se desarrolló para aplicaciones en las que el uso del anemómetro térmico presenta problemas. Consiste en un elemento sensor en forma de película de platino que se deposita en un sustrato de vidrio. Hay varias formas geométricas que se utilizan y las más comunes comprenden una cuña o prisma con un ángulo incluido de 30 grados que va al extremo de una varilla ahusada. La cuña mide comúnmente 1 mm (0.039 in) de largo y 0.2 mm (0.0079 in) de ancho en cada cara. En comparación con el alambre térmico, es menos susceptible a atascarse por acción de burbujas o polvo cuando se usa en líquidos, tiene mayor resistencia mecánica al utilizarse con gases a alta velocidad y temperaturas elevadas y ofrece una mayor razón señal a ruido. Para datos adicionales, véase Ling y Hubbard, *J. Aeronaut. Sci.*, **23**, 890-891 (1956) y Ling, *J. Basic Eng.*, **82**, 629-634 (1960).

El **anemómetro de termopar calentado** mide la velocidad de un gas basándose en el efecto de enfriamiento de la corriente del gas que pasa por las uniones o juntas calientes de una termopila alimentada con una entrada de energía eléctrica constante. Las uniones alternas se mantienen a la temperatura ambiente compensando con ello el efecto de dicha temperatura. Para mayores detalles véase Bunker, *Proc. Instrum. Soc. Am.*, **9**, Pap, 54-43-2 (1954).

El **anemómetro termistor** consiste en una cuenta recubierta de vidrio; se emplea para medir bajas velocidades de fluido -hasta 0.001 m/s (0.003 ft/s) en el aire y 0.0002 m/s (0.0007 ft/s) en el agua [véase Murphy y Sparks, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **7**, 642-645 (1968)].

El **anemómetro láser-Doppler** mide la velocidad local de fluidos a partir del cambio en la frecuencia de radiación entre una fuente estacionaria y un receptor, a consecuencia de la dispersión de partículas en la trayectoria de onda. Por lo común se utiliza un láser como fuente luminosa. Las mediciones son esencialmente independientes de la temperatura y presión locales. Esta técnica puede ser aplicada a diferentes sistemas de flujo, con fluidos transparentes que tienen partículas en suspensión y cuya velocidad puede ser medida. Para un breve análisis de la técnica láser-Doppler véase Goldstein, *Appl. Mech. Rev.*, **27**, 753-760 (1974). Para detalles adicionales véase Durst, Melling y Whitelaw, *Principles and Practice of Laser-Doppler Anemometry*, Academic, New York, 1976.

Trazado de la velocidad media La velocidad media en un conducto se puede obtener dividiendo la sección transversal en un número de áreas iguales, determinando la velocidad local en un punto representativo en cada una de ellas y promediando los resultados. En el caso de **conductos rectangulares**, la sección transversal se divide comúnmente en pequeños cuadrados o rectángulos y se determina la velocidad en el centro de cadá uno de ellos. En **tuberías circulares**, la sección transversal se divide en varias áreas anulares iguales y un círculo central. Las lecturas de velocidad se toman en las intersecciones de un diámetro y el conjunto de círculos que bisecan las coronas y el círculo central.

Para un muestreo en N puntos sobre una sección transversal circular, tómense lecturas a ambos lados de la sección en

$$100 \times \sqrt{(2n-1)/N} \text{ porcentaje} \quad (n = 1, 2, 3 \text{ to } N/2)$$

del radio de la tubería, desde el centro. Cuando la distribución de velocidad es asimétrica, es necesario trazar varios diámetros espaciados a ángulos iguales en torno a la tubería. Con una distribución de veloci-

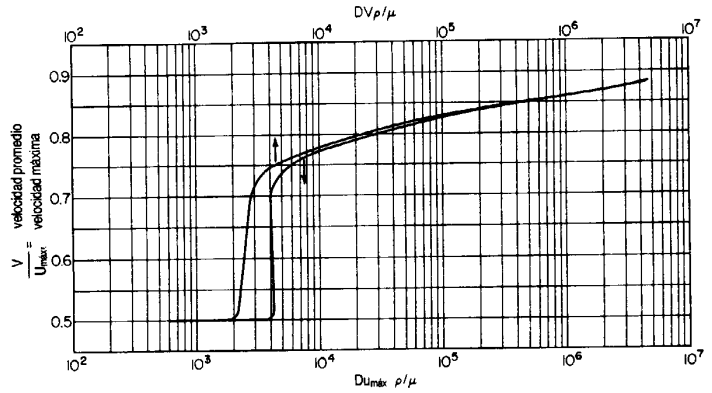


FIG. 5-14 Índice de velocidad en función del número de Reynolds para tuberías circulares lisas. [Basado en los datos de Rothfus, Archer, Klimas y Sikchi, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, 3, 208 (1957).]

dad normal en una tubería circular, el trazado de 10 puntos da teóricamente una velocidad media 0.3% más alta y un trazado de 20 puntos, 0.1%.

Para distribuciones de velocidad normales en tuberías circulares rectas y en ubicaciones precedidas por pasos principales de por lo menos 50 diámetros sin accesorios de tubería u otras obstrucciones, la gráfica ilustrada en la figura 5-14 presenta la relación entre la velocidad media V y la velocidad en el centro $u_{máx}$ graficada en función del número de Reynolds, donde D = diámetro interno de la tubería, ρ = densidad del fluido, y μ = viscosidad del mismo, expresado todo ello en unidades consistentes. La velocidad media se calcula fácilmente basándose en esta gráfica y una lectura de Pitot en el centro de la tubería, si la cantidad $Du_{máx}\rho/\mu$ es menor que 2000 o mayor de 5000. El método no es del todo seguro a valores intermedios del número de Reynolds.

Los métodos para determinar la velocidad media de flujo partiendo de las mediciones con sondas o probadores en condiciones no ideales, han sido descritos por Mandersloot, Hicks y Langejan [*Chem. Eng.* (Londres), No. **232**, CE370-CE380 (1969)].

Representación visual del flujo Existen muchas técnicas que se desarrollaron para representar visualmente los patrones de velocidad, sobre todo para utilizarse en estudios de túneles de agua y viento. En el caso de **líquidos**, los métodos más comunes de presentar líneas de flujo comprenden el uso de tinturas, la adición de escamas de aluminio, partículas plásticas y esferas de vidrio y el uso de luz polarizada con líquidos o suspensiones birrefractivas. En el caso de estas últimas técnicas llamadas *birrefringencia de flujo*, véase Prados y Peebles, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **5**, 225-234 (1959). Los patrones de velocidad para flujo laminar en un sistema bidimensional se grafican cuantitativamente utilizando un tanque electrolítico analógico o un papel conductor analógico con la combinación apropiada de resistencias, fuentes y registradores. Se ha propuesto una técnica de burbujeo de hidrógeno para representar visualmente el flujo y hacer gráficas del campo de velocidad de líquidos. Usualmente se utiliza un alambre fino del orden de 0.013 a 0.05 mm (0.0005 a 0.002 in) de diámetro, como electrodo negativo de un circuito de corriente continua en un canal de agua. Las burbujas de hidrógeno formadas en el alambre producidas por los pulsos eléctricos periódicos son arrastradas por fuerzas hidrodinámicas y siguen la dirección del flujo. Las burbujas se hacen visibles por medio de una luz emitida con un ángulo oblicuo a la dirección de la vista. Para mayores detalles véase Schraub, Kline, Henry, Runstadler y Little, *J. Basic. Eng.*, **87**, 429-444 (1965) o Davis y Fox, *J. Basic Eng.*, **89**, 771-781 (1967).

Thomas y Rice [*J. Appl. Mech.*, **40**, 321-325 (1973)] aplicaron la técnica de las burbujas de hidrógeno para medir la velocidad en delgadas películas de líquido. Durelli y Norgard [*Exp. Mech.*, **12**, 169-177 (1972)] compararon las técnicas de flujo birrefringente y burbujas de hidrógeno.

En el caso de **gases**, las líneas del flujo se muestran utilizando humo o añadiendo a la corriente polvo muy ligero, por ejemplo, de madera de balsa. Uno de los mejores generadores de humo es la reacción de tetracloruro de titanio con la humedad del aire. Hay otro sistema de generación de humo de madera que describen Yu, Sparrow y Eckert [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **15**, 557-558 (1972)]. Se colocan mechones de lana o nylon sujetos al extremo de una superficie sólida y esto sirve para poner de manifiesto los fenómenos de flujo cerca de la superficie. Los métodos ópticos que comúnmente se utilizan dependen de cambios en el índice de refracción causados por la presencia de alambres calentados o corrientes secundarias en el campo de flujo o bien, de cambios en la densidad del gas primario como resultado de efectos de compresibilidad. Las tres técnicas comunes son las gráficas sombreadas, el método schlieren (para perturbaciones del aire en la trayectoria de un interferómetro) y el interferómetro propiamente dicho. Esos tres, dan teóricamente información cuantitativa respecto a los perfiles de velocidad de un sistema bidimensional; pero, en la práctica, el interferómetro es el único que se suele usar. Los métodos ópticos fueron descritos por Ladenburg *et al.* (*op. cit.*, pp. 3-108). Para mayores datos sobre estos métodos, véase Goldstein, *Modern Developments in Fluid Dynamics*, vol. I, pp. 280-296, London, 1938.

A menudo se utiliza la **mesa acuífera** para simular fenómenos bidimensionales de flujo compresible en gases. Constituye un medio eficaz y de bajo costo para realizar estudios de velocidad y distribución de presión, o bien para representar visualmente un flujo utilizando ya sea las técnicas de gráficas sombreadas o el método schlieren. En la mesa acuífera, la velocidad de onda corresponde a la del sonido en el gas, el flujo del agua en movimiento corresponde al flujo subsónico, el flujo de agua disparado corresponde al flujo supersónico y un salto hidráulico corresponde a una onda de choque. Partiendo de mediciones precisas de la profundidad del agua se pueden calcular las temperaturas, presiones y densidades correspondientes del gas. Si se desea una información más amplia sobre el diseño de mesas acuíferas y su funcionamiento véase Orlin, Lindner y Bitterly, *Application of the Analogy between Water Flow with a Free Surface and Two-Dimensional Compressible Gas Flow*, NACA Rep. 875, 1947, o Mathews, *The Design, Operation, and Uses of the Water Channel as an Instrument for the Investigation of Compressible-Flow Phenomena*, NACA Tech. Note 2008, 1950. También se encontrará una base teórica adicional en Preiswerk, *Application of the Methods of Gas Dynamics to Water Flows with Free Surface*, Part I: *Flows with No Energy Dissipation*,

NACA Tech. Mem. 934, 1940; y Part II: *Flows with Momentum Discontinuities (Hydraulic Jumps)* NACA Tech. Mem. 935, 1940.

MEDIDORES DE CARGA O ALTURA

Principios generales Si se coloca una constricción en un canal cerrado que porta una corriente de fluido, se registrará un aumento de velocidad y, por ende, un incremento en la energía cinética en el punto de constricción. Según el balance de energía, dado por el teorema de Bernoulli (véase la subsección "Balance de Énergía"), debe existir una reducción de presión correspondiente. La velocidad de descarga de la constricción puede calcularse si se conoce esta reducción de presión, el área disponible para el flujo en la constricción, la densidad del fluido y el coeficiente de descarga C. Este último se define como la razón entre el flujo real y el flujo teórico y permite un margen de seguridad para la contracción de la corriente y los efectos de fricción. Halmi [*J. Fluids Eng.*, **95**, 127-141 (1973)] ha efectuado una revisión y agrupamiento de las características de medición de los medidores de carga más comunes.

Medidores venturi El medidor venturi estándar tipo Herschel consiste en un tubo recto, corto, que se conecta en cualesquiera de los extremos de la tubería por medio de secciones cónicas (véase la Fig. 5-15). Las proporciones recomendadas (ASME PTC, *op. cit.*, p. 17) son ángulo del cono de entrada $\alpha_1 = 21 \pm 2°$, ángulo del cono de salida $\alpha_2 = 5$ a $15°$, longitud de la garganta = un diámetro de garganta, toma de corriente arriba localizada de 0.25 a 0.5 diámetro de tubería corriente arriba en relación con el cono de entrada. Para asegurar mejores resultados, conviene que las secciones recta y cónica estén unidas por medio de superficies curvas lisas.

La ecuación práctica de trabajo para el gasto de masa de descarga, adoptada por el Comité de investigación sobre medidores de fluidos de la ASME, para utilizarse con gases o líquidos, es

$$w = q_1\rho_1 = CYA_2\sqrt{\frac{2g_c(p_1 - p_2)\rho_1}{1 - \beta^4}} = KYA_2\sqrt{2g_c(p_1 - p_2)\rho_1} \qquad (5\text{-}14)$$

donde A_2 = área transversal de la garganta; C = coeficiente de descarga adimensional; g_c = constante dimensional; $K = C/\sqrt{1 - \beta^4}$, adimensional; p_1, p_2 = presión en las tomas de presión estática corriente arriba y corriente abajo, respectivamente; q_1 = gasto volumétrico de descarga medido a la presión y a la temperatura corriente arriba; ω = gasto masa de descarga; Y = factor de expansión adimensional; β = razón del diámetro de la garganta al diámetro de la tubería, adimensional; y ρ_1 = densidad a la temperatura y presión corriente arriba.

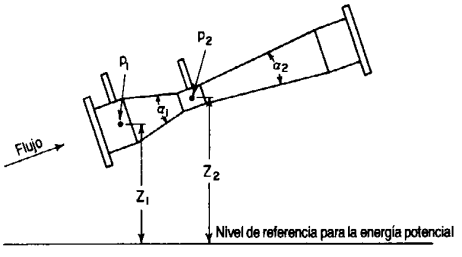


FIG. 5-15 Tubo venturi tipo Herschel.

En lo que respecta al flujo de **gases**, el factor de expansión Y, que permite cambios en la densidad del gas conforme se expande o dilata adiabáticamente de p_1 a p_2, está dado por

$$Y = \sqrt{r^{2/k}\left(\frac{k}{k-1}\right)\left(\frac{1 - r^{(k-1)/k}}{1 - r}\right)\left(\frac{1 - \beta^4}{1 - \beta^4 r^{2/k}}\right)} \qquad (5\text{-}15)$$

para medidores venturi y boquillas de flujo, donde $r = p_2/p_1$ y k = razón del calor específico c_p/c_v. Los valores de Y calculados basándose en la ecuación (5-15) aparecen ilustrados en la figura 5-16 como función de r, k y β.

Para el flujo de **líquidos**, el factor de expansión Y es igual a la unidad. Debe darse un margen para el cambio de energía potencial cuando se trate de un medidor venturi inclinado o vertical. En consecuencia, la ecuación (5-14) se modifica para dar

$$w = q_1\rho = CA_2\sqrt{\frac{[2g_c(p_1 - p_2) + 2g\rho(Z_1 - Z_2)]\rho}{1 - \beta^4}} \qquad (5\text{-}16)$$

donde g = aceleración local debida a la gravedad, y Z_1, Z_2 = alturas verticales, por encima de un plano de referencia arbitrario que corresponde a las ubicaciones de línea central para la toma de lecturas de presión de p_1 y p_2, respectivamente.

El valor del **coeficiente de descarga** C para un **medidor venturi tipo Herschel** depende del número de Reynolds y, en menor grado, del tamaño del tubo venturi que aumenta con el diámetro. En ASME PTC, *op. cit.*, p. 19, se presenta una gráfica de C en función del número de Reynolds de la tubería. Se puede usar un valor de 0.984 para números de Reynolds de tubería mayores a 200 000.

La **pérdida de presión permanente** para un tubo venturi tipo Herschel depende de la razón del diámetro β y el ángulo del cono de descarga

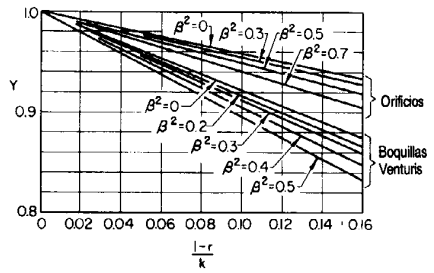


FIG. 5-16 Valores del factor de expansión Y para orificios, boquillas, y venturis.

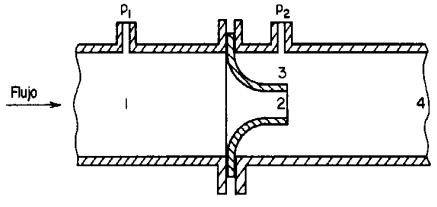


FIG. 5-17 Montaje de una boquilla de flujo.

α_2. Varía de 10 a 15% de la diferencia de presión ($p_1 - p_2$) para ángulos pequeños (de 5 a 7 grados) y de 10 a 30% para ángulos mayores (15 grados), donde las pérdidas mayores ocurren a los valores más bajos de β (véase ASME PTC, *op. cit.*, p. 12). Véase Benedict, *J. Fluids Eng.*, **99** 245-248 (1977), para una ecuación general de pérdida de presión para tubos venturi instalados en tuberías o con entrada plena.

Para la medición de **flujo de mezclas de vapor y agua** con un medidor venturi tipo Herschel en tuberías de $2\,^1/_2$ y 3 in de diámetro, véase Collins y Gacesa, *J. Basic Eng.*, **93**, 11-21 (1971).

En el comercio hay disponible una amplia variedad de medidores venturi de **tubo corto**, que requieren menos espacio de instalación y, en general (aunque no siempre), se caracterizan por una pérdida de presión mayor que la del medidor venturi tipo Herschel correspondiente. Los coeficientes de descarga varían bastante según las diferentes clases, y se recomienda efectuar calibraciones individuales si no se dispone de la que suministra el fabricante. Hay resultados de pruebas con el tubo de flujo Dall y fueron presentados por Miner [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **78**, 475-479 (1956)] y Dowdell [*Instr. Control Systems*, **33**, 1006-1009 (1960)], así como el tubo de flujo Gentile (llamado también tubo de flujo Beth o tubo de flujo Foster) en el escrito de Hooper [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **72**, 1099-1110 (1950)].

Klomp y Sovran [*J. Basic Eng.*, **94**, 39-45 (1972)] describieron el uso de un **sistema multiventuri** o varios venturi (en donde un venturi interno se descarga dentro de la garganta de un venturi externo) para incrementar tanto la presión diferencial para una velocidad de flujo dada como la razón señal a pérdida.

Boquillas para flujo En la figura 5-17 se ilustra una forma simple de boquilla para flujo, que consta básicamente de un cilindro corto con una sección realzada. El corte transversal del acercamiento es de preferencia elíptico, aunque puede ser cónico. Los contornos recomendados para boquillas para flujo de radios grandes se especifican en ASME PTC *op. cit.*, p. 13. En general, la longitud de la porción recta de la garganta mide aproximadamente 0.5 del diámetro de la misma, la toma de presión corriente arriba se localiza aproximadamente a un diámetro de tubería de la cara de entrada de la boquilla y la toma de presión corriente abajo es más o menos 0.5 del diámetro de la tubería desde la cara de la entrada. Para un flujo subsónico, las presiones en los puntos 2 y 3 serán prácticamente idénticas. Si se prefiere una entrada cónica, se usará la entrada y la geometría de garganta especificada para un medidor venturi tipo Herschel, omitiendo la sección de expansión.

La **velocidad de descarga o derrame** a través de la boquilla de flujo para un flujo subcrítico, se calcula aplicando las ecuaciones dadas para medidores venturi, esto es, (5-14) para los gases y (5-16) para los líquidos. El factor de expansión Y para las boquillas es el mismo que se aplica a los medidores venturi [ecuación (5-15), Fig. 5-16]. El valor de coeficiente de descarga C depende primordialmente del número de Reynolds de la tubería y en menor grado, de la relación de diámetro β. Las curvas de coeficientes recomendados para boquillas de flujos de radio largo con tomas de presión ubicada a un diámetro de tubería corriente arriba y a medio diámetro de tubería corriente abajo con relación a la cara de entrada de la boquilla, se indican en la ASME PTC, *op. cit.*, p. 15. En general, los coeficientes varían de 0.95 en un número de Reynolds de 10 000, hasta 0.99 en 1 000 000.

Wyler y Benedict [*J. Eng. Power*, **97**, 569-575 (1975)] han revisado las características de comportamiento de boquillas con tomas en la pared de la tubería (Fig. 5-17) y boquillas con toma en la garganta.

La **pérdida de presión permanente** en una boquilla de flujo subsónico se calcula de manera aproximada como sigue:

$$p_1 - p_4 = \frac{1 - \beta^2}{1 + \beta^2}(p_1 - p_2) \tag{5-17}$$

donde p_1, p_2, p_4 = presiones estáticas medidas en las ubicaciones señaladas en la figura 5-17; y β = razón entre el diámetro de garganta de la boquilla y el diámetro de tubería, adimensional. La ecuación (5-17) se basa en un balance de cantidad de movimiento que supone una densidad de fluido constante (véase Lapple *et al.*, *Fluid and Particle Mechanics*, p. 13, Universidad de Delaware, Newark, 1951).

Para consultar una ecuación general para pérdida de presión para boquillas instaladas en tuberías o con entrada plena, véase Benedict, *loc. cit.* Las boquillas muestran mayor pérdida de presión que los tubos venturi. La pérdida permanente de presión para flujo laminar depende del número de Reynolds además del factor β. Los detalles de este concepto pueden consultarse en Alvi, Sridharan y Lakshamana Rao, *J. Fluids Eng.*, **100**, 299-307 (1978).

Boquilla de flujo crítico Para un conjunto dado de condiciones corriente arriba, la velocidad de descarga de un **gas** desde una boquilla aumentará cuando exista una disminución en la razón de presión absoluta p_2/p_1, hasta que la velocidad lineal de la garganta llegue a la del sonido en un gas en dicha ubicación. El valor de p_2/p_1 para el que la velocidad acústica se alcanza apenas, es lo que se conoce como razón de presión crítica r_c. La presión verdadera en la garganta no descenderá por debajo de $p_1 r_c$, incluso aunque exista una presión mucho menor corriente abajo.

La **razón de presión crítica** r_c se obtiene aplicando la siguiente ecuación teórica que presupone un gas perfecto y una boquilla sin fricción:

$$r_c^{(1-k)/k} + \left(\frac{k-1}{2}\right)\beta^4 r_c^{2/k} = \frac{k+1}{2} \tag{5-18}$$

Para $\beta \leq 0.2$, esta expresión se reduce a

$$r_c = \left(\frac{2}{k+1}\right)^{k/(k-1)} \tag{5-19}$$

donde k = razón de los calores específicos c_p/c_v; β = razón del diámetro. Existe una tabla de valores de r_c en función de k y β, que aparece en el ASME Research Committee on Fluid Meters Report, *op. cit.*, p. 68. Para valores pequeños de β, $r_c = 0.487$ para $k = 1.667$; 0.528 para $k = 1.40$; 0.546 para $k = 1.30$; y 0.574 para $k = 1.15$.

Bajo **condiciones de flujo crítico**, sólo es preciso conocer las condiciones corriente arriba p_1, v_1 y T_1 para poder determinar la velocidad de flujo que, para $\beta \leq 0.2$, está dada por

$$\omega_{máx} = CA_2 \sqrt{g_c k \left(\frac{p_1}{v_1}\right)\left(\frac{2}{k+1}\right)^{(k+1)/(k-1)}} \tag{5-20}$$

Para un **gas perfecto**, esto corresponde a

$$\omega_{máx} = CA_2 p_1 \sqrt{g_c k \left(\frac{M}{RT_1}\right)\left(\frac{2}{k+1}\right)^{(k+1)/(k-1)}} \tag{5-21}$$

En el caso del **aire**, la ecuación (5-20) se reduce a

$$\omega_{máx} = C_1 C A_2 p_1 / \sqrt{T_1} \tag{5-22}$$

donde A_2 = área de la sección transversal de la garganta; C = coeficiente de descarga, adimensional; g_c = constante dimensional; k = razón de los calores específicos, c_p/c_v; M = peso molecular; p_1 = presión en el lado corriente arriba de la boquilla; R = constante del gas; T_1 = temperatura absoluta en el lado corriente arriba de la boquilla; v_1 = volumen específico en el lado corriente arriba de la boquilla; C_1 = constante dimensional, 0.0405 en unidades SI (0.533 en unidades del sistema usual de Estados Unidos); y $w_{máx}$ = velocidad de flujo máxima.

Los coeficientes de descarga para boquillas de flujo crítico son, en general, los mismos que para las boquillas subsónicas. Véase Grace y Lapple, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **73**, 639-647 (1951); y Szaniszlo, *J. Eng. Power*, **97**, 521-526 (1975). Arnberg, Britton y Seidl [*J. Fluids Eng.*, **96**, 111-123 (1974)], que presentan correlaciones de coeficientes de descarga para medidores venturi de arco circular en flujo crítico. Para el cálculo del flujo de gas natural a través de boquillas en condiciones de flujo crítico, véase Johnson, *J. Basic Eng.*, **92**, 580-589 (1970).

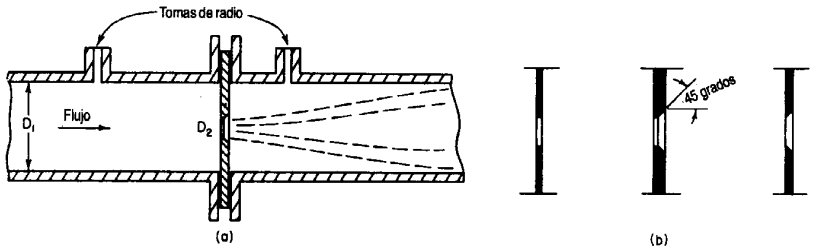


FIG. 5-18 Orificios de borde a escuadra o biselado. La placa del orificio no debe tener un espesor mayor de 1/30 del diámetro de la tubería, 1/8 del diámetro del orificio o 1/4 de la distancia entre la pared de la tubería y el borde de la abertura. *a*) Orificio de la línea de la tubería. *b*) Tipos de placas.

Medidores de orificio Como se observa en la figura 5-18, el orificio de **borde a escuadra** o en **borde afilado** es una perforación con el borde a escuadra perfectamente bien cortado en el que las paredes rectas son perpendiculares a la cara plana corriente arriba de una placa delgada colocada en sentido transversal al canal. La corriente que sale por un orificio de esta índole alcanza su sección transversal mínima (*vena contracta*) a una distancia corriente abajo del orificio que varía en función de la razón ß entre el diámetro del orificio y el de la tubería (véase la Fig. 5-19).

En el caso de un orificio circular centrado en la tubería, la diferencial de presión se mide casi siempre entre uno de los siguientes pares de tomas de presión. A excepción del caso de las tomas de brida, todas las mediciones de distancia del orificio se hacen desde la cara corriente arriba de la placa:

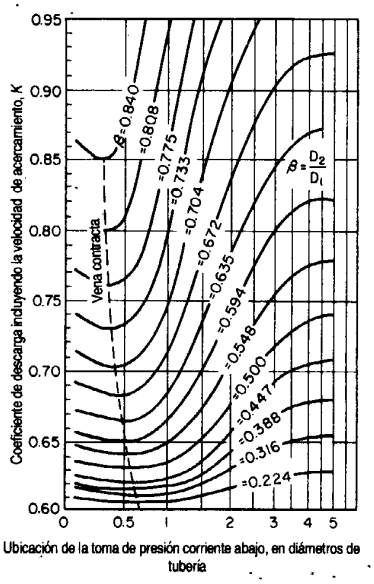


FIG. 5-19 Coeficiente de descarga para orificios circulares de borde a escuadra para $N_{Re} > 30\,000$, en donde la toma de corriente arriba se localiza entre uno y dos diámetros de tubería con relación a la placa de orificio. [Spitzglass, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.* **44**, 919 (1922).]

1. *Tomas de esquina.* Los orificios estáticos se perforan uno corriente arriba y otro corriente abajo de la brida haciendo que las aberturas queden tan cerca como sea posible de la placa de orificio.

2. *Tomas de radio.* Los orificios estáticos se localizan a un diámetro de tubería corriente arriba y $^1/_2$ diámetro de tubería corriente abajo con relación a la placa.

3. *Tomas de tubería.* Los orificios estáticos se localizan a 2 $^1/_2$ diámetros de tubería corriente arriba y 8 diámetros de tubería corriente abajo con relación a la placa.

4. *Tomas de brida.* Los orificios estáticos se ubican a 25.4 mm (1 in) corriente arriba y 25.4 mm (1 in) corriente abajo en relación con la placa.

5. *Tomas de vena contracta.* El orificio estático corriente arriba queda entre $^1/_2$ y 2 diámetros de tubería desde la placa. La toma corriente abajo se localiza en la posición de presión mínima (véase la Fig. 5-19).

Las tomas o derivaciones de radio son las mejores desde el punto de vista práctico; la toma de presión corriente abajo se localiza más o menos en la posición media de la *vena contracta*, y la toma de corriente arriba está lo suficientemente alejada en este sentido para que se vea afectada por la distorsión del flujo en la cercanía inmediata del orificio (en la práctica, la toma corriente arriba puede estar a 2 diámetros de tubería con relación a la placa, sin que esto afecte los resultados). Las tomas de *vena contracta* dan la carga diferencial más grande para una velocidad de flujo dada, pero son inconvenientes si el tamaño de orificio cambia de tiempo en tiempo. Las tomas de esquina ofrecen lo que a veces constituye una enorme ventaja y que consiste en que las tomas de presión se construyen dentro de la placa que lleva el orificio. Así, pues, todo el aparato se inserta rápidamente en una línea de tubería en cualquier unión de brida conveniente sin que se tenga que perforar orificios en la misma. Las tomas de brida son también convenientes, puesto que con el simple hecho de sustituir bridas estándar con rebordes de orificios especiales se tienen tomas de presión adecuadas. Las tomas de tubería dan la presión diferencial más baja y el valor obtenido se acerca al de la pérdida de presión permanente.

La velocidad de descarga a través de un medidor de orificio está expresada por la ecuación (5-12) tanto para líquidos como para gases. En el caso de flujos subsónicos en gas ($r_c < r < 1.0$), el factor de expansión Y para orificios se calcula aplicando la siguiente expresión

$$Y = 1 - [(1 - r)/k](0.41 + 0.35\beta^4) \qquad (5\text{-}23)$$

donde r = razón entre la presión estática corriente abajo y corriente arriba (p_2/p_1); k = razón de los calores específicos (c_p/c_v); β = razón del diámetro. Véase también la figura 5-16. Benedict [*J. Basic Eng.*, **93**, 121-137 (1971)] presentó valores de Y para un flujo supercrítico de gas ($r < r_c$) a través de orificios. En el caso de **líquidos**, el factor Y es igual a la unidad, y entonces se usa la ecuación (5-16), porque da margen para cualquier diferencia de elevación entre las tomas corriente arriba y corriente abajo.

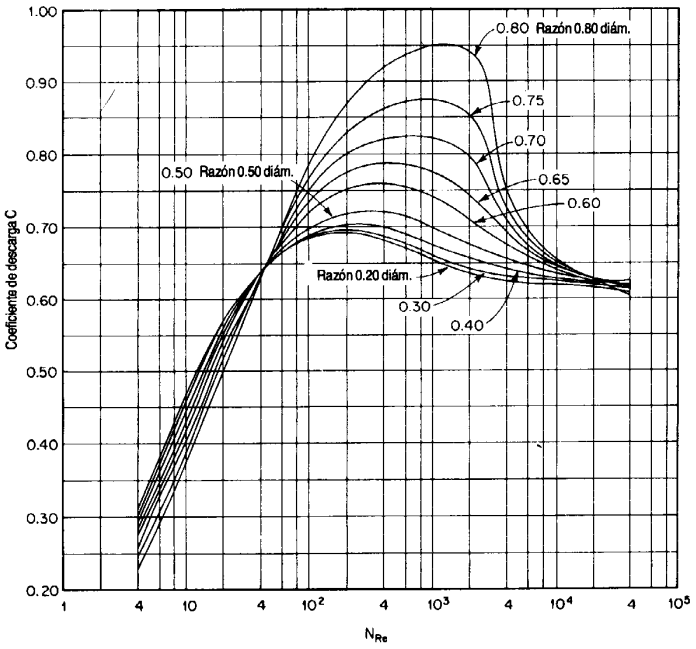


FIG. 5-20 Coeficiente de descarga para orificios circulares de borde a escuadra con tomas de esquina. [Tuve y Sprenkle, *Instruments*, **6**, 201 (1933).]

El **coeficiente de descarga** C para un tipo de orificios dado es una función del número de Reynolds N_{Re} y la razón del diámetro β. Para números de Reynolds (basados en un diámetro de orificio y la velocidad) mayores que 30 000, más o menos, los coeficientes son sustancialmente constantes. Para orificios circulares concéntricos de borde a escuadra o desvanecido, el valor descenderá entre 0.595 y 0.620 para *vena contracta* o tomas de radio para β hasta de 0.8 y para tomas de brida para valores de β que ascienden a 0.5. En la figura 5-19 se presenta el coeficiente de descarga K, incluyendo el factor de velocidad de acercamiento $(1/\sqrt{1-\beta^4})$, como función de β y la ubicación de la toma corriente abajo. En ASME PTC, *op. cit.*, pp. 20-39, se dan valores de K para tomas de brida, de radio, de *vena contracta* y de esquina. También se dan valores precisos de C en ASME Research Committee on Fluid Meters Report, *op. cit.*, pp. 202-207 para las tres primeras clases de tomas o derivaciones.

Se ha demostrado que el coeficiente de descarga de orificios con orilla biselada [Benedict, Wyler y Brandt, [*J. Eng. Power*, **97**, 576-582 (1975)] se incrementa con orificios redondeados. Las placas de orificios disponibles comercialmente pueden tener desviaciones del orden de 1 a 2% respecto a los valores de la ASME para el coeficiente de descarga.

En la región de transición (N_{Re} entre 50 y 30 000), los coeficientes son casi siempre más altos que los valores antes citados. Aunque en general se recomienda efectuar una calibración en esta región, las curvas presentadas en la figura 5-20 para tomas de esquina y *vena contracta* pueden servir como guía. En la región de flujo laminar (N_{Re} < 50), el coeficiente C es proporcional a $\sqrt{N_{Re}}$. Para $1 < N_{Re} < 100$, Johansen [*Proc. R. Soc.* (*London*), **A121**, 231-245 (1930)] presenta datos sobre el coeficiente de descarga para orificios de borde biselado con tomas de esquina. Para $N_{Re} < 1$, Miller y Nemecek [ASME Paper 58-A-106 (1958)] presentan correlaciones dando coeficientes para orificios de bordes biselados y orificios de tuberías cortas (L/D de 2 a 10). Para orificios de tuberías cortas (L/D de 1 a 4), Dickerson y Rice [*J. Basic Eng.*, **91**, 546-548 (1969)] presentan coeficientes para la gama intermedia ($27 < N_{Re} < 7000$). Véase también la subsección "Pérdidas de Contracción y Entrada".

La **pérdida permanente de presión** en el orificio circular concéntrico con tomas de radio o *vena contracta* se calcula, para un flujo turbulento, aplicando la ecuación

$$(p_1 - p_4)/(p_1 - p_2) = 1 - \beta^2 \qquad (5\text{-}24)$$

donde p_1, p_2 = lecturas de la toma de presión corriente arriba y corriente abajo, respectivamente; p_4 = presión totalmente recuperada (de 4 a 8 diámetros de tubería corriente abajo en relación al orificio); β = razón del diámetro. Véase ASME PTC, *op. cit.*, Fig. 5.

Para consulta de una ecuación general para pérdida de presión en orificios instalados en tuberías o con entrada plena, consúltese Benedict, *J. Fluids Eng.*, **99**, 245-248 (1977). Las placas de orificio muestran pérdidas mayores que las boquillas o los venturi. La pérdida de presión permanente para flujo laminar depende del número de Reynolds además de β. Véase Alvi, Sridharan y Lakshamana Rao, *loc. cit.*, para detalles.

En el caso de un **flujo crítico** que pasa por un orificio circular concéntrico ya sea de borde a escuadra o de borde biselado donde $r \leq r_c$ (como se analizó al principio de esta subsección), se emplean las ecuaciones (5-20), (5-21) y (5-22) tal y como se expresa para boquillas de flujo crítico. No obstante, contrariamente a lo que sucede en estas últimas, el flujo que pasa por un orificio de borde biselado sigue aumentando conforme desciende la presión corriente abajo disminuyendo

más allá del nivel correspondiente a la razón de presión crítica r_c. Esto se debe a un incremento en la sección transversal de la *vena contracta* al reducirse la presión corriente abajo, lo cual da un aumento correspondiente en el coeficiente de descarga. A $r = r_c$, C es aproximadamente. 0.75, mientras que $r \cong 0$, C ha aumentado a más o menos 0.84. Véase Grace y Lapple, *loc. cit.*, y Benedict, *J. Basic Eng.*, **93**, 99-120 (1971).

Harris y Magnall [*Trans. Inst. Chem. Eng.* (*London*), **50**, 61-68 (1972)] realizaron mediciones con un venturi ($\beta = 0.62$) y orificios con tomas radiales ($\beta = 0.60$-0.75); los resultados indican que el coeficiente de descarga para **fluidos no newtonianos** en el intervalo N_{Re} (número de Reynolds generalizado) de 3500 a 100 000 es aproximadamente el mismo que para fluidos newtonianos con el mismo número de Reynolds.

Los **orificios con borde en cuadrante** tienen el borde redondeado en el lado corriente arriba de la placa. El radio del borde cuadrante es igual al espesor de la placa en la ubicación del orificio. Las ventajas que ofrece esta clase de orificio en comparación con los de borde a escuadra o borde biselado son coeficientes de descarga constante que se extienden a números de Reynolds más bajos y tienen una menor posibilidad de cambios importantes en dichos coeficientes debido a la erosión o a otros daños causados a la forma de la entrada.

Los valores de coeficiente de descarga C y los límites de los números de Reynolds para la constante C aparecen en la tabla 5-2, y se basan en las explicaciones de Ramamoorthy y Seetharamiah [*J. Basic Eng.*, **88**, 9-13 (1966)], y Bogema y Monkmeyer [*J. Basic Eng.*, **82**, 729-734 (1960)]. Para números de Reynolds mayores a los que aparecen para los límites superiores, los coeficientes aumentan en forma abrupta. Conforme disminuyen los números de Reynolds por debajo de los que se señalan como límites inferiores, los coeficientes pasan por una joroba y luego descienden. De acuerdo con Bogema, Spring y Ramamoorthy [*J. Basic Eng.*, **84**, 415-418 (1962)], la joroba se puede eliminar colocando una pantalla de malla fina aproximadamente a tres diámetros de tubería corriente arriba con relación al orificio. Esto reducirá el límite N_{Re} inferior aproximadamente a 500.

TABLA 5-2 Coeficientes de descarga para orificios de borde de cuadrante

			N_{Re} limitante para un coeficiente constante†	
β	C‡	K‡	Inferior	Superior
0.225	0.770	0.771	5000	60 000
0.400	0.780	0.790	5000	150 000
0.500	0.824	0.851	4000	200 000
0.600	0.856	0.918	3000	120 000
0.630	0.885	0.964	3000	105 000

* Basado en el diámetro de la tubería y la velocidad.
† Para una precisión de ± 0.5%, aproximadamente.
‡ Se puede usar con tomas de esquina, de brida o de radio.

La pérdida de presión permanente a través de orificios con borde en cuadrante para flujo turbulento es menor que la obtenida mediante la ecuación (5-24). Véase Alvi, Sridharan y Lakshamana Rao, *loc. cit.*, para valores de coeficientes de descarga y pérdida de presión permanente en flujo laminar.

Los **orificios segmentales y excéntricos** se emplean a menudo para medir gases cuando existe una posibilidad de que los líquidos o sólidos arrastrados se acumulen frente al orificio circular concéntrico. Esto puede evitarse situando la abertura en la porción inferior de la tubería. Para un flujo líquido que arrastra un gas, la abertura se coloca en el lado superior. Las tomas de presión deben situarse en el lado opuesto de la tubería con relación a la abertura.

El coeficiente C para un orificio circular excéntrico de borde a escuadra (en donde la abertura queda tangente a la pared de la tubería) varía de más o menos 0.61 a 0.63 para valores de ß que van de 0.3 a 0.5, respectivamente, y números de Reynolds de tubería > 10 000, ya sea para tomas de *vena contracta* o de brida (en donde β = razón de diámetro). Para orificios segmentales de borde a escuadra, el coeficiente C disminuye casi siempre entre 0.63 y 0.64 para $0.3 \leq \beta \leq 0.5$ y números de Reynolds para tuberías > 10 000, tanto para tomas de *vena contracta* como de brida, en donde β = razón del diámetro para un orificio circular equivalente = $\sqrt{\alpha}$ (α = razón del área transversal del orificio a la de la tubería). Los valores de factor de expansión Y son ligeramente mayores que para orificios circulares concéntricos, y la ubicación de la *vena contracta* se desplaza más aún corriente abajo en comparación con los orificios circulares concéntricos. Si se desea una información más amplia al respecto, véase ASME Research Committee on Fluid Meters Report, *op. cit.*, pp. 210-213.

Para caídas de presión permanente con orificios segmentales y excéntricos con flujo laminar en tuberías, véase Lakshmana Rao y Sridharan, *Proc. Am. Soc. Civ. Eng., J. Hydraul. Div.*, **98** (HY 11), 2015-2034 (1972).

Los **orificios anulares** se utilizan también ventajosamente para medir gases cuando existe la posibilidad de que arrastren líquidos o sólidos y también para medir líquidos que arrastran un gas que está presente en concentraciones pequeñas. El coeficiente K fue determinado por Bell y Bergelin [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **79**, 593-601 (1957)] en una gama que va desde 0.63 a 0.67 para números de Reynolds en espacios anulares en la gama de 100 a 20 000, respectivamente, para valores de $2L/(D-d)$ menores que 1; en donde L = espesor del orificio en el borde externo, D = diámetro interno de la tubería, d = diámetro del disco del orificio. El número de Reynolds para un espacio anular se define como sigue

$$N_{Re} = (D - d)(G/\mu) \tag{5-25}$$

donde G = velocidad de masa a través de la abertura del orificio y μ = viscosidad del fluido. Los coeficientes anteriores se determinaron para valores de β's ($= d/D$) en la gama de 0.95 a 0.996, y teniendo tomas de presión situadas a 19 mm ($^3/_4$ in) corriente arriba del disco y 230 mm (9 in) corriente abajo, en una tubería cuyo diámetro mide 5.25 in.

Medidores de codo Un codo de tubería puede servir como medidor de flujo para líquidos si la carga centrífuga diferencial generada entre los radios interno y externo del mismo se miden utilizando tomas de presión localizadas de tal modo que queden ubicadas a la mitad del recodo. La ecuación (5-16) se aplica en este caso, excepto que el término diferencia de presión ($p_1 - p_2$) se toma ahora como la presión centrífuga diferencial, y β se hace igual a cero, suponiendo que no hay ningún cambio de sección transversal entre la tubería y el codo. El coeficiente de descarga debe determinarse de preferencia mediante una calibración; pero, como guía, puede calcularse con un margen de ± 6% para tuberías circulares, cuando los números de Reynolds son mayores de 10^5, basándose en $C = 0.98\sqrt{R_c/2D}$, donde R_c = radio de la curvatura de la línea central y D = diámetro interno de la tubería en unidades congruentes. Véase Murdock, Foltz y Gregory, *J. Basic Eng.*, **86**, 498-506 (1964), o al ASME Research Committee on Fluid Meters Report., *op. cit.*, pp. 75-77.

Exactitud Los orificios de borde a escuadra y los tubos venturi se han estudiado de una manera tan minuciosa y se han logrado tan buenas estandarizaciones, que se pueden esperar reproducibilidades del 1 al 2% entre los medidores estándar cuando son nuevos y están limpios. Por tanto, éste es el grado de confiabilidad con que se puede contar, suponiendo que se llenen los siguientes requisitos: **1**) la medición exacta del medidor diferencial, **2**) la selección del coeficiente de descarga tomado de las publicaciones recomendadas, **3**) el conocimiento exacto de la densidad del fluido, **4**) la medición exacta de las dimensiones críticas del medidor, **5**) que la cara del orificio corriente arriba sea lisa, y **6**) que se tenga una ubicación apropiada del medidor con respecto a otros elementos distribuidores del flujo que haya en el sistema. También debe tenerse cuidado para evitar incluso la corrosión más ligera o el más leve ensuciamiento durante el uso.

La presencia de **flujos remolinos** o una **distribución anormal** de la **velocidad** corriente arriba del elemento de medición puede originar errores de medición graves a menos que se use una calibración en el mismo punto o se tenga un tramo suficiente de tubería recta entre el

TABLA 5-3 Ubicaciones de orificios y boquillas en relación con los accesorios de tuberías

Distancias en diámetros de tubería, D_1

Distancia acces. orific. corr. arriba	D_2/D_1	Tipo de accesorios corriente arriba: Sin aletas de encauzamiento	Con aletas de encauzamiento	Distancia de aletas a orificio	Distancia, accesorio más cercano al orificio corriente abajo
Uno solo de 90° en L, T o transversal usado en L	0.2	6			2
	0.4	6			
	0.6	9	9		
	0.8	20	12	8	4
2 L de 90° de radio corto en forma de S	0.2	7			2
	0.4	8	8		
	0.6	13	10	6	
	0.8	25	15	11	4
2 L de 90° de radio largo o corto en planos perpendiculares	0.2	15	9	5	2
	0.4	18	10	6	
	0.6	25	11	7	
	0.8	40	13	9	4
De contracción o ensanchamiento	0.2	8	Las aletas no ofrecen ventaja		2
	0.4	9			
	0.6	10			
	0.8	15			4
Válvula de globo o de retención	0.2	9	9	5	2
	0.4	10	10	6	
	0.6	13	10	6	
	0.8	21	13	9	4
Válvula de compuerta, completamente abierta o llaves de macho	0.2	6	Igual que la válvula de globo		2
	0.4	6			
	0.6	8			
	0.8	14			4

medidor y la fuente de perturbación. En la tabla 5-3 se dan las longitudes mínimas de tubería recta que se necesitan para evitar un error apreciable debido a la presencia de ciertos accesorios y válvulas ya sea corriente arriba o corriente abajo de un orificio o una boquilla. Estos valores se tomaron de las gráficas presentadas por Sprenkle [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **67**, 345-360 (1945)]. En la tabla 5-3 se muestra también la reducción en el espaciamiento que se logra al utilizar aletas de enderezamiento entre los accesorios y el medidor. Se pueden suministrar aletas de enderezamiento perfectamente adecuadas adaptando un haz de tubos de pared delgada dentro de la tubería. La distancia de centro a centro entre los tubos no debe sobrepasar un cuarto de diámetro de la tubería, y la longitud del haz debe ser por lo menos ocho veces esta distancia.

Las distancias especificadas en la tabla 5-3 serán conservadas si se aplican a medidores venturi. Para obtener información específica sobre los requisitos de medidores venturi, véase la exposición de Pardoe en el apéndice de Sprenkle (*op. cit.*). Pardoe [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **65**, 337-349 (1943)] suministra datos muy amplios sobre el efecto de la instalación en los coeficientes de los medidores venturi dados en otras de sus publicaciones.

En presencia de **pulsaciones de flujo**, las indicaciones de los medidores de carga tales como orificios, boquillas y tubos venturi se tornan con frecuencia inseguras debido a varias razones. En primer lugar, la diferencial de presión medida tenderá a ser alta, ya que dicha diferencial es proporcional al cuadrado de la velocidad de flujo para un medidor de carga, y la raíz cuadrada de la presión diferencial media es siempre mayor que la media de las raíces cuadradas de las presiones diferenciales. En segundo lugar, se tiene un desplazamiento de fase conforme la onda pasa por la restricción de medición que puede afectar a la diferencial. En tercer lugar, las pulsaciones pueden producirse en la misma dirección del manómetro. Asimismo, la frecuencia de la pulsación desempeña un papel importante. A bajas frecuencias, la lectura del medidor puede seguir casi siempre en forma fiel las pulsaciones de flujo; pero a frecuencias elevadas es imposible de lograrlo. Esto se debe a la inercia del fluido en los del manómetro o del fluido manométrico, en cuyo caso el medidor dará una lectura intermedia entre los flujos máximo y mínimo, pero no tendrá ninguna relación predecible con el flujo medio. Los transductores de presión con diafragma montado al ras pueden usarse junto con equipos de registro de alta velocidad para obtener registros exactos de los perfiles de presión en las tomas de presión corriente arriba y corriente abajo que se analizan y traducen en una expresión de la velocidad del flujo medio.

La práctica generalizada de producir una lectura de diferencial constante colocando restricciones en los manómetros generan una lectura que, en un conjunto de condiciones fijas, puede ser útil para controlar una operación; pero que no tiene ninguna relación predecible con el flujo promedio verdadero. Si la calibración se emplea para compensar la presencia de pulsaciones, es necesario tener la seguridad de una reproducción completa de las condiciones de operación, incluyendo la fuente de pulsaciones y la forma de onda, a fin de lograr una precisión razonable.

De acuerdo con Head [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **78**, 1471-1479 (1956)], el límite de intensidad de pulsación equivalente a $\Gamma = 0.1$ es el valor que se recomienda como umbral de pulsación práctico debajo del cual el rendimiento de todos los tipos de medidores de flujo tendrán diferencias con relación al rendimiento de flujo estacionario (un error de menos de 1% en el flujo debido a la pulsación). El símbolo Γ es la variación máxima de flujo en el canal que se expresa como una fracción de la velocidad promedio del flujo. Según el ASME Research Committee on Fluid Meters Report (*op. cit.*, pp. 34-35), el error fraccionario de medición E para un **flujo líquido** que pasa por un medidor de carga está dado por

$$(1 + E)^2 = 1 + \Gamma^2/8 \tag{5-26}$$

Cuando la amplitud de la pulsación es tal que genera un error de medición mayor de lo permisible, se deberá tomar en cuenta la posibilidad de instalar un amortiguador de pulsación entre la fuente de éstas y el medidor de flujo. Las referencias de los métodos de diseño de amortiguadores de pulsaciones se dan en la subsección "Comportamiento de estado no estacionario".

Las pulsaciones tenderán a encontrarse en líneas de descarga que provienen de bombas o compresores de vaivén y en líneas que abastecen vapor a maquinaria oscilatoria o de vaivén. En el caso de **flujo de gases**, se puede utilizar una combinación consistente en una cámara de compensación y una constricción en la línea que sirva para amortiguar las pulsaciones a un nivel aceptable. La cámara de compensación se localiza comúnmente tan cerca de la fuente de pulsaciones como sea posible, situando la constricción entre ésta y el elemento de medición. Este arreglo puede aplicarse ya sea para líneas de succión o de descarga. Para una disposición de esta índole, se ha encontrado que el error de medición es una función del número de Hodgson N_H definido como sigue

$$N_H = Qn\ \Delta p_s / q p_s \tag{5-27}$$

donde Q = volumen de la cámara de compensación y la tubería entre el elemento de medición y la fuente de pulsación; n = frecuencia de pulsación; ΔP_s = caída de presión permanente entre el elemento de medición y la cámara de compensación; q = velocidad promedio del gasto volumétrico, basada en la densidad del gas dentro de la cámara de compensación; p_s = presión dentro de la cámara de compensación.

Herning y Schmid [*Z. Ver. Dtsch. Ing.*, **82**, 1107-1114 (1938)] presentaron gráficas para un compresor símplex de doble acción para predecir el error de medición en función del número de Hodgson, y s, que es la relación entre el tiempo de descarga del pistón al tiempo total de carrera. En la tabla 5-4a se dan los números mínimos de Hodgson requeridos para reducir el error de medición al 1%, tal y como lo indican las gráficas (para relaciones de calores específicos entre 1.28 y 1.37). Schmid [*Z. Ver. Dtsch. Ing.*, **84**, 596-598 (1940)] presentó gráficas similares para compresores dúplex de doble acción y un compresor tríplex de doble acción para la razón de calor específico de 1.37. En la

TABLA 5-4*a* **Números mínimos de Hodgson**

Compresor símplex de doble acción

s	N_H	s	N_H
0.167	1.31	0.667	0.60
0.333	1.00	0.833	0.43
0.50	0.80	1.00	0.34

TABLA 5-4*b* **Números mínimos de Hodgson**

Compresor Dúplex de doble acción		Compresor Tríplex de doble acción	
s	N_H	s	N_H
0.167	1.00	0.167	0.85
0.333	0.70	0.333	0.30
0.50	0.30	0.50	0.15
0.667	0.10	0.667	0.06
0.833	0.05	0.833	0.00
1.00	0.00	1.00	0.00

tabla 5-4*b* se presentan los números de Hodgson mínimos correspondientes a un error de medición de 1% para estos casos. El valor de Q Δp_s se calcula partiendo del número de Hodgson apropiado y valores adecuados de Q y Δp_s seleccionados de tal modo que satisfagan estos requisitos al mínimo.

MEDIDORES DE ÁREA

Principios generales El principio básico de un medidor de área ideal es el mismo que se utiliza para el medidor de carga de tipo orificio (véase la subsección "Medidores de orificio"). La corriente que se va a medir se hace pasar por una constricción; pero en lugar de observar la variación con el flujo de la carga diferencial a través de un orificio de tamaño fijo, la constricción de un medidor de área está dispuesta de tal modo que su tamaño se hace variar para dar margen al flujo en tanto que la carga diferencial se mantiene constante.

Un ejemplo sencillo de un medidor de área es la válvula de compuerta del tipo de vástago ascendente provisto de tomas de presión estática antes y después de la compuerta y que tiene un medio para medir la posición de vástago. En los tipos de medidores de área más comunes, la variación de la abertura se produce automáticamente mediante el movimiento de un pistón con lastre o un flotador sostenido por el fluido. En ASME Research Committee on Fluid Meters Report, *op. cit.*, pp. 82-83 se describen dos medidores de área distintos, uno tipo cilindro y otro tipo pistón.

Rotámetros El rotámetro, del que se ilustra un ejemplo en la figura 5-21, se ha convertido en uno de los medidores de flujo más populares en las industrias de procesos químicos y consta básicamente de una plomada o un "flotador" que se mueve libremente en forma ascendente y descendente dentro de un tubo vertical ligeramente ahusado que tiene el extremo inferior más pequeño. El fluido penetra por el extremo inferior del tubo y causa que el flotador se eleve hasta que el área anular comprendida entre el flotador y la pared del tubo es tal que la caída de presión en esa constricción sea suficiente para sostener al flotador. Por lo general, el tubo ahusado se hace de vidrio y lleva marcada sobre él una escala casi lineal en la que la posición del flotador se observa visualmente como indicación del flujo.

Existen tubos de vidrio de gran precisión y tubos metálicos de medición que son intercambiables. Los rotámetros han dado excelentes resultados tanto en gases como en líquidos a presiones altas y bajas. Un solo instrumento puede cubrir fácilmente una gama de flujo decuplicada y, con "flotadores" de diferentes densidades, se llegan a cubrir gamas hasta de 200 veces el valor inicial. Hay rotámetros con transmisores neumáticos, eléctricos y electrónicos para activar registradores e integradores remotos y controladores automáticos de flujo (véase Considine, *op. cit.*, pp. 4-35 a 4-36, y la sección 22 de este Manual del Ingeniero Químico).

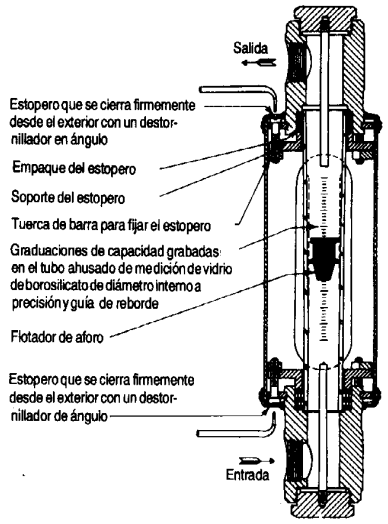


FIG. 5-21 Rotámetro.

Los rotámetros no necesitan tramos rectos de tubería antes o después del punto de instalación. Las pérdidas de presión son sustancialmente constantes a lo largo de toda la gama de flujo. Para obtener la mayor exactitud posible en trabajos experimentales, el rotámetro debe calibrarse con el fluido que se va a medir. Sin embargo, la mayor parte de los rotámetros modernos son fabricados con tal precisión que su rendimiento corresponde muy cercanamente a una gráfica maestra de calibración para el tipo en cuestión. Esta gráfica se obtiene junto con el medidor en el momento de su adquisición.

Según Head [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **76**, 851-862 (1954)], la velocidad de flujo a través del rotámetro se obtiene de la siguiente expresión

$$w = q\rho = KD_f \sqrt{\frac{W_f(\rho_f - \rho)\rho}{\rho_f}} \tag{5-28}$$

y

$$K = \phi\left[\frac{D_t}{D_f}, \frac{\mu}{\sqrt{\dfrac{W_f(\rho_f - \rho)\rho}{\rho_f}}}\right] \tag{5-29}$$

donde w = gasto de masa; q = gasto volumétrico; ρ = densidad del fluido; K = parámetro de flujo, $m^{1/2}/s$ ($ft^{1/2}/s$); D_f = diámetro del flotador en la constricción; W_f = peso del flotador; ρ_f = densidad del flotador; D_t = diámetro del tubo en el punto de la constricción; μ = viscosidad del fluido. El valor apropiado de K se obtiene basándose en una correlación compuesta de K en función de los parámetros indicados en la ecuación (5-29) correspondientes a la forma del flotador que se está usando. También es preciso conocer la relación de D_t a la lectura del rotámetro para el ahusamiento y tamaño de tubo que se esté utilizando.

La razón entre las velocidades de flujo de dos fluidos diferentes A y B a la misma lectura de rotámetro está dada por

$$\frac{w_A}{w_B} = \frac{K_A}{K_B}\sqrt{\frac{(\rho_f - \rho_A)\rho_A}{(\rho_f - \rho_B)\rho_B}} \tag{5-30}$$

Se puede introducir cierta medida de autocompensación con respecto al gasto masa para cambios de densidad del fluido, utilizando un flotador con una densidad doble a la del fluido que se está midiendo, en cuyo caso, un incremento del 10% de ρ generará una disminución de sólo 0.5% en w para la misma lectura. El grado de inmunidad a cambios en la viscosidad del fluido depende de la forma del flotador.

Según Baird y Cheema [*Can. J. Chem. Eng.*, **47**, 226-232 (1969)], la presencia de pulsaciones en forma de onda cuadrada ocasiona que el rotámetro dé una lectura superior que llega a ascender hasta el 100%. Cuanto mayor es la frecuencia de pulsación, tanto menor será la oscilación del flotador, aunque el error seguirá siendo apreciable incluso cuando la frecuencia sea lo suficientemente alta para que el flotador esté virtualmente estacionario. El uso de una cámara de amortiguamiento entre la fuente de pulsación y el rotámetro reducirá el error.

Se encontrarán datos adicionales sobre la teoría del rotámetro en Fischer [*Chem. Eng.*, **59**(6), 180-184 (1952)]; Coleman [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **34**, 339-350 (1956)]; McCabe y Smith (*Unit Operations of Chemical Engineering*, 3d ed., pp. 215-218, McGraw-Hill, New York, 1976).

MEDIDORES DE GASTO DE MASA

Principios generales Existen dos clases principales de medidores de gasto de masa: **1**) el llamado medidor de gasto de masa "verdadero", que responde directamente a la velocidad de flujo de masa, y **2**) el medidor de gasto de masa inferencial, que mide por lo común el gasto volumétrico del fluido y su densidad por separado. Se han fabricado varios tipos de medidores de gasto de masa "verdaderos", incluyendo los siguientes: *a*) el medidor de gasto de masa de efecto Magnus, *b*) el medidor de gasto de masa de momento transversal para flujo axial, *c*) el medidor de gasto de masa de momento transversal para flujo radial, *d*) el medidor de gasto de masa de momento transversal giroscópico, y *e*) el medidor térmico de gasto de masa. El tipo *b* constituye la base de varios medidores de gasto de masa comerciales, una de cuyas versiones se describirá someramente a continuación.

Medidor de gasto de masa de momento transversal para flujo axial (También conocido como medidor de gasto de masa de momento angular.) Una de las aplicaciones de este principio comprende el uso del flujo axial que pasa por un propulsor activado y una turbina puestos en serie. El propulsor le imparte una cantidad de movimiento o momento angular al fluido que, a su vez, genera un par de fuerza que se comunica a la turbina a la que se le impide girar por medio de un resorte. El par, que se puede medir, es proporcional a la velocidad de rotación del propulsor y al gasto.

Medidores de gasto de masa inferencial Hay varias clases de aparatos en esta categoría, incluyendo los siguientes:

1. *Medidores de carga con compensación de densidad.* Los medidores de carga, como orificios, tubos venturi o boquillas se utilizan con uno de los diversos densitómetros disponibles [p. ej., basándose en *a*), una fuerza ascensional en un flotador, *b)* acoplamiento hidráulico, *c*) salida de voltaje de un cristal piezoeléctrico, o *d*) absorción por radiación]. La señal proveniente del medidor de carga, que es proporcional a ρV^2 (donde ρ = densidad del fluido y V = velocidad del fluido), se multiplica por ρ según la lectura del densitómetro. La raíz cuadrada del producto es proporcional al gasto de masa.

2. *Medidores de carga con compensación de velocidad.* La señal proveniente del medidor de carga, que es proporcional a ρV^2, se divide entre la señal de un velocímetro para obtener una señal proporcional al gasto de masa.

3. *Medidores de velocidad con compensación de densidad.* La señal generada por el velocímetro (p. ej., medidor de turbina, electromagnético o de velocidad sónica) se multiplica por la señal obtenida en el densitómetro para dar una señal proporcional al gasto de masa.

Se encontrará una información más amplia sobre los principios de los medidores de gasto de masa en Yeaple [*Hydraulic and Pneumatic Power and Control*, pp. 125-128, McGraw-Hill, New York, 1966]; Halsell [*Instrum. Soc. Am. J.*, **7**, 49-62 (June, 1960); y Flanagan y Colman [*Control*, **7**, 242-245 (1963)]. En estas dos últimas referencias se encontrarán datos sobre medidores de gasto de masa de tipo comercial.

VERTEDEROS

La corriente de líquidos en canales abiertos se determina utilizando un vertedero que consiste en una presa sobre cuyo borde se derrama el líquido o bien, que tiene un corte por el que pasa el líquido. Los términos "vertedero rectangular", "vertedero triangular", etc., se refieren generalmente a la forma de corte del mismo. Todos los vertederos que se estudian aquí tienen caras planas corriente arriba que son perpendiculares al lecho y paredes del canal.

Los **vertederos de borde cortante** tienen bordes semejantes a los de los orificios a escuadra o desvanecidos (véase la subsección "Medidores de orificio"). Los vertederos tienen casi siempre bordes cortantes y los que no pertenecen a esta clase son, en su mayor parte, los que se describen como **vertederos de cresta ancha.**

La carga h_0 del vertedero es la altura del nivel del líquido por encima de la cresta o la base del corte. La carga se debe medir a suficiente distancia corriente arriba para evitar la caída del nivel ocasionada por el derrame que principia a una distancia aproximada de $2h_0$ corriente arriba del vertedero. Las mediciones del nivel de la superficie deben hacerse a una distancia de $3h_0$ o más, corriente arriba, usando de preferencia una caja amortiguadora equipada con un medidor de nivel de alta precisión, p. ej., una escala de gancho o un medidor de flotador.

Cuando los vertederos son de bordes o aristas cortantes, la capa de líquido derramado, denominada **manto**, se contrae al salir de la abertura y entonces se produce una descarga libre. Si el borde corriente arriba se redondea, se reducirá la contracción y aumentará la velocidad de flujo para una carga dada. Si la carga es muy pequeña, si el borde está bien redondeado o si el aire no puede fluir debajo del manto, éste tendrá una pendiente dada. A su vez, esto generará un aumento en la velocidad de descarga para una carga específica en comparación con la del manto libre. Se obtendrán mayores informes sobre el efecto del manto en Gibson, *Hydraulics and Its Applications*, 5th ed., Constable, London, 1952; y Chow, *Open-Channel Hydraulics*, McGraw-Hill, New York, 1959.

El flujo a través de un **vertedero rectangular** (Fig. 5-22) está dado por

$$q = 0.415(L - 0.2h_0)h_0^{1.5}\sqrt{2g} \tag{5-31}$$

donde q = gasto volumétrico, L = longitud de la cresta, h_0 = carga del vertedero, g = aceleración local debido a la gravedad. Esta expresión se conoce como la fórmula modificada de Francis para un vertedero rectangular de bordes afilados, con dos correcciones finales y se aplica cuando la corrección de la velocidad de acercamiento es pequeña. La fórmula de Francis concuerda con los experimentos dentro de un margen del 3% si **1**) L es mayor que $2h_0$, **2**) la velocidad de acercamiento es 0.6 m/s (2 ft/s) o menor, **3**) la altura de la cresta por encima de la base del canal es por lo menos $3h_0$, y **4**) h_0 no es menor de 0.09 m (0.3 ft).

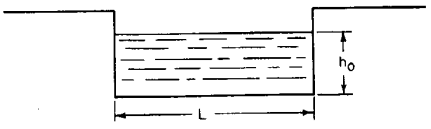


FIG. 5-22 Vertedero rectangular.

Se ha encontrado que los **cortes rectangulares angostos** ($h_0 > L$) dan aproximadamente el 93% de la descarga prevista por la fórmula de Francis. De este modo se aplica

$$q = 0.386 L h_0^{1.5} \sqrt{2g} \tag{5-32}$$

En este caso, no se aplican correcciones finales incluso a pesar de que la forma se aplica sólo a vertederos de bordes agudos. Véase Schoder y Dawson, *Hydraulics*, p. 175, McGraw-Hill, New York, 1934, en donde se dan más detalles al respecto.

El **vertedero de corte triangular** tiene la ventaja de que un solo corte puede admitir una gran variedad de gastos aunque esto, a su vez, reduce su exactitud. La descarga en vertederos de bordes a escuadra o afilados está dada por

$$q = (0.31 h_0^{2.5} \sqrt{2g})/\tan \phi \tag{5-33}$$

Véase la ecuación (5-31) en donde se da la nomenclatura. El ángulo ϕ se ilustra en la figura 5-23. Las ecuaciones (5-31), (5-32) y (5-33) se aplican sólo a flujos de agua. No obstante, en el caso del vertedero de corte triangular, Lenz [*Trans. Am. Soc. Civ. Eng.*, **108**, 759-802 (1943)] presentó correlaciones que predicen el efecto de la viscosidad en una gama de 0.001 a 0.15 Pa·s (1 a 150 centipoises) y tensiones superficiales comprendidas en la gama de 0.03 a 0.07 N/m (30 a 70 dinas/cm). Su ecuación prevé un aumento aproximado del 8% en el flujo para un líquido de 0.1 Pa·s (100 centipoises) en comparación con el agua, a 0.001 Pa·s (1 centipoises) y un aumento aproximado del 1% para un líquido que tenga la mitad de tensión superficial del agua. Para fluidos de viscosidad moderada, Ranga Raju y Asawa [*Proc. Am. Soc. Civ. Eng., J. Hydraul. Div.*, **103**, (HY 10), 1227-1231 (1977)] encontraron que los efectos de la viscosidad y la tensión superficial en el flujo de descarga para vertederos de corte rectangular y triangular ($\phi = 45°$) se pueden despreciar cuando

$$(N_{Re})^{0.2}(N_{We})^{0.6} > 900 \tag{5-34}$$

donde N_{Re} (número de Reynolds) $= \sqrt{gh_0^3}/\nu$, g = aceleración local debida a la gravedad, h_0 = cabeza del vertedero, ν = viscosidad cinemática; N_{We} (número de Weber) $= \rho g h_0^2/g_c\sigma$, ρ = densidad, g_c = constante dimensional, y σ = tensión superficial.

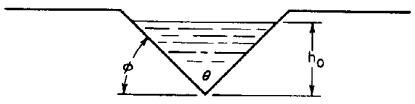


FIG. 5-23 Vertedero triangular.

Para flujos de líquidos muy viscosos en vertederos rectangulares, consúltese a Slocum [*Can. J. Chem. Eng.*, **42**, 196-200 (1964)]. Su correlación se basa en datos para líquidos con viscosidad dentro de la gama de 2.5 a 500 Pa·s (25 a 5000 centipoises) en donde la descarga se reduce notablemente para una carga dada conforme aumenta la viscosidad.

Entre las obras en donde se presenta información más amplia sobre otras clases de vertederos están Addison, *op. cit.*, Gibson, *Hydraulics and Its Applications*, 5th ed., Constable, London, 1952; Henderson, *Open Channel Flow*, Macmillan, New York, 1966; Linford, *Flow Measurement and Meters*, Spon, London, 1949; Lakshmana Rao, "Theory of Weirs," en *Advances in Hydroscience*, vol. 10, Academic, New York, 1975; y Urquhart, *Civil Engineering Handbook*, 4th ed., McGraw-Hill, New York, 1959.

SISTEMAS DE DOS FASES

Cuando se tiene una mezcla de dos fases (bifásica) por separado, generalmente se prefiere medir cada componente en lo individual antes de efectuar el mezclado, ya que es difícil medir con exactitud este tipo de mezclas. Además, se crean problemas debido a fluctuaciones en la composición en función del tiempo y las variaciones de composición asociadas con la sección transversal del canal. En las fuentes que se citan a continuación se encontrarán datos adicionales sobre la medición de esta clase de mezclas.

Mezclas gas-sólido Carlson, Frazier, y Engdahl [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **70**, 65-79 (1948)] describen el uso de una **boquilla de flujo** y un **orificio de borde a escuadra,** en serie, para determinar tanto la velocidad de un gas como la de sólidos en el flujo de una mezcla finamente dividida de sólidos contenidos en un gas. El diferencial en la boquilla es sensible al flujo de las dos fases, en tanto que el diferencial en el orificio no se ve influido por el flujo de sólidos.

Farbar [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **75**, 943-951 (1953)] describe la forma en que un medidor venturi sirve para determinar el gasto de sólidos contenidos en una mezcla gas-sólidos, cuando la velocidad del gas se mantiene constante. Se necesitan diferentes curvas de calibración (flujo de sólidos en función del diferencial) para cada velocidad de gas de interés.

Cheng, Tung y Soo [*J. Eng. Power*, **92**, 135-149 (1970)] describen el uso de una **sonda o probador electrostático** para medir el flujo de sólidos en una mezcla gas-sólidos.

Goldberg y Boothroyd [*Br. Chem. Eng.*, **14**, 1705-1708 (1969)] describen varias clases de medidores de flujo de sólidos en gas, y dan una bibliografía muy amplia.

Mezclas gas-líquido Murdock [*J. Basic Eng.*, **84**, 419-433 (1962)] desarrolló una ecuación empírica para medir las mezclas de gas-líquido utilizando placas con **orificio de borde biselado**, ya sea con tomas de radio, brida o de tubería.

Chisholm [*Br. Chem. Eng.*, **12**, 454-457 (1967)] propuso una ecuación para usarse con **medidores venturi**. Además, Collins y Gacesa [*J. Basic Eng.*, **93**, 11-21 (1971)] publicaron un procedimiento para determinar la calidad del vapor aprovechando una medición de la caída de presión con un flujo ascendente que pasa por medidores venturi o por placas de orificio de borde biselado.

Mezclas líquido-sólido Liptak [*Chem. Eng.*, **74**(4), 151-158 (1967)] analiza una variedad de técnicas que pueden servir para medir suspensiones de sólidos en líquido o bien, lechadas. Éstas incluyen bombas medidoras, tanques de pesado, medidores de flujo magnéticos, medidores de flujo ultrasónicos, medidor de flujo de giróscopo, etc.

Shirato, Gotoh, Osasa y Usami [*J. Chem. Eng. Japan*, **1**, 164-167 (January 1968)] presentan un método para determinar el gasto de sólidos suspendidos en una corriente líquida en la que la velocidad del líquido se determina mediante un medidor electromagnético y el flujo de los sólidos se calcula por las caídas de presión en cada una de dos secciones verticales de tubería de diferente diámetro por las que las suspensiones fluyen en serie.

DINÁMICA DE FLUIDOS

Bibliografía General: Coulson y Richardson, *Chemical Engineering*, vol. 1, rev. 2d ed., Macmillan, New York, 1964; vol. 2, 2d ed., Pergamon, New York, 1968. Cremer y Davies, *Chemical Engineering Practice*, vol. 4 (1957), vol. 6 (1958), Academic, New York, Knudsen y Katz, *Fluid Dynamics and Heat Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1958. Streeter, *Handbook of Fluid Dynamics*, McGraw-Hill, New York, 1961. Streeter, *Fluid Mechanics*, 5th ed.,

McGraw-Hill, New York, 1971. Vennard y Street, *Elementary Fluid Mechanics*, 5th ed., Wiley, New York, 1975. Whitaker, *Introduction to Fluid Mechanics*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1968.

BALANCE DE ENERGÍA

Balance total de energía Considérese una unidad de peso de fluido en un sistema de flujo y sean G = velocidad de masa, o másica, g = aceleración local debida a la gravedad, g_c = constante dimensional, i = entalpía específica, J = equivalente mecánico de calor, p = presión estática absoluta, s = entropía específica, u = energía interna (o intrínseca) específica, V = velocidad lineal, v = volumen específico, Z = altura por arriba de cualquier plano de referencia horizontal arbitrario. En este caso, la energía potencial relativa al nivel de referencia elegido es Zg/g_c, la energía total cinética es $V^2/2g_c$, y la energía total de la unidad de peso de fluido es $(Ju + Zg/g_c + V^2/2g_c)$, en donde todas las unidades de energía específica son J/kg (= N·m/kg) [(ft·lbf)/lb]. Para un flujo estacionario del fluido no se tendrá ninguna acumulación o deficiencia ya sea de éste o de la energía dentro del sistema y la energía total del mismo se alterará sólo agregando o quitando calor de éste o aplicando cualquier trabajo externo sobre el sistema. Por tanto,

$$\left(Ju_2 + \frac{Z_2 g}{g_c} + \frac{V_2^2}{2g_c}\right) - \left(Ju_1 + \frac{Z_1 g}{g_c} + \frac{V_1^2}{2g_c}\right) = JQ + W \quad (5\text{-}35)$$

donde los subíndices 1 y 2 indican las condiciones en la entrada y salida, respectivamente; Q es el calor agregado expresado en J/kg (Btu/lb), utilizando fuentes externas al sistema; W es el trabajo externo neto, en N·m/kg [(ft·lbf)/lb], aplicando a la libra de fluido mientras está dentro del aparato. El término W se subdivide como sigue

$$W = p_1 v_1 - p_2 v_2 + W_e \quad (5\text{-}36)$$

donde W_e = trabajo proporcionado por una fuente externa, por ejemplo, un ventilador o una bomba.

Si se combinan las ecuaciones (5-35) y (5-36), se obtiene

$$Ju_1 + \frac{Z_1 g}{g_c} + \frac{V_1^2}{2g_c} + p_1 v_1 + JQ + W_e = Ju_2 + \frac{Z_2 g}{g_c} + \frac{V_2^2}{2g_c} + p_2 v_2 \quad (5\text{-}37)$$

Esta expresión de la primera ley de la termodinámica se denomina a menudo forma de **balance global de energía del teorema de Bernoulli.** En esta expresión no se incluye ningún término de fricción, ya que éste representa una conversión de energía mecánica en calor sin que el contenido general de energía del sistema sufra cambio alguno.

Los términos de energía cinética de las ecuaciones antes citadas se aplican estrictamente sólo cuando la velocidad a través de una sección transversal dada es uniforme. Cuando se trata de un flujo turbulento en tuberías circulares, el término $V^2/2g_c$ es del 3 al 8% demasiado bajo, en tanto que para un flujo laminar en tuberías circulares, el término de energía cinética apropiado es V^2/g_c, que permite cierto margen para la distribución de velocidad parabólica.

Si $i[= u + (pv/J)$, J/kg (Btu/lb] es la entalpía específica (calor total contenido por unidad de peso), la ecuación (5-37) adquiere una forma conveniente que puede usarse con vapor u otros fluidos para los que las propiedades térmicas ya se han tabulado o son calculables:

$$(Z_1 - Z_2)(g/g_c) + J(i_1 - i_2) + JQ + W_e = (V_2^2 - V_1^2)/2g_c \quad (5\text{-}38)$$

Para flujos adiabáticos y sin fricción a través de una boquilla horizontal, la ecuación (5-38) se reduce a

$$J(i_1 - i_2) = \frac{G^2(v_2^2 - v_1^2)}{2g_c} \quad (5\text{-}39)$$

Para gases perfectos [es decir, si pv = (constante) (T)], la ecuación (5-39) se transforma en la expresión que sigue

$$J(i_1 - i_2) = J\int_{T_2}^{T_1} c_p\, dT = J(c_p)_{\text{prom}}(T_1 - T_2) = \frac{k}{k-1}(p_1 v_1 - p_2 v_2) \quad (5\text{-}40)$$

donde c_p = capacidad calorífica específica a presión constante; $(c_p)_{\text{prom}}$ = capacidad calorífica específica promedio a presión constante, para el intervalo de temperatura T_2 a T_1; $k = c_p/c_v$, relación de capacidades caloríficas; y T = temperatura absoluta.

Balance de la energía mecánica El cambio de energía interna $J\,du$ de una libra de fluido se expresa como $JT\,ds - p\,dv$. Si están presentes otras formas de energía, por ejemplo, la eléctrica, y se sufre un cambio, tales formas deberán incluirse también. La presencia de fricción hace que el proceso se torne irreversible, de donde $JT\,ds = J\,dQ + dF$, donde F = pérdida por fricción, (N·m)/kg [(ft·lbf)/lb]. Tomando en consideración esta pérdida de fricción y la situación de irreversibilidad, la ecuación (5-37) se convierte en

$$\frac{Z_1 g}{g_c} + \frac{V_1^2}{2g_c} - \int_1^2 v\,dp - F + W_e = \frac{Z_2 g}{g_c} + \frac{V_2^2}{2g_c} \quad (5\text{-}41)$$

La ecuación (5-41) se denomina forma de **energía mecánica del teorema de Bernoulli.**

Para **líquidos**, la integral $\int_1^2 v\,dp$ se reduce a $(p_2 - p_1)v$, donde v es prácticamente constante. En el caso de **gases**, el valor exacto de la integral depende de la trayectoria que sigue la expansión o dilatación. Para **flujo isotérmico** de un gas perfecto,

$$\int_1^2 v\,dp = -\frac{RT}{M}\ln\frac{v_2}{v_1} = -\frac{RT}{M}\ln\frac{p_1}{p_2} \quad (5\text{-}42)$$

y para **flujos adiabáticos**, véase la subsección "Flujo compresible".

Evaluación de la caída de presión del sistema Existe una distinción real entre la caída de presión y la pérdida por fricción. La caída de presión representa una conversión de energía de presión en cualquier otra forma de energía, mientras que la pérdida por fricción representa una pérdida neta de la energía de trabajo total disponible que caracteriza al fluido. Los dos términos se relacionan entre sí por medio de la ecuación (5-41).

Hay dos métodos para evaluar la caída general de presión de un sistema si se recurre a varias resistencias en serie. El primer método comprende el cálculo de la **caída de presión** de cada resistencia individual, tomando en cuenta el signo algebraico correspondiente y luego sumando todos los términos que componen el sistema total. El segundo método consiste en calcular la **pérdida por fricción** de cada resistencia individual, la suma de todos los términos particulares y la aplicación de la ecuación (5-41) para obtener la caída de presión general. La suma de las caídas de presión puede utilizarse en sistemas compuestos de líneas ramificadas. Para el caso de un flujo compresible con grandes caídas de presión, véase la subsección "Flujo compresible".

BALANCE DE LA CANTIDAD DE MOVIMIENTO

El **principio de la conservación de la cantidad de movimiento** establece que la cantidad de movimiento total dentro de un sistema se mantiene constante durante el intercambio de momento entre dos o más masas del mismo. Esto se ilustra para la situación en que dos masas m_M y m_N se desplazan en la misma dirección, chocan y luego viajan juntas siguiendo la misma trayectoria con una velocidad común V:

$$\frac{m_M V_M}{g_c} + \frac{m_N V_N}{g_c} = \frac{(m_M + m_N)V}{g_c} \tag{5-43}$$

En esta ilustración se registra una pérdida de energía cinética debida al intercambio de cantidad de movimiento.

En el caso de fluidos que se desplazan con velocidad uniforme, la **ecuación de la cantidad de movimiento** es

$$F = w\,\Delta V/g_c = \rho q\,\Delta V/g_c \tag{5-44}$$

donde F = fuerza que actúa sobre el fluido, w = gasto de masa del flujo, ΔV = cambio de velocidad, ρ = densidad del fluido, q = gasto volumétrico del fluido, g_c = constante dimensional. Esta ecuación se aplica a varios problemas prácticos en las subsecciones siguientes.

Impacto de chorros sobre una placa Para un chorro abierto que choca contra una **placa plana oblicua y estacionaria** [Streeter, *op. cit.*, 1971, pp. 158-159], como se ilustra en la figura (5-24), la fuerza F que actúa en sentido normal a la placa está expresada por

$$F = \rho q V/g_c \operatorname{sen}\theta \tag{5-45}$$

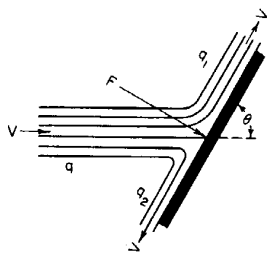


FIG. 5-24 Impacto del chorro sobre una placa plana oblicua estacionaria.

Esta fuerza es una cantidad vectorial, y sus componentes se determinan mediante una suma de vectores. La división del flujo está dada por

$$q_1 = (q/2)(1 + \cos\theta) \tag{5-46}$$

$$q_2 = (q/2)(1 - \cos\theta) \tag{5-47}$$

donde θ = ángulo de inclinación de la placa, y los demás símbolos son los que se citaron con anterioridad.

Las ecuaciones anteriores presuponen que no hay pérdida de energía (de este modo la velocidad debe mantenerse sin alteración alguna) y que la placa es lisa (por ende, no hay fuerza tangencial).

Para un impacto de chorro sobre una **placa plana normal y estacionaria**, $\theta = 90$ grados y

$$F = \rho q V/g_c \tag{5-48}$$

$$q_1 = q_2 = q/2 \tag{5-49}$$

Fuerzas ejercidas sobre codos Las fuerzas que ejerce un fluido en desplazamiento sobre un codo (Fig. 5-25) se calculan basándose en el balance de fuerzas del codo [Streeter, *op. cit.*, 1971, pp. 144-145; y Vennard y Street, *op. cit.*, p. 228]. Partiendo del balance de fuerza, debidas a la presión, el cambio de cantidad de movimiento y el peso en las direcciones x y y, las fuerzas F_x y F_y ejercidas **por el codo sobre el fluido en movimiento** son

$$F_x = p_1A_1 - p_2A_2\cos\theta + (\rho q/g_c)(V_1 - V_2\cos\theta) \tag{5-50}$$

$$F_y = \frac{Wg}{g_c} + \left(p_2A_2 + \frac{\rho q V_2}{g_c}\right)\operatorname{sen}\theta \tag{5-51}$$

donde F_x = fuerza en la dirección horizontal ejercida por el codo sobre el fluido en movimiento; F_y = fuerza en dirección vertical ejercida por el codo sobre el fluido en movimiento; p_1 = presión, A_1 = área, y V_1 = velocidad en la entrada del codo; p_2 = presión, A_2 = área, y V_2 = velocidad en la salida del codo; q = gasto volumétrico del fluido; ρ = densidad del fluido; g = aceleración local debida a la gravedad; g_c = constante dimensional; W = peso del fluido en el codo; y θ = ángulo subtendido por la salida.

Las fuerzas ejercidas por el **fluido en movimiento sobre el codo** son iguales y opuestas a las que se dan en las ecuaciones (5-50) y (5-51).

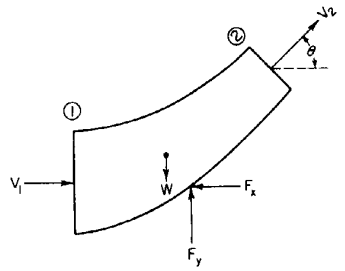


FIG. 5-25 Fuerzas ejercidas sobre un codo.

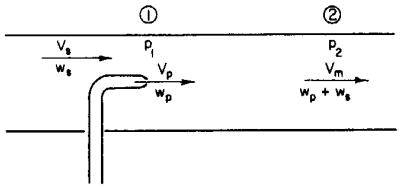


FIG. 5-26 Eyector de tubo de tiro.

Eyectores El eyector es un dispositivo en el que la energía cinética de un fluido (el primario) se utiliza para bombear otro (el secundario). El rendimiento de este dispositivo puede calcularse aplicando la ecuación de la cantidad de movimiento. El método se ilustrará por medio de un eyector de tubo con tiro (Fig. 5-26). El primario, que es un fluido de alta velocidad, entra en el punto 1 y se mezcla con el secundario, caracterizado por una velocidad baja; se supone que el mezclado se completa en el punto 2. Mediante este mezclado, una porción importante de la cantidad de movimiento del fluido primario se imparte al secundario, dando como resultado una presión estática en 2, mayor que en 1. Este aumento en la presión estática se produce igualando las fuerzas de presión y cantidad de movimiento a lo largo del tubo de tiro. En el caso de fluidos incompresibles, este aumento $p_2 - p_1$ está expresado por

$$(p_2 - p_1)g_cA = w_p(V_p - V_m) + w_s(V_s - V_m) \tag{5-52}$$

donde p_1 = presión en el plano 1, p_2 = presión en el plano 2, g_c = constante dimensional, A = área de la sección transversal del tubo, w_p = gasto masa del fluido y V_p = velocidad del fluido primario; w_s = gasto masa del fluido y V_s = velocidad del fluido secundario; V_m = velocidad de los fluidos combinados.

La aplicación de la ecuación de la cantidad de movimiento a eyectores de otros tipos se analiza en la obra de Lapple *et al. Fluid and Particle Mechanics*, cap. 5, University of Delaware, Newark, Del., 1951.

Comportamiento de un chorro Al abandonar una salida, un **chorro libre** arrastra el fluido circundante y se extiende. La cantidad de

movimiento del chorro se transfiere al fluido circundante atrapado y arrastrado. Se registra cierta pérdida en la cantidad de movimiento debido a la turbulencia y a los gradientes de presión estática en el chorro. Se considera que el chorro es libre cuando su área de sección transversal es menor que un quinto del área transversal total de flujo de la región por la que corre [Elrod, *Heat. Piping Air Cond.*, **26**(3), 149-155 (1954)].

En esta exposición se considera que un **chorro turbulento** es libre cuando su número de Reynolds es mayor de 2000. Se encontrará una explicación adicional sobre la relación entre el número de Reynolds y la turbulencia de chorros en Elrod (*loc. cit.*). Un chorro turbulento libre (Fig. 5-27) tiene cuatro regiones de flujo [Tuve, *Heat. Piping Air Cond.*, **25**(1), 181-191 (1953)]:

1. Región de establecimiento del flujo es una región corta cuya longitud es aproximadamente 5 diámetros de boquilla o alturas de ranura (para una ranura de anchura infinita). El fluido dentro del cono o núcleo de la misma longitud presenta una velocidad aproximadamente igual a la velocidad inicial de descarga.

2. Una región de transición que se extiende hasta más o menos 8 diámetros de boquilla, ligeramente menos para el caso de rendijas.

3. Región de flujo estabilizado es la principal región del chorro, que llega hasta aproximadamente 100 diámetros de boquilla o alrededor de 2000 alturas de rendija.

4. Una región terminal en donde la velocidad residual de la línea central o velocidad máxima, se reduce con gran rapidez dentro de una distancia corta. En el caso de chorros de aire, la velocidad residual disminuye a menos de 0.3 m/s (1 ft/s), que casi siempre se considera como aire en reposo.

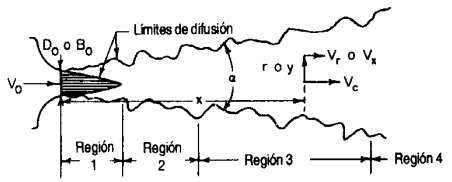


FIG. 5-27 Configuración de un chorro libre turbulento.

En la tabla 5-5 se dan las características de **chorros circulares de entrada redondeada** y de **chorros de ranura infinitamente ancha de entrada redondeada** (en donde la razón de aspecto o la razón de anchura a altura > 15). La información de la tabla corresponde a un sistema homogéneo de aire en condiciones isotérmicas, es decir, cuando el fluido del chorro y el fluido arrastrado son aire y están a la misma temperatura.

Witze [*Am. Inst. Aeronaut. Astronaut. J.*, **12**, 417-418 (1974)] proporciona ecuaciones para calcular el decaimiento de velocidad en línea central de diferentes tipos de chorros circulares libres subsónicos y supersónicos. La entrada de flujo en las cercanías de la región del establecimiento de flujo es menor que en la región establecida de flujo. [Véase Hill, *J. Fluid Mech.*, **51**, 773-779 (1972)]. Los datos de Donald y Singer [*Trans. Inst. Chem. Eng., (London)*, **37**, 255-267 (1959)] indican que el ángulo de chorro y los coeficientes de las ecuaciones dados en la tabla 5-5 dependen de los fluidos; para un sistema de agua, el ángulo de chorro de un chorro circular es 14 grados y la velocidad de arrastre es aproximadamente 70% de la que corresponde a un sistema de aire. No obstante, mientras no se disponga de datos más concluyentes, la tabla 5-5 puede utilizarse como guía para otros sistemas de fluidos. Además, se emplea la siguiente **nomenclatura**: B_0 = altura de la ranura, D_0 = diámetro de la abertura, q = gasto total del chorro a la distancia x, q_0 = gasto inicial del chorro, r = radio, V_c = velocidad del chorro en la línea central, V_0 = velocidad inicial del chorro, V_r = velocidad longitudinal en el radio r, V_x = velocidad longitudinal a la distancia y, x = distancia de la descarga del chorro, y = distancia de la línea central del chorro. Elrod (*op. cit.*) proporciona características para **chorros rectangulares** con varias relaciones de presentación.

TABLA 5-5 Características de un chorro libre turbulento
En donde tanto el fluido del chorro como el fluido arrastrado o atrapado son aire

Chorro circular de entrada redondeada
Distribución longitudinal de velocidad a lo largo de la línea central del chorro*†
$\frac{V_c}{V_0} = K\frac{D_0}{x}$ para $7 < \frac{x}{D_0} < 100$
$K = 5$ para $V_0 = 2.5$ a 5.0 m/s
$K = 6.2$ para $V_0 = 10$ a 50 m/s
Distribución radial de velocidad longitudinal†
$\log\left(\frac{V_c}{V_r}\right) = 40\left(\frac{r}{x}\right)^2$ para $7 < \frac{x}{D_0} < 100$
Angulo del chorro*†
$\alpha \simeq 20°$ para $\frac{x}{D_0} < 100$
Arrastre de fluido circundante‡
$\frac{q}{q_0} = 0.32\frac{x}{D_0}$ para $7 < \frac{x}{D_0} < 100$
Chorro de ranura de entrada redondeada, infinitamente ancha
Distribución longitudinal de la velocidad a lo largo de la línea central del chorro‡
$\frac{V_c}{V_0} = 2.28\left(\frac{B_0}{x}\right)^{0.5}$ para $5 < \frac{x}{B_0} < 2000$ y $V_0 = 12$ to 55 m/s
Distribución transversal de la velocidad longitudinal‡
$\log\left(\frac{V_c}{V_x}\right) = 18.4\left(\frac{y}{x}\right)^2$ para $5 < \frac{x}{B_0} < 2000$
Angulo del chorro‡
α es ligeramente mayor que la de un chorro circular
Arrastre del fluido circundante‡
$\frac{q}{q_0} = 0.62\left(\frac{x}{B_0}\right)^{0.5}$ para $5 < \frac{x}{B_0} < 2000$

*Nottage, Slaby y Gojsza, *Heat. Piping Air Cond.*, **24**(1), 165-176 (1952).
†Tuve, *Heat. Piping Air Cond.*, **25**(1), 181-191 (1953).
‡Albertson, Dai, Jensen y Rouse, *Trans. Am. Soc. Civil Eng.*, **115**, 639-664

Las características de los **chorros de ranura** que se descargan hacia un fluido circundante en movimiento fueron presentados por Weinstein, Osterle y Forstall [*J. Appl. Mech.*, **23**, 437-443 (1956)], y Bradbury y Riley [*J. Fluid Mech.*, **27**, part 2, 381-394 (1967)]. Forstall y Shapiro [*J. Appl. Mech.*, **17**, 399-408 (1950)], analizaron las características de los **chorros coaxiales**, y las de los **chorros dobles concéntricos** fueron definidas por Chigier y Beer [*J. Basic Eng.*, **86**, 797-804 (1964)]. El comportamiento de los **chorros axisimétricos confinados** ha sido descrito por Barchilon y Curtet [*J. Basic. Eng.*, **86**, 777-787 (1964)].

Los **gradientes de densidad** afectan la velocidad de diseminación de un chorro libre de una sola fase. Cuando un chorro tiene una densidad menor que la del medio, se disemina con mayor rapidez que cuando tiene la misma densidad que éste y, por el contrario, un chorro de mayor densidad que el medio se difunde con menor rapidez. Se encontrarán detalles más amplios al respecto en los escritos de Keagy y Weller (*Proc. Heat Transfer Fluid Mech. Inst., ASME*, June 22-24, 1949, pp. 89-98) y Cleeves y Boelter [*Chem. Eng. Prog.*, **43**, 123-134 (1947)].

Chorros laminares. Se tienen muy pocos datos experimentales sobre chorros laminares [véase Gutfinger y Shinnar, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **10**, 631-639 (1964)]. Hay análisis teóricos sobre distribuciones de velocidad y velocidades de arrastre que el lector puede consultar [véase Schlichting, *Boundary-Layer Theory*, 7th ed., pp. 179-183,

230-234, McGraw-Hill, New York, 1979 y Morton, *Phys. Fluids*, **10**, 2120-2127 (1967)].

Los análisis teóricos de flujo de chorros para **fluidos no newtonianos** del tipo ley de potencias han sido proporcionados por Vlachopoulos y Stournaras [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **21**, 385-388 (1975)], Mitwally [*J. Fluids Eng.*, **100**, 363 (1978)] y Sridhar y Rankin [*J. Fluids Eng.*, **100**, 500 (1978)].

FLUJO EN TUBERÍAS Y CANALES

Distribución de velocidad: tuberías circulares En el caso de **flujos laminares** en tuberías circulares, el patrón de velocidad tiene forma parabólica con una velocidad máxima en el centro e igual a dos veces la velocidad promedio V. La velocidad local u en cualquier punto de la sección transversal está expresada por

$$\frac{u}{V} = 2\left(1 - \frac{r^2}{r_w^2}\right) \tag{5-53}$$

donde r = radio en el punto en cuestión y r_w = radio de la tubería. Véase Knudsen y Katz, *op. cit.*, p. 86.

La **distribución del tiempo de residencia** correspondiente a un **flujo laminar** se expresa como sigue

$$F(\theta) = 1 - \frac{1}{4}\left(\frac{\theta_{\text{prom}}}{\theta}\right)^2 \quad \text{para } \frac{\theta_{\text{prom}}}{\theta} < 2 \tag{5-54}$$

donde $F(\theta)$ = fracción del material que está dentro del sistema durante un tiempo menor que θ; θ_{prom} = tiempo de residencia promedio dentro del sistema. Véase Danckwerts, *Chem. Eng. Sci.*, **2**, 1-12 (February 1953).

La distribución del tiempo de resistencia en grandes líneas de transferencia se puede alterar favorablemente insertando uno o más **inversores de flujo** en la línea de transferencia. Cada uno de estos inversores tiene la función de dividir el flujo cuando menos en dos corrientes y transponer las corrientes durante el flujo a través del inversor [véase Boucher y Sakiadis, "Fluid Flow Inverter", U.S. Patent 3, 128, 794, 1964; y Nauman, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **25**, 246-258 (1979)].

Ruthven [*Chem. Eng. Sci.*, **26**, 1113-1121 (1971); *Chem. Eng. Sci.*, **33**, 628-629 (1978)] ofrece una distribución de tiempo de residencia teóricamente derivada para flujos laminares en **tuberías en serpentines helicoidales**; esta distribución está dada por

$$F(\theta) = 1 - \tfrac{1}{4}(\theta_{\text{prom}}/\theta)^{2.81} \quad \text{para} \quad 0.50 < (\theta_{\text{prom}}/\theta) < 1.63 \tag{5-55}$$

Trivedi y Vasudeva [*Chem. Eng. Sci.*, **29**, 2291-2295 (1974)] confirmaron esta relación para $0.6 < N_{\text{De}} < 6$ y para $0.0036 < D/D_c < 0.097$, donde $N_{\text{De}} = N_{\text{Re}}\sqrt{D/D_c}$ = número de Dean, adimensional; N_{Re} = número de Reynolds, adimensional; D = diámetro de la tubería; y D_c = diámetro del serpentín. Saxena y Nigam [*Chem. Eng. Sci.*, **34**, 425-426 (1979)] efectuaron mediciones que muestran la distribución de flujo para $N_{\text{De}} > 1$. La distribución del tiempo de residencia para serpentines helicoidales es más limitada que para tuberías circulares rectas.

En la región de transición (N_{Re} de 2000 a 3000), el perfil de velocidad se hace más agudo y la razón $V/u_{\text{máx}}$ aumenta (véase la Fig. 5-14). Patel y Head [*J. Fluid Mech.*, **38**, part 1, 181-201 (1969)] presentaron curvas de perfiles de velocidad para flujos en tuberías lisas, con números de Reynolds que corresponden a una gama aproximada de 1500 a 10 000. Para números de Reynolds mayores, el flujo es comúnmente turbulento y el perfil de velocidad en **tuberías con paredes lisas** se caracteriza por una capa laminar limítrofe ($y^+ < 5$), un núcleo turbulento ($y^+ > 30$), y una capa amortiguadora entre ambos. La velocidad local está dada por las siguientes relaciones:

Para la capa límite laminar,

$$u^+ = y^+ \qquad \text{para } y^+ < 5 \tag{5-56a}$$

Para la capa amortiguadora,

$$u^+ = -3.05 + 5.00 \ln y^+ \qquad \text{para } 5 < y^+ < 30 \tag{5-56b}$$

Para el núcleo turbulento,

$$u^+ = 5.5 + 2.5 \ln y^+ \qquad \text{para } y^+ > 30 \tag{5-56c}$$

Para **tuberías de paredes ásperas**, la velocidad local en el núcleo turbulento se expresa como sigue

$$u^+ = 8.5 + 2.5 \ln y/\varepsilon \qquad \text{para } y^+ > 30 \tag{5-56d}$$

donde $u^+ = u/u^*$; u = velocidad local, a la distancia y desde la pared de la tubería; u^* = velocidad de fricción ($\sqrt{\tau_0 g_c/\rho}$); τ_0 = esfuerzo cortante de la pared ($D\,\Delta p/\Delta L$); g_c = constante dimensional; ρ = densidad del fluido; Δp = caída de la presión; D = diámetro interno de la tubería; L = longitud de la tubería; $y^+ = yu^*\rho/\mu$, adimensional; μ = viscosidad del fluido; y ε = altura de la aspereza de la pared. Se encontrarán detalles más amplios al respecto en Knudsen y Katz, *op. cit.*, pp. 154-169; y Cremer y Davies, *op. cit.*, vol. 4, p. 401.

Danckwerts, *loc. cit.*, incluye algunas ecuaciones que describen la distribución del tiempo de residencia para **flujos turbulentos** en tuberías.

Distribución de velocidad: otras formas Para perfiles de velocidad en condiciones de flujo laminar y turbulento en anillos, entre planos paralelos infinitos y en otras secciones transversales de tipo no circular, véanse los escritos de Knudsen y Katz, *op. cit.*; Purday, *Mechanics of Viscous Flow*, chap. II, Dover, New York, 1949; Rouse, *Advanced Mechanics of Fluids*, p. 219, Wiley, New York, 1959; Goldstein, *Modern Developments in Fluid Dynamics*, vol. 2, pp. 359-360, Oxford, London, 1938.

Straub, Silberman y Nelson [*Trans. Am. Soc. Civ. Eng.*, **123**, 685-714 (1958)] presentaron ecuaciones analíticamente derivadas para **flujos laminares** que pasan por una variedad de secciones transversales de **canales abiertos**, incluyendo las formas semicirculares, rectangulares, triangulares y elípticas, así como secciones transversales trapezoidales.

Straub *et al.* presentaron también perfiles de velocidad determinados en forma experimental para **flujos turbulentos** en artesas triangulares. O'Brien y Hickox, *Applied Fluid Mechanics*, pp. 268-270, McGraw-Hill, New York, 1937; y Chow, *Open Channel Hydraulics*, pp. 24-29, McGraw-Hill, New York, 1959, presentaron perfiles para canales con diversas secciones transversales.

Distribución del tiempo de residencia Depósitos de procesos Levenspiel y Bischoff presentan un amplio análisis de la distribución del tiempo de residencia y la dispersión en una variedad de depósitos de procesos típicos en una obra ("Patterns of Flow in Chemical Process Vessels" en Drew, Hoopes, y Vermeulen, *Advances in Chemical Engineering*, vol. 4, Academic, New York, 1963). Stokes y Nauman se ocupan del caso de varios tanques agitados conectados en serie [*Can. J. Chem. Eng.*, **48**, 723-725 (1970)]. Información sobre el tiempo de residencia y el mezclado de fluidos en artesas o tamiz a escala comercial fue presentada por Bell [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **18**, 498-505 (1972)].

Flujo incompresible El flujo se considerará como incompresible si **1)** la sustancia en movimiento es un líquido o **2)** si se trata de un gas cuya densidad cambia dentro del sistema en un valor no mayor de 10%. En este caso, si se utiliza la densidad de entrada, el error resultante en la caída de presión calculada no sobrepasará por lo común los límites de incertidumbre del factor de fricción. En el caso de grandes cambios en la densidad del fluido, p. ej., gases con caídas de presión más grandes, conviene aplicar los métodos más exactos que se describen en la sección "Flujo compresible".

Fórmulas y métodos generales El problema de encontrar una de las tres cantidades -velocidad de descarga, tamaño del canal y pérdida de presión o carga- cuando se dan las otras dos, se resuelve sustituyendo los datos del problema en un modelo adecuado del balance de energía mecánica (véase la subsección "Balance de Energía") después de

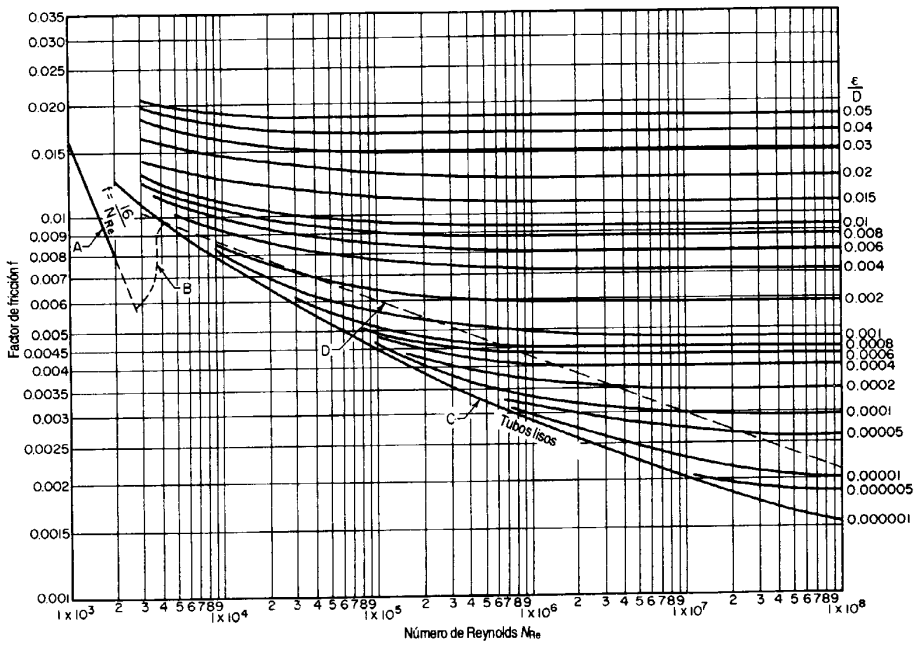


FIG. 5-28 Factores de fricción de Fanning. Número de Reynolds $N_{Re} = DV\rho/\mu$, donde D = diámetro de la tubería; V = velocidad, ρ = densidad del fluido, y μ = viscosidad del fluido. [Basado en Moody. *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **66**, 671 (1944).]

evaluar el término F, o sea, la pérdida de energía mecánica por fricción. A continuación se estudia la porción de F que se origina por la fricción dentro del canal apropiado. La porción debida a aditamentos, codos y elementos de esa índole, que con frecuencia constituye una parte importante de la fricción, se estudia en la subsección "Pérdidas de presión diversas".

Tuberías circulares La **ecuación de Fanning** o **Darcy** (ecuación 5-57) para flujo estacionario en **tuberías circulares** uniformes que corren llenas de líquido en **condiciones isotérmicas**

$$F = \left(\frac{4fL}{D}\right)\frac{V^2}{2g_c} = \left(\frac{4fL}{D}\right)h_v = \left(\frac{4fL}{D}\right)\frac{G^2}{2g_c\rho^2} = \frac{32fLw^2}{\pi^2\rho^2 g_c D^5} = \frac{32fLq^2}{\pi^2 g_c D^5} \qquad (5\text{-}57)$$

expresa la pérdida por fricción F en energía específica, donde D = diámetro del conducto; L = longitud del conducto; ρ = densidad del fluido; V = velocidad del fluido; h_v = carga de velocidad ($V^2/2g_c$); G = velocidad de masa; w = gasto en peso del fluido; q = gasto volumétrico del fluido; g_c = constante dimensional; f = **factor de fricción de Fanning** (véase a continuación), que carece de dimensiones. La caída de presión debida a la presión es $\Delta p = F\rho$.

El **factor de fricción de Fanning** f es una función del número de Reynolds N_{Re} y la aspereza de la superficie interna del canal, ε. Una correlación que se utiliza con mucha frecuencia [Moody, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **66**, 671-684 (1944)], como se ilustra en la figura 5-28, es una gráfica del factor de fricción de Fanning en función del número de Reynolds y la aspereza relativa ε/D donde ε = aspereza de la superficie, D = diámetro interno de la tubería. En la tabla 5-6 se presentan valores de ε para varios materiales.

La gráfica de la figura 5-28 para flujo turbulento $N_{Re} > 3000$ se representa por medio de la ecuación de Colebrook [Colebrook, *J. Inst. Civ. Eng.* (*London*), **11**, 133-156 (1938-1939)]

$$1/\sqrt{f} = -4\log(\varepsilon/3.7D + 1.256/N_{Re}\sqrt{f}) \qquad (5\text{-}58)$$

La ecuación (5-58) se reduce a la ecuación de Prandtl, cuando $\varepsilon/D = 0$:

$$1/\sqrt{f} = -4\log(1.256/N_{Re}\sqrt{f}) \qquad (5\text{-}59)$$

La **curva** C de la figura 5-28, aplicada en tuberías rugosas, representa la ecuación de von Kármán

$$1/\sqrt{f} = -4\log(\varepsilon/3.7D) \qquad (5\text{-}60)$$

(véase Schlichting, *Boundary-Layer Theory*, 7th ed., McGraw-Hill, New York, 1979, pp. 609-612, 620-623). Cuando se tiene especificada la velocidad de flujo, el factor de fricción puede ser calculado mediante la ecuación

$$1/\sqrt{f} = 3.60\log(N_{Re}/7) \qquad (5\text{-}61)$$

[Churchill, *Chem. Eng.*, **84**(24), 91-92, 1977] o para $N_{Re} \le 10^5$ mediante la ecuación de Blasius:

$$f = 0.0791/N_{Re}^{1/4} \qquad (5\text{-}62)$$

(véase Schlichting, *loc. cit.*, pp. 596-600).

TABLA 5-6 Valores de aspereza superficial para varios materiales*

Material	Aspereza de superficie ε, mm
Tubos estirados (latón, plomo, vidrio y similares)	0.00152
Acero comercial o hierro	0.0457
Hierro fundido asfaltado	0.122
Hierro galvanizado	0.152
Hierro fundido	0.259
Duelas de madera	0.183–0.914
Concreto	0.305–3.05
Acero remachado	0.914–9.14

*Moody, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.* **66**, 671-684 (1944); *Mech. Eng.* **69**, 1005-1006 (1947). King y Brater, *Handbook of Hydraulics*, 6a. ed. pp. 6-12 y 6-13, McGraw-Hill, New York, 1976, presentan valores adicionales ε para varios tipos o condiciones, de concreto, hierro forjado, acero soldado, acero remachado y tuberías de metal corrugado. Para convertir milímetros a ft, multiplicar por 3.281×10^{-3}.

La **curva B** en la figura 5-28 representa la región de transición entre los flujos laminar y turbulento.

La sustitución de la ecuación para la **curva A**, figura 5-28, en la ecuación (5-57), da la ley de Poiseuille para flujos laminares ($N_{Re} \leq 2000$); véase la tabla 5-10. Nótese que el número de Reynolds crítico de 2000 no representa el límite más bajo en el que ocurre la transición natural de flujo laminar a turbulento. En realidad, representa un límite en que el flujo turbulento puede ser mantenido en una tubería muy larga. Debe tenerse sumo cuidado cuando los valores f se tomen de las diversas publicaciones, porque en algunas ocasiones se utiliza el mismo nombre y símbolo para denotar diferentes significados de f como se expresa en la figura 5-28.

Para **flujo turbulento**, $N_{Re} > 3000$, se han desarrollado las ecuaciones siguientes, explícitas en las incógnitas. Para el cálculo del **gasto**,

$$q/D^2\sqrt{gDS_f} = -\pi/\sqrt{2}\,\log\,(\varepsilon/3.7D + 1.78\nu/D\sqrt{gDS_f}) \quad (5\text{-}63)$$

donde S_f = altura de la carga de fluido perdida por unidad de longitud de ducto ($\Delta p\, g_c/\rho g L$), adimensional; ν = viscosidad cinemática; g = aceleración local debida a la gravedad; g_c = constante dimensional; y otros símbolos de la ecuación (5-63) se obtienen combinando las ecuaciones (5-58) y (5-57). Churchill [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **19**, 375-376 (1973)]; y Swamee y Jain [*Proc. Am. Soc. Civ. Eng., J. Hydraul. Div.*, **102**(HY5), 657-664 (1976)]. Para el cálculo de la **caída de presión** debida a la fricción, se cuenta con la ecuación

$$\frac{D^5 g S_f}{q^2} = \frac{0.203}{\left[\log\left(\dfrac{\varepsilon}{3.7D} + \dfrac{5.74}{N_{Re}^{0.9}}\right)\right]^2} \quad (5\text{-}64)$$

con los símbolos como se especificaron anteriormente (Churchill, *loc. cit.*; y Swamee y Jain, *loc. cit.*). El error introducido al aplicar la ecuación (5-64) es menor de ± 1% para el intervalo $(5)(10^3) \leq N_{Re} \leq 10^8$, $10^{-6} \leq \varepsilon/D \leq 10^2$ (Swamee y Jain, *loc. cit.*).

Para el cálculo del **diámetro del ducto** se tiene la ecuación

$$\frac{D^5 g S_f}{q^2} = 0.125\left[\left(\frac{\varepsilon^5 g S_f}{q^2}\right)^{0.25} + \left(\frac{\nu^5}{q^3 g S_f}\right)^{0.20}\right]^{0.20} \quad (5\text{-}65)$$

donde los símbolos tienen el mismo significado dado antes. El error que se tiene al aplicar la ecuación (5-65) es menor que ± 2% para el intervalo $(3)(10^3) \leq N_{Re} \leq (3)(10^8)$, $(2)(10^{-6}) \leq \varepsilon/D \leq (2)(10^2)$. (Véase Swammee y Jain, *loc. cit.*). La **curva D** de la figura 5-28 se representa por la ecuación

$$f = 0.04/N_{Re}^{0.16} \quad (5\text{-}66)$$

destinada a utilizarse en problemas de diseño de plantas, donde no se requiere una alta exactitud en los cálculos. Los resultados que se obtienen son conservadores, pero adecuados para tuberías comerciales con flujo turbulento [Genereaux, *Chem. Metall. Eng.*, **44**, 241-248 (1937)]. Arnold [*Chem. Eng.*, **66**(11), 103-106 (1959)] ha diseñado un **nomograma** para determinar la caída de presión, tomando en cuenta la rugosidad de la superficie de la tubería, y otro nomograma para determinar la velocidad de flujo o el tamaño de la tubería cuando se conoce la caída de presión.

Para **verificaciones** o **estimaciones aproximadas**, el concepto carga de velocidad [Lapple, *Chem. Eng.*, **56**(5), 96-104 (1949)] puede aplicarse a la primera de las dos formas de la ecuación (5-57). La carga de velocidad es $V^2/2g_c = h_v$, y el número de pérdidas de carga de velocidad en una tubería recta es $4fL/D$. En la tabla 5-7 se dan valores típicos de h_v y L/D para una pérdida de carga de velocidad.

Canales no circulares Cuando se trata de **ductos cuya sección transversal no es circular** o **canales abiertos** donde la variación en profundidad es despreciable, además de tener **flujo turbulento**, es posible aplicar las primeras tres formas de la ecuación (5-57) si se sustituye D por el diámetro hidráulico (4 veces el radio hidráulico, $4R_H$). En la tabla 5-8 se proporcionan valores de R_H para algunas de las secciones transversales más comunes. Para flujo en **anillo**, los factores de fricción basados en el diámetro hidráulico pueden ser de 5 a 10% mayores que para esa tubería; véase Brighton y Jones, *J. Basic Eng.*, **86**, 835-842 (1964); Okiishi y Serovy, *J. Basic Eng.*, **89**, 823-836 (1967); y Lawn y Elliott, *J. Mech. Eng. Sci.*, **14**, 195-204 (1972).

Para el flujo turbulento de mercurio en anillo, véase Dwyer, Hlavac y Nimmo, *J. Fluids Eng.*, **98**, 113-116 (1976). El factor de fricción para fluidos en flujo turbulento en **ductos rectangulares lisos con relación muy grande entre los lados del rectángulo** se calcula mediante la ecuación

$$f = 0.0868/N_{Re}^{1/4} \quad (5\text{-}67)$$

para el intervalo $(1.2)(10^4) < N_{Re} < (1.2)(10^6)$, donde N_{Re} está basado en el diámetro hidráulico [Dean, *J. Fluids Eng.*, **100**, 215-223 (1978)]. Para flujo turbulento a través de canales rectos de sección transversal no circular existen flujos secundarios que pueden aumentar la pérdida de fricción, comparándola con una tubería, para un mismo N_{Re}. Para flujo turbulento en **ductos rectangulares lisos**, el factor de fricción se incrementa al aumentar la relación entre los lados del rectángulo. Es posible obtener factores de fricción más exactos utilizando un número de Reynolds modificado:

$$(N_{Re})_{mod} = F_1 N_{Re} \quad (5\text{-}68)$$

TABLA 5-7 Valores aproximados de carga de velocidad y longitud de tubería equivalente a una pérdida de carga de velocidad*

Fluido	Velocidad del fluido en m/s	Carga de velocidad, diversas unidades
Cualquier fluido	3	4.5 (N·m)/kg
Agua	3	4.5 kPa
	6	18.0 kPa
Aire (40°C, 101.3 kPa)	15	13.0 mm agua
	30	52.0 mm agua

*Longitud de tubería equivalente a una pérdida de carga de velocidad

Fluido	L/D
Agua	45 (f = 0.0055)
Aire	55 (f = 0.0045)

Para convertir newton-metro por kilogramo en ft de fluido en circulación, multiplíquese por 0.33455. Para convertir pascales en libras-fuerza por pulgada cuadrada, multiplíquese por $(1.4504)(10^{-4})$.

en lugar de N_{Re}, que es el número de Reynolds basado en el diámetro hidráulico, donde

$$F_1 \simeq \tfrac{3}{4} + \tfrac{1}{4}b/a(2 - b/a) \tag{5-69}$$

y a/b es la relación de lados del rectángulo (ancho-alto) [Jones, *J. Fluids Eng.*, **98**, 173-181 (1976)]. Los factores de fricción para flujo turbulento a través de **canales elípticos** cuya relación es 1.5:1 y 2:1 son 8 y 13% más grandes que para una tubería [Cain y Duffy, *Int. J. Mech. Sci.*, **13**, 451-459 (1971)]. Los factores de fricción para flujo turbulento en **ductos triangulares** son menores que para tuberías. Véase Carlson e Irvine, *J. Heat Transfer*, **83**, 441-444 (1961); y Aly, Trupp y Gerrard [*J. Fluid Mech.*, **85**, 57-83 (1978)]. Rehme [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **16**, 933-950 (1973)] y Malak, Hejna y Schmid [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **18**, 139-149 (1975)] han desarrollado ecuaciones para predecir los factores de fricción para flujo turbulento en **canales rectos de forma compleja**, derivados del flujo laminar en los mismos canales. Knudsen y Katz, *op. cit.*, pp. 193-205, proporcionan factores de fricción para **anillos** de diversas formas donde **anillo** y **tubo interno** son excéntricos. Rehme [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **15**, 2499-2517 (1972)] determinó la pérdida de fricción en flujo turbulento a lo largo de **barras paralelas en arreglo hexagonal**, en canales hexagonales. Los factores de fricción, calculados con diámetro hidráulico, varían desde 0.6 del valor de la tubería, para un empaque máximo de varillas, hasta 1.1 del valor de la tubería para barras igualmente espaciadas.

Los detalles para la **transición de flujo laminar a turbulento**, varían con la geometría del ducto. En ductos rectangulares, el número de Reynolds basado en el diámetro hidráulico varía de 1900 a 2800 en dicha transición [Hanks y Ruo, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **5**, 558-561 (1966)]. El flujo laminar puede subsistir para $N_{Re} \sim 14\,000$ reduciendo la turbulencia a la entrada del ducto; véase Karnitz, Potter y Smith, *J. Fluids Eng.*, **96**, 384-388 (1974); y Nishioka, Iida e Ichikawa, *J. Fluids Mech.*, **72**, 731-751 (1975); para ductos triangulares, la transición empieza en N_{Re} de 1600 a 1800; véanse Cope y Hanks, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **11**, 106-117 (1972); y Bandopadhayay y Hindwood, *J. Fluid Mech.*, **59**, 755-783 (1973).

TABLA 5-8 Valores de radios hidráulicos R_H para varias secciones transversales

$R_H = \dfrac{\text{área transversal de la corriente}}{\text{perímetro mojado}}$; diámetro hidráulico $= 4R_H$

Forma de la sección transversal	R_H
Tuberías y conductos con caudal completo:	
Círculo, diám. $= D$	$D/4$
Espacio anular, diám. interno $= d$, diám. externo $= D$	$(D-d)/4$
Cuadrado, lado $= D$	$D/4$
Rectángulo, lados a, b	$ab/[2(a+b)]$
Triángulo equilátero, lado $= a$	$a/4\sqrt{3}$
Elipse, eje mayor $= 2a$, eje menor $= 2b$	$ab/[K(a+b)]$*
Canales abiertos o conductos parcialmente llenos	
Rectángulo, profundidad $= y$, anchura $= b$	$by/(b+2y)$
Semicírculo, superficie libre sobre un diámetro, D	$D/4$
Corriente ancha y poco profunda sobre placa plana, profundidad $= y$	y
Artesa triangular, $\angle = 90°$, vertical de la bisectriz, profundidad $= y$, profundidad inclinada $= d$	$d/4 = y/2\sqrt{2}$
Trapezoide (profundidad $= y$, anchura de la base $= b$):	$y\left(\dfrac{b+y/\sqrt{3}}{b+4y/\sqrt{3}}\right)$
Pendiente lateral 60° de la horizontal	
Pendiente lateral, 45°	$(yb+y^2)/(b+2\sqrt{2}y)$
Película (espesor $= t$) sobre la pared de una torre de pared húmeda vertical de diámetro $= D$	$t - t^2/D = t$ (aprox.)

* Valores de K. Si $S = (a-b)/(a+b)$

S =	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0
K =	1.002	1.010	1.023	1.040	1.064	1.092	0.127	1.168	1.216	1.273

En la **región de flujo laminar**, para **ductos de caudal completo**, deberán aplicarse las fórmulas que aparecen en la tabla 5-10. Estas fórmulas no incluyen correcciones finales. La caída de presión $p_1 - p_2$ es la que se mide entre las formas de presión estática que tienen una separación de L m (ft), en la pared de un conducto continuo, cuando se permite la distancia suficiente entre la toma de presión de la entrada y la de corriente arriba con el fin de asegurar la existencia de la distribución de velocidad normal en el segundo punto (véase la subsección "Pérdidas por contracción y entrada"). Cuando se trata de tubos cortos, estas fórmulas darán resultados muy incorrectos si la caída de presión se mide entre los depósitos terminales sin aplicar correcciones finales. Esas correcciones se explican con mayor amplitud en la subsección "Pérdidas por enganchamiento y salida". Shah y London (*Laminar Flow Forced Convection in Ducts*, Academic, New York, 1978) han compilado los resultados de extensas investigaciones analíticas sobre flujo laminar en ductos.

Para información de flujo laminar y turbulento de gases a través de **grietas** o **rendijas**, véase Button, Grogan, Chivers y Manning, *J. Fluids Eng.*, **100**, 453-458 (1978). Los líquidos de baja viscosidad que fluyen en ductos de 0.001 mm (0.00004 in) de diámetro o **microaberturas**, con bajo N_{Re} y $L/D \geq 400$, obedecen generalmente la ley de Poiseuille, excepto cuando la caída de presión es baja en pequeñas microaberturas [Hedley, Olt, Holboke y Wurstner, *J. Rheol.*, **22**, 91-112 (1978)].

Fluidos no newtonianos Mediante una gráfica de $D\,\Delta p/4L$ contra $8V/D$ es posible determinar la caída de presión debida a la fricción para el **flujo laminar de fluidos no newtonianos** en tuberías circulares. En la figura 5-29 se muestra una curva de flujo típica en coordenadas aritméticas. $D\,\Delta p/4L$ es el esfuerzo cortante τ_w y $8V/D$ es la relación unívoca para la razón de corte en la pared, donde D = diámetro de la tubería, Δp = caída de presión, L = longitud de la tubería y V = velocidad. La curva de flujo se determina en pruebas de laboratorio o a pequeña escala con el fluido no newtoniano específico.

En la **región laminar**, la curva (Fig. 5-29) es independiente del diámetro de la tubería en el caso de fluidos no newtonianos independientes del tiempo. Si el fluido depende del tiempo, se obtendrá una curva por separado para cada diámetro y longitud de tubería. Para mayores detalles, véase Alves, Boucher y Pigford, *Chem. Eng. Prog.*, **48**, 385-393 (1952); Skelland, *Non-Newtonian Flow and Heat Transfer* Wiley, New York, 1967, pp. 157-179.

Para **plásticos tipo Bingham**, se tiene la curva típica que aparece en la figura 5-30. La ecuación teórica del flujo [véase Caldwell y Babbitt, *Ind. Eng. Chem.*, **33**, 249-256 (1941)] es

$$\frac{8V}{D} = \frac{g_c \tau_w}{\eta}\left[1 - \frac{4}{3}\frac{\tau_y}{\tau_w} + \frac{1}{3}\left(\frac{\tau_y}{\tau_w}\right)^4\right] \tag{5-70}$$

Si $(\tau_y/\tau_w)^4$ es relativamente pequeña, p. ej., en caso de esfuerzos cortantes grandes o caídas de presión, la ecuación (5-70) puede ser aproximada por

$$\frac{8V}{D} = \frac{g_c}{\eta}\left(\tau_w - \frac{4}{3}\tau_y\right) \tag{5-71}$$

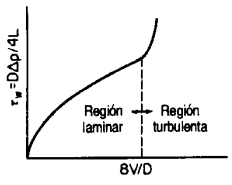


FIG. 5-29 Curva de flujo general.

El error causado al omitir el último término de la ecuación (5-70) es inferior al 2% para τ_y/τ_w menor de 0.4. La viscosidad aparente μ_a se obtiene al introducir la ecuación (5-71) en la ecuación de Poiseuille,

$$\mu_a = (g_c\tau_y D/6V) + \eta \tag{5-72}$$

En estas ecuaciones, D = diámetro interno de la tubería, g_c = constante dimensional, L = longitud de la tubería, Δp = caída de presión estática, V = velocidad, η = viscosidad plástica, μ_a = viscosidad aparente, τ_w = esfuerzo cortante en la pared = $D\,\Delta p/4L$, y τ_y = esfuerzo de cedencia.

Para aquellos fluidos a los que se aplica la **ley de potencia** sirve la ecuación (5-73).

$$D\,\Delta p/4L = K'(8V/D)^{n'} \tag{5-73}$$

donde

$$K' = K\left(\frac{3n'+1}{4n'}\right)^{n'} \tag{5-74}$$

$$n' = \frac{d[\ln (D\,\Delta p/4L)]}{d[\ln (8V/D)]} = n \tag{5-75}$$

$$\left(-\frac{du}{dr}\right)_w = \left(\frac{3n'+1}{4n'}\right)\left(\frac{8V}{D}\right) \tag{5-76}$$

n' = exponente de la ley de potencia, pendiente de la línea de la gráfica de $D\,\Delta p/4L$ contra $8V/D$ en coordenadas logarítmicas; $(-du/dr)_w$ = razón del esfuerzo cortante en la pared, 1/s; K' = constante, $(N\cdot s^{n'})/m^2[lbf\cdot s^{n'})/ft^2]$; los otros símbolos se definen en la ecuación (5-72). Si $n' = 1$, el fluido será newtoniano; si $n' < 1$ se tratará de un fluido seudoplástico o plástico de Bingham; y cuando $n' > 1$, el fluido será dilatante. K' es el valor de $D\,\Delta p/4L$ para $8V/D = 1$. Para fluidos newtonianos, $K' = \mu/g_c$.

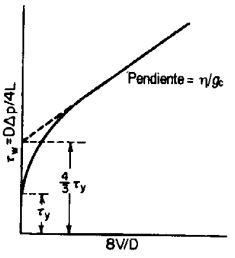


FIG. 5-30 Curva para un flujo plástico de Bingham.

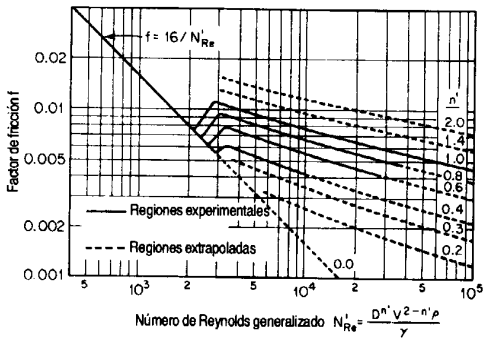


FIG. 5-31 Factores de fricción de Fanning para flujos no newtonianos [Dodge y Metzner, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **5**, 189 (1959).]

El **límite de flujo laminar constante o estable** se toma comúnmente como $N'_{Re_c} = 2100$, donde

$$N'_{Re} = \text{número de Reynolds generalizado} = D^{n'}V^{2-n'}\rho/\gamma \tag{5-77}$$

$$\gamma = g_c K' 8^{n'-1} \tag{5-78}$$

o bien, $N_{Re} = DV\rho/\mu_a = 2100$ para plásticos de Bingham (5-79)

donde ρ = densidad; los demás símbolos son como se definieron en la ecuación (5-72). Se encontrarán detalles adicionales en Skelland, *op. cit.*, pp. 226-233.

En **flujos turbulentos**, la curva (Fig. 5-29) se interrumpe. El punto de interrupción será diferente para distintos diámetros de tubería. Para predecir la caída de presión del flujo turbulento de fluidos no newtonianos independientes del tiempo, el factor de fricción de Fanning se obtiene de la figura 5-31 aplicando el número generalizado de Reynolds. Skelland, *op. cit.*, pp. 180-239 se ocupa más ampliamente de este tema. Para fluidos que se comportan como plásticos de Bingham, $n' \cong 1$ en flujo turbulento, la caída de presión puede predecirse a partir de la correlación de fricción de Fanning para fluidos newtonianos, utilizando para la viscosidad del fluido la viscosidad conocida del plástico, η [Barry, *J. Inst. Pet. (London)*, **57**, 74-85 (1971)].

Se puede lograr una **reducción de la pérdida por fricción en flujos turbulentos** de líquidos newtonianos, agregando polímeros solubles de alto peso molecular en concentraciones extremadamente reducidas. En estos sistemas, el acuerdo general es que el comportamiento de reducción de arrastre se asocia con la naturaleza viscoelástica de las soluciones en la región de corte, cercana a la pared. Es necesario un polímero de peso molecular mínimo para iniciar la reducción de arrastre con un flujo específico. Existe una concentración crítica por encima de la cual no ocurre la reducción de arrastre [Kim, Little y Ting., *J. Colloid Interface Sci.*, **47**, 530-535 (1974)]. La reducción de arrastre en soluciones poliméricas es revisada por Hoyt [*J. Basic Eng.*, **94**, 258-285 (1972)], Little *et al.* [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **14**, 283-296 (1975)] y Virk [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **21**, 625-656 (1975)] para determinar la reducción de arrastre máximo en tubería lisa se aplica la siguiente ecuación

$$1/\sqrt{f} = -19\log(50.73/N_{Re}\sqrt{f}) \tag{5-80}$$

o aproximadamente

$$f = 0.58/N_{Re}^{0.56} \tag{5-81}$$

para $4000 < N_{Re} < 40\,000$, donde f = factor de fricción de Fanning, adimensional; y N_{Re} = número de Reynolds en la tubería. El arrastre real, abajo del máximo, depende del sistema polimérico que se analiza. Para mayores detalles sobre este aspecto, véase Virk, *loc. cit.*

Para flujo laminar de fluidos, que se comportan de acuerdo con la ley de potencia, en **canales rectangulares**, cuya relación ancho-altura es muy grande (véase Skelland, *loc. cit.*), se tiene la expresión

$$b\,\Delta p/2L = K(2n + 1/3n)^n(6q/b^2a)^n \tag{5-82}$$

donde b = altura del canal, a = ancho del canal, y K, n = constantes del material [véanse ecuaciones. (5-74) y (5-75)]. Para otros canales rectangulares, véase Schechter, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7**, 445-448 (1961); y Wheeler y Wissler, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **11**, 207-212; 212-216 (1965). Para **canales anulares** (Bird, Armstrong y Hassager, *Dynamics of Polimeric Liquids*, vol. 1: *Fluid Mechanics*, Wiley, New York, 1977),

$$\frac{D_0\,\Delta p}{4L} = K\left(\frac{2n+1}{2n}\right)^n \frac{1}{(1+\kappa)^n(1-\kappa)^{1+2n}}\left(\frac{32q}{\pi D_0^3}\right)^n \tag{5-83}$$

para $n > 0.25$ y $\kappa > 0.5$

donde $k = D_i D_0$, D_0 = diámetro externo del anillo, D_i = diámetro interno del anillo, y K, n = constantes del material [véanse las ecuaciones (5-74) y (5-75)]. Para consulta de detalles adicionales sobre este aspecto, véase Fredrickson y Bird, *Ind. Eng. Chem.*, **50**, 347-352 (1958); *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **3**, 383 (1964); y Hanks y Larsen, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **18**, 33-35 (1979). McEachern [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **12**, 328-332 (1966)] y Tiu y Bhattacharyya [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **20**, 1140-1144 (1974)] proporcionan mediciones de estos fluidos en anillos. Para flujo laminar de plásticos de Bingham, véase Fredrickson y Bird, *op. cit.*; y Anshus, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **13**, 162-164 (1974).

En general, no es posible tener flujo rectilíneo de fluidos no newtonianos que acusan los efectos del esfuerzo normal con corte estacionario en un **ducto recto de sección transversal arbitraria** y es posible esperar algún flujo secundario en la sección transversal del ducto; no obstante, el efecto de este flujo secundario puede ser pequeño en la velocidad del fluido. Mitsuishi y Aoyagi [*Chem. Eng. Sci.*, **24**, 309-319 (1969)] analizan el flujo no newtoniano en ductos no circulares.

Flujo no isotérmico En **flujos no isotérmicos de líquidos**, f se incrementa sensiblemente cuando el líquido se está enfriando y disminuye al calentarse. Los datos disponibles, que corresponden mayormente a aceites, se calculan de manera aproximada encontrando primero f para el flujo isotérmico del líquido a la temperatura de la corriente principal y luego dividiendo el resultado, en caso de enfriamiento, entre $(\mu_a/\mu_w)^{0.23}$ si se encuentra en la región laminar o por $(\mu_a/\mu_w)^{0.11}$ si está en la región turbulenta; o bien, en casos de calentamiento, por $(\mu_a/\mu_w)^{0.38}$ si se trata de la región laminar o por $(\mu_a/\mu_w)^{0.17}$ si es la turbulenta. En este caso, μ_a es la viscosidad a la temperatura de la corriente principal y μ_w es la viscosidad a la temperatura de la pared [véase Sieder y Tate, *Ind. Eng. Chem.*, **28**, 1429-1435 (1936)]. Además, $\rho = 1/v$ varía con la temperatura; pero, debido a la incompresibilidad, no lo hace con la p. Por lo tanto, la ecuación siguiente (5-85) para la caída de presión en conductos de caudal completo, por ejemplo, en tubos intercambiadores de calor, ésta se obtiene sustituyendo la forma diferencial de la ecuación (5-57) en (5-41), dividiendo todo entre v, expresando a ρ como función de la longitud porque la temperatura es una función de ésta, e integrando,

$$p_1 - p_2 = \frac{G^2(v_2 - v_1)}{g_c} + \int_0^L \left(\frac{fG^2 v}{2g_c R_H} + \frac{g}{g_c} K\rho \right) dx \qquad (5\text{-}84)$$

$$p_1 - p_2 = \frac{G^2(v_2 - v_1)}{g_c} + \frac{fG^2 v_{\text{prom}} L}{2g_c R_H} + \frac{g}{g_c} K\rho_{\text{prom}} L \qquad (5\text{-}85)$$

donde p_1 = presión estática corriente arriba; p_2 = presión estática corriente abajo; G = masa velocidad; v_1 = volumen específico en condiciones corriente arriba; v_2 = volumen específico en las condiciones corriente abajo; g = aceleración local debida a la gravedad; g_c = constante dimensional; f = factor de fricción de Fanning, adimensional; x = distancia de la entrada a un punto corriente abajo; L = longitud del conducto; v_{prom} = volumen específico promedio; ρ_{prom} = densidad promedio; R_H = radio hidráulico; K = sen θ en donde θ = ángulo de inclinación con la horizontal. Se observará que $v_{\text{prom}} = 1/\rho_{\text{prom}}$ y que ambas se promedian aquí con respecto a la longitud y no con respecto a p.

Christiansen y Gordon [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **15**, 504-507 (1969)] presentaron ecuaciones y gráficas para predecir la pérdida por fricción en un flujo laminar no isotérmico, con líquidos newtonianos o no newtonianos donde éstos se calientan o se enfrían en tubos redondos a una temperatura de pared constante.

El flujo de líquidos viscosos en canales pequeños, por ejemplo, tubos capilares, va acompañado con frecuencia de grandes caídas de presión. La conversión de la energía de trabajo en calor a través del esfuerzo cortante viscoso genera un aumento de temperatura apreciable $\Delta T_a = \Delta p/c_v \rho J$, en donde ΔT_a = aumento global de la temperatura, Δp = caída de presión, c_v = calor específico del fluido, ρ = densidad del fluido, y J = equivalente mecánico del calor. Por ejemplo, éste asciende aproximadamente a 2.8°C (5°F) por 7 MPa (1000 lbf/in^2) de caída de presión en el caso de polímeros y para hidrocarburos líquidos equivale más o menos a 3.9°C (7°F). No obstante, el aumento en la velocidad de flujo debido a una reducción de viscosidad es mucho mayor que la que corresponde al aumento global de temperatura, ya que gran parte del calor se genera cerca de las paredes del canal, lo cual genera un aplanamiento del perfil de velocidad. En general, debe hacerse cierta compensación por el efecto del calor cuando el valor de Δp excede de 1.4 MPa (200 lbf/in^2) en caso de paredes adiabáticas, o 3.5 MPa (500 lbf/in^2) para paredes isotérmicas. Para mayores detalles, véase Gerrard, Steidler y Appeldoorn, [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **4**, 332-339 (1965), y **5**, 260-263 (1966)].

TABLA 5-9 Valores promedio de n para la fórmula de Manning,* ecuación (5-87)

Superficie	n
Tubería de hierro fundido, buenas condiciones	0.014
Tubería de acero remachada	0.017
Tubería vidriada de albañal	0.013
Tubería de concreto	0.015
Tubería de duelas de madera	0.012
Canalón de madera cepillada	0.012
Canalones metálicos semicirculares, lisos	0.013
Canalones metálicos semicirculares, corrugados	0.028
Canales y zanjas:	
De tierra, rectos y uniformes	0.023
Canales sinuosos y lentos	0.025
Canales de tierra dragados	0.028
Canales de corrientes naturales:	
Márgenes limpias y rectas, de altura completa	0.030
Algunos estanques y vados sinuosos	0.040
Igual, pero con secciones empedradas	0.055
Tramos lentos de ríos, pozas muy profundas con mucha vegetación	0.070

*King y Brater, *Handbook of Hydraulics*, 6th ed., p. 7-22, McGraw-Hill, New York, 1976. Si se desea información detallada véase Chow, *Open Channel Hydraulics*, pp. 110-123, McGraw-Hill, New York, 1959.

Canales abiertos En el caso de **canales abiertos**, los datos se basan principalmente en experimentos con agua en **flujos turbulentos** y los resultados se dan casi siempre en función de los coeficientes de Chézy utilizando su fórmula [véase Chow, *Open-Channel Hydraulics*, p. 93, McGraw-Hill, New York, 1959; Henderson, *Open Channel Flow*, p. 91, Macmillan, New York, 1966; y Streeter y Wylie, *op. cit.* p. 299 (1979)]:

$$V = C\sqrt{R_H S} \qquad (5\text{-}86)$$

donde V = velocidad; C = coeficiente de Chézy ($= \sqrt{2g_c/f}$), adimensional [(lb·ft).(lbf·s^2)]$^{1/2}$; R_H = radio hidráulico; y S = pérdida en energía específica por unidad de longitud de canal, o F/L [véase la ecuación (5-57)]. El coeficiente de Chézy se calcula utilizando la fórmula de Manning:

$$C = C_1(R_H)^{0.167}/n \qquad (5\text{-}87)$$

donde C_1 = constante dimensional, 0.320 en unidades SI (1.49 en unidades usuales de Estados Unidos); y n = factor de aspereza dado en la tabla 5-9. Para el flujo turbulento de **los demás fluidos newtonianos** en canales abiertos, deberá usarse tanto la ecuación (5-57) como la tabla 5-8 o bien, C se calculará partiendo de los valores correspondientes de f. En el caso de **flujo laminar** de fluidos en canales abiertos, se recomienda utilizar las ecuaciones dadas en la tabla 5-10. En todos los casos son despreciables los efectos de la capilaridad. Para información sobre el efecto del ángulo de contacto del líquido en la velocidad de flujo en conductos en V, véase Ayyaswamy, Catton y Edwards, *J. Appl. Mech.*, **41**, 332-336 (1974). Para otras secciones transversales, como canales semicirculares, artesas en V con diversos ángulos, canales elípticos y trapezoidales así como canales rugosos, véanse Straub, Silberman y Nelson, *Trans. Am. Soc. Civ. Eng.*, **123**, 685-714 (1958). El número de Reynolds crítico inferior, $N_{\text{Re}} = 4R_H V\rho/\mu$, para transiciones entre un flujo laminar y uno turbulento en canales lisos, es algo mayor que para tuberías circulares lisas y varía de 2000 a 4000, depen-

TABLA 5-10 Fórmulas de flujo laminar

Conductos con caudal plano

Para líquidos, sea $N = \frac{\rho g_c}{\mu}\left(\frac{g}{g_c}\rho \operatorname{sen}\alpha + \frac{p_1 - p_2}{L}\right)$; para gases, sea $N^a = \frac{g_c M}{2zRT\mu}\left(\frac{p_1^2 - p_2^2}{L}\right)$

Sección transversal del conducto	Ecuación teórica para el gasto masa
Círculo,[b,c] diám. = D	$w = \pi D^4 N/128$ [en el caso de líquidos, esto se reduce a $p_1 - p_2 = 32\mu LV/g_c D^2$ (es decir, la ley de Poiseuille) si el tubo es horizontal]
Elipse,[c] semiejes = a,b	$w = \frac{\pi a^3 b^3}{a^2 + b^2}\left(\frac{N}{4}\right)$
Rectángulo,[d] anchura = a, altura = b	$w = ab^3 N/K$

donde a/b = 1 ⅔ 2 3 4 5 10 ∞

K = 28.45 20.43 17.49 15.19 14.24 13.73 12.81 12

Placas anchas paralelas,[b,d] espaciamiento = b; es decir, rectángulo con $a/b = \infty$	$w = b^3 N/12$ por unidad de anchura
Espacio anular,[c] diám. externo = D_2, diám. interno = D_1	$w = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)N}{128}\left[D_2^2 + D_1^2 - \frac{D_2^2 - D_1^2}{\ln(D_2/D_1)}\right]$
Triángulo isósceles,[c] vertical < = $2\phi°$, bisector vertical, lado inclinado = a	$w = a^4 N/K'$

donde $K' = \frac{K(1 + \operatorname{sen}\phi)^2}{2(\operatorname{sen}\phi \cos\phi)^3}$

2ϕ = 10 20 30 40 50 60 70 80 90

K = 12.5 12.8 13.1 13.2 13.3 13.33 13.3 13.2 13.2

Polígonos regulares,[f] área = A_c	$w = A_c^2 N/K$

donde el número de los lados = 3 4 5 6 7 8 9 ∞ (círculo)

K = 34.64 28.45 26.77 26.07 25.81 25.54 25.42 8π

Canales abiertos

Sea $N = \rho^2 g \operatorname{sen}\alpha/\mu$, puesto que necesariamente $p_1 = p_2$; las siguientes ecuaciones son válidas sólo cuando la variación en la profundidad es despreciable

Sección transversal del canal	Ecuación teórica para el gasto masa
Círculo,[g] diámetro = D, altura de segmento circular = H	$w = \pi D^4 N/128K$

donde H/D = 0.1 0.2 0.3 0.4 0.5 0.6 0.7 0.8 0.9 1.0 (tubería)

K = 295 30.1 8.47 3.65 2.00 1.30 0.962 0.811 0.797 1

Rectángulo,[h] anchura = a, profundidad = $b/2$	$w = ab^3 N/2K$

donde a/b = 1 2 3 4 5 10 ∞ (corriente ancha)

K = 28.6 17.5 15.3 14.2 13.7 12.8 12

Corriente ancha sobre placa plana,[h] profundidad = $b/2$	$w = b^3 N/24$ por unidad de anchura
Artesa en V,[i] vertical $\angle = 2\phi°$, vertical a la bisectriz, profundidad inclinada = a	$w = a^4 N/K'$

donde $K' = K/[2(\operatorname{sen}\phi \cos\phi)^3]$

2ϕ = 10 20 40 60 80 100 120

K = 12.14 12.45 13.20 13.83 14.18 14.18 13.83

Notación utilizada en la tabla 5-10:

A_c = área de sección transversal
a,b,D,H = longitudes características
g = aceleración local debida a la gravedad
g_c = constante dimensional
L = longitud del pasaje
M = peso molecular
p_1, p_2 = presiones estáticas corriente arriba y corriente abajo
R = constante del gas
T = temperatura absoluta
w = gasto masa del fluído
z = factor de compresibilidad, adimensional
α = ángulo entre el eje del conducto y la horizontal
ρ = densidad del fluido
μ = viscosidad dinámica
2ϕ = ángulo central

[a] Si la caída de presión es inferior al 10% de la presión absoluta corriente abajo, la expresión aproximada: $N = [\rho g_c(p_1 - p_2)]/\mu L$ puede utilizarse para los gases.
[b] Dryden, Murnaghan y Bateman, *Hydrodynamics*, pp. 178, 184-185, Dover, New York, 1956.
[c] Lamb, *Hydrodynamics*, 6th ed., p. 587, Cambridge, New York, 1932.
[d] Shah y London, *Laminar Flow Forced Convection in Ducts*, Academic, New York, 197, p. 200.
[e] Sparrow, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**, 599-604 (1962); véase también Carlson e Irvine, *J. Heat Transfer*, **83**, 441-444 (1961).
[f] *Cheng, Proc. Third Int. Heat Transfer Conf.*, New York, **1**, 64-76 (1966); Shih, *Can. J. Chem. Eng.*, **45**, 285-294 (1967).
[g] Basado sobre el trabajo de Sestak, *Can. J. Chem. Eng.*, **52**, 670-672 (1974); véase también Straub et al., *Trans. Am. Soc. Civ. Eng.*, **123**, 685-714 (1958); Van Dromme y Hellinckx, *J. Heat Transfer*, **95**, 427-429 (1973).
[h] Owen, *Trans. Am. Soc. Civ. Eng.*, **119**, 1157-1175 (1954).
[i] Ayyaswamy, Catton y Edwards, *J. Appl. Mech.*, **41**, 332-336 (1974); véase también Straub *et al.*, *loc. cit.*

diendo de la forma de la sección transversal [Straub *et al. loc. cit.*, Owen, *Trans. Am. Soc. Civ. Eng.*, **119**, 1157-1175 (1954)]. En el caso de **fluidos no newtonianos** en canales abiertos, véase Kozicki y Tiu, *Can. J. Chem. Eng.*, **45**, 127-134 (1967).

Flujo compresible Si la caída de presión debida al paso de un gas por un sistema es lo suficiente grande, en comparación con la presión de entrada, para ocasionar una disminución del 10% o más en la densidad del gas, entonces se considera que el flujo es "compresible". En tal caso, deben emplearse fórmulas que admitan el margen correspondiente para este cambio tanto en densidad como en velocidad.

El flujo de gases a presión atmosférica y por arriba de ésta tienen por lo común un carácter laminar o turbulento y la transición entre ambos regímenes ocurre en algún punto de la gama del número de Reynolds comprendida entre 2000 y 3000. El **flujo turbulento** se registra por arriba de la transición, mientras que el **laminar** se produce por debajo de dicho nivel. Sin embargo, a presiones bajas o en canales muy pequeños se encuentra otro fenómeno de flujo conocido como **flujo molecular**. Este fenómeno se produce cuando la trayectoria libre media [véase la ecuación (5-109)] tiene el mismo orden de magnitud que el diámetro del canal. En ese tipo de flujo, una molécula de gas se desplaza a lo largo del canal en forma independiente de las demás moléculas (véase la subsección "Flujo molecular").

Cuando la trayectoria libre media del gas es aproximadamente menor del 65%, pero mayor que más o menos el 1% del diámetro del canal, la capa de gas adyacente a la pared del canal adquiere cierta velocidad de deslizamiento. Esto se conoce como **flujo de deslizamiento** y se puede considerar como una combinación del laminar y el molecular. El flujo de deslizamiento y el molecular se encuentran más a menudo en aplicaciones de tecnología al alto vacío. (Véase la subsección "Flujo de deslizamiento").

Flujo turbulento Las fórmulas y los métodos generales incluidos bajo el título "Flujo incompresible" se aplican sólo a una longitud diferencial del conducto dx, a través del cual se considera que la densidad es constante. Por ende, generalmente se usa la ecuación de Fanning (5-57) en su forma diferencial:

$$dF/dx = 4fV^2/2g_cD = fV^2/2g_cR_H = fG^2/2g_c\rho^2R_H \qquad (5\text{-}88)$$

Al sustituir la ecuación (5-88) en la forma diferencial del balance de energía mecánica [ecuación (5-41)] da

$$v\,dp + \frac{V\,dV}{g_c} = -\left(\frac{fV^2}{2g_cR_H} + \frac{g}{g_c}\sin\theta\right)dx \qquad (5\text{-}89)$$

donde $v = 1/\rho$ = volumen específico del fluido, (sen θ) $dx = dz$ = distancia vertical, a través del cual el fluido se eleva cuando se desplaza a una distancia dx a lo largo de una tubería; W_c de la ecuación (5-41) se iguala a cero suponiendo que no hay ninguna bomba conectada a la línea. En ductos uniformes, la velocidad masa $G = V/v$ es constante, de manera que, si p se conoce como una función exclusiva de v, $v\,dp$ se escribe como $\phi(v)dv$. En tal caso, cuando sen θ es constante, las variables de la ecuación (5-89) son separables y se puede hacer la integración exacta, aunque pudieran requerirse procedimientos gráficos. Los resultados que siguen se obtuvieron aplicando la ecuación (5-89) para el caso de gases ideales ($pv = RT/M$).

Flujo isotérmico en conductos horizontales Al integrar la ecuación (5-89) se obtiene la siguiente expresión (Dodge, *Chemical Engineering Thermodynamics*, pp. 349-350, McGraw-Hill, New York, 1944)

$$p_1^2 - p_2^2 = \frac{fLG^2RT}{g_cR_HM}\left(1 + \frac{2R_H}{fL}\ln\frac{p_1}{p_2}\right) \qquad (5\text{-}90)$$

En conductos de longitud apreciable, el último término entre paréntesis es generalmente despreciable a menos que la caída de presión sea muy grande. Por ejemplo, si $L/D = 100$, $(p_1 - p_2)/p_1$, puede ser tan grande como 0.20 antes que el error introducido al omitir el último término sea tan grande como la incertidumbre del factor de fricción. Cuando se omite el último término, la ecuación (5-90) se escribe como sigue

$$p_1 - p_2 = fLG^2/2g_c\rho_{\text{prom}}R_H \qquad (5\text{-}91)$$

donde ρ_{prom} = densidad a la presión promedio $(p_1 + p_2)/2$. Para una **tubería redonda**, la ecuación (5-91) toma la siguiente forma al resolverse en función del índice de peso del flujo

$$w = \frac{\pi}{8}\sqrt{\frac{(p_1^2 - p_2^2)g_cD^5M}{fLRT}} \qquad (5\text{-}92)$$

Para correcciones a la ecuación (5-90) en el caso de gases reales, véase Madsen y Ramamoorthy, *J. Fluids Eng.*, **101**, 76-78 (1979).

En tuberías ordinarias, el flujo es comúnmente más adiabático que isotérmico.

Flujo adiabático en conductos horizontales Se ha formulado un método gráfico conveniente para integrar la ecuación (5-89) para flujos adiabáticos en conductos horizontales [Lapple, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **39**, 395-432 (1943); y Levenspiel, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **23**, 402-403 (1977)] suponiendo que las condiciones de flujo en la entrada se deben a la dilatación adiabática del gas que pasa por una boquilla sin fricción y que conduce a una cámara donde la velocidad es despreciable. De hecho, esta cámara existe con frecuencia y las desviaciones de la entrada real en relación con la boquilla perfecta se introducen en forma aproximada suponiendo un incremento en la longitud de la tubería. Los datos indican que el factor de fricción es función del número de Reynolds para flujos compresibles e incompresibles (Shapiro, *The Dynamics and Thermodynamics of Compressible Fluid Flow*, vol. I, pp. 184-186, y vol. II, p. 1131, Ronald, New York, 1953 y 1954). Para un diámetro de tubería y un gasto de masa dados, el factor de fricción depende de la viscosidad que, a su vez, es una función de la temperatura. Puesto que en los flujos adiabáticos compresibles los nú-

Nomenclatura para ecuaciones y gráficas de un gas ideal o perfecto

A = área
A_c = área para el flujo crítico
D = diámetro
f = factor de fricción de Fanning, adimensional
g_c = constante dimensional
G = $V\rho = V/v$ = velocidad másica
G_c = velocidad másica crítica o máxima

$$G^* = p_0\sqrt{\frac{g_cMk}{RT_0}\left(\frac{2}{k+1}\right)^{(k+1)/(k-1)}}$$

k = C_p/C_v, razón entre el calor específico a presión constante, y a volumen constante, adimensional
L = longitud
M = peso molecular
N = fL/R_H = resistencia por fricción en cargas de velocidad adimensional
p_c = presión crítica absoluta
p_0 = presión absoluta en un depósito o en una cámara grande
p_1, p_2 = presión absoluta en la entrada y salida, respectivamente
p_3 = presión absoluta del medio
R = constante del gas
R_H = radio hidráulico
r_c = p_c/p_0 m razón de la presión crítica ,adimensional
T = temperatura absoluta
V = velocidad
V_c = velocidad crítica
v = volumen específico
w = gasto masa del fluido
μ = viscosidad
ρ = densidad

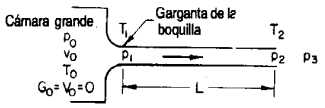


FIG. 5-32 Tubería de descarga de una cámara grande.

meros de Reynolds son usualmente altos (es decir, flujo turbulento), la variación del factor de fricción debido a las alteraciones de temperatura a lo largo de la tubería es pequeña; por ende, en las integraciones se puede tomar un valor constante para el factor de fricción.

En la figura 5-32 se ilustra el sistema de flujo y el uso de los subíndices. Para el sistema indicado,

$$T_1/T_0 = (p_1/p_0)^{(k-1)/k} \tag{5-93}$$

$$\frac{p_0}{p_1} = \left[1 + \frac{G^2}{2g_c}\left(\frac{k-1}{k}\right)\frac{RT_1}{Mp_1^2}\right]^{k/(k-1)} \tag{5-94}$$

Las gráficas de la figura 5-33*a* y *b* muestran, para tres valores de k, la razón de los calores específicos y, para diferentes valores de resistencia por fricción N, el número de cargas de velocidad en el conducto, la relación entre p_3/p_0 y la relación de la velocidad masa G en el conducto, para un parámetro

$$G^* = p_0\sqrt{\frac{g_cMk}{RT_0}\left(\frac{2}{k+1}\right)^{(k+1)/(k-1)}} \tag{5-95}$$

G^* es la velocidad másica máxima a través de una boquilla bien redondeada, en flujo isentrópico ideal. La presión p_2 es igual a p_3 si, para un valor dado N, la velocidad másica es menor que cierto valor máximo o crítico G_c; esto se cumple en la región de flujo de no estrangulamiento de las gráficas. En esta región, la temperatura T_2 del gas en la salida de la tubería está dada por la expresión

$$\frac{p_2}{p_0} = \sqrt{\frac{k-1}{2}\left(\frac{2}{k+1}\right)^{(k+1)/(k-1)}\left[\frac{(T_2/T_0)^2}{1-(T_2/T_0)}\right]}\frac{G}{G^*} \tag{5-96}$$

Si p_3/p_0 es menor que el valor de p_2/p_0 correspondiente a G_c, el flujo será independiente de p_3 (véase la subsección "Boquilla de flujo crítico"); esto se cumple en la región de estrangulamiento de las gráficas. En esta región, la presión y la temperatura a la salida de la tubería están dadas por

$$p_2/p_0 = [2/(k+1)]^{k/(k-1)}(G_c/G^*) \tag{5-97}$$

$$T_2/T_0 = 2/(k+1) \tag{5-98}$$

El uso de las gráficas se comprenderá con mayor claridad estudiando el ejemplo 1. Cuando se está buscando G, se deberá suponer que $f = 0.0045$ a fin de determinar un valor de prueba de G; luego, con esta aproximación de G para obtener un número de Reynolds, determínese en la figura 5-28 y repítase el cálculo utilizando esta estimación reevaluada de f. Cuando la tubería tiene accesorios, el valor de N calculado para una tubería recta deberá aumentarse con el número de cargas de velocidad equivalentes a la pérdida registrada en dichos accesorios (véase la tabla 5-14). Sin embargo, si cualquier sección transversal del accesorio es notablemente inferior a la de la tubería, se obtendrán resultados erróneos debido a que el gasto crítico que pasa por la constricción puede limitar la capacidad de la línea; esto ocurre cuando se acerca a la velocidad acústica (véase la subsección "Terminología de la mecánica de fluidos") en dicha constricción. En el caso de una entrada cortante o abrupta, las gráficas dan un resultado más o menos correcto

Ejemplo 1 Se desea calcular la velocidad de descarga de aire a la atmósfera de un recipiente, a 1 MPa manométrica y 20°C, a través de una tubería recta de acero 40 de 10 m y 2 in (diámetro interno = 5.25 cm) y tres codos estándar de 90 grados. La entrada de la tubería es abrupta.

Resistencia	(L/D)	(N)
Entrada	...	0.50*
Tubería recta	190	3.43†
Codos (tres)	...	6.18

* Supóngase una entrada abrupta
† Calculado, suponiendo que $f = 0.0045$.

De las condicionmes del problema,

$T_0 = 293$ K
$p_0 = (1 + 0.101)(10^6) = (1.10)(10^6)$ Pa
$p_3 = (0.101)(10^6)$ Pa
$p_3/p_0 = 0.0918$
$M = 29$; $k = 1.4$

$$G^* = p_0\sqrt{\frac{g_cMk}{RT_0}\left(\frac{2}{k+1}\right)^{(k+1)/(k-1)}} = (1.10)(10^6)\sqrt{\frac{29 \times 1.4}{8314 \times 293}\left(\frac{2}{1.4+1}\right)^{(1.4+1)/(1.4-1)}}$$

$G^* = 2600$ kg/(s · m²)

Sección transversal de la tubería = $0.785(5.25/100)^2 = 0.00216$ m²

(G/G^*), de la curva para $N = 6.18$ y $p_3/p_0 = 0.0918$	0.47
G, kg/(s · m²)	1222
Velocidad de descarga, kg/s	2.64
T_2/T_0, de la ecuación (5-98), cuando se estrangula el flujo	0.833
T_2, K	244
Temperatura promedio del gas de la tubería, °C	−5
p_2/p_0, de la ecuación (5-97) ($G_c = G$), cuando se estrangula el flujo	0.25
p_2, MPa manométricas	0.174
Viscosidad μ a la temperatura promedio del gas, Pa · s	1.71×10^{-5}
N_{Re} o (DG/μ)	3.75×10^6
f	0.0047

Puesto que el valor de f obtenido de esta manera coincide bastante con el valor supuesto, no es necesario repetir en este caso la determinación de G.

si se suma 0.5 al valor de N para el conducto. Con todo, en este caso, las fórmulas dadas con anterioridad para p_0/p_1 y T_1/T_0 no se pueden aplicar debido a que sólo son para el caso de una entrada redondeada.

La figura 5-33*a* y *b* puede utilizarse también para calcular la **caída de presión entre dos puntos a lo largo de una tubería.** Por ejemplo, si se conocen las condiciones en un punto dado así como el gasto y se busca la presión en otro punto corriente abajo, sean las condiciones conocidas T_1 y p_1. Por tanto, las relaciones G/G_1^*, p_2/p_1, y T_2/T_1 son las condiciones conocidas y se relacionan con G/G^*, p_1/p_0, y T_1/T_0 por medio de las expresiones.

$$G/G_1^* = (G/G^*)[(\sqrt{T_1/T_0})/(p_1/p_0)] \tag{5-99}$$

$$p_2/p_1 = [(p_2/p_0)/(p_1/p_0)] \tag{5-100}$$

$$T_2/T_1 = [(T_2/T_0)/(T_1/T_0)] \tag{5-101}$$

donde G_1^* es una cantidad hipotética sin ningún significado físico real definida por

$$G_1^* = p_1\sqrt{\frac{g_cMk}{RT_1}\left(\frac{2}{k+1}\right)^{(k+1)/(k-1)}} \tag{5-102}$$

En primer lugar, se supone un valor de G/G^* y, en la gráfica apropiada, leemos los valores correspondientes de p_1/p_0 ($= p_2/p_0$) para $N = 0$. A partir de la ecuación (5-96) calculamos el valor correspondiente de T_1/T_0 ($= T_2/T_0$) para p_1/p_0 ($= p_2/p_0$). En seguida calculamos G/G^* a partir de la ecuación (5-99). Con este nuevo valor supuesto, se repite el procedimiento hasta que el valor calculado de G/G^* sea igual al último valor supuesto. Utilizando el valor final de G/G^* leemos, a partir

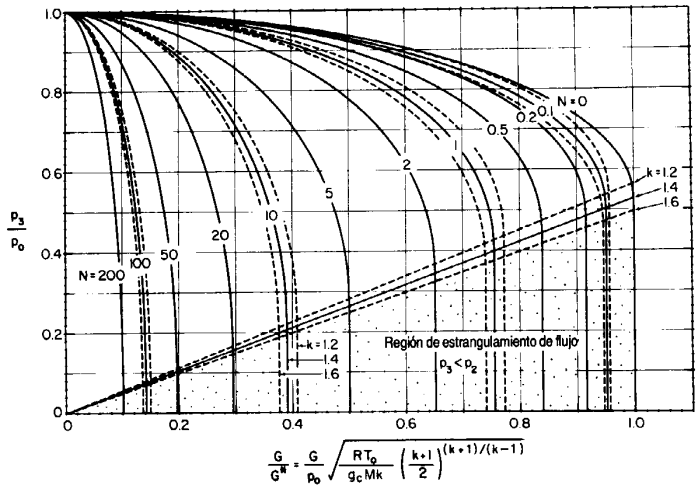


FIG. 5-33a Gráfica de flujo adiabático de gases; permite obtener la longitud de tubería para determinada velocidad de flujo [Levenspiel, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2** 402 (1977).]

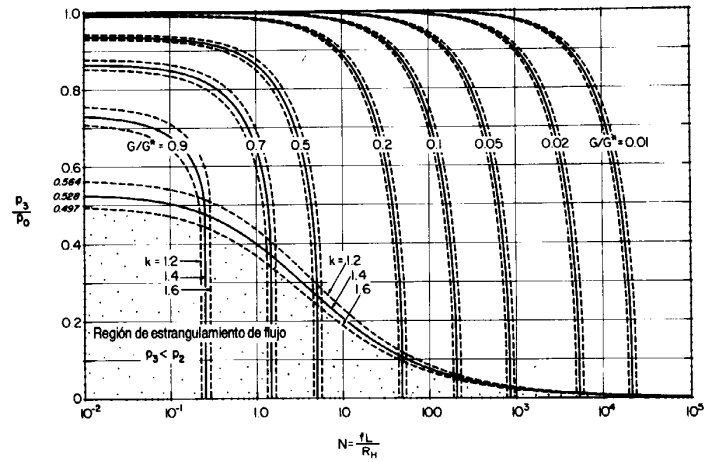


FIG. 5-33b Gráfica de flujo adiabático de gases, útil para obtener la velocidad de descarga en una tubería [Levenspiel, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **23**, 402 (1977).]

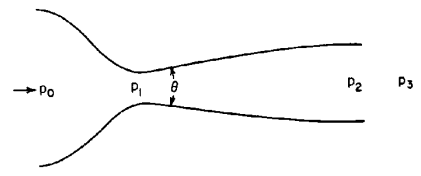


FIG. 5-34 Boquilla convergente-divergente.

de la gráfica, el valor de p_1/p_0 para $N = 0$ y de p_2/p_0 ($= p_3/p_0$) para $N = 4fL/D$; p_2 se calcula basándose en la ecuación (5-100). Los valores de p_0 y T_0 que han sido determinados son, generalmente, hipotéticos y serían las condiciones internas de una cámara que se requieren para las condiciones p_1 y T_1 en la garganta de una boquilla sin fricción.

Las gráficas para el cálculo inmediato de las condiciones entre dos puntos de una tubería han sido presentadas por Loeb [*Chem. Eng.*, **76**(5), 179-184 (1969)], para condiciones conocidas de corrientes ascendentes y descendentes y por Powley [*Can. J. Chem. Eng.*, **36**, 241-245 (1958)] para condiciones conocidas para corrientes descendentes.

Flujo por boquilla convergente-divergente (boquilla de Delaval) Para presiones de cámara muy elevadas o presiones de descarga

muy bajas, la velocidad de descarga de boquillas será supersónica, es decir, mayor que la velocidad crítica o sónica. Para determinar la velocidad final de dilatación adiabática de un gas, es decir, la velocidad de descarga más elevada, se usa una boquilla convergente-divergente (Fig. 5-34). La termodinámica permite derivar las siguientes relaciones de velocidades y áreas en función de las presiones (véase Lapple, *loc. cit.*; y Sutton, *Rocket Propulsion Elements*, 2d ed., p. 53, Wiley, New York, 1956):

Para $p_2/p_0 < r_c$ en donde $r_c = [2/(k+1)]^{k/(k-1)}$ [véase la ecuación (5-19)].

$$V_{1c} = \sqrt{g_c k p_c v_c} = \sqrt{\frac{2 g_c k p_0 v_0}{k+1}} \tag{5-103}$$

$$G_{1c} = \left(\frac{2}{k+1}\right)^{(k+1)/2(k-1)} \sqrt{\frac{g_c k p_0}{v_0}} \tag{5-104}$$

$$p_{1c} = p_0 \left(\frac{2}{k+1}\right)^{k/(k-1)} \tag{5-105}$$

$$\left(\frac{A_{1c}}{A_2}\right)^2 = \left(\frac{2}{k-1}\right)\left(\frac{k+1}{2}\right)^{(k+1)/(k-1)} \left(\frac{p_2}{p_0}\right)^{2/k} \left[1 - \left(\frac{p_2}{p_0}\right)^{(k-1)/k}\right] \tag{5-106}$$

$$\left(\frac{V_2}{V_{1c}}\right)^2 = \left(\frac{k+1}{k-1}\right)\left[1 - \left(\frac{p_2}{p_0}\right)^{(k-1)/k}\right] \tag{5-107}$$

Sólo cuando $p_2 = p_3$ se logra en la boquilla la velocidad final de dilatación o expansión adiabática. Dicha dilatación será incompleta dentro de la boquilla si $p_2 > p_3$, o bien, si $p_2 < p_3$, se producirá un choque de compresión.

La forma de la sección convergente es similar a la de una simple boquilla convergente. La forma de la sección divergente para obtener una corriente de descarga supersónica uniforme, paralela y libre de choque, deberá tener una forma especial. Liepmann y Roshko (*Elements of Gasdynamics*, p. 284, Wiley, New York, 1957) sugieren algunos métodos de diseño para el caso. Si la boquilla se va a utilizar como dispositivo de empuje, la sección divergente se limita a ser una simple sección cónica divergente con un ángulo total $\theta = 30$ grados. (Sutton, *loc. cit.*, p. 75.) Se observará que, $p_2/p_0 > [2/(k+1)]^{k/(k-1)}$, la velocidad de descarga será subsónica; en tales casos, se deberá utilizar una simple boquilla convergente.

Flujo laminar Para gases en condiciones isotérmicas, la ecuación (5-91) para diferentes formas de conducto se reduce a las expresiones dadas en la tabla 5-10. Nótese que p1 y p2 son las presiones absolutas, en las ubicaciones corriente arriba y corriente abajo, respectivamente. La ecuación (5-108) dada por Schwartzberg y Gurevich [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **16**, 762-766 (1970)], predice la caída de presión para flujos isotérmicos de alta velocidad (hasta un número de Mach = 0.5) de gases, incluyendo un margen para el cambio en la cantidad de movimiento debida a la expansión.

$$p_1^2 - p_2^2 = \frac{8\mu RTG}{g_c MD}\left[\frac{8L}{D} + \frac{N_{Re}}{3}\ln\left(\frac{p_1}{p_2}\right)\right] \tag{5-108}$$

donde N_{Re} = número de Reynolds (véase la figura 5-28 en donde se da su definición). Véase la subsección "Flujo turbulento", en donde se incluyen los otros símbolos.

Los gases que fluyen a través de **microporos** con diámetro de 0.005 a 0.06 mm (0.0002 a 0.0024 in), N_{Re} bajo y $L/D \geq 100$ obedecen la ecuación (5-108). Con microporos más pequeños se obtienen velocidades de flujo mayores a las esperadas. Para consulta de detalles adicionales, véase Hedley, Olt, Holboke y Wurstner, *J. Rheol.*, **22**, 91-112 (1978).

Flujo de deslizamiento El flujo en la transición o intervalo intermedio entre el flujo laminar y el flujo molecular es un flujo de deslizamiento. Éste existe para fines prácticos, para valores de X comprendidos entre 0.014 y 1.0, en donde X fue especificada por Brown *et al.* [*J. Appl. Phys.*, **17**, 802-813 (1946)] como

$$X = \sqrt{8/\pi}\,(\lambda/D) = (2\mu/p_m D)\sqrt{RT/Mg_c} \tag{5-109}$$

donde λ = trayectoria libre media molecular; D = diámetro del canal, μ = viscosidad del gas a presión atmosférica y a la temperatura T, p_m = media aritmética de la presión absoluta, R = constante universal de los gases, T = temperatura absoluta del gas, M = peso molecular del gas, g_c = constante dimensional. Por lo tanto, para $X = 0.014$ (el límite aproximado entre el flujo laminar y el de deslizamiento), la trayectoria libre media λ es aproximadamente 1% del diámetro del canal. La razón de la longitud de la trayectoria libre molecular a una longitud representativa del canal, que puede tomarse como el diámetro del canal D, se conoce como número de Knudsen.

Para aplicaciones de tecnología en vacío, se acostumbra casi siempre establecer una referencia con la **conductancia** o "velocidad" de una tubería, bomba o sistema dados. La conductancia de una tubería o un sistema, m^3/s (ft^3/s), es la inversa de la resistencia y se define como sigue

$$C = q'/\Delta p \tag{5-110}$$

donde $q' = \omega/\rho'$ = gasto volumétrico de flujo referido a la presión de 1 Pa (o 1 lbf/ft^2), Pa·m^3/s[lbf/ft^2)(ft^3/s)]; Δp = caída de presión; ω = gasto en peso; $\rho' = M/RT$ = densidad del gas a la presión de 1 Pa (o 1 lbf/ft^2), kg/(m^3·Pa)[lb/ft^3)/(lbf/ft^2)].

En el caso de resistencia **en serie**, la conductancia del sistema se expresa por

$$1/C = 1/C_1 + 1/C_2 + 1/C_3 + \cdots \tag{5-111}$$

Para resistencia **en paralelo**, la conductancia del sistema está dada por

$$C = C_1 + C_2 + C_3 + \cdots \tag{5-112}$$

Si el sistema contiene una bomba de velocidad S_p, [m^3/s (ft^3/s)], la velocidad del sistema S0 estará dada por

$$1/S_0 = 1/S_p + 1/C \tag{5-113}$$

donde C es la conductancia del sistema [m^3/s (ft^3/s)] determinada a través de las conductancias individuales aplicando las ecuaciones (5-111) y (5-112).

La manera más conveniente para calcular la **conductancia** de una **línea de tubería** para una región con flujo de deslizamiento, es aplicando el método de Brown *et al.* (*loc. cit.*) que se basa en el uso de la figura 5-35. La conductancia de la línea de tubería se calcula primero como si se tratara de un flujo laminar:

$$C_{lam} = q'_{lam}/\Delta p = g_c D^2 A p_m / 32\mu L \tag{5-114}$$

donde C_{lam} = conductancia de la tubería para flujos laminares, m^3/s (ft^3/s); q'_{lam} =gasto volumétrico (referido a la presión de 1 Pa (o 1 lbf/ft^2), calculado para un flujo laminar, Pa·(m^3/s)[(lbf/ft^2)(ft3/s)]; Δp = caída de presión; A = área de la sección transversal; L = longitud de la tubería; y otras variables son como se definen después de la ecuación (5-109). La conductancia verdadera C de la línea de tubería se obtiene entonces a partir de

$$C = FC_{lam} \tag{5-115}$$

donde el factor de corrección F es el que se obtiene en la figura 5-35 como función de X.

Para flujos de deslizamiento a través de **canales cuadrados**, véase Milligan y Wilkerson, *J. Eng. Ind.*, **95**, 370-372 (1973).

Para flujo deslizante a través de **anillos** en diferentes velocidades, véase Maegley y Berman, *Phys. Fluids*, **15**, 780-785 (1972).

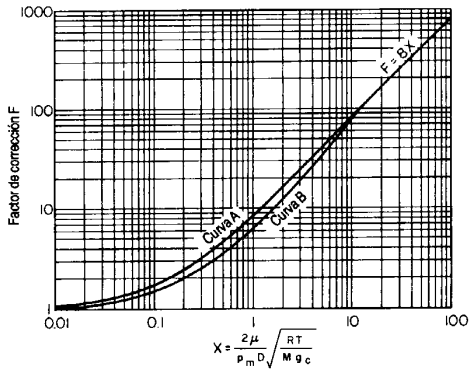


FIG. 5-35 Factor de corrección para la ecuación de Poiseuille a bajas presiones. Curva *A*: curva experimental para tubos capilares de vidrio y de metales lisos. [Tomado de Brown et al., *J. Appl. Phys.*, **17**, 802 (1946).] Curva B: curva experimental para una tubería de hierro. (Riggle, por cortesía de E. I. du Pont de Nemours & Co.)

Knudsen [*Ann. Phys.*, **28**, 999-1016 (1909)] proporcionó datos experimentales sobre la **conductancia** en **orificios de bordes biselados** en la región de flujo de deslizamiento, y Fujimoto y Kato [*Mem. Fac. Eng. Nagoya Univ.*, **22**, 262-275 (1970).

También se tienen datos concernientes a **codos** y **accesorios en T**. Cuando se realiza un diseño, la conductancia se calcula para tuberías rectas utilizando la longitud de trayectoria a través del aditamento.

Para mayores datos sobre el flujo de deslizamiento, véase Dushman y Lafferty, *Scientific Foundations of Vacuum Technique*, 2d ed., pp. 104-111, Wiley, New York, 1962; y Lawrance, 1954, *Vacuum Symp. Trans.*, pp. 55-62, Committee on Vacuum Technique, Boston.

Flujo molecular Este existe para fines prácticos, para valores de X mayores que 1.0, en donde X se define por la ecuación (5-109). Este límite entre el flujo molecular y el de deslizamiento corresponde a una trayectoria libre media λ igual a aproximadamente 65% del diámetro de canal. La conductancia general del sistema o velocidad del flujo molecular se obtiene utilizando las conductancias individuales, como lo indican las ecuaciones (5-111), (5-112) y (5-113).

En el caso de una **tubería circular**, la manera más conveniente de obtener la conductancia es aplicando el método de Brown *et al.* (*loc. cit.*) que comprende el uso de la figura 5-35. La conductancia de la línea de tubería se calcula primero como si se tratara de un flujo laminar, con la ecuación (5-114). Luego se determina el parámetro X con la ecuación (5-109), y el valor correspondiente del factor de corrección F se deriva de la figura 5-35. La conductancia del flujo molecular se calcula luego como el producto de F y la conductancia del flujo laminar, como lo señala la ecuación (5-115). Nótese que la curva para tuberías de vidrio y metal liso es una línea recta en la región del flujo molecular y se describe por medio de la ecuación $F = 8.0X$. Para tuberías cortas ($L/D < 100$), debe permitirse un margen para los efectos de entrada (véase el párrafo subsecuente que se ocupa de las "tuberías cortas").

En el caso de **canales rectangulares**, el método siguiente fue dado por Normand [*Ind. Eng. Chem.*, **40**, 783-787 (1948)]. El canal deberá tratarse como si fuera tubería redonda con un diámetro equivalente D_e que se determina como sigue:

$$\text{(1) Si } a/b < 3 \qquad D_e = 2\sqrt{ab/\pi} \tag{5-116}$$

donde a = eje mayor del rectángulo, en ft; b = eje menor, en ft.

$$\text{(2) Si } a/b > 3 \qquad D_e = \left(2.55K\frac{a^2b^2}{a+b}\right)^{1/3} \tag{5-117}$$

TABLA 5-11 Constantes para canales rectangulares

a/b	K	a/b	K
1.0	1.108	5	1.297
1.5	1.126	8	1.400
2.0	1.151	10	1.444
3.0	1.198		

TABLA 5-12 Constantes para espacios anulares circulares

D_2/D_1	K	D_2/D_1	K
0.	1.00	0.707	1.254
0.259	1.072	0.866	1.430
0.500	1.154	0.966	1.675

donde K = constante obtenida en la tabla 5-11. El valor de D_e obtenido de este modo se inserta en lugar de D en las ecuaciones (5-109) y (5-114).

Para **canales cuadrados**, véase también a Milligan y Wilkerson, *loc. cit.*

Para **espacios anulares**, el siguiente método fue propuesto por Guthrie y Wakerling (*Vacuum Equipment and Techniques*, pp. 37-38, 52-53, McGraw-Hill, New York, 1949). La conductancia C, m^3/s (ft^3/s), se calcula como sigue:

$$C = C_1 K \frac{(D_1 - D_2)^2(D_1 + D_2)}{L}\sqrt{\frac{T}{M}} \tag{5-118}$$

donde K = constante dada en la tabla 5-12 como función de D_2/D_1, adimensional; M = peso molecular; T = temperatura absoluta, D_1 = diámetro externo del espacio anular; D_2 = diámetro interno del espacio anular; L = longitud del espacio anular; y C_1 = constante dimensional, 38.2 en unidades SI (93.3 en unidades comunes en Estados Unidos). Véase también Maegley y Berman, *loc. cit.*

Para un **orificio** (de pared delgada o bordes cortantes), la conductancia C m^3/s (ft^3/s), se calcula partiendo de

$$C = C_1\sqrt{T/M} \tag{5-119}$$

donde T = temperatura absoluta; M = peso molecular; A = área de la abertura y C_1 = constante dimensional, 36.5 en unidades SI (89.2 en unidades comunes de Estados Unidos). Véase Guthrie y Wakerling, *op. cit.* pp. 19, 52-53. Fujimoto y Kato (*loc. cit.*) proporcionan valores experimentales de la conductancia con aire a través de orificios de orilla biselada e informan sobre flujo molecular para $X > 0.16$, donde X está definido en la ecuación (5-109).

Para una **tubería corta** con sección transversal circular, la conductancia calculada para el orificio aplicando la ecuación (5-119) se multiplica por un factor de corrección K que es una función de la razón longitud a diámetro. K se calcula como sigue (Kennard, *Kinetic Theory of Gases*, pp. 306-308, McGraw-Hill, New York, 1938):

Para $0 \le L/D \le 0.75$

$$K = \frac{1}{1 + (L/D)} \tag{5-120}$$

Para $L/D > 0.75$

$$K = \frac{1 + 0.8(L/D)}{1 + 1.90(L/D) + 0.6(L/D)^2} \tag{5-121}$$

donde L = longitud del tubo, y D = diámetro. Se obtendrán valores más precisos de K en los escritos de Dushman y Lafferty (*op. cit.*, pp. 94-95). Para valores de $L/D > 100$, el error debido a la omisión de la "corrección final" (utilizando las fórmulas de tuberías largas) será inferior al 2%.

Para un **sello de ranura**, con o sin una hoja colocada dentro o al pasar por el sello, Yu y Sparrow [*J. Basic Eng.*, **70**, 405-410 (1970)] formularon una gráfica derivada teóricamente para predecir el gasto

masa del gas por un sello en función de la razón del espesor de la placa del sello a la abertura de la ranura.

En el caso de **codos y accesorios en T**, la conductancia se calcula como si se tratara de una tubería recta, utilizando una longitud equivalente igual a la longitud de trayectoria real más 1.33 diámetros de tubería. Véase Guthrie y Wakerling, *op. cit.*, pp. 41-43.

El **tiempo de paro** θ para evacuar un recipiente en ausencia de fugas hacia el interior está dado aproximadamente por

$$\theta = (V_t/S_0) \ln [(p_1 - p_0)/(p_2 - p_0)] \qquad (5\text{-}122)$$

donde V_1 = volumen del depósito más volumen de la tubería entre la bomba y éste último, S_0 = velocidad del sistema como la expresa la ecuación (5-113), suponiendo que es independiente de la presión; p_1 = presión inicial del depósito; p_0 = presión de entrada más baja de la bomba que puede obtenerse con la bomba en cuestión; p_2 = presión final del depósito. Para cálculos más precisos, véase Dushman y Lafferty, *op. cit.*, pp. 111-116.

La cantidad de inertes que deben eliminarse mediante un sistema de bombeo después de una etapa de paro, depende fundamentalmente de fugas de entrada de aire en los accesorios, las conexiones, etc. Jackson [*Chem. Eng. Prog.*, **44**, 347-352 (1948)] propuso una tabulación de fugas internas de aire promedio para varias conexiones y componentes de líneas de tubería. El total de tales fugas determina el tamaño de la bomba necesario para mantener el vacío deseado.

Para información más amplia sobre los fenómenos de los flujos moleculares, véase Dushman y Lafferty, *op. cit.*, pp. 87-104; Guthrie y Wakerling, *op. cit.*, pp. 12-58; Lewin, *Fundamentals of Vacuum Science and Technology*, pp. 11-16, McGraw-Hill, New York, 1965; y Van Atta, *Vacuum Science and Engineering*, pp. 43-62, McGraw-Hill, New York, 1965.

Diámetro económico de la tubería: flujo turbulento Al seleccionar el tamaño de tubería que va a utilizarse en un sistema de manejo de fluidos, se tiene con frecuencia una variedad de diámetros permisibles que comprenden dos o más tamaños estándar de tubería. En tales casos, la selección final deberá realizarse sobre una base económica de modo que el último incremento de la inversión reduzca los costos de operación lo suficiente para producir la recuperación mínima requerida sobre la inversión. Cuando se trata de líneas de tuberías largas que se tienden a campo traviesa, utilizando tuberías de aleación de longitud y complejidad apreciable o tuberías con válvulas de control, conviene efectuar análisis detallados de la inversión y los costos de operación.

No obstante, para las longitudes de tubería que se utilizan comúnmente dentro de las plantas químicas y refinerías de petróleo, basta con utilizar una de las ya conocidas gráficas de diámetro económico de tubería para seleccionar el más adecuado. Estas gráficas fueron presentadas por Genereaux [*Chem. Metall. Eng.*, **44**(5), 241-248 (1937)] y por Johnson y Maker [*Proc. Tenth Mid-Year Meet. Am. Pet. Inst.*, secc. III, 7-23 (1940)]. Esas gráficas se basaron en un costo mínimo de propiedad y funcionamiento de líneas y tuberías. Se encontrarán mayores detalles en la obra de Peters y Timmerhaus, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3rd ed., McGraw-Hill, New York, 1980, chap. 10.

Skelland (*Non-Newtonian Flow and Heat Transfer*, chap. 7, Wiley, New York, 1967) proporciona métodos para el cálculo del diámetro económico de tubería para flujo turbulento de **fluidos no newtonianos**.

Diámetro económico de tubería: flujo laminar Las líneas de tubería para el transporte de líquidos de gran viscosidad en plantas químicas o refinerías de petróleo, raramente se diseñan basándose en forma exclusiva en los aspectos económicos. Sucede más a menudo que el tamaño está condicionado por la caída de presión disponible, limitaciones del esfuerzo cortante o por consideraciones del tiempo de residencia.

Sarchet y Colburn [*Ind. Eng. Chem*, **32**, 1249-1252 (1940)] formularon una gráfica de diámetro económico de tubería para flujos laminares. Existe también una versión actualizada de Peters y Timmerhaus (*op. cit.*, chap. 10). Para flujos laminares de fluidos no newtonianos, existen métodos para calcular el diámetro económico de tubería que se delinean en la obra de Skelland (*op. cit.*, chap. 7).

Pérdidas de presión diversas Las determinaciones experimentales de la resistencia de aditamentos y válvulas de ordinario se llevan a cabo midiendo la pérdida general por fricción en un sistema constituido de dos o más longitudes de tubería recta conectadas en serie por medio de un número apropiado de accesorios o válvulas idénticos. Para obtener la pérdida producida por los aditamentos o válvulas propiamente dichos, la pérdida por fricción en una tubería recta se resta de la pérdida general o total por fricción. Existen tres convenios específicos ya establecidos para calcular la longitud de la "tubería recta" del sistema de prueba: **1)** se toma la longitud verdadera de la línea central de todo el sistema, **2)** se suman las longitudes de los tramos individuales de tubería que son verdaderamente rectos, o **3)** se suman las distancias entre las intersecciones de las líneas centrales alargadas correspondientes a tuberías rectas sucesivas. Aquí se utiliza el primer método aceptado, es decir, se toma la **longitud real de la línea central de todo el sistema**, excepto cuando se indica lo contrario.

En la siguiente recopilación, F (N·m)/ kg [(ft·lbf)/lb o ft de fluido circulante] es la energía mecánica que se pierde por fricción en cada libra de fluido que pasa por el aditamento o accesorio en cuestión. F es, al mismo tiempo, la cantidad designada por el mismo símbolo en la ecuación (5-41), si las secciones 1 y 2, a las que se refiere dicha ecuación, se toman cada una de ellas inmediatamente antes y después del aditamento. Por ende, para calcular la caída de presión ocasionada por el aditamento, la ecuación (5-41) deberá resolverse utilizando el valor apropiado de F.

Aquí se utilizan los siguientes símbolos: A = área de la sección transversal; D = diámetro interno; g_c = constante dimensional; G = velocidad de masa promedio; K = coeficiente expresado como el número de cargas de velocidad, adimensional; L = longitud de una tubería o un conducto; L_e = longitud equivalente de una tubería recta; p = presión estática; V = velocidad lineal promedio; μ = viscosidad; ρ = densidad. Los subíndices se definen cuando se utilizan.

Las ecuaciones y los datos se aplican al flujo de **fluidos incompresibles**, es decir, líquidos, gases y vapores, para cambios de densidad inferiores al 10% o para velocidades menores que 60 m/s (200 ft/s).

Pérdidas por contracción y entrada Para una **contracción repentina** en una entrada de bordes cortantes a una tubería, o en el caso de una reducción repentina en el área de la sección transversal de un conducto (Fig. 5-36), la pérdida de energía mecánica debida a la fricción, para **flujo turbulento**, es

$$F = K_c(V_2^2/2g_c) \qquad (5\text{-}123)$$

donde V_2 = velocidad promedio en la tubería más pequeña; K_c = coeficiente, función de la razón de un área de sección transversal menor, A_2 a un área de sección transversal mayor, A_1, y del número de Reynolds para flujos de las dos tuberías, adimensional. Los valores de K_c para flujos turbulentos (véase Rouse, *Engineering Hydraulics*, p. 415, Wiley, New York, 1950) aparecen en la tabla 5-13. Benedict, Carlucci y Swetz [*J. Eng. Power*, **88**, 73-81 (1966). Indican valores ligeramente superiores.

Para una **entrada redondeada o en forma de trompeta** (Fig. 5-37) con un radio de redondeo mayor de aproximadamente el 15% del diámetro de la tubería, el coeficiente de contracción K_c para **flujos turbulentos** es aproximadamente 0.1 (véase Vennard y Street, *op. cit.*, pp.

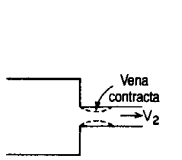


FIG. 5-36 Contracción repentina.

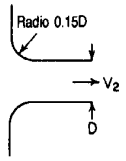


FIG. 5-37 Entrada redondeada.

420-421). El redondeo de la entrada evita la formación de una vena contracta (Fig. 5-36), lo cual genera una pérdida más pequeña.

La pérdida de fricción para **flujo laminar**, debida a una repentina contracción en la tubería, puede expresarse en términos de una longitud equivalente L_e de tubería de descarga recta. Siguiendo los lineamientos de Holmes (disertación, University of Delft, 1967), L_e es

$$L_e/D = a + bN_{Re} \tag{5-124}$$

donde D = diámetro de la tubería más pequeña; N_{Re} = número de Reynolds en esa tubería; a = coeficiente de Couette, adimensional; y b = coeficiente de Hagenbach, adimensional. Los coeficientes a y b deberían ser independientes de las áreas de sección transversal para $A_2/A_1 < 0.2$. En algunas publicaciones se informa un valor teórico $a = 0.30$ [Roscoe, *Philos. Mag.*, **40**, 338-351 (1949); Weissberg, *Phys. Fluids*, **5**, 1033-1036, (1962); Mills, *J. Mech. Eng. Sci.*, **10**, 133-140 (1968); y Boger, Gutpa y Tanner, *J. Non-Newtonian Fluid Mech.*, **4**, 239-248 (1978)]. Holmes, *loc. cit.*, proporciona un valor de $a = 0.31$. También se ha informado de valores experimentales de $a = 0.39$, determinados con tubos que descargan fluido en el aire [Miller y Nemecek, ASME Pap. 58-A-106 (1958); Chong, Christiansen y Baer, *J. Appl. Polym. Sci.*, **15**, 369-379 (1971), y Boger y Binnington, *Trans. Soc. Rheol.*, **21**, 515-534 (1977)]. El coeficiente a determinado en estas condiciones incluye las pérdidas de salida, cuyo valor equivale a 0.12 (Boger, Gupta y Tanner, *loc. cit.*). También se ha indicado un valor teórico de $b = 0.0391$ [Shah, *J. Fluids, Eng.*, **100**, 177-179 (1978)]. Un valor experimental de $b = 0.0363$ ha sido dado por Kaye y Rosen, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **17**, 1269-1270 (1971).

TABLA 5-13 Coeficiente para pérdidas por contracción repentina para flujo turbulento

A_2/A_1	0	0.2	0.4	0.6	0.8	1.0
K_c	0.5	0.45	0.36	0.21	0.07	0

Las pérdidas por fricción para flujo laminar en **ductos rectangulares**, debidas a una contracción repentina en el ducto, se puede expresar en términos de una longitud equivalente L_e del ducto recto de descarga, como

$$L_e/h = a' + b'N_{Re} \tag{5-125}$$

donde h = altura del rectángulo más pequeño; N_{Re} = número de Reynolds con base en el diámetro hidráulico del canal más pequeño; a' = coeficiente adimensional; y b' = coeficiente adimensional. Los coeficientes a' y b' deberían ser independientes del área de la sección transversal del ducto, cuando se considera despreciable la sección transversal del ducto más pequeño comparándola con la sección del ducto más grande. El valor teórico de a' para rectángulos cuya relación ancho-alto es grande, es 0.42 (Roscoe, *loc. cit.*). Holmes, *loc. cit.*, ha encontrado un valor de $a' = 0.51$ para los mismos ductos; y Shah, *loc. cit.*, un valor de $b' = 0.0281$ para la pérdida de fricción en flujo laminar a lo largo de ductos rectangulares con diversas selecciones ancho-alto y ductos anulares concéntricos con números grandes de Reynolds, véase Shah, *loc. cit.*

La causa de la pérdida por fricción es el trabajo requerido para fijar la distribución parabólica de la velocidad para el flujo laminar a lo largo de la tubería. La **longitud de entrada** hidrodinámica L_{hy} requerida para que la velocidad en línea central alcance el 99% de su velocidad desarrollada en **flujo laminar**, a partir de un perfil de velocidad uniforme en la entrada de la tubería, fue calculada por Atkinson, Brocklebank, Card y Smith [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **15**, 548-553 (1969)], como

$$L_{hy}/D = 0.59 + 0.056N_{Re} \tag{5-126}$$

Para una consulta adicional sobre este punto, véase Langhaar, *J. Appl. Mech.*, **9**, A55-A58 (1942); Shapiro, Siegel y Kline, *Proc. Second U. S. Nat. Cong. Appl. Mech.*, ASME, 1954, pp. 733-741; y Chen, *J. Fluids Eng.*, **95**, 153-158 (1973). Para un número de Reynolds $DG/\mu = 2000$, el efecto de entrada deberá persistir durante una longitud aproximada equivalente a 110 diámetros. Un incremento de la resistencia friccional cercana a la entrada de la tubería proviene de la misma fuente que en **flujo turbulento** [Olson y Sparrow, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **9**, 766-770 (1963); y Ross, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **78**, 915-923 (1956)]. Este efecto es de menor importancia en la región de flujo turbulento que en la región laminar. La longitud de entrada para flujo turbulento en tuberías de acero grandes cuya forma de entrada es acampanada, se representa por $50L_{hy}/D$ [Wang y Tullis, *J. Fluids Eng.*, **92**, 62-68 (1974)]. Sin embargo, el esfuerzo cortante en la pared en la misma tubería de acero alcanza un desarrollo completo en un valor aproximado de $15L_{hy}/D$. La longitud hidrodinámica de entrada, en flujo laminar para **ductos rectangulares** que tienen una relación ancho-largo muy grande fue calculada por Atkinson, Brocklebank, Card y Smith (*loc. cit.*) mediante la expresión

$$L_{hy}/h = 0.625 + 0.022N_{Re} \tag{5-127}$$

donde el número de Reynolds se basa en el diámetro hidráulico. Para detalles adicionales, véase Chen, *loc. cit.* Para el desarrollo de flujo turbulento en un ducto cuadrado, véase Ahmed y Brundrett, *Ind. J. Heat Mass Transfer*, **14**, 365-375 (1971). Para el desarrollo de flujo turbulento en un ánulo, véase Sridhar, Nicol y Padmanabha, *J. Appl. Mech.*, **37**, 25-28 (1970).

La caída de presión para flujo laminar en la longitud de entrada de tuberías circulares, con la entrada redondeada en una tubería horizontal puede estimarse mediante la gráfica mostrada en la figura 5-38. Cuando la entrada es abrupta o con orillas no redondeadas, para números de Reynolds menores de 500, pero probablemente mayores de 50, se aplica la figura 5-38; para números de Reynolds mayores de 500, la caída de presión será mayor a causa de la vena contracta y los remolinos existentes después de la entrada. Para detalles adicionales sobre este punto, véase Kreith y Eisenstadt, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **79**, 1070 (1957). Para otros trabajos teóricos véase Chen, *loc. cit.*; y Shah, *loc. cit.* En la figura 5-38, p_0 = presión estática en el depósito, p_L = presión estática en la tubería a una distancia L; y L = distancia de la tubería.

Para la caída de presión de un flujo laminar en la sección de entrada de **ductos rectangulares**, véase Chen, *loc. cit.* y Shah, *loc. cit.*

Cuando se trata de **fluidos no newtonianos** que obedecen la **ley de potencia**, la pérdida por fricción debida a una repentina contracción en la tubería es mayor que para fluidos newtonianos. En un flujo lento ($N_{Re} < 1$), la longitud equivalente L_e de una contracción repentina ($A_2/A_1 < 2$) es aproximadamente $0.30/n$ del diámetro de descarga de la tubería, donde n es el exponente para el fluido no newtoniano tipo ley de potencia (Boger, Gupta y Tanner, *loc. cit.*). El flujo laminar de **líquidos no newtonianos viscoelásticos** a lo largo de canales que sufren alguna contracción repentina, se caracteriza por el desarrollo de un vértice corriente arriba del plano de contracción. En flujo lento cuyo ($N_{Re} < 1$), el tamaño del vértice se incrementa al aumentar la velocidad del flujo. Cuando se trata de flujos cuyo número de Reynolds es mayor se observan flujos, cuya forma es distorsionada y compleja. Detalles sobre este tema pueden consultarse en Cable y Boger, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **24**, 869-879, 992-999 (1978) y **25**, 152-159 (1979). Para detalles de este tipo de flujo a la entrada de un ánulo, véase Tan y Tiu, *J. Non-Newtonian Fluid Mech.*, **6**, 21-45 (1979). La caída de presión en flujo de fluidos viscoelásticos a través de orificios con orillas cortas (L/D de 1 a 10), descargando en el aire, es mucho mayor que la estimada a partir de las pérdidas de fricción [véase Bagley, *J. Appl. Phys.*, **28**, 624-627 (1957)].

Para flujo laminar lento ($N_{Re} < 1$) de fluidos a lo largo de **canales cónicos convergentes**, la caída de presión Δp, debida a la fricción entre los extremos de la sección convergente, puede estimarse integran-

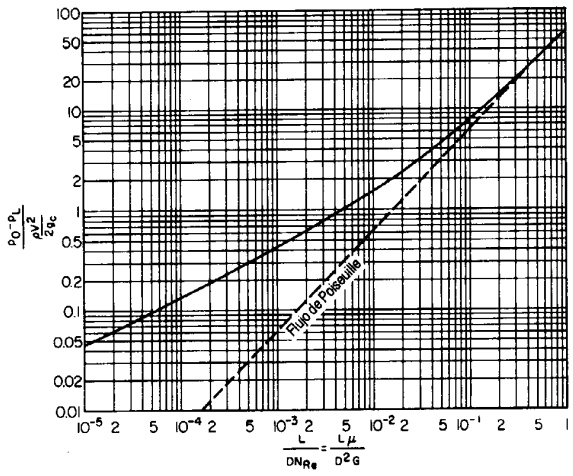


FIG 5-38 Efecto de entrada en un flujo laminar [Basado en Kreith y Eisenstadt, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **79**, 1070 (1957), y Shapiro, Siegel y Kline, *Proc. 2d. Nat. Congr. Appl. Mech.*, p. 733, ASME, 1954.]

do la forma diferencial de la ecuación (5-73), además de tomar en cuenta el pequeño valor del ángulo entre las paredes. Para fluidos no newtonianos que siguen el comportamiento de la ley de potencia,

$$\Delta p/4(L/D)_e = K'(32q/\pi D_2^3)^n \tag{5-128}$$

$$\left(\frac{L}{D}\right)_e = \frac{1}{6n \tan(\alpha/2)}\left[1 - \left(\frac{D_2}{D_1}\right)^{3n}\right] \tag{5-129}$$

donde D_1 = diámetro de entrada, D_2 = diámetro de salida, α = ángulo total entre las paredes convergentes, q = gasto volumétrico y K', n = constantes del material. [Véanse las ecuaciones (5-74) y (5-75)]. Para predicciones de mediciones de canales con $\alpha < 11°$, véase Kemblowski y Kiljanski, *Chem. Eng. J. (Lausanne)*, **9**, 141-151 (1975). La caída de presión en flujo lento ($N_{Re} < 1$) a lo largo de **canales convergentes bidimensionales** de **paredes rectas** puede estimarse al integrar la forma diferencial de la ecuación (5-82), al tener en cuenta que el ángulo entre las paredes es pequeño.

Pérdidas por ensanchamiento y salida En el caso de conductos de cualquier sección transversal, la pérdida de fricción por un **ensanchamiento repentino** (Fig. 5-39) con un **flujo turbulento**, está dada por la simple ecuación de Borda-Carnot,

$$F = \frac{(V_1 - V_2)^2}{2g_c} = \frac{V_1^2}{2g_c}\left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \tag{5-130}$$

donde V_1 = velocidad en el conducto pequeño, V_2 = velocidad en el conducto mayor, y A_1 = área de la sección transversal del conducto más pequeño, y A_2 = área de la sección transversal del conducto mayor. La ecuación (5-130) es casi exacta para un flujo turbulento de agua (véase Benedict *et al.*, *loc. cit.*) y se aplica aceptablemente al flujo turbulento de gases y vapores cuyas velocidades sean inferiores a 60 m/s (aproximadamente 200 ft/s) [Kays, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **72**, 1067-1074 (1950)]. Para el flujo de aire subsónico y supercrítico compresible, Benedict, Wyler, Dudek y Gleed [*J. Eng. Power*, **98**, 327-334 (1976)] presentan tablas para el cálculo de pérdidas por fricción en términos de la razón de presión total en un ensanchamiento repentino, cuya razón de áreas A_1/A_2 es de 0.1 a 0.5.

Para el **flujo laminar** lento ($N_{Re} < 1$), la pérdida por fricción debida a un ensanchamiento súbito del ducto puede expresarse en términos de una longitud equivalente del ducto más pequeño, y es la misma que se ha visto anteriormente para una contracción repentina. [Véanse las ecuaciones (5-124) y (5-125) para $N_{Re} < 1$]. Para números de Reynolds más grandes, probablemente debería multiplicarse por dos el resultado que se obtenga al aplicar la ecuación (5-130). Para una tubería que tiene una relación $A_1/A_2 < 0.1$, esto es equivalente a $b = 0.0313$. En principio, parece ser que tal procedimiento proporciona las pérdidas de salida adecuadas para el caso límite en que la velocidad en la descarga o en el depósito es despreciable [véase Kreith y Eisenstadt, *loc. cit.*; y Willoughby y Kittle, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **6**, 304-306 (1967)].

El flujo de fluidos a lo largo de canales circulares con un ensanchamiento repentino se caracteriza por el desarrollo de un vértice (flujo secundario) corriente abajo del plano de expansión. Para números bajos de Reynolds, el tamaño del vértice se incrementa al aumentarse la relación A_2/A_1, y para fluidos no newtonianos (ley de potencia) cuyo exponente es decreciente. Han sido observados vértices, cuya longitud es superior a nueve veces el diámetro del tubo con $N_{Re} \sim 200$, $n > 0.65$ [véase Macagno y Hung, *J. Fluid Mech.*, **28**, 43-64 (1967); y Halmos, Boger y Cabelli, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **21**, 540-549 (1975)].

El hecho de que un líquido fluya lentamente ($N_{Re} < 1$) también ocasiona una **pérdida por fricción en la salida**, que es equivalente a una tubería de longitud de 0.12 del diámetro (véase Boger, Gupta y Tanner, *loc. cit.*). Para **fluidos no newtonianos (ley de potencia)**, las pérdidas de salida se incrementan ligeramente al disminuir el exponente. La causa de las pérdidas de fricción es el rearreglo del perfil de velocidad cerca de la salida de la tubería.

Cuando un **líquido viscoelástico no newtoniano** se extruye a lo largo de un troquel y su número de Reynolds es bajo, se expande a un diámetro mayor que el del troquel. Este fenómeno, conocido como **dilatación de troquel**, es más pronunciado para troqueles pequeños, [véase Graessley, Glasscock y Crawley, *Trans. Soc. Rheol.*, **14**, 519-544 (1970)]. Para la medición de distribuciones de velocidad cercanas a la salida del troquel, véase Goulden y MacSporran, *J. Non-Newtonian Fluid Mech.*, **1**, 183-198 (1976); y Whipple y Hill, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **24**, 664-671 (1978). La dilatación mínima medida con cualquier líquido ($N_{Re} < 1$) es una relación del líquido de extrusión al diámetro del troquel aproximada de 1.10 [véase Graessley, Grasscock y Crawley, *loc. cit.*; y Batchelor, Berry y Horsfall (*Polymer*, **14**, 297-299 (1973)]. Para un cálculo teórico de la dilatación de troquel de flui-

dos newtonianos, véase Allan, *Int. J. Numer. Methods Eng.*, **11**, 1621-1626 (1977). El líquido extruido se llega a distorsionar cuando la velocidad de flujo es mayor, lo que se refleja en el patrón de flujo complejo a la entrada del troquel (véase Cable y Boger, *loc. cit.*). Cuando se tiene polímeros fundidos, el fenómeno se denomina **fractura de fundición**. Ocurre con esfuerzo cortante en la pared, aproximado a $10^5 N/m^2$ (14.5 lbf/in^2) [Tordella, *Rheol. Acta*, **1**(2-3), 216-221 (1958)].

Si la transición de un conducto menor a uno mayor de cualquier forma de sección transversal se logra por medio de un **conducto uniformemente divergente** (Fig. 5-40), con un eje recto, el cambio total de presión Δp entre los extremos de la sección divergente se calcula integrando la forma diferencial de la ecuación (5-57), a condición de que el ángulo total entre las paredes divergentes no sea mayor de 7 grados aproximadamente. Gibson (*Hydraulics and Its Applications*, 5th ed., p. 93. Constable, London, 1952), encontró, basándose en sus experimentos con agua que fluía por conductos cónicos divergentes con razones de área de 1 a 2.5 hasta 1 a 9, que en **flujos turbulentos**, la pérdida como función de α disminuye conforme α aumenta hasta 5 o 7 grados aproximadamente, y luego aumenta de una manera rápida al incrementarse α . Para valores α superiores a 35 grados, a menudo la pérdida excede considerablemente a la que acompaña a una expansión repentina, llegando a un máximo cerca de los 60 grados; luego disminuye de manera gradual al de una expansión repentina a $\alpha = 180$ grados. Es imposible dar una fórmula general y simple para $\alpha > 7$ grados, puesto que las pérdidas medidas sufren la influencia del ángulo de divergencia y la razón de dilatación, el valor de N_{Re}, la naturaleza de la distribución de velocidad inicial, y la longitud y la forma de sección transversal de pasaje corriente abajo. Como guía, los resultados de Gibson indican que

$$\Delta h = K \frac{(V_1 - V_2)^2}{2g_c} \tag{5-131}$$

donde Δh = pérdida total de carga, $K \cong 0.13$ para $\alpha \cong 5$ a 7 grados, $K = 0.0110\ \alpha^{1.22}$ para 7.5 grados $< \alpha <$ 35 grados y donde α se expresa en grados.

El comportamiento del flujo en difusores cónicos fue analizado por McDonald y Fox [*Int. J. Mech. Sci.*, **8**(2), 125-139, (1966)].

Para **flujo laminar lento** ($N_{Re} < 1$) de fluidos a lo largo de canales cónicos divergentes, la caída de presión debida a la fricción entre los extremos de la sección divergente puede estimarse mediante las ecuaciones (5-128) y (5-129), cuando el ángulo de divergencia sea pequeño.

Los ensanchamientos en forma de trompeta para **flujos turbulentos** diseñados de tal modo que se tenga una disminución constante de la carga de velocidad por unidad de longitud del eje de la tubería, dan entre 20 y 60% menos pérdida por fricción que las tuberías con ahusamientos rectos de la misma longitud (Gibson, *op. cit.*, p. 95).

Reneau, Johnston y Kline [*J. Basic Eng.*, **89**, 141-150 (1967)] examinan la caída de presión y comportamiento del flujo en **conductos uniformemente divergentes y bidimensionales**, con **paredes rectas** y el caso de **paredes curvas** fue analizado por Sagi y Johnston (*ibid.* 715-731 (1967)].

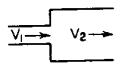


FIG. 5-39 Ensanchamiento súbito.

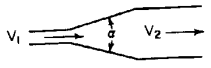


FIG. 5-40 Conducto uniformemente divergente.

Para **flujo laminar lento** ($N_{Re} < 1$), la caída de presión debida a la fricción entre los extremos de la sección divergente puede estimarse al integrar la forma diferencial de la ecuación (5-82), cuando el ángulo de divergencia sea pequeño.

Orificios y placas perforadas Cuando se tienen **orificios circulares concéntricos con bordes a escuadra**, la pérdida general por fricción o caída permanente de presión para **flujos turbulentos** se calcula aplicando la ecuación (5-24). Si el flujo es **laminar** en el canal corriente arriba, los datos sobre tubos cortos (Kreith y Eisenstadt, *loc. cit.*, p. 1074) indican que la pérdida general por fricción F es igual al diferencial del orificio expresado en pies de fluido en movimiento. En flujo laminar lento, con orificios en los que $N_{Re} < 1$, la caída de presión permanente expresada en términos de una longitud equivalente L_e de tubería recta del mismo diámetro del orificio, es el doble que el que se obtiene mediante la ecuación (5-124) o 0.60 del diámetro del orificio.

Para **orificios redondeados** o **boquillas bien formadas** colocadas en una línea de tubería, la pérdida general por fricción para **flujos turbulentos** se calcula aplicando la ecuación (5-17). Para **flujos laminares**, la pérdida general por fricción se calcula basándose en la figura 5-38, tomando la longitud equivalente L_e de una entrada redondeada

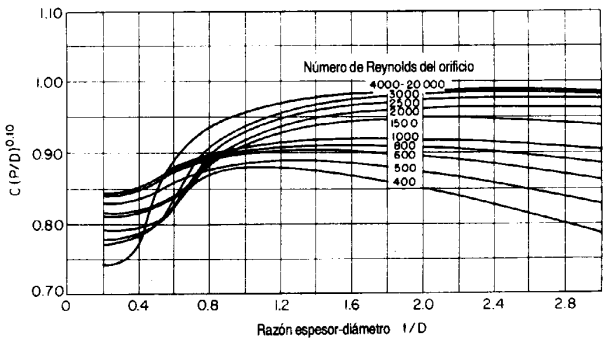


FIG. 5-41 Coeficiente de orificio en placa perforada en función del número de Reynolds y las características físicas de la placa. [Smith y Van Winkle, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **4**, 266(1958).]

con un valor indicado de 0.2 del diámetro de la salida del orificio o la boquilla.

Para **orificios anulares**, la pérdida general por fricción para números de Reynolds de espacios anulares comprendidos en el intervalo de 100 a 20 000, se calculan por medio de la ecuación (5-14) junto con el coeficiente K dado en la subsección "Medidores de orificio."

Para **placas perforadas**, la caída permanente de presión se calcula a partir de la correlación suministrada por Van Winkle et al. Estos hombres de ciencia correlacionaron, con un margen de ± 5%, los datos de caída de presión que ellos mismos habían determinado, con los calculados por otras personas, para el flujo de gases que pasa por **placas perforadas con orificios de bordes a escuadra**, sobre un espaciamiento en forma de triángulo equilátero para **un intervalo de números de Reynolds para orificios de 400 a 20 000 y P/D de 2 a 5**. La ecuación básica es

$$w = CA_f Y \sqrt{\frac{2g_c\rho_1 \Delta p}{1 - (A_f/A_p)^2}} \qquad (5\text{-}132)$$

donde w = gasto en peso; C = coeficiente del orificio que se describe a continuación y carece de dimensiones; A_f = área libre total de orificios; A_p = área total de la sección transversal de la placa perforada; Y = factor de dilatación o expansión [ecuación (5-23)], adimensional; g_c = constante dimensional; ρ_1 = densidad del fluido a la presión y temperatura corriente arriba; y Δp = caída de la presión en la placa. El coeficiente de orificios C, en función del número de Reynolds y las características físicas de la placa, se indica en la figura 5-41 [Smith y Van Winkle, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **4**, 266-268 (1958); véase también Kolodzie y Van Winkle, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **3**, 305-312 (1957)], donde P = paso del orificio (distancia centro a centro); D = diámetro del orificio; t = espesor de la placa; N_{Re} = número de Reynolds basado en el diámetro del orificio = $wD/A_f\mu$, adimensional; y μ = viscosidad del fluido. Si el borde de la entrada de un orificio está ligeramente redondeado, como puede ser el caso de orificios perforados, el coeficiente es considerablemente mayor que el que se da en la figura 5-41. En la información anterior relacionada con las pérdidas de entrada, se tiene una indicación clara del efecto del redondeo.

Accesorios y válvulas Para **flujo turbulento**, la pérdida adicional por fricción producida por aditamentos o accesorios y válvulas se justifica expresando la pérdida ya sea como una longitud equivalente de tubería recta en diámetros de tubería, L_e/D, o como la cantidad de cargas de velocidad K perdidas en una tubería del mismo tamaño. K se define como sigue

$$K = \frac{\Delta F}{V^2/2g_c} \qquad (5\text{-}133)$$

donde ΔF = pérdida adicional por fricción (pérdida total por fricción menos pérdida por fricción correspondiente a la longitud de la línea central de la tubería recta), V = velocidad promedio del fluido, y g_c = constante dimensional. Las cantidades L_e/D y K no son del todo comparables, pero ambas son exactas dentro de los límites de los datos disponibles o diferentes en detalles de los aditamentos y válvulas comerciales existentes. Teóricamente, K deberá ser constante para todos los tamaños de un diseño de aditamentos o válvulas dadas, si todos ellos fueran geométricamente similares; sin embargo, raramente se logra esa similitud geométrica [De Craene, *Heat. Piping Air Cond.*, **27**(10), 90-95 (1955)]. Los datos indican que la resistencia K tiende a disminuir al incrementarse el tamaño del aditamento o la válvula [De Craene, *loc. cit.*; y Pigott, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **72**, 679-688 (1950)].

En la tabla 5-14 se incluyen valores representativos de K para muchas clases de aditamentos y válvulas. También se pueden obtener valores aproximados de L_e/D, multiplicando K por 45 en caso de líquidos similares al agua y por 55 en el caso de gases similares al aire. La mayor parte de los valores dados son para aditamentos de rosca estándar y es probable que su precisión tenga un margen cerca de ± 30%. La diferencia en la pérdida por fricción entre terminales de rosca, con reborde y soldadas es insignificante (De Craene, *loc. cit.*). Los fabricantes y

TABLA 5-14 Pérdida adicional por fricción para flujo turbulento a través de accesorios y válvulas[a]

Tipo de accesorio o válvula	Pérdida adicional por fricción, No. equivalente de cargas de velocidad, K
L de 45°, estándar[b,c,d,e,f]	0.35
L de 45°, radio largo[c]	0.2
L de 90°, estándar[b,c,e,f,g,h]	0.75
Radio largo[b,c,d,e]	0.45
Cuadrada o a inglete[h]	1.3
Codo de 180°, retorno cerrado[b,c,e]	1.5
T estándar en un tramo, bifurcación sellada[e]	0.4
Usada como L al entrar a una bifurcación[g,i]	1.0
Usada en L al entrar a una bifurcación[c,g,i]	1.0
Flujo que se bifurca[i,j,k]	1[j]
Acoplamiento[c,e]	0.04
Unión[e]	0.04
Válvula de compuerta[b,e,m] abierta	0.17
3/4 abierta[n]	0.9
1/2 abierta[n]	4.5
1/4 abierta[n]	24.0
Válvula de diafragma,[o] abierta	2.3
3/4 abierta[n]	2.6
1/2 abierta[n]	4.3
1/4 abierta[n]	21.0
Válvula de globo,[e,m] de asiento biselado, abierta	6.0
1/2 abierta[n]	9.5
De asiento compuesto, abierta	6.0
1/2 abierta[n]	8.5
De tapón, abierto	9.0
3/4 abierta[n]	13.0
1/2 abierta[n]	36.0
1/4 abierta[n]	112.0
Válvula angular,[b,e] abierta	2.0
Y o válvula de escape,[b,m] abierta	3.0
De llave ciega[p] (Fig. 5-42) θ = 5°	0.05
10°	0.29
20°	1.56
40°	17.3
60°	206.0
Válvula de mariposa[p] (Fig. 5-43) θ = 5°	0.24
10°	0.52
20°	1.54
40°	10.8
60°	118.0
Válvula de retención[b,e,m] de columpio	2.0[q]
De disco	10.0[q]
De bola	70.0[q]
Válvula de pie[e]	15.0
Medidor de agua[h], disco	7.0[r]
De pistón	15.0[r]
Rotatoria (disco en estrella)	10.0[r]
De rueda de turbina	6.0[r]

[a] Lapple, *Chem. Eng.*, **56**(5), 96-104 (1949), fuente general de referencia.

[b,m] "Flow of Fluids Through Valves, Fittings, and Pipe", Tech. Pap. 410, Crane Co., 1969.

[c] Freeman, *Experiments Upon The Flow of Water in Pipes and Pipe Fittings*, American Society of Mechanical Engineers, New York, 1941.

[d] Giesecke, *J. Am. Soc. Heat. Vent. Eng.*, **32**, 461 (1926).

[e] *Pipe Friction Manual*, 3d ed., Hydraulic Institute, New York, 1961.

[f] Ito, *J. Basic Eng.*, **82**, 131-143 (1960).

[g] Giesecke y Badgett, *Heat. Piping Air Cond.*, **4**(6), 443-447 (1932).

[h] Schoder y Dawson, *Hydraulics*, 2d. ed., McGraw-Hill, New York, 1934, p. 213.

[i] Hoopes, Isakoff, Clarke y Drew, *Chem. Eng. Prog.*, **44**, 691-696 (1948).

[j] Gilman, *Heat. Piping Air Cond.*, **27**(4), 141-147 (1955).

[k] McNown, *Proc. Am. Soc. Civ. Eng.*, **79**, Separate 258, 1-22 (1953); discussion ibid., **80**, Separate 396, 19-45 (1954). Para el efecto del espaciamiento en la ramificación para pérdidas por unión en la separación del flujo, véase Hecker, Nystrom y Qureshi, *Proc. Am. Soc. Civ. Eng., J. Hydraul. Div.*, **103**(HY3), 265-279 (1977).

[l] Esta es la caída de presión (incluyendo las pérdidas por fricción) entre el flujo directo y la ramificación, basada en la velocidad de la corriente principal antes de la ramificación. Los valores reales dependen de la participación de flujo, en un intervalo de 0.5 a 1.3, si la corriente principal se mantiene en el sentido directo, y de 0.7 a 1.5 si entra en la ramificación.

[n] Lansford, *Loss of Heat in Flow of Fluids Through Various Types of 1-1/2 in Valves*, Univ. Eng. Exp. Sta. Bull. Ser., **340**, 1943.

[n] La fracción abierta es directamente proporcional al viaje del vástago o los giros de rueda de la válvula. La dirección del flujo a través de diversos tipos de válvulas tiene un pequeño efecto en la caída de presión (véase Freeman, *op. cit.*) Este efecto puede ser despreciado para fines prácticos.

[o] Streeter, *Prod. Eng.*, **18**(7), 89-91 (1947).

[p] Gibson, *Hydraulics and Its Applications*, 5th ed., Constable, London, 1952, p. 250.

[q] Los valores se aplican sólo cuando la válvula de retención (*check*) está totalmente abierta, como es el caso de velocidades mayores a 1 m/s (aproximadamente 3 ft/s) para agua.

[r] Los valores deben considerarse aproximados, porque existe mucha variación en equipo del mismo tipo según los diferentes fabricantes.

usuarios de válvulas, sobre todo las de control, han encontrado que es conveniente expresar la capacidad de la válvula mediante un coeficiente de flujo C_v. Este coeficiente se relaciona con K por medio de la expresión

$$C_v = C_1 d^2/\sqrt{K} \tag{5-134}$$

donde C_v = coeficiente de flujo en la válvula, gal/min de agua a 60°F, que pasa bajo una caída de presión de válvula de 1 lbf/in^2; d = diámetro interno de la válvula, dado en in; y $C_1 = 29.9$. Las condiciones equivalentes en unidades del sistema internacional (SI) son C_v = coeficiente de flujo de la válvula, L/min de agua a 15.5°C fluyendo bajo una caída de presión de 6.895 kPa; d = diámetro interno de la válvula, cm; y $C_1 = 17.54$.

Al hablar de **flujos laminares**, los datos sobre pérdidas por fricción de accesorios y válvulas son escasos [Beck y Miller, *J. Am. Soc. Naval Eng.*, **56**, 62-83 (1944); Beck, *ibid.*, **56**, 235-271, 366-388, 389-395 (1944); De Craene, *loc. cit.*; Karr y Schutz, *J. Am. Soc. Naval Eng.*, **52**, 239-256 (1940); y Kittredge y Rowley, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **79**, 1759-1766 (1957)]. Los datos de Kittredge y Rowley (*loc. cit.*) indican que la pérdida adicional por fricción expresada como el número de cargas de velocidad K es constante para números de Reynolds que van de más de 2 000 (flujo turbulento) hasta aproximadamente 500, a partir de lo cual K aumenta con rapidez al decrecer el número de Reynolds. Valores típicos de K [ecuación (5-133)] para números de Reynolds N_{Re} correspondientes a flujos laminares se describen en la tabla 5-15.

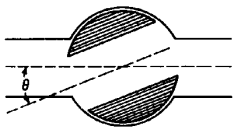


FIG. 5-42 Llave ciega.

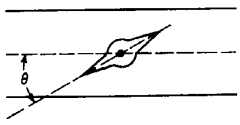


FIG. 5-43 Válvula de mariposa.

Para **uniones** en forma de **T**, cuya área transversal es constante y en las que se tiene flujo laminar combinado o separado, K [ecuación (5-133)] puede calcularse mediante

$$K = C/N_{Re} \tag{5-135}$$

donde C = coeficiente dado en la tabla 5-16, adimensional [Jamison y Villemonte, *Proc. Am. Soc. Civ. Eng., J. Hydraul. Div.*, **97** (HY7), 1045-1063 (1971)]. En las ecuaciones (5-133) y (5-135), ΔF, V y N_{Re} se refieren a los componentes de la corriente antes de la combinación o división. Las pérdidas combinadas se pueden calcular mediante la ecuación

$$\Delta F_m = \Delta F_1(V_1/V_m) + \Delta F_2(V_2/V_m) \tag{5-136}$$

donde ΔF_m = pérdida de fricción adicional para corrientes combinadas, ΔF_1 = pérdida de fricción adicional por el flujo directo, ΔF_2 = pérdida de fricción adicional por el flujo en el ramal, V_1 = velocidad promedio del fluido en el sentido directo antes de pasar por la unión, para flujo combinado o después de la unión para flujo separado (en el ramal), V_2 = velocidad promedio del fluido para la corriente ramificada, antes de la unión para flujo combinado o después de la unión para flujo separado (en la derivación); y V_m = velocidad promedio del fluido para la corriente combinada.

Codos y tuberías curvas En el caso de **flujos turbulentos en codos lisos de 90 grados** (Fig. 5-44*a*) y **codos segmentados de 90 grados** (Fig. 5-44*b*), la pérdida total por fricción expresada como la razón de la longitud equivalente de tubería recta, L_e, al diámetro de la misma, D, como función de la razón del radio de curvatura R al diámetro de la tubería D, expresadas en unidades consistentes, se ilustra gráficamente en la figura 5-45. La curva para codos lisos se basa en varios datos publicados (véase Fig. 5-45 donde se dan las referencias correspondientes) y representa casi todos los datos con una incertidumbre probable de ± 25%. Las curvas de codos segmentados se basan en pocos datos. Para un codo de 45 grados, la pérdida total por fricción es aproximadamente 65% de la pérdida correspondiente a un codo de 90 grados de un número proporcional de segmentos y, del mismo modo, para un codo de 180 grados, la pérdida equivale más o menos 140% de la correspondiente a un codo de 90 grados, basándose en la información presentada por Conn, Colborne y Brown [*Heat. Piping Air Cond.*, **25**(1), 201-205 (1953)], Ito (*loc. cit.*); Jorgensen (*Fan Engineering*, 7th ed., p. 112, Buffalo Forge Co., Buffalo, 1970); y Snyder (*loc. cit.*).

Para flujos que pasan por una **tubería curva** o un **serpentín**, hay una circulación secundaria del fluido denominada doble turbulencia o efecto de Dean, que se produce en un plano a ángulos rectos, con relación al flujo principal. Debido a esta circulación, la pérdida por fricción en la tubería curva es mayor que en una longitud igual de tubería recta. Esta circulación estabiliza también el flujo laminar, incrementando con ello el número crítico de Reynolds. El máximo número de Reynolds o **número crítico de Reynolds** para flujos laminares en función del diámetro de tubería y el diámetro del serpentín es dado por Srinivasan, Nandapurkar y Holland [*Chem. Eng. (London)*, No. 218, CE113-CE119 (May, 1968)]:

$$(N_{Re})_{crit} = 2100(1 + 12\sqrt{D/D_c}) \tag{5-137}$$

para $10 < D_c/D < 250$, donde $(N_{Re})_{crit} = (DG/\mu)_{crit}$ = número crítico de Reynolds, adimensional; D = diámetro de la tubería; D_c = diámetro del serpentín; G = velocidad másica; y μ = viscosidad del fluido.

TABLA 5-15 Pérdida adicional por fricción para flujo laminar a través de accesorios y válvulas*

Tipo de accesorio o válvula	Pérdida adicional por fricción expresada como K			
	N_{Re} = 1000	500	100	50
L de 90°, radio corto	0.9	1.0	7.5	16
Válvula de compuerta	1.2	1.7	9.9	24
Válvula de globo, de tapón compuesto	11	12	20	30
Tapón	12	14	19	27
Válvula angular	8	8.5	11	19
Válvula de retención, de columpio	4	4.5	17	55

*Tomada de las curvas de Kittredge y Rowley, *Tans. Am. Soc. Mech. Eng.* **79**, 1759-1766 (1957).

TABLA 5-16 Pérdida adicional por fricción para el flujo laminar a través de juntas

Tipo de flujo	Pérdida adicional por fricción (coeficiente C)	
	Flujo directo	Ramificación
Combinado V_1/V_m = 1 a 1/4	2100	
V_2/V_m = 0 a 3/4		7300
Separado, V_1/V_m = 1, 3/4	2100	
1/2	3650	
1/4	6400	
V_2/V_m = 0 a 3/4		7000

NOTA: V_1 - velocidad promedio de la corriente en flujo directo; V_2 = velocidad promedio de la corriente en derivación; V_m = velocidad promedio de la corriente combinada.

La **pérdida total por fricción para flujos laminares en tuberías curvas** se expresa en función de una longitud equivalente L_e de tubería recta. La razón de la longitud equivalente con la longitud verdadera de la línea central del serpentín L_e/L es una función del número de Dean o $N_{Re}\sqrt{D/D_c}$ como se ilustra en la figura 5-46 (véase también Srini-

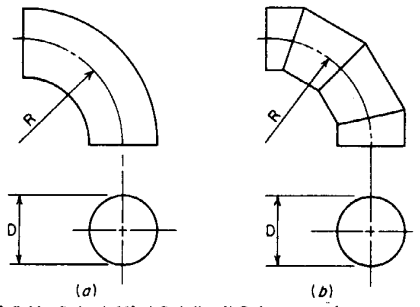


FIG. 5-44 Codos de 90°. *a*) Codo liso. *b*) Codo segmentado.

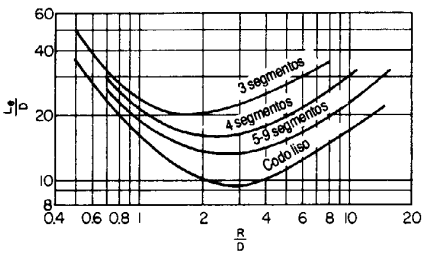


FIG. 5-45 Pérdida total por fricción en codos de 90°. [Codo liso: basado en la información de Freeman. *Experiments upon the flow of Water in Pipes and Pipe Fittings*. p. 173, ASME, New York, 1941; Ito, *J. Basic Eng.*, **82**, 131 (1960); Locklin, *Trans. Am. Soc. Heat. Vent. Eng.*, **56**, 479 (1950); Snyder, *Heat. Piping Air Cond.*, 7(1), 5 (1935). Codos segmentados: tomado de Locklin, loc. cit.].

vasan et al. (*loc. cit.*). Esta curva tiene una precisión que queda dentro del margen de ± 5%. Larrain y Bonilla [*Trans. Soc. Rheol.*, **14**(2), 135-147 (1970)] presentaron un resumen del trabajo teórico publicado, al que agregaron su análisis teórico sobre la caída de presión en flujos laminares dentro de un tubo en serpentín. Austin y Seader [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **19**, 85-94 (1973)] efectuaron un análisis teórico, cuyos resultados indican que para $5 < D_c/D < 100$, existe una ligera dependencia de segundo orden para una razón de curvatura D_c/D, más allá de la mostrada por la correlación de la figura 5-46.

La pérdida por fricción para **flujos turbulentos** se calcula a partir de la ecuación de Fanning (5-57), donde, para hélices industriales, se da el factor de fricción f_c mediante la ecuación empíricamente determinada (véase Srinivasan et al., *loc. cit.*).

$$f_c = 0.08N_{Re}^{-0.25} + 0.01(D/D_c)^{0.5} \qquad (5\text{-}138)$$

La ecuación (5-138) tiene probablemente una precisión cerca de 10%.

Srinivasan et al. (*loc. cit.*) así como Ali y Seshadri [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **10**, 328-332 (1971)] han analizado la caída de presión **en espirales**. Para la pérdida por fricción en flujo laminar a lo largo de *ductos semicirculares*, véase Masliyah y Nandakumar, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **25**, 478-487 (1979); para **canales curvos de sección cuadrada**, véase Baylis, *J. Fluids Mech.*, **48**, 417-422 (1971) y para **canales rectangulares curvados**, véase Cheng, Lin y Ou, *J. Fluids Eng.*, **98**, 41-48 (1976).

Para flujo de **fluidos no newtonianos** que obedecen **la ley de potencia**, a lo largo de tubos de serpentín, Mashelkar y Devarajan [*Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **54**, 108-114 (1976)] proponen la siguiente correlación

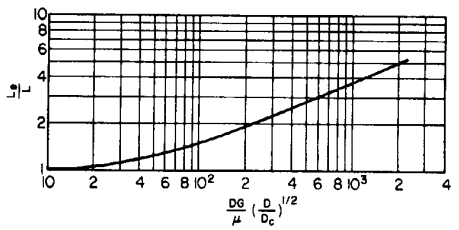


FIG. 5-46 Longitud equivalente para una tubería curva con flujo laminar. $L_e/L = 1$ para $(DG/\mu)(D/D_c)^{1/2} < 10$. [White, *Proc. R. Soc. (London)*, **A123**, 645 (1929).]

$$f_c = (9.07 - 9.44n + 4.37n^2)(D/D_c)^{0.5}N_{De}^{0.768 + 0.122n} \qquad (5\text{-}139)$$

$$N_{De} = \frac{1}{8}\left(\frac{6n+2}{n}\right)^n N'_{Re} \sqrt{\frac{D}{D_c}} \qquad (5\text{-}140)$$

donde N_{De} = número de Dean modificado, adimensional; N'_{Re} = número de Reynolds generalizado, definido por la ecuación (5-77); y n = constante del material [véase la ecuación (5-75)]. Esta correlación fue probada para el intervalo $N_{De} = 70$ a 400, $D/D_c = 0.01$ a 0.135, y $n = 0.35$ a 1. Véase también Oliver y Asghar, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **53**, 181-186 (1975).

Tamices El flujo que atraviesa un tamiz se considera semejante al que pasa por varios orificios o boquillas en paralelo. Por lo tanto, la caída de presión o pérdida de carga en un tamiz se calcula basándose en una ecuación aplicable al tipo orificio. La ecuación resultante para la pérdida de carga es

$$\Delta h = \left(\frac{n}{C^2}\right)\left(\frac{1-\alpha^2}{\alpha^2}\right)\left(\frac{V^2}{2g_c}\right) \qquad (5\text{-}141)$$

donde Δh = pérdida de carga, o F; n = número de tamices en serie, adimensional; C = coeficiente de descarga de tamiz, adimensional; α = área libre fraccional proyectada por el tamiz, adimensional; V = velocidad superficial adelante del tamiz; y g_c = constante dimensional. Hay datos experimentales [Grootenhuis, *Proc. Inst. Mech. Eng. (London)*, **A168**, 837-846 (1954)] que indican que, para una serie de tamices, la pérdida general de carga es directamente proporcional al número de tamices en serie, como se da en la ecuación (5-141), y no es afectada ni por la separación entre los tamices sucesivos ni por su orientación respecto uno de otros.

El coeficiente de descarga para tamices C, es una función de su número de Reynolds, $N_{Re} = D_s V\rho/\alpha\mu$ en donde D_s = anchura de la abertura, ρ = densidad del fluido, y μ = viscosidad del fluido. Para tamices **planos de malla cuadrada**, $\alpha = 0.14$ a 0.79, la gráfica de Lapple de C en función de N_{Re} es la que se muestra en la figura 5-47 (cortesía de E. I. du Pont de Nemours & Co.). Esta curva representa la mayor parte de los datos con una precisión cercana al ± 20%. En la región de flujo laminar, $N_{Re} < 20$, el coeficiente de descarga puede ser calculado mediante la ecuación

$$C = 0.1\sqrt{N_{Re}} \qquad (5\text{-}142)$$

Los coeficientes mayores que 1 probablemente indican que el área libre real es mayor que la del área proyectada y que existe una recuperación parcial de carga debido a la corriente abajo que rodea los alambres.

Grootenhuis (*loc. cit.*) proporciona una correlación de las pérdidas generales por fricción a través de tamices planos de malla cuadrada y gasas aglomeradas. Armour y Cannon [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **14**, 415-420 (1968)] presentan una correlación basada en un modelo de

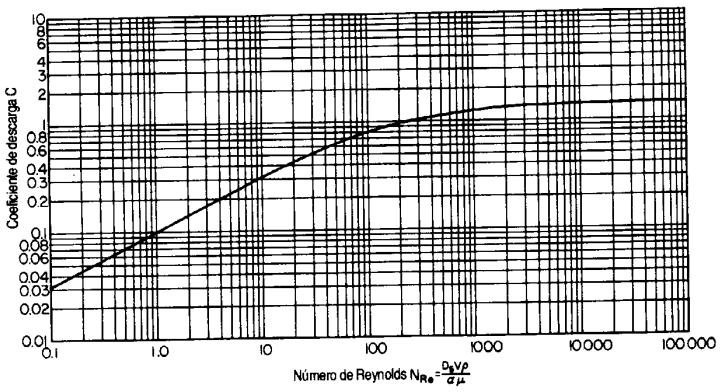


FIG. 5-47 Coeficientes de descarga de tamiz, tamices planos de malla cuadrada. (Por cortesía de E. I. du Pont de Nemours & Co.)

lecho relleno para tramas planas, tipo sarga y la llamada "holandesa". Para la pérdida por fricción a lo largo de tejidos de un filamento, véase Pedersen, Filtr. Sep.; 11, 586-589 (1974).

Para tamices inclinados en ángulo θ, la dirección del flujo se determina mediante la ecuación

$$V = V \cos \theta \qquad (5\text{-}143)$$

[Carothers y Baines, *J. Fluids Eng.*, **97**, 116-117 (1975)]. Esta modificación a la ecuación (5-141) se aplica para $N_{Re} > 500$, $C = 1.26$, $\alpha \leq 0.97$, y $0 \leq \theta \leq 45$, para tamices de malla cuadrada y redes con malla de diamante. Los tamices inclinados un ángulo respecto a la dirección del flujo experimentan también un esfuerzo tangencial.

Para **fluidos no newtonianos** ($N_{Re} < 1$), las pérdidas por fricción a través de tamices de tipo tejido cuadrado o tejido completo tipo sarga, puede calcularse considerando el tamiz como un conjunto de tubos paralelos, cada uno de diámetro igual al promedio mínimo de apertura de filamentos adyacentes y la longitud doble del diámetro del filamento, sin efectos de entrada [Carley y Smith, *Polym, Eng. Sci.*, **18**, 408-415 (1978)]. Para tamices múltiples, sólo se debería sumar las pérdidas por fricción de los tamices individuales.

Desviadores En el caso de **desviadores segmentados**, por ejemplo, los que se usan en haces de tubos en intercambiadores de calor, la pérdida general por fricción para **flujo turbulento** se calcula por medio de la siguiente expresión

$$F = 2n_B(V_B^2/2g_c) = (n_B w^2/g_c \rho^2 A_B^2) \qquad (5\text{-}144)$$

donde F = pérdida general por fricción; n_B = número de desviadores en serie, adimensional; V_B = velocidad del fluido a lo largo de la abertura del desviador (basada en A_B), w = gasto masa del fluido; A_B = área neta libre de la abertura del desviador, ρ = densidad del fluido; y g_c = constante dimensional. El uso de la ecuación (5-144) equivale a considerar la abertura del desviador como un orificio segmentado, con un coeficiente general de descarga de 0.7, aproximadamente. No se da ninguna tolerancia para fugas, por ejemplo, las que se registran entre el desviador y la cubierta o entre el desviador y los tubos.

FLUJO EN DOS FASES

Líquidos y gases Respecto a **flujos paralelos con relaciones constantes líquido-gas**, se han llevado a cabo trabajos abundantes tanto experimentales como teóricos para predecir la caída de presión, las fracciones volumétricas y los patrones de flujo para corrientes en tuberías. Aún no se ha desarrollado una correlación general segura, aunque se han publicado ciertas correlaciones para sistemas de flujos específicos. En esta sección se presentan como **guías** para hacer estimaciones del patrón de flujo, la caída de presión y las fracciones de volumen para flujos en tuberías horizontales y verticales.

En **tuberías horizontales** se ha informado en las obras ya publicadas que los patrones de flujo se correlacionan empíricamente como funciones de las velocidades de flujo y las propiedades del mismo. Sin embargo, las fronteras y los límites entre tales patrones no se han definido con plena claridad, debido a que las transiciones son graduales y las fronteras dependen de las interpretaciones de los investigadores y de las configuraciones de la tubería, así como de los fluidos de que se trate. Se han presentado informes de los siguientes tipos generales de **patrones de flujo**, en donde los valores de las velocidades superficiales dados son representativos para líquidos con viscosidades inferiores a 0.1 Pa·s (100 centipoises), aproximadamente, y gases cuyas densidades son semejantes a las del aire:

1. *El flujo de burbujas o espuma.* En este modelo, en el que las burbujas del gas se encuentran dispersas en el líquido, ocurren velocidades superficiales del líquido de 1.5 a 4.5 m/s (5 a 15 ft/s) aproximadamente, y las velocidades superficiales del gas van de 0.3 a 3 m/s (1 a 10 ft/s) aproximadamente. (Véase la subsección "Terminología de la mecánica de fluidos", donde se da la definición de la velocidad superficial.)

2. *El flujo en forma de tapón.* En este modelo se registran tapones alternos de líquido y gas que se desplazan a lo largo de la parte superior de la tubería, ocurre a velocidades superficiales de líquido inferiores a 0.6 m/s (2 ft/s) y velocidades superficiales del gas menores de 0.9 m/s (3 ft/s).

3. *Flujo estratificado.* Este modelo, en el que el líquido fluye a lo largo de la base de la tubería y el gas lo hace sobre una entrecara suave líquido-gas, se produce con velocidades superficiales de líquido menores de 0.15 m/s (0.5 ft/s) y con velocidades superficiales de gases que van más o menos de 0.6 a 3 m/s (2 a 10 ft/s).

4. *El flujo ondular.* Este patrón es similar al estratificado, excepto que la entrecara tiene ondas que se desplazan en la dirección del flujo. Esto ocurre a velocidades superficiales de líquido menores a 0.3 m/s (1 ft/s), aproximadamente, y a velocidades superficiales del gas de 4.5 m/s (15 ft/s), aproximadamente.

5. *Flujo con golpeteo.* En este patrón el gas que se desplaza con rapidez capta periódicamente una onda para dar lugar a un golpeteo rápido que pasa por la tubería con mayor velocidad que la promedio del líquido. En este tipo de flujo, el golpeteo puede causar dentro del equipo vibraciones severas y en algunos casos, peligrosas, debido al im-

pacto del golpeteo a alta velocidad contra accesorios del tipo de los codos de retorno.

6. *Flujo anular.* En este patrón, el líquido fluye como una película en torno a la pared interna de la tubería y el gas fluye como si fuera el núcleo. Además, existe una porción de líquido que es arrastrada en forma de rocío por el núcleo central de gas. Este tipo de flujo se presenta para velocidades superficiales de gas, mayores a 6 m/s (20 ft/s), aproximadamente. Las determinaciones del arrastre fueron formuladas por Wicks y Dukler [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **6**, 463-468 (1960)] y Magiros y Dukler (en Lay y Malvern, *Developments in Mechanics*, vol. 1, Plenum, New York, 1961, pp. 532-553). Ishii y Grolmes [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **21**, 308-318 (1975)] aportan datos respecto al goteo inicial. Las ecuaciones para la estimación del diámetro de las gotas promedio las proporcionan Tatterson, Dallman y Hanratty [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **23**, 68-76 (1977)].

7. *Rocío o flujo disperso.* Este modelo en el que casi todo el líquido es arrastrado por el gas en forma de gotas finísimas ocurre probablemente a velocidades superficiales de gas, mayores de 60 m/s (200 ft/s). Hanratty y Engen [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **3**, 299-304 (1957)] describieron la interacción de una corriente de aire y una superficie de agua horizontal en movimiento.

El patrón de flujo puede predecirse basándose en la correlación propuesta por Baker [*Oil Gas J.*, **53**(12), 185-190, 192, 195 (1954)] como se ilustra en la figura 5-48. En esta figura,

$$\lambda = (\rho'_G \rho'_L)^{1/2} \tag{5-145}$$

$$\psi = \frac{1}{\sigma'}\left[\frac{\mu'_L}{(\rho'_L)^2}\right]^{1/3} \tag{5-146}$$

donde G_G = velocidad másica del gas; G_L = velocidad másica del líquido; μ_L = razón de viscosidad del líquido al gas, adimensional; ρ'_G = razón de densidad del gas respecto al aire, adimensional; ρ'_L = razón de densidad del líquido a densidad del agua, adimensional; σ' = razón de tensión superficial del líquido a la tensión superficial del agua, adimensional; y las propiedades del aire y agua son a 20°C (68°F) y 101.3 kPa (14.7 lbf/in^2).

En lo que respecta a patrones de flujo, se tendrán datos y referencias adicionales en Anderson y Russell [*Chem. Eng.*, **72**(25), 135-144 (Dec. 6, 1965)]; Dukler y Wicks (en Acrivos, *Modern Chemical Engineering*, vol. I, chap. 8, Reinhold, New York, 1963), Scott (en Drew et al., *Advances in Chemical Engineering*, vol. 4, Academic, New York, 1963, pp. 199-277; y Aziz, Gregory y Nicholson, *Can. J. Chem. Eng.*, **52**, 695-702 (1974). Taitel y Dukler [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **22**, 47-55 (1976)] presentaron un mapeo teórico del flujo, donde se busca determinar las zonas de transición con los resultados experimentales anteriores.

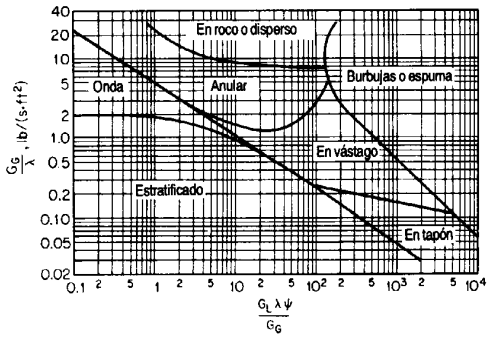


FIG. 5-48 Regiones de patrones de flujo en corrientes paralelas de líquido-gas a través de tuberías horizontales. Para convertir libras por segundo por pie cuadrado a kilogramos por segundo por metro cuadrado, multiplíquese por 4.8824. [Tomado de Baker, *Oil Gas J.*, **53**(12), 185-190, 192, 195 (1954).]

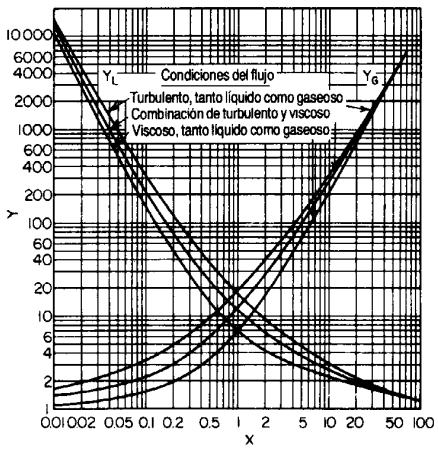


FIG. 5-49 Parámetros para la caída de presión en flujos de líquido-gas por tuberías horizontales. [Basado en Lockhart y Martinelli, *Chem. Eng. Prog.*, **45**, 39(1949).]

La **caída de presión bifásica debida a la fricción** para un flujo paralelo en **tubería horizontal**, se calcula aplicando la correlación semiempírica de Lockhart y Martinelli [*Chem. Eng. Prog.*, **45**, 39-48 (1949)]. La base de la correlación es que la caída de presión bifásica es igual a la caída de presión monofásica de cualquiera de las fases multiplicada por un factor que es función de una de las caídas de presión monofásicas de las dos fases:

$$(\Delta p/\Delta L)_{TP} = Y_L(\Delta p/\Delta L)_L \tag{5-147}$$

o bien,

$$(\Delta p/\Delta L)_{TP} = Y_G(\Delta p/\Delta L)_G \tag{5-148}$$

$$Y_L = F_1(X) \quad \text{y} \quad Y_G = F_2(X) \tag{5-149}$$

donde

$$X = \left[\frac{(\Delta p/\Delta L)_L}{(\Delta p/\Delta L)_G}\right]^{1/2} \tag{5-150}$$

Se observará que

$$Y_G = X^2 Y_L \tag{5-151}$$

Los gradientes de la caída de presión para una fase $(\Delta p/\Delta L)_L$ y $(\Delta p/\Delta L)_G$ se calcularon partiendo de la ecuación de Fanning, ecuación (5-57), suponiendo que cada fase fluye por sí sola dentro de la tubería; dicho de otra manera, se utilizan las velocidades superficiales. Las velocidades superficiales se basan en el área transversal completa de la tubería:

$$V_L = q_L/A \quad \text{y} \quad V_G = q_G/A \tag{5-152}$$

donde V_L = velocidad superficial de la fase líquida, V_G = velocidad superficial de la fase gaseosa, q_L = gasto volumétrico de la fase líquida, q_G = gasto volumétrico de la fase gaseosa, y A = área de la sección transversal de la tubería.

Las funciones F_1 y F_2, ecuación (5-149), aparecen ilustradas en forma de curvas en la figura 5-49. Para cada régimen de flujo se requieren curvas por separado; el líquido del flujo viscoso* y un gas en flujo viscoso (vv); un líquido y gas viscoso turbulento (vt); y, de la misma manera, (tv) y (tt). Sin embargo, en la figura 5-49 sólo se da una curva para

*En lo que se refiere al flujo en dos fases se acostumbra usar más el término "viscoso" que "laminar".

el líquido y gas viscoso turbulento y líquido gas turbulentos viscosos, porque la diferencia entre las curvas experimentales es pequeña en comparación con la incertidumbre de la correlación. El criterio de transición entre el flujo viscoso y el turbulento no se ha definido con precisión. No obstante, para propósitos de diseño, se puede considerar que la transición es la misma que la que corresponde al flujo de una fase; en otras palabras, se considera que el flujo viscoso corresponde a $N_{Re} \leq 2000$ y el turbulento a $N_{Re} > 2000$, en donde N_{Re} se basa en la velocidad superficial. Lockhart y Martinelli (*loc. cit.*) correlacionaron sus datos de caída de presión con flujos en tuberías de 25 mm (1 in) o menos de diámetro, con una precisión de ± 50%. En general, las predicciones para flujos estratificados, ondulares y en forma de vástago son altas y, para flujos anulares, son bajas. Las correlaciones se aplican a diámetros de tubería hasta de 0.1 m (4 in), guardando el mismo orden de precisión. Varios investigadores han estudiado los flujos en tuberías mayores de 0.25 m (hasta 10 in de diámetro) y desarrollaron ecuaciones para caídas de presión en el sistema particular; sin embargo, aún no se ha logrado establecer una correlación general más adecuada.

Para una caída de presión en flujo de burbujas, véase Davis, *J. Fluids Eng.*, **96**, 173-179 (1974); y Kopalinsky y Bryant, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **22**, 82-86 (1976). Para caída de presión en flujo estratificado de fases líquido en flujo laminar y gas, véase Yu y Sparrow, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **13**, 10-16 (1967). Para una caída de presión en flujo estratificado de fases líquido en flujo laminar y gas en flujo turbulento, véase Russell, Etchells, Jensen y Arruda, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **20**, 664-669 (1974). Para caída de presión en flujo estratificado donde las fases líquido y gas están en flujo turbulento, véase Cheremisinoff y Davis, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **25**, 48-56 (1979). Para una caída de presión de un flujo con golpeteo, véase Heywood y Richardson, *Chem. Eng. Sci.*, **34**, 17-30 (1979). Mandhane, Gregory y Aziz, [*J. Pet. Technol.*, **29**, 1348-1358 (1977)] agruparon gran cantidad de datos en grupos que representan las diferentes regiones de modelos (patrones) de flujo y evaluaron la validez predictiva de 16 diferentes correlaciones, incluidas dos correlaciones modificadas. Ellos recomendaron la aplicación de una correlación diferente para cada región, con el fin de tener mayor precisión en las predicciones. Para otras correlaciones y referencias de más correlaciones, véase Dukler y Wicks en Acrivos, *loc. cit.*; Scott en Drew et al., *loc. cit.*; DeGance y Atherton, *Chem. Eng.*, **77**(15), 95-103 (1970); y Hsu y Graham, *Transport Processes in Boiling and Two-Phase Systems*, McGraw-Hill, New York, 1976.

La **fracción de volumen** o **estancamiento** de una fase para un flujo paralelo dentro de tuberías horizontales, se predice aplicando la siguiente correlación desarrollada por Lockhart y Martinelli (*loc. cit.*):

$$R_L = F_3(X) \quad \text{y} \quad R_G = F_4(X) \tag{5-153}$$

donde

$$R_L + R_G = 1 \tag{5-154}$$

R_L = fracción del volumen de tubería ocupado por la fase líquida, adimensional; R_G = fracción ocupada por la fase gaseosa, adimensional; y X = parámetro definido por la ecuación (5-150), adimensional. La función F_3 como una curva de R_L en función de X, aparece ilustrada en la figura 5-50. Lockart y Martinelli correlacionaron datos para diámetros de tubería de 25 mm (1 in) y menos con una precisión de ± 50% de la curva mostrada. Las indicaciones revelan que las fracciones del volumen de líquido pueden ser menores que las previstas por la figura 5-50, para cuando las viscosidades del líquido son mayores a 0.001 Pa·s (1 centipoise) [véase Alves, *Chem. Eng. Prog.*, **59**, 449-456 (1954)] superiores a los valores predichos para diámetros de tuberías mayores (véase Baker, *loc. cit.*). Algunos investigadores han desarrollado ecuaciones para determinar el estancamiento en diversos sistemas específicos; pero aún no ha sido posible desarrollar una correlación general adecuada. Para consultar sobre el estancamiento en flujo estratificado con flujo laminar en las fases líquido y gas, véase Yu y Sparrow, *loc. cit.* Para consulta del flujo estratificado donde la fase líquida está en flujo laminar y la fase gaseosa en flujo turbulento, véase Russell, Etchells, Jensen y Arruda, *loc. cit.* Para información sobre el estancamiento en flujo estratificado donde el líquido y el gas están en flujo turbulento, véase Cheremisinoff y Davis, *loc. cit.* Mandhane, Gregory y Azis [*J. Pet. Technol.*, **27**, 1017-1026 (1975)] agruparon gran cantidad de datos en grupos representativos de las diferentes regiones de modelos (patrones) de flujo y evaluaron la capacidad predictiva de 12 correlaciones diferentes. En sus resultados no encontraron ninguna tendencia significativa para las correlaciones examinadas. Estos investigadores recomendaron utilizar una correlación diferente para cada región, con el propósito de obtener los mejores resultados en las predicciones.

Eisenberg y Weinberger [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **25**, 240-245 (1979)], propusieron un método para predecir la caída de presión y el estancamiento de **fluidos no newtonianos** en flujo anular, con líquido en flujo laminar y gas en flujo turbulento. Este método tiene en cuenta la dependencia a la razón del esfuerzo cortante de la viscosidad del líquido.

Los datos de caída de presión para aditamentos de **entrada** o **de alimentación** en *T*, de una pulgada cuando el líquido penetra por el camino directo y el gas por la bifurcación, fueron proporcionados por Alves (*loc. cit.*). La caída de presión y la separación de dos fases para el **flujo anular en una junta en forma de T**, son analizadas por Fouda y Rhodes [*Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **52**, 354-360 (1974). En el caso de **accesorios y válvulas**, los resultados de Chenoweth y Martin [*Petrol. Refiner*, **34**(10), 151-155 (1955)] indican que los datos de una sola fase suelen utilizarse en su correlación para una caída de presión para dos fases. Smith, Murdock y Applebaum [*J. Eng. Power*, **99**, 343-347 (1977)] evaluaron las correlaciones existentes para flujo en dos fases (bifásico) de vapor-agua y otras mezclas de gas-líquido a lo largo de orificios con orillas biseladas, obtenidas de normas para medición de flujo de la American Society for Testing and Materials (ASTM). La correlación de Murdock [*J. Basic Eng.*, **84**, 419-433 (1962)] puede utilizarse para el análisis del flujo en estos orificios. Para consultas adicionales, sobre casos en que las mediciones con vapor y agua se encuentren fuera de los límites de esta correlación, véase Collins y Gacesa, *J. Basic. Eng.*, **93**, 11-21 (1971).

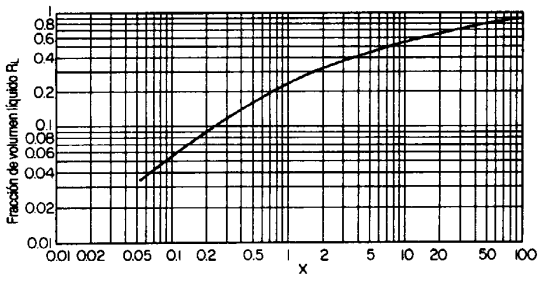


FIG. 5-50 Fracción de volumen líquido en flujos de líquido-gas a través de tuberías horizontales. [Basado en Lockhart y Martinelli, *Chem. Eng. Prog.*, **45**, 39(1949).]

Para consultar sobre el estancamiento y la caída de presión en una **tubería inclinada** con flujo hacia arriba o hacia abajo, véase Beggs y Brill, *J. Pet. Technol.*, **25**, 607-617 (1973). Cuando la inclinación sea superior a 10°, el efecto de estancamiento es pequeño [Gregory, *Can. J. Chem. Eng.*, **53**, 384-388 (1975)].

En el caso de **flujos ascendentes** por una **tubería vertical**, se han efectuado trabajos importantes con elevadores activados con gas, que es un tipo de bomba líquida. Un elevador activado con gas consiste sencillamente en una tubería vertical abierta en ambos extremos, parte de la cual se sumerge por debajo de la superficie del líquido que se va a bombear. Luego se aplica gas comprimido a la base de la tubería para formar una mezcla de líquido y gas dentro de la misma. El gas reduce la densidad promedio de la mezcla a un valor en el que el peso de esta última es menor que el equivalente a la sumersión o presión en la entrada del aire. De esta manera, cuando existen velocidades adecuadas de líquido y gas, la mezcla asciende verticalmente por la tubería y se descarga por el extremo superior. La sumersión es la distancia de la superficie del líquido hasta la entrada del aire, y la elevación es la distancia que va de la superficie de líquido hasta la descarga. Por ende, el índice de sumersión se define como

$$R_s = \frac{\text{sumersión}}{\text{sumersión + elevación}} \tag{5-155}$$

En el caso de **flujos ascendentes**, se han observado los siguientes tipos generales de **patrones de flujo** donde los valores de las velocidades superficiales dados son representativos para líquidos cuyas viscosidades son menores de 0.01 Pa·s (100 centipoises), aproximadamente, y gases con densidades semejantes a las del aire:

1. *Flujo de burbujas* o *aereado*. Este patrón en el que el gas se dispersa en forma de finísimas burbujas por un líquido, ocurre a velocidades superficiales de gas inferiores a 0.6 m/s (2 ft/s).

2. *Flujo* en forma de *pistón, tapón* o *con golpeteo*. Este patrón en donde el gas fluye en forma de grandes tapones, se produce a velocidades superficiales de gas de 0.6 a 9 m/s (2 a 30 ft/s), aproximadamente.

3. *Flujo de espuma*. En este patrón las burbujas de un gas se mezclan con el líquido en un patrón altamente turbulento.

4. *Flujo ondulado*. En este patrón se tiene un movimiento ascendente de una capa ondulada de líquido sobre la pared.

5. *Flujo anular* o *de película*. Este patrón en donde el líquido fluye hacia arriba por la tubería como si se tratara de un anillo, y el gas se desplaza en forma de un núcleo, ocurre a velocidades superficiales de líquidos menores de 0.6 m/s (2 ft/s) y a velocidades superficiales de gas mayores de 9 m/s (30 ft/s). Los datos sobre el arrastre fueron presentados por Gill, Hewitt y Lacey [*Chem. Eng. Sci.*, **20**, 71-88 (1965)]. Ishii y Grolmes (*loc. cit.*) proporcionan un criterio inicial para el arrastre de líquido.

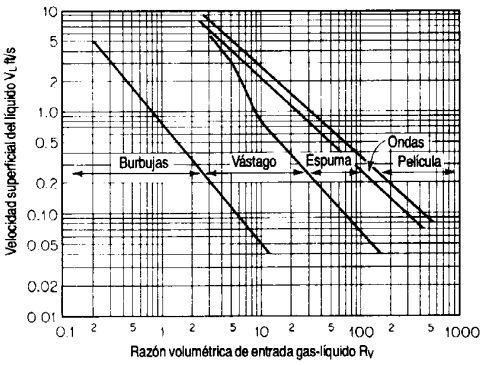


FIG. 5-51 Regiones de los patrones de flujo en corrientes paralelas de líquido-gas que se desplazan en sentido ascendente por tuberías verticales. Para convertir pies por segundo en metros por segundo multiplíquese por 0.3048. [Govier, Radford, y Dunn, *Can. J. Chem. Eng.*, **35**, 58-70 (1957).]

6. *Flujo de neblina*. En este patrón el líquido es transportado en forma de gotas muy finas por la fase gaseosa. Los datos indican que esto ocurre probablemente a velocidades superficiales de gas por encima de 21 m/s (70 ft/s). [Collier y Hewitt, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **39**, 127-136 (1961); y Yagi y Sasaki, *Chem. Eng. (Japan)*, **17**, 216-223 (1953)].

El patrón de flujo se puede predecir por medio de la correlación propuesta por Govier, Radford y Dunn [*Can. J. Chem. Eng.*, **35**, 58-70 (1957)], como se ilustra en la figura 5-51. En ella,

V_L = velocidad superficial de líquido ft/s

Rv = razón del gasto volumétrico del gas al líquido que entra en la tubería, adimensional.

Para mayores detalles o referencias sobre el tema de patrones de flujo, véase Anderson y Russell (*loc. cit.*); Gosline [*Trans. Am. Inst. Mining Metall. Eng. (Pet. Dev. Technol.)*, **118**, 56-70 (1936)]; Huntington et al. [*Trans. Am. Inst. Mining Metall. Eng. (Pet. Dev. Technol.)*, **136**, 79-90 (1940); y *Pet. Refiner*, **33**(11), 208-211 (1954)]; y Oshinowo y Charles, *Can. J. Chem. Eng.*, **52**, 25-35(1974).

Mientras fluye el flujo ascendente se registra un deslizamiento considerable entre el líquido y el gas; por lo que la **razón de líquido a gas** dentro de la tubería es mayor que en la entrada. Los datos experimentales para el flujo de mezclas de agua y aire, queroseno y aire, en tuberías de $^1/_2$ y 2 in de diámetro, fueron presentados por Galegar, Stovall y Huntington [*Pet. Refiner*, **33**(11), 208-211 (1954)]; los datos experimentales y una correlación para el flujo de mezclas de agua-aire en tuberías de $^1/_2$ a 2.5 in, fueron suministrados por Govier y Short [*Can. J. Chem. Eng.*, **36**, 195-202 (1958)] y por Brown, Sullivan y Govier [*ibid.*, **38**, 62-66 (1960)]. Hughmark [*Chem. Eng. Prog.*, **58**(4), 62-65 (1962)] propuso también una correlación. Algunos datos sobre el arrastre de líquidos son proporcionados en la obra de Anderson y Mantzouranis [*Chem. Eng. Sci.*, **12**, 233-242 (1960)]. Griffith y Wallis [*J. Heat Transfer*, **83**, 307-320 (1961)]; Nicklin, Wilkes y Davidson [*Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **40**, 61-68 (1962)]; y Martin [*J. Fluids. Eng.*, **98**, 715-722 (1976) y **99**, 263-264 (1977) han informado sobre valores de mediciones de velocidad de burbuja terminal en flujo con golpeteo para mezclas aire-agua.

Para predecir la **caída de presión de un flujo ascendente**, Hughmark [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **2**, 315-321 (1963)] propone una correlación junto con varias referencias de otras correlaciones. Para consultar sobre resultados de mediciones de caída de presión en flujo de burbuja, véase Davis, *loc. cit.* Para la predicción de caída de presión y espesor de película en flujo anular cuando es conocida la cantidad de líquido, véase *DIMP (Design Institute Multiphase Processing)*, vol. 3-1, *Am. Inst. Chem. Eng.* 1977. Vohra, Robinson y Brill [*J. Pet. Technol.*, **26**, 829-832 (1974)] efectuaron una comparación de la capacidad predictiva de las correlaciones disponibles. El **rendimiento de los elevadores por acción de un gas** se prevé con la teoría presentada por Stenning y Martin (*J. Eng. Power*, **90**, 106-110 (1968)] o con los datos de Shaw (*Texas Eng. Exp. Sta. Bull.* 113, 1949).

Para **flujos ascendentes en tubos arrollados helicoidalmente**, el patrón de flujo, la caída de presión y la retención se predicen mediante las relaciones de Banerjee, Rhodes y Scott, [*Can. J. Chem. Eng.*, **47**, 445-453(1969)]; y Akagawa, Sakaguchi, y Ueda [*Bull, JSME*, **14**, 564-571 (1971)].

Oshinowo y Charles (*loc. cit.*) han propuesto una correlación para la predicción de **patrones de flujo** para **flujo descendente** en tuberías verticales, mientras que Griffith y Wallis (*loc. cit.*), Nicklin, Wilkes y Davidson (*loc. cit.*) y Martin (*loc. cit.*), han realizado mediciones de velocidad terminal de burbuja en flujo con golpeteo.

Para **flujos descendentes** en tuberías verticales, las mediciones de **caída de presión** para el **flujo anular** de mezclas de agua y aire, en tuberías de 1 in, y para la condensación de vapores orgánicos dentro de un condensador de tubo vertical, 11.7 mm (0.46 in) de diámetro inter-

no, fueron correlacionados en forma aproximada por Bergelin, Kegel, Carpenter y Gazley (*Proc. Heat Transfer Fluid Mech. Inst.* ASME, June 22-24, 1949, pp. 19-28) basándose en un factor de fricción de Fanning modificado como se ilustra en la figura 5-52. En esta figura, f'_G = factor de fricción de Fanning modificado, adimensional; $(N_{Re})G$ = número de Reynolds, adimensional = $DV_G\rho_G/\mu_G$; D = diámetro interno de la tubería; V_G = velocidad superficial del gas = q_G/A; q_G = gasto volumétrico del gas; A = área de la sección transversal de la tubería; ρ_G = densidad del gas; μ_G = viscosidad del gas; σ_w/σ_L = razón entre la tensión superficial del agua a su punto de ebullición y el del otro líquido a su punto de ebullición, adimensional; ρ_L = densidad de líquido, y Γ = gasto masa del líquido por unidad de periferia de la tubería. La viscosidad del líquido se omite en esta correlación porque en las investigaciones experimentales, las viscosidades de los líquidos usados no variaron en forma marcada; por ende, el efecto de la viscosidad no se pudo determinar. La caída de presión se calcula como sigue, utilizando la ecuación de Fanning basada en la fase gaseosa (el efecto del líquido aparece como una "aspereza" en el factor de fricción):

$$\Delta p = 4f'_G L\rho_G V_G^2/2g_c D \tag{5-156}$$

donde Δp = caída de presión, L = longitud de la tubería, y g_c = constante dimensional. Más adelante en esta subsección se explica cómo se debe aplicar la ecuación (5-156) en la condensación de flujos en condensadores verticales.

Para consulta de resultados de experimentos sobre la predicción de la caída de presión y espesor de película cuando se conoce la cantidad de líquido arrastrado, véase *DIMP*, vol. 3-1 *loc. cit.* Ishii y Grolmes (*loc. cit.*) dan un criterio inicial para la estimación del arrastre de líquido.

Para **flujos descendentes en tubos helicoidalmente arrollados**, algunos datos sobre el patrón de flujo, caída de presión y la retención, son presentados por Casper [*Chem. Ing. Tech.*, **42**, 349-354 (1970)]. El flujo gas-líquido descendente a lo largo de **conexiones en forma de Y**, donde existe flujo estratificado al aproximarse a la conexión, fue investigado por Kubie y Gardner [*Chem. Eng. Sci.*, **33**, 319-329 (1978)]. Ellos describen tres regímenes de flujo en la línea vertical posterior a la conexión y proporcionan los criterios de tránsito correspondientes.

También está la cuestión de las tuberías de **desagüe** e **inundación** o **derrame** asociados con flujos descendentes. La entrada a una **tubería de desagüe** está al ras con una superficie horizontal; la entrada a una tubería de derrame queda por arriba de la superficie horizontal, es decir, la tubería se extiende a lo largo y por encima de dicha superficie horizontal. Cuando este tipo de tuberías no lleva un caudal completo, el líquido en movimiento puede arrastrar hacia abajo cantidades considerables de gas. La cantidad de gas arrastrado es una función del diámetro de la tubería, su longitud y el gasto del líquido. Kalinske (*Univ. Iowa Stud. Eng.* Bull., **26**, pp. 26-40, 1939-1940) recabó una cantidad sustancial de datos sobre arrastre de aire y carga por encima de la entrada, en función del gasto de agua para tuberías con diámetros que van de 43.9 a 148.3 mm (1.73 a 5.84 in) y longitudes de 1.22 a 5.18 m (4 a 17 ft). Para cargas superiores a la crítica, las tuberías llevan caudales llenos y no arrastrarán gas. La carga crítica h para el flujo de agua en desagües y tuberías de derrame, tal y como indica Kalinske, se ilustra en la figura 5-53 como una función del diámetro D y la longitud L de la tubería. De las investigaciones de Kalinske, la altura del saliente de una tubería de derrame aparentemente no tiene efectos apreciables si dicha altura es aproximadamente mayor que un diámetro de tubería. Para cargas bajas, el líquido en la entrada de la tubería generalmente está revuelto. La dirección del remolino es, teóricamente, contraria a la de las manecillas del reloj (viendo hacia abajo) en el hemisferio norte. Sin embargo, en la práctica, la dirección del remolino dependerá de las condiciones de acercamiento. Se encontrará una información más detallada en Marris, *J. Appl. Mech.*, **34**, 11-15 (1967).

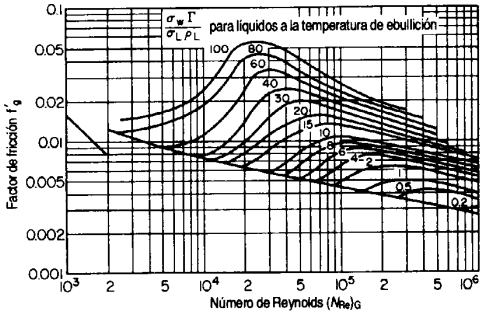


FIG. 5-52 Factores de fricción para flujo líquido-gas de condensación que corren en sentido descendente por tuberías verticales. En esta correlación Γ/ρ_L está en pies cuadrados por hora. Para convertir pies cuadrados por hora a metros cuadrados por segundo, multipliquese por 0.00155. (Bergelin et al., *Proc. Heat Transfer Fluid Mech. Inst.*, ASME, 1949, p. 19.)

El diseño moderado de la altura mínima de líquido en separadores gas-líquido puede consultarse en McDuffie [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **23**, 37-40 (1977)], quien recomienda la siguiente relación:

$$N_{Fr} \leq 1.6(h/D)^2 \tag{5-157}$$

donde N_{Fr} = número de Froude = $V_L \Big/ \sqrt{g\left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L}\right)D}$,

adimensional; V_L = velocidad del líquido; g = aceleración debida a la gravedad; ρ_L = densidad del líquido; ρ_G = densidad del gas; D = diámetro interno de la tubería; y h = altura del líquido. La cantidad de burbujas de aire atrapadas, cuando se trata de líquidos cuya viscosidad es menor que 0.1 Pa·s (100 centipoises), puede aumentar cuando

$$N_{Fr} \leq 0.31 \tag{5-158}$$

Si se requiere información adicional sobre este concepto, consúltese Simpson, *Chem. Eng.*, **75**(6), 192-214 (1968).

En el caso de **flujos paralelos** con **razones variables de líquido-gas**, se dispone de gran cantidad de información teórica y experimental respecto al **flujo de vaporización** y una cantidad limitada respecto al **flujo de condensación**.

El **flujo de vaporización** ocurre cuando un líquido que está inicialmente saturado, es decir, se encuentra en su punto de ebullición, pasa por una tubería. En este caso hay varios fenómenos que se producen: **1**) la presión decrece debido a la fricción, **2**) la temperatura de saturación disminuye debido a la pérdida de presión, y **3**) una porción de líquido se evapora. Por lo tanto, se produce un flujo difásico en el que la razón entre las dos fases varía en forma continua. Hay varias clases de flujo posibles (véase la parte inicial de esta subsección), sin embargo, en este caso el vapor se produce por medio del líquido, que probablemente tenderá a producir una corriente de burbujas. Los patrones de flujo observados para la corriente de un refrigerante de evaporación en una tubería horizontal fueron descritos por Zahn [*J. Heat Transfer*, **86**, 417-429 (1964)].

En el siguiente **método para predecir las condiciones de flujo**, las principales suposiciones son que: **1**) el líquido y el vapor se desplazan a la misma velocidad, **2**) los cambios de elevación y las pérdidas de calor son despreciables, y **3**) la mezcla se comporta como un fluido compresible. La relación básica entre las condiciones de flujo y la geometría de la tubería, que se deriva de las ecuaciones de continuidad y energía [véase Benjamin y Miller, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **64**, 657-669 (1942); Allen, *ibid.*, **73**, 257-265 (1951); Bridge, *Heat Piping Air Cond.*, **21**(5), 98-100 (1949); y Mikol, *Trans. Am. Soc. Refrig. Air Cond. Eng.*, **69**, 213-225 (1963)] es

$$v_m\,dp + \frac{G_m^2}{g_c}\left(v_m\,dv_m + \frac{4fv_m^2\,dL}{2D}\right) = 0 \tag{5-159}$$

La ecuación (5-159) puede integrarse y resolverse gráficamente para la variable deseada si se conoce la relación matemática entre el volumen y la presión de la mezcla.

En general, la ecuación (5-159) se resuelve de una manera más conveniente volviéndola a expresar como se indica a continuación y resolviéndola numéricamente:

$$\Delta L = -\frac{D}{2f}\left(\frac{g_c\,\Delta p}{G_m^2 \bar{v}_m} + \frac{\Delta v_m}{\bar{v}_m}\right) \tag{5-160}$$

donde ΔL = incremento de longitud; D = diámetro de la tubería; f = factor de fricción de Fanning, adimensional; g_c = constante dimensional; G_m = velocidad de masa de la mezcla; Δp = incremento de la presión (presión corriente abajo menos presión corriente arriba), v_m = volumen específico promedio de la mezcla sobre Δp, de la mezcla; y Δv_m = volumen específico incremental de la mezcla sobre Δp, de la mezcla. Se supone que la expansión puede ser un proceso adiabático irreversible (entalpía constante). El valor del factor de fricción f puede ser tomado como 0.003, que es el valor experimental promedio para el flujo de una mezcla de evaporación de agua y vapor determinada por Benjamin y Miller (*loc. cit.*) y Bottomley [*Trans. North East Coast Inst. Eng. Shipbuild*, **53**, 65-100 (1936)]. El valor del factor de fricción puede ser mayor para refrigerantes de evaporación en tubos capilares, (véase Mikol, *loc. cit.*).

En la **integración numérica** de la ecuación (5-160) para la longitud de la tubería, generalmente se siguen los pasos que se indican a continuación: **1)** se conoce la velocidad másica; **2)** se supone un diámetro de tubería; **3)** se toman incrementos de presión a partir de la presión inicial hasta la final; **4)** se obtiene el volumen específico promedio y la diferencia del volumen específico de la mezcla para cada incremento, para un proceso de entalpía constante, donde el valor de esta última es la que corresponde al líquido saturado a la presión inicial; **5)** se calcula el incremento de longitud para cada incremento de presión tomado aplicando la ecuación (5-160), usando el valor del factor de fricción dado antes; y **6)** la longitud total de la tubería es la suma de los incrementos de longitud. Bridge [*Heat Piping Air Cond.*, **21**(4), 92-96 (1949)] y Keister [*Pet. Refiner*, **27**(11), 616-619 (1948)] describen los cálculos para corrientes de mezclas de agua y vapor en tuberías; Mikol (*loc. cit.*) lo hace respecto a refrigerantes en tubos capilares. En esta integración numérica, si el incremento de longitud calculado es negativo, entonces el incremento de presión tomado fue demasiado grande. Un incremento calculado con longitud igual a cero es la condición para un "flujo crítico" (véase la exposición detallada que sigue) y corresponde a la presión final de descarga. Para casos en los que el flujo crítico se indica, pero donde la presión de descarga calculada es mayor de lo deseado o la longitud de la tubería es más corta, deberá suponerse un diámetro de tubería mayor y repetirse la integración hasta obtenerse las condiciones deseadas. Despejar la ecuación (5-160) para una longitud de tubería cuando se conocen las otras variables es un procedimiento comparativamente directo; sin embargo, despejar una de las otras variables implica la integración numérica antes citada siguiendo un procedimiento iterativo de tanteo. Moody [*J. Heat Transfer*, **88**, 285-295 (1966)] suministró gráficas para el flujo máximo de mezclas de agua y vapor en tuberías, tomando en cuenta el deslizamiento entre ambas fases.

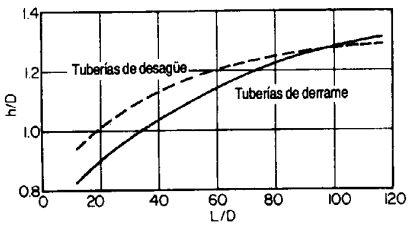


FIG. 5-53 Carga crítica para tuberías de desagüe y de derrame. (Kalinske, *Univ. Iowa, Studies in Engineering*, Bull., 26, 1939-1940.)

La condición del **flujo crítico** en una **corriente de vaporización**, es similar a la del flujo de gases en una sola fase por tuberías. Cuando la presión de descarga disminuye en forma gradual, se llega a un valor al que cualquier disminución posterior de presión no tendrá ningún efecto en el índice de presión o de flujo dentro de la tubería. La velocidad en el punto de descarga en estas condiciones se conoce como "velocidad crítica". Para el caso de flujo de gases en una sola fase, esta velocidad crítica es igual a la del sonido en las condiciones de presión y temperatura de descarga (véase la subsección "Terminología en mecánica de fluidos"). En el caso de corrientes de mezclas vaporizadas, la velocidad crítica puede ser mucho menor que la del sonido en la fase de vapor.

La **máxima velocidad de flujo** posible de una mezcla de vaporización por una tubería de sección transversal constante, suponiendo que la mezcla se comporte como un fluido compresible, ocurre cuando en el punto de descarga toda la energía liberada por la caída de presión diferencial se convierte cuantitativamente en energía cinética, es decir, en un flujo sin fricción [véase Lapple et al., *Fluid and Particle Mechanics*, p. 103, University of Delaware, Newark, 1951; y Schweppe y Foust, *Chem. Eng. Prog.*, **49**, *Symp. Ser.* 5, 77-89 (1953)]:

$$(G_c)_m^2 = -g_c(dp/dv_m) \tag{5-161}$$

donde $(G_c)_m$ = velocidad másica crítica de la mezcla; g_c = constante dimensional; p = presión; y v_m = volumen específico de la mezcla. Para incluir el efecto del deslizamiento entre el vapor y el líquido, v_m se evalúa con las siguientes ecuaciones [véase Levy, *J. Heat Transfer*. **87**, 53-58 (1965)]:

$$v_m = \frac{v_G x^2}{\alpha} + \frac{v_L(1-x)^2}{1-\alpha} \tag{5-162}$$

$$\alpha = \left[1 + \frac{(1-x)(v_L/v_G)^{0.5}}{x}\right]^{-1} \tag{5-163}$$

donde v_G = volumen específico del vapor; v_L = volumen específico del líquido; x = calidad del vapor, adimensional; y α = fracción volumen del vapor, adimensional. El término dp/dv_m debe tomarse a lo largo de una trayectoria de entropía constante para las condiciones existentes al final de la tubería (para el caso de una corriente sin fricción y una expansión adiabática reversible).

Para el **flujo crítico de mezclas de agua-vapor**, la velocidad máxima de flujo y la fracción vaporizada en función de las condiciones iniciales y las presiones críticas de descarga son dadas en la figura 5-54, [Cruver y Moulton, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **13**, 52-60 (1967)]. En la figura 5-54, G_c = velocidad crítica o másica máxima crítica; E = entalpía inicial + energía cinética inicial + calor agregado; p_c = presión absoluta dentro del tubo en el extremo de descarga y en condiciones de flujo crítico; y x = calidad del vapor o fracción de líquido vaporizado, adimensional.

El caso de corrientes de mezclas vaporizadas de **agua y vapor** a través de **válvulas**, fue analizado por Allen [*Power Eng.*, **56**(5), 60-61, 102, 104, 106 (1952); **56**(6), 83-85 (1952); **57**(10), 94 (1953)]; a través de **orificios** y **boquillas**, por Bailey [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **73**, 1109-1116 (1951)], Burnell [*Engineering*, **164**, 572-576 (1947)], y Murdock [*J. Heat Transfer*, **84**, 419-433 (1962)]; el flujo de **dióxido de carbono** líquido y en vapor a través de orificios y boquillas se incluye en la obra de Hesson y Peek [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **4**, 207-210 (1958)] y la corriente de **refrigerantes** líquidos y vapor en orificios y boquillas fue analizado por Min, Fauske y Patrick [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **5**, 50-55 (1966)] y Pasqua [*Refrig. Eng.*, **61**, 1084-1088, 1131 (1953)].

En la corriente de un **vapor de condensación** a lo largo de una **tubería circular recta y horizontal**, la caída de presión es la suma algebraica de la pérdida por fricción y los cambios en la cantidad de movimiento. Un modelo general [Soliman, Schuster y Berenson, *J. Heat Transfer*, **90**, 267-276 (1968)] supone que el condensado fluye en for-

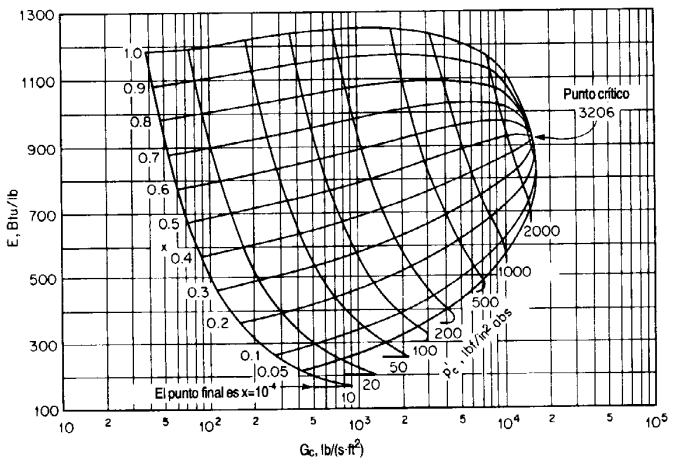


FIG. 5-54 Velocidades de descarga máxima para mezclas de agua y vapor dentro de tuberías. Para convertir libras por segundo por pie cuadrado a kilogramos por segundo por metro cuadrado, multiplíquese por 4.8824; para convertir unidades térmicas británicas por libra a joules por kilogramo, multiplíquese por 2326; y para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada absoluta a pascales absolutos, multiplíquese por 6895. [*Cruver y Moulton*, Am. *Inst. Chem. Eng. J.*, **13**,52 (1967).]

ma de anillo, teniendo como núcleo al vapor. La correlación de caída de presión de Lockhart-Martinelli, pp. 5-46, se recomienda para prever la pérdida por fricción. Los cambios de cantidad de movimiento se estiman utilizando el modelo de un flujo homogéneo [Andeen y Griffith, *J. Heat Transfer*, **90**, 211-222 (1968)], es decir, el perfil de velocidad uniforme.

$$(\Delta p_a)_{1-2} = (G_m/g_c)(V_{m2} - V_{m1}) \tag{5-164}$$

donde $(\Delta p_a)_{1-2}$ = diferencia de presión debida a los cambios en la cantidad de movimiento entre el punto 1 y el punto 2, G_m = velocidad másica de la mezcla, g_c = constante dimensional, V_{m2} = velocidad promedio de la mezcla en el punto 2, y V_{m1} = velocidad promedio de la mezcla en el punto 1. La caída de presión se calcula para incrementos de longitud de tubería principiando en la entrada y tomando en cuenta que se conoce la velocidad de condensación en función de la longitud. La caída de presión total es una suma de las caídas de presión de los incrementos.

En el caso de **vapor de condensación que fluye verticalmente en sentido descendente** en una **tubería circular**, la caída de presión puede ser calculada por medio de la ecuación diferencial (5-156):

$$-dp/dL = 4f'_C\rho_C V_C^2/2g_c D \tag{5-165}$$

La cantidad de vapor condensado en función de la longitud de la tubería se calcula basándose en las características de transferencia de calor. Luego, el gradiente de presión $-dp/dL$ se calcula en función de la longitud de la tubería partiendo de la ecuación (5-165) y de la figura 5-52. A continuación, una gráfica del gradiente de presión en función de la longitud de la tubería dará la caída de presión mediante la integración del área comprendida bajo la curva. Bergelin et al. [*Proc. Heat Transfer Fluid Mech. Inst.*, ASME, June 22-24, 1949, pp. 19-28] indican que hay una variación considerable entre los valores experimentales y los previstos; sin embargo, no hay ningún otro método más exacto que se conozca para predecir tales valores. La caída de presión en general en un condensador real incluye las pérdidas de entrada y del cabezal o múltiple de distribución.

Gases y sólidos Para el flujo de gases y sólidos por **tuberías horizontales**, existen varias formas posibles, dependiendo de la densidad de los sólidos, la razón del índice de peso de sólidos a gas (carga) y la velocidad de este último. Cuando se trata de sólidos de baja densidad o índices bajos de sólidos a gas y altas velocidades de gas, los sólidos suelen estar completamente suspendidos y dispersos de una manera más o menos uniforme en la sección transversal de la tubería; con razones reducidas de sólidos a gas y bajas velocidades de gas, los sólidos tienden a rebotar sobre la base de la tubería; con razones altas de sólidos a gas y velocidades de gas bajas, los sólidos tienden a asentarse en la base de la tubería y formar dunas, en donde las partículas van de duna en duna o bien, forman trozos, dependiendo de la naturaleza de las partículas. Para detalles más amplios sobre las formas de flujo, véase Coulson y Richardson, (*op. cit.*, vol. 2, p. 583; Korn, *Chem. Eng.*, **57**(3), 108-111 (1950); Patterson, *J. Eng. Power*, **81**, 43-54 (1959), y Wen y Simons, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **5**, 263-267 (1959).

No hay ninguna correlación simple que permita predecir la **velocidad mínima de acarreo o arrastre** para todas las relaciones sólido a gas en **tuberías horizontales**. No obstante, se cuenta con algunas guías para estimar las velocidades de acarreo. En el caso de relaciones bajas del índice de peso entre sólidos y gas, por ejemplo, el que se emplea en la transportación neumática convencional, la velocidad mínima de acarreo se calcula aplicando la siguiente ecuación propuesta por Dalla Valle [*Heat Piping Air Cond.*, **4**, 639-641 (1932)], basada en pruebas de transportación con partículas cuyo tamaño era menor que 8.1 mm (0.32 in) y con densidades inferiores a 2643 kg/m^3 (165 lb/ft^3), utilizando aire como gas transportador:

$$V_{C,h} = C_1\left(\frac{\rho_s}{\rho_s + C_2}\right) D_s^{0.40} \tag{5-166}$$

donde $V_{C,h}$ = velocidad mínima de acarreo; ρ_s = densidad de las partículas sólidas; D_s = diámetro de la partícula más grande que se va a transportar; C_1 = constante dimensional, 132.4 en unidades del Sistema Internacional (270 unidades en sistema inglés); y C_2 = constante dimensional, 998 en unidades del Sistema Internacional (62.3 en unidades del sistema inglés). Se encontrarán algunos datos sobre el tamaño de partículas individuales y partículas mezcladas en el trabajo de

Zenz [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, 3,65-75 (1964)]. En la práctica, las velocidades reales de transportación utilizadas en sistemas con relación baja de índice de peso entre sólidos y gas (< 10), es decir, los transportadores neumáticos convencionales, son generalmente mayores que 15 m/s (50 ft/s) [véase Hudson, *Chem. Eng.*, **61**(4), 191-194 (1954); Jorgensen, *Fan Engineering*, 7th ed., p. 486, Buffalo Forge Co., Buffalo, 1970; Kunii y Levenspiel, *Fluidization Engineeering*, chap. 12, Wiley, New York, 1969; y Zenz y Othmer, *Fluidization and Fluid-Particle Systems*, pp. 220-222, 322, Reinhold, New York, 1960]. Para relaciones altas en índice de peso entre sólidos a gas (> 20), las velocidades verdaderas del gas que se utiliza son generalmente menores que 7.5 m/s (25 ft/s) y son aproximadamente iguales al doble de las verdaderas velocidades de los sólidos (Wen y Simons, *loc. cit.*).

La **caída de presión** total en una **tubería horizontal** se considera como la suma de las siguientes caídas de presión individuales [Mehta, Smith y Comings, *Ind. Eng. Chem.*, **49**, 986-992 (1957)]:

1. Para acelerar el gas a la velocidad de transporte

$$\Delta p_{a,G} = G_G V_G / 2g_c \tag{5-167}$$

2. Para acelerar las partículas sólidas

$$\Delta p_{a,s} = G_s V_s / g_c \tag{5-168}$$

3. Para la fricción entre el gas y la pared de la tubería

$$\Delta p_{f,G} = 4f_G L \rho_{dG} V_G^2 / 2g_c D_t = 4f_G L G_G V_G / 2g_c D_t \tag{5-169}$$

4. Para la fricción combinada entre las partículas y la pared de la tubería, entre el gas y las partículas y entre estas mismas, suponiendo que dicha fricción se puede expresar por medio de un tipo de ecuación de factor de fricción,

$$\Delta p_{f,s} = 4f_s L \rho_{ds} V_s^2 / 2g_c D_t = 4f_s L G_s V_s / 2g_c D_t \tag{5-170}$$

El factor de fricción f_s se relaciona con el coeficiente de arrastre de las partículas mediante un balance de fuerzas ejercidas sobre las partículas dentro de la tubería, como se indica a continuación:

$$4f_s = \frac{3\rho_G D_t C}{2\rho_s D_s} \left(\frac{V_G - V_s}{V_s} \right)^2 \tag{5-171}$$

En las ecuaciones anteriores, Δp = caída de presión; C = coeficiente de arrastre, adimensional, obtenido en la figura 5-76, para N_{Re} (número de Reynolds) = $D_s(V_G - V_s)\rho_G/\mu_G$; D_s = diámetro de la partícula sólida. D_t = diámetro del tubo o tubería; f_G = factor de fricción de Fanning, adimensional, tomado de la figura 5-28; f_s = factor de fricción de sólidos, adimensional; $G_G = \rho_{dG} V_G$ = masa velocidad del gas; $G_s = \rho_{ds} V_s$ = velocidad másica de los sólidos; g_c = constante dimensional; L = longitud de la tubería; V_G = velocidad real del gas; V_s = velocidad real de los sólidos; ρ_{dG} = densidad del gas disperso, peso de gas/unidad de volumen de la tubería; ρ_{ds} = densidad de los sólidos dispersos, peso de sólidos/unidad de volumen de la tubería; ρ_G = densidad del gas; ρ_s = densidad de los sólidos; y μ_G = viscosidad del gas.

Para **relaciones peso-velocidad entre los sólidos y el gas, inferiores a 5 en tuberías horizontales**, como las que se utilizan en los sistemas convencionales de transporte neumático, Hinkle (tesis para el doctorado en Ingeniería Química, Georgia Institute of Technology, Atlanta, 1953) encontró experimentalmente (para una corriente de aire con partículas sólidas de 0.36 a 8.4 mm (0.014 a 0.33 in) de diámetro en una tubería de vidrio de 2 y 3 in) que

$$V_s = V_G'(1 - C_1 D_s^{0.3} \rho_s^{0.5}) \tag{5-172}$$

donde, para este caso $V_G = G_G/\rho_G$ = velocidad superficial del gas; y C_1 = constante dimensional, 0.0639 en unidades SI (0.179 en unidades comunes de Estados Unidos). En este tipo de sistemas, con relaciones bajas entre los sólidos y el gas, $V_G \simeq V_G$. Para **relaciones peso-velocidad entre sólidos y gas superiores a 50**, como los que se utilizan para el transporte en fase densa, las partículas tienden a asentarse y se mueven a lo largo de la base de la tubería, donde el patrón de flujo es muy diferente al que se registra en el transporte neumático convencional de fase diluida. Wen y Simons (*loc. cit.*) obtuvieron la siguiente correlación empírica para la caída de presión, en condiciones en las que se consideró que las partículas habían alcanzado su velocidad final. Sus experimentos incluyeron la corriente de perlas de vidrio (con diámetros < 0.01 in) y polvo de carbón (< 0.03 in de diámetro) en aire, en una tubería de acero de $^1/_4$ de in y en tuberías de vidrio de $^1/_2$ a 1 in de diámetro.

$$(\Delta p_f / L \rho_{da})(D_t/D_s)^{0.25} = C_1 V_s^{0.45} \tag{5-173}$$

donde Δp_f = suma de las caídas de presión debidas a la fricción; L = longitud de la tubería; $\rho_{ds} = G_s/V_s$ = densidad de los sólidos dispersos, peso de los sólidos/unidad de volumen de la tubería; $G_s = w_s/A_t$ = velocidad superficial de masa de los sólidos; w_s = gasto en peso de los sólidos; A_t = área de la sección transversal de la tubería; D_t = diámetro de la tubería; D_s = diámetro de la partícula sólida; V_s = velocidad promedio real de las partículas sólidas, determinada en la figura 5-55; y C_1 = constante dimensional, 41.8 en unidades del Sistema Internacional (2.5 en unidades usuales de Estados Unidos). La velocidad promedio real del aire se determina por medio de la pérdida de velocidad debida al resbalamiento entre el aire y los sólidos. Wen y Simons (*loc. cit.*) encontraron $V_a \simeq 2V_S$. La velocidad másica está expresada por

$$G_a = \rho_{da} V_a \tag{5-174}$$

donde

$$\rho_{da} = (\rho_a/\rho_s)(\rho_s - \rho_{da}) \tag{5-175}$$

y donde G_a = *velocidad másica del aire*; V_a = velocidad promedio real del aire; ρ_a = densidad del aire disperso, peso del aire/unidad de volumen de la tubería; ρ_a = densidad del aire; ρ_s = densidad de partícula de los sólidos, ρ_{ds} = densidad de los sólidos dispersos, peso de los sólidos/unidad de volumen de la tubería. La correlación de la caída de presión, ecuación (5-173), no tiene el carácter "adimensional" usual debido a que sólo se utilizó un gas, a saber, el aire. Su incertidumbre parece ser del orden de ± 35%, y se requieren investigaciones adicionales para desarrollar una correlación general.

En el caso de **flujos ascendentes** de gases y sólidos por **tuberías verticales**, la **velocidad mínima de arrastre** para razones reducidas peso/velocidad de sólidos a gas, se calcula aplicando la ecuación siguiente propuesta por Dalla Valle (*loc. cit.*):

$$V_{C,v} = C_1 \left(\frac{\rho_s}{\rho_s + C_2} \right) D_s^{0.60} \tag{5-176}$$

donde $V_{C,v}$ = velocidad mínima de arrastre; ρ_s = densidad de las partículas sólidas; D_s = diámetro de la partícula mayor que se va a transportar; C_1 = constante dimensional, 566 en unidades del Sistema Internacional (910 en unidades usuales en E. U.) y C_2 = constante dimensional, 998 en unidades del Sistema Internacional (62.3 en unidades usuales en E. U.). Las velocidades de transporte fueron proporcionadas por Kunii y Levenspiel (*loc. cit.*). Para altas relaciones peso-velocidad entre sólidos y gas no hay suficientes datos recopilados sobre las velocidades de arrastre.

La **caída de presión** total en una **tubería vertical** se considera como la suma de las siguientes caídas de presión individuales [Hariu y Molstad, *Ind. Eng. Chem.*, **41**, 1148-1160 (1949); Mehta, Smith y Comings, (*loc. cit.*)]:

1. Para la aceleración del gas a la velocidad de arrastre, ecuación (5-167)
2. Para la aceleración de las partículas sólidas, ecuación (5-168)
3. Para la fricción entre el gas y la pared de la tubería, ecuación (5-169)
4. Para la fricción combinada entre las partículas y la pared de la tubería, y cualquier otra semejante, ecuaciones (5-170) y (5-171)

5. Para el soporte de la columna de gas,

$$\Delta p_{h,G} = G_G g L / V_G g_c \tag{5-177}$$

6. Para el soporte de sólidos,

$$\Delta p_{h,s} = G_s g L / V_s g_c \tag{5-178}$$

En las ecuaciones (5-177) y (5-178), $\Delta p_{h,G}$ = caída de presión para el soporte de la columna de gas; G_G = velocidad másica del gas; V_G = velocidad real del gas dentro de la tubería; g = aceleración debida a la gravedad; g_c = constante dimensional; L = altura de la columna, es decir, longitud de la tubería vertical; $\Delta p_{h,s}$ = caída de presión para el soporte de los sólidos; G_s = velocidad másica de los sólidos; y V_s = velocidad promedio real de los sólidos dentro de la tubería. Para relaciones pequeñas peso-velocidad de sólidos a gas, por ejemplo, de menosde 5 a 10, $V_G - V_s$ es aproximadamente igual a la velocidad final de caída libre de las partículas, y V_G es más o menos equivalente a V'_G, que es la velocidad superficial del gas. En las referencias inmediatamente anteriores se indican datos experimentales de sistema específicos.

Yang [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **24**, 548-552 (1978)] propuso una nueva correlación para el cálculo de la fricción combinada entre las partículas y la pared de la tubería.

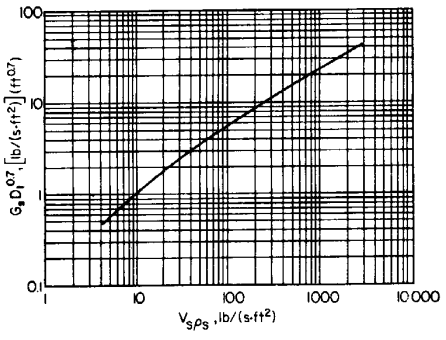


FIG. 5-55 Velocidad promedio de partículas sólidas. Para convertir [lb/(s^x ft^2)(ft$^{0.7}$)] a [kg/(s^x m^2)(m$^{0.7}$)], multiplíquese por 21254; para convertir libras por segundo^n pie cuadrado a kilogramos por segundo^n metro cuadrado, multiplíquese por 4.8824 [Wen y Simons, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **5**, 263, (1959).]

Para partículas pequeñas (< 0.06 mm de diámetro) en razones bajas de sólido a aire, la caída de presión para corrientes horizontales y verticales puede ser menor que la del aire portador en lo individual. Una de las razones de esta reducción de arrastre es la interacción de las partículas con la turbulencia del fluido cerca de la pared [Rossetti y Pfeffer, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **18**, 31-39 (1972)].

Para el **transporte en fase densa en tuberías verticales**, la información referente a tuberías de diámetro pequeño fue proporcionada por Sandy, Daubert y Jones [*Chem. Eng. Prog.*, **66**, *Symp. Ser.* 105, 133-142 (1970)].

La **estrangulación** impone una limitación a la capacidad de un sistema de transporte neumático. Esto sucede en una fracción de volumen crítico de un sólido en el que las partículas tienden a aglomerarse y con esto se generan gradientes de presión altamente inestables. Smith [*Chem. Eng. Sci.*, **33**, 745-749 (1978)] presenta una ecuación para la predicción de la ocurrencia de estrangulación.

Kraus, *Pneumatic Conveying of Bulk Materials*, Ronald, New York, 1968, y Stoess, *Pneumatic Conveying*, Interscience, New York, 1970, describen en la sección 7 el **equipo para transporte neumático**.

La **corriente de sólidos a granel a través de restricción y depósitos** se analiza en los artículos de simposio [*J. Eng. Ind.*, **91**(2), (1969)] y por Stepanoff, *Gravity Flow of Bulk Solids and Transportation of Solids in Suspension*, Wiley, New York, 1969.

Líquidos y sólidos En estos párrafos se describe el comportamiento de flujo de mezclas de líquidos-sólidos en tuberías, para casos en los que los sólidos tienden a sedimentarse con gran rapidez, es decir, cuando se trata de "lechadas que se asientan". En tales casos, el tamaño de partícula es comúnmente mayor de 0.25 mm (0.01 in). Para aquellos casos en los que los sólidos se mantienen fácilmente en suspensión, por ejemplo, con sólidos de tamaños de partículas menores que 0.05 mm (0.002 in) se aplica la explicación dada en la subsección "Flujo no newtoniano".

En una **tubería horizontal**, la gravedad tiende a estratificar la mezcla y los sólidos se sedimentan o asientan en la base. No obstante, éstos se pueden mantener en suspensión en el líquido como resultado de la turbulencia del mismo debido a grandes velocidades o cuando las partículas son más o menos pequeñas, aproximadamente 3 mm (1/8 in). La sedimentación de los sólidos tiene un efecto pronunciado en la caída de presión. A velocidades altas, el gradiente de presión a lo largo de la tubería es ligeramente mayor que el del líquido solo que fluya a la misma velocidad. Cuando se trata de sólidos finamente divididos, el gradiente de presión a altas velocidades puede ser menor que para el líquido solo, debido a que los sólidos interactúan con la turbulencia [véase Wilson, *Trans. Am. Soc. Civ. Eng.*, **107**, 1576-1594 (1942); y Bobkowicz y Gauvin, *Chem. Eng. Sci.*, **22**, 229-241 (1967)]. Conforme se reduce la velocidad, el gradiente de presión de la lechada disminuye, pero se hace cada vez mayor que el del líquido solo; luego se llega a un gradiente de presión mínimo después de lo cual éste aumenta con la reducción posterior de velocidad, debido a la sedimentación de los sólidos.

La **velocidad de transporte** es una función del diámetro de la tubería, del tamaño y densidad de la partícula, la concentración de sólidos y las propiedades del fluido. Para tamaños de partícula inferiores a 1 mm (0.04 in), Spells [*Trans. Inst. Chem. Eng., (London)*, **33**, 79-84 (1955)] da las siguientes correlaciones sobre el flujo de suspensiones de arena, cenizas y cal en agua, en **tuberías horizontales** de 0.025 a 0.30 m (1 a 12 in) de diámetro:

1. Velocidad para mantener las partículas en suspensión,

$$\frac{V_1^2}{gD_s}\frac{\rho_L}{(\rho_s - \rho_L)} = 0.0251\left(\frac{V_1 D_t \rho_m}{\mu_L}\right)^{0.775} \tag{5-179}$$

2. Velocidad cuando el gradiente de presión para la lechada se hace idéntico a la del líquido, con una densidad igual a la de la lechada y con la misma viscosidad que el agua,

$$\frac{V_2^2}{gD_s}\frac{\rho_L}{(\rho_s - \rho_L)} = 0.074\left(\frac{V_2 D_t \rho_m}{\mu_L}\right)^{0.775} \tag{5-180}$$

donde, en las ecuaciones (5-179) y (5-180), g = aceleración debida a la gravedad; D_s = diámetro de la partícula, de tal forma que el 85% del peso total de las partículas corresponde a partículas de tamaño menor que D_s; ρ_s = densidad de la partícula; ρ_L = densidad de líquido; D_t = diámetro de la tubería; ρ_m = densidad de la lechada; y μ_L = viscosidad de líquido.

Para tamaños de partícula mayores que 2 mm (0.08 in), la velocidad a la que éstas comenzarán a depositarse está dada por (véase *The Transportation of Solids in Steel Pipelines*, Colorado School of Mines Research Foundation, Golden, Colo., 1963; y Stepanoff, *Pumps and Blowers - Two-Phase Flow*, p. 172, Wiley, New York, 1965).

$$V_c = 1.35\left[\frac{2gD_t(\rho_s - \rho_L)}{\rho_L}\right]^{0.5} \tag{5-181}$$

donde V_c = velocidad al iniciarse la sedimentación; g = aceleración debida a la gravedad; D_t = diámetro de la tubería; ρ_s = densidad de la partícula sólida; y ρ_L = densidad del líquido. Robinson y Graf [*Proc. Am. Soc. Civ. Eng. J. Hydraul. Div.*, **98**(HY7), 1221-1241 (1972)] propusieron una ecuación similar para partículas de tamaño menor de 0.88 mm (0.035 in), cuyo coeficiente depende de la concentración de sóli-

dos. El sistema al que se aplica la ecuación consiste en mezclas agua-arena, cuya concentración en sólidos es menor del 7% en volumen.

Para partículas mayores (diámetros hasta de un tercio del de la tubería, aproximadamente), Worster y Denny [*Proc. Inst. Mech. Eng. (London)*, **169**, 563-586 (1955)] proporcionan valores aproximados de la velocidad para el gradiente de presión mínimo correspondiente al flujo de suspensiones en agua del 25% aproximado por volumen de carbón o grava, como se indica en la tabla 5-17. Datos adicionales sobre la velocidad para el flujo de arena y suspensiones similares, fueron dados por Condolios y Chapus [*Chem. Eng.*, **70**(14), 131-138 (July 8, 1963)]; Howard [*Trans. Am. Soc. Civ. Eng.*, **104**, 1334-1380 (1939)]; Newitt, Richardson, Abbott y Turtle [*Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **33**, 93-110 (1955)]; Smith [*ibid.*, **33**, 85-92 (1955)]; y Wilson (*loc. cit.*). Hughmark [*Ind. Eng. Chem.*, **53**, 389 (1961) propuso una correlación general para partículas comprendidas entre 0.04 y 2 mm.

Aunque existe una cantidad considerable de datos sobre la **caída de presión** para flujos de suspensiones de arena, grava, carbón y materiales semejantes en agua, por tuberías **horizontales**, no se ha determinado aún una sola correlación que sea plenamente satisfactoria para todos los tamaños, densidades y concentraciones de partículas, así como de tamaños de tubería. Sin embargo, la ecuación de Durand et al., puede servir como guía [véase *The Transportation of Solids in Steel Pipelines loc. cit.*; Aude et al., *Chem. Eng.*, **78**(15), 74-90 (1971); y Govier y Aziz, *The Flow of Complex Mixtures in Pipes*, p. 686, Van Nostrand Reinhold, New York (1972)].

$$\frac{i_m - i_L}{i_L} = 150c \left[\frac{D_t g(\rho_s - \rho_L)}{V^2 \rho_L \sqrt{C_D}} \right]^{3/2} \qquad (5\text{-}182)$$

donde i_m = gradiente de presión para la mezcla = $(\Delta p_m/L)(\rho_m/\rho_L)$; i_L = caída de presión por longitud de unidad de tubería para el líquido L que fluye sólo a la velocidad V; Δp_m = caída de presión de la mezcla; L = longitud de tubería; ρ_m = densidad de la mezcla; ρ_L = densidad de líquido; ρ_s = densidad de las partículas sólidas; D_t = diámetro de la tubería; c = concentración como fracción volumen de sólidos, adimensional; g = aceleración debida a la gravedad; V = velocidad de la mezcla; y C_D = coeficiente de arrastre de las partículas, adimensional (que se obtiene aplicando el método descrito bajo el rubro "Dinámica de partículas: Aplicaciones").

TABLA 5-17 Velocidad para el mínimo gradiente de presión, suspensiones de carbón o grava en agua*

	Velocidad m/s (ft/s)†	
Diám. de la tubería, in	Carbón‡	Grava§
1	0.46(1.5)	0.91(3)
3	1.1 (3.5)	2.1 (7)
6	1.5 (5)	3.0 (10)
9	1.9 (6.3)	4.0 (13)
12	2.2 (7.3)	4.6 (15)
18	2.7 (8.8)	5.3 (17.5)

*Worster y Denny, *Proc. Inst. Mech. Eng., (London)*, **169**, 563-586 (1955).
†Para concentraciones del 25% en volumen, aproximadamente.
‡Densidad relativa = 1.4.
§Densidad relativa = 2.6.

La ecuación (5-182) se basa en el flujo de suspensiones de varios sólidos en agua, con diámetros de partícula de 0.25 a 100 mm (0.01 a 4 in), aproximadamente, y concentraciones que ascienden al 30% de volumen, aproximadamente, en diámetros de tubería que van de 0.038 a 0.71 m ($1^1/_2$ a 28 in). La ecuación se aplica a partículas de tamaños muy similares y para velocidades de líquidos superiores a la que se tiene al iniciarse la sedimentación 0.9 m/s (3 ft/s). Para diversos tamaños de partícula, la ecuación inducirá al error, y la magnitud de éste depende de la cantidad de materia fina y la diversidad de los tamaños de las partículas (véase Smith, *loc. cit.*, y la exposición de Durand y Condolios hecha en el artículo de Worster y Denny, *loc. cit.*). Turian y Yuan [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **23**, 232-243 (1977), y también Turian y Oroskar, *op. cit.*, **24**, 1144 (1978)] agruparon gran cantidad de datos en cuatro grupos que representan los diferentes regímenes de flujo y desarrollaron correlaciones empíricas para la predicción de la caída de presión en cada régimen de flujo.

Se tienen abundantes datos sobre la caída de presión para el flujo de varias **mezclas de sólidos y agua** como arenas, gravas y carbón en agua, presentados por Condolios y Chapus (*loc. cit.*), Howard (*loc. cit.*), Newitt et al. (*loc. cit.*), Smith (*loc. cit.*), Wilson, (*loc. cit.*), y Worster y Denny (*loc. cit.*). Los datos de caída de presión para el flujo de **material de elaboración del papel** por tuberías, se presentan en la Sección de Datos de *Standards of Hydraulic Institute*, Hydraulic Institute, 1965. El comportamiento de flujo de las **suspensiones de fibras** se analizan en el trabajo de Bobkowicz y Gauvin [*Chem. Eng. Sci.*, **22**, 229-241 (1967)], Bugliarello y Daily [*TAPPI*, **44**, 881-893 (1961)] y Daily y Bugliarello [*TAPPI*, **44**, 497-512 (1961)].

En el caso de **flujos ascendentes por tuberías verticales**, la concentración de sólidos aumenta y en los **flujos descendentes** dicha concentración disminuye debido al deslizamiento entre el líquido y los sólidos. La **velocidad de deslizamiento**, es decir, la diferencia entre las velocidades del líquido y los sólidos, se toma como equivalente a la velocidad de caída libre de los sólidos en el líquido. La **caída de presión** para corrientes en las que la velocidad nominal de la mezcla es mayor a cuatro o cinco veces la velocidad de caída libre de los sólidos, se calcula aplicando la siguiente expresión:

$$i_m = i_L \pm \left[c\left(\frac{\rho_s}{\rho_L} - 1\right) + 1 \right] \qquad (5\text{-}183)$$

donde el signo + corresponde al flujo ascendente y el signo – al flujo descendente, la nomenclatura es la misma que para la ecuación (5-182). Se encontrarán detalles adicionales en los escritos de Cloete, Miller y Streat [*Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **45**, T392-T400 (1967)] y Worster y Denny (*loc. cit.*).

DISTRIBUCIÓN DEL FLUIDO

La distribución uniforme del fluido es esencial para la operación eficiente del equipo en los procesos químicos, como interruptores automáticos y reactores, mezcladores, quemadores, intercambiadores de calor, dados o troqueles de extrusión y chimeneas para el hilado de textiles. Para asegurar la distribución óptima, es preciso tomar en consideración el comportamiento del flujo dentro del distribuidor, las condiciones del mismo corriente arriba del distribuidor y las que prevalecen corriente abajo del mismo. En los siguientes párrafos se proporcionan guías para diseñar varias clases de distribuidores de fluidos. Estos procedimientos toman en cuenta sólo el comportamiento del flujo dentro del distribuidor.

Distribuidores de tubería perforada Uno de los tipos de distribuidor más comunes es la simple tubería perforada o rociador (Fig. 5-56) que se utiliza en una gran variedad de configuraciones de tubo. Como se observa en la ilustración, la distribución del flujo es uniforme y esto sucede cuando se tiene un equilibrio apropiado entre: **1)** la energía cinética y la fuerza de cantidad de movimiento en la entrada de la corriente, **2)** las pérdidas por fricción a lo largo de la tubería, y **3)** la caída de presión en los orificios de salida. Cuando predominan la energía cinética y la fuerza de cantidad de movimiento de la corriente de entrada, se descargan cantidades cada vez mayores de fluido conforme el flujo se desplaza hacia el extremo cerrado; en cambio, cuando lo que

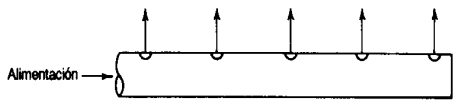


FIG. 5-56 Distribuidor de tubería perforada.

predomina son las pérdidas por fricción a lo largo de la tubería, se descargarán cantidades cada vez menores conforme el flujo recorre la trayectoria hacia el extremo cerrado. Cuando una perturbación corriente arriba, por ejemplo, la que produce un codo, se superpone al caso de la predominancia de energía cinética y la fuerza de cantidad de movimiento en la corriente de entrada, el flujo que abandona los orificios de salida cerca del distribuidor y cerca del extremo cerrado pueden ser mayores que en la porción intermedia.

Una **regla empírica para el diseño** de distribuidores de tubería perforada para flujos turbulentos que tengan una distribución defectuosa menor de ± 5% es: que las razones de la energía cinética de la corriente de entrada respecto a la caída de presión en el orificio de salida y la pérdida de fricción en la tubería a la caída de presión en el orificio de salida, deben ser igual o menor que un décimo [Senecal, *Ind. Eng. Chem.*, **49**, 993-997 (1957)]. Con base en el conocimiento que se tenga de la distribución de velocidad en la entrada del distribuidor, la energía cinética se calcula como sigue:

$$\text{Energía cinética específica} = \alpha V_i^2/2g_c \qquad (5\text{-}184)$$

donde V_i = velocidad promedio en la entrada; g_c = constante dimensional; y α = factor de corrección para compensar el uso de la velocidad promedio, adimensional. Como guía, α es 1.00 para un flujo en forma de tapón (distribución de velocidad uniforme), de 1.05 a 1.10, aproximadamente, para flujos turbulentos en conductos rectos y largos y 2 para flujos laminares [Stoker, *Ind. Eng. Chem.*, **38**, 622-624 (1946)]. Para otra distribución de velocidad, el método para calcular α es dado por Rouse (*Engineering Hydraulics*, pp. 399-401, Wiley, New York, 1950).

En general, se utiliza un coeficiente de orificio de 0.60 a 0.63; sin embargo, en el caso de tuberías perforadas, dicho coeficiente es una función del tamaño del hueco en relación con el diámetro de la tubería y el espesor de la pared. El gasto que pasa por el hueco, el de la tubería que llega al orificio y otros de la misma índole y por ende, el valor del coeficiente de orificio puede ser considerablemente distinto a los valores de uso general (Senecal, *loc. cit.*). Se requieren datos experimentales adicionales para definir la función anterior. Por lo común, si la componente normal de la velocidad de la salida de la perforación a la pared de la tubería es mayor que la velocidad a lo largo de la misma, el efecto de esta última sobre el coeficiente de orificio tenderá a ser pequeño [Grobman, Dittrich y Graves, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **79**, 1601-1607 (1957)]. Bailey [*J. Mech. Eng. Sci.*, **17**, 338-347 (1975)] desarrolló unas correlaciones para determinar el coeficiente del orificio, el coeficiente de presión estática ganada y el ángulo de descarga del flujo en distribuidores en tuberías de pared delgada. Esta información puede utilizarse para predecir las distribuciones de presión estática y descarga de fluidos en ductos uniformemente perforados.

El **cambio de presión** debido a la fricción y a la recuperación de la cantidad de movimiento sobre la longitud correspondiente del distribuidor de tubería perforada ha resultado ser, mediante la demostración teórica (Lapple et al., *Fluid and Particle Mechanics*, p. 15, University of Delaware, Newark, 1951)

$$\Delta h = \left(\frac{4fL}{3D} - 2\right)\frac{V_i^2}{2g_c} \qquad (5\text{-}185)$$

donde Δh = pérdida neta de carga entre la entrada y el extremo cerrado de la tubería; f = factor de fricción de Fanning, adimensional; L = longitud de la tubería; D = diámetro de la tubería; V_i = velocidad promedio del fluido en la entrada de la tubería; y g_c = constante dimensional. La ecuación (5-185) se aplica al caso de descarga uniforme en ángulo recto al eje de la tubería, donde existe una fricción constante en una tubería de sección transversal también constante. Las investigaciones experimentales han demostrado que el factor 2 en la ecuación (5-185), para la recuperación de la cantidad de movimiento puede ser alto y que el valor real se acerca más bien a 1 [Van der Hegge Zijnen, *Appl. Sci. Res.*, **A3**, 144-162 (1951-1953); y Bailey, *loc. cit.*], que implica que el ángulo de descarga del fluido es menor de 90° respecto al eje de la tubería. Suponiendo un coeficiente de orificio constante, el porcentaje de la distribución deficiente entre la primera y la última salida está dado por

$$\text{Porcentaje de distribución deficiente} = 100\left(1 - \sqrt{\frac{\Delta h_{01} - \Delta h}{\Delta h_{01}}}\right) \qquad (5\text{-}186)$$

donde Δh_{01} = diferencia de carga en la primera salida, ft.

Distribuidores tipo ranura Este tipo de accesorios se emplea por lo común en troqueles para hojas que se utilizan para la extrusión de películas y recubrimientos y en cuchillos de aire que sirven para controlar el espesor de un material aplicado a una hoja en movimiento.

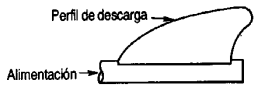


FIG. 5-57 Distribuidor de tubería simple ranurada.

Una simple tubería ranurada (Fig. 5-57) para las condiciones de flujo turbulento puede generar distribuciones deficientes muy graves, debido a que este tipo de distribuidor no efectúa una descarga perpendicular a la ranura [Koestel y Tuve, *Heat Piping Air Cond.*, **20**(1), 153-157 (1948); y Koestel y Young *Heat y Piping Air Cond.*, **23**(7), 111-115 (1951)]. El ángulo de descarga cambiará a lo largo de la tubería; sin embargo, en el caso de ranuras en conductos ahusados en los que el área de la sección transversal disminuye linealmente a cero en el extremo opuesto, el ángulo de descarga será constante a lo largo del conducto (Koestel y Young, *loc. cit.*). Una manera de asegurar una descarga casi perpendicular consiste en hacer que la razón del área de la ranura respecto al área transversal de la tubería sea igual o menor que 0.1. Como sucede en el caso del distribuidor de tubería perforada, para lograr un buen rendimiento es preciso tener un equilibrio adecuado entre los cambios de energía cinética y la cantidad de movimiento, entre la fricción y las pérdidas de descarga y las condiciones de flujo corriente arriba y corriente abajo. Otra manera de mejorar el ángulo de descarga es emplear aletas giratorias como se describe a continuación.

En la práctica, se pueden aplicar los siguientes métodos para hacer que el diámetro de la tubería se mantenga en un mínimo que esté de acuerdo con el buen rendimiento (Senecal, *loc. cit.*):

1. La alimentación debe efectuarse por los extremos; esto reduce el término de la energía cinética.

2. El diseño de la sección transversal se modifica (Fig. 5-58); de esta manera, la ranura no sufre tanto la influencia de la velocidad de la corriente de alimentación.

3. Incrementar la caída de presión en la ranura; esto se logra alargando los labios (véase Fig. 5-58).

4. Empleo de pantallas (véase la Fig. 5-58); las pantallas colocadas corriente arriba con relación a la ranura aumentarán la caída de presión general.

Como recomienda Senecal (*loc. cit.*), al diseñar y utilizar el cuchillo de aire es preciso tomar varias consideraciones en cuenta.

Los procedimientos de diseño para troqueles de extrusión en los que el flujo es laminar, como sucede con fluidos altamente viscosos, son suministrados por Bernhardt (*Processing of Thermoplastic Materials*, pp. 248-281, Reinhold, New York, 1959).

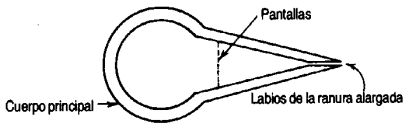


FIG. 5-58 Distribuidor de ranura modificado.

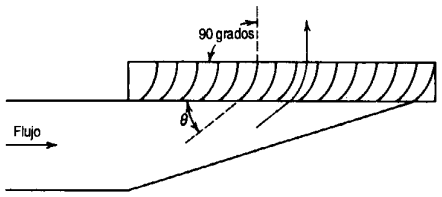


FIG. 5-59 Aletas de encauzamiento en un distribuidor de ranura.

Aletas de encauzamiento En aplicaciones como trabajos de ventilación, el perfil de descarga de ranuras (véase la Fig. 5-57) mejora utilizando aletas de encauzamiento. El diseño de conducto ahusado es el más apropiado para emplear aletas de encauzamiento, porque el ángulo de descarga se mantiene constante. En la figura 5-59 se ilustra una de las maneras de instalar este tipo de aletas. Las aletas deben tener una profundidad del doble del espaciamiento (*Heating, Ventilating, Air Conditioning Guide*, vol. 38, pp. 282-283, American Society of Heating, Refrigerating, and Air-Conditioning Engineers, 1960) y una curvatura de arco circular tangente al ángulo de descarga θ de una ranura sin aletas en el extremo corriente arriba de las aletas, y perpendicular a la ranura en el extremo corriente abajo o de descarga (Koestel y Young, *loc. cit.*). El ángulo θ se calcula mediante la ecuación

$$\cot \theta = C_d A_s / A_d \tag{5-187}$$

donde A_s = área de la ranura; A_d = área de la sección transversal del conducto en el extremo corriente arriba; y C_d = coeficiente de descarga de la ranura, adimensional.

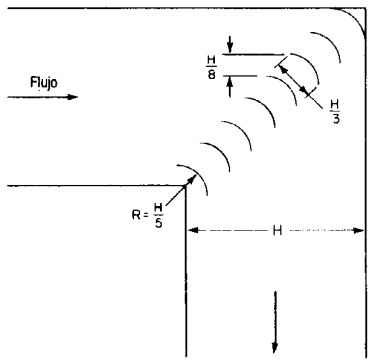


FIG. 5-60 Codo a inglete con aletas.

Estas aletas se utilizan también para mejorar la distribución de velocidad y reducir las pérdidas por fricción en codos. En el caso de un codo de inglete con flujos de baja velocidad, se acostumbra utilizar arcos circulares simples (Fig. 5-60), y con alta velocidad se requieren aletas especiales de formas aerodinámicas. Para mayores detalles y referencias al respecto véase Ower y Pankhurst, *The Measurement of Air Flow*, p. 102, Pergamon, New York, 1977; Pankhurst y Holder, *Wind-Tunnel Technique*, pp. 92-93, Pitman, London, 1952; y Rouse, *loc. cit.*, pp. 422-423. Cuando se trata de codos de barrido se acostumbra utilizar aletas de separación. Estas son aletas curvadas que se extienden de extremo a extremo del recodo y lo dividen en varios canales paralelos. Jorgensen (*Fan Engineering*, 7th ed., pp. 111-117, 118, Buffalo Forge Co., Buffalo, 1970) proporciona detalles adicionales junto con una gráfica para determinar la ubicación de los divisores en el recodo.

Placas y pantallas perforadas Cuando se tiene un perfil de velocidad no uniforme de **flujo turbulento** a lo largo de canales o equipos de procesamiento, se puede suavizar en cualquier grado deseado agregando una resistencia uniforme suficiente, por ejemplo, placas o pantallas perforadas que atraviesan la corriente del canal.

En relación con la figura 5-61, la cantidad de resistencia requerida para suavizar un perfil de velocidad específica no uniforme hasta un grado deseado, se calcula aplicando las siguientes ecuaciones (Stoker, *loc. cit.*):

$$\frac{V_{2\text{máx}}}{V_{\text{prom}}} = \sqrt{\frac{(V_{1\text{máx}}/V_{\text{prom}})^2 + \alpha_2 - \alpha_1 + \alpha_2 K}{1 + K}} \tag{5-188}$$

$$\Delta h = K(V_{\text{prom}}^2/2g_c) \tag{5-189}$$

donde V = velocidad; $\Delta h = h_1 - h_2$, pérdida de carga estática; α = factor de corrección para compensar el uso de la velocidad promedio, adimensional; K = resistencia equivalente de la resistencia uniforme expresada como el número de cargas de velocidad basado en la velocidad V, adimensional; g_c = constante dimensional; los subíndices son los que se definen en la figura 5-61. En la subsección "Distribuidores de tubería perforada", los valores de $V_{\text{máx}}/V_{\text{prom}}$ se especifican en la figura 5-14. El valor de K se calcula mediante la ecuación (5-188); será casi siempre del orden de 10. Partiendo del valor de Δh se determinan las características de las placas o pantallas perforadas utilizando, respectivamente, las ecuaciones (5-132) o (5-141).

En los canales se colocan tamices y **placas con perforaciones**, con el fin de eliminar la turbulencia y los remolinos, además de suavizar la no uniformidad del flujo [Loehrke y Nagib, *J. Fluids Eng.*, **98**, 342-353 (1976)]. Es posible tener una reducción adicional del nivel de turbulencia y no uniformidad del flujo si existe una contracción del canal.

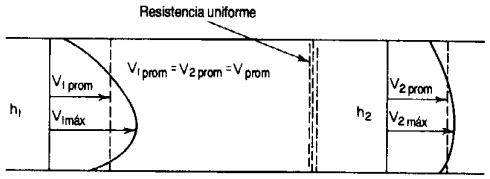


FIG. 5-61 Suavizamiento de un perfil no uniforme dentro de un canal.

Lechos de sólidos Otro distribuidor de fluido conveniente es la profundidad adecuada de sólidos que se le dé a un lecho. Esta profundidad debe ser tal que la caída de presión en el lecho sea por lo menos 10 cargas de velocidad, basándose en la velocidad superficial a lo largo del mismo. En la subsección "Lechos fijos de sólidos granulares" se incluyen varios métodos para calcular la caída de presión.

Si se va a alimentar una sola corriente de líquido a la parte superior de un lecho de sólidos sin ningún flujo de gas, la corriente no será uniforme hasta que se haya atravesado de cuatro a cinco diámetros de lecho [Baker, Chilton y Vernon, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **31**, 296-315 (1935)]. Para el flujo de un líquido descendente que atraviesa un lecho de sólidos en el que el líquido tenía inicialmente una distribución uniforme, Akehata y Sato [*Chem. Eng. (Japan)*, **22**, 430-435 (1958)] encontraron que el flujo puede tomar una distribución deficiente en una distancia de 3 a 6 diámetros de lecho, ya sea para flujo laminar o turbulento, cuando la razón entre el diámetro del lecho y el diámetro de la partícula es inferior a 15.

La distribución de velocidad de un flujo de gas a lo largo de lechos de sólidos fue estudiada por Schwartz y Smith [*Ind. Eng. Chem.*, **45**,

1209-1218 (1953)]. Ambos descubrieron que el perfil de velocidad tiene un valor máximo aproximado de un diámetro de partícula desde la pared, y la variación en el perfil de velocidad fue inferior al 20% para relaciones entre diámetro de lecho y diámetro de partícula mayores que 30. Las observaciones anteriores sobre el perfil de velocidad fueron confirmadas por Calderbank y Pogorski [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **35**, 195-207 (1957)].

La dispersión de líquido que se escurre aleatoriamente por un lecho relleno y el flujo de pared en columnas empacadas fue analizado por Porter et al. [*Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **46**, T69-T94 (1968)]. En experimentos con diámetros de columnas empacadas de 0.05- a 0.3 m (2 a 12 in) con anillos Raschig de $^1/_2$ in, el flujo de pared ascendió rápidamente hasta adquirir un valor de equilibrio a menos de 0.9 m (3 ft) de profundidad del empaque. El flujo de pared disminuyó al aumentar la razón entre el diámetro de la columna y el de la partícula llegando a un valor asintótico del 15% aproximadamente del flujo total, para razones superiores a 25, aproximadamente.

HACES DE TUBOS

Es imposible obtener una correlación fundamental de datos sobre la caída de presión en grupos o haces de tubos por medio de una sola curva del factor de fricción simple en función del número de Reynolds. Esto se debe a la falta de similitud geométrica entre la gran cantidad de configuraciones de tubo y los espaciamientos acostumbrados, dos de los cuales se ilustran en la figura 5-62. Varios investigadores han incluido márgenes para la configuración y el espaciamiento incorporando factores de corrección del mismo en sus expresiones del factor de fricción o utilizando varias gráficas del factor de fricción. A continuación se describen las mejores representaciones logradas hasta ahora.

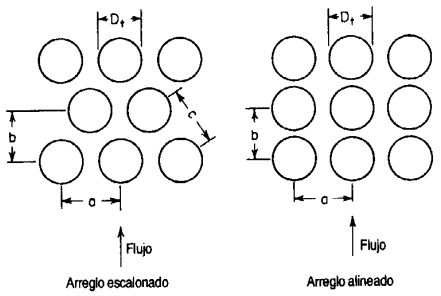


FIG. 5-62 Configuraciones de haces de tubos.

Región turbulenta La correlación dada por Grimison [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **59**, 583-594 (1937)] se recomienda para prever caídas de presión en flujos turbulentos ($N_{Re} \geq 2000$) en grupos de tubos escalonados o en línea, para espaciamientos tubulares [(a/D_t), (b/D_t)] que van de 1.25 a 3.0. La caída de presión está dada por

$$\Delta p = 4fN_r\rho V_{máx}^2/2g_c \qquad (5\text{-}190)$$

donde f = factor de fricción, adimensional; N_r = cantidad de hileras de tubos en la dirección del flujo, adimensional; ρ = densidad de fluido; $V_{máx}$ = velocidad del fluido a través de área mínima disponible para el mismo; y g_c = constante dimensional.

Para un haz de **tubos escalonados**, el factor de fricción correspondiente a un flujo isotérmico se obtiene en la figura 5-63. Cada "reja" (grupo de curvas paramétricas) representa un número de Reynolds específico definido como

$$N_{Re} = D_t V_{máx}\rho/\mu \qquad (5\text{-}191)$$

donde D_t = diámetro externo del tubo, y μ = viscosidad del fluido. Los números que se indican a lo largo de cada "reja" representan los espaciamientos transversales y horizontales. La gráfica superior corresponde al caso en que el área mínima para el flujo se encuentra en las aberturas transversales, mientras que la gráfica inferior pertenece al caso en que el área mínima se localiza en las aberturas diagonales. En este último caso, $V_{máx}$ debe basarse en el área de las aberturas diagonales, y N_r se toma como la cantidad de hileras en la dirección del flujo, menos 1. Se hizo una comparación crítica de este método con todos los datos disponibles y se observó una desviación promedio del orden de ± 15% con relación a los datos [Boucher y Lapple. *Chem. Eng. Prog.*, **44**, 117-134 (1948)]. Para el caso de espaciamientos de tubo mayores a tres diámetros del mismo, la correlación dada por Gunter y Shaw [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **67**, 643-660 (1945)] servirá como aproximación aceptable. También como **aproximación**, la caída de presión puede considerarse como 0.72 de la carga de velocidad (basándose en $V_{máx}$) por hilera de tubos, para los espaciamientos de tubo que se encuentran comúnmente en la práctica (Lapple et al., *Fluid and Particle Mechanics*, p. 40, University of Delaware, Newark, 1951).

Para un haz de **tubos alineados**, el factor de fricción para el flujo isotérmico se obtiene de la figura 5-64. Cada "reja" representa un número de Reynolds en particular, como se definió en el párrafo anterior. La desviación promedio de este método, con base en datos disponibles, es del orden de ± 15%. Para espaciamientos de tubos mayores a 3 diámetros del mismo, conviene utilizar las gráficas propuestas por Gram, Mackey y Monroe [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **80**, 25-35 (1958)]. Como **aproximación**, la caída de presión se toma como 0.32 de la carga de velocidad (basándose en $V_{máx}$) por hilera de tubos (Lapple et al., *op. cit.*, p. 40).

En el caso de flujos turbulentos a través de **haces poco profundos** de tubos, el factor de fricción promedio por hilera será un poco mayor que el que se indica en las figuras 5-63 y 5-64, que se basan en grupos de 10 o más hileras de profundidad. La magnitud de este incremento depende del espaciamiento y la disposición de los tubos. Es conveniente considerar que el 30% de aumento por hilera, por cada dos hileras, el 15% por hilera, por cada tres, y el 7% por hilera, por cada cuatro, será más o menos el máximo que podría encontrarse (Boucher y Lapple, *loc. cit.*).

Para **una sola hilera de tubos**, el factor de fricción se expresa por medio de la curva B de la figura 5-65, en función del espaciamiento del tubo. Esta curva se fundamenta en los datos proporcionados por varios experimentadores y todos ellos se ajustan a un numero de Reynolds [ecuación (5-191)] de 10 000. Los valores deben ser sustancialmente independientes del número de Reynolds dentro de la gama de 1000 a 100 000.

Para el caso de **superficies extendidas**, que incluye aletas montadas perpendicularmente a los tubos o de devanado espiral, aletas de alfiler, de placa, etc., se deberán utilizar los datos de fricción para la superficie específica. Para mayores detalles, véase Kays y London, *Compact Heat Exchangers*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1964. Cuando no se disponga de datos específicos, la correlación dada por Gunter y Shaw (*loc. cit.*) podrá utilizarse como una aproximación.

Para el caso en que ocurre un gran cambio de temperatura en la corriente de gas que pasa por un haz de tubos, es necesario seleccionar una temperatura media adecuada en la que se basen las propiedades del gas. Dicha temperatura está dada por

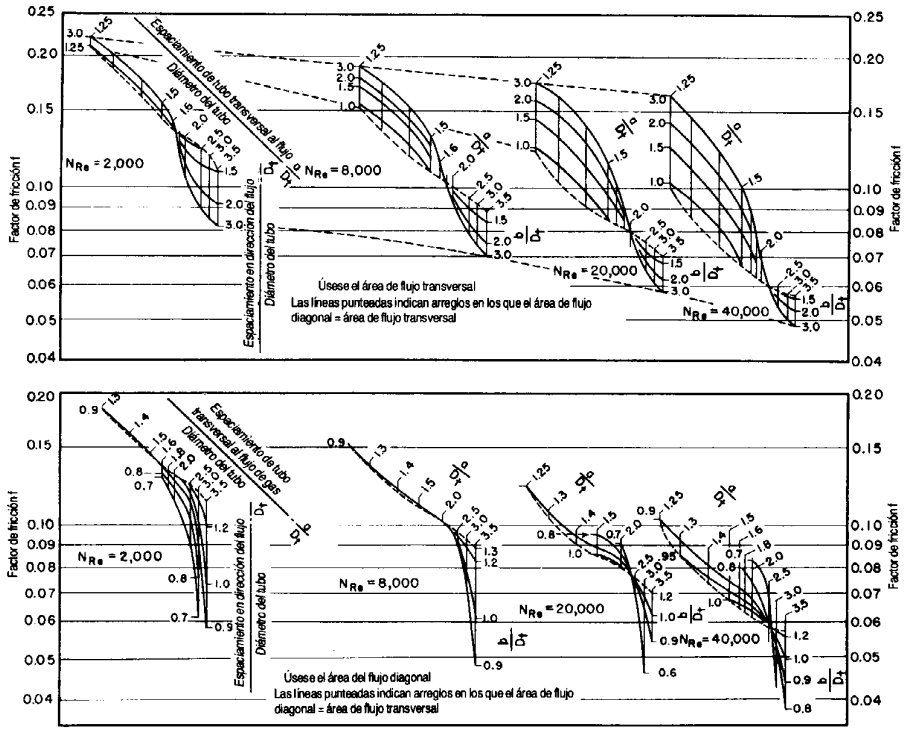


FIG. 5-63 (Gráfica superior) Factores de fricción para haces o grupos de tubos escalonados con un área mínima de corriente de fluido en aberturas transversales. (Fráfica inferior) Factores de fricción para haces de tubos escalonados con un área mínima de corriente de fluido en aberturas diagonales. [Grimison, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **59**, 583 (1937).]

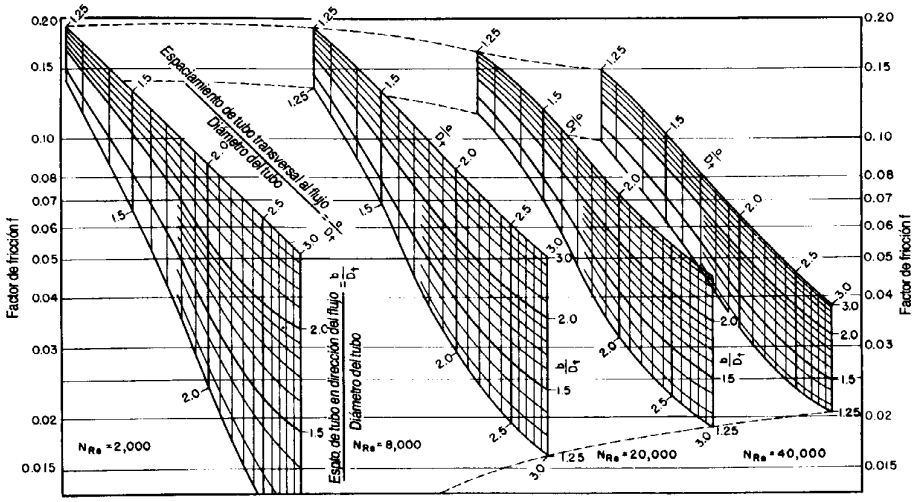


FIG. 5-64 Factores de fricción para grupos o haces de tubos alineados. [Grimison, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **59**,583 (1937).]

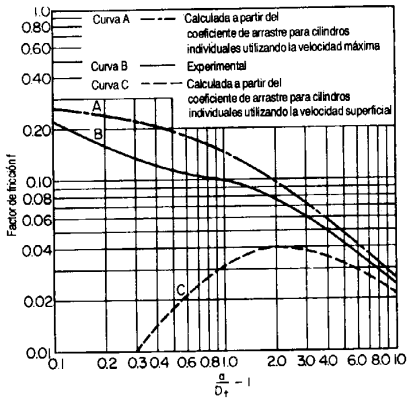


FIG. 5-65 Factor de fricción en función del espaciamiento transversal para una sola hilera de tubos. [Tomado de Boucher y Lapple, *Chem. Eng. Prog.* **44**, 117 (1948).]

$$t_m = t_t + K\,\Delta t_m \tag{5-192}$$

donde t_t = temperatura promedio de la pared del tubo, °F o °C; K = una constante, adimensional; Δt_m = media logarítmica de la diferencia de temperatura entre el gas y los tubos, °F o °C. Los valores de K promedios recomendados por Chilton y Genereaux [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **29**, 151-173 (1933)] y Grimison (*loc. cit.*) son como siguen: para tubos alineados, 0.9 para enfriamiento y –0.9 para calentamiento; para tubos escalonados, 0.75 para enfriamiento y –0.8 para calentamiento.

En el caso del flujo no isotérmico de **líquidos** a través de haces de tubos, el factor de fricción aumenta apreciablemente si el líquido se está enfriando y disminuye si se está calentando. Los factores dados para flujos no isotérmicos de líquidos en tubería (véase subsección "Flujo no isotérmico"), se recomiendan para este caso.

Diehl y Unruh [*Pet. Refiner*, **37**(10), 124-128 (1958)], propusieron un método para calcular la caída de presión para flujos difásicos transversales y horizontales de gas-líquido, a través de un haz de tubos.

Región de transición Esta región se extiende aproximadamente en la gama de números de Reynolds [ecuación (5-191)] comprendida entre 200 y 2000. Las curvas del factor de fricción que se muestran en la figura 5-66 para cinco configuraciones distintas fueron suministradas por Bergelin, Brown y Doberstein [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **74**, 953-960 (1952)]. La caída de presión para flujo de líquidos está dada por donde f_T = factor de fricción obtenido de la figura 5-66, adimensional; N_r = número de restricciones principales que se encuentran al pasar por el haz de tubos (igual al número de hileras donde el área mínima de flujo libre se presenta en aberturas transversales, y el número de hileras menos 1 donde se produce en aberturas diagonales), adimensional; ρ = densidad del fluido; $V_{máx}$ = velocidad del fluido a través de un área mínima del flujo libre; g_c = constante dimensional; μ_s = viscosidad del fluido a la temperatura superficial del tubo; μ_b = viscosidad del fluido a la temperatura promedio. Al utilizar la figura 5-66 se obtiene un factor de fricción dentro de ± 25%.

$$\Delta p = \frac{4 f_T N_r \rho V_{máx}^2}{2 g_c}\left(\frac{\mu_s}{\mu_b}\right)^{0.14} \tag{5-193}$$

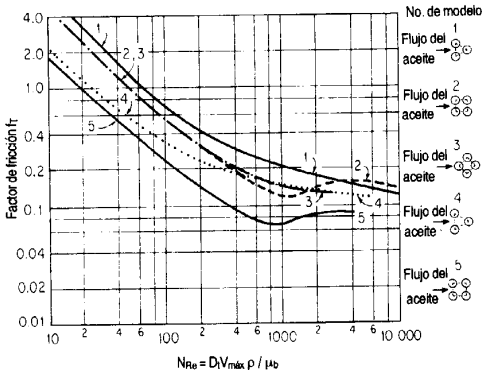


FIG. 5-66 Factores de fricción para el flujo de la región de transición en haces de tubos. (El espaciamiento es la distancia mínima de centro a centro de los tubos.) [De Bergelin, Brown y Doberstein, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **74**, 953 (1952).]

Modelo	Hileras	D_t, in	
1	10	3/8	1.25
2	10	3/8	1.25
3	14	3/8	1.25
4	10	3/8	1.50
5	10	3/8	1.50

Región laminar Bergelin, Colburn y Hull (*Univ. Delaware Eng. Exp. Sta. Bull.* 2, 1950) recomiendan las siguientes ecuaciones para caídas de presión en flujos laminares [$(N_{Re})_v < 100$] de líquidos a lo largo de grupos de tubos lisos con índices de espacios P/D_t de 1.25 a 1.50:

$$\Delta p = \frac{280 N_r}{(N_{Re})_v}\left(\frac{D_t}{P}\right)^{1.6}\left(\frac{\mu_s}{\mu_b}\right)^{m}\left(\frac{\rho V_{máx}^2}{2 g_c}\right) \tag{5-194}$$

$$m = 0.57/(N_{Re})_v^{0.25} \tag{5-195}$$

donde $(N_{Re})_v = \hat{D}_v V_{máx}\,\rho/\mu$, adimensional; D_v= diámetro hidráulico volumétrico [(4 × volumen libre del haz)/(área de la superficie expuesta de los tubos)]; P = espacio (= a para configuraciones alineadas, = a o c, cualquiera que sea menor, en el caso de configuraciones escalonadas); y las demás cantidades son tal y como se definieron después de la ecuación (5-193). Bergelin et al. demuestran que la caída de presión por hilera es independiente del número de las mismas de que conste el haz con flujo laminar. Las ecuaciones (5-194) y (5-195) predicen la caída de presión con una aproximación de ± 25%.

Todavía se desconoce la validez de extrapolar la ecuación (5-194) a índices de espacio mayores que 1.50. Sin embargo, la correlación de Gunter y Shaw (*loc. cit.*) se utiliza para lograr una aproximación en dichos casos.

Para el flujo laminar de soluciones no newtonianas a través de un haz de tubos, véase Adams y Bell [*Chem. Eng. Prog.*, **64**, *Symp. Ser.*, **82**, 133-145 (1968)].

LECHOS DE SÓLIDOS

Lechos fijos de sólidos granulares Los datos sobre la caída de presión para el flujo de fluidos a través de lechos de sólidos granulares no se correlacionan con facilidad debido a la gran variedad de materiales granulares y su disposición en el empacamiento. Para el flujo de un **fluido simple incompresible** que atraviesa un lecho de sólidos granu-

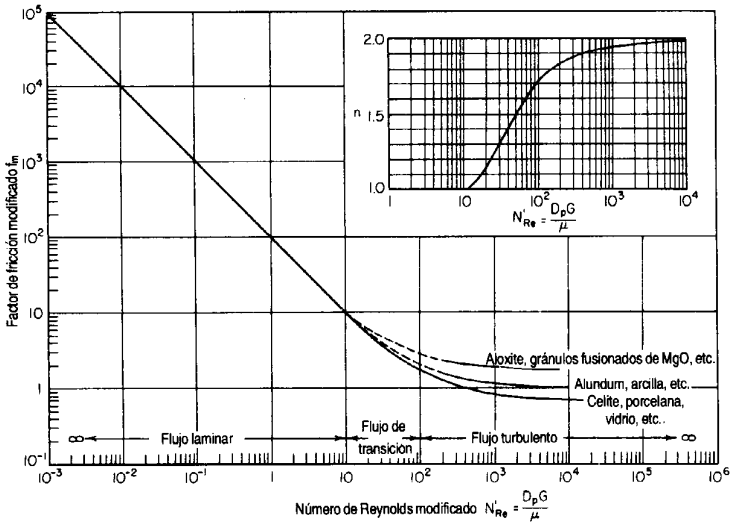


FIG. 5-67 Factor de fricción para lechos de sólidos. (Leva, *Fluidization*, p. **49**, McGraw-Hill, New York, 1959.)

lares, la caída de presión u otras características de flujo se predicen basándose en la correlación dada por Leva [*Chem. Eng.*, **56**(5), 115-117 (1949), o *Fluidization*, McGraw-Hill, New York, 1959]. En esta correlación

$$\Delta p = \frac{2 f_m G^2 L (1-\varepsilon)^{3-n}}{D_p g_c \rho \phi_s^{3-n} \varepsilon^3} \tag{5-196}$$

donde Δp = caída de presión; L = profundidad del lecho; g_c = constante dimensional; D_p = diámetro promedio de la partícula, definido como el diámetro de una esfera del mismo volumen que la partícula; ε = volumen libre fraccionario, adimensional; n = exponente, una función del número de Reynolds modificado N'_{Re} dado en la figura 5-67, adimensional; ϕ_s = factor de forma del sólido, definido como el cociente del área de una esfera equivalente al volumen de la partícula dividido por la superficie real de la misma, adimensional; G = velocidad másica superficial del fluido basada en la sección transversal de la cámara vacía; ρ = densidad del fluido; y f_m = factor de fricción, una función de N'_{Re} dado en la figura 5-67. El número de Reynolds modificado N'_{Re}. Se define como sigue

$$N'_{Re} = D_p G/\mu \tag{5-197}$$

donde μ = viscosidad del fluido.

En flujo laminar ($N'_{Re} < 10$),

$$f_m = 100/N_{Re'} \tag{5-198}$$

Para partículas no esféricas,

$$D_p = \frac{6(1-\varepsilon)}{\phi_s S} \tag{5-199}$$

donde S = superficie específica o área de la superficie de la partícula por unidad de volumen del lecho = $S_0(1-\varepsilon)$, m^2/m^3 (ft^2/ft^3); y S_0 = área de la superficie de la partícula por unidad de volumen de los sólidos, m^2/m^3 (ft^2/ft^3).

Los valores del **factor de forma** θ_s para varios materiales aparecen tabulados en la tabla 5-18. Estas tabulaciones servirán como guía para calcular los factores de forma de otros materiales.

En las ecuaciones anteriores se emplea el **volumen libre fraccionario real** ε del lecho en cuestión; de donde no es necesario hacer ninguna corrección para el efecto de pared. Sin embargo, si sólo se conoce el volumen libre fraccionario de un lecho con un diámetro diferente al que se está tratando, dicho volumen deberá corregirse. Como guía para calcular la corrección, en la figura 5-68 se proporcionan curvas que lo relacionan con la razón entre el diámetro de partícula y el diámetro del recipiente para algunos materiales típicos. Con casi todos los materiales, la magnitud del vacío del lecho varía en una gama amplia, dependiendo de la manera y la velocidad con que el material se introduzca al recipiente. Por lo tanto, los valores del volumen libre fraccionario dados en la figura 5-68 deben emplearse sólo como una guía.

En el caso de sólidos granulares de **tamaños mixtos**, el diámetro promedio de la partícula D_p se calcula como sigue:

TABLA 5-18 Factores de forma para partículas no esféricas*

Material	Naturaleza del grano	ϕ_s
Espirales de alambre de Arnold		0.2
Monturas Berl		.3
Polvo de carbón mineral (hasta 3/8 in)		.65
Polvo de carbón mineral pulverizado		.73
Corcho		.69
Polvo de conductos de humo	Fundido, esférico	.89
Polvo de conductos de humo	Fundido, en conglomerado	.55
Fibras de Fusain		.38
Vidrio triturado	Dentado	.65
Hojuelas de mica		.28
Anillos de Raschig		.3
Arena:		
Promedio para varios tipos		.75
Arena de pedernal	Dentado	.65
Arena de pedernal	Hojuelas dentadas	.43
Arena de Ottawa	Casi esféricos	.95
Arena	Redondeado	.83
Arena	Angular	.73
Arena de Wilcox	Dentado	.60
Polvo de tungsteno		.89

*Valores tomados de Carman, *Trans. Inst. Chem. Eng., (London)*, **15**, 150-166 (1937), excepto el valor de los anillos de Raschig que se tomó de Brown et al., *Unit Operations*, p. 214, Wiley, New York, 1950.

$$\frac{1}{D_p} = \frac{x}{D_{p,x}} \tag{5-200}$$

donde x = fracción de peso, adimensional, de un diámetro de partícula $D_{p,x}$. El tamaño promedio de la partícula de una mezcla de partículas de tamaño diferente es analizado por Standish y McGregor [*Chem. Eng. Sci.*, **33**, 618-619 (1978)].

Sparrow, Beavers, Goldstein y Bahrami [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **22**, 194-196 (1976)] realizaron pruebas de flujo a través de lechos, capas paralelas de esferas de diferentes tamaños y encontraron que el gradiente de presión era constante e idéntico para cada capa del lecho. Las velocidades de flujo a través de los lechos en capas, calculadas por la suma de los flujos que pasarían por cada capa como si se tratara de entidades diferentes, fueron aproximadamente 10% mayores que los gastos medidos.

Basándose en estudios con flujo de gases a través de lechos de arena realizados por Leva, Grummer, Weintraub y Pollchik [*Chem. Eng. Prog.* **44**, 511-520 (1948)], se observa que los parámetros de flujo para corrientes que ascienden por un lecho no difieren de los correspondientes a flujos que siguen una trayectoria descendente, a condición de que el volumen libre fraccionario sea idéntico, es decir, que no haya dilatación del lecho.

Para el flujo de **un fluido simple compresible** a través de un lecho de sólidos granulares, la siguiente ecuación (véase p. ej., Cremer y Davies, *op. cit.*, vol. 2, pp. 436-437) se deriva de la ecuación de balance de energía mecánica (5-41), y la correlación de Leva, ecuación (5-196):

$$p_1^2 - p_2^2 = \frac{2zRG^2T}{g_cM}\left[\ln\frac{v_2}{v_1} + \frac{2f_mL(1-\varepsilon)^{3-n}}{\phi_s^{3-n}\varepsilon^3 D_p}\right] \tag{5-201}$$

donde p_1 = presión absoluta corriente arriba; p_2 = presión absoluta corriente abajo; z = factor de compresibilidad del gas, adimensional; R = constante del gas, T = temperatura absoluta; M = peso molecular; v_1 = volumen específico del gas corriente arriba y v_2 = volumen específico del gas corriente abajo.

Para lograr una **aproximación** de la caída de presión a través de lechos de sólidos, se utiliza el concepto de la carga de velocidad. La ecuación (5-196) puede escribirse como sigue

$$\frac{\Delta p}{\rho} = \Delta h = \left[\frac{4f_m(1-\varepsilon)^{3-n}}{\phi_s^{3-n}\varepsilon^3}\right]\left(\frac{L}{D_p}\right)\left(\frac{V^2}{2g_c}\right) \tag{5-202}$$

donde Δh = pérdida de carga de presión; $V^2/2g_c$ = carga de velocidad; y $V = G/\rho$ = velocidad superficial del fluido. La pérdida de carga de presión para una profundidad de lecho de un diámetro de partícula ($L/D_p = 1$) para flujos turbulentos ($N'_{Re} > 100$) a través de un lecho de partículas esféricas o casi esféricas, se deriva de la ecuación (5-202) y las figuras 5-67 y 5-68 y es

$$\Delta h \simeq 50(V^2/2g_c) \tag{5-203}$$

Hay otros métodos de correlación para datos de caída de presión y entre ellos están los de Brown et al., *Unit Operations*, chap. 16, Wiley, New York, 1950; Coulson y Richardson, *op. cit.*, vol. 2, chap. 1; Cremer y Davies, *op. cit.*, vol. 2, pp. 376-421; Leva, *Fluidization*, chap. 3, McGraw-Hill, New York, 1959; y Zenz y Othmer, *Fluidization and Fluid-Particle Systems*, chap. 5, Reinhold, New York, 1960. Para consultar sobre el flujo en una sola fase a través de medios y estructuras porosas, véase Dullien [*Chem. Eng. J., (Lausanne)*, **10**, 1-34 (1975)].

La caída de presión en **flujo laminar** de fluidos **no newtonianos** a través de lechos de sólidos puede predecirse a partir de las correlaciones proporcionadas por Christopher y Middleman [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **4**, 422-426 (1965)]. En esta correlación,

$$\Delta p = \frac{150HLV^n(1-\varepsilon)^2}{D_p^2\phi_s^2\varepsilon^3} \tag{5-204}$$

$$H = \frac{K}{12}\left(9 + \frac{3}{n}\right)^n\left[\frac{D_p^2\phi_s^2\varepsilon^4}{(1-\varepsilon)^2}\right]^{(1-n)/2} \tag{5-205}$$

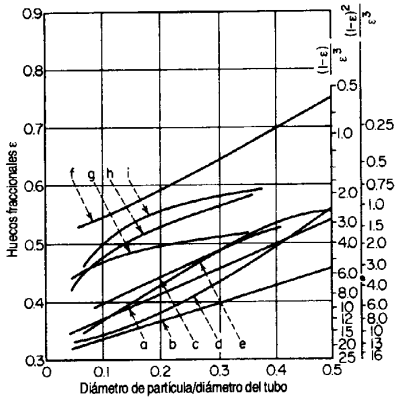


FIG. 5-68 Volumen libre fraccionario en lechos empacados. Forma esférica: *a*, uniforme y lisa; *b*, lisa, mezclada; *c*, arcilla, Cilíndrica; *d*, suave, uniforme; *e*, Alundum, uniforme; *f*, anillos Raschig de arcilla. Gránulos; *g*, magnetita fundida (catalizador de amoniaco sintético); *h*, Alundum fundido; *i*, Aloxite (Leva *Fluidization*, p 54, McGraw-Hill, New York, 1959).

donde $V = G/\rho$ = velocidad superficial del fluido, K, n = constantes del material para un fluido que obedece la ecuación de la ley de potencial. Los demás símbolos se definieron en la ecuación (5-196). Esta correlación se ha confirmado mediante mediciones realizadas por Christopher y Middleman (*loc. cit.*), Gregory y Griskey [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **13**, 122-125 (1967)], Yu, Wen y Bailie [*Can. J. Chem. Eng.*, **46**, 149-154 (1968)], Siskovic, Gregory y Griskey [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **17**, 281-285 (1971)], Kemblowski y Mertl [*Chem. Eng. Sci.*, **29**, 213-223 (1974), y Kemblowski y Dziubinski [*Rheol. Acta*, **17**, 176-187 (1978)]. Las mediciones realizadas por estos investigadores cubren el intervalo de $n = 0.50$ a 1.60 y número de Reynolds modificado $N'_{Re} = 10^{-8}$ a 10, donde

$$N'_{Re} = D_pV^{2-n}\rho/g_cH \tag{5-206}$$

para $n = 1$ (fluido newtoniano), la ecuación (5-206) se reduce a la ecuación (5-197).

La máxima razón de esfuerzo cortante en el lecho se determina mediante la expresión

$$\left|\frac{du}{dr}\right|_{máx} = \frac{3n+1}{4n}\left[\frac{12V(1-\varepsilon)}{D_p\phi_s\varepsilon^2}\right] \tag{5-207}$$

(Christopher y Middleman, *loc. cit.*), y el máximo esfuerzo cortante mediante la expresión

$$\tau_{máx} = \frac{\Delta_p D_p\varepsilon}{12.5L(1-\varepsilon)} \tag{5-208}$$

(Gregory y Griskey, *loc cit.*). Para $n = 1$ (fluido newtoniano), $H = K = \mu$, viscosidad del fluido. En este límite, las ecuaciones (5-204) y (5-205) se reducen a la ecuación (5-196); para la región de flujo laminar [véase la ecuación (5-198)] con una constante numérica de $^3/_2$ en lugar de 2. Para flujo de fluidos **viscoelásticos no newtonianos** a través de lechos de sólidos granulares, véase Marshall y Metzner, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **6**, 393-400 (1967); Siskovic, Gregory y Griskey, *loc. cit.*; y Kemblowski y Dziubinski, *loc. cit.*. Para consulta de una revisión sobre este punto, véase Savins, *Ind. Eng. Chem.*, **61**(10), 18-47 (1969).

Empaques para torres Como sucede con los lechos de sólidos granulares, los datos de caída de presión sobre corrientes de fluidos por lechos de empaques de torres no se pueden correlacionar con facilidad. Para el caso de **un fluido simple** que atraviesa un lecho de empaques

de torres (p. ej., el flujo de un gas sobre un empaquetamiento seco), la caída de presión y otras características del flujo se calculan aplicando los métodos que se describieron previamente para lechos de sólidos granulares (véase también la Sec. 18).

Para **flujos a contracorriente de líquidos y gases**, la caída de presión aumenta debido a la reducción de volumen libre causada por el líquido. En *Technical Data Related to Tower Packing*, Chemical Process Products Div., Norton Co., Akron, Ohio, y la obra de Eckert, *Chem. Eng. Prog.*, **66**(3), 39-44 (1970), se presenta un resumen de datos sobre la **caída de presión** y el **derrame** o inundación de varios tipos de empaques comerciales. El flujo en paralelo de líquidos con una gran diferencia en densidades es analizado por Watson y McNeese, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **19**, 230-237 (1973).

Reiss [*Ind. Eng. Chem. Process. Des. Dev.*, **6**, 486-499 (1967)], Sweeney [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **13**, 663-669 (1967)], Turpin y Huntington [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **13**, 1196-1202 (1967)], y Specchia y Baldi [*Chem. Eng. Sci.*, **32**, 515-523 (1977)] presentan algunos datos y correlaciones sobre patrones de flujo, distribución de líquido, retención del mismo y caída de presión para **flujo paralelo de líquidos y gases** a través de lechos de empaque de torre y de sólidos granulares.

Lechos fluidificados Si la velocidad de un fluido que pasa por un lecho de sólidos granulares aumenta en forma gradual, se encontrarán condiciones en las que la fuerza de arrastre del fluido, es decir, la caída de presión × el área de sección transversal del recipiente será justamente igual al peso de los sólidos y las partículas comenzarán a ponerse en movimiento. Esto marcará el inicio de la fluidización o fluidización mínima. Puesto que, para la mayor parte de los sistemas gas-sólido, la fluidización principia a $N'_{Re} = D_p G_{mf}/\mu < 10$, los valores de la velocidad de masa y el volumen libre fraccionario para el comienzo de la fluidización se relacionan por medio de la siguiente expresión [Leva, *Fluidization*, p. 63, McGraw-Hill, New York, 1959)].

$$G_{mf} = \frac{0.005 D_p^2 g \rho_f (\rho_s - \rho_f) \phi_s^{2.3} \varepsilon_{mf}^3}{\mu(1 - \varepsilon_{mf})} \qquad (5\text{-}209)$$

donde G_{mf} = velocidad superficial másica del fluido para la mínima fluidización; D_p = diámetro de la partícula; g = aceleración local debida a la gravedad; ρ_f = densidad del fluido; ρ_s = densidad de los sólidos; ϕ_s = factor de forma de la partícula, adimensional; ε_{mf} = volumen libre fraccionario a la mínima fluidización, adimensional y μ = viscosidad del fluido.

El mínimo **volumen libre fraccionario** se determina haciendo pasar el fluido en sentido vertical por el lecho y observando la altura de éste en el momento en que se inicie el movimiento de las partículas o la fluidización mínima, de donde,

$$\varepsilon_{mf} = 1 - \frac{W}{L_{mf} A (\rho_s - \rho_f)} \qquad (5\text{-}210)$$

donde W = peso de los sólidos de lecho; L_{mf} = altura del lecho en la fluidización mínima; y A = área de la sección transversal del recipiente. Leva, (*op. cit.*, p. 20-21), 63 analiza éste y otros métodos para determinar el mínimo volumen libre fraccionario. En la figura 5-69 se presentan algunos valores típicos del volumen libre fraccionario mínimo que se obtuvieron en diversas publicaciones y que fueron recopiladas por Leva, y aparecen como una función del diámetro de la partícula.

Para mejorar la utilidad de la ecuación (5-209), Leva y sus colaboradores encontraron (véase Leva, *op. cit.*, pp. 63-64), que las variables ϕ_s y ε_{mf} podían relacionarse con N'_{Re}, reduciendo con ello la ecuación (5-209) a la siguiente expresión para $N'_{Re} < 5.0$:

$$G'_{mf} = C_1 \frac{[\rho_f (\rho_s - \rho_f)]^{0.94}}{\mu^{0.88}} d_p^{1.82} \qquad (5\text{-}211)$$

donde G'_{mf} = velocidad superficial másica del fluido para la fluidización mínima; d_p = diámetro de la partícula; ρ_f y ρ_s = densidad del fluido y los sólidos, respectivamente; μ = viscosidad del fluido; y C_1 = constante dimensional, 0.00930 en unidades del Sistema Internacional (0.0284 en unidades usuales de Estados Unidos). Para lechos de sólidos de diferentes tamaños, la fluidización tiene lugar en un intervalo restringido de velocidad del fluido [Vaid y Gupta, *Can. J. Chem. Eng.*, **56**, 292-296 (1978)].

El estado de la **dilatación o expansión del lecho** se prevé tanto para sistemas líquido-sólido como gas-sólido, aplicando los métodos descritos por Leva, *loc. cit.*, chap. 4 (véase también la Sec. 20).

Medios porosos El paso de fluidos por medios porosos consolidados es similar al que se efectúa a través de lechos de sólidos granulares. No obstante, puesto que los medios porosos consolidados constan de una red de canales sumamente compleja, la descripción de flujo en términos del tamaño de la partícula o el *área superficial*, como se hace para lechos de sólidos granulados, es una tarea difícil. Para una revisión del flujo de fase sencilla a través de medios porosos, y estructura de poro, véase Dullien, *loc. cit.* Con todo, la función general de la caída de presión en función de gasto tiene una forma similar a la de los lechos de sólidos granulares, es decir, la transición del flujo laminar al turbulento es gradual.

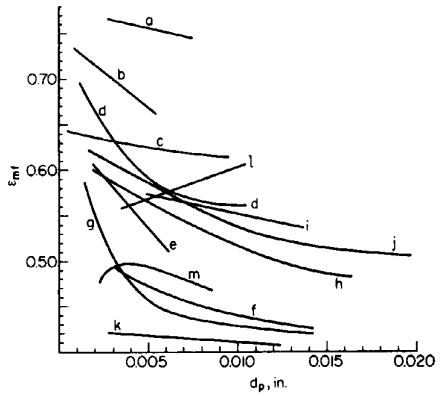


FIG. 5-69 Valores típicos de volumen libre fraccionario mínimo. *a*) ladrillo suave; *b*) carbono de absorción; *c*) anillos de Raschig rotos; *d*) polvo de carbón y vidrio; *e*) carburo de silicio; *f*) arena; *g*) arena redonda, $\phi_s = 0.86$; *h*) arena rasposa, $\phi_s = 0.67$; *i*) catalizador de Fischer-Tropsch, $\phi_s = 0.58$; *j*) carbón de antracita, $\phi_s = 0.63$; *k*) arena redonda mixta, $\phi_s = 0.86$; *l*) coque; *m*) carburo de silicio. Para convertir pulgadas en metros, multiplíquese por 0.0254. (Para las referencias, véase Leva, *Fluidization*, p. 21, McGraw-Hill, New York, 1959.)

Por esta razón, la función debe incluir un término de viscosidad y otro de inercia y su forma para el paso de un **fluido incompresible** es la siguiente:

$$(p_1 - p_2)/L = \alpha \mu V/g_c + \beta \rho V^2/g_c \qquad (5\text{-}212)$$

y para el flujo isotérmico de un gas ideal,

$$\frac{p_1^2 - p_2^2}{L} = \frac{2\alpha R T \mu G}{M g_c} + \left(\beta + \frac{1}{L} \ln \frac{p_1}{p_2}\right)\left(\frac{2RTG^2}{M g_c}\right) \qquad (5\text{-}213)$$

donde p_1 = presión absoluta corriente arriba; p_2 = presión absoluta corriente abajo; L = espesor del medio; V = velocidad superficial del fluido (basado en la sección transversal total); G = gasto superficial del fluido; ρ = densidad del fluido; μ = viscosidad del fluido; g_c = constante dimensional; M = peso molecular del gas; R = constante del gas; T = temperatura absoluta; α = coeficiente de resistencia viscosa, 1/m^2 (1/ft^2); y β = coeficiente de resistencia de inercia, 1/m (1/ft). Para mayores detalles, véase Green y Duwez, *J. Appl. Mech.*, **18**, 39-45 (1951)].

La ecuación de flujo isotérmico para gases puede aplicarse a condiciones de **flujo no isotérmico**, mediante la evaluación de las propie-

dades del fluido a la temperatura media logarítmica [Koh, Dutton, Benson y Fortini, *J. Heat Transfer*, **99**, 367-373 (1977)]. La ecuación general de flujo (5-212) es ampliamente conocida como **ecuación de Forchheimer**.

En el caso de un flujo puramente viscoso, el segundo término (que comprende V^2) del lado derecho de la ecuación (5-212) se hace despreciable y la expresión resultante es lo que se conoce como **ecuación de Darcy** para flujos a través de medios porosos. La cantidad $1/\alpha$ se llama **coeficiente de permeabilidad**. Si se necesitan informes más amplios sobre la ecuación de Darcy, véase Muskat, *Physical Principles of Oil Production*, chap. 3, McGraw-Hill, New York, 1949; Cremer y Davies, *op. cit.*, vol. 2, pp. 406-414; y Rouse, *Engineering Hydraulics*, chap. V, Wiley, New York, 1950.

Los valores de α y β se determinan experimentalmente para cada tipo de medio poroso. Por lo común, los fabricantes de medios porosos como metales sinterizados, son quienes proporcionan datos sobre la caída de presión en función de la velocidad de flujo para varios fluidos. Hay algunos valores de α y β para muestras de acero inoxidable, hierro y bronce sinterizados propuestos por Green y Duwez (*loc. cit.*), así como de areniscas dados por Cremer y Davies (*op. cit.* vol. 2, p. 417), que pueden servir de guía, y Firoozabadi y Katz [(*J. Pet. Technol.*, **31**, 211-216 (1979.)] Langhammer y Glick [*Prod. Eng.* **24**(4), 179-182 (1953)], suministraron datos sobre la caída de presión para corrientes de aire y líquidos de varias viscosidades a través de muestras de acero inoxidable y bronce sinterizados. Para datos sobre el flujo de gases a través de acero inoxidable y cobre pulverizados, en condiciones isotérmicas y no isotérmicas, véase Koh, Dutton, Benson y Fortini, *loc. cit.*

Los diámetros capilares de medios porosos pueden ser del mismo orden de magnitud que la trayectoria libre media de las moléculas del gas difundido, incluso a varias atmósferas de presión. Para tales casos, las ecuaciones de flujo de deslizamiento y molecular (véanse las subsecciones "Flujo de deslizamiento" y "Flujo molecular") se pueden modificar para aplicarse a corrientes de gases por medios porosos [véase Monet y Vermeulen, *Chem. Eng. Prog.*, **55**, *Symp. Ser.*, **25**, (1959)].

FLUJO EN TORNO A OBJETOS

Desprendimiento de vórtices En la corriente de fluidos a lo largo de objetos y a través de orificios o restricciones de esta índole, se desprenden periódicamente vórtices o remolinos corriente abajo en relación con el objeto u otro elemento de iniciación. Los accesorios como chimeneas, columnas de procesamientos químicos, líneas de tubería suspendidas y líneas eléctricas de transmisión pueden estar sujetas a vibraciones peligrosas y fuerzas provocadas por los vórtices, sobre todo si la frecuencia del desprendimiento de éstos se acerca a la frecuencia natural de vibración del objeto. Asimismo, este tipo de desprendimiento de vórtices genera sonidos como el "arpa eólica" o alambres "musicales". Se obtendrán varias referencias interesantes en Krzywoblocki, *Appl. Mech. Rev.*, **6**, 393-397 (1953); y Marris *J. Basic. Eng.*, **86**, 185-196 (1964).

En la figura 5-70 (véase Rouse, *op. cit.*, pp. 129-130) se ilustra cómo se desarrolla una **vía de vórtices**, denominada comúnmente "vía de vórtices de von Kármán", detrás de un objeto cilíndrico dentro de un fluido en movimiento. La velocidad de la vía de vórtices está dada por

$$V_v = 0.86V \qquad (5\text{-}214)$$

donde V_v = velocidad de la vía de vórtices; y V = velocidad de corriente libre del fluido.

Las investigaciones han demostrado que la **frecuencia del desprendimiento de vórtices** se calcula partiendo del número de Strouhal N_S que. a su vez, es una función del número de Reynolds. En una variedad amplia de números de Reynolds, el número de Strouhal es aproximadamente constante (véase Rouse, *op. cit.*, pp. 129-130):

$$N_S = fD/V = 0.19 \qquad \text{para } 500 < N_{Re} < 10^5 \qquad (5\text{-}215)$$

donde f = frecuencia; D = diámetro del cilindro o anchura efectiva del objeto; V = velocidad de la corriente libre; N_{Re} = número de Reynolds = $VD\rho/\mu$, adimensional; ρ = densidad del fluido; μ = viscosidad del fluido. Para $N_{Re} < 500$, el número de Strouhal disminuye al aumentar el de Reynolds, y por debajo de $N_{Re} = 40$, los vórtices o torbellinos son difíciles de detectar. Para $N_{Re} > 10^5$, el número de Strouhal aumenta con gran rapidez al incrementarse el número de Reynolds. A niveles superiores a $N_{Re} = 4 \times 10^5$, los vórtices son débiles y aperiódicos [Steidel, *J. Appl. Mech.*, **23**, 649-650 (1956)]. No obstante, se ha observado que las columnas altas vibran con vientos que tienen números de Reynolds de columna mayores a 10^6 [véase Den Hartog, *Proc. Nat. Acad. Sci.*, **40**, 155-157 (1954)]; la exposición de Farquharson, pp. 1386-1387, de Ozker y Smith, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **78**, 1381-1391 (1956); y Smith y McCarthy, *Mech. Eng.*, **87**, 38-41 (1965)]. Las mediciones de frecuencia en un cilindro de 0.9 m (3 ft) de diámetro a $3.6 \times 10^5 < N_{Re} < 1.87 \times 10^7$ fueron analizados por Jonés (*Am. Soc. Mech. Eng., Pap.*, 68-FE-36). La frecuencia de vibración de un objeto es igual a la frecuencia del desprendimiento de vórtices si la misma no se acerca a la de resonancia; si es de 80 a 120% la de resonancia, el desprendimiento de los vórtices se producirá a la frecuencia de resonancia del objeto [Den Hartog, *loc. cit;* véase también Goldwag y Berry, *J. Eng. Power*, **90**, 213-217 (1968)].

El desprendimiento de vórtices genera una **fuerza lateral alterna** F_K que actúa sobre el cilindro. Esta fuerza es perpendicular a la dirección del flujo. La máxima fuerza lateral F_K se ejerce en la dirección del último vórtice y, para cualquier objeto, está dada por (véase Den Hartog, *Mechanical Vibrations*, 4th ed., pp. 305-309, McGraw-Hill, New York, 1956).

$$F_K = C_K A(\rho V^2/2g_c) \qquad (5\text{-}216)$$

donde F_K = fuerza lateral (llamada a veces fuerza de von Kármán); C_K = coeficiente von Kármán, adimensional; A = área proyectada (perpendicular a la dirección del flujo); ρ = densidad del fluido; V = velocidad de corriente libre del fluido; y g_c = constante dimensional. C_K depende de la forma del objeto y de las características del flujo. Cuando se trata de un cilindro, $C_K = 1.7$ y A = diámetro × longitud [véase Rouse, *op. cit.*, pp. 129-130; o Steinman, *Am. Sci.*, **42**, 397-438, 460 (1954)]. Por lo tanto, esta fuerza es aproximadamente el doble que la generada por el arrastre del fluido por sí solo. Si el cilindro vibra, el término del diámetro se sustituye con un diámetro efectivo que nunca excede del doble del diámetro del cilindro (véase Rouse, *op. cit.*, pp. 129-130).

Las siguientes referencias comprenden explicaciones del desprendimiento de vórtices en estructuras específicas de ingeniería: columnas de acero (Ozker y Smith, *loc. cit.*; Smith y McCarthy, *loc. cit.*); columnas de procesamientos químicos [Freese, *J. Eng. Ind.*, **81**, 77-91 (1959)]; intercambiadores de calor [Gainsboro, *Chem. Eng. Prog.*, **64**(3), 85-88 (1968); Symp. Proc., "*Flow-Induced Vibration in Heat*

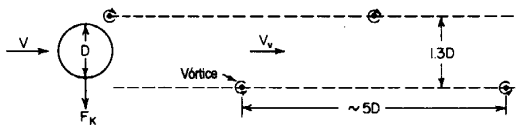


FIG. 5-70 Vía de vórtices detrás de un cilindro.

Exchangers", ASME, New York., 1970)]; líneas de tuberías suspendidas o aéreas [Baird, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **77**, 797-804 (1955)]; cables suspendidos (Steidel, *loc. cit.*).

Comportamiento de la capa límite Cuando un fluido de baja viscosidad se desplaza con una velocidad inicial uniforme sobre una superficie, por ejemplo, sobre una placa plana, la velocidad disminuye hasta que es cero en la superficie de la misma. Esta disminución de velocidad ocurre en una pequeña capa de fluido denominada "capa límite o de frontera". El flujo en esta capa puede ser laminar o turbulento, y la transición se calcula basándose en el número de Reynolds de la longitud.

A continuación se presentan algunas ecuaciones para el **espesor y el arrastre de la capa límite** para flujos en torno a placas planas finitas (Prandtl, *Essentials of Fluid Dynamics*, Hafner, New York, 1952; Prandtl y Tietjens, *Applied Hydro- and Aero-Mechanics*, McGraw-Hill, New York, 1934; Schlichting, *Boundary-Layer Theory*, 7th ed., McGraw-Hill, New York, 1979) y superficies planas y cilíndricas continuas [Sakiadis, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7**, 26, 221, 467 (1961)]. La nomenclatura de estas ecuaciones es: b = anchura de la placa plana; D = arrastre total o fuerza; g_c = constante dimensional; L = longitud de la superficie que queda expuesta; q = cantidad total de fluido arrastrado; r = radio de la superficie cilíndrica continua; V = velocidad de la placa plana finita en el fluido estacionario, o la velocidad de la corriente libre de fluido cerca de la placa plana finita y estacionaria, o bien, velocidad de superficie continua; x = distancia desde el borde delantero o desde el orificio o la ranura hasta un punto dado a lo largo de la superficie; $(N_{Re})_r = V\rho r/\mu$ = número de Reynolds basado en el radio cilíndrico, adimensional; $(N_{Re})_x = V\rho x/\mu$ = número de Reynolds basado en la longitud axial, adimensional; $(N_{Re})_L$ = número de Reynolds de la longitud, donde $x = L$, adimensional; δ = espesor de la capa límite, donde la velocidad local es igual a 0.99V; μ = viscosidad del fluido; y ρ = densidad del fluido.

Placa plana finita Cuando se tiene una placa finita paralela a la corriente del fluido, el **número de Reynolds crítico de longitud** en el que la capa límite se hace turbulenta es (Schlichting, *op. cit.*, p. 638)

$$(N_{Re})_x = V\rho x/\mu = 500{,}000 \qquad (5\text{-}217)$$

Para una **capa límite laminar**, el espesor a lo largo de la placa está expresado por (Prandtl, *op. cit.*; Schlichting, *op. cit.*)

$$\delta = 5(x)(N_{Re})_x^{-0.5} \qquad (5\text{-}218)$$

El arrastre total sobre la placa, es decir, el arrastre sobre ambas superficies de la placa, está dado por (Prandtl, *op. cit.* y Schlichting, *op. cit.*)

$$D = 1.328bLV^2(\rho/g_c)(N_{Re})_L^{-0.5} \qquad (5\text{-}219)$$

Para **fluidos no newtonianos** que cumplen la **ley de potencia**, el arrastre total en la placa es dado por [Acrivos, Shah y Petersen, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **6**, 312-317 (1960); Hsu, *ibid.*, **15**, 367-370 (1969)]

$$D = CbLV^2(\rho/g_c)(N_{Re})_L^{-1/(1+n)} \qquad (5\text{-}220)$$

n	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1
C	2.075	1.958	1.838	1.727	1.627	1.538	1.460	1.390	1.328

donde $(N_{Re})_L = \rho V^{2-n}L^n/g_cK$ = número de Reynolds modificado, adimensional; y K, n = constantes del material [véase la ecuación (5-3)]. En el caso de una **capa límite turbulenta**, $(N_{Re})_L < 107$, su espesor está expresado por (Prandtl y Tietjens, *op. cit.*; Schlichting, *op. cit.*)

$$\delta = 0.37(x)(N_{Re})_x^{-0.2} \qquad (5\text{-}221)$$

y el arrastre total en ambos lados de la placa se expresa mediante la ecuación (Prandtl y Tietjens, *op. cit.*; Schlichting *op. cit.*):

$$D = 0.072bLV^2(\rho/g_c)(N_{Re})_L^{-0.2} \qquad (5\text{-}222)$$

Para un mayor $(N_{Re})_x$, véase Schlichting, *op. cit.* Cuando esta capa límite laminar constituye una porción importante de la longitud total de la superficie, el arrastre total se calcula aplicando el método que sigue (Schlichting, *op. cit.*, p. 639): se calcula el arrastre total para la longitud L, suponiendo una capa límite turbulenta a partir del borde frontal; luego, de este arrastre total se resta el arrastre turbulento correspondiente a la longitud x_{crit}; y, a continuación, a este arrastre total se suma el arrastre laminar de la longitud x_{crit}.

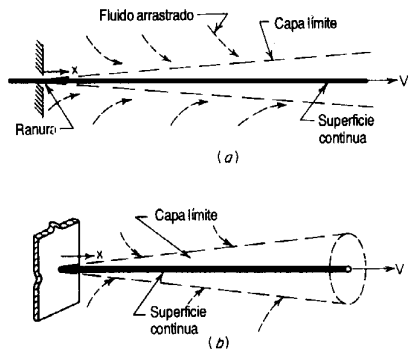


FIG. 5-71 Superficies continuas, *a*) Superficie plana continua. *b*) superficie cilíndrica continua. [Sakiadis, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7**, 221, 467 (1961).]

Superficie cilíndrica finita Glauert y Lighthill [*Proc. R. Soc. (London)*, **230A**, 188-203 (1955)], Jaffe y Okamura [*Z. Angew. Math. Phys.*, **19**, 564-574 (1968)], y Stewartson [*Q. Appl. Math.*, **13**, 113-122 (1955)] proporcionan las características de una **capa límite laminar**, en una superficie cilíndrica finita. El arrastre total de una **capa límite turbulenta**, se obtiene mediante la ecuación

$$D = \bar{c}_f \pi r L(\rho/g_c)V^2 \qquad (5\text{-}223)$$

donde $\bar{c}_f$ = coeficiente de fricción promedio, adimensional, dado por la expresión [White, *J. Basic Eng.*, **94**, 200-206 (1972)]

$$\bar{c}_f = 0.0015 + [0.30 + 0.015(L/r)^{0.4}](N_{Re})_L^{-1/3} \qquad (5\text{-}224)$$

para $(N_{Re})_L = 10^6$ a 10^9, y $L/r < 10^6$.

Superficie plana continua (Véase Sakiadis, *loc. cit.*). Este caso se ilustra en la figura 5-71*a*. El **número crítico de Reynolds** para la longitud en el que la capa límite se hace turbulenta podría ser mayor que la dada por la ecuación 5-217, (véase Tsou, Sparrow y Kurtz, *J. Fluid Mech.*, **26**, 145-161 (1966). En el caso de una **capa límite laminar**, su espesor está dado por

$$\delta = 6.37(x)(N_{Re})_x^{-0.5} \qquad (5\text{-}225)$$

y el arrastre total en ambos lados de la superficie lo expresa la ecuación:

$$D = 1.776bLV^2(\rho/g_c)(N_{Re})_L^{-0.5} \qquad (5\text{-}226)$$

La cantidad total de fluido arrastrado o bombeado por la superficie está dado por

$$q = 3.232bLV(N_{Re})_L^{-0.5} \qquad (5\text{-}227)$$

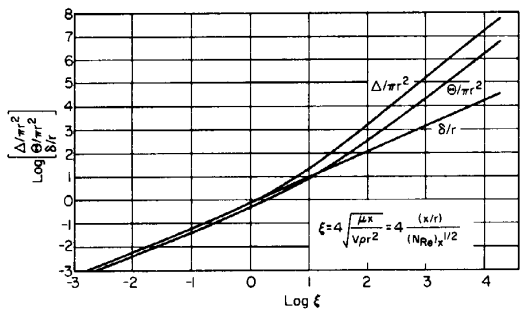


FIG. 5-72 Parámetros de la capa límite para superficies cilíndricas continuas. [Sakiadis, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7**, 467 (1961).]

Tsou, Sparrow y Goldstein [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **10**, 219-235 (1967)] y Szeri, Yates y Hai [*J. Lubr. Technol.*, **98**, 145-156 (1976)] verificaron experimentalmente la velocidad teórica.

La capa límite laminar, en superficies planas continuas que se mueven a través de un **fluido no newtoniano (ley de potencia)**, es analizado por Fox, Erickson y Fan [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **15**, 327-333 (1969)]. En el caso de una **capa límite turbulenta**, el espesor está dado por

$$\delta = 1.01(x)(N_{Re})_x^{-0.2} \tag{5-228}$$

el arrastre total en ambos lados de la superficie se expresa como sigue

$$D = 0.056bLV^2(\rho/g_c)(N_{Re})_L^{-0.2} \tag{5-229}$$

y la cantidad total de fluido arrastrado o bombeado por la superficie se expresa por

$$q = 0.252bLV(N_{Re})_L^{-0.2} \tag{5-230}$$

Cuando la capa límite laminar representa una porción importante de la longitud total de la superficie, el arrastre total se calcula aplicando el método descrito para la placa plana finita.

Tsou, Sparrow y Goldstein (*loc. cit.*) presentan un mejor análisis de la capa límite turbulenta. Las determinaciones de fricción que hicieron estos investigadores indican que la ecuación (5-229) subestima en 15% aproximadamente el arrastre de líquido.

Superficie cilíndrica continua (Véase Sakiadis, *loc. cit.*). Este caso aparece ilustrado en la figura 5-71*b*. El **número crítico de Reynolds para la longitud** en el que la capa límite se hace turbulenta, es:

$$(N_{Re})_{x,crit} = V\rho x/\mu = 200{,}000 \tag{5-231}$$

(Barnett, en *Applied Polymer Simposia*, vol. 6, Interscience, New York, 1967, p. 53). Para una **capa límite laminar**, el espesor de dicha capa, se calcula basándose en la figura 5-72; y el arrastre total sobre la superficie está dado por:

$$D = (\rho/g_c)V^2\Theta \tag{5-232}$$

donde θ, denominada área de la cantidad de movimiento, se obtiene a partir de la figura 5-72 para $x = L$; la cantidad total del fluido arrastrado o bombeado por la superficie está dada por

$$q = V\,\Delta \tag{5-233}$$

donde Δ, que se denomina "área de desplazamiento", se calcula en la figura 5-72 para $x = L$. Crane [*Z. Angew. Math. Phys.*, **23**, 201-212 (1972)] proporciona un análisis adicional de la capa límite laminar.

Para una **capa límite turbulenta**, el arrastre se puede estimar mediante las ecuaciones (5-223) y (5-224), desarrolladas para una superficie cilíndrica finita. La fuerza de arrastre medida en filamentos por Kwon y Prevorsek [*J. Eng. Ind.*, **101**, 73-79 (1979)] es más grande que la obtenida teóricamente, tal vez debido al movimiento de los filamentos.

Vleggaar [*Chem. Eng. Sci.*, **32**, 1517-1525 (1977)] analiza la relación entre la capa límite laminar sobre una **superficie** plana en **continua deformación** que tiene una velocidad superficial que varía linealmente con la distancia axial respecto a una ranura. Crane [*Z. Angew. Math. Phys.*, **26**, 619-622 (1975)] y Vleggaar (*loc. cit.*) examinan el caso correspondiente a una superficie cilíndrica que se deforma constantemente.

ARRASTRE DE PELÍCULAS LÍQUIDAS

Cuando una superficie sólida se extrae de un líquido en el que está sumergida, una película de líquido se adhiere a ella. Este fenómeno se ilustra en la figura 5-73. El espesor de la película adherida a la superficie depende de la geometría e inclinación de la superficie, las propiedades del fluido y la velocidad de extracción. Tallmadge y Gutfinger [*Ind. Chem. Eng.*, **59**(1), 19-34 (1967)] efectuaron una revisión completa de la teoría y han proporcionado resultados de trabajos recientes sobre este aspecto.

Placa plana El espesor de la película líquida adherida a una placa plana que es extraída de un líquido a baja velocidad, se determina mediante la ecuación:

$$h\left(\frac{\rho g}{g_c\sigma}\right)^{1/2} = \frac{0.944}{(1 - \cos\phi)^{1/2}}\,\mathrm{Ca}^{2/3} \tag{5-234}$$

donde h = espesor de la película líquida; ρ = densidad del líquido; g = aceleración debida a la gravedad; g_c = constante dimensional; σ = tensión superficial del líquido; ϕ = ángulo de inclinación respecto a la horizontal (véase Fig. 5-73); $\mathrm{Ca} = \mu V/g_c\sigma$ = número de capilaridad, adimensional; μ = viscosidad del líquido; y V = velocidad de extracción. La ecuación (5-234) es válida para líquidos diferentes del agua y $\mathrm{Ca} < 0.03$. Cuando la velocidad de extracción es mayor; véase Esmail y Hummel, *Am. Inst. Chem.Eng. J.*, **21**, 958-965 (1975); Spiers, Subbaraman y Wilkinson, *Chem. Eng. Sci.*, **29**, 389-396 (1974); y White y Tallmadge, [*Chem. Eng. Sci.*, **20**, 33-37 (1965)]. Cuando la velocidad de extracción de una superficie plana inclinada sea mayor, véase Esmail y Hummel, *Chem. Eng. Sci.*, **34**, 125-129 (1979); Tallmadge, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **17**, 243-246 (1971); y Tharmalingam y Wilkinson,

Chem. Eng. Sci., **33**, 1481-1487 (1978). Para datos sobre la formación del menisco, consúltese Esmail y Hummel, *loc. cit.* 1975; y Lee y Tallmadge, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **15**, 258-266 (1976).

Superficie cilíndrica El espesor de película líquida adherida a una superficie cilíndrica vertical extraída de un líquido, cuando se extrae a baja velocidad, puede determinarse mediante la expresión

$$h/R = 1.33\text{Ca}^{2/3}/(1 - 1.33\text{Ca}^{2/3}) \qquad (5\text{-}235)$$

donde h = espesor de película líquida; R = radio de la superficie cilíndrica; y Ca = número de capilaridad, adimensional. La ecuación (5-235) se aplica para líquidos diferentes del agua, Ca < 0.1 y $R(\rho g/g_c\sigma)^{1/2} < 0.085$; los símbolos para esta ecuación ya se han definido en la ecuación (5-234). Para $R(\rho g/g_c\sigma)^{1/2} > 0.085$, véase White y Tallmadge, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **13**, 745-750 (1967). Una superficie cilíndrica que tiene $R(\rho g/g_c\sigma)^{1/2} > 3$ puede tratarse como una placa plana.

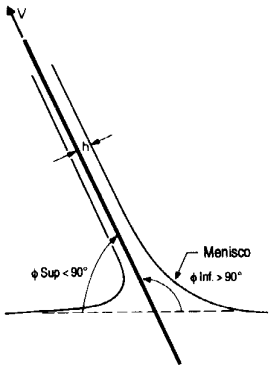


FIG. 5-73 Arrastre de líquido por una placa plana que se extrae de un líquido.

PELÍCULAS DESCENDENTES

Velocidad mínima de humedecimiento La velocidad mínima de líquido que se requiere para humedecer o mojar por completo una superficie vertical, es de 0.03 kg a 0.3 kg/s·m (0.02 a 0.2 lb/s·ft), aproximadamente, para el caso del agua a temperatura ambiente. La velocidad exacta depende de la geometría y la naturaleza de la superficie vertical, el acondicionamiento de la superficie, la tensión superficial del líquido y la transferencia de masa entre el gas circundante y el líquido. Si se desean detalles más amplios al respecto, véase Morris y Jackson, *Absorption Towers*, Butterworth, London, 1953; Norman, *Absorption Distillation and Cooling Towers*, Wiley, New York, 1961, Ponter et al., *Int. J. Heat and Mass Transfer*, **10**, 349-359 (1967); *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **45**, 345-352 (1967); y Stainthorp y Allen, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **43**, 85-91 (1965).

Flujo laminar Las ecuaciones teóricas que describen el **flujo laminar** de películas líquidas sobre **superficies planas** presentadas por Cooper, Drew y McAdams [*Ind. Eng. Chem.*, **26**, 428-431 (1934)] y por Fallah, Hunter y Nash [*J. Soc. Chem. Ind.*, **53**, 369T-379T (1934)] son como se indican a continuación:

$$m = \left[\frac{3\Gamma\mu}{g\rho_f(\rho_f - \rho_c)\,\text{sen}\,\phi}\right]^{1/3} \qquad (5\text{-}236)$$

$$u = \frac{g(\rho_f - \rho_c)\,\text{sen}\,\phi}{\mu}\left(mx - \frac{x^2}{2}\right) \qquad (5\text{-}237)$$

$$V = \frac{\Gamma}{m\rho_f} = \frac{g(\rho_f - \rho_c)m^2\,\text{sen}\,\phi}{3\mu} \qquad (5\text{-}238)$$

$$u_{\text{máx}}/V = 1.50 \qquad (5\text{-}239)$$

donde m = espesor de la película; Γ = carga de líquido por unidad de anchura de la placa, en kg/(s·m)[lb/(s·ft)]; μ = viscosidad del líquido de la película; g = aceleración debida a la gravedad; ρ_f = densidad del líquido de la película; ρ_c = densidad del fluido circundante, ϕ = ángulo de inclinación con la horizontal; u = velocidad local de la película; $u_{\text{máx}}$ = velocidad máxima = velocidad de la superficie del líquido; x = distancia desde la placa; y V = velocidad promedio de la película. Estas ecuaciones presuponen ausencia de fuerza de tracción superficial.

Varios investigadores han mostrado que la ecuación (5-236) predice con precisión el **espesor de la película** para flujo laminar de líquidos de baja viscosidad [< 0.005 Pa·s (5 centipoises)] hasta un número de Reynolds crítico ($4\Gamma/\mu$) que se encuentra casi siempre dentro del intervalo de 1000 a 2000. No obstante, Jackson [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 231-240 (1955)] descubrió que los líquidos de viscosidad más elevada [0.01 a 0.02 Pa·s (10 a 20 centipoises)] dan espesores de película notablemente menores a lo previsto por la ecuación (5-236) después del inicio del movimiento ondular superficial. Se descubrió que este último fenómeno principia a un número de Froude ($N_{\text{Fr}} = V^2/gm$) de 1.0, aproximadamente. De esto se sigue que el gasto volumétrico al que las olas se inician, depende sólo de la viscosidad cinemática para el caso de una placa vertical y un fluido circundante de densidad despreciable (es decir, un gas). Entonces, $\Gamma/\rho_f = 3(\mu/\rho_f)$, que corresponde a $N_{\text{Re}} = 12$.

A números de Reynolds de 25 o mayores, la película de líquido presentará **ondas superficiales**. Sin embargo, la velocidad superficial de la película quedará dentro del ± 7% de la que se da por la ecuación (5-239) [West y Cole, *Chem. Eng. Sci.*, **22**, 1388-1389 (1967)]. Para consulta sobre el efecto de tensión superficial en flujo de películas en forma de onda, véase Hoffman y Potts, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **18**, 27-33 (1979).

Jackson (*loc. cit.*) volvió a derivar las ecuaciones (5-236) a (5-239), para el caso de películas que fluyen sobre la pared interna de un **tubo circular**, cuando la fuerza de tracción superficial es despreciable. En este caso, $u_{\text{máx}}/V$ no es una constante, sino que varía desde 1.5 hasta 2.0 al aumentar el espesor de la película desde cero hasta el radio de la tubería. Se encontrará información adicional sobre la distribución de velocidad en la obra de Ho y Hummel [*Chem. Eng. Sci.*, **25**, 1225-1237 (1970)].

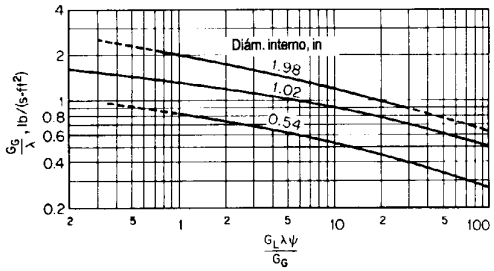


FIG. 5-74 Inundación en tubos verticales con tapa y base cuadrada. Para convertir libras por segundo por pie cuadrado a kilogramos por segundo por metro cuadrado, multiplíquese por 4.8824. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4 (Cortesía de E. I. du Pont de Nemours & Co.).

Para el análisis de flujo laminar descendente de fluidos no newtonianos en un plano inclinado, véase Bird, Armstrong y Hassager, *Dynamics of Polymeric Liquids*, vol. 1: *Fluid Mechanics*, Wiley, New York, 1977, pp. 215, 217; Astarita, Marrucci y Palumbo, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **3**, 333-339 (1964); y Cheng, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **13**, 394-395 (1974).

Flujo turbulento Belkin et al. [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **5**, 245-248 (1959)] derivaron una ecuación para calcular el **espesor de la película** en un régimen de **flujo turbulento** ($N_{Re} > 2000$), estableciendo una analogía con el flujo turbulento entre placas paralelas como sigue:

$$m = \frac{0.315\mu^{2/3}}{g^{1/3}\rho_f^{2/3}} (N_{Re}\sqrt{f})^{2/3} \tag{5-240}$$

Partiendo de los datos de fricción de Walker, Whan y Rothfuss [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **3**, 484-489 (1957)] para placas paralelas,

$$f = 0.079(N_{Re})^{-0.25} \tag{5-241}$$

en el intervalo de N_{Re} de 3000 a 100 000. Las ecuaciones (5-240) y (5-241) combinadas dan la expresión que sigue

$$m = 0.304(\Gamma^{1.75}\mu^{0.25}/g\rho_f^2)^{1/3} \tag{5-242}$$

La deducción presupone una fuerza de tracción superficial despreciable, un fluido circundante de densidad también despreciable (es decir, un gas) y una orientación vertical de la placa. Se encontró que esta correlación se compara favorablemente con los datos experimentales en el intervalo de N_{Re} comprendido entre 3000 y 30 000. Cuando se trate de una superficie inclinada un ángulo ϕ respecto a la horizontal, sustitúyase g sen ϕ por g en la ecuación (5-242).

Efecto de la tracción superficial Si se ejerce un arrastre sobre la superficie de la película debido al movimiento del fluido circundante, el espesor de la misma se reducirá o aumentará, dependiendo de si tal arrastre es paralelo u opuesto, respectivamente, a la acción de la gravedad. Thomas y Portalski [*Ind. Eng. Chem.*, **50**, 1081-1088 (1958)] y Dukler [*Chem. Eng. Prog.*, **55**(10), 62-67 (1959) utilizaron las ecuaciones generalizadas de distribución de velocidad formuladas por Nikuradse para desarrollar procedimientos con el fin de calcular el espesor de la película y la distribución de velocidad, tanto con fuerza de tracción superficial como sin ella. Dukler (*loc. cit.*) presentó soluciones gráficas para el caso de una fuerza de tracción paralela a la acción de la gravedad. Kosky [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **14**, 1220-1224 (1971)] presentó una formulación generalizada que se reduce a la ecuación (5-242), para una tracción superficial despreciable y fluido circundante, de densidad también despreciable. Los datos generalizados sobre el espesor de la película, para películas de agua descendentes con un flujo de aire en paralelo y en contracorriente, en tubería de diámetros que van de 13 a 20 mm (0.5 a 0.8 in), fueron presentadas por Zhivaikin [*Int. Chem. Eng.*, **2**, 337-341 (1962)].

La predicción de la velocidad de desagüe de películas líquidas en superficies cilíndricas y planas es analizada por Tallmadge y Gutfinger [*Ind. Eng. Chem.*, **59**,(11), 19-34 (1967)].

Inundación o derrame Cuando se tiene un flujo de gas a contracorriente con altas velocidades del líquido o del gas, puede ocurrir una derivación o pérdida de líquido en la parte inferior o superior del tubo. Esta condición, conocida como inundación o derrame está acompañada por un aumento repentino en la caída de presión, por una agitación del líquido en el tubo o por un arrastre considerable de líquido en el gas de salida [se encontrará una descripción más amplia en los escritos de Clift, Pritchard y Nedderman, *Chem. Eng. Sci.*, **21**, 87-95 (1966)].

El gasto masa de gas correspondiente a la inundación de líquido en la parte inferior de los tubos se da en las figuras 5-74 y 5-75 (Holmes, por cortesía de E. I. du Pont de Nemours & Co.). Estas figuras se aplican para gastos masa de líquidos $G_L < 120$ kg/(s·m^2) [25 lb/(s·ft^2)] y para tubos con copetes cuadrados. En la figura 5-74 se presenta el caso de tubos con base cuadrada y la figura 5-75 corresponde a tubos de base inclinada. El ángulo de inclinación es de 30 grados en relación con la vertical y si el gas llega al tubo en forma lateral, el extremo ahusado deberá orientarse de tal manera que la punta quede frente a la entrada del gas. Para $G_L > 120$ kg/(s·m^2)[25 lb/(s·ft^2)], la inundación ocurre en la parte superior de los tubos. La nomenclatura es G_G = velocidad superficial másica del gas; G_L = velocidad superficial másica del líquido; $\lambda = (\rho'_G \rho'_L)^{1/2}$, adimensional; $\psi = (1/\sigma')\,\mu'_L/(\rho'_L)^2]^{1/3}$, adimensional; ρ'_G = razón de densidad del gas a la densidad del aire ρ_L = razón de la densidad del líquido a la del agua; σ' = razón de la tensión superficial del líquido a la del agua; y μ'_L = razón de la viscosidad del líquido a la del agua; las propiedades del agua y aire se establecen a 20°C (68°F) y 101.3 kPa (14.7 lbf/in^2). Para diámetros de tubos menores a 13 mm ($^1/_2$ in), el derrame de líquido ocurre a lo largo del tubo debido a las ondas superficiales del mismo (Kraybill, tesis para el doctorado, Ingeniería Química, Universidad de Michigan, Ann Arbor, 1953). En el caso de tubos de mayor tamaño, la indicación señala que la velocidad de inundación del gas es independiente del diámetro; véase Diehl y Koppany [*Chem. Eng. Prog.*, **65**, *Symp. Ser.*, **92**, 77-83 (1969)] y Pushkina y Sorokin [*Heat Transfer-Soviet Research*, **1**(5), 56-64 (1969)]. Por ende, en el caso de diámetros de tubo mayores a 50 mm (2 in), las curvas correspondientes a tubos con diámetros de 1.98 in (Fig. 5-74 y Fig. 5-75) deben servir como guía. Imura, Kusuda y Funatsu [*Chem. Eng. Sci.*, **32**, 79-87 (1977)] compararon varias correlaciones de inundación y propusieron una nueva correlación semiempírica, basada en las mediciones para tubos cuyos diámetros se encuentran entre 11.2 y 24.2 mm (0.44 a 0.95 in).

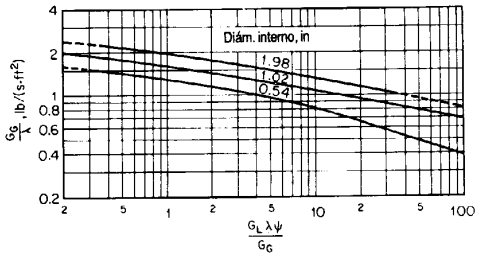


FIG. 5-75 Inundación en tubos verticales con copete cuadrado y base inclinada. Para convertir libras por segundo por pie cuadrado a kilogramos por segundo por metro cuadrado, multiplíquese por 4.8824. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4 (Cortesía de E. I. du Pont de Nemours & Co.).

COMPORTAMIENTO DE ESTADO NO ESTACIONARIO

Martillo de agua Cuando una columna de fluido en movimiento se detiene súbitamente, se produce, por lo común, un golpeo en la línea conocido con el nombre de **martillo de agua**. En el caso de una detención repentina del flujo, el aumento de presión debido a la desaceleración de un fluido verdaderamente incompresible dentro de una tubería no expansible sería infinito; el fluido dentro de la línea se comportaría como un "tapón" y el aumento de presión sería el correspondiente a los efectos de inercia de dicho tapón. La experiencia ha demostrado que existe un aumento de presión máximo finito, porque parte de la energía cinética del fluido en movimiento dentro de la tubería se gasta como trabajo de distensión sobre las paredes de la misma y en comprimir el fluido.

La ecuación para el **aumento máximo de presión** o **carga** producido por el cambio repentino del flujo se deriva de la segunda ley de Newton, que relaciona la fuerza con la razón de variación de la cantidad de movimiento, utilizando la velocidad de las ondas de presión que se inician debido a la inercia del fluido dentro de la tubería (véase la derivación de Moody, ASME-ASCE, *Symposium on Water Hammer*, pp. 25-28, *American Society of Mechanical Engineers*, New York,

1933). La expresión resultante se conoce con el nombre de ecuación de Joukowsky o del martillo de agua:

$$h_{wh} = a(\Delta V)/g_c \tag{5-243}$$

$$a = \sqrt{\frac{1}{\left[\frac{\rho}{g_c}\left(\frac{1}{K} + \frac{D}{bE}\right)\right]}} \tag{5-244}$$

en donde

y h_{wh} = carga del martillo de agua, N·m/kg [lb·ft)/lb o ft de fluido circulante; a = velocidad de propagación de la onda; ΔV = cambio de velocidad; g_c = constante dimensional; ρ = densidad del fluido; K = módulo volumétrico de elasticidad del fluido; D = diámetro interno de la tubería; b = espesor de la pared de la tubería, y E = módulo de elasticidad del material de la pared de tubería. El máximo aumento de carga dada por la ecuación (5-243) se calcula también cuando el flujo cambia dentro del tiempo que se requiere para que la onda de presión se desplace desde el punto de taponamiento hasta el extremo de la tubería o hasta la ubicación de la reflexión total de la onda y su retorno; dicho de otra manera, dentro de un periodo expresado por

$$\tau = 2L/a \tag{5-245}$$

donde τ = periodo de la tubería; L = longitud de la tubería; y a = velocidad de propagación de la onda.

En el caso de una **tubería de acero estándar**, el valor de la velocidad de onda es aproximadamente 1220 m/s (4000 ft/s).

Si el tiempo de taponamiento del flujo es un poco más prolongado que un periodo de tubería τ, el aumento de presión no será tan grande como el que indica la ecuación (5-243), ya que parte de las ondas de presión directas se anularán por acción de las ondas de presión reflejadas. El aumento de presión verdadero se determinará utilizando las ecuaciones o las gráficas de Allievi (véase Angus, *Hydraulics for Engineers*, 3d ed., pp. 283-284, 291-292, Pitman, Toronto, 1943; Kerr y Strowger, ASME-ASCE *Symposium on Water Hammer*, pp. 15-24, 1933; y Rich, *Hydraulic Transients*, pp. 24-27, McGraw-Hill, New York, 1951). Wood y Jones [*Proc. Am. Soc. Civ. Eng. J. Hydraul. Div.*, **99**(HY1), 167-178 (1973)] presentaron gráficas para estimaciones más confiables de la presión de martillo de agua para distintas formas de cierre de válvulas.

Este análisis se aplica también a la reducción de presión por la onda reflejada o por la aceleración del flujo. Si la reducción de presión crea una presión estática en cualquier punto de la línea por debajo de la presión de vapor del fluido, el fluido contenido en la tubería se separará o dividirá cuando la onda de presión pase por dicho lugar. Para evitar que la tubería se rompa o estalle, deben tomarse medidas para proteger dispositivos tales como válvulas de alivio o escape para que admitan aire cuando el fluido se separa y lo liberen cuando éste tienda a unirse.

Se encontrarán detalles adicionales sobre la teoría del martillo de agua en Angus, *loc. cit.*, chap. XIV; ASME-ASCE *Symposium on Water Hammer*, 1933, Rich, *loc. cit.*; Streeter y Wylie, *Hydraulic Transients*; McGraw-Hill, New York, 1978.

Condiciones hidráulicas transitorias En el diseño y operación de casi todos los sistemas de bombeo para procesos, se consideran en forma particular las condiciones para estado constante o estacionario normal; es decir, basado en la operación continua e ininterrumpida, el sistema de bombeo se especifica para la velocidad de flujo y la presión del proceso dado. Sin embargo, hay sistemas de bombeo para procesos en los que los cambios repentinos del flujo causarían daños a las instalaciones o afectarían adversamente al proceso.

A continuación se señalan algunos de los problemas potenciales que deben tomarse en cuenta durante el diseño y la operación de tales sistemas, así como los métodos para analizarlos.

En un sistema complejo que conste de **varias bombas en paralelo** entre un cabezal de succión y uno de descarga, la falla de potencia de una de ellas puede producir cualquiera de las siguientes situaciones: **1)** Si no se tiene una válvula de retención en la línea de descarga de la bomba que ha fallado, tras la falla se registraría un flujo inverso considerable generando con ello una reducción mayor en el flujo a través del cabezal de descarga y produciendo una rotación inversa importante de la bomba, lo que dañaría el motor. La experiencia ha demostrado con creces que el rotor de una bomba puede alcanzar casi la velocidad directa del diseño, pero en el sentido opuesto, en menos de 1 segundo [Alves, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2**, 143-147 (1956)]. Se puede utilizar un volante instalado en el eje de la bomba para ampliar el tiempo de bombeo mientras el sistema individual se cierra o apaga. **2)** Si se tiene una válvula de retención, el flujo inverso repentino cerraría de golpe el disco sobre el asiento, dañando quizá la válvula o creando una sobrepresión peligrosa o bien, el disco podría "colgarse" durante cierto tiempo, permitiendo que se desarrollara cierto flujo inverso y luego cerrarse con firmeza, estableciendo con ello sobrepresiones peligrosas. Si se usa un volante en el eje de la bomba, el tiempo de bombeo se ampliará de tal modo que se permita el funcionamiento adecuado de una válvula de retención [p. ej., véase *Power*, **84**(1), 57 (1940)].

En las publicaciones especializadas se han incluido varios métodos para analizar sistemas de bombeo con las posibles condiciones hidráulicas transitorias, y entre los investigadores que se han ocupado de este tema están Rich, *loc. cit.*; Parmakian, *Water Hammer Analysis*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N. J., 1955; Streeter y Wylie, *loc. cit.*; Kittredge, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **79**, 1307-1322 (1956); Knapp, *Trans, Am. Soc. Mech. Eng. 59*, 683-689 (1937); Angus, *Proc. Inst. Mech. Eng. (London)*, **136**, 245-331 (1937); y Alves, *loc. cit.* Si se desea un cálculo rápido de varias condiciones hidráulicas transitorias en sistemas de bombeo, se tienen las gráficas presentadas por Parmakian (*loc. cit.*, pp. 87-91) y Kinno y Kennedy [*Proc. Am. Soc. Civil Eng. J. Hydraul. Div.*, **91**,(HY3), 247-270 (1965)].

El mecanismo y los efectos del martillo de agua resultantes de las bombas de cavitación fueron descritos por Carstens y Hagler [*Proc. Am. Soc. Civil Eng. J. Hydraul. Div.*, **90**(HY6), 161-184 (1964)].

Flujo pulsante Las pulsaciones del flujo en sistemas de tubería se deben casi siempre a la presencia de maquinaria reciprocante (compresores o bombas) dentro del sistema. Esas pulsaciones afectan casi siempre en forma adversa el rendimiento de los medidores de flujo y los elementos de control del proceso, y causan vibraciones que provocan, en última instancia, fallas en el equipo. Es importante reconocer que la vibración y los daños resultan no sólo de la frecuencia fundamental del productor de pulsos, sino también de los armónicos superiores de dicha frecuencia. La solución preferida consiste en reducir al mínimo el problema utilizando unidades de doble acción y varios pistones. Si esto no es práctico, debe instalarse un amortiguador de pulsaciones. Véase Buckley [*Techniques of Process Control*, chap. 16, Wiley, New York, 1964] en donde se analiza la teoría del amortiguamiento de las pulsaciones.

Amortiguamiento de pulsaciones en la fase gaseosa Se encontrará una descripción general de los métodos disponibles para amortiguar las pulsaciones de flujos en fase gaseosa en los escritos de M. W. Kellogg Co., *Design of Piping Systems*, 2d ed., Wiley, New York, pp. 279-283, 333-335, 1956. También se encontrará una tabulación de seis distintas clases de amortiguadores de pulsaciones y filtros de ondas en Campbell, *Process Dynamics*, pp. 102-103, Wiley, New York, 1958, junto con las fórmulas aplicables y las características de atenuación. Ahí se incluyen la cámara de compensación de amortiguamiento en línea, el resonador de extremo cerrado, el filtro de paso bajo, el filtro de paso alto, el filtro de paso de banda y el filtro eliminador de banda. Chilton y Handley [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **74**, 931-943 (1952)] presentaron gráficas para predecir el rendimiento de un amortiguador de un solo tanque (cámara de compensación en línea) y un filtro tipo π (filtro de paso bajo). Isakoff [*Ind. Eng. Chem.*, **47**, 413-421 (1955)] mostró la forma en que se puede utilizar un filtro eléctrico de paso bajo como analogía para un amortiguador de paso bajo para pulsaciones en gases, facilitando con ello el diseño de este último.

Amortiguamiento de pulsaciones en la fase líquida En el caso de sistemas líquidos, es costumbre utilizar cámaras de compensación lle-

nas de gas conectadas a la tubería tanto en el lado de succión como de descarga de la bomba, ubicándolas tan cerca de ésta como sea posible. La determinación del tamaño de estas cámaras de amortiguamiento fue realizada por Chilton y Handley [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **77**, 225-230 (1955)]. Con frecuencia se utilizan diafragmas o fuelles para separar el gas y la cámara de compensación, del líquido del proceso, evitando con ello el agotamiento y el vaciamiento gradual del gas. Dodge (en Yeaple, *Hydrostatic and Pneumatic Power and Control*, pp. 284-285, McGraw-Hill, New York, 1966) proporcionó los dibujos para seis diseños de amortiguadores o acumuladores. Las ecuaciones para determinar el tamaño de dichas unidades son las propuestas por Greer Hydraulics, Bull, 500, 1957, y Robertshaw Controls Co., Cat. MA-11, 1967.

Todos los amortiguadores de pulsaciones citados hasta ahora se conocen como de tipo "pasivo" y su funcionamiento depende de factores como compresibilidad, masa y fricción viscosa. Si la frecuencia de pulsación es tan baja que los amortiguadores "pasivos" llegan a ser poco prácticos debido a su gran tamaño, entonces deberán tomarse en consideración los amortiguadores "activos". Buckley (*op. cit.*, pp. 142-144) propone el procedimiento para diseñar un amortiguador "activo".

Cavitación Una definición práctica de la cavitación es la formación y el colapso de cavidades de vapor dentro de un líquido en movimiento. Esta cavidad de vapor puede formarse en cualquier punto de la corriente, en donde la presión local se reduce a la presión de vapor del líquido a la temperatura del flujo. En estos puntos, parte del líquido se vaporiza formando burbujas o cavidades de vapor. Las zonas de baja presión se generan debido a un aumento local de velocidad (de acuerdo con la ecuación de Bernoulli, véase la subsección "Balance de energía") en forma de turbulencias o remolinos, o sobre los contornos límite: también se generan debido a la vibración del límite o frontera, por separación o división de una columna de líquido debido a un "martillo de agua", o bien por la reducción general de la presión estática.

El colapso de las burbujas principia cuando entran en regiones en las que la presión local es mayor que la de vapor. El colapso de estas cavidades produce ruidos y vibraciones desagradables, así como erosiones o picaduras abundantes en los materiales de la frontera en las regiones del colapso de las burbujas. Uno de los efectos más importantes de la cavitación en las instalaciones para el manejo de líquidos es la disminución en el buen desempeño y la eficiencia del equipo; por ejemplo: en las válvulas que se emplean como reguladores de flujo [Tullis y Marschner, *Proc. Am. Soc. Civil Eng., J. Hydraul. Div.*, **94**(HY1), 1-16 (1968); y Tullis, *Proc. Am. Soc. Civ. Eng. J. Hydraul. Div.*, **97**(HY12), 1931-1945 (1971)]; en **codos de tubería** [Kamiyama, *J. Basic Eng.*, **88**, 252-260 (1966)]: y en **bombas** [Salemann, *J. Basic Eng.*, **81**, 167-180 (1959); y Spraker, *J. Eng. Power*, **87**, 309-318 (1965)].

Para correlacionar los datos sobre el rendimiento del equipo, hay un parámetro útil que es el agrupamiento adimensional conocido como número de cavitación σ_c (o K):

$$\sigma_c = (p - p_v)/(\rho V^2/2g_c) \tag{5-246}$$

donde p = presión estática (absoluta) en flujos no perturbados, p_v = presión de vapor de líquido (absoluta), ρ =densidad del líquido, V = velocidad de corriente libre del líquido, g_c = constante dimensional. El número de cavitación se considera como la razón de la presión estática neta disponible para causar el colapso de las burbujas, a la presión dinámica disponible para iniciar la formación de las mismas. El valor del número de cavitación para la cavitación incipiente $\sigma_{c,i}$ para una condición específica del límite o pieza de equipo es una característica de la geometría. Los números de cavitación para varias formas de cabeza de cilindros, para discos y para algunos hidromodelos fueron presentados por Holl y Wislicenus [*J. Basic Eng.*, **83**, 385-398 (1961), y para varias irregularidades de superficie, por Arndt e Ippen [*J. Basic Eng.*, **90**, 249-261 (1968)], Ball [*Proc. Am. Soc. Civil Eng., J. Constr. Div.*, **89**(C02), 91-110 (1963)], y Holl [*J. Basic Eng.*, **82**, 169-183 (1960)].

En el caso de formas abruptas y sólo como guía, el número de cavitación se localiza por lo común dentro de la gama de 1 a 2.5 y, para formas algo aerodinámicas, dicho número queda casi siempre dentro del intervalo de 0.2 a 0.5.

Mediante la siguiente ecuación es posible estimar las condiciones de cavitación en orificios con orillas biseladas,

$$\left(\frac{p_1 - p_v}{p_1 - p_{B/\text{crit}}}\right) = 2.6C_D^2 \tag{5-247}$$

donde p_1 = presión total corriente arriba; p_v = presión de vapor del líquido; p_B = contra presión; y C_D = coeficiente de descarga del orificio, adimensional. La ecuación (5-247) se aplica a orificios circulares cuya razón longitud-diámetro es de 2:20 y orificios rectangulares cuya razón longitud-altura del canal es 5.5:9 donde la razón de la forma del canal (ancho-alto) es 2:8. El principio de cavitación se ve afectado por la agudeza de la entrada del orificio. Más detalles sobre este aspecto pueden consultarse en Nurick, *J. Fluids Eng.*, **98**, 681-687 (1976).

La extrapolación de los datos de cavitación obtenidos para un modelo debe llevarse a cabo con extremo cuidado. Las investigaciones de Knapp [*Proc. Inst. Mech. Eng. (London)*, **166**, 150-163 (1952)] y Kermeen, McGraw y Parkin [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **77**, 533-541 (1955)] indican que el número de cavitación para la cavitación incipiente depende de la velocidad de la corriente libre y de la dimensión o tamaño característico. Holl y Wislicenus (*loc. cit.*) proporcionan información más amplia al respecto.

Se encontrará una exposición sobre la cavitación, resumiendo aspectos como mecanismo, número de cavitación, formulación de modelos y daños, en los escritos de Eisenberg y Tulin, *Cavitation*, sec. 12 of Streeter, *Handbook of Fluid Dynamics*, McGraw-Hill, New York, 1961; y en los de Knapp, Daily y Hammitt, *Cavitation*, McGraw-Hill, New York, 1970. Kaelble [*Trans. Soc. Rheol.*, **15**(2), 275-296 (1971) se ocupa de la cavitación en medio viscoelástico.

ESTUDIOS DE MODELOS

El **modelo** es un dispositivo o medio que tiene características que sirven para predecir con precisión el rendimiento o funcionamiento de un "prototipo". A su vez, el **prototipo** es el sistema físico a escala completa que se desea modelar. Existen dos tipos generales de modelos:

1. Modelos físicamente similares que difieren del prototipo sólo por la escala.

2. Modelos físicamente disímbolos, como los de índole matemática y los análogos eléctricos.

En los estudios de planificación de modelos debe observarse el principio de similitud. En la mayor parte de los estudios de ingeniería química hay cuatro tipos de similitudes de primordial importancia, esto es:

1. Similitud geométrica (proporcionalidad dimensional)

2. Similitud mecánica *a.* Similitud estática (proporcionalidad de deformación) *b.* Similitud cinemática (proporcionalidad de tiempo) *c.* Similitud dinámica (proporcionalidad de fuerzas)

3. Similitud térmica (proporcionalidad de temperatura)

4. Similitud química (proporcionalidad de concentración)

La selección de dimensiones y condiciones de operación para satisfacer los requisitos de similitud geométrica, térmica y química son casi siempre más o menos directos. Sin embargo, la satisfacción de los requisitos de similitud mecánica comprenden por lo común el control de proporcionalidad de ciertos grupos críticos de variables que se seleccionan ya sea mediante un análisis dimensional o por inspección. Este último procedimiento requiere, de manera particular, estar bien familiarizados con números adimensionales conocidos y con su significado.

TABLA 5-19 Agrupamientos adimensionales y su significado

Nombre	Símbolo	Fórmula	Nomenclatura especial*	Proporcional a†	Se usa en
No. de Bingham	N_{Bm}	$\tau_y g_c L/\eta V$	L = anchura del canal η = viscosidad plástica τ_y = est. de cedencia	Esfuerzo de cedencia / Esfuerzo viscoso	Flujo de plásticos tipo Bingham
No. de Blake	B	$V\rho/[\mu(1-\varepsilon)s]$	ε = vol. libre frac. s = área de partícula/vol. de partícula	Fuerza de inercia / Fuerza viscosa	Lechos de sólidos
No. de Bond	N_{Bo}	$(\rho-\rho')L^2 g/g_c\sigma$	L = diám. de la gotita ρ = densidad de la gotita ρ' = densidad del fluido circundante σ = tens. superf.	Fuerza gravitacional / Fuerza de tensión superficial	Atomización
No. de capilar	Ca	$\mu V/g_c\sigma$	σ = tens. superf.	Fuerza viscosa / Fuerza de tensión superficial	Atomización flujo bifásico en lechos de sólidos
No. de Cauchy	N_C	$\rho V^2/g_c E_b$	E_b = módulo de masa del fluido	Fuerza de inercia / Fuerza de compresibilidad	Flujo compresible
No. de cavitación	σ_c	$[(p-p_v)\rho]/(V^2/2g_c)$	p = presión estática absoluta local p_v = pres. de vapor	Exc. carga esta. local sobrecarga pres. vapor / Carga de velocidad	Cavitación
No. de Dean	N_{De}	$(VL\rho/\mu)(L/2R)^{1/2}$	L = diám. de tubería R = radio de curvatura	$N_{Re}\left(\frac{\text{fuerza centrífuga}}{\text{fuerza de inercia}}\right)$	Flujo en canales curvos
Coeficiente de arrastre	C_d	$(\rho-\rho')Lg/\rho V^2$	L = dimensión característica del objeto ρ = densidad del objeto ρ' = densidad del fluido circundante	Fuerza gravitacional / fuerza de inercia	Velocidades de asentamiento libre
No. de elasticidad	N_{El}	$\theta_r\mu/\rho L^2$	L = radio de la tubería θ_r = tiempo de relajamiento	Fuerza clástica / Fuerza de inercia	Flujo viscoelástico
No. de Euler	N_{Eu}	$g_c(\Delta p_F/\rho)/V^2$	N = número de cargas de velocidad	Carga de fricción / 2 × Carga de velocidad $= \frac{N}{2}$	Fricción del fluido en conductos
Factor de fricción de Fanning	f	$g_c D(\Delta p_F/\rho)/2V^2 L$	$\Delta p_F/\rho$ = carga de fricción D = diám. característico de la sección transversal L = long. de tubería $\Delta pF/\rho$ = carga de fricción	Esf. corte pared tubería en cargas de veloc.	Fricción del fluido en conductos
No. de Froude	N_{Fr}	V^2/gL	L = dimensión característica del sistema		
No. de Hodgson	N_H	$V'f\,\Delta_{pk}/\overline{qp}$	f' = frecuencia p = presión estática promedio Δp_F = caída de presión debido a la fricción q = gasto volumétrico promedio V = volumen del sistema	Fuerza de inercia / Fuerza gravitacional Constante de tiempo del sistema / Periodo de pulsación	Comportamiento ondular y superficial Flujo pulsante de un gas
No. de Ohnesorge	Z	$\mu/(\rho g_c L\sigma)^{1/2}$	L = dimensión característica del sistema σ = tens. superf.	$\frac{\text{Fuerza viscosa}}{(\text{Fuerza de inercia} \times \text{fuerza de tensión superficial})^{1/2}} = N_{We}^{1/2}/N_{Re}$	Atomización
Parámetro de la línea de tubería	ρ_n	$aV_0/2g_cH$	a = velocidad de onda de un martillo de agua H = carga estática V_0 = velocidad inicial	Máx. aum. pres. martillo agua / 2 × presión estática	Martillo de agua (condiciones hidráulicas transitorias)
No. de potencia	Np	$Pg_c/L^5\rho n^3$	P = potencia del agitador L = dim. característica de la paleta del agitador n = velocidad de rotación	Fuerza de arrastre sobre la paleta / Fuerza de inercia	Consumo de energía en recipientes agitados
Índice de velocidad de Prandtl	u^+	$u/(\tau_w g_c/\rho)^{1/2}$	u = velocidad local τw = esfuerzo cortante en la pared	$\left(\frac{\text{fuerza de inercia}}{\text{fuerza de corte sobre la pared}}\right)^{1/2} = \frac{u}{V}\left(\frac{f}{2}\right)^{1/2}$	Turbulencia Similitud dinámica
No. de Reynolds	N_{Re}	$LV\rho/\mu$	L = dim.característica del sistema	Fuerza de inercia / Fuerza viscosa	Vías de vórtices de van Kármán
No. de Strouhal	N_S	$f'L/V$	f' = frecuencia L = dimensión característica del obstáculo	Recíproco del espaciamiento de vórtices, expresado como número de diámetros del obstáculo	Formación de burbujas, ruptura de un chorro de líquido
No. de Weber	N_{We}	$V^2\rho L/g_c\sigma$	L = dim. característica del sistema σ = tens. superf.	Fuerza de inercia / Fuerza de tensión superficial	

* Para unidades, véase la Nomenclatura general de la tabla 5-20.
† Véase Proporcionalidades de fuerzas en la tabla 5-20.

En la tabla 5-19 se da una lista de números adimensionales que se encuentran a menudo en la mecánica de fluidos, junto con sus fórmulas, importancia, campo de aplicación y referencias en publicaciones. Esto es parte de las amplias tabulaciones formuladas por Boucher y Alves [*Chem. Eng. Prog.*, **55**(9), 55-64 (1959): **59**(8), 75-83 (1963)]. Se encontrarán tabulaciones adicionales en Catchpole y Fulford [*Ind. Eng. Chem.*, **58**(3), 46-60 (1966)] y Fulford y Catchpole [*Ind. Eng. Chem.*, **60**(3), 71-78 (1968)]. En la tabla 5-20 se presenta una tabulación de las proporcionalidades de fuerza.

El análisis detallado del tema del estudio de modelos se presenta en los escritos de Johnstone y Thring, *Pilot Plants, Models, and Scale-Up Methods in Chemical Engineering*, McGraw-Hill, New York, 1957; Kline, *Similitude and Approximation Theory*, McGraw-Hill, New York, 1965; Langhaar, *Dimensional Analysis and Theory of Models*, Wiley, New York, 1951; Murphy, y *Similitude in Engineering*, Ronald, New York, 1950.

DINÁMICA DE LAS PARTÍCULAS

Bibliografía General: Brodkey, *The Phenomena of Fluid Motions*, Addison-Wesley, Reading, Mass., 1967. Brown et al., *Unit Operations*, Wiley, New York, 1950. Clift, Grace y Weber, *Bubbles, Drops, and Particles*, Academic, New York, 1978. Davies, *Turbulence Phenomena*, Academic, New York, 1972.

Knudsen y Katz, *Fluid Dynamics and Heat Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1958. Lapple et al., *Fluid and Particle Mechanics*, University of Delaware, Newark, 1951. Levich, *Physicochemical Hidrodynamics*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1962. Orr, *Particulate Technology*. Macmillan, New York, 1966. Zenz y Othmer, *Fluidization and Fluid-Particle Systems*, Reinhold, New York, 1960

Siempre que existe un movimiento relativo entre una partícula y el fluido que la rodea, éste ejercerá un arrastre sobre la primera. La fuerza de arrastre ejercida sobre la partícula está dada por

$$F_d = CA_p\rho u^2/2g_c \tag{5-248}$$

donde F_d = fuerza de arrastre; C = coeficiente de arrastre, adimensional; A_p = área proyectada de la partícula en la dirección del movimiento, ρ = densidad del fluido circundante; u = velocidad relativa entre la partícula y el fluido; y g_c = constante dimensional.

TABLA 5-20 Proporcionalidades de fuerzas

Fuerza de empuje $\propto L^3 \rho\beta\,\Delta t g/g_c$
Fuerza centrífuga $\propto \rho L^3 V^2/g_c R$
Fuerza de compresibilidad $\propto E_b L^2$
Fuerza de Coriolis $\propto 2(\rho/g_c)L^3 nV \operatorname{sen}\alpha$
Fuerza elástica $\propto \theta_r(\mu/g_c)V^2$
Fuerza gravitacional $\propto L^3(\rho-\rho')g/g_c$
Fuerza de inercia $\propto L^2\rho V^2/g_c$
Fuerza de tensión superficial $\propto L\sigma$
Fuerza viscosa $\propto L\mu V/g_c$
Fuerza cortante sobre la pared $\propto t_w L^2$

Nomenclatura general

a = velocidad de onda, m/s (ft/s)
D = diámetro, m (ft)
E_b = módulo de masa, N/m^2 (lbf/ft^2)
f' = frecuencia, Hz (1/s)
g = aceleración local debida a la gravedad, m/s^2 · (ft/s^2)
g_c = constante dimensional, 32.2 (lb · ft)/(lbf · s^2)
H = carga estática, (N · m)/kg[(ft · lbf)/lb]
L = dimensión característica del sistema, m (ft)
N = número de guías de velocidad, adimensional
n = velocidad de rotación, l/s
P = potencia, (N · m)/s [ft · lbf)/s]
p, p_w, p = presión, Pa (lbf/ft^2)
Δp_F = caída de presión debida a la fricción, Pa (lbf/ft^2)
q = gasto volumétrico, m^3/s (ft^3/s)
R = radio de curvatura, m (ft)
s = área de partícula por volumen de partícula, l/m (l/ft)
u = velocidad local, m/s (ft/s)
V, V_0 = velocidad, m/s (ft/s)
V' = volumen, m^3 (ft^3)
α = ángulo, °
β = coeficiente de expansión, 1/°C (1/°F)
Δt = diferencia (gradiente) de temperatura, °C (°F)
ε = volumen libre fraccional, adimensional
η = viscosidad plástica, Pa · s [lb/(ft · s)]
θ_r = tiempo de relajación, s
μ = viscosidad Pa · s [lb/(ft · s)
ρ, ρ' densidad, kg/m^3 (lb/ft^3)
σ = tensión superficial, N/m (lbf/ft)
τ_w = esfuerzo cortante en la pared, N/m^2 (lbf/ft^2)
τ_y = esfuerzo de deformación, N/m^2 (lbf/ft^2)

Cualquier partícula que queda bajo la acción de la gravedad se acelerará hasta que la fuerza de arrastre se equilibre con la gravitacional, después de lo cual seguirá cayendo a una velocidad constante conocida como **velocidad terminal o de asentamiento libre** u_t, expresada por

$$u_t = \sqrt{\frac{2gm_p(\rho_p - \rho)}{\rho\rho_p A_p C}} \tag{5-249}$$

donde g = aceleración local debida a la gravedad; m_p = masa de la partícula, ρ_p = densidad de la partícula, y el resto de los símbolos son los mismos que se definieron antes. Se ha encontrado que el coeficiente de arrastre C es una función de la forma de la partícula y del número de Reynolds $D_p\rho u/\mu$, donde D_p =diámetro de la partícula, y μ = viscosidad del fluido.

La velocidad de las partículas que se encuentran sometidas a altos números de Reynolds fluctúan, entre otros factores, debido a la formación de vórtices. La oscilación se incrementa a medida que los centros geométricos y de masas de la partícula se separan. Las variaciones en velocidad son menores al 10%. Como resultado de todo esto, la fuerza de arrastre sobre una partícula fija en el espacio con fluido en movimiento alrededor es algo menor que la fuerza de arrastre en una partícula similar que se mueve en un fluido estacionario.

La información que se da a continuación sobre los coeficientes de arrastre para las partículas rígidas, burbujas de gas en líquidos, gotas de líquido en líquidos y gotas de líquidos en gases, se aplica en ausencia de efectos de pared o de concentración. Por lo común, estos efectos son insignificantes para razones entre el diámetro del recipiente y el de la partícula equivalentes a 100 o más y para concentraciones inferiores a 0.1% por volumen. En el caso de los efectos de relaciones más bajas y concentraciones mayores, véase la información dada bajo el título "Limitaciones".

Partículas rígidas esféricas Para un flujo lento ($N_{Re} < 0.1$) el campo de velocidad alrededor de la esfera es simétrico. Al incrementarse el número de Reynolds, este campo se vuelve asimétrico en forma paulatina. Cuando se tiene un $N_{Re} = 20$ ocurre una separación de flujo en el punto de estancamiento y se inicia una recirculación. Aproximadamente a $N_{Re} > 270$ se forman vórtices en forma periódica y se mueven corriente abajo (véase la Fig. 5-70). La frecuencia de desprendimiento de vórtices alcanza su máximo valor, aproximadamente a $N_{Re} = 6000$. Existen marcados cambios en el modelo de flujo aproximadamente a $N_{Re} = 200\,000$. Para consulta de detalles adicionales sobre este punto, véase Clift, Grace y Weber, *op. cit.*, chap. 5. En el caso de partículas esféricas, la ecuación (5-249) adquiere la siguiente forma

$$u_t = \sqrt{\frac{4gD_p(\rho_p - \rho)}{3\rho C}} \tag{5-250}$$

en la figura 5-76 se presenta una gráfica del coeficiente de arraste (en función de N_{Re} en la forma de una curva continua. Para $N_{Re} < 0.1$.

$$C = 24/N_{Re} \tag{5-251}$$

Esto corresponde a la **ley de Stokes**, que se escribe usualmente como sigue

$$F_d = 3\pi\mu u D_p/g_c \tag{5-252}$$

La velocidad **final** de asentamiento en la región de la ley de Stokes toma la forma

$$u_t = \frac{gD_p^2(\rho_p - \rho)}{18\mu} \tag{5-253}$$

En la **región intermedia** ($N_{Re} < 1000$) el coeficiente de arrastre puede calcularse a partir de

$$C = (24/N_{Re})(1 + 0.14N_{Re}^{0.70}) \tag{5-254}$$

dentro del 6%. En la región de la **ley de Newton**, que cubre el intervalo de números de Reynolds de 1000 a 350 000, $C = 0.445$, dentro de 13%. En esta región, la ecuación (5-249) se transforma en

$$u_t = 1.73\sqrt{gD_p(\rho_p - \rho)/\rho} \tag{5-255}$$

Para $N_{Re} > 10^6$ el coeficiente de arrastre puede calcularse a partir de

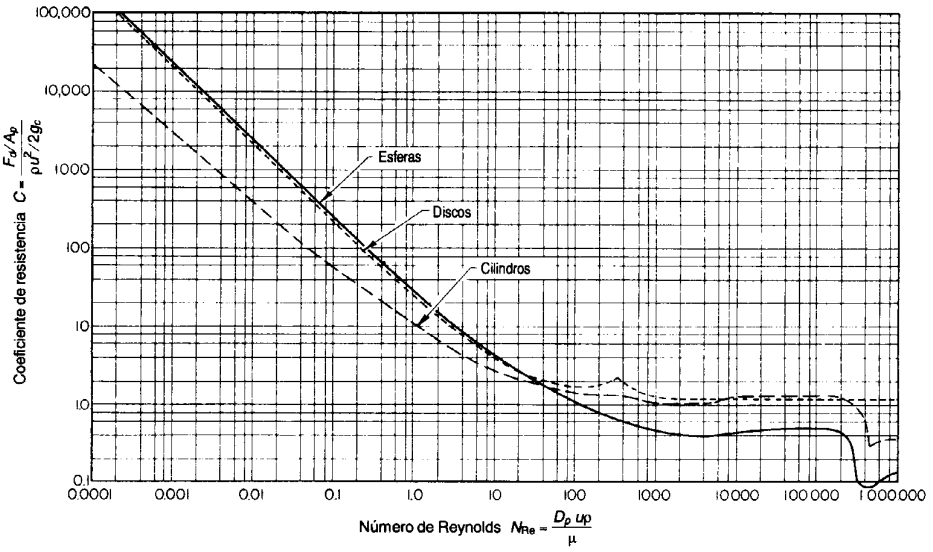


FIG. 5-76 Coeficiente de resistencia para esferas, discos y cilindros. A_p = área de la partícula proyectada sobre un plano normal a la dirección del movimiento; C = coeficiente general de resistencia, adimensional; D_p = diámetro de las partículas; y F_d = resistencia al movimiento del cuerpo del fluido; g_c = constante dimensional; N_{Re} = número de Reynolds, adimensional; u = velocidad relativa entre la partícula y el cuerpo principal del fluido; μ = viscosidad del fluido; y ρ = densidad del fluido. [Tomado de Lapple y Shepherd, *Ind. Eng. Chem.* **32**, 605 (1940).]

$$C = 0.19 - [(8)(10^4)/N_{Re}] \tag{5-256}$$

(Clift, Grace y Weber, *op. cit.*, p. 112).

Las correlaciones anteriores para la velocidad de asentamiento son estrictamente aplicables sólo a fluidos newtonianos en los que la viscosidad es independiente del índice del esfuerzo cortante y la duración del mismo. Respecto a fluidos **no newtonianos** sólo se tienen datos limitados sobre el asentamiento de partículas. Dallon y Christiansen (Preprint 24C, *Symposium on Selected Papers*, part. III, Sixty-first *Annual Meeting of American Institute of Chemical Engineers*, Los Ángeles, Calif., Dec. 1-5, 1968) proporcionan una correlación para la sedimentación de esferas en líquidos seudoplásticos, e Ito y Kajiuchi [*J. Chem. Eng. Japan*, **2**(1), 19-24 (1969)] y Pazwash y Robertson (*J. Hydraul. Res.*, **13**, 35-55 (1975) hacen lo propio para el asentamiento de esferas en plástico Bingham.

Partículas rígidas no esféricas El arrastre sobre partículas no esféricas depende de su forma y su orientación con respecto a la dirección del movimiento. En la tabla 5-21 se indica la orientación en caída libre como una función del número de Reynolds. Los coeficientes de arrastre para **discos** (con el lado plano perpendicular en la dirección del movimiento) y para **cilindros** (longitud infinita con el eje perpendicular a la dirección del movimiento) aparecen en la figura 5-76, en función del número de Reynolds. El efecto de la razón longitud a diámetro para cilindros en la región de la ley de Newton es analizado por Knudsen y Katz (*op. cit.*, p. 301).

Pettyjohn y Christiansen [*Chem. Eng. Prog.*, **44**, 157-172 (1948)] presentan correlaciones que toman en cuenta el efecto de la forma de la partícula sobre las velocidades de asentamiento libre para **partículas isométricas**. Para $N_{Re} < 0.05$, la velocidad terminal o de asentamiento libre está dada por

$$u_t = K_1 \frac{gD_s^2(\rho_p - \rho)}{18\mu} \tag{5-257}$$

$$K_1 = 0.843 \log (\psi/0.065) \tag{5-258}$$

donde ψ = esfericidad (área superficial de una esfera que tiene el mismo volumen que la partícula dividida por el área de la superficie de la misma), adimensional; g = aceleración local debida a la gravedad; D_s = diámetro "esférico" (diámetro de una esfera de igual volumen); ρ_p = densidad de la partícula; ρ = densidad del fluido; y μ = viscosidad del fluido.

La velocidad terminal de **partículas asimétricas en movimiento axial** se pueden calcular de la siguiente correlación derivada teóricamente por Bowen y Masliyah [*Can. J. Chem. Eng.*, **51**, 8-15 (1973)]:

$$u_t = \frac{V'}{K_2} \frac{gD_s^2(\rho_p - \rho)}{18\mu} \tag{5-259}$$

$$K_2 = 0.244 + 1.035\Sigma - 0.712\Sigma^2 + 0.441\Sigma^3 \tag{5-260}$$

donde V' = razón del volumen de la partícula respecto al de la esfera de diámetro D_s, adimensional; Σ = razón del área superficial de la partícula respecto al de una esfera de diámetro D_s, adimensional; D_s = diámetro de una esfera, cuyo perímetro es igual al perímetro máximo

TABLA 5-21 Orientación de las partículas en caída libre*

Número de Reynolds†	Orientación
0.1–5.5	Todas las orientaciones son estables cuando hay tres o más ejes perpendiculares de simetría.
5.5–200	Estable en posición de máximo arrastre
200–500	Impredecible. Los discos y las placas tienden a oscilar, en tanto que los cuerpos más llenos o voluminosos tienden a girar
500–200 000	Rotación en torno al eje de menor inercia que con frecuencia se asocia a la translación helicoidal

* Tomado de Becker, *Can. J. Chem. Eng.*, **37**, 85-91 (1959).

† Basado en el diámetro de una esfera que tiene la misma área superficial que la partícula.

de las partículas proyectadas, paralelo a la dirección del flujo; los demás símbolos ya se han definido previamente.

En la región de la **ley de Newton**, la velocidad terminal está dada por

$$u_t = \sqrt{\frac{4D_s(\rho_p - \rho)g}{3K_3\rho}} \qquad (5\text{-}261)$$

$$K_3 = 5.31 - 4.88\psi \qquad (5\text{-}262)$$

Los símbolos están definidos para las ecuaciones (5-257) y (5-258). Las ecuaciones (5-258) y (5-262) se basan en experimentos con octaedros cúbicos, octaedros, cubos y tetraedros para los que la esfericidad ψ varía de 0.906 a 0.670, respectivamente. Véase también Clift, Grace y Weber, *op. cit.*, pp. 161-162.

En el caso de partículas con esfericidades menores a 0.67, deben emplearse las correlaciones sugeridas por Becker [*Can. J. Chem. Eng.*, **37**, 85-91 (1959)]. Esta referencia se recomienda también para la **región de la ley intermedia**. Las características de asentamiento de partículas no esféricas se analizan también en el trabajo de Zenz y Othmer (*op. cit.*, chap. 6), en el de Brown et al. (*op. cit.*, pp. 76-78), y en el de Coulson y Richardson (*Chemical Engineering*, vol. 2, 2d ed., pp. 148-152, Pergamon, New York, 1968), y por Clift, Grace y Weber (*op. cit.*, chap. 6).

Los coeficientes de resistencia para varios cuerpos bi y tridimensionales fueron propuestos por Hoerner, *Fluid-Dynamics Drag*, chap. III, publicados por su autor, Midland Park, N. J., 1965. Knudsen y Katz (*op. cit.*, 302-304) proponen coeficientes de resistencia para un flujo normal a cilindros bidimensionales con una variedad de secciones transversales. Véase también Clift, Grace y Weber, *op. cit.*, chaps. 4 y 6.

Burbujas de gases Las partículas de fluidos difieren de las sólidas en que puede producirse una circulación interna y la deformación de las partículas, y estos dos fenómenos afectan al coeficiente de resistencia y a la velocidad terminal o final. Se ha publicado gran cantidad de información relacionada con la dinámica de las burbujas en líquidos estacionarios de baja viscosidad; sin embargo, gran parte de ella es complicada y no se cuenta aún con correlaciones generalizadas del todo seguras. En la actualidad se piensa que muchas de las discrepancias entre los datos publicados se deben a la presencia de agentes tensoactivos que se concentran en la superficie de la burbuja y tienen un efecto mayor en su forma y, por ende, en la velocidad terminal, sobre todo en la gama de tamaños intermedios.

Las burbujas pequeñas [< 3 mm (1/8 in) de diámetro] son aproximadamente esféricas y se elevan en líneas rectas dentro del agua; las burbujas de tamaño mediano [diámetro de 3 a 8 mm (1/8 a 1/3 in)] se achatan en el sentido horizontal -tomando una forma casi siempre elipsoidal en donde el eje mayor se localiza en el plano horizontal- y se elevan describiendo movimiento de balanceo, oscilantes o en forma de espiral; las burbujas de mayor tamaño [diámetro > 8 mm (1/3 in)] sufren profundas deformaciones y adoptan formas semejantes a las de los hongos, ascendiendo en forma más o menos vertical; pero son inestables y tienden a dividirse en burbujas más pequeñas dentro del agua [véase Peebles y Garber, *Chem. Eng. Prog.*, **49**, 88-97 (1953)]. Para informaciones más amplias sobre las formas de las burbujas véase Garner y Hammerton, *Chem. Eng. Sci.*, **3**, 1-11 (February, 1954); Brodkey, *op. cit.*, pp. 582-604; Levich, *op. cit.*, chap. VII; Valentin, *Absorption in Gas-Liquid Dispersions*, pp. 14-23, Spon, London, 1967; Calderbank, *Chem. Eng. (London)*, No. 212, 209-233 (1967); y Clift, Grace y Weber, *op. cit.*, chap. 2.

En la figura 5-77 se ilustra la curva del **coeficiente de resistencia** para burbujas de aire que ascienden en agua, propuesta por Haberman y Morton (David W. Taylor Model Basin Rep., **802**, 1953). Se considera que el diámetro de la burbuja es como el de una esfera que tiene el mismo volumen que la burbuja y dicha curva sirve también como aproximación aceptable para burbujas de otros gases en agua. La ubicación de la curva del coeficiente de resistencia para un sistema dado depende de las propiedades físicas del mismo, incluyendo la viscosidad del líquido y la tensión interfacial. Para líquidos con propiedades

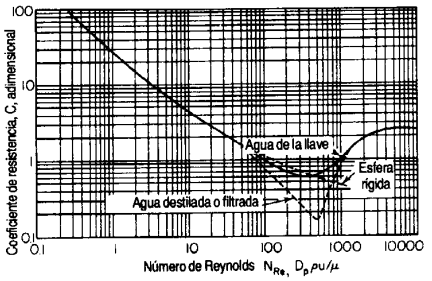


FIG. 5-77 Coeficiente de resistencia para burbujas de aire que ascienden por agua a la temperatura ambiente. [(Haberman y Morton, David W. Taylor Model Basin Rep. 802, 1953)]

notablemente distintas a la del agua, véase Haberman y Morton (*op. cit.*). Se encontrarán datos adicionales sobre el efecto de la tensión interfacial en Harmathy, (*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **6**, 281 (1960); Peebles y Garber, *loc. cit.*; Raymond y Zieminski, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **17**, 57-65 (1971); y Clift, Grace y Weber, *op. cit.*, chap. 7.

Para una información más amplia sobre el movimiento de burbujas en **líquidos no newtonianos**, véase Astarita y Apuzzo, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **11**, 815-820 (1965); Calderbank, Johnson y Loudon, *Chem. Eng. Sci.*, **25**, 235-256 (1970); y Acharya, Mashelkar y Ulbrecht, *Chem. Eng. Sci.*, **32**, 863-872 (1977).

Baker y Chao [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **11**, 268-273 (1965)] estudiaron los movimientos de las burbujas en una corriente de agua turbulenta que asciende verticalmente. En general, las velocidades terminales relativas de las burbujas resultaron ser un poco mayores en la corriente turbulenta, en comparación con las que se encontraron en agua en reposo.

Para una revisión más exhaustiva de referencias sobre fenómenos asociados con las burbujas durante el periodo 1965-1970, véase Gal-Or, Klinzing y Tavlarides, *Ind. Eng. Chem.*, **61**, 21-34 (1969); y Tavlarides, Coulaloglou, Zeitlin, Klinzing y Gal-Or, *Ind. Eng. Chem.*, **62**, 6-27 (1970).

Gotas de líquido en líquidos Las gotas de líquidos tienden a elevarse o asentarse en un medio líquido inmiscible separado, dependiendo de si la densidad de gota es menor o mayor, respectivamente, que la densidad del medio líquido. Las gotas muy pequeñas se comportan como esferas rígidas y la velocidad terminal se calcula aproximadamente utilizando la curva del coeficiente de arrastre para esferas sólidas y para números de Reynolds que ascienden a 10, aproximadamente, según lo proponen Warshay, Bogusz, Johnson y Kintner [*Can. J. Chem. Eng.*, **37**, 29-36 (1959)]. La velocidad terminal aumenta en función del tamaño de la gota hasta que se establece la oscilación de la misma (en la región de números de Reynolds comprendida entre 50 y 500). La velocidad terminal es mayor que la que indica la curva del coeficiente de arrastre para sólidos en la gama de números de Reynolds de 10 a 500, debido a la circulación interna de la gota (véase Davies, *op. cit.*, chap. 8). Cuando el tamaño de la partícula aumenta aún más, la velocidad terminal disminuye ligeramente y luego se nivela, Klee y Treybal [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2**, 444-447 (1956)] presentan una información más amplia al respecto, lo mismo que Clift, Grace y Weber, *op. cit.* chaps. 5 y 7. Las gotas de líquido viscoso pueden tratarse como partículas rígidas, cuando la razón de la viscosidad de la fase dispersa a la viscosidad de la fase continua, excede el valor de 50.

En el caso de sistemas caracterizados por viscosidades bajas de líquidos [~ 0.001 Pa · s (1 centipoise)] en la fase continua y tensiones interfaciales elevadas [0.025 a 0.045 N/m (25 a 45 dinas/cm)], se recomienda aplicar la correlación de Hu y Kintner [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 42-48 (1955)] obtenida de la figura 5-78. En este caso, el parámetro adimensional $C(N_{We})$ $(P^{0.15})$ se correlaciona con otro parámetro adimensional $N_{Re}/P^{0.15}$, en

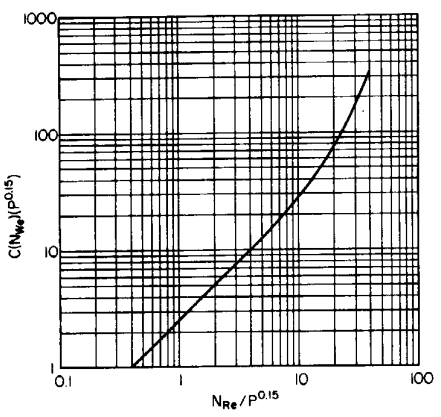


FIG. 5-78 Gotas de líquidos en medios líquidos. [De Hu y Kintner, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 42 (1955).]

donde C = coeficiente de arrastre, adimensional; N_{We} = número de Weber $(u_t^2 D_p \rho/\sigma_i g_c)$, adimensional; u_t = velocidad terminal relativa entre la gota y el medio líquido; D_p = diámetro de la gota; ρ = densidad del medio; σ_i = tensión interfacial; $P = (g_c^3\rho^2\sigma_i^3)/g\mu^4(\rho_d - \rho)$, adimensional; g_c = constante dimensional; g = aceleración local debida a la gravedad; μ = viscosidad del medio líquido; ρ_d = densidad de la gota; y N_{Re} = número de Reynolds $(D_p u_t \rho/\mu)$, adimensional. Se necesita seguir un procedimiento de prueba y error para calcular la velocidad terminal u_t correspondiente al tamaño dado de la gota D_p, y las propiedades físicas conocidas ρ, μ, σ_i, y ρ_p. En primer lugar, se selecciona un valor de C y luego se calcula un valor de prueba de u_t basándose en la ecuación (5-250). A continuación se determinan P, N_{Re} y N_{We}. Calcúlese un nuevo valor de C basándose en la curva de la figura 5-78 y el procedimiento se repite hasta que dos valores sucesivos de C coinciden con la precisión deseada.

Klee y Treybal [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2**, 444-447 (1956)] presentaron también correlaciones relativas al ascenso o descenso de gotas de líquidos en medios líquidos. Sus correlaciones se basan en datos que cubren una amplia gama de tensiones interfaciales [0.0003 a 0.042 N/m (0.3 a 42 dinas/cm)], con viscosidades de la fase continua del orden de [0.001 Pa · s (1 centipoise)].

Thorsen, Stordalen y Terjesen [*Chem. Eng. Sci.*, **23**, 413-426 (1968)] encontraron que las velocidades terminales de gotas de líquidos orgánicos altamente purificados que caen a través del agua, sobrepasan con creces a aquellos que se indicaron con anterioridad en las publicaciones citadas. La adición de cantidades pequeñas de agentes tensoactivos (10^{-3} g/L) dan velocidades que coinciden con la correlación de Hu y Kintner (*loc. cit.*). Por ende, estas últimas deben ser representativas de las condiciones que se encuentran normalmente en la práctica.

Para velocidades de gota en **líquidos no newtonianos**, véase Mhatre y Kinter, *Ind. Eng. Chem.*, **51**, 865-867 (1959); Marrucci, Apuzzo y Astarita, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **16**, 538-541 (1970); y Mohan *et al.*, *Can. J. Chem. Eng.*, **50**, 37-40 (1972).

En los escritos de Gal-Or et al., *loc. cit.*, y Tavlarides et al., *loc. cit.* se encontrará un examen exhaustivo de referencias que se ocupan de los fenómenos de las gotas, en el periodo 1965-1970.

Gotas de líquido en gases Las gotas de líquido que descienden en gases parecen conservar su forma esférica y obedecer a las mismas relaciones de resistencia que las partículas esféricas sólidas, hasta números de Reynolds cercanos a 100. Las gotas grandes se deforman generando una mayor resistencia y, en algunos casos, se destruyen. La gota de agua más grande que puede caer en el aire a su velocidad terminal tiene un diámetro aproximado de 8 mm (5/16 in). La velocidad máxima correspondiente es de 9 m/s (30 ft/s), aproximadamente.

Hughes y Gilliland [*Chem. Eng. Prog.*, **48**, 497-504 (1952)] correlacionaron los datos de velocidad final de asentamiento para una variedad de líquidos en aire, basándose en una gráfica del coeficiente de resistencia y el número de Reynolds, con líneas de *Su* constante, como se ilustra en la figura 5-79, donde *Su* = número de Suratman = (1/número de Ohnesorge)^2 = $g_c\sigma_i\rho D_p/\mu^2$; g_c = constante dimensional ; σ_i = tensión interfacial, ρ = densidad del gas; D_p = diámetro de la gota; y μ = viscosidad del gas. Véase también Clift, Grace y Weber, *op. cit.*, chap. 7.

En la obra de Gal-Or et al., *loc. cit.*, y la de Tavlarides et al., *loc. cit.*, se encontrará una revisión exhaustiva de referencias sobre los fenómenos de las gotas.

Aplicaciones El uso de una simple gráfica de C en función de N_{Re} para predecir la **velocidad terminal** o el **diámetro de partícula**, comprende un proceso de tanteos, ya que ambos términos se incluyen tanto con la ordenada como con la abscisa. No obstante, los términos CN_{Re}^2 y C/N_{Re} no incluyen a u_t o D_p, respectivamente. Por lo tanto, para eliminar la secuencia de tanteos, los valores de estas cantidades se calculan y representan gráficamente en función el uno del otro o en función de N_{Re}. Luego, dependiendo de que u_t o D_p sea la función desconocida, se calcula el valor de CN_{Re}^2 o C/NRe, respectivamente, y la cantidad desconocida se determina partiendo del término correspondiente. En el caso de partículas esféricas,

$$CN_{Re}^2 = \frac{4g\rho D_p^3(\rho_p - \rho)}{3\mu^2} \tag{5-263}$$

$$\frac{C}{N_{Re}} = \frac{4g\mu(\rho_p - \rho)}{3\rho^2 u_t^3} \tag{5-264}$$

En la tabla 5-22 se dan valores para C, N_{Re}, CN_{Re}^2 y C/N_{Re}, en el caso de partículas esféricas.

En la figura 5-80 se presentan las velocidades terminales de asentamiento de partículas esféricas de diferentes densidades, que se asientan tanto en aire como en agua a 70°F (aproximadamente 21°C) y bajo la acción de la gravedad. Estas curvas son útiles como consulta rápida en aplicaciones prácticas.

Limitaciones Las relaciones presentadas hasta ahora se han ocupado del movimiento de partículas que están presentes en una concentración más o menos diluida y en cuerpos fluidos con secciones transversales relativamente amplias.

La velocidad terminal de gotas que caen alineadas en aire o líquido, es mayor que la correspondiente velocidad para una gota aislada, para cualquier número de Reynolds [Arrowsmith y Foster, *Chem. Eng. J. (Lausanne)*, **5**, 243-250 (1973); y Zabel, Hanson e Ingham, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **51**, 162-164 (1973)]. En los fluidos viscoelásticos no newtonianos existe una distancia de separación crítica entre las esferas que caen alineadas. Cuando la distancia es menor que la crítica, las esferas convergen, mientras que a distancias mayores divergen [Riddle, Narvaez y Bird, *J. Non-Newtonian Fluid Mech.*, **2**, 23-35 (1977)].

Cuando la concentración aumenta, las velocidades de asentamiento de las partículas disminuyen debido al incremento tanto en la viscosidad de suspensión evidente como en la densidad. Esta condición se encuentra en la sedimentación y a menudo se denomina **asentamiento con impedimentos**. El efecto genera una reducción inferior a 1% en la velocidad de asentamiento para fracciones volumétricas de sólidos menores de 0.1%. Maude y Whitmore [*Br. J. Appl. Phys.*, **9**, 477-482 (1958)] presentan la relación siguiente para el efecto de la concentración en la velocidad de asentamiento en el caso de suspensiones de esferas de tamaño uniforme:

$$u_{ts} = u_t(1 - c)^n \tag{5-265}$$

donde u_{ts} = velocidad terminal en la suspensión; u_t = velocidad terminal de una sola esfera ($c = 0$); c = fracción de volumen del sólido en la

suspensión, adimensional; y n = función del número de Reynolds ($D_p u_t \rho/\mu$) como se da en la figura 5-81 (donde u_t se define como se hizo antes y los demás términos se especifican en el cuadro de leyendas en la figura 5-76), adimensional; $n = 4.65$ para la región de la ley de Stokes ($N_{Re} < 0.3$) y 2.33 para la región de la ley de Newton ($N_{Re} > 1000$). Véase la figura 5-81 para valores en la región intermedia. La ecuación (5-265) se aplica a partículas de cualquier tamaño en un sistema polidisperso, obteniendo la fracción de volumen correspondiente a todas las partículas, la que se utiliza en el cálculo de la velocidad terminal [Richardson y Shabi, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **38**, 33-42 (1960)]. El efecto de la concentración es mayor en el caso de partículas no esféricas y angulares que para partículas esféricas. Steinour, *Ind. Eng. Chem.*, **36**, 840-847 (1944) explica detalles más amplios al respecto.

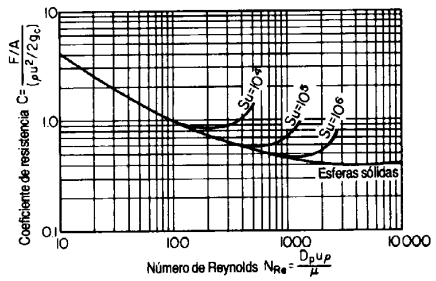


FIG. 5-79 Coeficiente de resistencia para gotas de líquidos en gases. (De Hughes y Gilliland. *Chem. Eng. Prog.*, **48**, 497 (1952).]

Cuando el diámetro de la partícula adquiere proporciones apreciables con respecto al diámetro del recipiente en que se está asentando o sedimentando, las paredes del mismo ejercerán un efecto de retraso adicional conocido como **efecto de pared**. Esto puede ser tomando en cuenta en el caso de **partículas esféricas rígidas**, multiplicando la velocidad terminal calculada con la ley de Stokes por el factor k_w, que se indica en la tabla 5-23. Para valores de $\beta < 0.05$ se puede aplicar la corrección de Ladenburg dada por la ecuación (5-266) (véase Zens y Othmer, *op. cit.*, pp. 208-209).

$$k_w = 1/(1 + 2.1\beta) \tag{5-266}$$

donde β = diámetro de la partícula dividido por el diámetro del recipiente.

Sutterby [*Trans. Soc. Rheol.*, **17**, 559-573 (1973)] proporciona factores de corrección para efectos de pared e inerciales en la región $N_{Re} < 3$, $\beta < 0.13$. Consúltese también Sutterby, *ibid.*, **17**, 575-585 (1973) sobre los efectos terminales en la distribución en tubos cortos.

Para la región de la ley de Newton, Harmathy (*loc. cit.*) desarrolló el factor de corrección k'_w por el cual la velocidad terminal calculada para esferas sólidas se debe multiplicar para tomar en cuenta el efecto de la pared:

$$k'_w = \frac{1 - \beta^2}{\sqrt{1 + \beta^4}} \tag{5-267}$$

El efecto de pared es independiente del N_{Re} en el intervalo de 100 a 100 000, para $\beta < 0.6$ (Clift, Grace y Weber, *op. cit.*, pp. 226-227).

Los efectos de pared y terminal para cilindros a bajo N_{Re} son analizados por Stalnaker y Hussey [*Phys. Fluids*, **22**, 603-613 (1979)].

La ley de Stokes está sujeta a un límite inferior en el caso de partículas rígidas que se asientan en un gas. Cuando el tamaño de la partícula se acerca a la trayectoria libre media de las moléculas del fluido, la velocidad de asentamiento será mayor que la que se calcula con la ley de Stokes. La corrección conocida como **corrección de Stokes-Cunningham** es menor del 1% para partículas mayores a 16 μm que se

TABLA 5-22 Coeficiente de resistencia y funciones relacionadas para partículas esféricas*

N_{Re}†	C	CN_{Re}^2	C/N_{Re}
0.1	244	2.44	2440
0.2	124	4.96	620
0.3	83.8	7.54	279
0.5	51.5	12.9	103
0.7	37.6	18.4	53.8
1	27.2	27.2	27.2
2	14.8	59.0	7.38
3	10.5	94.7	3.51
5	7.03	176	1.41
7	5.48	268	0.782
10	4.26	426	0.426
20	2.72	$(1.09)(10^3)$	0.136
30	2.12	$(1.91)(10^3)$	0.0707
50	1.57	$(3.94)(10^3)$	0.0315
70	1.31	$(6.42)(10^3)$	0.0187
100	1.09	$(1.09)(10^4)$	0.0109
200	0.776	$(3.10)(10^4)$	$(3.88)(10^{-3})$
300	0.653	$(5.87)(10^4)$	$(2.18)(10^{-3})$
500	0.555	$(1.39)(10^5)$	$(1.11)(10^{-3})$
700	0.508	$(2.49)(10^5)$	$(7.26)(10^{-4})$
$(1)(10^3)$	0.471	$(4.71)(10^5)$	$(4.71)(10^{-4})$
$(2)(10^3)$	0.421	$(1.68)(10^6)$	$(2.11)(10^{-4})$
$(3)(10^3)$	0.400	$(3.60)(10^6)$	$(1.33)(10^{-4})$
$(5)(10^3)$	0.387	$(9.68)(10^6)$	$(7.75)(10^{-5})$
$(7)(10^3)$	0.390	$(1.91)(10^7)$	$(5.57)(10^{-5})$
$(1)(10^4)$	0.405	$(4.05)(10^7)$	$(4.05)(10^{-5})$
$(2)(10^4)$	0.442	$(1.77)(10^8)$	$(2.21)(10^{-5})$
$(3)(10^4)$	0.456	$(4.10)(10^8)$	$(1.52)(10^{-5})$
$(5)(10^4)$	0.474	$(1.19)(10^9)$	$(9.48)(10^{-6})$
$(7)(10^4)$	0.491	$(2.41)(10^9)$	$(7.02)(10^{-6})$
$(1)(10^5)$	0.502	$(5.02)(10^9)$	$(5.02)(10^{-6})$
$(2)(10^5)$	0.498	$(1.99)(10^{10})$	$(2.49)(10^{-6})$
$(3)(10^5)$	0.481	$(4.33)(10^{10})$	$(1.60)(10^{-6})$
$(3.5)(10^5)$	0.396	$(4.86)(10^{10})$	$(1.13)(10^{-6})$
$(3.75)(10^5)$	0.238	$(3.34)(10^{10})$	$(6.34)(10^{-7})$
$(4)(10^5)$	0.0891	$(1.43)(10^{10})$	$(2.23)(10^{-7})$
$(4.25)(10^5)$	0.0728	$(1.32)(10^{10})$	$(1.71)(10^{-7})$
$(4.5)(10^5)$	0.0753	$(1.53)(10^{10})$	$(1.67)(10^{-7})$
$(5)(10^5)$	0.0799	$(2.00)(10^{10})$	$(1.60)(10^{-7})$
$(7)(10^5)$	0.0945	$(4.63)(10^{10})$	$(1.35)(10^{-7})$
$(1)(10^6)$	0.110	$(1.10)(10^{11})$	$(1.10)(10^{-7})$
$(2)(10^6)$	0.150	$(6.00)(10^{11})$	$(7.50)(10^{-8})$
$(3)(10^6)$	0.163	$(1.47)(10^{12})$	$(5.44)(10^{-8})$
$(5)(10^6)$	0.174	$(4.35)(10^{12})$	$(3.48)(10^{-8})$
$(7)(10^6)$	0.179	$(8.75)(10^{12})$	$(2.55)(10^{-8})$
$(1)(10^7)$	0.182	$(1.82)(10^{13})$	$(1.82)(10^{-8})$

*Tomado de Clift, Greacve y Weber, *op. cit.*, P. 112.
†Para valores de N_{Re} menores que 0.1, = $24/N_{Re}$

asientan en el aire. Las partículas menores a ese tamaño están sujetas también a un **movimiento browniano** debido al impacto de las moléculas del fluido. Para partículas más finas que 0.1 μm, este movimiento aleatorio tiene una magnitud mucho mayor que cualquier desplazamiento dirigido de partícula debido al asentamiento gravitacional. Para información adicional sobre la magnitud de ambos efectos véase Lapple *et al.*, *op. cit.*, pp. 285-286; y Zenz y Othmer *op. cit.*, chap. 6.

En el caso de **burbujas de gas en líquidos**, se registran efectos de pared muy reducidos para valores de $\beta < 0.1$, donde β = razón del diámetro de la burbuja al diámetro del recipiente. Se obtendrán datos más amplios sobre el efecto de pared para valores de $\beta > 0.1$ en Uno y Kintner [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2**, 420-424 (1956)], Maneri y Mendelson [*Chem. Eng. Prog.*, **64**, *Symp. Ser.* **82**, 72-80 (1968)], o Collins [*J. Fluid Mech.*, **28**, part I, 97-112 (1967)].

Para el caso de gotas de **líquido en líquidos**, la información sobre el efecto de pared se encuentra en Strom y Kintner [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **4**, 153-156 (1958)], Harmathy (*loc. cit.*), o Haberman y Sayre (*loc. cit.*, p. 34).

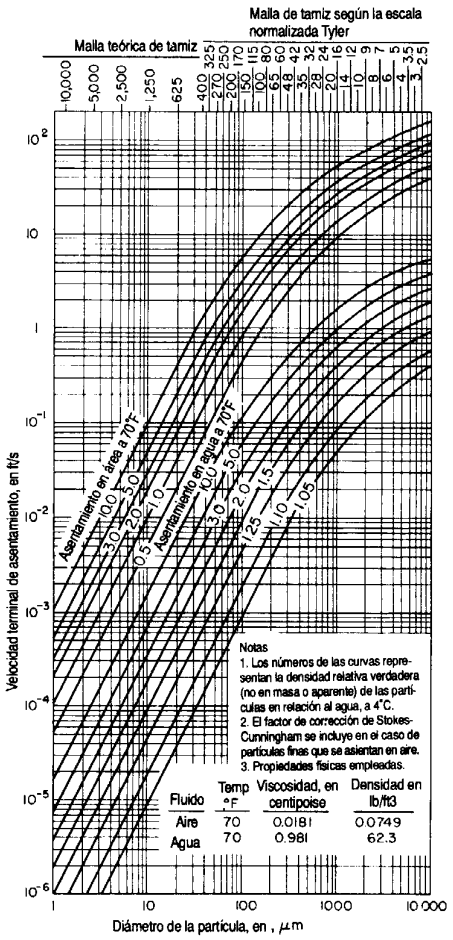


FIG. 5-80 Velocidades terminales de partículas esféricas de diferentes densidades que se asientan en aire y agua a 70°F, bajo la acción de la gravedad. Para convertir ft/s a m/s, multiplíquese por 0.3048. (Tomado de Lapple et al., *Fluid and Particle Mechanics*, University of Delaware, Newark, 1951, p. 292.)

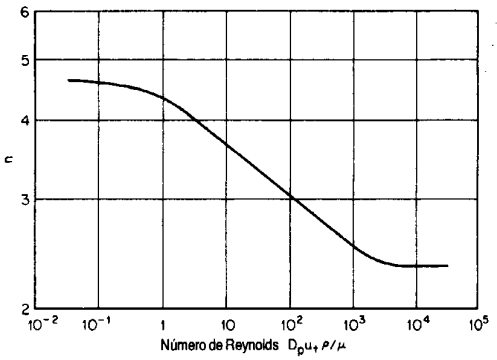


FIG. 5-81 Valores del exponente n, para utilizarse en la ecuación (5-265) [Maude y Whitmore, *Br. J. Appl. Phys., 9, 481 (1958)*. Por cortesía del Institute of Physics and the Physical Society.]

Trayectorias de partículas En el análisis que se ha desarrollado hasta ahora, sólo se ha tomado en cuenta el movimiento unidimensional de estado constante o estacionario, en el sentido vertical ascendente o descendente y bajo la acción de la gravedad. Lapple y Shepherd [*Ind. Eng. Chem.*, **32**, 605-617 (1940)] desarrollaron ecuaciones para calcular los historiales de posición-tiempo para partículas sometidas a un movimiento acelerado unidimensional y para un movimiento bidimensional.

TABLA 5-23 Factor de corrección de pared para esferas rígidas en la región de la ley de Stokes

β	k_w	β	k_w
0.0	1.000	0.4	0.279
0.05	0.885	0.5	0.170
0.1	0.792	0.6	0.0945
0.2	0.596	0.7	0.0468
0.3	0.422	0.8	0.0205

β = diámetro de la partícula divididoentre el diámetro del recipiente (Tomado de Haberman y Sayre, *David W. Taylor Modelo Basin Report* 1143, 1958.)

En la región de la ley de Stokes, se ha demostrado que el movimiento en una dirección dada es independiente del movimiento en una dirección perpendicular al primero y que la trayectoria resultante es la de un movimiento superpuesto al otro. Para regímenes que no sean el laminar, el movimiento de una partícula en cualquier dirección sufrirá la influencia de las componentes de velocidad en otras direcciones. Por ejemplo, la velocidad terminal vertical de una partícula será menor que la componente mayor de la velocidad horizontal. Véase también Brown et al., *op. cit.*, pp. 79-83; Dalla Valle, *Micromeritics*, 2d ed., pp. 24-29, Pitman, New York, 1948; Zenz y Othmer, *op. cit.*, pp. 216-220; Holland-Batt, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **50**, 12-20 y 156-167 (1972); y Clift, Grace y Weber, *op. cit.*, chap. 11.

Sección 6

Transporte y almacenamiento de fluidos

Raymond P. Genereaux, Ch.E., *Chemical Engineer (Retirado), E. I. du Pont de Nemours & Co.; Fellow, American Institute of Chemical Engineers; Registered Professional Engineer (Delaware). (Editor de la sección)*

Charles J. B. Mitchell, B.S., *Principal Consultant (Retirado), Engineering Service Division, E. I. du Pont de Nemours & Co.; Member, American Society of Mechanical Engineers, American Institute of Chemical Engineers. (Bombeo de líquidos y gases)*

C. Addison Hempstead, B.M.E., *Senior Design Consultant (Retirado), E. I. du Pont de Nemours & Co.; Member, American Society of Mechanical Engineers, American Association for the Advancement of Science; Registered Professional Engineer (Ohio). (Tuberías de planta de proceso)*

Bruce F. Curran, S.B., *Project Manager, Design Division, E. I. du Pont de Nemours & Co.; Registered Professional Engineer (Delaware). (Recipientes de almacenamiento y proceso)*

BOMBEO DE LÍQUIDOS Y GASES

Principios del bombeo de líquidos 6-4
Medios para producir flujo de fluidos 6-4
Medición del rendimiento 6-5
Limitaciones de succión de una bomba 6-6
Ejemplo 1 6-6
Selección de la bomba 6-6
Costo de la bomba 6-7
Bombas centrífugas 6-8
Bombas de propulsor y de turbina 6-12
Bombas de desplazamiento positivo 6-13
Bombas reciprocantes o de movimiento alternativo 6-13
Bombas de pistón 6-13
Bombas rotatorias 6-15
Bombas de desplazamiento de fluidos 6-16
Bombas de chorro 6-17
Bombas electromagnéticas 6-17
Compresión de gases 6-18
Teoría de la compresión 6-18
Cálculos de condiciones adiabáticas 6-18
Selección del compresor 6-21
Costo del compresor 6-21
Ventiladores 6-22
Compresores centrífugos y axiales 6-24
Compresores y sopladores rotatorios 6-25
Compresores reciprocantes 6-27
Eyectores 6-32
Sistemas de vacío 6-33
Sellado de ejes giratorios 6-36

TUBERÍAS DE PLANTAS DE PROCESO

Códigos y normas 6-39
Unidades: Tamaño y peso de tubos y tuberías 6-39
Código para tuberías a presión 6-39
Normas nacionales (Estados Unidos de América) 6-39
Reglamentos gubernamentales: (OSHA) Estados Unidos de América 6-41
Contenido y alcance del código 6-41

Materiales para sistemas de tuberías 6-41
Consideraciones generales 6-41
Precauciones sobre materiales específicos 6-41
Sistemas de tuberías metálicas: Acero al carbono y acero inoxidable 6-42
Tubos y tuberías 6-42
Juntas 6-46
Codos y accesorios 6-56
Válvulas 6-62
Hierro colado, hierro dúctil y hierro al alto silicio 6-65
Sistemas de tuberías de materiales metálicos no ferrosos 6-66
Sistemas de tuberías no metálicas y recubiertas 6-71
Asbesto-cemento 6-71
Tuberías a presión 6-72
Tuberías de drenaje por gravedad 6-72
Grafito impermeable 6-72
Acero recubierto de cemento 6-72
Barro químico 6-72
Tuberías de drenaje de arcilla vítrea 6-73
Concreto 6-73
Tubos y tuberías de vidrio 6-73
Tuberías de acero recubiertas de vidrio 6-74
Tuberías de porcelana química 6-74
Tuberías de sílice o cuarzo fundido 6-74
Tuberías de madera y de acero recubierto de madera 6-74
Tuberías de acero recubiertas de plástico y caucho 6-75
Tuberías recubiertas de caucho 6-75
Tuberías de plástico 6-75
Diseño de sistemas de tuberías 6-77
Seguridad 6-77
Clasificación de los servicios de fluidos 6-77
Condiciones de diseño 6-77
Criterios de diseño: Tuberías metálicas 6-78
Diseño de presión de componentes metálicos: Espesor de las paredes 6-78
Expansión térmica y flexibilidad: Tuberías metálicas 6-92
Soportes de tuberías 6-101
Criterios de diseño: Tuberías no metálicas 6-103
Fabricación, montaje e instalación 6-104
Soldadura 6-104
Doblado y formación 6-104
Precalentamiento y tratamiento térmico 6-104
Unión de tuberías no metálicas 6-104
Montaje e instalación 6-106
Examen, inspección y prueba 6-106
Examen e inspección 6-106
Métodos de examen 6-107
Tipo y extensión de los exámenes requeridos 6-108
Comparación de costos de sistemas de tuberías 6-111

RECIPIENTES DE ALMACENAMIENTO Y PROCESO

Almacenamiento de líquidos 6-111
Tanques atmosféricos 6-111
Tanques a presión 6-113
Cálculo del volumen de los tanques 6-113
Materiales y seguridad de recipientes 6-114
Estanques y almacenamiento subterráneo 6-115
Almacenamiento de gases 6-115
Costo de las instalaciones de almacenamiento 6-116
Transporte de fluidos no envasados (a granel) 6-117
Recipientes a presión 6-120
Código ASME 6-120
Código ASME, Sección VIII, División 1 6-121
Código ASME, Sección VIII, División 2 6-122
Consideraciones adicionales sobre el código ASME 6-124
Otras regulaciones y normas 6-126
Recipientes de construcción especial 6-126
Códigos para recipientes distintos del ASME 6-127
Diseño y construcción de recipientes 6-128
Cuidado de los recipientes a presión 6-128
Costos y peso de recipientes a presión 6-128

Non
E
(SI).
se de

Sím

A
A
C
C
C
C_1
c_p
c_v
d
D, I
D
E
E
E_a
E_c
E_j
E_m
f
g
H, I
H
h
h
i
i_i
i_o
k
k
K_1
L
L

Nomenclatura y unidades

En la lista proporcionada aquí, se definen los símbolos utilizados en la sección 6, de acuerdo con las unidades usuales en Estados Unidos y el Sistema Internacional (SI). Las definiciones específicas denotadas por símbolos suscritos se establecen en el lugar de aplicación. Algunos símbolos especializados que se utilizan en la sección se definen en el lugar de aplicación

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
A	Área	m^2	ft^2
A	Factor para determinar el valor mínimo de R_1		
C	Suma de tolerancias mecánicas (profundidad de rosca o muesca) más tolerancias para corrosión o erosión	mm	in
C	Factor de muelle enfriado		
C	Constante		
C_1	Factor estimado de autoajuste o relajación		
c_p	Calor específico a presión constante	J/(kg·K)	Btu/(lb·°F)
c_v	Calor específico a volumen constante	J/(kg·K)	Btu/(lb·°F)
d	Diámetro; diámetro menor de un cono truncado	cm o m	in
D, D_0	Diámetro externo de la tubería	mm	in
D	Diámetro del cilindro	m	ft
E	Factor de calidad		
E	Módulo de elasticidad de Young	MPa	kip/in^2 (ksi)
E_a	Módulo de Young, ya instalado	MPa	kip/in^2 (ksi)
E_c	Factor de calidad de moldeado		
E_j	Factor de calidad de unión o juntas		
E_m	Valor mínimo del módulo de Young	MPa	kip/in^2 (ksi)
f	Factor de reducción del intervalo de esfuerzo		
g	Aceleración de la gravedad	m/s^2	ft/s^2
H, h	Carga (altura de la columna de líquido)	m	ft
H	Profundidad de líquido	m	ft
h	Característica de flexibilidad		
h	Altura del cono truncado; profundidad de carga	m	in
i	Factor de intensificación de esfuerzo		
i_i	Factor de intensificación de esfuerzo en el plano		
i_o	Factor de intensificación de esfuerzo fuera del plano		
k	Factor de flexibilidad		
k	Exponente adiabática c_p/c_v		
K_1	Constante en la ecuación empírica de flexibilidad		
L	Longitud del cilindro	m	ft
L	Longitud desarrollada de la tubería entre anclajes	m	ft
L	Radio de avellanado	m	in
M_i, m_i	Momento de doblado en el plano	N·mm	in·lbf
M_o	Momento de doblado fuera del plano	N·mm	in·lbf
M_t	Momento de torsión	N·mm	in·lbf
NPSH	Carga neta de succión positiva	m	ft
n	Esponente politrópico		
N	Equivalente total de ciclos de temperatura		
p	Potencia	kW	hp
p	Presión	Pa	lb/ft^2
p	Presión manométrica de diseño	kPa	lbf/in^2
p_{ad}	Potencia adiabática	kW	hp
q	Velocidad (gasto) volumétrica de flujo	m^3/s	ft^3/s
Q	Velocidad (gasto) volumétrica de flujo (líquidos)	m^3/h	gal/min
Q	Velocidad (gasto) volumétrica de flujo (gases)	m^3/h	ft^3/min (cfm)
R	Intervalo de fuerzas o momentos de reacción en análisis de flexibilidad	N o N·mm	lbf o in·lbf
R	Radio del cilindro	m	ft
R	Constante universal de los gases	J/(kg·K)	(ft·lbf)/ lbm·°R)
R_a	Fuerza o momento de reacción instantáneo, estimado a la temperatura de instalación	N o N·mm	lbf o in·lbf
R_m	Fuerza o momento de reacción instantáneo, estimados a la temperatura máxima o mínima del metal	N o N·mm	lbf o in·lbf
R_1	Radio eficaz de juntas a inglete (en ángulo)	mm	in
r_2	Radio medio de la tubería utilizando el espesor nominal de pared de la tubería, T	mm	in
r_k	Radio de coyuntura o charnela	m	in
s	Gravedad específica		
S	Esfuerzo permisible básico para metales, excluyendo el factor E, o esfuerzo de diseño del perno	Mpa	kip/in^2 (ksi)
S_A	Intervalo de esfuerzo permisible para esfuerzo de desplazamiento	MPa	kip/in^2 (ksi)
S_E	Intervalo de esfuerzo de desplazamiento calculado	MPa	kip/in^2 (ksi)
S_L	Suma de esfuerzos longitudinales	MPa	kip/in^2 (ksi)

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
S_l	Esfuerzo permisible a la temperatura de prueba	MPa	kip/in^2 (ksi)
S_b	Esfuerzo de doblado resultante	Mpa	kip/in^2 (ksi)
S_c	Esfuerzo permisible básico a la temperatura mínima del metal esperada	Mpa	kip/in^2 (ksi)
S_h	Esfuerzo permisible básico a la temperatura máxima del metal esperada	MPa	kip/in^2 (ksi)
S_t	Esfuerzo de torsión	MPa	kip/in^2 (ksi)
T_s	Espesor eficaz de pared de la ramificación (bifurcación)	mm	in
$\overline{T}$	Espesor nominal de pared de la tubería	mm	in
$\overline{T}_h$	Espesor nominal de pared de la tubería de ramificación	mm	in
$\overline{T}_h$	Espesor nominal de pared de la tubería del cabezal	mm	in
t	Espesor para diseño de presión	mm	in
t_m	Espesor mínimo requerido, incluyendo las tolerancias mecánicas de corrosión y erosión	mm	in
t_r	Espesor de cojinetes o asiento	mm	in
t	Radio de la tapa o cuerpo	mm	in
U	Distancia en línea recta entre anclajes	m	ft
V	Volumen	m^3	ft^3
V	Velocidad	m/s	ft/s
W	Trabajo	J	ft·lb
w	Velocidad (gasto) másica de flujo	kg/s	lb/s
x	Valor de la expresión $[(p_2/p_1)^{(k-1/k)}-1]$		
y	Resultante de las deformaciones totales por desplazamiento	mm	in
Z	Módulo de sección de la tubería	mm^3	in^3
Z_e	Módulo eficaz de sección para la ramificación	mm^3	in^3
	Símbolos griegos		
σ	Ángulo medio	°	°
α, β, θ	Ángulos	°	°
ρ	Densidad	kg/m^3	lb/ft^3

BOMBEO DE LÍQUIDOS Y GASES

PRINCIPIOS DEL BOMBEO DE LÍQUIDOS

Medios para producir flujo de fluidos La necesidad de bombear los fluidos surge de la necesidad de transportar éstos de un lugar a otro a través de ductos o canales. El movimiento de un fluido a través de un ducto o canal se logra por medio de una transferencia de energía. Los medios comúnmente empleados para lograr flujo en los fluidos son: gravedad, desplazamiento, fuerza centrífuga, fuerza electromagnética, transferencia de cantidad de movimiento (momentum), impulso mecánico, o combinaciones de estos seis medios básicos. Después de la gravedad, el medio más empleado actualmente es la fuerza centrífuga.

Desplazamiento La descarga de un fluido de un recipiente mediante el desplazamiento parcial o total de su volumen interno con un segundo flujo o por medios mecánicos, es el principio de funcionamiento de muchos dispositivos de transporte de fluidos. En este grupo se incluyen las máquinas de diafragma y de pistón de movimiento alternativo, los tipos de engranajes y paletas giratorias, los compresores de pistón para fluidos, los depósitos ovalados para ácidos y los elevadores por acción del aire.

La gran variedad de los dispositivos de transporte de fluidos del tipo de desplazamiento hace que sea difícil dar una lista de características comunes a todos ellos; sin embargo, para la mayor parte de los tipos, se puede decir que: 1) son adaptables para el funcionamiento a presiones elevadas, 2) el gasto a través de la bomba es variable (incluso se pueden emplear sistemas auxiliares de amortiguamiento para reducir la magnitud de la pulsación de presión y la variación de flujo), 3) las consideraciones mecánicas limitan los gastos máximos y 4) pueden tener un desempeño eficiente a índices de gasto de volumen extremadamente bajos.

Fuerza centrífuga Cuando se utiliza fuerza centrífuga, ésta es proporcionada por medio de una bomba centrífuga o de un compresor. Aunque varía mucho el aspecto físico de los diversos tipos de compresores y bombas centrífugas, la función básica de cada uno de ellos es siempre la misma, o sea, producir energía cinética mediante la acción de una fuerza centrífuga y, a continuación, convertir parcialmente esta energía en presión, mediante la reducción eficiente de la velocidad, del fluido en movimiento.

En general, los dispositivos centrífugos de transporte de fluidos tienen las características que siguen: 1) la descarga está relativamente libre de pulsaciones; 2) el diseño mecánico se presta a gastos elevados, lo que significa que las limitaciones de capacidad constituyen raramente un problema; 3) pueden asegurar un desempeño eficiente a lo largo de un intervalo amplio de presiones y capacidades, incluso cuando funcionan a velocidad constante; 4) la presión de descarga es una función de la densidad del fluido; y, 5) éstos son dispositivos de velocidad relativamente baja y más económicos.

La bomba o compresor de flujo axial es un dispositivo que combina el empleo de la fuerza centrífuga con el impulso mecánico para producir un aumento de presión. En este dispositivo, el fluido se desplaza aproximadamente paralelo al eje a través de una serie de paletas radiales alternativamente giratorias y estacionarias, con secciones transversales aerodinámicas. El fluido se acelera en la dirección axial mediante impulsos mecánicos de las paletas giratorias y, al mismo tiempo, se establece un gradiente positivo de presión en la dirección radial, en cada una de las etapas, mediante la fuerza centrífuga. La elevación neta de presión por etapa es el resultado de esos dos efectos.

Fuerza electromagnética Cuando el fluido es un buen conductor eléctrico, como sucede con los metales fundidos, es posible aplicar un campo electromagnético en torno al ducto del fluido, de tal modo que se genere una fuerza impulsora que provocará el flujo. Esas bombas se desarrollaron para el manejo de líquidos para transferencia de calor, sobre todo para los reactores nucleares.

Transferencia de cantidad de movimiento (momentum). La desaceleración de un fluido (fluido impulsor) con objeto de transferir su

cantidad de movimiento a otro (fluido bombeado) es un principio utilizado cumúnmente en el manejo de materiales corrosivos, en el bombeo desde profundidades inaccesibles o para el vaciado. Las boquillas de chorro se encuentran en esta categoría, lo mismo que los eductores.

La ausencia de partes en movimiento y la sencillez de construcción justifican en muchos casos el empleo de boquillas de chorro y eductores. Sin embargo, éstos son dispositivos relativamente ineficientes. Los costos de operación pueden ser varias veces el costo de otros tipos más comunes de equipo de transporte de fluidos cuando el fluido motriz o impulsor es el aire o vapor. Además, otras consideraciones de tipo ecológico hacen hoy prohibitivo su uso en muchos casos.

Impulso mecánico El principio del impulso mecánico, cuando se aplica a los fluidos, se combina por lo común con uno de los otros medios de aplicación de movimiento. Como se mencionó antes, esto es lo que ocurre en el caso de las bombas y los compresores de flujo axial. Las bombas de turbina o del tipo regenerativo, son otros dispositivos que funcionan parcialmente mediante impulso mecánico.

Medición del rendimiento La cantidad de trabajo útil que cualquier dispositivo de transporte de fluidos ejecuta de 1) el gasto masa de fluido a través de él, y 2) la presión diferencial total medida inmediatamente antes y después del dispositivo, expresada como la altura de la columna equivalente de fluido en condiciones adiabáticas. A la primera cantidad citada se le llama normalmente **capacidad**, y a la segunda, **carga** o **presión**.

Capacidad Esta variable es expresada en las siguientes unidades. En unidades del SI, la capacidad es expresada en metros cúbicos por hora (m^3/h) tanto para líquidos como para gases. En unidades usuales en Estados Unidos se expresa en galones por minuto (gal/min) para líquidos y en pies cúbicos por minuto (ft^3/min) para gases. En vista de que todas éstas son unidades de volumen, cuando se quiera convertir en gasto masa, podemos emplear el peso específico como factor de conversión. Al manejar gases, la capacidad debe estar íntimamente relacionada con la presión y con la temperatura prevalecientes, sobre todo, en la entrada de la máquina. Es importante hacer notar que todas las cargas y otros términos en las ecuaciones siguientes están expresadas en altura de columna del líquido en cuestión.

Carga dinámica total La carga dinámica total H de una bomba es la carga total de descarga h_d menos la carga total de succión h_s.

La ***carga total de succión*** es la lectura h_{gs} de un manómetro en la brida de succión de una bomba (corregido para que esté acorde con la línea central de la bomba*) más la lectura barométrica y la carga de velocidad h_{vs} en el punto de colocación del medidor:

$$h_s = h_{gs} + \text{atm} + h_{vs} \tag{6-1}$$

Si la presión manométrica en el succionador es menor que la atmosférica, requerirá la utilización de un vacuómetro cuya lectura se utilizará para h_{gs} en la ecuación (6-1), con un signo negativo.

Antes de la instalación, es posible estimar la carga total de succión como sigue:

$$h_s = h_{ss} - h_{fs} \tag{6-2}$$

en donde h_{ss} = carga estática de succión y h_{fs} = carga de fricción en la succión.

Carga estática de succión La carga o presión estática de succión h_{ss} es la distancia vertical medida desde la superficie libre de la fuente del líquido a la línea de centro de la bomba más la presión absoluta en dicha superficie.

Carga total de descarga La carga o presión total de descarga h_d es la lectura h_{gd} de un medidor en el extremo de descarga de una bomba (corregida al eje de la bomba*) más la lectura barométrica, más la carga de velocidad h_{vd} en el punto de fijación del medidor:

*En las bombas verticales, la corrección se debe hacer hasta el orificio del impulsor de succión.

$$h_d = h_{gd} + \text{atm} + h_{vd} \tag{6-3}$$

Una vez más, si la presión de descarga manométrica está por debajo de la atmosférica, la lectura del vacuómetro se utiliza como h_{gd} en la ecuación (6-3) con un signo negativo.

Antes de la instalación, es posible estimar la carga total de descarga a partir de la carga estática de descarga h_{sd}, y la carga de fricción de la descarga h_{fd}, como sigue:

$$h_d = h_{sd} + h_{fd} \tag{6-4}$$

Carga estática de descarga La carga o presión estática de descarga h_{sd} es la distancia vertical medida desde la superficie libre del líquido en el receptor hasta la línea de centro de la bomba,* más la presión absoluta en la superficie del líquido. La **carga estática total** h_{ts} es la diferencia de las cargas estáticas de descarga y succión.

Velocidad Puesto que la mayor parte de los líquidos son prácticamente incompresibles, existe una relación definida entre la cantidad que fluye por un punto dado en un tiempo determinado y la velocidad del flujo. Esta relación se expresa como sigue:

$$Q = Av \tag{6-5}$$

Esta relación en unidades SI es como sigue:

$$v \text{ (para ductos circulares)} = 354\frac{Q}{d^2} \tag{6-6}$$

donde v = velocidad promedio de flujo, m/s; Q = cantidad de flujo, m^3/h; y d = diámetro interior del ducto, cm.

Esta misma relación en unidades usuales en Estados Unidos es

$$v \text{ (para ductos circulares)} = 0.409\,Q/d^2 \tag{6-7}$$

donde v = promedio de velocidad de flujo, ft/s; Q = cantidad de flujo, gal/min; y d = diámetro interior del ducto, in.

Carga de velocidad Es la distancia vertical desde la cual tendría que caer un cuerpo para adquirir la velocidad v.

$$h_v = v^2/2g \tag{6-8}$$

Viscosidad (Véase Sec. 5, donde se da información más amplia al respecto.) En los líquidos que fluyen, es preciso tomar en cuenta la existencia de fricción interna o la resistencia interna al movimiento relativo de las partículas de fluido. Esta resistencia se denomina viscosidad. Por lo común, la viscosidad disminuye al elevarse la temperatura. Los líquidos viscosos tienden a incrementar la potencia que se requiere en la bomba, reducir la eficiencia de esta última, su carga y su capacidad, y a hacer aumentar la fricción en las líneas de tuberías.

Carga de fricción Es la presión que se requiere para vencer la resistencia al flujo en las tuberías y los accesorios. Este tema se analiza detalladamente en la sección 5.

Trabajo efectuado durante el bombeo Si queremos mover un líquido debemos efectuar un trabajo. Una bomba puede elevar un líquido a una altura mayor, forzarlo a entrar en un recipiente a mayor presión, proporcionar la presión requerida para vencer la fricción de la tubería, o cualquier combinación de éstas. Independientemente del servicio que se requiere de una bomba, debemos impartirle toda la energía requerida para realizar este servicio; asimismo, se deben emplear unidades congruentes para todas las variables utilizadas en el cálculo del trabajo o potencia realizada.

Para el cálculo del rendimiento de una bomba, se acostumbra conocer su **potencia desarrollada**, que es el producto de 1) la carga dinámica total, y 2) la masa de líquido bombeada en un tiempo dado. En unidades del SI, la potencia se expresa en kilowatts; en cambio, en los Estados Unidos la unidad convencional es el caballo de potencia (hp).

En unidades del SI

$$\text{kW} = HQ\rho/3.670 \times 10^5 \tag{6-9}$$

en donde kW es la potencia desarrollada por la bomba, kW; H, la carga dinámica total, m (columna de líquido); Q, la capacidad, en m^3/h; y ρ, la densidad del líquido en kg/m^3.

Cuando la carga dinámica total H es expresada en pascals, entonces

$$\text{kW} = HQ/3.599 \times 10^6 \tag{6-10}$$

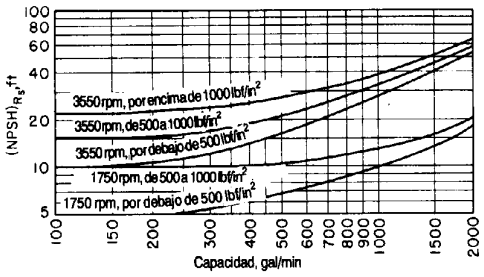


FIG. 6-1 Carga neta de succión positiva, bombas centrífugas para agua caliente, de succión simple recopilada de datos de compañías representativas. Las curvas se aplican a temperaturas del agua hasta 100°C (212°F). Para temperaturas por encima de 100°C (212°F) se debe utilizar la gráfica de corrección de temperaturas, figura 6-2. Para velocidades que se encuentren dentro de ±25% de las que se muestran, corríjase la capacidad de conformidad con rpm $\sqrt{gal/min}$ = constante. Para convertir galones por minuto en metros cúbicos por hora, multiplíquese por 0.2271; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048, y para convertir libras fuerza por pulgada cuadrada en kilopascales, multiplíquese por 6.895. (*Con autorización del Hydraulic Institute*).

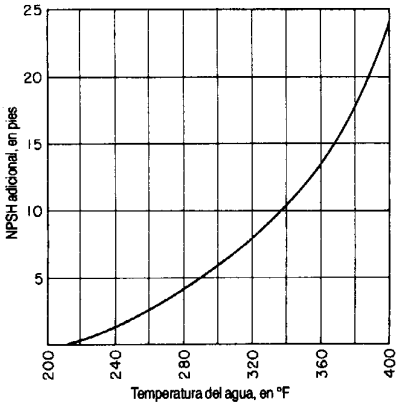


FIG. 6-2 Gráfica de correcciones para la temperatura, bombas centrífugas para agua caliente, de succión simple y doble. Carga de succión adicional que se debe añadir a los valores dados en la figura 6-1. (°F − 32)5/9 = °C; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048. (*Con autorización del Hydraulic Institute.*)

En unidades usuales en Estados Unidos,

$$\text{hp} = HQs/3.960 \times 10^3 \qquad (6\text{-}11)$$

donde hp es la potencia desarrollada por la bomba, hp; H la carga dinámica total, ft (columna de líquido); Q, la capacidad, en galones de Estados Unidos /min; y s, la gravedad específica del líquido.

Cuando la carga dinámica total H es expresada en libras fuerza por pulgada cuadrada, entonces

$$\text{hp} = HQ/1.714 \times 10^3 \qquad (6\text{-}12)$$

La **potencia suministrada** a una bomba es mayor que su **potencia desarrollada** a causa de las pérdidas internas debidas a fricción, fugas, etc. La eficiencia de una bomba se define, por tanto, como:

Eficiencia de la bomba = (potencia desarrollada)/(potencia suministrada) (6-13)

Limitaciones de succión de una bomba Cada vez que la presión de un líquido cae más allá de la presión de vapor correspondiente a su temperatura, el líquido tenderá a evaporarse. Cuando esto sucede dentro de una bomba en operación, las burbujas de vapor serán arrastradas hasta un punto de mayor presión donde súbitamente se colapsarán. Este fenómeno se conoce como **cavitación**. Debe evitarse la cavitación en una bomba, ya que normalmente trae como consecuencia erosión del metal, vibración, flujo reducido, pérdida de eficiencia y ruido. Cuando la presión absoluta de succión es baja, puede aparecer cavitación en la admisión de la bomba y causar daños en la succión y en las paletas del impulsor cerca de los bordes de la admisión. Para evitar este fenómeno, es necesario mantener una **carga neta de succión positiva requerida** $(NPSH)_R$, que no es sino la carga total equivalente de líquido en la línea de centro de la bomba menos la presión de vapor p. Cada fabricante de bombas publica sus propias curvas relacionando este $(NPSH)_R$ con la capacidad y velocidad de cada bomba.

En el momento de diseñar la instalación de una bomba, debe cuidarse que la **carga de succión positiva disponible** $(NPSH)_A$ sea igual o mayor que la $(NPSH)_R$ para la capacidad deseada. La $(NPSH)_A$ puede ser calculada de la siguiente manera:

$$(\text{NPSH})_A = h_{ss} - h_{fs} - p \qquad (6\text{-}14)$$

Si la $(NPSH)_A$ requiere ser verificada en una instalación existente, podemos determinarla de esta manera:

$$(\text{NPSH})_A = \text{atm} + h_{gs} - p + h_{vs} \qquad (6\text{-}15)$$

En condiciones prácticas, la NPSH requerida para una operación sin cavitación ni vibración es algo mayor que la teórica. La $(NPSH)_R$ real depende de las características del líquido, la carga total, la velocidad de la bomba, la capacidad y diseño del impulsor. Cualquier condición de succión que reduzca la $(NPSH)_A$ abajo del mínimo requerido para evitar cavitación a la capacidad deseada, dará por resultado una instalación deficiente y puede llevar hacia dificultades mecánicas.

Curvas de carga de succión neta positiva para bombas centrífugas de agua caliente Las figuras 6-1 y 6-2 presentan limitaciones normales de succión para las bombas de líquidos calientes. Se muestran los (NPSH) que se requieren para diferentes capacidades y velocidades, incluyendo los (NPSH) adicionales que se requieren en caso de que la temperatura del agua sobrepase los 100°C (212°F). La adición se necesita por el arrastre de aire.

Para bombas de líquido caliente que toman la succión de una fuente donde la presión que prevalece es equivalente a la presión de vapor correspondiente a su temperatura, la NPSH disponible es la diferencia entre el nivel del líquido en la fuente y el eje de la bomba menos las pérdidas de entrada y fricción en la tubería de succión.

Ejemplo 1 Si una bomba maneja agua a 176.7°C (350°F) y se tiene una presión manométrica de 1.034 MPa (150 lbf/in^2) o una presión absoluta de 1.136 MPa (164.7 lbf/in^2) en la boquilla de succión, con una velocidad de 3.66 m/s (12 ft/s), ¿cuál será la carga de succión neta positiva disponible $(NPSH)_A$?

Solución

Presión de vapor del agua a 176.7°C (350°F) = 0.928 MPa (134.6 lbf/in^2)
Gravedad específica del agua a 176.7°C (350°F) = 0.89
Carga de velocidad $v^2/2g$ = 0.68 m (2.22 ft)
g = 9.81 m/s^2 (32.17 ft/s^2)

En unidades del SI,

$$(\text{NPSH})_A = (1.136 - 0.928)102/0.89 + 0.68 = 24.52 \text{ m}$$

En unidades usuales en Estados Unidos,

$$(\text{NPSH})_A = (164.7 - 134.6)\,2.31/0.89 + 2.22 = 80.32 \text{ ft}$$

SELECCIÓN DE LA BOMBA

Al escoger bombas para cualquier servicio, es necesario saber qué líquido se va a manejar, cuál es la carga dinámica total, las cargas de succión y descarga y, en la mayor parte de los casos, la temperatura, la viscosidad, la presión de vapor y la densidad relativa. En la industria química, la tarea de selección de bombas se complica con frecuencia, todavía más, por la presencia de sólidos en el líquido y las características de corrosión del líquido que exigen materiales especiales de construcción. Los sólidos pueden acelerar la erosión y corrosión, tener tendencia a aglomerarse o pueden exigir un manejo delicado para evitar la degradación indeseable.

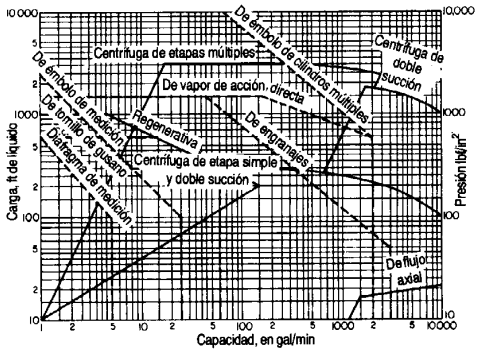


FIG. 6-3 Gráfica de alcances de las bombas en rangos de funcionamiento, para los tipos comerciales. Líneas continuas: utilícese la ordenada de la izquierda, escala de cargas. Líneas de guiones: utilícese la ordenada de la derecha, escala de presiones. Para convertir galones por minuto en metros cúbicos por hora, multipliquese por 0.2271; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048, y para convertir libras fuerza por pulgada cuadrada en kilopascales, multipliquese por 6.895

Límites de operación Debido a la gran variedad de tipos de bombas y la cantidad de factores que determinan la selección de cualquiera de ellas para una instalación específica, el diseñador debe eliminar primero todas las que no ofrezcan posibilidades razonables. Puesto que el intervalo de funcionamiento es siempre una consideración importante, la figura 6-3 será de gran ayuda. En el mejor de los casos, los límites que se muestran para cada tipo de bomba son aproximados, ya que se presentarán aplicaciones poco usuales en las que la mejor selección será contraria a la gráfica; sin embargo, en la mayor parte de los casos, la figura 6-3 resultará útil al limitar la evaluación a dos o tres tipos de bombas.

Materiales de construcción de las bombas En la industria química, la selección de los materiales de construcción de bombas está de acuerdo con las consideraciones sobre corrosión, erosión, seguridad del personal y contaminación del líquido. La experiencia de los fabricantes es muy valiosa en la selección de materiales. Véase también la sección 23.

Presencia de sólidos Cuando se requiere una bomba que maneje líquidos que contienen sólidos en suspensión, debe considerarse una serie de requisitos muy particulares. Es factible que no sólo se requiera un buen comportamiento hidráulico y el empleo adecuado de materiales de construcción selectos. Las dimensiones de los pasajes internos de la bomba son consideraciones básicas. Deben evitarse las bolsas y puntos muertos donde puedan acumularse los sólidos. Los claros internos muy pequeños son indeseables a causa de la abrasión. Deberá contarse con conexiones para la limpieza del equipo en uso continuo o intermitente.

Las instalaciones que requieren el manejo de sólidos en suspensión con un mínimo de rompimiento o degradación de los sólidos, como las bombas que alimentan las prensas filtradoras, exigen una atención especial, ya sea que se requieran bombas de desplazamiento positivo o bombas centrífugas.

La adaptabilidad al mantenimiento sencillo es una característica de importancia creciente en la economía actual. No son raras las instalaciones de bombas químicas que requieren un mantenimiento anual de dos o tres veces el monto de la inversión original. En la mayor parte de los casos, esto se debe a una mala selección.

Costo de la bomba El espacio no permite presentar datos adecuados de costos respecto a los muchos tipos de bombas que se verán en esta sección. No obstante, para dos de las variedades más comunes es posible proporcionar valores representativos. La figura 6-4 es una gráfica de costos para bombas centrífugas de etapa simple y doble, montadas en pedestales,

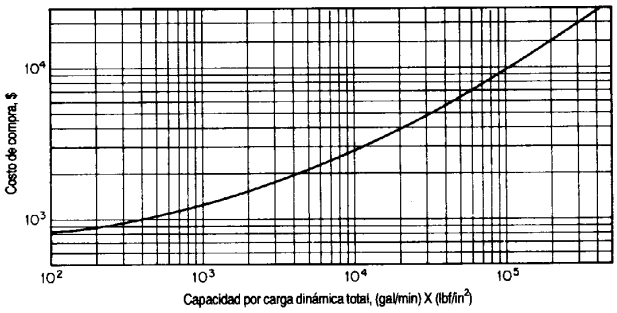


FIG. 6-4 Costo de bombas centrífugas de hierro dúctil de succión en etapa doble y simple, para uso general (primer trimestre de 1979). Incluye la bomba, transmisión, placa base y acoplamiento. Para otros materiales de construcción y altas presiones de succión, multiplíquense los valores de la gráfica por:

Factores del material*			
Hierro dúctil	1.0	Durimet 20	1.7
Acero inoxidable 304	1.4	Titanio	3.0
Acero inoxidable 316	1.5	Hastelloy C	3.7
CD-4	1.6	Hastelloy B	4.1

Factores de presión de succión*	
Hasta 150 lbf/in²	1.0
150 a 500 lbf/in²	1.6
500 a 1000 lbf/in²	2.1

*Componente multiplicador

Para convertir galones por minuto en metros cúbicos por hora, multiplíquese por 0.2271; para convertir libras fuerza por pulgada cuadrada en kilopascales, multiplíquese por 6.895. (*Cortesía de E.I. du Pont de Nemours & Co.*)

con una tabulación de los factores que se deben aplicar cuando se utilicen materiales que no sean estándar. Se puede utilizar la figura 6-5 para calcular los costos aproximados de las bombas de engranajes de diseño convencional.

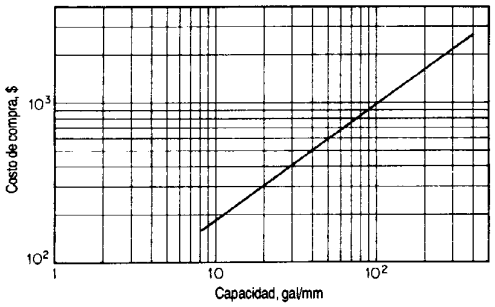


FIG. 6-5 Costo de bombas de engranes de desplazamiento positivo de hierro dúctil, para manejar líquidos no viscosos a una presión máxima de descarga de 6.895×10^2 kPa (100 lbf/in^2), primer trimestre de 1979. El costo incluye la bomba, el impulsor, placa base, acoplamiento, resguardo, sellos mecánicos y válvulas de alivio. Consúltese la figura 6-4 para consultar los "Factores del material" para el costo de bombas de otros materiales de construcción. Para convertir galones por minuto en metros cúbicos por hora, multiplíquese por 0.2271; para convertir libras fuerza por pulgada cuadrada en kilopascales, multiplíquese por 6.895. (*Cortesía de E.I. du Pont de Nemours & Co.*)

BOMBAS CENTRÍFUGAS

La bomba centrífuga es el tipo que se utiliza más en la industria química para transferir líquidos de todos los tipos —materias primas, materiales de fabricación y productos acabados—, así como también para los servicios generales de abastecimiento de agua, alimentación a los quemadores, circulación de condensadores, regreso de condensado, etc. Estas bombas están disponibles en una variedad amplia de tamaños, en capacidades de 0.5 m^3/h a 2×10^4 m^3/h (2 gal/min a 10^5 gal/min), y para cargas de descarga (presiones) desde unos cuantos metros a aproximadamente 48 MPa (7000 lbf/in^2). El tamaño y el tipo más adecuado para una aplicación dada sólo se pueden determinar mediante un estudio de ingeniería del problema.

Las ventajas primordiales de una bomba centrífuga son la sencillez, el bajo costo inicial, el flujo uniforme (sin pulsaciones), el pequeño espacio necesario para su instalación, los costos bajos de mantenimiento, el funcionamiento silencioso y su capacidad de adaptación para su empleo con unidad motriz de motor eléctrico o de turbina.

Una bomba centrífuga, en su forma más simple, consiste en un impulsor que gira dentro de una carcasa. El **impulsor** consta de cierta cantidad de hojas, ya sea abiertas o resguardadas, montadas sobre un árbol o eje que se proyecta al exterior de la carcasa. Los impulsores pueden tener ejes de rotación horizontales o verticales, para adaptarse al trabajo que se vaya a realizar. Por lo común, los impulsores **resguardados** o de **tipo cerrado** suelen ser más eficientes. Los impulsores del **tipo abierto o semiabierto** se emplean para líquidos viscosos o que contengan materiales sólidos, así como también en muchas bombas pequeñas, para servicios generales. Los impulsores pueden ser del tipo de **succión simple** o **doble**, simple si el líquido entra por un lado, doble, si entra por los dos lados.

Las ***carcasas*** son de tres tipos generales, pero consisten siempre en una cámara en la que gira el impulsor, con una entrada y una salida para el líquido que se bombea. La forma más simple de las **carcasas** es la **circular**, que consiste en una cámara anular en torno al impulsor; no se ha hecho ningún intento por superar las pérdidas debidas a los choques y remolinos que se producirán cuando entra a la cámara el líquido que sale del impulsor con velocidades relativamente elevadas. Es raro que se utilicen esas carcasas.

Las **carcasas de volutas en espiral** toman esa forma, con un área de sección transversal creciente al acercarse a la salida. Las volutas convierten eficientemente la energía de velocidad que el impulsor imparte al líquido en energía de presión.

En las bombas de turbina o de **tipo de difusor** se utiliza un tercer tipo de carcasa. En este último, se interponen **difusores** o **paletas de guía** entre el impulsor y la cámara de la carcasa. En las bombas de este tipo que están bien diseñadas, las pérdidas son mínimas y la eficiencia se puede mejorar en un amplio intervalo de capacidades. Esta construcción se utiliza con frecuencia en las bombas de etapas múltiples y cargas elevadas.

Acción de una bomba centrífuga En forma esquemática se puede mostrar la acción de una bomba centrífuga por la figura 6-6. Se aplica potencia de una fuente exterior al eje *A*, que hace girar el impulsor *B* dentro de la carcasa estacionaria *C*. Las hojas del impulsor al girar producen una reducción de presión a la entrada u orificio del impulsor. Esto hace que fluya líquido al impulsor desde la tubería de succión *D*. Este líquido se ve obligado a salir a lo largo de las paletas a velocidades tangenciales crecientes. La carga de velocidad que adquiere al salir de las puntas de las paletas, se convierte en carga de presión conforme pasa el líquido a la cámara espiral y, de esta última, a la descarga *E*.

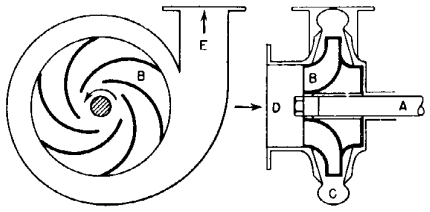


FIG. 6-6 Diagrama de una bomba centrífuga simple.

Características de las bombas centrífugas En la figura 6-7 se muestra una curva típica de una bomba centrífuga. Es importante observar que, a cualquier velocidad fija, la bomba funcionará a lo largo de esta curva y no en otros puntos. Por ejemplo, sobre la curva que se muestra, a 45.5 m^3/h (200 gal/min), la bomba generará una carga de 26.5 m (87 ft). Si se hace aumentar la carga a 30.48 m (100 ft), la salida será de 27.25 m^3/h (120 gal/min). No es posible reducir la capacidad a 27.25 m^3/h (120 gal/min) con una carga de 26.5 m (87 ft) a menos que se acelere la descarga de modo que se genere en

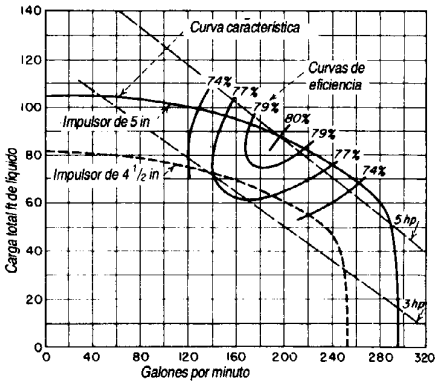


FIG. 6-7 Curva característica de una bomba centrífuga operando a una velocidad constante de 3450 rpm. Para convertir galones por minuto en metros cúbicos por hora, multiplíquese por 0.2271; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048; para convertir hp en kilowatts, multiplíquese por 0.746, y para convertir pulgadas en centímetros, multiplíquese por 2.54.

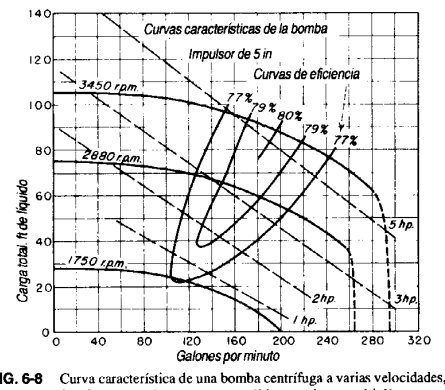


FIG. 6-8 Curva característica de una bomba centrífuga a varias velocidades, Para convertir galones por minuto en metros cúbicos por hora, multiplíquese por 0.2271; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048; para convertir hp en kilowatts multiplíquese por 0.746, y para convertir pulgadas en centímetros, multiplíquese por 2.54.

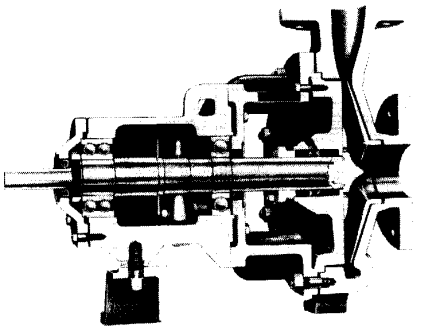


FIG. 6.9*a* Bomba horizontal de proceso, conforme a la Norma ANSI B73.1-1977.

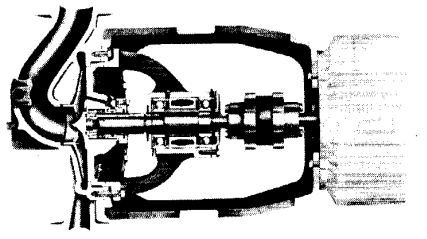


FIG. 6.9*b* Bomba vertical de proceso, conforme a la Norma ANSI B73.2-1975. La bomba de la figura es impulsada por un motor a través de un acoplamiento flexible. No se muestra, pero también están de acuerdo con la Norma ANSI B-73.2 las bombas verticales con acoplamiento rígido y sin acoplamiento (impulsor montado en un eje extendido del motor).

realidad al interior de la bomba una carga de 30.48 m (100 ft). En las bombas con impulsores de velocidad variable, como las de turbina de vapor, es posible modificar la curva característica, como se muestra en la figura 6-8.

Resulta importante recordar que la carga o presión producida será la misma para cualquier líquido limpio de la misma viscosidad. No obstante, el aumento de presión variará en proporción con la densidad relativa. Las viscosidades de menos de 50 kPa·s (50 centipoises) no afectan materialmente la carga.

Las bombas centrífugas de etapa simple existen en capacidades de hasta $1.136 \times 10^4 m^3/h$ (50 000 gal/min) o más, para cargas (presiones) de hasta 488 m (1600 ft). Pueden encontrarse en una gran variedad de diseños para usos particulares (véase Fig. 6-3).

Bombas de proceso Este término se aplica en forma general a unidades sencillas montadas sobre pedestal con impulsores sobresalientes de succión sencilla y una caja de empaque sencillo también. Estas bombas se diseñan para facilitar el desmantelamiento y accesibilidad en el manejo, con sellos mecánicos o empaques, construidas especialmente para el manejo de líquidos corrosivos o difíciles de manejar.

Los fabricantes construyen **bombas de procesos horizontal y vertical** en forma específica, pero no exclusiva para la industria química. Las normas B73.1–1977 y B73.2–1975 del American National Standards Institute (ANSI), se aplican a bombas horizontales (Fig. 6.9*a*) y verticales (Fig. 6.9*b*), respectivamente.

Las bombas horizontales están disponibles en capacidades hasta de $900 m^3/h$ (4000 gal/min); las bombas verticales están diseñadas en capacidades hasta de $320 m^3/h$ (1400 gal/min). Tanto las bombas horizontales como las verticales se fabrican para cargas o presiones hasta de 120 m (400 ft). En las normas ANSI se pretende que cualquier bomba de cierta capacidad nominal y carga dinámica total a una determinada velocidad giratoria, sea dimensionalmente intercambiable respecto al tamaño, montaje, ubicación de las boquillas de succión y descarga, eje de entrada, placa de la base y el material de los refuerzos.

Las bombas verticales, si bien con nuevas adiciones, han encontrado un empleo considerable en las plantas químicas y petroquímicas en Estados Unidos. Una inspección de los dos diseños aclarará las ventajas y desventajas que presenta cada tipo de bomba para un empleo específico.

Existen bombas químicas en gran variedad de materiales. Las que más se emplean son las metálicas. Aun cuando se pueden obtener en hierro, bronce y hierro con accesorios de bronce, se están utilizando cada vez más bombas de hierro dúctil, acero y aleaciones de níquel. También existen bombas de vidrio, hierro recubierto de vidrio, carbón, caucho, metal recubierto de caucho, cerámica y gran variedad de materiales plásticos, para usos especiales.

Sellado de las bombas químicas centrífugas Aun cuando el sellado de los ejes se verá detalladamente en la subsección "Sellado de ejes giratorios", vale la pena mencionar aquí los problemas especiales de sellado de las bombas químicas centrífugas. Las prácticas actuales exigen que las cajas de embalaje se diseñen para recibir tanto sellos mecánicos como de empaque. Con cualquier tipo de sello, una de las consideraciones de importancia primordial en los servicios químicos es que los líquidos presentes en las superficies de sellado no contengan sólidos. En consecuencia, es necesario proporcionar un líquido secundario compatible para enjuagar el sello o el empaque siempre que el líquido manejado no esté absolutamente limpio.

El empleo de **empaques** requiere el escape continuo de líquido por el sello, con objeto de minimizar y eliminar el calor friccional generado. Si el líquido efluente es tóxico o corrosivo, en lo general se emplean collarines atenuadores o bandejas de recolección.

Aunque los empaques pueden ajustarse mientras funciona la bomba, el sello mecánico de una fuga requiere poner fuera de operación la bomba para corregir el defecto. Si se tiene un sellado adecuado y se da mantenimiento constante, el **sello mecánico** no presentará fugas visibles. En general, debido a su eficacia los sellos mecánicos, aplicados adecuadamente, están logrando día a día la aceptación general.

Bombas de succión doble, de etapa simple Estas bombas se emplean para servicios generales de circulación y abastecimiento de agua y para servicios químicos de manejo de líquidos no corrosivos para el hierro o el bronce. Existen para capacidades que van desde aproximadamente $5.7 m^3/h$ (25 gal/min) hasta $1.136 \times 10^4 m^3/h$ (50 000

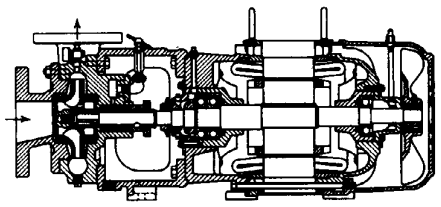


FIG. 6-10 Bomba de acoplamiento cerrado.

gal/min) y para cargas de hasta 304 m (1000 ft). Estas unidades se fabrican con hierro, bronce y hierro con accesorios de bronce. Otros materiales aumentan los costos y, cuando se requieren, las bombas químicas estándar suelen resultar más económicas.

Bombas de acoplamiento cerrado (Véase la Fig. 6-10.) Las bombas con motor eléctrico incluido o a veces, de impulso por turbina de vapor (o sea, con el impulsor y la hélice de la bomba sobre el mismo eje), reciben el nombre de bombas de acoplamiento cerrado. Esas unidades son extremadamente compactas y apropiadas para gran variedad de servicios en los que los materiales estándar de hierro y bronce resultan satisfactorios. Existen en capacidades hasta de 450 m^3/h (2000 gal/min) para cargas hasta de, aproximadamente, 73 m (240 ft). Hay unidades de dos etapas en los tamaños menores, para cargas aproximadamente de 150 m (500 ft).

Bombas de motor encapsulado (Fig. 6-11.) Este tipo recibe una atención considerable en la industria química. Estas unidades son diseños de acoplamiento cerrado en las que la cavidad que aloja al rotor del motor y la carcasa de la bomba se encuentran interconectadas. Como resultado de esto, los cojinetes del motor funcionan en el líquido del proceso y se eliminan todos los sellos. Puesto que el líquido que se maneja es el lubricante de las piezas móviles, no pueden tolerarse los sólidos abrasivos. Existen bombas de motor encapsulado de etapa simple para flujos de hasta 160 m^3/h (700 gal/min) y cargas de hasta 76 m (250 ft). Hay también unidades de dos etapas para cargas hasta de 183 m (600 ft). Las bombas de motor encerrado se están utilizando mucho para el manejo de disolventes orgánicos, líquidos orgánicos para transferencia de calor y aceites ligeros, así como también para muchos líquidos limpios, tóxicos o peligrosos, o para instalaciones en las cuales las fugas constituyen un problema económico importante.

Bombas verticales El término **bomba vertical de proceso** (Fig. 6-12) se aplica generalmente en la industria química a las bombas que tienen un eje vertical cuya longitud desde el extremo de la unidad motriz al impulsor es aproximadamente de 1 m (3.1 ft) hasta 20 m (66 ft) o más. Las bombas verticales se emplean como **bombas de pozo húmedo** (inmersas) o **bombas de pozo seco** (montadas externamente) en conjunto con tanques estacionarios o móviles que contienen líquidos de difícil manejo. Las ventajas que ofrecen este tipo de bombas son las siguientes: el nivel del líquido está por encima del impulsor, de manera que la bomba es autocebante y el sello del eje está por encima del nivel del líquido, por lo que no es mojado por el líquido que se bombea, con lo que se simplifica la tarea del sellado. Cuando no se permiten conexiones en el tanque (una cuestión de seguridad para líquidos altamente corrosivos o tóxicos), la única selección lógica posible puede ser la bomba vertical de pozo húmedo.

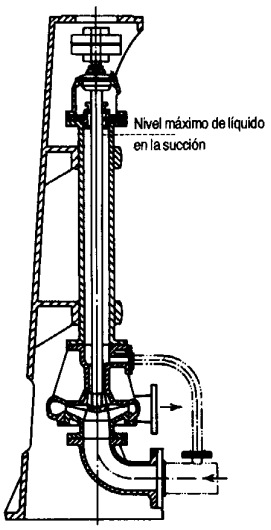


FIG. 6-12 Bomba vertical de proceso para montaje en pozos secos. (*Cortesía de Lawrence Pumps, Inc.*)

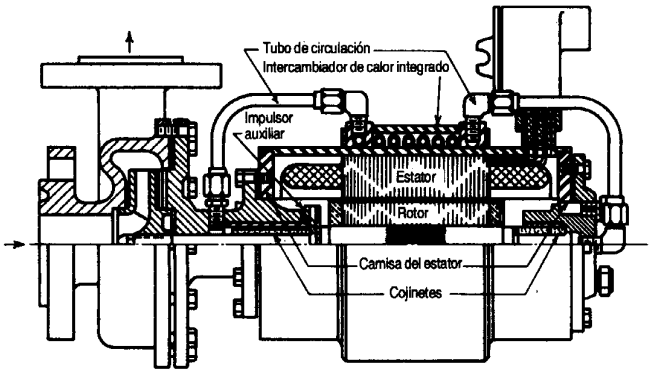


FIG. 6-11 Bomba de motor encerrado. (*Cortesía de Chompump Division, Crane Co.*)

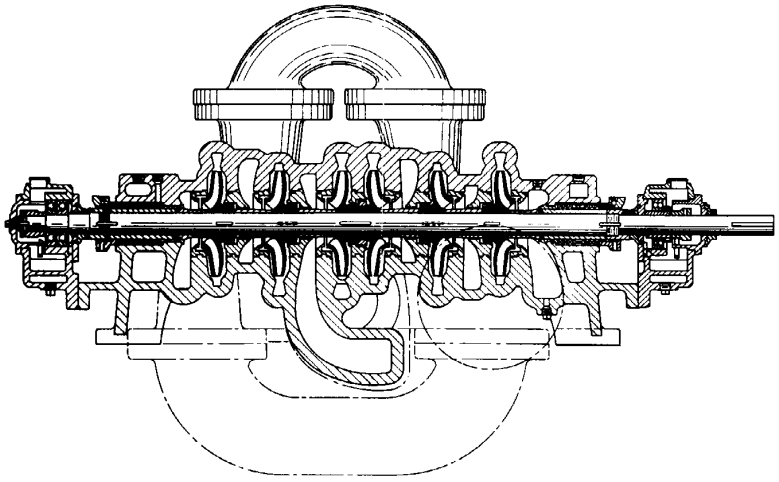


FIG. 6-13 Bomba de seis etapas tipo caracol.

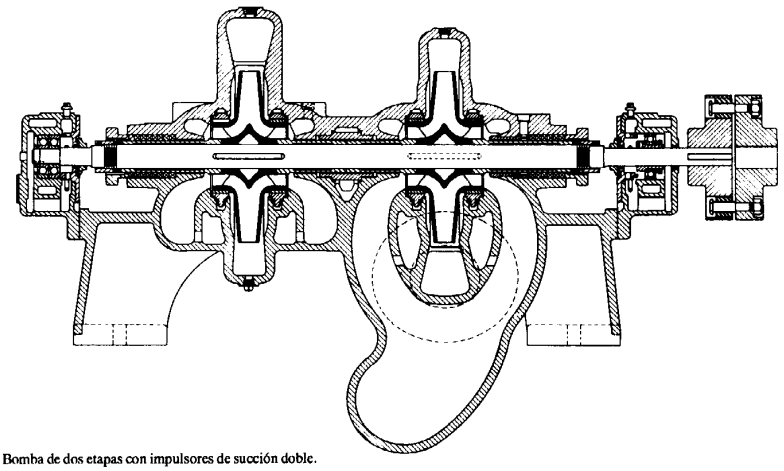


FIG. 6-14 Bomba de dos etapas con impulsores de succión doble.

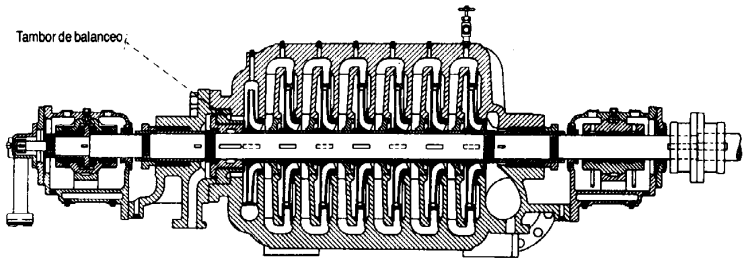


FIG. 6-15 Bomba del tipo de difusión, de siete etapas.

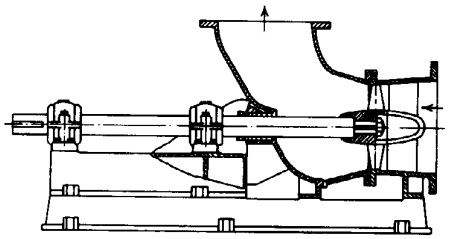


FIG. 6-16 Bomba de propulsor del tipo de codo, con flujo axial. (*Cortesía de Lawrence Pumps, Inc.*)

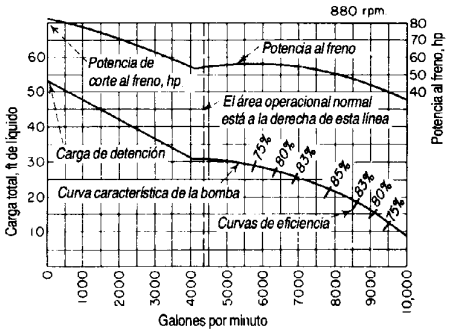


FIG. 6-17 Curva característica de una bomba de flujo axial. Para convertir galones por minuto en metros cúbicos por hora, multiplíquese por 0.2271; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048; y para convertir hp en kilowatts, multiplíquese por 0.746.

Las desventajas de este tipo de bombas son las siguientes: se requieren cojinetes cuando la longitud del eje excede 3 m (10 ft), con objeto de evitar problemas de resonancia en el eje; estos cojinetes deben lubricarse siempre que el eje esté girando. Como todas las partes humedecidas deben ser resistentes a la corrosión, no es posible emplear materiales baratos para la manufactura de partes como el eje, la columna, etc. El mantenimiento también es costoso, ya que este tipo de bombas son más grandes y difíciles de manejar.

Cuando se requieren bombas para servicio de abrasivos, el diseño del soporte vertical voladizo (*cantilever*) no requiere cojinetes de línea o base. En forma general, estas bombas están limitadas a una longitud máxima del eje de 1 m (3.1 ft).

Bombas de sumidero o sentina Son pequeñas bombas verticales de etapa simple que se utilizan para el drenaje de sumideros o pozos poco profundos. Tienen la misma construcción general que las bombas verticales de proceso, pero no se diseñan para condiciones severas de funcionamiento.

Bombas centrífugas multietapas Estas bombas se utilizan, en forma general, para servicios donde se requieren cargas (presiones) mayores que las generadas por una bomba de impulsor simple. Todos los impulsores se encuentran dispuestos en serie y el líquido pasa de un impulsor a otro y finalmente llega a la descarga de la bomba. La carga total en estas condiciones será la suma de las cargas o presiones de los impulsores individuales. Algunos ejemplos de este tipo de bombas son las de pozo profundo, las bombas para suministro de agua a alta presión, las de alimentación a quemadores o calderas, aquellas contra incendios y las de carga a procesos de refinerías.

Las bombas multietapas pueden ser del **tipo voluta** (Fig. 6-13), con impulsores de etapa sencilla o doble (Fig. 6-14) o del **tipo difusor** (Fig. 6-15); pueden tener carcasas horizontales separadas, o cuando la presión es extremadamente alta, 20 a 40 MPa (3000 a 6000 lbf/in^2), una carcasa exterior tipo barril con carcasas internas de dimensiones menores para los difusores, pasajes internos, etc.

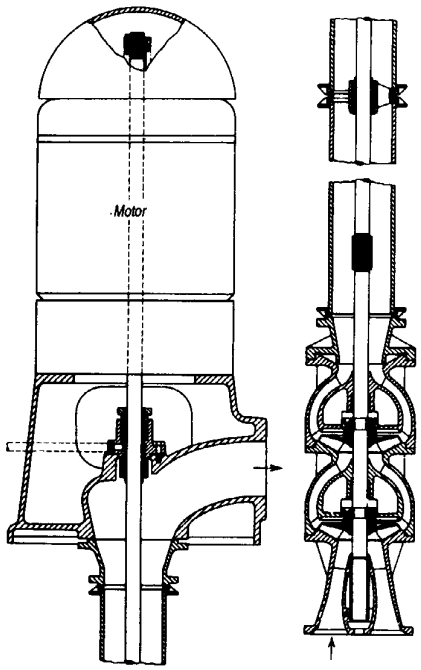


FIG. 6-18 Una bomba de turbina vertical de capas múltiples o de flujo mixto.

BOMBAS DE PROPULSOR Y DE TURBINA

Las bombas de flujo axial (propulsor) (Fig. 6-16.) Son esencialmente unidades de capacidad muy elevada y baja carga. Normalmente, se diseñan para flujos de más de 450 m^3/h (2000 gal/min), contra cargas de 15 m (50 ft) o menos. Se emplean en forma muy adecuada en los sistemas de circulación de lazo cerrado, donde la carcasa de la bomba se convierte simplemente en un codo de línea. Una de las instalaciones más comunes es la de circulación de calandria. En la figura 6-17 se presenta una curva característica de una bomba de flujo axial.

Bombas de turbina El término de bomba de turbina se aplica a unidades con impulsores de flujo mixto (o sea, parte axial y parte centrífuga). Estas unidades existen en capacidades de 20 m^3/h (100 gal/min) y superiores, para cargas de hasta aproximadamente 30 m (100 ft) por etapa. Las bombas de turbina suelen ser casi siempre verticales.

Una forma común de bombas de turbina tiene el elemento de bombeo montado en la base de una columna que sirve como tubería de descarga (véase Fig. 6-18). Esas unidades se sumergen en el líquido que se va a bombear y se utilizan comúnmente para pozos, agua de circulación de condensadores, drenaje en gran volumen, etc. Otra forma de la bomba tiene una concha que rodea al elemento de bombeo, conectado a la tubería de admisión. En esta forma, la bomba se utiliza para servicio de condensación en las plantas de energía eléctrica y para trabajos de proceso en las refinerías de petróleo y otros lugares.

Bombas regeneradoras También con frecuencia se denominan bombas de turbina, por la forma del impulsor; emplean una combina-

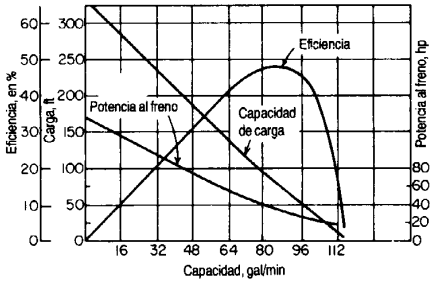


FIG. 6-19 Curva característica de una bomba regenerativa. Para convertir galones por minuto en metros cúbicos por hora, multiplíquese por 0.2271; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048; y para convertir hp en kilowatts, multiplíquese por 0.746.

ción de impulso mecánico y fuerza centrífuga para producir cargas de varios centenares de metros (ft) a bajos volúmenes por lo común de menos de 20 m^3/h (100 gal/min). El impulsor, que gira a alta velocidad con pequeños franqueos, tiene muchos pasajes radiales cortos, fresados a cada lado de la periferia. Se labran a máquina canales similares en las superficies coincidentes de la carcasa. Al entrar, el líquido se dirige a los pasajes del impulsor y sigue un patrón en espiral en torno a la periferia, pasando alternativamente del impulsor a la carcasa y recibiendo impulsos sucesivos, conforme avanza. En la figura 6-19 se ilustra una curva característica de operación típica.

Estas bombas resultan especialmente útiles cuando se necesita manejar volúmenes bajos de líquidos de poca viscosidad a presiones más altas que las que se encuentran normalmente disponibles en las bombas centrífugas. Los espacios muertos limitan su empleo a los líquidos limpios. Para las cargas muy elevadas, existen unidades de etapas múltiples.

BOMBAS DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO

Mientras que la carga dinámica total desarrollada por una bomba centrífuga de flujo axial o mixto se ve determinada exclusivamente para cualquier flujo dado por la velocidad a la que gira, las de **desplazamiento positivo** y las que se aproximan al desplazamiento positivo, producirán de manera ideal cualquier carga que se les imponga mediante restricciones al flujo en el lado de la descarga. En realidad, desdeñando las pérdidas, la carga máxima obtenible se ve determinada por la potencia disponible en el mecanismo de propulsión y la resistencia de las piezas de la bomba. Se coloca generalmente en el lado de la descarga de todas las bombas de desplazamiento positivo una válvula automática de alivio que abre cuando se excede la presión normal de trabajo o la presión máxima de descarga.

En general, las eficiencias generales de las bombas de desplazamiento positivo son más elevadas que las de los equipos centrífugos, porque se minimizan las pérdidas internas. Por otra parte, la flexibilidad de cada unidad para el manejo de una gama amplia de capacidades se ve limitada, hasta cierto punto.

Las bombas de desplazamiento positivo pueden ser del tipo **reciprocante** o **rotatorio**. En todas las bombas de desplazamiento positivo, una cavidad o cavidades están alternativamente llenas y vacías del fluido bombeado.

Bombas reciprocantes o de movimiento alternativo Hay tres clases de bombas reciprocantes o de movimiento alternativo, que son las de **pistón**, las de *émbolo* y las de **diafragma**. En general, la acción de las piezas de transferencia del líquido en esas bombas es la misma, puesto que se hace que avance y retroceda en una cámara un pistón cilíndrico, un émbolo, o un diafragma redondo. El dispositivo va equipado con válvulas para la entrada y la descarga del líquido que se bombea y el funcionamiento de dichas válvulas se relaciona de manera definitiva con los movimientos del pistón. Las válvulas de succión y descarga de todas las bombas reciprocantes de diseño moderno son operadas por diferencia de presión; es decir, cuando la bomba está en su etapa o carrera de succión y la cavidad de la bomba está aumentando de volumen, la presión disminuye dentro de la cavidad permitiendo que la presión de succión más alta abra la válvula de succión, con lo que se inicia la admisión del líquido dentro de la bomba. Al mismo tiempo que sucede esto, la mayor presión en la línea de descarga mantiene cerrada la válvula de descarga. De manera similar, en la etapa de descarga, cuando la cavidad de la bomba decrece en volumen, la presión máxima desarrollada en la misma mantiene cerrada la válvula de succión y abierta la de descarga, para expulsar el líquido de la bomba hacia la línea de descarga.

Eficiencia total La eficiencia total de estas bombas varía del 50% para bombas pequeñas hasta aproximadamente 90% o más para las de mayor dimensión.

Como se muestra en la figura 6-20, las bombas reciprocantes, excepto cuando se emplean para servicios de medición, suelen contar con cámaras de gas en el lado de la descarga, con objeto de limitar las pulsaciones en la presión y de esta manera asegurar un flujo uniforme en la línea de descarga; además, muchas instalaciones requieren también cámaras de agitación en el lado de la succión. El arreglo de la tubería debe estudiarse cuidadosamente, con objeto de determinar su ubicación y dimensiones más eficaces. Si se utilizan cámaras de agitación, se deben tener las precauciones adecuadas para mantener la cámara cargada con gas. Una cámara de agitación llena con líquido no tiene validez. También es adecuado contar con un indicador de nivel de líquido, con objeto de verificar la cantidad de gas en la cámara.

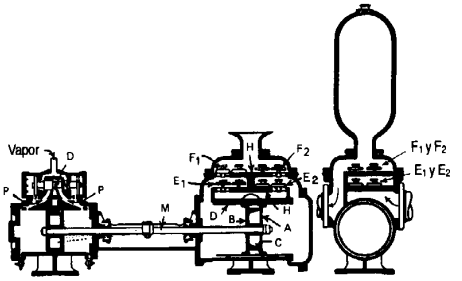


FIG. 6-20 Bomba de movimiento alternativo (reciprocante) de acción doble, propulsada por medio de vapor.

Las bombas reciprocantes pueden ser diseñadas con **cilindro sencillo** o **múltiple**. Las que tienen cilindro múltiple, cuentan con todos los cilindros en paralelo para incrementar la capacidad. Las bombas del tipo de pistón pueden ser de acción sencilla o doble; por ejemplo, el bombeo puede realizarse en uno o los dos extremos del pistón. Las bombas de émbolo siempre son de acción sencilla. La siguiente tabla proporciona datos sobre la variación de flujo en bombas reciprocantes de diversos diseños:

Número de cilindros	Acción doble o sencilla	Variación de flujo por ciclo del valor medio, en porcentaje
Sencillo	Sencillo	+220 a −100
Sencillo	Doble	+60 a −100
Dúplex	Sencillo	+24.1 a −100
Dúplex	Doble	+6.1 a −21.5
Tríplex	Sencilla y Doble	+1.8 a −16.9
Quíntuplex	Sencillo	+1.8 a −5.2

Bombas de pistón Hay dos tipos ordinarios de bombas de pistón: bombas símplex de acción doble y bombas dúplex de acción doble.

Bombas símplex de acción doble Pueden ser de acción directa (o sea, conectadas directamente a un cilindro de vapor) o de impulso de potencia (mediante la leva y el volante acoplados a la cruceta de una máquina de vapor). En la figura 6-20 se muestra una bomba de acción directa, diseñada para utilizarse con presiones de hasta 0.690 MPa (100 lbf/in^2). En esa figura, el pistón consta de los discos *A* y *B*, con los anillos de empaque *C* entre ellos. En el punto *D* se muestra un eje de bronce para el cilindro de agua. Las válvulas de succión son E_1 y E_2. Las válvulas de descarga son F_1 y F_2.

Bombas dúplex de acción doble Estas bombas difieren primordialmente de las del tipo símplex porque tienen dos cilindros de agua cuyo funcionamiento se encuentra coordinado. Esas bombas pueden ser de acción directa, impulsadas por vapor o impulsadas mediante la potencia de un motor, con levas y volantes.

En la figura 6-21 se muestra una **bomba de émbolo** dúplex de extremo exterior empacado, con válvulas de vaso, del tipo utilizado en las prensas hidráulicas y para un servicio similar. En este dibujo, el émbolo *A* se conecta directamente a la varilla *B* mientras que el émbolo *C* funciona por la varilla, mediante el yugo *D* del tirante.

Las bombas de émbolo difieren de las de pistón en que tienen uno o más émbolos de diámetro constante con movimiento alternativo a través de casquillos de empaque, para desplazar el líquido de los cilindros en los que hay un franqueo radial considerable. Son siempre de acción simple en el sentido de que sólo se emplea uno de los extremos del émbolo para bombear el líquido.

Existen bombas de émbolo con uno, dos, tres, cuatro, cinco o más cilindros. Con frecuencia se construyen unidades símplex y dúplex en diseño horizontal. Las de tres o más cilindros suelen ser de diseño vertical. La unidad motriz puede ser una turbina de vapor, un motor eléctrico, una máquina de vapor o de gas. Se trata del tipo común de **bomba de potencia**. En la figura 6-22 se da un ejemplo adecuado para transmisión por banda en el que puede seguirse con facilidad la acción.

A veces se construyen bombas de émbolo con cilindros y émbolos opuestos conectados mediante yugos y tirantes: en efecto, esta disposición constituye una unidad de acción doble.

Las bombas símplex de émbolo montadas solas o en grupos con un impulsor común se utilizan comúnmente como **bombas de conteo o de medida** (Fig. 6-23). Con frecuencia, disponen de un mecanismo de ajuste de carrera o un impulsor de velocidad variable, para modificar el flujo, según se desee. Esas bombas se diseñan para medir o controlar el flujo del líquido dentro de una desviación de más o menos 2% con capacidades de hasta 11.35 m^3/h (50 gal/min) y presiones de 68.9 MPa (10 000 lbf/in^2).

Las ***bombas de diafragma*** funcionan de manera similar a las de pistón y émbolo. Su construcción es diferente, debido a que el miembro impulsor de movimiento alternativo o reciprocante es un diafragma flexible fabricado de metal, caucho o material plástico. La ventaja principal de este dispositivo es la eliminación de todos los sellos y empaques expuestos al líquido bombeado. Por supuesto, ésta es una ventaja importante en los equipos que deben manejar líquidos tóxicos o peligrosos.

Un tipo común de bomba de diafragma de baja capacidad, diseñada para usos de medición, emplea un émbolo que funciona en aceite para impulsar un diafragma metálico o plástico. Contruidas para presiones de más de 6.895 MPa (1000 lbf/in^2) con velocidades de flujo de hasta 1.135 m^3/h (5 gal/min) por cilindro, estas bombas poseen todas las características de las bombas de medición del tipo de émbolo con la ventaja adicional de que es posible montar la carga de bombeo en un lugar remoto, incluso sumergido, totalmente separado del impulsor.

En la figura 6-24 se muestra una bomba de diafragma de alta capacidad, 22.7 m^3/h (100 gal/min), que funciona gracias a una articulación mecánica.

Las ***bombas de diafragma de funcionamiento neumático*** (Fig. 6-25) no necesitan otra fuente de potencia que la del aire comprimido de la planta. Esas bombas deben tener una succión sumergida y, por supuesto, la presión se limita a la del aire disponible. Debido a su baja velocidad y sus grandes válvulas, este tipo es muy apropiado para el manejo suave de líquidos, cuando se desee evitar la degradación de sólidos suspendidos.

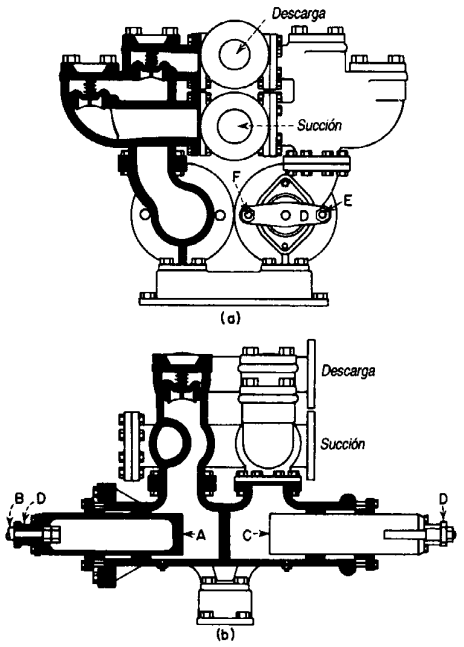


FIG. 6-21 Bomba de émbolo dúplex, de acción sencilla.

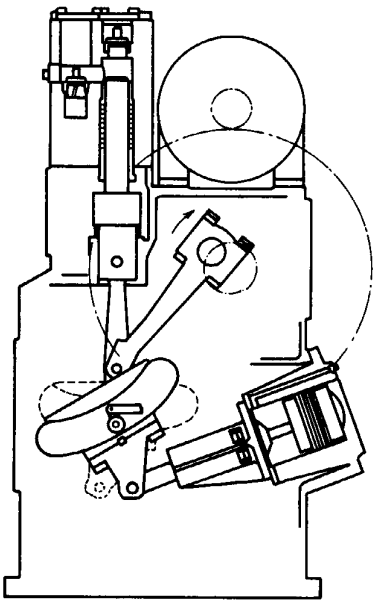


FIG. 6-22 Bomba de potencia de carrera variable, de Aldrich-Groff. (*Cortesía de Ingersoll Rand.*)

Una de las consideraciones más importantes en la aplicación de las bombas de diafragma es la de que es probable que, con el tiempo, se presenten fallas en el diafragma. Las consecuencias de esas fallas se deben evaluar de manera realista antes de escoger ese tipo de bomba y establecerse, en consecuencia, los procedimientos de mantenimiento.

Bombas rotatorias En las bombas rotatorias, el desplazamiento del líquido se produce debido a la rotación de uno o más miembros dentro de una carcasa estacionaria. Puesto que son necesarios franqueos internos, aunque pequeños, en todas estas bombas, con excepción de unos cuantos tipos especiales de ellas, la capacidad disminuye al incrementarse la presión diferencial de la bomba. Estas bombas no puede decirse en realidad que sean de desplazamiento positivo; no obstante, en muchos aspectos, se les puede considerar en esa forma.

La selección de los materiales de construcción para las bombas rotatorias es de vital importancia; los materiales deben ser resistentes a la corrosión, compatibles cuando una parte actúe contra otra y tener resistencia a la abrasión.

Bombas rotatorias de engranajes Cuando se utilizan dos o más impulsores en una carcasa de bomba rotatoria, dichos impulsores tomarán la forma de ruedas dentadas, como en la figura 6-26, de engranaje helicoidales o de levas de lóbulos. En cualquier caso, esos impulsores giran con un franqueo extremadamente pequeño entre ellos y entre la superficie del impulsor y la carcasa. En la figura 6-26 se puede ver que las dos hélices dentadas giran como lo indican las flechas. La conexión de succión está en la base. Conforme los espacios entre los dientes del impulsor pasan por la abertura de succión, recogen líquido entre ellos, lo llevan en torno a la carcasa hasta la abertura de descarga y lo obligan a salir por ella. Las flechas indican el flujo del líquido.

Existen bombas rotatorias de dos clases generales, de engranajes internos y externos. El tipo de **engranajes internos** se utiliza para manejar líquidos lubricantes, y el **tipo de engranaje externo**, para líquidos no lubricantes. La bomba de engranajes internos se lubrica mediante el líquido que se bombea y la del tipo de engranajes externos, por medio de aceite.

El empleo de dientes rectos en las bombas de engranajes producirá pulsaciones en la descarga con una frecuencia equivalente al número de dientes de los dos engranajes multiplicado por la velocidad de rotación. La amplitud de esos trastornos es función del diseño de los dientes. Esta pulsación puede eliminarse mediante la utilización de rotores

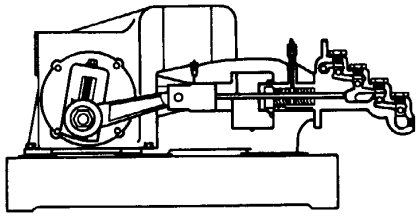


FIG. 6-23 Bomba medidora de émbolo. (*Cortesía de Milton Roy Co.*)

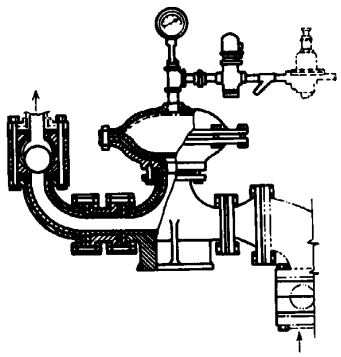


FIG. 6-25 Bomba de diafragma de acción neumática, para suspensiones. (*Cortesía de Dorr-Oliver Inc.*)

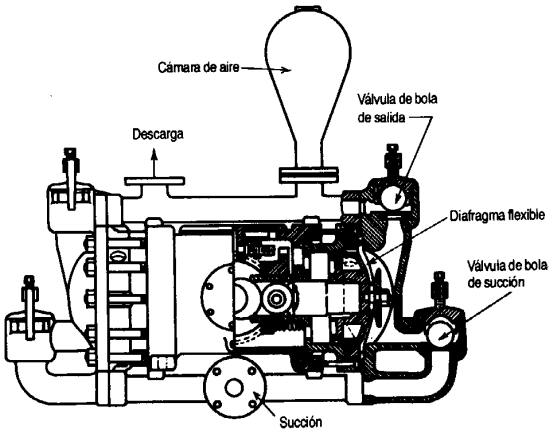


FIG. 6-24 Bomba de diafragma de acción mecánica.

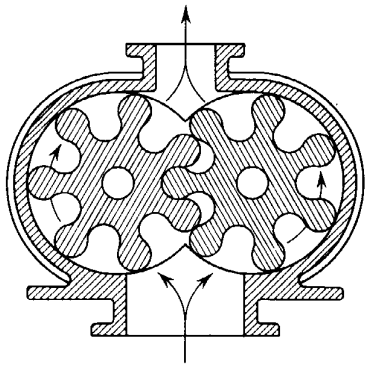


FIG. 6-26 Bomba rotatoria de engranaje de desplazamiento positivo.

con dientes helicoidales de ángulo apropiado. A su vez, esto introduce un impulso extremo que también puede eliminarse mediante la utilización de dientes helicoidales dobles.

Bombas de tornillo o de gusano Estas bombas son una modificación de las de engranajes helicoidales. En la figura 6-27 se ilustra una versión de dos rotores en la que el líquido se alimenta al centro o a los extremos, según la dirección de rotación y avanza axialmente en las cavidades formadas por las muescas o dientes. En las versiones de tres rotores, el central es el miembro impulsor, mientras que los otros dos son impulsados. En la figura 6-28 se muestra otra disposición en la que un rotor metálico macho de diseño singular, gira sin franqueo en un manguito hembra estacionario elastomérico.

Las bombas de gusano, debido a las represas múltiples que evitan el resbalamiento, están bien adaptadas para producir grandes elevaciones de presión, por ejemplo, 6.895 MPa (1000 lbf/in^2) sobre todo al manejar líquidos viscosos, como los aceites pesados. Las bombas totalmente mecánicas en general están sujetas a las mismas limitaciones de manejo de sólidos abrasivos que las bombas de engranajes convencionales. Además, los espacios muertos amplios de los cojinetes exigen por lo común que el líquido tenga buenas características de lubricación para evitar el contacto entre metales.

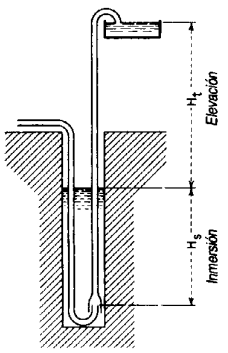


FIG. 6-29 Bosquejo simplificado de un elevador de aire, con la inmersión y la carga total.

Entre los líquidos que manejan las bombas giratorias se encuentran aceites minerales, vegetales, animales, grasas, glucosa, melazas, pinturas, barniz, selladores, lacas, alcoholes, salsa de tomate, salmuera, mayonesa, aderezos, jabón, líquidos de curtido, vinagre y tinta. Algunas unidades de tipo de gusano se diseñan especialmente para el manejo suave de sólidos grandes suspendidos en un líquido.

Bombas de desplazamiento de fluidos Además de las bombas de líquidos que dependen de la acción mecánica de pistones, émbolos o impulsores para desplazar los líquidos, otros dispositivos que se utili-

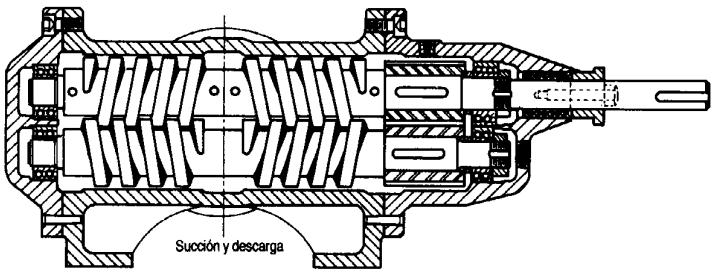


FIG. 6-27 Bomba espiral, con dos rotores. (*Cortesía de Warner Quimby Pumps Co.*)

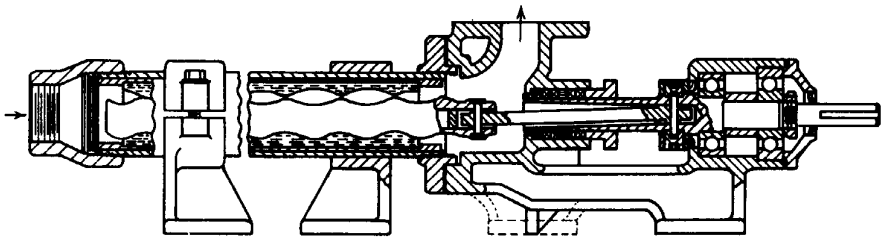


FIG. 6-28 Bomba espiral de rotor simple, con recubrimiento elastomérico. (*Cortesía de Mayno Pumps Division, Robbins and Myers, Inc.*)

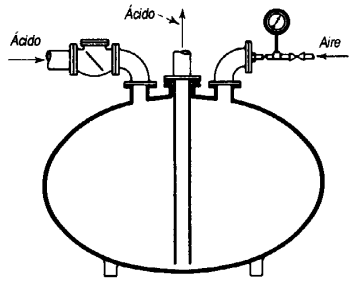


FIG. 6-30 Recipiente ovalado para ácidos. Los controles externos requeridos para la operación automática no se muestran.

zan con el mismo fin utilizan el desplazamiento mediante un fluido secundario. Este grupo incluye los elevadores de aire y los depósitos ovalados para ácidos.

El **elevador de aire** es un dispositivo para hacer subir líquidos mediante aire comprimido. En el pasado se utilizaba mucho para el bombeo en pozos; sin embargo, su utilización ha disminuido por el desarrollo de bombas centrífugas eficientes. Funciona mediante la introducción de aire comprimido en el líquido, cerca del fondo del pozo. Puesto que la mezcla de aire y líquido es más ligera que el líquido solo, se eleva en la carcasa del pozo. Las ventajas de este sistema de bombeo radican en el hecho de que no hay piezas móviles en el pozo. El equipo de bombeo es un compresor de aire que se puede encontrar en la superficie.

En la figura 6-29 se muestra un esquema sencillo de un elevador de aire para este propósito. La compañía Ingersoll-Rand ha desarrollado información empírica sobre el funcionamiento de los elevadores de aire.

Una aplicación importante de los elevadores de gas incluye la extracción de petróleo de pozos. Existen diversas referencias sobre los aspectos teórico y práctico del funcionamiento de los elevadores de gas y los problemas afines a los mismos, entre las que pueden consultarse las siguientes: American Petroleum Institute, *Drilling and Production Practices*, 1952, pp. 257-317 y 1939, p. 266; *Trans. Am. Soc. Mining Metall. Eng.*, **92**, 296-313 (1931), **103**, 170-186 (1933), **118**, 56-70 (1936), **192**, 317-326 (1951), **189**, 73-82 (1950), y **198**, 271-278 (1953); *Trans. Am. Soc. Mining Metall.*, and *Pet. Eng.*, **213** (1958) y **207**, 17-24 (1956); y *Univ. Wisconsin Bull., Eng. Ser.*, **6**, no. 7 (1911, reimpresión 1914).

Un **tanque inyector** o **depósito ovalado para ácidos** consiste en un recipiente en forma ovalada que se puede llenar con una carga de líquido que se vaya a bombear. Este recipiente lleva una tubería de entrada para la carga, otra de salida para la descarga y otra para la admisión de aire comprimido o gas, como se muestra en la figura 6-30. La presión del aire o el gas sobre la superficie del líquido obliga a este último a salir por la tubería de descarga. Esas bombas se pueden manejar en forma manual o instalarse para un funcionamiento automático o semiautomático.

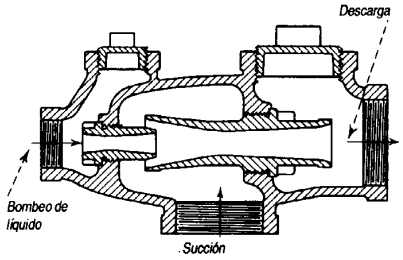


FIG. 6-31 Eyector simple que utiliza un líquido como fluido impulsor.

BOMBAS DE CHORRO

Las bombas de chorro son una clase de dispositivos de manejo de líquidos que utilizan la cantidad de movimiento de un fluido para desplazar otro.

Los **eyectores** y los **inyectores** son los dos tipos de bombas de chorro que interesan a los ingenieros químicos. El eyector, denominado también sifón o eductor, se diseña para la utilización en operaciones en las que la carga contra la que se realiza el bombeo es baja y menor que la carga del fluido utilizado para bombear. El inyector es un tipo especial de bomba de chorro, que funciona por medio de vapor y se utiliza para la alimentación de calderas y otros servicios similares, en donde el flujo que se bombea se descarga a un espacio que se encuentra a la misma presión que el vapor utilizado para hacer funcionar el inyector.

En la figura 6-31 se muestra un diseño simple de bomba de chorro del tipo de eyector. El fluido de bombeo entra por la tobera situada a la izquierda y pasa por la tobera Venturi del centro, para salir por la abertura de descarga, a la derecha. Al entrar a la tobera Venturi, desarrolla una succión que hace que se capte parte del fluido de la cámara de succión en la corriente y que salga por la descarga.

La eficiencia de una bomba de chorro o de eyector es baja, de sólo unos pocos puntos de porcentaje. La carga desarrollada para el eyector es también baja, excepto en los tipos especiales. El dispositivo tiene la desventaja de que diluye el fluido bombeado, al mezclarlo con el fluido de bombeo. En los inyectores de vapor para la alimentación de calderas y equipos similares, donde se recupera el calor del vapor, la eficiencia se acerca al 100%.

El sifón o eyector simple se utiliza mucho, a pesar de su baja eficiencia, para transferir líquidos de un depósito a otro, elevar ácidos, álcalis o líquidos que contengan sólidos de naturaleza abrasiva y para vaciar sumideros.

BOMBAS ELECTROMAGNÉTICAS

La necesidad de circulación de metales líquidos como medios de transferencia calorífica en sistemas de reactores nucleares hizo que se desarrollaran bombas electromagnéticas. Todas las bombas electromagnéticas utilizan el principio motor –el de que un conductor en un campo magnético, que lleva una corriente que fluye en ángulo recto con la dirección del campo, recibe una fuerza mutuamente perpendicular tanto al campo como a la corriente–. En todas las bombas electromagnéticas, el fluido es el conductor. Esta fuerza, dirigida de manera adecuada en el fluido, se manifiesta como presión cuando el fluido esté contenido de manera adecuada. El campo y la corriente se pueden producir de muchas maneras diferentes y utilizarse la fuerza en distintas formas.

Existen unidades tanto de c.a. como de c.c. Las bombas de c.c. (Fig. 6-32) son más sencillas; pero las necesidades de corriente elevada son

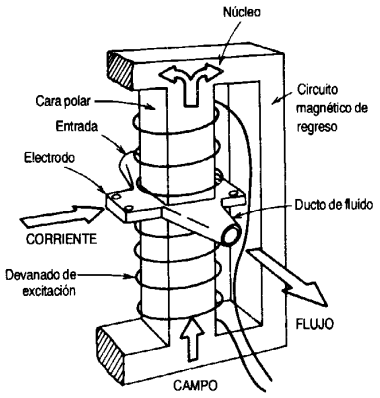


FIG. 6-32 Diagrama simplificado de una bomba electromagnética de c. c.

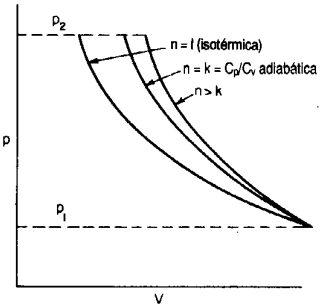


FIG. 6-33 Curvas de compresión politrópica.

una limitación definitiva. Las bombas de c.a. pueden obtener corrientes elevadas con facilidad mediante la utilización de transformadores. Se han construido bombas de c.a. de inducción de polos múltiples en configuraciones helicoidales y lineales. Las unidades helicoidales son eficaces para cargas relativamente altas y flujos bajos, mientras que las bombas de inducción lineal son mejores para flujos elevados con cargas moderadas. Existen bombas electromagnéticas para gastos de hasta 2.271 × 10^3 m^3/h (10 000 gal/min) y presiones de hasta 2 MPa (300 lbf/in^2) y resultan prácticas. Las características de operación se parecen a las de las bombas centrífugas.

COMPRESIÓN DE GASES

Teoría de la compresión En cualquier proceso continuo de compresión, la relación de la presión absoluta p con el volumen V se expresa por medio de la fórmula

$$pV^n = C = \text{constante} \tag{6-16}$$

La gráfica de la presión en función del volumen para cada valor del exponente n se conoce como curva **politrópica**. Puesto que el trabajo W que se realiza al pasar de p_1 a p_2, a lo largo de cualquier curva politrópica (Fig. 6-33) es

$$W = \int_1^2 p\,dV \tag{6-17}$$

de ello se desprende que la cantidad de trabajo necesario depende de la curva politrópica de que se trate y aumenta al incrementarse los valores de n. La trayectoria que requiere la cantidad menor de trabajo consumido es $n = 1$, que es equivalente a la compresión **isotérmica**. Para la compresión **adiabática**, o sea, sin que se agregue ni se retire calor durante el proceso, $n = k$ = a la razón del calor específico a presión constante al calor específico a volumen constante.

Puesto que la mayor parte de las máquinas compresoras tienden a funcionar a lo largo de una trayectoria politrópica que se acerca a la adiabática, la mayor parte de los cálculos de compresores se basan en la curva adiabática.

Algunas de las fórmulas basadas en la ecuación adiabática y que resultan útiles en trabajos con compresores son las siguientes:

Relaciones de **presión, volumen y temperatura** para gases ideales:

$$p_2/p_1 = (V_1/V_2)^k \tag{6-18}$$

$$T_2/T_1 = (V_1/V_2)^{k-1} \tag{6-19}$$

$$p_2/p_1 = (T_2/T_1)^{k/(k-1)} \tag{6-20}$$

Cálculos de condiciones adiabáticas La carga adiabática se expresa en unidades SI como sigue:

$$H_{ad} = \frac{k}{k-1}\frac{RT_1}{9.806}\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{(k-1)/k} - 1\right] \tag{6-21a}$$

donde H_{ad} = carga adiábatica, m; R = constante de los gases. J/(kg·K) = 8314/peso molecular; T_1 = temperatura de entrada del gas, K; p_1 = presión absoluta de entrada, kPa, y p_2 = presión absoluta de descarga, kPa.

En unidades del sistema inglés,

$$H_{ad} = \frac{k}{k-1}RT_1\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{(k-1)/k} - 1\right] \tag{6-21b}$$

donde H_{ad} = carga adiabática, ft; R = constante de los gases, (lbf·ft)/(lb·°R) = 1545/peso molecular; T_1 = temperatura del gas a la entrada, °R; p_1 presión absoluta de entrada, psia; y p_2 = presión absoluta de descarga, psia.

El **trabajo** desarrollado durante la compresión del gas es igual al producto de la carga adiabática y el peso del gas manejado; entonces, la potencia adiabática será:

En unidades SI

$$\text{kW}_{ad} = \frac{WH_{ad}}{10^3} = \frac{k}{k-1}\frac{WRT_1}{9806}\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{(k-1)/k} - 1\right] \tag{6-22a}$$

o $$\text{kW}_{ad} = 2.78 \times 10^{-4}\frac{k}{k-1}Q_1p_1\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{(k-1)/k} - 1\right] \tag{6-23a}$$

donde kW_{ad} = potencia, kW; W = flujo de masa (gasto), kg/s × 9.806 N/kg; y $Q1$ = gasto volumétrico del gas, m^3/h.

En unidades del sistema inglés,

$$\text{hp}_{ad} = \frac{WH_{ad}}{550} = \frac{k}{k-1}\frac{WRT_1}{550}\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{(k-1)/k} - 1\right] \tag{6-22b}$$

o

$$\text{hp}_{ad} = 4.36 \times 10^{-3}\frac{k}{k-1}Q_1p_1\left[\left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{(k-1)/k} - 1\right] \tag{6-23b}$$

donde hp_{ad} = potencia, hp; W = flujo de masa (gasto), lb/s; y Q_1 = gasto volumétrico del gas, medido en la condición de entrada del compresor, ft^3/min.

La temperatura de descarga adiabática es

$$T_2 = T_1(p_2/p_1)^{(k-1)/k} \tag{6-24}$$

El aire y otros gases tienen un valor de k = 1.39 a 1.41. Para simplificar los cálculos para esos gases, se hicieron tablas de la expresión entre corchetes $[(p_2/p_1)\frac{k-1}{k}-1]$ en estas ecuaciones para un valor de k = 1.395. Se les conoce como factores X y se dan en la tabla 6-1. Con factores X, las fórmulas adiabáticas para k = 1.395 son como sigue:

Relaciones adiabáticas de temperatura, presión y volumen:

$$V_1/V_2 = p_2/[(X + 1)p_1] \tag{6-25}$$

$$T_2/T_1 = X + 1 \tag{6-26}$$

$$T_2 - T_1 = T_1X = T_2[X/(X + 1)] \tag{6-27}$$

Potencia adiabática:

En unidades SI,

$$\text{kW}_{ad} = 9.81 \times 10^{-4}Q_1p_1X \tag{6-28a}$$

En unidades usuales en Estados Unidos,

$$\text{hp}_{ad} = 0.0154Q_1p_1X \tag{6-28b}$$

Temperatura de descarga adiabática

$$T_2 = T_1(X + 1) \tag{6-29}$$

TABLA 6-1 Valores de X para aire normal y gases diatómicos ideales*

$$X = r^{0.283} - 1$$

r	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	r	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
1.00	0.00 000	028	057	085	113	141	169	198	226	254	1.75	0.17 160	179	198	217	236	255	274	292	311	330
1.01	.00 282	310	338	366	394	422	450	478	506	534	1.76	.17 349	368	387	406	425	443	462	481	500	519
1.02	.00 562	590	618	646	673	701	729	757	785	812	1.77	.17 538	556	575	594	613	631	650	669	688	706
1.03	.00 840	868	895	923	951	978	006	034	061	089	1.78	.17 725	744	762	781	800	818	837	856	874	893
1.04	.01 116	144	171	199	226	253	281	308	336	363	1.79	.17 912	930	949	968	986	005	023	042	061	079
1.05	.01 390	418	445	472	500	527	554	581	608	636	1.80	.18 098	116	135	153	172	191	209	228	246	265
1.06	.01 663	690	717	744	771	798	825	852	879	906	1.81	.18 283	302	320	339	357	376	394	412	431	449
1.07	.01 933	960	987	014	041	068	095	122	148	175	1.82	.18 468	486	505	523	541	560	578	596	615	633
1.08	.02 202	229	255	282	309	336	362	389	416	442	1.83	.18 652	670	688	707	725	743	762	780	798	816
1.09	.02 469	495	522	549	575	602	628	655	681	708	1.84	.18 835	853	871	890	908	926	944	962	981	999
1.10	.02 734	760	787	813	840	866	892	919	945	971	1.85	.19 017	035	054	072	090	108	126	144	163	181
1.11	.02 997	024	050	076	102	129	155	181	207	233	1.86	.19 199	217	235	253	271	289	308	326	344	362
1.12	.03 259	285	311	337	363	389	415	441	467	493	1.87	.19 380	398	416	434	452	470	488	506	524	542
1.13	.03 519	545	571	597	623	649	675	700	726	752	1.88	.19 560	578	596	614	632	650	668	686	704	722
1.14	.03 778	804	829	855	881	906	932	958	983	009	1.89	.19 740	758	776	794	811	829	847	865	883	901
1.15	.04 035	060	086	111	137	162	188	213	239	264	1.90	.19 919	937	954	972	990	008	026	044	061	079
1.16	.04 290	315	341	366	391	417	442	467	493	518	1.91	.20 097	115	133	150	168	186	204	221	239	257
1.17	.04 543	569	594	619	644	670	695	720	745	770	1.92	.20 275	292	310	328	345	363	381	399	416	434
1.18	.04 796	821	846	871	896	921	946	971	996	021	1.93	.20 452	469	487	504	522	540	557	575	593	610
1.19	.05 046	071	096	121	146	171	196	221	245	270	1.94	.20 628	645	663	681	698	716	733	751	768	786
1.20	.05 295	320	345	370	394	419	444	469	493	518	1.95	.20 804	821	839	856	874	891	909	926	944	961
1.21	.05 543	567	592	617	641	666	691	715	740	764	1.96	.20 979	996	013	031	048	066	083	101	118	135
1.22	.05 789	813	838	862	887	911	936	960	985	009	1.97	.21 153	170	188	205	222	240	257	275	292	309
1.23	.06 034	058	082	107	131	155	180	204	228	253	1.98	.21 327	344	361	379	396	413	431	448	465	482
1.24	.06 277	301	325	350	374	398	422	446	470	495	1.99	.21 500	517	534	552	569	586	603	620	638	655
1.25	.06 519	543	567	591	615	639	663	687	711	735	2.00	.21 672	689	707	724	741	758	775	792	810	827
1.26	.06 759	783	807	831	855	879	903	927	951	974	2.01	.21 844	861	878	895	913	930	947	964	981	998
1.27	.06 998	022	046	070	094	117	141	165	189	212	2.02	.22 015	032	049	066	084	101	118	135	152	169
1.28	.07 236	260	283	307	331	354	378	402	425	449	2.03	.22 186	203	220	237	254	271	288	305	322	339
1.29	.07 472	496	520	543	567	590	614	637	661	684	2.04	.22 356	373	390	407	424	441	458	474	491	508
1.30	.07 708	731	754	778	801	825	848	871	895	918	2.05	.22 525	542	559	576	593	610	627	644	660	677
1.31	.07 941	965	988	011	035	058	081	104	128	151	2.06	.22 694	711	728	745	762	778	795	812	829	846
1.32	.08 174	197	220	243	267	290	313	336	359	382	2.07	.22 863	879	896	913	930	946	963	980	997	013
1.33	.08 405	428	451	474	497	520	543	566	589	612	2.08	.23 030	047	064	080	097	114	130	147	164	181
1.34	.08 635	658	681	704	727	750	773	795	818	841	2.09	.23 197	214	231	247	264	281	297	314	331	347
1.35	.08 864	887	910	932	955	978	001	023	046	069	2.10	.23 364	380	397	414	430	447	463	480	497	513
1.36	.09 092	114	137	160	182	205	228	250	273	295	2.11	.23 530	546	563	579	596	613	629	646	662	679
1.37	.09 318	341	363	386	408	431	453	476	498	521	2.12	.23 695	712	728	745	761	778	794	811	827	844
1.38	.09 543	566	588	611	633	655	678	700	723	745	2.13	.23 860	877	893	909	926	942	959	975	992	008
1.39	.09 767	790	812	834	857	879	901	923	946	968	2.14	.24 024	041	057	074	090	106	123	139	155	172
1.40	.09 990	012	035	057	079	101	123	145	168	190	2.15	.24 188	204	221	237	253	270	286	302	319	335
1.41	.10 212	234	256	278	300	322	344	366	389	411	2.16	.24 351	368	384	400	416	433	449	465	481	498
1.42	.10 433	455	477	499	521	542	564	586	608	630	2.17	.24 514	530	546	563	579	595	611	627	644	660
1.43	.10 652	674	696	718	740	761	783	805	827	849	2.18	.24 676	692	708	724	741	757	773	789	805	821
1.44	.10 871	892	914	936	958	979	001	023	045	066	2.19	.24 838	854	870	886	902	918	934	950	966	983
1.45	.11 088	110	131	153	175	196	218	239	261	283	2.20	.24 999	015	031	047	063	079	095	111	127	149
1.46	.11 304	326	347	369	390	412	433	455	476	498	2.21	.25 159	175	191	207	223	239	255	271	287	303
1.47	.11 520	541	562	584	605	627	648	669	691	712	2.22	.25 319	335	351	367	383	399	415	431	447	463
1.48	.11 734	755	776	798	819	840	862	883	904	925	2.23	.25 479	495	511	526	542	558	574	590	606	622
1.49	.11 947	968	989	010	032	053	074	095	116	138	2.24	.25 638	654	669	685	701	717	733	749	765	780
1.50	.12 159	180	201	222	243	264	286	307	328	349	2.25	.25 796	812	828	844	859	875	891	907	923	938
1.51	.12 370	391	412	433	454	475	496	517	538	559	2.26	.25 954	970	986	001	017	033	049	064	080	096
1.52	.12 580	601	622	643	664	685	706	726	747	768	2.27	.26 112	127	143	159	175	190	206	222	237	253
1.53	.12 789	810	831	852	872	893	914	935	956	977	2.28	.26 269	284	300	316	331	347	363	378	394	409
1.54	.12 997	018	039	060	080	101	122	142	163	184	2.29	.26 425	441	456	472	488	503	519	534	550	566
1.55	.13 205	225	246	266	287	308	328	349	370	390	2.30	.26 581	597	612	628	643	659	675	690	706	721
1.56	.13 411	431	452	472	493	513	534	554	575	595	2.31	.26 737	752	768	783	799	814	830	845	861	876
1.57	.13 616	636	657	677	698	718	739	759	780	800	2.32	.26 892	907	923	938	954	969	984	000	015	031
1.58	.13 820	841	861	881	902	922	942	963	983	003	2.33	.27 046	062	077	092	108	123	139	154	169	185
1.59	.14 024	044	064	085	105	125	145	165	186	206	2.34	.27 200	216	231	246	262	277	292	308	323	338
1.60	.14 226	246	267	287	307	327	347	367	387	408	2.35	.27 354	369	384	400	415	430	446	461	476	492
1.61	.14 428	448	468	488	508	528	548	568	588	608	2.36	.27 507	522	538	553	568	583	599	614	629	644
1.62	.14 628	648	668	688	708	728	748	768	788	808	2.37	.27 660	675	690	705	721	736	751	766	781	797
1.63	.14 828	848	868	888	908	928	948	968	988	007	2.38	.27 812	827	842	857	873	888	903	918	933	948
1.64	.15 027	047	067	087	107	126	146	166	186	206	2.39	.27 964	979	994	009	024	039	054	070	085	100
1.65	.15 225	245	265	284	304	324	344	363	383	403	2.40	.28 115	130	145	160	175	190	205	220	236	251
1.66	.15 423	442	462	481	501	521	540	560	580	599	2.41	.28 266	281	296	311	326	341	356	371	386	401
1.67	.15 619	638	658	678	697	717	736	756	775	795	2.42	.28 416	431	446	461	476	491	506	521	536	551
1.68	.15 814	834	853	873	892	912	931	951	970	990	2.43	.28 566	581	596	611	626	641	656	671	686	701
1.69	.16 009	028	048	067	087	106	125	145	164	184	2.44	.28 716	730	745	760	775	790	805	820	835	850
1.70	.16 203	222	242	261	280	299	319	338	357	377	2.45	.28 865	879	894	909	924	939	954	969	984	998
1.71	.16 396	415	434	454	473	492	511	531	550	569	2.46	.29 013	028	043	058	073	087	102	117	132	147
1.72	.16 588	607	626	646	665	684	703	722	741	760	2.47	.29 162	176	191	206	221	235	250	265	280	295
1.73	.16 780	799	818	837	856	875	894	913	932	951	2.48	.29 309	324	339	353	368	383	398	412	427	442
1.74	.16 970	989	008	027	046	065	084	103	122	141	2.49	.29 457	471	486	501	515	530	545	559	574	589

*Impresa con autorización de Compressed Air Data.

TABLA 6-1 Valores de X para aire normal y gases diatómicos ideales* (*Continuación*)

r	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	r	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
2.50	0.29 604	618	633	647	662	677	691	706	721	735	2.75	0.33 147	161	174	188	202	215	229	243	256	270
2.51	.29 750	765	779	794	808	823	838	852	867	881	2.76	.33 284	297	311	325	338	352	366	379	393	407
2.52	.29 896	911	925	940	954	969	984	998	013	027	2.77	.33 420	434	448	461	475	488	502	516	529	543
2.53	.30 042	056	071	085	100	114	129	144	158	173	2.78	.33 556	570	584	597	611	624	638	651	665	679
2.54	.30 187	202	216	231	245	260	274	289	303	318	2.79	.33 692	706	719	733	746	760	773	787	801	814
2.55	.30 332	346	361	375	390	404	419	433	448	462	2.80	.33 828	841	855	868	882	895	909	922	936	949
2.56	.30 476	491	505	520	534	548	563	577	592	606	2.81	.33 963	976	990	003	017	030	044	057	070	084
2.57	.30 620	635	649	663	678	692	707	721	735	750	2.82	.34 097	111	124	138	151	165	178	191	205	218
2.58	.30 764	778	793	807	821	836	850	864	879	893	2.83	.34 232	245	259	272	285	299	312	326	339	352
2.59	.30 907	921	936	950	964	979	993	007	021	036	2.84	.34 366	379	393	406	419	433	446	459	473	486
2.60	.31 050	064	079	093	107	121	136	150	164	178	2.85	.34 500	513	526	540	553	566	580	593	606	620
2.61	.31 193	207	221	235	249	264	278	292	306	320	2.86	.34 633	646	660	673	686	700	713	726	739	753
2.62	.31 335	349	363	377	391	405	420	434	448	462	2.87	.34 766	779	793	806	819	832	846	859	872	886
2.63	.31 476	490	505	519	533	547	561	575	589	603	2.88	.34 899	912	925	939	952	965	978	991	005	018
2.64	.31 618	632	646	660	674	688	702	716	730	744	2.89	.35 031	044	058	071	084	097	110	124	137	150
2.65	.31 759	773	787	801	815	829	843	857	871	885	2.90	.35 163	176	190	203	216	229	242	255	269	282
2.66	.31 899	913	927	941	955	969	983	997	011	025	2.91	.35 295	308	321	334	347	361	374	387	400	413
2.67	.32 039	053	067	081	095	109	123	137	151	165	2.92	.35 426	439	452	466	479	492	505	518	531	544
2.68	.32 179	193	207	221	235	249	262	276	290	304	2.93	.35 557	570	584	597	610	623	636	649	662	675
2.69	.32 318	332	346	360	374	388	402	416	429	443	2.94	.35 688	701	714	727	740	753	767	780	793	806
2.70	.32 457	471	485	499	513	527	540	554	568	582	2.95	.35 819	832	845	858	871	884	897	910	923	936
2.71	.32 596	610	624	637	651	665	679	693	707	720	2.96	.35 949	962	975	988	001	014	027	040	053	066
2.72	.32 734	748	762	776	789	803	817	831	845	858	2.97	.36 079	092	105	118	131	144	157	169	182	195
2.73	.32 872	886	900	913	927	941	955	968	982	996	2.98	.36 208	221	234	247	260	273	286	299	312	324
2.74	.33 010	023	037	051	065	078	092	106	119	133	2.99	.36 337	350	363	376	389	402	415	428	440	453

r	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
3.0	0.3647	0.3659	0.3672	0.3685	0.3698	0.3711	0.3723	0.3736	0.3749	0.3761
3.1	.3774	.3786	.3799	.3811	.3824	.3836	.3849	.3861	.3874	.3886
3.2	.3898	.3911	.3923	.3935	.3947	.3959	.3971	.3984	.3996	.4008
3.3	.4020	.4032	.4044	.4056	.4068	.4080	.4091	.4103	.4115	.4127
3.4	.4139	.4150	.4162	.4174	.4186	.4197	.4209	.4220	.4232	.4244
3.5	.4255	.4267	.4278	.4290	.4301	.4313	.4324	.4335	.4347	.4358
3.6	.4369	.4380	.4392	.4403	.4414	.4425	.4437	.4448	.4459	.4470
3.7	.4481	.4492	.4503	.4514	.4525	.4536	.4547	.4558	.4569	.4580
3.8	.4591	.4602	.4612	.4623	.4634	.4645	.4656	.4666	.4677	.4688
3.9	.4698	.4709	.4720	.4730	.4741	.4752	.4762	.4773	.4783	.4794
4.0	.4804	.4815	.4825	.4835	.4846	.4856	.4867	.4877	.4887	.4898
4.1	.4908	.4918	.4928	.4939	.4949	.4959	.4970	.4980	.4990	.5000
4.2	.5010	.5020	.5030	.5040	.5050	.5060	.5070	.5080	.5090	.5100
4.3	.5110	.5120	.5130	.5140	.5150	.5160	.5170	.5179	.5189	.5199
4.4	.5209	.5219	.5228	.5238	.5248	.5258	.5267	.5277	.5287	.5296
4.5	.5306	.5316	.5325	.5335	.5344	.5354	.5363	.5373	.5382	.5392
4.6	.5401	.5411	.5420	.5430	.5439	.5449	.5458	.5467	.5477	.5486
4.7	.5495	.5505	.5514	.5523	.5533	.5542	.5551	.5560	.5570	.5579
4.8	.5588	.5597	.5606	.5616	.5625	.5634	.5643	.5652	.5661	.5670
4.9	.5679	.5688	.5697	.5706	.5715	.5724	.5733	.5742	.5751	.5760
5.0	.5769	.5778	.5787	*5796	.5805	.5814	.5822	.5831	.5840	.5849
5.1	.5858	.5867	.5875	.5884	.5893	.5902	.5910	.5919	.5928	.5936
5.2	.5945	.5954	.5962	.5971	.5980	.5988	.5997	.6006	.6014	.6023
5.3	.6031	.6040	.6048	.6057	.6065	.6074	.6082	.6091	.6099	.6108
5.4	.6116	.6125	.6133	.6142	.6150	.6159	.6167	.6175	.6184	.6192
5.5	.6200	.6209	.6217	.6225	.6234	.6242	.6250	.6258	.6267	.6275
5.6	.6283	.6291	.6300	.6308	.6316	.6324	.6332	.6340	.6349	.6357
5.7	.6365	.6373	.6381	.6389	.6397	.6405	.6413	.6421	.6430	.6438
5.8	.6446	.6454	.6462	.6470	.6478	.6486	.6494	.6502	.6509	.6517
5.9	.6525	.6533	.6541	.6549	.6557	.6565	.6573	.6581	.6588	.6596
6.0	.6604	.6612	.6620	.6628	.6635	.6643	.6651	.6659	.6666	.6674
6.1	.6682	.6690	.6697	.6705	.6713	.6721	.6729	.6736	.6744	.6752
6.2	.6759	.6767	.6774	.6782	.6789	.6797	.6805	.6812	.6820	.6827
6.3	.6835	.6843	.6850	.6858	.6865	.6873	.6880	.6888	.6895	.6903
6.4	.6910	.6918	.6925	.6933	.6940	.6948	.6955	.6963	.6970	.6978
6.5	.6985	.6992	.7000	.7007	.7014	.7021	.7028	.7036	.7043	.7050
6.6	.7058	.7065	.7073	.7080	.7087	.7095	.7102	.7110	.7117	.7124
6.7	.7131	.7138	.7145	.7153	.7160	.7167	.7174	.7181	.7189	.7196
6.8	.7203	.7210	.7217	.7224	.7232	.7239	.7246	.7253	.7260	.7267
6.9	.7274	.7281	.7288	.7295	.7302	.7309	.7316	.7323	.7330	.7338
7.0	.7345	.7352	.7359	.7366	.7373	.7380	.7386	.7393	.7400	.7407
7.1	.7414	.7421	.7428	.7435	.7442	.7449	.7456	.7463	.7470	.7477
7.2	.7483	.7490	.7497	.7504	.7511	.7518	.7524	.7531	.7538	.7545
7.3	.7552	.7559	.7565	.7572	.7579	.7586	.7592	.7599	.7606	.7613
7.4	.7620	.7626	.7633	.7640	.7646	.7653	.7660	.7666	.7673	.7680
7.5	.7687	.7693	.7700	.7706	.7713	.7720	.7726	.7733	.7740	.7746
7.6	.7753	.7760	.7766	.7773	.7779	.7786	.7792	.7799	.7806	.7812
7.7	.7819	.7825	.7832	.7838	.7845	.7851	.7858	.7864	.7871	.7877
7.8	.7884	.7890	.7897	.7903	.7910	.7916	.7923	.7929	.7936	.7942
7.9	.7949	.7955	.7961	.7968	.7974	.7981	.7987	.7993	.8000	.8006

*Impresa con autorización de Compressed Air Data.

TABLA 6-1 Valores de X para aire normal y gases diatómicos ideales* *(Continuación)*

r	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
8.0	0.8013	0.8019	0.8025	0.8032	0.8038	0.8044	0.8051	0.8057	0.8063	0.8070
8.1	.8076	.8082	.8089	.8095	.8101	.8108	.8114	.8120	.8126	.8133
8.2	.8139	.8145	.8151	.8158	.8164	.8170	.8176	.8183	.8189	.8195
8.3	.8201	.8207	.8214	.8220	.8226	.8232	.8238	.8245	.8251	.8257
8.4	.8263	.8269	.8275	.8281	.8288	.8294	.8300	.8306	.8312	.8318
8.5	.8324	.8330	.8336	.8343	.8349	.8355	.8361	.8367	.8373	.8379
8.6	.8385	.8391	.8397	.8403	.8409	.8415	.8421	.8427	.8433	.8439
8.7	.8445	.8451	.8457	.8463	.8469	.8475	.8481	.8487	.8493	.8499
8.8	.8505	.8511	.8517	.8523	.8529	.8535	.8541	.8547	.8552	.8558
8.9	.8564	.8570	.8576	.8582	.8588	.8594	.8600	.8605	.8611	.8617
9.0	.8623	.8629	.8635	.8641	.8646	.8652	.8658	.8664	.8670	.8676
9.1	.8681	.8687	.8693	.8699	.8705	.8710	.8716	.8722	.8728	.8734
9.2	.8739	.8745	.8751	.8757	.8762	.8768	.8774	.8779	.8785	.8791
9.3	.8797	.8802	.8808	.8814	.8819	.8825	.8831	.8837	.8842	.8848
9.4	.8854	.8859	.8865	.8871	.8876	.8882	.8888	.8893	.8899	.8905
9.5	.8910	.8916	.8921	.8927	.8933	.8938	.8944	.8949	.8955	.8961
9.6	.8966	.8972	.8977	.8983	.8989	.8994	.9000	.9005	.9011	.9016
9.7	.9022	.9028	.9033	.9039	.9044	.9050	.9055	.9061	.9066	.9072
9.8	.9077	.9083	.9088	.9094	.9099	.9105	.9110	.9116	.9121	.9127
9.9	.9132	.9138	.9143	.9149	.9154	.9159	.9165	.9170	.9176	.9181
10.0	.9187	.9192	.9198	.9203	.9208	.9214	.9219	.9225	.9230	.9235
10.1	.9241	.9246	.9252	.9257	.9262	.9268	.9273	.9278	.9284	.9289
10.2	.9295	.9300	.9305	.9311	.9316	.9321	.9327	.9332	.9337	.9343
10.3	.9348	.9353	.9358	.9364	.9369	.9374	.9380	.9385	.9390	.9396
10.4	.9401	.9406	.9411	.9417	.9422	.9427	.9432	.9438	.9443	.9448
10.5	.9453	.9459	.9464	.9469	.9474	.9480	.9485	.9490	.9495	.9500
10.6	.9506	.9511	.9516	.9521	.9526	.9532	.9537	.9542	.9547	.9552
10.7	.9558	.9563	.9568	.9573	.9578	.9583	.9589	.9594	.9599	.9604
10.8	.9609	.9614	.9619	.9625	.9630	.9635	.9640	.9645	.9650	.9655
10.9	.9660	.9665	.9671	.9676	.9681	.9686	.9691	.9696	.9701	.9706
11.0	.9711	.9716	.9721	.9726	.9732	.9737	.9742	.9747	.9752	.9757
11.1	.9762	.9767	.9772	.9777	.9782	.9787	.9792	.9797	.9802	.9807
11.2	.9812	.9817	.9822	.9827	.9832	.9837	.9842	.9847	.9852	.9857
11.3	.9862	.9867	.9872	.9877	.9882	.9887	.9892	.9897	.9902	.9907
11.4	.9912	.9916	.9921	.9926	.9931	.9936	.9941	.9946	.9951	.9956
11.5	.9961	.9966	.9971	.9975	.9980	.9985	.9990	.9995	1.0000	1.0005
11.6	1.0010	1.0015	1.0019	1.0024	1.0029	1.0034	1.0039	1.0044	1.0049	1.0054
11.7	1.0058	1.0063	1.0068	1.0073	1.0078	1.0083	1.0087	1.0092	1.0097	1.0102
11.8	1.0107	1.0112	1.0116	1.0121	1.0126	1.0131	1.0136	1.0140	1.0145	1.0150
11.9	1.0155	1.0160	1.0164	1.0169	1.0174	1.0179	1.0184	1.0188	1.0193	1.0198
12.0	1.0203	1.0207	1.0212	1.0217	1.0222	1.0226	1.0231	1.0236	1.0241	1.0245

*Impresa con autorización de Compressed Air Data.

NOTA: Tomada de la obra de Moss y Smith, Engineering Computations for Air and Gases, *Trans. Am. Soc. Mech. Engrs.*, vol. 52, 1930, documento APM-52-8. Para toberas $r = p_1/p_2$. Para compresores y tubos de salida $r + p_2/p_1$.

r	x	r	x	r	x	r	x	r	x	r	x	r	x	r	x	r	x
12.5	1.0428	15.0	1.1520	17.5	1.2479	20.0	1.3345	22.5	1.4136	25.0	1.4867	27.5	1.5546	30.0	1.6183	32.5	1.6783
13.0	1.0666	15.5	1.1720	18.0	1.2659	20.5	1.3509	23.0	1.4287	25.5	1.5006	28.0	1.5678	30.5	1.6306	33.0	1.6899
13.5	1.0887	16.0	1.1916	18.5	1.2835	21.0	1.3669	23.5	1.4435	26.0	1.5144	28.5	1.5794	31.0	1.6434	33.5	1.7014
14.0	1.1103	16.5	1.2108	19.0	1.3008	21.5	1.3828	24.0	1.4581	26.5	1.5280	29.0	1.5933	31.5	1.6547	34.0	1.7127
14.5	1.1314	17.0	1.2295	19.5	1.3189	22.0	1.3983	24.5	1.4725	27.0	1.5414	29.5	1.6059	32.0	1.6666	34.5	1.7240

Valores de X de 12.5 a 34.5, calculados por Ingersoll-Rand Co.

Para obtener el factor X_G de un gas para cualquier valor k, consúltese la figura 6-34, que proporciona los valores de X_G/X para gases que tienen razones de calor específico entre 1.0 y 1.4. El factor X_G es entonces el producto de X_G/X de la figura 6-34 y el valor X de la tabla 6-1 para una razón de compresión deseada.

Potencia adiabática para gases diferentes del aire:

En unidades del Sistema Internacional (SI),

$$\text{kW}_{ad} = 6.37 \times 10^{-4} Q_1 p_1 X/d \qquad (6\text{-}30a)$$

En unidades usuales en Estados Unidos,

$$\text{hp}_{ad} = 1 \times 10^{-2} Q_1 p_1 X/d \qquad (6\text{-}30b)$$

donde $d = 2.922\,(k-1)/k$.

Si el ciclo de compresión se aproxima a la condición isotérmica, pV = constante, como en el caso de varias etapas con enfriadores, se obtiene una aproximación simple de la potencia, a partir de la siguiente fórmula:

En unidades SI

$$\text{kW} = 2.78 \times 10^{-4} Q_1 p_1 \ln p_2/p_1 \qquad (6\text{-}31a)$$

En unidades usuales en Estados Unidos

$$\text{hp} = 4.4 \times 10^{-3} Q_1 p_1 \ln p_2/p_1 \qquad (6\text{-}31b)$$

Para compresores de etapa múltiple con N_s etapas con compresión adiabática en cada etapa, dividido el trabajo por igual en cada etapa y enfriamiento en la entrada de cada etapa, pueden ser útiles las siguientes fórmulas:

En unidades SI

$$\text{kW}_{ad} = \frac{6.37 \times 10^{-4} N_s Q_1 p_1}{d} \left(\sqrt[N_s]{X_G + 1} - 1\right) \qquad (6\text{-}32a)$$

En unidades usuales en Estados Unidos

$$\text{hp}_{ad} = \frac{1 \times 10^{-2} N_s Q_1 p_1}{d} \left(\sqrt[N_s]{X_G + 1} - 1\right) \qquad (6\text{-}32b)$$

$$T_2 = T_1 \sqrt[N_s]{X_G + 1} \qquad (6\text{-}33)$$

Selección del compresor Para que un ingeniero químico escoja el equipo de compresión más satisfactorio, deberá tomar en cuenta una gran variedad de tipos, cada uno de los cuales tiene ventajas peculiares para aplicaciones dadas. Entre los principales factores que se deben tomar en consideración, dispuestos hasta cierto punto en su orden de importancia, se encuentran la velocidad de flujo (gasto), la carga o presión, las limitaciones de temperatura, el método de sellado, el método de lubricación, el consumo de potencia, las posibilidades de mantenimiento y el costo. La gráfica general de la figura 6-35 ayudará a definir el intervalo de operación de los tipos comunes.

En plantas químicas en operación, la mayor parte de los problemas adicionales se refieren a gases que pueden ser altamente corrosivos o que pueden llevar sólidos abrasivos en suspensión; gases a elevadas

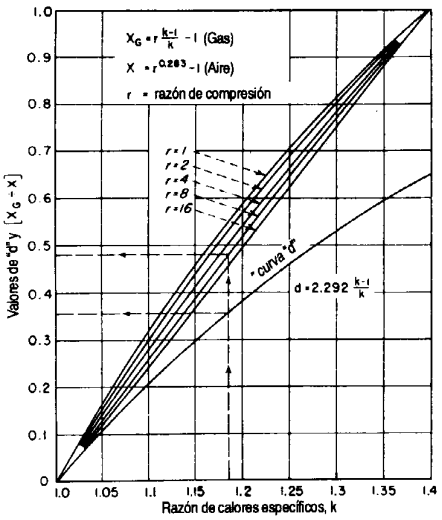


FIG. 6-34 Factores para utilización en la fórmula adiabática. Los valores de X que se deben utilizar en la determinación de X_G se pueden obtener en la tabla 6-1. (*Con autorización de Compressed Air Data.*)

temperaturas que pueden originar un riesgo de explosión potencial mientras que el aire a las mismas temperaturas puede manejarse casi normalmente; minúsculas cantidades de agua o aceite lubricante pueden contaminar el gas de proceso por lo que no son permitibles; para procesos continuos se requiere el empleo de equipo con un alto grado de seguridad de funcionamiento, puesto que no son permitidos los paros frecuentes para inspección o mantenimiento.

Costo del compresor En la figura 6-36 se muestran los costos de adquisición e instalación de máquinas centrífugas y reciprocantes para 0.6895 MPa (100 lbf/in^2) de servicio de aire (primer trimestre de 1979).

VENTILADORES

Los ventiladores se utilizan para bajas presiones, en general, con cargas de presión de menos de 3.447 kPa (0.5 lbf/in^2). Por lo común se clasifican como de tipo centrífugo o de flujo axial. Los dos tipos se utilizan para trabajos de ventilación, suministro de corriente de aire a hornos y calderas, desplazamiento de grandes volúmenes de aire o gas por ductos, suministro de aire para desecación, transporte de materiales suspendidos en corrientes de gas, eliminación de humos, etc.

Ventiladores centrífugos Se construyen de tres tipos generales: de paletas rectas o placas de acero, de hojas curvas hacia adelante y de hojas curvas hacia atrás.

Ventiladores de paletas rectas (Fig. 6-37). Tienen rotores de diámetro relativamente grande con unas cuantas aletas radiales (5 a 12) que se parecen a ruedas de paletas y funcionan a velocidades relativamente bajas. Con frecuencia se utilizan en trabajos de eliminación, sobre todo cuando los desechos van en la corriente de aire.

Ventiladores de hojas curvas hacia adelante (Fig. 6-38). Por lo común son del tipo "Sirocco" de aletas múltiples (20 a 64). Los rotores son de menor diámetro y funcionan a velocidades más altas que las unidades de paletas rectas.

Ventiladores de hojas curvas hacia atrás (Fig. 6-39). Son del tipo de aletas múltiples (10 a 50). Estos ventiladores son sumamente útiles.

Los **ventiladores de flujo axial** son de dos tipos generales: de disco y de hélice. Los **ventiladores de tipo disco** tienen paletas rectas o curvas, similares a las de un ventilador doméstico ordinario. Por lo común se utilizan para la circulación general o para trabajos de eliminación

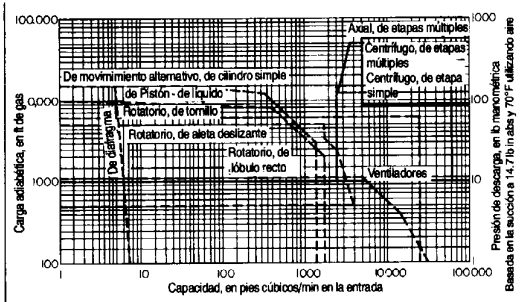


FIG. 6-35 Gráfica de alcances de compresor, basada en la gama operacional normal de los tipos comerciales que se indican. Líneas continuas: úsese la ordenada de la izquierda, cargas. Líneas de guiones: utilícese la ordenada de la derecha, presiones. Para convertir pies cúbicos por minuto en metros cúbicos por hora, multiplíquese por 1.699; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048, y para convertir libras fuerza por pulgada cuadrada en kilopascales, multiplíquese por 6.895; (°F – 32) 5/9 = °C.

sin ductos. Los **ventiladores del tipo de hélice** (Fig. 6-40) tienen aletas similares a las de diseño aeronáutico. Estos ventiladores pueden ser de dos etapas.

Las curvas características para los tipos diferentes de ventiladores aparecen en la figura 6-41.

El principio del funcionamiento de un ventilador centrífugo es muy parecido al de una bomba centrífuga y la presión desarrollada procede de dos fuentes. Éstas son la fuerza centrífuga que se debe a la rotación de un volumen encerrado de aire o gas y la velocidad impartida al aire o el gas por las aletas y convertida parcialmente en presión por la carcasa del ventilador, en forma de espiral o caracol.

La fuerza centrífuga desarrollada por el rotor produce una compresión de aire o el gas que, en la ingeniería de los ventiladores, se denomina *presión estática*. La cantidad de esta presión estática desarrollada depende de la razón de la velocidad del aire que sale de las puntas de las aletas a la velocidad del aire que entra al ventilador en la base de las aspas. Por consiguiente, cuanto más largas sean las aletas, tanto mayor será la presión estática desarrollada por el ventilador.

Las eficiencias de funcionamiento de los ventiladores se encuentran en la gama de 40 a 70%. La presión operacional es la suma de la presión estática y la carga de velocidad del aire que sale del ventilador. En unidades del Sistema Internacional (SI), la presión se expresa generalmente en centímetros de agua. La potencia de salida del ventilador se expresa como sigue:

$$\text{kW} = 2.72 \times 10^{-5} Qp \qquad (6\text{-}34a)$$

donde kW es la potencia de salida del ventilador, kW; Q es el volumen de fluido manejado por el ventilador, m^3/h; y p es la presión de operación del ventilador de columna de agua, cm.

En unidades usuales en Estados Unidos

$$\text{hp} = 1.57 \times 10^{-4} Qp \qquad (6\text{-}34b)$$

donde hp es la potencia de salida del ventilador, hp; Q es el volumen del ventilador, ft^3/min y p es la presión de operación del ventilador, pulgadas de columna de agua.

$$\text{Eficiencia} = \frac{\text{Potencia de salida de aire}}{\text{Potencia de entrada de eje}} \qquad (6\text{-}35)$$

Funcionamiento del ventilador El funcionamiento de un ventilador centrífugo varía con los cambios de condiciones, como la temperatura, la velocidad y la densidad del gas que se maneje. Es importante recordar esto al utilizar los datos de catálogos de los diversos fabricantes de ventiladores. Puesto que esos datos se basan por lo común en condiciones estándar supuestas. Se deben hacer correcciones para las variaciones de esas normas supuestas. Las variaciones habituales son como sigue:

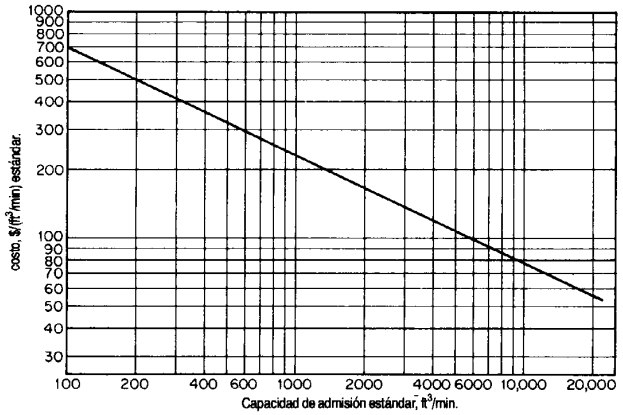


FIG. 6-36 Costo de compresores para servicio de aire a 0.690 MPa (100 lbf/in^2), primer trimestre de 1979. El costo mostrado es el costo instalado e incluye el compresor, impulsor (generalmente un motor para tamaños pequeños y una turbina de vapor para tamaños grandes), cimientos, secadores, filtros, receptor, tubería y cableado dentro de los límites de batería. Para convertir pies cúbicos por minuto en metros cúbicos por hora, multiplíquese por 1.699. (*Cortesía de E. I. du Pont de Nemours & Co.*)

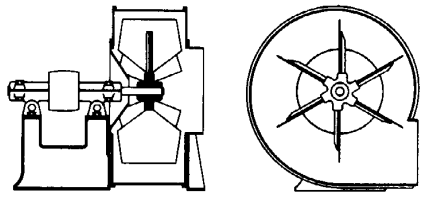


FIG. 6-37 Ventilador de aspas rectas o placa de acero.

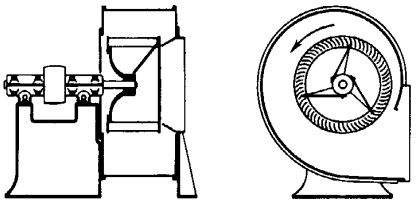


FIG. 6-38 Ventilador de tipo "Sirocco" o de aspas curvas hacia adelante.

Cuando varía la velocidad:

1. La capacidad varía en proporción directa con la razón de la velocidad.
2. La presión varía como el cuadrado de la razón de velocidades.
3. Los caballos de potencia varían como el cubo de la razón de velocidades.

Cuando varía la temperatura del aire o el gas, los caballos de potencia y la presión varían en proporción inversa a la temperatura absoluta (cuando la velocidad y la capacidad se mantienen constantes).

Cuando varía la densidad del aire o el gas, los caballos de potencia y la presión varían en proporción directa a la densidad (si se mantienen constantes la velocidad y la capacidad).

Selección de ventiladores Es común, en la práctica, entre los fabricantes de ventiladores, publicar datos completos en

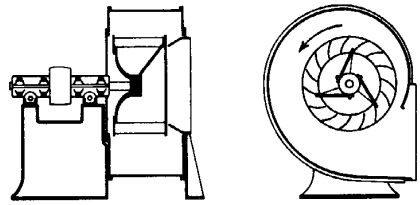


FIG. 6-39 Ventilador de aspas curvas hacia atrás.

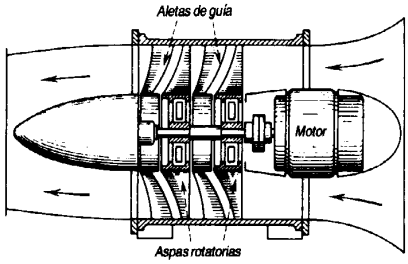


FIG. 6-40 Ventilador de dos etapas, de flujo axial.

forma tabulada que muestran las capacidades, las presiones, las velocidades y el caballaje de potencia de sus ventiladores, en condiciones estándar de temperatura y densidad del aire. Esas tablas son muy útiles para los ingenieros de calefacción y ventilación y para otros especialistas en ingeniería de ventiladores. Los no especializados en esos campos, incluyendo los ingenieros químicos, no deben tratar de escoger ventiladores a partir de esas tablas. Lo mejor que pueden hacer es obtener datos completos sobre el trabajo que se va a realizar y entregárselos a los fabricantes de ventiladores para permi-

tirles que especifiquen el que estén dispuestos a garantizar para el trabajo que se requiera, en las mejores condiciones económicas posibles. Una comparación de varias ofertas de los fabricantes permitirá realizar la mejor elección.

COMPRESORES CENTRÍFUGOS Y AXIALES

Los **compresores centrífugos** o **turbosopladores** se utilizan mucho para el manejo de grandes volúmenes de gases con elevaciones de presión desde 3.447 kPa (0.5 lbf/in^2) hasta varios centenares de kPa (lbf/in^2). El criterio más importante, todavía más que el de la elevación de la presión, es el de la razón de presiones, como se indicó antes. Para presiones por debajo de 3.447 kPa (0.5 lbf/in^2), se escoge por lo común uno de los diversos tipos de ventiladores.

Los compresores centrífugos son muy utilizados en la industria química para diversos servicios; por ejemplo, para comprimir gas de proceso, abastecer de aire a la planta y transportar sólidos en suspensión; también son utilizados como aspiradoras para ventilación en sistemas de aireación, etc. Estos compresores también se utilizan mucho por otras industrias; por ejemplo, para abastecer de aire u oxígeno los hornos en la industria del hierro y el acero y como impulsores de línea para gas natural.

Los compresores centrífugos pueden ser de etapa simple o múltiple dentro de una carcasa sencilla. Además, es posible utilizar otros tipos de carcasas simples o múltiples en serie. Se pueden utilizar enfriadores entre las etapas o entre las carcasas con objeto de enfriar parcialmente el gas comprimido, hasta una temperatura deseada y así minimizar la potencia requerida para la compresión.

El principio de funcionamiento de un compresor centrífugo es el mismo que el de una bomba centrífuga y su diferencia principal es la de que el aire o el gas manejado en un compresor centrífugo o soplador es compresible, mientras que los líquidos con los que trabaja una bomba son prácticamente incompresibles.

Será preciso determinar al diseñar o seleccionar un compresor centrífugo de tamaño adecuado, la combinación de las condiciones más adversas que se puedan presentar simultáneamente. Las condiciones que es preciso tomar en cuenta son:

La presión barométrica más baja
La presión de admisión más baja
La temperatura máxima de admisión
La razón más alta de calores específicos (valor de k)
El peso específico menor
El volumen máximo de admisión
La presión máxima de descarga

Las unidades motrices de los compresores centrífugos son generalmente turbinas de vapor, turbinas de gas o motores eléctricos. Se pueden emplear engranajes que incrementen la velocidad, acoplados a los propulsores. La mayor parte de los compresores centrífugos operan a velocidades superiores a 60 Hz, con un motor de dos polos cuya velocidad es 3600 rev/min. Las velocidades de giro hasta de 50 000 rev/min son muy comunes. Para un funcionamiento aerodinámico adecuado se aconseja el empleo de velocidades superiores. La velocidad máxima del impulsor está limitada por el material del impulsor.

En un turbosoplador, como en una bomba centrífuga, la carga desarrollada es independiente del fluido que se maneje. Mediante el examen de las fórmulas dadas antes en esta subsección, resulta evidente que la razón de presiones es dependiente de la temperatura de entrada, el peso molecular y la razón de calores específicos k. En el caso del aire, que tiene un peso molecular de 29, las razones de presión por etapa al tomar la succión a la temperatura ambiente se limitan a aproximadamente 1.4. Con el hidrógeno, que tiene un peso molecular de 2, las razones de presión se limitan a aproximadamente 1.025. Para gases más pesados que el aire, como el dióxido de carbono, se pueden alcanzar razones de presión considerablemente más altas que 1.4.

Debido a la dinámica del rotor, una carcasa simple (Fig. 6-42) no contiene más de 7 u 8 etapas. Pueden utilizarse 2 o más etapas en serie. Generalmente se emplean enfriadores intermedios entre etapas para conservar la potencia y limitar la temperatura máxima.

En la figura 6-43 se muestran **curvas características**, usuales de un soplador de etapas múltiples. A partir de esas curvas se verá que un

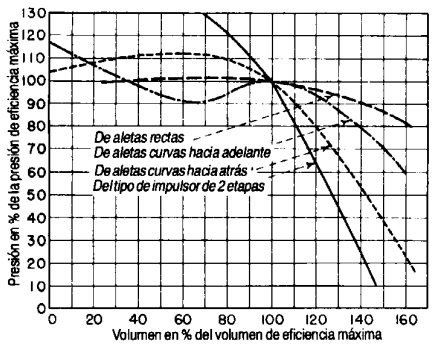


FIG. 6-41 Curvas características aproximadas de varios tipos de ventiladores.

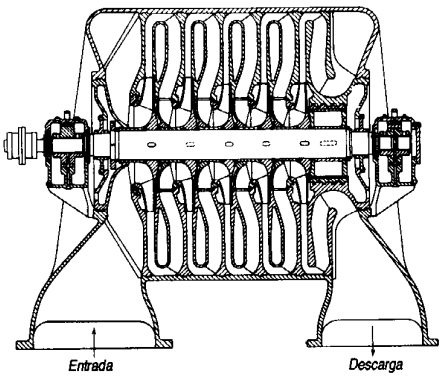


FIG. 6-42 Compresor centrífugo de cinco etapas.

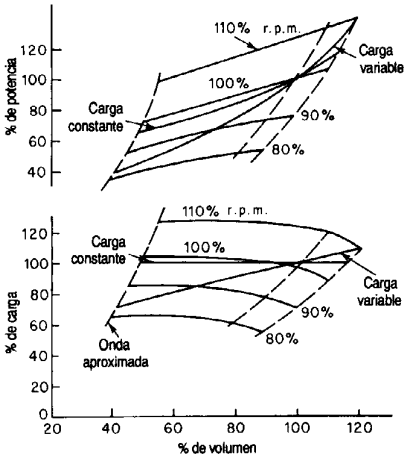


FIG. 6-43 Curvas características de un compresor centrífugo, ilustrando el efecto de control de velocidad.

turbosoplador es esencialmente una máquina de **presión constante** y que el consumo de potencia es casi directamente proporcional al volumen entregado. Para los sopladores impulsados por motor, se pueden utilizar varios dispositivos, como acoplamientos hidráulicos, acoplamientos magnéticos o motores de rotores devanados, para obtener un funcionamiento eficiente con cargas parciales o en condiciones de operación adversas, aunque es raro que se justifique la inversión adicional.

Hay una capacidad mínima para cada soplador, en cada velocidad, por debajo de la cual el funcionamiento se hace inestable. Esta inestabilidad va acompañada por un ruido característico que se conoce como **pulsación**. El límite de bombeo se establece en gran parte mediante el ángulo de descarga del impulsor y, para los sopladores promedio, se encuentra en las cercanías del 50% a 90% de la capacidad en el punto de mayor eficiencia. La causa primordial de esta conducta es la de la forma de la curva de capacidad calorífica que, después de alcanzar un punto máximo aproximadamente a la mitad de la capacidad nominal, comienza a caer hacia el punto de capacidad cero. Cuando la capacidad se reduce por debajo de este punto, la presión en la tubería de descarga sobrepasa a la producida por el soplador y el flujo tiende a invertirse momentáneamente. Sin embargo, en cuanto se reduce todavía más el flujo, la presión en la tubería de descarga cae y el soplador comienza a descargarse nuevamente a la tubería. Esas pulsaciones de la presión y la capacidad se amplifican por la respuesta del gas compresible en el sistema de descarga. Los sopladores no deben funcionar con volúmenes por debajo del punto de bombeo. Con el fin de evitar daños al compresor, se recomienda la instrumentación que evite la operación en la zona de "pulsación".

Además de controlar el límite operacional mediante la variación de la velocidad, otra práctica común consiste en utilizar **aletas de guía de entrada**. Éstas se pueden ajustar para reducir la capacidad de incrementar el límite operacional estable (Fig. 6-44). Aun cuando el papel primordial de las aletas de guía es proporcionar prerrotación antes del impulsor, con el fin de reducir las pérdidas en la entrada, las mismas aletas actúan como acelerador para reducir la velocidad de flujo, mediante la disminución de la densidad del gas. La figura 6-45 muestra una comparación entre el control de la velocidad y el control mediante aletas de guía, con respecto al consumo de potencia. Otro método menos eficiente que el de las aletas de guía para lograr el mismo resultado es el empleo de una **compuerta de tiro** en la línea de succión.

Mediante la utilización adecuada de uno o más de los métodos anteriores de control, junto con una buena instrumentación, se pueden equipar los turbosopladores para proporcionar gas a una presión de descarga constante, una presión constante de succión, un gasto volumétrico o un gasto masa constante. En la figura 6-45 se muestra una comparación entre el control de velocidad y el control de aletas de guía en relación con el consumo de potencia.

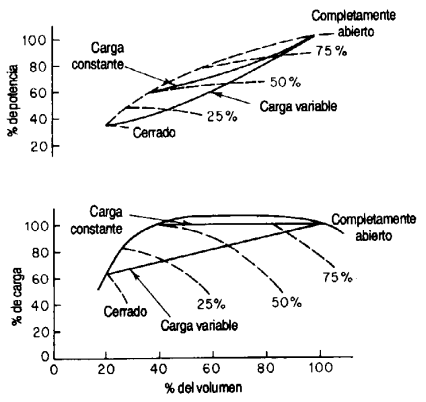


FIG. 6-44 Curvas características operacionales del control de paleta de guía para compresores centrífugos.

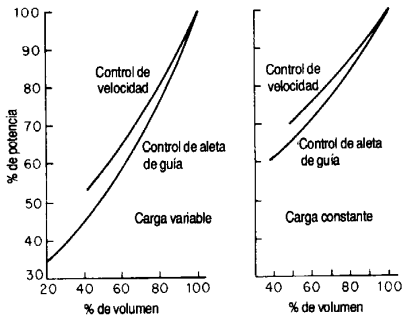


FIG. 6-45 Comparación de requerimiento de potencia entre el control de velocidad y el de paleta de guía de los compresores centrífugos.

El avance de la tecnología en los equipos de rotación a altas velocidades, acelerado por los trabajos en el campo de los motores a reacción de los aviones, produjo recientemente una familia de **compresores montados con engranajes y de acoplamiento cerrado**, para gases relativamente limpios. Son muy apropiados para sistemas de aire de plantas e instrumentos de 0.690-MPa (100 lbf/in^2), con capacidades disponibles de 1×10^3 a 34×10^3 m^3/h (600 a 20 000 ft^3/min). Por lo común, la unidad motriz se conecta en un engranaje de mando que, a su vez, impulsa uno o más piñones. Se montan impulsores simples, cada uno de ellos con su propia carcasa en espiral en uno o los dos extremos de cada eje de piñón. Se proporciona un enfriamiento intermedio entre cada conjunto de etapas. Estas máquinas son más compactas y tienen una eficiencia más elevada que las máquinas de etapas múltiples y carcasa simple, para los mismos usos.

Las instalaciones estacionarias de gas de turbina utilizan casi exclusivamente el **compresor de flujo axial**, en cualquiera de los dos diseños: **tipo industrial** o **tipo de máquina derivativa**. El primero de los dos tipos se caracteriza porque es más pesado, de construcción más burda con ejes apoyados en cojinetes del tipo collar; el último tipo se caracteriza por su construcción tipo caseta y cojinetes antifricción.

Además de su empleo con turbinas de gas, el compresor de flujo axial se emplea en la industria del acero para ventiladores de tiro forzado, en la industria química para plantas de ácido nítrico y para otros usos donde se requieren grandes cantidades de aire o gas. Las corrientes de aire o gas deben estar libres de aceite lubricante u otro contaminante.

En la figura 6-46 se muestra un compresor de flujo axial. El elemento rotatorio consiste en un tambor al que van fijas varias hileras de hojas de altura creciente, con secciones de corte transversal en forma aerodinámica. Entre cada dos hileras de hojas rotatorias hay una hilera de hojas estacionarias. Todos los ángulos de las hojas y áreas están diseñadas precisamente para un funcionamiento determinado y **alta eficiencia**.

Las razones de presión por carcasa son comparables a las de los equipos centrífugos, aun cuando las velocidades de flujo son considerablemente mayores para un diámetro dado de carcasa, debido al área mayor de la trayectoria de flujo.

Debido a la curva característica de capacidad y carga, relativamente pronunciada, el punto de bombeo se puede encontrar dentro de un 10% del flujo de diseño, como se muestra en la figura 6-47.

COMPRESORES Y SOPLADORES ROTATORIOS

Los sopladores, los compresores rotatorios y las bombas al vacío son máquinas del tipo de desplazamiento positivo. Estas unidades son esencialmente máquinas de volumen constante con presiones de descarga variables. El volumen sólo se puede modificar al cam-

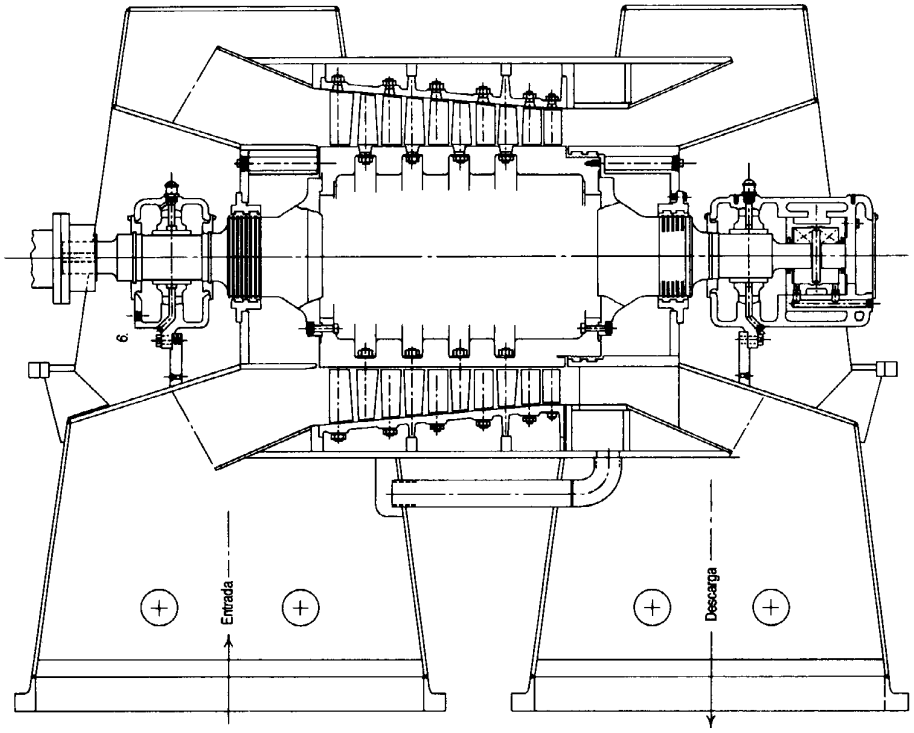


FIG. 6-46 Compresor de flujo axial (*Cortesía de Allis-Chalmers Corp.*)

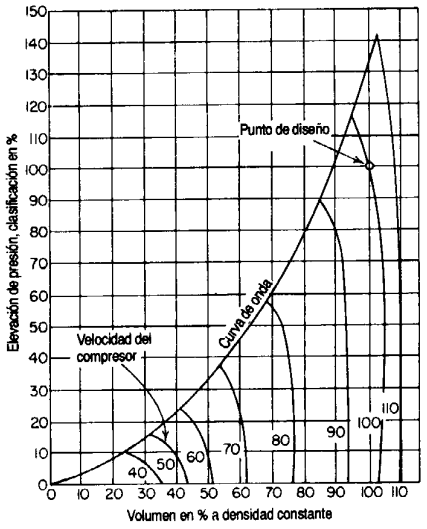


FIG. 6-47 Características típicas de operación de un compresor de flujo axial.

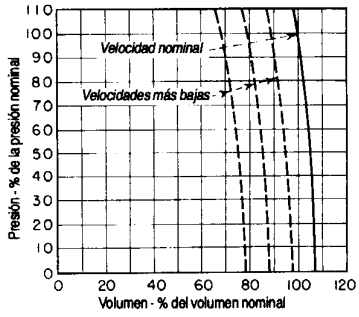


FIG. 6-48 Tipo aproximado de curva de operación para compresores rotatorios, de desplazamiento positivo. La válvula de seguridad en la línea de descarga o desviación deberá fijarse para que opere a un coeficiente de seguridad, a tono con la construcción.

biar la velocidad o mediante el desperdicio o derivación de parte de la capacidad de la máquina. La presión de descarga varía con la resistencia del lado de la descarga del sistema. En la figura 6-48 se muestra una curva característica usual de la forma producida por esas unidades rotatorias. En general, los compresores rotatorios se clasifican como de tipo de lóbulo recto, de gusano, de paletas deslizantes y de pistón líquido.

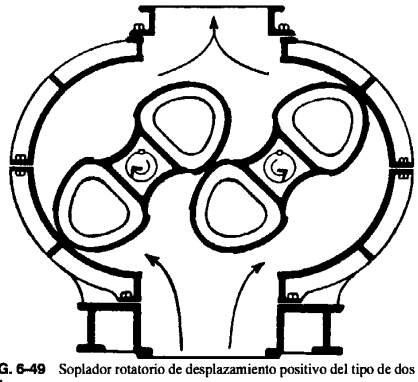


FIG. 6-49 Soplador rotatorio de desplazamiento positivo del tipo de dos propulsores.

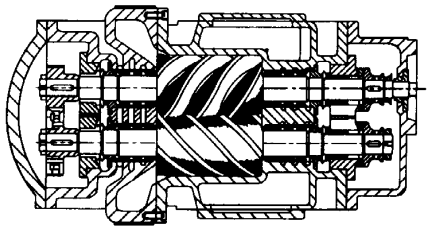


FIG. 6-50 Compresor rotatorio del tipo de espiral.

Tipo lóbulo recto En la figura 6-49 se ilustra este tipo. Esas unidades existen para diferenciales de presión hasta de aproximadamente 83 kPa (12 lbf/in^2) y capacidades de hasta 2.549×10^4 m^3/h (15 000 ft^3/min). A veces, las unidades múltiples funcionan en serie para producir presiones más elevadas; los diferenciales de presión de etapas individuales están limitados por la deflexión del eje, que se debe mantener necesariamente pequeña para conservar el espacio muerto entre el rotor y la carcasa.

Tipo tornillo o gusano Este tipo de compresor rotatorio, que se muestra en la figura 6-50, puede manejar capacidades hasta de 4.248×10^4 m^3/h (25 000 ft^3/min) a razones de presión de 4 a 1 y superiores.

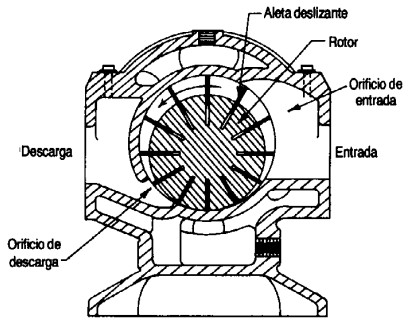


FIG. 6-51 Compresor rotatorio del tipo de paletas deslizantes.

Los rotores de diámetro relativamente pequeño permiten velocidades de rotación de varios miles de rpm. A diferencia de las máquinas rotatorias de lóbulo recto, los rotores son macho y hembra y su rotación provoca el avance axial de cavidades selladas sucesivamente. Esas máquinas tienen enfriadores intermedios, cuando ellas resultan convenientes. Por lo común, su funcionamiento a altas velocidades requiere el empleo de supresores de ruido de succión y descarga.

Tipo de aletas deslizantes Este tipo se ilustra en la figura 6-51. Estas unidades se ofrecen para presiones de funcionamiento de hasta 0.86 MPa (125 lbf/in^2) y capacidades de hasta 3.4×10^3 m^3/h (2000 ft^3/min). En general, las razones de presión por etapa se limitan a 4 a 1. La lubricación de las paletas es necesaria, de ahí que el torrente de aire y gas contengan aceite lubricante.

Tipo de pistón líquido Este tipo se muestra en la figura 6-52. Estos compresores se presentan como unidades de etapa simple para diferenciales de presión de hasta aproximadamente 0.52 MPa (75 lbf/in^2) en los tamaños menores y capacidades de hasta 6.8×10^3 m^3/h (4000 ft^3/min) cuando se utilizan con una menor diferencial de presión. Se utiliza el escalonamiento para diferenciales de presión más elevados. Estas unidades han llegado a aplicarse mucho como bombas al vacío en servicios de vacío húmedo. Los orificios de entrada y descarga se encuentran en el cubo del impulsor. Conforme gira la hélice aletas, la fuerza centrífuga impulsa al líquido sellador contra las paredes de la carcasa elíptica, lo que hace que el aire entre sucesivamente a las cavidades de las aletas y se vea expulsado contra la presión de descarga. Se requiere la recirculación externa o el reemplazamiento constante de líquido sellador para evitar el calentamiento excesivo. Por lo común, se utiliza un separador en la línea de descarga para minimizar la salida de líquido capturado. Se puede reducir considerablemente la capacidad del compresor si el gas es muy soluble en el líquido sellador.

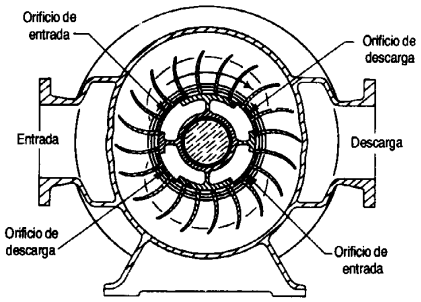


FIG. 6-52 Compresor rotatorio del tipo de pistón de líquido.

El compresor de tipo de pistón de líquido ha sido muy ventajoso cuando se manejan gases peligrosos o tóxicos. Los aumentos en temperatura del gas son muy pequeños a consecuencia del contacto en la entrecara gas-líquido y porque como el calor específico del líquido es muy grande.

COMPRESORES RECIPROCANTES

Existen compresores reciprocantes o de movimiento alternativo de etapa simple o de etapas múltiples. El número de etapas se ve determinado por la razón de compresión p_2/p_1. La razón de compresión por etapa se ve limitada en general a cuatro; aun cuando las unidades de baja capacidad tienen una razón de compresión de hasta 8 o más. Generalmente, la razón de la compresión máxima se determina por la temperatura máxima permisible en la descarga del gas.

Los compresores de aire de acción simple, enfriados por agua o aire, existen en tamaños hasta de aproximadamente 75 kW (100 hp). Esas unidades se pueden obtener con una, dos, tres o cuatro etapas, para presiones de hasta 24 MPa (3500 lbf/in^2). Esas máquinas se

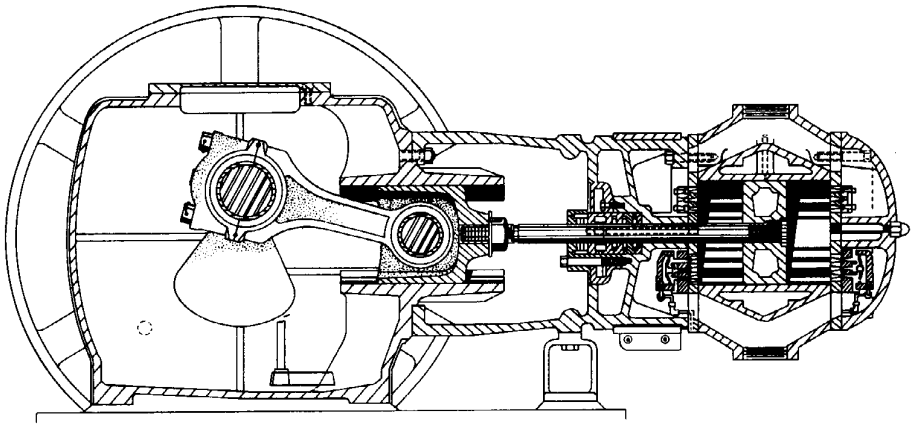


FIG. 6-53 Compresor típico de etapa simple, de doble acción enfriado por agua.

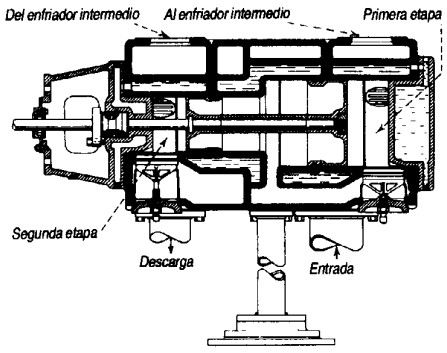


FIG. 6-54 Pistón opuesto de acción simple, de dos etapas, en un cilindro del tipo de etapa simple.

utilizan raramente para la compresión de gases, debido a las dificultades para evitar las fugas de gases y la contaminación con aceites lubricantes.

Los compresores que se utilizan más comúnmente para comprimir gases tienen una cruceta a la que se conectan la biela y la varilla del pistón. Esto proporciona un movimiento en línea recta para la varilla del pistón y permite que se utilice un empaque simple. En la figura 6-53 se muestra una máquina sencilla, de etapa simple, con un pistón de acción doble. Se pueden utilizar pistones de acción simple (Fig. 6-54) o doble (Fig. 6-55), dependiendo del tamaño de la máquina y el número de etapas. En algunas máquinas se emplean pistones de acción doble en la primera etapa y de acción simple, en las posteriores.

En las máquinas de etapas múltiples, hay enfriadores intermedios entre las etapas. Esos intercambiadores de calor eliminan el calor de la compresión del gas y reducen su temperatura a aproximadamente la que existe a la entrada del compresor. Ese enfriamiento reduce el volumen de gas que va a los cilindros a alta presión, hace disminuir la potencia necesaria para la compresión y, a presiones elevadas, mantiene la temperatura dentro de límites de operación seguros.

En la figura 6-56 se muestra un extremo de compresor de dos etapas como el que se podría utilizar en el compresor que aparece en la figura 6-53.

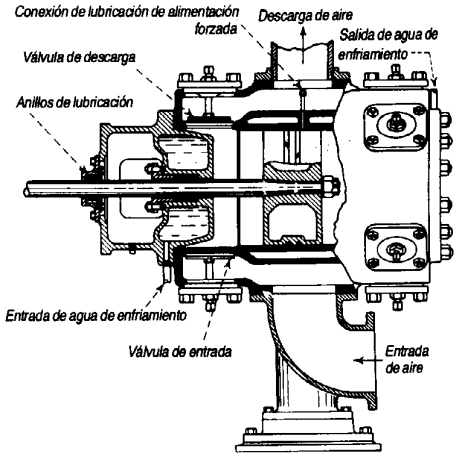


FIG. 6-55 Pistón y cilindro de compresor típico de acción doble.

Los compresores con cilindros horizontales como los que aparecen en las figuras 6-53 a 6-56 son los que más se utilizan, por su capacidad de acceso. Sin embargo, se construyen también máquinas con cilindros verticales y otras disposiciones, como las de ángulo recto (uno horizontal y el otro vertical) y en ángulo en V.

Los compresores de hasta aproximadamente 75 kW (100 hp) tienen por lo común un cigüeñal simple de impulso central, como se muestra en la figura 6-53. En tamaños superiores a ése, las máquinas suelen ser comúnmente de construcción en dúplex, con bielas a cada extremo del eje (véase la Fig. 6-57). Algunas unidades grandes, impulsadas por motor sincrónico, son de construcción en cuatro esquinas, o sea, con una construcción dúplex doble que tiene dos bielas a partir de cada uno de los dos cigüeñales (véase la Fig. 6-58). Los compresores impulsados por vapor tienen uno o más cilindros de vapor que van conectados directamente mediante tirantes o varillas de pistón a la cruceta o pistón del cilindro de gas.

Pérdidas en las válvulas Cuando la velocidad del pistón es superior a 2.5 m/s (500 ft/min), las pérdidas en las válvulas de succión y

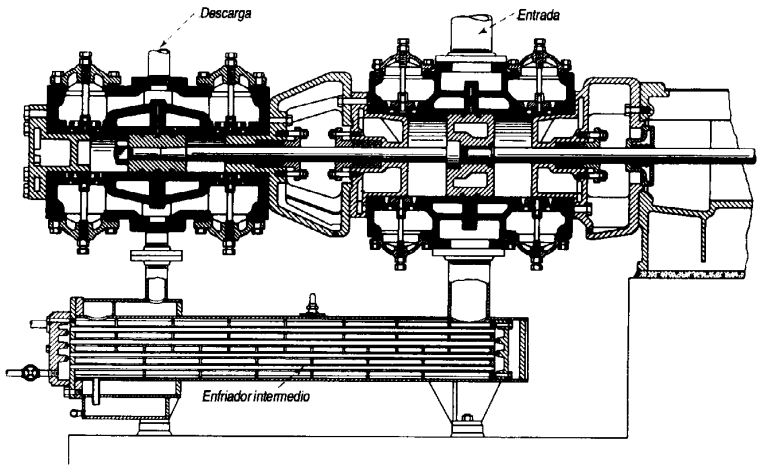


FIG. 6-56 Cilindros de compresor de dos etapas y acción doble con enfriador intermedio.

descarga empiezan a tener un carácter significativo en la relación real de compresión interna para la mayor parte de los compresores, dependiendo del área de la válvula. Como resultado lógico, deberá esperarse un aumento en la temperatura y el requerimiento de mayor potencia. Estos efectos llegan a ser más importantes cuando se trata de gases de alto peso molecular.

Dispositivos de control En muchas instalaciones, la utilización de gas es intermitente y, por ende, se requiere algún medio de control de la salida del compresor. En otros casos, se necesita una salida constante a pesar de las variaciones de la presión de descarga y el dispositivo de control debe funcionar para mantener una velocidad constante en el compresor. Se pueden hacer variar la capacidad, la velocidad o la presión del compresor según las necesidades. La naturaleza del dispositivo de control dependerá de la función que se vaya a regular; la presión, el volumen, la temperatura o algún otro factor determina el tipo de regulación que se requiera y el tipo de unidad motriz del compresor.

La necesidad más común de control es la de regulación de la capacidad. Muchos controles de capacidad o dispositivos de descarga, como se les denomina a veces, funcionan mediante la presión del lado de

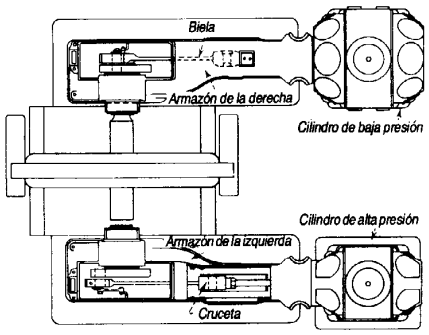


FIG. 6-57 Compresor dúplex de dos etapas (vista en planta).

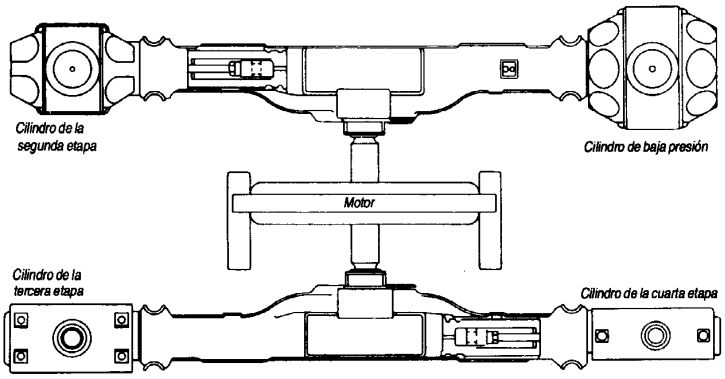


FIG. 6-58 Compresor de cuatro etapas y cuatro esquinas (vista en planta).

descarga del compresor. Una presión descendente indica que se utiliza al gas com mayor rapidez que la que se comprime y que se requiere más gas. Una presión ascendente indica que se comprime más gas que el que se utiliza y que, por ende, se necesita una cantidad menor.

Un método evidente de control de la capacidad de un compresor es hacer variar la velocidad. Este método es aplicable a los compresores impulsados por vapor y a las unidades propulsoras por motores de combustión interna. En esos casos, el regulador activa la válvula de admisión de combustible o vapor en el impulsor del compresor y, en esa forma, controla la velocidad.

Los compresores impulsados por un motor funcionan por lo común a velocidad constante y se necesitan otros métodos de control de la capacidad. En los compresores reciprocantes que descargan dentro de recipientes, hasta de aproximadamente 75 kW (100 hp), se dispone por lo común de dos tipos de control. Son el de velocidad constante y el de arranque y detención automática.

El control de arranque y detención automática, como indica su nombre, detiene o pone en marcha al compresor mediante un interruptor activado a presión, a medida que varía la demanda de gas. Sólo se debe utilizar cuando la demanda de gas sea intermitente.

El control de la velocidad constante se debe utilizar cuando la demanda de gas sea constante. Con este tipo de control, el compresor funciona continuamente, pero comprime sólo cuando se necesita gas. Se utilizan comúnmente tres métodos de descarga del compresor con este tipo de control: 1) **descargadores de succión cerrada**, 2) **descargadores de válvula de entrada abierta** y 3) **descargadores de espacio libre**. El descargador de succión

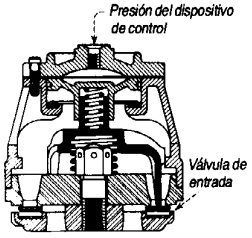


FIG. 6-59 Descargador de válvula de entrada.

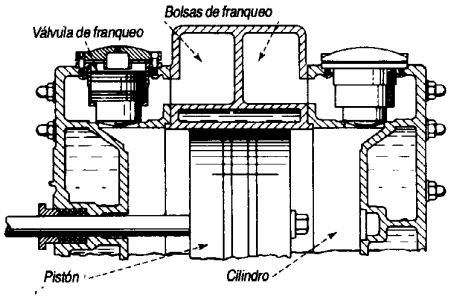


FIG. 6-60 Cilindro de control de franqueo. (*Cortesía de Ingersoll-Rand.*)

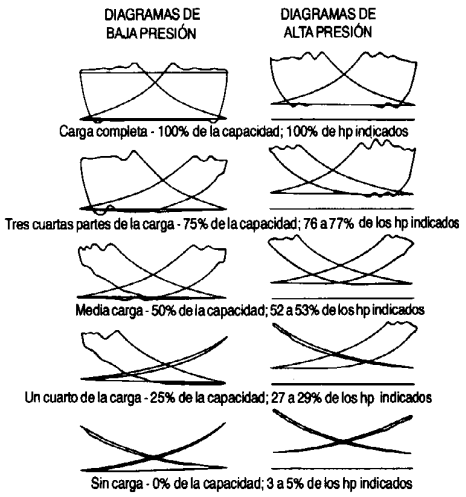


FIG. 6-61 Diagrama indicador real en el que se muestra el funcionamiento del control de franqueo en cinco puntos de carga de un compresor de dos etapas.

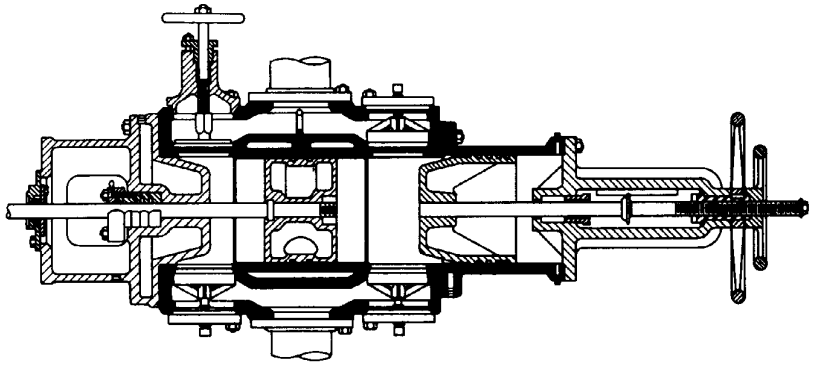


FIG. 6-62 Vista seccional de un cilindro equipado con un levantaválvulas manual en un extremo y una bolsa de franqueo de volumen variable en el otro.

cerrada consiste en una válvula activada por la presión que cierra la admisión del compresor. Los descargadores de válvula de entrada abierta (véase Fig. 6-59) actúan para mantener abiertas las válvulas de entrada del compresor y evitar que se produzca compresión. Los descargadores de espacio libre (véase la Fig. 6-60) consiste en bolsas o pequeños depósitos que se abren cuando se desea una descarga. El gas se comprime en su interior en la carrera de compresión y se expande en el cilindro en la carrera de regreso, evitando que se comprima más gas.

A veces es conveniente tener un compresor equipado con ambos controles, de velocidad constante y el arranque y detención automática. Cuando sucede así, un interruptor permite la selección inmediata de cualquiera de esos tipos de control.

Los compresores reciprocantes impulsados por motores por encima de aproximadamente 75 kW (100 hp) van equipados por lo común con un control de etapas. Se trata en realidad de una variación del control de velocidad constante en donde la descarga se realiza en una serie de etapas, que varían de la carga completa a la falta total de carga. El **control de tres etapas** (carga completa, media carga y carga nula) se realiza por lo común con descargadores de válvula de admisión. El **control de cinco etapas** (carga completa, tres cuartos, un medio, un cuarto y carga nula) se realiza mediante bolsas de espacio libre (véase la Fig. 6-61). En algunos modelos de máquinas se utilizan en combinación descargas de control de espacio libre y de válvula de admisión.

Aunque esos dispositivos de control funcionan casi siempre de manera automática, el manejo manual resulta satisfactorio para algunos fines. Cuando se proporciona manejo manual, consiste con frecuencia en una o varias válvulas para abrir y cerrar bolsas de espacio libre. En algunos casos, se proporciona un cilindro de cabeza móvil para modificar el espacio libre en el cilindro (véase la Fig. 6-62).

Cuando no se proporciona dispositivo de control de capacidad o de descarga, es necesario proporcionar derivaciones entre la carga y la descarga para poder poner en marcha el compresor sin carga. (Véase Fig. 6-63.)

Cilindros no lubricados La mayor parte de los compresores utilizan aceite para lubricar el cilindro; sin embargo, en algunos procesos, es objetable cualquier contaminación de aceite, por ligera que sea. Para esos casos, varios fabricantes proporcionan un cilindro "no lubricado" (véase la Fig. 6-64). El pistón en esos cilindros va equipado con anillos de carbón grafítico o teflón,* así como con cojinetes o anillos del mismo material, para mantener el espacio libre adecuado entre el pistón y el cilindro. En la estopera se utilizan empaques de plástico de un tipo que no requiere lubricante. Aun cuando se utilizan anillos y limpiadores de aceite sobre la varilla del pistón, donde sale del bastidor del compresor, pueden entrar cantidades diminutas de aceite del cilindro sobre la varilla. Cuando sean objetables incluso esas pequeñas cantidades de lubricante, se puede proporcionar una extensión a la conexión del cilindro. Esto alarga simplemente la varilla del pistón lo suficiente para que ninguna porción de la varilla pueda entrar alternativamente al bastidor y al cilindro.

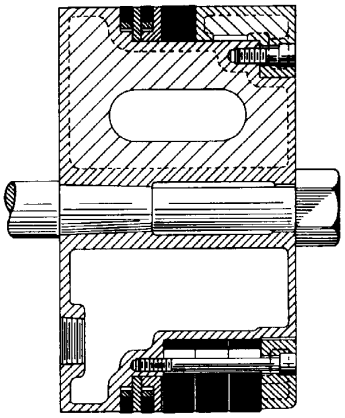


FIG. 6-64 Émbolo equipado con pistón de carbono y anillos desgastables para un cilindro no lubricado.

En muchos casos no se puede admitir que pase por el empaque ninguna cantidad de gas, por pequeña que sea. Se proporcionan piezas especiales de conexión entre el cilindro y el bastidor, que pueden ser de compartimiento simple o doble. Pueden ser herméticos al gas y con descarga a la succión o estar llenos de un gas sellador o un fluido que se mantenga a una presión ligera.

Compresores de alta presión Hay una tendencia definida en la industria química a utilizar compresores de alta presión con presiones de descarga que van de 34.5 a 172 MPa (5000 a 25 000 lbf/in^2), y con capacidades de 8.5 $\times 10^3$ a 42.5 $\times 10^3$ m^3/h (5000 a 25 000 ft^3/min). Éstos requieren un diseño especial y conocimientos completos sobre las características del gas.

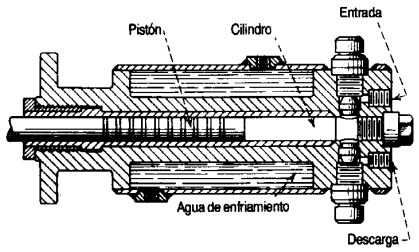


FIG. 6-65 Cilindro de alta presión y acción simple, de acero forjado.

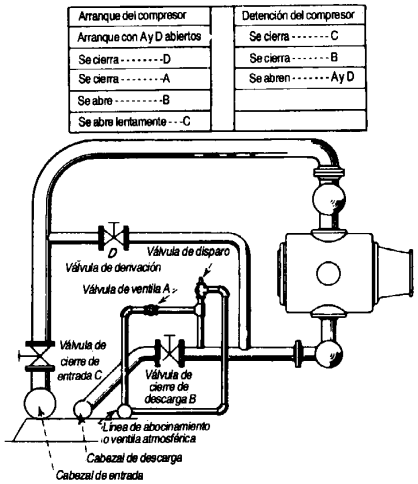


FIG. 6-63 Disposición de derivación para un compresor de etapa simple. En las máquinas de etapas múltiples, cada una de las etapas se desvía de modo similar. Esta disposición es necesaria para arrancar sin carga.

*Resina de tetrafluoro etileno flurocarbono de ® Du Pont.

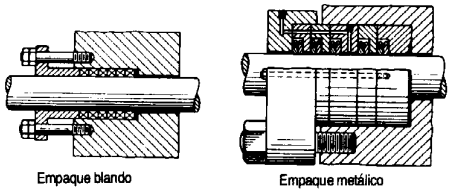


FIG. 6-66 Disposiciones típicas de empaque para cilindros de baja presión.

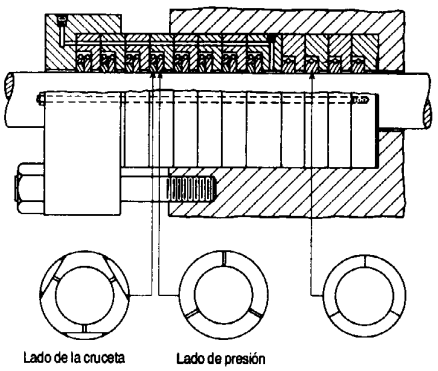


FIG. 6-67 Prensaestopas típicas para cilindros de alta presión con empaques metálicos.

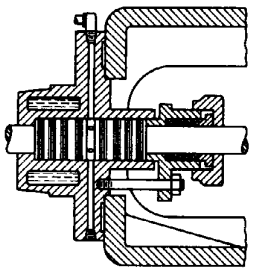


FIG. 6-68 Prensaestopas con empaque blando auxiliar para manejar gases.

Generalmente, el gas se desvía de manera considerable de la leyes de los gases ideales y, en muchos casos, las restricciones de la temperatura u otras limitaciones requieren un estudio completo del problema desde el punto de vista de la ingeniería. Por lo común, esos compresores tienen cinco, seis, siete u ocho etapas y los cilindros deben tener proporciones adecuadas para satisfacer las diversas limitaciones implícitas y equilibrar las cargas entre las diversas etapas. En muchos casos se llevan a cabo depuraciones u otros procesos entre las etapas. Los cilindros de alta presión son piezas de acero forjado con émbolos de acción simple (véase la Fig. 6-65). Por lo común, los compresores se diseñan de tal modo que la carga de presión contra el émbolo se enfrenta a la oposición de uno o más pistones de acción simple de las etapas de presión más baja. El empaque de la varilla del pistón suele ser del tipo metálico de anillo segmentado. Son muy importantes la lubricación correcta y el ajuste preciso. Las válvulas de compresores de alta presión se

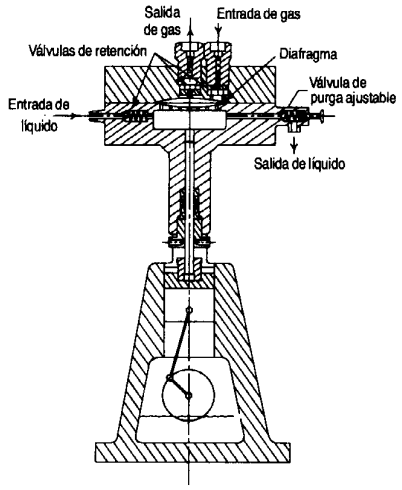


FIG. 6-69 Compresor de alta presión y baja capacidad con un diafragma accionado hidráulicamente. (*Pressure Products Industries.*)

diseñan para las condiciones que prevalecen. Se necesitan niveles de calidad de ingeniería y trabajo, extremadamente elevados.

Empaque de varilla de pistón Es importante el empaque adecuado de la varilla del pistón. Existen muchos tipos y el más apropiado se determina por el gas que se maneja y las condiciones operacionales para una unidad dada.

Hay muchos tipos y diversas composiciones de empaques blandos, semimetálicos y metálicos. En muchos casos se deben recomendar los empaques metálicos. En la figura 6-66 se muestra una disposición usual de empaque de baja presión. En la figura 6-67 aparece una disposición de empaque de alta presión.

Cuando se manejan gases húmedos, volátiles o peligrosos o cuando la utilización sea intermitente, se utilizan por lo común un empaque blando y un casquillo de junta auxiliar (véase la Fig. 6-68).

Compresores de diafragma metálico (Fig. 6-69). Éstos existen para pequeñas cantidades [hasta aproximadamente 17 m^3/h (10 ft^3/min)] para razones de compresión de hasta 10 a 1 por etapa. La elevación de la temperatura no constituye un problema grave, puesto que la superficie grande de la pared en relación con el volumen del gas permite una transferencia suficiente de calor para que la compresión sea casi isotérmica. Estos compresores tienen la ventaja de no utilizar sellos para el gas procesado. El diafragma se impulsa hidráulicamente mediante una bomba de émbolos.

EYECTORES

Un eyector es un tipo simplificado de bomba al vacío o compresor que no tiene pistones, válvulas, rotores ni otras piezas móviles. En la figura 6-70 se ilustra un **eyector de chorro de vapor**. Consiste esencialmente en una tobera de vapor que descarga un chorro a alta velocidad a través de una cámara de succión conectada al equipo que se debe evacuar. El vapor recoge el gas y lo lleva a un difusor en forma de venturi que convierte la energía de velocidad del vapor en energía de presión. En la figura 6-71 se muestra un eyector de tamaño grande, que se denomina a veces **eyector reforzador**, con toberas múltiples.

Se pueden conectar en serie o por etapas dos o más eyectores. También se pueden conectar en paralelo varios eyectores para manejar cantidades mayores de gas o vapor.

Por lo común se utilizan condensadores enfriados por líquido o aire de contacto directo (barométrico) o del tipo superficial, entre las eta-

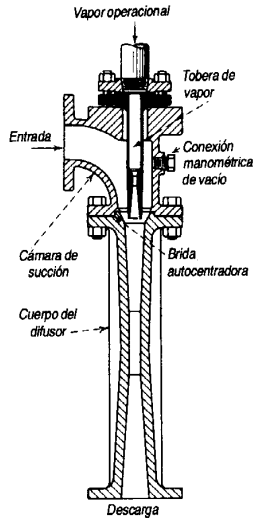


FIG. 6-70 Eyector típico de chorro de vapor.

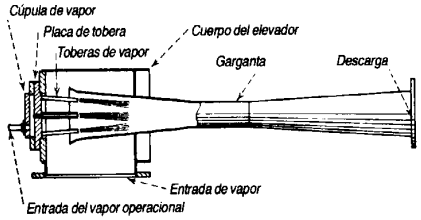


FIG. 6-71 Eyector elevador de toberas múltiples.

pas de las unidades de etapas múltiples, para condensar el vapor de la operación procedente de la etapa anterior. Se deben utilizar condensadores de tipo superficial cuando sea necesario recuperar el condensado. La finalidad de los condensadores entre las etapas es reducir la carga sobre la etapa siguiente, haciendo disminuir el consumo de vapor o gas y el tamaño del eyector. De manera similar, un **precondensador** instalado delante de un eyector reduce su tamaño y su consumo, si el gas de succión contiene vapores condensables a las condiciones de temperatura existentes. A menudo se emplea un **condensador posterior** para condensar vapores de la etapa final, aun cuando esto no afecta el funcionamiento del eyector.

Funcionamiento del eyector El funcionamiento de cualquier eyector es una función del área de la tobera de gas y la garganta del venturi, la presión del gas, las presiones de succión y descarga y las razones de calores específicos, pesos moleculares y temperaturas. La figura 6-72, basada en la suposición de un **mezclado de área constante** resulta útil para evaluar el funcionamiento de eyectores de etapa simple para razones de compresión hasta de 10 y razones de área de hasta 100 (véase la notación en la Fig. 6-73).

Por ejemplo,* supóngase que se desea evacuar aire a 2.94 lbf/in^2 con un eyector de vapor que descarga a razón de 14.7 lbf/in^2 con una presión de vapor disponible de 100 lbf/in^2. Al entrar a la gráfica en $p_{0s}/p_{0b} = 5.0$, descubrimos que en $p_{0b}/p_{0a} = 2.94/100 = 0.0294$, la razón óptima de áreas es 12. Avanzando horizontalmente hacia la izquierda, se encuentra que w_b/w_a es aproximadamente de 0.15 lb de aire por lb de vapor. Este valor se debe corregir para las diferencias de temperatura y peso molecular de los dos fluidos, mediante la ecuación que sigue:

$$w/w_a = w_b/w_a\sqrt{T_{0a}M_b/T_{0b}M_a} \qquad (6\text{-}36)$$

Además, hay factores empíricos de corrección que se deben aplicar. Las pruebas de laboratorio muestran que para los eyectores con mezclado de área constante, las razones reales de captación y compresión serán de aproximadamente el 90% de los valores calculados e incluso menos, para valores muy pequeños de p_{0b}/p_{0a}. Esto compensa la omisión de la fricción en las paredes de la sección de mezclado y las irreversibilidades de la tobera y el difusor. En teoría, cada punto sobre una curva dada de diseño de la figura 6-72 se asocia a un eyector óptimo para las condiciones operacionales que prevalecen. Los puntos adyacentes sobre la misma curva representan eyectores teóricamente distintos para las nuevas condiciones y la diferencia es que para cada razón de p_{0b}/p_{0a}, hay un área óptima para la salida de la tobera de gas. No obstante, en la práctica, un segmento de una curva dada para A_2/A_t constante, representa el funcionamiento de un eyector simple, de manera satisfactoria con fines de estimación, a condición de que la presión de succión se encuentre dentro de 20 a 130% de la presión de succión de diseño y que la presión motriz esté dentro de 80 a 120% de la presión motriz de diseño. En esa forma, se pueden utilizar las curvas para seleccionar un eyector óptimo para el punto de diseño y con el fin de estimar su funcionamiento en condiciones ajenas al diseño, dentro de los límites anotados. Por supuesto, la elección final del eyector deberá hacerse con ayuda del fabricante de esos equipos.

Usos de los eyectores Para el intervalo operacional de eyectores de chorro de vapor en aplicaciones de vacío, véase la subsección "Sistemas de vacío".

La elección del tipo más adecuado de eyector para una aplicación dada depende de los factores que siguen:

1. *Presión de vapor* La selección del eyector se debe basar en la presión mínima en la línea de suministro escogido para dar servicio a la unidad.
2. *Temperatura del agua* La selección se basa en la temperatura máxima del agua.
3. *Temperatura y presión de succión* Se deben tomar en consideración las necesidades generales del proceso. La selección se rige por lo común por la presión mínima de succión que se requiere (el más alto vacío).
4. *Capacidad necesaria* Se deben tomar en cuenta, una vez más, las necesidades generales del proceso; pero la selección se suele regir por la capacidad que se necesita a la presión mínima de procesamiento.

Los eyectores son fáciles de manejar y requieren muy poco mantenimiento. Sus costos de instalación son bajos y, puesto que no tienen piezas móviles, duran mucho tiempo con una eficiencia elevada y sostenida y bajos costos de mantenimiento. Los eyectores son apropiados para el manejo de casi todos los tipos de gases o vapores. Son también adecuados para las mezclas húmedas o secas o los gases que contienen materias sólidas o pegajosas, como polvo o desperdicios.

Existen eyectores en materiales de construcción adecuados para los requerimientos de proceso. Cuando los gases o los vapores no sean corrosivos, se construye por lo común el difusor de hierro colado y la tobera de vapor de acero inoxidable. Para los vapores y los gases más corrosivos, se puede utilizar prácticamente cualquier combinación de metales, como bronce, diversas aleaciones de acero inoxidable, y otros metales resistentes a la corrosión, vidrio y carbono sólido.

SISTEMAS DE VACÍO

En la figura 6-74 se ilustra el nivel de vacío que se necesita normalmente para realizar muchos de los procesos más comunes de fabricación. El alcance de diversos niveles se relaciona en la figura 6-75 con los equipos existentes.

*Todos los datos se proporcionan en unidades usuales en Estados Unidos, ya que las gráficas están desarrolladas para este sistema de unidades. En las gráficas se indican los factores de conversión a unidades del Sistema Internacional (SI).

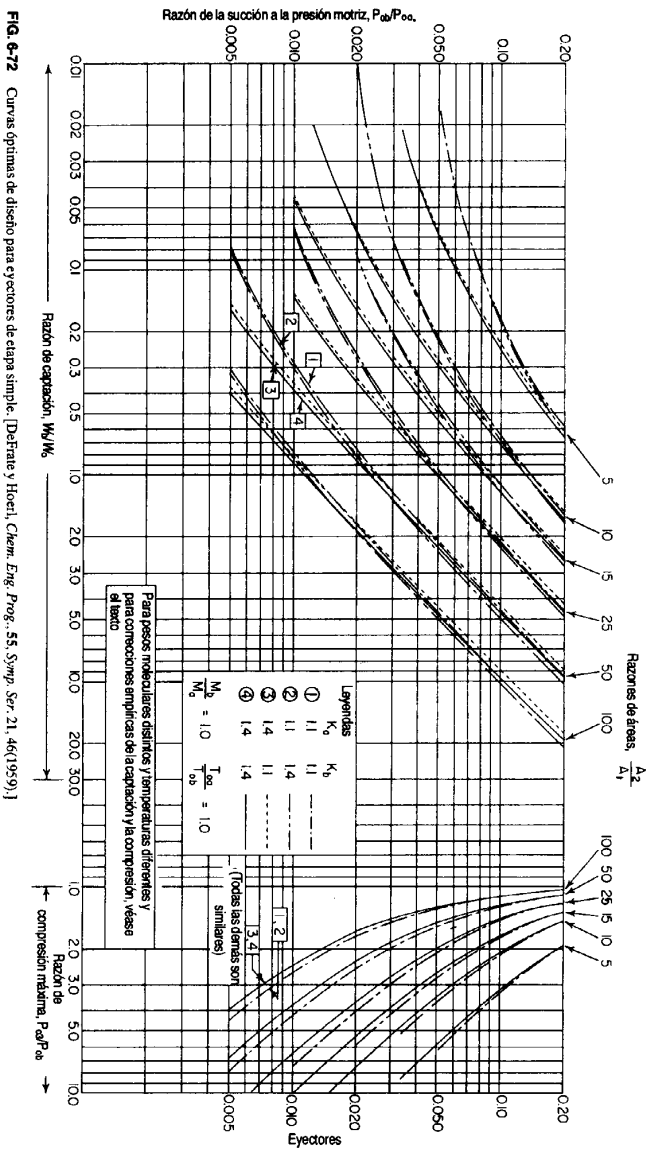


FIG. 6-72 Curvas óptimas de diseño para eyectores de etapa simple. [DeFrate y Hoerl, *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.* 21, 46(1959).]

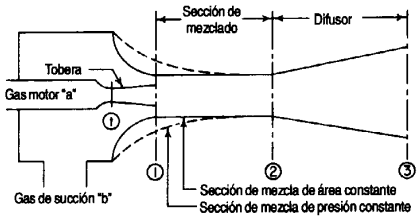


FIG. 6-73 Notación para la figura 6-72.

Equipos de vacío El equipo que se muestra en la figura 6-75 se analiza en otro lugar de esta sección, con excepción de la **bomba de difusión**. En la figura 6-76 se presenta un diseño típico. Se hace hervir en el depósito un líquido de baja presión de vapor absoluto. Este vapor se eyecta a alta velocidad en dirección descendente a través de chorros múltiples y se condensa en las paredes que se enfrían mediante espirales circundantes. Las moléculas del gas que se bombea entran a la corriente de vapor y se ven impulsadas hacia abajo mediante colisiones con las moléculas del vapor. Las moléculas del gas se retiran de la línea de descarga mediante una bomba auxiliar que puede ser una unidad rotatoria sellada al aceite.

Las bombas de difusión funcionan a presiones muy bajas. El vacío final que se puede alcanzar depende hasta cierto punto de la presión de

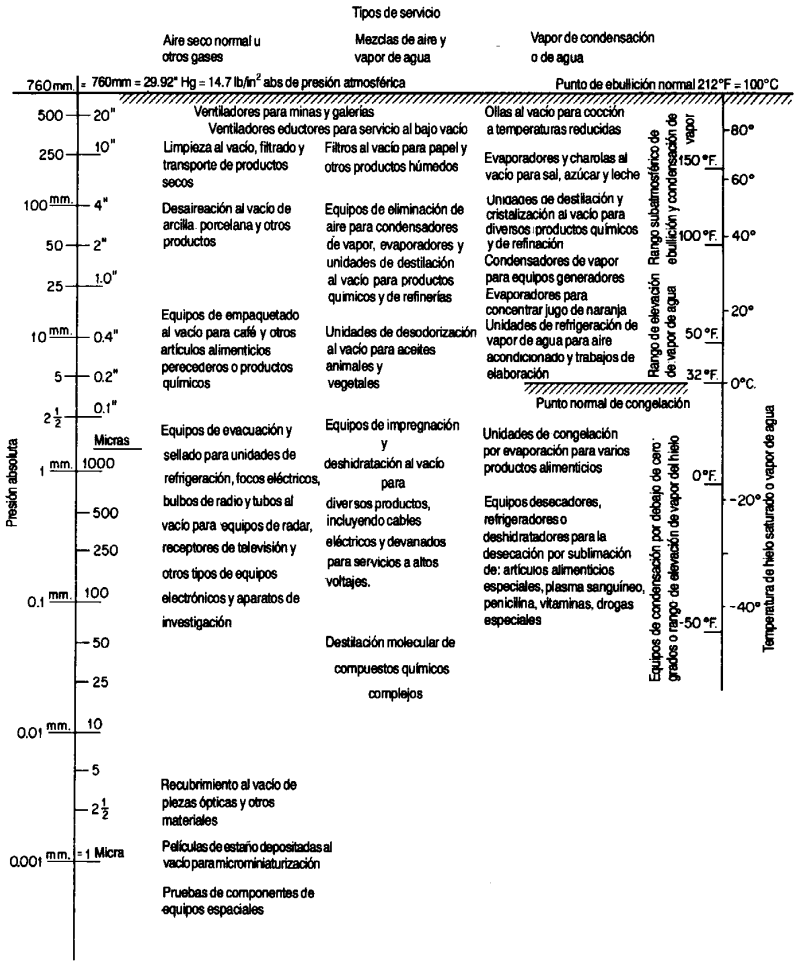


FIG. 6-74 Niveles de vacío que se requieren normalmente para realizar procesos comunes de fabricación. (*Cortesía de Compressed Air Magazine.*)

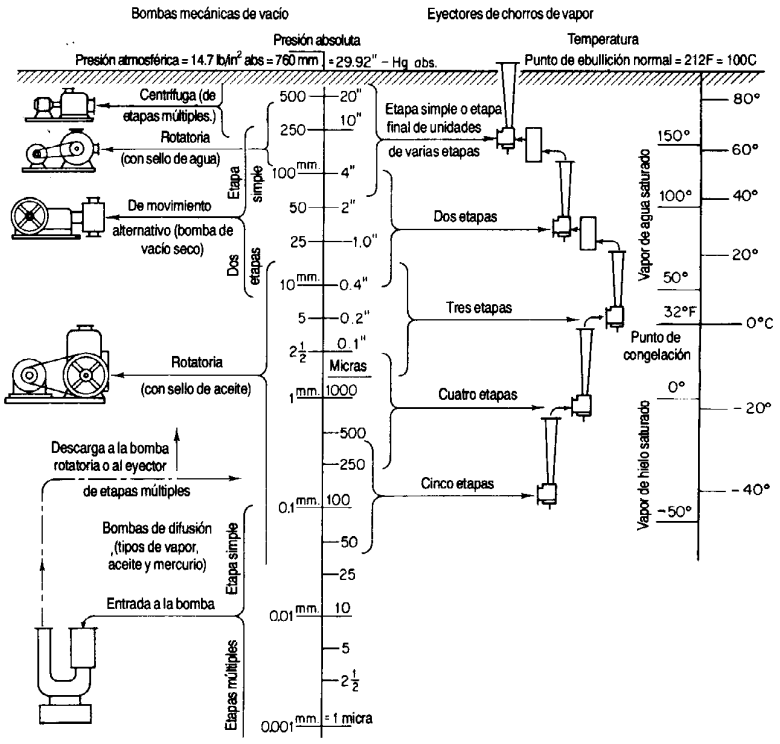


FIG. 6-75 Niveles de vacío que se pueden alcanzar con varios tipos de equipos. (*Cortesía de Compressed Air Magazine.*)

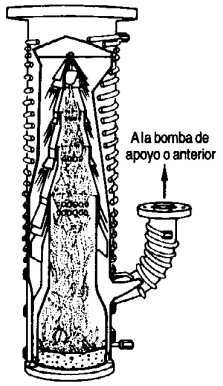


FIG. 6-76 Bomba de difusión típica. (*Cortesía de Compressed Air Magazine.*)

vapor del líquido de la bomba a la temperatura de las superficies de condensación. Mediante una trampa fría entre la bomba de difusión y la región que se evacúa, se pueden alcanzar presiones de hasta 10^{-7} mm de Hg absoluto. Los líquidos utilizados para las bombas de difusión son el mercurio y aceites de baja presión de vapor. Los aceites de silicona tienen características excelentes para este servicio.

SELLADO DE EJES ROTATORIOS

En las bombas rotatorias, ventiladores, compresores, agitadores, etc., el eje se proyecta a través de la carcasa en la zona conocida como "prensaestopas" o "caja de empaque". Estos términos se derivan del hecho que con objeto de separar dos medios, a saber, aquel que está dentro de la bomba, ventilador, compresor, agitador, etc., y la atmósfera, y así prevenir fugas, se utiliza un material de empaque alrededor del eje cuando éste pasa a través de la carcasa. Durante muchos años se ha empleado un empaque de material suave para este empleo.

Cuando está funcionando, el eje giratorio de este tipo puede desplazarse radial y axialmente. Las pequeñas imperfecciones que resultan del maquinado, manufacturado y ensamble producen un desplazamiento radial y la expansión térmica diferencial produce desplazamiento axial. El dispositivo de sellado debe ser flexible. Otra característica del sello es su compactibilidad, dictada por las limitaciones de diseño del equipo.

Empaques El tipo más común de sellos de ejes giratorios consiste en empaques que se componen de fibras que primeramente se trenzan, retuercen o mezclan en tiras y, luego, se forman como espirales o anillos. Para asegurar la lubricación inicial y facilitar la instalación se impregnan con frecuencia los materiales básicos. Los materiales comunes son asbesto, tela, asbesto trenzado y retorcido, caucho y trenzas metálicas, de yute, de lino y de esparto. Los empaques plásticos se pueden fabricar con cantidades variables de fibras combinadas con un aglutinante y un lubricante para aplicaciones de altas velocidades. Las temperaturas máximas que soportan los materiales básicos de empaque, proporcionando todavía un buen servicio son:

	°C	°F
Lino	38	100
Algodón	93	200
Lona y caucho	149	300
Hule	177	350
Metales (con base de plomo)	218	425
Asbesto 1003	260	500
Asbesto 204	371	700
Metálicos (con base de aluminio)	552	1025
Metálicos (con base de metal)	829	1525

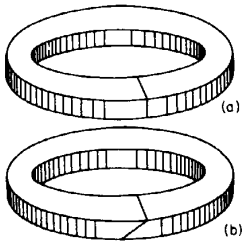


FIG. 6-77 Juntas por ensamble (*a*) y biselada (*b*) para anillos de empaque de compresión.

Es muy probable que el empaque no proporcione un sellado total libre de fugas, por lo que debe ajustarse el sello cuando la velocidad superficial del eje sea menor de 2.5 m/s (500 ft/min). No obstante, cuando la velocidad es superior a este valor, se requiere una salida para lubricación, reducción de la fricción y enfriamiento.

Aplicación de empaques Se cortan rodajas y espirales para formar anillos cerrados o casi cerrados en las estoperas. El espacio libre entre los extremos tiene que ser suficiente para permitir el ajuste y la expansión

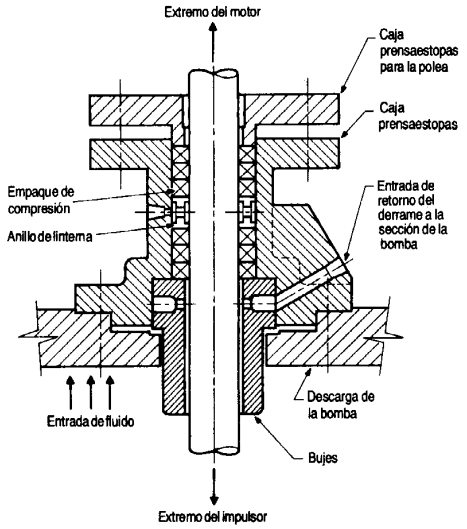


FIG. 6-78 Jaula de sello o anillo de linterna. (*Cortesía de Crane Packing Co.*)

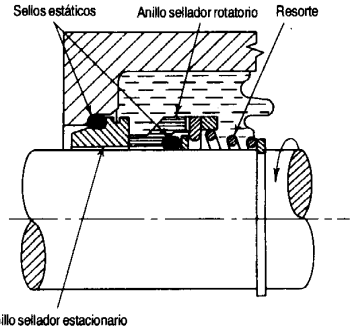


FIG. 6-79 Componentes de sellos mecánicos.

posible debida al hinchamiento del empaque en funcionamiento por el incremento de temperatura o absorción de líquido.

La forma correcta de la junta de anillo depende de las necesidades de materiales y servicios. Por lo común, los empaques metálicos trenzados y flexibles tienen juntas de ajuste o de ensamble (Fig. 6-77*a*). Con otros materiales de empaque, la experiencia de servicio indica que los anillos cortados con juntas biseladas o sesgadas (Fig. 6-77*b*) son las más satisfactorias. Una ventaja ligera de las juntas biseladas sobre las ensambladas es la de que el bisel permite cierta cantidad de acción de deslizamiento, para absorber una porción de la dilatación del anillo.

En la fabricación de empaques, se realiza la impregnación con el tipo y el grado adecuado de **lubricante** para cada servicio a que se destine el empaque; sin embargo, puede ser conveniente reponer el lubricante durante la vida normal del empaque. La falta de lubricación hace que los empaques se endurezcan y pierdan elasticidad, de modo que aumenta la fricción, se acorta la vida del empaque y se elevan los costos de operación.

Un dispositivo auxiliar eficaz que se emplea frecuentemente con empaques y ejes rotatorios es la **jaula de sello (anillo de cierre hidráulico)**, mostrada en la figura 6-78; la jaula de sello proporciona un ánulo alrededor del eje para la introducción de lubricante, aceite, grasa, etc. Esta jaula se emplea también para introducir líquido de enfriamiento, o para prevenir la entrada de aire atmosférico o infiltración de abrasivos provenientes del líquido de proceso.

La principal ventaja del empaque sobre otros sellos es la facilidad con que puede ajustarse o reemplazarse. La mayor parte de los equipos están diseñados de tal manera que no se requiere desensamblar los componentes para quitar o agregar anillos de empaque. Las mayores desventajas de un sello de tipo empaque son :1) vida corta, 2) requieren ajuste frecuente, 3) necesitan una entrada o fuga para lubricación y enfriamiento.

Sellos mecánicos Son los dispositivos más utilizados para sellar contra líquidos cuando se utilizan ejes rotatorios. Desde las bombas de agua para motores de automóviles hasta las grandes bombas de agua para alimentar a calderas de alta potencia, los sellos mecánicos se emplean frecuente y exclusivamente. Los sellos mecánicos son confiables, tienen larga vida y casi siempre operan sin fugas visibles.

El término "sello mecánico" designa un montaje embalado o prefabricado que forma un sello móvil entre superficies planas con acabado de precisión. Excepto en unos cuantos diseños especiales, las superficies selladoras se orientan en ángulo recto respecto al eje de rotación del árbol. La dirección de las fuerzas que mantienen las caras de sellado en contacto es paralela al eje. Todos los sellos mecánicos contienen cuatro elementos básicos: un anillo sellador giratorio, un anillo sellador estacionario, una sección de carga de resorte para mantener el contacto entre las caras de sellado y sellos estáticos. Estos componentes se indican en la figura 6-79.

Tipos En forma amplia, los sellos mecánicos se clasifican como internos o externos. Los **sellos internos** (Fig. 6-80) se instalan con todos los componentes selladores expuestos al fluido sellado. Las ventajas de esta disposición son: 1) la capacidad de sellado contra presiones elevadas, puesto que la fuerza hidrostática se ejerce normalmente en la misma dirección que

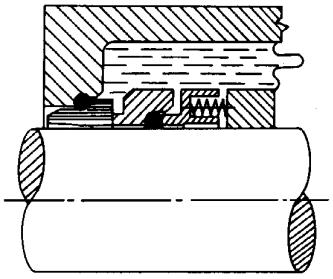


FIG. 6-80 Sello mecánico interno.

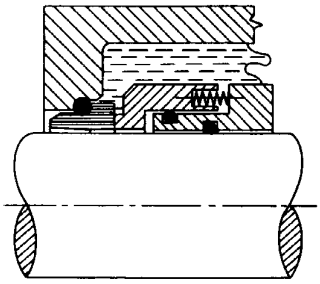


FIG. 6-81 Sello mecánico interno equilibrado.

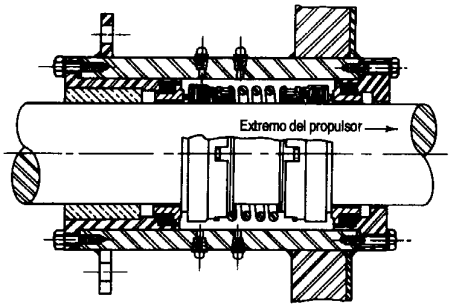


FIG. 6-82 Sello mecánico doble, de tipo de fuelles internos.

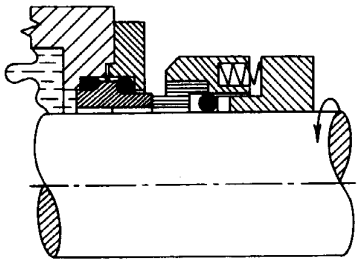


FIG. 6-83 Sello mecánico externo.

la del resorte, 2) protección de las partes selladoras contra daños mecánicos externos y 3) reducción de la longitud del eje que se requiere.

Para instalaciones de alta presión es posible equilibrar parcial o completamente la fuerza hidrostática sobre el miembro rotatorio de un sello interno, mediante la utilización de un manguito de árbol o un eje escalonado (Fig. 6-81). Este método de alivio de la presión ejercida sobre las caras es un modo eficaz de reducción del consumo de potencia y de ampliación de la duración del sellador.

Cuando se encuentran presentes sólidos abrasivos y no se pueden introducir cantidades apreciables de un fluido secundario de enjuague en el proceso, se emplean a veces sellos internos dobles (Fig. 6-82). Las dos caras de sellado se protegen mediante el fluido de enjuague inyectado entre ellas, incluso cuando el flujo hacia el interior sea despreciable.

Se instalan **sellos externos** (Fig. 6-83) con todos los componentes selladores protegidos del fluido de proceso. Las ventajas de esta disposición son: 1) se necesitan menos materiales de construcción críticos, 2) la instalación y el ajuste resultan más sencillos, debido a la posición expuesta de las piezas, y 3) el tamaño de la estopera no es un factor limitante. El balanceo hidráulico se realiza mediante el proporcionamiento adecuado de los diámetros de las caras selladoras y el sello secundario.

Se utilizan comúnmente **bujes de estrangulación** (Fig. 6-84) con sellos internos o externos simples, en los casos en que haya sólidos en el fluido y donde la entrada de fluido de enjuague no sea objetable. Esos bujes de franqueo tienen la finalidad de servir como restricciones para el flujo a través de los cuales el mantenimiento de un pequeño flujo hacia dentro del fluido de enjuague impide la entrada de un fluido de proceso al estopero.

Aplicación Las ventajas de los sellos mecánicos, en comparación con los estoperos de empaques convencionales, son la pérdida menor de potencia por la fricción, la eliminación del desgaste en el eje o los manguitos, las fugas despreciables a lo largo de una vida prolongada de servicio y la carencia de mantenimiento periódico. Por otra parte, los sellos mecánicos son componentes de precisión y exigen una instalación y manejo cuidadosos.

Materiales Los resortes y otros componentes metálicos existen en una gran variedad de aleaciones y se escogen por lo común sobre la base de las condiciones de corrosión y temperatura. Con frecuencia, el empleo de un sello mecánico determinado se ve restringido por las limitaciones de temperatura de los materiales orgánicos utilizados en los sellos estáticos. La mayor parte de los elastómeros tienen limitaciones de aproximadamente 121°C (250°F). El teflón soporta temperaturas de 260°C (500°F), pero se ablanda considerablemente por encima de los 204°C (400°F). El teflón empastado de vidrio es dimensionalmente estable hasta 232 a 260°C (450 a 500°F).

Uno de los elementos más comunes que se utilizan para sellar caras es el carbono. Aunque compatible con la mayor parte de los medios de procesamiento, el carbono se ve afectado por agentes oxidantes fuertes, incluyendo el ácido nítrico fumante, el cloruro de hidrógeno y el aire a temperaturas elevadas [por encima de 316°C (600°F)].

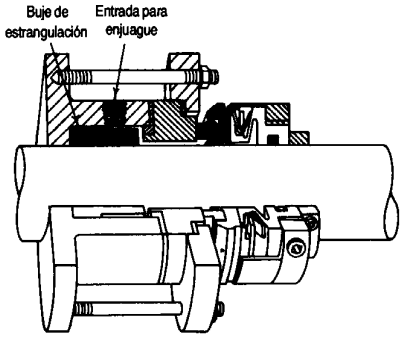


FIG. 6-84 Sello mecánico externo con buje estrangulador.

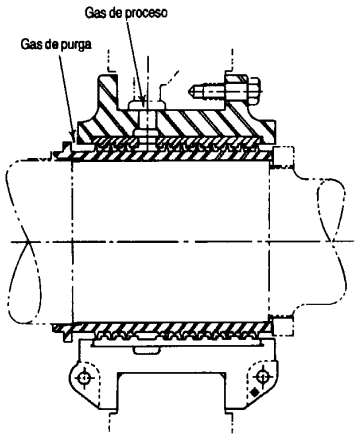


FIG. 6-85 Sello de laberinto para compresor rotatorio.

Los materiales normales de las caras de coincidencia para el carbono son tungsteno o carburo cromo, acero duro, acero inoxidable o alguno de los hierros colados.

Otras combinaciones de caras selladoras que han resultado satisfactorias para ser utilizados con corrosivos son el carburo contra carburo y la cerámica contra cerámica, la cerámica contra carbono y el carbono contra vidrio. Las caras de cerámica se han apoyado también en las diversas aleaciones de caras duras. Al escoger materiales de sellado, es preciso tomar en consideración la posibilidad de que se produzca corrosión galvánica.

Sellos de gas El diseño de sellos del tipo de caras es mucho más crítico para el servicio de gas que para los líquidos debido al comparativamente bajo calor específico del gas. El sello más común para gases es un laberinto que consiste en cierto número de puntos de contacto circulares dispuestos en serie para proporcionar una expansión sucesiva del fluido (Fig. 6-85). Puesto que la presión diferencial a través de cualquier restricción individual es pequeña, se minimizan las fugas. En los casos en que no se pueda tolerar la fuga externa del gas procesado, se proporciona una purga de algún gas no tóxico en un punto de sangrado intermedio.

En algunas instalaciones en las que no es inconveniente la presencia de líquidos en la corriente del gas, se utiliza un sellador con amortiguación de líquidos. Consiste en un buje de ajuste cerrado en el que se inyecta aceite, agua, etc. En los compresores centrífugos de refrigeración, los cojinetes y los sellos con amortiguación de aceite se ubican en una caja simple.

TUBERÍAS DE PLANTAS DE PROCESO

TABLA 6-2 Estado del Código ANSI B31 para tuberías a presión

Designación y número de norma	Alcance y aplicación	Observaciones*
Tubería de potencia B31.1.0	Para todas las tuberías en centrales generadoras de vapor	Último número: 1980
Tubería para gases combustibles B31.2	Para gases combustibles de centrales generadoras de vapor y edificios industriales	Último número: 1968
Tuberías para plantas químicas y refinerías petroleras B31.3	Para todas las tuberías dentro de los límites de las instalaciones dedicadas al procesamiento y manejo de productos petroquímicos y conexos, salvo aquellos proscritos por el Código.	Último número: 1980
Tuberías de transporte de aceites B31.4	Para productos líquidos, crudos o refinados en líneas de tuberías por todo el terreno.	Último número: 1979
Tuberías de refrigeración B.31.5	Para tuberías de refrigeración en unidades embaladas y edificios comerciales o públicos	Último número: 1974
Tuberías para energía nuclear B31.7	Para fluidos cuyas pérdidas en el sistema podrían causar riesgos de radiaciones para el personal de la planta o el público en general	Véase la sección 3 del Código ASME para calderas y recipientes a presión
Sistemas de distribución y transmisión de gases B.31.8	Para gases de tuberías por todo terreno, así como también para líneas de distribución de las ciudades	Último número: 1975

*Se publican adiciones a intervalos entre la aparición de edicciones completas. Los datos sobre los últimos números pueden ser obtenidos de la American Society of Mechanical Engineers, 345 East 47th Street, New York, N.Y. 10017.

CÓDIGOS Y NORMAS

Unidades: Tamaño y peso de tubos y tuberías En esta subsección se establece el tamaño de las tuberías y los tubos en pulgadas. Para convertir las pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4. Los pesos de tubos y tuberías se dan en libras. Para convertir libras en kilogramos, multiplíquese por 0.454.

Código para tuberías a presión El código para tuberías a presión (ANSI B31) consiste en cierto número de secciones que constituyen en forma colectiva el código. La tabla 6-2 muestra la forma que tenía el código B31 en su emisión de diciembre de 1980. Las secciones se publican como documentos independientes por sencillez y conveniencia. Las secciones difieren sensiblemente unas de otras.

El Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code (ANSI B31.3) es una sección de ANSI B31, derivado de la fusión de los códigos de tuberías para plantas químicas (B31.6) y refinerías de petróleo (B31.3). Algunos de los aspectos más importantes de ANSI B31.3, se resumen a continuación y se enfocan principalmente a construcciones soldadas y sin costura.

Cuando se menciona la palabra "código" en esta subsección, sin ninguna identificación adicional, se estará haciendo referencia a la sección B31.3 del código ANSI B31. El código se cita muchas veces en esta subsección con permiso del editor. El código fue publicado (y existen copias disponibles) por la American Society of Mechanical Engineers, (ASME), 345 East 47th Street, New York, New York 10017. Las referencias al código ASME son las que se refieren al código ASME Boiler and Pressure Vessel Code, publicado también por la misma ASME.

Normas nacionales (Estados Unidos de América) El American National Standards Institute, ANSI, y el American Petroleum Institute, API, han establecido normas dimensionales para los componentes de tuberías más utilizados. En las secciones del código ANSI B31 es posible encontrar especificaciones sobre materiales de tuberías y accesorios y métodos de prueba de la American Society for Testing and Materials, ASTM, especificaciones de la American Welding Society, AWS, y normas de la

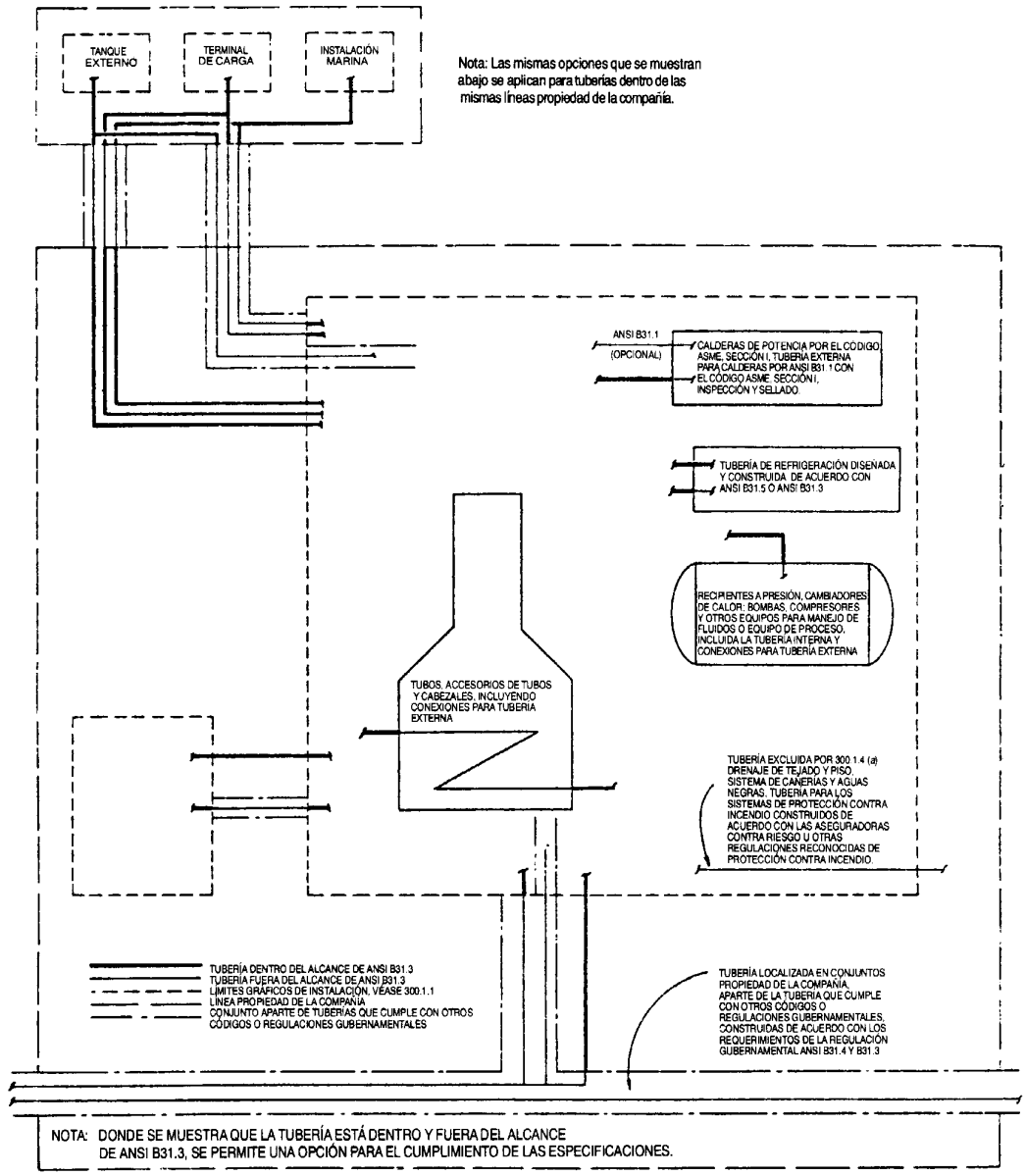


FIG. 6-86 Esquema de las tuberías cubiertas por el Código ANSI B31.3 Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code (Tuberías para plantas químicas y refinerías de petróleo) *(De ASME, Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code, ANSI B31.3-1980; reproducido con permiso del editor, la American Society of Mechanical Engineers, New York.)*

Manufacturers Standardization Society of the Valve and Fitting Industry, MSS. Muchas de estas normas contienen relaciones de presión-temperatura que sirven como ayuda a los ingenieros en su trabajo de diseño. No obstante, debe tenerse en cuenta que el empleo de normas publicadas no elimina la necesidad de aplicar el criterio de ingeniería. Por ejemplo, considérese que, aunque las fórmulas de cálculo del código reconocen la necesidad de una tolerancia que tenga en cuenta los efectos de corrosión, las tablas para normalización de válvulas, bridas, accesorios, etc., no incorporan la tolerancia correspondiente.

La introducción del código establece requisitos de ingeniería considerados como necesarios para el diseño seguro y la construcción de sistemas de tuberías. Aunque la seguridad es la consideración básica del código, no es el factor que predomina en la especificación final de ningún sistema de tubería a presión.

Los diseñadores deben tener en cuenta que el código no es un manual de diseño y no se establece para evitar la necesidad de un criterio de ingeniería competente.

Reglamentos gubernamentales: OSHA (en Estados Unidos) Las secciones del código ANSI B31 han sido adoptadas como códigos locales, con ciertas reservas o modificaciones, por algunos estados y autoridades locales.

Los requisitos específicos para sistemas de tuberías en ciertos usos han sido promulgados como reglamentaciones en el Ocupational Safety and Health Act, OSHA. Estas reglamentaciones serán revisadas y complementadas periódicamente y podrían llegar a tener especificaciones no incluidas en el ANSI B31.3.

CONTENIDO Y ALCANCE DEL CÓDIGO

El código prescribe los requisitos mínimos de los materiales, diseño, fabricación, ensamble, soportes, instalación, examen, inspección y prueba de los sistemas de tuberías sujetas a presión o vacío. En la figura 6-86 se ilustra el alcance del B31.3. Se aplica a todo tipo de fluidos, incluso sólidos fluidificados y para todo tipo de usos, excepto los que se mencionan en la figura.

Algunos de los requisitos más significativos del ANSI B31.3 (edición 1980) han sido resumidos e incorporados en esta sección de este *Manual del Ingeniero Químico*. Para un entendimiento más completo de los requisitos del código, los ingenieros deben consultar el código B31.3 y las normas de referencia contenidas en él.

MATERIALES PARA SISTEMAS DE TUBERÍAS

La selección de materiales que resistan al deterioro a consecuencia del uso está fuera del alcance del código B31.3 (véase la Sec. 23); no obstante, la experiencia ha ayudado a recopilar las siguientes consideraciones sobre los materiales, extraídas del código con permiso del editor, la American Society of Mechanical Engineers, New York.

Consideraciones generales Las siguientes son las consideraciones que deben evaluarse al elegir el material de una tubería: 1) posible exposición al fuego con respecto a la pérdida de elasticidad, temperatura de degradación, punto de fusión o combustibilidad de la tubería o material de soporte; 2) capacidad del aislamiento térmico para proteger la tubería del fuego; 3) sensibilidad de la tubería a fallas quebradizas que pueden ocasionar una peligrosa fragmentación o falla al choque térmico cuando se expone al fuego; 4) sensibilidad de los materiales de la tubería al agrietamiento por corrosión en áreas donde existe estancamiento (juntas roscadas) o efectos electrolíticos nocivos, cuando el metal es puesto en contacto con otro metal diferente; 5) la conveniencia de utilizar empaques, sellos, rellenos y lubricantes que sean compatibles con el fluido que se maneja; y 6) el efecto refrigerante de pérdidas repentinas de presión en fluidos volátiles al determinar la temperatura mínima de empleo esperada.

Precauciones sobre materiales específicos

Metales Las siguientes son características que deben evaluarse cuando se utilicen materiales metálicos para la tubería :

1. *Hierro: colado, maleable y al alto silicio (14.5%).* Su baja ductilidad y su sensibilidad a los choques térmico y mecánico.

2. *Acero al carbono y aceros de baja e intermedias aleaciones*

a. La posibilidad de resquebrajamiento cuando se manejen fluidos alcalinos o cáusticos.

b. La posible degradación de carburos a grafito cuando se tenga una prolongada exposición a temperaturas superiores a 427°C (800°F). Esto se debe considerar para aleaciones de acero al carbono, acero níquel, acero al carbono-manganeso, acero al manganeso-vanadio y acero al carbono-silicio.

c. La posible conversión de carburos en grafito cuando se tiene una prolongada exposición a temperaturas superiores a 468°C (875°F) la aleación de acero al carbono-molibdeno, acero al manganeso-molibdeno-vanadio y acero al cromo-vanadio.

d. Las ventajas de utilizar acero al silicio-carbono (0.1% de silicio como mínimo) para temperaturas superiores a 480°C (900°F).

e. La posibilidad de ataque por hidrógeno cuando la tubería es expuesta a este elemento o a soluciones acuosas ácidas en ciertas condiciones de presión y temperatura.

f. La posibilidad de que la tubería se deteriore cuando se exponga a sulfuro de hidrógeno.

3. *Acero de altas aleaciones (inoxidable)*

a. La posibilidad de que la corrosión llegue a tener proporciones importantes cuando la tubería de aceros inoxidables austeníticos se exponga a medios como cloruros y haluros, ya sea externa o internamente. Lo anterior puede ser como resultado de una selección o aplicación inadecuada del aislamiento térmico.

b. La sensibilidad a la corrosión intergranular del acero inoxidable austenítico, después de estar expuesto a temperaturas entre 427 y 871°C (800 y 1600°F), a menos que se establezca o se utilice acero al carbono de bajo grado.

c. La posibilidad de un ataque intercristalino del acero inoxidable austenítico por contacto con cinc o plomo a temperaturas por encima de sus puntos de fusión, o con muchos compuestos de cinc y plomo a temperaturas elevadas similares.

d. La fragilidad del acero inoxidable ferrítico a temperatura ambiente, posterior al uso por encima de 370°C (700°F).

4. *Níquel y aleaciones a base de níquel*

a. La sensibilidad al ataque superficial del níquel y aleaciones a base de níquel que no contengan cromo, cuando se expongan a pequeñas cantidades de azufre a temperaturas superiores a 315°C (600°F).

b. La sensibilidad al ataque superficial de las aleaciones a base de níquel, que contengan cromo, a temperaturas superiores a 595°C (1100°F) en condiciones reductoras y por encima de 760°C (1400°F) en condiciones oxidantes.

c. La posibilidad de un ataque por corrosión en forma de grietas a aleaciones de níquel-cobre (70 Ni-30 Cu) en vapores de ácido fluorhídrico, si la aleación es sometida a gran esfuerzo o contiene residuos de soldadura o del molde.

5. *Aluminio y aleaciones de aluminio*

a. La compatibilidad de los componentes roscados con aluminio para prevenir la ligadura o atenazamiento en las uniones.

b. La posibilidad de corrosión a causa del concreto, mortero, cal, yeso y otros materiales alcalinos empleados en la construcción u otras estructuras.

c. La posibilidad de que las aleaciones 5154, 5087, 5083 y 5456 sufran exfoliación o ataque intergranular, y que la temperatura superior sea de 65°C (150°F) a fin de evitar tal deterioro.

6. *Cobre y aleaciones de cobre*

a. La posibilidad de que las aleaciones de bronce se degraden en el contenido de cinc.

b. La sensibilidad a la corrosión por las aleaciones a base de cobre.

c. La posibilidad de formación de acetiluros inestables cuando se exponen a acetileno.

7. *Titanio y aleaciones de titanio.* La posibilidad de que las tuberías de titanio y sus aleaciones sufran deterioro cuando la temperatura sea superior a 315°C (600°F).

8. *Zirconio y aleaciones de zirconio.* La posibilidad de que se deteriore la tubería cuando la temperatura sea superior a 315°C (600°F)

9. *Tantalio.* Cuando la temperatura sea superior a 300°C (570°F) existe la posibilidad de que el tantalio reaccione con todos los gases, excepto los inertes. Por debajo de esta temperatura, la tubería puede ser quebradiza a consecuencia del hidrógeno naciente (monoatómico, no molecular). El hidrógeno naciente se produce por acción galvánica o surge a consecuencia de la corrosión originada por algunos componentes químicos.

No metales. Las siguientes consideraciones específicas se evaluarán cuando se trate de tuberías no metálicas:

1. *Termoplásticos*

a. Cuando se piense utilizar la tubería por encima del nivel del terreno, hay que tomar ciertas precauciones, especialmente en el manejo de aire u otros gases comprimidos. Debe tenerse en cuenta el aspecto de seguridad de estas tuberías y también deben evaluarse las fallas específicas que pueden surgir. Debe tenerse en cuenta la protección de la tubería con un material que sea resistente al estallamiento.

b. En la tabla 6-3 se recomiendan los límites de temperatura mínima y máxima para tuberías de material termoplástico.

TABLA 6-3 Límites de temperatura para tubería termoplástica*

Material (tipo genérico)	Límites recomendados			
	Mínimo		Máximo	
	°F	°C	°F	°C
Acrilonitrilo-butadieno-estireno (ABS)	−30	−34	180	82
Celulosa butirato acetato de (CAB)	0	−18	140	60
Poliéter clorado	0	−18	210	99
Poliacetal	0	−18	170	77
Polietileno				
PE 1404	−30	−34	100	38
PE 2305	−30	−34	120	49
PE 2306	−30	−34	140	60
PE 3306	−30	−34	160	71
PE 3406	−30	−34	180	82
Polipropileno	30	−01	210	99
Cloruro de polivinilo				
PVC 1120	0	−18	150	66
PVC 1220	0	−18	150	66
PVC 2110	0	−18	130	54
PVC 2112	0	−18	130	54
PVC 2116	0	−18	150	66
PVC 2120	0	−18	150	66
Cloruro de polivinilo clorado (CPVC, 4120)	0	−18	210	99
Cloruro de polivinilideno	40	4	160	71
Fluoruro de polivinilideno	0	−18	275	135
Nylon	−30	−34	180	82
Polibutileno	0	−18	210	99
Óxido de polifenileno (POP 2125)	30	−01	210	99

*Extractado del Código ANSI B31.3-1980 Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code, con permiso del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York.

Estas recomendaciones son para aplicaciones a baja presión con agua y otros fluidos que no afectan significativamente las propiedades del termoplástico particular. Los límites superiores de temperatura se reducen a presiones mayores, dependiendo de la combinación del fluido y la vida útil esperada de la tubería. Los límites inferiores de temperaturas se ven más afectados por la instalación, medio ambiente y accesorios o dispositivos de seguridad que por los esfuerzos.

A consecuencia de la baja conductividad térmica, los gradientes de temperatura a través de la tubería pueden ser sustanciales. Los límites tabulados se aplican donde más de la mitad del espesor de la pared se encuentra a la temperatura establecida o a una mayor.

Estas recomendaciones sólo se aplican a productos que están comprendidos en las normas ASTM listadas en el Apéndice A, Tabla 3 del Código. Cuando se trate de tipos y clases específicos de plásticos no cubiertos por las normas ASTM, deberá consultarse al fabricante respecto a los límites de temperaturas.

c. La tabla 6-4 proporciona los límites mínimo y máximo de temperatura para el empleo de materiales termoplásticos utilizados como revestimiento.

TABLA 6-4 Límites de temperatura para termoplásticos utilizados como recubrimientos*

Material (tipo genérico)	Temperatura mínima		Temperatura máxima	
	°F	°C	°F	°C
Politetrafluoroetileno	−325	−198	500	260
Polietilén-propileno fluorado	−325	−198	400	204
Cloruro de Polivinilideno	0	−18	175	79
Fluoruro de polivinilideno	0	−18	275	135
Polipropileno	0	−18	225	107
Poliperfluoro-alcoxido	−325	−198	500	260

*Extractada del Código ANSI B31.3-1980 Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code, con permiso del editor, American Society of Mechanical Engineers, ASME.

Los límites de temperatura se aplican sólo a materiales de recubrimiento. Las reglas que se siguen para establecer los límites de temperaturas para componentes se pueden encontrar en el Código.

Estos límites de temperatura se basan en las pruebas de los materiales y no reflejan necesariamente la evidencia de éxito al utilizarlos como componentes de recubrimiento para tuberías a estas temperaturas. Cuando se trate de aplicaciones específicas, es recomendable consultar al fabricante respecto al establecimiento de límites de temperatura.

2. *Resinas termofijas reforzadas.* En la tabla 6-5 se proporciona una lista de los límites máximos de temperatura aceptados casi siempre para este tipo de materiales. La temperatura mínima recomendada en todos los casos es de −29°C (−20°F).

TABLA 6-5 Límites de temperatura para resinas termofijas reforzadas*†

Material (tipo genérico)	Máxima temperatura	
	°C	°F
Epóxico, reforzado con fibra de vidrio	149	300
Poliéster, reforzado con fibra de vidrio	93	200
Furan, reforzado con fibra de vidrio	93	200
Furan, reforzado con carbono	93	200

*Extractada del Código ANSI B31.3-1980 Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code, con permiso del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York.

†La temperatura mínima recomendada para todos los materiales es −29°C (−20°F).

3. *Asbesto cemento.* Los límites de temperatura que normalmente se aceptan para este tipo de materiales son −18°C (0°F) como mínimo y 93°C (200°F) como máximo.

4. *Vidrio borosilicato y grafito impregnado.* Deberá tenerse en cuenta la falta de ductilidad y sensibilidad al choque térmico y mecánico de tuberías fabricadas con estos materiales.

SISTEMAS DE TUBERÍAS METÁLICAS: DE ACERO AL CARBONO Y ACERO INOXIDABLE

Los sistemas de tuberías de metales ferrosos que incluyen los aceros maleables, al carbono e inoxidables, son los que más se utilizan y tienen mayor cobertura de parte de las normas nacionales.

Tubos y tuberías Se divide en dos clases principales: soldados y sin costura. Las tuberías sin costura, como designación comercial, son las tuberías hechas mediante el forjado de un sólido redondo, su perforación mediante la rotación simultánea y el paso obligado sobre una punta perforada y su reducción mediante el laminado y el estiramiento. Sin embargo, se producen también tubos y tuberías sin costura

TABLA 6-6 Propiedades de las tuberías de acero

Tamaño nominal de tub., in	Diám. exterior, in	No. de cédula	Espesor de la pared, in	Diám. interior, in	Área de corte transversal		Circunferencias, ft, o superficie, ft²/ft de longitud		Capacidad a una velocidad de 1 ft/s		Peso de tub. de extremos lisos, en lb/ft
					Metal en in²	Flujo en ft²	Exterior	Interior	U.S. gal/min	Lb/h de agua	
⅛	0.405	10S	0.049	0.307	0.055	0.00051	0.106	0.0804	0.231	115.5	0.19
		40ST, 40S	.068	.269	.072	.00040	.106	.0705	.179	89.5	.24
		80XS, 80S	.095	.215	.093	.00025	.106	.0563	.113	56.5	.31
¼	0.540	10S	.065	.410	.097	.00092	.141	.107	.412	206.5	.33
		40ST, 40S	.088	.364	.125	.00072	.141	.095	.323	161.5	.42
		80XS, 80S	.119	.302	.157	.00050	.141	.079	.224	112.0	.54
⅜	0.675	10S	.065	.545	.125	.00162	.177	.143	.727	363.5	.42
		40ST, 40S	.091	.493	.167	.00133	.177	.129	.596	298.0	.57
		80XS, 80S	.126	.423	.217	.00098	.177	.111	.440	220.0	.74
½	0.840	5S	.065	.710	.158	.00275	.220	.186	1.234	617.0	.54
		10S	.083	.674	.197	.00248	.220	.176	1.112	556.0	.67
		40ST, 40S	.109	.622	.250	.00211	.220	.163	0.945	472.0	.85
		80XS, 80S	.147	.546	.320	.00163	.220	.143	0.730	365.0	1.09
		160	.188	.464	.385	.00117	.220	.122	0.527	263.5	1.31
		XX	.294	.252	.504	.00035	.220	.066	0.155	77.5	1.71
¾	1.050	5S	.065	.920	.201	.00461	.275	.241	2.072	1036.0	0.69
		10S	.083	.884	.252	.00426	.275	.231	1.903	951.5	0.86
		40ST, 40S	.113	.824	.333	.00371	.275	.216	1.665	832.5	1.13
		80XS, 80S	.154	.742	.433	.00300	.275	.194	1.345	672.5	1.47
		160	.219	.612	.572	.00204	.275	.160	0.917	458.5	1.94
		XX	.308	.434	.718	.00103	.275	.114	0.461	230.5	2.44
1	1.315	5S	.065	1.185	.255	.00768	.344	.310	3.449	1725	0.87
		10S	.109	1.097	.413	.00656	.344	.287	2.946	1473	1.40
		40ST, 40S	.133	1.049	.494	.00600	.344	.275	2.690	1345	1.68
		80XS, 80S	.179	0.957	.639	.00499	.344	.250	2.240	1120	2.17
		160	.250	0.815	.836	.00362	.344	.213	1.625	812.5	2.84
		XX	.358	0.599	1.076	.00196	.344	.157	0.878	439.0	3.66
1¼	1.660	5S	.065	1.530	0.326	.01277	.435	.401	5.73	2865	1.11
		10S	.109	1.442	0.531	.01134	.435	.378	5.09	2545	1.81
		40ST, 40S	.140	1.380	0.668	.01040	.435	.361	4.57	2285	2.27
		80XS, 80S	.191	1.278	0.881	.00891	.435	.335	3.99	1995	3.00
		160	.250	1.160	1.107	.00734	.435	.304	3.29	1645	3.76
		XX	.382	0.896	1.534	.00438	.435	.235	1.97	985	5.21
1½	1.900	5S	.065	1.770	0.375	.01709	.497	.463	7.67	3835	1.28
		10S	.109	1.682	0.614	.01543	.497	.440	6.94	3465	2.09
		40ST, 40S	.145	1.610	0.800	.01414	.497	.421	6.34	3170	2.72
		80XS, 80S	.200	1.500	1.069	.01225	.497	.393	5.49	2745	3.63
		160	.281	1.338	1.429	.00976	.497	.350	4.38	2190	4.86
		XX	.400	1.100	1.885	.00660	.497	.288	2.96	1480	6.41
2	2.375	5S	.065	2.245	0.472	.02749	.622	.588	12.34	6170	1.61
		10S	.109	2.157	0.776	.02538	.622	.565	11.39	5695	2.64
		40ST, 40S	.154	2.067	1.075	.02330	.622	.541	10.45	5225	3.65
		80ST, 80S	.218	1.939	1.477	.02050	.622	.508	9.20	4600	5.02
		160	.344	1.687	2.195	.01552	.622	.436	6.97	3485	7.46
		XX	.436	1.503	2.656	.01232	.622	.393	5.53	2765	9.03
2½	2.875	5S	.083	2.709	0.728	0.04003	.753	.709	17.97	8985	2.48
		10S	.120	2.635	1.039	.03787	.753	.690	17.00	8500	3.53
		40ST, 40S	.203	2.469	1.704	.03322	.753	.647	14.92	7460	5.79
		80XS, 80S	.276	2.323	2.254	.02942	.753	.608	13.20	6600	7.66
		160	.375	2.125	2.945	.02463	.753	.556	11.07	5535	10.01
		XX	.552	1.771	4.028	.01711	.753	.464	7.68	3840	13.69
3	3.500	5S	.083	3.334	0.891	.06063	.916	.873	27.21	13,605	3.03
		10S	.120	3.260	1.274	.05796	.916	.853	26.02	13,010	4.33
		40ST, 40S	.216	3.068	2.228	.05130	.916	.803	23.00	11,500	7.58
		80XS, 80S	.300	2.900	3.016	.04587	.916	.759	20.55	10,275	10.25
		160	.438	2.624	4.213	.03755	.916	.687	16.86	8430	14.32
		XX	.600	2.300	5.466	.02885	.916	.602	12.95	6475	18.58
3½	4.0	5S	.083	3.834	1.021	.08017	1.047	1.004	35.98	17,990	3.48
		10S	.120	3.760	1.463	.07711	1.047	0.984	34.61	17,305	4.97
		40ST, 40S	.226	3.548	2.680	.06870	1.047	0.929	30.80	15,400	9.11
		80XS, 80S	.318	3.364	3.678	.06170	1.047	0.881	27.70	13,850	12.50
4	4.5	5S	.083	4.334	1.152	.10245	1.178	1.135	46.0	23,000	3.92
		10S	.120	4.260	1.651	.09898	1.178	1.115	44.4	22,200	5.61
		40ST, 40S	.237	4.026	3.17	.08840	1.178	1.054	39.6	19,800	10.79
		80XS, 80S	.337	3.826	4.41	.07986	1.178	1.002	35.8	17,900	14.98

TABLA 6-6 Propiedades de las tuberías de acero (*Continuación*)

Tamaño nominal de tub., in	Diám. exterior, in	No. de cédula	Espesor de la pared, in	Diám. interior, in	Área de corte transversal		Circunferencias, ft, o superficie, ft²/ft de longitud		Capacidad a una velocidad de 1 ft/s		Peso de tub. de extremos lisos, en lb/ft
					Metal en in²	Flujo en ft²	Exterior	Interior	U.S. gal/min	Lb/h de agua	
		120	.438	3.624	5.58	.07170	1.176	0.949	32.2	16,100	19.00
		160	.531	3.438	6.62	.06647	1.178	0.900	28.9	14,450	22.51
		XX	.674	3.152	8.10	.05419	1.178	0.825	24.3	12,150	27.54
5	5.563	5S	.109	5.345	1.87	.1558	1.456	1.399	69.9	34,950	6.36
		10S	.134	5.295	2.29	.1529	1.456	1.386	68.6	34,300	7.77
		40ST, 40S	.258	5.047	4.30	.1390	1.456	1.321	62.3	31,150	14.62
		80XS, 80S	.375	4.813	6.11	.1263	1.456	1.260	57.7	28,850	20.78
		120	.500	4.563	7.95	.1136	1.456	1.195	51.0	25,500	27.04
		160	.625	4.313	9.70	.1015	1.456	1.129	45.5	22,750	32.96
		XX	.750	4.063	11.34	.0900	1.456	1.064	40.4	20,200	38.55
6	6.625	5S	0.109	6.407	2.23	0.2239	1.734	1.677	100.5	50,250	7.60
		10S	.134	6.357	2.73	.2204	1.734	1.664	98.9	49,450	9.29
		40ST, 40S	.280	6.065	5.58	.2006	1.734	1.588	90.0	45,000	18.97
		80XS, 80S	.432	5.761	8.40	.1810	1.734	1.508	81.1	40,550	28.57
		120	.562	5.501	10.70	.1650	1.734	1.440	73.9	36,950	36.39
		160	.719	5.187	13.34	.1467	1.734	1.358	65.9	32,950	45.34
		XX	.864	4.897	15.64	.1308	1.734	1.282	58.7	29,350	53.16
8	8.625	5S	.109	8.407	2.915	.3855	2.258	2.201	173.0	86,500	9.93
		10S	.148	8.329	3.941	.3784	2.258	2.180	169.8	84,900	13.40
		20	.250	8.125	6.578	.3601	2.258	2.127	161.5	80,750	22.36
		30	.277	8.071	7.265	.3553	2.258	2.113	159.4	79,700	24.70
		40ST, 40S	.322	7.981	8.399	.3474	2.258	2.089	155.7	77,850	28.55
		60	.406	7.813	10.48	.3329	2.258	2.045	149.4	74,700	35.64
		80XS, 80S	.500	7.625	12.76	.3171	2.258	1.996	142.3	71,150	43.39
		100	.594	7.437	14.99	.3017	2.258	1.947	135.4	67,700	50.95
		120	.719	7.187	17.86	.2817	2.258	1.882	126.4	63,200	60.71
		140	.812	7.001	19.93	.2673	2.258	1.833	120.0	60,000	67.76
		XX	.875	6.875	21.30	.2578	2.258	1.800	115.7	57,850	72.42
		160	.906	6.813	21.97	.2532	2.258	1.784	113.5	56,750	74.69
10	10.75	5S	.134	10.482	4.47	.5993	2.814	2.744	269.0	134,500	15.19
		10S	.165	10.420	5.49	.5922	2.814	2.728	265.8	132,900	18.65
		20	.250	10.250	8.25	.5731	2.814	2.685	257.0	128,500	28.04
		30	.307	10.136	10.07	.5603	2.814	2.655	252.0	126,000	34.24
		40ST, 40S	.365	10.020	11.91	.5475	2.814	2.620	246.0	123,000	40.48
		80S, 60XS	.500	9.750	16.10	.5185	2.814	2.550	233.0	116,500	54.74
		80	.594	9.562	18.95	.4987	2.814	2.503	223.4	111,700	64.43
		100	.719	9.312	22.66	.4729	2.814	2.438	212.3	106,150	77.03
		120	.844	9.062	26.27	.4479	2.814	2.372	201.0	100,500	89.29
		140, XX	1.000	8.750	30.63	.4176	2.814	2.291	188.0	94,000	104.13
		160	1.125	8.500	34.02	.3941	2.814	2.225	177.0	88,500	115.64
12	12.75	5S	0.156	12.438	6.17	.8438	3.338	3.26	378.7	189,350	20.98
		10S	0.180	12.390	7.11	.8373	3.338	3.24	375.8	187,900	24.17
		20	0.250	12.250	9.82	.8185	3.338	3.21	367.0	183,500	33.38
		30	0.330	12.090	12.88	.7972	3.338	3.17	358.0	179,000	43.77
		ST, 40S	0.375	12.000	14.58	.7854	3.338	3.14	352.5	176,250	49.56
		40	0.406	11.938	15.74	.7773	3.338	3.13	349.0	174,500	53.52
		XS, 80S	0.500	11.750	19.24	.7530	3.338	3.08	338.0	169,000	65.42
		60	0.562	11.626	21.52	.7372	3.338	3.04	331.0	165,500	73.15
		80	0.688	11.374	26.07	.7056	3.338	2.98	316.7	158,350	88.63
		100	0.844	11.062	31.57	.6674	3.338	2.90	299.6	149,800	107.32
		120, XX	1.000	10.750	36.91	.6303	3.338	2.81	283.0	141,500	125.49
		140	1.125	10.500	41.09	.6013	3.338	2.75	270.0	135,000	139.67
		160	1.312	10.126	47.14	.5592	3.338	2.65	251.0	125,500	160.27
14	14	5S	0.156	13.688	6.78	1.0219	3.665	3.58	459	229,500	23.07
		10S	0.188	13.624	8.16	1.0125	3.665	3.57	454	227,000	27.73
		10	0.250	13.500	10.80	0.9940	3.665	3.53	446	223,000	36.71
		20	0.312	13.376	13.42	0.9750	3.665	3.50	438	219,000	45.61
		30, ST	0.375	13.250	16.05	0.9575	3.665	3.47	430	215,000	54.57
		40	0.438	13.124	18.66	0.9397	3.665	3.44	422	211,000	63.44
		XS	0.500	13.000	21.21	0.9218	3.665	3.40	414	207,000	72.09
		60	0.594	12.812	25.02	0.8957	3.665	3.35	402	201,000	85.05
		80	0.750	12.500	31.22	0.8522	3.665	3.27	382	191,000	106.13
		100	0.938	12.124	38.49	0.8017	3.665	3.17	360	180,000	130.85
		120	1.094	11.812	44.36	0.7610	3.665	3.09	342	171,000	150.79
		140	1.250	11.500	50.07	0.7213	3.665	3.01	324	162,000	170.21
		160	1.406	11.188	55.63	0.6827	3.665	2.93	306	153,000	189.11
16	16	5S	0.165	15.670	8.21	1.3393	4.189	4.10	601	300,500	27.90
		10S	0.188	15.624	9.34	1.3314	4.189	4.09	598	299,000	31.75
		10	0.250	15.500	12.37	1.3104	4.189	4.06	587	293,500	42.05

TABLA 6-6 Propiedades de las tuberías de acero (*Continuación*)

Tamaño nominal de tub., in	Diám. exterior, in	No. de cédula	Espesor de la pared, in	Inside Diám. interior, in	Área de corte transversal		Circunferencias, ft, o superficie, ft²/ft de longitud		Capacidad a una velocidad de 1 ft/s		Peso de tub. de extremos lisos, en lb/ft
					Metal en in²	Flujo en ft²	Exterior	Interior	U.S. gal/' min	Lb/h de agua	
		20	0.312	15.376	15.38	1.2985	4.189	4.03	578	289,000	52.27
		30, ST	0.375	15.250	18.41	1.2680	4.189	3.99	568	284,000	62.58
		40, XS	0.500	15.000	24.35	1.2272	4.189	3.93	550	275,000	82.77
		60	0.656	14.688	31.62	1.1766	4.189	3.85	528	264,000	107.50
		80	0.844	14.312	40.19	1.1171	4.189	3.75	501	250,500	136.61
		100	1.031	13.938	48.48	1.0596	4.189	3.65	474	237,000	164.82
		120	1.219	13.562	56.61	1.0032	4.189	3.55	450	225,000	192.43
		140	1.438	13.124	65.79	0.9394	4.189	3.44	422	211,000	223.64
		160	1.594	12.812	72.14	0.8953	4.189	3.35	402	201,000	245.25
18	18	5S	0.165	17.670	9.25	1.7029	4.712	4.63	764	382,000	31.43
		10S	0.188	17.624	10.52	1.6941	4.712	4.61	760	379,400	35.76
		10	0.250	17.500	13.94	1.6703	4.712	4.58	750	375,000	47.39
		20	0.312	17.376	17.34	1.6468	4.712	4.55	739	369,500	58.94
		ST	0.375	17.250	20.76	1.6230	4.712	4.52	728	364,000	70.59
		30	0.438	17.124	24.16	1.5993	4.712	4.48	718	359,000	82.15
		XS	0.500	17.000	27.49	1.5763	4.712	4.45	707	353,500	93.45
		40	0.562	16.876	30.79	1.5533	4.712	4.42	697	348,500	104.67
		60	0.750	16.500	40.64	1.4849	4.712	4.32	666	333,000	138.17
		80	0.938	16.124	50.28	1.4180	4.712	4.22	636	318,000	170.92
		100	1.156	15.688	61.17	1.3423	4.712	4.11	602	301,000	207.96
		120	1.375	15.250	71.82	1.2684	4.712	3.99	569	284,500	244.14
		140	1.562	14.876	80.66	1.2070	4.712	3.89	540	270,000	274.22
		160	1.781	14.438	90.75	1.1370	4.712	3.78	510	255,000	308.50
20	20	5S	0.188	19.624	11.70	2.1004	5.236	5.14	943	471,500	39.78
		10S	.218	19.564	13.55	2.0878	5.236	5.12	937	467,500	46.06
		10	.250	19.500	15.51	2.0740	5.236	5.11	930	465,000	52.73
		20, ST	.375	19.250	23.12	2.0211	5.236	5.04	902	451,000	78.60
		30, XS	.500	19.000	30.63	1.9689	5.236	4.97	883	441,500	104.13
		40	.594	18.812	36.21	1.9302	5.236	4.92	866	433,000	123.11
		60	.812	18.376	48.95	1.8417	5.236	4.81	826	413,000	166.40
		80	1.031	17.938	61.44	1.7550	5.236	4.70	787	393,500	208.87
		100	1.281	17.438	75.33	1.6585	5.236	4.57	744	372,000	256.10
		120	1.500	17.000	87.18	1.5763	5.236	4.45	707	353,500	296.37
		140	1.750	16.500	100.3	1.4849	5.236	4.32	665	332,500	341.09
		160	1.969	16.062	111.5	1.4071	5.236	4.21	632	316,000	397.17
24	24	5S	0.218	23.564	16.29	3.0285	6.283	6.17	1359	679,500	55.37
		10, 10S	0.250	23.500	18.65	3.012	6.283	6.15	1350	675,000	63.41
		20, ST	0.375	23.250	27.83	2.948	6.283	6.09	1325	662,500	94.62
		XS	0.500	23.000	36.90	2.885	6.283	6.02	1295	642,500	125.49
		30	0.562	22.876	41.39	2.854	6.283	5.99	1281	640,500	140.68
		40	0.688	22.624	50.39	2.792	6.283	5.92	1253	626,500	171.29
		60	0.969	22.062	70.11	2.655	6.283	5.78	1192	596,000	238.35
		80	1.219	21.562	87.24	2.536	6.283	5.64	1138	569,000	296.58
		100	1.531	20.938	108.1	2.391	6.283	5.48	1073	536,500	367.39
		120	1.812	20.376	126.3	2.264	6.283	5.33	1016	508,000	429.39
		140	2.062	19.876	142.1	2.155	6.283	5.20	965	482,500	483.12
		160	2.344	19.312	159.5	2.034	6.283	5.06	913	456,500	542.13
30	30	5S	0.250	29.500	23.37	4.746	7.854	7.72	2130	1,065,000	79.43
		10, 10S	0.312	29.376	29.10	4.707	7.854	7.69	2110	1,055,000	98.93
		ST	0.375	29.250	34.90	4.666	7.854	7.66	2094	1,048,000	118.65
		20, XS	0.500	29.000	46.34	4.587	7.854	7.59	2055	1,027,500	157.53
		30	0.625	28.750	57.68	4.508	7.854	7.53	2020	1,010,000	196.08

5S, 10S y 40S se compilaron de Stainless Steel Pipe, ANSI B36. 19-1976, con autorización del editor, la American Society of Mechanical Engineers, New York. ST = pared estándar, XS = pared extrafuerte, XX = pared extrafuerte doble y los números de cédula 10 a 160 se compilaron de Wrought-Steel and Wrought-Iron Pipe ANSI B36. 10-1975, con autorización del mismo editor. Los espesores decimales para tamaños de tuberías representan sus dimensiones de paredes promedio o nominales. Se permiten tolerancias de fabricación hasta ± 12 $^{1}/_{2}$%.

Se producen tuberías de extremos lisos mediante un corte a escuadra. También se envían tuberías desde las fábricas con roscas, un acoplamiento roscado en un extremo o con extremos biselados para soldar o estriados y dimensionados para acoplamientos patentados. Los pesos por pie para tuberías roscadas y acopladas son ligeramente mayores debido al peso del acoplamiento, pero no existe en tamaños mayores de 12 in o más ligeros que el número de cédula 30 de 8 a 12 in o de cédula 40 de 6 in y menores.

Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir pulgadas cuadradas en milímetros cuadrados, multiplíquese por 645; para convertir pies cuadrados en metros cuadrados, multiplíquese por 0.0929; para convertir libras por pie en kilogramos/m, multiplíquese por 1.49; para convertir galones en metros cúbicos, multiplíquese por 3.7854×10^{-3}; para convertir libras en kilogramos, multiplíquese por 0.4536.

mediante la extrusión, el colado en moldes estáticos o centrífugos, la forja y la perforación. La tubería sin costura tiene la misma resistencia en kilopascales (lbf/in^2) a lo largo de toda la pared. Las tuberías sin costura perforadas tienen con frecuencia la superficie interna excéntrica con relación a la externa, lo que da como resultado un espesor no uniforme de las paredes.

Las **tuberías soldadas** se hacen con bandas laminadas conformadas en cilindros y soldadas en las costuras por varios métodos. Se atribuye a las soldaduras del 60 al 100% de la resistencia de las paredes de la tubería, dependiendo de los procedimientos de soldadura e inspección. Se pueden obtener diámetros mayores y razones más bajas de espesores de las paredes respecto al diámetro en las tuberías soldadas que en las tuberías sin costura (aparte de las coladas). Se obtiene un espesor uniforme de las paredes. Las pruebas hidrostáticas no revelan tramos muy cortos de soldaduras completadas en forma parcial. Esto presenta la posibilidad de que se puedan desarrollar prematuramente fugas pequeñas cuando se manejen fluidos corrosivos o se exponga la tubería a la corrosión externa. Es preciso tomar en cuenta la soldadura en los procedimientos de desarrollo para el acodamiento, el abocinado y la expansión de las tuberías soldadas.

Las combinaciones de espesor adicional, tamaño adicional y espesor de pared se encuentran disponibles para la manufactura de tubos. Las clasificaciones más comunes de tubos son "a presión" y "mecánica". El espesor de pared (medido) se especifica por la "pared media" o pared mínima". La pared mínima es más costosa que la pared media y, a consecuencia de las tolerancias más estrechas para espesor de pared y diámetro, la medición para ambos sistemas hace que la tubería a presión sea más costosa. Sin embargo, los tubos soldados de acero al carbono de pared media, resistentes a la electricidad, con diámetro externo de $2\,^3/_8$, $2\,^7/_8$, $3\,^1/_2$ y $4\,^1/_2$ in, obtenidos de bobinas sobre rodillos de formado progresivo y probadas electromagnéticamente más que a presión, compiten vigorosamente con las tuberías.

La tabla 6-6 proporciona tamaños estándar y espesores de tuberías al igual que capacidades y pesos.

Juntas Las tuberías se deben unir a otras tuberías y otros componentes. El diseño óptimo requiere un trabajo de montaje mínimo y prevé la misma resistencia que posee la tubería para 1) presión interna en lo que se refiere a las fracturas y las fugas, 2) momentos de torsión que se producen al tender tramos largos de tuberías entre los soportes o debido a la dilatación térmica en las tuberías con acodamientos dobles, 3) deformación axial por la presión interna que actúa sobre los cambios de dirección, llaves ciegas y válvulas cerradas o por la contracción térmica en los tramos rectos, 4) fractura o fugas en el caso de que se produzca algún incendio.

Sin embargo, las juntas en tuberías enterradas en el suelo, donde está fija la posición de cada tramo y cada componente, sólo necesitan proporcionar la misma resistencia que la tubería a la presión interna: en el caso de que haya asentamientos de tierra, se deberá exigir que las juntas cedan ante los momentos resultantes de torsión, sin fugas. Asimismo, en las tuberías sujetas a la dilatación y la contracción térmica, se puede requerir que algunas juntas cedan ante los momentos de torsión resultantes y las deformaciones axiales, sin fugas.

Las juntas de tuberías ideales están libres de cambios en cualquier dimensión de pasaje del flujo o la dirección que incremente la caída de presión o impida el drenaje completo. Estará libre de hendiduras en las que se pueda acelerar la corrosión. Requerirá un trabajo mínimo para su desmontaje. Al efectuar la selección será preciso tomar en cuenta la frecuencia con la que se tendrá que desmontar la junta. En términos generales, las juntas fáciles de desmontar son deficientes en uno o más de los otros requisitos de las juntas ideales.

La mayor parte de las juntas incluyen modificaciones de los componentes que se unen; por lo común, se pueden adquirir las que tengan las modificaciones deseadas.

Juntas soldadas La junta más utilizada en los sistemas de tuberías es la de **soldadura por ensamble** (Fig. 6-87). En todos los metales dúctiles de tuberías que se pueden soldar, hay codos, tes, tuberías, ramas laterales, reductores, tapones, válvulas, bridas y juntas de abrazadera en V en todos los tamaños y todos los espesores de paredes, con

FIG. 6-87 Soldadura por ensamble.

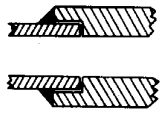


FIG. 6-88 Soldadura de casquillo.

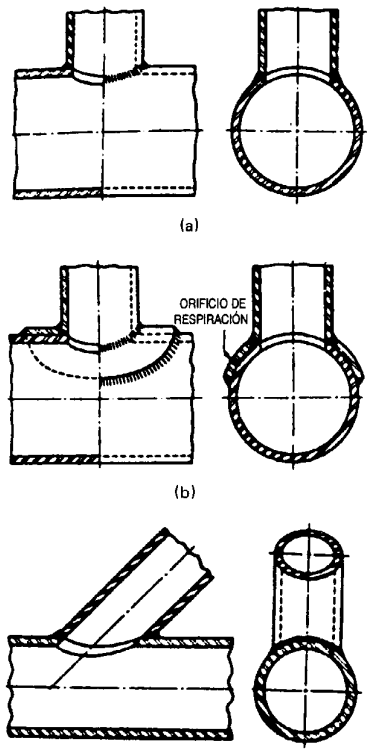


FIG. 6-89 Soldaduras de ramificación. (*a*) Sin refuerzo adicional. (*b*) Con refuerzo adicional. (*c*) Ramificación angular.

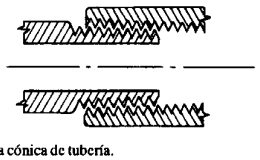


FIG. 6-90 Rosca cónica de tubería.

extremos preparados para la soldadura por ensamble. La resistencia de la junta igual a la tubería original (con excepción de las tuberías endurecidas para el trabajo que se templan mediante la soldadura), el patrón de flujo sin distorsiones y la resistencia generalmente íntegra a la corrosión, compensan ampliamente la necesaria alineación cuidadosa del trabajo competente y los equipos que se requieren.

Las tuberías de extremo liso que se utilizan para juntas de casquillo soldado (Fig. 6-88) existen en todos los tamaños; pero los accesorios y las válvulas con extremos de casquillo soldado se limitan a los tamaños de 3 in y menores, donde el costo adicional del casquillo se compensa mediante la alineación mucho más sencilla y el hecho de que se requiere menos competencia para realizar la soldadura. La junta no es tan resistente a los esfuerzos de flexión como la soldadura por ensamble; pero de otro modo es igual con la excepción de que, para algunos fluidos, la grieta entre la tubería y el casquillo puede fomentar la corrosión. El código ANSI B16.11-1973, Accesorios de acero forjado, con soldadura de casquillo y roscados, exige que el espesor de la pared del casquillo sea igual o mayor que 1.25 veces la pared mínima de la tubería.

Soldaduras de bifurcaciones (Fig. 6-89) Estas soldaduras eliminan la necesidad de adquirir tes y no requieren más metal de soldadura que estas últimas. Donde la bifurcación se acerque al tamaño del tramo principal, se necesita una preparación cuidadosa del extremo de la tubería ramificada y la del tramo principal se debilita debido a la soldadura. Véanse las reglas de refuerzo en la subsección "Presión de diseño de componentes metálicos: Espesor de las paredes". Se pueden obtener comercialmente accesorios y atenuadores reforzados. El empleo de accesorios facilita la inspección visual de la bifurcación soldada. Véanse las reglas sobre las juntas soldadas en la subsección "Soldaduras".

Juntas roscadas Existen **tuberías con extremos roscados y cónicos** (Fig. 6-90), según el Código ANSI B2.1, en tamaños de 12 in y menores sujetos a las limitaciones mínimas de espesor de las paredes. También hay accesorios y válvulas con extremos cónicos roscados en la mayor parte de los metales que se utilizan para tuberías.

El uso principal de las juntas roscadas se hace en los tamaños de 2 in y menores, en metales para los cuales las paredes que se producen de manera más económica son lo suficientemente gruesas como para soportar una presión y una corrosión considerables después de la reducción del espesor, debido al fileteado de las roscas. Para las juntas roscadas de más de 2 in, aumentan con rapidez el trabajo necesario de montaje y el tamaño y el costo de las herramientas. La alineación cuidadosa que se requiere al comienzo del montaje y durante la rotación de los componentes, así como también la variación de longitud producida por las tolerancias diametrales en las roscas, limitan considerablemente el premontaje de los componentes. El fileteado de roscas no es una operación precisa de maquinado y se necesitan materiales de aporte que se conocen como "relleno de tuberías", para bloquear la trayectoria de fugas en espiral.

Las roscas estrían la tubería y provocan pérdidas de resistencia y fatiga. El ensanchamiento y la contracción del pasaje de flujo en las juntas roscadas provoca turbulencias; a veces, se agravan la corrosión y la erosión en el lugar en que la tubería se ha adelgazado ya debido al fileteado. La tendencia que tienen las llaves a aplastar las tuberías y los accesorios limita la fuerza que se puede utilizar para apretar las juntas roscadas. Para los sistemas de baja presión, se puede utilizar una rotación ligera en la junta para darle flexibilidad al sistema; pero esta misma rotación, indeseable, puede provocar el desarrollo de fugas en sistemas de presiones más altas. En algunos metales, se produce escoriación cuando se desmontan las juntas roscadas.

Roscas de tuberías rectas (Fig. 6-91) Se limitan a los acoplamientos ligeros, de tamaños de 2 in y menores. Los fabricantes de tuberías roscadas las envían con esos tipos de acoplamientos instalados en uno de los extremos de cada tubería. La junta que se obtiene es inferior a la que se logra con roscas cónicas. El código limita la junta que se muestra en la figura 6-91 a 1.0 MPa (150 lbf/in^2) manométrica máxima, 182°C (360°F) máximos, y fluidos no inflamables ni tóxicos.

Cuando los dos componentes de la junta roscada son de metal soldable, la junta se puede **sellar mediante soldadura**, como se muestra en la figura 6-92. La soldadura de sellos sólo puede utilizarse para prevenir fugas en la junta roscada y no se considera que ayude a la solidez de la unión en la junta. Este tipo de juntas se limita a las construcciones nuevas y no es apropiado para procedimiento de reparaciones, puesto que el relleno de las tuberías en el fileteado interferiría la soldadura. Este método proporciona juntas herméticas con un mínimo de trabajo de soldadura. Cuando se emplean juntas roscadas para unir materiales con coeficientes muy distintos de dilatación térmica, que están sujetos a temperaturas cíclicas, se puede necesitar el sellado de soldadura para evitar las fugas.

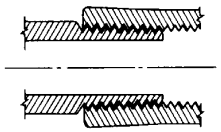


FIG. 6-91 Rosca cónica de tubería a rosca recta de acoplamiento.

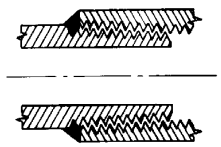


FIG. 6-92 Rosca cónica de tubería, sellada mediante soldadura.

Como ayuda para montar y desmontar tanto los sistemas roscados como los soldados, se utilizan **juntas de unión** (Fig. 6-93). Tienen asientos de metal con metal, que se oprime el uno contra el otro mediante una tuerca de rosca recta, y existen tanto en acoplamientos para unir dos tramos de tubería como en los extremos de algunos accesorios. En sistemas de tuberías roscadas que no se espera desmontar, las juntas de unión instaladas a ciertos intervalos permiten apretar todavía más las juntas roscadas. El apretado de las uniones pesadas proporciona juntas herméticas incluso cuando la tubería esté ligeramente mal alineada al comienzo de la operación.

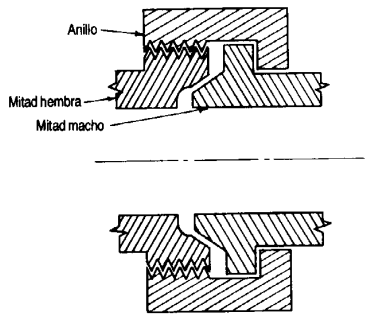


FIG. 6-93 Unión.

Juntas bridadas Para tamaños mayores a 2 in, cuando se espere tener que desmontar las tuberías, la junta bridada (Fig. 6-94) es la que más se emplea. En las figuras 6-95 y 6-96 se muestra la gran variedad de tipos y caras disponibles. Aun cuando las juntas bridadas consumen mucho metal, el maquinado de precisión sólo se requiere en las caras. Las juntas bridadas no imponen tolerancias diametrales importantes a la tubería. No se re-

quiere una alineación cuidadosa para el montaje de las bridas de cara plana y realzada, y las llaves que se necesitan son mucho menores que las utilizadas para el montaje atornillado de las tuberías del mismo tamaño.

Los fabricantes ofrecen **tuberías con extremos bridados** en sólo unos cuantos metales. De otro modo, las bridas se fijan a la tubería mediante diversos tipos de juntas (Fig. 6-95). La junta superpuesta o de solapa implica una modificación de la tubería que se puede formar de la tubería misma o soldándole un anillo o un extremo de vástago de junta de solapa. Existen **válvulas y accesorios de extremos bridados** en todos los tamaños de la mayor parte de los metales utilizados para tuberías.

Las bridas de cuello de soldadura proporcionan juntas tan fuertes como la tubería para todos los tipos de cargas cíclicas y estáticas. Las bridas de deslizamiento, soldadura de casquillo y junta solapada proporcionan uniones tan firmes como la tubería con cargas estáticas, pero tienen una resistencia menor a los esfuerzos cíclicos (véase la Tabla 6-42). La bridas de juntas de solapa evitan la necesidad de orientar las

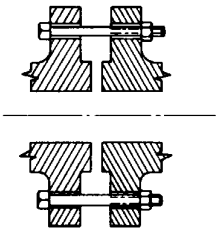


FIG. 6-94 Junta bridada.

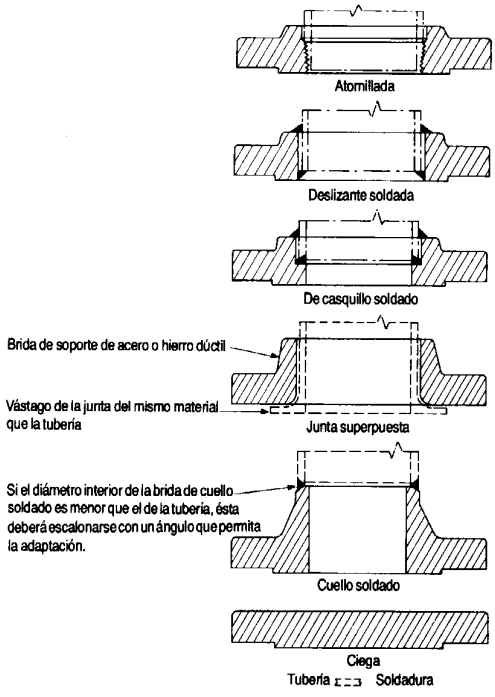


FIG. 6-95 Tipos de bridas de acero al carbono y de aleación.

pestañas, de tal modo que las líneas centrales, vertical y horizontal, estén a mitad de camino entre los orificios de los pernos y permiten la orientación de los vástagos de las válvulas bridadas en cualquier ángulo necesario para proporcionar el franqueo. La tolerancia es de $^1/_8$ in en los orificios para pernos; la necesidad de asegurarse de que el empaque no sobresalga del canal de flujo da como resultado ciertos trastornos del patrón de flujo cuando se utilizan bridas de cara plana y realzada. Esto se puede eliminar mediante la utilización de bridas de cuellos o casquetes soldados, con macho y hembra o caras de lengüeta y de lengüeta y ranura.

Las dimensiones de las bridas con caras planas y realzadas manufacturadas con aleaciones, acero al carbono y hierro colado, son proporcionadas en las tablas 6-7 hasta 6-13 (véase la Fig. 6-96). Las dimensiones han sido extraídas de ANSI B16.1-1975 Cast-Iron Pipe Flanges and Flanged Fittings (Bridas de hierro colado y accesorios bridados) y ANSI 16.5-1977 Steel Pipe Flanges and Flanged Fittings (Bridas para tuberías de acero y accesorios bridados) con permiso del editor, American Society of Mechanical Engineers, ASME, New York. A diferencia de las válvulas o accesorios bridados de hierro colado, las bridas de acero se prefieren con frecuencia a las bridas de hierro colado, ya que permiten ensambles soldados más que roscados en la tubería y porque las bridas de hierro colado no reforzado no resisten el empleo indiscriminado como bridas con accesorios de hierro colado.

En la figura 6-96 se muestra el acoplamiento de las bridas para tuberías y accesorios de acero al carbono y aleaciones; las bridas para tubería y accesorios de hierro colado de 125 lb tendrán caras planas en la unión sin relleno, para minimizar el esfuerzo a la curvatura (comba); las bridas para la tubería y accesorios de hierro colado de 250 lb tienen un realce de 1.5 mm ($^1/_8$ in) para el mismo propósito (más ancho que las bridas de acero). Las bridas de junta de solapa de acero al carbono y hierro dúctil (nodular) son muy utilizadas como bridas de apoyo con extremos redondeados para reducir los costos en sistemas de tuberías de acero inoxidable austenítico y otros materiales costosos (véase Fig. 6-95). El código prohíbe el empleo de bridas de hierro dúctil cuando las temperaturas de proceso sean superiores a 343°C (650°F). Cuando el tipo de acoplamiento afecte la magnitud de las dimensiones de las bridas, será posible determinar las adecuadas dimensiones de los acoplamientos utilizando los datos dimensionales de la figura 6-96.

Empaques Los **empaques** tienen que resistir la corrosión de los fluidos que se manejan. Las caras de macho y hembra o lengüeta y ranura más costosas pueden ser necesarias para asentar adecuadamente los empaques duros. Con esas caras, el empaque no puede salirse. Las juntas bridadas, al situar el material de empaque bajo una fuerte compresión y permitir que sólo ataque sus bordes el fluido manejado, permiten utilizar materiales de empaque que, en otras juntas, no podrían resistir satisfactoriamente al fluido que circula.

El acabado de las caras de las bridas varía con el fabricante. Para las superficies de caras realzadas o de emparejamiento macho, el acabado consiste por lo común en una ranura espiral continua formada por una herramienta de punta redondeada o en V (acabado cerrado). Las superficies hembras reciben un acabado liso (o sea, sin marcas definidas de las herramientas). Otros acabados son el de las estrías concéntricas, solapas o espejo (para agua fría). Los dos últimos suelen aplicarse sin empaques.

En general, para las bridas ANSI de 300 lb y de clasificaciones más bajas, se utilizan empaques de láminas de asbesto comprimidas [400°C (750°F, máximo)]. El tipo de asbesto y metal devanado en espiral se emplea para presiones más altas y servicios a temperaturas más elevadas, [de 593°C (1100°F máximo)] incluyendo servicios que tienen fluidos cíclicos o con dificultades de retención. El desarrollo de sustitutos de asbesto para empaques está siendo desarrollado en virtud de lo peligroso que es para la salud utilizar empaques de asbesto. Los empaques en espiral de metal-TFE y metal-grafito son fáciles de conseguir y pueden dar un mejor sello que los de metal-asbesto. Los empaques devanados en espiral también se utilizan mucho en los servicios de vapor a alta presión. Los empaques devanados en espiral deberán de emplearse de preferencia con un acabado de brida lisa.

El tipo devanado en espiral que cuenta con un anillo metálico sólido en la parte exterior para limitar la compresión del empaque proporciona protección contra los escapes, cuando se utiliza con caras realzadas.

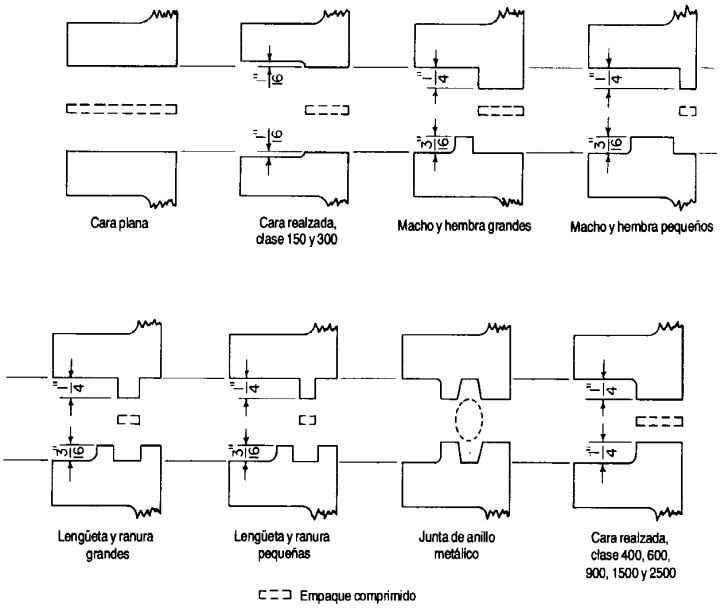


FIG. 6-96 Caras de bridas, ilustradas en bridas de cuello soldado. (Obsérvese que en bridas de macho y hembra pequeños el diámetro exterior de la cara del macho es menor que el diámetro exterior de la tubería; por ende, esta rectificación no se aplica a las bridas atornilladas o de deslizamiento. Se puede hacer una junta similar con bridas atornilladas y tuberías roscadas, mediante la proyección de la tubería a través de una de las bridas y rebajándola en la otra: sin embargo, se requiere una tubería mayor que la de cédula 40, para evitar que se aplasten los empaques.) Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 6-7 Dimensiones de bridas Clase 150 lb para uso con tubería de acero*

Todas las dimensiones se dan en pulgadas

Tamaño nominal de la tubería	Diámetro exterior de la brida	Espesor de la brida, mínimo	Diámetro del anillo del perno	Diámetro de los pernos	Número de pernos	Longitud hasta el empalme			
						Roscada deslizante con casquillo de soldadura	Junta superpuesta	De cuello soldado	Atornillada, ANSI B16.1 (125 lb)
½	3.50	0.44	2.38	½	4	0.62	0.62	1.88	.....
¾	3.88	0.50	2.75	½	4	0.62	0.62	2.06	.....
1	4.25	0.56	3.12	½	4	0.69	0.69	2.19	0.69
1¼	4.62	0.62	3.50	½	4	0.81	0.81	2.25	0.81
1½	5.00	0.69	3.88	½	4	0.88	0.88	2.44	0.88
2	6.00	0.75	4.75	⅝	4	1.00	1.00	2.50	1.00
2½	7.00	0.88	5.50	⅝	4	1.12	1.12	2.75	1.12
3	7.50	0.94	6.00	⅝	4	1.19	1.19	2.75	1.19
3½	8.50	0.94	7.00	⅝	8	1.25	1.25	2.81	1.25
4	9.00	0.94	7.50	⅝	8	1.31	1.31	3.00	1.31
5	10.00	0.94	8.50	¾	8	1.44	1.44	3.50	1.44
6	11.00	1.00	9.50	¾	8	1.56	1.56	3.50	1.56
8	13.50	1.12	11.75	¾	8	1.75	1.75	4.00	1.75
10	16.00	1.19	14.25	⅞	12	1.94	1.94	4.00	1.94
12	19.00	1.25	17.00	⅞	12	2.19	2.19	4.50	2.19
14	21.00	1.38	18.75	1	12	2.25	3.12	5.00	2.25
16	23.50	1.44	21.25	1	16	2.50	3.44	5.00	2.50
18	25.00	1.56	22.75	1⅛	16	2.69	3.81	5.50	2.69
20	27.50	1.69	25.00	1⅛	20	2.88	4.06	5.69	2.88
24	32.00	1.88	29.50	1¼	20	3.25	4.38	6.00	3.25

*Dimensiones de ANSI B16.5-1977, a menos que se especifique otra cosa. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 6-8 Dimensiones de bridas Clase 300 su empleo con tubería de acero*

Todas las dimensiones se dan en pulgadas

Tamaño nominal de la tubería	Diámetro exterior de la brida	Espesor de la brida, mínimo	Diámetro del anillo del perno	Diámetro de los pernos	Número de pernos	Longitud hasta el empalme			
						Roscada deslizante con casquillo de soldadura	Junta superpuesta	De cuello soldado	Atornillada, ANSI B16.1 (Clase 250)
½	3.75	0.56	2.62	½	4	0.88	0.88	2.06	
¾	4.62	0.62	3.25	¾	4	1.00	1.00	2.25	
1	4.88	0.69	3.50	¾	4	1.06	1.06	2.44	0.88
1¼	5.25	0.75	3.88	¾	4	1.06	1.06	2.56	1.00
1½	6.12	0.81	4.50	¾	4	1.19	1.19	2.69	1.12
2	6.50	0.88	5.00	¾	8	1.31	1.31	2.75	1.25
2½	7.50	1.00	5.88	¾	8	1.50	1.50	3.00	1.43
3	8.25	1.12	6.62	¾	8	1.69	1.69	3.12	1.56
3½	9.00	1.19	7.25	¾	8	1.75	1.75	3.19	1.62
4	10.00	1.25	7.88	¾	8	1.88	1.88	3.38	1.75
5	11.00	1.38	9.25	¾	8	2.00	2.00	3.88	1.88
6	12.50	1.44	10.62	¾	12	2.06	2.06	3.88	1.94
8	15.00	1.62	13.00	⅞	12	2.44	2.44	4.38	2.19
10	17.50	1.88	15.25	1	16	2.62	3.75	4.62	2.38
12	20.50	2.00	17.75	1⅛	16	2.88	4.00	5.12	2.56
14	23.00	2.12	20.25	1⅛	20	3.00	4.38	5.62	2.69
16	25.50	2.25	22.50	1⅛	20	3.25	4.75	5.75	2.88
18	28.00	2.38	24.75	1⅛	24	3.50	5.12	6.25	
20	30.50	2.50	27.00	1⅛	24	3.75	5.50	6.38	
24	36.00	2.75	32.00	1⅛	24	4.19	6.00	6.62	

*Dimensiones de ANSI B16.5-1977, a menos que se especifique otra cosa. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 6-9 Dimensiones de bridas de acero Clase 400*

Todas las dimensiones se dan en pulgadas

Tamaño nominal de la tubería	Diámetro exterior de la brida	Espesor de la brida, mínimo	Diámetro del anillo del perno	Diámetro de los pernos	Número de pernos	Longitud hasta el empalme		
						Roscada deslizante de casquillo soldado	Junta superpuesta	De cuello soldado
¼								
⅜								
1								
1¼								
1½	Utilícense dimensiones de Clase 600 en estos tamaños							
2								
2½								
3								
3½								
4	10.00	1.38	7.88	¾	8	2.00	2.00	3.50
5	11.00	1.50	9.25	¾	8	2.12	2.12	4.00
6	12.50	1.62	10.62	⅞	12	2.25	2.25	4.06
8	15.00	1.88	13.00	1	12	2.69	2.69	4.62
10	17.50	2.12	15.25	1¼	16	2.88	4.00	4.88
12	20.50	2.25	17.75	1¼	16	3.12	4.25	5.38
14	23.00	2.38	20.25	1¼	20	3.31	4.62	5.88
16	25.50	2.50	22.50	1⅜	20	3.69	5.00	6.00
18	28.00	2.62	24.75	1⅜	24	3.88	5.38	6.50
20	30.50	2.75	27.00	1½	24	4.00	5.75	6.62
24	36.00	3.00	32.00	1¾	24	4.50	6.25	6.88

*Dimensiones de ANSI B16.5-1977. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

Caras de juntas de anillo metálico Éstas son las más costosas de todas. El anillo tiene que ser más blando que la brida y, por lo común, es del mismo metal que esta última, pero de grado más suave. Se utiliza cuando el fluido manejado destruye otros materiales de empaque. En caso de incendio, no tiene fugas. Puesto que las superficies de contacto de los empaques están por debajo de la cara de la brida, se trata de las caras con menos probabilidades de sufrir daños durante el manejo. En comparación con las caras realzadas o lisas, es más difícil desmontarlas, porque las bridas sólo se pueden separar en la dirección axial.

Pernos En el código ANSI se especifican los requisitos relativos a los pernos para las juntas bridadas. Para unir

TABLA 6-10 Dimensiones de bridas de acero Clase 600*

Todas las dimensiones se dan en pulgadas

Tamaño nominal de la tubería	Diámetro exterior de la brida	Espesor de la brida, mínimo	Diámetro del anillo del perno	Diámetro de los pernos	Número de pernos	Longitud hasta el empalme		
						Roscada deslizante de casquillo soldado	Junta superpuesta	De cuello soldado
½	3.75	0.56	2.62	½	4	0.88	0.88	2.06
¾	4.62	0.62	3.25	¾	4	1.00	1.00	2.25
1	4.88	0.69	3.50	¾	4	1.06	1.06	2.44
1¼	5.25	0.81	3.88	¾	4	1.12	1.12	2.62
1½	6.12	0.88	4.50	¾	4	1.25	1.25	2.75
2	6.50	1.00	5.00	¾	8	1.44	1.44	2.88
2½	7.50	1.12	5.88	¾	8	1.62	1.62	3.12
3	8.25	1.25	6.62	¾	8	1.81	1.81	3.25
3½	9.00	1.38	7.25	¾	8	1.94	1.94	3.38
4	10.75	1.50	8.50	⅞	8	2.12	2.12	4.00
5	13.00	1.75	10.50	1	8	2.38	2.38	4.50
6	14.00	1.88	11.50	1	12	2.62	2.62	4.62
8	16.50	2.19	13.75	1⅛	12	3.00	3.00	5.25
10	20.00	2.50	17.00	1¼	16	3.38	4.38	6.00
12	22.00	2.62	19.25	1¼	20	3.62	4.62	6.12
14	23.75	2.75	20.75	1⅜	20	3.69	5.00	6.50
16	27.00	3.00	23.75	1½	20	4.19	5.50	7.00
18	29.25	3.25	25.75	1⅝	20	4.62	6.00	7.25
20	32.00	3.50	28.50	1⅝	24	5.00	6.50	7.50
24	37.00	4.00	33.00	1¾	24	5.50	7.25	8.00

*Dimensiones de ANSI B16.5-1977. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 6-11 Dimensiones de bridas de acero Clase 900*

Todas las dimensiones se dan en pulgadas

Tamaño nominal de la tubería	Diámetro exterior de la brida	Espesor de la brida, mínimo	Diámetro del anillo del perno	Diámetro de los pernos	Número de pernos	Longitud hasta el empalme		
						Roscada deslizante de casquillo soldado	Junta superpuesta	De cuello soldado
½	Utilícense dimensiones de Clase 1500 en estos tamaños							
¾								
1								
1¼								
1½								
2								
2½								
3	9.50	1.50	7.50	¾	8	2.12	2.12	4.00
4	11.50	1.75	9.25	1⅛	8	2.75	2.75	4.50
5	13.75	2.00	11.00	1¼	8	3.12	3.12	5.00
6	15.00	2.19	12.50	1¼	12	3.38	3.38	5.50
8	18.50	2.50	15.50	1⅜	12	4.00	4.50	6.38
10	21.50	2.75	18.50	1⅜	16	4.25	5.00	7.25
12	24.00	3.12	21.00	1⅜	20	4.62	5.62	7.88
14	25.25	3.38	22.00	1½	20	5.12	6.12	8.38
16	27.75	3.50	24.25	1⅝	20	5.25	6.50	8.50
18	31.00	4.00	27.00	1¾	20	6.00	7.50	9.00
20	33.75	4.25	29.50	2	20	6.25	8.25	9.75
24	41.00	5.50	35.50	2¼	20	8.00	10.50	11.50

*Dimensiones de ANSI B16.5-1977. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

dos bridas de acero, como se indica en el Código de Bridas para tuberías de acero y accesorios bridados. ANSI B16.5, las normas requieren pernos de acero de aleación, con excepción de que para el atornillado de bridas de 150 y 300 lb a 204°C (400°F) y por debajo, se pueden utilizar sujetadores de acero con bajo contenido de carbono, de grado B, ASTM A307 con atornillado externo. El Código limita esta excepción a –29°C (–20°F) mínimo.

Las bridas de acero de 150 lb se pueden sujetar con pernos a válvulas, accesorios y otros componentes de tuberías de hierro colado, que tengan bridas atornilladas o vaciadas, de la clase 125. Cuando se utiliza esa construcción, es preferible retirar de las bridas de

TABLA 6-12 Dimensiones de bridas de acero Clase 1500*

Todas las dimensiones se dan en pulgadas

Tamaño nominal de la tubería	Diámetro exterior de la brida	Espesor de la brida, mínimo	Diámetro del anillo del perno	Diámetro de los pernos	Número de pernos	Longitud hasta el empalme		
						Roscada deslizante de casquillo soldado	Junta superpuesta	De cuello soldado
½	4.75	0.88	3.25	¾	4	1.25	1.25	2.38
¾	5.12	1.00	3.50	¾	4	1.38	1.38	2.75
1	5.88	1.12	4.00	¾	4	1.62	1.62	2.88
1¼	6.25	1.12	4.38	⅞	4	1.62	1.62	2.88
1½	7.00	1.25	4.88	1	4	1.75	1.75	3.25
2	8.50	1.50	6.50	⅞	8	2.25	2.25	4.00
2½	9.62	1.62	7.50	1	8	2.50	2.50	4.12
3	10.50	1.88	8.00	1⅛	8	2.88	2.88	4.62
4	12.25	2.12	9.50	1¼	8	3.56	3.56	4.88
5	14.75	2.88	11.50	1½	8	4.12	4.12	6.12
6	15.50	3.25	12.50	1⅜	12	4.69	4.69	6.75
8	19.00	3.62	15.50	1⅜	12	5.62	5.62	8.38
10	23.00	4.25	19.00	1¾	12	6.25	7.00	10.00
12	26.50	4.88	22.50	2	16	7.12	8.62	11.12
14	29.50	5.25	25.00	2¼	16	....	9.50	11.75
16	32.50	5.75	27.75	2¼	16	....	10.25	12.25
18	36.00	6.38	30.50	2¾	16	....	10.88	12.88
20	38.75	7.00	32.75	3	16	....	11.50	14.00
24	46.00	8.00	39.00	3¼	16	....	13.00	16.00

*Dimensiones de ANSI B16.5-1977. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 6-13 Dimensiones de bridas de acero Clase 1500*

Todas las dimensiones se dan en pulgadas

Tamaño nominal de la tubería	Diámetro exterior de la brida	Espesor de la brida, mínimo	Diámetro del anillo del perno	Diámetro de los pernos	Número de pernos	Longitud hasta el empalme		
						Roscada	Junta superpuesta	De cuello soldado
½	5.25	1.19	3.50	¾	4	1.56	1.56	2.88
¾	5.50	1.25	3.75	¾	4	1.69	1.69	3.12
1	6.25	1.38	4.25	⅞	4	1.88	1.88	3.50
1¼	7.25	1.50	5.12	1	4	2.06	2.06	3.75
1½	8.00	1.75	5.75	1⅛	4	2.38	2.38	4.38
2	9.25	2.00	6.75	1	8	2.75	2.75	5.00
2½	10.50	2.25	7.75	1⅛	8	3.12	3.12	5.62
3	12.00	2.62	9.00	1¼	8	3.62	3.62	6.62
4	14.00	3.00	10.75	1½	8	4.25	4.25	7.50
5	16.50	3.62	12.75	1¾	8	5.12	5.12	9.00
6	19.00	4.25	14.50	2	8	6.00	6.00	10.75
8	21.75	5.00	17.25	2	12	7.00	7.00	12.50
10	26.50	6.50	21.25	2½	12	9.00	9.00	16.50
12	30.00	7.25	24.38	2¾	12	10.00	10.00	18.25

*Dimensiones de ANSI B16.5-1977. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

acero la cara realzada de 1.5 mm (1/16 in). Si se elimina la cara realzada y se emplea un empaque de anillo plano que se extienda al borde interno del orificio, el perno no tendrá que ser más fuerte que los de acero al carbono de grado B, ASTM A307; si se utiliza un empaque de cara completa, los pernos pueden ser de acero de aleación o de carbono con tratamiento térmico (ASTM A193). Si la cara realzada de la brida de acero no se retira, los pernos no tendrán que ser más fuertes que los de acero al carbono de grado B, ASTM A307.

Las bridas de acero de 300 lb se pueden sujetar por medio de pernos a válvulas, accesorios u otros componentes de tubería de hierro colado, con bridas atornilladas o vaciadas de clase 250, sin cambios en las caras realzadas de las bridas. Si se utiliza esa construcción, los pernos no deberán ser más fuertes que los de acero al carbono de grado B ASTM A307.

Se pueden utilizar bridas compañeras vaciadas o atornilladas de clase 125 y de hierro colado de 25 lb, con un empaque de cara completa o de anillo plano que se extienda hasta el borde interior de los orificios. Cuando se utiliza un empaque de cara completa los pernos pueden ser de acero al carbono con tratamiento térmico o de aleación (ASTM A193). Cuando se utiliza un empaque de anillo plano, los pernos no tienen que ser más fuertes que los de acero al carbono, ASTM A307, grado B.

Cuando se sujetan dos bridas de acompañamiento atornilladas o integrales de hierro colado, de clase 250, con caras realzadas de 1.5 mm (1/16 in), los pernos no tienen que ser más fuertes que los de acero al carbono, ASTM A307, grado B.

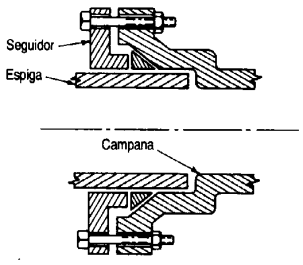


FIG. 6-97 Junta de casquillo empacado.

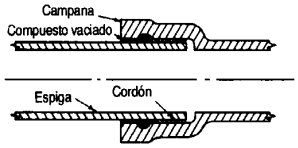


FIG. 6-98 Junta vaciada.

Otros tipos de juntas para tuberías Las **juntas de cuello empacado** (Fig. 6-97) no requieren preparación especial del extremo de la tubería, pero exigen un control cuidadoso del diámetro. Por tanto, se deberá informar al abastecedor de la tubería cuando se vayan a utilizar juntas de cuello empacado. Existen válvulas, accesorios y tuberías de hierro colado y dúctil con la campana vaciada en uno o más de los extremos. Los cuellos, los pernos y los empaques se envían junto con las tuberías. Los acoplamientos equipados con cuellos empacados en cada extremo, que se conocen como acoplamientos Dresser, existen en diversos metales. Las juntas se pueden montar con llaves pequeñas, mano de obra no especializada, en un espacio limitado y, en caso necesario, bajo el agua.

Las juntas de cuello empacado se diseñan para soportar el mismo esfuerzo tangencial que las tuberías. No tienen resistencia a los momentos de torsión o a las fuerzas axiales que tienden a separar las juntas, sino que ceden ante ellos hasta un punto indicado por las especificaciones de movimientos del extremo y de flexión angular tolerable, que proporciona el fabricante. Un movimiento mayor del extremo o angular produce fugas, pero el movimiento del extremo se puede limitar mediante la sujeción con una combinación de varillas y abrazaderas o mordazas soldadas o mediante el anclaje a estructuras existentes o nuevas. La hendidura entre la campana y la espiga puede fomentar la corrosión. Las juntas se utilizan mucho en las líneas subterráneas. No se ven afectadas por los asentamientos limitados de tierra y la fricción de la tierra misma evita que se separen los extremos. Cuando el desmontaje mediante el desplazamiento axial de la tubería no resulte práctico, existen acoplamientos de juntas empacadas que se pueden deslizar totalmente sobre uno de los dos tramos unidos. No obstante, la tendencia del empaque a adherirse a la tubería hace que esto resulte difícil.

Las **juntas coladas** (Fig. 6-98) no requieren ninguna preparación especial de los extremos de la tubería ni el control del diámetro. Se emplean para los materiales frágiles. Las tuberías, los accesorios y las válvulas se proporcionan con las campanas vaciadas en uno o más de los extremos. El compuesto de colado puede estar fundido, ser de fraguado químico o simplemente compactarse; estos métodos se dan en orden decreciente de capacidad para soportar la presión. Las juntas coladas no pueden absorber el movimiento angular o axial sin fugas. El desmontaje para el mantenimiento se realiza cortando la tubería y volviéndola a montar mediante la utilización de un acoplamiento con una campana en cada extremo.

Las **juntas embutidas** (Fig. 6-99) requieren el control del diámetro del extremo de la tubería. Se usan para materiales frágiles. Las tuberías, los accesorios y las válvulas se equipan con las campanas vaciadas en uno o más de los extremos. Se necesita una fuerza considerable para impulsar la espiga a través del anillo en O; esto se reduce mediante la extensión de este último, que hace que la fricción de la tubería alargue la sección de corte transversal de la porción principal del anillo en O.

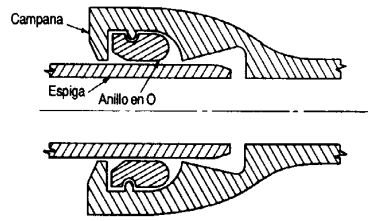


FIG. 6-99 Junta embutida o comprimida.

Las juntas embutidas o introducidas por compresión no resisten los momentos de torsión ni las fuerzas axiales que tienden a separar las juntas, sino que ceden ante ellos hasta un punto limitado por las especificaciones de movimiento de los extremos y deflexión angular admisible, que proporciona el vendedor. El movimiento de los extremos se puede limitar mediante la sujeción o la fijación con una combinación de varillas y mordazas o mediante el anclaje a estructuras existentes o nuevas. Estas juntas se utilizan mucho en líneas subterráneas. No se ven afectadas por el asentamiento limitado del terreno y la fricción de la tierra evita la separación de los extremos. Durante el montaje se utiliza un lubricante en el anillo en O. Cuando desaparece dicho lubricante, el anillo en O se une en cierto modo a la espiga y el desmontaje resulta muy difícil. Para el mantenimiento, se corta la tubería y se vuelve a montar mediante el empleo de un acoplamiento con una junta de cuello empacado en cada extremo.

Las **juntas expandidas** (Fig. 6-100) se limitan a los tamaños menores de tuberías de metales dúctiles. Se requiere un acabado liso en la parte exterior de la tubería y sobre las caras de los bordes al interior de la perforación. Las tuberías y las perforaciones deben tener el mismo coeficiente de expansión térmica. Además, es esencial que el metal de la tubería tenga un punto más bajo de cedencia que el metal en cuyo interior se dilata, excepto en los casos en los que este último es un cilindro delgado respaldado temporalmente mediante conchas metálicas pesadas y semicilíndricas, sujetadas por medio de abrazaderas, con un punto elevado de cedencia. Se requiere una herramienta de expansión, para cada tamaño de tubería.

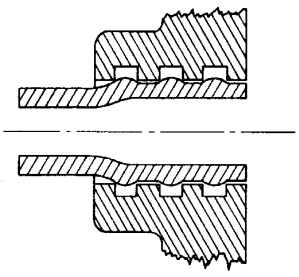


FIG. 6-100 Junta expandida.

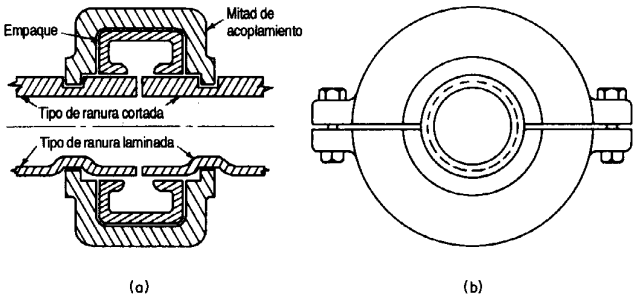


FIG. 6-101 Junta estriada: (*a*)Sección. (*b*) Vista del extremo.

Después de que se completa la junta, es difícil determinar si el aumento del diámetro interior de la tubería representa el estiramiento permanente de la perforación de la pieza correspondiente o el flujo de metal a las estrías de la perforación. Un exceso de este último flujo da como resultado un adelgazamiento excesivo de la tubería, mientras que la insuficiencia puede hacer que el tubo se salga del orificio cuando tenga que soportar cargas axiales. En una variación, la junta dilatada se combina con una junta abocinada para incrementar la resistencia a las cargas axiales. Estas juntas se utilizan para fijar uniones y bridas Lovekin a las tuberías. Para tuberías de aleación, existen bridas Lovekin compuestas en las que la porción de orificio y cara realzada se hacen de la aleación, y se sostienen en el resto de acero de la brida mediante un rebajo.

Las **juntas estriadas** (Fig. 6-101) se dividen en dos clases: de estrías cortadas o laminadas. Se prefieren las últimas puesto que, en comparación con las de estrías cortadas, son más fáciles de formar y reducen menos el espesor de las paredes metálicas. Sin embargo, reducen ligeramente el área de flujo. Se limitan a paredes delgadas de material dúctil, mientras que las de estrías cortadas, debido a su reducción de la pared de la tubería, se limitan para paredes gruesas. En los tamaños mayores de tuberías, algunos de los espesores de pared que se utilizan comúnmente son demasiado gruesos para las estrías laminadas y excesivamente delgados para las estrías cortadas. El adelgazamiento de las paredes perjudica a la resistencia a la corrosión y la erosión, pero no a la presión interna, puesto que la zona adelgazada se refuerza mediante el acoplamiento.

El control del diámetro exterior es muy importante. La tolerancia negativa permisible está limitada, puesto que perjudica a la fuerza de sujeción de los acoplamientos. La tolerancia positiva hace necesario cortar las estrías a mayor profundidad, lo que hace aumentar el adelgazamiento de la pared. La tolerancia positiva no constituye un problema en las ranuras laminadas, puesto que se limitan a paredes suficiente-

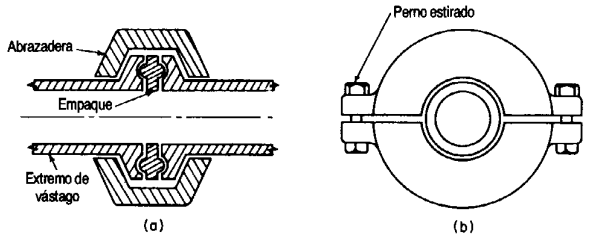


FIG. 6-102 Junta de abrazadera en V: (*a*) Sección. (*b*) Vista del extremo.

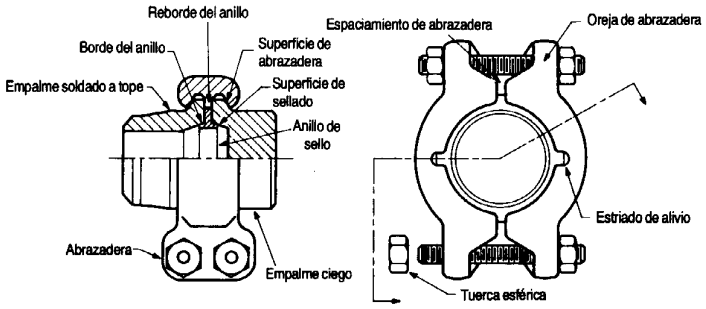


FIG. 6-103 Junta de anillo de sello. (*Cortesía de Gray Tool Co.*)

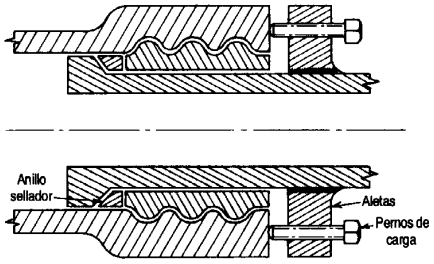


FIG. 6-104 Junta de sellado a presión.

mente delgadas para que los acoplamientos puedan comprimir la tubería. Los fabricantes proporcionan tuberías ya estriadas y también con extremos estriados de paredes gruesas, soldados.

Las juntas estriadas resisten fuerzas axiales que tienden a separar las juntas. La deflexión angular, hasta el límite especificado para el fabricante, se puede utilizar para absorber la dilatación térmica y permitir el tendido de la tubería sobre terrenos desiguales. En comparación con las juntas bridadas, las estriadas no reajustan las tuberías mal alineadas, por lo que requieren un mayor soporte; sin embargo, de otro modo, exigen menos trabajo de manejo, montaje y desmontaje.

Los empaques son de autosellado tanto contra la presión interna como la externa y existen en una gran variedad de elastómeros. No obstante, el funcionamiento adecuado de un elastómero como empaque de brida no implica necesariamente un funcionamiento igualmente satisfactorio en una junta estriada, puesto que la exposición al fluido en estas últimas es mucho mayor y el endurecimiento tiene efectos desfavorables más notables. Es habitual utilizar acoplamientos resistentes a la corrosión por el fluido que contiene la tubería; pero se pueden emplear acoplamientos que contaminen el fluido.

Las **juntas de abrazadera en V** (Fig. 6-102) se sujetan a la tubería mediante juntas de expansión o soldadas por ensamble. Teóricamente, hay sólo una posición relativa de las piezas en la que las superficies cónicas de la abrazadera están completamente en contacto con las superficies cónicas de los extremos del vástago. En la práctica real, hay una flexibilidad considerable de los extremos del vástago y la abrazadera; además, no se requiere un contacto completo. Esto permite la utilización tanto de empaques metálicos como de elastómeros. También existen accesorios con extremos integrados a salientes cónicas.

Los extremos cónicos varían de las tuberías formadas por laminación o forjadas y maquinadas, y las abrazaderas de las forjadas y maquinadas a las bandas a las que se fijan varios canales laminados en sus centros, mediante la soldadura de puntos. Se puede insertar una bisagra en la banda como sustituto de uno de los pernos de acoplamiento. También se pueden reemplazar pernos de acoplamiento con otros de resorte.

En comparación con las bridas, las juntas de abrazadera en V utilizan menos metal, requieren menos trabajo para el montaje y tienen menos probabilidades de tener fugas en ciclos rápidos y de gama amplia de temperaturas; sin embargo, son más propensas a fallar o sufrir daños debido al exceso de presión. Se emplean mucho para tuberías de aleaciones altas sujetas a reubicación o limpieza periódica. Fabricadas como piezas de forja, son de acero al carbono con empaques metálicos para las presiones muy altas. Resisten tanto los momentos de torsión como los esfuerzos axiales. Las juntas de todos los tamaños y tipos las clasifican habitualmente los fabricantes tanto para la presión interna como para el momento de torsión.

Las **juntas de sello de anillo** (Fig. 6-103) consisten en extensiones unidas a la tubería, generalmente soldadas. La junta está patentada y comercializada bajo el nombre de Grayloc. El anillo metálico de sello es un empaque muy eficaz. Esta junta es muy utilizada en las plantas petroquímicas, donde hay altas presiones. También se manufacturan válvulas y accesorios con extensiones Grayloc.

Las **juntas de sello de presión** (Fig. 6-104) se utilizan para presiones de 4.4 MPa(600 lbf/in^2) y superiores. Usan menos metal que las juntas bridadas, pero requieren mucho más maquinado de las superficies. Hay varios diseños, en todos los cuales el aumento de la presión del fluido incrementa las fuerzas de tensión de las superficies de sellado, una contra la otra. Se emplean mucho como juntas de casquete en las válvulas de acero al carbono y de aleación.

Juntas para tubos Las **juntas de ajuste ensanchado en forma de campana o abocinado** (véase la Fig. 6-105) se emplean para tubos dúctiles en los casos en que la relación de espesor de las paredes respecto al diámetro es suficientemente pequeña como para permitir el ensanchamiento o abocinamiento sin que se rompa la superficie interna. Los tubos deben tener una superficie interior lisa. El tipo de tres piezas evita la deformación de torsión del tubo y minimiza la fatiga de vibración en la porción abocinada. Se necesita más trabajo para su montaje; pero es más resistente a los ciclos de temperatura que otros ajustes de tubos, tiene pocas probabilidades de sufrir daños mediante el apretamiento excesivo y su eficiencia no se ve perjudicada por el montaje y desmontaje repetidos. El tamaño es limitado debido al gran número de superficies maquinadas. La tuerca y, en el tipo de tres piezas, el manguito (collar), no tienen que ser del mismo material que el tubo. Para estos accesorios se requiere un control menor que el diámetro del tubo.

Las **juntas de ajuste de compresión** (Fig. 6-106) se utilizan para tubos dúctiles con paredes delgadas. El exterior de los tubos tiene que estar limpio y liso. El montaje consiste sólo en la inserción del tubo y

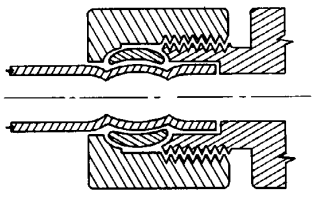


FIG. 6-106 Junta de ajuste por compresión.

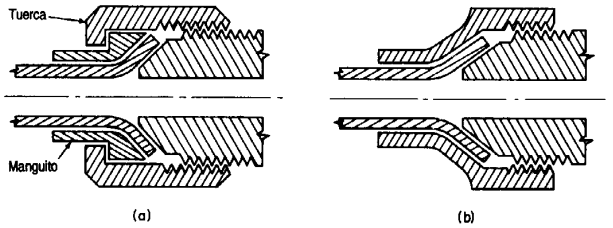


FIG. 6-105 Junta de ajuste ensanchado: (*a*) De tres piezas, (*b*) de dos piezas.

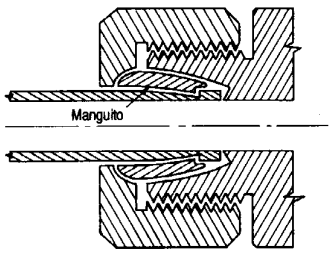


FIG. 6-107 Junta de ajuste de mordiente.

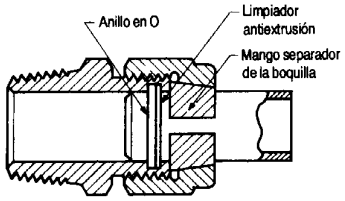


FIG. 6-108 Junta de sello de anillo en O. (*Cortesía de Lenz Co.*)

la opresión de la tuerca. Son los accesorios menos costosos para tubos; pero no resisten las vibraciones ni las variaciones cíclicas de la temperatura.

Juntas de ajuste de mordiente (Fig. 6-107). Se utilizan cuando los tubos tienen una razón demasiado alta de espesor de pared respecto al diámetro para permitir el abocinado, cuando se carece de suficiente ductilidad para esa operación y para reducir los costos de mano de obra de montaje. El exterior del tubo tiene que estar limpio y liso. El ensamblaje consiste simplemente en insertar el tubo y apretar la tuerca. El manguito tiene que ser considerablemente más duro que el tubo y, sin embargo, lo bastante dúctil como para verse comprimido diametralmente, y tan resistente a la corrosión por el fluido manejado como el tubo mismo. Los accesorios son resistentes a las vibraciones, pero no a las variaciones cíclicas de temperatura, rápidas y de intervalo amplio. En comparación con los accesorios abocinados, son menos adecuados para el montaje y el desmontaje repetidos, exigen un control diametral más estrecho de los tubos y tienen mayores probabilidades de sufrir daños cuando se aprietan en exceso. Se emplean mucho para sistemas hidráulicos llenos de aceite, a todas las presiones.

Las **juntas de sello tipo anillo en O** (Fig. 6-108) se utilizan también para aplicaciones que requieren tubería de pared gruesa. La parte exterior de la tubería debe estar lisa y limpia. La junta se puede ensamblar una y otra vez y, mientras la tubería no sea dañada, será posible corregir las fugas sustituyendo el anillo en O y el limpiador antiextrusión. Esta junta se utiliza mucho en sistemas hidráulicos llenos de aceite.

Juntas soldadas (Fig. 6-109) Estas juntas requieren un control preciso del diámetro de la tubería o el tubo y de la taza en el accesorio, para hacer que la soldadura entre al franqueo entre la taza y el tubo por acción capilar. La extrusión proporciona este control diametral y las juntas se utilizan ampliamente en cobre. Para temperaturas de hasta 93°C (200°F) se usa soldadura de 50% de plomo y 50 de estaño. Se requiere la limpieza cuidadosa de la parte exterior del tubo y la interior de la taza.

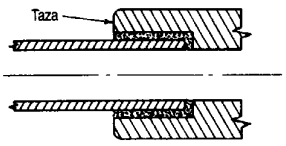


FIG. 6-109 Junta cementada o con soldadura fuerte.

El calor para soldar se obtiene por lo común de sopletes. La conductividad elevada del cobre hace necesario utilizar llamas grandes para los tamaños mayores y, por esta razón, la ubicación en que estará la junta se deberá tomar en consideración con mucho cuidado. Se emplean mucho en los tamaños de dos pulgadas y menores donde las necesidades de calor son menos notables. No se pueden utilizar juntas soldadas en los lugares en que haya probabilidades de incendios en las plantas, puesto que la exposición al fuego da como resultado una falla completa y rápida de las juntas. Cuando se hacen adecuadamente, las juntas son completamente impermeables. El código sólo permite el empleo de juntas soldadas para servicio de fluidos categoría D y cuando el sistema no está sujeto a condiciones cíclicas severas.

Juntas de soldadura de plata Son similares a las soldadas, con excepción de que se requiere una temperatura de aproximadamente 600°C (1100°F). Se usa una soldadura de 15% de plata, 80 de cobre y 5 de fósforo, para cobre y aleaciones de cobre; mientras que se usan las de 45% de plata, 15 de cobre, 16 de zinc y 24 de cadmio para cobre, aleaciones de cobre, acero al carbono y acero de aleación. Se utilizan las juntas de soldadura de plata para temperaturas de hasta 200°C (400°F). Existen válvulas y accesorios vaciados en bronce con anillos preinsertados de 15% de plata, 80 de cobre y 5 de fósforo de aleación de soldadura.

Se emplean juntas de soldadura de plata cuando la temperatura o la combinación de temperatura y presión estén más altas del intervalo de las juntas soldadas. Son también más seguras en los casos de que haya incendios en las plantas y más resistentes a las vibraciones. Si son utilizadas para fluidos inflamables, tóxicos o que dañen los tejidos humanos, el código establece dispositivos de seguridad apropiados. Las reglamentaciones de la OSHA rigen el empleo de las aleaciones de plata para soldadura que contenga cadmio y otros materiales tóxicos.

Codos y accesorios Los cambios de dirección de los sistemas de tuberías requieren curvas y codos. Las curvas se pueden hacer en frío o en caliente. La pared exterior se adelgaza en una cantidad que varía con el procedimiento utilizado. Se requiere un templado subsiguiente en algunos materiales. Para evitar las arrugas y el aplastamiento excesivo, es necesario el relleno con arena para el doblado en caliente y el empaque de arena o mandriles flexibles para el doblado en frío, dependiendo de las relaciones del diámetro exterior de la tubería respecto al radio de la línea central de la curva y al espesor de la pared de la tubería. Para curvas con un radio de eje correspondiente a cinco veces el diámetro nominal de la tubería, no se requiere soporte interno cuando el espesor de la pared sea al menos del 6% del diámetro exterior de la tubería. Se hacen curvas plegadas mediante el calentamiento progresivo de la tubería sólo del lado que se encontrará en la parte interior de la curva.

Los **codos** se pueden formar mediante vaciado, forja o conformación en caliente o frío mediante trozos cortados de tubería o al soldar piezas de tuberías cortadas a inglete. El adelgazamiento de las tuberías durante la formación de codos se compensa al partir con paredes más gruesas.

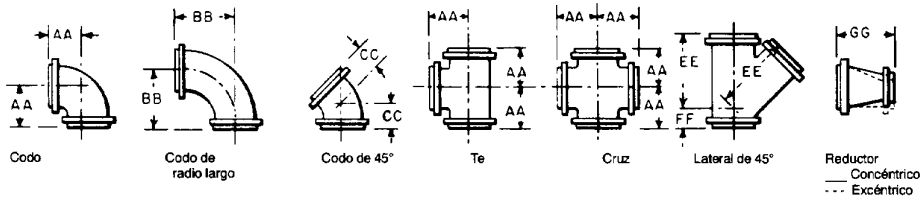
El flujo en las curvas y los codos es más turbulento que en las tuberías rectas, por lo que aumentan la corrosión y la erosión. Esto se puede contrarrestar al escoger un componente con mayor radio de curvatura, pared más gruesa o un contorno interior más liso; pero raramente resulta económico en los codos a inglete.

En comparación con los codos, las curvas con un radio de eje correspondiente a 3 o 5 veces el diámetro nominal de la tubería, ahorran el costo de juntas y reducen las caídas de presión. Esas curvas no son apropiadas para la instalación en un banco de tuberías de tamaños desiguales, donde las curvas se encuentren en el mismo plano que el banco.

Los accesorios bridados se emplean cuando la tubería debe ser desmantelada frecuentemente para su limpieza o revisión a fondo, para sistemas de tuberías con aislamiento o para inserción temporal de huecos como sustitutos para válvulas. También se utilizan en áreas donde no se permite la soldadura. Los accesorios colados suelen ser bridados. En la tabla 6-14 se proporcionan las dimensiones de accesorios bridados.

TABLA 6-14 Dimensiones de accesorios bridados*

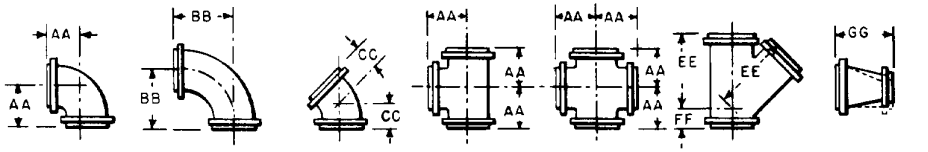
Todas las dimensiones están en pulgadas



Tam. nom. de la tub.	ANSI B16.5 Clase 150 ANSI B16.1 Clase 125						ANSI B16.5 Clase 300 ANSI B16.1 Clase 250						ANSI B16.5 Clase 400					ANSI B16.5 Clase 600				
	AA	BB	CC	EE	FF	GG	AA	BB	CC	EE	FF	GG	AA	CC	EE	FF	GG	AA	CC	EE	FF	GG
1/2	....	....	....	....	....	....	....	....	....	....	....	....						3.25	2.00	5.75	1.75	5.00
3/4	....	....	....	....	....	....	....	....	....	....	....	....						3.75	2.50	6.75	2.00	5.00
													En estos tamaños utilícense dimensiones para clase 600									
1	3.50	5.00	1.75	5.75	1.75	4.50	4.00	5.00	2.25	6.50	2.00	4.50						4.25	2.50	7.25	2.25	5.00
1 1/4	3.75	5.50	2.00	6.25	1.75	4.50	4.25	5.50	2.50	7.25	2.25	4.50						4.50	2.75	8.00	2.50	5.00
1 1/2	4.00	6.00	2.25	7.00	2.00	4.50	4.50	6.00	2.75	8.50	2.50	4.50						4.75	3.00	9.00	2.75	5.00
2	4.50	6.50	2.50	8.00	2.50	5.00	5.00	6.50	3.00	9.00	2.50	5.00						5.75	4.25	10.25	3.50	6.00
2 1/2	5.00	7.00	3.00	9.50	2.50	5.50	5.50	7.00	3.50	10.50	2.50	5.50						6.50	4.50	11.50	3.50	6.75
3	5.50	7.75	3.00	10.00	3.00	6.00	6.00	7.75	3.50	11.00	3.00	6.00						7.00	5.00	12.75	4.00	7.25
3 1/2	6.00	8.50	3.50	11.50	3.00	6.50	6.50	8.50	4.00	12.50	3.00	6.50						7.50	5.50	14.00	4.50	7.75
4	6.50	9.00	4.00	12.00	3.00	7.00	7.00	9.00	4.50	13.50	3.00	7.00	8.00	5.50	16.00	4.50	8.25	8.50	6.00	16.50	4.50	8.75
5	7.50	10.25	4.50	13.50	3.50	8.00	8.00	10.25	5.00	15.00	3.50	8.00	9.00	6.00	16.75	5.00	9.25	10.00	7.00	19.50	6.00	10.25
6	8.00	11.50	5.00	14.50	3.50	9.00	8.50	11.50	5.50	17.50	4.00	9.00	9.75	6.25	18.75	5.25	10.00	11.00	7.50	21.00	6.50	11.25
8	9.00	14.00	5.50	17.50	4.50	11.00	10.00	14.00	6.00	20.50	5.00	11.00	11.75	6.75	22.25	5.75	12.00	13.00	8.50	24.50	7.00	13.25
10	11.00	16.50	6.50	20.50	5.00	12.00	11.50	16.50	7.00	24.00	5.50	12.00	13.25	7.75	25.75	6.25	13.50	15.50	9.50	29.50	8.00	15.75
12	12.00	19.00	7.50	24.50	5.50	14.00	13.00	19.00	8.00	27.50	6.00	14.00	15.00	8.75	29.75	6.50	15.25	16.50	10.00	31.50	8.50	16.75
14	14.00	21.50	7.50	27.00	6.00	16.00	15.00	21.50	8.50	31.00	6.50	16.00	16.25	9.25	32.75	7.00	16.50	17.50	10.75	34.25	9.00	17.75
16	15.00	24.00	8.00	30.00	6.50	18.00	16.50	24.00	9.50	34.50	7.50	18.00	17.75	10.25	36.25	8.00	18.50	19.50	11.75	38.50	10.00	19.75
18	16.50	26.50	8.50	32.00	7.00	19.00	18.00	26.50	10.00	37.50	8.00	19.00	19.25	10.75	39.25	8.50	19.50	21.50	12.25	42.00	10.50	21.75
20	18.00	29.00	9.50	35.00	8.00	20.00	19.50	29.00	10.50	40.50	8.50	20.00	20.75	11.25	42.75	9.00	21.00	23.50	13.00	45.50	11.00	23.75
24	22.00	34.00	11.00	40.50	9.00	24.00	22.50	34.00	12.00	47.50	10.00	24.00	24.25	12.75	50.25	10.50	24.50	27.50	14.75	53.00	13.00	27.75

TABLA 6-14 Dimensiones de accesorios bridados (*Continuación*)

Todas las dimensiones están en pulgadas

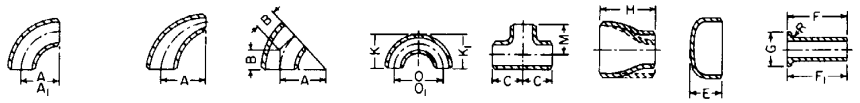


Codo | Codo de radio largo | Codo de 45° | Te | Cruz | Lateral de 45° | Reductor — Concéntrico --- Excéntrico

Tam. nom. de la tub.	ANSI B16.5 Clase 900					ANSI B16.5 Clase 1500					ANSI B16.5 Clase 2500				
	AA	CC	EE	FF	GG	AA	CC	EE	FF	GG	AA	CC	EE	FF	GG
	En estos tamaños utilícense dimensiones para clase 1500														
1/2						4.25	3.00	....	....	....	5.19				
3/4						4.50	3.25	....	....	....	5.37				
1						5.00	3.50	9.00	2.50	5.00	6.06	4.00			
1 1/4						5.50	4.00	10.00	3.00	5.75	6.87	4.25			
1 1/2						6.00	4.25	11.00	3.50	6.25	7.56	4.75			
2						7.25	4.75	13.25	4.00	7.25	8.87	5.75	15.25	5.25	9.50
2 1/2						8.25	5.25	15.25	4.50	8.25	10.00	6.25	17.25	5.75	10.50
3	7.50	5.50	14.50	4.50	7.75	9.25	5.75	17.25	5.00	9.25	11.37	7.25	19.75	6.75	11.75
4	9.00	6.50	17.50	5.50	9.25	10.75	7.25	19.25	6.00	10.75	13.25	8.50	23.00	7.75	13.50
5	11.00	7.50	21.00	6.50	11.25	13.25	8.75	23.25	7.50	13.75	15.62	10.00	27.25	9.25	15.75
6	12.00	8.00	22.50	6.50	12.25	13.88	9.38	24.88	8.12	14.50	18.00	11.50	31.25	10.50	18.00
8	14.50	9.00	27.50	7.50	14.75	16.38	10.88	29.88	9.12	17.00	20.12	12.75	35.25	11.75	20.50
10	16.50	10.00	31.50	8.50	16.75	19.50	12.00	36.00	10.25	20.25	25.00	16.00	43.25	14.75	25.50
12	19.00	11.00	34.50	9.00	17.75	22.25	13.25	40.75	12.00	23.00	28.00	17.75	49.25	16.25	29.00
14	20.25	11.50	36.50	9.50	19.00	24.75	14.25	44.00	12.50	25.75					
16	22.25	12.50	40.75	10.50	21.00	27.25	16.25	48.25	14.75	28.25					
18	24.00	13.25	45.50	12.00	24.50	30.25	17.75	53.25	16.50	31.50					
20	26.00	14.50	50.25	13.00	26.50	32.75	18.75	57.75	17.75	34.00					
24	30.50	18.00	60.00	15.50	30.50	38.25	20.75	67.25	20.50	39.75					

*Los bosquejos muestran una cara realzada de 1/4 in (6.5 mm) maquinada sobre la brida, según ANSI B16.5 400 lb y superiores ANSI B16.1 250 lb y ANSI B16.5 150 y 300 lb tienen una cara con realce de 1/16 in (1.5 mm); ANSI B16.1 125 lb no tienen cara realzada. Véanse las perforaciones de las bridas en las tablas 6-7 a 6-13. Las dimensiones para los accesorios de 400 y 600 lb son idénticos para los tamaños de 1/2 a 3 1/2 in, inclusive. Las dimensiones para los accesorios 900 y 1500 lb son idénticos para los tamaños de 1/2 a 2 1/2 in, inclusive. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4. Las dimensiones se tomaron de Cast-iron Pipe Flanges and Flanged Fittings, ANSI B16.1-1975 y Steel Pipe Flanges and Flanged Fittings, ANSI B16.5-1977, con la autorización del editor, la American Society of Mechanical Engineers, New York.

TABLA 6-15 Accesorios de soldadura por ensamble*



Codos de 90° A para radios largos A_1 para radios cortos | Codos de 90° radio largo, reducción | Codos de 45° radio largo | Codos de 180° O para radio largo O_1 para radio corto K para radio largo K_1 para radio corto | Te recta y de reducción (M es sólo para tes rectas) | Concéntricos reductores Excéntricos | Cubiertas | Extremos de vástagos F para ANSI B16.9 F_1 para MSS-SP-43

Tamaño del tubo	A	K	A1	K1	B	O	O1	M, C	H	E†	G	F	F1	R‡
½	1.50	1.88	....	....	0.62	3.00	....	1.00	....	1.00	1.38	3.00	2.00	0.12
¾ (1)	1.12	1.69	....	....	0.44	2.25	....	1.12	1.50	1.00	1.69	3.00	2.00	0.12
1	1.50	2.19	1.00	1.62	0.88	3.00	2.00	1.50	2.00	1.50	2.00	4.00	2.00	0.12
1¼	1.88	2.75	1.25	2.06	1.00	3.75	2.50	1.88	2.00	1.50	2.50	4.00	2.00	0.19
1½	2.25	3.25	1.50	2.44	1.12	4.50	3.00	2.25	2.50	1.50	2.88	4.00	2.00	0.25
2	3.00	4.19	2.00	3.19	1.38	6.00	4.00	2.50	3.00	1.50	3.62	6.00	2.50	0.31
2½	3.75	5.19	2.50	3.94	1.75	7.50	5.00	3.00	3.50	1.50	4.12	6.00	2.50	0.31
3	4.50	6.25	3.00	4.75	2.00	9.00	6.00	3.38	3.50	2.00	5.00	6.00	2.50	0.38
3½	5.25	7.25	3.50	5.50	2.25	10.50	7.00	3.75	4.00	2.50	5.50	6.00	3.00	0.38
4	6.00	8.25	4.00	6.25	2.50	12.00	8.00	4.12	4.00	2.50	6.19	6.00	3.00	0.44
5	7.50	10.31	5.00	7.75	3.12	15.00	10.00	4.88	5.00	3.00	7.31	8.00	3.00	0.44
6	9.00	12.31	6.00	9.31	3.75	18.00	12.00	5.62	5.50	3.50	8.50	8.00	3.50	0.50
8	12.00	16.31	8.00	12.31	5.00	24.00	16.00	7.00	6.00	4.00	10.62	8.00	4.00	0.50
10	15.00	20.38	10.00	15.38	6.25	30.00	20.00	8.50	7.00	5.00	12.75	10.00	5.00	0.50
12	18.00	24.38	12.00	18.38	7.50	36.00	24.00	10.00	8.00	6.00	15.00	10.00	6.00	0.50
14	21.00	28.00	14.00	21.00	8.75	42.00	28.00	11.00	13.00	6.50	16.25	12.00	6.00	0.50
16	24.00	32.00	16.00	24.00	10.00	48.00	32.00	12.00	14.00	7.00	18.50	12.00	6.00	0.50
18	27.00	36.00	18.00	27.00	11.25	54.00	36.00	13.50	15.00	8.00	21.00	12.00	6.00	0.50
20	30.00	40.00	20.00	30.00	12.50	60.00	40.00	15.00	20.00	9.00	23.00	12.00	6.00	0.50
24	36.00	48.00	24.00	36.00	15.00	72.00	48.00	17.00	20.00	10.50	27.25	12.00	6.00	0.50

*Recopilada de *Wrought-Steel Butt-welding Fittings*, ANSI B16.9-1978 y de *Wrought Steel Butt-Welding Short-Radius Elbows and Returns*, ANSI B16.28-1978. Con autorización del editor, la American Society of Mechanical Engineers, New York. Las dimensiones A y B de 1.50 y 0.75 in, respectivamente, pueden ser suministradas para la NPS $^3/_4$ de acuerdo con las normas del fabricante. También las dimensiones O y K pueden suministrarse en 2.00 y 3.00 in, respectivamente.

†Para espesores de pared mayores que las expresadas, *E* es mayor que lo que se muestra aquí para los tamaños de 2 in y mayores.

‡Para extremos de vástagos MSS SP-43 de tipo B, que se diseñan para recibir como respaldo bridas deslizantes R = 1/32 in para 4 in y menores de 1/16 in para 6 a 12 in. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

Las dimensiones de accesorios **soldados a tope**, de acero al carbono y aleaciones de acero, se muestran en la tabla 6-15. Los accesorios soldados a tope están disponibles para las dimensiones de espesor de pared mostradas en la tabla 6-16. Los codos soldados a tope con extensiones cortas de tubería recta en los extremos están disponibles también para inserción en bridas de fácil colocación. Los accesorios soldados a tope de acero inoxidable cédulas 5 y 10 se encuentran también con extensiones para su expansión dentro de los ejes de acero inoxidable sujetos con bridas de acero al carbono (ANSI B16.5). El empleo de juntas expandidas (Fig. 6-100) también está reglamentado por el código.

Los accesorios forjados fabricados mediante el maquinado de piezas sólidas de material forjado están disponibles con casquillos soldados (Fig. 6-88) o con extremos roscados en tamaños hasta de 4 in, aunque el tamaño de 2 in es el más utilizado como límite superior. El código ANSI B16.11—1973 indica las dimensiones mínimas de los casquillos soldados clases 3000 y 6000 lb y las clases roscadas de 2000, 3000 y 6000 lb. También contiene datos sobre las relaciones presión-temperatura para las diversas clases de aleaciones ferrosas. El código señala restricciones para el empleo de accesorios con casquillo soldado y roscado.

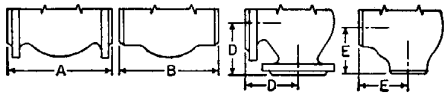
Los accesorios de acero forjado con extremos **roscados** pueden ser instalados sin lubricante en las roscas o sellos soldados (Fig. 6-92), para asegurar que las uniones estén libres de burbujas con un mínimo de trabajo para los soldadores. No están sujetos a la deformación provocadas por accesorios como coples, bujes y tapones, utilizados muy a menudo con los accesorios roscados.

El código ANSI B16.3—1977 proporciona las dimensiones de **accesorios roscados de hierro maleable** de 150 lb hasta 6 in de tamaño para vapor saturado de 1.2 MPa (150 lbf/in^2) y 2.1 MPa (300 lbf/in^2) a la temperatura ambiente; y para accesorios roscados de hierro maleable hasta un tamaño de 3 in, para vapor de 2.1 MPa (300 lbf/in^2) a 290°C (550°F) o 7.0 MPa (1000 lbf/in^2) a la temperatura ambiente. Estos accesorios se encuentran con rosca macho o uniones en un extremo para su instalación en espacios confinados. Los más utilizados son los codos, tes y reductores de 150 lb en tamaños de 2 in y menores. Son menos costosos que los accesorios forjados pero no pueden sellarse con soldadura. El código no permite el empleo de hierro maleable con fluidos tóxicos o inflamables por encima de 150°C (300°F) o una presión manométrica de 2.76 MPa (400 lbf/in^2).

El código ANSI B16.4—1977 indica las dimensiones de **accesorios roscados de hierro colado** de 125 lb, en tamaños hasta de 12 in, para manejo de vapor saturado de 0.86 MPa (125 lbf/in^2) y 1.2 MPa (175 lbf/in^2) a 66°C (150°F); y para accesorios roscados de hierro colado de 250 lb en tamaños hasta 12 in para manejo de vapor saturado de 1.72 MPa (250 lbf/in^2) y para 2.76 MPa (400 lbf/in^2) a 66°C (150°F). Los accesorios de 125 lb se hacen en codos de 45° y 90°, codos reductores, tes normales y reductoras y crucetas. Los accesorios de 250 lb sólo se

TABLA 6-16 Dimensiones de válvulas *

Todas las dimensiones están en pulgadas



Tamaño nominal de válvula	Hierro colado, clase 125					Acero clase 150, MSS-SP-42 hasta 12 in de tamaño					Hierro colado clase 250		
	Extremo bridado					Extremos bridados	Extremos soldado	Extremo bridado y extremo soldado			Extremos bridados		
	Compuerta					Compuerta	Compuerta				Compuerta		
	Cuña sólida *A*	Disco doble *A*	Esférica y de retención *A*	Angular y de retención *D*	De retención oscilante *A*	Cuña sólida y disco doble *B*	Cuña sólida y disco doble B	Esférica y de retención	Angular y de retención *D* y *E*	De retención oscilante *A* y *B*	Cuña sólida y disco doble *A*	Esférica, de retención y oscilante de retención *A*	Angular y de retención *D*
¼	....	....	....	....	....	4	4	4	2	4			
⅜	....	....	....	....	....	4	4	4	2	4			
½	....	....	....	....	....	4¼	4¼	4¼	2¼	4¼			
¾	....	....	....	....	....	4¾	4¾	4¾	2½	4¾			
1	....	....	....	....	....	5	5	5	2¾	5			
1¼	....	....	....	....	....	5½	5½	5½	3	5½			
1½	....	....	....	....	....	6½	6½	6½	3¼	6½			
2	7	7	8	4	8	7	8½	8	4	8	8½	10½	5¼
2½	7½	7½	8½	4¼	8½	7½	9½	8½	4¼	8½	9¼	11¼	5⅝
3	8	8	9½	4¾	9½	8	11¼	9½	4¾	9½	11¼	12¼	6¼
3½	8½	8½	....	....	....	†	....	....	....	....	12	14	7
4	9	9	11½	5¾	11½	9	12	11½	5¾	11½	15	15¾	7¾
5	10	10	13	6½	13	10	15	14	7	13	15¾	17½	8⅝
6	10½	10½	14	7	14	10½	15¾	16	8	14	16¾	21	10½
8	11½	11½	19½	9¾	19½	11½	16½	19½	9¾	19½	18	24½	12¼
10	13	13	24½	12¼	24½	13	18	24½	12¼	24½	19¾	28	14
12	14	14	27½	13¾	27½	14	19¾	27½	13¾	27½	22¼	†	
14	15	†	31	15¼	31	15	22¼	31	15¼	31	24	†	
16	16	†	36	18	†	16	24	36	18	†	26		
18	17	†	....	....	†	17	26	....	....	†	28		
20	18	†	....	....	†	18	28	....	....	†			
24	20	†	....	....	†	20	32	....	....	†	31		

Tamaño nominal de válvula	Acero clase 300				Acero clase 400				Acero clase 600						
	Extremo bridado y ext. soldado				Extremo bridado y ext. soldado				De extremo bridado y ext. soldado						
	Compuerta				Compuerta				Compuerta					Angular y de retención	
	Cuña sólida y disco doble, *A* y *B*	Esférica y de retención *A* y *B*	Angular y de retención *D* y *E*	Oscilante de retención *A* y *B*	Cuña sólida *A* y *B*	Disco doble *A* y *B*	Esférica de retención y oscilante de retención *A* y *B*	Angular y de retención *D* y *E*	Cuña doble *A* y *B*	Disco doble *A* y *B*	De patrón corto‡ *B*	Esférica regular, retención regular, oscilante de retención *A* y *B*	Esférica de Patrón corto‡ de retención de patrón corto *B*	Regular *D* y *E*	Patrón corto *E*
½	5¾	6	3	....	6¾	....	6¾	3¾	6¾	....	....	6¾	....	3¾	
¾	6	7	3½	....	7¼	....	7¼	3¾	7¼	....	....	7¼	....	3¾	
1	6¾§	8	4	8¾	8½	8¾	8½	4¼	8½	8½	5¾	8¾	5¾	4¼	
1¼	7§	8½	4¼	9	9	9	9	4½	9	9	5¾	9	5¾	4½	
1½	7½	9	4½	9¾	9¾	9¾	9¾	4¾	9¾	9¾	6	9¾	6	4¾	
2	8½	10½	5¼	10¾	11½	11½	11½	5⅝	11½	11½	7	11½	7	5⅝	4¼
2½	9½	11½	5¾	11¾	13	13	13	6½	13	13	8½	13	8½	6½	5
3	11¾	12½	6¼	12¾	14	14	14	7	14	14	10	14	10	7	6
4	12	14	7	14	16	16	16	8	17	17	12	17	12	8½	7
5	15	15¾	7⅞	15¾	18	18	18	9	20	20	15	20	15	10	8¾
6	15¾	17½	8¾	17¾	19½	19½	19½	9¾	22	22	18	22	18	11	10
8	16½	22	11	21	23½	23½	23½	11¾	26	26	23	26	23	13	
10	18	24½	12¼	24½	26½	26½	26½	13¼	31	31	28	31	28	15½	
12	19¾	28	14	28	30	30	30	15	33	33	32	33	32	16½	
14	30	....	....	†	32½	30¾	†	....	35	35	35	†			
16	33	....	....	†	35½	35¼	†	....	39	39	39	†			
18	36	....	....	†	38½	38¼	†	....	43	43	43	†			
20	39	....	....	†	41½	41¼	†	....	47	47	47	†			
22	43	....	....	†	45	45	†	....	51	51	....	†			
24	45	....	....	†	48½	48¼	†	....	55	55	55	†			

TABLA 6-16 Dimensiones de válvulas (*Continuación*)

Tamaño nominal de válvula	Acero clase 900							Acero clase 1500				
	Extremo bridado y extremo soldado							Extremo bridado y extremo soldado				
	Compuerta					Angular y de retención		Compuerta				
	Cuña sólida *A* y *B*	Disco doble *A* y *B*	patrón corto‡ *B*	Esférica de retenimiento, oscilante de retención *A* y *B*	Esférica de patrón corto,‡ retención de patrón corto *B*	Regular *D* y *E*	Patrón corto *E*	Cuña sólida *A* y *B*	Disco doble *A* y *B*	Patrón corto‡ *B*	Esférica de retención, oscilante de retención *A* y *B*	Angular y de retención *D* y *E*
¾	....	....	....	9	....	4½	....	....	....	....	9	4½
1	10	....	5¾	10	....	5	....	10	....	5¾	10	5
1¼	11	....	6¾	11	....	5½	....	11	....	6¾	11	5½
1½	12	....	7	12	....	6	....	12	....	7	12	6
2	14½	14½	8½	14½	....	7¼	....	14½	14½	8½	14½	7¼
2½	16½	16½	10	16½	....	8¼	....	16½	16½	10	16½	8¼
3	15	15	12	15	12	7½	6	18½	18½	12	18½	9¼
4	18	18	14	18	14	9	7	21½	21½	16	21½	10½
5	22	22	17	22	17	11	8½	26½	26½	19	26½	13¼
6	24	24	20	24	20	12	10	27½	27½	22	27½	13¾
8	29	29	26	29	26	14½	13	32½	32½	28	32½	16¾
10	33	33	31	33	31	16½	15½	39	39	34	39	19½
12	38	38	36	38	36	19	18	44½	44½	39	44½	22¼
14	40½	40½	39	40½	39	20½	19½	49½	49½	42	49½	24¾
16	44½	44½	43	....	....	....	....	54½	54½	47	....	....
18	48	48	†	....	....	....	....	60½	60½	53	....	....
20	52	52	†	....	....	....	....	65½	65½	58	....	....
24	61	61	†	....	....	....	....	76½	76½			

Tamaño nominal de válvula	Acero clase 2500				
	Extremo bridado y extremo soldado				
	Compuerta				
	Cuña sólida *A* y *B*	Disco doble *A* y *B*	Patrón corto‡ *B*	Esférica, de retención, oscilante de retención *A* y *B*	Angular y de retención *B*
¼	10½	....	....	10½	5⅜
⅜	10½	....	....	10½	5½
1	12½	....	7⅜	12½	6⅜
1¼	13½	....	9⅛	13½	6¾
1½	15½	....	9⅛	15½	7⅜
2	17½	17½	11	17½	8½
2½	20	20	13	20	10
3	22½	22½	14½	22½	11⅛
4	26½	26½	18	26½	13½
5	31¼	31¼	21	31¼	15⅝
6	36	36	24	36	18
8	40½	40½	30	40½	20⅛
10	50	50	36	50	25
12	56	56	41	56	28
14	....	....	44		
16	....	....	49		
18	....	....	55		

NOTA: Los bosquejos para válvulas bridadas muestran una cara con un realce de $^1/_4$ in maquinada sobre la brida, como para las válvulas de acero colado de 400 lb. Las válvulas de acero colado de 150 y 300 lb y las de hierro colado de 250 lb tienen caras con un realce de $^1/_{16}$ in. Las válvulas de hierro colado de 125 lb y las resistentes a la corrosión de 150 lb, que se incluye en el MSS-SP-42, no tienen caras realzadas.

†No se muestran en el ANSI B16.10: pero se encuentran comercialmente.

‡Estas dimensiones se aplican sólo a válvulas de casquete de sello de presión o sin bridas.

*Recopiladas de *Face-to-Face and End-to-End Dimensions of Ferrous Valves* ANSI B16.10-1973. Con autorización del editor, la American Society of Mechanical Engineers, New York. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

§Cuña sólida únicamente.

hacen en tamaños rectos. Los más utilizados son en codos de 125 lb, tes y reductores para usos no críticos a baja presión. El código no permite el empleo de hierro colado en servicios de fluidos tóxicos o en líneas sobre la superficie del terreno dentro de límites unitarios de proceso para fluidos inflamables por encima de 150°C (300°F) o 1.0 MPa (150 lbf/in^2).

Tes Las tes se pueden vaciar, forjar o formar en frío o en caliente a partir de tramos cortos de tubería. Aunque es imposible tener simultáneamente el mismo flujo a través de las tres conexiones extremas, no es económico producir o almacenar la gran variedad de tes que requieren los tamaños exactos de las conexiones extremas. Es habitual tener sólo tes con las dos conexiones extremas (de corrida) del mismo tamaño y la conexión bifurcada ya sea del mismo tamaño que las conexiones extremas o de uno, dos o tres tamaños menores. Se utilizan codos reductores adyacentes para otras reducciones de tamaño. Las conexiones en bifurcación (véase la subsección "Juntas") son con frecuencia más económicas que las tes, sobre todo cuando la razón de la bifurcación respecto al tramo es pequeña.

Reductores Los reductores se pueden vaciar, forjar o formar en caliente o frío con trozos pequeños de tuberías. Las conexiones de los extremos pueden ser concéntricas o excéntricas, o sea, tangentes al mismo plano en un punto sobre su circunferencia. Para las tuberías sostenidas mediante soportes, los reductores concéntricos permiten el mantenimiento de la misma longitud del soporte; para las tuberías tendidas sobre acero estructural, los reductores excéntricos permiten el mantenimiento de la misma elevación de la parte superior del acero. Los reductores excéntricos con el plano por debajo de la tangente común permiten el drenaje completo de los sistemas de tuberías ramificadas horizontales a través de las bifurcaciones menores que la principal. Con el plano por arriba de la tangente común, permiten el flujo del líquido en líneas horizontales para limpiar la línea de vapor o gas libre.

Los **codos reductores** permiten el cambio de dirección y la reducción del tamaño concéntrico en el mismo accesorio.

Válvulas Los cuerpos de las válvulas pueden manufacturarse en hierro colado, forjado, maquinado a partir de barras sólidas o fabricado a partir de placas soldadas. Se dispone de válvulas de acero con extremos roscados o casquillos de soldadura en los tamaños más pequeños. Las válvulas con extremos roscados de bronce y latón son muy utilizados para servicio de fluidos a baja presión en sistemas de acero. En la tabla 6-16 se especifican las dimensiones de las superficies de contacto de válvulas bridadas de material ferroso y las dimensiones de extremo a extremo de válvulas soldadas a tope de material ferroso. En las tablas 6-7 a 6-13 se muestra el perforado de los extremos de las bridas. Las perforaciones de los pernos se ubican en forma tal que el vástago esté equidistante de la línea central de las dos perforaciones. Aunque no se retiran para someterlas a mantenimiento, las válvulas bridadas se emplean frecuentemente en lugar de las válvulas con extremos soldados a tope, ya que permiten la inserción de espacios para secciones de aislamiento en sistemas de tuberías cíclicas.

También se cuenta con válvulas ferrosas en hierro nodular (dúctil), que tienen una resistencia a la tensión y un límite elástico aproximadamente iguales al acero al carbono colado, a temperaturas de 343°C (650°F) y menores y sólo una elongación ligeramente menor.

Las válvulas sirven no sólo para regular el flujo de fluidos, sino también para aislar equipos o tuberías para el mantenimiento, sin interrumpir otras unidades conectadas. El diseño de la válvula deberá evitar que los cambios de presión y temperatura y las deformaciones de las tuberías conectadas, distorsionen o establezcan una mala alineación en las superficies de sellado. Estas últimas deberán ser de material y diseño tales que la válvula permanezca hermética durante un periodo de servicio razonable. Los tipos principales se mencionan, describen, comparan e ilustran con diagramas de líneas en secciones subsecuentes. En esos diagramas, el vástago operacional se muestra en negro, la dirección del flujo por medio de flechas sobre una línea sólida delgada, el movimiento de las piezas de la válvula mediante flechas sobre una línea de puntos. Las piezas móviles se dibujan con líneas continuas en la posición casi cerrada y con líneas de puntos en la posición completamente abierta. El empaque se representa mediante una X en un cuadro.

Válvulas de compuerta (Fig. 6-110) Estas válvulas se diseñan en dos tipos. La compuerta de cuña, del tipo de **asiento inclinado**, es la

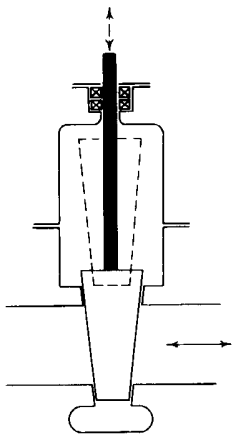


FIG. 6-110 Válvula de compuerta.

que más se utiliza. La compuerta de cuña suele ser sólida pero es posible que sea también flexible (cortada parcialmente en mitades por un plano en ángulo recto con la tubería) o dividida (cortada completamente por ese plano). Las cuñas flexibles y divididas minimizan el raspado de la superficie de sellado, al distorsionarse con mayor facilidad para coincidir con los asientos de mala alineación angular. En el tipo de **asiento paralelo** y disco doble, un dispositivo de plano inclinado montado entre los discos convierte la fuerza del vástago en fuerza axial, oprimiendo los discos contra los asientos, después de que se sitúan en su posición adecuada para el cierre. Este ensamblaje de compuerta se distorsiona automáticamente para adaptarse tanto a la mala alineación angular de los asientos como al encogimiento longitudinal del cuerpo de la válvula al enfriarse.

Cuando cortan el flujo a alta velocidad de fluidos densos, los ensamblajes de compuerta oscilan violentamente y, para este servicio, son preferibles las válvulas de cuña sólida o flexible. Cuando el manejo de la válvula sea manual, se pueden utilizar pequeñas válvulas de paso instaladas en paralelo con la principal para eliminar el problema de la oscilación y minimizar el esfuerzo manual de abertura y cierre de las válvulas. Se deben instalar válvulas de asiento paralelo y disco doble con el vástago esencialmente vertical. Todas las válvulas de compuerta de cuña van equipadas con guías de lengüeta y ranura para evitar que las superficies de sellado de la compuerta repiqueteen sobre los asientos y los dañen durante la apertura y el cierre. Dependiendo de la velocidad y la densidad de la corriente de fluido que se corta, esas superficies de guía pueden ser vaciadas, maquinadas o endurecidas superficialmente y esmeriladas.

Las válvulas de compuerta pueden tener vástagos que no se elevan, vástagos ascendentes de rosca interna o de rosca externa, dados en orden de exposición decreciente del fileteado del vástago al fluido que se maneja. Las válvulas de vástago ascendente requieren más espacio, pero la posición del vástago indica visualmente la de la compuerta. La indicación es más clara en las válvulas de vástago ascendente de rosca externa y, en estas últimas, se pueden lubricar los filetes del vástago y los anillos de impulso, para reducir el esfuerzo operacional. La conexión del vástago al ensamblaje de la compuerta impide que el vástago gire.

Se utilizan válvulas de compuerta para minimizar las caídas de presión en la posición abierta y para detener el flujo de fluido más que para regularlo cuando la válvula se encuentra cerrada. El problema de la acumulación de presión en el casquete debido a líquidos fríos que se dilatan o la acción química entre el fluido y el casquete se debe resolver mediante una válvula de alivio o mediante el escalonamiento del anillo de asiento corriente arriba.

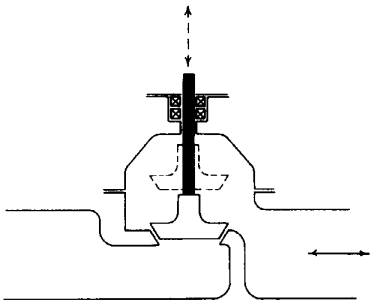


FIG. 6-111 Válvula esférica o de globo.

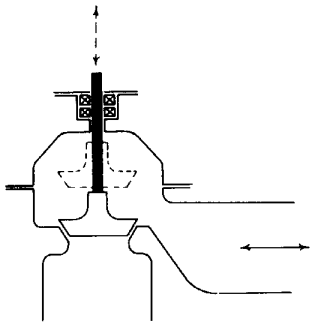


FIG. 6-112 Válvula angular.

Válvulas de globo (Fig. 6-111) Estas se diseñan con vástago ascendente de rosca interna o externa. Las válvulas pequeñas son generalmente del tipo de rosca interna, mientras que en los tamaños mayores se prefiere el de rosca externa. En la mayor parte de los diseños, los discos tienen libertad de girar sobre los vástagos; esto evita las raspaduras entre el disco y el asiento.

En los tamaños mayores, con asientos cónicos, esta rotación puede permitir una mala alineación, suficiente para evitar el sellado apropiado entre el disco y el asiento. Cuando la válvula esté cerca de un codo del lado de corriente arriba, el giro permite también que la distribución no uniforme del fluido haga girar el disco sobre el vástago. Se utilizan guías por encima de los discos, por debajo de ellos o en ambas posiciones, para evitar la rotación y la mala alineación. También se puede evitar la mala alineación mediante la utilización de asientos esféricos y diseñando el disco de tal modo que el punto de presión del vástago sobre el disco esté en el centro de la esfera. En algunos diseños se evitan la rotación y la mala alineación mediante la fijación rígida del disco al vástago, impidiendo que gire este último mediante aletas que se apoyan en el yugo como en las válvulas de compuerta de yugo y tornillo exterior.

Las válvulas de globo grandes se deben instalar con vástagos verticales. Las válvulas de globo se instalan de preferencia con el lado de mayor presión conectado a la parte superior del disco. Las excepciones son: 1) cuando el flujo bloqueado provocado por la separación del disco y el vástago puede dañar el equipo, o 2) cuando la válvula se instale en líneas de drenaje vertical que se utilicen poco, en las que se acumula óxido, incrustaciones o lodos que pueden evitar que se abra la válvula.

La caída de presión en las válvulas de globo es mucho mayor que en las de compuerta. En las válvulas de globo tipo Y, el vástago y el asiento están a aproximadamente 45° de la tubería, en lugar de 90°. Esto reduce la caída de presión pero perjudica a la alineación del asiento y el disco.

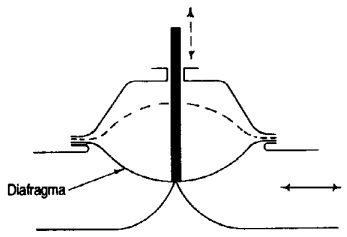


FIG. 6-113 Válvula de diafragma.

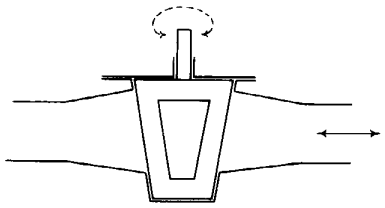


FIG. 6-114 Llave ciega.

Las válvulas de globo en las líneas horizontales impiden el drenaje completo. Se utilizan válvulas con limpiadores de asiento en las que el disco puede girar mediante un vástago separado, interno y concéntrico al vástago principal, para limpiar los asientos de depósitos sólidos.

Válvulas angulares (Fig. 6-112) Éstas válvulas son similares a las de globo; se utilizan en ambos casos los mismos casquetes, vástagos y discos. Combinan un codo y una válvula de globo en un componente con un ahorro importante de caída de presión. Las válvulas angulares bridadas son más fáciles de retirar y reemplazar que las de globo bridadas.

Válvulas de diafragma (Fig. 6-113) Estas válvulas se limitan a presiones de aproximadamente 50 lbf/in^2. Los diafragmas reforzados con tela se pueden hacer de caucho natural, un hule sintético o cauchos naturales o sintéticos recubiertos con resina de fluorocarbono, Teflón*. La forma simple del cuerpo hace que resulte económico recubrirlo. Los elastómeros duran menos como diafragmas que como recubrimientos, debido a la flexión; sin embargo, de todos modos proporcionan un servicio satisfactorio. Los cuerpos plásticos que tienen módulos de elasticidad bajos en comparación con los metales, son prácticos en las válvulas de diafragma puesto que la alineación y la distorsión son problemas menores.

Estas válvulas son excelentes para los fluidos que contienen sólidos suspendidos y se pueden instalar en cualquier posición. Existen modelos en los que la cortina es muy baja, reduciendo la caída de presión a una cantidad desdeñable y permitiendo el drenaje completo de las líneas horizontales; sin embargo, el drenaje se puede obtener con cualquier modelo mediante la instalación con el vástago horizontal. El único mantenimiento que se requiere es el reemplazo del diafragma, que se puede hacer con rapidez, sin retirar la válvula de la línea.

Llaves de macho o tapón (Fig. 6-114) Estas válvulas se limitan a temperaturas por debajo de 260°C (500°F), puesto que la expansión diferencial entre el tapón y el cuerpo hace que se atore. El tamaño y la forma del orificio divide esas válvulas en tipos diferentes. En orden de costo creciente son: venturi corto, orificio rectangular reducido; venturi largo, orificio rectangular reducido; orificio rectangular completo y orificio redondo completo.

En las llaves de macho con sello de palanca se utilizan tapones cónicos. Los tapones se elevan haciendo girar una palanca, se les da rotación con otra y se reasientan mediante la primera. Las llaves de macho **lubricadas** pueden utilizar tapones rectos o cónicos. Los tapo-

*Du Pont TFE fluorocarbono resina.

nes cónicos se pueden elevar ligeramente para reducir el esfuerzo de giro, mediante la inyección del lubricante, que actúa también como sellador. En las llaves de macho no lubricadas se utiliza plástico como recubrimiento del cuerpo, o un recubrimiento de tapón o para el sellado de los orificios del cuerpo o sobre el tapón.

En las llaves de macho distintas de las de sello por palanca, el área de contacto entre el tapón y el cuerpo es grande y se utiliza por lo común un engranaje en tamaños de 6 in y mayores para minimizar el esfuerzo de manejo. Hay varias llaves de macho de sello de palanca que incluyen mecanismos que convierten el movimiento rotatorio de una manivela en un movimiento en secuencia de las dos palancas.

Para las llaves de macho lubricadas, el lubricante debe tener un cambio limitado de viscosidad a lo largo del intervalo de temperaturas de operación, baja solubilidad en el fluido que se maneja y una aplicación regular. No deberá producirse ninguna reacción química entre el lubricante y el fluido que haga que se endurezca o ablande el lubricante o contamine el fluido. Por esta razón las llaves de macho lubricadas se utilizan más frecuentemente cuando hay una buena cantidad que manejan el mismo fluido u otros estrechamente relacionados, aproximadamente a la misma temperatura.

Las llaves de macho con sello de palanca se utilizan para servicios de estrangulamiento. Debido al área grande de contacto entre el tapón y el cuerpo, si se puede manejar una llave de macho, habrá pocas posibilidades de fugas cuando se cierra y la posición de la manija será una indicación claramente visible de la posición de la válvula.

Válvulas de bola (Figs. 6-115 y 6-116) Estas válvulas se limitan a temperaturas que tienen pocos efectos sobre sus asientos de plástico. Puesto que el elemento sellador es una bola, su alineación con el eje del vástago no es esencial para el cierre hermético. En las válvulas de bola libre, la esfera se puede desplazar en sentido axial. La diferencial de presión a través de la válvula obliga a la bola en posición cerrada a

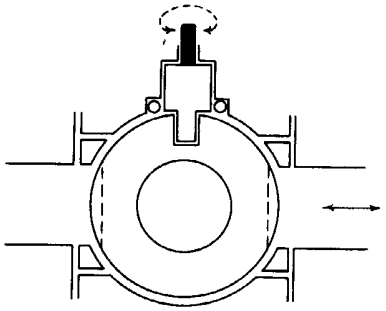


FIG. 6-115 Válvula de bola, con bola libre.

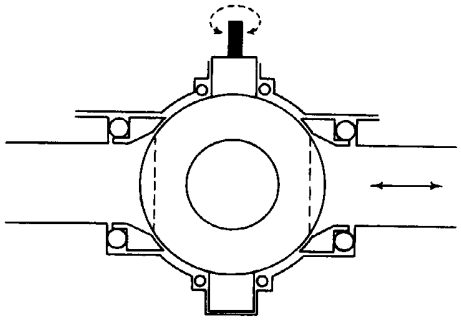


FIG. 6-116 Válvula de bola, con bola fija.

oprimirse contra el asiento de corriente abajo y este último contra el cuerpo. En las válvulas de bola fija, la bola gira sobre extensiones del vástago, y los cojinetes se sellan con anillos en O. Los asientos de plástico se pueden comprimir u oprimirse por medio de resortes contra la bola y el cuerpo mediante el montaje de las válvulas o se pueden oprimir contra la bola por la presión a través de la válvula que actúa contra anillos en O que establecen el sellado entre el asiento y el cuerpo.

Las válvulas de bola en las que la bola y los asientos se insertan desde arriba se conocen como válvulas de bola de entrada superior. En este tipo resulta más fácil el reemplazo de los asientos. Las otras se conocen como válvulas de cuerpo dividido. Algunas de ellas incluyen un montaje por medio de pernos que permite su utilización como juntas para el ensamblaje de las tuberías. El reemplazo de los asientos en este tipo es más fácil cuando el cuerpo se compone de tres piezas con la bola y los asientos en la central.

Para los tamaños mayores en servicios de presión elevada, el tipo de bola fija con selladores de asientos de anillos en O requiere un menor esfuerzo operacional; sin embargo, necesitan dos materiales plásticos diferentes con resistencia al fluido y su temperatura. Como las llaves de macho, las válvulas de bola pueden ser de orificio restringido o completo; pero dichos orificios son siempre redondos y la caída de presión es baja.

Válvulas de mariposa (Fig. 6-117) Estas válvulas ocupan menos espacio en la línea que cualquier otra válvula. Se logra un sellado relativamente hermético sin desgaste excesivo de los asientos ni un esfuerzo operacional de torsión demasiado grande mediante diversos métodos, como asientos elásticos, anillos de pistón sobre el disco e inclinación del vástago para limitar el contacto entre las porciones del disco más cercanas al vástago y el asiento del cuerpo, en unos cuantos grados de curvatura.

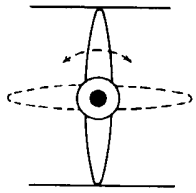


FIG. 6-117 Válvula de mariposa.

La distribución de presión del fluido tiende a cerrar la válvula. Por esta razón, las válvulas más pequeñas de manejo manual tienen un dispositivo de enclavamiento en la llave, mientras que las válvulas mayores de operación manual utilizan en el vástago un engranaje de gusano. Este desequilibrio hidráulico es proporcional a la caída de presión y, con velocidades de la línea que sobrepasen 7.6 m/s (25 ft/s), es el principal componente en la torsión que se requiere para manejar las válvulas. En comparación con otras válvulas en lo que se refiere a las caídas de baja presión, esas válvulas se pueden manejar mediante cilindros hidráulicos más pequeños. En este servicio, las válvulas de mariposa con cuerpos insertados para fijación entre bridas existentes con pernos que pasan por el cuerpo, son las válvulas de costo inicial más bajo para tuberías de tamaños de 10 in o mayores. La caída de presión es muy elevada en comparación con las de las válvulas de compuerta.

Válvulas de retención de columpio (Fig. 6-118) Estas válvulas se utilizan para evitar la inversión del flujo. El diseño normal es para emplearse solamente en línea horizontal donde la fuerza de gravedad so-

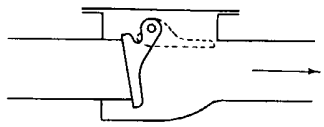


FIG. 6-118 Válvula de retención de columpio.

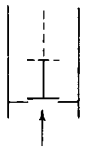


FIG. 6-119 Válvula de retención, vertical.

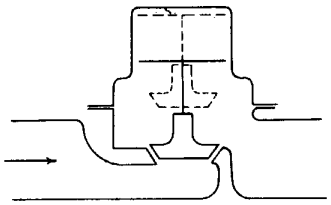


FIG. 6-120 Válvula de retención, esférica.

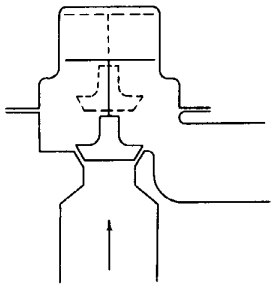


FIG. 6-121 Válvula de retención, angular.

bre el disco sea máxima al comienzo del cierre y mínima al final. A diferencia de la mayor parte de las otras válvulas, las de retención tienen mayores probabilidades de tener fugas a bajas presiones que a altas presiones, puesto que la presión del fluido por sí sola obliga al disco a conformarse al asiento. Por esta razón, se ponen con frecuencia elastómeros sobre el disco. Existen válvulas de retención de columpio con cuerpos de inserción de bajo costo.

Válvulas de retención de elevación (Figs. 6-119 a 6-121) Estas válvulas se producen en tres tipos. Las válvulas de retención de elevación vertical se deben instalar en líneas verticales donde el flujo sea normalmente ascendente; las válvulas de retención esféricas se emplean en líneas horizontales; las válvulas de retención angulares se instalan en donde una línea vertical con flujo ascendente se hace horizontal. Normalmente, las válvulas de retención esféricas y angulares incluyen un amortiguador por encima del disco para hacer más lento el movimiento del disco y reducir el desgaste. En las válvulas de retención de elevación vertical este dispositivo se encuentra sólo en los tamaños mayores. Se pueden incluir resortes en los amortiguadores para acelerar el cierre, pero esto incrementa la caída de presión. No se deberán utilizar válvulas de retención de elevación vertical cuando el fluido contenga sólidos en suspensión.

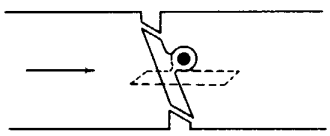


FIG. 6-122 Válvula de retención de disco inclinado.

Válvulas de retención de disco inclinado (Fig. 6-122) Estas válvulas se pueden instalar en una línea horizontal o en líneas en las que el flujo sea verticalmente ascendente. La ubicación del punto de pivote se escoge de tal modo que la distribución de la presión en el fluido manejado acelere el cierre, pero evite los golpes bruscos. En comparación con las válvulas de retención de columpio del mismo tamaño, la caída de presión es menor a bajas velocidades y mayor a las velocidades elevadas.

El cierre en el instante de la inversión del flujo se obtiene en la forma más aproximada en esta válvula. Esta oportunidad del cierre no constituye toda la solución para el problema del ruido y el choque en las válvulas de retención. Por ejemplo, si el cese de la presión a la entrada de la válvula produce turbulencias de la corriente hacia abajo de la válvula, que se desacelera, o si se provoca una detención del flujo por un cierre repentino de una válvula a cierta distancia corriente abajo de la de retención y siga al paro un ariete de agua de regreso, se podrá necesitar un cierre más lento. Para esas aplicaciones, las válvulas de retención de disco inclinado van equipadas con amortiguadores externos. También existen con cuerpos de inserción de bajo costo.

Guarniciones de válvulas Existen diversas aleaciones para piezas de válvulas como asientos, discos y vástagos, que deben retener un acabado liso para asegurar un buen funcionamiento. El problema de los materiales de asiento es quíntuple: **1)** resistencia a la corrosión con el fluido manejado y a la oxidación a altas temperaturas, **2)** resistencia a la erosión por sólidos en suspensión en el fluido, **3)** prevención del ludimiento (raspadura en el punto de contacto) por diferencias de material, dureza o ambas cosas, **4)** mantenimiento de una elevada resistencia a temperaturas altas, **5)** prevención de la distorsión.

Todos los materiales de guarniciones de válvulas tienen coeficientes de dilatación térmica que sobrepasan a los del acero al carbono colado o forjado en 24 a 45% y tienden a provocar distorsión de los asientos y los discos. Hasta cierto punto, se evitan las fugas por esta causa, al cerrar la válvula con mayor fuerza. La inserción de un anillo de plástico o elastómero de alta temperatura en el metal de la guarnición o cerca de él, en el asiento o disco, evita las fugas de esta índole.

Hierro colado, hierro dúctil y hierro al alto silicio

Hierro colado y hierro dúctil El hierro colado y el hierro dúctil son metales más baratos que el acero en sistemas de tuberías y se emplean mucho en servicios de baja presión en los que la corrosión interna y externa puede causar una pérdida considerable de metal. Se utilizan mucho para tuberías subterráneas de distribución de agua. Cuando el manejo de agua causa tuberculización, es conveniente emplear un recubrimiento de cemento.

El hierro dúctil tiene una elongación de 10% o más comparado con la casi nula elongación del hierro colado y sustituye a éste en casi todos los usos prácticos, como si fuera una tubería de algún material colado. Generalmente se realiza el colado por centrifugación en moldes que giran a alta velocidad. Este método de manufactura mejora el esfuerzo a la tensión y reduce la porosidad. Las tuberías de hierro dúctil se manufacturan de acuerdo con las disposiciones del ANSI A21.51-1976 y se encuentran en tamaños de 3 a 54 in. Los espesores de pared se especifican en siete clases de espesor estándar. En la tabla 6-17 se proporcionan los diámetros externos y espesores de pared para varias presiones de trabajo, para tuberías de hierro dúctil colado centrífugamente. El espesor de pared que se requiere para instalaciones subterráneas se incrementa con la presión interna, la profundidad de la tubería en el terreno y el peso de los objetos que se encuentran o pasan en ese terreno. Este espesor se reduce en la medida que los alrededores proporcionan un apoyo uniforme a lo largo de la tubería y los alrededores. ANSI A21.51 incluye recomendaciones de espesor de pared para diversas condiciones de instalación. Las juntas soldadas (Fig. 6-98) han sido sustituidas casi por completo por las juntas mecánicas (Fig. 6-97) y las juntas embutidas (Fig. 6-99), porque se adaptan mejor al terreno húmedo, clima malo y trabajo de personal inexperto y minimizan los esfuerzos sobre la tubería por asentamientos del suelo. Las longitudes

varían entre 5 y 6 m (18 y 20 ft), dependiendo del proveedor. Los accesorios en este material se diseñan para presiones de 1.72 MPa (250 lbf/in^2) para hierro colado o 2.41 MPa (350 lbf/in^2) para hierro dúctil, en tamaños hasta de 12 in y de 1 y 1.72 MPa (150 y 250 lbf/in^2) para hierro colado o 2.41 MPa (350 lbf/in^2) para hierro dúctil en tamaños de 14 in o mayores. Los accesorios incluyen codos de 22^1/$_2$° y 11^1/$_4$°. La tubería de hierro dúctil también está disponible con bridas que se ajustan a las especificaciones de bridas clase 125, mostradas en ANSI 16.1 (véase la Tabla 6-17). Estas bridas se ensamblan a la tubería mediante juntas roscadas.

Hierro al alto silicio El Duriron es un hierro de alto contenido de silicio que posee aproximadamente 14.5% de silicio y 0.85% de carbono. El Durichlor es un hierro especial con alto contenido de silicio que contiene cantidades apreciables de molibdeno.

Estas aleaciones existen solamente en formas de fundición. Las tuberías y los accesorios se vacían, uniendo los extremos recalcados mediante bridas divididas. Hay también tuberías con bridas vaciadas como parte integrada. Las presiones admisibles de trabajo no se pueden enunciar de la manera habitual para otros tipos de tuberías, debido a variables tales como los choques térmicos, las presiones pulsantes y los fluidos corrosivos que se manejan. Aun cuando no se producen roturas por debajo de 2.76 MPa (400 lbf/in^2) de presión en tamaños de hasta 6 in, se recomienda normalmente el empleo de una presión de 0.3 MPa (50 lbf/in^2), aun cuando se han utilizado estas tuberías para presiones considerablemente mayores de esta cifra.

En la tabla 6-18 se dan tamaños de 1 a 12 in y se pueden obtener otros mayores. Se producen tuberías de campana y espiga en los pesos y dimensiones que se muestran en la tabla 6-18. También existen accesorios correspondientes. Existen en la actualidad tuberías nuevas sin campana que utilizan empaques TFE y abrazaderas de acero inoxidable para formar juntas mecánicas (el nombre comercial es Duriron MJ).

El coeficiente de expansión lineal de esas aleaciones en el intervalo de temperaturas de 21 a 100°C (70 a 212°F) es de 12.2×10^{-6}/°C (6.8×10^{-6}/°F), lo que es ligeramente mayor que para el hierro colado (National Bureau of Standards). Puesto que esas aleaciones no tienen prácticamente elasticidad, es necesario utilizar juntas de expansión en las líneas de tuberías relativamente cortas. Las conexiones para tuberías bridadas, accesorios, válvulas y bombas se hacen con perforaciones de 125 lb American Standard.

La utilización de hierro con alto contenido de silicio en servicio de fluidos inflamables, o en servicio de fluidos de categoría M está prohibida por el código.

Sistemas de tuberías de materiales metálicos no ferrosos

Aluminio Se producen tubos y tuberías de aluminio sin costuras mediante la extrusión, en aluminio esencialmente puro y diversas aleaciones; existen tramos de 6, 9 y 12 m (20, 30 y 40 ft) de longitud. Las

TABLA 6-18 Tuberías de hierro con alto contenido de silicio*

	Extremos de bridas divididas				Extremos de campana y espiga			
Tamaño, diám. interno, in	Diám. Ext., in	Espesor de la pared in	Longitud estándar,† ft	Peso por pieza, en lb	Diám. ext., in	Espesor de la pared in	Longitud estándar,† ft	Peso por pieza, en lb
1	1^3/$_4$	^{3}/$_8$	3	15				
1^1/$_2$	2^1/$_4$	^{3}/$_8$	3	18	2^1/$_8$	^{5}/$_{16}$	3	20
2	2^3/$_4$	^{3}/$_8$	4	32	2^5/$_8$	^{5}/$_{16}$	4	30
2^1/$_2$	3^1/$_4$	^{3}/$_8$	5	45				
3	3^7/$_8$	^{7}/$_{16}$	5	62	3^{11}/$_{16}$	^{11}/$_{32}$	5	68
4	4^7/$_8$	^{7}/$_{16}$	5	100	4^5/$_8$	^{5}/$_{16}$	5	89
6	7	^{1}/$_2$	5	180	6^{11}/$_{16}$	^{11}/$_{32}$	5	133
8	9^1/$_4$	^{5}/$_8$	6	265	9	^{1}/$_2$	5	232
10	11^1/$_2$	^{3}/$_4$	6	433	11^1/$_4$	^{5}/$_8$	5	341
12	14	1	6	694	13^1/$_4$	^{5}/$_8$	5	463
15	....	....	...	...	16^3/$_4$	^{7}/$_8$	5	680

*The Duriron Company.

†Longitudes de tendido; hay longitudes menores que la estándar.

Nota: Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048; y para convertir libras en kilogramos, multiplíquese por 0.4536.

TABLA 6-17 Dimensiones de tubería de hierro dúctil*

		Espesor estándar para presión interna†									
		Presión de trabajo especificado para agua, lbf/in^2‡									
		150		200		250		300		350	
Tamaño de la tubería, in	Diámetro exterior, in	Espesor, in	Clase de espesor	Espesor, in	Clase de espesor	Espesor, in	Clase de espesor	Espesor, in	Clase de espesor	Espesor, in	Clase de espesor
3	3.96	0.25	51	0.25	51	0.25	51	0.25	51	0.25	51
4	4.80	0.26	51	0.26	51	0.26	51	0.26	51	0.26	51
6	6.90	0.25	50	0.25	50	0.25	50	0.25	50	0.25	50
8	9.05	0.27	50	0.27	50	0.27	50	0.27	50	0.27	50
10	11.10	0.29	50	0.29	50	0.29	50	0.29	50	0.29	50
12	13.20	0.31	50	0.31	50	0.31	50	0.31	50	0.31	50
14	15.30	0.33	50	0.33	50	0.33	50	0.33	50	0.33	50
16	17.40	0.34	50	0.34	50	0.34	50	0.34	50	0.34	50
18	19.50	0.35	50	0.35	50	0.35	50	0.35	50	0.35	50
20	21.60	0.36	50	0.36	50	0.36	50	0.36	50	0.39	51
24	25.80	0.38	50	0.38	50	0.38	50	0.41	51	0.44	53
30	32.00	0.39	50	0.39	50	0.43	51	0.47	52	0.51	53
36	38.30	0.43	50	0.43	50	0.48	51	0.53	52	0.58	53
42	44.50	0.47	50	0.47	50	0.53	51	0.59	52	0.65	53
48	50.80	0.51	50	0.51	50	0.58	51	0.65	52	0.72	53
54	57.10	0.57	50	0.57	50	0.65	51	0.73	52	0.81	53

*Extractada de la norma ANSI A21.51-1976 de la American National Standard for Ductile-Iron Pipe, Centrifugally Cast in Metal Molds or Sand-Lined Molds, for Water or Other Liquids, con permiso del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York.

†Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada en megapascales, multiplíquese por 0.006895.

‡Estas paredes de tuberías son adecuadas para la presión de trabajo especificada más una tolerancia de 100 lbf/in^2. Para el efecto de condiciones de colocación y profundidad de enterrado, véase ANSI A21.51.

aleaciones y los tratamientos especiales mejoran las propiedades físicas de esas tuberías, pero la soldadura las reduce. El aluminio esencialmente puro tiene una resistencia final a la tensión de 65.5 MPa (9500 lbf/in^2), sujeta a un ligero aumento mediante el tratamiento especial que se pierde durante la soldadura. La aleación 6061, que contiene 0.25% de cobre. 0.6% de silicio, 1% de magnesio y 0.25% de cromo, tiene una resistencia final a la tensión de 124 MPa (18 000 lbf/in^2) en la condición recocida, de 262 MPa (38 000 lbf/in^2) con el tratamiento especial en la forma de 6061-T6 y 165 MPa (24 000 lbf/in^2) en las juntas soldadas. Se utiliza mucho la aleación 1060, que es de 99.6% de aluminio puro, para el peróxido de hidrógeno; la aleación 3003, que contiene 1.2% de manganeso, para los productos químicos de alta pureza y las aleaciones 6063 y 6061 para muchos otros usos. La aleación 6063 es igual que la 6061 menos el cromo y posee propiedades mecánicas ligeramente inferiores.

El aluminio no se hace frágil al descender las temperaturas ni está sujeto a corrosión externa cuando se expone a atmósferas normales. A 200°C (400°F) su resistencia es menos de la mitad de la que tiene a la temperatura ambiente. Lo atacan los álcalis, las trazas de cobre, níquel, mercurio y otros iones de metales pesados y los contactos prolongados con aislamientos húmedos. Sufre corrosión galvánica cuando se une a aleaciones de cobre, níquel o plomo, pero no con el hierro galvanizado o el acero inoxidable austenítico.

Las **tuberías de aluminio** se proporcionan en aleaciones 3003, 6061 y 6063, cédula 40 hasta 10 in, cédula 30 de 8 a 10 in y de peso estándar hasta un tamaño de 12 in. También existe en la aleación 6063 como cédula 5 hasta 6 in y como cédula 10 hasta 8 in (véase la Tabla 6-6).

Rara vez se recomiendan los **accesorios roscados de aluminio** para tuberías de procesamiento. Existen accesorios forjados con extremos soldables (véase la Tabla 6-15 en lo que se refiere a las dimensiones) y con extremos de juntas estriadas. También existen bridas forjadas de aleación 6061-T6 en las dimensiones de la tabla 6-7. Existen bridas coladas y accesorios bridados, colados en arena como aleaciones B214, con 3.8% de aleación de magnesio, con una resistencia a la tensión de 90-MPA (13 000 lbf/in^2), o vaciados en moldes permanentes como aleaciones 356-T6, con 7% de silicio, 0.3% de aleación de magnesio, con una resistencia a la tensión de 185 MPa (27 000 lbf/in^2); pero es preciso tomar en cuenta el hecho de que el módulo de elasticidad del aluminio es sólo algo más que la tercera parte del de las aleaciones de hierro. Véanse las dimensiones en la tabla 6-14.

Se emplean mucho las válvulas de bola y los diafragmas con cuerpos de aluminio.

Cobre y aleaciones de cobre Se producen por extrusión tubos y tuberías de aleaciones de cobre y silicio, cobre, bronce, latón y aleaciones de cobre y níquel sin costuras. El tubo existe en diámetros exteriores de tamaños que van de 1/16 a 16 in y en una gama de espesores de paredes que varían de 0.005 in para el tubo más pequeño a 0.75 in para el tamaño de 16 in. Los tubos se especifican por lo común mediante el diámetro exterior y el espesor de la pared. En la tabla 11-2 (Sec. 11) se dan dimensiones de tubos de condensadores y cambiadores de calor.

El tubo de cobre sin costura se vende en tamaños de tubo para agua (ASTM B88 y B306). Estos tamaños se identifican mediante una designación de tamaño "estándar" de 1/8 in menor que el diámetro externo nominal. El tubo se vende también como tubo de cobre de diámetro externo (ASTM B280).

El tubo de cobre se usa mucho en oficinas y laboratorios para servicios de agua, vapor, sistemas de control neumático, aire comprimido, refrigeración y conducción de gas inerte. Las conexiones se hacen con juntas para accesorios de ajuste ensanchado (Fig. 6-105), ajuste de compresión (Fig. 6-106), ajuste de mordiente (Fig. 6-107) y soldadas (Fig. 6-109). Las juntas mostradas en la figura 6-109 son las más económicas para tamaños de 3/4 de in y mayores. La facilidad en el manejo y doblamiento

TABLA 6-19 Tubo de cobre para agua - Tipos K, L, M, (ASTM B88)*

Tamaño estándar, in	Diámetro ext. nominal en in	Tolerancia promedio del diámetro exterior, in†		Espesor y tolerancias nominales de la pared, in						Peso teórico, en lb/ft		
				Tipo K		Tipo L		Tipo M				
		De temple bl.	Estirado en frío	Espesor de la pared	Tolerancia‡	Espesor de la pared	Tolerancia‡	Espesor de la pared	Tolerancia‡	Tipo K	Tipo L	Tipo M
¼	0.375	0.002	0.001	0.035	0.004	0.030	0.0035	§	§	0.145	0.126	§
⅜	0.500	0.0025	0.001	0.049	0.004	0.035	0.0035	0.025	0.0025	0.269	0.198	0.145
½	0.625	0.0025	0.001	0.049	0.004	0.040	0.0035	0.028	0.0025	0.344	0.285	0.204
⅝	0.750	0.0025	0.001	0.049	0.004	0.042	0.0035	§	§	0.418	0.362	§
¾	0.875	0.003	0.001	0.065	0.0045	0.045	0.004	0.032	0.003	0.641	0.455	0.328
1	1.125	0.0035	0.0015	0.065	0.0045	0.050	0.004	0.035	0.0035	0.839	0.655	0.465
1¼	1.375	0.004	0.0015	0.065	0.0045	0.055	0.0045	0.042	0.0035	1.04	0.884	0.682
1½	1.625	0.0045	0.002	0.072	0.005	0.060	0.0045	0.049	0.004	1.36	1.14	0.940
2	2.125	0.005	0.002	0.083	0.007	0.070	0.006	0.058	0.006	2.06	1.75	1.46
2½	2.625	0.005	0.002	0.095	0.007	0.080	0.006	0.065	0.006	2.93	2.48	2.03
3	3.125	0.005	0.002	0.109	0.007	0.090	0.007	0.072	0.006	4.00	3.33	2.68
3½	3.625	0.005	0.002	0.120	0.008	0.100	0.007	0.083	0.007	5.12	4.29	3.58
4	4.125	0.005	0.002	0.134	0.010	0.110	0.009	0.095	0.009	6.51	5.38	4.66
5	5.125	0.005	0.002	0.160	0.010	0.125	0.010	0.109	0.009	9.67	7.61	6.66
6	6.125	0.005	0.002	0.192	0.012	0.140	0.011	0.122	0.010	13.9	10.2	8.92
8	8.125	0.006	+0.002 −0.004	0.271	0.016	0.200	0.014	0.170	0.014	25.9	19.3	16.5
10	10.125	0.008	+0.002 −0.006	0.338	0.018	0.250	0.016	0.212	0.015	40.3	30.1	25.6
12	12.125	0.008	+0.002 −0.006	0.405	0.020	0.280	0.018	0.254	0.016	57.8	40.4	36.7

*Derechos reservados por American Society for Testing and Materials, 1916 Race Street, Philadelphia, Pa. 19103; reproducida/adaptada con autorización. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir libras por pie en kilogramos por metro, multiplíquese por 1.49.

†El diámetro exterior promedio de un tubo es el prmedio de los diámetros exterior mínimo y máximo, determinado en cualquier sección transversal del tubo.

‡Desviación máxima en cualquier punto.

§Indica que el material; no está disponible generalmente o que la tolerancia no ha sido establecida.

favorece el empleo del cobre; además, siempre resistirá el congelamiento sin falla alguna.

La tubería de cobre para agua ASTM B88 con dimensiones y tolerancias como las mostradas en la tabla 6-19, se encuentra disponible templada o recocida en longitudes rectas de 6.1 m (20 ft) en los tipos K, L y M hasta un tamaño estándar de 8 in. El tipo K se vende en longitudes de 5.5 m (18 ft) para el tamaño de 10 in y de 3.6 m (12 ft) para el de 12 in. El tipo L se ofrece en longitudes de 6.1 m (20 ft) para el tamaño de 10 in y de 5.5 m (18 ft) para 12 in. El tipo M está disponible en longitudes de 6.1 m (20 ft) hasta para 12 in. Los tres tipos se pueden obtener en rollos de 18.3 m (60 ft) o de 30 m (100 ft) en tamaños hasta de 1 in; rollos de 18.3 m (60 ft) para tamaños de $1^1/_4$ y $1^1/_2$ in y rollos de 12.2 o 13.7 m (40 o 45 ft) en tamaño de 2 in.

El tubo DWV, ASTM B280, se encuentra disponible en tramos rectos de 6 m (20 ft) en las siguientes combinaciones de tamaño-pared: $1^1/_4$ in, pared de 0.040 in; $1^1/_2$ in, pared de 0.042 in; 2 in, pared de 0.042 in, pared de 0.045 in; 4 in, pared de 0.058 in; 5 in, pared de 0.072 in; y 6 in, pared de 0.083 in. DWV se encuentra disponible sólo en material templado. La tubería de cobre de diámetro externo B280 es de material templado o recocido, dependiendo del tamaño; se emplea para servicios de refrigeración, aplicaciones automotrices y uso general. En la tabla 6-20 se muestran las dimensiones y tolerancias para este tipo de tubería. El material templado se encuentra en tramos rectos de 6.1 m (20 ft) y el de material recocido en bobinas de 15.2 m (50 ft).

Una temperatura demasiado elevada o un periodo de calentamiento excesivamente largo en la soldadura con plata daña los accesorios de juntas soldadas de latón rojo con mayor rapidez que los de cobre forjado. Los primeros se encuentran en los tamaños mayores. El latón amarillo falla en algunos tipos de aguas, debido a la pérdida de zinc.

Existen válvulas de bronce y latón rojo con extremos de juntas hembras soldadas, para su conexión mediante la soldadura en sistemas de tuberías y tubos de cobre.

Existen tuberías de cobre según el código ASTM B42, con las dimensiones que se dan en la tabla 6-21. Hay accesorios de soldadura por ensamble (Tabla 6-15) que corresponden a esas tuberías, así como también accesorios atornillados según el código ANSI B16.15, pero el método común de montaje incluye accesorios de extremos soldados de aproximadamente las mismas dimensiones que los atornillados y las aleaciones de soldadura de plata. Existen también válvulas de bronce o latón rojo con extremos idénticos a los de los accesorios. Es raro que se utilicen bridas y accesorios bridados, puesto que las juntas soldadas o con soldadura de plata se pueden fundir y volver a montar.

TABLA 6-20 Tubería de cobre de diámetro externo para servicios de refrigeración, automotrices y de uso general (ASTM B280)*

Para accesorios mecánicos o soldados

Tamaño estándar, in	Diámetro exterior, in (mm)	Espesor de pared, in (mm)	Peso, lb/ft (kg/m)	Tolerancias†	
				Diámetro externo promedio, más y menos, in (mm)‡	Espesor de pared, más y menos, in (mm)
Serpentin					
⅛	0.125 (3.18)	0.030 (0.762)	0.0347 (0.0516)	0.002 (0.051)	0.003 (0.076)
$^3/_{16}$	0.187 (4.75)	0.030 (0.762)	0.0575 (0.0856)	0.002 (0.051)	0.0025 (0.064)
¼	0.250 (6.35)	0.030 (0.762)	0.0804 (0.120)	0.002 (0.051)	0.0025 (0.064)
$^5/_{16}$	0.312 (7.92)	0.032 (0.813)	0.109 (0.162)	0.002 (0.051)	0.0025 (0.064)
⅜	0.375 (9.52)	0.032 (0.813)	0.134 (0.199)	0.002 (0.051)	0.0025 (0.064)
½	0.500 (12.7)	0.032 (0.813)	0.182 (0.271)	0.002 (0.051)	0.0025 (0.064)
⅝	0.625 (15.9)	0.035 (0.889)	0.251 (0.373)	0.002 (0.051)	0.0030 (0.076)
¾	0.750 (19.1)	0.035 (0.889)	0.305 (0.454)	0.0025 (0.064)	0.0035 (0.089)
¾	0.750 (19.1)	0.042 (1.07)	0.362 (0.539)	0.0025 (0.064)	0.0035 (0.089)
⅞	0.875 (22.3)	0.045 (1.14)	0.455 (0.677)	0.003 (0.076)	0.004 (0.10)
1⅛	1.125 (28.6)	0.050 (1.27)	0.665 (0.975)	0.0035 (0.089)	0.004 (0.10)
1⅜	1.375 (34.9)	0.055 (1.40)	0.884 (1.32)	0.004 (0.10)	0.0045 (0.11)
1⅝	1.625 (41.3)	0.060 (1.52)	1.14 (1.70)	0.0045 (0.11)	0.0045 (0.11)
Para tramos rectos (aplicable sólo a tubería templada)					
⅜	0.375 (9.52)	0.030 (0.762)	0.126 (0.187)	0.001 (0.025)	0.0035 (0.089)
½	0.500 (12.7)	0.035 (0.889)	0.198 (0.146)	0.001 (0.025)	0.0035 (0.089)
⅝	0.625 (15.9)	0.040 (1.02)	0.285 (0.424)	0.001 (0.025)	0.0035 (0.089)
¾	0.750 (19.1)	0.042 (1.07)	0.362 (0.539)	0.001 (0.025)	0.0035 (0.089)
⅞	0.875 (22.3)	0.045 (1.14)	0.455 (0.677)	0.001 (0.025)	0.004 (0.10)
1⅛	1.125 (28.6)	0.050 (1.27)	0.655 (0.975)	0.0015 (0.038)	0.004 (0.10)
1⅜	1.375 (34.9)	0.055 (1.40)	0.884 (1.32)	0.0015 (0.038)	0.0045 (0.11)
1⅝	1.625 (41.3)	0.060 (1.52)	1.14 (1.70)	0.002 (0.051)	0.0045 (0.11)
2⅛	2.125 (54.0)	0.070 (1.78)	1.75 (2.60)	0.002 (0.051)	0.006 (0.15)
2⅝	2.625 (66.7)	0.080 (2.03)	2.48 (3.69)	0.002 (0.051)	0.006 (0.15)
3⅛	3.125 (79.4)	0.090 (2.29)	3.33 (4.96)	0.022 (0.051)	0.007 (0.18)
3⅝	3.625 (92.1)	0.100 (2.54)	4.29 (6.38)	0.002 (0.051)	0.007 (0.18)
4⅛	4.125 (105)	0.110 (2.79)	5.38 (8.01)	0.002 (0.051)	0.009 (0.23)

*Derechos reservados por American Society for Testing and Materials, 1916, Race Street, Philadelphia, Pa. 19103; reimpreso/adaptado con autorización.

†Las tolerancias listadas representan la desviación máxima en cualquier punto.

‡El diámetro exterior promedio de un tubo es el promedio de los diámetros externos máximo y mínimo, determinados en cualquier sección transversal de la tubería.

TABLA 6-21 Tubería de cobre y latón rojo (ASTM B42 y B43)*: dimensiones, peso y tolerancias estándar

Tamaño estándar de la tubería, in	Diámetro exterior nominal, in (mm)	Tolerancias del diámetro exterior promedio, in (mm), todos en menos†	Espesor de pared nominal, in (mm)	Tolerancia, in (mm)‡	Peso teórico, lb/ft (kg/m)	Peso teórico, lb/ft (kg/m)
			Tubería regular		Latón rojo	Cobre
⅛	0.405 (10.3)	0.004 (0.10)	0.062 (1.57)	0.004 (0.10)	0.253 (0.376)	0.259 (0.385)
¼	0.540 (13.7)	0.004 (0.10)	0.082 (2.08)	0.005 (0.13)	0.447 (0.665)	0.457 (0.680)
⅜	0.675 (17.1)	0.005 (0.13)	0.090 (2.29)	0.005 (0.13)	0.627 (0.933)	0.641 (0.954)
½	0.840 (21.3)	0.005 (0.13)	0.107 (2.72)	0.006 (0.15)	0.934 (1.39)	0.955 (1.42)
¾	1.050 (26.7)	0.006 (0.15)	0.114 (2.90)	0.006 (0.15)	1.27 (1.89)	1.30 (1.93)
1	1.315 (33.4)	0.006 (0.15)	0.126 (3.20)	0.007 (0.18)	1.78 (2.65)	1.82 (2.71)
1¼	1.660 (42.2)	0.006 (0.15)	0.146 (3.71)	0.008 (0.20)	2.63 (3.91)	2.69 (4.00)
1½	1.900 (48.3)	0.006 (0.15)	0.150 (3.81)	0.008 (0.20)	3.13 (4.66)	3.20 (4.76)
2	2.375 (60.3)	0.008 (0.20)	0.156 (3.96)	0.009 (0.23)	4.12 (6.13)	4.22 (6.28)
2½	2.875 (73.0)	0.008 (0.20)	0.187 (4.75)	0.010 (0.25)	5.99 (8.91)	6.12 (9.11)
3	3.500 (88.9)	0.010 (0.25)	0.219 (5.56)	0.012 (0.30)	8.56 (12.7)	8.76 (13.0)
3½	4.000 (102)	0.010 (0.25)	0.250 (6.35)	0.013 (0.33)	11.2 (16.7)	11.4 (17.0)
4	4.500 (114)	0.012 (0.30)	0.250 (6.35)	0.014 (0.36)	12.7 (18.9)	12.9 (19.2)
5	5.562 (141)	0.014 (0.36)	0.250 (6.35)	0.014 (0.36)	15.8 (23.5)	16.2 (24.1)
6	6.625 (168)	0.016 (0.41)	0.250 (6.35)	0.014 (0.36)	19.0 (28.3)	19.4 (28.9)
8	8.625 (219)	0.020 (0.51)	0.312 (7.92)	0.022 (0.56)	30.9 (46.0)	31.6 (47.0)
10	10.750 (273)	0.022 (0.56)	0.365 (9.27)	0.030 (0.76)	45.2 (67.3)	46.2 (68.7)
12	12.750 (324)	0.024 (0.61)	0.375 (9.52)	0.030 (0.76)	55.3 (82.3)	56.5 (84.1)
			Tubería extrafuerte			
⅛	0.405 (10.3)	0.004 (0.10)	0.100 (2.54)	0.006 (0.15)	0.363 (0.540)	0.371 (0.552)
¼	0.540 (13.7)	0.004 (0.10)	0.123 (3.12)	0.007 (0.18)	0.611 (0.909)	0.625 (0.930)
⅜	0.675 (17.1)	0.005 (0.13)	0.127 (3.23)	0.007 (0.18)	0.829 (1.23)	0.847 (1.26)
½	0.840 (21.3)	0.005 (0.13)	0.149 (3.78)	0.008 (0.20)	1.23 (1.83)	1.25 (1.86)
¾	1.050 (26.7)	0.006 (0.15)	0.157 (3.99)	0.009 (0.23)	1.67 (2.48)	1.71 (2.54)
1	1.315 (33.4)	0.006 (0.15)	0.182 (4.62)	0.010 (0.25)	2.46 (3.66)	2.51 (3.73)
1¼	1.660 (42.2)	0.006 (0.15)	0.194 (4.93)	0.010 (0.25)	3.39 (5.04)	3.46 (5.15)
1½	1.900 (48.3)	0.006 (0.15)	0.203 (5.16)	0.011 (0.28)	4.10 (6.10)	4.19 (6.23)
2	2.375 (60.3)	0.008 (0.20)	0.221 (5.61)	0.012 (0.30)	5.67 (8.44)	5.80 (8.63)
2½	2.875 (73.0)	0.008 (0.20)	0.280 (7.11)	0.015 (0.38)	8.66 (12.9)	8.85 (13.2)
3	3.500 (88.9)	0.010 (0.25)	0.304 (7.72)	0.016 (0.41)	11.6 (17.3)	11.8 (17.6)
3½	4.000 (102)	0.010 (0.25)	0.321 (8.15)	0.017 (0.43)	14.1 (21.0)	14.4 (21.4)
4	4.500 (114)	0.012 (0.30)	0.341 (8.66)	0.018 (0.46)	16.9 (25.1)	17.3 (25.7)
5	5.562 (141)	0.014 (0.36)	0.375 (9.52)	0.019 (0.48)	23.2 (34.5)	23.7 (35.3)
6	6.625 (168)	0.016 (0.41)	0.437 (11.1)	0.027 (0.69)	32.2 (47.9)	32.9 (49.0)
8	8.625 (219)	0.020 (0.51)	0.500 (12.7)	0.035 (0.89)	48.4 (72.0)	49.5 (73.7)
10	10.750 (273)	0.022 (0.56)	0.500 (12.7)	0.040 (1.0)	61.1 (90.9)	62.4 (92.9)

*Derechos reservados por American Society for Testing and Materials, 1916, Race Street, Philadelphia, Pa. 19103; reimpreso/adaptado con permiso. Todas las tolerancias son más y menos, salvo que se indique otra cosa.

†El diámetro exterior promedio de un tubo es el promedio de los diámetros exteriores máximo y mínimo, determinados en cualquier sección transversal de la tubería.

‡Desviación máxima en cualquier punto.

Hay tuberías de cobre sin roscas, más delgadas que las que se dan en el código ASTM B42, con las dimensiones que aparecen en la tabla 6-22. Con estas tuberías se utilizan accesorios de extremos soldados similares a las válvulas de extremo soldado y los accesorios atornillados que aparecen en el código ANSI B16.15.

Las tuberías de cobre son atacadas por el agua procedente de substratos graníticos y, por esta razón, se utilizan en esos lugares tuberías de latón rojo ASTM B43 con accesorios de extremos soldados o atornillados de latón rojo.

Hay accesorios para soldar y tuberías sin costura de 70% de cobre, 30% de níquel y 90% de cobre, 10% de níquel ASTM B466, para manejar aguas saladas en cédula 10 y espesores de tuberías regulares de cobre.

Se fabrican también accesorios soldados y tuberías sin costura de aleación de cobre y silicio (96% de cobre, 3 de silicio, 1 de manganeso), ASTM B315, en cédula 10 y espesores de tuberías de cobre normal y extrafuerte. Esta aleación es más fácil de soldar que el cobre mismo.

Tubería de plomo y acero recubierta de plomo Las tuberías de este tipo han sido casi eliminadas debido a los peligros que causan a la salud al elaborarlas e instalarlas, además de las objeciones ambientales que existen contra este material. El plomo ha sido sustituido por plástico, plástico reforzado, acero recubierto de plástico o materiales de alta aleación.

Magnesio Se pueden obtener tubos de magnesio extruido según el código ASTM B217-58 en aleación con aluminio, manganeso o zinc. La resistencia final y la de tensión a 204°C (400°F) son de aproximadamente la mitad que las que tiene a la temperatura ambiente. El intervalo de diámetros externos es de $^1/_4$ a 8 in. El espesor de las paredes va de un mínimo de 0.028 in a un máximo de 0.031 para el diámetro de $^1/_2$ de in y de un mínimo de 0.250 in a un máximo de 1.0 in para el diámetro de 8 in.

TABLA 6-22 Tubería de cobre endurecido sin rosca (ASTM B302)*

Tamaño estándar de la tubería, in	Dimensiones nominales, in (mm)			Área de la sección transversal del claro, in² (cm²)	Peso nominal, lb/ft (kg/m)	Tolerancias, in (mm)	
	Diámetro exterior	Diámetro interior	Espesor de pared			Diámetro externo promedio, todos en menos†	Espesor de pared, más y menos
¼	0.540 (13.7)	0.410 (10.4)	0.065 (1.65)	0.132 (0.852)	0.376 (0.559)	0.004 (0.10)	0.0035 (0.089)
⅜	0.675 (17.1)	0.545 (13.8)	0.065 (1.65)	0.233 (1.50)	0.483 (0.719)	0.004 (0.10)	0.004 (0.10)
½	0.840 (21.3)	0.710 (18.0)	0.065 (1.65)	0.396 (2.55)	0.613 (0.912)	0.005 (0.13)	0.004 (0.10)
¾	1.050 (26.7)	0.920 (23.4)	0.065 (1.65)	0.665 (4.29)	0.780 (1.16)	0.005 (0.13)	0.004 (0.10
1	1.315 (33.4)	1.185 (30.1)	0.065 (1.65)	1.10 (7.10)	0.989 (1.47)	0.005 (0.13)	0.004 (0.10)
1¼	1.660 (42.2)	1.530 (38.9)	0.065 (1.65)	1.84 (11.9)	1.26 (1.87)	0.006 (0.15)	0.004 (0.10)
1½	1.900 (48.3)	1.770 (45.0)	0.065 (1.65)	2.46 (15.9)	1.45 (2.16)	0.006 (0.15)	0.004 (0.10)
2	2.375 (60.3)	2.245 (57.0)	0.065 (1.65)	3.96 (25.5)	1.83 (272)	0.007 (0.18)	0.006 (0.15)
2½	2.875 (73.0)	2.745 (69.7)	0.065 (1.65)	5.92 (38.2)	2.22 (3.30)	0.007 (0.18)	0.006 (0.15)
3	3.500 (88.9)	3.334 (84.7)	0.083 (2.11)	8.73 (56.3)	3.45 (5.13)	0.008 (0.20)	0.007 (0.18)
3½	4.000 (102)	3.810 (96.8)	0.095 (2.41)	11.4 (73.5)	4.52 (6.73)	0.008 (0.20)	0.007 (0.18)
4	4.500 (114)	4.286 (109)	0.107 (2.72)	14.4 (92.9)	5.72 (8.51)	0.010 (0.25)	0.009 (0.23)
5	5.562 (141)	5.298 (135)	0.132 (3.40)	22.0 (142)	8.73 (13.0)	0.012 (0.30)	0.010 (0.25)
6	6.625 (168)	6.309 (160)	0.158 (4.01)	31.3 (202)	12.4 (18.5)	0.014 (0.36)	0.010 (0.25)
8	8.625 (219)	8.215 (209)	0.205 (5.21)	53.0 (342)	21.0 (31.2)	0.018 (0.46)	0.014 (0.36)
10	10.750 (273)	10.238 (260)	0.256 (6.50)	82.3 (531)	32.7 (48.7)	0.018 (0.46)	0.016 (0.41)
12	12.750 (324)	12.124 (308)	0.313 (7.95)	115 (742)	47.4 (70.5)	0.018 (0.46)	0.020 (0.51)

*Derechos reservados por American Society for Testing and Materials, 1916 Race Street, Philadelphia, Pa. 19103; reimpreso/adaptado con autorización.

†El diámetro exterior promedio de un tubo es el promedio de los diámetros externos máximo y mínimo, determinados en cualquier sección transversal de la tubería.

TABLA 6-23 Aleaciones más comunes de níquel y soportes de níquel

Nombre comercial común o marca registrada	Designación del código	Aleación número	Especificación ASTM (tubería)	Composición nominal, %										
				Ni	Cr	Mo	Fe	C[a]	Si[a]	Mn	Cu	Cb	Co	W
Acero inoxidable Tipo 304		S30400	A312	9	19	...	70	0.08	...	2.0				
Acero inoxidable Tipo 316		S31600	A312	11	18	2.5	66.5	0.08	...	2.0				
Carpenter 20cb[b]	Ni-Cr-Fe-Mo-Cu-Cb estabilizado	N08020	B464	33	20	2.5	38.5	0.06	...	2.0	3	1		
Incoloy 800[c]	Ni-Fe-Cr	N08800	B407	32.5	21		46	0.05	0.5	0.8	0.4			
Incoloy 825[c]	Ni-Fe-Cr-Mo-Cu	N08825	B423	42	21.5	3	30	0.03	0.2	0.5	2.2			
Hastelloy C-276[d]	Ni-Mo-Cr bajo carbono	N10276	B575[e]	54	15	16	5	0.02	0.08	1			2.5	4
Hastelloy B-2[d]	Ni-Mo	N10001	B333[e]	64	1	28	2	0.02	0.1	1				
Inconel 625[c]	Ni-Cr-Mo-Cb	N06625	B444	61	21.5	9	2.5	0.05	0.2	0.2		4		
Inconel 600[c]	Ni-Cr-Fe	N06600	B167	76	15.5	...	8	0.08	0.2	0.5	0.2			
Monel 400[c]	Ni-Cu	N04400	B165	66	...	...	1.2	0.20	0.2	1	31.5			
Níquel 200[c]	Ni	N02200	B161	99	...	...	0.2	0.08						
Hastelloy G[d]	Ni-Cr-Fe-Mo-Cu	N06007	B622	42	22.2	6.5	19.5	0.05	1	1.5	2	2.2[f]	2.5[a]	1[a]

[a]Máximo.
[b]Marca registrada, *Carpenter Technology Corp.*
[c]Marca registrada, *Huntington Alloys, Inc.*
[d]Marca registrada, *Cabot Corp.*
[e]Placa
[f]Cb + Ta

Níquel y aleaciones de níquel Existe gran cantidad de aleaciones de níquel ferroso y no ferroso y aleaciones de níquel. Se seleccionan en forma general debido a su gran resistencia al ataque químico o su resistencia superior a los efectos de las altas temperaturas. Su costo y resistencia a la corrosión son casi siempre una función del contenido de níquel. Los aceros inoxidables serie 300 son los más utilizados. Algunas otras aleaciones que se emplean mucho se listan en la tabla 6-23 con sus composiciones nominales. En la sección 23 de este manual se pueden consultar datos sobre aspectos metalúrgicos y resistencia a la corrosión de estos tipos de materiales.

Titanio Se producen tuberías según el código ASTM B337, soldadas o sin costura, mediante uno de los procedimientos que siguen: extrusión, vaciado centrífugo, maquinado de barras o compactación de polvo, en cédulas 5S, 10S, 40S y 80S de 1/8 a 24 in de tamaño. Se fabrican tubos laminados y extruidos según el código ASTM B338, desde 1/4 in de diámetro exterior, con espesor de paredes de 0.020 a 0.083 in hasta 3 in de diámetro exterior. También existen válvulas, bridas y accesorios colados para soldar. El titanio se emplea a temperaturas de hasta 315°C (600°F). Es extremadamente sensible al corte. Hay también aleaciones de titanio, como la 6 Al-4V, con ma-

TABLA 6-24 Tuberías a presión de asbesto cemento*

Tamaño nominal	Long, ft	Clase 100†			Clase 150†			Clase 200†		
		Diám. int., in	Pared, in‡	Peso lb/ft§	Diám. int., in	Pared, in‡	Peso, lb/ft§	Diám. int., in	Pared, in‡	Peso, lb/ft§
4	13	3.95	0.35	6.3	3.95	0.43	7.6	3.95	0.43	9.3
6	13	5.85	.42	10.6	5.85	.53	13.0	5.70	.60	15.4
8	13	7.85	.47	15.8	7.85	.63	19.9	7.60	.75	23.9
10	13	9.85	.52	21.8	10.00	.83	32.0	9.63	1.01	37.2
12	13	11.70	.64	29.7	12.00	.96	43.8	11.56	1.18	51.7
14	13	13.59	.74	38.9	14.00	1.11	58.5	13.59	1.31	69.0
16	13	15.50	.83	48.8	16.00	1.23	73.0	15.50	1.48	89.2

**Johns-Manville Co.*

†Equivalente a presión operacional, en lb/in^2.

‡Espesor mínimo de extremo maquinado; el resto de la tubería es más grueso.

§Tubería más acoplamiento de junta introducida por compresión.

NOTA: Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir libras por pie en kilogramos por metro, multiplíquese por1.49; para convertir libras fuerza por pulgada cuadrada en megapascales, multiplíquese por 0.00689, y para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048.

TABLA 6-25 Tubería de drenaje por gravedad, de asbesto cemento*

Tamaño nominal	Diámetro interior, in	Clase 1500†		Clase 2400†		Clase 3300†		Clase 4000 †		Clase 5000 †	
		Pared, in‡	Peso, lb/ft	Pared, in‡	Peso, lb/ft	Pared, in‡	Peso, lb/ft	Pared, in‡	Peso, lb/ft	Pared, in‡	Peso, lb/ft
6	6.00	0.46	8.5	0.49	9.5	0.57	11.1				
8	8.00	.51	12.6	.52	13.3	.61	15.6				
10	10.00	.56	17.6	.58	18.9	.68	22.0	0.75	24.3	0.85	27.6
12	12.05	.61	22.8	.63	24.3	.75	28.8	.82	31.5	0.93	35.8
14	14.05	....	....	.68	30.3	.81	35.8	.89	39.3	1.00	44.3
16	16.05	....	....	.73	37.0	.86	43.1	.95	47.6	1.07	53.7
18	18.05	....	....	.77	43.6	.91	50.9	1.01	56.5	1.13	63.3
20	20.05	....	....	.81	50.7	.96	59.2	1.06	65.4	1.19	73.6
24	24.05	....	....	.89	66.4	1.05	77.2	1.16	85.3	1.30	95.8
30	30.05	....	....	....	....	1.17	106.8	1.30	118.8	1.45	132.7
36	36.05	....	....	....	....	....	....	1.42	155.0	1.59	173.8

La longitud estándar de la tubería de 13 ft, excepto 6 in clase 1500 es de 10 ft y 8 in clase 1500 puede ser también de 10 ft.

**Johns-Manville Co.*

†Resistencia al aplastamiento por el método de apoyo en tres bordes de la ASTM.

‡Espesor de pared de tubería, excluyendo los extremos maquinados. Se utiliza el mismo acoplamiento para todas las clases; protege los extremos maquinados contra las cargas aplastantes.

NOTA: Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir libras por pie en kilogramos por metro, multiplíquese por 1.49; y para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048.

yores resistencias a la tensión que las del titanio puro. Desgraciadamente, carecen de la capacidad de soldar y la resistencia a la corrosión del material puro.

Circonio (estaño de 1.2 a 1.7%) Se producen tubos sin costura que van de 1/2 in de diámetro exterior con un espesor de pared de 0.030 in a 8 in de diámetro exterior con 0.4 in de pared, y soldados de hasta 30 in de diámetro exterior por 1/8 de in de espesor de la pared. También hay accesorios y válvulas coladas.

Mangueras metálicas flexibles Se cubren tubos muy corrugados de latón delgado, bronce, monel, aluminio y acero, con forros de alambre trenzado flexible, para obtener mangueras metálicas flexibles. Tanto el tubo como el alambre trenzado se sueldan con estaño o bronce a los fleteados de las tuberías, las uniones o los extremos bridados. Las fallas son ocasionadas en forma frecuente por la corrosión del forro de alambre trenzado o por mala soldadura del forro. Los diámetros internos van de 1/8 a 12 in. La temperatura máxima recomendada para las mangueras de bronce es de aproximadamente 230°C (450°F). El espesor del metal es mucho menor que para los tubos rectos para las mismas condiciones de presión y temperatura; por ende, para poder hacer la selección adecuada se requieren datos precisos sobre la corrosión y la erosión.

SISTEMAS DE TUBERÍAS NO METÁLICAS Y RECUBIERTAS

Asbesto cemento La tubería de asbesto cemento no tiene costura y se hace con óxido de silicio y cemento Portland, compactados a una presión muy elevada, reforzados uniformemente con fibra de asbesto y curados con cuidado. La superficie interior es lisa, no se corroe ni desarrolla protuberancias. En condiciones normales de funcionamiento, el asbesto cemento podrá manejar soluciones dentro de una gama de pH de 4.5 a 14. Se trata de un material frágil que se dilata al mojarse. La OSHA emite regulaciones muy estrictas respecto a la fabricación y empleo de materiales que contienen asbesto. Las juntas que más se utilizan son las embutidas o introducidas por compresión. Esta tubería se utiliza ampliamente para sistemas de aguas subterráneas, para desechos y aguas blancas de fábricas de papel y para aguas de minas. Las juntas embutidas limitan la temperatura a 65°C (150°F). El peso ligero de la tubería minimiza el trabajo de manejo, pero se requiere cuidado para evitar los daños. Esta tubería se produce también con un recubrimiento epóxico que hace aumentar su resistencia a la corrosión.

No existen válvulas y accesorios de asbesto cemento; pero se pueden obtener accesorios de acero bridados con segmentos de tuberías de asbesto cemento y accesorios de hierro colado recubierto de cemento

con campanas en los extremos para juntas de introducción por compresión a las tuberías de asbesto cemento. También existen adaptadores para los accesorios normales de hierro colado. Cuando se instalan estas tuberías por encima del suelo, se recomiendan dos soportes de guía por tramo y cuando se emplean juntas embutidas los impulsos de presión interna en los cambios de dirección, los reductores, los extremos muertos y las válvulas deberán ser resistidos por los soportes. Cuando se usan bridas vaciadas, se deberán utilizar juntas de expansión, también con abrazaderas, para resistir los correspondientes impulsos de presión.

Tubería a presión Esta tubería se hace en tres clases que corresponden a las presiones de trabajo de 0.7, 1.0 y 1.4 MPa (100, 150 y 200 lbf/in^2) (Tabla 6-24).

Tubería de drenaje por gravedad Esta tubería se hace en cinco clases para profundidades variables de enterrado, dimensiones de las zanjas, suelos y cargas impuestas por el tránsito de vehículos (Tabla 6-25).

Grafito impermeable Se producen cuerpos de válvula, accesorios y tuberías de grafito impermeable, con grafito de horno eléctrico que, después de la extrusión o el moldeo, se hace impermeable mediante su impregnación con resinas sintéticas. Cuando se impregna con resina fenólica, es resistente a la mayor parte de los ácidos (incluyendo el fluorhídrico), las sales y los compuestos orgánicos. Cuando se impregna con resina fenólica modificada, es resistente a los álcalis fuertes y a los materiales muy oxidantes. La resistencia final a la tensión es baja, 17.2 MPa (2500 lbf/in^2) y el material es quebradizo; pero el módulo de elasticidad es sólo de 15.168 MPa (2.2 × 10^6 lbf/in^2). El material es muy resistente a los choques térmicos y existe con blindaje de resina y tela de vidrio para protección contra los abusos físicos. La temperatura de operación continua máxima es de 170°C (340°F). Los componentes se diseñan para presiones de operación que aumentan de 0.3 MPa (50 lbf/in^2) a 170°C (340°F) hasta 0.5 MPa (75 lbf/in^2) a 21°C (70°F).

En la tabla 6-26 se dan tamaños estándar de tuberías. Los tamaños de 1/2, 3/4 y 7/8 de in son de tubos para intercambiadores de calor y no existen accesorios estándar para esos tamaños. Las tuberías se envían con rosca, cuando así se solicita. Se emplean fileteados rectos de la National Form. Hay también accesorios hechos del mismo material y con la misma forma de fileteado, y se incluyen solapas que se pueden atornillar sobre los extremos de la tubería y vástagos que se pueden enroscar en los accesorios, con el fin de producir juntas solapadas bridadas. Todas las juntas roscadas se unen permanentemente mediante cementos especiales. Las juntas bridadas utilizan bridas de respaldo divididas, de hierro colado, que tienen pernos de 150 lb ANSI B16.5 en tamaños de 6 in y menores y pernos de 300 lb ANSI B16.5 en tamaños de 8 in y mayores. Se utiliza el empaque con láminas de asbesto entre las bridas y la parte posterior de las solapas, con el fin de igualar la distribución de las cargas. Las tuberías se pueden cortar hasta las longitudes que se deseen sobre el terreno y filetear con herramientas especiales. Existen empaques de Teflón y de elastómeros sintéticos. Hay válvulas de diafragma con cuerpos de grafito impermeable en tamaños que van de 1 a 6 in. El espaciamiento máximo recomendado de soporte es de 2.7 m (9 ft) y las válvulas se deben soportar independientemente.

Acero recubierto de cementos Las tuberías de acero recubierto de cemento se producen mediante el recubrimiento de las tuberías de acero con un cemento especial. Su empleo evita que el fluido manejado recoja hierro, la corrosión del metal por las aguas salobres y el crecimiento de protuberancias. Existen tuberías roscadas en tamaños de 3/4 a 4 in. No obstante, la tubería recubierta de cemento en tamaños menores de 1 1/2 in no es considerada como práctica para uso común.

Los coeficientes de dilatación del hierro y el cemento son semejantes. En la tabla 6-27 se dan dimensiones de tuberías recubiertas de cemento.

TABLA 6-27 Tubería de acero al carbono, recubiertas de cemento*

Tamaño estándar de tub., in	Diám. int. después del recub., in	Espesor del recub., in	Peso por ft, lb	Tamaño estándar de tub., in	Diám. int. después del recub., in	Espesor del recub., in	Peso por ft, lb
3/4	0.70	0.06	1.3	3	2.70	0.13	8.3
1	.90	.07	1.9	4	3.60	.16	12.0
1 1/4	1.20	.08	2.5	6	5.40	.25	24.0
1 1/2	1.40	.09	3.0	8	7.40	.25	32.0
2	1.80	.10	4.1	10	9.40	.30	43.0
2 1/2	2.20	.10	6.6	12	11.40	.30	55.0

*Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir libras por pie en kilogramos por metro, multiplíquese por 1.49.

TABLA 6-28 Tubería de barro químico de campana y espiga y de extremos lisos por ensamble*

Diámetro interior, in	Diámetro exterior, in	Espesor de pared, in
1 1/2	2 1/4	3/8
2	2 3/4	3/8
3	4	1/2
4	5	1/2
5	6	1/2
6	7 1/4	5/8
8	9 1/2	3/4
10	11 3/4	7/8
12	13 3/4	7/8
14	15 3/4	7/8
15	17	1
16	18	1
18	20	1
20	22	1

Tramos estándar de hasta 5 ft.
*Maurice A. Knight Co.
NOTA: Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir pies en metro, multiplíquese por 0.3048.

TABLA 6-26 Tamaños estándar de tuberías de grafito impermeable*

Tamaño nominal de tubería, in	Diámetro interior, in	Diámetro exterior, in	Espesor de pared, in	Long. máx., ft	Peso promedio, lb/ft	Área de corte transv. interna, ft^2	Circunferencia ft, o superficie, ft^2/ft de longitud	
							Interior	Exterior
1	1	1 1/2	1/4	9	.74	.00545	.262	.393
1 1/2	1 1/2	2	1/4	9	1.1	.01227	.393	.524
2	2	2 1/4	3/8	9	1.7	.0218	.524	.687
2 1/2	2 1/2	3	5/16	9	2.0	.0308	.622	.785
3	3	4	1/2	9	5.4	.0491	.785	1.047
4	4	5 1/4	3/8	9	8.1	.0873	1.047	1.374
6	6	7 1/8	3/4	9	15.6	.1965	1.571	1.964
8	8 1/4	9 11/16	23/32	6	23.2	.360	2.127	2.536
10	10 1/4	12 23/32	1 17/64	6	44.2	.559	2.650	3.313

NOTA: Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048; para convertir libras por pie en kilogramos por metro, multiplíquese por 1.49; y para convertir pies cuadrados en metros cuadrados, multiplíquese por 0.0929.
*Cortesía de Union Carbide Corporation, Carbon Products Division.

Se manejan tuberías de acero al carbono recubiertas de cemento de más de 4 in, con extremos bridados o para soldar. La soldadura no daña el recubrimiento, que forma una escoria que protege la soldadura misma. El recubrimiento de cemento de las tuberías de acero al carbono lo indica el Código AWWA C205. También existen accesorios bridados de hierro colado y otros de acero al carbono para soldadura de ensamble recubiertos de cemento. En el AWWA C602 se incluye el recubrimiento de cemento, en el lugar de su instalación, de tuberías para agua tanto de líneas de hierro colado como de acero al carbono.

Barro químico Los accesorios y las tuberías de barro químico a prueba de ácidos resisten a la mayor parte de los ácidos, los álcalis u otros corrosivos, con excepción principal del ácido fluorhídrico. El intervalo de tamaños con la junta de campana y espiga y con extremos lisos para ensamble se presenta en la tabla 6-28.

Las tuberías de extremos lisos para ensamble reciben bridas cementadas con perforaciones ANSI B16.1, o bien para empleo en trabajos de ventilación, donde el espacio es demasiado limitado para las tuberías de campana y espiga, con un anillo para uniones con bandas de acero. Se pueden obtener tuberías de barro químico de presiones medias, blindadas con fibra de vidrio y reforzadas con resina de furano, en donde las bridas de ANSI B16.1 se apoyan contra los cubos formados en el blindaje.

Existen accesorios y válvulas de tapón con extremos que coinciden con los diversos tipos de tuberías.

Tuberías de drenaje de arcilla vítrea Estas tuberías son resistentes a los productos químicos muy diluidos, con excepción del ácido fluorhídrico, y se producen en resistencias estándar y extrarresistentes (ASTM C700). Se utiliza para drenajes, desechos industriales y aguas de tormenta, a la presión atmosférica. También hay codos, ramificaciones en Y, tes, reductores y ampliadores. El ensamblaje se hace mediante juntas vaciadas que permiten una gran deflexión angular. Los componentes de las juntas son del tipo de vaciado en caliente o del tipo mastic en frío; ambos tipos se adhieren firmemente a las superficies de arcilla, pero permanecen lo suficientemente flexibles como para evitar las fugas en caso de asentamientos del terreno. También hay tuberías con materiales bituminosos o plásticos fundidos a presión en la parte exterior de la espiga y la interior de la campana. Las entrecaras se ajustan lisas, y se unen mediante la aplicación de un disolvente en el momento del ensamblaje. Las dimensiones de las tuberías se dan en la tabla 6-29. La elección entre la resistencia estándar y la extra se basan en las cargas vehiculares y en el terreno.

TABLA 6-29 Tuberías de drenaje, de arcilla vidriada*

Tamaño nominal	Longitud mínima de tendido, ft	Diám. . exterior mínimoa de barril, in	Espesor mínimo de pared	
			Resistencia estándar, in	Extrarresistente in
4	2	$4\frac{7}{8}$	$\frac{7}{16}$	
6	2	$7\frac{1}{16}$	$\frac{1}{2}$	$\frac{9}{16}$
8	2	$9\frac{1}{4}$	$\frac{9}{16}$	$\frac{3}{4}$
10	2	$11\frac{1}{2}$	$\frac{11}{16}$	$\frac{7}{8}$
12	2	$13\frac{3}{4}$	$\frac{13}{16}$	$1\frac{1}{16}$
16	3	$17\frac{3}{16}$	$\frac{15}{16}$	$1\frac{3}{8}$
18	3	$20\frac{5}{8}$	$1\frac{1}{8}$	$1\frac{3}{4}$
21	3	$24\frac{1}{8}$	$1\frac{5}{16}$	2
24	3	$27\frac{1}{2}$	$1\frac{1}{2}$	$2\frac{1}{4}$
27	3	31	$1\frac{11}{16}$	$2\frac{1}{2}$
30	3	$34\frac{3}{8}$	$1\frac{7}{8}$	$2\frac{3}{4}$
33	3	$37\frac{5}{4}$	2	3
36	3	$40\frac{3}{4}$	$2\frac{1}{16}$	$3\frac{1}{4}$

*Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

Concreto Se hacen tuberías para drenaje de concreto no reforzado, con extremos de juntas coladas en tamaños de 4 a 24 in según ASTM C14. Se fabrican atarjeas, ductos para aguas pluviales y tuberías de drenaje de concreto reforzado, con juntas vaciadas o extremos de juntas embutidas según ASTM C76, en cinco clases de área de refuerzo y espesores de paredes, en tamaños que van de 12 a 108 in. Esencialmente, las mismas tuberías, excepto que sólo utilizan extremos con juntas embutidas, existen para presiones de agua de hasta 0.31 MPa (45 lbf/in^2) en tamaños de 12 a 96 in y longitudes de hasta 5.6 m (16 ft), según AWWA C302.

Para presiones más elevadas del agua, se incrusta en la pared de la tubería un cilindro de acero de aproximadamente 1.6 mm (1/16 de in) de espesor, que impide las fugas a través de grietas, y al que se puede agregar alambre preesforzado de refuerzo perimetral, aplicado después de reforzar el acero mediante el recubrimiento de cemento. Esas tuberías existen, según AWWA C300, en tamaños de 20 a 96 in para presiones de 0.27 a 1.8 MPa (40 a 260 lbf/in^2) y según AWWA C301, en tamaños de 16 a 96 in. Se utilizan juntas embutidas o introducidas por compresión. También existen tuberías con solapas de acero soldadas a las cajas de refuerzo y que se proyectan en una superficie exterior de la tubería para "bridado". En este caso, recibe el nombre de "tubería subacuática". También existen accesorios de concreto. Los sistemas de tuberías de concreto se pueden recubrir con placas de arcilla vítrea especial con cristalización de sales, unidas con juntas de asfalto fundidas a presión. La tubería a presión de concreto compite con la de hierro dúctil recubierta de cemento para sistemas subterráneos de agua en las plantas industriales.

Tubos y tuberías de vidrio Éstos se producen con vidrio de borosilicato resistente al calor y los productos químicos (p. ej., Corning Glass Works No. 7740) ASTM C599. Este vidrio es muy estable en ácidos y resiste los ataques de los álcalis en soluciones en las que el pH es de ocho o menos. Lo atacan los ácidos fluorhídrico y fosfórico glacial. Algunas de las propiedades físicas más importantes son las que siguen:

TABLA 6-30 Tubos y tubería de vidrio: junta bridada cónica*

Tamaño de la tubería, in (mm)	Diámetro exterior de la tubería, in (mm)	Diámetro exterior del cono, in (mm)	Espesor de pared, in (mm)	Ángulo del cono, °	Peso aproximado por tramo de un ft, lb (kg)
1 (25)	$1\frac{5}{64} \pm 0.016$ (33 ± 0.4)	$1\frac{5}{64} \pm 0.016$ (40 ± 0.4)	$\frac{5}{32} \pm 0.016$ (4.0 ± 0.4)	12	0.6 (0.27)
1¼ (38)	$1\frac{57}{32} \pm 0.020$ (47 ± 0.5)	$2\frac{1}{8} \pm 0.016$ (54 ± 0.4)	$\frac{11}{64} \pm 0.016$ (4.4 ± 0.4)	12	1.0 (0.45)
2 (51)	$2\frac{13}{32} \pm 0.040$ (60 ± 1.0)	$2\frac{5}{8} \pm 0.020$ (67 ± 0.5)	$\frac{11}{64} \pm 0.020$ (4.4 ± 0.5)	12	1.13 (0.51)
3 (76)	$3\frac{13}{32} \pm 0.56$) (87 ± 1.4)	$3\frac{25}{32} \pm 0.031$ (96 ± 0.8)	$\frac{13}{64} \pm 0.021$ (5.2 ± 0.5)	12	2.0 (0.91)
4 (102)	$4\frac{13}{32} \pm 0.068$ (115 ± 1.7)	$5\frac{23}{64} \pm 0.016$ (136 ± 0.4)	$\frac{17}{64} \pm 0.025$ (6.7 ± 0.6)	21	3.4 (1.5)
6 (152)	$6\frac{51}{64} \pm 0.075$ (169 ± 1.9)	7.553 ± 0.016 (192 ± 0.4)	$\frac{5}{64} \pm 0.040$ (7.9 ± 1.0)	21	6.3 (2.9)

*De Corning Glass Works. Véase la figura 6-123.

NOTA: Para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048.

Módulo de elasticidad	9 750 000 lb/in^2 (67 224 MPa)
Densidad relativa	2.23
Calor específico	0.20
Conductividad térmica	8.1 Btu/(h·ft^2)(°F/in) [1.168 W/(m·K)]

Se producen tuberías de vidrio con bridas cónicas (Fig. 6-123) en los tamaños que aparecen de la tabla 6-30 y en longitudes de 0.15 a 3 m (6 in a 10 ft). La presión máxima recomendada de trabajo es de 0.3 MPa (50 lbf/in^2) hasta el tamaño de 3 in, 0.24 MPa (35 lbf/in^2) para el tamaño de 4 in, y 0.14 MPa (20 lbf/in^2) para el tamaño de 6 in. El diferencial máximo repentino de temperatura es de 93°C (200°F) hasta el tamaño de 3 in, 80°C (175°F) para el tamaño de 4 in, y 71°C (160°F) para el de 6 in. La temperatura de operación máxima es de 232°C (450°F). Existe una línea completa de accesorios y se hacen piezas especiales sobre pedido. Se deben aliviar completamente los esfuerzos de dilatación térmica mediante codos y juntas corrugadas de expansión, de teflón. El intervalo de temperaturas se puede limitar por el diseño y el material de la junta. Los soportes se deben acojinar para evitar daños a la tubería y deben ajustar en forma floja y situarse a 0.3 m (1 ft) de cada extremo de cada tramo de 3 m (10 ft).

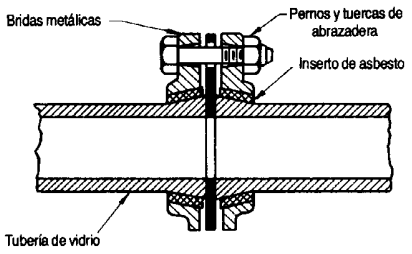


FIG. 6-123 Junta bridada cónica.

Se puede proporcionar tubería de vidrio con un recubrimiento de resina epoxi reforzado con tejido de fibra de vidrio, para protegerlo contra los abusos. Equipadas con acoplamientos especiales de bola, estas tuberías se pueden utilizar para presiones de 1 MPa (150 lbf/in^2).

TABLA 6-31 Tubería de acero recubierta de vidrio*

Tamaño in	Diámetro exterior, in	Diámetro interior aproximado in	Intervalo de longitudes estándar, in	
			Mínimo†	Máximo††
1 1/2	1.875	1.50	3 1/2	120
2	2.375	1.95	4	120
3	3.500	2.95	4 1/2	120
4	4.500	3.90	4 1/2	120
6‡	6.625	5.95	5	120
8‡	8.625	7.85	5 1/2	120

*Fuente: *Pfaudler Company, division of Sybron Corp.* Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4. Los carretes de tubería de longitud estándar están disponibles en los siguientes incrementos de longitud:

Para longitudes, in	Longitudes estándar disponibles en incrementos de longitud, in
3 1/2—6	1/2
6—8	2
8—10	1
10—12	2
12—120	6

†Los espaciadores están disponibles a incrementos de 1/2 in para longitudes menores que las longitudes mínimas de carretes mostradas en la tabla.

‡Las longitudes de carretes menores de 120 in están disponibles pero no normalizados.

Para las presiones muy bajas, hay tuberías de extremos de rebordes, equipadas con acoplamiento del tipo de banda de perno simple.

Tuberías de acero recubiertas de vidrio Esta tubería es totalmente resistente a todos los ácidos, excepto los ácidos fluorhídrico y fosfórico concentrado, a temperaturas hasta de 121°C (250°F). También es resistente a las soluciones alcalinas a temperaturas moderadas. La tubería de acero recubierta de vidrio se puede utilizar a temperaturas hasta de 232°C (450°F) en condiciones donde no existan cambios bruscos de ellas. La presión de operación de tuberías de esta clasificación es 1 MPa (150 lbf/in^2). El recubrimiento de vidrio tiene un espesor aproximado de 1.6 mm (1/16 in). Esta tubería se obtiene recubriendo tubería de acero cédula 40. También existen accesorios de hierro colado, hierro dúctil y acero, recubiertos de vidrio. Las dimensiones recomendables para los accesorios dependen del material del sustrato. Las tuberías estándar para esta clasificación se encuentran en tamaños nominales de 1 1/2 a 8 in. La tubería de mayor diámetro existente es de 48 in, sobre pedido. El intervalo de longitudes estándar disponible es en general en tamaños de 1 1/2 a 4 in. En la tabla 6-31 se pueden consultar datos sobre estas tuberías. Las bridas divididas de acero, diseñadas especialmente por Pfaudler, se ajustan a lo establecido en ANSI Clase 150 y se emplean para el montaje de estas tuberías.

Tuberías de porcelana química Las tuberías, los accesorios y las válvulas de porcelana química, hechas de material denso y no poroso y cocidas a 1230°C (2250°F), son inertes a todos los ácidos excepto el fluorhídrico, pero no son recomendables para los álcalis. Las superficies, excepto donde se esmerilan para recibir los empaques, se suelen vidriar para facilitar la limpieza. Se recomiendan presiones de trabajo de 0.3 a 0.7 MPa (50 a 100 lbf/in^2) para las válvulas y las tuberías. Se pueden emplear temperaturas de 200°C (400°F) o más, pero se deben evitar los choques térmicos repentinos.

Bridas de hierro colado Se fijan permanentemente a la porcelana bridas de hierro colado (ANSI B16.1, de 125 lb, con espaciamiento por pernos), con cemento resistente a los ácidos, de alta resistencia. También hay válvulas de globo, tapas, reductores, cruces, tes y codos de 90° y 45° de porcelana química bridada. Se produce porcelana química blindada con tela de fibra de vidrio de 1.5 a 2.4 mm (1/16 a 3/32 de in) impregnada y cementada a la porcelana mediante cemento plástico. El blindaje es continuo de extremo a extremo y pasa por debajo de las bridas. Evita los agrietamientos de la porcelana y, en el caso de que este material se agriete, evita la ruptura.

Tuberías de sílice o cuarzo fundido Se pueden obtener tubos y tuberías opacas o transparentes de sílice o cuarzo fundido con 99.8% de dióxido de silicio. Su punto de fusión es de 1710°C (3100°F). La resistencia a la tensión es de aproximadamente 48 MPa (7000 lbf/in^2), la densidad relativa es de aproximadamente 2.2. Los tubos y las tuberías se pueden utilizar continuamente a temperaturas de hasta 1000°C (1830°F), y de manera intermitente hasta 1500°C (2730°F). Las ventajas principales del material son la no contaminación de la mayor parte de los productos químicos en servicios a altas temperaturas, la resistencia a los choques térmicos y las características de aislamiento eléctrico a altas temperaturas.

Se producen tubos transparentes con diámetros internos de 1 a 125 mm en toda una gama de espesores de paredes. Hay tubos de superficie satinada en diámetros internos de 1/16 a 2 in y tubos y tuberías de superficies arenosas con diámetros internos de 1/2 a 24 in y longitudes de hasta 6 m (20 ft). Se pueden obtener tubos y tuberías de superficie arenosa en espesores de paredes que varían de 1/8 a 1 in. Las secciones de tuberías y tubos de cuarzo o sílice fundido, tanto opacas como transparentes, se pueden esmerilar con facilidad por maquinado, hasta las tolerancias específicas para las juntas de presión u otros fines. Asimismo, los tubos y las tuberías de sílice fundido se pueden reprocesar para satisfacer requisitos especiales de diseño. Para obtener los detalles específicos es preciso consultar a los fabricantes.

Tuberías de madera y acero recubierto de madera Para las tuberías de madera, los materiales más comunes son la madera de ciprés, secoya, pino blanco y abeto de Canadá. Las tuberías de acero recubiertas de madera son apropiadas para temperaturas de hasta 82°C (180°F) y presiones de 1.4 MPa (200 lbf/in^2) para el tamaño de 4 in, hasta 0.86 MPa (125 lbf/in^2) para el tamaño de 10 in, y 0.7 MPa (100 lbf/in^2) para los tamaños mayores de 10 in. Para las chimeneas y otros empleos si-

milares, las tuberías de duelas de madera con varillas al centro de 0.3 m (1 ft) son las más satisfactorias, porque permiten el apretamiento periódico. Los plásticos reforzados han sustituido en años recientes a las tuberías de madera en la mayor parte de las aplicaciones.

Tuberías de acero recubiertas de plástico y caucho El empleo de diversos polímeros como recubrimientos para tuberías de acero en lugar de los sistemas de tuberías, resuelve los problemas relativos a la baja resistencia de tensión de los polímeros a temperaturas elevadas y la elevada dilatación térmica, en comparación con el acero. La capa exterior de acero permite un espaciamiento mucho más amplio de los soportes, juntas bridadas apropiadas y temperaturas y presiones más altas en las tuberías. La gama de tamaños va de 1 a 12 in. Los sistemas llevan bridas de hierro colado de 125 lb, hierro dúctil de 150 lb y acero de 150 y 300 lb. Los recubrimientos se instalan en la fábrica tanto en los accesorios como en las tuberías. Se dispone de longitudes de hasta 6 m (20 ft). Existen también llaves ciegas y válvulas recubiertas de diafragma, de bola y retención.

Uno de los métodos de fabricación consiste en insertar el recubrimiento en un tubo de acero de tamaño excesivo, aproximadamente de cédula 40, el tubo de acero y el empaque producen al ensamblarse una tubería de hierro con tamaño de diámetro externo firmemente sujeto al recubrimiento, el cual se proyecta hacia ambos extremos de la tubería. A continuación, se atornillan bridas sobre la tubería y el recubrimiento que se proyecta se abocina en caliente sobre las bridas, casi hasta llegar a los orificios de los pernos. En otro método, el recubrimiento se introduce en la tubería de acero que tiene solapas abocinadas en frío y apoyadas en bridas en los extremos, para abocinarse en caliente a continuación sobre las caras de las solapas. Los tramos de tuberías hechos por cualquiera de esos métodos se pueden acortar sobre el terreno y reabocinar con herramientas y procedimientos especiales. Existen espaciadores cuadrados y cónicos para ajustar las pequeñas discrepancias de montaje.

Saran Los recubrimientos de Saran (Dow Chemical Co.), de cloruro de polivinilideno, tienen una excelente resistencia al ácido clorhídrico. La temperatura máxima es de 80°C (175°F).

Polipropileno Se utilizan recubrimientos de polipropileno (Hercules Inc.) para servicio con ácido sulfúrico. A una concentración del 10 al 30%, el límite superior de temperatura es de 93°C (200°F). En la gama de concentración del 50 al 93%, dicha temperatura cae de 66 a 24°C (150 a 75°F).

Kynar Los recubrimientos de Kynar (Pennwalt Chemicals Corp.), de fluoruro de vinilideno se utilizan para muchos productos químicos incluyendo bromo y ácido clorhídrico al 50%.

Tuberías de acero con recubrimientos de TFE, PFA y FEP Existen tuberías de acero con recubrimiento de TFE, PFA y FEP, en tamaños de 1 a 12 in y longitudes de hasta 6 m (20 ft). Los recubrimientos no se ven afectados por las concentraciones de ácidos, álcalis o disolventes, pero se requieren orificios o estrías internas en la tubería de acero para liberar los gases que penetran por los forros. Se debe consultar a los fabricantes antes de utilizar este tipo de tuberías para servicios de vacío. La experiencia ha demostrado que los límites prácticos superiores de temperatura son de 204°C (400°F) para el TFE (politetrafluoruroetileno) y PFA (perfluororoalcoxyl) y 149°C (300°F) para FEP (polímero de fluoroetileno); se utilizan válvulas y accesorios de hierro dúctil o acero, bridados y recubiertos, de 150 lb y 300 lb. Las propiedades no adhesivas del recubrimiento hacen que sea ideal para el manejo de sustancias pegajosas o viscosas. El espesor del recubrimiento varía de 1.5 a 3.8 mm (60 a 150 mil), dependiendo del tamaño de la tubería. Sólo se emplean juntas bridadas.

Tuberías recubiertas de caucho Las tuberías recubiertas de caucho se hacen en tramos de hasta 6 m (20 ft) con tuberías sin costura, rectas con costuras soldadas y algunos tipos de soldadura en espiral, utilizando diversos tipos de caucho natural y sintético adhesivo. El tipo de caucho se escoge para proporcionar el recubrimiento más adecuado para el servicio específico. En general, se utiliza caucho blando para la resistencia a la abrasión, semiduro para servicios generales y duro para las condiciones más exigentes de servicio. Existen combinaciones y recubrimientos de capas múltiples de caucho duro y blando. El espesor del recubrimiento va de 3.2 a 6.4 mm (1/8 a 1/4 de in) dependiendo del servicio, el tipo de caucho y el método de recubrimiento. Existen accesorios bridados de acero vaciado, hierro dúctil y hierro colado, con recubrimiento de caucho. Los accesorios los adquiere normalmente el distribuidor puesto que es esencial la ausencia de porosidad en la superficie interna. Las tuberías se bridan antes de recibir el recubrimiento de caucho y se pueden incluir tes y codos para soldar en un extremo del tramo de tubería, sujetos a las condiciones de que el tamaño de la tubería y la ubicación de los accesorios sean tales que el encargado del recubrimiento pueda poner una mano en cualquier punto de la superficie interior del accesorio. Las soldaduras se deben esmerilar lisas en la parte interior y se requiere un radio en el borde interno de la cara de las bridas.

El recubrimiento de caucho se extiende sobre la cara de las bridas. Cuando se utiliza recubrimiento de caucho duro, se requiere un empaque. Con recubrimiento de caucho blando se necesita una cubierta o lámina de polietileno en lugar de empaque, para evitar el enlace del recubrimiento de una brida con el de la otra y permitir el desmontaje de la junta bridada. Asimismo, para presiones de más de 0.86 MPa (125 lbf/in^2) la tendencia de los recubrimientos de caucho blando a la extrusión hacia el exterior entre las bridas se puede evitar terminando el recubrimiento dentro de los orificios de los pernos y llenando el resto del espacio entre las caras de las bridas con un espaciador de masonita del espesor adecuado. Existen válvulas de retención, de diafragma y de compuerta, recubiertas de caucho duro. En las válvulas de compuerta, el vástago, el conjunto de cuña y los anillos de asiento, y en las válvulas de retención, el pasador de bisagra, el brazo de chapaleta, el disco y el anillo de asiento se deben hacer de un metal resistente a la solución que se maneja.

Tuberías de plástico En contraste con otros materiales de tubería, las de plástico están libres de corrosión interna y externa, se pueden cortar y unir con facilidad y no provocan corrosión galvánica cuando se unen a otros materiales. Los esfuerzos permisibles y los límites de temperatura superiores son bajos. La operación normal está en la gama de flujos. Los fluidos para los que no es apropiada una tubería de plástico la penetran y ablandan, en lugar de disolver las capas superficiales. Los coeficientes de expansión térmica son altos. La utilización de la tubería termoplástica en servicios con materias inflamables superficiales está prohibida por el código.

El espaciamiento de soporte debe ser mucho más cercano que para las tuberías de acero al carbono. Al aumentar la temperatura, el esfuerzo permisible para muchas tuberías de plástico disminuye con mucha rapidez y el calor de los rayos del Sol o los equipos adyacentes calientes y no aislados tienen efectos marcados. El buen uso de tuberías de plástico subterráneas, desde el punto de vista económico, no indica necesariamente que se puedan obtener economías similares con sistemas de tuberías sobre el terreno y al aire libre.

La tubería de plástico se utiliza mucho para instrumentos que cuentan con conexiones de señal de aire.

Los métodos de unión incluyen juntas a rosca con dimensiones IPS, juntas soldadas mediante disolventes, juntas fundidas por calor y accesorios de inserción. Se han utilizado las cédulas 40 y 80 (véase la tabla 6-6) como fuentes para normalizar las dimensiones de las juntas. Existen algunos plásticos en varios grados con esfuerzos permisibles que varían en un factor de 2 a 1. Para el mismo plástico, una tubería de cédula 40 de $^1/_2$ in del grado más fuerte puede tener cuatro veces la presión interna admisible del grado más débil de una tubería de cédula 40 y 2 in. Por esta razón, la industria de tuberías de plástico está adoptando relaciones estándar de dimensiones (aproximadamente la misma relación del diámetro respecto al espesor de paredes, a lo largo de una gama amplia de tamaño de tuberías).

La ASTM y el Plastics Pipe Institute, division de la Society of the Plastics Industry, establecieron identificaciones para las tuberías de plástico en las que el primer grupo de letras identifica al material, los dos números siguientes el grado de ese plástico y los dos últimos números el esfuerzo de diseño lo más aproximadamente a 0.7 MPa (100 lbf/in^2) unitaria y a 23°C (73.4°F).

Polietileno Existen tubos y tuberías de polietileno (PE) en tamaño de 42 in y menores. Tienen una excelente resistencia a la temperatura ambiente, a las sales, los hidróxidos de sodio y amonio y los ácidos sulfúrico, nítrico y clorhídrico. Se producen tubos y tuberías por extrusión de resinas cuya densidad varía con el proceso de fabricación. Las propiedades físicas y, por consiguiente, el espesor de las paredes, dependen de la resina que se utilice. Se agrega aproximadamente un 3%

de negro de carbón para proporcionar resistencia a la luz ultravioleta. El empleo de resinas de mayor densidad reduce las aberturas y los orificios que se producen en servicios e incrementa la resistencia del material y la temperatura máxima de servicio.

El ASTM D2104 cubre tuberías PE en tamaños de $^1/_2$ a 6 in, con diámetros externos e internos IPS de cédula 40, para juntas de inserción de accesorios. El ASTM D2239 cubre cinco razones de dimensiones estándar de tuberías en tamaños de $^1/_2$ a 6 in, con diámetro interno IPS de cédula 40 para juntas de inserción de accesorios. El ASTM D2447 cubre tamaños de 1/2 a 12 in con diámetro externo e interno IPS de cédula 40 y 80, para uso con accesorios del tipo ensamblado y del tipo de casquillo de fusión térmica. El código ASTM D3035 establece relaciones de dimensiones estándar para tuberías de 1/2 a 6 in con diámetro externo IPS. Todas las especificaciones cubren los cinco materiales PE (véase la Tabla 6-3). En el apéndice A, tabla 3 del código se recomiendan límites de temperatura para esfuerzos de diseño hidrostático. El esfuerzo de diseño hidrostático es la tensión máxima que puede aplicarse continuamente, debida a la presión hidrostática del agua, con un alto grado de certeza de que no ocurrirá falla alguna en la tubería. Las tuberías de óxido de polietileno (PEO) orientado biaxialmente (ASTM D3287), tienen un mejor esfuerzo de diseño hidrostático que la de PE.

Las tuberías de polietileno para agua no sufren daño alguno debido a la congelación. Los tubos y las tuberías hasta de 2 in se embarcan en rollos de una longitud de varios cientos de ft.

Las juntas de inserción enclavada (Fig.6-124) se emplean para tubería de plástico flexible hasta un tamaño de 2 in. La fricción entre la tubería y el lomo se desarrolla tanto forzando el lomo de la tubería o apretando la banda. Cuando se trate de tubería de mayores dimensiones, que tienen paredes más gruesas, estos métodos no desarrollarán una fricción adecuada. También las juntas tienen una alta caída de presión. Existen bandas de acero inoxidable. En el mercado se pueden adquirir insertos de nylon, polipropileno y diversos metales. Un empleo significativo para las tuberías de PE y PP es la técnica de rehabilitación de líneas de tubería deterioradas, recubriéndolas con tubería plástica. El recubrimiento de una tubería con otra de plástico, tiene la ventaja del costo sobre la sustitución del recubrimiento, especialmente cuando la sustitución del viejo recubrimiento requiere excavación.

Cloruro de polivinilo Existen tubos y tuberías de cloruro de polivinilo (PVC) y cloruro de polivinilo clorado (CPVC) en tamaños de 12 in y menores para el PVC y de 4 in y menores para el CPVC. Tienen una excelente resistencia a la temperatura ambiente, a las sales, al hidróxido de amonio y al ácido sulfúrico, al nítrico, al acético y al clorhídrico; pero pueden sufrir daños mediante las cetonas, los aromáticos y algunos hidrocarburos clorados.

En el grupo de especificaciones ASTM para tubería de PVC se incluyen cinco tipos de tuberías cuyos materiales tienen resistencia química, resistencia al impacto y esfuerzo de diseño hidrostático. Aunque todos estos materiales tienen una temperatura mínima recomendada de –18°C (0°F) (véase la Tabla 6-3), los materiales de los códigos PVC 1120 y 1220 llegan a ser frágiles a 4°C (40°F) y menores; por otra parte, los materiales de los códigos PVC-2110, 2112 y 2216 tienen mayor resistencia al impacto pero un menor esfuerzo de diseño hidrostático a temperaturas elevadas. El código PVC-2120 tiene la mejor combinación de las dos propiedades. En el apéndice A, Tabla 3 del código se especifican los esfuerzos de diseño hidrostático permisibles, aunque no se prevé ningún esfuerzo para temperaturas superiores a 38°C (100°F). Los esfuerzos de diseño hidrostático a 23°C (73.4°F) son 13.8 MPa (2000 lbf/in^2) para PVC-1120, 1220 y 2120, 11.0 MPa (1600 lbf/in^2) para PVC-2116 y CPVC-4116, 8.6 MPa (1250 lbf/in^2) para PVC-2116, y 6.9 MPa (1000 lbf/in^2) para PVC-2110. En ASTM D1785 se cubren tamaños de 1/8 a 12 in de tubería PVC en cédulas IPS 40, 80 y 120, excepto para cédula 120 que empieza en 1/2 in y no es IPS para tamaños de 1/2 a 3 in. En ASTM D2241 se cubre el mismo intervalo, pero con un diámetro externo IPS y siete relaciones de dimensión estándar: 13.5, 17, 21, 26, 32.5, 41 y 64.

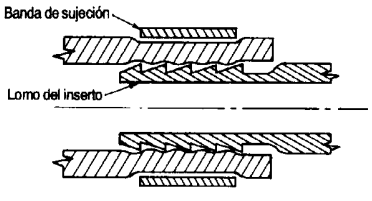


FIG. 6-124 Junta de inserto comprimido.

ASTM D2513 abarca tuberías en tamaños de 1/2 a 12 in en diámetros externos IPS y diámetros de tubería de plástico de $^1/_2$ a $1^3/_4$ de in con relaciones de espesor de pared estándar. Este tipo de tubería se destina para servicios de gas. ASTM D2672 abarca tuberías de extremo acampanado en tamaños de 1/8 a 8 in en cédula IPS 40, diámetro exterior IPS y las mismas relaciones de dimensión estándar para espesores de pared que en ASTM D2241. La tubería se une por cementación. ASTM 2740 se refiere a tuberías de PVC en diámetros de 1/2 a $1^1/_4$ de in con relaciones de espesor de pared estándar.

Las juntas unidas con disolventes (Fig.6-109) son estándar; pero a veces se utilizan juntas atornilladas con tuberías de cédula 80. Las juntas cementadas no se deben tocar durante cinco minutos y alcanzan la resistencia total en un día. Debido a las diferencias de dilatación térmica, las juntas entre las tuberías PVC y las de tuberías metálicas deben tener bridas, utilizando una brida PVC en la tubería PVC y un empaque de cara completa. Existen bridas con perforaciones ANSI D16.5, de 150 lb. Existen en PVC válvulas de bola y válvulas de bola de tipo Y, así como también de diafragma.

Polipropileno Las tuberías y los accesorios de polipropileno tienen una excelente resistencia a la mayor parte de los ácidos minerales y orgánicos comunes y sus sales, los álcalis fuertes y débiles y muchos productos químicos orgánicos. Existen en tamaños de 1/2 a 6 in cédulas 40 y 80, pero no se cubren como tales en las especificaciones de la ASTM.

Tuberías de resina termoendurecida reforzada (RTR) La resina epóxica reforzada con vidrio tiene una buena resistencia a los ácidos no oxidantes, los álcalis, el agua salada y los gases corrosivos. El refuerzo de vidrio es muchas veces más fuerte a la temperatura ambiente que los plásticos, no pierde resistencia al aumentar la temperatura y refuerza a la resina eficientemente hasta 149°C (300°F) (véase la Tabla 6-5 para límites de temperatura). El refuerzo de vidrio se sitúa cerca de la pared exterior, protegido del contenido por una pared gruesa de resina y de la atmósfera, por una pared delgada de resina. Los tamaños normales son de 2 a 12 in.

La tubería se suministra en tramos de 6 y 12 m (20 y 40 ft). Se destina a los tramos rectos largos, en lugar de los sistemas que contengan muchos accesorios. Cuando se corta la tubería a longitudes que no sean de fábrica, deberá cortarse cuidadosamente para evitar el agrietamiento de la zona plástica interior. Se puede utilizar un cemento de dos componentes para unir tramos en bridas o acoplamientos de casquillo o en accesorios de juntas cementadas. El fraguado del cemento es sensible a la temperatura; fragua hasta la resistencia total en 45 minutos a 93°C (200°F), en 12 horas a 38°C (100°F) y en 24 horas, a 10°C (50°F). Se utilizan mucho los preensamblajes bridados de fabricación. Sólo se emplean juntas bridadas para la unión con sistemas de tuberías metálicas. En comparación con otros plásticos, la relación del costo de los accesorios respecto al de la tubería es muy elevada: Existen accesorios bridados y de juntas cementadas. Se utilizan válvulas bridadas, recubiertas y metálicas.

La tubería de RTR es más flexible que la metálica, por lo que requiere un espaciamiento menor entre los soportes. Aunque las recomendaciones para el espaciamiento varían de un fabricante a otro y también de acuerdo con el tipo de producto a manejar, en la tabla 6-32 se muestran los intervalos comunes de espaciamiento de los apoyos. El fabricante debería ser consultado respecto al espaciamiento recomendado de los apoyos para la construcción tubería-pared que se va a emplear.

TABLA 6-32 Intervalos de espaciamiento típico de sostenes recomendados para tuberías de resina termofija reforzada (RTR)

Tamaño nominal de la tubería, in	2	3	4	6	8	10	12
Intervalo del espaciamiento entre sostenes, ft	5-8	6-9	6-10	8-11	9-13	10-14	11-15

NOTA: Consúltese al fabricante de la tubería para determinar el espaciamiento recomendado entre sostenes para tuberías específicas tipo RTR. Los valores tabulados se basan en una gravedad específica de 1.25 para el contenido de la tubería. Para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048.

La resina epóxica tiene una resistencia superior a las temperaturas altas que las resinas de poliéster, pero no es tan resistente a los ataques de algunos fluidos. Algunas tuberías de resina epóxica con refuerzo de vidrio se hacen con un recubrimiento de resina de poliéster. El coeficiente de dilatación térmica de las tuberías de resina reforzadas con vidrio es más alto que el del acero al carbono, pero mucho menor que el de los materiales plásticos.

Los sistemas de tuberías de resina de poliéster con refuerzo de vidrio son los más usuales. Hay gran variedad de resinas de poliéster. Las resinas de bifenol resisten los ácidos fuertes, al igual que las soluciones alcalinas. El intervalo de tamaños va de 2 a 12 in y el intervalo de temperaturas aparece en la tabla 6-5. Los diámetros no están normalizados. Se utilizan juntas de casquillos cementados con adhesivos y juntas ensambladas y reforzadas, de tendido manual. Para estas últimas, el refuerzo consiste en capas de tela de fibra de vidrio, saturadas con cemento adhesivo.

Haveg 41NA Éste es un plástico termoendurecido patentado, consistente de una resina de fenol-formaldehído y relleno de silicato sin asbesto. Se proporciona en la forma de accesorios y tuberías con varios tipos de juntas y es resistente a la mayor parte de los productos químicos ácidos, sobre todo al ácido clorhídrico. Las juntas estándar utilizan bridas cortadas de hierro colado, colocadas en estrías cónicas, maquinadas en la parte exterior de la tubería. Se puede obtener una herramienta de rectificación y estriado. Las longitudes estándar son de 1.2 m (4 ft) en los tamaños de 1/2 y 3/4 de pulgada y de 3 m (10 ft) en todos los demás tamaños.

Las bridas tienen perforaciones según el Código ANSI B16.5, con la excepción de que los orificios de los pernos son menores. En la figura 6-125 se muestran relaciones de presión y temperatura para tuberías de paredes estándar con juntas ordinarias. También existen tuberías y accesorios con juntas de manguito o collar cementadas, para utilizarse en donde la corrosión externa pueda destruir las bridas de hierro colado. Hay válvulas de globo del tipo Y, de diafragma y de retención.

Haveg 61NA Ésta es una tubería patentada con resina de alcohol furfurílico y formaldehído con relleno de silicato sin asbesto, resistente a la mayor parte de los ácidos, pero con muchas reservas en relación con el hidróxido de sodio. También es resistente a muchos hidrocarburos, compuestos orgánicos halogenados y ácidos orgánicos. En la figura 6-125 se muestran algunas relaciones presión-temperatura para tubería de este material. La compañía Maurice A. Knight proporciona también tubería de resina de furfural.

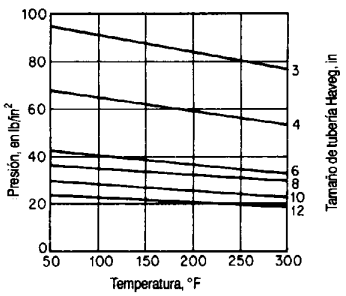


FIG. 6-125 Relaciones de presiones y temperaturas operacionales para tuberías y accesorios de Haveg 41NA y 61NA (°F - 32)5/9 = °C; para convertir libras fuerza por pulgada cuadrada en kilopascales, multiplíquese por 6.895; para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

DISEÑO DE SISTEMAS DE TUBERÍAS

Seguridad La seguridad se puede definir como la estipulación de medidas de protección que se requieren para asegurar una operación sin riesgos de un sistema propuesto de tubería. Entre las consideraciones generales a evaluar deberían contarse las siguientes: **1)** las características peligrosas del fluido a manejar, **2)** la cantidad de fluido que escapará a consecuencia de una falla en la tubería, **3)** el efecto de una falla (p. ej., pérdidas de agua de enfriamiento) en la seguridad de toda la planta, **4)** evaluación de los efectos de una reacción con el medio ambiente (p. ej., la posibilidad de una fuente de ignición cercana), **5)** el probable grado de exposición del personal de operación o mantenimiento, y **6)** la seguridad de la tubería, según los materiales de construcción, métodos de unión y el servicio que recibirá la tubería.

La evaluación de los requisitos de seguridad puede incluir protección técnica contra posibles fallas, como aislamiento térmico, armadura, vallas y disminución de la protección contra vibraciones graves, martillos de agua o condiciones de operación cíclicas. La protección del personal y accesorios, como válvulas, juntas bridadas y mirillas de vidrio no deberá pasarse por alto. La necesidad de medios de apagado o control de flujo cuando ocurra una falla, como válvulas de bloqueo o de exceso de flujo, también deberá considerarse.

Clasificación de los servicios de fluidos El código se aplica a los sistemas de tuberías ilustrados en la figura 6-86, pero se han seleccionado dos categorías de servicios de fluidos para someterlos a una consideración especial. Éstos son los siguientes:

Servicio de fluido de categoría D, definido como "un servicio que se aplica a las siguientes condiciones: 1) el fluido a manejar no es inflamable ni tóxico; 2) la presión manométrica de diseño no es mayor de 1 MPa (150 psi); y 3) la temperatura de diseño se encuentra entre −29°C (−20°F) y 182°C (360°F)".

Servicio de fluido de categoría M, definido como "un servicio en el que la sencilla exposición a una pequeña cantidad de fluido tóxico, causado por una fuga, puede producir un daño irreversible en las personas al respirar o al tener contacto directo, aun cuando se tomen medidas de auxilio inmediatas".

El código asigna al propietario la responsabilidad de identificar todos los servicios de fluido que se encuentren dentro de las categorías D y M. Los requisitos de diseño y fabricación de tuberías para servicio de tóxicos de clase M se encuentran fuera del alcance de este *Manual del Ingeniero Químico*. Véase ANSI B31.3-1976, capítulo VIII.

Condiciones de diseño Las definiciones de temperaturas, presiones y otros aspectos aplicables al diseño de sistemas de tuberías se muestran a continuación.

Presión de diseño La presión de diseño de un sistema de tuberías no será menor que la presión en las condiciones conjuntas más severas de presión y temperatura para el espesor mayor o relación presión-temperatura requerida.

Temperatura de diseño La temperatura de diseño es la temperatura del material representativa para las condiciones conjuntas más severas de presión y temperatura. Cuando se trate de tubería metálica no aislada con fluido a una temperatura inferior a 38°C (100°F), la temperatura del metal será considerada como la temperatura del fluido.

Cuando un fluido se encuentre a una temperatura igual o superior a 38°C (100°F) y la tubería no tenga aislamiento externo, la temperatura del metal será tomada como un porcentaje de la temperatura del fluido, a menos que se determine una temperatura más baja por experimentación o cálculo. Para tubería, válvulas roscadas y con extremos soldados, accesorios y otros componentes con un espesor de pared comparable al de esa tubería, el porcentaje será de 95%; para bridas y válvulas y accesorios bridados, será de 90%; para bridas con junta de solapa será de 85%; y para pernos, de 80%.

Cuando el sistema tenga aislamiento externo, la temperatura del metal será la que tenga el fluido que se maneje, a menos que existan datos de servicio proporcionados por el fabricante, resultados de experimentos o cálculos que justifiquen valores más bajos. Cuando se trate de tubería aislada internamente, la temperatura del metal se calculará o se obtendrá por experimentación.

Influencias ambientales Cuando el enfriamiento provoque vacío en la línea, el diseño debe estipular algún rompedor de vacío o presión externa; también debe considerarse la expansión térmica de objetos atrapados entre las válvulas cerradas o entre ellas. La tubería no metálica, recubierta o no, puede requerir protección cuando la temperatura ambiente exceda la temperatura de diseño.

La característica de ciertos servicios es la variación ocasional de la presión o temperatura, o ambas variables por abajo de los niveles de operación, pero no deben tomarse en cuenta estas variaciones si se han cumplido los criterios citados a continuación. Por otra parte, las condiciones más graves de presión y temperatura coincidentes durante la variación serán las que se empleen para establecer las condiciones de diseño. (La aplicación de presiones que excedan las relaciones presión-temperatura de las válvulas puede causar la pérdida de hermeticidad del asiento o hacer más difícil la operación. Esto es responsabilidad del propietario.)

Se deben satisfacer todos los siguientes criterios:

1. El sistema no debe tener componentes de hierro colado u otro metal no dúctil expuestos a presión.

2. Los esfuerzos nominales de presión no deben exceder el esfuerzo elástico a la temperatura especificada (véase la Tabla 6-37 y los datos de S_y en el Código ASME Sección VIII. División 2).

3. Los esfuerzos longitudinales combinados S_L no deben exceder los límites establecidos en el código (véase la presión de diseño de los componentes de la tubería, para establecer los límites de S_L).

4. El número de ciclos (variaciones) no debe exceder el valor 7000 durante la vida del sistema de tubería.

5. Las variaciones ocasionales por encima de lo establecido en las condiciones de diseño deben estar dentro de uno de los límites siguientes para el diseño de la presión.

a) Cuando la variación no persista un tiempo superior a 10 h en cada ocasión y 100 h por año, se podrá exceder la relación de presión o el esfuerzo permisible para la presión de diseño a la temperatura de la condición incrementada en un valor no mayor a 33%.

b) Cuando la variación no persista más de 50 h en cada ocasión y 500 h por año, se podrá exceder la relación de presión o el esfuerzo permisible para el diseño de presión a la temperatura de la condición incrementada en un valor no mayor al 20%.

Efectos dinámicos El diseño de estos sistemas debe contar con prevenciones contra impacto (como choques hidráulicos, etc.), viento (cuando la tubería esté expuesta a él), terremotos (véase ANSI A58.1), reacciones de descarga y vibraciones (de tuberías y soportes).

Las consideraciones respecto al peso deben incluir: **1**) cargas vivas (contenido, hielo y nieve), **2**) cargas muertas (tubería, válvulas, aislamiento, etc.), y **3**) cargas de prueba (fluidos de prueba).

Las cargas de expansión y contracción térmica ocurren cuando un sistema de tubería se previene contra la expansión o contracción térmica libre, a causa de los artificios de sujeción, los cambios bruscos de temperatura o la irregular distribución de temperatura a causa de la inyección de líquido frío que golpea la pared de una tubería que contiene gas caliente.

Criterios de diseño: tuberías metálicas

El código utiliza tres métodos diferentes para abordar el diseño, como sigue:

1. Prevé la utilización de componentes dimensionalmente normalizados en sus relaciones de presiones y temperaturas.

2. Proporciona fórmulas de diseño y esfuerzos máximos.

3. Prohíbe la utilización de materiales, componentes o métodos de montaje en ciertas condiciones.

Componentes que tienen relaciones de presión-temperatura específicas Éstas se encuentran en las normas ANSI, API e industriales, y son aceptables para presiones y temperaturas de diseño, a menos que estén limitadas por el código. En el apéndice E del código se proporciona una lista de componentes estándar. Las siguientes tablas de relaciones abarcan los componentes más utilizados, y se toman del documento original con permiso del editor, la ASME, New York; en la tabla 6-33 se proporciona una lista de relaciones presión-temperatura para bridas, accesorios bridados y válvulas bridadas; y la tabla 6-34 proporciona una lista de presiones de prueba hidrostática de corteza para bridas, accesorios bridados y válvulas bridadas. Las juntas bridadas, válvulas bridadas en la posición abierta y los accesorios bridados pueden someterse a pruebas hidrostáticas a una presión que no exceda el valor de la presión de prueba hidrostática de corteza. Las válvulas bridadas en la posición cerrada pueden someterse a una prueba hidrostática a una presión que no sea superior al 110% de la relación para 100°F de la válvula, a menos que el fabricante especifique otro límite.

En las tablas 6-35 y 6-36 se especifican las relaciones de presión-temperatura para juntas soldadas para tubería de cobre.

Componentes sin relaciones de presión-temperatura específicas Los componentes como tuberías y accesorios soldados a tope se elaboran por lo general con espesores nominales. Los accesorios están calculados con las mismas presiones permisibles que las establecidas para tubería del mismo espesor nominal y, junto con la tubería, están considerados por las reglas para diseño de presión y otras previsiones del código.

Diseño de presión de componentes metálicos: Espesor de las paredes La evaluación del esfuerzo de presión externa de las tuberías es la misma que para los recipientes de presión; sin embargo, existe una diferencia importante cuando se establece una presión de diseño y un espesor de las paredes para la presión interna, como resultado del requisito del ASME Boiler and Pressure Vessel Code, de que el ajuste de la válvula de purga no debe ser superior a la presión del diseño. Para los recipientes, esto quiere decir que el diseño es para una presión de 10% más o menos por encima de la presión de operación máxima esperada, con el fin de evitar las fugas de la válvula durante el funcionamiento normal. No obstante, en las tuberías, la temperatura y la presión de diseño se consideran como la combinación máxima esperada de presión de operación y temperatura, que dan como resultado el espesor máximo. Las condiciones operacionales incrementadas temporalmente y que se vieron antes bajo el encabezado de "Criterios de diseño", cubren el funcionamiento temporal a presiones que hacen que las válvulas de alivio tengan fugas o se abran por completo. El código contiene las especificaciones de esfuerzos permisibles para casi 1000 materiales diferentes. Por conveniencia, en la tabla 6-37 sólo se muestran los esfuerzos permisibles de los materiales más utilizados.

Para **tuberías metálicas rectas con presiones internas,** la fórmula para el espesor mínimo de pared que se requiere, t_m, se da a continuación y es aplicable para razones de D_o/t mayores de seis. Las ecuaciones más conservadoras de Barlow y Lamé pueden ser también utilizadas. La ecuación 6-37 incluye un factor Y que varía con el material y la temperatura para considerar la redistribución de esfuerzos perimetrales que se producen con flujo en estado estacionario a altas temperaturas y permite espesores ligeramente menores en este intervalo.

$$t_m = \frac{PD_o}{2(SE + PY)} + C \qquad (6\text{-}37)$$

en donde (en unidades congruentes)

P = presión de diseño
D_o = diámetro exterior de la tubería
C = suma de tolerancias dejadas por la corrosión, la erosión y cualquier profundidad de la muesca o estriado. Para los componentes a rosca, la profundidad es h del ANSI B2.1 y para los componentes estriados, la profundidad es la retirada (más 1/64 in, cuando no se especifique ninguna tolerancia)
SE = esfuerzo permisible (véase la tabla 6-37)
S = esfuerzo básico permisible para los materiales, excluyendo juntas, materiales fundidos o factores de calidad de grado estructural.

TABLA 6-33 Temperatura y presión nominales para bridas, accesorios con bridas y válvulas con bridas, de materiales típicos,[4] lbf/in²

Grupo de materiales	1.1	1.5	1.9	1.10	1.13	2.1	2.2	2.3	2.6	2.7
Temperatura de materiales, °F	Acero al carbón		1, 1¼ Cr, 1/2 Mo	2¼ Cr, 1 Mo	5 Cr, 1/2 Mo	Tipo 304	Tipo 316	Tipo 304 L Tipo 316 L	Tipo 309	Tipo 310
	Normal	C, 1/2 Mo								
Clase 150 lb										
–20 a 100	285	265	290			275	275	230	260	
200	260		260			235	240	195	230	
300	230		230			205	215	175	220	
400			200			180	195	160	200	
500			170				170	145	170	
600			140				140	140	140	
650			125				125	125	125	
700			110				110	110	110	
750			95				95	95	95	
800			80				80	80	80	
850			65				65	65	65	
900			50				50		50	
950			35				35		35	
1000			20				20		20	
Clase 300 lb										
–20 a 100	740	695	750	750	750	720	720	600	670	
200	675	680	710	715	750	600	620	505	605	
300	655	655	675	675	730	530	560	455	570	
400	635	640	660	650	705	470	515	415	535	
500	600	620	640		665	435	480	380	505	
600	550		605			415	450	360	480	
650	535		590			410	445	350	465	
700	535		570			405	430	345	455	
750	505		530			400	425	335	445	
800	410		510		500	395	415	330	435	
850	270		485		440	390	405	320	425	
900	170		450		355	385	395		415	
950	105	280	380		260	375	385		385	
1000	50	165	225	270	190	325	365		335	350
1050			140	200	140	310	360		290	335
1100			95	115	105	260	325		225	290
1150			50	105	70	195	275		170	245
1200			35	55	45	155	205		130	205
1250						110	180		100	160
1300						85	140		80	120
1350						60	105		60	80
1400						50	75		45	55
1450						35	60		30	40
1500						25	40		25	25
Clase 400* lb										
–20 a 100	990	925	1000	1000	1000	960	960	800	895	
200	900	905	950	955	1000	800	825	675	805	
300	875	870	895	905	970	705	745	605	760	
400	845	855	880	865	940	630	685	550	710	
500	800	830	855		885	585	635	510	670	
600	730		805			555	600	480	635	
650	715		785			545	590	470	620	
700	710		755			540	575	460	610	
750	670		710			530	565	450	595	
800	550		675		665	525	555	440	580	
850	355		650		585	520	540	430	565	
900	230		600		470	510	525		555	
950	140	375	505		350	500	515		515	
1000	70	220	300	355	255	430	485		450	465
1050			185	265	190	410	480		390	445
1100			130	150	140	345	430		300	390
1150			70	140	90	260	365		230	330
1200			45	75	60	205	275		175	275
1250						145	245		135	215
1300						110	185		105	160
1350						85	140		80	105
1400						65	100		60	75
1450						45	80		40	50
1500						30	55		30	30

TABLA 6-33 Temperatura y presión nominales para bridas, accesorios con bridas y válvulas con bridas, de materiales típicos,[4] lbf/in² *(Continuación)*

Grupo de materiales	1.1	1.5	1.9	1.10	1.13	2.1	2.2	2.3	2.6	2.7
Temperatura de materiales, °F	Acero al carbón		1, 1¼ Cr, 1/2 Mo	2¼ Cr, 1 Mo	5 Cr, 1/2 Mo	Tipo 304	Tipo 316	Tipo 304 L Tipo 316 L	Tipo 309	Tipo 310
	Normal	C, 1/2 Mo								
Clase 600 lb										
–20 a 100	1480	1390	1500	1500	1500	1440	1440	1200	1345	
200	1350	1360	1425	1430	1500	1200	1240	1015	1210	
300	1315	1305	1345	1355	1455	1055	1120	910	1140	
400	1270	1280	1315	1295	1410	940	1030	825	1065	
500	1200	1245	1285	1280	1330	875	955	765	1010	
600	1095		1210			830	905	720	955	
650	1075		1175			815	890	700	930	
700	1065		1135			805	865	685	910	
750	1010		1065			795	845	670	895	
800	825		1015		995	790	830	660	870	
850	535		975		880	780	810	645	850	
900	345		900		705	770	790		830	
950	205	560	755		520	750	775		775	
1000	105	330	445	535	385	645	725		670	700
1050			275	400	280	620	720		585	665
1100			190	225	205	515	645		445	585
1150			105	205	140	390	550		345	495
1200			70	110	90	310	410		260	410
1250						220	365		200	325
1300						165	275		160	240
1350						125	205		115	160
1400						90	150		90	110
1450						70	115		60	75
1500						50	85		50	50
Clase 900 lb*										
–20 a 100	2220	2085	2250	2250	2250	2160	2160	1800	2015	
200	2025	2035	2135	2150	2250	1800	1860	1520	1815	
300	1970	1955	2020	2030	2185	1585	1680	1360	1705	
400	1900	1920	1975	1945	2115	1410	1540	1240	1600	
500	1795	1865	1925	1920	1995	1310	1435	1145	1510	
600	1640		1815			1245	1355	1080	1435	
650	1610		1765			1225	1330	1050	1395	
700	1600		1705			1210	1295	1030	1370	
750	1510		1595			1195	1270	1010	1340	
800	1235		1525		1490	1180	1245	985	1305	
850	805		1460		1315	1165	1215	965	1275	
900	515		1350		1060	1150	1180		1245	
950	310	845	1130		780	1125	1160		1160	
1000	155	495	670	805	575	965	1090		1010	1050
1050			410	595	420	925	1080		875	1000
1100			290	340	310	770	965		670	875
1150			155	310	205	585	825		515	740
1200			105	165	135	465	620		390	620
1250						330	545		300	485
1300						245	410		235	360
1350						185	310		175	235
1400						145	225		135	165
1450						105	175		95	115
1500						70	125		70	70
Clase 1500* lb										
–20 a 100	3705	3470	3750	3750	3750	3600	3600	3000	3360	
200	3375	3395	3560	3580	3750	3000	3095	2530	3025	
300	3280	3260	3365	3385	3640	2640	2795	2270	2845	
400	3170	3200	3290	3240	3530	2350	2570	2065	2665	
500	2995	3105	3210	3200	3325	2185	2390	1910	2520	
600	2735		3025			2075	2255	1800	2390	
650	2685		2940			2040	2220	1750	2330	
700	2665		2840			2015	2160	1715	2280	
750	2520		2660			1990	2110	1680	2230	
800	2060		2540		2485	1970	2075	1645	2170	
850	1340		2435		2195	1945	2030	1610	2125	
900	860		2245		1765	1920	1970		2075	

TABLA 6-33 Temperaturas y presión nominales para bridas, accesorios con bridas y válvulas con bridas, de materiales típicos,[4] lbf/in² (*Continuación*)

Grupo de materiales	1.1	1.5	1.9	1.10	1.13	2.1	2.2	2.3	2.6	2.7
Temperatura de materiales	Acero al carbón		1, 1¼ Cr, 1/2 Mo	2¼ Cr, 1 Mo	5 Cr, 1/2 Mo	Tipo 304	Tipo 316	Tipo 304 L Tipo 316 L	Tipo 309	Tipo 310
	normal	C, 1/2 Mo								
					Clase 1500 lb*					
950	515	1405		1885	1305	1870	1930		1680	1750
1000	260	825	1115	1340	960	1610	1820		1460	1665
1050			685	995	705	1545	1800		1115	1460
1100			480	565	515	1285	1610		860	1235
1150			260	515	345	980	1370		650	1030
1200			170	275	225	770	1030		495	805
1250						550	910		395	600
1300						410	685		290	395
1350						310	515		225	275
1400						240	380		155	190
1450						170	290		120	120
1500						120	205			
					Clase 2500 lb					
−20 a 100	6170	5785	6250	6250	6250	6000	6000	5000	5600	
200	5625	5660	5930	5965	6250	5000	5160	4220	5040	
300	5470	5435	5605	5640	6070	4400	4660	3780	4740	
400	5280	5330	5485	5400	5880	3920	4280	3440	4440	
500	4990	5180	5350	5330	5540	3640	3980	3180	4200	
600	4560		5040			3460	3760	3000	3980	
650	4475		4905			3400	3700	2920	3880	
700	4440		4730			3360	3600	2860	3800	
750	4200		4430			3320	3520	2800	3720	
800	3430		4230		4145	3280	3460	2740	3620	
850	2230		4060		3660	3240	3380	2680	3540	
900	1430		3745		2945	3200	3280		3460	
950	860	2345	3145		2170	3120	3220		3220	
1000	430	1370	1860	2230	1600	2685	3030		2800	2915
1050			1145	1660	1170	2570	3000		2430	2770
1100			800	945	860	2145	2685		1860	2430
1150			430	860	570	1630	2285		1430	2060
1200			285	460	370	1285	1715		1085	1715
1250						915	1515		830	1345
1300						685	1145		660	1000
1350						515	860		485	660
1400						400	630		370	460
1450						285	485		260	315
1500						200	345		200	200

*Para el grupo 1.1 no se empleen materiales ASTM A181 Grado I o II.

NOTAS:

1. Las relaciones mostradas se aplican a otros grupos de materiales cuando se ha omitido la división de columnas.
2. Las notas de temperaturas para todos los grupos de materiales listados en la tabla 6-33.

Grupo de materiales	Materiales[3] (especificación-grado)	Véanse las notas
1.1	A 105, A 181-II, A 216-WCB, A 515-70	a, h
	A 516-70	a, g
	A 350-LF2, A 537-C1.1	d
1.5	A 182-F1, A 204-A, A 204-B, A 217-WC1	b, h
	A 352-LC1	d, m
1.9	A 182-F11, A 182-F12, A 387-11, C1.2	m, c
	A 217-WC6	j, m
1.10	A 182-F22, A 387-22, C1.2	c
	A 217-WC9	m, j
1.13	A 182-F5a, A 217-C5	m
2.1	A 182-F304, A 182-F304H	n
	A 240-304, A 351-CF8	n, , o
	A 351-CF3	f
2.2	A 182-F316, A 182-F316H, A 240-316	n, o
	A 240-317, A 351-CF8M	n, o
	A 351-CF3M	g
2.3	A 182-F304L, A 240-304L	f
	A 182-F316L, A 240-316 L	g
2.6	A 240-309S, A 351-CH8, A 351-CH20	n, o
2.7	A 182-F310, A 240-310S	k, n
	A 351-CK20	n

a. Permisible pero no recomendado para un empleo prolongado a una temperatura casi superior a 800°F.
b. Permisible pero no recomendado para un empleo prolongado a una temperatura casi superior a 850°F

TABLA 6-33 Temperaturas y presión nominales para bridas, accesorios con bridas y válvulas con bridas, de materiales típicos, [4] lbf/in² (*Continuación*)

c. Permisible pero no recomendado para empleo prolongado a una temperatura casi superior a 1100°F.
d. No debe utilizarse por encima de 650°F.
f. No debe utilizarse por encima de 800°F.
g. No debe utilizarse por encima de 850°F.
h. No debe utilizarse por encima de 1000°F.
i. No debe utilizarse por encima de 1050°F.
j. No debe utilizarse por encima de 1100°F.
k. Para temperaturas mayores de servicio de 1050°F y mayores, debe asegurarse que el tamaño del grano no sea más fino que el ASTM No. 6.
l. Sólo se empleará acero neutralizado a temperaturas superiores a 850°F.
m. Sólo se empleará material normalizado y templado.
n. Cuando se requiera para temperaturas superiores a 100°F, empléese sólo cuando el contenido de carbono sea 0.045 o mayor.
o. Véase ANSI B16.5 para el tratamiento térmico para temperaturas de servicio mayores de 1000°F.
p. Las relaciones en el intervalo de –20 a 100°F dadas para los materiales también se aplicarán a temperaturas menores. Las relaciones para temperaturas bajas de servicio de los materiales colocados o forjados listados en ASTM A352 y A350 serán las mismas que las correspondientes al acero al carbono en el intervalo de –20 a 100°F.
q. Algunos de los materiales listados en las tablas de relaciones sufren un decrecimiento en la resistencia al impacto a temperaturas inferiores a –20°F, hasta un punto en que son incapaces de resistir sin peligro los choques de cargas, cambios repentinos de esfuerzos o alta concentración de esfuerzo.
3. Véase ANSI B16.5, Tabla 1A, para información adicional y notas relativas a materiales específicos.
4. Extraído de ANSI B16.5-1977 y B16.34-1977 Steel Pipe Flanges and Flanged Fittings, con permiso del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York.
5. Un producto que esté bajo la jurisdicción del Código ASME Boiler and Pressure Vessel Code y el Código ANSI B31.1 para tubería a presión, estará sujeto a cualquier limitación de estos códigos. Esto incluye cualquier límite de temperatura máxima para un material o una regla del código que rija el empleo de un material a baja temperatura.
6. $(°F - 32)^5/_9 = °C$; para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada en megapascales, multiplíquese por 0.006895.

TABLA 6-34 Presiones de prueba hidrostática de corteza para bridas, accesorios y válvulas bridadas de materiales típicos*

Grupo de materiales No.	Presiones de prueba de corteza por clase, lbf/in² manométrica						
	150	300	400	600	900	1500	2500
1.1	450	1125	1500	2225	3350	5575	9275
1.5	400	1050	1400	2100	3150	5225	8700
1.9	450	1125	1500	2250	3375	5625	9375
1.10	450	1125	1500	2250	3375	5625	9375
1.13	450	1125	1500	2250	3375	5625	9375
2.1	425	1100	1450	2175	3250	5400	9000
2.2	425	1100	1450	2175	3250	5400	9000
2.3	350	900	1200	1800	2700	4500	7500
2.6	400	1025	1350	2025	3025	5050	8400
2.7	400	1025	1350	2025	3025	5050	8400

*Extraída de ANSI B16.5-1977 Steel Pipe Flanges and Flanged Fittings, con permiso del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York. La temperatura de prueba no será superior a 125°F. $(°F - 32)^5/_9 = °C$; para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada en megapascales multiplíquese por 0.006895.

E = factor de calidad. El factor calidad E es uno o el producto de más de uno de los siguientes factores de calidad: factor de calidad de fundiciones E_c, factor de calidad de uniones. E_j (véase la Fig. 6-126), y factor de calidad de grado estructural E_s de 0.92.

Y = coeficiente cuyos valores se encuentran en la tabla 6-38 para materiales ferrosos dúctiles, 0.4 para materiales ferrosos no dúctiles y 0 para materiales frágiles, como el hierro colado.

t_m = espesor mínimo requerido, en in, al que se debe agregar la tolerancia de fabricación al especificar el espesor de las tuberías en los pedidos de compras. [La mayor parte de las especificaciones de la ASTM para las que se obtienen normalmente tuberías fabricadas, permiten que el mínimo de la pared sea de 12.5% menos que el valor nominal. La ASTM A155 para tuberías soldadas por fusión permite el mínimo de pared de 0.25 mm (0.01 in) menos que el espesor nominal de la placa.] La tubería con t igual o mayor que $D/6$ o P/SE mayor que 0.385 requiere atención especial.

TABLA 6-35 Resistencia de juntas soldadas*

Temperatura y presión nominales máximas recomendadas para juntas soldadas en tubería de cobre y accesorios de cobre forjado y bronce o bronce colado, utilizando material comercial para soldadura

Material de unión utilizado en las juntas	Temperatura de trabajo, °F	Presión máxima de trabajo, lbf/in²			
		1/8 a 1 in, inclusive†	1 1/4 a 2 in, inclusive†	2 1/2 a 4 in, inclusive†	5 a 8 in inclusive†
Soldadura estaño-plomo al 50-50‡	100	200	175	150	135
	150	150	125	100	90
	200	100	90	75	70
	250	85	75	50	45
Soldadura estaño-antimonio al 95-5	100	500	400	300	270
	150	400	350	275	250
	200	300	250	200	180
	250	200	175	150	135

NOTA: Para temperaturas de trabajo extremadamente bajas (en el intervalo de 0 a -200°F) se recomienda que se utilice un material de unión que tenga su punto de fusión a una temperatura de 1100°F o mayor. (Los materiales de unión que funden arriba de 800°F son definidas por la American Welding Society), como aleaciones de latón. Véase la tabla 6-36.

*Extractado de ANSI B16.22-1973 con permiso del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York. (°F—32) 5/9 = °C; para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada en megapascales, multiplíquese por 0.006895.

†Tamaño estandar de tubería para agua.

‡Aleación ASTM B32.66 T Grado 50A.

TABLA 6-36 Resistencia de juntas con soldadura de plata*

Relación máxima de presión-temperatura recomendada para juntas soldadas hechas con tubería de cobre y accesorios de cobre o aleación de cobre, utilizando aleaciones comerciales para soldadura.

Tamaño del diámetro exterior, in	lbf/in²			
	150°F (S = 5100 lbf/in²)	250°F (S = 4700 lbf/in²)	350°F (S = 4000 lbf/in²)	400°F (S = 3000 lbf/in²)
1/8	1790	1650	1400	1050
3/16	1190	1100	940	700
1/4	890	825	700	525
5/16	840	780	660	500
3/8	780	720	615	460
1/2	680	625	530	400
5/8	615	565	480	360
3/4	535	495	420	315
7/8	490	450	385	290
1 1/8	420	390	330	250
1 3/8	380	350	295	220
1 5/8	350	320	275	205
2 1/8	310	285	245	180
2 5/8	286	265	225	170
3 1/8	270	250	190	140
3 5/8	260	240	200	150
4 1/8	250	230	195	145
5 1/8	225	210	180	135
6 1/8	215	195	165	125

*Extraído de ANSI B16.41—selección enero 1977, con permiso del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York (°F–32) 5/9 = °C; para convertir pulgadas en milímetros multiplíquese por 25.4; para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada en megapascales, multiplíquese por 0.006895.

Además de establecer los espesores de la pared para la presión interna, los valores de esfuerzo que figuran en la tabla 6-37 controlan otras partes del diseño. La **suma de los esfuerzos longitudinales** S_L (en las condiciones de corrosión) que se deben a la presión interna, el peso de la tubería y el contenido entre soportes, así como también otras cargas sostenidas como la fricción entre un tramo largo tendido (no suspendido) de tubería fría recta y sus soportes, cuando se pone en servicio, no debe sobrepasar el valor de S_h. En esta determinación, para tuberías con costuras longitudinales soldadas, el factor longitudinal de juntas soldadas se puede pasar por alto. Asimismo, cuando se absorben las **deformaciones de contracción o expansión térmica** primordiales mediante cambios de dirección o codos, los esfuerzos locales producidos en esa forma se limitan a la gama siguiente, que se designa como S_A:

$$S_A = f(1.25S_c + 0.25S_h) \tag{6-38}$$

donde S_c = S de la tabla 6-37 a una temperatura mínima (fría) del metal que pueda esperarse normalmente durante el funcionamiento o la detención. (Véase nota 13, Tabla 6-37)
S_h = S de la tabla 6-37 a la temperatura máxima (caliente) del metal que se pueda esperar normalmente durante el funcionamiento o la detención (Véase nota 13, Tabla 6-37)
f = factor de reducción del intervalo de esfuerzos para el número total de ciclos completos de temperatura a lo largo de la vida esperada. (Véase la Tabla 6-39)

Cuando el número esperado de ciclos sea sustancialmente menor que 7000, se podrá obtener información útil en la Sección III. Recipientes Nucleares, del ASME Boiler and Pressure Vessel Code.

Sin embargo, si la suma de esfuerzos longitudinales S_L enumerados antes es menor que su límite establecido, S_h la diferencia se puede sumar al término $0.25S_h$ en la ecuación de limitación del intervalo de esfuerzos.

$$S_A = f[1.25(S_c + S_h) - S_L] \tag{6-39}$$

Para bridas de dimensiones no estándar o tamaños que se encuentren más allá del alcance de las normas aprobadas, el diseño se deberá hacer de conformidad con las exigencias de la Sección VIII del ASME Boiler and Pressure Vessel Code con la excepción de que deben prevalecer los requisitos de fabricación, montaje, pruebas de inspección y límites de presión y temperatura para los materiales, del código de tuberías. Se permiten bridas de impulso contrario, de cara plana o que proporcionen en otra forma una reacción fuera del círculo del perno, si se diseñan o comprueban de conformidad con los requisitos del código, bajo componentes que contengan presión "no cubiertos por las normas y para los que no se den procedimientos o fórmulas de diseño".

De conformidad con las normas incluidas, se pueden utilizar **bridas ciegas** en sus clasificaciones de presión y temperatura. El espesor mínimo de las bridas ciegas no estándar deberá ser el mismo que para las cubiertas planas, sujetas con pernos, según las reglas de la Sección VIII del ASME Boiler and Pressure Vessel Code.

Las **bridas lisas operacionales** deberán ser del mismo espesor que las bridas ciegas o calcularse mediante la fórmula que sigue (úsense unidades congruentes):

$$t = d\sqrt{3P/16S} \tag{6-40}$$

en donde d = diámetro interior del empaque para bridas de cara lisa o con resaltos, o el diámetro de paso del empaque para las bridas retenidas con empaques
P = presión interna o externa de diseño
S = esfuerzo permisible aplicable

Las **válvulas** deben estar de acuerdo con las normas aplicables que se dan en el Apéndice E del código y con los límites permisibles de presión y temperatura que se establecen en él, sin que vayan más allá de las limitaciones de materiales o servicio que establece el código. Las válvulas especiales deben satisfacer los mismos requisitos que las bridas de impulso contrario.

El código no contiene reglas específicas para el diseño de accesorios aparte de los de abertura de ramificaciones o bifurcaciones. Sin embargo, son aceptables las clasificaciones nominales establecidas por las normas reconocidas. La norma ANSI B16.5 para accesorios con bridas de acero incluye un factor de forma de 1.5 y, en esa forma, requiere que el accesorio completo sea un 50% más pesado que un cilindro simple, con el fin de proporcionar refuerzos para las aberturas y/o la forma general. Por otra parte, la norma ANSI B16.9 para accesorios de soldadura a tope, requiere sólo que los accesorios puedan soportar la resistencia a reventar calculada para la tubería recta con la que se deban utilizar.

El espesor de los **codos de tuberías** se debe determinar como para las tuberías rectas, a condición de que la operación de doblado no dé como resultado una diferencia entre el diámetro máximo y el mínimo de más de 8 y 3% del diámetro exterior nominal de la tubería para presión interna y externa, respectivamente.

La presión interna máxima permisible para juntas a inglete (en ángulo) será el valor menor calculado a partir de las ecuaciones (6-41) y (6-42). Estas ecuaciones no se aplican cuando θ excede el valor 22.5°

$$P = \frac{SEt}{r_2}\left(\frac{t}{t + 0.643\tan\theta\sqrt{r_2 t}}\right) \tag{6-41}$$

$$P = \frac{SEt}{r_2}\left(\frac{R_1 - r_2}{R_1 - 0.5r_2}\right) \tag{6-42}$$

donde la nomenclatura es la misma que para la tubería recta, excepto lo siguiente (véase la Fig. 6-127):

t = espesor a la presión de diseño
r_2 = radio medio de la tubería
R_1 = radio eficaz del codo a inglete, definido como la distancia más corta desde el centro de la tubería a la intersección de los planos de las juntas a inglete adyacentes
θ = ángulo de corte del inglete,°
α = ángulo de cambio en dirección en una junta a inglete, = 2θ,°

TABLA 6-37 Esfuerzos permisibles en tensión para materiales (4, 13, 28)*

Las especificaciones son ASTM, a menos que se indique otra cosa. Los números entre paréntesis se refieren a las notas al final de la tabla.

Material	Especificación	No. P (23)	Grado	Clase	Factor, *E*	Resistencia mínima a la tensión, kip/in²	Límite elástico mínimo, kip/in²	Notas	Temperatura mínima (18)	Temperatura mínima a 100	200	300	400	500	600	650
Hierro																
Tubería colada centrifugamente																
	FS-WW-P421c	....	...	...	...	...	...	8, 10, 17	–20	6.0	6.0	6.0	6.0			
	AWWA C106	...	...	...	...	...	...	8, 10, 17	–20	6.0	6.0	6.0	6.0			
	AWWA C108	...	...	...	...	...	...	8, 10, 17	–20	6.0	6.0	6.0	6.0			
Acero al carbono																
Tubo y tubería sin costura																
	A53	1	A	Tipo S	...	48.0	30.0	1, 2	–20	16.0	16.0	16.0	16.0	16.0	14.8	14.5
	A53	1	B	Tipo S	...	60.0	35.0	1, 2	–20	20.0	20.0	20.0	20.0	18.9	17.3	17.0
	A106	1	A	...	...	48.0	30.0	2	–20	16.0	16.0	16.0	16.0	16.0	14.8	14.5
	A106	1	B	...	...	60.0	35.0	2	–20	20.0	20.0	20.0	20.0	18.9	17.3	17.0
	A106	1	C	...	...	70.0	40.0	2	–20	23.3	23.3	23.3	22.9	21.6	19.7	19.4
	A120	1	...	...	...	...	...	21	–20	12.0	11.4					
	A333	1	1	...	...	55.0	30.0	1, 2	–50	18.3	18.3	17.7	17.2	16.2	14.8	14.5
	A333	1	6	...	...	60.0	35.0	2	–50	20.0	20.0	20.0	20.0	18.9	17.3	17.0
	API 5L	1	A	...	...	48.0	30.0	1, 2	–20	16.0	16.0	16.0	16.0	16.0	14.8	14.5
	API5L	1	B	...	...	60.0	35.0	1, 2	–20	20.0	20.0	20.0	20.0	18.9	17.3	17.0
	API 5LX	SP 2	X 42	...	...	60.0	42.0	37, 38	–20	20.0	20.0	20.0	20.0			
	API 5LX	SP 3	X 46	...	...	63.0	46.0	37, 38	–20	21.0	21.0	21.0	21.0			
	API 5LX	SP 3	X 52	...	...	66.0	52.0	37, 38	–20	22.0	22.0	22.0	22.0			
	API 5LX	SP 3	X 52	...	...	72.0	52.0	37, 38	–20	24.0	24.0	24.0	24.0			
Tubería soldada con resistencia eléctrica																
	A53	1	A	Tipo E	0.85	48.0	30.0	1, 2	–20	13.6	13.6	13.6	13.6	13.6	12.6	12.3
	A53	1	B	Tipo E	0.85	60.0	35.0	1, 2	–20	17.0	17.0	17.0	17.0	16.1	14.7	14.5
	A120	1	...	...	0.85	...	...	21	–20	10.2	9.7					
	A135	1	A	...	0.85	48.0	30.0	1, 2	–20	13.6	13.6	13.6	13.6	13.6	12.6	12.3
	A135	1	B	...	0.85	60.0	35.0	1, 2	–20	17.0	17.0	17.0	17.0	16.1	14.7	14.5
	A333	1	1	...	0.85	55.0	30.0	1,2	–50	15.6	15.6	14.6	14.6	13.8	12.6	12.3
	A333	1	6	...	0.85	60.0	35.0	2	–50	17.0	17.0	17.0	17.0	16.1	14.7	14.5
	A 587	1	...	...	0.85	48.0	30.0	1, 2	–20	13.6	13.6	13.6	13.6	13.6	12.6	12.3
	API5L	1	A25	I y II	0.85	45.0	25.0	1, 2	–20	12.8	12.8	12.3	11.8			
	API5L	1	A	...	0.85	48.0	30.0	1, 2	–20	13.6	13.6	13.6	13.6	13.6	12.6	12.3
	API5L	1	B	...	0.85	60.0	35.0	1, 2	–20	17.0	17.0	17.0	17.0	16.1	14.7	14.5
	API5L	SP 2	X 42	...	0.85	60.0	42.0	37, 38	–20	17.0	17.0	17.0	17.0			
	API 5LX	SP 3	X 46	...	0.85	63.0	46.0	37, 38	–20	17.9	17.9	17.9	17.9			
	API 5LX	SP 3	X 52	...	0.85	66.0	52.0	37, 38	–20	18.7	18.7	18.7	18.7			
	API 5LX	SP 3	X 52	...	0.85	72.0	52.0	37, 38	–20	20.4	20.4	20.4	20.4			
Tubería soldada por fusión eléctrica (costura recta)																
A570 GR A	A 134	1	...	...	0.74	45.0	25.0	5, 21	–20	11.1	10.5	10.0				
A570 GR B	A 134	1	...	...	0.74	49.0	30.0	5, 21	–20	12.1	11.4	10.9				
A570 GR C	A 134	1	...	...	0.74	52.0	33.0	5, 21	–20	12.8	12.1	11.6				
A570 GR D	A 134	1	...	...	0.74	55.0	40.0	5, 21	–20	13.6	12.8	12.2				
A570 GR E	A 134	1	...	...	0.74	58.0	42.0	5, 21	–20	14.3	13.5	12.9				
Acero de baja y mediana aleación																
Tubería sin costura																
3 1/2 Ni	A 333	9B	3	...	...	65.0	35.0	...	–150	21.7	19.6	19.6	18.7	17.8	16.8	16.3
3/4 Cr, 3/4 Ni, Cu, Al	A 333	4	4	...	...	60.0	35.0	...	–150	20.0	19.1	18.2	17.3	16.4	15.5	15.0
2 1/4 Ni	A 333	9A	7*	...	...	65.0	35.0	...	–100	21.7	19.6	19.6	18.7	17.6	16.8	16.3
9 Ni	A 333	11A-SG	8	...	...	100.0	75.0	40	–320	31.7	31.7					
C 1/2 Mo	A 335	3	P1	...	...	55.0	30.0	3	–20	18.3	18.3	17.5	16.9	16.3	15.7	15.4
5 Cr 1/2 Mo	A 335	5	P5	...	...	60.0	30.0	...	–20	20.0	18.1	17.4	17.2	17.1	16.8	16.6
1 1/4 Cr 1/2 Mo	A 335	4	P11	...	...	60.0	30.0	...	–20	20.0	18.7	18.0	17.5	17.2	16.7	16.2
2 1/4 Cr, 1 Mo	A 335	5	P22	...	...	60.0	30.0	...	–20	20.0	18.5	18.0	17.9	17.9	17.9	17.9
Acero inoxidable																
Tubo y tubería sin costura																
Tubería 18 Cr, 8 Ni	A 312	8	TP304	...	...	75.0	30.0	7, 14, 16, 20	–425	20.0	*20.0*	*20.0*	18.7	17.5	16.4	16.2
Tubería 18 Cr, 8 Ni	A 312	8	TP304H	...	...	75.0	30.0	16	–325	20.0	*20.0*	*20.0*	18.7	17.5	16.4	16.2
Tubería 18 Cr, 8 Ni	A 312	8	TP304L	...	...	70.0	25.0	...	–425	16.7	*16.7*	*16.7*	15.8	14.8	14.0	13.7
Tubería 25 Cr, 20 Ni	A 312	8	TP310	...	...	75.0	30.0	19, 24, 32	–325	20.0	*20.0*	*20.0*	*20.0*	*20.0*	19.2	18.8
Tubería 25 Cr, 20 Ni	A 312	8	TP310	...	...	75.0	30.0	6, 19, 24, 32	–325	20.0	*20.0*	*20.0*	*20.0*	*20.0*	19.2	18.8
Tubería 16Cr, 12Ni, 2Mo	A 312	8	TP316	...	...	75.0	30.0	14, 16	–325	20.0	*20.0*	*20.0*	19.3	17.9	17.0	16.7
Tubería 16Cr, 12Ni, 2Mo	A 312	8	TP316H	...	...	75.0	30.0	16	–325	20.0	*20.0*	*20.0*	19.3	17.9	17.0	16.7
Tubería 16Cr, 12Ni, 2Mo	A 312	8	TP316L	...	...	70.0	25.0	...	–325	16.7	*16.7*	*16.7*	15.5	14.4	13.5	13.2
Tubería 18Cr, 10Ni, Cb	A 312	8	TP347	...	...	75.0	30.0	7, 14	–425	20.0	*20.0*	*20.0*	*20.0*	*19.9*	19.3	19.0
Tubería 18Cr, 10Ni, Cb	A 312	8	TP347H	...	...	75.0	30.0	...	–325	20.0	*20.0*	*20.0*	*20.0*	*19.9*	19.3	19.0
Tubería colada (fundida) centrifugamente																
18 Cr, 8Ni	A451	8	CPF8	...	0.90	70.0	30.0	14, 15, 16	–425	18.0	*18.0*	*17.8*	15.8	14.8	14.1	13.8
18 Cr, 10 Ni, 2Mo	A451	8	CPF8M	...	0.90	70.0	30.0	14, 15, 16	–425	18.0	*18.0*	*18.0*	17.5	16.3	15.4	15.0
18 Cr, 10Ni, Cb	A451	8	CPF8C	...	0.90	70.0	30.0	7, 14, 15	–325	18.0	*18.0*	*18.0*	*18.0*	17.4	16.5	16.2
15Cr, 13Ni, 2Mo, Cb	A451	8	CPF10MC	...	0.90	70.0	30.0	7, 11, 14, 15	–325	18.0						
23Cr, 13Ni	A451	8	CPH8	...	0.90	65.0	28.0	11, 14, 15, 19	–325	16.8	*16.8*	*16.8*	*16.8*	*16.8*	16.2	15.7
23Cr, 13Ni	A451	8	CPH10 o CPH20	...	0.90	70.0	30.0	9, 11, 14, 15 19, 24	–325	18.0	*18.0*	*18.0*	*18.0*	*18.0*	17.3	16.9
25Cr, 20Ni	A451	8	CPK20	...	0.90	65.0	28.0	14, 15, 19, 24	–325	16.8	*16.8*	*16.8*	*16.8*	*16.8*	16.2	15.7
18Cr, 8Ni	A 452	8	TP304H	...	0.85	75.0	30.0	15, 16	–325	17.0	*17.0*	*17.0*	15.9	14.8	14.0	13.8
16Cr, 12Ni, 2Mo	A452	8	TP316H	...	0.85	75.0	30.0	15, 16,	–325	17.0	*17.0*	*17.0*	16.4	15.2	14.4	14.2
18Cr, 10Ni, Cb	A452	8	TP347H	...	0.85	75.0	30.0	15	–325	17.0	*17.0*	*17.0*	*17.0*	*16.9*	16.4	16.1

Temperatura del metal, °F (22)																
700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200	1250	1300	1350	1400	1450	1500
14.4	10.7	9.3	7.9	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0								
16.8	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0								
14.4	10.7	9.3	7.9	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0								
16.8	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0								
19.2	14.8	12.0														
14.4	12.0	10.2	8.3	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0								
16.8	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0								
14.4	10.7	9.3	7.9	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0								
16.8	13.0	10.8	8.7	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0								
12.2	9.1	7.9	6.7	5.5	3.8	2.1	1.4	0.9								
14.0	11.0	9.2	7.4	5.5	3.8	2.1	1.4	0.9								
12.2	9.1	7.9	6.7	5.5	3.8	2.1	1.4	0.9								
14.0	11.0	9.2	7.4	5.5	3.8	2.1										
12.2	10.2	8.7	7.1	5.5	3.8	2.1	1.4	0.9								
14.0	11.0	9.2	7.4	5.5	3.8	2.1	1.4	0.9								
12.2	9.1	7.9	6.7	5.5	3.8	2.1	1.4	0.9								
14.0	11.0	9.2	7.4	5.5	3.8	2.1	1.4	0.9								
15.5	13.9	11.4	9.0	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0								
15.5	13.9	11.4	9.0	6.5	4.5	2.5	1.6	1.0								
15.1	13.8	13.5	13.1	12.7	8.2	4.8										
16.3	13.2	12.8	12.1	10.9	8.0	5.8	4.2	2.9	2.0	1.3						
15.6	15.0	15.0	14.4	13.1	11.0	7.8	5.5	4.0	2.5	1.2						
17.9	17.9	15.2	14.5	12.8	11.0	7.8	5.8	4.2	3.0	2.0						
16.0	15.6	15.2	14.9	14.6	14.4	13.8	12.2	9.7	7.7	6.0	4.7	3.7	2.9	2.3	1.8	1.4
16.0	15.6	15.2	14.9	14.6	14.4	13.8	12.2	9.7	7.7	6.0	4.7	3.7	2.9	2.3	1.8	1.4
13.5	13.3	13.0	12.8	11.9	9.9	7.8	6.3	5.1	4.0	3.2	2.6	2.1	1.7	1.1	1.0	0.9
18.3	18.0	17.5	14.6	13.9	12.5	11.0	7.1	5.0	3.6	2.5	1.5	0.8	0.5	0.4	0.3	0.2
18.3	18.0	17.5	14.6	13.9	12.5	11.0	9.8	8.5	7.3	6.0	4.8	3.5	2.3	1.6	1.1	0.8
16.3	16.1	15.9	15.7	15.5	15.4	15.3	14.5	12.4	9.8	7.4	5.5	4.1	3.1	2.3	1.7	1.3
16.3	16.1	15.9	15.7	15.5	15.4	15.3	14.5	12.4	9.8	7.4	5.5	4.1	3.1	2.3	1.7	1.3
12.9	12.6	12.4	12.1	11.8	11.5	11.2	10.8	10.2	8.8	6.4	4.7	3.5	2.5	1.8	1.3	1.0
18.6	18.5	18.3	15.4	14.9	14.8	14.0	12.1	9.1	6.1	4.4	3.3	2.2	1.5	1.2	0.9	0.8
18.6	18.5	18.3	18.2	18.1	18.1	18.0	17.1	14.2	10.5	7.9	5.9	4.4	3.2	2.5	1.8	1.3
13.6	13.4	13.3	11.6	11.4	11.1	9.7	8.6	6.7	5.2	4.0	2.9	2.2	1.6	1.2	0.9	0.7
14.6	14.2	14.0	13.2	13.0	12.6	11.8	10.3	8.4	7.2	6.1	4.8	3.6	2.7	2.1	1.7	1.3
15.8	15.5	15.4	12.6	12.5	12.3	12.1	11.7	9.7	7.2	4.5	3.2	2.4	1.8	1.4	1.0	0.9
15.4	15.1	14.7	11.5	11.2	10.6	9.4	7.6	5.8	4.5	3.3	2.6	2.1	1.5	1.2	0.8	0.7
16.5	16.2	15.7	12.2	12.0	11.2	9.5	7.6	5.8	4.5	3.3	2.6	2.1	1.5	1.2	0.8	0.7
15.4	15.1	14.7	11.5	11.2	10.7	9.9	8.8	7.6	6.5	5.4	4.3	3.1	2.1	1.4	1.0	0.7
13.5	13.2	12.8	12.7	12.4	12.2	11.7	10.3	8.3	6.5	5.1	4.0	3.1	2.4	1.9	1.5	1.2
13.8	13.6	13.5	13.3	13.2	13.1	13.0	12.3	10.5	8.3	6.3	4.6	3.5	2.6	1.9	1.4	1.0
15.8	15.7	15.5	15.4	15.4	15.4	15.3	14.5	12.1	8.9	6.7	5.0	3.7	2.7	2.1	1.5	1.1

TABLA 6-37 Esfuerzos permisibles en tensión para materiales (4, 13, 28)* (*Continuación*)

Las especificaciones son ASTM, a menos que se indique otra cosa. Los números entre paréntesis se refieren a las notas al final de la tabla.

Material	Especificación	No. P (23)	Grado	Clase	Factor, E	Resistencia mínima a la tensión, kip/in^2	Límite elástico mínimo, kip/in^2	Notas	Temperatura mínima (18)	Temperatura mínima a 100	200	300	400	500	600	650
Tubo y tubería soldados por fusión eléctrica																
Tubería 18 Cr, 8 Ni	A 312	8	TP304	...	0.85	75.0	30.0	14, 16	–425	17.0	17.0	17.0	15.9	14.8	14.0	13.7
Tubería 18 Cr, 8 Ni	A 312	8	TP304H	...	0.85	75.0	30.0	16	–325	17.0	17.0	17.0	15.9	14.8	14.0	13.7
Tubería 18 Cr, 8 Ni	A 312	8	TP304L	...	0.85	70.0	25.0	...	–425	14.2	14.2	14.2	13.4	12.5	11.9	11.6
Tubería 23 Cr, 12 Ni	A 312	8	TP309	...	0.85	75.0	30.0	19, 24, 32	–325	17.0	17.0	17.0	17.0	17.0	16.3	16.0
Tubería 25 Cr, 20 Ni	A 312	8	TP310	...	0.85	75.0	30.0	19, 24, 32	–325	17.0	17.0	17.0	17.0	17.0	16.3	16.0
Tubería 25 Cr, 20 Ni	A 312	8	TP310	...	0.85	75.0	30.0	6, 19, 24, 32	–325	17.0	17.0	17.0	17.0	17.0	16.3	16.0
Tubería 16 Cr, 12 Ni, 2 Mo	A 312	8	TP316	...	0.85	75.0	30.0	14, 16	–325	17.0	17.0	17.0	16.4	15.2	14.4	14.2
Tubería 16 Cr, 12 Ni, 2 Mo	A 312	8	TP316H	...	0.85	75.0	30.0	16	–325	17.0	17.0	17.0	16.4	15.2	14.4	14.2
Tubería 16 Cr, 12 Ni, 2 Mo	A 312	8	TP316L	...	0.85	70.0	25.0	...	–325	14.2	14.2	14.2	13.2	12.2	115	11.2
Tubería 18 Cr, 13 Ni, 3 Mo	A 312	8	TP317	...	0.85	75.0	30.0	14, 16	–325	17.0	17.0	17.0	16.4	15.2	14.4	14.2
Tubería 18 Cr, 10 Ni, Ti	A 312	8	TP321	...	0.85	75.0	30.0	7, 14	–325	17.0	17.0	17.0	15.8	14.7	13.9	13.6
Tubería 18 Cr, 10 Ni, Ti	A 312	8	TP321H	...	0.85	75.0	30.0	...	–325	17.0	17.0	17.0	15.8	14.7	13.9	13.6
Tubería 18 Cr, 10 Ni, Cb	A 312	8	TP347	...	0.85	75.0	30.0	7,14	–425	17.0	17.0	17.0	17.0	16.9	16.4	16.1
Tubería 18 Cr, 10 Ni, Cb	A 312	8	TP347H	...	0.85	75.0	30.0	...	–325	17.0	17.0	17.0	17.0	16.9	16.4	16.1

Material	Especificación	No. P (23), (30)	Templado	Clase	Intervalo de tamaño	Factor, E	Resistencia mínima a la tensión, kip/in^2	Límite elástico mínimo, kip/in^2	Notas	Temperatura mínima (18)
Cobre y aleación de cobre Tubo y tubería sin costura										
Tubo de cobre	B42	31	Templado	102, 120, 122	1/8-2, inclusive	...	45.0	40.0	9, 27	–325
Tubo de cobre	B88	31	Recocido	C10200, C12000, C12200,	...	...	30.0	9.0	9, 29	–325
Tubo de cobre	B88	31	Templado	C10200, C12000, C12200,	...	...	36.0	30.0	9, 27, 29	–325
Cu, Ni 90/10	B466	34	Recocido	C70600	...	...	38.0	13.0	9	–325
Cu, Ni 70/30	B466	34	Recocido	C71500	...	...	50.0	18.0	9	–325

Material	Especificación	No. P (23), (30)	Grado	Clase	Intervalo de tamaño, in	Factor, E	Resistencia mínima a la tensión, kip/in^2	Límite elástico mínimo, kip/in^2	Notas	Temperatura mínima	Temperatura mínima a 100	200	300	400	500	600	650
Níquel y aleación de níquel Tubo y tubería sin costura																	
Níquel	B 161	41	200 (N02200)	Templado	5 OD y menor	...	55.0	15.0	...	–325	10.0	10.0	10.0	10.0	10.0	10.0	
Níquel	B 161	41	200 (N02200)	Templado	mayor 5 OD	...	55.0	12.0	...	–325	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0	
Níquel al bajo C	B 161	41	201 (N02201)	Templado	5 OD y menor	...	50.0	12.0	...	–325	8.0	7.7	7.5	7.5	7.5	7.5	7.5
Níquel al bajo C	B 161	41	201 (N02201)	Templado	mayor 5 OD	...	50.0	10.0	...	–325	6.7	6.4	6.3	6.2	6.2	6.2	6.2
Ni, Cu	B 165	42	400 (N04400)	Templado	5 OD y menor	...	70.0	28.0	...	–325	18.7	16.4	15.4	14.8	14.8	14.8	14.8
Ni, Cu	B 165	42	400 (N04400)	Templado	mayor 5 OD	...	70.0	25.0	...	–325	16.7	14.7	13.7	13.2	13.2	13.2	13.2
Ni, Cr, Fe	B 167	43	600 (N06600)	Acabado en caliente o templ. con acab. en cal.	5 OD y menor	...	80.0	30.0	...	–325	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0
Ni, Cr, Fe	B 167	43	600 (N06600)	Acab. en cal. o templ. con acab. en cal.	mayor 5 OD	...	75.0	25.0	...	–325	16.7	16.7	16.7	16.7	16.7	16.7	16.7
Ni, Fe, Cr	B 407	45	800 H (N08800)	Templado. por solución fundida en frío o acabado en caliente	...	...	65.0	25.0	39	–325	16.7	16.7	16.7	16.7	16.7	16.5	16.0
Ni, Cr, Mo, Cb Tubería soldada	B 444	43	625 (N06625)	Templado	...	...	120.0	60.0	42	–325	30.0	30.0	30.0	28.2	27.0	26.4	26.0
Ni, Mo	B 619	...	B (N10001)	Templado en solución	...	0.85	100.0	45.0	...	–325	25.5	25.5	25.5	25.5	25.5	25.5	25.5
Ni, Mo	B 619	44	B-2 (N10665)	Templado en solución	...	0.85	110.0	51.0	...	–325	23.4	23.4	23.4	23.4	23.4	23.1	23.1
Ni, Mo, Cr	B 619	44	C-4 (N06455)	Templado en solución	...	0.85	100.0	40.0	...	–325	21.2	21.2	21.2	21.0	20.7	20.5	
Ni, Mo, Cr	B 619	44	C276 (N10276)	Templado en solución	...	0.85	100.0	41.0	...	–325	23.2	23.2	23.2	22.9	21.6	21.0	
Ni, Cr, Fe, Mo, Cu	B 619	45	G1 (N06007)	Templado en solución	...	0.85	90.0	35.0	...	–325	19.1	19.1	19.1	18.6	18.3	17.9	17.8
Ni, Cr, Mo, Fe	B 619	...	X (N06002)	Templado en solución	...	0.85	100.0	40.0	...	–325	22.6	20.5	19.8	19.5	18.9	17.9	17.6
Ni, Fe, Cr, Mo	B 619	45	20-MOD (N8320)	Templado en solución	...	0.85	75.0	28.0	...	–325	15.9	15.9	15.8	15.2	15.0	14.9	14.9

Especificación	No. P	Grado	Temperatura	Intervalo de tamaño, in	Resistencia mínima a la tensión, kip/in2	Límite elástico mínimo, kip/in^2	Notas	Temperatura mínima (18)	Temperatura del metal, °F (22)						
									Temperatura mínima a 100	150	200	250	300	350	400
Aleación de aluminio Tubo y tubería sin costura															
B 210	21	1060	0	0.018-0.500	8.5	2.5	2.6	–452	1.7	1.7	1.6	1.5	1.3	1.1	0.8
B 210	21	3003	0	0.010-0.500	14.0	5.0	26	–452	3.3	3.3	3.3	3.1	2.4	1.8	1.4
B 210	23	6061	T4	0.025-0.500	30.0	16.0	12, 26	–452	10.0	10.0	10.0	9.8	9.2	7.9	5.6
B 210	23	6061	T4, T6 soldado	...	24.0	...	35	–452	8.0	8.0	8.0	7.9	7.4	6.1	4.3

Temperatura del metal, °F (22)																	
700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200	1250	1300	1350	1400	1450	1500
13.6	13.2	12.9	12.7	12.5	12.2	11.7	10.3	8.3	6.5	5.1	4.0	3.1	2.5	2.0	1.5	1.2
13.6	13.2	12.9	12.7	12.5	12.2	11.7	10.3	8.3	6.5	5.1	4.0	3.1	2.5	2.0	1.5	1.2
11.4	11.3	11.0	10.9	10.1	8.4	6.6	5.4	4.3	3.4	2.8	2.2	1.8	1.4	0.9	0.8	0.7
15.6	15.3	14.9	12.4	11.8	10.6	8.9	7.2	5.5	4.2	3.2	2.5	2.0	1.5	1.1	0.8	0.6
15.6	15.3	14.9	12.4	11.8	10.6	9.3	6.0	4.2	3.1	2.1	1.2	0.6	0.4	0.3	0.2	0.2
15.6	15.3	14.9	12.4	11.8	10.6	9.3	8.3	7.2	6.2	5.1	4.0	3.0	2.0	1.4	0.9	0.6
13.8	13.6	13.5	13.3	13.2	13.1	13.0	12.3	10.5	8.3	6.3	4.6	3.5	2.6	1.9	1.4	1.1
13.8	13.6	13.5	13.3	13.2	13.1	13.0	12.3	10.5	8.3	6.3	4.6	3.5	2.6	1.9	1.4	1.1
10.9	10.7	10.5	10.3	10.0	9.8	9.5	9.2	8.7	7.4	5.4	4.0	3.0	2.1	1.6	1.1	0.9
13.9	13.6	13.5	13.3	13.2	13.1	13.0	12.3	10.5	8.3	6.3	4.6	3.5	2.6	1.9	1.4	1.1
13.4	13.3	13.1	13.0	13.0	12.9	11.7	8.2	5.8	4.2	3.1	2.2	1.4	0.9	0.6	0.4	0.3
13.4	13.3	13.1	13.0	13.0	12.9	11.9	9.9	7.7	5.9	4.5	3.5	2.7	2.1	1.6	1.2	0.9
15.8	15.7	15.5	13.1	12.7	12.3	11.9	10.3	7.7	5.2	3.7	2.8	1.9	1.3	1.0	0.8	0.6
15.8	15.7	15.6	15.5	15.4	15.4	15.3	14.5	12.1	8.9	6.7	5.0	3.7	2.7	2.1	1.5	1.1

	Temperatura del metal, °F (22)											
Temperatura mínima a 100	150	200	250	300	350	400	450	500	550	600	650	700
15.0	11.2	11.2	11.2	11.0	10.3	4.2						
6.0	6.0	5.9	5.8	5.0	3.8	2.5	1.5	0.8				
12.0	9.0	8.7	8.3	8.0	5.0	2.5	1.5	0.8				
8.7	8.3	8.1	8.0	7.8	7.7	7.5	7.3	7.2	7.0	6.0		
12.0	11.6	11.3	11.0	10.8	10.6	10.3	10.1	9.9	9.8	9.6	9.5	9.4

Temperatura del metal, °F (22)																
700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200	1250	1300	1350	1400	1450	1500
7.4	7.3	7.2	5.8	4.5	3.7	3.0	2.4	2.0	1.5	1.2						
6.2	6.1	5.9	5.8	4.5	3.7	3.0	2.4	2.0	1.5	1.2						
14.8	14.6	14.2														
13.2	13.0	12.7														
20.0	20.0	20.0	19.6	16.0	10.6	7.0	4.5	3.0	2.2	2.0						
16.7	16.7	16.7	16.5	15.9	10.6	7.0	4.5	3.0	2.2	2.0						
15.7	15.4	15.3	15.1	14.8	14.6	14.4	13.7	13.5	11.2	8.4	6.9	5.4	4.5	3.6	3.0	2.5
26.0	26.0	26.0	26.0	26.0	26.0	26.0	26.0	26.0	21.0	13.2						
25.5	24.5	23.5														
23.0	22.9	22.8														
20.4	20.0	19.5														
20.4	20.0	19.5	19.2	18.9	18.7	18.5										
17.8	17.6	17.4	17.2	17.0	16.6	16.1										
17.3	17.0	16.8	16.7	16.7	16.3	15.8	15.3	14.9	12.3	9.6	8.0	6.5				
14.9	14.8	14.6														

TABLA 6-37 Esfuerzos permisibles en tensión para materiales (4, 13, 28)* (*Continuación*)

Esfuerzos de diseño para pernos

Material	Especificación	Grado	Intervalo de tamaño, in	Resistencia mínima a la tensión, kip/in^2	Límite elástico mínimo, kip/in2	Notas	Temperatura mínima, (18)	Temperatura mínima a 100	200	300	400	500	600	650
Acero al carbono														
...	A307	B	....	60.0	...	22	–20	13.7	13.7	13.7	13.7	13.7		
...	A325	...	...	105.0	...	...	–20	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3	19.3
...	A194	1, 2	...	...	...	25	–20							
...	A194	2H	...	...	...	25	–50							
Acero de aleación														
Cr, Mo	A193	B7	2 1/2 y menor	125.0	105.0	33	–20	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0
Cr, 0, 2Mo	A193	B7M	2 1/2 y menor	100.0	80.0	...	–50	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0
Cr, Mo, V	A193	B16	2 1/2 y menor	125.0	105.0	...	–20	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0
C, Mo	A194	4	...	...	...	25								
Cr, Mo	A320	L7, L7A, L7B, L7C	2 1/2 y menor	125.0	105.0	31	–150	25.0	25.0	25.0	25.0	20.0	20.0	20.0
Acero inoxidable														
12 Cr	A193	B6	4 y menor	110.0	85.0	19, 31	–20	21.2	21.2	21.2	21.2	21.2	21.2	21.2
Tratado con solución 304	A193	B8, Cl,1	...	75.0	30.0	31, 32, 41	–325	18.8	15.6	14.0	12.9	12.1	11.4	11.2
Tratado con solución 316	A193	B8M, Cl, 1	...	75.0	30.0	31, 32, 41	–325	18.8	16.1	14.6	13.3	12.5	11.8	11.5
Tratado con solución 304	A193	B8, Cl, 2	Hasta 3/4	125.0	100.0	31, 32, 41	–325	25.0						
			De 3/4 a 1	115.0	80.0	31, 32, 41	–325	20.0						
			De 1 a 1 1/4	105.0	65.0	31, 32, 41	–325	16.2						
			De 1 1/4 aa 1 1/2	100.0	50.0	31, 32, 41	–325	12.5						
Endurecido contra deformación, 316	A193	B8M, Cl, 2	Hasta 3/4	110.0	95.0	31, 32, 41	–325	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0
			De 3/4 a 1	100.0	80.0	31, 32, 41	–325	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0
			De 1 a 1 1/4	95.0	65.0	31, 32, 41	–325	16.2	16.2	16.2	16.2	16.2	16.2	16.2
			De 1 1/4 a 1 1/2	90.0	50.0	31, 32, 41	–325	12.5	12.5	12.5	12.5	12.5	12.5	12.5
14 Cr, 24 Ni	A453	660A/B	...	130.0	85.0	19,31	–20	21.3	20.7	20.5	20.4	20.3	20.2	20.2

Material	Especificación	Grado	Temperatura	Inrtervalo de tamaño, in	Resistencia mínima a la tensión, kip/in^2	Límite elástico mínimo, kip/in^2	Notas	Temperatura mínima (18)
Aluminio y aleación a base de aluminio								
	B211	2024	T4	0.500-4.500	62.0	42.0	34, 35	–325
	B211	6061	T6, T651	0.125-8.000	42.0	35.0	34, 35	–325
Cobre y aleación a base de cobre								
Cu, Si	B98	C65500, C66100	Suave	...	52.0	15.0	43	–325
Cu, Si	B98	C65100	Ligero	Mayor de 1/2 a 1	75.0	45.0	...	–325
Al, bronce	B150	C64200	...	Mayor de 1/2 a 1	85.0	45.0	...	–325
Al, bronce	B150	C63000	...	De 1/2 a 1	100.0	50.0	...	–325
Al, bronce	B150	C61400	...	Mayor de 1/2 a 1	75.0	35.0	...	–325
Níquel y aleación a base de níquel								
Níquel	B160	200 (N02200)	Recocido en frío	...	65.0	40.0	...	-325
Bajo C, Ni	B160	201 (N02100)	Templado con acabado en caliente	...	50.0	10.0	...	–325
Ni, Cu	B164	400 (N04400)	Acabado en caliente	Todos excepto mayores de 2 1/2	80.0	40.0	...	–325
Ni, Cu	B164	400 (N04400)	Recocido en frío para esfuerzo suave	...	84.0	50.0	36	–325
Ni, Cr, Fe	B166	600 (N06600)	Templado	...	80.0	35.0	...	–325

NOTAS:

Nota especial para la sexta edición: Actualmente no existen equivalentes métricos para las tablas de esfuerzo permisible del código B31.3 para tubería, los que pueden calcularse mediante las siguientes relaciones: (°F – 32) × 5/9 = °C; lbf/in^2 (esfuerzo)× 6.895 × 10^{-3} = MPa.

1. Pàra temperaturas arriba de 480°C (900°F) considérense las ventajas del acero neutralizado.
2. Después de una prolongada exposición a temperaturas superiores a 425°C (800°F) es posible la conversión de carburos a grafito.
3. Después de una prolongada exposición a temperaturas superiores a 468°C (875°F) es posible la conversión de carburos a grafito.
4. En las áreas sombreadas aparecen en cursivas los valores de esfuerzo permisible que exceden en dos tercios el límite elástico esperado a la temperatura considerada. Los demás valores de esfuerzo permisible en las áreas sombreadas son iguales al 90% del límite elástico esperado a dicha temperatura. Véase ANSI B31.3.
5. Se incluye un factor de calidad de 92% para el grado estructural.
6. Los valores más altos de esfuerzo a 566°C (1050°F) y mayor sólo se utilizan para este material cuando el acero tiene un tamaño de micrograno austenítico No. 6 o menor (grano grueso), como se define en ASTM E112. De otra manera es posible utilizar los valores de esfuerzo más bajos.
7. Para temperaturas superiores a 538°C (1000°F), estos valores de esfuerzo sólo pueden utilizarse cuando se trate de material que ha recibido tratamiento térmico a una temperatura mínima de 1090°C (2000°F).
8. Éstas son restricciones del código para el empleo de este material.
9. Para ser empleado en tubería bajo esfuerzos permisibles, la resistencia a la tensión y el límite elástico listados en estas tablas deberán verificarse mediante pruebas de tensión en la prensa; tales pruebas deben especificarse en la orden de compra.
10. Las relaciones presión-temperatura de partes coladas y forjadas publicadas en las normas de referencia pueden utilizarse para partes que cubran los requisitos de estas normas. Los esfuerzos permisibles para materiales colados y forjados se pueden utilizar para el diseño de componentes especiales que no se hayan proporcionado de acuerdo con tales normas.
11. Algunas formas de este material, como se estableció en la tabla 6-45, deben someterse a la prueba de impacto para determinar su calidad al utilizarse en servicio a temperaturas menores de –29°C (–20°F). Por otra parte, si se cuenta con las previsiones necesarias para la prueba de impacto en las especificaciones como requisito complementario, el material debe emplearse a una temperatura menor a la que se efectuó la prueba, de acuerdo con la especificación.
12. Para construcción soldada con material de grado endurecido por trabajo, empléense los esfuerzos indicados para material templado; para construcción soldada con material de grado endurecido por precipitación, utilícense los esfuerzos permisibles especiales para construcción soldada que se proporcionan en las tablas.
13. Los valores S_E mostrados en esta tabla para tubería soldada incluyen el factor de calidad de la junta E, para la soldadura longitudinal como se muestra en la figura 6-126 y, cuando sea aplicable, el factor de calidad estructural E_s de 0.92. Para algunos cálculos del código, en especial los que se refieren a la expansión, flexibilidad, enlace estructural, soportes y restricciones, es necesario considerar el factor de calidad de la junta longitudinal E_j. Para determinar el esfuerzo permisible S que debe utilizarse en los cálculos del código, donde no se utilice el factor de calidad de la junta o unión E_j divídase el valor S_E mostrado en esta tabla, entre el factor de calidad de la junta longitudinal E_j tabulado en la figura 6-126.
14. Estos esfuerzos sólo se aplicarán a temperaturas superiores a 38°C (100°F) cuando el contenido de carbono sea de 0.04% o mayor.
15. Los valores de esfuerzo mostrados incluyen el factor de calidad de colado (moldeado) de esta tabla. Se pueden utilizar valores más grandes de esfuerzo cuando se realice una inspección especial.
16. Estos grados no estables de acero inoxidable tienen una tendencia creciente a la precipitación intergranular de carburos a medida que el contenido de carbono se incrementa por arriba de 0.03 por ciento.
17. Los esfuerzos permisibles a ser utilizados para este material de hierro gris serán en su límite superior de temperatura de 232°C (450°F), iguales a los mostrados en la columna de 204°C (400°F).

Temperatura del metal, °F (22)																
700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200	1250	1300	1350	1400	1450	1500
25.0	23.6	21.0	17.0	12.5	8.5	4.5										
20.0	20.0	18.5	16.2	12.5	8.5	4.5										
25.0	25.0	25.0	23.5	20.5	16.0	11.0	6.3	2.8								
20.0	20.0	20.0	16.2	12.5	8.5	4.5										
21.2	21.2	19.6	15.6	12.0												
11.0	10.8	10.5	10.3	10.1	9.9	9.7	9.5	8.8	7.7	6.0	4.7	3.7	2.9	2.3	1.8	1.4
11.3	11.0	10.9	10.8	10.7	10.7	10.6	10.5	10.3	9.3	7.4	5.4	4.1	3.0	2.2	1.7	1.2
22.0	22.0	22.0														
20.0	20.0	20.0														
16.2	16.2	16.2														
12.5	12.5	12.5														
20.1	20.0	19.9	19.9	19.9	19.8	19.8										

Temperatura del metal, °F (22)																
Temperatura mínima a 100	200	300	400	500	600	650	700	750	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150
10.5	10.5	10.4	4.5													
8.4	8.4	8.4	4.4													
10.0	10.0	10.0														
11.3	11.3	11.3														
21.3	21.3	21.3	20.8	12.6	9.9											
25.0	25.0	25.0	25.0	20.7	12.0	8.5	6.0									
18.8	18.8	18.8	18.4	16.1												
10.0	10.0	10.0	10.0	10.0	10.0											
6.7	6.4	6.3	6.2	6.2	6.2	6.2	6.2	6.0	5.9	5.8	4.8	3.7	3.0	2.4	2.0	1.5
20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	19.2	18.5	14.5	8.5	4.0					
12.5	12.5	12.5	12.5	12.5												
20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	20.0	19.8	19.6	19.4	19.1	18.7	16.0	10.6	7.0	4.5	3.0	2.2

18. La temperatura mínima mostrada es la temperatura mínima de diseño, para la cual el material es normalmente adecuado sin que se requiera otra prueba de impacto, diferente de la establecida por la especificación del material. Sin embargo, el empleo de un material a una temperatura mínima de diseño abajo de –29°C (–20°F), se establece en todas partes del código, incluyendo los requisitos de cualquier prueba de impacto que se ejecute.

19. Estos aceros se destinan para su empleo a altas temperaturas; no obstante, pueden tener baja ductilidad y/o propiedades de impacto bajas a temperatura ambiente, después de haberlos utilizado por encima de la temperatura indicada por la barra sencilla (|).

20. Para tamaños de tubería NPS 8 y mayores y espesores de pared cédula 140 o mayores, la resistencia mínima a la tensión especificada será de 483 MPa (70.0 kip/in^2).

21. Existen restricciones en el Código para el empleo de este material.

22. Una barra sencilla (|) en esta tabla indica que hay condiciones diferentes al esfuerzo que afectan el empleo a una temperatura diferente (mayor o menor), como se describe en otras notas. Una barra doble (||) después del valor de esfuerzo tabulado, indica que está prohibido el empleo del material a una temperatura superior a la indicada.

23. Véase ANSI B31.3 para una descripción del agrupamiento numerado P (No.P).

24. Cuando se utiliza este material a una temperatura inferior a –29°C (–20°F), se requiere la prueba de impacto si el contenido de carbono es mayor de 0.10%.

25. Ésta es una especificación del producto. No es necesario ningún esfuerzo de diseño. Los límites de temperatura del metal para materiales comprendidos por esta especificación son:

	°C	°F
Grado 1 y 2	–29 a 480	–20 a 900
Grado 2 H	–45 a 595	–50 a 1100
Grado 3	–29 a 595	–20 a 1100
Grado 4	–100 a 595	–150 a 1100
Grado 6	–29 a 425	–20 a 800
Grados 8FA (véase la nota 24)	–29 a 425	–20 a 800
Grados 8MA y 8TA	–198 a 815	–325 a 1500
Grados 8A y 8CA	–254 a 815	–425 a 1500

26. Para el empleo en tubería bajo esfuerzos permisibles deben verificarse las propiedades de tensión y elasticidad mínimas requeridas, por prueba de tensión en la prensa. Si estas pruebas no son obligatorias en la especificación ASTM, deberán establecerse en la orden de compra.

27. Después de haberlo utilizado a una temperatura superior a la indicada por una barra sencilla (|), el empleo a una temperatura menor se basará en los valores de esfuerzo permisible para la condición templada del material.

28. Los valores *SE* de la tabla 6-37 son iguales a los esfuerzos permisibles básicos en tensión, *S*, multiplicados por un factor de calidad *E* (véase la subsección "Diseño de presión de componentes metálicos: espesor de pared"). Los valores de esfuerzo de diseño para pernos son iguales al esfuerzo permisible básicos. Los valores de esfuerzo de corte serán 0.80 veces los esfuerzos permisibles en tensión derivados de los valores tabulados en la tabla 6-37, ajustándolos cuando sea posible de acuerdo con la nota 13. Los valores de esfuerzo en cojinetes serán el doble del esfuerzo de corte.

TABLA 6-37 Esfuerzos permisibles en tensión para materiales (4, 13, 28)* (*Continuación*)

29. Los límites elásticos listados no se incluyen en las especificaciones ASTM. El valor mostrado se basa en los límites elásticos de materiales que tengan características similares.
30. La letra *a* indica aleaciones que no se recomiendan para soldadura y, en caso de ser así, la soldadura deberá calificarse individualmente. La letra *b* indica las aleaciones a base de cobre que deben calificarse individualmente.
31. Estos valores de esfuerzo se establecen sólo a partir de una consideración de resistencia y serán satisfactorios para un servicio promedio. Cuando se trate de juntas con pernos, inmunes al derrame durante un largo periodo de tiempo sin que sea necesario volver a apretar los pernos, puede ser necesario determinar los valores de esfuerzo más bajos a partir de la flexibilidad de las bridas y pernos y las correspondientes propiedades de relajación.
32. Para temperaturas superiores a 538°C (1000°F), estos valores de esfuerzo sólo se aplican cuando el contenido de carbono es 0.04% o mayor.
33. Cuando se emplee a temperaturas de –29 a –45°C (–20 a –50°F), este material debe templarse.
34. Los valores de esfuerzo dados para este material no son aplicables cuando se utiliza soldadura o incisión térmica.
35. Para material de templado suave (T 351, T 3510, T 3511, T 451, T 4510, T 4511, T 651, T 6510, T 6511), debe utilizarse el valor de esfuerzo para el templado indicado en la tabla.
36. La temperatura máxima de operación se establece como 260°C (500°F), ya que el templado más duro afecta negativamente el esfuerzo de diseño en los intervalos de temperatura de ruptura.
37. La tubería manufacturada de acuerdo con esta especificación no está destinada para servicio a altas temperaturas. Los valores de esfuerzo sólo se aplican a materiales no expandidos o expandidos en frío, en la condición de material rolado, normalizado o normalizado y templado.
38. Los números especiales P; es decir SP-1, SP-2 y SP-3 de acero al carbono no están incluidos en P No. 1 a causa de una posible combinación de alto carbono y alto manganeso que requeriría una consideración especial en la calificación. La calificación de cualquier grado de alto carbono y alto manganeso se puede extender a otros grados en el grupo.
39. Templado a una temperatura aproximada de 1150°C (2100°F).
40. Si no se utilizó soldadura en la fabricación de la tubería de estos materiales, el valor de esfuerzo permisible puede incrementarse a 230 MPa (33.3 kip/in^2).
41. La dureza máxima para cualquier temperatura de diseño será Rockwell C35 bajo la raíz de las roscas. La dureza debe determinarse en un área plana de sección transversal mínima de 3 mm (1/8 in), preparada eliminando las roscas. No será necesario eliminar más material para preparar el área. La determinación de dureza se hará con la misma frecuencia que las pruebas de tensión.
42. La resistencia mínima a la tensión del espécimen elástico de sección reducida, de acuerdo con la especificación QW-4621.1 del Código ASME, Sección IX, no será menor de 758 MPa (110.0 kip/in^2).
43. Las aleaciones de cobre-silicio no siempre son adecuadas cuando se exponen a ciertas temperaturas medias o altas, especialmente arriba de 100°C (212°F). Los usuarios deberán estar completamente satisfechos de la aleación seleccionada de acuerdo con el servicio para el que se va a destinar la tubería.

* La tabla 6-37 y las notas aclaratorias a la misma han sido extractadas del Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code, ANSI B31.3-1980, con autorización de su editor, American Society of Mechanical Engineers, New York.

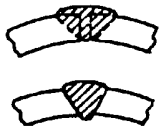
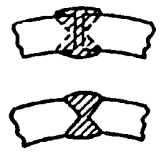
No.	Tipo de junta		Tipo de costura	Examen	Factor E_j
1	Soldado a tope, continuo		Recta	Como se requiera en las especificaciones	0.60
2	Soldado por resistencia eléctrica		Recta o espiral	Como se requiera en las especificaciones	0.85
3	Soldado por fusión eléctrica				
	a. Soldado simple a tope (con o sin relleno metálico)		Recta o espiral	Como se requiera en las especificaciones o en este código. Adicionalmente radiografía puntual por ANSI B31.3 párrafo 336.6.1. Adicionalmente radiografía 100 porciento por ANSI B31.3, párrafo 336.4.5	0.80 0.90 1.00
	b. Doble soldado a tope (con o sin relleno metálico)		Recta o espiral (excepto para lo establecido en 4*b*)	Como se requiera en las especificaciones o este código. Adicionalmente radiografía puntual por ANSI B31.3 párrafo 336.6.1. Adicionalmente radiografía 100 porciento por ANSI B31.3 párrafo 336.4.5	0.85 0.90 1.00
4	Por especificaciones concretas				
	a. ASTM A211	Como se permite en especificaciones	Espiral	Como se requiera en las especificaciones	0.75
	b. Soldado de tubería por arco doblemente inmerso, por API 5L o 5LX		Recta con una o dos costuras	Como se requiera en las especificaciones adicionando examen por radiografía para longitudes de 200 mm (8 in) en cada extremo.	0.95

FIG. 6-126 Factor E_j de unión longitudinal y junta soldada en espiral. NOTA. No está permitido incrementar el factor de calidad de la junta por un examen adicional para juntas 1, 2 y 4*a* (*Extractada de ANSI B31.3-1980, con autorización del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York.*)

TABLA 6-38 Valores de coeficiente *Y* cuando *t* es menor que *D*/6*

	Temperaturas, °C (°F)					
Materiales	485 (900) y menores	510 (950)	540 (1000)	560 (1050)	595 (1100)	620 (1150) y mayores
Aceros ferríticos	0.4	0.5	0.7	0.7	0.7	0.7
Aceros austeníticos	0.4	0.4	0.4	0.4	0.5	0.7
Otros metales dúctiles	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4	0.4
Hierro colado	0.0	...	...	...	...	...

*Extractada de ANSI B31.3-1980, con permiso de su editor, American Society of Mechanical Engineers, New York.

TABLA 6-39 Factores de reducción *f* del rango de esfuerzos*

Ciclos, números	Factor, *f*
7 000 y menos	1.0
7 000-14 000	0.9
14 000-22 000	0.8
22 000-45 000	0.7
45 000-10 000	0.6
Menos de 100 000	0.5

*Extractada de ANSI B31.3-1980, con permiso del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York.

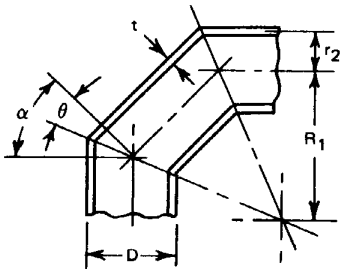


FIG. 6-127 Nomenclatura para juntas a inglete (en ángulo). *Extractada del Código ANSI B31.3-1976, con autorización del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York.*)

Para estar de acuerdo con el código, el valor de R_1 no deberá ser menor que el obtenido con la ecuación (6-43).

$$R_1 = A/\tan\theta + D/2 \qquad (6\text{-}43)$$

donde A tiene los siguientes valores empíricos (**no es válido en unidades SI**);

t, in	A
≤ 0.5	1.0
0.5 < t < 0.88	2t
≥ 0.88	(2t/3) + 1.17

Las **conexiones de bifurcaciones** de tubería incluyen las mismas consideraciones que las toberas de recipientes a presión; sin embargo, el tamaño de la salida en proporción con el tamaño del cabezal de la tubería es inevitablemente mucho mayor para las líneas de tuberías. Las reglas actuales del código de tuberías para el cálculo de los reforzamientos de conexiones de bifurcaciones son similares a las de la Sección VIII, División 1 (edición de 1980) del ASME Boiler and Pressure Vessel Code para una bifurcación con ejes en ángulo recto con el eje del cabezal. Si la conexión de la rama forma un ángulo ß con el eje del cabezal de 45 a 90 grados, el Código de tuberías requiere que el área que se debe reemplazar se aumente dividiéndola entre sen ß. En esos casos, la mitad de la anchura de la zona de reforzamiento medido a lo largo del eje del cabezal aumenta de manera similar, con excepción de que no puede sobrepasar al diámetro externo del cabezal. En la figura 6-128 se proporcionan algunos detalles de las conexiones de bifurcación reforzada que se utilizan comúnmente.

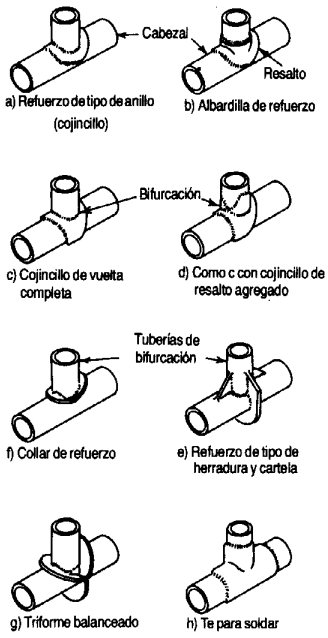


FIG. 6-128 Tipos de refuerzos para conexiones bifurcadas. (*De la obra de Kellogg, "Design of Piping Systems", Wiley, New York, 1965.*)

Las reglas establecen que una conexión de ramificación tiene una resistencia adecuada a la presión si un accesorio (*T*, lateral o cruz) está de conformidad con una norma aprobada y se utiliza dentro de las limitaciones de presiones y temperatura o si se hace la conexión mediante el soldado de un acoplamiento o semiacoplamiento (con espesores de paredes no inferiores a los de la bifurcación en cualquier punto de la zona de reforzamiento o menos que extrafuertes o de 3000 lb) al tramo y a condición de que la razón del diámetro de la bifurcación al del tramo no sea mayor de 0.25 y que la rama no sea mayor a un diámetro nominal de 2 in.

Las dimensiones de acoplamiento extrafuertes se dan en el *Steel Products Manual* publicado por el American Iron and Steel Institute. En el ANSI B16.11-1966, se eliminaron los acoplamientos de 2000 libras en favor de los de 3000 lb.

La ANSI B31.3 indica que el área de refuerzo para la resistencia a la presión externa es al menos la mitad de la que se requiere para la presión interna.

El código no proporciona guía para el análisis, pero exige que los **acoplamientos** externos e internos se diseñen para evitar el aplastamiento de la tubería, esfuerzos excesivos de cambio de dirección localizada o gradientes térmicos perjudiciales, haciendo mayor hincapié en la reducción al mínimo de las concentraciones de esfuerzos en los servicios cíclicos.

El código proporciona requisitos de diseño para **tapones** que sean planos, elipsoidales, de plato esférico, hemisférico, cónicos (sin charnelas o articulaciones de transición), cónicos convexos a la presión, toricónicos cóncavos a la presión y toricónicos convexos a la presión.

Las **aberturas en los tapones** de más de 50% del diámetro se diseñan como bridas en los tapones planos y como reductores en los de otros tipos. Las aberturas de no más de la mitad del diámetro se deben reforzar como conexiones de bifurcaciones.

Expansión térmica y flexibilidad de tuberías metálicas El código ANSI B31.3 requiere que los sistemas de tubería se diseñen para que tengan suficiente flexibilidad y evitar así que la expansión o la contracción térmica o el movimiento de los soportes o terminales de la tubería provoquen alguna de las dificultades que siguen: **1)** fallas en los soportes de las tuberías debidas a las fatigas o esfuerzos excesivos; **2)** fugas en las juntas; o **3)** esfuerzos o distorsiones perjudiciales en las tuberías o en los equipos conectados (como bombas, turbinas o válvulas) debido a los excesivos empujes axiales o movimientos en las tuberías.

Para asegurarse de que un sistema cumplirá estos requisitos, el intervalo de desplazamiento-esfuerzo no excederá el intervalo de esfuerzo permisible S_A (ecuaciones 6-38 y 6-39), las fuerzas de reacción R_m (ecuación 6-50) no serán nocivas para los soportes o equipos conectados y el movimiento de la tubería se encontrará dentro de los límites prescritos.

Deformaciones por desplazamiento Las deformaciones se ocasionan por una tubería que se desplaza de su posición original.

1. *Desplazamientos térmicos.* Un sistema de tuberías sufrirá cambios dimensionales a consecuencia de cambios en la temperatura. Si se restringe el movimiento libre con terminales, guías y anclajes, será desplazado de su posición original.

2. *Desplazamientos por reacción.* Si las restricciones no son rígidas y existe un movimiento predecible de estos accesorios bajo carga, éste podría considerarse como desplazamiento de compensación.

3. *Desplazamientos impuestos externamente.* Cuando externamente se crean movimientos de las restricciones, éstos impondrán un desplazamiento a la tubería, además de los relacionados con los efectos térmicos. Estos movimientos pueden originarse por causas como corrientes de aire o cambios de temperatura en equipos conectados.

Deformaciones de desplazamiento total Los desplazamientos térmicos, los desplazamientos por reacción y los desplazamientos impuestos externamente, tienen efectos equivalentes sobre los sistemas de tuberías y deben considerarse en conjunto para determinar las deformaciones por desplazamiento total en un sistema de tuberías.

Las deformaciones por expansión se pueden considerar en tres formas: por doblez, torsión o compresión axial. En los primeros dos casos, el esfuerzo máximo ocurre en las fibras extremas de la sección transversal de la zona crítica. En el tercer caso, el área entera de la sección transversal será sometida al mismo esfuerzo en toda la longitud de la tubería.

La flexibilidad torsional o por doblez puede obtenerse por codos, abrazaderas o tuberías no alineadas; por tubería corrugada o juntas de expansión tipo fuelle o por otros dispositivos que permitan el movimiento rotacional. Estos dispositivos deben anclarse o conectarse de forma tal que resistan las fuerzas terminales de la presión del fluido, que tengan resistencia friccional al movimiento de la tubería y otras causas.

La flexibilidad axial puede obtenerse mediante juntas de expansión de los tipos deslizante o de fuelle, adecuadamente ancladas y orientadas para resistir las fuerzas terminales de la presión del fluido, y deben tener resistencia friccional al movimiento y otras causas.

Esfuerzos de desplazamiento Los esfuerzos se pueden considerar como proporcionales a la deformación total que causan sólo si la deformación está uniformemente distribuida y no es excesiva en ningún punto. Los métodos que se mencionan aquí y en el código se aplican sólo a sistemas que cumplan esta condición. La distribución irregular de deformaciones (sistemas equilibrados) puede resultar de:

1. Tubería de dimensiones pequeñas sometidas a un gran esfuerzo en serie con tubería relativamente rígida de grandes dimensiones.

2. La reducción local en tamaño o espesor de pared o empleo local de un material que tiene una fuerza elástica reducida (p. ej., cinturones soldados, cuya resistencia es sustancialmente menor que la del metal base).

3. Una configuración de recubrimiento en un sistema de tamaño uniforme, en el cual la expansión o contracción debe absorberse con una desalineación corta en la mayor parte de la tubería.

Si los esquemas desequilibrados de tubería no pueden evitarse, se deben aplicar métodos analíticos apropiados, con objeto de asegurar la flexibilidad adecuada del sistema. Si el diseñador determina que un sistema no tiene una adecuada flexibilidad inherente, debe proporcionarse flexibilidad adicional mediante la adición de codos, abrazaderas, tramos de tubería en S, juntas de torniquete, tubería corrugada, juntas de expansión de los tipos de fuelle o deslizante u otros dispositivos. También debe contarse con un anclaje adecuado.

En contraste con el esfuerzo debido a cargas establecidas, como presión interna o peso, se puede permitir que los esfuerzos de desplazamiento causen una sobredeformación límite en varias partes de la tubería. Cuando se opera el sistema inicialmente bajo condiciones en que su desplazamiento sea el máximo, cualquier parte dúctil reduce el esfuerzo en esa zona. Cuando el sistema regresa a su condición original, tiene lugar una redistribución de esfuerzos, fenómeno conocido como autoajuste. Es similar al efecto que produce el muelle enfriado.

Mientras que los esfuerzos resultantes de una deformación térmica tienden a disminuir con el tiempo, la diferencia algebraica de ese desplazamiento y la condición original, o cualquier condición anticipada del sistema con un mayor efecto opuesto que en la condición de desplazamiento extremo, permanecerá constante durante cualquier ciclo de operación. Esta diferencia se define como el intervalo de desplazamiento-esfuerzo y es un factor determinante en el diseño de una tubería en relación con la flexibilidad. Véanse las ecuaciones (6-38) y (6-39) cuando se desee consultar el intervalo de esfuerzo permisible S_A y la ecuación (6-45) para el intervalo de esfuerzo calculado S_E.

Muelle enfriado El muelle enfriado es la deformación intencional que se crea en una tubería durante su ensamble con objeto de producir un esfuerzo y desplazamiento inicial deseado. Cuando una tubería se va a utilizar a una temperatura mayor a la cual se instala, el muelle enfriado es adecuado al hacer que la longitud de la tubería sea ligeramente más corta que la obtenida en el diseño. El muelle enfriado es benéfico, pues ayuda a equilibrar la magnitud del esfuerzo en condiciones de desplazamiento inicial y extremo. Cuando un muelle enfriado se aplica en forma adecuada existe menor probabilidad de sobredeformación durante el periodo inicial de operación; entonces, esto se recomienda especialmente para materiales que tienen una ductilidad limitada. También hay menor desviación de las dimensiones del sistema ya instalado cuando entra en operación, de manera que los anclajes no serán desplazados de su posición original.

En cuanto a la vida útil de un sistema, ésta se ve afectada en mayor grado por el intervalo de variación del esfuerzo que por la magnitud de esfuerzo en un momento determinado. Cuando se calcula el intervalo de esfuerzos, no se concede ningún crédito al muelle enfriado, pero cuando se calculan los impulsos y momentos para determinar las reacciones reales del sistema, además de que su intervalo de variaciones es significante, es cuando el muelle enfriado recibe su justo crédito.

Los valores de los coeficientes de expansión térmica que se emplean para determinar las deformaciones por desplazamiento total que se emplearán en el cálculo del intervalo de esfuerzos, se determinan mediante la tabla 6-40 como la diferencia algebraica entre los valores a las temperaturas máxima y mínima de diseño para el ciclo térmico que se analiza.

Valores para reacciones Los valores de desplazamientos térmicos utilizados en la determinación de deformaciones por desplazamiento total para el cálculo de reacciones en soportes y equipo conectado se determinarán como la diferencia algebraica entre el valor a la temperatura máxima (mínima) de diseño para el ciclo térmico bajo análisis y el valor a la temperatura esperada durante la instalación.

Los módulos de elasticidad de la tubería ya instalada (E_a),así como el máximo o el mínimo (E_m) deben tomarse de la tabla 6-41.

La razón de Poisson puede tomarse como 0.3 para todas las temperaturas y cualquier metal.

TABLA 6-40 Coeficientes de expansión térmica de metales, en unidades usuales en Estados Unidos*

Coeficiente medio de expansión térmica lineal entre 70°F y la temperatura indicada, μin/(in · °F)

Temperatura, °F	Acero al carbono, cromo al bajo carbono-molibdeno (hasta 3 Cr Mo)	5Cr Mo a 9Cr Mo	Aceros inoxidables austeníticos, 18 Cr, 8 Ni	12 Cr 17 Cr 27 Cr	25 Cr, 20 Ni	Monel 67 Ni, 30 Cu	$3^1/_2$ Níquel	Aluminio	Hierro colado gris	Bronce	Latón	70 Cu, 30 Ni	Ni-Fe-Cr	Ni-Cr-Fe	Hierro dúctil
−325	5.oo	4.70	8.15	4.30	....	5.55	4.76	9.90	....	8.40	8.20	6.65			
−300	5.07	4.77	8.21	4.36	....	5.72	4.90	10.04	....	8.45	8.24	6.76			
−275	5.14	4.84	8.28	4.41	....	5.89	5.01	10.18	....	8.50	8.29	6.86			
−250	5.21	4.91	8.34	4.47	....	6.06	5.15	10.33	....	8.55	8.33	6.97			
−225	5.28	4.98	8.41	4.53	....	6.23	5.30	10.47	....	8.60	8.37	7.08			
−200	5.35	5.05	8.47	4.59	....	6.40	5.45	10.61	....	8.65	8.41	7.19	....	....	4.65
−175	5.42	5.12	8.54	4.64	....	6.57	5.52	10.76	....	8.70	8.46	7.29	....	....	4.76
−150	5.50	5.20	8.60	4.70	....	6.75	5.59	10.90	....	8.75	8.50	7.40	....	....	4.87
−125	5.57	5.26	8.66	4.78	....	6.85	5.67	11.08	....	8.85	8.61	7.50	....	....	4.98
−100	5.65	5.32	8.75	4.85	....	6.95	5.78	11.25	....	8.95	8.73	7.60	....	....	5.10
−75	5.72	5.38	8.83	4.93	....	7.05	5.83	11.43	....	9.05	8.84	7.70	....	....	5.20
−50	5.80	5.45	8.90	5.00	....	7.15	5.88	11.60	....	9.15	8.95	7.80	....	....	5.30
−25	5.85	5.51	8.94	5.05	....	7.22	5.94	11.73	....	9.23	9.03	7.87	....	....	5.40
0	5.90	5.56	8.98	5.10	....	7.28	6.00	11.86	....	9.32	9.11	7.94	....	....	5.50
25	5.96	5.62	9.03	5.14	....	7.35	6.08	11.99	....	9.40	9.18	8.02	....	....	5.58
50	6.01	5.67	9.07	5.19	....	7.41	6.16	12.12	....	9.49	9.26	8.09	....	....	5.66
70	6.07	5.73	9.11	5.24	....	7.48	6.25	12.25	....	9.57	9.34	8.16	....	7.13	5.74
100	6.13	5.79	9.16	5.29	....	7.55	6.33	12.39	....	9.66	9.42	8.24	....	7.20	5.82
125	6.19	5.85	9.20	5.34	....	7.62	6.36	12.53	....	9.75	9.51	8.31	....	7.25	5.87
150	6.25	5.92	9.25	5.40	....	7.70	6.39	12.67	....	9.85	9.59	8.39	....	7.30	5.92
175	6.31	5.98	9.29	5.45	....	7.77	6.42	12.81	....	9.93	9.68	8.46	....	7.35	5.97
200	6.38	6.04	9.34	5.50	8.79	7.84	6.45	12.95	5.75	10.03	9.76	8.54	7.90	7.40	6.02
225	6.43	6.08	9.37	5.54	8.81	7.89	6.50	13.03	5.80	10.05	9.82	8.58	8.01	7.44	6.08
250	6.49	6.12	9.41	5.58	8.83	7.93	6.55	13.12	5.84	10.08	9.88	8.63	8.12	7.48	6.14
275	6.54	6.15	9.44	5.62	8.85	7.98	6.60	13.20	5.89	10.10	9.94	8.67	8.24	7.52	6.20
300	6.60	6.19	9.47	5.66	8.87	8.02	6.65	13.28	5.93	10.12	10.00	8.71	8.35	7.56	6.25
325	6.65	6.23	9.50	5.70	8.89	8.07	6.69	13.36	5.97	10.15	10.06	8.76	8.46	7.60	6.31
350	6.71	6.27	9.53	5.74	8.90	8.11	6.73	13.44	6.02	10.18	10.11	8.81	8.57	7.63	6.37
375	6.76	6.30	9.56	5.77	8.91	8.16	6.77	13.52	6.06	10.20	10.17	8.85	8.69	7.67	6.43

TABLA 6-40 Coeficientes de expansión térmica de metales, en unidades usuales en Estados Unidos* *(Continuación)*

Coeficiente medio de expansión térmica lineal entre 70°F y la temperatura indicada, min/(in · °F)

Temperatura, °F	Acero al carbono, cromo al bajo carbono-molibdeno (hasta 3 Cr Mo)	5Cr Mo a 9Cr Mo	Aceros inoxidables austeníticos, 18Cr, 8Ni	12 Cr 17 Cr 27 Cr	25 Cr, 20 Ni	Monel 67 Ni, 30 Cu	$3^1/_2$ Níquel	Aluminio	Hierro colado gris	Bronce	Latón	70 Cu, 30 Ni	Ni-Fe-Cr	Ni-Cr-Fe	Hierro dúctil
400	6.8	6.34	9.59	5.81	8.92	8.20	6.80	13.60	6.10	10.23	10.23	8.90	8.80	7.70	6.48
425	6.87	6.38	9.62	5.85	8.92	8.25	6.83	13.68	6.15	10.25	10.29	....	8.82	7.72	6.57
450	6.92	6.42	9.65	5.89	8.92	8.30	6.86	13.75	6.19	10.28	10.35	....	8.85	7.75	6.66
475	6.97	6.46	9.67	5.92	8.92	8.35	6.89	13.83	6.24	10.30	10.41	....	8.87	7.77	6.75
500	702	6.50	9.70	5.96	8.93	8.40	6.93	13.90	6.28	10.32	10.47	....	8.90	7.80	6.85
525	707	6.54	9.73	6.00	8.993	8.45	6.97	13.98	6.33	10.35	10.53	....	8.92	7.82	6.88
550	7.12	6.58	9.76	6.05	8.93	8.49	7.01	14.05	6.38	10.38	10.58	....	8.95	7.85	6.92
575	717	6.62	9.79	6.09	8.93	8.54	7.04	14.13	6.42	10.41	10.64	....	8.97	7.88	6.95
600	7.23	6.66	9.82	6.13	8.94	8.58	7.08	14.20	6.47	10.44	10.69	....	9.00	7.90	6.98
625	7.28	6.70	9.85	6.17	8.94	8.63	7.12	....	6.52	10.46	10.75	....	9.02	7.92	7.02
650	7.33	6.73	9.87	6.20	8.95	8.68	7.16	....	6.56	10.48	10.81	....	9.05	7.95	7.04
675	7.38	6.77	9.90	6.23	8.95	8.73	7.19	....	6.61	10.50	10.86	....	9.07	7.98	7.08
700	7.44	6.80	9.92	6.26	8.96	8.78	7.22	....	6.65	10.52	10.92	....	9.10	8.00	7.11
725	7.49	6.84	9.95	6.29	8.96	8.83	7.25	....	6.70	10.55	10.98	....	9.12	8.02	7.14
750	7.54	6.88	9.99	6.33	8.96	8.87	7.29	....	6.74	10.57	11.04	....	9.15	8.05	7.18
775	7.59	6.92	10.02	6.36	8.96	8.92	7.31	....	6.79	10.60	11.10	....	9.17	8.08	7.22
800	7.65	6.96	10.05	6.39	8.97	8.96	7.34	....	6.83	10.62	11.16	....	9.20	8.10	7.25
825	7.70	7.00	10.08	6.42	8.97	9.01	7.37	....	6.87	10.65	11.22	....	9.22	....	7.27
850	7.75	7.03	10.11	6.46	8.98	9.06	7.40	....	6.92	10.67	11.28	....	9.25	....	7.31
875	7.79	7.07	10.13	6.49	8.99	9.11	7.43	....	6.96	10.70	11.34	....	9.27	....	7.34
900	7.84	7.10	10.16	6.52	9.00	9.16	7.45	....	7.00	10.72	11.40	....	9.30	....	7.37
925	7.87	7.13	10.19	6.55	9.05	9.21	7.47	....	7.05	10.74	11.46	....	9.32	....	7.41
950	7.91	7.16	10.23	6.58	9.10	9.25	7.49	....	7.10	10.76	11.52	....	9.35	....	7.44
975	7.94	7.19	10.26	6.60	9.15	9.30	7.52	....	7.14	10.78	11.57	....	9.37	....	7.47

1000	7.97	7.22	10.29	6.63	9.18	9.34	7.55	....	7.19	10.80	11.63	....	9.40	....	750
1025	8.01	7.25	10.32	6.65	9.20	9.39	....	....	....	10.83	11.69	....	9.42	....	
1050	8.05	7.27	10.34	6.68	9.22	9.43	....	....	....	10.88	11.80	....	9.47		
1075	8.08	7.30	10.37	6.70	9.24	9.48	....	....	....	10.90	11.85	....	9.50		
1100	8.12	7.32	10.39	6.72	9.25	9.52	....	....	....	10.90	11.85	....	9.50		
1125	8.14	7.34	10.41	6.74	9.29	9.57	....	....	....	10.93	11.91	....	9.52		
1150	8.16	7.37	10.44	6.75	9.33	9.61	....	....	....	10.95	11.97	....	9.55		
1175	8.17	7.39	10.46	6.77	9.36	9.66	....	....	....	10.98	12.03	....	9.57		
1200	8.19	7.41	10.48	6.78	9.39	9.70	....	....	....	11.00	12.09	....	9.60		
1225	8.21	7.43	10.50	6.80	9.43	9.75	....	....	....	....	....	....	9.64		
1250	8.24	7.45	10.51	6.82	9.47	9.79	....	....	....	....	....	....	9.68		
1275	8.26	7.47	10.53	6.83	9.50	9.84	....	....	....	....	....	....	9.71		
1300	8.28	7.49	10.54	6.85	9.53	9.88	....	....	....	....	....	....	9.75		
1325	8.30	7.51	10.56	6.86	9.53	9.92	....	....	....	....	....	....	9.79		
1350	8.32	7.52	10.57	6.88	9.54	9.96	....	....	....	....	....	....	9.83		
1375	8.34	7.54	10.59	6.89	9.55	10.00	....	....	....	....	....	....	9.86		
1400	8.36	7.55	10.60	6.90	9.56	10.04	....	....	....	....	....	....	9.90		
1425	....	....	10.64	....	....	....	....	....	....	....	....	....	9.94		
1450	....	....	10.68	.....	....	....	....	....	....	....	....	....	9.98		
1475	....	....	10.72	....	....	....	....	....	....	....	....	....	10.01		
1500	....	....	10.77	....	....	....	....	....	....	....	....	....	10.05		

*Extraído del Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code, ANSI B31.3-1980, con permiso del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York. Estos datos sólo son informativos y no implican que los materiales sean adecuados para todas las temperaturas mostradas. (°F - 32) 5/9 = °C; para convertir micropulgadas por grados Fahrenheit en metros por metro kelvin, multiplíquese por 1.8.

TABLA 6-41 Módulos de elasticidad en unidades usuales en Estados Unidos, para metales*

	E = módulo de elasticidad, lbf/in^2 (multiplíquense los valores tabulados por 10^6)																	
	Temperatura, °F																	
Material	–325	–200	–100	70	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200	1300	1400	1500
Material de elasticidad: material ferroso																		
Aceros al C. con un contenido de C. de 0.30% o menos, 3 1/2 Ni	30.0	29.5	29.0	27.9	27.7	27.4	27.0	26.4	25.7	24.8	23.4	18.5	15.4	13.0				
Aceros al C. con un contenido de C. arriba de 0.30%	31.0	30.6	30.4	29.9	29.5	29.0	28.3	27.4	26.7	25.4	23.8	21.5	18.8	15.0	11.2			
Aceros al C. -Mo o de bajo cont. de Cr hasta 3 Cr	31.0	30.6	30.4	29.9	29.5	29.0	28.6	28.0	27.4	26.6	25.7	24.5	23.0	20.4	15.6			
Aceros de cont. intermedio de Cr (5 a 9 Cr -Mo)	29.4	28.5	28.1	27.4	27.1	26.8	26.4	26.0	25.4	24.9	24.2	23.5	22.8	21.9	20.8	19.5	18.1	
Aceros austeníticos (TP304, 310, 316, 321, 347)	30.4	29.9	29.4	28.3	27.7	27.1	26.6	26.1	25.4	24.8	24.1	23.4	22.7	22.0	21.3	20.7	19.3	17.9
Aceros al alto cromo (12 Cr, 17 Cr, 27 Cr)	30.8	30.3	29.8	29.2	28.7	28.3	27.7	27.0	26.0	24.8	23.1	21.1	18.6	15.6	12.2			
Hierro gris	...	...	...	13.4	13.2	12.9	12.6	12.2	11.7	11.0	10.2							

Módulo de elasticidad: material no ferroso

	E = Módulo de elasticidad, en lb/in^2 (multiplíquense los valores tabulados por 10^6)															
	Temperatura, °F															
Material	–325	–200	–100	70	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200
Metal monel (67 Ni, 30 Cu) y (66 Ni, 29 Cu-Al)	26.8	26.6	26.4	26.0	26.0	26.0	25.8	25.6	25.4	24.7	23.1	21.0	18.6	16.0	14.3	13.0
Cobre-níquel (70 Cu, 30 Ni)	...	...	...	21.6	21.5	21.2	20.9	20.6	20.3	20.0	19.7	19.4				
Aleaciones de aluminio	11.3	10.9	10.6	10.1	10.0	9.8	9.5	8.7	7.7							
Cobre (99.98% Cu)	17.0	16.7	16.5	16.0	15.8	15.6	15.4	15.1	14.7	14.2	13.7					
Latón comercial (66 Cu, 34 Zn)	15.0	14.7	14.5	14.0	13.9	13.7	13.5	13.0	12.7	12.2	11.8					
Bronce de estaño con plomo (88 Cu, 6 Sn, 1.5 Pb, 4.5 Zn)	14.2	13.8	13.5	13.0	12.9	12.7	12.4	12.0	11.7	11.3	10.9					

*Extractada de Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code, ANSI B31.3-1980, con permiso del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York. Estos datos son informativos y no implican que los materiales sean adecuados para todas las temperaturas mostradas. (°F-32) $^5/_9$ = °C; para convertir libras fuerza por pulgada cuadrada en megapascales, multiplíquese por 0.006895.

El intervalo de esfuerzos permisibles para los esfuerzos de desplazamiento S_A y esfuerzos aditivos permisibles se considerarán como se especificaron en las ecuaciones (6-38) y (6-39), para sistemas que tienen un esfuerzo inicial por doblez y/o torsión. Cuando se trate de tubería o componentes de tubería soldados en forma longitudinal, el esfuerzo básico permisible S será utilizado para determinar S_A (véase la Tabla 6-37, Nota 13).

El espesor y el diámetro exterior nominales de la tubería y sus accesorios se utilizarán en los cálculos de flexibilidad.

En ausencia de más datos que puedan aplicarse en forma directa, los factores de flexibilidad k, y de intensificación de esfuerzo i, mostrados en la tabla 6-42, pueden utilizarse para cálculos de flexibilidad mediante la ecuación (6-46). Cuando se trate de componentes o accesorios de tubería, como válvulas, filtros, anillos de anclaje y bandas no considerados en la tabla, es posible suponer factores adecuados de intensificación de esfuerzo mediante la comparación de su geometría significativa con la de los componentes mostrados en la tabla.

Requisitos para el análisis No es necesario realizar un análisis formal de la flexibilidad requerida en sistemas que 1) son copias de instalaciones que se encuentran operando bien o tienen sustituciones poco significativas de sistemas que cuentan con una historia de servicio satisfactoria; 2) pueden ser juzgados rápidamente con una adecuada comparación con sistemas ya analizados; o 3) son de dimensión uniforme y no tienen más de dos puntos de fijación ni tienen restricciones intermedias, además de caer dentro de los límites de la ecuación empírica (6-44):*

$$\frac{Dy}{(L - U)^2} \leq K_1 \qquad (6\text{-}44)$$

donde D = diámetro externo de la tubería, mm (in)
y = resultante de la deformación por desplazamiento total, mm (in), a ser absorbida por el sistema
L = longitud desarrollada de la tubería entre anclajes, m (ft)
U = distancia de anclajes, línea recta entre anclajes, m (ft)
K_1 = 0.03 para unidades usuales en Estados Unidos
= 208.3 para unidades SI

1. Todos los sistemas que no cumplan estos criterios serán analizados por métodos de análisis simplificados, aproximados o completos, que sean adecuados para cada caso específico.

*ADVERTENCIA: No es posible ofrecer ninguna demostración de que esta ecuación proporcionará resultados congruentes o exactos. No es aplicable para sistemas que se emplearán en condiciones cíclicas extremas. Deberá utilizarse con precaución en configuraciones como las de doblado desigual en forma de U ($L/U > 2.5$), con movimiento dentado casi recto, tuberías muy largas de pared delgada ($i \geq 5$) o cuando un desplazamiento irregular (que no sea en la dirección de unión entre los puntos de anclaje) constituye gran parte del desplazamiento total. No se asegura que las reacciones terminales serán aceptablemente bajas aunque el sistema de tubería se encuentre dentro de los límites de la ecuación (6-44).

TABLA 6-42 Factor de flexibilidad *k* y factor de intensificación de esfuerzo *i* *

Descripción	Factor de flexibilidad k	Factor de intensificación de esfuerzo[a,h]		Característica de flexibilidad, h	Esquema descriptivo
		Fuera del plano i_o	En el plano, i_i		
Codo soldado[a, b, c, f, i] o codo de tubería	$\frac{1.65}{h}$	$\frac{0.75}{h^{2/3}}$	$\frac{0.9}{h^{2/3}}$	$\frac{\overline{T}R_1}{(r_2)^2}$	R_1 - radio del codo
Codo a inglete espaciado estrechamente[a, b, c] $s < r_2(1 + \tan\theta)$	$\frac{1.52}{h^{5/6}}$	$\frac{0.9}{h^{2/3}}$	$\frac{0.9}{h^{2/3}}$	$\frac{\cot\theta}{2}\frac{\overline{T}_s}{(r_2)^2}$	$R_1 = \frac{S\cot\theta}{2}$
Codo sencillo a inglete[a, b] o codo a inglete espaciado ampliamente $s \geq r_2(1 + \tan\theta)$	$\frac{1.52}{h^{5/6}}$	$\frac{0.9}{h^{2/3}}$	$\frac{0.9}{h^{2/3}}$	$\frac{1 + \cot\theta}{2}\frac{\overline{T}}{r_2}$	$R_1 = \frac{r_2(1+\cot\theta)}{2}$
Te soldada[a, b, f] por ANSI B16.9 con $r_x > {}^1/_8 D_b$ $T_c \geq 1.5\,T$	1	$\frac{0.9}{h^{2/3}}$	$¾\, i_o + ¼$	$4.4\frac{\overline{T}}{r_2}$	
Te reforzada[a, b, c] con cojinete o soporte	1	$\frac{0.9}{h^{2/3}}$	$¾\, i_o + ¼$	$\frac{(\overline{T}+1/2\,t_r)^{5/2}}{\overline{T}^{3/2}\,r_2}$	Cojinete, Soporte
Te no reforzada[a, b]	1	$\frac{0.9}{h^{2/3}}$	$¾\, i_o + ¼$	$\frac{\overline{T}}{r_2}$	
Te soldada extruida,[a, h] $T_c < 1.5\,\overline{T}$	1	$\frac{0.9}{h^{2/3}}$	$¾\, i_o + ¼$	$\left(1 + \frac{r_x}{r_2}\right)\frac{\overline{T}}{r_2}$	Te
Contorno insertado con soldadura interna[a, b] $r_x \geq {}^1/_8 D_b$ $T_c \geq 1.5\,T$	1	$\frac{0.9}{h^{2/3}}$	$¾\, i_o + ¼$	$4.4\frac{\overline{T}}{r_2}$	
Ramificación soldada sobre el accesorio[a, b, g] (integralmente reforzada)	1	$\frac{0.9}{h^{2/3}}$	$\frac{0.9}{h^{2/3}}$	$3.3\frac{\overline{T}}{r_2}$	

2. Los métodos de aproximación o simplificación sólo pueden ser aplicados en el intervalo de configuraciones para las que se ha demostrado su adaptabilidad.

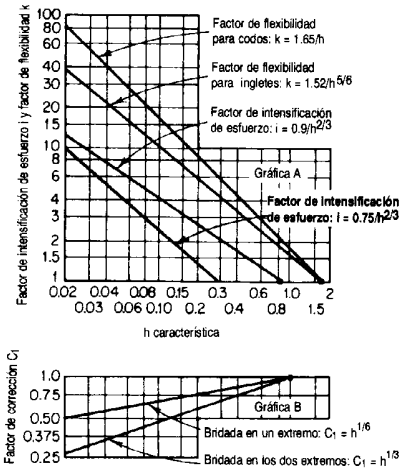
3. Entre los métodos de análisis aceptables, se cuentan los métodos analíticos y de gráficas, que proporcionan una evaluación de las fuerzas, momentos y esfuerzos causados por las deformaciones por desplazamiento.

4. El análisis tomará en cuenta los factores de intensificación de esfuerzo para cualquier componente diferente de la tubería recta. Se debe tener en cuenta la flexibilidad extra de ese componente.

Cuando se calcula la flexibilidad de un sistema de tubería entre puntos de anclaje, el sistema debe tratarse como un todo. Deberá reconocerse la importancia de todas las partes de la línea y las restricciones introducidas con el propósito de reducir momentos y fuer-

TABLA 6-42 Factor de flexibilidad *k* y factor de intensificación de esfuerzo* (*Continuación*)

Descripción	Factor de flexibilidad *k*	Factor de intensificación de esfuerzo *i*
Junta, reductor o brida con cuello de soldadura, soldados a tope	1	1.0
Brida de fácil instalación, con doble soldadura.	1	1.2
Junta con filete de soldadura o brida con cavidad de soldadura	1	1.3
Brida con junta de traslape (con extremos de acuerdo con ANSI B16.9)	1	1.6
Juntas para tubería roscada o brida roscada	1	2.3
Tubería recta corrugada o codo corrugado o estriado[d]	5	2.5



[a] El factor de flexibilidad *k* se aplica al doblado en cualquier plano. Los factores de flexibilidad *k* y factores de intensificación de esfuerzo *i*, no serán menores que la unidad; los factores de torsión serán iguales a la unidad. Ambos factores se aplicarán en un arco de longitud eficaz (mostrado por las líneas centrales gruesas en los esquemas descriptivos) para codos curvados y a inglete y el punto de intersección de las tes.

[b] Los valores de la *k* e *i* se pueden leer directamente de la gráfica A, entrando con la característica *h*, calculada mediante las fórmulas proporcionadas anteriormente en la tabla. La nomenclatura es la siguiente:

T = espesor de pared nominal del accesorio para codos y codos a inglete, mm (in)
= espesor nominal de pared de la unión de tubería, para tes, mm (in)
T_c = espesor de la ramificación (bifurcación) de las tes, mm (in)
t_r = espesor del cojinete o soporte, mm (in)
θ = ángulo medio entre los ejes a inglete adyacentes,°
r_2 = radio medio en la unión de la tubería, mm (in)
R_1 = radio de curvatura del codo soldado o tubería doblada, mm (in)
r_x = radio de curvatura del contorno de la parte externa, mm (in), medido en el plano que contiene los ejes en el sentido directo del flujo y en la ramificación (bifurcación).
s = espaciamiento a inglete en la línea central, mm (in)
D_b = diámetro externo de la ramificación, mm (in)

[c] Cuando las bridas se unen a uno o ambos extremos, los valores de *k* e *i* serán corregidos por los factores C_1, que pueden ser leídos directamente de la gráfica B, entrando con el valor calculado *h*.

[d] Los factores mostrados se aplican al doblado. El factor de flexibilidad para la torsión será igual a 0.9.

[e] Cuando t_r sea $>1\ ^1/_2\ T$, utilícese $h = 4\ (T/r_2)$.

[f] Los diseñadores deberán tener cuidado con los accesorios de hierro colado soldados a tope, ya que generalmente tienen paredes más gruesas que la pared de la tubería a la que están unidos. Se pueden introducir grandes errores si no se considera el efecto de este mayor espesor.

[g] Los diseñadores deben asegurarse de que su fabricación tenga la relación de presión equivalente a la de una tubería recta.

[h] Un factor de intensificación igual a $0.9/h^{2/3}$ puede utilizarse para i_i y para i_o, si se desea

[i] Cuando se tienen codos y curvas de gran diámetro y pared delgada, la presión puede afectar significativamente las magnitudes de *k* e *i*. Para corregir los valores de la tabla,

Divídase *k* por $\left[\ 1 + 6\left(\frac{P}{E_c}\right)\left(\frac{r_2}{t}\right)^{7/3}\left(\frac{R_1}{r_2}\right)^{1/3}\ \right]$ Divídase *i* por $\left[\ 1 + 3.25\left(\frac{P}{E_c}\right)\left(\frac{r_2}{t}\right)^{5/2}\left(\frac{R_1}{r_2}\right)^{2/3}\ \right]$

* Extraído del Chemical Plant and Petroleum Refinery, Piping Code ANSI B31.3-1980, con autorización del editor, American Society of Mechanical Engineers. New York.

zas en el equipo o pequeñas ramificaciones, y también las restricciones introducidas por la fricción de soportes. Es necesario considerar todos los desplazamientos dentro del intervalo de temperaturas, determinado por las condiciones de operación y fuera de servicio.

Esfuerzos de flexibilidad Los esfuerzos de doblado y torsión se calcularán utilizando el módulo de elasticidad del sistema ya instalado E_a y, en combinación con la ecuación (6-45), determinando el intervalo de esfuerzo de desplazamiento calculado S_E, que no será mayor que el intervalo de esfuerzos permisible S_A [ecuaciones (6-38) y (6-39)].

$$S_E = \sqrt{S_b^2 + 4S_t^2} \qquad (6\text{-}45)$$

donde S_b = esfuerzo de doblado resultante, MPa (lbf/in^2)
$S_t = M_t/2Z$ = esfuerzo de torsión, MPa (lbf/in^2)
M_t = momento de torsión, N·mm (lbf·in)
Z = módulo de sección de la tubería, mm^3 (in^3)

Los esfuerzos resultantes de doblado S_b, que se utilizarán en la ecuación (6-45) para codos y codos a inglete, se calcularán de acuerdo con la ecuación (6-46), con los momentos como se muestran en la figura 6-129.

$$S_b = \frac{\sqrt{(i_i M_i)^2 + (i_o M_o)^2}}{Z} \qquad (6\text{-}46)$$

donde S_b = esfuerzo resultante de doblado, MPa (lbf/in^2)
i_i = factor de intensificación de esfuerzo en el plano, de la tabla 6-42
i_o = factor de intensificación de esfuerzo fuera del plano, de la tabla 6-42
M_i = Momento de doblado en el plano, N·mm (lbf·in)
M_o = Momento de doblado fuera del plano, N·mm (lbf·in)
Z = módulo de sección de la tubería, mm^3 (in^3)

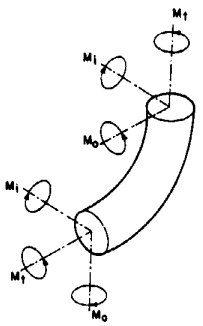


FIG. 6-129 Momentos en codos. *(Extraído del Código ANSI B31.3-1976, con autorización del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York.)*

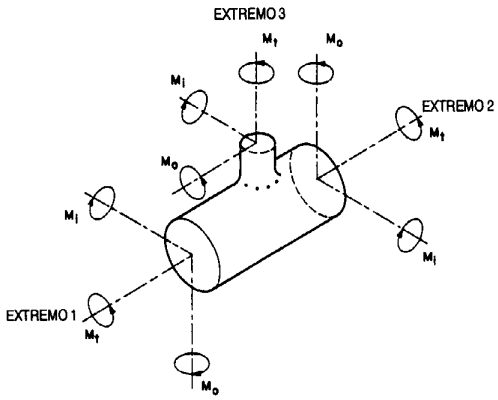


FIG. 6-130 Momentos en conexiones con ramificación. *(Extraído del Código ANSI B31.3-1976, con permiso del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York.)*

Los esfuerzos resultantes de doblado S_b para conexiones en ramificación que se deben utilizar en la ecuación (6-45) se calcularán de acuerdo con las ecuaciones (6-47) y (6-48), con los momentos como se muestran en la figura 6-130.

Para el cabezal (extremos 1 y 2):

$$S_b = \frac{\sqrt{(i_i M_i)^2 + (i_o M_o)^2}}{Z} \qquad (6\text{-}47)$$

Para la ramificación o bifurcación (extremo 3):

$$S_b = \frac{\sqrt{(i_i M_i)^2 + (i_o M_o)^2}}{Z_e} \qquad (6\text{-}48)$$

donde S_b = esfuerzo resultante de doblado, MPa (lbf/in^2)

Z_e = módulo de sección eficaz para la ramificación o bifurcación, mm^3 (in^3)

$$Z_e = \pi r_2^{\,2} T_s \qquad (6\text{-}49)$$

r_2 = radio medio de la sección transversal de la ramificación, mm (in)

T_s = espesor de pared eficaz de la ramificación, mm (in) [menor de $\overline{T}_h$ e $(i_o)/(\overline{T}_b)$]

$\overline{T}_h$ = espesor de la tubería que se une a la sección directa de la Te o guía, sin contar elementos reforzados

$\overline{T}_b$ = espesor de la tubería que se une a la ramificación, mm (in)

i_o = factor de intensificación de esfuerzo fuera del plano (Tabla 6-42)

i_i = factor de intensificación de esfuerzo en el plano (Tabla 6-42)

El intervalo de esfuerzos permisible S_A y el esfuerzo aditivo permisible, se calcularán de acuerdo con las ecuaciones (6-38) y (6-39).

Aseguramiento de calidad de la unión por soldadura requerida Cualquier unión en la que S_E exceda el valor 0.8 S_A para cualquier porción de un sistema de tubería, y si el número de ciclos N es mayor de 7000, será examinada de acuerdo con los requisitos para servicio cíclico severo, que se verán más adelante en esta sección.

Reacciones: tubería metálica Las fuerzas y momentos de reacción para emplearse en el diseño de restricciones y soportes y para evaluar los efectos que producen los desplazamientos de la tubería en equipos conectados, se basarán en el intervalo de reacción R para las condiciones extremas de desplazamiento, considerando el intervalo definido anteriormente para reacciones y utilizando E_a. El diseñador considerará los valores instantáneos máximos de fuerzas y momentos en las condiciones original y extrema de desplazamiento, al igual que el intervalo de reacción, al hacer esas evaluaciones.

Reacciones máximas para sistemas simples Cuando se tienen sistemas de doble anclaje sin restricciones intermedias, los valores instantáneos máximos de fuerzas y momentos de reacción se podrán estimar a partir de las ecuaciones (6-50) y (6-51).

Para condiciones extremas de desplazamiento, R_m. La temperatura para este cálculo será la máxima o mínima de diseño, definida anteriormente para reacciones, la que produce la mayor reacción:

$$R_m = R\left(1 - \frac{2C}{3}\right)\frac{E_m}{E_a} \qquad (6\text{-}50)$$

donde C = factor de muelle enfriado, que varía desde cero para desplazamiento sin muelle enfriado y 1 para un sistema con muelle al 100%. (El factor 2/3, basado en la experimentación, muestra que el muelle especificado no será seguro por completo, aunque se tomen precauciones extremas.)

E_a = módulo de elasticidad a la temperatura de la instalación, MPa (lbf/in^2)

E_m = módulo de elasticidad a la temperatura máxima o mínima de diseño, MPa (lbf/in^2)

R = intervalo de las fuerzas o momentos de reacción (derivado del análisis de flexibilidad) correspondientes al intervalo de esfuerzo-desplazamiento total y basados en E_a, N o N·mm (lbf o lbf·in)

R_m = fuerza o momento instantáneos de reacción máximos, estimados a la temperatura máxima de diseño, N o N·mm (lbf o lbf·in)

Para condiciones originales, R_a. La temperatura para este cálculo es la temperatura esperada a la cual se ensambla la tubería.

$$R_a = CR \quad \text{o} \quad C_1 R, \text{ cualquiera que sea mayor} \qquad (6\text{-}51)$$

donde la nomenclatura es como la establecida para la ecuación (6-50) y

$C_1 = 1 - (S_h E_a / S_E E_m)$ = factor de autoajuste o relajación (si C_1 es negativo, empléese un valor cero)

R_a = fuerza o momento de reacción instantáneos, estimados a la temperatura de instalación, N o N·mm (lbf o lbf·in)

S_E = intervalo de esfuerzo de desplazamiento calculado, MPa (lbf/in^2). Véase la ecuación (6-45)

S_h = Véase la ecuación (6-38)

Reacciones máximas para sistemas complejos Las ecuaciones (6-50) y (6-51) no son aplicables para sistemas con anclaje múltiple y de doble anclaje con restricciones intermedias. Cada caso específico debe estudiarse para estimar la ubicación, naturaleza y extensión de las

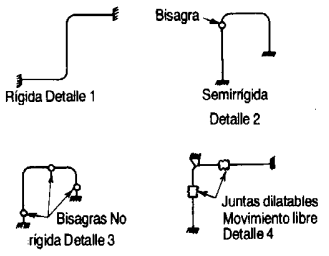


FIG 6-131 Clasificación de flexibilidad para sistemas de tuberías. (De la obra de Kellogg, "Design of Piping Systems", Wiley, New York, 1965.)

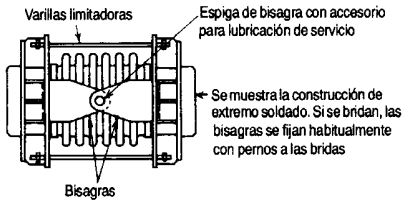


FIG. 6-132 Junta de expansión con bisagras. (*De la obra de Kellogg, "Design of Piping Systems", Wiley, New York, 1965.*)

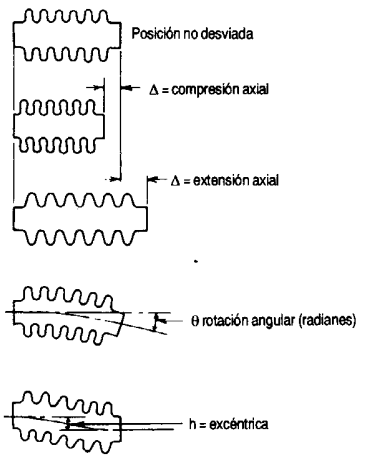


FIG. 6-133 Acción de los fuelles de expansión con varios movimientos. (*De la obra de Kellogg, "Design of Piping Systems", Wiley, New York, 1965.*)

tensiones locales y su efecto en la distribución de esfuerzos en las reacciones.

Los métodos completos aceptables de análisis son analíticos, de pruebas en modelos y gráficos, para evaluar todo el sistema de tuberías en estudio, las fuerzas, las cantidades de movimiento y los esfuerzos provocados por la torsión y las flexiones a partir de una consideración simultánea de las restricciones terminales e intermedias para la expansión térmica, incluyendo todos los movimientos externos transmitidos bajo cambios térmicos a las tuberías por sus accesorios terminales e intermedios de conexión. Se deben aplicar factores de corrección, proporcionados por los detalles de esas reglas, para la intensificación de esfuerzos en las tuberías curvas y las conexiones de bifurcaciones, y se pueden aplicar para la mayor flexibilidad de esas piezas componentes.

Brock [en Crocker (ed.) *Piping Handbook*, 5a. ed., sec. 4, McGraw Hill, New York, 1967] proporciona datos adicionales sobre métodos de análisis.

Juntas de expansión Todo lo anterior se aplica a "sistemas rígidos de tuberías" o sea, sin juntas de expansión (véase el detalle 1 de la figura 6-131). Cuando las limitaciones de espacio, los requisitos del proceso u otras consideraciones den como resultado configuraciones de flexibilidad insuficiente, se puede incrementar adecuadamente la capacidad de deflexión dentro de los límites de intervalos tolerables de esfuerzo, mediante la utilización de una o más juntas de expansión de fuelle con bisagras, por ejemplo, los sistemas semirrígidos (detalle 2) y no rígidos (detalle 3) y eliminarse esencialmente los efectos de la expansión mediante un sistema de juntas de movimiento libre (detalle 4). Las juntas de expansión para sistemas semirrígidos y no rígidos se restringen en contra de los movimientos longitudinales y laterales mediante bisagras con el elemento de expansión tan sólo bajo el movimiento de flexión y se conocen como juntas "con bisagras" o "de rotación" (véase la Fig. 6-132). Los sistemas semirrígidos se limitan a un plano; los sistemas no rígidos requieren un mínimo de tres juntas para un movimiento de dilatación bidimensional y cinco juntas para el tridimensional.

Otras juntas similares a las que se muestran en la figura 6-132, con la excepción de que tienen dos pares de espigas de bisagras situadas con espaciamientos iguales en torno a un anillo universal, permiten obtener resultados similares con un número menor de juntas.

Las juntas de expansión para sistemas de movimiento libre se pueden diseñar sólo para movimientos axiales o excéntricos o para movimientos axiales y excéntricos combinados (véase la Fig. 6-133). Para el movimiento excéntrico solo, la carga extrema que se debe a la presión y el peso se puede transferir a través de la junta mediante tirantes o miembros estructurales (véase la Fig. 6-134). Para movimientos axiales o combinados, se deben proporcionar anclajes para absorber la carga de presión desequilibrada y obligar a los fuelles a desviarse.

Los elementos de fuelles comerciales son por lo común de calibre ligero (del orden de 0.05 a 0.10 in de espesor) y existen en aceros inoxidables y otras aleaciones, cobre y otros materiales no ferrosos. Se pueden obtener para presiones elevadas fuelles de pliegues múltiples, fuelles con anillos externos de refuerzo y de contorno toroidal. Puesto que los elementos de los fuelles se clasifican por lo común para intervalos de deformación que incluyen cedencias repetidas, se asegura el desempeño predecible sólo mediante controles adecuados de fabricación y un buen conocimiento del desempeño potencial de fatiga de cada diseño. El trabajo en frío puede afectar la resistencia a la corrosión y fomentar la propensión a la fatiga de corrosión o corrosión por esfuerzo: las juntas en posición horizontal no se pueden drenar y con frecuencia sufren resquebrajamientos y picaduras, debido a la presencia de condensados durante el funcionamiento o la detención. Para servicios esencialmente no peligrosos y de baja presión, se utilizan a veces fuelles no metálicos de materiales especiales o caucho reforzado con tela. Los fuelles de Teflón pueden ser utilizados en servicio corrosivo.

Debido a la propensión inherentemente mayor que tienen los fuelles de expansión a fallar debido a la corrosión inesperada, el hecho de que las vías no controlen los movimientos de las juntas, etc., es aconsejable examinar de manera crítica su elección de diseño en comparación con un sistema rígido.

Las juntas de expansión del tipo de deslizamiento (Fig. 6-135) sustituyen a los empaques (anillo o plástico) para los fuelles. Su desempeño es sensible al diseño adecuado con respecto a las guías para evitar aglutinamientos y para asegurar que sean adecuadas las estoperas, los empaques, los selladores y la lubricación.Se deben proporcionar anclajes para la fuerza de presión desequilibrada y las fuerzas de fricción que desplacen la junta. Estas últimas pueden ser mucho mayores que la fuerza elástica que se requiere para desviar una junta de fuelle. Las

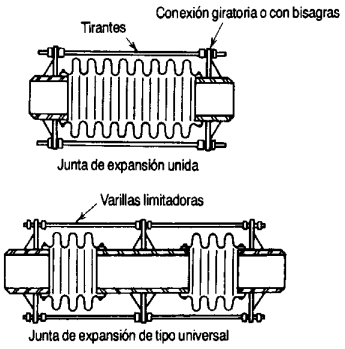


FIG. 6-134 Junta de expansión de fuelle restringido. (*De la obra de Kellogg, "Design of Piping Systems", Wiley, New York, 1965.*)

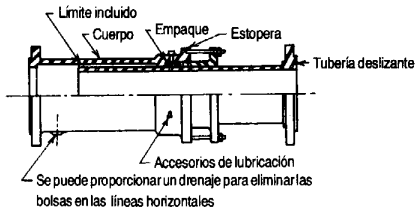


FIG. 6-135 Junta de expansión de tipo deslizante. (*De Kellogg, "Design of Piping Systems", Wiley, New York, 1965.*)

juntas rotatorias con empaques, las juntas de bolas y otras especiales pueden absorber la carga en los extremos.

Para reducir la rigidez también se utilizan tuberías corrugadas y codos corrugados y con pliegues.

Soportes de tuberías Las cargas transmitidas por las tuberías a los equipos conectados y los elementos de soporte incluyen peso, efectos inducidos por la temperatura y la presión, vibraciones, el viento, los sismos, los choques, la expansión y contracción térmica. El diseño de soportes y restricciones se basa en cargas que actúan de modo concurrente, suponiendo que no se ejerzan simultáneamente los sismos y el viento.

Los soportes elásticos y de tipo de esfuerzo constante se deben diseñar para las condiciones máximas de carga incluyendo las de prueba, a menos que se proporcionen soportes temporales.

Aunque no se especifica en el código, los soportes para las tuberías de descarga de válvulas de purga deben ser adecuados para soportar la reacción de chorro que produce su descarga.

El código señala además que los elementos de soporte de tuberías deben: **1)** evitar las interferencias excesivas para la expansión y la contracción térmica de la tubería que, de otro modo, tiene la flexibilidad adecuada, **2)** ser de índole tal que no contribuyan a que se produzcan fugas en las juntas o un pandeo excesivo de las tuberías que requiera drenaje, **3)** diseñarse para evitar los esfuerzos excesivos, la resonancia o la desconexión debido a las variaciones de la carga con la temperatura, y que los esfuerzos longitudinales combinados que se ejercen sobre la tubería no sobrepasen lo permitido en el código, **4)** ser de índole tal que se evite una liberación completa de la carga sobre la tubería en el caso de una mala alineación o la falla de algún resorte, la transferencia de pesos o las cargas adicionales debidas a las pruebas durante la instalación, **5)** ser de acero o hierro forjado, **6)** ser de acero de aleación o protegerse de la temperatura, en los lugares en que se sobrepasen los límites de temperatura adecuados para el acero al carbono, **7)** no ser hierro colado excepto para bases de rodillos, rodillos, bases de anclaje, etc., principalmente bajo cargas de compresión, **8)** no ser de hierro maleable ni nodular, con excepción de las abrazaderas de tuberías, las abrazaderas de vigas, las bridas de soportes, los sujetadores, las bases y los anillos giratorios, **9)** no ser de madera, excepción hecha de los soportes sometidos primordialmente a compresión, donde la temperatura de la tubería se encuentre al nivel del ambiente o por debajo de él, y **10)** tener roscas para ajustes atornillados que se conformen a las especificaciones del Código ANSI B1.1.

Se debe diseñar un elemento de soporte usado como ancla, para mantener una posición esencialmente fija.

Para proteger los equipos terminales u otras porciones (más débiles) del sistema, se deben prever restricciones, como anclas y guías donde sean necesarias para controlar el movimiento o dirigir la expansión a las porciones del sistema que sean adecuadas para absorberlas. El diseño, la disposición y la ubicación de las restricciones deberán asegurar que los movimientos de las juntas de expansión se produzcan en las direcciones para las que están diseñadas. Además de las otras cantidades de movimiento y las fuerzas térmicas, es preciso tomar en consideración en el diseño de los anclajes y las guías los efectos de la fricción en otros soportes del sistema.

Anclajes para juntas de expansión Las anclas (como las del tipo de deslizamiento, corrugadas, omega o de disco) se deben diseñar para soportar la suma algebraica de las fuerzas a la presión y la temperatura máximas a que se deba utilizar la junta. Esas fuerzas son:

1. Impulso de presión, que es el producto del área de impulso real por la presión máxima a la que se someterá la junta durante el funcionamiento normal. (Para las juntas de deslizamiento, el área de impulso real se debe calcular utilizando el diámetro exterior de la tubería. Para juntas corrugadas, omega o de disco, el área de impulso real será la recomendada por el fabricante. Si no se puede obtener esta última información, se deberá calcular el área real con el diámetro interno máximo de los fuelles de la junta de expansión.)

2. La fuerza que se requiere para comprimir o extender la junta en una cantidad igual al movimiento calculado de expansión.

3. La fuerza necesaria para vencer la fricción estática de la tubería de dilatación o contracción sobre sus soportes, de la posición instalada a la operacional. La longitud de tubería que se tome en consideración deberá ser la situada entre el ancla y la junta de expansión.

Aditamentos para soporte Los sostenes de soporte pueden ser abrazaderas de tuberías, cadenas, barras o varillas roscadas que permitan el movimiento libre para la expansión o la contracción térmica. Los soportes deslizantes se deben diseñar para las cargas de fricción y apoyo. Las ménsulas o soportes unidos a la pared se diseñarán para que soporten los movimientos debidos a la fricción además de las otras cargas. Los soportes del tipo de resorte se diseñarán para las cargas de peso en el punto de fijación y para evitar la mala alineación, el pandeo o la carga excéntrica de los resortes y disponer de topes para evitar el desplazamiento excesivo de los resortes. Se recomiendan suspensores de resorte del tipo de compensación para altas temperaturas y tuberías de servicio crítico, con el fin de que la fuerza de soporte sea uniforme con un movimiento apreciable. Los soportes de contrapeso deben tener topes para limitar el desplazamiento. Los soportes hidráulicos tendrán dispositivos de seguridad y topes para soportar las cargas en el caso de que se produzca una pérdida de presión. Para limitar la amplitud de las vibraciones se pueden utilizar amortiguadores o riostras transversales.

El código exige que la carga segura para los sostenes roscados de suspensión se base en el área del fondo de la muesca. Sin embargo, esto presupone una carga concéntrica. Cuando los sostenes de suspensión se desplazan a una posición no vertical de modo que la carga se transfiere de la varilla a la estructura de soporte a través del borde de una de las caras de la tuerca de la varilla, es necesario tomar en consideración el área del fondo, reducida en un tercio. Si se conecta una abrazadera a una línea vertical para soportar su peso, se recomienda que se suelden a la tubería aletas de corte o que se sitúe la abrazadera por debajo de una pestaña o un accesorio, con el fin de evitar el deslizamiento. Se deben tomar en cuenta los esfuerzos localizados inducidos en la tubería por la fijación completa. En la figura 6-136 se muestran soportes típicos de tuberías.

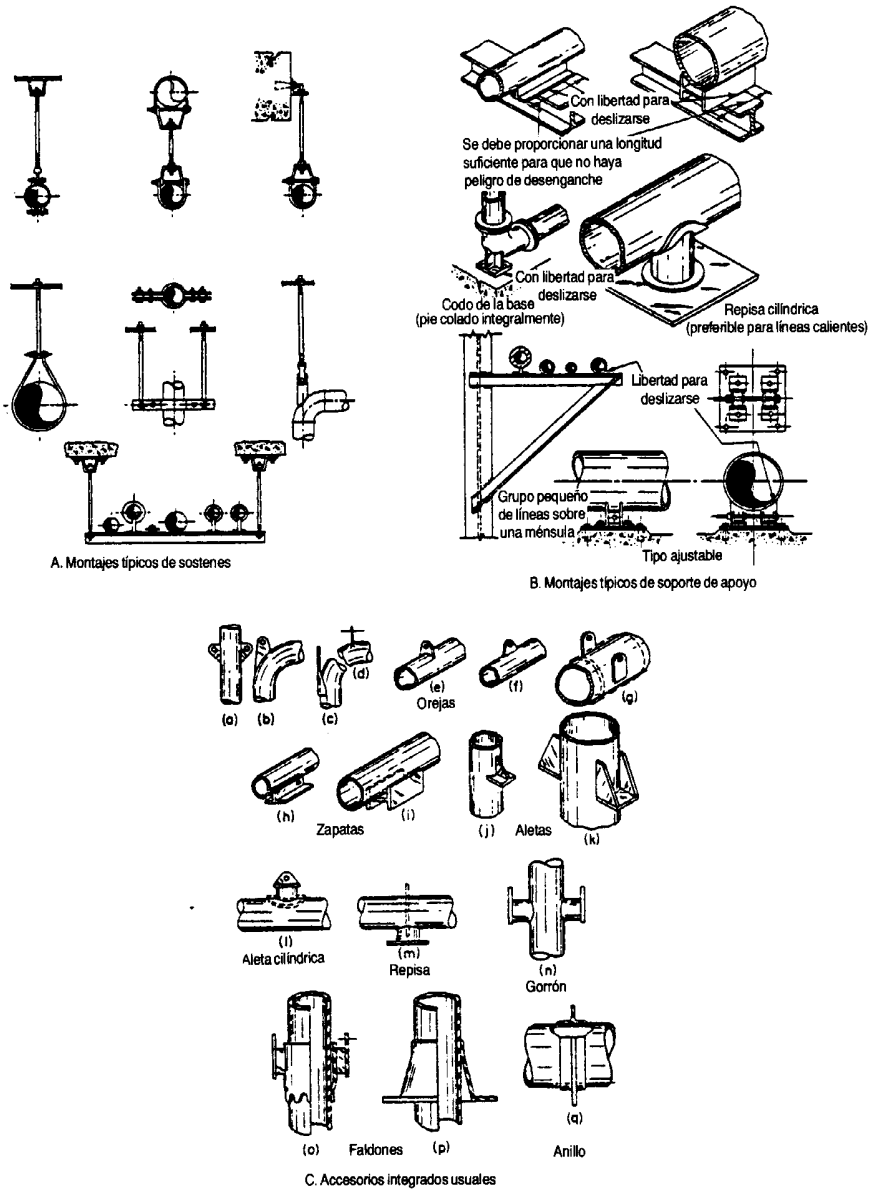


FIG. 6-136 Soportes y accesorios usuales para tuberías. (*De la obra de Kellogg, "Design of Piping Systems". Wiley, New York, 1965.*)

Muchas tuberías se sostienen mediante estructuras instaladas para otros fines. Es práctica común utilizar fórmulas para trabes, para las secciones tubulares, con el fin de determinar los esfuerzos, la deflexión máxima y la pendiente máxima de la tubería en **tramos entre soportes.** Cuando las tuberías se sostengan mediante estructuras instaladas con ese fin y estas últimas reposen en pilotes hincados, se harán cálculos detallados para determinar los tramos máximos permisibles.

Los límites impuestos a la pendiente máxima para hacer que el contenido de la línea se descargue en el extremo inferior requieren cálculos del peso por unidad de longitud de la línea vacía. Para evitar la interferencia con otros componentes, la deflexión máxima se debe limitar a 25.4 mm (1 in).

Las suspensiones de tuberías carecen esencialmente de fricción pero requieren estructuras de soporte de tuberías más altas, que cuestan

TABLA 6-43 Coeficientes de expansión térmica: no metales*

Descripción del material	Coeficientes promedio (divídanse los valores de la tabla entre 10^6) in/(in · °F)	intervalo, °F	mm/(mm · °C)	intervalo, °C
Termoplásticos				
Acetal AP2012	2	....	4	
Acrilonitrilo-butadieno-estireno				
ABS 1208	60	....	108	
ABS 1210	55	45-55	99	8-12
ABS 1316	40	....	72	
ABS 2112	40	....	72	
Celulosa, acetato-butirato de				
CAB MH08	80	....	144	
CAB 5004	95	....	171	
Cloruro de polivinilo clorado				
CPVC 4120	35	....	63	
Polibutileno PB 2110	72	....	130	
Poliéter clorado	45	....	81	
Polietileno				
PE 1404	100	46-100	180	8-38
PE 2305	90	46-100	162	8-38
PE 2306	80	46-100	144	8-38
PE 3306	70	46-100	126	8-38
PE 3406	60	46-100	108	8-38
Polifenileno POP 2125	30	....	54	
Polipropileno				
PP1110	48	33-67	86	0-20
P1208	43	....	77	
PP2105	40	....	72	
Cloruro de polivinilo				
PVC 1120	30	23-37	54	–5–+3
PVC 1220	35	34-40	63	1-4
PVC 2110	50	....	90	
PVC 2112	45	....	81	
PVC 2116	40	37-45	72	3-8
PVC 2120	30	....	54	
Fluoruro de vinilideno	85	....	153	
Cloruro de vinil-vinilideno	100	....	180	
Resinas termofijas				
Asbesto-fenólicas	11-30	....	20-54	
Asbesto-epóxicas	11-30	....	20-54	
Asbesto-poliéster	11-30	....	20-54	
Vidrio-epóxica, moldeado centrífugo	9-13	....	16-23	
Vidrio-poliéster, moldeado centrífugo	9-15	....	16-27	
Vidrio poliéster formada por filamentos	9-11	....	16-20	
Vidrio-poliéster, formada a mano	12-15	....	22-27	
Vidrio-epóxica, formada por filamentos	9-13	....	16-23	
Otros materiales no metálicos				
Vidrio borosilicato	1.8	....	3	
Gráfito impregnado	2.4	....	4	
Hule endurecido (Buna N)	40	....	72	

*Extractada del Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code ANSI B31.3-1980, con permiso del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York. Los componentes individuales pueden variar hasta en 10% de los valores individuales indicados. Consulte a los fabricantes respecto a los valores específicos de sus productos.

más que las estructuras en las que se tienden las tuberías para que reposen en ellas. Se utilizan dispositivos que reducen la fricción entre las tuberías tendidas sujetas a movimientos térmicos y soportes, para lograr lo que sigue:

1. Reducir las cargas sobre los anclajes o los equipos que actúan como tales.
2. Reducir la tendencia de las tuberías, que actúan como columnas cargadas por la fricción en los soportes, a pandearse hacia los lados, fuera de ellos.
3. Reducir las cargas no verticales que se imponen sobre la tubería en sus soportes, para minimizar los costos de las cimentaciones de los soportes.
4. Reducir los esfuerzos longitudinales en las tuberías.

Para este fin se utilizan rodillos y superficies de cojinetes lineales hechas de hidrocarburos fluorados o grafito.

Criterios de diseño: tuberías no metálicas Cuando utilicen material no metálico, los diseñadores deberán convencerse a sí mismos de que, además de la adaptación de materiales y su manufactura, tendrán que considerar factores como el esfuerzo a la temperatura de diseño, las propiedades de impacto y choque térmico, toxicidad, métodos de conexiones y el posible deterioro al estar en servicio. Basada en las normas ASTM, se cuenta generalmente con información sobre relaciones presión-temperatura, proporcionada por los fabricantes de esos materiales. Deberá ponerse especial atención a las precauciones que deben tenerse respecto a la expansión térmica de los materiales no metálicos para tubería, que puede llegar a ser de 5 a 10 veces mayor que la correspondiente al acero (Tabla 6-43). También deberá ponerse especial atención en el esfuerzo de pequeñas conexiones para tubería y equipo y la necesidad de tener una flexibilidad extra en la unión de sistemas metálicos y no metálicos.

En la tabla 6-44 se proporcionan algunos valores para el módulo de elasticidad de materiales no metálicos; sin embargo, no se proporciona ningún criterio específico para el esfuerzo límite de la tubería ni métodos de análisis de esfuerzos. El comportamiento esfuerzo-deformación de la mayor parte de los no metales es muy distinto al de los metales y, al mismo tiempo, está menos definido su análisis matemático. El sistema de tubería deberá diseñarse e instalarse de tal manera que los esfuerzos flexionales resultantes del desplazamiento debido a expansión, contracción y otros movimientos sean reducidos al mínimo. Este concepto merece especial atención en lo que se refiere a soportes, terminales y otras restricciones.

TABLA 6-44 Módulos de elasticidad: no metales*

Descripción del material	E, kip/in^2 (73.4°F)	E, MPa (23°C)
Termoplásticos		
Acetal	410	2830
ABS, tipo 1210	250	1725
ABS, tipo 1316	340	2345
CAB	120	830
PVC, tipo 1120	420	2895
PVC, tipo 1220	410	2830
PVC, tipo 2110	340	2345
PVC, tipo 2116	380	2620
PVC clorado	420	2895
Poliéter clorado	160	1105
PE, tipo 2306	90	620
PE, tipo 3306	130	895
PE, tipo 3406	150	1035
Polipropileno	120	825
Cloruro de vinilvinilideno	100	690
Fluoruro de vinilideno	120	825
Resinas termoendurecidas, reforzadas axialmente		
Asbesto-epóxicas	1200	8280
Asbesto-fenólicas	1200	8280
Vidrio-epóxicas, moldeadas centrífugamente	1200-1900	8280-13100
Vidrio-epóxicas, formada por filamentos	1100-2000	7580-13800
Vidrio-poliéster, moldeada centrífugamente	1200-1900	8280-13100
Vidrio-poliéster, formada a mano	800-1000	5510-6900
Otras		
Vidrio borosilicato	9800	67600
Grafito impregnado	2300	15900
Hule endurecido (Buna N)	300	2070

*Extractada del Código ANSI B31.3-1980, Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code, con autorización del autor, American Society of Mechanical Engineers, New York.

Deformación por desplazamiento Los conceptos de deformación impuestos por la restricción de la expansión o contracción térmicas y por movimientos externos ya descritos para tuberías metálicas, también se aplican, en principio, a los no metales. A pesar de esto, la suposición de que los esfuerzos en el sistema de tuberías pueden predecirse a partir de estas deformaciones, a causa del comportamiento totalmente elástico de los materiales, no se suele aplicar a los materiales no metálicos.

La deformación por desplazamiento en materiales termoplásticos y algunas resinas termofijas, no producirá una falla inmediata de la tubería, pero podría ocasionar una serie de distorsiones. Con referencia a los termoplásticos, puede presentarse una deformación progresiva después de la repetición constante de los ciclos térmicos o cuando el material está expuesto a elevadas temperaturas durante un tiempo prolongado.

Cuando se trate de materiales no metálicos frágiles (como porcelana, vidrio, grafito impregnado, etc.) y algunas resinas termofijas, los materiales mostrarán un comportamiento rígido y desarrollarán altos esfuerzos por desplazamiento hasta el punto de rompimiento repentino debido a una sobredeformación.

Comportamiento elástico Cuando se trata de materiales metálicos, se supone que la deformación por desplazamiento producirá un esfuerzo proporcional en un intervalo bastante amplio para justificar un análisis de esfuerzo elástico. Esta suposición no siempre es válida para materiales no metálicos. Cuando la tubería es de un material no metálico frágil, la deformación inicial producirá esfuerzos elásticos relativamente grandes. La deformación total por desplazamiento debería mantenerse pequeña ya que la sobredeformación provoca una falla en la tubería antes que una deformación plástica. Las deformaciones de las tuberías de plástico y resinas producirán en general esfuerzos del tipo sobredeformado (plástico), aunque la deformación por desplazamiento sea relativamente baja.

En el informe técnico TR-21 del Plastics Pipe Institute se puede encontrar la información adicional sobre el diseño de tubería termoplástica.

FABRICACIÓN, MONTAJE E INSTALACIÓN

Soldadura Los requisitos del código respecto a la fabricación son más detallados para la soldadura que para otros métodos de unión, ya que la soldadura no sólo se utiliza para unir dos tuberías extremo a extremo, sino que sirve también para fabricar accesorios que reemplazan a los accesorios sin costura, como codos y juntas de solapa de punta redonda. Los requisitos del código para el proceso de soldado son esencialmente los mismos que se establecieron en la subsección sobre recipientes a presión (p. ej., los requisitos de la sección IX del ASME Boiler and Pressure Vessel Code) excepto que los procesos de soldado no se restringen, el agrupamiento del material (número P) debe estar de acuerdo con el apéndice A y las posiciones de la soldadura corresponder a la posición de la tubería. El código permite también que un fabricante acepte operadores de soldadura calificados por otra empresa, sin que exista un procesamiento de recalificación cuando el proceso de soldado sea el mismo o uno equivalente. En la tabla 6-45 se incluyen procedimientos de calificación que pueden incluir un requisito para pruebas de resistencia a baja temperatura.

El material de relleno es necesario para cumplir los requisitos de la sección IX. Los anillos de refuerzo (de material ferroso) que lleguen a emplearse serán de calidad soldable con un contenido de azufre limitado al 0.05%. Los anillos de refuerzo de materiales no ferrosos y no metálicos pueden ser utilizados cuando han sido sometidos a pruebas con resultados satisfactorios y cuyo empleo ha sido aprobado por el diseñador.

El código requiere alineación interna dentro de los límites dimensionales especificados en el procedimiento de unión y el diseño de ingeniería, sin especificar los límites dimensionales. Se permite un ajuste interno con objeto de corregir el desalineamiento, estipulando que ese ajuste no dará como resultado un espesor de pared menor que el espesor de pared mínimo requerido, t_m. Según las necesidades, la soldadura metálica puede depositarse en el interior o exterior del componente para proporcionar la alineación o el material suficiente para el ajuste.

En la tabla 6-46 se presenta una recopilación de los requisitos del código para la calidad de soldaduras. Los defectos de referencia se ilustran en la figura 6-137.

El grado de calidad de los procedimientos de soldado, soldadores u operaciones de soldadura se requiere para cumplir los requisitos de la parte QB, sección IX del código ASME, excepto para el servicio de fluidos de la categoría D a una temperatura de diseño que no sea superior a 93°C (200°F). El grado de calidad que debe cumplirse será estipulado por el propietario. El espacio entre las dos superficies que se van a unir por soldadura no será mayor que el necesario para permitir la distribución capilar del metal de relleno.

El único requisito que debe cumplir el personal que se dedica a soldar es seguir los procedimientos del *Copper Tube Handbook* de la Copper Development Association.

Doblado y formación La tubería puede doblarse en cualquier radio para el cual la superficie del arco de la curvatura esté libre de grietas y pandeos. Está permitido el empleo de dobleces estriados o corrugados. El doblado puede efectuarse mediante cualquier método en frío o caliente, siempre que se cumplan las características del material que se está doblando y el radio de la tubería doblada esté dentro.

Algunos materiales requieren un tratamiento térmico una vez que ya se han doblado, lo que dependerá de la severidad del doblado. En el código se explican detalladamente los requisitos que deben cumplirse para este tratamiento. Los componentes de la tubería se pueden formar por cualquier método de prensado en frío o caliente, rolado, forjado, formado con martillo, estirado, fileteado o cualquier otro. El espesor después del formado no será menor que el estipulado en el diseño. Existen reglas especiales para la verificación del formado y presión de diseño de los traslapes ensanchados en forma de campana. El doblado y formado en caliente se realizará dentro del intervalo de temperaturas congruentes con las características del material, el empleo final de la tubería y el tratamiento térmico posterior a estos procesos.

El desarrollo de los medios de fabricación para tubería doblada con radio coincidente con los codos largos de radio comercial soldados a tope y las solapas metálicas ensanchadas en forma de campana (Van Stone), son técnicas muy importantes para reducir los costos de la tubería soldada. Estas técnicas evitan tanto el costo de los extremos de punta redonda o en forma de L como el de la operación de soldado requerida para unir el accesorio a la tubería.

Precalentamiento y tratamiento térmico Estos tratamientos sirven para prevenir o corregir los defectos nocivos de las altas temperaturas o gradientes térmicos severos, inherentes a la unión por soldadura de los metales. Además de esto, puede ser necesario someter el material a tratamiento térmico, con objeto de corregir los efectos de esfuerzo creados durante el doblado o formado de los metales. En las tablas 6-47 y 6-48 se muestran las disposiciones del código que representan las prácticas básicas aceptables para la mayor parte de las aplicaciones de soldado, doblado y formado, pero aquellas no son adecuadas para cualquier clase de uso o servicio. La especificación de los requerimientos más o menos estrictos para el precalentamiento y el tratamiento térmico es función de los responsables del diseño de ingeniería.

Unión de tuberías no metálicas La tubería termoplástica puede unirse mediante procedimientos adecuados de soldado con gas caliente, con un procedimiento de pegado con un disolvente apropiado o por fusión térmica, como se describe en ASTM D-2657, y los procedimientos de pegado con disolvente en ASTM D-2855. En ASTM D-3140 y D-3139 se describen las técnicas de unión con juntas ensanchadas y juntas de sellado con elastómero, respectivamente.

En la unión de tubería termoendurecida reforzada es muy importante que la tubería esté cortada sin agrietamiento ni astillamiento, de la misma manera que es importante lijar, pulir o esmerilar las superficies que van a unirse, que deben estar libres de polvo o cualquier otro agente que impida el buen contacto. La unión será hecha capa por capa con un refuerzo y siguiendo las recomendaciones del fabricante. La aplicación de adhesivo a las superficies que se unen y ensamblan deberá producir una unión y un sello continuos, de manera que los refuerzos estén protegidos del fluido de la tubería. Las áreas que no estén unidas de esta manera serán consideradas como defectuosas y deben repararse.

TABLA 6-45 Requisitos para las pruebas de resistencia a baja temperatura*

Tipo de material		Columna A: En la temperatura mínima o mayor, listada en las tablas 6-37 o 6-3		Columna B: Abajo de las temperaturas mínimas de las tablas 6-37 o 6-3
Materiales metálicos	Hierro dúctil, hierro maleable, acero al carbono, ASTM A36, ASTM A283	1. No hay requisitos adicionales		1. No se utilizará
	Todos los materiales diferentes de acero al carbono, aceros de baja, mediana y alta aleación, aceros ferríticos	Base de metal	Metal con depósito de soldadura y zona afectada por calor (véase la nota 1)	2. Excepto cuando las condiciones estén de acuerdo con la nota 2, los materiales serán tratados térmicamente para controlar su microestructura por un método apropiado al material, como se indica en la especificación aplicable a la forma del producto, con una prueba de impacto posterior (véase la nota 1). El metal con depósito de soldadura y la zona afectada por calor, deben someterse a la prueba de impacto.
		2a. No hay requisitos adicionales	*2b.* Cuando los materiales se fabrican o ensamblan por soldado, el metal con soldadura depositada y la zona afectada por el calor serán sometidos a prueba de impacto, para temperaturas de diseño menores de –29°C (–20°F), a menos que las condiciones estén de acuerdo con la nota 2 .	
	Acero inoxidable austenítico	*3a.* Si 1) el contenido de carbono por análisis es mayor de 0.10% o 2) el material no está en la condición de tratamiento térmico, se requiere una prueba de impacto, para temperaturas de diseño inferiores a –29°C (–20°F). Véase la nota 2.	*3b.* Cuando el material es fabricado o ensamblado por soldadura, el metal que tiene la soldadura depositada será sometido a una prueba de impacto para temperatura de diseño menor de –29°C (–20°F), a menos que esté conforme con la nota 2.	3. El material será sometido a la prueba de impacto. Véase la nota 2
	Hierro dúctil austenítico, ASTM A571	*4a.* No hay requisitos adicionales	*4b.* No se permite el empleo de soldadura.	4. El material será sometido a la prueba de impacto. Este material no se utilizará a una temperatura mínima de diseño menor de –196°C (–320°F). No se permite el empleo de soldadura.
	Aleación de aluminio, cobre, aleación de cobre, níquel, aleación de níquel, titanio sin aleación	*5a.* No hay requisitos adicionales	*5b.* No hay requisitos adicionales, excepto cuando la composición del metal de relleno está fuera del intervalo de composición para el metal base, cuando debe probarse de acuerdo con la columna B, apartado 5.	5. Las pruebas a baja temperatura como elongación por tensión y resistencia a la tensión de mella fina (comparado con la resistencia a la tensión sin mella) se realizarán con objeto de asegurar al diseñador que el material y la soldadura depositada, son adecuados a la temperatura mínima de diseño.
Materiales no metálicos		6. No hay requisitos adicionales		6. A temperaturas inferiores a la mínima recomendada, el diseñador deberá contar con los resultados de las pruebas o en esa u otras temperaturas de servicio abajo de la mínima esperada, lo cual asegura que los materiales tendrán una resistencia adecuada y son apropiados para la temperatura mínima de diseño.
Otros materiales		Los materiales que no quedan comprendidos en las clasificaciones anteriores, y que conforme a una especificación publicada son de composición, tratamiento térmico y forma de producto comparables con las de los materiales enlistados, estarán sujetos a los mismos requisitos que los materiales enlistados. Otros materiales no listados conforme a las especificaciones conocidas, serán calificados de acuerdo con los requisitos de los puntos aplicables de la columna B.		

* Extraído del Código ANSI B31.3-1980 Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code, con permiso del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York.

NOTA: Estas especificaciones para la prueba de resistencia, son adicionales a las pruebas requeridas por la especificación del material.

1. Cualquier prueba y criterios de aceptación asociados, que son parte de la calificación del procedimiento de soldadura para materiales con relleno y con zonas afectadas por calor, no necesitan repetirse.

2. La prueba de impacto no se requiere si la temperatura de diseño es menor de –29°C (–20°F) pero igual o mayor de –46°C (–50°F) y la presión máxima de operación de los componentes fabricados o ensamblados no excede el 25% de la presión máxima de diseño permisible a temperatura ambiente y el esfuerzo longitudinal combinado debido a la presión, pesos muertos y deformación por desplazamiento (véase par. 319.2.1) no excede el valor 41 MPa (6000 lbf/in^2).

TABLA 6-46 Límites sobre imperfecciones en soldaduras*

Imperfección†	Examen que se requiere	Cinturones y juntas a inglete soldadas a tope	Soldadura longitudinal a tope‡	Filete, casquillo y accesorio reforzado, soldados	Conexiones de ramificación soldadas y traslapes
Grietas o mala fusión	Cualquiera	No se permite	No se permite	No se permite	No se permite
Penetración incompleta	radiografía 100%	No se permite	No se permite	NA	No se permite
	radiografía visual, aleatoria o puntual	A	No se permite	NA	A y H
Porosidad interna	radiografía 100%	B	B	NA	B y H
	radiografía aleatoria o puntual	C	C	NA	C y H
Contenido de escoria o defectos de elongación	radiografía 100%	D	D	NA	D y H
	Radiografía aleatoria o puntual	E	E	NA	B y H
Adelgazado	Cualquiera	Menor de $^1/_{32}$ in o $\overline{T}w/4$	No se permite	Menor de $^1/_{32}$ in o $\overline{T}w/4$	Menor de $^1/_{32}$ in o $\overline{T}w/4$
Porosidad superficial y contenido de escoria ($^3/_{16}$ in de espesor nominal y menor)		No se permite	No se permite	No se permite	No se permite
Superficie cóncava		F	F	NA	F y H
Refuerzo de soldadura		G	G	G	G y H

NOTAS:

NA: No aplicable

A: La mínima profundidad debe ser 1/32 in o 0.2 $\overline{T}w$. La longitud total de estas imperfecciones no será superior a 38 mm (1.5 in) en cualquier longitud de soldadura de 150 mm (6 in). (Véase la Fig. 6-137)

B: Un casquillo individual de porosidad no excederá el valor menor de $\overline{T}w/3$ o 1/8 in en su mayor dimensión. El área total de la porosidad proyectada radialmente a través de la soldadura no excederá un área equivalente a 3 veces el área de un casquillo o bolsa permisible en cualquier in^2 (645 mm^2) de área de soldadura proyectada.

C: Un casquillo individual de porosidad no excederá el valor menor de $\overline{T}w/2$ o 1/8 in en su máxima dimensión. El área total de la porosidad proyectada radialmente a través de la soldadura, no excederá un área equivalente a 3 veces el área de un casquillo permisible en cualquier in^2 (645 mm^2) del área de soldadura proyectada.

D: La longitud desarrollada de cualquier inclusión de escoria o defecto de elongación no será superior a $\overline{T}w/3$. La longitud total acumulada de escoria y/o defectos de elongación no será mayor $\overline{T}w$ en cualquier longitud de soldadura de 12 $\overline{T}w$. El ancho de la inclusión de escoria no excederá el menor valor de $^1/_{16}$ in o $\overline{T}w/3$.

E: La longitud desarrollada de cualquier inclusión de escoria o defecto de elongación no será superior a 2 $\overline{T}w$. La longitud total acumulada de escoria y/o defectos de elongación no será mayor de 4 $\overline{T}w$ en cualquier tramo de 6 in de soldadura. El ancho de una inclusión de escoria no será mayor que el menor valor de $^1/_8$ in o $\overline{T}w/2$

F: Para juntas soldadas en un solo lado, la concavidad de la superficie no reducirá el espesor total de la junta, incluyendo el refuerzo, a un valor menor que el espesor del más delgado de los componentes que están siendo unidos.

G: El refuerzo de soldadura externa y la protuberancia de soldadura interna serán fundidos y pulidos en la superficie que los contiene. El espesor del refuerzo externo y protuberancia interna (cuando no se empleen anillos) no excederán los siguientes valores:

Espesor de pared $\overline{T}w$, in	Refuerzo de soldadura y protuberancia máxima, in
$^1/_4$ y menor	$^1/_{16}$
mayor de $^1/_4$, hasta $^1/_2$	$^1/_8$
mayor de $^1/_2$, hasta 1	$^5/_{32}$
mayor de 1 (25.4 mm)	$^3/_{16}$

H: Estos requisitos sólo se aplican para soldaduras a tope.

* Extraído del Código ANSI B31.3-1980 Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code, con autorización del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

†Para ilustración de defectos, véase la figura 6-137.

‡Esta columna se aplica a soldaduras que no están de acuerdo con la norma listada en los apéndices A o E del Código.

Montaje e instalación Las superficies de las juntas bridadas deben alinearse con el plano de diseño dentro del límite de 1/16 in/ft (0.5 %) de cualquier diámetro máximo medido y los orificios para los pernos de las bridas se alinearán dentro de un desalineamiento máximo de 3.2 mm (1/8 in). Las juntas bridadas con bridas cuyas propiedades mecánicas difieran en alto grado serán ensambladas con un cuidado extra y ajustándose a una torsión predeterminada.

El empleo de arandelas planas con tuercas y pernos es un requisito del código para el ensamble de bridas no metálicas. Es preferible que los pernos se extiendan completamente a través de sus tuercas; a pesar de esto, el código permite la falla de un completo ajuste que no sea superior a un paso de rosca del perno o tornillo. Cuando el ensamble se realice en juntas no metálicas recubiertas debe ponerse especial atención a las necesidades y medios para mantener una continuidad eléctrica cuando ocurra una descarga estática. El ensamble de campanas y espigas de hierro colado se menciona en las especificaciones de la norma AWWA C600.

Las juntas roscadas que se destinan para sello por soldadura se harán sin ningún componente roscado.

EXAMEN, INSPECCIÓN Y PRUEBA

Examen e inspección El código establece una diferencia entre examen e inspección. "Examen" es un término que se aplica a las funciones del control de calidad ejecutado por personal del fabricante de la tubería, o de la compañía que realiza la instalación de la misma. "Inspección" es un término aplicado a las funciones ejecutadas para el propietario por un inspector autorizado.

El inspector autorizado será designado por el propietario y podrá ser el mismo propietario, un empleado del mismo, un empleado de una organización científica o de ingeniería o un empleado de una compañía de inspección o seguros reconocida, que actuará como agente del propietario. El inspector no representará ni será un empleado de la compañía que realizó la instalación, la fabricación o el diseño, a menos que el propietario mismo sea también el instalador, fabricante o diseñador.

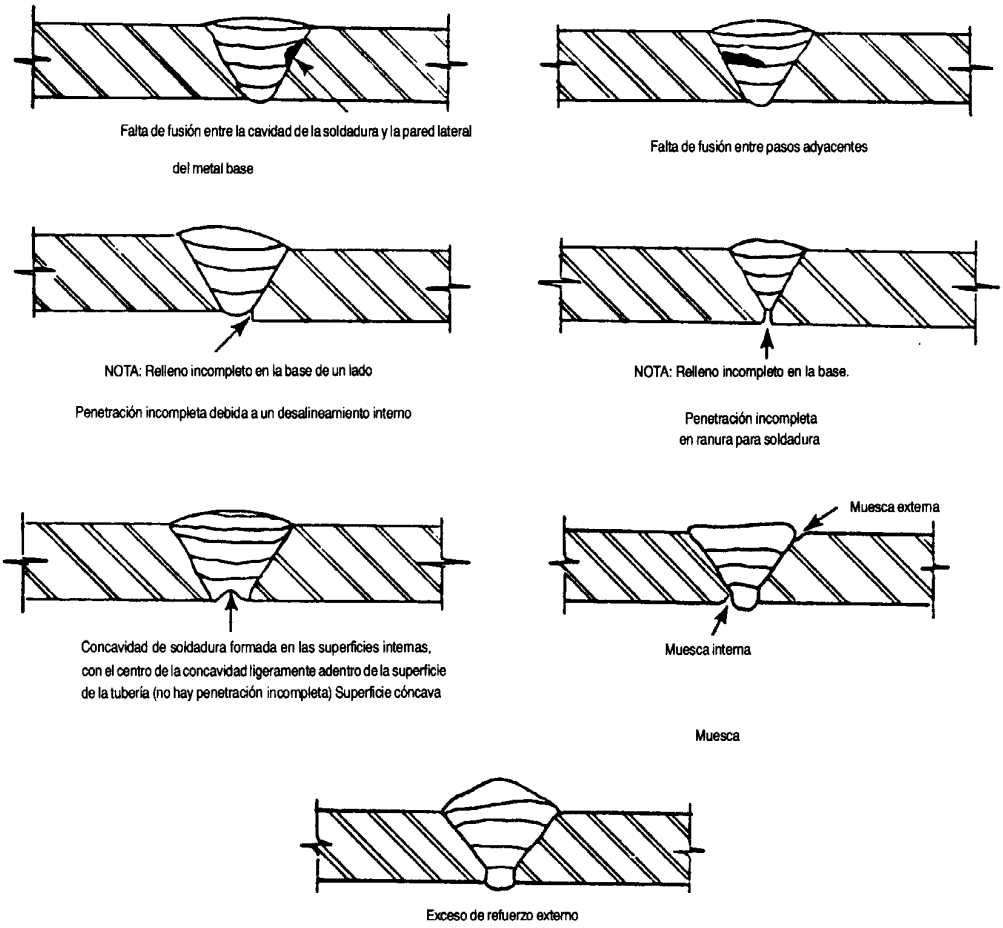


FIG. 6-137 Imperfecciones típicas de soldaduras. (*Extraída del Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code ANSI B31.3-1976, con autorización del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York.*)

El inspector autorizado tendrá una experiencia mínima de 10 años en el diseño, fabricación o inspección de tuberías industriales a presión. Cada 20% del trabajo satisfactorio hacia un grado de ingeniería, acreditado por el Engineers' Council for Professional Development, será considerado como equivalente a un año de experiencia, hasta un total de 5 años como máximo.

Es responsabilidad del propietario verificar, a través del inspector autorizado, que todos los exámenes y pruebas requeridos se ejecuten completamente y que la inspección de la tubería se realice hasta donde sea necesario, de manera que se cumplan los requisitos del código y del diseño de ingeniería. Esta verificación puede incluir las certificaciones y registros históricos de todos los materiales, componentes, métodos y procedimientos de tratamiento térmico, exámenes y pruebas y la idoneidad de los operadores y procedimientos. El inspector autorizado puede delegar la ejecución de la instalación en una persona calificada.

La inspección no liberará de la responsabilidad del fabricante, el diseñador o el instalador para proporcionar materiales, componentes y asesoría técnica, de acuerdo con los requisitos del código y el diseño de ingeniería, ejecutando todos los exámenes requeridos y preparando registros históricos de exámenes y pruebas que sean utilizados por el inspector.

Métodos de examen El código estipula los tipos de examen para la evaluación de los diferentes tipos de imperfecciones (véase la Tabla 6-49).

El personal que realiza exámenes distintos de los visuales, deberá ser calificado de acuerdo con las partes pertinentes de SNT TC-1A, *Recommended practice for nondestructive testing personnel qualification and certification*. Los procedimientos se realizarán como se estipula en la parte T-150, artículo 1, Sec. V del código ASME. Los límites a las imperfecciones estarán de acuerdo con el diseño de ingeniería, pero deberán cumplir los requisitos del Código (véanse las

TABLA 6-47 Temperaturas de precalentamiento*

Número P del metal base	Número A de análisis soldadura-metal‡	Grupo de material base	Espesor nominal de pared		Resistencia a la tensión mínima especificada, metal base		Temperatura mínima			
							Requerida		Recomendada	
			mm	in	MPa	kip/in²	°C	°F	°C	°F
1	1	Acero al carbono	< 25.4	<1	≤ 490	≤ 71			10	50
			≥ 25.4	≥ 1	Todos	Todos			80	175
			Todos	Todos	> 490	> 71			80	175
3	2,11	Aleaciones de acero Cr $^1/_2$% máximo	< 12.7	< $^1/_2$	≤ 490	≤ 71			10	50
			≥ 12.7	≥ $^1/_2$	Todos	Todos			80	175
			Todos	Todos	≥ 490	> 71			80	175
4	3	Aleaciones acero-Cr > $^1/_2$% a 2%	Todos	Todos	Todos	Todos	150	300		
5	4,5	Aleaciones acero-Cr 2 $^1/_4$% a 10%	Todos	Todos	Todos	Todos	175	350		
6	6	Acero de alta aleación: martensítico	Todos	Todos	Todos	Todos			150§	300§
7	7	Acero de alta aleación: ferrítico	Todos	Todos	Todos	Todos			10	50
8	8,9	Acero de alta aleación: austenítico	Todos	Todos	Todos	Todos			10	50
9A, 9B		Aceros con aleación								
9C	10	de níquel	Todos	Todos	Todos	Todos			95	200
10A		Acero Mn-V	Todos	Todos	Todos	Todos			80	175
10B		Acero Cr-V	Todos	Todos	Todos	Todos			150	300
11A										
Grupo 1		Acero con 9% Ni	Todos	Todos	Todos	Todos			10	50
P21-P52			Todos	Todos	Todos	Todos			10	50

*Extractada del Código ANSI B31.3-1980 Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code, con autorización del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York.

†Números P del Código ASME, Sec. IX, Tabla QW-422.

‡Números A del Código ASME, Sec. IX, Tabla QW-422.

§Temperatura máxima de interpaso 315°C (600°F).

Tablas 6-46 y 6-49) para cada tipo específico de examen. Sólo se realizarán reparaciones cuando sea aplicable.

Examen visual Consiste en observaciones de la porción de componentes, juntas y otros elementos de la tubería que están o pueden estar expuestos a la vista antes, durante o después de la manufactura, ensamble, instalación, inspección o prueba. El examen incluye la verificación de los requisitos del código y del diseño de ingeniería para los materiales y componentes, dimensiones, preparación de la junta, alineación, soldado o unión, soportes, ensamble e instalación.

Los exámenes visuales se realizarán conforme al artículo 9, Sec. V del Código ASME.

Examen de partículas magnéticas Este examen se realizará de acuerdo con el artículo 7, Sec. V del Código ASME.

Examen de penetración de líquido Este examen se efectuará de acuerdo con el artículo 6, Sec. V del Código ASME.

Examen radiográfico Las definiciones siguientes se aplican a la radiografía requerida por el código o por el diseño de ingeniería:

1. "Radiografía aleatoria", término aplicado solamente a cinturones de soldadura a tope. Es el examen radiográfico de la circunferencia completa de un porcentaje específico de cinturones de soldadura en un lote designado de tubería.

2. "Radiografía 100%", aplicada sólo a cinturones de soldadura a tope, a menos que en el diseño de ingeniería se especifique otra cosa. Se define como exámenes radiográficos de la circunferencia completa de todos los cinturones de soldadura en un lote definido de tubería. Si el diseño de ingeniería estipula que la radiografía al 100% también incluye soldaduras diferentes de soldadura a tope; el examen incluirá la longitud total de esas soldaduras.

3. "Radiografía de punto o *spot*" es la que se aplica cuando se efectúa una exposición radiográfica simple en un punto, dentro de una extensión específica de soldadura. La cobertura requerida para una radiografía *spot* simple será como sigue:

a) Para soldaduras longitudinales, al menos 150 mm (6 in) de longitud de soldadura.

b) Para cinturones, ingletes y ramificaciones de soldadura, en tuberías de 2 $^1/_2$ in NPS y menores, una porción elíptica sencilla que abarque la circunferencia de soldadura completa y, en tuberías de diámetro mayor, al menos el 25% del diámetro interno o 150 mm (6 in), cualquiera que sea menor.

Las radiografías de componentes de materiales diferentes al hierro colado y de soldaduras, estarán de acuerdo con el artículo 2, Sec. V del Código ASME. Los límites a las imperfecciones en otros componentes y soldaduras serán los establecidos en la tabla 6-46, según el grado de radiografía correspondiente.

Examen ultrasónico El examen ultrasónico de las soldaduras se realizará de acuerdo con el artículo 5 Sec. V del Código ASME, excepto que las modificaciones establecidas en la parte 336.4.6 del código, serán sustituidas por T-535.1 (*d*)(2).

Tipo y extensión de los exámenes requeridos La intención de los exámenes es proporcionar al examinador y al inspector una seguridad razonable de que los requisitos del código y diseño de ingeniería se han cumplido. Para materiales de tipo P, números 3, 4 y 5, el examen se efectuará después de completar el tratamiento térmico.

Examen requerido normalmente La tubería que no corresponda a la categoría especificada para servicio de fluidos categoría D o condiciones cíclicas graves, será examinada como se propone a continuación o en una mayor extensión de acuerdo con lo especificado en el diseño de ingeniería.

TABLA 6-48 Requisitos para tratamiento térmico*

Número P de metal base†	Número A de análisis soldadura-metal‡	Grupo de materiales	Espesor nominal de pared, mm	Espesor nominal de pared, in	Resistencia a la tensión mínima especificada del metal base, MPa	Resistencia a la tensión mínima especificada del metal base, kip/in²	Intervalo de temperaturas del metal, °C	Intervalo de temperaturas del metal, °F	Pared nominal, h/in,§	Tiempo mínimo, h	Dureza Brinell máxima
1	1	Acero al carbono	≤ 19	≤ 3/4	Todos	Todos	Ninguno	Ninguno	1	1	
			> 19	> 3/4			595-650	1100-1200			
3	2, 11	Aleaciones de acero	≤ 19	≤ 3/4	≤ 490	≤ 71	Ninguno	Ninguno			
		Cr 1/2% máximo	> 19	> 3/4	Todos	Todos	595-720	1100-1325	1	1	225
			Todos	Todos	> 490	> 71	595-720	1100-1325	1	1	225
4	3	Aleaciones de acero	≤ 12.7	≤ 1/2	≤490	≤ 71	Ninguno	Ninguno			
		Cr > 1/2% a 2%	> 12.7	> 1/2	Todos	Todos	705-745	1300-1375	1	2	225
			Todos	Todos	> 490	> 71	705-745	1300-1375	1	2	225
5	4, 5	Aleaciones de acero	≤ 1/2 y ≤ 3% Cr y ≤ 0.15% C		Todos	Todos	Ninguno	Ninguno	1	2	241
		Cr 2 1/4% a 10%	> 1/2 o > 3% Cr o > 0.15% C		Todos	Todos	705-760	1300-1400			
		A. de altas aleaciones:									
6	6	martensítico	Todos	Todos	Todos	Todos	730-790	1350-1450	1	2	241
		A240, Gr 429	Todos	Todos	Todos	Todos	620-660	1150-1225	1	2	241
		A. de altas aleaciones:									
7	7	ferrítico	Todos	Todos	Todos	Todos	Ninguno	Ninguno			
		A. de altas aleaciones:									
8	8, 9	austenítico	Todos	Todos	Todos	Todos	Ninguno	Ninguno			
9A	10	A. con aleación de níquel	≤ 19	≤ 3/4	Todos	Todos	Ninguno	Ninguno			
9B			> 19	> 3/4	Todos	Todos	595-635	1100-1175	1/2	1	
10A		Acero Mn-V	≤ 19	≤ 3/4	Todos	Todos	Ninguno	Ninguno	...	...	...
			> 19	> 3/4	Todos	Todos	595-705	1100-1300	1	1	225
			Todos	Todos	> 490	> 71	595-705	1100-1300	1	1	225
10B		Acero Cr-V	≤ 12.7	≤ 1/2	≤ 490	≤ 71	Ninguno	Ninguno	...	...	...
			> 12.7	> 1/2	Todos	Todos	595-730	1100-1350	1	1	225
			Todos	Todos	> 490	> 71	595-730	1100-1350	1	1	225
11A, Grupo I		Acero con 9% de Ni	≤ 51	≤ 2	Todos	Todos	Ninguno	Ninguno			
			> 51	> 2	Todos	Todos	550-585	1025-1085	1	1	
							[Velocidad de enfriamiento > 150°C (300°F)/h o 315°C (600°F)]				

*Extractada del Código ANSI B31.3-1980 Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code, con autorización del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York.

†Número P del Código ASME, Sec. IX, Tabla QW-422; los números especiales P (SP-1, SP-2 y SP-3) requieren consideración especial en el proceso de calificación. El tratamiento térmico requerido se establecerá mediante el diseño de ingeniería y se demostrará por el proceso de calificación.

‡Números A del Código ASME, Sec. IX, Tabla QW-422.

§Para equivalencias en el Sistema Internacional, h/mm, divídase h/in entre 25.4

1. *Examen visual*

a) Los materiales y componentes suficientes, seleccionados aleatoriamente, deben cumplir las especificaciones en forma tal que satisfagan al examinador; además, deberán estar libres de cualquier daño.

b) Al menos el 5% de fabricación para soldaduras, cada soldador u operador de soldadora debe estar representado, aunque no necesariamente cada tipo de soldadura para cada soldador. En la tabla 6-46 se especifican los límites de imperfecciones para este examen.

c) 100% de la fabricación para soldaduras longitudinales diferentes de aquellas en que los componentes se hacen con especificaciones reconocidas en el código. En la tabla 6-46 se citan los límites para estas imperfecciones.

d) Examen aleatorio del ensamble de roscas, pernos y otras juntas, para satisfacción del examinador según los requerimientos del código.

e) Examen aleatorio durante la instalación de la tubería, incluso la verificación de alineamiento, apoyos y muelles enfriados.

TABLA 6-49 Tipos de examen para la evaluación de imperfecciones*

Tipo de imperfección	Tipo de examen: Visual	Penetración de líquido o partícula magnética	Ultrasónico o radiográfico: Aleatorio	Ultrasónico o radiográfico: 100%
Agrietado	X	X	X	X
Penetración incompleta	X		X	X
Mala fusión	X		X	X
Soldadura muy mala	X			
Refuerzo de soldadura	X			
Porosidad interna			X	X
Porosidad externa	X			
Con escoria interna			X	X
Con escoria externa	X			
Superficie cóncava	X		X	X

*Extractada del Código ANSI B31.3-1980, Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping Code, con autorización del editor, American Society of Mechanical Engineers, New York. Para límites sobre imperfecciones en soldadura, véase la tabla 6-46.

f) Examen de la tubería instalada, para evidencia del daño que podría requerir reparación o sustitución y otras desviaciones evidentes del diseño.

2. *Otros exámenes* Cuando la tubería está destinada a ser utilizada a temperaturas superiores a 180°C (366°F) o presiones manométricas superiores a 1 MPa (150 lbf/in^2), es necesario examinar un mínimo del 5% de la soldadura que circunda la tubería mediante radiografía aleatoria o examen ultrasónico. La soldadura a examinarse se seleccionará en tal forma que se asegure que el efecto del trabajo de cada soldador u operador de soldadura sea evaluado dentro del efecto global de la soldadura. También debe seleccionarse esta soldadura para cubrir al máximo las intersecciones con juntas longitudinales. Se deberá examinar un mínimo de 38 mm (1 1/2 in) de soldadura longitudinal. El examen en proceso puede ser sustituido para todos o parte de los exámenes radiográficos o ultrasónicos sobre una base de soldadura para unión, siempre que se especifique en el diseño de ingeniería.

3. *Examen en proceso* Comprende la inspección visual, cuando es aplicable a los siguientes casos:

a) Preparación y limpieza de juntas
b) Precalentamiento
c) Ajuste y alineación interna antes de la soldadura
d) Posición de la soldadura, electrodo y otras variables especificadas por el procedimiento de soldadura
e) Condición de la raíz después de la limpieza (externa e interna, donde sea posible), apoyado en exámenes de penetración de líquido o partículas magnéticas, cuando se especifique en el diseño de ingeniería
f) Eliminación de escoria y condición de la soldadura en cada tramo
g) Apariencia del acabado de la soldadura

4. *Certificación y registro histórico para los componentes y materiales* El examinador deberá asegurarse de que los componentes y materiales cumplen los grados especificados y que han recibido el tratamiento térmico, exámenes y pruebas requeridos. Asimismo, el examinador proporcionará al inspector una certificación de que los requisitos de control de calidad del código y diseño de ingeniería se han cumplido.

Tubería para servicio de fluidos categoría D Esta tubería se examinará visualmente hasta la extensión que sea necesaria para que el examinador se convenza de que los componentes, materiales y trabajo están de acuerdo con los requisitos del código y diseño de ingeniería.

Tubería sujeta a condiciones cíclicas graves La tubería que se utiliza para fluidos que no se encuentran dentro de la categoría D, donde existan condiciones cíclicas graves, será examinada según lo establecido a continuación o en una mayor extensión de acuerdo con lo especificado en el diseño de ingeniería:

1. *Examen visual*

a) Se examinarán todas las roscas, pernos y otras juntas.
b) La instalación completa será sometida a examen, para verificar dimensiones y alineamiento. Los soportes, guías y puntos de muelles enfriados se verificarán para asegurarse de que el movimiento de la tubería en todas las condiciones de arranque, operación y paro será ejecutado sin ningún trastorno para el sistema.

2. *Otros exámenes* Todas las soldaduras a tope circunferenciales y las soldaduras en conexiones de ramificaciones (bifurcaciones), comparables a las de la figura 6-89 se examinarán mediante radiografía al 100% o, cuando se especifique en el diseño de ingeniería, por examen ultrasónico. En la tabla 6-46 se especifican las limitaciones a las imperfecciones. El código exige también que se utilice un procedimiento de soldadura donde se promueva el empleo de una superficie lisa, penetrada internamente en forma total, y que la superficie externa de la soldadura esté libre de rebabas y con un acabado dentro de la especificación 500 AARH. Los casquillos de soldadura y soldadura en conexiones de ramificación que no recibieron examen radiográfico se examinarán con los métodos de partícula magnética o penetración de líquido.

Prueba de impacto Los materiales que están sujetos a las especificaciones ASTM listadas en el código pueden utilizarse, por lo general, a temperaturas por debajo de la mínima citada para esos materiales en la tabla de esfuerzo, sin ninguna prueba adicional. Cuando se lleve a cabo el soldado u otras operaciones en estos materiales, es probable que se requieran pruebas adicionales de resistencia a baja temperatura. Los requisitos del código se presentan en la tabla 6-45.

Prueba de presión Antes de la operación inicial, la tubería será sometida a una prueba de presión para comprobar su apriete de ensamble, excepto cuando se empleará para servicio de fluidos de la categoría D. La prueba de presión se mantendrá el tiempo necesario para determinar la presencia de cualquier fuga, pero este tiempo no será menor de 10 min.

Si se efectúan reparaciones o adiciones después de las pruebas de presión, la tubería afectada se probará nuevamente, excepto que, cuando estas reparaciones o adiciones sean de importancia ínfima, el propietario puede desistir acerca de la realización de las nuevas pruebas, en el caso de haberse tomado las medidas adecuadas para asegurar una construcción firme.

Cuando se ejecutan pruebas a temperaturas del metal cercanas a la temperatura en la zona de transición ductilidad-fragilidad, es necesario considerar la posible fractura por fragilidad de la tubería.

La prueba deberá ser hidrostática, con agua, a excepción de los siguientes casos: si existe la posibilidad de daño debido al congelamiento o, si el fluido de operación o el material de la tubería son adversamente afectados por el agua, puede utilizarse otro líquido. Si se emplea un líquido inflamable, su punto de inflamación no será menor de 50°C (120°F), además de considerar el medio ambiente en que se realizará la prueba.

La presión de la prueba hidrostática en cualquier punto del sistema, será como sigue:

1. No menor de 1 $^1/_2$ veces la presión de diseño.

2. Para una temperatura de diseño superior a la temperatura de prueba, la presión mínima de prueba será calculada mediante la siguiente ecuación:

$$P_T = 1.5\ PS_T/S \qquad (6\text{-}52)$$

donde P_T = presión manométrica de prueba hidrostática, MPa (lbf/in^2)
P = presión interna de diseño, MPa (lbf/in^2)
S_T = esfuerzo permisible a la temperatura de prueba, MPa (lbf/in^2)
S = esfuerzo permisible a la temperatura de diseño, MPa (lbf/in^2)

Si la presión de prueba, como se ha definido, produce un esfuerzo que exceda el límite elástico a la temperatura de prueba, la presión de prueba puede reducirse hasta un valor que no exceda el límite elástico a esa temperatura de prueba.

Es posible efectuar una prueba preliminar con aire, con una presión manométrica que no sea superior a 0.17 MPa (25 lbf/in^2) antes de la prueba hidrostática, con objeto de ubicar los puntos de fugas mayores.

Si el propietario considera que no es práctico realizar la prueba hidrostática, podrá sustituirse por una prueba neumática con aire u otro gas no inflamable, de acuerdo con el siguiente procedimiento:

Si la tubería se prueba neumáticamente, la presión de prueba será 110% de la presión de diseño. La prueba neumática implica un riesgo por la posible liberación de energía almacenada en un gas comprimido. Por tanto, es necesario tener un cuidado especial para minimizar la posibilidad de falla de los metales y productos termoplásticos. La temperatura de prueba es importante en este sentido y debe considerarse cuando el material es seleccionado en el diseño original. Cualquier prueba neumática comprenderá una prueba preliminar a una presión manométrica que no sea superior a 0.17 MPa (25 lbf/in^2). La presión se incrementará en forma gradual, con un compás de espera entre cada

incremento, suficiente para igualar los esfuerzos durante la prueba y verificar si hay fugas en el sistema. Si el líquido de prueba en el sistema está sujeto a expansión térmica, será necesario tomar las precauciones necesarias para evitar una presión excesiva.

Cuando se trate de una tubería para ser utilizada en el servicio de fluidos de categoría D, definido en la subsección "Clasificación de servicios de fluidos", el propietario podrá solicitar la prueba del sistema en condiciones semejantes a las de operación normal, antes o durante la operación inicial, examinando las fugas en cada unión que no haya sido probada previamente. Se realizará una prueba preliminar a una presión manométrica no mayor de 0.17 MPa (25 lbf/in^2), cuando el fluido sea gas o vapor. La presión se incrementará gradualmente en etapas de tiempo que permitan igualar los esfuerzos en la tubería y descubrir las posibles fugas.

Se pueden requerir pruebas alternativas a las especificadas aquí, en condiciones que también se especifican en el código.

Cuando se trate de una tubería a la que se aplicará la prueba de fuga sensible, se probará por el método de gas y formación de burbujas especificado en el artículo 10, Sec. V del Código ASME u otro método alterno que tenga igual o mayor sensibilidad. La sensibilidad de la prueba será cuando menos (100 Mpa·ml)/s [(10^3 atm·ml)/s] en condiciones de prueba. Si se aplica la prueba de presión hidrostática, se efectuará después de la prueba de fuga sensible.

Deberá conservarse un registro de cada instalación de tubería durante la prueba.

COMPARACIÓN DE COSTOS DE SISTEMAS DE TUBERÍAS

La tubería de una planta de proceso químico puede llegar a representar hasta el 25% del costo de la instalación. El costo de instalación de sistemas de tubería varía ampliamente, dependiendo del material de construcción y de la complejidad del sistema. Un estudio de costos de tubería muestra que la selección del material más barato para una tubería recta simple no será más económica que una instalación compleja donde existe gran cantidad de tramos cortos, accesorios y válvulas. La economía depende también, en gran parte, del tamaño de la tubería y de la técnica utilizada en su manufactura. Los métodos de fabricación, como el doblado a dimensiones estándar de codos de radio largo y maquinado de juntas de solapa, influyen mucho en el costo de fabricación de la tubería a partir de materiales dúctiles, adecuados a esa técnica. Es posible alcanzar reducciones en costos hasta de un 35% utilizando técnicas avanzadas en la manufactura e instalación de tuberías.

La figura 6-138 se basa en datos extraídos de una comparación de costos de instalación de sistemas de tubería para diversos materiales, publicados por la Dow Chemical, Co. Las gráficas muestran las razones de costos relativos para sistemas de diversos materiales basados en dos instalaciones; una consiste en 152 m (500 ft) de tubería de 2 in en arreglo complejo, y la otra de 305 m (1000 ft) de tubería de 2 in en arreglo de tubería recta. La figura 6-138 está basada en las técnicas de fabricación-construcción en campo, utilizando tramos para soldar, método empleado comúnmente por los contratistas. Una gran diferencia resultaría si se utilizaran otros métodos de construcción como el maquinado-formado de juntas de solapa y codos en lugar de codos soldados. La experiencia en costos de tuberías ha demostrado que es difícil generalizar y mostrar una comparación exacta de costos para tubería. Para lograr una comparación exacta, el costo de cada tipo de material debe estimarse para cada parte, sobre la base de los métodos reales de fabricación e instalación que se emplearán y anticipando las condiciones para la instalación propuesta.

RECIPIENTES DE ALMACENAMIENTO Y PROCESO

ALMACENAMIENTO DE LÍQUIDOS

Tanques atmosféricos Se emplea aquí el término de "tanque atmosférico" para cualquier depósito diseñado para su utilización dentro de más o menos varios centenares de pascales (unas cuantas libras por ft cuadrado) de presión atmosférica. Pueden estar abiertos a la atmósfera o cerrados. Por lo común, se obtiene el costo mínimo en una forma cilíndrica vertical y un fondo relativamente plano al nivel del terreno.

American Petroleum Institute (API) El Instituto ha establecido una serie de normas y especificaciones para tanques atmosféricos. Las que siguen son algunas de las publicadas por el API:

Especificación API 12B, Bolted Production Tanks (tanques de producción con conchas remachadas).

Especificación API 12D, Large Welded Production Tanks (tanques de producción grandes soldados).

Especificación API 12F, Small Welded Production Tanks (tanques de producción pequeños soldados).

Norma API 650, Steel Tanks for Oil Storage (tanques de acero para almacenamiento de petróleo).

American Water Works Association (AWWA) La Asociación tiene muchas normas relativas al almacenamiento y el manejo del agua. En el *Manual AWWA* (anual) aparece una lista de sus publicaciones. La norma AWWA D100 Standard for Steel Tanks, para tanques de acero, tubería auxiliares, depósitos y tanques elevados para almacenamiento de agua, contiene reglas para el diseño y fabricación.

No obstante que los tanques AWWA están indicados para agua, éstos podrían ser utilizados para el almacenamiento de otros líquidos.

Underwriters Laboratories Inc., ha publicado las siguientes normas para tanques:

UL58, Steel Underground Tanks for Flammable and Combustible Liquids (tanques subterráneos de acero para líquidos inflamables y combustibles)

UL 142, Steel Aboveground Tanks for Flammable and Combustible Liquids (tanques de acero sobre el terreno para líquidos inflamables y combustibles).

UL 58, cubre tanques horizontales de acero de hasta 190 m^3 (50 000 galones), con un diámetro máximo de 3.66 m (12 ft) y una longitud máxima de 6 diámetros. Se dan los espesores y cierto número de detalles de diseño y fabricación. UL 142 cubre los tanques horizontales de acero de hasta 190 m^3 (50 000 galones) (al igual que el UL58) y tanques verticales de hasta 10.7 m (35 ft) de altura. Se dan los espesores y otros detalles. No se especifica el diámetro máximo para un tanque vertical.

Las normas de Underwriters coinciden con las de API pero incluyen tanques que son demasiado pequeños para las normas del API. No obstante, las normas de Underwriters no son tan detalladas como las de API y, por consiguiente, hacen pesar una mayor responsabilidad sobre el diseñador. No especifican grados de acero, aparte de exigir que sean soldables. El diseñador debe establecer también sus propios límites sobre el diámetro (o espesor) de los tanques verticales. Pueden seguirse las directrices del API.

Concreto preesforzado Este material se utiliza con frecuencia para tanques hasta de 57 000 m^3 (15 × 10^6 gal), que comúnmente contienen agua. Su diseño se analiza detalladamente en la obra de Creasy, *Prestressed Concrete Cylindrical Tanks*, Wiley, New York, 1961. Para el diseño más económico de tanques grandes y abiertos al nivel del terreno, recomienda que se limite la altura vertical a 6 m (20 ft). Las filtraciones pueden ser un problema si se utiliza concreto no recubierto, al emplear algunos líquidos (p. ej., gasolina).

Tanques elevados Éstos pueden proporcionar un flujo grande cuando se requiere, pero las capacidades de bombeo no tienen que ser

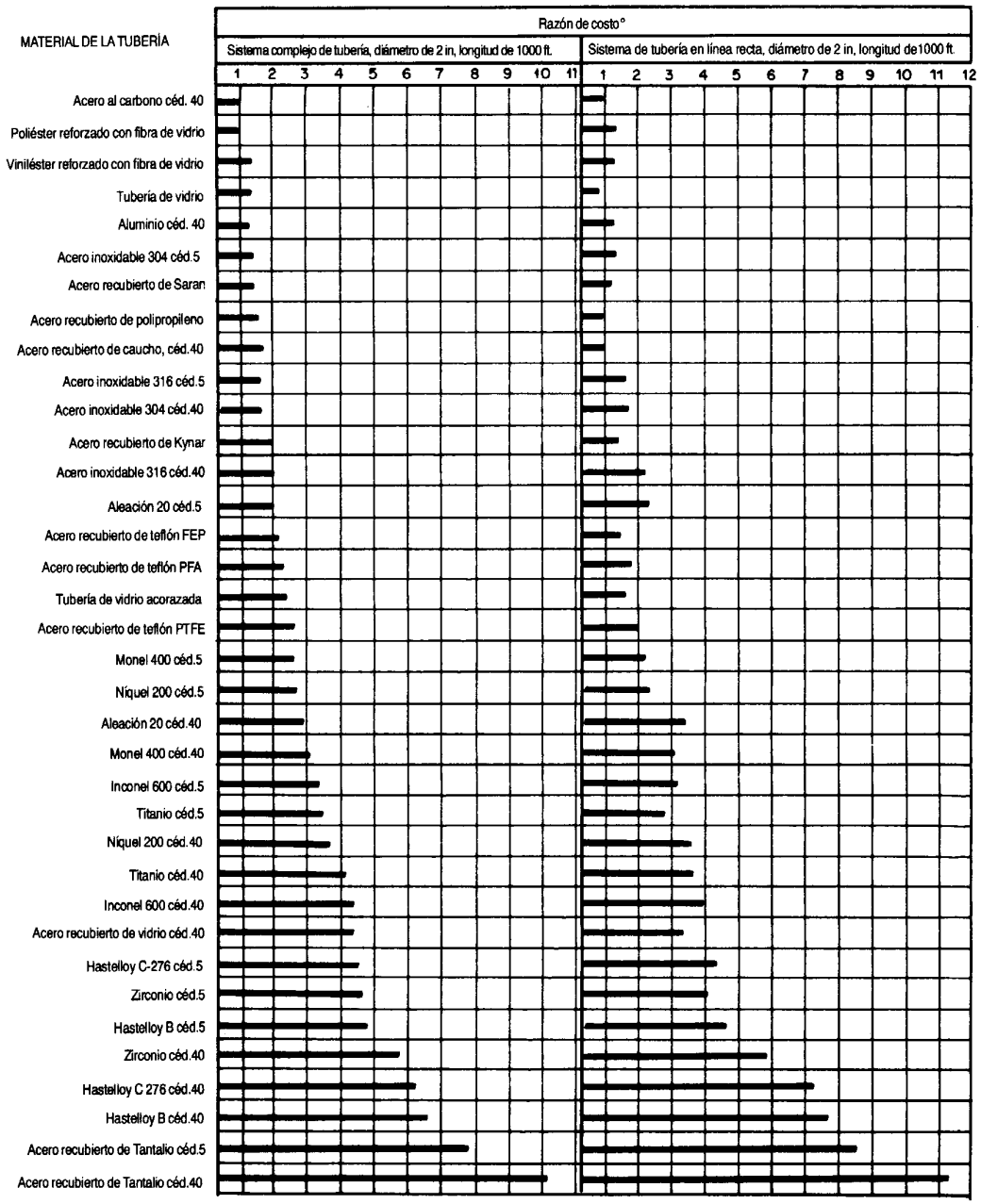


FIG. 6-138 Categorías de costos y razones de costos para tuberías de diversos materiales. Esta figura se basa en las técnicas de fabricación en el sitio que utilizan tramos para soldar, siendo éste el método más utilizado por los contratistas. Una diferente categorización podría obtenerse aplicando otros métodos de construcción, como la unión por traslape de piezas maquinadas, para tubería de aleación. °Razón de costo = (costo del material listado) + (costo del sistema con tubería de acero al carbono cédula 40, fabricado utilizando tramos para soldar). (*Extraído con permiso* de Installed Cost of Corrosion Resistant Piping, *copyright 1977, Dow Chemical, Co.*)

de más del flujo promedio. En esa forma, es posible ahorrar en inversiones de bombas y tuberías. También proporcionan flujo después que fallan las bombas, lo que constituye una consideración importante en los sistemas contra incendios.

Tanques abiertos Éstos se pueden utilizar para almacenar materiales que no se vean dañados por el agua, el clima o la contaminación atmosférica. De otro modo, se necesitará un tejado, ya sea fijo o flotante. Los **tejados fijos** suelen ser escalonados o de cúpula. Los tanques grandes tienen tejados escalonados con soportes intermedios. Puesto que las presiones son desdeñables, las principales cargas de diseño son la nieve y el viento. Con frecuencia se pueden encontrar los valores que se requieren en los códigos locales de la construcción.

Los tanques atmosféricos de tejados fijos requieren **ventilas** para evitar los cambios de presión, que se producirían de otro modo debido a los cambios de temperatura y el retiro o la adición de líquidos. La norma API 2000 Venting Atmospheric and Low Pressure Storage Tanks (ventilación atmosférica y tanques de almacenamiento a baja presión) proporciona reglas prácticas para el diseño de ventilas. Los principios de esta norma se pueden aplicar a fluidos distintos de los productos petroleros. En los tanques de tejado fijo, la utilización de ventilas abiertas puede provocar pérdidas excesivas de líquidos volátiles, sobre todo los que tienen puntos de inflamación por debajo de 38°C (100°F). A veces, las ventilas son múltiples y conducen a un tanque de ventilación, o bien, se puede extraer el vapor mediante un sistema de recuperación.

Un medio eficiente de evitar las pérdidas de ventilación es el de utilizar uno de los muchos tipos existentes de **tanques de volumen variable**. Se construyen según la norma API 650. Pueden tener tejados flotantes del tipo de cubierta doble o simple. Son tipos de tejado elevador en los que la cubierta tiene un movimiento oscilante hacia arriba y hacia abajo en un sello líquido anular o se conecta al cuerpo del tanque mediante una membrana flexible. Una cámara de expansión de tela alojada en un compartimiento sobre la parte superior del tejado del tanque, permite también variaciones del volumen.

Tejados flotantes Éstos deben tener un sello entre el tejado y el cuerpo del tanque. Si no se protegen mediante un tejado fijo, deben tener drenes para la eliminación del agua y el cuerpo del tanque debe tener una "viga contra el viento", con el fin de evitar las distorsiones. Una industria ha desarrollado una técnica para ajustar los tanques existentes, con tejados flotantes. En los catálogos y los boletines de los fabricantes aparecen muchos detalles sobre los diversos tipos de tejados para tanques. En la figura 6-139 se dan algunos de ellos.

Tanques a presión Se pueden construir tanques cilíndricos verticales con tejados escalonados o de cúpula, que funcionan a presiones por encima de varios cientos de pascales (de unas cuantas libras por pie cuadrado); pero que se acercan todavía bastante a la presión atmosférica, según las especificaciones de la norma API 650. La fuerza de la presión que actúa contra el tejado se transmite al cuerpo del tanque, que puede tener un peso suficiente para resistirla. Si no es así, la fuerza ascendente actuará sobre el fondo del tanque. Sin embargo, la resistencia del fondo es limitada y si no es suficiente, será preciso utilizar un anillo de anclaje o una cimentación fuerte. En los tamaños mayores, las fuerzas ascendentes limitan este tipo de tanque a las presiones muy bajas.

A medida que aumenta el tamaño o la presión se hace necesaria la curvatura en todas las superficies. Se pueden construir tanques de esta categoría hasta una presión de 103.4 kPa (15 lbf/in^2), según las especificaciones de la norma API 620. Las formas utilizadas son esferas, elipsoides, estructuras toroidales y cilindros circulares con cabezas torisféricas, elipsoidales o hemisféricas.

El código sobre recipientes a presión ASME Pressure Vessel Code (Sec. VIII del Código ASME Boiler and Pressure Vessel Code), aunque no es requerido para presiones inferiores a 103.4 kPa (15 lbf/in^2), es útil para el diseño de estos tanques.

Los tanques sujetos a vacío estarán provistos de válvulas para rompimiento de vacío o serán diseñados para vacío (presión externa). El código ASME Pressure Vessel Code contiene procedimientos de diseño para estos tanques.

Cálculo del volumen de los tanques Un tanque puede ser un elemento geométrico simple, como por ejemplo un cilindro, una esfera o un elipsoide. Puede tener también una forma compuesta, como por ejemplo de cilindro con extremos hemisféricos o la combinación de un toroide y una esfera. Para determinar el volumen, se debe calcular casi siempre por separado cada elemento geométrico. Los cálculos para un tanque completamente lleno suelen ser sencillos; pero cuando se trata de calcular los tanques llenos parcialmente, todo se complica.

Para calcular el volumen de un **cilindro horizontal parcialmente lleno**, véase la figura 6-140. Se calcula el ángulo en grados. Se pueden utilizar cualesquiera unidades de longitud; pero tienen que ser iguales para H, R y L. El volumen líquido

$$V = LR^2\left(\frac{\alpha}{57.30} - \operatorname{sen}\alpha\cos\alpha\right) \tag{6-53}$$

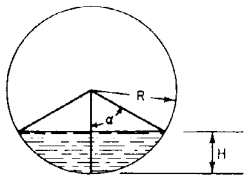


FIG. 6-140 Cálculo de tanques horizontales parcialmente llenos. H = profundidad del líquido: R = radio: D = diámetro: L = longitud: α = mitad del ángulo incluido: $\cos\alpha = 1 - H/R = 1 - 2H/D$..

Esta fórmula se puede utilizar para cualquier profundidad de líquido entre cero y el tanque lleno, a condición de que se observen los signos algebraicos. Si H es mayor que R, sen α cos α será negativo y, en esa forma, se agregará numéricamente a $\alpha/57.30$. En la tabla 6-50 se da el volumen de líquido para un cilindro horizontal parcialmente lleno, como fracción del volumen total, para la razón adimensional H/D o $H/2R$.

Los **volúmenes de las cabezas** se deben calcular por separado y sumarse al volumen de la porción cilíndrica del tanque. Los cuatro tipos de cabezas que se utilizan con mayor frecuencia son la cabeza

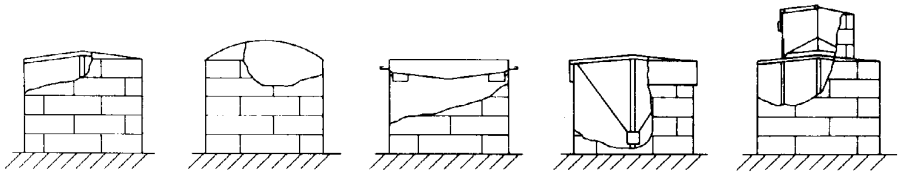


FIG. 6-139 Algunos tipos de tanques de almacenamiento atmosféricos.

TABLA 6-50 Volumen de cilindros horizontales parcialmente llenos

H/D	Fracción de volumen	H/D	Fracción de volumen	H/D	Fracción de volumen	H/D	Fracción de volumen
0.01	0.00169	0.26	0.20660	0.51	0.51273	0.76	0.81545
.02	.00477	.27	.21784	.52	.52546	.77	.82625
.03	.00874	.28	.22921	.53	.53818	.78	.83688
.04	.01342	.29	.24070	.54	.55088	.79	.84734
.05	.01869	.30	.25231	.55	.56356	.80	.85762
.06	.02450	.31	.26348	.56	.57621	.81	.86771
.07	.03077	.32	.27587	.57	.58884	.82	.87760
.08	.03748	.33	.28779	.58	.60142	.83	.88727
.09	.04458	.34	.29981	.59	.61397	.84	.89673
.10	.05204	.35	.31192	.60	.62647	.85	.90594
.11	.05985	.36	.32410	.61	.63892	.86	91491
.12	.06797	.37	.33636	.62	.65131	.87	.92361
.13	.07639	.38	.34869	.63	.66364	.88	.93203
.14	.08509	.39	.36108	.64	.67590	.89	.94015
.15	.09406	.40	.37353	.65	.68808	.90	.94796
.16	.10327	.41	.38603	.66	.70019	.91	.95542
.17	.11273	.42	.39858	.67	.71221	.92	.96252
.18	.12240	.43	.41116	.68	.72413	.93	.96923
.19	.13229	.44	.42379	.69	.73652	.94	.97550
.20	.14238	.45	.43644	.70	.74769	.95	.98131
.21	.15266	.46	.44912	.71	.75930	.96	.98658
.22	.16312	.47	.46182	.72	.77079	.97	.99126
.23	.17375	.48	.47454	.73	.78216	.98	.99523
.24	.18455	.49	.48727	.74	.79340	.99	.99831
.25	.19550	.50	.50000	.75	.80450	1.00	1.00000

cóncava estándar*, la cabeza ASME o toriesférica, la elipsoidal y la hemisférica. Las dimensiones y los volúmenes para estos cuatro tipos se dan en la obra *Lukens Spun Heads*, Lukens Inc., Coatesville, Pa. Se pueden calcular también los volúmenes aproximados mediante las fórmulas que aparecen en la tabla 6-51. En esas fórmulas se deben utilizar unidades congruentes.

Un tanque horizontal parcialmente lleno exige la determinación del volumen parcial de las cabezas. El catálogo Lukens da volúmenes aproximados para cabezas elipsoidales y ASME estándar (eje horizontal) parcialmente llenas. Una de las fórmulas para **cabezas parcialmente llenas**, de Doolittle [*Ind Eng. Chem.* **21,** 322-323 (1928)] es la que sigue:

$$V = 0.215\ H\ (3R - H) \qquad (6\text{-}54)$$

en donde, en unidades congruentes V = volumen, R = radio, y H = profundidad del líquido. Doolittle hizo algunas suposiciones de simplificación que afectan al volumen dado por la ecuación, pero esta última

* La cabeza cóncava estándar no satisface las normas del código de Pressure Vessel de la ASME.

TABLA 6-52 Volumen de cabezas parcialmente llenas sobre tanques horizontales*

H/D_i	Fracción de volumen	H/D_i	Fracción de volumen	H/D_i	Fracción de volumen	H/D_i	Fracción de volumen
0.02	0.0012	0.28	0.1913	0.52	0.530	0.78	0.8761
.04	.0047	.30	.216	.54	.560	.80	.8960
.06	.0104	.32	.242	.56	.590	.82	.9145
.08	.0182	.34	.268	.58	.619	.84	.9314
.10	.0280	.36	.295	.60	.648	.86	.9467
.12	.0397	.38	.323	.62	.677	.88	.9603
.14	.0533	.40	.352	.64	.705	.90	.9720
.16	.0686	.42	.381	.66	.732	.92	.9818
.18	.0855	.44	.410	.68	.758	.94	.9896
.20	.1040	.46	.440	.70	.784	.96	.9953
.22	.1239	.48	.470	.72	.8087	.98	.9988
.24	.1451	.50	.500	.74	.8324	1.00	1.0000
.26	1676			.76	.8549		

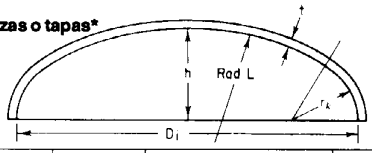
*Basada en la ecuación (6-54).

es satisfactoria para determinar el volumen como una fracción de la cabeza total. Esta fracción, calculada mediante la fórmula de Doolittle, se da en la tabla 6-52, en función de H/D_i (H es la profundidad del líquido y D_i es el diámetro interno). La tabla 6-52 se puede utilizar para cabezas cóncavas estándar, toriesféricas, elipsoidales y hemisféricas, con un error de menos del 2% del volumen de la cabeza completa. El error es cero cuando $H/D_i = 0$, 0.5 y 1.0. No es posible utilizar la tabla 6-52 para cabezas cónicas.

Cuando no se puede calcular el volumen de un tanque o cuando se requiere una precisión mayor, puede ser necesaria la **calibración**. Esto se hace vaciando (o llenando) el tanque y midiendo el volumen de líquido. La medición se puede hacer mediante el pesado, con un medidor de fluido calibrado o mediante el llenado repetido de tanques pequeños de medición que se hayan calibrado por peso.

Materiales y seguridad de recipientes Los tanques de almacenamiento se hacen de casi todos los materiales estructurales. Los que más se emplean son el acero y el concreto reforzado. Se utilizan materiales plásticos y plásticos con refuerzo de vidrio para tanques de hasta 230 m^3 (60 000 galones). Sus principales ventajas son la resistencia a la corrosión, su peso ligero y su costo más bajo. También se aplican recubrimientos de plástico y vidrio a tanques de acero. Se emplean aluminio y otros metales no ferrosos cuando se requieren sus propie-

TABLA 6-51 Volúmenes de cabezas o tapas*



Tipo de cabeza	Radio de articulación r_k	h	L	Volumen	% Error	Observaciones
De platos estándar	Aprox. $3t$	.....	Aprox. D_i	Aprox. $0.050D_i^3 + 1.65tD_i^2$	±10	h varía con t
Torisférica o A.S.M.E.	$0.06L$	.....	D_i	$0.0809D_i^3$	±0.1	r_k debe ser el valor mayor de $0.06L$ y $3t$
Torisférica o A.S.M.E	$3t$	.....	D_i	Aprox. $0.513hD_i^2$	±8	
Elipsoidal	.....	.....	.....	$\pi D_i^2 h/6$	0	
Elipsoidal	.....	$D_i/4$	.....	$\pi D_i^3/24$	0	Proporciones estándar
Hemisférica	.....	$D_i/2$	$D_i/2$	$\pi D_i^3/12$	0	
Cónica	.....	.....	.....	$\pi h(D_i^2 + D_i d + d^2)/12$	0	Cono truncado h = altura d = diámetro en el extremo pequeño

*Utilícense unidades congruentes.

dades especiales. Cuando son necesarios metales costosos como el tantalio, se pueden aplicar como recubrimientos del tanque o como revestimientos metálicos.

Algunos grados de acero dados en las normas API y AWWA son de calidad inferior a la que se utiliza habitualmente para los tanques a presión. Los esfuerzos que permiten esas normas son también superiores a los tolerados en el ASME Pressure Vessel Code. Los tanques pequeños que contienen sustancias no tóxicas no son particularmente peligrosos y pueden tolerar un factor reducido de seguridad. Los tanques que contienen sustancias muy tóxicas y los tanques muy grandes que contengan cualquier sustancia, pueden resultar arriesgados. El diseñador debe tomar en consideración la magnitud del peligro. La posibilidad de que los metales ferrosos tengan un comportamiento frágil se debe tomar en consideración al especificar los materiales (véase la subsección "Seguridad en el diseño").

El volumen 1 de National Fire Codes de la National Fire Protection Association, Quincy, Massachusetts, contiene recomendaciones (Código 30) para la ventilación, el drenaje y la construcción de diques para depósitos de **líquidos inflamables**.

Aislamiento de recipientes Los tanques que contienen materiales por encima de la temperatura atmosférica pueden requerir el aislamiento para reducir las pérdidas de calor. Se pueden emplear casi todos los materiales aislantes que se emplean comúnmente. Entre ellos se encuentran el silicato de calcio, la fibra de vidrio, la lana mineral, el vidrio celular y las espumas de plásticos. Los tanques expuestos al medio ambiente deben tener recubrimientos de protección o revestimientos, por lo común de asfalto, para mantener el agua fuera del aislamiento.

Los tanques con contenidos a temperaturas más bajas que la atmosférica pueden requerir el aislamiento para minimizar la absorción del calor. El aislamiento debe tener una barrera de vapor en la parte exterior para evitar la condensación de humedad atmosférica, de modo que se reduzca su eficiencia. Es preferible un aislamiento al que no dañe la humedad. Las técnicas de aislamiento que se utilizan en la actualidad para sistemas refrigerados se pueden aplicar de manera adecuada (véase la subsección "Almacenamiento criogénico y a bajas temperaturas").

Soportes de tanques Se pueden construir grandes tanques de acero verticales atmosféricos sobre una base de aproximadamente 150 cm (6 in) de arena, grava o piedras trituradas, cuando el subsuelo tenga una resistencia de apoyo adecuada. Puede estar nivelada o ligeramente escalonada, dependiendo de la forma del fondo del tanque. La base porosa proporciona drenaje en el caso de que haya fugas. A unos cuantos pies más allá del perímetro del tanque, la superficie debe caer alrededor de 1 m (3 ft) para asegurar el drenaje apropiado del subsuelo. En la Norma API 650, Apéndice B y la Norma API 620, Apéndice C, se dan recomendaciones para las cimentaciones de los tanques.

La presión de apoyo del tanque y el contenido no deben sobrepasar la **resistencia de apoyo** del suelo. Por lo común, los códigos locales de la construcción especifican las cargas tolerables sobre el suelo. Algunos de los valores de apoyo aproximado son:

	kPa	Ton/ft^2
Arcilla blanda (que se puede desmenuzar entre los dedos)	100	1
Arena fina seca	200	2
Arena fina seca con arcilla	300	3
Arena gruesa	300	3
Arcilla dura y seca (se necesita un pico para excavarla)	350	3.5
Grava	400	4
Roca	1000-4000	10-40

Para los tanques altos y pesados se puede requerir un anillo de cimentación. Los tanques de concreto preesforzado pueden ser suficientemente pesados para necesitar anillos de cimentación. Los cimientos se deben extender más allá de la línea de congelación. Algunos tanques que no tienen fondo plano se pueden apoyar también en el suelo si tiene una inclinación y un drenaje que sean apropiados. Cuando el suelo no tenga una resistencia de apoyo adecuada, se puede excavar y rellenar con un material apropiado o fijar pilotes con un recubrimiento de concreto.

Las esferas, los esferoides y los toroides utilizan asientos de acero o concreto o se sostienen por medio de columnas. Algunos de esos tanques pueden reposar directamente sobre el suelo. Los tanques cilíndricos horizontales deben tener dos asientos, en lugar de múltiple, para evitar la distribución indeterminada de las cargas. Los tanques horizontales pequeños se sostienen a menudo por medio de patas. La mayor parte de los tanques se deben diseñar para resistir las reacciones de las patas o los asientos y pueden requerir refuerzos. No hacer caso de esta necesidad puede provocar un desplome. Los tanques sin montantes de refuerzo necesitan por lo común entrar en contacto con los asientos al menos en 2.1 radianes (120 grados) de su circunferencia. Un tanque de acero elevado puede tener ya sea un círculo de columnas de acero o un gran soporte central de acero. Por lo común, los tanques de concreto tienen columnas de ese mismo material. Con frecuencia se colocan tanques sobre los edificios.

Estanques y almacenamiento subterráneo Los materiales líquidos de bajo costo, si no se dañan debido a las lluvias o la contaminación atmosférica, se pueden almacenar en **estanques**. Se puede formar uno de estos últimos mediante la excavación o la construcción de presas en una barranca. Para evitar las pérdidas por filtración, el suelo que estará sumergido puede requerir un tratamiento para hacerlo suficientemente impermeable. Esto se puede lograr también recubriendo el estanque con concreto, películas de plástico o alguna otra barrera. La prevención de las filtraciones resulta especialmente necesaria cuando el estanque contiene materiales que puedan contaminar existencias de agua actuales o futuras.

Almacenamiento subterráneo La inversión tanto en instalaciones de almacenamiento como en terrenos se puede reducir con frecuencia mediante el almacenamiento subterráneo. También se utilizan medios porosos entre rocas impermeables. Se pueden formar cavidades en lechos y cúpulas de sal mediante la disolución de esta última y su bombeo hacia el exterior. En muchos lugares se pueden encontrar formaciones geológicas apropiadas para algunos de estos métodos. La aplicación más extensa ha sido la del almacenamiento de productos petroleros, tanto líquidos como gaseosos, en la parte del sudoeste de Estados Unidos. También se han manejado en esta forma productos químicos. Se puede encontrar información sobre algunas instalaciones en artículos de Billue, Haight y Bernard, y Nixon [*Petroleum Refiner*, **33**, 108-116,(1954)]. Otra referencia útil es *Relationships between Selected Physical Parameters and Cost Responses for the Deep-Well Disposal of Aqueous Industrial Wastes*, Technical Report to the U.S. Public Health Service, EHE 07-6801, CRWR 28 del Center for Research in Water Resources, Universidad de Texas, Austin, agosto de 1968. Contiene una bibliografía extensa.

También se almacena agua en depósitos subterráneos cuando se dispone de formaciones apropiadas. Cuando existe un exceso de agua superficial durante parte del tiempo, se trata el exceso, en caso necesario, y se bombea al interior del terreno para su recuperación cuando se requiera. A veces, el bombeo es innecesario y el líquido se filtra en el terreno.

También se construyen cámaras subterráneas en tierras congeladas (véase la subsección "Almacenamiento criogénico y a bajas temperaturas"). El almacenamiento en tanques o túneles subterráneos es con frecuencia el medio más práctico de conservar materiales peligrosos o radiactivos. Una cubierta de 30 m (100 ft) de roca o tierra densa puede ejercer una presión de aproximadamente 690 kPa (100 lbf/in^2).

ALMACENAMIENTO DE GASES

Recipientes para gases El gas se almacena a veces en recipientes dilatables ya sea del tipo de sello seco o sello líquido. Los recipientes de sello líquido son muy conocidos. Tienen un recipiente cilíndrico cerrado en la parte superior y un volumen que varía mediante su ascenso y descenso en un depósito anular, con sello lleno de agua. El tanque

sellado se puede escalonar en diversas alturas (hasta cinco). Se han construido tanques sellados en tamaños de hasta 280 000 m^3 (10×10^6 ft^3). Los recipientes de sello seco tienen una parte superior rígida fija a las paredes laterales mediante un diafragma de tela flexible que le permite ascender y descender. No incluye el peso ni los costos de cimentación de los recipientes de sello líquido. Se puede encontrar información adicional sobre recipientes de gases en la obra *Gas Engineers Handbook*, Industrial Press, New York, 1966.

Solución de gases en líquidos Algunos gases se disuelven con facilidad en líquidos. En algunos casos en los que las cantidades no son grandes, éste puede constituir un procedimiento práctico de almacenamiento. Algunos de los ejemplos de gases que se pueden manejar en esta forma son el amoniaco en agua, el acetileno en acetona y el cloruro de hidrógeno en agua. El empleo o no de este método depende primordialmente de si la utilización final requiere el estado líquido o el anhidro. La presión puede ser atmosférica o elevada. La solución de acetileno en acetona es también un rasgo de seguridad, debido a la inestabilidad del acetileno.

Almacenamiento en recipientes a presión, botellas y líneas de tuberías La distinción entre recipientes a presión, botellas y tuberías es arbitraria. Todos ellos se pueden utilizar para el almacenamiento de gases a presión. Un recipiente a presión de almacenamiento suele ser casi siempre una instalación permanente. El almacenamiento de gas a presión no sólo reduce su volumen, sino que, en muchos casos, lo licúa a la temperatura ambiente. Algunos de los gases que se encuentran en esta categoría son el dióxido de carbono, varios gases del petróleo, el cloro, el amoniaco, el dióxido de azufre y algunos tipos de freón. Los tanques a presión se instalan con frecuencia en forma subterránea.

El gas licuado de petróleo (LPG) es el objeto de la norma API 2510, The Design and Construction of Liquefied Petroleum Gas Installations at Marine and Pipeline Terminals, Natural Gas Processing Plants, Refineries and Tanks Farms. A su vez, esta norma se refiere a:

1. National Fire Protection Association, NFPA, Norma 58 sobre Almacenamiento y manejo de gases licuados de petróleo.
2. Norma NFPA 59 sobre el Almacenamiento y manejo de gases licuados de petróleo en plantas de servicio de gas.
3. Norma NFPA 59A sobre la Producción, almacenamiento y manejo de gas natural licuado (LNG).

La norma API proporciona una información considerable sobre la construcción y las características de seguridad de esas instalaciones. También recomienda distancias mínimas de líneas. El usuario puede desear obtener una seguridad adicional mediante el incremento de esas distancias.

El término **botella** se aplica por lo común a un recipiente a presión suficientemente pequeño para ser convenientemente portátil. Las botellas van de aproximadamente 57 litros (2 ft^3) a las cápsulas de CO_2 de aproximadamente 16.4 ml (1 in^3). Las botellas son convenientes para cantidades pequeñas de muchos gases, incluyendo aire, hidrógeno, oxígeno, argón, acetileno, freón y gas de petróleo. Algunos son recipientes utilizables una sola vez.

Línea de tuberías Una línea de tuberías no es por lo común un dispositivo de almacenamiento, sin embargo, se han enterrado tuberías en una serie de líneas paralelas conectadas y utilizado para el almacenamiento. Esto evita la necesidad de proporcionar cimentaciones y la tierra protege a la tubería contra las temperaturas extremas. La economía de ese tipo de instalación sería dudosa si se diseñara para los mismos esfuerzos que un recipiente a presión. También se logra el almacenamiento mediante el incremento de la presión en líneas de tuberías operacionales y, en esa forma, se utiliza el volumen de tuberías como tanque.

Almacenamiento criogénico y a bajas temperaturas Este tipo se emplea para gases que se licuan a presión, a la temperatura atmosférica. En el almacenamiento criogénico, el gas está a la presión atmosférica o cerca de ella y permanece líquido debido a la baja temperatura. También puede funcionar un sistema con una combinación de presión y temperatura reducida. El término "criogénico" se refiere por lo común a temperaturas por debajo de –101°C (–150°F). No obstante, algunos gases se licuan entre –101°C (–150°F) y la temperatura ambiente. El principio es el mismo; pero las temperaturas criogénicas crean diferentes problemas con los materiales de construcción y aislamiento.

El gas licuado se debe mantener en su punto de ebullición o por debajo de él. Es posible utilizar la refrigeración, pero la práctica habitual consiste en enfriamiento por evaporación. La cantidad de líquido evaporado se minimiza mediante el aislamiento. El vapor se puede descargar a la atmósfera (desecho), comprimirse y volverse a licuar o utilizarse.

Para temperaturas muy bajas con aire líquido y sustancias similares, el tanque puede tener paredes dobles con el espacio intermedio evacuado. Como ejemplo se tiene el matraz Dewar, muy conocido. En la actualidad se construyen tanques grandes e incluso líneas de tuberías en esta forma. Una buena alternativa es utilizar paredes dobles sin vacío; pero con un material de aislamiento en el espacio intermedio. La perlita y las espumas de plásticos son dos de los materiales de aislamiento que se emplean de este modo. A veces, se utilizan tanto el aislamiento como el vacío.

Materiales Los materiales para recipientes de gas licuado deben ser apropiados para las temperaturas y no quebradizos. Se pueden utilizar algunos aceros al carbono hasta temperaturas de –59°C (–75°F) y aceros de bajas aleaciones hasta –101°C (–150°F) y, a veces, –129°C (–200°F). Por debajo de esas temperaturas, los principales materiales que se emplean son los aceros inoxidables austeníticos (AISI serie 300) y el aluminio.

Las temperaturas bajas involucran **problemas de dilatación térmica diferencial**. Con la pared exterior a la temperatura ambiente y la interior en el punto de ebullición del líquido, se debe absorber el movimiento relativo. Algunos sistemas para lograr esto están patentados. El "Gaz Transport" de Francia reduce el cambio dimensional mediante el empleo de un recubrimiento interno y delgado de Invar. Otro sistema francés patentado absorbe este cambio mediante la flexibilidad de un metal delgado y plegado. Los pliegues van en dos direcciones y la forma de los cruces de los pliegues es una de las características del sistema.

Los tanques para bajas temperaturas se pueden instalar subterráneamente para aprovechar el valor de aislamiento de la tierra. También se utiliza el almacenamiento en tierra congelada. Esta tierra congelada forma el tanque. Algunas instalaciones que utilizan esta técnica no han tenido éxito, debido a la absorción excesiva de calor.

COSTO DE LAS INSTALACIONES DE ALMACENAMIENTO

Las cotizaciones de los contratistas ofrecen las informaciones más fidedignas sobre los costos. Sin embargo, el orden de magnitud de los costos puede ser necesario para los estudios preliminares. Una de las formas de estimarlos es la obtención de información sobre costos de instalaciones similares y escalarlos a la instalación propuesta. Se ha descubierto que los costos de recipientes y tanques de almacenamiento de acero varían aproximadamente como la potencia de 0.6 a 0.7 de su peso (véase la obra de Happel, *Chemical Process Economics*, Wiley, p. 267, 1958; también la de Williams, *Chem. Eng.* **54**, (12), 124, 1947). Todas las estimaciones basadas en los costos de equipos existentes se deben corregir para tomar en cuenta los cambios en el índice de precios desde la fecha en que se construyó el equipo. Hay una incertidumbre considerable en la corrección de los datos que tienen ya varios años de antigüedad.

Las figuras 6-141, 6-142 y 6-143 se han derivado de una comunicación privada de H.G. Garner. Ellas proporcionan los costos de adquisición de tanques para almacenamiento a mediados del año 1979. Los precios son para instalaciones de tanques múltiples construidos por el contratista sobre cimientos proporcionados por el propietario. Se dan informaciones de costos de depósitos en varias referencias citadas en la sección 25. Los datos de costos varían considerablemente de una referencia a otra.

Los tanques de concreto preesforzado cuestan aproximadamente 20% más que los tanques de acero de la misma capacidad. Sin embargo, una vez instalados, los tanques de concreto requieren muy poco

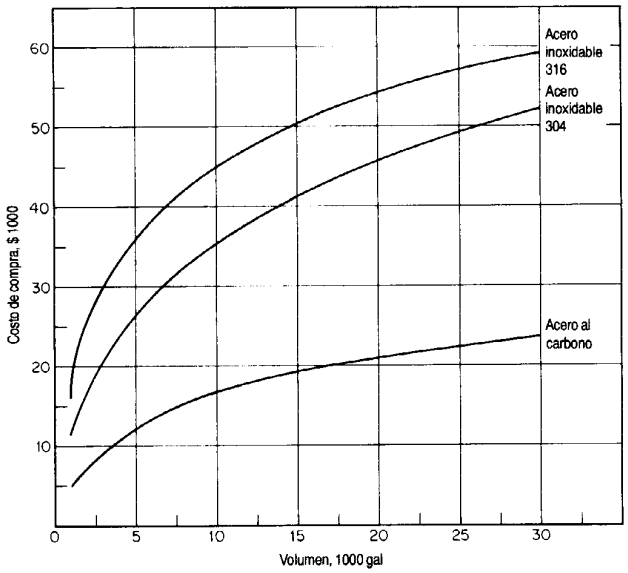


FIG. 6-141 Costo de tanques fabricados en taller, a mediados de 1979, con paredes de 1/4 in. Los factores multiplicadores de costos sobre acero al carbono para otros materiales son: acero al carbono, 1.0; acero al carbono recubierto de caucho, 1.5; aluminio, 1.6; acero al carbono recubierto de vidrio, 4.0; y plástico reforzado de fibra, 0.75 a 1.5. Los factores de multiplicación para el costo de otros materiales en base al acero inoxidable 316 son: acero inoxidable 316, 1.0; Monel, 1.5; Inconel, 1.5; níquel, 1.6; titanio, 3.0; y Hastelloy C, 3.5. Los factores multiplicadores para el espesor de pared diferente de 1/4 in son:

Espesor, in	Acero al carbono	Acero inoxidable 304	Acero inoxidable 316
1/2	1.4	1.8	1.8
3/4	2.1	2.5	2.6
1	2.7	3.3	3.5

Para convertir galones en metros cúbicos, multiplíquese por 3.785×10^{-3}.

mantenimiento. Por ende, una comparación real con el acero exigiría la evaluación de los costos de mantenimiento de ambos tipos.

TRANSPORTE DE FLUIDOS NO ENVASADOS (A GRANEL)

El transporte constituye con frecuencia una parte importante de los costos del producto. El transporte en bruto o a granel puede proporcionar ahorros importantes, Cuando se puede elegir entre dos o más formas de transporte, la competencia puede dar como resultado una reducción de las tarifas. El transporte está sujeto a una reglamentación considerable, que se verá detalladamente bajo los encabezados específicos.

Línea de tuberías Para las cantidades de fluido que una investigación económica indique que son suficientemente grandes y continuas para justificar la inversión, las líneas de tuberías son uno de los medios de transporte de costo más bajo. Se han construido con diámetros de hasta 1.22 m (48 in) o más y de aproximadamente 3200 km (2000 millas) de longitud para petróleo, gas y otros productos. Por lo común, el agua no se transporta a distancias de más de 160 a 320 km (100 a 200 millas); pero los ductos pueden tener un diámetro mucho mayor que 48 in. También se utilizan canales abiertos para el transporte de agua.

Antes de 1969, las líneas de tuberías para el petróleo se construían según la norma ASA (en la actualidad ANSI) B31.4 para los líquidos y B31.8 para los gases. Esas normas no solían ser obligatorias, debido a que las adoptaron pocos estados. El U.S. Department of Transportation, DOT, que tiene la responsabilidad de las regulaciones sobre líneas de tuberías, emitió la parte 192 del Título 49, Transportation of Natural Gas and Other Gas by Pipeline: Minimum Safety Standards, y la parte 195, Transportation of Liquids by Pipeline, que contienen mucho material extraído de B31.4 y B31.8. Estos documentos permiten, en general, mayores esfuerzos que el código ASME, Pressure Vessel Code, para aceros de resistencia comparable. La aplicación de sus regulaciones queda en la actualidad a discreción de los estados y, por ende *es un tanto incierta*.

Las estaciones de bombeo de líneas de tuberías tienen por lo común un espaciamiento entre ellas de 16 a 160 km (10 a 100 millas), con presiones máximas de hasta 6900 kPa (1000 lbf/in^2) y velocidades de hasta 3 m/s (10 ft/s) para líquidos. Las líneas de tuberías para gas tienen velocidades superiores y pueden tener estaciones con espaciamientos mayores.

Tanques Los vagones cisterna (de tanque simple y múltiple), los camiones cisterna, los tanques portátiles, los tambores, los barriles, los bidones y las latas se utilizan para el transporte de fluidos. El transporte interestatal está regulado por el DOT. Hay otras agencias reguladoras —estatales, locales y privadas—. Los ferrocarriles establecen reglas que determinan lo que están dispuestos a aceptar; algunos estados exigen el respeto a las especificaciones del DOT en los desplazamientos al interior de los estados y las autoridades de los túneles así como también los jefes de bomberos aplican restricciones. Los envíos por agua están bajo las regulaciones de la Guardia Costera de Estados Unidos. El American Bureau of Shipping establece reglas para el diseño y la construcción, que reconocen los agentes de seguros.

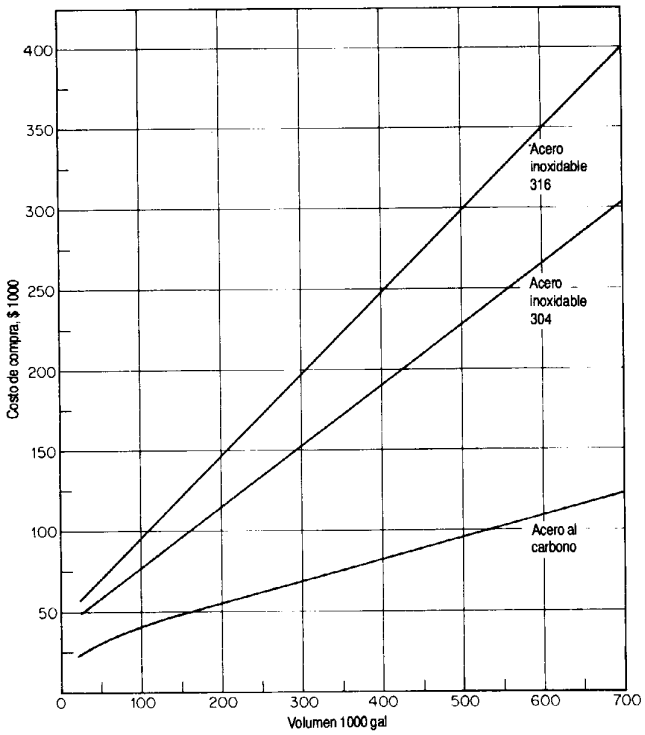


FIG. 6-142 Costo de pequeños tanques instalados a mediados de 1979, incluyendo escaleras, plataformas y complementos normales de boquillas. La curva de acero al carbono es para tanques que cumplen la norma API 650 y las demás curvas son para tanques de acero inoxidable para presión atmosférica, con fondo plano. Las curvas son para adquisición de tanques en cantidades de 3 o más en algún lugar de la costa del Golfo. Los factores multiplicadores para otros materiales son: acero inoxidable 316, 1.0; Monel, 1.5; Inconel, 1.5; níquel, 1.6; titanio, 3.0; y Hastelloy C, 3.5. Se deberán agregar tolerancias a los factores de costo, como sigue: 10% para anillos de refuerzo, 20% para la norma API 620, 15% para un tanque, 10% para dos tanques, 15% del costo del acero para un área de trabajo muy congestionada, 50% del costo del acero para una represa de acero. Para convertir galones en metros cúbicos, multiplíquese por 3.785×10^{-3}.

Las **regulaciones del DOT** más pertinentes (*Code of Federal Regulation*, Título 18, partes 171-179 y 397) las publicó R.M. Graziano (agente y abogado para los transportistas y los consignatarios de cargas) en su regulación sobre tarifas titulada *Hazardous Materials Regulations of the Department of Transportation* (1978). A intervalos se publican nuevas tarifas identificadas por medio de números y se preparan revisiones intermedias. Los agentes cambian de vez en cuando.

Las tarifas de Graziano incluyen muchos artículos regulados (peligrosos) (regulaciones DOT parte 172) para el transporte por tierra. Esto incluye los productos venenosos, inflamables, oxidantes, corrosivos, explosivos, radiactivos y los gases comprimidos. La Parte 178 cubre especificaciones para todos los tipos de recipientes desde los bidones a los grandes tanques portátiles y los camiones cisterna. La Parte 179 se ocupa de la construcción de vagones cisterna.

En una publicación de la Association of American Railroad, AAR, titulada *Specifications for Tank Cars* se establecen requisitos que van más allá de lo estipulado en los reglamentos DOT.

A continuación se dan algunos detalles adicionales. Debido a los cambios frecuentes, resulta necesario también verificar las últimas reglas. El **expedidor** y no el transportista tiene la responsabilidad final por el envío en los recipientes apropiados.

Vagones cisterna Éstos son de aproximadamente 7.6 a 182 m^3 (2000 a 48 000 gal), y un vagón puede ser simple o de unidades múltiples. En la actualidad, el DOT los limita a 130 m^3 (34 500 gal) y 120 000 kg (263 000lb) de peso bruto. Los vagones mayores dan por lo común como resultado inversiones más bajas por metro cúbico y tienen tarifas más bajas de embarque. Los vagones se pueden aislar para reducir el calentamiento o el enfriamiento de su contenido. Algunos gases licuados se pueden transportar en vagones aislados; las temperaturas se mantienen por evaporación (véase la subsección "Almacenamiento criogénico y a bajas temperaturas"). Los vagones se pueden calentar mediante serpentines de vapor o por electricidad. Algunos productos se cargan calientes, se solidifican en el transporte y se funden para retirarlos. Algunos cargamentos a baja temperatura se deben descargar dentro de un plazo de tiempo dado (por lo común 30 días) para evitar la acumulación de presiones.

Los vagones cisterna se clasifican como a presión o para usos generales. Los vagones a presión tienen ajuste de válvulas de purga de 517 kPa (75 lbf/in^2) y más. Los vagones diseñados para fines generales son, de todos modos, recipientes a presión y pueden tener válvulas de purga o discos de ruptura. El número de código de especificación del DOT indica el tipo de vagón. Por ejemplo. 105A500W indica un vagón a presión con una presión de prueba de 3447 kPa (500 lbf/in^2) y un ajuste de válvula de purga de 2585 kPa (375 lbf/in^2). En la mayor parte de los casos, las válvulas de carga y descarga, las de seguridad y las de ventilación deben encontrarse también encerradas o en una cúpula.

Las compañías que embarcan materiales peligrosos construyen a veces vagones cisterna con metales más gruesos que los que requieren las especificaciones con el fin de reducir las posibilidades de derrame o fuga durante un incendio o un accidente. La compresión de acopladores o extremos de vagones en las cabezas de los tanques constituye un peligro.

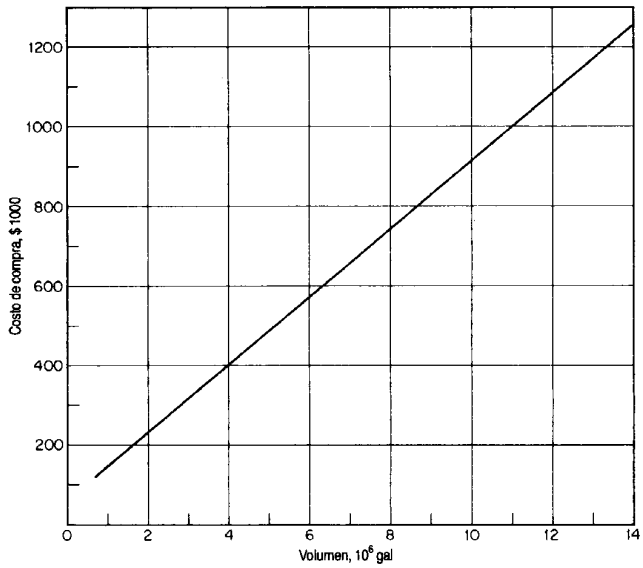


FIG. 6-143 Costo de grandes tanques instalados a mediados de 1979, incluyendo escaleras, plataformas y complementos normales de boquillas. La curva de tanques de acero al carbono es para aquellos que cumplen la norma API 650 en cantidades de tres o más en algún sitio de la costa del Golfo. Para acero inoxidable 304, multiplíquese el costo por 2.4; y para acero inoxidable 316, por 3.1. Se deben incluir las tolerancias para los factores de costos como sigue: 10% para anillos de sujeción, 20% para aquellos que siguen la norma API 620, 15% para un tanque, 10% para dos tanques y 15% para costos de acero al carbono en un área congestionada de trabajo. Para convertir galones en metros cúbicos, multiplíquese por 3.785×10^{-3}.

Los vagones cisterna más antiguos tienen una solera o viga central que corre a todo lo largo. La mayor parte de los vagones modernos no tienen solera continua, y sólo vástagos cortos en cada extremo. Los vagones con solera tienen los tanques anclados longitudinalmente en el centro de la solera. El anclaje está diseñado para que sea más débil que el cuerpo de la cisterna o la placa duplicadora entre el anclaje y el cuerpo. Los vagones con soleras cortas poseen salvaguardas similares. Los anclajes y otras partes se diseñan de modo que satisfagan los requisitos de la AAR.

La fuerzas de impacto en los acopladores de los vagones ejercen esfuerzos elevados sobre las soleras, los anclajes y los duplicadores. Esto puede iniciar agrietamientos por fatiga en el cuerpo, sobre todo en las esquinas de las placas duplicadoras soldadas. Con el acero frágil en climas fríos, esas grietas causan a veces la ruptura completa del tanque. Este peligro se reducirá mediante el empleo de radios grandes en los extremos de las duplicadoras y aceros más resistentes. La inspección de los vagones más viejos puede revelar agrietamientos antes de que se produzcan las fallas.

Una de las diferencias entre los vagones cisterna y la mayor parte de los recipientes de presión es que los primeros están diseñados en función de la resistencia final teórica o de estallamiento del tanque. La presión de prueba suele ser de 40% de la de estallamiento (a veces menos). Las válvulas de seguridad se pueden ajustar al 75% de la presión de prueba. De este modo, la presión operacional máxima suele ser del 30% de la presión de estallamiento. Esto da un factor nominal de seguridad de 3.3, en comparación con 4.0 para la División 1 del Código ASME Pressure Vessel Code.

Las reglas de DOT requieren que los vagones de presión tengan válvulas de purga diseñadas para limitar la presión al 82.5% (con ciertas excepciones) de la presión de prueba (110% para la presión operacional máxima), cuando se exponen a incendios. El apéndice A de las especificaciones de la AAR se ocupa de la capacidad de flujo de los dispositivos de purga. Las fórmulas se aplican a vagones en posición vertical, con el dispositivo que descarga vapor. Ellas no podrán proteger al vagón adecuadamente cuando esté acostado y el dispositivo descargue líquido.

El apéndice B de las especificaciones AAR se ocupa de la certificación de las instalaciones. La fabricación, la reparación, las pruebas y los trabajos especializados en los vagones cisterna se deben hacer en instalaciones certificadas. La AAR certifica talleres para la construcción de vagones de ciertos materiales, para realizar trabajos de prueba en los vagones o para ciertas alteraciones y reparaciones.

Camiones cisterna Estos camiones pueden tener tanques simples, de compartimiento o múltiples. Muchos de sus requisitos son similares a los aplicables a los vagones cisterna, con excepción de que en algunos casos se permiten capas más delgadas. Los camiones para materiales no peligrosos están sujetos a pocas regulaciones, aparte de las leyes normales de carreteras que rigen para todos los vehículos de motor. No obstante, los camiones que transportan materiales peligrosos deben apegarse a las regulaciones del DOT, partes 173, 177, 178 y 397. El peso máximo, la carga axial y la longitud están regidos por las regulaciones estatales de carreteras. Muchos estados tienen límites en las cercanías de 31 750 kg (70 000 lb) de peso total, 14 500 kg (32 000 lb) para los ejes de remolques y 18.3 m (60 ft) o menos de longitud total. Algunos de ellos permiten remolques separados.

Los tanques de carga de camiones (para materiales peligrosos) se construyen según la parte 173 y la subparte J de la parte 178 de las regulaciones del DOT. Esto incluye las especificaciones MC-306, MC-307, MC-312 y MC-331. La MC-331 se requiere para gases comprimidos. La subparte J requiere que los tanques para presiones por encima de 345 KPa (50 lbf/in^2) en un caso y 103 KPa (15 lbf/in^2) en otro, se construyen según el ASME Pressure Vessel Code. Se especifica un número dado del Código.

Debido a las exigencias del servicio de carreteras, las especificaciones del DOT tienen muchos requisitos, además del ASME Pressure Vessel Code. Incluyen el diseño para las fuerzas de impacto y la protección de cabeceo para los accesorios.

Las botellas, los tambores o los tanques portátiles se envían por ferrocarril, barco, avión o camión. Los tanques portátiles que contienen materiales peligrosos se deben conformar a las regulaciones del DOT, partes 173 y 178, subparte H.

Algunos tanques están diseñados para enviarse por camión remolque y transferirse a barcos o vagones de ferrocarril (véase la exposición que sigue).

Transportes marítimos Los **buques cisterna** son para elevados tonelajes. Los buques cisterna tradicionales utilizan como tanque la estructura del barco. Se subdividen en cierto número de tanques mediante mamparas transversales y una central. Pueden transportar más de un producto. Un sistema elaborado de tuberías conecta los tanques a una planta de bombeo que puede descargar o transferir el cargamento. Las instalaciones portuarias y de muelles parecen ser el único límite para el tamaño de los buques cisterna. El tamaño mayor de estos barcos, hasta la fecha, es de un desplazamiento de aproximadamente 500 000 toneladas de peso muerto. En Estados Unidos, los buques cisterna se construyen según las especificaciones del American Bureau of Shipping y la Guardia Costera.

En barcos especiales se transportan gases licuados a bajas temperaturas con aislamiento entre el casco y un tanque interno. Los materiales venenosos se embarcan en tanques separados, construidos en el interior del barco. Esto evita que las fugas contaminen los puertos. También se utilizan tanques separados para el transporte de gases a presión.

Las barcazas se emplean en las vías acuáticas de tierra adentro. Los tamaños normales van de 16 m (52.5 ft) de anchura a 76 m (250 ft) de longitud con un calado de 2.6 a 4.3 m (8.5 a 14 ft). Los requisitos de carga y las limitaciones de las vías acuáticas determinan el diseño. La utilización de barcazas de tamaño uniforme facilita su reunión.

Se pueden colocar **tanques portátiles** en las bodegas de los barcos cargueros ordinarios o barcos cisterna especiales, o bien, se pueden fijar en las cubiertas.

Los **barcos cisterna** tienen guías en la bodega y en las cubiertas que sostienen tanques o recipientes parecidos a cajas o tanques cisterna. Los tanques se fijan a un chasis de remolque y se transportan hacia los costados del barco. Una grúa de caballete móvil instalada permanentemente en el barco levanta el tanque del trailer y lo deposita en las guías del barco.. Este sistema logra grandes ahorros de mano de obra, pero su aplicación se encuentra limitada en la actualidad por falta de acuerdos entre los sindicatos y los armadores de buques.

Los tanques portátiles para mercancías reguladas en los transportes marítimos se deben diseñar y construir según las regulaciones de la Guardia Costera (véase el análisis en la subsección de "Recipientes a presión").

Materiales de construcción para transporte a granel Debido al servicio más severo, los materiales de construcción para transportes suelen estar más restringidos que para el almacenamiento. La mayor parte de las grandes líneas de tuberías se construyen de acero según la especificación 5L o la 5LX del API. La mayor parte de los tanques (vagones, etc.) se construyen de aceros para recipientes a presión o aceros que se conformen a las especificaciones de la AAR, con un poco de acero inoxidable o aluminio. Los tanques de acero al carbono se pueden recubrir con caucho, plástico, níquel, vidrio u otros materiales. En muchos casos, esto resulta más práctico y barato que la utilización de un tanque de acero inoxidable. Se pueden proponer o utilizar otros materiales para la construcción de tanques si los aprueban las autoridades apropiadas (AAR y DOT).

RECIPIENTES A PRESIÓN

Esta exposición sobre los recipientes a presión está concebida como un repaso de los códigos más utilizados para el diseño y construcción de los recipientes a presión. Los ingenieros químicos que diseñan o especifican recipientes a presión deben determinar las leyes federales y locales pertinentes y consultar después la edición más reciente del Código o norma que corresponda antes de continuar su labor. Las leyes, códigos y normas son cambiados frecuentemente. Un recipiente a presión es un depósito cerrado de longitud limitada (en contraste con la longitud indefinida de las tuberías). Su dimensión menor es considerablemente mayor que el tamaño de la tubería de conexión y está sujeta a presiones por encima de 7 o 14 kPa (1 o 2 lbf/in^2). Se distingue de una caldera, que en la mayor parte de los casos se utiliza para generar vapor para usos externos.

Código ASME La American Society of Mechanical Engineers, ASME, ha emitido el Código ASME Boiler and Pressure Vessel Code que contiene reglas para el diseño, fabricación e inspección de calderas y recipientes a presión. El Código ASME es una norma nacional en Estados Unidos, pero la mayor parte de los estados de la Unión Americana y todas las provincias canadienses han promulgado legislación que convierte al Código ASME o algunas de sus partes en requisitos legales. Sólo unas cuantas jurisdicciones han adoptado el código para todos los recipientes. Las otras se aplican a ciertos tipos de recipientes o calderas. Los estados emplean inspectores (por lo común bajo las órdenes de un jefe de inspectores) para aplicar las disposiciones del Código. Las autoridades dependen también en forma considerable de los inspectores de las compañías de seguros para procurar que todas las calderas y los recipientes de presión se mantengan en condiciones de seguridad.

El Código ASME lo redactan un gran comité y muchos subcomités que se componen de ingenieros designados por la ASME. El comité de código se reúne regularmente para revisar este último y tomar en consideración las peticiones de revisión, interpretación o extensión. La **interpretación** y la **extensión** se realizan mediante "casos del código". Las decisiones se publican en la obra *Mechanical Engineering*. Los casos de código se envían también por correo a quienes se suscriben a ese servicio. Un caso usual de código puede ser el de la aprobación del empleo de un metal que no se encuentra en la actualidad en la lista de materiales aprobados. Las encuestas relativas a los casos del código se deben dirigir a la Secretaría del ASME Boiler and Pressure Vessel Committee, American Society of Mechanical Engineers, New York.

Se publica una nueva edición del código cada tres años. Entre ediciones, las modificaciones se manejan mediante la publicación de adiciones semestrales que se pueden adquirir por suscripción. La ASME considera que cualquier publicación del código es adecuada y segura; pero algunas autoridades del gobierno especifican ciertas publicaciones del código como sus propios requisitos legales.

Autoridad de inspección El National Board of Boiler and Pressure Vessel Inspectors se compone de los inspectores en jefe de los estados y los municipios de Estados Unidos y las provincias canadienses que han adoptado alguna de las partes del Boiler and Pressure Vessel Code como requisito legal. Esta junta fomenta la aplicación uniforme de las reglas para calderas y recipientes a presión. Una de las actividades más importantes de la junta es proporcionar exámenes para inspectores y la designación de estos últimos. Los inspectores que pasan esas pruebas y están empleados por una compañía de seguros, un estado, un municipio o una provincia canadiense pueden inspeccionar un recipiente de presión y permitir que se le imponga la marca de ASME N.B. (National Board). Un inspector empleado por un usuario de recipientes sólo puede autorizar la utilización del sello de la ASME. El ASME Code Committee autoriza a los fabricantes a utilizar los diversos sellos de la ASME. Sin embargo, los sellos se pueden aplicar a un recipiente sólo con la aprobación del inspector.

El ASME Boiler and Pressure Vessel Code está integrado por 11 secciones, que son las siguientes:

I. Calderas de potencia
II. Especificaciones de materiales (tres partes)
III. Componentes de plantas de energía nuclear
IV. Calderas de calefacción
V. Exámenes no destructivos
VI. Reglas recomendadas para el cuidado y funcionamiento de calderas de calefacción
VII. Reglas recomendadas para el cuidado de calderas de potencia
VIII. Recipiente a presión, División 1
Recipiente a presión, División 2, reglas alternativas
IX. Condiciones de soldadura
X. Recipientes a presión de plástico reforzados con fibra de vidrio
XI. Reglas para la inspección en servicio de componentes de plantas nucleoeléctricas

Los recipientes a presión (para distinguirlos de las calderas) se incluyen en las secciones II, III, V, VIII, IX, X y XI. La sección VIII, División 1, es el Pressure Vessel Code tal y como existía en el pasado (y seguirá siendo válido). La División 2 se estableció como medio de permitir esfuerzos más elevados de diseño, asegurando al menos un grado igualmente elevado de seguridad que en la División 1. A continuación se analizarán esas dos divisiones en forma breve, además de las secciones III y X. Se refieren a las secciones II y IX.

Código ASME, Sección VIII, División 1. La mayor parte de los recipientes a presión que se utilizan en la industria de procesos en Estados Unidos se construyen y diseñan de acuerdo con la Sección VIII, División 1. Esta división abarca tres subsecciones, y tiene varios apéndices.

Introducción La introducción contiene el alcance de la división y define las responsabilidades del usuario, el fabricante y el inspector. Aquí se definen los recipientes a presión como envases para la contención de la presión. Se excluyen en forma específica los recipientes que tienen una presión interna que no supera el valor de 103 kPa (15 lbf/in^2) y establece que las reglas se aplican para presiones que no sean superiores al valor de 20 670 kPa (3000 lbf/in^2). Para mayores presiones es necesario apartarse de las reglas de esta sección.

En el alcance se cubren muchas otras exclusiones menos básicas y puesto que el alcance es revisado periódicamente, excepto para los casos muy obvios, es conveniente revisar las disposiciones en vigor antes de especificar o diseñar recipientes a presión. Cualquier recipiente que cumpla con los requisitos de esta división puede ser sellado con el símbolo *U* del código, aunque se piense que está exento de dicho sellado.

Subsección A Esta subsección contiene los requisitos generales aplicables a todos los materiales y métodos de construcción. Aquí se definen la temperatura y presión de diseño y se especifican las cargas consideradas en el diseño mismo. Para la falla por esfuerzo y elasticidad, esta sección del código aplica la teoría del esfuerzo máximo de falla como el criterio para esta determinación.

Esta subsección se refiere a las tablas de la división donde son tabulados los valores de esfuerzo de tensión máximos permisibles. En el apéndice P se definen con detalle las bases para el establecimiento de estos esfuerzos permisibles; sin embargo, como es muy importante utilizar el factor de seguridad al establecer las diversas reglas de esta división, se hace hincapié en que los factores de seguridad para cargas de presión interna son 4 para la fatiga de ruptura y 1.6 o 1.5 para el límite elástico, dependiendo del material. Para las cargas de presión externa en cuerpos cilíndricos, se emplean factores de seguridad de 3 para el pandeo elástico y el colapso plástico. Para otras formas sujetas a presión externa y compresión longitudinal del cuerpo, los factores de seguridad son para el pandeo elástico y el colapso plástico. Los esfuerzos de compresión longitudinales en los elementos cilíndricos están limitados en esta subsección por el valor de falla por esfuerzo o de falla por encogimiento, el que sea más bajo.

Se proporcionan reglas y fórmulas de diseño de presión interna para cuerpos esféricos y cilíndricos y para tapas elipsoidales, toriesféricas (denominadas algunas veces Tapas ASME), hemisféricas y cónicas. Las fórmulas proporcionadas suponen una falla por esfuerzo de la membrana, aunque las reglas para las tapas incluyen la consideración de la falla por pandeo (encorvamiento) en el área de transición del cilindro a la tapa (área de coyuntura o charnela).

Las juntas longitudinales en los cilindros están sometidas a un esfuerzo mayor que las juntas circunferenciales y el Código toma en cuenta este hecho. Cuando se está trabajando en la formación de tapas, existe en general un adelgazamiento del espesor de la placa original en el área de coyuntura (charnela) y es prudente especificar el espesor mínimo permisible en este punto.

Las tapas y cubiertas planas no reforzadas pueden ser diseñadas según las reglas y fórmulas específicas que aparecen en esta subsección. Los esfuerzos causados por la presión sobre estos miembros son esfuerzos de doblado y las fórmulas incluyen una tolerancia para los momentos inducidos cuando las tapas, cubiertas o bridas ciegas son sujetas por pernos. Se proporcionan reglas para cerraduras de acción rápida, a consecuencia del riesgo de que exista una unión incompleta o apertura cuando se tiene un recipiente presurizado. También se proporcionan reglas para superficies reforzadas.

La falla por presión externa de los cuerpos pueden resultar a consecuencia de sobreesfuerzos en un extremo o por la existencia de inestabilidad clástica en el otro extremo o en alguna carga intermedia. El Código proporciona la solución para la mayor parte de los cuerpos, utilizando gráficas. Una gráfica se emplea para cilindros donde la relación de espesor a diámetro del cuerpo y la relación longitud a diámetro son variables. Las demás gráficas representan curvas relativas a la geometría de los cilindros y esferas para esfuerzos permisibles por curvas que son determinadas a partir del módulo de elasticidad, módulo tangente y límite elástico a temperaturas para varios materiales o clases de los mismos. El texto de esta subsección explica cómo se determina el esfuerzo permisible a partir de las gráficas, aplicándolo a cilindros, esferas y tapas hemisféricas, elipsoidales, toriesféricas y cónicas.

Es posible obtener ahorros en costos para cuerpos cilíndricos al reducir la relación eficaz longitud a diámetro, reduciendo con esto el espesor del cuerpo. Esto puede complementarse adicionando refuerzos circunferenciales al cuerpo. En esta parte se incluyen las reglas para diseñar y localizar los refuerzos.

Es necesario siempre tener bocas o aberturas en los cuerpos y tapas de los recipientes a presión. La intensificación de esfuerzo es creada por la existencia de un orificio en una sección de forma simétrica. El Código proporciona también una compensación para esto por un método de área-sustitución. Considera una sección transversal a través de la abertura y mide el área del metal del cuerpo que necesite eliminarse y lo sustituye en la sección transversal por material adicional (pared del cuerpo, pared de boquilla, placa de refuerzo o soldadura) dentro de ciertas distancias de la línea central de la apertura. Estas reglas y fórmulas se incluyen en la subsección A.

Cuando un cuerpo cilíndrico es perforado para la inserción de tubos múltiples, el cuerpo se debilita en forma muy sensible, por lo que el Código establece reglas para considerar la relación tubo-orificio y la reducción en esfuerzo que debe ajustarse.

En esta subsección se consideran las tolerancias de fabricación. Las tolerancias permitidas para la presión externa en los cuerpos son más estrechas que las de la presión interna, ya que la estabilidad de la estructura depende de la simetría. En otros párrafos de esta subsección se consideran las reparaciones de los defectos durante la fabricación, identificación del material, tratamiento térmico y pruebas de impacto.

Se cubren en detalle los requisitos para prueba e inspección. La mayor parte de los recipientes requieren una prueba hidrostática (generalmente con agua) a un valor que sea 1.5 veces el valor de la presión de trabajo máxima permisible. En algunos recipientes esmaltados (recubiertos de vidrio) se permite que el valor de la presión hidrostática sea menor. Se permiten las pruebas neumáticas y se llevan a cabo a un valor al menos $1\frac{1}{4}$ veces el de la presión de trabajo máxima permisible, y se somete a una prueba de ensayo cuando el esfuerzo de cualquiera de las partes del recipiente no puede calcularse para que se pueda asegurar una exactitud en dichos cálculos. Rara vez se efectúan pruebas neumáticas o de ensayo.

En la subsección A se definen los requisitos de los dispositivos de alivio de presión. Se definen un punto fijo y una presión máxima durante el alivio, de acuerdo con el servicio del recipiente, la causa de la sobrepresión y la cantidad de dispositivos de alivio. Se proporcionan reglas para tolerancias en puntos de alivio, respecto a seguridad, alivio de seguridad, válvulas de alivio, discos de ruptura y espigas rompedoras.

Se proporcionan en forma muy extensa las reglas para prueba, certificación e instalación de dispositivos de alivio. Cualquier ingeniero químico, responsable del diseño u operación de unidades de proceso, debería familiarizarse con estas reglas. Los párrafos para dispositivos de alivio de presión son las únicas partes de la sección VIII, División 1, concernientes a la instalación y la operación de las instalaciones, y las demás reglas se aplican sólo al diseño y manufactura del recipiente.

Subsección B Esta subsección contiene reglas concernientes a los métodos de fabricación de recipientes a presión. La parte UW es aplicable a recipientes soldados. Se definen las restricciones de servicio. El servicio letal es para "sustancias letales", definidas como gases o

líquidos venenosos, de naturaleza tal que una pequeña cantidad del gas o vapor del líquido, mezclado o no con aire, es peligroso para la vida cuando se inhala. Se especifica que es responsabilidad del usuario advertir al diseñador o fabricante del uso de sustancias letales; todos los recipientes para servicio letal tendrán juntas soldadas a tope completamente radiografiadas y, cuando sea práctico, las juntas serán soldadas a tope. Todos los recipientes fabricados con acero al carbono o acero de baja aleación serán sometidos a tratamiento térmico después de soldados.

El servicio a baja temperatura se define como aquel donde la temperatura será menor de –29°C (–20°F) y es necesario someter varios metales a una prueba de impacto. El código es restrictivo respecto al tipo de soldadura permitida.

Los generadores de vapor que no tienen contacto con fuego, y están diseñados para presiones superiores a 345 kPa (50 lbf/in^2) tienen reglas restrictivas sobre el diseño de juntas soldadas y juntas empalmadas, que requieren radiografía completa.

Los recipientes a presión que están sujetos a fuego directo tendrán requisitos especiales en relación con el diseño de las juntas soldadas y el tratamiento térmico posterior a la aplicación de la soldadura.

Esta subsección incluye reglas que rigen el diseño de juntas soldadas y el grado de radiografía, con eficiencias para las juntas soldadas especificadas como función de la calidad de la junta o unión. Estas eficiencias son empleadas en las fórmulas de la subsección A para determinar el espesor de los recipientes.

Se proporcionan detalles para la soldadura tapa a cuerpo, hoja metálica a cuerpo y boquilla (tobera) a cuerpo. Aquí se proporcionan formas aceptables de pernos y tapones soldados y soldaduras acanaladas para el soporte de placas reforzadas.

Las reglas para la fabricación de recipientes a presión soldados cubren los procesos de soldadura, registro histórico del fabricante sobre los procedimientos de soldadura, calificación de los soldadores, limpieza, tolerancias para el ajuste y reparación de defectos de soldadura. Se detallan los procedimientos para el tratamiento térmico posterior al soldado. También se incluye la verificación de los procedimientos de soldadura y de soldadores y el examen radiográfico y ultrasónico de las juntas soldadas.

Los requisitos para fabricación de recipientes con material forjado en la parte UF incluye los requisitos únicos de diseño, particularmente en lo referente a aumento de esfuerzos, fabricación, tratamiento térmico, reparación de defectos e inspección. Los recipientes fabricados por soldado con latón son comprendidos en la parte UB. Los recipientes soldados con latón no pueden utilizarse para el servicio de fluidos letales, ni para generadores de vapor a fuego directo o indirecto. Los procesos de soldadura permitidos, al igual que las pruebas para esfuerzos de las juntas con latón son cubiertos en esta sección, que también incluye las reglas de fabricación e inspección.

Subsección C Esta subsección contiene requisitos concernientes a las clases de materiales. Los aceros al carbono y de baja aleación se rigen por la parte UCS, los materiales no ferrosos por la parte UNF, los de acero de alta aleación por la parte UHA y los aceros con propiedades de tensión mejoradas por tratamiento térmico, por la parte UHT. Cada una de estas partes incluye tablas de valores de esfuerzos máximos permisibles para todos los materiales del código en un intervalo de temperaturas del metal. Estos valores de esfuerzos incluyen factores apropiados de seguridad. Las reglas que rigen la aplicación, fabricación y tratamiento térmico de los recipientes se incluyen en cada parte.

La parte UHT contiene también detalles muy estrictos para el soldado de boquillas que se requieren para algunos de estos materiales de alta tensión. La parte UCI incluye reglas para la construcción de recipientes de hierro colado. La parte UCL comprende reglas para recipientes soldados de placas revestidas, como recipientes con recubrimiento, y la parte UCD tiene reglas para recipientes a presión de hierro dúctil.

Una adición reciente al Código es la parte ULW, que contiene los requisitos de recipientes fabricados por construcción con varias capas. Este tipo de construcción es utilizado con frecuencia para presiones altas, superiores por lo general a 13 800 kPa (2000 lbf/in^2).

Existen varios métodos para la construcción por capas: **1)** capas delgadas que se contraen juntas; **2)** capas delgadas, montada cada una sobre la otra y con la costura soldada longitudinalmente, utilizando la capa anterior como apoyo; y **3)** capas delgadas montadas espiralmente. Las reglas del código son para capas delgadas o gruesas. Se proporcionan reglas y detalles para todas las juntas soldadas más comunes y refuerzos de boquillas (toberas). Los soportes para los recipientes por capas requieren una consideración especial respecto al hecho de que sólo la capa exterior puede contribuir al soporte. Para el empleo de fluidos letales, sólo las capas interiores de cuerpo y tapa necesitan cumplir los requisitos de la subsección B. Siempre que la radiografía no sea práctica para la inspección de las partes soldadas, se utiliza ampliamente la inspección de partículas magnéticas y ultrasónicas. Cuando se requiere la radiografía, el Código previene al inspector con indicaciones para rechazar un recipiente de pared sencilla que bien podría ser aceptado en ciertas circunstancias. Los orificios para ventilación son especificados a través de cada capa con objeto de prevenir la formación de presión entre capas cuando exista una fuga en la parte interna del cuerpo.

Apéndices obligatorios Incluyen una sección de fórmulas de diseño complementarias para cuerpos no incluidas en la subsección A. Se proporcionan fórmulas para cuerpos gruesos y cubiertas cóncavas. Otro apéndice proporciona reglas específicas, fórmulas y gráficas para el diseño de conexiones de bridas con pernos. La naturaleza de estas reglas es tal que pueden programarse en una computadora digital, y la mayor parte de las bridas son diseñadas ahora mediante el empleo de computadoras. Otro apéndice incluye sólo las gráficas que se utilizan en el cálculo de cuerpos para las presiones externas que analizamos antes. Los recipientes enchaquetados se tratan en un apéndice separado, que comprende reglas específicas, sobre todo para la unión de la chaqueta a la capa interna. Otro apéndice se refiere al control de calidad y a la inspección.

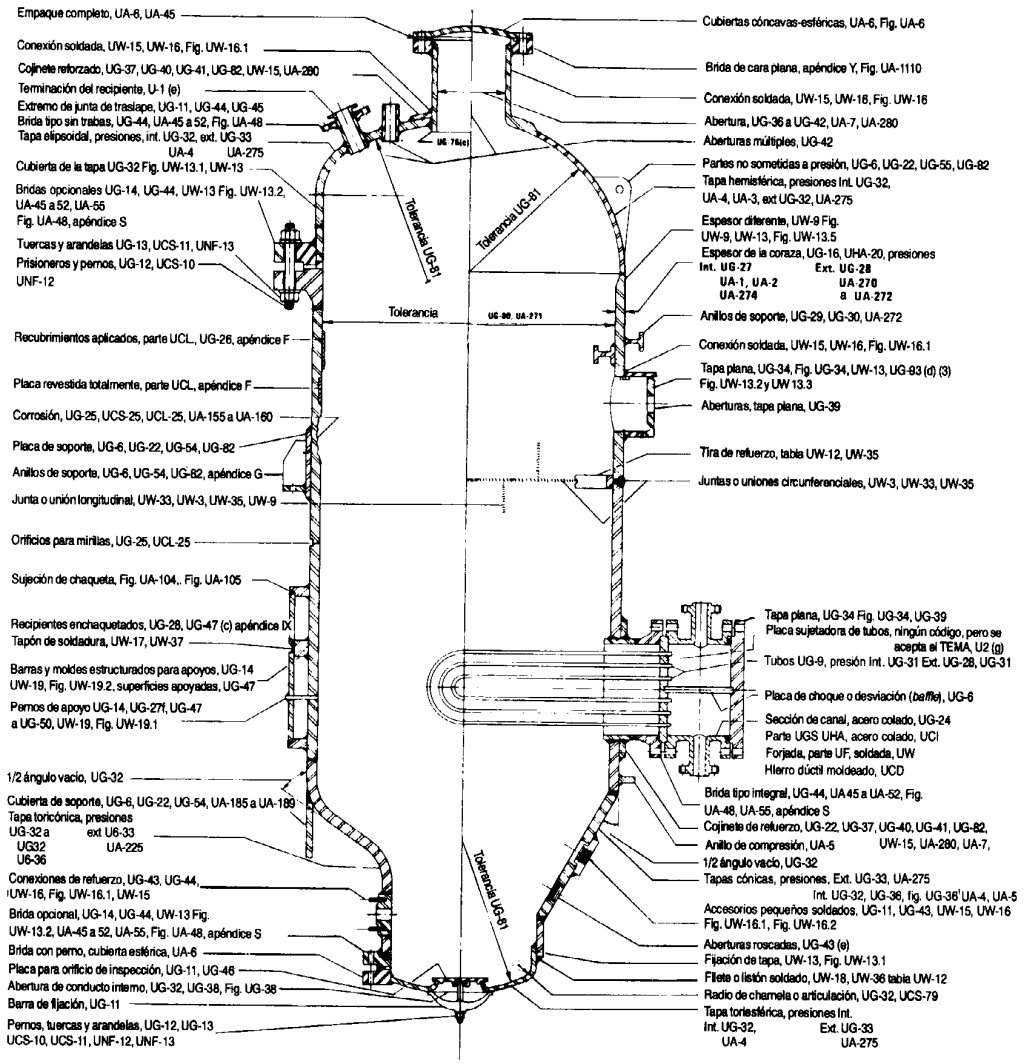
Apéndices no obligatorios Tratan sobre cierto número de temas, sugeridos principalmente para entender el Código y diseñar con el Código. Es probable que varios de los apéndices no obligatorios lleguen a serlo.

La figura 6-144 ilustra un recipiente a presión con los párrafos del código aplicables para diversos elementos. En la parte inferior de la figura se incluyen párrafos y referencias adicionales.

Código ASME, Sección VIII, División 2 El párrafo A-100 de la División 2, establece: "En relación con las reglas de la División 1, Sección VIII, estas reglas de la División 2 son más restrictivas en lo que se refiere a la selección de materiales que pueden ser utilizados, aunque permiten valores más altos de intensidad de esfuerzos de diseño, para aplicarse en el intervalo de temperaturas en el cual el valor de intensidad de esfuerzo de diseño se controla por el esfuerzo último o el límite elástico; se requieren procedimientos de diseño más precisos y se prohíben algunos detalles comunes de diseño; los procedimientos permisibles de fabricación son delineados en forma clara y se requiere una inspección y una prueba más completas". La mayor parte de los recipientes de la División 2 fabricados hasta ahora, han sido de dimensiones mayores o están destinados para altas presiones, además de ser muy caros cuando el ahorro en material y trabajo, a consecuencia del empleo de factores de seguridad menores, ha sido mayor que los costos adicionales de ingeniería, administración e inspección.

La estructura de la División 2 difiere de la División 1.

Parte A Aquí se proporciona el alcance de la división y se establecen su jurisdicción y las responsabilidades del usuario y el fabricante. Es de particular importancia el hecho de no especificarse un límite superior de presión y que, a cambio de eso, se requiere contar con las especificaciones del usuario. El usuario o su representante deben proporcionar los requisitos que debe cumplir el recipiente de acuerdo con las condiciones de operación a que será destinado, en una forma muy detallada para que sirvan como base a la adecuada selección de materiales y diseño, fabricación e inspección del recipiente. En las especificaciones del usuario debe incluirse el método de soporte del recipiente y cualquier requisito para el análisis de fatiga. En caso de requerirse este análisis de fatiga, el usuario proporcionará abundante información, con objeto de poder hacer un análisis para operación cíclica.



NOTAS GENERALES

TRATAMIENTO TÉRMICO UG-85, UW-10, UW-40
UCS-56, TABLA UCS-56, UCS-79 (d)
UCS-85, UNF-56, UHA-32, UHA-105
y UCL-34
INSPECCIÓN UG-90 a UG-97, U-1 (j)
EFICIENCIA DE JUNTAS UW-12 y TABLA UW-12
SERVICIO DE GASES LETALES UW-2 (a) UCD-2 y UCI-2
CARGAS UG-22
BAJA TEMPERATURA UG-84, UW-2 (b)
UCS-65, UCS-66, UCS-67,
UNF-65 Y UCL-27
MATERIALES UG-5 a UG-15, UG-18, UG-77
UCL-11 y UW-5

TABLAS NF-1 Y NF-2
PRESIÓN, DISEÑO UG-19 y UG-21
TRABAJO MÁXIMO PERMISIBLE UG-98
TEMPERATURA, DISEÑO UG-19, UG-20
RECIPIENTES A PRESIÓN, SOMETIDOS A
FUEGO DIRECTO UW-2 (d), U-1 (h)
EXAMEN RADIOGRÁFICO UW-11, UW-51, UW-52,
UCS-57, UNF-57, UHA-33 y UCL-35.
EXAMEN PUNTUAL DE JUNTA SOLDADA UW-52
NO RADIOGRÁFICO UW-11 (c)
DISPOSITIVOS DE ALIVIO UG-125 a UG-136, APP. XI
REPARACIONES UG-78, UW-38, UW-40 (d)
ESFUERZO MÁXIMO VALOR PERMISIBLE UG-23
UW-12 (c), UNF-23, UHA-23, UCL-23

PRUEBA HIDROSTÁTICA UG-99, UCI-99, UCL-52
y UA-60
NEUMÁTICA UW-50 y UG-100
PROFUNDIDAD, UG-101
NO DESTRUCTIVA, UG-103, UNF-58
y UHA-34
PART. MAG, UA-70 a UA-73
PENET. DE LIQ. UA-91 a UA-95
ULTRASÓNICA, UA-901 A
UA-904
IMPACTO UG-84, UCS-66, UHA-51, NF-6
SELLADO Y FECHADO UG-115 a UG-120
CALDERAS DE VAPOR NO A FUEGO DIRECTO. UW-2 (c), U-1 (g)

FIG. 6-144 Código ASME, Sec. VIII División 1: párrafos aplicables para detalles de diseño y construcción. (*Cortesía de Missouri Boiler and Tank Co.*)

Parte AM En esta parte se listan los materiales individuales de construcción permitidos, especificaciones aplicables, requisitos especiales, valores de intensidad de esfuerzo de diseño y cualquier otra información especial. Son de importancia especial los requisitos de prueba ultrasónica y dureza. Entre las propiedades para las que se incluye la información, se encuentran la conductividad y difusividad térmica, el coeficiente de expansión térmica, el módulo de elasticidad y el límite elástico. Los valores de intensidad de esfuerzo de diseño incluyen el factor de seguridad de 3 para el esfuerzo último (punto de cedencia) a determinada temperatura, o 1.5 para el límite elástico a esa temperatura.

Parte AD En esta parte se incluyen los requisitos para el diseño de recipientes. Las reglas de la División 2 se basan en los valores de falla o elasticidad de la teoría del máximo cortante. Se permiten esfuerzos mayores cuando se considera el efecto del viento o los terremotos. En esta parte se proporcionan todas las reglas para determinar la necesidad de un análisis de fatiga.

Las reglas para el diseño de cuerpos de revolución bajo presión interna son diferentes a las establecidas en la División 1, sobre todo las que se refieren a la formación de tapas cuando la deformación plástica en el área de coyuntura (charnela) es el criterio principal. Los cuerpos de revolución para presión externa se determinan con el mismo criterio, incluyendo factores de seguridad, como en la División 1. El refuerzo para las aberturas o bocas utiliza el mismo método de sustitución de área visto en la División 1; no obstante, en muchos casos el metal del refuerzo debe estar más cerca de la línea central de la abertura.

Las demás reglas de la parte AD para tapas planas, conexiones con tornillos y pernos prisioneros, cerraduras de acción rápida y recipientes por capas, son esencialmente una copia de las que aparecen en la División 1. Las reglas para los soportes de contorno son más definidas en la División 2.

Parte AF Contiene los requisitos para la fabricación de recipientes y partes de recipientes.

Parte AR Contiene las reglas para los dispositivos de alivio de presión.

Parte AI Aquí se consideran los requisitos para la inspección de recipientes.

Parte AT Se refiere a los requisitos y procedimientos de pruebas.

Parte AS Comprende los requisitos para el sellado y certificación de recipientes y partes de recipientes.

Apéndices El apéndice 1 define las bases utilizadas para definir los valores de intensidad de esfuerzo. El apéndice 2 contiene gráficas de presión externa y el apéndice 3 comprende las reglas para conexiones bridadas con pernos; éstas son copias exactas de los apéndices equivalentes aparecidos en la División 1.

El apéndice 4 proporciona definiciones y reglas para el análisis de esfuerzos para cuerpos, tapas planas y formadas, láminas, recipientes por capas y boquillas, incluyendo la discontinuidad de esfuerzos. La tabla 4-120.1 "Classification of Stresses for Some Typical Cases" y la figura 4-130.1, "Stress Categories and Limits of Stress Intensity" son particularmente importantes, ya que sirven para aclarar varios párrafos y simplifican el análisis de esfuerzos.

El apéndice 5 contiene reglas y datos para el análisis de esfuerzos para operaciones cíclicas. Excepto en casos de ciclos cortos de procesos por cargas (*batch*), los recipientes a presión se encuentran sujetos por lo general a pocos ciclos durante su vida útil proyectada, y los datos de límite de resistencia utilizados en las industrias mecánicas no son muy aplicables. Las curvas se proporcionan para un espectro muy amplio de materiales y cubren el intervalo de 10 a un millón de ciclos con valores de esfuerzo permisible hasta 650 000 lbf/in^2. Este ciclo bajo de fatiga se ha desarrollado a partir de análisis de deformación por fatiga en los que se obtienen valores de esfuerzos, multiplicando la deformación por el módulo de elasticidad. Los esfuerzos de esta magnitud no pueden ocurrir, pero las deformaciones sí. Las curvas proporcionadas tienen un factor de seguridad de 2 para el esfuerzo o 20 para los ciclos.

El apéndice 6 contiene los requisitos de análisis de esfuerzos experimentales; el apéndice 8 comprende normas de aceptación para exámenes radiográficos; el apéndice 9 se encarga de los exámenes no destructivos; el apéndice 10 proporciona reglas para las conversiones de capacidad de válvulas de seguridad; y el apéndice 18 detalla los requisitos del sistema de control de calidad.

Los demás apéndices no son obligatorios, pero son muy útiles para el trabajo de ingeniería con base a este Código.

Consideraciones generales La mayor parte de los recipientes a presión para ser utilizados en la industria química continuarán siendo diseñados y construidos con base en las reglas de la Sección VIII, División 1, mientras que las reglas de la Sección VIII, División 2, serán fuente frecuente para elementos más delgados, el costo del análisis de ingeniería, análisis de esfuerzos y construcciones de la más alta calidad, control de materiales e inspección requerida por estas reglas, exceden frecuentemente los ahorros por el empleo de paredes delgadas en recipientes.

Consideraciones adicionales sobre el Código ASME

Código ASME, Sección III: Componentes de plantas de energía nuclear Esta sección del Código incluye recipientes, tanques de almacenamiento y recipientes envueltos en concreto, además de otros artículos.

Código ASME, Sección X: Recipientes a presión de plástico reforzados con fibra de vidrio Esta sección está limitada a cuatro tipos de recipientes: moldeo en bolsas y vaciado centrífugo, limitados a 1000 kPa (150 lbf/in^2); devanado de filamentos con filamentos cortados, limitados a 10 000 kPa (1500 lbf/in^2), y con filamentos no cortados limitados a 21 000 kPa (3000 lbf/in^2). Las temperaturas de operación se limitan al intervalo de +66°C (150°F) a –54°C (–65°F). Los módulos de elasticidad más bajos y otras propiedades puntualizan la diferencia que existe entre los metales y los plásticos, por lo que se requiere que los procedimientos de la sección X sean diferentes de los correspondientes a recipientes metálicos. El requisito de que al menos un recipiente de diseño y fabricación particular será probado hasta su destrucción, ha impedido que esta sección sea muy utilizada. Los resultados combinados de las pruebas de fatiga y estallamiento deben dar al valor de la presión de diseño un factor de seguridad de 6 para la presión de estallamiento.

La seguridad en el diseño En la mayor parte de las circunstancias, el diseño de un recipiente a presión según el Código proporciona una seguridad adecuada. No obstante, según las mismas palabras del Código, las reglas "cubren los requisitos mínimos de construcción para el diseño, la fabricación, la inspección y la certificación de recipientes de presión". La palabra más importante es "mínimos". La **responsabilidad final** por la seguridad recae en el usuario y el diseñador. Deben decidir si se necesita algo que vaya más allá que los requisitos del Código. Este último no puede prever y cubrir todas las condiciones desacostumbradas a las que se puede ver sometido un recipiente a presión. Si tratara de hacerlo así, la mayor parte de los recipientes a presión tendrían restricciones innecesarias. Algunas de las condiciones a las que se puede enfrentar un recipiente son las siguientes: temperaturas anormalmente bajas, esfuerzos térmicos especiales, esfuerzos de retén causados por ciclos térmicos, vibración de los recipientes altos excitados por vórtices de von Kármán provocados por el viento, presiones muy elevadas, reacciones químicas desencadenadas, recalentamientos locales repetidos, explosiones, exposición al fuego, exposición a materiales que atacan con rapidez al metal, contenido de materiales extremadamente tóxicos y tamaños muy grandes de recipientes. Los recipientes grandes, aunque pueden contener materiales no peligrosos, podrían, por su tamaño mismo, crear un peligro grave si se rompieran. La falla del tanque de melazas de Boston en 1919 mató a 12 personas. Para recipientes a presión que se encuentran fuera de la jurisdicción del Código, hay a veces riesgos especiales en los plásticos y los materiales de resistencia muy elevada. Hay muchos otros que el diseñador debe reconocer al encontrarlos.

La **fatiga del metal**, cuando se presenta, constituye un riesgo grave. La Sección VIII, División 1, menciona presiones de fluctuación rápida. La División 2 y la Sección III requieren un análisis de fatiga. En los casos extremos, el contenido del recipiente puede afectar a la resisten-

cia a la fatiga (límite de resistencia) del material. Se trata de la fatiga de corrosión. Aun cuando la mayor parte de los materiales del Código ASME no son particularmente sensibles a la fatiga por corrosión, pueden sufrir una pérdida de límite de resistencia de 50% en algunos ambientes. Por otra parte, los aceros de tratamiento térmico y alta resistencia son muy sensibles a la fatiga por corrosión. No es raro encontrar algunos de ellos con una pérdida de 75% de su resistencia en ambientes corrosivos. De hecho, en la fatiga por corrosión, muchos aceros no tienen límites de resistencia. La curva de esfuerzo en función de los ciclos de fallas (curva *S-N*) continúa descendiendo, sea cual sea el número de ciclos.

La **fractura por fragilidad** es probablemente el tipo más traicionero de falla en un recipiente a presión. Sin esa fractura, se podrían someter los recipientes a una presión de aproximadamente su resistencia final antes de las fallas. Con la conducta de fragilidad, algunos recipientes han fallado muy por debajo de sus presiones de diseño (que son de aproximadamente un 25% de las presiones teóricas de rompimiento o estallamiento). Para reducir las posibilidades de conducta de fragilidad, la División 2 y la Sección III requieren pruebas de impacto.

El tema de las fracturas por fragilidad sólo se comprendió aproximadamente en 1950 y los conocimientos sobre algunos de sus aspectos resultan todavía inadecuados. Una placa agrietada o con muescas, de acero, de un recipiente a presión, sometida a un esfuerzo a 66°C (150°F) se alargará y absorberá una energía considerable antes de romperse. Tendrá una fractura plástica o dúctil. Al bajar la temperatura, se llega a un punto en el que la placa fallará mediante un resquebrajamiento con una superficie de fractura limpia y casi sin elongación. La transición de la fractura dúctil a la quebradiza tiene lugar en realidad sobre un intervalo de temperatura, pero se escoge un punto en ese intervalo como **temperatura de transición**. Uno de los medios para determinar esta temperatura es la prueba de impacto de Charpy (véase la especificación E-23 de la ASTM). Después de determinar la temperatura de transición mediante pruebas de impacto en laboratorio, se debe correlacionar con las experiencias de servicio en placas de tamaño completo. La literatura sobre fracturas por fragilidad contiene información sobre la relación de las pruebas de impactos con las experiencias en servicio para algunos aceros al carbono.

Otro método más preciso y elaborado para ocuparse de la transición de las fracturas dúctiles a las quebradizas es el **diagrama de análisis de fracturas**. Emplea una transición que se conoce como **temperatura de ductilidad nula** (NDT) que se determina por la prueba de pérdida de pesos (norma E208 de la ASTM) o la prueba de desgarramiento de pérdida de pesos (norma E436 de la ASTM). La aplicación de este diagrama se explica en dos artículos de Pellini y Puzak (*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, octubre de 1964, 429; *Welding Research Council Bull.* **88**, 1963).

La Sección VIII, División 1, es flexible en lo que se refiere a la fractura por fragilidad. Permite la utilización de muchos aceros hasta –29°C (–20°F) sin verificar la dureza. Las fallas quebradizas ocasionales demuestran que algunos recipientes funcionan por debajo de la temperatura de ductilidad nula, o sea, el límite inferior de la ductilidad. La División 2 resolvió este problema exigiendo prueba de impacto en ciertos casos. Existen grados más resistentes de acero, como los aceros SA516 (de preferencia al acero SA515), con un ligero aumento de precio. El alivio de esfuerzos, los aceros hechos según prácticas de grano fino y la normalización, reducen los riesgos de fracturas por fragilidad.

Las **pruebas no destructivas** tanto de las placas como de los recipientes acabados son importantes para la seguridad. En el análisis de riesgo de fractura, es importante conocer el tamaño de las fallas que se pueden presentar en el recipiente completo. Los cuatro métodos más utilizados de examen son el radiográfico, el de partículas magnéticas, el de penetración de líquido y el ultrasonido.

El **examen radiográfico** se hace mediante **rayos X** o **gamma**. El primero tiene mayor poder de penetración, pero el equipo de los últimos es más pórtatil. Pocas máquinas de rayos X pueden penetrar más allá de un espesor de 300 mm (12 in).

Las **técnicas de ultrasonido** utilizan vibraciones con una frecuencia de entre 0.5 y 20 MHz transmitidas al metal por medio de un transductor. El instrumento envía una serie de pulsaciones, que aparecen en una pantalla de rayos catódicos al salir y, nuevamente, cuando regresan después de reflejarse en la pared opuesta del miembro. Si hay alguna grieta o alguna inclusión en la trayectoria, reflejará parte del haz. La pulsación inicial y su reflejo de la parte posterior del miembro se separan en la pantalla en una distancia que representa el espesor. El reflejo de la falla caerá entre esas señales e indicará su magnitud y su posición. El examen ultrasónico se puede utilizar casi para cualquier espesor del material, desde una fracción de pulgada a varios pies. Su uso depende de la forma del cuerpo, puesto que las superficies irregulares pueden dar reflejos confusos. Los transductores ultrasónicos pueden transmitir pulsaciones normales a la superficie o en ángulo. Los transductores que transmiten pulsaciones oblicuas a la superficie pueden resolver varios problemas especiales de inspección.

El **examen de partículas magnéticas** se utiliza sólo en los materiales magnéticos. Se hace pasar un flujo magnético por la pieza en una trayectoria paralela a la superficie. Las partículas magnéticas finas, cuando se espolvorean sobre la superficie, se concentran cerca de los bordes de una grieta. La sensibilidad del examen de partículas magnéticas es proporcional al seno del ángulo entre la dirección del flujo magnético y la dirección de agrietamiento. Para asegurarse de captar todas las grietas, es necesario sondear la zona en dos direcciones.

El **examen de penetración de líquido** implica mojar la superficie con un fluido que penetre en las grietas abiertas. Después de enjugar el líquido en exceso, se recubre la superficie con un material que revela la presencia de cualquier cantidad de líquido que haya penetrado en las grietas. En algunos sistemas, un tinte de color saldrá de las grietas y manchará un lienzo blanco. Otro sistema utiliza un líquido penetrante que se hace fluorescente bajo la luz ultravioleta.

Cada uno de esos cuatro métodos tiene sus ventajas. Con frecuencia se obtienen mejores resultados utilizando más de un método. Las partículas magnéticas o la penetración de líquidos son eficientes en las grietas superficiales. Para las fallas subsuperficiales se necesitan los métodos ultrasónicos y de radiografía. *Ningún método conocido de pruebas no destructivas puede garantizar la ausencia de fallas.* Hay otros métodos de examen que se utilizan con menor amplitud. Entre ellos se encuentran los de corrientes parásitas, resistencia eléctrica, acústica y pruebas térmicas. El *Nondestructive Testing Handbook* (Robert C McMaster, ed. Ronald Press, New York, 1959) da información sobre muchas técnicas de pruebas.

La **técnica de corrientes parásitas** implica pasar una bobina de c.a. a lo largo de la superficie que se examina y cerca de ella. La impedancia eléctrica de la bobina se ve afectada por las fallas en la estructura o los cambios de composición. Comercialmente, el uso principal de las pruebas de corrientes parásitas sirve para el examen de tuberías. Sin embargo, también se puede utilizar para comprobar otras cosas.

El **método de resistencia eléctrica** implica hacer pasar una corriente eléctrica por la estructura y explorar la superficie con sondas de voltaje. Las fallas, los agrietamientos o las inclusiones provocarán un trastorno en el gradiente de voltaje sobre la superficie. Los ferrocarriles han utilizado este método durante muchos años para localizar grietas transversales en las vías.

En cierto sentido, la **prueba hidrostática** es un método de examen de un recipiente. Puede revelar las fallas brutas, el diseño inadecuado y las fugas en las bridas. Muchas personas creen que una prueba hidrostática garantiza la seguridad de un recipiente. No es así necesariamente. Un recipiente que ha pasado una prueba hidrostática es quizá más seguro que otro no probado. Sin embargo, todavía puede fallar en servicio incluso a la siguiente aplicación de presión. El cuidado de selección del material, el examen y la fabricación contribuyen más a garantizar la integridad del recipiente que las pruebas hidrostáticas.

Los códigos de la ASME recomiendan pruebas hidrostáticas a una temperatura que está por lo común por encima de la temperatura de ductilidad nula del material. En efecto, éste es un tratamiento de presión y temperatura del recipiente. Cuando se prueba en la condición relativamente dúctil, por encima de la temperatura de ductilidad nula,

el material cederá en los extremos de las grietas y las fallas y en los puntos de esfuerzo residual elevado de soldadura. En realidad, este procedimiento reducirá los esfuerzos residuales y provocará una redistribución en los extremos de las grietas. Entonces, el recipiente estará en condiciones más seguras para el funcionamiento subsiguiente. Este procedimiento se denomina a veces **nulificación de muescas**.

Es posible preparar una prueba hidrostática de tal modo que sea probablemente una prueba de seguridad del recipiente. Esto requiere casi siempre, entre otras cosas, que la prueba se lleve a cabo a una temperatura tan baja como la operacional mínima del recipiente o, de preferencia, por debajo de ella. Se llevan a cabo pruebas de verificación de este tipo sobre los recipientes construidos con acero de ultra alta resistencia, para funcionamiento a temperaturas criogénicas.

Otras regulaciones y normas Los recipientes a presión pueden encontrarse bajo muchos tipos de regulaciones, dependiendo de dónde se encuentran y qué es lo que contienen. Aun cuando muchos estados han adoptado el Código ASME Boiler and Pressure Vessel Code, en su totalidad o en parte, cualquier estado o municipio puede promulgar sus propios requisitos. El gobierno federal reglamenta algunos recipientes a presión mediante el Departamento de Transportes, que incluye a la Guardia Costera. Si se envían recipientes a presión a países extranjeros, tendrán que enfrentarse a regulaciones adicionales.

Los recipientes a presión transportados a bordo de barcos registrados en Estados Unidos se deben conformar a las reglas de la Guardia Costera. El subcapítulo F del título 46, del *Code of Federal Regulations* de Estados Unidos cubre la ingeniería marítima. De esto, las partes 50 a 61 y 98 incluyen recipientes a presión. Muchas de las reglas son similares a las que se encuentran en el Código de la ASME, pero hay diferencias.

La **American Bureau of Shipping** tiene reglas, que exigen los agentes de seguros, para el diseño y la construcción de recipientes a presión que forman parte permanente de algún barco. Los tanques para cargamentos a presión pueden estar fijos permanentemente y entrar bajo esas reglas. Esos tanques, con soportes en diversos puntos, son independientes de la estructura del barco y se distinguen de los "tanques integrales de cargamento" como los que hay en los buques cisterna. La ABS tiene reglas para recipientes a presión en dos de sus publicaciones. La mayor parte de ellas está comprendida en *Rules for Building and Classing Steel Vessels*.

En **Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA)**, se dan recomendaciones para la construcción de intercambiadores tubulares de calor. Aun cuando el TEMA no es cuerpo regulador y no existe ningún requisito legal para el empleo de sus normas, se aceptan ampliamente como bases adecuadas de diseño. Al especificar normas del TEMA se pueden obtener equipos adecuados sin tener que escribir especificaciones detalladas para cada una de las piezas. El TEMA proporciona fórmulas sobre el espesor de las láminas tubulares. Esas fórmulas no están en los Códigos de la ASME (véase un análisis adicional del TEMA en la sección 11).

Recipientes de construcción especial Las presiones elevadas crean problemas de diseño. La Sección VIII, División 1 del Código de la ASME se aplica a recipientes clasificados para presiones de hasta 20 670 kPa (3000 lbf/in^2). La División 2 es ilimitada. A presiones elevadas, se utilizan diseños especiales que no se conforman necesariamente al Código. A esas presiones, un recipiente diseñado para placas comunes de acero con bajo contenido de carbono, sobre todo en los diámetros grandes, sería demasiado grueso para la fabricación práctica mediante los métodos usuales. Las alternativas son las de hacer el recipiente de placa de alta resistencia, utilizar una forja sólida o una construcción en capas múltiples.

Los **aceros de alta resistencia** con resistencias a la tensión de más de 1380 MPa (200 000 lbf/in^2) se limitan en gran parte a aplicaciones en las que el peso es importante. Los procedimientos de soldadura están controlados cuidadosamente y se utiliza el precalentamiento. Esos materiales son quebradizos casi a cualquier temperatura y se deben diseñar los recipientes para evitar las fracturas por fragilidad. Se evitan los puntos planos y las variaciones de curvatura. Las aberturas y los cambios de forma requieren un diseño apropiado. El tamaño máximo permisible de las fallas o grietas se determina por la mecánica de fracturas y el método de examen debe asegurar hasta donde sea posible que no haya fallas grandes. Se pueden utilizar todos los métodos de pruebas no destructivas. Estos recipientes requieren las técnicas más elaboradas de diseño, fabricación y funcionamiento.

Se utilizan con frecuencia **piezas sólidas de forja** en la construcción de recipientes a presión por encima de 20 670 kPa (3000 lbf/in^2) (e incluso inferiores). Aun cuando se pueda obtener cualquier espesor del cuerpo, la mayor parte de ellos se encuentran entre 50 y 300 mm (2 y 12 in). El Código de la ASME da una lista de materiales de forja con resistencias a la tensión de 414 a 930 MPa (60 000 a 135 000 lbf/in^2). La fractura por fragilidad es una posibilidad y el riesgo aumenta con el espesor. Además, algunas aleaciones de forja tienen temperaturas de ductilidad nula de hasta 121°C (250°F). Un recipiente forjado tendrá una temperatura de ductilidad nula (NDT) de al menos 17°C (30°F) por debajo de la temperatura de diseño. En funcionamiento, se deberá calentar en forma lenta y uniforme al menos hasta la NDT antes de someterse a presión. Durante la construcción, se deben utilizar pruebas no destructivas para detectar las fallas o las grietas peligrosas. La sección VIII del Código de la ASME y, sobre todo, la División 2, proporciona técnicas de diseño y verificación.

Conforme aumenta el tamaño de un recipiente forjado, los tamaños de los lingotes y los equipos de manejo se hacen mayores. El costo puede aumentar con mayor rapidez que el peso. También se hacen más difíciles los problemas de obtención de materiales sanos para evitar las fracturas por fragilidad. Algunos de esos problemas se evitan mediante la utilización de una **construcción en capas múltiples**. En este tipo de recipientes, las cabezas y las bridas se hacen de piezas de forja y la porción cilíndrica se construye mediante una serie de capas de material delgado. El espesor de esas capas puede ser de entre 3 y 50 mm (1/8 y 2 in), dependiendo del tipo de construcción. Hay un recubrimiento interno que puede ser diferente de las capas externas.

Aun cuando hay recipientes de capas múltiples de sólo 380 mm (15 in) de diámetro exterior y 2400 mm (8 ft) de longitud, su ventaja principal se aplica a los tamaños mayores. Cuando se fabrica adecuadamente, un recipiente de capas múltiples es quizá más seguro que otro de paredes sólidas. Las capas de material delgado son más resistentes y menos propensas a las fracturas por fragilidad, tienen menos probabilidades de defectos y la ventaja estadística de cierto número de elementos pequeños en lugar de uno solo grande. Por supuesto, las cabezas, las bridas y las soldaduras tienen los mismos riesgos que en otros miembros gruesos. Se necesita una atención adecuada para evitar las grietas en esos miembros.

Existen varias técnicas de ensamble o montaje. Una de las que se utilizan con mayor frecuencia es la de formar capas sucesivas en semicilindros y soldarlas por ensamble sobre las capas anteriores. Al realizar esto, las soldaduras se escalonan con el fin de que no puedan fallar todas juntas. Por lo común, en ese tipo de construcción se utilizan placas de un espesor de 6 a 12 mm (1/4 a 1/2 in). Otro método consiste en soldar cada capa por separado para formar un cilindro y, luego, contraerlo sobre las capas previas. Las capas de hasta 50 mm (2 in) de espesor se montan de este modo. Un tercer método de fabricación consiste en enrollar las capas como láminas continuas. Esta técnica se utiliza en Japón. La construcción Wickel fabricada en Alemania utiliza devanados helicoidales de flejes metálicos entrelazados. Cada método tiene sus ventajas e inconvenientes y la elección dependerá de las circunstancias.

Debido a la posibilidad de que haya vacíos entre las capas, es preferible no utilizar recipientes de capas múltiples en aplicaciones en las que se vean sometidos a la fatiga. Tampoco son convenientes los gradientes térmicos hacia el interior (temperatura interna más baja que la externa).

Existen artículos sobre esos recipientes escritos por Fratcher [*Petrol Refiner* **34** (11), 137 (1954)] y por Strelzoff, Pan, y Miller [*Chem. Eng.* **75** (21), 143-150 (1968)].

Los **recipientes para servicios a altas temperaturas** pueden encontrarse fuera de los límites de temperatura de las tablas de esfuerzos de los Códigos de la ASME. En la Sección VIII, División 1, se prevé

la construcción de recipientes a presión hasta 650°C (1200°F) para acero al carbono y de baja aleación y hasta 815°C (1500°F) para aceros inoxidables (de la serie 300). Si se necesita un recipiente para temperaturas superiores a esos valores y por encima de 103 kPa (15 lbf/in^2) será necesario, en un estado que acepte el Código, obtener el permiso de las autoridades estatales para construirlo en forma especial. Por encima de 815°C (1500°F), incluso los aceros inoxidables de la serie 300 son débiles y aumentan con rapidez los índices de cedencia. Si el metal que resiste la presión funciona a esas temperaturas, se limitarán la presión y el tamaño del recipiente. Por otra parte, el recipiente mismo deberá ser considerado como eliminable, porque su duración será corta. La exposición prolongada a temperaturas altas puede hacer que el metal se deteriore y se haga frágil. Sin embargo, hay veces en que la economía se aplica en favor de este tipo de operación.

Uno de los métodos para eliminar el problema de la baja resistencia de los metales es utilizar un recubrimiento interno del metal rodeado de material aislante, que a su vez esté confinado en un recipiente a presión. El recubrimiento, en algunos casos, puede tener perforaciones que permitirán que la presión pase por el aislamiento y actúe sobre la capa exterior que se mantiene fría, con el fin de obtener una resistencia normal. El recubrimiento no tiene diferencial de presión que actúe sobre él y, por consiguiente, no necesita mucha resistencia. Los recubrimientos de cerámica son también útiles para trabajos a temperaturas elevadas.

Se emplean **recipientes recubiertos** para muchas aplicaciones. En los recipientes del Código ASME se puede utilizar cualquier tipo de recubrimiento, a condición de que sea compatible con el metal del recipiente y el contenido. Algunos de los materiales utilizados son el vidrio, el caucho, los plásticos, metales raros y cerámicos. El recubrimiento se puede instalar por separado, o bien, si se emplea un metal, en forma de revestimiento en placas. El revestimiento en placas se puede considerar a veces como una parte de absorción de esfuerzo del recipiente.

Un **recubrimiento de cerámica**, cuando se utiliza a temperaturas elevadas, actúa como aislante de tal modo que la capa exterior de acero esté a una temperatura moderada, mientras que en el interior del recubrimiento puede ser muy alta. Los recubrimientos de cerámica pueden ser de ladrillo no esforzado, ladrillo preesforzado o colado en el sitio. Los recubrimientos cerámicos colados o de ladrillos no esforzados pueden desarrollar agrietamientos y se utilizan cuando el contenido del recipiente no pueda dañar a la capa exterior. Por lo común se diseñan de tal modo que las temperaturas altas en el interior los dilaten lo suficiente para hacerlos ajustados a la capa exterior (y más fría). Sin embargo, esto no suele ser suficiente para evitar ciertas penetraciones del producto.

Los recubrimientos de ladrillos preesforzados se pueden utilizar para proteger la capa exterior. En este caso, los ladrillos se instalan con un mortero especial de resina de termofraguado. Después del recubrimiento, el recipiente se somete a calor y presión interna. Esto hace que se dilate el casco de acero del recipiente y el mortero se expande para ocupar su lugar. La presión y la temperatura deberán tener por lo menos el valor máximo que se encontrará en servicio. Después del fraguado del mortero, la reducción de la presión y la temperatura permitirán que el recipiente se contraiga, para someter el ladrillo a compresión. El límite superior de temperatura para esta construcción es de aproximadamente 190°C (375°F). La instalación de esos recubrimientos es un trabajo muy especializado que realizan pocas compañías. Por lo común se tiene gran cuidado en el manejo, para proteger al recipiente de la exposición a gradientes de temperatura no simétricos. Se evitan hasta donde sea posible las toberas laterales y otros diseños no simétricos.

Los **recipientes a presión de concreto** se pueden utilizar en aplicaciones que requieran tamaños grandes. Esos recipientes, si se hicieran de acero, serían demasiado grandes y pesados para su transporte. Mediante la utilización de concreto preesforzado, se fabrica el recipiente en su lugar. En esta construcción, el acero de refuerzo se pone en tubos o cubiertas de plástico que se vacían en el concreto. Se aplica tensión al acero después de que el concreto haya adquirido la mayor parte de su resistencia.

Los **recipientes de concreto** para reactores nucleares, del orden de magnitud 15 m (50 ft) de diámetro interior y longitud, tienen recubrimientos internos de acero que confinan la presión. Después de la fabricación del recubrimiento, se ponen en su lugar los tubos para los cables o los alambres y se vierte el concreto. Se emplea acero de refuerzo de alta resistencia. Puesto que hay miles de tendones de refuerzo en el recipiente de concreto, poseerán un factor estadístico de seguridad. La falla de uno o incluso diez tendones, tendrá pocos efectos sobre la estructura general.

Los **recipientes a presión de plástico** tienen las *ventajas de la resistencia química* y el peso ligero. Por encima de 103 kPa (15 lbf/in^2), con ciertas excepciones, se deben diseñar según la sección del Código ASME (véase "Almacenamiento de gases") y se limitan a los tres tipos de construcciones aprobadas por el código. Por debajo de 103 kPa (15 lbf/in^2), se puede emplear cualquier construcción. Sin embargo, incluso en este intervalo de presiones se debe utilizar el Código como guía. Los plásticos sólidos, por su cedencia y su baja resistencia, sólo se pueden utilizar para tamaños y presiones bajos. Un esfuerzo de unos cuantos centenares de libras fuerza por pulgada cuadrada es el máximo para la mayor parte de los plásticos. Para obtener resistencia más elevada, se deben utilizar los recipientes de plástico relleno o de devanado de filamentos, como se especifica en el Código. No obstante, las piezas de plástico sólido se emplean con frecuencia dentro de un casco de acero, sobre todo en los intercambiadores de calor.

Se emplean **recipientes de grafito y cerámica** completamente blindados; o sea, encerrados dentro de recipientes metálicos a presión. Esos materiales se utilizan también para recipientes similares a cajas con placas de respaldo en los costados. Las placas se unen mediante pernos de sujeción poniendo así el material bajo compresión con el fin de que pueda soportar bajas presiones.

Códigos para recipientes distintos del ASME En otros países se utilizan reglas diferentes para el diseño y construcción de recipientes. Los ingenieros químicos que tienen alguna relación con el tema de recipientes a presión y no viven en Estados Unidos deberán familiarizarse con las leyes y disposiciones locales sobre este aspecto. *Boilers and Pressure Vessels*, es una fuente internacional para los requisitos de diseño y aprobación de recipientes a presión, editada por British Standards Institution, Maylands Avenue, Hemel Hampstead, Hertfordshire, England, en 1975 y proporciona la información pertinente a 76 jurisdicciones políticas.

El código británico (British Standars) y el código de la República Federal Alemana (*A. D. Merkblätter* son los códigos más utilizados además del Código ASME, aunque Suecia, los Países Bajos y Francia también tienen sus códigos. La mayor diferencia entre los códigos es sobre factores de seguridad y respecto a la consideración o no del esfuerzo último (cedencia). En el Código ASME, Sección VIII, División 1, los recipientes son casi siempre más pesados que los recipientes construidos con base en otros códigos; sin embargo, las diferencias en esfuerzos permisibles para un material determinado son menores en el intervalo de mayor temperatura (escurrimiento).

Los ingenieros y metalúrgicos han desarrollado aleaciones que cumplen económicamente con los códigos individuales. En la República Federal Alemana, el esfuerzo de diseño se determina a partir del límite elástico y el esfuerzo de ruptura-escurrimiento y no se establece ninguna tolerancia para el esfuerzo último o de cedencia, utilizando aceros que tienen una relación muy alta de límite elástico a esfuerzo último.

Otras diferencias entre los códigos incluyen bases diferentes para el diseño de refuerzos de bocas o aberturas y el diseño de bridas y tapas. Algunos códigos incluyen reglas para el diseño de bastidores de tubos para intercambiadores de calor, mientras que otros códigos (p. ej., ASME) no incluyen estas reglas. El código holandés (*Grondslagen*) incluye reglas muy específicas para el cálculo de cargas por el viento, mientras que el Código ASME deja esto a criterio del diseñador.

También hay diferencias significativas en las reglas para la construcción e inspección. A menos que los ingenieros hagan un estudio detallado de los códigos individuales y se mantengan actualizados, deberán acudir a expertos en cualquiera de los códigos.

Diseño y construcción de recipientes El código ASME lista una serie de cargas que deben ser consideradas en el diseño de recipientes a presión. Entre éstas se encuentran las de impacto, el peso del recipiente en condiciones de operación y prueba, cargas superpuestas de otros equipos y tuberías, cargas a consecuencia de los vientos y terremotos, esfuerzos por gradiente de temperaturas y cargas localizadas de soportes internos y externos. En general, el Código no proporciona valores para estas cargas o métodos para determinarlas y no proporciona fórmulas para determinar los esfuerzos de estas cargas. Los ingenieros deben tener un amplio conocimiento en mecánica y resistencia de materiales, a fin de resolver estos problemas.

Algunos problemas son tratados por Brownell y Young, *Process Equipment Design*, Wiley, New York, 1959. Algunos artículos de ASME, tratan también otros problemas y varios libros publicados por ASME son colecciones de artículos sobre el diseño de recipientes a presión: *Pressure Vessels and Piping Design: Collected Papers*, 1927-1959; Pressure Vessels and Piping Design and Analysis, cuatro volúmenes; e *International Conference: Pressure Vessel Technology*, publicada anualmente.

Durante el año, el *Welding Research Council* publica boletines que son informes finales de proyectos patrocinados por el Consejo, artículos importantes presentados antes que a las sociedades de ingeniería, y otros informes de interés actual que no son publicados en *Welding Research*. Gran parte de estos boletines son de interés para los diseñadores de recipientes.

Cuidados de los recipientes a presión La protección en contra de la **presión excesiva** entra en gran parte en los requisitos del Código sobre los dispositivos de alivio. La exposición al fuego se cubre también en el Código; sin embargo, en éste no hay disposiciones para la posibilidad de sobrecalentamientos locales y debilitamiento de cualquier recipiente en un incendio. El aislamiento reduce la capacidad de alivio que se requiere y también la posibilidad de sobrecalentamientos locales.

Una válvula reductora de la presión en una línea que conduzca a un recipiente a presión no será una protección adecuada contra la presión excesiva. Su falla someterá al recipiente a la presión completa de la línea.

Los recipientes que tengan un ciclo operacional que implique la solidificación y la fundición de sólidos podrá desarrollar presiones excesivas. Un tapón sólido de material puede sellar un extremo del recipiente. Si se aplica calor a ese extremo para provocar la fusión, la expansión del líquido podrá hacer que se acumule una presión elevada y dará quizá como resultado la cedencia o la ruptura. La solidificación en las tuberías de conexión puede crear problemas similares.

Algunos recipientes se pueden exponer a una explosión o a una reacción química descontrolada. Esto requiere válvulas de alivio, discos de ruptura o, en casos extremos, una barricada (en recipientes eliminables). Un recipiente con un disco grande de ruptura necesita anclajes diseñados para el impulso del chorro al saltar el disco.

Es preciso tomar en consideración el **vacío**. Casi siempre es posible que el contenido de un recipiente se contraiga o se condense lo suficiente para provocar un vacío interno. Si el recipiente no puede soportar el vacío, deberá tener válvulas de interrupción de vacío.

Las operaciones inadecuadas en un proceso pueden dar como resultado que **el recipiente sobrepase la temperatura de diseño**. La única solución para este problema es el control adecuado. Los procedimientos de mantenimiento pueden provocar también temperaturas excesivas. A veces, el contenido de un recipiente se puede quemar con sopletes. Si la llama llega al cuerpo del recipiente, pueden producirse daños y sobrecalentamientos.

Las **temperaturas excesivamente bajas** pueden implicar un riesgo de fractura por fragilidad. Un recipiente que no se utilice en climas fríos, podrá estar a una temperatura inferior a cero y muy por abajo de su temperatura de ductilidad nula. Al ponerlo en servicio, el recipiente se deberá calentar lentamente y de manera uniforme, hasta que esté por encima del punto de ductilidad nula. Un valor seguro para una placa, si no se conoce su temperatura de ductilidad nula, es el de 38°C (100°F). El recipiente no se deberá someter a presión hasta sobrepasar esa temperatura. Incluso por encima de la temperatura de ductilidad nula (NDT), el enfriamiento o el calentamiento con una rapidez excesiva pueden provocar esfuerzos térmicos elevados.

La **corrosión** es quizá la mayor amenaza para la vida de un recipiente. Los recipientes llenos en forma parcial tienen con frecuencia picaduras importantes en la entrecara líquido-vapor. Por lo común, los recipientes no tienen un margen de corrosión en la parte exterior. La falta de protección contra el medio o el derramamiento de productos químicos corrosivos puede reducir la vida de un recipiente. El aislamiento puede contener sustancias dañinas. Los cloruros en los materiales de aislamiento pueden provocar grietas en los aceros inoxidables.

Hay muchos modos en los que un recipiente a presión puede sufrir **daños mecánicos**. Los cascos se pueden abollar o incluso perforar, pueden caerse o tener cables de levantamiento sujetos en forma inadecuada, se pueden romper los pernos, doblarse las bridas mediante el apretamiento excesivo de los pernos, y las caras de contacto de los empaques pueden rasparse o abrirse, las paletas giratorias pueden raspar el casco o cuerpo y provocar desgaste y se puede colocar una brida con un empaque que esté a mitad de la ranura y a mitad fuera de ella. La mayor parte de esos tipos de daños se pueden evitar mediante la utilización de sentido común y mucho cuidado. Si se reparan los daños mediante la rectificación, como en el caso de los cascos con abolladuras, puede ser necesario aliviar de esfuerzos la zona reparada. Algunos aceros son propensos a volverse quebradizos por envejecimiento, después de deformaciones importantes. Uno de los procedimientos más seguros es el de cortar y retirar la zona dañada y reemplazarla.

Es útil consultar el National Board Inspection Code, publicado por la National Board of Boiler and Pressure Vessel Inspectors, de Columbus, Ohio. No obstante, cualquier reparación es aceptable si se hace de acuerdo con las reglas del Pressure Vessel Code.

Los **recipientes a presión se deben inspeccionar periódicamente**. No se puede dar ninguna regla sobre la frecuencia de esas inspecciones; depende de las condiciones operacionales. Si las primeras inspecciones de un recipiente indican un índice bajo de corrosión, se podrán alargar los intervalos entre inspecciones. Algunos recipientes se examinan con intervalos de cinco años y otros, hasta una vez por año. La medición de la corrosión es un concepto importante de inspección. Uno de los modos más convenientes de medir el espesor (y la corrosión) es utilizar un medidor ultrasónico. Es preciso observar y señalar la ubicación de la corrosión y si es uniforme o se localiza en socavamientos profundos. Se deben examinar las grietas, las fugas y todos los tipos de distorsiones. Las grietas son particularmente peligrosas, porque pueden provocar fallas repentinas. Casi siempre se deja el aislamiento en su lugar durante la inspección de los recipientes aislados; sin embargo, si se sospecha que hay una fuerte corrosión externa, será preciso retirar el aislamiento. Para los exámenes son útiles todas las formas de pruebas no destructivas.

El cuidado al **volver a montar el recipiente** es muy importante. Se deben colocar adecuadamente los empaques, sobre todo si están en ranuras. Los pernos tendrán que apretarse en la secuencia adecuada. Sin embargo, en algunos casos críticos y con pernos grandes, es necesario controlar el apretamiento de los pernos mediante llaves de torsión, micrómetros y dispositivos patentados para apretar pernos mediante su calentamiento. Después del montaje, se somete algunas veces a los recipientes a una prueba hidrostática.

Costos y peso de recipientes a presión Se pueden utilizar las curvas de la figura 6-141 para estimar el costo (con margen para el envío), cuando no se disponga de una estimación del peso. El costo se basa en algunos de los costos de recipientes a presión en 1967. Los precios se trazan en función del volumen del recipiente para los de tamaño promedio, de 6.35 mm (1/4 in) de espesor y de diseños que no sean extraordinarios. Se dan factores de corrección para otros espesores. Los recipientes complicados pueden tener costos considerablemente más altos. Guthrie [*Chem. Eng.* **76**, número 6, 114-142 (1969)] da también datos sobre costos de recipientes a presión.

Cuando los recipientes tienen una construcción compleja —grandes, con conexiones de pernos pesados, faldones de soporte, etc.—, es preferible estimar su peso y aplicar un costo unitario en dólares por libra. En

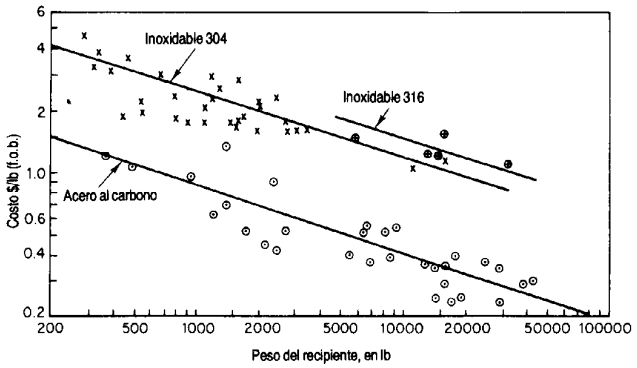


FIG. 6-145 Costo por libra de recipientes a presión (1968). Para acero al carbono, $C = 9.05\ W^{-0.34}$, acero inoxidable tipo 304, $C = 25.6\ W^{-0.34}$, acero inoxidable tipo 316, $C = 34.2\ W^{-0.34}$ en donde C = costo f.o.b. en dólares por libra y W = peso en libras. Para convertir libras en kilogramos, multiplíquese por 0.454.

la figura 6-145 se dan algunos datos para recipientes adquiridos en 1968. Hay una variación de aproximadamente dos a uno entre los costos más bajos y los más elevados. Se descubrió que el costo unitario libre a bordo (FOB) del acero al carbono y el acero inoxidable del tipo 304, varían como la potencia de –0.34 del peso. Con frecuencia, los recipientes de acero inoxidable incluyen cantidades considerables de acero al carbono en forma de faldones de soporte, sostenes, patas, bridas de juntas solapadas, pernos, etc. Al calcular el peso equivalente de un recipiente de acero inoxidable, se debe considerar que cada libra de carbono equivale a 0.4 lb de acero inoxidable. Véanse las tablas 25-41 y 25-42 de la sección 25, donde aparecen índices de costos apropiados para actualizar los datos que se presentan en las figuras 6-141 y 6-145.

Se obtienen los pesos de los recipientes mediante el cálculo de las cabezas y los cuerpos cilíndricos por separado y la adición de los pesos de los accesorios y las toberas. El acero pesa 0.283 lb/in^3 y 40.7 lb/ft^3 para una placa de una pulgada. El metal en las cabezas se puede determinar aproximadamente mediante el cálculo del área del disco utilizado para su formación. El diámetro necesario de material bruto se puede calcular mediante la multiplicación del diámetro exterior de la cabeza por los factores aproximados que se dan en la tabla 6-53. Esos factores no dejan margen para las bridas rectas que son una extensión cilíndrica formada sobre la cabeza. El diámetro de la llave ciega que se obtiene mediante los factores anteriores se debe incrementar en dos veces la longitud de la brida recta, que suele ser de 1 1/2 a 2 in; pero puede llegar a una longitud de varias pulgadas. Los catálogos de los fabricantes dan pesos de las cabezas.

La formación de una cabeza la adelgaza en algunas áreas. Para obtener el espesor mínimo requerido de una cabeza, es necesario utilizar una placa que sea inicialmente más gruesa. En la tabla 6-54 se dan márgenes de espesores adicionales.

Las toberas y las bridas pueden agregar valores considerables al peso de un recipiente. Sus pesos se pueden obtener de los catálogos de fabricantes. (Taylor Forge Division of Gulf and Western Industries, Inc.; Tube Turns Inc.; Ladish Co.; Lenape Forge y otros). También deben calcularse en detalle otras partes como sostenes de soportes, faldones, patas y otros.

TABLA 6-53 Factores para estimar diámetros de patrones para cabezas formadas

	Radio d/t	Factor de diámetro de patrón
Cabeza A.S.M.E.	Mayor de 50	1.09
	30-50	1.11
	20-30	1.15
Cabeza elipsoidal	Mayor de 20	1.24
	10-20	1.30
Cabeza hemisférica	Mayor de 30	1.60
	18-30	1.65
	10-18	1.70

d = diámetro de la cabeza
t = espesor nominal mínimo de la cabeza

TABLA 6-54 Márgenes adicionales de espesor para cabezas formadas*

	Espesor adicional, in		
	ASME Y elipsoidal		
Espesor mínimo de cabeza, in	Diámetro exterior de cabeza hasta 150 in, inclusive	Diámetro exterior de cabeza mayor de 150 in	Hemisférica
Hasta 0.99	1/16	1/8	3/16
1 a 1.99	1/8	1/8	3/8
2 a 2.99	1/4	1/4	5/8

*Lukens, Inc.

Manejo de sólidos a granel y embalaje de sólidos y líquidos

Grantges J. Raymus, M.E., M.S.; *President, Raymus Associates, Incorporated, Packaging Consultants; Adjunct Professor and Assistant Director, Center for Packaging Engineering, Rutgers, The State University of New Jersey; formerly Manager of Packaging Engineering, Union Carbide Corporation; Registered Professional Engineer, California; Member, Packaging Institute, U.S.A.; ASME.*

Concepto de distribución física 7-3
Enfoque de sistemas 7-3
Definiciones de capacidad 7-3

TRANSPORTACIÓN DE SÓLIDOS A GRANEL

Selección del transportador 7-3
Unidades motrices de transportadores 7-6
Motores de transportadores 7-6
Equipos auxiliares 7-6
Control de transportadores 7-6
Transportadores de tornillo helicoidal 7-7
Transportadores de banda 7-8
Elevadores de cangilones 7-13
Elevadores de cangilones espaciados y descarga centrífuga 7-13
Elevadores de cangilones espaciados y descarga positiva 7-14
Elevadores de cangilones continuos 7-14
Elevadores de cangilones continuos de capacidad superior 7-14
Elevadores transportadores de cangilones en V 7-14
Montacargas de cajón 7-15
Transportadores vibratorios u oscilantes 7-15
Transportadores de flujo continuo 7-17
Transportador de banda cerrada 7-18
Transportadores de paleta 7-18
Transportadores de mandil 7-18
Transportadores neumáticos 7-19
Tipos de sistemas 7-20
Nomogramas para el diseño preliminar 7-22

ALMACENAMIENTO Y PESADO DE SÓLIDOS A GRANEL

Almacenamiento en pila o montón 7-22
Disposiciones de descarga 7-22
Recuperación 7-28
Depósitos, tolvas y silos de almacenamiento 7-29
Características del flujo de materiales 7-29
Criterios de diseño 7-30
Especificación de materiales a granel para obtener el mejor flujo 7-31
Alimentadores y dispositivos de ayuda para el flujo 7-32
Pesado de sólidos a granel 7-35
Pesado por lotes 7-35
Pesado continuo 7-36

EMBALAJE Y MANEJO DE PRODUCTOS SÓLIDOS Y LÍQUIDOS

Embalaje de líquidos 7-43
Contenedores 7-43
Línea de llenado 7-43
Llenado y pesado de tambores 7-43
Pesado 7-44
Diseño de la estación de trabajo 7-44
Reglamentos de seguridad 7-44
Embalajes pequeños de líquidos 7-44
Embalaje de sólidos 7-44
Bolsas de papel de capas múltiples 7-44
Ejemplo 1 : Determinación del tamaño de las bolsas y las tarimas 7-46
Recubrimientos 7-47
Formado-llenado-sellado, bolsas de empacado, bolsitas y sacos pequeños 7-48

Contenedores rígidos intermedios para granel (IBC) 7-48
Contenedores flexibles intermedios para granel 7-48
Cajas 7-48
Tambores 7-49
Operaciones de embalaje 7-49
Pesado 7-50
Verificación de pesado 7-51
Equipos de llenado y pesado 7-52
Equipos de llenado de bolsas de válvula 7-52
Llenadores fluidizantes de bolsas 7-52
Llenadores de tipo tornillo sin fin o gusano para bolsas 7-52
Empacadoras de tipo banda centrífuga 7-52
Llenadores de tipo hélice 7-52
Llenadores de tipo gravedad 7-53
Equipos para llenar bolsas de boca abierta 7-53
Cierre de bolsas 7-53
Llenado de tambores y cajas para artículos a granel 7-53
Llenado de bolsitas, sacos pequeños y cajas de cartón 7-53
Formado-llenado-sellado 7-53
Carga, envoltura y sellado de bolsas empacadas y cajas de cartón 7-54
El embalaje compacto, el atado y la envoltura 7-54
Embalaje de envoltura elástica 7-54
Marcado y etiquetado de los embalajes 7-54
Manejo y almacenamiento de embalajes 7-54
Requisitos del almacén 7-54
Sistemas de manejo de embalajes 7-55
Análisis de sistemas 7-55
Carros montacarga de horquilla 7-55
Transportadores por deslizamiento 7-56
Transportadores de rueda por gravedad 7-57
Transportadores de rodillos 7-57
Transportadores de banda plana 7-58
Transportadores de cadena 7-58
Elevadores 7-58
Accesorios para transportadores 7-58
Cargadores automáticos de tarimas 7-58
Almacenamiento de artículos embalados 7-58

TRANSPORTE DE SÓLIDOS

Transporte de sólidos a granel 7-61
Contenedores para materiales a granel 7-61
Vagones tolva de ferrocarril 7-62
Camiones tolva 7-65
Transporte de artículos embalados 7-66
Elección de los vehículos 7-66
Tarimas 7-66
Bloqueo y fleje de embalajes 7-67

CONCEPTO DE DISTRIBUCIÓN FÍSICA

Enfoque de sistemas La **distribución física** es un término que se aplica a un concepto de sistemas que comprende todo el espectro del movimiento de materiales. El sistema comienza con el almacenamiento y manejo de materias primas y prosigue con el embalaje y el destino del producto terminado. La meta es alcanzar el costo global más bajo para el sistema en su conjunto, incluyendo los gastos que soportan el fabricante, el transportista, el almacenista, el distribuidor y el cliente. Con frecuencia se toma en consideración, incluso, el modo en que manejará el producto el cliente final.

El enfoque de sistemas para abordar el manejo y el embalaje de materiales tiene dos ventajas. En primer lugar, resulta posible una compensación de las inversiones y los costos operacionales; se pueden aceptar costos más elevados en algunas partes del sistema a cambio de costos mucho más bajos en otras. El resultado neto suele ser un costo global más bajo. Si no es así, se podrán identificar y justificar las razones para aceptar los costos más elevados. El segundo beneficio es que los clientes no se sientan ofendidos por los embalajes mal concebidos, los vehículos de entregas inadecuadas o las características inapropiadas del producto.

La **simulación matemática**, con computadoras digitales, contribuye a realizar un análisis de tipo de sistemas ya sea para el sistema completo o en algunas partes de él. Se pueden identificar sistemas óptimos mediante técnicas numéricas o programación lineal. El comportamiento dinámico de estos sistemas se puede determinar a continuación mediante técnicas de simulación.

El cálculo de las capacidades de los equipos de manejo y embalaje de materiales es una de las consideraciones primordiales. Con frecuencia se incluyen muchas **variables interactuantes**, tales como un índice variable o intermitente de entrega de materiales, la capacidad del almacenamiento intermedio y la recepción de depósitos, los paros o fallas aleatorias de los equipos del sistema y el tiempo de preparación y limpieza entre diferentes productos o mezclas. Las variables interactúan con frecuencia de modos tan complejos que los análisis convencionales de la capacidad resultan imposibles, sobre todo cuando la interacción varía con el tiempo. En esas condiciones, sólo mediante técnicas de simulación se puede responder a la pregunta si el sistema proporcionará la producción necesaria.

Incluso cuando no se necesita un análisis total del sistema, la metodología de la simulación matemática es útil, puesto que, al tomar en consideración cada componente de un sistema como bloque de un diagrama de flujo, se hacen mucho más evidentes las relaciones recíprocas. Con frecuencia se presentan alternativas adicionales, al igual que la necesidad de más datos sobre el desempeño o rendimiento de los equipos.

Definiciones de capacidad En cualquier análisis, la capacidad por unidad de tiempo de los equipos dinámicos (tales como transportadores y máquinas embolsadoras), así como los índices o velocidades reales de funcionamiento, se deben definir en forma más precisa y realista que mediante un enunciado simple de la cantidad de libras o kilogramos por hora. Algunas de las definiciones útiles que se emplean en la industria de equipos, son las siguientes:

Índice instantáneo Se trata de un índice o velocidad a corto plazo, cuando el equipo funciona al índice de diseño o con mayor rapidez. Es típico el peso promedio manejado a lo largo de un periodo breve que no sobrepase cinco minutos.

Índice horario Este índice intermedio toma en consideración las detenciones del equipo que se deben primordialmente a tiempos de paro mecánico, en espera de que actúen otras partes del sistema más que al tiempo ocioso de los dispositivos.

Índice de turno de trabajo Es un índice o velocidad a largo plazo que refleja todas las causas de tiempo de detención, incluyendo los paros. Así, el promedio por turno de trabajo variará, pero mediante el examen de su intervalo, se podrá determinar la capacidad práctica. El tiempo de producción perdido, debido a la programación del equipo, afecta el índice de turno. En algunos días el equipo tiene un índice de turno cercano al índice horario, mientras que en otros, este índice será sólo la mitad del índice horario. Al examinar las razones de esta diferencia se identifica a menudo que la programación de eventos es la causa principal como un paro del equipo para limpieza entre dos tipos de producto diferentes a ser elaborados, algún producto que no se encuentra disponible para su embalaje por falta de una orden de trabajo, o cuando un producto programado contaba con un índice de producción igual a la mitad de la producción normal.

Estas definiciones de capacidad son útiles para determinar responsabilidades tanto de los distribuidores como de los compradores. Por ejemplo, con frecuencia se acude a un distribuidor para que examine algún equipo que no funciona al índice "garantizado". Se presentan como prueba registros de la producción por turnos. Sin embargo, cuando el distribuidor hace una prueba, demuestra que se puede satisfacer el índice garantizado en un intervalo breve. ¿Quién tiene razón? Mediante la definición de los índices, el ingeniero responsable de la instalación no sólo puede evitar esas situaciones, sino también obtener una apreciación mejor de las situaciones potenciales en las plantas.

TRANSPORTACIÓN DE SÓLIDOS A GRANEL

SELECCIÓN DEL TRANSPORTADOR

La selección del transportador correcto para un material específico a granel en una situación dada, se complica debido al gran número de factores relacionados entre sí que es preciso tomar en consideración. Primeramente, se deben sopesar las alternativas entre tipos básicos y, a continuación, escoger el tamaño y el modelo que sean adecuados. Las posibilidades de trabajo constituyen el primer criterio, pero se debe establecer también el grado de perfección en el desempeño.

Puesto que existen **diseños normalizados de equipos** y datos completos de ingeniería para muchos equipos comunes de transportadores, su desempeño puede predecirse con exactitud, cuando se usan con materiales que tengan características conocidas de transportación. Sin embargo, incluso los mejores transportadores pueden tener un desempeño poco satisfactorio, cuando las características de los materiales sean desfavorables. Con frecuencia resulta evidente que la ingeniería de los transportadores es más un arte que una ciencia; los problemas relativos a equipos o materiales raros o no acostumbrados se deberán abordar con cuidado.

Se pueden adquirir directamente muchos componentes prediseñados para transportadores; resultan económicos y son fáciles de montar, además de que funcionan bien en las aplicaciones convencionales (para las que se diseñaron); no obstante, es aconsejable verificar con el fabricante para asegurarse de que la aplicación sea adecuada.

La **capacidad requerida** es un factor primordial en la selección de un transportador. Los transportadores de banda, que se pueden fabricar en tamaños relativamente grandes, para funcionar a velocidades elevadas, transportan económicamente grandes cantidades de materiales. Por otra parte, los transportadores de tornillo helicoidal o sinfín se hacen extremadamente torpes cuando aumenta su tamaño y no se pueden manejar a velocidades elevadas sin crear problemas graves de abrasión.

Definitivamente la **longitud de desplazamiento** está limitada para ciertos tipos de transportadores. Con bandas de alta resistencia a la tensión, el límite de longitud para los transportadores de banda puede

ser de varios kilómetros. Los transportadores de aire se limitan a 305 m (1000 ft); los vibratorios a centenares de metros o pies. En general, conforme aumenta la longitud del recorrido, la elección entre las alternativas se va haciendo cada vez más estrecha.

La **elevación** de materiales se puede manejar por lo común en forma más económica mediante elevadores de cangilones verticales o inclinados, pero cuando se combinan los desplazamientos ascendentes y horizontales, es preciso tomar en consideración otros transportadores. Las máquinas que combinan varias direcciones de desplazamiento en una sola unidad resultan casi siempre más costosas; sin embargo, puesto que sólo requieren una unidad motriz simple, esta característica compensa con frecuencia el costo básico adicional.

Se deben tomar en consideración las **características de los materiales** tanto químicas como físicas; sobre todo la fluidez. También son importantes la capacidad de abrasión, la friabilidad y el tamaño de los terrones. Los efectos químicos (por ejemplo, el aceite sobre el caucho o los ácidos sobre los metales) pueden prescribir los materiales estructurales con los que se fabrican los componentes de los transportadores. Los efectos de la humedad o la oxidación debido a la exposición a la atmósfera, pueden ser perjudiciales para el material que se transporta y exigir un cierre total de transportador, o incluso una atmósfera artificial. Evidentemente, algunos tipos de transportadores se prestan a esos requisitos especiales mejor que otros.

Algunos transportadores pueden satisfacer los **requisitos de procesamiento** con cambios ligeros de diseño. Por ejemplo, un transportador de flujo continuo puede proporcionar el enfriamiento deseado de los sólidos simplemente al poner el material transportado en contacto directo con metales conductores del calor. A los transportadores vibratorios se pueden fijar con facilidad plataformas de cribado, para realizar operaciones simples de clasificación y selección por tamaños, y existen aspas o carcasas especiales en los transportadores de gusano helicoidal para una gran variedad de operaciones de procesamiento tales como el mezclado, la deshidratación, el calentamiento y el enfriamiento.

El costo inicial de un sistema de transportador se relaciona por lo común con la **esperanza de vida**, así como también con el índice de flujo escogido. Se tiene casi siempre la tentación de diseñar tamaños excesivos, que no resultan convenientes. El primer transportador de banda verdaderamente de larga distancia se diseñó y fabricó con normas extremadamente elevadas de calidad. Al cabo de 35 años funcionaba todavía, casi con todos sus componentes originales. Si se hubiera planeado esta operación sólo para una vida de 10 años, el sistema de transportador hubiera representado un caso de diseño excesivo. Aunque existe un mercado para equipos usados de transportadores, aquél es extremadamente limitado. Así pues, es importante ajustar la calidad de los transportadores a la duración de uso que se espera.

Los **costos comparativos** para sistemas de transportadores se pueden basar sólo en estudios de problemas específicos. Por ejemplo, se dispone de rodillos para transportadores de banda en una gama de calidades que hacen que el costo de las unidades mejores sea tres veces mayor que el de las más baratas. La calidad del cojinete o chumacera, el espesor del acero y el diámetro de los rodillos afectan los costos, al igual que las características de diseño para facilitar el mantenimiento y las reparaciones. Por consiguiente, es necesario efectuar comparaciones de costos sobre la base de un estudio específico para cada aplicación de transportador.

TABLA 7-1 Transportadores para materiales a granel*

Función	Tipo de transportador
Transporte horizontal de materiales	De banda articulada, de banda, normal, de flujo continuo, de arrastre de tablillas, vibratorio, de cangilones, de cangilones de volteo, de aire
Transporte de materiales hacia arriba o hacia abajo de una pendiente	De banda articulada, de banda, de flujo continuo, de paletas, de tornillo sin fin
Elevación de materiales	Elevador de cangilones, flujo continuo, montacarga de cajón, aire
Manejo de materiales sobre una combinación de trayectorias horizontales y verticales	Flujo continuo, de cangilones de descarga por gravedad, de cangilones de volteo, de aire
Distribución o colección de materiales para tolvas, depósitos, etc.	De banda, de paletas, de tornillo sinfín, de flujo continuo, de cangilones de descarga por gravedad, de cangilones de volteo, de aire
Retiro de materiales de vagones del ferrocarril, camiones, etc.	Vaciados de carros, descargador de vagones de granos, agitador de vagones, pala mecánica, aire

* De FMC Corporation, Material Handling Systems Division.

TABLA 7-2 Alimentadores para materiales a granel*

Características del material	Tipo de alimentador
Materiales finos, de flujo libre	De barras, de banda, oscilatorio o vibratorio, de paletas giratorias, de tornillo sinfín
Materiales no abrasivos y granulares con algunos terrones	De banda articulada, de barras, de banda, oscilatorio o vibratorio, de movimiento alternativo, de placa giratoria, de tornillo sinfín
Materiales difíciles de manejar porque son abrasivos, con terrones o filamentos, o están calientes	De banda articulada, de barras, de banda, oscilatorio o vibratorio, de movimiento alternativo
Materiales pesados, con terrones o abrasivos, similares a minerales y guijarros	De banda articulada, oscilatorio o vibratorio, de movimiento alternativo

* De FMC Corporation, Material Handling Systems Division.

TABLA 7-3 Sistema de clasificación para sólidos a granel*

	Características del material	Clase
Tamaño	Muy fino—<149 μm (malla 100)	A
	Fino—149 μm a 3.18 mm (malla 100 a $^1/_8$ in)	B
	Granular—3.18 a 12.7 mm ($^1/_8$ a $^1/_2$ in)	C
	Aterronado—con terrones >12.7 mm ($^1/_2$ in)	D
	Irregular—conteniendo material fibroso, pegajoso, u otro por el estilo	H
Fluidez	De flujo muy libre—ángulo de reposo hasta de 30°	1
	De flujo libre—ángulo de reposo de 30 a 45°	2
	Lento—ángulo de reposo de 45° o más	3
Abrasividad	No abrasivo	6
	Moderadamente abrasivo	7
	Muy abrasivo	8
Características especiales	Contaminable, que afecta el uso o las posibilidades de venta	K
	Higroscópico	L
	Muy corrosivo	N
	Ligeramente corrosivo	P
	Desprende polvos o humos peligrosos para la vida	R
	Contiene polvos explosivos	S
	Degradable, que afecta el uso o las posibilidades de venta	T
	Muy ligero y esponjoso	W
	Entrelazado o en capas, y resistente a la excavación	X
	Se airea y se hace fluido	Y
	Se apelmaza a presión	Z

* De FMC Corporation, Material Handling Systems Division.

Ejemplo: un material granular, de flujo muy libre, ligeramente abrasivo y moderadamente corrosivo entraría en las categorías C, 1, 7, y P y su clasificación sería C17P.

TABLA 7-4 Clases de materiales y densidades a granel*

Material	Promedio, lb/ft³†	Clase ‡
Ácido bórico, fino	55	B26
Ácido oxálico, cristales de	60	B36L
Almidón	25-50	§
Alumbre con terrones	50-60	D26§
Alumbre fino	45-50	B26§
Aluminio, hidrato de	18	C26
Alúmina	60	B28
Alúmina, gel	45	B27
Amonio, cloruro de, cristalino	52	B26
Amonio, sulfato de	45-58	§
Anhídrido ftálico, laminillas de	30-35	C36XZ
Antimonio, polvo de		B27
Arcilla (véase bentonita, galactita, caolinita y marga)		
Arcilla, triturado	85-90	C27
Arena de fosfato	90-100	B28
Arena, de banco, seca	90-110	B28
Arena, sílica, seca	90-110	B18
Arseniato de plomo	72	B36R
Asbesto, desmenuzado	20-25	H37WZ
Aserrín	10-13	§
Asfalto, triturado 1/2 in y menos	45	C26
Azufre, en terrones, 3 in y menos	80-85	D26S§
Azufre, pulverizado	50-60	B26SY§
Azufre, triturado, de 1/2 in y menos	50-60	C26S§
Azúcar, en bruto, de caña o remolacha	55-65	B36Z§
Azúcar, granulado 50-55 B26KT		
Bagazos	7-10	H36WXZ
Bauxita, triturada, 3 in y menos	75-85	D28§
Bentonita, malla 100 y menos	50-60	A27Y§
Bórax fino	53	B26
Cal, borato de		A26§
Cal, guijarros	53-56	D36
Cal, hidratada, 1/8 in y menos	40	B26YZ
Cal, hidratada, pulverizada	32-40	A26YZ
Cal, molida, 1/8 in y menos	60	B36Z
Calcio, carburo de	70-80	D27
Caolinita, arcilla de, 3 in y menos	163	D27
Carbonato sódico, ligero	20-35	A27W
Carbonato sódico, pesado	55-65	B27
Carbón animal, malla 100 y menos	20-25	A27§
Carbón vegetal	18-25	D37T
Carbón, antracita	60	C27P
Carbón, bituminoso, de mina, clasificado por tamaños		50 D26PT
Carbón, bituminoso, de mina, malla 50 y menos	50	B36P
Carbón, bituminoso, de mina, suelto, 1/2 in y menos	50	C36P
Caseína	36	B27§
Cemento Portland	65-85	A27§
Cenizas de carbón	40	D28§
Cenizas de carbón, secas 3 in y menos	35-40	D37
Ceniza muy fina, seca	35-45	A18Y§
Cloruro de polivinilo, gránulos compuestos	3555	C16K
Cloruro de polivinilo, resina de, disolvente, no disolvente y de suspensión	20-35	A26K§
Cloruro de polivinilo, resina de, tipo de dispersión	12-18	A36K§
Cobre, sulfato de		D26
Cola molida, 1/8 in y menos	40	B27
Conchas de ostras, enteras		D27X
Conchas de ostras, molidas, de 1/2 in y menos	53	C27
Coque suelto	23-32	D38TX§
Coque, cisco de, 1/4 in y menos	25-35	C38
Coque, petróleo, calcinado	35-45	D28X
Corcho granulado	12-15	C36
Corcho, molido fino	12-15	B36W§
Corteza de madera, desechos	0-20	H37X§
Criolita	110	D27
Dolomita con terrones	90-100	D27§
Ebonita triturada 1/2 in y menos	63-70	C26
Epsom, sales de	40-50	B26
Escoria de cemento	75-80	D28§
Escorias, de altos hornos, granuladas	60-65	C28
Feldespato, molido, 1/8 in y menos	65-70	B27
Fluorita	82	C37
Fosfato dicálcico	43	A36
Fosfato trisódico	60	B27
Galactita, filtro de aceite, apagada	60-65	§
Galactita, filtro de aceite, cruda	35-40	B27
Galactita, filtro de aceite, quemada	40	B28
Gel de sílice	45	B28
Goma laca, granulada o en polvo	31	B26K§
Grafito laminillas	40	C26
Grafito, polvo	28	A16§
Greda, en terrones	85-90	D37Z
Greda, malla 100 y menos	70-75	A37YZ
Harina de huesos	55-60	B27
Harina de trigo	35-40	A36K§
Hielo, triturado	35-45	D16
Hollín animal, 1/8 in y menos	27-40	B27
Ilmenita	140	B28
Jabón, escamas de	15-25	C26T§
Jabón, granos de, laminillas de	5-15	B26T§
Jabón, polvo de	20-25	B26§
Levadura	41	A26
Lignita, desecada al aire	45-55	D26
Magnesio, cloruro de	33	C36
Manganeso, sulfato de	70	C28
Marga	80	D27§
Mica, laminillas	17-22	B17W§
Mica, molida	13-15	B27
Mica, pulverizada	13-15	A27§
Muriato de potasa	77	B28
Naftaleno, laminillas de	45	§
Negro de humo, en polvo	4-6	§
Negro de humo, granulado	20-25	B16TZ§
Piedra caliza, agrícola, 1/8 in y menos	68 B27	§
Piedra caliza, polvo de	75	A37Y§
Piedra caliza, triturada	85-90	D27§
Piedra pómez, 1/8 in y menos	42-45	B38§
Pizarra, molida, 1/8 in y menos	82	B27
Pizarra, triturada, 1/2 in y menos	80-90	C27
Poliestireno, cubitos	35-40	C16K
Polietileno, gránulos, alta densidad	35-45	C16K
Polietileno, gránulos, baja densidad	28-40	C16K
Polipropileno, gránulos	35-50	C16K
Polvo de madera	16-36	§
Polvo de moldear de fenol-formaldehído	30-40	A36
Polvo de talco	40-60	A27Y
Potasio, nitrato de	76	C17P
Pulpa de remolacha azucarera, húmeda	25-45	§
Pulpa de remolacha azucarera, seca	12-15	§
Rocas de fosfato	75-85	D27§
Sal apelmazada, seca y gruesa	85	D27
Sal apelmazada, seca y pulverizada	65-85	B27
Sal común, seca, fina	70-80	B27PL§
Sal común, seca, gruesa	45-50	C37PL§
Salitre	80	B26S
Sodio, bicarbonato de	41	A26
Sodio, nitrato de	70-80	§
Sodio, sulfato de (véase sal apelmazada)		
Sulfato ferroso	50-75	C27
Talco de esteatita, fino	40-50	A37Z
Vermiculita, dilatada	16	C37W
Vermiculita, mineral de	80	D27
Vidrio, desechos fundibles de	80-120	D28§
Vidrio molido	90-100	D28§
Virutas de acero, trituradas	100-150	D38
Virutas de hierro colado	130-200	C37
Virutas de madera	10-30	H36WX§
Yeso, calcinado, 1/2 in y menos	55-60	C27
Yeso, calcinado, en polvo	60-80	A37
Yeso, crudo, 1 in y menos	90-100	D27
Zinc, óxido de, ligero	10-15	A36WZ§
Zinc, óxido de, pesado	30-35	A36Z§

* Datos proporcionados principalmente, por FMC Corporation, Material Handling Systems Division. Para convertir libras por pie cúbico a kilogramos por metro cúbico, multiplíquese por 16.02.

† Pesos de materiales sueltos o ligeramente revueltos por lo común, los pesos son diferentes cuando los materiales se depositan o empacan, como en tolvas, contenedores, etc.

‡ Estas clases representan observaciones en condiciones generales. Las condiciones específicas pueden variar debido a los procesos de fabricación y el manejo.

§ La clase puede variar considerablemente, debido a las condiciones.

Como guía general para la selección de transportadores, la tabla 7-1 indica **elección de transportadores** sobre la base de algunas funciones comunes. La tabla 7-2 está diseñada para ayudar a **seleccionar alimentadores** sobre la base de las características físicas de los materiales que se vayan a manejar. La tabla 7-3 es una lista codificada de **características de materiales**, que se debe utilizar con la tabla 7-4, que describe las **cualidades de transportación** de algunos materiales comunes. Aunque esas tablas pueden servir como guías valiosas, la selección del transportador se debe basar en las características del material sobre el transportador. Por ejemplo, si el material absorbe aire o se apelmaza en el transportador, el desempeño de la máquina no responderá a las esperanzas, cuando los cálculos se basen en un peso promedio por metro cúbico. Las condiciones de almacenamiento, las variaciones de la temperatura ambiente y la humedad, los métodos de descarga y otros factores pueden afectar las características del transporte. Esos factores se deben tomar en consideración cuidadosamente, antes de realizar la selección final de un transportador.

Para obtener una **medición confiable de la densidad a granel**, puede utilizarse cualquier recipiente de boca ancha de una capacidad de 1 ft^3 o más. Cuando se deba hacer con frecuencia esa determinación, vale la pena construir una caja de prueba de madera o metal ligero que tenga las dimensiones de exactamente 1 ft de longitud, uno de anchura y otro de profundidad. El material que se debe pesar se vierte a la caja de prueba hasta llenarla ligeramente en exceso. Después de nivelar el material, se pesa la caja de prueba y su contenido y después de realizar ajustes para el peso del recipiente vacío, el peso obtenido es equivalente a la densidad masiva o a granel en la condición suelta o de flujo. Si se debe determinar una densidad suelta, será preciso tener cuidado al llenar la caja de prueba para no hacer vibrar el material. Cuando se necesita una densidad asentada, la porción de llenado del procedimiento va acompañada por un golpeteo de las paredes de la caja, hasta que ya no se pueda agregar más material. El valor de densidad obtenido por este experimento (libras por pie cúbico) puede convertirse directamente a unidades SI al multiplicarse por 16.02, para obtener la densidad en kilogramos por metro cúbico.

Unidades motrices de transportadores Las unidades motrices de los transportadores pueden costar de 10 a 30% del costo total del sistema de transporte, dependiendo de las necesidades específicas de trabajo. Pueden ser del tipo de velocidad fija o ajustable. Las **unidades motrices de velocidad fija** se usan cuando la velocidad escogida inicialmente para el transportador no requiera cambios en el curso normal de la operación. Los cambios simples de polea o rueda dentada son suficientes cuando se requieran modificaciones ligeras de la velocidad; sin embargo, para los ajustes importantes se necesitan cambios de motor o de reductor de velocidades. De todos modos, el transportador debe detenerse mientras se realiza el cambio de velocidad. Las **unidades motrices de velocidad ajustable** se diseñan para cambiar de velocidades ya sea en forma manual o automática mientras el transportador se encuentra en funcionamiento, con el fin de afrontar las variaciones en las necesidades de procesamiento.

El número de **reducciones de velocidad** es otro modo de clasificación de las unidades motrices de transportadores. El más común de los métodos de reducción de velocidad es el sistema de dos etapas, en donde el motor se acopla a un reductor de velocidad y el eje de baja velocidad del reductor se conecta al eje impulsor del transportador mediante una cadena o una banda en V. La segunda reducción no sólo permite el uso de un reductor de velocidad más sencillo, sino también una disposición más flexible de la placa de montaje del reductor y el motor. En muchas instalaciones, esto elimina la necesidad de un montaje de la unidad motriz de diseño especial.

Puesto que es una buena práctica mantener un inventario selecto de piezas de reposición para unidades motrices, se pueden lograr economías **mediante la estandarización de las unidades motrices de transportadores** en toda la planta. Por ejemplo, la reducción intermedia de velocidad por medio de cadenas, garruchas o bandas en V y ruedas dentadas, permite con frecuencia utilizar el mismo tamaño de reductor de velocidad para varias unidades. Así, puede resultar necesario mantener solamente un inventario de reparaciones para un reductor de velocidad, que cubra a cierto número de transportadores.

Motores de transportadores Los motores para la impulsión de transportadores son en general trifásicos, de 60 Hz, unidades de 220 volts; 220/440 volts, 550 volts; y 208 volts de cuatro conductores. Son también comunes las clasificaciones nominales de 240 y 480 volts. Aunque hay muchas unidades motrices de velocidad ajustable que utilizan motores de inducción de corriente alterna (ca) —impulsados mediante alternadores o embragues de corrientes parásitas impulsados por ca—, cuando se requiera cambios de velocidades a lo largo de una gama amplia, con ajustes extremadamente precisos, se prefieren los motores de corriente continua (cc).

El **rectificador controlado de silicio** con un motor de cc ha llegado a predominar en las unidades motrices de velocidad ajustable para casi todos los transportadores utilizados, donde las condiciones del proceso requieren un ajuste de la velocidad. El bajo costo de este dispositivo de control ha influido en su utilización, cuando se requiere una sincronización de velocidades entre transportadores. Por supuesto, esto se puede lograr también mediante el cambio de las relaciones entre las poleas o las ruedas dentadas.

El **motor de jaula de ardilla** se usa comúnmente con transportadores de banda y con unidades motrices hasta de 7.457 kW (10 hp); por lo común se especifica un arranque a través de la línea. Los motores de jaula de ardilla de entre 7.457 y 37.285 kW (10 y 50 hp), se ponen en marcha, por lo común, mediante un arrancador manual de voltaje reducido, o de un arrancador magnético de resistencia primaria. En general se especifican motores de torsión normal, con la suposición de que, si la potencia es suficiente para impulsar a la banda, sí se podrá desarrollar un momento de torsión suficiente para el arranque. La selección del motor para transportadores grandes se debe basar en un estudio cuidadoso, haciendo hincapié, en particular, en las condiciones de puesta en marcha (véase la sección 24).

Equipos auxiliares Los transportadores elevadores deben equiparse con algún tipo de freno o retención para evitar la inversión del desplazamiento y los atascamientos subsiguientes cuando se corta inesperadamente la corriente. Se usan comúnmente dispositivos de retención a trinquete y de calce de rodillos. También pueden utilizarse frenos de solenoide y embrague de resorte.

Otro problema en el caso de la mayoría de los transportadores es el corte de la fuerza impulsora, cuando se atasca el transportador. Con frecuencia se usan **dispositivos de limitación del esfuerzo de torsión**, al igual que controles eléctricos que cortan la alimentación de corriente al motor de la unidad motriz. Sin embargo, debido a la elevada inercia del rotor del motor, con frecuencia resulta conveniente eliminar el aumento del momento de torsión que puede presentase cuando se atasca el transportador. En esos casos suele utilizarse cubos con pasadores de acero, y la energía se transmite por un conjunto de espigas diseñadas para efectuar el corte cuando se presenta un esfuerzo máximo fijo de torsión. Mientras que el equipo permanece retenido hasta que puedan reemplazarse las espigas, se produce la desconexión inmediata entre el motor y el transportador, lo que puede evitar daños graves para el equipo. También se emplean embragues especiales.

A menos que un material se descargue libremente, se necesitan **limpiadores** en los transportadores de banda que pueden ser también útiles en otros. Los tipos comunes utilizan una escobilla giratoria, impulsada mediante el eje de la polea principal del transportador, o en forma independiente, sobre una paleta montada con resortes. Esta última sólo es aplicable en algún punto en el que el transportador de banda esté razonablemente plano. Siempre que se usan limpiadores, deben tomarse disposiciones para recoger el material y vertirlo a la corriente principal de descarga o a un recipiente de recolección que pueda vaciarse periódicamente.

Control de transportadores El control se ha realzado considerablemente con la introducción de computadores para control de proceso y controladores programables que pueden usarse para mantener capacidades nominales dentro de las tolerancias especificadas. Esta habilidad es especialmente útil si la alimenta-

ciónal transportador tiende a ser errática. Las salidas pueden ajustarse automáticamente mediante unidades motrices de velocidad variable, cuando se ejecutan cambios en las condiciones de proceso. Cuando los dispositivos de control se utilizan en conjunción con medidores de deformación o celdas de carga, las velocidades de descarga real pueden medirse y emplearse en cálculos de proceso realizados con estos dispositivos y es posible efectuar los ajustes de salida en forma automática y exacta (véase también la sección 22).

TRANSPORTADORES DE TORNILLO HELICOIDAL

El transportador de tornillo helicoidal, sinfin o de gusano es uno de los tipos de transportadores más antiguos y versátiles. Consiste en un sistema de aspas helicoidales (hélice laminada a partir de una barra plana de acero) o seccionales (secciones individuales cortadas y formadas en hélice, a partir de una placa plana), montadas en una tubería o un eje y que giran en una artesa. La potencia de transporte debe transmitirse a través del eje o la tubería y se ve limitada por el tamaño permisible de sus piezas. Las capacidades de los transportadores de gusano se limitan en general a aproximadamente 4.72 m^3/min (10 000 ft^3/h).

Además de su capacidad de transporte, los transportadores de tornillo sinfin pueden adaptarse a una gran variedad de operaciones de procesamiento. Se puede lograr casi cualquier grado de mezcla con transportadores de tornillo sinfin de aspas cortadas; cortadas y plegadas o reemplazadas mediante una serie de paletas. El uso de aspas de caucho permite manejar materiales pegajosos. Las unidades de aspas escalonadas o cónicas y de paso variable pueden proporcionar un control excelente para las aplicaciones de alimentación o en transportadores en los que se requiere control preciso del índice de desplazamiento. Se usan tornillos de paso corto para aplicaciones de desplazamiento inclinado y vertical y unidades de paso corto y aspas dobles, que evitan eficientemente la acción de inundación. Además de una gran variedad de diseños de componentes, los transportadores de tornillo sinfin pueden fabricarse en gran variedad de materiales que van desde hierro colado hasta acero inoxidable.

El uso de tornillos huecos y tuberías para la circulación de fluidos calientes o fríos permite que los transportadores de tornillo sinfin se usen para operaciones de calentamiento, enfriamiento y desecación. Se pueden usar tuberías recubiertas con el mismo fin. Es relativamente fácil sellar un transportador de gusano de la atmósfera exterior, para que pueda funcionar al aire libre sin protección especial. De hecho, se puede sellar completamente para funcionar en su propia atmósfera con una presión positiva o negativa y el tubo se puede aislar para mantener temperaturas internas en regiones de temperaturas ambiente elevadas o bajas. Otra ventaja adicional es el hecho de que se puede diseñar con una descarga por debajo para facilitar la limpieza, con el fin de evitar la contaminación cuando se deban manejar en el mismo sistema materiales diferentes.

Puesto que los transportadores de tornillo helicoidal se hacen por lo común con secciones estándar acopladas, es preciso prestar una atención especial a los esfuerzos de torsión en los acopladores. Los cojinetes de suspensión que sostienen los tramos obstruyen el flujo de los materiales cuando la artesa se carga por encima de su nivel. Así pues, con materiales difíciles, la carga en la artesa se debe mantener por debajo de este nivel o bien utilizar cojinetes de suspensión especiales que minimicen la obstrucción. Puesto que los transportadores de tornillo sinfin funcionan a velocidades de rotación relativamente bajas, con frecuencia suele desdeñarse el hecho de que el borde del tramo exterior puede desplazarse con una velocidad lineal relativamente alta. Esto puede crear un problema de desgaste; si es demasiado intenso, se podrá reducir mediante la utilización de bordes de superficie endurecidos, segmentos desmontables de tramos endurecidos, cubiertas de caucho o aceros con alto contenido de carbono.

Los **cálculos de potencia** requerida para los transportadores de tornillo sinfin están normalizados, sin embargo, cada fabricante ha agrupado constantes numéricas de maneras distintas y asignado valores ligeramente diferentes sobre la base de variaciones individuales de diseño. Así pues, al comparar las necesidades de potencia de los transportadores de tornillo sinfin es aconsejable utilizar una fórmula específica para equipos específicos.

TABLA 7-5 Capacidades y condiciones de carga de un transportador de tornillo sinfin*

Clase de material †	Diám. tornillo sinfin in	Tamaño máx. de terrones, in		Capacidad ft^3/h ‡		Área aproximada que ocupa el material ¶
		Terro. 25%	Terro. 100%	A 1 rpm	A rpm máx. §	
A, B, C, D y H 16, 26, 36	6	3/4	1/2	2.27	375	45%
	9	1 1/2	3/4	8.0	1 200	
	12	2	1	19.3	2 700	
	14	2 1/2	1 1/4	30.8	4 000	
	16	3	1 1/2	46.6	5 600	
	18	3	2	66.1	7 600	
	20	3 1/2	2	95.0	10 000	
A, B, C, D y H 17, 27, 37	6	3/4	1/2	1.5	75	30%
	9	1 1/2	3/4	5.6	280	
	12	2	1	13.3	665	
	14	2 1/2	1 1/4	21.1	1 055	
	16	3	1 1/2	31.4	1 570	
	18	3	2	45.4	2 270	
	20	3 1/2	2	62.1	3 105	
A, B, C, D y H 18, 28, 38	6	3/4	1/2	0.75	25	15%
	9	1 1/2	3/4	2.8	90	
	12	2	1	6.7	200	
	14	2 1/2	1 1/4	10.5	300	
	16	3	1 1/2	15.7	425	
	18	3	2	22.7	590	
	20	3 1/2	2	31.1	780	

* FMC Corporation, Material Handling Systems Division. Para convertir pies cúbicos por hora a metros cúbicos por hora, multiplíquese por 0.02832; para convertir el diámetro de tornillo en pulgadas al valor más aproximado en centímetros, multiplíquese por 2.5 Véase la tabla 21-6 para la conversión de los tamaños de partículas de un sistema de medición a otro.

† Estas clasificaciones cubren una lista amplia de materiales que casi siempre se pueden manejar en un transportador de tornillo sinfin. Se deben tomar en consideración de modo especial, las aplicaciones en las que se utilizan materiales de las características siguientes:

Muy corrosivos, de clase N

Degradables, que afectan el uso o las posibilidades de venta, de clase T

Entrelazados o tejidos, clase X

Muy aireados o de naturalcza fluida, clase Y

‡ Capacidad para transportador horizontal alimentado uniformemente. Capacidad volumétrica basada en materiales ligeramente agitados o esponjados. El material muy aireado o esponjado tendrá una disminución de peso y un aumento de volumen.

§ Capacidad máxima para servicio económico.

¶ Los porcentajes superiores a los indicados darán como resultado un desgaste excesivo de los acoplamientos y los cojinetes de suspensión.

La potencia requerida tiene dos componentes: el necesario para impulsar el tornillo en vacío y el que se requiere para el desplazamiento del material. El primer componente es función de la longitud del transportador, la velocidad de rotación y la fricción en los cojinetes o los soportes. El segundo es función del peso total del material transportado por unidad de tiempo, la longitud del recorrido y la profundidad a la que se carga la artesa o el canal. El último renglón de potencia, a su vez, es función de la fricción interna y la fricción sobre el metal de los materiales transportados.

En la tabla 7-5 se indica el **desempeño de los transportadores de tornillo sinfin** sobre la base de clasificaciones de materiales dadas en la tabla 7-4 y definidas en la tabla 7-3. La tabla 7-6 proporciona una gama amplia de capacidades y potencias requeridas para diversos tamaños de gusanos que manejen materiales de 801 kg/m^3 (50 lb/ft^3) de fluidez promedio. Dentro de los límites razonables, se pueden interpolar valores de las tablas 7-5 y 7-6, para diseños y estimaciones preliminares.

En la figura 7-1 se muestran **disposiciones típicas de alimentación**. Se pueden usar canaletas simples (Fig. 7-1*a*) cuando el índice de

TABLA 7-6 Datos de transportadores de tornillo sinfín para material de 50 lb/ft³ y paletas espirales seccionales montadas en tuberías *

Capacidad †		Diámetro de tabletas in	Diámetro de tubería, in	Diámetro de ejes, in	Centros de las barras de suspensión, ft	Tamaño máximo de terrones			Velocidad, rpm	Capacidad máxima de torsión, in-lb	Diámetro de sección de alimentación, in	Potencia del motor, hp §					Capacidad máxima en hp, a las velocidades dadas	Costo dólares ¶
						Todo terrones	Terrones de 20 a 25%	Terrones de 10% o menos				Longitud máxima, 15 ft	Longitud máxima, 30 ft	Longitud máxima, 45 ft	Longitud máxima, 60 ft	Longitud máxima, 75 ft		
Ton/h‡	ft³/h																	
5	200	9	2 1/2	2	10	3/4	1 1/2	2 1/4	40	7 600	6	0.43	0.85	1.27	1.69	2.11	4.8	2 030
10	400	10	2 1/2	2	10	3/4	1 1/2	2 1/2	55	7 600	9	0.85	1.69	2.25	3.00	3.75	6.6	2 250
15	600	10	2 1/2	2	10	3/4	1 1/2	2 1/2	80	7 600	9	1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	9.6	2 250
		12	2 1/2	2	12	1	2	3	45	7 600	10	1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	5.4	2 655
		12	3 1/2	3						16 400		1.27	2.25	3.38	3.94	4.93	11.7	2 710
20	800	12	2 1/2	2	12	1	2	3	60	7 600	10	1.69	3.00	3.94	4.87	5.63	7.2	2 655
			3 1/2	3						16 400		1.69	3.00	3.94	4.87	5.63	15.6	2 710
25	1 000	12	2 1/2	2	12	1	2	3	75	7 600	10	2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	9.0	2 655
			3 1/2	3						16 400		2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	19.5	2 710
		14	3 1/2	3		1 1/4	2 1/2	3 1/2	45	16 400	12	2.12	3.75	4.93	5.63	6.55	11.7	3 150
30	1 200	14	3 1/2	3	12	1 1/4	2 1/2	3 1/2	55	16 400	12	2.25	3.94	5.05	6.75	7.50	14.3	3 150
35	1 400	14	3 1/2	3	12	1 1/4	2 1/2	3 1/2	65	16 400	12	2.62	4.58	5.90	7.00	8.75	16.9	3 625
40	1 600	16	3 1/2	3	12	1 1/2	3	4	50	16 400	14	3.00	4.50	6.75	8.00	10.00	13.0	3 825

* Fairfield Engineering Co.; datos en el sistema inglés. Para convertir pies cúbicos por hora a metros cúbicos por hora, multiplíquese por 0.02832; para convertir toneladas por hora a toneladas métricas por hora, multiplíquese por 0.9078; y para convertir el tamaño del tornillo en pulgadas a la dimensión más aproximada en centímetros, multiplíquese por 2.5.

† Las capacidades se basan en tornillos sinfín que llevan 31% de su sección de corte transversal y en el caso de secciones de alimentación con paletas de medio paso, se basan en el 100% de sus secciones de corte transversal.

‡ Los tamaños de tuberías que se dan son para tablillas de 1/4 in (6.35 mm).

§ Las potencias requeridas que se dan se calcularon para condiciones promedio y son adecuadas a los tamaños de los motores tomando en consideración factores para la longitud del transportador, las sobrecargas momentáneas, etc.

¶ Son precios aproximados de 1980 para equipos de longitudes de 30 ft (9 m), construidos con acero al carbono, eléctricos y a prueba de polvo, para voltajes trifásicos comunes. Las transmisiones se incluyen en los precios.

alimentación sea bastante uniforme y esté controlado por partes anteriores del equipo. La capacidad del transportador debe estar muy por encima del índice máximo de alimentación procedente de puntos simples o múltiples. La válvula giratoria de corte (Fig. 7-1*b*) es una válvula de acción rápida, herméticamente cerrada al polvo, para materiales en flujo libre. El alimentador de paletas giratorias (Fig. 7-1*c*) proporciona un volumen predeterminado y uniforme de materiales y se puede impulsar a partir del tornillo sin fin o bien independientemente, mediante una unidad motriz de velocidad constante o de velocidad variable. Las compuertas de cremallera y piñón (Fig. 7-1*d*) son apropiadas para el flujo libre, los materiales en tolvas, depósitos, tanques o silos y, asimismo, como compuertas de entrada lateral (Fig. 7-1*e*) para materiales pesados o con terrones.

En la figura 7-2 se muestran **disposiciones típicas de descarga**. Las aberturas simples de descarga (Fig. 7-2*a*) equipadas con una canaleta (Fig. 7-2*b*) son las más comunes, aunque también se usan con frecuencia las artesas de extremo abierto (Fig. 7-2*c*) y las de extremo de descarga (Fig. 7-2*e*). A menudo se usan artesas de descarga por debajo (Fig. 7-2*g*) para extender materiales uniformemente en una zona de almacenamiento. Las compuertas de fondo plano, de cremallera y piñón (Fig. 7-2*f*), permiten la descarga selectiva, al igual que las compuertas de deslizamiento manual (Fig. 7-2*d*). Sin embargo, para los materiales perecederos, la compuerta curva de deslizamiento (Fig. 7-2*h*) elimina las bolsas de almacenamiento muerto. Las compuertas de cremallera y piñón cerradas (Fig. 7-2*j*) proporcionan un funcionamiento protegido herméticamente contra el polvo, mientras que las válvulas giratorias de corte (Fig. 7-2-*i*) permiten una detención rápida y se pueden adaptar con facilidad para el control remoto. Las compuertas activadas mediante cilindros de aire se han hecho cada vez más prevalecientes en los últimos años, debido a las bajas inversiones que se requieren y la facilidad para conectarlas a centros de control automático del proceso.

TRANSPORTADORES DE BANDA

Los transportadores de banda se utilizan de manera casi universal. Pueden recorrer distancias a velocidades de hasta 5.08 m/s (1000 ft/min) y manejar hasta 4539 tm/h (5000 ton/h).* También pueden funcionar en distancias cortas a velocidades suficientemente lentas para la recolección manual, con una capacidad de sólo unos cuantos kilómetros por hora. Sin embargo, no son aplicables normalmente a las operaciones de procesamiento, excepto en condiciones poco frecuentes.

Las pendientes de los transportadores de banda se limitan a un máximo de aproximadamente 30°, y las más comunes se encuentran en la gama de 18 a 20°. Sólo se pueden producir cambios de dirección en el plano vertical de la trayectoria de la banda y se deben diseñar cuidadosamente como curvas verticales o codos relativamente planos. Los transportadores de banda dentro de las plantas pueden tener costos iniciales más elevados que algunos otros tipos de transportadores y, dependiendo del diseño y los rodillos locos, pueden necesitar o no un mayor mantenimiento; sin embargo, se puede esperar que un transportador de banda con un buen mantenimiento de rutina, supere a casi todos los demás tipos de transportadores. Así pues, en función del costo por tonelada de materiales manejados, los transportadores de banda han tenido historiales económicos sobresalientes.

El **diseño de los transportadores de banda** se inicia con el estudio de los materiales que se van a manejar. Puesto que el peso por metro o pie cúbico es un factor muy importante, se debe determinar con precisión con el material en condiciones de manejo. No conviene basarse solamente en las tablas publicadas; de peso por metro cúbico o por pie cúbico para diversos materiales, puesto que muchas operaciones de elaboración afectarán ese peso, al esponjar o compactar los materiales. También es muy importante el tamaño de los terrones. Para una banda de 600 mm (24 in), los tamaños uniformes de los terrones pueden llegar a 102 mm (4 in). Por cada 152 mm (6 in) de aumento en la anchura de la banda el tamaño de los terrones puede aumentar aproximadamente 51 mm (2 in). Si el material contiene aproximadamente 90% de partículas finas, el tamaño de los terrones se podrá incrementar en cerca de un 50%; sin embargo, es preciso tener cuidado para mantener el flujo uniforme de los materiales, haciendo que las partículas finas lleguen primeramente a la banda para protegerla de los daños causados por los

* Al hacerse uso de la abreviatura "ton" esta sección, se hace referencias a la tonelada corta o de ingeniería del sistema de unidades comunes en ella.
1 ton = 2 000 lb = 909 kg = 0.909 tm Nota del R.T.

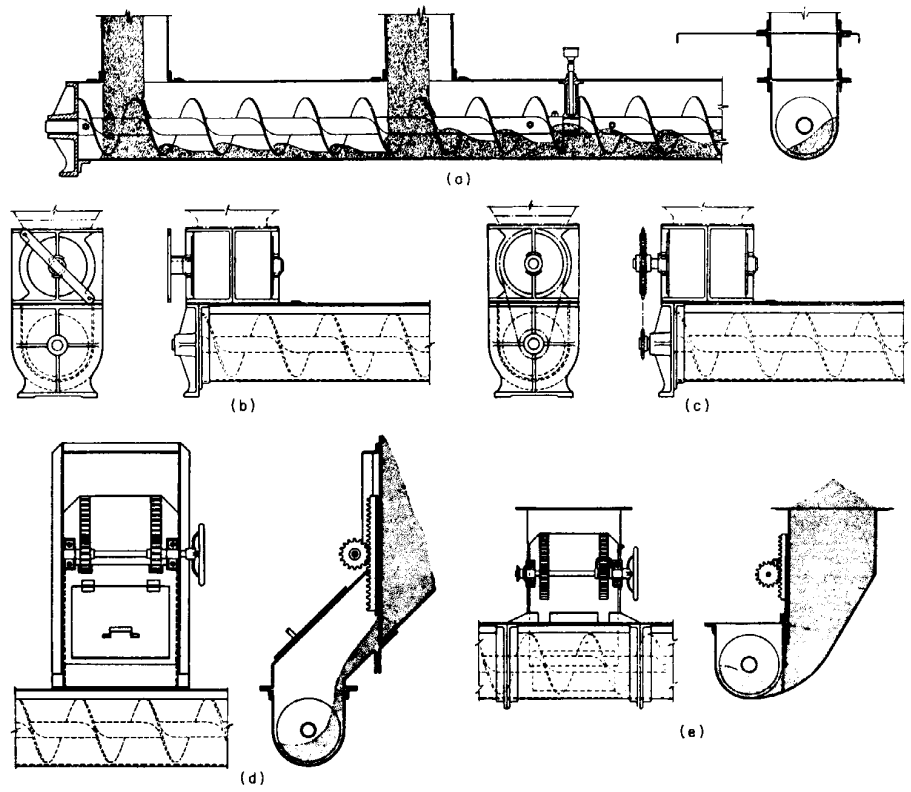


FIG. 7-1 Disposiciones típicas de alimentación para transportadores de tornillo sin fin. **a)** canaletas o toboganes. **b)** Válvula giratoria de corte. **c)** Alimentador de paletas giratorias. **d)** Compuerta de tolva. **e)** Compuerta de entrada lateral. (*FMC Corporation, Material Handling Systems Division.*)

primeramente a la banda para protegerla de los daños causados por los impactos. Cuanto mayores sean los terrones, tanto más peligro habrá de que se caigan de la banda o rueden hacia atrás en los tramos inclinados. Cuando la banda corra horizontalmente o tenga sólo ligeras inclinaciones en el punto de alimentación, se reducirá al mínimo el problema de la caída de los terrones, sobre todo si se tiene un cuidado especial en el diseño de los vertederos de alimentación.

La temperatura y la actividad química de los materiales transportados desempeñan papeles importantes en la **selección de las bandas**. Por ejemplo, se debe evitar el caucho natural cuando se manejen materiales aceitosos, incluso cuando el material no tenga una superficie evidentemente grasosa. Hay bandas especiales de hule, algodón y fibra de asbesto para afrontar diversos grados de temperaturas de los materiales y se deben usar siempre que las temperaturas sean elevadas. Las temperaturas altas pueden dañar a las bandas con rapidez y en forma grave, por lo que la inversión en lo que a primera vista puede parecer una banda de precio extremadamente alto, suele resultar económica a la larga. Hay muchos productos elastoméricos superresistentes para la construcción de bandas. Entre ellos se tiene el neopreno, el teflón, el caucho buna-N y los vinilos. Los fabricantes pueden probar productos que van a manejar y recomendar con frecuencia varios grados de elastómeros que tendrán un desempeño satisfactorio, cada uno de ellos con una relación diferente de costo inicial a vida de operación.

La humedad puede crear malas condiciones de descarga, debido a que los materiales se pegan a la banda y a los vertedores o puede incluso reducir la capacidad, si se encuentra presente en cantidad suficiente para dar a los materiales propiedades de fluidos. Aun cuando la abrasión puede crear problemas en los transportadores de banda, éstos son más fáciles de resolver con sistemas de bandas diseñados adecuadamente, que en el caso de la mayoría de los demás transportadores.

Al establecer los **requisitos de tonelaje** de los transportadores de banda es importante trabajar con cargas máximas en lugar de promedio. Sólo a veces esas dos cifras son idénticas, debido a las variaciones intencionales o accidentales en los índices de producción. Las bandas que funcionan de vacío la mitad del tiempo pueden llevar dos veces la carga promedio cuando funcionan.

Cuando un transportador de banda tiene que **cambiar de dirección** resulta a menudo más sencillo utilizar más de un transportador; sin embargo, se pueden diseñar curvas verticales y lograr cambios ascendentes de dirección con un par de poleas plegadas. Si la banda desciende sobre los rodillos intermedios o locos, se podrá utilizar una polea simple para los cambios menores de dirección. De todos modos, la utilización de una banda continua simple elimina la necesidad de más de una unidad motriz. Con un par de poleas plegables, la cara portadora de la banda entra en contacto con la polea; por ende, es preciso tener un cuidado especial para obtener una buena descarga. Cuando se dobla la banda sobre una polea plana, su velocidad debe ser suficientemente baja como para impedir que el material se salga de ella. En muchas situaciones, la curva suave, ya sea cóncava o convexa, resulta preferible. Para una banda de 61 cm (24 in) el radio mínimo de la curva es de

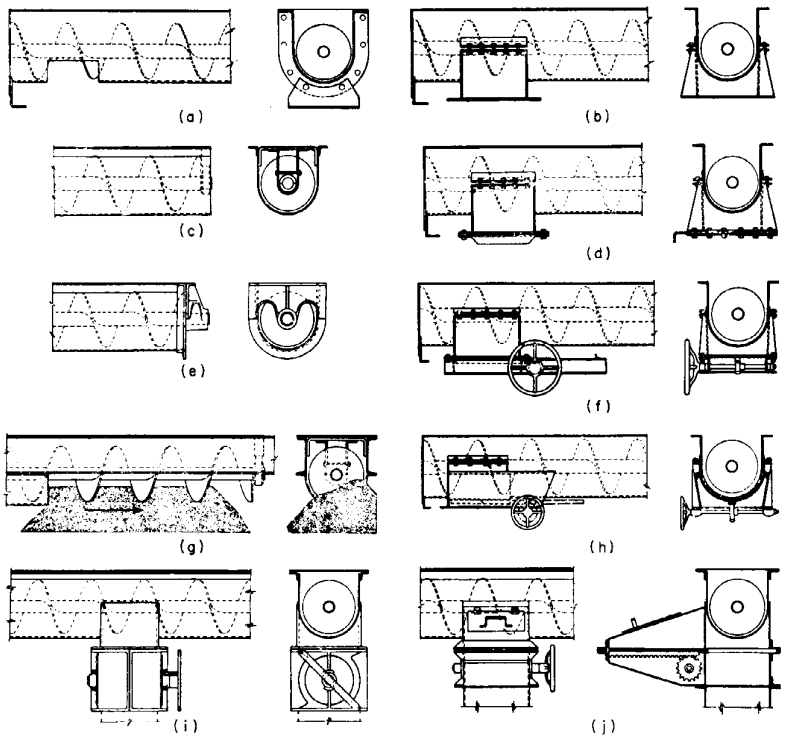


FIG. 7-2 Disposiciones típicas de descarga para transportadores de tornillo sinfín. **a)** Abertura de descarga plana. **b)** Canaletas de descarga. **c)** Artesa de extremo abierto. **d)** Compuerta deslizante manual. **e)** Extremo de artesa de descarga. **f)** Compuerta deslizante plana de cremallera y piñón. **g)** Artesa de fondo abierto. **h)** Compuerta deslizante curvada de cremallera y piñón. **i)** Válvula giratoria de corte. **j)** Compuerta cerrada de cremallera y piñón. (*FMC Corporation, Material Handling Systems Division.*)

aproximadamente 61 m (200 ft), pero para obtener mejores condiciones operacionales, la curva se debe diseñar con cuidado.

Las **condiciones operacionales** que afectan al diseño de transportadores de banda incluyen el clima, el ambiente y las horas de servicio continuo. Los extremos de temperatura y humedad pueden prescribir el cierre total de la banda; los ambientes con condiciones tales como alta temperatura o una atmósfera corrosiva pueden afectar a la banda, a la maquinaria y a la estructura; por lo cual el servicio continuo puede requerir componentes de una calidad extremadamente alta e incluso equipos diseñados especialmente para recibir mantenimiento mientras funciona la banda. Por ejemplo, se pueden obtener rodillos locos con soportes inclinables que permitan retirarlos para el mantenimiento, mientras la banda sigue funcionando.

La **velocidad y la anchura de la banda** son funciones de la densidad masiva o a granel del material y el tamaño de los terrones. Con frecuencia se puede obtener el costo inicial más bajo al utilizar las bandas más estrechas posibles para un tamaño de terrones dado y un funcionamiento a una velocidad máxima; sin embargo, la velocidad se puede ver limitada con frecuencia por el polvo y, a veces, resulta más económico utilizar una banda más ancha con menos pliegues para combinar la resistencia necesaria a la tensión con buenas características de acanalamiento de la banda. Lo abrasivo del material puede afectar en gran medida la velocidad, así como también el tamaño de los terrones, puesto que, a velocidades altas aumenta el desgaste de abrasión y hay mayor peligro de que los terrones se caigan de la banda. Lo ideal sería que una banda funcione con un tamaño de terrones, una inclinación y una carga menor que los valores máximos recomendados, y con una alimentación uniforme introducida a la banda en forma central, lo más aproximada que sea posible en la dirección y a la velocidad de desplazamiento de la banda.

La potencia requerida para impulsar un transportador de banda tiene cinco componentes: la potencia para impulsar la banda de vacío, para desplazar la carga en contra de la fricción de las partes giratorias, para elevar o hacer descender la carga, para vencer la inercia al poner el material en movimiento y para hacer funcionar un descargador basculante de banda, en caso de que se requiera. Como en el caso de la mayoría de los otros problemas de los transportadores, al realizar esos cálculos es aconsejable trabajar con fórmulas y constantes de un fabricante específico. Con fines de estimación, se dan datos típicos en la tabla 7-7.

La selección de la banda depende de la potencia requerida y el desarrollo de la resistencia necesaria a la tensión. Al conocer la potencia requerida para la impulsión del eje, se puede estimar la tensión de la banda y escoger el material apropiado para ella; sin embargo, puesto que hay varias combinaciones de anchura y espesor que desarrollan la resistencia que se requiere, la selección final se ve afectada por el tamaño de los terrones, la capacidad de acanalamiento de la banda y sus posibilidades para soportar la carga entre los rodillos intermedios. Así, es necesario utilizar un método empírico para llegar a una selección de banda que satisfaga todos los requisitos.

Una vez que se ha realizado la selección final de la banda, se pueden escoger también los **rodillos locos y los de regreso**. En la figura 7-3 se muestra la gran variedad de soportes de bandas para aplicaciones de ma-

TABLA 7-7 Datos de transportadores de banda con rodillos locos antifricción*

Ancho de la banda		Área transversal de carga		Velocidad de banda, ft/min (m/min)		Capas de la banda		Tamaño máximo de los terrones, in (mm)				Capacidad y potencia (hp) para material de 100 lb/ft³				
								Material clasificado por tamaño, 80% o menos		Material no clasificado por tamaño 20% o menos		Velocidad de la banda		Capacidad	hp/10 ft de elevación	hp/centros de 100 ft	Añádase hp para el descargador †
in	(cm)	ft²	(m²)	Normal	Máximo	Mín.	Máx.					ft/min	(m/min)	ton/h TM/h	(3.05 m)	(30.48 m)	
14	35	0.11	(.010)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.0	(51)	3.0	(76)	100	(30.5)	32 (29)	0.34	0.44	
												200	(61.0)	64 (58)	0.68	0.68	2.0
												300	(91.5)	96 (87)	1.04	1.32	
16	(40)	0.14	(.013)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.5	(64)	4.0	(102)	100	(30.5)	44 (40)	0.46	0.56	
												200	(61.0)	88 (80)	0.90	1.12	2.5
												300	(91.5)	132 (120)	1.36	1.68	
18	(45)	0.18	(.017)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.0	(76)	5.0	(127)	100	(30.5)	54 (49)	0.58	0.70	
												250	(76.2)	134 (122)	1.42	1.76	3.0
												350	(106.7)	190 (172)	2.00	2.42	
20	(50)	0.22	(.020)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.5	(89)	6.0	(152)	100	(30.5)	66 (60)	0.70	0.84	
																	3.20
												250	(76.2)	164 (148)	1.72	2.06	
												350	(106.7)	230 (209)	2.44	2.90	
24	(60)	0.33	(.030)	300 (91)	400 (122)	4	7	4.5	(114)	8.0	(203)	100	(30.5)	98 (89)	1.02	1.02	
												300	(91.5)	294 (267)	3.06	3.04	3.5
												400	(121.9)	392 (356)	4.08	4.04	
30	(75)	0.53	(.049)	300 (91)	450 (137)	4	8	7.0	(178)	12.0	(305)	100	(30.5)	158 (143)	1.60	1.50	
												300	(91.5)	474 (430)	4.80	4.50	5.0
												450	(137.2)	710 (645)	7.20	6.74	
36	(90)	0.78	(.072)	400 (122)	600 (183)	4	9	8.0	(203)	15.0	(381)	100	(30.5)	230 (209)	2.44	1.59	
												400	(121.9)	920 (835)	9.74	6.36	7.0
												600	(182.9)	1380 (1253)	14.60	9.52	
42	(105)	1.09	(.101)	400 (122)	600 (183)	4	10	10.0	(254)	18.0	(457)	100	(30.5)	330 (300)	3.50	2.28	
												400	(121.9)	1320 (1198)	14.00	9.12	9.5
												600	(182.9)	1980 (1797)	23.20	13.68	
48	(120)	1.46	(.136)	400 (122)	600 (183)	4	12	12.0	(305)	21.0	(533)	100	(30.5)	440 (399)	4.66	3.04	
												400	(121.9)	1760 (1598)	18.70	12.14	12.8
												600	(182.9)	2640 (2397)	28.00	18.20	
54	(135)	1.90	(.177)	450 (137)	600 (183)	6	14	14.0	(356)	24.0	(610)	100	(30.5)	570 (517)	6.04	3.94	
												450	(137.2)	2564 (2328)	27.20	17.70	20.0
												600	(182.9)	3420 (3105)	36.20	23.60	
60	(150)	2.40	(.223)	450 (137)	600 (183)	6	16	16.0	(406)	28.0	(711)	100	(30.5)	720 (654)	7.64	4.98	
												450	(137.2)	3240 (2941)	34.40	22.40	23
												600	(182.9)	4320 (3921)	45.80	29.90	

* Fairfield Engineering Co.; datos en el Sistema Inglés. La conversión métrica está redondeada. Para transportadores inclinados añádase los caballos de fuerza de elevación al caballaje de centro a centro, con objeto de tener la elevación total. Para los caballos de fuerza consumidos por las terminales multiplíquese por los siguientes factores: 0-50 ft (15.2 m), 1.20; 51-100 ft (30.5 m), 1.10; 101-150 ft (45.7 m), 1.05. Para la potencia consumida por la transmisión intermedia, multiplíquese por 1.05 para cada reducción de los cambios de velocidades.

† La potencia en hp para el descargador se basa en una densidad del material de 100 lb/ft³ (1602 kg/m³) y una velocidad de banda de 300 ft/min (91.4 m/min).

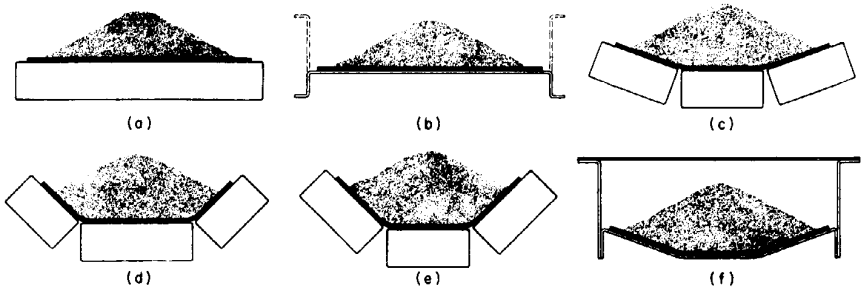
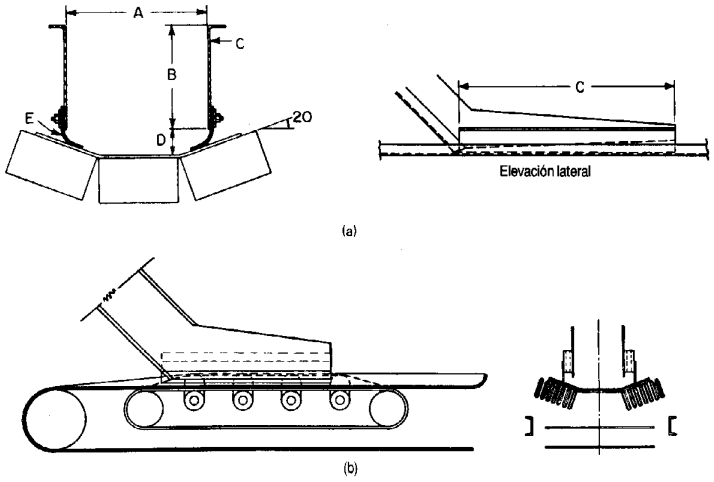


FIG. 7-3 Disposiciones típicas de rodillos intermedios y soportes de placas de transportadores de banda. a) Banda plana sobre rodillos planos. b) Banda plana sobre placa continua. c) Banda cóncava sobre rodillos intermedios de 20. d) Banda cóncava sobre soportes a 45, con rodillos de longitudes desiguales. e) Banda cóncava sobre soportes a 45, con rodillos de la misma longitud. f) Banda cóncava sobre placa continua. (*FMC Corporation Material Handling Systems Division.*)

nejo de materiales a granel. En las figuras 7-3*a* y *b* aparecen disposiciones de banda plana sobre rodillos o placas, que permiten que se descargue el material mediante rejas simples en forma de V. La banda plana sobre placas permite que se levanten paredes laterales para evitar los desbordamientos o para acumular cargas más elevadas sobre la banda plana. Como en la figura 7-3*f*, se puede obtener también una mayor capacidad al darle a la banda una forma de artesa. El acanalamiento sobre rodillos intermedios de 20° con longitudes iguales (figura 7-3*c*) es el más común, mientras que los materiales más ligeros se adaptan a los rodillos locos de 45° de lados cortos o largos (figura 7-3*d* y *e*). Puesto que los materiales más ligeros no necesitan bandas rígidas para la resistencia a la tensión, el acanalamiento o la formación de artesas no suele ofrecer dificultades.

Una vez escogidos los rodillos apropiados para las condiciones de servicio y tamaño, la etapa más importante es la de su ubicación apropiada.



Dimensiones de placa de delantal y sello

Símbolo	Nombre	Dimensiones
A	Ancho de la artesa	Véase tabla para (*a*)
B	Profundidad del delantal	Mínimo: 6 in (150 mm) máximo: 12 in (300 mm)
C	Longitud del delantal	Mínimo: 6 ft (1.8 m) máximo: 8 ft (2.4 m)
D	Claro del delantal a la faja o cinturón	Véase tabla para (*a*)
E	Especificación de sello	0.25 in (6 mm) de espesor de goma, 6 in (150 mm) × *C*

Ancho del cinturón, in (cm)	14 (35)	16 (40)	18 (45)	20 (50)	24 (60)	30 (75)	36 (90)	42 (110)	48 (125)	54 (140)	60 (155)
Ancho de la artesa, *A*, in (cm)	9 (23)	11 (28)	12 (30)	13 (33)	16 (41)	20 (51)	24 (61)	28 (71)	32 (81)	36 (91)	40 (102)
Sello del delantal, *D* in (cm)	2.0 (5.1)	2.25 (5.7)	2.25 (5.7)	2.88 (7.3)	2.88 (7.3)	3.13 (8.0)	3.63 (9.2)	4.0(10.1)	4.38 (11.1)	4.75 (12.1)	5.25 (13.3)

FIG. 7-4 Detalles de carga de transportadores de banda: a) Diseño y dimensiones típicas de placas de delantal; b) Banda acojinada y rodillos especiales para cargas pesadas. (*Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.*)

Para las bandas largas, la tensión varía considerablemente y el espaciamiento de dichos rodillos se debe calcular para evitar que la banda se hunda fuera de los límites razonables, a lo largo de toda la longitud del recorrido. El hundimiento excesivo de la banda puede provocar una pérdida importante de potencia; pero para la mayoría de las bandas de longitud ordinaria, suele ser satisfactorio el espaciar los rodillos bastante cerca unos de otros en el punto de alimentación y, a continuación, más alejados, a intervalos uniformes, durante el resto del recorrido de transporte.

Los puntos de **carga** y **descarga** sobre los transportadores de banda necesitan ajustarse a diversos factores. En la figura 7-4*a* se dan detalles para un tipo de sello de hule sobre una placa delantal metálica. Es sumamente importante que se cargue el material sobre la banda en su centro y en la dirección de desplazamiento, de preferencia de tal modo que los terrones caigan sobre una capa de material fino. Las partículas finas se pueden depositar primero sobre la banda mediante el ranurado del vertedor de alimentación o la instalación de una sección de tamiz o barras limitadoras. En la figura 7-4*b* se muestra un diseño de sección de carga de trabajo intenso, utilizando no sólo rodillos locos de hule sino también un cojín corto adicional para la banda. Los depósitos de flujo de masa y/o dispositivos de auxilio a depósitos de flujo, son utilizados con frecuencia para minimizar la segregación de partículas finas y asegurar una alimentación uniforme de una tolva a la banda transportadora.

Es vital la descarga limpia para la duración de la banda. En el desplazamiento de regreso, el lado portador de la banda está en contacto con los rodillos de regreso y cualquier material que se adhiera se empotrará en ella o se depositará sobre los rodillos. Los materiales extremadamente pegajosos pueden requerir el empleo de un dispositivo de limpieza de la banda en la forma de una escobilla giratoria, raspadores de acero montados en resortes, paletas raspadoras de hule, o a veces, un alambre tenso. Cuando se usan esos dispositivos, se debe tener cuidado de que el material no caiga sobre la banda. Consúltese la subsección de "Almacenamiento y pesado de sólidos a granel", que se ocupa de los criterios para el diseño de tolvas. Para los materiales que no fluyen con libertad, la combinación de un diseño correcto de descarga de tolvas y carga del alimentador, suele ser una relación crítica, puesto que un ligero error en cualquiera de esas características puede producir un sistema en el que el material no circulará en absoluto.

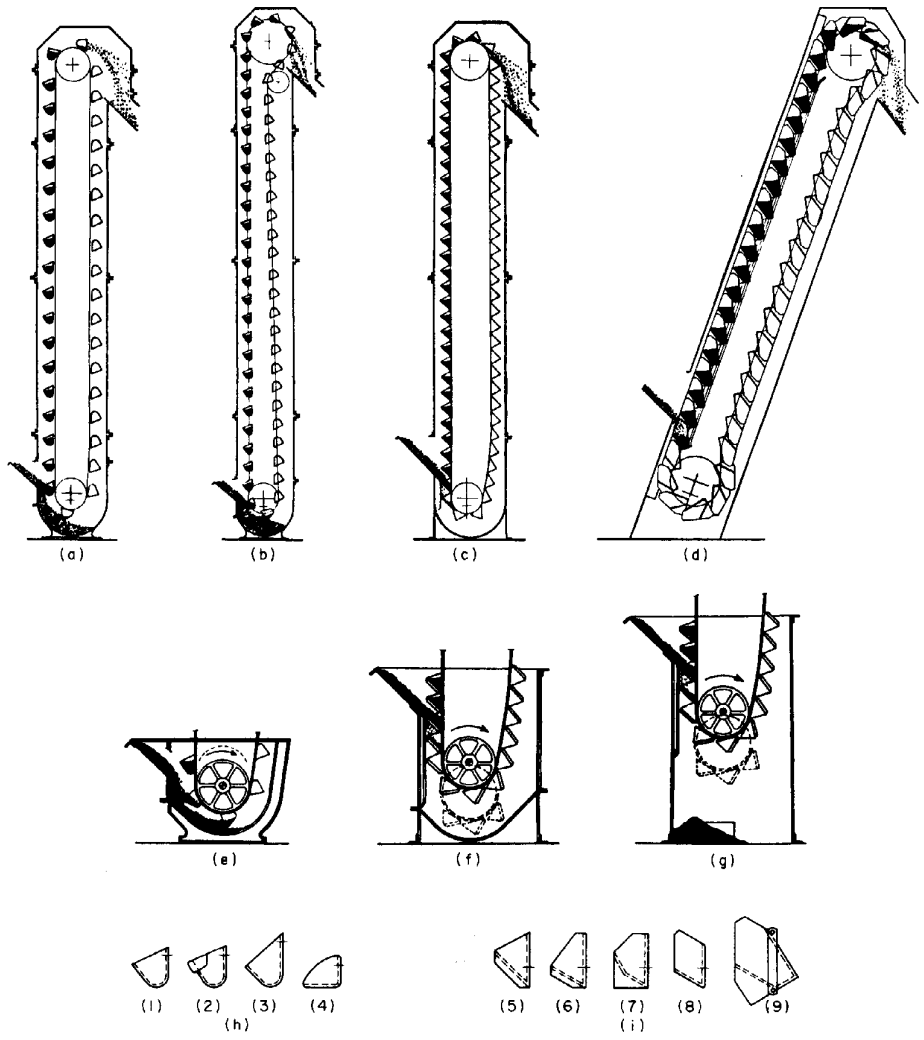


FIG. 7-5 Tipos de elevadores de cangilones y detalles de los cangilones. **a)** Cangilones espaciados de descarga centrífuga. **b)** Cangilones espaciados de descarga positiva. **c)** Cangilones continuos. **d)** Cangilones continuos de capacidad superior. **e)** Los cangilones espaciados reciben parte de la carga directamente y parte mediante el arrastre por el fondo. **f)** Continuo: los cangilones se llenan al pasar por el brazo cargador, con la canaleta de alimentación sobre la rueda posterior. **g)** Continuo: cangilones en caja de carga sin fondo, con registro de limpieza. **h)** Cangilones espaciados de hierro maleable para descarga centrífuga. **i)** Cangilones de acero para elevadores de cangilones continuos. (*Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Coporation.*)

ELEVADOR DE CANGILONES

Los elevadores de cangilones son las unidades más sencillas y seguras para desplazamientos verticales de materiales. Existen en una gama amplia de capacidades y pueden funcionar totalmente al aire libre o encerrados. Existe la tendencia que favorece las unidades sumamente normalizadas; pero para materiales especiales y capacidades altas es aconsejable utilizar equipos de diseño especial. Las principales variaciones de calidad son las del espesor de los recubrimientos, el espesor de los cangilones, la calidad de la banda o la cadena y los equipos de impulsión.

Elevadores de cangilones espaciados y descarga centrífuga Estos elevadores (Fig. 7-5*a*) son los más comunes. Normalmente, están equipados con cangilones del tipo (1) o (2) que se muestran en la figura 7-5*h*. Montados sobre banda o cadena, los cubos o cangilones se espacian para evitar la interferencia en la carga o la descarga. Este tipo de elevador maneja casi todos los materiales de flujo libre, partículas finas o de terrones, tales como granos, carbón, arena o productos químicos secos. Los cangilones se cargan parcialmente mediante el

material que fluye directamente a ellos y, en parte, al recoger material de la bota, como se muestra en la figura 7-5*e*. Las velocidades pueden ser relativamente altas para materiales bastante densos; pero se deben reducir considerablemente para los materiales aireados o de baja densidad masiva [menos de 641 kg/m^3 (40 lb/ft^3)], con el fin de evitar la acción de ventilador.

Elevadores de cangilones espaciados y descarga positiva Los elevadores de este tipo (Fig. 7-5*b*) son en sí iguales a las unidades de descarga centrífuga; con excepción de que los cangilones se montan en dos tramos de cadena y se inclinan hacia atrás bajo la rueda dentada principal para su inversión, con el fin de que la descarga sea positiva. Esas unidades se diseñan especialmente para materiales pegajosos o que tienen tendencia a apelmazarse y el impacto ligero de la cadena, asentada sobre la rueda dentada, en combinación con la inversión completa de los cangilones, suele ser suficiente para vaciar por completo los cubos. En casos extremos, se pueden usar golpeadores para sacudir los cangilones en el punto de descarga, con el fin de liberar los materiales pegados. La velocidad de estas unidades es relativamente baja y los cangilones tienen que ser mayores o tener un espaciamiento más estrecho para alcanzar los niveles de capacidad de los elevadores del tipo centrífugo.

Elevadores de cangilones continuos Estos elevadores (Fig. 7-5*c*) se usan en general para los materiales de terrenos mayores o para los que son demasiado difíciles de manejar con las unidades de descarga centrífuga. Los cangilones están espaciados a distancias cortas, de modo que la parte posterior del cangilón precedente sirve como vertedero de descarga para el que se vacía, al dar la vuelta sobre la polea principal. El espaciamiento estrecho de los cangilones reduce la velocidad a la que debe funcionar el elevador para mantener capacidades comparables a las del elevador de cangilones espaciados. La descarga suave evita la degradación excesiva y hace que este tipo de elevador sea eficiente para manejar materiales aireados o de pulverización fina. En las figuras 7-5*f* y *g* se muestran dos tipos de botas y condiciones típicas de carga.

Elevadores de cangilones continuos de capacidad superior Los elevadores de este tipo (Fig. 7-5*d*) se diseñan para elevaciones grandes y materiales de terrones grandes. Manejan grandes tonelajes y funcionan por lo común sobre un plano inclinado, para mejorar las condiciones de carga y descarga. Las velocidades de operación son bajas y, debido a las cargas pesadas, la cadena que soporta a los cangilones va habitualmente sobre vías en las corridas de elevación y regreso.

Hay cangilones para elevadores del tipo espaciado (Fig. 7-5*h*) tanto de hierro maleable como de acero, en una gran variedad de tipos. El tipo 1 es estándar mientras que el 2 es idéntico, con la excepción de que tiene un labio reforzado. Los tipos 3 y 4 son de diseño de frente bajo para materiales húmedos, filamentosos o pegajosos, cuya descarga es difícil.

Los cangilones de tipo continuo (Fig. 7-5*i*) se montan en general con su parte posterior sobre la cadena o la banda, a intervalos breves. Por lo común se fabrican de acero. El tipo 5 es estándar para los materiales normales, mientras que el tipo 6 es de frente bajo para facilitar la descarga de los materiales difíciles. Los cangilones de tipo 7 se usan para capacidad adicional o terrones grandes y los de tipo 8 para elevadores del tipo de triturador. Los cangilones del tipo 9 se diseñan para capacidades extremadamente altas y, por lo común, se montan lateralmente y se sujetan unos a otros mediante bisagras.

La **potencia requerida para los elevadores de cangilones** se puede calcular con facilidad. Para cangilones espaciados y excavadoras es igual a la capacidad deseada en toneladas por hora, multiplicada por la elevación en pies y dividida entre 500. Para cangilones continuos con brazo de carga, se aumenta el divisor a 550. Las dos fórmulas incluyen pérdidas normales de transmisión así como también pérdidas de recolección de la carga y son aplicables para elevaciones verticales y ligeramente inclinadas. Con fines de estimación, en la tabla 7-8 se dan especificaciones generales para elevadores de cangilones correspondientes a unidades centrífugas, mientras que en la tabla 7-9 aparecen datos para elevadores continuos.

Elevadores transportadores de cangilones en V Se utilizan todavía para manejar materiales pesados, carbón y, en diseños para servicio ligero, materiales de poco peso y flujo libre. El transportador de cangilones oscilantes es similar al de cangilones en V; pero con cubos que oscilan libremente sobre ejes de soporte montados entre dos tramos de cadena de rodillos. Este tipo se puede equipar con un descargador basculante fijo o móvil, para voltear los cangilones, descargándolos. Aunque es considerablemente más costoso que el transportador de cangilones en V, elimina la abrasión creada al arrastrar material a lo largo de una artesa y funciona con mayor suavidad a potencias más bajas por tonelada para los materiales pesados.

El transportador de cadena más común es el elevador de cangilones que ya se vio, pero hay una gran variedad de transportadores especiales

Tabla 7-8 Especificaciones de elevadores de descarga para cangilones de descarga centrífuga montados sobre banda, hierro maleable o acero*

Tamaño y espaciamiento del cangilón, in (mm) †	Centros del elevador, ft ‡	Capacidad, ton/h (tm/h) §	Tamaño de los terrones manejados, in (mm) ¶	Velocidad de los cangilones, ft/min (m/min)		Eje principal, rpm	hp requeridos en el eje principal	hp/ft adicionales para longitudes intermedias	Diámetro del eje, in		Diámetro de las poleas, in		Ancho de la banda, in
									Cabeza	Cola	Cabeza	Cola	
6 × 4 × 4$^1/_4$ – 12	25	14 (12.7)	$^3/_4$	(19.0)	225	(68.6)	43	1.0	0.02	$1^{15}/_{16}$	$1^{11}/_{16}$	20	14	7
	50	14 (12.7)	$^3/_4$	(19.0)	225	(68.6)	43	1.6	0.02	$1^{15}/_{16}$	$1^{11}/_{16}$	20	14	7
(152 × 102 × 108) – (305)	75	14 (12.7)	$^3/_4$	(19.0)	225	(68.6)	43	2.1	0.02	$1^{15}/_{16}$	$1^{11}/_{16}$	20	14	7
8 × 5 × 5$^1/_2$ – 14	25	27 (24.5)	1	(25.4)	225	(68.6)	43	1.6	0.04	$1^{15}/_{16}$	$1^{11}/_{16}$	20	14	9
	50	30 (27.2)	1	(25.4)	260	(79.2)	41	3.5	0.05	$1^{15}/_{16}$	$1^{11}/_{16}$	24	14	9
(203 × 127 × 140) – (356)	75	30 (27.2)	1	(25.4)	260	(79.2)	41	4.8	0.05	$2^7/_{16}$	$1^{11}/_{16}$	24	14	9
10 × 6 × 6$^1/_4$ – 16	25	45 (40.8)	1$^1/_4$	(32.0)	225	(68.6)	43	3.0	0.063	$1^{15}/_{16}$	$1^{15}/_{16}$	20	16	11
	50	52 (47.2)	1$^1/_4$	(32.0)	260	(79.2)	41	5.2	0.07	$2^7/_{16}$	$1^{15}/_{16}$	24	16	11
(254 × 152 × 159) – (406)	75	52 (47.2)	1$^1/_4$	(32.0)	260	(79.2)	41	7.2	0.07	$2^{15}/_{16}$	$1^{15}/_{16}$	24	16	11
12 × 7 × 7$^1/_4$ – 18	25	75 (68.1)	1$^1/_2$	(38.1)	260	(79.2)	41	4.7	0.1	$2^7/_{16}$	$1^{15}/_{16}$	24	18	13
	50	84 (76.3)	1$^1/_2$	(38.1)	300	(91.4)	38	8.9	0.115	$2^{15}/_{16}$	$1^{15}/_{16}$	30	18	13
(305 × 178 × 184) – (457)	75	84 (76.3)	1$^1/_2$	(38.1)	300	(91.4)	38	11.7	0.115	$3^7/_{16}$	$2^7/_{16}$	30	18	13
14 × 7 × 7$^1/_4$ – 18	25	100 (90.8)	1$^3/_4$	(44.5)	300	(91.4)	38	7.3	0.14	$2^{15}/_{16}$	$2^7/_{16}$	30	18	15
	50	100 (90.8)	1$^3/_4$	(44.5)	300	(91.4)	38	11.0	0.14	$3^7/_{16}$	$2^7/_{16}$	30	18	15
(355 × 179 × 184) – (457)	75	100 (90.8)	1$^3/_4$	(44.5)	300	(91.4)	38	14.3	0.14	$3^7/_{16}$	$2^7/_{16}$	30	18	15
16 × 8 × 2$^1/_2$ – 18	25	150 (136.2)	2	(50.8)	300	(91.4)	38	8.5	0.165	$2^{15}/_{16}$	$2^7/_{16}$	30	20	18
	50	150 (136.2)	2	(50.8)	300	(91.4)	38	12.6	0.165	$3^7/_{16}$	$2^7/_{16}$	30	20	18
(406 × 203 × 216) – (457)	75	150 (136.2)	2	(50.8)	400	(121.9)	38	16.7	0.165	$3^{15}/_{16}$	$2^7/_{16}$	30	20	18

* De Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.

† Tamaños de cangilones: ancho × proyección× profundidad. Se supone una velocidad lineal del cangilón de 150 ft/min (45.7 m/min).

‡ Las equivalencias de centros del elevador en el SI son ft = 8 m. 50 ft = 15 m y 75 ft = 23 m.

§ Las capacidades y potencias (hp) se dan para materiales que tienen una densidad a granel de 100 lb/ft^3 (1602 kg/m^3). Para materiales con densidades diferentes, los valores de capacidad y potencia variarán en proporción directa; por ejemplo, un material de 50 lb/ft^3 reducirá la capacidad y la potencia (hp) requeridas, en un 50%.

¶ Si el volumen de los terrones es menor de 15% del volumen total, se podrán manejar terrones del doble del tamaño indicado.

TABLA 7-9 Especificaciones de elevadores de cangilones de tipo continuo sobre cadenas*

Tamaño y espaciamiento del cangilón, in (mm) †	Centros del elevador, ft ‡	Capacidad, ton/h (tm/h) §	Tamaño de los terrones manejados, in (mm) ¶	Eje principal, rpm	hp requeridos en el eje principal	hp/ft adicionales para longitudes intermedias	Diámetro del eje, in		Diámetro de polea de cadena, in	
							Cabeza	Cola	Cabeza	Cola
8 × 5 1/2 × 7 3/4 – 8	25	35 (31.7)	1 (25.4)	28	1.8	0.06	1 15/16	1 11/16	20 1/2	14
(203 × 140 × 197) – (203)	50	35 (31.7)	1 (25.4)	28	3.4	0.06	2 7/16	1 15/16	20 1/2	14
	75	35 (31.7)	1 (25.4)	28	5.0	0.06	2 15/16	1 11/16	20 1/2	14
10 × 7 × 11 3/4 – 12	25	60 (54.5)	1 1/2 (38.1)	23	3.0	0.10	2 7/16	1 15/16	25	17 1/2
(254 × 178 × 298) – (305)	50	60 (54.5)	1 1/2 (38.1)	23	5.5	0.10	2 7/16	1 15/16	25	17 1/2
	75	60 (54.5)	1 1/2 (38.1)	23	8.0	0.10	2 15/16	1 15/16	25	17 1/2
12 × 7 × 11 3/4 – 12	25	70 (63.5)	1 1/2 (38.1)	23	3.5	0.12	2 7/16	1 15/16	25	17 1/2
(305 × 178 × 298) – (305)	50	70 (63.5)	1 1/2 (38.1)	23	6.5	0.12	2 15/16	1 15/16	25	17 1/2
	75	70 (63.5)	1 1/2 (38.1)	23	9.5	0.12	3 7/16	2 7/16	25	17 1/2
14 × 7 × 11 3/4 – 12	25	80 (72.6)	1 3/4 (44.5)	23	4.0	0.14	2 7/16	2 7/16	25	17 1/2
(356 × 178 × 298) – (305)	50	80 (72.6)	1 3/4 (44.5)	20	7.5	0.14	2 15/16	2 7/16	29	17 1/2
	75	80 (72.6)	1 3/4 (44.5)	20	11	0.14	3 7/16	2 7/16	29	17 1/2
14 × 8 × 11 3/4 – 12	25	100 (90.8)	2 (50.8)	20	5.0	0.17	2 15/16	2 7/16	29	17 1/2
(356 × 203 × 298) – (305)	50	100 (90.8)	2 (50.8)	20	9.3	0.17	3 7/16	2 7/16	29	17 1/2
	75	100 (90.8)	2 (50.8)	20	13.3	0.17	3 15/16	2 7/16	29	17 1/2
16 × 8 × 11 3/4 – 12	25	115 (104.4)	2 (50.8)	20	6.0	0.20	2 15/16	2 7/16	29	17 1/2
(406 × 203 × 298) – (305)	50	115 (104.4)	2 (50.8)	20	11	0.20	3 15/16	2 7/16	29	17 1/2
	75	115 (104.4)	2 (50.8)	20	16	0.20	4 7/16	2 7/16	29	17 1/2
18 × 8 × 11 3/4 – 12	25	130 (118.0)	2 (50.8)	20	7	0.22	2 15/16	2 7/16	29	17 1/2
(406 × 203 × 298) – (305)	50	130 (118.0)	2 (50.8)	20	13	0.22	3 15/16	2 7/16	29	17 1/2
	75	130 (118.0)	2 (50.8)	20	20	0.22	4 7/16	2 7/16	29	17 1/2

* De Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.

† Tamaños de cangilones: ancho × proyección× profundidad. Se supone una velocidad lineal del cangilón de 150 ft/min (45.7 m/min).

‡ Las equivalencias aproximadas en el SI son ft = 8 m. 50 ft = 15 m y 75 ft = 23 m.

§ Las capacidades y potencias (hp) se dan para materiales que tienen una densidad a granel de 100 lb/ft^3 (1602 kg/m^3). Para materiales con densidades diferentes, los valores de capacidad y potencia variarán en proporción directa; por ejemplo, un material de 50 lb/ft^3 reducirá la capacidad y la potencia (hp) requeridas en un 50%.

¶ Si el volumen de los terrones es menor del 15% del volumen total, se podrán manejar terrones del doble del tamaño indicado.

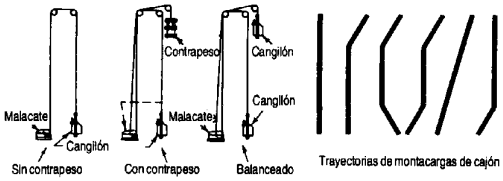


FIG. 7-6 Tipos de montacargas de cajón y trayectorias. (*Fairfield Engineering Co.*)

en cadena que se usan en forma tan poco frecuente que sólo se pueden escoger por recomendación específica de un ingeniero competente y especializado en el manejo de materiales.

Montacargas de cajón Puesto que los montacargas de cajón funcionan sobre un principio de lotes, más que continuo, ya no se utilizan tanto como en el pasado. Sin embargo, para elevaciones grandes y materiales calientes o con un contenido extremadamente grande de terrones, los montacargas de cajón son todavía dispositivos económicos y prácticos.

Se pueden diseñar para funcionar automáticamente o a partir de una estación manual de control por medio de botones. Por lo común se clasifican como: sin contrapeso, con contrapeso o equilibrados. Los dos últimos sistemas reducen las necesidades de energía operacional y la unidad balanceada, con dos cangilones, puede funcionar a dos veces la capacidad de los otros. En la figura 7-6 se ilustran estos tipos así como también algunas de las trayectorias comunes que pueden seguir los montacargas de cajón. La rapidez del funcionamiento también es una base para la clasificación de montacargas de cajón, y se necesitan motores de velocidades múltiples en operaciones a alta velocidad, para hacer más lenta la velocidad de desplazamiento de los cangilones en los puntos de carga y descarga.

TRANSPORTADORES VIBRATORIOS U OSCILANTES

La mayoría de los transportadores vibratorios son esencialmente de impulso direccional que consisten en una placa horizontal sobre resortes, que vibra gracias a un brazo excéntrico de conexión directa, pesos excéntricos giratorios, un electroimán o un cilindro neumático o hidráulico. El movimiento impartido a las partículas de material puede variar, pero su finalidad es la de impulsar el material hacia arriba y hacia adelante, de modo que se desplace a lo largo de la trayectoria del transportador en una serie de saltos cortos.

La **capacidad** de los transportadores vibratorios de impulso direccional se determina por la magnitud del desplazamiento de la artesa, la frecuencia de ese desplazamiento, el ángulo de impulsión, la pendiente del canal y la capacidad del material para recibir y transmitir a través de su masa, el impulso direccional de la artesa. El material mismo es el factor más importante. Para que el transporte sea adecuado, debe tener un elevado factor de fricción sobre el acero, así como también un elevado factor de fricción interna, para que la acción de transporte se transmita a lo largo de toda la profundidad. Así, las cargas profundas tienden a desplazarse con mayor lentitud que las ligeras. El material tiene que ser también suficientemente denso, para minimizar los efectos de la resistencia que opone el aire en su trayectoria, además no debe airearse. Las pruebas han demostrado que se manejan mejor los materiales granulares que los pulverizados y mejor las formas planas o irregulares que las esféricas.

La **clasificación** de los transportadores vibratorios se puede basar probablemente mejor en las características de la unidad motriz como se muestra en la figura 7-7. Todos los tipos transmiten vibración a sus estructuras de soporte; pero la unidad motriz directa o positiva es la que causa mayores dificultades y se debe montar en una pesada estructura de soporte, en el caso de que no tenga contrapeso. Los tipos de unidad motriz semipositiva y no positiva reducen los efectos de la vibración, porque el impulso se transmite a lo largo de toda la longitud de soporte en lugar de un punto específico. Sea cual sea el tipo de unidad motriz,

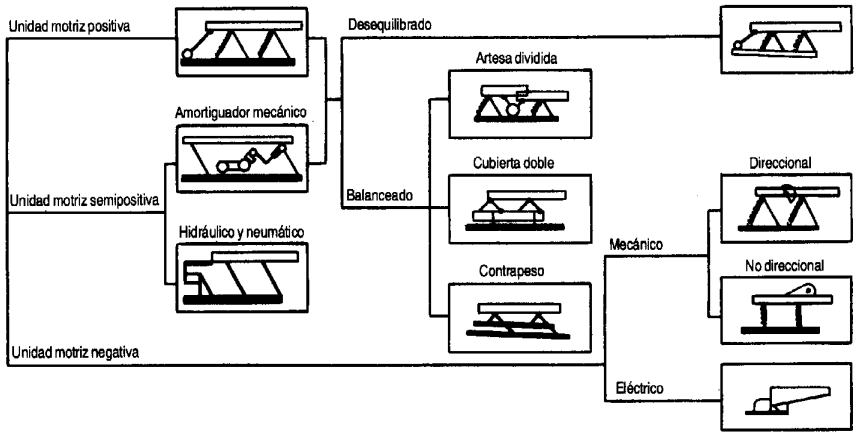
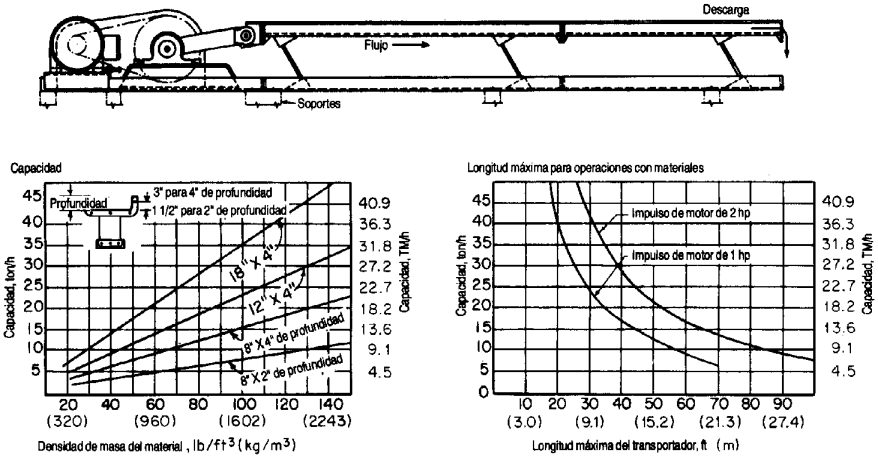


FIG. 7-7 Clasificación de los transportadores vivratorios. (*Modern Materials Handling.*)

es preciso tener cuidado para montar adecuadamente el transportador, de tal modo que no sufran daños las estructuras de soporte. La frecuencia de vibración del transportador no debe acercarse en ningún momento a la frecuencia natural de la estructura de soporte.

Se diseñan **transportadores mecánicos vibratorios** para funcionar en frecuencias específicas y no tienen un buen desempeño en otras frecuencias sin modificaciones cuidadosas del diseño. Por ende, no se adaptan a los cambios frecuentes de capacidad, excepto si se hace variar la profundidad del material alimentado a la artesa. Las unidades motrices excéntricas positivas mantienen su frecuencia y la magnitud del golpeo sea cual sea la carga, por lo que las sobrecargas pueden provocar daños importantes en ellas. Los pesos excéntricos giratorios pueden proporcionar también la fuerza motriz y aun cuando mantiene una frecuencia constante, la magnitud del golpeo se ve afectada de manera definitiva por la carga. Los transportadores mecánicos vibratorios de impulso direccional se utilizan primordialmente para el transporte y no suelen funcionar bien como alimentadores.

Los **transportadores eléctricos vibratorios** se caracterizan por el hecho de que no hay contacto entre la unidad motriz y el medio de transporte. Funcionan según un ciclo de impulso y liberación o impulso y empuje, utilizando corriente continua y electroimanes pulsantes o una corriente alterna combinada con imanes permanentes y electroimanes. Aunque se utiliza la mayoría de las unidades eléctricas vibratorias como alimentadores, funcionan también de manera adecuada



Ancho de la paila y profundidad de corriente (aproximaciones en el sistema métrico)

in	mm	in	mm
18 x 4	450 x 100	8 x 4	200 x 100
12 x 4	300 x 100	8 x 2	200 x 50

FIG. 7-8 Transportador oscilante mecánico normalizado de muelles con gráficas de selección. Multiplíquese libras por pie cúbico por 16.02 para obtener kilogramos por metro cúbico; multiplíquese pies por 0.3048 para obtener metros. (*FMC Corporation, Material Handling Systems Division.*)

como transportadores. La mayoría de esos dispositivos ofrecen la ventaja de la regulación de capacidad mediante el control de la magnitud de la corriente eléctrica por medio de reóstatos. En la figura 7-8 se dan capacidades en función del tamaño de la plataforma y el consumo de potencia.

Los **transportadores neumáticos e hidráulicos vibratorios** tienen como ventaja principal la eliminación de los riesgos de explosión. Donde haya aceite, agua o aire a presión, pueden ser extremadamente prácticos, puesto que su diseño de unidad motriz es relativamente simple y se pueden usar válvulas de control de la presión para hacer variar la capacidad, ya sea en forma manual o automática.

La **capacidad** de los transportadores vibratorios es extremadamente amplia y va de varios miles de toneladas a unos cuantos gramos u onzas. Puesto que hay variables que afectan su capacidad de transporte, no hay ninguna fórmula simple para calcular la capacidad y la potencia. Los datos disponibles son en general el resultado de experimentos y ecuaciones empíricas, además de que la mayoría de los fabricantes proporcionan gráficas de selección para tipos específicos de transportadores y materiales. En la figura 7-8 se muestra una unidad típica sobre muelles, junto con la información gráfica que se requiere para escoger una unidad estándar. Las longitudes de los transportadores se limitan a alrededor de 61 m (200 ft) con unidades motrices múltiples y cerca de 30.5 m (100 ft) con una unidad motriz simple. Hay muchas excepciones para esas limitaciones generales y no deben impedir el estudio de un problema específico cuando parezcan convenientes los transportadores vibratorios.

Las **operaciones de procesamiento** de muchos tipos se pueden llevar a cabo en los transportadores vibratorios, porque sus artesas simples de transporte se pueden modificar con mucha facilidad. Puesto que las artesas de tubo y de plataforma plana son las más comunes, es posible obtenerlas en una gran variedad de formas y de muchos materiales. Aun cuando la acción de transporte suele ser tan suave que no se presentan problemas de abrasión, esos problemas se pueden resolver con facilidad, cuando existen, mediante la utilización de recubrimientos o materiales especiales. Las artesas se pueden sellar con facilidad para evitar la contaminación o para el funcionamiento con presiones positivas o negativas. Con tamices o placas de cubierta perforadas, los transportadores vibratorios pueden efectuar operaciones de deshidratación, tamizado, separación o desecación. También se pueden manejar operaciones de calentamiento y enfriamiento, mediante la utilización de flujos de aire soplado sobre el material o a través de él, tableros infrarrojos, tableros de calentamiento por resistencia o contacto con recubrimientos de artesa calentados o enfriados con aire o agua. Existen diseños especiales de transportadores vibratorios para la elevación en pendientes relativamente pronunciados o por artesas en espiral. Probablemente no hay ningún otro transportador que se adapte con tanta facilidad a la resolución de los problemas de procesamiento.

TRANSPORTADORES DE FLUJO CONTINUO

El principio del transportador de flujo continuo es el que, cuando una superficie se arrastra transversalmente a través de una masa de material granular, en polvo o con terrones pequeños, arrastrará consigo una sección transversal o de material que es mayor que el área de la superficie misma. La acción de transporte de varios diseños de transportadores de flujo continuo varía con el tipo de tramos de transporte, pero teóricamente no es comparable a la acción en un transportador de banda articulada o arrastre. Los tramos varían de las superficies sólidas a los diseños de esqueleto, como se muestra en la figura 7-9.

El transportador de flujo continuo es una unidad totalmente encerrada que tiene una capacidad relativamente alta por unidad de área de sección transversal y puede seguir una trayectoria irregular en un plano simple. Esas características lo hacen extremadamente versátil. En la figura 7-10 se muestran algunas aplicaciones posibles y algunas disposiciones típicas de esos transportadores. Se incluye un ejemplo de la unidad como dispositivo de deshidratación (Fig. 7-10*c*).

Estos transportadores utilizan un elemento de transporte sostenido por medio de cadena (algunos se moldean íntegramente con la cadena, diseñada con juntas fácilmente desmontables). Así, el elemento de conexión corre a lo largo de la parte exterior de la cubierta, por lo que las secciones delantera y trasera no se hacen excesivamente grandes debido a los elementos de proyección de transporte. Esto quiere decir que el material que se alimenta al transportador debe caer más allá del elemento de cadena y desplazarse en dirección inversa, antes de pasar al brazo real de transporte (véase la Fig. 7-10*a*). Ya que esto afecta al tamaño de terrones que puede manejar adecuadamente el transportador, a veces se usa el diseño de lazo (Fig. 7-10*c*) para mejorar las condiciones de alimentación o se proporcionan corridas separadas de transporte y regreso con vertederos de carga inclinados para la corrida más baja de transporte. De todos modos, las características abrasivas y de tamaño de los terrones que tiene el material son consideraciones importantes para la selección de los transportadores de flujo continuo.

El transportador de flujo continuo de impulso lateral puede seguir una gran variedad de trayectorias en un plano horizontal, recogiendo y descargando material en muchos puntos diferentes. La figura 7-9*c* es una ilustración detallada de un tipo de elemento de transporte, mientras que la figura 7-10*d* muestra una disposición típica con vueltas de

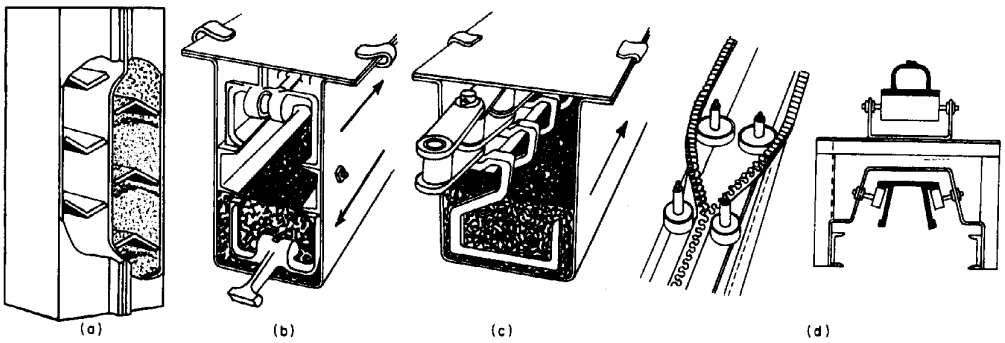


FIG. 7-9 Paletas abiertas y cerradas para transportadores de flujo continuo **a)** y **b)** Transportadores elevadores, **c)** Transportador horizontal con cadena lateral de tracción. **d)** Detalle de transportador de banda cerrada: los rodillos de abertura y cierre engranan y desengranan los dientes como en los cierres de cremallera de la ropa. (*FMC Corporation, Material Handling Systems Division; Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.*)

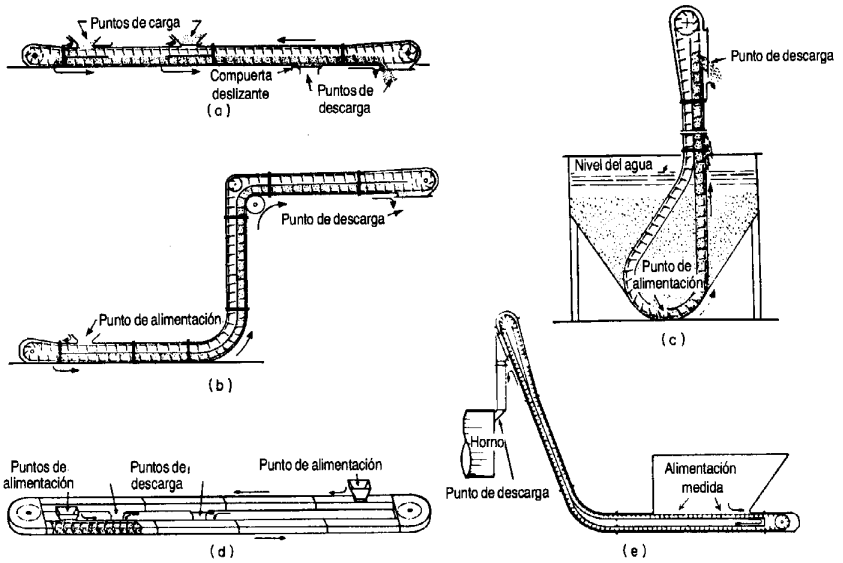


FIG. 7-10 Disposiciones y aplicaciones típicas para transportadores de flujo continuo. **a)** Transportador horizontal. **b)** Transportador elevador del tipo Z. **c)** Elevador de espira de alimentación que se utiliza para la deshidratación. **d)** Transportador recirculador horizontal de tracción lateral. **e)** Transportador elevador horizontal inclinado. (*Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.*)

180°. También existen disposiciones triangulares y rectangulares, con esquinas a 90°.

La **capacidad** del transportador de flujo continuo depende del diseño particular que se utilice. Las velocidades limitantes están sujetas a controversias considerables. Es aconsejable seguir al pie de la letra las recomendaciones del fabricante para obtener un mejor servicio con estos tipos de transportadores. Los cálculos de la **potencia** dependen de cierto número de constantes determinadas experimentalmente, que varían para los distintos diseños de transportadores. Uno de los factores que contribuyen a los requisitos totales de potencia es la energía que se requiere en las esquinas curvas, donde los tramos toman una posición radial y tienden a comprimir el material que se alimenta entre ellos, cuando corren en posiciones paralelas. Los materiales no compresibles pueden necesitar condiciones de alimentación y espacios libres. Así pues, aunque los componentes de los transportadores se han normalizado de manera adecuada, muchos materiales no se desplazarán bien a menos que se realicen modificaciones especiales de diseño.

Debido a la fabricación necesaria de las cubiertas y el ajuste preciso de los elementos de transporte en su interior, los transportadores de flujo continuo suelen ser unidades costosas; sin embargo, ocupan poco espacio, necesitan poco soporte porque la cubierta forma una armazón rígida, pueden desplazarse en varias direcciones con una unidad motriz simple, se autoalimentan y pueden descargarse en varios puntos diferentes. Estos factores pueden compensar con frecuencia lo que parece a veces un costo sumamente alto por metro. Puesto que es adaptable a muchas operaciones de procesamiento, el transportador de flujo continuo se utiliza mucho en la industria química, donde existe una gran cantidad de manipulaciones o requerimientos para muchos puntos de alimentación y descarga. Los transportadores se pueden diseñar para que se limpien ellos mismos, con el fin de permitir el manejo de materiales diferentes en la misma unidad, sin contaminación.

Transportador de banda cerrada Este dispositivo, con cremallera cuyos dientes se engranan para formar un tubo cerrado, es particularmente adaptable para el problema de manejo de materiales frágiles que no pueden sufrir degradaciones. Puesto que la banda envuelve firmemente al material, este último se desplaza con ella y no se ve sujeto a ninguna forma de movimiento interno, excepto en los puntos de alimentación y descarga. Además, la banda puede funcionar en muchos planos, con torsiones y vueltas para afrontar casi cualquier condición de disposición dentro de los límites fijos de curvatura de la banda cargada. Puede transportar y elevar con una sola unidad motriz y es fácil disponer puntos múltiples de alimentación y descarga.

El transportador de banda cerrada no se adapta con facilidad al manejo de materiales pegajosos y se pueden requerir diseños especiales para materiales muy propensos a la aireación. El costo inicial por metro es relativamente alto, debido al costo de la banda; pero las necesidades de potencia son bajas y, cuando la instalación y el mantenimiento son adecuados, la duración de la banda es muy buena.

Este tipo de transportador existe sólo en un tamaño estándar, por lo que su capacidad se determina por la velocidad de la banda y el área fija de sección transversal. La capacidad en toneladas por hora se calcula al multiplicar la densidad masiva o a granel en libras por pie cúbico por la velocidad en pies por minuto y una constante de 0.0021. Las necesidades de potencia son muy bajas y se calculan en la misma forma que para los transportadores de banda ordinarios.

En la figura 7-9*d* se ilustra un detalle del mecanismo de abertura y cierre de un transportador típico de banda cerrada, así como también un corte de sección transversal a través de una corrida horizontal de transporte y regreso. Se han desarrollado diseños que utilizan dos bandas de transportador ordinario para elevar materiales, mediante la compresión entre ellas, pero su aplicación es muy limitada.

Transportadores de paleta Estos dispositivos existen en una variedad casi infinita. La mayoría de las aplicaciones de los transportadores de paleta son diseños abiertos para operaciones de transporte en bruto, pero algunos se construyen con cubiertas totalmente cerradas. En la tabla 7-10 se da información sobre la capacidad y el diseño típico.

Transportadores de mandil Probablemente los más comunes dentro de los transportadores de cadena, éstos existen en una gran

TABLA 7-10 Capacidades de transportadores de paletas*

Tamaño de las paletas y número de ramales, in (mm)	Tamaño máximo de los terrones: Todo en terrones, in	(mm)	10% en terrones, in	(mm)	Capacidad, ton/h (tm/h) † para varios espaciamientos de paletas, transportador horizontal, in (mm): 18	(460)	24	(610)	36	(915)	Tipo de diseño ‡
10 × 4(255 × 100)—1	1 1/2	(38)	3	(76)	32	(29)	25	(23)	16	(15)	1
12 × 5(305 × 130)—1	1 3/4	(45)	3 3/4	(89)	46	(42)	35	(32)	23	(21)	1
15 × 5(380 × 130)—1	2	(51)	4	(102)	66	(60)	50	(45)	33	(30)	1
15 × 6(380 × 155)—2	1 1/2	(89)	7	(178)	57	(79)	67	(61)	44	(40)	2
16 × 8(405 × 205)—2	4	(102)	8	(203)	110	(113)	82	(74)	55	(50)	2
18 × 8(460 × 205)—2	5	(127)	9	(229)	124	(113)	93	(84)	62	(56)	2
20 × 10(510 × 255)—2	6	(152)	10	(254)	.....	.....	141	(128)	94	(85)	2
24 × 10(610 × 255)—2	8	(203)	13	(305)	.....	.....	176	(160)	116	(105)	2
30 × 10(765 ×255)—2	10	(254)	14	(355)	.....	.....	.....	.....	250	(227)	2
12 × 5(305 × 130)—1	1 3/4	(45)	3 1/2	(89)	56	(51)	42	(38)	28	(25)	3
15 × 7(380 × 180)—1	2 1/2	(64)	4 1/2	(64)	78	(71)	48	(53)	39	(35)	3
18 × 8(460 × 205)—1	3	(76)	5	(76)	124	(113)	93	(53)	62	(56)	3
12 × 5(305 × 130)—2	2	(51)	4	(51)	56	(51)	42	(38)	28	(25)	4
15 × 6(380 × 155)—2	3	(76)	5	(76)	76	(69)	57	(52)	38	(34)	4
18 × 7(460 × 180)—2	4	(102)	8	(102)	96	(87)	72	(65)	48	(44)	4
24 × 8(610 × 205)—2	8	(203)	12	(305)	.....	.....	124	(113)	83	(75)	4

* Datos de Fairfield Engineering Co.

† Base: Densidad a granel de 30 lb/ft^3 (480 kg/m^3) y velocidad del transportador de 100 ft/min (30.5 m/min). Para transportadores inclinados, las capacidades se reducen de acuerdo con los siguientes factores:

Pendiente	Factor
15°	0.80
30°	0.55
45°	0.33

‡ Tipo 1: Transportador de paletas de hierro maleable; tipo 2: paletas de acero en cadenas de rodillos; tipo 3: paletas de acero con rodillos o zapatas; tipo 4: paletas de acero sobre cadenas.

variedad de diseños para desplazamientos tanto horizontales como inclinados. Su aplicación primordial es para la alimentación de materiales a índices controlados, con tamaños de terrones que son suficientemente grandes para minimizar el escurrimiento. El diseño típico es una serie de plataformas montadas entre dos tramos de cadena de rodillos, con placas sobrepuestas para eliminar el escurrimiento y equipados frecuentemente con placas en los extremos para cargas más profundas. El diseño de las plataformas puede variar según las necesidades de manejo de materiales. En la figura 7-11 se ilustra un diseño típico de transportador de mandil o banda articulada; en la tabla 7-11 se dan capacidades para unidades con y sin faldones. Las aplicaciones de alimentadores de mandil van desde las de servicio muy ligero, con placas de acero de calibre pequeño hasta las aplicaciones de servicio extremadamente intenso, que necesitan placas reforzadas de acero al manganeso con soportes centrales. Los valores de la tabla 7-11 pueden ser utilizados en el cálculo de capacidades para otros tamaños, ya que ésta es una función del ancho de la superficie de transporte, altura de los lados, velocidad y densidad masiva. Las velocidades típicas de un transportador de mandil o banda articulada son 0.25 a 0.38 m/s (50 a 75 ft/min). Cuando se emplean estos transportadores como alimentadores, las velocidades se conservan en el intervalo de 0.05 a 0.15 m/s (10 a 30 ft/min).

TRANSPORTADORES NEUMÁTICOS

Una de las técnicas más importantes de manejo de materiales en la industria química es el desplazamiento de materiales suspendidos en una corriente de aire, sobre distancias horizontales y verticales que van de unos pocos a varios centenares de pies. Se pueden manejar materiales que van de polvos finos hasta gránulos de 6.35 mm (1/4 in) y densidades de masa desde 16 a más de 3200 kg/m^3 (de 1 a más de 200 lb/ft^3.) Una industria de fabricación grande y competente proporciona sistemas completos, así como también componentes que pueden incluir los usuarios en sus propios diseños. Hay mucha información de ingeniería sobre esta misma industria en la forma de folletos, hojas de datos y nomogramas.

La **capacidad** de un sistema neumático de transporte depende de **1**) la densidad de masa del producto (así como también, hasta cierto punto, de la forma y el tamaño de las partículas). **2**) el contenido de energía del aire de transporte a lo largo de todo el sistema, **3**) el diámetro de la línea de transporte y **4**) la longitud equivalente de la línea de transporte.

Se logra una capacidad mínima cuando la energía del aire de transporte es apenas suficiente para hacer que el producto se desplace a lo

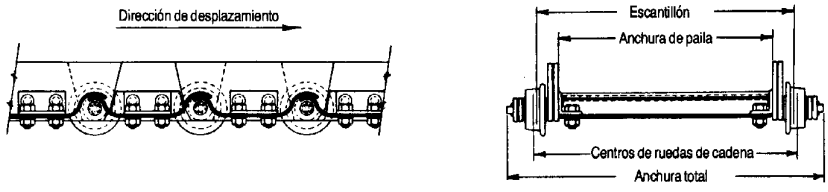


FIG. 7-11 Transportadores de banda articulada. (*Fairfield Engineering Co.*)

TABLA 7-11 Capacidades de transportadores de delantal o banda articulada*

Capacidad sin faldones para diversas velocidades y densidades a granel para una profundidad del material de 4 in (102 mm) en la paila

Ancho del delantal, in	(mm)	50 ft/min (15.2 m/min) ft³/h	(m³/h)	ton/h 50 lb/ft³ (801 kg/m³)	(tm/h) 100 lb/ft³ (1602 kg/m³)	100 ft/min (30.5 m/min) ft³/h	(m³/h)	ton/h 50 lb/ft³ (801 kg/m³)	(tm/h) 100 lb/ft³ (1602 kg/m³)
18	(460)	1125	(31.9)	28 (25)	56 (51)	2250	(63.7)	(56 (51)	112 (102)
24	(610)	1500	(42.5)	38 (34)	75 (68)	3000	(85.0)	75 (68)	150 (136)
30	(765)	1875	(53.2)	47 (43)	94 (85)	3750	(106.2)	94 (85)	188 (171)
36	(915)	2250	(63.7)	56 (51)	113 (102)	4500	(127.4)	113 (102)	226 (205)
42	(1070	2625	(74.3)	66 (60)	131 (119)	5250	(148.7)	131 (119)	262 (238)
48	(1220)	3000	(85.0)	75 (68)	150 (136)	6000	(170.0)	150 (136)	300 (272)
54	(1370)	3375	(95.6)	85 (77)	169 (153)	6750	(191.2)	169 (153)	338 (307)
60	(1525)	3750	(106.2)	94 (85)	188 (171)	7500	(212.4)	188 (171)	376 (341)

Capacidades con faldones para diversas profundidades de materiales, 0.75 de carga la sección transversal y velocidad de 10 ft/min (3m/min)

Ancho de la paila, in	(mm)	Ancho entre faldones, in	(mm)	Tamaño máximo del terrón, in	(mm)	Capacidad, ton/h (tm/h); densidad a granel de 50 lb/ft3 (801 kg/m3); profundidad del material en la paila, in (mm) 4	(105)	8	(205)	12	(305)	18	(460)	21	(535)	24	(610)
18	(460)	16	(410)	3	(76)	5.0	(4.5)	10.0	(9.1)	15.0	(13.6)	22.5	(20.4)	26.3	(23.9)	30.0	(27.2)
24	(610)	22	(560)	4	(102)	6.9	(6.3)	13.7	(12.4)	20.6	(18.7)	31.0	(28.1)	36.1	(32.8)	41.2	(37.4)
30	(765)	28	(715)	6	(152)	8.8	(8.0)	17.5	(15.9)	26.2	(23.8)	39.3	(35.7)	45.9	(41.7)	52.5	(47.7)
36	(915)	34	(865)	8	(203)	10.7	(9.7)	21.3	(19.3)	32.0	(29.1)	48.0	(43.6)	56.0	(51.8)	64.0	(58.1)
42	(1070)	40	(1020)	10	(254)	12.5	(11.3)	25.0	(22.7)	37.5	(34.0)	56.3	(51.1)	65.7	(59.6)	75.0	(68.1)
48	(1220)	46	(1170)	12	(305)	14.4	(13.1)	28.8	(26.1)	43.2	(39.2)	64.8	(58.8)	75.6	(68.6)	86.3	(78.3)

* Datos de Fairfield Engineering Co.

largo de la línea sin detenerse. Para evitar las detenciones, es conveniente proporcionar un incremento adicional de energía al aire, con el fin de que exista un factor de seguridad que permita cambios mínimos en las características de los productos. Un **sistema óptimo** es el que permite recuperar, mediante economías operacionales, todas las características de diseño por encima del mínimo requerido, dentro de los criterios de recuperación de inversión que establece el propietario.

Mientras que los ingenieros experimentados en procesos pueden realizar diseños adecuados y económicos del sistema, la disponibilidad de ayuda técnica competente de parte de los abastecedores de equipos ha hecho que se establezca una tendencia creciente a adquirir sistemas completos, incluso en trabajos pequeños, en lugar de realizar montajes con componentes de diseños internos. En la tabla 7-12 se presenta una idea del cambio de inversión del capital para sistemas típicos de transportadores neumáticos en función de los índices de incremento de transferencia.

Las instalaciones de transportadores pueden ser permanentes o una combinación de permanentes y portátiles. El último tipo se monta con frecuencia en un vehículo de entregas a granel, que permite la descarga rápida al silo del cliente por parte del transportista, sin esfuerzo ni equipos del cliente. Los controles varían desde motores de arranque simple y mangueras conectadas a mano hasta sistemas de control electroneumático, elaborados y dirigidos mediante tarjetas perforadas.

Tipos de sistemas En general, los transportadores neumáticos se clasifican según cinco tipos básicos: de presión, de vacío, de combinación de presión y vacío, de fluidización y de tanque ventilador.

En los **sistemas de presión** (Fig. 7-12*a*) se deja caer el material en una corriente de aire (por encima de la presión atmosférica) mediante un alimentador giratorio de exclusas. La velocidad de la corriente mantiene al material a granel en suspensión hasta que llega al recipiente receptor, donde se separa del aire mediante un filtro o un separador de ciclón.

Se usan sistemas de presión para materiales de flujo libre de casi todos los tamaños de partículas, hasta gránulos de 6.35 mm (1/4 in) cuando se necesitan índices de flujo de más de 151 kg/min (20 000 lb/h) y cuando las pérdidas de presión en el sistema sean de aproximadamente 305 mm Hg (12 in de Hg). Esos sistemas son convenientes

TABLA 7-12 Costos aproximados de los transportadores neumáticos*

Productos: gránulos de plástico, cubos de 1/8 in (3.2 mm); densidad de masa: 30 lb/ft³ (481 kg/m³); longitud equivalente del sistema: 600 ft (183 m).

Velocidad de flujo lb/h	(kg/h)	Diámetro interior de la tubería del transportador in	(mm)	hp requeridos	Gama de inversiones dólares† Manual‡	Automático§
10 000	(4 536)	4	(100)	25	26 000	46 000
25 000	(11 340)	6	(155)	60	50 000	75 000
50 000	(22 680)	6	(155)	125	87 000	112 000
100 000	(45 360)	8	(205)	200	175 000	200 000

* De la Whitlock, Inc.

† Costos de 1980. El equipo incluye embalaje de motor y ventilador, receptores ciclónicos, conexiones de descarga a vagones del ferrocarril, entrelazamientos de nivel elevado para detener la combinación de motor y ventilador cuando los silos llegan al nivel de llenado máximo, así como todas las tuberías necesarias. La instalación no se incluye.

‡ El sistema incluye un conjunto mínimo de controles, con la mayor parte de las operaciones reguladas en forma manual, incluyendo los cambios de las líneas de alimentación a los silos de almacenamiento.

§ El sistema incluye la realización automática de la mayoría de las operaciones, los cambios de líneas de alimentación a los silos se realizan mediante válvulas distribuidoras, manejadas automáticamente por controles de nivel en los silos.

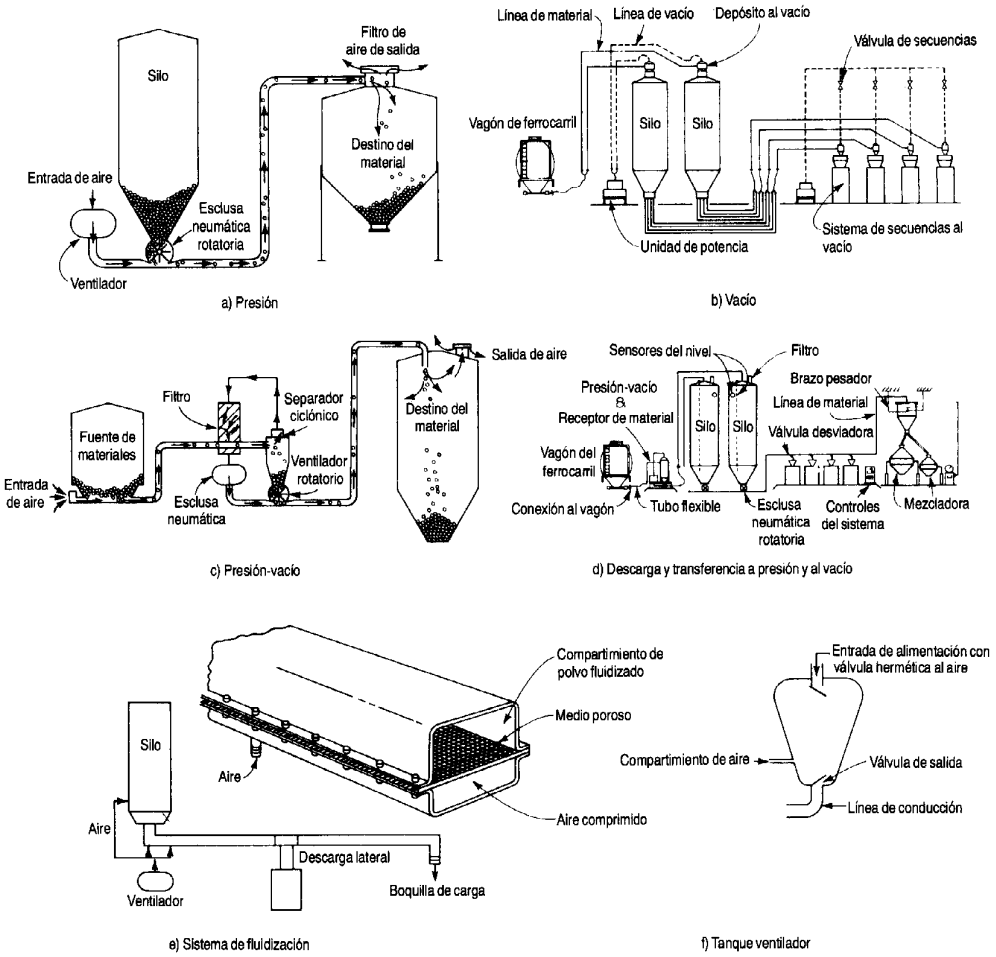


FIG. 7-12 Tipos de sistemas de transporte de aire. **a)** Presión. **b)** Vacío. **c)** Presión y vacío. **d)** Descarga y transferencia a presión y vacío (*Whitlock, Inc.*) **e)** Sistema de fluidización (*Fuller Co.*) **f)** Tanque ventilador.

cuando una fuente deba abastecer a varios receptores. El aire de transporte se proporciona por lo común mediante ventiladores de desplazamiento positivo.

Los **sistemas de vacío** (Fig. 7-12*b*) se caracterizan por el desplazamiento de materiales en una corriente de aire de presión menor que la ambiental. Las ventajas de este tipo son las de que toda la energía de bombeo se usa para mover el producto y se puede absorber material en la línea del transportador sin necesidad de un alimentador giratorio o un sello similar entre el recipiente de almacenamiento y el transportador. El material permanece suspendido en la corriente de aire hasta que llega a un receptor. Ahí un filtro o un separador de ciclón (Fig. 7-12*c*) separa al material del aire, haciendo pasar este último por el separador y al lado de la succión del ventilador de desplazamiento positivo o alguna otra fuente de potencia.

Los sistemas al vacío se suelen usar cuando los flujos no sobrepasan 6800 kg/h (15 000 lb/h), la longitud equivalente del transportador es de menos de 305 m (1000 ft) y se deben alimentar varios puntos distintos desde una sola fuente. Se usan mucho para materiales divididos finamente. Tienen un interés especial los sistemas al vacío diseñados para flujos menores de 7.6 kg/min (1000 lb/h), que se utilizan para transferir materiales a distancias cortas a partir de depósitos o tolvas de almacenamiento a granel hasta unidades de proceso. Este tipo de transportador tiene aplicaciones amplias en los materiales plásticos y otras operaciones de elaboración, donde la variedad de condiciones requiere flexibilidad al escoger dispositivos de recolección, fuentes de potencia y receptores. Las inversiones de capital se pueden mantener bajas, con frecuencia en la gama de 2000 a 7000 dólares.

Los **sistemas de presión-vacío** (Fig. 7-12*c*) son una combinación de lo mejor de los métodos de presión y vacío. Se usa el vacío para inducir al material a entrar al transportador y desplazarse a una corta distancia hasta un separador. El aire pasa por un filtro al lado de succión de un ventilador de desplazamiento positivo. A continuación, se alimenta el material a la corriente de aire de presión positiva del transportador mediante un alimentador giratorio, que procede del lado de

descarga del ventilador. La aplicación puede ser muy flexible y va de una estación central de control, con todas las actividades de interconexión controladas y ordenadas en serie eléctricamente, a otra en la que las actividades se manejan mediante el cambio manual de las conexiones del transportador. La aplicación más típica es la del vehículo combinado a granel con descarga y transferencia al almacén de productos (Fig. 7-12*d*).

Los **sistemas de fluidización** transportan con frecuencia materiales prefluidizados, divididos finamente y aquellos que no fluyen con libertad a distancias cortas, como por ejemplo desde las tolvas de almacenamiento o vehículos de transporte a la entrada de un sistema principal de transporte. Una de las ventajas más importantes en las aplicaciones de tolvas de almacenamiento es que el fondo de las tolvas puede ser casi horizontal. La fluidización se logra por medio de una cámara en la que se hace pasar aire por una membrana porosa que se forma en el fondo del transportador, sobre el que reposa el material que va a ser desplazado. Conforme pasa aire por la membrana, cada partícula se ve rodeada por una película de aire (Fig. 7-12*e*). En el punto de fluidización incipiente, el material toma las características del flujo libre. A continuación, puede pasar a una corriente de aire del transportador mediante un alimentador giratorio.

La prefluidización tiene la ventaja de reducir el volumen del aire de transporte que se necesita; en consecuencia, se requiere menos potencia. Las características del resto de este sistema son similares a las de los transportadores comunes del tipo de presión o el de vacío. Tiene un interés especial la tendencia del material que va a adherirse y acumularse en la superficie de los componentes del sistema. La aplicación más común de este tipo de transportador es en los conocidos vagones tolva cubiertos "Airslide" de los ferrocarriles .

Una de las primeras aplicaciones del transporte neumático fue el **tanque ventilador**. En la actualidad se usa poco y funciona mediante la introducción de aire a presión a la parte superior de un recipiente a presión que contiene carga de material. Si el material es de flujo libre, fluirá a través de una válvula al fondo de la cámara y se desplazará por una línea corta de transporte, que se limita por lo común a un máximo de 16 m (50 ft) dependiendo del producto, aunque se encuentran en servicio sistemas hasta de 457 m (1500 ft). Al utilizar este sistema, las elevaciones de la presión del aire resultan problemáticas ya sean provocadas por el vaciado del tanque o por el aire que se abre paso a través del producto.

El principio de tanques ventilador se puede utilizar para alimentar transportadores neumáticos regulares. El uso de un "Airslide" u otro dispositivo de fluidización al fondo del tanque ventilador permite el manejo de materiales que no tienen flujo libre. Este principio se usa ampliamente en las válvulas de las máquinas de llenado de bolsas del tipo de fluidización y presión.

Nomogramas para el diseño preliminar En la figura 7-13 se da un conjunto útil de nomogramas* para determinar parámetros de diseño de transportadores. Con estas gráficas, se pueden obtener aproximaciones conservadoras de potencia y tamaño de transportadores para densidades dadas del producto a granel, longitudes equivalentes del transportador y capacidades necesarias. Puesto que los transportadores neumáticos y sus componentes están sujetos a mejoramientos constantes por el cambio rápido de la industria abastecedora, se debe invitar a los fabricantes a que presenten diseños alternativos a los que resultan de la utilización del nomograma. Algunos grandes usuarios de transportadores neumáticos han descubierto que es conveniente escribir programas de computación para calcular los parámetros del sistema.

Para iniciar los cálculos preliminares, se determina primeramente la longitud equivalente del sistema en cuestión. Esta longitud es la suma de la distancia vertical y la horizontal, más un margen para los accesorios de tuberías que se utilizan. Los accesorios más comunes de este tipo son las tuberías de codos de 90° de radio largo [longitud equivalente = 25 ft (7.6 m)] y los codos de 45° [longitud equivalente = 15 ft (4.6 m)].

La segunda etapa consiste en escoger de la tabla 7-13 una velocidad inicial del aire que desplace el producto. A continuación, se inicia un procedimiento iterativo, tomando un diámetro supuesto de tubería para la capacidad necesaria del sistema.

En lo referente al nomograma 1, se traza una recta entre la escala de velocidad del aire y la de diámetro de la tubería, de modo que cuando la línea se extiende interseca a la escala de volumen de aire en un punto dado.

A continuación se pasa al nomograma 2 y en sus escalas respectivas se ubica el volumen de aire y la capacidad calculada del sistema. Una línea recta entre esos dos puntos intersecta a la escala entre ellos, proporcionando —en el punto de intersección— el valor de la razón de sólidos. Si esta última sobrepasa el valor de 15, se deberá adoptar en los cálculos un tamaño mayor de la línea .

En el nomograma 3, localícese el diámetro de la tubería y el volumen de aire determinado en el nomograma 1. Una línea entre esos dos puntos da el factor de diseño o P 100 (30.5) (caída de presión por 100 ft (30.5 m) en la intersección de la escala central.

Después de localizar en sus escalas respectivas en el nomograma 4 el factor de diseño (del nomograma 3) y la longitud equivalente calculada, se traza en una línea recta extendida hasta intersecar a la línea de pivote en el centro. A continuación, se conecta este punto en la línea de pivote con la escala de razón de sólidos (del nomograma 2) y se lee la pérdida de presión del sistema.

Si el valor de esta pérdida sobrepasa 10 lb/in^2 (70 kPa), utilícese un diámetro mayor de tubería y repítanse todas las etapas, a partir del nomograma 1. Después de que se descubre una caída de presión de 10 lb/in^2 (70 kPa), o menor, se vuelve al nomograma 5 y se localiza esta pérdida de presión, así como también el volumen correspondiente de aire (del nomograma 2) y se traza una línea recta entre los dos puntos. La intersección de la escala de potencia requerida proporcionará el valor de la potencia que se necesita. A partir de esto, será posible estimar aproximadamente el costo del sistema, mediante la tabla 7-12.

TABLA 7-13 Velocidades del aire que se requieren para transportar sólidos de varias densidades de masa*

Densidad		Velocidad del aire		Densidad a granel		Velocidad del aire	
lb/ft^3	kg/m^3	ft/min	m/min	lb/ft^3	kg/m^3	ft/min	m/min
10	160	2900	884	70	1120	7700	2347
15	240	3590	1094	75	1200	8000	2438
20	320	4120	1256	80	1280	8250	2515
25	400	4600	1402	85	1360	8500	2591
30	480	5050	1539	90	1440	8700	2652
35	560	5500	1676	95	1520	9000	2743
40	640	5840	1780	100	1600	9200	2804
45	720	6175	1882	105	1680	9450	2880
50	800	6500	1981	110	1760	9700	2957
55	880	6800	2072	115	1840	9900	3118
60	960	7150	2179	120	1920	10500	3200
65	1040	7450	2270				

* Con autorización de Flotronics Division, Allied Industries.

* Los nomogramas fueron preparados a partir de datos proporcionados por Flotronics Division, Allied Industries.

ALMACENAMIENTO Y PESADO DE SÓLIDOS A GRANEL

ALMACENAMIENTO EN PILA O MONTÓN

Disposiciones de descarga El almacenamiento en patios se maneja probablemente mejor mediante transportadores de banda, cuando los tonelajes son grandes. En la figura 7-14 se muestran algunas de las muchas disposiciones de descarga posibles para descargadores basculantes simples, múltiples o móviles, a partir de transportadores de banda. También se muestra una disposición de reja inclinada para la descarga de bandas planas. La mayoría de estos métodos de descarga se pueden aplicar también al almacenamiento interno. También se pueden usar grandes apiladores, deslizantes para el almacenamiento al aire libre. Se pueden desplazar a lo largo de un tramo de banda, formando un montón en uno o los dos lados de esta última o girar sobre un eje fijo para formar una pila circular.

NOMOGRAMA1

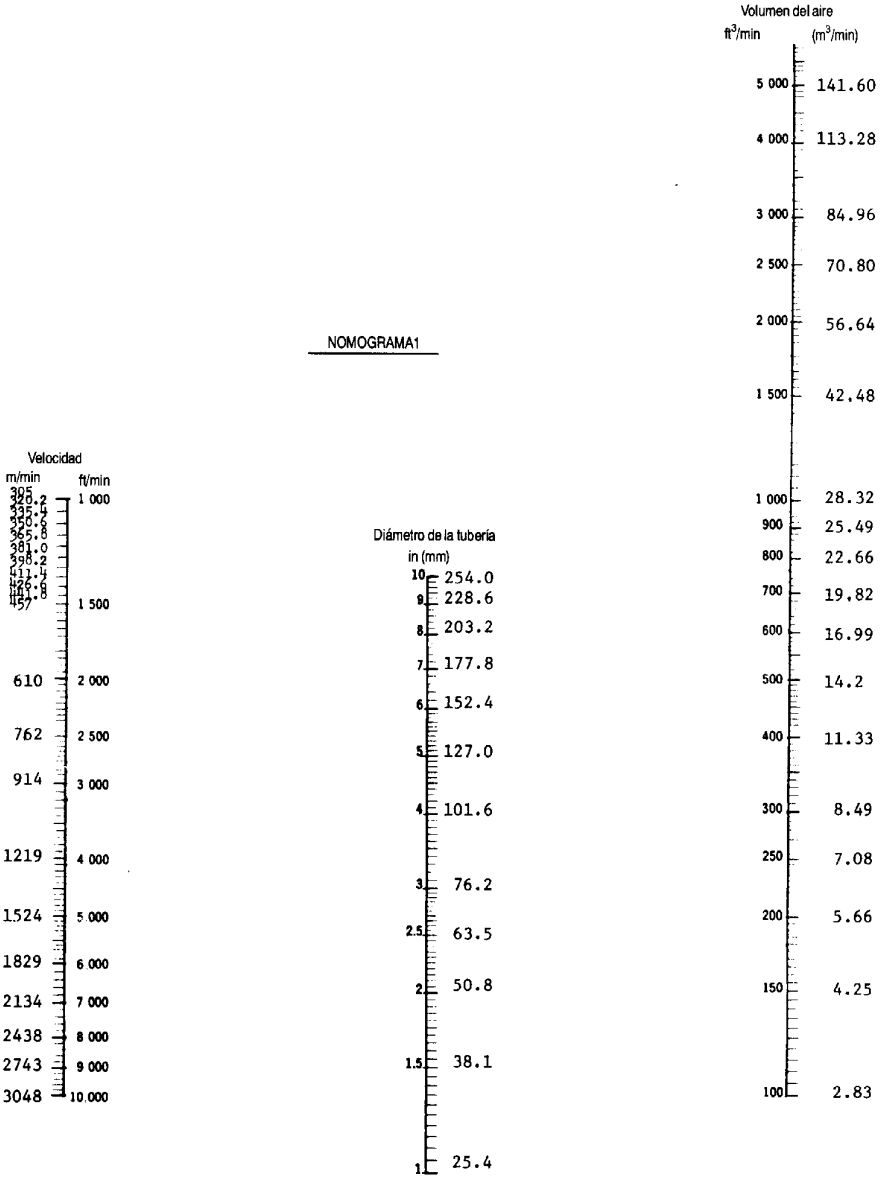
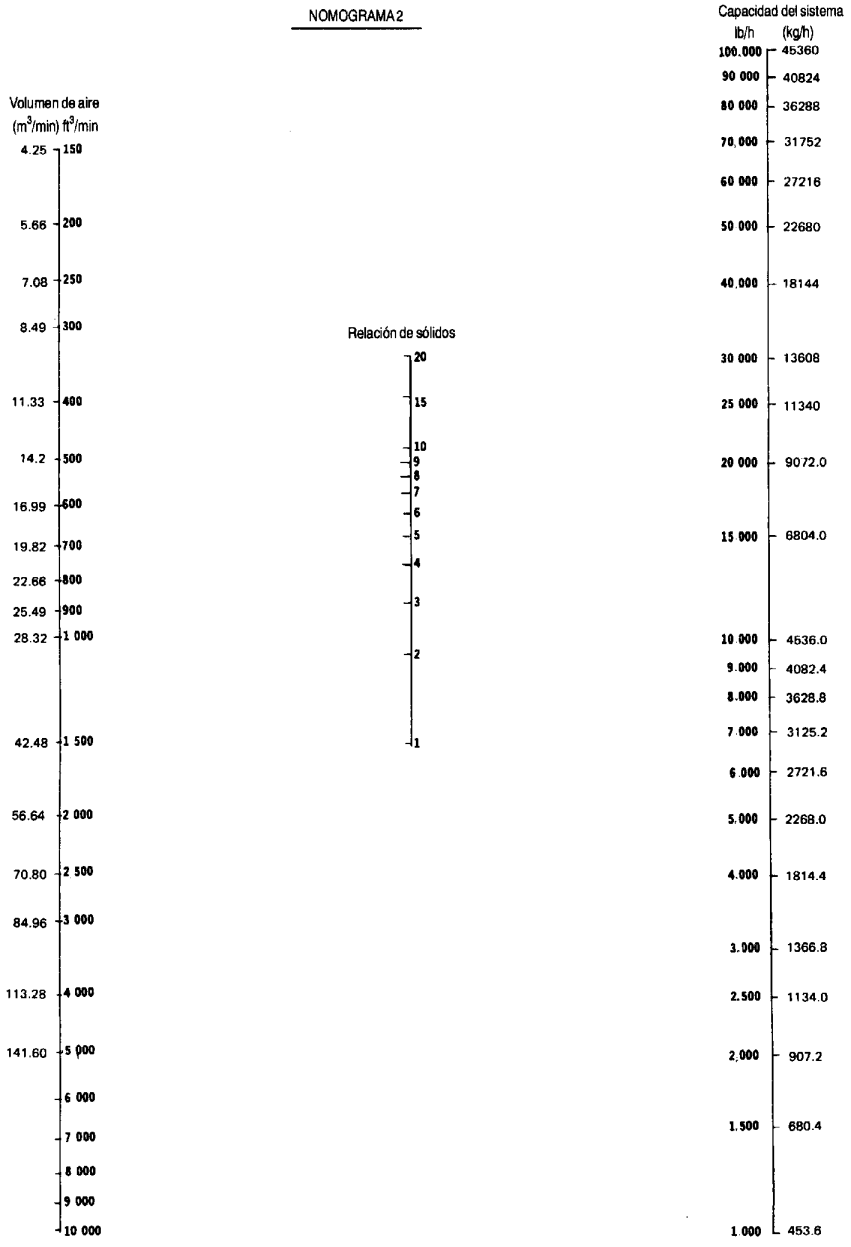
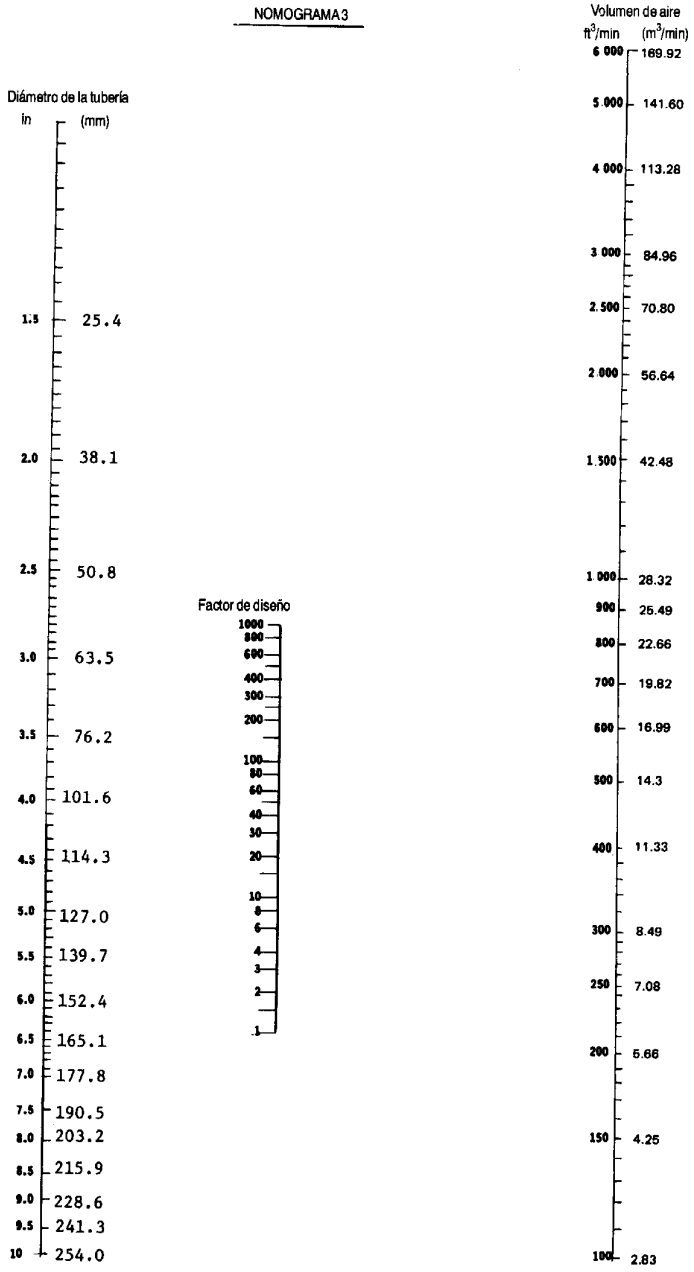


FIG. 7-13 Nomogramas para determinar los parámetros de diseño de los transportadores.

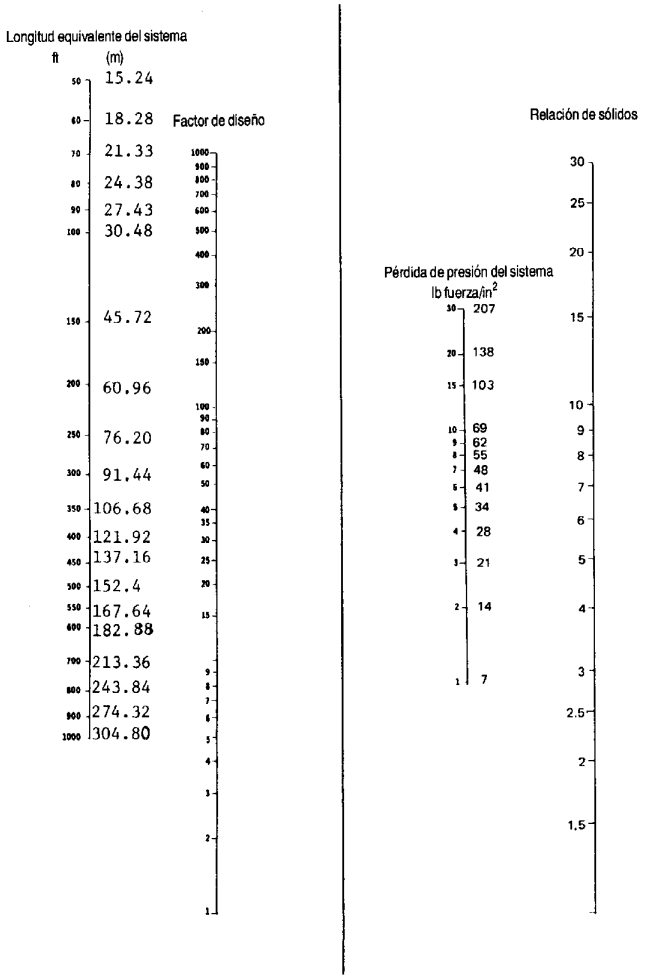
NOMOGRAMA 2


Volumen de aire
(m³/min) ft³/min
4.25 150
5.66 200
7.08 250
8.49 300
11.33 400
14.2 500
16.99 600
19.82 700
22.66 800
25.49 900
28.32 1 000
42.48 1 500
56.64 2 000
70.80 2 500
84.96 3 000
113.28 4 000
141.60 5 000
6 000
7 000
8 000
9 000
10 000
Relación de sólidos
20
15
10
9
8
7
6
5
4
3
2
1
Capacidad del sistema
lb/h (kg/h)
100.000 45360
90 000 40824
80 000 36288
70.000 31752
60 000 27216
50 000 22680
40.000 18144
30 000 13608
25 000 11340
20 000 9072.0
15 000 6804.0
10 000 4536.0
9.000 4082.4
8.000 3628.8
7.000 3125.2
6 000 2721.6
5.000 2268.0
4.000 1814.4
3.000 1366.8
2.500 1134.0
2.000 907.2
1.500 680.4
1 000 453.6

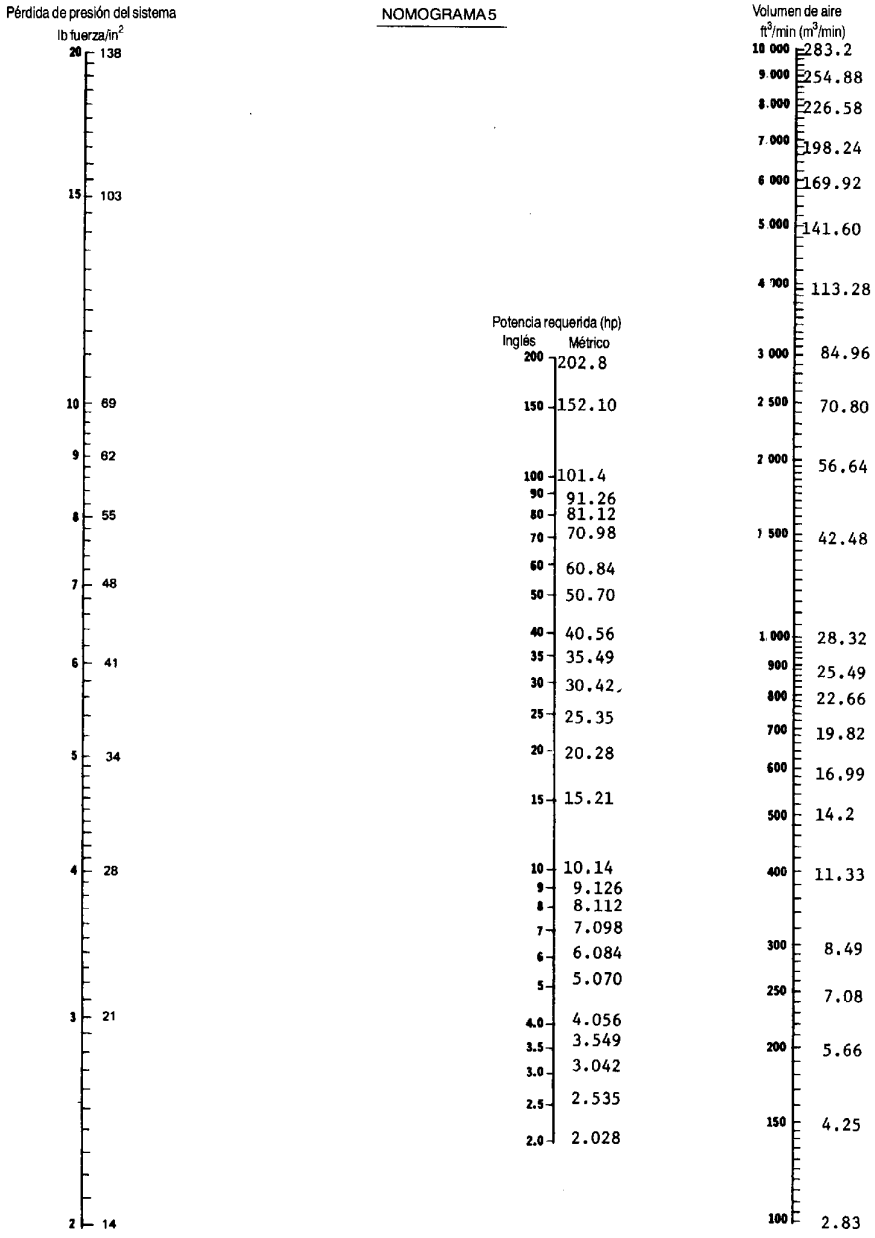
NOMOGRAMA 3


Diámetro de la tubería
in
(mm)
1.5
25.4
2.0
38.1
2.5
50.8
3.0
63.5
3.5
76.2
4.0
101.6
4.5
114.3
5.0
127.0
5.5
139.7
6.0
152.4
6.5
165.1
7.0
177.8
7.5
190.5
8.0
203.2
8.5
215.9
9.0
228.6
9.5
241.3
10
254.0
Factor de diseño
1000
800
600
400
300
200
100
80
60
40
30
20
10
8
6
4
3
2
1
Volumen de aire
ft³/min
(m³/min)
6 000
169.92
5 000
141.60
4 000
113.28
3 000
84.96
2 500
70.80
2 000
56.64
1 500
42.48
1 000
28.32
900
25.49
800
22.66
700
19.82
600
16.99
500
14.3
400
11.33
300
8.49
250
7.08
200
5.66
150
4.25
100
2.83

NOMOGRAMA 4


Longitud equivalente del sistema
ft
(m)
50
15.24
60
18.28
70
21.33
80
24.38
90
27.43
100
30.48
150
45.72
200
60.96
250
76.20
300
91.44
350
106.68
400
121.92
450
137.16
500
152.4
550
167.64
600
182.88
700
213.36
800
243.84
900
274.32
1000
304.80
Factor de diseño
1000
900
800
700
600
500
400
300
200
150
100
90
80
70
60
50
40
35
30
25
20
15
9
8
7
6
5
4
3
2
1
Pérdida de presión del sistema
lb fuerza/in^2
30
207
20
138
15
103
10
69
9
62
8
55
7
48
6
41
5
34
4
28
3
21
2
14
1
7
Relación de sólidos
30
25
20
15
10
9
8
7
6
5
4
3
2.5
2
1.5

NOMOGRAMA 5


Pérdida de presión del sistema
lb fuerza/in²
20 138
15 103
10 69
9 62
8 55
7 48
6 41
5 34
4 28
3 21
2 14
Potencia requerida (hp)
Inglés
Métrico
200 202.8
150 152.10
100 101.4
90 91.26
80 81.12
70 70.98
60 60.84
50 50.70
40 40.56
35 35.49
30 30.42
25 25.35
20 20.28
15 15.21
10 10.14
9 9.126
8 8.112
7 7.098
6 6.084
5 5.070
4.0 4.056
3.5 3.549
3.0 3.042
2.5 2.535
2.0 2.028
Volumen de aire
ft³/min (m³/min)
10 000 283.2
9.000 254.88
8.000 226.58
7.000 198.24
6 000 169.92
5.000 141.60
4 000 113.28
3 000 84.96
2 500 70.80
2 000 56.64
1 500 42.48
1.000 28.32
900 25.49
800 22.66
700 19.82
600 16.99
500 14.2
400 11.33
300 8.49
250 7.08
200 5.66
150 4.25
100 2.83

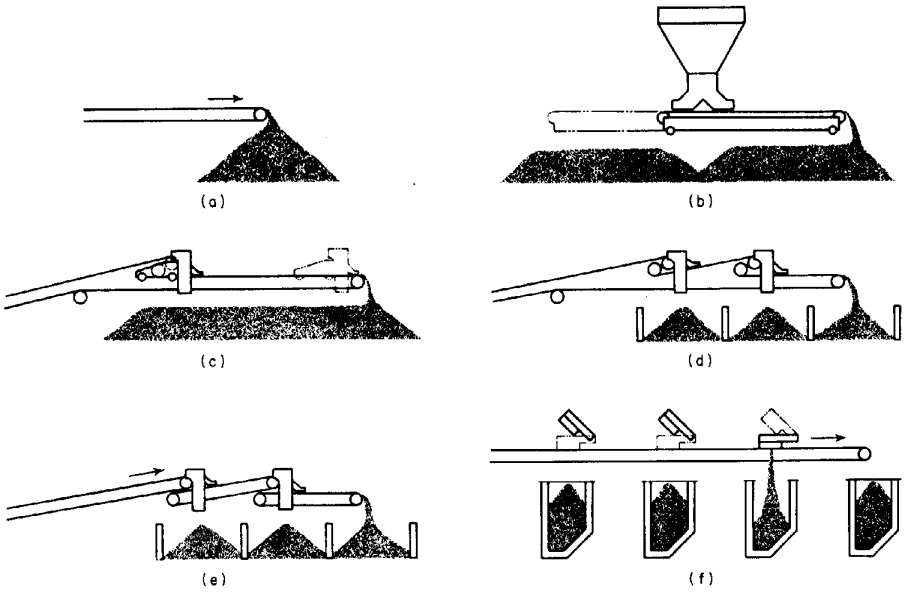


FIG. 7-14 Disposiciones de descarga de transportadores de banda. **a)** La descarga sobre la polea final forma un montón cónico al extremo de la banda. **b)** Descarga sobre polea final para la distribución longitudinal mediante un transportador corto reversible. **c)** Descarga por medio de un basculador deslizante, con o sin transportador transversal, para distribuir materiales a uno o los dos lados del transportador a todo lo largo del recorrido del basculador. Los basculadores se pueden impulsar mediante una banda de transportador o un motor separado. Los basculadores impulsados a motor se pueden invertir también en forma automática, para distribuir materiales uniformemente o se pueden controlar manualmente para efectuar la descarga en cualquier punto que se desee. **d)** Descarga mediante basculadores fijos, con o sin transportador transversal a uno o los dos lados de la banda, a aberturas fijas de tolvas o montones en lugares escogidos. También se puede hacer con transportadores múltiples, como se muestran en **e)** o mediante la detención de basculadores deslizantes en las posiciones deseadas. **e)** Descarga de transportadores múltiples por vertederos fijos de descarga, con o sin transportador transversal a uno o los dos lados de la banda, a aberturas fijas de tolvas o ubicaciones de montones. **f)** Descarga mediante rejas con bisagras a uno o más lugares fijos a lo largo de uno o los dos lados del transportador. Las rejas se pueden ajustar para dividir la descarga entre varios lugares, en forma simultánea, en las proporciones deseadas. (*FMC Corporation, Material Handling Systems Division.*)

Recuperación Con frecuencia se utilizan bandas de túneles subterráneos alimentadas por medio de compuertas especiales (Fig. 7-15) para recuperar los materiales, como en el caso de los equipos de palas móviles. También se usan raspadores de arrastre por cable para las zonas de almacenamiento externo de gran magnitud y, a veces, en el almacenamiento interno cuando se usan grandes zonas planas. Un sistema de arrastre puede seguir a una línea simple de cable fijo o se pueden proporcionar postes de apoyo para permitir la reubicación de la línea del cable, con el fin de cubrir casi cualquier forma del espacio de almacenamiento.

Uno de los desarrollos más recientes para el manejo de grandes tonelajes de materiales a granel en almacenamiento es el **recuperador de rueda de cangilones,** que consiste en una serie de cubos o cangilones situados sobre la periferia de una rueda grande impulsada por una unidad propulsora fija. Los cangilones se vacían sobre un transportador de recuperación —por lo común del tipo de banda— que toma el producto y lo lleva a otros puntos de elaboración o manejo. Los recuperadores de rueda de cangilones se han construido con capacidad para manejar desde 150 ton/h hasta 20 000 ton/h (véase la Fig. 7-16).

Con frecuencia se prefieren los **equipos móviles** a los de tipo fijo. Se usan **bulldozers** (tractores de oruga), excavadoras y cargadores con cucharón frontal, sobre todo en proyectos de corta duración donde las inversiones de capital tengan que ser limitadas. Los cargadores con cucharón frontal son especialmente ventajosos por su capacidad para transportar material, además de empujarlo o abrirlo.

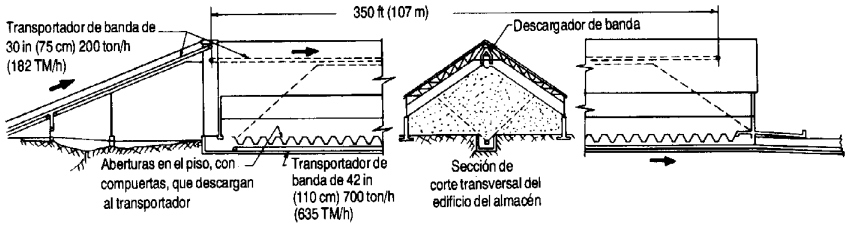


FIG. 7-15 Almacenamiento y recuperación por transportador de banda en un edificio de piso plano. (*Stephens-Adamson Division Allis-Chalmers Corporation.*)

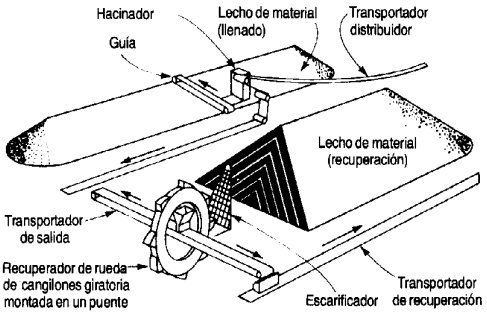


FIG. 7-16 Recuperador con rueda de cangilones. Los cangilones excavadores montados sobre la rueda se descargan sobre el transportador de banda para transferir los materiales. (*Con autorización de Mechanical Engineering.*)

El **ángulo de reposo** es aquel que adopta el material sobre la pila o el montón. Este ángulo es útil para determinar la capacidad de una tolva o de una pila. El ángulo del cono que se desarrolla en la parte superior de la pila cuando se llena una tolva o depósito, será un poco más plano que el ángulo de reposo, por el efecto de impacto.

DEPÓSITOS, TOLVAS Y SILOS DE ALMACENAMIENTO

Es probable que no haya alguna sección del arte de almacenamiento y manejo de materiales que haya avanzado tanto en una década (la de 1960) como el almacenamiento en tolvas de materiales a granel. Antes de esa época, el **diseño de tolvas de almacenamiento** era empírica y de tanteo, y el éxito se aseguraba solamente en el caso de que los productos fueran de flujo libre. Esto cambió radicalmente, debido a las investigaciones dirigidas por Andrew W. Jenike. Este trabajo, que dio como resultado la identificación de los criterios que afectan al flujo de materiales en los recipientes de almacenamiento, se presentó por primera vez en el artículo de Jenike *Gravity Flow of Bulk Solids*, Bulletin 108, University of Utah Engineering Experiment Station (octubre de 1961). Este artículo presentó las ecuaciones que definen el flujo a granel y los coeficientes que lo afectan.

La experimentación continua confirmó estos criterios y en el *Bulletin* 123 (noviembre de 1964), se definió todavía más el tema, proporcionando factores de flujo para cierto número de diseños de depósitos y tolvas, así como también especificaciones para la determinación experimental de las características de los materiales a granel que afectan el flujo y el almacenamiento. Además de la teoría, Jenike presentó un método de aplicación, que incluye ecuaciones y la medición física de las características de los materiales.

En lo que sigue, se verá un recipiente de almacenamiento que consiste en un depósito y una tolva. Un depósito es la sección superior del recipiente, con lados verticales. La tolva, que tiene por lo menos un lado inclinado, es la sección entre el depósito y la salida del recipiente.

Características del flujo de materiales Dos de las definiciones más importantes de las características de flujo en un recipiente de almacenamiento son el flujo de masa, que significa que todos los materiales en el recipiente se desplazan cuando se retira una parte (Fig. 7-17) y el flujo de embudo, que se produce cuando fluye sólo una porción del material (por lo común en un canal o un "agujero de rata" en el centro del sistema), cuando se retira cualquier cantidad de material (Fig. 7-18). En la figura 7-19 se muestran algunos diseños típicos de flujo de masas.

Los depósitos con flujo de masa tienen algunas de las características más solicitadas para los recipientes de almacenamiento; siempre que se abre la compuerta del fondo sin ayuda se obtiene un flujo. Un depósito con flujo de embudo puede tener o no flujo; pero probablemente se pueda hacer que fluya por algún medio.

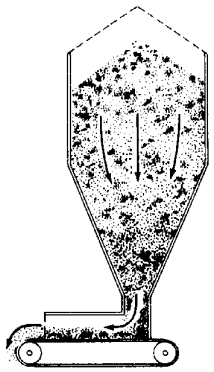


FIG. 7-17 Tolva de flujo de masa. El material no se canaliza hacia la descarga. (*Con autorización de Chemical Engineering.*)

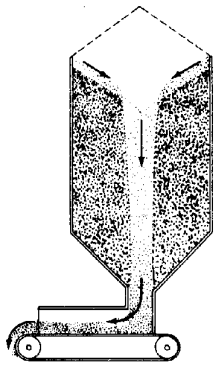


FIG. 7-18 Tolva de flujo de embudo. El material se segrega y se forman agujeros de rata. (*Con autorización de Chemical Engineering.*)

Hasta que Jenike desarrolló la razón para el diseño de recipientes de almacenamiento, uno de los criterios más comunes era el de la medición del ángulo de reposo, el uso de este valor como ángulo de la tolva y el ajuste del depósito para el espacio disponible. Con demasiada frecuencia, se diseñaban depósitos desde un punto de vista arquitectónico o de ingeniería estructural, más que al tomar en consideración el papel que iban a desempeñar en un proceso. Desde luego, la economía de espacio es un criterio válido para el diseño de depósitos; pero hay otros que se deben tomar en cuenta. En la tabla 7-14 se comparan las características principales de los depósitos con flujo de masas y flujo de embudo.

Aunque evidentemente es preferible un depósito de flujo de masa a otro de flujo de embudo, es preciso justificar la inversión adicional que se requiere casi siempre. Con frecuencia, esto se hace mediante la reducción de los costos operacionales; pero cuando el espacio de instalación está limitado, es preciso llegar a un punto de término medio como un diseño especial de la tolva y, a veces, incluso el empleo de un alimentador. Desde luego, con los depósitos con flujo de masa, no se necesita alimentador para el flujo; sin embargo, se puede utilizar todavía por otras razones, tales como las de transporte de material a la etapa siguiente de procesamiento.

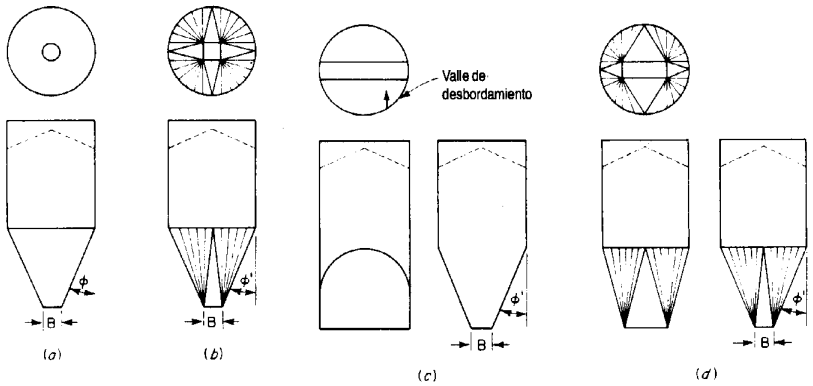


FIG. 7-19 Tipos de tolvas de flujo de masa. El tipo c) en simple, pero tiene un valle. Aunque de construcción más difícil, el tipo d) carece de valles y se suele recomendar casi siempre. (*Con autorización de Mechanical Engineering.*)

TABLA 7-14 Características principales de tolvas de flujo de masa y flujo de embudo

Tolvas de flujo de masa	Tolvas de flujo de embudo
1. Las partículas se segregan, pero se reúnen en la descarga	1. Las partículas se segregan y permanecen segregadas
2. Los polvos se desairean y no fluyen cuando se descarga el sistema	2. La primera porción que entra es la última en salir
3. El flujo es uniforme	3. Pueden permanecer productos en puntos muertos, hasta que se realiza la limpieza completa del sistema.
4. La densidad del flujo es constante	4. Los productos tienden a formar puentes o arcos y, luego, a que se formen agujeros de rata durante la descarga
5. Los indicadores de nivel funcionan adecuadamente	5. El flujo es errático
6. No quedan productos en zonas muertas, donde pudieran degradarse	6. La densidad puede variar
7. Se puede diseñar la tolva para tener un almacenamiento no segregado o para funcionar como mezcladora	7. Los indicadores de nivel se deben situar en puntos clave, para que puedan funcionar adecuadamente
	8. Las tolvas funcionan bien con sólidos de partículas grandes y flujo libre.

Criterios de diseño Los criterios de Jenike permiten un **análisis económico y de ingeniería del almacenamiento** aproximadamente con el mismo nivel de confianza que para el resto de la planta de proceso. Sus métodos cuantitativos se pueden utilizar para determinar 1) si el recipiente funcionará con flujo de masa o de émbolo y 2) las dimensiones de salida de la tolva con el fin de que el producto fluya. Sus métodos proporcionan también criterios para efectuar compensaciones de ingeniería entre el flujo de masa y el de embudo, cuando las características del producto, las limitaciones de espacio, etc., se opongan al diseño para el flujo de masa.

La relación entre el flujo de masa y el de embudo para depósitos cónicos se muestra en la figura 7-20. El ángulo de fricción cinemática ϕ' —que es una medida del coeficiente de fricción entre el sólido y el material de construcción utilizado para la tolva cónica— se mide con el "probador de factor de flujo". El grado de acabado de la superficie metálica puede tener efectos importantes para determinar si el recipiente funcionará con flujo de masa o de embudo. En los últimos años, se han utilizado con mayor frecuencia grados más finos de acabado, debido principalmente a que la intuición los hacía recomendables. El ángulo cinemático de fricción se relaciona también con el grado de compresión que sufre el producto en el almacenamiento.

Una vez que se toma una decisión (de flujo de masa o de embudo) o se establece un punto de término medio, incluyendo un depósito de flujo dilatado, será preciso tomar en consideración la salida de la tolva y el tipo de alimentador. La lección que da Jenike sobre el flujo a través de la abertura del depósito es la de que los materiales que se pueden compactar (por oposición a los de flujo libre) se apelmazarán debido a la forma del recipiente de almacenamiento y las características de empaquetamiento del producto. Cuando esto ocurre, el material forma un **arco** que puede resistir esfuerzos considerables.

Puesto que el arco transfiere la carga a las paredes de la tolva y, al hacerlo así, se aplica una gran presión, se hace muy grande el coeficiente cinemático de fricción, ϕ'. El resultado neto es que la "cúpula" o el "puente" que se forma, impide que haya flujo en el recipiente. entonces, se deberá aplicar fuerza al arco para que se hunda y se reinicie el flujo, aunque sea en forma errática.

Según Jenike, cuando la resistencia del arco f se vea sobrepasada por el esfuerzo interno s generado por una fuerza aplicada sobre la cúpula, habrá flujo. En resumen:

Cuando $f < s$, hay flujo

Cuando $f > s$, no hay flujo

Cuando $f = s$, se alcanza el punto crítico.

Para realizar un **análisis de flujo** cuando $f < s$, se observa un elemento de material conforme se desplaza por un recipiente de almacenamiento

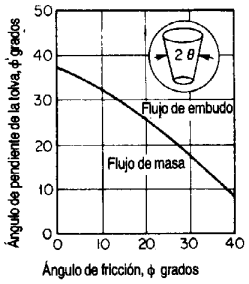


FIG. 7-20 Relación entre el flujo de masa y el de embudo para tolvas cónicas. (*Con autorización de Chemical Engineering.*)

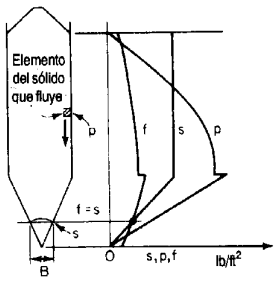


FIG. 7-21 El análisis de flujo se realiza mediante la observación de un elemento de material conforme se desplaza por la tolva. (*Con autorización de Chemical Engineering.*)

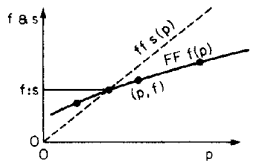


FIG. 7-22 Sólo hay flujo cuando *FF* está por debajo de *ff*. (*Con autorización de Chemical Engineering.*)

(figura 7-21). La presión p sobre el elemento aumenta a partir de cero a la entrada hasta un valor máximo que se presenta en la transición del depósito a la tolva. A continuación, la presión disminuye a cero en forma lineal, en el vértice del cono de la tolva. La resistencia resultante f sigue un patrón similar, aun cuando, por lo común, tiene un valor mayor que cero. Los esfuerzos inducidos en el material al fondo de la tolva por el peso del material superior son constantes, pero disminuyen linealmente a cero en el vértice del cono. Las curvas de f y s se intersecan en un punto correspondiente a las dimensiones críticas de la **abertura de la tolva** B.

Al reducir este análisis a una técnica para determinar B, el método de Jenike proporciona un medio práctico para medir e interpretar la resistencia de un sólido a granel en función de la presión de compactación. Para desarrollar esta relación, Jenike desarrolló un **probador de corte**, que da una función de flujo *FF*, que es una curva localizada a través de los puntos resultantes de los valores de f y p obtenidos por el probador de corte. Esta curva *FF* se traza en función de un factor *ff* para la tolva que se diseña, como se muestra en la figura 7-22.

El método utiliza el principio de que existe una relación numérica constante del esfuerzo inducido s en el contenido almacenado con respecto a la presión de compactación p. Así pues, para cualquier diseño de tolva, donde se tiene una curva *ff*, se podrán trazar los resultados del probador de corte y situar el punto en el que $f = s$. Puesto que se conoce también la distancia a la que se produce esto por encima del vértice de la tolva, esos valores se convierten en las dimensiones de la tolva en ese punto.

Una de las aproximaciones útiles de B para una tolva cónica en $B = 22\, f / \alpha$ es en donde α es la densidad a granel del producto almacenado. El aparato para la determinación de las propiedades de los sólidos se desarrolló y se ofrece para su venta, consultando a la empresa de Jenike y Johansen, Winchester, Mass., que realizan también esas pruebas sobre la base de contratos. El probador *FF* de factor de flujo, un índice constante de deformación, la máquina del tipo de corte directo, da el sitio de puntos para la curva *FF* así como también ϕ', que es el coeficiente cinemático de fricción. Se usa un banco de compactación para preparar muestras con diferentes grados de compactación para el probador del factor de flujo. Esto se puede complementar con el mismo bando encerrado en un local de temperatura controlada.

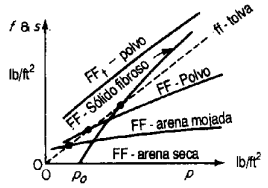


FIG. 7-23 Curvas *FF* para varios materiales. Multiplíquese libras fuerza por pie cuadrado por 0.0479 para obtener kilopascales. (*Con autorización de Chemical Engineering.*)

Para algunos materiales es posible producir una gráfica de *FF* que no tenga intersecciones con la curva *ff*. Esto indica que se requiere un diseño diferente de la tolva y el depósito o que el material no podrá fluir. En la figura 7-23 se muestran curvas *FF* para varios materiales.

El método de Jenike permite a los ingenieros químicos diseñar recipientes de almacenamiento a granel y calcular los costos en la función del desempeño con un nivel elevado de seguridad de que, si las condiciones en el sistema real de almacenamiento son las mismas que las que prevalecen durante las pruebas, harán que el producto fluya. Sin embargo, les corresponde a los ingenieros establecer los límites de las condiciones de los productos que se encontrarán y realizar pruebas apropiadas. Un producto puede no fluir si cambian sus características o si se encuentran en la planta cambios radicales de temperatura, o bien, si un desecador de capacidad demasiado baja de diseño deja un remanente de humedad.

Otro uso del método de Jenike es su extensión al **diseño estructural** crítico de recipiente de almacenamiento. Puesto que se pueden calcular las presiones, es posible diseñar para condiciones reales más que para estimaciones. Asimismo, se pueden diseñar dispositivos de corrección de flujo con esta teoría. Las obras que vale la pena consultar en relación con este tema son:

Jenike, "Gravity Flow of Bulk Solids", Bull. 108, Utah Engineering Experiment Station, Salt Lake City, October 1961. Jenike, "Steady Gravity Flow of Frictional-Cohesive Solids in Converging Channels", *J. Appl. Mech.*, **31**, ser. E, 5-11 (March 1964). Jenike, "Why Bins Don't Flow", *Mech. Eng.*, May 1964, pp. 40-43. Jenike, "Storage and Flow of Solids", Bull. 123, Utah Engineering Experiment Station, Salt Lake City, November 1964. Jenike, "Gravity Flow of Frictional-Cohesive Solids-Convergence to Radial Stress Fields", *J. Appl. Mech.*, **32** ser. E, 205-207 (March 1965). Jenike, "Quantitative Design of Mass-Flow Bins", *Powder Technol.*, January 1967, pp. 237-244. Jenike et al., "Flow Properties of Bulk Solids", *Proc. Am. Soc. Test. Mater.*, **60**, 1168-1181 (1960). Jenike and Johanson, "On the Theory of Bin Loads", Pap. 68-MH-8, American Society of Mechanical Engineers, Oct. 21-23, 1968. Jenike and Leser, "A Flow-no Flow Criterion in the Gravity Flow of Powders in Converging Channels" *Proc. Fourth Int. Congr. Rheology*, pt. 3, Brown University, Providence, R.I., Aug. 26-30, 1963, pp. 125-141. Johanson, "The Placement of Inserts to Correct Flow in Bins", Powder Technol., January 1968, pp. 328-333. Johanson and Colijn, "New Design Criteria for Hoppers and Bins", *Iron Steel Eng.*, October 1964, pp. 85-104.

Especificación de materiales a granel para obtener el mejor flujo Se pueden eliminar muchos problemas de flujo desde el origen, mediante la especificación rígida, precisa y sensible de las características físicas de los materiales.

El **tamaño de partículas** es uno de los factores más comunes y controlables que afectan la capacidad de flujo de un material dado. En general, se puede suponer que cuanto mayor sea el tamaño de las partículas y más libre se encuentre el material de partículas finas, tanto más fácilmente fluirá. Las especificaciones pueden dictar el tamaño deseado de las partículas y la uniformidad de los tamaños para las materias primas adquiridas. La molienda en la planta puede reducir los desperdicios y mejorar las capacidades de flujo, produciendo un material molido con un mínimo de partículas finas; pero esto incluye ope-

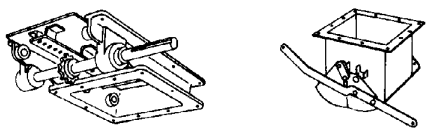


FIG. 7-24 Compuerta de cremallera y piñón a) y de cuadrante doble b).

raciones adicionales que pueden no ser justificables desde el punto de vista económico.

Con frecuencia se realza la facilidad de manejo mediante la **granulación** de las materias primas. El tamaño grande de partículas, la uniformidad de los tamaños y las superficies lisas y duras de las partículas contribuyen a mejorar el flujo.

El **contenido de humedad** es otro factor común y controlable de flujo. La mayoría de los materiales pueden absorber con facilidad humedad hasta cierto punto; la adición posterior de humedad puede provocar problemas importantes de flujo. Las especificaciones pueden controlar la cantidad del contenido de humedad en las materias primas adquiridas. El contenido de humedad se puede reducir en la planta, incluyendo una operación de secado en la línea de procesamiento. Los costos más bajos de envíos y un buen control de las pérdidas causadas por los deterioros.

También se puede lograr el control de la humedad al reemplazar el aire en el recipiente o depósito que contiene al material con un gas seco y estable, por ejemplo, nitrógeno. Esta técnica se utiliza también para proteger materiales contra ciertos tipos de deterioro, tales como la pérdida de vitaminas en los artículos alimenticios.

Las **temperaturas elevadas** pueden provocar problemas graves de flujo en algunos materiales que contienen gluten, azúcares u otros componentes solubles y de punto de fusión bajo. Esos materiales se hacen pegajosos en las temperaturas elevadas y puede ser necesario instalar equipo de enfriamiento. Como sucede con los equipos de secado, es preciso realizar un estudio para determinar si el costo adicional del enfriamiento se puede contrarrestar mediante los ahorros logrados al mejorar el flujo. Por supuesto, se deberán tomar también en consideración otras ventajas posibles, tales como las cualidades de conservación del producto en temperaturas más bajas.

El **envejecimiento** parece hacer mejorar la capacidad de flujo de ciertos materiales. Esto se debe probablemente a la oxidación superficial de las partículas, a la distribución más uniforme de la humedad y al redondeo de las esquinas de las partículas que provoca el manejo.

El **contenido de aceite** no reduce materialmente la capacidad de flujo. Por ejemplo, la adición de aceites y grasas a los ingredientes de alimentos para animales, hace mejorar la calidad de los gránulos hechos con esos materiales, endureciendo sus superficies y habilitándolos para resistir la fricción.

Se utilizan **compuertas** (Fig. 7-24) para controlar el flujo procedente de depósitos, tolvas y equipos de procesamiento a los alimentadores o directamente a los transportadores. Existen en una gama amplia de estilos, que van desde la compuerta deslizante manual simple (que con frecuencia es muy difícil de manejar a mano) al diseño de precisión de cremalleras y piñón, que por lo común se cierra herméticamente contra el polvo y el escurrimiento. La compuerta de cremallera y piñón funciona manualmente con un mínimo de esfuerzo y se adapta con facilidad al funcionamiento hidráulico, neumático y eléctrico. La compuerta de cuadrante operada con palanca se usa a menudo cuando se desea una compuerta de abertura rápida. No se diseña para controlar el flujo del material sino para permitir la descarga libre de los materiales con muchos terrones. Hay centenares de estilos de compuertas de entre los que se puede efectuar la selección y cuando se aplican adecuadamente permiten eliminar con frecuencia la necesidad de un alimentador más costoso.

Los **controles del nivel de sólidos** son importantes para determinar el nivel de los materiales en los depósitos y tolvas y para proteger también los transportadores contra los daños producidos por el atascamiento, si se sitúan en vertederos de transferencia y descarga. Pueden activar simplemente una señal de alarma visual o auditiva o conectarse eléctricamente al sistema de transportación para poner en marcha o detener automáticamente los transportadores. Existen muchos diseños que van desde los dispositivos costosos que utilizan isótopos radiactivos hasta las paletas simples. Los dos diseños que se muestran en la figura 7-25 dependen de interruptores limitadores con activación mediante un cono suspendido en uno de ellos y un diafragma de acero inoxidable en el otro. En cualquier caso, la presencia de material apoyado contra el cono o el diafragma abre o cierra el interruptor, activando así una señal de alarma en el último caso mientras que en el anterior corta la energía de alimentación del transportador.

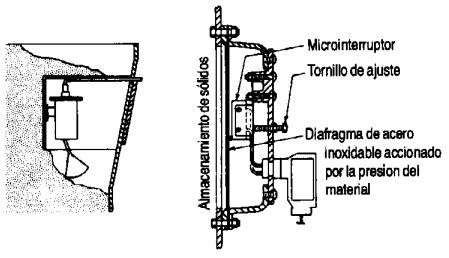


FIG 7-25 Unidades de control de nivel de tolvas.

ALIMENTADORES Y DISPOSITIVOS DE AYUDA PARA EL FLUJO

Con frecuencia se presentan situaciones en las que los depósitos de flujo de masa no se pueden instalar por razones tales como las limitaciones de espacios y los requisitos de capacidad. Asimismo, a veces, el producto que se debe almacenar tiene una función de flujo *FF* (que se describió antes) que se encuentra por debajo del factor de flujo *ff*, de modo que se producen puentes y sin ayuda no es posible el flujo de masas. Para afrontar estas situaciones, existen numerosos tipos de **ayudas para el flujo**, que de entre los más convenientes utilizan un alimentador y una tolva corta de flujo de masa para ampliar el canal de flujo de un depósito de flujo de embudo. La elección del alimentador o la ayuda para el

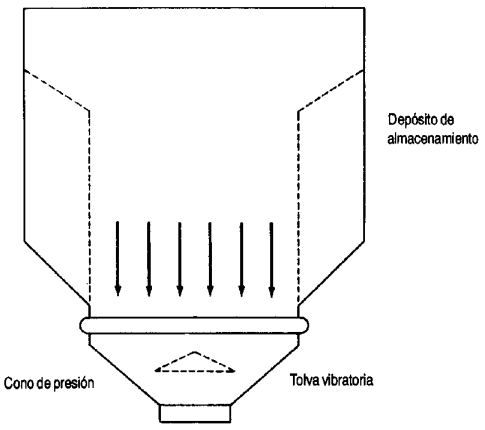


FIG. 7-26 Tolva vibratoria. Ensancha la abertura de la tolva de almacenamiento y rompe los puentes que forman los materiales. (*Con autorización de Mechanical Engineering.*)

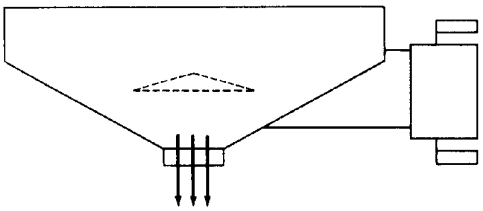


FIG. 7-27 Tolva giratoria. La vibración se aplica perpendicularmente al canal de flujo. (*Con autorización de Mechanical Engineering.*)

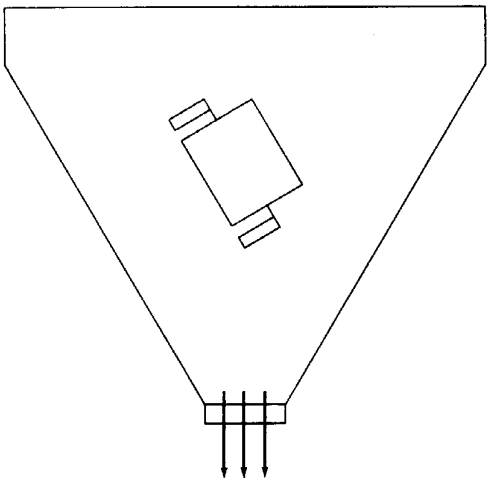


FIG. 7-28 Tolva de remolino. Dos motores montados le dan al material un movimiento de ascenso y descenso.

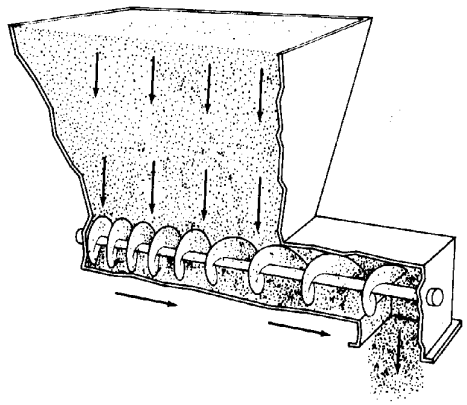


FIG. 7-29 Alimentador de tornillo helicoidal. Necesita un tornillo de paso variable para producir un arrastre uniforme del material. (*Con autorización de Chemical Engineering.*)

flujo se deberá hacer siempre como parte del análisis del recipiente de almacenamiento. A continuación, los sistemas resultantes suelen ser tan eficientes como los de tipo de flujo de masa.

Las **tolvas vibratorias** son ayudas para el flujo consideradas entre las más importantes y versátiles. Se usan para ampliar la abertura de los depósitos de almacenamiento y provocar el flujo al romper los puentes formados por el material. En la figura 7-26 se muestra este tipo de alimentador. Son comunes dos tipos básicos de tolvas vibratorias: el tipo giratorio, en el que la vibración se aplica perpendicularmente al canal de flujo (Fig. 7-27) y el tipo de torbellino, que al proporcionar una elevación y una oscilación combinada al material, hace que se rompan los puentes que se forman (Fig. 7-28). Una de las versiones de este tipo de ayuda de flujo es un depósito que vibra y oscila por completo. Estos depósitos tienen por lo común una capacidad límite de aproximadamente 2.8 m^3 (100 ft^3).

También se usan **alimentadores de tornillo sinfín** o helicoidal para ayudar a descargar depósitos y producir una alimentación uniforme. En este caso es importante la necesidad de un tornillo helicoidal de

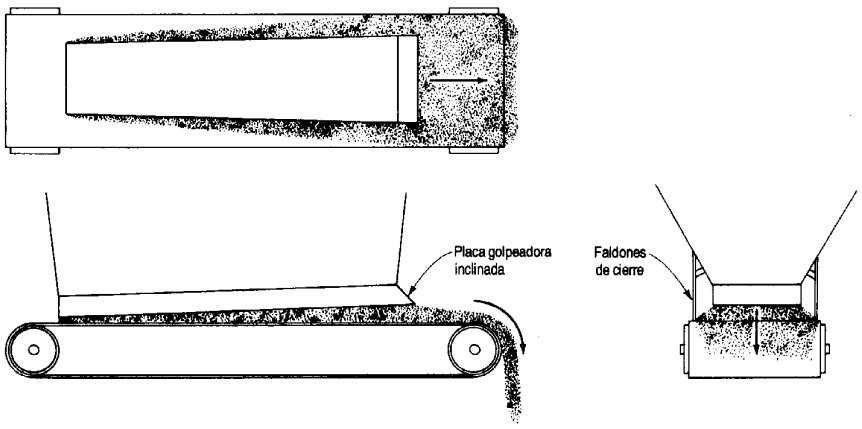


FIG. 7-30 La placa inclinada de golpeo en la banda de los alimentadores de banda articulada asegura el flujo de sólidos que no circulan con libertad. (*Con autorización de Chemical Engineering.*)

paso variable para producir un arrastre uniforme del material por la abertura completa de la tolva (Fig. 7-29). Para que haya flujo uniforme, la relación numérica de la abertura de alimentador de tornillo sinfin al diámetro no debe sobrepasar de seis.

También se pueden utilizar **alimentadores de banda o de banda articulada** para dar una alimentación uniforme a partir de un depósito, pero es preciso tener cuidado para que no se produzcan puntos muertos en el canal de flujo por encima de la banda del alimentador (Fig. 7-30). Las capacidades de esos alimentadores se pueden incrementar, haciendo cónica la salida en el plano horizontal y el vertical. Para asegurar el flujo de los sólidos que no circulan con libertad a lo largo de la pared frontal del depósito, se necesita una placa golpeadora inclinada al frente de la tolva. La conicidad debe aplicarse sólo en una dirección. Por ejemplo, un alimentador de banda articulada para rocas grandes tendrá los faldones del depósito cerrados herméticamente contra la plataforma para evitar que las rocas tengan una acción de cuña entre la tolva y el alimentador y la conicidad estará sólo en el plano horizontal. Sin embargo, para las ranuras largas, no resulta práctico el utilizar como conicidad una anchura creciente de las ranuras.

Se han utilizado bandas con éxito bajo aberturas ranuradas de hasta 30 m (100 ft), con una anchura constante de 205 mm (8 in). Se deben tomar disposiciones para ajustar en el campo el espacio entre el faldón y la banda, con el fin de proporcionar un flujo uniforme en toda la longitud. Puesto que la distancia mínima entre el faldón y la banda debe permitir que pase por debajo la partícula mayor, los alimentadores de banda muy largos se limitan a los sólidos más finos.

Se aplican los mismos principios a los **alimentadores de banco**. El faldón se eleva por encima del banco en un patrón en espiral para proporcionar una capacidad mayor en la dirección de rotación (Fig. 7-31). La reja, situada fuera del depósito, sólo arrastra el material que fluye debajo del faldón.

Los **alimentadores vibratorios** proporcionan también un flujo uniforme a lo largo de una abertura ranurada de longitud limitada (Fig. 7-32). También en este caso, aumenta la distancia entre la plataforma del alimentador y la tolva en la dirección de alimentación. La longitud de la ranura se limita por el movimiento del alimentador. Puesto que, en las ranuras largas, el componente ascendente del movimiento no se ve atenuado por la abertura frontal, los sólidos tienden a apelmazarse. Cuando se trata de sólidos pegajosos, esto puede provocar problemas de flujo, así como también un incremento de la energía requerida para los materiales de flujo libre. Con el fin de superar estas dificultades, se diseñan alimentadores vibratorios y de placa de movimiento alternativo para la alimentación a través de la ranura. Aun cuando este tipo de alimentador puede necesitar varias unidades motrices para adaptar anchuras excepcionales. Las unidades son pequeñas debido a la longitud corta del alimentador.

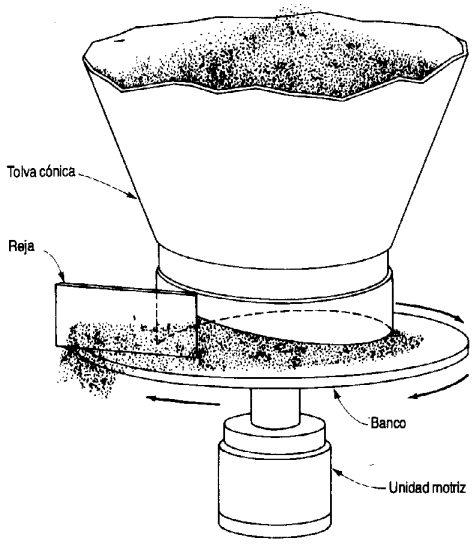


FIG. 7-31 Alimentador de banco. El faldón se eleva en un patrón en espiral para incrementar la capacidad en el sentido de la rotación. (*Con autorización de Chemical Engineering.*)

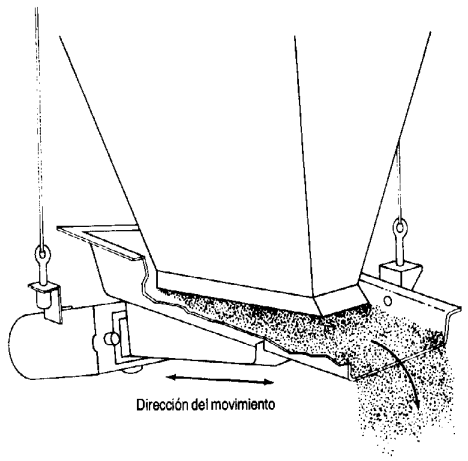


FIG. 7-32 Alimentador vibratorio. La distancia entre la paila alimentadora y la tolva se incrementa en la dirección de la alimentación. (*Con autorización de Chemical Engineering.*)

Los **alimentadores de estrella** con un transportador recolector de tornillo o gusano sinfin (Fig. 7-33) proporcionan una salida muy uniforme a lo largo de la abertura ranurada. Se debe agregar una sección vertical de cuando menos, una salida por encima del alimentador para asegurar la salida uniforme por la abertura.

Otros métodos de contribuir a las descargas de los depósitos son los cojines de fluidización de aire y las unidades de brazos giratorios.

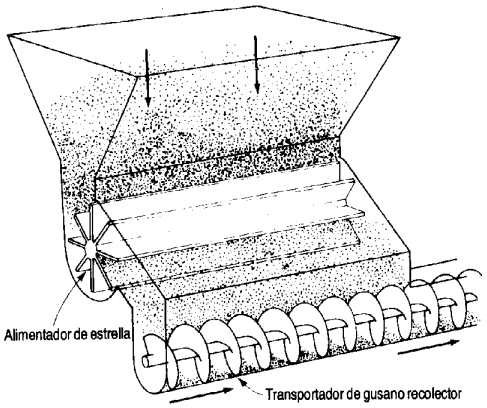


FIG. 7-33 Alimentador de estrella. El tornillo recolector asegura salida uniforme. (*Con autorización de Chemical Engineering.*)

PESADO DE SÓLIDOS A GRANEL

El **pesado automático** ha reemplazado en gran parte al manual en las industrias de procesos químicos, debido a la aparición de procesos de mayor capacidad y la necesidad de economizar mano de obra. Asimismo, la seguridad de los equipos de pesado aumentó considerablemente durante la última década y disminuyeron los costos de inversión. Se usan tanto pesadas por lotes como continuas.

Pesado por lotes En este caso, se mide una unidad dada de peso y, a continuación, se obtiene el peso total deseado mediante múltiplos de la unidad dada. Las balanzas por lotes se utilizan cuando se llevan a cabo pesadas pequeñas, ya sea individualmente o por grupos en secuencia.

La mayoría de las balanzas por lotes incluyen un recipiente montado en una viga pesadora, contrabalanceada por un conjunto de pesas aproximadamente iguales al peso deseado. Se activa o detiene una fuente de alimentación montada sobre el recipiente pesador mediante una señal generada por el brazo de la balanza. En los últimos años, los sistemas directos de control mecánico de las balanzas se han reemplazado en gran parte por el control neumático o hidráulico de la fuente de alimentación y la descarga del recipiente pesador, los que se activan mediante controles eléctricos.

El **principio de funcionamiento** de las balanzas de tipos por lotes se basa en el concepto de que una corriente de material tiene densidad constante. Si esto es cierto, entonces, si se corta la circulación, en algún punto del avance del peso por lotes deseado, la cantidad de material que fluye permanecerá constante entre el momento en que se capta el peso y se detiene el flujo. El peso total en el recipiente es la suma de la carga que se debe al flujo y la cantidad que fluye durante el periodo de corte. Por esta razón, son importantes las condiciones de alimentación a la balanza. El **flujo uniforme** es esencial para un pesado preciso por lotes.

Si el material fluye con libertad, se podrá utilizar una tolva de flujo de masa (Fig. 7-34). Si no fluye libremente, se deberá utilizar un alimentador apropiado, que puede ser de gusano, de banda o vibratorio.

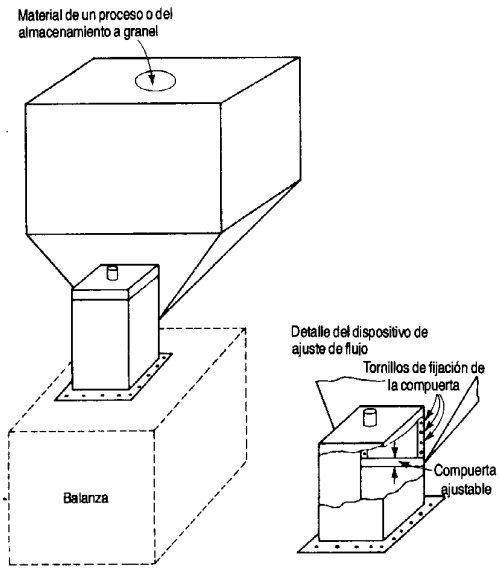


FIG. 7-34 Tolva de flujo de masa para productos de flujo libre, que se utiliza con balanzas de llenado-pesado y prepesado simultáneos.

Esos dispositivos se describen en la subsección de "Alimentadores y dispositivos de ayuda para el flujo".

El tipo de sistemas de control de balanza en el que el movimiento del brazo se capta mediante un transformador diferencial o un grupo de celdas de carga, tiene un interés especial. La salida de esos dispositivos es proporcional al desplazamiento del brazo de la balanza que, a su vez, lo es a la cantidad de material en el cubo de pesado. Esto proporciona muchos beneficios, además de determinar los pesos con exactitud. Una de las ventajas más notables es la capacidad para utilizar la salida del transformador para indicar el peso real en los recipientes de pesado, o bien, mediante una calibración diferente, las variaciones del peso deseado.

El uso de microprocesadores permite que esta señal se utilice en diversas formas: para controlar el peso, para ajustar la escala al considerar los leves cambios en la densidad a granel inherentes a los materiales que se encuentran fluyendo y para activar los dispositivos de registro, cabezas de impresión e impresores de etiquetas. No había sido posible tener estas características con básculas mecánicas rígidas, pero como el microprocesador puede ejecutar operaciones aritméticas y programarse mediante el uso de la lógica algebraica, muchos productos considerados anteriormente como difíciles o imposibles de pesar con exactitud, ya pueden ser pesados con exactitudes iguales a las correspondientes a materiales de flujo libre. Lo anterior permite hacer que el pesado pueda realizarse por **adición** o **sustracción**. Cuando la báscula es del tipo aditivo, el material se **agrega** al recipiente de pesado, que está siendo detectado por el sistema de control de la báscula. Cuando se trata de una **báscula de pérdida de peso**, el material fluye hacia afuera de un recipiente que está siendo continuamente pesado.

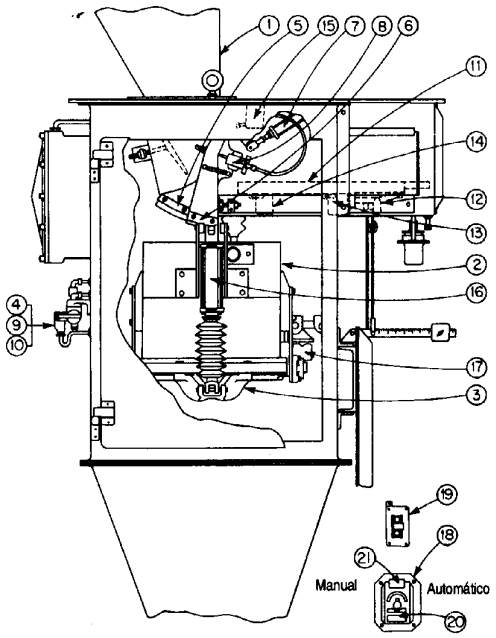


FIG. 7-35 Balanza automática aditiva del tipo por lotes. Componentes: **1)** Depósito, **2)** Cubo de la balanza, **3)** Compuerta del cubo, **4)** Válvula de solenoide, **5)** Compuerta a granel, **6)** Compuerta de goteo, **7)**, **8)** Cilindros de aire accionados por válvulas activadas por solenoides, **9)**, **10)** Válvulas activadas por medio de solenoides, **11)** Brazo de la balanza, **12)** Dispqsitivo reforzador, **13)** y **14)** Celdas de carga, **15)** Microinterruptor, **16)** Cilindro de aire, **17)** Microinterruptor, **18)** Microprocesador, **19)** Interruptor manual de arranque. (*Con autorización de St. Regis Paper Co.*)

Cuando se necesita una precisión extrema en el pesado, la alimentación al recipiente pesador se divide en dos porciones sucesivas; **una carga grande a granel**, seguida por una **alimentación final breve de goteo**, que debe tener un índice de flujo de aproximadamente 0.01% del índice a granel.

Una de las aplicaciones típicas de las balanzas por lotes es el pesado de cargas por máquinas embaladoras. Otra es el pesado de cantidades dadas de materias primas y su conducción a la siguiente unidad de procesamiento, que puede ser una mezcladora o un autoclave. Las balanzas de pesado por lotes pueden tener una precisión de ±0.1%, cuando se equipan con controles a granel y de goteo.

Básculas de pesado aditivo La secuencia de operaciones involucradas en el pesado de una carga de material (Fig. 7-35) es la siguiente. Un producto de libre flujo es colocado en la tolva de alimentación de la báscula (1). Al accionar el interruptor manual (19), se abren la compuerta a granel (5) y la compuerta de goteo (6). El producto fluye al receptáculo de la báscula (2). El peso es detectado por los medidores de carga (13), (14), cuya salida analógica es convertida a digital por un circuito en el microprocesador (18) que lee el peso X veces cada segundo, dependiendo de la sensibilidad requerida. Cuando se alcance el peso preestablecido (aproximadamente 98% del peso deseado) en el receptáculo de la báscula (2), el microprocesador cierra la compuerta a granel (5) y abre la compuerta de goteo (6). La alimentación por goteo se inicia y cuando se alcanza el peso deseado, el microprocesador cierra la compuerta de goteo, completándose la medición del peso. La puerta del receptáculo de la báscula se abre automáticamente, descargando el producto pesado a la siguiente etapa del proceso. El microprocesador muestra entonces el peso real de la carga (20) en un panel electrónico y registra, ordena en una lista, imprime (21) e indica cualquier discrepancia en peso, cuando el valor cae fuera de la tolerancia fijada. Si se desea, también es posible tener una etiqueta del número de lote que se pesa.

Báscula de pérdida de peso La secuencia de operaciones en esta báscula (Fig. 7-36) es la siguiente: al accionar el interruptor de arranque (1), se provoca que el alimentador (2) llene la tolva de pesado (3) hasta que se abra el nivel de control (5), con lo cual cesa el flujo, se activa el interruptor de cierre (5) y se mide y registra el peso incial W_0 en la tolva de pesado (3). Al accionar el botón de arranque (6) se ocasiona que el alimentador (4) y el embalador de bolsas arranquen simultáneamente. El producto es transportado por el alimentador (4) al envasador (7) y por el embalador de bolsas a la bolsa (no mostrada). El microprocesador (8) lee la señal del convertidor analógico-digital (8), que es conectado a la celda de carga (9) y sustrae el peso W_i en la tolva (3) en el tiempo t_i del peso inicial W_0. La diferencia en peso W_j se suma y registra. Cuando $W_j = W_s$, el peso deseado, el microprocesador detiene el alimentador (4) y, X segundos después, la embaladora de bolsas (7). El microprocesador, muestra entonces el valor del peso W_f (10) y registra, ordena en una lista e imprime (11) cualquier discrepancia entre el peso deseado y W_f, que es el peso realmente

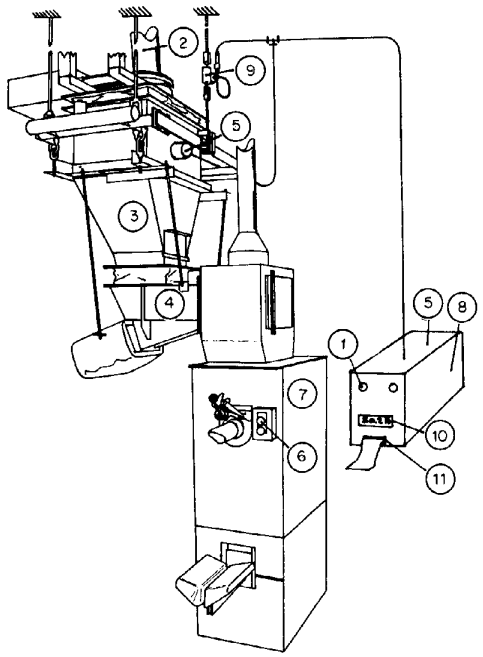


FIG. 7-36 Báscula tipo de pérdida de peso, usada con una máquina embaladora de bolsas para productos de flujo difícil. (*Con autorización de H. F. Henderson Industries, Inc.*)

obtenido. El sistema de embalaje mostrado está diseñado para el manejo de productos que tienen muy pobres o erráticas características de flujo. Además de usarla en equipo de embalaje, la báscula de pérdida de peso puede ser empleada en una amplia variedad de aplicaciones de proceso.

Pesado continuo Este procedimiento incluye un dispositivo sensible tanto a la cantidad total de material que fluye como a los cambios en el flujo. El material pasa constantemente sobre los elementos sensores del peso de la balanza continua, que puede rastrear el flujo y sus cambios y, por último, proporciona una lectura final al sacar el total. Las balanzas de peso continuo utilizan una sección de transportador de banda sobre la que pasa el material que se va a pesar.

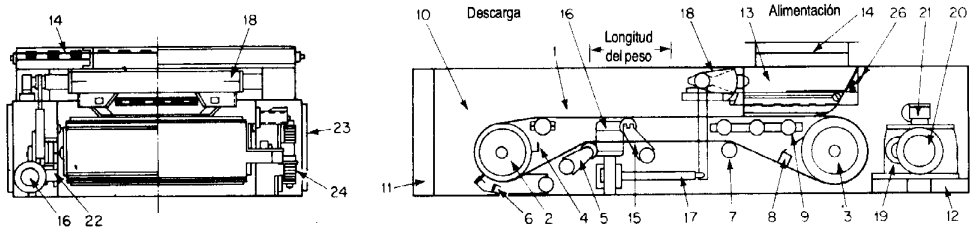


FIG. 7-37 Balanza continua para materiales a granel, **1)** Banda de transportador, **2)** Polea delantera, **3)** Polea posterior, **4)** Recogedor de polea, **5)** Ensamblaje recogedor de resorte, **6)** Raspador exterior de la banda (con resorte), **7)** Control de circulación de la banda, **8)** Raspador de banda (interno), **9)** Raspador de polea, **10)** Canal lateral, **11)** Canal transversal, **12)** Canal transversal, **13)** Vertedero de transición (opcional), **14)** Compuertas de corte de alimentación, **15)** Rodillos pesadores, **16)** Motor impulsor del tornillo de la compuerta, **17)** Tornillo de la compuerta, **18)** Tornillo de ajuste manual de la compuerta, **19)** Tacogenerador (opcional), **20)** Transmisión de velocidad variable, **21)** Ajuste de velocidades para el motor de la transmisión **20)**, **22)** Acoplamiento, **23)** Cubierta lateral, **24)** Elementos sensores del peso, **25)** Almacenamiento en tolva (opcional), **26)** Placa de apoyo ajustable (opcional). (*Howe Richardson Company.*)

TABLA 7-15 Costos típicos de contenedores para productos químicos en 1980

Tamaño y descripción del contenedor	Costo unitario Dólares de E.U.A.	Volumen útil ft^3	Volumen útil m^3
Tambores metálicos [a,b,c]			
55 gal (208 L), acero, tapa cerrada, placa calibre 18-20-18,[d] DOT-17E, nuevo	$ 16.70	7.35	0.208
55 gal (208 L), acero, tapa cerrada, placa calibre 16, DOT-17C, nuevo	21.72	7.35	0.208
55 gal (208 L), acero, tapa abierta, placa calibre 18, Regla 40, nuevo[e]	21.99	7.35	0.208
55 gal (208 L), acero, tapa abierta, placa calibre 16-18-18, DOT-17H, nuevo[e]	24.27	7.35	0.208
55 gal (208 L), acero, tapa cerrada o abierta, placa calibre 18 o 18-20-18 usado, reacondicionado	11.50	7.35	0.208
55 gal (208 L), acero inoxidable tipo 304, tapa cerrada, placa calibre 16, DOT-5C (entregado)	230.00	7.35	0.208
30 gal (113 L), acero, tapa cerrada, placa calibre 20, DOT-17E	12.60	4.00	0.113
30 gal (113 L), acero, tapa abierta, placa calibre 20, Regla 40[e]	14.33	4.00	0.113
16 gal (61 L), acero, tapa abierta, cubierta con saliente, sin accesorios, placa calibre 22 (entregado)	7.20	2.14	0.061
55 gal (208 L), acero, galvanizado, tapa cerrada, placa calibre 18, DOT-17E	44.00	7.35	0.208
56.1 gal (204 L), acero con recubrimiento de una película de 40 milésimas de pulgada de polietileno, accesorios externos, placa calibre 18-20-18, 55 gal (208 L) de volumen útil. DOT-2SL37M (entregado), tapa abierta[e]	33.13	7.20	0.204
56.1 gal (204 L) DOT-25L37M, pero tapa cerrada	33.13	7.20	0.204
55 gal (208 L), con polietileno moldeado por soplado de alta densidad y anillo de acero	22.25	7.20	0.204
Latas y cubos[b]			
Cubo, 5 gal (19 L), tapa cerrada, placa calibre 26, acero negro, cuello de polietileno, sin recubrimiento (entregado)	$ 2.72	0.67	0.019
Cubo, 5 gal (19 L), placa calibre 26, acero negro, tapa abierta, sin recubrimiento, con asa de alambre	2.20	0.67	0.019
Lata, 1 gal (3.8 L), tapa de cuña, manual (lata de pintura)	1.01	0.1335	0.004
Lata, 1/4 gal (0.95 L), tapa de cuña (lata de pintura)	0.44	0.034	0.001
Lata, 1 gal (3.8 L), estilo F oblongo, manual con tapa de rosca de 1 1/4 (32 mm)	1.12	0.1335	0.004
Lata, 1 pt (0.48 L) estilo F oblongo con tapa de rosca de 1 in (25 mm)	0.37	0.0167	0.0005
Lata cuadrada, 5 gal (20 L), tapa de polietileno moldeado por soplado de 2 3/4 in (a menudo conocida como "cuadrada de 5 gal")	2.47	0.67	0.019
Lata, 1 pt (0.48 L), estilo cono redondo, tapa de 1 in (25 mm)	0.48	0.0167	0.0005
Tambores de fibra, [b,f]			
61 gal (231 L), 9 capas, 400 lb (181 kg) de carga límite, sólo productos secos, Regla 403	$ 7.85	8.15	0.231
55 gal (208 L), 9 capas, 400 lb (181 kg) de carga límite, sólo productos secos, Regla 403	7.21	7.35	0.208
47 gal (178 L), 9 capas, 400 lb (181 kg) de carga límite, sólo productos secos, Regla 403	6.94	6.28	0.179
41 gal (155 L), 9 capas, 400 lb (181 kg) de carga límite, sólo productos secos, Regla 403	6.38	5.48	0.155
30 gal (113 L), 9 capas, 400 lb (181 kg) de carga límite, sólo productos secos, Regla 403	5.65	4.00	0.113
30 gal (113 L), 7 capas, 225 lb (102 kg) de carga límite, sólo productos secos, Regla 403	5.05	4.00	0.113
15 gal (56.8 L), 6 capas, 150 lb (68 kg) de carga límite, sólo productos secos, Regla 403	3.75	2.00	0.057
55 gal (208 L), 9 capas, recubrimiento de PE, 400 lb (181 kg) de carga límite, Regla 403	7.62	7.35	0.208
55 gal (208 L), 9 capas, recubrimiento de polietileno y tela de aluminio, 400 lb (181 kg) de carga límite, Regla 403	9.21	7.35	0.208
55 gal (208 L), 10 capas, moldeado por soplado, recubrimiento con una película de PE de 15 mil, tapa cerrada, cubierta de acero y orificios de 2 y 3/4 in, NPT1, carga límite de 600 lb (272 kg), DOT21C. 21CP, productos líquidos	16.50	7.35	0.208
30 gal (113 L), 9 capas, igual que el anterior, excepto que la carga límite es de 450 lb (204 kg)	12.74	4.00	0.113
30 gal (113 L), 8 capas, carga límite de 300 lb (136 kg), cubierta movible de fibra, sin protección	6.03	4.00	0.113
15 gal (56.8 L), 6 capas, igual que el caso anterior, excepto que la carga límite es de 150 lb (68 kg)	3.98	2.00	0.057
1 gal (3.8 L), 5 capas, igual que los anteriores, excepto que la carga límite es 150 lb (68 kg)	1.71	0.1335	0.004
55 gal (208 L), 9 capas, carga límite de 400 lb (181 kg), cubierta semicuadrada movible de fibra, estilo Ro-Con	7.05	7.35	0.208
45 gal (170 L)	6.41	6.01	0.170

Observaciones

Tambores de acero negro recubierto con costo extra

Recubrimiento	Número de capas	Costo / tambor, dólares de E.U.A.
Resina cocida	1	2.59
Resina pigmentada	2	3.19
Compuesto epóxico-fenólico	2	3.35

Los precios mostrados incluyen accesorios de 3/4 y 2 in y son para tambores no recubiertos; agréguense 50 centavos de dólar por tambor para el envío.

Tambores metálicos aproximados por vagón

Tamaño de 55 gal = 360 tambores
Tamaño de 30 gal = 592 tambores
Tamaño de 16 gal = 1225 tambores

Equivalencias de calibres estándares en Estados Unidos

Calibre	in	mm
16	0.0598	0.0152
18	0.0478	0.0121
20	0.0359	0.0091
22	0.0299	0.0076
24	0.0239	0.0061

Tambores de fibra aproximados por vagón

Tamaño de 61 gal = 300 tambores
Tamaño de 55 gal = 318 tambores
Tamaño de 47 gal = 424 tambores
Tamaño de 41 gal = 552 tambores
Tamaño de 30 gal = 592 tambores
Tamaño de 15 gal = 1 272 tambores
Tamaño de 1 gal = 17 365 tambores

Tipo de tambor	Dimensiones externas: Diámetro in	Diámetro cm	Altura in	Altura cm
55 gal escape superior	21	53.3	40 3/4	103.5
55 gal escape superior	23 1/2	59.7	30 3/4	78.1
55 gal escape superior	22	55.9	34 3/4	88.2
41 gal escape superior	20 1/2	45.1	30 1/4	76.8
30 gal escape superior	19	48.3	26 1/4	66.7
6.28 ft^3, rectangular	17 5/8*	44.8	37 1/2	95.3
55 gal, líquido	22	55.9	37 1/2	95.3
30 gal, líquido	19	48.3	28	71.1
55 gal, fibra	20 3/8	51.8	40 3/4	103.5
30 gal, fibra	17 3/8	44.1	30 3/4	78.1

* Dimensiones lateral, cuadrada.

TABLA 7-15 Costos típicos de contenedores para productos químicos en 1980 (*Continuación*)

Tamaño y descripción del contenedor	Costo unitario dólares de E.U.A.	Volumen útil ft^3	Volumen útil m^3
Bolsas: papel de capas múltiples y película de polietileno[g]			
Bolsa de válvula engomada, cara de 20 1/2 × 22 in y parte superior y fondo de 5 1/2 in (520 × 560 × 140 mm) con una película independiente de 1 mil, de papel kraft 2/50, 1/60; manga interna de PE	$ 0.25	1.33	0.038
Bolsa de válvula cosida, 15 × 5 1/2 × 30 1/4 in con manga interna de PE de 5 1/2 in (380 × 140 × 770 × 140 mm) y una película independiente de 1 mil, de papel kraft 2/50, 1/60	0.29	1.33	0.038
Bolsa de válvula engomada, 18 1/2 × 22 3/4 in, fondo y parte superior de 3 1/2 in (470 × 580 × 90 mm), manga interna de polietileno; kraft 3/50	0.16	0.84	0.024
Bolsa de boca abierta cosida, 20 × 4 × 30 3/4 in (510 × 100 × 780 mm), de kraft 3/50, 1/60	0.27	2.00	0.057
Bolsa de válvula cosida, 19 × 5 × 33 1/2 in con sujeción de mangas de 5 1/2 in (480 × 130 × 850 × 140 mm) de kraft 3/50, 1/60	0.31	2.00	0.057
Bolsa de válvula engomada, 24 × 25 1/4 in fondo y parte superior de 8 in (610 × 640 × 200 mm), sujeción de manga, de kraft 3/50, 1/60	0.29	2.00	0.057
Bolsa de boca abierta engomada, 22 × 24 in fondo de 6 in (560 × 610 × 150 mm), kraft 1/130 (o 2/70)	0.16	1.33	0.038
Bolsa de boca abierta de tubo plano, película de PE de 10 mil, lisa 20 1/2 x 34 1/4 in (520 × 870 mm)	0.41	1.33	0.038
Bolsa de válvula de extremo cuadrado, 20 1/2 × 22 in de cara, parte superior y fondo de 5 1/2 in (520 × 560 × 140 mm), película de PE de 8 mil, lisa	0.28	1.33	0.038
Bolsa de boca abierta, estilo de pinza, 20 × 4 × 30 3/4 (510 × 100 × 780 mm), PE 1/10, kraft 50, 2/50, 1/60, lisa, sin impresiones.	0.25	2.00	0.057
Sacos pequeños, bolsas y cajas plegables[h]			
Bolsa 8 3/4 × 16 3/4 in (220 × 425 mm), película de dos capas de polietileno, espesor por capa de 2 mil (0.05 mm)	$ 0.068	0.12	0.0034
Bolsa tipo azucarero, 6 × 2 3/4 × 16 3/4 in (150 × 70 × 425 mm), peso base de 2/40 lb, papel kraft natural	0.059	0.12	0.0034
Bolsa, estilo de pinzas, 8 3/4 × 3 × 21 in (220 × 75 × 530 mm), peso base de 2/40 lb, papel kraft natural	0.059	0.12	0.0034
Caja plegable, 5 × 1 × 8 in (125 × 25 × 200 mm), diseño de paso corto con cartón kraft de 12 puntos con exterior blanqueado	0.117	0.028	0.0008
Caja plegable, 9 1/2 × 4 1/2 × 15 in (240 × 115 × 380 mm), tapa y fondo de superposición completa, cartón de 30 puntos con exterior blanqueado	0.234	0.37	0.0105
Cajas de cartón corrugado y cajas para artículos a granel[h]			
Cajas de cartón ranurado regular (RSC), 24 × 16 × 6 in (610 × 405 × 150 mm) de doble pared para soportar una carga de prueba de 275 lb, juntas de grapas (cosidas con alambre)	$ 0.70	1.33	0.038
RSC, 16 × 6 × 24 in (405 × 150 × 610 mm), de doble pared para soportar una carga de prueba de 275 lb, juntas cosidas con alambre, tipo de abertura en el extremo	0.59	1.33	0.038
Bolsa en caja, RSC, 15 × 15 × 22 in (380 × 380 × 560 mm), de doble pared para soportar una carga de prueba de 275 lb, forro con remache, de doble pared para soportar una carga de prueba de 600 lb y recubrimiento de PE de 6 mil (0.15 mm)	2.15	2.86	0.081
Caja para artículos a granel, 600/600 (prueba en lb para dos piezas,) forro interno laminado, aproximadamente 41 × 34 × 36 in (1 040 × 864 × 915 mm); incluye tarima especial de madera y recubrimiento de PE moldeado por soplado de 8 mil (0.20 mm)	18.00	5.00	0.142

Para sujeción de las mangas, agréguese 0.01 dólares/bolsa. El costo unitario se refiere a bolsas sin impresión. Si se desea bolsa con impresión, agréguense los siguientes cargos. Dólares de E.U.A. por 1 000 bolsas:
1 lado, 1 color, $ 7.50
1 lado, 2 colores, $ 9.50
1 lado, 3 colores, $ 12.50
2 lados, 1 color, $ 9.50
2 lados, 2 colores, $ 12.90
2 lados, 3 colores, $ 16.00

Calibre de las películas de polietileno

Milésimas, mil	Real mm	Aproximación mm
0.5	0.0127	0.01
1.0	0.0254	0.03
1.5	0.0381	0.04
1.75	0.0445	0.04
2.0	0.0508	0.05
8.0	0.2032	0.20

Equivalencias de peso base de papel kraft de capas múltiples

Sistema Inglés lb/resma de 3 000 ft^2	Sistema Internacional g/m^2
40	65
50	81
60	97

Permeabilidad de las películas más comunes usadas en embalajes*

Tipo de película	Transferencia vapor-agua †	Permeabilidad al gas ‡ O_2	N_2	CO_2	Absorción de agua
Celofán recubierto de nitrocelulosa	0.3	1	1	13	Alta
Nylon	19	25	160	160	Media
Policarbonato	11	300	50	1000	Media
Poliéster orientado	1.7	4	1	16	Baja
Polietileno de baja densidad	1.3	550	180	2900	Baja
Polietileno de alta densidad	0.3	600	70	4500	Baja
Polipropileno	0.7	240	60	800	Baja
Saran	0.2	14	12	4	Baja

* De J.R. Hanlon, Handbook of Package Engineering, McGraw-Hill, New York, 1971.
† gramos perdidos, 24/h(100 in^2·mil), a 95°F, humedad relativa de 90%.
‡ cc, 24 h/100 in^2·mil, a 77°F, humedad relativa de 50% ASTM D1434.

TABLA 7-15 Costos típicos de contenedores para productos químicos en 1980 (*Continuación*)

Tamaño y descripción del contenedor	Costo unitario dólares de E.U.A.	Volumen útil	
		ft^3	m^3
Botellones, tambores de plástico, frascos y botellas[b]			
Botellón, 13 1/2 gal (51 L), PE, moldeado por soplado	$ 25.90	1.35	0.038
Tambor, PE, 15 gal (57 L), moldeado por soplado, ICC-34 (DOT-34)[c]	29.40	2.00	0.057
Botellón, 15 gal (57 L), vidrio, para servicio de ácido nítrico, caja de madera	48.00	2.00	0.057
Garrafón, 1 gal (3.78 L), vidrio, con asa, tapa de plástico de 38 mm, en cartón corrugado para reembarque	0.718	0.1335	0.004
Botella, 1/4 gal (0.95 L), vidrio, tipo Boston, tapa de plástico de 28 mm	0.258	0.034	0.001
Frasco 1/4 gal (0.95 L), vidrio, boca ancha, tapa de plástico de 89 mm	0.370	0.034	0.001
Frasco, 1/4 gal (0.95 L), vidrio, tapa de plástico de 63 mm	0.212	0.034	0.001
Frasco, 1 gal (3.78 L), PE, boca ancha, tapa de plástico de 100 mm	0.709	0.1335	0.004
Botella, 1 gal (3.78 L), redonda, PE, cuello angosto, tapa de plástico de 38 mm	0.448	0.1335	0.004
Botella, 1/4 gal (0.95 L), PE, cuello angosto, tapa de plástico de 28 mm	0.189	0.034	0.001
Frasco, 1 pt (0.48 L), PE, boca ancha tapa de plástico de 53 mm.	0.195	0.017	0.0005

	Costo en dólares de E.U.A.[h]			
	Grado desechable		Grado de depósito reusable	
	Tipo de 9 bloques	Tipo durmiente	Tipo de 9 bloques	Tipo durmiente
Tarimas[h]				
40 × 48 in (1015 × 1220 mm)	5.47	5.38	8.24	7.59
35 × 42 in (890 × 1065 mm)	4.73	4.65	7.67	7.06
42 × 48 in (1065 × 1220 mm)	8.09	7.95	9.35	8.61
48 × 48 in (1220 × 1220 mm)	8.72	8.58	10.09	9.29
44 × 50 in (1115 × 1270 mm)	9.96	9.80	11.41	10.51
Materiales de envoltura			Dólares de E.U.A./lb	
Película, PE, Grado ADL, tipo soplado			0.58	
Película, PE, Grado ASF (encogible)			0.58	
Película, polipropileno, encogible, rendimiento antes de encogimiento = 31 100 in^2/(lb·mil)			1.90	
Papel, kraft, calidad envoltura, rendimiento con base en resmas de 50 lb = 3 000 ft^2/ resma			0.25	
Película, PE, estirable para envoltura de tarimas, 1.5 mil × 20 in de ancho (0.04 × 510 mm)			0.60	

[a] El tambor tiene orificios de 2 in y 3/4 in con rosca NPT en la tapa
[b] Precio por carga en vagón, FOB en la planta del fabricante, para la costa Este de E.U.A.
[c] DOT = U. S. Department of Transportation (Departamento de Transporte de Estados Unidos de América)
[d] Secuencia de calibre de parte superior, cuerpo y parte inferior. Por ejemplo, un calibre 18-20-18 = calibre 18 para la parte superior, calibre 20 para el cuerpo y calibre 18 para la parte inferior
[e] Tapa movible asegurada con arillos y tornillos
[f] Los tambores son de fibra plana, tienen cubierta y fondo de acero y un anillo de cierre operado por palanca
[g] Precio por carga en vagón, FOB en la planta del comprador
[h] Precio por carga en camión, FOB en la planta del comprador, para la costa Este de E.U.A.

Rendimiento de película de polietileno*

Espesor		Rendimiento	
in	mm	in^2/lb	m^2/kg
0.001	0.025	30 000	19.4
0.0015	0.040	24 000	15.5
0.002	0.050	15 000	9.7
0.003	0.075	10 000	6.5
0.004	0.100	7 500	4.8
0.008	0.200	3 750	2.4
0.010	0.250	3 000	1.9

* Hojas planas.

TABLA 7-16 Agencias y leyes administrativas

Título	Símbolo	Regula o influye en
Internacional		
Naciones Unidas	ONU	Embalaje y etiquetado de productos que se trasladan entre las naciones miembros.
Intergovernmental Maritime Consultative Organization	IMCO	
Federal		
Department of the Treasury		
Federal Alcohol Administration Act	FAA (ATF)	Embalaje y etiquetado de alcohol tabaco armas de fuego y explosivos.
Department of Transportation	DOT	Embalaje y etiquetado de todos los materiales peligrosos embarcados para comercio interestatal.
Transportation Safety Act, Título 49		
U. S. Coast Guard Título 46	USCG	Establece el embalaje etiquetado, sistemas de carga y seguridad de todos los fletes que se mueven en Estados Unidos en barco a través de lagos, ríos y océanos.
Department of Labor	OSHA	Maquinaria de llenado y manejo de embalajes, diseño del lugar de trabajo, almacén de depósitos y aceptabilidad de embalajes desde el punto de vista del lugar de trabajo y el almacén.
Occupational Safety and Healt Act Título 29		
Department of Health and Human Resources		Embalajes, maquinaria de embalaje y lugares de trabajo desde el punto de vista del efecto que producen en la pureza de alimentos y medicamentos; etiquetado y marcado de embalajes.
Food and Drug Administration	FDA	
Federal Food Drug and Cosmetic Act Título 21		
Environmental Protection Agency Título 40	EPA	Instalaciones del embalaje, embalaje y etiquetado, disposición del embalaje, eliminación de desechos en el lugar de trabajo, limpieza y eliminación de fugas y derrames.
Clean Air Act	CAA	
Clean Water Act	CWA	
Resource Conservation and Recovery Act	RCRA	
Federal Insecticide, Fungicide, and Rodenticide Act	FIFRA	
Toxic Substances Control Act	TSCA	
Estatal		
Departamentos de:	Ejemplo:	Embalaje, etiquetado, lugar de trabajo, maquinaria de embalaje, etc. en comercio *intraestatal*. Los reglamentos son por lo general paralelos a los de los departamentos federales pero con mucha frecuencia tienen diferencias importantes y requisitos adicionales.
Transporte	Departamento de transporte de Nueva Jersey	
Trabajo		
Protección Ambiental		
Agricultura		
Otros		
Local (ciudad)		
Departamentos de:	Departamento de bomberos de la ciudad; ejemplo: NYFD	Embalajes, maquinaria de embalaje, instalaciones para embalaje, y materiales en que serán transportados, almacenados y manejados en la ciudad. Estas leyes locales son adicionales a los requisitos de las leyes estatal y federal.
Salud		
Trabajo		
Protección contra incendios		
Asociaciones Industriales		
Air Line Pilots Association	APA	Materiales que puedan trasladarse en vehículos aéreos conducidos por miembros de la Air Line Pilots Association members.
International Air Transport Association	IATA	Materiales que pueden trasladarse en vehículos aéreos de los miembros y los requisitos de embalaje y etiquetado para ellos.
Association of American Railroads	AAR	Embalajes y cargas, sistemas de carga, y aseguramiento de productos peligrosos embarcados por tren en Estados Unidos de América. Las normas del departamento se aceptan generalmente por todos los ferrocarriles y son las bases para las R. M. Graziano's Tariff No. 32, *Hazardous Materials Regulations of the Department of Transportation by Air Rail Highway, and Water,* Dec.15, 1978 o la última edición.
Bureau of Explosives	B de E	
Uniform Freight Classification Committee Rules 40 y 41	UFC	Establece las normas de embalaje de todas las cargas que se mueven por *ferrocarril.*
American Bureau of Shipping	ABS	Embalaje, etiquetado, carga, sistemas de carga y aseguramiento de todos los fletes que se mueven en Estados Unidos por barco a través de lagos, ríos y océanos.
Nacional Cargo Bureau		
National Motor Freight Traffic Association		
National Motor Freight Classification	NMFC	Establece las normas de embalaje para carga que es transportada por carretera.
National Fire Protection Association	NFPA	Embalajes, instalaciones de embalaje, y diseño y operación de almacenes de depósitos.
Transportes especiales		
United Parcel Service	UPS	Embalaje, etiquetado, medición y peso de embalajes pequeños que transportan materiales peligrosos. Los requisitos están de acuerdo con las normas DOT. Las cantidades por lo general no exceden 1 gal (3.785 L)
U.S. Postal Service	USPO	Materiales que pueden ser embarcados y embalados, etiquetados y medidas y peso de pequeños embalajes manejados por correo.

TABLA 7-17 Datos comparativos de contenedores[a]

Parámetro	Bolsa doméstica de papel	Caja a granel de papel corrugado	Contenedor a granel intermedio	Camión de tolva	Contenedor de embarque	Vagón de tolva	Contenedor a granel intermedio
	Productos: gránulos termoplásticos con densidad a granel 33 lb/ft^3 (528.7 kg/m^3)						
Construcción	Bolsa de válvula engomada, cuatro capas, con la capa interna que tiene un recubrimiento por extrusión de PE de baja densidad.	Caja corrugada, diseño un medio RSC, de doble pared con una resistencia al estallamiento de 600 lb; acanalado laminado AC; incluye tapa, interior y tarima de madera.	Bolsa flexible de polipropileno de rayón 2000 y un entramado de 12 × 12 con recubrimiento de PE y correas de nylon como soportes.	Tanque de aluminio soldado con descarga neumática por bombeo; bastidor equipado con llantas neumáticas.	Aluminio soldado o ribeteado (remachado), con extremos moldeados para elevación de acuerdo con la norma de distribución ISO.	Construcción de acero soldado con recubrimiento plástico interior, equipado con camiones de 100 ton para 4 ft y calibres de 8 $^1/_2$ in	Contenedor rígido de aluminio soldado con descarga por válvula de mariposa y puerto de llenado.
Tamaño	16 × 25 × 6.5 in (405 × 635 × 165 mm)	41 × 34 × 36 in (1 040 × 865 × 915 mm)	diámetro de 53 in × 53 in de altura (1 350 × 1 350 mm)	8 ft de ancho × 30 ft de largo (2.4 × 9.1 m)	8 × 8 × 35 ft (2.4 × 2.4 × 10.7 m)	5 700 ft^3 (161.4 m^3)[b]	42 × 48 × 84 in (1 070 × 1 220 × 2 135 mm)
Capacidad, lb (kg)	55.1 (125)	900 (408)	2 205 (1 000)	42 000 (19 051)	50 000 (22 680)	180 000 (81 648)	2 205 (1 000)
Peso de la tara, lb (kg)	0.7 (0.32)	50 (22.7)	20 (9.1)	20 000 (9 072)	4 200 (1 905)	100 000 (45 360)	255 (115.7)
Costo unitario, dólares de E.U.A.	0.32	18.00	40.00	40 000	8 000	45 000[c]	1 204
Costo de arrendamiento, dólares de E.U.A./mes				490[d]	....	310[d]	18[d]
Vida útil	Un uso	Un uso	10 usos	15 años	5 años	25 años	10 años
Radio práctico de embarque, mi (km)	Cualquiera	Cualquiera	Cualquiera	250 (402) máximo	Cualquiera	300 (483) mínimo	Cualquiera
Costo del sistema típico, dólares de E.U.A./100 lb (45 kg)[e]	2.89	4.37	2.86	0.45	0.45	0.18	2.61
Inversión de la planta, dólares de E.U.A./1 000[f]	50-100	12-132	15-140	12-175	25-175	20-175	15-140

[a] Basado en precios de 1980.
[b] Para dimensiones, véase la figura 7-45.
[c] Crédito para derecho de tránsito de 0.24 dólares de E.U.A. por milla, se paga a los propietarios o arrendatarios de este tipo de tolva. Para tener derecho a crédito, el carro debe estar cargado.
[d] El costo de arrendamiento se basa en un periodo igual a la vida útil.
[e] Incluye costo del contenedor, llenado, manejo y almacenamiento para un volumen mínimo de 100 ton por mes (908 TM por mes), pero no incluye el cargo o amortización del equipo de llenado.
[f] Representa las inversiones típicas en equipo de llenado y manejo. La cantidad real depende del diseño de la planta y de la naturaleza de las instalaciones existentes.

La banda se monta en una plataforma sensible al peso, equipada con celdas de carga, que puede detectar cambios mínimos en el peso de los materiales que pasan sobre la banda. La salida de la celda de carga (que suele ser un cambio de resistencia proporcional al peso) se integra a lo largo de intervalos cortos y de la condición de flujo dada. Esto puede ser un índice de flujo o bien —al final de una pesada— el peso total. En la figura 7-37 se muestra un pesador continuo, que se denomina a veces dosificador. Las balanzas de peso continuo se utilizan principalmente para la alimentación de materiales a procesos continuos en índices medidos y uniformes. Pueden efectuar pesadas dentro de un error de ±1% e incluso 0.1%, en determinadas condiciones.

Todas las balanzas requieren una observación continua para asegurarse de que se mantenga el peso establecido y no haya desviaciones por los cambios en la fluidez o la densidad de masa del producto.

EMBALAJE Y MANEJO DE PRODUCTOS SÓLIDOS Y LÍQUIDOS

El **embalaje** se define a menudo en la industria química como aquella operación que incluye todos los embalajes, recipientes o contenedores con dos toneladas métricas de producto (4400 lb) o menos. Estos contenedores incluyen bolsas, cajas de cartón, tambores y cubos, latas y botellas. Los materiales de construcción de estos contenedores pueden ser papel, plástico, metal o combinaciones de éstos. En la tabla 7-15 se muestra una lista representativa que indica la gran variedad de contenedores disponibles para productos químicos, incluyendo especificaciones típicas y costos representativos del primer trimestre de 1980.

Desde la década de 1970, la selección de un embalaje ha llegado a ser altamente dependiente de las leyes gubernamentales, emanadas con frecuencia de las necesidades del mercado y las consideraciones de plantas y procesos. La selección de un correcto embalaje requiere determinar si se trata de un producto peligroso y por esto regulado por el gobierno. El principal organismo del gobierno federal de Estados Unidos, encargado de determinar los embalajes aceptables es el Department of Transportation, DOT. Este organismo ha definido con mucho cuidado todos los materiales peligrosos, por nombre y por propiedades físicas y químicas. Cuando un producto es denominado como peligroso por el DOT, los embalajes permitidos para dicho producto están bien definidos y no se permite alteración alguna en ellos. Existe una excepción en cuanto a procedimiento, mediante la cual se permite una cuidadosa prueba a los nuevos embalajes que podrían proveer al producto de un nivel comparable o superior de protección. Además del DOT, también existen otros organismos gubernamentales que intervienen en la reglamentación de los embalajes. Las compañías transportadoras también especifican opciones de embalaje para productos no catalogados como peligrosos. Cuando un producto nuevo no ha sido denominado por el DOT como peligroso, pero tiene propiedades para ser considerado como tal, es necesario obtener el permiso del DOT antes de probar o usar un embalaje. En la tabla 7-16 se da la lista de una serie de agencias gubernamentales a niveles local, estatal y federal junto con las organizaciones de compañías de transporte que regulan el embalaje. Se hace referencia a tres publicaciones que son útiles para entender las influencias de reglamentos sobre embalaje: Stanley Sacharow, *Packaging Regulation* (AVI Publishing Co., Inc., Westport, Conn., 1979); *Chemical Engineering* [**85**, no. 25, 103-108 (Nov. 6, 1978)]; Joseph F. Hanlon, *Handbook of Package Engineering* (McGraw-Hill, New York, 1971). Esta última publicación también provee mucha información referente al embalaje de productos químicos. El conocimiento especializado de los reglamentos del DOT y de otras instituciones se encuentra muy a menudo en los departamentos de embalaje, transportación y distribución de las compañías químicas. También está disponible en la administración de las compañías consultoras y bufetes jurídicos especializados en distribución. Los proveedores de embalaje son, con frecuencia, una fuente valiosa de recomendaciones sobre contenedores que cumplen con los reglamentos gubernamentales.

El primer paso en la selección de un embalaje es consultar las leyes del DOT. El Título 49 del *Code of Federal Regulations* proporciona los requisitos que deben cumplir todos los materiales peligrosos que deben ser embarcados en Estados Unidos. Las partes 171 a 179 del Título 49 contienen instrucciones completas para la identificación de embalajes adecuados. Los reglamentos de diversos gobiernos nacionales con respecto a la exportación de productos químicos cobran mayor importancia día con día. Cada nación reglamenta el embalaje de materiales tanto peligrosos como no peligrosos, los cuales deben cumplir con los requisitos correspondientes para poder entrar o pasar a través de un determinado país. Desde luego estos reglamentos varían de un país a otro, por lo que, y en ocasiones son lo suficientemente diferentes como para causar retrasos mientras se tramitan los acuerdos para hacer excepciones. La Organización de las Naciones Unidas (ONU) desarrolla reglamentos, basados en el desempeño del embalaje, más que en los materiales específicos de construcción, que se espera serán aceptados universalmente.

Una vez que las alternativas de embalaje permitidas por parte del gobierno o las compañías de transportación se han determinado y se dan a conocer las consideraciones sobre mercadotecnia y producción, debe hacerse la evaluación del desempeño y la economía de las mismas. Esta evaluación debe considerar el embalaje como parte de un sistema. No debe considerarse el embalaje como unidad independiente, sino que deben tenerse en cuenta los factores que lo afectan o los factores que son afectados por él. Si se opta, ya sea por un embarque a granel o por embalajes individuales, es necesario hacer una comparación de costos entre las dos modalidades (Tabla 7-17).

Las unidades del **sistema métrico** no son muy usadas en Estados Unidos, pero se están tomando las medidas necesarias para que se permita su uso. Este tema está siendo motivo de intensos estudios por parte de las industrias proveedoras y usuarias de embalajes. Las unidades equivalentes en SI por lo general son proporcionadas por los proveedores, pero hasta la fecha todos los pedidos existentes en Estados Unidos se están haciendo en unidades usuales. En la tabla 7-18 se proporciona el grado de conversión métrica esperado. Los proveedores en Estados Unidos están utilizando los milímetros como la principal unidad métrica. Cuando se aplica una conversión suave se usan incrementos de 5 mm. La dimensión convertida de un embalaje se redondea a la cifra más cercana del múltiplo de 5 mm. Por ejemplo, la anchura de la cara de una bolsa de 16 in es igual a 406.4 mm, que debería redondearse a 405 mm.

TABLA 7-18 Conversiones métricas esperadas de embalajes para productos químicos en Estados Unidos.

Tipo de embalaje	Grado de conversión*
Bolsas (papel, plástico)	dura
Cajas (papel)	dura
Tambores (fibra)	dura
Tambores (acero)	suave
Cubos (acero, plástico)	suave
Latas (acero, fibra)	dura
Botellas (vidrio, plástico)	dura
Papel (kraft)	dura

* Conversión dura: reajusta las dimensiones del embalaje llevándolas a la unidad métrica cercana más aceptable. Ejemplo: 50 lb (22.7 kg) para bolsas de papel de capa múltiple, cambian para tomar la nueva designación de 25 kg (55.1 lb). El tamaño puede limitarse por el tamaño máximo de embalaje disponible.

Conversión suave: El volumen del embalaje no cambia y su equivalencia métrica se establece como corresponda. Ejemplo: un tambor de 55 gal es igual a 208 L.

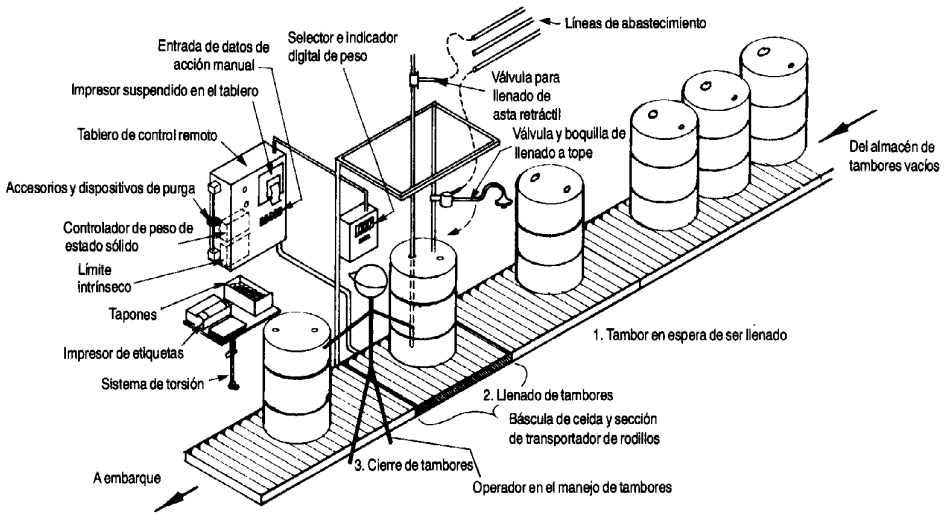


FIG. 7-38 Sistema típico de llenado y pesado de líquidos de alta precisión para tambores de acero de 208 litros (55 gal) y contenedores similares más pequeños. (*Con autorización de H. F. Henderson Industries Inc.*)

Cuando ser trata de papel Kraft, la conversión final será dura a dos pesos base de 75 y 90 g/m^2, que sustituyen a los pesos base de 40, 50 y 60 lb, usados actualmente.

EMBALAJE DE LÍQUIDOS

Contenedores Los contenedores o recipientes para líquidos son principalmente tambores, cubos y latas de acero y plástico, así como de botellas y frascos de plástico o vidrio. La industria química a menudo utiliza todos estos contenedores, pero la mayoría de embalajes que usa son tambores metálicos y cubos. Cuando se trata de productos poco comunes se dispone de tambores y cubos de acero inoxidable. Los tipos más usados son los tambores de 208 L (55 gal) y los cubos de 19 L (5 gal).

Una vez que se ha determinado el embalaje apropiado de acuerdo con las normas gubernamentales y de las empresas porteadoras, es necesario determinar el tipo de material que sea compatible con el producto que se manejará. Existe una amplia variedad de recubrimientos para tambores y cubos de acero al carbono. Debido a su experiencia, los proveedores casi siempre están capacitados a prestar ayuda a sus clientes cuando se va a determinar el recubrimiento más compatible con el producto que se manejará. Cuando no se cuenta con información previa, es posible determinar la compatibilidad mediante pruebas de laboratorio. Es recomendable realizar esta clase de pruebas antes que las pruebas de campo. En algunas ocasiones, sucede que el producto no es compatible con el metal, y es cuando adquiere importancia un nuevo contenedor, el tambor **todo de plástico de 208 L (55 gal)**. Este contenedor está hecho con polietileno de alta densidad moldeado por soplado, el cual es especialmente útil para productos que podrían reaccionar con el acero al carbono o cuyo valor no justifica emplear acero inoxidable. Se debe dar un tratamiento especial con objeto de que la superficie interna sea impermeable a la penetración de muchos productos. La sulfonación y la fluorinación son los métodos más destacados entre los procesos usados para lograr las características anteriores.

Existen dos diseños básicos de tambores y cubos: de tapa hermética y de tapa abierta. Los tambores de tapa hermética tienen los miembros inferior y superior permanentemente unidos al cuerpo del tambor, mientras que los tambores de tapa abierta sólo tienen el fondo permanentemente unido. Como lo indica el término "tapa abierta", la parte superior del tambor no tiene una cubierta fija, sino una tapa movible. Esta tapa se diseña de tal manera que se cuenta con anillos de cierre situados para unir fijamente el tambor. Los tambores y cubos de tapa abierta, son usados por lo general para productos viscosos o para mezclas y suspensiones que son difíciles de bombear a través de líneas de 50 mm (2 in) o menores. Los tambores y cubos de tapa hermética se usan para productos de baja viscosidad. No existe una regla respecto a la viscosidad de los productos para los que debe usarse un tambor o cubo de tapa abierta.

Es necesario determinar el procedimiento de cierre de tambores y cubos, así como el material de empaque requerido. Deben tenerse consideraciones sobre la compatibilidad del producto y la vibración a la que será sometido el contenedor durante la transportación. El torque requerido para producir un cierre integral es un factor muy importante de tomar en cuenta. Los tamaños típicos de cierre usados en Estados Unidos para tambores de tapa hermética son mediante una rosca para tubería (national pipe thread) NPT de 2 in y otra de 3/4 in NPT; ambas en la tapa superior. Cuando se trata de tambores de tapa abierta, las consideraciones sobre el mercado son las que determinan si se requieren o no estos accesorios.

Línea de llenado Entre las consideraciones para la línea de llenado se encuentran las referentes al equipo de llenado y pesado; el manejo mecánico de tambores vacíos y llenos; la carga de tambores llenos en vehículos de transportación; diseño de estaciones de trabajo para el desempeño eficiente y seguro del personal; y la aprobación de la Occupational Safety and Healt Administration (OSHA) y de otros códigos. En la figura 7-38 se muestra una línea típica de llenado, capaz de manejar dos tambores por minuto.

Llenado y pesado de tambores Se trata de un procedimiento dividido en dos partes: dosificación del líquido al tambor y pesado de la cantidad deseada. Una práctica conveniente para el llenado de tambores es contar con un sistema de bombeo del producto líquido a través de una serie de tuberías de dosificación hasta el sitio de llenado de tambores, siempre que pueda tenerse una pérdida razonable de velocidad y de presión. El punto terminal de la línea de llenado es una válvula de control la cual es accionada por una señal enviada desde una unidad sensora de pesado o una báscula. Las válvulas pueden ser operadas

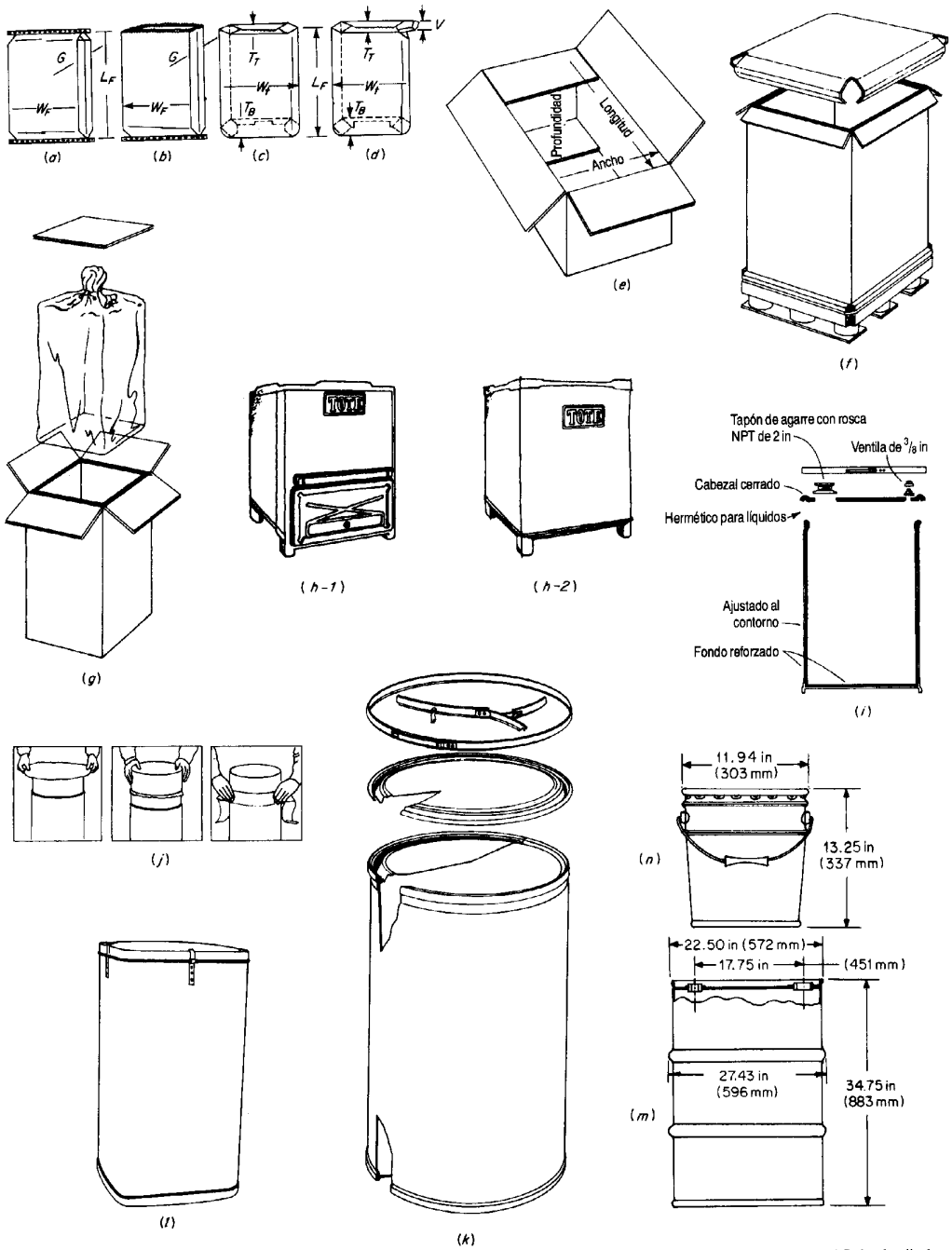


FIG. 7-39 Embalajes típicos usados para productos químicos. **a**) Bolsa de válvula cosida. **b**) Bolsa de boca abierta cosida, fondo tipo pinza. **c**) Bolsa de válvula pegada y manga interior. **d**) Bolsa de válvula pegada de esquina cerrada, **e**) Principales dimensiones internas de una caja de cartón de ranura regular (RSC). **f**) Caja de cartón corrugado para pesos de 450 kg (990 lb). **g**) Caja para bolsa. **h**) Contenedor intermedio tipo cajón para productos a granel: 1- para sólidos, 2- para líquidos (*Con autorización de Hoover Universal, Inc., Materials Handling Division*). **i**) Tambor de polietileno para líquidos con embalaje exterior de fibra. **j**) Tambor de fibra con cubierta desmontable. **k**) Tambor de fibra con cierre de palanca. **l**) Tambor rectangular de fibra con tapa montada con sujetadores. (*Con autorización de Greif Bros. Corp.*) **m**) Tambor de 208 L (55 gal) DOT tipo 17E, de acero, con tapa cerrada. **n**) Cubeta con tapa abierta, de 19 L (5 gal), DOT tipo 37A80 con asa. [*m*) y *n*) *son con autorización Eastern Steel Barrel Corp., Piscataway, N. J.*]

hidráulica, neumática o eléctricamente si su mecanismo cuenta con un sistema eléctrico, neumático o manual. El sistema puede ser de boquilla de llenado a tope o al fondo. El llenado a tope se utiliza por lo general para la mayor parte de productos; en especial de materiales viscosos o suspensiones; mientras que el llenado al fondo es aplicado para productos de baja viscosidad, para los productos cuyo punto de inflamación es menor de 37.8°C (100°F) o en lugares donde la electricidad estática es importante. También se emplea cuando se trata de productos que tienden a formar espuma. Cuando se use el sistema de llenado al fondo, es necesario considerar el espacio que permita la fácil extracción de la boquilla del tambor. Deben tenerse las precauciones necesarias en cualquiera de los dos sistemas de llenado, para recolectar el producto que gotea de la boquilla cuando ya se ha completado el llenado.

Pesado Los aparatos de pesado pueden ser una simple báscula de plataforma en la que el operador retira la boquilla de llenado cuando se ha llegado al peso deseado. También es posible usar una báscula de pesado automático de diseño más moderno, con un sistema a base de celdas de carga que activa el mecanismo de corte de flujo a través de un microprocesador o una minicomputadora. Los principios de llenado y pesado para líquidos son los mismos que se describieron en la subsección "Pesado de sólidos a granel".

Diseño de la estación de trabajo Es necesario hacer consideraciones críticas al diseño de las estaciones de trabajo, de tal manera que los operadores de llenado trabajen en un ambiente de seguridad y sean lo más productivos posible. El diseño de métodos, los estudios de tiempos y movimientos y los datos predeterminados de elementos de trabajo, son útiles para determinar la cantidad de trabajo involucrada en cada tarea y la adecuada secuencia de operaciones que permitan una buena productividad. Es de especial importancia (y a menudo se ignora), el hecho de tener a un operario realizando labores de servicio en un tambor mientras otro está siendo llenado. Lo anterior es aún más significativo cuando el sistema de llenado es automático y no requiere atención por parte del operador. Las siguientes actividades pueden ser ejecutadas mientras se está llenando un tambor: quitar tapones de cierre de tambores vacíos que esperan ser llenados; reemplazar y ajustar los cierres o tapones de tambores que ya han sido llenados; marcar y etiquetar los tambores de acuerdo con un código preestablecido; iniciar el llenado, sellado y etiquetado de los tambores, de acuerdo con el sistema de manejo, para enviarlo al almacén o para su transportación.

Reglamentos de seguridad Es necesario prestar la adecuada atención a los reglamentos de seguridad para la conexión eléctrica a tierra del tambor durante el llenado, el manejo de vapores, el manejo de posibles derrames accidentales y salpicaduras, así como el diseño de la estación de trabajo de acuerdo con la OSHA y los códigos locales y estatales. Los operadores deben estar protegidos del contacto con el producto y sus movimientos físicos no deben ser tales que existan lesiones potenciales. El diseño de la estación de trabajo se beneficia de las consultas con los organismos gubernamentales, y con los consultores y vendedores de equipo.

Embalajes pequeños de líquidos El embalaje de líquidos en recipientes pequeños, es un campo especializado. Los llenadores de botellas y latas a alta velocidad son típicamente de un diseño volumétrico más que gravimétrico. Los llenadores volumétricos de hasta 3.8 L (1 gal) se usan casi universalmente cuando la velocidad de llenado es superior a 10 contenedores por minuto. Abajo de esta velocidad, el llenado se controla manualmente por pesado y aun volumétricamente mediante un operador que activa controles manuales.

EMBALAJES DE SÓLIDOS

Los contenedores para sólidos incluyen bolsas, cajones de gran tamaño, cajas de cartón y tambores. Aunque el contenedor a granel flexible intermedio (intermediate flexible bulk container), IBC ha llegado a ser un embalaje importante en el comercio mundial, la mayor parte de los embalajes usados son las bolsas de papel de capas múltiples, complementadas con bolsas de diseño similar que tienen una película plástica o un entramado plástico.

Bolsas de papel de capas múltiples Estas bolsas (Fig. 7-39) —hechas de capas de papel kraft o combinaciones de plásticos y papeles kraft para fines especiales— son los paquetes más comunes para casi todos los materiales granulados o en polvo, así como también para briquetas o bloques de sólidos, tales como hule sintético, ceras y aislamientos.

Las bolsas vacías se envían por lo común en forma comprimida (para obtener una alta densidad de carga) y en tarimas que generalmente miden 1220 por 1065 mm (48 × 42 in), 1220 por 1015 mm (48 × 40 in) y 1270 por 1115 mm (50 × 44 in). El número de bolsas vacías por tarima varía de acuerdo con el tamaño, pero por lo general caben de 1500 a 2000. Una tarima típica llena pesa cerca de 907 kg (2000 lb). En los almacenes, las cargas de las tarimas con frecuencia se disponen en forma terciada.

Son comunes dos diseños de bolsas, la de **válvula** y la de **boca abierta**. El tipo de **válvula** tiene los dos extremos cerrados durante la fabricación, realizándose el llenado a través de una pequeña abertura (válvula) en una esquina de la bolsa. Las de **boca abierta** tienen un extremo cerrado de fábrica y el otro que se cierra después del llenado.

La mayor parte de las **bolsas de boca abierta** se cierran por cosido, aunque también se suele aplicar adhesivos a presión. El adhesivo ha sido objeto de desarrollo muy intenso por parte de la industria de las bolsas y como resultado de esto, ha desplazado en forma sustancial a las bolsas cosidas. La razón de esto es la facilidad, confiabilidad y repetición del equipo de cerrado (sellado), además de que se puede tener un mejor control sobre el adhesivo sellador aplicado por el fabricante de bolsas. El adhesivo aplicado previamiente se activa por la máquina de cierre en la planta del usuario. El cierre positivo de la bolsa produce un contenedor completamente sellado y que protege totalmente el producto. Las bolsas de válvula se pueden sellar también, si tienen mangas cerraderas. Las bolsas de válvula tienen la ventaja de que existen máquinas llenadoras muy productivas que no sólo requieren menos mano de obra que en los equipos de llenado de bolsas de boca abierta, sino que pueden tener también índices más elevados de empacado. Además, las bolsas de válvula selladas permiten una mayor densidad de carga entre las tarimas. Las bolsas se fabrican en una amplia variedad de materiales flexibles que pueden obtenerse con facilidad. Además del papel kraft, hay otros materiales que previenen de la humedad o evitan la entrada o salida de gases de la bolsa. Su permeabilidad va desde el polietileno hasta el aluminio. En la tabla 7-15 se muestran algunos de los recubrimientos más comunes para proteger de la humedad y sus propiedades típicas.

TABLA 7-19 Tamaños preferidos de tarimas para bolsas*

Tamaño de la tarima		Anchura de cara de bolsas llenas		Longitud de cara de bolsas llenas		Sacos o bolsas por hilera (patrón)
in	mm	in	mm	in	mm	
48 × 40	1 220 × 1 015	16	405	24	610	5
48 × 42	1 220 × 1065	16	405	24	610	5
52 ×44	1 320 × 1 115	17.25	440	26	660	5
52 × 36	1 320 × 915	16	405	36	915	3

* De Packaging Institute, U.S.A. Chemical Packaging Committee (antiguamente: Chemical Manufacturers Association Chemical Packaging Committee).

TABLA 7-20 Dimensiones de bolsas de papel de capas múltiples

Tipo de bolsa	Dimensiones del tubo	Dimensiones de la cara acabada	Dimensiones de la cara, llena*	Dimensiones de la válvula
Boca abierta cosida	Anchura = $W_t = W_f + G_f$ Longitud = $L_t = L_f$	Anchura = $W_t = W_f - G_f$ Longitud = $L_t = L_f$ Cartela = G_f	Anchura = $W_F = W_f + {}^1/_2$ in Longitud = $L_t = L_f - 0.67\,G_f$ Espesor = $G_F = G_f + {}^1/_2$ in	
Válvula cosida	Anchura = $W_t = W_f + G_f$ Longitud = $L_t = L_f$	Anchura = $W_t = W_f - G_f$ Longitud = $L_t = L_f$ Cartela = G_f	Anchura $W_F = W_f = 1$ in Longitud = $L_F = L_f - 0.67\,G_f$ Espesor = $G_F = G_f + 1$ in	Anchura = $V = G_f \pm 1/2$ in †
Válvula engomada	Anchura = $W_t = W_f$ Longitud = L_t	Anchura = $W_t = W_f$ Longitud = $L_t = L_f - (T_T + T_B)/2 - 1$ Espesor en la parte superior = T_T ‡ Espesor en el fondo = T_B ‡	Anchura = $W_F = W_f - T_T + 1$ in Longitud = $L_F = L_f - T_T + 1$ in Espesor = $T_F = T_T + {}^1/_2$ in	Anchura = $V = T_T$ $\begin{cases} +0 \text{ in} \\ -1 \text{ in} \end{cases}$ §

Significado de los subíndices: B = fondo; f cara acabada; F = cara llena; t = tubo; T = parte superior

* Las fórmulas se basan en las condiciones de las bolsas después del aplastamiento mecánico.

† La dimensión de la válvula es la distancia plana, que no debe sobrepasar $\pm {}^1/_2$ in + G para mantener un buen cierre. Circunferencia de la válvula = dos veces la anchura.

‡ T_T y T_B suelen ser iguales: si difieren, utilícese el promedio, T = espesor.

§ La dimensión de la válvula es la distancia plana. La anchura de la válvula se puede hacer menor que la anchura de la parte superior, sin afectar las propiedades de cierre.

De acuerdo con el interés que existe por la normalización, el Packaging Institute, U.S.A., Chemical Packaging Committee (anteriormente el Chemical Manufacturers Association Packaging Committee) recomienda cuatro tamaños de tarimas desechables para productos químicos en bolsas, como se puede consultar en la tabla 7-19. El patrón más común es el de cinco bolsas en una tarima de 1220×1065 mm (48×42 in). Este tamaño de tarima permite determinar la carga máxima entre remolques al colocar la dimensión de 1065 mm a través de la plataforma; las cargas máximas en vagones de ferrocarril también son posibles de determinar al poner el lado de 1220 mm transversalmente en el vagón.

Las bolsas de boca abierta y las de válvula cosida son menos importantes excepto, quizá, para productos con densidades de más de 960 kg/m^3 (60 lb/ft^3), o cuando se hacen envíos individuales o en lotes pequeños. Esos diseños de bolsas tienen la ventaja de proporcionar un asidero fácil al extremo de la línea cosida, evitando que se cuelen los polvos finos a través del cierre.

Las bolsas de válvula, por lo general cuentan con un laberinto de papel o película plástica para sellar la válvula. La válvula interna automática protege de manera adecuada el contenido de la bolsa, pero a la vez permite la acumulación de partículas de polvo muy finas.

El punto de partida para la determinación del tamaño de las bolsas es el peso o el volumen del producto que se debe empacar y su densidad masiva o a granel (aireada y asentada). Asimismo, es preciso tomar en consideración el tamaño, la forma y el peso de las partículas: el grado de aireación en el momento del embalaje, la fluidez; la temperatura y la humedad relativa; el tipo de sistema de manejo hasta la máquina llenadora y en ella; el método de cierre de las bolsas, el tipo de estas últimas y el patrón y el tamaño de la tarima. Se necesitan tres conjuntos de dimensiones: 1) de **tubo** —anchura y longitud exteriores del tubo antes de que se fabriquen los cierres de las bolsas; 2) **el acabado** —la longitud, la anchura y el espesor de la bolsa después de la fabricación y 3) **la cara llena** —longitud, anchura y espesor de la bolsa después de llena. En la tabla 7-20 y la figura 7-39 se muestran esas dimensiones y sus relaciones recíprocas.

A partir de la figura 7-40, que se aplica a bolsas de válvula cosida, de boca abierta cosida, de boca abierta sellada y de válvula engomada, se puede obtener una primera aproximación al tamaño. A continuación, la anchura y la longitud resultantes del tubo se pueden convertir en dimensiones de acabado y llenado y pedirse muestras de bolsas para la verificación de campo. El cambio de tamaño de las bolsas para pesos distintos, variaciones de la densidad, patrones diferentes de tarimas, etc., resulta sencillo mediante la utilización de gráficas. Los factores de corrección para situaciones particulares tales como los pliegues especiales, los tipos de máquinas de llenado, el sistema de almacenamiento y las características de los productos, se dan en la tabla 7-21.

Para utilizar la gráfica, dado el peso del material que se debe embalar, se utilizan los procedimientos que siguen: 1) se obtienen las densidades a granel del producto asentado y del producto suelto (o aireado). Para esto sirve bien una caja de un pie cúbico y, a continuación, se calcula el promedio de las dos densidades; 2) se calcula el volumen de la bolsa requerida a partir de la relación V_b = [W lb (peso a ser embalado)·1728] d lb/ft^3 (densidad promedio); 3) se multiplica V_b por el producto de los factores de corrección (tabla 7-21) que reflejan las condiciones del producto, embalaje y almacenamiento; 4) de la figura 7-40 se obtiene el tubo de bolsa equivalente T_e y 5) empleando el valor corregido V_b, determínese el tamaño de bolsa necesario para el entarimado.

Ejemplo 1. Se deben empacar 55.1 lb (25 kg) de gránulos de polietileno (PE) con densidad a granel de 38.5 lb/ft^3 (615 kg/m^3) en bolsas de válvula engomada, construidas con tres capas de papel kraft y un forro de PE de dos milésimas de pulgada (0.05 mm). Las bolsas se apilarán, de cinco en cinco, hasta completar 40 por tarima, cuya dimensión será de 48 × 40 in (1220 × 1016 mm). Se permite que las bolsas llenas sobrepasen el área de la tarima, aproximadamente 0.5 in (15 mm). Determínese el tamaño apropiado de las bolsas.

Densidad = 38.5 lb/ft^3

V_b = (50/35) × 1728 = 2470

Factor de corrección (de la tabla 7.21):	
Para láminas de protección de películas de PE de 2 milésimas	1.05
Para máquinas de llenado, de tipo de fluidización	1.02
Para un tamaño de gránulos de 1/8 in (3.2 mm)	1.00
Para almacenamiento y manejo, 24 horas	1.00
Factor general de corrección (producto de lo anterior)	1.07

V_b corregido = 2470 × 1.07 = 2650

T_e (de la Fig. 7-40) = 640

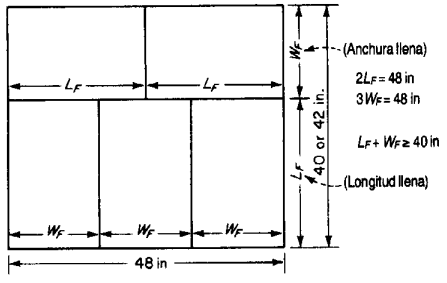
Para la primera aproximación, sea $T_T = T_B = 6$ in y $L_f = 24 - 1 = 23$ in.

Puesto que $L_f = L_t - (T_T + T_B)/2 - 1$

L_t = 23 + 6 + 1 = 30 in

y $T_e = W_t L_t = 640$

$W_t = 640/L_t = 640/30 = 21.3$ in



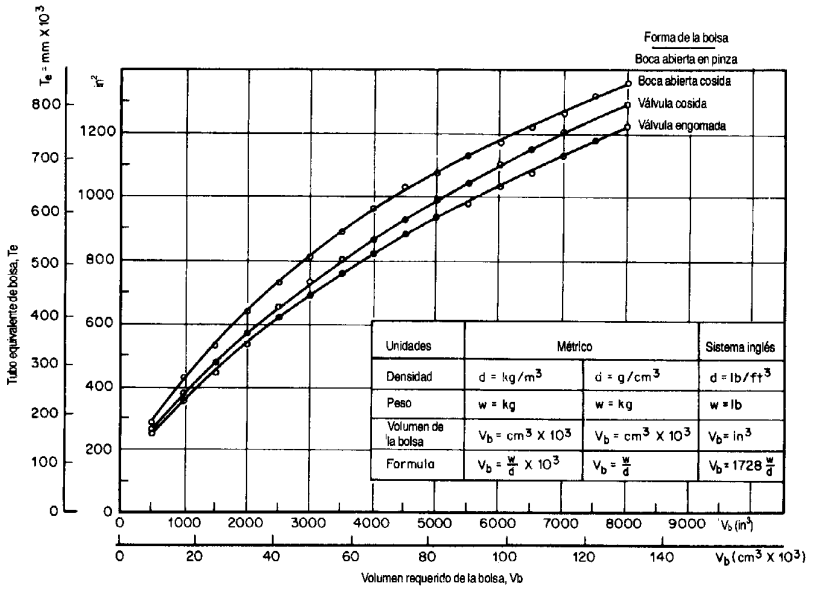


FIG. 7-40 Gráfica para la medición de bolsas de pared múltiple (*Raymus Associates, Incorporated.*)

Puesto que $W_F = W_f - T_T + 1$, y $W_t = W_f$, se tiene

$$W_F = 21.3 - 6 + 1 = 16.3 \text{ in}$$

Al verificar la conformidad con la longitud de la tarima, se tiene:

$$2L_F = 48 \text{ in, o } 2(24) = 48 \text{ in}$$

$$3W_F = 48 \text{ in, o } 3(16.3) = 48.9 \text{ in}$$

Al verificar la conformidad con la anchura de la tarima se tiene:

$$W_F + L_F \geq 40 \text{ in}$$

o bien

$$16.3 + 24 = 40.3 \text{ in}$$

Resumen:

Tamaño de la bolsa: 21 1/2 in (ancho de la cara) × 23 in (longitud de la cara) × 6 in en los extremos superior e inferior (545 × 585 × 150 mm).

Tamaño de la tarima: úsese de 48 × 40 in (1220 × 1015 mm).

Dimensiones de la tarima con bolsas: 48.9 × 40.3 in (1242 × 1024 mm).

Este ejemplo también puede efectuarse en el sistema SI, usando la figura 7-40.

Recubrimientos En el momento de la preparación o el llenado, muchos contenedores para sólidos a granel se forran con una bolsa de película de polietileno, con la finalidad de evitar que se desborden las

TABLA 7-21 Factores de corrección *f* de volumen equivalente de bolsas (BVE) para condiciones específicas *

NOTA: Consúltese la tabla 21-6 para tamaños métricos de partícula

Aislante y tipo de material de construcción de bolsas		Características de la máquina llenadora		Condiciones de transporte, manejo y almacenamiento					
				Características de las partículas del material		Transporte mecánico		Transporte neumático	
Tipo de material	*f*	Tipo	*f*	Tamaño in	Forma	Corriente de salida del producto f	Del almacenamiento f	Corriente de salida del producto f	Del almacenamiento f
Laminaciones de papel kraft y asfalto	1.03	De tornillo, peso bruto	1.00	1/16, 3/16	Gránulos, redondos	1.00	1.00	1.00	1.00
				1/8, 3/16	Gránulos, redondos	1.00	1.00	1.00	1.00
Polietileno depositado por extrusión sobre papel kraft	1.05	De tornillo, peso neto	1.03	1/8, 1/4	Cubos	1.01	1.01	1.01	1.01
Polietileno, depositado por extrusión sobre papel kraft con perforaciones parciales*	1.01	Banda		Malla + 200	Gránulos, bordes agudos	1.02	1.01	1.03	1.02
		Banda de prepesado	1.05	Malla + 200	Gránulos, bordes lisos	1.02	1.02	1.03	1.03
Laminados de papel kraft, polietileno y papel de aluminio	1.15	Fluidización	1.02	Malla –50, + 200	Laminillas (escamas diminutas)	1.03	1.02	1.05	1.03
Papel kraft encerado	1.09	Gravedad	1.15	+ 1/4, – 3/8	Escamas	1.02		1.03	
Glassine	1.04	De prepesado – boca abierta	1.00						
Película libre de polietileno, de 1 a 4 milipulgadas de espesor	1.03	Peso bruto – boca abierta	1.10	Mezcla de mallas de – 30 a + 200	Gránulos, agudos	1.01	1.01	1.03	1.02
Bolsa de película de polietileno (película tubular extruida con extremos sellados térmicamente)	1.10 a 1.15			Mezcla de mallas de – 30 a + 200	Granulados redondos	1.02	1.02	1.05	1.03
				Malla de – 325	Gránulos, laminillas	1.04	1.03	1.07	1.03

* Los factores aproximados se basan en muchas observaciones de cada material o cada condición indicada.

† Se aplica a todos los materiales de tipos diseñados, a menos que se indique otra cosa.

partículas finas, retrasar la liberación o la absorción de humedad o evitar la contaminación de los productos con los materiales de construcción del contenedor o recipiente. La longitud del forro tiene que ser suficiente para permitir que se cierre la parte superior, atándola con alambre o mediante el sellado térmico. El calibre de la película (espesor) que se necesita, depende del peso, la densidad a granel y la aspereza de las partículas del contenido. Son comunes los calibres de 0.05 a 0.25 mm (2 a 10 mils). En el caso en que se ponga el forro en una caja de cartón, se prefiere el tipo de corte en V y para facilitar el manejo, los forros se hacen por lo común en la forma de tubos continuos, con sellos térmicos y perforaciones separadas a intervalos equivalentes a una longitud de bolsa (véanse los costos en la tabla 7-15).

Formado-llenado-sellado, bolsas de empacado, bolsitas y sacos pequeños Los pesos de productos de unos cuantos gramos hasta 11 kg (25 lb) se ponen con frecuencia en paquetes hechos de papel, películas de plástico o combinaciones de estos materiales. A continuación, los grupos de embalajes se envían en cajas de cartón o bolsas de empacado (véanse los costos en la tabla 7-15).

El **formado, llenado y sellado** consiste en un proceso mecánico que utiliza un tubo de papel recubierto de plástico, lo sella térmicamente en un extremo, llena la bolsa resultante, sella térmicamente el otro extremo y a continuación, corta la bolsa llena para separarla. Este método tiene la ventaja sobre el llenado de bolsitas o sacos pequeños de que el costo de la fabricación del embalaje se evita hasta que se hace verdaderamente indispensable; la mano de obra de embalaje se reduce a un operario que puede atender a varias máquinas. Asimismo, el tiempo de espera para satisfacer los pedidos se hace más corto, porque se puede comprar papel o película de plástico estándar con los distribuidores locales, evitando con frecuencia el tener que esperar de cuatro a ocho semanas para recibir bolsas fabricadas. Esto se ve contrarrestado por la inversión más elevada en equipos y los problemas de servicio y mantenimiento que se asocian a las máquinas automáticas.

Las **bolsitas y los sacos pequeños** se hacen con una o más capas de papel o películas de plástico. Los dos tipos principales de bolsas de papel son las de fondo de pinza y las cuadradas. Los dos tipos suelen tener un esquinero que contribuye a darles una sección transversal rectangular (lo que constituye un rasgo útil cuando se empacan en bolsas o cajas de cartón). Aun cuando el tiempo de espera para la satisfacción de los pedidos es más largo que para el dispositivo de formado, llenado y sellado y la mano de obra operacional es mayor, los costos de capital y mantenimiento son más bajos (tabla 7-15) y la seguridad del equipo más elevada. Esos paquetes pequeños requieren un recipiente principal para los envíos. Se emplean mucho las cajas de cartón corrugado, al igual que las bolsas flexibles de empacado.

Las **bolsas de empacado** son de boca abierta, engomadas, con una o más capas, ya sea de fondo cuadrado o de diseño de autoabertura (con esquineros). Las bolsitas se meten en las bolsas de empacado con el eje largo paralelo al de las bolsas. Puesto que las bolsitas deben empacarse firmemente, es indispensable contar con un equipo de carga de compresión mecánica.

Contenedores rígidos intermedios para granel (IBC) Los contenedores IBC rígidos son elaborados de materiales metálicos o plásticos, adecuados al producto y servicio a que se destinan. El intervalo de tamaños disponibles es de 0.17 m^3 (6 ft^3) a 2.83 m^3 (100 ft^3). Este tipo de contenedor está destinado a reusarse y tiene una vida útil hasta de 20 años. Las consideraciones económicas más importantes son el costo de retorno del contenedor vacío hasta el lugar de llenado, así como la limpieza, manejo y almacenamiento del mismo. En la figura 7-39 se ilustra un contenedor metálico. En la tabla 7-17 se proporciona información comparando este tipo de contenedor con otros contenedores de mayor o menor volumen.

Contenedores flexibles intermedios para granel Estos contenedores son un importante desarrollo de la década de 1970. Se hacen con poliolefinas tejidas y otros materiales; existen contenedores IBC flexibles, disponibles en una amplia variedad de volúmenes y pueden manejar hasta 1800 kg (4000 lb), dependiendo de su construcción. Este tipo de contenedor puede tener un recubrimiento termoplástico cuando se necesita proteger el producto contra la humedad y otros contaminantes. El manejo se ve reforzado con el uso de montacargas o grúas. El llenado y pesado de contenedores IBC flexibles puede hacerse con básculas de diseño especial para el pesado, o volumétricamente si el contenedor es pesado en un lugar remoto después de ser llenado y ese peso se utiliza como base para la facturación. El llenado se lleva a cabo a través de una abertura en la parte superior del contenedor, mientras que la descarga se efectúa a través de un miembro flexible similar en el extremo inferior del contenedor. En la tabla 7-22 se proporcionan datos dimensionales y volumétricos. La figura 7-41 muestra diseños de contenedores típicos y diversos tipos de cuellos de carga y descarga.

TABLA 7-22 Contenedores a granel intermedios del tipo flexible: datos de dimensión y capacidad (datos variables)*

Altura		Volumen útil		Densidad a granel máxima	
mm	in	m^3	ft^3	kg/m^3	lb/ft^3
800	31.5	0.7	24.6	1 445	90
915	36.0	0.8	28.1	1 250	78
1 040	41.0	0.9	31.7	1 120	70
1 145	45.0	1.0	35.3	995	62
1 270	50.0	1.1	38.3	930	58
1 885	54.5	1.2	42.4	835	52
1 500	59.0	1.3	45.9	770	48
1 600	63.0	1.4	49.4	720	45

* De Bonar Co., Ltd.

NOTA: Peso máximo, 1 TM (2 205 lb); dimensiones de la sección transversal, 890 por 890 mm (35 por 35 in); peso de la tara, 3 kg (7 lb); material de construcción, cuerpo de polipropileno entramado y correas de poliéster.

Cajas Las **cajas para granel** (Fig. 7-39) de papel kraft corrugado para productos secos y a granel, caen en dos categorías: las grandes, para cargas de 0.5 a 2 ton, y las pequeñas para cargas de 23 a 68 kg (50 a 150 lb). Las cajas grandes se utilizan mucho para el envío de resinas y las pequeñas para algunos materiales de tamaño regular tales como sosa caústica y para productos de baja densidad a granel que se considera que tendrán que satisfacer fletes demasiado elevados si éstos se embalan en bidones o tambores.

Una caja para artículos a granel, algunas veces llamada *caja con bolsa interna*, consiste en una caja dentro de otra, más otros elementos tales como acojinamientos en los extremos, forros de bolsas de polietileno y materiales de cierre (cinta, goma o grapas). Las placas de papel kraft

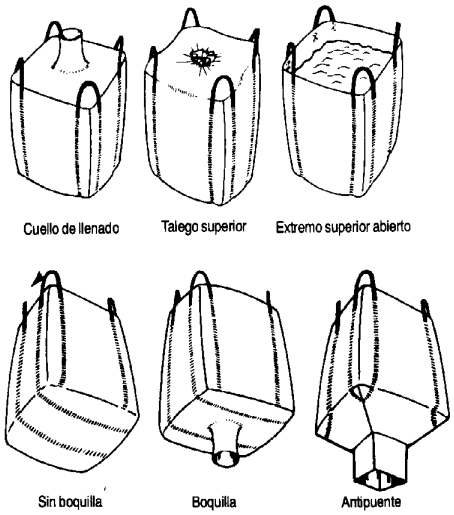


FIG. 7-41 Diseños típicos de contenedores a granel flexibles y diseños de cuellos de carga y descarga. (*Con autorización de Bonar Co., Ltd.*)

corrugado de pared doble consisten en un forro exterior, un medio corrugado, una línea central, otro medio corrugado y un forro interno; la placa de pared simple consiste en un forro interno y otro externo con un centro corrugado. Las especificaciones para cada tipo de cajas dependen de las necesidades de servicio; es común una resistencia de 4100 kPa (600 lb fuerza/in^2) para cargas de 454 kg (1000 lb); de 1900 kPa (275 lb fuerza/in^2) para cargas de 68 kg (150 lb). Se dispone de materiales de fabricación que resisten la humedad elevada y el mojado con agua.

Las ventajas de estos contenedores están determinadas por sus características de cierre y su utilización eficiente del espacio de almacenamiento así como su transporte. Los inconvenientes son el espacio que se requiere para almacenar los componentes de las cajas antes de su montaje y el mercado limitado de reutilización. Cuando se hacen sobre pedido, el tiempo de espera para las cajas va de tres a seis semanas. Los equipos de llenado son similares a los de los tambores. La preparación de la caja puede necesitar dos hombres debido a las dificultades de manejo de los componentes. En la tabla 7-23 se da una idea de las velocidades del llenado para diversos tipos de cajas y varias disposiciones de llenado.

Las **cajas de madera con zunchos de alambre** (con cargas típicas de 1 a 2 ton) se usan poco para los productos químicos. El cuerpo de la caja —duelas delgadas de madera sujetas con alambre de acero zunchado en torno a cada duela— se sujeta a una tarima de madera de plataforma sólida. La parte superior consiste también en placas de madera sujetas con alambre. Un forro de polietileno protege los productos y evita que se caigan por las grietas. Las desventajas de este tipo de contenedor son la mano de obra que se necesita para su preparación y el espacio para desmontarlas. Puesto que los fabricantes están casi siempre cerca de las fuentes de madera dura, los costos de envío a los usuarios pueden ser muy elevados y los tiempos de espera para satisfacer los pedidos son de tres a cuatro semanas.

Se hacen **cajas plegables** con cartón, en unidades del tamaño solicitado por los consumidores [desde unos cuantos gramos y onzas hasta cerca de 11 kg (25 lb)], con el fin de contener productos tales como insecticidas, compuestos que se funden, sales y complementos alimenticios. Con frecuencia se incluyen bolsas de polietileno para proteger los productos contra la humedad o evitar que se derramen por las aberturas diminutas de los pliegues, en las partes superior e inferior. El tiempo de espera para satisfacer pedidos va de seis a ocho semanas. Las cajas plegables montadas son densas y se almacenan eficientemente cuando se cargan en tarimas. Una tarima típica mide 760 × 915 mm (30 × 36 in), con una carga de 1220 mm (48 in) de altura. Los equipos de llenado —que se pueden utilizar también para llenar bolsitas, sacos pequeños y frascos de vidrio van desde las unidades pequeñas de funcionamiento manual hasta las automáticas para alta producción. Las más comunes son las del tipo manual, de pesado en bruto.

Las **cajas de cartón** para envío de líquidos en latas y botellas, los sólidos a granel en frascos, bolsitas y cajas plegables y los artículos granulados con o sin embalajes individuales, se hacen por lo común de papel kraft corrugado. Puesto que los contenedores dentro de las cajas de cartón pueden soportar comúnmente cargas impuestas en sentido vertical, éstos se construyen en forma menos sólida que las utilizadas para materiales a granel. Los tipos más comunes son el cartón ranurado regular (RSC), el RSC de extremo abierto y los recipientes ranurados de superposición central, para llenado especial. Las juntas de los extremos se pueden engrapar, coser, engomar o fijar por medio de cintas adhesivas.

Las especificaciones incluyen las dimensiones de longitud, anchura y profundidad en este orden (Fig. 7-39e). Cuando las cajas se preparan y cierran mediante equipos automáticos, las tolerancias dimensionales se hacen críticas. Las cajas de cartón se envían ya montadas a los usuarios desde las fábricas situadas en todos los centros industriales. Puesto que el tiempo de espera para la satisfacción de los pedidos va de cuatro a seis semanas, las existencias o inventarios de cajas vacías requieren un espacio considerable.

Con frecuencia, el tamaño de los artículos empacados en cartones corrugados no permiten entrelazar hileras de cajas de cartón y deja espacios vacíos considerables entre ellos. Puesto que el cálculo manual del mejor tamaño de las cajas de cartón para la densidad máxima de carga en tarimas requiere un esfuerzo considerable, existen programas de computadora para venta, alquiler o de utilización sobre la base de contratos. Como ejemplos tenemos el programa CAPE-ARRANGE (Danray Corp. Dallas, Texas), y SPACE 1 (Physical Distribution Services, Marketing Publications, Inc., Washington, D.C.), y un programa denominado CADES, desarrollado por el Rutgers University Center for Packaging Engineering, Piscataway, New Jersey.

Tambores Los tambores (Fig. 7-39) hechos de **acero** o de **fibra**, son los siguientes en importancia después de las bolsas de papel de capas múltiples. Para suspensiones o sólidos secos, predominan los tambores de fibra; para los líquidos, los tambores de acero. Estos últimos, en el diseño de cabeza abierta, se usan para productos secos cuando son peligrosos o se deben almacenar al aire libre o cuando tengan una densidad que hagan que los pesos razonables sobrepasen los límites para los tambores de fibra. Aunque sólo son comunes unos cuantos tamaños, se pueden hacer tambores de fibras sobre pedido casi de cualquier tamaño y en cualquier combinación de diámetros y longitud para volúmenes de 2 a 285 L (0.75 a 75 gal) y pesos que van de 25 a 250 kg (60 a 550 lb) (tabla 7-15).

Las **ventajas de los tambores** son la protección del contenido, la facilidad para volver a cerrarlos y un valor apreciable de reventa y reutilización. Una de las limitaciones más graves es la del uso ineficiente del espacio debido a su forma cilíndrica, que da como resultado costos elevados de almacenamiento y transporte. Para vencer esto, se ha desarrollado un tambor de fibra de sección transversal cuadrada (tambor Ro-Con) y la "caja con bolsas internas" corrugadas para artículos a granel.

Los tambores de fibra decorados con anuncios publicitarios cuestan de 0.50 a 2 dólares cada uno, dependiendo de la complejidad y el número de colores. El tipo más común es el cuerpo de papel kraft, de capas múltiples, con fondo de acero y tapa reforzada, introducida a presión en el tambor. Sobre el cuerpo se ajusta adecuadamente una tapa de acero mediante un anillo apretado con un sistema de palanca. Para la **protección contra el vapor** se incluyen barreras entre las capas o se usan forros como primera capa de contacto con el producto. Entre la barrera y los materiales de forro hay películas de polietileno (PE), aluminio y acero, poliésteres y silicones. Cuando se deben almacenar líquidos, se usan forros de PE moldeados por soplado. Los forros de PE de película libre insertados por el usuario proporcionan una combinación de barrera y propiedades de forro con un costo menor que el de la inclusión de los forros como parte del cuerpo del tambor.

Se hacen también tambores de fibra con una tapa de fibra movible y un fondo de fibra que se puede retirar o permanecer fijo al cuerpo. Estos tambores no se pueden volver a utilizar adecuadamente; pero cuestan menos que los de tipo de cubierta metálica con cierre de palanca. Los equipos de llenado consisten casi siempre en una canaleta de operación manual, conectada a un depósito de suministro que reposa sobre una balanza de plataforma. En la tabla 7-23 se muestra la productividad de mano de obra de los diversos sistemas.

Los tambores de acero se hacen con hojas de hierro rolado en frío, formados en un cilindro. La costura longitudinal se hace por soldadura de arco eléctrico. Los flejes se expanden en la pared del cuerpo mediante una sujeción hidráulica y los extremos se doblan hacia adentro para formar una junta hermética. A menudo se usan componentes de sellado para asegurar la hermeticidad de las juntas. La tapa superior tiene una abertura para permitir la instalación de los cierres o tapones por soldadura de resistencia. Estos cierres tienen una rosca para tubería estándar en Estados Unidos, generalmente de 2 in y $^3/_4$ in con objeto de permitir la conexión al equipo de carga y descarga.

OPERACIONES DE EMBALAJE

Las operaciones de embalaje de artículos secos a granel se dividen en dos categorías: pesado y llenado de un paquete —que es el contenedor

TABLA 7-23 Datos de rendimiento para sistemas de embalaje

Tipo de máquina de llenado y pesado	Número de bocas de llenado	Detalle del embalaje: Tipo	Tamaño, in	Tamaño, mm	Construcción capas – peso básico	Cierre	Detalles del producto: Material	Densidad de masa, lb/ft³	kg/m³	Tamaño de partículas, estándar de EUA
Fluidización SFW ‡	4	Bolsa de válvula engomada	Anchura superior de 5 21×25	510 × 635 125	4-170 (=4 capas 170 lb)	Manga interna	PVC‡	38	609	Malla – 60
Banda centrífuga, PWS ‡	2	Bolsa de válvula engomada	21 × 25 5¼	535 × 635 135	4-170 Barrera de PE ‡	Manga interna	PE‡	30	481	Gránulos ⅛ in
PWS, llenador de boca abierta SMC ‡	1	Bolsa SOM ‡	16 × 5 × 30 5¼ arriba	405 × 125 × 760 135	4-170 Barrera de PE	Cosida, pegada con cinta	PE	30	481	Gránulos ⅛ in
Fluidización, SFW ‡	2	Bolsa de válvula engomada	20 × 25 × 5¼ arriba	510 × 635 135	4-170	Manga atrapada	PVC	36	557	Malla – 60
Fluidización, SFW	3	Bolsa de válvula engomada	21 × 25	535 × 635	4-170	Manga atrapada	PE	30	481	Gránulos ⅛ in
Impulsor, SFW	4	Bolsa de válvula engomada	18½ × 27½ cara	470 × 700	3-170	Manga interna	Cemento Portland	94	1508	Malla – 325
De tornillo, SFW, peso neto	1	Bolsa de válvula cosida	16 × 5 × 28	405 × 125 × 710	4-190	Manga atrapada	PE	32	513	Cubitos de 5/32 in
Banda centrífuga, SFW	2	Bolsa de válvula cosida	15 × 5 × 36	380 × 125 × 915	3-150 Barrera de PE	Manga interna	Fertilizante, mezclado	55	881	Malla –10 a +100
PWS, llenador de boca abierta, SMC‡	1	Bolsa SOM ‡	17 × 4 × 36	431 × 100 × 915	3-150 Barrera de PE	Cosida, sin cinta	Fertilizante, mezclado	55	881	Malla –10 a +100
Fluidización, SFW	4	Bolsa de válvula engomada	18 × 26 5¼ arriba	470 × 660 135	3-150 Barrera de PE	Manga interna de PE	Fertilizante, mezclado	55	881	Malla –10 a +100
PWS, de boca abierta, con sellado térmico	1	Bolsa de tubo plano de PE	16 ×30½	405 × 775	PE 10 mil	Sellado térmicamente	Fertilizante, mezclado	55	881	Malla –10 a +100
PWS, forma de llenado-sellado	1	Formas, bolsa reforzada	16 × 5 × 30	405 × 125 × 760	PE 6 mil	Sellado térmicamente	LDPE	30	480	⅛ in (3 mm)
SFW, llenado y pesado de líquido	1	Tambor de acero, DOT17E EUA	55 gal (208 L) – – dia de 23.5 in × 34.75 in de altura	596 × 883	18 gal (0.0428-in) en los extremos y 20 gal (0.0324-in) en el cuerpo	Tapones de 2 y ¾ NPT in	Solvente para barniz		0.839	sp. gr.
Por gravedad, SFW	1	Bolsa de válvula cosida	16 × 5 × 38	405 × 125 × 710	4-190	Manga atrapada	Poliestireno	32	512	Cubos de 5/32 in
De balanza de plataforma, con corte automático después del llenado, SFW	1	Tambor	55 gal	208 L	6 capas de fibra (300 lb)	Cubierta de acero cerrada con palanca	Lote maestro de PE	30	481	Gránulos ⅛ in
Balanza de plataforma, corte manual	1	Tambor	55 gal	208 L	6 capas de fibra (300 lb)	Cubierta de acero cerrada con palanca	Compuesto limpiador	45	721	Malla –20 a + 80
Balanza de plataforma, corte y llenado automáticos, SFW	1	Caja para artículos a granel, recubrimiento de PE de 3 mil	15 × 15 ×24	380 × 380 × 610	Exterior: prueba a 275 lb DW Recubrimiento: prueba a 600 lb DW	Grapas	Insecticida, grado técnico	40	640	Malla –200
De balanza de plataforma, corte y llenado automáticos, SFW engrapadora automática	1	Caja para artículos a granel	41 × 34 × 36	1040 × 860 × 915	Cajas internas y externas prueba a 600 lb placas de papel kraft DW	Grapas	PE	30	481	Gránulos ⅛ in
De tornillo vertical, SFW	1	Bolsa pequeña Saquito	10 × 4 × 25 14 × 27	255 × 100 × 635 355 × 685	Papel de 3-120, 2 a 4 mil de PE	Engomada, sellada térmicamente	Polvo insecticida	20	320	Malla –325
De tornillo vertical, SFW	1	Caja plegable	6½ × 3½ × 9	165 × 90 × 230	Placas reelaboradas de 12 puntos, con forro PE de 2 mil	Engomada, recubrimiento de PE fijo	Polvo insecticida rociable	20	320	– 10 μm
Formadora y llenadora de bolsas PWS	2	Saquito	8½ × 15	215 × 380	Película de PE de 1 a 3 mil	Corte por alambre caliente, sello térmico	Detergente, secado y rociable	39	625	Malla –30 a + 60
Empacadora, alimentación manual, cierre mecanizado	···	Bolsa de empacar	23 × 30	585 × 760	2- 140	Engomada	bolsas de herbicidas 12, 5-lb (2.3 kg)	45	721	Malla –325
Empacadora, alimentación y cierre manual	···	Bolsa de empacar	23 × 30	585 × 760	2-140	Engomada	bolsas de herbicidas 12, 5-lb (2.3 kg)	45	721	Malla –325
Envase corrugado, alimentación manual, cierre mecanizado	···	Caja de cartón regular, ranurada	24 × 16 × 7	610 × 405 × 180	275 DW	Engomada	bolsas de herbicidas 12, 5-lb (2.3 kg)	45	721	Malla –325

* Las fracciones indican el tiempo requerido por un hombre para realizar la actividad: éstas se adicionan para calcular el número de personas necesarias.
† Incluye el equipo y la instalación; pero no los edificios o los servicios que se requieren.
‡ Definición de abreviaturas: SFW = llenado y pesado simultáneos; PWS = balanza de pesado previo; SMC = cerrador de máquina de coser; DW = pared doble; SOM = boca abierta cosida; PE = polietileno; PVC = cloruro de polivinilo.
§ Véase la tabla 21-6 para equivalencias métricas de los tamaños de las partículas.

de envío— y pesado y llenado de paquetes pequeños que, a su vez, se ponen en otros embalajes para su envío. La elección del equipo y el modo en que se combina en un sistema dependen de factores como los productos y sus propiedades químicas, físicas y reológicas; el tipo de embalaje que se debe llenar; la salida total de embalajes que se requiere, el índice instantáneo y el promedio de llenado; el costo, las actitudes y la disponibilidad de mano de obra; el espacio disponible para los equipos; las condiciones de almacenamiento, los envíos y transportes; el costo y la disponibilidad de capital; las características temporales de las actividades de embalaje, la duración esperada de la operación; las condiciones sanitarias, de seguridad, de embalaje y trabajo que imponen las dependencias oficiales, las características de mantenimiento y seguridad de los equipos; los cambios que se pueden esperar en los productos y su demanda y la naturaleza del mercado para los productos (ya sea, industriales, de consumo, agrícolas o del gobierno).

Pesado Hay dos tipos principales de equipos de llenado, pesado y embalaje: **de llenado y pesado simultáneo** —donde el material se pesa al mismo tiempo que se vierte al recipiente— y de **prepesado** —donde el material se pesa antes de que se llene el recipiente. El primer tipo se aplica principalmente a las bolsas de válvulas, las bolsitas, las cajas para artículos a granel y las cajas para bolsas; el último, a las bolsas de boca abierta, las bolsas pequeñas y las cajas de cartón, a los recipientes de formado-llenado-sellado y, a veces, a las bolsas de válvula.

Hay otra distinción que se hace entre los pesadores netos y los pesadores en bruto. Los **pesadores netos** se definen por la relación (en la gama 0.3 a 0.5) del peso del material cargado al del recipiente de pesado y

Peso del contenido,		Índice de embalaje, paquetes/ min		Variación del peso promedio		Personal necesario para embalajes*				Inversión aproximada (1981)		Manejo de embalajes	
lb	kg	Promedio	Instantáneo	onzas	g	Preparación de embalajes, suministro	Operadores de máquinas llenadoras	Cerradores de embalajes	Ayudantes cargadores y preparadores de tarima	Máquina llenadora	Sistema	Embalajes sobre transportadores	Colocación automática en tarimas
50	22.7	12	17	4	114	1	1	0	2	62 000	246 000	Sí	No
50	22.7	16	22	0.5	14	0.5	1	0	0.5	86 000	310 000	Sí	Sí
50	22.7	8	12	0.5	14	1	1	1	2	25 000	112 000	Sí	No
50	22.7	6	8	4	114	1	1	0	1	44 000	185 000	Sí	No
50	22.7	16	24	3	85	1	1	0	1	54 000	310 000	Sí	Sí
94	42.7	22	28	8	227	1.5	1	0	0.5	62 000	369 000	Sí	Sí
50	22.7	1	2	3	85	0.25	0.25	0	0.5	15 000	29 000	No	No
80	36.4	12	16	8	227	1	1	0	2	37 000	185 000	Sí	No
80	36.4	16	22	4	114	1	1	2	2	25 000	135 000	Sí	No
80	36.4	18	24	16	455	1	1	0	2	67 000	197 000	Sí	No
50	22.7	18	24	4	114	1	1	1	2	37 000	160 000	Sí	No
50	25	8	12	1	28	1	0	0	0	600 000	1 840 000	Sí	Sí
385	175	2	3	6	170	0.25	0.5	0.5	1.75	65 000	100 000	Sí	No
50	22.7	0.2	0.4	16	455	0.25	0.5	0	0.25	2 000	7 000	No	No
250	113.6	1	4	2	57	1	0.5	0.5	1	15 000	62 000	Sí	No
300	136.4	0.5	1	0.5	14	0.25	0.25	0.25	0.25	4 000	12 000	Sí	No
100	45.5	0.5	1	4	114	1	1	1	1	25 000	49 000	No	No
900	409.1	0.33	0.50	8	227	2	0.75	0.25	...	25 000	123 000	Sí	
10	4.5	5	10	1	28	1	1	1	3	12 000	62 000	Sí	No
1.5	0.682	8	12	0.5	14	1	1	1	3	12 000	25 000	Sí	No
2.5	1.136	10	12	0.5	14	1	...	...	2	62 000	86 000	Sí	No
60	27.3	1.5	3	...	...	0.5	0.5	0.5	0.5	25 000	37 000	Sí	No
60	27.3	1.5	3	...	...	0.5	0.5	1	1	12 000	5 000	No	No
60	27.3	1	2	...	...	0.5	0.5	0	1	17 000	25 000	Sí	No

las piezas asociadas. Las balanzas de prepresado son buenos ejemplos de pesadores netos. En los pesadores en bruto, de los que los dispositivos de llenado y pesado simultáneamente constituyen un buen ejemplo, la relación suele ser mayor que la unidad. Los pesadores netos tienen una precisión que está dentro de ±0.125 a ±0.25%; y los pesadores en bruto desde ±0.5 a 1.0%. El mantenimiento de ciertas condiciones de las balanzas de alimentación es crítico para obtener precisión y sostener un índice dado de producción; tienen una gran importancia los depósitos de sobreflujo y los dispositivos apropiados de alimentación. Si se desea, se puede incrementar la exactitud del pesado, a un costo elevado, mediante accesorios y modificaciones especiales, tales como celdas de carga y controles de microprocesadores, dispositivos de goteo y a granel y alimentadores.

La Exactitud de un dispositivo pesador dinámico se expresa como el porcentaje de desviación en más o menos, de un *peso preestablecido*, que sólo se puede aproximar al *peso real deseado*. La naturaleza dinámica del pesado requiere que la balanza responda a las condiciones estáticas cambiantes, así como también a una serie de condiciones dinámicas constantes. Las variaciones pequeñas de la densidad del producto pueden hacer que el peso preestablecido se desvíe, dando como resultado pesos embalados inaceptables. Con frecuencia se sospecha que la sensibilidad de la balanza es deficiente, cuando, de hecho, es el peso establecido el que se desvía. Esto se puede verificar con facilidad, probando una serie de pesos y determinando su desviación estándar.

Verificación de pesado Debido a la desviación de los pesos establecidos y la influencia de las legislaciones federales y estatales sobre las desviaciones permisibles de los pesos anunciados, una de las prin-

cipales fases nuevas del llenado y el pesado de embalajes es el de la verificación. Esta última se puede realizar manualmente con una balanza de plataforma y seguir, a continuación, un procedimiento estadístico simple, con una gráfica de control. Existen dispositivos aplicables a las balanzas de prepesado, que toman y registran pesos estáticos inmediatamente antes de la descarga a la máquina de llenado. Hay verificadores de pesado en líneas que pesan cada paquete y lo rechazan o lo dejan pasar más adelante dependiendo de su peso, además de que mantienen un registro de los resultados. Un desarrollo reciente permite el reajuste automático continuo del peso establecido de la balanza por medio de una minicomputadora de proceso que registra cada peso, y a continuación, a partir de una serie de ellos, calcula si el peso establecido se está desviando o no. A continuación se hace un ajuste del peso básico de la balanza.

Equipos de llenado y pesado En la selección de equipos de llenado de entre la gran variedad disponible (tabla 7-23) y su combinación en el sistema total, tiene especial interés la relación del equipo con las producciones instantáneas, promedio y personal. El sometimiento a métodos, la subdivisión en elementos de trabajo y la predicción del tiempo necesario para cada función operacional por medio de datos normalizados tales como MTM (medición de tiempo de métodos) y GPD (datos para fines generales) permiten la identificación precisa de los trabajos y su contenido. De ese modo, se puede calcular la producción real promedio y, a partir de ese valor, la instantánea.

El **índice instantáneo**, que es el índice o velocidad que incluyen los fabricantes de equipos en sus garantías de funcionamiento, se define como el número de embalajes producidos por minuto, cuando el equipo funciona en condiciones de estado estacionario. El **índice promedio** —la medida que necesita el usuario para planear la producción y sus compromisos— se puede definir como el promedio aritmético (embalajes por minuto) producido en un turno (por lo común de ocho horas). Es preciso tomar en consideración la seguridad del equipo al determinar los índices promedio, puesto que las fallas de funcionamiento que provocan tiempo ocioso pueden tener efectos importantes sobre los valores de los índices. También es necesario considerar el efecto de programar la producción sobre el equipo, el tiempo ocioso y el cambio de producto en una línea.

Equipos de llenado de bolsas de válvula Aunque las bolsas de capas múltiples de papel y plástico se pueden llenar mediante una gran variedad de equipos, predominan los del tipo de llenado y pesado simultáneo (pesado en bruto). Cuando se requiere una mayor precisión en el pesado, es muy conveniente disponer del tipo de equipo pesador neto que utiliza una balanza de prepresado que descarga dentro de una llenadora de bolsas de válvula. El dispositivo más utilizado en esta categoría es el del tipo de fluidización, para el que se aplican las gamas y los parámetros que siguen:

Parámetro	Intervalo de capacidades*
Tamaño de partícula	Gránulos de 3/8 in (9.5 mm) hasta un grado micrométrico
Densidad a granel	0.5 a 200 lb/ft^3 (8 a 3200 kg/m^3
Bocas de llenado	1 a 4
Peso embalado	20 a 150 lb (10 a 70 kg)
Volumen embalado	1 a 6 ft^3 (0.03 a 0.17 m^3)
Material de fabricación en contacto con el producto	Acero al carbono, acero inoxidable, acero recubierto de plástico, aluminio
Capacidad de llenado	1 a 30 bolsas por minuto
Tamaño de la válvula de la bolsa	3 a 5 1/2 in (75 a 140 mm)
Error de pesado: báscula de llenado y pesado simultáneos	+ 2 a ± 4 oz (60 a 120 g)
Error de pesado: báscula de prepesado	± 1 oz (30 g)

* Las equivalentes SI han sido redondeadas.

Llenadores fluidizantes de bolsas. Estos pueden satisfacer cualquier exigencia de producción que vaya de la escala de planta piloto a la de las instalaciones con transportadores, de alto tonelaje y trabajo intenso. Se proporciona una cámara con un cojín de aire en el fondo, adyacente a una canaleta de llenado. Una columna de productos sobre esta sección, que es la que provoca el flujo, se puede abrir a la atmósfera o encerrarse y someterse a presión. Cuando se alcanza el peso deseado de la bolsa, la balanza pesadora que forma parte del equipo activa el mecanismo para cerrar la válvula por la que pasa el material hasta la bolsa. El aire de fluidización y presión se puede obtener mejor mediante un ventilador de desplazamiento positivo a razón de 1.5 kW (3 hp) por canaleta de llenado.

En los fluidizadores equipados con transportador y canaletas múltiples y en algunos tipos de máquinas llenadoras de banda y tornillo sin fin tiene un interés especial una combinación del asiento del operario, el reposo de la bolsa y el trabajo de sujeción de las mangas. Este dispositivo hace que el operario se encuentre en una posición óptima de trabajo después del llenado, la cual permite una separación sencilla y positiva de la manga. El uso amplio de las mangas internas de películas de polietileno ha reducido la importancia de la característica de sujeción de las mangas. Hay varios tipos de mangas para bolsas de válvulas sellables térmicamente, así como el equipo para cerrarlas automáticamente. Estas válvulas se usan cuando es inaceptable cualquier fuga de producto de una bolsa de manga interna, por ligera que sea.

Las bolsas pueden ser colocadas automáticamente en los llenadores de bolsas de válvula por medio de un dispositivo automático de colocación de bolsas, que consiste en un almacén que contiene aproximadamente 100 bolsas vacías de válvulas engomadas y un mecanismo para retirar las bolsas del almacén, abrir la válvula y ponerla sobre la canaleta o boquilla de llenado, iniciando el ciclo de llenado y descarga. El costo de dispositivo instalado se puede recuperar aproximadamente en un año de funcionamiento, basándose en los índices típicos de salarios que se pagan en Estados Unidos para la mano de obra de líneas de embalaje.

Llenadores de tipo tornillo sinfín o gusano para bolsas Por lo común, se aplican estos llenadores a bolsas de válvula del tipo de manga doblada, cuando se necesitan índices de producción de una a dos bolsas por minuto y se admiten límites de error en el pesado ± 1%. Los más comunes son los diseños de canaleta de llenado de tornillo helicoidal simple (por lo común del tipo de pesado neto), con características de llenado y pesado simultáneos.

Las llenadoras de peso en bruto necesitan un dispositivo de alimentación que puede ser una banda, un vibrador o un tornillo helicoidal, dependiendo del producto. Se pueden manejar partículas de tamaños que van desde gránulos de 12.7 mm a granel (1/2 in) a polvo de 44 μm (malla 325) al igual que artículos con densidades que van de 80 a 3200 kg/m^3 (5 a 200 lb/ft^3). La potencia requerida va de 373 W a 5.6 kW (0.5 a 7.5 hp). Se obtiene exactitud en el pesado, frenando el motor hasta una determinación rápida, una vez que se alcanza el peso correcto, y el sistema de la balanza activa al de control mecánico o eléctrico. Aun cuando las empacadoras de fluidización han reducido la importancia del tipo de tornillo sinfín, este último siempre tendrá aplicaciones en los lugares en los que el espacio constituya un problema y se deban mantener bajas las inversiones.

Empacadoras de tipo banda centrífuga Esta empacadora se usa mucha en productos granulados, con densidades de masa que van de 400 a 1600 kg/m^3 (25 a 100 lb/ft^3). Las llenadoras de canaleta simple y llenado y pesado simultáneos, que consisten básicamente en un transportador de banda corta, manejan de una a tres bolsas por minuto con exactitudes de pesado que se encuentran dentro de ± 1%; el diseño de dos canaletas o boquillas es más común en las instalaciones equipadas con transportadores de alta velocidad, en donde se usan balanzas de prepesado. Se pueden manejar hasta 30 bolsas por minuto, con una exactitud de pesado que está dentro de ± 0.1% o menos.

Llenadores de tipo hélice Estos llenadores se utilizan mucho para los materiales divididos finamente tales como el cemento Portland, el yeso, la cal y el talco; contienen una hélice que gira en una carcasa (similar a una bomba centrífuga) para introducir el producto en las bolsas. La mayoría de las máquinas de hélice se instalan con transportadores, aun cuando se ha llegado a utilizar máquinas de canaleta simple, cuando se realiza en forma manual el manejo de las bolsas. Las densidades a granel se limitan a 800 kg/m^3 (50 lb/ft^3) y superiores. Son

posibles índices de llenado de cemento Portland de hasta 30 bolsas de 43 kg (94 lb) por minuto con exactitudes de pesado que están dentro de, aproximadamente ± 2%. La potencia requerida va de 3.7 a 7.4 kW (5 a 10 hp) por canaleta de llenado. Los llenadores de hélice se están viendo reemplazados por los del tipo de fluidización, debido a que estos últimos tienen más exactitud de pesado, una mayor limpieza y un costo reducido de inversión y operación.

Llenadores de tipo gravedad Estos llenadores se encuentran disponibles en los tipos de peso bruto o peso neto, utilizando una báscula de prepeso. Los del tipo de peso bruto se usan en operaciones marginales para las que debe limitarse la inversión, y la operación no es crítica. Las velocidades de embalaje de 0.5 bolsas por minuto y exactitudes de peso dentro de la tolerancia de ± 5%, son posibles de alcanzar en este tipo de llenadores. Su manejo se limita a productos granulados de libre flujo. Las llenadoras del tipo de peso neto utilizan una báscula predeterminadora de peso de alta exactitud, colocada a una distancia de 3 a 5 m (10 a 15 ft) por encima de la abertura de la bolsa que se está llenando. La energía gravitacional de la carga de caída del producto se usa para forzar el producto hacia el interior de la bolsa. Es posible alcanzar velocidades hasta de seis bolsas de 25 kg (50 lb) por minuto, por unidad de llenado. Este tipo de equipo requiere un material de libre flujo y puede manejar productos cuyo tamaño de gránulo está en el intervalo de 250 micrómetros hasta 4.8 mm (malla 60 a malla 4). Pueden manejarse densidades de masa tan bajas como de 400 kg/m^3 (25 lb/ft^3).

Equipos para llenar bolsas de boca abierta Dos de las consideraciones primordiales al escoger este tipo de equipos (tabla 7-23) y tomar una decisión entre los sistemas de bolsas de boca abierta y los de bolsas de válvulas son, la mano de obra que se necesita para una producción dada y las limitaciones de capacidad del sistema de cierre. Con las bolsas de boca abierta, el pesado y el llenado se realizan por lo común en una balanza de prepesado neto; a veces se usan pesadores en bruto para las producciones bajas. Los principios de funcionamiento y las prácticas de instalaciones de las balanzas automáticas se describieron antes en esa subsección.

Las balanzas de prepesado se descargan a un sistema de vertederos al que se fijan las bolsas. La energía cinética de la carga al llegar al fondo permite que la bolsa se mantenga en pie sin respaldo lateral, en un transportador de la máquina cerradora. La bolsa llena cae después sobre un transportador de banda corta que la transfiere a una máquina selladora. Las bolsas vacías se mantienen en forma manual sobre sistema de vertedero o con un dispositivo de abrazaderas. Esas balanzas manejan de 8 a 35 cargas por minuto. Las exactitudes de los pesos se conforman a las leyes de peso y valor de los productos.

Cierre de bolsas Las bolsas de boca abierta, de papel de capas múltiples, se cierran mediante cosido, y las del tipo de fondo de pinza, mediante adhesivos fundidos en caliente. Se usan tres tipos de costuras. El más sencillo y rápido consiste en coser con hilo de algodón o poliéster, con aguja, en costuras entrelazadas en un punto de cadena. Esto resulta adecuado para los productos de bajo costo donde los derrames a través de las costuras no tengan importancia. Un método mejorado consiste en agregar una cinta plana sobre la boca abierta y coser a través de ella con la aguja y la lezna. Otro hilo adicional, llamado cuerda de filtro, se puede agregar entre la costura de aguja y la banda para incrementar la protección contra los derrames; pero esto reduce los índices de cierre.

Se puede tener un cierre completamente a **prueba de derrames** mediante el procedimiento de "cinta sobre costura" en donde la cinta se pega sobre el cierre cosido y acabado, mediante un dispositivo situado más adelante que la cabeza cosedora. Para un cierre a prueba de derrames con índices elevados de producción se usa el cierre de pinza engomada. La unidad selladora aplica una gota de 1.6 mm (0.0625 in) de adhesivo termoplástico al extremo doblado de cada pliegue y, luego, los vuelve a doblar y los comprime contra la cara de la bolsa. Se aplican a la costura presión y enfriamiento para que se asiente el adhesivo, antes de descargar la bolsa. Un tipo alternativo de cierre de bolsa del tipo de pinza, tiene una previa aplicación de adhesivo en el extremo abierto, hecha por el fabricante. Cuando la bolsa ya ha sido llenada, la máquina de cierre reactiva el adhesivo por calentamiento antes de efectuar el sellado.

Las bolsas de película de polietileno se cierran mediante el sellado térmico, uniendo la cara y la parte posterior de la bolsa. La unidad de cierre consiste en un par de bandas que sostienen la parte superior de la bolsa y la guían por una sección calentada que funde la cara y la parte posterior. A esto sigue una sección de enfriamiento.

Llenado de tambores y cajas para artículos a granel Este proceso se realiza en tres operaciones: preparación, llenado y pesado, y cierre. Puesto que la preparación de las cajas para artículos a granel es molesta, se recomienda un lugar de trabajo con métodos bien establecidos y equipos auxiliares de trabajo. El pesado y el llenado se pueden hacer en forma manual o automática. Hay una similitud suficiente entre los dos métodos como para que los sistemas manuales se puedan mecanizar posteriormente.

La instalación más común consiste en un transportador lineal con una balanza de plataforma en el centro. Esta balanza puede ser del tipo simple de carátula, que vigila el operario para detener el flujo. La primera etapa de la mecanización consiste en agregar un interruptor de corte a la balanza. Es posible obtener velocidades o índices de llenado de 5 a 10 kg/s (10 a 20 lb/s), con exactitudes de pesado que se encuentran dentro de ± 1%. La verificación del pesado se realiza con facilidad, al observar el peso neto en la carátula. Un operario competente puede manejar un sistema manual dentro de unos cuantos gramos u onzas del peso deseado. A veces se usan balanzas de prepesado para los productos de flujo libre, cuando el peso neto sea de 100 kg (200 lb) o menos, o bien un múltiplo de un peso que se puede ajustar en la balanza y repetirse, para obtener las cantidades que se desea. La principal ventaja del pesado preliminar es una mayor exactitud.

Llenado de bolsitas, sacos pequeños y cajas de cartón Este proceso incluye las dos operaciones principales: llenado y cierre. Otra etapa adicional en el caso de las cajas de cartón es el preparar y colocar forros de plástico. El llenado y el pesado pueden incluir ya sea el pesado preliminar o el pesado y el llenado simultáneos: el prepesado se suele utilizar por lo común cuando se requiere una exactitud muy elevada. Con dispositivos alimentadores apropiados, esos llenadores se pueden adaptar para latas y frascos.

Las bolsitas de plástico se cierran mediante el sello térmico. Las bolsitas y las bolsas de papel se pueden coser mediante equipos similares a los utilizados para las bolsas de boca abierta de papel de capas múltiples; pero con la utilización de guías de bolsas y transportadores apropiados. Se prefiere el método del sellado adhesivo, ya sea mediante una goma fundida en caliente o un líquido que pegue con rapidez. El equipo de cierre de adhesivos puede satisfacer producciones que van de unas cuantas bolsas hasta cerca de 50 por minuto. El índice necesario determina si el procedimiento de llenado debe ser manual o automático. Para velocidades hasta de 20 paquetes por minuto, resultan prácticas las operaciones manuales. Para índices mayores, se hace necesario algún tipo de mecanización. La economía determina la elección entre diversas líneas manuales y una sola automática.

Formado-llenado-sellado Los recipientes pequeños prefabricados, cuando se llenan a velocidades o índices elevadores, presentan un problema debido a la necesidad de manejar y almacenar recipientes vacíos. Para resolver esta dificultad, evolucionó el tipo de embalajes de formado-llenado-sellado, que no sólo simplifica el problema de suministro, sino que produce embalajes superiores. Este método implica dos funciones principales: el ciclo de pesado y el de producción de la bolsa y llenado. Es posible obtener índices hasta de 50 paquetes por minuto, con múltiplos de esta cantidad en máquinas con dos o más estaciones. Las balanzas de prepesado son del mismo tipo utilizado para el llenado de embalajes pequeños.

En la actualidad, el formado, llenado y sellado se limitan a productos que tienen partículas de flujo razonablemente libre, con bajas concentraciones de polvo. Puesto que el sellado térmico para formar las bolsas es el que asegura el éxito de este sistema, se necesitan películas termoplásticas u otros plásticos y papeles con un recubrimiento termoplástico. La elección del formado, llenado-sellado en función de los paquetes prefabricados depende de la economía; pero se aplica por lo común a los materiales no temporales.

Ya se cuenta con equipo de formado-llenado-sellado para embalajes industriales. En el embalaje de bolsas de 25 kg (50 lb), se utilizan hojas de polietileno en forma de rollo que pasan a través de un tubo formador. La bolsa se forma exactamente antes de ser llenada. Este sistema tiene la ventaja del bajo costo de material y mano de obra, pero existe una desventaja por la complejidad del equipo. Las velocidades de llenado pueden variar desde ocho a veinte bolsas de 25 kg (50 lb). La exactitud que se alcanza en estas llenadoras es muy alta, ya que se cuenta con básculas predeterminadoras de peso.

Carga, envoltura y sellado de bolsas empacadas y cajas de cartón Se pueden utilizar cajas corrugadas para el envío de contenedores o recipientes pequeños, flexibles o rígidos, con bolsas empacadas para los flexibles. Las cajas corrugadas se cargan en forma manual, semiautomática (carga manual de la caja armada mecánicamente) o totalmente automática. La preparación y la carga manuales resultan prácticas hasta para tres cajas por minuto; la semiautomática para 10, y la automática hasta 40 envases. A cada equipo se asocian transportadores que llevan paquetes al cargador de cajas y retiran las cajas de cartón llenas de la máquina selladora.

El **sellado de las cajas de cartón** se hace automáticamente mediante adhesivos, cintas adhesivas o grapas, o bien, en forma manual, con cintas adhesivas o grapas. Las máquinas cerradoras selladoras de cajas de cartón han llegado a precios tan atractivos que hasta las operaciones pequeñas pueden justificar su empleo, incluso cuando el resto de la línea funcione en forma manual. Existen selladores y cerradores de cajas que admiten tamaños diferentes de paquetes en orden aleatorio.

Las **bolsas empacadas** se pueden llenar en forma manual; pero se prefiere utilizar unidades de compresión de diseño específico. Su uso permite realizar una carga íntegra en la que todas las partes del paquete compartan las fuerzas impuestas por el transporte. Una unidad de compresión cargada manualmente maneja de dos a cuatro bolsas por minuto; las unidades semiautomáticas, con alimentación mecánica de paquetes y una unidad manual de aplicación de bolsas empacadas, puede manejar de 15 a 20. Las bolsas empacadas se cierran automáticamente con cinta o adhesivo, con preferencia de este último, sobre todo para las operaciones automáticas.

El embalaje compacto, el atado y la envoltura Estas técnicas tienen aplicaciones limitadas para los productos químicos. La envoltura y el atado son sustituidos por cajas de cartón y bolsas empacadas y tienen la ventaja de que los embalajes se hacen con papel que se presenta en rollos.

El embalaje compacto es un desarrollo nuevo e importante. La aplicación más importante hecha hasta ahora en la industria química es para unir paquetes para envíos en tarimas. Una cubierta de película de polietileno encogible sirve para sujetar la carga de una tarima y permite que absorba fuerzas de transporte considerablemente más altas que en el caso de que se embalara por algún otro método. Se elimina cargar la tarima, los adhesivos y los flejes, lo que contrarresta los costos de la envoltura compacta; pero además este tipo de envolturas compactas resulta económico, sobre todo por la reducción de los daños que sufren los artículos transportados.

La cubierta de polietileno encogible, aplicada en forma manual, consiste casi siempre en una bolsa prefabricada suficientemente grande para envolver la carga. Los equipos para la compactación de las cubiertas van de pequeñas unidades manuales alimentadas por propano que necesitan cerca de cinco minutos para compactar una carga de 1 ton hasta líneas transportadoras completamente automáticas que manejan hasta 30 tarimas por minuto.

Embalaje de envoltura elástica Una nueva alternativa al embalaje es el embalaje de tipo elástico. Consiste en una envoltura que cubre al producto con una película termoplástica que es aplicada bajo tensión y que envuelve los extremos de la carga en forma total. Una maquinaria especial realiza este procedimiento correctamente. La ventaja de la envoltura elástica es que no requiere el preciso ajuste ni las propiedades de encogimiento de una bolsa de envoltura compacta para asegurar un ajuste de la carga a la tarima. Cuando se cuenta con una película elástica que tiene sus propiedades de tensión y elongación adecuadas y la máquina de envoltura funcionando correctamente, es posible obtener resultados satisfactorios. El costo de material para envoltura elástica a tensión es de 75 a 100% de la envoltura compacta. Una ventaja económica es que la envoltura a tensión requiere menor energía que la envoltura compacta de acuerdo con un factor de 100 o más. Los requisitos de mano de obra del personal también son menores, ya que el operador puede iniciar el proceso de envoltura a tensión uniendo la película a la tarima y la máquina compacta, por lo general se requieren dos operarios a causa de la incomodidad que siempre presenta la bolsa compacta.

Marcado y etiquetado de los embalajes La información en las etiquetas se puede dividir en dos clases; la fija para cada contenedor y la que varía de un paquete a otro o de un lote a otro. Como ejemplo de información fija se tienen el nombre y la dirección, el peso neto, el nombre del producto y las advertencias relativas a los peligros de manejo que pueda ofrecer. La información variable incluye el número de mezcla o lote, el número consecutivo de los embalajes, información codificada y, quizá, la fecha de fabricación. Los paquetes para exportación requieren las dimensiones externas y el peso bruto, el neto y el de la tara (recipiente vacío) en unidades inglesas y del SI. Cuando se tenga inseguridad respecto a los requisitos de etiquetado, deberá consultarse a un asesor legal experimentado. La información fija la imprime por lo común el fabricante de los embalajes. La información variable se puede aplicar en forma manual con sellos de goma o mediante equipo de marcaje automático en línea. Un nuevo sistema utiliza una computadora digital para la impresión de etiquetas. Cada texto de la etiqueta es almacenado en la computadora, y por un comando de impresión, imprimirá la etiqueta mediante un impresor de alta velocidad. Se espera que este sistema llegue a ser ampliamente usado cuando se necesite obtener muchas y diversas etiquetas y su texto esté sujeto a frecuentes modificaciones.

La lectura automática de información de etiqueta mediante un dispositivo remoto electrónico de búsqueda, ha sido objeto de intensos esfuerzos. De especial interés es la lectura del número de serie del contenedor y su contenido que se está manejando, sin que el personal tenga que realizar esta tarea. El objetivo de esto es lograr una mayor exactitud en la identificación a menor costo. Cuando se trata de contenedores rellenables, el uso de esta cualidad de lectura remota con el computador para proceso, ayudará a disminuir los costos de recolección y devolución de contenedores.

MANEJO Y ALMACENAMIENTO DE EMBALAJES

Requisitos del almacén Los embalajes acabados de la industria química son por lo común bolsas, tambores, cubetas o cajas de cartón (estas últimas suelen contener unidades más pequeñas). Los equipos de almacenamiento y manejo de embalajes se pueden agrupar en tres categorías principales de desempeño: 1) del embalaje a la carga unitaria de tarimas, 2) de la carga unitaria de tarimas al almacenamiento o el envío y 3) del almacenamiento al envío.

La tendencia ha sido a descentralizar los almacenes, de modo que se almacenan cada vez menos productos acabados en las plantas productoras. Los inventarios típicos en las fábricas consiste en una producción de dos a tres días, pero en los puntos de almacenamiento, las existencias pueden llegar hasta la producción de 15 a 30 días. Aun cuando es conveniente un movimiento elevado de existencias, la variedad de especificaciones y grados de productos conduce con frecuencia a tiempos más prolongados de almacenamiento. Debido a esto, existen equipos de almacenamiento y transportadores relacionados para permitir ya sea el movimiento de los productos a velocidades elevadas al entrar y salir en los almacenes de las plantas o la permanencia virtualmente estática.

El manejo mecánico de productos en almacenes comenzó con una combinación de tarimas y carritos elevadores de horquilla o montacargas. Puesto que los almacenes no tenían equipo de desplazamiento, las cargas en tarima se colocaban en el piso o unas sobre otras. Aun cuando todavía se practica esto, las cargas se desplazan en la actualidad en un sistema de almacenamiento en anaqueles que permite almacenar cargas en tarimas en columnas verticales que aprovechan mejor el volu-

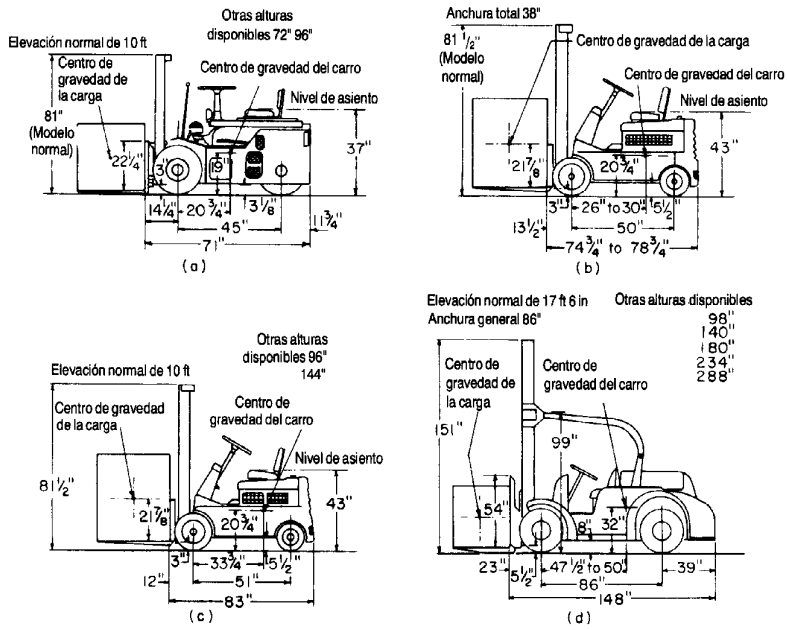


FIG. 7-42 Dimensiones de carros elevadores de horquilla **a)** Capacidad de 1 000 a 2 000 lb. **b)** Capacidad de 3 000 a 4 000 lb. **c)** Capacidad de 5 000 lb. **d)** Capacidad de 10 000 a 12 000 lb. Multiplíquese libras por 0.4536 para obtener kilogramos; multiplíquese pulgadas por 0.0254 para obtener metros. (*Hyster Co.*)

men o la altura de los almacenes. También se usan transportadores para llevar las cargas en tarimas al almacenamiento, recuperarlas y transferirlas al departamento de envíos. Casi siempre participan en todos los movimientos carritos elevadores de horquilla.

Sistemas de manejo de embalajes El **control de sistemas de manejo de embalajes** puede depender de motores de arranque simple, relevadores entrelazados con control de fotoceldas o computadoras. Los controles de estado sólido se están aplicando cada vez más en los dos últimos sistemas.

Un segundo tipo de control que se requiere es el de los embalajes o las tarimas manejadas por transportadores y otros equipos. Este manejo puede consistir en transferencias en ángulo recto, en ascenso vertical o en un conjunto de limitaciones a los lados de un transportador de banda.

Análisis de sistemas La elección de un sistema específico de manejo debe tomar en consideración las compensaciones que se pueden hacer entre diferentes tipos de equipos y entre la automatización y los equipos manejados y controlados por seres humanos. Después de que la tendencia se aplicó en favor de la automatización completa, la industria está comenzando a reconocer las capacidades únicas de los seres humanos para manejar operaciones complejas, donde los procesos de toma de decisiones son demasiado complicados para ese control por medio de computadoras. Otras desventajas de la automatización es el costo elevado de mantenimiento especializado que se requiere, y que se puede elevar anualmente entre el 5 y el 10% del costo original de los equipos y, a veces, más. También se requieren con frecuencia nuevas capacidades técnicas.

Los factores que se incluyen en cualquier análisis económico de los sistemas de almacenamiento y manejo de materiales son: 1) la vida mecánica y económica esperada del sistema; 2) el costo anual de mantenimiento; 3) los requisitos de capital y los beneficios esperados sobre la inversión; 4) el valor de los terrenos y el costo de la construcción de edificios; 5) el análisis detallado de cada posición de trabajo (para determinar las compensaciones entre la mano de obra y el equipo; son importantes la disponibilidad y los costos esperados en el futuro para la mano de obra; 6) la relación del control del sistema y el personal utilizado (compensaciones entre el control por medio de seres humanos y el mecánico); 7) el tipo de sistema de información (computarizado o manual) y 8) los cambios esperados de productos, contenedores, cargas unitarias en tarimas y las preferencias de los clientes durante la vida del sistema.

Carros montacargas de horquilla La espina dorsal de la mayoría de los sistemas de manejo en las plantas, en la industria química es el carro montacarga de horquilla. Existen en capacidad que van de 1 a 50 ton y los más utilizados son los vehículos de 1, 1.5, y 2 ton y, a veces, las unidades de 3 ton (Fig. 7-42). Esos carros se impulsan por lo común mediante motores de combustión interna que consumen gas licuado de petróleo (LPG) o por electricidad, mediante acumuladores.

Con los motores de combustión interna, se usan a menudo las transmisiones automáticas, que se justifican con facilidad cuando los vehículos tienen que desplazarse muchas veces durante el día. A pesar de lo suave que es el control producido por las transmisiones automáticas, resulta de todos modos inferior al de los carros eléctricos, sobre todo los que poseen controles de estado sólido. También se usan motores de gasolina y diesel; pero sobre todo en equipos para trabajo al aire libre y en las unidades para servicio muy pesado.

La industria productora de carros montacargas de tipo horquilla es competitiva, y se presentan innovaciones con mucha frecuencia. Se dispone de ventas y servicios competentes a bajo costo que proporcionan los fabricantes o sus concesionarios. En general, la aplicación de la ingeniería de ventas es servicio muy valioso y sin costo alguno.

Se dispone de numerosas **opciones** para la selección de los carros montacarga, los que se distribuyen en dos clases: vehículos especiales —que incluyen controles, transmisiones, protecciones, etc.— y acce-

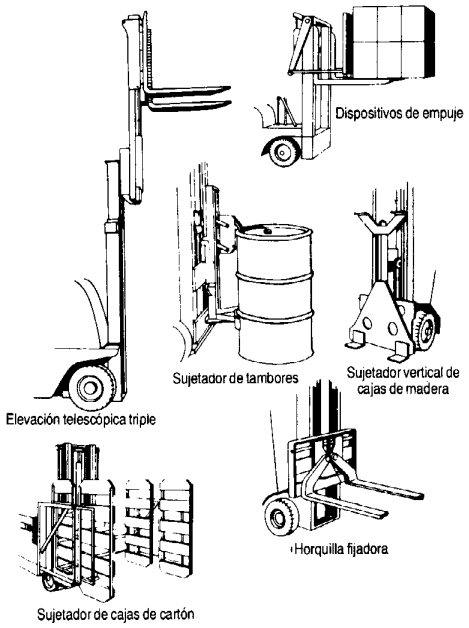


FIG. 7-43 Varios tipos de accesorios para carros elevadores de horquilla.

sorios que son dispositivos que manejan tipos específicos de cargas (Fig. 7-43). En esta segunda categoría se incluyen los postes de gran elevación, hasta 7 m (24 ft); accesorios de manejo para productos circulares, así como artículos en rollos y tambores; accesorios tales como las abrazaderas para cajas de cartón y el mecanismo de desplazamiento lateral de la horquilla.

Vale la pena señalar, sobre todo entre los accesorios, al **desplazador lateral** que se utiliza para mover los carros horizontalmente, unos 100 mm (4 in), de un lado a otro. El costo modesto de este dispositivo se recupera en unos cuantos meses de funcionamiento al reducir el tiempo de manejo, el mantenimiento y los daños causados a los productos. El conductor sitúa en primer lugar el carro, aproximadamente, frente a donde desea depositar una carga y, a continuación, realiza el ajuste horizontal final mediante el desplazador lateral. Sin este mecanismo, se necesitarán dos o tres maniobras del carro; sin que se logre nunca situar la carga en el punto ideal. La colocación correcta es importante para las cargas en tarimas, que se deben situar en forma tan apretada como sea posible.

Existen carros montacargas de horquillas para afrontar una gran variedad de **limitaciones de espacio libre**. Vale la pena señalar el equipo para pasillos estrechos que ha surgido en los últimos años. Otro accesorio importante es el poste de elevación múltiple, que permite levantar cargas a más de 3.7 m (12 ft). En la especificación de cualquier poste tiene una importancia especial el que pueda pasar por las diversas aberturas de puertas, que incluyen las de los camiones, las de vagones del ferrocarril, y las de edificios. Para satisfacer la mayoría de las condiciones, la altura recogida del poste tiene que ser de 2235 mm (88 in). Un carro montacarga ideal para almacenes de distribución en fábricas de productos químicos tendrá una capacidad de 2000 kg (4000 lb); propulsión eléctrica mediante baterías; controles de estado sólido; dirección hidráulica; postes de elevación triple hasta de 4.9 m (16 ft) [2235 mm (88 in) en posición recogida]; desplazador lateral; protección para el conductor; llantas sólidas (excepto para usos exteriores) y horquillas ajustables.

Se aplicarán excepciones a los requisitos anteriores cuando se necesiten equipos a prueba de explosiones, alturas de techos de edificios que hagan que nunca se necesiten postes de elevación mayores que los estándar de 3.7 m (12 ft) y cargas que no sobrepasen nunca de 1 a 1.5 ton.

TABLA 7-24 Comparación de inversión de capital inicial entre carros montacargas de horquilla, eléctricos y de gas LP, de 2 ton de capacidad*

Artículo	De gas LP	Eléctrico
Montacarga elemental	$ 22 000	$ 26 000
Transmisión automática	700	.....
Controles de estado sólido (estándar)	.....	.....
Poste de elevación triple, hasta 4 800 mm (189 in)	2 500	2 500
Desplazador lateral	2 500	2 500
Dirección hidráulica (estándar)	.....	.....
Llantas sólidas (estándar)	.....	.....
Cargador y batería	.....	9 000
Total	$ 27 700	$ 40 000

* Basado en los precios de 1981. Las piezas de repuesto no se incluyen. Dólares de E.U.A.

Las **inversiones de capital** en los equipos elevadores de horquilla varían con las especificaciones. En la tabla 7-24 se compara el costo del carro de propulsión eléctrica que se acaba de describir con otro alternativo, que funciona con LPG. El costo operacional es primordialmente para la energía y el consumo de electricidad resulta más barato que los combustibles líquidos.

El **mantenimiento** de los carros de gas es también más alto que el de los vehículos eléctricos. Cerca del 5% del costo inicial, anualmente, se aplica a los equipos de combustión interna y aproximadamente un 2% a los eléctricos. Una característica especial en los nuevos carros eléctricos con controles de estado sólido, es el uso de módulos o tableros de circuitos, que se pueden reemplazar como unidades y reconstruirse en la fábrica. Los costos típicos de mantenimiento para carros que funcionan cinco turnos de ocho horas por semana, son del orden de 1.75 dólares por hora para los vehículos de gas y de 1 dólar para los eléctricos. En esas condiciones, los costos de energía suelen ser de 5.2 centavos de dólar por hora para los carros de gas y 2.8 centavos por hora para los eléctricos.

Los **carros de caballete**, diseñados para elevar recipientes con cargas pesadas o materiales tales como el acero estructural, se aplican también cada vez más en el manejo de contenedores de artículos embalados del tipo vagoneta. Por ejemplo, puede tomar un vagón de plataforma, recoger un conteneder de tipo vagoneta y depositarlo directamente en la plataforma de un camión remolque. También se puede utilizar para cargas de vagones de plataforma e incluso para buques transatlánticos. Se trata de una de entre muchas máquinas móviles especiales que existen para afrontar problemas especiales de manejo de materiales.

Transportadores por deslizamiento Las resbaladeras simples por gravedad y los vertedores en espiral aunque no son técnicamente transportadores, se utilizan mucho como sistemas de transportadores o como unidades separadas para hacer descender materiales de un piso a otro. Tienen un costo bajo y requieren poco espacio de suelo, cuando las pendientes se mantienen en ángulos bastante agudos. Sin embargo, se deben utilizar sólo después de realizar un estudio cuidadoso de los daños posibles para los contenedores o recipientes, al chocar unos con otros o contra los lados de las resbaladeras o los vertedores. Existen unidades cerradas para funcionamiento en el exterior y se pueden proporcionar puertas de emergencia para satisfacer los requisitos de los códigos locales de la construcción. Se pueden usar vertederos de secciones u hojas múltiples para el servicio a distintos pisos con puntos separados de entrada y salida. Las hojas pueden estar superpuestas y remachadas, para elimitar la posibilidad de que los recipientes queden suspendidos sobre bordes salientes. Los tramos se pueden también embridar y sujetar por medio de pernos.

La **velocidad** de deslizamiento de los contenedores hacia abajo de un vertedero espiral se puede controlar mediante el paso de la espiral

o inclinando el borde exterior o el interior de las secciones. La inclinación tiende a lanzar los recipientes hacia un lado de la espiral, de modo que varía su distancia total de recorrido. Aunque se fabrican casi siempre de acero, se pueden especificar tarimas de diferentes materiales, según lo requieran las aplicaciones específicas.

Por la pronunciada inclinación requerida, las resbaladeras tienen una aplicación limitada. Se usan sobre todo para cubrir el hueco entre los sistemas de transportadores de rodillos de dos pisos, porque estos tipos de transportadores pueden sacar rápidamente los recipientes de la resbaladera y eliminar o reducir las probabilidades de que se produzcan choques. También se pueden usar resbaladeras cuando los recipientes pueden caer desde un piso superior hacia un transporte cargado manualmente. Se recomienda el uso de varios rodillos en el punto de alimentación para facilitar la transferencia a la sección inclinada. Cuando la caída sea corta y los recipientes ligeros, un limpiador de rodillos evitará que los recipientes se acumulen en la resbaladera. La inclinación de las resbaladeras por gravedad está en función del peso de los recipientes, el tamaño y las características de fricción y se deberá escoger con cuidado para asegurarse de que los contenedores no se desplacen con demasiada rapidez o se detengan. En la resbaladera se utilizan por lo común láminas planas de acero.

Transportadores de rueda por gravedad Se pueden utilizar como unidades impulsoras horizontales o inclinadas para el flujo por gravedad. Están muy normalizados y se venden por lo común en secciones de 1.5 o 3 m (5 o 10 ft), existen tramos de longitudes especiales con un costo adicional. Puesto, que los transportadores de ruedas dan un respaldo esencialmente "de punto" a los contenedores, se recomienda en general que se sitúen por lo menos seis ruedas bajo la carga en todo momento. Así pues, la disposición de las ruedas la dicta el recipiente o contenedor más pequeño que pueda manejar la línea. En este tipo de transportadores sólo se pueden manejar contenedores de fondo plano, con la excepción de bolsas de paredes bastante rígidas, con las que el dispositivo funciona satisfactoriamente. Esto se debe al hecho de que los soportes de los rodillos tienden a estirar las paredes de la bolsa y aplanarlas. Por el contrario, los transportadores de rodillos tienen tendencia a arrugar la superficie de las bolsas e impedir su desplazamiento. También se pueden diseñar especialmente transportadores de ruedas para manejar recipientes cilíndricos de paredes lisas.

Existen ruedas en cierto número de diseños diferentes, incluyendo variaciones de contornos y materiales que estén en contacto con los recipientes. Son bastante comunes las llantas de hule o plástico. Se pueden usar ejes con varias ruedas montadas en cada uno de ellos, pernos de cabeza ranurada con una sola rueda montada en el bastidor lateral o ejes cortos sostenidos por barras dobladas. Los transportadores de ruedas se usan en general con cargas ligeras y aunque los fabricantes pueden ofrecer anchuras hasta de 915 mm (36 in) o más, las normalizadas suelen ser las más pequeñas hasta de 457 mm (18 in). Las clasificaciones nominales de cargas se dan en general como cargas uniformes totales que podrán soportar una sección normal.

Puesto que las unidades de ruedas son relativamente ligeras, tienen una inercia relativamente baja por lo que las cargas se pueden poner en movimiento y detener totalmente con facilidad. Además, los cojinetes de las ruedas están diseñadas con tolerancias libres, con el fin de reducir la fricción en el arranque. Se usan por lo común placas metálicas o duelas de maderas duras voladizas, como topes para las líneas de transportadores. Existen secciones especiales con bisagras para permitir el paso de las personas por la línea del transportador, y se recomiendan soportes normales fijados al piso o suspendidos del techo. Se usan mucho las unidades del transportador de ruedas para el almacenamiento en vivo y existen unidades especiales telescópicas para la extensión y la retracción, con el fin de satisfacer condiciones variables. Los transportadores de ruedas se impulsan a veces mediante bandas de presión u otros métodos; pero se usan más como impulsores o líneas de gravedad. Sólo son adaptadas para descarga lateral o extrema mediante elevación, puesto que los rodillos individuales tienden a sujetar los contenedores y evitan que se deslicen fuera de la línea en ángulo recto con la dirección de desplazamiento. Los niveles para las líneas de ruedas se pueden calcular aproximadamente a las dos terceras partes de los valores que se muestran para las líneas de rodillos en la tabla 7-25. Se debe tener cuidado de no sobrecargar las secciones del transportador puesto que tomarán una forma cóncava que evitará el desplazamiento.

Transportadores de rodillos Los transportadores de rodillos por gravedad son considerablemente más pesados que los de ruedas y el peso se concentra a una mayor distancia de la línea central de eje. Por ende, los transportadores de rodillos tienen una inercia más elevada, resulta más difícil ponerlos en marcha y para detenerlos, requieren una mayor inclinación que las unidades de ruedas y en tramos largos, tienden a hacer que se desplacen los contenedores a un ritmo acelerado. En la tabla 7-25 se muestran **niveles típicos de transportadores de rodillos.**

Las **unidades de rodillos en espiral** van equipadas por lo común con rodillos cónicos para compensar la diferencia de distancia recorrida por el borde interno y el externo del contenedor o recipiente. También se usan rodillos cónicos en secciones curvas de líneas ordinarias de transportadores de rodillos.

Existen rodillos en una amplia **variedad de construcciones**, con extremos de tubos ya sea perforados o formados para admitir la inserción del cojinete. Los cojinetes pueden ser lisos, y el nylon se está haciendo el material más utilizado para estos tipos. Los cojinetes de bolas o baleros son probablemente más comunes y existen con una gran variedad de sellos, o bien, se pueden dejar sin protección. Se pueden disponer accesorios de lubricación en un eje perforado o utilizar

TABLA 7-25 Grados de inclinación para transportadores de rodillos

Embalaje	Cojinetes de bola no lubricados, in (mm)		Cojinetes de bola engrasados, in (mm)	
	10 ft (3 m)	Curva de 90°	10 ft (3 mm)	Curva de 90°
Cajas de cartón corrugado				
10 – 20 lb (5 – 10 kg)	6 (150)	5 (125)	NR	NR
20 – 50 lb (10 – 25 kg)	5 (125)	4 (100)	8 (200)	6 (150)
Tambores de acero; 55 gal (208 L) Vacío	6 (150)	5 (125)	7 (175)	6 (150)
Lleno (450 – 600 lb) (200 – 275 kg)	5 (125)	4 (100)	6 (150)	5 (125)
Tambores de fibra				
150 – 300 lb (70 – 135 kg)	5 (125)	4 (100)	6 (150)	5 (125)
Bolsa de papel multicapas				
50 – 100 lb (25 – 50 kg)	8 (200)	10 (250)	NR	NR

NOTA: NR = No es una práctica recomendada. Los grados de inclinación son en número total de caída en pulgadas requerida en cada 10 ft (3 m) de sección o 90 de curvatura 2.5 ft (0.75 m). Los grados requeridos para transportadores de rodillos varían, dependiendo del tamaño y el espaciamiento de los rodillos que se utilicen. Los grados sugeridos son para condiciones promedio, con rodillos de tamaño y capacidad adecuados al material que se maneje. Para líneas de impulso a nivel, la cantidad promedio de impulso que se requiere para mover el embalaje es aproximadamente 3% de su peso. Cuando se trate de cargas pesadas, se recomienda una pendiente de $^1/_8$ in/ft. Esto no es suficiente para que el embalaje se desplace como consecuencia de la gravedad local, pero disminuirá la cantidad de impulso necesario. Cuando se trate de transportadores de ruedas, utilícense dos tercios de las cifras mostradas en la tabla. Se proporcionan las equivalencias en el SI, con aproximación a la dimensión más práctica.

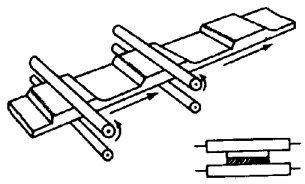


FIG. 7-44 Banda con resaltos para la impulsión de un transportador de rodillos.

cojinetes prelubricados y sellados para siempre. Los ejes de rodillos suelen ser muertos y pueden cortarse de lingotes hexagonales para ajustarse a una abertura similar del armazón lateral, o bien, fabricarse redondos con extremos fresados planos para evitar el giro. Los rodillos se pueden montar en armazones laterales de muchas formas distintas, por encima de los marcos laterales, donde los contenedores tengan que deslizarse fuera de la línea, o por debajo de ellos, donde haya riesgo de que los contenedores se caigan.

Los transportadores de rodillos por gravedad pueden manejar contenedores con bordes sobresalientes, tales como tambores de acero, lo que constituye una de sus ventajas sobre los transportadores de ruedas, sin embargo, no son adecuados para las bolsas, puesto que los lados tienden a quedar atrapados entre los soportes y evitan el desplazamiento hacia adelante.

Como sucede en el caso de los transportadores de ruedas por gravedad, las unidades de rodillos están muy normalizadas y existen equipos auxiliares para el apoyo de la línea en el piso o suspendida del techo. Existen muchos rodillos especiales para retrasar los contenedores cuando la velocidad se haga demasiado grande para la seguridad del manejo. Hay también interruptores, frenos, secciones con bisagras contrafuertes y cruces.

Los transportadores de rodillos son **impulsados** con mucha frecuencia y el método más sencillo para ello es la utilización de una banda de presión en contacto con la superficie más baja de los rodillos. En la figura 7-44 se muestra una banda escalonada especial con forros o cojinetes elevados, que puede poner en marcha la carga pero no acumular una presión excesiva de bloqueo, cuando se llena la línea. Existen otras unidades motrices similares, con grados variables de control sobre la potencia aplicada. Las unidades impulsadas de rodillos más costosas son las que tienen los rodillos equipados con unidades motrices de cadena o de banda en V. También se pueden utilizar barras impulsoras suspendidas sobre transportadores superiores de cadena, para desplazar los recipientes a lo largo de una línea de rodillos.

Uno de los dispositivos más importantes de control en las líneas de transportadores de rodillos es el mecanismo de escape que permite que se liberen los contenedores individualmente desde una línea. Existen comúnmente mecanismos de escape de potencia en los sistemas muy mecanizados. Su función primordial es la de espaciar los contenedores para que se puedan manejar como unidades separadas.

Transportadores de banda plana Estos transportadores de potencia tienen la capacidad de elevar los contenedores sobre planos inclinados. Con la ayuda de superficies especiales en las bandas, las pendientes pueden ser muy pronunciadas. Las bandas mantienen también a los contenedores o recipientes espaciados exactamente en la misma forma en que se sitúan sobre el transportador; sin embargo, debido a la fricción relativamente alta, los dispositivos impulsores no pueden retirar los recipientes de las bandas.

En los diseños de transportadores de bandas se utilizan para la banda plana soportes de rodillos y lechos deslizantes. La gran variedad de diseños existentes permite una selección adecuada de bandas planas para cargas pesadas o ligeras y para diversas aplicaciones, tales como el llenado y el vaciado de cajas de cartón.

Transportadores de cadena Estos dispositivos para el manejo de contenedores o recipientes existen en diseños de cadena de rodillo o en tipos menos costosos. Hay una gran variedad de **transportadores de duelas** que utilizan tramos simples y dobles de cadenas de rodillos, así como también un tipo deslizante con cadenas más baratas. En general, los transportadores de cadenas de duelas se usan sólo con cargas demasiado pesadas para el manejo económico mediante bandas, rodillos o unidades de ruedas con formas irregulares que no son apropiadas para las unidades de rodillos o ruedas. Son particularmente adaptables para el manejo de tarimas puesto que se trata simplemente de tramos abiertos de cadenas con aditamentos de superficies planas.

El transportador de cadena de almacén que se usa más comúnmente es el de **cadena de arrastre**. La cadena se puede montar encima o sobre el piso y se pueden diseñar carretillas de arrastre para que se desprendan automáticamente en un punto específico. Aunque se usa con frecuencia la cadena superior y resulta casi siempre fácil suspenderla de miembros estructurales del techo, probablemente es más común la de piso. El desenganche automático es posible cuando las carretillas encuentren una obstrucción o golpean accidentalmente al personal del almacén. Por supuesto, el transportador de dos cadenas es más económico cuando se desplazan grandes tonelajes sobre una trayectoria fija.

Los **elevadores** del tipo de cadena, tales como las unidades de brazo y charola, se usan comúnmente para tambores y barriles. Los deslizamientos de gravedad ligera en los puntos de alimentación y descarga permiten que esas unidades rueden para entrar y salir con facilidad del transportador, sin necesidad de equipos especiales.

Elevadores Por lo común se escogen elevadores del tipo de cable para cargas pesadas tales como contenedores grandes o tarimas llenas, Pueden hacerse totalmente automáticos y servir a muchos niveles de pisos. El uso de sistema de elevadores de diseño apropiado es con frecuencia la única solución económica para los problemas de plantas de pisos múltiples.

Accesorios para transportadores Se pueden dividir en dos grupos, los que actúan sobre el contenedor o recipiente y los que reciben la acción de este último. En el primer grupo hay artículos tales como deflectores, cargadores de tarimas, impulsores (propulsados por medio de fluidos, aire o articulación mecánica), suspensores, selladores, engrapadoras y otros dispositivos similares. En el segundo grupo hay dispositivos tales como ojos eléctricos para contar o identificar, gracias a códigos impresos o de colores, verificadores de peso, contadores mecánicos y otros artefactos que contribuyen al funcionamiento automático de las líneas de transportadores.

Cargadores automáticos de tarimas Esas máquinas reciben embalajes de la producción mediante un transportador. A continuación, se disponen los embalajes en columnas que se colocan sobre tarimas. El mecanismo para realizar esto consiste en transportadores de manejo de embalajes, detención de embalajes móviles, pistones, etc., una placa de montaje de patrones de embalajes, un transportador y un elevador de manejo de tarimas vacías; un transportador de manejo de tarimas llenas y reguladores eléctricos para controlar la formación de columnas patrón. Los cargadores automáticos de tarimas pueden manejar de 40 a 80 embalajes por minuto, o una a dos cargas de tarimas. La inversión de capital es aproximadamente de 125 000 dólares para la máquina básica, no instalada. Existen cargadores de tarimas semiautomáticos, dirigidos por operarios, que pueden manejar de 10 a 20 embalajes por minuto y cuestan aproximadamente 60 000 dólares, no instalados.

Los sistemas de manejo de embalajes pueden diseñarse para manejar casi cualquier problema de embalaje; cualquier tipo de máquina empacadora y para cualquier sistema de almacenaje-transportación. En la figura 7-45*a* se muestra un sistema típico de manejo de bolsas, en el que se operan las cargas entarimadas y las bolsas individuales. Un sistema de este tipo puede manejar treinta bolsas de 25 kg (50 lb) por minuto. En la figura 7-45*b* se muestra un sistema que utiliza bolsas de boca abierta del tipo fondo sellado. Este sistema puede manejar ocho bolsas, de 25 kg, por minuto. En la tabla 7-23 se pueden consultar datos sobre el funcionamiento de estos sistemas.

Almacenamiento de artículos embalados Aumentan cada vez más las existencias necesarias para respaldar un nivel de ventas dado, así como también el número de lugares en que éstas se

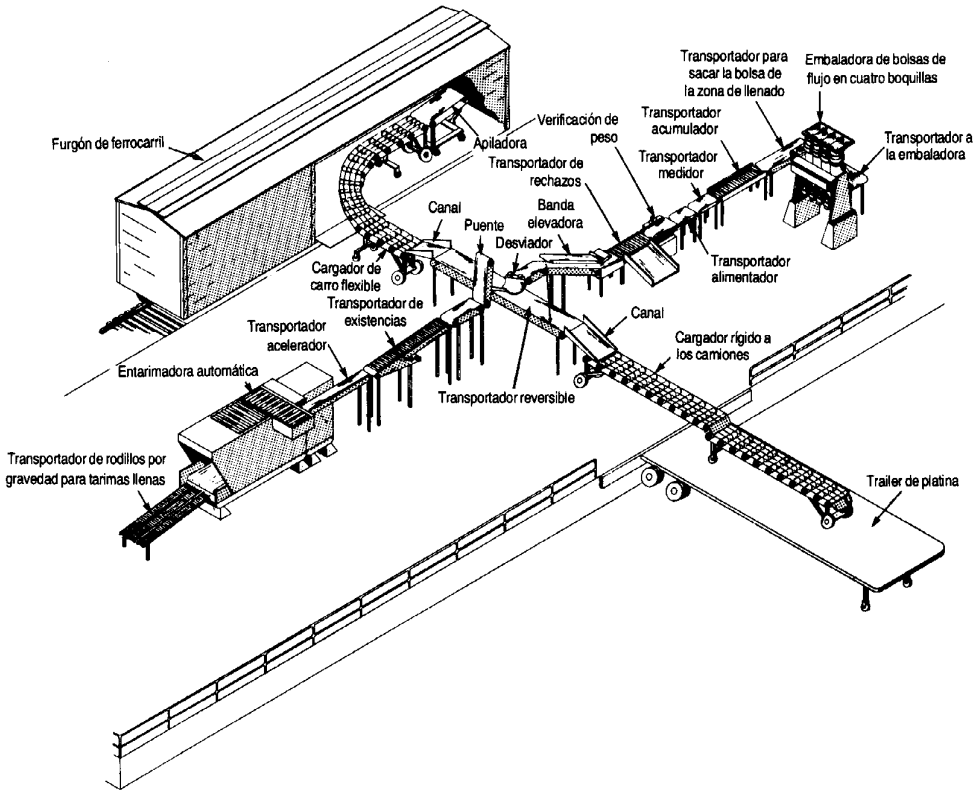


FIG. 7-45*a* Embaladora de bolsas de válvula de flujo en cuatro boquillas, con entarimadora automática e instalaciones de carga en camiones y vagones de ferrocarril. (*Con autorización de St-Regis Paper Co., Bag Packaging Division.*)

mantienen con el fin de proporcionar un mejor servicio. Puesto que una porción importante de las industrias de procesos químicos se encuentran en centros urbanos, donde el espacio resulta extremadamente valioso, se han hecho cada vez más importantes los medios eficientes para el almacenamiento de existencias embaladas. Se presenta una situación similar cuando se mantienen los inventarios en plantas de producción. En este caso, se puede disponer de más espacio que en lugares urbanos; pero se plantea siempre la necesidad de tomar la decisión relativa a si se usará el espacio con fines de almacenamiento o elaboración. Las anteriores situaciones condujeron al desarrollo del concepto de estructura o enrejado de almacenamiento.

Las **estructuras o enrejados de almacenamiento** permiten colocar cargas entarimadas de embalajes verticalmente, o bien horizontalmente. La mayoría de las cargas entarimadas se pueden distribuir a razón de dos o tres tarimas de altura, de modo que una repose sobre la parte superior de otra (a condición de que los embalajes puedan soportar el peso de las tarimas superiores). Puesto que las estructuras soportan el peso de la tarima, es muy posible apilar de seis a ocho tarimas (e incluso más). Se usan grúas y carros montacarga de horquilla para colocar y retirar las tarimas.

Desde el punto de vista del movimiento de inventarios, son posibles cuatro sistemas principales de almacenamiento en enrejados: de entrada en vehículo, de conducción interna, de flujo y de pasillos.

Las **estructuras de entrada en vehículos**—que son prácticas hasta una altura de 10 m (30 ft)— se manejan mediante carros elevadores de horquilla. El sistema de inventario requerido es el que el último artículo que entra es el primero en salir (LIFO); lo que muchos consideran ineficiente. La inversión de capital (instalado) para un sistema de enrejado de 5000 tarimas es de aproximadamente 50 dólares por tarima almacenada, sin incluir el carro elevador. Las estructuras de entrada con vehículo utilizan adecuadamente el espacio de los pisos, con una relación más alta de espacio de almacenamiento a pasillos que las de pasillo.

Un bastidor o enrejado típico de entrada en vehículo consiste en una estructura de acero para sostener los artículos situados en los bordes de las tarimas, mientras que el centro de éstas permanece sin apoyo. El espacio entre los miembros de soporte de tarimas es suficiente para permitir que entre un carro elevador para colocar o recuperar alguna carga. Esas estructuras se construyen habitualmente para dar acomodo a 12 tarimas, que se sitúan desde el pasillo de servicio hasta el extremo del enrejado. Cada posición de tarimas, debido a la estructura, puede soportar verticalmente de seis a ocho tarimas.

En funcionamiento, el carro elevador toma la primera tarima y la lleva al extremo de la estructura, donde la deposita. Con la segunda tarima, el carro entra al enrejado con la tarima elevada, para permitir el paso sin chocar con el miembro de soporte. Este procedimiento se repite hasta llenar la estructura. La productividad de los carros eleva-

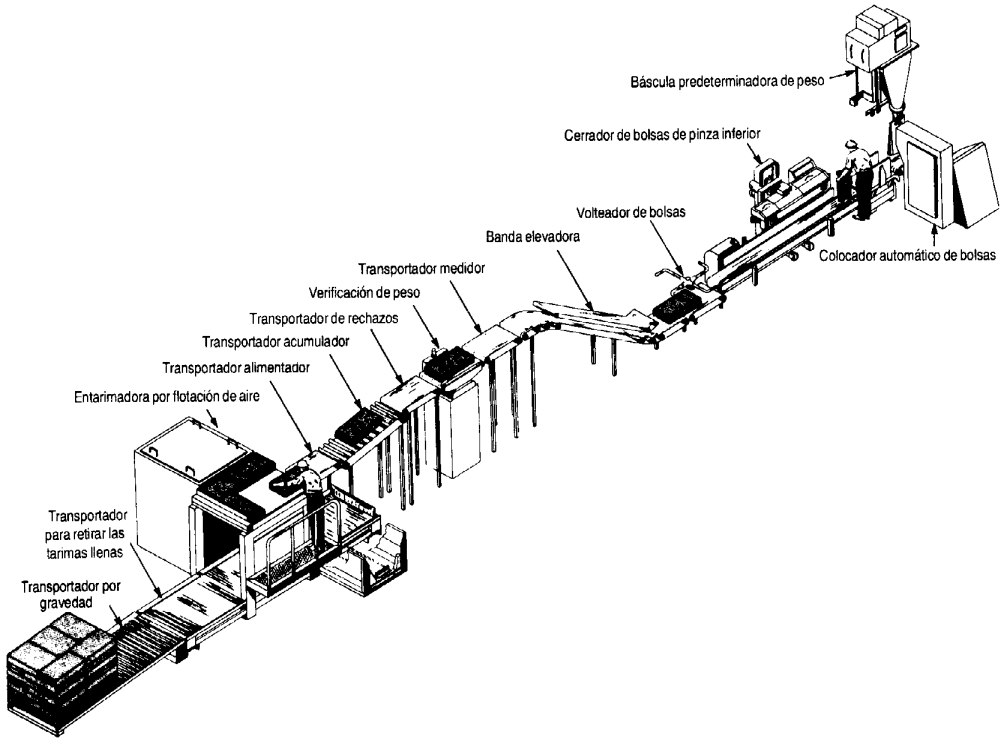


FIG. 7-45*b* Sistema típico de pinza inferior con manejo automático de bolsas y entarimadora semiautomática. (*Con autorización de St.Regis Paper Co., Bag Packaging Division.*)

dores es baja porque el conductor debe poseer agilidad y habilidad para manipular tarimas extendidas sobre el carro.

Las **estructuras de conducción interna en vehículos** son similares a las del tipo de entrada en vehículos, con la diferencia primordial de que los carros elevadores pueden entrar por los dos extremos. La ventaja principal de las estructuras de conducción interna en vehículos es que permiten un tipo de administración de inventario en el que el primer artículo que entra es el primero en salir (FIFO). La inversión de capital para la estructura instalada es de aproximadamente 50 dólares por tarima para un sistema de 5000 tarimas. En funcionamiento, el bastidor se carga igual que el de entrada en vehículos. La descarga es diferente, puesto que el retiro de tarimas comienza en el extremo opuesto al de la carga.

Las **estructuras de flujo** son similares a las de conducción interna en vehículos, debido a que se cargan por un extremo y se descargan por el otro. Sin embargo, los carros no entran al enrejado. En lugar de ello, cada carril de la estructura está equipado con un transportador (de rodillos, de rueda o de banda, dependiendo de las características de las tarimas) que soporta las tarimas y las transporta (por gravedad) del punto de entrada al de descarga o hasta la tarima más cercana. Al sacar una tarima, las restantes continúan circulando hasta llegar al punto de descarga. Se trata de un sistema de inventario FIFO.

La inversión de capital del sistema instalado es de aproximadamente 210 dólares por tarima para estructuras de 5000 tarimas. Una de las características de entrada en vehículos, de conducción interna en vehículos y de flujo es que, en cualquier momento, sólo un producto puede ocupar un solo carril del almacenamiento. Los productos no se mezclan debido a las complicaciones que representa esto para la administración de las existencias. De todos modos, es raro que se requiera mezclar productos en la industria química, puesto que se producen en lotes, mezclas, etc., y se diseña por lo común un carril de almacenamiento para acomodar ya sea un lote completo o alguna fracción de él. El resultado de esto es que el espacio total disponible de almacenamiento pocas veces se ocupa en forma total. Se trata de un problema que no se presenta en el caso de las estructuras o bastidores de pasillos.

Las **estructuras de pasillos** —utilizadas cuando hay movimiento rápido de las existencias— permiten una profundidad de almacenamiento de sólo una o dos cargas de tarima; pero ofrecen la ventaja del acceso instantáneo a los artículos almacenados. Aun cuando esto requiere sólo un tiempo mínimo de empleo del carro elevador para el almacenamiento o la recuperación de una tarima, se debe dedicar a los pasillos un porcentaje elevado del espacio de los pisos.

El sistema de inventario que se necesita es FIFO, ya que es conveniente cuando los inventarios están sujetos a obsolescencia o deterioro o cuando consisten en materias primas cuyo valor fluctúa mucho. La inversión de capital para un sistema de almacenamiento típico de estructura de pasillos con una capacidad de 5000 tarimas (una de profundidad) es de 35 dólares por tarima almacenada (esto no incluye la inversión en el carro elevador).

La operación de los carros elevadores es muy sencilla y productiva, incluso a elevaciones de 7 m (20 ft). Las estructuras de pasillos pueden tener una altura hasta de 30 m (100 ft) pero por encima de 7 m, se prefieren las grúas de apilación a los carros elevadores, debido a que permiten dar un servicio de almacenamiento elevado a índices superiores. La inversión de los sistemas instalados de estructuras de pasillos, incluyendo una grúa, es de aproximadamente 280 dólares por tarima.

TRANSPORTE DE SÓLIDOS

TRANSPORTE DE SÓLIDOS A GRANEL

Limitado originalmente al envío de materias primas brutas y combustibles, el término de "transportes de sólidos a granel" se aplica también en la actualidad a los productos manufacturados, que con frecuencia se convierten en materias primas para otras industrias. En los últimos años, se han desplazado en grandes unidades a granel tonelajes crecientes de productos químicos altamente elaborados y terminados, hasta los depósitos de los clientes. Una definición útil de envío a granel es de cualquier unidad de más de 2000 kg (4000 lb) o 2 m^3 (70 ft^3). Los contenedores disponibles van de pequeñas tolvas portátiles de 2 m^3 (70 ft^3) de capacidad hasta vagones de ferrocarril de 255 m^3 (9000 ft^3).

La elección de hacer los envíos en embalajes o a granel depende de la economía y los requisitos del mercado. Los productos de distintas fuentes que tienden a poseer las mismas características (aspecto, calidad y precio), se suelen ofrecer en forma a granel. Los que tienden a especializarse, aunque a veces se ofrecen en pequeñas unidades a granel, se venden por lo común en embalajes. Muchos productos se ofrecen en las dos formas. En la tabla 7-15 se da una comparación de los costos de las unidades típicas de embalajes y a granel.

Contenedores para materiales a granel Estos contenedores pueden ser abiertos o cerrados. En general, la elección se rige por el efecto de clima sobre los productos. Los materiales de valor elevado —por ejemplo, algunos minerales— se pueden enviar en contenedores abiertos, mientras que otros de costo relativamente bajo —como el cemento Portland— requieren contenedores cerrados. Otra influencia para la elección de los recipientes o contenedores de artículos a granel es la de si las entregas se hacen por camión, ferrocarril o barco.

Cuando los clientes mantienen inventarios pequeños, se usan con frecuencia las entregas por **camión**, a condición de que la ubicación

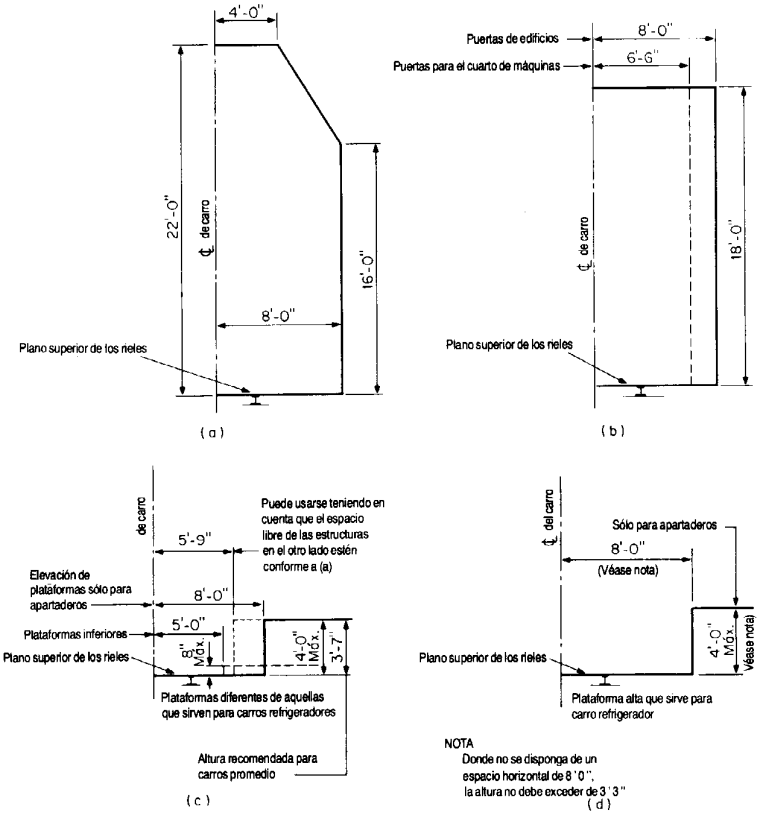


FIG. 7-46 Espacios libres típicos de ferrocarril (según procedimientos en Estados Unidos) **a)** Diagrama de espacio libre para estructuras diferentes de plataformas, adyacentes a apartaderos industriales. **b)** Diagrama de espacio libre para puertas de edificios. **c)** Diagrama de espacio libre para plataformas. **d)** Diagrama de espacio libre para plataforma. Todos los espacios libres son recomendados para construcciones nuevas por la American Railway Engineering Association, Engineering Division, Association of American Railroads. Multiplíquese pulgadas por 0.0254 para obtener metros; multiplíquese pies por 0.3048 para obtener metros.

del punto de suministro esté cerca —por lo común a 550 km (300 mil) de distancia o menos— y que las entregas sean frecuentes. Sin embargo, si un usuario mantiene grandes inventarios, las entregas se suelen hacer por **ferrocarril**. Otros parámetros que influyen en la elección, son el costo de los transportes, los costos operacionales de las instalaciones de carga del abastecedor, las instalaciones de recepción y descarga de los clientes, el tiempo de desplazamiento para el recipiente y el número de viajes por año (de donde se deduce la inversión por viaje) y el costo operacional del contenedor, excluyendo el transporte.

Al hacer planes para instalaciones de carga o descarga de vagones de ferrocarril, es preciso tomar en consideración muchos factores dimensionales y de peso. Los transportistas comunes que vayan a prestar servicio en la instalación se encuentran por lo común en condiciones de proporcionar ayuda técnica en lo que se refiere a los espacios libres y los pesos que se vayan a manejar. En la figura 7-46 se muestra un conjunto típico de espacios libres.

Un concepto nuevo e interesante de planeación de almacenamiento a granel y de artículos acabados (en donde se utiliza primordialmente el ferrocarril para las entregas a los clientes) es el uso de vagones tolva en lugar de depósitos fijos de almacenamiento. Puesto que los productos se deben cargar finalmente en vagones, se puede ahorrar mucho al evitar el manejo doble y las inversiones de capital. Un análisis de todo el sistema demuestra con frecuencia que éste es el método menos costoso, sobre todo cuando se apliquen normas de inventarios mínimos de artículos acabados.

Los vagones tolva del ferrocarril, los camiones tolva, los depósitos portátiles para artículos a granel, los contenedores de tipo de furgones (para barcos), las barcazas y los barcos mismos son los contenedores más importantes para materiales a granel. Los factores que determinan lo apropiado de cualquiera de esos contenedores —después de establecer si se van a utilizar abiertos o cerrados— depende de las propiedades físicas de los productos; la más importante de las cuales es la facilidad de flujo, la corrosividad y la sensibilidad a la contaminación.

Vagones tolva de ferrocarril Los vagones tolva tienen tres diseños básicos: **1)** cubiertos, con orificios de descarga en el fondo, **2)** abiertos, con orificios de descarga en el fondo y **3)** abiertos, sin orificios de descarga. Se usan tres tipos de sistemas de descarga: fluidizada, de presión diferencial y por gravedad. Para los vagones de tipo

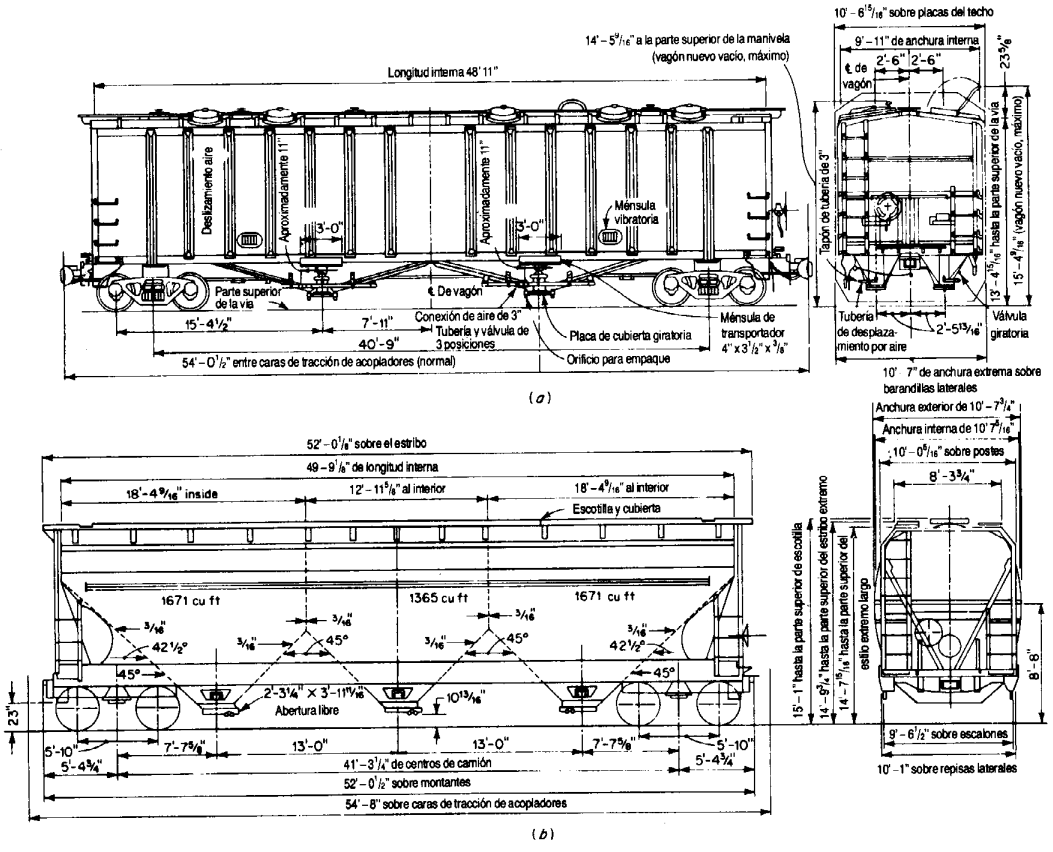


FIG. 7-47 Vagones tolva cubiertos típicos. **a)** Vagón "Airslide" de 100 ton y 4180 ft^3; peso vacío: 69 600 lb; límite de carga, 193 400 lb (*Con autorización de Transportation División. General American Transportation Corp*). **b)** Vagón de flujo central de 100 ton y 4700 ft^3: peso vacío: 62 800 lb: límite de carga: 200 200 lb (*Con autorización de Chessic System railroads.*) Los datos proporcionados corresponden a los ferrocarriles de Estados Unidos, donde no utilizan las medidas del SI. Para convertir a medidas del SI (milímetros), cámbiense las dimensiones mostradas a pulgadas y multiplíquese por 25.4. Para convertir volumen a metros cúbicos, multiplíquese por 0.02832. Para peso, multiplíquese por 0.4536 para obtener kilogramos.

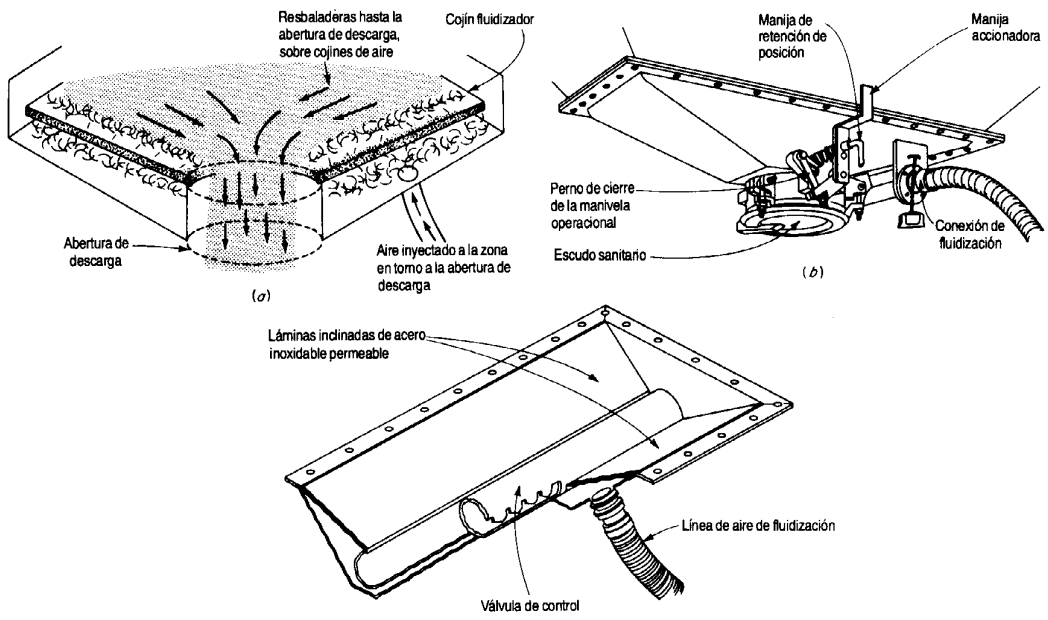


FIG. 7-48 Salidas fluidizantes para vagones tolva. **a)** El aire introducido por el cojinete de fluidización hace que el polvo fluya hacia la abertura. **b)** Salida de mariposa de flujo central ACF que controla la descarga de polvos a granel fluidizados. **c)** Otro tipo de salida de mariposa de fluidización. *(Shippers Car Line Division, ACF Industries Inc.)*

abierto sin orificios de descarga se usa con frecuencia el cucharón de quijadas. La carga del vagón se hace por lo común a través de orificios situados en la parte superior. En la figura 7-47 se muestran ejemplos de tipos comunes de vagones tolva cubiertos. En la figura 7-48 aparecen orificios de descarga fluidizada.

En la tabla 7-26 se dan dimensiones de vagones tolva y otros vagones que se utilizan típicamente en la industria química. Se emplean frecuentemente sistemas de presión y vacío para la descarga de vagones tolva cubiertos. Para algunos materiales de flujo libre, tanto en vagones tolva cubiertos como con la parte superior abierta, resultan útiles los dispositivos agitadores (Fig. 7-49).

Debido a la escasez de vagones de ferrocarril que ha existido durante muchos años, se utilizan a menudo furgones para materiales a granel. Forrados con materiales apropiados para evitar la contaminación y con topes especiales en cada puerta, esos furgones son sustitutos aceptables de los vagones tolva cubiertos, aun cuando su descarga resulta más difícil. Para recoger el material se usan transportadores de vacío, como son los vehículos cargadores, frontales o laterales.

La **carga de los vagones tolva y los camiones** se puede hacer con muchos tipos de transportadores: de aire, de banda, de tornillo helicoidal, etc. Cuando se requiere una carga extremadamente llena, se usan con frecuencia reguladores centrífugos. Disponibles en una gama amplia de capacidades, los reguladores centrífugos se pueden diseñar para cualquier tamaño de unidades, hasta cargamentos para bodegas de barcos (Fig. 7-50).

Las **tolvas sobre rieles** se necesitan para algunos envíos en furgones y vagones con descarga inferior. Ya que los furgones se descargan por uno de los lados, se utiliza para las tolvas una construcción bastante ligera, a fin de colocarlas a un lado de las vías. Sin embargo, para los vagones de descarga por el fondo, las tolvas se deben situar en la línea central de las vías, para lo cual se requieren vías de trabes fuertes sobre el pozo de la tolva y el transporte alimentador. En la figura 7-51 se

TABLA 7-26 Dimensiones y capacidades típicas de vagones de ferrocarril*

Tipo de vagón	Clase AAR*	Dimensiones internas nominales			Dimensiones externas nominales			Volumen, ft × 100	Peso, lb × 1000
		Longitud	Anchura	Altura	Longitud	Anchura	Altura		
Vagón tolva ACF de flujo central	LO	.....	.....	.....	39 ft 8 in	10 ft 8 in	14 ft 10 in	29.7	207
Vagón tolva ACF de flujo central	LO	.....	.....	.....	54 ft 8 in	10 ft 9 in	15 ft 1 in	47.0	200
Vagón tolva ACF de flujo central	LO	.....	.....	.....	59 ft 2 in	10 ft 9 in	15 ft 1 in	52.5	200
GATX	LO	.....	.....	.....	42 ft 0 in	10 ft 8 in	14 ft 4 in	26.0	140
Vagón tolva de deslizamiento por aire	LO	.....	.....	.....	54 ft 6 in	10 ft 7 in	14 ft 6 in	41.8	192
Vagón tolva	HT	42 ft 10 in	9 ft 8 in	.....	43 ft 10 in	10 ft 6 in	10 ft 8 in	27.5	157
Vagón góndola	CB	41 ft 6 in	9 ft 4 in	2 ft 5 in	42 ft 9 in	10 ft 2 in	6 ft 2 in	9.6	100
Furgón	XM	41 ft 0 in	9 ft 6 in	10 ft 0 in	42 ft 8 in	10 ft 6 in	14 ft 7 in	42.0	100
Furgón	XM	50 ft 7 in	9 ft 6 in	10 ft 8 in	55 ft 2 in	10 ft 6 in	15 ft 9 in	51.2	100
Furgón con equipo DF†	XL	50 ft 6 in	9 ft 5 in	10 ft 6 in	57 ft 7 in	10 ft 6 in	14 ft 10 in	49.5	100

* De: Association of American Railroads. Los datos proporcionados corresponden a los ferrocarriles de Estados Unidos, donde no utilizan las medidas del SI. Para convertir a medidas del SI (milímetros), cámbiense las dimensiones mostradas a pulgadas y multiplíquese por 25.4. Para convertir volumen a metros cúbicos, multiplíquese por 0.02832. Para peso, multiplíquese por 0.4536 para obtener kilogramos.

† Libre de daños.

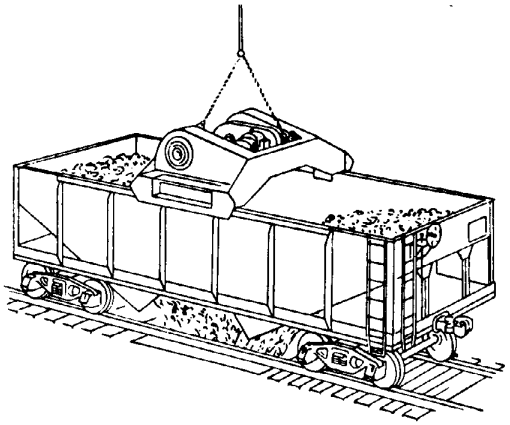


FIG. 7-49 Dispositivo de descarga de vagones, tipo agitador de vagón.

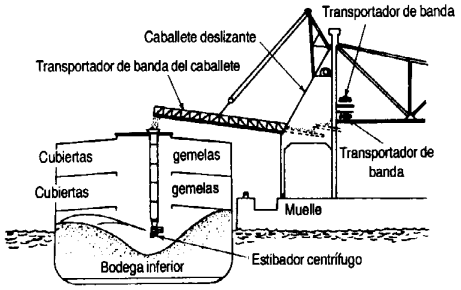
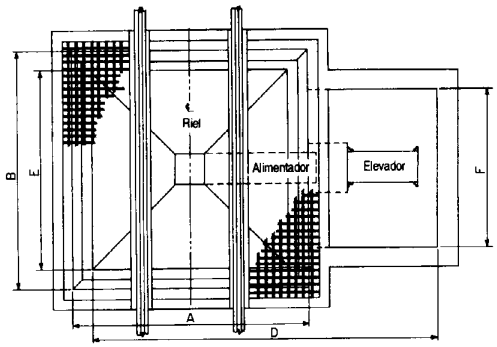


FIG. 7-50 Sistema para cargar barcos con estibador y vertedero telescópico. (*Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.*)



Dimensiones en sistema inglés

A x *B*	*C*	*D*	*E*	*F*
10 x 7 ft	9 ft 6 in	16 ft 6 in	5 ft	7 ft
10 x 10 ft	11 ft	16 ft 6 in	8 ft	8 ft
12 x 12 ft	12 ft	17 ft 6 in	10 ft	8 ft
14 x 18 ft	15 ft	19 ft	15 ft	10 ft

Dimensiones SI, mm

A x *B*	*C*	*D*	*E*	*F*
3048 x 2133	2895	5029	1524	2133
3048 x 3048	3353	5029	2438	2438
3658 x 3658	3658	5334	3048	2438
4267 x 5486	4572	5791	4572	3048

FIG. 7-51 Tolvas de riel simple para elevadores. *C* = profundidad de pozo para un elevador de cangilones espaciados. Se debe aumentar para el diseño de cangilones continuos. (*Fairfield Engineering Co.*)

muestra una tolva simple diseñada para utilizarse con un elevador de cangilones. Se dan las dimensiones típicas pero se debe establecer la profundidad de la tolva con el fin de contar con un ángulo suficiente para que fluyan bien los materiales. Comúnmente, hay alimentadores de banda o de placa de movimiento alternativo que llevan los materiales al elevador de cangilones.

TABLA 7-27 Datos de contenedores típicos para embarque *

	Longitud		Anchura		Altura		Volumen		Capacidad: Carga máxima†		Capacidad: Peso de tara	
Tipo	ft	mm	ft	mm	ft	mm	ft^3	m3	lb	kg	lb	kg
Estándar de 20 ft ‡												
Externo	20	6 096	8	2438	8	2438	1123	31.8	52 913	24 000	4410	2000
Interno	19.479	5 935	7.771	2370	7.406	2258						
Alto de 20 ft §												
Externo	20	6 096	8	2438	8.5	2591	1197	33.9	52 913	24 000	4585	2080
Interno	19.479	5 935	7.771	2370	7.813	2383						
Estándar de 40 ft												
Externo	40	12 192	8	2438	8.5	2591	2430	68.8	59 500	26 990	7700	3490
Interno	39.594	12 069	7.781	2373	7.896	2405						
Alto de 40 ft												
Externo	40	12 192	8	2438	9.5	2895	2684	76.0	60 400	27 400	6800	3080
Interno	39.563	12 059	7.688	2344	8.823	2689						

* De *Hapang Lloyd*

† Esta es la carga máxima que el contenedor puede transportar con seguridad. Por lo general, la carga real será menor a consecuencia de los límites de carga en carreteras, que pueden variar de país a país, entre estados y otras subdivisiones políticas. Cuando se está haciendo planeación de los límites, éstos necesitan determinarse mediante autoridades gubernamentales.

‡ Los contenedores de líquidos tendrán estas dimensiones externas y habrá disponibles en capacidades de 5 055 gal E.U.A. (19 140 l.).

§ Este tipo de contenedor también se encuentra disponible para carga de productos secos a granel.

Camiones tolva Estos camiones se usan para transportar por carretera diversos materiales. Los tipos de vehículos van de los abiertos a los cerrados. Los más comunes son los que se descargan por presión diferencial en su propio sistema de transportación neumático, conectado temporalmente al silo de almacenamiento. En este tipo de camiones, la descarga de 18 100 kg (40 000 lb) de productos requiere aproximadamente una hora y, a veces, menos.

El peso real que puede llevar el camión en Estados Unidos depende de los límites de carga en las carreteras estatales que, a su vez, depende del peso neto del vehículo y el número de ejes del camión (y el tractor, cuando se utilicen remolques). El peso total máximo combinado que se acepta para el vehículo y la carga es de 36 200 kg (80 000 lb). Esta cantidad varía en algunos estados; en algunos se reduce y aumenta en otros.

De gran importancia resulta la rapidez con la que se desarrolla el sistema de contenedores para cargas embaladas. En la tabla 7-27 se proporcionan las principales dimensiones de los contenedores de embarque más comunes. La SeaLand Corp. desarrolló un dispositivo de recubrimiento, que puede utilizarse para convertir un transporte de contenedores en transporte de materiales a granel. En la figura 7-52 se proporcionan las dimensiones de los equipos típicos a granel para camiones tolva.

Para la planeación de una instalación que vaya a manejar equipos de ferrocarril y carreteras son importantes la anchura, la longitud, la altura y el radio de giro de los vehículos que presten sus servicios en la instalación. Esas dimensiones se pueden obtener con facilidad de los transportistas así como también de los fabricantes de equipos. Es preciso proporcionar espacios libres adecuados a los trabajadores de los ferrocarriles y otros transportistas, los cuales se especifican con frecuencia en los códigos estatales de prácticas laborales.

El desplazamiento de camiones y vagones de ferrocarril dentro de las plantas lo realizan con frecuencia los empleados de los transportistas. Sin embargo, puesto que los programas de producción de la planta y la disponibilidad de equipos de trabajadores ferroviarios no son con frecuencia

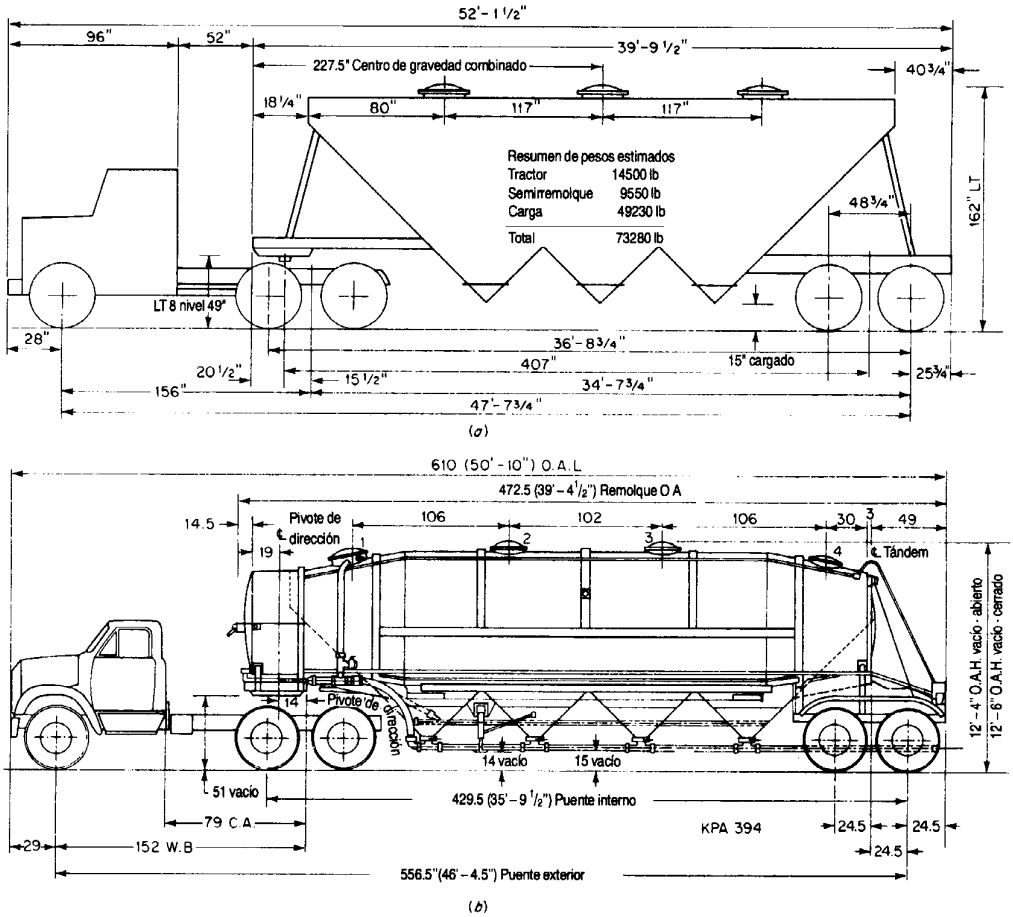


FIG. 7-52 Camión tolva para materiales a granel. **a)** Tractor remolque cementero típico (*Trailmobile Inc.*). **b)** Tractor remolque para plásticos (*Butler Mfg. Co.*). Para convertir datos al sistema SI, cámbiese las dimensiones mostradas a pulgadas y multiplíquese por 25.4. Para convertir volumen a metros cúbicos, multiplíquese pies cúbicos por 0.02832.

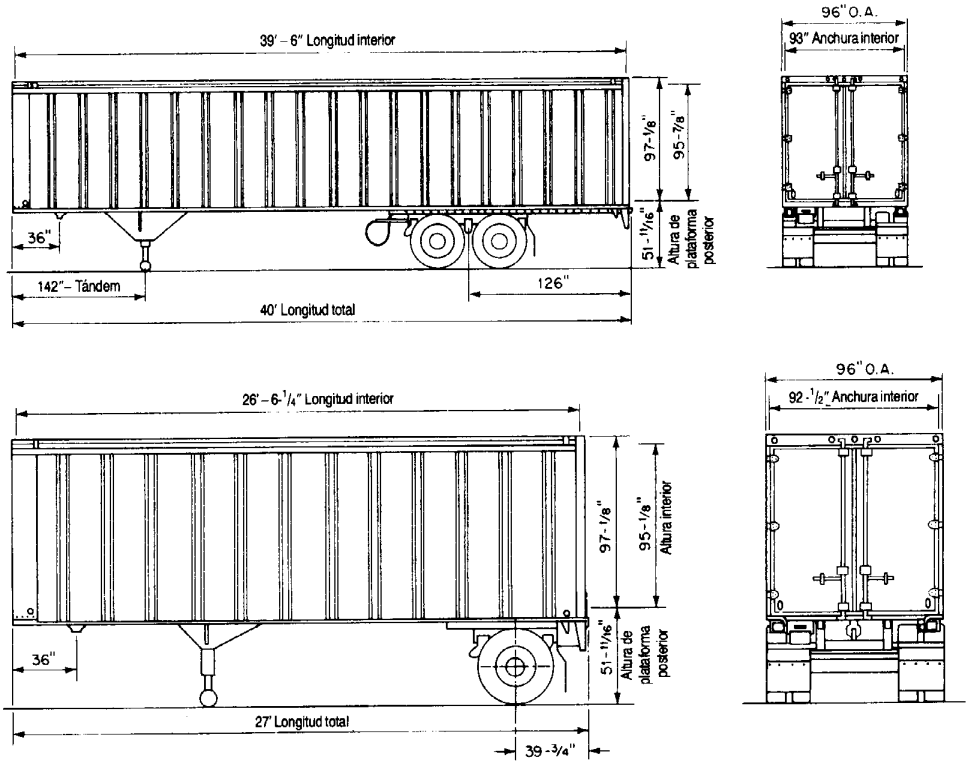


FIG. 7-53 Remolques típicos. *(Trailmobile Inc.)*

compatibles, muchas plantas proporcionan sus propios servicios. Existen desplazadores primarios de construcción especial que pueden funcionar tanto sobre carreteras como sobre rieles. Los cargadores de extremo frontal se pueden equipar con acopladores para permitir el movimiento de vagones. En la actualidad no se aceptan en general los remolcadores de vagones por cable, debido a la falta de control de los vagones desplazados. El movimiento de los remolques se hace con frecuencia con tractores equipados especialmente con un acoplamiento ajustable de "quinta rueda", que se acopla a cualquier remolque, sea cual sea la altura de su acoplador.

TRANSPORTE DE ARTÍCULOS EMBALADOS

Elección de los vehículos Las unidades pequeñas, tales como **bolsas, cajas, cajas de cartón, latas y tambores** se suelen transportar en vehículos cerrados, del tipo de furgones, que pueden ir de los pequeños vehículos para entregas de una capacidad de 1400 kg (3000 lb) a remolques capaces de manejar 23 600 kg (52 000 lb). Se ha observado la tendencia a utilizar vehículos más elevados y anchos, pero las instalaciones de carga y descarga se deben diseñar para manejar no sólo los vehículos más modernos y grandes, sino también las versiones más antiguas y pequeñas. En la figura 7-53 se muestran algunos remolques típicos con sus dimensiones principales.

Ha disminuido el uso de los vagones cerrados de ferrocarril para el manejo de productos químicos embalados a favor de remolques transportados "sobre plataformas" en los ferrocarriles. Este método de remolques sobre vagones de plataforma combina la conveniencia y la flexibilidad de los camiones con el bajo costo y la alta velocidad que ofrecen los ferrocarriles. Los vagones cubiertos de ferrocarril para el transporte de fletes embalados incluyen en la actualidad no solamente furgones normales, sino también muchos equipos especiales que ofrecen calentamiento, aislamiento, refrigeración, volumen elevado para productos de baja densidad y protección especial para los artículos frágiles. En la tabla 7-26 se muestran las dimensiones principales para algunos de estos equipos. En especial, vale la pena mencionar el equipo DF (sin daños) que proporciona un entablado de contención en los vagones. Esos entablados forman módulos dentro del vagón que impiden que las cargas se desplacen durante el movimiento del mismo, de modo que los daños se reducen.

Tarimas Estas plataformas portátiles, sobre las que se pueden manejar y almacenar materiales embalados (en la Fig. 7-54 se muestran varios diseños), se pueden encontrar en una gran variedad de tamaños estándar y en cualquier tamaño hecho a la medida. Sin embargo, las dimensiones tienden a basarse en las de los vehículos de transporte que las conducirán. La anchura más antigua y común de los camiones es de 2235 mm (88 in) y la de los furgones de 2743 mm (108 in) dando como resultado un tamaño normal de tarimas de 1065 por 1220 mm (42 por 48 in), que permite ajustar dos en un camión (del lado de 1065 mm) y dos en un furgón (del lado de 1220 mm), con espacio libre adecuado para las maniobras de los carros elevadores que manejan las tarimas.

Hay diversas variaciones de este tamaño básico, que incluyen el muy utilizado Grocery Manufacturers of America (GMA) de 1220 por 1015 mm (48 x 40 in). La elección del tamaño exacto depende de las anchuras normales de los camiones y los furgones, el tamaño de la carga embalada

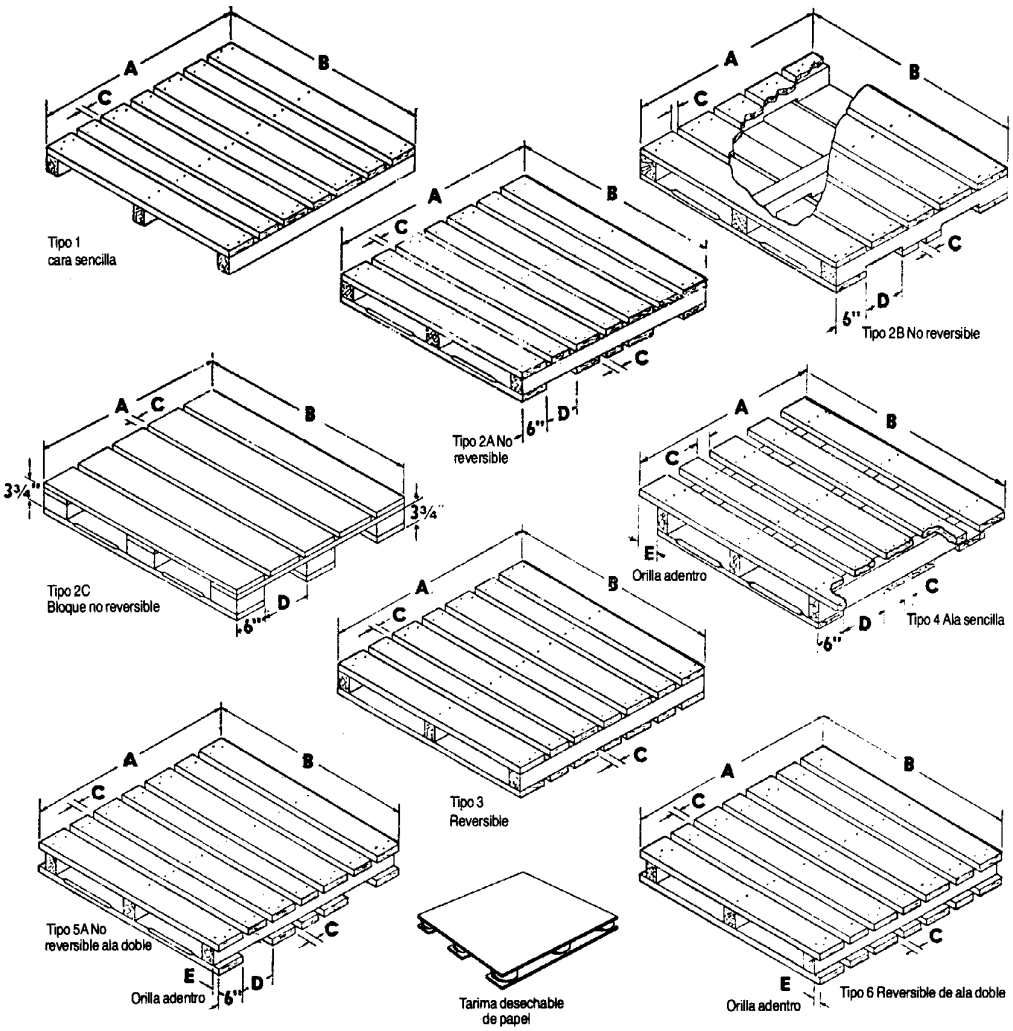


FIG. 7-54 Tipos de tarimas. Las tarimas designadas como tipos 1 a 6 son diseños estándar basados en datos y nomenclatura de la National Wooden Pallet and Container Association, Washington, D.C., 20036. La tarima desechable de papel se elabora con papel corrugado kraft.

y las instalaciones de recepción y manejo de los clientes. De modo ideal, la suma de las dimensiones de los embalajes debe ajustarse exactamente a la tarima; sin embargo, esto resulta virtualmente imposible en la práctica. Son útiles las reglas empíricas que siguen:

Para bolsas: dimensiones exactas de tarima o un sobrante de 13 mm ($^1/_2$ in) a cada lado.

Para las cajas de cartón: dimensiones de la tarima o sobrante de 13 mm ($^1/_2$) in) en cada dimensión.

Para tambores, cilindros, etc.: dimensiones de tarima o exceso hasta de 25 mm (1 in).

Los patrones de tarimas para las condiciones anteriores son muy numerosos. En la figura 7-55 se muestran algunos patrones comunes que son utilizados en las industrias de procesos químicos.

El material tradicional para la construcción de tarima ha sido la madera dura, como las de roble, arce y fresno. También se utiliza con frecuencia el pino amarillo. Para unir las piezas componentes se emplean adhesivos y clavos.

La escasez creciente de maderas duras ha hecho aumentar el costo de las tarimas de madera, hasta el punto de que resultan económicamente factibles las de materiales plásticos y las compuestas de madera, papel y plásticos. Se están realizando muchos trabajos de desarrollo en el diseño de tarimas de plástico para el manejo de cargas típicas. Debido al costo de eliminación de las tarimas desechables, se justifican con frecuencia las que se devuelven.

Bloqueo y fleje de embalajes Todos los vehículos de transportación imparten fuerzas significativas a los embalajes que trans-

porten. En un ferrocarril o una embarcación es posible tener fuerzas hasta de 2 G y en un camión hasta 1 G. Algunas fuerzas son causadas por la vibración del vehículo en un plano vertical; las frecuencias de vibración son del orden de 20 a 40 Hz. Las fuerzas longitudinales causadas por paro o arranque de vehículos son de magnitud similar bajo condiciones normales, pero una acción severa de acoplamiento o arranque de un tren de muchos vagones, puede ocasionar fuerzas hasta de 6 a 8 G y, algunas veces, este valor llega a ser mayor. Para proteger los embalajes se han diseñado sistemas de amortiguamiento. Hay **sistemas de bloqueo y fleje que absorben esta energía** con poco daño para los embalajes. Estos sistemas que son de bajo costo y fácilmente disponibles, se justifican por el hecho de reducir o eliminar los costos de reembalaje y por disminuir las pérdidas de producto debido a fallas en el embalaje. Este tema es ampliamente tratado por J.J. Dempsey en *Methods for Loading, Bracing and Blocking of Packaged Goods in Transportation Equipment* (E. I. du Pont de Nemours & Co., Applied Technology Division, Wilmington, Del. 19898) que puede ser adquirido de la compañía Du Pont a bajo costo. La **simulación de sistemas de transportación** a escala de laboratorio se utiliza para predecir la efectividad de los sistemas antes de su instalación. El efecto de un sistema en el control de daños a diferentes niveles de impacto y vibración puede determinarse rápidamente y a bajo costo. El resultado de todo esto es que el riesgo de pérdida sustancial de producto, durante las pruebas iniciales de un nuevo sistema, se reduce en forma considerable. Este servicio es ofrecido por varias compañías y por el Center for Packaging Engineering, Shock and Vibration Laboratory, Rutgers, The State University of New Jersey, Piscataway, New Jersey.

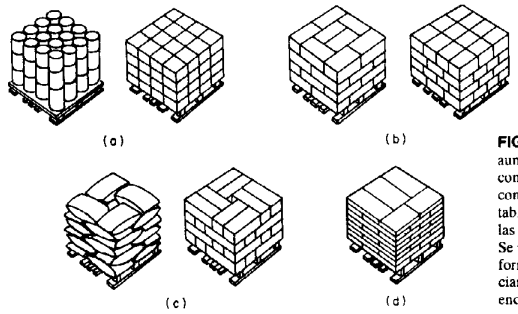


FIG. 7-55 Patrones típicos de tarimas. **a)** Se usa comúnmente el patrón de bloques, aunque con frecuencia es inestable. Se puede asegurar, rodeando la hilada superior de contenedores con flejes o alambres. **b)** El patrón de enladrillado es el que se usa más comúnmente. Los contenedores se alternan para formar una carga relativamente estable, al poner hiladas alternativas en una posición de 90 grados, unas con respecto a las otras. **c)** Se utiliza el patrón de molinete cuando el enladrillado resulta inestable. Se pueden entrelazar hiladas alternas. **d)** El patrón de entrelazado dos-tres se usa en forma muy extensa para productos en bolsas. Todas las cargas de la tarima se benefician con sistemas de seguridad de carga tales como envolturas elásticas, envolturas encogibles o adhesivos de entarimado.

Reducción y aumento de tamaño

Richard H. Snow, Ph.D., *Director, National Institute for Petroleum and Energy Research; Member, American Chemical Society, American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Sigma Xi; Fellow, American Institute of Chemical Engineers. (Editor de la sección)*

Brian H. Kaye, Ph.D., *Professor of Physics and Director of Institute for Fine Particles Research, Laurentian University; Member, American Institute of Physics, Sigma Xi. (Análisis del tamaño de las partículas)*

C. Edward Capes, Ph.D., *Senior Research Officer and Head, Chemical Engineering Section, National Research Council, Ottawa, Canada; Member, Canadian Society of Chemical Engineering, American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers; Felllow, Chemical Institute of Canada. (Aumento de tamaño)*

Guggilam C. Sresty, M.S., *Senior Engineer, IIT Research Institute; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers. (Equipo de trituración y molienda)*

ANÁLISIS DEL TAMAÑO DE LAS PARTÍCULAS

Distribución del tamaño de la partícula 8-5
Especificaciones de las partículas 8-5
Ecuaciones para el tamaño de las partículas 8-5
Medición del tamaño de la partícula 8-6
Muestreo de polvos 8-6
Métodos con utilización de microscopio 8-6
Métodos de sedimentación 8-7
Métodos de difracción de la luz 8-8
Métodos de balanza de sedimentación 8-8
Métodos centrífugos 8-8
Métodos de corriente 8-8
Métodos de tamizado 8-8
Métodos de elutriación 8-9
Área superficial tomada de mediciones de adsorción de gases 8-9
Técnicas de permeabilidad 8-9
Procedimientos en la línea de operación 8-9

PRINCIPIOS PARA LA REDUCCIÓN DEL TAMAÑO

Propiedades de los sólidos 8-10
Fractura de una partícula sencilla 8-10
Molibilidad 8-11
Métodos para determinar la molibilidad 8-11
Desgaste del molino 8-11
Seguridad 8-12
Tamaño alcanzado por el producto y energía requerida 8-13
Leyes sobre la energía 8-13
Eficiencia de la molienda 8-13
Molienda en seco contra la molienda en húmedo 8-15
Agentes dispersantes y auxiliares de la molienda 8-15
Reducción de tamaño en combinación con otras operaciones . 8-16
Reducción de tamaño combinada con clasificación 8-16
Características de los clasificadores de tamaño 8-17
Simulación de circuitos de molienda 8-18
Molienda por lotes 8-19

Solución de ecuaciones de molinos por lotes 8-19
Simulación de un molino continuo 8-19
Solución para molino continuo 8-20
Molienda en circuito cerrado 8-20
Datos sobre el comportamiento de funciones de molienda . . 8-21
Funciones de velocidad de molienda 8-21
Escalamiento basado en las funciones de molibilidad 8-22

EQUIPO DE TRITURACIÓN Y MOLIENDA

Clasificación y selección de equipos 8-22
Trituradoras de quijada 8-23
Diseño y operación 8-23
Funcionamiento 8-24
Tamaños del producto de la trituradora 8-25
Trituradoras giratorias 8-25
Diseño y operación 8-25
Funcionamiento 8-26
Trituradoras de rodillos 8-28
Diseño y operación 8-29
Funcionamiento 8-29
Quebrantadoras de impacto 8-30
Trituradoras de martillos 8-30
Impactores de rotor 8-30
Molinos de jaula 8-31
Prequebrantadoras 8-31
Cortadoras rotatorias 8-32
Cortadoras y rebanadoras de precisión 8-33
Trituradoras de bandeja 8-33
Diseño y operación 8-33
Funcionamiento 8-33
Molinos de volteo 8-34
Diseño 8-34
Operación 8-35
Circuitos de molinos de volteo 8-35
Cargas de material y bolas 8-36
Alimentación y descarga 8-36
Eficiencias del molino 8-36
Parámetros del molino 8-36
Selección del molino 8-37
Capacidad y consumo de energía 8-37
Motor y transmisión 8-37
Funcionamiento de equipos patentados 8-37
Molinos autógenos de volteo 8-38
Molinos no rotatorios de bolas o cuentas perforadas 8-39
Molinos agitados 8-39
Molinos vibratorios 8-39
Funcionamiento 8-40
Molienda planetaria de bolas 8-41
Clasificadores de partículas por tamaño que se utilizan con molinos de trituración 8-41
Clasificadores en seco 8-41
Funcionamiento 8-42
Clasificadores en húmedo 8-42
Molinos de martillos 8-43
Molinos de martillos sin clasificadores de aire internos . . . 8-43
Desintegrador 8-44
Molinos de clavijas 8-45
Molinos de martillos con clasificadores de aire internos . . . 8-45
Molinos de anillo y rodillo 8-48
Molinos de anillo y rodillo sin clasificación interna 8-48
Molinos de anillo y rodillo con clasificación interna por tamices 8-49
Molinos de anillo y rodillo con clasificación interna por aire 8-49
Molinos de taza 8-50
Molinos de frotamiento por discos 8-50
Molinos de dispersiones y coloides 8-51
Molinos hidráulicos o de chorro 8-52
Nuevos métodos 8-54
Evitar la reducción de tamaño 8-54
Efectos térmicos 8-54
Granulación por tensión 8-55
Ruptura explosiva 8-55
Molinos especiales de volteo 8-55

PRÁCTICAS DE TRITURACIÓN Y MOLIENDA

Cereales y otros productos vegetales 8-55
Harina y alimentos 8-55
Soya, tortas de soya y otras tortas prensadas 8-56
Almidón y otras harinas 8-56
Minerales 8-56
Minerales metalíferos 8-56
Minerales no metálicos 8-57
Arcillas y caolines 8-57
Talco y saponita 8-58
Carbonatos y sulfatos 8-58
Silice y feldespato 8-59
Asbesto y mica 8-59
Refractarios 8-60
Piedra triturada y agregados 8-60
Fertilizantes y fosfatos 8-62
Conchas de ostra y roca caliza 8-62
Fosfatos 8-62
Cemento, cal y yeso 8-63
Cemento de proceso seco 8-63
Cemento de proceso húmedo 8-63
Molienda de escoria de cemento en circuito cerrado 8-64
Carbón, coque y otros productos del carbono 8-65
Carbón bituminoso 8-65
Antracita 8-65
Coque 8-65
Otros productos del carbón 8-65
Compuestos químicos y jabones 8-66
Colores y pigmentos 8-66
Óxidos de plomo 8-67
Compuestos químicos 8-67
Azufre 8-67
Molienda de jabones 8-67
Polímeros orgánicos 8-67

AUMENTO DE TAMAÑO

Alcance y aplicaciones 8-69
Resistencia de los conglomerados 8-69
Mecanismos de enlace 8-69
Cálculo de la resistencia del conglomerado 8-69
Métodos de prueba de la resistencia 8-70
Compactación a presión 8-71
Transmisión de fuerzas 8-71
Aglutinantes y lubricantes 8-71
Equipo de compactación 8-72
Aglomeración por volteo y mezclado 8-75
Crecimiento del conglomerado 8-75
Importancia de la acción correcta de rotación 8-75
Aglomeradores por volteo 8-75
Méritos relativos de los aglomeradores de bandeja inclinada y de tambor 8-76
Aglomeradores por mezclado 8-77
Procesos térmicos 8-78
Sinterización y endurecimiento térmico 8-78
Secado y solidificación 8-79
Métodos de rocío 8-79
Secado por aspersión 8-79
Aspersión por goteo 8-80
Granulación de lecho fluidizado 8-81
Secado por chorro de aire 8-81
Sistemas líquidos 8-81
Humectación con líquidos no miscibles 8-81
Proceso sol-gel 8-82
Floculación granular 8-82

Nomenclatura y unidades

Símbolo	Definición	Unidades S.I.	Unidades usuales en Estados Unidos
A	Coeficiente en la ecuación doble de Schumann		
a	Constante		
$a_{k,k}$	Coeficiente en las ecuaciones de molinos		
$a_{k,n}$	Coeficiente en las ecuaciones de molinos		
$\mathbf{B}$	Matriz de la función de rompimiento		
$\Delta B_{k,u}$	Función de rompimiento		
b	Constante		
C	Constante		
C_s	Resistencia al impacto de trituración	kWh/cm	(ft · lb)/in
D	Diámetro del molino	m	ft
D_b	Diámetro de la bola o la varilla	cm	in
D_{molino}	Diámetro del molino	m	ft
d	Diferencial		
d	Distancia entre rodillos de la trituradora	cm	in
E	Trabajo efectuado en la reducción de tamaño	kWh	hp · h
E	Energía suministrada al molino	kW	hp
E_i	Índice de trabajo de Bond	kWh/Mg	(hp · h)/ton
E_i	Índice de trabajo de la alimentación al molino		
E_2	Energía neta suministrada al molino de laboratorio	kW	hp
erf	Función de probabilidad normal		
F	Como subíndice, referente a la corriente de alimentación		
F	Fuerza de enlace	kg/kg	lb/lb
g	Aceleración debida a la gravedad	cm/s^2	ft/s^2
$\mathbf{I}$	Matriz unitaria en las ecuaciones de molinos		
i	Esfuerzo de tensión de aglomerados	kg/cm^2	lb/in^2
K	Constante		
k	Parámetro en las ecuaciones de distribución de tamaño	cm	in
k	Como subíndice, se refiere al tamaño de partículas en molinos y parámetros de clasificadores		
L	Como subíndice, se refiere a la descarga de un molino o un clasificador		
L	Longitud de rodillos	cm	in
L	Longitud interna de un molino de volteo	m	ft
$\mathbf{M}$	Matriz de molinos en las ecuaciones de molinos		
m	Parámetro adimensional en las ecuaciones de distribución de tamaño		
N	Número medio de coordinación		
N_c	Velocidad crítica del molino	r/min	r/min
ΔN	Número de incremento de partículas en ecuaciones de distribución de tamaño		
n	Parámetro adimensional en las ecuaciones de distribución de tamaño		
n	Constante, general		
n_r	Porcentaje de velocidad crítica del molino		
O	Como subíndice, se refiere a la entrada a una corriente		
P	Como subíndice, se refiere a una corriente de producto		

Símbolo	Definición	Unidades S.I.	Unidades usuales en Estados Unidos
P_k	Fracción de partículas más gruesas que la abertura de una malla o tamiz disponible		
p	Número de intervalos cortos de tiempo en las ecuaciones de los molinos		
Q	Capacidad de una trituradora de rodillos	cm^3/min	ft^3/min
q	Masa total a través de un molino	g/s	lb/s
q_c	Velocidad de flujo de masa de la fracción gruesa	g/s	lb/s
q_F	Velocidad de flujo de masa del material fresco alimentado al molino	gs	lb/s
q_f	Velocidad de flujo de masa de la fracción fina	g/s	lb/s
q_o	Velocidad de flujo de masa de la alimentación	g/s	lb/s
q_p	Velocidad de flujo de masa del producto del clasificador	g/s	lb/s
q_R	Velocidad de flujo de masa de los desperdicios del clasificador	g/s	lb/s
q_R	Velocidad de flujo de masa de la recirculación al molino	g/s	lb/s
R	Recirculación		
R	Solución Reid		
r	Parámetro adimensional en las ecuaciones de distribución de tamaño		
S	Función velocidad	s^{-1}	s^{-1}
$\bar{S}$	función velocidad corregida	s^{-1}	s^{-1}
S'	Matriz de función velocidad	Mg/kWh	ton/(hp·h)
$S_C(X)$	Función de molibilidad	s^{-1}	s^{-1}
S_u	Función de velocidad de molibilidad		
s	Parámetro en las ecuaciones de distribución de tamaño		
s	Velocidad periférica de rodillos	cm/min	in/min
t	Tiempo	s	s
u	Velocidad de precipitación de partículas	cm/s	ft/s
$\mathbf{W}$	Vector de distribución de tamaño diferencial de una corriente		
w_k	Fracción en peso retenida en cada criba o tamiz		
w_u	Fracción en peso de las partículas de mayor dimensión		
w_t	Material estancado en el molino	g	lb
X	Tamaño de partícula o tamaño de la criba	cm	in
X'	Parámetro en las ecuaciones de distribución de tamaño	cm	in
ΔX_i	Intervalo del tamaño de partículas	cm	in
X_i	Punto medio del intervalo del tamaño de partículas, ΔX_i	cm	in
X_0	Constante, para el diseño de un clasificador		
X_f	Tamaño de la partícula de alimentación	cm	in
X_m	Tamaño medio del incremento en las ecuaciones de distribución de tamaño	cm	in
X_p	Tamaño de partícula del producto	cm	in
X_p	Tamaño de la alimentación gruesa al molino	cm	in

Nomenclatura y unidades (*Continuación*)

Símbolo	Definición	Unidades S.I.	Unidades usuales en Estados Unidos
X_{25}	Tamaño de partícula correspondiente al 25% del valor de selectividad del clasificador	cm	in
X_{50}	Tamaño de partícula correspondiente al 50% del valor de selectividad del clasificador	cm	in
X_{75}	Tamaño de partícula correspondiente al 75% del valor de selectividad del clasificador	cm	in
ΔX_k	Diferencia entre las aberturas de cribas sucesivas	cm	in
x	Fracción en peso del líquido		
Y	Fracción acumulativa por peso bajo en las ecuaciones de distribución de tamaño		
Y	Fracción acumulativa por peso bajo o alto en las ecuaciones de clasificadores		
Y	Fracción de partículas entre dos tamaños de criba		
ΔY	Incremento de peso de partículas en las ecuaciones de distribución de tamaño	g	lb
ΔY_{ci}	Intervalo de distribución de tamaño acumulado de las fracciones gruesas	cm	in
ΔY_{fi}	Intervalo de distribución de tamaño acumulado de las fracciones finas	cm	in
Z	Matriz de exponenciales		
	Símbolos griegos		
β	Índice de agudeza de un clasificador		
δ	Ángulo de contacto	rad	0
ε	Volumen de espacio vacío (fracción)		
$\mathbf{Z}$	Tiempo de residencia en el molino	s	s
η_x	Parámetro de selectividad de tamaño		
μ	Viscosidad del fluido	$(N \cdot s)/m^2$	P
ρ_f	Densidad de fluido	g/cm^3	lb/in^3
ρ_l	Densidad de líquido	g/cm^3	lb/in^3
ρ_s	Densidad de sólido	g/cm^3	lb/in^3
Σ	Sumatoria		
σ	Desviación estándar		
σ	Tensión superficial	N/cm	dyn/cm

REFERENCIAS GENERALES: Beddow, *Particulate Science and Technology*, Chemical Publishing, New York, 1980. Cadle, *Particle Size*, Reinhold, New York, 1965. Chamot y Mason, *Handbook of Chemical Microscopy*, vol. 1, 3d ed., Wiley, New York, 1958. Herdan, *Small Particle Statistics*, 2d ed., Butterworth, London, 1960. Kaye, *Direct Characterization of Fineparticles*, Wiley, New York, 1981. Klug y Alexander, *X-Ray Diffraction Procedures for Polycrystalline and Amorphous Materials*, Wiley, New York, 1954. Orr y Dallavalle, *Fine Particle Measurement*, Macmillan, New York, 1959. *Particle Size Analysis*, symposium, Institution of Chemical Engineers, London, 1947. *Particle Size Analysis*, conference, Loughborough, England, 1966, publ. British Society of Analytical Chemists, London, 1967. Stevens, *Microphotography*, Wiley, New York, 1957. Van de Hulst, *Light Scattering by Small Particles*, Wiley, New York, 1957. Whitby and McFarlands, *Bibliography of Particle Size Analysis*, 1111 references, University of Minnesota, Minneapolis, 1959.

DISTRIBUCIÓN DEL TAMAÑO DE LA PARTÍCULA

Especificaciones de las partículas La alimentación y los productos finales de las operaciones de reducción de tamaño, se definen basándose en los tamaños de que se trate. También conviene saber si se está midiendo la partícula individual final, o bien si existe la agregación o aglomeración de partículas; se debe indagar si se originó por una operación de reducción de tamaño.

La descripción más completa de un polvo es dada por su **distribución de tamaños de partículas**. Ésta se representa gráficamente basándose en el porcentaje acumulativo de tamaños mayores o menores en relación con los diámetros de las partículas, o bien, es factible representarla como la distribución de cantidades presentes en cada unidad de diámetro en función de varias magnitudes del mismo. Se acostumbra comúnmente utilizar una base de peso para el porcentaje, pero existen algunos datos en la literatura en los que se emplea la frecuencia o cantidad de partículas. La base del porcentaje, ya sea por peso, frecuencia o algún otro factor de uso menos difundido, se deberá especificar, lo mismo que el diámetro, sus unidades y, de preferencia, si se determinó por medio de un tamiz, de la velocidad de asentamiento o de cualquier otra manera.

En la figura 8-1 se ilustran dos conjuntos de distribuciones, uno acumulativo y el otro en intervalos de unidad. Las pendientes de los intervalos de 5 -μm de las curvas acumulativas se convierten en porcentajes por micrómetro y se representan gráficamente como un bloque o histograma, del que se obtienen curvas suavemente trazadas. El polvo *A* tiene una gama de tamaños más reducida o limitada para la porción masiva de su peso, en comparación con el polvo *B*. Ambos materiales tienen los mismos pesos por debajo y arriba del tamaño marcado por la flecha.

Se pueden lograr tratamientos de distribución más sencillos. En algunos casos, el valor significativo es el superior. Puesto que el punto del 100% queda en duda, alguna otra cantidad, por ejemplo, 95 o 98% así especificada, quedará asignada como el tamaño superior. En otros casos, el porcentaje en algún tamiz ayuda a definir la aspereza o el grosor. El simple hecho de anunciar que todo el material, excepto un porcentaje pequeño, pasa por un tamaño de tamiz dado, es un dato inadecuado para definir la verdadera finura del material. Para la mayor parte de las comparaciones y cálculos es esencial realizar un análisis completo del tamaño de las partículas para demostrar su distribución.

Ecuaciones para el tamaño de las partículas Se han propuesto varias ecuaciones para correlacionar la cantidad de material en partículas con su tamaño de partícula, con el fin de obtener una relación de distribución [Harris, *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **241**, 343-357 (1968); Fagerholt, *Particle Size Distribution of Products Ground in Tube Mill*, Gads Forlag, Copenhagen, 1945]. En las publicaciones se supone a menudo que el polvo debe seguir alguna distribución, por

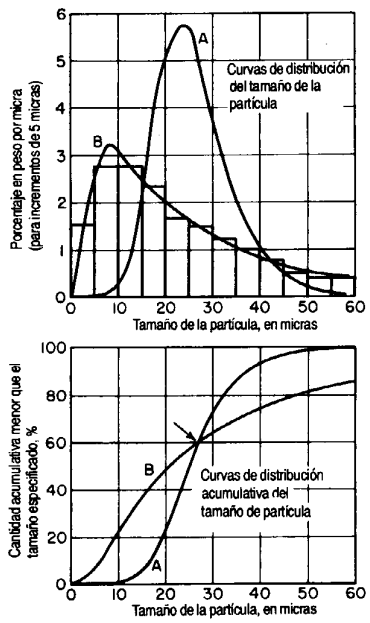


FIG. 8-1 Curvas de distribución del tamaño de las partículas para polvos simples.

ejemplo, la de **Rosin-Rammler-Bennett** [Rosin y Rammler, *J. Inst. Fuel*, **7**, 29-36 (1933); Bennett, *ibid.*, **10**, 22-39 (1936)]:

$$Y = 1 - [\exp - (X/X')^n] \tag{8-1}$$

o la distribución de **Gates-Gaudin-Schumann** [Schumann, *Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, Tech. Pap. 1189, *Min. Tech.* (1940)]:

$$Y = (X/k)^m \tag{8-2}$$

o bien, la distribución de **probabilidad logarítmica** [Hatch y Choate, *J. Franklin Inst.*, **207**, 369 (1929)]:

$$Y = \text{erf}\left(\frac{\ln X/X'}{\sigma}\right) \tag{8-3}$$

o bien, la distribución de **Gaudin-Meloy** [Gaudin y Meloy, *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **223**, 40-50 (1962)]:

$$Y = 1 - \left(1 - \frac{X}{X'}\right)^r \tag{8-4}$$

donde Y = fracción acumulativa en peso de tamaño menor; X = tamaño; k, X' = parámetros con la dimensión del tamaño; m, n, r = exponentes adimensionales; erf = función normal de probabilidad; σ = parámetro de desviación estándar.

No existe ninguna razón fundamental por la que un polvo en particular deba obedecer una de estas leyes empíricas; pretender esto provocará errores. Es más, es difícil decir si el ajuste o la adaptación será

buena, porque *cualquier* gráfica de tamaño acumulativo dará la impresión de un buen ajuste; los números aleatorios parecen ajustarse a la curva de Rosin-Rammler 9 de cada 10 veces [Kaye, *Staub* (marzo 1964)]. Las gráficas diferenciales indican las desviaciones de tamaño con mayor claridad [Kottler, *J. Franklin Inst.*, **250**, 399, 419, 499 (1950); **251**, 617 (1951)].

En casos especiales se pueden graficar algunos puntos correspondientes a los datos del tamaño y se supondrá que el resto de la curva sigue tendencias previamente establecidas. Esto se hace al comprobar la aplicación de un molino a un mineral dado, cuando se hayan efectuado muchas corridas con materiales similares y en condiciones semejantes.

La utilidad de algunas de estas leyes se restringe sencillamente para fines del ajuste de curvas. La de Rosin-Rammler puede representar una distribución con un pico en la curva diferencial; la de Gates-Gaudin-Schumann tiene la ventaja de la sencillez y la de Gaudin-Meloy tiene la ventaja de adaptarse a una variedad de curvas que se encuentran en la práctica. Los datos de tamaño se pueden presentar también en forma tabular, evitando el problema del ajuste de la curva.

El **tamaño promedio de las partículas** de un polvo puede tener diferentes valores dependiendo de la propiedad que se va a acentuar: peso o volumen, superficie y superficie específica.

Los tamaños promedio del volumen y superficie específica se expresan, respectivamente, como $\sqrt[3]{\Sigma\,\Delta Y/\Sigma\,Y X_m^{-3}}$ y $\Sigma\,\Delta Y/\Sigma\,\Delta Y X_m^{-1}$ basándose en el peso, y $\sqrt[3]{\Sigma\,\Delta N X_m^3/\Sigma\,\Delta N}$ y $\Sigma\,\Delta N X_m^3/\Sigma\,\Delta N X_m^2$ basándose en la cantidad, en donde ΔY y ΔN son el peso y la cantidad incrementales de partículas, respectivamente, y X_m es el tamaño medio del incremento.

La **superficie específica** se calcula basándose en los datos de la distribución completa. El diagrama de Gates utiliza una gráfica del porcentaje acumulativo por peso menor en función del diámetro recíproco, y el área comprendida bajo la curva representa la superficie. De la misma manera, el área que queda bajo el diagrama de Roller representa la superficie y esta gráfica expresa el porcentaje por peso por micrómetro en función del logaritmo del diámetro.

MEDICIÓN DEL TAMAÑO DE LA PARTÍCULA

En años recientes se han publicado muchas técnicas para determinar las características de los polvos; pero, debido al rápido desarrollo del tema, el lenguaje técnico carece a menudo de la precisión necesaria, y ni siquiera se ha establecido una clasificación generalmente aceptada de los métodos analíticos.

Si la distribución de tamaños de partícula de un polvo compuesto de esferas sólidas y suaves se determina por cualquiera de las técnicas, los valores medidos son idénticos. No obstante, existen muchas distribuciones de tamaño distintas que se pueden definir para cualquier polvo que no tenga partículas esféricas. Por ejemplo, si una partícula de forma cilíndrica se coloca en un tamiz, lo que determina el tamaño de la abertura por la que pasará será su diámetro y no su longitud. Por el contrario, si se hace que dicha partícula se sedimente en un fluido viscoso, el diámetro calculado de una esfera de la misma sustancia que tuviera la misma velocidad de caída en el mismo fluido, es decir, el llamado **diámetro de Stokes**, se considera como el parámetro del tamaño apropiado de la partícula.

Puesto que el diámetro de Stokes para las partículas de forma cilíndrica difiere, obviamente, del diámetro verdadero de la misma, esta diferencia representa una información adicional sobre su forma específica. El hecho de que todas las distribuciones medidas para partículas esféricas sean idénticas, representa no el caso ideal sino el caso simple degenerado.

El término **forma** se emplea en dos sentidos: **1)** para denotar la configuración espacial de una partícula individual o **2)** como un factor para correlacionar el tamaño promedio de partículas de un sistema de partículas finas, como se determina por medio de dos métodos basados en diferentes principios físicos.

Muestreo de polvos Un prerrequisito esencial para efectuar un análisis exacto del tamaño de la partícula es efectuar un muestreo adecuado de polvo. Kaye (*op. cit.*, 1981) revisó la eficiencia de varios aparatos. Un aparato de muestreo eficiente de uso difundido es la escofina giratoria que se ilustra en la figura 8-2. En este dispositivo se tiene un anillo de recipientes de papel que gira bajo la alimentación de polvo. Si éste fluye durante un tiempo largo en comparación con el periodo de una revolución, la muestra en cada recipiente estará constituida por porciones muy pequeñas tomadas de todos los puntos del volumen del material. La velocidad de rotación debe mantenerse lo suficientemente lenta para evitar la formación de corrientes de aire que lancen el polvillo fino fuera de las tazas. Una escofina giratoria de 20 tazas divide la muestra en 1/8000 del volumen original del polvo en sólo tres pasadas.

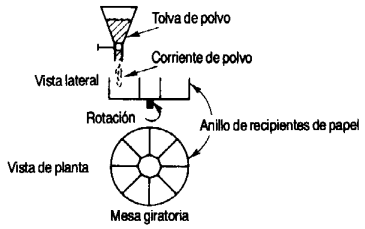


FIG. 8-2 Dispositivo de muestreo de escofina giratoria.

Métodos con utilización del microscopio Entre los métodos que utilizan el microscopio y sirven para efectuar análisis de tamaño, las mediciones directas se efectúan en imágenes amplificadas de partículas. En la técnica más sencilla, se llevan a cabo mediciones lineales de las partículas utilizando una escala en la parte superior de la imagen de la partícula. Para todas las formas de partículas, excepto la esférica, es necesario definir con precisión la medición hecha sobre el perfil. En la figura 8-3 se definen algunas dimensiones.

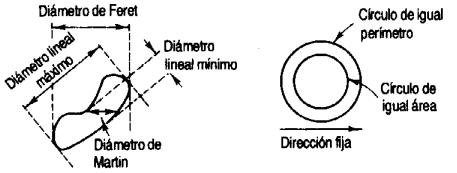


FIG. 8-3 Diferentes dimensiones de una partícula irregular.

El término **diámetro** puede ser usado propiamente para describir cualquier intercepción lineal a través de un perfil de cualquier forma.

Los dos problemas principales en los métodos de análisis con utilización del microscopio son la recolección de datos suficientes para asegurar la precisión adecuada en los parámetros derivados, y la eliminación de variables en los datos debido a la eficiencia del operador. Las fluctuaciones estadísticas que aparecen en cualquier perfil de tamaño dado (entre las imágenes de la partícula), es un problema que se agudiza de manera especial si la razón de tamaño de las partículas es mayor de 10 a 1 (Kaye, *op. cit.*, 1981). Un aspecto que requiere mucho tiempo es hacer que la escala quede colocada arriba de la imagen y luego sea orientada dos veces para medir los diámetros máximo y mínimo. Es más rápido medir parámetros que sean independientes de la orientación, por ejemplo, los diámetros de círculos de la misma área e igual

perímetro que se muestran en la figura 8-3. La velocidad de recopilación de datos puede también incrementarse mediante la asignación de un conjunto de círculos de comparación; pero este método introduce una desviación asociada con el operador.

El equipo Zeiss Endter para medir círculos de igual área (cuando se dispone de microfotografía) reduce eficazmente el elemento subjetivo [Endter y Gebauer, *Optik*, **97**, 13 (1956)].

Una segunda técnica para acelerar la recopilación de información consiste en medir los llamados **diámetros estadísticos** en lugar de los diámetros físicos del perfil de imagen. El **diámetro de Feret** (véase Fig. 8-3) es la proyección perpendicular, en una dirección fija, de las tangentes a las extremidades del perfil de la partícula. El **diámetro de Martin** es la línea paralela a la dirección fija que divide el perfil de la partícula en dos áreas iguales. Puesto que la magnitud de los diámetros estadísticos varía con la orientación de una partícula en especial, estos diámetros tienen significado sólo cuando se promedia la cantidad suficiente de mediciones. El problema que se presenta al emplear estos diámetros es que, a menudo, el técnico no está seguro del significado de "suficiente" en este contexto (Conferencia de Loughborough, *loc. cit.*).

La caída de precios de los dispositivos electro-ópticos y las minicomputadoras ha impulsado el desarrollo de muchos dispositivos automatizados para medir las dimensiones de las partículas finas (en Kaye, *op. cit.*, 1981, se puede consultar una lista de proveedores de este equipo). La rapidez y complejidad de estos dispositivos hace posible descubrir nuevos métodos para la caracterización de la forma de las partículas finas. Es conveniente dividir los nuevos métodos en dos grupos. El primer grupo puede ser denominado **métodos de Fourier** y el segundo **métodos fractal**. El objeto de las técnicas de Fourier es la búsqueda de transformar las características de forma de una partícula fina en una forma ondulatoria propia. De esta manera, en el método básico empleado por Beddow y sus colaboradores, el centroide de un perfil se toma como un punto de referencia. Un vector se gira alrededor de este centroide, con el extremo del vector tocando la periferia. Una gráfica de la magnitud del vector contra la posición angular es una función de tipo de onda. Esta forma ondulatoria se sujeta entonces a un análisis de Fourier. Se ha demostrado que las frecuencias armónicas más bajas constituyen la onda compleja que corresponde a la morfología externa de las partículas finas, mientras que las frecuencias más altas corresponden a la textura de la partícula fina (J. K. Beddow, *Particulate Science and Technology*, Chemical Publishing, New York, 1980).

La lógica fractal fue introducida en la ciencia de las partículas finas por Kaye y sus colaboradores, quienes mostraron que la lógica no euclidiana de Mandelbrot puede aplicarse para describir la rugosidad (aspereza) de un perfil. Se ha demostrado que una combinación del empleo de dimensiones fractal y factores de formas geométricas, como las relaciones de aspecto (la longitud dividida por el diámetro) o elongación, pueden utilizarse para describir una población de partículas finas de diversas formas y éstas pueden relacionarse con las propiedades funcionales de las partículas (Kaye, *op. cit.*, 1981).

Métodos de sedimentación En los métodos de sedimentación de análisis de tamaño de partículas, la distribución del diámetro de Stokes del polvo se deduce del estudio de los cambios de concentración que ocurren dentro de una suspensión que se asienta. El método se basa en la ley de Stokes,

$$D = \sqrt{\frac{18\mu u \times 10^8}{(\rho_s - \rho_f)g}} \qquad (8\text{-}5)$$

donde μ es la viscosidad, expresada en poises; u es la velocidad, cm/s; ρ_s es la densidad de la partícula sólida, g/cm^3; ρ_f es la densidad del fluido; D es el diámetro de una esfera, en μm; y g la aceleración debida a la gravedad, cm/s^2.

La ecuación de Stokes es teóricamente válida sólo para una esfera; sin embargo, la diferencia entre el volumen de la partícula irregular y el de una esfera equivalente no representa un "error", sino información útil respecto a la forma de la partícula. Mientras más irregular sea la partícula, tanto menor será la razón de estos volúmenes.

Un problema experimental consiste en obtener una dispersión adecuada de partículas antes de llevar a cabo el análisis de sedimentación. Una regla muy adecuada para ello consiste en efectuar la dispersión por lo menos con el mismo rigor que será aplicado a la dispersión del polvo en un procesamiento subsecuente.

Las ecuaciones para calcular las distribuciones de tamaño partiendo de datos de sedimentación se basan generalmente en la suposición de que las partículas caen libremente dentro de la suspensión. A muchas concentraciones que se emplean en los métodos de análisis por sedimentación, la interacción entre las partículas durante su caída hace que el tamaño de las mismas se calcule un poco en exceso.

En el **método de pipeta** (Fig. 8-4), los cambios de concentración dentro de la suspensión se regulan tomando muestras del cuerpo de la suspensión por medio de una pipeta. Luego se calcula la distribución de los tamaños de partícula basándose en los cambios de concentración medidos, suponiendo que la muestra se toma de la región D en la figura 8-4*a*.

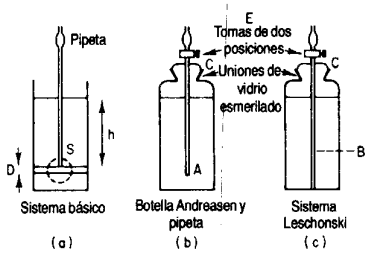


FIG. 8-4 Equipo utilizado en el método de pipeta para el análisis del tamaño.

El equipo más simple para utilizar esta técnica [Andreasen, *Kolloid-Z.*, **49**, 253 (1929)] se ilustra en la figura 8-4*b*. Cuando la suspensión comienza a sedimentarse, se toma una serie de muestras a intervalos de tiempo específicos. Las principales objeciones a este sistema son: primero, que la toma de una muestra puede afectar el comportamiento de la suspensión en vías de sedimentación, alterando la distancia de caída a la zona de muestreo. Segundo, que la presencia de la pipeta dentro del sistema perturba la conducta de asentamiento de las suspensiones. La zona real de muestreo es S en la figura 8-4*a*, y es una esfera centrada en torno a la punta de la pipeta. Las partículas que quedan debajo de A no son reemplazadas por las de arriba, la densidad disminuye en esta región y se generan corrientes turbulentas de convección bajo la punta de la pipeta. Para contrarrestar las corrientes de convección por densidad, el aparato de Leschonski (Fig. 8-4*c*) extiende la pipeta hasta la base del depósito. La suspensión se absorbe a través de orificios en B, dispuestos alrededor de la circunferencia del vástago. La zona de muestreo es una mejor aproximación a la zona teórica D.

La precisión de un método de análisis de pipeta se ve influida por la forma y el volumen de ésta, la razón del diámetro de la esfera de muestreo a la profundidad en la que se hacen las mediciones y la velocidad con que se extraen las muestras. Estos factores deben controlarse de una manera muy rigurosa. Si la concentración de las muestras se determina secando los sólidos y pesándolos, debe introducirse un margen para el peso de los agentes tensoactivos presentes.

En los **métodos de hidrómetro** para el análisis del tamaño de partículas se utilizan hidrómetros pequeños para hacer un seguimiento de los gradientes de densidad con una suspensión. Estos métodos se emplean mucho en estudios de suelos. No son métodos de gran precisión pero tienen un bajo costo y proporcionan suficiente información para propósitos prácticos (ASTM Spec. Pub. 234, 1959).

En los **métodos de fotosedimentación,** los cambios de concentración se miden haciendo pasar un haz de luz por la suspensión. Los métodos ópticos poseen gran sensibilidad y sólo se requiere una muestra pequeña. A las concentraciones bajas utilizadas, las partículas están lo suficientemente separadas para que se apliquen las condiciones de caída libre. Las mediciones resultantes se obtienen como señales eléctricas en una forma adecuada para que pueda registrarse de manera automática. Sólo cuando las partículas son tan pequeñas como la longitud de onda de la luz, se presenta algún problema debido a que las leyes simples de la óptica geométrica no pueden utilizarse para calcular la opacidad de una suspensión de tal índole.

Métodos de difracción de la luz En las técnicas de láser, una suspensión de las partículas que se desean estudiar se sitúa en un rayo láser. La distribución de energía generada en un patrón de difracción compleja se analiza mediante el empleo de una computadora. Se hacen varias suposiciones en la transformación del modelo de difracción en datos del tamaño de partículas y las diversas compañías que cubren el mercado de estas máquinas ofrecen diferentes programas de interpretación, dependiendo del tipo de distribución que se supone tendrá el sistema en estudio. Los instrumentos de esta clase incluyen el Microtac fabricado por Leeds & Northrup Co., el granulómetro CILAS y el analizador de tamaño de partículas Malvern.

El láser también ha dado origen a una serie de métodos mediante los cuales se mide la velocidad de las partículas en movimiento, examinando el efecto Doppler en la luz reflejada que abandona las partículas finas [Doyle, Thompson y Stevenson (eds.), *Laser Velocimetry and Particle Sizing*, Hemisphere Publishing, Washington, 1979]. Los métodos Doppler han sido empleados para estudiar la dinámica interna de los ciclones (Stenhouse, "Particle Trajectories in Uniflow Cyclones", Second World Filtration Congress, 1979; Mazumder *et al.*, "Realtime Measurement of Stack Emissions", aplicación del analizador SPART, en Doyle, Thompson y Stevenson, *op. cit.*).

Métodos de balanza de sedimentación Con estos métodos se mide el peso de las partículas finas de sedimentación, acumuladas en el plato de una balanza colgante que se encuentra inicialmente en una suspensión homogénea. Estas técnicas son relativamente de bajo costo pero tienden a disminuir, a causa del tiempo requerido para que se precipiten las partículas más finas en una columna de altura conocida.

Métodos centrífugos Las técnicas de sedimentación centrífuga se utilizan para analizar las partículas muy finas. Las **centrífugas de disco** tienen una ventaja sobre las de tipo tubo porque las partículas se sedimentan en forma radial, eliminando con ello errores debido a choques contra las paredes de los tubos.

El equipo desarrollado por Slater y Cohen (Fig. 8-5) es básicamente un dispositivo de **pipeta centrífuga**. La distribución de tamaño se calcula basándose en las concentraciones de sólidos, medidas en una serie de muestras que son separadas por un pilar central de desagüe en varios intervalos de tiempo. Los cálculos son muy complejos debido a las diferentes aceleraciones iniciales de las partículas que principian a diferentes distancias en relación con el centro de rotación.

En el **sedimentómetro centrífugo ICI**, la suspensión que se está verificando se inyecta al fluido transparente en el disco giratorio a través de un orificio de entrada, y se forma una capa de suspensión sobre la superficie libre del líquido. Después de algunas cantidades determinadas de centrifugación, se toman muestras introduciendo una cucharilla por el orificio de entrada indicado en la figura 8-5. Los problemas de estabilidad del sistema líquido pueden ser críticos con este instrumento, ya que se deben inyectar concentraciones de sólidos relativamente elevadas a fin de obtener una muestra suficiente.

El **fotosedimentómetro de disco centrífugo** es similar al aparato ICI, a pesar de que fue desarrollado de manera independiente por Kaye y sus colaboradores. En este caso, los cambios de concentración se determinan por medio de un haz de luz. Este aparato ofrece una buena resolución de la información y, después de concluir un análisis, se puede inyectar una segunda muestra sin necesidad de detener y limpiar el disco. Se emplean concentraciones de sólidos muy bajas; pero las propiedades de dispersión de luz de las partículas pequeñas dificultan la interpretación de los cambios de concentración. (Se encontrará una explicación más amplia sobre estos instrumentos en la obra de Kaye, *op. cit.*, 1981.)

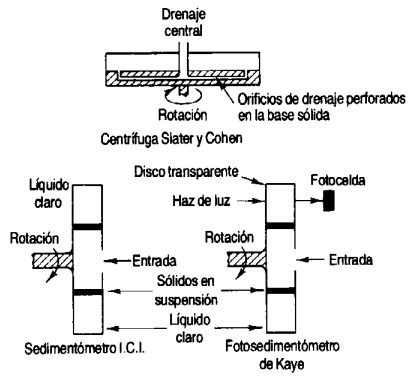


FIG. 8-5 Funcionamiento básico del sistema de centrífuga de disco.

Métodos de corriente En estas técnicas, las partículas que se van a medir se examinan de manera individual en la corriente de un fluido. Conforme el fluido pasa por una zona sensora, la presencia de las partículas se detecta por las perturbaciones que provocan. La **zona sensora** se inspecciona o analiza de diferentes modos utilizando haces de luz, ondas ultrasónicas y mediciones de resistencia eléctrica. Uno de los métodos de corriente más utilizados es el contador Coulter [Kubitschek, *Research*, **13**, 129 (1960)]. En este instrumento, el tamaño de la partícula se deduce del cambio de resistencia registrado en la columna de electrólito conforme ésta la atraviesa.

En los métodos de corriente es esencial utilizar concentraciones de partículas muy bajas, ya que la señal recibida de dos partículas pequeñas no se puede distinguir de la que proviene de una sola partícula grande. Esto recibe el nombre de error de coincidencia.

Los métodos de corriente más recientes basados en la medición de la resistencia eléctrica han sido modificados para permitir la medición de la longitud y se han mejorado la resolución y exactitud de los instrumentos al mejorar el diseño del orificio a través del que pasan las partículas. Los instrumentos HIAC son ampliamente usados para la medición del tamaño de las partículas en la corriente del fluido en movimiento, a través del cual pasa un rayo de luz.

Métodos de tamizado El tamizado es quizá el método de análisis de uso más frecuente y abuso más repetido, porque el equipo, el procedimiento analítico y los conceptos básicos son engañosamente simples. En el tamizado, las partículas se ponen en contacto con aberturas del mismo tamaño que constituyen una serie de medidores "va/no va" o "pasa/no pasa". El análisis por tamizado presenta tres dificultades primordiales: **1)** En los tamices comerciales, las aberturas no son todas idénticas, aunque los tamices de la más alta calidad reducen al mínimo las desviaciones de dimensión. **2)** Las superficies de tamizado se dañan con suma facilidad durante su uso y **3)** las partículas deben presentarse eficientemente en la abertura del tamiz.

En el pasado, el límite inferior para análisis de tamiz se fijaba usualmente en 43 μm (malla 325), porque éste era el límite práctico para elaborar tamices de malla de alambre. Al mismo tiempo, aproximadamente en este tamaño, las fuerzas superficiales que operan dentro del sistema del polvo dificultan el movimiento de éste a través de las aberturas.

En fechas más recientes, el límite inferior impuesto al tamaño de la abertura se ha variado introduciendo los tamices electroformados. Las desviaciones del tamaño verdadero de la abertura son del orden de 2 μm del tamaño nominal. Los de tamaño fino (menores que 40 μm)

deben sostenerse en rejillas más gruesas. Con estos tamices finos, no es posible utilizar los métodos tradicionales de tamizado; pero sí se puede emplear el tamiz Alpine con barrido de aire, que es un dispositivo que tiene un chorro giratorio debajo de la superficie de tamizado que limpia las aberturas. El aire de retorno ayuda a empujar el polvillo fino por ellas.

En un procedimiento analítico denominado **elvación**, las partículas son fluidizadas en un compartimiento debajo de la superficie de tamizado. El gasto del fluido a través del polvo aumenta de un modo gradual hasta que las partículas finas sufren una elutriación y pasan por la superficie del tamiz. Dicha velocidad se incrementa más aún hasta que las partículas que no logran atravesar el tamiz se ven forzadas contra las aberturas y el tamizado concluye cuando el fluido que queda encima de la superficie se hace transparente [Kaye y Jackson, *Powder Technol.*, **1**, 43 (1967)].

Métodos de elutriación En el tipo más simple de elutriador vertical por gravedad, el fluido tiende a arrastrar partículas hacia arriba a través de una columna; pero este movimiento recibe la oposición de la gravedad, de manera que sólo las partículas más pequeñas de un tamaño crítico determinado pueden salir. Las velocidades finales se dan en la sección 5, "Dinámica de partículas". Sin embargo, el fluido en movimiento hacia arriba, nunca es uniforme, con lo que la separación es muy mala. Por ejemplo, pueden presentarse remolinos. También, puesto que el perfil de velocidad a través del movimiento del fluido es parabólico, las partículas de mayor tamaño se pueden sostener hacia la mitad de la columna mejor que en los lados. Si se utiliza gas, la carga electrostática de las partículas puede constituir un problema. Un diseño mejor que minimiza estos problemas es descrito por Leschoswki y Rumpf [*Powder Technol.*, **2**(3), 175-185 (1969)]. Este método emplea una placa porosa para estabilizar un perfil de flujo de fluido uniforme y un tubo de diámetro decreciente para acelerar el transporte de partículas finas una vez que han sido clasificadas.

El *ciclón* es un elutriador centrífugo, aunque generalmente no se le considera como tal (véase Secc. 20: "Equipo de recolección de polvos"). Existe una modificación ingeniosa del ciclón tradicional, que es llamado "ciclosizer" (ciclón para determinar tamaños) [Kelsall y McAdam, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **41**, 84 (1963)]. Al invertir el ciclón y agregar una cámara de punta, las partículas finas que teóricamente debieron deslizarse rápidamente para salir del ciclón, se reciclan una vez más, lo cual corresponde a un paso sucesivo de las mismas a través de muchos ciclones similares.

Área superficial tomada de mediciones de adsorción de gases. Si se mide la cantidad de gas necesaria para cubrir un polvo con una capa única completa de moléculas de gas, entonces, el área superficial se calcula utilizando el área de sección transversal de las moléculas del gas. El área superficial medida por las técnicas de adsorción gaseosa se relaciona directamente con el área superficial disponible en las reacciones químicas. La desgasificación del polvo antes del análisis debe realizarse con extrema precaución para asegurar su reproducibilidad. Se han propuesto muchas teorías sobre la adsorción gaseosa; pero, en general, las mediciones de polvos se interpretan de acuerdo con la teoría BET [Brunauer, Emmett y Teller, *J. Am. Chem. Soc.*, **60**, 309 (1938)].

Un sistema de **cromatografía de gases** de Nelsen y Eggertsen, que se muestra en la figura 8-6, ha eliminado la necesidad de los sistemas al alto vacío. El nitrógeno se adsorbe sobre el polvo en un portador de gas de helio, mientras que dicho polvo se encuentra en un recipiente rodeado por nitrógeno líquido. Cuando se separa el refrigerante o el enfriador, ocurre la desadsorción. La concentración del nitrógeno se mide por medio de una celda de conductividad y es preciso recordar que la purga preliminar es de gran importancia.

Técnicas de permeabilidad Las características de tamaño se pueden inferir de la resistencia ofrecida al paso de un fluido a través de un tapón de polvo comprimido. La ecuación de Kozeny-Carman es muy utilizada para calcular el tamaño promedio de la partícula o el área superficial del polvo. Debido a la extrema sencillez del modelo que se postula como base para el desarrollo de la ecuación de Kozeny-Carman, no existe en realidad razón alguna por la que las áreas superficiales deducidas mediante los métodos de permeabilidad concuerden con las que se miden por otras técnicas analíticas. Una de las fuentes de confusión es que los valores del área superficial calculada con la ecuación de Kozeny-Carman deben ser teóricamente independientes de la porosidad absoluta del tapón de polvo sobre el que se hacen las determinaciones. En la práctica, el valor medido es una función de la porosidad, ya que conforme se derrumba la estructura del poro, la distribución de su tamaño varía y la trayectoria eficaz, que es muy sinuosa, es diferente en cada porosidad. Desde el punto de vista empírico, para la mayor parte de los polvos, el efecto decrece después de alcanzar cierta porosidad límite, a condición de que la presión aplicada para consolidar las partículas no las destroce o deforme. Una práctica aceptable consiste en determinar la relación entre la porosidad y el área superficial medida de cada polvo. Los procedimientos experimentales deben estandarizarse entonces para emplear porosidades dentro de la gama en donde los cambios afecten menos los resultados.

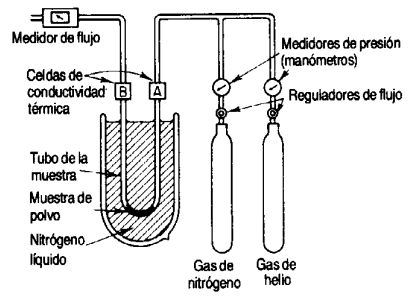


FIG. 8-6 Aparato para medir el área superficial de un polvo. Las celdas de conductividad determinan el porcentaje de nitrógeno presente en la corriente de gas conforme ésta entra y sale del tubo de muestra.

Kaye y Legault [*Powder Technol.*, **23**, 179-186 (1979)] han descrito un nuevo tipo de equipo de permeabilidad, en el que se sustituye la tradicional célula rígida de permeabilidad por una célula recubierta por una membrana plástica. El polvo que se va a caracterizar se coloca en esta nueva célula y se comprime hidrostáticamente, obteniéndose una pieza más uniforme que facilita la aplicación de la técnica.

Procedimientos en la línea de operación La mayor tendencia hacia la automatización de la industria ha resultado en muchos estudios de procedimientos muy rápidos mediante los cuales se genera información del tamaño, de tal manera que es posible contar con ciclos de retroalimentación como parte integral de los procesos de reducción de tamaño. Muchas de estas técnicas son modificaciones de métodos más tradicionales. Es posible consultar los resultados de los excelentes estudios acerca de los diversos métodos de caracterización en la publicación de Engineering Foundation [Herbst y Sastry (eds.), *On-Stream Characterization and Control of Particulate Processes*, Engineering Foundation, New York, N.Y., 10017, 1978].

Una revisión de los métodos que han sido utilizados o probados ha sido efectuada por Davies [*Am. Lab.*, 97-110 (abril, 1978)]. Un contador Coulter con 16 canales puede utilizarse para obtener resultados de un análisis en 90 segundos. Es posible obtener diversos dispositivos de difracción láser, como el Microtac, en una forma para muestreo y análisis de suspensiones que se encuentran fluyendo a gran velocidad, como una corriente de mineral taconita. El ciclosensor de Kelsall y Restarick mide en forma automática la cantidad de partículas que se encuentran arriba y abajo del tamaño de corte. Las balanzas piezoeléctricas se emplean para medir el tamaño de las partículas de polvo en el aire cuando golpean un sensor.

PRINCIPIOS PARA LA REDUCCIÓN DEL TAMAÑO

Referencias Generales: Revisiones anuales sobre el tema reducción de tamaño: *Ind. Eng., Chem.* ediciones de octubre o noviembre, por Work, de 1934 a 1965, por Work y Snow en 1966 y 1967, y por Snow en 1968, 1969 y 1970; y en *Powder Technol.*, **5**, 351 (1972), y **7** (1973); Snow y Luckie, **10**, 129 (1973), **13**, 33 (1976), **23**(1), 31 (1979). *Chemical Engineering Catalog*, Reinhold, New York, anualmente. Cremer-Davies, *Chemical Engineering Practice*, vol. 3: *Solid Systems*, Butterworth, London and Academic, New York, 1957. *Crushing y Grinding: A Bibliography*, Chemical Publishing, New York, 1960. *European Symposia on Size Reduction;* 1a. Frankfurt, 1962, publ. 1962, Rumpf (ed.), Verlag Chemie, Düsseldorf; 2a, Amsterdam, 1966, publ. 1967, Rumpf y Pietsch (eds.), *DECHEMA-Monogr.*, **57**; 3a, Cannes, 1971, publ. 1972, Rumpf y Schönert (eds.), *DECHEMA-Monogr.*, **69**, Gaudin, *Principles of Mineral Dressing*, McGraw-Hill, New York, 1939. International Mineral Processing Congresses: *Recent Developments in Mineral Dressing*, London, 1952, publ. 1953; Institution of Mining and Metallurgy, *Progress in Mineral Dressing*, Stockholm, 1957, publ. London, 1960, Institution of Mining and Metallurgy; 6a, Cannes, 1962, publ. 1965, Roberts (ed.), Pergamon, New York; 7a, New York, 1964, publ. 1965; Arbiter (ed.), vol. 1: *Technical Papers*, vol. 2: *Milling Methods in the Americas*, Gordon y Breach, New York; 8a, Leningrad, 1968; 9a, Prague, 1970; 10a, London, 1973; 11a, Cagliari, 1975; 12a, São Paulo, 1977. Lowrison, *Crushing y Grinding*, CRC Press, Cleveland, 1974. *Pit y Quarry Handbook*, Pit & Quarry Publishing, Chicago, 1968. Richards y Locke, *Text Book of Ore Dressing*, 3a. ed., McGraw-Hill, New York, 1940. Rose y Sullivan, *Ball, Tube and Rod Mills*, Chemical Publishing, New York, 1958. Snow, *Bibliography of Size Reduction*, vols. 1 a 9 (una actualización de la bibliografía anterior a 1973 incluye resúmenes e índice), U.S. Bur. Mines Rep. SO122069, disponible IIT Research Institute, Chicago, Ill. 60616. Stern, "Guide to Crushing and Grinding Practice", *Chem. Eng.*, **69**(25), 129 (1962). Taggart. *Elements of Ore Dressing*, McGraw-Hill, New York, 1951.

Ya que gran parte de la literatura se encuentra disponible en idioma alemán, es importante contar con las traducciones. Las traducciones citadas en esta sección se refieren a las traducciones disponibles a través del National Translation Center, Crerar Library, Chicago Ill. 60637. También es posible contar con traducciones al inglés por parte del Institute for Mechanical Processing Technology, Kalsruhe Technical University, Kalsruhe, Alemania.

PROPIEDADES DE LOS SÓLIDOS

Una partícula simple o un solo conglomerado tiene dimensiones lineales, superficies, dureza y estructura. El **tamaño lineal**, o dimensiones lineales, puede ser el diámetro de una esfera, la longitud de la arista de un cubo o cualquier otra dimensión lineal promedio ficticia de un grumo o terrón de forma irregular. La **superficie** es el exterior de casi todas las partículas, aunque algunas tienen cierta superficie interna en forma de poros. Esta característica se determina fácilmente en el caso de cubos y esferas; pero para otras formas irregulares se debe calcular o medir. La **dureza** se indica mediante el criterio convencional de raspado y se mide por medio de una indexación. La **estructura** puede ser homogénea o heterogénea.

Una mezcla de partículas como las que se encuentran en un polvo se define en términos de la distribución del tamaño de las mismas, la superficie, la superficie específica y el tamaño limitante de las partículas. La **distribución del tamaño de partículas** es una función que indica la cantidad proporcional de cada tamaño de partículas individuales que contiene el polvo. La **superficie** es una suma de las superficies individuales de los granos y la **superficie específica** es el área de una unidad de peso o volumen. El **tamaño limitante de la partícula** es el tamaño de las partículas más grandes o más pequeñas del polvo.

La **molibilidad** es una medida de la velocidad de molienda del material en un molino particular (véase a continuación).

Fractura de una partícula sensilla El mayor caudal de conocimientos respecto a la acción de ruptura dentro de los molinos depende del conocimiento del mecanismo de la **fractura** de una partícula sencilla. Los primeros investigadores [Smekal, Z. *Ver. Dtsch. Ing. Beh. Verfahrenstech*, no. 6, 159-165 (1938), traducción NTC 70-14798; y Smekal Z. *Ver. Dtsch. Ing.*, **81**(46), 1321-1326 (1937), traducción NTC 70-14799] estudiaron el rompimiento de cubos. Esto proporciona resultados engañosos cuando los cubos son triturados entre platos de prensa ya que las irregularidades de la superficie concentran la carga y resultan distribuciones de carga no uniformes. Las determinaciones más significativas se hacen con esferas, que llegan a presentar una forma similar a la de las partículas obtenidas en la molienda.

La fuerza necesaria para triturar una partícula sencilla que es esférica cerca de las regiones de contacto se calcula por la ecuación de Hertz (Timoschenko y Goodier, *Theory of Elasticity*, 2a. ed., McGraw-Hill, New York, 1951).

En un estudio teórico-experimental con esferas de vidrio, Frank y Lawn [*Proc. R. Soc. (London)*, **A299**(1458), 291 (1967)] observaron la formación repetida de anillos de ruptura al incrementar la carga aplicada, ocasionando la formación de una superficie circular de contacto más amplia. Finalmente, se alcanza una carga con la que la grieta se hace más profunda hasta que forma un cono y, si se sigue incrementando la carga, la esfera se romperá en fragmentos. Existen fotografías donde los autores muestran cómo la forma de los defectos que pueden encontrarse en la orilla del círculo de contacto pueden originar una distribución de esfuerzos de ruptura. El valor medio de estos esfuerzos depende en parte de la resistencia intrínseca del material y parcialmente de la extensión del defecto. A partir de estas cargas de ruptura y la teoría de Hertz, es posible calcular el esfuerzo de tensión aparente σ_0, que es el máximo esfuerzo bajo el círculo de contacto normal con la dirección de propagación de la grieta. Este esfuerzo de tensión es el más apropiado para el rompimiento de partículas en molinos, aunque el esfuerzo de trituración de cubos aún se emplea. La propagación de las grietas a través de esferas y discos ha sido registrada en filmaciones de alta velocidad por Rumpf y sus colaboradores (*Second European Symposium on Size Reduction, op. cit.*, 1966, p. 57). Estos investigadores intentaron extender la teoría de Hertz hasta el interior de la esfera, aunque no es válida más allá del punto de aplicación de la carga. El esfuerzo en puntos diferentes a los de aplicación de la carga está dado por la teoría de Bousinesque [Sternberg y Rosenthal, *J. Appl. Mech.*, (12), 413 (1952); e Hiramatsu y Oka, *Int. J. Rock. Mech. Min. Sci.*, **3**, 89 (1966)].

Snow y Paulding [Heywood Memorial Conference, Loughborough University, England, septiembre (1973)] observaron que cuando ocurre el rompimiento, los fragmentos más finos se producen cerca del círculo de contacto, donde el esfuerzo interno almacenado tiene su mayor magnitud. Ellos postularon que es posible calcular la distribución de tamaño de los fragmentos si se supone que el tamaño del fragmento local está correlacionado con la energía de esfuerzo almacenada exactamente en el momento anterior a la fractura. Las distribuciones calculadas de tamaños de fragmentos son similares a las que ellos midieron para esferas de vidrio y otros minerales duros así como a las distribuciones medidas por Bergstrom y Sollenberger [*Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **220**, 373-379 (1961)]. De lo anterior se puede concluir que la amplia distribución de tamaños de fragmentos obtenidos por molienda es inherente al proceso mismo de rompimiento, y que los intentos por mejorar la eficiencia de la molienda por debilitamiento de las partículas resultarán en fragmentos ordinarios que pueden requerir un rompimiento adicional para obtener partículas del tamaño deseado.

Se han diseñado molinos de diversas formas, para aplicar la fuerza en formas muy variadas [Rumpf, *Chem. Ing. Tech.*, **31**, 323-327 (1959), traducción NTC 61-12395]. La predicción detallada de las relaciones de molibilidad y distribución de tamaño del producto de molienda depende del desarrollo de un modelo de simulación basado en la física de la fractura. Un intento inicial corresponde a Buss y Shubert (*Third European Symposium on Size Reduction, op. cit.*, 1972, p. 233), quienes supusieron que el funcionamiento del molino está dado por la

suma de eventos de rompimiento, similares a los *experimentos de rompimiento de partícula sencilla* en el laboratorio. Un documento de Schönert [*Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **252**(1), 21 (1972)] resume los datos de rompimiento de partícula sencilla de muchas publicaciones de la Technical University of Karlsruhe, Alemania, Hildinger [*Freiberg. Forschungsh.*, **A480**, 19 (1970)] y Steier y Schönert (*Third European Symposium on Size Reduction, op. cit.*, 1972, p. 135) informaron acerca de más resultados experimentales sobre la probabilidad de rompimiento de partículas sencillas en experimentos de caída por peso.

El rompimiento de partículas sencillas en el laboratorio mediante impactos de alta velocidad simulan la acción de molinos de martillo y molinos de chorro. En la máquina de prueba de impacto Karpinski-Tervo [*Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **229**, 126 (1964)], las partículas se arrojan frente a una paleta que gira en el vacío y después se recolectan los fragmentos. Los resultados de estos experimentos pueden consultarse en Lyall y Tervo [*Proc. Fifth Can. Rock Mech. Symp.*, Toronto, 171 (1969)].

Molibilidad La molibilidad o índice de molienda es la cantidad de producto de un molino en particular que satisface una especificación dada en una unidad de tiempo de molienda, por ejemplo toneladas/hora, a través de una malla 200. El principal propósito del estudio de la molibilidad consiste en evaluar el tamaño y el tipo del molino que se requiere para producir un tonelaje específico, y las necesidades de energía para la molienda. Hay tantas variables que afectan la molibilidad, que este concepto se utiliza sólo como una guía aproximada para determinar el tamaño del molino, sin hacer referencia alguna respecto a la distribución del tamaño del producto, el tipo o el tamaño del molino. Si se supone una ley de energía en particular, entonces, el comportamiento de molienda de varios molinos se expresa como un coeficiente de energía o **índice de trabajo** (véase más adelante). Este concepto más preciso se ve limitado por las desventajas de estas leyes pero a menudo constituye la única información disponible.

La tecnología basada en consideraciones de molibilidad y energía se ha visto suplantada por las simulaciones en computadora de circuitos de molienda (véase subsección "Simulación de circuitos de molienda"), en las que el concepto amplio de la molibilidad se reemplaza por la **función de selección** o la **función de velocidad de rompimiento**, que es la molibilidad o índice de molienda de cada tamaño de partícula relacionado en la fracción de dicho tamaño que se tiene presente.

Entre los factores importantes que determinan la molibilidad están la dureza, la elasticidad, la resistencia y la divisibilidad. La molibilidad se relaciona con el módulo de elasticidad del material y con la velocidad del sonido a través de él [Dahlhoff, *Chem. Ing. Tech.*, **39**(19), 1112-1116 (1967)].

La **dureza** de un mineral, como se mide por medio de la **escala de Mohs**, es un criterio de su resistencia a la trituración [Fahrenwald, *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **112**, 88 (1934)]. Se trata de una de las indicaciones más acertadas del carácter abrasivo del mineral, factor que determina el desgaste de los medios de molienda. La clasificación según el orden creciente de dureza, la escala de Mohs es la siguiente: 1, talco; 2, yeso; 3, calcita; 4, fluoruro; 5, apatita; 6, feldespato; 7, cuarzo; 8, topacio; 9, corindón; 10, diamante.

Los materiales con durezas del 1 al 3, inclusive, se clasifican como suaves; de 4 a 7 como intermedios y los demás como duros.

Materiales suaves **1)** Talco, tortas secas de filtro prensa, saponita, ceras, conglomerados de cristales de sales; **2)** yeso, sal de rocas, sales cristalinas en general, carbón suave; **3)** calcita, mármol, piedra caliza suave, baritas, tiza, azufre.

Dureza intermedia **4)** Fluorita, fosfato suave, magnesita, piedra caliza; **5)** apatita, fosfato duro, piedra caliza dura, cromita, bauxita; **6)** feldespato, ilmenita, ortoclasa, hornablendas.

Materiales duros **7)** Cuarzo, granito; **8)** topacio; **9)** corindón, zafiro, esmeril; **10)** diamante.

Una clasificación de la dureza de la piedra basada en el **esfuerzo de compresión** de cubos de 1 in es como sigue, para cargas expresadas en lb_f/in^2; muy suave, 10 000; suave, 15 000; media, 20 000; dura, 25 000; muy dura, 30 000.

Métodos para determinar la molibilidad Los experimentos de laboratorio con partículas simples se han utilizado a menudo para correlacionar la molibilidad. En el pasado se suponía generalmente que la energía total aplicada podría relacionarse con el índice de molienda, ya sea que ésta se aplicara de un solo golpe o en la caída repetida de un peso sobre la muestra [Gross y Zimmerly, *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **87**, 27, 35 (1930)]. De hecho, los resultados dependen de la forma en que se aplica la fuerza (Axelson, tesis para el doctorado, Universidad de Minnesota, 1949). A pesar de ello, los resultados de las pruebas en molinos grandes se correlacionan a menudo en un margen de un 25 a 50% utilizando un ensayo sencillo, por ejemplo, el número de caídas de un peso particular que se necesitan para reducir la cantidad de dosificación hasta menos de un tamaño de malla específico.

Dos de los métodos que tienen una aplicación especial en el caso del **carbón** son los que se conocen con el nombre de molino de bolas y método Hardgrove. En el **método de molino de bolas**, las cantidades relativas de energía necesaria para pulverizar diferentes carbones se determinan colocando una muestra pesada de carbón en un molino de bolas de tamaño determinado y contando el número de revoluciones requeridas para moler la muestra, de tal modo que el 80% de la misma pase por un tamiz No. 200. El índice de molibilidad expresado en un porcentaje es igual al cociente de 50 000 dividido por el promedio del número de revoluciones que se requirieron en dos pruebas (designación D-408, ASTM).

En el **método Hardgrove**, una muestra preparada recibe una cantidad definida de energía de trituración en un pulverizador de anillo y bolas tamaño miniatura. La muestra desconocida se compara con un carbón determinado que tenga una molibilidad equivalente a 100. El índice de molibilidad de Hardgrove = $13 + 6.93W$, en donde W es el peso del material que pasa por un tamiz No. 200 (véase la designación D-409, ASTM).

Chandler [*Bull. Br. Coal. Util. Res. Assoc.*, **29**(10), 333; (11), 371 (1965)] no encontró una buena correlación de molibilidad, medida en once carbones con rollos de trituración y atrición, por lo que estos métodos deberán emplearse con mucha precaución. El método de molibilidad de Bond se describe en la subsección "Capacidad y consumo de energía".

Los fabricantes de varias clases de molinos cuentan con laboratorios en los que se llevan a cabo pruebas de molibilidad para determinar lo adecuado de sus máquinas. Cuando las comparaciones de molibilidad se efectúan en equipos pequeños del mismo tipo de los del fabricante, se tiene cierta base para realizar aumentos a escala con equipos comerciales. Esto resulta mejor que basarse simplemente en el índice de molibilidad obtenido en un molino de bolas para calcular el tamaño y la capacidad de diferentes clases, por ejemplo, molinos de martillos o de chorro.

Desgaste del molino. En general, los materiales duros, las partículas gruesas y el movimiento rápido generan un desgaste notable en los molinos. El desgaste puede reducirse utilizando materiales en la zona de desgaste del molino que sean más duros que el material que se está triturando.

La abrasión y erosión son mecanismos diferentes, que pueden predominar en diferentes condiciones [Maratray, *Rev. Ind. Miner.*, **52**(11), 713 (1970)]. La abrasión se incrementa hasta que la dureza del abrasivo sea 1.5 veces la del metal. La presión tiene más influencia cuando ambos materiales son suaves; la velocidad tiene una influencia compleja. El desgaste es mayor en la molienda por vía húmeda que por vía seca, pero se trata de un fenómeno que aún no ha sido completamente aclarado. Los materiales de construcción más duros también pueden tener rompimientos, lo que debe tomarse siempre en cuenta. Esto se ilustra en la práctica adoptada en África del Sur con los recubrimientos de los molinos de bolas [French y Lissner, *J. S. Afr. Inst. Min. Metall.*, 71 (sept., 1968); 229 (Dec., 1968); 475 (1969)]. El movimiento de las partículas causa que unas sean agentes de molibilidad de otras. Cuando el molino se mueve a baja velocidad, los materiales resilientes, como el caucho, tienen que soportar el desgaste de partículas duras. Diehl y Griffiths [*Can. Min. J.*, **91**, 76 (junio, 1970)] resumieron resultados obtenidos con éxito con recubrimientos plásticos en molinos de hierro.

Estos investigadores demostraron que se tiene mayor vida y menor costo en casi todos los equipos, excepto para molinos grandes. Los recubrimientos de caucho no causan ningún cambio en la capacidad de molienda. A los investigadores en la década de 1930 no les fue posible obtener resultados satisfactorios en las investigaciones sobre molibilidad, y la causa principal de esto fue no contar con un método adecuado de adhesión. Los métodos actuales utilizan una barra de caucho que asegura las películas de recubrimiento.

Se ha encontrado que la aplicación de técnicas de endurecimiento de las superficies, por medio de soldaduras y colocando inserciones, ha contribuido enormemente a mejorar el mantenimiento y reducir el tiempo improductivo [Lutes y Reid, *Chem. Eng.*, **63**(6), 243 (1956)]. Varias publicaciones incluyen datos abundantes sobre el desgaste y el costo de varios tipos de acero en la trituración de minerales [Norman y Loeb, *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **183**, 330 (1949)].

El desgaste o la abrasión de los molinos se hace crítica cuando el equipo tiene una alta velocidad periférica, sobre todo tratándose de molinos de martillos de espacio reducido y alta velocidad. La Pulverizing Machinery Co. ha desarrollado un **ensayo de abrasión** razonablemente seguro, que utiliza un peso dado (5 libras) de material alimentado que se coloca en un Mikro-Pulverizer Bantam (modelo a escala pequeña), utilizando una velocidad de rotor estándar y una pantalla perforada (usualmente, con orificios de 0.027 in de diámetro) y martillos forjados de cara endurecida. Los orificios perforados se examinan al microscopio como cortes limpios antes de la prueba y, una vez realizado el ensayo, se vuelven a examinar. La longitud del corte a lo largo de la superficie de la pantalla se mide en micrómetros en un ocular calibrado, y esta cifra se conoce con el nombre de "índice de abrasión". Por lo común, hasta 20 μm se considera como una cifra dentro de los límites económicos, y por encima de 100 μm fuera de dichos límites, a menos que existan aspectos poco usuales en ese caso en particular.

Un índice de abrasión expresado en kW-h de entrada/lb de metal perdido, constituye una indicación útil. En la tabla 8-1 se citan algunos valores aproximados.

Seguridad A menudo sucede que no se da la atención suficiente al peligro de explosión de materiales no metálicos como azufre, almidón, polvo de madera, polvo de cereal, dextrina, carbón, alquitrán, caucho duro y plásticos [Hartmann y Nagy, U.S. Bur. Mines Rep. Invest., 3751 (1944)]. Las explosiones y los incendios se pueden iniciar debido a descargas de electricidad estática, chispas de las llamas, superficies calientes y por combustión espontánea. Los polvos metálicos presentan un riesgo debido a su **inflamabilidad**. El peligro de combustión aumenta notablemente durante las operaciones de molienda en las que se emplean molinos de bolas, de martillos, de anillo y rodillos, durante las cuales se alcanzan altas temperaturas.

Muchos polvos metálicos finamente divididos en suspensión en aire son **riesgos de explosión** potenciales, y las causas de ignición de estas nubes de polvo son muchas [Hartmann y Greenwald, *Min. Metall.*, **26**, 331 (1945)]. La concentración de polvo en el aire y su tamaño de partículas son factores importantes que determinan el grado de explosión. Por debajo de cierto límite inferior de concentración no se puede producir la explosión, ya que el calor de combustión es insuficiente para propagarla. Sin embargo, por arriba de la concentración máxima limitante, la explosión tampoco se produce porque no se dispone del suficiente oxígeno. Cuanto más finas sean las partículas, tanto más fácilmente se incendian y tanto mayor es la velocidad de combustión. Esto se ilustra en la figura 8.7.

Entre las **precauciones** útiles están el aislamiento de los molinos, el uso de materiales de construcción que no generan chispas y separadores magnéticos para quitar material magnético extraño de la alimentación (Hartmann, Nagy y Brown, U.S. Bur. Mines Rep. Invest., 3722, 1943). El acero inoxidable tiene una menor tendencia a la producción de chispas que el acero ordinario o los forjados.

La reducción de contenido del oxígeno del aire presente en los sistemas de molienda constituye un medio para evitar las explosiones de polvo dentro de los equipos (Brown, U.S. Dep. Agri. Tech. Bull., 74, 1928). El mantenimiento del contenido de oxígeno por debajo del 12%

TABLA 8-1 Resultado de ensayos del índice de abrasión*

Material	No. ensayado	Diámetro del producto μm	Índice del producto E_i	Índice abrasión promedio† A_i
Alnico	1	....	....	0.3850
Alúmina	6	15 500	....	0.6447
Asbesto cemento, tubería de	1	13 330	....	0.0073
Azufre	1	....	11.5	0.0001
Cemento, escoria de	2	12 100	10.9	0.0409
Cemento, materia prima de	4	....	10.5	0.0372
Cobre, mineral de	12	12 900	11.2	0.0950
Coque	1	....	20.7	0.3095
Coral, roca de	1	....	....	0.0061
Cromo, mineral de	1	10 200	9.6	0.1200
Cuarcita	3	....	12.2	0.6905
Cuarzo	7	....	12.8	0.1831
Diorita	1	....	19.4	0.2303
Dolomita	5	....	11.3	0.0160
Escoria	1	....	15.8	0.0179
Esquisto	2	11 200	11.2	0.0060
Esquisto de biotita	1	....	23.5	0.1116
Gneis	1	....	20.1	0.5360
Granito	11	15 200	14.4	0.3937
Grava	2	....	19.0	0.3051
Hematita	3	....	8.6	0.0952
Hierro, mineral de (misc.)	4	....	5.4	0.0770
Magnesita	3	14 400	16.8	0.0750
Magnetita	2	....	10.2	0.2517
Manganeso, mineral de	1	....	17.2	0.1133
Níquel, mineral de	2	....	11.9	0.0215
Oro, mineral de	2	....	14.8	0.2000
Perlita	2	....	....	0.0452
Piedra caliza	19	13 000	12.1	0.0256
Piedra pómez	1	....	11.9	0.1187
Pizarra	1	....	13.8	0.1423
Plomo y cinc, mineral de	3	....	8.3	0.1520
Riolita	2	13 200	....	0.4993
Roca basáltica	11	14 900	19.9	0.3860
Taconita	7	....	16.2	0.6837
Tierras raras	1			0.0288
Promedio		13 250	13.8	0.228

* Allis-Chalmers Corporation.

† El índice de abrasión es la fracción de un gramo de peso perdido por la paleta de acero estándar en 1 h de golpear 1600 g de partículas de $^3/_4$ por $^1/_2$ in. El producto promedia el 80% pasando 13 250 μm.

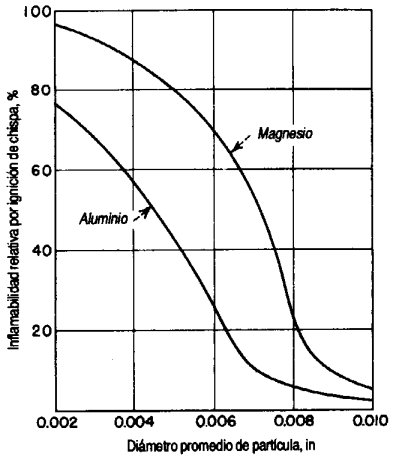


FIG. 8-7 Efecto de la finura en la inflamabilidad de los polvos metálicos. (Hartmann, Nagy y Brown, *U.S. Bur. Mines Rep. Invest.* 3722, 1943.)

debe representar un nivel seguro para casi todos los materiales, pero se recomienda el 8% cuando la molienda sea de azufre. El empleo de **gases inertes** tiene una adaptación especial en pulverizadores equipados con clasificadores de aire; el gas de combustión se utiliza para este fin y se mezcla con el aire que normalmente está presente en un sistema (véase la subsección "Productos químicos y jabones", en donde se habla de la molienda del azufre). A pesar de la protección que se tiene al utilizarse gases inertes, el equipo debe contar con respiraderos contra explosiones y deben diseñarse estructuras con ventilación adecuada [Brown y Hanson, *Chem. Metall. Eng.*, **40**, 116 (1933)].

El hule duro presenta un enorme riesgo de incendio cuando se adelgaza en rodillos calentados al vapor (véase la subsección "Polímeros orgánicos"). Además, debe recordarse que su polvo es explosivo [Twiss y McGowan, *India Rubber J.*, **107**, 292 (1944)].

La National Fire Protection Association, Quincy, Massachusetts, emite una publicación anual llamada "*National Fire Codes for the Prevention of Dust Explosions*" que es de gran interés para todos aquellos que manejan polvos peligrosos.

TAMAÑO ALCANZADO POR EL PRODUCTO Y ENERGÍA REQUERIDA

La finura que se obtiene en la molienda del material posee un marcado efecto en su tasa de producción. La figura 8-8 es un ejemplo que muestra cómo la capacidad decrece y la energía específica y el costo se incrementan al obtener un producto más fino.

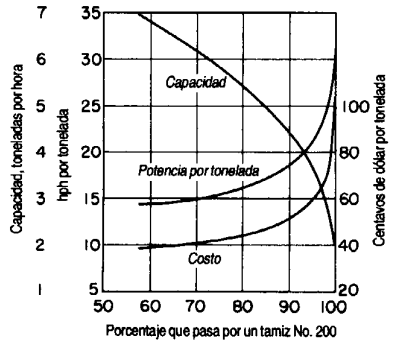


FIG. 8-8 Variación de la capacidad, la potencia y el costo de molienda en relación con la finura del producto.

Existe una publicación que trata el tema de la elevación del costo de la energía (National Materials Advisory Board, *Comminution and Energy Consumption*, Publ. NMAB-364, National Academy Press, Washington, 1981; disponible a través del National Technical Information Service, Springfield, Va. 22151). Esta publicación ha mostrado que las industrias de Estados Unidos consumen aproximadamente 32 mil millones de kWh de energía eléctrica por año en operaciones de reducción de tamaño. Más de la mitad de esta energía se consume en las operaciones de trituración y molienda de minerales, un cuarto en la producción de cemento, un octavo para la producción de carbón y un octavo en diversos productos agrícolas. La publicación recomienda que se consideren cinco áreas para ahorrar energía: diseño de dispositivos de clasificación, diseño de molinos, controles, aditivos y materiales que resistan el desgaste. El reporte contiene amplia información bibliográfica respecto a estas áreas para ahorro de energía.

Leyes sobre la energía Se han propuesto varias leyes con objeto de relacionar la reducción de tamaño a una variable sencilla, la energía que entra al molino. Estas leyes se representan adecuadamente mediante una ecuación diferencial (Walker, Lewis, McAdams y Gilliland, *Principles of Chemical Engineering*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1937):

$$dE = -C\,dX/X^n \tag{8-6}$$

donde E es el trabajo hecho, X es el tamaño de partícula y C y n son constantes. Cuando $n = 1$, la ecuación representará la *ley de Kick* (Kick, *Das Gasetz der propertionalen Widerstande und seine Anwendung*, Leipzig, 1885). La ley puede escribirse como

$$E = C \log (X_F/X_P) \tag{8-7}$$

donde X_F es el tamaño de la partícula alimentada, X_P es el tamaño del producto y X_F/X_P es la razón de reducción. Cuando $n > 1$, la solución será

$$E = \left(\frac{C}{n-1}\right)\left(\frac{1}{X_P^n - 1} - \frac{1}{X_F^n - 1}\right) \tag{8-8}$$

Cuando $n = 2$, se obtendrá la *ley de Rittinger*, que establece que la energía es proporcional a la nueva superficie producida (Rittinger, *Lehrbuch der Aufbereitungskunde*, Ernst y Korn, Berlín, 1867).

La *ley de Bond* tiene lugar cuando $n = 1.5$ [Bond, *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **193**, 484 (1952)]:

$$E = 100\,E_i\left(\frac{1}{\sqrt{X_P}} - \frac{1}{\sqrt{X_F}}\right) \tag{8-9}$$

donde E_i es el **índice de trabajo de Bond**, o el trabajo requerido para reducir una unidad de peso de un tamaño infinito teórico hasta un 80% de partículas que pasen por un tamiz de 100 μm. Existen muchos datos acerca del índice de trabajo, lo que hace que esta ley sea muy útil para moliendas muy ásperas. En la tabla 8-2 se resumen varios datos sobre los índices de trabajo de varios materiales.

El índice de trabajo se calcula en forma experimental basándose en ensayos de trituración y molienda efectuados en el laboratorio, o a través de operaciones de molienda comerciales. A continuación se dan algunas reglas empíricas para extrapolar los índices de trabajo a condiciones diferentes a las que se midieron; para la molienda en seco, el índice de trabajo debe incrementarse por un factor de 1.34 más allá del medido para la molienda en húmedo o mojado; para un circuito abierto se necesita otro factor de 1.34 adicional al que se midió en circuito cerrado; si el tamaño del producto X_P se extrapola por debajo de 70 μm, un factor de corrección adicional es $(10.3 + X_P)/1.145X_P$. Asimismo, cuando se trata de un triturador de quijada o giratorio, el índice de trabajo se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$E_i = 2.59C_s/\rho_s \tag{8-10}$$

donde C_s = resistencia de trituración por impacto (lbft)/in de espesor necesario para romperse; ρ_s = gravedad específica, y E_i se expresan en kWh/ton.

Ningunas de las leyes de energía se aplica perfectamente bien en la práctica, y no se ha logrado encontrar un punto de partida para desarrollar una mayor comprensión o un dominio más amplio de las operaciones de molienda. En realidad, todas ellas encierran más un interés histórico que práctico. La mayor parte de los primeros artículos que respaldaban una ley u otra se basaron en la extrapolación de distribuciones de tamaño hasta tamaños muy finos, suponiendo la aplicación de una u otra ley de distribución de tamaño. Con las técnicas de análisis de tamaño de partículas que prevalecen en la actualidad, que se aplican hasta los tamaños más finos, tal confusión ya no es necesaria. La relación entre el gasto de energía con la distribución de tamaño producida se ha examinado en forma muy minuciosa [Arbiter and Bhrany, *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **217**, 245-252 (1960); Harris, *Inst. Min. Metall. Trans.*, **75**(3), C37 (1966); Holmes, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **35**, 125-141 (1957); Kelleher, *Br. Chem. Eng.*, **4**, 467-477 (1959); **5**, 773-783 (1960)].

Eficiencia de la molienda La eficiencia respecto a la energía de una operación de molienda se define como la energía que se consume en comparación con la energía ideal requerida.

TABLA 8-2 Índices de trabajo promedio para varios materiales*

Material	No. de ensayos	Densidad relativa	Índice de trabajo†
Andesita	6	2.84	22.13
Arcilla	9	2.23	7.10
Arcilla calcinada	7	2.32	1.43
Arena silícea	17	2.65	16.46
Arenisca	8	2.68	11.53
Barita	11	4.28	6.24
Basalto	10	2.89	20.41
Bauxita	11	2.38	9.45
Carbón mineral	10	1.63	11.37
Cemento, escoria de	60	3.09	13.49
Cemento, materia prima de	87	2.67	10.57
Cobre, mineral de	308	3.02	13.13
Concreciones	9	3.00	8.77
Coque	12	1.51	20.70
Coque, petróleo	2	1.78	73.80
Coque, petróleo fluido	2	1.63	38.60
Coral	5	2.70	10.16
Cromo, mineral de	4	4.06	9.60
Cuarcita	16	2.71	12.18
Cuarzo	17	2.64	12.77
Diorita	6	2.78	19.40
Dolomita	18	2.82	11.31
Escoria	12	2.93	15.76
Escoria, altos hornos de hierro	6	2.39	12.16
Esmeril	4	3.48	58.18
Espatoflúor	8	2.98	9.76
Espodumeno, mineral de	7	2.75	13.70
Esquisto	13	2.58	16.40
Esquisto de petróleo	9	1.76	18.10
Estaño, mineral de	9	3.94	10.81
Fedespato	8	2.59	11.67
Ferrocromo	18	6.75	8.87
Ferromanganeso	10	5.91	7.77
Ferrosilicio	15	4.91	12.83
Fertilizante de fosfato	3	2.65	13.03
Gabro	4	2.83	18.45
Galena	7	5.39	10.19
Gneis	3	2.71	20.13
Grafito	6	1.75	45.03
Granate	3	3.30	12.37
Granito	74	2.68	14.39
Grava	42	2.70	25.17
Hierro, mineral de	8	3.96	15.44
Hematita	79	3.76	12.68
Hematita-especular	74	3.29	15.40
Limanita	2	2.53	8.45
Magnetita	83	3.88	10.21
Oolítica	6	3.32	11.33
Taconita	66	3.52	14.87
Ilmenita	7	4.27	13.11
Kianita	4	3.23	18.87
Losa	3	2.59	15.53
Magnesita totalmente calcinada	1	5.22	16.80
Manganeso, mineral de	15	3.74	12.46
Mica	2	2.89	134.50
Molibdeno	6	2.70	12.97
Níquel, mineral de	11	3.32	11.88
Oro, mineral de	209	2.86	14.83
Pedernal	5	2.65	26.16
Piedra caliza	119	2.69	11.61
Piedra caliza para cemento	62	2.68	10.18
Piedra pómez	4	1.96	11.93
Pirita, mineral de	4	3.48	8.90
Pirrotita, mineral de	3	4.04	9.57
Pizarra	5	2.48	13.83
Plata, mineral de	6	2.72	17.30
Plomo y zinc, mineral de	27	3.37	11.35
Plomo, mineral de	22	3.44	11.40
Potasa, mineral de	8	2.37	8.88
Potasa, sal de	3	2.18	8.23
Roca basáltica	49	2.86	21.10
Roca fosfórica	27	2.66	10.13
Rutilo, mineral de	5	2.84	12.12
Sienita	3	2.73	14.90
Sílice	7	2.71	13.53
Silicio, carburo de	7	2.73	26.17
Sodio, silicato de	3	2.10	13.00
Titanio, mineral de	16	4.23	11.88
Todos los materiales ensayados	2088	-	13.81
Uranio, mineral de	20	2.70	17.93
Vidrio	5	2.58	3.08
Yeso, roca de	5	2.69	8.16
cinc mineral de	10	3.68	12.42

* Allis-Chalmers Corporation.

† Debe tenerse sumo cuidado al aplicar los valores de los índices de trabajo promedio aquí indicados en instalaciones específicas, ya que las variaciones individuales entre los materiales de cualquier clasificación pueden ser muy marcadas.

La eficiencia energética teórica de operaciones de molienda es de 0.06 a 1%, basándose en valores de la energía superficial del cuarzo [Martin, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **4**, 42 (1926); Gaudin, *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **73**, 253 (1926)]. La incertidumbre en estos resultados se debe a la incertidumbre misma de la energía superficial teórica.

Un monograma definitivo (Kuznetzov, *Surface Energy of Solids*, traducción al inglés, H. M. Stationery Office, Londres, 1957), estableció que la mayor parte de los métodos de laboratorio para medir la energía de superficie introducen grandes errores; pero un método de descomposición de Obreimov [Gilman, *J. Appl. Phys.*, **31**, 2208 (1960)] arrojaba resultados para el cloruro de sodio que concordaban con los cálculos reticulares teóricos. Estudios recientes de Raasch [*Int. J. Frac. Mech.*, **7**(9), 289 (1971)] y Burns [*Philos. Mag.*, **25**(1), 131 (1972)] llevan a la conclusión de que estas mediciones son válidas cuando se introduce un 50% de correcciones para la energía de flexión del cristal. Kuznetzov clasifica otros materiales mediante un ensayo de desgaste relativo, y sus resultados corroboran las eficiencias dadas antes. Los intentos que se han hecho para medir la eficiencia a través de la calorimetría comprenden errores que exceden la energía superficial teórica del material que se está moliendo.

La eficiencia de energía práctica se define como la eficiencia de la molienda técnica en comparación con los experimentos de trituración en el laboratorio. Se han obtenido eficiencias prácticas del 25 al 60% [Wilson, *Min. Technol.*, Tech. Publ. 810, 1937; Bond y Maxson, *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **134**, 296 (1939)].

El **coeficiente de energía** se basa algunas veces en la ley de Rittinger, es decir, una nueva superficie producida por unidad de energía de entrada. Por lo común, el tiempo de molienda es la variable experimental y se expresa indirectamente como la energía. El coeficiente de energía se expresa también en toneladas/hp-h que pasan por un tamaño de malla específico. El valor de este coeficiente se localiza entre 0.02 y 0.1, aproximadamente, para la pulverización húmeda en molino de bolas de minerales medianos a duros, con un tamaño de tamiz No. 200 (74 μm).

Las curvas de la figura 8-9 demuestran una velocidad de producción decreciente al aumentar el **contenido de humedad**. (De vez en cuando se encontrará que una pequeña cantidad de agua es benéfica en comparación con una sequedad completa.) Los tres materiales se molieron al 99.9% a través de un tamiz No. 200.

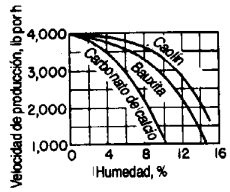


FIG. 8-9 Efecto de la humedad en la velocidad de producción de un pulverizador. [*Work, Chem. Met. Eng.*, **40**, 306 (1933).]

Molienda en seco contra la molienda en húmedo Los molinos de bolas tienen un amplio campo de aplicación para la molienda en húmedo o mojado, formando un circuito cerrado con clasificadores de tamaño. Si la presencia de líquido con el producto acabado no constituye un problema o si la alimentación es húmeda o mojada, la molienda en húmedo se prefiere casi siempre a la que se realiza en seco. La producción neta de la molienda en húmedo con diferentes mallas en los ensayos de molibilidad Bond, varía de 145 a 200% de la que se obtiene en seco [Maxson, Cadena y Bond, *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **112**, 130-145, 161 (1934)]. En la molienda de finos en seco, las fuerzas superficiales entran en acción generando una especie de acojinamiento y recubrimiento de la bola, dando una menor eficiencia en el aprovechamiento de la energía. Otros factores que influyen en la elección son el rendimiento en los pasos de clasificación subsecuente, ya sea en seco o en mojado, el costo del secado y la capacidad de los pasos de procesamiento posteriores para manejar un producto húmedo.

Se ha pensado que es posible alcanzar un **tamaño límite**. Las nuevas tecnologías, como las empleadas para obtener cerámicas comprimidas y pigmentos Xerox, requieren partículas de tamaño más fino, y esto nuevamente plantea la interrogante respecto a la existencia de un límite. Existen tres teorías para la determinación de este límite. Bradshaw [*J. Chem. Phys.*, **19**, 1057-1059 (1951)] pensó que la *reaglomeración* es la responsable, especialmente en molinos de bolas. Schönert y Steier [*Chem. Ing. Tech.*, **43**(13), 773 (1971)] sugirieron otras dos causas: *deformación plástica* y la dificultad de *aplicación de esfuerzo* en partículas finas hasta su punto de ruptura. Los más recientes experimentos de la teoría del agrietamiento de Griffith establecen que se requiere que la partícula tenga suficiente energía de esfuerzo almacenada con objeto de que se propague la grieta. Una partícula de vidrio de 10 μm requiere un esfuerzo de tensión de 140 kPa/mm^2. Aunque ambos mecanismos pueden ser limitantes, hay una evidencia experimental reciente, donde se indica que la deformación plástica puede incrementar la resistencia de los materiales más quebradizos en una escala mínima. Rumpf y Schönert [*Third European Symposium on Size Reduction, op. cit.*, 1972, p. 27] observaron la deformación plástica en esferas de vidrio sometidas a trituración. Schönert y Steier (*loc. cit.*) advirtieron, con un microscopio electrónico, la deformación plástica en partículas de piedra caliza de 3 a 4 μm y también en partículas de cuarzo de 2 a 3 μm. Esta deformación dispersa un esfuerzo que de otra manera produciría una fractura quebradiza. Gane [*Philos. Mag.*, **25**(1), 25 (1972)] observó la deformación plástica en cristales de óxido de magnesio de 0.2 a 0.4 μm de tamaño. Los esfuerzos promedio de 180 kg/mm son 15 veces el esfuerzo de los cristales grandes de MgO, pero un décimo del esfuerzo teórico. Una prueba adicional ha sido proporcionada por Weichert y Schönert [*J. Mech. Phys. Solids* (22), 127 (1974)] quienes analizaron y midieron la elevación de temperatura en el extremo de propagación de la grieta. Ellos estimaron que ocurre una deformación irreversible en una zona con radio aproximado de 30 A alrededor del extremo de propagación. La energía liberada ocasiona elevaciones de temperatura hasta en 1500°K por encima de la temperatura ambiente en esa zona. Esta temperatura explica la existencia de flujo plástico y luz emitida en algunos casos. Se ha probado, por lo tanto, que la deformación plástica puede limitar el tamaño de molienda. Si se desea obtener partículas más pequeñas que 0.5 μm, es necesario aplicar otros métodos de reducción de tamaño.

Se ha determinado que es más probable alcanzar tamaños más pequeños de partículas cuando se aplica la **molienda en húmedo** que cuando la molienda se hace en **seco**. En la molienda en húmedo por medio de molinos de bolas o molinos vibratorios, con surfactantes adecuados, es posible obtener partículas de productos hasta de 0.5 μm. La molienda en seco limita el tamaño de la partícula en función del recubrimiento de las bolas del molino a un valor aproximado de 15 μm (Bond y Agthe, *Min. Technol.*, AIME Tech. Publ. 1160, 1940). En la molienda en seco con molinos de martillo o molinos de rodillos, el tamaño límite de las partículas es aproximadamente de 10 a 20 μm. Los molinos de chorro se limitan a un tamaño promedio de partículas de 15 μm, aunque es posible obtener partículas hasta de 5 μm cuando se trata de materiales muy densos, ya que la razón de la inercia respecto al arrastre aerodinámico es muy grande.

Agentes dispersantes y auxiliares de la molienda No cabe duda que los auxiliares de la molienda son útiles en ciertas condiciones; por ejemplo los surfactantes hacen posible obtener partículas de magnesio en keroseno hasta en tamaños de 0.5 μm en un molino de bolas [Fochtman, Bitten y Katz, *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev.*, **2**, 212-216 (1963)]. Sin los surfactantes, el tamaño de las partículas era de 3 μm y la velocidad de trituración era muy lenta en tamaños de partícula inferiores a este valor. También es posible considerar el agua como un aditivo en la molienda por vía húmeda.

Los agentes químicos que incrementan la velocidad de molienda son un atractivo para usarse en esta operación, debido a su bajo costo; sin embargo, aunque existe gran cantidad de literatura sobre la materia, aún no se cuenta con un método adecuado para seleccionar estos agentes auxiliares y no se ha llegado a un acuerdo respecto al mecanismo mediante el cual actúan.

En la **molienda por vía húmeda** existen varias teorías que ya han sido revisadas [Somasundaran y Lin, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **11**(3), 321 (1972); Snow, revisiones anuales, *op. cit.*, 1970-1974. También se pueden consultar Rose, *Ball and Tube Milling*, Constable, London, 1958, pp. 245-249]. La *teoría de Rehbinder* (Rehbinder, Schreiner y Zhigach, *Hardness Reducers in Rock Drilling*, Moscow Academy of Science, 1944, traducido por el Council for Scientific and Industrial Research, Melbourne, Australia, 1948) establece que la dureza y tensión de los materiales disminuyen por adsorción de especies superficiales activas, a causa de la reducción en la energía superficial. Los cambios observados en la velocidad de barrenado son demasiado altos como para ser causados por los cambios ligeros que ocasionan los surfactantes en la energía superficial. De acuerdo con Westwood [*J. Mater. Sci.*, **9**, 1871 (1974)], los aditivos pueden alterar la estructura cercana a la superficie y de esta manera influir en el flujo plástico en esa superficie y en la fractura producida en la partícula. Estas teorías pueden ser válidas para el barrenado, pero la evidencia para aplicarlas a la molienda no es muy buena. Otra teoría aplicable a la molienda en molinos de bolas establece que los aditivos disminuyen el estado de floculación de las partículas y las hacen más susceptibles al impacto. Estos aditivos pueden actuar por repulsión electrostática debida a moléculas iónicas adsorbidas o por repulsión estérica, ya que las moléculas poliméricas de cadena larga, adsorbidas en las partículas, actúan como obstáculos espaciales que evitan la aproximación de otras partículas. El efecto electrostático puede ser medido por determinación del potencial zeta (Riddick, *Control of Colloid Stability Through Zeta Potential*, Zeta Meter Inc., 1968), pero la medición del efecto del potencial zeta en la molienda no ha arrojado resultados concluyentes (Snow, *loc. cit.*). Los efectos estéricos son aún más difíciles de medir.

Los aditivos pueden alterar la velocidad de humedecimiento en la molienda con molinos de bolas al cambiar la viscosidad de la suspensión o alterando la ubicación de las partículas respecto a las bolas. Estos efectos son analizados bajo el rubro de "Molinos de volteo". En conclusión de lo expuesto anteriormente, se puede decir que no existe aún alguna forma teórica adecuada para seleccionar el aditivo más eficaz. Las investigaciones empíricas basadas en los principios estudiados recientemente, son el único recurso disponible. Existe un número considerable y comercialmente disponible de auxiliares para la molienda, que pueden ser probados en diversos equipos. También existe un paquete de 450 surfactantes que pueden ser utilizados para pruebas sistemáticas (Model SU-450, Chemservice Inc., West Chester, Pa. 19380).

El gran número de estudios experimentales lleva a la conclusión de que la **molienda en seco** está limitada debido al recubrimiento que se forma en las bolas, y que los aditivos actúan reduciendo la tendencia a formar un recubrimiento (Bond y Agthe, *op. cit.*). La mayor parte de los materiales forman recubrimientos si se muelen con un grado de finura lo suficientemente pequeño, y los materiales más suaves forman tales capas a tamaños mayores que los materiales duros. La presencia de más de un pequeño porcentaje de yeso suave genera el recubrimiento de la bola durante la molienda de la escoria de cemento. La presencia

de una cantidad considerable de partículas gruesas, de mayor tamaño a una malla 35, previene la formación de recubrimientos o capas. El recubrimiento de las bolas se facilita más aún cuando éstas se rayan. Una cantidad pequeña de humedad puede aumentar o reducir el recubrimiento de las bolas, y los materiales secos tienden también a formar tales capas.

Los materiales que se utilizan como auxiliares de molienda incluyen sólidos como el grafito, materiales líquidos oleorresinosos, sólidos volátiles y vapores. Se han efectuado estudios minuciosos de los efectos complejos de los vapores [Goette y Ziegler, *Z. Ver. Dtsch. Ing.*, **98**, 373-376 (1956); y Locher y von Seebach, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **11**(2), 190 (1972)], pero el vapor de agua es el único que se emplea en la práctica.

El aditivo más eficaz para la molienda en seco es la sílice tratada con metil silazano [Tulis, *J. Hazard. Mater.*, **4**, 3 (1980)].

REDUCCIÓN DE TAMAÑO EN COMBINACIÓN CON OTRAS OPERACIONES

Los molinos de bolas por lotes que tienen cargas reducidas de bolas se utilizan para **mezclar materiales en seco** o estandarizar tinturas, pigmentos, colores e insecticidas, a fin de incorporar agentes humectantes y extensores inertes (véase también la Sec. 21). Los molinos de disco, de martillo y otros equipos de desintegración de alta velocidad son útiles para el mezclado final intensivo de composiciones de insecticidas, colores de tierra, polvos de cosméticos y gran variedad de otros materiales finamente divididos que tienden a aglutinarse en mezcladores de banda y de tipo cónico.

Los molinos con unidades de clasificación de aire pueden estar equipados de tal modo que el **aire de circulación** esté **acondicionado** mediante la mezcla con aire caliente o frío, o bien, gases introducidos al molino, o por deshumidificación, para preparar el aire para la molienda de materiales higroscópicos. También se pueden inyectar rocíos líquidos o gases dentro del molino o la corriente de aire, para mezclarse con el material que se está pulverizando, con objeto de generar una reacción química o un tratamiento de la superficie. Los materiales sensibles al calor con temperaturas bajas de ablandamiento pueden someterse a pulverización si se ejerce un **control de temperatura** adecuado. Las composiciones que contienen grasas y ceras se pulverizan y mezclan con facilidad si se introduce aire refrigerado en sus sistemas de molienda (U.S. Patents 1 739 761 y 2 098 798; véase también la subsección "Polímeros orgánicos").

El **secado** de los materiales mientras se están pulverizando o desintegrando se conoce por varios nombres, por ejemplo, "secado instantáneo" o "de dispersión"; un término genérico es el que se refiere al secado "por transporte neumático". Muchos materiales en estado seco facilitan su molienda. Se puede utilizar un sistema de secado instantáneo para materias primas con un contenido de humedad moderado, y también para productos precipitados en forma de lechadas húmedas o tortas provenientes de filtros o centrífugas. El método para acondicionar el aire es el mismo ya sea que se trate de un molino de bolas, de anillo y rodillos o de martillos, como los que se utilizan para calentar, enfriar, deshidratar o desecar. En la tabla 8-3 se incluyen datos para la molienda y el secado de bauxita en un molino de anillo y rodillos. En la figura 8-60 se ilustra un sistema de desecado que aparece en "Arcillas y caolines".

Los molinos de bolas y piedra, ya sea por lotes o continuos, ofrecen oportunidades considerables para combinar varios **pasos de procesamiento** que incluyen la molienda [Underwood, *Ind. Eng. Chem.*, **30**, 905 (1938)]. Los molinos que van seguidos de clasificadores de aire sirven para **separar componentes de mezclas**, debido a las diferencias de gravedad específica y los tamaños de partículas. La eliminación de impurezas por este medio se conoce como **limpieza, concentración** o **beneficio**. Los tamices se emplean para separar partículas más gruesas que no se pulverizan con facilidad, de aquellas más finas que sí se pulverizan fácilmente. La molienda seguida por una *flotación de espuma* se ha convertido en el método de beneficio de uso más difundido para los minerales metálicos, así como para minerales

TABLA 8-3 Datos de operación para la molienda y el secado de bauxita en un molino de anillo y rodillos

Humedad inicial, en %	9.75
Humedad final, en %	0.75
Alimentación, en lb/h	12560
Producto, en lb/h	11420
Humedad evaporada, en lb	1140
Temperatura de los gases al entrar al molino, en °F	700
Temperatura de los gases al salir del molino, en °F	170
Temperatura del material alimentado, en °F	70
Temperatura del material que sale del molino, en °F	150
Aceite consumido, en gal	14.3
Poder calorífico del aceite, en Btu/gal	142000
Eficiencia térmica, %	68.5
Potencia total para el secado y la pulverización, en hp	105
Potencia para el secado, en hp	10
Producto final, % que pasa por un tamiz de malla No. 100	90

no metálicos como el feldespato. La separación magnética es el medio principal que se emplea para la clasificación del mineral de hierro taconita (véase la subsección "Minerales"). A menudo se usan separadores magnéticos para eliminar sólidos magnéticos de trampas, de la alimentación de molinos de martillo y disco de alta velocidad.

La mayor parte de los minerales son heterogéneos y el objetivo de la molienda consiste en liberar el componente valioso del mineral que pueda separarse. Los cálculos basados en un modelo de rompimiento aleatorio, sin suponer un rompimiento preferencial [Wiegel y Li, *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **238**, 179-191 (1967)] concuerdan notablemente con los datos de planta asociados con la eficiencia de liberación de granos minerales. En la figura 8-10 se muestra que, conforme la razón de abundancia de mineral de *A* a *B* se hace más pequeña, el mineral *B* se puede liberar por medio de una molienda a tamaños de partículas mayores, de tal modo que la razón del grano al tamaño de la partícula puede ser menor. Muchos autores han supuesto que el rompimiento ocurre preferencialmente siguiendo los límites y las fronteras de grano; pero existen muy pocas evidencias respecto a este hecho. Por otra parte, Gorski [*Bull. Acad. Pol. Sci. Ser. Sci. Tech.*, **20**(12), 929 (1972); CA 79, 20828k] encontró, a partir de un análisis al microscopio, un carácter intercristalino de trituración de dolomita, sin importar qué tipo de triturador se emplee. En general, se puede decir que para separar partículas minerales, todo el material debe molerse hasta un tamaño sustancialmente más pequeño que los granos.

Reducción de tamaño combinada con clasificación Los sistemas de molienda tienen una operación por lotes o de manera continua (Fig. 8-11). Casi todas las operaciones a gran escala son continuas, y los molinos de bolas o de piedras por lotes se emplean sólo cuando se necesita procesar cantidades pequeñas. La operación por lotes comprende altos costos de mano de obra para cargar y descargar el molino.

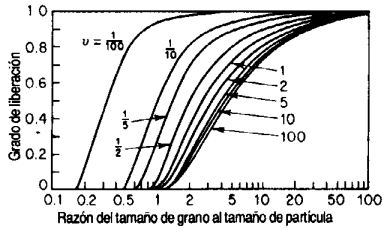


FIG. 8-10 Fracción de mineral *B* liberado, en función de la razón de abundancia volumétrica *V* y la razón de tamaño. [Wiegel y Li, *Trans. Soc. Min. Eng.-Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **238**, 179 (1967).]

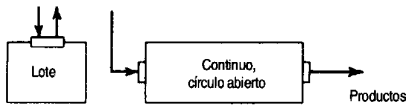


FIG. 8-11 Sistemas de molienda por lotes y continuo.

La operación continua se logra en circuitos abiertos o cerrados, como se ilustra en las figuras 8-11 y 8-12. La mayor parte de los equipos de trituración y molienda se operan en **circuito cerrado** con clasificadores de tamaño. La **economía de operación** es el objeto de la molienda en circuito cerrado para satisfacer una especificación de tamaño limitante. La idea consiste en separar el material del molino antes de que todo éste quede triturado, separar el producto fino en un clasificador y regresar el más grueso para volver a molerlo con la nueva alimentación que entra al molino. Un molino con los finos removidos en esta forma funcionará con mayor eficiencia. El material grueso devuelto al molino por medio de un clasificador se conoce como **carga circulante**, y su relación puede ser de 1 a 10 veces la de producción. La capacidad del molino para transportar un material puede limitar la relación del reciclaje; los molinos de tubo que se emplean en este tipo de circuitos se diseñan con una razón más pequeña entre la longitud y el diámetro, y por ende, con un gradiente hidráulico mayor para más flujo, o con compartimientos separados por medio de diafragmas con elevadores.

Hay muchos **arreglos** posibles para conectar clasificadores en circuito cerrado con equipos de molienda; el más adecuado depende del tipo y la cantidad de unidades de molienda, y la naturaleza del producto terminado. En la figura 8-12 se ilustra una disposición sencilla de un molino de martillo con un clasificador de aire.

En un arreglo o configuración utilizada para un molino de tres compartimientos con un solo clasificador, los desechos gruesos y el material fino del clasificador se devuelven a cualquier compartimiento, dependiendo de la cantidad de finos requeridos para el producto terminado. Se pueden diseñar muchos otros diagramas de flujo para molinos de compartimientos, así como para otras clases de unidades (véase la Fig. 8-61).

La **clasificación interna de tamaño** desempeña un papel esencial en el funcionamiento de las máquinas para las moliendas en seco, dentro de la gama de tamaños finos; las partículas se retienen en la zona de molienda hasta que son tan pequeñas como lo requiere el producto final y, sólo entonces, se permite su descarga.

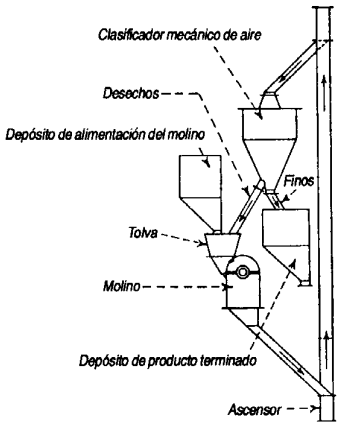


FIG. 8-12 Molino de martillos en circuito cerrado con un clasificador de aire.

La operación en circuito cerrado permite obtener un producto con una distribución de tamaño más uniforme que la que se tendría mediante el funcionamiento por lotes o en circuito abierto continuo al mismo tamaño máximo limitante; es decir, la distribución de tamaños es más reducida. El producto obtenido del sistema de circuito cerrado tendrá una proporción mayor de partículas del tamaño deseado. Por otra parte, a menudo se requiere que el *tamaño del producto esté dentro de ciertos límites* (por ejemplo, entre 20 y 40 μm), mas por lo general no es posible obtener un producto con estas características, independientemente del equipo de molienda disponible. La razón es que el rompimiento de partícula es un proceso aleatorio donde la probabilidad de rompimiento de partículas y los tamaños de fragmentos en cada evento dependen del azar. La distribución de tamaños más estrecha se alcanza idealmente cuando se tiene una pendiente igual a 1.0 al graficar en coordenadas Gates-Gaudin-Schumann [ecuación (8-2) y figura 8-13]. Esto se puede demostrar examinando la distribución de tamaño Gaudin-Meloy [ecuación (8-4)]. Esta es la distribución que se produce a partir de la molienda de partículas cortadas en tamaños aleatorios, con r cortes por evento. Cuando r tiene un valor grande, significa que los eventos de rompimiento producen muchas partículas finas. Si r es igual a 1, se tiene el caso ideal como el del corte de un cuchillo; cada partícula es cortada una vez por evento y los fragmentos son eliminados inmediatamente por el clasificador. La distribución Meloy se reduce a la distribución Schumann cuando $r = 1$ y la pendiente será igual a 1.0. Para propósitos prácticos de molienda, el valor de la pendiente no será mayor de 1.0. El intervalo usual para las pendientes es de 0.5 a 0.7. Es posible obtener el producto especificado, pero la fracción más fina puede ser obtenida en otra forma. Dentro de estos límites, la distribución de tamaño del producto clasificado depende de la razón del producto recirculado y de la agudeza de corte del clasificador que se emplea.

Características de los clasificadores de tamaño (Véase la sección 21, "Tamizado", para consultas respecto a equipo de tamizado, y "Clasificación en húmedo" para consulta acerca de clasificadores húmedos). Los tipos de clasificadores y equipo comercialmente disponible se describen en la subsección "Clasificadores de tamaño de partículas que se utilizan con molinos de trituración". El American Institute of Chemical Engineers Equipment Testing Procedures Committee ha publicado un procedimiento para el empleo de los clasificadores de partículas (*Particle-Size Classifiers—A Guide to Performance Evaluation*, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1980), donde se incluyen las definiciones adoptadas en esta subsección.

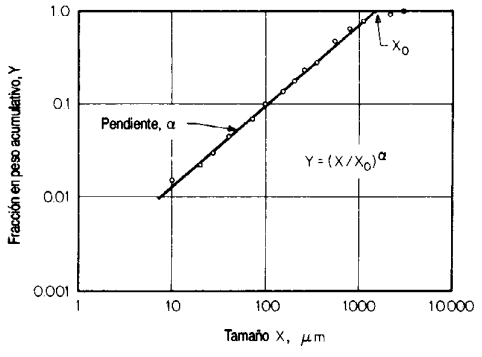


FIG. 8-13 Ejemplo de una gráfica de Gates-Gaudin-Schumann para distribución del tamaño de productos de molino.

El funcionamiento de un clasificador se define mediante tres parámetros: *tamaño de corte, agudeza* de corte y *capacidad*. El tamaño de corte, X_{50},es el tamaño en el cual el 50% del material va dentro del producto grueso y el otro 50% en el producto fino. (Esto no debería confundirse con el "tamaño de corte", nombre que se aplica algunas veces a la partícula fina de mayor dimensión.)

La **selectividad del tamaño** es el método más adecuado de expresar el funcionamiento de un clasificador con un conjunto específico de condiciones de operación. El tamaño de corte y agudeza del mismo pueden calcularse a partir de los datos de selectividad de tamaño. La selectividad de tamaño se define de acuerdo con la expresión:

$$\eta_X = \frac{\text{Cantidad de tamaño } X \text{ en fracción ordinaria}}{\text{Cantidad de tamaño } X \text{ en la alimentación}} \tag{8-11}$$

Según una base de *masa* se tiene una expresión matemática equivalente:

$$\eta_X = \frac{q_c dY_c}{q_0 dY_0} = \frac{q_c dY_c}{q_c dY_c + q_f dY_f} \tag{8-12}$$

donde Y_c es el porciento acumulativo por masa de fracción ordinaria menor que el tamaño de partícula X, Y_f es el porciento acumulativo por masa de fracción de fino menor que el tamaño de partícula X, Y_0 es el porciento acumulativo por masa de alimentación menor que el tamaño de partícula X, q_c es el gasto masa de la fracción ordinaria, q_f es el gasto masa de la fracción fina, y q_0 es el gasto masa de alimentación.

Para calcular la selectividad de tamaño a partir de los datos de distribución acumulativa de tamaños de partícula, la ecuación (8-12) puede expresarse en forma de incrementos, como sigue:

$$\eta_{X_i} = \frac{q_c \Delta Y_{ci}}{q_c \Delta Y_{ci} + q_f \Delta Y_{fi}} \tag{8-13}$$

donde ΔY_{ci} y ΔY_{fi} son los intervalos de distribución de tamaños acumulativos de fracciones ordinarias y finas, asociadas con el intervalo de tamaño ΔX_i, respectivamente. Un intervalo de tamaño representativo X_i es tomado en forma arbitraria como el punto medio de ΔX_i.

Para una muestra de cálculo de selectividad del clasificador, véase el procedimiento de prueba del clasificador del American Institute of Chemical Engineers. En la figura 8-14 se ilustra este ejemplo.

Hay muchas formas en que puede expresarse la agudeza. Una forma es empleando el índice, cuya relación es ampliamente utilizada:

$$\beta = X_{25}/X_{75} \tag{8-14}$$

donde ß es el índice de agudeza, X_{75} es el tamaño de partícula correspondiente al valor de 75% de selectividad del clasificador, y X_{25} es el tamaño de partícula correspondiente al valor de 25%. Cuando la clasificación es perfecta, el valor de ß será igual a la unidad; cuando el valor de ß es muy pequeño, significa que existe una agudeza escasa en la clasificación.

Se han propuesto varias fórmulas empíricas para la selectividad de clasificadores. Cuando se hacen simulaciones por computadora para circuitos de molino, se necesita una fórmula de esta índole. Se ha encontrado que la fórmula que se indica a continuación satisface datos de varias instalaciones de campo para clasificadores de muchos tipos, incluyendo cribas vibradoras (Vaillant, AIME Tech. Pap. 67B26, 1967).

$$\begin{aligned} C_x &= 1 - (1 - a) \exp b\left(1 - \frac{X}{X_0}\right) && \text{for } X > X_0 \\ &= a && \text{for } X \leqq X_0 \end{aligned} \tag{8-15}$$

donde a, b y X_0 son constantes, y X es el tamaño de la partícula. La coincidencia es especialmente buena cuando se trata de sistemas clasificadores en mojado. Para ciclones de vía húmeda, el factor a y Y_{50}

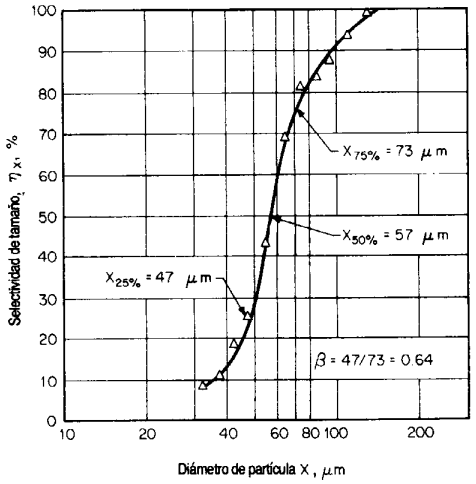


FIG. 8-14 Ejemplo de selectividad de tamaño.

se relacionan con la razón de los índices de sobreflujo y subflujo [Draper y Lynch, *Proc. Australas. Inst. Min. Metall.*, **209**, 109 (1964); Mizrahi y Cohen, *Trans. Inst. Min. Metall.*, C318-329, (diciembre, 1966); Lynch y Rao, *Indian J. Tech.*, **6**, 106-114 (Abril, 1968)]. Una ecuación que se desarrolló siguiendo un razonamiento estocástico para ciclones, comprende una forma exponencial similar [Molcrus, *Chem. Ing. Tech.*, **39**(13), 792-796 (1967)].

Se ha sugerido que la carga circulante se calcule mediante un balance de material basándose en el análisis de tamaño de la alimentación, producto fino y producto grueso del clasificador dentro de un sistema de molienda de circuito cerrado [Bond, *Rock Prod.*, **41**, 64 (enero, 1938)]. Sin embargo, puesto que los análisis de tamaño están sujetos a error, es mejor utilizar esta información para verificar los análisis de tamaño (Vaillant, *op. cit.*). La ecuación apropiada es (Dahl, *Classifier Test Manual*, Portland Cement Assoc. Bull. MRB-53, 1954):

$$\frac{q_R}{q_R + q_P} = R = \frac{Y_L(X) - Y_P(X)}{Y_R(X) - Y_P(X)} = \text{una constante para todos los valores de } X \tag{8-16}$$

donde q_R representa los desechos, q_P es el producto del clasificador, L es la descarga del molino, R el material recirculado y Y es la fracción de partículas en una corriente entre dos tamaños de tamices o la fracción acumulativa retenida o que pasa por un tamiz de tamaño X.

SIMULACIÓN DE CIRCUITOS DE MOLIENDA

Las leyes de la energía de Bond, Kick y Rittinger relacionan la molienda de un material de alimentación de tamaño promedio con partículas de producto de algún tamaño, pero no toman en cuenta el comportamiento de los diversos tamaños de las partículas presentes en el molino. Una simulación de computadora, basada en modelos de balance de población [Bass, Z. *Angew. Math. Phys.*, **5**(4), 283 (1954)], traza el rompimiento de cada tamaño de partícula como una función del tiempo de molienda. Además, los modelos de simulación separan el proceso de rompimiento en dos aspectos: velocidad de rompimiento y distribución media de tamaños de fragmentos. Ambos son funciones del tamaño de partícula que se está fraccionando. Estos conceptos no se suelen derivar del conocimiento de la física de fractura sino que son funciones empíricas ajustadas a los datos de molienda. La

formulación que se presenta a continuación se tiene en términos de una representación discreta de la distribución de tamaño; existen ecuaciones comparables en la forma integrodiferencial.

Molienda por lotes Sea w_k = la fracción en peso de material retenido en cada criba, de un conjunto de n cribas; w_k se relaciona con P_k, que es la fracción más gruesa del tamaño X_k, por medio de la expresión

$$w_k = (\partial P_k/\partial X_k)\,\Delta X_k \tag{8-17}$$

donde ΔX_k es la diferencia entre las aberturas de las cribas o tamices k y $k+1$. La **función de la velocidad de molienda** S_u es la velocidad a la que el material de tamaño superior u se selecciona para romperse durante un incremento de tiempo, en relación con la cantidad de dicho tamaño presente:

$$dw_u/dt = -S_u w_u \tag{8-18}$$

La **función de rompimiento** $\Delta B_{k,u}$ indica la distribución de tamaño del rompimiento de producto de tamaño u en magnitudes menores, k. Puesto que algunos fragmentos de tamaño u son lo suficientemente grandes para mantenerse dentro de la gama de tamaño u, el término $\Delta B_{u,u}$ no es cero, y

$$\sum_{k=n}^{u} \Delta B_{k,u} = 1 \tag{8-19}$$

La ecuación diferencial para la molienda por lotes se deduce de un balance del material que está dentro de la gama de tamaño k. La velocidad de acumulación de material de tamaño k es igual a la velocidad de producción de todos los tamaños mayores menos la velocidad de rompimiento del material de tamaño k:

$$\frac{dw_k}{dt} = \sum_{u=1}^{k} (w_u S_u(t)\,\Delta B_{k,u}) - S_k(t) w_k \tag{8-20}$$

En general, S_u es una función de todas las variables de molienda, $\Delta B_{k,u}$ es también una función de las condiciones de rompimiento. Si se supone que estas funciones son constantes, entonces es factible obtener soluciones relativamente simples para la ecuación de molienda, incluyendo una de tipo analítico [Reid, *Chem. Eng. Sci.*, **20**(11), 953-963 (1965)] y soluciones de matriz [Broadbent y Callcott, *J. Inst. Fuel*, **29**, 524-539 (1956); **30**, 18-25 (1967); Meloy y Bergstrom, *7th Int. Min. Proc. Congr. Tech. Pap.*, 19-31 (1964)].

Solución de ecuaciones de molinos por lotes En general, la ecuación de molienda se resuelve por métodos numéricos —por ejemplo, la técnica de Euler (Austin y Gardner, *1st European Symposium on Size Reduction*, 1962) o la técnica de Runge-Kutta. El método matricial es una formulación muy conveniente de la técnica de Euler.

La **solución analítica** de Reid es de gran utilidad para calcular el producto en función del tiempo t, para una composición de alimentación constante, y es

$$w_{Lk} = \sum_{n=1}^{k} a_{k,n} \exp(-\bar{S}_n\,\Delta t) \tag{8-21}$$

donde el subíndice L se refiere a la descarga del molino, que es cero a la entrada, y $\bar{S}_n$ = a una función de velocidad "corregida", definida por $\bar{S}_n = (1 - \Delta B_{n,n})$, y B se normaliza entonces con $\Delta B_{n,n} = 0$. Los coeficientes son

$$a_{k,k} = w_{0k} - \sum_{n=1}^{k-1} a_{k,n} \tag{8-22}$$

y

$$a_{k,n} = \sum_{u=n}^{k-1} \frac{S_u\,\Delta B_{k,u} a_{n,u}}{\bar{S}_k - \bar{S}_n} \tag{8-23}$$

Los coeficientes se evalúan en orden, ya que dependen de los que se obtuvieron previamente para tamaños mayores.

El concepto básico del **método de Euler** es establecer el cambio en w por incremento del tiempo, como sigue

$$\Delta w_k = (dw_k/dt)\,\Delta t \tag{8-24}$$

donde la derivada se evalúa a partir de la ecuación (8-20). La ecuación (8-24) se aplica repetidamente a una sucesión de pequeños intervalos de tiempo hasta llegar a la duración de molienda deseada.

En el **método matricial** se define una función de velocidad modificada, $S_k' = S_k\,\Delta t$ como la cantidad de molienda que ocurre en algún tiempo pequeño Δt. El resultado es

$$\mathbf{w}_L = (\mathbf{I} + \mathbf{S}'\mathbf{B} - \mathbf{S}')\mathbf{w}_F = \mathbf{M}\mathbf{w}_F \tag{8-25}$$

donde las cantidades $\mathbf{w}$ son vectores, $\mathbf{S}'$ y $\mathbf{B}$ son las matrices de las funciones de velocidad y rompimiento, e $\mathbf{I}$ es la matriz unitaria. Esto se sigue porque el resultado obtenido al multiplicar estas matrices es justamente la suma de los productos obtenidos por el método de Euler. La ecuación (8-25) tiene un significado físico. La matriz unitaria multiplicada por $\mathbf{w}_F$ es, sencillamente, la cantidad de alimentación que no se rompe, y $\mathbf{S}'\mathbf{B}\mathbf{w}_F$ es la cantidad de alimentación que se selecciona y rompe en el vector de productos. $\mathbf{S}'\mathbf{w}_F$ es la cantidad de material que se rompe fuera de su gama de tamaños, por lo que debe restarse de este elemento del producto. El término completo que aparece entre paréntesis se considera como una matriz de molino $\mathbf{M}$. Por lo tanto, la operación de molienda transforma el vector de alimentación en el vector de productos. Meloy y Bergstrom (*op. cit.*) señalaron que cuando la ecuación (8-25) se aplica a una serie de intervalos cortos p, el resultado es

$$\mathbf{w}_L = \mathbf{M}^p \mathbf{w}_F \tag{8-26}$$

Casualmente la multiplicación de matrices es conmutativa en este caso especial. Es fácil elevar una matriz a una potencia en una computadora, ya que las tres multiplicaciones dan la octava potencia, etc. Por ende, la formulación matricial se adapta perfectamente al uso de computadora.

Simulación de un molino continuo Los experimentos de molienda por lotes son la forma más sencilla de experimentos para obtener datos de coeficientes de molienda. A pesar de esto, en el escalamiento de molienda por lotes a molienda continua debe tomarse en cuenta la **distribución del tiempo de residencia** en un molino continuo. Esta distribución es evidente si se lleva a cabo un experimento con trazadores para determinarla. Para lograr esto se alimenta un mineral en forma continua y se introduce un pulso de alimentación marcada al tiempo cero. Este material marcado aparece en el efluente, distribuido sobre un periodo, como se muestra en la figura 8-15. A consecuencia de esta distribución, algunas partes son sometidas a la molienda durante más tiempo que otras. Levenspiel (*Chemical Reaction Engineering*, Wiley, New York, 1962) muestra varios tipos de distribución de tiempo de residencia. La información obtenida en molinos grandes, indica que una curva como la mostrada en la figura 8-15 es usual para este equipo (Keienberg *et al., 3d European Symposium on Size Reduction, op. cit.*, 1972, p. 629). Esta curva puede expresarse con mucha exactitud como una serie de funciones arbitrarias (Merz y Molerus, *3d European Symposium on Size Reduction, op. cit.*, 1972, p. 607). Un mejor ajuste se obtiene más fácilmente al seleccionar una función que tenga la forma correcta puesto que sólo son necesarios los primeros dos momentos. La curva de probabilidad normal en forma logarítmica ajusta la mayor cantidad de información disponible sobre

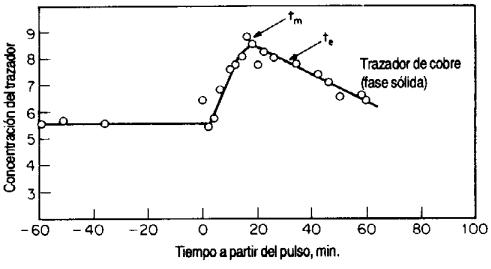
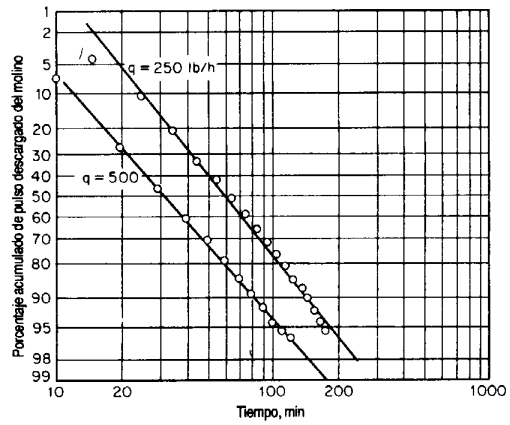


FIG. 8-15 Tránsito del mineral a través de un molino de bolas. La velocidad de alimentación es 500 lb/h. (*Cortesía de Phelps Dodge Corporation.*)



q, lb/h	σ	t_e, min	Dt_e/L^2
250	0.29	39	0.23
500	0.32	18	0.28

FIG. 8-16 Gráfica en papel logarítmico de la distribución del tiempo de residencia en un molino Phelps Dodge.

molinos, como fue demostrado por Mori [*Chem. Eng. (Japan)*, **2**(2), 173 (1964)]. Dos ejemplos se muestran en la figura 8-16. La gráfica logarítmica sólo falla cuando el molino actúa casi como un mezclador perfecto.

Para medir una distribución de tiempo de residencia se inserta un pulso de alimentación marcada o indicadora en un molino continuo y el efluente es muestreado y registrado en una bitácora. Cuando se trate de un molino en seco es posible emplear un trazador soluble como sal o colorante, y las muestras se analizan conductimétrica o colorimétricamente. Si se trata de un molino en húmedo, el trazador debe ser un sólido cuya densidad sea similar a la del mineral que se está moliendo. Es posible utilizar materiales como cobre concentrado, cromo o baritas como trazadores y realizar análisis por fluorescencia de rayos X. Para graficar los resultados en un sistema de coordenadas logarítmicas normales se deben normalizar los datos de concentración —de acuerdo con la forma de la figura 8-15 a la forma de porciento descargado acumulado, como en la figura 8-16; para lograr esto es necesario conocer la cantidad de pulso alimentado o determinarlo mediante una integración numérica simple, con una computadora de tiempo compartido. Estos datos se grafican como se muestra en la figura 8-16 y los coeficientes en la fórmula logarítmica normal de Mori pueden leerse directamente de la gráfica. En ésta, $t_e = t_{50}$ es el tiempo cuando ha emergido el 50% del pulso. La desviación estándar σ es el tiempo entre t_{16} y t_{50} o entre t_{50} y t_{84}. Conociendo t_e y σ, es posible reconstruir la línea recta en el sistema coordenado logarítmico normal. También es posible calcular el número de Peclet, Dt_e/L^2, que es una medida de la agudeza del pulso (Levenspiel, *op. cit.*). D representa la difusividad de la partícula. Existen pocos datos disponibles sobre molinos en húmedo (Snow, *International Conference on Particle Technology*, IIT Research Institute, Chicago, Ill. 60616, 1973, p. 28). También existen experimentos de molinos en seco [Hogg *et al., Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **258**, 194 (1975)]. Las variables más importantes que afectan el número de Peclet son L/diámetro del molino, tamaño de las bolas, velocidad del molino, escala expresada ya sea como diámetro o como rendimiento, grado de llenado de las bolas y el grado de llenado del material que se muela.

Solución para molino continuo. En el método de Mori (*op. cit.*), la distribución del tiempo de residencia se separa en cierto número de segmentos y la ecuación de molienda por lotes se aplica a cada uno de ellos. La distribución de tamaño resultante en la descarga del molino será:

$$\mathbf{w}(L) = \mathbf{w}(t)\,\Delta\varphi \tag{8-27}$$

donde $\mathbf{w}(t)$ es una matriz de soluciones de la ecuación que representa el lote, para la serie de tiempo t, con los segmentos correspondientes de la curva de tiempo de residencia acumulativo.

Al aplicar la solución de Reid, la ecuación (8-21), llega a ser:

$$\mathbf{w}(L) = \mathbf{R}\,\mathbf{Z}\,\Delta\varphi \tag{8-28}$$

donde Z es una matriz de exponenciales ($-\bar{S}t$ de la ecuación (8-21).

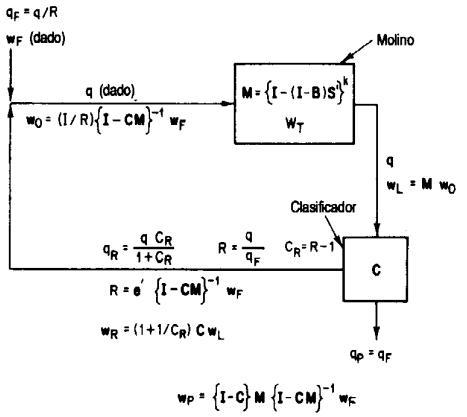
Molienda en circuito cerrado En una molienda en circuito cerrado, los desechos de un clasificador se mezclan con alimentación fresca y se recirculan al molino. Los cálculos para este sistema se basan en un balance de material y una solución explícita como es la ecuación (8-26). El balance de material para el arreglo del circuito normal de la figura 8-17 es el siguiente:

$$q = q_F + q_R \tag{8-29}$$

donde q = carga total tratada del molino, q_F = velocidad de alimentación del nuevo material, y q_R = velocidad de recirculación. Un balance de material de cada tamaño da la siguiente expresión

$$w_{0k} = \frac{q_F w_{Fk} + \dfrac{q_R}{R}\,\eta_k w_{Lk}}{q} \tag{8-30}$$

donde w_{0k} = fracción de tamaño k en las corrientes mixtas de alimentación, R = razón de reciclaje y η_k = selectividad del clasificador para el tamaño k. Con estas condiciones es factible hacer un cálculo del comportamiento transitorio del molino utilizando algún método de solución de la ecuación de molienda y repitiéndola en intervalos de tiempo τ = tiempo de residencia dentro del molino. Esta información es valiosa para evaluar la estabilidad y las estrategias de control del circuito de molino. Si la carga tratada q se controla de tal modo que sea constante, como sucede a menudo, entonces τ es constante y se puede encontrar una solución matricial en forma cerrada para el estado estacionario o uniforme [Callcott, *Trans. Inst. Min. Metall.*, **76**(1), C1-11 (1967)]. En la figura 8-17 se indican las velocidades de flujo resultante y los vectores de composición. Las ecuaciones para el caso del circuito invertido, en el que la alimentación es clasificada antes de entrar al molino, son establecidas por Calcott (*loc. cit.*). Estos resultados se pueden emplear para investigar los efectos de los cambios en la composición de la alimentación sobre el producto. Es factible hacer cálculos independientes para determinar los efectos de la selectividad del clasificador, el rendimiento o recirculación del molino y la molibilidad



Nomenclatura

C_r	=	carga circulante, $R-1$
C	=	matriz de selectividad del clasificador, tiene los valores de la función de selectividad del clasificador en la diagonal y los ceros en otros sitios
I	=	matriz de identidad, tienen unos en la diagonal y ceros en otros puntos
M	=	matriz del molino, transforma la distribución del tamaño de la alimentación del molino en distribución de tamaño del producto del mismo
q	=	gasto de la corriente de material
R	=	razón de reciclaje, q/q_f
w	=	vector de la distribución del tamaño diferencial de una corriente de material
W_T	=	retención, masa total de material en el molino

Subíndices:

F	=	corriente de alimentación
L	=	corriente de descarga del molino
P	=	corriente del producto
R	=	corriente de reciclaje, desechos del clasificador
O	=	entrada de molino

FIG. 8-17 Sistema normal de molienda continua en circuito cerrado en donde se incluyen los flujos de la corriente y las matrices de composición, obtenidas al resolver las ecuaciones de balance de materiales. [Callcott, *Trans. Inst. Min. Metall.*, **76**(1), C1-11 (1967).]

(función de velocidad), para especificar las combinaciones óptimas de molino-clasificador [Lynch, Whiten y Draper, *Trans. Inst. Min. Metall.*, **76**, C169, 179 (1967)].

Datos sobre el comportamiento de funciones de molienda Aunque recientemente se han sugerido varias funciones de rompimiento [Gardner y Austin, *1st European Symposium on Size Reduction, op. cit.*, 1962, p. 217; Broadbent y Calcott, *J. Inst. Fuel*, **29**, 524 (1956); 528 (1956); 18 (1957); **30**, 21 (1957)], la ecuación de Gates-Gaudin-Schumann [Ec. (8-2) y figura 8-13] ha sido ampliamente usada para ajustar los datos de los molinos de bolas. Por ejemplo, esta forma fue supuesta por Herbst y Fuerstenau [*Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **241**(4), 538 (1968)] y Kelsall y colaboradores [*Powder Technol.*, **1**(5), 291 (1968); **2**(3), 162 (1968); **3**(3), 170 (1970)]. Recientemente se ha observado que cuando se aplica la ecuación de Schumann, la cantidad de fragmentos ordinarios no puede estar de acuerdo con la distribución del producto en el molino, sin considerar la selección de la función de velocidad. Esto señala hacia la necesidad de una función de rompimiento que tenga más fragmentos comunes, como la función de Reid y Stewart (Chemical meeting, 1970) y Stewart y Restarick [*Proc. Australas. Inst. Min. Metall.*, (239), 81 (1971)], mostrada en la figura 8-18. Esta gráfica puede ser ajustada mediante una *ecuación doble de Schumann*

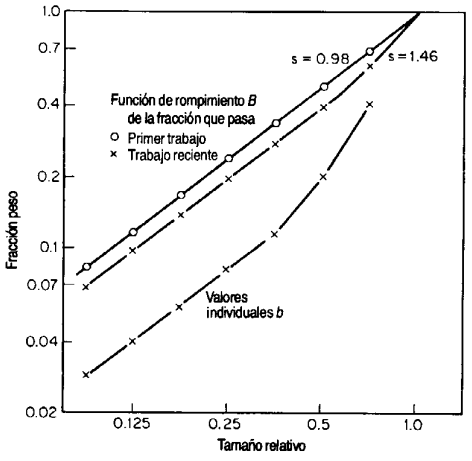


FIG. 8-18 Funciones de rompimiento experimental. (Reid and Stewart, *Chemica Meeting*, 1970.)

$$B(X) = A\left(\frac{X}{X_0}\right)^s + (1 - A)\left(\frac{X}{X_0}\right)^r \qquad (8\text{-}31)$$

donde A es un coeficiente menor que 1.

En las investigaciones mencionadas antes, se supone que la función de rompimiento era normalizable; por ejemplo, la forma era independiente de X_0. Austin y Luckie [*Powder Technol.*, **5**(5), 267 (1972)] permitieron que el coeficiente A tuviera una variación de acuerdo con el tamaño de rompimiento de partícula cuando se tenía una molienda de materiales blandos o suaves.

Funciones de velocidad de molienda Estas funciones se determinaron mediante experimentos con trazadores en molinos de laboratorio [Kelsall *et. al., op. cit.*], obteniéndose la figura 8-19 y un trabajo

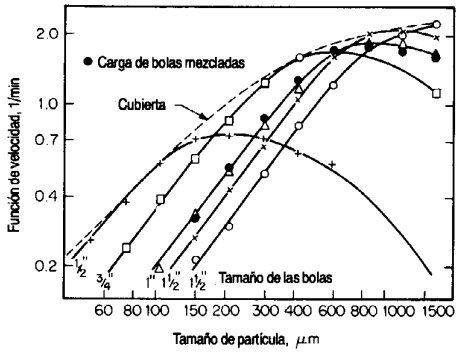


FIG. 8-19 Variación de la función de velocidad con el tamaño de las partículas de alimentación y el tamaño de las bolas de un molino de bolas. [Kelsall, Reid y Restarick, *Powder Technol.*, **1**(5), 291 (1968).]

similar fue realizado por Szantho y Fuhrmann [*Aufbereit, Tech.*, **9**(5), 222 (1968)]. Estas curvas se pueden ajustar mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{S}{S_{máx}} = \left(\frac{X}{X_{máx}}\right)^{\alpha} \exp\left(-\frac{X}{X_{máx}}\right) \tag{8-32}$$

La existencia de un máximo sería evidente de acuerdo con las investigaciones de Coghill y Devaney (U.S. Bur. Mines Tech. Pap., 1937, p. 581) en el sentido de que hay un tamaño óptimo de bola para cada tamaño del material alimentado. La figura 8-19 muestra que la posición de este máximo depende del tamaño de bola de molienda. De hecho, la alimentación para la que S sea un máximo puede estimarse invirtiendo la fórmula para un tamaño óptimo de bola dada por Coghill y Devaney bajo el rubro de "Molinos de volteo".

Escalamiento basado en las funciones de molibilidad La función de velocidad de molienda expresa la velocidad de molienda de cada tamaño de alimentación al molino. A pesar de esto, los molinos grandes se dimensionan, por lo general, sobre la base de la potencia del eje (véase la subsección "Leyes sobre la energía"). Snow y Meloy definieron una nueva función, llamada **función de molibilidad** (*3d European Symposium on Size Reduction, op. cit.*, 1972, p. 535) y también Herbst y Fuerstenau [*Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **254**, 343 (1973)] para un molino de lotes:

$$S_G(X) = \frac{S(X)W_T}{E} \times \frac{60}{1000} \tag{8-33}$$

donde $S_G(X)$ es la función de molibilidad, ton métricas/kWh; $S(X)$ es la función de velocidad, fracción/min; W_T es el estancamiento en el molino, kg; y E es la potencia media del eje del molino, kW. Esta función expresa la producción de un molino continuo en términos de la energía suministrada E. Puede sustituirse en la ecuación de molienda (8-20) o cualquiera de las soluciones como las ecuaciones (8-21) u (8-26), en la que S se sustituye por E/Q. Esta es una sustitución análoga a la aplicada por Broadbent y Calcott para obtener la ecuación (8-25).

Esta función sigue las leyes de escalamiento comúnmente aceptadas, que se basan en el concepto de la energía bruta, ya que W_T depende del volumen del molino y por consiguiente de D^2_{mill}, mientras que la potencia del eje E depende de $D^{2.6}_{mill}$ [Rose y Sullivan, *op. cit.*] Por otra parte, la potencia por unidad de estancamiento E/W_T depende de $D^{0.6}_{mill}$. Esto es válido si los molinos de laboratorios y plantas son similares en este aspecto, o si sus condiciones de operación se encuentran en el intervalo en que la producción total es independiente del estancamiento. Existe un intervalo de estancamiento en el cual los estudios de la cinética de la molienda se cumplen [Patat y Mempel, *Chem. Ing. Tech.*, **37**(9), 933; (**11**), 1146; (12), 1259 (1965)]. Snow(*International Conference on Particle Technology*, IIT Research Institute Chicago Ill., 60616, 1973, p. 28) proporciona un ejemplo del uso de la función de molibilidad para el diseño de un molino.

EQUIPO DE TRITURACIÓN Y MOLIENDA

CLASIFICACIÓN Y SELECCIÓN DE EQUIPOS

Existe una amplia variedad de equipos para la reducción de tamaño. Las principales razones de la falta de estandarización son la variedad de productos que se pueden triturar y las calidades requeridas de los mismos, la limitada información útil que se tiene sobre la molienda y los requisitos de diferentes industrias en el balance económico entre el costo de la inversión y el de operación. Existen algunas diferencias hasta cierto punto ficticias, y en ocasiones las similitudes se anuncian como diferencias [Rumpf, *Chem. Ing. Tech.*, **37**(3), 187-202 (1965)].

El equipo se clasifica de acuerdo con la forma en que las fuerzas se aplican, de la siguiente manera (Rumpf, *loc. cit.*):

1. Entre dos superficies sólidas (trituración, desgarramiento)

2. En una superficie sólida (impacto o choque)

3. No en una superficie sólida, sino por acción del medio circundante (molino de coloides)

4. Aplicación no mecánica de la energía (choque térmico, fragmentación explosiva, electrohidráulica)

En la tabla 8-4 se presenta una **clasificación práctica del equipo de trituración y molienda**.

La guía para *seleccionar* el equipo se puede basar en el *tamaño* y la *dureza* de la alimentación (véase la subsección "Molibilidad"), como se ilustra en la tabla 8-5. Conviene hacer hincapié en que la tabla 8-5 constituye tan sólo una guía y que en la práctica se encontrarán excepciones.

Hay varios principios generales que gobiernan la **selección de las trituradoras** [Riley, *Chem. Process Eng.* (enero, 1953)]. Cuando la roca contiene una cantidad predominante de material que tiende a actuar en forma cohesiva cuando está mojada, cualquier forma de trituradora de presión repetitiva manifestará una tendencia en el material fino a apelmazarse en la salida de la zona de trituración y estorbar la descarga libre de los residuos finos. Las quebrantadoras de impacto son apropiadas para tales casos, a condición de que la roca no sea dura ni más abrasiva que la piedra caliza con 5% de sílice. Cuando se trata

TABLA 8-4 Tipos de equipos para la reducción de tamaño

- *A.* Trituradoras de quijada
  - 1. Blake
  - 2. Excéntrico superior
  - 3. Dodge
- *B.* Trituradoras giratorias
  - 1. Primarias
  - 2. Secundarias
  - 3. De cono
- *C.* Molinos de impacto para trabajos pesados
  - 1. Rompedores de rotor
  - 2. Molinos de martillos
  - 3. Impactores de jaulas
- *D.* Trituradores de rodillos
  - 1. Rodillos lisos (dobles)
  - 2. Rodillos dentados (de uno o de dos rodillos)
- *E.* Molinos de bandejas secas y de fileteado
- *F.* Desmenuzadores
  - 1. Desmenuzadores dentados
  - 2. Desintegradores de jaulas
  - 3. Molinos de disco
- *G.* Cortadoras y rebanadoras rotatorias
- *H.* Molinos con medios de molienda:
  - 1. Molinos de bolas, piedras, varillas y compartimientos
    - *a.* Por lotes
    - *b.* Continuos
  - 2. Molinos autógenos de volteo
  - 3. Molinos agitados de bolas y arenal
  - 4. Molinos vibratorios
- *I.* Molinos de velocidad periférica media
  - 1. Molinos de anillo y rodillos, y de taza
  - 2. Molinos de rodillos, tipo cereal
  - 3. Molinos de rodillos, tipos para pintura y hule
  - 4. De piedras de molino
- *J.* Molinos de alta velocidad periférica
  - 1. Molinos de martillos para moliendas finas
  - 2. Molinos de clavijas
  - 3. Molinos de coloides
  - 4. Batidoras de pulpa de madera
- *K.* Molinos hidráulicos superfinos
  - 1. De chorro centrífugo
  - 2. De chorro opuesto
  - 3. De chorro con yunque

TABLA 8-5 Guía para la selección del equipo de trituración y molienda

Operación de reducción del tamaño	Dureza del material	Tamaño* Gama de alimentaciones, in† Máx.	Gama de alimentaciones, in† Min.	Gama de productos, in† Máx.	Gama de productos, in† Min.	Relación de reducción‡	Tipos de equipos
Trituracion:							
Primaria	Duro	60	12	20	4	3 a 1	*A a D*
		20	4	5	1	4 a 1	
Secundaria	Duro	5	1	1	0.2	5 a 1	*A a F*
		1.5	0.25	0.185 (4)	0.033 (20)	7 a1	
	Suave	20	4	2	0.4	10 a 1	*C a G*
Molienda:							
Pulverización:							
Gruesa	Duro	0.185 (4)	0.033 (20)	0.023 (28)	0.003 (200)	10 a 1	*D a I*
Fina	Duro	0.046 (14)	0.0058 (100)	0.003 (200)	0.00039 (1250)	15 a 1	*H a K*
Desintegración:							
Gruesa	Suave	0.5	0.065	0.023	0.003	20 a 1	*F, J*
Fina	Suave	0.156 (5)	0.0195 (32)	0.003 (200)	0.00039 (1250)	50 a 1	*I a K*

* 85% en peso menor que el tamaño dado.
† Número de malla entre paréntesis.
‡ Relaciones de reducción más altas para operaciones de circuito cerrado.
NOTA: Para convertir pulgadas a centímetros, multipliquese por 2.54.

de rocas más duras conviene emplear trituradoras de quijada y giratorias, siendo la primera de ellas menos dada a taponarse que la giratoria. Cuando se desea triturar una carga completa de unas cuantas toneladas por hora, una trituradora de quijada o impacto dará resultados satisfactorios; mas para capacidades mayores la de tipo giratorio no tiene igual. Cuando la roca no es dura, pero sí cohesiva, los rodillos dentados efectúan un excelente trabajo. Para la trituración secundaria, la mejor de todas es la giratoria de cabeza abocinada y alta velocidad, excepto cuando se trata de material pegajoso, en cuyo caso se excluye su uso. Para minerales muy duros, el molino de rodillos puede competir con gran eficacia. Si se desea evitar una distribución de tamaño demasiado amplia, lo mejor es recurrir a una trituradora tipo compresión; si es necesario que los fragmentos del producto tengan una forma compacta, las trituradoras de impacto o la giratoria son las mejores. Se encontrará información más detallada en cada tipo de molino.

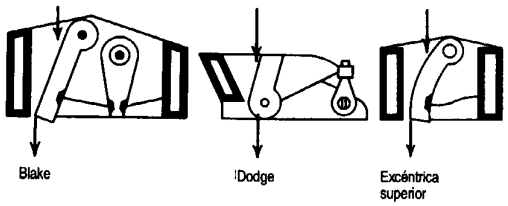


FIG. 8-20 Diseños de trituradoras de quijada.

TRITURADORAS DE QUIJADA

Diseño y operación Estas trituradoras se dividen en tres grupos principales (Fig. 8-20): el *Blake*, que tiene una quijada móvil sobre un pivote en la parte superior que proporciona el movimiento más amplio posible a los grumos más pequeños; el *Dodge*, que tiene una quijada móvil con pivote en la base, que da un mayor movimiento a los grumos de mayor tamaño y el *excéntrico superior*, que es anclado de manera similar al Blake con la quijada móvil suspendida del eje excéntrico.

El **Blake** tiene una placa trituradora removible, casi siempre corrugada y fija en una posición vertical en el extremo frontal de un marco hueco rectangular. Tiene una placa similar, colocada en un ángulo adecuado, que va unida a una palanca oscilatoria (quijada móvil) suspendida de un eje que se apoya en los lados del marco. El movimiento se realiza a través de una acción de nudillos elevando y dejando caer una segunda palanca (biela) que es portada por un eje excéntrico. El movimiento vertical se comunica horizontalmente a la quija por medio de dos placas articuladas.

Los ángulos de trituración en las máquinas estándar Allis-Chalmers tipo Blake son, por lo común, de cerca de 0.47 rad (27°) (véase la Fig. 8-21). Las relaciones de reducción a los ajustes mínimos recomendados y con placas de quijada rectas dan un promedio aproximado de 8 a 1. Las placas de quijada (o cóncavas) se diseñan para reducir a un mínimo la posibilidad de taponamiento.

El tipo **Dodge** tiene la ventaja de contar con una abertura más amplia para la alimentación, representando el mismo costo que el tipo Blake, y es muy útil para dar un servicio intermitente de producción baja des-

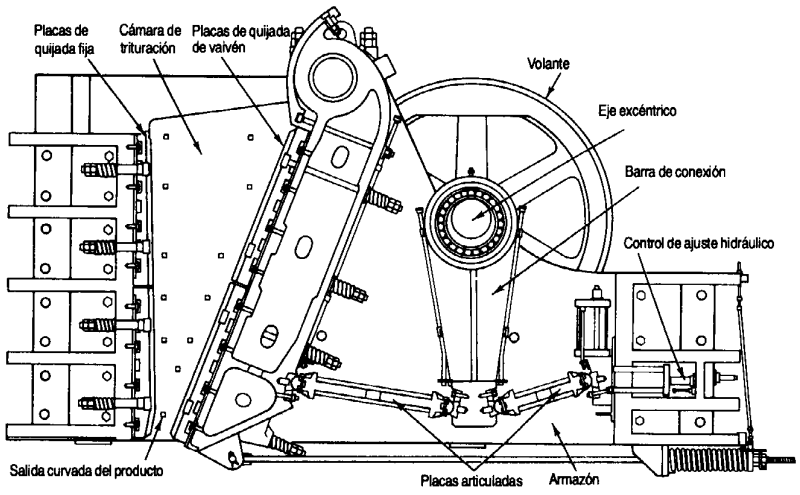


FIG. 8-21 Trituradora Blake de quijada. (*Allis-Chalmers Corporation.*)

tinado a generar un producto uniforme en tamaños que tienen aberturas de alimentación más pequeñas que 28 por 38 cm (11 por 15 in). En la actualidad se utiliza poco este equipo.

La trituradora de quijada superior excéntrica (*Kennedy Van Saun, Telsmith*) y la **máquina de reducción fina** (*Allis-Chalmers*), que es similar, se clasifican dentro del tercer grupo. Se trata de máquinas de una sola articulación que tienen una quijada oscilante montada directamente sobre el eje excéntrico, de manera que efectúan un movimiento descendente al mismo tiempo que directo. El extremo inferior de la quijada de vaivén u oscilante se mantiene en posición contra la articulación por medio de una varilla de tensión. El mayor desgaste debido a este movimiento y a la transmisión directa de los choques al cojinete, limitan su uso a materiales muy quebradizos. Sin embargo, es factible asegurar una razón de reducción grande, que es útil para circuitos simplificados de escaso tonelaje con unos cuantos pasos de molienda.

Las trituradoras de quijada se clasifican, por lo general, de acuerdo con las dimensiones del área de alimentación. Esto depende del ancho de las quijadas de trituración y la abertura, que es la máxima distancia entre las quijadas fija y móvil en la abertura de alimentación.

La selección entre los tres tipos de trituradoras de quijada se encuentra por lo general dictada por las características de alimentación, tonelaje y requisitos del producto. (Pyron, *Mineral Processing*, Mining Publications, London, 1960; Wills, *Mineral Processing Technology*, Pergamon, Oxford, 1979). Las trituradoras Blake de doble palanca son las más utilizadas para la trituración primaria de rocas duras. Las trituradoras del tipo doble palanca cuestan aproximadamente 50% más que las trituradoras del tipo excéntrico superior. A pesar de esto, los costos de uso y operación de las quijadas del tipo excéntrico superior son mayores para la trituración de rocas duras. Las trituradoras del tipo excéntrico superior suelen ser las que se prefieren para la trituración de rocas duras con una dureza igual o menor que la piedra caliza. Las trituradoras Dodge son adecuadas cuando se desea un producto de un tamaño muy similar y el rendimiento es menos importante. Es más empleada en el laboratorio y muy rara en los diagramas de flujo de molienda.

Funcionamiento Las trituradoras de quijada se aplican a la trituración primaria de materiales duros y generalmente van seguidas de otras clases de trituradora. En tamaños más pequeños se emplean como máquinas de una sola etapa.

El ajuste de la trituradora de quijada se indica señalando si se trata de una abertura cerrada o abierta entre las quijadas móviles en el extremo de salida. El movimiento de vaivén de las quijadas hace que la abertura varíe entre cerrado y amplio. Por lo común, las especificaciones se basan en ajustes cerrados y dicha colocación es adaptable.

Las capacidades de las **trituradoras de quijada oscilante** Kennedy Van Saun (tipo Blake) son las que se indican en la tabla 8-6. Las capacidades y el consumo de energía de una trituradora de quijada tipo **Dodge** (*Allis-Chalmers*), que opera con minerales duros que ofrecen una resistencia considerable a su reducción, son como se señala en la tabla 8-7.

Los datos de funcionamiento o eficiencia de las trituradoras **superiores excéntricas** con placas de quijadas rectas, son dados en la tabla 8-8. La potencia y las capacidades de trituradoras similares con placas de quijada curvas son un 50% mayores. La trituradora de quijada **Kue-**

TABLA 8-6 Datos sobre las características de operación del triturador Blake de quijada de vaivén*

Tamaño de la abertura de recepción del triturador, in	Peso aprox., lb	Velocidad aprox., rpm	hp necesarios	Capacidad a la graduación esp., toneladas/h	Graduación, in
7 × 10		275	7	7-10	2 1/2
10 × 24		275	15	25-30	2 1/2
14 × 24		275	25	45-55	4
18 × 36		250	40	70-90	5
24 × 36		200	75	150-175	5
				180-210	7
30 × 42		200	100	190-230	6
				240-270	8
36 × 48		200	125-150	230-270	6
				280-320	8
48 × 60		175	175-200	400-475	6
				525-600	8

* Kennedy Van Saun Corp. Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir libras a kilogramos, multiplíquese por 0.4535; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; y para convertir toneladas por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 907.

TABLA 8-7 Datos sobre las características de operación del triturador Dodge de quijada*

Tamaño del triturador, in	rpm	Movimiento de la quijada, in	hp	Capacidad, toneladas/h			
				Graduación o ajuste, in			
				1/2	3/4	1	1 1/2
4 × 6	275	1/2	3	1/4	1/2	1	
7 × 9	235	13/16	6	. . .	1	2	3
8 × 12	220	19/32	10	. . .	1 1/2	3	4
11 × 15	200	1 7/8	15	. . .	2	4	6

* Allis-Chalmers Corporation. Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir libras a kilogramos, multiplíquese por 0.4535; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; y para convertir toneladas por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 907.

TABLA 8-8 Datos de funcionamiento de trituradoras de quijada excéntrica*

Tamaño de la trituradora, in	rpm	Movimiento de la quijada, in	hp	Capacidad, ton/h							
				Asentamiento, in							
				2	3	4	5	6	8	10	
10 × 24	300	1/2	50	32	55						
10 × 26	300	1	60	42	67	90					
12 × 48	250	1/2	75	70	110	140	180				
15 × 24	300	9/16	60	37	55	70	88				
15 × 36	275	1 1/8	75	60	91	110	125	150			
18 × 48	250	5/8	100	95	130	150	200	225			
22 × 48	250	5/8	100		140	165	220	240			
24 × 36	260	1 1/4	125		115	150	190	230			
30 × 42	230	1 3/8	150		125	190	250	300	400	500	
42 × 48	225	1 5/8	200			270	335	405	540	675	
48 × 60	200	1 1/2	300				440	570	645	770	

* Kennedy Van Saun Corp. Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir libras a kilogramos, multiplíquese por 0.4535; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; y para convertir toneladas por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 907.

TABLA 8-9 Relación del tamaño de producto al ajuste de descarga de la trituradora*

Ajuste medido en:	Tipo de alimentación	% de producto que pasa por una abertura cuadrada igual al ajuste de descarga del triturador			
		Piedra caliza	Granito	Roca basáltica	Minerales
Lado abierto:					
Servicio primario:					
Trituradora de quijada †	Sin cribar	85-90	70-75	65-70	85-90
	Con cribado preliminar	80-85	65-70	60-65	80-85
Trituradora giratoria	Sin cribar	85-90	75-80	65-70	85-90
	Con cribado preliminar	80-85	70-75	60-65	80-85
Servicio secundario:					
Trituradora giratoria ‡	Cribado	85-90	80-85	75-80	85-90
Lado cerrado:					
Servicio de reducción:					
Giratorio§	Cribado	70-75	65-70	65-70	70-75

* Tomado de *Crushing Theory and Practice*. Allis-Chalmers Mfg. Co.

† Tipo Blake o trituradoras con velocidades y desplazamientos equivalentes: la abertura se mide desde la punta del corrugado de una placa de quijada hasta la base del corrugado de la placa opuesta.

‡ Para los tipos estándar o de reducción con placas cóncavas sin estrangulación. El producto de la quijada de una sola articulación, con alimentación cribada, se aproximará a la de las trituradoras secundarias giratorias con placas cóncavas sin estrangulación.

§ Para trituradoras de desplazamiento corto y alta velocidad, por ejemplo, el Newhouse o el tipo R.

Ken (*Pennsylvania Crusher Co.*) es una versión del tipo excéntrico superior en el que el excéntrico está ubicado muy por encima de la placa de quijada oscilante a la que va unido. En consecuencia, la quijada móvil choca firme y plenamente contra la roca. No existe una acción de frotación ni tampoco un movimiento vertical, de manera que la abrasión se elimina y las placas de la quijada duran más tiempo. Las trituradoras de quijada Kue-Ken son las más ventajosas para las reducciones primaria y secundaria de rocas duras y abrasivas, para obtener un producto relativamente grueso, pero uniforme. Dependiendo del tamaño de la máquina, la alimentación puede ser hasta de 1.2 m (48 in) y el tamaño superior de producto llega a reducirse hasta 1.3 cm (1/2 in). Las capacidades varían de unos cientos de libras por hora hasta 634 Mg/h (700 ton/h)* cuando se tritura cuarzo duro en seco.

Las trituradoras de quijada son preferidas cuando la abertura del equipo es más importante que el rendimiento. Estas trituradoras pueden aceptar un tamaño de partículas de alimentación más grande que las trituradoras giratorias de igual capacidad. Si se requiere un rendimiento en toneladas por hora menor que el cuadrado de la abertura en pulgadas, será más económica una trituradora de quijada (Taggart, *Handbook of Mineral Dressing*, Wiley, New York, 1945). Las trituradoras giratorias son preferidas para rendimientos mayores. Las trituradoras de quijada pueden manejar también material arcilloso mejor que otros tipos de trituradoras primarias.

Tamaños del producto de la trituradora En la tabla 8-9 se relaciona el tamaño del producto con el ajuste de descarga de la trituradora, expresado como el porcentaje más pequeño de ese tamaño en el producto. Las curvas de distribución de tamaño difieren según la clase de material triturado de que se trate, y un conjunto general de curvas no es válido.

TRITURADORAS GIRATORIAS

El desarrollo de mecanismos de soporte y propulsión perfeccionados ha hecho que las trituradoras giratorias predominen en casi todas las aplicaciones a gran escala en la trituración de metales y minerales duros. La erogación más importante de estas unidades se asocia con su recubrimiento. La operación es intermitente, de manera que la demanda de energía es elevada; pero el costo total de la misma no es excesivamente grande.

Diseño y operación (Fig. 8-22) La trituradora giratoria consta de una mano de mortero de forma cónica y oscilante que va dentro de un mortero o tazón grande de la misma forma. Los ángulos de los conos son tales que la anchura del paso decrece hacia la base de las caras de trabajo. La mano de mortero consiste en un manto que gira libremente sobre su eje. Este eje es impulsado por medio de un cojinete excéntrico inferior. El movimiento diferencial que genera la fricción sólo ocurre cuando hay piezas que quedan atrapadas simultáneamente en la parte superior y en la base del pasaje, debido a los diferentes radios en estos puntos.

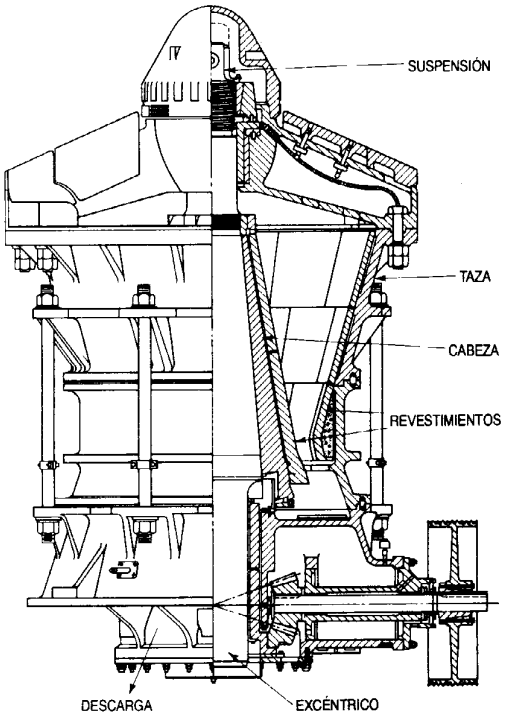


FIG. 8-22 Triturador giratorio primario con suspensión de araña. (*Nordberg Industrial.*)

* Al hacer referencia en esta sección al sistema de unidades usuales en Estados Unidos, 1 ton representa la llamada tonelada corta o de ingeniería, con la equivalencia de 1 ton = 2000 lb = 907 kg = 0.907 Mg (Nota del R.T.).

La geometría circular de la trituradora le confiere un **ángulo de prensado** favorablemente pequeño en dirección horizontal. Dicho ángulo, en dirección vertical, es menos favorable y limita la recepción de la alimentación. El ángulo de prensado vertical se determina por medio de la forma del manto y el recubrimiento del tazón; es similar al de una trituradora de quijada, puesto que la geometría de ésta sigue el perfil de la curva del contorno vertical giratorio.

Las trituradoras **primarias** se caracterizan por un ángulo de cono agudo y una pequeña razón de reducción. Las trituradoras **secundarias** se caracterizan por un ángulo de cono más amplio, lo que permite diseminar el producto más fino en un área de paso más amplia y también extender el desgaste en una zona más grande. El desgaste ocurre en el grado más marcado en la zona inferior que es en donde se realiza la trituración fina.

Las tres clases generales de trituradoras giratorias son las de **husillo suspendido**, la de **husillo soportado** y la de **husillo fijo**. Los equipos giratorios primarios se diseñan según el tamaño de abertura de alimentación y las trituradoras secundarias o de reducción, según el diámetro de la cabeza en pies y pulgadas. Se tiene una abertura reducida y una abertura ancha conforme el manto o cono gira con respecto al anillo cóncavo en el extremo de la salida. La abertura estrecha se conoce como ajuste cerrado o de lado cerrado, mientras que la abertura amplia se conoce como ajuste de lado ancho o lado abierto. Por lo común, las especificaciones se basan en el ajuste cerrado. La posición se ajusta elevando o bajando el manto.

La longitud de la carrera de trituración afecta de una manera marcada la capacidad y el análisis de cribado del producto triturado. Una carrera muy corta dará un producto triturado de una manera muy uniforme, pero no permitirá la mayor capacidad. Una carrera muy larga dará margen a la mayor capacidad; pero el producto contendrá algunas partículas muy finas, una cantidad mayor de piezas de tamaño intermedio y la mayor proporción de fragmentos grandes.

Funcionamiento La trituración ocurre a través de un ciclo completo en una trituradora giratoria y esto produce una capacidad mayor de trituración que en una trituradora de quijada de similar tamaño, que tritura sólo en la mitad de ese ciclo. Las trituradoras giratorias tienden también a ser más baratas, más fáciles de operar y operan más eficientemente cuando están cargadas por completo. Estas trituradoras son diseñadas para operar con el eje principal completamente inmerso en la carga. El consumo de energía para estas trituradoras también es menor que para las trituradoras de quijada. Cuando se requiere un equipo con capacidades de 800 Mg/h (900 ton/h) o mayores, también son preferidas sobre las de quijada.

La velocidad de trituración de un equipo giratorio depende por lo común de la dureza del material que se esté triturando y de la cantidad de material del tamaño del producto que se tenga en la alimentación. Por esta razón, los giratorios operan a menudo en paralelo con una criba preliminar de malla ancha, a condición de que el costo adicional de esta última sea menor que el de la capacidad incrementada en la trituradora.

Las **giratorias primarias** aceptan alimentación directa de un camión de carga o un vagón de ferrocarril. La mayoría de los fabricantes cuentan con dos tipos de soporte, tanto mecánico como hidráulico. En la figura 8-22 se presenta una trituradora giratoria primaria Nordberg con suspensión de araña, que viene en tamaños de alimentación de 1 a 1.5 m (42, 48, 54 y 60 in). En la tabla 8-10 se presentan datos de capacidad para la trituradora giratoria "superior" (*Allis-Chalmers*).

Las trituradoras giratorias primarias sin engranes (*Kennedy Van Saun*) son impulsadas por una banda V múltiple desde un motor eléctrico. Su presentación se hace en una serie mayor de 10 tamaños con aberturas de alimentación de 0.3 a 1.4 m (12 a 54 in). El intervalo de capacidades es de 68 a 1360 Mg/h (75 a 1500 ton/h), mientras que la potencia varía de 37 a 336 kW (50 a 450 hp) para trituración de roca común. Se tiene una serie más fina de 10 tamaños con aberturas de alimentación de 4.4 a 43 cm ($1\ ^3/_4$ a 17 in) y capacidades de 1 a 363 Mg/h (1 a 400 ton/h). Las trituradoras secundarias son impulsadas por un motor, a través de engranes.

La **trituradora de reducción fina de varias etapas** (*Traylor*) se caracteriza por tener una etapa superior y otra inferior. La primera funciona como alimentador de distribución para la etapa inferior o de acabado, y realiza más o menos la mitad de la tarea de trituración proporcionando una alimentación de tamaño adecuado para la etapa inferior.

Las trituradoras giratorias de menor tamaño ofrecen ángulos cónicos amplios, lo que las hace apropiadas para rendimiento de un producto más fino. Se acostumbra usarlas como **trituradoras secundarias** o como primarias cuando el trabajo de cantera produce tamaños de alimentación adecuados. Por lo común, el diámetro de la mano o la altura del mismo se da como tamaño nominal, en lugar de utilizar la abertura de alimentación. Estas trituradoras están comúnmente disponibles con otro mecanismo de disparador de resorte o con un mecanismo de ajuste hidráulico y disparador.

Las trituradoras **Hydrocone** (*Allis-Chalmers*) se presentan en tamaños de 0.56 a 2.13 m (22, 30, 36, 45, 51, 60 y 84 in). El tamaño de alimentación va de 2 a 28 cm ($^3/_4$ a 11 in), la potencia de 22 a 373 kW (30 a 500 hp), y la capacidad de 9 a 900 Mg/h (10 a 1000 ton/h). Existen tres formas de cámara de trituración.

Las trituradoras **Gyra-Kone** (*Kennedy Van Saun*) están disponibles en tamaños de 1 a 1.3 m (40 y 52 in) para la trituración secundaria de piedras y agregados. El intervalo de capacidades es de 91 a 272 Mg/h (100 a 300 ton/h) dependiendo de la alimentación. Esta trituradora se encuentra disponible en los tipos con engranes y sin engranes.

La trituradora giratoria de husillo o eje fijo, conocida como **quebrantadora Telsmith** (*Smith Engineering Works, Barber-Greene Co.*), cuenta con un eje rígido que no gira; el golpe pleno se descarga sobre las partículas de mayor tamaño conforme entran al tazón. Se fabrican siete tamaños de las quebrantadoras Telsmith, desde 11.2 a 93.2 kW (15 a 125 hp) y abertura de recepción de 0.17 por 0.89 m a 0.63 por 2.7 m ($6\ ^3/_4$ por 35 in a 25 por 106 in). Las capacidades varían de 15 a 16 Mg/h (17 a 18 ton/h) para los más pequeños a 272 a 317 Mg/h (300 a 350 ton/h) para los más grandes, con aberturas de descarga de 2.54 a 10.2 cm (1 a 4 in).

El **Telsmith Gyrasphere** es una trituradora de golpeo recorrido largo, del tipo de relevo de resorte y que cuenta con una cabeza trituradora esférica. Hay cinco tamaños disponibles en el estilo estándar o fino, con tazones para material grueso, mediano y fino. Las potencias varían desde 18.7 a 224 kW (25 a 300 hp), la abertura de alimentación de 3.2 a 38 cm ($1\ ^1/_4$ a 15 in), el ajuste de descarga de 0.32 a 6.4 cm ($1\ ^1/_8$ a $2\ ^1/_4$ in), en capacidades de 5.4 a 413 Mg/h (6 a 455 ton/h), dependiendo del tipo de trituradora y ajuste que se utilice. La trituradora **Telsmith Intercone** es una máquina de un costo comparativamente más bajo y de construcción resistente. Se fabrica en dos tamaños estándar: de 15 a 37 kW (20 a 50 hp), 5.7 a 10.1 cm de abertura de alimentación ($2\ ^1/_4$ a 4 in), 1.3 a 2.9 cm ($^1/_2$ a $1\ ^1/_8$ in) de abertura de descarga y capacidades de 14 a 62 Mg/h (15 a 68 ton/h).

El triturador giratorio **Kue Ken** (*Pennsylvania Crusher Corp.*) cuenta con un tazón ajustable con relevos de resorte. Una unidad de 1.3 m (51 in) con abertura de alimentación de 7 cm ($2\ ^3/_4$ in) y 1.3 cm ($^1/_2$ in) de descarga tritura 82 Mg/h (90 ton/h) de roca de una dureza intermedia con una cantidad óptima de producto menor de 0.64 cm ($^1/_4$ in). Esta maquinaria está disponible en tres tamaños de tazón.

La **trituradora cónica Symons Standard** (*Nordberg Industrial*) (Fig. 8-23), es una versión de trituradora giratoria que cuenta con un ángulo cónico más amplio todavía, lo que la hace particularmente apropiada para rendimiento de productos más finos. Las formas de las cabezas cónicas existentes varían de fino a extragrueso: esta forma es la que determina el tamaño mínimo y, al mismo tiempo, la máxima abertura de recepción de la alimentación. Las capacidades y los consumos de energía se indican en la tabla 8-11.

Estas trituradoras vienen también en una versión de **cabeza corta**. El tazón tiene una forma menos curvada, de manera que los lados de la cavidad de trituración son más paralelos y la abertura de alimentación más restringida. El producto que proporcionan es más fino y pueden funcionar en circuito cerrado o en paralelo con cribas preliminares de malla ancha para reducciones de tamaño en etapas múltiples. La tritu-

TABLA 8-10 Datos sobre las características de operación de los trituradores giratorios superiores*

Capacidades para triturar piedra caliza, toneladas/h

A. Trituradoras primarias

Tamaño del triturador	Abertura de alim. aprox., in	Rotaciones por minuto	Piñón, rpm	hp máx.	Despl. excéntrico, in	Ajuste de la abertura de descarga de lado abierto, in																				
						2 1/2	3	3 1/2	4	4 1/2	5	5 1/2	6	6 1/2	7	7 1/2	8	8 1/2	9	9 1/2	10	10 1/2	11	11 1/2	12
30-55	30 × 78	175	585	150	5/8	150	205	270	335	390	450	510													
					1 1/4	...	...	...	605	675	735	800													
36-55	36 × 90	175	585	180	3/4	...	...	...	270	310	350	380													
					1 1/4	...	...	...	...	...	515	585													
42-65	42 × 108	150	497	265	1	...	...	...	...	540	660	790	920	1040	1170										
					1 1/2	...	...	...	...	...	...	....	1040	1260	1490										
48-74	48 × 120	135	497	300	1	...	...	...	...	...	930	1000	1080	1150	1230	1300	1380								
					1 5/8	...	...	...	...	...	...	....	....	1920	2060	2180	2340								
54-74	54 × 132	135	497	300	1	...	...	...	...	...	...	960	1040	1100	1160	1240	1330								
					1 5/8	...	...	...	...	...	...	....	....	....	1950	2070	2210								
60-89	60 × 145	110	435	330	1	...	...	...	...	...	...	....	1130	1170	1240	1310	1400	1480	1610						
					1 13/16	...	...	...	...	...	...	....	....	....	....	....	2540	2600	2700						
60-109	60 × 150	100	400	1000	1 1/2	...	...	...	...	...	...	....	....	....	....	....	....	3250	3500	3750	4000	4250	4500	4750	5000

B. Trituradoras secundarias

Tamaño del triturador	Abertura de alim. aprox., in	Rotaciones por minuto	Piñón, rpm	hp máx.	Despl. excéntrico, in	Ajuste de la abertura de descarga de lado abierto, in								
						1 1/2	2	2 1/2	3	3 1/2	4	4 1/2	5	5 1/2
16-50	16 × 55	225	764	100	3/4	150	190	250	310	360				
					1 1/4	...	...	350	376	415				
24-60	24 × 66	175	585	175	3/4	195	230	268	305	340	380	415		
					1 1/4	...	...	415	475	525	575	620		
30-70	30 × 84	150	497	200	3/4	...	300	350	400	460	515	570	620	680
					1 1/2	...	...	...	...	810	940	1060	1180	1310

* Allis-Chalmers Co. Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir caballos de potencia (hp) a watts, multiplíquese por 746.

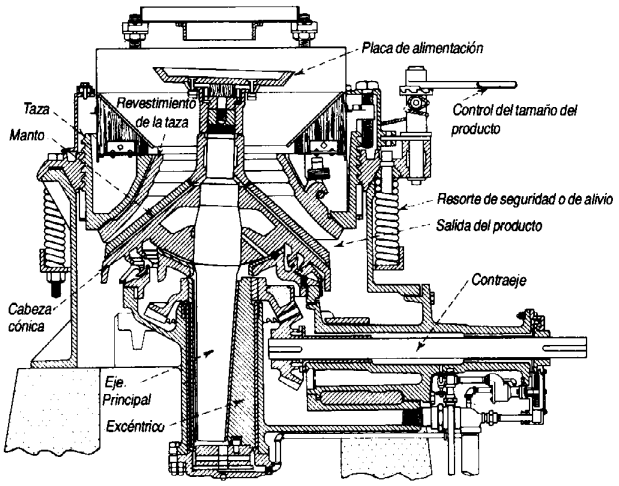


FIG. 8-23 Trituradora de cono Symons Standard. (*Nordberg Industrial.*)

TABLA 8-11 Características de operación de los trituradores Symons de cono estándar, en circuito abierto*

Tamaño, ft	Abertura de la alimentación, lado abierto, in	hp	rpm	Capacidades, ton/h, al ajuste de descarga indicado, in										
				1/4	3/8	1/2	5/8	3/4	7/8	1	1 1/4	1 1/2	2	2 1/2
2	2 3/4 - 4	30	575	15	20	25	30	35	40	45	50	60		
3	4 1/8 - 7 1/2	60	580	...	35	40	55	70	75	80	85	90		
4	5 5/8 - 9 3/4	100	485	...	60	80	100	120	135	150	170	180	185	
4 1/2	5 3/8 - 11 1/4	150	485	...	...	100	125	140	150	175	190	220	250	
5	7 1/2 - 12 1/4	200	485	...	...	...	145	175	200	230	250	275	300	
5 1/2	7 3/4 - 14 1/2	200	485	...	...	...	160	200	235	275	320	365	430	450
7	11 - 18 1/8	300	435	...	...	...	...	370	400	500	620	750	1000	1050

* Nordberg Industrial. Para convertir pies a metros, multiplíquese por 0.3048; para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; y para convertir toneladas por hora a megagramos por hora, multiplíquese por 0.907.

radora **Gyradisc** (*Nordberg Industrial*) viene en diámetros de 0.9 a 1.4 m (36 a 54 in). Se caracteriza porque es capaz de triturar un lecho de muchas capas de partículas y se dice que esto reduce el desgaste. Los conos tienen ángulos amplios y los que se forman entre ellos son relativamente agudos. Las alimentaciones de 1 a 2.5 cm (3/8 a 1 in) de tamaño se reducen a mallas de 8 a 16. Los requisitos de potencia son de 75 a 150 kW (100 a 200 hp) para los dos tamaños de trituradoras. También se afirma que la Gyradisc realiza el trabajo de un molino de rodillos por un tercio del costo.

TRITURADORAS DE RODILLOS

Estas máquinas fueron en un tiempo las preferidas para efectuar trabajos de trituración de material grueso, pero desde hace tiempo han sido desplazadas por las trituradoras giratorias y de quijadas debido al gran desgaste que sufren con rocas duras. Las trituradoras de rodillos son muy utilizadas aún para la trituración primaria y secundaria de carbón y otros materiales desmenuzables, como aceite de esquistos y fosfatos. La superficie del rodillo es lisa, corrugada o dentada, dependiendo de la aplicación. Los *rodillos lisos* tienden a desgastarse formando arrugas de forma anular que interfieren con la trituración de las partículas, aunque algunos diseños cuentan con mecanismos que mueven el rodillo de un lado a otro para que el desgaste sea más uniforme. Los *rodillos corrugados* proporcionan un mejor agarre sobre la alimentación, pero el desgaste sigue constituyendo un problema grave. Los *rodillos dentados* siguen siendo prácticos para rocas que no tengan un alto contenido de sílice, ya que los dientes se pueden recubrir, de manera regular con acero duro por medio de soldadura de arco eléctrico. Los rodillos dentados se emplean frecuentemente para la trituración de carbón y otros productos químicos (Fig. 8-24).

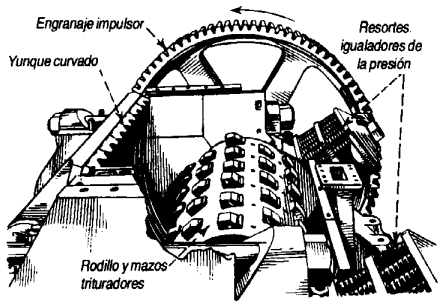


FIG. 8-24 Triturador Fairmount de un solo rodillo. (*Allis-Chalmers Corporation.*)

Diseño y operación Las trituradoras de rodillos pueden ser de rodillo múltiple o sencillo. Las fuerzas de trituración varían de acuerdo con la cantidad de rodillos y su construcción. Las trituradoras de rodillo sencillo tienden a ser las más comunes para la trituración primaria, mientras que las de doble rodillo son más adecuadas para la trituración secundaria. En algunas ocasiones se utilizan trituradoras de tres o cuatro rodillos, con objeto de lograr la trituración primaria y secundaria en la misma máquina. Se emplean uno o dos rodillos para la trituración primaria y los dos rodillos restantes, colocados en la parte inferior, efectúan la reducción secundaria. Estas máquinas pueden aceptar minerales directamente de las minas como alimentación y producir materiales finos hasta de 1.3 cm ($^1/_2$ in) en un paso.

Las trituradoras de rodillo sencillo, mostrada en la figura 8-24, es una de las más antiguas y simples. Consiste en una tolva robusta con una placa de rompimiento removible, montada internamente, opuesta al rodillo de trituración montado en el bastidor. El material de alimentación es triturado entre el rodillo revolvente y la placa de rompimiento. La acción de trituración en una trituradora de rodillo dentado es una combinación de impacto, corte y compresión.

Los rodillos de una trituradora de doble rodillo giran uno hacia el otro con igual o diferente velocidad. Uno de los ejes se mueve en cojinetes fijos y el otro en un cojinete móvil. El tamaño del producto en ambas trituradoras se puede cambiar mediante ajuste de la distancia entre rodillos. Las trituradoras primarias tienen un tamaño de diente sencillo. Las trituradoras secundarias pueden tener dientes largos y cortos, con objeto de alcanzar mayores razones de reducción. Los dientes más largos actúan como alimentadores y productos de piezas más pequeñas, mientras que los dientes cortos producen una trituración secundaria, según los requerimientos de tamaños del producto.

Los resortes de tensión ejercen presión sobre los rodillos hasta niveles del orden de 10.5 kN/cm (6000 lb/in) lineal de cara de rodillo para trabajos ligeros hasta 70 kN/cm (40 000 lb/in) lineal para trabajos pesados. Esto equivale a potencias de trituración de 125 a 838 MPa (18 000 a 120 000 lbf/in^2) basándose en una longitud real.

El **ángulo de prensado** que es el que forman las tangentes a las caras de los rodillos en el punto de contacto con la partícula que se va a triturar, se determina mediante la expresión $\cos(N/2) = (r + a)/(r + b)$, en donde r = radio de los rodillos, a = un medio de la distancia entre éstos, b = radio de la partícula y N = ángulo de prensado. Este último varía según la operación que se trate, pero rara vez sobrepasa 0.52 rad (30 grados). El diámetro de rodillo necesario se determina según el tamaño máximo de alimentación que se puede prensar sin producir deslizamientos; $b_{máx} = 0.04r + a$; todas las dimensiones se dan usualmente en centímetros (pulgadas).

La **velocidad periférica** a la que funcionan normalmente los rodillos, va de 61 a 366 m/min (200 a 1200 ft/min), y en ocasiones asciende a 457 m/min (1500 ft/min). Cuando se trata de materiales duros, la **razón de reducción** no debe exceder de 4. En el caso de trozos grandes de materiales duros, se obtendrán mejores resultados con razones de 3 a 2.5. El intervalo económico de reducción se limita casi siempre a productos de tamiz No. 12 a No. 16. La capacidad de los rodillos se incrementa si las partículas caen de una altura suficiente, de tal modo que lleguen al sitio de prensado a la velocidad periférica del rodillo. En tal caso, los rodillos pueden girar a velocidades más altas, de modo que un rodillo de tamaño piloto tenga la capacidad de los rodillos grandes y pesados [Adamski, *Chem. Process Eng.*, 343-347 (julio, 1964)].

La razón de reducción y la velocidad diferencial del rodillo afectan la velocidad de producción y la energía consumida por unidad superficial producida [Ohe, *Chem. Ing. Tech.*, **39**(5,6), 357 (1967)]. Las velocidades diferenciales aumentan el consumo de energía sin contribuir al rendimiento para relaciones de reducción hasta de 4. Es factible obtener altas relaciones de reducción a costa de grandes incrementos en el consumo de energía, debido a la granulación del material ya quebrantado en la prensa. En tales condiciones, la velocidad diferencial contribuye rompiendo los gránulos y reduciendo la energía utilizada; pero la potencia necesaria sigue siendo alta para una razón de reducción de 8 a 1. Cuando los rodillos se mantienen llenos, la trituración se realiza no sólo por la acción de éstos sino por la frotación entre las partículas mismas. Esto es lo que se conoce como trituración por estrangulamiento. En la trituración libre, los rodillos se alimentan a una velocidad tal que cada partícula se tritura y es desalojada antes de que la siguiente se someta al mismo tratamiento [Carey y Stairmand, *Recent Advances in Mineral Dressing*, pp. 117-136, Institution of Mining and Metallurgy, 1953]. La trituración libre produce una mayor proporción de tamaños más gruesos y, en general, ofrece mayores ventajas. No obstante, estudios [Hiorns, *Trans. Inst. Min. Metall.*, **75**, C343-344 (1966)] revelan que la trituración libre prevalece sobre una mayor variedad de condiciones que las previamente supuestas.

La **capacidad** de las trituradoras de rodillos se calcula basándose en la teoría de bandas, según la fórmula que se indica a continuación

$$Q = dLs/2.96 \tag{8-34}$$

donde Q = capacidad, cm^3/min; d = distancia entre rodillos, cm; L = longitud de rodillos, cm y s = velocidad periférica, cm/min. El denominador llega a ser 1728 en unidades de ingeniería para Q en pies cúbicos por minuto, d y L en pulgadas, y s en pulgadas por minuto. Esto da la capacidad teórica y se basa en el hecho de que los rodillos descargan en forma ininterrumpida de material sólido una banda continua. La capacidad verdadera de la trituradora depende del diámetro de los rodillos, irregularidades de la alimentación y dureza y puede variar entre el 25 y 75% del valor teórico.

La potencia es directamente proporcional a la capacidad y a la relación de reducción. Cuando la trituración se hace de 4 a 1, el requisito típico de potencia es 0.27 kW/(Mg · h)[0.4 hp/(ton)(h)] para roca suave y 0.68 kW (1 hp) para roca dura.

Funcionamiento Debido a su descarga positiva, la trituradora de rodillo sencillo puede manejar material mojado y pegajoso, incluyendo piedras que contengan una mezcla apreciable de greda o arcilla, que a veces se encuentra presente en rocas de cemento. En este aspecto, mejora el rendimiento de la trituradora de quijada que, a su vez, ofrece mejores rendimientos que la trituradora giratoria. Los materiales suaves como piedras calizas, dolomitas, roca fosfórica, roca de cemento del distrito de Lehigh Valley, esquisto y depósitos similares, constituyen alimentaciones adecuadas para esta trituradora de rodillo dentado. El esfuerzo a la compresión de la roca no debe sobrepasar de 104 MPa (15 000 lbf/in^2). En la tabla 8-12 se dan los datos de operación.

Las trituradoras de rodillo sencillo y doble tipo **McNally** pueden aceptar alimentación de minerales directamente de las minas y producir razones de reducción de 4:1 a 10:1 para la trituración de carbón. Se encuentran disponibles como **Gearmatic** o unidades para trabajo pesado con transmisión de banda. Los rodillos individuales de las unidades para trabajo pesado tienen motores separados y están protegidos contra sobrecargas. Existen cuatro modelos de trituradoras **Pennsylvania** de rodillo sencillo y son capaces de aceptar cubos de material de 1 m (42 in).

TABLA 8-12 Datos de operación para trituradoras de rodillo sencillo

Velocidad del rodillo, 1200 rpm

Tamaño de la trituradora, in	Tamaño aproximado de la alimentación, in	Capacidad aproximada, ton/h, para apertura de descarga, in				
		2	4	6	8	hp
20 × 18	12	70	100			20
20 × 30	14	95	140	190		25
24 × 24	16	80	125	175		25
24 × 48	16	200	270	330	360	40
36 × 36	18	200	270	330	360	50
36 × 66	20	380	520	660	730	100

NOTA: Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746.

Las trituradoras **Koppers** de rodillo sencillo se encuentran disponibles para trituración primaria y secundaria. Están disponibles en tipos estándar y para trabajo pesado para la trituración de productos químicos, caliza, esquistos y roca mineral. Las capacidades de estos equipos varían de 135 a 1000 Mg/h (150 a 1130 ton/h) con un intervalo de potencia de 37 a 187 kW (50 a 250 hp).

QUEBRANTADORAS DE IMPACTO

Las quebrantadoras de impacto incluyen trituradoras de martillo para trabajos pesados y quebrantadoras de impacto con rotor. En la subsección subsecuente se describen los molinos de martillo más finos.

Trituradoras de martillos (Fig. 8-25) Estas máquinas tienen martillos pivotantes que van montados sobre un eje horizontal, y la trituración se efectúa por impacto entre los martillos y las placas de rompimiento.

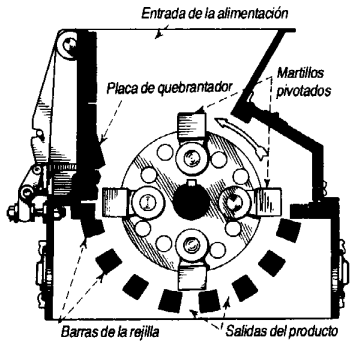


Fig. 8-25 Trituradora de martillos. (*Jeffrey Mfg. Co.*)

Las partículas adquieren grandes velocidades, y esto ocasiona que el control sobre el tamaño de ellas sea mínimo y la proporción de finos sea muy alta. Un enrejado cilíndrico se coloca abajo del rotor para descargar el producto. Hay varias trituradoras de martillo que se diseñan simétricamente, de tal modo que la dirección de rotación puede invertirse para distribuir el desgaste de un modo uniforme en los martillos y las placas de la quebrantadora. Cada martillo puede pesar varios cientos de kilogramos (libras). Las velocidades varían de 500 a 1800 rpm, dependiendo del tamaño de la máquina. Las trituradoras de martillo para trabajo pesado son utilizadas con mucha frecuencia en la industria minera, así como en el procesamiento de desechos sólidos y chatarra de automóviles.

Koppers ofrece tres líneas de quebrantadoras de impacto en diferentes tamaños. Existen equipos de este tipo recomendados para la trituración de piedra caliza, yeso, cemento, carbón y productos químicos. Los molinos de martillo Koppers de una dirección pueden aceptar alimentaciones hasta de 91 cm (36 in). Las capacidades de los molinos de martillo reversibles y en una dirección varían entre 9 y 770 Mg/h (10 y 850 ton/h). Sus trituradoras de impacto tienen una capacidad máxima de 1700 Mg/h (1900 ton/h). En la tabla 8-13 se proporcionan los datos de funcionamiento de los molinos de martillo reversibles.

El molino de martillos no obstruible Pennsylvania incorpora el movimiento continuo de la placa quebrantadora móvil, el cual fuerza a la alimentación a entrar a la trayectoria de trituración. Esta característica hace imposible que el material húmedo o pegajoso se acumule sobre dicha placa, fuera del alcance de los martillos. Se puede disponer de un elemento posterior móvil para aquel material que, después de haber sido triturado, no fluirá libremente a través de los orificios de la criba.

TABLA 8-13 Datos de funcionamiento de los molinos de martillo reversible

Modelo No.	Dimensiones del rotor, in	Tamaño máximo de la alimentación, in	Velocidad máxima, rpm	hp	Capacidad, ton/h
505	30 × 30	2 1/2	1200	100-200	40-60
605	36 × 30	4	1200	200-300	80-100
708	42 × 48	8	900	300-550	140-180
815	48 × 90	10	900	900-1200	330-400
1014	60 × 84	12	720	1100-1500	450-500
1217	72 × 102	14	600	1550-2000	620-685
1221	72 × 126	14	600	1900-2500	760-850

NOTA: Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; y para convertir toneladas por hora a megagramos por hora, multiplíquese por 0.907.

Los molinos de martillo Kennedy Van Saun para trabajos pesados reducen materiales no abrasivos de tamaño de alimentación de 30 cm (12 in) hasta obtener un producto cúbico uniformemente fino. Las barras de la reja interna permiten realizar operaciones de impactos múltiples y en circuito cerrado en una sola máquina. Estos molinos vienen en tamaños estandarizados.

Impactores de rotor El rotor de estas máquinas es un cilindro al que se sujeta una barra de acero resistente (véase la Fig. 8-26). El rompimiento se ejecuta contra esta barra o durante el rebote en las paredes de este dispositivo. La ruptura por impacto libre es el principio en que se basa la quebrantadora de rotor, y no en la trituración por compresión o por fricción entre los martillos del rotor y las placas rompedoras. El resultado es un menor desgaste y un consumo mínimo de energía.

No todas las rocas se despedazan bien por impacto. El desmenuzamiento por impacto es más apropiado para reducir materiales relativamente poco abrasivos y con contenidos mínimos de sílice, como piedra caliza, dolomita, anhidrita, esquisto y roca de cemento, aunque la aplicación más generalizada es la de la piedra caliza.

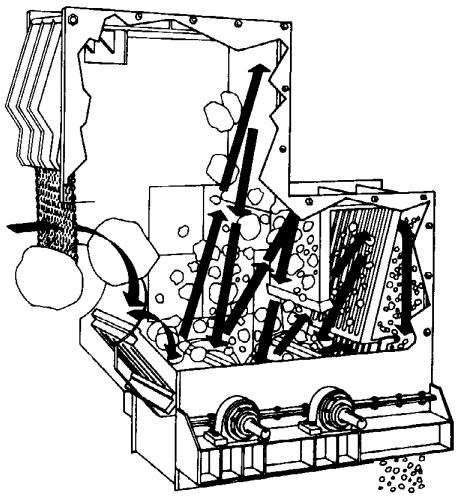


FIG. 8-26 Trituradora de impacto rotor Dual (de rotor doble). (*Kennedy Van Saun. Corp.*)

Las **quebrantadoras de impacto de rotor dual** Kennedy Van Saun se construyen de tal modo que manipulen los tipos de rocas antes citados cuyos costos de producción bajos constituyen un factor importante. Los dos rotores giran en la misma dirección (véase la Fig. 8-26) y los aspectos geométricos de la cámara de trituración favorecen el desmenuzamiento en tres etapas. La alimentación se lanza en sentido ascendente hacia una cámara de expansión, en donde las partículas golpeadas caen en pedazos, y los golpes subsecuentes ocurren entre los rotores y las placas desviadoras internas de acero al manganeso. El resultado es una alta razón de reducción y la eliminación de las etapas secundaria y terciaria de trituración. El costo de inversión puede ser un tercio del que representa una planta trituradora de dos etapas, de quijada y giratoria, produciendo 180 Mg/h (200 ton/h) y la mitad de una planta que tritura 540 Mg/h (600 ton/h) [Godfrey, *Quarry Managers' J.*, 405-416 (octubre, 1964)]. La variación en la graduación del tamaño del producto se logra por medio de cambios en la velocidad del rotor y los ajustes en las placas desviadoras. En la tabla 8-14 se indican las capacidades para reducir piedra caliza obtenida después de un buen tratamiento en la cantera. Los resultados varían según la resistencia a la trituración del material procesado. Con muchas clases de roca, el 100% del producto de estos impactores pasará 2.5 cm (1 in) cuando se opere en un circuito cerrado. Si se añade una criba en un ensamblaje portátil, se obtendrá una planta completa de trituración móvil y compacta de alta capacidad y eficiencia, que se puede utilizar en cualquier ubicación. También existen impactores de un solo rotor.

TABLA 8-14 Características de operación de las quebrantadoras de impacto Dual Rotor (de rotor doble)*

No. de modelo	Abertura de la alimentación, in	Velocidad, rpm	Caballos de potencia	Peso del martillo, lb	Tamaño del producto, in	Capacidad, ton/h
3648	36 × 48	550-990	250-300	300	2	300
4850	48 × 50	550-990	300-400	400	3	500
5462	54 × 62	480-750	400-500	500	4-5	700
6072	60 × 72	300-600	500-600	600	5-6	1200

* Kennedy Van Saun. Corp. Para convertir libras a kilogramos, multiplíquese por 0.4535; para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; y para convertir toneladas por hora a megagramos por hora, multiplíquese por 0.907.

El **impactor de rotor doble** Pennsylvania fue desarrollado específicamente como trituradora secundaria para materiales húmedos y pegajosos que normalmente taponan a otra clase de trituradora, y ha resultado ser una trituradora excelente para reducir arcillas y esquistos. El tamaño de estos equipos varía hasta capacidades de 180 Mg/h (200 ton/h) y el tamaño de alimentación asciende hasta 30 cm (12 in).

El **granulador tipo anillo** (*Pennsylvania Crusher Corp.*) se caracteriza por un montaje de rotor con anillos trituradores sueltos, que se mantienen hacia afuera por medio de la fuerza centrífuga y que son los encargados de triturar el material alimentado. Es adecuado para materiales extraordinariamente desmenuzables que pueden dar productos excesivamente finos en un molino de impacto. Por ejemplo, el carbón bituminoso se muele a una dimensión de producto menor que 2 cm ($^3/_4$ in).

Molinos de jaula El **desintegrador Stedman** (*Stedman Machine Co.*), que se conoce comúnmente como molino de jaula, se utiliza para triturar roca de cantera, roca fosfórica y fertilizante, así como para desintegrar arcillas, materiales de tintura, tortas comprimidas, asbesto y huesos. Las jaulas de una, dos, tres, cuatro, seis y ocho hileras de barras de acero de aleaciones especiales giran en direcciones opuestas y producen una acción de impacto poderosa que pulveriza muchos materiales. En la figura 8-27 se ilustra un molino de dos hileras. Las jaulas para estos molinos se presentan en gran variedad de tipos diseñados para reducir al mínimo el costo de reemplazamiento debido al desgaste en diversas aplicaciones. En uno de estos tipos, las varillas se mantienen sujetas por medio de pernos individuales, de manera que pueden girar periódicamente y reemplazarse cuando sea necesario. También se tiene una jaula desechable hecha con una fundición de acero y aleación simple. La vida de la jaula puede ser de unos cuantos meses y produce hasta 9000 Mg (10 000 ton) de roca de cantera. También se acostumbra usar una jaula de hierro gris para la molienda de alúmina, en donde las partículas metálicas se separan en forma magnética. La ventaja de las jaulas de varias hileras es que se obtiene mayor índice de reducción con una sola pasada. Para lograr la clasificación deseada de producto sin un exceso de finos, se acostumbra emplear los molinos en circuito cerrado con una criba vibradora. Estas características, y el bajo costo de los molinos mismos, los hacen muy apropiados para operaciones de media escala en las que no se justifican circuitos muy complicados. El tamaño máximo de alimentación es 20 cm (8 in) y el tamaño de producto llega a una finura de malla 325. En la tabla 8-15 se dan algunos resultados usuales para piedra caliza de dureza intermedia.

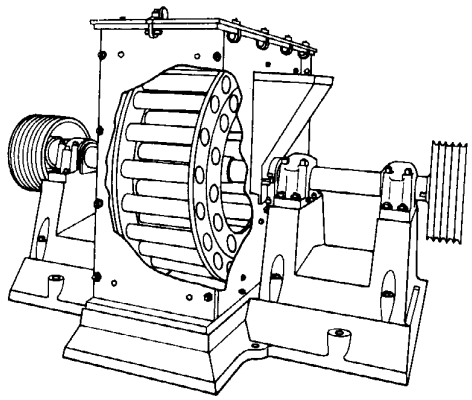


FIG. 8-27 Desintegradora de doble jaula. (*Stedman Machine Co.*)

Prequebrantadoras Aparte de los problemas normales de molienda, hay procedimientos y equipo especiales para el rompimiento o quebrantamiento de grandes masas de alimentación, cuyo producto debe ser de dimensiones muy pequeñas y, de esta manera, estar disponible para una molienda adicional. Como ejemplo de esto se puede citar el rompimiento o fragmentación de embalajes, por ejemplo, de caucho, algodón o heno, en los que la masa compactada no se separa. También existe el problema de materiales aglutinados en bolsas de plástico o materiales higroscópicos que originalmente formaban un material muy fino. Aunque en ciertas ocasiones se llegan a utilizar tri-

TABLA 8-15 Características de operación de molinos de jaulas de 2 y 4 hileras que trituran piedra caliza de dureza intermedia, en circuito abierto*

No. de hileras	Tamaño del producto, 95% por malla	Tamaño del molino, in	Tamaño de la alim., in	hp total 2 motores	Velocidad, rpm	Capacidad aproximada, ton/h
2	−20	30	$^3/_4$	45-70	1200-1500	10-15
		36	1	90-120	1000-1250	20-30
		44	1 $^1/_4$	125-200	820-1000	30-45
		50	1 $^1/_2$	180-270	720-900	40-60
4	−6	30	$^1/_2$	35-50	1200-1400	5-7
		36	$^1/_2$	70-100	1100-1160	10-14
		44	$^3/_4$	120-250	890-950	16-22
		50	$^3/_4$	175-350	720-840	25-30

* Stedman Machine Co. Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; y para convertir toneladas por hora a megagramos por hora, multiplíquese por 0.907.

turadoras, no siempre se obtiene la razón de reducción hasta el tamaño deseado. Además, una baja inversión de capital puede resultar de la selección de un equipo más burdo, que ataca progresivamente la masa y sólo elimina pequeñas cantidades de material en cada ocasión. La estructura de estos dispositivos incluye un eje giratorio dentado dentro de una carcasa.

La **trituradora de dientes de sierra** (*Sprout, Waldron*) cuenta con dos ejes engranados entre sí a velocidades diferenciales que normalmente guardan una proporción de $2\frac{1}{4}$ a 1. Cada eje lleva ensamblajes de dientes de sierra y espaciadores. El tamaño del producto se controla espaciando las sierras y graduando las velocidades periféricas. Hay modelos para hojas hasta de 7.6 cm (3 in) de espesor y 152 cm (60 in) de ancho. La alimentación puede ser en hojas continuas.

Las trituradoras de diente de sierra se emplean también para materiales grumosos y frágiles hasta de 15 cm (6 in) de tamaño anular. Las aplicaciones incluyen el procesamiento de tortas comprimidas, plásticos fenólicos, hojas de celulosa alcalina, goma en hojas, naftaleno, resinas, azufre, corteza, brea en grumos, cloruro de calcio y cubrimientos asfálticos para pisos.

La Prater Industries, Inc., fabrica una máquina con doble rodillo con dientes resistentes que actúan como alimentador pretriturador. La **trituradora de rodillo Mikro** (*Pulverizing Machinery Co.*) sirve como moledora o prequebrantadora y tiene dimensiones similares. La **prequebrantadora Rietz** difiere un poco de las máquinas antes citadas.

La **trituradora rotatoria horizontal** (*Sprout Waldron Companies*) tiene un cono dentado sostenido por eje horizontal para efectuar la trituración preliminar, en tanto que la trituración final se desarrolla entre secciones de ajuste cerrado que se localizan en la base del cono. La abertura o el espacio de margen se ajusta por medio de una rueda de volante. La trituradora horizontal se utiliza para materiales frágiles como brea, trementina, mica, cáscaras de coco y sales inorgánicas compactadas. Sus gamas de salida van de 0.9 a 9 Mg/h (1 a 10 ton/h) para productos que pasan por un tamiz No. 5 y contienen material más fino que el de un tamiz No. 100, dependiendo de la calidad en la alimentación. La potencia necesaria es menor que 11 kW.

Cortadoras rotatorias Éstas se utilizan con materiales resistentes o fibrosos, en los que es mejor ejecutar varias operaciones sucesivas de corte en lugar de ejercer una presión o un choque. El material de alimentación no debe exceder la longitud de la cuchilla de corte, y el espesor conveniente es menor de 2.5 cm (1 in). La estructura usual comprende un rotor con cuchillas uniformemente espaciadas sobre la periferia, de manera que el corte se haga sobre las cuchillas estacionarias de la cubierta. El producto se hace pasar por cribas y el tamaño máximo se controla mediante la abertura de la criba, y el diseño y funcionamiento del molino. A partir de una criba de malla 20 y, en algunos casos, hasta la malla 80, el sistema de recolección es neumático.

Los datos señalados en la tabla 8-16 corresponden a una unidad que opera a 920 rpm con un rotor de 25 cm (10 in) y longitudes de cuchillas de 46 cm (18 in), de las cuales cinco son móviles y cinco fijas.

En general, las cortadoras rotatorias se fabrican en acero o acero inoxidable, aunque también se pueden hacer con otros metales resistentes a la corrosión. También es fácil obtener cuchillas para corte en cizalla, que ayudan a reducir la carga de choque. Las unidades de laboratorio que emplean potencias de unos cuantos caballos de fuerza y cuyas capacidades ascienden a algunos cientos de libras por hora, se encuentran disponibles comúnmente, en tanto que las unidades de producción de diversos tamaños requieren entre 4 y 48 kW (5 y 60 hp), tienen diámetro aproximado de 30 a 60 cm (1 a 2 ft), y las longitudes de las cuchillas son de 30 a 76 cm (12 a 30 in), con capacidades hasta de 0.9 a 1.8 Mg/h (1 a 2 ton/h). Las especificaciones de Paul O. Abbe (tabla 8-17) y una descripción de la cortadora de cuchillas rotatorias Sprout, Waldron para trabajo pesado ilustran los detalles más característicos.

TABLA 8-16 Rendimiento de la cortadora de cuchillas rotatorias

Material	Abertura de criba	Ind. de alim., lb/h	hp	Aire	Comentarios sobre el producto
Lápices de asbesto de amosita	1 1/2"	1000	11	Sí	Haces de fibras más finas con longitudes promedio de 2 in
Bolsas de celofán	11 32"	200	10	Sí	Más fino que 5/16 in
Corcho	3/16"	525	16	Sí	90% por un tamiz 4/24
Algodón de grado químico	Malla 60	120	15	Sí	Remoc 35% por un tamiz No. 100
Recortes de cuero	3/4"	600	20	Sí	Precortado previo al desfibrado
Fibra de vidrio	3/16"	300	18	Sí	Longitudes de 1 in (aprox.)
Desechos de papel	5/16"	338	13	Sí	Por un tamiz No. 4 y más fino
Pulpa de láminas	Malla 40	150	15	Sí	Tramo: 85%, tamiz 40/100
Residuos de tenita	5/16"	340	12	No	Granulado para reutilización
Residuos de vinilita	7/32"	300	15	Sí	35%, tamiz 6/10; granulado
Láminas de geon de 1/8 in	5/16"	540	11	No	99%, tamiz 4/20; para el moldeo de gránulos
Trapos de algodón	3/4"	500	11	Sí	Sin hilazas
Residuos de buna	Malla 10	264	12	Sí	Granulado
Residuos de neopreno	Malla 30	90	14	Sí	Aumento de 20°F de temperatura
Virutas de madera suave	1/8"	960	12	Sí	90%, tamiz 10/50
Virutas de madera dura	1/16"	290	11	Sí	83%, tamiz 20/100

NOTA: Para convertir pulgadas a centímetros, multipliquese por 2.54; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multipliquese por 0.746.

*90% por un tamiz 4/24; es decir, 90% pasa por el tamiz 4 y cae al tamiz No. 24.

TABLA 8-17 Especificaciones de la cortadora rotatoria

No. de máquina	Espacio de piso necesario, in	Peso del embalaje, lb	Velocidad, rpm	hp	Tamaño de criba, in
0	37 × 17	500	900-1200	2-5	10 × 17
1	54 × 34	1,500	600-900	5-15	20 × 24
2	68 × 42	4,000	600-900	15-40	20 × 28
$2\frac{1}{2}$	96 × 39	6,000	500-800	20-45	35 × 36
3	102 × 43	12,000	500-750	30-60	51 × 30

NOTA: Para convertir pulgadas a centímetros, multipliquese por 2.54; para convertir libras a kilogramos, multipliquese por 0.4535; y para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multipliquese por 0.746.

Sprout, Waldron ofrece dos series de **cortadoras de cuchillas rotatorias**: de 25 cm de diámetro y unidades de rotor de 920 rpm, con 46, 61 y 76 cm (18, 24 y 30 in) de longitud de cuchillas, montadas en una cubierta colada (hierro, acero, acero inoxidable); y de 50 cm (20 in) de diámetro con unidades de rotor de 750 rpm de 25 a 76 cm (10 y 30 in) de longitud de cuchillas, con una cubierta de acero totalmente soldada. En la figura 8-28 se ilustra un montaje convencional de la mayor de estas unidades (modelo F-11). Estas unidades básicas permiten muchas variaciones de acuerdo con cada aplicación en particular. La recepción de material de alimentación se realiza a través de una tolva, una ranura o rodillos de alimentación con compresión. En general, se especifican cinco cuchillas de rotor y éstas se colocan en un ángulo

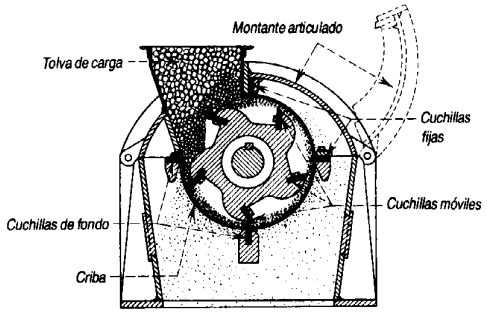


FIG. 8-28 Cortador de cuchillas rotatorias con estructuras de acero. (*Sprout, Waldron Companies.*)

ligero con relación al eje, a fin de asegurar cortes en cizalla con una dirección inversa a la de las cuchillas alternas, para evitar aplicar la carga sobre el extremo de la cortadora. También se pueden especificar de dos a siete cuchillas estacionarias alternadas con las secciones de criba, alrededor de la jaula, para porporcionar un área de descarga máxima y hacer que los finos se conserven en un mínimo. Las variaciones en la construcción permiten una amplísima variedad de aplicaciones distintas, como granulaciones de hojas de plástico, desmenuzado, trillado de hojas de tabaco, etc. Los modelos utilizan motores de 7.5 a 45 kW (10 a 60 hp) con bandas en V y utilizan cubos de seguridad con pasador.

Cortadoras y rebanadoras de precisión Existen muchas situaciones en las que se desea reducir el tamaño de una masa sólida a dimensiones regulares más pequeñas. Entre los ejemplos típicos de esta índole están: la perforación o el corte de placas metálicas, el corte o la reducción a cubo de masas de hule o plásticos, partiendo de un extrusor, hojas laminadas o piezas al azar y el rebanado de pan. Con metales y otros sólidos resistentes, la acción de corte se utiliza en general cuando se tiene un área positiva de soporte en el borde frontal de cada superficie de corte. Por ejemplo, está el caso del troquel y la matriz, y también los rodillos de corte. Cuando el material es papel, hule, plásticos y pan, un dispositivo de borde cortante es eficaz. En algunos casos se emplea la presión directa de un cuchillo pero se ha encontrado que conviene tener cierto deslizamiento o movimiento de sierra. En el caso del pan, la presión directa perjudicaría su estructura, de manera que se usan cuchillos de corte sujetos a un eje rotatorio que tienen cierta curvatura para prestarle al corte un movimiento sustancial de deslizamiento.

Las cortadoras de cuchilla de precisión difieren de los molinos de corte aleatorio en que un sistema de alimentación está sincronizado con las cuchillas. Esto asegura el tamaño exacto, ya que se trate de la anchura de rebanada de una hoja, la longitud de fibra de un cordón o una madeja, o tanto la anchura como la longitud de una hoja, como sucede cuando el tamaño se reduce a cubos pequeños. En la **cortadora en cubos Giant** la hoja de material se rebana primero en sentido longitudinal con juegos opuestos de cuchillas circulares. A continuación, las tiras cortadas pasan entre rodillos de presión a una cortadora rotatoria que funciona contra un cuchillo de lecho o de base ajustable. Las capacidades varían hasta 18 Mg/h (20 ton/h) con material de hoja hasta de 60 cm (24 in) de ancho.

TRITURADORAS DE BANDEJA

Diseño y operación La trituradora de bandeja (Fig. 8-29) consta de una o más ruedas de molienda o masas trituradoras que giran dentro de una bandeja; esta última puede ser estacionaria en tanto que las masas se mueven, o bien la bandeja es la que se impulsa mientras que las masas trituradoras giran por fricción. Las masas trituradoras se fabrican con aleaciones duras, como Ni-endurecido. Se tienen raspadores de hierro o barredores con ángulos apropiados que dosifican el material bajo las masas trituradoras.

La bandeja en seco Chambers (*Bonnot Co.*) utiliza cilindros de aire para regular la presión de molienda bajo cada una de las ruedas de masa trituradora, de 33 000 a 90 000 N (7500 a 20 000 lb). En diseños anteriores, la presión de molienda era una función exclusiva del peso muerto del montaje de la masa trituradora. La base de la bandeja gira y cuenta con un anillo central sólido de trituración junto con un anillo externo de placas de cribado con abertura de 0.16 a 1.3 cm ($^1/_{16}$ a $^1/_2$ in).

En algunos casos se emplea una base de bandeja sólida en lugar de la base de pantalla o criba perforada, y el material molido se descarga por la ranura del borde. En este tipo de aplicación, la máquina se describe más bien como **moledora de descarga de borde** que como bandeja en seco. Este aparato proporciona una mayor carga tratada con materiales más húmedos; pero requiere de un área mayor de cribado y una carga de recirculación alta, ya que el borde de las moledoras debe ajustarse necesariamente a una dimensión más amplia que las aberturas de la criba en la base de la bandeja en seco.

Funcionamiento La bandeja en seco sirve para triturar materiales de dureza media y suaves, como arcillas, esquistos, cenizas y minerales suaves del tipo de las baritas. Los materiales alimentados deben ser, por lo común, del orden de 7.5 cm (3 in) o menores y el producto deberá pasar tamices No. 4 a No. 16 dependiendo de la dureza del material. Es posible obtener productos más finos operando una bandeja en circuito cerrado con una criba vibradora. La carga circulante común es del orden de 75%.

Algunas de las características sobresalientes de las trituradoras de bandeja son: un alto índice de reducción y requisitos reducidos de energía y mantenimiento.

La bandeja seca Chambers viene en diámetros de bandeja de 1.8 a 3 m (6 a 10 ft), con masas trituradoras que van de 0.71 a 1.6 m (28 a 62 in) de diámetro y 13 a 46 cm (5 a 18 in) de cara. Los requisitos de

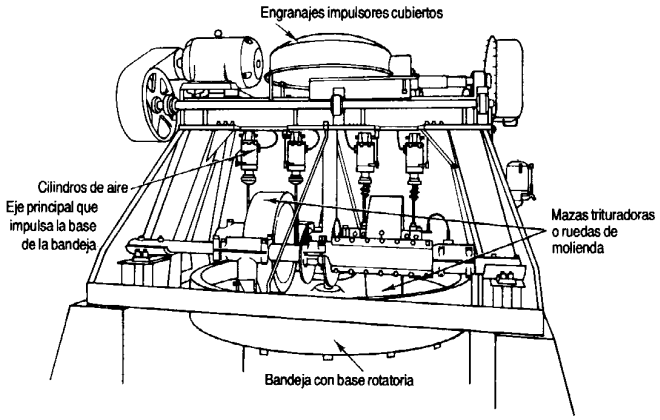


FIG. 8-29 Bandeja seca Chambers, de 10 ft y 100 hp. (Bonnot Co.)

potencia varían de 11 a 75 kW (15 a 100 hp) o de 0.8 a 4 kW/Mg (1 a 5 hp/ton) de producto. El índice de producción varía de 1 a 54 Mg/h (1 a 60 ton/h) según el tamaño de la bandeja y la dureza del material, así como de la finura de la alimentación y el producto.

La **bandeja mojada** o húmeda sirve para desarrollar cualidades de plasticidad o moldeado en materiales cerámicos alimentados. Las acciones de abrasión y amasado de las masas trituradoras mezclan partículas más finas con las más gruesas conforme se van triturando (Greaves-Walker, *Am. Refract. Inst. Tech. Bull.*, **64**, 1937).

MOLINOS DE VOLTEO

Los molinos de bolas, de piedras, de varillas, de tubo y de compartimientos tienen una capa cónica o cilíndrica que gira sobre un eje horizontal, y se cargan con un medio de molienda, por ejemplo, bolas de acero, pedernal o porcelana, o bien, con varillas de acero. El **molino de bolas** difiere del de tubo en que es de longitud más corta y, por regla general, dicha longitud no es muy distinta a su diámetro (Fig. 8-30). La alimentación a los molinos de bola puede ser de 2.5 a 4 cm (1 a 1 $^1/_2$ in) para materiales muy frágiles, aunque por lo general el tamaño máximo es de 1.3 cm ($^1/_2$ in). La mayor parte de los molinos de bolas operan con una razón de reducción de 20 a 200:1. El tamaño usual de las bolas más grandes es de 13 cm (5 in) de diámetro.

El molino de tubo es largo en comparación con su diámetro, utiliza bolas de mayor tamaño y da un producto más fino. El molino de compartimientos que es una combinación de los dos tipos anteriores, consiste en un cilindro dividido en una o más secciones por medio de divisiones perforadas; la molienda preliminar se realiza en uno de los extremos y la de acabado, en el extremo de descarga. Estos molinos tienen una razón de longitud a diámetro superior a 2 y operan con una razón de reducción hasta de 600:1. Los molinos de varillas o vástago generan un producto granular más uniforme que otros molinos giratorios, reduciendo al mínimo con ello el porcentaje de finos que en ocasiones constituyen una desventaja.

El **molino de piedras** es un molino de tubo con piedras de pedernal o cerámica como medio de molienda, que pueden estar recubiertos con capas cerámicas u otros materiales no metálicos. El molino de **piedra y roca** es de tipo autógeno en el que el medio consiste en grumos de mayor tamaño que tienen un cribado preliminar en una etapa precedente del diagrama de flujo de molienda.

El molino de bolas y el de piedras son fáciles de operar y sus aplicaciones son muy variadas. Se tiene una capa de acero cilíndrica, sólo de este material o recubierta con piedras, que contiene una carga de bolas de acero o piedras que gira horizontalmente en torno a su eje, y la reducción del tamaño o pulverización se realiza por medio del volteo de las bolas o de las piedras sobre el material que queda entre ellas. Los molinos operan en húmedo o en seco, ya sea por lotes, en circuito abierto o en circuito cerrado con clasificadores de tamaño (véase la subsección "Molienda en seco contra molienda en húmedo").

Diseño El tipo común de **molino por lotes** consta de una cubierta cilíndrica de acero con cabezas de acero bridadas. Se tienen aberturas por las que se carga y descarga el medio de trituración y el material de proceso. La longitud del molino es igual al diámetro o menor que éste [Coghill, De Vaney y O'Meara, *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **112**, 79 (1934)]. La abertura de descarga se localiza generalmente en el lado opuesto de la abertura de carga y, cuando se trata de moliendas en húmedo, cuenta casi siempre con una válvula. Por lo común, se proporcionan uno o más orificios para liberar cualquier presión desarrollada dentro del molino, introducir un gas inerte o abastecer la presión necesaria para auxiliar la descarga del molino. Durante la molienda en seco, el material se descarga hacia una campana por medio de una rejilla que está por arriba de la abertura de paso mientras gira el molino. La maquinaria cuenta con chaquetas para calentamiento y enfriamiento.

El material se alimenta y descarga a través de muñones huecos en extremos opuestos de los **molinos continuos** (Fig. 8-30). Se puede usar un tamiz, rejilla o diafragma que queda inmediatamente dentro del extremo de descarga con el fin de regular el nivel de lechada en la molienda en húmedo y controlar con ello el tiempo de retención. En el caso de los **molinos con barrido de aire**, se deben tomar medidas para hacer soplar el aire por un extremo y separar el material molido en una suspensión con aire, en el mismo o en el otro extremo.

Los molinos de bolas tienen usualmente **recubrimientos** que se reemplazan cuando se desgastan. Estos recubrimientos pueden tener una acción desviadora debido a una forma ondulada o porque cuentan con inserciones de **elevadores** que ajustan la carga de la bola con la cubierta y evitan la pérdida de velocidad por deslizamiento. En la figura 8-31 se ilustran las formas usuales de recubrimientos. En molinos de recubrimientos lisos ocurren problemas especiales de funcionamiento debido al deslizamiento errático de la carga sobre la pared. A

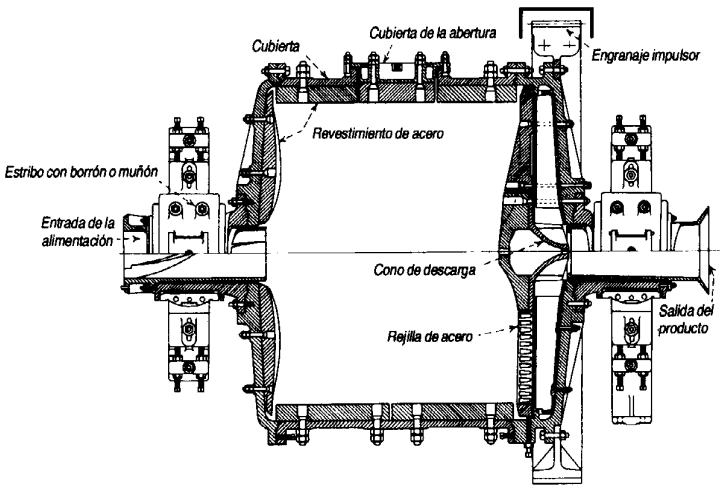


FIG. 8-30 Molino de bolas continuo, tipo rejilla, marca Marcy. (*Mine and Smelter.*)

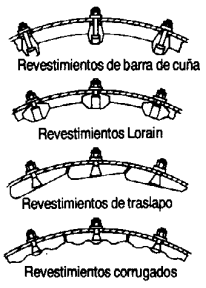


FIG. 8-31 Tipos de revestimientos de molinos de bolas.

velocidades bajas, la carga puede **agitarse** de un lado a otro sin sufrir un verdadero volteo y, a velocidades más altas, se generan **oscilaciones** durante el volteo. Así pues, el uso de los elevadores evita este fenómeno [Rose, *Proc. Inst. Mech. Eng. (London)*, **170**(23), 773-780 (1956)]. El consumo de energía en un molino liso depende de una manera compleja de las condiciones de operación, como la viscosidad del material alimentado, en tanto que es más predecible en un molino con elevadores [Kitchener y Clarke, *Br. Chem. Eng.*, **13**(7), 991 (1968)].

Las bolas para molienda pueden ser de acero forjado, acero fundido o hierro colado. El tratamiento térmico a que son sometidas las bolas de acero forjado suele proporcionar una característica óptima de desgaste. La dureza de las bolas varía considerablemente: las bolas suaves tienen una dureza Brinell entre 350 y 450 y las bolas duras tienen una dureza que supera el valor de 700.

Los resultados más seguros de las pruebas de **desgaste** [Norman y Loeb, *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **183**, 330 (1949)] indican que las matrices de martensita o bainita a baja temperatura con austenita contenida, presentan la mejor resistencia al desgaste de las aleaciones de acero.

Se ha difundido el empleo de recubrimiento de bloques de hule para molinos de bolas de gran tamaño. El desgaste y el rendimiento de la producción son similares a los que se obtienen con recubrimientos de acero, pero la mano de obra para su reemplazamiento es menor debido a la mayor facilidad con que se manejan [Snow, *Ind. Eng. Chem.*, **62**(11), 39 (1970)].

Con frecuencia, los molinos de piedras están recubiertos con materiales no metálicos cuando la contaminación con hierro puede dañar al producto, como el pigmento blanco o cemento. En tiempos pasados, el bloque de sílex belga (sílice) o de porcelana constituían recubrimientos muy utilizados. Se ha demostrado que los medios de bolas y recubrimientos de sílice tienen un mejor desgaste que otros materiales no metálicos. La mayor densidad de los medios de sílice aumenta la capacidad de producción y mejora el consumo de energía de un molino determinado.

Las capacidades de los molinos de piedras son, por lo general, del 30 al 50% de la capacidad de un molino de bolas del mismo tamaño con medios de molienda de acero y recubrimientos; esto depende directamente de la densidad de los medios.

Los molinos de menor tamaño [hasta capacidades aproximadas de 0.19 m^3 (50 galones)] se fabrican en una sola pieza con cubierta. La U.S. Stoneware Co. fabrica estas unidades en cerámica resistente al desgaste reforzada con Burundum y también fabrica unidades grandes de tres piezas, dentro de una cubierta protectora de metal y con capacidades hasta de 0.8 m^3 (210 galones). Paul O. Abbe Inc. publica un manual sobre molienda en molino de piedras.

Operación Se dice que los medios de molienda efectúan movimientos de **cascada** y **catarata**. El primero de ellos se aplica al rodado de bolas o piedras de la parte superior hacia la base del montón, y el segundo al lanzamiento de bolas por el aire hasta la punta del montón. La acción de las bolas se ha estudiado y analizado desde el punto de vista matemático [Langemann, *Chem. Ing. Tech.*, **34**, 615-624 (1962). Traducción N.T.C. 70-14797; Gow, Campbell y Coghill, *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **87**, 51 (1930)]. Estos desarrollos matemáticos rigurosos se basan en hipótesis especulativas sobre la forma de la masa de bola.

Los factores principales que determinan el **tamaño de las bolas de molienda** son la finura del material que se está pulverizando y el costo de mantenimiento para la carga de las bolas. Cualquier material grueso alimentado requiere una bola mayor que una alimentación fina; se ha propuesto la relación: $D_b^2 = KX_p$, donde D_b es el diámetro de la bola, y X_p es el tamaño de las partículas de alimentación más gruesas, dándose ambas dimensiones en cm (in); y K es la constante de molibilidad que varía de 140 cm (55 in) en el caso de la lidita a 90 cm (35 in) para la dolomita (Coghill y De Vaney, *U.S. Bur. Mines Tech. Publ.*, 581, 1937).

La necesidad de una distribución de alimentación calculada según el tamaño de la bola es una cuestión que no se ha aclarado aún por completo; sin embargo, se han propuesto métodos para calcular una carga de bolas racionada [Bond, *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **153**, 373 (1943)].

El tamaño óptimo recomendado para el vástago y las bolas es [Bond, *Min. Eng.*, **10**, 592-595 (1958)].

$$D_b = \sqrt{\frac{X_p E_i}{K n_r}} \sqrt{\frac{\rho_s}{\sqrt{D}}} \tag{8-35}$$

donde D_b = diámetro del vástago o de la bola, cm (in); D = diámetro del molino, m (ft); E_i es el índice de trabajo del material alimentado; n_r es la velocidad, por ciento de la velocidad crítica; ρ_s es la gravedad específica del material alimentado; K = 214 para vástagos y 143 para bolas. La constante K tiene un valor de 300 para los vástagos y 200 para las bolas, cuando D_b y D se expresan en pulgadas y pies, respectivamente. Esta fórmula da resultados razonables para molinos con tamaño de producción, pero no así con los de laboratorio. La razón entre los tamaños recomendados de bola y varilla es 1:23.

En el molino de varillas o vástago se origina una carga graduada de las mismas debido al desgaste. Por ejemplo, el **diámetro del vástago** puede variar de 10 a 2.5 cm (4 a 1 in). Por lo común, se acostumbra conformar una nueva carga de vástagos en función de la usada, y esto ha dado buenos resultados.

El criterio que se sigue para comparar la acción de las bolas en molinos de varios tamaños se basa en el concepto de la **velocidad crítica**. Se trata de la velocidad teórica a la que la fuerza centrífuga ejercida sobre una bola en contacto con la cubierta del molino, a la altura de su trayectoria, es igual a la fuerza ejercida sobre ella debido a la gravedad:

$$N_c = 42.3/\sqrt{D} \tag{8-36}$$

donde N_c es la velocidad crítica en rpm, y D es el diámetro del molino m (ft), para un diámetro de bola que resulta pequeño con respecto al diámetro del molino. El numerador de la expresión anterior es 76.6 cuando D se expresa en pies.

Las **velocidades reales de los molinos** varían de 65 a 80% de su valor crítico. Podría generalizarse que se necesita del 65 al 70% para la molienda fina en húmedo en suspensión viscosa, 70 a 75% para moliendas finas en húmedo, en suspensiones de baja viscosidad y para moliendas en seco de partículas grandes con tamaños del orden de 1.3 cm ($^1/_2$ in). Las velocidades pueden incrementarse en un 5% del valor crítico cuando se trata de molinos sin desviadores, para compensar alguna falla.

Circuitos de molinos de volteo Los molinos de volteo o tambor pueden funcionar en un **circuito cerrado normal**, como se ilustra en la figura 8-12, o bien, en un arreglo **inverso**, en donde la alimentación pasa por el clasificador antes de entrar al molino (véase el molino secundario en la Fig. 8-40). Estos arreglos se utilizan también con molinos de compartimientos, en donde el material se clasifica por aire entre las etapas de molienda, en los compartimientos del mismo molino.

Cargas de material y bolas La carga del medio de molienda se expresa en función del porcentaje del volumen del molino ocupado por el medio de molienda; por ejemplo, un volumen masivo de bolas que ocupan la mitad del molino es aproximadamente una carga de bolas del 50%. El espacio vacío de un volumen masivo estático de bolas es aproximadamente el 41%. Puesto que el medio se expande conforme gira el molino, el volumen real de funcionamiento se desconoce.

Hay relaciones sencillas que gobiernan la cantidad de bolas y espacios vacíos en un molino. El peso de las bolas = $\rho_b \varepsilon_b V_m$, en donde ρ_b = densidad promedio de las bolas, g/cm^3 (lb/ft^3); ε_b = fracción de llenado aparente de las bolas y V_m = volumen del molino = $\pi D^2 L/4$. Las bolas de acero tienen una densidad aproximada a 4.8 g/cm^3 (300 lb/ft^3); las piedras representan 1.68 g/cm^3 (100 lb/ft^3) y las bolas de alúmina, 2.4 g/cm^3 (150 lb/ft^3).

La cantidad de material que se tiene en un molino se expresa convenientemente como la relación entre su volumen y el de los espacios vacíos dentro de la carga de bolas. Esta expresión se conoce como **razón del material a espacio vacío**. Si el material sólido y el medio de suspensión (agua, aire, etc.) llenan exactamente los huecos de bola, la razón M/V es 1. Las cargas de los medios de molienda varían de 20 a 50% en la práctica y en general, las razones M/V se aproximan a 1.

La concentración de sólidos en la lechada de un molino de piedras debe ser lo suficientemente grande para dar una viscosidad de lechada de por lo menos 0.2 Pa · s (200 centipoises) para asegurar la mejor eficiencia de molienda [Creyke y Webb, *Trans. Br. Ceram. Soc.*, **40**, 55 (1941)]; pero es probable que esto requiera ajustar la carga a las paredes del molino liso utilizado. La carga de material en molinos continuos no se puede ajustar de manera directa, sino que se determina indirectamente según las condiciones de operación. Existe una razón de carga tratada máxima que depende de la forma del molino, las características de flujo de la alimentación, la velocidad del molino, el tipo de material alimentado y la disposición de descarga.

Alimentación y descarga Los esquemas de alimentación y descarga de los molinos de bolas y varillas dependen de su modo de operación. En la figura 8-32 se muestran varios mecanismos de alimentación y descarga.

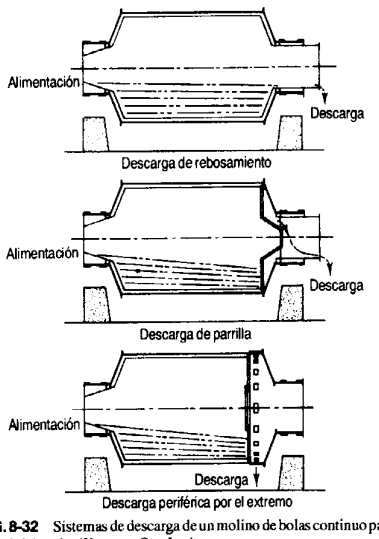


FIG. 8-32 Sistemas de descarga de un molino de bolas continuo para moliendas por vía húmeda. (*Koppers Co., Inc.*)

Los **dosificadores alimentadores de molino** unidos al muñón de alimentación del molino cónico y utilizados para pasar la alimentación al molino sin derramamiento, son de varios tipos. Por lo general se utiliza un canal de alimentación para la molienda en seco que consiste en un canal inclinado, unido a la orilla externa del muñón por donde pasa el material antes de llegar al molino. Un dosificador de tornillo sinfín, que tiene una sección corta de transportador de tornillo que se extiende parcialmente dentro de la abertura de la alimentación y transporta el material dentro del molino, puede ser utilizado también cuando se trate de molienda en seco. Para moliendas en húmedo, existen varios dosificadores distintos; el dosificador de pala que va unido y gira con el muñón del molino que se introduce en una caja estacionaria para recoger el material y transportarlo hasta el molino; un dosificador de tambor sujeto al muñón de alimentación y que gira con éste, con una abertura central por la que se introduce el material y un deflector interno o elevador para hacer pasar el material por el muñón al interior del molino; o una combinación de tambor y dosificador de pala, en donde la nueva carga de material que llega al molino se introduce a través de la abertura central del tambor al mismo tiempo que la pala recoge el material de tamaño grande que se devuelve de un clasificador a la caja de pala que queda abajo de la línea central del molino. El dosificador del molino debe ser capaz de manejar cualquier cantidad de material que el molino pueda tratar y, además, una carga circulante que llega a ser del orden de 1000% del nuevo índice de alimentación.

Los **molinos de descarga por rejilla o parrilla** permiten controlar el nivel de pulpa para obtener una gran carga circulante. En un caso específico se obtuvo un aumento del 18% en la capacidad debido a la conversión de un molino de rebosamiento a un molino de descarga por rejilla, a pesar de que se registró una pérdida del 10% del volumen de molino debido al cambio. La principal razón fue eliminar los finos del molino debido a la razón de recirculación incrementada. Las rejillas o parrillas dejaron pasar la cantidad suficiente de pulpa para mantener la carga circulante en un nivel equivalente a 400% (Duggan, *Min. Technol.*, Tech. Publ., 1456, marzo, 1942).

Eficiencias del molino Los factores de control que se sabe regulan la eficiencia de molienda de minerales en molinos cilíndricos son como sigue:

1. La velocidad del molino afecta la capacidad, al igual que el desgaste del recubrimiento y de las bolas, en una proporción directa hasta del 85% de la velocidad crítica.
2. La carga de bolas equivalente al 50% del volumen del molino da la capacidad máxima.
3. Las bolas de tamaño mínimo capaces de moler el material alimentado dan una eficiencia máxima.
4. Los recubrimientos ranurados de tipo ondulado son los preferidos entre los usuarios.
5. La eficiencia del clasificador se hace más importante en moliendas de varias etapas.
6. Las cargas circulantes de mayor tamaño tienden a aumentar la producción y reducir la cantidad de material fino no deseable.
7. La descarga de nivel bajo o rejilla incrementa la capacidad de molienda en comparación con la descarga central o por rebosamiento, aunque el desgaste del revestimiento, la rejilla y los medios es mayor.
8. Las razones de sólidos a líquidos en el molino deben estudiarse basándose en la densidad del mineral y la relación volumétrica.

Parámetros del molino Las pruebas experimentales representadas en un artículo de Coghill y De Vaney ("Ball Mill Grinding", *U.S. Bur. Mines Tech. Publ.*, **581**, 1937) han hecho que los autores lleguen a las siguientes conclusiones:

1. En la molienda de bolas por lotes y por vía húmeda, con cargas de minerales de 90 a 160 kg (200 a 350 lb) [se necesitaron aproximadamente 35 kg (75 lb) de mineral para llenar los intersticios de las bolas en reposo] y con velocidades del 30 al 80% de la crítica, la velocidad baja dio el mismo tipo de molienda que la alta. Las cargas grandes de minerales dieron una molienda un poco más selectiva de partículas gruesas que las cargas más ligeras. Se obtuvieron mejores capacidades con cargas ligeras y eficiencias un poco mayores con cargas grandes de minerales.
2. Algunas de las características de molienda en seco en molinos de bolas por lotes fueron diferentes a las que se obtuvieron en moliendas en húmedo. En el trabajo en seco, la eficiencia y la capacidad mejoraron con cargas ligeras de minerales. Se redujeron los requisitos de potencia al disminuir la cantidad de mine-

ral dentro del molino y en la molienda en húmedo aumentó al disminuir dicha cantidad. En moliendas en seco, la velocidad elevada fue más eficiente que la velocidad baja.

3. Al comparar la molienda en húmedo y en seco, las pruebas por pares se realizaron de tal manera que todas las variables establecidas fueron idénticas, excepto la consistencia de la pulpa (húmeda o seca). Con un peso intermedio de carga de mineral, la molienda selectiva resultó del mismo grado; con cargas grandes de minerales, la molienda en húmedo fue más selectiva, y con cargas ligeras, la molienda en seco resultó más selectiva.

4. Al comparar la molienda húmeda y seca en molinos de bolas y circuito abierto, la que se hizo en húmedo dio un 39% más de capacidad y un 26% más de eficiencia.

5. El volumen reducido de bolas no fue satisfactorio en el tipo de molinos de rebosamiento o inundación en seco, porque se desarrollaba un exceso de mineral dentro del molino. Cuando se logró prevenir el desarrollo excesivo de mineral simulando un molino de nivel bajo de pulpa, el volumen de bolas pequeño dio buenos resultados.

6. Con un 60% de sólidos, las piedras del mismo tamaño que las bolas efectuaron la misma clase de trabajo que estas últimas cuando se molió dolomita; pero no se logró una molienda efectiva en el caso de la lidita. Las piedras dieron aproximadamente el 35% de la capacidad y el 81% de la eficiencia que caracterizó a las bolas.

7. Para minerales duros y de dureza intermedia, los tetraedros no dieron buenos resultados como medio para la molienda gruesa.

8. Las bolas muy duras (níquel duro) resultaron mejores que las bolas ordinarias, sobre todo cuando se trataba de minerales de extremada dureza.

9. La eficiencia de las bolas desgastadas y desechadas fue aproximadamente 11% menor que la de las bolas esféricas nuevas.

10. Un molino de bolas tan pequeño como de 48 por 91 cm (19 por 36 in) logró duplicar el trabajo de un molino tamaño planta. Los ensayos llevaron a la conclusión de que, si cada una de las variedades de los molinos, grandes o pequeños, se prueba en las mismas condiciones y si se aplica una unidad de trabajo por unidad de mineral, el efecto (molienda o trituración) será el mismo, según indican los productos; dicho de otra manera, se mantendrá la misma relación entre causa y efecto. Estos resultados han sido presentados gráficamente (Rose, *loc. cit.*).

Selección del molino La selección de la unidad de molienda entre un molino de bolas o de vástago se basa en los experimentos del molino pilote con escalamiento presuponiendo que la producción es proporcional al consumo de energía. Cuando no se pueden realizar experimentos piloto, el rendimiento se basa en datos publicados para tipos de materiales similares, expresados en función de la molibilidad o de los requisitos de energía (véase subsecciones "Molibilidad" y "Leyes sobre la energía"). Los métodos más recientes para determinar los tamaños de los molinos y especificar las condiciones de operación para un funcionamiento óptimo en circuito, se basan en soluciones de computadora de las ecuaciones de molienda, aplicando valores de las funciones de velocidad y rompimiento determinados a través de ensayos piloto y de escala completa (véase la subsección "Simulación de circuitos de molienda").

El molino de bolas es adecuado para materiales finos y gruesos, moliendas en húmedo o en seco, en circuito cerrado con clasificadores, cribas o separadores de aire. Se encuentra en diferentes clases de descarga, por ejemplo, de diafragma (rejas) o rebosamiento.

La selección entre la molienda en seco y en vía húmeda la suele indicar el uso final del producto. Cuando el material puede ser molido en vía húmeda o seca, el consumo de energía, desgaste del recubrimiento y los costos de capital determinan el diseño. El consumo de los medios de molienda y el desgaste del recubrimiento por tonelada de producto es más bajo para un sistema de molienda en seco. A pesar de esto, el consumo de energía para un sistema de molienda en seco es aproximadamente 30% mayor que para la molienda en vía húmeda y requiere el empleo de un colector de polvos.

Capacidad y consumo de energía Un método para determinar el tamaño adecuado del molino se basa en la observación de que el volumen de molienda depende de la cantidad de energía consumida, suponiendo que existe una práctica de operación aceptable comparable en cada caso. La energía aplicada a un molino de bolas se determina primordialmente de acuerdo con el tamaño del mismo y la carga de las bolas. Algunas observaciones teóricas demuestran que la potencia neta requerida para impulsar un molino de bolas es proporcional a $D^{2.5}$, pero este exponente puede ser usado sin ninguna modificación para comparar dos molinos, sólo cuando las condiciones de operación son idénticas. [Gow, Guggenehim, Campbell y Coghill, *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **112**, 24 (1934)]. La potencia neta necesaria para impulsar un molino de bolas resultó ser

$$E = [(1.64L - 1)K + 1][(1.64D)^{2.5}E_2] \qquad (8\text{-}37)$$

donde L es la longitud interna del molino, m (ft); D es el diámetro interno medio del molino, m (ft); E_2 es la potencia neta utilizada en un molino de laboratorio de 0.6 por 0.6 m (2 por 2 ft), en condiciones similares de operación, y K es 0.9 para molinos con longitudes menores de 1.5 m (5 ft) y 0.85 para molinos mayores de 1.5 m. Esta fórmula puede utilizarse para aumentar a escala de experimentos de molienda en unidades piloto en las que varíe el diámetro y la longitud del molino, pero el tamaño de las bolas y la carga de las mismas como fracción del volumen del molino permanecen sin alteraciones. Este procedimiento ha proporcionado resultados dignos de confianza.

Motor y transmisión El consumo de energía de los molinos de bolas y varillas es básicamente constante y depende en forma principal del diámetro y carga de las bolas. En esta circunstancia, el equipo más adecuado es el motor síncrono. Los grandes molinos de bolas son impulsados ahora con motores hasta de 7500 kW (10 000 hp). Estos requisitos tan grandes de energía hacen que la selección de los sistemas de transmisión y engranaje sea extremadamente importante [Schwedes, *Engineering/Mining Journal Operating Handbook of Mineral Processing*, Thomas (editor), McGraw-Hill, New York, 1977]. La transmisión de los grandes momentos de tensión desde el piñón a los engranes del molino llega a ser un problema no muy confiable y su costo es prohibitivo. Los grandes molinos son impulsados por un arreglo de piñón múltiple con reguladores de carga.

Funcionamiento de equipos patentados

Allis Chalmers Corporation Los **molinos de bolas con descarga de reja** Allis-Chalmers proporcionan productos finamente pulverizados, de malla 28 a 325, partiendo de un tamaño de material alimentado de aproximadamente 1.3 cm ($^1/_2$ in). Los diámetros varían de 2.7 a 4.9 m (9 a 16 ft), las longitudes de 2.4 a 7.3 m (8 a 24 ft), y la potencia de 110 a 2500 kW (150 a 3300 hp). Se recomienda generalmente para las siguientes aplicaciones: molienda en húmedo y en seco (seco en circuito cerrado con clasificador para prevenir excesos), logrando una molienda más o menos gruesa con tamaño máximo de producto alrededor de la malla 48, aproximadamente. El producto de trituradora más fino con tamaños máximos dentro del intervalo de 0.6 a 1 cm ($^1/_4$ a $^3/_8$ in) constituye un material de alimentación excelente para molinos de diafragma de nivel bajo, que podrán manejar material de alimentación hasta de 2.5 cm (1 in) si están provistos con revestimientos de capa extragruesa y una descarga de diámetro amplio. Para molinos de diafragma de nivel intermedio, el material alimentado de mayor tamaño debe ser del orden de 0.3 a 0.6 cm ($^1/_8$ a $^1/_4$ in). Ambos molinos vienen en presentaciones tanto de nivel bajo como de nivel intermedio.

El **molino tipo rebosamiento o inundación** se recomienda casi siempre para las siguientes aplicaciones: molienda húmeda en circuito cerrado con clasificador para evitar la trituración excesiva, y obtener una molienda fina en donde el tamaño máximo del producto no sea mayor que la malla 65. El producto de un molino de vástago u otro tipo de alimentación en la gama de malla 8 o más constituye una excelente alimentación para molinos de bolas. El material alimentado es casi siempre de malla 8 o menor, los diámetros varían de 2.7 a 4.9 m (9 a 16 ft), las longitudes de 2.4 a 7.3 m (8 a 24 ft) y la potencia de 22 a 1200 kW (300 a 1600 hp).

Los **molinos de varios compartimientos** ofrecen una molienda de material grueso hasta lograr el producto acabado en una sola operación, ya sea en húmedo o en seco. El compartimiento primario de molienda cuenta con bolas o vástagos grandes para la trituración, mientras que uno o más compartimientos secundarios tienen medios más pequeños para una molienda más fina. Los diámetros varían de 1.5 a 4.9 m (5 a 16 ft), las longitudes ascienden a 16 m (52 ft) y la potencia a 3300 kW (4400 hp) con transmisión Twinducer. Los **molinos de piedras**

dan productos finamente divididos que deben estar libres de contaminación de hierro. Se emplean con mucha frecuencia para triturar arena vítrea, arenas de alto grado para polvos de lavado, y aplicaciones en las industrias del talco o las cerámicas. La carga de molienda consiste en pequeñas piedras de pedernal. Los diámetros van de 0.9 a 2.7 m (3 a 9 ft), las longitudes de 1.8 a 8.5 m (6 a 28 ft). Los **molinos de vástago** Allis-Chalmers dan un producto de malla de 6 a 35 con una cantidad mínima de finos. Puesto que el molino de vástago utiliza un tamaño de ranura de dosificación de 2.5 cm (1 in), ha reemplazado la última etapa de trituración en muchas plantas. El tipo de descarga periférica central se emplea profusamente para producir conglomerados de especificación fina, mezclas crudas de ladrillo y gránulos para techos. Los molinos de vástago construidos por Allis-Chalmers son del tipo periférico de extremo o central y vienen en las clases de rebosamiento para aplicaciones de moliendas en húmedo. La longitud de los molinos de vástago o varilla debe ser al menos 1.25 veces mayor que el diámetro de trabajo. El intervalo de diámetros es de 2.7 a 4.3 m (9 a 14 ft); las longitudes de 3.7 a 5.5 m (12 a 18 ft); y la potencia de 335 a 1040 kW (450 a 1400 hp) con transmisión directa; 930 a 3300 kW (1250 a 4440 hp) con transmisión Twinducer.

Kennedy Van Saun Corp. Los molinos de tubo y Kennedy Van Saun son de una construcción tal que permite funcionar a una capacidad mayor que la nominal en cada aplicación de molienda, ya sea húmeda o seca. Existen tamaños de 1.8 a 4.9 m (6 a 16 ft) de diámetro y 2.4 a 10 m (8 a 33 ft) de longitud para molinos de descarga mecánica; para molinos de rebosamiento en fase húmeda, de 1.5 a 4.5 m (5 a 15 ft) de diámetro y 2.1 a 7.6 m (7 a 25 ft) de longitud. Estos molinos son accionados por motores de 37 a 4500 kW (50 a 6000 hp).

Los **sistemas de molienda** Kennedy **con barrido de aire** y **elevador activado con aire** se utilizan con mucha frecuencia para pulverizar carbón para plantas generadoras de energía, para encender hornos para cemento y hornos metalúrgicos, así como para la molienda de fosfatos y otros minerales. Estos sistemas muelen y secan simultáneamente los materiales en circuito cerrado con separadores de aire no mecánicos para la alimentación y el encendido de hornos de calcinación. Este sistema se puede ajustar para producir y mantener del 38 al 90% de material que pasa por una malla 200, controlando los extremos fino y grueso. En el caso de sistemas de encendido es factible usar el combustible más barato obtenible, por ejemplo, con un alto contenido de cenizas, humedad, poca molibilidad y bajo poder calorífico. El desgaste y el mantenimiento son reducidos y el material extraño no puede dañar al sistema.

Los **molinos de vástago** Kennedy se construyen en tamaños que van de 0.9 por 1.8 a 4 por 6.1 m (3 por 6 a 13 por 20 ft), tanto para molienda en húmedo como en seco.

Dado que los molinos de vástago o varilla evitan la formación de huecos, tienen una utilidad especial para reducir materiales húmedos o pegajosos. Por lo común, se emplean para producir materiales comprendidos en el intervalo de mallas del 6 al 20, aun cuando se obtienen con facilidad productos más finos y más gruesos. Sirven para moler minerales, escorias de cemento y muchos otros materiales.

Molino de bolas Marcy (Fig. 8-30) Es, tradicionalmente, un molino de descarga por reja que se emplea para obtener una gran velocidad de carga tratada para una gran carga circulante en la molienda húmeda y seca de minerales. Los datos que aparecen en la tabla 8-18 no deben utilizarse para efectuar su diseño, sino simplemente como orientación. El diseño del molino deberá basarse en experimentos pilotos u otras técnicas que se mencionaron con anterioridad.

Koppers Co. Inc. El **molino cónico** Hardinge tiene un uso muy difundido para moliendas húmedas y secas, tanto en circuitos abiertos como cerrados. El molino cónico es similar al cilíndrico en el hecho de que consta de un tambor rotatorio que gira en torno a su eje horizontal y opera de manera muy semejante; pero, contrariamente a lo que sucede con el cilíndrico, tiene extremos cónicos en lugar de rectos.

Los molinos Hardinge para moliendas por vía húmeda cuentan con combinaciones de descarga como la que se ilustra en la figura 8-32 para niveles de pulpa alto, intermedio o bajo, cuyo uso depende del problema específico que se esté estudiando. Para moliendas en seco se acostumbra utilizar una rejilla vertical con elevadores de descarga de pulpa de bajo nivel.

Los molinos Hardinge se encuentran disponibles en tamaños de 0.9 a 4.3 m (3 a 14 ft) de diámetro con longitudes de 1 a 2 veces el tamaño del diámetro. Este tipo de molinos se utilizan para la molienda en vía húmeda de arenisca, cuarcita y granitos y la molienda en vía seca de abrasivos y coque.

Molinos autógenos de volteo El principio del molino de bolas se ha utilizado en algunos casos en que el material alimentado que viene en trozos gruesos sirve como medio de molienda mientras se va triturando. El **molino Cascade** (en cascada) (*Koppers Co,. Inc.*) es del tipo autógeno para operaciones en húmedo o en seco. Se construye con diámetros hasta de 11 m (36 ft) y la razón de longitud a diámetro para todos los tamaños es de 1 a 3. Se acostumbra usar una velocidad relativamente baja para promover la acción de cascada y evitar la segregación de los trozos grandes en el centro del molino. Cuenta con una rejilla por la que se descarga a través de una criba de trómel en el muñón de descarga. Esta última efectúa una tarea de cribado preliminar para separar los trozos de mayor tamaño que se transportan al extremo de la entrada de material del molino. El material de alimentación puede ser el mismo de la mina, tal y como se extrae de ella, o bien el producto de una trituradora primaria, tomando las precauciones necesarias en la combinación de depósito y dosificador para asegurar una distribución de tamaño uniforme que sea constante. En la figura 8-59 se ilustra una aplicación típica.

El **molino Aerofall** (*Aerofall Mills Ltd.*) es de tipo autógeno para procesamientos en seco con una forma similar a la del molino Cascade. Tiene barrido de aire y, por ende, no requiere una rejilla de

TABLA 8-18 Rendimiento ilustrativo de un molino Marcy de bolas

Tamaño, ft	Carga de las bolas, toneladas	hp por corrida	Velocidad del molino, rpm	Capacidad, toneladas/24 h (basada en mineral de dureza intermedia)								
				Tamiz No. 8*	Tamiz No. 20	Tamiz No. 35	Tamiz No. 48	Tamiz No. 65	Tamiz No. 80	Tamiz No. 100	Tamiz No. 150	Tamiz No. 200
				20 % −200	35 % −200	50 % −200	60 % −200	70 % −200	80 % −200	85 % −200	93 % −200	97 % −200
3 × 2	0.85	5- 7	35	19	15	12	10	8	6 1/2	5	4	3
4 × 3	2.73	20- 24	30	80	64	53	45	36	28	22	18	14
5 × 4	5.25	44- 50	27	180	145	120	102	82	63	51	41	32
6 × 41/2	8.90	85- 95	24	375	300	250	210	170	135	105	85	66
7 × 5	13.10	135- 150	22 1/2	640	510	425	360	290	225	180	145	113
8 × 5	20.2	220- 245	21	1100	885	735	625	500	390	310	250	195
9 × 7	30.0	345- 380	20	1800	1450	1200	1020	815	635	505	410	315
10 × 10	56.50	700- 750	18	3680	2960	2450	2100	1700	1325	1050	850	655
12 × 12	90.5	1260-1345	16.4	7125	5725	4750	4070	3290	2570	2035	1650	1275

* Tamiz por el que se puede pasar sustancialmente todo el material.

NOTA: Para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; para convertir toneladas a megagramos, multiplíquese por 0.907; y para convertir toneladas por 24 horas a megagramos por día, multiplíquese por 0.907.

descarga; pero sí necesita un sistema de control de aire y un ciclón. El material proveniente directamente de la excavación de la mina se reduce en circuito cerrado hasta obtener los tamaños de productos finales. Los molinos autógenos eliminan el desgaste de los medios de bolas, aunque con frecuencia se incluye un 5% de carga de bolas grandes. Sus relaciones pequeñas de longitud a diámetro hace que sean apropiados para cargas circulantes muy elevadas en operaciones de circuito cerrado.

Los **molinos Rockcyl** de la Allis-Chalmers se utilizan para moliendas autógenas ya sea en seco o en húmedo.

Los molinos Rockcyl con razones de longitud a diámetro de 1 a 3, aproximadamente, eliminan todas las etapas de trituración excepto la primaria, toda la molienda en molino de vástago y el total o parte de las etapas de la molienda con bolas en un diagrama de flujo convencional.

La molienda intermedia de rocas reduce al tamaño deseado el producto de dimensiones menores a 2 cm ($^3/_4$ in) proveniente de operaciones de trituración en circuito cerrado. La roca clasificada por tamaños que sale de la trituradora primaria sirve como el medio. Los molinos Rockcyl que tienen razones de longitud a diámetro de 1 a 2, aproximadamente, se emplean para la molienda intermedia de rocas.

La molienda secundaria de rocas es la reducción al tamaño deseado del producto de un molino de vástago o de un molino primario de rocas, utilizando medios clasificados por tamaños, ya sea de una etapa de trituración o de un molino primario. Este proceso recibe a menudo el nombre de **molienda de piedras y roca**.

Los **molinos Rockpeb** (piedras y rocas) que tienen razones de longitud a diámetro de 2 a 1, aproximadamente, se utilizan para moliendas secundarias de roca. Puesto que los elevadores Rockcyl se desgastan con mayor rapidez que las placas recubiertas, las barras de dichos elevadores se diseñan de tal modo que puedan quitarse y reemplazarse con facilidad. El dispositivo cuenta con un conducto alimentador de diámetro amplio que asegura el flujo libre de material alimentado al molino, que pasa a través del cojinete del muñón de longitud corta.

MOLINOS NO ROTATORIOS DE BOLAS O CUENTAS PERFORADAS

Entre éstos se incluyen los de tipo **agitado** y **vibratorio**. En el primer caso se tiene una rueda de paletas central o armadura de propulsor que agita a los medios a velocidades que van de 100 a 1500 rpm. En el segundo, se imparte un movimiento excéntrico, ya sea a una armadura o a la cubierta, a frecuencias que ascienden hasta 1800 por min. Los medios oscilan en uno o más planos y, por lo común, giran en forma muy lenta. Los molinos agitados utilizan medios de magnitudes del orden de 0.6 cm ($^1/_4$ de in) o menores, mientras que los vibratorios emplean medios de mayor tamaño para la misma energía de entrada. Los molinos vibratorios pueden moler en seco, pero la mayor parte de los agitados están restringidos a la molienda en húmedo. Los sólidos varían del 25 al 70%, dependiendo del tamaño del material alimentado y la reología. La carga de los medios varía de tres a seis veces la masa de la carga mojada. Contrariamente a lo que sucede con los molinos de bolas rotatorios, en éstos se produce cierta sedimentación.

Aunque las aplicaciones llegan a tener cierta duplicidad, el equipo vibratorio se emplea casi siempre para operaciones de molienda de material duro ($ZrSiO_4$, SiO_2, TiO_2, Al_2O_3, etc.), mientras que los molinos agitados se emplean comúnmente para la dispersión y molienda de materiales suaves (tinturas, arcillas, $CaCO_3$, etc.). Los molinos agitados se denominan también **molinos de arena** cuando se utiliza arena Ottawa como medio.

La contaminación y el desgaste del cuerpo de la trituradora se reducen al mínimo en ambos tipos utilizando recubrimientos resilientes.

Molinos agitados El **molino Sweco de dispersión** (*Sweco, Inc.*) tiene armaduras o marcos radiales en contrarrotación que sirven para mover el medio de molienda en una cámara vibratoria. El DM-70 de gran extensión tiene un volumen de trabajo de 0.65 m^3 (23 ft^3) y un motor de 30 kW (40 hp). Es posible tener recirculación mediante una bomba externa.

En el caso del **Attritor** (*Union Process, Inc.*) se tiene una sola armadura sujeta a un eje que hace girar varios brazos radiales largos (véase la Fig. 8-33). Estos molinos están disponibles en los tipos por lotes, continuo y de circulación. La molienda propiamente dicha está afectada por el acercamiento y alejamiento continuo, aunque irregular, del medio en torno a los brazos. No obstante, se suprimen el movimiento de grupo y el impacto de pared. Véase la tabla 8-19.

Los molinos Koppers de torre están disponibles en varios tamaños para las diversas aplicaciones de molienda en vía húmeda. La masa alimentada junto con bolas de acero se mueve hacia abajo hasta alcanzar el extremo del molino. La fricción ocurre entre la alimentación, las bolas y el agitador de tornillo.

El **molino Bureau de Mines** (U.S. Patent 3 075 710) consta de una armadura vertical cilíndrica con aspas en una configuración de jaula de ardilla, que gira muy cerca del interior de una cubierta paralela que tiene también aspas. La acción de la molienda ocurre predominantemente en la cercanía de las aspas que imparten también un movimiento vibratorio al sistema durante su paso.

Molinos vibratorios Los **molinos Vibro-Energy** (*Sweco, Inc.*) y **Podmore-Boulton** son trituradoras montadas en pedestal, que se cargan por la parte superior, que vibran por medio de un motor montado en la base y que tiene funcionamiento excéntrico. La cámara de trituración tiene un soporte de resortes para reducir al mínimo la vibración

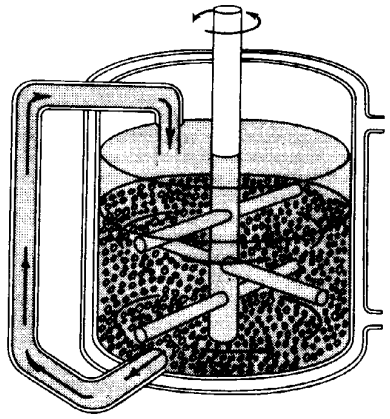


FIG. 8-33 El Attritor. (*Union Process Inc.*)

TABLA 8-19 Características de los desmenuzadores Attritor

Designación	Capacidad, gal	Capacidad en líquido, gal	Potencia del motor, hp
1-S-WC	$1^1/_2$	$^3/_4$	2
15-S-WC	20	10-12	15
30-S-WC	43	20-25	20
100-S-WC	113	50-60	50
200-S-WC	245	125-160	100

NOTA: Para convertir galones a metros cúbicos, multiplíquese por 3.785×10^{-3}; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746.

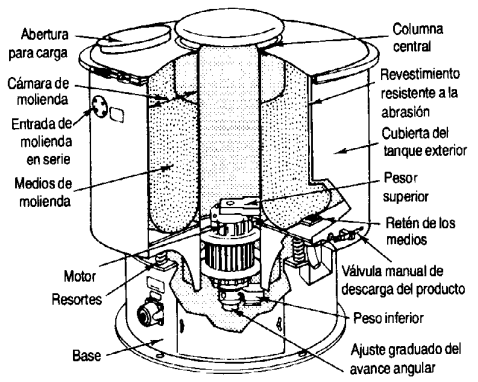


FIG. 8-34 Molino Vibro-Energy. (*Sweco, Inc.*)

del piso (véase la Fig. 8-34). La trituración se lleva a cabo por medio de la vibración tridimensional a una frecuencia aproximada de 20 hertz de los medios contenidos, que generalmente son esferas o cilindros de alúmina. En la tabla 8-20 se especifican algunas características adicionales.

Los **molinos Vibracron** (*Bepex Corporation*) se encuentran disponibles en tipos de tubo sencillo o múltiple, para la molienda en vías húmedas y seca. La alimentación al molino puede alcanzar valores hasta de 5 cm (2 in) de diámetro.

La compañía Allis-Chalmers fabrica otro molino con vibraciones inducidas horizontalmente. En este caso se tienen tres cilindros paralelos que contienen la carga (centro) y levas excéntricas (al exterior) impulsadas por dos motores independientes pero interconectados, que operan a 1200 rpm. El molino se carga por la parte superior a través de una puerta flexible. En la tabla 8-21 se indican otros datos adicionales.

Funcionamiento El diámetro de los medios de molienda debe ser, de preferencia, 10 veces el del material alimentado, sin exceder 100 veces el diámetro del mismo. Para obtener una mayor eficiencia cuando se reduce el tamaño en varios órdenes de magnitud, conviene utilizar varias etapas con diámetros de medio distintos. Al continuarse el trabajo de trituración fina, los factores reológicos alteran la razón de la carga y se encontrará que la potencia necesaria puede aumentar.

Como lo indica la tabla 8-22, existen muchos medios de molienda disponibles. Los tamaños varían de aproximadamente 1.3 cm ($^1/_2$ in) hasta una malla de 325.

TABLA 8-20 Características de los molinos vibratorios Sweco

Designación	Capacidad	Carga usual, lb	Motor, hp	Diámetro del molino, in
M-18	2.6 gal	5-20	$^1/_4$	18
M-45	20 gal	50-200	5	45
M-60	70 gal	200-1000	10	60
M-80	182 gal	500-2000	40	80
DM-1	0.125 ft^3	3-5	$^1/_3$	24
DM-3	0.5 ft^3	20-60	1 $^1/_4$	30
DM-10	3 ft^3	100-400	5	45
DM-20	65 ft^3	200-800	10	60
DM-70	23 ft^3	900-3000	40	95

NOTA: Para convertir galones a metros cúbicos, multipliquese por 3.785 × 10^{-3}; para convertir libras a kilogramos, multiplíquese por 0.4535; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; y para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54.

TABLA 8-21 Características de los molinos vibratorios Allis-Chalmers

Designación	Capacidad, gal	Altura, in	Longitud, in	Anchura, in	Total de hp del motor
1518-D	14	39	70	53	15
3034-D	100	68	116	87	100
3640-D	176	76	125	104	150
4248-D	286	80	159	117	250

NOTA: Para convertir galones a metros cúbicos, multipliquese por 3.785 × 10^{-3}; para convertir libras a kilogramos, multiplíquese por 0.4535; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; y para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54.

TABLA 8-22 Medios de molienda

Material	Nombres industriales y/o nombres comerciales	Formas disponibles*
Óxido de aluminio	Alúmina, corindón	E,C,I
Carburo de silicio	Carborundum	C,I
Dióxido de silicio	Sílice, arena	I
Óxido de circonio	Zirconia, Zircoa	E,C,I
Silicato de circonio	Circón	E,C,I
Vidrio templado	Ceramedia	E
Poliamida	Nylon	E,C,
Divinilbenceno	DVB	E,C,
Polifluoroetileno	Teflón	C

* E = esferas, C = cilindros, I = formas irregulares.

Aunque no se cuenta con datos definitivos sobre la forma y la molienda de los medios, las esferas y los cilindros generan menos impurezas debido al frotamiento que las partículas irregulares. Los datos asociados con la molienda de bolas indican que las esferas son la forma más eficaz [Norris, *Trans. Inst. Min. Metall.*, **63**(567), 197-209 (1954)].

Los molinos agitados y vibratorios tienen ventajas especiales cuando se trata de la molienda de finos, ya que producen tamaños de partículas de 1 μm y más finos. No se necesita por lo común el gran impacto de los molinos de bolas convencionales, sino más bien una gran cantidad de impactos de baja energía que requieren: 1) medios de molienda pequeños y 2) altos niveles de vibración o velocidades de rotación.

En la figura 8-35 se ilustra un mejoramiento de eficiencia usual logrado para la molienda de circón a nivel de fracciones de μm. Aunque cada máquina tiene sus características peculiares y requisitos de tiem-

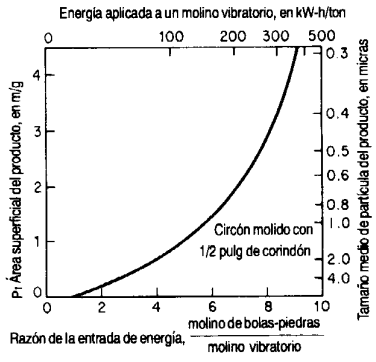


FIG. 8-35 Comparación de la energía entre molinos de bolas convencionales y vibratorios, contra la finura del producto. (*Sweco, Inc.*)

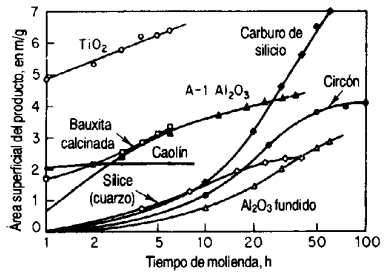


FIG. 8-36 Rendimiento típico de un molino vibratorio. (*Sweco, Inc.*)

po para diversas clases de molienda, en la figura 8-36 se presentan algunos resultados comunes que se obtuvieron con varios materiales en condiciones óptimas.

Molienda planetaria de bolas Este es un método que aumenta la fuerza gravitacional que actúa sobre las bolas en un molino de este tipo. Por ejemplo, los metales refractarios y los carburos se pueden moler 1 a 2.6 μm en un lapso de 5 a 20 minutos, en un aparato capaz de aplicar una fuerza centrífuga de 10 a 50 g [Dobrovol'skii, *Poroshk. Metall.*, 7(6), 1-7 (1967)]. Los molinos tipo planetario **Pulverit** son fabricados por la Geoscience Inc.

Los molinos planetarios de bolas de alta velocidad pueden utilizarse para efectuar pruebas rápidas de simulación de molienda de materiales en molinos de bola [Vock, *DECHEMA Monogr.*, **69**, III-8 (1972)]. El tamaño de los molinos de alta velocidad puede ser menor que el tamaño de los molinos de bolas de igual capacidad [Bradley, *S. Afr. Mech. Eng.*, **22**, 129 (1972)].

CLASIFICADORES DE PARTÍCULAS POR TAMAÑO QUE SE UTILIZAN CON MOLINOS DE TRITURACIÓN

En los molinos de bolas o de tubo pueden funcionar en circuito cerrado con clasificadores de aire externos, con o sin barrido o arrastre de aire. Si se utiliza esta última operación, se acostumbra colocar un separador de ciclón entre el molino y el clasificador. (Los principios de reducción de tamaño combinados con la clasificación también por tamaño se analizaron en la subsección "Características de los clasificadores de tamaño".) Asimismo, otras clases de maquinarias de molienda funcionan en circuito cerrado con clasificadores externos de tamaño (Fig. 8-12), como se describirán en los puntos apropiados en las páginas subsecuentes. Sin embargo, muchos tipos de trituradoras tienen arrastre de aire y están tan íntimamente conectados con sus clasificadores, que estos últimos se denominan clasificadores internos.

Clasificadores en seco Las **cribas** en seco se utilizan primordialmente en circuitos de trituradoras, ya que son más eficaces a niveles de malla 4, aunque en ocasiones se emplean hasta de malla 35. Por ejemplo, se pueden citar las cribas *Hummer (W.S. Tyler, Inc.)* o las *Rotex (Orvill-Simpson, Co.)* y el *separador Vibro-Energy (Sweco, Inc.)*.

La mayor parte de los circuitos de molienda en seco utilizan **clasificadores de aire**. Hay varias clases, pero todos ellos emplean los principios del arrastre por aire y la inercia de las partículas, que dependen del tamaño de las mismas. El tipo más simple de clasificador de aire es el elutriador, de los cuales un ejemplo es el clasificador de tipo de expansión Kennedy Van Saun. El clasificador Zig-Zag (*Alpine American Co.*) es un elutriador a contracorriente de varios elementos. La eficacia de la separación aumenta con la cantidad de elementos y estos dispositivos son eficaces en la gama de mallas 30-80.

Otro tipo de clasificador dirige una corriente de aire a través de la corriente de partículas que se desean clasificar. Como ejemplo de éste se puede citar el clasificador de flujo radial (*Kennedy Van Saun Corp.*) que se caracteriza por tener elementos ajustables que controlan el flujo y la clasificación. Uno de los desarrollos adicionales basados en este principio es el clasificador Vari-Mesh (*Kennedy Van Saun Corp.*), que controla la clasificación por medio de desviadores de flujo ajustables. Un cambio en la dirección de flujo de aire es el principio de operación del clasificador Superfine de flujo inverso (*Koppers Co. Inc.*) ilustrado en la figura 8-37.

Las **aletas rotatorias** son los elementos principales de varios tipos de clasificadores. Las aletas establecen un movimiento centrífugo que tiende a lanzar hacia el exterior las partículas más gruesas. Por ejemplo, está el Mikro-Atomizer (Fig. 8-47), en el que un ventilador externo obliga al aire a circular hacia adentro pasando a través de las aletas y arrastrando los finos. El movimiento centrífugo devuelve las partículas más gruesas hasta los martillos. Las aletas del clasificador tipo zumbador o de aletas perforadas que se muestran en el molino Raymond de lado alto (Fig. 8-45) tienen un efecto centrífugo similar que lanza a las partículas gruesas contra la pared de la cámara, en donde la menor velocidad de aire de la capa límite les permite volver a caer dentro de la zona de molienda.

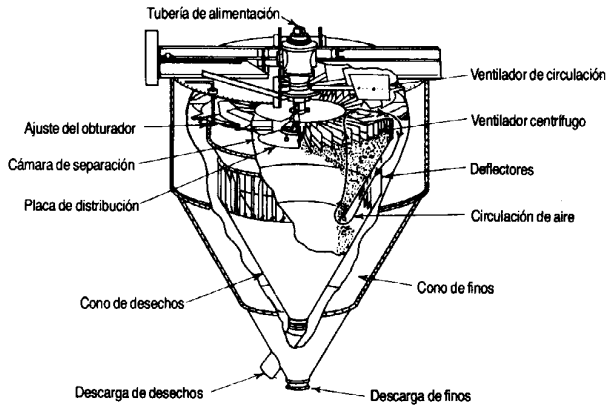


FIG. 8-37 Separador centrífugo Gayco. (*Universal Road Machinery Co.*)

Las aletas del rotor constituyen también un elemento de varios clasificadores externos que se emplean en la molienda seca en circuito cerrado. Éstos se denominan generalmente separadores o clasificadores mecánicos de aire. Como ejemplo se citarán el clasificador Whirlwind (*Sturtevant Mill Co.*), el separador centrífugo Gayco (*Universal Road Machinery Co.*, véase la Fig. 8-37) y el separador tipo zumbador (*Raymond Division of Combustion Engineering Inc.*). El material alimentado penetra en estos dispositivos a través de un canal colocado en la parte superior, y se distribuye entre dos placas giratorias de alimentación. Las partículas gruesas caen en un cono interno, en tanto que los finos deben pasar al interior a través de las aletas del rotor para moverse en sentido ascendente sobre la placa superior. El ventilador que se encuentra en la parte superior de la unidad hace circular el aire y los finos hacia afuera y abajo entre el cono central y una cubierta cónica exterior, hasta que pasa hacia adentro atravesando un conjunto de aspas fijas, cruzando por el material grueso descendente para ascender una vez más y elutriar dicho material grueso. Por esto se dice que estos clasificadores utilizan varios principios de separación.

Algunos clasificadores mecánicos de aire están diseñados de tal manera que el producto fino debe pasar radialmente hacia el interior, a través de las aletas del rotor, en lugar de seguir un movimiento espiral a través de ellas como sucede con las aletas del llamado tipo zumbador. Por ejemplo, se tiene el separador Mikron (*Pulverizing Machinery Co.*) y el clasificador Majac que va unido al molino de chorro Majac (Fig. 8-57).

Existen varios clasificadores mecánicos de aire que están diseñados para funcionar al nivel superfino de 10 a 90 μm. Dos de éstos son el clasificador espiral de aire Mikroplex MPVI (*Alpine American Corp.*) y el clasificador que es parte integrante del clasificador pulverizador Hurricane (*Bauer Bros. Co.*) descrito en la sección de "Molinos de martillos". Otro es el clasificador Donaldson. Cuando los clasificadores mecánicos de aire son parte integrante de un molino, las paletas rotatorias, el ventilador de aire y los elementos de molienda pueden montarse sobre el mismo eje o en diferentes ejes con unidades motrices independientes. La primera configuración permite una mayor simplicidad mecánica y a menudo una trayectoria de flujo de aire más sencilla. Las unidades motrices por separado permiten ajustar en forma independiente las velocidades del separador y el molino, por lo que proporcionan un servicio más variado y a menudo son más eficaces en la tarea de clasificación. A continuación se dan muchos ejemplos de este tipo de combinaciones. Además, el clasificador puede estar totalmente separado e ir conectado al molino en circuito cerrado por medio de conductos. En la figura 8-38 se ilustra un ejemplo. El aire de arrastre penetra al molino de bolas Hardinge y sale de él por el mismo extremo, mientras que el material recirculado grueso y el material alimentado entran por el otro. El producto fino es arrastrado por la corriente de aire y se extrae por la parte superior del clasificador hasta llevarlo al ciclón, en donde se separa el producto del aire. En el sistema de clasificación por aire se mantiene una presión negativa para evitar la formación de polvo.

Funcionamiento Cada tipo de clasificador presenta una variedad de tamaños que puede separar, aunque tales intervalos se pueden ampliar por medio de cambios del diseño que sacrifican la capacidad. Los clasificadores tipo deflector sin elementos giratorios llegan a dar un producto del 85% que pasa por un tamiz 250 μm aunque es más común que éste sea del 95% en mallas inferiores a 74 μm. Los clasificadores mecánicos de aire con elementos giratorios permiten obtener productos del 85% a través de una malla 250 μm, hasta finuras del 99.9% a través de una malla 44 μm. Un solo clasificador tipo zumbador está diseñado para funcionar dentro de límites de finuras de cerca de 95% por malla 74 μm, en tanto que el separador doble clasificador tipo zumbador se debe utilizar cuando se necesitan productos de mayor finura, en la gama de 99.9% o superior a ésta, pasando por una malla 44 μm. El tamaño de los clasificadores mecánicos de aire varía de 1 a 7 m (3 a 24 ft) de diámetro, con necesidades de potencia de 2 a 450 kW (3 a 600 hp). Los tipos superfino pueden dar un producto del 98% a través de 10 μm.

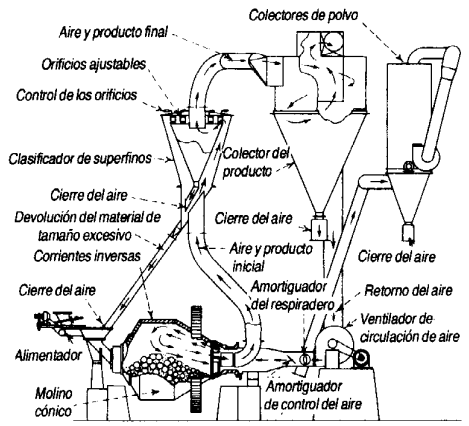


FIG. 8-38 Molino cónico Hardinge con clasificador de aire de corriente inversa.

Las curvas de eficiencia de separación usuales de los clasificadores de aire en función del tamaño de la partícula son como se ilustran en la figura 8-14. La cantidad del tamaño máximo de los finos puede ser muy baja, pero se tiene casi siempre de 10 a 30% de finos en el producto más grueso. Además, la separación en el tamaño de corte es casi siempre una curva gradual. Sin embargo, rara vez se dispone de datos de esta índole que se necesitan para evaluar el funcionamiento de los molinos en circuito cerrado. Para consulta de un método de prueba, véase la sección que trata sobre las características de los clasificadores de tamaño.

Clasificadores en húmedo. La molienda por vía húmeda en circuito cerrado es la regla en lo que respecta a operaciones a gran escala, debido a su mayor producción y economía. El clasificador en húmedo más sencillo es el **depósito de asentamiento** que se construye de tal modo que los finos no tienen tiempo para asentarse, y son arrastrados en tanto que el producto más grueso se dirige al punto de descarga central. Por ejemplo, se tiene el hidroclasificador Hardinge y el espesador Dorr. Cuando se desean hacer clasificaciones a un nivel de tamaño de μm, uno de los aparatos eficaces es la **centrífuga continua** del tipo de la supercentrífuga Sharpless o la centrífuga Bird. La separación no está muy bien definida en los sedimentadores y el gran espacio necesario representa una desventaja. En la sección 21 se describen los **clasificadores de rastrillo y tornillo**. La acción se realiza a contracorriente, de modo que la separación de los granos gruesos sea más eficaz. Por ejemplo, están el clasificador Hardinge a contracorriente (de tornillo) y el clasificador de rastrillo Dorr-Oliver. En las figuras 8-39 y 8-40 se muestran circuitos típicos que utilizan estos clasificadores en

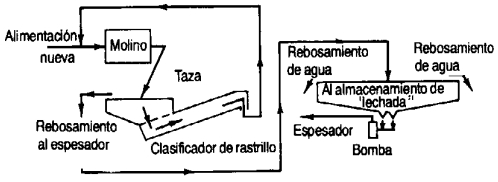


FIG. 8-39 Sistema de molienda en húmedo de una sola etapa y en circuito cerrado. [Tonry, *Pit Quarry* (febrero-marzo, 1959).]

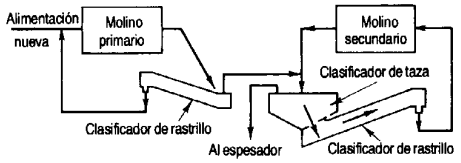


FIG. 8-40 Sistema de molienda en húmedo de dos etapas y en circuito cerrado. [Tonry, *Pit Quarry* (febrero-marzo, 1959).]

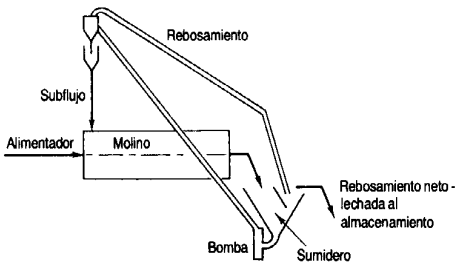


FIG. 8-41 Molienda en húmedo en circuito cerrado, con ciclón líquido/sólido. [Tonry, *Pit Quarry* (febrero-marzo 1959).]

plantas de procesamiento de cemento y minerales. Los **hidrociclones** se han convertido en los clasificadores de vía húmeda más populares en las operaciones de minerales, debido a su diseño compacto y a lo económico de su funcionamiento. El control se ve afectado por la alimentación a velocidad constante desde un sumidero o una sentina en la que el nivel de líquidos se mantiene haciendo variar la cantidad de agua dosificada conforme cambia la velocidad de alimentación de la lechada (véase la Fig. 8-41).

En la década de 1930 se hicieron varios intentos para utilizar **cribas** o **pantallas** para moliendas en circuito cerrado y por la vía húmeda, pero los costos de operación eran prohibitivos. En épocas recientes se han desarrollado cribas prácticas para circuitos de molienda. La primera de ellas fue la criba Dutch State Mines, que tiene una malla vibradora colocada en un plano curvo e inclinado, sobre la que fluye la lechada diluida antes de atravesarla.

El uso de telas de hule para criba resuelve los problemas de tapado [Wessel, *Aufbereit-Tech.*, **8**(2), 53-62; (5), 167-80; (8), 417-428 (1967), Michel, *Min. Mag. (London)*, ejemplar del resumen anual (5), 189-193, 207 (1968)]. Se emplea una capa superior de hule perforado con pequeñas ranuras para tamaños de partícula de 0.2 a 2.5 mm, que está sostenida por una capa inferior con orificios más gruesos. La velocidad de vibración es de 2500 a 3000 ciclos/min y la ventaja de estas pantallas o cribas es que se logra una separación considerablemente más bien definida y se devuelven al molino cantidades más pequeñas de finos. La separación en criba es bastante menos que perfecta, aunque no se tienen muchos datos publicados aún.

MOLINOS DE MARTILLOS

Estos molinos que sirven para pulverizar y desintegrar funcionan a altas velocidades. El eje del rotor puede ser vertical u horizontal, aunque predomina esta última modalidad. El eje sostiene a los martillos, llamados a veces agitadores, y pueden ser elementos en forma de T, de estribo, barras o anillos fijos o pivotados al eje o a los discos fijos que van sobre el eje. El rotor funciona dentro de un recipiente que contiene placas o revestimientos de molienda. El espacio abierto que se conserva entre los revestimientos y el rotor es importante con respecto a la finura del producto. La acción de molienda resulta de los **impactos** y la **fricción** entre los grumos o partículas del material alimentado, la **cubierta** y los elementos de la molienda. La finura del producto se regula cambiando la velocidad del rotor, la velocidad de alimentación o la abertura entre los martillos y la placa de molienda, así como cambiando la cantidad y el tipo de martillos utilizados y el tamaño de las aberturas de descarga.

La **descarga por criba o rejilla** de un molino de martillo sirve como clasificador interno, pero su área limitada no permite un aprovechamiento eficaz cuando se requieren aberturas pequeñas. Para satisfacer las especificaciones críticas del tamaño máximo en la gama intermedia, el molino de martillos puede operarse en circuito cerrado con cribas exteriores de mayor área que la que podría emplearse dentro del molino propiamente dicho. En tal caso, la criba de descarga de éste cuenta con aberturas mayores para retener el material de tamaño excesivo dentro de la zona de molienda.

El molino de martillos se fabrica en gran número de tipos y tamaños y se utiliza en una mayor variedad de materiales suaves que cualquier otra clase de maquinaria. La materia prima que se le alimenta debe ser del tipo no abrasivo con durezas de 1.5 o menos. El molino es capaz de recibir material de alimentación de 2 cm ($^3/_4$ de in), dependiendo del tamaño de la garganta de dosificación, y de reducirlo a un producto sustancialmente capaz en su totalidad de atravesar una malla No. 200. Para producir materiales dentro de la gama de tamaños finos, puede operarse en combinación con clasificadores de aire exteriores como el que se ilustra en la figura 8-38. Hay varias máquinas que tienen clasificadores de aire internos.

Molinos de martillos sin clasificadores de aire internos El **Mikro-Pulverizer** (Fig. 8-42) (*Pulverizing Machinery Co.*) es un molino de martillos de alimentación controlada sellada, abertura angosta y alta velocidad que se emplea para gran variedad de materiales no abrasivos, entre cuyas principales aplicaciones están azúcares, negro de humo, compuestos químicos, productos farmacéuticos, plásticos, materias primas de tinturas, colores secos y cosméticos. En la tabla 8-23 se proporcionan datos sobre varios aspectos de su funcionamiento. Las velocidades, tipos de martillo, dispositivos de alimentación, las variedades de armazones y las perforaciones de las cribas o pantallas pueden alterarse para satisfacer las aplicaciones, en particular, obteniendo con ello finuras y características de molienda que cubren una gran variedad de posibilidades. Algunas de las moliendas llegan a tener una finura del 99.9% con un tamiz de malla 325. El material alimentado debe reducirse casi siempre a 4 cm ($1^1/_2$ in) o más fino. Si el material de alimentación es mayor, quizá se requiera una trituradora auxiliar, de preferencia como unidad independiente, debido a que es difícil sincronizarlos dado que la trituradora se caracteriza por tener capacidades más grandes que el pulverizador. El acoplamiento ade-

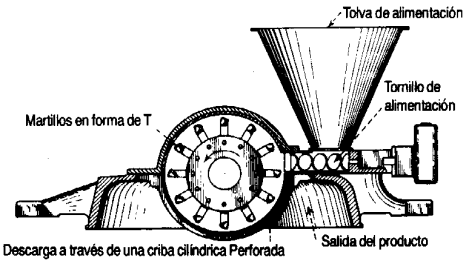


FIG. 8-42 Molino de martillos Mikro-Pulverizer. (*Mikropul Corporation.*)

TABLA 8-23 Rendimiento del Mikro-Pulverizer

Tamaño	Diám. del rotor, in	Máx. rpm	hp	Capacidades prom. en lb/h		
				Azúcar 6X	Lechada acuosa de arcilla y grafito	Pigmentos y colores (secos)
Bantam	5	16 000	$^3/_4$-1	75-100	75-100	70-90
1	8	9 600	3-5	350-550	550	300-500
2	12	6 900	$7^1/_2$-15	800-1500	750-1600	800-2000
3	18	4 600	20-40	2000-4500	4800	2500-4500
4	24	3 450	40-100	4000-9000	7000	4500-7000

NOTA: Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; y para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.4535.

cuado se logra mediante una regulación cuidadosa de las velocidades relativas de la trituradora y el tornillo o tornillos de alimentación.

En ocasiones se acostumbra emplear un revestimiento reemplazable para la cubierta del bastidor del molino en la forma de multitud de cortes, cuyo objeto es promover el rompimiento directo de las partículas que los martillos rotatorios lanzan contra la pared. Las puntas de los martillos pueden estar provistas de inserciones de carburo de tungsteno para darles mayor resistencia al desgaste, o bien, con puntas de Hastellite. Se puede añadir un alimentador inyector de aire para proyectar las partículas del material directamente frente a las puntas del martillo con el fin de proporcionar un golpe más directo e incrementar con ello la eficiencia del molino. La alimentación húmeda puede cargarse con dosificadores de tornillo o bombas, cuando se trate de molienda por vía húmeda.

Existe un sistema de molienda criogénico para la molienda de materiales resilientes y sensibles al calor. Consiste en un preenfriador y una unidad de alimentación en la que se rocía nitrógeno líquido al material que se va a moler. El material se somete a un tratamiento de quebrado a una temperatura de –200°C antes de la molienda.

Los Mikro-Pulverizers se fabrican en cinco tamaños, como se indica en la tabla 8-23. El tamaño más pequeño es el llamado Bantam, que se emplea profusamente en laboratorios para realizar trabajos de investigación y de tipo piloto. Los resultados se extrapolan y traducen a lo que podrá esperarse en unidades de producción de escala completa.

El **pulverizador de doble criba Blue Streak** (*Prater Industries, Inc.*) se utiliza para moler resinas, sales químicas, desechos de plásticos, productos alimenticios y materiales similares, hasta obtener un polvo granular uniforme con una finura de malla 30 o 40. El material de alimentación entra por extremos opuestos al rotor y pasa por tres etapas de reducción de tamaño por medio de martillos de tamaño descendente. Dos pantallas o cribas perforadas cubren más del 70% del área del tambor por las que pasa el producto para la clasificación final del tamaño.

El **pulverizador Atrita** (*Riley Stoker Corp.*) para carbón se presenta en diversos tipos simples dúplex. Las capacidades varían de 3400 a 25 000 kg/h (7500 a 54 000 lb/h). Esta clase de pulverizador utiliza una serie de martillos oscilantes pivotados a la rueda del rotor, alrededor de la cual se encuentra una rejilla estacionaria, separando una sección de tal modo que el material extraño se expulsa. Después de pasar por esta primera etapa, el carbón se conduce por medio de una corriente de aire hasta la segunda etapa, que consiste en hileras de clavijas fijas y movimiento alternante en donde se efectúa la mayor parte de la pulverización. Al salir de esta etapa, el carbón atraviesa un expeledor de varias aletas en forma de cuchara, sostenidas por el eje principal, en donde las partículas más pesadas se lanzan una vez más al compartimiento de pulverización, permitiendo tan sólo el paso de las partículas más finas que penetran por la entrada del ventilador y son arrastradas hasta el horno. Se puede introducir aire caliente a la máquina para secar el carbón, y una temperatura de 150°C seca al carbón con un 8% de humedad hasta aproximadamente 1%.

El **pulverizador Aero** (*Foster Wheeler Corp.*) se emplea para carbón, alquitrán y coque, arrastrando el material molido directamente hasta el horno. La máquina propiamente dicha se divide en dos o tres cámaras cilíndricas de pulverización. El aire primario se admite en el extremo de alimentación del material y entre la última cámara y el ventilador. El eje horizontal tiene discos que sujetan los martillos, y se tiene un grupo en cada cámara. El carbón se pulveriza por impacto y fricción. Los desviadores anulares de diámetros crecientes ubicados entre las cámaras retienen las partículas hasta que se hallan reducidas al tamaño apropiado para después descargarlas a la cámara final en suspensión con la corriente de aire. Se introducen gases calientes para secar el combustible pulverizado. El material refractario, por ejemplo, desechos de hierro, se suprime en la primera cámara de pulverización y se separa por medio de un receptáculo para desechos de hierro.

Desintegrador La máquina Rietz (Fig. 8-43) consta de un rotor que gira dentro de un receptáculo con una pantalla o criba de 360°C, cubriendo todo su contorno. El eje rotatorio es casi siempre vertical y el rotor incluye varios martillos diseñados para girar, con separaciones más o menos pequeñas en comparación con el interior de la criba cilíndrica que encierra la cámara de desintegración. Por lo común, los martillos están rígidamente fijos en el eje, colocados en orificios, sujetos con pasadores o bien soldados; pero cuando es conveniente, se utilizan martillos de vaivén.

Los **desintegradores Rietz** se encuentran en tres tipos. Los *desintegradores en línea* (serie RI) se diseñan para instalarlos en la línea de producción y su función no impide el flujo del proceso. Su aplicación primaria es en el mezclado, desmoronamiento y disolución de fluidos, suspensiones y pastas y la molienda y separación de sólidos muy fibrosos.

Los *desintegradores en ángulo* (serie RA y RP) se utilizan para el procesamiento fino de productos alimenticios y para la dispersión y homogenización fina en las industrias alimenticia y química. Los *desintegradores verticales* (serie RD) se utilizan para la pulverización en seco, molienda en fase húmeda para producir suspensiones o pastas, fragmentación, desfibrilación y procesamiento de frutas y verduras suaves para la obtención de pulpas finas.

Los desintegradores Rietz cuentan normalmente con diámetros de rotor que van de 10 a 60 cm (4 a 24 in), con velocidades de rotación que producen velocidades en la punta de los martillos que varían de 300 a 6700 m/min (1000 a 22 000 ft/min) y potencialmente entre 0.4 a 150 kW ($^1/_2$ a 200 hp). Sin embargo, existen también velocidades superiores y potencias de mayor nivel. Se tienen modelos de varios materiales de construcción, así como modelos sumamente sanitarios, de fácil limpieza o para trabajos industriales pesados (tabla 8-24).

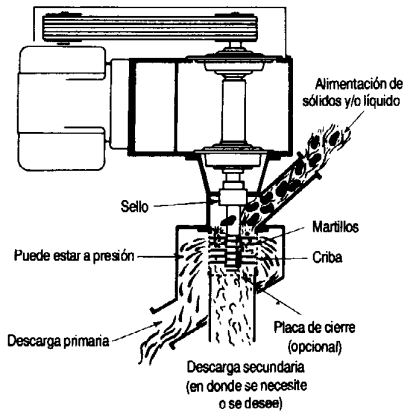


FIG. 8-43 Desintegrador Rietz. (*Rietz Mfg. Co.*)

TABLA 8-24 Rendimiento de los desintegradores Rietz

Modelo	Diám. del rotor, in	Máx. rpm	Intervalos de hp	Perforación de la criba, in	Aplicaciones usuales	
					Material	Capacidad
RA-1	4	16 000	1/2-5	1/32-1/4	Uso gral. de lab.	1-10 lb/min
RP-6	6	3 600	1-20	3/16	Rábanos picantes	300 lb/hr
RI-2	6 u 8	5 000	3-20	1/16	Desmoronamiento de detergentes	100 gal/min
RD-8	8	8 400	3-20	1/8	Recubrimientos de color	3600 lb/hr
RA-2	8 o 12	8 400	3-20	1/32	Carne cocida	3000-5000 lb/hr
RP-8	8	3 600	10-60	1/4	Descoagulación sanguínea	20 gal/min
RD-12	12	7 200	15-50	1/4-3/4	Poliestireno	3000-10 000 lb/hr
RA-3	12 o 18	6 500	10-75	3/64	Maíz calentado	350 lb/min
RP-12	12	3 600	20-75	3/8	Lechada de asbesto cemento	200 gal/min
RD-18	18	3 600	30-150	3/8	Desmoron. fertilz. quím.	15 tons/hr
RP-18	18	3 600	25-100	1/4	Grasas animales (90°F)	15 000 lb/hr
RD-24	24	3 600	75-400	1	Desmenuz. trozos madera	30 tons/hr
RI-4	24	3 600	50-200	1/4	Desmedulado del bagazo	30 ton/h (seco)

El caballaje máximo depende de la velocidad máxima.
Los modelos RA y RP están equipados normalmente con partes de contacto de acero inoxidable.
Existen algunos desintegradores para operaciones a presión.
Se tienen cribas en varios tamaños y tipos de perforación hasta 0.006 pulg.
NOTA: Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; y para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.4535.

Los **molinos Fitz** (*Fitzpatrick Co.*) consisten en varias series de molinos de martillos en configuraciones que se adaptan a una gran variedad de aplicaciones para el procesamiento de alimentos. Hay molinos de martillos y criba de alta velocidad con martillos planos para producir impacto, y martillos angostos o cortantes para materiales plásticos o fibrosos resistentes. También se producen molinos giratorios largos de diámetro pequeño para el procesamiento de pastas, así como masticadores dentados de dos ejes. Hay también trozadores y desmenuzadores dentados de un solo rodillo, con cuchillos fijos.

La Prater Industries, Inc. fabrica molinos con cribas y martillos angostos de vaivén para semillas oleaginosas y materiales fibrosos.

Los **molinos Turbo-Pulverizers y Turbo** (*Pallmann Pulverizer Co.*) combinan la acción de los molinos de martillos y de fricción, y tienen una aplicación especial en la molienda de materiales plásticos que se suavizarían en las condiciones cálidas de los molinos de alta energía.

Molinos de clavijas En contraste con los martillos periféricos de tipo rígido u oscilante, se tiene una clase de molinos de alta velocidad que cuentan con quebrantadores de clavijas, dentro del circuito de molienda. Estos pueden estar sobre un rotor con clavijas de estator entre hileras circulantes de clavijas que van sobre el disco del rotor, o bien, están montados en rotores que funcionan en direcciones opuestas, asegurando con ello un mayor diferencial de velocidad. Véase también el pulverizador Mikro-ACM que se describe más adelante.

Los **molinos Kollopex** (*Alpine American Corp.*) son molinos de impacto de alta velocidad con un disco estacionario y uno sin perno rotatorio. Los molinos se operan sin un cedazo y por lo mismo pueden usarse con materiales que tienden a bloquear otros sistemas (véase Fig. 8-44). La **cámara amplia Contraplex** es un molino similar, donde los dos discos son giratorios. Este equipo es adecuado para la molienda de materiales que tienden a formar depósitos o precipitados y para productos grasosos sensibles a la temperatura. Estos molinos se emplean en la molienda de alimentos, pesticidas, pigmentos y minerales suaves; molienda húmeda de suspensiones de PVC y la trituración de semillas de cacao, etc. Existe disponible el modelo de laboratorio.

Los **molinos de impacto Entoleter** (*Entoleter, Inc.*) son máquinas de eje vertical en las que el material de alimentación, al llegar al eje, es obligado a moverse en forma rotatoria y se lanza hacia el exterior a partir del rotor, para chocar contra un anillo externo. Se ha encontrado que las estructuras de clavijas son eficaces y, en éstas, las clavijas que van sobre el rotor realizan la tarea primaria de ruptura, mientras que el anillo externo de clavijas realiza la reducción subsecuente. Se dispone de una gama amplia de velocidades, en donde las más altas son para

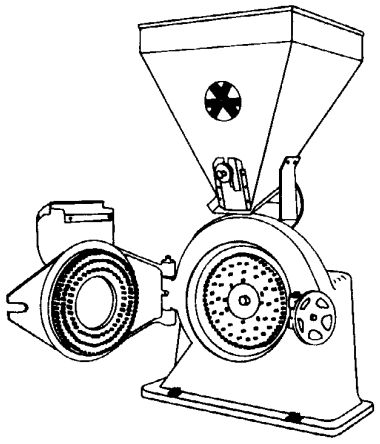


FIG. 8-44 Molino Alpine Kolloplex. (*Alpine American Corp.*)

pulverizaciones finas. Estos molinos trituran una gran variedad de sustancias de flujo libre o semilibre, hasta llegar a tamaños controlados predeterminados. Entre éstos están los plásticos, hule, asbesto a fibra, granos y harina, carbón, arcillas, escorias y sales. En algunos casos se requiere la clasificación externa del material para devolver el de tamaño excesivo una vez más al molino. Los materiales plásticos se fragilizan por medio de nitrógeno líquido u otros refrigerantes apropiados para reducir su elasticidad. Para las velocidades más elevadas, las clavijas del estator se montan sobre un anillo que se mueve en sentido inverso al del rotor central. Los molinos se caracterizan por una potencia baja, calentamiento reducido y gran capacidad.

Molinos de martillos con clasificadores de aire internos El **pulverizador Imp** (*Raymond Division, Combustion Engineering Inc.*) es un molino de martillos con arrastre o barrido de aire, como se observa en la figura 8-45. Esta máquina se fabrica en muchos tamaños, en donde el más pequeño tiene una hilera de martillos que requieren 7.5 kW (10 hp), hasta el de mayor tamaño, con seis hileras de martillos y un

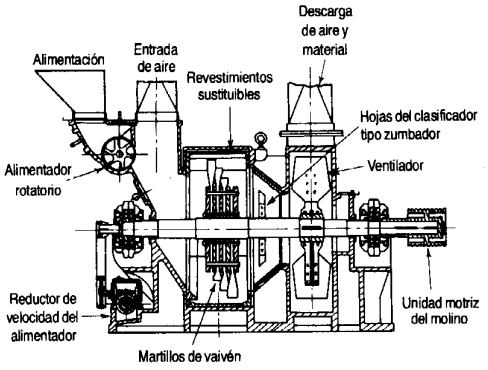


FIG. 8-45 Clasificación por aire con aleta perforada tipo zumbador, en combinación con un molino Raymond Imp.

requisito de potencia de 150 kW (200 hp) para impulsarlos. Las máquinas están equipadas con una tolva, debajo de la cual se tiene un alimentador de estrella, activado por un mecanismo de trinquete y engranaje.

En uno de los ejes del extremo del martillo está un ventilador y entre éste y los martillos se encuentra el separador tipo zumbador, que consiste en dos o más aletas delgadas cuyas puntas describen una leve curva para conformarse al bastidor que las contiene. La distancia entre las aletas y la cubierta se regula moviendo el separador tipo zumbador a lo largo del eje. Conforme éste se desplaza hacia los martillos, el producto resultante es más grueso. En la subsección "Clasificadores de partículas por tamaño que se utilizan con molinos de trituración" se describe el separador tipo zumbador. El producto clasificado pasa por el ventilador y se sopla hasta el recolector de ciclón, de donde se descarga en depósitos o recipientes. El aire retorna al pulverizador, con lo que se completa el ciclo.

Es necesario desalojar una cantidad pequeña de aire excedente en dirección hacia un colector final de polvo. Si se tiene un cuidado apropiado durante la alimentación del material y el manejo del producto, se obtendrá un funcionamiento relativamente libre de polvo.

Estas unidades Imp son excelentes como dispositivos de secado y se emplean profusamente para llevar a cabo simultáneamente tareas de secado, pulverización y clasificación.

El **pulverizador Automatic** (*Raymond Division*) es una máquina tipo martillo equipada con un clasificador de aire de muchas paletas que funciona al vacío (véase la subsección "Clasificadores de partículas por tamaño que se utilizan con molinos de trituración") o del tipo de doble clasificador tipo zumbador. Tiene un eje horizontal en el que van montados uno o más discos con martillos, un alimentador de estrella con mecanismo de trinquete y engrane recibe la materia prima proveniente de un depósito de material y la deja caer en la cámara de pulverización sobre la que está montado el clasificador de aire. El aire entra a la cámara de pulverización por la parte posterior y arrastra el material pulverizado. Las partículas que tienen la finura adecuada se soplan hasta el ciclón, del cual se descargan hacia los depósitos o recipientes, mientras que el material de tamaño excesivo se devuelve al pulverizador a través de la válvula inferior del cono interno. En la puerta de la cámara de pulverización va montado un lanzador o expulsador automático, cuya función consiste en separar el material resistente contenido en la alimentación, como la arena y la grava de la arcilla. Las impurezas del material del tamaño excesivo se acumulan en la cámara de molienda hasta que se recogen por medio de martillos que giran con extrema rapidez y se lanzan por la ranura de la puerta hacia la cámara de expulsión, en donde, finalmente, son rechazadas, haciéndolas pasar por la válvula de charnela. El regulador de tiro ubicado en la parte superior de la sección de expulsión se ajusta de tal modo que admite aire de la atmósfera que penetra al pulverizador a través de la ranura en la puerta. En su trayectoria a lo largo de la sección de expulsión, el aire limpia el material rechazado y arrastra las partículas finas nuevamente al interior de la cámara de pulverización.

Los componentes rotatorios del **molino vertical** Raymond están montados en el eje vertical y son el elemento de molienda, el clasificador tipo zumbador doble y el ventilador, que se muestran en la figura 8-46. La velocidad de la punta de los martillos asciende a 7600 m/min (25 000 ft/min), de modo que resulta muy eficaz para lograr una molienda más fina que el molino Imp, cuya velocidad de punta es 6400 m/min (21 000 ft/min). El molino vertical tiene también un clasificador más eficiente.

El doble clasificador tipo zumbador devuelve las partículas más voluminosas a lo largo de las paredes del molino hasta el elemento de trituración, como se describió en la subsección "Clasificadores de partículas por tamaño que se utilizan con molinos de trituración". La corriente de aire arrastra el producto fino haciéndolo pasar por el ventilador y atravesando la abertura de descarga. Las partículas finas se separan de la corriente del aire promedio de un colector de ciclón, conduciéndolas a un recipiente adecuado. El aire que descarga el ciclón retorna a la máquina en cualquier proporción deseada o se conduce a un colector de bolsas de tela.

Las máquinas se fabrican con rotores cuyos diámetros varían entre 45.7 y 88.9 cm (18 y 35 in), impulsados por motores de 15 y 110 kW (20 y 150 hp), respectivamente. Los molinos más grandes se conectan

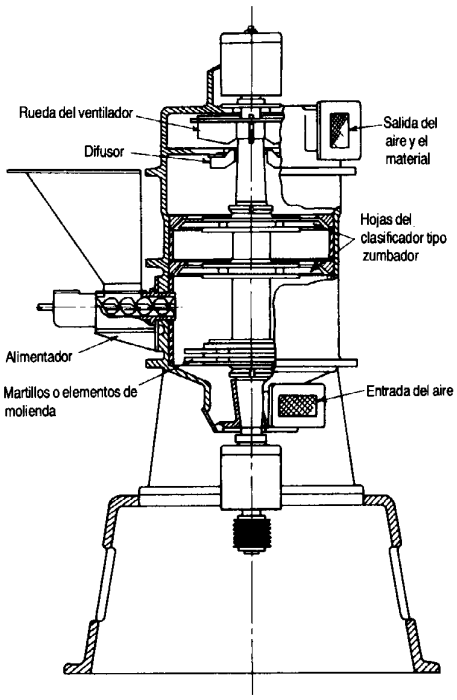


FIG. 8-46 Molino vertical Raymond. (*Raymond Division, Combustion Engineering Inc.*)

directamente a un motor vertical. La velocidad normal del rotor para el molino vertical Raymond de 45.7 cm (18 in) es de 6000 rpm y 3600 rpm para la máquina de 88.9 cm (35 in).

El campo de aplicación del molino vertical Raymond es en la producción de materiales cuyos límites de tamaño van desde 99% pasando por una malla de 44 μm hasta un 99% menor que 15 μm, dependiendo del estado de agregación del material alimentado. Se puede alcanzar un índice de producción de 227 kg/h (500 lb/h) con un compuesto químico en una máquina de 45.7 cm (18 in), que consume 13.4 kW (18 hp) cuando el producto es sustancialmente menor a 15 μm. En una operación con talco en una máquina de 88.9 cm (35 in) que necesita 110 kW (150 hp) para su funcionamiento, se obtiene una producción de 320 kg/h (700 lb/h). Si la producción es de 2250 kg/h (5000 lb/h), una muestra de producto deja una traza de talco en un tamiz de malla 325.

El **clasificador-pulverizador Hurricane** Bauer es un molino de martillos con un clasificador tipo zumbador o aleta perforada montado sobre un eje común. La velocidad de extremo o punta es 6700 m/min (20 000 ft/min). El clasificador es eficaz para tamaños de partícula abajo de 10 μm, y el molino tiene muchas aplicaciones en la industria del asbesto y para la molienda de caolín. Se fabrica en dos tamaños que requieren desde 45 a 93 kW (60 hasta 125 hp).

El **Mikro-Atomizer** (*Mikropul Corporation*) es una unidad de clasificación interna por sí sola, como se observa en la figura 8-47, y posee un eje rotor horizontal sobre el que van montados los martillos, las ruedas del clasificador y las del ventilador. El material se introduce a la unidad por medio de un mecanismo de alimentación por tornillo y entra en contacto con los martillos en forma de T y se divide en dos corrientes que describen un movimiento circular en espiral a cualquiera de los lados de los martillos, conforme se efectúa la molienda entre los martillos de alta velocidad y un revestimiento principal arrugado. El aire se impulsa por la unidad por medio de las aletas del ventilador; el funcionamiento del clasificador de aire se describe en la subsección "Clasificadores de partículas por tamaño que se utilizan con molinos de trituración". El producto fino se transporta a través del clasificador y los ventiladores, pasando por las salidas del producto que convergen casi siempre en un solo conducto y, a partir de ese punto, pasan directamente al filtro separador de polvo o bien a un ciclón o una combinación de ciclón y filtro de bolsa. Los factores que contribuyen a la obtención de partículas del orden más fino son: la más alta velocidad que desarrolla el rotor del clasificador, así como la del ventilador, el hecho de utilizar aspas más largas en la rueda del separador y un menor diámetro en la rueda del ventilador, y se emplean diversas combinaciones de dichos factores para obtener variaciones en los resultados.

Los Mikro-Atomizers se fabrican en tres tamaños, y en la tabla 8-25 se especifican sus características. Las dimensiones del material de alimentación se limitan a 1.9 cm ($^3/_4$ in) y menores. En la tabla 8-26 se señalan los resultados de funcionamiento del Mikro-Atomizer No. 6 para varios productos; en otros tamaños se obtienen finuras similares. El Mikro-Atomizer se emplea también para moler cacao con un contenido de manteca de cacao que va del 12 a 23%, pero que requiere refrigeración cuando se trata de obtener un producto que pase en un 99.5% por una malla 100 y 97.5% por una malla 200.

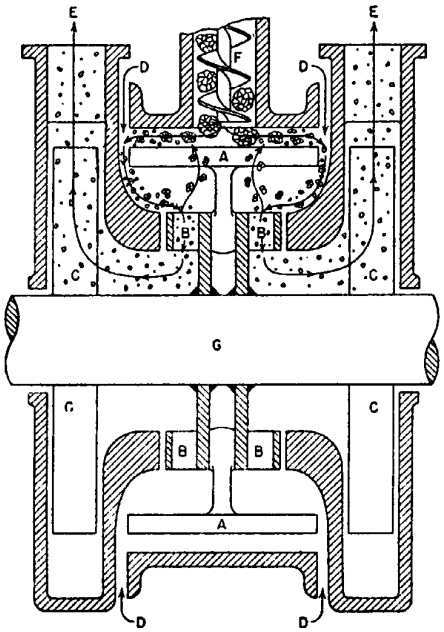


FIG. 8-47 Principio de operación del Mikro-Atomizer. [*Ind. Eng. Chem.*, **38**, 672 (1946).]

TABLA 8-25 Características de operación del Mikro-Atomizer

No. de máquina	Diám. del rotor, in	Máx. rpm del rotor	hp	Capacidad relativa
5	8	14 000	5	1
6	12	7 000	20	4
8	24	3 450	75	18

TABLA 8-26 Rendimiento del Mikro-Atomizer No. 6

Material	Tamaño de partícula, μm		Velocidad de producción, lb/h
	Prom.	Máx.	
Azúcar	19	40	500
Cloruro de polivinilo . .	10-12	20-30	125
Carbonato de calcio . . .	5	25	600
Carbonato de níquel . . .	2.5-5	10-20	300-650
Óxido de plomo	2	5	1250
Colores secos	4	15	500

El **pulverizador Mikro-ACM** (Fig. 8-48) es un molino de clavijas en donde el material alimentado se hace pasar por clavijas rotatorias y se recircula a través de un clasificador de aspas adyacente. El material que se va a moler se introduce a una tolva por medio de un mecanismo de alimentación de tornillo hasta el rotor de clavijas, en donde se produce el rompimiento del material. Las partículas se arrastran mediante una corriente de aire que penetra por debajo del rotor de clavija y ascienden entre la pared interna y el anillo de cubierta con desviadores que reducen el remolino del aire. A continuación las partículas se desvían hacia el interior por medio de un anillo dispersor de aire hacia un clasificador de rotor de aspas. El rotor se impulsa por separado mediante un control de velocidades que se ajusta independientemente de la velocidad del rotor de clavijas. Las partículas aceptables pasan hacia arriba por la abertura de descarga y se recogen en un colector. Las partículas de tamaño excesivo se arrastran hacia abajo debido a la corriente de aire que circula en el interior y se devuelven al rotor de clavijas para su reducción subsecuente. El flujo constante de aire a través del ACM mantiene una temperatura razonablemente baja que hace que

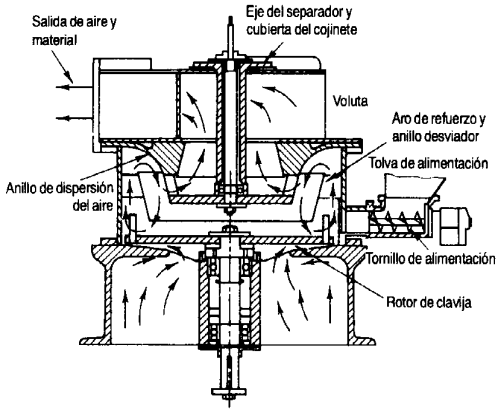


FIG. 8-48 Corte transversal del pulverizador Mikro-ACM, ilustrando el flujo del aire y el material. (*Pulverizing Machinery Co.*)

TABLA 8-27 Resultados de ensayos en el Mikro Pulverizer ACM Modelo 10*

Material	Finura	Salida, lb/h
Fosfato de amonio	98.8% pasa por malla 200	665
	86.7% pasa por malla 350	665
	63.6% pasa por malla 350	862
Apatita	25 μm máx. menor que 10 μm prom.	67
Calcita	25 μm máx. menor que 5 μm prom.	210
Material de tintura (negro)	9 μm máx. menor que 2 μm prom.	360
Goma	95.9% pasa por malla 200	32
	34.8% pasa por malla 200	68.5
Grafito	99.82% pasa por malla 300	110
Sulfato de potasio	92.8% pasa por malla 350	685
	80.6% pasa por malla 350	1 070
Resinas	25 μm máx. menor que 10 μm prom.	140
Resinas (termofijas)	15 μm máx. menor que 2-4 μm prom.	52
Resinas (ultrarresistentes)	97.6% pasa por malla 300	29.5
Goma laca	99.1% pasa por malla 200	77.5

*Consumo de energía, de 6 a 10 hp. Para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.4535.

sea una maquinaria ideal para manejar materiales sensibles al calor. En la tabla 8-27 se dan las capacidades típicas. Este molino se construye en cuatro tamaños: del modelo 10 al modelo 60.

El **Pulvocron** (*Strong Scott Mfg. Co.*) emplea una o más placas batidoras en cuya periferia van sujetos martillos rígidos de metal duro. Se impulsa dentro de una carcasa con espacios libres de apenas unas cuantas fracciones de pulgada, cuya periferia se corta casi siempre en forma de V (Fig. 8-49). El anillo de molienda se enfría con líquido que está en contacto directo con su periferia y el material alimentado entra alrededor del eje propulsor y el desmoronamiento inicial se realiza mediante las placas quebrantadoras del primer disco. Luego sigue una trayectoria perimetral con un componente axial hasta llegar a la cámara de clasificación, en donde se tiene un rotor con aletas que se impulsa y controla de manera independiente. El volumen de aire arrastra las partículas finas hacia el interior a una abertura de descarga axial, mientras que las partículas más gruesas se mantienen en el exterior gracias a la fuerza centrífuga. Éstas se descargan en la línea de retorno de los

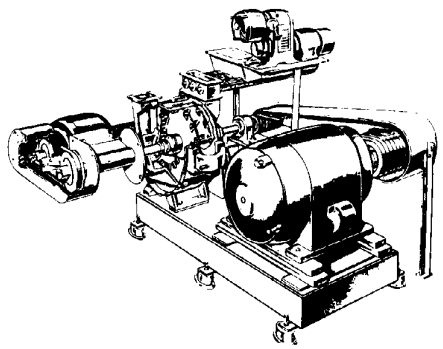


FIG. 8-49 El Pulvocron. (*Strong Scott Mfg. Co.*)

TABLA 8-28 Rendimiento del Pulvocron de 20 in

Material	Análisis de partículas, en peso	Capacidad, lb/h	hp
Sacarosa	97.5% menos malla 325	1800	60
Cloruro de sodio	99.4% menos malla 100	3600	50
	99.95% menos malla 325	160	45
Urea formaldehído y compuestos de melamina para moldeado	99.2% menos malla 80	1600	45
Paraformaldehído	99.7% menos malla 325	1300	40
Caseína	99% menos malla 80	560	50
Harina de maíz	88% menos malla 200	800	35
Escamas de soya	95% menos malla 200	2000	60
Esteroles	100% menos 5 μ	700	60
Lactosa	98.5% menos malla 200	1200	40
Alúmina hidratada	99% menos malla 325	700	30
Canela	99.7% menos malla 60	1000	50

NOTA: Para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.4535; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746.

desechos, junto con parte del aire y vuelven a la zona de baja presión cerca del eje de la entrada. En la tabla 8-28 se especifican los datos de rendimiento de este molino.

MOLINOS DE ANILLO Y RODILLO

Los molinos de anillo y rodillo (Fig. 8-50) vienen equipados con rodillos que operan en contra de anillos de molienda. La molienda se efectúa entre las superficies de los elementos de trituración, es decir entre el anillo y los rodillos. La presión se aplica por medio de fuertes resortes o a través de la fuerza centrífuga que ejercen los rodillos sobre el anillo. Puede hacerse que el anillo o los rodillos sean estacionarios, o que el primero esté en posición vertical u horizontal. Este tipo de molinos se denomina también de anillo y rollo, de rodillos o de velocidad intermedia. Los molinos de bola y anillo y los de taza o tazón son del tipo de anillos y rodillo.

Es preciso hacer una distinción entre los molinos de anillo y rodillo y los de rodillo. Los molinos de rodillo se emplean en la industria de las pinturas y se describen en la subsección "Molinos de frotamiento por discos", y los molinos de rodillo para harina se describen en la subsección "Cereales y otros productos vegetales".

Molinos de anillo y rodillo sin clasificación interna El **molino Sturtevant** tiene un anillo cóncavo vertical de molienda y se utiliza para materiales no metálicos, particularmente la roca fosfórica. Un molino No. 1 con clasificador exterior de aire muele de 1.8 a 3.6 Mg/h

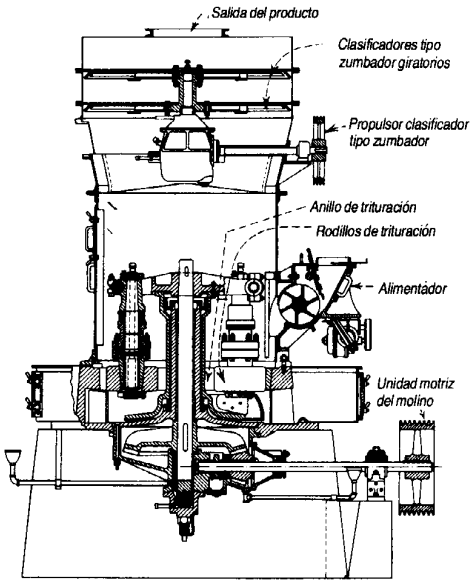


FIG. 8-50 Molino Raymond de lado alto con clasificador Whizzer interno.

(2 a 4 ton/h) de piedra caliza o roca fosfórica al 90% que atraviesa una malla No. 80. El **molino Kent Maxecon** se emplea para bauxita, coque, piedra caliza, magnesita y roca fosfórica. El anillo giratorio de molienda tiene un eje horizontal y el material alimentado cae sucesivamente a través de varias muescas o cortaduras. La construcción abierta reduce al mínimo la contaminación al cambiar de un material a otro. La capacidad en circuito cerrado con criba externa o clasificador de aire es de 3.6 Mg/h (4 ton/h) de roca fosfórica para acidulación o 9.1 Mg/h (10 ton/h) de piedra caliza para usos agrícolas.

Molinos de anillo y rodillo con clasificación interna por tamices. La acción de molienda del molino Hercules (*Bradley Pulverizer Co.*) consiste en que los tres rodillos se encuentran girando alrededor y contra de un troquel para crear una presión de molienda de aproximadamente 100 MPa (15 000 lbf/in^2). Esto puede producir una piedra caliza o roca fosfórica en un tamaño de malla menos 20, cuando la alimentación es de menos 5 cm (−2 in). El material se descarga de la cámara de molienda a través de una criba. La capacidad de este equipo es relativamente alta y llega a tener valores entre 23 y 45 Mg/h (25 a 50 ton/h) de piedra caliza seca de dureza promedio. Es posible alcanzar otros tamaños de producto cambiando la abertura de la criba o tamiz.

Molinos de anillo y rodillo con clasificación interna por aire Los pulverizadores Babcock & Wilcox, Tipo B, serie 100, constan de una sola hilera de bolas que operan entre un anillo inferior estacionario y un anillo superior giratorio. Los Tipos B, series 200 y 300, están diseñados con varias hileras de bolas para asegurar una máxima capacidad en el espacio ocupado. El pulverizador serie 200 tiene dos hileras de bolas, una sobre la otra. El anillo superior y el inferior son estacionarios y cuentan con un anillo intermedio que es el que gira. Se tienen resortes externamente ajustables que son los que cargan los elementos de molienda a la presión requerida. Los pulverizadores de la serie 300 incluyen una tercera hilera de bolas para incrementar más aún la capacidad factible.

El pulverizador B & W Tipo E, consiste en una sola hilera de bolas que funcionan entre un anillo rotatorio en la base y otro estacionario en la parte superior (Fig. 8-51). Cuenta con resortes de ajuste externo que aplican presión al anillo superior para conferirle la carga necesaria con

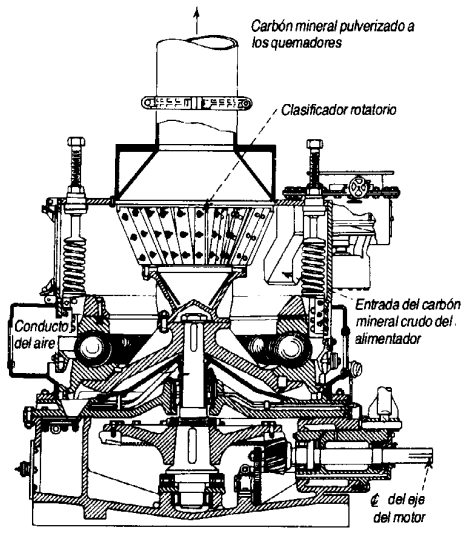


FIG. 8-51 Pulverizador B & W, Tipo E. (*Babcock & Wilcox Co.*)

el fin de lograr un pulverizador adecuado. Cuando está operando en húmedo, el carbón mojado se admite dentro de la hilera de bolas y se alimenta a través de los elementos de molienda por medio de la fuerza centrífuga. El pulverizador Tipo E es particularmente apropiado para la ignición directa de hornos rotatorios e industriales, en los que se requiere un control riguroso de la temperatura y son esenciales periodos prolongados de operación continua. Se construye en 17 tamaños con capacidades que ascienden a 12.6 Mg/h (14 ton/h) o más.

El molino de anillo y rodillo Raymond (Fig. 8-50) es del tipo de clasificación interna por aire. La base del molino cuenta con un anillo de molienda que está rígidamente fijo a ella y descansa en el plano horizontal. Debajo del anillo de molienda están las aberturas tangenciales de aire por las que éste penetra a la cámara de molienda. Cuenta además con un eje vertical impulsado desde la parte inferior que sujeta los muñones de rodillo. Los rodillos de la base giran sobre sus propios cojinetes, al mismo tiempo que se desplazan en torno al anillo. La fuerza centrífuga obliga a los rodillos pivotantes a oprimirse contra el anillo. La materia prima proveniente del alimentador cae entre los rodillos y el anillo, en donde es triturado. Tanto el movimiento centrífugo del aire como el de la reja mueven el material grueso hacia la línea de presión. El aire arrastra los finos y los transporta hacia arriba, partiendo de la zona de molienda, haciendo cierta clasificación en este punto. También se monta un clasificador de aire por encima de la zona de molienda para regresar el material de tamaño excesivo.

El método de clasificación utilizado con los molinos Raymond depende de la finura deseada. Si se necesita un producto de finura intermedia (hasta de 85 o 90% a través de una malla No. 100), se emplea un clasificador de aire de un solo cono, que consiste en una cubierta que rodea a los elementos de molienda y tiene una salida en la parte superior por la que se descarga el producto terminado, lo que se conoce como molino de lado bajo. En el caso de productos más finos y cuando se requieren cambios frecuentes en la finura, se utiliza el clasificador tipo Whizzer. Su modo de operación se describe en la subsección "Clasificadores de partículas por tamaño que se utilizan con molinos de trituración". Este tipo de molino es conocido como *molino de lado alto* (Fig. 8-50).

El molino Raymond de anillo y rodillo con clasificación interna por aire se emplea para la molienda de finos en grandes capacidades de casi

todos los minerales metálicos más suaves. Los materiales con una dureza de la escala de Mohs hasta 5, inclusive, se manejan económicamente en estas unidades. Los materiales naturales usuales que se tratan incluyen baritas, bauxita, arcilla, yeso, magnesita, roca fosfórica, pigmentos de óxido de hierro, azufre, talco, grafito y una multitud de materiales similares. Muchos de los pigmentos elaboradores y gran variedad de compuestos químicos se pulverizan a finuras extraordinarias en este tipo de unidades. Entre estos materiales se incluyen fosfato de calcio, fosfato de sodio, insecticidas orgánicos, almidón de maíz pulverizado y muchos otros materiales similares. Cuando estos molinos funcionan en forma adecuada en succión, son completamente automáticos y quedan libres de polvo. Se fabrican en seis tamaños básicos con potencias conectadas que van de 28 a 500 kW (40 a 700 hp) y las capacidades varían de 0.5 a 450 Mg/h (0.5 a 50 ton/h) dependiendo de la naturaleza del material y la finura exacta de la molienda.

El molino de anillo y rodillo Williams (*Williams Patent Crusher & Pulverizer Co.*) se puede adquirir con un clasificador interno del tipo de aletas rotatorias (el clasificador Spinner de aire), o bien con un clasificador de doble cono.

Los **molinos neumáticos Hercules de Bradley** (del tipo de barrido por aire) de la *Bradley Pulverizer Co.*, son molinos de pulverización centrífugos del tipo anillo-rodillo, que pueden ajustarse con dos o tres rodillos. Este equipo es adecuado para la pulverización de muchos materiales que originan un producto tan grueso como 98% en malla menos 20 hasta una finura de 99.5% en malla menos 325. Esta finura del producto se obtiene con un solo peso del material por el molino. El tamaño del producto pulverizado puede variar ajustando el selector de finura, montado en la parte superior del molino. El intervalo de capacidades de este equipo de molienda es de 225 kg/h (500 lb/h) a 45 Mg/h (50 ton/h).

El **pulverizador MBF** (*Foster Wheeler Corp.*), para molienda de carbón, también cuenta con tres rodillos de molienda unidos por pivotes al depósito de molienda. Estos pulverizadores se utilizan comúnmente en la industria de servicios y las capacidades disponibles son hasta de 80 Mg/h (90 ton/h).

Molinos de taza En el molino de taza Raymond, los muñones que sujetan los rodillos de molienda son estacionarios en tanto que el anillo de molienda es el que gira. La presión de molienda se produce por medio de resortes que se ajustan para conferir la presión necesaria, y la distancia entre los rodillos y el anillo se ajusta a cualquier abertura predeterminada. Los rodillos no tocan el anillo, de manera que no existe ningún contacto de metal a metal entre las superficies de molienda. La materia prima proveniente del alimentador cae dentro de la taza o tazón en donde, debido a la fuerza centrífuga de rotación, se ve forzada a concentrarse en la periferia entre el anillo y los rodillos, en donde se pulveriza. La acción de los rodillos ahusados sobre el ángulo del anillo hace que el material pulverizado ascienda y salga de la cámara de molienda. El aire con el material pulverizado pasa a un clasificador tipo doble cono, en donde el producto fino se separa y las partículas de mayor tamaño caen nuevamente a la taza donde se mezclan con la materia prima recién recibida. Este molino se diseñó especialmente para pulverizar carbón para el encendido directo de calderas. Asimismo, su uso se ha difundido mucho para el encendido de hornos industriales de diversos tipos. Los desechos de hierro y otros materiales duros extraños se expulsan por lo general del molino en forma automática a través de una boquilla.

MOLINOS DE FROTAMIENTO POR DISCOS

El molino de discos o fricción es un equivalente moderno de los antiguos molinos de piedra. Las piedras se sustituyen por discos de acero en los que se montan placas de molienda intercambiables ya sea metálicas o abrasivas, que giran a velocidades mucho mayores, permitiendo con ello una gama más amplia de aplicaciones. Estas máquinas tienen un lugar especial en la molienda de materiales orgánicos resistentes, como la pulpa de madera y granos de maíz. La molienda se lleva a cabo entre las placas que pueden operar en plano vertical u horizontal; uno o los dos discos giran y, cuando los dos lo hacen, la rotación se efectúa en direcciones opuestas. El conjunto, que comprende un eje, los discos y las placas de trituración, se denomina **impulsor**. El material de alimentación entra por un canal cerca del eje, pasa entre las placas de molienda y se descarga en la periferia de los discos. Las placas de molienda se sujetan a los discos por medio de pernos y la distancia entre ellas es ajustable.

El **molino de fricción** Sprout-Waldron (Fig. 8-52) se produce en modelos de uno o dos impulsores con discos de 48 a 122 cm (12 a 48 in) de diámetro y cuyas potencias ascienden a 1100 kW (1500 hp). El uso de una variedad de placas y construcciones de cubierta hace que estas unidades tengan aplicaciones de lo más variado, yendo de granulación a pulverización y desmenuzamiento. El modelo de un solo impulsor con placas, que cuenta con hileras circulares concéntricas de dientes realzados en la malla de la placa giratoria, oponiéndose a los

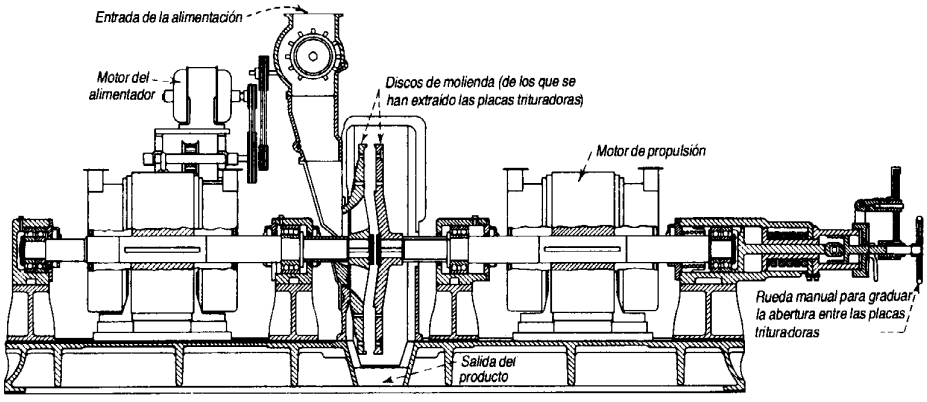


FIG. 8-52 Molino de frotamiento de doble impulsor. (*Sprout, Waldron Companies.*)

que se encuentran en la placa estacionaria, actúa de una manera muy semejante al molino de martillos, y los dientes actúan como los martillos fijos, sirviendo para aplicaciones de la índole antes citada.

Los **molinos de dos discos** (*Bauer Bros. Co.*) se emplean para la molienda de sustancias fibrosas y no fibrosas, el esponjado de materiales fibrosos, el mezclado intensivo de polvos finos y la hidratación de materiales celulares. Se fabrican en tres tamaños con diámetros de disco que van de 61 a 91 cm (24 a 36 in) y potencias de 37 a 150 kW (50 a 200 hp).

En general, los molinos de un solo impulsor se usan para los mismos fines que los de dos impulsores, excepto que reciben una materia prima más gruesa, su gama de reducción para un material dado es más limitada y ofrecen, correspondientemente, salidas superiores con un gasto menor de potencia. Además, hay varias aplicaciones singulares que caracterizan a estas unidades, por ejemplo, el esponjamiento o mullido de la pulpa en hojas proveniente de rodillos continuos para las que los medios de entrada al molino de doble impulsor no son apropiados. Se puede utilizar la misma variedad de tipos de placas en los molinos de uno o dos impulsores. Aunque las placas de dientes cortantes se utilizan en ciertas aplicaciones para simular la acción del molino de martillo, en general se aplican casi siempre a tareas especializadas de rompimiento, desgarramiento o quebrantamiento controlado, como sucede al descascarar la materia prima. Los datos de rendimiento incluidos en la tabla 8-29 ejemplifican las aplicaciones del molino de frotamiento.

La **trituradora Frigidisc** (*Young Machinery Co.*) es un molino del tipo de fricción por discos de un solo impulsor y de fabricación resistente que se construyó para ser empleada en la industria de la recuperación del hule. Este molino es apropiado para materiales que deben molerse con un mínimo de aumento de temperatura, por ejemplo, a la reutilización de desechos de llantas, caucho sintético y otros materiales de naturaleza dura y elástica. Los dos discos de molienda, uno estacionario y otro móvil, se enfrían por medio de un líquido circulante para poder ejercer en ellos una presión elevada.

TABLA 8-29 Rendimiento de los molinos de frotamiento por discos

Material	Detalles de la reducción de tamaño	Unidad*	Capacidad, lb/h	hp
Celulosa alcalina	Desfibrado por xantación	B	4 860	5
Asbesto	Mullido y desfibrado	C	2 500	50
Bagazo	Desfibrado	B	1 826	5
Recortes de bronce	De 1/8 in a tamiz No. 100	A	50	10
Cera de Carnauba	De tamiz No. 4 a 65% < tamiz No. 60	D	1 800	20
Residuos de hierro fundido	De 1/4 in a tamiz No. 100	A	100	10
Virutas de hierro fundido	De 1/4 in a tamiz No. 100	E	500	50
Cáscaras de coco	De 2 × 2 × 1/4 in a tamiz 5/100	B	1 560	17
	De tamiz 5/100 a 43% < tamiz No. 200	D	337	20
Corcho	De tamiz 2/20 †a 2/120 < tamiz No. 200	D	145	15
Mazorcas de maíz	De 1 in a tamiz No. 10	F	1 500	150
Aceite de semilla de algodón y disolvente	Separación de aceite de productos de tamiz 10/200	B	2 400	30
Mica	De 4 × 4 × 1/4 in a tamiz 3/60	B	2 800	6
	De 8/60 a 75% < tamiz 60/200	D	510	7.5
Tortas de semillas oleaginosas (hidráulica)	De 1 1/2 in a tamiz No. 16	F	15 000	100
Residuos de semillas oleaginosas (prensa de tornillo)	De 1 in a tamiz No. 16	F	25 000	100
Residuos de semillas oleaginosas (disolvente)	De 1/4 in a tamiz No. 16	F	35 000	100
Trapos	Desfibrado para materia prima del papel	B	1 440	11 10
Ramio	Desfibrado	B	820	10
Sulfato de sodio	De tamiz 35/200 a tamiz 80/325	B	11 880	50
Lámina de pulpa de sulfito	Mullido para la acetilación, etc.	C	1 500	15
Polvo de madera	De tamiz 10/50 a 35% < tamiz No. 100	D	130	15
Resina de madera	De 4 in máx. a 45% < tamiz No. 100	B	7 200	

*A-Molino de 8 in de un solo impulsor
B-Molino de 24 in de un solo impulsor
C-Molino de 36 in de un solo impulsor
D-Molino de 20 in de dos impulsores
E-Molino de 24 in de dos impulsores
F-Molino de 36 in de dos impulsores

† 2/20, o menor que tamiz No. 2 y mayor que tamiz No. 20.

NOTA: Para convertir pulgadas a centímetros, multipliquese por 2.54; para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multipliquese por 0.4535; y para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multipliquese por 0.746.

Los **molinos de piedra** o muelas de asperón son del tipo de fricción que cuenta con piedras duras circulares que sirven como medios de trituración, y son en general muelas francesas, estadounidenses o tipo Esopo, aunque también se utilizan combinaciones de piedras de esmeril, muelas francesas y Esopo, o polvo de piedra y rocas esmeriles. Los molinos de piedras se siguen utilizando para la molienda de ciertos cereales y granos. El material de alimentación entra al molino a través de un hueco central de una de las piedras y se distribuye entre las caras de éstas en donde se va triturando al mismo tiempo que se desplaza hacia la periferia.

Los molinos de piedra o de muelas para "molienda de pintura" se han visto sustituidos por el **molino de rodillos** (Fig. 8-53). Estos últimos constan de dos a cinco rodillos lisos (llamados a veces rollos) que funcionan a velocidades diferenciales. Se acostumbra alimentar una pasta entre los dos primeros, que son de velocidad baja, y se descarga después del último rodillo, de alta velocidad, por medio de una hoja raspadora. La pasta pasa de la superficie de un rodillo a la del siguiente debido a la velocidad diferencial que aplica también un esfuerzo cortante a la película del material que pasa por ellos. La técnica del molino de rodillos y su funcionamiento fueron estudiados por Hummel [*J. Oil Colour Chem Assoc.*, 270-277 (junio, 1950)] y Krekel [*Chem. Ing. Tech.*, **38**(3), 229 (1966)] hizo una exposición del desmenuzamiento de conglomerados en este tipo de molino.

MOLINOS DE DISPERSIONES Y COLOIDES

La situación de la molienda cambia cuando, en vez de desmenuzar partículas individuales, es preciso romper grumos o conglomerados unidos por fuerzas más o menos leves. Por ejemplo, está la reducción de pigmentos para incorporarlos a vehículos líquidos en la elaboración de pinturas. Otras estructuras comparativamente débiles pueden reducirse de esta misma manera. Los purés, las pastas alimenticias, las pulpas y sustancias de esta índole se procesan en este tipo de molino. La dispersión se asocia también con la formación de emulsiones que son básicamente sistemas de dos fluidos. Las mieles, salsas, leche, ungüentos, cremas, lociones, asfalto y las emulsiones de pintura y agua pertenecen a esta categoría. Hay una clase especial de molinos que se utiliza para operaciones de dispersión y de tipo coloidal, y operan basándose en el principio de **esfuerzo cortante del fluido** a alta velocidad. Aunque son una clase especial de trituradoras, no realizan en realidad un trabajo de molienda propiamente dicho, y su función consiste en separar los conglomerados o bien, en el caso de las emulsiones, cortar las fases de los fluidos a fin de producir gotitas dispersas de tamaño diminuto, del orden de 1 μm.

Un análisis matemático realizado basándose en el funcionamiento de **Kady** y otros molinos de coloides, coincide perfectamente bien con

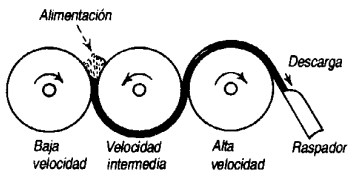


FIG. 8-53 Molino de rodillos para la molienda de pintura.

los resultados experimentales [Turner y McCarthy, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **12**(4), 784 (1966)]. Zimmerman y Lavine [*Cost Eng.*, **12**(1), 4-8 (1967)] describieron varios modelos del molino Kady citando tanto sus capacidades como sus costos. Los requisitos de energía difieren tanto entre los materiales de que se trate, que con frecuencia se emplean otros dispositivos para alcanzar el mismo fin. Entre éstos están los agitadores de alta velocidad, las mezcladoras de turbina, los molinos de piedras, los vibratorios, así como las muelas o piedras de molino, discos, martillos y rodillos. En algunos casos se han utilizado dispositivos sónicos y se han obtenido buenos resultados.

Los molinos de coloides que se utilizan para la dispersión o la emulsificación se clasifican en cuatro grupos principales: de martillos o turbina, discos de superficie lisa, discos de superficie rugosa o áspera y los dispositivos de válvula u orificio. El principio de su funcionamiento es crear una corriente de fluido de alta velocidad en la que se ejerzan fuerzas cortantes extraordinarias dentro del fluido, que sirven para dividir las partículas. A menudo se recurre al uso de auxiliares químicos en forma de agentes de dispersión, que son de gran utilidad.

La concentración de energía en los molinos de esta clase es alta, y se tiene una cantidad considerable de calentamiento, efecto que se reduce casi siempre mediante el uso de una chaqueta o cubierta enfriada por agua. En otros casos, como sucede cuando las emulsiones se calientan, la cubierta sirve para efectuar dicho calentamiento.

El **molino Morehouse** (*Morehouse Industries, Inc.*) es del tipo de disco de alta velocidad (Fig. 8-54). La fase no dispersa se alimenta en la parte superior y atraviesa por los discos convergentes, en donde se lanza hacia el exterior en dirección de la periferia. Conforme las partículas de mayor tamaño se dividen y la dispersión se hace más fina, la corriente se somete a una energía mayor aún entre la zona más angosta del espaciamiento del disco para completar la desintegración y asegurar la inexistencia esencial de partículas de gran tamaño.

En el **molino Premier** (*Premier Mill Corp.*), el rotor tiene la forma de un cono truncado. Las superficies son lisas y se pueden hacer ajustes del espacio libre desde 25 μm (0.001 in) hasta dimensiones mayores. El molino tiene una chaqueta cubierta para regular la temperatura y se encuentran en construcciones de tipo líquido y conexión directa con rotores de 15 a 38 cm (6 a 15 in). Estos molinos operan a 3600 rpm con capacidades que ascienden a 5.7 m^3/h (1500 gal/h), y potencias hasta de 75 kW (100 hp). Las partes móviles se fabrican con la aleación Invar, que no se expande lo suficiente para cambiar la abertura de molienda si se produce un calentamiento excesivo. El rotor se recubre con Stellite o carburo de silicio para asegurar una mayor resistencia al desgaste. Para operaciones en plantas piloto, el molino Premier se produce con rotores de 7.5 y 10 cm (3 a 4 in). Esos molinos tienen transmisión de banda y funcionan entre 7200 y 17 000 rpm con capacidades de 0.02 a 0.6 m^3/h (5 a 150 gal/h).

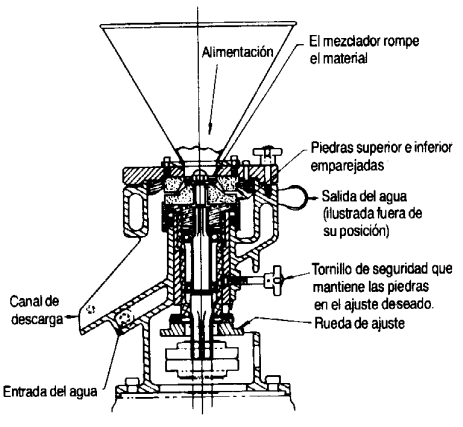


FIG. 8-54 Molino de coloides modelo M. (*Morehouse Industries, Inc.*)

El **molino Charlotte** (*Chemiolloid Corp.*) se basa también en la rotación a alta velocidad, en donde el fluido corre entre un rotor cónico ranurado o estriado y un estator cónico correspondiente que va también ranurado. El espacio libre entre ambos se regula por medio de un dispositivo de ajuste calibrado que se maneja desde el exterior.

Las corrientes en remolino que se forman en las ranuras someten al producto tanto a un esfuerzo cortante hidráulico como de impacto. Todos los modelos funcionan a 3600 rpm y se producen en los siguientes tamaños:

Potencia		Capacidad	
kW	hp	l/min	gal/h
2	3	1.3-3.2	20-50
5	7	3.2-6.3	50-100
15	20	6.3-25	100-400
37	50	25-63	400-1000
56	75	63-315	1000-5000
93	125	190-440	3000-7000

El modelo W-10 de laboratorio funciona a 0.75 kW (1 hp) y tiene una capacidad de 4 a 190 L/h (1 a 50 gal/h). Estos molinos se producen con varios materiales, incluyendo acero inoxidable, níquel, n onel, bronce y hierro colado. Hay un modelo ND especial diseñado para la elaboración de mayonesa y aceites para ensalada. También hay modelos sanitarios para el procesamiento de materias alimenticias.

El **dispersor-homogeneizador Tri-Homo** tiene una cabeza de estator y un rotor de alta velocidad para el que se dispone de varios diseños de ranuras, así como los tipos liso y abrasivo.

El **molino Gaulin para coloides** tiene un rotor liso en forma de disco. El material de alimentación se lanza inicialmente hacia afuera a lo largo del disco y luego en torno al borde y hacia adentro, generando una acción de *dos etapas*. El ajuste de la abertura en el rotor y la cubierta puede reducirse a magnitudes del orden de 25 μm (0.001 in). El rotor se fabrica de acero inoxidable y funciona a 3600 rpm y este molino tiene una chaqueta para controlar la temperatura.

El **molino Manton-Gaulin** utiliza una válvula y un impactor. En este dispositivo, la suspensión gruesa se bombea por un orificio angosto para aumentar su velocidad a niveles cercanos a la sónica. Esto produce fuerzas cortantes poderosas que reciben un mayor impulso conforme la corriente de alta velocidad choca contra un anillo de impacto en donde cambia de dirección. Esta operación finaliza mediante un alto orden de turbulencia que se convierte en trabajo de dispersión.

MOLINOS HIDRÁULICOS O DE CHORRO

Gossett [*Chem. Process.* (Chicago), **29**(7), 29 (1966)] presentó una descripción detallada de molinos de este género. Los **molinos hidráulicos** se clasifican según la naturaleza de la acción de molienda que desempeñan. En una de sus clases, la energía del fluido se obtiene en corrientes finas de alta velocidad con cierto ángulo en torno a una porción, o en toda la periferia de una cámara trituradora y clasificadora. En este grupo están el Micronizer, el pulverizador de chorro, el Reductionizer, el Jet-O-Mizer, y algunos otros de estructura similar. En la otra clase, corrientes del fluido arrastran las partículas a alta velocidad hacia una cámara en donde se tienen dos corrientes que chocan entre sí. Los molinos Donaldson y algunos otros pertenecen a esta categoría. Ya sea que las partículas sean conducidas por el chorro o se intercepten con chorros en ángulo mientras se desplazan alrededor de la cámara de molienda y clasificación, se registra gran liberación de energía y se obtiene un alto orden de turbulencia que hace que éstas se desmenucen entre sí y se subdividan. No todas las partículas se muelen por completo, de manera que es necesario llevar a cabo una operación de clasificación para devolver las de mayor tamaño a fin de realizar una reducción subsecuente. La ma-

yor parte de estos molinos emplean la energía de la corriente de fluido en movimiento para efectuar una clasificación centrífuga. El molino Donaldson difiere en que utiliza un clasificador mecánico de aire.

El **Micronizer** (*Sturtevant Mill Co.*) consta de una cámara de molienda circular de poca profundidad en donde el material que se va a pulverizar se somete a la acción de varios chorros de fluidos gaseosos que salen de orificios espaciados en torno a la periferia de la cámara, como se observa en la figura 8-55. El gas rotatorio debe descargarse en el centro, arrastrando con él los finos, en tanto que las partículas de mayor tamaño se lanzan hacia la pared en donde se someten a una reducción posterior por impacto de las partículas contenidas en los chorros aplicados. La salida de la cámara de molienda conduce directamente a un recolector centrífugo del producto. Se han efectuado estudios fotográficos y matemáticos del funcionamiento de esos molinos [Rumpf, *Chem. Ing. Tech.*, **32**(3), 129-135; (5), 335-342 (1960); *traducciones A.T.S.* 668GJ, 844GJ].

Los molinos Micronizer se construyen en nueve tamaños estándar cuyos diámetros van de 5 a 107 cm (2 a 42 in), con capacidades de 250 g/h a 1.8 Mg/h (lb/h a 2 ton/h).

El tamaño del material de alimentación debe ser menor que 1 cm ($^3/_8$ in). El índice de producción, el consumo de fluidos y las cifras correspondientes a la finura son como se indican en la tabla 8-30.

El **pulverizador de chorro** (*Jet Pulverizer Co.*) es otro molino de bandeja poco profunda, con chorro en ángulo, y pertenece al tipo de clasificación radial hacia adentro, como el Micronizer.

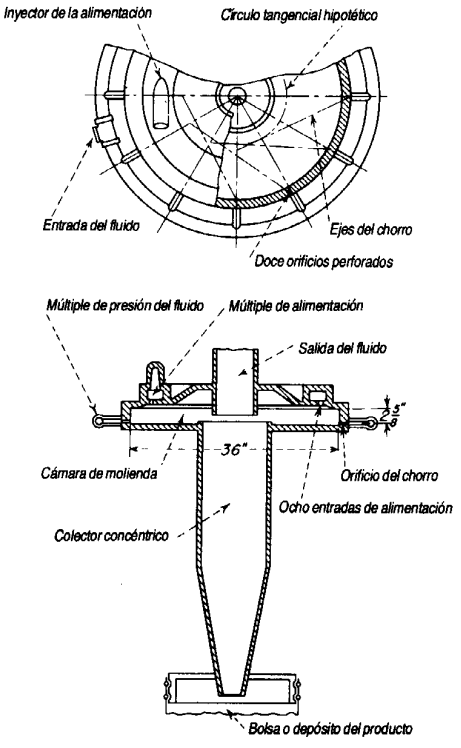


FIG. 8-55 Molino hidráulico (de chorro) Micronizer.

TABLA 8-30 Rendimiento de un Micronizer*

Material	Tamaño prom. del producto, μm	Alimentación: Tamaño, No. de tamiz	Alimentación: Velocidad, lb/h	Consumo de fluido, g fluido/g sólidos: Aire	Consumo de fluido, g fluido/g sólidos: Vapor
Grafito de Ceilán	2	3	200	...	8.5
Criolita	3	60	900	...	4.0
Piedra caliza	3.5	80	1000	...	4.0
Talco duro	3.5	20	1000	...	4.0
Gel de sílice	5.5	8	500	...	3.5
Talco suave	6.5	20	1800	...	2.5
Barita	3.5	40	1800	...	2.2
Carbón bituminoso	2	10	1300	...	1.2
Resina copal	5	2	600	7.5	
Mineral de wolframita	5.5	10	800	5.6	
Azufre	3.5	3	1300	3.5	

* *Ind. Eng. Chem.*, **38**, 672 (1946). Para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.4535.

El **Jet-O-Mizer** (*Fluid Energy Processing and Equipment Co.*) es una máquina que pertenece al grupo de molinos que utiliza un toro elongado y hueco que se coloca en posición vertical. El principio de operación es semejante al del Micronizer, en donde el material de alimentación entra tangencialmente a la corriente que fluye en remolino y los materiales finos salen por el centro.

Los **molinos de aire Trost** de la *Colt Industries* se encuentran disponibles en cinco tamaños (Fig. 8-56). El más pequeño (Gem T) es una unidad de investigación y puede emplearse para estudios de molienda fina. Las capacidades de los molinos de este tipo son de 1 a 2300 kg/h (2 a 5000 lb/h). La velocidad de flujo de aire varía de 0.2 a 28 m^3/min (7.0 a 1000 ft^3/min). Es posible la encapsulación de partículas mediante la inyección de material de recubrimiento en la alimentación.

El **pulverizador de chorro Majac** (*Donaldson Company, Inc.*) pertenece también al tipo de chorro opuesto, aunque su clasificador es mecánico (Fig. 8-57). Se acostumbra emplear un alimentador de tornillo o de otro tipo para descargar el material que se va a pulverizar en la zona de impacto o dentro del clasificador, dependiendo de la materia prima de que se trate. El fluido y el polvo de los chorros pasan al clasificador mecánico que se localiza arriba. El material de tamaño excesivo fluye en sentido descendente pasando por un espacio anular y actuando en contra del aire de elutriación, atravesando dos brazos descendentes hasta las boquillas, en donde se acelera por medio de co-

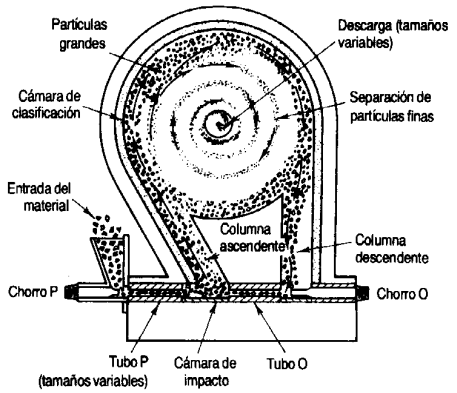


FIG. 8-56 Molino de chorro Trost. (*Colt Industries.*)

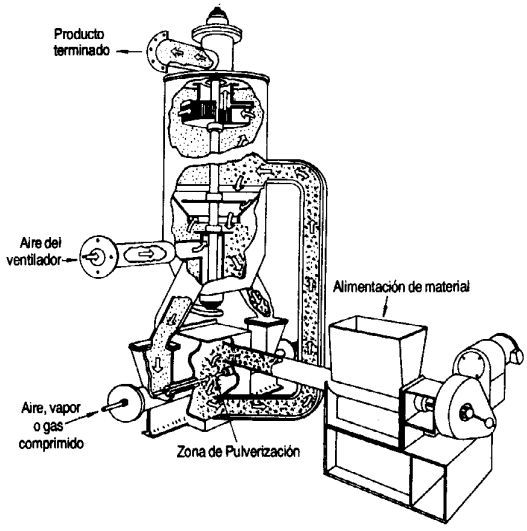


FIG. 8-57 Pulverizador de chorro Majac. (*Donaldson Company, Inc.*)

rrientes de fluido opuestas de alta velocidad que chocan entre sí. La finura se controla primordialmente por la velocidad del clasificador y la cantidad de aire del ventilador que se emite al clasificador; pero se pueden obtener otros efectos variando la presión de la boquilla, la distancia entre las bocas de la bóveda del conducto eyector del chorro y la posición del disco del clasificador. Estos pulverizadores se fabrican en 30 tamaños, operan con cantidades de aire comprimido que van de 0.6 a 13.0 m^3/min (20 a 4500 ft^3/min) aproximadamente. En la mayor parte de las aplicaciones, los aspectos económicos del empleo de esta clase de pulverizador de chorro son atractivos dentro de la gama del 98% a través de una malla 200 o más fina; además, cuando se requieren productos más finos, esta clase de equipo ofrece mayores ventajas.

En la tabla 8-31 se incluyen muchos materiales que ilustran la gran variedad de tipos y la amplia gama posibles. La alúmina representa un material muy duro y abrasivo, en tanto que el ftalato de difenilo ejemplifica materiales con puntos de fusión a 60°C (140°F) aproximadamente. Aunque el pulverizador de chorro se emplea por lo común para moliendas muy finas, el feldespato, la sílice y el carbón representan materiales comunes que se procesan de ordinario para obtener tamaños de partículas gruesos. La mica es ejemplo de materiales difíciles de manejar, debido a su estructura quebradiza. El grafito y las tierras raras representan una pulverización relativamente fina.

NUEVOS MÉTODOS

Sólo una vez cada 15 años, un método nuevo de reducción de tamaño llega a tener éxito. A pesar de esto, se han propuesto muchos métodos y otros han sido estudiados, algunos de los cuales se describen posteriormente. La información puede ser útil para juzgar otros métodos nuevos que pueden llegar a ser propuestos.

Evitar la reducción de tamaño Como la reducción de tamaño es una operación difícil e ineficiente, en algunas ocasiones es más conveniente evitarla y utilizar otro método. De esta manera, en vez de tener grandes cristales para molerlos posteriormente, sería preferible precipitar o cristalizar el material al tamaño deseado. De esta manera puede ser posible controlar el proceso para tener una menor distribución de tamaños que la obtenida por reducción de tamaño.

Algunos materiales que se preparan en forma fundida se convierten ventajosamente en hojuelas mediante enfriamiento continuo de una capa delgada en la superficie de un tambor rotatorio. Otra forma es el aspersado del material fundido utilizando un secador de aspersión con aire frío; con este método se evita el enfriamiento masivo y la pulverización subsecuente. Para consulta de detalles sobre estos métodos, véase el índice.

Es posible preparar polvos ultrafinos en plasmas de alta temperatura. Las partículas menores de 1 μm y mayores cuya superficie estructural no es muy común, se forman de acuerdo con Waldie [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **48**(3), T90 (1970)]. Aquí se analizan los costos de energía.

Efectos térmicos Daellenbach y sus colaboradores [*Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **250**(3), 212-217 (1971)] investigaron cómo mejorar la molibilidad de la taconita por pretratamiento. El calcinado en atmósfera reductora tiene el mayor efecto, pero también es eficaz el enfriamiento desde la temperatura de transición de los cristales de cuarzo. El índice de trabajo disminuye a 13% para la molienda de partículas de −355 μm (malla 48), pero sólo a 60% para partículas de −38 μm (malla 400). Devore [*Contrib. Geol.*, **8**(1), 21-26 (1969)] realizó algunos cálculos sobre este aspecto y los resultados sugieren que los esfuerzos resultantes de la contracción térmica diferencial en cristales de minerales adyacentes son suficientes para causar ruptura quebradiza de rocas sujetas a cambios térmicos, y esto puede explicar algunos de los resultados de Daellenbach.

La expansión térmica es también la causa del alisamiento superficial por un método poco común (el empleo de pulsos grandes de láser), según Bristow y sus colaboradores [*Nature*, **222**(5188), 27-29 (1969)].

Es posible romper piezas de roca mediante choques térmicos, causados por absorción de energía de radiofrecuencia. Matthaei

TABLA 8-31 Capacidades del pulverizador de chorro Majac*

Material	Tamaño de partícula terminada	Tamaño de molino	Producción lb/h	Fluido de molienda utilizado
Alúmina	Malla − 325, 3 μm prom.	15	12 000	Vapor, 6300 lb/h @ 100 lb/in² manométricas, 750°F
Carbón bituminoso	90%, malla − 325	20	8 000	Aire, 3000 pie³ estándar/min @ 100 lb/in² manométricas, 70°F
Ftalato de difenilo	Malla − 325, 20-30 μm máx., 4.2 μm prom.	2-5	435	Aire, 300 ft³ estándar/min @ 100 lb/in² manométricas, 70°F
Feldespato, sílice	99% − malla 200	15	8 500	Aire, 1350 ft³ estándar/min @ 100 lb/in² manométricas, 800°F
Grafito				
Mica	90% − 10 μm	1.5-2.5	50	
Mineral de tierras raras	95% − malla 325	8	1 600	Aire, 75 ft³ estándar/min @ 100 lb/in² manométricas, 70°F
	60% − 1 μm	8-15	400	Aire, 720 ft³ estándar/min @ 100 lb/in² manométricas, 800°F
				Aire, 720 ft³ estándar/min @ 100 lb/in² manométricas, 800°F

*°C = (°F − 32) × 5/9. Para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multipliquese por 0.4535; para convertir libras por pulgada cuadrada manométricas a kilopascales, multipliquese por 7.0.

[*Bergbauwissenschaften*, **15**(9), 338-346; (11) 411-420 (1968)] describió una antena Yagi para enfocar la energía sobre la pieza, además de las características que la roca debería tener para absorber la energía. Se presentaron resultados de pruebas llevadas a cabo con piedra caliza. Pickarski [*Can. Min. J.*, **87**(6), 66-69 (1966)] describió experimentos similares para provocar fracturas en minerales de asbesto, donde se emplearon corrientes de radiofrecuencia. Los materiales con protuberancias grandes son adecuados para este tipo de tratamiento, y no debe esperarse obtener productos muy finos.

Sarapuu (U.S. Patents 3 179 187, 3 169 577 y 3 460 766) hace una demostración del calentamiento eléctrico utilizado para romper rocas de diferentes minas de mineral de hierro en Missouri y Minnesota. El calentamiento es debido a las resistencias de contacto e interna a la electricidad y el funcionamiento depende de la conductividad eléctrica de la roca. El equipo para lograr esto se encuentra disponible en forma comercial. Se utilizan los electrodos multipunto y barrenos eléctricos. El consumo de energía eléctrica para la aplicación de este método es de 1 a 2 kWh/tonelada de roca.

La trituración electrohidráulica es un método poco común que aún no ha encontrado aplicación práctica. El método aplica una chispa de descarga bajo el agua en presencia de las piezas que van a romperse. Ohme [*Freiberg. Forschungsh.*, **A425**, 31-84 (1968)] informó acerca de una investigación extensa, que trató de encontrar aplicación práctica al método, pero el consumo de energía es diez veces mayor que con los métodos convencionales.

Granulación por tensión Bond [*Min. Eng. (London)*, **60**(1), 63-64 (1968)] intentó inducir el rompimiento sin aplicación de una presión de desperdicio y llegó a la conclusión de que las limitaciones prácticas inherentes se han encontrado para los siguientes métodos: rotación de partículas, vibración resonante, trituración electrohidráulica, calentamiento por inducción, liberación repentina de gas y rompedores de efecto desbastador.

Bergstrom [*Miner. Process.*, **8**(4), 14-18 (1967)] logró la granulación bajo tensión mediante rotación con un disco, como en la falla de una rueda de molienda. La energía suministrada es baja, pero los fragmentos obtenidos son grandes. De hecho, la gráfica de la nueva superficie contra la energía muestra una línea recta extrapolada de los resultados publicados sobre experimentos de compresión, donde se observa que la granulación por tensión no es el método más eficiente.

Ruptura explosiva Cuando un material permeable contiene gas o líquido bajo presión, la repentina liberación de esa presión puede ocasionar un rompimiento explosivo. La ruptura de la madera se ha desarrollado bajo el proceso Masonite (U.S. Patent 1 578 609). El IIT Research Institute ha desarrollado un método para el rompimiento de carbón sometiéndolo a un humedecimiento supercrítico y expansión constante a través de una boquilla [Massey, Brabets y Abel, U.S. Patent 4 313 737]. Las partículas de carbón son molidas a un tamaño más fino que 4 μm, mientras que otros minerales permanecen en forma relativamente más gruesa.

Molinos especiales de volteo Plank [*Zem.-Kalk-Gips*, **60**(3), 95-197 (1971)] describió las placas recubiertas colocadas en forma sesgada, que supuestamente establecen que las bolas más grandes están en la zona de alimentación y las más chicas en la zona de descarga del producto. Si el producto en los molinos no está bien mezclado, esta vieja idea haría que las bolas de mayor dimensión actuaran sobre las partículas mayores y esto incrementaría la razón de molienda. A pesar de esto, aún no se publican datos que demuestren que las placas sesgadas causen la clasificación de las bolas.

PRÁCTICAS DE TRITURACIÓN Y MOLIENDA

CEREALES Y OTROS PRODUCTOS VEGETALES

Harina y alimentos El **molino de rodillos** es la máquina que tradicionalmente se emplea para la molienda de trigo y centeno para convertirlos en harina de grano fino. Uno de los molinos usuales que se utilizan para este fin tiene dos pares de rodillos capaces de efectuar dos reducciones por separado. Después de cada reducción, el producto se conduce a una máquina de cribado para separar la harina fina, en tanto que el producto grueso se devuelve para su reducción posterior. El material de alimentación se dosifica en la parte superior en donde un sacudidor vibratorio lo disemina y extiende hasta formar una capa delgada en todo lo ancho de los rodillos.

Los rodillos se fabrican en varios tipos de corrugado. Hay dos tipos estándar que son los de mayor uso general: el sin pulir y el pulido; el primero de ellos se utiliza primordialmente para el trigo y el centeno, en tanto que el segundo se destina al maíz y a otros productos alimenticios. En condiciones comunes se utiliza un rodillo afilado contra otro también afilado cuando se muele trigo muy resistente; un rodillo romo y rápido contra un rodillo lento y afilado para trigo ligeramente quebradizo y un rodillo romo contra otro rodillo romo para trigo muy quebradizo. La relación de velocidad es por lo común $2^1/_2$ a 1 para rodillos corrugados y $1^1/_4$ a 1 para rodillos lisos. Al examinar las marcas dejadas en los fragmentos de granos, se llegó a la conclusión (Scott, *Flour Milling Processes*, Chapman & Hall, London, 1951) de que la acción diferencial de los rodillos llega realmente a romper el grano y despojar el endospermo de la cáscara o cubierta.

Los **molinos de martillos** o **clavijas** de alta velocidad efectúan una *molienda selectiva* hasta cierto punto. Estas máquinas, combinadas con la clasificación por aire, producen fracciones con un contenido proteínico controlado. Como ejemplo de esta combinación, se puede citar el molino de martillos huracán Bauer, combinado con el clasificador superfino Alpine Mikroplex. La harina con un contenido proteínico distinto se necesita para la elaboración de panes y pasteles, y estas clases de harina se producían con anterioridad sólo mediante la selección del tipo de trigo, que está limitado por las condiciones de cultivo reinantes en regiones específicas [Wichser, *Milling*, **3**(5), 123-125 (1958)].

No obstante, los **molinos de rodillos** y **de frotamiento con discos** se siguen utilizando para la molienda del trigo. En la tabla 8-32 se señala el rendimiento del molino de atracción con discos y un solo impulsor.

TABLA 8-32 Características de funcionamiento de un molino de frotamiento marca Robinson, de un solo impulsor, en la molienda de granos

	Tamaño del molino							
	16 in	18 in	20 in	24 in	26 in	30 in	32 in	36 in
Velocidad, rpm[1]	2500	2250	2200	1800	1600	1400	1300	1200
Velocidad, rpm[2]	1000	950	900	800	750			
Capacidad[3] . .	1200	1600	2000	3300	4000	5000	5300	6300
Capacidad[4] . .	1200	1300	1500	1900	1900	2200		
Capacidad[5] . .	65	80	100	150	200			
hp[6]	9-12	10-15	12-18	20-30	22-32	25-35	28-38	30-50
hp[7]	5- 8	6- 9	8-10	9-12	10-15	12-18		

[1] Rpm cuando se muelen alimentos o harina de maíz
[2] Rpm cuando se tritura maíz
[3] Molienda de alimentos, libras por hora
[4] Molienda de harina de maíz, libras por hora
[5] Trituración de maíz, *bushels* por hora
[6] Potencia cuando se muelen alimentos o harina de maíz
[7] Potencia cuando se tritura maíz

NOTA: Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.4535; y para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746.

Soya, tortas de soya y otras tortas prensadas Después de efectuar la tarea de granulación en los rodillos, los gránulos se tratan por lo común en prensas o con disolventes extractados para separar el aceite. El producto proveniente de las prensas se conduce a los molinos de atrición o a los rodillos de harina y luego a las máquinas de cribado, dependiendo de si el producto acabado se va a convertir en alimento tratado o en harina. Si la torta completa se pulveriza sin eliminar las partículas fibrosas, se puede moler en un molino de martillos con o sin clasificación de aire. Un molino de martillos de 15-kW (20 hp) con clasificador de aire, moliendo tortas comprimidas, tuvo una capacidad de 136 kg/h (300 lb/h), y el 90% del material pasó a través de la malla No. 200, y otro molino de martillos y criba de 15-kW (20 hp) realizando una molienda en malla de 0.16 cm ($^1/_{16}$ in) produjo 453 kg/h (1000 lb/h).

El método utilizado para moler tortas comprimidas depende de la naturaleza de éstas, su pureza, el aceite residual y el contenido de humedad. Muchos de estos materiales se tratan en molinos de martillos, sobre todo cuando no se requiere una reducción fina. En muchos casos, este tipo de molinos se emplea meramente como un desintegrador preliminar seguido de un molino de atrición. En la tabla 8-29 se señalan los rendimientos típicos de un molino de atrición. Se puede obtener un producto más fino en un molino de martillos en circuito cerrado utilizando cribas exteriores, o bien un clasificador. En la tabla 8-33 se especifican los resultados obtenidos con molinos de martillos en la desintegración de las tortas de linaza, de semilla de algodón y un expulsor de tortas.

Los molinos de martillos de alta velocidad se emplean con mucha frecuencia para la molienda de harina de soya. Por ejemplo, el molino Raymond Imp con clasificador de aire se utiliza primordialmente con soya extraída con disolvente.

Almidón y otras harinas La molienda del almidón no es particularmente difícil, pero se deben tomar precauciones para evitar explosiones; los almidones no deben entrar en contacto con superficies calientes, chispas o llamas cuando están suspendidos en aire. Véase "Propiedades de los sólidos: Seguridad" en donde se dan indicaciones respecto a precauciones de seguridad. Cuando se requiere un producto de finura media, se usa un molino de martillos de tipo criba. Es así como se maneja la harina de papa o patata, de tapioca, de plátano (banana) y otras similares. Para productos más finos se acostumbra recurrir a un molino de impacto de alta velocidad como es el de clavijas Entoleter, en circuito cerrado con un cribado de tela, un clasificador de aire interno o cribas vibratorias.

MINERALES

Minerales metalíferos Las operaciones de molienda más generalizadas son las que se realizan en el procesamiento de minerales y la industria del cemento. La trituración es uno de los problemas sobresalientes en la práctica de la molienda, y uno de sus principales factores de costo. Los fabricantes de molinos, los operadores y los ingenieros han visto que es necesario comparar las prácticas de molienda de una planta con las de otra, en un intento por evaluar circuitos y prácticas (Arbiter, *Milling in the Americas*, 7th International Mineral Processing Congress, Gordon y Breach, New York, 1964). Los minerales extraídos directamente de la mina tienen un alto contenido metálico, y requieren tan sólo una trituración preliminar antes de alimentarse a un alto horno o a una fundidora. Cuando estos minerales de alto contenido metálico se agotan, es necesario concentrar los de valores inferiores. Los minerales de cobre nativo de Michigan han sido reemplazados por los minerales de cobre pórfido del suroeste. Inicialmente se trabajó con los depósitos que contenían de 2 a 4% de cobre; pero ahora los minerales de 0.40% deben procesarse por molienda y flotación. La eficacia del molino de circuito cerrado con clasificadores por vía húmeda ha reabierto en épocas recientes la Iron Range de Minnesota, permitiendo el beneficio económico de los minerales de hierro de taconita, que contienen hasta $^2/_3$ de ganga de cuarzo duro. Aplicando procedimientos de molienda, separación magnética o flotación de espuma y granulación, se produce un material de alimentos para altos hornos más uniforme y esto hace que la producción del hierro sea mayor que cuando se trata de minerales sacados directamente de la mina.

TABLA 8-33 Resultados de operaciones con molinos de martillos Williams, desintegrando diversas tortas de semillas

Material	Capacidad, toneladas/h: Harina de chícharo	Chícharo, más fino	Extrafino	hp
Torta de semilla de algodón	1	$^3/_4$-1	$^1/_2$	8-12
Torta del expulsor	$2^1/_2$-3	$2^1/_2$-3	2	25-30
Torta de linaza	6-8	5-6	4-5	50-60

NOTA: Para convertir toneladas por hora a megagramos por hora, multiplíquese por 0.907; para convertir caballos de potencia (hp), a kilowatts, multiplíquese por 0.746.

En la figura 8-58 se ilustra un diagrama de flujo de un procesamiento de mineral de hierro. Para la molienda del mineral de cobre más suave se puede eliminar el molino de rodillos, y las etapas de la trituración de tamaño grueso y la molienda de bolas se amplían, para llenar ese vacío.

En la actualidad se ha despertado gran interés por la **molienda autógena** de minerales de hierro y cobre. Cuando este método tiene éxito, se obtienen ciertas economías debido a la eliminación del desgaste de los medios. Es probable que otro de los aspectos que favorecen su eficacia sea el uso de cargas circulantes mayores y una mejor clasificación. Estas mejoras se derivaron de la necesidad de utilizar molinos de

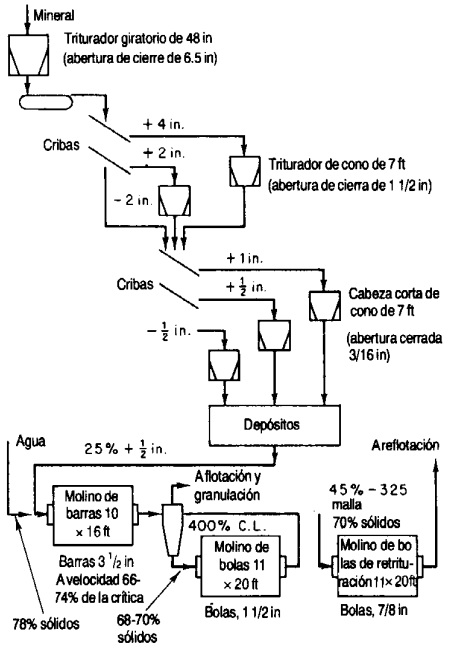


FIG. 8-58 Diagrama de flujo simplificado de la Cleveland-Cliffs Iron Co. Concentrador Republic para minerales de hierro de minas. Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir pies a centímetros, multiplíquese por 30.5. (Johnson y Bjorne, *Milling in the Americas*, Gordon y Breach, New York, 1964.)

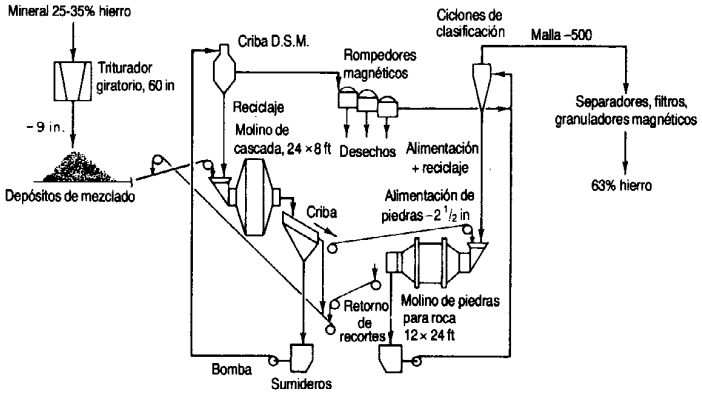


FIG. 8-59 Diagrama de flujo simplificado del concentrador Empire para minas de hierro, de la Cleveland-Cliffs Iron Co., consistente en dos etapas de molienda autógena por vía húmeda. Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir pies a centímetros, multiplíquese por 30.5.

diámetros mayores para obtener una molienda con medios de roca que tuviera una gravedad inferior a la de las bolas de acero. La dificultad principal está en el arreglo de circuitos de trituración y la molienda propiamente dicha, para que se asegure un abastecimiento constante de los trozos grandes de minerales y sirvan como medios de la molienda. Esto no se puede lograr con rocas demasiado frágiles. En la figura 8-59 se ilustra un diagrama de flujo para un circuito autógeno típico por vía húmeda.

Minerales no metálicos En ese caso se utilizan procesamientos de molienda tanto en seco como en húmedo. La **molienda seca** es menos costosa que la húmeda para tamaños gruesos, porque se obtiene un producto seco sin necesidad de pasar por una etapa final de secado. La molienda en seco se realiza con molinos de bolas, piedras, rodillos y de martillos, con clasificación de aire en circuito cerrado. El 99.8% del producto atraviesa un tamiz de malla 325. Los molinos de chorro generan productos en la gama de 5 a 15 μm; pero a un costo mayor.

Los **procesos por vía húmeda** utilizan molinos de bolas y piedras, molinos agitados y de medios vibratorios así como de paletas. Los procesos húmedos aprovechan de una manera más eficaz la clasificación en agua, utilizando clasificadores de taza y cono, los hidroseparadores, espesadores, centrífugas continuas y ciclones, filtros al vacío y secadores rotatorios, de bandeja o túnel. Después de un secado, generalmente se debe romper la torta obtenida en algún tipo de desintegrador o pulverizador, a menos que se haya secado al rocío. El objetivo de un proceso puede ser obtener muchos grados del mismo material, conectando clasificadores y cribas al sistema de molienda a fin de separar los productos de distintas dimensiones. La selección del equipo depende casi siempre de **1)** la dureza y **2)** las contaminaciones. La capacidad de cualquier sistema decrece rápidamente al aumentar la finura del material, y esto se aplica sobre todo a materiales no metálicos en los que se necesita una finura extrema.

Arcillas y caolines Hay dos procesos para preparar arcillas: el de vía seca y el de vía húmeda. Las partículas de arcilla se encuentran en la naturaleza en tamaño fino; pero se someten a una molienda para desmenuzar los grumos y los aglomerados. Este proceso de desaglomeración es más completo cuando se hace por la vía húmeda.

En los **procesos por vía seca** la arcilla extraída con un 22% de humedad se divide en trozos de menos de 5 cm (2 in) en un molino rotatorio de impacto sin criba, y se alimentan a un horno rotatorio con encendido de gas, para ser secados (véase la Fig. 8-60). El contenido de humedad es entonces de 8 a 10% y este material se conduce a un molino, normalmente del tipo Raymond de anillo y rodillo con clasificador tipo zumbador interno. Se introducen gases calientes al molino para completar la etapa del secado mientras el material se pulveriza a la finura requerida.

Estos molinos están equipados con dispositivos automáticos de expulsión para eliminar impurezas en forma de partículas de tamaño excesivo. Esto permite eliminar un alto porcentaje de una impureza tal como la arena de sílice. En un grado promedio de arcilla no lavada, un molino Raymond No. 5057 de anillo y rodillo equipado con un clasificador tipo zumbador, molerá de 2.7 a 3.2 Mg/h (3 a $3\,1/2$ ton/h) a una finura aproximada del 99.95% que pasa por una malla 325, en tanto que en el caso de la arcilla lavada, la capacidad será de 30 a 40% mayor. Para moler 3.2 Mg/h ($3\,1/2$ ton/h) de arcilla cruda, la potencia requerida será de 75 kW (100 hp) aproximadamente, y se necesitan alrededor de 31 m^3 (1100 ft^3) de gas natural 3.7 MJ/m^3 (1000 Btu/ft^3) para secar la arcilla, desde un contenido de humedad del 10% bajándolo hasta el 1%. El producto se utiliza como pigmento para pinturas y como carga para hules.

En el **proceso por vía húmeda**, la arcilla se mastica en un molino de aspas para desmenuzar los grumos y luego se dispersa con la ayuda de un agente de dispersión y agua para obtener una suspensión fluida con un 40% de sólidos y baja viscosidad. Para este fin se utiliza un aparato de disolución Cowles. Las arenas se sedimentan y luego, la arcilla se clasifica en dos fracciones por tamaño, ya sea en un Hydrosettler o en una centrífuga continua Sharples o Bird. La fracción fina, con tamaños menores de 1 μm se utiliza como pigmento y para recubrimiento de papel, en tanto que la fracción más gruesa sirve como carga para papel.

Se ha informado de un procedimiento para aumentar de tamaño el caolín mediante la molienda en un molino de perlas agitado (Stanczyk y Feld, U.S. Bur. Mines Rep. Invest. 6327 y 6694, 1965). Estos medios permiten deslaminar las partículas de arcillas y los gránulos resultantes le confieren al papel recubierto una superficie muy mejorada.

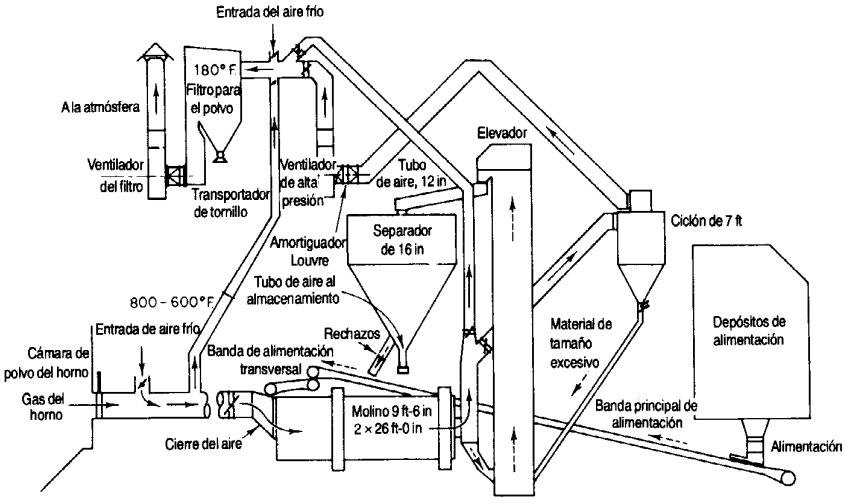


FIG. 8-60 Sistema combinado de molienda y secado que comprende un molino de bolas y gases de expulsión de un horno de alta temperatura. Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir pies a centímetros, multiplíquese por 30.5; °C = (°F − 32) × $^5/_9$. [Tonry *Pit Quarry* (febrero-marzo, 1959).]

Talco y saponita En general, estos materiales se pulverizan con facilidad, aunque hay algunos talcos fibrosos y foliados que pueden ofrecer gran resistencia a su reducción a polvo impalpable.

La molienda del talco es casi en su totalidad una operación de trituración que va acompañada de una separación con aire. La mayor parte de los talcos industriales se muelen en seco. Los secadores se emplean por lo común para hacer un presecado antes de la operación de molienda, ya que el material mojado reduce la capacidad del molino hasta en un 30%.

En la molienda de talcos, ya es costumbre establecida que la roca tomada de las minas se tritura en una operación primaria y luego se pasa a un triturador secundario hasta obtener trozos finos de por lo menos 1.25 cm ($^1/_2$ in) y, a menudo, del orden de 0.16 cm ($^1/_{16}$ in).

Los molinos de anillos y rodillos con separación interna de aire se utilizan extensamente para moliendas finas de talcos más suaves a grandes capacidades. Los molinos de piedras y los separadores mecánicos de aire se emplean generalmente para las variedades fibrosas resistentes. Los molinos hidráulicos tienen también aplicaciones para estos talcos resistentes. Los molinos de martillos de alta velocidad con separación interna de aire han producido también resultados notables en algunos talcos más suaves de gran pureza y se usan para obtener finuras extremas. Para un molino de anillos y rodillos que recibe materia prima de 2.54 cm (1 in), la gama de producción va de 1360 a 2720 kg/h (3000 a 6000 lb/h) para 60 kW (80 hp) y del 99 al 99.5% de la molienda pasa por una malla No. 200.

Hay un nuevo molino en el distrito de Gouverneur, New York, que maneja una variedad fibrosa y resistente; utiliza una trituración primaria con un triturador de quijada en el nivel inferior de la mina, una trituración secundaria con un triturador giratorio en la caseta de cabezal de la galería, y una trituración terciaria con trituradores Symons de cabezal corto y Gyradisc, conectados con circuito cerrado con cribas de malla 16. Los grados más gruesos del producto se obtienen en molinos de piedras Hardinge con medios de molienda sintéticos. Esos molinos se conectan en circuito cerrado con separadores Raymond y Sturtevant. Los grados más finos se logran con los molinos hidráulicos Wheeler.

Los molinos que se emplean en el occidente de Estados Unidos, en los que se muelen por lo común talcos más suaves que los de New York, tienen diagramas de flujo más simples. Se utiliza la trituración de una sola etapa y el talco se tritura solamente en molinos de rodillos Raymond en circuito cerrado con separadores de aire.

La mayor parte de los talcos industriales se pulverizan a uno de tres grupos de tamaño muy generales; 98% en cribas de malla menos 200, 98.5% en malla menos 325 y 99.5% en malla menos 325. El producto puede contener gran proporción de finos, del orden de 15 a 35 μm de tamaño. Los molinos hidráulicos permiten obtener moliendas extremadamente finas. Los grados relativamente suaves de crudos extraídos de las minas en California, Nevada y Montana, se trituran con molinos hidráulicos a un tamaño promedio de partícula de 5 μm y una superficie específica de 30 m^2/g. Estos talcos de finura extrema y gran área superficial están adquiriendo rápidamente muchísima importancia industrial y se están utilizando para diversos fines en las industrias de la pintura, el papel, los plásticos y el caucho.

La molienda extremadamente fina aumenta por necesidad el costo por tonelada de talco para los consumidores industriales; pero si se utilizan los métodos apropiados, se podrán reducir los costos netos cuando la molienda fina se convierta en una fase integrada de la molienda inicial del talco, en lugar de realizarla como proceso secundario independiente establecido por un consumidor industrial. De esta manera, la tendencia entre los productores de talco se encamina hacia una pulverización más fina.

Carbonatos y sulfatos Los carbonatos incluyen piedra caliza, calcita, mármol, arcillas calcáreas o margas, greda, dolomita y magnesita; entre los sulfatos más importantes están la barita, celestita, anhidrita y el yeso; éstos se emplean como cargas en pintura, papel y hule. (El yeso y la anhidrita se examinan más adelante como parte constituyente de la industria del cemento, la cal y el yeso.)

En la tabla 8-34 se presenta el rendimiento del molino Raymond 5057 de anillos y rodillos al pulverizar **piedra caliza**. En este caso se dispone de una gama completa de tamaños de molino de mayores dimensiones.

Esos resultados se aplican prácticamente a todo el grupo. Cuando un material es muy suave, por ejemplo, algunas baritas de grado elevado,

TABLA 8-34 Rendimiento de un molino Raymond 5057 de anillo y rodillos en la pulverización de piedra caliza

Finura		Capacidad lb/h	hp de funcionam.
% a través	Tamiz de ensayo		
75	200	14 000	140
85	200	11 500	135
95	200	9 000	130
99	200	7 000	125
99	300	6 000	125
99	325	5 000	125
99.5	325	4 000	120

NOTA: Para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.4535; para convertir caballos de potencia (hp), a kilowatts, multiplíquese por 0.746.

las capacidades llegan a superarse en un 25 a 35%, aproximadamente. De los carbonatos, la magnesita es por lo común la más dura para pulverizar (véase bajo el título "Refractarios").

En la tabla 8-35 se señalan los resultados obtenidos en un molino Hardinge, en donde se realizó la molienda en húmedo de la barita y piedra caliza que se utilizan como cargas en pintura.

Un molino Raymond 5057 de anillos y rodillos que pulveriza espato flúor produce 4500 kg (10 000 libras) de productos por hora, del que el 95% pasa por una malla menos 200 y opera con 104 kW (104 hp) o 26 kWh/Mg (23.4 kWh/ton). El espato flúor se muele también en molinos de tubos continuos con clasificación.

Sílice y feldespato Estos materiales se trituran en molinos recubiertos con sílex con bolas de pedernal (véase la tabla 8-36). En una mina cerca de Cairo, Illinois, la sílice es triturada con éxito primero mediante bolas en molinos rotatorios American de impacto que tienen anillos trituradores flojos de acero de aleación alta, que se reemplazan cuando se gastan.

El feldespato para las industrias cerámica y química se muele a un grado más fino que el que se acostumbra en la industria del vidrio. La siguiente descripción de un molino de feldespato se tomó del U.S. Bur. Mines Cir. 6488, 1931. El departamento de molienda fina consta de tres unidades de molino Hardinge revestidos de sílex, con piedras de pedernal y giran entre 27 y 28 rpm; la alimentación se efectúa partiendo de un depósito de sobrecarga de 45 Mg (50 toneladas) por medio de transportadores de banda automáticos James, que dan suministro a cada unidad. La unidad I tiene un molino Hardinge de 2.4 por 1.2 m (8 por 4 ft) que se descarga mediante un elevador a un clasificador de aire Gayco o una criba vibradora James, según sea el tipo de producto deseado, uno fino (malla del No. 120 al 250) o uno más grueso (malla

TABLA 8-35 Molienda por vía húmeda de barita y piedra caliza en un molino Hardinge

	Piedra caliza	Baritas
Tamaño del molino	8 ft × 48 in	7 ft × 36 in
Tamaño de la alimentación	1 1/2 in	1 1/2 in
Finura del producto, No. de tamiz	325	325
Capacidad, toneladas/hora	3/4	2
Velocidad del molino, rpm	18	22
Potencia para el molino, en hp	40	25
Sistema clasificador	Cono	Arrastre
Humedad en el molino	30	28
Tipo de revestimiento del molino	Pedernal	Pedernal
Medios de molienda	Piedra caliza gruesa	Terrones de barita

NOTA: Para convertir pies a centímetros, multiplíquese por 30.5; para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir toneladas por hora a megagramos por hora, multiplíquese por 0.907; y para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746.

TABLA 8-36 Molienda de materiales silíceos refractarios, en molinos de piedras

	Feldespato	Arena de sílice	Frita de esmalte	Grog
Tamaño del molino	8 ft × 60 in	8 ft × 48 in	4 1/2 ft × 16 in	5 ft × 22 in
Tamaño de la aliment.	2 in	Malla 20	1/8 in	1 1/2 in
Tamaño del producto	99% a través tamiz No.200	98% a través tamiz No. 325	97% a través tamiz No.100	95% a través tamiz No. 10
Capacidad, ton/h	1.75	1.25	0.225	5
Pot. para molino, hp	68	58	8.5	28
Potencia para auxiliares, hp	21	20		
Carga de piedras, lb	10,000	12000	2000	2800
Vel. del molino, rpm	22	18	30	30
Humedad, %	1	1	0	1
Tipo de clasificador	Hardinge	Aire	Criba de trómel en el molino	
Revestimiento y medios de molienda	Bloques y piedras de pedernal			Acero

NOTA: Para convertir pies a centímetros, multiplíquese por 30.5; para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir toneladas por hora a megagramos por hora, multiplíquese por 0.907; y para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746.

No. 20). Se obtiene un producto intermedio (malla No. 40 a No. 100) separando los finos en el clasificador centrífugo Gayco y haciendo un tamizado del material más áspero.

La industria del vidrio requiere espatos libres de finos, de donde la trituración se lleva a cabo con rodillos mediante un proceso de reducción gradual en tres conjuntos de rodillos Sturtevant en circuito cerrado y en combinación con cribas y vibratorias Hummer [cotéjese Carey y Bosanquet, *J. Soc. Glass Technol.*, **17**, 384-410 (1933)]. El material se desmenuza inicialmente en un triturador de quijada con un ajuste de 1.25 cm (1/2 in). Los rodillos se ajustan en las posiciones de 1 cm (3/8 in), 1/2 cm (3/16 in), y termina con un tamizado en mallas de los números 4, 8 y 20. Los finos se separan del producto por medio de un clasificador centrífugo Gayco.

Con ligeras modificaciones, los sistemas pueden utilizarse para producir gránulos de grados finos de los siguientes materiales: cuarzo, pizarra, mármol, corindón, carburo de silicio, trípoli, piedra pómez y cenizas volcánicas. Prácticamente todos los silicatos abrasivos se manejan en molinos de bola y tubo seguidos por clasificadores de aire. En la tabla 8-36 se dan los resultados que se obtuvieron con molinos Hardinge de piedras durante la molienda de varios materiales refractarios silíceos.

Asbesto y mica La selección del triturador para el asbesto depende de si se desean obtener fibras largas o cortas. La trituración se realiza en etapas lentas para preservar tanto como sea posible la longitud de la fibra. Los trituradores primarios son generalmente del tipo de quijada o giratorio, en tanto que los secundarios son de quijada, cono o impacto. También se acostumbra emplear rodillos corrugados y, en lo que respecta a algunos grados, quizá se requiera una tercera reducción.

La clasificación y separación de la fibra de los residuos se logra por medio de etapas sucesivas de trituración o con moliendas por impacto. La roca insertada es casi siempre más desmenuzable que la fibra, de manera que la ruptura coincidente de la fibra propiamente dicha no es mayor si esta última es resistente y flexible, como sucede con la crisolita de buena calidad. La fibra en forma de venas fibrosas de varios tamaños y configuraciones queda, al mismo tiempo, lo suficientemente "esponjada" para que la porción separada de esta manera pueda recogerse por succión de aire, dejando la mayor parte de la roca como desecho para que pase a la siguiente etapa de molienda y finalmente a las escorias. Las fracciones más finas se criban generalmente para separarse por medio de una corriente de aire, ya que es evidente que gran parte del material fino indeseable se recogería con la fibra. Los productos de estas primeras etapas de separación se consideran como concentrados. Contienen un alto porcentaje de partículas de roca y se deben tratar posteriormente en la división de la fábrica encargada de la clasificación de las fibras.

Cuando se emplea el **molino Aerofall**, éste sustituye las primeras etapas de reducción efectuando la molienda en una sola operación. En la práctica, se ajusta para reducir el mineral a aproximadamente el mismo grado que lo harían otros molinos de asbesto, por medio de dos etapas de trituradores de cono seguido por otras dos etapas de desfibración suave o quizá por una sola más intensa. El mineral, que se transporta desde el molino por medio de una corriente de aire en cuanto alcanza el grado necesario de molienda, se clasifica a continuación también por aire siguiendo con una etapa de cribado, para finalmente recoger los concentrados de fibra por medio de una succión similar a la que se acostumbra comúnmente.

En el **molino clasificador**, la fibra sufre una separación subsecuente al clasificarla por grupos de longitud aproximada para grados específicos, y se somete a varias etapas de cribado, utilizando cribas vibratorias, rotatorias, trómeles convencionales, graduadoras o clasificadoras tipo trómel y sacudidores rotatorios. Cuando se necesitan grados bien abiertos o esponjados, la fibra se somete a un tratamiento especial en una o más de una gama variada de máquinas que van desde las clasificadoras o batidoras (o trómeles de cubierta fija que tienen un eje central rotatorio sobre el que van sujetos los brazos del batidor) o bien, a uno de varios tipos de molinos de martillos de alta velocidad con trituradores de disco. La clase de maquinaria utilizada depende de la longitud y el tipo de fibra que se desee procesar, así como del grado de abertura o esponjado necesario. Este tratamiento adicional se aplica por lo común a las fibras más cortas.

El asbesto se somete muy a menudo a una pulverización, sobre todo cuando se emplea para productos moldeados. La pulverización se logra usualmente con un molino de criba de alta velocidad y con un sistema de transporte de aire. Un molino con una criba de 400 μm ($^1/_{64}$ de in) pulverizó 180 kg/h (400 lb/h) con un consumo de 9-7 kW (13 hp) de potencia.

Hace tiempo que los asbestos no son explotados en Estados Unidos, a causa del serio peligro que son para la salud; pero aún son explotados y procesados en Canadá, y sólo se utilizan ahora en productos donde las fibras son embutidas en otro material, como en las tuberías de asbesto-cemento y en otros recubrimientos.

Las **micas**, como clase, son difíciles de triturar hasta obtener polvos finos; una excepción es el desintegrado en el que la mica está presente en forma de hojuelas diminutas. El material pulverizado es generalmente el desecho de la producción de hojas y recortes derivados de la perforación y el cortado.

Para la molienda en seco, normalmente se utilizan molinos de martillos equipados con un sistema de transporte por aire. El mantenimiento es con frecuencia elevado. Después de pasar por una pantalla perforada o criba hacia la entrada del extractor, el material se recoge en un ciclón seguido por molinos revolvedores para tamizar.

Se ha establecido que el método de molienda tiene un efecto definitivo en las características de la partícula del producto final. La molienda en seco de la mica se destina por lo común para tamaños más gruesos hasta una malla 100. La molienda de la mica con agua que se realiza por medio de un proceso de trituración lenta por fricción parece dar la máxima fibrosidad, el mayor brillo y el mejor deslizamiento. La mica micronizada que se produce con chorros de vapor a alta presión, consiste en partículas sumamente deslaminadas que son mucho más finas que los grados obtenidos en la molienda con agua.

Refractarios Los ladrillos refractarios se elaboran con arcilla refractaria, alúmina, magnesita, cromo, forsterita y minerales de sílice. Estos materiales se trituran y muelen, se humedecen y comprimen para darles cierta forma y se cuecen. Para obtener la máxima densidad de ladrillo, se preparan y mezclan materiales de varios tamaños. Así pues, el ladrillo de magnesita puede estar constituido en un 40% de material grueso, 40% de tamaño intermedio y 20% de finos. Se han propuesto teoremas para calcular relaciones de tamaño por peso para producir la máxima densidad de compactación de las mezclas de polvo [Lewis y Goldman, *J. Am. Ceram. Soc.*, **49**(6), 323 (1966)]. La trituración preliminar se efectúa en molinos de quijada o giratorios, la intermedia en molinos de bandeja o de rodillos y anillos, en tanto que la molienda fina se hace en molinos de bolas en circuito abierto. Puesto que las plantas de materiales refractarios deben generar una variedad de productos con el mismo equipo, se prefiere emplear molinos de bandeja y de rodillos y anillos en lugar de los de bolas, porque los primeros se limpian con mayor facilidad.

El 60% de la magnesita refractaria se elabora sintéticamente a partir de las salmueras de Michigan. Cuando se calcina, este material es uno de los refractarios más duros de moler. En este caso se emplean molinos giratorios, trituradores de quijada, molinos de bandeja y molinos de bolas.

Piedra triturada y agregados La piedra triturada para la construcción de carreteras debe ser relativamente fuerte e inerte, y satisfacer especificaciones relacionadas con la **distribución de tamaño y forma**. Estos dos aspectos se determinan a través de la operación de trituración. En la tabla 8-37 se presentan las listas de especificaciones para algunas gamas de tamaño. En ocasiones, cuando un producto no satisface tales requisitos, se debe ajustar agregando una fracción de trituración especial. Ninguno de los dispositivos de trituración existentes puede dar alguna distribución de tamaño arbitraria, de manera que, cuando es necesario, se lleva a cabo una trituración con una relación de reducción pequeña y se recircula el material de tamaño excesivo. En general, la distribución de tamaño es menos amplia cuando la energía de trituración es la mínima necesaria para romper la partícula; pero incluso entonces, se tiene cierta distribución de tamaños.

La presunción de que varias trituradoras generan un **producto cúbico** es exagerada; sin embargo, tienen algunas diferencias. Si se diseña un molino de impacto para aplicar un exceso de energía en cada golpe, entonces se puede evitar la producción de astillas, pero producirá mayor cantidad de finos. Una de las distinciones entre los trituradores giratorios y los de quijada es que las placas o los bloques producidos en un triturador de quijada pueden pasar por la descarga, en tanto que no atraviesan la abertura curva de un molino giratorio sin romperse nuevamente.

Los trituradores primarios que se emplean son los de tipo de quijada, giratorios, de impacto y rodillos dentados. Los trituradores de impacto se limitan a piedra caliza y piedras más suaves. Cuando se trata de rocas que contienen más del 5% de cuarzo, el mantenimiento de los martillos se hace prohibitivo. Los trituradores giratorios y los de cono dominan el campo de la trituración secundaria de piedras duras y resistentes. Los molinos de impacto tienen multitud de aplicaciones y los de barras o cabillas se han utilizado para la producción de arena de piedra en lugares donde no se dispone de arenas naturales.

Rösslein (traducido por Shergold, *Quarry Managers' J.*, 207-222, octubre, 1946) presentó una encuesta de la investigación sobre la forma y la distribución de tamaños del producto (**clasificación**). El estudio principal comprendía ensayos o pruebas con 30 trituradores de quijada y se midieron las formas de más de un millón de partículas. En lo que respecta a la **forma de la partícula**, existe la tendencia entre las rocas duras a producir trozos más quebradizos que las rocas suaves. El tamaño del material que se alimenta a un triturador no afecta la forma de los productos. Con trituradores de quijada, los tamaños mayores y más finos contienen la proporción más elevada de trozos laminados, pero incluso los tamaños intermedios son irregulares. El incremento en la relación de reducción de los trituradores de quijada aumenta el grado de laminado del producto. Las quijadas lisas generan trozos más laminados que las corrugadas. Las quijadas curvas dan origen a menos finos, pero las partículas resultan ser más laminadas. La velocidad del triturador tiene un efecto muy reducido. El uso de material demasiado pequeño sometido a la trituración tiene efectos perjudiciales en la forma de los productos. Los trituradores secundarios con relaciones de reducción bajas mejoran la forma del material de trituración primaria; pero los trituradores secundarios no son inherentemente distintos a los primarios. Las pantallas de ranuras pueden separar las partículas laminadas del producto y los trituradores de impacto generan menos partículas de esta índole que cualquier otra clase.

La clasificación del producto (es decir, la distribución de tamaño) depende de la abertura de descarga, que es difícil de medir y ajustar

TABLA 8-37 Tamaño estándar seleccionado de agregados gruesos*

Núm. de tamaño	Tamaño nominal, aberturas cuadradas	Cantidades más finas que cada tamaño de tamiz de laboratorio (aberturas cuadradas) porcentaje en peso														
		4 in	3 1/2 in	3 in	2 1/2 in	2 in	1 1/2 in	1 in	3/4 in	1/2 in	3/8 in	No. 4 (4760 μm)	No. 8 (2380 μm)	No. 16 (1190 μm)	No. 50 (297 μm)	No. 100 (149 μm)
1	3 1/2 a 1 1/2 in	100	90 a 100	....	25 a 60	.....	0 a 15	.....	0 a 5							
2	2 1/2 a 1 1/2 in	...	.....	100	90 a 100	35 a 70	0 a 15	.....	0 a 5							
3	2 a 1 in	...	.....	....	100	90 a 100	35 a 70	0 a 15	.....	0 a 5						
4	1 1/2 a 3/4 in	...	.....	....	.....	100	90 a 100	20 a 55	0 a 15	.....	0 a 5					
5	1 a 1/2 in	...	.....	....	.....	.....	100	90 a 100	20 a 55	0 a 10	0 a 5					
6	3/4 a 3/8 in	...	.....	....	.....	.....	.....	100	90 a 100	20 a 55	0 a 15	0 a 5				
7	1/2 in. a No. 4	...	.....	....	.....	.....	.....	.....	100	90 a 100	40 a 70	0 a 15	0 a 5			
8	3/8 in a No. 8	...	.....	....	.....	.....	.....	.....	.....	100	85 a 100	10 a 30	0 a 10	0 a 5		
9	No. 4 a No. 16	...	.....	....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	100	85 a 100	10 a 40	0 a 10	0 a 5	
10	No. 4 a 0	...	.....	....	.....	.....	.....	.....	.....	.....	100	85 a 100	.....	.....	.....	10 a 30

* ASTM, *Standars on Mineral Aggregates and Concrete*, marzo, 1956.
NOTA: Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54.

debido al desgaste de las placas del triturador de quijada. Además del pico de tamaño principal, se encuentra por lo común un pico bien definido de producto muy fino debido a la abrasión que se registra entre el material alimentado y las quijadas. El tamaño de la alimentación y el desgaste de las placas no afectan de un modo notable la clasificación. En la tabla 8-9 se establece una relación entre el tamaño del producto y las posiciones del triturador.

FERTILIZANTES Y FOSFATOS

Muchos de los materiales que se utilizan en la industria de los fertilizantes se pulverizan, como aquellos que sirven como fuentes de calcio, fósforo, potasio y nitrógeno. Los que se emplean con mayor frecuencia, debido a su contenido de cal, son la piedra caliza, las conchas de ostra, margas, cal y, en menor grado, yeso. La piedra caliza se muele normalmente en molinos de martillo, de anillo y rodillo, y de bolas. La finura requerida varía enormemente, del tamiz No. 10 al 75% por tamiz No. 100.

Conchas de ostra y roca caliza Las características de operación de los molinos de martillo para la molienda de conchas de ostra y cal quemada para fines agrícolas se señalan en la tabla 8-38.

Fosfatos La roca fosfórica se tritura por lo común para uno de dos fines primordiales: para su aplicación directa al suelo o para la acidulación con ácidos minerales en la elaboración de fertilizantes. Debido a las mayores capacidades y a que se requiere menos personal de operación, las instalaciones de planta que implican velocidades de producción superiores a 900 Mg/h (100 ton/h) emplean sistemas de molienda con molinos de bola. Los molinos de anillo y rodillo se utilizan en aplicaciones de menor magnitud. El material que se emplea directamente como fertilizante se muele casi siempre para varias especificaciones que van del 40% en malla menos 200 al 70% en malla menos 200. Para la elaboración de superfosfatos normales y concentrados, la finura de la molienda varía de 65% en malla menos 200 a 85% en malla menos 200. En la tabla 8-39 se indica el rendimiento típico de un molino de bolas en la trituración de roca de fosfato.

La molibilidad de las rocas fosfóricas provenientes de diferentes regiones varía ampliamente; en la tabla 8-40 se especifican datos de índices de trabajo usuales.

El desgaste de los medios de molienda en sistemas de trituración para fosfatos con molinos de bolas va de 5 a 25 g/Mg (0.05 a 0.20 lb/ton) molida; los revestimientos de los molinos de bolas muestran una destrucción promedio de 2.5 a 100 g/Mg (0.01 a 0.05 lb/ton) molida.

Se obtienen capacidades de 27 a 45 Mg/h (30 a 50 ton/h) con un molino Raymond de anillos y rodillos de 1.8 m (73 in), con separación interna de aire, cuando se pulveriza roca de fosfato, concentrados, piedras o cualquier otra mezcla de éstos, hasta un 60% en malla 200. En general, la roca de fosfato proveniente de Túnez, Marruecos y las islas del Pacífico es más fácil de pulverizar. Las capacidades serán de 10 a 30% mayores que para el material de Florida.

En la tabla 8-41 se incluyen algunos resultados promedio obtenidos durante la molienda de diferentes materias primas orgánicas e inorgánicas para fertilizantes.

Las **sales inorgánicas** no requieren con frecuencia una pulverización fina; pero se encuentra que a menudo tienden a formar grumos. En tales casos se hacen pasar por un molino de doble jaula o algún tipo de molino de martillos con criba o al que se le hayan quitado las barras de la jaula. En otros casos, se obtendrán mejores resultados con una criba gruesa en un molino de martillos que cuando no se tiene ninguna criba. Esto se hace sobre todo con el sulfato de amonio recogido en los hornos de subproductos, así como con el nitrato de sodio. Cuando se utiliza como ingrediente de fertilizantes, este último compuesto se mezcla generalmente con otras materias primas y la mezcla se desintegra en una operación posterior. Las diversas sales de potasio empleadas en fertilizantes se remiten normalmente ya listas para utilizarse; pero si se endurecen durante el trayecto, se rompen o desmenuzan en un desintegrador.

Las **escorias básicas** se utilizan con frecuencia como fuente de fósforo. Su resistencia a la molienda depende sobre todo de la forma en

TABLA 8-38 Datos de operación para la molienda de conchas de ostras y cal calcinada, en molinos de martillos

Tipo de molino	Material	Tamaño, in	Capacidad, ton/h	hp
Jeffrey	Conchas de ostras	15 × 8	0.5–0.75	8
		20 × 12	1–1.5	12
		24 × 18	2–3	20
		30 × 24	4–5	30
		36 × 24	8–10	40
Stedman	Cal calcinada	12 × 9	1.5	8
		20 × 12	4	20
		24 × 20	8	40
		30 × 30	12	60
		36 × 36	20	100

NOTA: Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir toneladas por hora a megagramos por hora, multiplíquese por 0.907; y para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746.

TABLA 8-39 Rendimiento en la molienda de roca fosfórica tipo Florida con un molino de bolas típico*

Análisis FCH†	Tamaño máx. de alimen., in	Tamaño del molino, ft	hp conectados	Capacidad, ton/h	Tamaño del producto, % malla menos 200	Energía‡ hp-h/ton
72	1/4	11 1/2 × 30	2000	110	60	22.5
68	1/2	11 1/2 × 24	1600	100	60	20.0
68	1/4	11 1/2 × 30	2000	120	60	20.8
68	3/4	11 1/2 × 24	1750	99	60	23.5
72	3/8	11 1/2 × 24	1750	66	80	35.3

* Sistemas de molienda en molino de bolas tipo elevador de aire de la Kennedy Van Saun Corp.

† Fosfato de cal de hueso, es decir, contenido de fosfato de calcio.

‡ Basado en el caballaje total conectado al sistema, incluyendo el ventilador.

NOTA: Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir pies a centímetros, multiplíquese por 30.5; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; para convertir toneladas por hora a megagramos por hora, multiplíquese por 0.907; y para convertir caballos de potencia-hora (hp-h) por tonelada a kilowatts-hora por megagramo multiplíquese por 0.822.

TABLA 8-40 Molibilidad de varios tipos de roca fosfórica en un molino de bolas

Tipo de roca	Contenido de fosfato de calcio, %	Índice de trabajo, kW-h/ton
Florida, región central, piedras	68	14.5-16.5
Florida del norte, piedras	72	18.0-21.0
Carolina del Norte, concentrado calcinado	62-67	14.2-18.0
Florida, región central, concentrado	72-74	16.0-23.0
Marruecos	80-82	10.1-23.6
Idaho	.....	19.0-24.7

NOTA: Para convertir kilowatts-hora por tonelada a kilowatts-hora por megagramo, multiplíquese por 1.1.

TABLA 8-41 Resultados obtenidos en la molienda de materias primas para fertilizantes

Material	Molino de martillos	Tipo o tamaño	Abertura de la barra, in	Capacidad, lb/h	hp
Fosfato ácido	Stedman	36 in	..	12 000	40
Huesos tratados con vapor	Jeffrey	A-30 × 24 in	1/8	10 000	40
Algas marinas secas	Williams	Desfibradora 2	1/4	12 000	35
Guano (del Perú)	Jeffrey	A-24 × 18 in	1/8	7 000	40

NOTA: Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.4535; y para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746.

que se han enfriado; la escoria con enfriamiento lento se pulveriza generalmente con mayor facilidad. El método más común para la trituración de las escorias básicas incluye un molino de bolas, seguido por un molino de tubo o de compartimiento. Ambos sistemas pueden estar en circuito cerrado con un clasificador de aire. Un molino de 2.1 por 1.5 m (7 por 5 ft) y 94 kW (125 hp), operando con un clasificador de 4.2 m y 22.5 kW (14 ft y 30 hp), dio una capacidad de 4.5 Mg/h (5 ton/h) con material proveniente de la clasificadora con el 95% en un tamiz No. 200. El producto de molienda fue del 68% sobre un tamiz No. 200 y una carga de circulación de 100%

CEMENTO, CAL Y YESO

La elaboración de **cemento Portland** requiere una molienda a escalas muy grandes, lo que implica un gran consumo de energía eléctrica. Las materias primas consisten en fuentes de cal, alúmina y sílice, por ejemplo: piedra caliza, arcillas, esquisto y roca de cemento. La trituración se efectúa en maquinaria giratoria, trituradores de quijada, de impacto, o de rodillos dentados, dependiendo de la naturaleza del material.

En la molienda de las materias primas se utilizan dos procedimientos: el de vía seca, en el que los materiales se secan a un contenido de humedad inferior al 1% y luego se muelen hasta obtener un polvo fino, y el procedimiento por vía húmeda en el que la molienda se realiza añadiendo agua a los molinos para obtener una lechada. Los dos procesos se aplican de manera más o menos equivalente en Estados Unidos.

Cemento de proceso seco La molienda del material a partir de tamaños de 5 a 6.3 cm (2 a 2 $^1/_2$ in) hasta obtener un polvo de 75 a 90% que pasa por un tamiz de malla 200, puede realizarse en una o varias etapas. La primera de ellas, que reduce el material a un tamaño de malla 20, aproximadamente, puede hacerse en molinos verticales, de rodillos, de cojinete de bolas o en el de bolas común y corriente. Este último tiene una rotación entre 15 y 18 rpm y se carga con bolas de molienda de 5 a 13 cm (2 a 5 in) de diámetro. La segunda etapa se lleva a cabo en molinos de tubo cargados con bolas de molienda de 2 a 5 cm ($^3/_4$ a 2 in).

Con frecuencia se combinan los molinos de bolas y de tubos en una sola máquina que consiste en dos o tres compartimientos separados por un diafragma de acero perforado, y se cargan con medios de molienda de tamaños diferentes. Los molinos de cabillas raramente se emplean en las fábricas de cemento.

Los molinos de bolas, de compartimientos y de tubos para el proceso por vía seca, pueden operar en circuito cerrado con separadores de aire que dividen la corriente del molino en fracciones gruesas y finas. Los molinos de bolas que se utilizan actualmente en la industria del cemento tienen tamaños que varían desde 4 m (13 ft) de diámetro y 5.2 m (17 ft) de longitud, operados con motores de 130 kW (175 hp), hasta los que miden 4.5 m (15 ft) de diámetro y 15 m (50 ft) de longitud, con motores de 4900 kW (6600 hp).

Por lo común, antes de la molienda es necesaria una etapa de secado. Este secado tiene lugar en secadores cilíndricos, casi siempre de 1.8 a 2.4 m (6 a 8 ft) de diámetro y 18 a 46 m (60 a 150 ft) de longitud. En la figura 8-60 se ilustra una instalación en donde los gases de descarga de un horno se aprovechan para el secado en un molino de bolas. Esto se logra también en un circuito de mezclas crudas, en donde parte de los gases calientes del horno se introducen al molino, y dos o tres veces van al clasificador.

Los compartimientos de un molino de tubos se combinan también en diferentes arreglos, en circuito con clasificadores, como se observa en la figura 8-61. Por lo común, el primer compartimiento contiene bolas de mayor tamaño que las del segundo.

Bergstrom (*Rock Prod.*, 59-62, agosto, 1968) describió una planta de proceso por vía seca. La piedra caliza y el esquisto se muelen en un triturador de quijada de 1.06 por 1.22 m (42 por 48 in) que cuenta con un alimentador con una criba grande de rastrillo. El producto de menos de 15 cm (6 in) se reduce a menos de 4 cm ($1^1/_2$ in) en un triturador de martillos. El mineral de hierro y la arena se agregan conforme se van necesitando. Las materias primas se secan en un secador rotatorio de

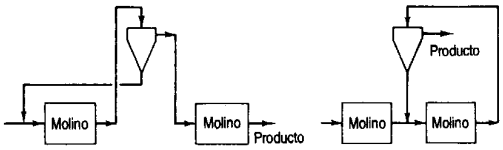


FIG. 8-61 Dos circuitos de molienda para cemento. [Para otros, véase Torny, *Pit Quarry* (febrero-marzo, 1959).]

doble cubierta de 3 por 6 m (10 × 20 ft), y se almacenan en depósitos. Los dosificadores que funcionan por peso proporcionan materiales de dichos depósitos al molino de crudos. Las dimensiones de este último son 4 por 10 m (13 por 33 ft) y 2250 kW (3000 hp) de potencia. Opera en circuito cerrado con un separador de aire de 5.5 m (18 ft) de diámetro y el producto se alimenta a un tanque compensador, de donde pasa al horno. Cada unidad de la planta de materias primas está provista de un recolector de polvo. La escoria de cemento se enfría, almacena y después se muele. El molino de acabado es de 4 por 11 m (13 por 36 ft) y requiere una potencia de 2625 kW (3500 hp). Funciona en circuito cerrado con un separador de aire de 6 m (20 ft) de diámetro, y un recolector de polvo tipo ciclón proporciona el circuito de barrido o arrastre de aire para enfriar el molino.

Cemento de proceso húmedo En la molienda se emplean molinos de bolas, tubos y compartimientos que tienen esencialmente la misma construcción que los que se emplean en el procedimiento por vía seca. El agua, o la lechada de arcilla, se agrega al final de la alimentación de la trituradora inicial, junto con cantidades más o menos proporcionadas de piedra caliza y otros componentes. Los molinos verticales rara vez son adecuados para la molienda en húmedo. El uso de circuitos cerrados comprende cribas vibradoras que separan las partículas de tamaño excesivo del producto del molino de bolas, y las devuelven a este último, y clasificadores de rastrillo, hidroseparadores y espesadores para el producto del molino de tubos. En las instalaciones modernas, la molienda por vía húmeda se efectúa en ocasiones utilizando sólo molinos de bolas que funcionan con exceso de agua, en circuito cerrado con clasificadores e hidroseparadores.

En las figuras 8-39 a 8-41 se ilustran sistemas de molienda en húmedo en circuito cerrado, con una o dos etapas. Los circuitos de la figura 8-61 pueden utilizarse también como sistemas de molienda en húmedo en circuito cerrado, incorporando un ciclón de líquidos-sólidos como clasificador.

Bergstrom (*Rock Prod.*, 64-71, junio, 1967) describió una planta de proceso por vía húmeda que elabora cemento a partir de esquisto y piedra caliza. Se tienen instalaciones independientes para la molienda de cada tipo de piedra. Los trituradores de martillos primarios con aberturas de 1.5 por 1.8 m (60 por 72 in), están equipados con una criba grande de rastrillo. El producto de piedra caliza de 5 cm (2 in) se alimenta a un segundo molino de martillos que lo tritura a menos 1 cm ($^3/_8$ de in). Este producto se alimenta al molino de crudos, combinándolo con agua. Este último es un molino de bolas de tres compartimientos, en el que los tamaños de las bolas van de 10 a 2.5 cm (4 a 1 in) en sus compartimientos, y ocupan el 43% del volumen del mismo. Sus descargas se realizan a través de una criba de trómel en un sumidero circulante y opera en circuito cerrado con una bateria de cribas tipo Dutch State Mines. El material pasa por cribas en un 85% en malla menos 200.

El esquisto triturado a menos de 2.5 cm (1 in) pasa a un molino de barras o cabillas de rebosamiento, con el producto de 85% en una malla menos 200. Dicho producto se mezcla con lechadas de piedra caliza de análisis apropiados, y se alimenta directamente al horno en donde se

convierte en escoria de cemento. Esta última pasa del enfriador a dos molinos de acabado que realizan la molienda simultánea de dos tipos de cemento. Cada uno opera a 300% de la carga circulante con un enfriador y separador de aire. Todo el proceso se instrumenta y controla generalmente por medio de una computadora. Los dispositivos automáticos hacen un muestreo de la roca triturada, las lechadas y el producto acabado, efectuando análisis químicos por fluorescencia con rayos X. Las velocidades de alimentación al circuito del molino y las adiciones de agua se regulan por medio de controladores convencionales.

Molienda de escoria de cemento en circuito cerrado La escoria se muele con el mismo equipo en ambos procesos. El tiempo de fraguado y la resistencia de los cementos varía con la finura a la que se ha molido. Con frecuencia se requiere una distribución de tamaño entre 10 y 50 μm para obtener un cemento de las propiedades deseadas. Si se conecta correctamente un clasificador de aire con los molinos, se logrará a menudo una reducción en el consumo de energía. En la tabla 8-42 se presentan los resultados obtenidos cuando se muele cemento a un estado fino de subdivisión con el fin de obtener un producto superior.

Cuando este cemento se molió en un circuito abierto para producir un material comparable, la energía requerida fue de 92.5 kW/m^3 [19.7 hp/bbl (bbl = barril de Estados Unidos)] de cemento. Un molino Hardinge de 3 por 2 m (10 por 6.5 ft) con clasificador de aire, moliendo escorias de 1.25 cm ($^1/_2$ in) hasta un 82% de malla 200, consumió una potencia de 23.2 kW/m^3 (4.95 hp/bbl), con una capacidad horaria de 16.2 m^3 (102 bbl). Moler a un 88% a través de una malla 200, requirió un consumo de potencia de 26.5 kW/m^3 (5.65 hp/bbl) a la capacidad de 14 m^3/h (88 bbl/h). En ambos casos, la carga de bolas fue de 27 Mg (60 000 lb) y la velocidad del molino de 18 rpm.

La superficie especificada de cemento se determina por la permeabilidad del aire, usando generalmente un dispositivo del tipo Blaine. Un producto que tiene un área superficial elevada contiene un porcentaje de polvo impalpable más alto que el mismo material molido a un área superficial menor. El empleo del dispositivo Blaine se ha convertido en una costumbre ya establecida en la industria del cemento. El área superficial del cemento ordinario puede ser de 3200 cm^2/g, mientras que el área superficial del cemento de fraguado rápido puede ser de 5000 a 6000 cm^2/g.

Las áreas superficiales de productos se están determinando cada vez más en relación con la pulverización de muchos otros minerales. Por supuesto, un producto no debe molerse a una superficie mucho mayor de la que sea absolutamente necesaria, ya que la energía necesaria para pulverizar y clasificar aumenta en gran manera al incrementarse el área superficial. En la tabla 8-43 se explican estas relaciones. El costo total será de dos a tres veces el de la energía.

TABLA 8-42 Datos de operación de la molienda de cemento hasta obtener un producto muy fino

Tipo y tamaño del molino, ft	Tres compartimientos 7.5 × 43
Diám. del clasificador, ft	18
Capacidad por hora, bbl	46
Alimentación al clasificador, % por un tamiz No. 200	98.7
Desechos del clasificador, % por un tamiz No. 200	83.2
Producto terminado, % por un tamiz No. 200	99.8
por un tamiz No. 325	97.9
–30μm	92.1
–25μm	83.8
–20μm	72.9
Potencia total requerida, hp	746
Caballaje/bbl del producto	12.1

NOTA: Para convertir pies a centímetros, multiplíquese por 30.5; para convertir barriles a metros cúbicos, multiplíquese por 0.159; y para convertir caballos de potencia (hp) por barril a kilowatts por metro cúbico, multiplíquese por 4.7.

TABLA 8-43 Pulverización de pizarra a diferentes áreas superficiales de Blaine

Área superficial, cm^2/g	Índice de producción, ton/h	Potencia, kW-h/ton	Razón de potencia
3050	4.30	21.0	1.0
3330	3.40	25.0	1.2
3850	2.38	33.0	1.6
4100	2.00	38.0	1.8
4500	1.54	49.0	2.3
5040	1.10	68.0	3.2
5250	0.90	84.0	4.0
5580	.70	107.0	5.1
5950	.55	135.0	6.4
6300	.39	192.0	9.2
6600	.29	258.0	12.3
7050	.22	341.0	16.2
7300	.18	417.0	19.9

NOTA: Para convertir toneladas por hora a megagramos por hora, multiplíquese por 0.907; para convertir kilowatts-hora por tonelada a kilowatts-hora por megagramo, multiplíquese por 1.1.

La **cal** para fines agrícolas se muele por lo común en molinos de martillo e incluye piedra caliza quemada, hidratada y cruda. Cuando se desea un producto fino, como sucede en la industria de la construcción y para elaboración de compuestos químicos, se emplean molinos de anillo y rodillo, de bolas y ciertos tipos de molinos de martillos. En la tabla 8-44 se dan los datos de operación de la molienda de cal viva en un molino Hardinge.

Los molinos de anillo y rodillos con clasificación de aire producen cal viva para la industria de azúcar de remolacha, de tal manera que pase el 99 al 99.9% por un tamiz No. 200. Los requisitos de potencia varían entre 17 y 25 kWh/Mg [20 y 30 (hp · h)/ton], dependiendo del tamaño del molino que se utilice.

La cal que sale del hidratador se pulveriza a menudo sin separar las impurezas, utilizando molinos de anillo y rodillo o molinos de bolas. Como regla, en realidad no se pulveriza, sino que se clasifica con aire para eliminar impurezas, como arena, tanto quemada como sin quemar, y terrones de caliza no calcinados. El hidrato se pasa por un pulverizador automático con clasificador de aire y expulsor. Existe la tendencia a manejar este material con clasificadores de aire en serie, y los desechos del clasificador final se rechazan o venden para usos agrícolas.

El **yeso** se calcina casi siempre en calderas, aunque también se utilizan algunos calcinadores giratorios. Por supuesto, éstos utilizan yeso triturado y cribado en crudo.

El yeso se pulveriza del 85 al 95% en malla menos 100 antes de conducirse a las calderas de calcinación. Se ha observado una tendencia creciente a solicitar áreas superficiales de Blaine de 3000 o mejores. Los molinos de anillo y rodillo con clasificador interno se utilizan exclusivamente para la molienda de yeso crudo antes de las calderas.

TABLA 8-44 Datos de funcionamiento obtenidos en la molienda de cal viva en un molino de bolas

Tamaño del molino, ft	7 × 3
Tipo del clasificador	Clasificador de aire Hardinge
Tamaño de la alimentación, % por un tamiz No. 100	90
Capacidad, ton/h	12.5
Potencia requerida para el molino, hp	100
Potencia requerida para los auxiliares, hp	35
Carga de bolas, lb	20 000
Velocidad del molino, rpm	20

NOTA: Para convertir pies a centímetros, multiplíquese por 30.5; para convertir libras a kilogramos, multiplíquese por 0.4535; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; y para convertir toneladas por hora a megagramos por hora, multiplíquese por 0.907.

TABLA 8-45 Rendimiento del molino de anillo y rodillo Raymond 6058 en la molienda de roca bruta de yeso, proveniente de diversas fuentes, al 90% por una malla menos 100

Fuente	ton/h	Entrada, kW	kW-h/ton
Fort Dodge, Iowa	32	200	6.25
Jamaica	23	205	8.9
Shoals, Indiana	16	210	13.1
Nueva Escocia (Dingwall)	10	230	23

NOTA: Para convertir toneladas por hora a megagramos por hora, multiplíquese por 0.907; para convertir kilowatts-hora por tonelada a kilowatts-hora por megagramos, multiplíquese por 1.1.

En la tabla 8-45 se dan los rendimientos de la molienda de roca de yeso crudo en un molino Raymond 6058, proveniente de varias fuentes; existe una gama completa de otros tamaños de molino disponibles. La mayor parte de los molinos nuevos para la molienda de yeso están provistos de calor para secar y moler en una sola operación.

El yeso calcinado en hornos rotatorios se pulveriza después de la calcinación, y por lo común se emplean molinos de tubo. Éstos le imparten plasticidad y aumentan su facilidad de manejo. De vez en cuando, este tipo de yeso calcinado se hace pasar por molinos de anillo y rodillo antes de hacerlo por los de tubo.

En casos especiales, se utilizan pulverizadores Raymond Imp para moler y calcinar en una sola operación. Como resultado se obtiene un revoque de fraguado rápido. Es ideal para la elaboración de cartón de yeso para paredes y otros productos estructurales similares. Un molino Raymond No. 50 Imp con 56 kW (75 hp) producirá alrededor de 3200 kg/h (7000 lb/h) de este material, del que el 90% pasa por una malla menos 100, cuando el material inicial es yeso crudo común y corriente.

CARBÓN, COQUE Y OTROS PRODUCTOS DEL CARBONO

Carbón bituminoso Las características de molienda del carbón bituminoso se ven afectadas por las impurezas contenidas, por ejemplo, cenizas inherentes, pizarra, grava, arena y bolas de azufre. La molibilidad del carbón se determina moliéndolo en un molino de laboratorio estándar y comparando los resultados con los obtenidos en condiciones idénticas, con un carbón seleccionado como estándar o testigo. Este carbón estándar es del tipo de baja volatilidad proveniente de las minas Jerome, del lecho Upper Kittaning, del Condado Somerset, Pennsylvania, y se supone que tiene una molibilidad equivalente a 100. Por lo tanto, un carbón con una molibilidad de 125, se puede pulverizar con mayor facilidad que el estándar, mientras que otro que tenga una molibilidad de 70, será más difícil de triturar. (La molibilidad y los métodos de molibilidad son discutidos en la subsección "Propiedades de los sólidos"). La capacidad obtenida con un molino será función de la molibilidad.

Hay dos métodos generales para quemar el carbón pulverizado: el sistema unitario, en el que el carbón se sopla directamente hacia el horno a medida que se pulveriza, y el sistema de trituración central en el que se almacena en un depósito antes de usarlo. La cocción directa en calderas y hornos rotatorios está reemplazando al sistema de almacenamiento. Los molinos de bolas, de anillo y rodillos, de taza y el tipo de bolas y anillos se utilizan para alimentación directa en instalaciones grandes.

El molino de tubos Kennedy con arrastre de aire tiene una longitud relativamente corta. No utiliza cribas ni dentro ni fuera, y el carbón fino se mezcla completamente con aire y se hace flotar hasta los quemadores. El molino tiene una rotación lenta a una velocidad de 19 a 50 rpm, dependiendo del tamaño. Además, es factible usar el aire caliente si se desea efectuar el secado.

El molino de taza Raymond se emplea primordialmente para pulverizar carbón y soplarlo directamente hacia los hornos industriales, calderas u hornos rotatorios. Los gases calientes se utilizan para secar el carbón mientras se está pulverizando.

TABLA 8-46 Molienda continua de antracita en circuito cerrado en un molino de bolas, con arrastre de aire

Velocidad de producción, en ton/h	Tamaño medio del producto, μm	Carga circulante, %	Material recirculado, −37 μm, %	Energía, kW-h/ton
19.8	7.3	277	42	330
23.0	6.6	283	59	280
27.0	6.1	757	31	246

NOTA: Para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.454; para convertir kilowatts-hora por tonelada a kilowatts-hora por megagramo, multiplíquese por 1.1.

Es factible usar un control termostático por medio de un dispositivo regulador para mantener una temperatura constante dentro del molino, independientemente del contenido de humedad del carbón.

El pulverizador Babcock y Wilcox tipo E se emplea para hornos industriales de cocción directa, y se aplica sobre todo en sistemas de circulación de ignición directa.

Antracita La antracita es más difícil de triturar que el carbón bituminoso. Se pulveriza para las mezclas de revestimiento de fundiciones en molinos de bolas o de martillos seguidos por clasificadores de aire. Sólo en un grado mínimo se utiliza como combustible en forma de polvo.

Un molino Hardinge de 3 por 1.65 m (10 ft por 66 in) en circuito cerrado con clasificador de aire, como el ilustrado en la figura 8-38, moliendo antracita de malla 4 con 3.5% de humedad, produjo 10.8 Mg/h (12 ton/h), con un 82% a través de una malla 200. La potencia requerida por el molino fue 278 kW (370 hp) y 52.5 kW (70 hp) para los equipos auxiliares; la velocidad del molino fue de 19 rpm y la carga de bolas de 25.7 Mg (28.5 ton). En la tabla 8-46 se presentan datos de un circuito piloto similar (Sanner, U.S. Bur. Mines Rep. Invest. 7170, 1968).

Un molino de tubo de 2.4 por 3.0 m (8 por 10 ft) en circuito cerrado, con un clasificador centrífugo de aire de 4.2 m (14 ft), operando con una alimentación de 90% a través de una malla 40, pulverizó 1.8 Mg/h (2 ton/h), al 99% a través de una malla 200 y con un consumo de potencia de 75 kW (100 hp) para el molino y 22.5 kW (30 hp) para el clasificador.

La antracita que se emplea en la elaboración de electrodos se calcina, y el grado de calcinación determina las características de la molienda. La antracita calcinada se muele generalmente en molinos de bolas y tubos o en molinos de anillos y rodillos, equipados con clasificación de aire. Un molino Raymond de anillos y rodillos de lado alto, dedicado a la molienda de antracita calcinada para la elaboración de electrodos, tiene una capacidad de 2.1 Mg/h (4600 lb/h) para una finura de productos de 76% por un tamiz No. 200 y 52.5 kW (70 hp) de potencia.

Coque Las características de molienda del coque varían enormemente. El coque de petróleo es en general más fácil de moler que el que se deriva del carbón bituminoso. El coque de subproducto es duro y abrasivo, en tanto que el que se obtiene de ciertas fundiciones es más duro aún para molerse. Para ciertos fines, quizá sea necesario producir un gránulo uniforme con un mínimo de finos. Esto se logra mejor en molinos de cabillas o bolas en circuito cerrado con cribas. La capacidad por hora de un molino de cabillas de 1.2 por 3 m (4 por 10 ft), con cribas, operando con cisco de coque de subproducto, fue de 8.1 Mg (9 ton), pasando 100% por un tamiz No. 10 y el 73% por un tamiz No. 200; en este caso, la potencia requerida fue de 30 kW (40 hp).

El coque de petróleo se pulveriza casi siempre para la elaboración de electrodos; generalmente se emplean los molinos de anillos y rodillos con clasificación de aire y los molinos de tubos. Un molino de anillos y rodillos Raymond 5057, produjo una salida por hora de 3.8 ton pasando el 78.5% por un tamiz No. 200 y consumiendo 67 kW (90 hp).

Otros productos de carbón El **alquitrán** se pulveriza como combustible o para otros fines comerciales; en el primer caso, se utiliza en general el sistema unitario de combustión y se emplea el mismo equipo que se describió para el carbón. Las características de molienda varían con el punto de fusión, que puede estar entre 50 y 175°C.

El **grafito natural** se divide en tres grados con respecto a las características de molienda: escamoso, cristalino y amorfo. El escamoso es, en general, el más difícil de reducir a polvo fino, y la variedad cristalina es la más abrasiva. El grafito se muele en molinos de bolas, tubos, anillos y rodillos, y de chorro, con o sin clasificación de aire. Para grandes capacidades, se acostumbra emplear molinos de bolas y de tubos, sobre todo con las variedades escamosas y cristalinas. El beneficio por flotación forma parte esencial de casi todos los procedimiento actuales.

En la tabla 8-31 se dan los rendimientos del pulverizador de chorro Majac con grafito natural. El grafito para lápices tiene 47, 83, 91 y 94% por peso menores que 4, 9, 18 y 31 μm respectivamente.

El grafito artificial se ha refinado en molinos de bolas en circuito cerrado con clasificadores de aire. Para lubricantes, el grafito se muele en húmedo convirtiéndolo en una pasta en donde el agua se sustituye con aceite. El molino de coloides se emplea para producir pintura de grafito.

El **negro mineral** es un esquisto llamado a veces erróneamente "piedra podrida" que contiene grandes cantidades de carbono y se utiliza como carga para pinturas y para otras operaciones químicas. Se pulveriza y clasifica con el mismo equipo que el del esquisto, la piedra caliza y la barita.

El **carbón animal o de hueso** se muele a veces a grados muy finos, para pintura, tinta u otras aplicaciones químicas. El molino que se emplea a menudo es el de tubos y éste se descarga sobre un ventilador que sopla el material a una serie de recolectores de ciclón conectados en tándem. La descarga del primer ciclón se devuelve casi siempre al molino para efectuar una molienda posterior; la descarga del último pasa a un filtro de aire en donde se obtienen los grados más finos. La cantidad de ciclones usados depende de los grados requeridos.

Los **carbonos decolorantes** de origen vegetal no deben molerse a grados demasiado finos. La finura estándar varía desde 100% por un tamiz No. 30 hasta 100% por un tamiz No. 50, con un 50 a un 70% por un tamiz No. 200 como límite superior. Los molinos de bolas, martillos y rodillos, seguidos de cribas, son la maquinaria de uso más frecuente. Cuando el material se utiliza en filtrados debe emplearse un producto de tamaño uniforme.

Por lo común, el **carbón vegetal o de madera** se tritura en molinos de martillos con cribas o clasificación de aire. Para la absorción de gases, casi siempre se tritura y clasifica hasta un tamaño de malla No. 16. Debe tenerse cuidado para evitar que se encienda durante la molienda.

La **gilsonita** se emplea a menudo en lugar de asfalto o alquitrán. Se pulveriza con suma facilidad y se reduce casi siempre en molinos de martillo con clasificación de aire.

Las **mezclas de carbón** (mezclas verdes) se obtienen casi siempre partiendo de harina de coque de petróleo, grafito y negro de humo, mezclados con un aglutinante del tipo del alquitrán; a la mezcla se le incorporan disolventes del tipo del benzol. Después de enfriarse, la mezcla se endurece y, por ende, casi siempre se debe volver a moler. En general, se tritura en molinos de martillos con arrastre de aire, ya que el material debe mantenerse seco.

Cuando se elaboran, los **negros de humo** suelen ser muy finos. El gas se hace pasar por cámaras con deflectores o por conductos en los que se precipitan los diferentes grados; los de grados más gruesos se pulverizan con frecuencia para utilizarse en la industria de fabricación de escobillas de carbón. La molienda se lleva a cabo en molinos de bolas, martillos, anillos y rodillos, o de chorro, con o sin clasificación de aire. Cuando se requiere un producto extremadamente fino, se acostumbra emplear el mismo sistema descrito para el carbón animal. Un molino de martillos equipado con clasificación de aire molió alrededor de 90 kg/h (200 lb/h) con una finura del 95% por un tamiz No. 200 y un consumo de potencia de 15 kW (20 hp).

COMPUESTOS QUÍMICOS Y JABONES

Colores y pigmentos Los **colores secos y los tintes o colorantes** se pulverizan en general en molinos de martillos (véase las tablas 8-23 y 8-26). Cuando se trata de lotes pequeños, se acostumbra utilizar un molino de choque o de piedra grande. Existe un problema especial con algunos tintes que forman cristales gruesos. Estos se trituran a la finura deseada en molinos de martillos o de chorro, utilizando la clasificación por aire para limitar el tamaño.

Los colores que se dispersan con facilidad no se muelen en general a grados muy finos, ya que en etapas posteriores se procesan en medios líquidos en molinos de piedras, rodillos o coloides. Sin embargo, existe una tendencia a molerlos por vía húmeda, con un agente de dispersión; luego se secan y pulverizan, después de lo cual se dispersan con facilidad en el vehículo en el que se van a utilizar.

Los **pigmentos blancos** son los productos básicos que se procesan en grandes cantidades. El dióxido de titanio es uno de los de mayor importancia. El problema de limpiar el molino entre los lotes procesados no existe como sucede cuando se tratan diferentes colores. Estos pigmentos se muelen hasta cierto acabado utilizando molinos con clasificación de aire y se venden como pigmentos en seco o en polvo. Para los grados más densos o con poca absorción de aceite, se emplean molinos de rodillo y de piedra. Para productos más esponjados o ligeros, se utilizan molinos de martillos y chorro. Con frecuencia se emplean combinaciones de dos operaciones de molienda para lograr una calidad de acabado específica. En la tabla 8-30 se incluye el rendimiento del molino de chorro para varios extensores o pigmentos de extensión. En la figura 8-62 se ilustran las características de molienda de un molino con clasificador tipo zumbador cuando se pulveriza pigmento de titanio a varios grados de finura.

Las técnicas de molienda se modifican según el uso de auxiliares de trituración y de los aditivos. El empleo de estearatos, resinatos y otros surfactantes tienen un efecto particular no sólo en la eficiencia y el costo de la molienda, sino también en la forma y naturaleza de las partículas molidas, que son importantes para su aprovechamiento final como cargas. Por ejemplo, se ha informado que las cargas ordinarias de $CaCO_3$ retardan la vulcanización del caucho natural, debido a su basicidad y al escaso contacto con el caucho; pero cuando se recubre con ácido esteárico modificado, el $CaCO_3$ se convierte en una carga inerte satisfactoria y provoca pocas alteraciones en las propiedades químicas.

En la tabla 8-47 se indican las características de operación de un molino Raymond 5057 de lado alto en el que se muelen varios óxidos de hierro. Los pigmentos minerales sintéticos se emplean generalmente para aglomerados finos y se desintegran con molinos de martillos o de chorro sin una molienda previa elaborada.

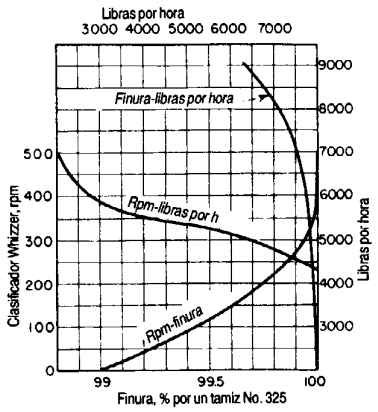


FIG. 8-62 Características de molienda de un molino de anillo y rodillos con clasificador tipo zumbador durante la molienda de un pigmento de titanio. Para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.4535.

TABLA 8-47 Molienda de óxidos de hierro en un molino de anillo y rodillos

Material	Finura	Capacidad, lb/h	hp-h/ton
Siena cruda	99% por un tamiz No. 200	5950	23.5
Siena quemada	99.5% por un tamiz No. 200	5800	22.1
Tierra de sombra cruda	99% por un tamiz No. 200	5200	26.9
Tierra de sombra quemada	99.5% por un tamiz No. 200	5400	25.9
Ocre natural	99.9% por un tamiz No. 200	4500	31.0
Óxido de hierro (mineral)	99% por un tamiz No. 325	3100	45.0
Óxido de hierro (precipitado)	99.9% por un tamiz No. 325	1800	72.5

NOTA: Para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.4535; para convertir caballos de potencia-hora por tonelada a kilowatts-hora por megagramo, multiplíquese por 0.82.

El consumo de energía incluye la que se necesita para la molienda, la clasificación y la conducción del producto a los depósitos de los ensacadores. Un molino cónico Hardinge de 1.5 por 0.4 m (4.5 ft por 16 in), en circuito cerrado con un clasificador, y triturando óxido de hierro de malla 50 con un 33% de humedad para la industria de la pintura, mostró una capacidad de 22.5 Mg/día (25 ton/24 h), dando una finura del 100% por un tamiz No. 200. La potencia fue de 15 kW (20 hp), la velocidad de molino, 30 rpm y la carga de bolas, 1800 kg (4000 lb). También se han investigado las condiciones necesarias para dispersar pigmentos en pintura por medio de molinos de bolas de acero [Fischer, *Ind. Eng. Chem.*, **33**(12), 1465-1472 (1941)].

Óxidos de plomo Se necesita litargirio o almártaga plumbosa con un contenido del 25 al 30% de plomo libre para la fabricación de placas de acumulador, y dicho material se procesa en molinos Raymond Imp. Tienen la capacidad de producir litargirio con la densidad baja deseada de 1.1 a 1.3 g/cm^3 (18 a 22 g/in^3). Una unidad de 56 kW (75 hp) produce 860 kg/h (1900 lb/h) de material con esta densidad.

El procesamiento de la **diatomita** es singular, ya que el control de su tamaño de partícula se ve afectado por los tratamientos de calcinación y clasificación por aire.

Compuestos químicos En las tablas 8-27 y 8-28 se especifican las finuras que pueden obtenerse con un molino de martillo con roca de sal y algunos compuestos químicos.

En ocasiones es necesario obtener productos granulados con límites de tamaño definidos, por ejemplo un fosfato monocálcico granulado que pase por un tamiz No. 50 y con un porcentaje pequeño que quede por un tamiz No. 200.

Los materiales suaves como la tierra de fuller o de batán, el bicarbonato de sodio y el fosfato monocálcico se tratan generalmente en molinos de harina para obtener un producto finamente dividido. La relación de reducción de 25 a 1 o incluso de 1.5 a 1 es la que se utiliza con mayor frecuencia; el material atraviesa por una serie de rodillos con tambores de tamizado. En ocasiones se emplean clasificadores de aire en el circuito para separar los finos. En la tabla 8-48 se presentan los resultados obtenidos en la granulación de materiales suaves.

Azufre Puede utilizarse el molino de anillo y rodillo para la molienda fina de azufre. Se suministran gases inertes en lugar de aire caliente (véase "Propiedades de Sólidos: seguridad", en donde se explica el uso de los gases inertes). El rendimiento obtenido con un molino Raymond No. 5057 de anillo y rodillo aparece en la tabla 8-49. Si el costo de la potencia consumida es de 2 centavos de dólar kw-h, el costo total puede elevarse a tres o cuatro veces el equivalente de la potencia e incluir la mano de obra, el gas inerte, el mantenimiento y los gastos fijos.

Molienda de jabones Los jabones finamente divididos se clasifican como polvo de jabón, jabón en polvo y escamas o laminillas.

TABLA 8-48 Granulación de materiales suaves

	Tierra de Fuller	Bicarbonato de sodio
Tamaño del producto requerido, No. de tamiz	− 80	− 120
	+ 150	+ 200
Tipo de molino utilizado	Dos rodillos	Dos rodillos
Número de molinos en serie	12	5
Tamaño de los rodillos, in	7 × 16	7 × 20
Capacidad, lb/h	3500	2500
Recuperación de la alimentación original, %	80	55
Caballos de potencia necesarios, total	80	30

NOTA: Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.4535.

TABLA 8-49 Molienda del azufre

Finura, % por un tamiz No. 325	Capacidad, ton/h	Potencia, kW·h/ton
90	6.0	13.7
95	5.0	16.4
99	3.5	23.4
99.9	2.5	32.7

NOTA: Para convertir toneladas por hora a megagramos por hora, multiplíquese por 0.907; para convertir kilowatts-hora por tonelada a kilowatts-hora por megagramo, multiplíquese por 1.1.

El término polvo de jabón se aplica al producto granular de tamaños de malla No. 12 a No. 16, con cierta cantidad de finos, y se produce en molinos de martillos con cribas o pantallas perforadas o ranuradas.

La pulverización de jabones metálicos, estearatos, palmitatos, resinatos, lauratos y erucatos no es difícil utilizando equipos modernos que tengan medios necesarios para mantener el material frío y en movimiento rápido. La molienda por lotes no es práctica, ya que el material tiende a endurecerse, sobre todo si se requiere un producto fino. Los oleatos son usualmente los más problemáticos, porque tienden a hacerse plásticos y cremosos. Si se clasifican por orden de su resistencia a la pulverización, se tienen los siguientes jabones metálicos: estearato de plomo, plata, cinc, cobre y níquel; palmitato de cinc, plomo y cobre; laurato de plomo, cobre y cinc; erucato de plata, mercurio y plomo, y oleato de plata y plomo.

Los oleatos y erucatos se pulverizan mejor en molinos de varias jaulas, los laruatos y palmitatos en molinos de jaula y también en los de martillos si no se requiere una división particularmente fina; en general, los estearatos se pueden pulverizar en molinos de varias jaulas, de cribas y en molinos de martillos con clasificación de aire. En la tabla 8-50 se especifican las características de operación de molinos de martillo cuando se efectúa la molienda de estearato de zinc y de aluminio para convertirlos en polvo finamente dividido.

POLÍMEROS ORGÁNICOS

Las características de molienda de diversas resinas, gomas, ceras, cauchos duros y polvos de moldeado dependen enormemente de sus temperaturas de suavización o ablandamiento. Cuando se necesita un producto finamente dividido, con frecuencia es necesario utilizar un molino con chaqueta de agua o un pulverizador con clasificador de aire en el que se introduzca aire enfriado al sistema. No todas las ceras se pueden moler, ya que algunas son suaves a las temperaturas en que se obtienen; sin embargo, gran número de ellas se pueden pulverizar si se toman las precauciones necesarias para evitar el sobrecalentamiento. Para este fin, se acostumbra emplear molinos de martillos y de jaula. Algunas resinas con temperaturas bajas de suavizamiento se muelen mezclándolas con una cantidad equivalente del 15 al 50% en peso de hielo seco antes de la molienda. A veces se introduce aire

TABLA 8-50 Rendimiento en la molienda de estearatos de zinc y aluminio, con un molino de martillos tipo criba

	Estearato de zinc	Estearato de aluminio
Capacidad, lb/h	500	300
Finura, % por un tamiz No. 325	60	70
En circuito cerrado con un clasificador de aire		
Capacidad, en lb/h	100	75
Finura, % por un tamiz No. 325	99.5	99.7
Caballos de potencia necesarios	25	20

NOTA: Para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.4535; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746.

refrigerado en el molino de martillos para evitar el suavizamiento y la aglomeración [Dorris, *Chem. Metall. Eng.*, **51**, 114 (julio, 1944)].

Cuando se utilizan en las industrias de la pintura, los barnices o los plásticos, la mayor parte de las **gomas** y las **resinas**, ya sean naturales o artificiales, no se muelen a grados muy finos, y los molinos de martillos o jaula suministran un producto adecuado. En la tabla 8-29 se dan los rendimientos usuales del molino de frotamiento. Los trituradores de rodillos dan con frecuencia un producto suficientemente fino. Ciertas resinas que se utilizan en la industria de las resinas fenólicas se deben pulverizar a un grado muy fino, en cuyo caso se emplean molinos de piedras enfriados con agua o salmuera, en circuito cerrado con un clasificador de aire. En general, se puede decir que la molienda de las resinas termoplásticas, o de las termofijas después de que han fraguado, es muy problemática, excepto en la gama de acabado áspero o de gránulo grande. Sin embargo, en el caso de las resinas termofijas, antes de que se efectúe dicho fraguado se obtienen finuras de alto grado con cierta facilidad, a pesar de que estos materiales, sobre todo cuando se muelen en un molino de martillo, se endurecen con extremada rapidez una vez que salen de él. Las resinas de fenoformaldehído se han molido en una máquina Raymond Imp hasta un 80% aproximadamente por tamiz No. 325, a una velocidad de 18 kg/kWh (30 lb/hp · h). Esto equivale a alrededor de 99% por un tamiz No. 100.

El molino Raymond de anillo y rodillo con su separador interno de aire se emplea ampliamente para pulverizar **resinas de fenolformaldehído**. La finura habitual de la molienda es más fina que el 99% en malla menos 200. Por lo común se introduce aire a 4°C (40°F) en el molino, a fin de evitar el aumento de la temperatura. Un molino Raymond 3036 común de 34 kW (45 hp), tiene una producción que sobrepasa a 900 kg/h (2000 lb/h) con un 99% en malla menos 200.

El **caucho endurecido o ebonita** es uno de los pocos materiales combustibles que se muele casi siempre en rodillos pesados calentados con vapor. La materia prima se hace pasar por una serie de rodillos en circuito cerrado con cribas y clasificadores de aire. Los rodillos Farrel-Birmingham son los de empleo más frecuente cuando se realiza ese trabajo. Existe una diferencial en el diámetro de los rodillos, y el tamaño particular más adecuado para el caucho endurecido promedio es el que tiene rodillos con diámetros de 33 y 43 cm (13 a 17 in) y 51 cm (20 in) de cara. El motor debe estar separado del triturador por medio de una pared contra incendios. También es conveniente que estas máquinas funcionen con velocidad más bien bajas y con diferenciales reducidos entre los rodillos, porque es muy fácil producir el sobrecalentamiento del caucho endurecido durante la molienda, lo que lo calcinará, y esto hará necesario apagar por completo el triturador hasta que se enfríe antes de extraer el material calcinado. En la tabla 8-51 se presenta el rendimiento de una serie de rodillos que muelen el caucho endurecido, generando un producto acabado a través de un clasificador de aire. Es probable que pueda obtenerse una producción mayor, pero el funcionamiento a una velocidad baja es casi obligatorio para evitar la generación de una cantidad excesiva de calor.

TABLA 8-51 Molienda del caucho duro

Número de molinos de rodillos	3
Tamaño de cada molino, in	13 y 17 × 20
Motor en cada molino, hp	50
Tamaño del clasificador de aire al vacío, ft	4.5
Tamaño del motor del ventilador del clasificador, hp	20
Finura de la alimentación al clasificador, % por un tamiz No. 100	32
Finura del producto salido del clasificador, % por un tamiz No. 100	95
Producción, lb/h	250

NOTA: Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir pies a centímetros, multiplíquese por 30.5; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; y para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.4535.

TABLA 8-51a Objetivos del aumento de tamaño

Reducir las pérdidas por producción de polvo.
Reducir los peligros de manejo, sobre todo cuando se trata de polvos irritantes o dañinos.
Lograr que los polvos tengan un flujo libre.
Densificar materiales para asegurar un almacenamiento o un envío más conveniente.
Evitar el endurecimiento y la formación de grumos.
Suministrar una cantidad definida de unidades apropiadas para la medición, el reparto y la asignación.
Producir formas estructurales útiles.
Crear mezclas uniformes de sólidos que no se segreguen.
Mejorar el aspecto de los productos.
Permitir un mayor control de las propiedades de sólidos, finamente divididos (por ejemplo, solubilidad, porosidad, razón superficie/volumen, velocidad de transferencia de calor).
Separar mezclas de partículas multicomponentes por humedecimiento selectivo y aglomeración.
Eliminar partículas de líquidos.

Las especificaciones para los **polvos de moldear** varían enormemente, desde un producto de tamiz No. 8 hasta uno de No. 60; en general, los productos más gruesos son los materiales que pasan por tamaños de tamiz No. 12, 14 o 20. Casi siempre sucede que las especificaciones prescriben un mínimo de finos (por debajo de los tamices No. 100 y No. 200). Para la mayor parte de los finos, el polvo de moldeo ideal consiste en partículas de ensayo menores que una malla No. 20 y mayores que la malla No. 100. Los polvos de moldear se producen con molinos de martillo, ya sea de tipo criba o equipados con clasificadores de aire.

Las curvas *A* y *B* de la figura 8-63 dan el análisis de criba de un polvo de moldeado producido con pulverizadores de criba adaptados

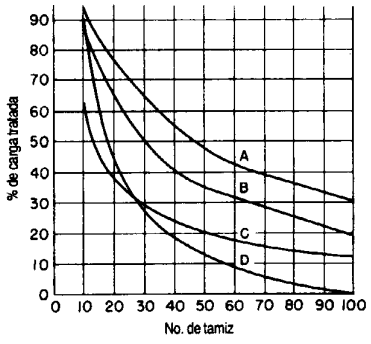


FIG. 8-63 Análisis de tamiz de polvos de moldeador producidos en varias instalaciones.

con una malla 8. La curva C señala los datos obtenidos con una unidad de pulverización con clasificación de aire, operada para dar un material mínimo de tamiz No. 100, que ascendió a sólo el 12%. Este material se hizo pasar por una criba de malla 8 para separar el de mayor tamaño, y el producto resultante se introdujo a un clasificador de aire para separar las partículas de tamaño de malla No. 100. La curva *D* representa el análisis de criba del producto granular final.

Los siguientes materiales se pueden moler a temperaturas ordinarias si sólo se requiere una finura comercial: ámbar, arabana, tragacanto, colofonia, olíbano, goma de benzoína, mirra, guayacán y cera montana. Si se precisa de un producto más fino se utilizan molinos de martillos o de frotamiento en circuito cerrado, con cribas o clasificadores de aire. En la tabla 8-29 se presentan los rendimientos obtenidos con un molino de frotamiento.

AUMENTO DE TAMAÑO

REFERENCIAS GENERALES: Ball et al., *Agglomeration of Iron Ores*, Heinemann, London, 1973. Capes, *Particle Size Enlargement*, Elsevier, New York, 1980. King, "Tablets, Capsules and Pills", en *Remington's Pharmaceutical Sciences*, Mack Pub. Co., Easton Pa., 1970. Knepper (ed.), *Agglomeration*, Interscience, New York, 1962. Mead (ed.)., *Encyclopedia of Chemical Process Equipment*, Reinhold, New York, 1964. Pietsch, *Roll Pressing*, Heyden, London, 1976. Sastry (ed.), *Agglomeration 77*, AIME, New York, 1977. Sauchelli (ed.), *Chemistry and Technology of Fertilizers*, Reinhold, New York, 1960. Sherrington y Oliver, *Granulation*, Heyden, London, 1981.

ALCANCE Y APLICACIONES

El aumento de tamaño es cualquier proceso mediante el cual las partículas pequeñas se unen para dar masas más grandes y permanentes en las que se pueden identificar aún las partículas originales. Las aplicaciones incluyen la constitución de formas útiles (por ejemplo, ladrillos y losetas) así como gránulos irregulares y bolas para el beneficio industrial de materiales finamente divididos.

Hay gran número de ventajas que se derivan de los procedimientos de aumento de tamaño, como se observa en la tabla 8-51*a*. Se cuentan con una amplísima variedad de métodos de aumento de tamaño y aplicaciones, y en la tabla 8-52 se presenta una clasificación de los mismos.

RESISTENCIA DE LOS CONGLOMERADOS

Mecanismos de enlace Los mecanismos de formación de enlace en los conglomerados se dividen en cinco grupos principales [Rumpf, en Knepper (ed.), *Agglomeration, op. cit.*, p. 379]. Durante una operación particular de aumento de tamaño se puede aplicar más de un mecanismo.

Los **puentes sólidos** se forman entre partículas por medio de la sinterización de minerales, la cristalización de sustancias disueltas durante el secado, como sucede en la granulación de los fertilizantes, y el endurecimiento de los agentes de enlace, como las gomas y las resinas.

El **enlace por líquidos móviles** genera la cohesión por medio de fuerzas interfaciales y la succión capilar. En un conjunto de partículas que se mantienen juntas por medio de un líquido móvil, se distinguen tres estados (Fig. 8-64). Hay pequeñas cantidades de líquido que se mantienen unidas como anillos discretos en forma de lentes en los puntos de contacto de las partículas, y es lo que se conoce como **estado pendular**. Conforme el contenido líquido aumenta la coalescencia de los anillos y se tiene una red continua de líquido entremezclado con aire, se produce lo que se denomina **estado funicular**. Cuando todos los espacios de poro del conglomerado están totalmente llenos, se ha alcanzado el **estado capilar**. Cuando un puente de líquido móvil falla, limita y divide sin aprovechar por completo las fuerzas de adhesión y cohesión para formar dicho puente.

FIG. 8-64 Tres estados del contenido líquido de un conglomerado de partículas esféricas. *a)* Estado pendular, *b)* estado funicular y *c)* estado capilar. [Newitt and Conway-Jones, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **36**, 422 (1958).]

Por contraste, los **puentes de líquidos inmóviles** formados con materiales altamente viscosos, como el asfalto o el alquitrán, generan fallas fisurando el enlace más débil. Entonces, las fuerzas de adhesión y/o cohesión se aprovechan plenamente y la capacidad de aglutinación es mucho mayor.

Las **fuerzas intermoleculares y electrostáticas** unen partículas muy finas sin la presencia de puentes materiales. Este tipo de formación de enlaces es al que se debe la tendencia de las partículas menores que 1 μm de diámetro a formar espontáneamente conglomerados durante un proceso de agitación. No obstante, cuando se trata de partículas de mayor tamaño, estas fuerzas de corto alcance son insuficientes para contrarrestar su peso y no se produce la adhesión.

La **interconexión mecánica** de las partículas ocurre durante la agitación o compresión de, por ejemplo, partículas fibrosas; pero es probablemente sólo un contribuyente menor de la fuerza de conglomeración en la mayor parte de los casos.

Cálculo de la resistencia del conglomerado En el caso de un conglomerado compuesto por partículas esféricas de igual tamaño, la resistencia a la tensión *i* es [Rumpf, en Knepper (ed.), *Agglomeration, op. cit.*, p. 379].

$$i = \frac{9}{8}\left(\frac{1-\varepsilon}{\pi X^2}\right) NF \tag{8-38}$$

donde X es el diámetro de la partícula, F es la fuerza de enlace por punto de contacto, N es el número medio de coordinación, es decir, el número promedio de puntos de contacto entre una esfera y las que la rodean, y ε es la fracción de volumen de los espacios vacíos del conglomerado. Los valores de X y ε se obtienen mediante un análisis de distribución de tamaño del polvo y la densidad en masa de las partículas compactadas. Como una aproximación, el número de coordinación N es π/ε (Rumpf, *loc. cit.*) o bien, $N = 2 \exp 2.4(1-\varepsilon)$ [Meissner, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **3**, 202 (1964)].

En el caso de aglutinantes líquidos móviles en estado pendular,

$$i = 2.8\left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon}\right)\frac{\sigma}{Xf(\delta)} \tag{8-39}$$

donde σ es la tensión superficial del líquido aglutinante y $f(\delta)$ es una función del ángulo de contacto [Newitt y Conway-Jones, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **36**, 422 (1958)].

Si el humedecimiento es completo, $f(\delta) = 1$. Para el estado capilar,

$$i = 8.0\left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon}\right)\frac{\sigma}{Xf(\delta)} \tag{8-40}$$

La resistencia a la tensión de un conglomerado en estado pendular es aproximadamente un tercio de la que corresponde al estado capilar, mientras que el estado funicular se caracteriza por resistencias intermedias. La reducción en el tamaño de la partícula y la porosidad genera

TABLA 8-52 Métodos de aumento de tamaño y sus aplicaciones*

Método	Equipo	Aplicaciones representativas
Compactación por presión	Prensa por pistón o moldeo	Preformado de plásticos, pequeñas piezas de repuesto hechas de polvos metálicos (levas, engranes, empaques), rebabas metálicas de barrenos y maquinado, etc.
	Prensa de tabletas	Productos farmacéuticos, catalizadores, compuestos químicos industriales, cerámicas, polvos metálicos
	Prensa tipo rodillo	Minerales tipo arcilla, cloruro de potasio, cloruro de sodio, compuestos orgánicos, polvos metálicos, minerales, cal, carbón vegetal, magnesio, esponja de titanio, roca fosfórica
	Molino de granulación	Productos farmacéuticos, plásticos, arcillas, carbón, carbón vegetal, compuestos químicos industriales, fertilizantes, productos de caucho, alimentos para animales
	Extrusores de tornillo	Bauxita, plásticos, fluoruros de tierras raras, arcillas, catalizadores
Aglomeración por mezclado y volteo	Bandeja o disco inclinado; aglomerador de tambor rotatorio	Fertilizantes, minerales de hierro, minerales no ferrosos, productos minerales y de arcilla, negro de carbón, diversos productos de desechos sólidos finamente divididos
	Mezclador de paletas; bandeja horizontal	Fertilizantes, premezclado para el molino de bolas, polvos para acondicionamiento de plantas de acero
	Mezcladores de polvos; mezclado de flujo a chorro	Alimentos "instantáneos", granulación de detergentes
Procesos térmicos	Sinterización y endurecimiento térmico en rejilla móvil, horno rotatorio, horno de parrilla, horno de tiro	Minerales ferrosos y no ferrosos, minerales, escoria de cemento, productos de desechos sólidos
	Secado y solidificación en secadores de tambor, formadores de hojuelas, sistemas con extremos de faja o cinturón	Esquisto de azufre, urea, nitrato de amonio, productos cáusticos, diversas resinas, adhesivos de fusión por calor
Métodos de aspersión	Torres de aspersión	Alimentos instantáneos, polvos para limpieza, alimentos comprimidos, colorantes
	Torres de rocío o goteo	Urea, nitrato de amonio, resinas de alquitrán de hulla, etc.
	Lechos fluidificados	Fertilizantes, arcillas, azufre, desechos nucleares y de otros tipos
	Secadores por chorro de aire	Arcillas, tierras diatomáceas, almidón, subproductos
Sistemas líquidos	Humedecimiento por líquido inmiscible en diversos mezcladores de corte y turbina	Polvos finos de carbón, eliminación de hollín y aceite del agua
	Proceso sol-gel en columnas de aspersión	Esferoides de dicarburo metálico
	Floculación por gránulos en tambores y recipientes agitados	Sedimentos de desechos, sedimento de aguas negras, suspensiones de barro y arcilla

* Cf. Browning, *Chem. Eng.*, **74**(25), 147 (1967).

mayor resistencia. Para mejorar la fuerza del conglomerado, es preciso reconocer la importancia de la distribución correcta de los tamaños de partículas al obtener una porosidad mínima [Ridgway y Tarbuck, *Chem. Process Eng.* (febrero, 1968)].

En lo que respecta a los valores calculados de la resistencia a la tensión para los otros mecanismos de unión, que aparecen en la figura 8-65, revelan la fuerza que debe esperarse en diferentes procedimientos para el aumento del tamaño.

Métodos de prueba de la resistencia Los conceptos de la **mecánica de fractura** (véase subsección "Propiedades de los sólidos") se aplican a los métodos para comprobar la resistencia de los conglomerados.

Las **pruebas o ensayos de compresión** en los que los conglomerados se trituran entre platos paralelos, sirven para efectuar una rápida verificación de la producción. Se utilizan varios medios para distribuir uniformemente la fuerza aplicada sobre la superficie del conglomerado, incluyendo la raspadura de los lados opuestos, su adaptación con plástico de endurecimiento o cubriendo la superficie del plato con una placa de compresión.

En el caso de gránulos más o menos esféricos producidos en las mismas condiciones, el trazo de una gráfica log-log de la carga en el instante de la falla, en función del diámetro del gránulo, da a menudo una línea recta con una pendiente aproximadamente igual a 2. El punto de cruce de una gráfica de esta índole con el diámetro unitario da un factor de la resistencia a la compresión.

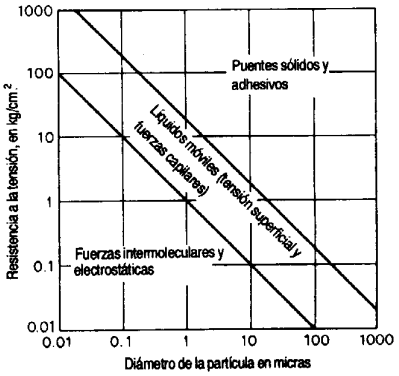


FIG. 8-65 Resistencia a la tensión teórica de aglomerados. (*Adaptado de* Rumpf. "The Strength of Granules and Agglomerates", en Knepper (ed.). *Agglomeration*, Wiley, New York, 1962.)

Las **pruebas de abrasión** se desarrollan sometiendo a un volteo cierta cantidad de conglomerado dentro de un tambor provisto de una cubierta de malla de alambre. La proporción de finos producidos en un tiempo y a una velocidad específicos, determina la abrasión. La resistencia a la abrasión es muy importante para los conglomerados procesados en máquinas de medición y compactación [Pietsch, *Aufbereit, Tech.*, **7**, 177 (1966)]. **La prueba Linder** [Linder, *J. Iron Steel Inst.*, **189**, 233 (1958)] mide la resistencia de los conglomerados para dividirse, en condiciones de reducción que simulan su descenso por un alto horno.

Las **pruebas de caída** se utilizan para determinar la resistencia a la caída de los conglomerados, por ejemplo, durante su manejo en transportadores. Una de las pruebas puede consistir en dejar caer varios conglomerados desde una altura de 30.5 cm (12 in) sobre una placa de acero. La cantidad promedio de caídas que causan la fractura se identifica como el número de caída.

Las **pruebas de aglomeración**, cuando se emplean para gránulos fertilizantes, consisten en dos partes [Bookey y Raistrick, en Sauchelli (ed.), *Chemistry and Technology of Fertilizers*, p. 454]. Una torta de los gránulos es formada primero en una cámara de compresión en condiciones controladas de humedad, temperatura, etc. El esfuerzo de trituración de la torta se mide y se determina el grado de aglutinamiento.

Las **pruebas de desintegración de tabletas** consisten en una inmersión cíclica de las tabletas en un disolvente adecuado. Las pruebas de desintegración de las tabletas deben ser positivas al final de un periodo de prueba especificado (*United States Pharmacopeia*, 17a rev., Mack Pub. Co., Easton, Pa., 1965, p. 919).

COMPACTACIÓN A PRESIÓN

La aglomeración ocurre cuando se aplica una fuerza a un sistema de macropartículas dentro de un espacio confinado. El éxito de la operación depende en parte del aprovechamiento y la transmisión eficaces de la fuerza externa aplicada y, parcialmente, de las propiedades físicas del material macroparticulado.

Transmisión de fuerzas Al aplicar una presión a un polvo en una matriz o en troquel, se producen diferentes zonas en el material compactado que están sometidas a distintas intensidades de presión y se encuentran en diferentes etapas de compactación. En la figura 8-66 se ilustran las distribuciones de presión y densidad [Train, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **35**, 258 (1957)]. Se tiene un núcleo axial denso en la parte inferior del material compactado, y una región de escasa densidad que se observa con claridad inmediatamente debajo del émbolo, que puede ser la causa del tipo de resquebrajamiento de laminación conocido como **sobrecarga**.

En la tabla 8-53 se presenta un resumen de las ecuaciones que se han utilizado para representar la compactación de polvos en cavidades de matrices cilíndricas. Estas ecuaciones se han aplicado con varios grados de éxito en las gamas de presión empleados en los estudios originales; pero no hay una ecuación de aplicación general que se pueda recomendar en forma concluyente. Cooper y Eaton [*J. Am. Ceram. Soc.*, **45**, 97 (1962)] analizaron los mecanismos de compactación en relación con dos procesos de probabilidades casi totalmente independientes. El primero de ellos es el llenado de orificios grandes con partículas tomadas de la distribución de tamaño original. El segundo es el llenado de huecos más pequeños que las partículas originales mediante un flujo plástico o una fragmentación.

Aglutinantes y lubricantes Los lubricantes ayudan a la transmisión de fuerzas y reducen la adhesión a las superficies de las matrices. Los lubricantes internos se mezclan con el material que se está aglomerando y los lubricantes externos se aplican a la superficie de la matriz. En algunas ocasiones, los lubricantes internos debilitan las propiedades del enlace.

Los aglutinantes mejoran la fuerza de los compactos. Estas sustancias se clasifican como **tipo matriz, todo película** y **productos químicos** [Komarek, *Chem. Eng.*, **74**(25), 154 (1967)]. En la tabla 8-54 se presenta una clasificación de aglutinantes y lubricantes que se utilizan en la producción de tabletas de diversos materiales. Es necesario llevar a cabo una evaluación experimental en cada aplicación.

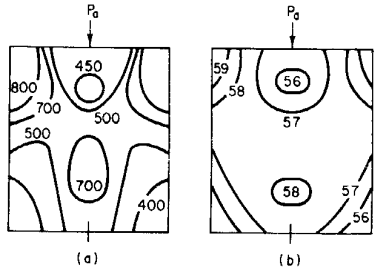


FIG. 8-66 Reacciones en compactos de carbonato de magnesio cuando se someten a un prensado (P_a = 671 kg/cm). *a*) Niveles de contorno en kg/cm; *b*) los contornos representan el porcentaje de sólidos presentes. [Train, *Trans. Inst. Chem. Eng.* (London), **35**, 258 (1957).]

TABLA 8-53 Ecuaciones usadas para representar la compresión de polvos

Ecuación	Bibliografía	Materiales compactados
$\log p = mV_R + b$	Huffine, Tesis de doctorado, Columbia University, 1953 Stewart, *Engineering*, **169**, 175, 203 (1950)	Variedad de polvos no metálicos Partículas de azufre, cloruro de sodio, T.N.T.
$\log \frac{1}{1-\rho_R} = mp + b$	Spencer, Gilmore, y Wiley, *J. Appl. Phys.*, **21**, 527 (1950) Heckel, *Trans. Met. Soc.* A.I.M.E., **221**, 1001 (1961)	Partículas de poliestireno Variedad de polvos metálicos
$\frac{V_0 - V}{V_0 - V_s} = a_1 \exp -\left(\frac{k_1}{p}\right) + a_2 \exp -\left(\frac{k_2}{p}\right)$	Cooper y Eaton, *J. Am. Ceram. Soc.*, **45**, 97 (1962)	Cuatro polvos cerámicos
$\log p = m \log \rho a + b$	Jones, "Fundamental Principles of Powder Metallurgy", E. Arnold, London, 1960.	Polvos metálicos industriales

p = presión aplicada para compactar
V = volumen del compacto a p
V_0 = volumen del compacto a la presión cero
V_s = volumen del material sólido (libre de espacios vacíos)
$V_R = V/V_s$
ρ_a = densidad aparente o masiva del compacto
ρ_s = densidad real del material sólido
$\rho_R = \rho_a/\rho_s$
m, b, a_1, a_2, k_1, k_2 son constantes

Equipo de compactación Esta operación se practica en dos clases de equipo que son los **dispositivos confinados a presión** (moldeo, producción de tabletas, prensas de rodillos) en los que el movimiento y el esfuerzo cortante de las partículas son incidentales respecto a su consolidación en moldes cerrados o entre dos superficies, y los **dispositivos de extrusión** (molinos de granulación, extrusores de rosca o tornillo) en los que el material sufre un esfuerzo cortante específico y se mezcla al consolidarse, al mismo tiempo que se prensa por medio de un troquel.

Las **prensas de moldeo o pistón** se emplean para crear compactos uniformes y a veces complejos, sobre todo en la metalurgia de polvos y la formación de plásticos. El equipo comprende una prensa operada mecánica o hidráulicamente y, unida a las placas o los platos de la prensa, un molde de dos partes que consta de una porción superior (macho) y otra inferior (hembra). La acción de presión y calor sobre la carga de macropartículas hace que se funda y tome la forma de la cavidad del molde. Los compactos de polvos de metal se sinterizan a continuación para desarrollar las propiedades metálicas, mientras que los de plástico quedan prácticamente acabados al descargarse de la máquina de moldeo.

En la industria automotriz y otras industrias metalmecánicas, las partículas de materiales de desecho se comprimen y reciclan para operaciones de fundición a través de prensas tipo pistón de briquete. Los materiales de alimentación son por lo general rebabas de hierro fundido, acero y otros materiales que tienden a enlazarse bajo presión en forma parcial debido a la acción mecánica. Esta operación debería distinguirse del moldeo de polvos metálicos más finos en partes como engranes por presión en el campo de la metalurgia de polvos.

Las **prensas de pastillaje** o **producción de tabletas** se utilizan en aplicaciones que tienen especificaciones estrictas en lo que respecta a peso, espesor, dureza, densidad y aspecto del producto aglomerado. Producen formas más simples a mayores índices de producción que las prensas de moldeo. La **prensa punzonadora simple** es aquella que cuenta con un solo ensamblaje de herramientas consistente de un punzón superior, otro inferior y un troquel o una matriz. La **prensa rotatoria** emplea una mesa redonda rotatoria de matriz con varias estaciones de punzones y troqueles. Las antiguas máquinas rotatorias tienen **un solo lado**, es decir, cuentan con una estación de llenado y otra de compresión para producir una tableta por estación en cada revolución de la cabeza rotatoria. Las prensas rotatorias de alta velocidad modernas son de **lado doble**; en otras palabras, hay dos estaciones de alimentación y compresión para producir dos tabletas por cada revolución de la cabeza rotatoria. En la tabla 8-55 se especifican algunas características de las prensas de pastillaje.

Para llevar a cabo con éxito el tableteado, el material debe tener propiedades fluidas apropiadas para servir como material de alimentación de una máquina de pastillaje. La granulación por vía húmeda o seca sirve para mejorar las propiedades fluidas de los materiales. En la **gra-**

TABLA 8-54 Aditivos utilizados en la producción de tabletas*

Aditivo	% de peso seco	Aplicación					
		Catalizador	Cerámico	Comp. quím.	Alimento	Polvos metálicos	Prod. farmacéuticos
Aglutinantes:							
Agar, algina	1/2-3	...	A-B	B-C	B-C	...	B
Dextrina	1-4	...	A	B	B	...	A
Dextrosa	5-20	...	...	A-B	A-B	...	A
Gelatina	1-3	...	...	A-B	A-B	...	A
Glucosa	1-5	...	A	A	B	...	A
Colas	1-5	...	D	A			
Gomas	1-5	...	A	A	A	...	A
Lactosa	5-20	...	...	B	B	...	A
Alquitrán, asfalto	2-50	D	...	A			
Resinas	1/2-5	A	A	A	...	A	
Sales	5-20	...	...	B	...	...	A
Silicato de soda	1-4	...	C	B			
Almidón (pasta)	1-3	...	A	B	A	...	A
Azúcar (sacarosa)	2-20	...	...	A-B	A-B	...	A
Licor de sulfito	1-5	...	A	A			
Ceras	2-5	...	C	C	D	A	D
Agua	1/2-25	A	C	...	C	...	C
Lubricantes:							
Benzoato de soda	1-4	...	...	D	...	...	D
Ácido bórico	2-5	...	...	D	...	...	D
Grafito	1/4-2	A	...	A	...	B-C	
Aceites	1/4-1	...	A	C	C	C	C
Jabones	1/2-2	...	...	C	...	...	D
Almidón	1-5	...	...	C	C	...	B-C
Estearatos:							
Aluminio	1/4-2	B	B	B	...	B	A
Magnesio, calcio	1/4-2	A	A	A	A	B	B
Sodio	1/4-2	...	...	B	...	...	
Litio, cinc	1/2-2	A	A	A	...	A	
Ácido esteárico	1/2-2	B	B	A	A	B	A
Esterotex	1/2-2	A	A	A	A	A	A
Talco	1-5	C	B	B	...	...	A
Ceras	1-5	...	B-C	C	...	B-C	D
Agua	0.1-5	A	A	C	C	...	C

Eficiencia: A — Excelente
B — Buena
C — Regular
D — Deficiente

* Pennwalt Chemicals Corporation.

TABLA 8-55 Características de las prensas productoras de tabletas*

	De un solo troquelador	Rotatoria
Tabletas por minuto	8-140	72-6 000
Diámetro de la tableta, in	1/8-4	5/8-2 1/2
Presión, toneladas	1 1/2-100	4-100
Caballos de potencia	1/4-15	1 1/2-50

* Browning, *Chem. Eng.*, **74**(25), 147 (1967).

NOTA: Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir toneladas a megagramos, multiplíquese por 0.907; y para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746.

nulación por vía húmeda, los ingredientes secos combinados se mezclan con una solución líquida y, a continuación, la masa mojada se somete a una extrusión por medio de un tamiz de malla ancha, y los gránulos resultantes se secan. Éstos se someten después a un cribado para obtener el tamaño de partícula requerido para la producción de tabletas. En la **granulación por vía seca**, los ingredientes secos combinados se densifican primero en una prensa de pastillaje rotatoria para servicio pesado, que produce "pequeñas barritas" de 1.9 a 2.5 cm (3/4 a 1 in) de diámetro. A su vez, éstas se trituran posteriormente para obtener partículas del tamaño requerido para la producción de tabletas. La predensificación se realiza también utilizando un sistema rotatorio de compactación y granulación. Hay una tercera técnica, la **compactación directa**, que emplea dispositivos complejos para alimentar los ingredientes secos y combinarlos directamente a una prensa rotatoria de alta velocidad.

Kibbe [*Chem. Eng. Prog.*, **62**(8), 112 (1966)] escribió una exposición excelente sobre la producción de tabletas dentro de la industria farmacéutica.

En las **prensas de rodillos**, la materia prima se compacta cuando se hace pasar por la abertura comprendida entre dos rodillos que giran a la misma velocidad. El tamaño y la forma de los conglomerados se determinan por medio de la geometría de las superficies de los rodillos. Los huecos o muescas de las superficies de los rodillos producen **briquetas** en forma de huevos, almohadas, lágrimas y otras estructuras similares, desde unos cuantos gramos hasta 2 kg (5 libras) o más de peso. Los rodillos lisos o corrugados producen hojas compactas que se pueden granular al tamaño de partícula deseado en equipos convencionales de molienda. En la figura 8-67 se ilustra un circuito usual de compactación y granulación.

Las prensas de rodillos son capaces de producir grandes cantidades de material a bajo costo, pero el producto es menos uniforme que el material proveniente de las prensas de moldeo o pastillaje. La introducción de la cantidad adecuada de material en cada uno de los huecos que giran con gran rapidez en los rodillos constituye el problema más

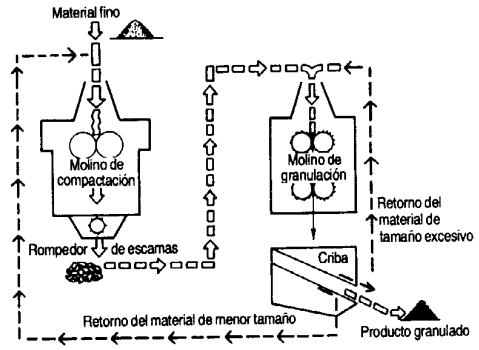


FIG. 8-67 Diagrama de flujo para un proceso de compactación. (*Allis-Chalmers Corporation.*)

complejo de la operación de briqueteado. Hay varios tipos de alimentadores que han ayudado a contrarrestar en gran parte esta dificultad.

Los rodillos de compactación pueden ser sólidos o estar divididos en segmentos. Los rodillos segmentados se prefieren para realizar tareas de briqueteado en caliente, puesto que la expansión térmica del equipo se controla con mayor facilidad.

El factor más importante que se debe determinar en una aplicación dada es la fuerza de prensado necesaria para producir compactos adecuados. Las **cargas** de rodillo (es decir, la fuerza de separación del rodillo dividida por la anchura de éste) en instalaciones comerciales, varían entre 4.4. MN/m a más de 440 MN/m (1000 lb/in a más de 100 000 lb/in). Las dimensiones de uso más común en los rodillos son hasta 91 cm (36 in) de diámetro por 61 cm (24 in) de ancho.

La anchura de rodillo permisible se relaciona inversamente con la fuerza de prensado requerida, debido a consideraciones del diseño mecánico. La carga tratada de una prensa de rodillo a velocidad constante de rodillo disminuye conforme aumente la fuerza de prensado, puesto que la anchura permisible del mismo es menor. Se producen máquinas con capacidades hasta de 45 Mg/h (50 toneladas/h). En la tabla 8-56 se incluyen algunas cifras promedio correspondientes a la fuerza de prensado y energía necesarias para comprimir varias clases de materiales en máquinas de granulación de las llamadas "briquetas". En la tabla 8-57 se dan características específicas.

Johanson [*Proc. Inst. Briquet. Agglom. Bien. Conf.*, **9**, 17 (1965)] presentó un procedimiento de diseño para hacer una buena predicción del rendimiento de prensas de briqueteado tipo rodillos (e incluso diseñarlas), basándose en mediciones de laboratorio a pequeña escala, tanto de la compresibilidad como de las propiedades de flujo de materiales granulados.

TABLA 8-56 Requisitos de presión y energía para la producción de briquetas con diversos materiales*

Gama de presión en lb/in^2	Energía aprox. requerida, en kW-h/ton	Tipo de material briqueteado o compactado		
		Sin aglutinante	Con aglutinante	Caliente
Baja 500-20 000	2-4	Fertilizantes mezclados, minerales de fosfato, esquistos, urea	Carbón mineral, carbón vegetal, coque, lignita, alimentos para animales, dulces	Minerales de fosfato, urea
Intermedia 20 000-50 000	4-8	Resinas acrílicas, plásticos, PVC, cloruro de amonio, DMT, compuestos de cobre, plomo	Aleaciones de hierro, espato flúor, níquel	Hierro, potasa, mezclas vítreas
Alta 50 000-80 000	8-16	Aluminio, cobre, cinc, vanadio, dolomita calcinada, cal, magnesia, carbonatos de magnesio, cloruro de sodio, compuestos de sodio y potasio	Polvo de combustión, minerales de hierro naturales y reducidos	Polvo de combustión, óxido de hierro, minerales de hierro naturales y reducidos, metales de desecho
Muy alta >80 000	>16	Polvos de metales, titanio	. . . . .	Recortes de metales

* Bepex Corporation. Para convertir libras por pulgada cuadrada a newtons por metro cuadrado, multiplíquese por 6895; para convertir kilowatt-hora por tonelada a kilowatt-hora por megagramo, multiplíquese por 1.1.

TABLA 8-57 Algunas capacidades usuales (ton/h) para un intervalo de prensas de rodillo*

Diámetro del rodillo, in	10	16	12	10.3	13	20.5	28	36
Anchura máxima de la cara del rodillo, in	3.25	6	4	6	8	13.5	27	10
Fuerza de separación del rodillo, ton	25	50	40	50	75	150	300	360
Carbón								
Mineral, coque		2	1		3	6	25	
Carbón vegetal			8			13		
Activado					3	7		
Metales y minerales								
Alúmina					5	10	28	
Aluminio				2	4	8	20	
Bronce, cobre	0.5			1.5	3	6	16	
Desperdicio de molino de acero					5	10		
Hierro				3	6	15	40	
Polvo de níquel					2.5	5.0		
Níquel						20	40	
Acero inoxidable				2	5	10		
Acero								25
Bauxita		1.5				10	20	
Ferrometales						10		
Productos químicos								
Sulfato de cobre	0.5	1.5		1	3	6	15	
Hidróxido de potasio				1	4	8		
Sosa comercial	0.5				3	6	15	
Urea	0.25					10		
DMT	0.25				2	6		
Minerales								
Potasa						20	80	
Sal				2	5	9		
Cal					4	8	15	
Sulfato de calcio							13	40
Espatoflúor (fluorita)						5	10	28
Óxido de magnesio						1.5	5	
Asbesto						1.5	3	
Cemento						5		
Lote de vidrio						5	12	

* Cortesía de Bepex Corporation. Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir toneladas a megagramos, multiplíquese por 0.907; y para convertir toneladas por hora a megagramos por hora, multiplíquese por 0.907.

En la figura 8-68 se ilustran los principios de funcionamiento de los **molinos de granulación**. El material de alimentación, que es un plástico humedecido, se introduce por los huecos de los troqueles de varias formas, y la fricción del material dentro de los huecos del troquel proporciona la resistencia necesaria para producir la compactación. Las cuchillas ajustables cortan el material en forma de varilla obtenido por extrusión para producir gránulos de la longitud deseada. Aunque se utilizan varios diseños, los molinos de granulación de uso más común funcionan aplicando potencia al troquel y haciéndolo girar alrededor de un rodillo de rotaciones libres, con un eje horizontal o vertical fijo.

La calidad del gránulo y la capacidad varían según las propiedades del material de alimentación como humedad, características de lubricación, tamaño de la partícula y abrasividad, y de las características y la velocidad de la matriz. Los materiales fácilmente granulables dan rendimientos hasta de 122 kg/kWh (200 lb/hp · h), utilizando una matriz con perforación de 0.6 cm ($^1/_4$ de in). En la tabla 8-58 se citan algunas características de los molinos de granulación.

Los extrusores de tornillo usan un tornillo para hacer pasar continuamente el material de alimentación en estado plástico por la matriz o el troquel. Si el hueco de éste es redondo, se forma un compacto cilíndrico, mientras que si el hueco es una ranura delgada, se formará una película o una hoja. También se pueden obtener muchas otras formas.

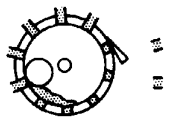


FIG. 8-68 Principio de funcionamiento del molino de gránulos.

El uso común de los extrusores de tornillo se encuentra en la formación y el amasado de plásticos. En la tabla 8-59 se presentan resultados típicos que pueden esperarse por caballo de fuerza con varios plásticos, así como las características de algunos de los tamaños más usuales de extrusores.

Los extrusores de molino de paletas con desaireación que combinan la mezcla, la densificación y la extrusión en una sola operación, se fabrican para aglutinar arcillas, catalizadores, fertilizantes, etc. La tabla 8-60 proporciona datos sobre extrusores de tornillos para la producción de gránulos (pellets) de catalizadores.

TABLA 8-58 Características de los molinos de gránulos

Intervalo de caballos de potencia (hp)	10-250
Capacidad, lb/(hp · h)	75-300
Características de los dados	
Tamaño	Hasta 26 in de diámetro interno × 8 in aproximadamente de ancho
Intervalo de velocidad	75-500 rpm
Intervalo del tamaño del orificio	$^1/_{16}$ a $1^1/_4$ in de diámetro interno
Rodillos	Hasta tres rodillos; hasta 10 cm de diámetro

NOTA: Para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; para convertir libras por caballos de potencia (hp)-hora a kilogramos por kilowatt-hora, multiplíquese por 0.6; y para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54.

TABLA 8-59 Características de los extrusores de plásticos*

Eficiencias	lb/(hp · h)
PVC rígido	7-10
PVC plastificado	10-13
Poliestireno tratado por impacto	8-12
Polímeros ABS (acrilo-nitrilo-butadieno estireno)	5-9
Polietileno de baja densidad	7-10
Polietileno de alta densidad	4-8
Polipropileno	5-10
Nylon	8-12

Relación entre el tamaño, la potencia y la producción

	Diámetro		Producción, lb/h, polietileno de densidad baja
hp	in	mm	
15	2	45	Hasta 125
25	$2\frac{1}{2}$	60	Hasta 250
50	$3\frac{1}{2}$	90	Hasta 450
100	$4\frac{1}{2}$	120	Hasta 800

* *The Encyclopedia of Plastics Equipment*. Simonds, ed., Reinhold, New York, 1964.

NOTA: Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.4535; y para convertir libras por caballo de potencia-hora (hp-h) a kilogramos por kilowatt-hora, multiplíquese por 0.6.

TABLA 8-60 Características de los extrusores de tornillo para granulación de catalizadores*

Diámetro del tornillo, in	Unidad motriz, hp	Capacidad típica, lb/h
2.25		60
4	75-15	200-600
6	Hasta 60	600-1500
8	75-100	Hasta 2000

* Cortesía de The Bonnot Co. Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; y para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.4535.

NOTA:
1. Las alimentaciones usuales son alúmina, soportes de caolín, cribas moleculares y geles.
2. Gusano y barril enfriados con agua, unidad motriz de velocidad variable.
3. Orificios de los cubos, desde $\frac{1}{16}$ in.
4. Opción de vacío disponible.

AGLOMERACIÓN POR VOLTEO Y MEZCLADO

Los polvos que tienen una cantidad correcta de aglutinante líquido se pueden constituir en conglomerados regulares mediante operaciones de **volteo, vibración, agitación o mezclado con paletas**. Los tambores y los discos rotatorios representan el equipo de empleo más común en la industria. La aglutinación se logra usualmente por medio de un líquido móvil (pero las fuerzas intermoleculares operan en el proceso de esferonización de negros de carbón y otros materiales muy finos).

La aglomeración por volteo se conoce por varios nombres. Los fertilizantes se **granulan** a través de una fase de solución y se endurecen en el secado. Los minerales se **convierten en esferitas** o se **granulan por vía húmeda**, para obtener un conglomerado verde que se pueda sinterizar. En un proceso conocido como **nodulación**, los gránulos verdes se mezclan con combustibles y se sinterizan.

Crecimiento del conglomerado El crecimiento del conglomerado se logra de dos maneras bastante bien definidas. La **aglomeración** es la formación de agregados mediante la adhesión del material de alimentación y/o el de reciclaje, e incluye la formación de los núcleos del conglomerado. El **laminado** es la deposición de láminas o capas de materias primas sobre núcleos previamente formados (Slack, en *Encyclopedia of Chemical Technology*, vol. 9, p. 122, Interscience, 1966). El proceso de laminado requiere razones de reciclaje superiores y un menor contenido de humedad que el proceso de aglomeración, y se puede hacer que predomine controlando las condiciones de operación.

La distribución de tamaño cambia conforme procede el crecimiento, siguiendo tendencias que son características de dicho mecanismo [Sastry y Fuerstenau, *Agglomeration 77, op. cit.*, p. 381]. Durante el crecimiento o el desarrollo de las esferas, existe un equilibrio entre las fuerzas de destrucción producidas dentro de la carga y las fuerzas de cohesión que mantienen unidos a los gránulos. La resistencia de estos últimos debe ser suficiente para soportar estas fuerzas destructoras. La ecuación (8-38) indica que se tiene un tamaño máximo de partícula a partir del cual se pueden formar gránulos satisfactoriamente en condiciones específicas. El tamaño máximo del material de alimentación que se suministra a los granuladores de disco es casi siempre del orden de malla 30 a 50, mientras que, por lo menos el 25% debe ser del orden de malla menos 200 [Engelleitner, *Ceram. Age*, **22**, 24 (1966)]. Para la granulación de minerales de hierro, el material alimentado en forma de macropartículas contiene por lo común del 40 al 80% de material de malla menos 325. Las especificaciones del tamaño de partículas antes citadas, se aplican a sistemas en los que se utiliza agua como líquido aglutinante. Otros líquidos de menor tensión superficial, o sistemas líquido/sólido en los que la superficie de la partícula no se humedece debidamente, requieren tamaños de partículas más finos para lograr una producción aceptable de esferas.

La ecuación (8-41) puede utilizarse para calcular en forma muy aproximada la cantidad de líquido necesario para la aglomeración, basándose en el dato de la densidad masiva del material de alimentación:

$$x = \frac{1}{1 + (1 - \varepsilon)\rho_s/\varepsilon\rho_l} \tag{8-41}$$

donde x es la fracción en peso del líquido, ε la porosidad del material firmemente compactado, ρ_s es la densidad verdadera de la partícula y ρ_l es la densidad del líquido [Capes, Germain y Coleman, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **16**, 517 (1977)].

No obstante, de ser posible, el líquido necesario se debe medir en una prueba de producción de esferas con el material en cuestión, ya que los efectos raros de compactación y mojado, la porosidad interna y la solubilidad de la partícula, así como las inclusiones de aire, etc., pueden provocar errores. En la tabla 8-61 se citan los requisitos aproximados de humedad para producir esferas según varios sistemas.

Importancia de la acción correcta de rotación La aglomeración óptima en equipos de tambor y disco se obtiene cuando se asegura en la carga el movimiento correcto de volteo o cascada. Este movimiento se origina gracias a la fuerza centrífuga y está relacionado con la velocidad crítica del aglomerador [véase la Ec. (8-36)]. Si el dispositivo funciona con cierto ángulo en relación con la horizontal, entonces, la fórmula de velocidad crítica se multiplica por $\sqrt{\text{sen } \beta}$, en donde β es el ángulo de inclinación.

Aglomeradores por volteo El **aglomerador de bandeja inclinada o disco** consta básicamente de un disco rotatorio inclinado que está equipado con un borde para contener la carga de aglutinación (Fig. 8-69). El ángulo de la bandeja en relación a la horizontal se ajusta sobre una gama amplia, para obtener los mejores resultados posibles, mas, para la mayor parte de las aplicaciones, parece ser que la comprendida entre 0.78 a 0.96 rad (45 a 55 grados) es la normal. Se cuenta tanto con motores de velocidad constante como de velocidad variable para impulsar tales discos.

Para favorecer la elevación y la caída en cascada del material dentro de la bandeja y evitar que la masa se resbale, la superficie interna está recubierta con un metal dilatado o revestimiento abrasivo. Se logra mantener una masa uniforme del material procesado utilizando raspa-

TABLA 8-61 Requisitos de humedad para la esferoidización de varios materiales*

Materia prima	Tamaño aproximado de la materia prima, menos que la malla indicada	Contenido de humedad del producto tratado, % de H_2O
Carbonato de calcio precipitado	200	29.5-32.1
Cal hidratada	325	25.7-26.6
Carbón mineral pulverizado	48	20.8-22.1
Metavanadato de amonio calcinado	200	20.9-21.8
Concentrado de plomo y cinc	20	6.9-7.2
Calcina de piritas de hierro	100	12.2-12.8
Concentrado de hematita especular	150	8.0-10.0
Concentrado de taconita	150	8.7-10.1
Concentrado magnético	325	9.8-10.2
Minerales de hierro extraídos en tajo abierto y para envío directo	10	10.3-10.9
Mineral de hierro subterráneo	$^1/_4$ in.	10.4-10.7
Humos de convertidor de oxígeno básico	1 μm	9.2-9.6
Material de cemento crudo	150	13.0-13.9
Ceniza muy fina	150	24.9-25.8
Combinación de ceniza muy fina -lodos de aguas negras	150	25.7-27.1
Combinación de cenizas muy finas - lechadas arcillosas	150	22.4-24.9
Combinación de carbón mineral y piedra caliza	100	21.3-22.8
Combinación de carbón mineral y hierro	48	12.8-13.9
Combinación de mineral de hierro y piedra caliza	100	9.7-10.9
Combinación de carbón mineral, mineral de hierro y piedra caliza	14	13.3-14.8

* Dravo Corp.

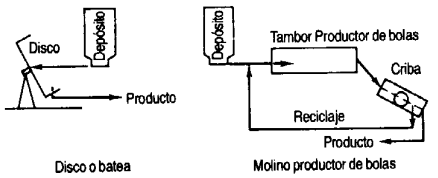


FIG. 8-69 Diagramas de flujo para aglomeradores por volteo. (*Dravo Corp.*)

dores y rastrillos ajustables que oscilan mecánicamente. Esta capa de masa protege a la bandeja del desgaste abrasivo y genera la acción de volteo correcta. La ubicación de los rastrillos, al igual que los puntos de introducción del material de alimentación y el líquido, tienen una importancia primordial para el funcionamiento del equipo y, por lo común, se ajustan para satisfacer aplicaciones específicas.

La bandeja inclinada tiene una profundidad proporcional al diámetro del disco. Usualmente, $H \sim 0.20D$, en donde H es la altura del borde y D el diámetro del disco. La profundidad de la bandeja se adapta casi siempre a aplicaciones específicas. Entre las variaciones de la forma simple de la bandeja están:

1. Un anillo exterior relaminado que permite dar mayor consistencia a los gránulos o aplicar agentes de recubrimiento.
2. Paredes laterales de varios escalones.
3. Un granulador en forma de cono truncado.

Los discos para la producción de bolas varían desde los modelos a escala de laboratorio de 30 cm (1 ft) de diámetro, hasta los modelos de producción con diámetro de 6 m (20 ft). Por ende, se cuenta con una gran variedad de velocidades, consumo de potencia, capacidades, etc. Pietsch [*Aufbereit. Tech.*, **7**, 177 (1966)] investigó el escalamiento de los aglomeradores de bandeja inclinada, y señala que las siguientes ecuaciones se aplican para hacer un diseño aproximado de estos aparatos, en donde D es el diámetro de la bandeja, expresado en metros (pies): consumo de potencia, $P = k_1D^2$ en kW (hp); carga tratada, $Q = k_2D^2$ en Mg/h (ton/h).

Para materiales tales como alimento crudo de cemento y mineral de hierro, Pietsch se refiere a un trabajo que indica que tanto k_1 como k_2 son aproximadamente 0.13 en las ecuaciones anteriores.

Se debe hacer hincapié que estas ecuaciones se utilizan óptimamente en combinación con datos experimentales reales sobre el sistema en cuestión, para indicar de una manera aproximada el efecto del escalamiento. En la tabla 8-62 se resumen algunos datos a escala de producción recabados por un fabricante de discos de granulación, que se pueden utilizar como guía para determinar las especificaciones de capacidad y potencia de varios sistemas.

El **aglomerador de tambor** consta de un cilindro rotatorio inclinado impulsado por una unidad motriz de velocidad variable (Fig. 8-69). La inclinación del tambor, que puede ser hasta de 0.175 rad (10 grados) con relación a la horizontal, basta para asegurar que el material se deslice a todo lo largo del mismo. El cilindro puede ser de extremo abierto, o bien contar con anillos de retención en cada extremo. El material de alimentación al tambor se humedece antes de introducirse en él o en el extremo de alimentación del cilindro. En el primer caso se emplean diversos mezclados para formar núcleos de bola que luego se pasan al tambor. En el segundo caso, el líquido se rocía sobre la carga que gira dentro del tambor o se introduce bajo el lecho por medio de las tuberías de un distribuidor horizontal de salidas múltiples, como el que se utiliza para la amoniación de mezclas de fertilizantes.

Como sucede con la bandeja inclinada, la superficie interna del tambor debe ser áspera para asegurar un movimiento de volteo adecuado. Se logra un desarrollo uniforme del material de alimentación por medio de raspadores o barras de corte que corren longitudinalmente hacia abajo dentro del cilindro. En la tabla 8-63 se incluyen las características de algunos aglomeradores de tambor representativos. La longitud del tambor es uno de los puntos de diseño de mayor importancia, ya que influye en el tiempo de residencia del material dentro del equipo. Los sistemas más complejos requieren tiempos de residencia más prolongados que los que forman el conglomerado con mayor facilidad. En lo que respecta al tiempo de retención se considera que de uno a dos minutos constituye una cifra promedio.

Existe una variación de la forma cilíndrica básica que se utiliza hoy, y se trata de un tambor de varios conos que contiene una serie de compartimientos formados por deflectores anulares [Stirling, en Knepper (ed.), *Agglomeration, op. cit.*, p. 177].

Méritos relativos de los aglomeradores de bandeja inclinada y de tambor No se ha logrado formular un conjunto de reglas para determinar qué tipo de dispositivo de producción de bolas debe emplearse en una situación dada. La elección final se basa en un estudio cuidadoso de la aplicación de que se trate, realizada casi siempre por personas experimentadas en este campo.

TABLA 8-62 Características de los aglomeradores de disco*

Tamaño del disco, en ft	Material, 70 lb/ft^3		Material, 125 lb/ft^3			
	Granulación		Granulación		Mezclado	
	Capacidad aproximada, ton/h	Caballos de potencia	Capacidad aproximada, ton/h	Caballos de potencia	Capacidad aproximada, ton/h	Caballos de potencia
18	30	40	40	50	250	100
15	18	25	25	30	150	60
12	10	12	15	16	75	30
9	5	6	10	$7^1/_2$	30	20
6	3	3	5	5	10	10
$3^1/_4$	$^1/_2$	1	1	1	1	1

* Dravo Corp. Para convertir pies a centímetros, multiplíquese por 30.5; para convertir toneladas por hora a megagramos por hora, multiplíquese por 0.907; para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746; y para convertir libras por pie cúbico a kilogramos por metro cúbico, multiplíquese por 16.

TABLA 8-63 Características de aglomeradores de tambor típicos

Aplicación	Diámetro, ft	Longitud, ft	Velocidad, rpm	Capacidad de producción*, ton/h	Caballos de potencia instalados
Granulación de fertilizantes	5-11	7-25	15-9	15-40	25-100
Esferoidización de minerales de hierro	9-10	25-30	13-12	30-35	50-60

* Esta cifra excluye el reciclaje; la verdadera carga de tambor tratada puede ser de dos a siete veces este valor.

NOTA: Para convertir pies a centímetros, multiplíquese por 30.5; para convertir toneladas por hora a megagramos por hora, multiplíquese por 0.907; y para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746.

La diferencia principal entre los aglomeradores de bandeja y los de tambor consiste en el efecto de clasificación de la bandeja. Durante una acción centrífuga, el material de aglomeración contenido en la bandeja se desplaza describiendo anillos espirales de diámetro decreciente hasta que la bolsa del tamaño requerido se descarga sobre el borde o el labio. Los materiales finos se ciernen en sentido descendente pasando por entre las bolas de mayor tamaño y permanecen en la bandeja. Por lo común, las bandejas inclinadas dan un producto lo suficientemente uniforme, de manera que pueden funcionar sin necesidad de cribas, mientras que los tambores, como se observa en la figura 8-69, se combinan casi siempre con cribas en circuito cerrado; el producto demasiado pequeño o demasiado grande se somete a reciclaje.

Otras de las ventajas que ofrece el aglomerador de bandeja inclinada incluyen el bajo costo del equipo, y su sensibilidad a los controles de operación, que permite observar fácilmente la producción de bolas; todo esto le confiere una gran versatilidad para la aglutinación de muchos materiales distintos, dando conglomerados cuyos diámetros van de 0.16 a 4 cm ($^1/_{16}$ a $1\,^1/_2$ in). Las desventajas son que los materiales polvosos y las reacciones químicas de la índole de la amoniación de los fertilizantes se manejan con menos facilidad en el aglomerador de bandeja que en el de tambor.

Las ventajas que caracterizan al aglomerador de tambor en comparación con el de bandeja son su mayor capacidad, mayores tiempos de residencia para materiales difíciles de aglutinar y menos sensibilidad a trastornos del sistema debidos al efecto de amortiguamiento de una gran carga recirculante.

Las **variables del sistema y las de operación** afectan el proceso de aglomeración por volteo. Cuando se ejerce un control apropiado de estas variables es factible, dentro de ciertos límites, influir en las propiedades del conglomerado, por ejemplo, **tamaño, forma y porosidad**. Pietsch [*Aufbereit. Tech.*, 7, 177 (1966)] presentó un resumen de estos factores, haciendo referencia particular al funcionamiento de los granuladores de bandeja.

Las dos variables de operación más importantes son el contenido líquido y el tiempo de residencia dentro del aparato. En una gama de operación normal, el incremento de líquido conduce a un incremento más o menos exponencial en el tamaño del conglomerado. Por ende, el proceso es muy sensible al contenido de líquido que, a su vez, es una variable de control muy eficaz. Para materiales que contienen constituyentes solubles, por ejemplo, las formulaciones de los fertilizantes, la fase total de disolución es el factor de control y no simplemente la cantidad de agua utilizada. Además, la solubilidad se ve afectada por la temperatura.

Un incremento en el tiempo de retención permite obtener conglomerados de mayor tamaño y más densos con una resistencia de humedecimiento superior. La interacción del tamaño del conglomerado, el tiempo de residencia, el índice de la carga tratada y el contenido de humedad se ilustra cualitativamente en la figura 8-70. Los valores numéricos varían con la aplicación en particular. En el caso del aglomerador de bandeja inclinada, el tiempo de residencia se aumenta también dándole una mayor profundidad a la bandeja e incrementando la velocidad, o bien, reduciendo la pendiente de la bandeja. El tiempo de residencia en los aglomeradores de tambor es afectado por los deflectores internos, como sucede en el tambor de varios conos que se citó con anterioridad.

Se obtiene un producto uniforme con propiedades constantes sólo cuando el equipo de aglomeración opera uniformemente, con una alimentación constante de materia prima con propiedades también uniformes y un gasto de líquido igualmente constante (o un gasto en proporción constante con el índice de los sólidos).

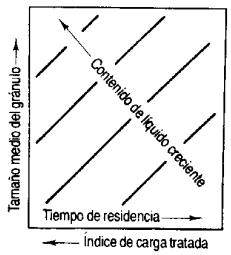


FIG. 8-70 Relación entre el tamaño medio de gránulo y el tiempo de residencia (índice de carga tratada), como una función del contenido líquido, para aglomeradores de bandeja. [Adaptado de Pietsch, *Aufbereit. Tech.*, 7, 177 (1966).]

Aglomeradores por mezclado Muchos tipos de mezcladores sólido-líquido pueden utilizarse como aglomeradores. El control de la cantidad de líquido y la intensidad y duración de mezclado determina el tamaño del conglomerado.

Los **molinos de ladrilleras** y otros **mezcladores intensivos** utilizan agitadores y otras herramientas para tener una acción positiva de mezclado y corte. Las ventajas de este método sobre el volteo de moldeo incluyen mayor dureza, conglomerados más fuertes debido a la acción, la capacidad para procesar materiales plásticos pegajosos y mayor tolerancia en las variaciones de las condiciones de operación [Hignett, en Sauchell (ed.), *Chemistry and Technology of Fertilizers*, p. 269]. A consecuencia de la mayor compactación alcanzada, la fase líquida requerida es menor para la aglomeración en un dispositivo mezclador que en uno de volteo [Sherrington, *Chem. Eng. (London)*, no. 220, CE201 (1968)]. Entre las desventajas se cuentan, por lo general, los mayores requerimientos de mantenimiento y energía y la obtención de un producto de forma irregular, que puede requerir una operación posterior de formado, como en un secador de volteo.

Los molinos de ladrilleras (mezcladores de arcilla y mezcladores de paletas) consisten en una barra horizontal o barras que tienen un eje o ejes de mezclado. Unido al eje se encuentran los dispositivos de mezclado como barras, rodillos, silletas y otros. El recipiente puede ser de diseño sencillo o doble, aunque la última configuración es la más popular. Los ejes gemelos giran en direcciones opuestas, llevando los materiales al extremo y al centro cuando las hojas espaciadas pasan a través de la carga. En la tabla 8-64 se especifican las características de una serie de mezcladoras de ladrilleras, disponibles para la granulación de fertilizantes.

En aplicaciones como la preparación de alimentos en forma de tabletas, manufactura de detergente en polvo y preparación de alimentos "instantáneos", el objetivo es producir pequeños conglomerados (generalmente de 2 mm de diámetro y menores) con una mejoría en las propiedades de flujo, humedecimiento, dispersión o disolución. Esto se logra mediante el humedecimiento superficial del polvo de alimentación, algunas veces con menos del 5% de líquido de enlace en forma

TABLA 8-64 Características de los mezcladores de ladrillería para la granulación de fertilizantes*

Modelo	Densidad del material, lb/ft³	Capacidad aproximada, ton/h	Tamaño (ancho por largo), ft	Espesor de la placa, in	Diámetro del eje, in	Velocidad, rpm	Unitad motriz, hp
A	25	8	2 × 8	1/4	3	56	15
	50	15	2 × 8	1/4	3	56	20
	75	22	2 × 8	1/4	3	56	25
	100	30	2 × 8	1/4	3	56	30
D	25	30	4 × 8	3/8	4	56	30
	50	60	4 × 8	3/8	4	56	50
	75	90	4 × 8	3/8	4	56	75
	100	120	4 × 8	3/8	5	56	100
C	25	30	4 × 12	3/8	5	56	50
	50	60	4 × 12	3/8	5	56	100
	75	90	4 × 12	3/8	6	56	150
	100	120	4 × 12	3/8	6	56	200
	125	180	4 × 12	3/8	7	56	300

* Feeco International, Inc. Para convertir libras por pie cúbico a kilogramos por metro cúbico, multiplíquese por 16; para convertir toneladas por hora a megagramos, multiplíquese por 0.907; para convertir pies a centímetros, multiplíquese por 30.5; para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; y para convertir caballos de potencia (hp) a kilowatts, multiplíquese por 0.746.

de rociado, vapor, niebla, etc. El humedecimiento se lleva a cabo en un estado seco relativo en mezcladoras de polvos estándar o especiales, en las que la mezcla se hace húmeda, más que mojada o pastosa.

Un **sistema de mezcla de flujo continuo** representado en la figura 8-71, se utiliza para aglomerar una amplia variedad de polvos alimenticios. El polvo se introduce en la zona de humedecimiento mediante un transportador neumático y una válvula giratoria. El polvo seco cae en una corriente entre dos tubos de chorro, que inyectan el fluido aglomerante en un estado de alta dispersión. Para este propósito se utilizan vapor, agua, disolventes o una combinación de los tres. Además, se introduce aire a temperatura ambiente entre las paredes ranuradas de la cámara de humedecimiento para inducir el movimiento de vórtice. El control del flujo de aire es el que proporciona el control para el flujo de producto y temperatura de las partículas. La temperatura reducida sirve para condensar el fluido sobre las partículas, mientras que el movimiento en vórtice induce las colisiones partícula-partícula. El material amontonado cae a través de una cámara calentada por aire hasta un transportador, donde tiene el tiempo suficiente para alcanzar una distribución uniforme de humedad. Después de esto el material pasa a un secador, un enfriador y un tamiz, seguido por un embalaje del producto seleccionado.

Capes (*Particle Size Enlargement, op. cit.*, p. 83) describe otros tipos de aglomeradores mezcladores.

PROCESOS TÉRMICOS

El enlace y la aglomeración por elevación o reducción de temperatura se aplica junto con otros procesos de aumento de tamaño o como un proceso por separado. La aglomeración ocurre a través de uno o más de los siguientes mecanismos:

1. Secado de una suspensión concentrada o masa húmeda de finos.
2. Fusión
3. Reacción química a alta temperatura
4. Solidificación y/o cristalización de una suspensión fundida o concentrada durante el enfriamiento.

Sinterización y endurecimiento térmico En la metalurgia de polvos, los compactos se sinterizan con o sin la adición de aglutinantes. En el procesamiento de minerales, la mezcla aglomerada se sinteriza o endurece. La **sinterización** se refiere a un proceso en el que el combustible se mezcla con el mineral y se quema sobre una parrilla. El producto obtenido es una masa porosa. El **endurecimiento** o **fraguado térmico** se logra mediante la combustión de gases que se hacen pasar por el lecho. El objetivo es endurecer los gránulos sin fusionarlos, como sucede en el proceso de sinterización.

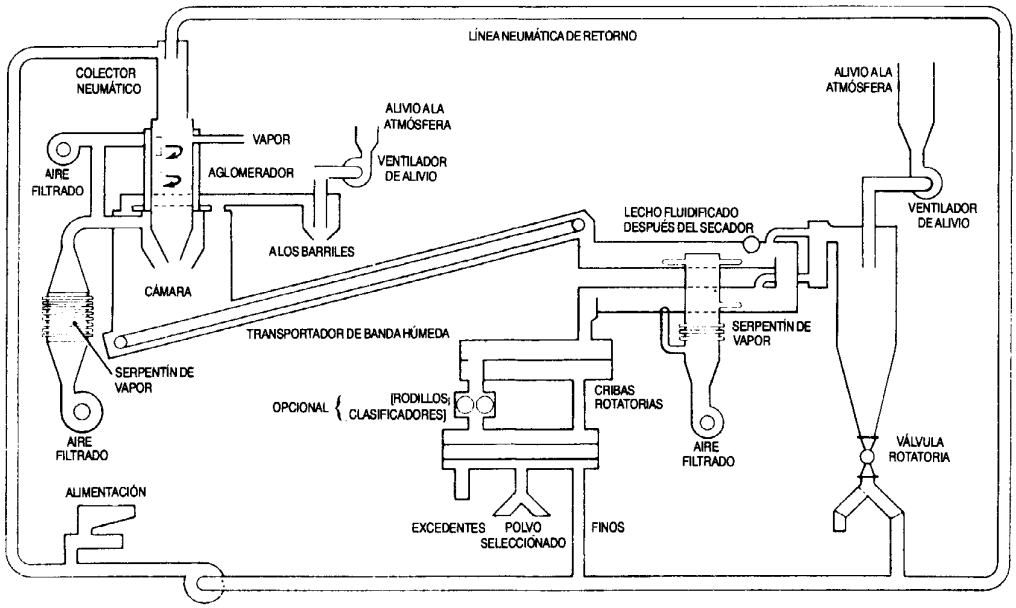


FIG. 8-71 Diagrama de flujo de un aglomerador instantáneo Blaw-Knox. (*Cortesía de Blaw Knox Food & Chemical Equipment Co.*)

La formación de enlaces cerámicos y el crecimiento de granos por difusión son dos reacciones sobresalientes para formar uniones a altas temperaturas 1100 a 1370°C (2000 a 2500°F) en el caso del mineral de hierro.

Además de la aglomeración, hay otros procesos útiles que ocurren durante la sinterización y el fraguado térmico. Por ejemplo, los carbonatos y los sulfatos se descomponen, o bien se elimina el azufre. Aunque la aplicación primordial es en beneficio de los minerales, también es factible aprovechar aplicaciones como la preparación de un agregado ligero a partir de cenizas muy finas y la formación de escorias a partir de la materia prima del cemento. Se obtienen sinterizados no ferrosos a partir de óxidos y sulfuros de manganeso, zinc, plomo y níquel. Ban y colaboradores [Knepper (ed.), *Agglomeration, op. cit.*, p. 511] presenta una exposición excelente sobre muchas de las aplicaciones posibles. El mayor tonelaje utilizado en la actualidad se relaciona con el beneficio del mineral de hierro.

La máquina de uso más común que se emplea para sinterizar minerales de hierro es una **parrilla móvil** (Fig. 8-72), que es una modificación de la máquina sinterizadora continua Dwight-Lloyd, que se utilizaba con anterioridad en las industrias del plomo y el zinc. Las máquinas de sinterización modernas pueden tener anchuras hasta de 4 m (13 ft) por 60 m (200 ft) de largo, y capacidades de 7200 Mg/día (8000 toneladas/día).

La capacidad de producción de una banda de sinterización se relaciona directamente con la velocidad a la que la zona de combustión se desplaza por el lecho. Esta velocidad, que es del orden de 2.5 cm/min (1 in/min), se controla gracias a la velocidad de la corriente del aire que pasa por el lecho, en donde el aire actúa como medio de transferencia de calor.

El endurecimiento o fraguado térmico de gránulos de hierro verde se logra en un horno vertical, una máquina de rejilla móvil o una combinación de rejilla y horno (véase Ball y colaboradores, *op. cit.*). La nodulización de roca fosfórica y minerales de hierro para preparación en subsecuentes procesamientos se establece en la Sección 20 en el estudio de los hornos rotatorios de fuego directo.

Secado y solidificación Los productos sólidos granulares de flujo libre son con frecuencia un importante resultado del secado de suspensiones y pastas concentradas y del enfriamiento de sustancias fundidas. El resultado es un aumento del tamaño de sólidos originalmente finamente divididos. La aglomeración por presión, incluyendo la extrusión, granulación y el briqueteado se utiliza para preformar materiales húmedos en formas que sean adecuadas para el secado en secadores de circulación y de otro tipo. En la Sección 20 se proporcionan detalles del equipo para secado de sólidos.

Los **equipos de transferencia de calor del tipo de tambor rotatorio y de banda** sirven para formar productos granulares a partir de pastas y fundiciones sin que sea necesario un preformado intermedio. Estos procesos se describen en la Sección 11 como ejemplos de transferencia indirecta de calor a y desde la fase sólida. Cuando se obtiene la solidificación a partir de una fundición enfriada, la operación se conoce como hojuelación (*flaking*). Si se tiene evaporación, la solidificación se logra por secado. La capacidad de producción y las características del producto terminado varían de acuerdo con el material y tienen una relación compleja (véase la Tabla 8-65 y la Fig. 11-31 de la Secc. 11). En la tabla 8-66 se listan algunos productos usuales tratados mediante el sistema de enfriamiento en banda (Fig. 11-32, Secc. 11) y se proporcionan datos de características del producto y capacidad.

MÉTODOS DE ROCÍO

Los secadores de rocío o aspersión, torres de goteo, secadores por granulación de lecho fluidizado y los secadores de chorro de aire (*flash dryers*) se pueden utilizar para producir sólidos granulares a partir de finos como función primaria o secundaria. Los sólidos alimentados en estado fluido (solución, gel, pasta, emulsión, suspensión o fundición) se dispersan en un gas y se convierten en productos granulares sólidos por transferencia de calor y/o masa. Estos métodos son automatizados y se planean para operaciones a gran escala. El diámetro de producto se limita a un máximo aproximado de 5 mm y con mucha frecuencia es más pequeño. La alimentación debe cumplir con ciertos requisitos que hagan fácil su bombeo y dispersión además de puntualizar que la fricción (atrición) es por lo general un problema y que deben recuperarse y/o reciclarse las partículas finas.

Secado por aspersión La descripción detallada de los secadores por rocío o aspersión, así como las aplicaciones, diseño y costos se proporcionan en la Sección 20. La calidad del producto se determina de acuerdo con cierto número de propiedades como forma de partícula, tamaño, sabor, color y estabilidad al calor. El tamaño y distribución de las partículas son las características más importantes desde el punto de vista del aumento de tamaño.

En general, el tamaño de la partícula es función de las condiciones de operación del atomizador y del contenido de sólidos, viscosidad del líquido, densidad del líquido y velocidad de alimentación. Un producto granular muy grueso, puede lograrse si se aumenta la viscosidad (incrementando el contenido de sólidos, disminuyendo la temperatura, etc.), aumentando la velocidad de alimentación y mediante la presencia de aglutinantes que producen aglomeración mayor de gotas semisecas. Una intensidad más baja de atomización y el contacto del rocío de aspersión con el aire puede incrementar también el tamaño de la partícula, de la misma manera que una disminución en la temperatura de salida provoca un producto húmedo (y con esto mayor coherencia). Este último tipo de aglomeración por secado-aspersión ha sido

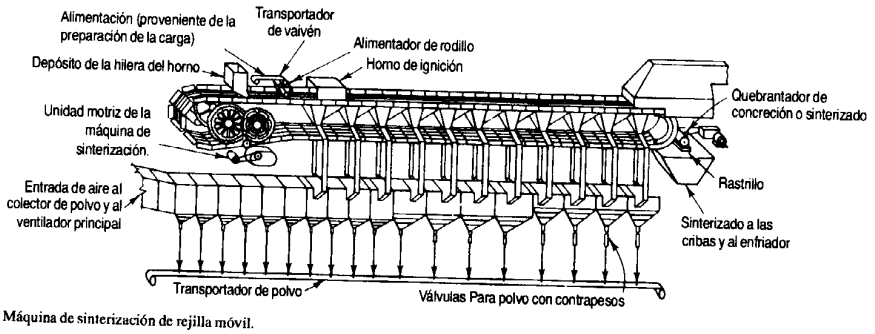


FIG. 8-72 Máquina de sinterización de rejilla móvil.

TABLA 8-65 Relación cualitativa entre las variables de operación y las características del producto para un hojuelador de tambor*

Variables de operación	Características del producto afectado			
	Capacidad	Espesor de la hojuela	Tamaño de la hojuela	Temperatura de la hojuela
Incremento de la velocidad del tambor	Aumenta	Disminuye	Disminuye	Aumenta
Incremento de la inmersión del tambor	Aumenta	Aumenta	Aumenta	Aumenta
Incremento de la temperatura de alimentación	Disminuye	Disminuye	Disminuye	Aumenta
Incremento de la temperatura de enfriamiento	Disminuye	Disminuye	Disminuye	Aumenta

* Blaw-Knox Food & Chemical Equipment Co., Buflovak Division.

TABLA 8-66 Características del producto y datos de capacidad para algunos materiales tratados en sistemas de enfriamiento de banda*

Producto	Espesor, in	Temperatura de alimentación, °F	Temperatura de descarga, °F	Capacidad, lb/(h · ft²)
Resinas				
Fenólica	0.062	275	110	46
Fenólica	0.048–0.051	280	92	56.8
Azufre	0.25	290	150	55
Tetraclorobenceno	0.06	320	70	90
Asfalto	0.125	425	125	18.5
Urea	0.093	375	140	39
Nitrato de amonio	0.063	400	160	90
Cera clorada	0.063	300	100	62
Acetato de sodio	0.125	180	100	37.5
Butilfenol	0.050–0.068	230	97	46.5
Adhesivo caliente fundido	0.436	330	103	14.4
Cera	0.024	270	85	26.4
Resina epóxica	0.040	350	100	40

* Sandvik, Inc. Para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir libras por hora por pie cuadrado a kilogramos por hora por metro cuadrado, multiplíquese por 4.88; °C = (°F − 32) × 5/9.

descrito por Masters y Stoltze [*Food Eng.*, **64** (febrero 1973)] para la producción de leche instantánea en polvo, donde el secado y el enfriamiento completos tienen lugar en transportadores vibratorios en la parte inferior del secador por aspersión (véase la Secc. 20).

Aspersión por goteo El proceso de aspersión por goteo es similar al de secado por aspersión y consiste en una aspersión de gotas de líquido en la parte superior de una torre, permitiendo que caigan a contracorriente contra un aire atmosférico. Durante la caída, las gotas se solidifican en partículas esféricas, cuyo diámetro aproximado es de 3 mm, o mayores que las formadas en un secador por aspersión. El proceso difiere también del secado por aspersión, ya que las gotas se forman a partir de una fundición que se solidifica primariamente por enfriamiento con poca o tal vez ninguna contribución del secado. Algunos materiales como el nitrato de amonio, la urea y otros de baja viscosidad y punto de fusión y alta tensión superficial, han sido tratados tradicionalmente mediante este proceso, que ya ha sido mejorado, de manera que ahora permite que algunos materiales viscosos, materiales de alto punto de fusión y suspensiones que contengan sólidos no disueltos puedan ser tratados con este proceso.

El diseño de las unidades de goteo debe llevarse a cabo tomando en cuenta las propiedades de los materiales y la facilidad que tengan para la aspersión antes de proceder al diseño de la torre. Utilizando los datos sobre el punto de fusión, viscosidad, tensión superficial y otras propiedades de los materiales, además de las pruebas de aspersión del material realizadas a escala de laboratorio, es posible especificar las condiciones óptimas de temperatura, presión y tamaño del orificio de la boquilla para obtener el tamaño y la calidad requeridas de la gota. El dimensionamiento de la torre consiste básicamente en la especificación del área de la sección transversal y la altura de la caída. El primero de estos factores se determina por el número de boquillas de aspersión necesarias para tener la velocidad deseada de producción. La altura de la torre deberá ser suficiente para completar la solidificación y depende de las características de transferencia de calor de las gotas y las condiciones de operación del equipo (p. ej., temperatura del aire). A consecuencia del tamaño relativamente grande de las gotas, se utilizan torres muy altas pero angostas con objeto de asegurar que las gotas alcancen un punto adecuado de solidificación cuando lleguen al fondo. En la tabla 8-67 se describen las características principales de una torre visual de goteo.

Mediante cálculos teóricos es posible determinar la altura de la torre con una exactitud muy razonable. En el caso de las torres de goteo, estos cálculos se simplifican, comparados con los correspondientes a los secadores por aspersión, ya que el movimiento de goteo en condiciones de evaporación debe tenerse en cuenta en el último caso, con

TABLA 8-67 Algunas características de una operación usual de goteo*

Tamaño de la torre		
Altura del tubo de goteo, ft	130	
Sección transversal rectangular, ft	11 por 21.4	
Aire de enfriamiento		
Velocidad, lb/h	360 000	
Temperatura de entrada	Ambiente	
Elevación de temperatura, °F	15	
Fundición		
Tipo	Urea	Nitrato de amonio
Gasto, lb/h	32 200 (190 lb H_2O)	43 720 (90 lb H_2O)
Temperatura de entrada, °F	275	365
Gotas		
Temperatura de salida, °F	120	225
Tamaño, mm	Aproximadamente 1 a 3	

* HPD Incorporated. Para convertir pies a centímetros, multiplíquese por 30.5; para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.4535; °C = (°F − 32) × 5/9.

efecto sobre la trayectoria del goteo y en las transferencias de calor y masa. Un flujo de corriente en paralelo de las gotas y el aire, es una suposición razonable en el caso de comparar las torres de goteo con el flujo rotacional más complejo producido en los secadores por aspersión. Para consulta sobre la velocidad de caída, véase, por ejemplo, Becker [*Can. J. Chem.*, **37**, 85 (1959)]. Acerca de los datos de transferencia de calor, puede consultarse, entre otros, Kramers [*Physica*, **12**, 61 (1946)]. Los procedimientos de diseño específico para torres de goteo pueden consultarse en *Proceedings of the Fertilizer Society (England)*; véase Berg y Hallie, no. 59, 1960; y Carter y Roberts, no. 110, 1969.

Granulación de lecho fluidizado El diseño y los empleos de los lechos fluidizados se describen con todo detalle en la Sección 20. El aumento de tamaño de partículas ocurre cuando el líquido alimentado en forma atomizada (solución, fundición, suspensión, etc.) cae sobre el material caliente en el lecho y los sólidos se depositan por secado y en algunas ocasiones por reacción química.

En un lecho fluidizado es posible rociar líquido sobre su superficie o directamente dentro del lecho. Dependiendo de las condiciones de operación, es posible tener dos mecanismos de crecimiento de la partícula: **1)** formando capas de sólidos de partículas individuales y **2)** mediante la aglomeración de varias partículas en otra partícula más grande. En un lecho de burbujeo, el líquido se inyecta como un rocío, en la base del mismo, al mismo tiempo que se introduce gas caliente para que ocurra el depósito de capas sólidas en las partículas que ya se encontraban antes en esa superficie.

A consecuencia del depósito de capas múltiples en las partículas primarias en esos sistemas, es posible obtener productos más gruesos en comparación con los que se obtienen en los secadores por aspersión. El producto obtenido mediante este sistema es menos sucio, y los tiempos de residencia más largos significan que pueden manejarse cargas mayores de producto secado con licores de alimentación menos concentrados. Como las partículas de secado están menos dispersas en los lechos de fluido, se necesita un equipo más pequeño para el procesamiento [Pictor, *Process Eng.*, 66 (junio, 1974)].

La facilidad del control remoto y la ausencia de partes móviles con sellos de auxilio, embalajes, etc., hacen atractivo el proceso de calcinación del lecho fluidizado para el tratamiento de líquido de desperdicio de combustible de un reactor nuclear [Lee *et. al., Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**, 53 (1962)]. La tabla 8-68 contiene información del proceso de incineración del lecho fluido para el tratamiento del sedimento de desperdicio, a fin de obtener ceniza granular como subproducto. El proceso de granulación de lecho fluidizado [Scott *et. al., J. Pharm. Sci.*, **53**, 314 (1964)] combina la granulación, el mezclado y el secado en una operación en la producción de tabletas para la industria farmacéutica. Las ventajas que se tienen sobre el proceso convencional de granulación en fase húmeda incluyen un buen control de la temperatura para el procesamiento de materiales sensibles al calor, menor manejo del material y cortos ciclos de operación.

Para la consulta de detalles adicionales sobre granuladores por aspersión en lechos fluidos, véase Davies y Goor [*J. Pharm. Sci.*, **60**, 1869 (1971); **61**, 618 (1972)] y Mortensen y Hovmand [en Keairns (ed.), *Fluidization Technology*, vol. II, Hemisphere Publishing, Washington, 1976, p. 519]. Para detalles adicionales sobre sistemas de lechos de burbujeo véase Mathur y Epstein [*Spouted Beds*, Academic, New York, 1974].

Secado por chorro de aire Los diseños especiales de secadores de transportadores neumáticos descritos en la Sección 20, pueden manejar productos pegajosos o pastosos para obtener productos granulares de gran tamaño. El producto seco se recircula y mezcla con alimentación cohesiva fresca, seguido por la desintegración y dispersión de la mezcla en la corriente de aire de secado.

SISTEMAS LÍQUIDOS

Los tradicionales procedimientos de floculación (que emplean electrólitos, iones de metales trivalentes o floculantes poliméricos) se basan en las fuerzas de cohesión relativamente bajas entre partículas para formar aglomerados voluminosos pero de poca fuerza de cohesión (véase en la Secc. 19: "Operaciones de sedimentación por gravedad"). Aquí se resumen los métodos donde el enlace entre partículas es más fuerte, además del equipo especializado para formar aglomerados más grandes y permanentes en suspensiones líquidas.

Humectación con líquidos no miscibles Los sólidos finamente divididos en suspensiones líquidas se aglutinan y separan del líquido de suspensión añadiendo una pequeña cantidad de un segundo líquido que, de preferencia, humedezca o moje el sólido y sea inmiscible en el primer líquido. Con una agitación adecuada, por ejemplo, la que se obtiene en un tambor rotatorio o en un agitador de vaivén, se forman aglomerados esféricos compactos de las partículas sólidas unidas por el segundo líquido. Los conglomerados se separan fácil y completamente del líquido de suspensión y, además, ofrecen excelentes propiedades de manejo.

La aplicación más simple de este proceso se encuentra en la separación y granulación simultánea de un solo componente sólido en suspensión líquida, Zweiderweg y Van Lookeren Compagne [*Chem. Eng. (London)*, CE223 (julio-agosto, 1968)] describieron la purificación de agua que contenía de 1 a 3% de hollín, en la que se empleó una pequeña cantidad de aceite para formar gránulos de hollín que se separaron con facilidad, dejando al agua con aproximadamente 5 ppm de hollín. La agitación se realizó por medio de un sistema de dos cilindros coaxiales de los que el interno giraba libremente. Estos científicos publicaron los datos de esta operación.

Puesto que el humedecimiento preferencial de la superficie del sólido mediante un segundo líquido es un requisito básico del proceso, se puede lograr la separación de sistemas de varios componentes por medio de la aglomeración selectiva. Esto es factible con la ayuda de agentes que acondicionen la superficie (como sucede en la flotación) para permitir que los componentes deseados se humedezcan con el líquido de enlace. Capes y sus colaboradores [en Sastry (ed.), *Agglomeration 77, op. cit.*, p. 910] hicieron un resumen de las aplicaciones posibles.

Probablemente la aplicación más importante ha sido la recuperación de carbón fino en suspensiones de agua por aglomeración con

TABLA 8-68 Productos granulares obtenidos de incineración en lecho fluidificado*

Tipo de sedimento	Tamaño del incinerador	Temperatura del lecho	Capacidad	Composición del producto granular
Refinería de petróleo, sedimento de desperdicio (85-95% de agua)	Altura 40 ft; diámetro interno en la base de 20 ft, incrementado a 28 ft en la parte superior	1330°F	31×10^3 lb/h de sedimento	Materiales obtenidos de arena de sílice; sustitución de varios componentes de cenizas por nódulos como $CaSO_4$, silicatos de Na, Ca, Mg y Al_2O_3 después de la operación de incineración
Molino de papel licor de desperdicio (40% de sólidos)	Diámetro interno de 20 ft en la parte superior	1350°F	31×10^3 lb/h	Azufre agregado para producir 90 a 95% de Na_2SO_4 y algo de Na_2CO_3

* Wall y colaboradores, *Chem. Eng.*, **82**(8), 77 (1975). Para convertir pies a centímetros, multiplíquese por 30.5; para convertir libras por hora a kilogramos por hora, multiplíquese por 0.4535; °C = (°F − 32) × 5/9.

aceite en la industria de la limpieza. El carbón se recupera, se libera de agua y purifica simultáneamente cuando tiene cenizas como impurezas, las cuales no son humedecidas por el aceite y permanecen en la suspensión de agua. Los ejemplos incluyen el proceso Trent [Perrot y Kinney, *Chem. Metall. Eng.*, **25**, 182 (1921)], el proceso Convertol [Brisse y McMorris, *Min. Eng.*, **10**, 258 (1958)] y el proceso de aglomeración esférica (Capes *et. al., op. cit.*, p. 910) que han sido desarrollados y utilizados durante este siglo.

El contacto aceite-carbón es un problema crítico para este proceso de aglomeración de carbón. Por lo general se utilizan agitadores de turbina estándar o mezcladores especiales del tipo de gran corte, con objeto de dispersar el aceite y lograr un contacto entre ambos componentes, para obtener un conglomerado entre las partículas recubiertas de aceite. La intensidad y duración del mezclado son determinadas por las características del aceite y el carbón y por la concentración de sólidos y la utilidad del aceite. Una predispersión del aceite como emulsión es muy conveniente. A continuación se resumen el intervalo de las condiciones de operación utilizadas en la aglomeración por aceite de partículas finas de carbón bituminoso:

Suspensión carbón-agua alimentada	
Porcentaje en peso de sólidos	3 a 50
Tamaño de partícula	Malla menos 200, de manera usual
Contenido de cenizas, porcentaje en peso, base seca	10 a 50
Utilidad del aceite (aceite ligero), porcentaje en peso de sólidos	2 a 30
Agitador de turbina	
Velocidad, m/s	~ 10 a 30
Tiempo de mezclado	30 s hasta varios minutos
Consumo de energía, kW/m^3	~ 10 a 40
Aglomerados	
Recuperación en porcentaje del combustible sólido	>90
Contenido de cenizas, porcentaje en peso, base seca	5 a 10

Proceso sol-gel Kelly y colaboradores [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **4**, 212 (1965)] describieron el empleo de este proceso para producir partículas de dicarburo de uranio (de una forma más o menos esférica y con diámetros de 100 a 300 μm), que tienen un interés particular como material combustible en el campo de la energía nuclear. Esto permitió evitar la utilización de técnicas de alta temperatura y la conformación mecánica de los dicarburos duros.

Los pasos básicos comprenden la preparación del sol, la formación de gotitas de sol en un líquido y el fraguado de éstas para obtener partículas esféricas del gel. Por ejemplo, un sol acuoso se puede dispersar en gotitas por agitación en tetracloruro de carbono. el alcohol isopropílico (15% en peso) agregado a la dispersión convierte las gotitas en gel al extraer parte de su contenido de agua hacia la fase orgánica. Normalmente, después de la formación de las partículas de gel se tiene una reacción de fraguado térmico o de alta temperatura.

El medio en el que las gotitas de sol se dispersan debe caracterizarse por las siguientes propiedades:

1. Inmiscibilidad con la fase sol.
2. Alta tensión interfacial entre las dos fases.
3. Capacidad para convertir las partículas de sol en gel o para fraguarlas parcialmente.
4. Propiedades de fluido que den un índice de fraguado satisfactorio para las partículas.

Cuando se trata de una dispersión a escala pequeña, la operación se desarrolla en un depósito agitado. No obstante, para una operación de mayor magnitud, se debe recurrir a la técnica de columna de rociado.

Floculación granular Esta técnica combina cantidades relativamente grandes de floculante polimérico en un mezclador suave de rodillos, con objeto de consolidar los flóculos precipitados y obtener conglomerados compactos con un bajo contenido de líquido. En estos procesos es de vital importancia la selección del floculante. El criterio para la selección del floculante incluye el grado de formación de flóculos que se pueden obtener y el efecto que tienen sobre la clarificación del agua, la cantidad de agua contenida en los flóculos precipitados y la dosificación requerida en términos de costo por unidad de peso de sólidos secos. Los polielectrólitos orgánicos han dado buen resultado con muchos materiales, y puede anticiparse que un floculante catiónico será el más útil con sedimentos orgánicos, mientras que un floculante aniónico o no iónico dará mejores resultados si se utiliza para sedimentos inorgánicos y minerales [*Flocpress*, Bull. DB845, Infilco Degremont, Inc., septiembre, 1976].

En Japón se ha desarrollado un tipo de equipo, muy eficiente para la formación de estos aglomerados de flóculos [*Dehydrum Continuous Pelletizing Dehydrator*, Ebara-Infilco Co. Ltd., Tokio]. Un tambor horizontal que gira a baja velocidad (velocidad periférica de 1 m/min) se utiliza para el tratamiento de sólidos prefloculados. El tambor interior se divide en tres secciones, utilizadas para operaciones sucesivas de granulación, decantación y consolidación del sedimiento. Las capacidades usuales de tratamiento del sedimento, para unidades de 2.4 m de diámetro, son 5.4 a 6.3 Mg/h (6 a 9 ton/h) para tratamiento de sedimentos de grava, de 1.3 a 2.0 Mg/h (1.4 a 2.2 ton/h) para un sedimento de lodo de dragado, y de 0.36 Mg/h (0.4 ton/h) para un sedimento de desperdicios de una fábrica automotriz.

Otras aplicaciones incluyen el empleo de tambores rotatorios y dispositivos relacionados para liberación de agua y consolidación inicial de los sólidos floculados, seguidos por drenado en un filtro y/o prensado entre dos cinturas o fajas de filtrado.

TABLA 1-5 Factores métricos de conversión como múltiplos numéricos exactos de las unidades SI.
Los dos primeros dígitos de cada valor numérico representan una potencia de 10. Por ejemplo, el valor "—02 2.54" expresa el hecho de que 1 pulg = 2.54×10^{-2} metro.

Para convertir de	*a*	*multipliquese por*
abampere	ampere	+01 1.00
abcoulomb	coulomb	+01 1.00
abfarad	farad	+09 1.00
abhenry	henry	−09 1.00
abmho	mho	+09 1.00
abohm	ohm	−09 1.00
abvolt	volt	−08 1.00
acre	metro^2	+03 4.046 856
ampere (internacional de 1948)	ampere	−01 9.998 35
angstrom	metro	−10 1.00
área	metro^2	+02 1.00
atmósfera	newton/metro^2	+05 1.013 25
año (calendario)	segundo (solar medio)	+07 3.1536
año (sideral)	segundo (solar medio)	+07 3.155 815
año (tropical)	segundo (solar medio)	+07 3.155 692
año 1900, tropical, enero, dia 0, hora 12	segundo (efemérides)	+07 3.155 692
año 1900, tropical, enero, dia 0, hora 12	segundo	+07 3.155 692
año luz	metro	+15 9.460 55
bar	newton/metro^2	+05 1.00
barn	metro^2	−28 1.00
barril (petróleo, 42 galones)	metro^3	−01 1.589 873
barya	newton/metro^2	−01 1.00
braza	metro	+00 1.828 8
British thermal unit (unidad térmica británica)(ISO/TC 12)	joule	+03 1.055 06
British thermal unit (media)	joule	+03 1.055 87
British thermal unit (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 1.055 04
British thermal unit (termoquímica)	joule	+03 1.054 350
British thermal unit (39° F)	joule	+03 1.059 67
British thermal unit (60° F)	joule	+03 1.054 68
bushel (E.U.)	metro^3	−02 3.523 907
caballo de potencia (550 pie-lbf/segundo)	watt	+02 7.456 998
caballo de potencia (agua)	watt	+02 7.460 43
caballo de potencia (caldera)	watt	+03 9.809 50
caballo de potencia (eléctrico)	watt	+02 7.46
caballo de potencia (métrico)	watt	+02 7.354 99
caballo de potencia (R.U.)	watt	+02 7.457
cable	metro	+02 2.194 56
cadena (del agrimensor o gunter)	metro	+01 2.011 68
cadena (del ingeniero o ramden)	metro	+01 3.048
calibre	metro	−04 2.54
caloría (media)	joule	+00 4.190 02
caloría (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+00 4.1868
caloría (termoquímica)	joule	+00 4.184
caloría (15° C)	joule	+00 4.185 80
caloría (20° C)	joule	+00 4.181 90
caloría (kilogramo, media)	joule	+03 4.190 02
caloría (kilogramo, Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 4.186 8
caloría (kilogramo, termoquímica)	joule	+03 4.184
Celsius (temperatura)	kelvin	$t_K = t_C + 273.15$
centímetro de agua (4° C)	newton/metro^2	+01 9.806 38
centímetro de mercurio (0° C)	newton/metro^2	+03 1.333 22

Para convertir de	*a*	*multipliquese por*
circular mil	metro^2	−10 5.067 074
codo	metro	−01 4.572
coulomb (internacional de 1948)	coulomb	−01 9.998 35
cuarto (E.U., áridos)	metro^3	−03 1.101 220
cuarto (E.U., líquidos)	metro^3	−04 9.463 529
cuchara	metro^3	−05 1.478 676
cucharita	metro^3	−06 4.928 921
cuerda	metro^3	+00 3.624 556
curie	desintegración/seg	+10 3.70
denier (internacional)	kilogramo/metro	−07 1.00
día (sideral)	segundo (solar medio)	+04 8.616 409
día (solar medio)	segundo (solar medio)	+04 8.64
dina	newton	−05 1.00
dracma (avoirdupois)	kilogramo	−03 1.771 845
dracma (E.U., fluidos)	metro^3	−06 3.696 691
dracma (troy o del boticario)	kilogramo	−03 3.887 934
electrón-volt	joule	−19 1.602 10
erg	joule	−07 1.00
escrúpulo (pennyweight)	kilogramo	−03 1.555 173
escrúpulo (del boticario)	kilogramo	−03 1.295 978
eslabón (del agrimensor o gunter)	metro	−01 2.011 68
eslabón (del ingeniero o ramden)	metro	−01 3.048
estéreo	metro^3	+00 1.00
Farenheit (temperatura)	Celsius	$t_C = (5/9)(t_F - 32)$
Farenheit (temperatura)	kelvin	$t_K = (5/9)(t_F + 459.67)$
farad (internacional de 1948)	farad	−01 9.995 05
faraday (basado en el carbono 12)	coulomb	+04 9.648 70
faraday (físico)	coulomb	+04 9.652 19
faraday (químico)	coulomb	+04 9.649 57
fermi (femtometro)	metro	−15 1.00
furlong	metro	+02 2.011 68
gal (galileo)	metro/segundo^2	−02 1.00
galón (E.U., áridos)	metro^3	−03 4.404 883
galón (E.U., líquidos)	metro^3	−03 3.785 411
galón (R.U., líquidos)	metro^3	−03 4.546 087
gamma	tesla	−09 1.00
gauss	tesla	−04 1.00
gilbert	ampere-vuelta	−01 7.957 747
gill (E.U.)	metro^3	−04 1.182 941
gill (R.U.)	metro^3	−04 1.420 652
grad	grado (angular)	−01 9.00
grad	radián	−02 1.570 796
grado (ángulo)	radián	−02 1.745 329
gramo	kilogramo	−03 1.00
grano	kilogramo	−05 6.479 891
hectárea	metro^2	+04 1.00
henry (internacional de 1948)	henry	+00 1.000 495
hora (sideral)	segundo (solar medio)	+03 3.590 170
hora (solar media)	segundo (solar medio)	+03 3.60
joule (internacional de 1948)	joule	+00 1.000 165
kayser	1/metro	+02 1.00
kilocaloría (media)	joule	+03 4.190 02
kilocaloría (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 4.186 74
kilocaloría (termoquímica)	joule	+03 4.184
kilogramo fuerza (kfg)	newton	+00 9.806 65
kilogramo masa	kilogramo	+00 1.00
kilopond fuerza	newton	+00 9.806 65
kip	newton	+03 4.448 221
lambert	candela/metro^2	+04 $1/\pi$
lambert	candela/metro^2	+03 3.183 098

TABLA 1-5 Factores métricos de conversión como múltiplos numéricos exactos de las unidades SI (*Continuación*).
Los dos primeros dígitos de cada valor numérico representan una potencia de 10. Por ejemplo, el valor "—02 2.54" expresa el hecho de que 1 pulg = 2.54×10^{-2} metro.

Para convertir de	*a*	*multipliquese por*
langley	joule/metro^2	+04 4.184
lbf (libra fuerza, avoirdupois)	newton	+00 4.448 221
lbm (libra masa, avoirdupois)	kilogramo	−01 4.535 923
legua (británica náutica)	metro	+03 5.559 552
legua (internacional náutica)	metro	+03 5.556
legua (terrestre)	metro	+03 4.828 032
libra fuerza (lbf avoirdupois)	newton	+00 4.448 221
libra masa (lbm avoirdupois)	kilogramo	−01 4.535 923
libra masa (troy o del boticario)	kilogramo	−01 3.732 417
litro	metro^3	−03 1.00
lux	lumen/metro^2	+00 1.00
mano	metro	−01 1.016
maxwell	weber	−08 1.00
mes (calendario medio)	segundo (solar medio)	+06 2.628
metro	longitudes de onda de Kr 86	+06 1.650 763
micra	metro	−06 1.00
mil	metro	−05 2.54
milibar	newton/metro^2	+02 1.00
milimetro de mercurio (0°C)	newton/metro^2	+02 1.333 224
milla (E.U., náutica)	metro	+03 1.852
milla (E.U., terrestre)	metro	+03 1.609 344
milla (náutica internacional)	metro	+03 1.852
milla (R.U., náutica)	metro	+03 1.853 184
milla náutica (E.U.)	metro	+03 1.852
milla náutica (internacional)	metro	+03 1.852
milla náutica (R.U.)	metro	+03 1.853 184
milla terrestre (E.U.)	metro	+03 1.609 344
minuto (ángulo)	radián	−04 2.908 882
minuto (sideral)	segundo (solar medio)	+01 5.983 617
minuto (solar medio)	segundo (solar medio)	+01 6.00
nudo (internacional)	metro/segundo	−01 5.144 444
oersted	ampere/metro	+01 7.957 747
ohm (internacional de 1948)	ohm	+00 1.000 495
onza (E.U., fluidos)	metro^3	−05 2.957 352
onza fluida (E.U.)	metro^3	−05 2.957 352
onza fuerza (avoirdupois)	newton	−01 2.780 138
onza masa (avoirdupois)	kilogramo	−02 2.834 952
onza masa (troy o del boticario)	kilogramo	−02 3.110 347
palmo	metro	−01 2.286
parsec	metro	+16 3.083 74
pascal	newton/metro^2	+00 1.00
paso	metro	−01 7.62
peck (E.U.)	metro^3	−03 8.809 767
percha	metro	+00 5.0292
pértiga	metro	+00 5.0292
phot	lumen/metro^2	+04 1.00
pica (impresores)	metro	−03 4.217 517
pie	metro	−01 3.048
pie (E.U., agrimensura)	metro	+00 1200/2937
pie (E.U., agrimensura)	metro	−01 3.048 006
pie de agua (39.2°F)	newton/metro^2	+03 2.988 98
pie-bujia	lumen/metro^2	+01 1.076 391
pie-lambert	candela/metro^2	+00 3.426 259
pinta (E.U., áridos)	metro^3	−04 5.506 104
pinta (E.U., liquidos)	metro^3	−04 4.731 764
poise	newton-segundo/metro^2	−01 1.00
polo unitario	weber	−07 1.256 637
poundal	newton	−01 1.382 549
pulgada	metro	−02 2.54
pulgada de agua (39.2°F)	newton/metro^2	+02 2.490 82
pulgada de agua (60°F)	newton/metro^2	+02 2.4884
pulgada de mercurio (32°F)	newton/metro^2	+03 3.386 389
pulgada de mercurio (60°F)	newton/metro^2	+03 3.376 85
punto (impresores)	metro	−04 3.514 598
quilate (métrico)	kilogramo	−04 2.00
quintal (corto)	kilogramo	+01 4.535 923
quintal (largo)	kilogramo	+01 5.080 234
rad (dosis de radiación absorbida)	joule/kilogramo	−02 1.00
Rankine (temperatura)	kelvin	$t_K = (5/9)t_R$
rayleigh (rapidez de emisión de fotones)	1/segundo-metro^2	+10 1.00
rhe	metro^2/newton-segundo	+01 1.00
roentgen	coulomb/kilogramo	−04 2.579 76
rutherford	desintegración/segundo	+06 1.00
sacudida	segundo	−08 1.00
sección	metro^2	+06 2.589 988
segundo (ángulo)	radián	−06 4.848 136
segundo (efemérides)	segundo	+00 1.000 000
segundo (sideral)	segundo (solar medio)	−01 9.972 695
segundo (solar medio)	segundo (efemérides) Consúltese *American Ephemeris* y el *Nautical Almanac*	
skein	metro	+02 1.097 28
slug	kilogramo	+01 1.459 390
statampere	ampere	−10 3.335 640
statcoulomb	coulomb	−10 3.335 640
statfarad	farad	−12 1.112 650
stathenry	henry	+11 8.987 554
statmho	mho	−12 1.112 650
statohm	ohm	+11 8.987 554
statvolt	volt	+02 2.997 925
stilb	candela/metro^2	+04 1.00
stoke	metro^2/segundo	−04 1.00
taza	metro^3	−04 2.365 882
tonel (E.U.)	metro^3	−01 2.384 809
tonelada (corta, 2000 libras)	kilogramo	+02 9.071 847
tonelada (de ensayo)	kilogramo	−02 2.916 666
tonelada (equivalente nuclear de TNT)	joule	+09 4.20
tonelada (larga)	kilogramo	+03 1.016 046
tonelada (métrica)	kilogramo	+03 1.00
tonelada (registrada)	metro^3	+00 2.831 684
tonne	kilogramo	+03 1.00
torr (0°C)	newton/metro^2	+02 1.333 22
township	metro^2	+07 9.323 957
unidad astronómica	metro	+11 1.495 978
vara	metro	+00 5.0292
volt (internacional de 1948)	volt	+00 1.000 330
watt (internacional de 1948)	watt	+00 1.000 165
yarda	metro	−01 9.144

PERRY

MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO

SEXTA EDICIÓN

McGraw Hill

TOMO III

TP155
P4779
R2865

PERRY MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO

Sexta edición
(Tercera edición en español)

Tomo III

COMPRA
Universidad de Carabobo
BIBLIOTECA
Facultad de Ingeniería
RECIBIDO
2 NOV 1999
Librería América
991000006
A 159,445,00 (6 vol.)

Preparado por un equipo de especialistas bajo la dirección editorial de

Robert H. Perry
Editor (fallecido)

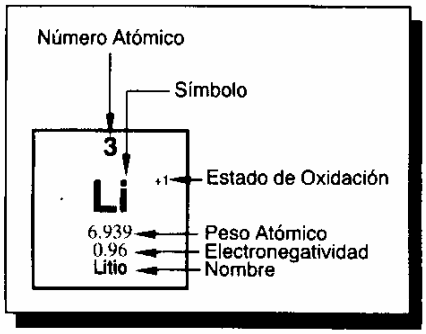
Don W. Green
Editor
Conger-Gabel Professor of Chemical and Petroleum Engineering
University of Kansas

James O. Maloney
Editor Asistente
Professor of Chemical Engineering
University of Kansas

McGRAW-HILL

MÉXICO • BUENOS AIRES • CARACAS • GUATEMALA • LISBOA • MADRID • NUEVA YORK
PANAMÁ • SAN JUAN • SANTAFÉ DE BOGOTÁ • SANTIAGO • SÃO PAULO
AUCKLAND • HAMBURGO • LONDRES • MILÁN • MONTREAL • NUEVA DELHI • PARÍS
SAN FRANCISCO • SINGAPUR • ST. LOUIS • SIDNEY • TOKIO • TORONTO

TABLA PERIÓDICA DE LOS ELEMENTOS



Periodo	Grupo IA	IIA	IIIB	IVB	VB	VIB	VIIB	VIII			IB
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	1 **H** ±1 1.00797 2.20 **Hidrógeno**										
2	3 **Li** +1 6.939 0.96 **Litio**	4 **Be** +2 9.0122 1.50 **Berilio**									
3	11 **Na** +1 22.9898 0.96 **Sodio**	12 **Mg** +2 24.305 1.29 **Magnesio**									
4	19 **K** +1 39.102 0.84 **Potasio**	20 **Ca** +2 40.08 1.02 **Calcio**	21 **Sc** +3 44.956 1.28 **Escandio**	22 **Ti** +2 +3 +4 47.90 1.44 **Titanio**	23 **V** +2 +3 +4 +5 50.942 1.54 **Vanadio**	24 **Cr** +2 +3 +6 51.996 1.62 **Cromo**	25 **Mn** +2 +3 +4 +6 +7 54.938 1.57 **Manganeso**	26 **Fe** +2 +3 55.847 1.74 **Hierro**	27 **Co** +2 +3 58.9332 1.79 **Cobalto**	28 **Ni** +2 +3 58.71 1.83 **Níquel**	29 **Cu** 63.546 1.67 **Cobre**
5	37 **Rb** +1 85.47 0.85 **Rubidio**	38 **Sr** +2 87.62 0.97 **Estroncio**	39 **Y** +3 88.905 1.16 **Itrio**	40 **Zr** +4 91.22 1.27 **Circonio**	41 **Nb** +3 +5 92.906 1.23 **Niobio**	42 **Mo** +2 +3 +4 +5 +6 95.94 1.73 **Molibdeno**	43 **Tc** +7 (97) 1.36 **Tecnecio**	44 **Ru** +2 +3 +4 +6 +8 101.07 1.42 **Rutenio**	45 **Rh** +3 102.905 1.87 **Rodio**	46 **Pd** +2 +4 106.4 1.78 **Paladio**	47 **Ag** 107.868 1.57 **Plata**
6	55 **Cs** +1 132.905 0.82 **Cesio**	56 **Ba** +2 137.34 0.82 **Bario**	57-71 ✲ **Serie del Lantano**	72 **Hf** +4 178.49 1.23 **Hafnio**	73 **Ta** +5 180.948 1.33 **Tántalo**	74 **W** +2 +3 +4 +5 +6 183.85 1.88 **Volframio**	75 **Re** +3 +4 +6 186.2 1.46 **Renio**	76 **Os** +2 +3 +4 190.2 1.52 **Osmio**	77 **Ir** +3 +4 +8 192.2 1.88 **Iridio**	78 **Pt** +2 +4 195.09 1.86 **Platino**	79 **Au** 196.967 1.98 **Oro**
7	87 **Fr** +1 (223) 0.86 **Francio**	88 **Ra** +2 (226) 0.97 **Radio**	89-103 ✱ **Serie del Actinio**	104 **Unq** (261) **Unniquadio**	105 **Unp** (262) **Unnilpentio**	106 **Unh** (263) **Unnilhexio**	107 **Uns** (262) **Unnilseptio**				

		57	58	59	60	61	62	63	64
✲	6	**La** +3 138.91 1.09 **Lantano**	**Ce** +3 +4 140.12 1.09 **Cerio**	**Pr** +3 +4 140.907 1.1 **Praseodimio**	**Nd** +3 144.24 1.1 **Neodimio**	**Pm** +3 (147) 1.07 **Promecio**	**Sm** +2 +3 150.35 1.12 **Samario**	**Eu** +2 +3 151.96 1.01 **Europio**	**Gd** 157.25 1.15 **Gadolinio**
Lantánidos									
✱		89	90	91	92	93	94	95	96
Actínidos	7	**Ac** +3 227.0278 1.00 **Actinio**	**Th** +4 232.0381 1.11 **Torio**	**Pa** +4 +5 231.0359 1.14 **Protactinio**	**U** +3 +4 +5 +6 238.03 1.30 **Uranio**	**Np** +3 +4 +5 +6 238.029 1.29 **Neptunio**	**Pu** +3 +4 +5 +6 (244) 1.25 **Plutonio**	**Am** +3 +4 +5 +6 (243) 1.20 **Americio**	**Cm** (247) 1.20 **Curio**

Los valores del peso atómico entre paréntesis corresponden al valor del

FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS E INGENIERÍA
Escuela de Química
Biblioteca Central

															VIIIA 18		
								IIIA 13	IVA 14	VA 15	VIA 16	VIIA 17	2 **He** 4.0026 0.00 Helio	0	1
								5 **B** ±3 10.811 2.02 Boro	6 **C** ±4 12.01115 2.36 Carbono	7 **N** +1 +2 +3 +4 +5 14.0067 2.81 Nitrógeno	8 **O** −2 15.9994 3.37 Oxígeno	9 **F** −1 18.9984 4.00 Flúor	10 **Ne** 20.179 0.00 Neón	0	2
								13 **Al** +3 26.9815 1.63 Aluminio	14 **Si** +4 +2 −4 28.086 1.94 Silicio	15 **P** +3 +5 30.9738 2.04 Fósforo	16 **S** ±2 +4 +6 32.064 2.46 Azufre	17 **Cl** +1 +3 +5 +7 35.453 3.00 Cloro	18 **Ar** 39.948 0.00 Argón	0	3
VIII			IB	IIB													
8	9	10	11	12													
26 **Fe** +2 +3 55.847 1.74 Hierro	27 **Co** +2 +3 58.9332 1.79 Cobalto	28 **Ni** +2 +3 58.71 1.83 Níquel	29 **Cu** +1 +2 63.546 1.67 Cobre	30 **Zn** +2 65.38 1.60 Zinc	31 **Ga** +3 69.72 1.83 Galio	32 **Ge** +2 ±4 72.59 1.93 Germanio	33 **As** ±3 +5 74.9216 2.12 Arsénico	34 **Se** −2 +4 +6 78.96 2.45 Selenio	35 **Br** +1 +3 +5 +7 79.904 2.82 Bromo	36 **Kr** 83.80 0.00 Kriptón	0	4				
44 **Ru** +2 +3 +4 +6 +8 101.07 1.42 Rutenio	45 **Rh** +3 102.905 1.87 Rodio	46 **Pd** +2 +4 106.4 1.78 Paladio	47 **Ag** +1 107.868 1.57 Plata	48 **Cd** +2 112.40 1.62 Cadmio	49 **In** +3 114.82 1.69 Indio	40 **Sn** +2 +4 118.69 Es1.84taño	51 **Sb** +3 +5 121.75 1.83 Antimonio	52 **Te** −2 +4 +6 127.60 2.03 Telurio	53 **I** +1 +3 +5 +7 126.904 2.48 Yodo	54 **Xe** 131.30 0.00 Xenón	0	5				
76 **Os** +2 +3 +4 190.2 1.52 Osmio	77 **Ir** +3 +4 +6 192.2 1.88 Iridio	78 **Pt** +2 +4 195.09 1.86 Platino	79 **Au** +1 +3 196.967 1.98 Oro	80 **Hg** +1 +2 200.59 1.72 Mercurio	81 **Tl** +1 +3 204.37 1.74 Talio	82 **Pb** +2 +4 207.19 1.87 Plomo	83 **Bi** +3 +5 208.980 1.76 Bismuto	84 **Po** ±2 +4 (209) 1.76 Polonio	85 **At** +1 +5 +7 (210) 1.96 Astatinio	86 **Rn** (222) 0.00 Radón	0	6				

61 **Pm** +3 (147) 1.07 Promecio	62 **Sm** +2 +3 150.35 1.12 Samario	63 **Eu** +2 +3 151.96 1.01 Europio	64 **Gd** +3 157.25 1.15 Gadolino	65 **Tb** +3 +4 158.924 1.1 Terbio	66 **Dy** +3 162.50 1.16 Disprosio	67 **Ho** +3 164.930 1.16 Holmio	68 **Er** +2 +3 167.26 1.27 Erbio	69 **Tm** +2 +3 168.934 1.16 Tulio	70 **Yb** +2 +3 173.04 1.06 Yterbio	71 **Lu** +3 174.97 1.2 Lutecio	6
93 **Np** +3 +4 +5 +6 238.029 1.29 Neptunio	94 **Pu** +3 +4 +5 +6 (244) 1.25 Plutonio	95 **Am** +3 +4 +5 +6 (243) 1.20 Americio	96 **Cm** +3 +4 +5 +6 (247) 1.20 Curio	97 **Bk** +3 +4 (247) 1.20 Berkelio	98 **Cf** +3 (251) 1.20 Californio	99 **Es** +3 (254) 1.20 Elstenio	100 **Fm** +3 (257) 1.20 Fermio	101 **Md** +3 (258) 1.20 Mendelevio	102 **No** +2 +3 (259) 1.20 Nobelio	103 **Lr** +3 (260) - Lawrencio	7

o atómico entre paréntesis corresponden al valor del isótopo más estable.

Contenido

Si desea el contenido más detallado, véase la página del inicio de cada sección. También puede remitirse al índice alfabético al final de este Manual del Ingeniero Químico.

Sección

Tomo I

Factores de conversión y tablas diversas *Don W. Green* 1

Matemáticas *Arthur E. Hoerl* 2

Datos físicos y químicos *Peter E. Liley, Robert C. Reid, Evan Buck* 3

Tomo II

Cinética de las reacciones, diseño de reactores y termodinámica *Kuang-Hui Lin, Hendrick C. Van Ness, Michael M. Abbott* 4

Mecánica de fluidos y de partículas *Byron C. Sakiadis* 5

Transporte y almacenamiento de fluidos *Raymond P. Genereaux* 6

Manejo de sólidos a granel y embalaje de sólidos y líquidos *Grantges J. Raymus* 7

Reducción y aumento de tamaño *Richard H. Snow* 8

Tomo III

Utilización, conversión y conservación de los recursos energéticos *Richard C. Corey, Ezekail L. Clark* 9

Transmisión de calor *James G. Knudsen* 10

Equipos de transferencia de calor *Frank L. Rubin* 11

Psicrometría, enfriamiento por evaporación, refrigeración y proceso criogénicos *Eno Bagnoli, Robert W. Norris, Thomas M. Flynn, Klaus D. Timmerhaus* 12

Tomo IV

Destilación *J. D. Seader* 13

Transferencia de masa y absorción de gas *William M. Edwards* 14

Extracción de líquido-líquido *Lanny A. Robbins* 15

Adsorción e intercambio iónico *Theodore Vermeulen, M. Douglas LeVan* 16

Procesos modernos de separación *Joseph D. Henry, Jr.* 17

Tomo V

Sistemas líquido-gas *J. R. Fair* 18

Sistemas líquido-sólido *Shelby A. Miller* 19

Desecación de sólidos y sistemas gas-sólido *Harold F. Porter* 20

Sistemas sólido-sólido y líquido-líquido *William H. Goldberger, Lanny A. Robbins* 21

Tomo VI

Control de procesos *T. C. Wherry, Jerry R. Peebles* 22

Materiales de construcción *Albert S. Krisher, Oliver W. Siebert* 23

Motores eléctricos y auxiliares *Frank L. Evans, Jr.* 24

Factores económicos de los procesos *F. A. Holland* 25

Manejo de los desperdicios *Anthony J. Buonicore, Louis Theodore* 26

Ingeniería bioquímica *Henry R. Bungay* 27

Índice vii

Lista de colaboradores

Michael M. Abbott, Ph.D., Department of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute (Sección 4, Termodinámica)

Charles M. Ambler, B.S.Ch.E. (fallecido), Consultant; Director of Chemical Engineering, Sharples Division, Pennwalt Corporation (Sección 19, Centrífugas)

Robert C. Amero, B.S. (jubilado), Staff Engineer, Gulf Science and Technology Company (Sección 9, Combustibles líquidos, Combustión)

Eno Bagnoli, M.S., Senior Research Associate, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 12, Psicrometría)

Richard Barrett, M.S., Projects Manager, Battelle Memorial Institute, Columbus Laboratories (Sección 9, Sistemas de vapor)

Kenneth J. Bell, Ph.D., Regents Professor of Chemical Engineering Oklahoma State University (Sección 10, Diseño térmico de intercambiadores de calor, Condensadores, Recalentadores)

Richard C. Bennett, B.S.Ch.E., Division Manager, Swenson Division, Whiting Corp. (Sección 19, Cristalización a partir de solución)

Evan Buck, M.S.Ch.E., Manager-Process Design Data and Thermodynamics, Central Engineering Department, Union Carbide Corporation (Sección 3, Predicción y Correlación de propiedades físicas)

Henry R. Bungay, Ph.D., Professor of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute (Sección 27, Ingeniería bioquímica)

Anthony J. Buonicore, M.Ch.E., Diplomate, AAEE, President Buonicore-Cashman Associates, Inc. (Sección 26, Manejo de la contaminación del aire)

C. Edward Capes, Ph.D., Senior Research Officer and Head, Chemical Engineering Section, National Research Council, Ottawa, Canada (Sección 8, Aumento de tamaño)

Harold F. Chambers, Jr., Ph.D., Supervisory Mechanical Engineer, Pittsburgh Energy Technology Center, U.S. Department of Energy (Sección 9, Licuefacción del carbón)

Ezekail L. Clark, B.S., Consultant (Sección 9, Gasificación del carbón)

Nell H. Coates,B.S., Department Head, Energy Systems Engineering Department, The MITRE Corporation, Metrek Division (Sección 9, Combustión en lechos fluidificados)

William Corder, M.S., Assistant Vice President, Consolidation Coal Company (Sección 17, Sublimación)

Richard C. Corey, B.S., Department Staff (jubilado) Energy Systems Engineering Department, The MITRE Corporation, Metrek Division (Sección 9, Combustibles sólidos y gaseosos, Combustión, Costos de combustible y energía, Conversión del carbón, Equipos de combustión o cal para procesos, Transporte y regeneración de calor)

B. B. Crocker, S.M., Distinguished Fellow -Engineering, Corporate Engineering Department, Monsanto Company (Sección 18, Separación de fases)

Bruce F. Curran, S.B., Project Manager, Design Division, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Recipientes de almacenamiento y proceso)

Donald A. Dahlstrom, Ph.D., Senior Vice President, Research and Development, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

J. D. Darji, M.S.Ch.E., Senior Technical Consultant, Infilco Degremont Inc. (Sección 19, Equipos de intercambio de iones y adsorción)

William M. Edwards, Ph.D., Senior Staff Research Engineer, Shell Development Company (Sección 14, Transferencia de masa y absorción de gases)

Robert C. Emmett, Jr., B.S.Ch.E., Senior Process Consultant, Technology and Development, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

Frank L. Evans, Jr., B.S.M.E., L.L.B. (fallecido), Editor, *Hydrocarbon Processing*, Gulf Publishing Co. (Sección 24, Unidades motrices para maquinaria de proceso)

J. R. Fair, Ph.D., Professor of Chemical Engineering University of Texas (Sección 18, Contacto gas-líquido)

R. A. Fiedler, B.S.,Ch.E., Manager of Applications-Sedimentation Technology, Dorr-Oliver Inc. (Sección 21, Clasificaciones en húmedo)

Thomas M. Flynn, Ph.S., Consultant, Cryogenic Engineering (Sección 12, Procesos criogénicos)

Willard E. Fraize, Sc.D., Senior Energy Systems Engineer, Energy and Resources Division, The MITRE Corporation, Metrek Division (Sección 9, Cogeneración)

Yuan C. Fu, Ph.D., Proyect Manager, Pittsburgh Energy Technology Center, U.S. Department of Energy (Sección 9, Licuefacción del carbón)

Raymond P. Genereaux, Ch.E. (jubilado), Chemical Engineer, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Transporte y almacenamiento de fluidos)

W. M. Goldberger, D.Ch.E., Director of Research and Development, Superior Graphite Company (Sección 21, Sistemas sólido-sólido)

H.A. Grabowski, B.S., Senior Engineering Consultant, C-E Environmental Systems, Combustion Engineering Inc. (Sección 9, Generadores de vapor)

Joseph B. Gray, Ph.D. (jubilado), Senior Consultant Engineering Department, E. I. du Pont de Nemours and Co. (Sección 19, Agitación de suspensiones de partículas de baja viscosidad)

Don W. Green, Ph.D., Conger-Gabel Distinguished Professor of Chemical and Petroleum Engineering, University of Kansas (Sección 1, Factores de conversión y tablas diversas)

C. Fred Gurnham, D. Eng. Sc., Consultant (Sección 19, Exprimido)

C. Addison Hempstead, B.M.E. (jubilado), Senior Design Consultant, E.I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Tubería de plantas de proceso)

Joseph D. Henry, Jr., Ph.D., Professor and Chairman of Chemical Engineering, West Virginia University (Sección 17, Cristalización a partir de la fusión, Procesos de separación basados principalmente en la acción en un campo, Procesos modernos)

Nevin K. Hiester, Ph.D., Associate Director, Business Intelligence Program, SRI International (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

W. S. Winston Ho, Ph.D., Engineering Associate, Exxon Research and Engineering Company (Sección 17, Procesos por medio de membranas)

Arthur E. Hoerl, M.A., Professor Department of Mathematical Sciences, University of Delaware (Sección 2, Matemáticas y estadísticas)

Richard L. Hoglund, M.S., Chemical Engineer, Union Carbide Corporation-Nuclear Division (Sección 17, Procesos de separación por difusión)

F.A. Holland, D.Sc., Ph.D., Chairman, Department of Chemical Engineering, University of Salford, Salford, England; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers (Sección 25, Factores económicos de los procesos)

Arthur D. Holt, Formerly Consultant, Processing Equipment Division, The Jeffrey Manufacturing Co. (Sección 10, Diseño térmico para el procesamiento de sólidos; (Sección 11, Intercambiadores de calor para sólidos)

Hoyt C. Hottel, S.M., Professor Emeritus of Chemical Engineering, Massachussets Institute of Technology (Sección 10, Radiación)

Arthur E. Humprey, Ph. D., Provost, Lehigh University (Sección 27, Ingeniería bioquímica)

Louis J. Jacobs, Jr., M.S.Ch.E., Director of Corporate Engineering Division, A. E. Staley Manufacturing Company (Sección 19, Filtración)

Eric Jenett, M.S.Ch.E., Manager Process Engineering, Brown & Root, Inc. (Sección 24, Recuperación de potencia de corrientes de líquidos)

T.L.B. Jepsen, M.S., Min.Proc., Mettallurgical Process Engineer, Basic, Inc. (Sección 21, Separación de medios densos)

Brian H. Kaye, Ph.D., Professor of Physics and Director of Institute for Fine Particles Research, Laurentian University (Sección 8, Análisis del tamaño de las partículas)

Gerhard Klein, M.S., Research Engineer, Water Technology Center, University of California, Berkeley (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

Ronald P. Klepper, B.S.Ch.E., Manager, Process Technology, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

Frank S. Knoll, M.S., Min.Proc., President, Carpco, Inc. (Sección 21, Separación electrostática)

James G. Knudsen, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, Oregon State University (Sección 10, Conducción y convección)

Albert S. Krisher, B.S.Ch.E., Senior Fellow, Monsanto Company (Sección 23, Materiales de construcción)

Zdzislaw M. Kurtyka, D.Sc. (fallecido) Formerly, Department of Chemical Engineering. The University of the West Indies, St. Augustine, Trinidad (Sección 13, Azeotropía)

Robert Lemlich, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of Cincinnati (Sección 17, Métodos de separación mediante burbujas de adsorción)

M. Douglas Le Van, Ph.D., Associate Professor of Chemical Engineering, University of Virginia (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

Norman N. Li, Sc.D., Director, Separations Research, UOP, Inc. (Sección 17, Procesos por medio de membranas)

Peter E. Liley, Ph.D., D.I.C., Professor, School of Mechanical Engineering and Center for Information and Numerical Data Analysis and Syntesis, Purdue University (Sección 3, Datos físicos y químicos)

Kuan-Hui Lin, Ph.D., Research Staff Chemical Technology

John J. McKetta, Ph.D., Joe C. Walter Chair, Chemical Engineering, University of Texas (Sección 2, Análisis dimensional)

Ross E. McKinney, Sc.D., N.T. Veatch Professor of Environmental Engineering, University of Kansas (Sección 26, Manejo del agua de desperdicio industrial)

Patrick M. McNeese, B.S., General Manager of Purchasing, Cities Service Oil and Gas Company (Sección 22, Control de procesos)

James O. Maloney, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of Kansas (Sección 21, Sistemas líquido-líquido)

Eugene Mezey, Ph.D., Senior Chemist, Battelle Memorial Institute, Columbus Laboratories (Sección 9, Calentamiento eléctrico)

A. W. Michalson, B. S. Min.E., President, A. W. Michalson Company (Sección 19, Equipos de intercambio de iones y adsorción)

Shelby A. Miller, Ph. D., Senior Chemical Engineer, Argonne National Laboratory (Sección 19, Lixiviación)

Charles J.B. Mitchell, B.S. (jubilado), Principal Consultant, Engineering Service Division, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Bombeo de líquidos y gases)

D. W. Mitchell, Ph.D., Technical Director, Carpco, Inc. (Sección 21, Separación electrostática)

Herbert A. Moak, B.S., Project Engineer, E.I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 11, Aislamiento térmico)

Charles G. Moyers, Jr., Ph.D., Principal Engineer, Union Carbide Corporation-Engineering and Technical Services Division (Sección 17, Cristalización a partir de la fusión)

M. Zuhair Nashed, Ph.D., Professor of Mathematics and Professor of Electrical Engineering, University of Delaware (Sección 2, Generalidades sobre matemáticas)

John Newman, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of California, Berkeley (Sección 17, Separaciones basadas principalmente en la acción en un campo, Teoría de las raciones)

Robert W. Norris, B.S., President Robert W. Norris and Associates, Inc. (Sección 12, Enfriamiento por evaporación, refrigeración)

James Y. Oldshue, Ph.D., Vice President, Mixing Technology, Mixing Equipment Company, Inc. (Sección 19, Agitación de suspensiones de partículas de baja viscosidad)

Carl R. Olson, M.S.E.E., Staff Planning Manager, Industrial Projects Marketing, Westinghouse Electric Corp. (Sección 24, Motores eléctricos y controles de motores)

Bhupendra K. Parekh, Ph.D., Research Specialist, Exxon Minerals Company (Sección 21, Separación de sólidos ultrafinos)

Jerry R. Peebles, M.S., Engineering Associate, Cities Service Oil and Gas Company (Sección 22, Procesos de control)

W.R. Penney, Ph.D., Director of Corporate Process Engineering, A. E. Staley Manufacturing Company (Sección 18, Dispersión de gas en líquido)

Herbert A. Pohl, Ph.D., Professor of Physics, Oklahoma State University (Sección 17, Procesos de separación basados principalmente en la sección en un campo, Electroforesis)

Kent Pollock, Ph.D., Professor of Physics, Oklahoma State University (Sección 17, Procesos de separación, basados principalmente en la acción en un campo, Electroforesis)

Harold F. Porter, B.S. (jubilado), Principal Division Consultant, E.I. du Pont de Nemours and Co. (Sección 20, Desecación de sólidos y sistemas gas-sólido)

Michael E. Prudich, Ph.D., Research Engineer, Gulf Research and Development Company (Sección 17, Procesos modernos de separación sólido-líquido)

Grantges J. Raymus, M.E., M.S., President, Raymus Associates Incorporated, Packaging Consultants; Adjunct Professor and Assistant Director, Center for Packaging Engineering, Rutgers, The State University of New Jersey (Sección 7, Manejo de sólidos a granel y embalaje de sólidos y líquidos)

Robert C. Reid, Sc. D., Profesor, Department of Chemical Engineering, Massachusetts Institute of Technology (Sección 3, Predicción y correlación de propiedades físicas)

Lanny A. Robbins, Ph.D., Research Scientist, Dow Chemical Company (Sección 15, Extracción de líquidos; Sección 21, editor de la parte: Sistemas líquido-líquido)

Frank L, Rubin, B.A., B.Ch.E., Engineering Consultant, Practical Heat Transfer Consultants (Sección 11, Intercambiadores de calor de casco y tubo)

Byron C. Sakiadis, Ph.D., Senior Research Fellow, Engineering Technology Laboratory, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 5, Mecánica de fluidos y de partículas)

Adel F. Sarofim, Sc. D., Professor of Chemical Engineering and Assistant Director, Fuels Research Laboratory, Massachusetts Institute of Technology (Sección 10, Radiación)

George A. Schurr, Ph. D., Consultant E.I. du Pont de Nemours and Co. (Sección 20, Desecación de sólidos)

J. D. Seader; Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of Utah (Sección 13, Destilación)

Konrad T. Semrau, M.S., Senior Chemical Engineer, SRI International (Sección 20, Separaciones gas-sólido)

Oliver W. Siebert, B.S.M.E., Senior Fellow, Monsanto Company; Adjunct Professor of Mechanical Engineering, Washington University (Sección 23, Materiales de construcción)

J. H. Silberberg, Ph.D., Assistant Director, Texas Petroleum Research Committee, University of Texas (Sección 2, Análisis dimensional)

Charles E. Silverblatt, M.S.Ch.E., Vice President, Technology and Development, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

Julian C. Smith, B.Chem., Ch.E., Professor of Chemical Engineering, Cornell University (Sección 19, Selección de un separador sólido-líquido)

Richard H. Snow, Ph.D., Director, National Institute for Petroleum and Energy Research (Sección 8, Reducción y aumento de tamaño)

Thomas C. Sorenson, M.B.A., Min.Eng., President, Galigher Ash Ltd. (Canada) (Sección 21, Flotación)

K.S.Spiegler, Ph.D., Professor of Mechanical Engineering Emeritus, University of California, Berkeley (Sección 17, Procesos de separación basados principalmente en la acción en un campo, Electroforesis)

Guggilam C. Sresty, M.S., Senior Engineer, IIT Research Institute(Sección 8, Equipo de trituración y molienda)

F.C. Standiford, M.S., President E. L. Badger Associates, Inc. (Sección 10, Diseño térmico de evaporadores; (Sección 11, Evaporadores)

Paul L. Stavenger, M.S.Ch.E., Director of Technology, Dorr-Oliver Inc. (Sección 21, Clasificaciones en húmedo)

H. Steen-Johnson, M.S.M.E. (jubilado), Chief Staff Engineer, Elliot Co. (Sección 24, Turbinas de vapor)

D. E. Steinmeyer, M.A., M.S., Manager Engineering, Corporate Engineering Department, Monsanto Company (Sección 18, Dispersiones de líquido en gas)

David Stuhlbarg, Ch.E., Heat-Transfer Consultant (Sección 10, Diseño térmico de evaporadores; Sección 11, Serpentines de tanques)

David E. Stutz, B.S., Research Scientist, Batelle Memorial Institute, Columbus Laboratories (Sección 9, Calentamiento eléctrico)

George Tchobanoglous, Ph.D., Professor of Environmental Engineering, University of California at Davis (Sección 26, Manejo de los desperdicios sólidos industriales)

Philip O. Teter, Jr., B.S., Electrical Engineer, Corps of Engineers (Sección 22, Control de procesos)

Rich L. Thelen, B.S., M.E., Vice President, ElE Company, Inc. (Sección 21, Muestreo de sólidos)

Louis Theodore, Sc.D., Professor of Chemical Engineering, Manhattan College (Sección 26, Manejo de los desperdicios)

Klaus D. Timmerhaus, Ph.D., Associate Dean of Engineering, Director of Engineering Research Center, University of Colorado (Sección 12, Procesos criogénicos)

David B. Todd, Ph.D., Technical Director, Plastics Equipment Division, Baker Perkins Inc. (Sección 19, Mezcla de pastas y materiales viscosos)

Robert E. Treybal, Ph.D. (fallecido), Professor and Chairman, Department of Chemical Engineering, University of Rhode Island (Sección 21, Sistema líquido-líquido)

George T. Tsao, Ph.D., Director, Laboratory of Renewable Resource Engineering, Purdue University (Sección 27, Ingeniería bioquímica)

Vincent W. Uhl, Ph. D., Professor of Chemical Engineering, University of Virginia (Sección 10, Recipientes agitados)

Hendrick C. Van Ness, D. Eng., Department of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute (Sección 4, Termodinámica)

Theodore Vermeulen, Ph.D. (fallecido), Professor of Chemical Engineering, Faculty Scientist, Lawrence Berkeley Laboratory, and Director of the Water Technology Center, University of California, Berkeley (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

Edward Von Halle, Ph.D., Chemical Engineer, Union Carbide Corporation-Nuclear Division (Sección 17, Procesos de separación por difusión)

F.A. Watson, M.Sc., Senior Lecturer, Department of Chemical Engineering, University of Salford, Salford, England; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers, (Sección 25, Factores económicos de los procesos)

Ionel Wechsler, M.S.Min. and Met., Vice President, Sala Magnetics, Inc. (Sección 21, Separación magnética)

David F. Wells, B.S., President, David F. Wells and Associates (Sección 20, Sistema de lechos fluidificados)

T.C. Wherry, B.S.E.E., B.S.Ch.E. (jubilado), Vice President, Director of Systems Research, Applied Automation, Inc.; Member Board of Directors (Sección 22, Control de procesos)

J. K. Wilkinson, M.Sc., Senior Lecturer, Department of Chemical Engineering, University of Salford, Salford, England; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers (Sección 25, Factores económicos de los procesos)

Richard E. Worsham, B.S., Region Engineer, Cities Service Oil and Gas Company (Sección 22, Control de procesos)

Roy M. Young, B.S.Ch.E., Process Automation Consultant, R & M Associates, Inc. (Sección 22, Control de procesos)

Prefacio de la sexta edición

En el decenio pasado, la ingeniería química contribuyó, en diversas e importantes maneras, al progreso industrial de todo el mundo. En los métodos de diseño de equipos y procesos se lograron avances considerables. Este progreso se debe, en parte, a factores como el uso cada vez mayor de las computadoras y la disponibilidad de mejores materiales de construcción. El enfoque sobre el aumento de valor de la energía y la necesidad de una mejor administración de los desperdicios fueron factores que también afectaron las decisiones de diseño. Sin embargo, la buena práctica de la ingeniería química aún se basa fundamentalmente en dos aspectos: el empírico y el teórico. Desde la publicación de la quinta edición se realizaron contribuciones importantes en los dos aspectos anteriores. Por este motivo, cada una de las 25 secciones de la quinta edición se revisaron y actualizaron y, en algunas áreas (como por ejemplo, economía, destilación, extracción y absorción), las secciones se volvieron a escribir en su totalidad. Por otra parte, se agregaron dos secciones nuevas para incorporar las tecnologías que surgieron en dicho decenio, es decir, la bioingeniería y la administración de desperdicios.

En el *Manual del Ingeniero Químico* se modificó el método de manejo de unidades. La mayoría de los ingenieros están conscientes que en gran parte del mundo se utilizan las unidades SI; sin embargo, en Estados Unidos todevía se usan las unidades U.S. (pero existe una tendencia definitiva en este país hacia una mayor aplicación de las unidades SI). Con objeto de complacer a los diferentes usuarios, este *Manual del Ingeniero Químico* se ha escrito, hasta donde ha sido posible, en ambos sistemas. Las tablas y figuras que se revisaron de ediciones anteriores, no se volvieron a redactar o dibujar, porque hacerlo no sería práctico. Por lo general, las tablas y figuras nuevas se presentan en unidades SI y, en algunos casos, en ambos sistemas de unidades. Sin embargo, en todos los casos, junto con las figuras y tablas se proporcionan los factores de conversión necesarios. Los números que aparecen en el texto se dan tanto en unidades SI como U.S. y las constantes dimensionales que aparecen en varias ecuaciones empíricas también se especifican en ambos sistemas de unidades. En general, los editores consideran que el *Manual del Ingeniero Químico* lo pueden utilizar las personas que trabajan con cualquiera de los dos sistemas de unidades.

Numerosas personas colaboraron en la preparación de esta edición. Los editores agradecen en particular la asistencia de Wanda S. Dekat, Georgea L. de Medina y Guy L. Green, quienes realizaron la tediosa tarea de preparar el índice. La asistencia secretarial de mecanografía estuvo a cargo de Jill A. Schoeling y Ruth R. Sleeper.

Los editores agradecen especialmente las contribuciones de Raymond Genereaux, editor de la sección 6, "Transporte y almacenamiento de fluidos", quien ha sido la única persona que ha participado en la preparación de las seis ediciones del *Manual del Ingeniero Químico*. Se aprecian sus esfuerzos y compromisos en todos estos años de colaboración con el *Manual del Ingeniero Químico*.

La muerte repentina de Bob Perry, durante la preparación de esta edición, fue una pérdida irreparable. Él estaba profundamente comprometido con la continuación del *Manual del Ingeniero Químico* y la calidad representada por la tradición de este libro. Se le extraña.

De igual manera lamentamos la pérdida de Frank L. Evans Jr. y Theodore Vermeulen, editores de las secciones 24 y 16, respectivamente, quienes realizaron contribuciones invaluables al *Manual del Ingeniero Químico*.

DON W. GREEN

Utilización, conversión y conservación de los recursos energéticos

Richard C. Corey, B.S., *Department Staff (Retired), Energy Systems Engineering Department, The MITRE Corporation, Metrek Division; Member American Society of Mechanical Engineers and Air Pollution Control Association. (Combustibles sólidos y gaseosos, Costos de combustión, combustibles y energía, Conversión del calor, Equipos de combustión o calentamiento, Transporte y regeneración de calor). (Editor de la sección)*

Richard Barrett, M.S., *Projects Manager, Battelle Memorial Institute, Columbus Laboratories; Member, American Society of Mechanical Engineers, American Society of Heating, Refrigerating and Air Conditioning Engineers; Institute of Energy (United Kingdom); Registered Professional Engineer (Ohio). (Sistemas de Vapor)*

Robert C. Amero, B.S., *Staff Engineer, Gulf Science and Technology Company (Retired); Member, American Society of Mechanical Engineers, American Institute of Chemical Engineers, International Association for Hydrogen Energy; Registered Professional Engineer (Pennsylvania). (Combustibles líquidos, Combustión)*

Harold F. Chambers, Jr., Ph.D., *Supervisory Mechanical Engineer, Pittsburgh Energy Technology Center, U.S. Department of Energy; Registered Professional Engineer (Ohio). (Licuefacción del carbón)*

Ezekail L. Clark, B.S., *Consultant; Fellow, American Institute of Chemical Engineers; Member, American Chemical Society, American Association for the Advancement of Science; Registered Professional Engineer (Pennsylvania). (Editor asociado de la sección; Gasificación del carbón)*

Neil H. Coates, B.S., *Department Head, Energy Systems Engineering Department, The MITRE Corporation, Metrek Division. (Combustión en lechos fluidificados)*

Willard E. Fraize, Sc.D., *Senior Energy Systems Engineer, Energy and Resources Division, The MITRE Corporation, Metrek Division; Member, American Society of Mechanical Engineers, American Institute of Aeronautics and Astronautics. (Cogeneración)*

Yuan C. Fu, Ph.D., *Project Manager, Pittsburgh Energy Technology Center, U.S. Department of Energy; Member, American Chemical Society, The Chemical Society of Japan, Catalysis Society. (Licuefacción del carbón)*

H.A. Grabowski, B.S., *Senior Engineering Consultant, C-E Environmental Systems, Combustion Engineering Inc.; Member, American Society of Mechanical Engineers, American Society for Testing and Materials. (Generadores de vapor)*

Eugene Mezey, PH.D., *Senior Chemist, Battelle Memorial Institute, Columbus Laboratories; Member, American Chemical Society, The Society of Sigma Xi, International Microwave Power Institute, American Ceramic Institute; Fellow, American Association for the Advancement of Science. (Calentamiento eléctrico)*

David E. Stutz, B.S., *Research Scientist, Battelle Memorial Institute, Columbus Laboratories; Member, International Microwave Power Institute. (Calentamiento eléctrico)*

COMBUSTIBLES

Recursos y reservas . . . 9-3
Combustibles sólidos . . . 9-3
Carbón . . . 9-3
Otros combustibles sólidos . . . 9-8
Combustibles líquidos . . . 9-12
Combustibles líquidos derivados del petróleo . . . 9-12
Combustibles líquidos no derivados del petróleo . . . 9-17
Combustibles gaseosos . . . 9-18
Gas natural . . . 9-18
Gas natural licuado (LNG) . . . 9-18
Gas licuado de petróleo (LPG) . . . 9-19
Gas reformado . . . 9-19
Gases de aceite . . . 9-19
Gas pobre . . . 9-19
Gas de agua azul, gas de agua carburada y gas de carbón . . . 9-19
Gas de hornos de fundición . . . 9-19
Acetileno . . . 9-19
Hidrógeno . . . 9-19
Impurezas de azufre . . . 9-19
Supercompresibilidad del gas natural . . . 9-19
Costos de combustible y energía . . . 9-19
Conversión del carbón en combustibles líquidos y gaseosos y abastecimientos para las industrias químicas de proceso . . . 9-20
Gasificación del carbón . . . 9-20
Antecedentes . . . 9-22
Consideraciones teóricas . . . 9-22
Tipos de equipo disponible para gasificación . . . 9-23
Desarrollo y utilización . . . 9-26
Aplicación de la gasificación del carbón . . . 9-28
Purificación y refinamiento del gas . . . 9-28
Aspectos económicos de la gasificación del carbón . . . 9-29
Licuefacción directa del carbón . . . 9-30
Antecedentes . . . 9-30
Cinética de la licuefacción directa . . . 9-31
Procesos de licuefacción directa . . . 9-33
Procesos de pirólisis del carbón . . . 9-39
Licuefacción indirecta del carbón . . . 9-41
Síntesis Fischer-Tropsch . . . 9-41
Proceso para la obtención de gasolina a partir de metanol . . . 9-41
Proceso de obtención de gasolina a partir de gas de síntesis (Syngas) . . . 9-41
Aspectos económicos de la licuefacción del carbón . . . 9-42

GENERACIÓN DE CALOR

Estequiometría de la combustión . . . 9-42
Oxígeno y aire teóricos para la combustión . . . 9-42
Aire en exceso para la combustión . . . 9-42
Productos de la combustión . . . 9-44
Entalpía de los productos de la combustión . . . 9-44
Combustión de combustibles sólidos en alimentadores mecánicos y en suspensión . . . 9-44
Combustión en lechos de combustibles . . . 9-45
Combustión en suspensión . . . 9-46
Combustión por alimentador-distribuidor . . . 9-47
Pulverizadores . . . 9-49
Combustión de combustibles sólidos en lechos fluidificados . . . 9-49
Lechos fluidificados atmosféricos y a presión (AFBC y PFBC) . . . 9-51
Diseño de una planta AFBC . . . 9-52
Factores de diseño de fluidificación . . . 9-54
Opciones de diseño AFBC . . . 9-55
Combustión de combustibles líquidos . . . 9-55
Quemadores para combustibles líquidos . . . 9-55
Depósitos de combustión . . . 9-56
Combustión de combustibles gaseosos . . . 9-58
Quemadores de gas . . . 9-58
Características de combustión de gases de bajo y mediano poder calorífico, Btu . . . 9-59
Evaluaciones experimentales de gases de bajo y mediano poder calorífico LBG y MBG . . . 9-60
Calentamiento eléctrico . . . 9-61
Calentamiento directo con resistencias . . . 9-61
Calentamiento indirecto con resistencias . . . 9-62
Calentamiento por inducción . . . 9-64
Calentamiento dieléctrico . . . 9-65
Calentamiento por microondas . . . 9-66
Calentamiento por arco eléctrico (plasma) . . . 9-66

Calentamiento por rayos láser 9-67
Equipos de combustión o calentamiento para procesos 9-68
Equipo de calentamiento directo 9-68
Equipo de calentamiento indirecto 9-68
Métodos para economizar combustible en los calentadores existentes 9-72
Generadores de vapor 9-72
Bases fundamentales del diseño de calderas 9-73
Equipos generadores de vapor 9-73
Calderas industriales 9-78
Factores que influyen en el funcionamiento 9-81
Chimeneas 9-83

TRANSPORTE DE CALOR

Sistemas de vapor 9-83
Características del sistema 9-84
Constituyentes del agua 9-85
Sistemas de líquidos térmicos 9-85
Los líquidos y sus propiedades 9-85
Sistemas de procesamiento 9-89
Cogeneración 9-92
Definición y descripción general 9-92
Sistemas usuales 9-93
Ahorro potencial de energía 9-96
Funcionamiento de la cogeneración de sistemas representativos 9-97
Normas operacionales 9-98

REGENERACIÓN DE CALOR

Regeneradores de ladrillos jaquelados 9-100
Hogares de altos hornos 9-101
Regeneradores de hogar abierto y tanque de vidrio 9-101
Regeneradores de hornos de coque 9-102
Estufa de guijarros 9-102
Calentador de Ljungstrom 9-102
Sistemas diversos 9-103

TABLA 9-0 Nomenclatura y unidades

Símbolo	Definición	Unidades S.I.	Unidades usuales en Estados Unidos
Ar	Número de Arquímedes	Adimensional	Adimensional
D	Diámetro	m	ft
D	Velocidad de suministro de potencia	J/s	Btu/h
d	Profundidad	cm	ft
E	Campo eléctrico	V/cm	V/in
g	Aceleración de la gravedad	m/s^2	ft/s^2
h	Entalpía isentrópica	kJ/kg	Btu/lb
L	Altura	m	ft
P	Presión	Pa	lbf/in^2
P	Velocidad de suministro de potencia	W/cm^3	W/in^3
ρ	Resistividad	Ω•cm	Ω•ft
Q	Poder calorífico	J/kg	Btu/lb
Re	Número de Reynolds	Adimensional	Adimensional
R	Relación de potencia a calor	Adimensional	Adimensional
U	Velocidad	m/s	ft/s
v	Velocidad de la luz	cm/s	in/s
W	Flujo	kg/h	lb/h
Z	Factor de supercompresibilidad		
	Símbolos griegos		
ε	Espacio vacío	Adimensional	Adimensional
η	Eficiencia térmica	Adimensional	Adimensional
μ	Viscosidad	kg/(m•s)	lb/(ft•s)
μ	Permeabilidad magnética relativa	Adimensional	Adimensional
ρ	Densidad	kg/m^3	lb/ft^3
Φ	Factor de forma		

COMBUSTIBLES

RECURSOS Y RESERVAS

Los recursos y reservas de los principales combustibles fósiles en Estados Unidos -carbón, petróleo y gas natural- son los siguientes:

	Trillones de Btu (10^{18})		
Combustible	Reservas conocidas	Fuentes económicas potenciales	Fuentes submarginadas
Carbón	4.8	3.0	25.0
Líquidos de petróleo (líquidos de crudo y gas natural)	0.26	2.7	14.0
Gas natural	0.30	2.1	4.5

Factores de conversión		
Carbón bituminoso y antracita	30.2 J/kg	(26×10^6 Btu/ton)
Lignito y carbón subbituminoso	23.2 J/kg	(20×10^6 Btu/ton)
Petróleo crudo	38.4 J/L	(5.8×10^6 Btu/bbl)*
Líquidos de gas natural	30.5 J/L	(4.6×10^6 Btu/bbl)*
Gas natural	36×10^6 J/m³	(1032 Btu/ft³)

* 1 bbl = 42 gal = 159 L = 0.159 m³

COMBUSTIBLES SÓLIDOS

Carbón

REFERENCIAS GENERALES: Elliot (ed.), *Chemistry of Coal Utilization*, 2d suppl. vol., Wiley, New York, 1981. Van Krevelen, *Coal*, Elsevier, Amsterdam, 1961.

Origen El carbón se originó a partir de los restos en descomposición interrumpida de árboles, arbustos, helechos, musgos, lianas y otras formas de vida vegetal, que florecieron en lodazales y pantanos enormes, hace muchos millones de años, durante periodos prolongados de clima húmedo y tropical y precipitaciones pluviales abundantes. El precursor del carbón fue la turba, que se formó mediante la acción bacteriana y química sobre los desechos de plantas. Las acciones subsiguientes del calor, la presión y otros fenómenos físicos transformaron la turba para convertirla en las diversas clases de carbón que se conocen en la actualidad. Debido a los diversos grados de cambios metamórficos durante este proceso, el carbón no es una sustancia uniforme; no hay dos carbones que sean iguales en ningún aspecto.

Clasificación del carbón Los carbones se clasifican por categoría, o sea, según el grado de metamorfismo en la serie desde el lignito a la antracita. En la tabla 9-1 se muestra el sistema de clasificación adoptado por la American Society for Testing and Materials D 388-77. El poder calorífico sobre base húmeda y el carbono fijo sobre base seca; si ambas están libres de materia mineral, constituyen las bases de este sistema. Los carbones de categoría más baja se clasifican según el poder calorífico J/kg (Btu/lb) sobre base húmeda libre de material mineral. El carácter de aglomeración se utiliza para establecer diferencias entre grupos adyacentes. Se considera que los carbones se aglomeran si la muestra restante de coque en la prueba para detectar la materia volátil, soporta un peso de 500 g o si la muestra se dilata o tiene una estructura celular porosa.

Para clasificar carbones según la categoría se utilizan las fórmulas de Parr, ecuaciones (9-1) a (9-3), o bien, las fórmulas de aproximación, (9-4) y (9-5). Las fórmulas de Parr se utilizan en casos de litigios.

$$F' = \frac{100(F - 0.15S)}{100 - (M + 1.08A + 0.55S)} \tag{9-1}$$

$$V' = 100 - F' \tag{9-2}$$

$$Q' = \frac{100(Q - 50S)}{100 - (1.08A + 0.55S)} \tag{9-3}$$

$$F' = \frac{100F}{100 - (M + 1.1A + 0.1S)} \tag{9-4}$$

$$Q' = \frac{100Q}{100 - (1.1A + 0.1S)} \tag{9-5}$$

en donde M, F, A y S son porcentajes en peso, sobre base húmeda, respectivamente, de la humedad, el carbono fijo, las cenizas y el azufre; F' y V' son porcentajes en peso, sobre base seca libre de material mineral, respectivamente, del carbono fijo y la materia volátil; Q y Q' son poderes caloríficos, Btu/lb (x 2326 = J/kg), respectivamente, sobre base húmeda no libre de materia mineral y una base húmeda libre de materia mineral.

En la tabla 9-2 se muestran las categorías principales del carbón extraído en los estados productores más importantes de Estados Unidos.

Composición y poder calorífico del carbón La composición del carbón se da en general de dos modos distintos, el análisis aproximado y el final, expresados en porcentaje de peso. El **análisis aproximado** es la determinación por métodos prescritos de la humedad, la materia volátil, el carbono fijo y las cenizas. En la figura 9-1 se dan los análisis aproximados y los poderes caloríficos, sobre la base húmeda y libre de materias minerales, de carbones escogidos para representar las diversas categorías. Como se puede observar, los valores de carbono fijos y poderes caloríficos, aumentan al incrementarse la categoría, mientras que la humedad y el contenido de materias volátiles disminuyen.

La **humedad total** en el carbón se compone de humedad **inherente** o ligada y humedad de **fondo**. La humedad inherente, conocida también como de **fondo** y de **equilibrio**, existe como un indicativo de la calidad del carbón en su estado natural. La humedad libre denominada también **superficial**, es la parte total de la humedad total que se pierde cuando el carbón es secado con aire en condiciones estándar.

La **materia volátil** es la porción del carbón que, cuando se calienta en ausencia de aire, en condiciones prescritas, se libera en la forma de gases y vapores. En el carbón no existe materia volátil por sí misma, con excepción de un poco de metano absorbido, pero se produce debido a la descomposición térmica de las sustancias del carbón.

El **carbono fijo** es el residuo que queda después de que se retira la materia volátil y se calcula restando de 100 los porcentajes de hume-

TABLA 9-1 Clasificación de carbones por categorías[a]

Clase	Grupo	Abreviatura	Límites fijos de carbono, % (base seca libre de materia mineral)		Límites de materia volátil, % (base seca libre de materia mineral)		Límites de poder calorífico, Btu/lb[b] (base húmeda libre[c] de materia mineral)		Naturaleza de aglomeración
			Igual o mayor que	Menor que	Mayor que	Igual o menor que	Igual o mayor que	Menor que	
Antracita	Metaantracita	ma	98	...	...	2			No aglomerante
	Antracita	an	92	98	2	8			
	Semiantracita[d]	sa	86	92	8	14			
Bituminosa	Carbón bituminoso de baja volatilidad	lvb	78	86	14	22			
	Carbón bituminoso de volatilidad media	mvb	69	78	22	31			
		hvAb	...	69	31	...	14 000[e]		De aglomeración común[f]
	Carbón bituminoso A de alta volatilidad						13 000[e]		
	Carbón bituminoso B de alta volatilidad	hvBb	...	...	...	...	11 500	14 000	
	Carbón bituminoso C de alta volatilidad	hbCb	...	...	...	...	10 500	13 000	
								11 500	Aglomerante
Sub bituminosa	Carbón subbituminoso A	SubA	...	...	...	...	10 500	11 500	
	Carbón subbituminoso B	SubB	...	...	...	...	9 500	10 500	
	Carbón subbituminoso C	SubC	...	...	...	...	8 300	9 500	No aglomerante
Lignítica	Lignito A	ligA	...	...	...	...	6 300	8 300	
	Lignito B	ligB	...	...	...	...	...	6 300	

[a] *Annual Book of ASTM Standards*, parte 26, D'388'77, 1977. Esta clasificación no incluye algunos carbones, sobre todo de variedades no aglutinadas, que tienen propiedades físicas y químicas desacostumbradas y que entran en los límites del poder calorífico o de carbono fijo de las categorías de carbón bituminoso muy volátil y carbón sub bituminoso. Todos esos carbones contienen menos de 48% de carbono fijo sobre base seca libre de materia mineral o tienen más de 15 500 Btu/lb sobre base húmeda libre de material mineral.

[b] Para convertir unidades térmicas británicas por libra en joules por kilogramo, multipliquese por 2326.

[c] La humedad, se refiere a la humedad natural e inherente que contiene el carbón, sin incluir agua visible en la superficie del mismo.

[d] Si se aglomera, se clasifica en el grupo poco volátil de la clase bituminosa.

[e] Los carbones que tienen 69% o más de carbono fijo sobre base seca libre de materia mineral, se clasifican según el carbono fijo, sea cual sea su poder calorífico.

[f] Puede haber variedades no aglomeradas en esos grupos de la clase bituminosa y se tienen excepciones notables en el grupo bituminoso C de volatilidad elevada.

TABLA 9-2 Clas

Estado
Alabama
Alaska
Arkansas
Colorado
Dakota del Norte
Dakota del Sur
Illinois
Indiana
Iowa
Kansas
Kentucky:
Parte occidental
Parte oriental
Maryland
Missouri
Montana
Nuevo México
Ohio
Oklahoma
Pensilvania
Tennessee
Texas
Utah
Virginia
Virginia Occidental
Washington
Wyoming

* Compilada en gra
Bull. 1136.

dad, materia volátil
bono, puede conten
geno, 0.4 a 1.0% de
en el carbón.

Las **cenizas** son l
de que se quema el c
en gran parte de com
tidades pequeñas de
Las cenizas pueden
neral original, que e
nita, cuarzo, piritas

El **análisis final**
contenidos de ceni
diferencia) y azufre
poder calorífico que
calor producido a v

(9-5)

g base húmeda, res-
cenizas y el azufre;
bre de material mi-
a volátil; Q y Q' son
lvamente, sobre ba-
se húmeda libre de

pales del carbón ex-
de Estados Unidos.
a composición del
nálisis aproximado
álisis aproximado
umedad, la materia
1 se dan los análisis
e húmeda y libre de
presentar las diver-
s de carbono fijos y
categoría, mientras
es disminuyen.
humedad **inherente**
nte, conocida tam-
un indicativo de la
id libre denominada
d total que se pierde
is estándar.
, cuando se calienta
bera en la forma de
olátil por sí misma,
ro se produce debi-
el carbón.
is de que se retira la
rcentajes de hume-

Naturaleza de aglomeración	
No aglomerante	
De aglomeración común[†]	
Aglomerante	
No aglomerante	

glutinadas, que tienen
ituminoso muy volátil
de 15 500 Btu/lb sobre

su poder calorífico.
volatilidad elevada.

TABLA 9-2 Clases principales de carbón extraído en varios estados (de Estados Unidos)*

Estado	Antracita	Semiantracita	Bituminosos de baja volatilidad	Bituminosos de volatilidad media	Bituminosos A de alta volatilidad	Bituminosos B de alta volatilidad	Bituminosos C de alta volatilidad	Sub bituminosos A	Sub bituminosos B	Sub bituminosos C	Lignito
Alabama	...	...	...	x	x						
Alaska	...	...	...	...	...	x	x	x	x	x	x
Arkansas	...	x	x	x	x	...	...	...	...	...	x
Colorado	...	...	...	...	x	x	x	x	x	x	x
Dakota del Norte	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	x
Dakota del Sur	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...	x
Illinois	...	...	...	...	x	x	x				
Indiana	...	...	...	...	...	x	x				
Iowa	...	...	...	...	...	...	x				
Kansas	...	...	...	...	x	x					
Kentucky:											
Parte occidental	...	...	...	...	x	x	x				
Parte oriental	...	...	...	...	x	x					
Maryland	...	...	x	x	x						
Missouri	...	...	...	...	...	...	x				
Montana	...	...	...	...	...	x	x	x	x	x	x
Nuevo México	...	...	...	...	x	x	x	...	x		
Ohio	...	...	...	...	x	x	x				
Oklahoma	...	...	x	x	x	x	x				
Pensilvania	x	x	x	x	x						
Tennessee	...	...	...	x	x						
Texas	...	...	...	...	...	...	x	x	...	...	x
Utah	...	...	...	...	x	x	x	x	x		
Virginia	...	x	x	x	x						
Virginia Occidental	...	...	x	x	x						
Washington	...	...	...	...	x	x	x	...	x	...	x
Wyoming	...	...	...	...	...	x	x	x	x	x	

* Compilada en gran parte de "Typical Analyses of Coal of the United States." *U.S. Bur. Mines Bull.* 446, y "Coal Reserves of the United States," *U.S. Geol. Survey Bull.* 1136.

dad, materia volátil y cenizas del análisis aproximado. Además de carbono, puede contener varias décimas de porciento de hidrógeno y oxígeno, 0.4 a 1.0% de nitrógeno y cerca de la mitad del azufre que había en el carbón.

Las **cenizas** son los residuos inorgánicos que permanecen después de que se quema el carbón en condiciones especificadas y se compone en gran parte de compuestos de silicio, aluminio, hierro y calcio y cantidades pequeñas de compuestos de magnesio, sodio, potasio y titanio. Las cenizas pueden variar considerablemente a partir de la materia mineral original, que en su mayor parte son caolinita, ilita, montmorilonita, cuarzo, piritas y yeso.

El **análisis final** es la determinación por métodos prescritos de los contenidos de cenizas, carbono, hidrógeno, nitrógeno, oxígeno (por diferencia) y azufre. Junto con estos análisis, se determina también el poder calorífico que se expresa en joules por kilogramo (Btu/lb). Es el calor producido a volumen constante por la combustión completa de una cantidad unitaria de carbón en un calorímetro de bomba de oxígeno en condiciones específicas. El resultado incluye el calor latente de vaporización del agua en los productos de combustión y se denomina calentamiento bruto o **poder calorífico superior** (HHV), Q_h. Cuando el agua no se ha condensado, el poder **calorífico** se denomina **poder calorífico inferior** (LHV), Q_ℓ, y se obtiene de

$$Q_\ell = Q_h - 1030W \tag{9-6}$$

donde W = lb de agua formada/lb de combustible. El factor 1030 convierte el poder calorífico superior a volumen constante en poder calorífico inferior a presión constante. Cuando se trata de gases es muy útil la ecuación siguiente:

$$Q_\ell = Q_h - (859\ pv/T) \tag{9-6a}$$

donde Q_ℓ y Q_h = Btu/ft^3 de gas
p = presión, in de mercurio

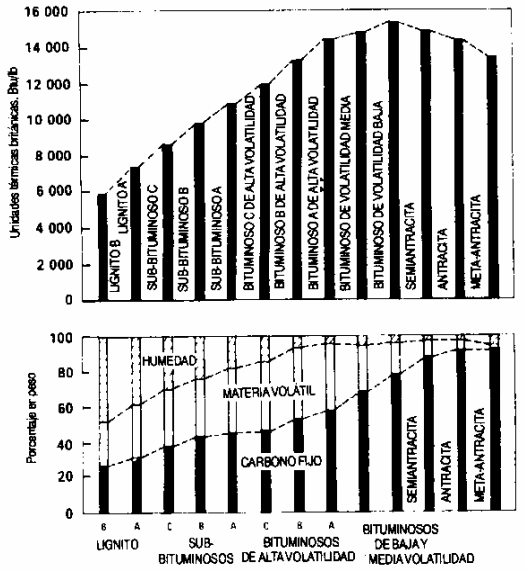


FIG. 9-1 Poderes caloríficos y análisis aproximados del carbón, en base húmeda y libre de materia mineral. Para convertir unidades térmicas británicas (Btu) por libra en joules por kilogramo, multipliquese por 2326.

v = ft^3 de agua en productos de combustión/ft^3 de combustible
T = temperatura, °R
Para 60°F y 29.92 in Hg, la ecuación se simplifica para obtener

$$Q_t = Q_h - 49.4v \qquad (9\text{-}6b)$$

Q_h en Btu/lb (x 2326 = J/kg) puede aproximarse mediante una fórmula desarrollada por el Institute of Gas Technology:

$$Q_h = 146.58C + 568.78H + 29.4S - 6.58A - 51.53\,(O + N) \qquad (9\text{-}7)$$

donde C, H, S, A, O y N son los porcentajes en base seca de carbono hidrógeno, azufre, cenizas, oxígeno y nitrógeno, respectivamente. La desviación estándar para 775 muestras de carbón es 127.

Los análisis del carbón se dan según varias bases y es habitual escoger la base más apropiada para la aplicación de que se trate. La base corriente **(como se recibe)** representa el porcentaje en peso de cada constituyente en la muestra, como llega al laboratorio. La muestra misma puede ser carbón como se quemó, se extrajo o se preparó para un uso determinado. La base **libre de humedad** (seca) suele ser la más útil, ya que permite corregir con facilidad los cálculos de rendimiento para el contenido real de humedad en el punto de utilización. La **base seca libre de cenizas** se emplea con frecuencia para determinar aproximadamente la categoría y la fuente de un carbón. Por ejemplo, el poder calorífico de los carbones de una fuente y categoría determinada permanece notablemente constante, cuando se calculan sobre esta base. En la tabla 9-3 se ilustra la utilización de esas bases.

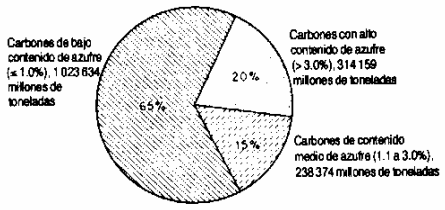


FIG. 9-2 Reservas restantes estimadas de carbón de todos los tipos, por contenidos de azufre, en Estados Unidos. 1 de enero de 1965 (*de U.S. Bur. Mines Inf. Circ. 8312.*)

Los procedimientos de laboratorio para análisis aproximados y finales se dan en el *Annual Book of ASTM Standards*, parte 26, 1977; y en *Methods of Analyzing and Testing Coal and Coke*, U.S. Bur. Mines Bull, 638, 1967.

Azufre en el carbón Los esfuerzos hechos para reducir la contaminación atmosférica atrajeron una atención considerable hacia el contenido de azufre en el carbón, puesto que la combustión da como resultado la descarga a la atmósfera de óxidos de azufre. El azufre se presenta en el carbón en tres formas: como piritas (FeS_2); como azufre orgánico, que es parte de las sustancias del carbón y como azufre en sulfatos. El azufre en sulfatos comprende, cuando mucho, unas cuantas centésimas de porciento del carbón. El azufre orgánico puede representar del 20 al 80% del azufre total. Puesto que el azufre orgánico está enlazado químicamente a las sustancias del carbón de manera compleja, se requiere un tratamiento drástico para romper los enlaces químicos antes de poder separar el azufre. No se reconoce en la actualidad ningún método *económico* que permita eliminar el azufre orgánico, pero se han hecho grandes progresos con los llamados métodos químicos para la depuración del carbón. El azufre en piritas se puede eliminar parcialmente con equipos estándar de lavado del carbón. El grado de eliminación depende del tamaño del carbón y el tamaño y distribución de las partículas de piritas.

El contenido de azufre en los carbones de Estados Unidos varía mucho y va desde un punto bajo de 0.2% hasta 7% en peso, sobre base seca. Las reservas de carbón estimadas en Estados Unidos, en todas las categorías, por contenido de azufre, aparecen en la figura 9-2. En la circular informativa 8312 del U.S. Bureau of Mines se proporcionan datos muy extensos sobre el azufre en los carbones de Estados Unidos. La reducción potencial del azufre en los carbones de este país se describe en la circular informativa 8118 del U.S. Bureau of Mines que proporciona datos de lavabilidad de 445 muestras de carbón bruto o natural.

Características y composición de las cenizas de carbón Cuando el carbón se debe quemar o gasificar, suele ser importante determinar la fusibilidad de las cenizas, que comprenden las temperaturas de deformación inicial de ablandamiento y de fluidez. La diferencia entre la

TABLA 9-3 Comparación de bases para análisis del carbón; Carbón bituminoso A muy volátil, Allegheny County, Pensilvania, lecho de Pittsburgh

Base	Peso aproximado, %				Peso final, %*					Poder Calorífico Btu/lb
	Humedad	Materia volátil	Carbono fijo	Ceniza	Carbono	Hidrógeno	Oxígeno	Nitrógeno	Azufre	
Corriente	2.4	36.6	53.2	7.8	75.8	5.1	8.2	1.5	1.6	13 560
Seca	...	37.5	54.5	8.0	77.7	5.0	6.2	1.5	1.6	13 890
Seca, sin ceniza	...	40.8	59.2	...	84.4	5.4	6.7	1.7	1.8	15 100

* Sobre la base corriente (tal y como se recibe), el hidrógeno y el oxígeno incluyen el hidrógeno y el oxígeno de la humedad.
NOTA: Para convertir unidades térmicas británicas por libra en joules por kilogramo, multipliquese por 2326.

temperatura de ablandamiento y la deformación inicial se denomina **intervalo de ablandamiento** y la que existe entre la temperatura de fluidez y la de ablandamiento, se llama **intervalo de fluido.** La fusibilidad de la ceniza del carbón se determina mediante la norma ASTM D 1857. *Annual Book of ASTM Standards*, parte 26, 1977. La temperatura de ablandamiento se utiliza frecuentemente como vía cualitativa aproximada para determinar la conducta de las cenizas en una parrilla y en las superficies de transferencia térmica de un horno, con relación a la tendencia a formar grandes masas de cenizas fundidas o sinterizadas, que obstaculizan la transferencia de calor e impiden el flujo del gas. De modo similar, la temperatura de fluidez y el intervalo de fluido son guías cualitativas para la "capacidad de flujo" de las cenizas en los hornos con eliminación de escorias. Sin embargo, puesto que la fusibilidad de las cenizas no es un índice infalible de su comportamiento en la práctica, es preciso tener cuidado al utilizar datos de fusibilidad de las cenizas con fines de diseño y funcionamiento. Se presenta un análisis excelente de este tema en *Steam-Its Generation and Use*, Babcock & Wilcox Company, New York, 1978.

La **composición de las cenizas de carbón** varía mucho. Si se calcula como óxidos, la composición (porcentaje en peso) varía como sigue:

SiO_2	20-60
Al_2O_3	10-35
Fe_2O_3	5-35
CaO	1-20
MgO	0.3-4
TiO_2	0.5-2.5
Na_2O y K_2O	1-4
SO_3	0.1-12

El conocimiento de la composición de las cenizas de carbón es útil en relación con la estimación de los hollines y las escorias en los lechos de combustible, para predecir las propiedades de flujo de las escorias y cenizas de carbón (U. S. Bur. of Mines Bull. 618) en hornos ciclónicos y de eliminación de escorias y la predicción, hasta un punto limitado, de la obstrucción y corrosión de las superficies de transferencia de calor en los hornos alimentados con carbón pulverizado.

En la *Coal Conversion Systems Technical Data Book*, parte IA, U.S. Department of Energy, 1978, se presentan correlaciones múltiples para la composición y fusibilidad de cenizas.

Una relación viscosidad de la escoria-temperatura para una escoria completamente fundida es la siguiente:

$$\text{Log viscosidad} = 10^7 M/(T\text{-}150)^2 + C \qquad (9\text{-}8)$$

donde la viscosidad se expresa en poises (X 0.1 = Pa·s), $M = 0.00835(SiO_2) + 0.00601(Al_2O_3 — 0.109$, $C = 0.0415(SiO_2) + 0.0192(Al_2O_3) + 0.0276(Fe_2O_3$ equivalentes) + 0.0160 (CaO) - 3.92, y T = °C. Los óxidos entre paréntesis son los porcentajes en peso de esos óxidos cuando $SiO_2 + Al_2O_3 + Fe_2O_3 + CaO + MgO = 100$.

Propiedades físicas del carbón El índice de **hinchamiento libre** (FSI) mide la tendencia del carbón a inflarse cuando se quema o gasifica en un lecho fijo o fluidificado. Por lo común, se puede esperar que los carbones con un índice elevado de hinchamiento libre (> 4) provoquen dificultades en esos lechos. Se dan detalles sobre el análisis en ASTM D 720. *Annual Book of ASTM Standards*, parte 26, 1977: y el U.S. Bureau of Mines Report of Investigations 3989.

El **índice de molibilidad Hardgrove** (HGI) indica la facilidad (o la dificultad) para moler el carbón y tiene una relación compleja con propiedades físicas como la dureza, la resistencia a la fractura y a la tensión. Se utiliza por lo común la máquina de Hardgrove (véase ASTM D409) para determinar la molibilidad relativa o facilidad de pulverización del carbón, en comparación con un carbón normalizado o estándar, al que se asigna un valor 100 de molibilidad (véase la Sec.8). Los índices FSI y HGI de algunos carbones en Estados Unidos se proporcionan en la tabla 9-4. Para consulta de índices FSI y HGI, véase la circular informativa 8025 del Bureau of Mines, donde se encuentran datos de 2812 y 2339 muestras, respectivamente.

La **densidad en masa** del carbón desmenuzado varía según la densidad relativa, distribución de tamaños y contenido de humedad, así como también la cantidad de asentamiento cuando el carbón se encuentra amontonado. A continuación se dan aproximaciones útiles de la densidad en masa de varias categorías de carbón.

	lb/ft^3	kg/m^3
Antracita	50-58	801-929
Bituminoso	42-57	673-913
Lignito	40-54	641-865

La estabilidad de tamaño se refiere a la capacidad que tiene el carbón para resistir las roturas durante el manejo y el envío. Se determina dejando caer dos veces una muestra de carbón de 22.7 kg (50 lb) desde una altura de 1.83 m (6 ft) sobre una placa de acero. A partir de la distribución de tamaños antes y después de la prueba, se reporta la estabilidad del tamaño como un factor de porcentaje (véase ASTM D440). El análisis de *friabilidad* mide la tendencia que tiene el carbón a romperse durante el manejo repetido. En realidad es el complemento de la estabilidad de tamaños y se determina por la prueba estándar de tambor (ASTM D441-45).

En la obra de Spiers, *Technical Data on Fuels*, se da el calor específico de carbón seco, libre de cenizas, como sigue:

	Btu/(lb·°F)	J/(kg·K)
Antracita	0.22-0.23	921-963
Bituminoso	0.24-0.26	1004-1088

La relación entre el calor específico y el contenido de agua y entre el calor específico y el contenido de cenizas es lineal. Dado el calor específico sobre base seca y libre de cenizas, se puede corregir a la base corriente (tal y como llega). El calor específico y la entalpía del carbón a 1090°C (2000°F), se proporcionan en *Coal Conversion Systems Technical Data Book*, part IA, U.S. Department of Energy, 1978.

El calor específico medio de las escorias y las cenizas de carbón, que se utiliza para calcular balances de calor en hornos, gasificadores y otros sistemas de consumo de carbón, se da a continuación.

Intervalo de temperatura		Calor específico medio	
°C	°F	Btu/(lb·°F)	J/(kg·K)
0- 38	32- 100	0.212	888
0- 813	32-1500	0.224	938
0-1038	32-1900	0.232	971
0-1093	32-2000	0.235	984
0-1371	32-2500	0.272	1139

Coque Coque es el material infusible, sólido y celular que queda después de la carbonización del carbón, alquitrán, residuos de petróleo y varios otros materiales carbonáceos. Las variedades del coque, aparte del de carbón, se identifican, en general, agregándole una palabra para indicar su origen, por ejemplo, coque de petróleo. Para indicar el proceso mediante el cual se fabrica un coque, se utiliza también un adjetivo, por ejemplo, coque de *horno*.

Transformación de carbón en coque El mecanismo de formación de coque cuando se carboniza el carbón es un fenómeno físico-químico complejo que todavía no se entiende de manera perfecta. Algunos de los cambios físicos, relacionados entre sí cuando se calientan mezclas o categorías de carbón, son el ablandamiento, la desvolatilización,

TABLA 9-4 Índices de hinchamiento libre (FSI) y de molibilidad Hardgrove (HGI) para algunas especies

Estado	Nombre del lecho	Índice de hinchamiento libre (FSI)			Índice de molibilidad Hardgrove (HGI)		
		Alto	Bajo	Promedio	Alto	Bajo	Promedio
Alabama	Mary Lee	8	$1^1/_2$	4	70	46	53
Illinois	No. 6	$6^1/_2$	1	$4^1/_2$	66	52	60
Kentucky	Winifrede	4	2	3	47	43	45
Pensilvania	Upper Kittanning	9	$2^1/_2$	8	111	58	96

el hinchamiento y la resolidificación. Algunos de los cambios químicos que acompañan a ese proceso son la descomposición térmica, la despolimerización, la polimerización y la condensación. Se proporciona más información teórica detallada en la obra *Coal*, de Van Krevelen (Elsevier, Amsterdam, 1961) y en *Chemistry of Coal Utilization*, de Lowry (Wiley, New York, 1945 y 1963)

Coque de alta temperatura (900 a 1150 °C) Este tipo es el de uso más común en Estados Unidos, cerca del 20% del carbón bituminoso total que se consume se utiliza para producir coque de alta temperatura con fines de aplicación metalúrgica. Cerca del 99% de este tipo de coque se hace en hornos de recuperación del tipo de ranura y el resto en panales y otros tipos de hornos. Los altos hornos utilizan cerca del 90% de la producción y el resto va a fundidoras y plantas de gas.

Una investigación de la U.S. Bureau of Mines de 12 plantas de coquización para altos hornos cuya capacidad es del 30% de la producción total de Estados Unidos, proporciona un cuadro excelente de las propiedades químicas y físicas aceptables de esos coques. En la tabla 9-5 se dan los intervalos de propiedades.

TABLA 9-5 Propiedades químicas y físicas de los coques de alta temperatura que se utilizan en Estados Unidos*

Propiedad	Gama
Materia volátil	0.6-1.4 en peso, como llega
Cenizas	7.5-10.7 en peso, como llega
Azufre	0.6-1.1 en peso, como llega
Factor de estabilidad	39-58 (tambor de 1 in)
Factor de dureza	60-68 (tambor de $^1/_4$ in)
Densidad relativa aparente (agua = 1.0)	0.80-0.99

* *Comparison of Properties of Coke Produced by BM-AGA and Industrial Methods*, U.S. Bur. Mines Rep. Invest. 6354. Para convertir pulgadas en centímetros, multipliquese por 2.54

Los subproductos usuales por tonelada de carbón seco, después de la carbonización en hornos, con temperaturas de pared interna entre 1000 y 1150 °C (1832 y 2102 °F), son: coque, 653 kg; gas, 154 kg (11 200 ft^3); alquitrán, 44 kg (10 gal); agua, 38 kg; aceite ligero, 11 kg (3.3 gal); y amoniaco, 2.2 kg.

Coque de fundición Este coque tiene requisitos diferentes a los de altos hornos. El contenido de material volátil no debe exceder 2.0%, el azufre, 0.7%, las cenizas, 12.0%, y el tamaño debe exceder 3 in.

Coque de temperatura baja y media (500 a 750 °C). Los coques de este tipo no se producen actualmente en Estados Unidos en una escala significativa. Sin embargo, existe interés en la carbonización a baja temperatura, no sólo como una fuente de hidrocarburos líquidos, sino también de gases, para complementar los recursos del petróleo y el gas natural.

El **ensayo de Fischer** es una arbitraria pero precisa herramienta analítica que sirve para determinar los productos de la carbonización a baja temperatura. Un peso conocido de carbón se calienta a una velocidad controlada, en ausencia de aire, a 500 °C y los productos se recolectan y pesan. En la tabla 9-6 se proporciona una serie de productos obtenidos para diversas clases de carbón.

Coque de petróleo y de alquitrán El coque de alquitrán se hace de brea de alquitrán, y el de petróleo, se hace de sus residuos durante la refinación. El coque de alquitrán tiene aproximadamente 1.0% de materias volátiles, 1.0% de cenizas y menos de 0.5% de azufre, sobre la base corriente (como llega). Hay dos tipos de coque de petróleo: el dilatado y el fluido. Puesto que contienen las impurezas del petróleo crudo original, su contenido de azufre suele ser alto y puede haber también cantidades apreciables de sales de vanadio. Los intervalos de composición y propiedades son como sigue:

Composición y propiedades	Coque dilatado	Coque fluido
Materia volátil, % en peso	8-18	3.7-7.0
Cenizas, % en peso	0.05-1.6	0.1-2.8
Azufre, % en peso	.....	1.5-10.0
Índice de molibilidad	40-60	20-30
Densidad real, g/ml	1.28-1.42	1.5-1.6

Otros combustibles sólidos

Coque inferior El coque inferior o carbón pirolizado es el residuo no fusible ni aglomerado del tratamiento térmico de materiales carbonáceos sólidos. Los coques inferiores de carbón se obtienen como residuo o un coproducto de los procesos de carbonización a baja tempe-

TABLA 9-6 Resultados del ensayo Fischer para varios tipos de carbón (base corriente)

Clasificación ASTM por tipo			Coque, % peso	Alquitrán, gal/ton	Aceite ligero, gal/ton	Gas, ft^3/ton	Agua, % peso
Clase	Grupo						
Bituminoso	1.	Bituminoso de volatilidad baja	90	8.6	1.0	1760	3
	2.	Bituminoso de volatilidad media	83	18.9	1.7	1940	4
	3.	Bituminoso A de volatilidad alta	76	30.9	2.3	1970	6
	4.	Bituminoso B de volatilidad alta	70	30.3	2.2	2010	11
	5.	Bituminoso C de volatilidad alta	67	27.0	1.9	1800	16
Sub-bituminoso	1.	Sub-bituminoso A	59	20.5	1.7	2660	23
	2.	Sub-bituminoso B	58	15.4	1.3	2260	28
Lignito	1.	Lignito A	37	15.2	1.2	2100	44

NOTA: Para convertir galones por tonelada en litros por kilogramo, multipliquese por 0.004; para convertir pies cúbicos por tonelada en metros cúbicos por kilogramo, multipliquese por 3.1×10^{-5}

TABLA 9-7 Ejemplos de análisis de carbones de alimentación y coques inferiores que se obtienen en diversos procesos de conversión de carbón*

Proceso	FMC†				IGT‡	
Lecho de carbón mineral	Pittsburgh-Federal		Illinois No. 6		Pittsburgh	
Composición y minerales	Carbón mineral, base seca	Coque inferior, base seca	Carbón mineral, base seca	Coque inferior, base seca	Carbón mineral, base seca	Coque inferior, base seca
Análisis, % en peso						
Materia volátil	36.8	3.7	38.6	3.5	32.7	1.2
Carbono fijo	57.0	86.8	50.0	76.4	52.3	77.5
Cenizas	6.2	9.5	11.4	20.1	14.1	21.3
Azufre	2.9	1.9	3.8	3.1	4.3	1.7
Poder calorífico Btu/lb	14 470	13 400	12 600	11 870	13 200	12 200

* Nelson y colaboradores: *Study of the Identification and Assessment of Potential Markets for Chars from Various Processing Systems*, Battelle Memorial Institute, Columbus. Para convertir unidades térmicas británicas por libra en joules por kilogramo, multiplíquese por 2326.
† El proceso FMC implica la pirólisis del carbón, en lecho fluidificado de etapas múltiples para producir un líquido, coque residual y cierta cantidad de gas.
‡ El proceso IGT implica la hidrogasificación del carbón para producir un gas de calidad para entubación (de aproximadamente 1000 Btu/ft^3) y coque

ratura y de procesos que se están desarrollando para convertir el carbón en combustibles líquidos y gaseosos y productos químicos. Esos coques inferiores tienen un poder calorífico importante. La cantidad neta de coque inferior de un proceso de conversión varía mucho; en algunos casos puede representar entre 30 y 55% del peso del carbón alimentado; entre otros, no se produce coque inferior neto o de exceso, o sea, que todo el rendimiento de ese coque se consume como combustible en la planta. El análisis de los carbones de alimentación y los coques inferiores resultantes de los dos procesos de conversión de carbón se da en la tabla 9-7. Los valores de contenido de materia volátil y de azufre y los poderes caloríficos de los coques inferiores son más bajos y el contenido de cenizas más alto que en el carbón original.

Madera Los poderes caloríficos superiores son de 20 004 x 10^3 J/kg de madera dura secada en estufa y 20 930 x 10^3 J/kg de madera suave secada en estufa. Estos valores son suficientemente exactos para la mayor parte de los propósitos de ingeniería. En el U.S. Department of Agriculture Handbook 72 (revised 1974) se pueden consultar datos sobre densidades relativas de las maderas duras y suaves más importantes cuando se requiere un poder de calentamiento sobre la base de un volumen.

Turba La turba es materia vegetal parcialmente descompuesta que se acumula bajo el agua o en lugares muy saturados de humedad. Es precursor del carbón pero no está clasificada como tal. La turba se vende como "turba de musgo" o "musgo de turba" y se emplea en la actualidad en Estados Unidos, en forma principal, para aplicaciones de horticultura y agricultura. Existe un interés creciente respecto a su empleo como combustible en ciertas localidades. Aunque hay mucha variación respecto a los análisis de este material, una turba de alto grado tiene un porcentaje típico de 90% de agua, 3% de carbón fijo, 5% de materia volátil, 1.5% de cenizas y 0.10% de azufre. El poder calorífico del material libre de humedad es aproximadamente 20 930 x 10^3 J/kg (9000 Btu/lb).

Carbón vegetal El carbón vegetal es el residuo que queda después de la destilación destructiva de la madera. Absorbe humedad con facilidad, y contiene a veces hasta 10 a 15% de agua. Además, suele tener aproximadamente de 2 a 3% de cenizas y de 0.5 a 1.0% de hidrógeno. El poder calorífico del carbón vegetal es de aproximadamente 27 912 x 10^3 a 30 238 x 10^3 J/kg (12 000 a 13 000 Btu/lb).

Cortezas de curtiduría Son los residuos que quedan después de que se utilizan las cortezas en operaciones de curtidos. Contiene por lo común de 60 a 70% de agua y un poder calorífico de 5815 x 10^3 a 6978 x 10^3 J/kg (2500 a 3000 Btu/lb)

Bagazo Es el residuo sólido que queda cuando se tritura la caña de azúcar mediante rodillos de presión. Suele contener de 40 a 50% de agua. El bagazo seco tiene un poder calorífico de 18 608 x 10^3 a 20 934 x 10^3 J/kg (8000 a 9000 Btu/lb).

Otros desechos sólidos y biomasa Las cantidades grandes y crecientes de desechos sólidos generados per cápita son una de las características más importantes de las sociedades ricas. En Estados Unidos, el índice sobrepasa 5 lb per cápita al día, cerca de 200 millones de toneladas al año, y sigue creciendo rápidamente. En la tabla 9-8 se muestra la composición de diversos desechos sólidos. Sobre la base libre de humedad, la composición de los diversos desechos es sorprendentemente uniforme; pero las variaciones de tamaño y humedad provocan dificultades importantes para la eliminación eficiente y económica.

TABLA 9-8 Análisis de combustibles de desperdicios*

Tipo de desechos	Poder calorífico Btu/lb	Porcentaje de composición en peso					
		Volátiles	Humedad	Cenizas	Azufre	Combustible seco	Densidad lb/ft^3
Papel	7 572	84.6	10.2	6.0	0.20		
Madera	8 613	84.9	20.0	1.0	0.05		
Trapos	7 652	93.6	10.0	2.5	0.13		
Basura	8 484	53.3	72.0	16.0	0.52		
Telas recubiertas - caucho	10 996	81.2	1.04	21.2	0.79	78.80	23.9
Filtros recubiertos - vinilo	11 054	80.87	1.50	11.39	0.80	88.61	10.7
Tejidos recubiertos - vinilo	8 899	81.06	1.48	6.33	0.02	93.67	10.1
Películas de polietileno	19 161	99.02	0.15	1.49	0	98.51	5.7
Espumas - escorias	12 283	75.73	9.72	25.30	1.41	74.70	9.1
Cintas - vidrio recubierto de resina	7 907	15.08	0.51	56.73	0.02	43.27	9.5
Tejidos - nylon	13 202	100.00	1.72	0.13	0	99.87	6.4
Pedazos de vinilo	11 428	75.06	0.56	4.56	0.02	95.44	23.4

* De Hescheles, *MECAR Conference on Waste Disposal*, New York, 1968; y de *Refuse Collection Practice*, 3a. edición, American Public Works Association, Chicago, 1966. Para convertir unidades térmicas británicas por libras en joules por kilogramo, multiplíquese por 2326; para convertir libras por pie cúbico en kilogramos por metro cúbico, multiplíquese por 16.02.

TABLA 9-9 Requisitos detallados de la ASTM D 396-Note 79 para aceites combustibles*

Grado de aceite combustible	Punto de inflamabilidad °C (°F)	Punto de fluidez o de congelación °C (°F)	Agua y sedimentos, % en volumen	Residuos de carbono en fondos en 10%, %	Cenizas, % en peso	Temperatura de destilación °C (°F)		
						Punto de 10%	Punto de 90%	
	Mínimo	Máximo	Máximo	Máximo	Máximo	Máximo	Mínimo	Máximo
No. 1: Un aceite destilado destinado a quemadores del tipo de olla para vaporizar y otros quemadores que requieren este grado de combustible	38 (100)	−18[C] (0)	0.05	0.15	...	215 (420)	...	288 (550)
No. 2: Un aceite destilado para fines generales de calefacción doméstica, para uso en quemadores que no requieren combustóleo No. 1	38 (100)	−6[C] (20)	0.05	0.35	...	...	282[C] (540)	338 (460)
No. 4: Por lo común no se necesita precalentamiento para el manejo o la combustión	55 (130)	−6[C] (20)	0.50	...	0.10	...	...	...
No. 5: (ligero) Se puede necesitar precalentamiento, dependiendo del clima y los equipos	55 (130)	...	1.00	...	0.10	...	...	...
No. 5: (pesado) Se puede necesitar precalentamiento para la combustión y, en climas fríos, también para el manejo	55 (130)	...	0.00	...	1.10	...	...	...
No. 6: Se requiere precalentamiento para el manejo y la combustión	60 (140)	...[G]	2.00[E]	...	...	...	...	...

* Reimpreso con permiso de *Annual Book of Standards*

[A] Se pretende que cuando estas clasificaciones dejen de cumplir cualquier requisito de un grado determinado no coloca en forma automática a un aceite en el próximo grado más bajo a menos que de hecho, llene todos los requisitos de ese grado inferior.

[B] Es posible aplicar los límites de azufre en países distintos a Estados Unidos.

[C] Es posible especificar un punto de fluidez o congelamiento más bajo o más alto cuando se requiera por las condiciones de almacenamiento o empleo. Cuando se especifique un punto de fluidez menor de −18 °C (°F), la viscosidad mínima para el aceite combustible (combustóleo) grado No. 2 será 1.7 cSt (31.5 SUS) y no habrá punto mínimo para la temperatura de destilación en el punto de 90% .

[D] Los valores de viscosidad que aparecen entre paréntesis son para información exclusivamente y no indican necesariamente una limitante.

[E] La cantidad de agua por destilación más el sedimento por extracción no será mayor de 2.00%. La cantidad de sedimento por extracción no será mayor de 0.50%. Una deducción en cantidad se efectuará para todo el agua y el sedimento cuyo valor sea mayor de 1.0%

[F] Donde se requiere aceite combustible bajo en azufre, es posible tener aceite combustible que se encuentre en el intervalo de viscosidad correspondiente a los de bajo grado hasta el No. 4, mediante un acuerdo entre el proveedor y el comprador. El intervalo de viscosidad del embarque inicial será identificadoen forma plena y su avance se notificará al cambiar de un intervalo. Este cambio será notificado con la suficiente anticipación para permitiriquee el usuario efectúe los ajustes necesarios.

[G] Cuando se requiere aceite combustible bajo en azufre, el aceite combustible grado No. 6 se clasificará con un punto de fluidez mínimo, cuyo valor máximo será de +15 °C (60 °F) o se le dará la identificación de punto máximo de fluidez. A menos que todos los tanques y tuberías sean calentados, sólo se emplean combustibles de punto de fluidez.

El poder combustible de la mayor parte de los desechos sólidos suele ser suficiente para permitir la combustión autosostenida, dejando sólo los residuos sin combustibles, reduciendo el volumen de los desechos que se entierran finalmente en terraplenes sanitarios, en sólo 10 a 15% del volumen original. El calor liberado por la combustión de desechos se puede recuperar y utilizar: aun cuando el costo de los equipos de recuperación o la distancia hasta algún punto adecuado de uso del calor, pueden hacer que dicha recuperación del calor no resulte factible desde el punto de vista económico.

La biomasa (p. ej., residuo de cosechas y estiércol de ganado) es una fuente importante de energía y actualmente se analiza su factibilidad y economía (una referencia útil al respecto es *Energy from Bioconversion of Waste Materials*, por D. J. DeRenzo (Noyes Data Corp., Park Ridge, N. J., 1977).

Mezcla de carbón-aceite (COM) El COM es un método para aumentar el abastecimiento de combustible nacional y reducir las importaciones de aceites en Estados Unidos. La característica más atractiva del concepto COM es que existe la tecnología para la producción y

Complemento T

	Viscosid	
	Universal a 38 °C (100 °F)	
	Mínimo	Máximo
	...	...
	(32-6)	(37.9)
	(45)	125
	(>125)	(300)
	(>300)	(900)
	(>900)	(9000)

quema de suspensi
en muchos calentad
ran grandes modifi

El carbón para la
que aproximadame
200. Después de es
a mantener el carb
indican que el CO
combustión diseña

Complemento TABLA 9-9

Viscosidad Saybolt, S^D				Viscosidad cinemática, cSt^D						Densidad relativa 60/60 °F (°API)	Corrosión local en cobre	Azufre, %
Universal a 38 °C (100 °F)		Furol a 50 °C (122 °F)		A 38 °C (100 °F)		A 40 °C (104 °F)		A 50 °C (122 °F)				
Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo	Máximo	Máximo	Máximo
...	...	...	...	1.4	2.2	1.3	2.1	...	...	0.8499 (35 min)	No. 3	0.5
(32-6)	(37.9)	...	...	2.0[C]	3.6	1.9[C]	3.4	...	...	0.8762 (30 min)	No. 3	0.5[B]
(45)	125	...	...	5.8	26.4[F]	5.5	24.0[F]					
(>125)	(300)	...	...	>26.4	65[F]	>24.0	58[F]					
(>300)	(900)	(23)	(40)	>65	194[F]	>58	168[F]	(42)	(81)			
(>900)	(9000)	(>45)	(300)	...	...	...	...	>92	638[F]			

quema de suspensiones carbón-aceite; este producto puede quemarse en muchos calentadores o quemadores ya existentes sin que se requieran grandes modificaciones.

El carbón para la mezcla se pulveriza en fase húmeda o seca, hasta que aproximadamente el 80% del producto pase a través de una malla 200. Después de esto se mezcla con aceite y un surfactante que ayuda a mantener el carbón en suspensión. Las pruebas en los quemadores indican que el COM puede quemarse en calderas y otros equipos de combustión diseñados para aceite y gas sin una disminución significativa de la potencia o un trabajo de modificación costoso, con aproximadamente el 50% de carbón por peso. Se ha llegado a la conclusión de que no se trata de un combustible económicamente atractivo para utilizarlo en calderas productoras de vapor en escala inferior a 45 360 kg/h (100 000 lb/h).

Las mezclas COM caen dentro de la clasificación de fluidos no newtonianos seudoplásticos; es decir, su viscosidad decrece al incrementar el gradiente de velocidad. Una vez que el COM empieza a fluir, su viscosidad se aproxima a la de un aceite pesado.

Una referencia útil para las mezclas COM es "Can Coal-Oil Mixtures Make It as Industrial Fuels?" por J. W. Eberle y R.H. Hickman [*Mech. Eng.* 24-28 (Marzo 1978)].

COMBUSTIBLES LÍQUIDOS

Combustibles líquidos derivados del petróleo Los principales combustibles líquidos derivados del petróleo se obtienen mediante la destilación fraccionada del petróleo crudo (una mezcla de hidrocarburos y derivados de hidrocarburos que se encuentra en el intervalo del metano hasta compuestos bituminosos pesados). Desde un cuarto y hasta la mitad de las moléculas del petróleo crudo pueden contener átomos de azufre y, algunas, contienen nitrógeno, oxígeno, vanadio, níquel o arsénico. Algunas fracciones escogidas se pueden someter a la desulfurización, la hidrogenación, descomposición térmica (a un peso molecular más bajo) y otros procesos de refinación, antes de mezclarse y venderse como combustibles. Las relaciones de viscosidad, gravedad e intervalos de puntos de ebullición de los combustibles más comunes se dan en la figura 9-3.

El petróleo muy viscoso que se extrae de las arenas alquitranadas, es también un grado de petróleo crudo. Mediante la hidrogenación y la refinación subsiguiente, se convierte en productos convencionales del petróleo.

Especificaciones Las especificaciones desarrolladas por la American Society for Testing and Materials se utilizan ampliamente para clasificar combustibles. La tabla 9-9 muestra la Especificación de Aceite Combustible ASTM D 396. Obsérvese la nota de pie *F* que se refiere a los combustibles residuales de bajo contenido de azufre pero alto en ceras, que requieren el mismo almacenamiento en caliente y manejo que el No. 6, pero que cuando están calientes se encuentran en la gama de viscosidades de la No. 4 o No. 5. (La norma D 396 omite al queroseno, un combustible No. 1 de bajo contenido de azufre, que se quema con limpieza en lámparas y calentadores domésticos, y que se estipula en la Especificación Federal (VV-K-211d).

Al redactar contratos y realizar análisis de aceptación, es aconsejable revisar las partes 23 y 24 de las normas ASTM (American Society for Testing and Materials, Philadelphia, annually). La parte 23 contiene métodos de análisis y también especificaciones (clasificaciones) para los aceites combustibles, la gasolina de aviación y para motores, el combustible diesel y los combustibles de aviación y turbinas de gas. La norma ASTM D 270 contiene también procedimientos detallados de muestreo para aceites en bruto en tanques, barcazas, etc. La parte 24 contiene procedimientos de análisis de agua y sedimentos, y procedimientos alternos para la determinación del azufre.

Las especificaciones de los combustibles de diversas fuentes pueden diferir respecto a las pruebas de contenido de azufre, densidad, etc. pero, en general, se reconocen las siguientes categorías: combustible de vaporización tipo queroseno, destilado (o "gasóleo") para quemadores por atomización y mezclas más viscosas y otros residuos para comercios e industria pesada. Las especificaciones usuales son las siguientes:

Organismo regulador	Número	Categoría
Canadian Government Specification Board, Department of Defence Production, Ottawa, Canadá	3-GP-2	Aceite combustible, calentamiento
Deutschen Normenauschusses Berlín 15	DIN 51603	Aceites térmicos (combustible)
British Standards Institution British Standards House, 2 Park Street, Londres, W1A 2BS	B.S.2869	Combustibles de petróleo para máquinas y quemadores de aceite
Japan	JIS K2203 JIS K2204 JIS K2205	Queroseno Gasóleo Aceites combustibles
Federal specifications, United States	VV-F-815	Aceite combustible, quemador

Las especificaciones externas para Estados Unidos pueden obtenerse en el American National Standard Institute, New York; las especificaciones federales de Estados Unidos pueden obtenerse en Naval Publications and Forms, Philadelphia.

Los fabricantes de equipo y grandes usuarios establecen con frecuencia las especificaciones de combustible para adecuarlo a equipos particulares, sus condiciones de operación y los aspectos económicos del mismo. Deberían evitarse los procedimientos de prueba no normalizados y los límites restrictivos de pruebas, ya que esto disminuye la disponibilidad del combustible e incrementa su costo (del combustible).

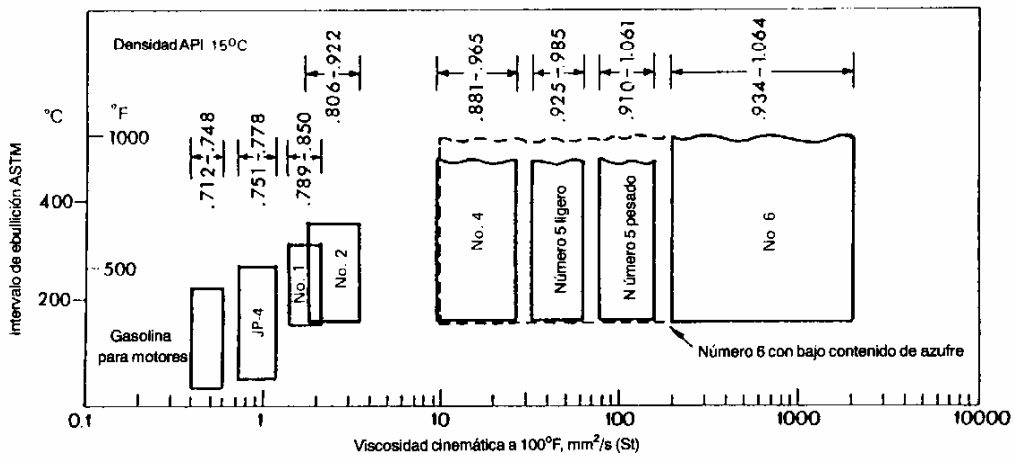


FIG. 9-3 Viscosidad, intervalo de ebullición y relaciones de densidad para combustibles de petróleo.

mientos detallados
cazas, etc. La parte
sedimentos, y proce-
e.
versas fuentes pue-
ufre, densidad, etc.
porías: combustible
óleo") para quema-
otros residuos para
s usuales son las si-

Categoría
eite combustible, entamiento
eites térmicos mbustible)
mbustibles de róleo para máquinas uemadores de aceite
eroseno góleo eites combustibles
eite combustible, emador

los pueden obtener-
York; las especifi-
nerse en Naval Pub-

establecen con fre-
decuarlo a equipos
pectos económicos
e prueba no norma-
ue esto disminuye
costo (del combus-

Las especificaciones del combustible Bunker para buques mercantes sólo cubren los aspectos de viscosidad, punto de inflamabilidad, agua y sedimento y contenido de cenizas. Los buques de gran calado requieren una mezcla de combustible residual (p. ej., aceite combustible No.6) o una mezcla destilado-residual, necesaria para la propulsión principal, además de un destilado para operaciones de arranque, paro, maniobras, máquinas de cubierta y funcionamiento de generadores diesel. El combustible para la propulsión principal se identifica por su viscosidad en centistokes a 50°C (p. ej., "diesel para marina No. 40"). Las designaciones obsoletas incluyen las que se basan en Redwood No. 1 segundos a 100°F (p. ej., "MD 1500") y las designaciones "Bunker A" para aceite combustible No. 5 y "Bunker B y C" para aceite combustible No. 6 en los intervalos de baja y alta viscosidad, respectivamente.

Propiedades químicas y físicas Los combustibles derivados del petróleo contienen primordialmente parafinas, isoparafinas, productos aromáticos y naftenos; además de hidrocarburos relacionados, derivados del azufre, el oxígeno y el nitrógeno, que no se retiraron mediante la refinación. Las olefinas se encuentran ausentes o en proporciones despreciables, excepto cuando se crean por refinación severa. Los destilados de torres de vacío con un punto de ebullición final equivalente de 454 a 566 °C (850 a 1050 °F) a presión atmosférica, pueden contener de 0.1 a 0.5 ppm de vanadio y níquel; pero este tipo de compuestos no pueden destilarse en aceites combustibles Nos. 1 y 2.

Los fondos negros y viscosos de las torres de destilación (residuos) se pueden tomar directamente del destilador y quemarse como combustibles industriales sin enfriamiento por debajo de 200°C o más; o se pueden mezclar en los combustibles residuales comerciales. Al diluirse con el 5 al 20% de destilado, se obtiene aceite combustible del número 6 o puede volverse a rebajar con un 20 al 50% de destilado para producir aceites combustibles del número 4 y 5, para usos comerciales, por ejemplo para la calefacción de escuelas y casas de apartamentos. Las mezclas de residuos y destilados se usan también como combustible diesel en los grandes motores estacionarios y marinos. Sin embargo, los destilados con un poder disolvente inadecuado hacen que se precipiten asfaltenos y otros coloides de peso molecular elevado de los residuos (sumamente calentados). Se puede utilizar un análisis de secado, ASTM D 2781, para detectar la presencia de sedimentos en mezclas piloto. También se han utilizado pruebas centrífugas, de filtrado y de examen microscópico.

El aceite combustible del número 6 contiene de 10 a 500 ppm de vanadio y níquel en moléculas orgánicas complejas, principalmente porfirinas, que no se pueden refinar económicamente, excepto incidentalmente durante una hidrodesulfurización intensa (Amero, Silver y Yanik, "Hydrodesulfurized Residual Oils as Gas Turbine Fuels", ASME, Pap. 75-WA/GT-8). También puede haber sales, arena, herrumbre y polvo, que le dan al combustible del número 6 un contenido usual de cenizas de 0.01 a 0.5% en peso.

En la tabla 9-10 se dan **análisis elementales** de algunos combustibles típicos.

TABLA 9-10 Análisis finales usuales de combustibles de petróleo (combustóleos)

Composición, %	Combustóleo núm. 1 (41.5 °API)	Combustóleo núm. 2 (33 °API)	Combustóleo núm. 4 (23.2 °API)	No. 6 FO, de bajo cont. de azufre (12.6°API)	No. 6 de alto cont. de azufre (15.5°API)
Carbono	86.4	87.3	86.47	87.26	84.67
Hidrógeno	13.6	12.6	11.65	10.49	11.02
Oxígeno	0.01	0.04	0.27	0.64	0.38
Nitrógeno	0.003	0.006	0.24	0.28	0.18
Azufre	0.09	0.22	1.35	0.84	3.97
Ceniza	<0.01	<0.01	0.02	0.04	0.02
Relación C/H	6.35	6.93	7.42	8.31	7.62

NOTA: La relación C/H es una relación de peso.

El **contenido de hidrógeno** en los combustibles de petróleo se calcula a partir de la densidad con la fórmula que sigue, que es precisa dentro de un 1% para los líquidos derivados del petróleo que no contengan azufre, agua y cenizas:

$$H = 26 - 15s \qquad (9\text{-}9)$$

en donde H = porcentaje de hidrógeno y s = densidad relativa a 15°C (peso específico a 60°/60°F). Schmidt (*Fuel Oil Manual*, 3d ed. Industrial Press, New York, 1969) mejora la precisión de la fórmula al reemplazar 26 con constantes diferentes:

Densidad relativa del combustible a 15 °C	Densidad API	Constante
1.0754-1.0065	0-9	24.50
1.0065-0.9935	10-20	25.00
0.9935-0.8757	21-30	25.20
0.8757-0.8013	31-45	25.45

La **densidad** se determina por lo común a la temperatura ambiente con hidrómetros especiales, corregidos a 60°F y se expresa en grados API. Es una escala que se relaciona en proporción inversa a la densidad relativa o peso específico s a 60°/60°F, como sigue (véase también la escala de abscisa en la figura 9-4):

$$\text{Grados API} = 141.5/s - 131.5 \qquad (9\text{-}10)$$

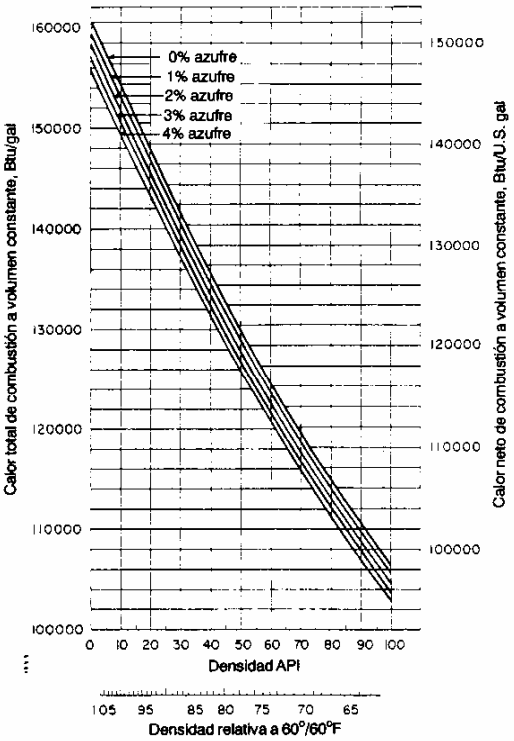


FIG. 9-4 Calor de combustión de combustibles de petróleo. Para convertir unidades térmicas británicas por galón U.S. en kilojoules por metro cúbico, multiplíquese por 2.787 163 E + 02

La densidad relativa es un término muy utilizado fuera de Estados Unidos, y con la adopción de las unidades del SI el American Petroleum Institute establece la densidad a 15 °C, en vez de referirse a grados API.

Los datos sobre el contenido de hidrógeno, el calor de combustión, la dilatación térmica, el calor específico y la conductividad térmica que se incluyen, se tomaron de Bureau of Standards Miscellaneous Publication 97, *Thermal Properties of Petroleum Products*. Estos datos se reproducen y utilizan ampliamente, aunque han aparecido correlaciones más modernas, sobre todo las de Linden y Othmer [*Chem. Eng.*, **54** (4,5), (abril y mayo de 1947)].

El **calor de combustión** se correlaciona también a partir de la gravedad del combustible y se puede estimar hasta dentro de un 1% a partir de la figura 9-4. Se deben aplicar a los combustibles residuales correcciones para los contenidos de agua y sedimentos. En general, las correcciones son insignificantes para los combustibles destilados debido a la baja concentración de esas impurezas.

En la figura 9-5 se muestran **relaciones de viscosidad y temperatura** para combustibles del petróleo usuales. Estos combustibles, entre los límites de temperaturas, de punto de opacidad y punto de ebullición y a presiones de menos de 6.9 MPa (1000 lb/in^2), son prácticamente líquidos newtonianos, pero a temperaturas bajas, donde los sólidos comienzan a separarse, la viscosidad es dependiente del índice del esfuerzo cortante.

El **punto de fluidez o de congelación** se encuentra entre –60 °C (–80 °F) para algunos combustibles del tipo queroseno para motores de reacción hasta 46 °C (115 °F) para aceites combustibles No. 6 del tipo de ceras. El **punto de opacidad** (que no se mide en combustibles opacos) es 5 o 10 °C mayor que el punto de fluidez a menos que el congelamiento se haya abatido mediante aditivos.

La disminución en viscosidad al aumentar la temperatura es mayor para algunos combustibles que para otros. Las cartas de viscosidad generalizadas llegan a ser menos confiables a temperaturas fuera de las especificadas de 38 o 50 °C (100 o 122 °F).

Densidad		Cambio en volumen/unidad de volumen	
kg/dm^3, 15 °C	Gravedad API	Coeficiente/°F	Coeficiente/°C
>0.9660	>14.9	0.00035	0.00063
–0.8499	15.0- 34.9	0.00040	0.00072
–0.7754	35.0- 50.9	0.00050	0.00090
–0.7239	51.0- 63.9	0.00060	0.00108
–0.6724	64.0- 78.9	0.00070	0.00126
–0.6419	79.0- 88.9	0.00080	0.00144
–0.6277	89.0- 93.9	0.00085	0.00153
–0.6112	94.0-100.0	0.00090	0.00162

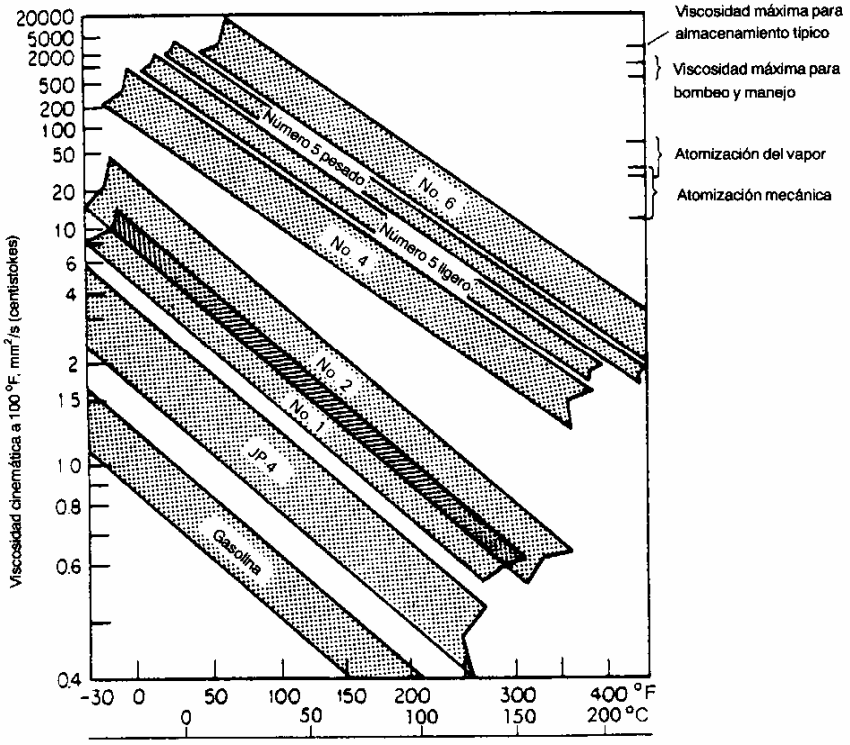


FIG. 9-5 Relaciones de viscosidad-temperatura para combustibles típicos del petróleo.

uentra entre –60 °C
roseno para motores
ubustibles No. 6 del
ide en combustibles
idez a menos que el
mperatura es mayor
cartas de viscosidad
peraturas fuera de las

volumen/unidad de volumen

F	Coeficiente/°C
	0.00063
	0.00072
	0.00090
	0.00108
	0.00126
	0.00144
	0.00153
	0.00162

bima para
nto típico
bima para
nejo
del vapor
mecánica

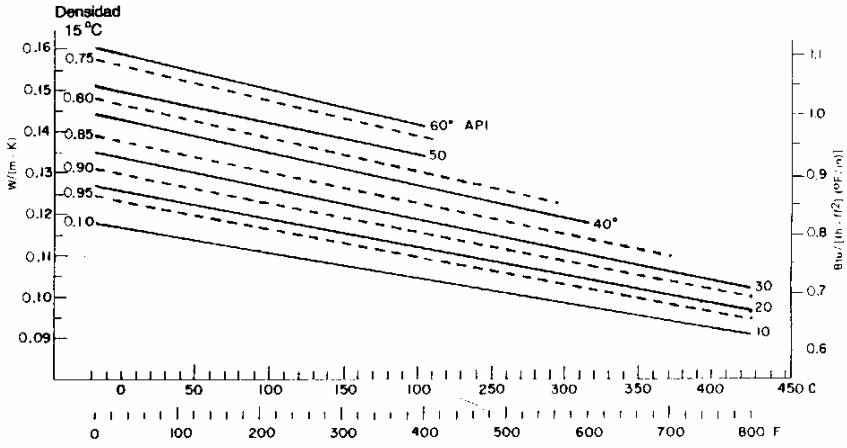


FIG. 9-6 Conductividad térmica de combustibles líquidos derivados del petróleo.

La **expansión térmica** de los combustibles derivados del petróleo puede considerarse como el cambio en volumen por unidad de volumen y por grado:

Las tablas sobre medición del petróleo ASTM-IP (ASTM D 1250 IP 200) se utilizan para correcciones de volumen en transacciones comerciales.

La **capacidad calorífica específica** de los combustibles líquidos derivados del petróleo a temperaturas entre 0 y 205 °C (32 y 400 °F) que tienen una densidad relativa de 0.75 a 0.96 a 15 °C, puede ser calculada con aproximaciones entre 2 y 4% de los valores experimentales a partir de las ecuaciones siguientes:

$$c = (1.685 + 0.0039 \times {}^{\circ}\mathrm{C})/s \qquad (9\text{-}11)$$

$$c' = (0.388 + 0.00045 \times {}^{\circ}\mathrm{F})/s \qquad (9\text{-}12)$$

donde c = capacidad calorífica, kJ/(kg·°C)
c' = capacidad calorífica, Btu/(lb·°F)
s = densidad relativa a 15°C (gravedad específica, 60/60°F)

El calor específico varía con la temperatura y es posible utilizar el calor específico promedio para las temperaturas inicial y final, con objeto de aplicarlo en los cálculos relacionados con el calentamiento o enfriamiento de aceite.

La **conductividad térmica** de los productos líquidos del petróleo se da en la figura 9-6. Los coeficientes de conductividad térmica para el asfalto y las ceras de parafina en sus estados sólidos son 0.17 y 0.23 W/(m·K), respectivamente, para temperaturas arriba de 0 °C [1.2 y 1.6 Btu/h·ft²)(°F/in)].

Los sistemas de combustibles para aceites combustibles Nos. 1 y 2 no son calentados. Los sistemas para aceite combustible No. 6 se diseñan para precalentar el combustible entre 32 y 49 °C (90 y 120 °F) para reducir la viscosidad y tener mayor facilidad de manejo y a temperaturas entre 74 y 93 °C (165 y 200 °F), para reducir su viscosidad y poder lograr una adecuada atomización. El aceite combustible No. 5 también puede calentarse (véase Tabla 9-9). El vapor o el calentamiento eléctrico se recomienda cuando se emplea de acuerdo con estudios económicos, condiciones climáticas, el empleo del equipo y su frecuencia de uso. (Véase Fig. 9-7.) Es recomendable que se cuente con dispositivos de alivio de presión en secciones de tubería a alta temperatura cuando exista la posibilidad de que el combustible quede confinado entre válvulas. En estas circunstancias el combustible puede expandirse un alto porcentaje cuando la temperatura oscile entre 15 y 100 °C (59 y 212 °F). La capacidad de las bombas de combustible excede la capacidad del

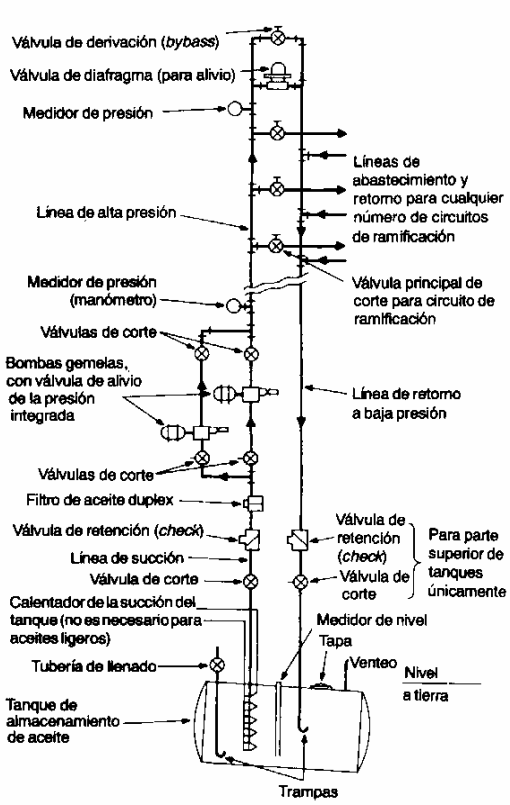


FIG. 9-7 Tanque de almacenamiento de petróleo y ciclo principal de circulación. (*Combustion Handbook*, [North American, Mfg. Co., Cleveland, Ohio 44105.)

TABLA 9-11 Unidades comerciales para medidas de combustibles

Unidad común en Estados Unidos	Multiplíquese por este factor para obtener la unidad métrica preferida por la API	
Volumen	Metro cúbico, m^3	Decímetro cúbico, dm^3
m^3 (264.2 U.S. gal)	1	1.000 000 E + 03
bbl (42 U.S. gal)	1.589 873 E–01	
Galón imperial (1.201 U.S. gal)	4.546 092 E–03	4.546 092 E+00
U.S gal	3.785 412 E–03	3.785 412 E +00
L (0.2642 U.S. gal)	1.000 000 E–03	1
Cuarto imperial (0.3002 U.S. gal)	1.136 523 E–03	1.136 523 E+00
Cuarto de galón o U.S. qt	9.463 529 E–04	9.463 529 E–01
Masa	Kilogramo, kg	Tonelada, t*
Ton larga, Reino Unido (2240 lb)	1.016 047 E+03	1.016 047 E +00
Ton corta, EUA (2000 lb)†	9.071 847 E+02	9.071 847 E–01
Ton métrica (tonelada, 2204.616 lb)	1.000 000 E+03	1

* Unidad permitida, pero no es oficial para el SI.
† No es muy común su utilización para medición de petróleo.

quemador; el exceso de flujo recircula a través de las válvulas de alivio en la bomba (para sistemas de combustible simple No. 2) o del cabezal de combustible (para sistemas de combustible pesado para quemadores múltiples).

Consideraciones comerciales Los combustibles se venden por galones y en múltiplos de barriles de 42 galones en Estados Unidos. La tabla 9-11 muestra las unidades utilizadas en otros lugares. Por lo común, las transacciones que sobrepasan de 5000 a 10 000 galones pueden incluir correcciones de volumen de regreso a 15.6 °C (60°F), con fines de contabilidad. Los combustibles pasan por un eliminador de aire y un medidor mecánico cuando se cargan o descargan de los camiones-cisterna. Las transferencias mayores, como en oleoductos, barcazas o buques-tanque se miden por la profundidad del combustible y tablas de calibración en los recipientes y las cisternas; sin embargo, los medidores de desplazamiento positivo que son "probados" (o calibrados) con gran frecuencia, están adquiriendo gran aceptación. Después de un periodo apropiado de asentamiento, se mide el agua en el fondo del tanque con una línea de plomada o una vara de madera untada con pasta de detección de agua.

Las recepciones de cantidades de vagones-cisterna o mayores se verifican por lo común para determinar la gravedad, el aspecto y el punto de inflamabilidad con el fin de confirmar la identificación del producto y la falta de contaminación.

Consideraciones de seguridad El diseño y ubicación de los tanques de almacenamiento, las ventilas, tuberías y conexiones las especifican los jefes de bomberos estatales, los códigos de seguros y las ordenanzas municipales. En el NFPA 30, *Flammable and Combustible Liquids Code*, 1977, publicado por la National Fire Protection Association, Quincy, Massachusetts, los combustibles líquidos derivados del petróleo se clasifican en las categorías que siguen en lo que se refiere a la seguridad de transporte y manejo:

El líquido (inflamable) **clase I** tiene un punto de inflamabilidad por debajo de 37.8°C (100°F) y una presión de vapor que no sobrepasa 0.28 MPa a 37.8 °C (40 lbf/in^2 absoluta a 100 °F).

La **clase IA** incluye aquellos líquidos que tienen puntos de inflamabilidad por debajo de 22.8 °C (73 °F) y con un punto de ebullición por debajo de 37.8 °C (100 °F).

Los líquidos **clase IB** tienen punto de inflamabilidad por debajo de 22.8 °C (73 °F); puntos de ebullición iguales o mayores de 37.8 °C (100 °F).

La **clase IC** incluye aquellos líquidos que tienen puntos de inflamabilidad iguales o mayores de 22.8°C (73°F) y menores de 37.8°C (100°F).

Los líquidos combustibles **clase II** tienen puntos de inflamabilidad igual o mayor a 37.8 °C (100 °F) y menor de 60 °C (140 °F).

TABLA 9-12 Características de combustibles usuales no derivados de petróleo

	Combustibles carbón-alquitrán convencionales obtenidos a partir de la formación de retortas[a]		Combustibles usuales derivados del carbón con diferentes niveles de hidrogenación[b]					Aceites sintéticos crudos, por hidrogenación	
	CTF 50	CTF 400	Mínima		Moderada	Moderada[c]	Intensa	Esquistos de aceite	Arenas de alquitrán[d]
Intervalo de destilación, °C			175-280	280-500	160-415	175-400	125-495		
Densidad, kg/m^3, 15 °C	1.018	1.234	.974	1.072	0.964	0.9607	0.914	0.817	0.864
lb/U.S. gal, 60 °F	8.5	10.3	8.1	8.9	8.0	8.0	7.6	6.8	7.2
Viscosidad, mm^2/s	2-9 para 38 °C	9-18 para 121 °C	3.1-3.4 para 38 °C	50-90 para 38°C	3.6 para 38 °C	...	2.18 para 38°C		
Análisis final, %									
Carbono	87.4	90.1	86.0	89.1	87.8	89.6	89.0	86.1	87.1
Hidrógeno	7.9	5.4	9.1	7.5	9.7	10.1	11.1	13.84	12.69
Oxígeno	3.6	2.4	3.6-4.3	1.4-1.8	2.4	0.3	0.5	0.12	0.04
Nitrógeno	0.9	1.4	0.9-1.1	1.2-1.4	0.6	0.04	0.09	0.01	0.07
Azufre	0.2	0.7	<0.2	0.4-0.5	0.07	0.004	0.04	0.02	0.10
Cenizas[e]	traza	0.15	<0.001	*f*					
Relación *C/H*, peso	11.0	16.5	9.4	11.9	9.1	8.9	8.0	6.2	6.9
Poder calorífico superior, MJ/kg	38.4-40.7	36.8-37.9							
Btu/lb	16 500 a 17 500	15 800 a 16 300							

[a] CTF 50, 100, etc., indica la temperatura aproximada de precalentamiento, °F, para la atomización de combustibles en quemadores (terminología empleada en la norma británica B.S. 1469).
[b] Las propiedades dependen del intervalo de destilación, como se muestra, y en menor grado de la fuente de carbón.
[c] Empleando disolvente para recirculación.
[d] Arenas de alquitrán; aunque es una forma de petróleo, sólo se incluyen en esta tabla para comparación.
[e] Constituyentes minerales inorgánicos del combustible de alquitrán de carbón:
5 a 50 ppm: Ca, Fe, Pb, Zn, (Na, en alquitrán tratado con cenizas de sosa).
0.05 a 5 ppm: Al, Bi, Cu, Mg, Mn, K, Si, Na, Sn
menos de 0.05 ppm: As, B, Cr, Ge, Ti, V, Mo
No detectadas Sb, Ba, Be, Cd, Co, Ni, Sr, W, Zr
[f] La ceniza inherente es "traza" o <0.1%, aunque el arrastre en destilación ha llegado a tener valores de 0.03 a 0.1%.

Los líquidos combustibles **clase IIIA** tienen puntos de inflamabilidad igual o mayor a 60 °C (140 °F) y menor de 93.4 °C (200 °F).

Los combustibles líquidos **clase IIIB** tienen su punto de inflamación a temperaturas de 93.4 °C (200 °F) o mayores.

En la NFPA 30 se detallan las características de diseño y ubicación segura del equipo de manejo para líquidos inflamables y combustibles.

Los aceites cuyo punto de inflamabilidad está por debajo de 37.8 °C (100 °F) han sido empleados en vez del aceite combustible No. 6. Se pueden requerir diferentes bombas debido a la baja viscosidad del combustible. En el Petroleum Safety Data Sheet PSD 2215, *Crude Oils as Burner Fuel* del American Petroleum Institute, Washington, se especifican las precauciones que deben tomarse, relativas a la inflamabilidad de los productos.

Combustibles líquidos no derivados del petróleo En la tabla 9-12 se muestran datos usuales de combustibles líquidos de arenas de alquitrán, aceites de esquistos y carbón.

Arenas de alquitrán La arena de alquitrán canadiense es explotada a cielo abierto y extraída con agua caliente para recuperar el aceite pesado (betún). El aceite se procesa para obtener nafta, queroseno y fracciones de gasolina, que son hidrotratadas posteriormente, además del gas que se recupera. En Utah se obtienen también alquitranes de arenas.

Esquisto de aceite El esquisto de aceite es una roca no porosa que contiene querógeno orgánico. El aceite de esquisto crudo se obtiene por pirólisis en una retorta superficial después de la extracción en la mina o después de tratar la roca con explosivos. Mediante la desintegración por pirólisis del querógeno, se obtiene el aceite de esquisto crudo con alto contenido de nitrógeno, oxígeno y azufre.

El aceite de esquisto se ha hidrotratado y refinado en pruebas destinadas a los combustibles convencionales. Este tipo de aceite se puede refinar en las instalaciones petroleras y también es posible mezclarlo con petróleo.

Combustibles derivados del carbón Los combustibles líquidos de esta clase van desde los alquitranes de carbón muy aromáticos hasta líquidos semejantes al petróleo. Los líquidos primarios obtenidos por diversos procesos muestran variaciones que reflejan el grado de hidrogenación alcanzado. Este tipo de materias primas también puede ser sometido a un tratamiento posterior de hidrogenación, con objeto de obtener productos refinados. Las propiedades y el costo de estos combustibles dependen del grado de hidrogenación y del intervalo de ebullición de la fracción seleccionada. Es esencial lograr un equilibrio adecuado entre el grado ascendente del combustible y la modificación de los equipos con objeto de dar el mayor uso

TABLA 9-13 Propiedades físicas de hidrocarburos ligeros*

	Metano	Etano	Propano	Isobutano	Butano	Pentano
Volumen molecular del gas, ft³†	378.7	375.8	372.7	366.7	365.4	
Peso molecular del gas	16.04	30.07	44.09	58.12	58.12	72.15
Gal/lb mol a 60 °F	6.4‡	9.64	10.41	12.38	11.94	13.71
Peso:						
% de carbono	74.88	79.88	81.72	82.66		
% de hidrógeno	25.12	20.12	18.28	17.34	17.34	
Densidad relativa:						
Del líquido (agua = 1)	0.248	0.377	0.508	0.563	0.584	0.631
Del líquido, °API	340†	247	147	120	111	93
Del gas (aire = 1)	0.555	1.048	1.550	2.077	2.084	2.490
Pesos y volúmenes:						
Lb/gal de líquido	2.5†	3.145	4.235	4.694	4.783	5.250
ft³ de gas/gal de líquido	59.0†	39.69	36.28	30.65	31.46	27.67
ft³ de gas/lb de líquido	24.8	12.50	8.55	6.50		
Relación, volumen de gas a volumen de líquido §	443†	293.4	272.7	229.3	237.8	207.0
Punto de ebullición inicial (presión atmosférica)	−259	−128.2	−43.7	10.9	31.1	97
Poder calorífico (superior):						
Btu/ft³ de gas	1 012	1 786	2 522	3 163	3 261	4 023
Btu/lb de líquido	23 885	22 323	21 560	20 732	21 180	21 110
Btu/gal de líquido		70 210	91 500	103 750	102 600	110 800
Presión de vapor, lb/in², abs						
A -44 °F		88	0	−9	−12	−14
A 0 °F		206	38	12	−7	−13
A 33 °F		343	54	17	0	−11
A 70 °F		563	124	45	31	−6
A 90 °F		710	165	62	44	
A 100 °F			189	72	52	4
A 130 °F			275	110	81	11
A 150 °F			346	138	87	21
Calor latente de vaporización en el punto de ebullición:						
Btu/lb	221	211	185	158	167	153
Btu/gal	553	664	785	742	808	802
Calor específico:						
Del líquido en C_p y 60 °F, Btu/(lb)(°F)		0.780	0.588	0.560	0.549	
Del gas, en C_p y 60 °F, Btu/(lb)(°F)	0.526	0.413	0.390	0.406	0.396	0.402
Del gas, en C_v y 60 °F, Btu/(lb)(°F)	0.402	0.347	0.346	0.373	0.363	0.376

* Johnson y Auth (rec.), *Fuels and Combustion Handbook*, McGraw-Hill, New York, 1951. Para convertir unidades térmicas británicas por pie cúbico en megajoules por metro cúbico, multiplíquese por 0.0373; para convertir unidades térmicas británicas por libra en magajoules por kilogramo, multiplíquese por 0.00232; para convertir unidades térmicas británicas por galón en megajoules por metro cúbico, multiplíquese por 0.277; y para convertir pies cúbicos en metros cúbicos, multiplíquese por 0.0283 [Gal/lb·mol (a 60°F) por 0.008 = m³/(kg·mol)(a 16°C)].

† Gas ideal = 379.5 ft³.

‡ Valores aparentes para metano disuelto a 60°F.

§ Basado en el "gas perfecto".

posible a los líquidos de carbón en calentadores, hornos industriales, máquinas diesel y turbinas de gas estacionarias.

Los **combustibles de alquitrán de carbón** son fracciones de alquitrán crudo de alto punto de ebullición obtenidas a partir de pirólisis en estufas y retortas de carbón. El grado de estos combustibles va desde los líquidos de flujo libre hasta materiales pulverizables. Son bajos en azufre y cenizas y contienen hidrocarburos, fenoles y compuestos de nitrógeno y oxígeno heterocíclicos. Estos combustibles, siendo más aromáticos que los combustibles de petróleo, arden con una llama más luminosa. Entre 15 y 205 °C (60 a 400 °F), sus propiedades son las siguientes:

Capacidad calorífica específica 1.47-1.67 kJ/(kg·°C) [0.35-0.40 Btu/(lb·°F)]

Conductividad térmica 0.14-0.15 W/(m·K) [0.080-0.085 Btu/ft²·(°F/ft)]

Calor de vaporización 349 kJ/kg (150 Btu/lb)

Calor de fusión, no tiene

Se recomienda consultar la monografía editada por W.H. Huxtable, *Coal Tar Fuels* (Association of Tar Distillers, London, 1961). A pesar de que las propiedades de los líquidos de carbón hidrogenado no han sido muy difundidas, no hay duda de que sus valores se encuentran entre los correspondientes a las propiedades del alquitrán de carbón y el petróleo.

Los **procesos EDS, H-Coal y SRC-II** se refieren a la hidrogenación de carbón para obtener hidrocarburos líquidos. Los destilados entre 177 y 510 °C (350 y 950 °F) son líquidos de bajo contenido de azufre dentro del intervalo de viscosidades de los aceites combustibles No. 2 a No. 5. El contenido de cenizas es nulo o con número bajo de partes por millón (ppm). Los residuos de alto contenido de cenizas son fracciones menores destinadas a consumirse en procesos más que a su comercialización.

El SASOL se utiliza en Sudáfrica para la gasificación del carbón seguida por una síntesis para producción de gasolina y combustible diesel (proceso Fischer-Tropsch). En Estados Unidos existe el propósito de aplicar el mismo proceso de gasificación para la síntesis del **metanol** como combustible líquido. El **etanol** de fermentación puede considerarse como un combustible complementario en países con suficiente terreno, sol y agua para cultivo, alimentación y fibras en niveles excesivos. El punto de inflamabilidad de estos compuestos es 11 y 14°C (51.8 y 57.2 °F) para el metanol y etanol, respectivamente, por lo que deben manejarse con sumo cuidado.

En una subsección posterior se tratarán con detalle los combustibles derivados del carbón.

COMBUSTIBLES GASEOSOS

Gas natural El gas natural es un gas combustible que se obtiene de rocas porosas del interior de la corteza terrestre y se encuentra mezclado con el petróleo crudo cerca de yacimientos del mismo. Como se trata de un gas, puede encontrarse sólo en yacimientos separados. La manera más común en que se encuentra este combustible es atrapado entre el petróleo y una capa rocosa impermeable. En condiciones de alta presión se mezcla o disuelve en aceite crudo.

El gas natural se compone de hidrocarburos con muy bajo punto de ebullición. El metano es el principal constituyente de este combustible, con un punto de ebullición de –154 °C (–245 °F). El etano, con un punto de ebullición de –89 °C (–128 °F) puede estar presente en cantidades hasta del 10%; el propano, cuyo punto de ebullición es de hasta –42 °C (–44 °F), hasta 3%. El butano, pentano, hexano, heptano y octano también pueden estar presentes. En la tabla 9-13 se proporcionan las propiedades físicas de estos gases.

Aunque no exista una composición para este gas que pueda considerarse como "típica", en la tabla 9-14 se muestran los análisis del gas natural en 14 de las más grandes ciudades de Estados Unidos.

El gas natural conocido como "seco", tiene menos de 0.013 L de gasolina/m^3 (0.1 gal/1000 ft^3). Cuando se excede esta cantidad se le denomina "húmedo". Los términos aplicados al gas natural "dulce" y "amargo" se emplean para denotar la ausencia o presencia de H_2S.

Las reservas probadas de gas natural en Estados Unidos ascienden a 210 billones de pies cúbicos. La producción en 1977 fue aproximadamente de 20 billones de pies cúbicos. La relación entre las reservas y la producción, de 10.5, sugiere que el gas natural de las fuentes convencionales se agotará a finales de la década de 1980. Las fuentes naturales no convencionales, como arenas compactas, esquistos devonianos y zonas geopresurizadas, podrían incrementar sustancialmente estas reservas, pero el costo del gas sería mucho más elevado. Los procesos de gasificación del carbón superficial que se están desarrollando ahora pueden proporcionar sustitutos del gas natural obtenidos a partir de fuentes más económicas que las fuentes no convencionales del gas natural. En la subsección que trata sobre la gasificación del carbón se describen las tecnologías que se están desarrollando en la actualidad para la obtención de gases de bajo, mediano y alto Btu (sustitutos del gas natural).

Gas natural licuado (LNG) Las ventajas de almacenar y embarcar el gas natural en forma licuada se derivan del hecho de que 0.03 m^3 (1 ft^3) de metano líquido a –162 °C (–260 °F) es aproximadamente igual a 18 m^3 (630 ft^3) de metano gaseoso. Es posible utilizar tempe-

TABLA 9-14 Análisis de gas natural*, †

Ciudad	Componentes de gas, % en volumen									Poder calorífico‡, Btu/ft³	Densidad relativa
	Metano	Etano	Propano	Butanos	Pentanos	Hexanos plus	CO_2	N_2	Diversos		
Baltimore, Md.	94.40	3.40	0.60	0.50	0.00	0.00	0.60	0.50	...	1051	0.590
Birmingham, Ala.	93.14	2.50	.67	.32	.12	.05	1.06	2.14	...	1024	.599
Boston, Mass.	93.51	3.82	.93	.28	.07	.06	0.94	0.39	...	1057	.604
Columbus, Ohio.	93.54	3.58	0.66	.22	.06	.03	.85	1.11	...	1028	.597
Dallas, Texas.	86.30	7.25	2.78	.48	.07	.02	.63	2.47	...	1093	.641
Houston, Texas.	92.50	4.80	2.00	.30	...	...	.27	0.13	...	1031	.623
Kansas City, Mo.	72.79	6.42	2.91	.50	.06	Traza	.22	17.10	...	945	.695
Los Angeles, Calif.	86.50	8.00	1.90	.30	.10	.10	.50	2.60	...	1084	.638
Milwaukee, Wis.	89.01	5.19	1.89	.66	.44	.02	.00	2.73	.06 He	1051	.627
New, York, N.Y.	94.52	3.29	0.73	.26	.10	.09	.70	0.31	...	1049	.595
Phoenix, Ariz.	87.37	8.11	2.26	.13	.00	.00	.61	1.37	...	1071	.633
Salt Lake City, Utah.	91.17	5.29	1.69	.55	.16	.03	.29	0.82	...	1082	.614
San Francisco, Calif.	88.69	7.01	1.93	.28	.03	.00	.62	1.43	.01 He	1086	.624
Washington, D.C.	95.15	2.84	0.63	.24	.05	.05	.62	0.42	...	1042	.586

* Reproducido con autorización del *Gas Engineers Handbook*, American Gas Association, Industrial Press, New York, 1965.

† Análisis promedio (datos de 1954) obtenido de la compañía de utilidad pública que da servicio a la ciudad. El suministro de gas puede variar considerablemente de esos datos, sobre todo cuando hay más de un oleoducto para la alimentación de la ciudad. Asimismo, conforme se van recibiendo nuevos suministros de otras fuentes, los análisis pueden cambiar. No se incluye en estos datos el llamado "Peak shaving" (si se utiliza).

NOTA: Para convertir unidades térmicas británicas por pie cúbico en megajoules por metro cúbico, multiplíquese por 0.0373.

der ffico†, /ft³	Densidad relativa
51	0.590
24	.599
57	.604
28	.597
93	.641
31	.623
45	.695
84	.638
51	.627
49	.595
71	.633
82	.614
86	.624
42	.586

riar considerablemente inistros de otras fuentes,

raturas mayores de –162 °C si el líquido se almacena a presión. Por ejemplo, el estado líquido se mantiene a 22.4 bar (325 lbf/in²) y –103 °C (–155 °F). La temperatura crítica del metano es –82 °C (–116 °F) y su correspondiente presión crítica es 46.4 bar (673 lbf/in²). Un m³ (264 gal) pesa 412 kg (910 lb) a –164 °C (–263 °F). El poder calorífico es aproximadamente 24 MJ/L (86 000 Btu/gal).

El calor de vaporización del LNG a 1 bar de presión es aproximadamente 300 J/m³ (10 Btu/ft³ estándar). Se requieren 232 MJ para vaporizar 1 m³ de metano líquido (6575 Btu/ft³).

El LNG se almacena dentro de tanques de concreto preesforzado o de paredes metálicas dobles, almacenaje en tierra congelada o en cavernas o canteras de extracción.

Gas licuado de petróleo (LPG) El término "gas licuado de petróleo" se aplica a ciertos hidrocarburos específicos que se pueden licuar a presiones moderadas y temperaturas normales, pero que son gaseosos en condiciones atmosféricas normales. Los principales constituyentes del LPG son propano, propileno, butano, butileno e isobutano, mezclados en cualquier proporción o con aire. El LPG producido en la separación de hidrocarburos más pesados o más densos del gas natural se encuentra primordialmente en la serie parafínica (saturada). El LPG derivado del gas de refinería petrolera puede contener cantidades bajas variables de hidrocarburos olefínicos (insaturados).

Estos gases se utilizan mucho para servicios domésticos y se proporcionan en tanques o mediante líneas de tuberías. Se usan también para aumentar las entregas de gas natural en los días de alto consumo y en algunas industrias, como combustibles de reemplazamiento.

Gas reformado Aunque aplicable a cualquier gas transformado mediante un tratamiento adecuado el término "reformado" se aplica por lo común a gases de poder térmico más bajo, obtenidos mediante pirólisis y la descomposición de vapor de gases de alto poder térmico, como el gas natural, el propano, el butano o el gas de refinería petrolera. Se utiliza a veces para satisfacer las necesidades de consumo excesivo, como complemento.

Gases de aceite Estos gases, con poderes caloríficos de 30 a 41 MJ/m³ (300 a 1100 Btu/ft³), se producen mediante la descomposición térmica de aceites que van de la nafta a los residuos pesados de aceites con alto contenido de carbono. Aunque de menor importancia en muchos países, los gases de valores más bajos de poder calorífico (Btu) se distribuyeron como gas manufacturado en algunas empresas de utilidad pública, mientras que los gases de alto poder calorífico se utilizaban primordialmente para satisfacer las necesidades de cargas máximas, en las compañías que proporcionan gas natural.

Gas pobre Este gas se genera al lanzar chorros de aire y vapor a un lecho caliente profundo de carbón o coque, de manera continua. Los productos del proceso son CO, N_2 (debido a la utilización de aire), pequeñas cantidades de H_2 y cierta cantidad de CO_2. Debido al elevado porcentaje de nitrógeno en el gas, el poder calorífico es bajo [4.4 a 5.3 MJ/m³ (125 a 150 Btu/ft³)].

Gas de agua azul, gas de agua carburada y gas de carbón Son gases combustibles producidos a partir del carbón o el coque (enriquecidos en algunos casos con gas de aceite, gas natural o LPG) que se han utilizado cada vez menos en los últimos años, hasta ocupar una parte extremadamente pequeña del mercado.

Gas de hornos de fundición Este gas es un subproducto de la fabricación de hierro en lingotes en los hornos de fundición y se utiliza en general con fines de calentamiento dentro de las plantas. El poder calorífico de aproximadamente 3.2 MJ/m³ (90 Btu/ft³) es demasiado bajo para su venta a terceros.

Acetileno El acetileno se utiliza primordialmente en operaciones que requieren una temperatura elevada de llama, como el corte de metales y la soldadura. Para transportar el acetileno, se disuelve en acetona a presión y se introduce en pequeños recipientes que se llenan de material poroso.

Hidrógeno Se usa primordialmente para la producción de amoniaco y productos químicos, en la hidrogenación de grasas y aceites y como atmósfera reductora en los hornos, y se emplea en forma limitada como combustible con algunos fines industriales especiales, como los de corte y soldadura. Se produce industrialmente mediante la electrólisis del agua, la desintegración térmica del gas natural y otros hidrocarburos y por reacciones de reforma de vapor. El hidrógeno está recibiendo atención considerable, debido a que se trata de un gas combustible no contaminante.

Impurezas de azufre La mayor parte de los gases naturales están libres de compuestos de azufre; sin embargo, algunos pozos proporcionan gas que contiene niveles de sulfuro de hidrógeno y azufre que se deben eliminar antes de su entrega. Los contratos de compras de las compañías de oleoductos especifican límites máximos de impurezas; los contenidos reales de H_2S y azufre (después de la purificación) raramente sobrepasan valores de 0.002 y 0.02 g/m³ (0.1 y 1.0 gr/100 ft³), respectivamente.

El contenido de sulfuro de hidrógeno en gases manufacturados puede ir de aproximadamente 2.30 g/m³ (100 granos/100 ft³) en el gas de agua azul y carburado a varios centenares de granos en los gases de carbón y hornos de coquización. Otra impureza importante de azufre es la del disulfuro de carbono, que puede encontrarse en cantidades que van de 0.007 a 0.07% en volumen. Se pueden encontrar cantidades menores de oxisulfuro de carbono, mercaptanos y tiofeno. Sin embargo, la mayor parte de las impurezas se retiran durante el proceso de purificación y otras no existen en el producto acabado o se encuentran presentes sólo en cantidades de trazas.

Supercompresibilidad del gas natural Todos los gases se desvían en proporciones variables de las leyes de gases simples. Esta desviación se denomina "supercompresibilidad" y se debe tomar en cuenta en las mediciones de los gases, sobre todo en las líneas de alta presión. Por ejemplo, puesto que el gas natural es más compresible a presiones elevadas y temperaturas ordinarias que lo que exige la ley de Boyle, el gas adquirido a una presión elevada da un volumen mayor cuando se reduce la presión que lo que sucedería en el caso de que dicho gas fuera ideal.

El factor de supercompresibilidad se puede expresar como sigue:

$$Z = (RT/PV)^{0.5}$$

en donde Z = factor de supercompresibilidad
R = constante universal de los gases
T = temperatura del gas, absoluta
P = presión del gas, absoluta
V = volumen molar del gas

Para determinar factores de supercompresibilidad de mezclas de gas natural, véase *A.G.A. Manual for the Determination of Supercompresibility Factors for Natural Gas* (American Gas Association, New York, 1963); y A.G.A. Gas Measurement Committee Report número 3, 1969.

COSTOS DE COMBUSTIBLE Y ENERGÍA

Los costos de combustibles varían mucho de unas zonas a otras, debido al costo mismo del combustible y al de los transportes. Cualquier comparación significativa de costos entre combustibles exigiría los

TABLA 9-15 Relaciones tiempo-precio para combustibles fósiles*

	Carbón bituminoso y lignito, $/ton	Gas natural en manantial, centavos/1000 estándar ft³	Petróleo crudo en manantial, $/bbl
1955	4.50	10.4	2.77
1960	4.69	14.0	2.88
1965	4.44	15.6	2.86
1970	6.26	17.1	3.18
1975	18.75	52.0	6.85†

FUENTE: *Mineral Facts and Problems*, U.S. Bur. Mines Bull. 667, 1975.
* Todos son precios promedio anuales.
† 1974.

costos actuales basados en las cantidades utilizadas en un lugar geográfico determinado, las eficiencias de utilización o datos sobre los índices de energía para los equipos que se utilizan, los efectos del "valor de la forma", etc. No obstante que los costos dados en la tabla 9-15 no se aplicarán a locaciones específicas, sí expresan las tendencias de costos de los combustibles.

Las figuras 9-8 y 9-9 son gráficas comparativas de los costos de combustible y energía.

CONVERSIÓN DEL CARBÓN EN COMBUSTIBLES LÍQUIDOS Y GASEOSOS Y ABASTECIMIENTOS PARA LAS INDUSTRIAS QUÍMICAS DE PROCESO

La conversión del carbón en hidrocarburos sintéticos gaseosos y líquidos podría llegar a ser una fuente sustituta de las reservas de petróleo y gas natural en Estados Unidos y de esta manera ayudar a reducir la dependencia de este país sobre los combustibles importados.

La gasificación del carbón proporciona una amplia variedad de productos útiles para los mercados doméstico, industrial y de servicios. Un gas de mediano Btu (MBG) producido por gasificación del carbón con oxígeno y vapor puede llegar a ser un sustituto del gas natural (SNG), para su distribución en las líneas ya existentes de gas natural, o puede utilizarse para los calentadores o estufas y servir como alimentación para la síntesis catalítica de productos químicos. Un gas de bajo Btu (LBG), producido por gasificación del carbono con aire y vapor, puede utilizarse como sustituto en diversas industrias de proceso que dependen del petróleo y del gas natural para su operación.

La licuefacción del carbón, efectuada por hidrogenación del carbón a alta temperatura y presión, produce combustibles bajos en cenizas y azufre, utilizados para plantas de generación de energía eléctrica, en calentamiento de procesos en la industria química y para la elaboración de combustibles de mayor grado, como gasolinas y abastecimientos químicos. La pirólisis del carbón o descomposición térmica, y la hidrogenación catalítica del monóxido de carbono (a partir de la gasificación del carbón) también son fuentes de combustibles líquidos y abastecimientos para las industrias químicas.

Bodle, Vyas y Talwalker (*Clean Fuels from Coal Symposium II*, Institute of Gas Technology, Chicago, 1975) presentaron el diagrama de la figura 9-10, donde se muestran en forma clara las diferentes trayectorias que sigue el carbón hasta su conversión en gases y líquidos limpios.

La gasificación y licuefacción del carbón se efectúan mediante tecnologías viejas; en la actualidad, se están realizando esfuerzos para mejorar estas tecnologías tanto técnica como económicamente, además de la búsqueda de nuevas formas para obtener los mismos fines: tener procesos de conversión del carbón "limpios" y económicos.

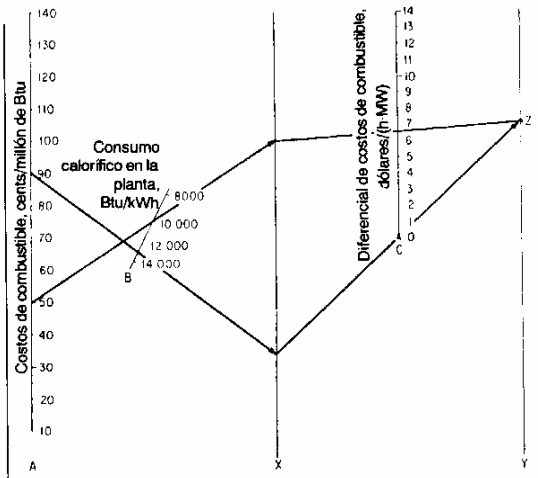
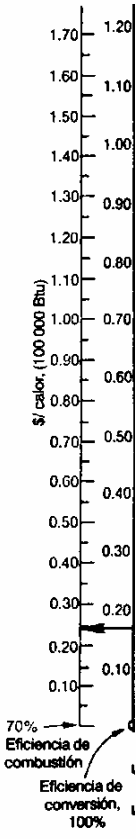


FIG. 9-8 Comparación de costos de combustible para centrales de energía. La diferencia en costos de combustible entre las plantas generadoras se encuentra fácilmente con el nomograma: conociendo los costos de combustible en centavos por millón de unidades térmicas británicas y el valor del consumo calorífico de la planta en unidades térmicas británicas por kilowatt-hora, es posible encontrar un factor diferencial de costo en dólares por hora-megawatt. Este número, multiplicado por el valor unitario de megawatts y el correspondiente a horas de operación, proporciona la diferencial del costo de combustible en dólares. (*Cortesía de* Power.)



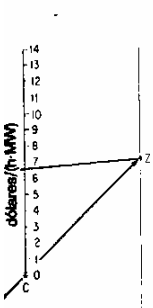
GASIFICACIÓN DEL CARBÓN

BIBLIOGRAFÍA GENERAL: *Fuel Gasification*, symposium sponsored by American Chemical Society, 152d meeting, Sept. 12-13, 1966. Von Fredersdorff and Elliot, *Chemistry of Coal Utilization*, suppl. vol., ed by H.H. Lowry, Wiley, New York, 1963. *Chemistry of Coal Utilization*, 2d suppl. vol., ed. by M.A. Elliot, Wiley, New York, 1981.

TABLA 9-16 Propiedades de gases derivados del carbón

	Gas de horno de coquización	Gas pobre	Gas de agua	Gas de agua carburado	Gas sintético de carbón
Sistema reactante	Pirólisis	Aire más vapor	Vapor (aire cíclico)	Vapor (aire cíclico)	Oxígeno más vapor a presión
Análisis, % en volumen*					
Monóxido de carbono, CO	6.8	27.0	42.8	33.4	15.8
Hidrógeno, H_2	47.3	14.0	49.9	34.6	40.6
Metano, CH_4	33.9	3.0	0.5	10.4	10.9
Bióxido de carbono, CO_2	2.2	4.5	3.0	3.9	31.3
Nitrógeno, N_2	6.0	50.9	3.3	7.9	
Otros†	3.8	0.5	0.5	9.8	2.4
Poder calorífico del combustible, MJ/m^3	22.0	5.6	11.5	20.0	10.8
(Btu/ft^3)	(590)	(150)	(308)	(536)	(290)
	Combustible, productos químicos	Combustible	Combustible, productos químicos	Combustible	Combustible, productos químicos

* Los análisis y poderes caloríficos de los combustibles varían según el tipo de carbón y las condiciones de operación.
† Entre otras sustancias contenidas se encuentran gases de hidrocarburos diferentes del metano, ácido sulfhídrico y pequeñas cantidades de otras impurezas.



entrales de energía. La
eradoras se encuentra
combustible en centa-
lel consumo calorífico
lora, es posible encon-
gawatt. Este número,
spondiente a horas de
tible en dólares. (*Cor-*

as para obtener los
carbón "limpios" y

sponsored by American
redersdorff and Elliot,
ry, Wiley, New York,
by M.A. Elliot, Wiley,

tico de
ón

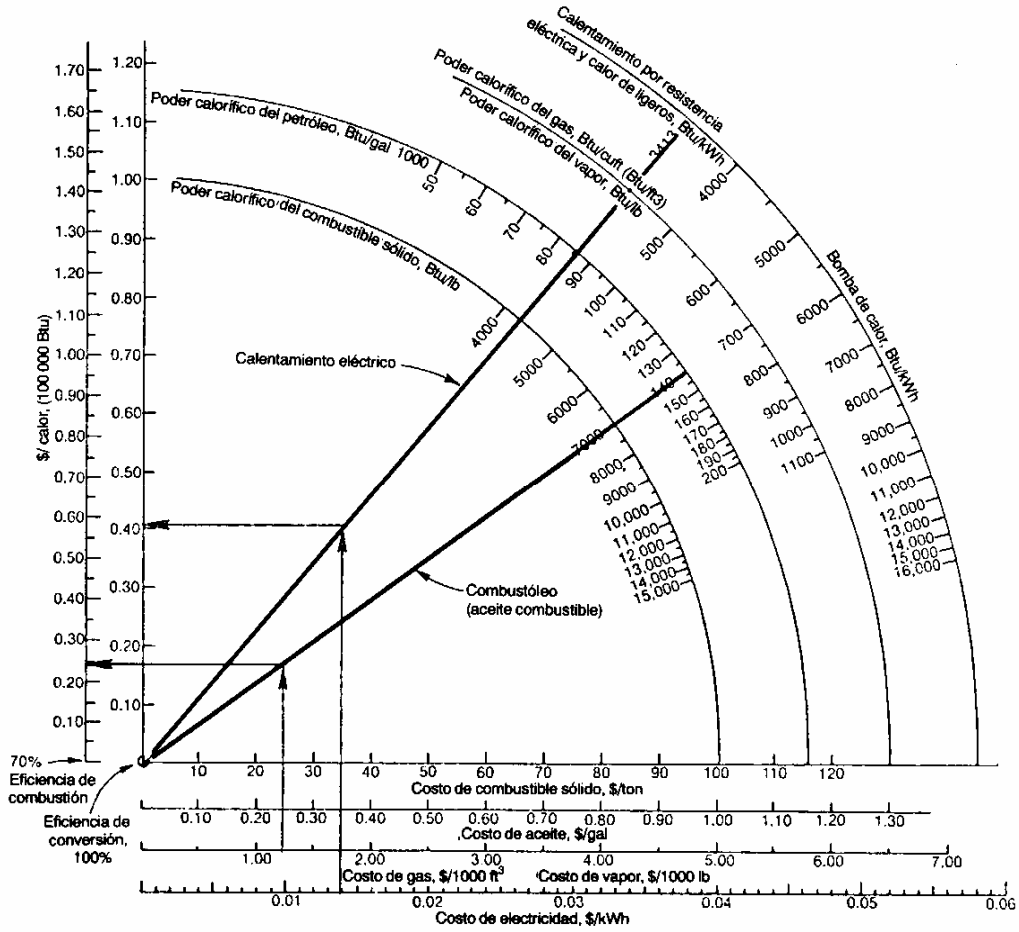
ás vapor
ión

8
6
9
3

4

8
))
tible,
ctos
icos

ntidades



Poderes caloríficos usuales*

Combustóleo, Btu/gal	
No. 1	137 400
No. 2	139 600
No. 4	145 100
No. 5	148 800
No. 6	152 400
Propano, Btu/gal	91 500
Gas natural, Btu/ft^3	1 035
Carbón, Btu/lb	
Bituminoso	11,500-14 000
Sub-bituminoso	8,300-11 500
Lignito	6,300-8 300
Vapor, Btu/lb	1 012
Electricidad, Btu/kWh	
Calentamiento por resistencia	3 413
Bombas de calor	Hasta 13 000

* Para convertir unidades térmicas británicas (Btu) por galón en kilogramos por metro cúbico, multiplíquese por 278.7; para convertir unidades térmicas británicas (Btu) por pie cúbico en kilojoules por metro cúbico, multiplíquese por 37.3; para convertir unidades térmicas británicas (Btu) por libra en kilojoules por kilogramo, multiplíquese por 2.326; para convertir unidades térmicas británicas (Btu) por kilowatt-hora en kilojoules por kilowatt-hora, multiplíquese por 1.055.

FIG. 9-9 Comparación de costos de la energía para proceso. (*Cortesía de* Power.)

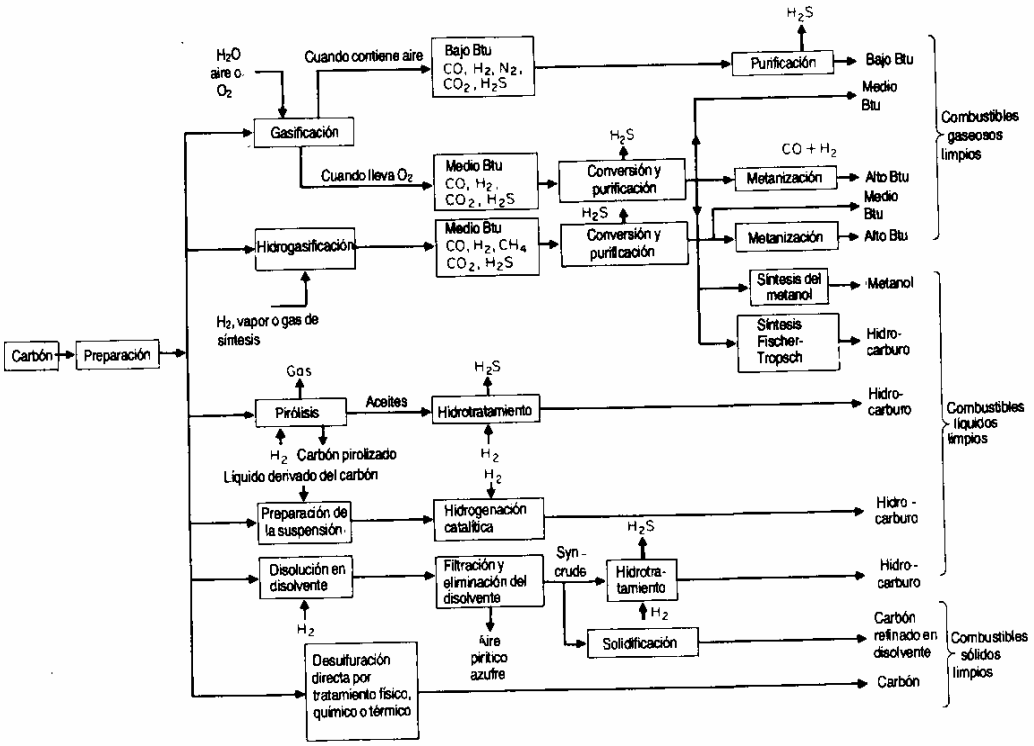


FIG. 9-10 Producción de combustibles limpios a partir de carbón (*Basado en W. Bodle, K. Vyas, and A. Talwalker*, Clean Fuels from Coal Symposium II, *Institute of Gas Technology, Chicago, 1975.*)

Antecedentes La conversión del carbón en gas combustible ha sido una práctica comercial desde principios del siglo XIX. Las primeras compañías de gas se establecieron en 1812 en Inglaterra y en 1816 en Estados Unidos, para producir gas para iluminación, mediante el calentamiento o pirólisis del carbón. Este método de producción de gas aún se utiliza para obtener subproductos de la carbonización del carbón para producir coque con fines metalúrgicos. Las ventajas de un combustible gaseoso como fuente de calor y energía, incrementaron el empleo del carbón para la generación de gas. El proceso productor de gas, en el que un lecho móvil de carbón o coque reacciona con aire y vapor, fue muy utilizado para preparar gas de contenido calorífico muy bajo por unidad de volumen, de 3.7 a 6.0 MJ/m^3.

El desarrollo del proceso cíclico agua-gas en 1873, permitió la producción continua de gas de alto contenido térmico, 11.2 a 13.0 MJ/m^3. Cuando se agrega aceite al reactor, el contenido térmico del gas se incrementa de 18.6 a 20.5 MJ/m^3. Este tipo de gas, de agua carburada, fue distribuido en las zonas urbanas de Estados Unidos como un gas combustible para usos residenciales y comerciales, hasta que fue desplazado por el gas natural de bajo costo en la década de 1940. En esa época se inició al mismo tiempo la gasificación a base de oxígeno en Estados Unidos y en otros países. Un proceso de gasificación que fue desarrollado por Lurgi Kohle u Mineralöltechnik GmbH en ese tiempo, cuya característica era la operación a presión elevada, aún se utiliza en diversos sistemas productores de gas. En la tabla 9-16 se lista la composición de los gases derivados del carbón producidos por estos métodos.

Consideraciones teóricas La química de la gasificación del carbón puede establecerse convenientemente al suponer al carbón como carbono y derivar las reacciones conocidas para tal objeto; véase la tabla 9-17. La reacción (9-13) se refiere a la combustión de carbono y oxígeno y es muy exotérmica. Esta reacción suministra la mayor parte de la energía térmica en el proceso de gasificación. El oxígeno puede emplearse como oxígeno puro o estar contenido en el aire. Las reacciones (9-15) y (9-16) son endotérmicas y representan la conversión de carbón en gases combustibles, y son impulsadas a su desarrollo por la energía calorífica suministrada por la reacción (9-13).

Como el hidrógeno y el monóxido de carbono son producidos por la reacción de gasificación, estos gases reaccionan uno con otro y ambos con el carbono. La reacción del hidrógeno con el carbono, mostrada en la reacción (9-14), es exotérmica y puede contribuir a la generación de energía calorífica. En forma similar, la reacción (9-18) que produce metano puede contribuir también con energía calorífica para la gasificación. Estas ecuaciones se interrelacionan por la reacción (9-17) para agua-gas, cuyo equilibrio controla la amplitud de las reacciones (9-15) y (9-16).

Varios autores han mostrado que todas las reacciones podrían basarse en tres reacciones fundamentales (Gumz, *Gas Producers and Blast Furnaces,* Wiley, New York, 1950, y el capítulo sobre gasificación de Elliot y von Fredersdorff, *Chemistry of Coal Utilization,* suplemento al volumen editado por Lowry, Wiley, New York, 1965): la reacción Boudouard (9-16), la reacción heterogénea agua-gas (9-15) y la ecuación para la formación de metano por la reacción de hidrogasificación (9-14). Las constantes de equilibrio para estas reacciones son suficientes para calcular todas las reacciones listadas.

No es posible calcular con exactitud la composición real del gas mediante la utilización de las relaciones de las reacciones (9-13) a (9-18),

Bajo Btu
ledio
ltu
Combustibles gaseosos limpios
lto Btu
ledio
ltu
lto Btu

Metanol
Hidro-carburo
Hidro-carburo
Combustibles líquidos limpios
Hidro-carburo
Hidro-carburo

Carbón refinado en disolvente
Carbón
Combustibles sólidos limpios

TABLA 9-17 Reacciones químicas en la gasificación del carbón

Reacción	Calor de reacción, kJ/(kg·mol)	Proceso	Número
Reacciones sólido-gas			
$C + O_2 \rightarrow CO_2$	+393 790	Combustión	(9-13)
$C + 2H_2 \rightarrow CH_4$	+74 900	Hidrogasificación	(9-14)
$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	−175 440	Vapor-carbono	(9-15)
$C + CO_2 \rightarrow 2CO$	−172 580	Boudouard	(9-16)
Reacciones en fase gaseosa			
$CO + H_2O \rightarrow H_2 + CO_2$	+2 853	Conversión del agua en gas	(9-17)
$CO + 3H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$	+250 340	Metanización	(9-18)
Pirólisis e hidropirólisis			
$CH_x \rightarrow$	$\left(1-\frac{X}{4}\right)C+\left(\frac{X}{4}\right)CH_4$	Pirólisis	(9-19)
$CH_x + m\,H_2 \rightarrow$	$\left[1-\left(\frac{X+2m}{4}\right)\right]C+\left(\frac{X+2m}{4}\right)CH_4$	Hidropirólisis	(9-20)

mostradas en la tabla 9-17. Como la gasificación del carbón siempre ocurre a temperaturas elevadas, la descomposición térmica o pirólisis tiene lugar cuando el carbón entra al reactor de gasificación y es expuesto a estas temperaturas. La reacción (9-19) trata al carbón como un compuesto de carbono y postula su desintegración térmica para producir carbono (coque) y metano. La reacción (9-20) supone la estequiometría de la hidrogasificación de parte del carbono para producir metano y carbono. Estas reacciones así como aquellas que incluyen a los otros constituyentes elementales del carbón, se producen durante la gasificación.

Es posible utilizar estas reacciones y sus relaciones con otras para predecir los efectos de cambios en los parámetros de operación de la gasificación. A altas temperaturas, las reacciones endotérmicas se ven favorecidas a expensas de las reacciones exotérmicas. Es posible esperar un decremento en la producción del metano si las reacciones (9-14) y (9-18) se desarrollan a baja velocidad; la producción de CO se verá favorecida y todas las *velocidades* de reacción se incrementarán en la dirección en que tenga lugar la absorción de calor. Un incremento en la presión favorecerá aquellas reacciones en las que se forma un número pequeño de moles (o volúmenes). Si el sistema se encuentra a alta presión, la producción de CO_2 se verá tan favorecida como la de metano. El conocimiento de la estequiometría, las condiciones de equilibrio y las velocidades para estas reacciones de gasificación proporciona una base para establecer y extrapolar sistemas de gasificación.

Bastante dependiente del sistema de gasificación son la reactividad del carbón, el tamaño de partícula y el método de contacto del carbón con los reactivos gaseosos (vapor y aire u oxígeno). Es creencia general que el oxígeno reacciona completamente en distancias muy cortas desde el punto en el que se mezcla o llega a tener contacto con el carbón mineral o vegetal. El calor desprendido actúa para efectuar la pirólisis del carbón y entonces se produce la reacción con el dióxido de carbono, vapor u otros gases que se forman por la pirólisis del carbón mineral y la combustión del carbón vegetal. En la tabla 9-17 se supone que el sólido reaccionante es carbono, lo que probablemente sea correcto. La conversión del carbón mineral y el tipo de nuevo carbón formado afectan la cinética de las reacciones sólido-gas. Como la velocidad de reacción varía con la temperatura en las reacciones químicas, es probable que la velocidad total de reacción se controle por la velocidad de reacción por debajo de 1000 °C (1832 °F). A una temperatura superior, la difusión en los poros tiene un efecto nulo y a temperaturas muy altas, la difusión superficial de película es probable que pueda controlarse. En conclusión, se puede decir que, para muchos procesos de gasificación, la reactividad del carbón es muy importante. Esto puede depender no sólo de las características del carbón antes de la pirólisis, sino también del método de calentamiento, velocidad de calentamiento y dinámica de partículas del gas.

La importancia de estos conceptos puede ilustrarse por la extensión a la cual contribuyen las reacciones a la producción del gas. En un gasificador de lecho móvil (por ejemplo, un gasificador productor de gas), la partícula se calienta a través de varias zonas de carbonización, desvolatilización del carbón pirolizado y la combustión del carbono fijado. Un total de 15 a 17% de la producción total de gas es liberado en la carbonización del carbón mineral, casi el 23% puede producirse por la desvolatilización del carbón pirolizado y aproximadamente el 60% se genera en la gasificación real del carbón remanente. Con esto se recalca la importancia de la calidad del carbón que se utilice como materia prima o su reactividad.

Tipos de equipo disponible para gasificación La química y la física fundamentales de la gasificación motivan el diseño de los gasificadores ya existentes y de otros más evolucionados. En la tabla 9-17 se proporciona una lista de ecuaciones que indican que se necesitan medios lógicos de contacto de una partícula sólida con un reactivo gaseoso que la transferencia de calor dentro del gasificador (y al gasificador) es un parámetro crítico, y que las variaciones de presión y temperatura alteran la composición del gas producido. Además de esto, el tipo de carbón y la composición de los constituyentes orgánicos e inorgánicos influyen mucho en la composición del gas y en la aplicación de los diversos sistemas de gasificación. En la figura 9-11 se muestran varios sistemas de gasificación concebidos para hacer posible el contacto de partículas de carbón con los reactivos gaseosos a temperaturas superiores a 700 °C (1292 °F).

En esa figura aparecen los tres tipos principales de reactores comerciales que se emplean en la actualidad: el de lecho móvil (a menudo conocido como lecho "fijo"), el de lecho fluidificado y el reactor de flujo para suspensiones. Estos reactores difieren en el tamaño del carbón alimentado, flujo de reactivos y productos, tiempo de residencia y temperaturas de reacción.

Reactores de lecho móvil Este tipo de gasificador fue uno de los primeros en utilizarse. Requiere un tamaño de partícula de 2 a 50 mm y se utiliza comercialmente con aire u oxígeno. El vapor y el oxígeno (aire) se introducen al reactor y las cenizas se retiran por el fondo del reactor: el carbón se alimenta y el producto se obtiene en la parte superior. Las escasas diferencias de temperatura entre los flujos de entrada y salida indican la eficiente transferencia de calor entre los reactivos sólido y gaseosos y los productos. Merece hacerse notar la relativamente baja temperatura del efluente producto-gas, que para algunos carbones es menor de 500 °C (932 °F). Esta baja temperatura produce un mínimo de energía contenida como calor sensible en el producto

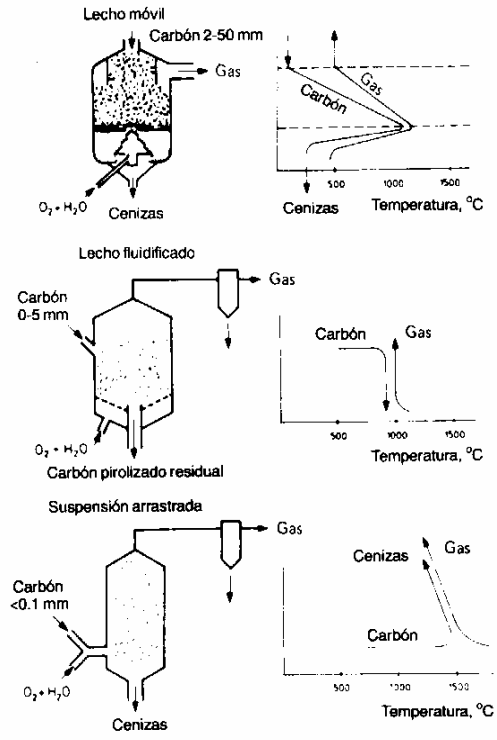


FIG. 9-11 Sistemas de gasificación de carbón.

gaseoso, con un decremento en la utilización de oxígeno y una eficiencia térmica mejor.

El flujo a contracorriente, la baja temperatura del gas de salida y el empleo de una parrilla mecánica en el fondo de estos sistemas de lecho móvil causan algunas desventajas. Para proteger la parrilla se inyecta vapor en mayor cantidad que el requerido para la reacción con objeto de reducir la temperatura en el fondo. Esto imprime un efecto térmico negativo en la entrada y reduce la eficiencia total. El carbón es sometido a la pirólisis a medida que pasa hacia la parte inferior del gasificador y se producen los alquitranes y aceites que deben recuperarse. La mezcla resultante de líquidos orgánicos y agua condensada debe separarse y el agua tiene que ser purificada antes de descargarse. Finalmente, la necesidad de disponer de la porción del carbón natural demasiado fino para utilizarse como alimentación, puede ser un gravamen económico.

Existen algunos procedimientos razonables para atacar estos problemas. Algunos de ellos se están empleando en la actualidad en otros países que no son Estados Unidos y pueden requerir alguna modificación para cumplir las condiciones ambientales de este país. La Lurgi Kohle u Mineralöltechnik GmbH ha realizado notables progresos en este sentido para su gasificador Lurgi. Aunque existen muchos gasificadores de lecho móvil, en la actualidad, el gasificador Lurgi es el único disponible en forma comercial que puede operar a altas presiones. Estas unidades se operan por lo general a presiones de 30 bar (450 psig). En la figura 9-12, se muestra un esquema del gasificador Lurgi presurizado. También se muestra la primera etapa de purificación del gas: un purificador múltiple de agua del tipo venturi.

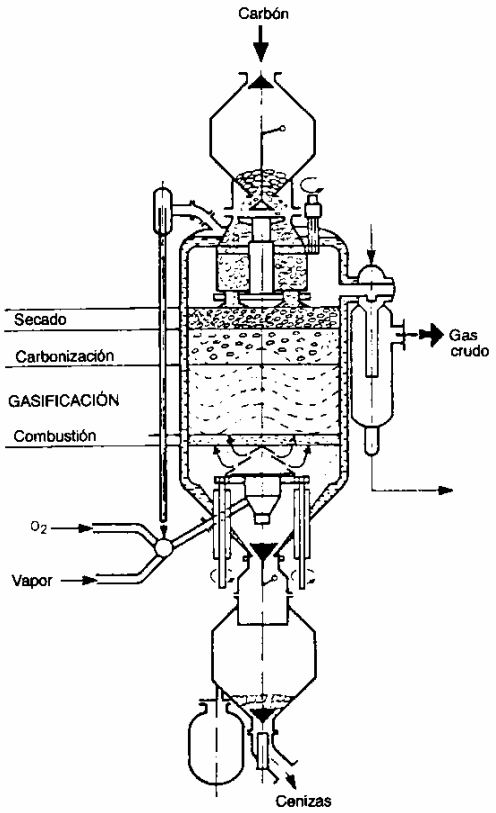
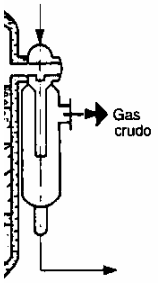


FIG. 9-12 Gasificador Lurgi.

La máxima dimensión del reactor para el gasificador Lurgi disponible en la actualidad es de 3.9 m (12.8 ft) de diámetro interno. La capacidad del gasificador depende de la calidad del carbón y puede manejar aproximadamente 750 GJ de carbón alimentado/h, equivalente a más de 25 000 kg/h (55 115 lb/h) de carbón o 70 000 m^3/h (245 700 ft^3/h) de gas producido. Los agitadores se han diseñado para romper los aglomerados que se forman en el reactor, de manera que existen disponibles comercialmente gasificadores con estas características.

Reactores de lecho fluidificado La gasificación comercial del carbón con oxígeno (aire) y vapor se inició con el uso de un reactor de lecho fluidificado desarrollado por Winkler (patente alemana 437 970, registrado Sep. 28, 1922). El carbón es usualmente molido en tamaños de partículas menores a 8 mm (5/16 in), lo que permite que todo el carbón natural pueda ser utilizado. En contraste con el reactor de lecho móvil, el reactor de lecho fluidificado es en esencia un reactor que opera con corrientes en paralelo y completamente mezcladas. En el generador Winkler, el carbón se inyecta en el lecho fluidificado y los reactivos gaseosos se inyectan en dos niveles del lecho fluidificado, para maximizar la conversión del carbono. Las unidades disponibles comercialmente se operan básicamente a presión atmosférica y utilizan carbón natural o los derivados de la carbonización del lignito. En la figura 9-13 se muestra el esquema de un gasificador Winkler.

El reactor de lecho fluidificado trabaja a mayor temperatura que el reactor de lecho móvil y, como se trata de un sistema completamente



sificador Lurgi dispo-
: diámetro interno. La
ad del carbón y puede
a alimentado/h, equi-
carbón o 70 000 m^3/h
is se han diseñado para
eactor, de manera que
ores con estas caracte-

ción comercial del car-
o de un reactor de lecho
alemana 437 970, re-
ate molido en tamaños
ue permite que todo el
con el reactor de lecho
sencia un reactor que
ente mezcladas. En el
echo fluidificado y los
del lecho fluidificado,
a unidades disponibles
ión atmosférica y utili-
ización del lignito. En
ificador Winkler.
yor temperatura que el
istema completamente

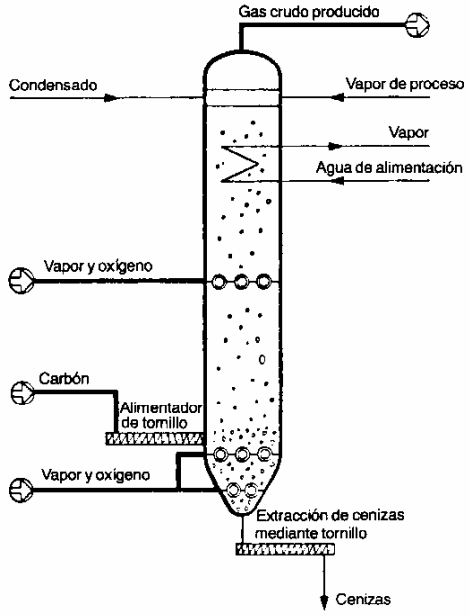


FIG. 9-13 Gasificador Winkler.

mezclado, la temperatura de los gases de salida es mayor. Esto reduce la eficiencia de la conversión, pero destruye alquitranes y aceites y reduce el problema de la contaminación del agua. El principal problema en cualquier sistema de lecho fluidificado es la amplitud de la conversión del carbono y el transporte de partículas finas a través del reactor. Por lo general, estas partículas tienen alto contenido de carbono y deben recolectarse para evitar pérdidas económicas. Los gasificadores disponibles en la actualidad tienen un diámetro externo superior a 4 m y su altura es de 20 m. En un gasificador Winkler es posible alcanzar una producción de más de 50 000 m^3/h (equivalente a 540 GJ/h o 18 000 kg/h de carbón bituminoso), aunque el gasificador opere a presión atmosférica.

El gasificador Winkler no puede manejar aglomerados de carbón, ya que la formación de estos aglomerados podría distorsionar la uniformidad del lecho fluidificado. Los tipos de carbón que contienen cenizas de baja temperatura de fusión podrían causar también dificultades al formar aglomerados. En la actualidad se están haciendo esfuerzos para resolver estos problemas y para incrementar la presión de operación de estos gasificadores.

Gasificación en suspensión o por arrastre En la figura 9-14 se muestra un gasificador Koppers-Totzek para la gasificación por arrastre, que tiene lugar a temperaturas cercanas a 1500 °C (2732 °F) y utiliza partículas finas de carbón con tiempos de residencia breves en el reactor. El proceso es en paralelo, con las partículas de carbón transportadas en los gases reactivos. El proceso Koppers-Totzek, que opera en la actualidad a presión atmosférica, es el más utilizado para la gasificación por arrastre. Se han construido más de 50 gasificadores de este tipo, la mayor parte de ellos para la producción de amoniaco por síntesis de gas.

A consecuencia del corto tiempo de reacción, generalmente de pocos segundos, las partículas de carbón son desvolatilizadas muy rápidamente y pierden cualquier característica inherente al carbón original. Todos los tipos de carbón pueden ser manejados en los gasificadores Koppers-Totzek. La alta temperatura de operación gasifica eficazmente todos los hidrocarburos, alquitranes o sustancias fenólicas que puedan formarse durante la gasificación. Esto reduce los problemas de purificación del gas y manejo de condensados del agua.

El carbón pulverizado (90% en una malla 200) se alimenta mediante tornillos sin fin desde tolvas a los quemadores, donde el oxígeno y el vapor transportan el carbón a velocidades que exceden las velocidades de propagación de la llama dentro del gasificador. La temperatura en las boquillas de los quemadores puede alcanzar hasta 1900 °C (3452 °F). Las temperaturas del gas en la salida del reactor pueden ser cercanas a 1500 °C (2732 °F). A estas temperaturas, el mineral contenido en el carbón se encuentra en forma fundida y parte de él se elimina del gasificador como escoria o fundición. Parte de la ceniza se quita del gasificador en forma de partículas mediante los depuradores de agua. Como el gasificador Koppers-Totzek puede manejar todos los tipos de carbón, debe ponerse especial cuidado en las características de las cenizas. En forma general, es posible caracterizar dos clases generales de escorias producidas por el carbón a partir de las cenizas: escorias "cortas", donde el diferencial de temperatura entre los puntos de reblandecimiento y flujo es pequeña; y las escorias "grandes", donde el diferencial en temperaturas para estos puntos es grande y las fases existentes son de sinterización, formación de escorias, reblandecimiento y finalmente flujo. Las escorias cortas son adecuadas para la gasificación a altas temperaturas. Además de esta descripción general, es importante tener en cuenta la viscosidad de la escoria, que deberá ser menor de 25 Pa·s (250 P) para que pueda ser drenada con facilidad en sistemas que operen a presión atmosférica. La química de la escoria también es muy importante, ya que es común tener problemas cuando la escoria contiene mucho sílice, por lo que tiene alta viscosidad y el potencial de vaporización para este sistema debe ser a temperaturas de 1850 °C (3362 °F). [Para datos detallados sobre el comportamiento y características de la escoria, véase Hoy, Roberts y Wilkins, *Inst. Gas Eng. J.*, 444-469 (June 1965).]

Los gasificadores por arrastre ofrecen muchas ventajas: capacidad para manejar una amplia variedad de carbón, eliminación de alquitrán y aceite y una disposición adecuada del agua condensada y de los residuos sólidos. Estos últimos están libres de materia carbónica y tienen baja lixiviación. Los problemas que se presentan corresponden al manejo de altas temperaturas, la vida útil del refractario y el control de la escoria. Debido a la gran velocidad de reacción, es necesario tener un buen control con objeto de prevenir el exceso de oxígeno, lo que puede evitarse al interrumpir la alimentación de carbón para evitar el avance

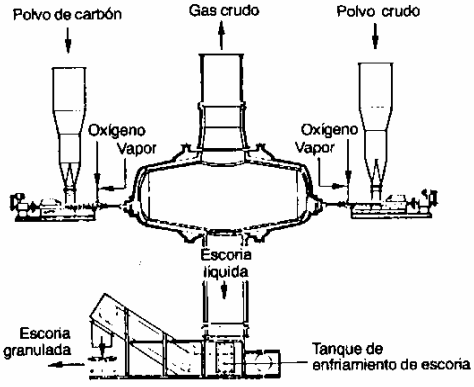


FIG. 9-14 Gasificador Koppers-Totzek.

de la reacción. No existen depósitos de carbón, como sucede en el caso de los reactores de lecho móvil o fluidificado. La operación a presión atmosférica es una desventaja y es necesario un esfuerzo considerable para desarrollar un sistema presurizado. La capacidad de los equipos actuales que operan a presión atmosférica puede alcanzar valores hasta de 380 GJ/h (360 x 10^6 Btu/h) por gasificador, equivalentes a 13 000 kg/h (28 660 lb/h) de carbón bituminoso para el gasificador de dos cabezas mostrado en la figura 9-14. Recientes desarrollos y esfuerzos por empresas comerciales han dado lugar a unidades de cuatro cabezas.

Desarrollo y utilización Tanto el gobierno como la industria están patrocinando programas de desarrollo importantes cuya tendencia es resolver los problemas que ocasionan los gasificadores comerciales disponibles en la actualidad. Estos programas afectan a todos los gasificadores y los objetivos que persiguen son incrementar las presiones de operación, reducir el consumo de reactivos, disminuir los costos y mejorar la calidad de los productos. Muchos de estos desarrollos ya han alcanzado la etapa de planta piloto y parece que su comercialización es justificable. La tabla 9-18 enumera varios sistemas de gasificación comerciales y otros que se están desarrollando. Los datos contenidos en esa tabla se basan en 100 kg (2205 lb) de carbón libre de cenizas y de humedad.

Los dos sistemas de lecho móvil mostrados tienen la misma configuración esencial del reactor, excepto que la unidad BG/Lurgi elimina la parrilla y utiliza un fondo de escorias con una considerable reducción en la entrada de vapor. Esto eleva la temperatura promedio e incrementa la producción. La diferencia crítica es la reducción en el consumo de vapor (kg vapor/kg carbón gasificado) en un factor de casi 5. Esto disminuye el vapor no reaccionante en el gasificador y al mismo tiempo el volumen total de gas, que reduce el arrastre de sólidos y los costos del manejo de gas en la parte inferior del gasificador. Como resultado de esto, la menor cantidad de vapor que entra reduce la relación H_2/CO y hay una reducción en la concentración de CH_4 y CO_2 en el gas producido. Las conversiones de carbono son similares para ambas unidades de lecho móvil. También son semejantes los problemas de alquitranes y aceites, pero se han efectuado investigaciones tendientes a lograr la recirculación de alquitranes pesados y los finos que regresan al gasificador.

En la tabla 9-18 se muestra el efecto de incrementar la presión comparando dos gasificadores de lecho fluidificado. La unidad HYGAS opera a presiones superiores; utiliza etapas de lecho fluidificado, logrando una temperatura baja del gas de salida. El resultado neto es una gran disminución en el consumo específico de oxígeno (kg de oxígeno/kg de carbón gasificado). Si la presión es aún mayor, se favorece la producción de metano y un nivel más alto de CO_2 en el gas de salida del reactor. Los resultados mostrados para el desarrollo del HYGAS son tentativos; las operaciones subsecuentes confirmarán cuánto se necesita este proceso para la gasificación del carbón. El gasificador Winkler está operando en la etapa de planta piloto para un lecho fluidificado de etapa sencilla, con presiones de hasta 10 bar.

Hasta que la operación a presión elevada disminuya los costos de compresión (los volúmenes de oxígeno son un cuarto o menos del volumen del gas producido), la conversión del carbono no se mejorará mucho. El proceso HYGAS ha logrado algunas mejoras al introducir el empleo de varios lechos fluidificados. Los procesos **Westinghouse** y **U gas** indican avances en la aglomeración de las partículas de cenizas, al permitir mayor temperatura en el fondo del lecho. Los aglomerados bajos en carbono son descargados de preferencia gracias a su gran tamaño. Varios procesos utilizan la gran capacidad de transferencia de calor y la movilidad de los sólidos para suministrar calor externo a la reacción de gasificación. El proceso que acepta CO_2 aprovecha la absorción exotérmica de CO_2 por piedra caliza calcinada o dolomita a

TABLA 9-18 Procesos de gasificación comerciales y en desarrollo, consumo de reactivo para procesos por soplado de oxígeno y producción de gas

	Lecho móvil		Lecho fluidificado		Flujo de suspensiones	
	Rejilla Lurgi; comercial	BG/Lurgi, formador de escorias; planta piloto[a]	Winkler comercial	HYGAS; planta piloto[a]	Koppers-Totzek; comercial	Texaco; planta piloto[a]
Temperatura del gas de salida, °C	580	440	700	340	1290	1290
Presión, bar	30	20	atm	70	atm	40
Capacidad de alimentación, GJ/(h·gasificador)	750	2100	800	6900	380	410
Reactivos y productos por 1000 kg de carbón[b]						
Oxígeno, nM^3	247	337	490	213	587	657
Oxígeno, kg	352	481	700	304	838	953
Vapor, kg	1336	275	516	684	300	...[c]
Gas seco, nM^3	2050	1744	1900	1642	2018	2138
Análisis de gases, % volumen						
Dióxido de carbono, CO_2	29.7	2.5	20.0	24.7	7.1	10.6
Monóxido de carbono, CO_2	18.9	60.6	34.0	24.0	58.7	51.6
Hidrógeno, H_2	39.1	27.8	41.0	30.5	32.8	35.1
Metano, CH_4	11.3	7.6	3.0	19.4	...	0.1
Otros[d]	1.0	1.5	2.0	1.4	1.4	2.6
Poder calorífico del combustible, MJ/nM^3	12.3	14.2	10.7	14.5	11.6	11.1
Relación volumétrica H_2/CO	2.1	0.46	1.21	1.27	0.56	0.68
Utilización del producto						
Gas de síntesis equivalente[e], nM^3/1000 kg de carbón	1884	1939	1596	1850	1845	1988
SNG equivalente, (CH_4)[f], nM^3/1000 kg de carbón	529	517	413	542	462	470

[a] Las planta piloto son de diversas capacidades: BG/Lurgi, 12 000 kg/h; HYGAS, 2500 kg/h; Texaco, 6500 kg/h.
[b] Basado en carbón libre de humedad y cenizas (maf) con un poder calorífico aproximado de 30 GJ/1000 kg.
[c] El gasificador Texaco alimenta suspensiones de carbón con agua (60% de carbón); sin adición posterior de vapor.
[d] Incluye nitrógeno y diversas impurezas (H_2S, COS, NH_3, etc.).
[e] El gas de síntesis se supone igual a la suma de H_2, CO y concentración 3 x CH_4.
[f] El potencial del metano se supone igual a la concentración del metano (CH_4) más una concentración 1/4 (H_2 + CO).

ión de CH_4 y CO_2 en
on similares para am-
jantes los problemas
investigaciones ten-
sados y los finos que

entar la presión com-
. La unidad HYGAS
: lecho fluidificado,
la. El resultado neto
lfico de oxígeno (kg
ión es aún mayor, se
ás alto de CO_2 en el
los para el desarrollo
secuentes confirma-
ificación del carbón.
npa de planta piloto
n presiones de hasta

minuya los costos de
arto o menos del vo-
bono no se mejorará
mejoras al introducir
cesos **Westinghouse**
as partículas de ceni-
el lecho. Los aglome-
ferencia gracias a su
acidad de transferen-
inistrar calor externo
pta CO_2 aprovecha la
alcinada o dolomita a

s por soplado

suspensiones

Texaco; planta piloto[a]

1290
40

410

657
953
...[c]
2138

10.6
51.6
35.1
0.1
2.6

11.1
0.68

1988

470

fin de suministrar calor para la reacción vapor-carbono. Pruebas en planta piloto han demostrado la factibilidad técnica pero no económica de este proceso. El proceso **COGAS** suministra calor por combustible de una parte del carbón pirolizado externamente con aire y reciclando el calor al reactor vapor-carbono. En Alemania se ha sugerido el empleo de calor nuclear para este proceso, con el que podría ahorrarse carbón de alto costo. Todos los procesos que operan sin utilizar oxígeno pueden ser económicos, ya que la planta de oxígeno suele ser de magnitud y costo similares a los sistemas de gasificación. A pesar de esto, dichos procesos no pueden considerarse como operacionales desde un punto de vista comercial.

La operación a presiones elevadas puede beneficiar el funcionamiento de un gasificador de flujo de suspensiones si se reducen los costos de compresión. La compañía Krupp-Koppers, principal firma elaboradora de los gasificadores Koppers-Totzek, ha unido sus esfuerzos a la Shell Oil para desarrollar una versión presurizada de este sistema. Esta versión sería la de un gasificador de alta presión y el gas producido sería más barato gracias a una reducción en los costos de compresión. En la tabla 9-18 se proporcionan datos para una unidad presurizada Texaco. Tanto los gasificadores de flujo con arrastre que operan a presión atmosférica como los presurizados, tienen una temperatura del gas de salida mayor de 1250 °C (2282 °F) y esto aumenta los requerimientos de oxígeno en el gasificador. La recuperación eficiente del calor y la utilización de la energía térmica en los gases de salida del gasificador son obligatorios para la recuperación de la energía requerida en la producción de oxígeno y la compresión de gases.

Cuando se trata de gasificadores de flujo con arrastre, que operan a presión elevada, un requisito básico que se debe cumplir es un sistema adecuado de alimentación de carbón. Ninguna cantidad de carbono en el gasificador es suficiente para evitar altas concentraciones de oxígeno cuando se interrumpe la alimentación de carbón. El gasificador Texaco utiliza un sistema de bombeo de una suspensión carbón-agua. El agua contenida en esta suspensión debe ser mínima, con objeto de evitar grandes fallas térmicas. El empleo de grandes cantidades de oxígeno debido a la evaporación del agua de una suspensión al 65% de carbón puede consultarse en la tabla 9-18, donde se comparan los resultados de la Texaco con los del Koppers-Totzek.

El empleo de gases derivados del carbón como combustible es una técnica bien conocida, pero hay otros usos importantes para estos gases, como se indica en la tabla 9-18. En cada proceso se calcula el gas primario para la síntesis de gas por reformación del metano contenido en él. De manera similar, la conversión de gas en metano se estima ajustando la relación hidrógeno a monóxido de carbono por la reacción agua-gas, seguida por la reacción en que se produce el metano. Los procesos donde se obtiene una alta concentración de metano en el gas producido son mejores para la producción de gas natural sintético o metano (véanse los datos del HYGAS).

En dichas conversiones, la razón de hidrógeno a monóxido de carbono es un importante factor y debe indicarse para cada proceso. Los procesos que utilizan altas temperaturas y bajas relaciones vapor-carbón producen un gas rico en monóxido de carbono. Para la producción de hidrógeno o gases sintéticos ricos en hidrógeno, el monóxido de carbono puede reaccionar con vapor en un reactor catalítico externo al gasificador. El vapor agregado debe considerarse en cualquier evaluación global donde se lleve a cabo un proceso de gasificación. Por ejemplo, si se requiere una relación hidrógeno-monóxido de carbono de 2 en un gasificador BG/Lurgi, es probable que se requiera una carga adicional de 437 kg (961 lb) de vapor, con objeto de convertir el monóxido de carbono en hidrógeno. Al hacer esto, el consumo total de vapor se incrementaría de 275 a 712 kg/1000 kg de carbón (0.275 a 0.712 lb/lb de carbón). Aunque ésta podría ser una cantidad menor que la requerida en el gasificador Lurgi de tipo parrilla, la ventaja de la dependencia de los requisitos del gas producido es un importante factor y debe ser tomado en cuenta.

Por la razón anteriormente expuesta, cualquier intento para calcular la eficiencia de la gasificación debe relacionarse con los requisitos del producto final y el diseño de la planta. En la tabla 9-18 se establecen los datos disponibles para calcular el poder calorífico de los productos y relacionarlos con la energía suministrada, con base en 1000 kg de carbón empleado. Sin embargo, la utilización del gas crudo como producto final puede ser engañosa, como lo muestra el hecho del vapor que se requiere para producir un gas sintético en relación 2:1. Además de esto, la energía que se emplea en el proceso real debe considerarse y esto dependerá del uso del calor desperdiciado para producir vapor, potencia o alguna otra forma de energía requerida por el proceso. En la tabla 9-18 se proporciona también una estimación del probable carbón requerido para un gasificador simple de cada tipo. Las extrapolaciones comerciales para el carbón que se emplea en una planta piloto se basan en los datos publicados. Quienes proponen este proceso han mostrado gran optimismo respecto a estos datos.

En la tabla 9-18 se muestran los gasificadores alimentados con oxígeno de mayor interés industrial. Además de producir un gas que no se diluye en nitrógeno, estos gasificadores ofrecen la posibilidad potencial de suministrar gas sintético para usos químicos y gas natural sintético para el transporte por tubería, lo que amplía la mercantilización de los sistemas de gasificación a base de oxígeno soplado.

En algunos casos, los gasificadores alimentados en aire pueden ofrecer una ventaja cuando se desea gas combustible. El empleo de aire como reactivo elimina los costos necesarios para la operación de plantas para obtener oxígeno. Este ahorro es anulado en alguna medida por la necesidad de purificar mayores volúmenes de gas diluido con nitrógeno. El poder calorífico inferior del combustible obtenido en estos procesos impide el transporte del mismo en forma económica por tuberías y obliga al empleo de los gases combustibles cerca del punto de producción. Algunas estimaciones muestran una disminución del 10 al 15% del costo por unidad de calentamiento para los productos obtenidos de la gasificación en los sistemas alimentados con aire respecto al producto que se obtiene en un proceso que utiliza oxígeno. En la tabla 9-19 se muestran datos para dos sistemas alimentados con aire. Los gases producidos son similares en características al gas cuyas propiedades aparecen en la tabla 9-16.

Esta tabla puede compararse convenientemente con la tabla 9-18, de manera que es posible estimar los volúmenes de gas corriente abajo y las dimensiones de las unidades de purificación, y compararlos con los

TABLA 9-19 Gasificadores comerciales y en desarrollo; consumo de reactivo para procesos soplados por aire y producción de gas

	Lecho móvil Lurgi, tipo rejilla; comercial	Flujo de suspensión, ingeniería de combustión: planta piloto*
Temperatura del gas de salida, °C	535	927
Presión, bar	20	atm
Capacidad de alimentación, GJ/h/gasificador	750	2700
Reactivos y productos por 1000 kg de carbón†		
Aire, nM^3	1920	3561
Aire, kg	2560	4880
Vapor, kg	1650	Ninguno
Gas seco, nM^3	2695	5322
Análisis de gases, % volumen		
Bióxido de carbono, CO_2	13.5	5.1
Monóxido de carbono, CO	16.5	22.3
Hidrógeno, H_2	23.8	11.2
Metano, CH_4	4.0	
Nitrógeno, N_2	41.3	57.4
Otros	0.9	4.0
Poder calorífico del combustible, MJ/nM^3‡	6.4	4.0

* La planta piloto tiene una capacidad de 4500 kg de carbón por hora.
† Basado en carbón libre de humedad y cenizas (maf) con un poder calorífico de 30 GJ/1000 kg.
‡ Incluye algunos hidrocarburos, humedad y compuestos de azufre.

gasificadores de oxígeno y aire. Cuando se utiliza aire, se obtienen grandes volúmenes de combustible de bajo poder calorífico. Como en el caso de sistemas que utilizan oxígeno, una temperatura alta del gas de salida requerirá mayor utilización de aire y el resultado será un combustible de bajo poder calorífico. Debe aclararse que el gasificador Combustion Engineering mostrado en la tabla 9-19 no es un sistema comercial, pero los datos obtenidos se basan en la operación en planta piloto y han sido extrapolados a un tamaño comercial. En un intento por mejorar la recuperación de calor del gas producido en un gasificador a alta temperatura, el gasificador Combustion Engineering inyecta carbón sobre estos gases calientes para enriquecer el gas producido a través de la pirólisis del carbón.

En un análisis tan breve como el de esta sección no es posible identificar todos los gasificadores que se están desarrollando o están empleándose actualmente en el mundo. A pesar de esto, es conveniente señalar que existen en el comercio muchas versiones de gasificadores de lecho móvil que operan a base de aire. La mayor parte de las cuales son análogas al tipo de gasificador Lurgi mostrado en la tabla 9-18, con la única diferencia de que operan a presión atmosférica. Este decremento en la presión podría causar una disminución en la formación de metano y los productos del gasificador. Otros gasificadores actualmente en desarrollo utilizan sales fundidas, metales o escorias como formas para mejorar el contacto entre los reactivos sólidos y gaseosos. Muchos sistemas de este tipo están en una etapa tal de desarrollo que está a punto de obtenerse información significativa respecto al producto gaseoso y al tratamiento de los reactivos. El empleo de catalizadores alcalinos para incrementar la velocidad de la reacción vapor-carbono y la formación de metano ha sido informado como una muestra promisoria en las unidades a escala de banco y unidades para desarrollo de procesos (PDU's). Los datos reportados indican que es posible alcanzar las temperaturas más bajas de operación y que también es factible eliminar el empleo de oxígeno a causa de las reacciones de formación de metano, que son exotérmicas. Es necesario contar con datos adicionales sobre la recuperación de catalizadores y el procesamiento de las corrientes para establecer la factibilidad técnica y de ingeniería de estos procesos.

Aplicación de la gasificación del carbón Aunque la tabla 9-19 menciona algunos de los productos que pueden obtenerse por refinación del gas crudo que sale del gasificador, la aplicación de la gasificación del carbón incluye un procesamiento considerable de la corriente inferior del gasificador. En la figura 9-15 se muestra un diagrama donde es posible observar la complejidad de este proceso. En esta figura, el área denotada como "gasificación" incluye el abastecimiento del carbón y los reactivos gaseosos (aire u oxígeno y vapor). Algunas sustancias específicas, polvo y alquitranes deben eliminarse y también se debe disminuir el contenido de azufre, con objeto de cumplir los reglamentos oficiales para la combustión de combustibles gaseosos. Llegando a este punto, el producto del gasificador ya es un combustible útil: combustible gaseoso de bajo Btu para gasificadores a base de aire y combustible gaseoso de mediano Btu para gasificadores a base de oxígeno.

El área denotada como "Refinación de productos" incluye una eliminación más completa del azufre, con objeto de evitar la desactivación del catalizador; el ajuste en la composición del gas mediante una reacción agua-gas [véase la reacción (9-17), tabla 9-17]; y para producir un gas de alto Btu transportable por tubería (también conocido como SNG), la completa conversión a metano [véase la reacción (9-18), tabla 9-17]. Como puede observarse en la tabla 9-17, la reacción agua-gas es ligeramente exotérmica, pero requiere la adición de vapor, lo que produce un arrastre de energía en el proceso total. La reacción de formación del metano es altamente exotérmica y el calor liberado se utiliza por lo general para la producción de vapor, que puede emplearse para el calentamiento o en la producción de potencia.

La centralización de la gasificación en todo el proceso de conversión del carbón está perfectamente justificada por los productos finales y sus usos potenciales. La mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono, producido en la síntesis de gas, puede utilizarse para preparar sustancias químicas o para obtener hidrocarburos líquidos (licuefacción indirecta). Si se modifica la relación vapor-gas en la reacción que incluye estas dos sustancias, es posible producir hidrógeno puro para aplicarlo en la producción de amoniaco y refinación del petróleo. Finalmente, en la licuefacción directa o en la hidrogenación de carbón, el hidrógeno debe abastecerse, por lo general, a través de la gasificación del carbón o como residuo no reaccionado del proceso de hidrogenación.

Purificación y refinamiento del gas La mayor parte de las etapas mostradas en la figura 9-15, en lo que se refiere a las corrientes inferior y superior de la unidad real de gasificación, son de diseño convencio-

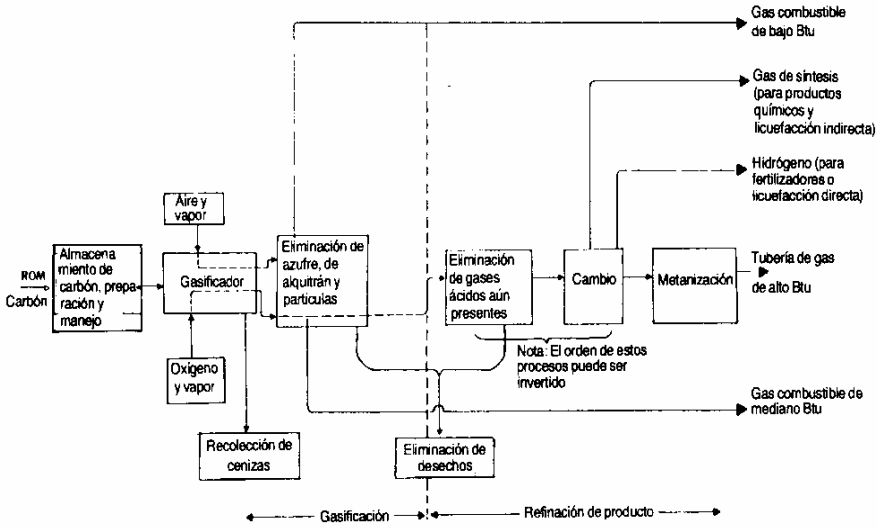


FIG. 9-15 Descripción de sistemas generales: gasificación superficial del carbón.

TABLA 9-20 Sistemas de eliminación ácido-gas para la gasificación del carbón

Disolventes	Intervalos de operación, presión parcial del CO_2	Selectividad*		Requisitos de uso†
		H_2S/CO_2	CO_2/HC	
Aminas				
MEA‡	Bajo	1	8	10
TEA‡	Bajo	3	8	7
Carbonato caliente				
Benfield	Moderado	6	9	4
Giammarco Vetrocoke	Moderado	9	9	4
Disolventes físicos				
Metanol (Rectisol)	Alto	7	2	2
Selexol	Alto	9	3	1
Disolventes mezclados				
Metanol más DGA	Moderado	1	3	5

FUENTE: Fleming y Primack (IGT), presentado en el 81st. National Meeting, AIChE, Kansas City, Mo., April 1976.

* Escala numérica arbitraria, 1 a 10: 1 = malo y 10 = excelente.

† Consumo, 1 a 10: 1 = baja y 10 = alta utilización de servicios.

‡ MEA, metiletanolamina; TEA, trietanolamina.

nal. El manejo, almacenamiento, reducción de tamaño y alimentación del carbón, son analizados en otras porciones de esta sección y en otras secciones de este manual (véanse "Combustibles sólidos: carbón" y "Combustión de combustibles sólidos en alimentadores mecánicos y en suspensión" de esta sección, y también en las secciones 7 y 8). La eliminación de partículas y gotas de aceite y alquitrán de los gases es una parte muy conocida del proceso. En la figura 9-12 se representa un gasificador Lurgi, que incluye un lavador de gases de diseño relativamente simple pero eficaz. En las secciones 14 y 18 se proporciona información adicional sobre la depuración de los gases, donde se analizan los aspectos de la ingeniería de estos sistemas.

El ajuste de la composición del gas por el empleo de la reacción agua-gas con un reactor catalítico externo se muestra en la figura 9-15, previamente analizada. El reciente desarrollo de catalizadores resistentes al azufre para esta reacción, permite alguna versatilidad en la localización de esta etapa de procesamiento. Los diseñadores de sistemas de planta totales han mostrado preferencia para ubicar el reactor principal (agua-gas) inmediatamente después de las unidades de eliminación de partículas; en un sistema presurizado esto permite una alta temperatura del gas de salida del proceso. Esta ubicación permite el empleo de vapor en la reacción principal (agua-gas) del gasificador y elimina la necesidad de recalentar los gases después de haber retirado por completo el azufre.

Una importante función de la sección de purificación del gas en una planta de gasificación de carbón es la eliminación de CO_2 y H_2S (gases ácidos). Los propietarios de los procesos ofrecen diversos disolventes químicos y físicos para la eliminación de los gases ácidos. En la tabla 9-20 se listan uno o dos disolventes usuales para cada clase de absorbentes. Las aminas alcalinas y las soluciones de carbonato calientes reaccionan químicamente con los gases ácidos. Estos disolventes requieren calentamiento para regenerarse y poder continuar su función de eliminar gases ácidos. Como resultado de esto, su consumo es elevado. Los disolventes físicos pueden regenerarse con una menor cantidad de energía calorífica, pero su operación requiere una presión elevada.

Una característica importante del disolvente es su selectividad. Para la purificación de un gas que será utilizado como combustible los únicos componentes ácidos que deben eliminarse son los que contienen azufre. En sistemas de esta naturaleza, un disolvente físico como el Selexol (nombre comercial dado por la empresa Allied Chemical Company) debería ser el adecuado. Los disolventes a base de aminas, desarrollados originalmente para emplear con gas natural, tienen una excelente selectividad de hidrocarburos. Cuando se requiere una eliminación total de compuestos de azufre y dióxido de carbono para el procesamiento de las corrientes inferiores con catalizadores sensibles, es posible que se requiera más de una etapa de eliminación, a fin de evitar daños en el catalizador.

Aspectos económicos de la gasificación del carbón En la literatura se han citado desde 1970 diversos aspectos de los costos de gasificación del carbón. Por regla general, estos datos estaban fuera de época en el momento de ser publicados. La inflación de dos dígitos incrementó los costos de casi todo el equipo, mano de obra y materiales. Aunque se cree que los precios del petróleo y el gas natural han aumentado mucho, los gases combustibles obtenidos por la gasificación del carbón no han llegado a ser competitivos con estos productos naturales.

Por desgracia, la exactitud de estas estimaciones no es confiable. Gran parte (casi el 70%) de los costos de producción se relacionan con la inversión de capital para la planta. En realidad, las estimaciones hechas sobre inversión de capital presentan siempre desviaciones respecto a los valores que se publican. Dichos costos de capital se obtienen mediante el sistema de factores. Para efectuar esto, los costos de capital de los equipos se estiman y multiplican por diversos factores para generar los costos de instalación, tubería, instrumentación, electricidad, etc., asociados con estos equipos. Estos factores no han mostrado ser representativos de plantas que manejan grandes volúmenes de gases y sólidos, pero sí son más usuales en plantas donde se procesan líquidos, como refinerías de petróleo y plantas de productos químicos. A consecuencia de esto se han encontrado errores hasta de 30% cuando una estimación de costos se ha efectuado con base en factores respecto a la estimación con producto obtenido en la línea.

Si se toman en cuenta valores en dólares de 1978 y se supone un financiamiento en el que el 75% del capital es prestado, se estima que el gas natural sintético producido a partir de lignito costará entre 5 y 6.50 dólares/10^6 Btu (1.05 GJ). Una planta que produce entre 125 y 250 millones scfd (3.5 a 7.0 m^3) requerirá una inversión de 9000 a 10 000 dólares por cada 10^6 Btu producidos por día. Esto es equivalente a 2500 millones de dólares para una planta que produzca 250 millones de scfd de SNG. Debe hacerse notar que estos costos variarán con la inflación y con la cantidad disponible en créditos. Esto da como resultado una duplicación de los efectos inflacionarios, ya que las tasas de interés aumentan con el aumento de los costos y los valores actuales tienden a decrecer.

A pesar de los esfuerzos que se están realizando por investigar y desarrollar procesos, parece difícil que puedan alcanzarse reducciones

sustanciales en los costos de estas plantas. Casi el 80% de los costos de las plantas de gasificación del carbón corresponde a equipos convencionales, que no pueden ser alterados sustancialmente por nuevas tecnologías de gasificación. Las mejoras que se hagan serán muy lentas, mínimas y dependerán de los sistemas de utilización comercial existentes. Las únicas mejoras que pueden realizarse deberán tener una orientación práctica.

LICUEFACCIÓN DIRECTA DEL CARBÓN

REFERENCIAS GENERALES: Donath, *Chemistry of Coal Utilization*, suppl. vol., ed. por Lowry, Wiley, New York, 1963. Gorin, *Chemistry of Coal Utilization*, 2d suppl. vol., ed. por Elliot, Wiley, New York, 1981. Wu y Storch, *Hydrogenation of Coal and Tar*. U.S. Bur. Mines Bull. 633, 1968.

Antecedentes El objetivo primario de cualquier proceso de licuefacción de carbón es incrementar la razón hidrógeno-carbono y eliminar azufre, nitrógeno, oxígeno y cenizas del carbón. En la tabla 9-21 se muestran las relaciones hidrógeno-carbono en procesos de carbón a petróleo crudo y gasolina junto con las cuatro técnicas que existen para cumplir estos objetivos. La licuefacción directa del carbón se refiere a cualquier proceso en el que se hacen reaccionar carbón e hidrógeno a alta presión y temperatura con o sin disolvente donador de hidrógeno y catalizador. Las tres primeras técnicas de la tabla 9-21, hidrogenación directa, extracción por disolventes y pirólisis, siguen este enfoque. La cuarta técnica, hidrogenación catalítica del monóxido de carbono o licuefacción indirecta convierte primero el carbón en gas de síntesis, que es sometido después a purificación y usando un catalizador se obtienen los productos líquidos. Una ruta alterna de licuefacción indirecta convierte el gas de síntesis purificado en metanol, para su empleo como combustible o para su conversión en gasolina.

Esta tecnología de licuefacción de carbón en combustible sintético no es nueva. En 1913, el doctor Friedrich Bergius descubrió la técnica de agregar hidrógeno al carbón a una presión de 200 atm (2940 lbf/in^2) y una temperatura aproximada de 450 °C (842 °F). En estas condiciones, la mayor parte del oxígeno fue hidrogenado hasta obtener agua, algo de nitrógeno se convirtió en amoniaco y la mayor parte del azufre se convirtió en sulfuro de hidrógeno (ácido sulfhídrico). El hidrógeno se combinó químicamente con el carbón para producir un líquido similar al petróleo. Después de algunas investigaciones en la I.G. Farben, se llegó al descubrimiento de catalizadores que incrementaron la velocidad de adición de hidrógeno al carbón. En 1924 se despertó el interés del U.S. Bureau of Mines, a raíz de la visita hecha por A.C. Fieldner a varias instalaciones en Alemania, Francia e Inglaterra para familiarizarse con sus investigaciones sobre carbón. La producción de

TABLA 9-21 Enfoques básicos de la conversión del carbón en hidrocarburos líquidos

1. Hidrogenación directa a elevada presión y temperatura, con o sin catálisis
2. Extracción por disolvente (donador de hidrógeno)
3. Pirólisis
4. Hidrogenación catalítica del monóxido de carbono

	Carbón bituminoso	Lignito	Petróleo crudo	Gasolina
H/C	0.8	0.7	1.8	1.9

los combustibles líquidos sintéticos y otros productos químicos llegó a ser muy notable a mediados de la década de 1920. En 1927, el U.S. Bureau of Mines estableció un laboratorio para investigar la termodinámica y la cinética de las reacciones químicas para la producción de alcoholes e hidrocarburos a partir de monóxido de carbono e hidrógeno. En 1939, la producción de gasolina en Alemania era de 1 millón de toneladas/año y en Inglaterra de 150 000 tons/año.

Las investigaciones en el Bureau of Mines llevaron también a la verificación de la técnica descubierta por Fisher y Tropsch en 1926 respecto al descubrimiento de un catalizador para producir hidrocarburos líquidos similares al petróleo empleando agua en fase gaseosa a presión atmosférica y temperatura de 135 a 250 °C. Si se utiliza un catalizador de cobalto-cobre-manganeso a una temperatura de 275 °C, es posible producir 1.7 gal de aceite/1000 ft^3 de gas que contenga 34% de peso de combustible para motor. Las plantas comerciales alemanas operan a presiones entre 1 y 10 atm (14.7 a 1470 lbf/in^2) y temperaturas de catalizador de 180° a 210 °C.

A principios de la década de 1950, el Bureau of Mines construyó y puso en marcha una planta de demostración en Louisiana, Missouri, aplicando la tecnología de hidrogenación catalítica de carbón y monóxido de carbono para producir combustibles líquidos. Desde ese tiempo, la química de la licuefacción del carbón ha producido varias modificaciones de los cuatro tipos de procesos de licuefacción. Entre estas modificaciones se incluyen la hidrogenación catalítica en lechos fijos y agitados, hidrofraccionamiento de haluros de cinc (*hidrocracking*), reacción de gas de síntesis rico en monóxido de carbono y vapor con carbón y una combinación de extracción con disolvente e hidrogenación catalítica en una licuefacción de dos etapas.

En la actualidad, los procesos más avanzados de licuefacción directa del carbón son el de carbón refinado en disolvente (SRC), disolvente donador Exxon (EDS) y el H-Coal. Estos se comparan en un diagrama de flujo generalizado en la figura 9-16 y son analizados posteriormente con detalle.

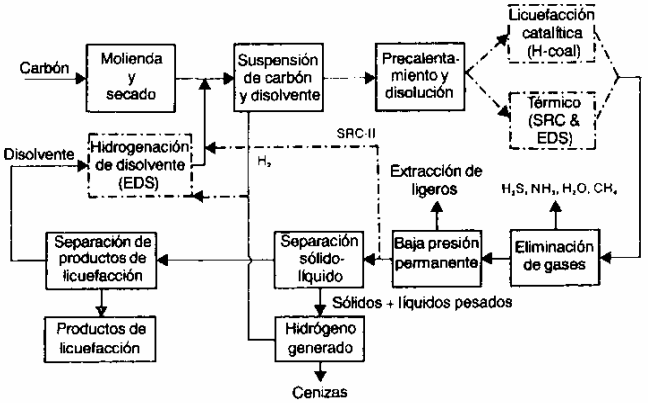


FIG. 9-16 Diagrama generalizado de flujo para la licuefacción directa del carbón.

iversión del

ura, con o sin catálisis

ideo do	Gasolina
3	1.9

uctos químicos llegó 20. En 1927, el U.S. ıvestigar la termodi- ara la producción de e carbono e hidróge- nia era de 1 millón de).

evaron también a la r y Tropsch en 1926 a producir hidrocar- gua en fase gaseosa a) °C. Si se utiliza un mperatura de 275 °C, as que contenga 34% omerciales alemanas f/in^2) y temperaturas

f Mines construyó y Louisiana, Missouri, tica de carbón y mo- líquidos. Desde ese ha producido varias de licuefacción. En- nación catalítica en haluros de cinc (*hi-* nonóxido de carbono ción con disolvente e los etapas.

le licuefacción direc- nte (SRC), disolvente paran en un diagrama tados posteriormente

Cinética de la licuefacción directa Todos los procesos de licuefacción directa pueden considerarse constituidos de tres etapas básicas: **1)** formación de una suspensión de carbón en un disolvente que sirva como vehículo adecuado, **2)** disolución del carbón en condiciones de alta presión y temperatura y **3)** transferencia del hidrógeno a los productos de carbón disueltos.

En el intervalo de temperaturas de 350 a 450 °C (662 a 842 °F), el carbón se disuelve en un tiempo aproximado de 1 min. Se supone que los disolventes sirven como promotores del fraccionamiento del carbón en fragmentos más pequeños. Los disolventes pueden estabilizarse a través de reacciones con las moléculas del mismo disolvente o con moléculas de hidrógeno de otros disolventes donadores o en una fase gaseosa.

Wen y Hahn utilizaron datos sobre carbón Illinois, River King (hvCb) y Kentucky No. 9 (hvBb) para obtener la ecuación de velocidad para la disolución del carbón bajo presión de hidrógeno. Estos datos se presentaron en el intervalo de temperaturas de 375 a 500°C y presiones de hasta 136 atm (0-2000 psig). Una expresión de velocidad empírica fue propuesta como

Velocidad de disolución = constante de velocidad x fracción de sólidos orgánicos no disueltos x razón carbón-disolvente

$$r_A = k_{0\,\exp} \cdot E/RT \exp\,(0.000684\,P_{H2})\,(C_{s0})\,(1\text{-}X)(C/S)$$

$$r_A = k_0 \exp -E/RT \exp\,(0.000684\,P_{H_2})(C_{s0})(1 - x)(C/S) \qquad (9\text{-}21)$$

donde r_A = velocidad de disolución, g/(h·cm^3) por volumen del reactor

C_{s0} = fracción en peso de compuestos orgánicos en el carbón no reaccionado

k_0 = constante de velocidad, g/(h·cm^3) por volumen de reactor

P_{H2} = presión parcial del hidrógeno, psia

X = conversión, sólidos orgánicos/sólidos orgánicos en el carbón original

C/S = relación en peso carbón-disolvente.

Suponiendo una dependencia de la temperatura según Arrhenius, se han informado las conversiones teórica y experimental para los siguientes valores:

Constante	Illinois, River King (hvCb)	Kentucky No. 9 (hvBb)
k_0	2125 g/(h·cm^3)	15.3 g/(h·cm^3)
E	11 kcal/(g·mol)	4.5 kcal/(g·mol)

Los valores pequeños de energía de activación sugieren que la velocidad de disolución se controla por contradifusión de componentes orgánicos de la superficie del carbón y el hidrógeno disuelto en la mezcla disolvente-hidrógeno. La velocidad de disolución, aparentemente exponencial, depende también de la presión parcial del hidrógeno.

Un mecanismo de radicales libres fue propuesto también para la disolución de carbón en disolventes donadores de hidrógeno. La disolución inicial fue considerada como un proceso térmico, con una dependencia neta de la velocidad del tipo de disolvente y su eficacia en la estabilización de radicales libres. Cuanto más grande sea la capacidad de donación de hidrógeno por parte del disolvente, su mayor eficacia se encontrará en los radicales terminales. La rehidrogenación del disolvente donador es aparentemente la etapa limitante de la velocidad total del proceso.

Una mezcla de carbón Kentucky No. 9/14 (hvBb) y aceite de creosota se empleó en el estudio en una relación disolvente-carbón de 3 a 1. La solubilidad del hidrógeno se midió experimentalmente en el intervalo de temperaturas entre 100 y 400 °C y presiones de 500 a 3000 psia, simulando la alta temperatura y la presión parcial del hidrógeno que existe en los reactores de licuefacción de carbón. El modelo obtenido de los datos de absorción de hidrógeno corresponde a una reacción de primer orden y su expresión como consumo total de hidrógeno es la siguiente

$$H_c = H_{T_0}[1 - \exp\,(-\alpha k_L t)] \qquad (9\text{-}22)$$

donde $\alpha = H_1/H_T$

H_c = hidrógeno consumido en la reacción, g

H_{T0} = hidrógeno total, $t = O$, g

H_L = hidrógeno en la fase líquida, g

H_T = hidrógeno total en el tiempo t, g

t = tiempo, min

k_L = constante de velocidad para modelos de primer orden, min^{-1}

La solubilidad del hidrógeno en el disolvente de licuefacción del carbón, se representa por un coeficiente de la ley de Henry:

$$\beta = S/P_{H2}$$

donde S = solubilidad, g H_2/g de aceite

P_{H2} = presión parcial de hidrógeno, psia

$\beta \times 10^7$, g H_2/(g aceite · psia)	T, °C	α	T, °C
5.95	100	.183	385
6.94	200	.193	400
7.75	300	.196	410
9.65	400	.211	435

Una gráfica de Arrhenius de velocidades de transferencia de hidrógeno, proporciona una energía de activación de 21 kcal/mol y un factor de frecuencia de 1.06×10^5 min^{-1}. Según estos valores, parece que los efectos de transferencia de masa son pequeños y que la velocidad de desaparición de hidrógeno estaba cinéticamente controlada.

Los disolventes y el calor facilitan la degradación térmica del carbón para formar radicales libres de bajo peso molecular. Estos radicales pueden estabilizarse por transferencia de hidrógeno a partir de un disolvente hidroaromático. Las funciones del hidrógeno gaseoso disuelto y de los catalizadores son rehidrogenar el disolvente. Los catalizadores son considerados principalmente como eliminadores de nitrógeno y azufre y ayudan a la formación de productos líquidos ligeros.

Se ha propuesto una absorción de hidrógeno de primer orden en aceite de creosota, para el cual se considera que este aceite es un disolvente adecuado derivado del carbón. El progreso de la conversión de carbón se midió sobre la base de una fracción de productos orgánicos solubles en benceno o piridina. Cuando la conversión es superior al 90%, los resultados para los dos disolventes son similares.

La velocidad de consumo de hidrógeno en fase gaseosa en el reactor de licuefacción se expresó como

$$-rH_2 = \frac{1}{S}\frac{dN_{H_2}}{dt} = k_g(P_{H_2} - P_{H_{2i}}) \qquad (9\text{-}23)$$

donde rH_2 = velocidad de consumo (desaparición), (g·mol/cm^2·h)

S = área superficial de absorción, cm^2

NH_2 = moles de hidrógeno, g·mol

k_g = coeficiente de transferencia de masa del lado del gas, (g·mol)/(cm^2·h·atm)

P_{H2} = presión parcial de hidrógeno, atm

P_{H2i} = presión parcial del hidrógeno en la entrecara gas-líquido, atm

Integrando esta expresión para la longitud del reactor,

$$-\ln\,(Y_{H_2O}/y_{H_{2i}}) = k_g a R_l P_T V_R / F_G \qquad (9\text{-}24)$$

donde $k_g a$ = coeficiente global o total de absorción de gas, (g·mol)/(h·cm^3·atm)

R_l = estancamiento de líquido

P_T = presión total, atm

V_R = volumen del reactor, cm^3

F_G = velocidad total de flujo de gas, (g·mol)/h

El estancamiento del líquido R_l puede estimarse utilizando la correlación de Lockhart-Martinelli para reactores de gran diámetro o la correlación de Nicklin para diámetros pequeños, menores de 7 cm.

La temperatura, las condiciones hidrodinámicas del reactor y el catalizador pueden afectar el coeficiente global de absorción del gas ($k_g a$). Los valores de ($k_g a$) se presentan en la figura 9-17 y muestran

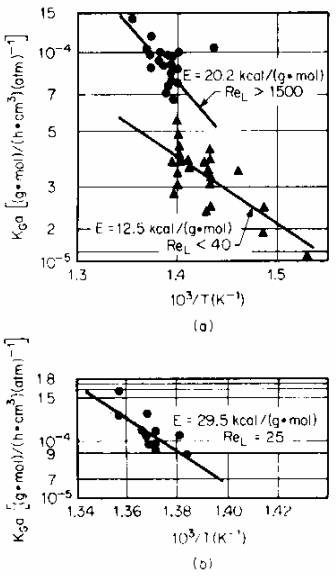


FIG. 9-17 Efecto de la temperatura en el coeficiente de velocidad de la disolución de carbón, incluyendo la influencia hidrodinámica. (*a*) Sistemas no catalíticos. (*b*) Sistemas catalíticos.

que al incrementar la temperatura y tener turbulencias, el valor de $(k_g a)$ se incrementa para sistemas catalizados o no catalizados. En la figura 9-18 se puede apreciar que al incrementar la turbulencia se reducen las barreras de difusión y se tiene un efecto más marcado en los sistemas catalizados cuando las velocidades de reacción son mayores. Los efectos de presión sobre el coeficiente de disolución del carbón fueron observados como $P_{H2}^{0.5}$ cuando P_{H2} >50 atm.

El carbón bituminoso empieza a ablandarse en el intervalo de temperaturas de 325 a 350°C. Un mezclado rápido incrementará la transferencia de calor y masa en este régimen al reducirse la resistencia de difusión del hidrógeno en la frontera sólido-líquido. El efecto del número de Reynolds de la suspensión sobre la velocidad de disolución del carbón se muestra en la figura 9-19 para tres carbones. El incremento de la absorción de hidrógeno para sistemas catalíticos, comparado con los sistemas no catalíticos, se debe a una mayor hidrogenación de los líquidos del carbón que origina productos más ligeros y a la eliminación de azufre y nitrógeno.

La reacción de conversión de carbón en aceite ha sido modelada como una serie de etapas de la siguiente manera:

Carbón + disolvente → preasfalteno → asfalteno → aceite

Con ligera formación de gases en cada etapa. Se obtuvieron datos a 13.8 MPa (2000 lbf/in^2) y 400 a 475 °C para un estudio realizado con

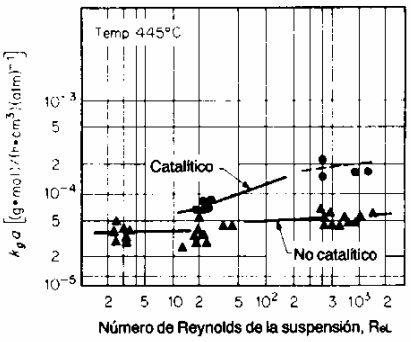


FIG. 9-18 Efecto del número de Reynolds en el coeficiente de velocidad de absorción de hidrógeno para sistemas de licuefacción de carbón catalítico y no catalítico.

carbón Illinois No.6, Burning Star Mine (hvCb), y un proceso entre (232 y 454 °C) para productos pesados. En este estudio se determinaron las energías de activación para las etapas de las series de reacción, que arrojaron los valores siguientes:

Energía de activación, kcal/(g·mol)	Etapa de reacción
15	Preasfalteno → asfalteno
21	Asfalteno → aceite
32	Carbón → preasfalteno

Las estequiometrías para las etapas de reacción a 450°C (843°F) se representaron como sigue:

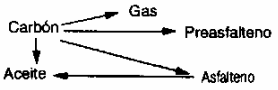
Carbón + 3 disolventes → preasfalteno

Preasfalteno → 2 asfalteno

Asfalteno → 3 aceite

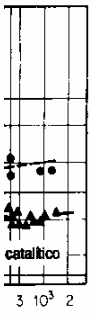
que son congruentes con los valores publicados para los pesos moleculares del disolvente (250), preasfalteno (1000) y carbón (2250).

Se ha propuesto un modelo más complejo de reacciones, obtenido de los resultados de un estudio cinético de licuefacción térmica del carbón sub-bituminoso Belle Ayr. Los datos se obtuvieron en un intervalo de temperaturas de 400 a 470°C (752 a 878°F) para una presión de 13.8 MPa (2000 psig), utilizando aceite de antraceno hidrogenado (HAO) y aceite de fenantreno hidrogenado (HPO) como disolventes en una relación carbón-disolvente de 1 a 15. Los resultados se correlacionaron de acuerdo con el siguiente modelo



Las energías de activación y los factores de frecuencia para las diversas etapas de este modelo se determinaron como sigue:

Reactor	Constante de velocidad	Energía de activación kcal/(g·mol)		Factor de frecuencia, min^{-1}	
		Carbón-HAO	Carbón-HPO	Carbón-HAO	Carbón-HPO
Carbón → aceite	K_o	14.1	28.9	3.11×10^3	2.1×10^8
Carbón → preasfalteno	k_p	13.8	4.3	2.81×10^3	4.94
Carbón → asfalteno	K_a	15.6	8.6	1.12×10^4	9.63×10^1
Carbón → gas	K_g	21.5	10.5	8.72×10^5	3.85×10^2
Preasfalteno → asfalteno	K_{pa}	12.8	33.9	9.66×10^2	2.48×10^9
Asfalteno → aceite	K_{ao}	16.0	25.6	1.42×10^3	1.53×10^7



ensión, Re_L

ciente de velocidad de
carbón catalítico y no

y un proceso entre
tudio se determina-
s series de reacción,

Etapa de reacción
falteno → asfalteno
leno → aceite
in → preasfalteno

a 450°C (843°F) se

para los pesos mo-
) y carbón (2250).
eacciones, obtenido
facción térmica del
uvieron en un inter-
F) para una presión
taceno hidrogenado
) como disolventes
sultados se correla-

leno

no

cuencia para las di-
o sigue:

min^{-1}

rbón-HPO

$,1 \times 10^8$
,94
$,63 \times 10^1$
$,85 \times 10^2$
$,48 \times 10^9$
$,53 \times 10^7$

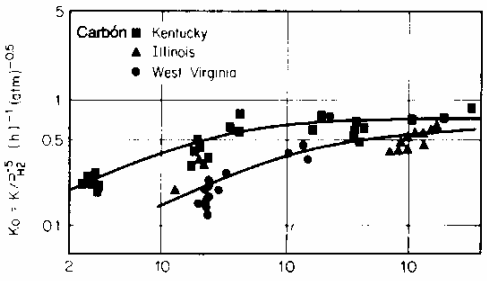


FIG. 9-19 Efecto del número de Reynolds en la velocidad de disolución del carbón para los carbones Kentucky, Illinois y West Virginia.

Las magnitudes de K_g, K_p, K_a y K_o indican la importancia de las reacciones directas con el carbón, donde K_{pa} y K_{ao} son reacciones de hidrofraccionamiento (hidrocracking) en el proceso de conversión. Los datos para K_o y K_{ao} de los experimentos con HPO, muestran el efecto de un disolvente donador de hidrógeno eficaz sobre el producto e indica que la producción de aceite a partir de carbón será incrementada con el empleo de un buen disolvente donador de hidrógeno.

Se investigó la capacidad de los minerales de carbón para catalizar la hidrogenación del aceite de creosota y carbón Kentucky. En la tabla 9-22 se listan los materiales catalíticos investigados. La presión parcial del hidrógeno se utilizó como una medida de la actividad de hidrogenación para esos materiales, como se muestra en la figura 9-20. En la figura 9-21 aparecen los resultados de desulfuración. Los datos de estas dos pruebas catalíticas son coincidentes, excepto para dos materiales. Primero, se determinó que la pirita era un catalizador eficaz en la hidrogenación, pero su efecto en la desulfuración era escasa. Segundo, se obtuvieron resultados contrastantes en experimentos de actividad catalítica para el hierro. De esta manera, se concluye que las diferencias en la composición del carbón y de las cenizas minerales determinará su eficacia para la actividad de la hidrogenación o hidrosulfuración en la licuefacción de carbón.

Procesos de licuefacción directa

Refinación de carbón en disolventes (SRC) Este proceso fue introducido por la compañía Pittsburgh & Midway Coal Mining Co., a principios de la década de 1960.

Proceso SRC-I En el modo de operación SRC-I (sólido-combustible), mostrado en el diagrama de flujo de la figura 9-22, el carbón pulverizado se mezcla con un disolvente derivado del proceso. Después de agregar hidrógeno, la suspensión se bombea hasta un precalentador y de ahí pasa a un disolvedor que opera a una temperatura entre 425 y 470 °C (800 y 878 °F) y a una presión entre 10 y 14 MPa (1450 y 2030 lb/in^2). Las conversiones del carbón alcanzadas para un tiempo de residencia entre 20 y 60 minutos es del 92 al 95%. El efluente del disolvedor se separa en gases y suspensiones en un separador. El gas obtenido de este separador se depura con una solución cáustica diluida, con objeto de eliminar el sulfuro de hidrógeno (ácido sulfhídrico) y el bióxido de carbono. Una parte del gas depurado se purga a fin de evitar la

TABLA 9-22 Descripción de minerales de carbón o agentes catalíticos estudiados

Especies	Clasificación	Descripción
Ankerita (dolomita ferriferrosa)*	Carbonato	Una mezcla isomorfa de $CaMg(CO_3)_2$ y $CaFe(CO_3)_2$.
Calcita*	Carbonato	Una forma cristalina de $CaCO_3$ (clase hexagonal escalenoédrica del sistema hexagonal). Algunas veces, una pequeña parte de Ca se sustituye por hierro, magnesio y manganeso. Es posible que se encuentren presentes arcilla, arena, betún y otras impurezas mecánicas.
Dolomita*	Carbonato	Una sal doble con cantidades equimolares de $CaCO_3$ y $MgCO_3$ y no una mezcla isomorfa de esos dos componentes; por lo general, se encuentra en forma romboédrica curvada.
Caolinita*	Caolín	Un tipo común de arcilla; algunas veces se encuentra en cristales de forma pseudohexagonal (monoclínica); químicamente, es un silicato ácido de aluminio, $H_4Al_2Si_2O_9$ o $2H_2O\text{-}Al_2O_3\text{-}2SiO_2$($H_2O$ = 14%). A veces contiene hierro en pequeñas cantidades.
Moscovita*	Esquisto	Una sustancia silícica en forma de lámina que tiene estructura monoclínica cristalina y se clasifica químicamente como un ortosilicato ácido de potasio y aluminio, $H_2KAl_3(SiO_4)_3$ o $2H_2O\text{-}K_2O\text{-}3Al_2O_3\text{-}6SiO_2$ (H_2O=4.5%). En algunas ocasiones, el potasio se sustituye parcialmente por sodio y algunas variedades contienen un exceso de silicio sobre el indicado.
Pirita	Sulfuro	Una estructura cúbica de FeS_2 que tiene en su estructura cristalina un arreglo del tipo de roca salina con iones de Fe^{+2} y S_2^{-2}, con el hierro rodeado octaédricamente por átomos de S y cada uno de estos átomos tiene un átomo de S y tres de Fe en la vecindad. No es frecuente, pero los átomos de Fe llegan a ser sustituidos por Ni, Co o por ambos. Este compuesto fue obtenido por Matheson, Coleman y Bell (90 a 95% de pureza).
Cuarzo*	Compuesto secundario	Una forma cristalina de SiO_2; pertenece a la clase tridiagonal trapezoédrica del sistema hexagonal.
Siderita*	Carbonato	Una forma cristalina de $FeCO_3$ con cristales oscuros o grisáceos, por lo general romboédricos. Por lo general, se encuentran presentes pequeñas cantidades de calcio, manganeso y magnesio como elementos de sustitución.
Co-Mo-Al	...	Catalizador comercial de la empresa Laporte Industries, Inc. (Comox 451, partículas de extrusión de 1.5 mm); área superficial = 300 m^2/g; volumen de poro = 0.66 mL/g. Análisis químico: 3.7, 12.8, 0.06, 1.4 y 0.03% de CoO, MoO_3, Na_2O, $Na_2O + K_2$, SiO_2 y SO_3, respectivamente.
Hierro	...	Hierro reducido con hidrógeno, de grado reactivo, de la Mallinckrodt, Inc.
Pirita reducida	...	Residuo sólido obtenido de la hidrogenación de la creosota en presencia del 15% en peso de FeS_2 a 425 °C, una agitación de 2000 rpm y presión de hidrógeno inicial de 3000 psig.
Residuo de SRC	...	Obtenido a partir de una torta de filtro obtenida en una planta piloto Wilsonville SRC. Análisis: 55.2% de contenido de cenizas y 13.6% de S, para un material que pasa por la malla-325; y antes del tamizado, 30% de vehículo para filtración, 53.6% de cenizas y 2.9% de S.
Ceniza de carbón	...	Obtenida por combustión de una mezcla de carbón Kentucky No. 9/14 (7.2% de cenizas) en un horno de mufla a 1000 °C; análisis: 13.7% de hierro.
Caolín	...	Obtenido por la compañía W.H. Curtis y Co.

* Minerales obtenidos de David New, Minerals and Books, Providence, Utah.

NOTA: Todos los agentes fueron sometidos a molienda para una malla –325 antes de utilizarse, excepto la moscovita, que sólo se molió hasta una malla –80, ya que tiene una estructura silícica laminar, y excepto también donde se indica.

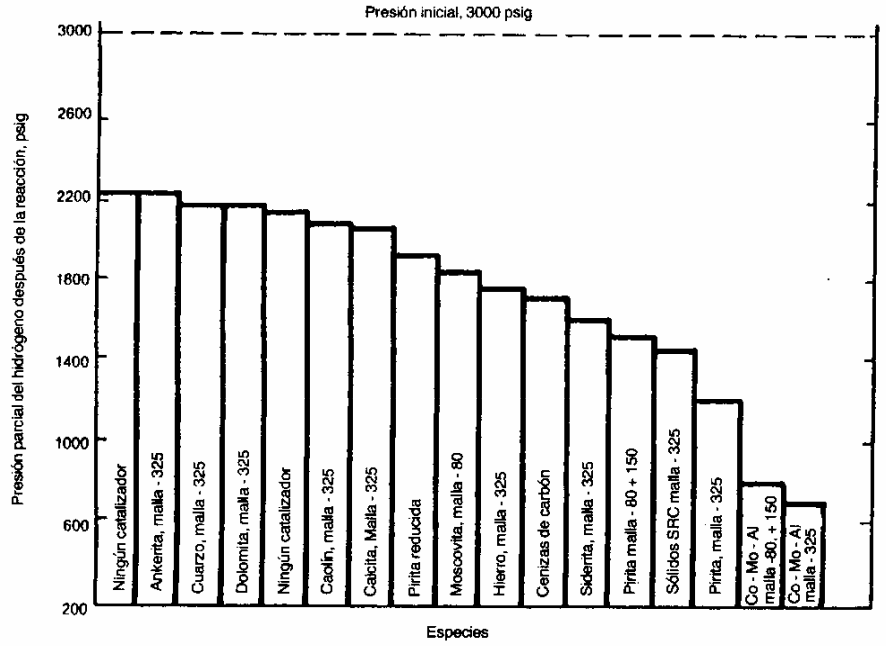


FIG. 9-20 Comparación de la actividad de hidrogenación de algunos catalizadores.

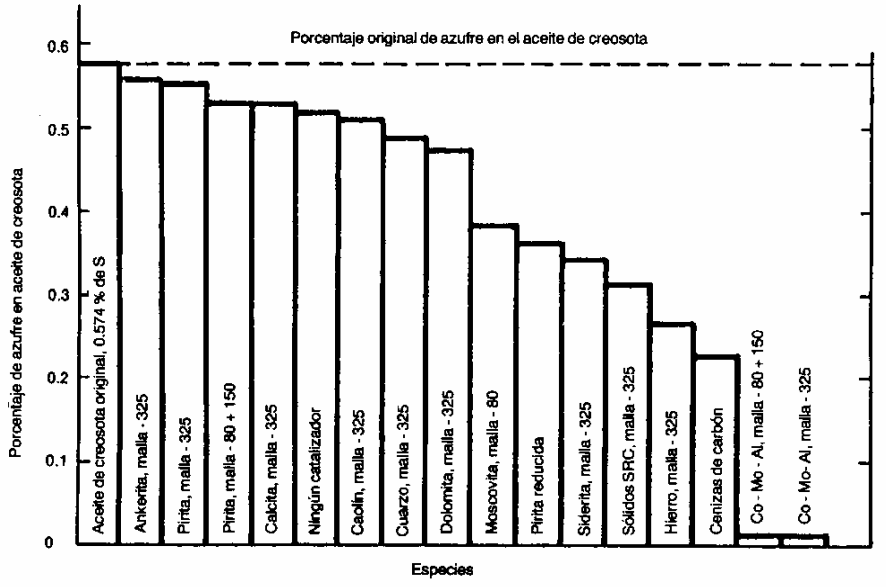


FIG. 9-21 Comparación de la actividad de desulfuración de algunos catalizadores.

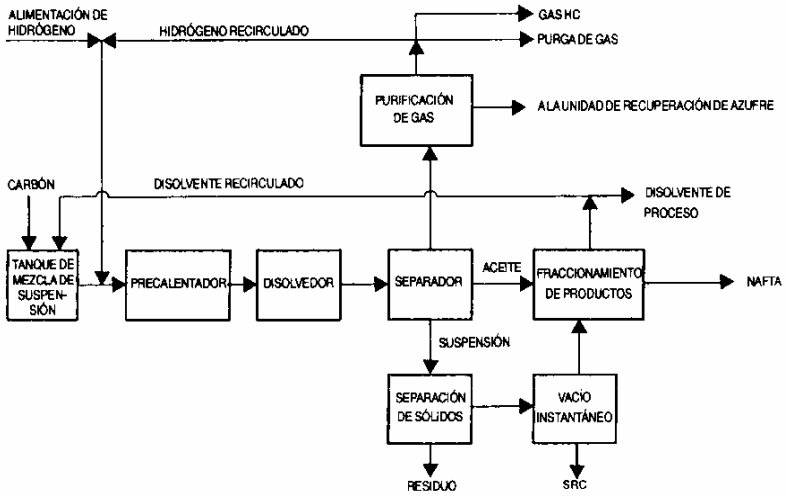


FIG. 9-22 Esquema del proceso SRC-I.

acumulación de no condensables (gases de hidrocarburos C_1 - C_4 y CO), pero la mayor parte del gas es reciclado y retorna al proceso. La suspensión obtenida como producto, después de ser enfriada a 315 °C (600 °F) y despresurizada a 0.8 MPa (116 lbf/in^2) se pasa a través de un tambor rotatorio recubierto o un filtro de hojas para separar el carbón no disuelto y la materia mineral de la solución SRC. Cuando se trate de una planta comercial, estos residuos deberían enviarse al gasificador para producir hidrógeno para el proceso. El filtrado se destila a vacío para separar el disolvente del producto no destilable (SRC) que entonces se solidifica por enfriamiento. El producto SRC está casi libre de cenizas (< 0.16%) y tiene un contenido de azufre de 0.6 a 0.9% y un poder calorífico aproximado de 37.2 MJ/kg (16 000 Btu/lb). En la tabla 9-23 se muestran las condiciones usuales de operación y el producto obtenido para el SRC-I.

TABLA 9-23 Productos obtenidos en un proceso SRC-I en planta piloto

Condiciones de operación	
Carbón	Kentucky del oeste números 9 y 14
Velocidad de alimentación del carbón (maf)	1837 kg/h (2860 lb/h)
Velocidad de alimentación del disolvente	4050 kg/h (6305 lb/h)
Pureza del hidrógeno en el gas de alimentación	94% mol
Temperatura a la salida del disolvedor	724 K (842 oF)
Presión del disolvedor	10.3 MPa (1500 lbf/in2)
Consumo de H2	2.4% peso del carbón maf
Producto obtenido, % en peso del carbón maf	
Hidrocarburos gaseosos C_1-C_4	3.7
Aceite ligero, 193 °C (385 °F)	5.1
Disolvente de lavado, 193-249 °C (385-480 °F)	4.0
Disolvente de proceso, 249-254 °C (480-860 °F)	4.4
SRC	63.0
Cenizas	9.6
Carbón no reaccionado	5.4

Estudios realizados demostraron que los carbones bituminosos Kentucky No.9 y 14, Illinois No. 6, e Indiana V son atractivos para utilizarse en el proceso SRC, no así el carbón sub-bituminoso Wyodak y carbón bituminoso Utah. Al parecer, ciertos componentes de materia mineral en el carbón, en particular compuestos de hierro, pueden tener un efecto catalítico sobre la transferencia del hidrógeno, dando como resultado un incremento en la conversión del carbón. Los contenidos alto de vitrinita y bajo en oxígeno en el carbón son deseables también para alcanzar una alta producción de SRC con bajo consumo de hidrógeno.

Proceso SRC-II El proceso SRC-II es una versión mejorada del proceso SRC, donde una parte de la suspensión del reactor es recirculada en vez del disolvente destilado, como ocurre en el proceso original SRC-I. A causa de la creciente severidad de las condiciones de operación en el proceso SRC-II, el producto primario es un combustible líquido destilado, con un intervalo de ebullición de 217 a 455 °C (423 a 851 °F). En la figura 9-23 se muestra el diagrama de flujo del modo de operación del proceso SRC-II. El proceso general es el mismo para ambos modos desde el tanque de mezcla de suspensión al disolvedor. Sin embargo, en el modo SRC-II la suspensión disuelta se separa en dos corrientes, una de las cuales se recicla al tanque de mezclado de suspensión, mientras que la otra se pasa a una unidad de separación al vacío (*flash*). El condensado de la unidad de vacío se fracciona para producir nafta y destilados medios y pesados. El residuo del vacío es aceite pesado, carbón no reaccionado y materia mineral.

La conversión mayor a productos ligeros en el proceso SRC-II da como resultado un alto consumo de hidrógeno, cuyo valor es entre 4 y 5%, comparado con el 2 a 2.5% para el proceso SRC-I. Esto es causado por el largo tiempo de residencia, alta presión de operación y recirculación de solución de carbón con materia mineral, lo que permite un mayor hidrofraccionamiento en el disolvedor.

Como el residuo mineral se separa como fondos en el equipo de vacío junto con el carbón mineral, la etapa de separación sólido-líquido en el modo SRC-I puede eliminarse del modo SRC-II. El grado de disolución del carbón y la distribución de productos depende mucho de la reactividad del carbón alimentado. Se han probado tres clases de carbones bituminosos de alta volatilidad con objeto de determinar los efectos de la temperatura en el disolvedor, la velocidad de alimentación del carbón en suspensión y la concentración del carbón en los productos obtenidos.

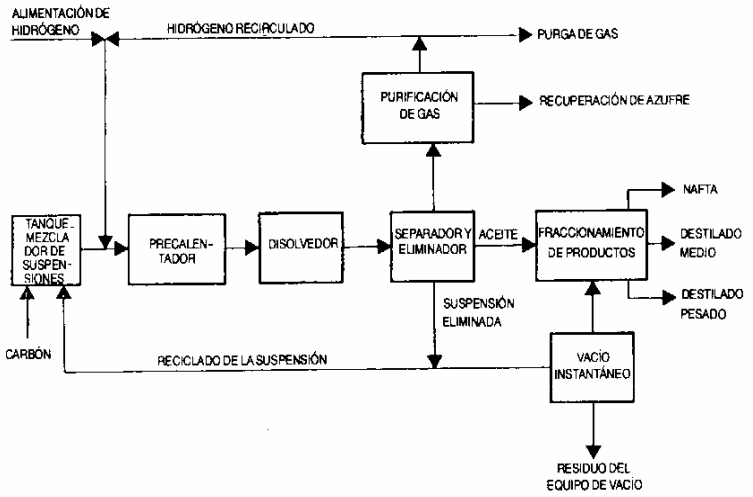


FIG. 9-23 Esquema del proceso SRC-II.

El balance de material efectuado con carbón del oeste de Kentucky, carbón Illinois No.6 y carbón Blacksville No. 2 Pittsburgh Seam, indica que puede obtenerse un alto destilado si se disminuye la concentración del carbón y se incrementa el tiempo de residencia en el disolvedor. En la figura 9-24 se muestra este efecto para un carbón del oeste de Kentucky. Los resultados de las pruebas para los tres carbones se sintetizan en la tabla 9-24. Los carbones del oeste de Kentucky e Illinois No. 6 son más reactivos que el carbón Blacksville No. 2 Pittsburgh Seam.

Proceso Exxon de disolvente donador (EDS) La compañía Exxon Research & Engineering Co. ha desarrollado el proceso EDS, en el que también se licua carbón con un disolvente donador de hidrógeno bajo presión de hidrógeno. Sin embargo, el disolvente es una corriente de recirculación hidrogenada catalíticamente cuyo intervalo de ebullición se encuentra entre 201 y 455 °C (395 a 850 °F). El sistema de licuefacción es un reactor tubular de flujo-tapón ascendente que se divide en cuatro secciones, como se ilustra en la figura 9-25. El disolvente hidrogenado de recirculación se mezcla con carbón fresco y se bom

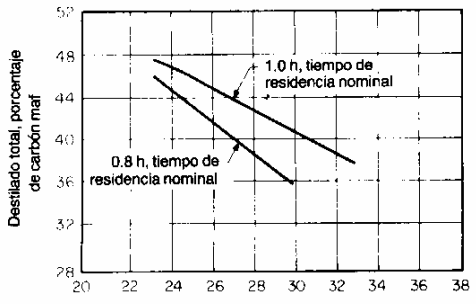


FIG. 9-24 Efecto de la concentración del carbón y del tiempo de residencia nominal en el disolvedor en los productos totales obtenidos de la destilación en el proceso SRC-II (carbón Kentucky del oeste, 460°C, 13.1 MPa).

bea al reactor de licuefacción a través de un horno tubular de precalentamiento. El reactor opera a una temperatura entre 427 y 471 °C (800 a 880 °F) y presión de 10.3 a 13.8 MPa (1490 a 2000 lbf/in^2), similares a las condiciones del SRC-II.

El efluente del reactor se separa por destilación en gases de hidrocarburos ligeros, nafta, destilados y fondos del sistema de vacío. El fondo del vacío, 638 °C + (1180 °F +) puede tratarse con aire y vapor en el proceso Flexicoking de la Exxon para producir algún aceite pesado, un gas combustible de bajo poder calorífico y un residuo de cenizas minerales. El hidrógeno del proceso se produce por la reformación con vapor de los gases de hidrocarburos C_1 - C_4 producido en los reactores de hidrogenación.

La hidrogenación del disolvente recirculado se efectúa en un reactor catalítico convencional de lecho fijo utilizando catalizadores hidrotratados, como molibdato de cobalto o molibdato de níquel. La conversión del carbón y el producto líquido obtenido depende mucho de la composición molecular, el intervalo del punto de ebullición y otras propiedades del disolvente. La compañía Exxon utiliza su propio código Solvent Quality Index (SQI) como el principal criterio de calidad de los disolventes y correlaciona los productos obtenidos de acuerdo con SQI. El SQI puede controlarse ajustando la temperatura del hidrotratador y la conversión del carbón, el producto obtenido y una disminución significativa en el consumo de hidrógeno cuando el SQI es menor que cierto valor. Este valor crítico de SQI depende en apariencia del tipo de carbón y de las condiciones de licuefacción, y los requisitos de calidad del disolvente se reducen de manera significativa cuando hay hidrógeno molecular en el reactor.

El disolvente juega dos papeles importantes en el proceso de licuefacción: **1)** estabiliza los productos líquidos mediante la donación de hidrógeno al carbón y **2)** dispersa y transporta las partículas de carbón a través del sistema de licuefacción. La característica específica del proceso EDS es que el catalizador que se emplea en el proceso no está en contacto con los asfaltenos de alto peso molecular, preasfaltenos o materia mineral, con lo cual se previene una desactivación rápida del catalizador. Utilizar la destilación a vacío proporciona un residuo que, además de alimentar el proceso Flexicoking, puede utilizarse como combustible o alimentación para la gasificación en la generación de hidrógeno.

TABLA 9-24 Productos obtenidos del proceso SRC-II en planta piloto

Carbón	Kentucky del Oeste números 9 y 14	Illinois No. 6 River King	Blacksville No. 2, yacimiento Pittsburgh
Condiciones de operación			
Velocidad de alimentación del carbón seco, kg/h (lb/h)	900 (1984)	911 (2008)	906 (1997)
Composición de la suspensión de alimentación, % peso			
Carbón seco	29.5	29.5	30.3
Disolvente	33.4	35.6	29.8
SRC	23.9	20.0	24.1
Ceniza (en la suspensión recirculada)	8.2	11.0	8.3
Carbón no disuelto (en el disolvente recirculado)	5.0	3.9	7.5
Tiempo de residencia nominal en el disolvedor, h	0.98	0.97	1.00
Pureza del hidrógeno en el gas de alimentación, % mol.	89.8	93.7	91.6
Temperatura promedio en el disolvedor, °C (°F)	461 (862)	457 (855)	456 (853)
Presión en el disolvedor, MPa (lbf/in^2)	13.34 (1930)	13.44	14.09 (2044)
Consumo de H_2, porcentaje en peso de carbón maf	4.8	4.7	3.5
Productos obtenidos, % en peso de carbón maf			
Hidrocarburos gaseosos C_1 - C_4	18.4	15.8	13.5
Nafta, 177 °C- (341 °F–)	14.2	17.0	11.9
Destilado medio, 177-280 °C (341-536 °F) + destilado pesado, 288-454 °C (550-849 °F)	28.2	30.3	22.3
SRC, 454 °C+(849 °F+)	26.1	23.0	36.8
Carbón no disuelto	6.6	5.0	11.9

Se han probado varios tipos de carbón, incluyendo los bituminosos, sub-bituminosos y los de lignito. Diferentes carbones han dado lugar a productos líquidos distintos, con cambios en las condiciones de operación. Para los carbones Illinois No.6 bituminoso, Wyoming sub-bituminoso y lignito Texas, la conversión se incrementó en forma muy ligera después de 40 min. Los carbones de baja calidad dan una conversión ligeramente más alta a causa de la gran cantidad de agua y óxidos de carbono que se producen. Por otra parte, el líquido C_4 a 638 °C (811 K) se ve afectado adversamente por los largos tiempos de residencia a causa del fraccionamiento (*cracking*) de líquidos a gases. El tiempo de residencia óptimo aproximado es de 40 min para el carbón Illinois No. 6, de 60 min para el Wyoming y de 25 a 40 min para el lignito Texas. En la tabla 9-25 se muestran los productos obtenidos por licuefacción en las condiciones de operación que ahí se señalan. Dichos resultados han sido confirmados en una planta piloto de 250 ton/día.

Proceso H-Coal Este proceso ha estado sometido a desarrollo por la Hydrocarbon Research Inc. desde 1964. La operación en el laboratorio y en unidades de desarrollo de proceso (PDU) en escalas de hasta 3 ton/día han sido confirmadas por una planta piloto de 600 ton/día que utiliza varias clases de carbón y demostrando un control satisfactorio de la expansión del lecho catalítico.

Este proceso puede llevarse a cabo en los modos de aceite combustible o syncrude dependiendo del tipo de combustible deseado. En la figura 9-26 se muestra el esquema de flujo del proceso H-Coal. El carbón que se emplea para este proceso se somete a molienda para una malla-60, se seca y se mezcla después con aceite recirculado del mismo proceso, se bombea a 20 MPa (2900 lbf/in^2) y se mezcla con hidrógeno comprimido. La mezcla se precalienta a una temperatura de 371 °C (700°F) y se alimenta por el fondo del reactor catalítico de lecho agitado. El catalizador se mantiene en un estado fluidificado mediante el flujo ascendente de la suspensión y el gas a través del reactor. La actividad del catalizador se mantiene gracias a la adición y retiro de pequeñas cantidades de catalizadora y del reactor que tiene también un tubo interno para la recirculación de la mezcla de reacción a través del lecho catalítico. La temperatura del reactor se mantiene a 454 °C (849 °F). Los productos en forma de vapor que salen por la parte superior del reactor se enfrían para separar un líquido condensado. La corriente de gas se envía a un depurador donde se absorben los hidrocarburos ligeros, amoniaco y el sulfuro de hidrógeno (ácido sulfhídrico). El gas remanente rico en hidrógeno se recircula. El condensado de los vapores del reactor se libera a presión atmosférica y se alimenta a un destilador atmosférico. El producto líquido-sólido del reactor se envía a un sepa-

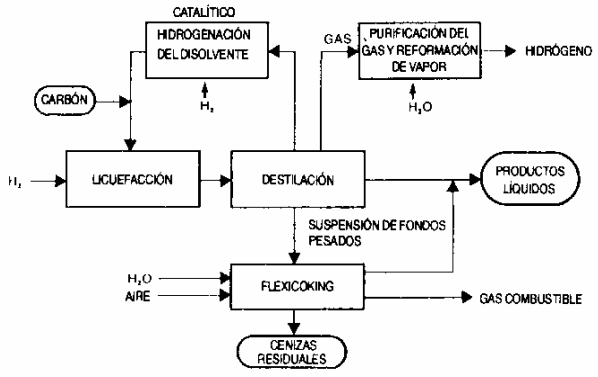


FIG. 9-25 Esquema de flujo del proceso Exxon de disolvente donador.

TABLA 9-25 Productos obtenidos en el proceso EDS*

	Bituminoso Illinois No. 6	Sub-bituminoso Wyoming	Lignito Texas
Tiempo de residencia, min	40	60	25-40
Productos, % en peso de carbón maf			
H_2	-4.3	-4.6	-3.9
$H_2O + CO_x$	12.2	22.3	21.7
$H_2S + NH_3$	4.2	0.9	1.7
C_1-C_3 gas	7.3	9.3	9.1
líquido C_4, 638 °C (1180 °F)	38.8	33.3	33.3
fondos 638 °C + (1180 °F+)	41.8	38.8	38.1

* 10.3 MPa, 449 °C

rador instantáneo (*flash*). Los hidrocarburos líquidos más ligeros se envían a un destilador atmosférico.

El producto de fondo del separador instantáneo es sometido a una separación adicional con un hidroclón con un separador líquido-sólido y por destilación al vacío. En la destilación atmosférica se obtienen destilados ligeros y pesados y en la destilación al vacío, destilados pesados y combustible residual. Una porción del destilado pesado y el derrame del hidroclón se recircula para ser utilizado como vehículo de la suspensión.

La severidad de las condiciones de operación del proceso H-Coal afecta el tipo de combustible producido. En la modalidad de aceite combustible, se emplea una velocidad espacial relativamente alta de la suspensión de 1.25 Mg/(h·m^3) que es posible relacionar con el tiempo de residencia de la suspensión en el reactor H-Coal. La presión parcial del hidrógeno se reduce hasta un valor aproximado de 12 MPa (1740 lbf/in^2); el consumo de hidrógeno es generalmente menor al 4% en peso, sobre la base del carbón seco. En general, hay menor retención de hidrógeno en el aceite si la presión parcial del hidrógeno es baja, lo que da como resultado mayores residuos y menos productos destilados. En la tabla 9-26 se muestran los productos obtenidos en el PDU al utilizarse carbón bituminoso Illinois No. 6. El catalizador que se empleó fue molibdato de cobalto, soportado sobre alúmina. Se produjo un aceite con 0.49% de contenido en azufre [205°C (399°F +)] con un consumo de hidrógeno hasta 3.8% en peso del producto.

TABLA 9-26 Productos obtenidos en el proceso H-coal

	Modo Fuel-oil (Combustóleo)	Modo Syncrude
Velocidad del carbón alimentado, Mg/(h · m^3)	1.35	0.53
Relación de recirculación aceite-carbón	2.1	2.1
Temperatura del reactor, °C (°F)	453 (847)	453 (847)
Presión parcial de hidrógeno, MPa (lbf/in^2)	12.1 (1750)	12.6 (1827)
Productos obtenidos, % peso de carbón seco		
C_1-C_3	7.71	9.97
C_4, 204 °C (399 °F)	16.90	23.66
205-524 °C (401-975 °F)	18.28	23.21
524 °C+(975 °F+)	32.45	19.25
Carbón no convertido	6.75	5.68
Cenizas	10.95	11.67
H_2O	6.67	7.37
NH_3	0.53	0.84
H_2S	2.55	2.65
$Co + CO_2$	1.01	0.95
Total	103.80	105.25
Consumo de H_2, % peso de carbón seco	3.80	5.25
Azufre en aceite a 205 °C+ (399 °F+), porcentaje en peso	0.49	0.26

En la tabla 9-26 se muestran también los resultados obtenidos en el modo syncrude con una velocidad espacial de 0.53 Mg/(h·m3). En ge-

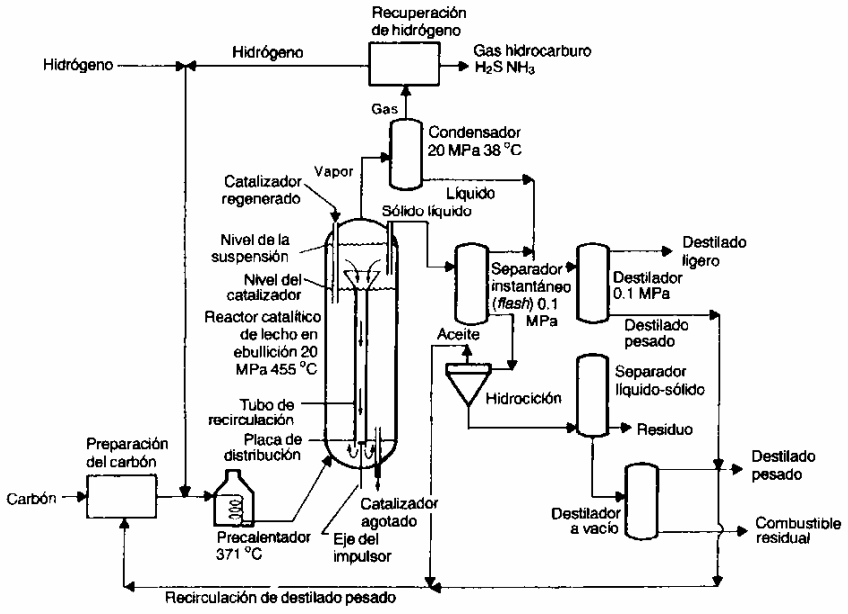


FIG. 9-26 Esquema del proceso H-Coal.

proceso H-coal

Modo Syncrude
0.53
2.1
453 (847)
12.6 (1827)
9.97
23.66
23.21
19.25
5.68
11.67
7.37
0.84
2.65
0.95
105.25
5.25
0.26

tenidos en el PDU al
italizador que se em-
limina. Se produjo un
C (399°F +)] con un
oducto.
lados obtenidos en el
3 Mg/(h·m3). En ge-

tilado
ado

mbustible
idual

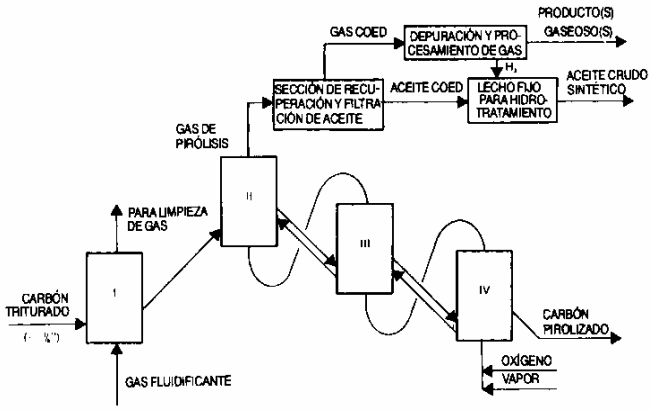


FIG. 9-27 Proceso COED de pirólisis de carbón.

neral, si se mantienen constantes las demás variables, la reducción en velocidad espacial disminuye los residuos, pero incrementa la nafta producida. El consumo de hidrógeno es mayor en el modo syncrude hasta un 5.25% en peso sobre la base del carbón seco. El porcentaje del líquido total obtenido era de 73 y 76% en peso sobre la base de carbón libre de cenizas y de humedad para los modos syncrude y aceite combustible, respectivamente.

Como sucede en los procesos SRC, uno de los mayores problemas en este proceso ha sido la separación de sólidos. El proceso H-Coal utiliza hidrociclones para eliminar aproximadamente las dos terceras partes de sólidos contenidos en el líquido de recirculación empleado como vehículo. En el modo syncrude, la separación del carbón no reaccionado y cenizas del líquido puede lograrse por destilación al vacío. En el modo de aceite combustible es necesario tener un método eficiente de separación sólido-líquido; para lograr esto, se ha seleccionado un método de precipitación de antidisolventes.

Procesos de pirólisis del carbón Otro enfoque para lograr la licuefacción del carbón es la pirólisis, que produce aceite crudo sintético, gas y carbón pirolizado, como se demostró en el proceso COED, esquematizado en la figura 9-27. El carbón triturado se seca y calienta antes de pasarlo a una serie de reactores de lecho fluidificado en orden creciente de temperatura. En cada etapa, una parte del material volátil del carbón se libera, manteniendo en cada etapa una temperatura ligeramente menor a la que podría aglomerarse y desfluidificarse el producto. Se utilizaron cuatro etapas con temperaturas de 316, 454, 538 y 816 °C (600, 850, 1000 y 1500 °F), pero las operaciones variaron debido a las diferentes propiedades de aglomeración del carbón. El calor requerido para el proceso se genera a partir de la combustión de carbón pirolizado en la última etapa y haciendo circular este carbón caliente y los gases a las demás etapas. Los productos volátiles se condensaron en un sistema de recuperación y el aceite obtenido de la pirólisis se filtró para eliminar de él las partículas finas. El aceite filtrado se hidrotrató en un reactor de lecho fijo con hidrógeno a una temperatura entre 371 y 427 °C (700 y 800 °F), a fin de quitarle azufre, nitrógeno y oxígeno, para obtener de esta manera un crudo sintético de 25 a 30° API.

En las tablas 9-27 y 9-28 se presentan las condiciones usuales de operación y los productos de pirólisis obtenidos para dos carbones bituminosos, Utah A e Illinois No. 6. Los resultados se obtuvieron a partir de una planta piloto de 36 ton/día ubicada en Princeton, New Jersey. Se obtuvo un producto neto de aceite de 1.23 bbl/ton para el carbón Utah, contra 1.10 para el carbón Illinois. El mayor problema con cualquier proceso de pirólisis es el alto contenido de carbón pirolizado en el producto.

Pirólisis e hidropirólisis instantánea (flash) La pirólisis del carbón a temperaturas elevadas para un tiempo de residencia corto se denomina pirólisis instantánea y produce gases, líquidos y carbón pirolizado. El incremento en el contenido de hidrógeno en los gases y líquidos es el resultado de eliminar carbono del proceso como carbón pirolizado que contiene una cantidad mínima de hidrógeno. Se han probado varios procesos en una escala relativamente pequeña. Ninguno ha demostrado su potencial económico aunque los conceptos técnicos son válidos.

La hidropirólisis instantánea, que es una pirólisis rápida del carbón en presencia de hidrógeno presurizado, podría mejorar la calidad del aceite y líquido producidos. Se requiere gran cantidad de hidrógeno.

La **pirólisis instantánea de la Occidental Research Corporation (ORC)** es un proceso de pirolización muy rápido de partículas de car-

TABLA 9-27 Datos sobre productos de la pirólisis

	Yacimiento Illinois No. 6	Yacimiento Utah A
Productos netos, % peso de carbón seco		
Carbón pirolizado	59.5	54.5
Aceite	19.3	21.5
Gas	15.1	18.3
Licor	6.1	5.7
Productos netos del proceso		
Carbón pirolizado, lb/ton	1190	1090
Aceite, bbl/ton	1.10	1.23
Gas, scf/ton (ft^3 por tonelada)	8810	8545
Licor, gal/ton	14.6	13.7

TABLA 9-28 Propiedades típicas de los aceites de pirólisis

Propiedades del carbón derivado: análisis de elementos	Yacimiento Utah A	Yacimiento Illinois No. 6
% peso, seco		
Carbono	83.8	79.6
Hidrógeno	9.5	7.1
Nitrógeno	0.9	1.1
Azufre	0.4	2.8
Oxígeno	5.0	8.5
Cenizas	0.3	0.9
Densidad API, 60 °F	−3.5	−4.
Humedad, % peso	0.5	0.8
Punto de fluidez, °F	100	100
Viscosidad, SUS 210 °F	390	1333
Sólidos, % peso, base seca	3.8	4.0
Poder calorífico superior, Btu/lb	16 100	15 050

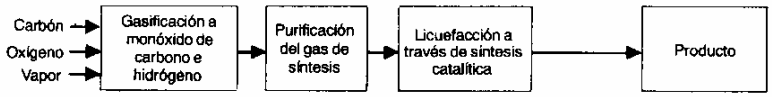


FIG. 9-28 Diagrama de flujo generalizado para la licuefacción indirecta.

bón a temperaturas entre 621 y 679 °C (1149 a 1254 °F) transportadas en una corriente de carbón pirolizado y gas caliente. El proceso tiene la ventaja de las altas velocidades de calentamiento que es posible obtener debido a la recirculación del carbón pirolizado caliente, con lo que se logra la mayor cantidad de productos líquidos de la pirólisis. El proceso ha sido probado en un PDU de 3 ton/día.

Hidropirólisis instantánea o hidropirólisis no catalítica del carbón de bajo tiempo de residencia, es un proceso para la producción de líquidos aromáticos ligeros e hidrocarburos gaseosos. La distribución de productos se ve muy influida por la temperatura y el tiempo a causa de las reacciones competitivas entre la fragmentación de la repolimerización. Varias organizaciones de investigación están apoyando programas de desarrollo de este proceso, en los que se utilizan unidades a escala de banco para determinar las condiciones de operación para maximizar la producción de destilados de alta calidad en fase líquida mediante un proceso de hidropirólisis no catalítica.

En el Brookhaven National Laboratory, el carbón pulverizado se mezcla con hidrógeno precalentado a 775 °C (1427 °F) y la mezcla se alimenta por la parte superior de un reactor tubular de flujo descendente. Cuando se emplea lignito de Dakota del norte a temperaturas en el intervalo de 725 a 750 °C (1337 a 1382 °F) y presión de 13.8 MPa, el producto máximo de los hidrocarburos líquidos más pesados (C_6) es aproximadamente igual al obtenido en el BTX.

El Institute of Gas Technology utilizó un reactor de serpentín a escala de banco para investigar los hidrocarburos obtenidos con este lignito con presiones de operación de 3.5 a 13.8 MPa. Cuando la presión es 13.8 MPa, las conversiones de carbono e hidrocarburos líquidos fueron altas. En condiciones normales de operación, el carbón pulverizado es alimentado por gravedad al reactor mediante una tolva de alimentación y se suministra gas transportador. El tiempo de residencia de los reactivos se varía alterando los flujos del carbón y del gas transportador. El reactor PDU ha sido diseñado con base en los resultados de estudios hechos en una unidad a escala de banco de 23 a 45 kg/h de capacidad. Estudios recientes realizados a escala de banco con carbón bituminoso Illinois No. 6 mostraron que los productos de hidrocarburos líquidos fueron mayores que los obtenidos con lignito Dakota del norte en condiciones similares de operación. Para explorar los métodos para manejar carbón en forma de tortas, se han mezclado arenas de sílice con carbón como diluyente seco.

La compañía Cities Service Co. probó varios carbones y lignitos bituminosos en una unidad a escala de banco, con objeto de determinar la operatividad en un reactor de hidropirólisis con entrada de flujo de pequeño diámetro y una reactividad relativa hacia la conversión del carbono. Las pruebas se hicieron a una temperatura promedio de 704 °C (1299 °F), presión parcial de hidrógeno de 15.2 MPa y tiempo de residencia aproximado de 3 s. El intervalo de conversión del carbono oscila entre 35 y 75% en peso con selectividades para el carbono de aproximadamente 30 a 35% para líquidos.

La Rocketdyne ha probado su proceso de hidropirólisis instantáneo en una unidad PDU de 1 ton/h para estudiar los tiempos de residencia y los requerimientos de hidrógeno del mismo. El carbón pulverizado se alimenta desde un alimentador a alta presión al reactor de flujo con arrastre, mezclándose rápidamente con hidrógeno a alta temperatura inyectado con una máquina inyectora Rocket. El reactor opera por lo general a una temperatura en el intervalo de 760 a 1037 °C (1400 a 1898 °F). El tiempo de residencia se encuentra entre 20 y 200 ms y la

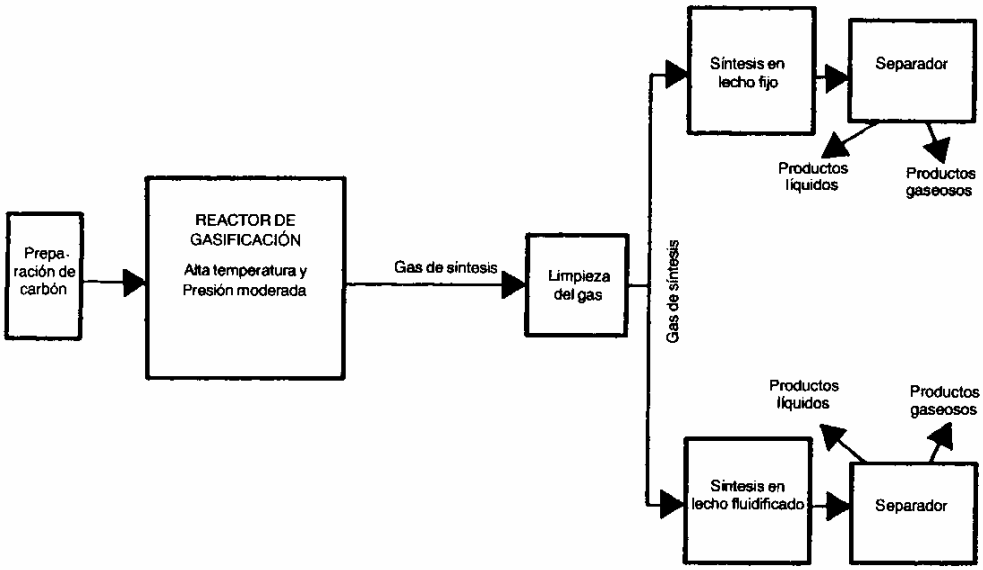
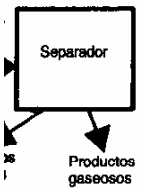


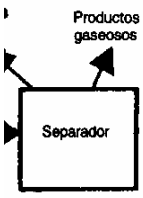
FIG. 9-29 Diagrama de flujo simplificado de la planta SASOL-I para el proceso Fischer-Tropsch.

mediante una tolva de
. El tiempo de residen-
s del carbón y del gas
) con base en los resul-
la de banco de 23 a 45
s a escala de banco con
ie los productos de hi-
tenidos con lignito Da-
ación. Para explorar los
s, se han mezclado are-

los carbones y lignitos
on objeto de determinar
con entrada de flujo de
iacia la conversión del
ura promedio de 704 °C
! MPa y tiempo de resi-
ersión del carbono os-
ara el carbono de apro-

lropirólisis instantáneo
i tiempos de residencia
El carbón pulverizado
i al reactor de flujo con
geno a alta temperatura
El reactor opera por lo
760 a 1037 °C (1400 a
i entre 20 y 200 ms y la





presión de operación entre 3.4 y 10.3 MPa (493 a 1493 lbf/in^2). Se logra alcanzar una relación de hidrógeno a carbón alimentado tan baja como 0.16 en peso. Las conversiones totales alcanzadas fueron aproximadamente del 60%, con una eficiencia térmica de la planta del 75% cuando el carbón pirolizado se gasifica para abastecer de hidrógeno al proceso.

LICUEFACCIÓN INDIRECTA DEL CARBÓN

REFERENCIAS GENERALES: Lowry (ed.), *Chemistry of Coal Utilization*, vols. I y II, Wiley, New York, 1945. Lowry (ed), *Chemistry of Coal Utilization*, suppl. vol., Wiley, New York, 1963. Storch, Golumbic and Anderson, *The Fischer-Tropsch and Related Syntheses*, Wiley, New York, 1951.

Síntesis Fischer-Tropsch En la figura 9-28 se muestra un esquema general para todos los procesos de licuefacción indirecta. Todos aplican las reacciones básicas de Fischer-Tropsch para producir líquidos a partir de hidrógeno y monóxido de carbono.

La síntesis de Fischer-Tropsch (F-T) difiere de los procesos de licuefacción directa descritos recientemente en que se incluyen reacciones catalíticas entre mezclas de hidrógeno y monóxido de carbono conocidas también como gas de síntesis (*syngas*), que pueden obtenerse mediante la gasificación del carbón u otros hidrocarburos en presencia de vapor y oxígeno. La síntesis F-T produce gran cantidad de hidrocarburos parafínicos y olefínicos en vez de los hidrocarburos aromáticos, predominantes en la licuefacción directa del carbón.

Las reacciones básicas en la síntesis F-T son las siguientes:

$$(2n + 1)H_2 + nCO = C_nH_{2n+2} + nH_2O \quad (9\text{-}25)$$

$$2nH_2 + nCO = C_nH_{2n} + nH_2O \quad (9\text{-}26)$$

$$(n + 1)H_2 + 2nCO = C_nH_{2n+2} + nCO_2 \quad (9\text{-}27)$$

$$nH_2 + 2nCO = C_nH_{2n} + nCO_2 \quad (9\text{-}28)$$

$$2nH_2 + nCO = C_nH_{2n+1}OH + (n - 1)H_2O \quad (9\text{-}29)$$

Las reacciones (9-25) y (9-27) producen parafinas, las (9-26) y (9-28) olefinas y la (9-29) alcoholes.

SASOL (acrónimo de Afrikaans for South African Coal, Oil and Gas Corporation) es la única planta comercial en operación para la síntesis F-T. La primera planta SASOL-I se estableció en Sasolburg en 1955 y se muestra en forma esquemática en la figura 9-29. Actualmente se encuentran en operación dos plantas adicionales, SASOL II y III.

SASOL-I incluye reactores Synthol de lechos fijo y fluidificado mientras que SASOL-II sólo emplea reactores de lecho fluidificado, porque este tipo de reactores producen mayor porcentaje de combustible de transportación.

En la siguiente tabla se muestra un producto Synthol característico:

Producto	Producción, porcentaje/peso
Metano	11.0
Etano y etileno	7.5
Propano y propileno	13.0
Butano y butilenos	11.0
Fracción C_5 a 375 °F*	37.0
Fracción a 375-750 °F*	11.0
Fracción 750-970 °F	3.0
Productos más pesados que la fracción a 970 °F	0.5
Otros compuestos químicos	6.0
Total	100.0

* Gasolina

Se ha estimado que el costo de instalación de una planta del tipo SASOL-II en Estados Unidos podría variar entre 2.5 y 3.6 miles de millones de dólares (con base en precios de 1979), dependiendo del lugar donde se construyera la planta. Esto corresponde a un costo aproximado de 60 000 dólares por barril diario.

Se han probado otros métodos para la producción selectiva de materiales específicos a partir del syngas. Algunos de ellos han culminado en los ampliamente conocidos procesos para obtención de metanol y ácido acético. En forma más específica, la compañía Mobil Research and Development Corporation se ha dedicado a los procesos que son atractivos, puesto que son la base para la obtención de gasolina de alto octanaje en gran escala a partir de carbón, tomando como base el syngas y metanol o directamente de syngas sin obtener subproductos en forma simultánea, para los que puede ser difícil encontrar mercado. Estas investigaciones de la Mobil buscan evitar al parecer uno de los mayores obstáculos para emplear la química del Fischer-Tropsch para la obtención de gasolinas a partir del carbón, es decir, la gran cantidad de hidrocarburos de alto peso molecular y productos orgánicos oxigenados que se producen en esta síntesis al mismo tiempo que la gasolina.

Proceso para la obtención de gasolina a partir de metanol Mobil ha desarrollado una familia de catalizadores con alta selectividad del metanol que logran obtener una mezcla de hidrocarburos en el intervalo de las gasolinas. La mezcla tiene un octanaje experimental en el intervalo de 93 a 94; los únicos subproductos son agua, una cantidad relativamente baja de materiales LPG y cantidades aun menores de metano e hidrocarburos C_2. Casi ninguno de los materiales obtenidos tienen pesos moleculares por encima del intervalo de las gasolinas. A consecuencia de la selectividad de los catalizadores de la Mobil y debido a que el metanol puede obtenerse con gran selectividad a partir del syngas, que se puede obtener del de carbón, los catalizadores de esta compañía abren una ruta potencial prometedora para producir gasolina en gran escala obtenida indirectamente del carbón sin que se obtenga ningún subproducto en forma simultánea, que llegaría difícilmente al mercado.

Proceso de obtención de gasolina a partir de gas de síntesis (syngas) La compañía Mobil también ha desarrollado otro grupo de catalizadores que convierten el syngas, con notable selectividad, directamente en una mezcla de hidrocarburos comprendidos en el intervalo de las gasolinas. A diferencia de los catalizadores Fischer-Tropsch, la Mobil produce gasolinas de alto octanaje sólo con trazas de sustancias

TABLA 9-29 Factores para los productos energéticos (con referencia a la gasolina Premium)

Producto	Precios de 1978, $	Poder calorífico, 10^6 Btu	Costo de la energía, $/$10^6$ Btu	Factor *fi*
Sólido SRC*	.....	32.0	1.75	.50
Carbón pirolizado	26.32/ton	16.0	1.65	.47
Alquitrán	14.88/bbl	5.0	2.98	.85
Combustóleo (aceite combustible)	12.35/bbl	6.3	1.95	.56
Aceite No. 2 (combustible diesel)	14.92/bbl	5.2	2.87	.82
Nafta	14.92/bbl	5.2	2.87	.82
LPG	12.04/bbl	4.0	3.01	.86
Gasolina	15.75/bbl	5.0	3.15	.90
Gasolina Premium†	17.50/bbl	5.0	3.50	1.00
Metanol‡	.....	2.7	3.50	1.00
Combustible metil§	.....	2.6	3.36	.96
Butano	13.11/bbl	3.5	3.75	1.07
Propano	12.10/bbl	3.2	3.78	1.08
Todos los gases combustibles¶	.....	...	3.50	1.00
Electricidad	31.06/10^6 Wh	3.4	9.10	2.60

* No hubo ventas en 1978; el precio de la energía se supone 10% menor que el correspondiente al combustóleo (aceite combustible).

† La gasolina Premium es el combustible de referencia; *fi* = 1.00.

‡ No tuvo mercado significativo en 1978; el valor de la energía se supone igual al de la gasolina Premium.

§ No tuvo mercado en 1978; el costo de la energía fue 4% menor al correspondiente al metanol, debido al contenido de agua.

¶ En 1978 hubo una severa regulación de precios para el gas natural; el valor de la energía se fijó como 1.00.

orgánicas oxigenadas o hidrocarburos que tienen pesos moleculares más altos que los correspondientes a las gasolinas. Algunos de los catalizadores de la Mobil producen gasolinas olefínicas y otros producen gasolinas aromáticas. Algunos catalizadores de la Mobil desprenden oxígeno en forma de agua y otros lo hacen como dióxido de carbono. Otros subproductos que se obtienen con catalizadores de la Mobil son materiales LPG, hidrocarburos C_2 y metano.

Las pruebas preliminares de envejecimiento sugieren que algunos catalizadores pueden regenerarse y algunos también exhiben una vida activa relativamente larga. Este trabajo preliminar se ha efectuado en unidades a microescala que tienen una capacidad aproximada de 10 cm^3 de catalizadores en un lecho fijo. Las unidades más grandes (con 100 cm^3 de catalizador) en operaciones de lecho fijo y fluido se han construido también y están en la fase de pruebas.

ASPECTOS ECONÓMICOS DE LA LICUEFACCIÓN DEL CARBÓN

En esta sección se incluye un ejemplo de los aspectos económicos del proceso como una forma de mostrar un método para este tipo de cálculos. Los resultados obtenidos deberían considerarse como estimaciones basadas en el diseño conceptual de la planta y sobre una base relativa más que absoluta.

Se empleó una técnica de producto-valor para determinar el costo del producto de una planta con una variedad de productos que tienen diferentes propiedades. Esta técnica calcula un precio para un combustible de referencia, en este caso gasolina premium, y los demás se determinan con base en esta referencia. La suposición básica es que los precios del producto permanecerán inalterables a lo largo del tiempo. Los combustibles sólidos fueron tasados basándose en su poder calorífico respecto al aceite combustible. El aceite combustible es definido como el No. 6 o el bunker C, y el No. 2 se considera combustible diesel. La nafta es un destilado que se utiliza para la producción de gasolina, diesel u otros productos. Todas las naftas tienen asignados valores relacionados con el costo de la gasolina que producen. El gas licuado de petróleo (LPG) consiste básicamente en propano y butano y la gasolina es de bajo octanaje cuando se obtiene mediante un proceso Fischer-Tropsch simple. En la tabla 9-29 se muestran factores para estos productos.

GENERACIÓN DE CALOR

Referencias Generales: Field, Gill, Morgan y Hawksley, *Combustion of Pulverized Coal*, British Coal Utilization Research Association, Leatherhead, England, 1967. Jost and Croft, *Explosions and Combustion Processes in Gases*, McGraw-Hill, New York, 1946. Spalding, *Some Fundamentals of Combustion*, Academic, New York, 1955. Thring, *The Science of Flames and Furnaces*, Wiley, New York, 1962.

ESTEQUIOMETRÍA DE LA COMBUSTIÓN

Oxígeno y aire teóricos para la combustión La cantidad justa de oxígeno o aire que se necesita para quemar carbón, hidrógeno* neto y azufre en un combustible, para obtener dióxido de carbono, vapor de agua y dióxido de azufre, es el oxígeno o aire teóricos. La expresión general para la combustión de un combustible es

$$C_mH_n + \left(\frac{4m + n}{4}\right) O_2 = mCO_2 + \left(\frac{n}{2}\right) H_2O \qquad (9\text{-}30)$$

m y n son el número de átomos de carbono e hidrógeno neto, respectivamente, en el combustible. Por ejemplo, esta relación demuestra que un mol de metano (CH_4) requiere dos moles de oxígeno para la combustión completa que produce un mol de dióxido de carbono y dos moles de agua. Si se utiliza aire, cada mol de oxígeno va acompañado por 3.76 moles de nitrógeno.

El volumen o el peso teórico del oxígeno o del aire que se requiere para quemar un peso determinado de un combustible tiene un interés primordial en los cálculos de ingeniería para el diseño de los equipos. El volumen de oxígeno teórico que se necesita para quemar cualquier combustible se puede calcular a partir del análisis final del combustible, como sigue:

$$359\left(\frac{C}{12} + \frac{H_2}{4} - \frac{O_2}{32} + \frac{S}{32}\right) = \text{ft}^3 \text{ de oxígeno/lb de combustible} \qquad (9\text{-}31)$$

en donde C, H_2, O_2 y S son las fracciones decimales en peso de esos elementos en una lb de combustible. (Para convertir ft cúbicos en metros cúbicos, multiplíquese por 0.0283; para convertir ft cúbicos por libra en metros cúbicos por kilogramo, multiplíquese por 0.0623.) El coeficiente 359 es el volumen en ft cúbicos de 1 mol de oxígeno a 0°C (32°F) y 1 atm. El *peso* del oxígeno en libras se obtiene al multiplicar los ft cúbicos por 0.0891, que es la densidad del oxígeno en las mismas condiciones. El *volumen* de aire teórico se obtiene al utilizar el coeficiente 1710 en vez de 359 en la ecuación (9-31).

En la tabla 9-30 se dan las necesidades teóricas de oxígeno y aire y los productos gaseosos de la combustión (POC) para una gran variedad de sustancias combustibles.

En la tabla 9-31 se dan las necesidades teóricas de aire sobre la base del poder calorífico superior y el contenido máximo o teórico de dióxido de carbono en los productos gaseosos de la combustión, para diversos combustibles industriales. La coincidencia estrecha entre las necesidades teóricas de aire sugiere que una buena aproximación a las necesidades de aire es 7.7 lb/10 000 Btu (HHV) para el carbón y el coque y 7.4 para los aceites del petróleo. Si sólo se conoce el poder calorífico inferior del combustible, se podrá calcular el HHV a partir de las ecuaciones (9-6) o (9-7).

Aire en exceso para la combustión En la práctica, se requiere una cantidad de aire mayor que la teórica para lograr la combustión completa. Este aire en exceso se expresa como porcentaje del aire teórico o como aire total dividido por aire teórico. La primera expresión es la que se utiliza con mayor frecuencia. La última se denomina a veces **número de aire en exceso**. Por ejemplo, si es de 1.25, habrá 25% de aire en exceso. En la figura 9-30 se muestra la relación del oxígeno en los productos gaseosos de la combustión respecto al aire en exceso para diversos combustibles industriales.

Si se desea conocer el porcentaje de aire en exceso A_x en las condiciones de operación de un proceso dado de combustión, se podrá calcular a partir de

$$A_x = \left(\frac{O_2}{0.266N_2 - O_2}\right) 100 \qquad (9\text{-}32)$$

En donde O_2 y N_2 son los porcentajes en volumen de esos gases en los productos gaseosos secos de la combustión, determinado a partir de un análisis de Orsat u otros métodos volumétricos para analizar los POC. La ecuación (9-32) sólo es aplicable cuando el nitrógeno en el combustible es despreciable y no hay gases combustibles, como monóxido de carbono o hidrógeno, en los productos gaseosos de la combustión (POC). Si se encuentran presentes estos gases, el porcentaje de aire en exceso es

$$A_x = \frac{O_2 - 0.5(C + H_2)}{0.266N_2 - O_2 + 0.5(CO + H_2)} (100) \qquad (9\text{-}33)$$

* Hidrógeno neto = hidrógeno total = (0.125 × oxígeno en combustible)

TABLA 9-30 Constantes de Combustión*,†

No.	Substancia	Fórmula	Peso Molecular	Lb/ft³	lb/ft³	Densidad relativa, aire 1000	Calor de combustión Btu/ft³ Bruto	Calor de combustión Btu/ft³ Neto	Calor de combustión Btu/lb Bruto	Calor de combustión Btu/lb Neto	Moles/mol o ft3/ft3 de combustible Necesario para la combustión O_2	Moles/mol o ft3/ft3 de combustible Necesario para la combustión N_2	Moles/mol o ft3/ft3 de combustible Necesario para la combustión Aire	Moles/mol o ft3/ft3 de combustible Productos de combustión CO_2	Moles/mol o ft3/ft3 de combustible Productos de combustión H_2O	Moles/mol o ft3/ft3 de combustible Productos de combustión N_2	Lb/lb de combustible Necesario para la combustión O_2	Lb/lb de combustible Necesario para la combustión N_2	Lb/lb de combustible Necesario para la combustión Aire	Lb/lb de combustible Productos de la combustión CO_2	Lb/lb de combustible Productos de la combustión H_2O	Lb/lb de combustible Productos de la combustión N_2
1	Carbono‡	C	12.01	.....	.....	.....	.....	.....	14 093	14 093	1.0	3.76	4.76	1.0	.....	3.76	2.66	8.86	11.53	3.66	.....	8.86
									61 100	51 623	0.5	1.88	2.38	.....	1.0	1.88	7.94	26.41	34.34	.....	8.94	26.41

TABLA 9-30 Constantes de Combustión*,†

No.	Substancia	Fórmula	Peso Molecular	Lb/ft³	lb/ft³	Densidad relativa, aire 1000	Calor de combustión Btu/ft³ Bruto	Calor de combustión Btu/ft³ Neto	Calor de combustión Btu/lb Bruto	Calor de combustión Btu/lb Neto	Moles/mol o ft3/ft3 de combustible: Necesario para la combustión O_2	N_2	Aire	Productos de combustión CO_2	H_2O	N_2	Lb/lb de combustible: Necesario para la combustión O_2	N_2	Aire	Productos de la combustión CO_2	H_2O	N_2
1	Carbono‡	C	12.01	.....	.....	.....	....	....	14 093	14 093	1.0	3.76	4.76	1.0	....	3.76	2.66	8.86	11.53	3.66	....	8.86
2	Hidrógeno	H_2	2.016	0.0053	187.723	0.0696	325	275	61 100	51 623	0.5	1.88	2.38	....	1.0	1.88	7.94	26.41	34.34	....	8.94	26.41
3	Oxígeno	O_2	32.000	0.0846	11.819	1.1053																
4	Nitrógeno (atm)	N_2	28.016	0.0744	13.443	0.9718																
5	Monóxido de carbono	CO	28.01	0.0740	13.506	0.9672	322	322	4 347	4 347	0.5	1.88	2.38	1.0	...	1.88	0.57	1.90	2.47	1.57	....	1.90
6	Dióxido de carbono	CO_2	44.01	0.1170	8.548	1.5282																
Serie parafínica																						
7	Metano	CH_4	16.041	0.0424	23.565	0.5543	1013	913	23 879	21 520	2.0	7.53	9.53	1.0	2.0	7.53	3.99	13.28	17.27	2.74	2.25	13.28
8	Etano	C_2H_6	30.067	0.0803	12.455	1.0488	1792	1641	22 320	20 432	3.5	13.18	16.68	2.0	3.0	13.18	3.73	12.39	16.12	2.93	1.80	12.39
9	Propano	C_3H_8	44.092	0.1196	8.365	1.5617	2590	2385	21 661	19 944	5.0	18.82	23.82	3.0	4.0	18.82	3.63	12.07	15.70	2.99	1.63	12.07
10	*n*-Butano	C_4H_{10}	58.118	0.1582	6.321	2.0665	3370	3113	21 308	19 680	6.5	24.47	30.97	4.0	5.0	24.47	3.58	11.91	15.49	3.03	1.55	11.91
11	Isobutano	C_4H_{10}	58.118	0.1582	6.321	2.0665	3363	3105	21 257	19 629	6.5	24.47	30.97	4.0	5.0	24.47	3.58	11.91	15.49	3.03	1.55	11.91
12	*n*-Pentano	C_5H_{12}	72.144	0.1904	5.252	2.4872	4016	3709	21 091	19 517	8.0	30.11	38.11	5.0	6.0	30.11	3.55	11.81	15.35	3.05	1.50	11.81
13	Isopentano	C_5H_{12}	72.144	0.1904	5.252	2.4872	4008	3716	21 052	19 478	8.0	30.11	38.11	5.0	6.0	30.11	3.55	11.81	15.35	3.05	1.50	11.81
14	Neopentano	C_5H_{12}	72.144	0.1904	5.252	2.4872	3993	3693	20 970	19 396	8.0	30.11	38.11	5.0	6.0	30.11	3.55	11.81	15.35	3.05	1.50	11.81
15	*n*-Hexano	C_6H_{14}	86.169	0.2274	4.398	2.9704	4762	4412	20 940	19 403	9.5	35.76	45.26	6.0	7.0	35.76	3.53	11.74	15.27	3.06	1.46	11.74
Serie olefínica																						
16	Etileno	C_2H_4	28.051	0.0746	13.412	0.9740	1614	1513	21 644	20 295	3.0	11.29	14.29	2.0	2.0	11.29	3.42	11.39	14.81	3.14	1.29	11.39
17	Propileno	C_3H_6	42.077	0.1110	9.007	1.4504	2336	2186	21 041	19 691	4.5	16.94	21.44	3.0	3.0	16.94	3.42	11.39	14.81	3.14	1.29	11.39
18	*n*-Buteno	C_4H_8	56.102	0.1480	6.756	1.9336	3084	2885	20 840	19 496	6.0	22.59	28.59	4.0	4.0	22.59	3.42	11.39	14.81	3.14	1.29	11.39
19	Isobuteno	C_4H_8	56.102	0.1480	6.756	1.9336	3068	2869	20 730	19 382	6.0	22.59	28.59	4.0	4.0	22.59	3.42	11.39	14.81	3.14	1.29	11.39
20	*n*-Penteno	C_5H_{10}	70.128	0.1852	5.400	2.4190	3836	3686	20 712	19 363	7.5	28.23	35.73	5.0	6.0	28.23	3.42	11.39	14.81	3.14	1.29	11.39
Serie aromática																						
21	Benceno	C_6H_6	78.107	0.2060	4.852	2.6920	3751	3601	18 210	17 480	7.5	28.23	35.73	6.0	3.0	28.23	3.07	10.22	13.30	3.38	0.69	10.22
22	Tolueno	C_7H_8	92.132	0.2431	4.113	3.1760	4484	4284	18 440	17 620	9.0	33.88	42.88	7.0	4.0	33.88	3.13	10.40	13.53	3.34	0.78	10.40
23	Xileno	C_8H_{10}	106.158	0.2803	3.567	3.6618	5230	4980	18 650	17 760	10.5	39.52	50.02	8.0	5.0	39.52	3.17	10.53	13.70	3.32	0.85	10.53
Gases diversos																						
24	Acetileno	C_2H_6	26.036	0.0697	14.344	0.9107	1499	1448	21 500	20 776	2.5	9.41	11.91	2.0	1.0	9.41	3.07	10.22	13.30	3.38	0.69	10.22
25	Naftaleno	$C_{10}H_8$	128.162	0.3384	2.955	4.4208	5854	5654	17 298	16 708	12.0	45.17	57.17	10.0	4.0	45.17	3.00	9.97	12.96	3.43	0.56	9.97
26	Alcohol metílico	CH_3OH	32.041	0.0846	11.820	1.1052	868	768	10 259	9 078	1.5	5.65	7.15	1.0	2.0	5.65	1.50	4.98	6.48	1.37	1.13	4.98
27	Alcohol etílico	C_2H_5OH	46.067	0.1216	8.221	1.5890	1600	1451	13 161	11 929	3.0	11.29	14.29	2.0	3.0	11.29	2.08	6.93	9.02	1.92	1.17	6.93
28	Amoniaco	NH_3	17.031	0.0456	21.914	0.5961	441	365	9 668	8 001	0.75	2.82	3.57	....	1.5	3.32	1.41	4.69	6.10	....	1.59	5.51
														SO						SO		
29	Azufre‡	S	32.06	.....	.....	.....	...	...	3 983	3 983	1.0	3.76	4.76	1.0	...	3.76	1.00	3.29	4.29	2.00	...	3.29
30	Sulfuro de hidrógeno	H_2S	34.076	0.0911	10.979	1.1898	647	596	7 100	6 545	1.5	5.65	7.15	1.0	1.0	5.65	1.41	4.69	6.10	1.88	0.53	4.69
31	Dióxido de azufre	SO_2	64.06	0.1733	5.770	2.264																
32	Vapor de agua	H_2O	18.016	0.0476	21.017	0.6215																
33	Aire	.....	28.9	0.0766	13.063	1.0000																

* De la American Gas Association. Para convertir libras por pie cúbico, multipliquese por 16.02; para convertir pies cúbicos por libra en metros cúbicos por kilogramo, multipliquese por 0.062; para convertir unidades térmicas británicas por pie cúbico en joules por metro cúbico, multipliquese por 37.3 × 103; y para convertir unidades térmicas británicas por libra en joules por kilogramo, multipliquese por 2329.60°F y 30 inHg seco = 15.6°C y 76.2 cm.

† Todos los volúmenes de gas corregidos a 60°F y 30 in de Hg, seco.

‡ El carbono y el azufre sólo se consideran como gases para cálculos molales.

TABLA 9-31 CO_2 y aire teóricos para la combustión de combustibles industriales*

Combustible	Condiciones de combustión sin exceso de aire			
	Aire atmósferico necesario (lb/10 000 Btu)†		% Máximo de CO_2	
	Intervalo	Promedio	Intervalo	Promedio
Antracita:				
Nuevo México	.....	7.83	.....	19.5
Colorado	.....	7.85	.....	19.3
Pensilvania	7.81-7.93	6.87	20.0-20.0	20.0
Semiantracita	7.68-7.82	7.74	19.1-19.2	19.1
Carbón bituminoso				
De baja volatilidad	7.62-7.76	7.69	18.5-18.9	18.7
De volatilidad media	.....	7.77	.....	18.5
A muy volátil	7.51-7.73	7.63	17.7-18.7	18.4
B muy volátil	7.56-7.73	7.66	18.0-18.7	18.4
C muy volátil	7.54-7.67	7.60	18.0-18.5	18.2
Carbón sub bituminoso	7.56-7.57	7.56	19.1-19.2	19.1
Lignito:				
Dakota del norte	.....	7.47	.....	19.5
Texas	.....	7.52	.....	19.2
Coque:				
Alta temperatura	.....	7.96	.....	20.7
Baja temperatura	.....	7.63	.....	19.3
Panal	.....	8.05	.....	20.5
Subproducto	.....	8.01	.....	20.5
Coque de yacimiento de gas	8.02-8.10	8.06	20.4-20.6	20.6
Coque de petróleo	.....	7.73	.....	19.5
Coque de alquitrán	.....	8.13	.....	20.7
Maderas:				
Maderas blandas	7.02-7.22	7.11	18.7-20.4	19.8
Maderas duras	7.09-7.28	7.15	19.5-20.5	20.0
Bagazos	6.25-6.99	6.59	19.4-20.5	20.3
Aceites de petróleo:				
Gasolina (60° API)	.....	7.46	.....	14.9
Queroseno (45° API)	.....	7.42	.....	15.1
Gasóleo (30° API)	.....	7.45	.....	15.5
Combustóleo (15° API)	.....	7.58	.....	15.9
Combustibles gaseosos:				
Gas natural	7.32-7.41	7.37	6.9-15.2	12.2
Gas de refinerías y del petróleo	6.52-7.38	7.44	10.7-13.6	12.8
Gas de altos hornos	5.73-6.27	5.82	20.0-26.9	24.7
Gas de hornos de coquización	6.66-7.02	6.80	9.5-12.7	11.1
Propano	.....	7.24	.....	13.7
Butano	.....	7.26	.....	14.0
Metano	.....	7.20	.....	11.7

* De Johnson y Auth (rec.) *Fuels and Combustion Handbook*, McGraw-Hill, New York, 1951, p. 355, (lb/10 000 Btu) X 43 = kg/kJ.
† Poder calorífico superior.

Si sólo se conoce el contenido de dióxido de carbono de los productos gaseosos de combustión,

$$A_r = \frac{7900[(CO_2)_t - CO_2]}{CO_2[100 - (CO_2)_t]} \qquad (9\text{-}34)$$

en donde $(CO_2)_t$ es el porcentaje máximo en volumen de dióxido de carbono que se puede obtener en los productos gaseosos secos de combustión para un combustible dado y CO_2 es el porcentaje real que se encuentra en los productos gaseosos secos de la combustión. En las tablas 9-30 y 9-31 se dan los valores de $(CO_2)_t$ para diversos combustibles y otras sustancias.

Productos de la combustión Los productos de la combustión consisten, en el caso de los combustibles sólidos, en residuos sólidos que pueden contener combustibles no quemados y gases denominados previamente POC (productos gaseosos de la combustión).

La cantidad de los residuos sobrepasará al contenido de cenizas del combustible sólido original en una cantidad igual al combustible no quemado que haya en dichos residuos. Se puede estimar determinando el contenido de cenizas de los residuos.

El peso del gas seco en los productos gaseosos de la combustión se puede calcular a partir de

$$G_d = \frac{C_f - C_r}{100}\left[\frac{4(CO_2) + O_2 + 700}{3(CO_2 + O_2)}\right] \qquad (9\text{-}35)$$

en donde G_d = lb de gas seco/lb combustible quemado; C_f y C_r son los porcentajes en peso de carbono en el combustible y los residuos, respectivamente; CO_2 y O_2 son los porcentajes en volumen de estos gases en los productos gaseosos de la combustión. La ecuación (9-35) presupone que la cantidad de hidrógeno es nula o insignificante en los productos gaseosos secos de la combustión.

El peso del gas húmedo en los productos gaseosos de la combustión es

$$G_w = G_d + 0.09\,H_2 \qquad (9\text{-}36)$$

en donde G_w = lb de gas húmedo/lb de combustible quemado y H_2 es el hidrógeno total, expresado como porciento en peso, en el combustible, tal y como se quemó.

ENTALPÍA DE LOS PRODUCTOS DE LA COMBUSTIÓN

En la figura 9-31 se proporcionan las entalpías de los productos de la combustión a temperaturas superiores a 15.6 °C (60 °F). Para ilustrar su empleo, supóngase que un gas de combustión a 1093 °C (2000 °F) contiene, en porcentaje por volumen, las siguientes cantidades: 13.7 de CO_2, 3.9 de O_2, 7.7 de H_2O y 74.7 de N_2. La entalpía de dicho gas en la temperatura especificada sería $(0.137 \times 59) + (0.039 \times 38) + (0.077 \times 48) + (0.747 \times 38) = 41.65$ Btu/ft^3, 0 1553 kJ/m^3.

COMBUSTIÓN DE COMBUSTIBLES SÓLIDOS EN ALIMENTADORES MECÁNICOS Y EN SUSPENSIÓN

Hay básicamente dos modos para quemar combustibles sólidos: en un lecho de combustibles o en suspensión. Existen muchas variaciones de los dos modelos, apropiadas para sistemas particulares. En la tabla

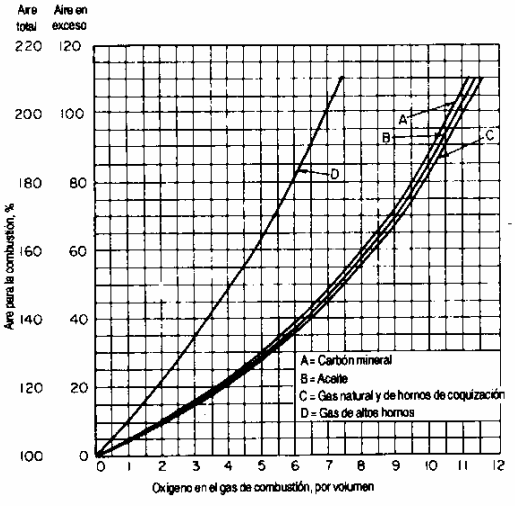


FIG. 9-30 Relaciones del oxígeno en el gas de combustión con el aire en exceso para diversos combustibles (*Bailey Meter Co.*).

TABLA 9-32 Equi

Combustible
Cisco de coque
Antracita
Carbón bituminoso
Volatilidad de 17-27%
Volatilidad de 27-35%
Coquización fuerte
Coquización débil
Lechada de oleoductos
Lignito
Alquitrán fluido, baja te
Coque de petróleo, volat 9-14%
Coque fluido de petróle volatilidad de 4-5%
Madera y corteza‡
Bagazos

* De Baumeister y Ma de una buena aplicación guías para la selección i
† c = tamaños gruesos
‡ Las cortezas y la leñ

9-32 se dan las clases tipos de combustible
Combustión en le dores mecánicos que nuo o intermitente de tribución apropiada productos gaseosos d mitente de los residuo cionalmente con tres de alimentación tran ren primordialmente bustibles y aire. Los gadores se muestran sus capacidades se d
Tanto el combusti tiva en el **alimentad** los diseños de retort **torta simple**, de caí la retorta hacia el e hacia los bloques de tipo de alimentador bituminosos y las ant con no más del 50% in). Con frecuencia s la pared del tabique bulencia.
En el **alimentador** al carbón hacia la par toberas. Otros arietes misma función que l Se admite aire a lo la y, en las unidades ma de movimiento oscil Este tipo de alimenta que tengan una temp

TABLA 9-32 Equipos de quemado para combustibles sólidos*

Combustible	Fuente	Alimentadores mecánicos: Alimentados por la parte inferior	Alimentadores mecánicos: Parrilla de cadena	Alimentadores mecánicos: Parrilla de cadena, ignición a chorro	Alimentadores mecánicos: Distribuidor	Combustibles pulverizados: Llama en U, combustible pulverizado	Combustibles pulverizados: Quemadores horizontales, combustibles pulverizados	Triturado: Ciclón (donde la temperatura de fusión es adecuada)	Hornos de celdas
Cisco de coque	.....	...	√						
Antracita	E. Pa.	...	√c†	...	...	√			
Carbón bituminoso									
Volatilidad de 17-27%	W. Va. Cent. Pa.	√	...	...	√	√	√	√	
Volatilidad de 27-35%									
Coquización fuerte	W. Pa., W. Va., Ky., Ohio, Utah	√	√	√	√	√	√	√	
Coquización débil	Ind., Iowa, Ill., Colo., W. Ky.	...	√	√	√	√	√	√	
Lechada de oleoductos	.....	...	...	...	...	√	√	√	
Lignito	N. Dak., S. Dak., Mont., Wyo., Tex.	...	√	√	√	√	√	√	
Alquitrán fluido, baja temperatura	.....	...	...	...	...	√	√ Aux†	√	
Coque de petróleo, volatilidad de 9-14%	.....	...	...	...	...	√	√	√	
Coque fluido de petróleo, volatilidad de 4-5%	.....	...	...	...	...	√	√ Aux†	√	
Madera y corteza‡	.....	...	...	...	√	...	...	√ Aux†	√
Bagazos	.....	...	...	...	√	...	...	...	√

* De Baumeister y Marks, *Standard Handbook for Mechanical Engineers*, 7a. edición, McGraw-Hill, 1967. El equipo indicado dará casi siempre como resultado de una buena aplicación; pero hay muchos factores que afectan el quemado del combustible y variaciones de las propiedades de los combustibles que sirven como guías para la selección individual de los equipos quemadores.

† c = tamaños gruesos exclusivamente. Aux = combustible auxiliar - carbón, aceite o gas.

‡ Las cortezas y la leña se queman también en parrillas inclinadas y en hornos de pilas holandesas.

9-32 se dan las clases de equipos que se utilizan para quemar diferentes tipos de combustibles sólidos.

Combustión en lechos de combustibles Se logra con alimentadores mecánicos que son diseñados para obtener un suministro continuo o intermitente de combustible, encendido de este último, una distribución apropiada del aire para la combustión, liberación de los productos gaseosos de combustión y la eliminación continua e intermitente de los residuos no quemados. Estas metas se alcanzan convencionalmente con tres tipos de alimentadores de suministro por debajo, de alimentación transversal y de abastecimiento por arriba, que difieren primordialmente en las direcciones relativas de los flujos de combustibles y aire. Los principios de estos tipos de alimentadores o cargadores se muestran esquemáticamente en la figura 9-32, mientras que sus capacidades se dan en la tabla 9-33.

Tanto el combustible como el aire tienen la misma dirección relativa en el **alimentador de carga por debajo**, que se construyen en los diseños de retorta simple y retortas múltiples. En el tipo de **retorta simple**, de caída lateral, un ariete impulsa al carbón dentro de la retorta hacia el extremo del alimentador y en forma ascendente hacia los bloques de toberas por los que se admite aire al lecho. Este tipo de alimentador permitirá manejar la mayor parte de los carbones bituminosos y las antracitas, de preferencia de 1.9 a 5 cm (3/4 a 2 in) y con no más del 50% del carbón a través de un tamiz de 0.6 cm (1/4 de in). Con frecuencia se utiliza aire sobrecalentado o chorros de vapor en la pared del tabique al extremo del alimentador para fomentar la turbulencia.

En el **alimentador de retortas múltiples**, hay arietes que impulsan al carbón hacia la parte superior de parrillas inclinadas entre bancos de toberas. Otros arietes inclinados auxiliares, más pequeños, realizan la misma función que las varillas impulsoras en el tipo de retorta simple. Se admite aire a lo largo de la parte superior de los bancos de toberas y, en las unidades mayores, las toberas mismas tienen una acción ligera de movimiento oscilatorio, con el fin de agitar todavía más el lecho. Este tipo de alimentador funciona mejor con carbones conglomerantes que tengan una temperatura relativamente alta de ablandamiento de

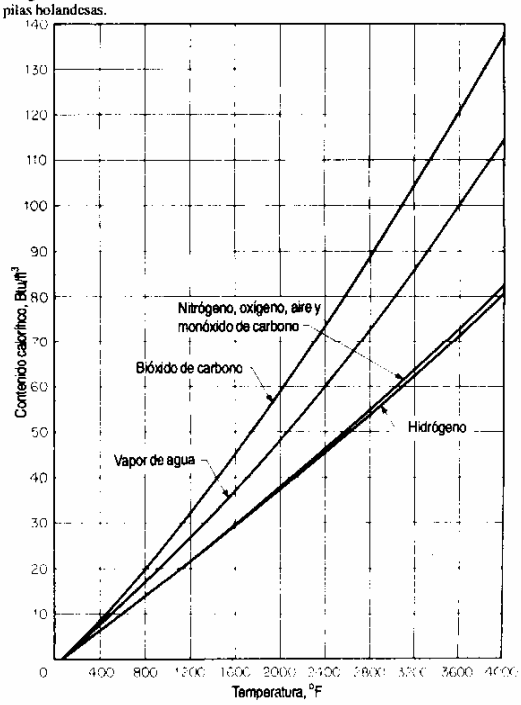


FIG. 9-31 Contenido calorífico de diversos gases por encima de 60°F, en unidades térmicas británicas (Btu) por ft³ (para convertir en kilojoules por metro cúbico, multiplíquese por 37.3). °C = (°F - 32) × 5/9.

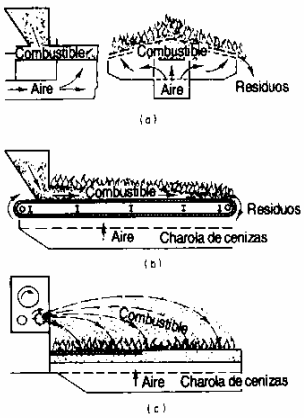


FIG. 9-32 Tipos básicos de alimentadores mecánicos: (*a*) De alimentación por debajo. (*b*) De alimentación transversal. (*c*) De alimentación por arriba.

las cenizas. El tamaño del carbón debe ser hasta de 5 cm (2 in), de modo que pase por un tamiz de 0.6 cm (1/4 de in) hasta un 30 a 50% del material.

En el **alimentador de carga transversal**, el combustible fluye en ángulo recto con la corriente de aire. El más común de este tipo es el **alimentador de parrilla deslizante**, que se construye en dos tipos, de **parrilla de cadena** y **de barra**. El carbón cae por gravedad a una tolva situada en un extremo de la parrilla móvil. Cuando dicha parrilla pasa bajo la tolva, se lleva una capa de carbón nuevo hacia el horno. Sólo se aplica una cantidad pequeña de aire a la parte frontal del alimentador, con el fin de mantener la mezcla rica en combustible, sin embargo, conforme el carbón se desplaza hacia la parte central del horno, se aumenta la cantidad de aire y se quema la mayor parte del carbón para cuando recorre la mitad de la longitud de la parrilla. La profundidad del lecho de combustible varía de 10 a 20 cm (4 a 8 in), dependiendo del combustible de que se trate, que podrá ser cisco de coque, antracita o cualquier carbón bituminoso no aglutinante.

En la figura 9-33 se ilustra una variación de un alimentador de parrilla deslizante, que se utiliza ampliamente para el mineral sinterizado. El aire de combustión se induce por la parte de abajo a través del lecho de mineral y el carbón y los productos de combustión se eliminan por la parte más baja de la parrilla.

En el **alimentador de carga superior**, el combustible y el aire fluyen en direcciones opuestas. Con excepción de ciertos tipos de productores de gas, en los que el carbón se desplaza hacia abajo en dirección

TABLA 9-33 Capacidades de alimentadores mecánicos

Tipo	Generación de vapor, 1000 lb/h*	Liberación máxima de calor en la parrilla, 1000 (Btu/h·ft²)†
Retorta simple (alimentación por debajo)	5-50	200
Retortas múltiples (alimentación por debajo)	40-300	300
Corredizo (de alimentación transversal)	10-300	300
Distribuidor (de alimentación por arriba)	10-300	1000

* Para obtener kg/s, multipliquese por 1.26×10^{-4}

† Para obtener J/(m²·s), multipliquese por 3.16.

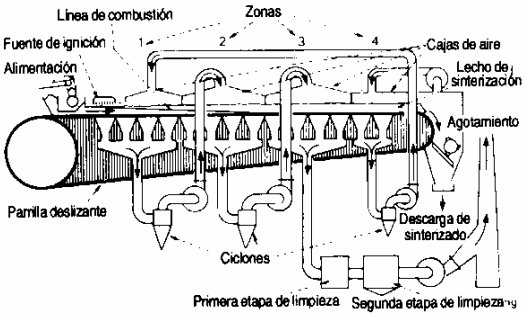


FIG. 9-33 Proceso de sinterización. (*Cortesía*: Chemical Engineering.)

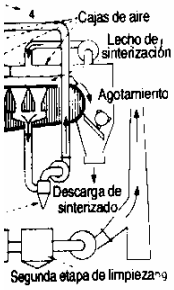
a una parrilla, en contra del movimiento ascendente del aire (u oxígeno y vapor) a través de la reja, no hay sistema de combustión que funcione puramente en la modalidad de carga superior; sin embargo, el **alimentador distribuidor** se aproxima a la acción de carga superior. Cierta porción del combustible se quema en suspensión y el resto en una parrilla ascendente y descendente, con movimientos ondulatorios o de desplazamiento.

Los alimentadores-distribuidores que se utilizan con parrillas oscilantes, pulsantes o deslizantes se han empleado mucho en los últimos años, porque permiten quemar todos los tipos de carbón, responden con rapidez a los cambios de cargas y funcionan eficientemente con cantidades relativamente bajas de aire en exceso. Se requieren velocidades bajas del gas a través del horno para minimizar la erosión de cenizas finas y es preciso utilizar colectores de polvo para reducir al mínimo las emisiones de polvo por la chimenea (puesto que el encendido de distribuidor combina las características de la ignición del lecho de combustible y en suspensión, se analizará la combinación más adelante bajo el encabezado de "Combustión por alimentador-distribuidor").

Combustión en suspensión La combustión en suspensión de carbón pulverizado se utiliza mucho más que el del lecho de combustibles con carbones gruesos en Estados Unidos. Este modo de quemar el carbón permite una capacidad más alta de generación de vapor; es independiente de las características de aglomeración del carbón y responde con rapidez a los cambios de la carga. Sin embargo, el encendido de carbón pulverizado se utiliza raramente en los calentadores de agua de menos de 45 360 kg/h (100 000 lb/h) de capacidad de vapor, puesto que los alimentadores resultan más económicos para las unidades de menor capacidad.

Las diversas configuraciones de quemadores y hornos para la combustión de carbones pulverizados se muestran esquemáticamente en la figura 9-34. La llama en forma de U, denominada **combustión vertical de abanico** (Fig. 9-34*a*), se desarrolló inicialmente para carbón pulverizado, antes de que aparecieran las paredes de horno enfriadas por agua. Puesto que un gran porcentaje del aire total de la combustión se retiene, impidiendo que llegue la corriente de combustible, hasta que se proyecte muy debajo del horno, este tipo de combustión es muy apropiado para los combustibles sólidos cuya ignición es difícil, como los que tienen menos de 15% de materias volátiles. Aun cuando esta configuración no se emplea ya en las centrales generadoras de energía eléctrica, puede llegar a preferirse otra vez si se utilizan coques inferiores con bajo contenido de materias volátiles procedentes de procesos de conversión de carbón, para procesos de calefacción o generación de vapor.

Las centrales generadoras modernas utilizan las otras configuraciones de hornos y quemadores que se muestran en la figura 9-34, en donde el carbón y el aire se mezclan con tanta rapidez como resulta posible y cerca del quemador. El **aire primario** utilizado para transportar el carbón pulverizado al quemador, comprende del 10 al 20% del aire de



nical Engineering.)

nte del aire (u oxígeno
nbustión que funcione
n embargo, el **alimen-**
carga superior. Cierta
ón y el resto en una pa-
ntos ondulatorios o de

izan con parrillas osci-
mucho en los últimos
de carbón, responden
an eficientemente con
o. Se requieren veloci-
inimizar la erosión de
polvo para reducir al
(puesto que el encen-
de la ignición del lecho
la combinación más
por alimentador-dis-

n en suspensión de car-
lecho de combustibles
nodo de quemar el car-
ción de vapor; es inde-
n del carbón y responde
bargo, el encendido de
calentadores de agua de
ad de vapor, puesto que
ra las unidades de me-

s y hornos para la com-
squemáticamente en la
ada **combustión verti-**
icialmente para carbón
ides de horno enfriadas
e total de la combustión
de combustible, hasta
de combustión es muy
gnición es difícil, como
tiles. Aun cuando esta
generadoras de energía
se utilizan coques infe-
procedentes de proce-
e calefacción o genera-

las otras configuracio-
n la figura 9-34, en don-
ez como resulta posible
zado para transportar el
lel 10 al 20% del aire de

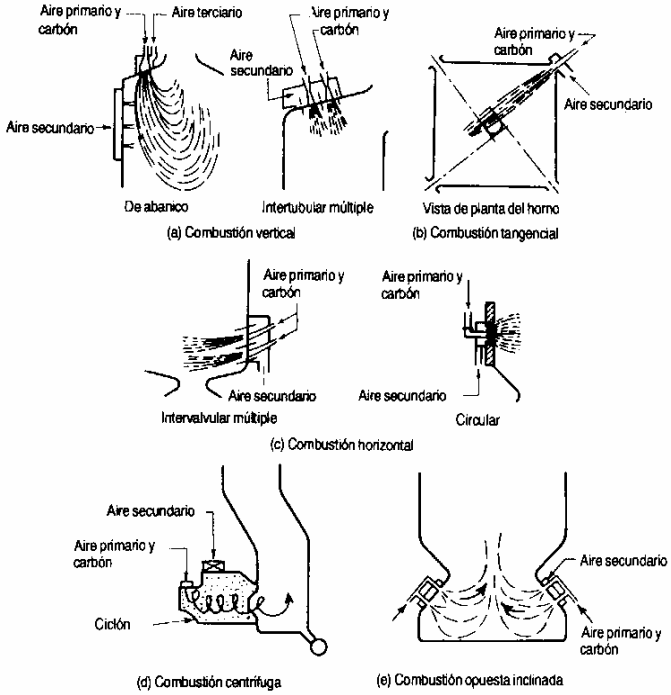


FIG. 9-34 Configuraciones de quemadores y hornos para la combustión de carbón pulverizado.

combustión total. El **aire secundario**, que comprende el resto del aire total, se mezcla en el quemador con el primario y el carbón, con el fin de fomentar la mezcla rápida. La velocidad de la mezcla que sale del quemador debe ser suficientemente elevada para evitar la retrocombustión en las tuberías de carbón y aire primario. En la práctica, la velocidad en la tubería de aire primario y carbón se mantiene muy cerca de 31 m/s (100 ft/s).

En la **combustión tangencial** (Fig. 9-34*b*), los quemadores se disponen en bancos verticales en cada esquina de un horno cuadrado (o casi cuadrado) y se dirigen hacia un círculo imaginario en el centro del horno. Esto da como resultado la formación de un gran vórtice con su eje en la línea central vertical. Los quemadores consisten en un conjunto de ranuras, situadas unas sobre otras, que admiten, a través de aberturas alternativas, mezclas de aire primario y combustible y aire secundario. Es posible inclinar los quemadores hacia arriba o hacia abajo, con una inclinación máxima en relación con el plano horizontal de 30°, para permitirle al operador controlar el sobrecalentamiento y utilizar selectivamente las superficies de absorción de calor del horno. Básicamente, la turbulencia necesaria para efectuar la mezcla se genera en el horno y no en los quemadores.

El **quemador circular** que aparece en la figura 9-35 se emplea mucho en hornos de combustión horizontal y puede encender carbón, aceite o gas en capacidades tan grandes como 174 GJ/h (165 millones de Btu/h).

En la **combustión centrífuga o ciclónica** (Fig. 9-34*d*), el carbón no se pulveriza, sino que se tritura hasta un tamaño de malla 4, se admite con el aire primario en forma tangencial en una cámara cilíndrica primaria horizontal que se denomina horno ciclónico. Las partículas más finas arden en suspensión, mientras que las más gruesas se ven arrojadas por la fuerza centrífuga hacia las paredes exteriores del horno ciclónico. La superficie de las paredes, que tienen recubrimiento pegajoso de escorias fundidas, retienen la mayor parte de las partículas del carbón hasta que se queman. El aire secundario, que se admite tangencialmente a lo largo de la parte superior del horno ciclónico, completa la combustión de las partículas gruesas con un índice de combustión de aproximadamente 18.6 GJ/(h·m^3) [500 000 Btu/(h·ft^3)]. Las escorias se vacían continuamente al horno calentador principal y, a continuación, pasan a un tanque de extinción. En la figura 9-36 se presenta esquemáticamente un horno ciclónico.

Combustión por alimentador-distribuidor Los **alimentadores distribuidores** hacen que se encienda el carbón al impulsarlo al interior del horno. Parte del carbón arde en suspensión (el porcentaje depende de la finura del carbón), mientras que el resto se quema en una parrilla. En la mayor parte de las unidades, el carbón se impulsa desde

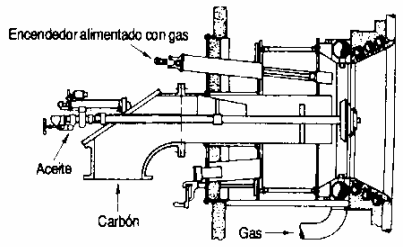


FIG. 9-35 Quemador circular para carbón pulverizado, aceite o gas. (De Baumeister, *"Marks" Standard Handbook for Mechanical Engineers*, 7a. edición, McGrawHill, New York, 1967.)

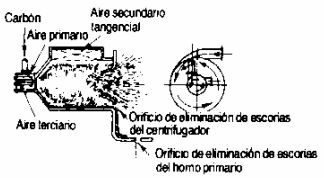


FIG. 9-36 Horno ciclónico (De Baumeister, "Marks" *Standard Handbook for Mechanical Engineers*, 7a. edición, McGraw-Hill, New York, 1967.)

una placa bajo la tolva de almacenamiento, sobre paletas giratorias (ya sea de impulso superior o inferior), que distribuyen el carbón sobre la parrilla (Fig. 9-32c). El ángulo y la velocidad de las paletas controlan la distribución del carbón. Las partículas más grandes de carbón se desplazan a mayor distancia, mientras que las más pequeñas se consumen parcialmente durante su trayectoria y caen en la mitad frontal de la parrilla.

Unos cuantos distribuidores utilizan aire para transportar el carbón al horno y distribuirlo, mientras que otros emplean medios mecánicos para transportar el carbón a una serie de chorros neumáticos.

El **funcionamiento** de los alimentadores distribuidores se ve afectado por los cambios en el tamaño del carbón, y el principal problema que se presenta es el de la consistencia de tamaño del combustible utilizado. El equipo puede distribuir una gama amplia de tamaños de combustibles; pero distribuye cada partícula basándose en el tamaño y el peso. Las especificaciones normales de tamaño exigen material de 1.9 cm (3/4 de in) máximo y no más del 30% de polvo de carbón menor que 0.64 cm (1/4 de in).

Aproximadamente del 30 al 50% del carbón se quema en suspensión. Si se encuentran presentes cantidades excesivas de partículas finas, se quemará más carbón en suspensión, se sacarán más partículas de carbón del horno y se dispondrá de cantidades muy pequeñas de cenizas para proporcionar una cubierta de protección a la superficie de la parrilla. Si no hay una cantidad suficiente de partículas finas, se reducirá la capacidad de la unidad, porque la parrilla no está diseñada para quemar material a toda la capacidad del horno, por lo que se obtiene como resultado una cantidad excesiva de brasas en la tolva de recolección de cenizas.

Las **parrillas** utilizadas con alimentadores distribuidores son de varios tipos, como se muestra en la figura 9-37. Las **parrillas estacionarias** son las de instalación más barata, pero se tienen que dividir en zonas para la limpieza y eliminación de las cenizas. En los **alimentadores de parrilla de caída**, se pueden retirar las parrillas mismas, lo que elimina la necesidad de rastrillar las cenizas. Esto permite reducir un poco el tiempo necesario para la limpieza de las parrillas. Las **parrillas de limpieza continua** no necesitan distribuirse en zonas para la eliminación de cenizas; la más alta liberación de calor en la parrilla hace que las rejas de este tipo resulten quizá más económicas. Las unidades pequeñas se pueden equipar con parrillas instaladas en una pendiente ligera, utilizando un movimiento oscilante o vibratorio para impulsar las cenizas hacia el extremo de la parrilla. El alimentador está en movimiento sólo una porción pequeña del tiempo y el lecho de combustible se desplaza hacia adelante, como una masa, por lo que no se combinan en proporciones importantes las cenizas con el carbón ardiendo. Estas unidades se ven restringidas por el tamaño de la parrilla, el peso del lecho de combustible y el tamaño físico del aparato impulsor. Los alimentadores de distribuidores grandes están equipados normalmente con parrillas deslizantes.

Las velocidades de **liberación de calor** de las parrillas que se utilizan para determinar los tamaños adecuados de los alimentadores distribuidores se dan en la tabla 9-34. Las cifras que aparecen en la tabla son para diseños normales y tendrán variaciones para instalaciones particulares, dependiendo del tipo de carbón utilizado y el factor de carga de la unidad de que se trate.

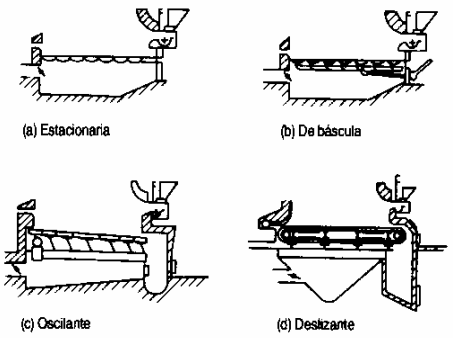


FIG. 9-37 Tipos de parrillas utilizadas con alimentadores distribuidores.

El **aire en exceso** es por lo común de 30 a 40% para las parrillas estacionarias y oscilantes, mientras que las parrillas de limpieza continua funcionan con un exceso de aire del 22 al 30%. Se puede proporcionar

TABLA 9-34 Liberaciones de calor por las parrillas en los alimentadores distribuidores

Tipo de parrilla	Liberación de calor por la parrilla, 1000 Btu(h)/(ft²)		
	Sin colector de polvo	Con colector de polvo	
Para carbones bituminosos			
Estacionaria:			
Carga máxima continua	350	400	
2 horas máximo	400	450	
De báscula:			
Carga máxima continua	375	475	
2 horas máximo	450	525	
Oscilante:			
Carga máxima continua	...	555	
2 horas máximo	...	625	
Deslizante:			
Capacidad continua de la caldera de 1000 lb/h	...	100 200 300	
Carga máxima continua	...	650 700 725	
2 horas	...	725 775 800	
Para carbones de Iowa, sub bituminosos, lignito, maderas y bagazos			
Estacionaria:			
Carga máxima continua	450	600	
2 horas máximo	550	750	
De báscula:			
Carga máxima continua	500	650	
2 horas máximo	600	750	
Oscilante:			
Carga máxima continua	...	650	Refractaria con templado superficial
Carga máxima continua	...	700	Horno enfriado por agua
2 horas máximo	...	800	Todos los hornos
Deslizante:			
Capacidad continua de la caldera de 1000 lb/h	...	100 200 300	
Carga máxima continua	...	750 850 850	
2 horas máximo	...	850 900 1000	

NOTA: Para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado en joules por metro cuadrado-segundo, multiplíquese por 3.16.

TABLA 9-35 Fa
alimentadores n

Factores

Inversión inicial de ca
Manejo de carbón fin
Manejo de carbón en
Manejo de cenizas
Costos de mantenimi
y operación
Desprendimiento de
y pérdida de carbón
Pérdida de tiro a través
lecho combustible
Exceso mínimo de ai
porciento
Capacidad para mane
cambios de carga

aire precalentado p
se suele limitar de
acumulación exces
Se sitúan toberas
por debajo de los d
(12 a 36 in) por arri
directamente de u
mezcla más adecu
del 15% del aire to
La gama de **tam**
a aquellos en los q
tibles múltiples. Po
horno e instalar q
riores. Durante el e
debe proteger cont
profundo de ceniza
fugas de aire.
El contenido de
30 a 50%. La eficie
incrementar **volvie**

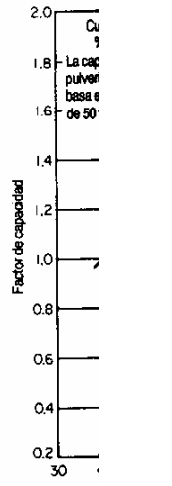
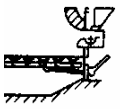
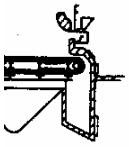


FIG. 9-38 Variació
del carbón y la finura



báscula



lizante

res distribuidores.

)% para las parrillas
de limpieza continua
puede proporcionar

as parrillas en

le calor por la parrilla, 0 Btu/(h)/(ft²)	
Con colector de polvo	
400	
450	
475	
525	
555	
625	

100	200	300
550	700	725
725	775	800

ras y bagazos

500	
750	
550	
750	
650	Refractaria con templado superficial
700	Horno enfriado por agua
800	Todos los hornos

100	200	300
750	850	850
850	900	1000

r bora-pie cuadrado en 3.16.

TABLA 9-35 Factores para la selección de alimentadores mecánicos

Factores	Cadena o parrilla deslizante	Distribuidor	Alimentado por debajo
Inversión inicial de capital	Mínima	Mínima	Máxima
Manejo de carbón fino	Mala	Mala	Mala
Manejo de carbón en tortas	Mala	Buena	Mala
Manejo de cenizas	Bueno	Excelente	Moderado
Costos de mantenimiento y operación	Intermedios	Los más bajos	Los más altos
Desprendimiento de cenizas y pérdida de carbón	Los más bajos	Los más altos	Los más bajos
Pérdida de tiro a través del lecho combustible	Intermedia	La más baja	La más grande
Exceso mínimo de aire, porciento	30	25	45
Capacidad para manejar cambios de carga	Moderada	Excelente	Moderada

aire precalentado para todos los tipos de parrillas, pero la temperatura se suele limitar de 120 a 150 °C (250 a 300 °F) para evitar cualquier acumulación excesiva de escorias en el lecho de combustible.

Se sitúan toberas de aire de combustión superior en la pared frontal por debajo de los distribuidores y en la pared posterior, de 0.3 a 0.9 m (12 a 36 in) por arriba del nivel de la parrilla. Estas toberas utilizan aire directamente de un ventilador o aspiran aire con el fin de lograr una mezcla más adecuada del combustible y el aire. Proporcionan cerca del 15% del aire total de combustión.

La gama de **tamaño** de los alimentadores distribuidores se extiende a aquellos en los que se considera necesario el encendido de combustibles múltiples. Por lo común, resulta más fácil aumentar la altura del horno e instalar quemadores de aceite o gas en las porciones superiores. Durante el encendido de este combustible auxiliar, la parrilla se debe proteger contra el sobrecalentamiento mediante un lecho muy profundo de cenizas o una cubierta de ladrillos refractarios, con pocas fugas de aire.

El contenido de carbono de las cenizas que salen del horno varía de 30 a 50%. La eficiencia global de un alimentador distribuidor se puede incrementar **volviendo a quemar** estas **cenizas finas**. Se devuelven a la parrilla del alimentador mediante un sistema neumático o de gravedad. Las cenizas reinyectadas se deben retener en el lecho de combustible para evitar que pasen hacia abajo en el quemador.

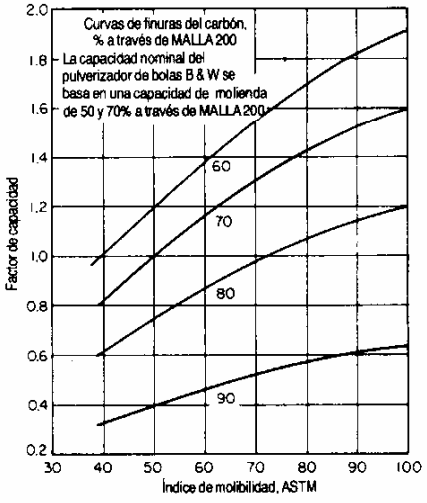


FIG. 9-38 Variación de la capacidad del pulverizador con el índice de molienda del carbón y la finura que se obtiene. (*Babcock & Wilcox Co.*)

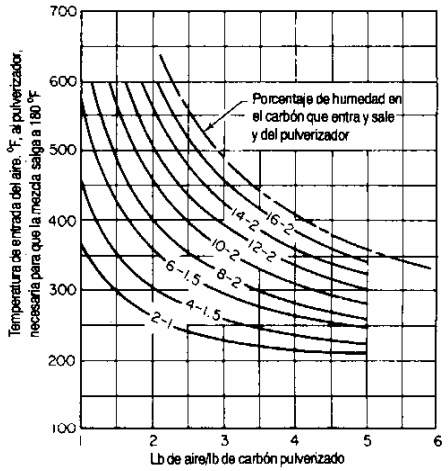


FIG. 9-39 Efectos de la humedad en el carbón sobre la capacidad del pulverizador. Se puede lograr una desecación suficiente para restaurar la capacidad, si la temperatura del aire es suficientemente alta. (De Lorenzi, *Combustion Engineering, Combustion Engineering Inc., New York, 1966.*)

La tabla 9-35 muestra algunos de los factores para seleccionar alimentadores mecánicos.

Pulverizadores El núcleo de cualquier sistema de encendido en suspensión de combustibles sólidos es el pulverizador. Se utiliza aire para desecar el carbón, transportarlo a través del pulverizador, clasificarlo y transferir las partículas finas especificadas al quemador, donde el aire de transporte proporciona parte del necesario para la combustión. Los pulverizadores mismos se clasifican según si funcionan con presión positiva o negativa y si son de velocidad baja, mediana o alta.

La pulverización se produce por medio de choques, frotamiento o trituración. La capacidad de un pulverizador depende de la molibilidad del carbón y la finura que se desee, como se muestra en la figura 9-38. La capacidad se puede ver afectada también por la humedad excesiva del carbón. Se puede recuperar la capacidad al incrementar la temperatura del aire primario; en la figura 9-39 se indican las temperaturas requeridas para tal fin. Para calderas alimentadas con carbón pulverizado, el tamaño del carbón suele ser tal que pase de 65 a 80% por un tamiz de malla 200, lo que equivale a 74 μm. Los tipos de pulverizadores y sus características se analizan en la sección 8.

COMBUSTIÓN DE COMBUSTIBLES SÓLIDOS EN LECHOS FLUIDIFICADOS

Referencias Generales: Proceedings of the Fourth International Conference *on Fluidized-Bed Combustion*, Dec. 9-11, 1975, The MITRE Corporation, McLean, Va. 22102. *Proceedings of the Workshop on Utility/Industrial Implementation of Fluidized Bed-Combustion Systems*, Atlanta, Ga., Apr. 27-28, 1976, The MITRE Corporation McLean, Va. 22102. *Proceedings of the Fluidized-Bed Combustion Technology Exchange Workshop*, Apr. 13-15, 1977, The MITRE Corporation, McLean, Va. 22102. *Proceedings of the Fifth International Conference on Fluidized-Bed Combustion*, December 1977, The MITRE Corporation, McLean, Va. 22102. *An Assessment of the Status of Fluidized-Bed Combustion Based on the Papers of the Fifth International Conference*, December 1979, The MITRE Corporation, McLean, Va. 22102. *Proceedings of the Sixth*

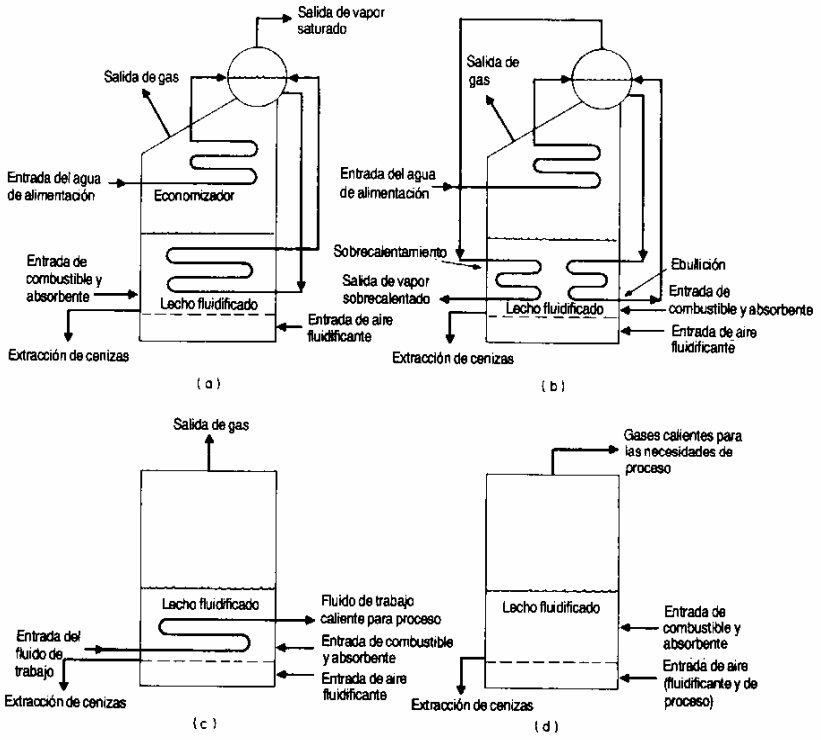


FIG. 9-40 Arreglos de los combustores-calderas de combustión por lecho fluidificado atmosférico. (*a*) Caldera de vapor saturado. (*b*) Generador de vapor sobrecalentado. (*c*) Calentador indirecto de proceso. (*d*) Calentador directo de proceso.

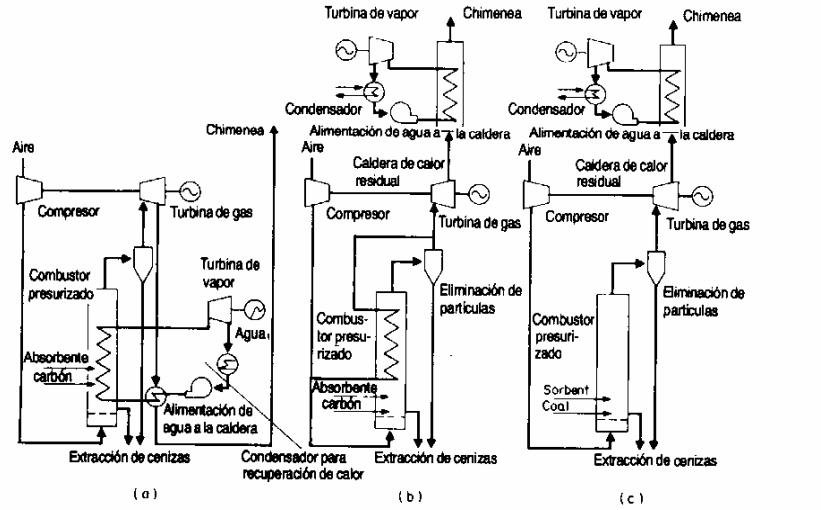


FIG. 9-41 Esquemas de combustión en lechos fluidificados a presión. (*a*) Tubos de enfriamiento para producción de vapor dentro del lecho. (*b*) Tubos de enfriamiento por aire en el lecho. (*c*) Lecho enfriado por exceso de aire (300%); no hay tubos en el lecho.

International Conference on Fluidized-Bed Combustion, Atlanta, Ga., Apr. 9-11, 1980, U.S. Department of Energy, CONF-800428, vols. 1-3

Lechos fluidificados atmosféricos y a presión (AFBC y PFBC). La combustión en lechos fluidificados (FBC) incluye la combustión de un combustible formado por partículas sólidas, en un lecho fluidificado (en suspensión), mediante la inyección de aire en el fondo del lecho. Cuando se quema carbón de esta manera, el lecho puede consistir en sólidos inertes, cenizas de carbón, o un material absorbente como piedra caliza o dolomita. La piedra caliza o la dolomita en el lecho reaccionan con el bióxido de azufre formado durante la combustión del carbón y forma un sulfato sólido que puede ser desechado en forma de sólido seco. Las variaciones en la tecnología incluyen la combustión en lechos fluidificados a presión atmosférica (AFBC) y la combustión en lecho fluidificado sometido a presión mayor que la atmosférica (PFBC). En la figura 9-40 se muestran varias aplicaciones del AFBC y en la figura 9-41 se muestran los esquemas del ciclo PFBC.

A principios de la década de 1960, la Great Britain's National Coal Board, la British Coal Utilization Research Association y la Central Electricity Generating Board iniciaron las investigaciones sobre el FBC. Después de la crisis energética de 1973 se desarrollaron muy rápidamente los procesos AFBC y PFBC de carbón, principalmente en Estados Unidos, Gran Bretaña y la República Federal Alemana, donde se destinaron a empresas de servicio, industrias de proceso y dentro de los sectores institucionales. El FBC tiene gran potencial para quemar eficiente y limpiamente una gran variedad de combustibles, desde los que tienen un alto contenido de azufre, carbones con alto contenido de cenizas en todas sus categorías y grados, hasta los desechos de las industrias de proceso y sedimentos municipales.

Algunas de las ventajas potenciales del FBC, comparadas con la quema de carbón pulverizado son las siguientes:

1. Menor emisión de dióxido de azufre, ya que la mayor parte del azufre es capturado por los aditivos del lecho de combustible, como la piedra caliza y la dolomita.
2. Bajas temperaturas en el lecho de combustible, hasta casi 954°C (1750 °F), lo que significa que:
   a) se tiene menor emisión térmica de óxido de nitrógeno
   b) existen menos problemas por la emisión de cenizas
   c) hay una cantidad más reducida de sodio y potasio en el carbón y, a consecuencia de esto, la acumulación de partículas y la corrosión son menores en componentes como las calderas sobrecalentadoras y recalentadores y en las aspas de las turbinas en los ciclos gas-turbina PFBC.
3. Hay velocidades mayores de transferencia de calor a las superficies de absorción del mismo, con valores hasta de 3.154 kW/m^2 [100 000 Btu/(ft^2 · h)], y los coeficientes de transferencia de calor entre el lecho y los tubos inmersos en él son altos, con valores hasta de 398 W/(m^2 · °C) [70 Btu/(ft^2·h · °F)]
4. Las velocidades de liberación de energía por volumen son altas, 5.2 MW/m^3 [500 000 Btu/(h·ft^3)] comparadas con las que se tienen en una caldera convencional que quema carbón pulverizado, 0.2 MW/m^3 [20 000 Btu/(h·ft^3)]

En la figura 9-42 se muestra esquemáticamente un sistema de generación de vapor AFBC. En este sistema, el aire entra a través de una placa distribuidora y el carbón triturado, de 0.6 a 1.2 cm (1/4 a 1/2 in) y el absorbente de SO_2, ya sea piedra caliza o dolomita, se inyectan directamente al lecho o por medio de alimentadores especiales. En cualquier instante, el lecho contiene cenizas de carbón, una pequeña cantidad de carbón (0.5 a 2% del material alimentado), más partículas del absorbente calcinado y sulfatado en varios grados. El material alimentado se agita y pone en movimiento debido al aire que circula de abajo hacia arriba a través del distribuidor con una velocidad superficial de 0.6 a 4.6 m/s (2 a 15 ft/s). Los movimientos de turbulencia y recirculación del lecho proporcionan un buen mezclado de los componentes.

El calor liberado en el lecho se absorbe por medio de unos tubos de enfriamiento colocados en las paredes y en el lecho, y el calor generado por los productos de combustión (POC) se absorbe mediante tubos de convección, colocados en un espacio libre encima del lecho. La magnitud de la superficie de transferencia de calor depende del poder calorífico del combustible; cuando el poder calorífico del combustible es bajo, no hay superficie de transferencia en el lecho y es factible utilizar agua, vapor o aire como medio de enfriamiento, dependiendo de la aplicación, pero las mayores aplicaciones las constituyen el calentamiento del agua y la generación o sobrecalentamiento del vapor.

La tecnología AFBC se ha desarrollado en mayor grado que la correspondiente a PFBC, y algunos fabricantes ya ofrecen unidades AFBC en tamaños industriales. Mucho se conoce respecto a PFBC en lo que respecta a la combustión y el efecto ambiental, pero aún no se sabe nada respecto a una operación integrada de un sistema PFBC que incluya aspectos como la limpieza de gases. El sistema PFBC, como se conoce actualmente, es más adecuado para aplicaciones de servi-

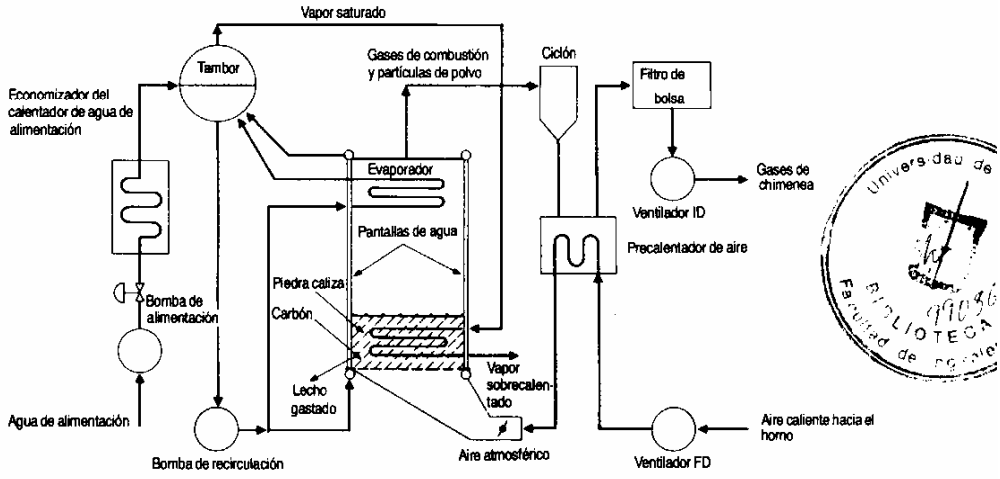


FIG. 9-42 Esquematización operacional de un sistema generador de vapor por lecho fluidificado.

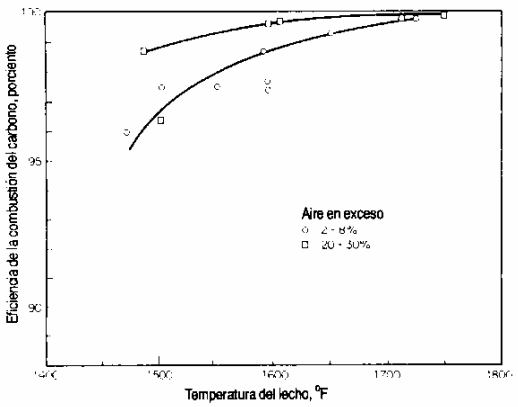


FIG. 9-43 Eficiencia de la combustión del carbono como una función de la temperatura del lecho.

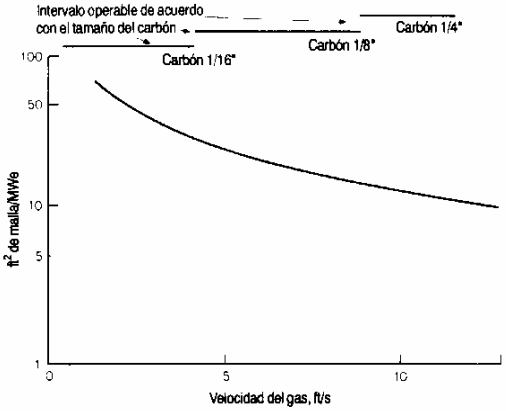


FIG. 9-45 Dependencia del área de la malla del lecho sobre la velocidad del gas.

cios y grandes industrias; por su parte, el sistema AFBC ha demostrado tener un potencial significativo para su empleo en el sector industrial, se analiza a continuación el sistema AFBC con hincapié en algunos aspectos básicos.

Diseño de una planta AFBC Una planta AFBC consiste en varios subsistemas, que incluyen; 1) recepción, almacenamiento y preparación de combustibles y absorbente; 2) alimentación de sólidos; 3) combustor, que incluye eliminación del lecho gastado y 4) eliminación de partículas de los gases de combustión. Excepto para el combustor, la mayor parte de los componentes de los subsistemas están disponibles en el comercio.

Hay dos consideraciones importantes en un sistema AFBC: la utilización de carbón y el comportamiento del absorbente (eliminación de SO_2), que dependen de muchas variables interrelacionadas y hacen que el entendimiento del funcionamiento del sistema AFBC sea más complicado, por el hecho de que tanto el carbón como los absorbentes son materiales heterogéneos. Es de esperarse que el funcionamiento del combustor varíe al cambiar las condiciones de operación y al tener diferentes combinaciones de carbón y absorbente, y debido también a las características específicas del mismo combustor (p. ej., su distribuidor, configuración del intercambiador de calor y altura del espacio libre arriba del lecho). A pesar de esto, el diseño de un combustor para AFBC debe cumplir con varias condiciones para alcanzar el funcionamiento deseado. Estas consideraciones de diseño determinan la extensión hasta la cual el combustor cumplirá con sus requisitos de control de generación y emisión de calor. Entre las características adicionales del combustor, se pueden contar la liberación de calor, velocidades de transferencia de calor y emisiones del NO_x. Aunque las propiedades del combustible y el absorbente tienen efectos directos en el comportamiento del sistema, un quemador AFBC acepta gran variedad de combustibles. En los siguientes párrafos se detallan importantes características de operación y los efectos de la operación o de las variables de diseño sobre estas características.

Eficiencia de la combustión del carbono Alcanzar una alta eficiencia en la combustión del carbono es un factor importante para la eficiencia global de la planta y, por consecuencia, para la economía de la planta misma. Las pérdidas de carbono ocurren por el traslado de partículas de carbón no quemadas y en menor escala de la combustión incompleta de carbón a monóxido de carbono y carbón no quemado que se retira con el material del lecho gastado. Las variables de operación que pueden afectar la eficiencia de la combustión incluyen la temperatura del lecho, el aire en exceso y la velocidad de fluidificación. En la figura 9-43 se muestran los datos comunes para las temperaturas del lecho y el incremento del aire en exceso. El incremento en la eficiencia de la combustión del carbón se logra gracias al incremento de la temperatura del lecho y del aire en exceso. A pesar de esto, los límites

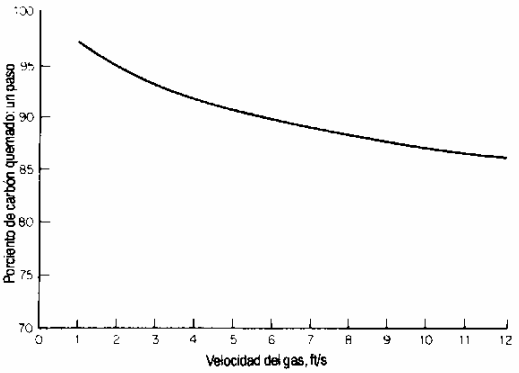


FIG. 9-44 Eficiencia de la combustión del carbono como una función de la velocidad del gas.

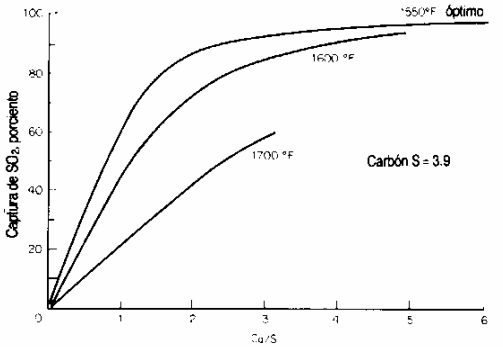
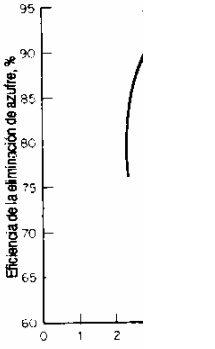


FIG. 9-46 Efecto de la relación calcio-azufre sobre la captura de SO_2.



Condiciones d

Tipo d

Diámetro promedio,
Presión, kPa
Temperatura del lec
Aire en exceso, porc
Velocidad, m/s
Profundidad del lec

FIG. 9-47 Cambio

para estas variable
SO_2, formación d
El efecto de la v
bustión del carbó
velocidad aument
das, lo que dismi
mentarse con un d
pero esta disminu
En la figura 9-45
el área del lecho.
el área requerida
cesaria por unidad
Eliminación d
situ, es una caracte

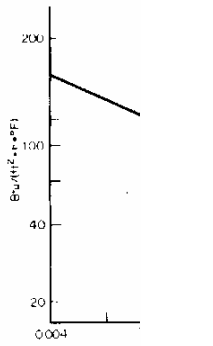
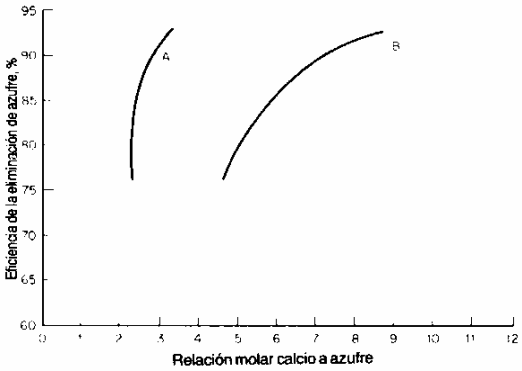


FIG. 9-48 Efecto
al tubo.



Condiciones de operación base

Tipo de absorbente	Piedra caliza AFBC	
	A	*B*
Diámetro promedio, μm	500	1000
Presión, kPa	101	101
Temperatura del lecho, °C	840	840
Aire en exceso, porciento	20	20
Velocidad, m/s	1.38	3.50
Profundidad del lecho, m	1.22	1.22

FIG. 9-47 Cambios en la captura del azufre.

para estas variables se establecen por consideraciones de la captura de SO_2, formación de NO_x y características de fusión de las cenizas.

El efecto de la velocidad de fluidificación en la eficiencia de la combustión del carbón se muestra en la figura 9-44. El incremento en la velocidad aumenta el traslado de partículas finas de carbón no quemadas, lo que disminuye la eficiencia de la combustión, que puede aumentarse con un diseño adecuado para operar a velocidades más bajas, pero esta disminución en la velocidad requiere un lecho muy grande. En la figura 9-45 se muestra la relación que existe entre la velocidad y el área del lecho. Al disminuir la velocidad rápidamente, se incrementa el área requerida (en ft cuadrados) de la malla o del área del lecho necesaria por unidad de salida.

Eliminación de SO_2 La eliminación de SO_2 o la retención de S *in situ*, es una característica única del proceso AFBC. El azufre contenido en el combustible se oxida a SO_2 durante el proceso de combustión. Este SO_2 reacciona químicamente en presencia del oxígeno con el absorbente, y forma un sulfato sólido estable, en el lecho. De esta manera se controlan las emisiones de SO_2 en el mismo recipiente de combustión, eliminando la necesidad de limpiar de SO_2 las corrientes de los gases de combustión.

La captura del azufre depende de cierto número de variables de operación y diseño, además del absorbente empleado. Una variable primaria que puede ser controlada fácilmente es la razón molar calcio-azufre. También es importante la temperatura del lecho, ya que la reacción SO_2-absorbente depende de la temperatura. Estos dos efectos se muestran en la figura 9-46, donde se aprecia la tendencia experimental típica para la captura de SO_2, graficado contra la razón Ca/S para varias temperaturas del lecho. Es común una temperatura óptima de captura alrededor de 843°C (1550°F) para muchos absorbentes. Al aumentar la razón Ca/S se incrementa la captura de azufre, pero es deseable minimizar la adición de calcio, ya que esto representa un costo mayor del absorbente, calor parásito perdido a través de la calcinación y problemas con el aumento de los desechos.

Otras variables que pueden afectar la captura de azufre incluyen la profundidad del lecho y la velocidad del gas. Un lecho más profundo permite mayor tiempo de residencia del gas, lo que proporciona mayor tiempo de contacto con el absorbente y ayuda al incremento en la captura de azufre. Estas variables, además de la razón Ca/S, pueden ser equilibradas para alcanzar la eficiencia en la captura del azufre. En la figura 9-47 se presentan curvas calculadas que ilustran esta eficiencia. En esa figura se muestran dos curvas que resultan de la graficación de la eficiencia de eliminación de azufre contra la razón Ca/S. En la curva *A*, el comportamiento de una baja velocidad a través del lecho (4 ft/s), muestra la alta captura de azufre a una velocidad relativamente baja. La curva *B* indica que son necesarias altas razones Ca/S para capturar cantidades importantes de azufre con velocidades grandes en el lecho.

Transferencia de calor Las velocidades de transferencia de calor hacia tubos inmersos en los sistemas AFBC son mayores que los correspondientes a los quemadores de carbón pulverizado convencionales. Esta característica de los AFBC permite una liberación de calor volumétrica relativamente alta, al igual que las velocidades de absorción, lo que da como resultado quemadores pequeños. La velocidad de transferencia de calor depende del tamaño de partícula del lecho como se muestra en la figura 9-48. Sin embargo, el tamaño de partícula es una variable dependiente en un diseño dado y no se cambia o se controla con prontitud. La distribución del tamaño de partículas en el lecho depende del tamaño del absorbente y del combustible alimentado, la velocidad de roce del absorbente, las velocidades de traslado de partículas y las propiedades de las cenizas del combustible. La velocidad de transferencia de calor es casi independiente de la velocidad del gas

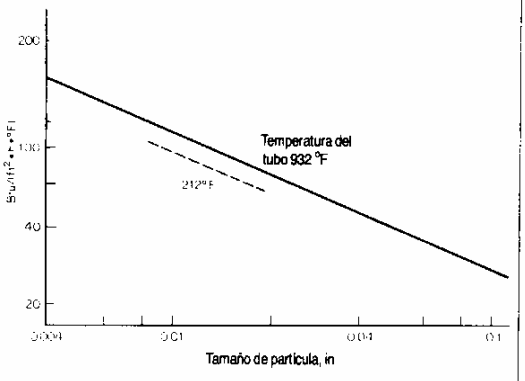


FIG. 9-48 Efecto del tamaño de partícula en la transferencia de calor del lecho al tubo.

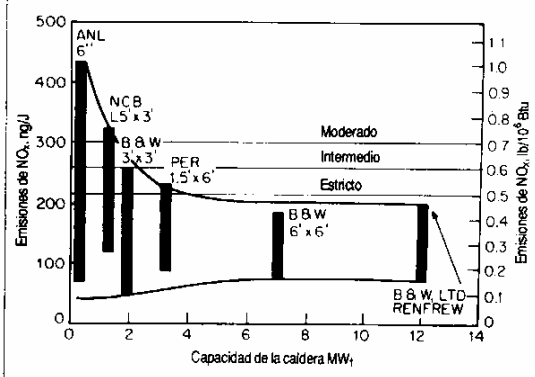


FIG. 9-49 Emisiones de NO_x en instalaciones AFBC.

en los sistemas AFBC cuando la velocidad se encuentra por encima del punto de fluidificación mínima.

Emisiones de óxido de nitrógeno Las emisiones de óxidos de nitrógeno se limitan por las disposiciones de la New Source Performance Standards (NSPS), que establecen valores menores de 0.7 lb de $NO_2/10^6$ Btu. En el lecho del sistema AFBC, la combustión ocurre a temperaturas relativamente bajas [760 a 930 °C (1400 a 1700 °F)], comparadas con las temperaturas más altas requeridas para las calderas que queman carbón pulverizado. Estas temperaturas bajas no permiten una oxidación significativa del nitrógeno atmosférico, de manera que el proceso AFBC se caracteriza por su baja emisión de NO_x. La formación de óxidos de nitrógeno en las AFBC se debe primariamente a la oxidación del nitrógeno ligado al combustible. La reacción del monóxido de carbono y NO_x en la zona donde aparentemente no hay combustión reduce la emisión de NO_x. La formación de óxidos de nitrógeno en los AFBC se debe primariamente a la oxidación del nitrógeno ligado al combustible. La reacción del monóxido de carbono y NO_x en el proceso AFBC. El contenido de nitrógeno en el combustible y el porcentaje de oxígeno en exceso son las dos variables principales que afectan la emisión de NO_x. Cuando se rebase el intervalo de oxígeno en exceso de 0 a 10%, las emisiones de NO_x estarán por lo general abajo del nivel actual de NSPS, así como del nivel propuesto de 0.6 lb de $NO_2/10^6$ Btu.

Los datos experimentales sobre emisiones de NO_x que se efectuaron desde finales de la década de 1960 a partir de instalaciones experimentales de FBC aparecen en la figura 9-49. En esa gráfica se superponen tres niveles de control de emisión: moderado, intermedio y estricto, que se pueden alcanzar por los siguientes caminos: **1**) operación normal o de rutina, **2**) operación de mantenimiento del sistema con alguna optimización de las condiciones de diseño, y **3**) optimización de todos los parámetros de diseño, de manera que el sistema está funcionando en sus límites técnicos.

En la figura 9-49 se muestra que, cuando los sistemas AFBC se hacen mayores, el intervalo de emisiones de NO_x decrece. Cuando las capacidades se aproximan a las esperadas para su uso comercial (p. ej., mayor de 5 a 10 MW_t) el intervalo de emisiones de NO_x cae por abajo, incluso, de los niveles más estrictos establecidos para posibles emisiones estándar.

Factores de diseño de fluidificación Además de las consideraciones del proceso AFBC, deben seguirse los principios de diseño de los combustores AFBC asociados con la fluidificación, que se analiza en la sección 20: "Sistemas de lechos fluidificados". En los siguientes párrafos se presenta información útil respecto al diseño de sistemas AFBC quemadores de carbón. La información está basada en el *Coal Conversion Systems Data Book,* preparado por el Institute of Gas Technology para el U.S. Department of Energy (HCP/T2286-01).

Factores de forma de diversos materiales A menudo se requieren los factores de forma de partículas no esféricas cuando se efectúan estudios de fluidificación. El factor de forma ϕ se define como la relación entre el área de una esfera con un volumen equivalente al de las partículas, dividida entre el área superficial real de las partículas. Algunos de los valores son los siguientes:

Material	Factor de forma ϕ
Polvo de carbón	0.73
Carbón, antracita	0.63
Carbón, bituminoso	0.63
Piedra caliza	0.45

Relación entre espacio vacío mínimo de lecho fluidificado respecto al diámetro promedio de partícula. El espacio mínimo de lecho fluidificado ε_{mf} es un valor que se requiere a menudo en estudios de fluidificación. En la figura 9-50 se proporcionan valores de ε_{mf} como función del diámetro de partícula de diversos materiales.

Velocidad mínima de fluidificación La correlación de Kunii-Levenspiel se recomienda para la estimación de velocidades mínimas de fluidificación:

$$\frac{1.75}{(\varphi\varepsilon_{mf}^3)}(\mathrm{Re}_{mf})^2 + 150\left(\frac{1-\varepsilon_{mf}}{\varphi^2\varepsilon_{mf}^3}\right)\mathrm{Re}_{mf} - \mathrm{Ar} = 0 \qquad (9\text{-}37)$$

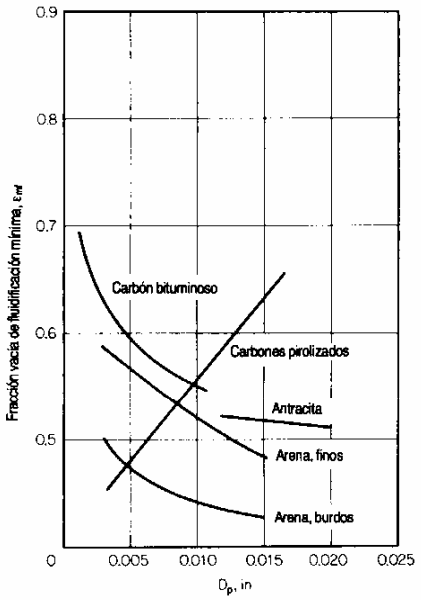


FIG. 9-50 Relación del espacio vacío mínimo del lecho fluidificado con el diámetro promedio de partícula.

donde $\mathrm{Re}_{mf} = \dfrac{D_p\rho_g U_{mf}}{\mu}$ = número de Reynolds a la velocidad mínima de fluidificación

$$\mathrm{Ar} = \frac{D_p^3\rho_g(\rho_s - \rho_g)g}{\mu^2} = \text{número de Arquímedes}$$

φ = factor de forma
ε_{mf} = espacio vacío mínimo de lecho fluidificado
ρ_s = densidad de partícula de sólidos fluidificados, lb/ft^3
D_p = diámetro promedio de partícula, ft
ρ_g = densidad de gas de fluidificación, lb/ft^3
U_{mf} = velocidad mínima de fluidificación, ft/s
μ = viscosidad del gas de fluidificación, lb/(ft · s)
g = aceleración de la gravedad, 32.2 ft/s^2

Cuando se dispone de valores confiables del factor de forma y del espacio vacío a la velocidad mínima de fluidificación, la siguiente correlación es muy útil:

$$U_{mf} = (\mu/\rho_g D_p)\,[(25.25)^2 + 0.0651\ \mathrm{Ar}]^{0.5} - 25.25 \qquad (9\text{-}38)$$

(Para convertir libras por ft cúbico en kilogramos por metro cúbico, multiplíquese por 16.02; para convertir ft por segundo en centímetros por segundo, multiplíquese por 30.48).

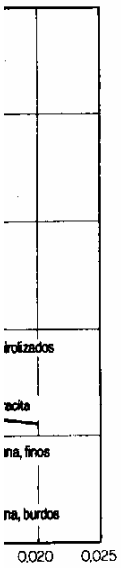
Expansión del lecho sobre la fluidificación Se recomiendan las siguientes ecuaciones.

Para $D_{\text{lecho}} \le 2.5$ in

$$\frac{L_f}{L_{mf}} = 1 + \frac{0.762(U - U_{mf})^{0.570}\rho_g^{0.083}}{\rho_s^{0.166}U_{mf}^{0.063}D_{\text{bed}}0.445} \qquad (9\text{-}39)$$

y para $D_{\text{lecho}} > 2.5$ in

$$\frac{L_f}{L_{mf}} = 1 + \frac{10.978(U - U_{mf})^{0.738}D_p^{1.006}\rho_s^{0.376}}{U_{mf}^{0.937}\rho_g^{0.126}} \qquad (9\text{-}40)$$



donde D_{lecho} = diámetro de la columna, ft
L_{mf} = altura mínima de lecho fluidificado, ft
L_f = altura de lecho fluidificado, ft
U = velocidad superficial del gas, ft/s
U_{mf} = velocidad mínima de fluidificación, ft/s
ρ_s = densidad de partículas de sólidos fluidificados, lb/ft^3
ρ_g = densidad de gas de fluidificación, lb/ft^3
D_p = diámetro promedio de partícula, ft = $1/[\Sigma(X_i/D_{pi})]$

Los datos experimentales en los que se basa la correlación se limitan a un diámetro máximo de lecho de un ft. Es posible hacer las extrapolaciones para diámetros mayores, pero hay que hacerlo con precaución. Además, las correlaciones en la forma presentada aquí no toman en cuenta el hecho de que no debería haber ningún lecho (expansión infinita) con velocidades superficiales iguales o mayores que la velocidad terminal de las partículas. Las velocidades superficiales en los datos utilizados son menores que el 60% de la velocidad terminal para el diámetro promedio de partícula en el lecho. Las proyecciones para velocidades mayores deberán hacerse con precaución.

Altura libre para transporte (TDH) Los lechos fluidificados se operan usualmente con una amplia distribución de tamaños de sólidos que contienen una parte importante de finos. Muchos finos también se crean por rozamiento y, a consecuencia de los sólidos que reaccionan y los gases de salida, pueden exceder la velocidad terminal de muchas de estas partículas finas, llevándolas afuera del reactor. Además del transporte de finos, los sólidos se llevan al espacio libre encima de la parrilla de lecho a consecuencia de ciertas burbujas de erupción. Sin embargo, cuando las partículas ascienden por el espacio libre, pierden su energía cinética, con lo que algunas partículas regresan al lecho, dependiendo del tamaño de partícula y de su densidad. A causa de esto, la carga de partículas en el espacio libre de gas cae rápidamente y llega a cierto punto más allá del cual alcanza un valor constante en el que la velocidad terminal de las partículas que lo acompañan es cercano o menor que la velocidad de la corriente de gas de salida. La altura libre correspondiente a la velocidad de salida constante se conoce como **altura libre para transporte** (TDH), que determina la distancia óptima para los puertos de salida del gas sobre el lecho fluidificado. La TDH se analiza en la sección 20: "Sistemas de lechos fluidificados".

Opciones de diseño AFBC En la subsección anterior se presentaron los efectos de las variables de diseño y operación en las características de funcionamiento de los sistemas AFBC. Sin embargo, deberían seleccionarse los parámetros técnicos sólo después de considerar los aspectos económicos y de ubicación específicos. Algunos de los factores a considerar son los siguientes:

1. Disponibilidad y costo del combustible y del absorbente
2. Flexibilidad del combustible y del absorbente (confiabilidad de las fuentes)
3. Espacio disponible para un sistema AFBC
4. Espacio disponible para la recepción de sólidos, preparación y almacenamiento.
5. Reglamentaciones ambientales locales
6. Impacto de los costos de energía en los costos de producción (intensificación de la energía o procesos)
7. Requisitos de seguimiento de las cargas comparados con la capacidad del sistema AFBC.

TABLA 9-36 Requisitos de aire comprimido, vapor y potencia para los quemadores por atomización

Medio de atomización	Requisitos por cm^3/s (0.951 gal aceite/h)	
	Potencia, kW	Fluido
Aire a baja presión, 6.9 kPa	0.071	4.5-6.7 dm^3/s
Aire a alta presión, 0.52 MPa	0.284	1.1-1.4 dm^3/s
Vapor	0.851*	0.85-3.5 kg
Mecánico	0.0227	
Quemadores de copa rotatoria	0.0355	

* Potencia hidráulica equivalente.

COMBUSTIÓN DE COMBUSTIBLES LÍQUIDOS

Quemadores para combustibles líquidos Para la combustión, los combustibles líquidos se vaporizan o atomizan en el aire de combustión. El combustóleo o aceite combustible destilado se puede quemar con una llama azul, si se vaporiza completamente, y si se dispersa en forma homogénea en el aire antes de quemarse. La combustión de llama azul se representa como un mecanismo de dos etapas, de tal modo que la hidroxilación de combustible se produce en la primera de ellas. La llama amarilla indica el resplandor de partículas de carbón, debido a la pirólisis del combustible en las partes de la llama con deficiencias de oxígeno. Las gotitas de combustible se pueden volatilizar en forma parcial, dejando que los residuos menos volátiles se descompongan y ardan como partículas de coque. Se puede preferir ya sea la llama azul o la amarilla, dependiendo de la necesidad de transferencia de calor por medios conductivos o por medios radiantes. Los dos tipos de llama pueden producir una combustión completa si no se extingue en forma prematura. El tiempo, la temperatura y la turbulencia son los criterios para una buena combustión.

En los **quemadores de vaporización**, el calor reflejado convierte continuamente el combustible líquido en vapor en el aire de combustión, de modo que se sostiene la llama. Este principio se utiliza en los sopletes, en los hornos domésticos de calefacción, de tipo crisol y en todos los quemadores de mecha, como las lámparas de queroseno, las estufas de queroseno y los encendedores de cigarrillos. Las lámparas alimentadas con gasolina del tipo de mesa y los calentadores catalíticos son variaciones que utilizan un combustible más volátil además de una superficie catalítica para fomentar la combustión rápida. Los quemadores de vaporización se construyen en capacidades hasta de 30 a 40 dm^3 de combustible por hora y se diseñan para queroseno, nafta, combustóleo No. 1, gasolina, etc. (No se puede utilizar combustóleo No. 1 en quemadores de vaporización del tipo de presión, debido a los depósitos excesivos de carbón en el tubo de vaporización.)

Los **quemadores con atomizadores de aceite** rocían combustible desde una tobera, presiones de 0.69 a 2.1 MPa (100 a 300 lbf/in^2) o lo atomizan en aire o vapor a presiones de 0.003 a 1.4 MPa (0.5 a 200 lbf/in^2). En la figura 9-51 se muestran varios tipos. Las cantidades aproximadas de energía y vapor o aire comprimido que se requieren se dan en la tabla 9-36.

El aire de combustión se sopla al interior del horno junto con el combustible rociado. Se construyen aletas y desviadores dentro de la corriente de aire para asegurar la mezcla adecuada del combustible con el aire. Las piezas de manejo de aire, el patrón del rociado de combustible y la forma del horno se igualan cuidadosamente para evitar los choques de llama, que provocan depósitos de hollín o carbón endurecido y concentraciones de escorias, desechos o desconchamientos de los materiales refractarios. Excepto en los pequeños hornos domésticos, el combustible rociado sólo entra al horno por una **baldosa de ignición** que rodea al quemador. La configuración de la baldosa, igualada al patrón de rociamiento de combustible, es muy importante para la estabilización de la llama. Se establece el volumen del horno para dejar tiempo suficiente para la combustión completa. Los índices de liberación de calor dependen de las propiedades del combustible, la concentración de aire en exceso, la mezcla de aire y combustible y los niveles tolerables de humo.

Los derivados líquidos del carbón -y esquistos- contienen por lo general más nitrógeno que petróleo y forman más NO_x cuando se queman. Una razón alta C/H en los líquidos derivados del carbón que origina llamas luminosas y quizá mayor cantidad de humo. Se están desarrollando modificaciones a la combustión con objeto de controlar estas emisiones, sin que exista una degradación drástica en la capacidad del combustible.

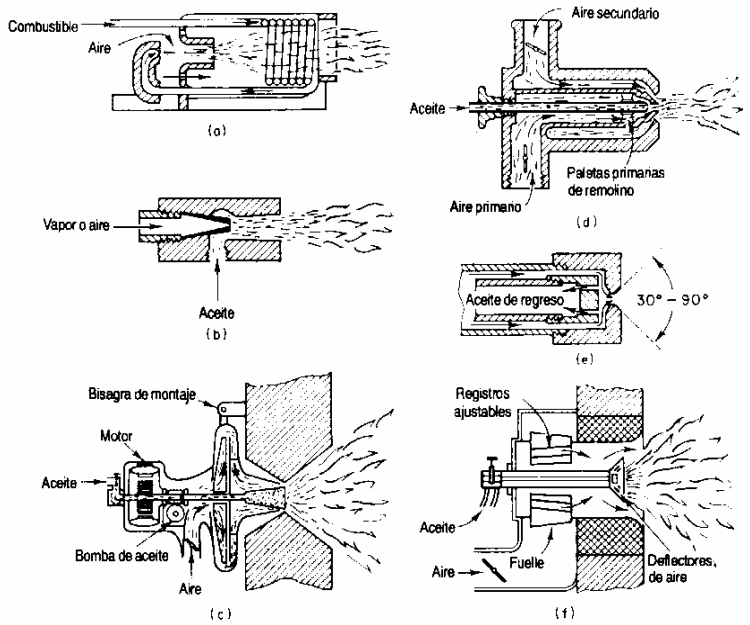


FIG. 9-51 Tipos principales de quemadores de aceite: (*a*) Quemadores de vaporización del tipo a presión; el aceite pasa por la tubería del serpentín. Se utiliza queroseno o gasolina, de 0.1 a 8 gal/h de 5 a 50 lb/in^2 de presión de combustible, con un índice de disminución de 3 a 1. Para sopletes, lámparas y equipos quemadores portátiles del tipo de sopletes. (*b*) Quemador de atomización de aire o de vapor de alta presión, tipo inyector o venturi. Utiliza aceite de todos los grados, del número 1 al 6, con los aceites pesados calentados para facilitar su circulación. Presión baja del aceite, presión del vapor de 40 a 175 lb/ + in^2. Usa de 5 a 10% de aire o de 2 a 4 lb de vapor para la atomización. En las calderas, el 2% del vapor de salida se usa para la atomización. El vapor contribuye a calentar el aceite y ayuda a reducir el hollín en la combustión. (*c*) Quemador de aceite atomizador horizontal, de traza giratoria. Usa combustibles de todos los grados, del número 1 al 6. El aceite pesado se tiene que calentar de 150 a 330 S.S.U. La presión del aceite es baja y la del aire va de 0.25 a 3 lb/in^2. Relación de disminución de 5 a 1. Capacidades: de 1 a 250 gal/h. Para utilización de calderas de alimentación automática. (*d*) Quemador atomizador de aire a baja presión, tipo de presión variable. Usa aceite de todos los grados, desde el número 1 al 6, cuando se alimentan a viscosidad de 80 a 90 S.S.U. Presión del aceite de 5 a 20 lb/in^2, presión del aire de 0.5 a 5 lb/in^2. Presión constante del aire primario: la del aire secundario varía. Relación de disminución de 4 a 1. Capacidad de 1 a 200 gal/h. (*e*) Quemador mecánico o atomizador a presión de aceite, del tipo de flujo de regreso. Se muestra el diseño típico y el principio general de funcionamiento. Utiliza combustóleo de todos los grados, del número 1 al 6 y el aceite pesado se calienta hasta 150 S.S.U. La presión del aceite es de 300 lb/in^2 y la del aire es baja de tiro natural. La relación de disminución es de 10 a 1. Capacidades de 10 a 1000 gal/h. (*f*) Unidad quemadora completa mecánica o de atomización de aceite a presión. Se proporciona aire por tiro natural o con un soplador de baja presión. Se usa en calderas y hornos giratorios. Los quemadores caseros de este tipo utilizan aceite a una presión de 100 lb/in^2. (*Hauck Mfg. Co.*)

La **combustión por etapas** incluye en primer término la quema con aire insuficiente (para prevenir la formación de NO_x en la zona de temperatura más alta), seguida por la introducción de más aire para completar la combustión. En los quemadores múltiples, esto puede efectuarse quemando en quemadores de componentes ricos y en otros de componentes pobres. (Véase KVB, Inc., "Reference Guideline for Industrial Boiler Manufacturers to Control Pollution with Combustion Modification", EPA 600/8-77-003b, November 1977.)

En las turbinas de gas, la combustión por etapas en cada quemador es una perspectiva muy promisoria. Véase la figura 9-52.

Los **quemadores de alta intensidad** permiten una combustión limpia con niveles bajos de aire en exceso mediante la atomización de combustibles y una mezcla mejor aire-aceite. En la figura 9-53 se muestran las boquillas en las que el aceite se esparce a través de un gas, vapor o aire y se atomiza por energía sónica. La presión usual del aceite puede ser menor de 0.4 MPa (60 lbf/in^2); aire o vapor atomizado a 0.34 a 0.4 MPa (50 a 60 lbf/in^2); caja de aire (aire de combustión), a 0.025 a 2.5 kPa (0.1 a 10 in de agua).

Depósitos de combustión Los combustibles residuales cuestan menos y tienen un contenido más elevado de calor por galón que los destilados; sin embargo, por lo común tienen un contenido más alto de azufre y otros **ingredientes formadores de cenizas**. En la zona de combustión y cerca de ella, las cenizas fundidas pueden provocar corrosión y depósitos; en otras zonas por debajo de 180 °C (350 °F) se

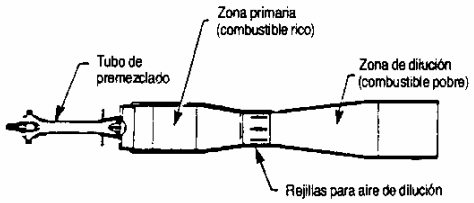


FIG. 9-52 Concepto de un quemador de combustibles ricos-pobres para líquidos con nitrógeno. (Adaptado de Pierce, Moister y Smith, *Advanced Combustion Systems for Stationary Gas Turbine Engines*, vol II: Bench Scale Evaluation, EPA-600/7-80-017b.)

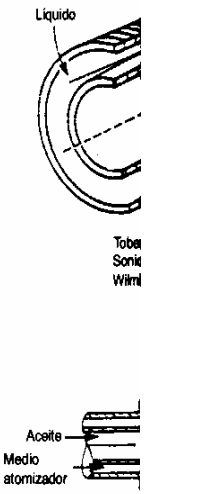


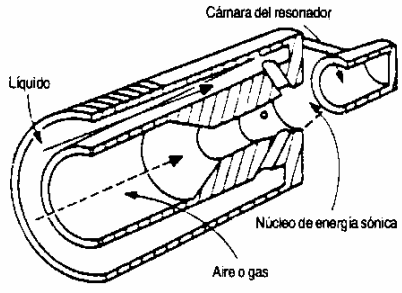
FIG. 9-53 Toberas de de presión de frecuenci de combustible Sonico *b*) Atomizador vortimét *Park, Ont., ASME Pap.*

condensan agua y co soluciones ácidas co

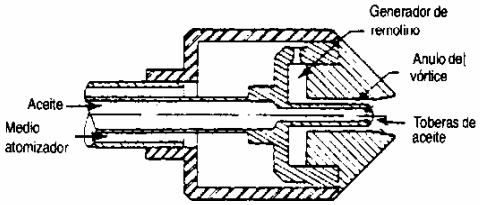
Durante la combu vierten en óxidos q compuestos químic una superficie sólid de atravesar el equi motor diesel o una t fusión de las cenizas de escorias y verse so tos de vanadio son p

El aire de la com clásico en las zonas se forma en la llama sobre los materiales llamientos al enfria refractario se contra

Las cenizas son m de sinterización y al gama de 100 a 125 final completa. Por las **temperaturas** gama que va de me dependiendo de las mente sodio) y com mina). Por regla gen siempre a la temper



Toberas de combustible
Sonicore Sonic Energy Combustion Systems
Wilmington, Delaware



Atomizador vortimétrico Gulf
Canada Ltd., R & D Dept Sheridan
Park, Ontario ASME
Paper 71-WA/Fu-3

FIG. 9-53 Toberas de combustible sónicas. El combustible se desliza por ondas de presión de frecuencia sónica en una corriente de aire, gas o vapor (*a*) Tobera de combustible Sonicore (*Sonic Energy Combustion Systems, Wilmington, Del.*) *b*) Atomizador vortimétrico (*R & D Department, Gulf Canada Limited, Sheridan Park, Ont., ASME Pap. 71-WA/Fu-3.*)

condensan agua y compuestos de azufre de los gases de combustión en soluciones ácidas corrosivas.

Durante la combustión, los materiales que forman cenizas se convierten en óxidos que interactúan para formar una gran variedad de compuestos químicos. Si se enfrían y solidifican antes de chocar con una superficie sólida, las partículas de cenizas tienen probabilidades de atravesar el equipo. Sin embargo, las partes de un quemador (un motor diesel o una turbina de gas) que funcionan a la temperatura de fusión de las cenizas o por encima de ella, pueden acumular depósitos de escorias y verse sometidas a una corrosión catastrófica. Los compuestos de vanadio son particularmente corrosivos en estado de fusión.

El aire de la combustión lleva con frecuencia **polvo**. Un ejemplo clásico en las zonas en que predomina la piedra caliza es la diopsita que se forma en la llama debido al polvo de caliza y sílice, y que se deposita sobre los materiales refractarios en forma de vidrio. Se producen astillamientos al enfriarse el horno, debido a que la diopsita y el material refractario se contraen a índices diferentes.

Las cenizas son mezcla de compuestos con temperaturas diferentes de sinterización y ablandamiento y se puede producir la fusión en una gama de 100 a 125 °C entre la sinterización inicial y la licuefacción final completa. Por ejemplo, el V_2O_5 se funde a 673 °C (1243 °F); pero las **temperaturas de fusión de ceniza del combustible** tienen una gama que va de menos de 540 a 1095 °C (1000 a más de 2000 °F), dependiendo de las concentraciones relativas de fundentes (principalmente sodio) y compuestos refractarios (como sílice, magnesia y alúmina). Por regla general, la corrosión debida al vanadio se produce casi siempre a la temperatura de más de 675°C (1250 °F) y la sulfuración

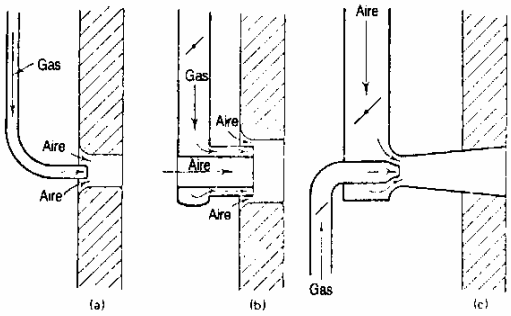


FIG. 9-54 Esquemas de los principios de los quemadores de gas.

(ataque de los sulfatos a las aleaciones de níquel) por encima de 900°C (1650 °F).

Se agregan magnesia, sales de epsom y otros compuestos con razones de Mg/V, en peso, de 3 a 1 o de 3.5 a 1, con el fin de evitar la corrosión y los depósitos al elevar la temperatura de fusión de las cenizas. No se ha llegado a un acuerdo respecto al valor de la alúmina (óxido de aluminio) como coaditivo para vencer la ligera tendencia de la magnesia a formar depósitos. Se han probado muchos compuestos de calcio, pero se consideran en la actualidad indeseables debido a que forman depósitos insolubles, duros y adherentes. Se están utilizando compuestos de manganeso y, en menor proporción, de plomo y cobre, como catalizadores de la combustión, con el fin de reducir la formación de humo y hollín. Hay muchos **aditivos** comerciales para beneficiar al sistema de manejo de combustibles. Pueden contener disolventes o dispersantes para combatir los depósitos de sedimentos como emulsificadores o demulsificadores para el agua en el combustible, inhibidores de la corrosión y otros ingredientes funcionales específicos. Se debe consultar a los abastecedores de combustibles para averiguar si puede haber reacciones adversas entre los aditivos y los combustibles y se deben evaluar con cuidado las características anunciadas de los aditivos, sin pasar por alto su utilidad potencial para problemas específicos de funcionamiento.

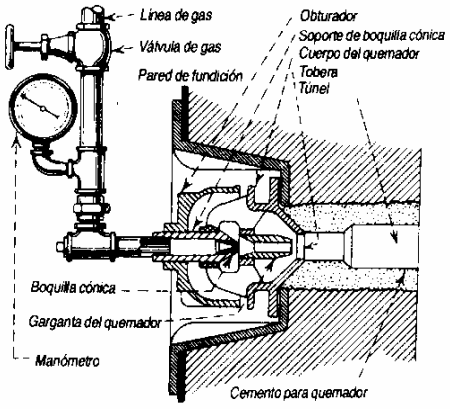


FIG. 9-55 Instalación de quemadores industriales de gas, atmosféricos, con control individual del aire para cada quemador.

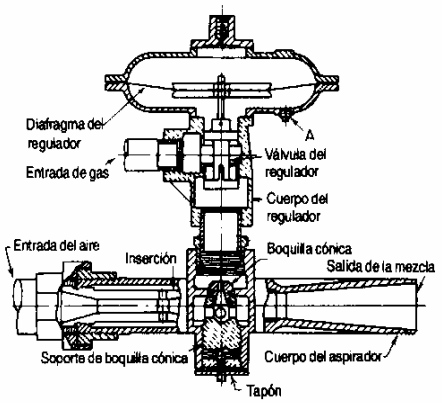
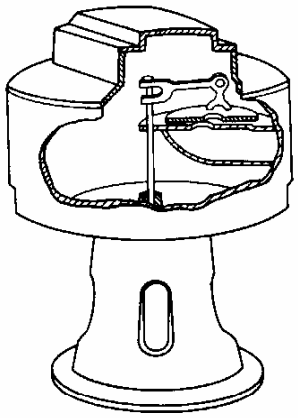


FIG. 9-56 Quemador de premezcla en el que una mezcladora proporcional utiliza la velocidad del aire para la admisión de una cantidad medida de gas. (*Surface Combustion Division Midland-Ross Corp.*)



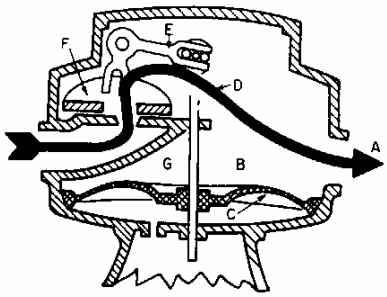


FIG. 9-57 Carburador para mantener una razón preestablecida de gas y aire sobre una gama amplia de cargas. Se ajusta al volumen total que se maneja. (*C.M. Kemp Mfg. Co.*)

COMBUSTIÓN DE COMBUSTIBLES GASEOSOS

La combustión de gases tiene lugar en dos formas, dependiendo del momento en que se combinan el gas y el aire. Cuando se mezclan el aire y el gas *antes* de la ignición, como en los mecheros bunsen, la combustión se realiza mediante la hidroxilación. Los hidrocarburos y el oxígeno forman compuestos hidroxilados que se convierten en aldehídos; la adición de calor y oxígeno descomponen los aldehídos en H_2, CO, CO_2 y H_2O. Conforme se convierte carbono en aldehído en las etapas iniciales de mezcla, no se podrá formar hollín, ni siquiera cuando se extinga la llama.

Se produce una "degradación" cuando se agrega oxígeno a los hidrocarburos, *después* de que se calientan, descomponiéndolos en carbono e hidrógeno que, cuando se combinan con cantidades suficientes de oxígeno forman CO_2 y H_2O. Se forman hollín y negro de humo si hay cantidades insuficientes de oxígeno o si se detiene el proceso de la combustión antes de que se complete.

Quemadores de gas Un quemador de gas es básicamente un dispositivo proporcionador y mezclador. En los hornos industriales, donde es esencial contar con llamas "perezosas", es necesario contar con una mezcla de aire y gas lenta y gradual. Cuando se necesita una llama corta y de forma áspera con muchos picos, el quemador deberá diseñarse para alcanzar un mezclado del aire y del gas rápido y completo. En la figura 9-54 se ilustran los principios de los quemadores de gas. En el quemador *A*, el gas entra en el horno a través de un puerto del horno e induce un flujo de aire a través de ese puerto de entrada. El mezclado es muy malo y el resultado es una llama muy larga. La llama puede acortarse con un quemador de anillo como en *B*, en el que el gas fluye a través de un anillo anular e induce el flujo de aire dentro y fuera del ánulo de gas. Cuando el aire y el gas están bajo presión, puede emplearse un quemador *C*.

En cada uno de estos quemadores, el gas debe fluir a través del puerto hacia el horno a una velocidad que sea suficientemente alta para prevenir el regreso de la llama en el quemador (*flashback*). Las formas del quemador y sus arreglos deberían evitar el choque de las llamas con las paredes del horno con las superficies de transferencia de calor. Las variaciones a estos principios se encuentran en quemadores disponibles en forma comercial como los siguientes:

Los **quemadores de premezcla** queman mediante la hidroxilación y se utilizan para muchas aplicaciones de tiro natural y para otras de tiro forzado, cuando se deben mantener condiciones seguras en los hornos. En la figura 9-55 se muestra un quemador común de tipo industrial, de tiro natural, que aspira aire en la boquilla cónica y la garganta del quemador. En la figura 9-56 aparece otro tipo de quemador de premezcla en el que se utiliza aire a presión elevada para aspirar el gas. El diafragma regulador controla la cantidad de gas admitido al aspirador.

Los quemadores utilizados para el control estricto del aire, como los de generaciones de gases inertes, deben ejercer un control estrecho tanto sobre el combustible como del aire que se admite en los quemadores. En la figura 9-57 se muestra una disposición típica de carburador que se utiliza para este control. El quemador de alta velocidad que aparece en la figura 9-58 se puede adaptar para utilizarlo con diversos

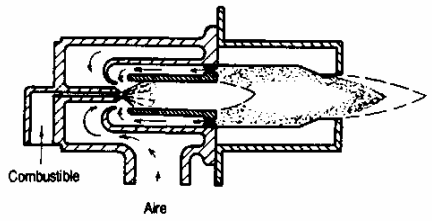


FIG. 9-58 Quemador de alta velocidad. La liberación de calor intenso produce resultados de combustión similares a los de la hidroxilación. (*Thermal Research and Engineering Co.*)

combustibles gaseosos. Aunque no se trata estrictamente de un quemador de premezcla, sus temperaturas y mezclas producen resultados similares a los quemadores de ese tipo.

Se debe sobrepasar la **velocidad de propagación de la llama** en los quemadores de premezcla para asegurar que la ignición no se desplace hacia atrás dentro del quemador. En la figura 9-59 se indica la velocidad de propagación de la llama con varias razones de aire a gas, para diversos gases.

Quemadores de mezcla en la tobera mezclan aire y gas en una baldosa del quemador. Como se muestra en la figura 9-60, estos quemadores pueden adoptar cuatro disposiciones. El quemador puede ser de registro estándar y tiro forzado, en donde el gas se emite desde orificios perforados en el extremo de la tubería de suministro. Este arreglo es fácil de construir; pero se utilizan orificios grandes y la mezcla del gas se convierte en un problema; a menudo, estos quemadores producen una llama de gas luminosa. Se puede insertar una tubería de diámetro pequeño en el centro del quemador o extenderse a anillos de diámetro grande al exterior de la baldosa del quemador. Estos anillos utilizan orificios muy pequeños y producen una mejor dispersión del gas en el aire, aun cuando se obturan con facilidad. Un quemador tiene un deflector en forma de estrella situado en la entrada, por el que se emite gas por los diversos brazos radiales. El deflector está perforado para emitir gas por los lados de las barras, con el fin de proporcionar una reacción de emisión de gas a alta presión, que hace que el deflector gire. Este último se puede fijar a un ventilador para proporcionar tiro forzado mediante su desplazamiento. La disposición del deflector proporciona una turbulencia elevada para la regulación estrecha del aire en exceso.

El **control** de los quemadores de gas se logra únicamente mediante la regulación del flujo de gas en los quemadores de aspiración o por la regulación tanto del gas como del aire, cuando se controlan por separado.

Características de combustión de gases de bajo y mediano poder calorífico, Btu El gas de baja energía obtenido de diversos procesos de gasificación de carbón es una fuente de combustible limpio para calderas industriales, quemadores para diversos servicios y en procesos industriales. Las características de combustión de gases de bajo y mediano Btu (LBG y MBG) se pueden describir mejor por comparación con el gas natural. Las características de combustión para su comparación, incluyen los requerimientos de oxígeno o aire, velocidades de flujo de los gases de combustión, tamperaturas de llama y composición de los gases de combustión, incluyendo también las emisiones de contaminantes. Todos estos factores sustentan la **intercambiabilidad** de LBG y MBG en el contexto de características y estabilidad de la llama. A continuación se citan los resultados de experimentos por el Institute of Gas Technology* realizados en quemadores tipo para servicios e industriales.

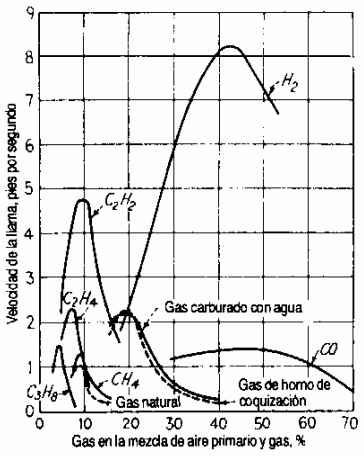


FIG. 9-59 Velocidades de llama para varias mezclas de gas y aire. Datos sobre gases individuales de *Bur. Standard J. Research*, 17, 7-43 (1936). Datos sobre gas natural, gas de hornos de coquización y gas carburo con agua de "Combustión" American Gas Association, 1932, (*Compiladas por Elliot y Denues U.S. Bureau of Mines, para el Mechanical Engineers Handbook de Marks*, McGraw-Hill, New York, 1941.)

La tabla 9-37 muestra las temperaturas adiabáticas de llama calculadas para gas natural y gases manufacturados. Los MBG tienen una temperatura adiabática de llama cercana a la del gas natural. Las temperaturas adiabáticas de llama de los LBG son menores que las del gas natural, debido al nitrógeno en el aire y combustible. Las menores temperaturas de llama ocasionarán velocidades de transferencia de calor menores por área superficial de unidad de carga en hornos radiantes.

En la figura 9-61 se aprecia que, para una temperatura de gas de combustión determinada significativamente menos calor está disponible de la llama de un gas de bajo Btu que de la llama de un gas combustible de un gasificador de mediano Btu o gas natural. Por ejemplo, si los hornos que utilizan MBG de un generador Koppers-Totzek alimen-

TABLA 9-37 Propiedades usuales de los gases manufacturados limpios

	MBGs					LBGs	
	Gas natural	Koppers-Totzek de oxígeno	Lurgi de oxígeno	Winkler de oxígeno	Wellman-Galusha de oxígeno	Wellman-Galusha de aire	Winkler de aire
Composición, %							
CH_4	96.6	0.5	9.4	3.0	0.9	2.6	0.6
CO	0.0	52.9	18.5	32.9	39.2	26.9	21.4
CO_2	0.52	9.2	29.4	20.0	16.2	7.4	6.9
H_2	0.0	34.5	40.2	41.2	40.4	14.3	12.7
H_2O	0.0	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9	1.9
N_2	0.46	1.0	0.6	1.0	1.4	46.9	56.5
C_2H_6	1.82	....*	....*	....*	....*	....*	....*
C_2H_8	0.3	....*	....*	....*	....*	....*	....*
C_4H_{10}	0.70	....*	....*	....*	....*	....*	....*
Poder calorífico superior, Btu/scf)	1020	288	285	270	267	159	116
Densidad relativa (calculada)	0.62	0.68	0.70	0.67	0.66	0.83	0.85
Temperatura adiabática de llama, °F (estequiométrica)	3551	3684	3360	3511	3574	3114	2818
No. de balanceo, Btu†	1300	350	335	325	325	175	125

* Pueden encontrarse pequeñas cantidades después del proceso de limpieza.

† Poder calorífico superior/(densidad relativa)$^{1/2}$

NOTA: Para convertir unidades térmicas británicas por pie cúbico en kilocalorías por metro cúbico (15°C, saturado), multiplíquese por 8.98; °C = (°F − 32) × 5/9.

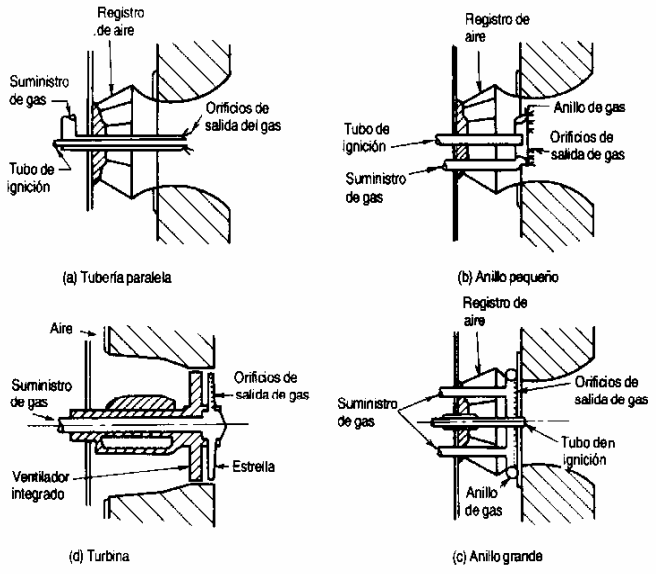


FIG. 9-60 Varios modos de mezclado de gas y aire en el quemador.

tado con oxígeno (KTO) y el que utiliza LBG de un generador Wellman-Galusha alimentado por aire (WGA) con una temperatura de salida del gas de combustión de 1316 °C (2400 °F), el horno KTO debería tener pérdidas aproximadas del 74%.

Contrariamente a esto, para un porcentaje determinado de la entalpía de entrada que se transfiere en el horno, los gases de combustión de LBG deberían descargarse del horno a una temperatura significativamente más baja. Por ejemplo, para tener 30% de la entalpía de entrada disponible en el horno, los gases combustibles que salen del WGA deberían enfriarse a 1099 °C (2010 °F), mientras que los correspondientes al KTO deberían descargarse a 1543 °C (2810 °F).

En la tabla 9-38 se muestran los requisitos del aire de combustión y el volumen de los productos de dicha combustión por 1000 Btu de gases manufacturados y gas natural. Los gases manufacturados requieren una cantidad ligeramente menor de aire que el gas natural y las dimensiones de los sopladores y ductos de aire para la operación con gas natural serán más que adecuadas para LBG.

TABLA 9-38 Cantidades estequiométricas de la combustión

	scf/1000 Btu (ft^3 por cada 1000 Btu)			Límites calculados de flamabilidad, % del combustible en aire	
	Combustible	Aire	Productos	Inferior	Superior
Gas natural	1.0	9.44	10.4	5.0	15.0
Koppers-Totzek de oxígeno	3.5	7.40	9.4	7.5	71.0
Lurgi de oxígeno	3.5	8.10	10.6	7.5	50.5
Winkler de oxígeno	3.7	7.60	10.0	7.5	62.5
Wellman-Galusha de oxígeno	3.7	6.90	9.3	7.5	68.5
Wellman-Galusha de aire	6.3	7.80	12.8	16.5	64.5
Winkler de aire	8.6	7.50	14.7	20.5	68.5

Los volúmenes mayores de gas requeridos para un Btu de entrada determinado para MBG y LBG provocarán que la tubería, los reguladores de presión y las válvulas de control estén subdimensionadas para la mayoría de las conversiones. Los flujos de productos de combustión para gases de bajo Btu son considerablemente mayores que para el gas natural. Esto requiere mayores tubos de humos, cañones de chimenea y ventiladores de tiro inducido.

En la tabla 9-38 también se proporcionan los límites de inflamabilidad calculados con el método dado en el *Gas Engineers Handbook* (1977). Los valores se calcularon con las composiciones del gas combustible de la tabla 9-37. Estos límites de inflamabilidad calculados son sólo valores aproximados. Las predicciones exactas de inflamabilidad requieren que cada combustible se someta a comprobación experimental.

Evaluaciones experimentales de gases de bajo y mediano poder calorífico, LBG y MBG Los programas de investigación han proporcionado información sobre la utilización de los gases manufacturados en las siguientes áreas:

1. En quemadores para procesos industriales, diseñados para gas natural
2. Como combustible en calderas de servicio
3. Emisión de contaminantes

Los resultados de estas investigaciones se pueden resumir en la siguiente forma:

1. Cuando se utiliza en quemadores diseñados para gas natural, el MBG produce casi siempre llamas estables y tiene un comportamiento térmico, temperatura de llama y velocidades de transferencia de calor similares a las de las llamas del gas natural. Las longitudes de las llamas pueden ser más largas o cortas, dependiendo del diseño exacto del quemador.

2. Cuando se emplea en quemadores de gas natural, el LBG puede requerir boquillas de combustible más grandes, un sistema continuo de pilotaje o una disminución en la dosificación del combustible, a fin de prevenir descargas o purgas. Estos quemadores producen temperaturas de llama reducidas y transferencias de calor más bajas, comparadas con las correspondientes a las llamas de gas natural en el mismo horno. El precalentamiento del combustible y/o el aire de combustión pueden

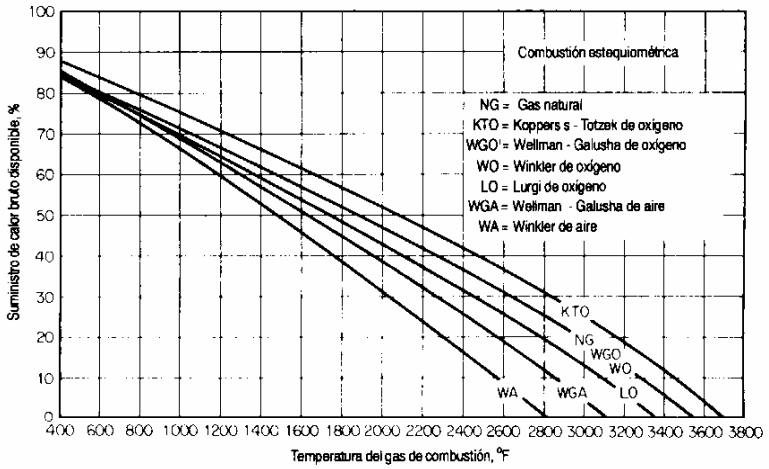


FIG. 9-61 Variación del calor disponible con el tipo de combustible. °C = (°F − 32) × 5/9.

incrementar la temperatura de la llama y la transferencia de calor, pero podría requerirse entonces un equipo especial para el quemador con recubrimientos refractarios y pasajes muy grandes para el flujo de combustible.

3. Si se aplican gases manufacturados calientes directamente del gasificador, sin que hayan sido sometidos a una limpieza previa para evitar pérdidas de calor sensible, pueden producirse grandes emisiones de NO_x y SO_x por encima de las que corresponden a los combustibles limpios o al gas natural.

CALENTAMIENTO ELÉCTRICO

El calentamiento eléctrico industrial puede dividirse en tres categorías básicas: calentamiento con resistencias, indirecto y directo; calentamiento por inducción; y calentamiento dieléctrico. La selección del método de calentamiento depende de muchos factores. El calentamiento con resistencias se refiere a la generación de calor de acuerdo con la ley de Joule, es decir, a las pérdidas I^2R en materiales conductores de electricidad cuando pasa una corriente a través de ellos por contacto directo. El calentamiento por inducción se rige también por I^2R, pero la corriente es inducida en el conductor mediante un campo magnético alternativo. El calentamiento dieléctrico es la generación de calor en un material no conductor colocándolo en el campo eléctrico alternativo con los mecanismos de calentamiento basados en las pérdidas ocasionadas por la rotación de un dipolo. Una discusión del calentamiento por rayos láser también se incluye en este análisis, ya que se produce a partir de energía eléctrica. Este no es un análisis profundo, pero sirve como guía para tomar decisiones respecto a él. Para un estudio adicional, se recomiendan las obras de Brown, Hoyler y Bierworth, *Radio Frequency Heating*, Van Nostrand, New York, 1947; Copson, *Microwave Heating*, AVI Publishing Co., Westport, Conn. 1962; y Davies and Simpson, *Induction Heating Handbook*, McGraw-Hill, London, 1979.

Las aplicaciones para el calentamiento eléctrico son muchas. En general, el calentamiento directo con resistencias es el que se emplea más a menudo para el calentamiento de barras y lingotes antes de rolar o forjar el material, para la fundición de vidrio en combinación con otra fuente de calor, en hervidores para agua caliente, y en baños salinos para el tratamiento térmico de metales. El calentamiento indirecto con resistencias en estufas y hornos tiene muchas aplicaciones, desde el secado hasta la fundición. El calentamiento por inducción se utiliza para calentar metales que serán sometidos a fundición o forjado, soldadura y endurecimiento, así como en diversas aplicaciones menos frecuentes. El calentamiento dieléctrico y por microondas se aplica en el secado de muchos materiales, desde madera hasta alimentos, para el procesamiento de materiales plásticos y para gran cantidad de aplicaciones en el calentamiento de alimentos a nivel residencial y comercial, donde las microondas son muy adecuadas. En la tabla 9-39 se resumen las ventajas y desventajas más importantes que se tienen al utilizar el calentamiento eléctrico. Debería hacerse hincapié en que una de las mayores ventajas del calentamiento eléctrico es su alta eficiencia. Esto suele ser cierto para la eficiencia eléctrica, que es el porcentaje de energía eléctrica convertida en calor útil, lo que significa que hay menos calor desperdiciado en la planta del usuario. Sin embargo, la generación de energía eléctrica a partir de un combustible fósil sólo proporciona una eficiencia del 30%; por ello las eficiencias globales del calentamiento eléctrico varían desde el 15% en una aplicación de calentamiento dieléctrico hasta el 30% para aplicaciones de calentamiento directo con resistencias.

Calentamiento directo con resistencias Las pérdidas por resistencia (I^2R) en conductores son por lo general indeseables, aunque pueden llegar a ser convenientes cuando el conductor debe someterse a calentamiento. Este método se emplea en la industria del hierro y el acero para precalentar barras y lingotes antes de ser sometidos a rolado o forjado y templado de las mismas piezas. Para que los lingotes tengan un calentamiento eficiente deberán tener una longitud mucho mayor que el diámetro; por otra parte, las pérdidas relativas de calor mediante contacto serán grandes. Cuando se trata de metales de baja resistencia como el cobre, la relación L/D debería ser mayor de 10. Cuando se trata de metales de alta resistencia como el acero, la relación L/D puede ser menor. Las secciones transversales de las barras deberían ser uniformes, para que el calentamiento también lo sea. El consumo de energía para el calentamiento de metales hasta la temperatura de forja debe tener un valor aproximado de 300 kWh/ton. Los sistemas de calentamiento por inducción, análogos a estos sistemas, rara vez se informan con valores mejores que 350 a 450 kWh/ton. Los sistemas de calentamiento por resistencia tienen también un costo aproximado al 75% del correspondiente a un sistema de calentamiento por inducción.

La energía suministrada para el calentamiento directo por resistencias puede ser trifásica o monofásica. Proviene básicamente de transformadores de reducción y contactores con capacitores para correc-

TABLA 9-39 Comparación de los métodos de calentamiento eléctrico

	Calentamiento por resistencia		Calentamiento por inducción	Calentamiento dieléctrico
	Directo	Indirecto		
Ventajas				
Limpieza: sin contaminantes	X	X	X	X
Fácil y exactamente controlable	X	X	X	X
Eficiente: poco calor a los alrededores	X		X	X
Baja inversión de capital	X	X	X	X
Bajo mantenimiento	X	X	X	X
Electricidad disponible con facilidad	X	X	X	X
Imposible ejecutar su tarea con combustible fósil	X		X	X
Electricidad generada por carbón o reacción nuclear	X	X	X	X
Calentamiento eléctrico en no conductores				X
Calor generado internamente	X		X	X
Posibilidad de alta eficiencia eléctrica	X		X	
No hay contacto directo			X	X
Desventajas				
Alto costo de energía	X	X	X	X
Ocasionalmente, es difícil la uniformidad en el calentamiento	X		X	X
Sólo se tiene energía limitada disponible en ciertas ocasiones	X	X	X	X
La conversión a partir de combustibles fósiles es baja	X	X	X	X
Alto costo de conversión del equipo actual	X	X	X	X

ción del factor de potencia, incluidos con mucha frecuencia. El sistema completo debe ser lo suficientemente fuerte para soportar las fuerzas entre los conductores de alta tensión en los cuales las corrientes del orden de 10^5 A no son desconocidos en el circuito de carga.

Los contactos a través de los que se transfiere la corriente son los que presentan más problemas para su diseño. Las grandes áreas de contacto y por consiguiente de baja resistencia, son buenas liberadoras de calor y producen terminales frías. Las pequeñas áreas de contacto con poco escape de calor tienen una resistencia alta y ocasionan pérdidas de potencia y sobrecalentamiento local. Los contactos deben soportar con frecuencia esta carga. Al diseñar estos contactos se debe tener mucho cuidado y tomar en cuenta estos problemas. Los contactos múltiples se han utilizado con contactos terminales y periféricos.

El calentamiento por resistencia de contacto directo, se utiliza también con frecuencia para líquidos como vidrio o sales fundidos. El vidrio que funde a temperaturas superiores a 1100 °C y tiene una resistividad suficientemente baja para el calentamiento directo, es una aplicación importante; la corriente se pasa entre electrodos inmersos en la fundición, que deben soportar altas temperaturas y el movimiento de la fundición. Los electrodos que se emplean normalmente son de molibdeno u óxido de estaño. Los baños de sal que se utilizan para el tratamiento de metales presentan problemas similares respecto a los electrodos. Casi siempre se emplea grafito o acero resistente a la corrosión. También es práctica común la generación de vapor pasando corriente directamente a través del agua.

Todo lo dicho supone una resistencia de calentamiento de 60 Hz. Las resistencias de alta frecuencia se utilizan también en forma común. Este método tiene las ventajas del "efecto superficial" o penetración poco profunda de la corriente de alta frecuencia y el "efecto de proximidad", en el que la corriente sigue la trayectoria de reactancia más baja mejor que la de resistencia baja. En aplicaciones en gran escala, como el soldado de tubos con costura y otras aplicaciones menores como el endurecimiento selectivo, es donde se emplea el calentamiento por resistencia de alta frecuencia.

Calentamiento indirecto con resistencias Este tipo de calentamiento incluye calentadores de resistencia superficial, calentadores por inmersión, elementos de calentamiento no aislados en hornos y estufas y calentadores infrarrojos. Entre los factores que afectan la selección de calentamiento indirecto con resistencias se incluyen el coeficiente de resistencia a la temperatura, resistencia a la deformación, condiciones atmosféricas, resistencia al choque térmico y necesidad de alta resistividad.

Los elementos de calentamiento industrial para usarse en aire caen dentro de una clasificación de cuatro grupos: a base de níquel y a base de hierro, para elementos metálicos; y carburo de silicio y disiliciuro de molibdeno para elementos no metálicos.

Los elementos que más se utilizan son a base de níquel y están formados por 80% de níquel y 20% de cromo; generalmente se recomiendan para la operación a la temperatura máxima de 1200 °C. Estos elementos forman un recubrimiento de óxido de cromo que protege el material de la oxidación excesiva. Sin embargo, no se recomiendan para su empleo en hornos atmosféricos, debido a las trazas de azufre que se forman a causa de la baja temperatura que se requiere para que este elemento reaccione con el níquel.

Cuando se necesitan elementos que soporten temperaturas ligeramente mayores, hasta 1375 °C (2500 °F) se recomienda utilizar aleaciones a base de hierro, que consisten principalmente en hierro, cromo y aluminio. El aluminio se oxida y forma una película delgada de alúmina que protege el material de la oxidación subsecuente. Estas aleaciones, al igual que las correspondientes a la serie de níquel-cromo, pueden moldearse fácilmente y formar serpentines o barras curvadas.

Cuando se requieren elementos para temperaturas superiores a 1375 °C (2500 °F) es necesario utilizar materiales no metálicos. Pueden emplearse elementos de carburo de silicio cuando las temperaturas tengan un valor máximo de 1600 °C (2912 °F). Estos elementos se fabrican en forma de barras rectas, con cortes en espiral en ciertos casos. Una de las características del carburo de silicio es que incrementa su resistencia con el tiempo (esta propiedad se conoce como envejecimiento), con lo que se hace necesario utilizar equipo eléctrico que proporcione diversos voltajes.

Otro tipo de elemento no metálico es el disiliciuro de molibdeno, que proporciona temperaturas de hasta 1700 °C (3092 °F) al tiempo que se evitan los problemas de envejecimiento del carburo de silicio. Estos elementos se obtienen mediante una mezcla que contiene 90% de $MoSi_2$ y 10% de aditivos de cerámica. Los elementos de esta clase se reblandecen a altas temperaturas, por lo que su forma general es en U. En la tabla 9-40 se resumen los datos sobre los diversos tipos de elementos analizados anteriormente, incluyendo otros como los de grafito y platino. El platino tiene la desventaja del alto costo, pero su ventaja es la baja corrosión. El grafito permite su utilización a altas temperaturas, su coeficiente de radiación de cuerpo negro es alto, tiene alta resistencia, gran resistencia al choque térmico y bajo índice de expansión térmica, pero su desventaja es la oxidación a bajas temperaturas en atmósfera oxidante.

Los **calentadores por resistencia** se utilizan en muchas aplicaciones a temperaturas relativamente bajas en las que el contacto directo se hace con el elemento aislado. Entre sus aplicaciones se incluyen desde las correspondientes al sellado de plásticos hasta la fundición de metales suaves. Como calentadores aislados flexibles, éstos se utilizan también para el calentamiento de tuberías en diversas industrias.

Los **hornos y estufas eléctricas** se utilizan en una amplia gama de procesos que van desde el recocido, endurecimiento y forjado de metales hasta el secado de materiales con aire caliente. Las estufas se definen generalmente con este nombre cuando trabajan a temperaturas de hasta 450 °C (842 °F); los hornos operan, por lo general, a temperaturas superiores a este valor. El modo dominante de transferencia de calor en estufas y hornos es la radiación, aunque la convección y conducción desde el aire calentado por estos elementos, también lo hace en gran medida, dependiendo del tipo de horno.

Actualmente hay muchos métodos para la construcción de hornos. Los más comunes son los hornos de caja con elementos de calentamiento en la cavidad del horno, los de convección forzada con calentadores externos a la cavidad, los de retorta caliente, con los elementos de calentamiento y ventilación sellados desde el exterior, los de baja capacidad térmica que utilizan aislamiento de fibra en vez de refractarios de cerámica, los de retorta fría con reflectores de calor que protegen las paredes del calor y los de mufla con el calentador externo al tubo refractario. En la selección para diversas aplicaciones se incluyen factores como la atmósfera deseada, tiempos de paro y arranque y la programación del mantenimiento requerido.

El aislamiento de los hornos consiste principalmente en óxidos de aluminio, silicio, magnesio y circonio. Los hornos para tratamiento térmico suelen utilizar ladrillos de silicato de aluminio de alto grado para su protección. El aislamiento de fibra de aluminatos y silicatos tiene conductividad térmica y capacidad calorífica muy bajas, por lo que se emplea para diseños adecuados en procesamientos por lotes. Las fibras de alúmina y circonio de alta pureza han sido mejorados recientemente para soportar temperaturas superiores a 1700 °C (3092 °F). No obstante, si la temperatura rebasa este valor, el único aislamiento satisfactorio será a base de carbón en polvo en tamaño submicrométrico o granulado. Su conductividad térmica es algo mayor que la correspondiente al aislamiento fibroso, pero sigue siendo un buen aislante.

El **calentamiento infrarrojo (IR)** o calentamiento radiante, tiene muchas ventajas, ya que el material que se está trabajando no necesita estar en contacto con los elementos de calentamiento o con el aire circulante. Los calentadores deben tener una línea de perspectiva respecto a la superficie que será calentada. Aunque la generación de calor y liberación hacia el material es más eficiente que en otros métodos que emplean hornos o estufas, el calentamiento infrarrojo tiene una menor eficiencia global ya que la parte de energía útil depende de la capacidad de absorción del material que se calienta. La radiación se controla con reflectores, que también contribuyen a la eficiencia. La distribución de intensidad de una fuente de IR varía con la temperatura y se difunde más energía con longitudes de ondas más cortas cuando se incrementa la temperatura. Las fuentes de IR de baja temperatura se utilizan cuando se requiere calentar materiales no metálicos que absorban en longitudes de onda muy largas. Las fuentes de temperaturas altas donde las longitudes de onda requeridas son más cortas se necesitan para el calentamiento de metales que los absorben mejor.

Las ventajas del calentamiento IR son las siguientes:

1. Puede calentar sólo partes de un proceso o producto.
2. Se requiere menor espacio que con otro tipo de estufas o calentadores.
3. La producción puede incrementarse fácilmente añadiendo otras unidades de calor a las unidades ya disponibles, con objeto de tener

TABLA 9-40 Materiales empleados en la fabricación de los elementos para calentamiento por resistencia

Material	Temperatura máxima de operación en aire seco, °C	Resistividad a 20°C, Ω·m	Coeficiente de resistividad en el intervalo de operación a la temperatura media	Aplicaciones principales
Cobre	350	1.72×10^{-8}		Calentadores superficiales de baja potencia
Aleaciones de níquel*				
80-20 Ni-Cr	1200	108×10^{-6}	6×10^{-5}	Elementos de calentamiento de hornos; calentadores de resistencia
80-20 Ni-Cr + Al	1250	124×10^{-8}	-2×10^{-5}	Elementos de calentamiento de hornos; el más bajo costo
60-15-25 Ni-Cr-Fe	1100	112×10^{-8}	13×10^{-5}	Elementos de calentamiento de hornos; el más bajo costo
50-18-32 Ni-Cr-Fe	1075	111×10^{-8}	17×10^{-5}	Elementos de calentamiento de hornos; el más bajo costo
37-18-43-2 Ni-Cr-Fe-Si	1050	105×10^{-6}	24×10^{-5}	Elementos de calentamiento de hornos; el más bajo costo
44-56 Ni-Cu	400	49×10^{-8}		Calentadores de resistencia; aplicaciones domésticas
Aleaciones a base de hierro*				
72-22-4 Fe-Cr-Al	1050	139×10^{-8}	4.7×10^{-5}	Elementos de calentamiento de hornos
72-22-4 Fe-Cr-Al + Co	1375	145×10^{-8}	3.2×10^{-5}	Elementos de calentamiento de hornos
78-16-4 Fe-Cr-Al + Yt, C	1300	134×10^{-8}	12×10^{-5}	Elementos de calentamiento de hornos
Metales refractarios				
Platino	1300	11×10^{-8}	3.92×10^{-3}	Hornos de mufla pequeños
90-10 Pt-Rh	1550	19.2×10^{-8}	2.0×10^{-3}	Hornos de mufla pequeños
60-4-0 Pt-Rh	1800	17.4×10^{-8}	2.0×10^{-3}	Hornos de mufla pequeños
Molibdeno	1750†	5.7×10^{-8}	5.5×10^{-3}	Hornos de vacío; hornos de mufla pequeños, en atmósfera de hidrógeno
Tantalio	2500	12.5×10^{-8}	3.2×10^{-3}	Hornos de vacío
Tungsteno	1800†	5.6×10^{-8}	5.94×10^{-3}	Lámparas infrarrojas; hornos de vacío
No metales				
Grafito	3000†	1000×10^{-8}	-2.66×10^{-4}	Hornos de vacío; atmósferas reductoras
Bisiliciuro de molibdeno	1800	40×10^{-8}	1.02×10^{-2}	Pequeños hornos de fundición de vidrio; hogar frontal
Carburo de silicio	1600	1.1×10^{-3}	-2.63×10^{-4}	Elementos de calentamiento de hornos; atmósferas oxidantes y reductoras
Cromito de lantano	1800	2×10^{5}		

* Sólo composiciones aproximadas.
† Sin aire.

más áreas locales de calentamiento o un calentamiento total incrementado.

4. Los sistemas de agotamiento de flujo alto pueden reemplazarse con sistemas de flujo menor, ya que el aire no se calienta excesivamente.

5. Son prácticas para este sistema, las temperaturas de productos hasta 650 °C (1202 °F).

Los primeros sistemas de IR sólo eran calentadores controlados del tipo encendido-apagado. En la actualidad, un rectificador de control a base de silicio (SCR) puede proporcionar un circuito cerrado que controla automáticamente la temperatura.

Existen tres tipos principales de calentadores IR: los de haz amplio con un reflector a 100° de inclinación y una baja densidad de energía; los de haz múltiple, con un reflector de varios ángulos para establecer las densidades y cobertura de energía deseadas; y los destinados al trabajo pesado, que tienen energías hasta de 20 o 30 kW, donde el ancho de banda del haz es mediano, con inclinación de 60°, y se seleccionan para trabajos mecánicos muy rudos. Los elementos de calentamiento disponibles para este tipo de calentadores son de tres tipos:

1. Lámparas de cuarzo, que son las que proporcionan la radiación más eficiente y utilizan elementos de tungsteno.

2. Tubos de cuarzo con elementos de níquel-cromo, utilizados para calentadores de haz amplio y diversos niveles de energía.

3. Varilla metálica, que consiste en un elemento de níquel-cromo rodeado por un aislante de óxido de magnesio con una cubierta metálica exterior; se utilizan para calentadores de trabajo pesado.

Calentamiento por inducción El calentamiento por inducción proporciona un medio para el calentamiento preciso de objetos que conducen electricidad. En algunos casos, es el único método práctico para proporcionar calor al material de trabajo. Es limpio, rápido, repetible y se presta al ciclaje automático. No se requiere ningún contacto entre la carga de trabajo y la fuente de calor y el calor se puede limitar a áreas localizadas o a una región superficial de la carga.

El calentamiento por inducción se produce cuando se sumergen materiales conductores eléctricos, como piezas de trabajo metálicas, en un campo magnético alterno. Este campo se suele producir mediante una bobina eléctrica activada por una fuente adecuada de energía eléctrica de corriente alterna (ca). El campo magnético por ca induce voltajes en el material conductor que producen corrientes circulantes (parásitas). La magnitud de las corrientes inducidas se determina por la magnitud eficaz del voltaje inducido y la impedancia de la pieza de trabajo. El flujo de la corriente inducida genera pérdidas de I^2R y calor en la pieza de trabajo. Se produce calor adicional en piezas magnéticas, debido a las pérdidas por histéresis; este calor es por lo común pequeño, pero en algunos casos en que se incluyen campos magnéticos poderosos, el calor resultante de las pérdidas por histéresis puede llegar a ser importante. La tabla 9-41 enumera las aplicaciones más importantes del calentamiento por inducción.

El calentamiento por inducción es eficiente y práctico si se satisfacen ciertas relaciones básicas que incluyen la frecuencia del campo magnético y las propiedades de la pieza de trabajo. Aunque las relaciones no son muy críticas, se deben satisfacer hasta donde se produzca una cantidad adecuada de efecto superficial en la pieza de trabajo. El efecto superficial es un fenómeno por el que las corrientes que fluyen en la pieza tienden a ser más intensas en la superficie, mientras que las corrientes en el centro se aproximan a cero. Como consecuencia de esta distribución, las corrientes producen un índice mayor de calentamiento cerca de la superficie. El efecto superficial se encuentra presente en todas las aplicaciones adecuadas de calentamiento por inducción.

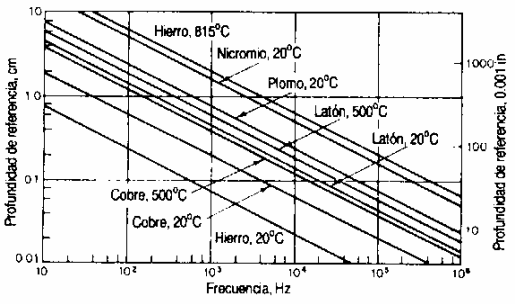


FIG. 9-62 Profundidades de referencia para materiales comunes, en función de la frecuencia.

TABLA 9-41 Aplicaciones más comunes del calentamiento por inducción

Aplicación	Intervalo aproximado de frecuencia, Hz
Fundición	60-10 k
Endurecimiento superficial	10 k-10 M
Soldado	10 k-10 M
Forjado	60-3 k
Soldado de tubos	10-500 k
Templado	60-10 k
Calentamiento local	10-500 k
Refinación en zona de semiconductores	50-500 k

La toma en consideración de la frecuencia operacional tiene que ser la primera etapa de diseño de una buena instalación de calentamiento por inducción. Para lograr un calentamiento por inducción eficiente, tiene que haber una relación apropiada entre el diámetro de la pieza de trabajo (o el espesor) y la profundidad de referencia. Para un diámetro dado de la pieza, cuanto más delgadas sean las capas portadoras de corriente, tanto mayor será el índice de generación de calor en la superficie, cuando los demás factores permanezcan constantes. Si se pasan por alto los efectos menores, la profundidad eficaz de la capa portadora de corriente depende de la frecuencia de la ca generadora del campo magnético, la resistencia eléctrica y la permeabilidad magnética de la pieza. La frecuencia es el único de esos factores que se puede manipular con facilidad.

La densidad de la corriente en una pieza de trabajo disminuye exponencialmente a partir de la superficie. El índice de disminución se puede comparar de una aplicación a otra mediante la profundidad de referencia. Esta última, que tiene una importancia física real en algunos casos especiales, se define por medio de

$$d = 5000\sqrt{p/\mu f} \qquad (9\text{-}41)$$

en donde d es la profundidad de referencia en cm; p la resistividad de la pieza de trabajo, en Ω·m; Cμ es la permeabilidad magnética relativa de la pieza de trabajo (adimensional); y f la frecuencia del campo magnético alterno de la bobina de trabajo, en hertz. En la figura 9-62 se muestra la profundidad de referencia en función de la frecuencia para diversos metales comunes. Se puede demostrar que si la razón del diámetro de la pieza de trabajo a la profundidad de referencia cae por abajo de aproximadamente 4 a 1, se reduce la eficiencia de calentamiento. La frecuencia crítica se define como aquella a la que la razón de la pieza de trabajo a la profundidad de referencia es de 4.5 a 1 para

TABLA 9-42 Eficiencias promedio de acoplamiento para el calentamiento por inducción de cargas acopladas estrechamente

Tipo de bobina	Acero magnético debajo del punto de curie	Acero arriba del punto de curie, acero inoxidable	Latón, titanio, aluminio, bronce	Cobre
Helicoid. en torno a pza.	0.90	0.65	0.50	0.30
Helicoidal interno	0.70	0.40	0.30	0.20
Una vuelta sobre la pieza	0.85	0.60	0.45	0.25
Una vuelta interna	0.65	0.35	0.25	0.15
De horquilla	0.85	0.60	0.45	0.25
De torta	0.70	0.40	0.30	0.20

TABLA 9-43 Fuentes de potencia para inducción

Fuente	Intervalo de frecuencia	Intervalo de potencia	Eficiencia %	Características
Frecuencia de línea	60 Hz	100 kW-100 MW	90-95	Alta frecuencia; bajo costo, no se requiere equipo complejo; penetración profunda de la corriente.
Motor-alternador	500 Hz-10 kHz	10 kW-1 MW	75-85	Baja sensibilidad al calor ambiental; baja sensibilidad a la agitación de líneas; frecuencia fija; bajos costos de mantenimiento; no requiere respuestas
Estado sólido	500 Hz-50 kHz	10kW-1 mW	75-95	No requiere corriente auxiliar; alta eficiencia; no tiene partes móviles; requiere protección externa; no necesita tiempo de calentamiento; la impedancia se ajusta a los cambios de carga
Tubo de vacío	50 kHz-10 MHz	1-500 kW	65-75	El calentamiento superficial no es profundo; el calentamiento se efectúa en lugares específicos; es el de mayor costo; la impedancia se ajusta a los cambios de carga; es el menos eficiente

barras redondas; si se calienta una lámina por ambos lados la razón será 2.25 a 1. En la figura 9-63 se muestra la eficiencia de calentamiento, en función de esta frecuencia crítica.

Para una baja profundidad en una gran pieza de trabajo, se escoge una frecuencia elevada. No hay por qué preocuparse de la frecuencia crítica, puesto que el diámetro será de muchas veces la profundidad superficial. Sin embargo, para lograr el calentamiento total más rápido se debe escoger una frecuencia cercana a la crítica y se hacen más importantes los cálculos de la profundidad de referencia y la eficiencia.

El índice de generación de calor mediante el calentamiento por inducción es proporcional a los ampere-vueltas de la bobina elevados al cuadrado. La resistividad eléctrica de la pieza de trabajo rige el índice de generación de calor en ella mediante I^2R. En una carga magnética se desarrollan también pérdidas por histéresis que son despreciables en comparación con las pérdidas por I^2R, a menos que se encuentren presentes campos excepcionalmente fuertes. Al calentar una carga no magnética de baja resistividad, se deben utilizar corrientes elevadas en la bobina de trabajo para lograr índices elevados de calentamiento. Por consiguiente, las pérdidas en la bobina tienden a ser altas y la eficiencia baja, cuando se calienta una pieza de trabajo de baja resistividad. Las eficiencias de calentamiento de diversos tipos de cargas con varios tipos de bobinas se dan en la tabla 9-42.

Los hornos de inducción que funcionan a frecuencias de 60 a 1000 Hz son útiles para obtener temperaturas de hasta 3000 °C (5432 °F). En un tipo de horno, las corrientes se inducen directamente en la carga; en otros, las corrientes se inducen en una caja conductiva que contiene la carga y el calor se irradia hacia adentro, a la carga del horno. Puesto que las corrientes de la bobina pueden ser de 15 000 amp, los conductores de la bobina son por lo común huecos para permitir la circulación de agua, con fines de enfriamiento. En comparación con el calentamiento por resistor, el factor de potencia de la calefacción por inducción es relativamente bajo a 60 Hz, debido a los efectos de reactancia. Esto tiende a disminuir al factor global de potencia de la planta, que puede provocar castigos de energía aplicados por la compañía de servicio de utilidad pública. Normalmente se utilizan capacitores de corrección del factor de potencia.

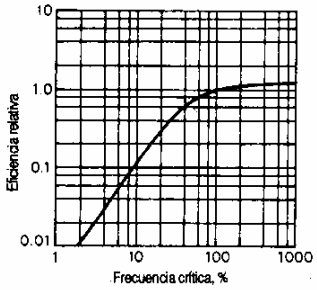


FIG. 9-63 Relación entre la eficiencia relativa y la frecuencia crítica.

Las fuentes de energía para las bobinas de inducción caen en cuatro categorías, y el tipo a utilizar depende del intervalo de frecuencia deseado. Los cuatro tipos se alimentan con frecuencia de 60 Hz, tienen sistemas transformados de estado sólido, sistemas alternador-motor y sistemas de tubo de vacío. En la tabla 9-43 se resumen los cuatro sistemas con sus características y límites de frecuencia. A menudo se utilizan multiplicadores magnéticos de frecuencia de alimentación, pero están siendo reemplazados por sistemas de estado sólido. Su utilidad se ha incrementado desde 1965 y también están sustituyendo los sistemas de motor-alternador en el intervalo de frecuencia media. Las principales ventajas de los sistemas de estado sólido son, probablemente, su mayor eficiencia y que no requieren tiempo de calentamiento, mientras que las principales ventajas de los sistemas de motor-alternador son su frecuencia fija y mayor facilidad de mantenimiento. Las características de estos sistemas pueden considerarse como ventajas o desventajas, dependiendo de las aplicaciones. Las fuentes de energía para tubos de vacío por radiofrecuencia han sido muy utilizados cuando se requiere un calentamiento superficial muy ligero. El límite superior de frecuencia de los sistemas de estado sólido es aproximadamente 50 kHz, y estos sistemas no pueden competir en la actualidad con los tubos de vacío en frecuencias superiores a ésta.

Calentamiento dieléctrico Calentamiento dieléctrico es el término que se aplica a la generación de calor en materiales no conductores debido a sus pérdidas cuando se someten a un campo eléctrico alterno de frecuencia elevada. Las **frecuencias** necesarias van de 1 a 200 MHz. El calentamiento de los no conductores por este método es extremadamente rápido. Esta forma de calentamiento se aplica poniendo una carga no conductora entre dos electrodos, a través de los cuales se aplica un voltaje de alta frecuencia. En efecto, esta disposición constituye un capacitor eléctrico, en el que la carga actúa como dieléctrico. Aunque, de modo ideal, un capacitor no tiene pérdidas, se producen pérdidas prácticas y se genera calor suficiente a frecuencias elevadas para que resulte una forma práctica de fuente de calor.

La frecuencia utilizada en el calentamiento dieléctrico es función de la potencia deseada y el tamaño del material de trabajo. Los valores prácticos de voltajes que se aplican a los electrodos son de 2000 a 5000 V/in de espesor del material de trabajo. La fuente de potencia es exclusivamente por osciladores electrónicos (tubos al vacío) capaces de generar las frecuencias muy altas que convienen. En la actualidad se utilizan unidades de hasta 500 kW de salida. Algunos de los usos más comunes con calentamiento dieléctrico son: desecación de madera, curado y encolado, precalentamiento de materiales plásticos, elaboración del caucho y materiales sintéticos, procesamiento de artículos alimenticios y desecación y tratamiento térmico de artículos textiles.

El requisito básico para el calentamiento dieléctrico es el establecimiento de un campo eléctrico alterno de alta frecuencia dentro del material o de la carga que se va a calentar. Una vez establecido el campo eléctrico, el segundo requisito incluye las propiedades de pérdida dieléctrica del material que se va a calentar. La **pérdida dieléctrica** de un material determinado se produce debido a los efectos de polarización eléctrica en el material mismo. Hay cuando menos cuatro tipos reconocidos de esa polarización: dos que se producen debido al campo mismo o polarización inducida y dos que son inherentes y determinados

por la disposición de las partículas componentes del material propiamente dicho. Estos mecanismos de pérdidas son: **1)** polarización electrónica, **2)** polarización atómica, **3)** orientación dipolar y **4)** polarización de carga espacial. Las dos últimas son las más importantes en el calentamiento dieléctrico.

El índice de volumen de entrada de potencia P_v a un material dieléctrico se puede expresar en watts/in^3 como

$$P_v = 1.41E^2 f\varepsilon_r \tan\delta \times 10^{-12} \qquad (9\text{-}42)$$

en donde E = campo eléctrico, volts/in; f = frecuencia del campo eléctrico, Hz; ε = constante dieléctrica relativa de la pieza de trabajo y tanδ = tangente de la pérdida dieléctrica de la pieza de trabajo o complemento del ángulo de factor de potencia, o sea, el ángulo entre el voltaje y la corriente en el material dieléctrico. El producto de ε_r y tanδ, denominado factor de pérdida, se da a menudo en tablas de propiedades dieléctricas de materiales para varias frecuencias (véase la Tabla 9-44).

Calentamiento por microondas El calentamiento por microondas es simplemente calentamiento dieléctrico a frecuencias todavía más altas, y se realiza en una cavidad en donde la longitud de onda es del orden del tamaño de la cavidad misma, en lugar de que sea grande en comparación con el aplicador, como sucede en el calentamiento de baja frecuencia. Las dos frecuencias predominantes utilizadas en el calentamiento por microondas son de 915 a 2450 MHz. El calentamiento por microondas es de 10 a 100 veces más alto en frecuencia que el calentamiento dieléctrico habitual. A partir de la ecuación (9-42) se puede ver que se necesita un voltaje más bajo si el factor de pérdidas es constante. Sin embargo, el factor de pérdidas suele ser por lo común más grande en las frecuencias de microondas. Asimismo, en las frecuencias de microondas hay una **profundidad superficial** definida en los materiales con factor de pérdidas elevado, que es análoga a la profundidad superficial en el calentamiento por inducción. La profundidad superficial es

$$d = \frac{v}{2\pi f}\left[\frac{2}{\varepsilon_r(\sqrt{1+\tan^2\delta}-1)}\right]^{0.5} \qquad (9\text{-}43)$$

en donde d es la profundidad de penetración, en in; v, la velocidad de la luz, in/s; y f, ε_r y tanδ son como en la ecuación (9-42). La profundidad superficial es importante en el calentamiento de artículos alimenticios, por ejemplo, en donde es bastante grande es en artículos alimenticios congelados con un factor pequeño de pérdidas, pero pequeña en los alimentos a la temperatura ambiente, como la carne descongelada.

El calentamiento por microondas se está convirtiendo con rapidez en la clave para nuevos procesos y nuevas técnicas. Esta forma de calentamiento ha comenzado a proliferar a medida que su costo ha entrado dentro de la gama de un número creciente de usuarios. El **intervalo de aplicabilidad** del calentamiento por microondas se determina por factores económicos que incluyen (pero puede no estar limitado): el precio por libra del producto acabado, la existencia de preferencias especiales, como la calefacción diferencial o la programación instantánea de calor, ahorros en espacio de almacenamiento o herramientas, debido a una reducción significativa del tiempo de ciclo de calor, reducción en los costos de materias primas para productos finales de calidad igual, disminución de la contracción en el proceso y/o las pérdidas y superioridad del producto final.

TABLA 9-44 Factores típicos de pérdida en el dieléctrico para varios materiales

Material	Factores de pérdida
Madera de abeto, seca	0.11
6% de humedad	0.175
10% de humedad	0.29
Papel	0.20
Textolita	0.62
Caucho duro	0.015
Porcelana	0.044
Acetato de celulosa	0.25
Nitrato de celulosa	0.50
Formaldehído fenólico	0.45
Formaldehído de urea	0.16

La conversión de energía de los accesorios de línea a la energía en microondas dentro de los productos se estima en 50%. Las fuentes básicas de energía de microondas tienen un costo aproximado de 2 500 dólares/kW; el aplicador de energía de microondas, aproximadamente 500 dólares/kW; y la sustitución de tubos, aproximadamente 0.06 dólares/h (todos en 1980). Las fuentes de energía de microondas para usos industriales se encuentran disponibles en módulos de 1, 5, 20 y 30 kW, que pueden unirse para cumplir las especificaciones de los requisitos de energía del proceso.

Se están desarrollando dos campos diferentes para la utilización de energía por microondas en procesos químicos. Uno de esos campos utiliza la absorción directa de microondas para lograr un **calentamiento rápido y eficiente de materiales dieléctricos**, sin calentar el medio circundante o los materiales asociados con pequeñas pérdidas dieléctricas. Esta forma de energía radiante se está estudiando o utilizando para el procesamiento de alimentos en gran escala (cocción, esterilización, desecación por congelación, etc.) y para procesos y productos industriales como cerámica, artículos químicos, recubrimientos, electrónicos, productos forestales, artes gráficas, papel, productos farmacéuticos, plásticos, caucho y textiles. Las funciones usuales que se desarrollan son el enlazado, el curado, la desinfección, la desecación, la formación de espumas, la fusión, los tratamientos térmicos, la polimerización y el sellado. En muchos casos, la utilización va más allá de un reemplazamiento simple o un complemento de ciclo térmico. En parte, esto se debe a la capacidad de las microondas para penetrar en los materiales dieléctricos y absorberse a través de todo el volumen expuesto, generando de ese modo el calor de manera uniforme. Se debe también, en parte, a la **selectividad** inherente del calentamiento por microondas. Por ejemplo, al desecar materiales mojados, la energía de microondas se absorbe en las regiones más húmedas y pasa esencialmente por las más secas. Esta selectividad del calentamiento ofrece un medio para autolimitar la energía absorbida por materiales heterogéneos y es poco probable que se produzca un sobrecalentamiento. Con estos efectos combinados, el calentamiento por microondas puede realizar con frecuencia un trabajo de calefacción con mayor rapidez, en menos espacio, sin calentamiento superficial indebido, sin retraso térmico y, por ende, con un control rápido.

El otro campo de energía de microondas en desarrollo implica la síntesis química mediante plasmas acoplados por microondas. Como fuente monocromática, de radiación electromagnética, de control preciso, las microondas proporcionan el campo eléctrico alterno necesario para la ionización continua de una sustancia gaseosa que pase por ese campo. El plasma o gas ionizado ofrece varias trayectorias para síntesis química. El plasma contiene electrones y especies ionizadas; puede proporcionar radicales y/o especies moleculares y atómicas excitadas y se puede utilizar como fuente precisa de luz ultravioleta para reacciones fotoquímicas.

Calentamiento por arco eléctrico (plasma) El calentamiento eléctrico por medio de la formación de plasma tiene empleos bastante importantes. El plasma se forma a partir de gases o vapores de constituyentes reactivos diluyentes de un vapor de procesamiento y los electrones en un gradiente de voltaje. Un plasma es un gas parcialmente ionizado que contiene moléculas, átomos, iones, electrones y radicales libres, que se desplazan a determinadas velocidades. El plasma está en equilibrio térmico cuando la energía promedio de cada especie es la misma y se aplican las leyes de la termodinámica. Se obtiene aproximadamente el equilibrio térmico a presiones de 101.325 kPa (1 atm) y a niveles de energía suficientemente altos para mantener una concentración de electrones>10^{14} cm^{-3}. Los plasmas con estas propiedades se denominan **descargas de arco**. Los dispositivos que suministran energía eléctrica para formar y emplear descargas de arco son el horno de arco eléctrico, el plasma de inducción y el chorro de plasma.

El principio del **calentamiento por arco eléctrico** indica que, cuando se interrumpe un circuito eléctrico (mediante un hueco de aire), seguirá fluyendo corriente, si es suficientemente alta como para vapo-

luctos finales de ca-
oceso y/o las pérdi-

línea a la energía en
0%. Las fuentes bá-
roximado de 2 500
, aproximadamente
nadamente 0.06 dó-
le microondas para
lulos de 1, 5, 20 y 30
ciones de los requi-

ara la utilización de
'no de esos campos
ar un **calentamien-**
in calentar el medio
las pérdidas dieléc-
diando o utilizando
(cocción, esteriliza-
ocesos y productos
cubrimientos, elec-
l, productos farma-
s usuales que se de-
in, la desecación, la
térmicos, la polime-
ón va más allá de un
lo térmico. En parte,
penetrar en los ma-
volumen expuesto,
e. Se debe también,
iento por microon-
, la energía de mi-
pasa esencialmen-
tamiento ofrece un
nateriales heterogé-
calentamiento. Con
icroondas puede re-
n mayor rapidez, en
bido, sin retraso tér-

esarrollo implica la
microondas. Como
ática, de control pre-
rico alterno necesa-
aseosa que pase por
as trayectorias para
especies ionizadas;
lares y atómicas ex-
luz ultravioleta para

El calentamiento
e empleos bastante
o vapores de consti-
samiento y los elec-
n gas parcialmente
lectrones y radicales
s. El plasma está en
e cada especie es la
. Se obtiene aproxi-
1.325 kPa (1 atm) y
ntener una concen-
stas propiedades se
e suministran ener-
rco son el horno de
de plasma.
co indica que, cuan-
un hueco de aire),
lta como para vapo-

rizar parte del conductor y llenar el hueco con un circuito de vapor conductor. El horno de arco eléctrico puede funcionar a temperaturas de hasta 3500°C (6332°F). A esas temperaturas, el horno eléctrico no tiene competidores económicos. Sus principales usos son para la purificación de minerales, el cambio de la estructura cristalina indeseable de un material y la síntesis de compuestos no disponibles en estado natural mediante la fusión de diferentes materias primas. Por ende, el horno de arco se utiliza mucho en las industrias metalúrgicas, de abrasivos, de materiales refractarios y electroquímica.

El arco se establece mediante el contacto momentáneo de ambos electrodos o un electrodo y la carga (que frecuentemente actúa como segundo electrodo) y su separación posterior. El vapor producido en la separación proporciona el circuito conductor. El método preferible de funcionamiento es con un arco corto que dé origen a corrientes elevadas. Se emplean normalmente voltajes hasta de 250 volts en hornos de arco junto con transformadores de cambio de tomas para obtener el voltaje más adecuado. Los **materiales** usuales de **electrodo** son el grafito y el carbono. El grafito es más costoso, más puro, con mayor resistencia y mayor capacidad portadora de corriente que el carbono. La severidad del funcionamiento y los requisitos de pureza dictan el tipo de electrodos que se deben emplear. Los arcos de carbono son la fuente más intensa de calor con una temperatura de aproximadamente 5500°C (9932°F). Los electrodos se consumen en el proceso de calentamiento mediante la oxidación y por contacto con la carga del horno. En el horno de arco directo, el voltaje se aplica entre dos o más electrodos situados por encima de la carga que, en la mayor parte de los casos, no es conductora de electricidad a temperatura ambiente, pero se vuelve conductora a temperaturas más elevadas. Para fundir la carga, se ponen capas de coque sobre la superficie, entre los electrodos. Cuando se bajan los electrodos al lecho de coque fluye una corriente y se genera calor que, a su vez, hace que se funda la carga del horno cercana a él. Entonces, la carga se hace conductora y pasa corriente de electrodo a electrodo a través del baño fundido. Se genera calor mediante la radiación de arco eléctrico entre electrodos y baño a través del efecto de calentamiento de resistencia en el baño.

Los hornos de arco pueden ser monofásicos y trifásicos. Para cargas eléctricas equilibradas sobre las alimentaciones de energía eléctrica, es conveniente un horno trifásico; sin embargo, los hornos monofásicos conectados adecuadamente a diferentes potencias monofásicas pueden mantener también un sistema general equilibrado. Se utilizan comercialmente con capacidades de 250 a 10 000 kVa. Los más comunes son los tamaños que se encuentran en la gama de 1000 a 2000 kVa. Puesto que la posición del electrodo es crítica, se utilizan reguladores automáticos para controlar la posición de los electrodos, con el fin de mantener constante la corriente, el voltaje o la potencia, según sea el caso.

El **chorro de plasma** se puede hacer funcionar con cc o ca. Los electrodos metálicos enfriados con agua no se consumen y el hueco entre los electrodos se hace conductor al pasar por los electrodos un gas no reactivo y fácilmente ionizado, que puede ser argón o helio. La velocidad del gas alcanza niveles supersónicos. Con fines de calentamiento, se pueden agregar gases reactivos ya sea a la corriente de gas inerte a bajos niveles, antes de hacerlo pasar por la región del electrodo, o bien, a niveles elevados, calentando el gas inerte fuera de la región de los electrodos. No se pueden utilizar gases reactivos puros, debido a la reactividad de los electrodos con ellos. Existen restricciones similares cuando una partícula sólida es un reactivo. Debido a las altas velocidades encontradas en el dispositivo de chorro de plasma, el tiempo de contacto en la región de flujo térmico máximo es extremadamente corto. Existen temperaturas de más de 8000°C (14 432°F) en el gas que sale de esos dispositivos.

Las limitaciones establecidas por los electrodos en los dispositivos de arco eléctrico y chorro de plasma se eliminan en el dispositivo generador de **inducción por plasma**. La potencia de una fuente de radiofrecuencia que opera hasta 20 MHz se transfiere al gas ionizado térmicamente por acoplamiento inductivo con el gas parcialmente conductivo. La transferencia de energía se produce por una corriente de alta frecuencia inducida en un ánulo muy delgado en el exterior de la carga, tanta corriente como debería inducirse en un tubo de acero de pared delgada, localizado en la misma posición dentro de la bobina.

A una frecuencia de 4 MHz y niveles de potencia de hasta 10 kW, sólo es posible utilizar gases monoatómicos para iniciar el arco. Es posible tener gases diatómicos reactivos en un plasma de argón y calentarlos. El plasma se extingue a una razón crítica fijada por el tipo de gas agregado y la geometría del reactor. Cuando las frecuencias y los niveles de potencia son mayores, es posible dosificar grandes cantidades de un gas diatómico en el plasma sin que se extinga el gas.

Como ningún electrodo se expone a la región de plasma, pueden ocurrir más tipos de reacciones a temperaturas elevadas que en los dispositivos de chorro de plasma o arco eléctrico (carbono). El dispositivo de plasma de inducción es útil como fuente limpia de calor para el crecimiento de cristales y la formación de esferas y para procesos químicos de alta temperatura, de carácter endotérmico total. Cuando se trata de reacciones exotérmicas se requiere una extinción rápida de los productos calentados.

Calentamiento por rayos láser Este tipo de calentamiento se logra mediante la absorción de energía luminosa en una superficie material excepto cuando se trata de materiales semitransparentes, que pueden absorber la energía luminosa más allá de la superficie. La absorción de la energía luminosa puede variar de 1 a 99% dependiendo del material específico y de la preparación de la superficie, mecánica y/o química. La originalidad del calentamiento por rayos láser resulta del alto nivel de energía, complementado ópticamente con la energía luminosa láser de tipo monocromático y coherente. Las densidades de energía que se liberan hacia una superfice material pueden ser superiores a 10^6 W/cm^2 en un pequeño sector, o reducirse bastante para una área más amplia, según los requisitos de calentamiento.

Aunque el calentamiento por rayos láser se utiliza mucho en el corte barrenado de metales, plásticos, cerámica y materiales orgánicos, la mayor cantidad de energía de rayos láser consumida es en el endurecimiento de transformación (tratamiento térmico) de aceros y hierros colados para mejorar sus propiedades y utilizarlo en ciertos componentes mecánicos. La soldadura láser de componentes de transmisión automotrices también es una aplicación reciente del consumo de energía láser.

Aunque se han probado con éxito cientos de diferentes tipos de láser, los de CO_2 de onda continua son los que cuentan con la mayor cantidad de energía láser en aplicaciones industriales. Estas máquinas-herramienta proporcionan potencias de 50 a 15 000 W en la más lejana zona del infrarrojo (10.6 μm) y pueden trabajar continuamente o en pulsos. El medio productor de láser es una mezcla a baja presión de CO_2, N_2, He, y a veces O_2 o CO, que se excita mediante una descarga eléctrica incandescente. La energía luminosa láser se extrae de esta mezcla mediante un "resonador" óptico compuesto de por lo menos dos superficies especulares, una de las cuales es transparente en forma parcial y proporciona el haz de salida. Las eficiencias de conversión eléctrica para láser de CO_2 se encuentran en el intervalo de 5 a 14% y sus costos de operación por watt de energía entregado son los más bajos para cualquier equipo de calentamiento por láser que se utilice a un nivel industrial significativo.

TABLA 9-45 Aplicaciones industriales del calentamiento directo e indirecto

Industria	Directo	Indirecto
Alimentos	x	
Madera		x
Papel		x
Petróleo		x
Hule y plásticos		x
Vidrio	x	
Cemento	x	
Cal	x	
Beneficio de minerales	x	
Coque		x
Hierro y acero	x	

EQUIPOS DE COMBUSTIÓN O CALENTAMIENTO PARA PROCESOS

Las veinticuatro industrias mayores que utilizan energía intensamente dependen de equipo de calentamiento y/o combustión directo o indirecto para secar, calentar, calcinar, fundir y para el proceso químico general. Algunas de estas industrias utilizaron carbón y gas manufacturado y cambiaron a gas natural o petróleo cuando estos combustibles llegaron a ser más baratos que el carbón. Existe una tendencia firme a retornar al empleo de carbón y gases derivados del carbón; este movimiento tiende también a adaptar los procesos que utilizaban otros combustibles para que lleguen a utilizar carbón. En esta subsección se trata sobre el equipo de combustión directa e indirecta, y se hace hincapié especial en las industrias de proceso químico que utilizan la combustión indirecta.

En la generación de vapor para calentamiento en procesos y producción de energía eléctrica es donde se utiliza más el calentamiento (combustión) indirecto, y se trata por separado bajo el rubro "Generadores de vapor".

Los equipos de combustión de **fuego directo** son aquellos en que la llama y/o los productos de combustión se utilizan para obtener algún resultado deseado por contacto directo con otro material. Los ejemplos comunes de este tipo son hornos giratorios, los hornos de hogar abierto y los evaporadores de combustión sumergida.

En los equipos de combustión de **fuego indirecto**, la llama y los productos de combustión se separan de todo contacto con el material principal en el proceso mediante paredes metálicas o refractarias. Como ejemplos tenemos las calderas de vapor, los vaporizadores, los intercambiadores de calor y los crisoles de fusión. En la tabla 9-45 se muestran las once aplicaciones industriales de estos tipos de equipos de calentamiento para procesos.

Equipo de calentamiento directo En la tabla 9-46 se proporciona la información sobre el consumo de energía promedio en las siete industrias mayores que utilizan el calentamiento directo. En la tabla 9-47 se muestran las clases de equipos de calentamiento directo que se emplean en la manufactura de cemento y cal y el consumo correspondiente de energía por tonelada de producto. Los detalles del equipo se describen en un informe titulado "Assessment Application for Direct Coal Combustion", editado en 1977 por la National Science Foundation. En la sección 20 de esta edición se describen e ilustran los secadores rotatorios, los hornos rotatorios y los hornos de hogar y de hogar múltiple.

Equipos de calentamiento indirecto El siguiente análisis está basado en gran parte en artículos de Herbert L. Berman ["Fired Heaters I, II, III y IV", *Chem. Eng.* (June 19, July 31, August 14, September 11, 1978)]. Los requisitos para la industria de proceso para calentadores por combustión se dividen en media docena de categorías de servicio general.

TABLA 9-46 Índice promedio de consumo de energía en industrias de proceso

Industria	10^6 Btu consumidos/ton. de producto*
Contenedores de vidrio	12.0
Cemento	7.0
Cal	6.3
Acero (beneficio de minerales, estufas, altos hornos, hornos de hogar abierto, hullera de reblandecimiento)	24.0
Cobre (tostado, fundido, refinado, fusionado)	40.2
Productos estructurales de arcilla	4.9
Productos plásticos	20.6

FUENTE: M.E. Fejer y colaboradores, *Assessment Application for Direct Coal Combustion*, Institute of Gas Technology, Chicago: National Science Foundation Cont. NSF-C924, Oct. 1976.

* Para convertir 10^6 unidades térmicas británicas (Btu) por tonelada en megajoules por kilogramo, multiplíquese por 1.16.

TABLA 9-47 Consumo de energía de diversos procesos de producción de cemento y cal

Proceso	10^6 Btu/ton*
Cemento	
Húmedo	
Horno largo†	5.9
Calcinador y horno corto	4.7
Semihúmedo: precalentador y horno corto	3.6
Seco	
Horno largo	4.7
Precalentador de suspensión y horno corto	3.2
Semiseco: precalentador de rejilla y horno corto	3.4
Cal	
Horno largo rotatorio†	7-8
Horno corto rotatorio†	5-6
Horno vertical	4.5-5.0
Horno de hogar rotatorio	4.5-5.0

* Para convertir 10^6 unidades térmicas británicas (Btu) por tonelada en megajoules por kilogramo, multipliquese por 1.16.

† Más comunes en Estados Unidos.

Recalentadores de columna La carga tomada de una columna de destilación es un líquido recirculante que es vaporizado parcialmente en el recalentador. La corriente de líquido y vapor mezclados, vuelve a entrar en la columna donde el vapor se condensa y libera su calor de vaporización. Según la aplicación específica, la temperatura del recalentador (hervidor) se encuentra en el intervalo de 204 a 288°C (400 a 550°F).

Precalentadores de alimentación para columnas de fraccionamiento La carga (por lo general sólo líquido, aunque algunas alimentaciones pueden contener una cantidad nominal de vapor de entrada) se envía al calentador por combustión, seguido de un precalentamiento en el equipo que no se somete a calentamiento por combustión.

Un ejemplo claro de este tipo de servicios es un calentador de la alimentación a una columna de destilación atmosférica en una refinería de petróleo. El petróleo crudo entra al calentador de combustión a una temperatura de 232°C (450°F) y debe salir como líquido a una temperatura de 371°C (700°F) con una vaporización aproximada del 60% de la carga inicial.

Precalentadores de alimentación al reactor En esta aplicación, los calentadores por combustión elevan la temperatura de la carga al nivel necesario para controlar una reacción química que tiene lugar en un recipiente adyacente. La naturaleza de la carga y la presión y temperatura de operación del calentador pueden variar considerablemente, según el proceso. Los ejemplos que se citan a continuación muestran la diversidad de aplicaciones para los precalentadores de alimentación a los reactores.

• **Calentamiento de componentes sencillos en una fase, por ejemplo, vapor sobrecalentado en las secciones de reacción del proceso de fabricación de estireno.** En este servicio, la temperatura del fluido se incrementa desde aproximadamente 371°C (700°F) en la entrada, hasta un valor aproximado de 816°C (1500°F) en la salida.

• **Calentamiento de componentes múltiples en una fase sencilla, como las mezclas de hidrocarburos vaporizados y gas hidrógeno de recirculación, antes del proceso de reformación catalítica en una refinería.** En este servicio, la carga entra al calentador a una temperatura de 427°C (800°F) y al salir, su temperatura tendrá un valor aproximado de 538°C (1000°F). En los reformadores, el fluido tendrá una presión que oscila entre 1.723×10^6 Pa (250 psig) y 4.137×10^6 Pa (600 psig). Existen restricciones muy severas en el servicio debido a la caída de presión del fluido asociada con él.

• **Calentamiento de componentes múltiples en fase mezclada, como el calentamiento de mezclas de hidrocarburos líquidos y gas hidrógeno recirculado para reacción en una refinería de hidrofraccionamiento (hidrocracker).** Las temperaturas del fluido cambian de 371°C (700°F) en la entrada hasta 454°C (850°F) en la salida.

rsos procesos

10^6 Btu/ton*
5.9
4.7
3.6
4.7
3.2
3.4
7-8
5-6
4.5-5.0
4.5-5.0

por tonelada en mega-

de una columna de
lizado parcialmente
mezclados, vuelve
y libera su calor de
nperatura del reca-
204 a 288°C (400 a

nas de fracciona-
jue algunas alimen-
vapor de entrada) se
recalentamiento en
bustión.

in calentador de la
trica en una refinc-
or de combustión a
omo líquido a una
ión aproximada del

En esta aplicación,
atura de la carga al
a que tiene lugar en
y la presión y tem-
considerablemente,
tinuación muestran
res de alimentación

en una fase, por
s de reacción del
icio, la temperatura
71°C (700°F) en la
0°F) en la salida.

en una fase senci-
dos y gas hidróge-
ación catalítica en
lentador a una tem-
ura tendrá un valor
es, el fluido tendrá
g) y 4.137 x 10^6 Pa
ervicio debido a la

en fase mezclada,
puros líquidos y gas
nfinería de hidro-
as del fluido cam-
150°F) en la salida.

Las presiones de operación pueden alcanzar presiones de 20.685 x 10^6 Pa (3000 psig), dependiendo del proceso.

Calor suministrado al medio de transferencia de calor En muchas plantas el calor se suministra a los usuarios individuales a través de un medio de transferencia intermedio. Un calentador por combustión se emplea por lo general para elevar la temperatura del medio de recirculación, que suele ser un aceite térmico: Dowtherm, Therminol, sales fundidas, etc. Los fluidos que pasan por el calentador en estos sistemas permanecen casi siempre en fase líquida a lo largo de todo el recorrido.

Calor suministrado a flujos viscosos A menudo es necesario bombear aceite pesado de un lugar a otro dentro del proceso. Cuando este fluido se encuentra a baja temperatura, puede tener una viscosidad tan alta que sea prácticamente imposible bombearlo, razón por la que se acude al calentamiento de este fluido para facilitar su bombeo.

Reactores por combustión En esta categoría se encuentran los calentadores en que ocurre una reacción química dentro del serpentín. Como una sola clase, estas unidades representan una de las tecnologías más complejas que hay para calentadores de combustión directa. A continuación se indican dos de las aplicaciones más representativas.

• **Calentadores de vapor para reformadores de hidrocarburos, donde los tubos de la cámara de combustión funcionan individualmente como recipientes de reacción vertical, llenados con catalizador de níquel.** En los reformadores que utilizan hidrógeno, el intervalo de temperaturas del fluido de salida es de 788 a 899°C (1450 a 1650°F).

• **Calentadores para pirólisis, empleados para producir olefinas a partir de cargas gaseosas como etano y propano y cargas líquidas como nafta y gasóleo.** En los calentadores de fraccionamiento, en los que ocurre la reacción en el serpentín, los tubos y quemadores se disponen de manera que se tenga una combustión controlada. El intervalo de temperaturas para el fluido que sale de los calentadores diseñados para recibir alimentación líquida es de 816 a 899°C (1500 a 1650°F).

La principal clasificación de calentadores por combustión se relaciona con la orientación del serpentín de calentamiento en la sección radiante, es decir, que tenga tubos verticales y horizontales. En la figura 9-64 se muestran algunos arreglos de tubos verticales y en la figura 9-65 arreglos de tubos horizontales. Las características más importantes de cada uno de estos arreglos son las siguientes:

Cilíndrico-verticales; todo radiante El serpentín de tubos se coloca verticalmente en las paredes de la cámara de combustión. La combustión también es vertical, desde el piso del calentador.

Los calentadores de esta clasificación representan un tipo de bajo costo y también de baja eficiencia y se requiere un área mínima de terreno para su ubicación. Las cargas usuales de calentamiento son de 528 x 10^6 J/h a 21 GJ/h (0.5 a 20 millones Btu/h).

Cilíndrico-verticales: serpentín helicoidal En estas unidades, el serpentín se encuentra dispuesto en forma helicoidal a lo largo de las paredes de la cámara de combustión y ésta es vertical desde el piso. Aunque estos calentadores se agrupan con otros que tienen diseños de tubos verticales, sus características se asemejan a las de los calentadores de tubos horizontales.

Este diseño también representa bajo costo y eficiencia y se requiere igualmente un área mínima para su ubicación. Las cargas de calentamiento son las mismas que las del caso anterior.

Cilíndrico-verticales; con convección de flujo cruzado Estos calentadores también son calentados verticalmente desde el piso y su característica es que cuentan con secciones radiantes y convectivas. El serpentín de la sección radiante se dispone en un arreglo vertical a lo largo de las paredes de la cámara de combustión. El serpentín de la sección de convección está dispuesto como un banco de tubos horizontales, colocados sobre la cámara de combustión.

Esta configuración proporciona un diseño económico y de alta eficiencia que requiere un área mínima para su colocación. La mayor parte de las nuevas instalaciones de tubos verticales para calentadores por combustión caen dentro de esta categoría. El intervalo usual de las cargas de calentamiento es de 10.6 a 212 GJ/h (10 a 200 millones de Btu/h).

Cilíndrico-verticales, con convección integral Aunque este diseño se selecciona con muy poca frecuencia para nuevas instalaciones, el gran número de unidades existentes de este tipo es motivo suficiente para que sean mencionados en cualquier síntesis de calentadores por combustión.

Como los tipos anteriores, es de combustión vertical desde el piso, con su serpentín de tubo instalado mediante un arreglo vertical a lo largo de las paredes. La característica distintiva de este tipo de calentador es el empleo de superficies adicionales en los extremos superiores de cada tubo, para promover el calentamiento por convección. Esta área se extiende dentro del espacio anular formado entre el serpentín de convección y un collar central de desviación. Es posible alcanzar una eficiencia media con un mínimo de área de instalación. La carga usual para este diseño es de 10.6 a 106 GJ/h (10 a 100 millones de Btu/h).

Juntas o portillos Este es un diseño especial en el que se obtiene una superficie radiante de calentamiento mediante tubos en U conectados a los extremos de entrada y salida de los múltiples terminales. Este tipo es especialmente adecuado para el calentamiento de grandes flujos de gas en condiciones de caídas de presión bajas. En la refinación del petróleo es donde se encuentran aplicaciones en las que este diseño se emplea con cierta frecuencia en el calentador de la carga al reformador catalítico, y en diversos servicios de recalentamiento. Los modos de combustión pueden ser verticales a partir del piso, u horizontales entre las porciones de elevación de los tubos en U.

Este diseño puede ampliarse para acoplar varios serpentines con la estructura. Cada serpentín puede separarse dividiendo las paredes para lograr un control individual de calentamiento. Además de esto, se instala una sección de convección de flujo cruzado para proporcionar un calentamiento adicional para tareas domésticas, como la generación de vapor. Las cargas usuales de calor para cada serpentín de este diseño es de 53 a 106 GJ/h (50 a 100 millones de Btu/h).

Tubo vertical, calentamiento doble En estas unidades, se disponen tubos verticales radiantes en una hilera sencilla en cada celda de combustión (a menudo se tienen dos celdas) y se calientan desde ambos lados de la hilera. Un arreglo como el indicado para este tipo de calentador, proporciona una distribución muy uniforme de las velocidades de transferencia de calor alrededor de la circunferencia del tubo.

Otra variante de estos calentadores es el empleo de calentamiento lateral a niveles múltiples, lo que proporciona un control máximo del perfil de velocidades de transferencia de calor en toda la longitud de los tubos. Las unidades de calentamiento lateral de multinivel se emplean a menudo en servicios de reactores por combustión y en servicios críticos de calentamiento de la alimentación al reactor. Además de los hornos de doble celda mencionados antes existen modelos de celda sencilla para cargas de calor más pequeñas. Como grupo, esta clase representa la configuración más cara de calentadores por combustión. El intervalo usual de cargas de calor es de 21 a 133 GJ/h (20 a 125 millones de Btu/h) para cada celda.

Cabina de tubos horizontales Los serpentines de tubo de la sección radiante de estos calentadores se disponen horizontalmente en las paredes laterales de la cámara de combustión y la cubierta inclinada o "caballete". El serpentín de la sección de convección se coloca en forma horizontal, como un banco de tubos sobre la cámara de combustión. Por lo general, estos tubos se calientan en forma vertical desde el piso, pero también pueden ser calentados horizontalmente por quemadores montados en las paredes laterales, debajo del serpentín. Este diseño económico y de alta eficiencia representa en la actualidad la mayor parte de las nuevas instalaciones de calentadores por combustión de tubos horizontales. Las cargas de trabajo para estos calentadores son de 10.6 a 106 GJ/h (10 a 100 millones de Btu/h).

Caja de tubos horizontales de doble celda En este tipo de calentadores, el serpentín de la sección radiante se coloca horizontalmente en las paredes laterales y en las cubiertas de las dos cámaras de combustión. Calentado verticalmente desde el piso, éste es también un di-

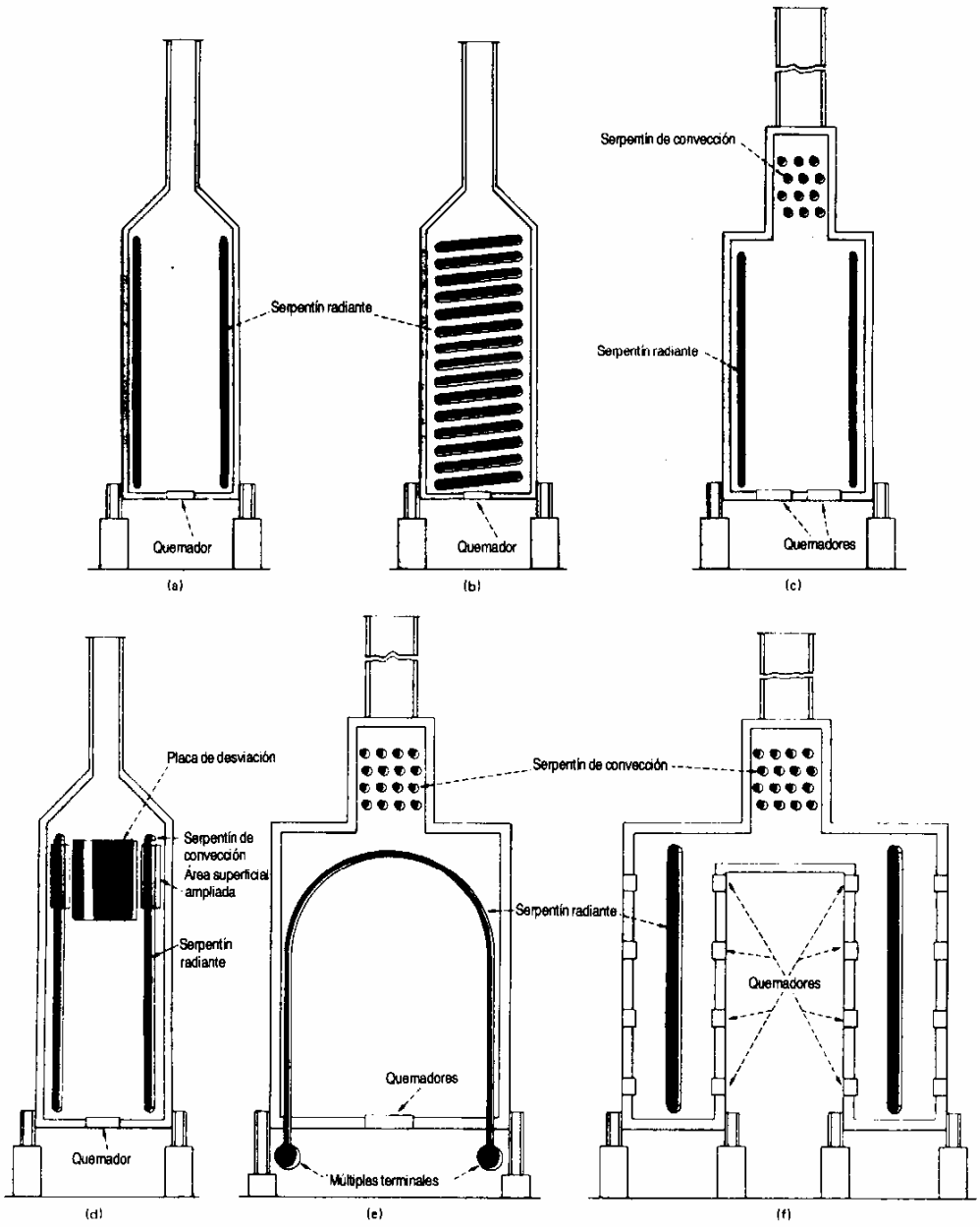
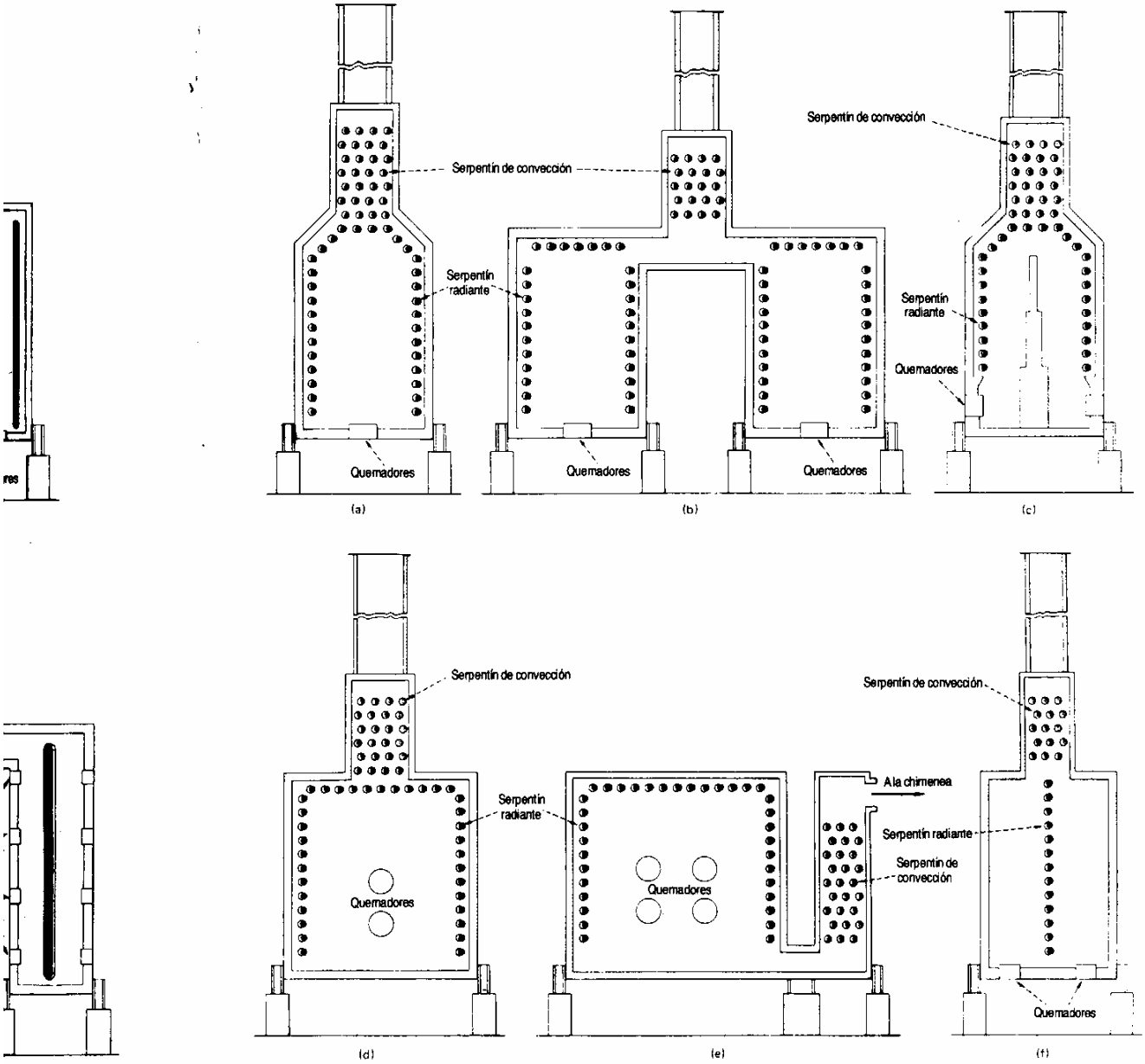


FIG. 9-64 Los calentadores por combustión en tubos verticales pueden identificarse por el arreglo vertical del serpentín en la sección radiante. (*a*) Vertical-cilíndrica, toda radiante. (*b*) Vertical-cilíndrica; serpentín helicoidal. (*c*) Vertical-cilíndrica, con sección de convección de flujo cruzado. (*d*) Vertical-cilíndrica, con sección de convección integral. (*e*) Tipo de juntas o portillo. (*f*) Tubo vertical, hilera sencilla, combustión doble. [*De Chem. Eng.*, 100-101 (*Jun.* 19, 1978).]

FIG. 9-65 Seis diseñ
celdas. (*c*) Cabina con
Tubo-horizontal hilera



(a) Vertical-cilíndrica;
ndrica, con sección de

FIG. 9-65 Seis diseños básicos de calentadores por combustión en tubos horizontales. El serpentín de la sección radiante es horizontal. (*a*) Cabina. (*b*) Caja de dos celdas. (*c*) Cabina con puente de división. (*d*) Caja de combustión extrema. (*e*) Caja de combustión extrema, con acoplamiento lateral de la sección de convección. (*f*) Tubo-horizontal hilera simple, combustión doble. [*De Chem. Eng.*, 102-103 (*Jun.* 19, 1978).]

seño económico y de alta eficiencia. Las cargas usuales de calor van de 106 a 266 GJ/h (100 a 250 millones de Btu/h).

Cabina de tubos horizontales con división por puente de pared Una vez más, el serpentín de la sección radiante está dispuesto horizontalmente a lo largo de las paredes laterales de la cámara de combustión y el caballete. El serpentín de la sección de convección toma la forma de un banco de tubos horizontales, colocado por encima de la cámara de combustión. Un puente de pared de división entre las celdas, permite un control de combustión individual de cada celda en la cámara de combustión. El intervalo usual de carga de calor para este diseño es de 21 a 105 GJ/h (20 a 100 millones de Btu/h).

Caja de tubos horizontales calentados en el extremo El serpentín de la sección radiante está colocado horizontalmente a lo largo de las paredes laterales y en la cubierta de la cámara de combustión. El serpentín de la sección de convección es una disposición de banco de tubos horizontales colocados por encima de la cámara de combustión. Estos hornos se calientan horizontalmente por quemadores montados en el extremo de las paredes. Un intervalo usual de carga de calor para este diseño es de 5.3 a 53 GJ/h (5 a 50 millones de Btu/h).

Caja de tubos horizontales calentados en el extremo, con sección de convección montada lateralmente En este diseño, el serpentín de la sección radiante está colocado en un arreglo horizontal a lo largo de las paredes laterales y la cubierta de la cámara de combustión. El serpentín de la sección de convección está dispuesto como un banco de tubos horizontales colocados a lo largo de la cámara. La unidad se calienta horizontalmente desde los quemadores montados en el extremo de la pared.

Estos hornos se encuentran en muchas instalaciones antiguas y a veces en nuevas instalaciones específicas donde se queman aceites combustibles de bajo grado y que tienen una concentración de cenizas alta. El costo de este diseño es relativamente alto y proporciona un intervalo de carga de calor de 53 a 212 GJ/h (50 a 200 millones de Btu/h).

Tubos horizontales, calentamiento doble Los tubos radiantes horizontales se disponen en forma de una hilera sencilla y se calientan desde ambos lados, para alcanzar una distribución uniforme de velocidades de transferencia de calor alrededor de la circunferencia del tubo. Los calentadores de este tipo son por combustión vertical desde el piso. Se seleccionan a menudo para servicios de calentamiento de alimentación crítica al reactor. Para una capacidad mayor, el concepto puede tener una expansión que proporcione una cámara dual de combustión. Un intervalo usual de cargas de calor es de 21 a 53 GJ/h (20 a 50 millones de Btu/h).

Métodos para economizar combustible en los calentadores existentes A causa del creciente costo de los combustibles, las industrias que tienen calentadores en los procesos deben estudiar a fondo el mejoramiento de la eficiencia de combustión del combustible. Estos calentadores pueden justificar el incremento de costos para tener una mayor eficiencia del equipo y proporcionar una instrumentación para control. En la actualidad, la eficiencia de las calderas industriales y de los calentadores para proceso no se mide únicamente en unidades térmicas británicas (Btu), sino que reflejan también el alto costo de esas unidades. En la figura 9-66 se ilustra uno de los dos métodos básicos para mejorar la conservación del combustible.

1. *Optimización del aire para combustión* La reducción del aire total a la izquierda de la zona de eficiencia máxima de combustión ocasionará pérdidas de combustible no quemado. Las pérdidas de calor son instantáneas cuando no se quema todo el combustible. A la derecha de la zona de eficiencia máxima de combustión, las pérdidas aumentan con el incremento del aire en exceso.

Se tiene un factor adicional cuando se incrementa el aire en exceso ya que esto causa un aumento en la temperatura de los gases de combustión, porque aquí es donde se encuentra el aire de exceso que provoca pérdidas de calor. Las pérdidas por aire en exceso se elevan con una velocidad más baja que cuando existe combustible no quemado, en un factor aproximado de 6 (temperatura del cañón de chimenea de 316°C); entonces, es importante conservar los gases de combustión fuera del intervalo de los combustibles. Hay una zona de eficiencia

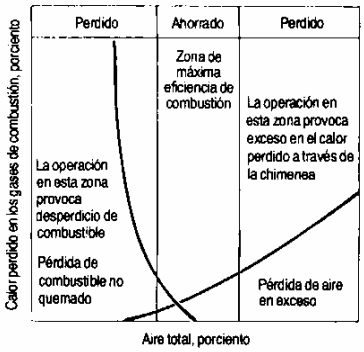


FIG. 9-66 Uno de los dos métodos básicos del diseño para mejorar la conservación del combustible. El aire para combustión es optimizado. El calor es retirado del gas de combustión (mediante calentadores de aire o economizadores). [*De Combustion, 10-16 (Nov., 1978).*]

máxima de combustión, donde la suma de pérdidas está en un mínimo. La extensión de traslape entre el gas combustible y el exceso de oxígeno depende de las características particulares de cada instalación, el tipo de quemador y el combustible quemado.

2. *Recuperación de calor en los gases de combustión.* Si la temperatura de los gases de combustión es alta, esta pérdida de energía térmica se puede reducir, instalando intercambiadores de calor que absorban la energía de estos gases en el cañón de la chimenea. Los calentadores de aire y los precalentadores de alimentación son dos ejemplos bien conocidos de equipos con estas características.

Los problemas de corrosión en los calentadores de aire se asocian con los altos puntos de rocío de los gases de combustión a causa de la formación de SO_3 a partir del azufre en el combustible. En las figuras 9-67 y 9-68 se muestran las curvas que pueden utilizarse para determinar los límites superiores seguros para los puntos de rocío en los calentadores por combustión que queman combustibles líquidos o gaseosos.

GENERADORES DE VAPOR

Los generadores de vapor se planean para producir el vapor que se requiere en el proceso, para procesos con generación de energía eléctrica y, a veces, sólo para generación de energía eléctrica. En cualquier caso, el incentivo primario es diseñar la caldera más eficiente y confiable con el mínimo costo. Existen muchos factores que influyen en el

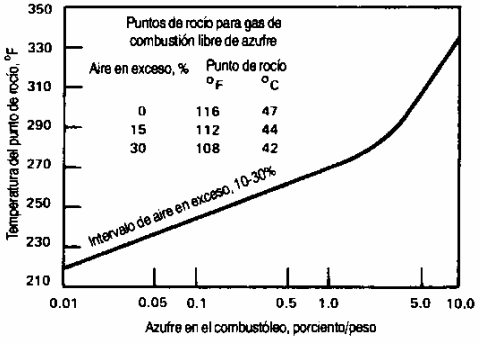


FIG. 9-67 Puntos de rocío máximos de los gases de combustión contra porciento de azufre en combustóleos (combustible de aceite) típicos.

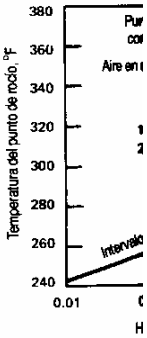


FIG. 9-68 Puntos de r
to de H_2S en combustibl

diseño y selección de
estudiarán posterior
de servicios.

Las calderas del
una amplia variedad
MPa (1800 lbf/in^2)
kg/h (1 000 000 lb/h
para operar en el inte
damente 250 000 kg
trabajar a presiones
783 K (950°F). Aun
bustible gaseoso o lí
verizado. El increm
y la creciente confia
hacia el empleo de c
trabajan a altas presi
ble recalentamiento.
trial por combustión

Las calderas diseñ
trica para diversos u
abajo de 221.1 bar (3
por. Los calentadore
diseño hasta de 18.6
hasta de 2948 Mg/h
caldera que opera a
percríticas se han cr
(5000 psig). En la pri
psig) para la industr
porización hasta de
brecalentamiento y
en servicio.

Bases fundamen
deras incluye la inter
agua, característica
ducción de calor y t
los componentes m
diseñarse en forma
de la caldera. La co
minan de acuerdo c
rísticas del combust
específicas y la nec
temperatura al entra
de convección, para
temperaturas del m
algunos de estos fac

Circulación y tra
dores de vapor, la ci

Perdido

eración en
ona provoca
o en el calor
lo a través de
menea

dida de aire
exceso

para mejorar la conserva-
izado. El calor es retirado
o economizadores). [*De*

las está en un mínimo.
y el exceso de oxíge-
e cada instalación, el

nbustión. Si la tem-
la pérdida de energía
dores de calor que ab-
chimenea. Los calen-
ción son dos ejemplos
cas.
de aire se asocian con
in a causa de la forma-
En las figuras 9-67 y
e para determinar los
en los calentadores por
gaseosos.

ducir el vapor que se
ción de energía eléc-
léctrica. En cualquier
ás eficiente y confia-
es que influyen en el

5.0 10.0
lb/peso
mbustión contra porcien-
icos.

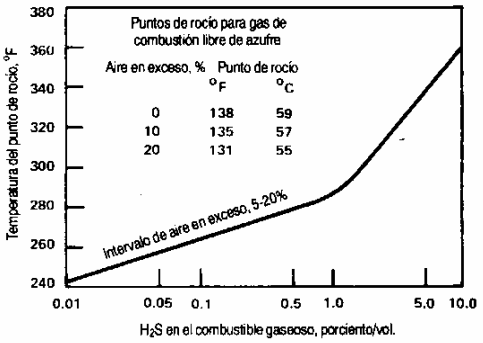


FIG. 9-68 Puntos de rocío máximos de los gases de combustión contra porciento de H_2S en combustibles gaseosos típicos.

diseño y selección del tipo de generador de vapor, y algunos de ellos se estudiarán posteriormente en relación con las calderas industriales y de servicios.

Las calderas del mercado industrial se han planeado para quemar una amplia variedad de combustible y operar a presiones hasta de 12.4 MPa (1800 lbf/in^2) y velocidades de vaporización hasta de 455 000 kg/h (1 000 000 lb/h). Se han ensamblado calderas de alta capacidad para operar en el intervalo de 4 500 kg/h (10 000 lb/h) hasta aproximadamente 250 000 kg/h (550 000 lb/h). Estas unidades se diseñan para trabajar a presiones hasta de 11.1 MPa (1650 psig) y temperaturas de 783 K (950°F). Aunque las calderas se diseñan para trabajar con combustible gaseoso o líquido, se tienen diseños para quemar carbón pulverizado. El incremento significativo en el costo de los combustibles y la creciente confianza en el carbón, han sido el motor que impulsa hacia el empleo de calderas de alta capacidad erigidos en el campo que trabajan a altas presiones y proporcionan sobrecalentamiento y posible recalentamiento. En la figura 9-69 se muestra un calentador industrial por combustión de carbón, erigido en el campo.

Las calderas diseñadas para el servicio en sistemas de energía eléctrica para diversos usos, operan a presiones subcríticas [presiones por abajo de 221.1 bar (3206 lbf/in^2)] y presiones supercríticas para el vapor. Los calentadores de presión subcrítica comprenden presiones de diseño hasta de 18.6 MPa (2700 lbf/in^2) y capacidades de vaporización hasta de 2948 Mg/h (6 500 000 lb/h). En la figura 9-70 se muestra una caldera que opera a presión subcrítica. Las calderas para presiones supercríticas se han creado para trabajar a presiones hasta de 344.5 bar (5000 psig). En la práctica, se ha establecido el ciclo de 241.2 bar (3500 psig) para la industria de servicios y calderas con capacidades de vaporización hasta de 4219 Mg/h (9 300 000 lb/h) y temperaturas de sobrecalentamiento y recalentamiento de 814 K (1005°F) se encuentran en servicio.

Bases fundamentales del diseño de calderas El diseño de calderas incluye la interacción de muchas variables: circulación de vapor-agua, características del combustible, sistemas de combustión e introducción de calor y transferencia de calor. El límite del horno es uno de los componentes más importantes de un generador de vapor y debe diseñarse en forma conservadora para asegurar la alta disponibilidad de la caldera. La configuración del horno y sus dimensiones se determinan de acuerdo con los requerimientos de combustión, las características del combustible, los patrones de emisión de algunas sustancias específicas y la necesidad de proporcionar un flujo uniforme de gas y temperatura al entrar a las superficies de absorción de calor en la zona de convección, para reducir al mínimo los depósitos de cenizas y las temperaturas del metal sobrecalentado. A continuación, se analizan algunos de estos factores.

Circulación y transferencia de calor Cuando se aplica a generadores de vapor, la circulación es el movimiento de agua o vapor, o una mezcla de ambos, a través de los tubos calentados. El objetivo de la circulación es absorber el calor de los tubos metálicos a una velocidad que asegure un enfriamiento suficiente de los tubos de la pared del horno durante todas las condiciones de operación, con un margen adecuado de reserva para perturbaciones transitorias. La circulación adecuada previene que las temperaturas o sus gradientes sean excesivos y puedan provocar fallas debido a un sobreesfuerzo, sobrecalentamiento o corrosión.

La transferencia de calor desde los tubos al fluido depende en primer término de la turbulencia y el flujo de calor (velocidad de transferencia de calor). La turbulencia es una función de la velocidad de la masa del fluido y de la rugosidad del tubo. Se ha logrado alcanzar turbulencia para altas velocidades de masa, que asegura que la ebullición a nivel de núcleo tenga lugar en la superficie interna del tubo. Si no existe suficiente turbulencia, ocurre una desviación de la ebullición a nivel de núcleo (DNB). DNB se refiere a la producción de una película de vapor en la superficie del tubo que impide el flujo de calor para enfriar los tubos. Este fenómeno se ilustra en la figura 9-71.

Se puede obtener una operación satisfactoria con tubos que tienen un reborde helicoidal en su interior, lo que genera un flujo en remolino. La acción de las fuerzas centrífugas resultantes obliga a que las gotas de líquido se dirijan hacia la superficie interna del tubo y previene la formación de una película de vapor. Las superficies con ranuras (rayadas) mantienen una ebullición a nivel de núcleo con mayor calidad de vapor y con velocidades de masa mucho menores que en los tubos lisos. Estas mejoras se muestran en la figura 9-72.

La razón de circulación, definida como el peso del flujo circulante, dividida entre el peso del vapor generado, es un criterio empírico para la evaluación del funcionamiento de sistemas de circulación. Sin embargo, en la práctica moderna el criterio más importante en las calderas de tambor es la prevención de las condiciones que llevan a DNB.

Equipos generadores de vapor

Sistemas de circulación de generadores de vapor Los sistemas de circulación para su aplicación en los servicios se clasifican por lo general como de circulación natural y circulación forzada o de circulación con ayuda de bombas en las calderas tipo tambor, y como de flujo continuo o peso único en las calderas que operan a presiones subcríticas y supercríticas. En la figura 9-73 se muestran esquemáticamente los sistemas de circulación natural y con ayuda de bombas para calderas.

La circulación natural en un circuito de circulación de una caldera recae únicamente en la diferencia entre la densidad media del fluido (agua) en los conductos de tubos descendentes y la densidad media del fluido (mezcla vapor-agua) en las paredes del horno calentado. La diferencia en estas densidades proporciona el impulso que causa el flujo en el circuito. La carga real de circulación es la diferencia entre la carga total de gravedad al conducto de tubo descendente y la carga de gravedad integrada en la rama ascendente del circuito que contiene los tubos calentados. La carga de circulación debe equilibrar la suma de las pérdidas de flujo debidas a la fricción, choques y aceleración a través del circuito.

En un sistema de paso único el agua de alimentación que entra a la unidad, absorbe el calor en forma continua, hasta que se convierte totalmente en vapor. El flujo total de masa a través de los tubos en la pared, se iguala con el flujo de alimentación y, durante una operación normal, con el flujo total de vapor. La clave de la circulación a presiones supercríticas (por encima de 221.1 bar o 3206 lbf/in^2) es la existencia de un fluido en fase sencilla a cualquier temperatura y no hay necesidad de emplear un tambor de vapor.

Características del combustible Son las características de mayor impacto en el diseño y operación de una caldera que quema carbón. Los tipos de carbón que tienen poca materia volátil suelen requerir temperaturas más altas de ignición, y las que tienen un porcentaje de materia volátil menor de 12 o 14% tal vez requieren combustible adicional para estabilizar la ignición. En términos generales, los carbones del oeste de Estados Unidos son más reactivos y, en consecuencia, su

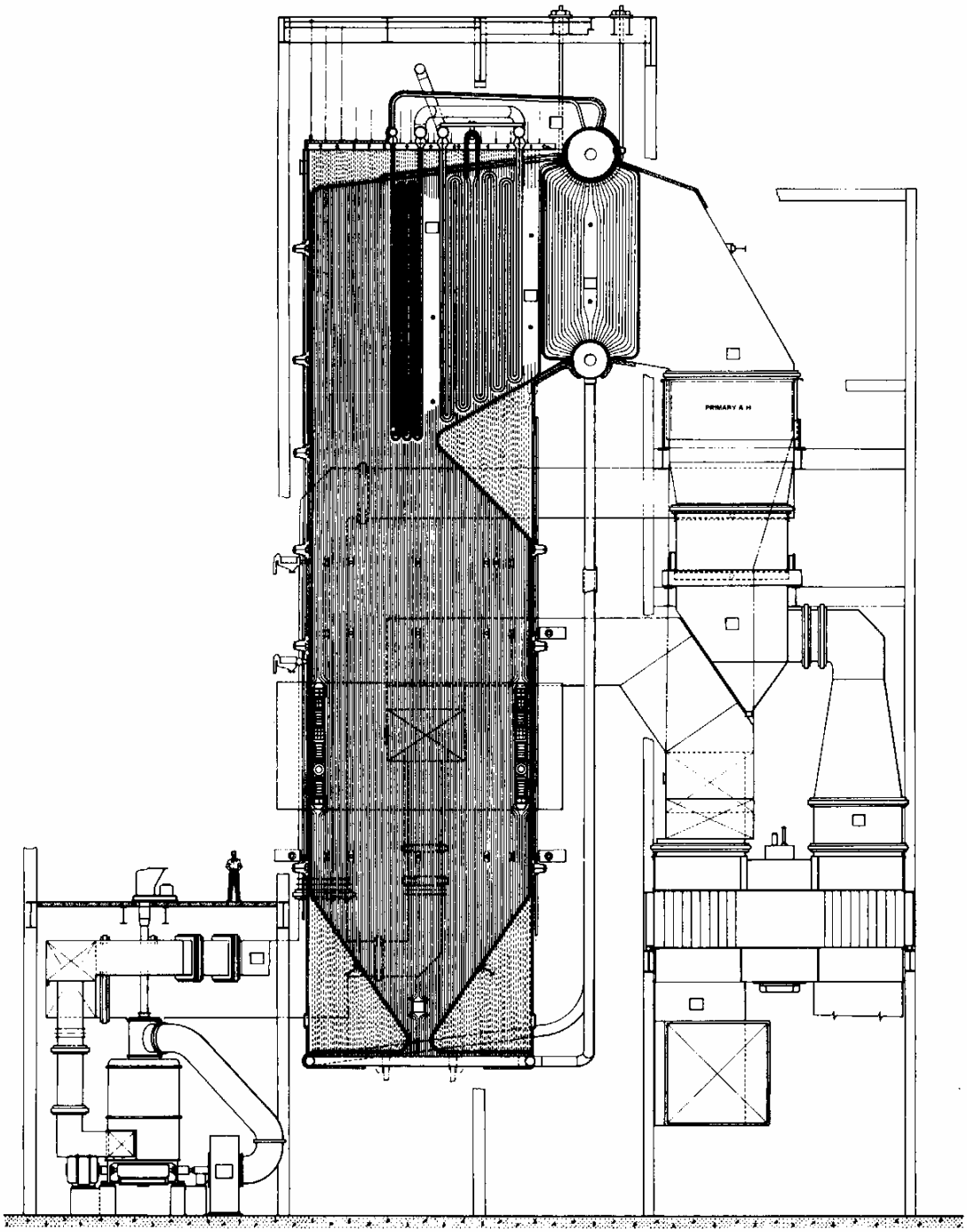


FIG. 9-69 Caldera industrial por combustión de carbón.

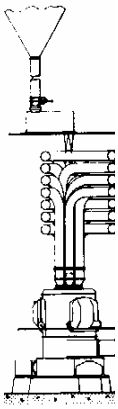


FIG. 9-70 Caldera q

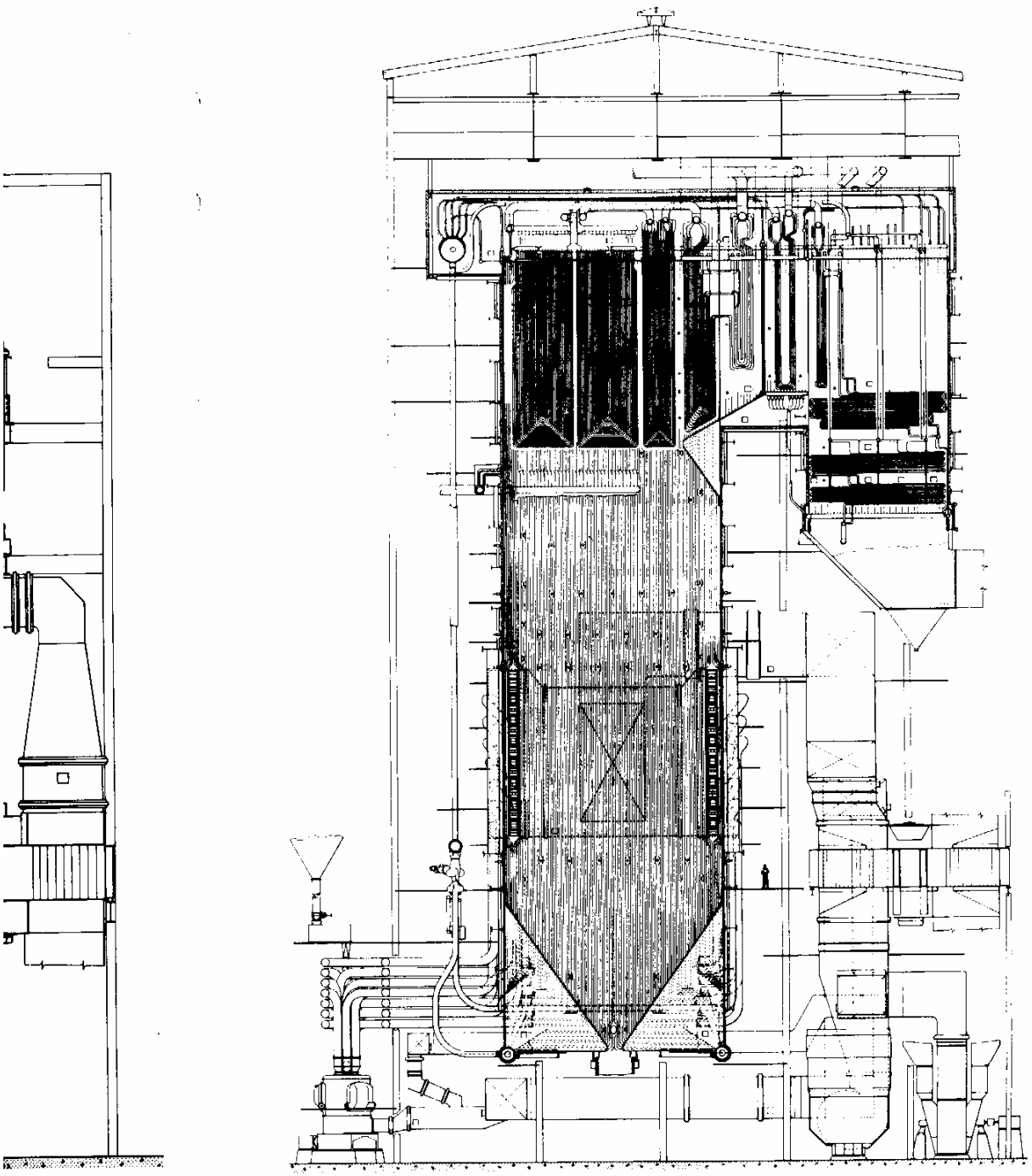


FIG. 9-70 Caldera que opera a presiones subcríticas.

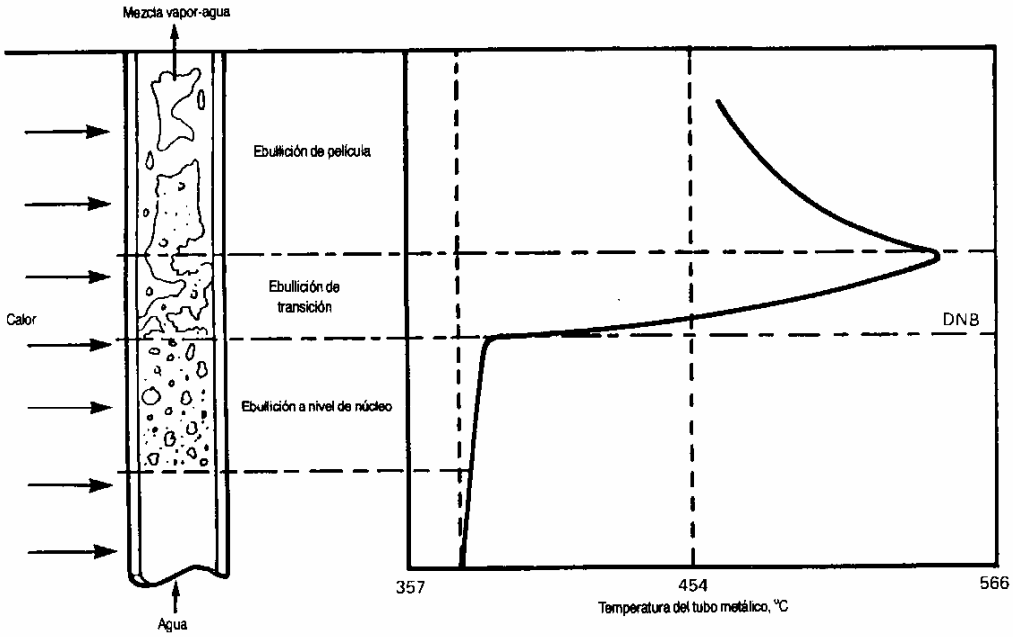


FIG. 9-71 Efecto de la desviación de ebullición a nivel de núcleo (DNB) sobre la temperatura del tubo metálico.

ignición es más fácil; pero a consecuencia de su mayor contenido de humedad, requieren temperaturas del aire más altas en los molinos para secar el carbón y alcanzar un grado de pulverización adecuado. El carbón que contiene muchas cenizas podría provocar problemas de ignición y estabilización. Los constituyentes y la cantidad de cenizas tendrán una influencia decisiva en el dimensionamiento del horno. De acuerdo con lo anterior se deduce que es necesaria una revisión completa de las características del carbón en que basarnos para establecer sus efectos en el diseño y operación de una caldera.

Si se pretende diseñar y dimensionar hornos, debe prestarse especial atención a las siguientes propiedades de las cenizas del combustible:

1. Temperaturas de fusión de las cenizas en términos de sus valores absolutos y diferencia entre la temperatura de deformación inicial y la temperatura del fluido.
2. La relación entre los constituyentes básicos y los constituyentes ácidos de las cenizas
3. La relación hierro-calcio
4. Contenido de cenizas, kg/1 055 000 kJ (lb/millón de Btu)
5. Friabilidad (grado de desmenuzamiento) de las cenizas

En la figura 9-74 se muestran los hornos en los que se han aplicado estas características con cinco tipos de carbones de Estados Unidos. Nótese el incremento progresivo en el tamaño de los hornos en términos de área, volumen y zona de combustión cuando se queman combustibles de bajo grado, para el desarrollo de capacidades equivalentes de flujo de vapor. Se tienen variaciones amplias en las propiedades del carbón dentro de las diferentes clases de carbones, también como distintas subclasificaciones de estos combustibles (p. ej., sub-bitumino-

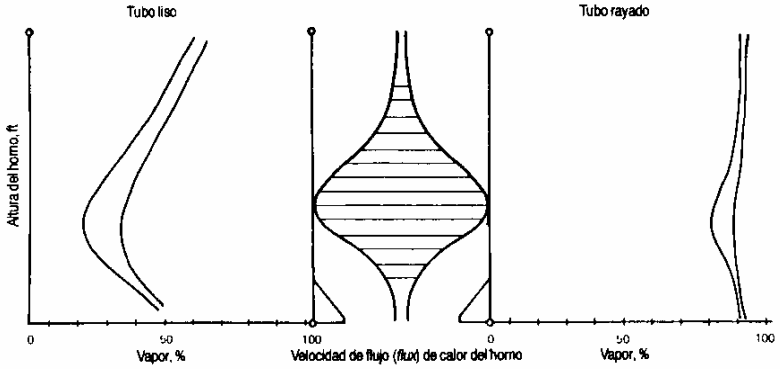


FIG. 9-72 Porciento de vapor máximo permisible para evitar la desviación de la ebullición a nivel de núcleo (DNB).

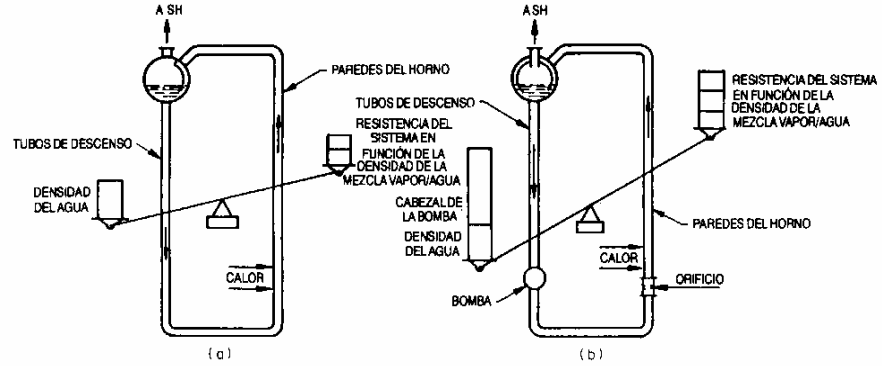


FIG. 9-73 Sistemas de circulación. (*a*) Circulación natural. (*b*) Circulación forzada, con ayuda de una bomba.

sos A, B, C). Estas variaciones requieren un dimensionamiento diferente del horno para cada clasificación.

Las propiedades del carbón influyen en la capacidad del pulverizador, el dimensionamiento del calentador de aire y otras secciones de recuperación de calor de un generador de vapor. El tamaño del horno y las velocidades de liberación de calor se establecen para controlar las características de escoriación del sistema. En consecuencia, las velocidades de liberación de calor, en términos de calor neto suministrado al sistema, tienen valores que oscilan entre 4 420 000 W/m^2 [1.4 millones de Btu/ (h·ft^2)] para carbones que causan una formación de escorias grande, hasta 6 620 000 W/m^2 [2 100 000 Btu/(h·ft^2)] para combustibles cuya formación de escorias es baja.

Calor suministrado por los sistemas de combustión El suministro de calor es un criterio de diseño importante en el establecimiento de la combustión del combustible en que se pretende reducir al mínimo la formación de óxidos de nitrógeno (NO_x) en el proceso de la combustión. Para lograr este objetivo, el diseñador debe considerar los siguientes parámetros de diseño:

- Diseño y dimensionamiento de quemadores y su disposición en el horno
- Espacio libre desde los quemadores a las superficies enfriadas con agua
- Velocidad de liberación del horno (kg·cal)/m^2 [(Btu/ft^2)] de la superficie radiante eficaz proyectada (EPRS)

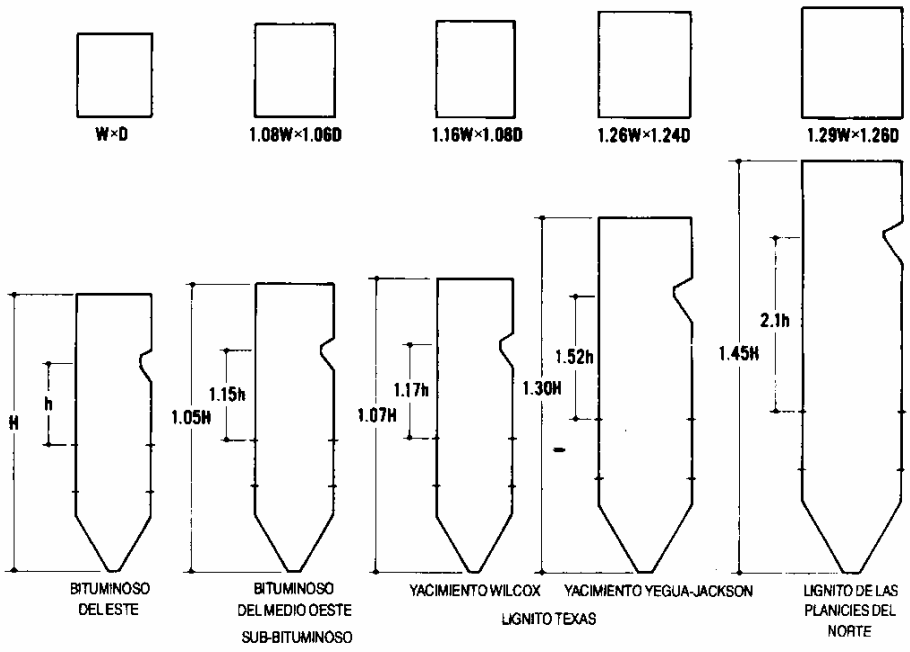


FIG. 9-74 Efecto del tipo de carbón en la dimensión del horno.

• Tiempo de residencia del gas en el horno para su combustión y emisiones de NO_x

• Temperaturas del gas a la salida del horno K (°F)

• Velocidad de combustión, kJ/m^3 (Btu/ft^3)

• Velocidad de liberación en la zona del quemador, W/ ^{2}[Btu/(h·ft^2)]

Los sistemas de combustión se pueden clasificar en dos grupos:

• Combustión de pared, donde las llamas individuales se forman por quemadores colocados en las partes frontal, posterior y/o en las paredes laterales del horno.

• Combustión tangencial, en la cual el combustible y el aire se introducen al horno mediante boquillas colocadas en las esquinas de la unidad.

La mayor diferencia entre estos sistemas es que en la combustión de pared existe poca interacción entre las llamas de los quemadores individuales; en la combustión tangencial, los reactivos de todas las boquillas, interactúan, formando una masa ciclónica de llamas, y hacen que el horno parezca un "quemador" sencillo.

El horno de los grandes generadores de vapor que queman carbón absorbe casi la mitad del calor liberado en los quemadores, de modo que la temperatura del gas que abandona el horno es aproximadamente 1376 K (2000°F).

Sobrecalentadores y recalentadores Los sobrecalentadores elevan la temperatura del vapor generado por la caldera hasta algún punto por encima del de saturación. La ventaja termodinámica del vapor sobrecalentado se muestra en la figura 9-75, donde se compara la carga de calor disponible por encima de una condición de descarga determinada con el calor total del vapor. Otro aspecto importante es reducir al mínimo la humedad en las últimas etapas de la turbina para evitar la erosión de las aspas. Si se continúa incrementando las temperaturas y presiones de evaporación, se llega a un punto en el que las temperaturas del vapor sobrecalentado disponibles son insuficientes para prevenir la humedad excesiva formada en las etapas de baja presión de la turbina. Esta condición se resuelve eliminando el vapor para recalentarlo a presión constante en la caldera y retornarlo a la turbina para que continúe su expansión hasta llegar a la presión del condensador. El ciclo termodinámico que utiliza esta modificación del ciclo de Rankine se conoce como ciclo de recalentamiento. En la figura 9-76 se ilustran los arreglos superficiales en una caldera que opera a alta presión.

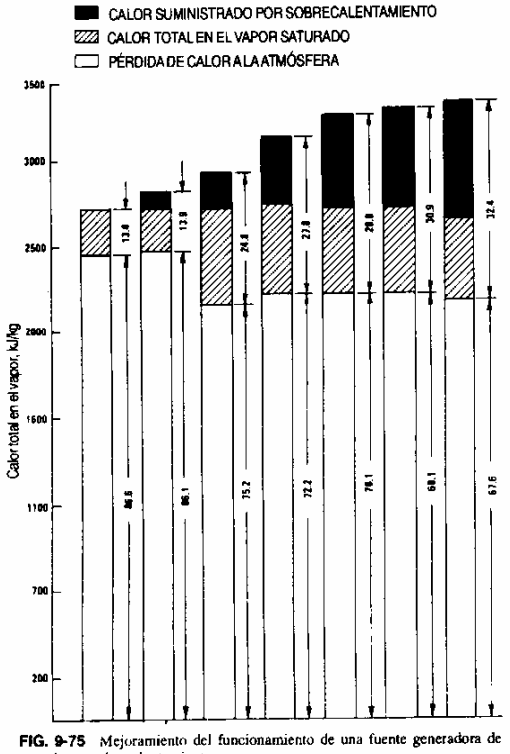


FIG. 9-75 Mejoramiento del funcionamiento de una fuente generadora de energía con sobrecalentamiento.

Economizadores Los economizadores mejoran la eficiencia de la caldera al extraer calor de los gases de combustión descargados y transferirlo al agua de alimentación, que entra al generador de vapor a una temperatura considerablemente más baja que la temperatura de saturación del vapor.

Calderas industriales Una definición común de una caldera industrial es que se trata de un calentador de tubo para agua en el que se genera alguna cantidad de vapor en un banco de tubos convectivos. El porcentaje total de absorción del calor en el banco varía considerablemente con la presión y temperatura del vapor en la caldera y la temperatura del agua alimentada. Para una caldera usual que quema carbón y que produce 90 720 kg/h (200 000 lb/h) se tienen las siguientes condiciones:

% vapor total	Presión del calentador (caldera)		Temperatura del vapor, °C	Temperatura del agua de alimentación °C
	kg/cm^2	lb/in^2		
45	14	200	187	116
30	42	600	399	116
16	105	1500	510	177
10	126	1800	538	177

Las placas gruesas para la operación a altas presiones incrementan el costo de los tambores de la caldera. A causa de esto, no suele resultar económico utilizar un banco del calentador para la absorción de calor a presiones por encima de 109 kg/cm^2 (1550 psig).

Las calderas industriales se utilizan para una amplia gama de aplicaciones que van desde grandes unidades generadoras de vapor donde se pone especial interés en la eficiencia máxima y se tienen sistemas complejos de control, hasta pequeñas unidades que operan a baja presión para procesos de calentamiento donde los principales objetivos son la sencillez y el bajo costo.

Mientras que una caldera industrial se emplea principalmente para proporcionar energía en forma de vapor, existe un amplio número de aplicaciones en las que la generación de vapor es incidental para un proceso químico; por ejemplo, una unidad de recuperación química en la industria papelera, un calentador de monóxido de carbono en una refinería de petróleo o una caldera de calor residual para gas de enfriamiento en un horno de hogar abierto. En una planta industrial no es extraño que las calderas industriales sirvan para muchas aplicaciones; por ejemplo, en un molino de pulpa de papel, el calentador de recuperación química se emplea para convertir el licor negro en sustancias químicas útiles y de esta manera generar vapor para el proceso. En la misma planta, una unidad de combustión de corteza recupera calor de material de desperdicio y genera también energía. Las calderas industriales queman petróleo, gas, carbón y una amplia variedad de productos y/o subproductos combustibles como se muestra en la tabla 9-48.

Las estadísticas actuales muestran que la combustión del carbón pulverizado es la selección más adecuada para calderas grandes, cuya capacidad es superior a 113 398 kg/h (250 000 lb/h). Para calderas de capacidad media, es decir, de 45 359 a 113 398 kg/h (100 000 a 250 000 lb/h) la selección dominante es respecto a las alimentadas mecánicamente, aunque se está incrementando el empleo de calderas que queman carbón pulverizado, ya que su mayor eficiencia térmica las hace atractivas en el límite superior del intervalo de la capacidad media.

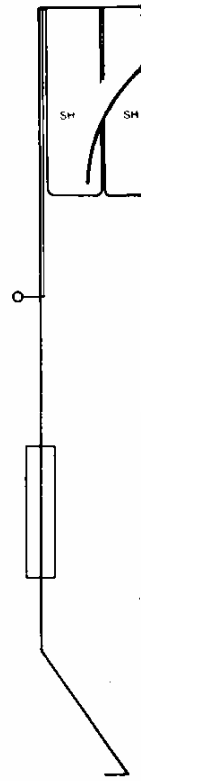


FIG. 9-76 Arreglo usu

El factor más impo
las calderas alimenta
man carbón pulveriz

**TABLA 9-48 Co
quemados en cal**

Desec
Bagazo
Residuo furfural
Corteza de árbol
Desechos de madera
Granos de café
Corteza de nuez
Corteza de otros fruto
Tusa de maíz, carozo
Desechos de caucho
Pieles
Desechos de corcho
Parafina
Celofán
Cloruro de polivinilo
Desechos de vinilo
Sedimentos
Desperdicios de pape

* Para convertir kilo
(Btu) por libra, multipl

el que las temperaturas
ficientes para prevenir
ija presión de la turbi-
por para recalentarlo a
turbina para que con-
condensador. El ciclo
el ciclo de Rankine se
ura 9-76 se ilustran los
a alta presión.
joran la eficiencia de la
ustión descargados y
l generador de vapor a
que la temperatura de

nún de una caldera in-
para agua en el que se
tubos convectivos. El
anco varía considera-
en la caldera y la tem-
usual que quema car-
se tienen las siguientes

eratura apor, °C	Temperatura del agua de alimentación °C
187	116
999	116
510	177
538	177

presiones incrementan
le esto, no suele resultar
ra la absorción de calor
sig).

la amplia gama de apli-
radoras de vapor donde
ma y se tienen sistemas
s que operan a baja pre-
s principales objetivos

lea principalmente para
e un amplio número de
or es incidental para un
ecuperación química en
ido de carbono en una
idual para gas de enfria-
planta industrial no es
ra muchas aplicaciones;
el calentador de recupe-
cor negro en sustancias
or para el proceso. En la
orteza recupera calor de
gía. Las calderas indus-
plia variedad de produc-
uestra en la tabla 9-48.

combustión del carbón
calderas grandes, cuya
00 lb/h). Para calderas
13 398 kg/h (100 000 a
pecto a las alimentadas
lo el empleo de calderas
ayor eficiencia térmica
ntervalo de la capacidad

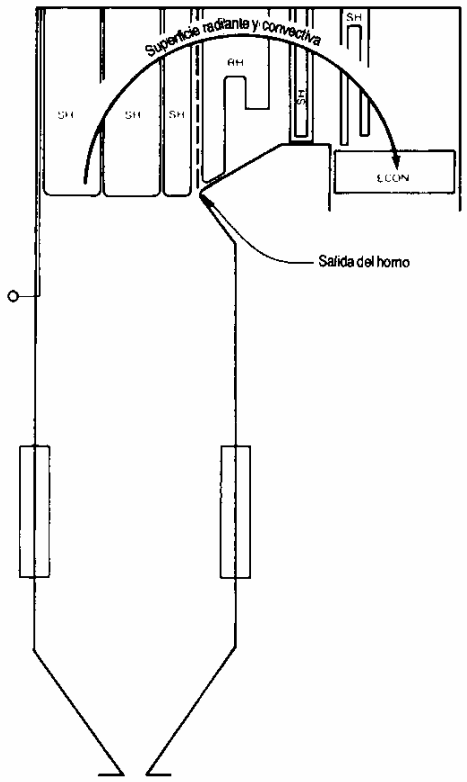


FIG. 9-76 Arreglo usual de caldera para sobrecalentamiento y recalentamiento.

El factor más importante que debe considerarse cuando se comparan las calderas alimentadas mecánicamente por fogonero y las que queman carbón pulverizado es la reducción de la eficiencia debido a la pérdida de carbono. Una caldera con combustión de carbón pulverizado que ha sido diseñada en forma adecuada, puede mantener una pérdida de eficiencia debido a que el carbono no quemado es menor al 0.4%. En una unidad de combustión alimentada mecánicamente por un alimentador distribuidor donde existe una continua descarga de cenizas, la pérdida usual de carbono será de 4 a 8%, dependiendo de la cantidad de reinyección que se logra. Las rejillas de descarga, el alimentador de carga por debajo o el alimentador de carga superior producen pérdidas de carbono aún mayores. Las pérdidas de carbono menores producidas con las unidades de carbón pulverizado es consecuencia del incremento en la eficiencia lograda gracias a que se tienen partículas más finas en el horno (normalmente, del 70 al 80% de las partículas deberán pasar en una malla 200). En contraste con esto, las partículas de carbón que entran al horno mediante un alimentador distribuidor son mucho más burdas con un tamaño máximo de partícula de 19 mm y no más del 50% pasan a través de una malla de 6.35 mm.

TABLA 9-48 Combustibles de desechos sólidos quemados en calderas industriales

Desecho	HHV, kJ/kg*
Bagazo	8 374-11 630
Residuo furfural	11 630-13 956
Corteza de árbol	9 304-11 630
Desechos de madera en general	10 467-18 608
Granos de café	11 397-15 119
Corteza de nuez	16 282-18 608
Corteza de otros frutos	12 095-15 119
Tusa de maíz, carozo	18 608-19 306
Desechos de caucho	26 749-45 822
Pieles	27 912-45 822
Desechos de corcho	27 912-30 238
Parafina	39 077
Celofán	27 912
Cloruro de polivinilo	40 705
Desechos de vinilo	40 705
Sedimentos	4 652-27 912
Desperdicios de papel	13 695-18 608

* Para convertir kilojoules por kilogramo en unidades térmicas británicas (Btu) por libra, multiplíquese por 4.299×10^{-1}.

El carbón mismo afecta también la diferencia de costo total del combustible entre estos métodos de combustión. Para una operación eficiente de una caldera alimentada mecánicamente por un alimentador distribuidor, el carbón debe tener la mezcla adecuada de partículas finas y grandes. Por lo general, el carbón debe someterse a un tamizado doble para obtener la proporción adecuada de partículas. No es posible esperar que el carbón extraído directamente de la mina tenga el equilibrio óptimo entre partículas finas y más grandes. Las partículas finas de carbón se queman en suspensión por encima de la rejilla, mientras que las partículas más grandes se queman en la superficie de la rejilla. Si la cantidad de partículas finas es demasiado grande, una suspensión excesiva en el quemado provocará los siguientes resultados posibles:

- Mayor acumulación de partículas de materia prima en la chimenea
- Pulsaciones en el horno
- Posible daño térmico a los distribuidores
- Mayor pérdida de carbono y formación de humo

Si la cantidad de carbón en partículas grandes es demasiado alta, habrá una suspensión insuficiente para la combustión y se provocarán los siguientes resultados:

- Pérdida de estabilidad de la llama
- Mayor pérdida de carbono y formación de humo

Si se decide no utilizar carbón por doble tamizado, habrá una pérdida en la eficiencia en la medida que el tamaño de las partículas sean diferentes al valor óptimo. Este aspecto de la reducción de eficiencia obtenida con carbón no dimensionado adecuadamente, es discutible, debido a que el alto costo del carbón de doble tamizado no puede tomarse como criterio general. La decisión depende de otros factores, como el grado de variación en el dimensionamiento de las partículas, capacitación de los operadores, tamaño de la caldera o los alimentadores y la clasificación del carbón.

Una caldera con combustión de carbón pulverizado sólo requiere que el carbón tenga un tamaño máximo de 1 1/2 in. Puede adquirirse carbón de cualquier tamaño y triturarse en la planta cuando no se tiene carbón con las dimensiones adecuadas obtenido directamente de la mina.

Además del diseño para un intervalo de carbones, también deben considerarse otros combustibles líquidos, sólidos y gaseosos. Como el carbón pulverizado se quema en suspensión, como sucede con los combustibles líquidos y gaseosos, el horno es adecuado también para estos combustibles. Se requiere petróleo o gas para un calentamiento unitario; por esto son adecuados la tubería, el control de combustión y el equipo de combustión del combustible. Estos combustibles pueden quemarse sin o con muy pocas modificaciones al equipo. La combustión de un combustible líquido derivado del carbón o un carbón en suspensión puede ser posible ya que el horno ha sido diseñado para enfriar los gases hasta una temperatura inferior a la correspondiente al punto de reblandecimiento de las cenizas antes de que estos gases entren a la sección estrecha del banco generador.

Los desperdicios sólidos bien preparados también pueden ser quemados en suspensión. Es posible suministrar hasta un 20% del calor total. Materiales como cortezas de árbol, bagazo y materiales reutili-

zables han sido quemados en suspensión con éxito en calderas para combustión de carbón pulverizado. Estos desperdicios se alimentan al horno por medio de sopladores neumáticos a través de orificios localizados encima de los quemadores.

Cuando se trata de calderas alimentadas por cargadores mecánicos, es más difícil lograr la combustión de combustibles líquidos o gaseosos. El equipo de combustión debe colocarse por encima del alimentador para protegerlo del calor radiante producido por los quemadores auxiliares. La colocación del equipo de combustión en la parte alta del horno reduce el volumen eficaz del quemador. Cuando se trata de operación a largo plazo, puede ser necesario proteger el alimentador con material refractario. Si la operación es a corto plazo, se requerirán cantidades considerables de aire para enfriar el alimentador, lo que produce grandes cantidades de aire en exceso, que es ineficiente. Cuando se efectúa la combustión de combustibles líquidos o gaseosos en una caldera alimentada por cargador mecánico, dicha combustión será más difícil, ya que el alimentador está diseñado para operar idealmente con combustibles sólidos. La corteza, el bagazo y los materiales de reuso pueden quemarse normalmente en un horno que cuente con alimentador para complementar al carbón con un mínimo de equipo adicional. Estos materiales de desperdicio pueden cubrir un porcentaje más alto del calor total en una caldera con alimentador mecánico que en uno que quema carbón pulverizado.

Criterios de diseño. Los diseños de las calderas industriales son adecuados para los combustibles y sistemas de combustión afectados. Entre los más importantes criterios de diseño su pueden contar los siguientes:

- Velocidades de liberación de calor del horno, W/m^3 y W/m^2 en la superficie radiante eficaz proyectada [Btu/hft^3) y $Btu/(hft^2)$]
- Liberación de calor en las rejillas
- Velocidades de los gases de combustión a través del banco de tubos
- Espaciamiento de los tubos

En la tabla 9-49 se proporcionan valores usuales o intervalos de estos criterios para gas, petróleo y carbón. Las velocidades de liberación del horno son importantes y establecen las velocidades locales de absorción máxima dentro de los límites de seguridad. Estos índices se relacionan con el grado de combustión y por lo tanto con la eficiencia de la misma y la emisión de partículas. La liberación límite de calor en

TABLA 9-49 Parámetros usuales de diseño para calderas industriales

Horno	Calor liberado, W/m^{2*} de EPRS†
Combustión con gas natural	630 800
Combustión con petróleo	551 900-630 800
Carbón pulverizado	220 780-378 480
Alimentador distribuidor	252 320-410 020

Alimentador, combustión de carbón	Liberación de calor en la parrilla, W/m^2
Distribuidor de descarga continua	2 050 000-2 207 800
Distribuidor de grado inundante	1 419 300-1 734 700
Parrilla deslizante de sobrealimentación	1 261 000-1 734 700

Velocidad del gas de combustión: Tipo de combustible	Caldera de paso sencillo m/s	Desviación: Caldera m/s	Desviación: Economizador m/s
Gas o petróleo destilado	30.5	30.5	30.5
Petróleo residual	30.5	22.9	30.5
Carbón (no lignito)			
Bajo en cenizas	19.8-21.3	15.2	15.2-18.3
Alto en cenizas	15.2	NA‡	12.2-15.2

* Para convertir watts por metro cuadrado en unidades térmicas británicas (Btu) por hora-pie, multipliquese por 0.317.
† Superficie radiante eficaz proyectada.
‡ No disponible.

TABLA 9-50 Espaciamiento mínimo recomendado para los tubos de las calderas industriales, mm

	Sobrecalentador		Caldera		Economizador
	De platina	Espaciado	Frontal	Posterior	
Petróleo y gases limpios	305	102	25.4	25.4	76
Carbón					
Bajo en cenizas; alto en AST*	305	102	25.4	25.4	76
Alto en cenizas, bajo en AST*	305	152	50.8	38	76
Corteza, bagazo	305	152	38	25.4	76

* Temperatura de reblandecimiento de la ceniza.

rejillas (cuando se trata de calderas con alimentador) reducirá al mínimo la pérdida de carbono, proporcionará un control sobre el horno y evitará la excesiva volatilización de cenizas.

Los límites respecto a las velocidades de los gases de combustión para calderas industriales por combustión de gas o de petróleo se determinan por lo general por la necesidad para limitar las pérdidas de tiro. Cuando se trata de combustión de carbón, el diseño de las velocidades de gas se establece para minimizar el ensuciamiento y la oclusión del banco de tubos en las zonas de alta temperatura y la erosión en las zonas de baja temperatura.

El espaciamiento de los tubos de convección es importante cuando el combustible es petróleo residual o carbón, en especial cuando se trata de carbones con cenizas de bajo punto de fusión o cenizas cuya tendencia es ensuciar la tubería. La cantidad de cenizas y las características de las mismas, lo cual es aún más importante, se deben especificar para considerarlas en el diseño. En la tabla 9-50 se muestra el espaciamiento mínimo recomendado para tubos en las calderas industriales para combustión de combustible sólido.

Los bancos de tubos de circulación natural y por convección son las características básicas de diseño sobre las que se ha desarrollado la línea de calderas industriales estándar para cumplir con los requisitos de vapor, agua y combustibles del mercado industrial.

En la figura 9-77 se muestra la cantidad de energía disponible para obtener potencia a partir de una caldera con tubos, una caldera industrial y las calderas de presión subcrítica y supercrítica. Las pérdidas por condensación disminuyen sustancialmente y la regeneración de aire y agua de alimentación llega a incrementarse en una proporción importante en la mayor parte de las calderas para centrales eléctricas más

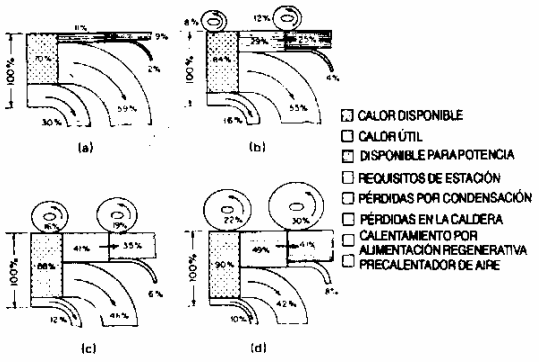


FIG. 9-77 Diagramas Sankey para diversos tipos de calderas. (*a*) Caldera de tubo de combustión. (*b*) Caldera industrial. (*c*) Caldera de presión subcrítica. (*d*) Caldera de presión supercrítica.

El diseñador de
superficies de abso
gre la mejor utiliza
tallas de tubos de a
exponen al calor ra
de calor por convec
y economizadores.
según el tamaño y
Factores que in
tores dominantes q
son el ensuciamie
bón, la molibilidad
Los constituyen
SO_4 o $CaSO_4$ Na_2S
establecer el índic
dos factores que af
depositada y la vel
positada se ve afec
en alguna extensió
de de los constituy
en el carbón. El en
ponentes de sodio
cuando su nivel se
carbones con ceni
hierro. Las escoria
transporte físico de

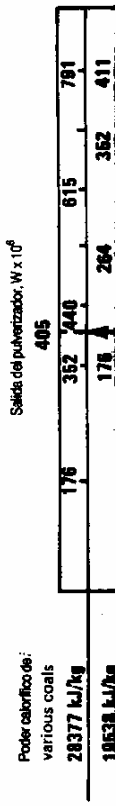


FIG. 9-78 Cap

El diseñador de calderas debe establecer una proporción entre las superficies de absorción y recuperación de calor de manera que se logre la mejor utilización del calor liberado por el combustible. Las pantallas de tubos de agua, los sobrecalentadores y los recalentadores se exponen al calor radiante y convectivo, mientras que la transferencia de calor por convección es la que predomina en los calentadores de aire y economizadores. Las cantidades relativas de estas superficies varían según el tamaño y condiciones de operación de la caldera.

Factores que influyen en el funcionamiento Algunos de los factores dominantes que influyen en el funcionamiento de estos equipos son el ensuciamiento, la formación de escorias, la humedad en el carbón, la molibilidad del carbón y su poder calorífico.

Los constituyentes volátiles en las cenizas del carbón (p. ej., Na_2SO_4 o $CaSO_4$ Na_2SO_4) causan ensuciamiento y pueden tomarse para establecer el índice de ensuciamiento de un carbón determinado. Los dos factores que afectan el ensuciamiento son la dureza de la sustancia depositada y la velocidad de deposición. La dureza de la sustancia depositada se ve afectada por la composición química, la temperatura y, en alguna extensión, por el tiempo. La velocidad de deposición depende de los constituyentes volátiles del carbón y de la cantidad de cenizas en el carbón. El ensuciamiento se relaciona, en general, con los componentes de sodio y potasio en las cenizas y llega a ser un factor grave cuando su nivel se incrementa por arriba de 4 o 5% de Na_2O y K_2O para carbones con cenizas de alto contenido de calcio y bajo contenido de hierro. Las escorias depositadas son causadas principalmente por el transporte físico de partículas de cenizas fundidas total o parcialmente, que entran al sistema acompañando la corriente gaseosa. Cuando las partículas golpean la pared o la superficie de los tubos, se enfrían y solidifican. La fuerza de su conjunción se ve influenciada por la temperatura y el contorno físico de la superficie, la dirección, la fuerza de impacto y las características de fusión de la escoria. Los carbones con cenizas de bajas temperaturas de fusión tienen un potencial de transformación en escoria alto [abajo de 2200°F (1477 K)]. Por lo general, las escorias se confinan en las superficies radiantes, pero también llega a suceder la formación de escorias en las zona de convección de los sobrecalentadores cuando la temperatura del gas supera el valor práctico de diseño. Las características de producción de escoria afectan el diseño del horno con objeto de reducir el potencial de formación de depósitos.

La humedad alta en el carbón tiene influencia en el funcionamiento del horno. El exceso de humedad superficial ocasiona dificultades en el manejo del carbón a la salida del arcón que va hacia la entrada del alimentador y en la salida del alimentador hacia el pulverizador. El carbón húmedo que entra al pulverizador causa la formación de grumos y provoca dificultades en la molienda. Estos problemas son comunes cuando se utiliza carbón con un alto contenido de humedad inherente alto (ligada), con valores hasta de 30%. En estos casos, es necesario tener aire a alta temperatura para superar los problemas de pulverización.

La humedad alta en el combustible reduce la temperatura de la llama y con esto disminuye la absorción local del horno y la estabilidad de la ignición, especialmente en la etapa de encendido del horno. La hume-

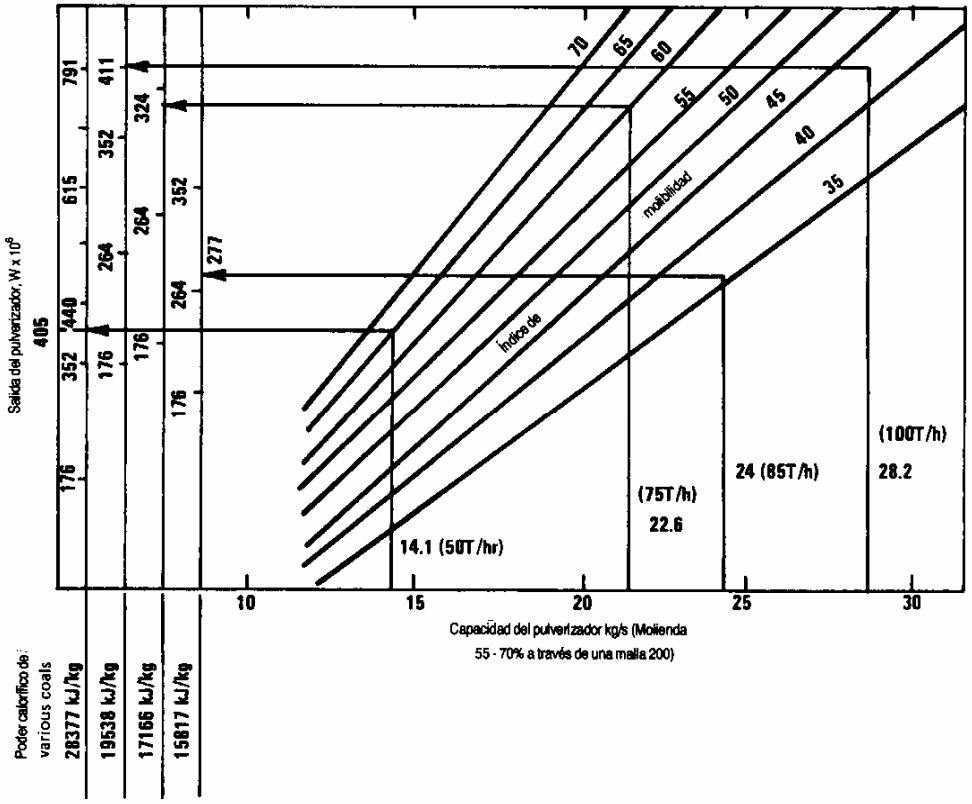


FIG. 9-78 Capacidad del pulverizador: índice de molibilidad. Para convertir kilogramos por segundo en toneladas por hora, multiplíquese por 3.543.

TABLA 9-51 Intervalo de propiedades de los carbones de Estados Unidos*

	Bituminoso del este	Bituminoso del Oeste Medio	Sub-bituminoso C	Lignito Texas	Lignito del Norte
HHV, kJ/kg	27 900	23 300	19 540	16 980	15 820
Humedad, %	6	12	27	32	37
Humedad, kg H_2O/GJ	11	26	71	97	119
Combustible quemado, kg/h	204 300	145 160	291 900	336 000	360 500

* Basado en Q_F = 12 500 GJ/kg

dad alta reduce también la eficiencia del calentador debido a pérdidas de calor en el cañón de la chimenea.

El índice de molibilidad es una medida de la facilidad relativa de pulverización del carbón. La finura requerida para una ignición adecuada y una completa combustión del carbón depende de diversos factores, entre los que se incluyen la cantidad de materia volátil, las propiedades de aglomeración y la reactividad de las partículas. En términos de calidad, los carbones bituminosos de baja volatilidad deben pulverizarse hasta un grado mayor de finura que los carbones subbituminosos y los lignitos, a fin de asegurar una combustión completa del carbono. La molibilidad de los carbones varía mucho. En la figura 9-78 se muestran los productos del pulverizador, relacionados con las capacidades de varios índices de molibilidad. La molibilidad puede ser un factor significante al limitar la capacidad específica de la caldera cuando el carbón tiene un índice de molibilidad más bajo que cuando se tiene un carbón pulverizado dimensionado para su combustión.

El poder calorífico del carbón influye mucho en el funcionamiento de la caldera. El mayor potencial de cambios en la velocidad de salida del pulverizador es el resultado de las variaciones en el poder calorífico del combustible que es más bajo en los lignitos, al igual que en los carbones sub-bituminosos y crea una limitación potencial en la salida de la caldera a causa de la mayor cantidad de carbón requerida para la producción de una cantidad específica de calor. Los poderes caloríficos varían entre 12 000 Btu/lb (27 912 kJ/kg) para carbones bituminosos del este y 6800 Btu/lb (15 817 kJ/kg) para lignitos del norte. El intervalo de velocidades de combustión de los diversos carbones de

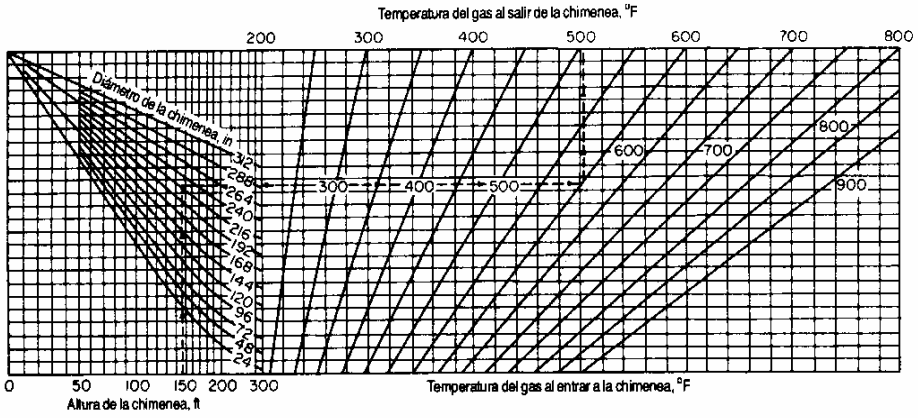


FIG. 9-79a Temperaturas del gas de salida de las chimeneas.

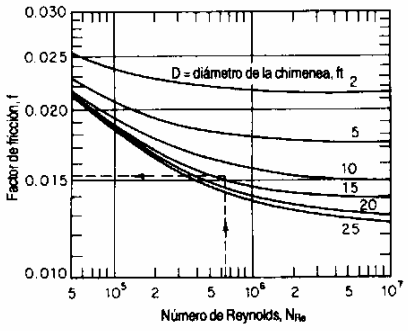


FIG. 9-79b Factores de fricción para chimeneas. (*Babcock & Wilcox Co.*)

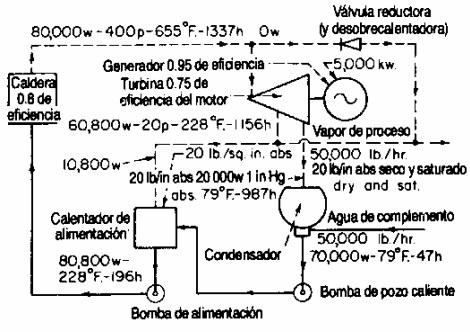


FIG. 9-79c Diagrama de ciclo de una planta de vapor en el que se muestra la generación secundaria de energía eléctrica y vapor de procesamiento. Calor proporcionado en el vapor = 97 kJ/h (92 × 10^6 Btu/h). Calor proporcionado en el combustible = 121 kJ/h (115 × 10^6 Btu/h). Emisión neta de electricidad de la planta = 4700 kW.

Estados Unidos para producir cantidades de calor semejantes en una unidad determinada se muestra en la tabla 9-51.

Chimeneas

Tiro teórico El tiro teórico es el que es producido por la diferencia manométrica en la carga estática de columnas iguales de aire atmosférico y gases de combustión. El tiro teórico de un cañón de chimenea se puede calcular mediante la fórmula siguiente:

$$\Delta p_t = 0.256\, LP\left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_1}\right) \tag{9-44}$$

en donde Δp_t = tiro teórico de la chimenea, in de agua, L = altura de la torre por encima del horno, ft; P = presión barométrica, inHg; T= temperatura ambiente, °R; y T_1 = temperatura promedio de la chimenea, °R. Se puede utilizar la figura 9-79*a* para estimar la temperatura del gas de salida que se requiere para obtener la temperatura promedio de la chimenea para torres de acero o mampostería.

Tiro real Para obtener el tiro real para una chimenea o una torre de expulsión, las pérdidas que se producen con el flujo se deben deducir del tiro teórico. Estas pérdidas incluyen tanto la fricción como la velocidad de salida. Se pueden evaluar mediante la ecuación que sigue:

$$\Delta p_f = \frac{u^2}{2g}\left(1 + \frac{fL}{D}\right)\left(\frac{\rho_g}{5.2}\right) \tag{9-45}$$

en donde Δp_f = pérdida de flujo en la torre de expulsión, in de agua, u = velocidad de salida de la torre de expulsión, ft/seg: g = constante dimensional, 32.17; f = factor de fricción de la figura 9-79*b*; L = altura de la torre de expulsión por encima del horno, ft; D = diámetro de la torre, ft; y ρ_g = densidad promedio de los gases en la torre de expulsión, lb/ft^3. Para aplicar la figura 9-79*b* es preciso aproximarse al número de Reynolds mediante la ecuación

$$N_{Re} = \frac{24{,}000 \times W}{D(T_1 + 715)} \tag{9-46}$$

en donde T_1 = temperatura promedio de la torre de expulsión, °F

W = flujo de gas, lb/h.

El tiro real se puede obtener al restar las pérdidas por fricción del tiro teórico. Esta cantidad se conoce como **tiro natural** de la chimenea, puesto que se produce sin medios mecánicos. Cuando sea insuficiente para vencer la resistencia al flujo del sistema, se tendrán que añadir ventiladores. Si estos últimos proporcionan aire a presiones por arriba de la atmosférica a los quemadores y al espacio de combustión, se denominarán ventiladores de **tiro forzado**. Si los ventiladores manejan los productos de la combustión, funcionarán casi siempre a presiones por debajo de la atmosférica y, en ese caso, reciben el nombre de ventiladores de **tiro inducido**.

Problemas especiales Con frecuencia se requiere que las torres de expulsión manejen gases de naturaleza muy corrosiva. Incluso los gases de los combustibles convencionales pueden contener cantidades suficientes de contaminantes como trióxido de azufre que atacan con rapidez al acero y al concreto. Se tienen que hacer esfuerzos para mantener las temperaturas por encima del punto de rocío o para reducir las presiones parciales mediante la dilución, cuando se produzcan gases ácidos condensables. En los casos en que las **condiciones corrosivas** justifiquen las erogaciones adicionales, se recubrirán las chimeneas y las torres de expulsión con ladrillos resistentes a los ácidos, vidrio o cemento resistente a los ácidos. Se pueden adquirir torres de expulsión de acero recubiertas con vidrio aglutinado, para levantarlas como unidades, o bien se recubren en el sitio con ladrillos después de su erección. Las torres de expulsión de mampostería se levantan en el sitio, ya sea con diseños de ladrillo o concreto reforzado. Las torres de expulsión de acero o mampostería se pueden recubrir después de su construcción con capas especiales aplicadas a mano o mediante el rociado a presión (con pistola). Es aconsejable inspeccionar las torres de expulsión para ver si se produce corrosión interna, a intervalos periódicos. Se recomienda el lavado con agua después del enfriamiento, para dejar la superficie expuesta a la inspección cuando esté muy recubierta de hollín.

TRANSPORTE DE CALOR

REFERENCIAS GENERALES: The Dowtherm Handbook, Dow Chemical Company, Midland, Mich., 1960. Gerringer, *Handbook of Heat Transfer Media*, Reinhold, New York, 1962. "High Temperature Heating Media", *Chem. Eng. Prog.*, **59**(5), 33-53 (1963) Keenan y Keyes, *Thermodynamic Properties of Steam*, Wiley, New York, 1956. Kent, *Mechanical Engineers' Handbook*, vol. 2. *Power*, 12th ed. Wiley, New York, 1950. Kern, *Process Heat Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1950. McAdams, *Heat Transmission*, 3d. ed., McGraw-Hill, New York, 1954. Marks, *Mechanical Engineers' Handbook*, 7th ed., McGraw-Hill, New York, 1950.

Los **líquidos** y los **vapores** utilizados para transportar calor y llevarlo hasta los lugares de procesamiento requieren una combinación única de propiedades. Los puntos elevados de ebullición y las bajas presiones reducen los riesgos y permiten diseños económicos, mientras que la alta capacidad calorífica mejora la capacidad de transporte de calor y su difusión uniforme en el sistema de procesamiento. Los fluidos deben poderse conseguir comercialmente y ser de uso económico.

También se emplean materiales **sólidos** para el transporte de calor. Estos materiales nunca han alcanzado la importancia de los líquidos y los vapores, debido sobre todo a las dificultades para transportar las partículas sólidas por tuberías pequeñas y tubos acodados. Se pueden calentar guijarros, arena y perdigones de hierro a temperaturas más altas que los líquidos y se les ha encontrado aplicaciones en calentadores de aire y gas para equipos a altas temperaturas.

En la tabla 9-52 se dan los fluidos de transporte de calor que se utilizan más comúnmente junto con sus gamas útiles de temperaturas y sus intervalos correspondientes de presiones.

Históricamente, la **llama abierta** es la fuente más antigua de calor que conocen los seres humanos. La sencillez básica y el bajo costo de los equipos le han permitido sobrevivir en muchos procesos industriales. La llama abierta como fuente térmica para el calentamiento de productos industriales tiene diversas limitaciones, entre las que se incluyen la baja eficiencia de uso de combustible, el control mínimo sobre la uniformidad de la absorción del calor y el mal control correspondiente de las temperaturas locales en los materiales producidos. Los

TABLA 9-52 Fluidos de transporte de calor que se usan comúnmente*

Fluido	Temp., °F	Presión, lb/in^2 manométrica
Vapor	200-1100	0-4500
Agua	300-400	90-230
Dowtherm A	450-750	0-145
Dowtherm B	300-500	0-72
Aceite	30-600	0
Sales fundidas	290-1100	0
Compuestos de silicio	100-700	0
Bifenilos clorados	0-600	0
NaK	100-1400	0
Mercurio	600-1000	0-180
Gases de la combustión o aire	30-2000	0-180

* Véanse datos más detallados en la tabla 9-54. Para convertir libras por pulgada cuadrada manométricas en kilopascales, multiplíquese por 0.15; °C = (°F − 32) × 5/9.

quemadores, las existencias de combustible y los controles se deben encontrar en el punto operacional, lo que hace que las unidades sean poco flexibles y no adecuadas para lugares en los que se llevan a cabo operaciones de fabricación. Debido a estas limitaciones, hace ya mucho tiempo que las llamas se vieron reemplazadas con fluidos adaptables a un control mucho más estrecho para procesos.

SISTEMAS DE VAPOR

Características del sistema Para utilizar la energía almacenada como energía química en los combustibles, dicha energía debe convertirse en una forma más adecuada para su utilización, por lo general como energía eléctrica o mecánica para impulsar máquinas, o como energía térmica, como fuente de calentamiento en los procesos. Aunque alguna energía del combustible se convierte directamente en energía mecánica (como sucede en las máquinas de combustión), o en energía térmica (como en los procesos de calentamiento directo), los sistemas más populares incluyen el empleo de vapor como medio. El vapor es el fluido más utilizado para transporte de calor, debido sobre todo a su naturaleza no tóxica; es estable, de bajo costo y tiene una gran capacidad calorífica. También tiene sus limitaciones: la presión de vapor es alta y tiene un punto crítico bajo.

La mayor parte de los sistemas comerciales se inician con energía en forma de energía química en el combustible. La quema del combustible en el horno, convierte la energía química en energía térmica en forma de productos de combustión de alta temperatura. En una caldera, el calor se transfiere desde los productos de combustión hasta el agua, con lo que se produce vapor, que puede utilizarse para impulsar máquinas (incluyendo turbinas) o para calentamiento (proceso o espacio). El empleo de vapor puede obtenerse por tres sistemas diferentes:

1. Sistemas termoeléctricos (en los que casi todo el vapor producido se utiliza para impulsar una turbina-generador)
2. Sistemas de cogeneración (en los que el vapor se utiliza para impulsar una turbina-generador y para el calentamiento; por lo general esto se realiza en serie)
3. Sistemas de vapor (en los que el vapor se utiliza exclusivamente como un medio de transferencia de calor para propósitos de calentamiento)

Los sistemas termoeléctricos y los sistemas de vapor se analizan en los parráfos siguientes. Los sistemas de cogeneración se tratan en otra parte de esta subsección.

Sistemas termoeléctricos Los sistemas de este tipo utilizan vapor sobrecalentado para impulsar las turbinas-generadores que producen energía eléctrica. A menos que existan circunstancias especiales desde el punto de vista económico, estos sistemas no son favorables para plantas de pequeño tamaño o moderados. El aspecto no favorable se refiere a los altos costos del sistema y a la eficiencia generalmente baja de los sistemas pequeños, los altos costos de operación y mantenimiento y equipo necesario para cumplir las especificaciones sobre contaminación del aire para procesos de combustión.

Sólo en circunstancias especiales es posible justificar la operación de sistemas termoeléctricos pequeños, entre las que se incluyen la disponibilidad de combustibles de bajo costo, como desperdicios o subproductos de combustibles. Las industrias pueden utilizar subproductos como cortezas de árboles, licor negro, bagazo, aserrín, gas de alto horno, gas de horno de coquización y coque en forma fluida como principales combustibles o en combinación con combustibles convencionales como carbón, petróleo o gas.

Los sistemas de cogeneración aumentan mucho las oportunidades para plantas de proceso que generen energía eléctrica en forma económica.

Sistemas de vapor* Los sistemas de vapor incluyen aquéllos en los que se genera vapor que se utiliza para procesos y/o calentamiento y, en menor escala, para el impulso directo de maquinaria. Aunque el vapor industrial puede ser generado a elevadas presiones (hasta 12.4 MPa) y temperaturas altas, la mayor parte de los sistemas industriales se limitan a vapor cuya presión aproximada es de 1.724 MPa (250 lbf/in^2) y cuya temperatura es 204°C (400°F). En un sistema industrial el principal componente es la unidad horno-caldera; otro gran componente es el condensador, cuando se utiliza.

Las unidades horno-caldera se construyen como unidades integradas; su diseño varía en tamaño y de acuerdo con el combustible. Las calderas pequeñas por combustión de gas y petróleo, con capacidades hasta de 31.7-Mg (70 000 lb) de vapor por hora, son generalmente calderas igneotubulares o de tubos de humo. La mayor parte de los generadores de vapor que utilizan combustibles sólidos y las calderas grandes que queman gas y petróleo se diseñan con tubos de agua. Las calderas con tubos de agua para generación de vapor a nivel industrial tienen un diseño del tipo de tambor. Las calderas con tubos de agua pueden ensamblarse en la planta manufacturera o directamente en el campo. Los generadores de vapor alimentados con gas y petróleo con capacidades hasta de 113.4-Mg (250 000 lb) de vapor/h pueden instalarse como unidades separadas (hasta 550 000 lb/h si el embarque es posible). Las calderas por combustión de carbón con capacidades por encima de 11.3-Mg (25 000 lb) de vapor por hora se erigen parcial o totalmente en el campo. A causa del alto costo de la erección en campo, es probable que sea más económico instalar varios generadores de vapor pequeños que uno solo de gran capacidad. También, a consecuencia de que las bajas velocidades de combustión de las calderas son aproximadamente la tercera parte de la velocidad de combustión de diseño, el empleo de varias calderas pequeñas proporcionará una relación de caída del gas más alta.

En la figura 9-79*c* se muestra un ciclo usual de planta de vapor que genera vapor de proceso y energía eléctrica. En este ciclo se requiere producir 5000 kW de energía eléctrica y 22.7 Mg/h (50 000 lb/h) de vapor saturado seco para proceso, a una presión absoluta de 137.9 kPa (20 psia). Como no toda la energía puede generarse como un subproducto del flujo del vapor de proceso, es necesario agregar un elemento de condensación a a la turbina y operarlo a 2.54 cmHg (1 in Hg) de presión absoluta. El balance de calor de la figura 9-79*c* corresponde a un conjunto de condiciones de carga determinado. Es necesario efectuar un cuidadoso análisis de las curvas de carga a fin de seleccionar el ciclo más económico.

La mayor parte de los sistemas de vapor industriales utilizan vapor saturado, por lo que es muy raro encontrar sistemas que utilicen sobrecalentadores. Cuando se emplea vapor de baja temperatura no hay necesidad de tener un economizador o un precalentador de aire. Sin embargo, la combustión de carbón pulverizado requiere un sistema de precalentamiento de aire para tener estabilidad de ignición y combustión.

El costo de las calderas que queman carbón es aproximadamente 4 veces mayor que el de las calderas que utilizan gas y petróleo. Las calderas industriales modernas operan con eficiencias aproximadas de 85%.

Al incluir un condensador en el sistema de vapor se tiene la oportunidad de reutilizar el condensado de vapor limpio para proporcionar continuamente agua limpia al generador. La inclusión o no de un condensador en el sistema dependerá del tamaño y diseño de la planta, la disponibilidad del agua y la calidad de la misma. El costo de la tubería para el retorno del agua y un condensador llega a ser menos atractivo en plantas donde existen equipos y accesorios dispersos y el empleo del vapor no es muy grande. Contrariamente a esto, mucha utilización de vapor (y por consiguiente, agua) y disponibilidad limitada de agua pueden hacer atractiva la utilización de un condensador.

Entre los factores que deben considerarse en la selección de una caldera industrial se cuentan los siguientes:

- Combustibles, incluyendo costos y disponibilidad proyectada
- Requerimientos de vapor: temperatura, velocidad de producción y presión
- Perfil de carga, reutilización
- Agua de alimentación a la caldera: fuente y tratamiento
- Requisitos de espacio, incluido el almacenamiento del combustible
- Contaminación del aire y regulaciones existentes acerca de ella
- Energía para el impulso de equipos auxiliares
- Personal requerido para la operación

Constituyentes del agua El agua es el fluido de trabajo de los sistemas de vapor y una de las sustancias naturales más abundantes; sin embargo, nunca se encuentra en estado puro, adecuado para la alimentación directa a una caldera. Por lo común en estado natural, el agua se encuentra turbia, con materias sólidas en suspensión fina. Incluso cuando está clara, el agua natural contiene soluciones de sales y ácidos que dañan con rapidez el acero o los metales a base de cobre de los sistemas de vapor. El **reciclaje** del condensado de vapor procedente del calentamiento de procesos es conveniente para aprovechar el condensado relativamente puro. Debido a la disipación atmosférica y a la contaminación por los equipos de procesamiento, se requiere casi siempre una cantidad adicional de materia prima.

Los diversos **constituyentes** de las aguas se pueden clasificar según las dificultades que causa su presencia.

1. Sustancias corrosivas
2. Sustancias incrustantes
3. Sustancias productoras de espuma

Las sustancias **corrosivas** se encuentran por lo común en forma de soluciones ácidas o como gases disueltos, como el dióxido de carbono, oxígeno, ácido sulfhídrico o el amoniaco. El oxígeno y el dióxido de carbono se disuelven en el agua de alimentación por aeración y contacto inevitable con la atmósfera. Puesto que la solubilidad del oxígeno disminuye al aumentar la temperatura del agua, el método más común de alimentación es el de la desaeración del agua, en donde se calienta el agua hasta el punto de ebullición mediante contacto directo con vapor y se permite que el agua calentada se desplome en cascada sobre bandejas. Las bandejas incrementan la superficie expuesta y permiten la disipación del oxígeno con mayor facilidad. La desaeración es también eficiente para la eliminación de otros gases disueltos y todos los sistemas modernos de vapor utilizan algunos de entre varios tipos de desaeradores. Además de la desaeración, se utilizan productos químicos como sulfito de sodio, que se combina con el oxígeno y se introduce a la caldera con una bomba de alimentación de productos químicos. A las presiones más altas de la caldera, el sulfito de sodio es menos conveniente por el aumento de los sólidos disueltos producidos por el sulfato de sodio que es el producto final y la descomposición del dióxido de azufre y el ácido sulfhídrico que contribuyen a la corrosión. La hidracina elimina el oxígeno disuelto sin incrementar las cantidades de sólidos disueltos a presiones elevadas, con la reacción que sigue:

$$N_2H_4 + O_2 \rightarrow 2H_2O + N_2$$

Se deben evitar las cantidades elevadas de residuos de hidracina en el agua para prevenir que el producto de descomposición, el amoniaco, ataque a las aleaciones a base de cobre que haya en el sistema.

El agua reutilizada con acidez elevada se debe tratar para mantener un ambiente alcalino adecuado, en donde el pH esté entre 10.5 y 11.0. La alcalinidad por bicarbonato en la caldera puede hidrolizarse bajo la acción del calor y liberar dióxido de carbono, que se transportará junto con el vapor para formar un ácido carbónico con los condensados en las tuberías de condensación o los intercambiadores de calor del proceso. Las prácticas actuales exigen el tratamiento del agua para evitar la corrosión en el sistema de reciclaje mediante aminas neutralizantes o formadoras de películas. Las aminas neutralizantes se combinan con el CO_2 y neutralizan su acidez. Las aminas formadoras de películas no se combinan químicamente, sino que actúan al formar una película impermeable y no humedecible en las superficies metálicas, que actúan como barrera de protección entre el metal y los condensados, evitando los ataques del oxígeno y el dióxido de carbono.

Los sistemas de vapor en los que la masa de condensado no se puede recuperar, se ven sujetos con mayor frecuencia a dificultades provocadas por las sustancias incrustantes. El agua agregada tiene siempre constituyentes que forman incrustaciones cuando se encuentran presentes en el líquido en concentraciones que sobrepasan su solubilidad. Algunos materiales tienen una disminución de su solubilidad al elevarse la temperatura y las escamas que se depositan comúnmente en las calderas que pertenecen a esta clase. El tratamiento químico en el sistema de precalentamiento es adecuado para reducir la mayor parte de las sustancias incrustantes a un sedimento blando, que se retira antes de que entre al calentador, mientras que la sedimentación formada por el tratamiento interno puede acumularse en zonas muertas de la caldera y eliminarse por las tuberías de purga.

TABLA 9-53 Límites recomendados para los constituyentes del agua que se usa en calderas

	Partes por millón						
Presión, lb/in^2	Total de sólidos disueltos	Alcalinidad	Dureza	Sílice	Turbidez	Aceite	Fosfatos residuales
0-300	3500	700	0	100-60	175	7	140
301-450	3000	600	0	60-45	150	7	120
451-600	2500	500	0	45-35	125	7	100
601-750	2000	400	0	35-25	100	7	80
751-900	1500	300	0	25-15	75	7	60
901-1000	1250	250	0	15-12	63	7	50
1001-1500	1000	200	0	12-2	50	7	40

NOTA: Para convertir partes por millón (por peso) en microgramos por litro, multiplíquese por 1/198; para convertir libras por pulgada cuadrada en kilopascales, multiplíquese por 6.895.

El agua recuperada del calentamiento de procesos provoca la **formación de espuma** dentro de la caldera, por la presencia de materiales orgánicos, inorgánicos o insolubles, cuando existen en cantidad suficientemente grande. El aceite y los productos de descomposición de las materias húmicas y de aguas negras son las causas primordiales de la formación de espumas y esos productos se deben excluir estrictamente de las corrientes de regreso de condensados. El efecto de la formación de espumas que tienen esos materiales resulta especialmente notable en presencia de alcalinidades elevadas, y la concentración alcalina del agua de la caldera se debe limitar por esta razón.

En la tabla 9-53 se resumen los límites recomendados para las impurezas en el agua utilizada en calderas. La purga continua o intermitente del agua de la caldera, para mantener las concentraciones por debajo de los límites recomendados, es el modo más eficiente de evitar la formación de espumas. Cuando la purga da como resultado la pérdida de grandes cantidades de calor en el sistema, gran parte de este calor se puede recuperar haciendo pasar el líquido purgado por intercambiadores de calor, utilizados para calentar aire o agua de alimentación que devuelve algo del calor a la unidad.

SISTEMAS DE LÍQUIDOS TÉRMICOS

Los líquidos y sus propiedades Los líquidos térmicos utilizados para el calentamiento y enfriamiento de procesos pueden tener la forma de líquidos, vapores o una combinación de ambas fases. Además del vapor, los líquidos térmicos incluyen agua caliente, mercurio, NaK, óxido de difenil-difenilo (Dowtherm A), *o*-diclorobenceno (Dowtherm E), mezclas de sales fundidas, aceites minerales, arililoxisilano (Hydrotherm 750-200), silicato tetraarílico (Hydrotherm 700-160) y difenilos clorados (Therminols). Las **propiedades físicas** de estos materiales aparecen en la tabla 9-54.

El agua calentada a temperaturas elevadas es un sistema favorable para temperaturas de procesamiento de 149 a 204°C (300 a 400°F); pero necesita presiones de bombeo mayores que la de saturación de 17.5 kg/cm^2 (250 lbf/in^2), para mantener el agua en forma líquida. Los sistemas de agua caliente son estables, con equipos simples y facilidades de control. La corrosión es mínima cuando se excluye aire del sistema. Los sólidos perjudiciales en el agua no se acumulan en concentraciones elevadas debido a la falta de evaporación y la formación de incrustaciones y espumas es mínima.

TABLA 9-54 Propiedades físicas de fluidos térmicos

Propiedad	Agua	Dowtherm A*	Dowtherm E*	Sales fundidas, HiTec†	Aceite Mobiltherm 600	Aceite Mobiltherm ligero‡	Hydrotherm§ 750-200	Hydrotherm§ 700-160	Therminol¶ FR-2	Mercurio	NaK
Fórmula química	H_2O	$(C_6H_5)_2O$ $(C_6H_5)_2$	$C_6H_4Cl_2$	$NaNO_2$ $NaNO_3$ KNO^3	.....	.....	.....	.....	.....	Hg	44 wt.%K
Peso molecular	18	165	147	92	.....	.....	.....	.....	.....	200	
Densidad relativa a 212°F	0.958	0.997	1.181	1.98(300°F.)	0.90	0.930	1.11	1.08	1.38	13.35	0.84(600°F.)
Punto de fusión, °F	32	53.6	-6.7	288	20(punto de fluidez)	-20(punto de fluidez)	5(punto de fluidez)	-40(punto de fluidez)	20(punto de fluidez)	-38.2	65
Punto de ebullición, °F (presión atmosférica)	212	495.8	352	.....	>600	>400	.....	.....	644	674.4	1518
Punto de inflamación, COC, °F	.....	255	155	.....	360	250	475	.....	379		
Calor específico de líquido, Btu/(lb)(°F.)	1.005(212°F.)	0.526(496°F.)	0.412(352°F.)	0.373(300°F.)	0.580(500°F.)	0.53(300°F.)	0.56(600°F.)	0.64(500°F.)	0.333(500°F.)	0.033(212°F.)	0.25(600°F.)
Calor de vaporización, Btu/lb	970.2	125.0	119.0	.....	.....	.....	.....	.....	.....	117.0	
Calor de fusión, Btu/lb	143.3	64	38	35	.....	.....	.....	.....	.....	5.1	
Coeficiente de expansión cúbica	0.0024	0.00043	.....	0.00020	0.00035	0.00035	.....	.....	0.00059	0.000101	
Viscosidad absoluta de líquido, centipoises	0.284(212°F.)	0.30(600°F.)	0.30(400°F.)	1.7(800°F.)	0.595(500°F.)	0.873(300°F.)	0.572(600°F.)	0.605(500°F.)	0.63(500°F.)	1.23(200°F.)	0.24(600°F.)
Tensión superficial (en contacto con aire), dinas/cm	72.8	43	37	.....	.....	.....	37	.....	.....	487	105
Conductividad térmica de líquido, Btu/(h)(ft²)(°F/ft)	0.393	0.076	0.064	0.035	0.067	0.0652	0.0599	0.072	0.057	4.85	15.6

* The Dow Chemical Company.
† E.I. du Pont de Nemours & Co., Explosives Department, Wilmington, Delaware.
‡ Mobil Oil Corp.
§ American Hydrotherm Corp.
¶ Monsanto Co.
NOTA: Para convertir unidades térmicas británicas por libra-grado Farenheit en joules por kilogramo-kelvin, multipliquese por 4.187×10^3; para convertir atmósferas en kilogramos por centímetro cuadrado, multipliquese por 1.0333; para convertir unidades británicas por libra en kilojoules por kilogramo, multipliquese por 2.326; para convertir centiposes en gramos por centímetro-segundo, multipliquese por 0.01; y para convertir unidades térmicas británicas por hora-pies cuadrados-grados Farenheit por pie en watts por metro cuadrado-kelvin, multipliquese por 5.678. °C = (°F−32)×5/9.

El **Dowtherm A** (D
lidad en la gama de 2
recto de procesos. Se
bilidad calorífica, un
de difenilo y 26.5% d
12.2°C (54°F), el Do
posibilidad de causar
en condiciones de cli
claro y casi incoloro,
bio de sus caracterís
geranio. No reaccio
por lo común en los
los seres humanos, p
para la salud su emp
precauciones especia
El Dowtherm A ca
vadas. Muchos vape
años a temperaturas
ción. A temperaturas
en dos formas. Por an
léculas de difenilo pr
nilbenceno y otra d
Dowtherm A; pero e
las instalaciones prác
tuberías de ventilaci
do de difenilo.
La segunda forma
se sobrecalienta exc
el contacto de una lla
calentador más allá
descomposición co
carbono se produce
acumulación de mat
estancamiento. Ento
do tras ellas las fraco
bonizan. Cuando se
película sobre la su
hace aumentar la re
descomposición. De
de llenar completam
Para evitar el sob
zadores de Dowther
líquido o tubo térmic
de líquido. Los peq
frecuentemente med
de circulación natur
restricciones para p
therm y se diseñan c
cuado de la forma de
calientes en los tubo
El **Dowtherm E,**
cial, que hierve a 17
debajo de cero, se
500°F). No se ha d
Dowtherm E en las
caloríficas consider
instalaciones comer
catalizar la descomp
hídrico. Este ácido t
perficies pulidas de
metales laminados
Dowtherm E.
Sales inorgánicas de las cuales es eutéc KNO_3, se utiliza mu leo, cuando se ma sistema en funcion (288°F) impide su u

El **Dowtherm A** (Dow Chemical Company) predomina en la actualidad en la gama de 204 a 399°C (400 a 750°F) de calentamiento indirecto de procesos. Se trata de un compuesto orgánico de elevada estabilidad calorífica, una mezcla eutéctica que contiene 73.5% de óxido de difenilo y 26.5% de difenilo en peso. En su punto de congelación de 12.2°C (54°F), el Dowtherm A se contrae ligeramente, eliminando la posibilidad de causar daños al equipo de procesamiento cuando se para en condiciones de clima frío. A la temperatura ambiente, es un líquido claro y casi incoloro, que se oscurece con rapidez con el uso, sin cambio de sus características físicas y con un olor característico de rosageranio. No reacciona químicamente con los metales que se utilizan por lo común en los sistemas de transporte de calor, ni es tóxico para los seres humanos, por lo que no representa ningún peligro apreciable para la salud su empleo para la transferencia de calor y no requiere precauciones especiales.

El Dowtherm A es muy estable a temperaturas moderadamente elevadas. Muchos vaporizadores y accesorios han funcionado durante años a temperaturas de Dowtherm de 343°C (650°F) sin descomposición. A temperaturas más altas, se puede producir la **descomposición** en dos formas. Por arriba de aproximadamente 399°C (750°F) dos moléculas de difenilo pueden reaccionar para dar una molécula de *p*-difenilbenceno y otra de benceno. El *p*-difenilbenceno se disuelve en Dowtherm A; pero el benceno, que es un vapor que no se condensa en las instalaciones prácticas de calentamiento de Dowtherm, escapa a las tuberías de ventilación. Existe una reacción similar en el vaso del óxido de difenilo.

La segunda forma de descomposición es más problemática. Cuando se sobrecalienta excesivamente el Dowtherm A, por ejemplo mediante el contacto de una llama con los tubos de un vaporizador, o al forzar al calentador más allá de su capacidad nominal, se puede llevar a cabo la descomposición completa en carbono e hidrógeno. La formación de carbono se produce cuando la circulación inadecuada que se debe a la acumulación de materiales mantiene al Dowtherm en condiciones de estancamiento. Entonces, las fracciones más ligeras se destilan, dejando tras ellas las fracciones de punto de ebullición más alto, que se carbonizan. Cuando se inicia esta descomposición, el carbono forma una película sobre la superficie de calentamiento del vaporizador y esto hace aumentar la resistencia térmica, por lo que se acelera mucho la descomposición. De este modo, un vaporizador de Dowtherm se puede llenar completamente de carbón o en unas cuantas horas.

Para evitar el sobrecalentamiento y la descomposición, los vaporizadores de Dowtherm son de diseño de circulación natural de tubo de líquido o tubo térmico, o bien del diseño de circulación forzada de tubo de líquido. Los pequeños vaporizadores de laboratorio se calientan frecuentemente mediante la electricidad. Se dispone un vaporizador de circulación natural, como el de la figura 9-80, con acodamientos o restricciones para permitir la recirculación rápida del líquido Dowtherm y se diseñan con una capacidad amplia de horno. El control adecuado de la forma de las llamas evita que se formen puntos demasiado calientes en los tubos del vaporizador.

El **Dowtherm E**, un *o*-diclorobenceno procesado de manera especial, que hierve a 177°C (350°F) y tiene un punto de congelación por debajo de cero, se utiliza por lo común entre 177 y 260°C (350 y 500°F). No se ha observado ninguna traza de descomposición del Dowtherm E en las pruebas realizadas a temperaturas y con cargas caloríficas considerablemente más altas que las recomendadas para las instalaciones comerciales. Hay evidencias de que el aluminio puede catalizar la descomposición del Dowtherm E, para formar ácido clorhídrico. Este ácido tiene probabilidades de corroer gravemente las superficies pulidas de las herramientas de precisión, las máquinas y los metales laminados y formados. No se debe utilizar aluminio con Dowtherm E.

Sales inorgánicas Las mezclas fundidas de sales inorgánicas, una de las cuales es eutéctica, con 40% de $NaNO_2$, 7% de $NaNo_3$ y 53% de KNO_3, se utiliza mucho en los baños de sales y la refinación de petróleo, cuando se mantienen temperaturas elevadas y se conserva el sistema en funcionamiento continuo. Un punto de fusión de 146°C (288°F) impide su utilización en sistemas a baja temperatura y requiere que se mantenga el fluido circulante caliente y fundido a lo largo de toda su trayectoria de flujo. La mezcla de sales no necesita ser sometida a presiones más altas que las que se requieren para superar la caída de presión del sistema.

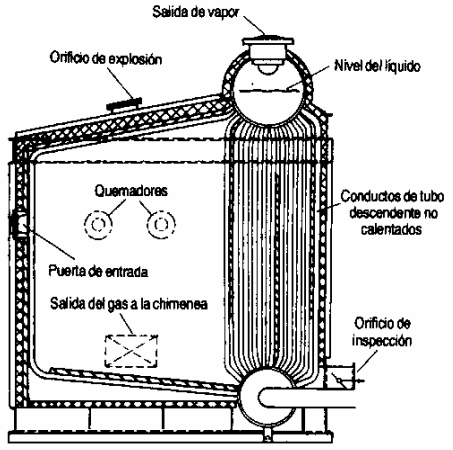


FIG. 9-80 Vaporizador Dowtherm. *(Foster Wheeler Corp.)*

Las mezclas de sales inorgánicas no son tóxicas y son químicamente estables de 427 a 454°C (800 a 850°F) en ausencia de contaminantes. Entre 454 y 593°C (850 y 1100°F), que es la temperatura operacional máxima, las sales sufren una lenta descomposición térmica, que es en gran parte una descomposición térmica del nitrito en nitrato, óxido metálico alcalino y nitrógeno:

$$5NaNO_2 \rightarrow 3NaNO_3 + Na_2O + N_2$$

Esta reacción se pone de manifiesto debido a la evolución lenta de gas nitrógeno y va acompañada por una elevación gradual del punto de congelación de la mezcla [Alexander y Hindin, *Ind. Eng. Chem.* **39**, 1044 (1947)].

El nitrito está sujeto también a la oxidación lenta por el oxígeno atmosférico por arriba de 454°C (850°F), con formación de nitrato de sodio. Esta reacción se elimina al excluir el aire o proteger la sal con una atmósfera de gas inerte, como nitrógeno.

Otras reacciones modificarán gradualmente la composición de las sales: 1) absorción de dióxido de carbono para formar carbonatos que se pueden depositar en el sistema; y 2) absorción de vapor de agua para formar hidróxidos metálicos alcalinos. Estas reacciones no obstaculizan el funcionamiento del proceso; pero, si se deja que continúen, afectarán finalmente la utilidad del sistema. Se pueden eliminar recubriendo las sales fundidas con nitrógeno.

Se puede usar con éxito acero al carbono ordinario en equipos de sales fundidas, hasta temperaturas de 454°C (850°F). Por arriba de esta temperatura, se recomiendan aleaciones más resistentes. Se han utilizado equipos de cobre en forma satisfactoria a temperaturas moderadas de aproximadamente 316°C (600°F); pero no se recomienda el hierro colado, debido a la reacción entre las sales fundidas y el hierro, que dan como resultado fisuras o agrietamientos.

Aceites minerales Los aceites minerales convencionales son de bajo costo y se pueden encontrar con facilidad para utilizarlos en procesos, además de que resultan valiosos para el funcionamiento de los sistemas a temperaturas de entre −1.1 y 316°C (30 y 600°F). No tienen que someterse a presión en esta gama. Los aceites de cilindros del tipo parafínicos se emplean con frecuencia en sistemas abiertos hasta cerca de 232°C (450°F), como los que se utilizan para templar metales. A temperaturas más elevadas, los aceites minerales convencionales se

usan en sistemas cerrados, hasta 316°C (600°F), que es la región de temperaturas en la que los aceites se hacen propensos a la desintegración térmica. Esta descomposición, similar al proceso controlado de desintegración que se utiliza para producir gasolina a partir de los aceites pesados, no es tan intensa como la que tiene lugar en la refinación del petróleo, pero produce materiales volátiles que reducen el punto de inflamabilidad del aceite. Al mismo tiempo, la descomposición da productos más pesados, que después de largos periodos de funcionamiento fluyen con menor facilidad, lo que conduce a la formación de depósitos de coque.

El Mobiltherm 600 y el Mobiltherm Light (Mobil Oil Corp.) son **aceites minerales aromáticos** de viscosidad más baja que los aceites minerales convencionales y pueden funcionar entre −1.1 y 316°C (30 y 600°F) para el primero de ellos y a −25°C (−15°C) pero no por arriba de (400°F) para el último. No se descomponen por la temperatura cuando se utilizan en el intervalo recomendado. Por ende, sus puntos de inflamabilidad permanecen sin cambios al cabo de muchas horas de vida del servicio. Cuando se someten los aceites aromáticos a temperaturas excesivas, se produce una desintegración térmica en forma similar a la de los aceites minerales convencionales. No se presentan con facilidad depósitos de coque y sedimentos en el caso de estos aceites minerales aromáticos, puesto que tienen una acción disolvente poderosa y algunas instalaciones han funcionado durante varios años sin tener que cambiar el aceite ni limpiarlo, sacándolo del sistema.

Ninguno de los aceites minerales aromáticos es adecuado para funcionar en un sistema abierto, en contacto directo con el aire. La oxidación da como resultado el deterioro del aceite, una descomposición química que se acelera cuando el aceite se encuentra a una temperatura elevada. Todos los sistemas de procesamiento deben incluir un tanque de dilatación de "aceite frío", en el que la temperatura del aceite no exceda los 54°C (130°F). El tanque de dilatación impide que el aceite caliente del sistema de procesamiento entre en contacto con el aire. No se deben utilizar aceites aromáticos con cobre o piezas de aleaciones de cobre, puesto que estos metales son catalizadores poderosos que fomentan la oxidación y la sedimentación. Se prefieren el hierro y el carbono para todo el sistema. Otros aceites, ya sea minerales o lubricantes, no deben entrar en contacto con los aromáticos, puesto que esto hace que disminuya el poder disolvente del aceite y puede dar como resultado que se depositen sedimentos dañinos en el sistema.

Compuestos de silicio Se utilizan tres tipos de compuestos de silicio como medio de transferencia de calor: silanos, silicones y silicatos. Los silanos son hidruros sustituidos de silicio, el silano mismo tiene la forma SiH_4. Los fluidos de silicones que se utilizan suelen ser polímeros. La estructura básica es de la forma Si-O-Si, con radicales orgánicos enlazados directamente a los átomos de silicio. Los silicatos son las sales o los ésteres del ácido de silicio en los que el átomo central es el silicio. Los fluidos orgánicos para transferencia de calor son generalmente ésteres. Los constituyentes orgánicos suelen incluir grupos alquílicos, arílicos o alcarílicos.

El **Hydrotherm 750-200** es un silano arilarilóxico (mezclado) que se utiliza a temperaturas de 63 a 371°C (145 a 700°F). Se trata de un fluido ámbar transparente con un olor ligeramente fenólico. No parecen producirse efectos crónicos ni patológicos debido a la exposición a los vapores; las pruebas sobre la piel muestran efectos dermáticos similares a los del fenol. La substancia es letal en inyección o ingestión. Provoca una corrosión despreciable en los metales ferrosos, cobre y aleaciones de cobre. Ataca ligeramente el aluminio y los metales a base de magnesio.

Los fluidos organosilicatos Hidrotherm para transferencia de calor son aplicables para operaciones de calentamiento y enfriamiento de -4.56 a 357°C (-50 a +675°F). Puesto que estos fluidos no se congelan y permanecen bombeables por debajo de -17.8°C (0°F), no se requiere recalentamiento ni trazado de vapor. Los fluidos de silicatos Hidrotherm para transferencia de calor no son corrosivos para el acero dulce, el cobre y sus aleaciones, ni siquiera a temperaturas elevadas; sin embargo, atacan al magnesio, aluminio, zinc, al titanio y sus aleaciones. Los líquidos de silicatos orgánicos no presentan un potencial grave de riesgos de incendio. El **Hydrotherm 700-160**, un silicato tetrarílico, es un líquido de color ámbar con un olor ligeramente fenólico, que tiene buena estabilidad térmica y química. Reacciona con el oxígeno, por lo que se debe evitar su contacto con la atmósfera. En presencia de humedad se produce la hidrólisis, se desprenden fenoles libres y se deposita una sedimentación de silicato. Térmicamente, se produce una reacción reformadora a temperaturas elevadas por arriba de 357°C (675°F). Se forman productos de bajo punto de ebullición, primordialmente fenoles mono dihídricos, con un aumento gradual de la viscosidad.

Los líquidos para transferencia de calor **Therminol FR** son una serie de difenilos clorados de contenido creciente de cloro. Muchas características físicas importantes como la viscosidad, la densidad y el punto de fluidez de los miembros de peso molecular más bajo a los de peso más alto en la serie. Una de las razones por las que son adecuados como medios de transferencia de calor es que no soportan la combustión. Su temperatura de ignición espontánea es de aproximadamente 649°C (1200°F). Por consiguiente, se pueden considerar como resistentes al fuego. Estos componentes son líquidos relativamente inertes, resistentes a la acción del agua, los álcalis diluidos, las soluciones ácidas diluidas, el aire y el oxígeno. Se disuelven con facilidad en la mayor parte de los disolventes orgánicos comunes y los aceites secantes. Todos estos fluidos son estables por debajo de los 316°C (600°F). A temperaturas más altas, se produce una descomposición térmica, se forman polifenilos superiores, se libera HCl gaseoso y aumenta la viscosidad. Los vapores a temperaturas elevadas se encuentran a un nivel de toxicidad que hace que se tengan que tomar disposiciones adecuadas para la ventilación en los casos en que haya fuga y las ventilas del sistema tienen que estar alejadas de las zonas operacionales normales. Aunque los compuestos no son irritantes de la piel, no deben entrar en contacto repetido con ella. Debido a su bajo punto de fluidez el **Therminol-FR-2** se utiliza mucho a temperaturas de entre 10 y 316°C (50 y 600°F).

El **mercurio** es útil en los sistemas de líquidos térmicos. Su estabilidad como elemento lo hace adecuado para temperaturas altas, en el intervalo de 316 a 538°C (600 a 1000°F). Los trabajos experimentales demuestran que no tiene efectos corrosivos sobre los metales que se utilizan comúnmente en la práctica. El mercurio es tóxico para los seres humanos y los sistemas de mercurio deben incluir precauciones elaboradas para evitar los escapes de vapor de mercurio a la atmósfera circundante. El bajo calor latente de vaporización del mercurio hace que no sea atractivo para utilizarlo como vapor a temperaturas bajas, cuando se deba ceder calor durante la condensación. El costo elevado del mercurio en comparación con el de otros líquidos térmicos, disponibles comercialmente, impide su utilización a temperaturas por debajo de 316°C (600°F).

Se emplean aleaciones de **potasio y sodio** para la transferencia de calor en lugar de los elementos puros, porque sus mezclas tienen puntos de fusión más bajos. Las dos aleaciones más utilizadas son, en % masa, 56 Na-44 K y 22 Na-78 K. La última es aproximadamente la composición eutéctica. En comparación con los elementos puros, las aleaciones de NaK tienen una conductividad térmica más baja, mientras que la presión de vapor, densidad, calor específico y la viscosidad caen entre los valores de los dos elementos. Las propiedades químicas de las aleaciones de NaK son casi idénticas a las de sodio; sin embargo, las aleaciones son más reactivas. El aumento de la actividad química se puede atribuir a la presencia de potasio, que tiene una reactividad mayor que la del sodio. En contacto con la atmósfera, el potasio se oxida a superóxido, KO_2, y se han producido explosiones debido a la reacción de este superóxido con gases de hidrocarburos utilizados como medios de limpieza. No se recomienda la utilización de hidrocarburos en los sistemas de NaK. Los experimentos a 204°C (400°F) han revelado que se precipita de las aleaciones de NaK monóxido de sodio, en vez de superóxido de potasio. Otras reacciones del potasio que no corresponden al sodio son el ataque al silicio y la formación de un carbonilo explosivo en contacto con el monóxido de carbono. El acero al carbono y los aceros de aleaciones bajas muestran una resistencia elevada a los ataques hasta 538°C (1000°F) y pueden reemplazar las aleaciones de acero inoxidable más costosas. Las impurezas de oxígeno

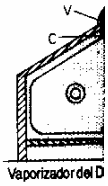


FIG. 9-81 Sistema D
y mínimo del líquido e
líquido en el brazo del
ma. Las líneas de punto
la trayectoria del líquid

por arriba de 100 pp
alcalinos reaccionar
térmicas y alcalinas
irritantes y corrosiv

Toxicidad Se h
ciales que se tienen
rrafo se destina a ev
xicidad y la ecologí
de vista de la opera
que existan fugas e
en los empaques de
Cuando sucede esto

FIG

ramente fenólico, que
cciona con el oxígeno,
nósfera. En presencia
iden fenoles libres y se
mente, se produce una
por arriba de 357°C
le ebullición, primor-
ento gradual de la vis-

rminol FR son una se-
de cloro. Muchas ca-
idad, la densidad y el
cular más bajo a los de
las que son adecuados
o soportan la combus-
de aproximadamente
onsiderar como resis-
relativamente inertes,
los, las soluciones ácí-
con facilidad en la ma-
y los aceites secantes.
los 316°C (600°F). A
mposición térmica, se
eoso y aumenta la vis-
encuentran a un nivel
disposiciones adecua-
fuga y las ventilas del
eracionales normales.
iel, no deben entrar en
nto de fluidez el Ther-
entre 10 y 316°C (50

os térmicos. Su estabi-
mperaturas altas, en el
abajos experimentales
bre los metales que se
o es tóxico para los se-
incluir precauciones
ercurio a la atmósfera
ión del mercurio hace
a temperaturas bajas,
ción. El costo elevado
uidos térmicos, dispo-
emperaturas por deba-

ara la transferencia de
s mezclas tienen pun-
is utilizadas son, en %
aproximadamente la
s elementos puros, las
rmica más baja, mien-
ecífico y la viscosidad
propiedades químicas
de sodio; sin embargo,
e la actividad química
tiene una reactividad
nósfera, el potasio se
xplosiones debido a la
arburos utilizados co-
tilización de hidrocar-
s a 204°C (400°F) han
K monóxido de sodio,
nes del potasio que no
a formación de un car-
le carbono. El acero al
an una resistencia ele-
n reemplazar las alea-
impurezas de oxígeno

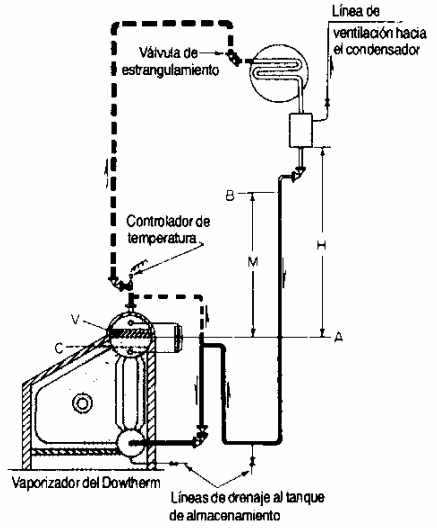


FIG. 9-81 Sistema Dowtherm de retorno por gravedad. *V, C* = niveles máximo y mínimo del líquido en el tambor del vaporizador; *M, H* = gama de alturas del líquido en el brazo del condensador entre *A* y *B* para provocar el flujo en el sistema. Las líneas de puntos muestran las trayectorias del vapor; las líneas continuas, la trayectoria del líquido. *(Foster Wheeler Corp.)*

por arriba de 100 ppm aceleran notablemente la corrosión. Los metales alcalinos reaccionan con la piel y los ojos, provocando quemaduras térmicas y alcalinas. El humo de óxido o la niebla de hidróxido son irritantes y corrosivos para la garganta y los pulmones.

Toxicidad Se han analizado muchos ejemplos de peligros potenciales que se tienen en la transferencia de calor por fluidos y este párrafo se destina a evidenciar los problemas que surgen de esto. La toxicidad y la ecología son importantes en grado extremo desde el punto de vista de la operación y el proceso. Siempre habrá posibilidades de que existan fugas en un sistema de transferencia de calor, por ejemplo en los empaques de las válvulas, bombas e intercambiadores de calor. Cuando sucede esto, los operadores, el personal de mantenimiento y el medio en general pueden estar sobreexpuestos a fluidos peligrosos. Un ejemplo de sustancias que deben manejarse con mucho cuidado son los bifenilos policlorados (PCB).

Sistemas de procesamiento

Dowtherm Los sistemas de procesamiento de Dowtherm se retornan ya sea por bombeo o por gravedad. El sistema más conveniente es el de gravedad, en el que el vapor se eleva del vaporizador a los recipientes calentados, se condensa y fluye de regreso al vaporizador por gravedad. No se necesitan piezas móviles. Es esencial que las tuberías del sistema de retorno por gravedad sean proporcionales, en forma adecuada, a las limitaciones del espacio disponible de franqueo entre el fondo del recipiente calentado y el nivel de líquido del vaporizador. Esto implica una pérdida por fricción en las tuberías de vapor, el sistema de consumo y el regreso de condensado. En la figura 9-81 aparece un **sistema de retorno por gravedad**, y en la figura 9-82 se muestra el sistema de retorno por bombeo. En general, las bombas deben construirse con acero vaciado con un prensaestopas profundo de enfriamiento por agua, diseñado para empaques de hojas delgadas metálicas.

El transporte de calor a **dos temperaturas diferentes** se puede realizar con Dowtherm en un vaporizador simple, proporcionando al proceso la temperatura más alta mediante vapor y la temperatura más baja con líquido Dowtherm. Se logra un control estrecho de la temperatura del vapor manteniendo la presión en el vaporizador, mientras que se controla la temperatura del líquido al hacer circular sólo parte del retorno del proceso por la unidad de calentamiento. En esa instalación que se muestra en la figura 9-83, el vaporizador de Dowtherm proporciona vapor a la temperatura deseada para dos entradas de alta temperatura. Un sistema de circulación de líquido Dowtherm calienta los sistemas de consumo a baja temperatura. En este sistema el líquido caliente se retira del vaporizador y regresa a él después de pasar por los elementos de calentamiento de los recipientes. Una válvula de tres posiciones, que divide al flujo del líquido de retorno, permite el control automático del circuito de líquido. Parte de este flujo retorna al vaporizador para volver a calentarse, mientras que el resto se desvía del vaporizador y fluye directamente a la sección de la bomba de circulación. La cantidad de calor que se introduce al sistema líquido se controla al hacer variar la parte del flujo que regresa al vaporizador.

Puesto que los Dowtherms tienen una viscosidad y una tensión superficial extremadamente bajas a temperaturas elevadas, es preciso un cuidado extraordinario en la fabricación y erección de los equipos con el fin de **evitar las fugas**. Por lo común hay evidencias más o menos grandes de fugas en las cajas prensaestopas de las bombas, las salidas

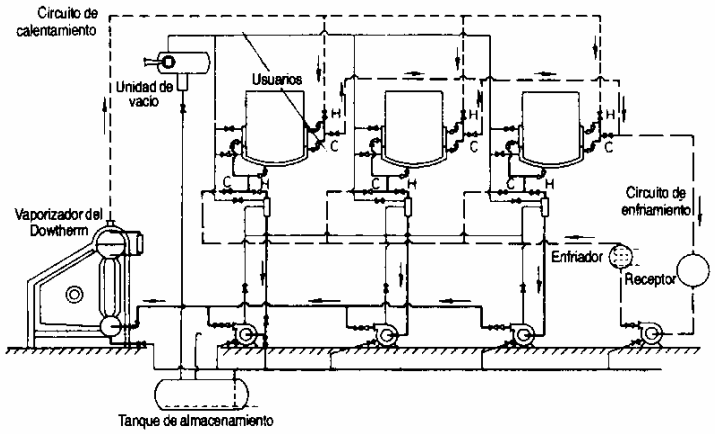


FIG. 9-82 Sistema Dowtherm de retorno bombeado. *(Foster Wheeler Corp.)*

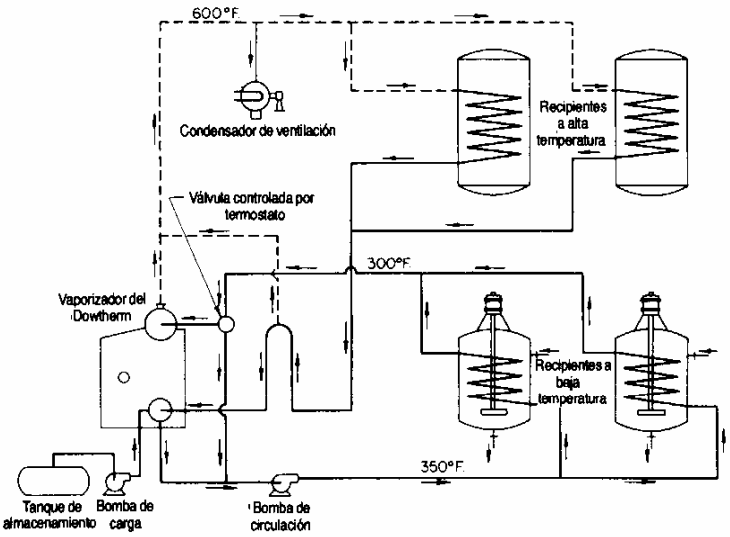


FIG. 9-83 Combinación de calentamiento de vapor y líquido con Dowtherm. (*Foster-Wheeler Corp.*)

de las válvulas de purga, etc. Se aconseja, siempre que sea posible, la construcción soldada, de conformidad con las especificaciones de la ASME. La gama amplia de temperaturas requiere disposiciones adecuadas para la dilatación de las tuberías. Las temperaturas elevadas hacen que los resortes de las válvulas de purga ordinarias sean inseguros y sólo son adecuados los resortes de válvulas de purga de aleaciones especiales de acero y tungsteno. Las otras piezas de las válvulas de purga y los demás accesorios deben ser de acero, en lugar de latón o bronce.

La línea de condensado de un sistema de retorno por gravedad debe incluir el llamado **ciclo de Hartford**. Consiste en una línea que conecta el tambor más bajo del vaporizador con el espacio de vapor por arriba del tambor superior. El condensado que retorna se introduce a esta línea en un punto situado inmediatamente por arriba de los tubos del vaporizador. Con este ciclo, es imposible sacar líquido del vaporizador a través de la línea del condensado, en tanto la línea de líquido de vaporizador no cae por debajo del punto en el que la línea de condensado entra en esa conexión. Si se hace descender el nivel del líquido por debajo de ese punto, se absorberá nuevamente vapor a la línea de condensado y el efecto resultante de "ariete hidráulico" servirá como advertencia de que el nivel de líquido es demasiado bajo.

Otras **características de seguridad** recomendadas incluyen la instalación de un tanque de almacenamiento de capacidad suficiente para contener toda la carga del sistema. Tendrá que estar enterrado o situado en alguna otra forma, de manera que no se exponga al fuego. La válvula de drenaje del vaporizador tiene que encontrarse en un lugar accesible, con el fin de que, en el caso de que se produzca un incendio incontrolable en el vaporizador debido a una fuga en el tubo, se pueda sacar con rapidez el líquido del vaporizador. Sin embargo, el drenaje de emergencia del vaporizador exige un buen juicio considerable, puesto que los daños a las superficies secas de calentamiento que causa el combustible ardiendo pueden provocar perjuicios considerablemente mayores que los que se producirían debido a una fuga del tubo o un incendio relativamente pequeño.

El Dowtherm **reciclado** no requiere tratamiento para mantener la pureza. Se recomienda el análisis periódico para detectar la contaminación o el deterioro. La repurificación exige el envío de la carga completa a la planta de reprocesamiento. Por esta condición, en los lugares remotos es económico instalar equipos de recuperación continua en la planta de procesamiento.

Sales inorgánicas Se calientan eléctricamente mezclas de sales inorgánicas cuando se operan unidades de planta piloto y, en procesos de mayor envergadura, el calentamiento es por medio de unidades alimentadas con gas o petróleo con capacidades de hasta 4396 kW (15 millones de Btu/hora). Pueden ser hornos de diseño circulante o de tubo térmico. En cada diseño, la carga inicial se funde mediante serpentines de vapor o calentadores eléctricos por inmersión. Para aplicaciones de calentamiento moderado, hasta aproximadamente 316°C (600°F), se pone en el diseño del tubo térmico (Fig. 9-84) un calentador indirecto de baños de sal que incluyen tanto sal fundida como un serpentín de flujo para calentar el producto. Los gases que circulan por el tubo térmico mantienen a las sales en estado fundido, con un control preciso de la temperatura del producto que pasa por el serpentín de flujo. Las ventajas de este calentador indirecto son su seguridad de funcionamiento, la distribución uniforme del calor en el serpentín de flujo, una eficiencia elevada y la eliminación de fallas en el serpentín de flujo, debido al contacto directo de la llama o sobrecalentamiento localizados. El tamaño máximo de estos calentadores, de 2344 kW (8 millones de Btu/h) se puede complementar mediante la instalación de varios de ellos en batería.

El calentamiento y el enfriamiento se realizan en una unidad, que se muestra en la figura 9-85, para procesos en los que las reacciones tienen lugar a un nivel de temperaturas elevadas y requieren la eliminación del calor exotérmico. Una vez que la sal inicia la reacción de proceso exotérmico, mantiene la temperatura de reacción haciendo pasar el flujo de sal fundida de la unidad de calentamiento al generador de

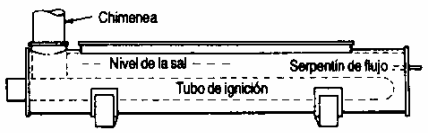


FIG. 9-84 Calentador ígneotubular con baño de sal. (*E.I. du Pont de Nemours & Co.*)

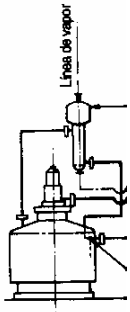


FIG. 9-85 Sistema de
enfriamiento. (*Bethleh*

válvula de tres posic
sal o una porción de
de temperatura al ha
las sales cae por deb
cuando la temperatu
para el proceso.

Debido al punto d
las válvulas y las lín
para evitar la **congel**
ra funcionamientos
mergidas para hace
contacto de las sales

La **refundición** d
cabo con calentador
que pasan bajo la su
un baño sólido de s
sarrolle una presión
sales fundidas a trav

Los combustible
cianuros, cloratos, s
minio y el magnesi
excepto como agen
entrar en contacto
inflamables, pero c
protección contra in
baja velocidad.

Aceites mineral
ven afectados por e
damente 232°C (45
ben utilizar siempre
de aceite frío para e
aire. En la figura 9-
miento indirecto co

El **calentador** se
bustión que pasen s
calentado, o calenta
canales estrechos si
seños de calentador
los serpentines de
La fuente de calor d
excesivas. Se prefi
rencias moderadas
para minimizar la d
En los calentadores
de no más de 1.9 W
para los calentador

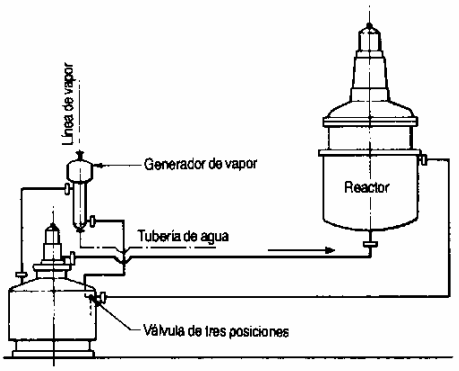


FIG. 9-85 Sistema de circulación de sal para la operación de calentamiento y enfriamiento. (*Bethlehem Corp.*)

válvula de tres posiciones, puede pasar al enfriador todo el flujo de la sal o una porción de él. Los controles del sistema mantienen los niveles de temperatura al hacer funcionar la bomba cuando la temperatura de las sales cae por debajo del nivel deseado y al hacer sonar una alarma cuando la temperatura de las sales sobrepase un límite de seguridad para el proceso.

Debido al punto de fusión elevado de la mezcla de sales inorgánicas, las válvulas y las líneas de las sales se deben señalar o rodear de vapor para evitar la **congelación** mediante sales solidificadas, sobre todo para funcionamientos intermitentes. Se emplean bombas centrífugas sumergidas para hacer circular la sal y son de un tipo que no permite contacto de las sales con el prensaestopas.

La **refundición** de las sales o la fusión de la carga inicial se lleva a cabo con calentadores eléctricos por inmersión o serpentines de vapor que pasan bajo la superficie del baño. Solamente el calentamiento de un baño sólido de sales desde la parte inferior puede hacer que se desarrolle una presión suficiente para romper los equipos o expulsar las sales fundidas a través de la superficie sólida.

Los combustibles sólidos, como maderas, coque, papel, plásticos, cianuros, cloratos, sales de amonio y los metales activos, como el aluminio y el magnesio, constituyen **peligros** potenciales. El magnesio, excepto como agente de aleación a bajas concentraciones, no deberá entrar en contacto con la mezcla de sales. Las sales mismas no son inflamables, pero contribuyen a la combustión. Se recomienda como protección contra incendios agua de rociadores o toberas de niebla de baja velocidad.

Aceites minerales Los aceites minerales convencionales no se ven afectados por el contacto con el aire a temperaturas de aproximadamente 232°C (450°F), pero los aceites minerales aromáticos se deben utilizar siempre en un sistema cerrado con un tanque de dilatación de aceite frío para evitar que el aceite caliente entre en contacto con el aire. En la figura 9-86 se muestra una configuración para el calentamiento indirecto con recirculación de aceite caliente.

El **calentador** se puede alimentar directamente con gases de combustión que pasen sobre los tubos a través de los cuales circula el aceite calentado, o calentarse eléctricamente, de modo que el aceite fluya por canales estrechos situados sobre la fuente de calentamiento. Otros diseños de calentadores utilizan vapor a altas temperaturas que pasa por los serpentines de calentamiento, con el aceite circulante al exterior. La fuente de calor debe ser de índole tal que se eviten las temperaturas excesivas. Se prefieren superficies grandes de calentamiento y diferencias moderadas de temperaturas entre el aceite y la fuente de calor, para minimizar la descomposición térmica de los aceites aromáticos. En los calentadores eléctricos esto se logra con una entrada de potencia de no más de 1.9 W/cm^2 (12 W/in^2) de superficie de calentamiento; para los calentadores radiantes, de aceite o gas, la entrada no debe sobrepasar 126 a 158 kW/m^2 [40 000 a 50 000 Btu/(h·ft^2)] de superficie de serpentín.

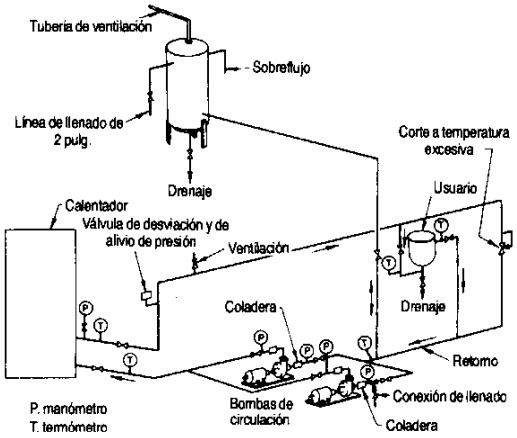


FIG. 9-86 Sistema usual de circulación de aceite caliente. (*Motor Oil Corp.*)

En todos los sistemas de aceite caliente se utiliza **circulación forzada** debido a la falta de diferencias de carga de gravedad entre el aceite calentado y el enfriado. Las bombas centrífugas tienen casi siempre lubricación exterior en los cojinetes del eje, para evitar que entre al sistema el aceite lubricante. La bomba debe tener una capacidad suficiente para proporcionar una velocidad a través del calentador de no menos de 1.2 m/s (4 ft/s) para temperaturas del aceite de hasta 204°C (400°F), y de cerca de 3.05 m/s (10 ft/s), para 316°C (600°F).

Un termostato mantiene la temperatura deseada en el recipiente de procesamiento y corta la corriente eléctrica o apaga los quemadores en los calentadores cuando se eleva demasiado la temperatura del aceite. Para evitar la conmutación constante de encendido y apagado de los calentadores, se proporciona una válvula de purga que actúa como una derivación y mantiene un flujo constante de aceite a través de la bomba y el calentador, cuando el termostato reduce el flujo de aceite caliente al recipiente de procesamiento.

La **reutilización** de los aceites minerales aromáticos es continua, las pérdidas del sistema se reemplazan con aceite idéntico, agregado a la succión de la bomba o al tanque de dilatación. El análisis periódico y la comparación con las propiedades iniciales determinan la vida de servicio.

Fluidos de Therminol Existen dos diseños básicos de calentadores para fluidos de therminol: el de tipo de tubo térmico y el de tubo líquido. En el segundo, el Therminol se bombea por los tubos a una velocidad de flujo definida, mientras se calienta. En los tipos de tubo térmico, el fluido pasa por la coraza. Cuando se necesitan temperaturas operacionales de más de 260°C (500°F), es preferible un calentador del tipo de tubo del líquido, a menos que se establezca algún diseño específico para forzar un flujo constante sobre la superficie de la fuente de calentamiento. El fluido se debe bombear sobre la superficie de calentamiento, con el fin de que no haya zonas de fluido estancado que puedan presentar puntos calientes. Las velocidades del fluido sobre la superficie de la fuente del calentamiento debe estar en la gama de 1.2 a 3.05 m/s (4 a 10 ft/s). Cuando se utiliza calentamiento eléctrico, la densidad de energía máxima no debe sobrepasar 1.6 W/m^2 (10 W/in^2) a la velocidad mínima, aun cuando se pueden utilizar 3.2 W/m^2 (20 W/in^2) con diseños apropiados y a velocidades suficientemente elevadas.

Para velocidades de flujo grandes la bomba de circulación del fluido será en general del tipo centrífugo. Cuando se emplean bombas con engranajes, es preciso tener cuidado de escoger una capacidad que permita un flujo adecuado por el calentador, incluso después de que sufra

eración continua en la

ente mezclas de sales
a piloto y, en procesos
nedio de unidades ali-
le hasta 4396 kW (15
liseño circulante o de
e funde mediante ser-
inmersión. Para apli-
oximadamente 316°C
g. 9-84) un calentador
fundida como un ser-
es que circulan por el
ndido, con un control
a por el serpentín de
n su seguridad de fun-
en el serpentín de flu-
illas en el serpentín de
obrecalentamiento lo-
dores, de 2344 kW (8
iante la instalación de

i en una unidad, que se
que las reacciones tie-
requieren la elimina-
cia la reacción de pro-
cción haciendo pasar
iento al generador de

E.I. du Pont de Nemours

desgastes. Si se utilizan ciclos de dilatación en las tuberías de succión de la bomba, se deben acomodar de modo que se evite atrapar aire o sustancias no condensables.

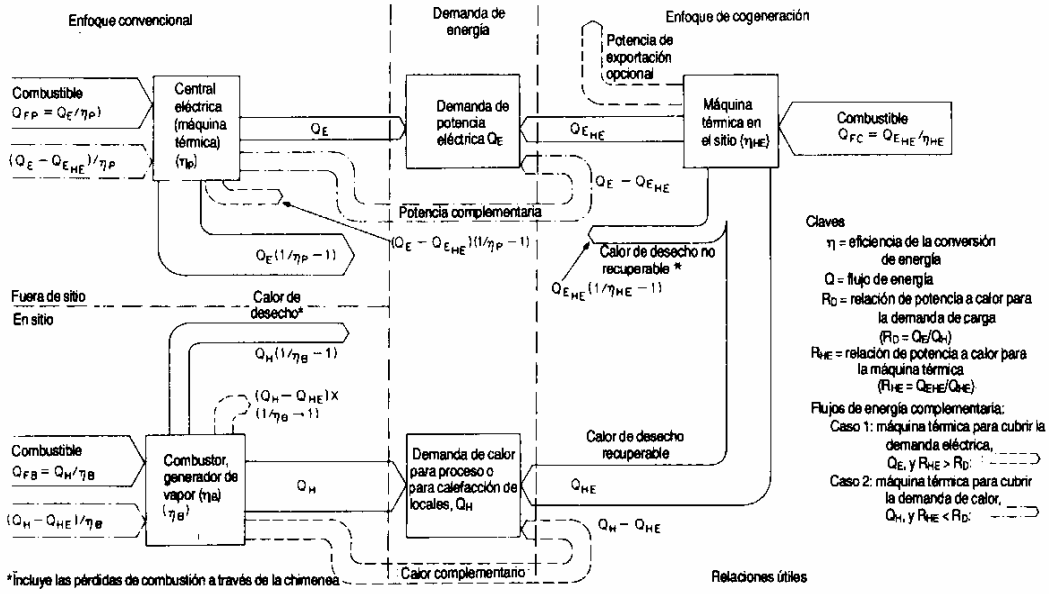
Como la mayor parte de los líquidos orgánicos, los Therminoles se dilatan cerca de un 4% por cada 37.8°C (100°F) de aumento de temperatura. Así, en el calentamiento desde la temperatura ambiente hasta 316°C (600°F), el fluido en el sistema se dilata aproximadamente un 20%. Por ende, el **tanque de dilatación** debe dar acomodo a este incremento del volumen total del fluido, y se recomienda duplicar el tamaño mínimo. Deberá encontrarse del lado de succión de la bomba, por arriba del punto más alto del sistema y conectarse a este último con una línea suficientemente pequeña para evitar la recirculación térmica. La ventilación principal se puede hacer a partir del tanque de dilatación. La ventila tiene que estar al aire libre, lejos de las zonas de trabajo. La entrada de humedad atmosférica en la "respiración" se debe evitar mediante la utilización de un desecador de aire, que puede ser un recipiente con cloruro de calcio u otro desecador. Otra alternativa sería cubrir el tanque de expansión con nitrógeno; pero este sistema se debe desecar totalmente.

En los sistemas que utilizan Therminol por encima de 316°C (600°F), es preciso tomar disposiciones para expulsar cualquier gas de HCl que se forme en el sistema y asegurarse de que este último permanezca seco. Es aconsejable proporcionar una tubería para la alimentación de una pequeña corriente adicional de Therminol caliente desde cerca de la descarga de la bomba al tanque de dilatación ventilado, por arriba del nivel más alto del líquido. Resulta conveniente forrar y aislar el tanque de dilatación y ventilarlo para que cualquier humedad que entre accidentalmente al sistema permanezca en forma de vapor, sin condensarse.

COGENERACIÓN

Definición y descripción general La cogeneración es un proceso de producción de energía que incluye la generación simultánea de energía térmica (p. ej., vapor para proceso) y eléctrica mediante el empleo de una fuente sencilla de calor primario. Puede emplearse siempre que exista la necesidad de las dos fuentes de energía y cuando se justifique el uso de generación de energía eléctrica, o cuando los usuarios de energía térmica se encuentren cerca del lugar donde ocurre la generación de energía eléctrica.

El empleo industrial de la cogeneración conduce al uso de instalaciones pequeñas y dispersadas (una alternativa para complementar los requerimientos de energía en plantas grandes). Debido a que las distancias a las que puede ser transportada la energía térmica producida de esta manera son relativamente cortas, una característica de la generación de calor es que se encuentra en un lugar en el sitio de proceso o cercano a él, con o sin cogeneración.



Relaciones útiles

Parámetro	Enfoque convencional	Enfoque de cogeneración (1) $Q_{E_{HE}} = Q_E$, $R_{HE} > R_D$	Enfoque de cogeneración (2) $Q_{HE} = Q_H$, $R_{HE} < R_D$
Calor total utilizado, Q_F	$\frac{Q_E}{\eta_P} + \frac{Q_H}{\eta_B}$	$\frac{Q_E}{\eta_{HE}} + \frac{Q_H - Q_E/R_{HE}}{\eta_B}$	$\frac{Q_H R_{HE}}{\eta_{HE}} + \frac{Q_E - Q_H R_{HE}}{\eta_P}$
Eficiencia global $\eta_{OV} = \left(\frac{Q_E + Q_H}{Q_F}\right)$	$\frac{R_D + 1}{\frac{R_D}{\eta_P} + \frac{1}{\eta_B}}$	$\frac{R_D + 1}{\left(\frac{R_D}{\eta_{HE}} + \frac{1 - R_D/R_{HE}}{\eta_B}\right)}$	$\frac{R_D + 1}{\left(\frac{R_{HE}}{\eta_{HE}} + \frac{R_D - R_{HE}}{\eta_P}\right)}$
Ahorro de combustible, $\Delta Q_F/Q_F$	———	$1 - \frac{\left(\frac{R_D}{\eta_{HE}} + \frac{1 - R_D/R_{HE}}{\eta_B}\right)}{\left(\frac{R_D}{\eta_P} + \frac{1}{\eta_B}\right)}$	$1 - \frac{\left(\frac{R_{HE}}{\eta_{HE}} + \frac{R_D - R_{HE}}{\eta_P}\right)}{\left(\frac{R_D}{\eta_P} + \frac{1}{\eta_B}\right)}$

FIG. 9-87 Ilustración del ahorro de combustible con cogeneración.

El mayor incentivo para el empleo de cogeneración es el ahorro de combustible. Como todas las máquinas de calor basadas en sistemas de energía eléctrica liberan calor al medio ambiente, este calor se puede emplear con mucha frecuencia para cumplir parcial o totalmente con los requisitos de energía térmica del local o algún sitio específico. La utilización de este calor casi nunca tiene efecto en la cantidad de combustible primario utilizado, aunque sirve para un ahorro parcial o total del combustible que, por otra parte, puede utilizarse para el proceso de energía térmica. Las máquinas de calor requieren también suministro térmico a alta temperatura y, en algunos casos, es posible obtener esta energía térmica mediante el calor liberado por algún proceso térmico de mayor temperatura. En el primer caso, el proceso de cogeneración emplea una máquina térmica cuyo ciclo es excelente; en el último caso, el ciclo utilizado no es bueno. En la figura 9-88 se ilustran los beneficios de ahorro de combustible en una configuración de ciclo excelente.

Los sistemas de cogeneración pueden diseñarse desde, al menos, dos puntos de vista: pueden dimensionarse para cumplir las necesidades calorificas del proceso de usuarios industriales o institucionales, de manera que la energía eléctrica producida se trate como un subproducto, que podría utilizarse en el sitio de generación o venderse para el servicio de la localidad; otros sistemas de cogeneración pueden dimensionarse para cumplir las demandas de energía eléctrica y el calor liberado podría emplearse entonces para suministrar calor en algún lugar cercano o en el sitio donde se genera, según las necesidades. El último enfoque es como si incluyera el servicio al propietario del sistema.

Además, los sistemas de cogeneración no cumplen por lo general las demandas de variación de energía y calor para todo tipo de aplicaciones. De esta manera, el producto de los sistemas de cogeneración debe complementarse muchas veces con una fuente adicional de generación de calor en el mismo sitio de utilización del mismo o mediante la compra de energía eléctrica. Otra opción es la venta del exceso de energía eléctrica generada a la red de servicios locales (esta situación se puede presentar cuando el sistema de cogeneración proporciona la carga de calor y se encuentra en localidades donde la demanda de energía eléctrica es baja). En la figura 9-87 también se ilustran estas opciones para generación y empleo del calor y de la energía eléctrica en el lugar de generación de la misma.

Las opciones del empleo del combustible para sistemas de cogeneración son determinadas por el ciclo primario de la máquina de calor. Los sistemas de energía de ciclo cerrado que emplean combustión externa como medio de impulso, como las turbinas de vapor, las turbinas de gas de ciclo abierto con calentamiento indirecto y las turbinas de gas de ciclo cerrado pueden utilizar virtualmente cualquier combustible que pueda ser quemado de un modo seguro en que se observen las regulaciones ambientales: combustibles como el carbón, desechos sólidos municipales, biomasa y desperdicios industriales son aceptables para ser quemados en sistemas cerrados de energía. Las máquinas de combustión interna, como las máquinas diesel y las turbinas de gas de ciclo (combustión) abierto, se limitan a combustibles que tienen características de combustión compatibles con el tipo de máquina y donde los productos de combustión son lo suficientemente limpios como para pasar a través de la máquina sin dañarla; los combustibles de líquido refinado y gaseosos derivados del petróleo, esquistos, carbón o biomasa se incluyen en esta categoría. En la figura 9-88 se ilustran estas máquinas térmicas y las opciones de combustible que tienen.

Existen al menos tres amplias clases de aplicación de sistemas de cogeneración de ciclo superior o de alto rendimiento:

- Sistemas municipales de energía, que abastecen de energía eléctrica y calor de baja graduación (p. ej., a 149°C o 300°F) para sistemas locales de calentamiento.
- Para usos residenciales, comerciales o institucionales a gran escala donde se requiere calor, agua caliente y electricidad.
- Para grandes operaciones industriales con necesidades de electricidad y calor en el lugar mismo de generación, en forma de vapor de proceso, calor directo y/o calefacción de locales.

Sistemas usuales Todos los sistemas de cogeneración incluyen la operación de una máquina térmica para la producción de trabajo mecánico, que en casi todos los casos se emplea para impulsar un generador eléctrico. Los tipos más comunes de máquinas térmicas apropiados para sistemas de cogeneración para ciclos de rendimiento superior son los siguientes:

- Turbinas de vapor (tipos de contrapresión y extracción)
- Turbinas de gas de ciclo (combustión) abierto
- Turbinas de gas de calentamiento indirecto: ciclos abiertos y cerrados
- Máquinas diesel

Cada máquina térmica tiene características únicas que la hacen más adecuada que otras para determinado número de aplicaciones de cogeneración. Por ejemplo, los tipos de máquinas se caracterizan por:

- Relación de potencia a calor en el punto de diseño
- Eficiencia en el punto de diseño
- Intervalo de capacidad

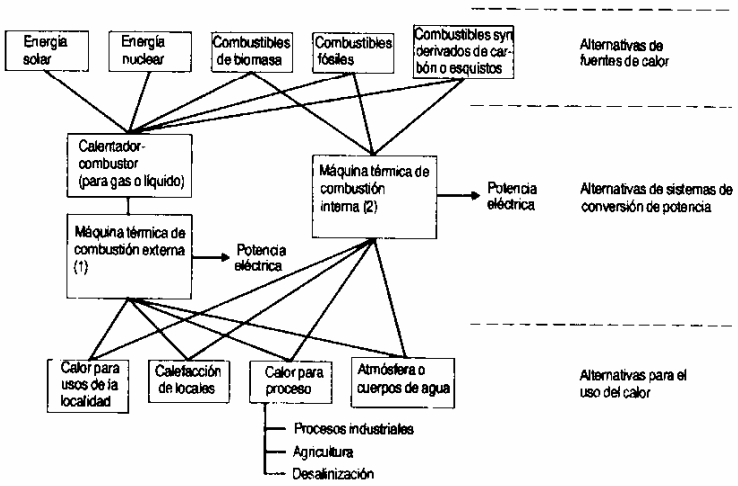


FIG. 9-88 Configuración de alternativas para máquinas térmicas para cogeneración.

TABLA 9-55 Características de cogeneración para máquinas térmicas

Tipo de máquina	Intervalo de tamaño, MWe/unidad	Eficiencia en el punto de diseño	Eficiencia de carga parcial	Capacidad para aceptar diversos combustibles	Temperatura máxima de recuperación de calor, °F (°C)	Calor recuperable, Btu/kWh*	Relación usual de potencia a calor
Turbina de vapor							
Tipo extracción-condensación	30-300	0.25-0.30	Aceptable	Excelente	200 (93)-600 (315)†	11 000-35 000	0.1-0.3
Tipo de retropresión	20-200	0.20-0.25	Aceptable	Excelente	200 (93)-600 (315)†	17 000-70 000	0.05-0.2
Turbinas de gas de combustión	10-100	0.25-0.30	Pobre	Pobre	1000 (538)-1200 (649)	3 000-11 000	0.3-0.45
Turbinas de gas por calentamiento indirecto							
Turbinas de ciclo abierto	10-85	0.25-0.30	Pobre	Buena	700 (371)-900 (482)	3500-8500	0.4-1.0
Turbinas de ciclo cerrado	5-350	0.25-0.30	Excelente	Buena	700 (371)-900 (482)	3500-8500	0.4-1.0
Máquinas diesel	0.05-25	0.35-0.40	Buena	Aceptable a excelente	500 (260)-700 (371)	4000-6000	0.6-0.85

* 1 Btu = 1055 J.
† Vapor saturado.

- Variación de la relación de potencia a calor
- Eficiencia fuera de diseño
- Capacidad para operar con diferentes combustibles

En la tabla 9-55 se describen los tipos de máquinas térmicas más representativos en términos de estas características.

Los sistemas de cogeneración representativos adecuados para cada tipo de máquina se describen a continuación.

Sistemas de turbinas de vapor Tanto los sistemas de turbinas de vapor del tipo de contrapresión como los de extracción-condensación pueden utilizarse en aplicaciones de cogeneración. En las figuras 9-89 y 9-90 se ilustran las configuraciones usuales de estos sistemas. La configuración de contrapresión es más adecuada para aplicaciones en que la relación de potencia a calor es baja y tiene un valor relativamente fijado. Las turbinas de vapor del tipo extracción-condensación ofrecen una variación más amplia en la relación de potencia a calor (a través de cambios en la cantidad de vapor extraído) y una relación más grande de potencia a calor (debido a una reducción al mínimo del vapor extraído). El ciclo de extracción-condensación debe condensar siempre el flujo de vapor que pasa a través de la turbina; el vapor extraído puede o no tener necesidad de pasar a través del condensador, dependiendo de los límites de temperatura de la carga de calor y de si existe o no condensación en el flujo de vapor. Para las configuraciones de contrapresión, la necesidad de un condensador, separado de la carga de calor depende, primero, de la disponibilidad de recirculación que se llegue a tener hacia el generador de vapor, de la corriente de vapor gastado y segundo, de la condensación que se tenga del flujo de vapor por parte de la misma carga de calor.

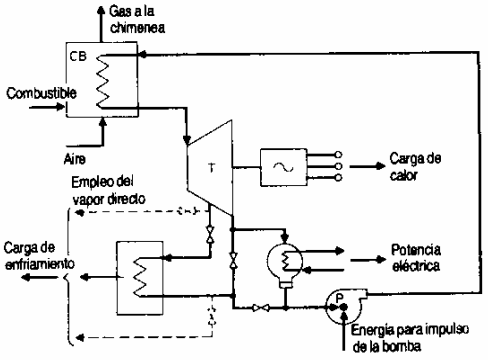


FIG. 9-89 Ciclo de cogeneración de una turbina de vapor del tipo extracción-condensación: CB = combustor; P = bomba; T = turbina, - - - = opciones del ciclo.

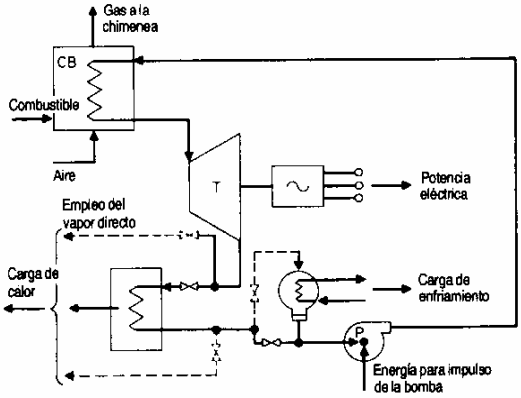


FIG. 9-90 Ciclo de cogeneración de una turbina de contrapresión. CB = combustor; P = bomba; T = turbina; - - - = opciones del ciclo.

Sistemas de turbinas de gas Las turbinas de gas se basan en el ciclo termodinámico de Brayton: compresión adiabática, calentamiento isobárico, expansión adiabática y enfriamiento isobárico. Las turbinas de gas pueden ser de combustión o calentadas indirectamente. En una turbina del tipo de combustión, un combustible limpio* se quema directamente en el fluido de trabajo que es aire comprimido y los productos de combustión se expanden en la turbina y se liberan a la atmósfera. Las turbinas de calentamiento indirecto reciben su calentamiento mediante un combustor externo y un intercambiador de calor,

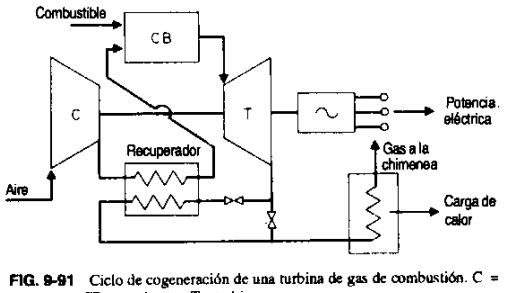


FIG. 9-91 Ciclo de cogeneración de una turbina de gas de combustión. C = compresor; CB = combustor; T = turbina.

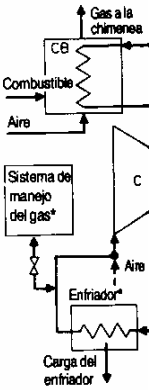


FIG. 9-92 Ciclo d
recto (la configuraci
CB = combustor; T =

de manera que nir
vés de la turbina.
ciclo abierto, es d
con los productos
entrada al compr
atmosférica. Las
minan su fluido d
que dicho fluido p
tipo abierto (para
ciclos cerrados pa
nos de la selecci
sistema. Las dos
gas son ilustradas
Turbinas de g
combustión, mos

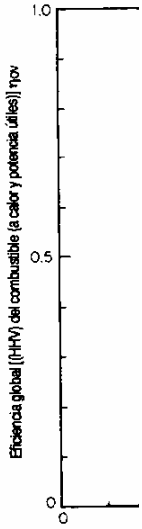
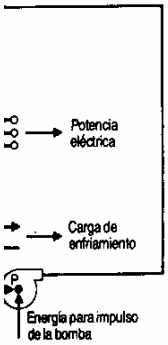


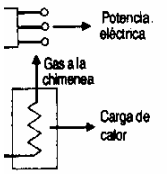
FIG. 9-94 Eficie

	Relación usual de potencia a calor
uperable, /Wh*	
35 000	0.1-0.3
70 000	0.05-0.2
11 000	0.3-0.45
8500	0.4-1.0
8500	0.4-1.0
6000	0.6-0.85



ontrapresión. CB = com-
p.

de gas se basan en el
a adiabática, calenta-
miento isobárico. Las
ıtadas indirectamente.
ustible limpio* se que-
aire comprimido y los
rbina y se liberan a la
cto reciben su calenta-
lercambiador de calor,



gas de combustión. C =

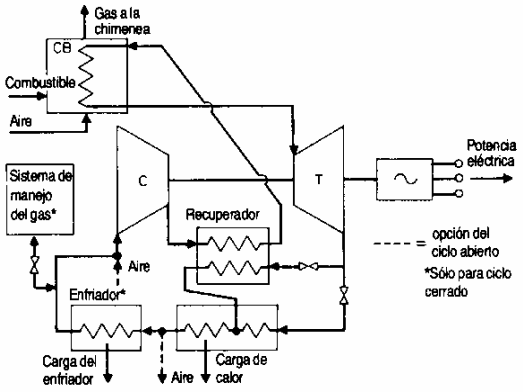


FIG. 9-92 Ciclo de cogeneración de una turbina de gas de calentamiento indirecto (la configuración mostrada corresponde a un ciclo cerrado). C = compresor; CB = combustor; T = turbina.

de manera que ninguno de los productos de la combustión pasan a través de la turbina. La turbina de combustión debe operar mediante un ciclo abierto, es decir, el fluido de trabajo (en este caso aire mezclado con los productos de combustión en la turbina) no se recircula y la entrada al compresor y la salida de la turbina se encuentran a presión atmosférica. Las turbinas de gas de calentamiento indirecto no contaminan su fluido de trabajo con productos de combustión, de manera que dicho fluido puede ser recirculado, permitiendo que el ciclo sea del tipo abierto (para la admisión atmosférica y expulsión) o cerrado. Los ciclos cerrados para turbina de gas, ofrecen distintas ventajas en términos de la selección del fluido de trabajo y del nivel de presión en el sistema. Las dos clases de sistemas de cogeneración por turbinas de gas son ilustradas en las figuras 9-91 y 9-92.

Turbinas de gas de combustión El sistema de turbina de gas de combustión, mostrado en la figura 9-91, proporciona una relación ma-

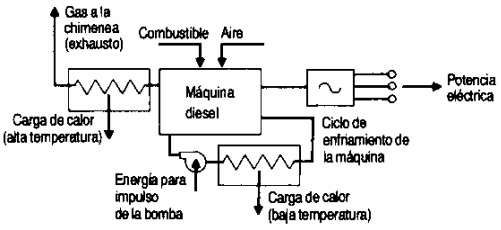


FIG. 9-93 Ciclo de cogeneración de una máquina diesel.

yor de potencia a calor que las configuraciones usuales de turbinas de gas (véase la Tabla 9-55). De todos los sistemas considerados, la turbina de gas de combustión tiene también la particularidad de liberar calor a temperaturas altas [hasta 650°C (1200°F)]. Sin embargo, el calor residual en la salida de la turbina, no puede emplearse directamente, por lo general, debido a la presencia de los productos de combustión y debe eliminarse por medio de un intercambiador de calor o una caldera. Aunque es bajo en lo que respecta al costo, las turbinas de gas de combustión tienen una eficiencia escasa y requieren siempre combustible limpio para evitar el daño corrosivo o erosionante sobre la turbina.

Turbinas de gas calentadas indirectamente Estas turbinas evitan los problemas de sensibilidad del combustible de las turbinas de gas de combustión. Por otra parte, la ventaja mayor de dichas turbinas es que presentan la posibilidad de emplear una configuración de ciclo cerrado (presurizado). La turbina de gas de ciclo cerrado, mostrada en la figura 9-92, puede acoplarse a un sistema de control de gas que ajusta el fluido de trabajo (y con esto, el nivel de presión medio), con lo que las fluctuaciones de carga pueden ajustarse con poca o ninguna reducción en la eficiencia. Esta característica es una consecuencia del hecho de que las variaciones de carga se tienen por cambios en densidad, sin que exista la necesidad de cambio en la temperatura, razones de presión o velocidades relativas en la turbomaquinaria.

Las variaciones en la relación de potencia a calor en un intervalo relativamente amplio (véase Tabla 9-55) se ajustan mediante la variación de la fracción del flujo de derivación (*bypass*) del recuperador.

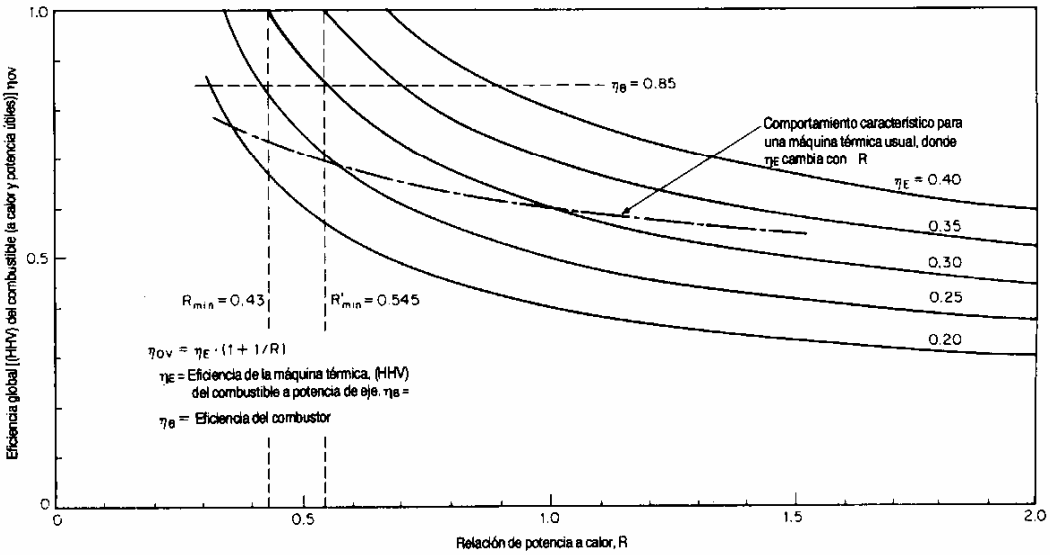


FIG. 9-94 Eficiencia global de una máquina térmica en el modo de cogeneración.

Cuando no se tienen sistemas con derivación se obtiene una relación de potencia-calor máxima. Las turbinas por gas de combustión pueden recuperarse en forma similar (véase Fig. 9-91).

Máquinas diesel Las máquinas diesel han sido utilizadas durante largo tiempo en aplicaciones de cogeneración en pequeña escala (p. ej., de 1 a 10 MWe). Se caracterizan por ser máquinas de gran eficiencia (véase la Tabla 9-55), tener buenas características en la carga y una temperatura de liberación de calor relativamente baja, además de una relación alta de potencia a calor. Al igual que en las máquinas de combustión interna (el fluido de trabajo está formado, en parte, por los productos de combustión), las máquinas diesel ofrecen sólo una tolerancia limitada para la variabilidad de combustibles.

El calor se obtiene de las máquinas diesel en dos formas: temperatura baja (93 a 121°C o 200 a 250°F) para el refrigerante de la máquina; y a temperatura mayor (260 a 371°C o 500 a 700°F) para el gas expulsado. En la figura 9-93 se ilustra una máquina diesel como un sistema de cogeneración.

Ahorro potencial de energía Es posible analizar el ahorro potencial de energía de un sistema de cogeneración en la forma ilustrada en la figura 9-87. Una demanda de energía en el sitio de su producción para usos de electricidad y calor de proceso, puede cubrirse convencionalmente a través de la compra de energía eléctrica generada por una máquina térmica fuera de ese sitio (por lo general, un ciclo vapor-turbina), localizada en una central de servicio y mediante la combustión de combustibles fósiles en un generador de vapor ubicado en el sitio donde se requiere la energía. Cuando se trata de cogeneración, una máquina térmica ubicada en el sitio de generación suministra toda o parte de la electricidad demandada, mientras que el calor puede ser suministrado, al menos en forma parcial, por el calor liberado por la máquina térmica.

El ahorro potencial de energía para una máquina térmica que tiene una eficiencia [desde el (HHV)* del combustible que se suministra hasta la energía que se obtiene en el eje de la máquina] η_E puede estimarse mejor por la eficiencia global [(HHV) del combustible hasta el trabajo y energía útil] η_{ov} del ciclo de cogeneración, que es una función de la relación de potencia a calor R suministrada por la máquina térmica. Esta relación está dada por

$$\eta_{ov} = \eta_E\left(1 + \frac{1}{R}\right) \tag{9-47}$$

y se grafica como una función de R para valores fijos de η_E en la figura 9-94. Para grandes valores de R, η_{ov} se aproxima a η_E cuando la porción de calor útil de la máquina tiende a cero y la máquina revierte hacia un modo de operación convencional de no cogeneración. Para bajos valores de R, η_{ov} se eleva hasta la unidad cuando la relación de potencia a calor disminuye hasta el valor mínimo R_{min}, cuando el calor liberado de la máquina se utiliza por completo. $R_{mín}$ se expresa de la manera siguiente

$$R_{min} = \eta_E/(1 - \eta_E) \tag{9-48}$$

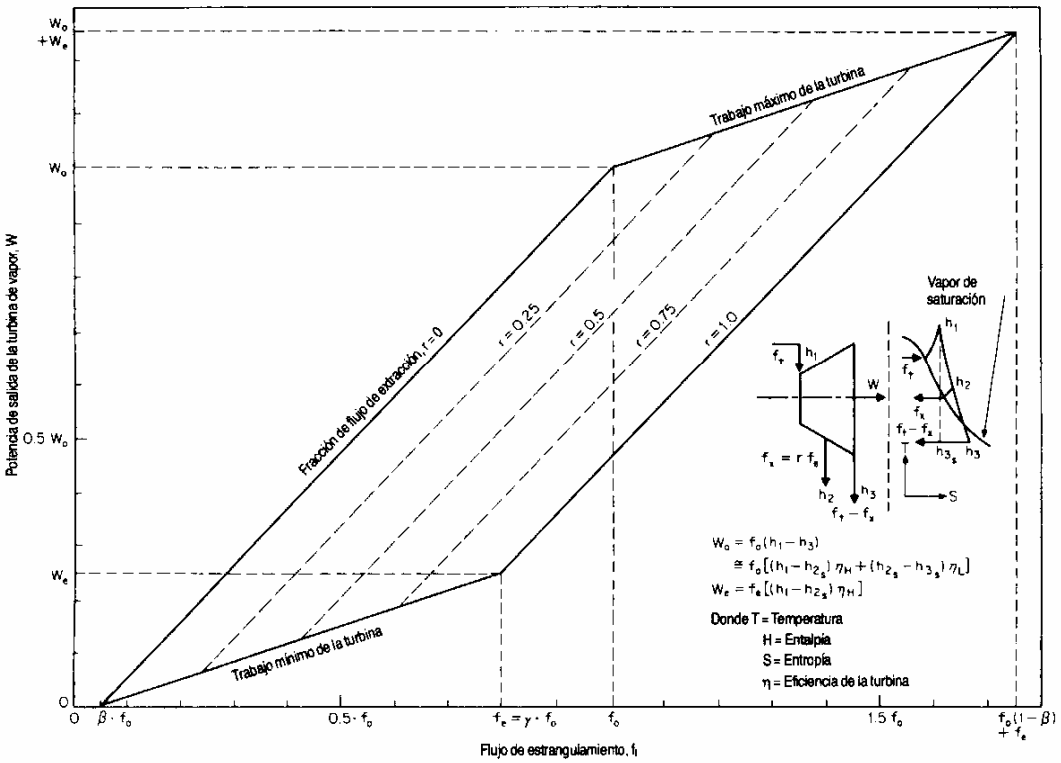


FIG. 9-95 Ciclo de comportamiento para una turbina de vapor usual del tipo extracción-condensación. (*Derivada de* Elliot Multivalve Turbines, *Bull. H-37, Carrier Corporation, 1973.*)

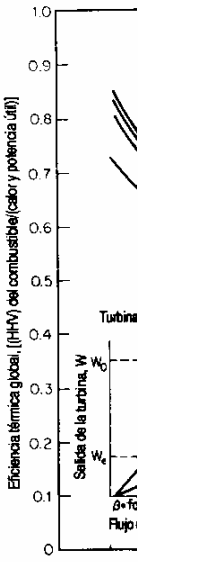


FIG. 9-96 Caracte

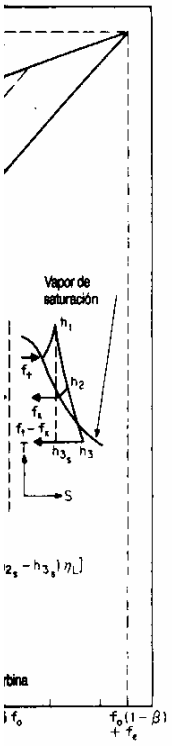
la de cogeneración,
ción suministra toda
e el calor puede ser
alor liberado por la

la térmica que tiene
e que se suministra
ina] η_E puede esti-
ombustible hasta el
, que es una función
r la máquina térmi-

(9-47)

os de η_E en la figura
a η_E cuando la por-
la máquina revierte
cogeneración. Para
ando la relación de
$_{min}$, cuando el calor
$_{min}$ se expresa de la

(9-48)



s, *Bull, H-37, Carrier*

La ecuación (9-48) se aplica a una máquina de combustión interna, como una turbina de gas de combustión o una máquina diesel, o a una máquina de combustión externa (es decir, calentada indirectamente) en la que toda la energía térmica liberada relativa al ambiente de referencia puede eliminarse, incluyendo la energía de los gases de chimenea, de un combustor externo. En la mayor parte de los casos no es conveniente extraer el 100% de la energía térmica disponible, especialmente de una corriente de productos combustión de un combustor de combustible sucio. Si ese combustor tiene una eficiencia [(HHV) combustible a calor liberado al fluido de trabajo del ciclo] η_B, la eficiencia global máxima η_B no es unitaria y el valor mínimo para la relación de potencia a calor R_{min} para ese ciclo de combustión externa estará dado por la siguiente expresión:

$$R'_{min} = \eta_E/(\eta_B - \eta_E) \qquad (9\text{-}49)$$

Para el caso de una máquina térmica que tiene una eficiencia de 30%, incluyendo las pérdidas de combustión definidas mediante un valor de $\eta_B = 0.85$, los valores para R_{min} y R'_{min} se ilustran en la figura 9-94.

La figura 9-94 es útil como un medio para estimar la eficiencia total del combustible y su dependencia de la relación de potencia a calor para una eficiencia determinada de una máquina térmica. No está establecida como un sustituto para una predicción del funcionamiento de cogeneración para un sistema particular de cogeneración. La limitación de la figura 9-94 en este aspecto, se debe al hecho de que, en la mayor parte de los ciclos de máquina térmica considerados aquí (la excepción es la máquina diesel), la eficiencia de la máquina térmica etaetaetag es una función de la relación de potencia a calor R. Por ejemplo, la eficiencia de la máquina de una turbina de vapor del tipo extracción-condensación (Fig. 9-90) se relaciona básicamente con la cantidad de vapor extraída y con el nivel de presión. Un argumento similar se aplica a los ciclos de turbina de gas en los que la fracción de flujo de derivación hacia el recuperador se varía para ajustar un cambio en la demanda de la relación de potencia a calor. En forma usual, la eficiencia de la máquina térmica η_E disminuye cuando aumenta la demanda de calor (R disminuye) y el funcionamiento de la máquina térmica debe ajustarse a esta circunstancia. Esta característica se ilustra en la figura 9-94.

Funcionamiento de la cogeneración de sistemas representativos El ingeniero que está diseñando un sistema de cogeneración para una aplicación particular debe analizar las características de funcionamiento de la mayor parte de las máquinas térmicas y seleccionar alguna de acuerdo con las características listadas en la tabla 9-55. En los párrafos siguientes se presentan ejemplos para dos tipos de máquinas, una del tipo de turbina de vapor de extracción-condensación y un ciclo para turbina de gas de calentamiento indirecto, seleccionadas ambas por su compatibilidad con la combustión de carbón.

Turbina de vapor de extracción-condensación El funcionamiento de una turbina usual para este tipo permite una extracción variable y con esto cambios en la relación de potencia a calor, como se ilustra en la parte cerrada de la figura 9-95. El funcionamiento será especificado por:

f_o, estrangulación total del flujo para no extracción

γ, relación de flujo de extracción máximo a flujo de la turbina estrangulado totalmente, f_o

η_H y η_L, eficiencias para las partes de alta y baja presión de la turbina

h_1, h_{2s} y h_{3s}, entalpías isentrópicas definidas por las condiciones del vapor suministrado (estado **1**), las condiciones de extracción (estado **2**) y las condiciones de condensación (estado **3**)

β, fracción de estrangulamiento de flujo para una energía nula, que representa las pérdidas por fugas y recirculación dentro de la turbina.

Para poder utilizar un mapeo del funcionamiento, el vapor de la fracción de extracción de flujo r se determina en primera instancia a fin de satisfacer la demanda de calor (r no debe exceder el valor 1.0; si se requiere que la demanda de calor ri sea mayor de 1.0, debe suministrarse calor adicional). Para un valor definido de la fracción de extracción de flujo r, el flujo de estrangulamiento f_t se establece para tener la energía requerida, sujeta a las restricciones de energía máxima y mínima de la turbina para un valor dado de r.

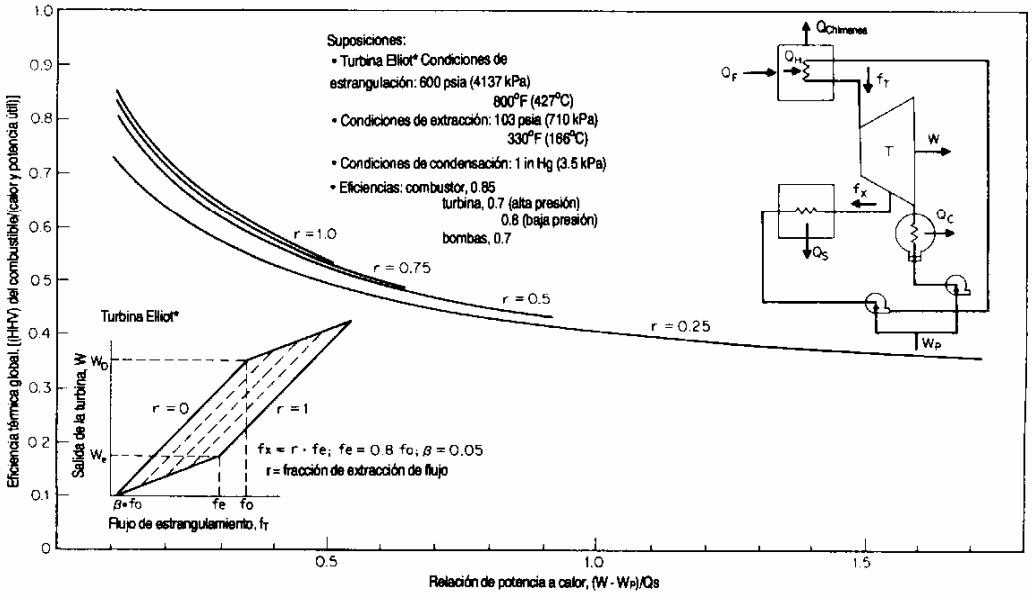


FIG. 9-96 Características de comportamiento de un ciclo de cogeneración que utiliza una turbina de vapor del tipo extracción-condensación.

En la figura 9-96 se ilustra el funcionamiento de una turbina de vapor de extracción-condensación en una aplicación usual de cogeneración.

Turbina de gas de calentamiento indirecto El funcionamiento de una turbina de este tipo con una derivación para el recuperador, como una forma de lograr cumplir con las variaciones de la relación de potencia a calor se ilustra en la figura 9-97. El ciclo ilustrado en forma esquemática corresponde a una turbina de gas de ciclo cerrado. Sin embargo, la fracción cerrada de la figura, que representa el comportamiento de la turbina, también es aplicable a ciclos abiertos (que no deberían tener enfriador o cargas de calor de enfriamiento Q_C) con los mismos parámetros del ciclo (temperatura, relación de presión, eficiencias de los componentes, etc.)

Como se está suponiendo una eficiencia del combustor de 0.85, este valor marca el límite superior de la eficiencia global (para este análisis, véase la Fig. 9-94). La eficiencia global se determina como una función de la relación potencia a calor R, la fracción de derivación del recuperador λ, y la temperatura del gas T_7 a la salida del calentador que suministra la carga útil de calor Q_W. En una aplicación específica de cogeneración, la relación potencia a calor puede obtenerse mediante una serie de combinaciones de la fracción de derivación del recuperador λ y la temperatura de salida del calentador T_7. Sin embargo, los parámetros deseados están constituidos por la combinación de λ y T_7, que satisfacen los requerimientos del calor Q_W que debe suministrarse con no menos de la diferencia de temperatura mínima especificada (denominada "estricción") entre el fluido de trabajo de la turbina de gas, que se enfría, y el fluido del sistema que suministra calor (por lo general, agua o vapor) que está siendo calentado.

Comparación del funcionamiento de los sistemas de turbinas de vapor y de gas de calentamiento indirecto Como puede apreciarse en la tabla 9-55, podría esperarse que los sistemas de turbina de gas operaran con mayor eficiencia global para una relación determinada de potencia a calor que los sistemas de turbinas de vapor; contrariamente a esto, para una eficiencia global determinada, una turbina de gas tendrá una mayor relación de potencia a calor que un sistema de cogeneración de turbina de vapor. En la figura 9-98 se ilustra esta comparación, en la cual los dos ciclos descritos por las figuras 9-95, 9-96 y 9-97 se comparan de acuerdo con la energía eléctrica y el vapor 166°C (330°F) que suministran en diversas proporciones. Para una relación determinada de potencia a calor, la turbina de gas tiene una eficiencia global 15 a 18 puntos más alta que la correspondiente al ciclo de vapor. En forma similar, para alcanzar una eficiencia global de 0.60 o mayor, la turbina de vapor se restringe a relaciones de potencia a calor menores de 0.375, mientras que para el mismo límite de eficiencia, la turbina de gas de calentamiento indirecto puede alcanzar relaciones de potencia a calor hasta de 1.0. Entonces, la característica básica en una turbina de gas o vapor no es la eficiencia, ya que es más apropiado establecer la relación de potencia a calor que debe proporcionar el sistema.

Además, si el ciclo de la turbina de gas es cerrado (presurizado), ofrece la característica adicional de ajustar grandes variaciones de carga (abajo de un 15 a 20% del nivel de potencia de diseño) sin que se afecte la eficiencia en forma significativa. Como se ha indicado antes, este beneficio se logra gracias a la capacidad para cambiar la cantidad de fluido de trabajo (y, por consiguiente, el nivel de presión) en el sistema. Finalmente, las turbinas de gas de ciclo cerrado ofrecen también el beneficio de la selección del fluido de trabajo (distinto al aire) que puede mejorar el funcionamiento de la turbina y el intercambiador de calor.

Normas operacionales

Variación, demandas de carga no coincidentes para potencia y calor Las demandas de potencia y calor varían mucho en la mayor parte

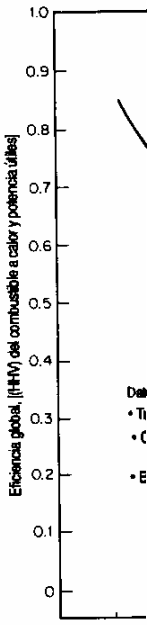


FIG. 9-98 Compa
(330°F) y potencia el

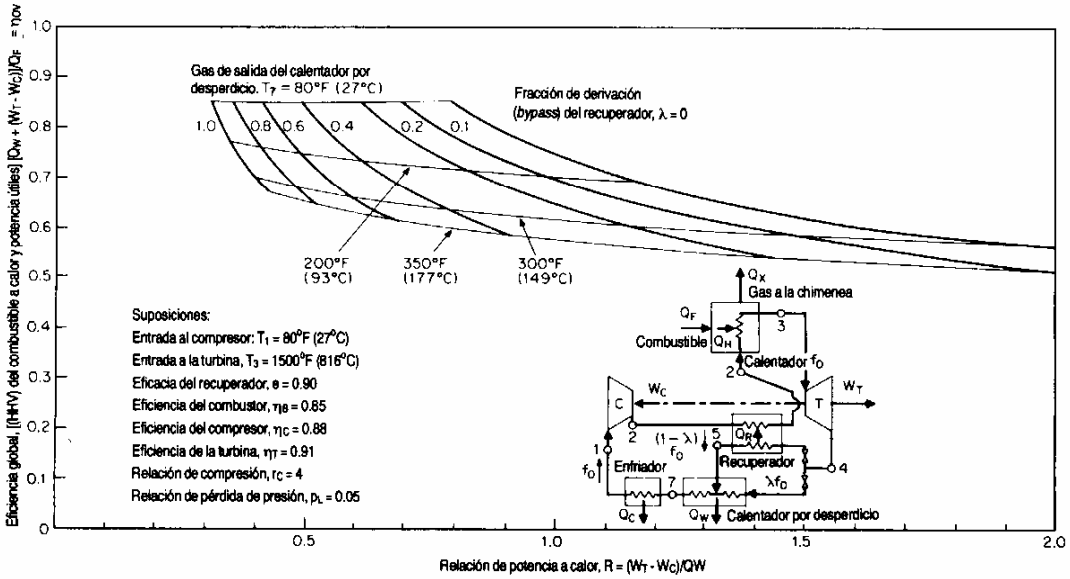


FIG. 9-97 Ciclo de comportamiento de un sistema de cogeneración mediante una turbina de gas por ciclo cerrado o abierto, de combustión o calentamiento indirecto: aire como fluido de trabajo; recuperación con derivación (*bypass*) variable.

FIG. 9-99 Deman
Btu/h equivalente té

de vapor; contraria-
nada, una turbina de
or que un sistema de
8 se ilustra esta com-
as figuras 9-95, 9-96
eléctrica y el vapor
porciones. Para una
ina de gas tiene una
correspondiente al
na eficiencia global
nge a relaciones de
para el mismo límí-
nto indirecto puede
1.0. Entonces, la ca-
o es la eficiencia, ya
potencia a calor que

rrado (presurizado),
s variaciones de car-
le diseño) sin que se
se ha indicado antes,
cambiar la cantidad
de presión) en el sis-
ado ofrecen también
(distinto al aire) que
el intercambiador de

para potencia y ca-
cho en la mayor parte

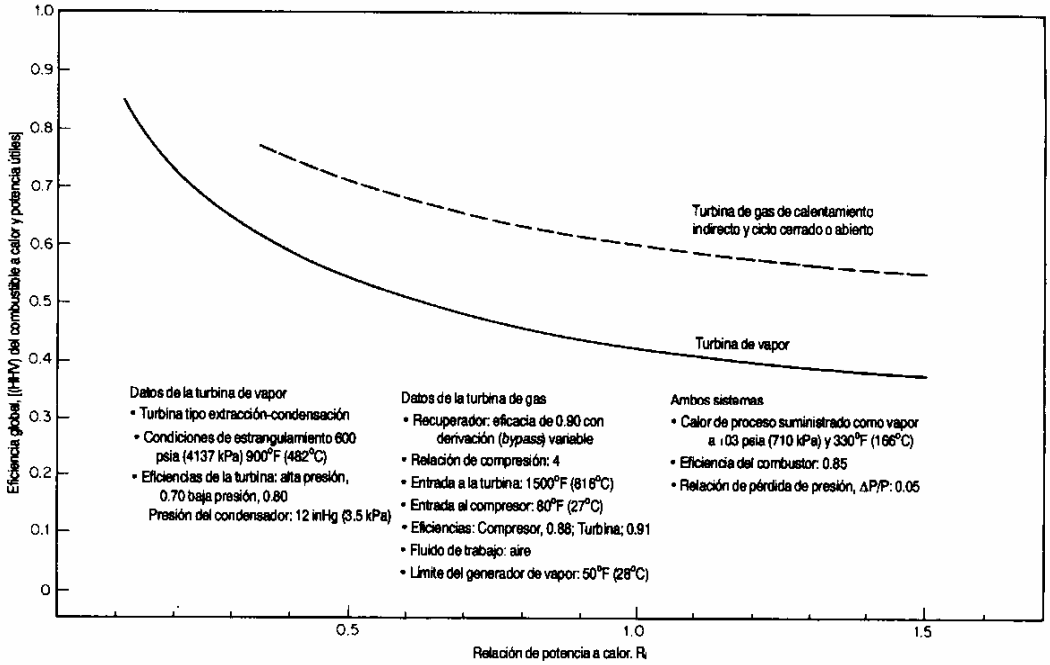
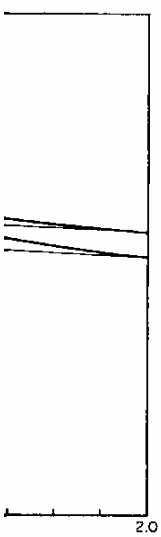


FIG. 9-98 Comparación del funcionamiento de los ciclos de cogeneración por turbinas de vapor y gas (calentamiento indirecto), que proporcionan vapor a 166°C (330°F) y potencia eléctrica.



lentamiento indirecto:

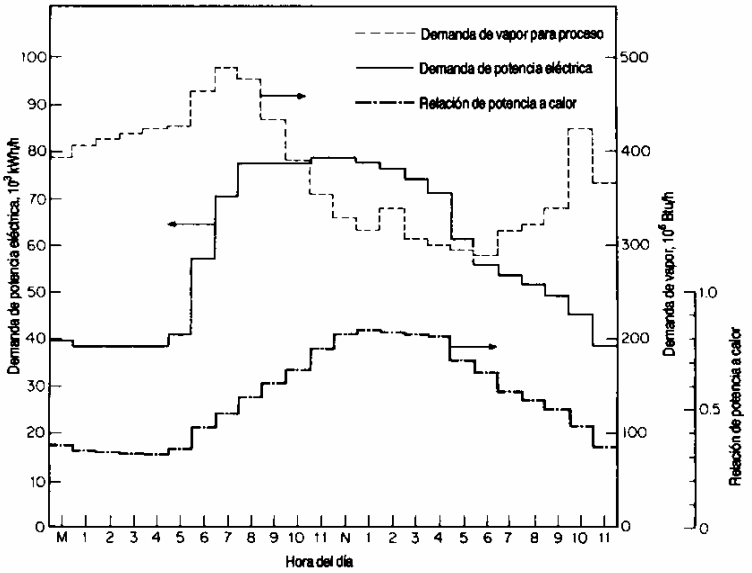


FIG. 9-99 Demanda usual de potencia y calor para un día de trabajo en verano en un gran complejo institucional. 10^6 Btu/h = 1.055 x 10^9 J/h; 10^3 kWh/h = 3.143 x 10^6 Btu/h equivalente térmico.

de las aplicaciones prácticas de cogeneración, durante el curso de un día de labores común. Esta variación se ilustra en la figura 9-99 para un complejo institucional grande. Para que un sistema de cogeneración cumpla los requisitos de potencia y calor para el día común mostrado, deberían tenerse en cuenta los siguientes intervalos de capacidad:

- Relación de potencia a calor, R, 0.31 a 0.84
- Nivel de potencia, 38 MWe (a $R = 0.31$) hasta 79 MWe (a $R = 0.84$)

Si se selecciona un sistema de turbina de vapor del tipo extracción-condensación para esta aplicación, no se cumpliría eficientemente la porción de demanda de una relación alta de potencia a calor para la carga diaria; el sistema tampoco podría diseñarse para satisfacer la demanda de vapor, en cuyo caso deberían comprarse grandes contidades de energía eléctrica en la parte media del día, o podría diseñarse el sistema para cubrir la demanda de carga eléctrica, en la que la eficiencia del sistema debería reducirse considerablemente durante la parte del día con una relación alta de potencia a calor.

Por otra parte, una turbina de gas de calentamiento indirecto podría cubrir perfectamente todas las demandas de calor y potencia (a>60% de la eficiencia global) excepto, quizá, en las primeras horas del día, en las que la demanda en la relación de potencia a calor cae por abajo de 0.35. En este caso se puede diseñar el sistema para satisfacer la demanda de vapor, mientras se vende el exceso de potencia para servicios, en el periodo de 1 a 5 de la mañana (cuando los servicios son mínimos) o la demanda de potencia, mientras que la demanda de vapor se satisface con una caldera que opera en forma independiente.

Consideraciones de costos En los últimos tiempos, el ahorro de costos ha llegado a ser el objetivo de la mayor parte de las instalaciones de cogeneración. Las excepciones a estas aplicaciones van desde las redes de potencia para servicios o para situaciones especiales de uso hasta los aspectos de seguridad (p. ej., instalaciones militares, hospitales, etc.). La cogeneración incluye costos fijos adicionales asociados con la compra y mantenimiento de la planta, por lo general en instalaciones complejas. Contra estos costos fijos se tiene la reducción en los costos totales del combustible cuando la compra de electricidad se considera como si fuera un combustible de alto grado para ser utilizado en el sitio de generación. La reducción en los costos totales de combustible debe ser mayor que el incremento de los costos fijos anuales asociados con la planta de cogeneración a fin de justificar el servicio desde el punto de vista económico. Cuando un análisis de costos de capital para diversas alternativas de cogeneración vaya más alta del alcance de esta subsección, será muy útil aplicar un análisis de ahorro en el costo del combustible, como una función de los índices de combustible-precio y los parámetros del sistema de cogeneración. En la figura 9-100 se presentan las reducciones fraccionales en el costo total de combustible (electricidad comprada más combustibles fósiles quemados en el sitio de utilización) como una función de la relación de potencia a calor, la eficiencia de la máquina térmica y la relación de la electricidad respecto al costo del combustible fósil, en una base de equivalentes térmico ($/Btu o $/J). A manera de ilustración, la aplicación de cogeneración con una relación de potencia a calor de 0.8, donde se emplea una máquina térmica cuya eficiencia es del 30% y la relación de combustible a costo es de 6, debería tenerse una fracción de ahorro de costo de combustible de 0.56 o 56%.

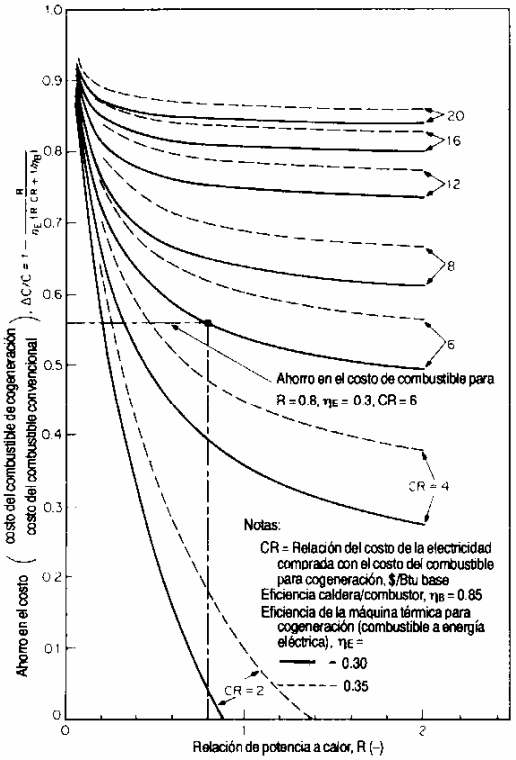


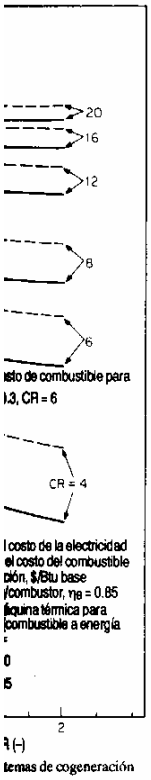
FIG. 9-100 Ahorro en el costo de combustible para sistemas de cogeneración basados en máquinas térmicas.

REGENERACIÓN DE CALOR

El almacenamiento de calor es una operación temporal, puesto que no se conocen aislantes térmicos perfectos; así, el calor se absorbe temporalmente en sólidos o líquidos como calor sensible o latente para liberarse después en condiciones y tiempos designados. Como ejemplos de la recolección y liberación de calor sobre bases continuas o por lotes, tenemos el **regenerador** de trabajos de verificación para altos hornos, como operación por lotes, o el tipo de Ljungstrom como operación continua. Los **recuperadores** se verán al analizar los equipos de transferencia de calor (Sec.11).

Regeneradores de ladrillos jaquelados El precalentamiento del aire de combustión en los hornos de hogar abierto, en pozos de remojo de lingotes, en tanques de fusión de vidrio, hornos de coquización de subproductos, hornos de tratamiento térmico, etc., se lleva a cabo en **regeneradores** construidos con arcilla refractaria, cromo o ladrillos de sílice. Aun cuando se han utilizado en la práctica muchas configuraciones geométricas, se adoptó en muchas aplicaciones el llamado diseño jaquelado o de cesto, que se muestra en la figura 9-101*a* y *b*.

En la construcción de estufas de **altos hornos**, los ladrillos refractarios estándar de 22.9– por 11.4– por 6.4– cm (9– × 4.5– × 2.5– in), montados en el diseño jaquelado, forman conductos cuadrados para el humo de 8.3 × 8.3 cm (3.25 × 3.25 in) (Fig. 9–101*a*). En los **generadores de hogar abierto**, las baldosas de 46– por 15– por 7–cm (18– × 6– × 3– in) forman humeros conductores para el humo de 19 por 19 cm (7.5 × 7.5 in) (Fig. 9-101*b*). Se han establecido formas especiales para elementos de absorción térmica más complejos, aunque también menos resistentes a veces; por ejemplo, baldosas para hornos de coquización



sto del combustible
tu o $/J). A manera
on una relación de
aquina térmica cuya
ble a costo es de 6,
de combustible de

, cromo o ladrillos
ca muchas configu-
aciones el llamado
igura 9-101*a* y *b*.
os ladrillos refracta-
- x 4.5- x 2.5- in),
os cuadrados para el
). En los **generado-**
7-cm (18- x 6- x 3-
19 por 19 cm (7.5 x
especiales para ele-
que también menos
nos de coquización

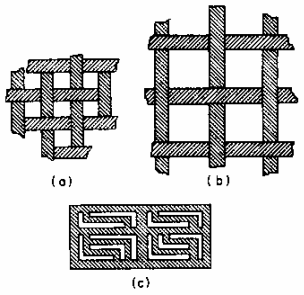


FIG. 9-101 Diseños cuadriculados.

(Fig. 9-101*c*). Los ladrillos refractarios estándar son más baratos que los de formas especiales y esto hace que se tienda a limitar el diseño de los regeneradores a los materiales refractarios estándar menos costosos y que se pueden conseguir con mayor facilidad.

Hogares de altos hornos Un alto horno usual, que produce 1650 toneladas diarias de hierro en lingotes, reciben una ventilación de 47 m^3/s (100 000 ft^3/min) de aire atmosférico, en forma estándar, precalentado a temperaturas que en la práctica normal van de 482 a 649°C (900 a 1200°F), con un promedio de aproximadamente 538°C (1000°F). Para precalentar esta carga de volumen de aire, se dispone casi siempre de un conjunto de cuatro estufas. En la figura 9-102 se muestran las secciones vertical y horizontal de una de esas estufas. Cada estufa consiste en un cilindro vertical de acero de 7.3 m (24 ft) de diámetro y 33 m (110 ft) de altura, que lleva en su parte superior una cúpula esférica. Una cámara lateral de combustión se separa mediante una pared de puente con una sección transversal horizontal lenticular. El volumen restante se llena con obra jaquelada absorbente de calor.

La **superficie de intercambio de calor** en cada estufa es de menos de 11 500 m^2 (124 000 ft^2). En funcionamiento, cada estufa pasa por un ciclo de cuatro horas en dos etapas. En una etapa de tres horas con gas, el jaquelado se calienta mediante la combustión del gas de alto horno. En la etapa alternativa de una hora "con viento", se enfría el jaquelado, dejando pasar aire frío por la estufa. En cualquier momento determinado, tres estufas se encuentran simultáneamente con gas, mientras que una sola tiene viento.

Después de tres horas "con gas" se inicia una etapa "con viento". Al comienzo, cerca de la mitad del aire, que entra a 93°C (200°F), pasa por el jaquelado, mientras que la otra mitad pasa en torno a la estufa a través de la válvula mezcladora de chorro de aire frío. El gas que pasa por la estufa se consume inicialmente a 1093°C (2000°F). La mezcla de este aire con el no calentado produce una temperatura de chorro de 538°C (1000°F). La temperatura del aire calentado por la estufa disminuye con rapidez, minuto a minuto, en la etapa "con viento". La fracción del volumen total de aire desviado por la válvula mezcladora disminuye continuamente, mediante el cierre progresivo de esta válvula, y su funcionamiento está regulado automáticamente bajo el control de un termopar y un potenciómetro. Al cabo de 60 minutos de funcionamiento "con viento", en la práctica habitual, la válvula mezcladora del chorro de aire frío está prácticamente cerrada y, entonces, prácticamente todo el aire pasa por los jaquelados.

Mediante este control automático de la válvula mezcladora se puede lograr un acercamiento satisfactorio a la temperatura uniforme del chorro de aire, a condición de que la temperatura uniforme del chorro no sobrepase mucho la mitad de la temperatura de combustión en la etapa precedente de gas. La disminución rápida de la temperatura que tiene el aire que se descarga de los jaquelados es una característica de la transferencia de calor de los jaquelados clásicos. El espesor de las paredes refractarias de los conductos para el humo retrasa el flujo de calor debido a la difusión térmica en las porciones centrales del enladrillado. Aun cuando el calor retirado en una etapa "con viento" es de menos de 5% del calor sensible total almacenado en los materiales

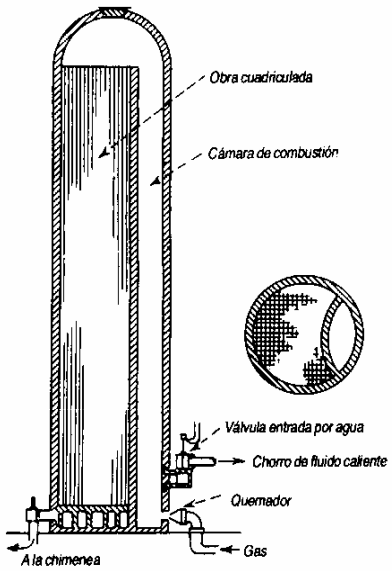


FIG. 9-102 Estufa de alto horno.

refractarios de la estufa, la introducción y el retiro de calor de esos elementos refractarios de grandes dimensiones se efectúan con lentitud, con el resultado de que el movimiento de calor de entrada y salida es en gran parte un efecto superficial, limitado estrechamente a la superficie refractaria.

Regeneradores de hogar abierto y tanque de vidrio Debido a las temperaturas de trabajo más elevadas, los choques térmicos más drásticos y los gases más sucios que se encuentran en los regeneradores de tanque de vidrio y hogar abierto, la construcción de obras jaqueladas en esas unidades de hornos, aunque similar a la empleada en las estufas de altos hornos, requiere modificaciones considerables. La altura vertical de los conductos para el humo o humeros se ve limitada por la elevación del horno sobre el nivel de la planta. Son comunes los humeros cortos de 3 a 4.9 m (10 a 16 ft) en contraste con las longitudes de 26 a 29 m (85 a 95 ft) de los humeros de estufas de altos hornos. Las formas enladrilladas mayores (Fig. 9-101*b*) forman secciones transversales de humeros cinco veces mayores que las de los humeros de estufas y el porcentaje de espacios vacíos en el jaquelado es del 51% en contraste con el 32% para las estufas. En un regenerador usual de hogar abierto (Fig. 9-103), un volumen de jaquelado de 210 m^3 (7500 ft^3) contiene 810 humeros.

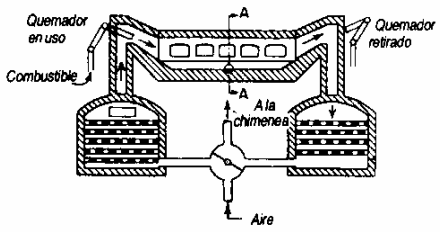


FIG. 9-103 Sección transversal de un horno de solera abierta, con regeneradores.

Como resultado de las dimensiones mayores del humero y la superficie restringida por unidad de gas que pasa, los regeneradores empleados con este tipo de hornos de reverberación tienen una eficiencia mucho más baja que la que puede obtenerse con dimensiones menores de humeros. Sin embargo, en vista de la gran cantidad de óxido de hierro contenido en el gas de escape de los regeneradores de hogar abierto y los humos alcalinos presentes en los gases de chimeneas de tanques de vidrio, parece poco práctico recurrir a dimensiones menores del jaquelado.

Regeneradores de hornos de coque En los subproductos del horno de coquización, el calor residual se recupera mediante el procedimiento Siemens estándar, aunque, como se puede ver en la figura 9-104 las dimensiones de los regeneradores de corriente arriba y corriente abajo tienen poco parecido exterior con las estufas de altos hornos o con los regeneradores de horno de reverberación. Por necesidades estructurales, los regeneradores de hornos de coquización se sitúan bajo el horno mismo y deben tener las dimensiones de un paralelepípedo extremadamente estrecho. Afortunadamente el problema de diseño se simplifica por la ausencia de humo y polvo en el sistema de conductos para el humo. Se emplean comúnmente bloques especiales de regeneradores y en la figura 9-101*c* se muestra un diseño usual. Un horno de 12 × 3.7 × 0.5 m (40 × 12 ft × 16 in) que carboniza 24 toneladas diarias de carbón para producir 17 toneladas diarias de coque tendrá un par de regeneradores con una sección transversal horizontal de 6.5 m^2 (70 ft^2) y con 210 conductos ("ranuras") y un volumen total de 8.4 m^3 (300 ft^3). Puesto que los combustibles utilizados para calentar los hornos son gas limpio de horno de coque, gas limpio de altos hornos o mezclas de ellos, no se encuentran dificultades debidas a la acumulación de suciedad y humo en los conductos, y por las temperaturas operacionales más bajas de la coquización, se ha descubierto que es satisfactorio este tipo de complejo de conducto. No han tenido éxito los intentos hechos para imitar la construcción del regenerador de horno de coquización en otras unidades Siemens.

Estufa de guijarros Aunque se aplicó un ingenio considerable en el diseño de las estufas Cowper de trabajo jaquelado, incluyendo variaciones de los patrones de enladrillado y formas especiales de cerámica, los regeneradores de ladrillo para jaquelado tienen cinco defectos de ingeniería: **1)** elevado costo inicial de construcción, **2)** eficiencia térmica poco satisfactoria, con superficies limpias de intercambio de calor, **3)** tendencia a la reducción de la eficiencia cuando las superficies se cubren de polvo y humo, lo que es inevitable con los gases sucios, **4)** lo inaccesible de la superficie, que hace que se pierda tiempo y que se eleven los costos de mano de obra para las operaciones de limpieza, y **5)** peligro de fusiones, desconchamiento y producción de escorias, cuando se someten a temperaturas máximas elevadas y a cambios térmicos rápidos. Es posible que una de esas dificultades o todas ellas sean inherentes al sistema de jaquelado de los generadores Cowper. Sin embargo, no parecen haberse hecho intentos importantes de modificación de la construcción en Estados Unidos antes de 1929, cuando el Department of Agriculture trató de substituir el jaquelado clásico con la estructura de intercambio de calor que se conoce como **"lecho de guijarros"**, para proporcionar un precalentamiento más alto del aire en los altos hornos de fusión de rocas de fosfatos.

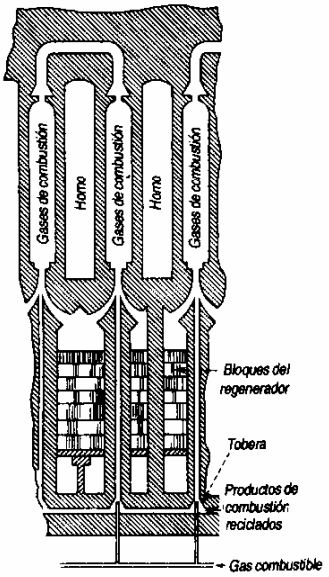


FIG. 9-104 Sistema regenerador para subproductos de hornos de coquización.

En esta modificación de los regeneradores precedentes, se sustituyó la obra jaquelada estándar con una masa de pequeñas partículas refractarias encerradas en una concha de acero recubierta de ladrillo, como equivalente funcional (véase la Fig. 9-105). En el funcionamiento de un alto horno experimental para fosfatos, se obtuvieron temperaturas de chorro de aire de hasta 1093°C (2000°F) con facilidad. En el funcionamiento posterior de un alto horno de 25 toneladas diarias que producía hierro en lingotes, ferromanganeso, ferrocromo y ferrosilicio, se alcanzaron y mantuvieron temperaturas de precalentamiento del aire de 1538°C (2800°F). En lo que se refiere al proceso de conversión de aire en NO [Daniels y Gilbert, *Ind. Eng. Chem.*, **40**, 1719 (1948)], se precalentó el aire a 1980°C (3600°F) en estufas de guijarros refractarios de magnesia.

Aparte del valor de ingeniería de las temperaturas elevadas alcanzadas con regeneradores de estufa de guijarros, las eficiencias térmicas extremadamente altas son una característica inherente de este tipo de intercambiador de calor.

Calentador de Ljungstrom El recuperador o calentador de aire del tipo de regeneración continua se suele denominar calentador de Ljungstrom (Fig. 9-106). El ensamblaje del calentador consiste en un rotor de movimiento lento, empacado con alambres o placas metálicas de espaciamiento estrecho. En cada extremo del rotor hay un alojamiento con divisiones para confinar el gas caliente a la mitad del rotor y confinar el gas frío en la otra mitad. Los sellos radiales y perimetrales que se deslizan sobre el rotor limitan las fugas entre corrientes. El rotor se divide en secciones y se empaca cada sector con un relleno para fomentar la transferencia de calor elevada con caídas bajas de presión. El empaque se puede dividir en capas de materiales diferentes para ajustarse a las condiciones de temperatura y corrosión.

Las **fugas** entre las corrientes se deben a **1)** arrastre en los pasajes del rotor (esto se puede reducir proporcionando una sección de ventilación entre la zona caliente y la fría), **2)** fugas en torno a la circunferencia del rotor a través del espacio anular entre la concha del rotor y el alojamiento y **3)** fugas en los sellos radiales.

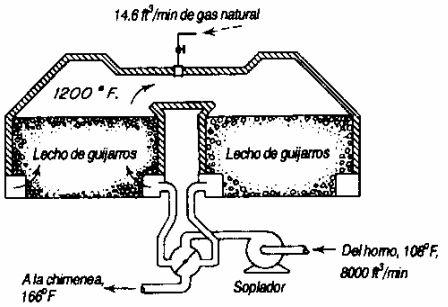


FIG. 9-105 Regenerador con lecho de guijarros.

ucción, 2) eficiencia
s de intercambio de
cuando las superfi-
ble con los gases su-
que se pierda tiempo
las operaciones de
nto y producción de
ximas elevadas y a
e esas dificultades o
o de los generadores
intentos importantes
nidos antes de 1929,
bstituir el jaquelado
que se conoce como
lentamiento más alto
losfatos.
edentes, se sustituyó
las partículas refrac-
rta de ladrillo, como
l funcionamiento de
vieron temperaturas
facilidad. En el fun-
ladas diarias que pro-
omo y ferrosilicio, se
lentamiento del aire
eso de conversión de
40, 1719 (1948)], se
le guijarros refracta-

as elevadas alcanza-
eficiencias térmicas
rente de este tipo de

o calentador de aire
minar calentador de
ntador consiste en un
es o placas metálicas
l rotor hay un aloja-
e a la mitad del rotor
diales y perimetrales
e corrientes. El rotor
con un relleno para
das bajas de presión.
iales diferentes para
sión.
tre en los pasajes del
cción de ventilación
la circunferencia del
del rotor y el aloja-

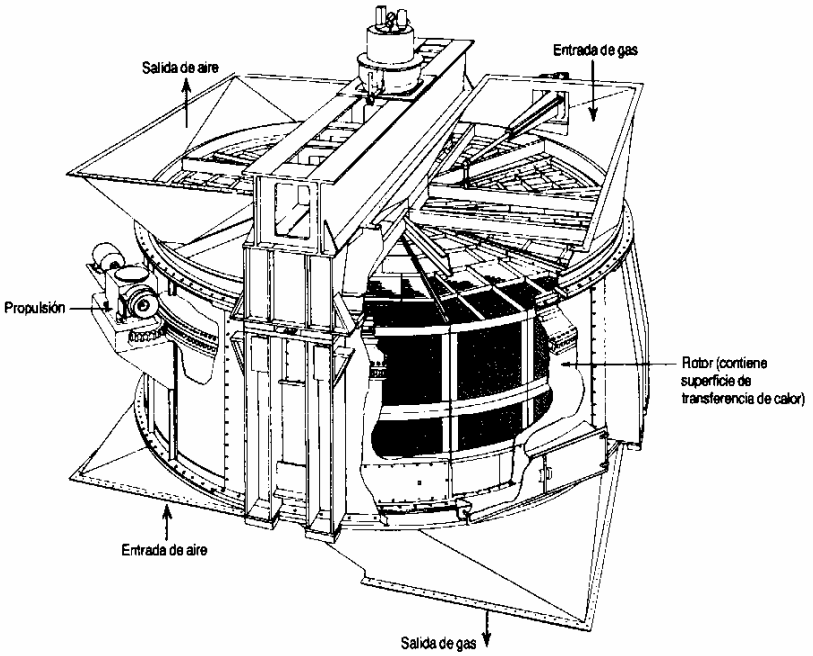


FIG. 9-106 Calentador de aire Ljungstrom.

Estos calentadores se pueden encontrar con rotores de hasta 6 m (20 ft) de diámetro. Se pueden manejar temperaturas de gas de hasta 816°C (1500°F) [la temperatura más alta es de 982°C (1800°F), con aleaciones especiales] y velocidades frontales del gas de unos 2.5 m/s (500 ft/min). El espesor del rotor depende del servicio, la eficiencia y las condiciones operacionales; pero los intervalos habituales van de 20.3 a 91.4 cm (8 a 36 in). Los rotores se impulsan mediante motores pequeños con velocidades desde 10 hasta 20 rpm. La eficiencia de estos calentadores puede ser hasta de 85 a 90%.

Los calentadores del tipo de Ljungstrom se emplean mucho en calderas de plantas generadoras de energía eléctrica. La utilización en las industrias de procesamiento está aumentando para el aire acondicionado y la calefacción de edificios, mediante la transferencia de calor entre las corrientes de aire nuevo y agotado, y para la recuperación de calor de procesos.

Sistemas diversos Se han propuesto muchos sistemas para transferir calor en forma regenerativa, como los anteriormente descritos, además de la utilización de líquidos a altas temperaturas y lechos fluidificados para contacto directo con gases; pero se han encontrado otros problemas que limitan las aplicaciones industriales. Estos sistemas se cubren mediante los métodos que se describen en la sección 11.

Del horno, 108°F. 8000 ft³/min

Transmisión de calor

James G. Knudsen, Ph.D., *Professor of Chemical Engineering, Oregon State University; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Chemical Society, National Society of Professional Engineers; Registered Professional Engineer (Oregon). (Conducción y convección: editor de la sección)*

Kenneth J. Bell, Ph.D., *Regents Professor of Chemical Engineering, Oklahoma State University; Member, American Institute of Chemical Engineers. (Diseño térmico de intercambiadores de calor, condensadores, rehervidores)*

Arthur D. Holt, *Formerly Consultant, Processing Equipment Division, The Jeffrey Manufacturing Co.; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Society of Mechanical Engineers, National Society of Professional Engineers; Registered Professional Engineer (Ohio). (Diseño térmico para el procesamiento de sólidos)*

Hoyt C. Hottel, S.M., *Professor Emeritus of Chemical Engineering, Massachusetts Institute of Technology; Member, National Academy of Sciences, American Academy of Arts and Sciences, American Institute of Chemical Engineers, American Chemical Society, Combustion Institute. (Radiación)*

Adel F. Sarofim, Sc.D., *Professor of Chemical Engineering and Assistant Director, Fuels Research Laboratory, Massachusetts Institute of Technology; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Chemical Society, Combustion Institute. (Radiación)*

F. C. Standiford, M.S., *President, W. L. Badger Associates, Inc.; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Chemical Society; Registered Professional Engineer (Michigan). (Diseño térmico de evaporadores)*

David Stuhlbarg, Ch.E., *Heat-Transfer Consultant; Member, American Institute of Chemical Engineers. (Diseño térmico de serpentines para tanques)*

Vincent W. Uhl, Ph.D., *Professor of Chemical Engineering, University of Virginia; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Chemical Society. (Recipientes agitados)*

INTRODUCCIÓN

Tipos de transferencia de calor 10-7

TRANSMISIÓN DE CALOR POR CONDUCCIÓN

Ley de Fourier 10-7
Ecuación de conducción tridimensional 10-7
Conductividad térmica 10-7
Conducción en estado estacionario 10-8
Conducción unidimensional 10-8
Conducción a través de varios cuerpos en serie 10-9
Conducción a través de varios cuerpos en paralelo 10-9
Varios cuerpos en serie con generación de calor 10-9
Ejemplo 1 10-9
Conducción bidimensional 10-9
Conducción en estado no estacionario 10-9
Conducción unidimensional 10-9
Conducción bidimensional 10-10
Conducción con cambio de fase 10-11

TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCIÓN

Coeficiente de transferencia de calor 10-11
Ecuación de energía 10-11
Coeficiente individual de transferencia de calor 10-11
Coeficiente global de transferencia de calor 10-12
Representación de coeficientes de película de transferencia de calor 10-12
Convección natural 10-12
Ecuación de Nusselt para varias formas geométricas 10-12
Ecuaciones dimensionales simplificadas 10-13
Pérdidas simultáneas por radiación 10-13
Espacios encerrados 10-13
Convección forzada 10-13
Analogía entre la transferencia de cantidad de movimiento (momentum) y la transferencia de calor 10-14
Flujo laminar 10-14
Región de transición 10-16
Flujo turbulento 10-16
Ejemplo 2 10-17
Chaquetas y serpentines de recipientes agitados 10-19
Fluidos no newtonianos 10-19
Metales líquidos 10-19

TRANSFERENCIA DE CALOR CON CAMBIO DE FASE

Condensación 10-20
Mecanismos de condensación 10-20
Coeficientes de condensación 10-20
Ebullición (vaporización) de líquidos 10-23
Mecanismos de ebullición 10-23
Coeficientes de ebullición 10-23

DISEÑO TÉRMICO DE EQUIPOS PARA TRANSFERENCIA DE CALOR

Introducción al diseño térmico 10-24
Método para abordar el diseño de intercambiadores de calor 10-24
Coeficiente global de transferencia de calor 10-25
Diferencia media de temperaturas 10-25
Flujo a contracorriente y en paralelo 10-25
Flujo invertido, mixto o cruzado 10-25
Diseño térmico para transferencia de calor de una sola fase 10-26
Intercambiadores de calor de tubería doble 10-26
Intercambiadores de cubierta (o coraza) y tubos con desviadores 10-26
Diseño térmico de condensadores 10-32
Condensadores de componente simple 10-32
Condensadores de componentes múltiples 10-33
Diseño térmico de recalentadores 10-34
Recalentadores de caldera 10-34
Recalentadores verticales de termosifón 10-34
Recalentadores de recirculación forzada 10-34
Diseño térmico de evaporadores 10-35
Evaporadores de circulación forzada 10-35
Evaporadores verticales de tubo largo 10-35
Evaporadores verticales de tubo corto 10-37
Tipos diversos de evaporadores 10-37
Transferencia de calor desde diversas superficies metálicas 10-38
Efectos de las propiedades de los fluidos sobre la transferencia de calor 10-38
Efecto de los no condensables sobre la transferencia de calor 10-39
Operaciones por lotes: calentamiento y enfriamiento de recipientes 10-39
Nomenclatura 10-39
Aplicaciones 10-39
Efectos de pérdida o ganancia externa de calor 10-40
Intercambiador de calor externo y serpentín interno o chaqueta 10-41
Concepto de área equivalente 10-41
Lotes no agitados 10-41
Tanques de almacenamiento 10-41
Operaciones por lotes: tamaño óptimo del intercambiador 10-41
Diseño térmico de serpentines para tanques 10-42
Nomenclatura 10-42
Mantenimiento de temperatura 10-42
Calentamiento 10-43
Superficies extendidas o con aletas 10-43
Aplicación de una superficie con aletas 10-43
Aletas altas 10-44
Aletas bajas 10-44
Ensuciamiento y formación de escamas 10-44
Control del ensuciamiento 10-44
Tipos de ensuciamiento y periodos operacionales 10-44
Retiro de depósitos de suciedad 10-45
Resistencia al ensuciamiento 10-45
Coeficientes usuales de transferencia de calor 10-45
Diseño térmico para el procesamiento de sólidos 10-45
Transferencia de calor por conducción 10-48
Transferencia de calor por contacto (directo) 10-50
Transferencia de calor por convección 10-51
Transferencia de calor por radiación 10-52

TRANSMISIÓN DE CALOR POR RADIACIÓN

Nomenclatura para la transferencia por radiación 10-55
Naturaleza de la radiación térmica 10-55
Radiación del cuerpo negro 10-56
Intercambio de radiación entre superficies de sólidos 10-57
Emitancia y absorbancia 10-57
Espacios cerrados de superficies negras 10-59
Ejemplo 3 10-60
Ejemplo 4 10-61
Espacios cerrados de superficies no negras 10-61
Ejemplo 5 10-62
Emisividades de productos de la combustión 10-63
Productos gaseosos de la combustión 10-63
Ejemplo 6 10-64
Llamas y nubes de partículas 10-65
Intercambio por radiación entre gases o materias suspendidas y una frontera 10-68
Ejemplo 7 10-68
Cámaras de combustión 10-69

NOMENCLATURA

La nomenclatura

Símbolo	
a	Coeficiente
a_x	Área de sec
a'	Factor de p
A	Área de la s
A_{prom}	par desnuda porción estas últi de un tub
b	Coeficiente
b'	Factor de p
b_f	Altura de al
B	Constante
c_1, c_2, etc.	Constantes
c, C_p	Calor espec
C	Conductan 3, y n, re
Cr	Constante
d_m	Profundida
D	Diámetro;
D_c	Diámetro
D_e	Diámetro dividida
D_i	Diámetro
D_{ot}	Diámetro
D_p	Diámetro
D_s	Diámetro
D_t	Diámetro
D_1, D_2	Diámetro
E_H	Conductiv
E_M	Viscosidad
f	Factor de tubos
F	Factores d
F_a	Velocidad
F_g	Gasto volu
F_c	Fracción d disponi
F_i	Factor, rel global
F_s	Factor, rel diferen
F_w	Factor, rel tempera
F_D	Factor, rel y la dif
F_T	Factor de
g, g_L	Aceleraci
g_c	Factor de
G	Velocidad
$G_{máx}$	Velocidad
G_{mf}	Velocidad
h	Coeficien
h_{arm}, h_{lm}	Coeficien logarítm
h_b	Coeficien
h_{cg}	Coeficien
$h_c + h_r$	Coeficien circund
h_{da}, h_{di}	Coeficien superfi
h_f	Coeficien basado
h_{ft}	Coeficien
h_{fp}	Coeficien basado
h_F, h_t	Coeficien
h_i, h_o	Coeficien respect
h_L	Coeficien desviado

. 10-32
. 10-33
. 10-34
. 10-34
. 10-34
. 10-34
. 10-35
. 10-35
. 10-35
. 10-37
. 10-37
. 10-38
. 10-38
. 10-39
. 10-39
. 10-39
. 10-39
. 10-40
. 10-41
. 10-41
. 10-41
. 10-41
. 10-41
. 10-42
. 10-42
. 10-42
. 10-43
. 10-43
. 10-43
. 10-44
. 10-44
. 10-44
. 10-44
. 10-44
. 10-45
. 10-45
. 10-45
. 10-45
. 10-48
. 10-50
. 10-51
. 10-52

DIACIÓN

. 10-55
. 10-55
. 10-56
. 10-57
. 10-57
. 10-59
. 10-60
. 10-61
. 10-61
. 10-62
. 10-63
. 10-63
. 10-64
. 10-65
. 10-68
. 10-68
. 10-69

NOMENCLATURA Y UNIDADES

La nomenclatura especializada utilizada para la transferencia de calor por radiación se define en la subsección "Transmisión de Calor por Radiación".

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades comunes en Estados Unidos
a	Coeficiente de proporcionalidad	Adimensional	Adimensional
a_x	Área de sección transversal de una aleta	m^2	ft^2
a'	Factor de proporcionalidad		
A	Área de la superficie de transferencia de calor A_i para el interior; A_o, para el exterior; A_m para media; A_{prom} para promedio; A_1, A_2, y A_3 para los puntos 1, 2 y 3, respectivamente; A_B para superficie desnuda de tubo con aletas; A_f para la porción con aletas de un tubo; A_{uf} para el área exterior de la porción sin aletas de un tubo con aletas; A_{of} para el área exterior de un tubo con aletas, antes de fijar estas últimas, igual a A_o; A_{oe} para el área eficaz de superficie con aletas; A_T para el área exterior total de un tubo con aletas; A_d para el área superficial de depósito de suciedad (escamas)	m^2	ft^2
b	Coeficiente de proporcionalidad		
b'	Factor de proporcionalidad		
b_f	Altura de aleta	m	ft
B	Constante de material = $5D^{-0.5}$		
c_1, c_2, etc.	Constantes de integración		
c, Cp	Calor específico a presión constante, c_s para calor específico de sólidos; c_g para calor específico de gases	J/(kg·K)	Btu/(lb·°F)
C	Conductancia térmica, igual a kA/x, hA o UA; C_1, C_2, C_3, C_n conductancia térmica de las secciones 1, 2, 3, y n, respectivamente, de un cuerpo compuesto	J/(s·K)	Btu/(h·°F)
Cr	Constante de correlación; coeficiente de proporcionalidad	Adimensional	Adimensional
d_m	Profundidad de lecho de sólidos divididos	m	ft
D	Diámetro; D_o para el exterior; D_i para el interior; D_r para el diámetro de la raíz de un tubo con aletas	m	ft
D_c	Diámetro de una hélice o serpentín	m	ft
D_e	Diámetro equivalente de una sección de corte transversal; comúnmente, cuatro veces el área libre, dividida por el perímetro mojado; D_w para el diámetro equivalente de la ventana	m	ft
D_j	Diámetro de un recipiente cilíndrico enchaquetado	m	ft
D_{otl}	Diámetro exterior del grupo de tubos	m	ft
D_p	Diámetro de empaque en un tubo empacado	m	ft
D_s	Diámetro interior de la cubierta del intercambiador de calor	m	ft
D_t	Diámetro de recipiente de procesamiento de sólidos	m	ft
D_1, D_2	Diámetro en los puntos 1 y 2, respectivamente; diámetro interno y externo del anillo, respectivamente	m	ft
E_H	Conductividad de turbulencia del calor	J/(s·m·K)	Btu/(h·ft·°F)
E_M	Viscosidad de turbulencia	Pa·s	lb/(ft·h)
f	Factor de fricción; f_1 para la pared interior y f_2 para la pared exterior del anillo; f_k para grupo ideal de tubos	Adimensional	Adimensional
F	Factores de entrada		
F_a	Velocidad de alimentación de sólidos secos	kg/(s·m^2)	lb/(h·ft^2)
F_g	Gasto volumétrico del gas	m^3/(s·m^2 de área del lecho)	ft^3/(h·ft^2 de área del lecho)
F_c	Fracción de tubos totales con flujo transversal: F_{bp} para la fracción de área de flujo transversal disponible para el flujo de derivación		
F_i	Factor, relación entre la diferencia de temperaturas en la película de los lados del tubo y la diferencia global media de temperatura	Adimensional	Adimensional
F_s	Factor, relación de la diferencia de temperatura a través de la película del lado de la cubierta y la diferencia global media de temperatura	Adimensional	Adimensional
F_w	Factor, relación entre la diferencia de temperatura por la pared de retención y la diferencia global de temperatura entre los dos volúmenes de los fluidos	Adimensional	Adimensional
F_D	Factor, relación entre la diferencia de temperaturas a través de películas combinadas de polvo o escamas y la diferencia global media de temperatura entre los volúmenes de los fluidos	Adimensional	Adimensional
F_T	Factor de corrección de diferencia de temperaturas		
g, g_L	Aceleración debida a la gravedad	981 m/s^2	(4.18)(10^8) ft/h^2
g_c	Factor de conversión	1.0 (kg·m)/(N·s^2)	(4.17)(10^8)(lb·ft)/lbf·h^2
G	Velocidad de masa, igual a $V_p\rho$ o W/S; G_v para velocidad de masa del vapor	kg/(m^2·s)	)lb/(h·ft^2)
$G_{máx}$	Velocidad de masas a través del área libre mínima entre hileras de tubos, normal a la corriente del fluido	kg/(m^2·s)	lb/(h·ft^2)
G_{mf}	Velocidad mínima de masas de fluidificación	kg/(m^2·s)	lb/(h·ft^2)
h	Coeficiente local individual de transferencia de calor, igual a $dq/(dA)(\Delta T)$	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft^2·°F)
h_{am}, h_{lm}	Coeficiente de película basado en la diferencia media aritmética de temperaturas y la diferencia media logarítmica, respectivamente	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft^2·°F)
h_b	Coeficiente de película en la base de la aleta	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft^2·°F)
h_{cg}	Coeficiente combinado eficaz para enfriamiento simultáneo de gas-vapor y condensación de vapor	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft^2·°F)
$h_c + h_r$	Coeficiente combinado para la conducción, convección y radiación entre la superficie y el medio circundante	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft^2·°F)
h_{dc}, h_{di}	Coeficiente de película para suciedad o escamas al exterior y el interior, respectivamente, de una superficie	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft^2·°F)
h_f	Coeficiente de película para película de aire de intercambiadores de tubos con aletas enfriados por aire, basado en la superficie externa total	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft^2·°F)
h_{fi}	Coeficiente eficaz de película exterior de un tubo con aletas, basado en el área interior	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft^2·°F)
h_{fo}	Coeficiente de película para película de aire de intercambiador de tubo con aletas enfriado por aire, basado en la superficie desnuda exterior	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft^2·°F)
h_F, h_s	Coeficiente eficaz de película para suciedad o escamas en la superficie de transferencia de calor	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft^2·°F)
h_i, h_o	Coeficiente de película para transferencia de calor para la superficie interna y la externa, respectivamente	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft^2·°F)
h_k	Coeficiente de película para grupo ideal de tubos, h_i para el lado de la cubierta de un intercambiador con desviadores: h_{tv} para coeficiente en la interfase líquido-vapor	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft^2·°F)

NOMENCLATURA Y UNIDADES (*continúa*)

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades comunes en Estados Unidos
h_1	Coeficiente de condensación en la parte superior del tubo; h_N coeficiente para N tubos en una hilera vertical	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft$^{2,\circ}$F)
h'	Coeficiente de película para espacios encerrados	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft$^{2,\circ}$F)
h_{lm}	Coeficiente de película basado en la diferencia media logarítmica de temperatura	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft$^{2,\circ}$F)
h_r	Coeficiente de transferencia de calor por radiación	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft$^{2,\circ}$F)
h_T	Coeficiente de transferencia total de calor por conducción, convección y radiación entre el medio circundante y la superficie de un cuerpo sujeta a la transferencia de calor en estado no estacionario	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft$^{2,\circ}$F)
h_w	Coeficiente equivalente de pared de retención, igual a k/x	J/(m^2·s·K)	Btu/(h·ft$^{2,\circ}$F)
j	Ordenada, factor j de Colburn, igual a $ff\ 2$: j_H para la transferencia de calor; j_{H1} para la pared interna del anillo; j_{H2} para la pared exterior del anillo; j_k para la transferencia de calor para grupo ideal de tubos.	Adimensional	Adimensional
J	Equivalente mecánico del calor	1.0 (N·m)/J	778 (ft·lbf)/Btu
J_b, J_c, J_l, J_s	Factores de corrección para desviación con desviadores, configuración de desviadores, fugas de desviadores y gradiente adverso de temperaturas, respectivamente		
k	Conductividad térmica k_1, k_2, k_3, conductividades térmicas de los cuerpos 1, 2 y 3	J/(m·s·K)	(Btu·ft)/(h·ft$^{2,\circ}$F)
k_v	Conductividad térmica del vapor; k_l para conductividad térmica del líquido; k_s para la conductividad térmica del sólido	J/(m·s·K)	(Btu·ft)/(h·ft$^{2,\circ}$F)
k_{prom}, k_m	Conductividad térmica media	J/(m·s·K)	(Btu·ft)/(h·ft$^{2,\circ}$F)
k_f	Conductividad térmica del fluido a la temperatura de película	J/(m·s·K)	(Btu·ft)/(h·ft$^{2,\circ}$F)
k_w	Conductividad térmica del material de la pared de retención	J/(m·s·K)	(Btu·ft)/(h·ft$^{2,\circ}$F)
l_c	Corte del desviador, l_s para espaciamiento de desviadores	m	ft
L	Longitud de la superficie de transferencia de calor	m	ft
L_o	Velocidad de flujo	kg/s	lb/h
L_u	Longitud no perturbada de la trayectoria del flujo de un fluido	m	ft
L_f	Espesor de los depósitos de suciedad o escamas	m	ft
L_H	Profundidad de lecho fluidificado	m	ft
L_p	Diámetro de las aspas del agitador	m	ft
m	Relación, término o exponente, como se definió donde se utilice		
M	Peso molecular	kg/mol	lb/mol
M	Peso del fluido	kg	lb
n	Relación o número de posición	Adimensional	Adimensional
n_t	Número de tubos en paralelo en un intercambiador de calor		
n_r	Número de hileras en un plano vertical		
n'	Índice de comportamiento de flujo para fluidos no newtonianos		
n_b	Número de serpentines del tipo de desviación		
N_r	Velocidad del agitador	rad/s	r/h
N	Número de tubos en una hilera vertical; o número de tubos en un banco; N_b para el número de desviadores; N_T para el número total de tubos del intercambiador; N_c para el número de tubos en una sección de flujo transversal; N_{cw} para el número de hileras de flujo cruzado en cada ventana		
N_B	Número de Biot, $h_T\,\Delta x/k$		
N_d	Coeficiente de proporcionalidad	Adimensional	Adimensional
N_{Gr}	Número de Grashof, $L^3\rho^2 g\beta\,\Delta t/\mu^2$		
N_{Nu}	Número de Nusselt, hD/k o hL/k		
N_{Pe}	Número de Peclet, DGc/k		
N_{Pr}	Número de Prandtl, $c\mu/k$		
N_{Re}	Número de Reynolds, DG/μ		
N_{St}	Número de Stanton, $N_{Nu}/N_{Re}N_{Pr}$		
N_{ss}	Número de tiras selladoras		
p	Presión	kPa	lbf/ft^2 abs
p_f	Perímetro de una aleta	m	ft
p'	Espaciamiento de centro a centro de los tubos en grupos de tubos (paso de tubo); p_n para paso de tubo normal al flujo; p_p para paso de tubo paralelo al tubo	m	ft
Δp	Presión del vapor en una burbuja menos presión de saturación de una superficie líquida plana	kPa	lbf/ft^2 abs
P	Presión absoluta, P_c para la presión crítica	kPa	lbf/ft^2
P'	Espaciamiento entre desviadores adyacentes del lado de la cubierta de un intercambiador de calor (paso del desviador)	m	ft
ΔP_{bk}, ΔP_{wk}	Caída de presión para el flujo transversal en un banco ideal de tubos y una ventana ideal, respectivamente; ΔP_s para el lado de la cubierta de un intercambiador de desviadores	kPa	lbf/ft^2
q	Velocidad del flujo de calor, igual a Q/θ	W, J/s	Btu/h
q'	Velocidad de generación de calor	J/(s·m^3)	Btu/(h·ft^3)
$(q/A)_{máx}$	Flujo máximo de calor en la ebullición nucleada	J/(s·m^2)	Btu/(h·ft^2)
Q	Cantidad de calor, velocidad de transferencia de calor	J/s	Btu/h
Q	Cantidad de calor; Q_T para cantidad total	J	Btu
r	Radio, coordenada cilíndrica y esférica; distancia del plano medio a un punto en un cuerpo; r_1 para la pared interior del anillo; r_2 para la pared externa del anillo; r_i para el radio interno del tubo; r_m para la distancia del plano central o el centro de un cuerpo a la superficie exterior del cuerpo	m	ft
r_j	Radio interno	Adimensional	Adimensional

NOMENCLATURA

Símbolo	
R	Resistenci seccione varios re superfic
R_f	Relación e diámetr
S	Área de se normal cubierta área bru
S_r	Pendiente
s	Peso espe
t	Temperatu
t_1, t_2, t_n	Temperatu
t'	Temperatu
t'_1, t'_2	Temperatu
t''_1, t'''_2	Temperatu
t_b	Temperatu
t_H, t_L	Temperatu
t_s	Temperatu
t_{sv}	Temperatu
t_w	Temperatu
t_∞	Temperatu
T_H, T_L	Temperatu
T	Temperatu temperi para la
$\Delta T, \Delta t$	Diferenci 3 o en l temperi
$\Delta t_{am}, \Delta t_{lm}$	Diferenci
Δt_{cm}	Diferenci
$\Delta T_H, \Delta t_H$	La mayor
$\Delta T_L, \Delta t_L$	La menor
$\Delta T_m, \Delta t_m$	Diferenci
u	Velocidad
u°	Velocidad
U	Coeficien global
U_1, U_2	Coeficien
U_{co}, U_{cv}, U_{ch}, U_{ra}	Coeficien contact
U_m	Coeficien
v	Velocidad
V_r	Volumen
V	Velocidad
V', V_s	Velocidad
V_f	Velocidad
V_g, V_l	Volumen
$V'_{máx}$	Velocidad
w	Velocidad
w	Velocidad
W	Velocidad condensa
W_r	Gasto ma
W_1, W_O	Velocidad intercam
x_q	Calidad d
x	Dirección x_5, en l
X	Factor
y	Dirección
y^+	Distancia
Y	Factor

NOMENCLATURA Y UNIDADES (*continúa*)

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades comunes en Estados Unidos
R	Resistencia térmica, igual a x/kA, $1/UA$, $1/hA$; R_1, R_2, R_3, R_n para la resistencia térmica de las secciones 1, 2, 3, y n de un cuerpo compuesto: R_T para la suma de resistencias individuales de varios resistores en serie o paralelo; R_{sk} y R_{sko} para la resistencia a la suciedad o las escamas en la superficie interior y la exterior, respectivamente	(s·K)/J	(h·°F)/Btu
R_f	Relación entre la superficie exterior total del tubo con aletas y el área del tubo que tenga el mismo diámetro radical		
S	Área de sección transversal, S_m para el área mínima de corte transversal entre hileras de tubos, flujo normal a los tubos; S_{tb} para el área de escape entre los desviadores y el tubo; S_{sb} para el área de la cubierta al desviador para un desviador, S_w para el área para el flujo a través de la ventana; S_{wg} para el área bruta de ventanas; S_{wt} para el área de las ventanas que ocupan los tubos	m^2	ft^2
S_r	Pendiente de cubierta giratoria		
s	Peso específico de un fluido en relación con el agua líquida		
t	Temperatura global, temperatura en un punto dado en un cuerpo en el tiempo θ	K	°F
t_1, t_2, t_n	Temperatura en los puntos 1, 2 y n en un sistema por el que se transfiere calor	K	°F
t'	Temperatura del medio circundante	K	°F
t'_1, t'_2	Temperaturas de entrada y salida, respectivamente, del fluido caliente	K	°F
t''_1, t''_2	Temperaturas de entrada y salida, respectivamente, del fluido frío	K	°F
t_b	Temperatura global uniforme inicial de un cuerpo; temperatura global de un fluido circulante	K	°F
t_H, t_L	Temperatura alta y baja, respectivamente, en el lado del tubo de un intercambiador de calor	K	°F
t_s	Temperatura superficial	K	°F
t_{sv}	Temperatura de vapor saturado	K	°F
t_w	Temperatura de la pared	K	°F
t_∞	Temperatura de corriente circulante no perturbada	K	°F
T_H, T_L	Temperatura alta y baja, respectivamente, del lado de la cubierta de un intercambiador de calor	K	°F
T	Temperatura absoluta; T_b para la temperatura global; T_w para la temperatura de la pared; T_v para la temperatura de vapor; T_c para la temperatura del enfriador; T_r para la temperatura del emisor; T_r para la temperatura del receptor	K	°F
$\Delta T, \Delta t$	Diferencia de temperatura; Δt_1, Δt_2 y Δt_3 son las diferencias de temperatura a través de los cuerpos 1, 2 y 3 o en los puntos 1, 2 y 3; $\Delta T_o, \Delta t_o$ para la diferencia global de temperatura; Δt_b para la diferencia de temperatura entre la superficie y el líquido en ebullición	K	°F
$\Delta t_{am}, \Delta t_{lm}$	Diferencia media aritmética y logarítmica de temperaturas, respectivamente	K	°F
Δt_{cm}	Diferencia global media efectiva de temperatura	K	°F
$\Delta T_H, \Delta t_H$	La mayor diferencia final de temperatura	K	°F
$\Delta T_L, \Delta t_L$	La menor diferencia final de temperatura	K	°F
$\Delta T_m, \Delta t_m$	Diferencia media de temperatura	K	°F
u	Velocidad en la dirección x	m/s	ft/h
u°	Velocidad de fricción	m/s	ft/h
U	Coeficiente global de transferencia de calor, U_o con base en la superficie exterior; U' para coeficiente global entre la interfase líquido-vapor y el enfriador	J/(s·m²·K)	Btu/(h·ft²·°F)
U_1, U_2	Coeficiente global de transferencia de calor en los puntos 1 y 2, respectivamente	J/(s·m²·K)	Btu/(h·ft²·°F)
U_{co}, U_{cv}, U_{ct}, U_{ra}	Coeficientes globales para el procesamiento de sólidos divididos por conducción, convección, contacto y radiación, respectivamente	J/(s·m²·K)	Btu/(h·ft²·°F)
U_m	Coeficiente global medio de transferencia de calor	J/(s·m²·K)	Btu/(h·ft²·°F)
v	Velocidad en la dirección y	m/s	ft/h
V_r	Volumen de cubierta giratoria	m^3	ft^3
V	Velocidad	m/s	ft/h
V', V_s	Velocidad	m/s	ft/s
V_f	Velocidad de la cara de un fluido que se acerca a un banco de tubos con aletas	m/s	ft/h
V_g, V_l	Volumen específico de gas, líquido	m^3/kg	ft^3/lb
$V'_{máx}$	Velocidad máxima por la superficie libre mínima entre hileras de tubos normales a la corriente del fluido	m/s	ft/h
w	Velocidad en la dirección z	m/s	ft/h
w	Velocidad de flujo	kg/s	lb/h
W	Velocidad total de flujo de masa; velocidad de masa de vapor generado; W_T para la velocidad total de condensación de vapor en un tubo	kg/s	lb/h
W_r	Gasto masa	kg/(s·tubo)	lb/(h·tubo)
W_1, W_0	Velocidad total del flujo de masa en el lado de un tubo y el de una cubierta, respectivamente, de un intercambiador de calor	kg/s	lb/h
x_q	Calidad del vapor, x_i para la calidad de entrada, x_o para la calidad de salida	kg/s	lb/h
x	Dirección coordenada; longitud de trayectoria de conducción; x_s para espesor de las escamas; x_1, x_2, y x_3, en las posiciones 1, 2 y 3 en un cuerpo por el que se transfiere calor	m	ft
X	Factor	Adimensional	Adimensional
y	Dirección coordenada	m	ft
y^+	Distancia entre paredes	Adimensional	Adimensional
Y	Factor	Adimensional	Adimensional

NOMENCLATURA Y UNIDADES (*continúa*)

Símbolos griegos			
z	Dirección coordenada	m	ft
z_p	Distancia (perímetro) recorrida por el fluido sobre la aleta	m	ft
Z_H	Relación entre el calor sensible transferido por el vapor y el calor total transferido	Adimensional	Adimensional
α	Difusividad térmica, igual a $k/\rho c$; α_e para la difusividad térmica eficaz de sólidos en polvo	m^2/s	ft^2/h
β	Coeficiente volumétrico de dilatación térmica	K^{-1}	$^{\circ}F^{-1}$
β'	Ángulo de contacto de una burbuja	°	°
γ	Consistencia del fluido	$kg/(s^{2-n}\cdot m)$	$lb/(ft\cdot s^{2-n})$
Γ	Velocidad del flujo de masa de una película que cae de un tubo o una superficie, por unidad de perímetro, igual a $w/\pi D$ para el tubo vertical, y $w/2L$ para el horizontal	kg/(s·m)	lb/(h·ft)
δ_c	Factor de corrección, relación de velocidades de corte no newtonianos a newtonianos		
δ	Anchura de celda		
δ_{ab}	Espacio diametral de la cubierta al desviador	m	ft
ε	Difusividad de turbulencia; ε_M para difusividad de turbulencia de la cantidad de movimiento; ε_H para la difusividad de turbulencia del calor,	m^2/s	ft^2/h
ε_v	Fracción de huecos en un lecho poroso		
η	Eficiencia de fluidificación		
θ	Tiempo	s	h
θ_b	Corte de desviador		
λ	Calor latente (entalpía) de vaporización (condensación)	J/kg	Btu/lb
λ_m	Radio de velocidad máxima	m	ft
μ	Viscosidad; μ_w para viscosidad a la temperatura de la pared; μ_b para la viscosidad a la temperatura global; μ_f para la viscosidad a la temperatura de la película; μ_G, μ_g y μ_v para la viscosidad del gas o vapor; μ_L, μ_l para la viscosidad del líquido μ_w para la viscosidad en la pared; μ_l para la viscosidad del fluido en la pared interna del anillo	Pa·s	lb/(h·ft)
υ	Viscosidad cinemática	m^2/s	ft^2/h
ρ	Densidad; ρ_L, ρ_l para densidad de un líquido; ρ_G, ρ_v para densidad de gas o vapor; ρ_s para densidad de sólidos,	kg/m^3	lb/ft^3
σ	Tensión superficial entre un líquido y su vapor	N/m	lbf/ft
Σ	Término que indica suma de variables		
τ	Esfuerzo de corte; τ_w para esfuerzos de corte en la pared	N/m^2	lbf/ft^2
ϕ	Función potencial de velocidad		
ϕp	Esfericidad de partículas		
Φ	Función de disipación viscosa		
ω	Ángulo de reposo de sólidos en polvo	Radián	Radián
Ω	Eficiencia de las aletas	Adimensional	Adimensional

Bibliografía General:
Wiley, New York, 1960. C
don Press, Oxford, 1959
York, 1967. Drew y Hoe
New York, vol. 1, 1956;
Dusinberre, *Heat Transf*
Textbook, Scranton, Pa.,
McGraw-Hill, New Yor
York, 1961. Irvine y Hartn
vol. 1, 1964; vol. 2, 1965;
vol. 1, 1949; vol. 2, 1957.
Wiley, New York, 1957.
mal Hydraulic Funda
Washington, 1981. Kak
Publishing, Washington,
Heat Transfer, 2d ed., Ca
Kays, *Convective Heat*
Kays y London, *Compac*
1964. Kern, *Process Heat*
Katz, *Fluid Dynamics a*
Kraus, *Analysis and Eva*
sphere Publishing, Wash
Heat Transfer, 1st Engli
Mass Transfer in Capilla
New York, 1966. McAd
York, 1954, Mickley, Sh
gineering, 2d ed., McGr
Mass, and Momentum T
Schlünder (ed.), *Heat Ex*
Washington, 1983. Skell
New York, 1967. Taborel
Publishing, Washington,
Theory and Practice, He
Thermal Conductivity of

Ley de Fourier L
damental para la trans

$$q$$

en donde $dQ/d\theta$ (cant
flujo de calor, A es el
fluye el calor, y $-dt/dx$
distancia, en la direcci
peratura. El factor k s
piedad característica d
temperatura.

Ecuación de conduc
utiliza como base para
en estado no estaciona

$$c\rho\frac{\partial t}{\partial\theta} = \frac{\partial}{\partial x}\left(k\frac{\partial}{\partial}\right.$$

en donde x, y, z son di
lares y q' es la velocida
reacción nuclear o con
men. La resolución de
tera e iniciales apropia
y de la ubicación en el

ft
ft
Adimensional
ft^2/h
$°F^{-1}$
°

$lb/(ft \cdot s^{2-n})$
lb/(h·ft)

ft
ft^2/h

h

Btu/lb
ft
lb/(h·ft)

ft^2/h
lb/ft^3

lbf/ft

lbf/ft^2

Radián
Adimensional

INTRODUCCIÓN

Bibliografía General: Bird, Stewart y Lifghtfoot, *Transport Phenomena*, Wiley, New York, 1960. Carslaw y Jaeger, *Conduction of Heat in Solids*, Clarendon Press, Oxford, 1959. Chapman, *Heat Transfer*, 2d ed., Macmillan, New York, 1967. Drew y Hoopes, *Advances in Chemical Engineering*, Academic, New York, vol. 1, 1956; vol. 2, 1958; vol. 5, 1964; vol. 6, 1966; vol. 7, 1968. Dusinberre, *Heat Transfer Calculations by Finite Differences*, International Textbook, Scranton, Pa., 1961. Eckert y Drake, *Heat and Mass Transfer*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1959. Gebhart, *Heat Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1961. Irvine y Hartnett, *Advances in Heat Transfer*, Academic, New York, vol. 1, 1964; vol. 2, 1965; vol. 3, 1966, Jakob, *Heat Transfer*, Wiley, New York, vol. 1, 1949; vol. 2, 1957. Jakob y Hawkins, *Elements of Heat Transfer*, 3d ed., Wiley, New York, 1957. Kakac, Bergles y Mayinger, *Heat Exchangers: Thermal Hydraulic Fundamentals and Design*, Hemisphere Publishing, Washington, 1981. Kakac y Yener, *Convective Heat Transfer*, Hemisphere Publishing, Washington, 1980. Kay, *An Introduction to Fluid Mechanics and Heat Transfer*, 2d ed., Cambridge University Press, Cambridge, England, 1963. Kays, *Convective Heat and Mass Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1966. Kays y London, *Compact Heat Exchangers*, 2d ed. McGraw-Hill, New York, 1964. Kern, *Process Heat Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1950. Knudsen y Katz, *Fluid Dynamics and Heat Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1958. Kraus, *Analysis and Evaluation of Extended Surface Thermal Systems, Hemisphere Publishing, Washington, 1982. Kutatladze, A Concise Encyclopedia of Heat Transfer*, 1st English ed. Pergamon, New York, 1966. Lykov, *Heat and Mass Transfer in Capillary Porous Bodies*, translated from Russian, Pergamon, New York, 1966. McAdams, *Heat Transmission*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1954, Mickley, Sherwood y Reed, *Applied Mathematics in Chemical Engineering*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1957. Rohsenow y Choi, *Heat, Mass, and Momentum Transfer*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N. J., 1961. Schlünder (ed.), *Heat Exchanger Design Handbook*, Hemisphere Publishing, Washington, 1983. Skelland, *Non-Newtonian Flow and Heat Transfer*, Wiley, New York, 1967. Taborek y Bell, *Process Heat Exchanger Design*, Hemisphere Publishing, Washington, 1984. Taborek, Hewitt y Afghan, *Heat Exchangers: Theory and Practice*, Hemisphere Publishing, Washington, 1983. TSederberg, *Thermal Conductivity of Liquids and Gases*, M.I.T., Cambridge Mass., 1965. Welty, Wicks y Wilson, *Fundamentals of Momentum, Heat and Mass Transfer*, Wiley, New York, 1969. Zenz y Othmer, *Fluidization and Fluid Particle Systems*, Reinhold, New York, 1960.

TIPOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Hay tres tipos fundamentales de transferencia de calor: conducción, convección y radiación. Los tres tipos de transferencia de calor se pueden producir al mismo tiempo y es aconsejable tomar en consideración la transferencia de calor por cada uno de esos tipos en cada caso particular.

Conducción es la transferencia de calor desde una parte de un cuerpo a otra del mismo cuerpo, o bien, desde un cuerpo a otro que esté en contacto físico con él, sin desplazamiento apreciable de las partículas del cuerpo.

Convección es la transferencia de calor desde un punto a otro, dentro de un fluido, un gas o un líquido, mediante la mezcla de una porción del fluido con otra. En la convección natural, el movimiento del fluido se debe totalmente a diferencias de densidad como resultado de diferencias de temperatura; en la convección forzada, el movimiento se produce por medios mecánicos. Cuando la velocidad forzada es relativamente baja, se debe entender que los factores de "convección libre" como las diferencias de temperatura y densidad, pueden tener una influencia importante.

Radiación es la transferencia de calor desde un cuerpo a otro, que no se encuentra en contacto con él, por medio del movimiento ondulatorio a través del espacio.

TRANSMISIÓN DEL CALOR POR CONDUCCIÓN

Ley de Fourier La ley de Fourier es la ecuación diferencial fundamental para la transferencia del calor por conducción:

$$dQ/d\theta = -kA(dt/dx) \qquad (10\text{-}1)$$

en donde $dQ/d\theta$ (cantidad por unidad de tiempo) es la velocidad de flujo de calor, A es el área en ángulo recto con la dirección en la que fluye el calor, y $-dt/dx$ es la velocidad de cambio de temperatura con la distancia, en la dirección del flujo de calor, o sea, el gradiente de temperatura. El factor k se denomina conductividad térmica; es una propiedad característica del material por el que fluye calor y varía con la temperatura.

Ecuación de conducción tridimensional La ecuación (10-1) se utiliza como base para deducir una ecuación de energía tridimensional en estado no estacionario para **sólidos o fluidos estáticos**:

$$c\rho \frac{\partial t}{\partial \theta} = \frac{\partial}{\partial x}\left(k\frac{\partial t}{\partial x}\right) + \frac{\partial}{\partial y}\left(k\frac{\partial t}{\partial y}\right) + \frac{\partial}{\partial z}\left(k\frac{\partial t}{\partial z}\right) + q' \qquad (10\text{-}2)$$

en donde x, y, z son distancias en el sistema de coordenadas rectangulares y q' es la velocidad de generación de calor (por reacción química, reacción nuclear o corriente eléctrica) en el sólido por unidad de volumen. La resolución de la ecuación (10-2) con condiciones en la frontera e iniciales apropiadas, dará la temperatura en función del tiempo y de la ubicación en el material. La ecuación (10-2) se puede transformar en coordenadas esféricas o cilíndricas para conformarse más estrechamente a la forma física del sistema.

Conductividad térmica La conductividad térmica varía con la temperatura: pero no siempre en la misma dirección. La conductividad térmica para muchos materiales, en función de la temperatura, se da en la sección 3. Con frecuencia se puede obtener información adicional y más completa de los abastecedores de materiales. Las impurezas, sobre todo en los metales, pueden provocar variaciones de la conductividad térmica del 50 al 75%. Al usar conductividades térmicas, los ingenieros deben recordar que la conducción no es el único método de transferencia de calor y que, sobre todo con líquidos y gases, la radiación y la convección pueden ser mucho más importantes.

La conductividad térmica a una temperatura dada es una función de la densidad aparente o masiva. Así, a 0°C (32°F), k para la lana de asbesto es 0.09 J/(m·s·K) [0.052 Btu/(h·ft·°F)] cuando la densidad masiva es 400 kg/m^3 (24.9 lb/ft^3) es 0.19 (0.111) para una densidad de 700 (43.6).

Al determinar las conductividades térmicas aparentes de **sólidos granulares**, como los granos de carbón o el corcho granulado, Griffiths (Spec. Rep. 5, Food Investigation Board, H.M. Stationery Office, 1921) descubrió que circula aire dentro de la masa de los sólidos granulares. Bajo cierto conjunto de circunstancias, la conductividad térmica aparente de un carbón era 9% mayor cuando la sección de prueba

era vertical que cuando era horizontal. Cuando se determina la conductividad aparente de una mezcla de sólidos celulares o porosos y no homogéneos, el coeficiente observado de temperatura puede ser mucho mayor que para el sólido homogéneo solo, porque se transfiere calor no sólo por el mecanismo de conducción, sino también por convección en las bolsas de gas y por radiación de superficie a superficie de las partículas individuales. Si la radiación interna es un factor importante, una gráfica de la conductividad aparente como ordenada en función de la temperatura resulta una curva cóncava hacia arriba, puesto que la radiación aumenta con la cuarta potencia de la temperatura absoluta. Griffiths observó que el corcho, la lana mineral, el carbón y las fibras de madera, cuando eran de buena calidad y estaban secas, tenían conductividades térmicas de cerca de 2.2 veces la del aire en reposo, mientras que una forma muy celular de caucho, de 112 kg/m^3 (7 lb/ft^3), tenía una conductividad térmica de sólo 1.6 veces la del aire en reposo. Al medir la conductividad térmica aparente de sustancias diatérmicas, como el cuarzo (sobre todo cuando se exponen a la radiación emitida a altas temperaturas), se debe recordar que parte del calor se transmite por radiación.

Bridgman [*Proc. Am. Acad. Arts. Sci.*, **59**, 141 (1923)] demostró que la conductividad térmica de los **líquidos** aumenta sólo unas cuantas unidades de porcentaje a una presión de 100 330 kPa (1000 atm). La conductividad térmica de algunos líquidos varía con la temperatura a través de un máximo. Con frecuencia es necesario que el ingeniero estime las conductividades térmicas y se dan métodos para ello en la sección 3.

En la ecuación (10-2) se toma en consideración la conductividad térmica como variable. Si se expresa k en función de la temperatura, la ecuación (10-2) es no lineal y resulta difícil de resolver analíticamente, con excepción de ciertos casos especiales. Comúnmente, en sistemas complicados, es posible la resolución por medio de computadoras. Davis y Akers [*Chem Eng.*, **67** (4), 187, (5), 151 (1960)] y Davis [*Chem. Eng.*, 67(6), 213, (7), 135, (8), 137 (1960)] dan una revisión muy completa de la conducción del calor.

CONDUCCIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

Para el flujo constante de calor, el término $dQ/d\theta$ de la ecuación (10-1) es constante y se puede reemplazar por Q/θ o q. De modo similar, en la ecuación (10-2), el término $\partial t/\partial\theta$ es cero. Por ende, para la conductividad térmica constante, la ecuación (10-2) se puede expresar como sigue:

$$\nabla^2 t = (q'/k) \tag{10-3}$$

Conducción unidimensional Muchos problemas de conducción del calor se pueden formular en una forma unidimensional o seudounidimensional en la que sólo se incluye una variable de espacio. Las formas de la ecuación de conducción para coordenadas rectangulares, cilíndricas y esféricas son, respectivamente:

$$\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} = -\frac{q'}{k} \tag{10-4a}$$

$$\frac{1}{r}\frac{d}{dr}\left(r\frac{dt}{dr}\right) = -\frac{q'}{k} \tag{10-4b}$$

$$\frac{1}{r^2}\frac{d}{dr}\left(r^2\frac{dt}{dr}\right) = -\frac{q'}{k} \tag{10-4c}$$

Se trata de ecuaciones diferenciales de segundo orden que, mediante la integración se hacen respectivamente,

$$t = -(q'x^2/2k) + c_1x + c_2 \tag{10-5a}$$

$$t = -(q'r^2/4k) + c_1 \ln r + c_2 \tag{10-5b}$$

$$t = -(q'r^2/6k) - (c_1/r) + c_2 \tag{10-5c}$$

Las constantes de integración c_1 y c_2 se determinan mediante las condiciones en la frontera, o sea, temperaturas y gradientes de temperatura en lugares conocidos del sistema.

Para el caso de una superficie sólida expuesta al medio circundante a una temperatura diferente y para un coeficiente de superficie finita, la **condición en la frontera** se expresa como

$$h_T(t_s - t') = -k\,(dt/dx)_{\text{superficie}} \tag{10-6}$$

La inspección de las ecuaciones (10-5*a*), (10-5*b*) y (10-5*c*) indica la forma del perfil de temperatura para diversas condiciones y formas geométricas, además de que revela los efectos del término de generación de calor q' sobre las distribuciones de temperatura.

A falta de generación de calor, se puede expresar una conducción unidimensional en estado estacionario mediante la integración de la ecuación (10-1):

$$q\int_{x_1}^{x_2}\frac{dx}{A} = -\int_{t_1}^{t_2} k\,dt \tag{10-7}$$

El área A se debe conocer como función de x. Si k es constante, la ecuación (10-7) se expresa en la forma integrada

$$q = kA_{\text{prom}}(t_1 - t_2)/(x_2 - x_1) \tag{10-8}$$

en donde

$$A_{\text{prom}} = \frac{1}{x_2 - x_1}\int_{x_1}^{x_2}\frac{dx}{A} \tag{10-9}$$

Se dan ejemplos de valores de A_{prom} para diversas funciones de x en la tabla que sigue:

Área proporcional a	A_{prom}
Constante	$A_1 = A_2$
x	$A_2 - A_1$
	$\ln(A_2/A_1)$
x^2	$\sqrt{A_2A_1}$

Habitualmente, la conductividad térmica k no es constante, sino que es una función de la temperatura. En la mayor parte de los casos, sobre los intervalos de valores utilizados, la relación es lineal. La integración de la ecuación (10-7), con k lineal en t, da

$$q\int_{x_1}^{x_2}\frac{dx}{A} = k_{\text{prom}}(t_1 - t_2) \tag{10-10}$$

En donde k_{prom} es el promedio aritmético de la conductividad térmica entre las temperaturas t_1 y t_2. Este promedio da probablemente resultados que son correctos dentro de la precisión de los datos en la mayor parte de los casos, aun cuando se puede realizar una integración espe-

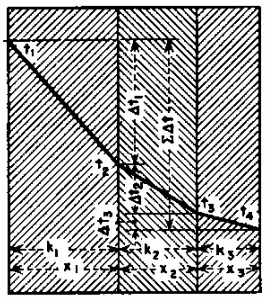


FIG. 10-1 Gradientes de temperatura para la conducción constante de calor en serie, a través de tres sólidos.

cial siempre que se conozca que k es considerablemente distinta de la lineal en la temperatura.

Conducción a través de varios cuerpos en serie En la figura 10-1 se ilustran en forma gráfica los gradientes de temperatura que acompañan a la conducción constante de calor en serie, a través de tres sólidos.

Puesto que el flujo de calor a través de cada una de las tres paredes tiene que ser el mismo,

$$q = (k_1A_1\,\Delta t_1/x_1) = (k_2A_2\,\Delta t_2/x_2) = (k_3A_3\,\Delta t_3/x_3) \qquad (10\text{-}11)$$

Puesto que, por definición, la resistencia térmica individual

$$R = x/kA \qquad (10\text{-}12)$$

entonces,

$$\Delta t_1 = qR_1 \quad \Delta t_2 = qR_2 \quad \Delta t_3 = qR_3 \qquad (10\text{-}13)$$

Al sumar las caídas individuales de temperatura, observando que q es uniforme,

$$q(R_1 + R_2 + R_3) = \Delta t_1 + \Delta t_2 + \Delta t_3 = \Sigma\,\Delta t \qquad (10\text{-}14)$$

o bien,

$$q = \Sigma\,\Delta t/R_T = (t_1 - t_4)/R_T \qquad (10\text{-}15)$$

en donde R_T es la resistencia total y es la suma de las resistencias individuales en serie, entonces

$$R_T = R_1 + R_2 + \cdots + R_n \qquad (10\text{-}16)$$

Cuando se construye una pared con varias capas de sólidos, las juntas en capas adyacentes no pueden excluir perfectamente los espacios de aire y no se deben pasar por alto esas resistencias adicionales.

Conducción a través de varios cuerpos en paralelo Para n resistencias en paralelo, las velocidades de flujo de calor son aditivas:

$$q = \Delta t/R_1 + \Delta t/R_2 + \cdots + \Delta t/R_n \qquad (10\text{-}17a)$$

$$q = \left(\frac{1}{R_1} + \frac{1}{R_2} + \cdots + \frac{1}{R_n}\right)\Delta t \qquad (10\text{-}17b)$$

$$q = (C_1 + C_2 + \cdots + C_n)\,\Delta t = \Sigma C\,\Delta t \qquad (10\text{-}17c)$$

en donde R_1 a R_n son las resistencias individuales y C_1 a C_n son las conductancias individuales, $C = kA/x$.

Varios cuerpos en serie con generación de calor La ecuación simple del tipo de Fourier que se indicó mediante la ecuación (10-15), *no* se puede utilizar cuando se tiene generación de calor en uno de los cuerpos de la serie. En este caso, se deben resolver las ecuaciones (10-5*a*), (10-5*b*) o (10-5*c*) con condiciones en la frontera apropiadas.

Ejemplo 1 Un elemento de combustible nuclear del tipo de placa, que consiste en una aleación de uranio y circonio de un espesor de $(3.2)(10^{-3})$ m (0.125 in) recubierta a cada lado con una capa de $(6.4)(10^{-4})$ m (0.025 in) de espesor de circonio, se enfría por agua a presión, a 200°C (400°F) con un coeficiente de transferencia de calor de 42 600 J/(m²·s·K) [7500 Btu/(h·ft²·°F)]. Si la temperatura en el centro del combustible no debe sobrepasar 570°C (1050°F), determínese la velocidad máxima de generación de calor en el combustible. El circonio y la aleación de circonio tienen una conductividad térmica de 21 J/(m·s·K) [12 Btu/(h·ft²)(°F/ft)].

Solución. La ecuación (10-4*a*) se puede integrar para cada material. La generación de calor es cero en el encamisado y su valor para el combustible se puede determinar a partir de las ecuaciones integradas. Sea $x = 0$ en el plano medio del combustible. Entonces $x_1 = (1.6)(10^{-3})$ m (0.0625 in) en la interfase entre el encamisado y el combustible y $x_2 = (2.2)(10^{-3})$ m (0.0875 in) en la interfase entre el encamisado y el agua. Sea que los subíndices c y f se refieren al encamisado y al combustible, respectivamente.

Las condiciones en la frontera son:

Para el combustible, a $x = 0$, $t = 570$°C (1050°F), $dt/dx = 0$ (esto se sigue si la temperatura es finita en el plano medio).

Para el combustible y el encamisado, a $x = x_1$, $t_f = t_c$,

$$k_f(dt/dx) = k_c(dt/dx)$$

Para el encamisado o recubrimiento, a $x = x_2$,

$$t_c - 400 = -(k_c/42\,600)(dt/dx)$$

Para el combustible, la primera integración de la ecuación (10-4*a*) da

$$dt_f/dx = -(q'/k_f)x + c_1$$

lo cual da $c_1 = 0$, cuando se aplican las condiciones en la frontera. Por ende, la segunda integración da

$$t_f = -(q'/2k_f)x^2 + c_2$$

a partir de la cual se determina c_2 como de 570 (1050), al aplicar las condiciones en la frontera. Así pues, el perfil de temperatura en el combustible es

$$t_f = -(q'/2k_f)x^2 + 570$$

El perfil de temperatura en el *encamisado* se obtiene al integrar la ecuación (10-4*a*) dos veces con $q' = 0$. Por ello,

$$(dt_c/dx) = c_1 \qquad y \qquad t_c = c_1x + c_2$$

Se tienen ya tres incógnitas, c_1, c_2 y q', y tres condiciones en la frontera, que permiten su determinación.

En $x = x_1$,

$$= q'x_1^2/2k_f + 570 = c_1x_1 + c_2$$
$$-k_fq'x_1/k_f = k_cc_1$$

En $x = x_2$,

$$c_1x_2 + c_2 - 200 = -(k_c/42\,600)c_1$$

de donde $q' = (2.53)(10^9)$J/(m³·s)[$(2.38)(10^8)$Btu/(h·ft³)]

$c_1 = -(1.92)(10^5)$

$c_2 = 724$

Conducción bidimensional Si la temperatura de un material es una función de dos variables de espacio, la ecuación de conducción bidimensional es (suponiendo que k sea constante)

$$\partial^2t/\partial x^2 + \partial^2t/\partial y^2 = -q'/k \qquad (10\text{-}18)$$

Cuando q' es cero, la ecuación (10-18) se reduce a la conocida ecuación de Laplace. La resolución analítica de la ecuación (10-18), así como también de la ecuación de Laplace, sólo es posible para unas cuantas condiciones en la frontera y formas geométricas. Carslaw y Jaeger *(Conduction of Heat in Solids*, Clarendon Press, Oxford, 1959) presentaron gran número de soluciones analíticas de ecuaciones diferenciales, aplicables a problemas de conducción del calor. En general, se utilizan con mucha frecuencia métodos gráficos o numéricos de **diferencias finitas**. Se pueden encontrar otros métodos numéricos de relajamiento en las referencias generales (véase en la "Introducción"). Los métodos se pueden extender también a problemas tridimensionales.

CONDUCCIÓN EN ESTADO NO ESTACIONARIO

En los casos en que las temperaturas de los materiales sean una función tanto del tiempo como de las variables de espacio, se obtendrán ecuaciones más complicadas. La ecuación (10-2) es la de conducción tridimensional en estado no estacionario. Incluye la velocidad de cambio de la temperatura con respecto al tiempo $\partial t/\partial\theta$. Se deben obtener soluciones para la mayor parte de los problemas prácticos mediante la utilización de computadoras digitales. Se han publicado muchos artículos sobre gran variedad de problemas de conducción transitoria que incluyen varias formas geométricas y condiciones en la frontera.

Conducción unidimensional Las ecuaciones de conducción transitoria unidimensional son (para propiedades físicas constantes)

$$\partial t/\partial\theta = \alpha(\partial^2t/\partial x^2) + q'/c\rho \text{ (coordenadas rectangulares) (10-19}a\text{)}$$

$$\frac{\partial t}{\partial\theta} = \frac{\alpha}{r}\frac{\partial}{\partial r}\left(r\frac{\partial t}{\partial r}\right) + \frac{q'}{c\rho} \qquad \text{(coordenadas cilíndricas) (10-19}b\text{)}$$

$$\frac{\partial t}{\partial\theta} = \frac{\alpha}{r^2}\frac{\partial}{\partial r}\left(r^2\frac{\partial t}{\partial r}\right) + \frac{q'}{c\rho} \qquad \text{(coordenadas esféricas) (10-19}c\text{)}$$

Estas ecuaciones se resolvieron analíticamente para placas sólidas, cilindros y esferas. Las soluciones se encuentran en la forma de series infinitas y, comúnmente, los resultados se trazan como curvas que incluyen cuatro relaciones [Gurney y Lurie, *Ind. Eng. Chem.*, **15**, 1170 (1923)] definidas como sigue con $q' = 0$:

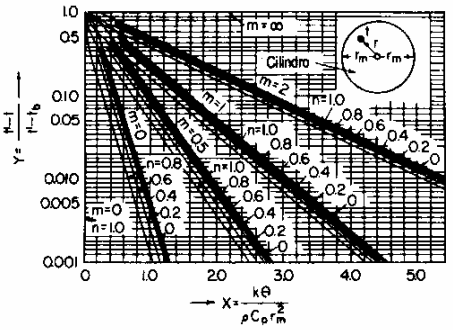


FIG. 10-2 Calentamiento y enfriamiento de un cilindro sólido con una relación infinita de la longitud al diámetro.

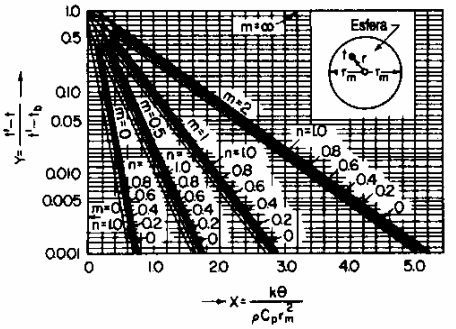


FIG. 10-3 Calentamiento y enfriamiento de una esfera sólida.

$$Y = (t' - t)/(t' - t_b) \qquad X = k\theta/\rho c r_m^2 \qquad (10\text{-}20a,b)$$

$$m = k/h_T r_m \qquad n = r/r_m \qquad (10\text{-}20c,d)$$

Ya que cada relación es adimensional, se pueden emplear en cualquiera de ellas, unidades congruentes cualesquiera. El significado de los símbolos es el que sigue: t' = temperatura del medio ambiente; t_b = temperatura uniforme inicial del cuerpo; t = temperatura en un punto dado del cuerpo en el tiempo θ medido a partir de las operaciones de calentamiento o enfriamiento; k = conductividad térmica uniforme del cuerpo; ρ = densidad uniforme del cuerpo; c = calor específico del cuerpo; h_T = coeficiente de transferencia total de calor entre el medio ambiente y la superficie del cuerpo, expresado como calor transferido por unidad de tiempo y unidad de área de la superficie, por diferencia unitaria en la temperatura entre el ambiente y la superficie; r = distancia, en la dirección de conducción del calor, desde el punto medio o el plano central del cuerpo al punto que se tome en consideración; r_m = radio de una esfera o un cilindro, de la mitad del espesor de una placa calentada por las dos caras, el espesor total de una placa calentada por una cara y aislada perfectamente en la otra; x = distancia, en la dirección de conducción del calor, desde la superficie de un cuerpo semiinfinito (como la superficie de la Tierra) al punto que se toma en consideración. Al efectuar las integraciones que conducen a las curvas que se muestran, se supone que son constantes los factores que siguen: c, h_T, k, r, r_m, t', x, y ρ.

Las curvas de trabajo se muestran en las figuras 10-2 a 10-5 **para cilindros de longitud infinita, esferas, placas de caras infinitas y**

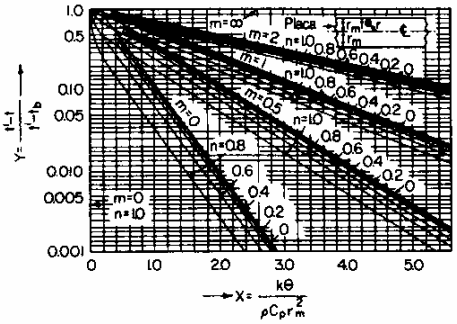


FIG. 10-4 Calentamiento y enfriamiento de una placa sólida que tiene un área superficial grande en comparación con la de sus bordes.

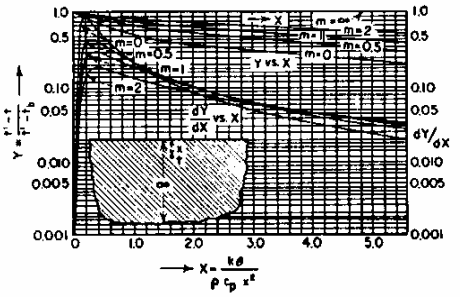


FIG. 10-5 Calentamiento y enfriamiento de un sólido de espesor infinito, despreciando los efectos de los bordes. (Esto se puede utilizar como aproximación en la zona cercana a la superficie de un cuerpo de espesor finito.)

sólidos semiinfinitos, respectivamente, tratando Y como ordenada en una escala logarítmica en función de X como abscisa, para una escala aritmética, para diversos valores de las relaciones m y n. Para facilitar los cálculos que incluyen velocidades instantáneas de enfriamiento o calentamiento del cuerpo semiinfinito, en la figura 10-5 se muestra también una curva dY/dX en función de X. Se dan gráficas similares, en escala mayor, en las obras de McAdams, Brown y Marco, Schack y Stoever (véase "Introducción: Bibliografía General). Para un sólido de espesor infinito (Fig. 10-5) y con $m = 0$,

$$Y = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^z \exp(-z^2)\, dz \qquad (10\text{-}21)$$

en donde $z = 1\sqrt{2X}$ y la "integral de error" se puede evaluar mediante tablas matemáticas estándar.

Se utilizan varios métodos numéricos y gráficos para problemas de conducción en estado no estacionario, sobre todo el método gráfico de Schmidt (*Foppls Festschrift*, Springer-Verlag, Berlín, 1924). Estos métodos son muy útiles, puesto que se puede utilizar cualquier forma de distribución inicial de temperatura.

Conducción bidimensional La ecuación diferencial primordial para la conducción transitoria bidimensional es

$$\frac{\partial t}{\partial \theta} = \alpha\left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2}\right) + \frac{q'}{c\rho} \qquad (10\text{-}22)$$

McAdams (*Heat Transmission*, 3a. ed., McGraw-Hill, New York, 1954) da varias formas de ecuaciones de diferencia transitoria y métodos para resolver problemas de conducción transitoria. La disponibilidad de computadoras y gran variedad de programas de computación

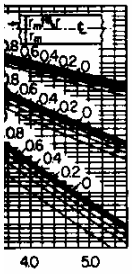
permite la resoluci
conducción bastant
Conducción co
transitorio (el probl
un material cuando

COEFICIENTE

En muchos casos d
quido o un gas, la
parte de los casos
práctica industrial
sólida a otro fluido.
que circula por un
pasa por el otro lad
caso, las condicion
camente en la figur
En caso del fluj
desde hace tiempo
una zona relativam
mente **película**. Al
circulación, el fluj
como flujo laminar
consiste en la porci
to laminar (la subca
te la conducción m
de calor varía segú
para algunos fluid
núcleo turbulento y
y el núcleo turbule
en función de la tu
culante. La diferen
las capas depende
Ecuación de e
un fluido circulant
tado la ecuación d
tantes):

$$c\rho\left(\frac{\partial t}{\partial \theta} + u\frac{\partial t}{\partial x} +$$

FIG. 10-6 Gradient
ducción y convecció
una pared sólida.



4.0 5.0

sólida que tiene un área

de espesor infinito, des-
izar como aproximación
x finito.)

Y como ordenada en
icisa, para una escala
s m y n. Para facilitar
as de enfriamiento o
gura 10-5 se muestra
n gráficas similares,
rn y Marco, Schack y
ral). Para un sólido de

(10-21)

ede evaluar mediante

os para problemas de
el método gráfico de
Berlín, 1924). Estos
lizar cualquier forma

lferencial primordial

(10-22)

raw-Hill, New York,
ia transitoria y méto-
itoria. La disponibi-
mas de computación

permite la resolución virtualmente rutinaria de muchos problemas de conducción bastante complicados.

Conducción con cambio de fase Un tipo especial de problema transitorio (el problema de Stefan) incluye la conducción de calor en un material cuando se produce la congelación o la fusión. La interfase líquido-sólido se desplaza con el tiempo y, además de la conducción, se genera o se absorbe calor latente en la interfase. Bankoff analiza varios problemas de este tipo [Drew et. al. (eds.) *Advances in Chemical Engineering*, vol. 5, Academic, New York, 1964].

TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCIÓN

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR

En muchos casos de transferencia de calor, que incluyen ya sea un líquido o un gas, la convección es un factor importante. En la mayor parte de los casos de transferencia de calor que se encuentran en la práctica industrial se transfiere calor de un fluido a través de una pared sólida a otro fluido. Supóngase un fluido caliente a una temperatura t_1 que circula por un lado de una pared metálica y un fluido frío en t_7 que pasa por el otro lado, al que se adhiere una escama de espesor x_s. En ese caso, las condiciones obtenidas en una sección dada se ilustran gráficamente en la figura 10-6.

En caso del flujo turbulento de un fluido junto a un sólido, se sabe desde hace tiempo que, en la cercanía inmediata de la superficie, existe una zona relativamente tranquila de fluido, que se denomina comúnmente **película**. Al acercarse a la pared desde el cuerpo del fluido en circulación, el flujo tiende a hacerse menos turbulento y se desarrolla como flujo laminar inmediatamente adyacente a la pared. La película consiste en la porción del flujo que tiene esencialmente un movimiento laminar (la subcapa laminar) y por la cual se transfiere calor mediante la conducción molecular. La resistencia de la capa laminar al flujo de calor varía según su espesor y puede ir del 95% de la resistencia total para algunos fluidos, a cerca del 1% para otros (metales líquidos). El núcleo turbulento y la capa de compensación entre la subcapa laminar y el núcleo turbulento ofrecen **resistencia a la transferencia de calor**, en función de la turbulencia y las propiedades térmicas del fluido circulante. La diferencia relativa de temperaturas a través de cada una de las capas depende de su resistencia al flujo del calor.

Ecuación de energía Un balance completo de energía sobre un fluido circulante a través del que se transfiere calor, da como resultado la ecuación de energía (suponiendo propiedades físicas constantes):

$$c\rho\left(\frac{\partial t}{\partial \theta} + u\frac{\partial t}{\partial x} + v\frac{\partial t}{\partial y} + w\frac{\partial t}{\partial z}\right) = k\left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2}\right) + q' + \Phi \qquad (10\text{-}23)$$

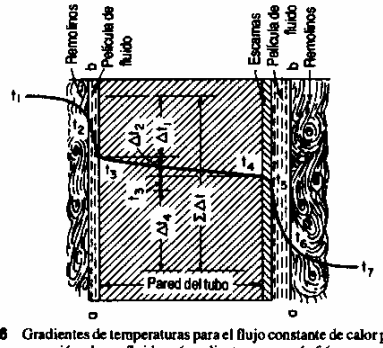


FIG. 10-6 Gradientes de temperaturas para el flujo constante de calor por conducción y convección, de un fluido más caliente a otro más frío, separados por una pared sólida.

en donde Φ es el término que representa la disipación de energía que se debe a la viscosidad del fluido y es importante en el flujo de gases de altas velocidades y en el flujo de líquidos muy viscosos. Con excepción del término de tiempo, los términos de la izquierda de la ecuación (10-23) son los que se conocen como **términos convectivos** e incluyen la energía transportada por el fluido debido a su velocidad. Por ende, la resolución de la ecuación depende de las ecuaciones de cantidad de movimiento del flujo. Sólo existen soluciones de la ecuación (10-23) para varios casos simples de flujo y diversas formas geométricas y, primordialmente, para flujos laminares. Para el flujo turbulento, la dificultad de expresar la velocidad del flujo en función de las coordenadas de espacio y tiempo y obtener valores seguros de la conductividad térmica efectiva del fluido circulante han impedido la resolución de la ecuación, a menos que se realicen aproximaciones y se hagan suposiciones de simplificación.

Coeficiente individual de transferencia de calor Por la estructura complicada de una corriente de flujo turbulento y lo impracticable de la medición de los espesores de las diversas capas y sus temperaturas, se define la **velocidad local de transferencia de calor** entre fluido y sólido mediante las ecuaciones

$$dq = h_i\, dA_i\,(t_1 - t_3) = h_o\, dA_o\,(t_5 - t_7) \qquad (10\text{-}24)$$

en donde h_i y h_o son los coeficientes locales de transferencia de calor dentro y fuera de la pared, respectivamente, y la temperatura t se define mediante la figura 10-6.

La definición del coeficiente de transferencia de calor es arbitraria, dependiendo de si se utilizan la *temperatura de fluido masivo*, la *temperatura de línea central* o alguna otra *temperatura de referencia*, para t_1 o t_7. La ecuación (10-24) es una expresión de la ley de Newton del enfriamiento e incluye todas las complejidades de la resolución de la ecuación (10-23). Los **gradientes de temperatura** tanto en el fluido como en el sólido adyacente en la interfase fluido-sólido se pueden relacionar también con el coeficiente de transferencia de calor:

$$dq = h_i\, dA_i\,(t_1 - t_3) = \left(-k\frac{dt}{dx}\right)_{\text{fluido}} = \left(-k\frac{dt}{dx}\right)_{\text{sólido}} \qquad (10\text{-}25)$$

La ecuación (10-25) es válida para el líquido *sólo* si existe flujo laminar inmediatamente adyacente a la superficie sólida. La integración de la ecuación (10-24) dará

$$A_i = \int_{\text{entrada}}^{\text{salida}} \frac{dq}{h_i\,\Delta t_i} \quad \text{o} \quad A_o = \int_{\text{entrada}}^{\text{salida}} \frac{dq}{h_o\,\Delta t_o} \qquad (10\text{-}26)$$

que se puede evaluar solamente si es posible expresar las cantidades bajo la integral en función de una sola variable. Si q es una función lineal de Δt y h es constante, entonces la ecuación (10-26) da

$$q = \frac{hA(\Delta t_{\text{entrada}} - \Delta t_{\text{salida}})}{\ln\,(\Delta t_{\text{entrada}}/\Delta t_{\text{salida}})} \qquad (10\text{-}27)$$

en donde el factor Δt es la **diferencia media logarítmica de temperaturas** entre la pared y el fluido.

Con frecuencia, los datos experimentales señalan coeficientes promedio de transferencia de calor basados en una diferencia de temperaturas definida arbitrariamente; los dos más comunes son

$$q = \frac{h_{lm}A(\Delta t_{\text{entrada}} - \Delta t_{\text{salida}})}{\ln(\Delta t_{\text{entrada}}/\Delta t_{\text{salida}})} \qquad (10\text{-}28a)$$

$$q = \frac{h_{am}A(\Delta t_{entrada} + \Delta t_{salida})}{2} \qquad (10\text{-}28b)$$

en donde h_{lm} y h_{am} son coeficientes promedio de transferencia de calor basados en la diferencia media logarítmica de temperaturas y la diferencia promedio aritmética de temperaturas, respectivamente.

Coeficiente global de transferencia de calor Al probar equipos comerciales de transferencia de calor, no es conveniente medir la temperatura de los tubos (t_3 o t_4 en la Fig. 10-6) y, por ende, el rendimiento general se expresa como un coeficiente global de transferencia de calor U, basado en un área conveniente dA, que puede ser dA_i, dA_o, o un promedio de dA_i y dA_o; por lo tanto, por definición

$$dq = U\,dA\,(t_1 - t_7) \qquad (10\text{-}29)$$

U se denomina "coeficiente global de transferencia de calor", o simplemente, "coeficiente global". La velocidad de conducción a través de la pared del tubo y la deposición de escamas se determina mediante

$$dq = \frac{kdA_{prom}(t_3 - t_4)}{x} = h_d dA_d (t_4 - t_5) \qquad (10\text{-}30)$$

Al eliminar t_3, t_4 y t_5 de las ecuaciones (10-24), (10-29) y (10-30), la expresión completa para la **velocidad constante del flujo de calor** de un fluido a través de la pared y la escama, a un segundo fluido, como se ilustra en la figura 10-6, es,

$$dq = \frac{t_1 - t_7}{\dfrac{1}{h_i\,dA_i} + \dfrac{x}{k\,dA_{prom}} + \dfrac{1}{h_d\,dA_d} + \dfrac{1}{h_o\,dA_o}} = U\,dA\,(t_1 - t_7) \qquad (10\text{-}31)^*$$

Representación de coeficientes de película de transferencia de calor Hay dos métodos generales para expresar coeficientes de película: 1) relaciones adimensionales y 2) ecuaciones dimensionales.

Las relaciones adimensionales son adecuadas comúnmente en cualquiera de dos formas, que dan resultados idénticos. La forma que se prefiere es la recomendada por Colburn [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **29**, 174-210 (1933)]. Relaciona, primordialmente, tres grupos adimensionales: el número de Stanton h/cG, el número de Prandtl $c\mu/k$ y el número de Reynolds DG/μ. Para una correlación más precisa de datos (a un número de Reynolds <10 000), se utilizan dos grupos adimensionales adicionales: la relación de la longitud al diámetro L/D y la relación de la viscosidad a la temperatura de la pared (o superficie) con la viscosidad a la temperatura masiva. Colburn demostró que el producto del número de Stanton por el número de Prandtl elevado a dos tercios (y, además, funciones de potencias de L/D y μ_w/μ para el número de Reynolds <10 000) es aproximadamente igual a la mitad del factor de fricción de Fanning $f/2$. Este producto se conoce como **factor j de Colburn**. Puesto que la ecuación del tipo de Colburn relaciona la transferencia de calor y la fricción del fluido, tiene más utilidad que otras expresiones para el coeficiente de transferencia de calor.

La forma clásica (y quizá la más conocida) de las expresiones adimensionales, se refiere primordialmente al número de Nusselt hD/k, el número de Prandtl $c\mu/k$ y el número de Reynolds DG/μ. Se aplican también las modificaciones de la relación de viscosidad y L/D, que se mencionaron antes (para el número de Reynolds < 10 000).

Las ecuaciones dimensionales suelen ser desarrollos de las expresiones adimensionales en las que los términos están en unidades más convenientes y donde todos los factores numéricos se agrupan en una constante numérica simple. En algunos casos, las propiedades físicas combinadas se representan como función lineal de la temperatura y la ecuación dimensional se convierte en una ecuación que contiene sólo una o dos variables.

* Normalmente, se deben tomar en cuenta la resistencia de la suciedad y las escamas en ambos lados de la pared del tubo. El área dA es cualquier área conveniente de referencia.

CONVECCIÓN NATURAL

La convección natural se produce cuando una superficie sólida está en contacto con un fluido de temperatura distinta a la de la superficie. Las diferencias de densidad proporcionan la fuerza del cuerpo que se requiere para desplazar el fluido. Teóricamente, los análisis de la convección natural requieren la resolución simultánea de las ecuaciones acopladas del movimiento y la energía. Se dispone de detalles de estudios teóricos en varias referencias generales (Brown y Marco, *Introduction to Heat Transfer*, 3a. ed., McGraw-Hill, New York, 1958; y Jakob, *Heat Transfer*, Wiley, New York, vol. 1, 1949; vol. 2, 1957) pero se han aplicado, en general con éxito, al caso simple de una placa vertical. La resolución de las ecuaciones del movimiento y la energía dan los campos de temperatura y velocidad a partir de los que se pueden deducir coeficientes de transferencia de calor. El tipo general de ecuación que se obtiene es la llamada **ecuación de Nusselt**:

$$\frac{hL}{k} = a\left(\frac{L^3\rho^2 g\beta\,\Delta t}{\mu^2}\,\frac{c\mu}{k}\right)^m \qquad (10\text{-}32a)$$

$$N_{Nu} = a(N_{Gr}N_{Pr})^m \qquad (10\text{-}32b)$$

Ecuación de Nusselt para varias formas geométricas Los coeficientes de convección natural para diversos cuerpos se pueden predecir a partir de la ecuación (10-32). Los diversos valores numéricos de a y m se han determinado experimentalmente y se dan en la tabla 10-1. Las propiedades de fluidos se evalúan en $t_f = (t_s + t')/2$. Para **cilindros y placas verticales** y $1 < N_{Pr} < 40$, Kato, Nishiwaki e Hirata [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **11**, 1117 (1968)] recomendaron las relaciones

$$N_{Nu} = 0.138N_{Gr}^{0.30}(N_{Pr}^{0.175} - 0.55) \qquad (10\text{-}33a)$$

para $N_{Gr} > 10^9$, y

$$N_{Nu} = 0.683N_{Gr}^{0.25}N_{Pr}^{0.25}[N_{Pr}/(0.861 + N_{Pr})]^{0.25} \qquad (10\text{-}33b)$$

para $N_{Gr} < 10^9$.

Tabla 10-1 Valores de a, m y b para las ecuaciones (10-32) y (10-34)

Configuración	$Y = N_{Gr}N_{Pr}$	a	m	b, aire 21°C	b, aire 70°F	b, agua 21°C	b, agua 70°F	b, líquido orgánico 21°C	b, líquido orgánico 70°F
Superficies verticales	$<10^4$	1.36	1/5						
L = Dimensión vertical <3 ft	$10^4<Y<10^9$	0.59	1/4	1.37	0.28	127	26	59	12
	$>10^9$	0.13	1/3	1.24	0.18				
Cilindro horizontal	$<10^{-5}$	0.49	0						
L = diámetro <8 in	$10^{-5}<Y<10^{-3}$	0.71	1/25						
	$10^{-3}<Y<1$	1.09	1/10						
	$1<Y<10^4$	1.09	1/5						
	$10^4<Y<10^9$	0.53	1/4	1.32	0.27				
	$>10^9$	0.13	1/3	1.24	0.18				
Superficie plana horizontal	$10^5<Y<2\times10^7$(FU)	0.54	1/4	1.86	0.38				
	$2\times10^7<Y<3\times10^{10}$(FU)	0.14	1/3						
	$3\times10^5<Y<3\times10^{10}$(FD)	0.27	1/4	0.88	0.18				

NOTA: FU = de cara hacia arriba, FD = de cara hacia abajo. La b en unidades SI se da en la columna °C; la b en unidades comunes en Estados Unidos, en la columna °F.

Tabla 10-

Para
Diámetro nominal de tubería, in
1
3
5
10

* Bailey y

Ecuaciones dim
es una ecuación adi
junto congruente de
nales simplificadas
diante el reacomod
reuniendo las propi

Los valores de b en
dos, se dan en la tabl

Pérdidas simult
diación tiene con fr
de calor desde super
raleza diatérmica d
presentar la transfe
coeficiente de pelí
película para la con
vección y radiació
coeficiente de pelíc
turas de dos superfi

En la tabla 10-2
tuberías horizontale

Espacios encerr
vés de un espacio e
cial h' que se basa e
ficies, en donde $h' =$

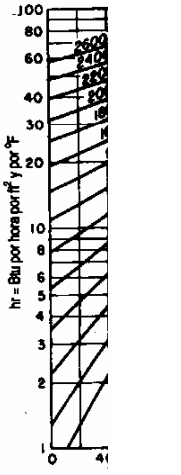


FIG. 10-7 Coeficie
vertir unidades térmi
joules por metro cuad
32)/1.8.

ene más utilidad que
ncia de calor.
: las expresiones adi-
ro de Nusselt hD/k, el
ds DG/μ. Se aplican
cosidad y L/D, que se
< 10 000).
arrollos de las expre-
stán en unidades más
os se agrupan en una
s propiedades físicas
de la temperatura y la
ión que contiene sólo

perficie sólida está en
a de la superficie. Las
del cuerpo que se re-
os análisis de la con-
ea de las ecuaciones
ne de detalles de estu-
rown y Marco, *Intro-*
l, New York, 1958; y
49; vol. 2, 1957) pero
ple de una placa ver-
iento y la energía dan
de los que se pueden
tipo general de ecua-
usselt:

(10-32*a*)

(10-32*b*)

nétricas Los coefi-
pos se pueden prede-
valores numéricos de
e dan en la tabla 10-1.
$+t')/2$. Para **cilindros**
waki e Hirata [*Int. J.*
aron las relaciones

5) (10-33*a*)

$N_{Pr})]^{0.25}$ (10-33*b*)

ido orgánico
70°F

12

s en Estados

Tabla 10-2 Valores de $(h_c + h_r)$*

Btu /(h·ft². °F de la tubería a la habitación)

Para tubería de acero horizontal, desnuda y estándar, de varios tamaños en una habitación a 80°F

Diámetro nominal de tubería, in	Diferencia de temperatura, °F														
	30	50	100	150	200	250	300	350	400	450	500	550	600	650	700
1	2.16	2.26	2.50	2.73	3.00	3.29	3.60	3.95	4.34	4.73	5.16	5.60	6.05	6.51	6.98
3	1.97	2.05	2.25	2.47	2.73	3.00	3.31	3.69	4.03	4.43	4.85	5.26	5.71	6.19	6.66
5	...	1.95	2.15	2.36	2.61	2.90	3.20	3.54	3.90						
10	1.80	1.87	2.07	2.29	2.54	2.82	3.12	3.47	3.84						

* Bailey y Lyell [*Engineering*, **147**, 60 (1939)] dan valores para $(h_c + h_r)$ hasta Δt_s de 1000°F. °C = (°F − 32)/1.8; 5.6783 Btu/(h·ft²·°F) = J/m²·s·K).

Ecuaciones dimensionales simplificadas La ecuación (10-32) es una ecuación adimensional y se puede utilizar en ella cualquier conjunto congruente de unidades. Se han deducido ecuaciones dimensionales simplificadas para el aire, el agua y los líquidos orgánicos, mediante el reacomodo de la ecuación (10-32) en la forma que sigue, reuniendo las propiedades de los fluidos en un factor simple:

$$h = b(\Delta t)^m L^{3m-1} \tag{10-34}$$

Los valores de b en unidades SI y unidades comunes en Estados Unidos, se dan en la tabla 10-1 para el aire, el agua y los líquidos orgánicos.

Pérdidas simultáneas por radiación El calor transferido por radiación tiene con frecuencia una magnitud significativa en la pérdida de calor desde superficies a los medios circundantes, debido a la naturaleza diatérmica de los gases atmosféricos (aire). Es conveniente representar la transferencia de calor por radiación, para este caso, como **coeficiente de película de radiación** que se agrega al coeficiente de película para la convección, dando el coeficiente combinado de convección y radiación $(h_c + h_r)$. En la figura 10-7 se trazan valores del coeficiente de película para la radiación h_r en función de las temperaturas de dos superficies para la emisividad = 1.0.

En la tabla 10-2 se dan valores de $(h_c + h_r)$ a partir de superficies de tuberías horizontales simples y oxidadas.

Espacios encerrados La velocidad de transferencia de calor a través de un espacio encerrado se calcula mediante un coeficiente especial h' que se basa en la diferencia de temperaturas entre las dos superficies, en donde $h' = (q/A)/(t_{s1} - t_{s2})$. El valor de $h'L/k$ se puede predecir

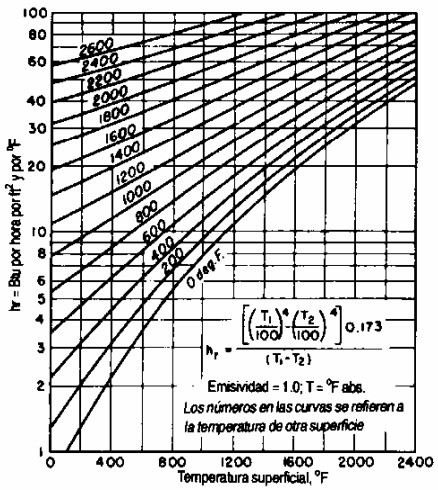


FIG. 10-7 Coeficientes de transferencia de calor por radiación, h_r. Para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grado Fahrenheit a joules por metro cuadrado-segundo-kelvins, multiplíquese por 5.6783: °C = (°F − 32)/1.8.

a partir de la ecuación (10-32), utilizando los valores de a y m que se dan en la tabla 10-3.

Tabla 10-3 Valores de a y m para la ecuación (10-32)

Configuración	$N_{Gr}N_{Pr}(\delta/L)^3$	a	m
Espacios verticales	2×10^4 a 2×10^5	$0.20(\delta/L)^{-5/36}$	1/4
	2×10^5 a 10^7	$0.071(\delta/L)^{-1/9}$	1/3
Espacios horizontales	10^4 a 3×10^5	$0.21(\delta/L)^{-1/4}$	1/4
	3×10^5 a 10^7	0.075	1/3

δ = anchura de celda, L = longitud de celda.

Para **celdas verticales cerradas** de 10 in de altura y hasta 2 in de anchura hueca, Landis y Yanowitz (*Proc. Third Int. Heat Transfer Conf.*, Chicago, 1966, vol. II, p. 139) dan

$$q\delta/k\,\Delta t = 0.123(\delta/L)^{0.84}(N_{Gr}N_{Pr})^{0.28} \tag{10-35}$$

para $2\times10^3 < N_{Gr}N_{Pr}(\delta/L)^3 < 10^7$, en donde q es el flujo uniforme de calor y Δt es la diferencia de temperatura en $L/2$. La ecuación (10-35) es aplicable para el aire, el agua y los aceites de silicón.

Para **anillos horizontales**, Grugal y Hauf (*Proc. Third Int. Heat Transfer Conf.*, Chicago, 1966, vol II, p. 182) señalan

$$\frac{h\delta}{k} = \left(0.2 + 0.145\,\frac{\delta}{D_1}\,N_{Gr}\right)^{0.25} \exp\left(-0.02\,\frac{\delta}{D_1}\right) \tag{10-36}$$

para $0.55 < \delta/D_1 < 2.65$, donde N_{Gr} se basa en la anchura de hueco δ y D_1 es el diámetro de núcleo del anillo.

CONVECCIÓN FORZADA

La transferencia de calor por convección forzada es el modo que se utiliza con mayor frecuencia en las industrias de procesos. Se bombean fluidos calientes y fríos, separados por una frontera sólida, a través del equipo de transferencia de calor, con una velocidad de transferencia de calor que es función de las propiedades físicas de los fluidos, las velocidades de flujo y la forma geométrica del sistema. En general, el flujo es turbulento y el conducto de flujo varía en su complejidad de tubos circulares a intercambiadores de calor con desviadores y de superficies extendidas. El análisis teórico de la transferencia de calor por convección forzada se ha limitado a formas geométricas relativamente simples y flujos laminares. Los análisis de la transferencia de calor en flujo turbulento se han basado en modelos mecánicos y, en general, no han dado relaciones apropiadas con fines de diseño. Comúnmente, para formas geométricas complicadas sólo se dispone de relaciones empíricas y, con frecuencia, se basan en datos limitados y condiciones operacionales especiales. Los coeficientes de transferencia de calor se ven afectados fuertemente por la mecánica de flujo que tiene lugar durante la transferencia de calor por convección forzada. La intensidad de la turbulencia, las condiciones de entrada y las condiciones de las paredes son algunos de los factores que se deben tomar en consideración en forma detallada cuando se necesiten predicciones más precisas de los coeficientes.

Analogía entre la transferencia de cantidad de movimiento (momentum) y la transferencia de calor La relación recíproca de la transferencia de cantidad de movimiento y la transferencia de calor resulta evidente al examinar las ecuaciones de movimiento y energía. Para propiedades constantes de fluidos, las ecuaciones de movimiento se deben resolver antes que la ecuación de la energía. Si las propiedades de los fluidos no son constantes, las ecuaciones se acoplan y se deben realizar simultáneamente sus resoluciones. Se han dedicado esfuerzos considerables a la deducción de alguna relación simple entre la cantidad de movimiento y la transferencia de calor. La metodología consistió en utilizar perfiles de velocidades observados con facilidad, para obtener una medida de la difusividad de la cantidad de movimiento en la corriente de flujo. La analogía entre el calor y la cantidad de movimiento se establece al suponer que la difusión del calor y la de la cantidad de movimiento se producen esencialmente por el mismo mecanismo, por lo que existe una relación relativamente simple entre los coeficientes de difusión. Así, la difusividad de la cantidad de movimiento se utiliza para predecir perfiles de temperaturas y, mediante la ecuación (10-25), predecir el coeficiente de transferencia de calor.

La analogía tuvo éxito razonable para formas geométricas simples y fluidos del número de Prandtl muy bajo (metales líquidos). Para fluidos con número de Prandtl elevado, la **analogía empírica de Colburn** [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.* **29**, 174 (1933)] ha resultado muy adecuada. Se definió un factor j para la transferencia de cantidad de movimiento como $j = f/2$, en donde f es el factor de fricción para el flujo. El factor j para la transferencia de calor se supone igual al factor j para la transferencia de cantidad de movimiento

$$j = h/cG(c\mu/k)^{2/3} \tag{10-37}$$

Los análisis más profundos para los **tubos circulares** reducen las ecuaciones del movimiento y la energía a la forma

$$\frac{\tau g_c}{\rho} = -\frac{(\nu + \varepsilon_M)\,du}{dy} \tag{10-38a}$$

$$\frac{q/A}{c\rho} = -\frac{(\alpha + \varepsilon_H)\,dt}{dy} \tag{10-38b}$$

en donde ε_H es la difusividad de turbulencia de calor y ε_M es la difusividad de turbulencia de la cantidad de movimiento. Las unidades de difusividad son L^2/θ. La viscosidad de turbulencia es $E_M = \rho\,\varepsilon_M$ y la conductividad de turbulencia de calor es $E_H = \varepsilon_H c\rho$. Los valores de ε_M se determinaron mediante la ecuación (10-38*a*) a partir de datos experimentales sobre la distribución de velocidades. Suponiendo que $\varepsilon_H/\varepsilon_M$ = constante (usualmente la unidad), la ecuación (10-38*b*) se resuelve para dar la distribución de temperaturas a partir de la que se puede determinar el coeficiente de transferencia de calor. Las principales dificultades para resolver la ecuación (10-38*b*) se deben a la definición precisa del espesor de las diversas capas de flujo (capa de compensación y subcapa laminar) y para obtener una relación adecuada, para la predicción de las difusividades de turbulencia. Como ayuda para predecir estas últimas, véase la obra de Reichardt (NACA Tech. Memo 1408, 1957) y de Strunk y Chao [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **10**, 269 (1964)].

Flujo interno y externo Se toman en consideración en esta subsección dos tipos principales de flujo: interno o de conducto, en donde el fluido llena completamente un ducto estacionario cerrado, y flujo externo o sumergido, donde el fluido circula sobre un sólido sumergido estacionario. Con el **flujo interno**, el coeficiente de transferencia de calor es teóricamente infinito en el lugar en que se inicia la transferencia. El coeficiente local de transferencia de calor disminuye rápidamente y se hace constante, de tal modo que, al cabo de cierta longitud, el coeficiente promedio en el conducto es independiente de la longitud. El coeficiente local puede seguir un patrón irregular, no obstante, si se encuentran presentes en el conducto obstrucciones o fomentadores de turbulencia. Para el **flujo sumergido**, el coeficiente local vuelve a ser infinito en el punto en que se inicia el calentamiento, después de lo cual disminuye y puede mostrar varias irregularidades, dependiendo de la configuración del cuerpo. Por lo común, en este caso, el coeficiente local nunca se hace constante, cuando el flujo va corriente abajo, sobre el cuerpo.

Cuando se produce transferencia de calor durante el flujo sumergido, la velocidad depende de la configuración del cuerpo, su posición, la proximidad de otros cuerpos, la velocidad de flujo y la turbulencia de la corriente. El coeficiente de transferencia de calor varía sobre el cuerpo sumergido, puesto que varía el espesor de las capas limítrofes, térmica y de cantidad de movimiento. Se dispone de relaciones relativamente simples para configuraciones simples sumergidas en un fluido de circulación infinito. Para configuraciones complicadas y montajes complejos de cuerpos, tales como los que se encuentran en el lado de la cubierta de un intercambiador de calor, se sabe muy poco sobre el coeficiente local de transferencia de calor; comúnmente, sólo se dispone de relaciones empíricas que dan coeficientes promedio. Las investigaciones que se han llevado a cabo con coeficientes locales en formas geométricas complicadas no han sido lo suficientemente amplias como para permitir la extrapolación de relaciones útiles de diseño.

Flujo laminar Normalmente, el flujo laminar se produce en conductos cerrados cuando $N_{Re} < 2100$ (basándose en el diámetro equivalente $D_e = 4 \times$ área libre ÷ perímetro). La transferencia de calor en flujo laminar se ha sometido a estudios teóricos muy amplios. La ecuación de la energía se ha resuelto para una gran variedad de condiciones en la frontera y configuraciones geométricas. Sin embargo, es muy raro que se produzca una transferencia de calor en flujo laminar. Casi siempre hay efectos de convección natural, por lo que la suposición de que sólo tiene lugar una conducción molecular no es válida. Por tanto, las ecuaciones más seguras son las deducidas empíricamente.

Los datos se correlacionan con la mayor frecuencia mediante el número de Nusselt $(N_{Nu})_{lm}$ o bien $(N_{Nu})_{am}$, el número de Graetz $N_{Gz} = (N_{Re}N_{Pr}D/L)$ y el número de Grashof N_{Gr} (efectos de convección natural). Algunas correlaciones toman solamente en consideración la variación de viscosidad con la temperatura, mientras que otras se ocupan también de la variación de la densidad. Los análisis teóricos indican que para tubos muy largos $(N_{Nu})_{lm}$ se acerca a un valor límite. En la tabla 10-4 se dan números limitadores de Nusselt para varios conductos cerrados.

Tubos circulares Para **tubos horizontales** son aplicables diversas relaciones, dependiendo del valor del número de Graetz. Para $N_{Gz} < 100$, se recomienda la ecuación de Hausen [*Z. Ver. Dtsch. Beih. Verfahrenstech.*, no. 4, 91 (1943)]:

$$(N_{Nu})_{lm} = 3.66 + \frac{0.085N_{Gz}}{1 + 0.047N_{Gz}^{2/3}}\left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0.14} \tag{10-39}$$

Para $N_{Gz} > 100$, la relación de Sieder-Tate [*Ind. Eng. Chem.*, **28**, 1429 (1936)] es satisfactoria para diámetros pequeños y valores pequeños de Δt's:

$$(N_{Nu})_{am} = 1.86N_{Gz}^{1/3}(\mu_b/\mu_w)^{0.14} \tag{10-40}$$

Tabla 10-4. Valores del número límite de Nusselt en el flujo laminar en conductos cerrados

Configuración	Número límite de Nusselt $N_{Gz}<4.0$	
	Temperatura constante de la pared	Flujo constante de calor
Tubo circular	3.66	4.36
Anillo concéntrico	...	Eq. (10-42)
Triángulo equilátero	...	3.00
Rectángulos		
Razón de aspecto		
1.0 (cuadrado)	2.89	3.63
0.713	...	3.78
0.500	3.39	4.11
0.333	...	4.77
0.25	...	5.35
0 (planos paralelos)	7.60	8.24

te, cuando el flujo va

unte el flujo sumergi-
l cuerpo, su posición,
flujo y la turbulencia
le calor varía sobre el
e las capas limítrofes,
e de relaciones relati-
umergidas en un flui-
complicadas y mon-
encuentran en el lado
sabe muy poco sobre
núnmente, sólo se dis-
tes promedio. Las in-
oeficientes locales en
o lo suficientemente
e relaciones útiles de

ıar se produce en con-
n el diámetro equiva-
encia de calor en flujo
amplios. La ecuación
lad de condiciones en
embargo, es muy raro
jo laminar. Casi siem-
e la suposición de que
a válida. Por tanto, las
ricamente.

ıencia mediante el nú-
nero de Graetz N_{Gz} =
los de convección na-
n consideración la va-
as que otras se ocupan
llisis teóricos indican
un valor límite. En la
lt para varios conduc-

son aplicables diver-
o de Graetz. Para N_{Gz}
Ver. Dtsch. Beih. Ver-

$$\left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0.14} \qquad (10\text{-}39)$$

Eng. Chem., **28**, 1429
s y valores pequeños

$$^{.14} \qquad (10\text{-}40)$$

le Nusselt en el

Nusselt N_{Gz}<4.0
Flujo constante de calor
4.36
Eq. (10-42)
3.00
3.63
3.78
4.11
4.77
5.35
8.24

Se obtiene una expresión más general que cubre todos los diámetros y Δt's, al incluir un factor adicional de $0.87\,(1 + 0.015\,N_{Gr}^{1/3})$ en el lado derecho de la ecuación (10-40). El diámetro deberá ser utilizado en la evaluación de N_{Gr}. Se recomienda también una ecuación publicada por Oliver [*Chem. Eng. Sci.*, **17**, 335 (1962)].

Para el flujo laminar en **tubos verticales** se puede utilizar una serie de gráficas desarrolladas por Pigford [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.* 17. **51**, 79 (1955)], con el fin de predecir valores de h_{am}.

Anillos Se pueden predecir coeficientes aproximados de transferencia de calor para el flujo laminar en anillos o ánulos, mediante la ecuación de Chen, Hawkins y Solberg [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **68**, 99, (1946)]:

$$(N_{Nu})_{am} = 1.02 N_{Re}^{0.45} N_{Pr}^{0.5} \left(\frac{D_e}{L}\right)^{0.4} \left(\frac{D_2}{D_1}\right)^{0.8} \left(\frac{\mu_b}{\mu_1}\right)^{0.14} N_{Gr}^{0.05} \qquad (10\text{-}41)$$

Se pueden predecir números límite de Nusselt para **anillos de flujo lento** (para flujo de calor constante) a partir de la obra de Trefethen (*General Discussions on Heat Transfer*, London, ASME, New York, 1951, p. 436):

$$(N_{Nu})_{lm} = \frac{8(m-1)(m^2-1)^2}{4m^4 \ln m - 3m^4 + 4m^2 - 1} \qquad (10\text{-}42)$$

en donde $m = D_2/D_1$. Los números de Nusselt y Reynolds se basan en el diámetro equivalente, $D_2 - D_1$.

Dwyer [*Nucl. Sci. Eng.*, **17**, 336 (1963)] calculó limitadores de Nusselt para el flujo laminar en anillos. Además Reynolds, Lundberg y McCuen [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **6**, 483, 495 (1963)] publicaron análisis teóricos de transferencia de calor por flujo laminar en anillos concéntricos y excéntricos. Lec [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **11**, 509 (1968)] presentó un análisis de la transferencia turbulenta de calor en zonas de entrada de anillos concéntricos. En general, se obtuvieron números locales de Nusselt plenamente desarrollados dentro de una región de 30 diámetros equivalentes para $0.1 < N_{Pr} < 30$, $10^4 < N_{Re} < 2 \times 10^5$, $1.01 < D_2/D_1 < 5.0$.

Placas paralelas y conductos rectangulares El número límite de Nusselt para placas paralelas y conductos rectangulares planos, se da en la tabla 10-4. Norris y Streid [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **62**, 525 (1940)] señalaron para la temperatura constante de la pared

$$(N_{Nu})_{lm} = 1.85 N_{Gz}^{1/3} \qquad (10\text{-}43)$$

para $N_{Gz} > 70$. Tanto el número de Nusselt como el de Graetz se basan en un diámetro equivalente. Para diferencias grandes de temperaturas, es aconsejable aplicar el factor de corrección $(\mu_b/\mu_w)^{0.14}$ al lado derecho de la ecuación (10-43).

Para **ductos rectangulares**, Kays y Clark (Stanford Univ., Dept. Mech. Eng. Tech. Rep. 14, agosto 6, 1953) publicaron relaciones para el calentamiento y el enfriamiento del aire en conductos rectangulares de diversas relaciones en sus dimensiones. Para la mayor parte de los **conductos no circulares** se pueden utilizar las ecuaciones (10-39) y (10-40), si se usa el diámetro equivalente (= 4 × área libre/perímetro mojado), como longitud característica. Véase también la obra de Kays y London (*Compact Heat Exchangers*, 2da. ed., McGraw-Hill, New York, 1964).

Cuerpos sumergidos Cuando el flujo se produce sobre cuerpos sumergidos, de tal modo que la capa limítrofe es completamente laminar sobre todo el cuerpo, se dice que existe un flujo laminar incluso cuando el flujo en la corriente principal es turbulento. Las relaciones que siguen son aplicables a cuerpos simples sumergidos en un fluido infinito y *no son válidas para ensamblajes de cuerpos*.

En general, el coeficiente promedio de transferencia de calor sobre cuerpos sumergidos se predice por medio de

$$N_{Nu} = C_r (N_{Re})^m (N_{Pr})^{1/3} \qquad (10\text{-}44)$$

En la tabla 10-5 se dan valores de C_r y m para diversas configuraciones. La longitud característica se usa tanto en el número de Nusselt como en el de Reynolds y las propiedades se evalúan a la temperatura de película = $(t_w + t\infty)/2$. La velocidad en el número de Reynolds es la velocidad de la corriente libre no perturbada.

La transferencia de calor a partir de cuerpos sumergidos la analizan detalladamente Eckert y Drake, Jakob, Knudsen y Katz (véase "Introducción: Bibliografía general") y presentan ecuaciones para coeficientes locales y efectos de la longitud inicial sin calentamiento. La ecuación (10-44) se puede expresar también como sigue:

$$N_{St} N_{Pr}^{2/3} = C_r N_{Re}^{m-1} = f/2 \qquad (10\text{-}45)$$

donde f es el *coeficiente de resistencia de fricción superficial* (no el coeficiente de resistencia de la forma).

Películas descendentes Cuando se distribuye un líquido uniformemente en torno a la periferia en la parte superior de un tubo vertical (ya sea dentro o fuera) y se permite que caiga hacia abajo de la pared del tubo por medio de la gravedad, el fluido no llena el tubo sino que fluye como capa delgada. De modo similar, cuando se aplica un líquido uniformemente a la parte exterior y superior de un tubo horizontal, fluye en forma de capa en torno a la periferia y cae hasta el fondo. En esos dos casos, el mecanismo se llama flujo por gravedad de capas de líquido o películas descendentes.

Para el flujo turbulento de **agua** en forma de capas hacia abajo de las paredes de **tubos verticales**, se recomienda la ecuación dimensional de McAdams, Drew y Bays [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **62**, 627 (1940)]:

$$h_{lm} = b\Gamma^{1/3} \qquad (10\text{-}46)$$

donde $b = 9150$ (SI) o 120 (sistema común en Estados Unidos) y se basa en valores de $\Gamma = W_F/\pi D$ que van de 0.25 a 6.2 kg/(m·s) [600 a 15 000 lb/(h·ft)] de perímetro mojado. Este tipo de flujo de agua se utiliza en condensadores verticales para vapor de amoniaco en la cubierta, enfriadores de ácidos, enfriadores de agua y otros enfriadores de fluidos de proceso.

Se pueden utilizar las ecuaciones dimensionales que siguen para **cualquier líquido** que fluya en forma de capas hacia abajo de **superficies verticales**:

Tabla 10-5 Transferencia de calor en flujo laminar sobre cuerpos sumergidos [ecuación (10-44)]

Configuración	Longitud característica	N_{Re}	N_{Pr}	C_r	m
Placa plana paralela al flujo	Longitud de la placa	10^3 a 3×10^5	>0.6	0.648	0.50
Ejes del cilindro circular, perpendiculares al flujo	Diámetro de cilindro	1-4		0.989	0.330
		4-40		0.911	0.385
		40-4000	>0.6	0.683	0.466
		4×10^3-4×10^4		0.193	0.618
		4×10^4-2.5×10^5		0.0266	0.805
Cilindro no circular, ejes	Cuadrado, diámetro corto	5×10^3-10^5		0.104	0.675
Perpendicular al flujo, característica	Cuadrado, diámetro largo	5×10^3-10^5		0.250	0.588
Longitud perpendicular al flujo	Hexágono, diámetro corto	5×10^3-10^5	>0.6	0.155	0.638
	Hexágono, diámetro largo	5×10^3-2×10^4		0.162	0.638
		2×10^4-10^5		0.0391	0.782
Esfera*	Diámetro	1-7×10^4	0.6-400	0.6	0.50

* Reemplácese N_{Nu} por $N_{Nu} - 2.0$ en la ecuación (10-44).

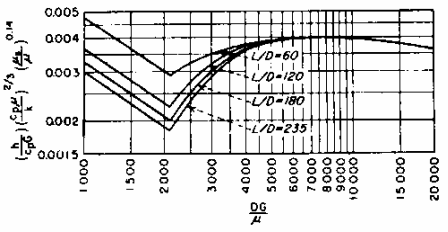


FIG. 10-8 Representación gráfica del factor j de Colburn para el calentamiento y el enfriamiento de fluidos dentro de tubos. Las curvas para N_{Re} por debajo de 2100 se basan en la ecuación (10-40). L es la longitud de cada paso en ft. Las curvas para N_{Re} entre 2100 y 10 000 se representan mediante la ecuación (10-49). La curva para N_{Re} por encima de 10 000 se representa mediante la ecuación (10-51).

$$\text{Para } \frac{4\Gamma}{\mu} > 2100 \quad h_{lm} = 0.01\left(\frac{k^3\rho^2 g}{\mu^2}\right)^{1/3}\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{4\Gamma}{\mu}\right)^{1/3} \quad (10\text{-}47a)$$

$$\text{Para } \frac{4\Gamma}{\mu} < 2100 \quad h_{am} = 0.50\left(\frac{k^2\rho^{4/3}cg^{2/3}}{L\mu^{1/3}}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{1/4}\left(\frac{4\Gamma}{\mu}\right)^{1/9} \quad (10\text{-}47b)$$

donde $$L = (3\mu\Gamma/\rho 2g)^{1/3}$$

La ecuación (10-47b) se basa en la obra de Bays y McAdams [*Ind. Eng. Chem.*, **29**, 1240 (1937)]. No resulta evidente el significado del término L. Cuando $L = 0$, el coeficiente, definitivamente, no es infinito. Cuando L es grande y la temperatura del fluido no se ha aproximado estrechamente a la temperatura de la pared, no parece que deba disminuir necesariamente el coeficiente. Dentro de los límites finitos de 0.12 a 1.8 m (0.4 a 6 ft), esta ecuación dará resultados del orden apropiado de magnitud.

Para películas en caída aplicadas a la **parte exterior de tubos horizontales**, el número de Reynolds raramente sobrepasa 2100. Se pueden utilizar ecuaciones para películas en caída sobre la parte exterior de tubos horizontales, sustituyendo L con $\pi D/2$.

Para el **agua** que fluye sobre un **tubo horizontal**, los datos para diversos tamaños de tubería se correlacionan aproximadamente mediante la ecuación dimensional de McAdams, Drew y Bays [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **62**, 627 (1940)].

$$h_{am} = b\,(\Gamma/D_0)^{1/3} \quad (10\text{-}48)$$

donde $b = 3360$ (SI) o 65.6 (unidades comunes en Estados Unidos) y para valores de Γ que van de 0.94 a 4 kg/m·s. [100 a 1000 lb/(h·ft)].

También se utilizan películas en caída para la evaporación en que la película se evapora parcial o totalmente (concentración de jugo). Este principio se utiliza también en la cristalización (congelación).

La ventaja del coeficiente alto en los intercambiadores de película en caída se contrarresta parcialmente por las dificultades implícitas en la distribución de la película, el mantenimiento de la humedad completa en el tubo y los costos de bombeo que se requieren para elevar el líquido a la parte superior del intercambiador.

Región de transición Las ecuaciones de flujo turbulento para predecir coeficientes de transferencia de calor, sólo suelen ser válidas con números de Reynolds mayores de 10 000. La región de transición se encuentra en la gama de $2000 < N_{Re} < 10\,000$. No existe ninguna ecuación simple para realizar una transición matemática suave del flujo laminar al turbulento. De entre las relaciones propuestas, la ecuación de Hausen [*Z. Ver. Dtsch. Ing. Beih. Verfahrenstech.*, No. 4, 91 (1934)] se ajusta tanto al extremo laminar como al extremo completamente turbulento, en forma adecuada.

$$(N_{Nu})_{am} = 0.116(N_{Re}^{2/3} - 125)N_{Pr}^{1/3}\left[1 + \left(\frac{D}{L}\right)^{2/3}\right]\left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad (10\text{-}49)$$

entre 2100 y 10 000. Es habitual representar la magnitud probable de los coeficientes en esta región mediante curvas trazadas a mano (Fig. 10-8). La ecuación (10-40) se traza como una serie de curvas (factor j en función del número de Reynolds con L/D como parámetros), terminando en el número de Reynolds = 2100. A continuación se trazan a mano curvas continuas para diversos valores de L/D a partir de esos puntos terminales para que coincidan tangencialmente con la curva para la convección forzada, de flujo plenamente turbulento [ecuación (10-51)].

Flujo turbulento

Tubos circulares Se han propuesto muchas relaciones para predecir el flujo turbulento en tubos. Para fluidos de número elevado de Prandtl, las relaciones deducidas de las ecuaciones de movimiento y energía a través de la analogía de transferencia de calor y cantidad de movimiento, son más complicadas y no más precisas que muchas de las relaciones empíricas que se han desarrollado.

Para $N_{Re} > 10\,000$, $0.7 < N_{Pr} < 700$, $L/D > 60$ y propiedades basadas en la temperatura masiva, se recomienda la **ecuación de Sieder-Tate**:

$$N_{Nu} = 0.023N_{Re}^{0.8}N_{Pr}^{1/3}(\mu_b/\mu_w)^{0.14} \quad (10\text{-}50)$$

La **forma de Colburn** de la ecuación (10-50) es

$$j_H = N_{St}N_{Pr}^{2/3}(\mu_w/\mu_b)^{0.14} = 0.023N_{Re}^{-0.2} \quad (10\text{-}51)$$

En la ecuación (10-51) se puede despreciar el factor de relación de viscosidad, si se evalúan las propiedades a la temperatura de la película $(t_b + t_w)/2$.

Se pueden obtener predicciones aproximadas para **tuberías ásperas**, a partir de la ecuación (10-51), si se reemplaza el término de la derecha con $f/2$. Para el aire, Nunner (*Z. Ver. Dtsch. Ing. Forsch.*, 1956, p. 455) obtiene

$$\frac{(N_{Nu})_{áspero}}{(N_{Nu})_{suave}} = \frac{f_{áspero}}{f_{suave}} \quad (10\text{-}52)$$

Dippery y Sabersky [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **6**, 329 (1963)] presentan un análisis completo de la influencia de la aspereza sobre la transferencia de calor en los tubos.

Ecuaciones dimensionales para diversas condiciones Para gases a presiones y temperaturas ordinarias, basadas en $c\mu/k = 0.78$ y $\mu = (1.76)(10^{-5})$ Pa·s [0.0426 lb/(ft·h)]

$$h = bc\rho^{0.8}(V^{0.8}/D^{0.2}) \quad (10\text{-}53)$$

donde $b = (3.04)(10^{-3})$(SI) o $(1.44)(10^{-2})$ (unidades comunes en Estados Unidos). Para el aire a la presión atmosférica

$$h = b(V^{0.8}/D^{0.2}) \quad (10\text{-}54)$$

donde $b = 3.52$ (SI) o $(4.35)(10^{-4})$ (unidades comunes en Estados Unidos). Para el agua [basada en el intervalo de temperatura de 5 a 104°C (40 a 220°F)]

$$h = 1057\,(1.352 + 0.02t)\,(V^{0.8}/D^{0.2}) \quad (10\text{-}55a)$$

en unidades SI con t = °C, o

$$h = 0.13(1 + 0.011t)(V^{0.8}/D^{0.2}) \quad (10\text{-}55b)$$

en unidades comunes en Estados Unidos, con t = °F.

Para líquidos orgánicos, basados en c = 2.092 J/(kg·K) [0.5 Btu/(lb·°F)], k = 0.14 J/(m·s·K) [0.08 Btu/(h·ft·°F)], $\mu_b = (1)(10^{-3})$ Pa·s (1.0 cP), y $\rho = 810$ kg/m^3 (50 lb/ft^3),

$$h = b(V^{0.8}/D^{0.2}) \quad (10\text{-}56)$$

donde $b = 423$ (SI) o $(5.22)(10^{-2})$ (en unidades comunes en Estados Unidos). Dentro de límites razonables, los coeficientes para líquidos orgánicos son aproximadamente la tercera parte de los valores obtenidos para el agua.

Comúnmente, los **efectos de entrada** no suelen ser significativos industrialmente, si $L/D > 60$. Por debajo de este límite, Nusselt reco-

magnitud probable de
trazadas a mano (Fig.
rie de curvas (factor *j*
mo parámetros), ter-
ontinuación se trazan
s de *L/D* a partir de
gencialmente con la
lenamente turbulento

relaciones para prede-
e número elevado de
nes de movimiento y
de calor y cantidad de
ecisas que muchas de
).
r propiedades basadas
ción de Sieder-Tate:

$$^{1/3}(\mu/\mu_w)^{0.14} \qquad (10\text{-}50)$$

)

$$N_{Re}^{0.2} \qquad (10\text{-}51)$$

factor de relación de
peratura de la película

s para tuberías áspe-
plaza el término de la
ch. Ing. Forsch., 1956,

$$(10\text{-}52)$$

er, **6**, 329 (1963)] pre-
e la aspereza sobre la

diciones Para gases
i en $c\mu/k = 0.78$ y $\mu =$

$$(10\text{-}53)$$

ides comunes en Esta-
a

$$(10\text{-}54)$$

nunes en Estados Uni-
peratura de 5 a 104°C

$$/D^{0.5}) \qquad (10\text{-}55a)$$

$$^{0.5}) \qquad (10\text{-}55b)$$

= °F.
92 J/(kg·K) [0.5 Btu/
)], $\mu_b = (1)(10^{-3})$ Pa·s

$$(10\text{-}56)$$

s comunes en Estados
ficientes para líquidos
s de los valores obteni-

elen ser significativos
e límite, Nusselt reco-

mendó la ecuación conservadora para $10 < L/D < 400$ y propiedades evaluadas a la temperatura masiva.

$$N_{Nu} = 0.036 N_{Re}^{0.8} N_{Pr}^{1/3} (L/D)^{-0.054} \qquad (10\text{-}57)$$

Es común correlacionar los efectos de entrada mediante la ecuación

$$h_m/h = 1 + F(D/L) \qquad (10\text{-}58)$$

en donde h se predice ya sea mediante la ecuación (10-49) o la (10-50) y h_m es el coeficiente medio para la tubería de que se trata. Valores de F han sido reportados por Boelter, Young e Iverson [NACA Tech. Note 1451, (1948)] y tabulados por Kays, Knudsen y Katz (véase "Introducción: Referencias Generales"). Los valores escogidos de F son los siguientes:

Perfil de velocidades completamente desarrollado	1.4
Entrada de contracción brusca	6
Codo en ángulo recto, de 90°	7
Codo redondo de 180°	6

Para **grandes diferencias de temperaturas** se necesitan ecuaciones distintas y, comúnmente, son aplicables específicamente ya sea a gases o líquidos. Gambill [*Chem. Eng.* agosto 28, p. 147 (1967)] proporciona una revisión detallada de la transferencia de calor de flujo elevado para gases. Recomienda

$$N_{Nu} = \frac{0.021 N_{Re}^{0.8} N_{Pr}^{0.4}}{(T_w/T_b)^{0.29 + 0.0019(L/D)}} \qquad (10\text{-}59)$$

para $10 < L/D < 240$, $110 < T_b < 1560$ K ($200 < T_b < 2800$°R), $1.1 < (T_w/T_b) < 8.0$, y la evaluación de las propiedades en T_b. Para los líquidos, la ecuación (10-50) resulta generalmente satisfactoria.

Anillos Para relaciones de diámetros de $D_1/D_2 > 0.2$, se recomienda la ecuación de Monrad y Pelton [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **38**, 593 (1942)] para el tubo interno, el externo o ambos:

$$N_{Nu} = 0.020 N_{Re}^{0.8} N_{Pr}^{1/3} (D_2/D_1)^{0.53} \qquad (10\text{-}60)$$

Se puede utilizar la forma de relación de Colburn para las paredes individuales del anillo o ánulo, utilizando el factor de fricción individual para cada pared [véase de Knudsen, *Am. Inst. Chem. Eng. J.* **8**, 566 (1962)]:

$$j_{H1} = (N_{St})_1 N_{Pr}^{2/3} = f_{1/2} \qquad (10\text{-}61a)$$

$$j_{H2} = (N_{St})_2 N_{Pr}^{2/3} = f_{2/2} \qquad (10\text{-}61b)$$

Rothfus, Monrad, Sikchi y Heideger [*Ind. Eng. Chem.*, **47**, 913 (1955)] señalan que el factor de fricción f_2 para la pared exterior tiene la misma relación con el número de Reynolds para la porción exterior de la corriente anular $2(r_2^2 - \lambda^2)V\rho/r_2\mu$ como el factor de fricción para tubos circulares, con el número de Reynolds para tubos circulares, en donde r_2 es el radio del tubo exterior y λ es la posición de velocidad máxima en el anillo, estimada a partir de

$$\lambda^2 = \frac{r_2^2 - r_1^2}{\ln (r_2/r_1)^2} \qquad (10\text{-}62)^*$$

Para calcular el factor de fricción f_1 para el tubo interno, utilícese la relación

$$f_1 = \frac{f_2 r_2 (\lambda^2 - r_1^2)}{r_1 (r_2^2 - \lambda^2)} \qquad (10\text{-}63)$$

Se han hecho varios análisis de la transferencia turbulenta de calor en anillos; por ejemplo, Deissler y Taylor (NACA Tech. Note 3451, 1955), Kays y Leung [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **6**, 537 (1963)], Lee [*Int. J. Heat Transfer*, **11**, 509 (1968)], Sparrow, Hallman y Siegel [*Appl. Sci. Res.*, **7A**, 37 (1958)] y Johnson y Sparrow [*Am. Soc. Mech. Eng. J. Heat Transfer*, **88**, 502 (1966)]. Se recomienda a los lectores que consulten esas obras, donde podrán encontrar detalles sobre los análisis.

Para **anillos o ánulos que contienen tubos con aletas externas**, los coeficientes de transferencia de calor son función de las configuraciones de las aletas. Knudsen y Katz (*Fluid Dynamics and Heat Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1958) presentan relaciones para tubos con aletas transversales, tubos de aleta dorsal y tubos de aletas longitudinales en anillos.

Conductores no circulares Se puede utilizar la ecuación (10-50) para conductos no circulares, utilizando el diámetro equivalente D_e = 4 × área libre/perímetro mojado. Para diferencias elevadas de temperaturas, el exponente del número de Prandtl se modifica, haciéndolo pasar de $^1/_3$ a 0.4. Kays y London (*Compact Heat Exchangers*, 2d. ed., McGraw-Hill, New York, 1965) dan gráficas para varios conductos no circulares que se encuentran en intercambiadores de calor compactos.

En general, las vibraciones y las pulsaciones tienden a incrementar los coeficientes de transferencia de calor.

Ejemplo 2 Calcúlense los factores j de transferencia de calor para las dos paredes de un anillo considerando las condiciones que siguen: $D_1 = 0.0254$ m (1.0 in); $D_2 = 0.0635$ m (2.5 in); agua a 15.6°C (60°F); $\mu/\rho = (1.124)(10^{-6})$ m^2/s [(1.21)(10^{-5}) ft^2/s]; velocidad = 1.22 m/s (4 ft/s).

$$\lambda^2 = \frac{0.0635^2 - 0.0254^2}{4 \ln (0.0635/0.0254)^2} = (4.621)(10^{-4})\ \text{m}^2\ (0.716\ in^2)$$

$$\frac{2(r_2^2 - \lambda^2)V\rho}{r_2\mu} = \frac{2[0.0318^2 - (4.621)(10^{-4})(1.22)]}{(0.0318)(1.124)(10^{-6})} = (3.74)(10^4)$$

A partir de la relación de f en función de N_{Re} para tubos circulares, que se dan en la Secc. 5, $f_2 = 0.0055$, por ende,

$$j_{H2} = (N_{St})_2 N_{Pr}^{2/3} = 0.00275$$

A partir de la ecuación (10-63),

$$f_1 = \frac{(0.0055)(0.0318)[(4.621)(10^{-4}) - 0.0127^2]}{(0.0127)[0.0318^2 - (4.621)(10^{-4})]} = 0.00754$$

en donde $jH_1 = (N_{St})_1 N_{Pr}^{2/3} = 0.00377$.

Estos resultados indican que, para este sistema, el coeficiente de transferencia de calor en el tubo interior es aproximadamente 40% mayor que el del tubo exterior.

Serpentines Para el flujo *interno* en **serpentines helicoidales**, con número de Reynolds por encima de 10 000, multiplíquese el valor del coeficiente de película obtenido a partir de la ecuación aplicable para tubos rectos por el término $(1 + 3.5\ D_i/D_c)$.

Para el flujo interno en serpentines helicoidales, con número de Reynolds menor de 10 000, se sustituye el término por (L/D_i) por $(D_c/D_i)^{1/2}$ en donde el primero aparece en la ecuación aplicable a los tubos rectos (con frecuencia como parte del número de Graetz).

Para **serpentines planos en espiral**, en donde la relación D_c/D_i varía para cada vuelta, se obtendrá un valor diferente del coeficiente para cada vuelta; se utiliza un promedio pesado, basado en la longitud por vuelta.

Para el flujo *fuera* de los **serpentines helicoidales**, se debe emplear la ecuación para el flujo normal a un grupo de tubos, o flujo en línea.

Tubos con aletas (superficie extendida) Cuando el coeficiente de película en la parte exterior de un tubo metálico es mucho más bajo que en el interior, como sucede cuando se utiliza vapor que se condensa en una tubería para calentar aire, las superficies de calentamiento de aletas exteriores (extendidas) tienen valor, al hacer que se incremente considerablemente la velocidad de transferencia de calor por unidad de longitud de tubo. Los datos sobre superficies extendidas de calentamiento, para el caso del aire que fluye hacia afuera y en ángulo recto con el eje de un conjunto de tuberías con aletas, se puede representar aproximadamente mediante la ecuación dimensional deducida de

$$h_f = b \frac{V_F^{0.6}}{D_0^{0.4}} \left(\frac{p'}{p' - D_0} \right)^{0.6} \qquad (10\text{-}64)$$

* La ecuación (10-62) predice el punto de velocidad máxima para el flujo *laminar* en anillos y es sólo una ecuación aproximada para el flujo turbulento. Brighton y Jones [*Am. Soc. Mech. Eng. Basic Eng*, **86**, 835 (1964)] Macagno y McDougall [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **12**, 437 (1966)] dan ecuaciones más precisas para predecir el punto de velocidad máxima para el flujo turbulento.

donde $b = 5.29$ (SI) o $(5.39)(10^{-3})$ (unidades comunes en Estados Unidos); h_f es el coeficiente de película de transferencia de calor en el lado del aire; V_F es la velocidad frontal del aire; p' es el espaciamiento de centro a centro, m, de los tubos en una hilera; y D_0 es el diámetro exterior, m, del tubo desnudo (diámetro en la raíz de las aletas).

En intercambiadores de tubos con aletas, enfriados por aire atmosférico, el coeficiente de película de aire de la ecuación (10-64) se convierte a veces en un valor basado en la superficie desnuda exterior, como sigue:

$$h_{fo} = h_f \frac{A_f + A_{uf}}{A_{of}} = h_f \frac{A_T}{A_o} \tag{10-65}$$

en donde h_{fo} es el coeficiente de película de aire basado en la superficie desnuda exterior; h_f es un coeficiente de película de aire basado en la superficie externa total; A_T es la superficie externa total, y A_0 es la superficie desnuda externa del tubo sin aletas; A_f es el área de las aletas; A_{uf} es el área externa de la porción sin aletas del tubo; y A_{of} es el área del tubo antes de que se fijen las aletas.

La **eficiencia de las aletas** se define como la relación de la diferencia media de temperaturas de la superficie al fluido, dividida entre la diferencia de temperaturas de la aleta con el fluido en la base o la raíz de la aleta. Gardner [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **67**, 621 (1945)] da gráficas de eficiencia de las aletas para superficies extendidas de varios tipos (véanse las Figs. 10-38 y 10-39).

Los coeficientes de transferencia de calor para tubos con aletas de diversos tipos se dan en una serie de artículos [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **67**, 601 (1945)]. Véase también la ecuación (10-159).

Para el flujo de aire normal a las aletas en forma de **bandas cortas o alfileres**, Norris y Spofford [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **64**, 489 (1942)] correlacionan sus resultados para el aire mediante la ecuación adimensional de Pohlhausen:

$$\frac{h_m}{c_p G_{máx}} \left(\frac{c_p \mu}{k}\right)^{2/3} = 1.0 \left(\frac{z_p G_{máx}}{\mu}\right)^{-0.5} \tag{10-66}$$

para valores de $z_p G_{máx}/\mu$ que van de 2700 a 10 000.

Para el caso general, se recomienda el tratamiento sugerido por Kern (*Process Heat Transfer*, p. 512, McGraw-Hill, New York, 1950). Debido a las grandes variaciones en la construcción de tubos de aletas, es conveniente convertir todos los coeficientes de películas en valores basados en la superficie desnuda interior del tubo. Así, para convertir el coeficiente de película basado en el área exterior (lado con aletas) en un valor basado en el área interna, Kern da la relación que sigue:

$$h_{fi} = (\Omega A_f + A_o)(h_f/A_i) \tag{10-67}$$

en donde h_{fi} es el coeficiente eficaz de película exterior, basado en el área interior, h_f es el coeficiente de película exterior calculado a partir de la ecuación aplicable para tubos desnudos. A_f es el área superficial de las aletas, A_o el área de superficie de la parte exterior del tubo que no tiene aletas, A_i el área interior del tubo, y Ω la eficiencia de la aleta que se define como sigue:

$$\Omega = (\tanh mb_f)/mb_f \tag{10-68}$$

en donde

$$m = (h_f p_f / k a_x)^{1/2} \text{ m}^{-1} \text{ (ft}^{-1}\text{)} \tag{10-69}$$

y b_f = altura de la aleta. Los otros símbolos se definen como sigue: p_f es el perímetro de la aleta, a_x es el área de sección transversal de la aleta, y k es la conductividad térmica del material del que está hecha la aleta.

Las eficiencias y las dimensiones de las aletas se pueden obtener de los fabricantes. Comúnmente, se dispone de relaciones de superficie con aletas a superficie interna, para obtener los términos A_f, A_o y A_i, a partir de esas relaciones, en lugar de hacerlo a partir de las áreas de superficie total de los intercambiadores de calor. Véanse las figuras 10-38 y 10-39.

Grupos de tubos Para el calentamiento y el enfriamiento de fluidos que fluyen en dirección normal a un conjunto de tubos circulares, al menos con 10 hileras de profundidad, se pueden aplicar las ecuaciones que siguen:

Tipo de Colburn:

$$\frac{h}{cG_{máx}} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{2/3} = \frac{a}{(DG_{máx}/\mu)^{0.4}} = j \tag{10-70}$$

Tipo de Nusselt:

$$\frac{hD}{k} = a \left(\frac{DG_{máx}}{\mu}\right)^{0.6} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \tag{10-71}$$

La constante adimensional a en estas ecuaciones varía dependiendo de las condiciones.

Condiciones, número de Reynolds >3000	Valor de a
Flujo normal al ápice del diamante, disposición escalonada:	
Sin fugas	0.330
Fuga normal en el intercambiador con desviadores	0.198
Flujo normal al lado plano del diamante, no escalonado (en línea)	
Sin fugas	0.260
Fugas normales en el intercambiador con desviadores	0.156

Para un número de Reynolds menor que 3000, la ecuación (10-70) daría resultados conservadores; pero se pueden obtener datos más precisos (si se desean), mediante la ecuación que sigue:

$$\frac{h}{cG_{máx}} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{2/3} = \frac{a}{(D_o G_{máx}/\mu)^m} = j \tag{10-72}$$

en donde la constante a y el exponente m son como sigue:

Número de Reynolds	m	Espaciamiento de tubos	Fugas	a
100-300	0.492	Escalonados	Ninguna	0.695
			Normal	0.416
		En línea	Ninguna	0.548
			Normal	0.329
1-100	0.590	Escalonados	Ninguna	1.086
			Normal	0.650
		En línea	Ninguna	0.855
			Normal	0.513

Las **ecuaciones dimensionales** que siguen (10-73) a (10-77) se basan en el flujo normal a un conjunto de tubos escalonados sin fugas. Multiplíquense los valores obtenidos para h por 0.6 para las fugas normales y, además, por 0.79, para la disposición del tubo en línea (no escalonado)

$$h = b \frac{c^{1/3} k^{2/3} \rho^{0.6} V_{máx}^{0.6}}{\mu^{0.267} D_0^{0.4}} \tag{10-73}$$

donde $b = 0.33$ (SI) o 0.261 (unidades comunes en Estados Unidos). Para gases a presiones y temperaturas ordinarias, basados en $c\mu/k = 0.78$; $\mu = (1.76)(10^{-5})$ Pa·s [0.0426 lb/(ft·h)].

$$h = bc \frac{G_{máx}^{0.6}}{D_0^{0.4}} \tag{10-74}$$

donde $b = (4.82)(10^{-3})$ (SI) o 0.109 (unidades comunes en Estados Unidos). Para el aire a la presión atmosférica

$$h = b \frac{V_{máx}^{0.6}}{D_0^{0.4}} \tag{10-75}$$

donde $b = 5.33$ (SI) o $(5.44)(10^{-3})$ (unidades comunes en Estados Unidos). Para el agua, basada en un intervalo de temperatura de 7 a 104°C (40 a 220°F)

$$h = 986(1.21 + 0.0121t) \frac{V_{máx}^{0.6}}{D_0^{0.4}} \tag{10-76a}$$

en aplicar las ecuacio-

$= f$ (10-70)

s

(10-71)

nes varía dependiendo

)	Valor de a
onada:	
	0.330
	0.198
(en línea)	
	0.260
res	0.156

0, la ecuación (10-70)
obtener datos más pre-
igue:

$= f$ (10-72)

omo sigue:

Fugas	a
Ninguna	0.695
Normal	0.416
Ninguna	0.548
Normal	0.329
Ninguna	1.086
Normal	0.650
Ninguna	0.855
Normal	0.513

10-73) a (10-77) se ba-
escalonados sin fugas.
r 0.6 para las fugas nor-
a del tubo en línea (no

(10-73)

s en Estados Unidos).
ias, basados en $c\mu/k =$

(10-74)

omunes en Estados Uni-

(10-75)

munes en Estados Uni-
mperatura de 7 a 104°C

$\frac{^{0.6}_{máx}}{^{0.4}_{0}}$ (10-76a)

en unidades SI y t en °C.

$$h = 1.01(1 + 0.0067t)\frac{V_{máx}^{0.6}}{D_0^{0.4}} \qquad (10\text{-}76b)$$

en unidades comunes en Estados Unidos y t en °F. Para líquidos orgánicos, basados en c = 2.22 J/(kg·K)[0.53 Btu/(lb·°F)], k = 0.14 J/m·s·K) [0.08 Btu/(h·ft·°F)], $\mu_b = (1)(10^{-3})$ Pa·s (1.0 cP), ρ = 810 kg/m^3 (50 lb/ft^3),

$$h = b\frac{V_{máx}^{0.6}}{D_0^{0.4}} \qquad (10\text{-}77)$$

donde b = 400 (SI) o 0.408 (unidades comunes en Estados Unidos).

CHAQUETAS Y SERPENTINES DE RECIPIENTES AGITADOS

La mayor parte de las correlaciones para la transferencia de calor a partir de líquidos agitados contenidos en recipientes a las **paredes enchaquetadas** o forradas, han sido de la forma:

$$\frac{hD_j}{k} = a\left(\frac{L_p^2N_r\rho}{\mu}\right)^b\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^m \qquad (10\text{-}78)$$

El coeficiente de película h es para la pared interior; D_j es el diámetro interno del recipiente del mezclado. El término $L_p^2N_r\rho/\mu$ es el número de Reynolds para la mezcla en donde L_p es el diámetro y N_r la velocidad del agitador. En la tabla 10-6 se dan valores recomendados de las constantes a, b y m.

Tabla 10-6 Valores de constantes para utilizarlas en la ecuación (10-78)

Agitador	a	b	m	Intervalo del número de Reynolds
Paletas[a]	0.36	2/3	0.21	300-3×10^5
Turb. de aspas separadas[b]	0.53	2/3	0.24	80-200
Disco, turb. de aleta plana[c]	0.54	2/3	0.14	40-3×10^5
Hélice[d]	0.54	2/3	0.14	2×10^3 (un punto)
Ancla[b]	1.0	1/2	0.18	10-300
Ancla[b]	0.36	2/3	0.18	300-40 000
Banda helicoidal[e]	0.633	1/2	0.18	8-10^5

[a] Chilton, Drew y Jebens, *Ind. Eng. Chem.*, **36,** 510 (1944), con m constante modificada por Uhl.
[b] Uhl, *Chem. Eng. Progr., Symp. Ser. 17,* **51,** 93 (1955).
[c] Brooks y Su, *Chem. Eng. Progr.*, **55**(10), 54(1959).
[d] Brown *et. al., Trans. Inst. Chem. Engrs. (London),* **25,** 181 (1947).
[e] Gluz y Pavlushenko, *J. Appl. Chem.U.S.S.R.*, **39,** 2323 (1966).

Existe gran variedad de configuraciones para serpentines en recipientes agitados. Las correlaciones de datos para la transferencia de calor a **serpentines helicoidales** han sido de dos formas, de las cuales, la que sigue es la más representativa:

$$\frac{hD_j}{k} = 0.87\left(\frac{L_p^2N_r\rho}{\mu}\right)^{0.62}\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0.14} \qquad (10\text{-}79)$$

en donde el agitador es una paleta, el intervalo del número de Reynolds es de 300 a 4 × 10^5 [Chilton, Drew y Jebens, *Ind. Eng. Chem.*, **36,** 510 (1944)], y

$$\frac{hD_o}{k} = 0.17\left(\frac{L_p^2N_r\rho}{\mu}\right)^{0.67}\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{0.37}\left(\frac{L_p}{D_j}\right)^{0.1}\left(\frac{D_o}{D_j}\right)^{0.5} \qquad (10\text{-}80)$$

en donde el agitador es una turbina de disco de paletas planas y el intervalo del número de Reynolds es de 400 a (2)(10^5) [Oldshue y Gretton, *Chem. Eng. Prog.*, **50,** 615 (1954)]. El término D_o es el diámetro exterior del tubo del serpentín.

La correlación más completa para la transferencia de calor a **serpentines verticales de tipo desviador** es para una turbina de disco de paletas planas sobre el intervalo de número de Reynolds de 10^3 a (2)(10^6:

$$\frac{hD_0}{k} = 0.09\left(\frac{L_p^2N_r\rho}{\mu}\right)^{0.65}\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{L_p}{D_j}\right)^{1/3}\left(\frac{2}{n_b}\right)^{0.2}\left(\frac{\mu}{\mu_f}\right)^{0.4} \qquad (10\text{-}81)$$

en donde n_b es el número de serpentines de tipo desviador y μ_f es la viscosidad del fluido a la temperatura media de la película [Dunlop y Rushton, *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.* 5, **49,** 137 (1953)].

Para predecir coeficientes de transferencia de calor para el flujo turbulento **dentro de serpentines de tuberías,** se puede incluir el multiplicador $(1 + 3.5\,D_j/D_c)$ en el lado derecho de la ecuación (10-50).

Chapman y Holland (*Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks*, Reinhold, New York, 1966) revisan la transferencia de calor a fluidos de baja viscosidad en recipientes agitados. Uhl (cap. V. *Mechanically Aided Heat Transfer* en *Mixing: Theory and Practice,* vol I, editado por Uhl and Gray, Academic, New York, 1966) investiga la transferencia de calor a sistemas de fluidos agitados de baja y alta viscosidad. Esta revisión incluye unidades de paredes raspadas y transferencia de calor en el lado de la camisa y el del serpentín, para recipientes agitados.

FLUIDOS NO NEWTONIANOS

Se encuentran en la industria gran variedad de fluidos no newtonianos. Pueden tener una conducta plástica de Bingham, seudoplástica, o de dilatación y ser no tixotrópicos. Para el diseño de equipos para manejar o procesar fluidos no newtonianos, comúnmente las propiedades se deben medir experimentalmente, puesto que no existen relaciones generalizadas para predecir las propiedades o la conducta de los fluidos. Skelland (*Non-Newtonian Flow and Heat Transfer,* Wiley, New York, 1967) da detalles sobre el manejo de fluidos no newtonianos, en forma completa. La relación generalizada de esfuerzo de corte y velocidad de deformación para los fluidos no newtonianos la da

$$n' = \frac{d\ln(D\,\Delta P/4L)}{d\ln(8V/D)} \qquad (10\text{-}82)$$

como se determinó a partir de una gráfica del esfuerzo de corte en función del gradiente de velocidad.

Para **tubos circulares,** $N_{Gz} > 100$, $n' > 0.1$, y el flujo laminar

$$(N_{Nu})_{lm} = 1.75\,\delta_s^{1/3}N_{Gz}^{1/3} \qquad (10\text{-}83)$$

en donde $\delta_s = (3n' + 1)/4n'$. Cuando se toman en consideración los efectos de la convección natural, Metzer y Gluck [*Chem. Eng. Sci.*, **12,** 185 (1960)], obtuvieron lo que sigue para **tubos horizontales:**

$$(N_{Nu})_{lm} = 1.75\,\delta_s^{1/3}\left[N_{Gz} + 12.6\left(\frac{N_{Pr}N_{Gr}D}{L}\right)^{0.4}\right]^{1/3}\left(\frac{\gamma_b}{\gamma_w}\right)^{0.14} \qquad (10\text{-}84)$$

en donde se evaluaron propiedades a la temperatura de la pared, o sea $\gamma = g_cK'8^{n-1}$ y $\tau_w = K'(8V/D)n'$. Las propiedades no newtonianas se evalúan experimentalmente.

Metzner y Friend [*Ind. Eng. Chem.*, **51,** 879 (1959)] presentan relaciones para la transferencia turbulenta de calor con fluidos no newtonianos. En la obra de Skelland (*op cit.*) hay relaciones para la transferencia de calor por convección natural y a través de capas frontera laminares.

METALES LÍQUIDOS

Los metales líquidos constituyen una clase de medios de transferencia de calor que tienen un número de Prandtl generalmente por debajo de 0.01. Los coeficientes de transferencia de calor para los metales líquidos no se pueden predecir mediante las ecuaciones habituales de diseño aplicables a los gases, el agua y fluidos más viscosos, con números

de Prandtl mayores que 0.6. Se han deducido relaciones para predecir los coeficientes de transferencia de calor para metales líquidos, mediante la resolución de las ecuaciones (10-38*a*) y (10-38*b*). Mediante la analogía de transferencia de cantidad de movimiento y transferencia de calor, la conductividad turbulenta del calor es $kN_{Pr}(E_M/\mu \approx k$ para valores pequeños de N_{Pr}. Así, para la resolución de las ecuaciones (10-38*a*) y (10-38*b*), no es crítico el conocimiento del espesor de las diversas capas de flujo. De hecho, la suposición de un flujo lento y una conductividad constante (= k) por el ducto da valores razonables de coeficientes de transferencia de calor para los metales líquidos.

Para **flujo constante de calor**

$$N_{Nu} = 5 + 0.025(N_{Re}N_{Pr})^{0.8} \qquad (10\text{-}85)$$

Para **temperatura constante de la pared**

$$N_{Nu} = 7 + 0.025(N_{Re}N_{Pr})^{0.8} \qquad (10\text{-}86)$$

Para la mayoría de los metales líquidos, con excepción del mercurio, Lubarsky y Kaufman (NACA Tech. Note 3336, 1966) obtuvieron la ecuación empírica para el **flujo uniforme de calor:**

$$N_{Nu} = 0.625(N_{Re}N_{Pr})^{0.4} \qquad (10\text{-}87)$$

Para **placas paralelas y anillos** con $D_2/D_1 < 1.4$ y flujo uniforme de calor, Seban [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **72**, 789 (1950)] obtuvo la ecuación

$$N_{Nu} = 5.8 + 0.020(N_{Re}N_{Pr})^{0.8} \qquad (10\text{-}88)$$

Sólo para anillos, se recomienda la aplicación de un factor de $0.70(D_2/D_1)^{0.53}$ para las ecuaciones (10-85) y (10-86). Para las relaciones semiempíricas más precisas para tubos, anillos y haces de varillas, consúltese la obra de Dwyer [*Am. Inst. Chem. Eng., J.*, **9**, 261 (1963)].

Hsu [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **7**, 431 (1964)] y Kalish y Dwyer [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **10**, 1533 (1967)] analizan la transferencia de calor a metales líquidos que fluyen a través de **grupos o bancos de tubos**. Hsu recomienda las ecuaciones

$$N_{Nu} = 0.81N_{Re}N_{Pr}(\phi/D)^{1/2} \quad \text{(para flujo uniforme de calor)} \qquad (10\text{-}89)$$

$$N_{Nu} = 0.096N_{Re}N_{Pr}(\phi/D)^{1/2} \quad \text{(para temperatura superficial cosenoidal)} \qquad (10\text{-}90)$$

en donde el coeficiente de transferencia de calor se basa en la temperatura perimetral promedio en torno a los tubos, el número de Reynolds en la velocidad superficial a través del grupo de tubos, D es el diámetro exterior de los tubos y ϕ es una función potencial de velocidades que tiene los valores que siguen:

D/p'	ϕ/D Arreglo cuadrado	ϕ/D Arreglo triangular equilátero
0	2.00	2.00
0.1	2.02	2.02
0.2	2.07	2.06
0.3	2.16	2.15
0.4	2.30	2.27
0.5	2.52	2.45
0.6	2.84	2.71
0.7	3.34	3.11
0.8	4.23	3.80

Las ecuaciones (10-89) y (10-90) son útiles para calcular temperaturas de la superficie de los tubos.

Proporcionan más información sobre la transferencia de calor de metales líquidos en grupos de tubos, Hsu para esferas y haces de varillas elípticas [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **8**, 303 (1965)] y Kalish y Dwyer para el flujo oblicuo a través de grupos de tubos [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **10**, 1533 (1967)]. Para detalles adicionales sobre la transferencia de calor con metales líquidos para diversos sistemas, véase Dwyer (edición de 1968, suplemento de Na y Na-K a *Liquid Metals Handbook*) y Stein ("Liquid Metal Heat Transfer," en *Advances in Heat Transfer*, vol. 3, Academic, New York, 1966).

TRANSFERENCIA DE CALOR CON CAMBIO DE FASE

En cualquier operación en la que un material sufre un cambio de fase se deben tomar disposiciones para la adición o el retiro de calor, para prever el calor latente del cambio de fase más cualquier otro calentamiento o enfriamiento sensible que tenga lugar en el proceso. El calor se puede transferir por uno de tres modos distintos o una combinación de ellos: conducción, convección y radiación. El proceso que incluye cambio de fase implica la transferencia simultánea de masas con transferencia de calor.

CONDENSACIÓN

Mecanismos de condensación Se produce la condensación cuando un vapor saturado entra en contacto con una superficie cuya temperatura está por debajo de la de saturación. Normalmente, se forma una película de condensado sobre la superficie y el espesor de ella, por unidad de extensión, aumenta al incrementarse la extensión de la superficie. Esto se conoce como **condensación de tipo de película**.

Otro tipo de condensación, denominado **por goteo**, tiene lugar cuando la pared no está humedecida uniformemente mediante el condensado, con el resultado de que este último aparece en muchas gotitas pequeñas en diversos puntos de la superficie. Hay un crecimiento de las gotitas individuales, las adyacentes se reúnen y finalmente, se forma un pequeño chorro. La fuerza de adhesión la vence la fuerza de la gravedad y el chorro fluye con rapidez hasta el fondo de la superficie, capturando y absorbiendo todas las gotitas que se encuentran en su trayectoria y dejando una superficie seca tras ella.

La condensación de tipo de película es más común y más segura. Normalmente, la condensación por goteo se debe fomentar mediante la introducción de alguna impureza en la corriente de vapor. Se obtienen coeficientes sustancialmente más altos (de 6 a 18 veces) para la condensación del vapor por goteo, pero no se dispone de métodos de diseño. Por consiguiente, el desarrollo de ecuaciones para condensación será sólo para el tipo de película.

Las propiedades físicas del líquido, más que las del vapor, se utilizan para determinar el coeficiente de película para la condensación. Nusselt [*Z. Ver. Dtsch. Ing.*, **60**, 541, 569 (1916)] dedujo relaciones teóricas para predecir el coeficiente de película de la transferencia de calor para la condensación de un vapor saturado puro. En la deducción se utilizaron gran número de suposiciones de simplificación.

El **número de Reynolds** de la película de condensado (película descendente) es $4\Gamma/\mu$, en donde Γ es gasto masa (velocidad de carga) del condensado por unidad de perímetro, kg/(s·m) [lb/(h·ft)]. El espesor de la película de condensado para un número de Reynolds menor de 2100 es $(3\mu\Gamma/\rho^2 g)^{1/3}$.

Coeficientes de condensación

Tubos verticales Para los casos que siguen, el número de Reynolds < 2100 se calcula utilizando $\Gamma = W_F/\pi D$. La **ecuación de Nusselt** para el coeficiente de transferencia de calor para películas de con-

forme de calor)
(10-89)

ial cosenoidal)
(10-90)

or se basa en la tempe-
el número de Reynolds
tubos, D es el diámetro
ial de velocidades que

ϕ/D Arreglo triangular equilátero
2.00
2.02
2.06
2.15
2.27
2.45
2.71
3.11
3.80

para calcular tempera-

nsferencia de calor de
sferas y haces de vari-
03 (1965)] y Kalish y
de tubos [*Int. J. Heat*
s adicionales sobre la
ura diversos sistemas,
Na y Na-K a *Liquid*
t Transfer," en *Advan-*
rk, 1966).

e se encuentran en su
la.
común y más segura.
be fomentar mediante
pte de vapor. Se obtie-
6 a 18 veces) para la
lispone de métodos de
ciones para condensa-

s del vapor, se utilizan
la condensación. Nus-
ujo relaciones teóricas
nsferencia de calor para
a deducción se utiliza-
sión.
lensado (película des-
elocidad de carga) del
b/(h·ft)]. El espesor de
ynolds menor de 2100

n, el número de Rey-
La ecuación de Nus-
para películas de con-

densado se puede escribir en las formas que siguen (utilizando propiedades físicas de líquidos, donde L es la longitud calentada y Δt es $t_{sv} - t_s$):

Tipo de Colburn:

$$\frac{h}{cG}\frac{c\mu}{k} = \frac{5.35}{4\Gamma/\mu} \tag{10-91}$$

en donde $G = \dfrac{\Gamma}{(3\mu\Gamma/\rho^2 g)^{1/3}} = \left(\dfrac{W_F^2\rho^2 g}{29.6D^2\mu}\right)^{1/3}$ kg/(s·m²) [lb/(h·ft²)]

Tipo de Nusselt:

$$\frac{hL}{k} = 0.943\left(\frac{L^3\rho^2 g\lambda}{k\mu\,\Delta t}\right)^{1/4} = 0.925\left(\frac{L^3\rho^2 g}{\mu\Gamma}\right)^{1/3} \tag{10-92}$$

Dimensional:

$$h = b(k^3\rho^2 D/\mu_b W_F)^{1/3} \tag{10-93}$$

donde b = 127 (SI) o 756 (unidades comunes en Estados Unidos). Para vapor de agua a la presión atmosférica, k = 0.682 J/(m·s·K) [0.394 Btu/(h·ft·°F)], ρ = 960 kg/m³ (60 lb/ft³), $\mu b = (0.28)(10^{-3})$ Pa·s (0.28 cP),

$$h = b(D/W_F)^{1/3} \tag{10-94}$$

donde b = 2954 (SI) o 6978 (unidades comunes en Estados Unidos). Para vapores orgánicos en el punto normal de ebullición, k = 0.138 J/(m·s·K) [0.08 Btu/(h·ft·°F)], ρ = 720 kg/m³ (45 lb/ft³), $\mu_b = (0.35)(10^{-3})$ Pa·s (0.35 cP),

$$h = b(D/W_F)^{1/3} \tag{10-95}$$

donde b = 457 (SI) o 1080 (unidades comunes en Estados Unidos).

Tubos horizontales Para los casos que siguen, el número de Reynolds < 2100 y se calcula mediante $\Gamma = W_F/2L$.

Tipo de Colburn:

$$\frac{h}{cG}\frac{c\mu}{k} = \frac{4.4}{4\Gamma/\mu} \tag{10-96}$$

$$G = \frac{\Gamma}{(3\mu\Gamma/\rho^2 g)^{1/3}} = \left(\frac{W_F^2\rho^2 g}{12L^2\mu}\right)^{1/3} \text{kg/(s·m²) [lb/(h·ft²)]}$$

Tipo de Nusselt:

$$\frac{hD}{k} = 0.73\left(\frac{D^3\rho^2 g\lambda}{k\mu\,\Delta t}\right)^{1/4} = 0.76\left(\frac{D^3\rho^2 g}{\mu\Gamma}\right)^{1/3} \tag{10-97}^{*}$$

Dimensional:

$$h = b(k^3\rho^2 L/\mu_b W_F)^{1/3} \tag{10-98}$$

donde b = 205.4 (SI) o 534 (unidades comunes en Estados Unidos). Para vapor de agua a la presión atmosférica

$$h = b(L/W_F)^{1/3} \tag{10-99}$$

donde b = 2080 (SI) o 4920 (unidades comunes en Estados Unidos). Para vapores orgánicos en el punto normal de ebullición

$$h = b(L/W_F)^{1/3} \tag{10-100}$$

donde b = 324 (SI) o 766 (unidades comunes en Estados Unidos).

La figura 10-9 es un nomograma para determinar coeficientes de transferencia de calor para la condensación de vapores puros.

Grupos de tubos horizontales ($N_{Re} < 2100$). En el caso idealizado de N tubos en una hilera vertical, en donde el condensado total fluye con suavidad de un tubo al que se encuentra bajo él, sin salpicar, y sigue con flujo laminar en el tubo, el coeficiente medio de condensación h_N para toda la hilera de N tubos se relaciona con el coeficiente de condensación para el tubo superior h_1 mediante

$$h_N = h_1 N^{-1/4} \tag{10-101}$$

Teoría de Dukler Las expresiones anteriores para la condensación se basan en la teoría clásica de Nusselt. Se sabe en general y se admite que los coeficientes de película para vapor de agua y vapores orgánicos, calculados por la teoría de Nusselt, son conservadoramente bajos, Dukler [*Chem. Eng. Prog.*, **55**, 62 (1959)] desarrolló ecuaciones para la distribución de velocidades y temperaturas en películas delgadas sobre paredes verticales, basándose en expresiones de Deissler (NACA Tech. Notes 2129, 1950: 2138, 1952; 3145, 1959) para la viscosidad de turbulencia y la conductividad térmica cerca de la frontera del sólido. Según la teoría de Dukler, es preciso conocer tres factores fijos para establecer el valor de los coeficientes de película promedio: el número de Reynolds terminal, el número de Prandtl de la fase condensada y un grupo adimensional N_d que se define como sigue:

$$N_d = (0.250\mu_L^{1.75}\mu_G^{0.16}/(g^{2/3}D^2\rho_L^{0.583}\rho_G^{0.75}) \tag{10-102}$$

Se pueden encontrar relaciones gráficas de estas variables en el Documento 6058, ADI Auxiliary Publications Project, Library of Congress, Washington. Si se desean valores rigurosos para coeficientes de condensación de película, sobre todo si el valor de N_d en la ecuación (10-102) sobrepasa el valor $(1)(10^{-5})$, se recomienda la utilización de esas gráficas. Para el caso en el que el corte interfacial es cero, se puede utilizar la figura 10-10. Es interesante observar que, según el desarrollo de Dukler, no hay ninguna transición definida del número de Reynolds; la desviación de la teoría de Nusselt es menor con números de Reynolds bajos, y cuando el número de Prandtl de un fluido es menor que 0.4 (con un número de Reynolds por encima de 1000), los valores vaticinados para el coeficiente de película son más bajos que los que se predicen mediante la teoría de Nusselt.

La teoría de Dukler es aplicable para películas de condensado en tubos horizontales y también para películas en caídas, en general; o sea, las que no se asocian con procesos de condensación o vaporización.

Control de corte de vapor Para la **condensación en tubos verticales**, donde el vapor y el líquido fluyen hacia abajo, en el sentido de la corriente, si el control es por gravedad, se pueden utilizar las figuras 10-9 y 10-10. Si el control es de corte de vapor, se puede aplicar la correlación de Carpenter-Colburn (*General Discussion on Heat Transfer*, London, 1951, ASME, New York, p. 20):

$$h\mu_l/k_l\rho_l]^{1/2} = 0.065(N_{Pr})_l^{1/2}F_{tc}^{1/2} \tag{10-103}$$

en donde

$$F_{tc} = fG_{vm}^2/2\rho_v \tag{10-103a}$$

$$G_{vm} = \left(\frac{G_{vi}^2 + G_{vi}G_{vo} + G_{vo}^2}{3}\right)^{1/2} \tag{10-103b}$$

y f es el factor de fricción de Fanning evaluado en

$$(N_{Re})_{vm} = D_i G_{vm}/\mu_v \tag{10-103c}$$

Otra formulación alternativa, directamente en función del factor de fricción, es

$$h = 0.065\,(c\rho kf/2\mu\rho_v)^{1/2}G_{vm} \tag{10-103d}$$

expresada en unidades congruentes.

Otra correlación para la condensación controlada por corte de vapor es la Boyko-Kruzhilin [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **10**, 361 (1967)] que da el coeficiente medio de condensación para una corriente entre la calidad de entrada x_i y la de salida x_o:

$$\frac{hD_i}{k_l} = 0.024\left(\frac{D_i G_T}{\mu_l}\right)^{0.8}(N_{Pr})_l^{0.43}\frac{\sqrt{(\rho/\rho_m)_i} + \sqrt{(\rho/\rho_m)_o}}{2} \tag{10-104}$$

en donde G_T = velocidad de masa total en unidades congruentes

y

$$\left(\frac{\rho}{\rho_m}\right)_i = 1 + \frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}x_i \tag{10-104a}$$

$$\left(\frac{\rho}{\rho_m}\right)_o = 1 + \frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}x_o \tag{10-104b}$$

Para la **condensación en tubos horizontales** a velocidades bajas de flujo, es válida la modificación de la ecuación de Nusselt que hizo Kern (*Process Heat Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1950):

* Si la densidad de vapor es importante, reemplácese ρ^2 con $\rho l/(\rho l - \rho_v)$.

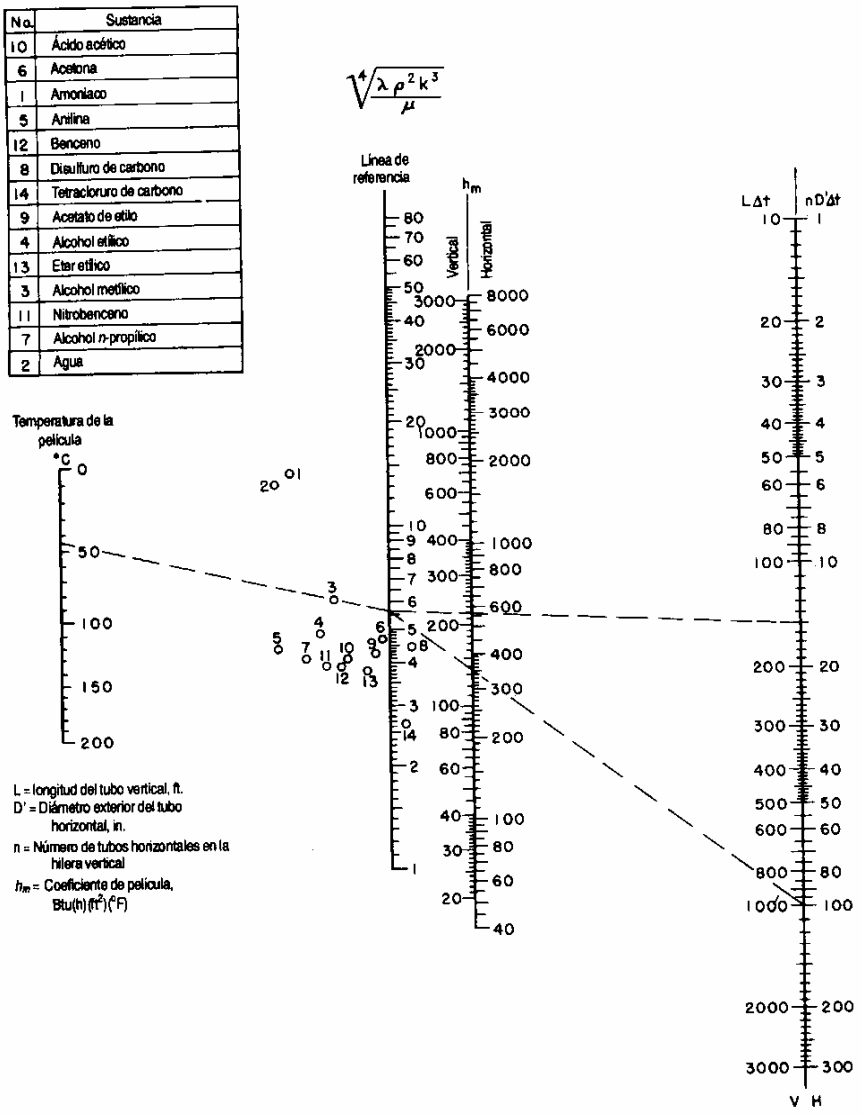


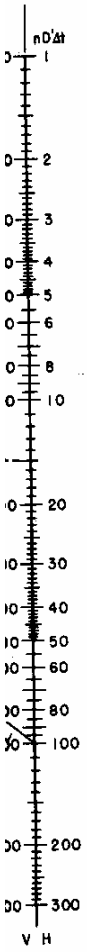
FIG. 10-9 Gráfica para determinar el coeficiente de película h_m para la condensación del tipo de película de vapor puro, basado en las ecuaciones (10-92) y (10-97). Para tubos verticales, multiplíquese h_m por 1.2. Si $4\Gamma/\mu f$ sobrepasa 2100, utilícese la figura 10-10, $\sqrt[4]{\lambda\rho^2k^3/\mu}$ está en unidades del sistema inglés comunes en Estados Unidos; para convertir pies a metros, multiplíquese por 0.3048; para convertir pulgadas a centímetros, multiplíquese por 2.54; y para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grados Fahrenheit a watts por metro cuadrado-kelvins, multiplíquese por 5.6780.

$$h_m = 0.761\left[\frac{Lk^3\rho_l(\rho_l-\rho_v)g}{W_T\mu_l}\right]^{1/3} = 0.815\left[\frac{k^3\rho_l(\rho_l-\rho_v)g\lambda}{\pi\mu_l D_t\,\Delta t}\right]^{1/4} \tag{10-105}$$

en donde W_T es el vapor total condensado en el tubo y Δt es $t_{sv} - t_s$. Chaddock [*Refrig. Eng.*, **65** (4), 36 (1957)] propuso una correlación más rigurosa. Utilícense unidades congruentes.

Con cargas elevadas de condensación, donde predomina el corte de vapor, la orientación del tubo no tiene efecto y se puede utilizar también la ecuación (10-104) para tubos horizontales.

La condensación de vapores puros en condiciones laminares y en presencia de gases no condensables, resistencia interfacial, sobrecalentamiento, propiedades variables y difusión, la analizaron Minkowycz y Sparrow [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **9**, 1125 (1966)].



en las ecuaciones
está en unidades
das a centímetros,
metro cuadrado-

le predomina el corte de
y se puede utilizar tam-
ales.
ficiones laminares y en
cia interfacial, sobreca-
ón, la analizaron Min-
; 9, 1125 (1966)].

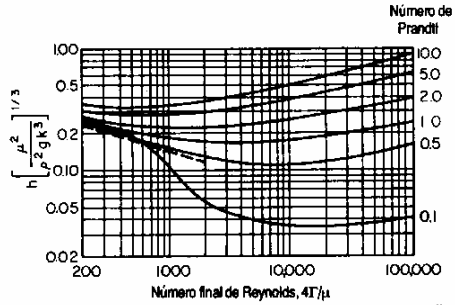


FIG. 10-10 Gráfica de Dukler en la que se muestra el coeficiente promedio de película de condensación en función de las propiedades físicas de la película de condensado y el número final de Reynolds. (La línea de guiones indica la teoría de Nusselt para el número final de Reynolds < 2100). [Reproducida con la autorización de *Chem. Eng. Prog.*, 55, 64 (1959)].

EBULLICIÓN (VAPORIZACIÓN) DE LÍQUIDOS

Mecanismos de ebullición La vaporización de líquidos se puede deber a diversos mecanismos de transferencia de calor individualmente o en combinación. Por ejemplo, la vaporización puede tener lugar debido al calor absorbido, por radiación y convección, en la superficie de un estanque de líquido, o bien, como resultado del calor absorbido por convección natural a partir de una pared caliente bajo la superficie de separación, en cuyo caso la vaporización tiene lugar cuando el líquido sobrecalentado alcanza la superficie del estanque. También se produce vaporización a partir de películas descendentes (la inversa de la condensación) o mediante la descomposición completa y violenta de líquidos sobrecalentados por convección forzada, a presión.

La **ebullición de depósito** se refiere al tipo de ebullición que se experimenta cuando la superficie de calentamiento está rodeada por un cuerpo de fluido relativamente grande que no fluye a ninguna velocidad apreciable y se ve agitado solamente por el movimiento de las burbujas y las corrientes de convección natural. Son posibles dos tipos de ebullición de depósito: la ebullición de depósito subenfriado, en donde el fluido masivo tiene una temperatura que se encuentra por debajo de la saturación, lo que da como resultado la rotura de las burbujas antes de que lleguen a la superficie, y la ebullición de depósito saturada, con una temperatura masiva o global igual a la de saturación, lo que da como resultado la generación neta de vapor.

La forma general de la curva que relaciona el coeficiente de transferencia de calor a Δt_b, la fuerza impulsora de temperatura (diferencia entre la temperatura de la pared y la temperatura del fluido masivo) es una de las pocas relaciones paramétricas que se entienden en forma razonablemente adecuada. La conocida curva de ebullición la mostró originalmente, en forma experimental, Nukiyama [*J. Soc. Mech. Eng., (Japan)*, **37**, 367 (1934)]. Esta curva señala uno de los grandes dilemas para los diseñadores de equipos de ebullición. Se enfrentan, por lo menos, a seis regímenes de transferencia de calor en la ebullición de depósito: convección natural (+); ebullición nucleada incipiente (+); ebullición nucleada (+); transición a la ebullición de película (−); ebullición de película estable (+) y ebullición de película con radiación creciente (+). Los signos indican el signo de la derivada $d(q/A)/d\,\Delta t_b$. En la transición a la ebullición de película, la velocidad de transferencia de calor *disminuye* con la fuerza impulsora. Los regímenes de mayor interés comercial son el de *ebullición nucleada* y el de *ebullición de película estable*.

La transferencia de calor por **ebullición nucleada** es un mecanismo importante en la vaporización de líquidos. Tiene lugar en la vaporización de líquidos en rehervidores de circulación natural y del tipo de caldera que se utilizan habitualmente en las industrias de procesos. Se obtienen velocidades elevadas de transferencia de calor por unidad de área (flujo de calor), como resultado de la formación de burbujas en la interfase de líquido y sólido más que por los dispositivos mecánicos externos al intercambiador de calor. El mecanismo no se ha establecido todavía claramente pero, como resultado de actividades considerables en el campo de la ebullición nucleada, se dispone de varias expresiones a partir de las que se pueden obtener valores razonables de los coeficientes de película. Esas expresiones no dan exactamente los mismos resultados numéricos, aun cuando las correlaciones se basan en gran parte en los mismos datos. Por ende, no existe ni una ecuación predominante ni única para la ebullición nucleada. La conveniencia o familiaridad regirán la selección que haga el usuario de una de las ecuaciones que aparecen en la siguiente subsección.

La curva de ebullición, sobre todo en la región de ebullición nucleada, se ve afectada de manera considerable por la fuerza impulsora de temperatura, la presión total del sistema, la naturaleza de la superficie de ebullición, la geometría del sistema y las propiedades del material en ebullición. En el régimen de ebullición nucleada, el flujo de calor es aproximadamente proporcional al cubo de la fuerza impulsora de temperatura. Además, el diseñador debe conocer el valor mínimo de Δt (el punto en el que comienza la ebullición nucleada), el valor crítico de Δt (Δt por encima del cual se inicia la ebullición de transición) y el flujo máximo de calor (el flujo de calor que corresponde al valor crítico de Δt). Para el diseñador que no dispone de datos experimentales, serán útiles las ecuaciones que siguen.

Coeficientes de ebullición Para el **coeficiente de ebullición nucleada**, se puede utilizar la ecuación de Mostinski [*Teplenergetika*, **4**, 66 (1963)]:

$$h = bP_c^{0.69}\left(\frac{q}{A}\right)^{0.7}\left[1.8\left(\frac{P}{P_c}\right)^{0.17} + 4\left(\frac{P}{P_c}\right)^{1.2} + 10\left(\frac{P}{P_c}\right)^{10}\right] \quad (10\text{-}106)$$

donde $b = (3.75)(10^{-5})$(SI) o $(2.13)(10^{-4})$ (unidades comunes en Estados Unidos). P_c es la presión crítica y P la presión del sistema, q/A es el flujo del calor, y h es el coeficiente de ebullición nucleada. También se puede emplear la ecuación de McNelly [*J. Imp. Coll. Chem. Eng. Soc.*, 7 (18), (1953)]:

$$h = 0.225\left(\frac{qc_l}{A\lambda}\right)^{0.69}\left(\frac{Pk_l}{\sigma}\right)^{0.31}\left(\frac{\rho_l}{\rho_v} - 1\right)^{0.33} \quad (10\text{-}107)$$

en donde c_l es la capacidad calorífica del líquido, λ es el calor latente, P es la presión del sistema, k_l es la conductividad térmica del líquido, y σ es la tensión superficial.

Rohsenow [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **74**, 969 (1952)] sugirió una ecuación del tipo de Nusselt

$$hD/k = C_r(DG/\mu)^{2/3}(c\mu/k)^{-0.7} \quad (10\text{-}10$$

en donde las variables toman la forma que sigue:

$$\frac{h\beta'}{k}\left[\frac{g_c\sigma}{g(\rho_L - \rho_v)}\right]^{1/2} = C_r\left[\frac{\beta'}{\mu}\left(\frac{g_c\sigma}{g(\rho_L - \rho_v)}\right)^{1/3}\frac{W}{A}\right]^{2/3}\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{-0.7} \quad (10\text{-}108a)$$

La constante C_r no es verdaderamente constante, sino que varía de 0.006 a 0.015.* Es posible que la naturaleza de la superficie sea responsable, en parte, de la variación en la constante. El único factor en la ecuación (10-108*a*) que no se puede obtener con facilidad es el valor del ángulo de contacto β'.

Forster y Zuber† propusieron otra ecuación del tipo de Nusselt:

$$N_{Nu} = 0.0015N_{Re}^{0.62}N_{Pr}^{1/3} \quad (10\text{-}109)$$

que toma la forma que sigue:

* Señalado por Westwater en la obra de Drew y Hoopes, *Advances in Chemical Engineering*, vol. 1, pág. 15. Academic, New York, 1956.

† Forster *J. Appl. Phys.*, **25**, 1067 (1954); Forster y Zuber, *J. Appl. Phys.*, **25**, 474 (1954); Forster y Zuber, Conference on Nuclear Engineering, University of California, Los Angeles, 1955; tratado excelente sobre la ebullición de líquidos, de Westwater en la obra de Drew y Hoopes, *Advances in Chemical Engineering*, vol. 1. Academic, New York, 1956.

$$\frac{c\rho_L\sqrt{\pi\alpha}}{k\rho_v}\frac{W}{A}\left(\frac{2\sigma}{\Delta p}\right)^{1/2}\left(\frac{\rho_L}{\Delta p g_c}\right)^{1/4} = 0.0015\left[\frac{\rho_L}{\mu}\left(\frac{c\rho_L\,\Delta T\,\sqrt{\pi\alpha}}{\lambda\rho_v}\right)^2\right]^{0.62}\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/2} \quad (10\text{-}109a)$$

en donde $\alpha = k/\rho c$ (todas propiedades líquidas)

Δp = presión del vapor en una burbuja menos presión de saturación de una superficie líquida plana.

Las ecuaciones (10-108*a*) y (10-109*a*) las acomodó Westwater en forma dimensional.

Estas ecuaciones darán resultados conservadores, porque se basaron en la cantidad considerable de datos que existen de varias fuentes. La constante numérica se puede ajustar para que se acomode a cualquier conjunto dado de datos, en el caso de que se desee utilizar algún criterio determinado. Sin embargo, las condiciones superficiales varían tanto que las desviaciones pueden ser de ± 25% de los resultados obtenidos.

El **flujo máximo de calor** se puede predecir mediante la relación de Kutateladse-Zuber [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.* **80,** 711 (1958)], con unidades congruentes:

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{\text{máx}} = 0.18 g_c^{1/4}\rho_v\lambda\left[\frac{(\rho_l-\rho_v)\sigma g}{\rho_v^2}\right]^{1/4} \quad (10\text{-}110)$$

Alternativamente, Mostinski presentó una ecuación que representa aproximadamente la correlación de Cichelli-Bonilla [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **41,** 755 (1945)]:

$$\frac{(q/A)_{\text{máx}}}{P_c} = b\left(\frac{P}{P_c}\right)^{0.35}\left(1-\frac{P}{P_c}\right)^{0.9} \quad (10\text{-}111)$$

donde $b = 0.368$ (SI) o 5.58 (unidades comunes en Estados Unidos): P_c es la presión crítica, Pa absoluta; P es la presión del sistema; y $(q/A)_{\text{máx}}$ es el flujo máximo de calor.

El límite inferior de aplicabilidad de las ecuaciones de ebullición nucleada va de 0.1 a 0.2 del límite máximo y depende de la magnitud de la transferencia de calor por convección natural para el líquido. El mejor método de determinación del límite inferior, es trazar dos curvas, una de h en función de Δt para la convección natural, y la otra de h en función de Δt para la ebullición nucleada. La intersección de estas dos curvas se puede considerar como el límite inferior de aplicabilidad de las ecuaciones.

Las ecuaciones anteriores se aplican a tubos simples o superficies planas en un gran estanque. En haces de tubos, las ecuaciones son sólo aproximadas y el diseñador debe basarse en los experimentos. Palen y Small [*Hydrocarbon Process*, **43**(11), 199 (1964)] demostraron los efectos del tamaño del haz de tubos sobre el flujo máximo de calor.

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{\text{máx}} = b\frac{p}{D_o\sqrt{N}}\rho_v\lambda\left[\frac{g\sigma(\rho_l-\rho_v}{\rho_v^2}\right]^{1/4} \quad (10\text{-}112)$$

donde $b = 0.43$ (SI) o 61.6 (unidades comunes en Estados Unidos) en donde p es el espaciamiento de los tubos, D_o es el diámetro exterior de los tubos, y N es el número de tubos (dos veces el número de tubos completos para haces de tubos en U).

Para la ebullición de película, se puede utilizar la correlación de Bromley [*Chem. Eng. Prog.*, **46,** 221 (1950)]:

$$h = b\left[\frac{k_v^3(\rho_l-\rho_v)\rho_v g}{\mu_v D_o\,\Delta t_b}\right]^{1/4} \quad (10\text{-}113)$$

donde $b = 4.306$ (SI) o 0.620 (unidades comunes en Estados Unidos). Katz, Myers y Balekjian [*Pet. Refiner,* **34**(2), 113 (1955)] señalan coeficientes de transferencia de calor de ebullición en tubos con aletas.

DISEÑO TÉRMICO DE EQUIPOS PARA TRANSFERENCIA DE CALOR

INTRODUCCIÓN AL DISEÑO TÉRMICO

En las siguientes subsecciones se presentan métodos de diseño para varias clases importantes de equipo para procesos de transferencia de calor. En la sección 11 se dan descripciones y especificaciones mecánicas de los equipos, que se deben leer junto con este material. Es imposible presentar aquí un tratado completo de la selección, el diseño y la aplicación de intercambiadores de calor. Las mejores obras de consulta general en este campo son la de Kern, *Process Heat Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1950; y Schlünder (ed.), *Heat Exchanger Design Handbook*, Hemisphere Publishing, Washington, 1983.

Método para abordar el diseño de intercambiadores de calor El uso apropiado de conocimientos de transferencia de calor en el diseño de equipos prácticos de transferencia de calor es un arte. El diseñador debe estar consciente constantemente de las diferencias entre las condiciones idealizadas por y sobre las cuales se obtiene el conocimiento básico y las condiciones reales de la expresión mecánica de su diseño y su ambiente. El resultado debe satisfacer requisitos operacionales y de proceso (como la disponibilidad, la flexibilidad y la posibilidad de darle mantenimiento), en forma económica. Una de las partes importantes de cualquier proceso de diseño es tomar en consideración y compensar las consecuencias de los errores en los conocimientos básicos o su inclusión subsiguiente en un método de diseño, o bien en la conversión del diseño en equipo o el manejo del equipo y el proceso. El diseño de intercambiadores de calor, en las mejores condiciones, no es un arte muy preciso.

Comúnmente, el **diseño de un intercambiador de calor de proceso** sigue las etapas que se dan a continuación:

1. Se deben especificar las condiciones del proceso (composición del vapor, velocidades de flujo, temperaturas, presiones, etc.).
2. Se deben obtener las propiedades físicas que se requieren sobre los intervalos de temperatura y presiones que interesan.
3. Se escoge el tipo de intercambiador de calor que se va a emplear.
4. Se hace una estimación preliminar del tamaño del intercambiador, utilizando un coeficiente de transferencia de calor apropiado para los fluidos, el proceso y el equipo.
5. Se escoge un primer diseño, completo en todos los detalles que se necesitan para llevar a cabo los cálculos de diseño.
6. Se evalúa el diseño escogido en la etapa 5 o se *clasifica*, en cuanto a su capacidad para satisfacer las especificaciones de proceso, con respecto tanto a la transferencia de calor como a la caída de presión.
7. Sobre la base de los resultados obtenidos en la etapa 6, se escoge una nueva configuración, en caso necesario, y se repite la etapa 6. Si el primer diseño era inapropiado para satisfacer la carga calorífica requerida, suele ser necesario incrementar el tamaño del intercambiador, permaneciendo todavía dentro de límites especificados o factibles de caída de presión, longitud del tubo, diámetro de la coraza, etc. Esto implicará a veces, el paso a configuraciones de intercambiadores múltiples. Si el primer diseño satisface ampliamente los requisitos de carga de calor o no utiliza toda la caída de presión disponible, se podrá diseñar un intercambiador menos costoso para satisfacer los requisitos del proceso.
8. El diseño final debe satisfacer los requisitos del proceso (dentro de expectativas razonables de error), al costo más bajo. Este último debería incluir los costos de operación y mantenimiento, las ventajas de la capacidad para satisfacer cambios del proceso a largo plazo, además de los costos instalados (de capital). No se deben escoger inter-

cambiadores totalmente sobre la base del costo inicial más bajo que, con frecuencia, da como resultado deficiencias en el futuro.

Coeficiente global de transferencia de calor La ecuación básica de diseño para un intercambiador de calor es

$$dA = dQ/U\,\Delta T \tag{10-114}$$

en donde dA es el elemento de área superficial que se requiere para transferir una cantidad de calor dQ a un punto en el intercambiador, donde el coeficiente global de transferencia de calor es U y donde la diferencia global de temperaturas masivas entre las dos corrientes es ΔT. El coeficiente global de transferencia de calor se relaciona con los coeficientes individuales de transferencia de calor de película y con las resistencias de paredes y suciedades, mediante la ecuación (10-31). Al basar U_o sobre el área de la superficie exterior A_o, se obtiene

$$U_o = \frac{1}{1/h_o + R_{do} + xA_o/k_wA_{wm} + (1/h_i + R_{di})A_o/A_i} \tag{10-115}$$

La ecuación (10-114) se puede integrar formalmente para dar el área exterior que se requiere para transferir la carga calorífica total Q:

$$A_o = \int_0^Q \frac{dQ}{U_o\,\Delta T} \tag{10-116}$$

Para integrar la ecuación (10-116), se deben conocer U_o y ΔT en función de Q. Para algunos problemas, U_o varía mucho y en forma no lineal, a lo largo del intercambiador. En estos casos, es necesario evaluar U_o y ΔT en valores intermedios y efectuar la integración numérica o gráfica. Para muchos casos prácticos, es posible calcular un coeficiente global medio constante U_{om} a partir de la ecuación (10-115) y definir un valor medio correspondiente de ΔT_m, tal que

$$A_o = Q_T/U_{om}\,\Delta T_m \tag{10-117}$$

Es preciso tener cuidado de que U_o no varíe demasiado, que se escojan las ecuaciones y las condiciones apropiadas para calcular los coeficientes individuales y que la diferencia media de temperaturas sea la correcta para la configuración especificada del intercambiador.

Diferencia media de temperaturas La diferencia de temperaturas entre los dos fluidos en el intercambiador de calor variará, en general, de un punto a otro. La diferencia media de temperaturas (MTD) se puede calcular a partir de las temperaturas finales de las dos corrientes, si son válidas las suposiciones que siguen:

1. Todos los elementos de una corriente dada de fluido tienen el mismo historial térmico al pasar por el intercambiador.*
2. El intercambiador funciona en estado estacionario.
3. El calor específico es constante para cada corriente (o si cualquiera de las corrientes sufre una transición isotérmica de fase).
4. El coeficiente global de transferencia de calor es constante.
5. Las pérdidas de calor son despreciables.

Flujo a contracorriente y en paralelo Si el flujo de las corrientes es *completamente* a contracorriente o completamente en paralelo, o si una o ambas corrientes son isotérmicas (con condensación o vaporización cuando haya cambios despreciables de presión), la MTD correcta será la diferencia media logarítmica de temperaturas (LMTD), definida como sigue:

$$\Delta t_{lm} = \frac{(t_1' - t_2'') - (t_2' - t_1'')}{\ln\left(\dfrac{t_1' - t_2''}{t_2' - t_1''}\right)} \tag{10-118a}$$

para *flujo en contracorriente* (Fig. 10-11*a*) y

$$\Delta t_{lm} = \frac{(t_1' - t_1'') - (t_2' - t_2'')}{\ln\left(\dfrac{t_1' - t_1''}{t_2' - t_2''}\right)} \tag{10-118b}$$

para *flujo en paralelo* (Fig. 10-11*b*).

Si U no es constante, sino que se trata de una función lineal de ΔT, el valor correcto de $U_{om}\,\Delta T_m$ que se debe utilizar en la ecuación (10-117) es [Colburn, *Ind. Eng. Chem.*, **25**, 873 (1933)]:

$$U_{om}\,\Delta T_m = \frac{U_o''(t_1' - t_2'') - U_o'(t_2' - t_1'')}{\ln\left(\dfrac{U_o''(t_1' - t_2'')}{U_o'(t_2' - t_1'')}\right)} \tag{10-119a}$$

para el flujo en *contracorriente*, en donde U_o' es el coeficiente global evaluado cuando las temperaturas de la corriente son t_1' y t_2' y U_o'' se evalúa en t_2'' y t_1''. La ecuación correspondiente para *flujo en paralelo* es:

$$U_{om}\,\Delta T_m = \frac{U_o''(t_1' - t_1'') - U_o'(t_2' - t_2'')}{\ln\left(\dfrac{U_o''(t_1' - t_1'')}{U_o'(t_2' - t_2'')}\right)} \tag{10-119b}$$

donde U_o se evalúa en t_2' y t_2'' y U_o' en t_1' y t_1''. Para utilizar estas ecuaciones, es necesario calcular dos valores de U_o.**

El uso de la ecuación (10-119) dará con frecuencia resultados satisfactorios incluso si U_o no es estrictamente lineal con la diferencia de temperaturas.

Flujo invertido, mixto o cruzado Si el patrón de flujo en el intercambiador no es completamente en paralelo o en contracorriente, será necesario aplicar un **factor de corrección** F_T por el que se multiplica la LMTD para obtener la MTD apropiada. Estas correcciones se dedujeron matemáticamente para patrones de flujo de interés, todavía con las suposiciones 1 a 5 anteriores [véase Bowman, Mueller y Nagle,

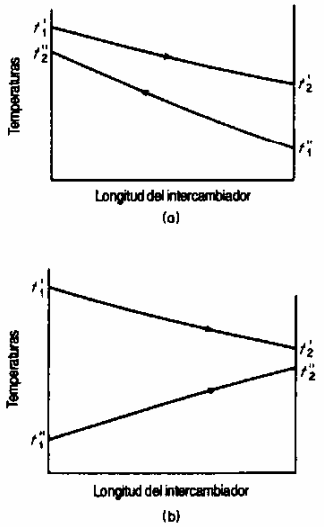


FIG. 10-11 Perfiles de temperatura en intercambiadores de calor. *a*) De contracorriente. *b*) Paralelo.

* Esta suposición es vital, pero se suele omitir o enunciar en forma menos satisfactoria como "cada corriente está bien mezclada en cada punto". En un intercambiador de calor con desviaciones sustanciales de la superficie de transferencia de calor. Por ejemplo, en un intercambiador típico de coraza y tubos con desviadores no se satisface esta condición. No obstante, el error se contrarresta hasta cierto punto, si se emplea la misma formulación de MTD usada para reducir datos experimentales de transferencia de calor, con el fin de obtener la correlación básica, al aplicar la correlación al diseño de un intercambiador de calor. En general, la compensación no es exacta y es preciso el discernimiento y buen juicio para utilizar las formulaciones de la MTD. Sobre todo, en el diseño de un intercambiador con una aproximación de temperatura muy estrecha, la desviación puede dar como resultado un intercambiador que sea ineficiente e, incluso, no funcional desde el punto de vista termodinámico.

** Esta tarea se puede evitar si una corriente de hidrocarburos es la resistencia limitadora, mediante la utilización de gráficas de temperatura calórica desarrolladas por Colburn [*Ind. Eng. Chem.*, **25**, 873 (1933)] y analizadas en la obra de Kern (op. cit.).

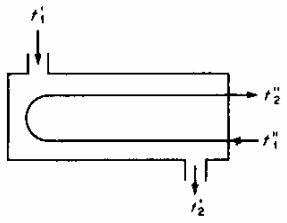


FIG. 10-12 Diagrama de un intercambiador 1-2 (un paso de cubierta con buena desviación y dos pasos de tubos con un número igual de tubos en cada paso).

Trans. Am. Soc. Mech. Eng., **62**, 283 (1940) o la obra de Kern, (*op. cit.*)]. Para un patrón de flujo común, el intercambiador 1-2 (Fig. 10-12), el factor de corrección F_T se da en la figura 10-14*a*, que es también válida para determinar F_T para el intercambiador 1-2 en que se invierte la dirección del flujo del lado de la cubierta (coraza) en relación al que se muestra en la figura 10-12. La figura 10-14*a* es también aplicable, con un error despreciable, a intercambiadores con un paso de cubierta y cualquier número de pasos de tubos. Los valores de F_T menores que 0.8 (0.75 como mínimo) son en general inaceptables, debido a que la configuración escogida del intercambiador es ineficiente; la gráfica resulta difícil de leer con precisión e incluso una pequeña violación de la primera suposición que se encuentra a la base de la MTD, invalidará la deducción matemática y conducirá a un intercambiador termodinámicamente no funcional.

Las gráficas de factor de corrección existen también por intercambiadores con más de un paso de cubierta, proporcionado por un desviador longitudinal del lado de la cubierta. Sin embargo, esos intercambiadores se utilizan raramente en la práctica, debido a las complicaciones mecánicas de su construcción. Asimismo, las fugas térmicas y físicas a través del desviador longitudinal reducen todavía más la diferencia media de temperaturas y no se incluyen adecuadamente en las gráficas de factores de corrección. Sin embargo, estas gráficas son útiles cuando es necesario construir un conjunto de intercambiadores de cubiertas múltiples como el que aparece en la figura 10-13 y se incluyen para dos, tres, cuatro y seis cubiertas *separadas* y dos o más pasos de tubos por cubierta, en la figura 10-14*b, c, d* y *e*. Si sólo se requiere un paso de tubo por cubierta, las tuberías pueden y se deben disponer de tal modo que proporcionen un flujo puro en contracorriente, en cuyo caso, se utiliza la LMTD sin correcciones.

También son importantes los intercambiadores de flujo transversal de varios tipos y requieren factores de corrección aplicados a la LMTD calculada, suponiendo que el flujo es a contracorriente. En la figura 10-14*f, g, h, i* y *j* se dan varios casos.

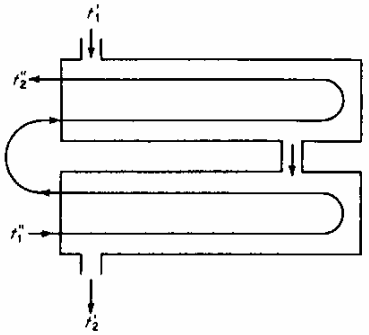


FIG. 10-13 Diagrama de un intercambiador 2-4 (dos cubiertas bien desviadas, idénticas y separadas y cuatro o más pasos de tubos).

Se han preparado muchas gráficas de factor de corrección de la MTD para diversas configuraciones. Con frecuencia, se usan gráficas de F_T para realizar correcciones aproximadas para configuraciones, incluso en casos para los que no son completamente válidas.

DISEÑO TÉRMICO PARA TRANSFERENCIA DE CALOR DE UNA SOLA FASE

Intercambiadores de calor de tubería doble El diseño de intercambiadores de calor de tubería doble es directo. En general, es conservador despreciar los efectos de convección natural y de entrada turbulenta. En el flujo laminar, el término de longitud en el número de Graetz se considera como la longitud de una sección de transferencia de calor entre codos de regreso. La caída de presión se calcula utilizando las correlaciones que se dan en la sección 5.

Si el tubo interno tiene una aleta longitudinal sobre la superficie exterior, se utilizará el diámetro equivalente como longitud característica, tanto en el número de Reynolds como en la correlación de transferencia de calor. También se debe conocer la eficiencia de la aleta para calcular un área exterior *eficaz*, con el fin de utilizarla en la ecuación (10-115).

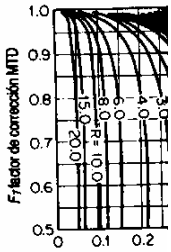
Los accesorios contribuyen mucho a la caída de presión en el lado del anillo o ánulo. No son seguros los métodos generales para predecir esto y se deben utilizar datos de los fabricantes, siempre que se encuentren disponibles.

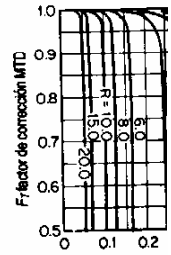
Los intercambiadores de tuberías dobles se configuran con frecuencia en disposiciones complejas, en serie y paralelo, a ambos lados. La MTD que se debe utilizar se deduce para algunas de esas disposiciones y se da en la obra de Kern [*Process Heat Transfer*, McGraw-Hill, New York, (1950)]. Los casos más complejos pueden requerir un equilibrio por tanteos de las cargas de calor y las ecuaciones de velocidad para las subsecciones o incluso intercambiadores individuales en el grupo.

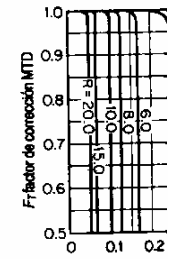
Intercambiadores de cubierta (o coraza) y tubos con desviadores El método que se da aquí se basa en las investigaciones resumidas en Final Report, Cooperative Research Program on Shell and Tube Heat Exchangers, Univ. Del. Eng. Exp. Sta. Bull. 5 (junio de 1963). El método presupone que las características de caída de presión y transferencia de calor del lado de la cubierta son iguales a las que corresponden al grupo de tubos ideales para las secciones de flujo transversal del intercambiador, modificadas para tomar en cuenta la distorsión del patrón de flujo que introducen los desviadores y la presencia de fugas y un flujo de desviación a través de los diversos espacios libres de franqueo que se requieren para la construcción mecánica.

Se supone que se conocen las condiciones de proceso y las propiedades físicas y que se conocen o especifican los datos que siguen: diámetro exterior del tubo D_o, disposición geométrica de los tubos (celda unitaria), diámetro interior de la cubierta D_s, límite de tubo exterior de la cubierta D_{otl}, corte del desviador l_c, espaciamiento de los desviadores l_s y número de bandas de sello N_{ss}. La longitud eficaz de tubos entre láminas tubulares L se puede especificar o calcular después de determinar el coeficiente de transferencia de calor. Si se dispone de información específica adicional (p. ej., franqueo entre los desviadores y los tubos), se pueden utilizar los valores exactos de ciertos parámetros (en lugar de estimaciones) en el cálculo, con el fin de lograr mejorar un poco la exactitud. Para completar la clasificación, es necesario conocer también el material de los tubos y el diámetro interior o el espesor de las paredes.

Este método de clasificación, aunque aparentemente es el mejor, en general, en los libros de texto, no resulta muy preciso. Un estudio completo hecho por Palen y Taborek [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.* 92, **65**, 53 (1969)] demostró que este método predecía coeficientes del lado de cubierta de aproximadamente un 50% por debajo a un 100% por arriba, mientras que el intervalo de caídas de presión iba de aproximadamente 50% por debajo a 200% por arriba. El error medio para la transferencia de calor fue de cerca del 15% por debajo (seguro) para todos los números de Reynolds, mientras que el error medio para la caída de presión







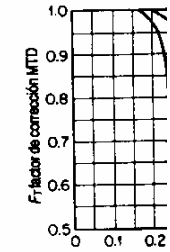


FIG. 10-14 Factor
t_1) y $S = (t_2 - t_1)/(T_1$ -
más pasos de tubos.
paso de cubierta, una
transversal o cruzad
conexiones de codos

r de corrección de la
ncia, se usan gráficas
para configuraciones,
ente válidas.

RENCIA DE

El diseño de inter-
. En general, es con-
tural y de entrada tur-
gitud en el número de
ción de transferencia
ón se calcula utilizan-

obre la superficie ex-
longitud característi-
rrelación de transfe-
iencia de la aleta para
lizarla en la ecuación

de presión en el lado
nerales para predecir
empre que se encuen-

nfiguran con frecuen-
lo, a ambos lados. La
de esas disposiciones
, McGraw-Hill, New
requerir un equilibrio
de velocidad para las
luales en el grupo.
tubos con desviado-
vestigaciones resumi-
am on Shell and Tube
. 5 (junio de 1963). El
la de presión y trans-
ales a las que corres-
s de flujo transversal
enta la distorsión del
la presencia de fugas
pacios libres de fran-
nica.
proceso y las propie-
latos que siguen: diá-
ca de los tubos (celda
te de tubo exterior de
ento de los desviado-
eficaz de tubos entre
lar después de deter-
se dispone de infor-
tre los desviadores y
le ciertos parámetros
de lograr mejorar un
a, es necesario cono-
interior o el espesor

mente es el mejor, en
iso. Un estudio com-
g. *Symp. Ser.* 92, **65**,
eficientes del lado de
a un 100% por arriba,
le aproximadamente
para la transferencia
para todos los núme-
a la caída de presión

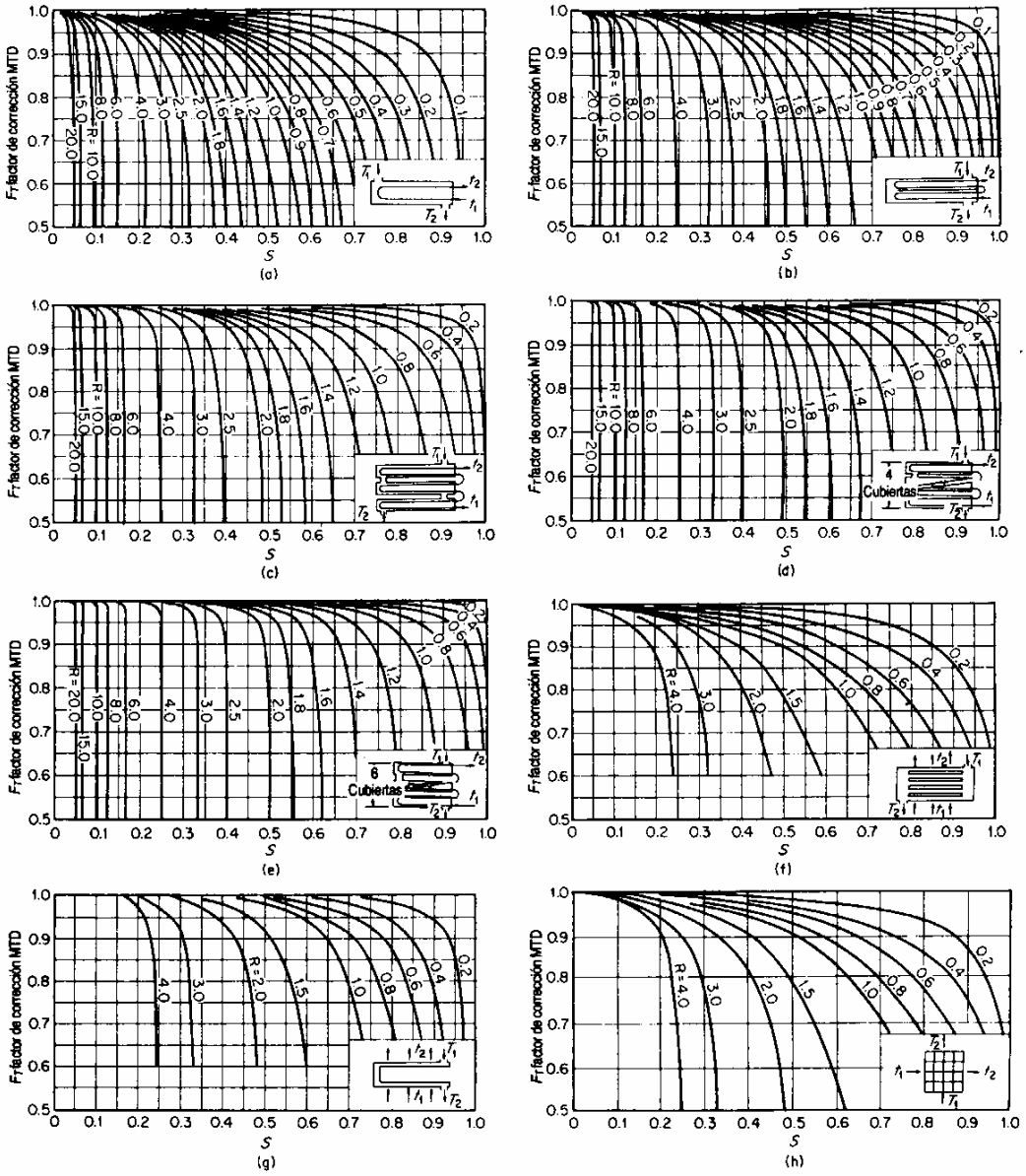


FIG. 10-14 Factores de corrección de LMTD (diferencia media logarítmica de temperaturas) para intercambiadores de calor. En todas las gráficas: $R = (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1)$ y $S = (t_2 - t_1)/(T_1 - t_1)$. (*a*) Un paso de cubierta y dos o más pasos de tubos. (*b*) Dos pasos de cubierta, cuatro o más pasos de tubos. (*c*) Tres pasos de cubierta, seis o más pasos de tubos. (*d*) Cuatro pasos de cubierta, ocho o más pasos de tubos. (*e*) Seis pasos de cubierta, doce o más pasos de tubos. (*f*) Flujo transversal o cruzado un paso de cubierta, una o más hileras paralelas de tubos. (*g*) Flujo transversal o cruzado dos pasos, dos hileras de tubos; para más de dos pasos, se utiliza $F_T = 1.0$ (*h*) Flujo transversal o cruzado un paso de cubierta, un paso de tubo, los dos fluidos no se mezclan. (*i*) Flujo transversal o cruzado (tipo de goteo) dos pasos horizontales con conexiones de codos en *U* (tipo trombón). (*j*) Flujo transversal o cruzado (tipo de goteo), serpentines helicoidales con dos vueltas.

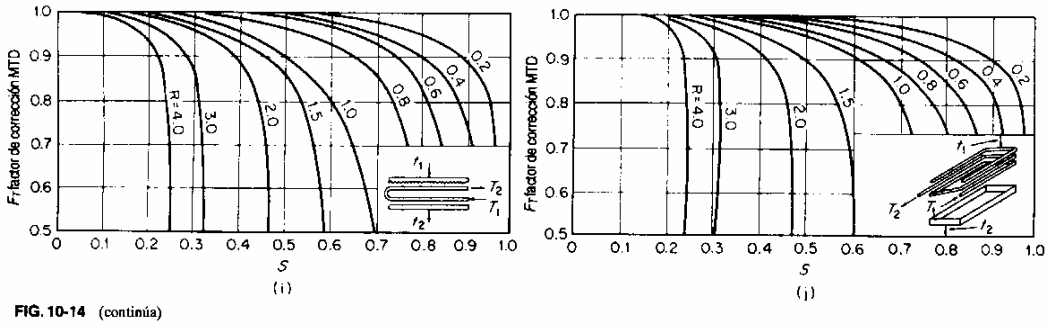


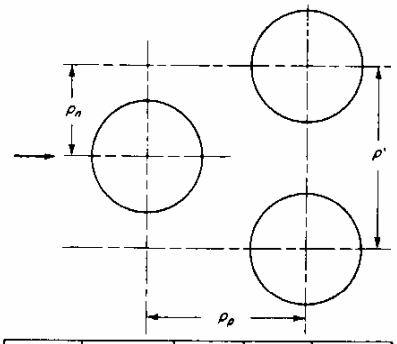
FIG. 10-14 (continúa)

iba de aproximadamente 5% por debajo (inseguro) con números de Reynolds por encima de 1000 a cerca del 100% por arriba, con números de Reynolds por debajo de 10.

Cálculo de parámetros geométricos del lado de la cubierta

1. *Número total de tubos en el intercambiador N_t.* Si no se conocen mediante el conteo directo, se buscan en la tabla de conteo de tubos, tabla 11-3

2. *Espaciamiento de los tubos paralelamente al flujo p_p y normal al flujo p_n.* Estas cantidades sólo se necesitan para la estimación de otros parámetros. Si se dispone de un dibujo detallado del intercambiador, será mejor obtener esos otros parámetros mediante el cálculo o el conteo directo. Los espaciamientos se describen en la figura 10-15 y se leen de ella para configuraciones comunes de tubos.



Diám. ext. de tubo, D_o in.	Espaciamiento p' in.	Config.	p_p, in.	p_n, in.
0.625	0.812	→	0.704	0.406
0.750	0.938	→	0.814	0.469
0.750	1	→	1.000	1.000
0.750	1	→	0.707	0.707
0.750	1	→	0.866	0.500
1.000	1.250	→	1.250	1.250
1.000	1.250	→	0.884	0.884
1.000	1.250	→	1.082	0.625

FIG. 10-15 Valores de espaciamiento de tubos para configuraciones comunes de tubos. Para convertir pulgadas a metros, multiplíquese por 0.0254. Nótese que D_o, p', P_p y P_n, tienen unidades en pulgadas.

3. *Número de hileras de tubos cruzadas en una sección de flujo transversal N_c.* Se cuentan en el dibujo del intercambiador o se estiman a partir de

$$N_c = \frac{D_s[1 - 2(l_c/D_s)]}{p_p} \tag{10-120}$$

4. *Fracción de tubos totales en el flujo transversal F_c*

$$F_c = \frac{1}{\pi}\left[\pi + 2\frac{D_s - 2l_c}{D_{otl}}\operatorname{sen}\left(\cos^{-1}\frac{D_s - 2l_c}{D_{otl}}\right) - 2\cos^{-1}\frac{D_s - 2l_c}{D_{otl}}\right] \tag{10-121}$$

F_c se presenta en la figura 10-16. Esta figura es aplicable estrictamente sólo a la construcción de cabeza flotante y anillo dividido, pero se puede utilizar para otras situaciones con errores mínimos.

5. *Número de hileras eficaces de flujo transversal en cada ventana N_{cw}*

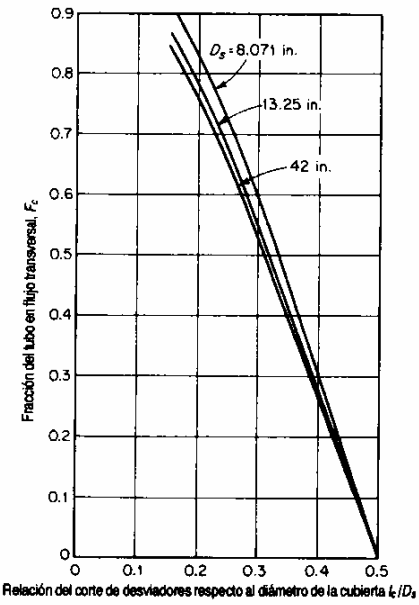


FIG. 10-16 Estimación de la fracción de tubos en flujo transversal. F_c [ecuación (10-121)]. Para convertir pulgadas a metros, multiplíquese por 0.0254. Nótese que l_c y D_s tienen unidades en pulgadas.

6. *Área de flujo t*
una sección de flujo
a. Para configurac

$$S_m = l_s\left[D_s - D_s\right.$$

b. Para disposició

$$S_m = l_s\left[D_s - D_s\right.$$

7. *Fracción de d*
desviación F_{bp}

8. *Área de flujo*
estima a partir de

$$S_{sb}$$

donde $b = (6.223)(1$
tados Unidos). Esto
bular Exchanger M
$^1/_{32}$ in de espacio lib
dor. Los valores se
sumamente apretad
la suciedad.

9. Área de fuga
Si se conoce el espa
el desviador δ_{sb}, S_{sb}

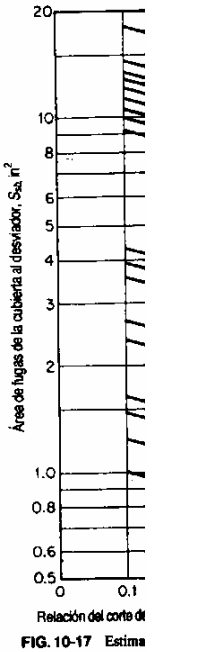
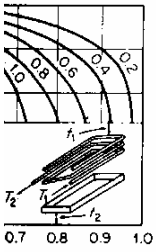


FIG. 10-17 Estima
ción (10-126)]. Para
convertir pulgadas cu
Obsérvese que l_c y D_s



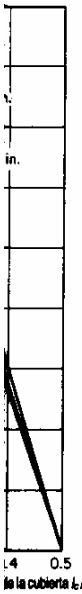
na sección de flujo
ibiador o se estiman

(10-120)

rsal F_c

$$\left[\frac{-2l_c}{D_{otl}} \right] \quad (10\text{-}121)$$

cable estrictamente
ridido, pero se pue-
nos.
sal en cada ventana



transversal. F_c [ecua-
juese por 0.0254. Nó-

$$N_{cw} = \frac{0.8l_c}{p_p} \quad (10\text{-}122)$$

6. *Área de flujo transversal en la línea central o cerca de ella para una sección de flujo transversal S_m*

a. Para configuraciones cuadradas, giradas y en línea:

$$S_m = l_s \left[D_s - D_{otl} + \frac{D_{otl} - D_o}{p_n} (p' - D_o) \right] \text{ m}^2 \text{ (ft}^2\text{)} \quad (10\text{-}123a)$$

b. Para disposiciones triangulares:

$$S_m = l_s \left[D_s - D_{otl} + \frac{D_{otl} - D_o}{p'} (p' - D_o) \right] \text{ m}^2 \text{ (ft}^2\text{)} \quad (10\text{-}123b)$$

7. *Fracción de área de flujo transversal disponible para el flujo de desviación F_{bp}*

$$F_{bp} = \frac{(D_s - D_{otl})l_s}{S_m} \quad (10\text{-}124)$$

8. *Área de flujo del tubo al desviador para un desviador S_{tb}.* Se estima a partir de

$$S_{tb} = bD_oN_T(1 + F_c) \text{ m}^2 \text{ (ft}^2\text{)} \quad (10\text{-}125)$$

donde $b = (6.223)(10^{-4})$ (SI) o $(1.701)(10^{-4})$ (unidades comunes en Estados Unidos). Estos valores se basan en la construcción: TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association), Clase R que especifica $^1/_{32}$ in de espacio libre de franqueo diametral entre el tubo y el desviador. Los valores se deben modificar si se especifica una construcción sumamente apretada o suelta, o si se espera un atascamiento debido a la suciedad.

9. Área de fugas de la cubierta al desviador para un desviador S_{sb}. Si se conoce el espacio libre de franqueo diametral entre la cubierta y el desviador δ_{sb}, S_{sb} se podrá calcular a partir de

$$S_{sb} = \frac{D_s \delta_{sb}}{2} \left[\pi - \cos^{-1}\left(1 - \frac{2l_c}{D_s}\right) \right] \text{ m}^2 \text{ (ft}^2\text{)} \quad (10\text{-}126)$$

en donde el valor del término $\cos^{-1}(1 - 2l_c/D_s)$ está en radianes y se encuentra entre 0 y $\pi/2$. S_{sb} se trazó en la figura 10-17, basándose en las normas TEMA de clase R. Puesto que las cubiertas de tubería se limitan generalmente a diámetros por debajo de 24 in, se muestran los tamaños mayores utilizando la especificación de cubierta laminada. Se debe dejar margen para la construcción especialmente apretada o suelta.

10. *Área para el flujo a través de la ventana S_w.* Esta superficie se obtiene como la diferencia entre el área bruta de ventana S_{wg} y el área de ventana ocupada por los tubos S_{wt}:

$$S_{wg} = \frac{D_s^2}{4} \left[\cos^{-1}\left(1 - 2\frac{l_c}{D_s}\right) \right. \quad (10\text{-}127)$$

$$\left. - \left(1 - 2\frac{l_c}{D_s}\right) \sqrt{1 - \left(1 - 2\frac{l_c}{D_s}\right)^2} \right] \text{ m}^2 \text{ (ft}^2\text{)} \quad (10\text{-}128)$$

S_{wg} se muestra en la figura 10-18. S_{wt} se puede calcular a partir de

$$S_{wt} = (N_T/8)(1 - F_c)\pi D_o^2 \text{ m}^2 \text{ (ft}^2\text{)} \quad (10\text{-}129)$$

11. *Diámetro equivalente de ventana D_w [que se requiere sólo si existe un flujo laminar que se define como $(N_{Re})_s \leq 100$]:*

$$D_w = \frac{4S_w}{(\pi/2)N_T(1 - F_c)D_o + D_s\theta_b} \text{ m (ft)} \quad (10\text{-}130)$$

en donde θ_b es el ángulo de corte del desviador dado por

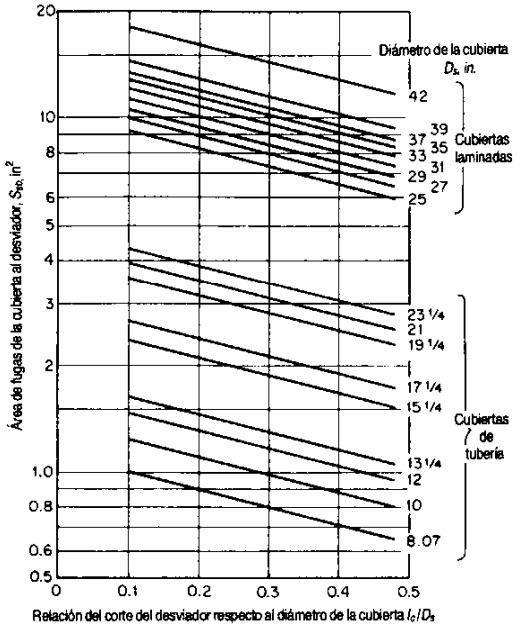


FIG. 10-17 Estimación del área de fugas de la cubierta a los desviadores [ecuación (10-126)]. Para convertir pulgadas a metros, multiplíquese por 0.0254; para convertir pulgadas cuadradas a metros cuadrados, multiplíquese por $(6.45)(10^{-4})$. Obsérvese que l_c y D_s tienen unidades en pulgadas.

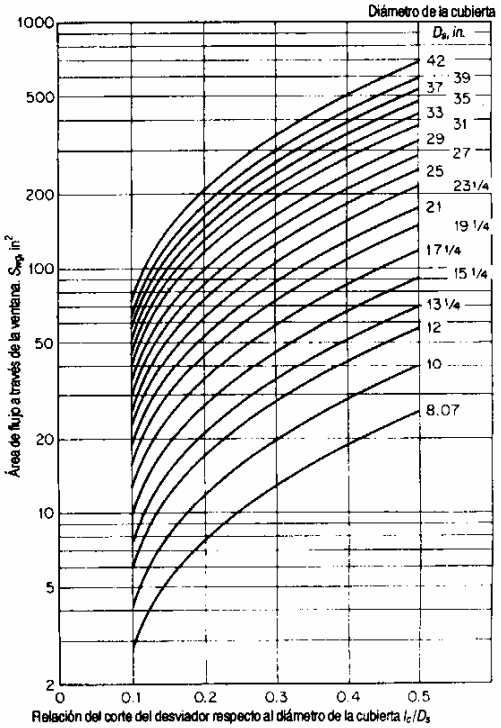


FIG. 10-18 Estimación del área de flujo transversal o cruzado de las ventanas [ecuación (10-128)]. Para convertir pulgadas a metros, multiplíquese por 0.0254. Obsérvese que l_c y D_s tienen unidades en pulgadas.

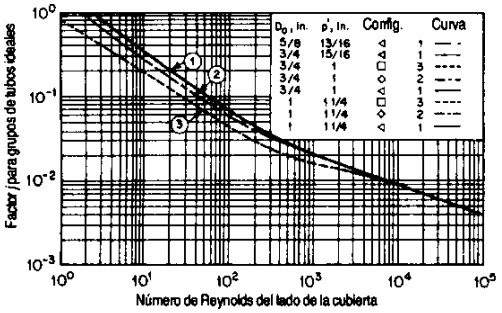


FIG. 10-19 Correlación del factor j para un grupo ideal de tubos. Para convertir pulgadas a metros, multipliquese por 0.0254. Obsérvese que p' y D_0 tienen unidades en pulgadas.

$$\theta_b = 2\cos^{-1}\left(1 - \frac{2l_c}{D_s}\right) \quad \text{rad} \tag{10-131}$$

12. *Número de desviadores N_b*

$$N_b = (L/l_s) - 1 \tag{10-132}$$

Se debe conocer la longitud eficaz del tubo L para calcular N_b, que se necesita para estimar la caída de presión del lado de la cubierta. Al diseñar un intercambiador, es preciso calcular el coeficiente del lado de la cubierta y la longitud necesaria de un intercambiador para la transferencia de calor, obtenida antes de calcular N_b.

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor del lado de la cubierta (o coraza)

1. Calcúlese *el número de Reynolds del lado de la cubierta* $(N_{Re})_s$.

$$(N_{Re})_s = D_o W/\mu_b S_m \tag{10-133}$$

en donde W = gasto masa, y μ_b = viscosidad a la temperatura masiva. La temperatura media aritmética global del fluido del lado de la cubierta suele ser adecuada para evaluar todas las propiedades masivas del fluido del lado de la cubierta. En el caso de intervalos amplios de temperaturas o cuando la viscosidad sea muy sensible a los cambios de temperatura, se deberá tener un cuidado especial al utilizar la ecuación (10-119).

2. Determínese j_k a partir de la curva de grupo de tubos ideales para una configuración dada de tubos y el valor calculado de $(N_{Re})_s$, utilizando la figura 10-19, que se adaptó a partir de los datos para el grupo de tubos ideales, obtenidos en Delaware por Bergelin y sus colaboradores [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **74**, 953 (1952)] y la correlación de Grimison [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **59**, 583 (1937)].

3. Calcúlese *el coeficiente de transferencia de calor del lado de la cubierta para un grupo de tubos ideales* h_k.

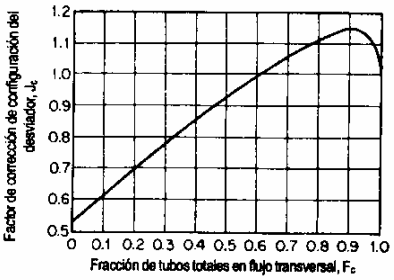


FIG. 10-20 Factor de corrección para efectos de configuraciones de desviadores.

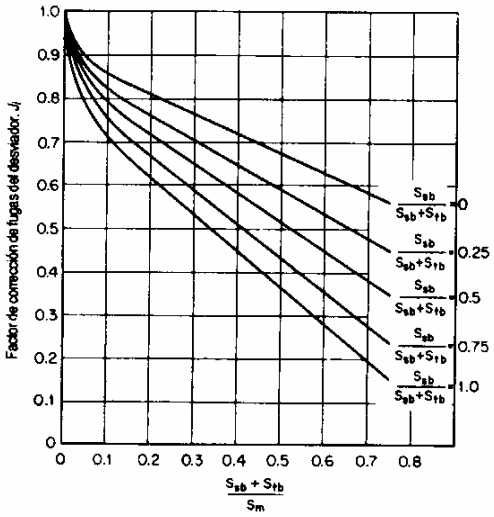


FIG. 10-21 Factor de corrección para efectos de fugas de los desviadores.

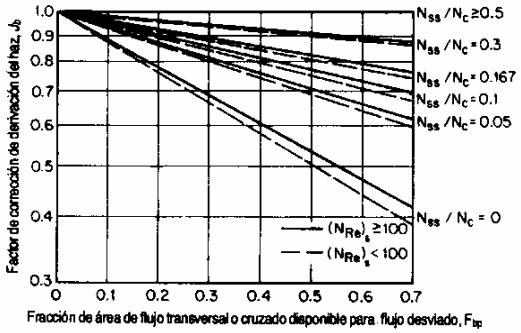


FIG. 10-22 Factor de corrección para el flujo desviado.

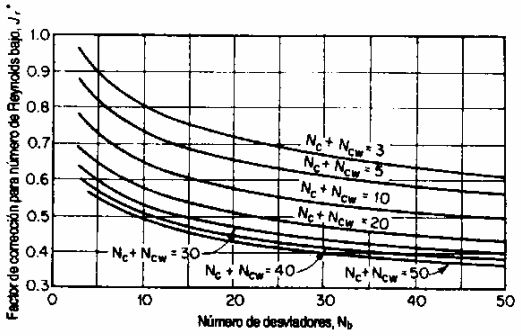


FIG. 10-23 Factor básico de corrección para el gradiente adverso de temperaturas con números de Reynolds bajos.

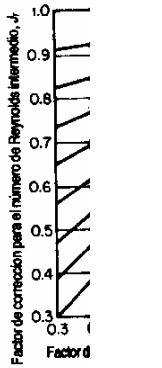


FIG. 10-24 Factor de
números de Reynolds i

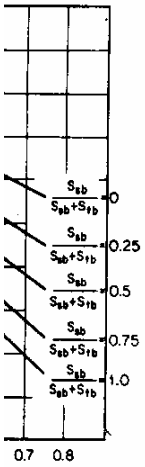
en donde c es el cal
viscosidad evaluada
4. Determínese
figuración de desvia
5. Calcúlese el
desviadores J_l, a par
6. Determínese
ción del haz J_b, a pa
7. Determínese
dientes adversos de
a. Si $(N_{Re})_s <$ 10
conocen N_b y $(N_c +$
b. Si $(N_{Re})_s \leq 20$,
c. Si $20 < (N_{Re})_s$
se conocen J_r^* y $(N_R$
8. Calcúlese *el*
cubierta para el int

Cálculo de la caída

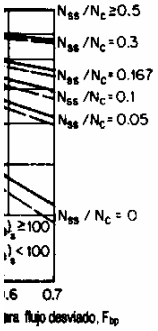
1. Determínese
de tubos ideales par
de $(N_{Re})_s$, utilizand
res y cuadradas gir
dradas en línea. Est
al. y Grimison (*loc.*
2. Calcúlese *la*
versal ideal.

donde $b = (2.0)(10^$
Unidos).
3. Calcúlese *l*
ideal. Si $(N_{Re})_s \geq 1$

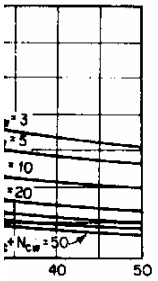
donde $b = (5)(10^$
Unidos).



de los desviadores.



ara flujo desviado, F_{bp}



le adverso de tempera-

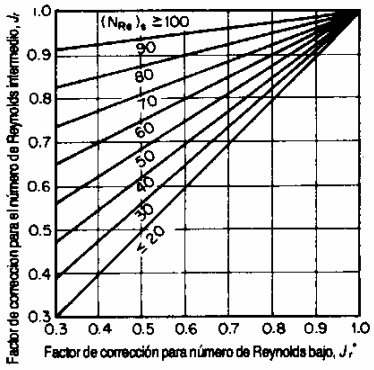


FIG. 10-24 Factor de corrección para el gradiente adverso de temperaturas, con números de Reynolds intermedios.

$$h_k = j_k c \frac{W}{S_m} \left(\frac{k}{c\mu}\right)^{2/3} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0.14} \tag{10-134}$$

en donde c es el calor específico, k la conductividad térmica, y μ_w la viscosidad evaluada a la temperatura superficial media.

4. Determínese el factor de corrección para los efectos de la configuración de desviadores J_c, a partir de la figura 10-20.

5. Calcúlese el factor de corrección para los efectos de fugas de desviadores J_l, a partir de la figura 10-21.

6. Determínese el factor de corrección para los efectos de desviación del haz J_b, a partir de la figura 10-22.

7. Determínese el factor de corrección para la acumulación de gradientes adversos de temperatura con números de Reynolds bajos J_r:

a. Si $(N_{Re})_s < 100$, determínese J_r^* a partir de la figura 10-23, si se conocen N_b y $(N_c + N_{cw})$.

b. Si $(N_{Re})_s \leq 20$, $J_r = J_r^*$.

c. Si $20 < (N_{Re})_s < 100$, determínese J_r a partir de la figura 10-24, si se conocen J_r^* y $(N_{Re})_s$.

8. Calcúlese *el coeficiente de transferencia de calor del lado de la cubierta para el intercambiador h_s a partir de*:

$$h_s = h_k J_c J_l J_b J_r \tag{10-135}$$

Cálculo de la caída de presión del lado de la cubierta (o coraza)

1. Determínese f_k a partir de la curva de factor de fricción de grupo de tubos ideales para la configuración dada de tubos al valor calculado de $(N_{Re})_s$, utilizando la figura 10-25*a* para configuraciones triangulares y cuadradas giradas y la figura 10-25*b* para configuraciones cuadradas en línea. Estas curvas se adaptaron de las obras de Bergelin *et al.* y Grimison (*loc. cit.*).

2. Calcúlese *la caída de presión para una sección de flujo transversal ideal*.

$$\Delta P_{bi} = b \frac{f_k W^2 N_c}{\rho S_m^2} \left(\frac{\mu_w}{\mu_b}\right)^{0.14} \tag{10-136}$$

donde $b = (2.0)(10^{-3})$ (SI) o $(9.9)(10^{-5})$ (unidades comunes en Estados Unidos).

3. Calcúlese *la caída de presión para una sección de ventana ideal*. Si $(N_{Re})_s \geq 100$,

$$\Delta P_{wi} = b \frac{W^2(2 + 0.6N_{cw})}{S_m S_{wo} \rho} \tag{10-137a}$$

donde $b = (5)(10^{-4})$ (SI) o $(9.9)(10^{-5})$ (unidades comunes en Estados Unidos).

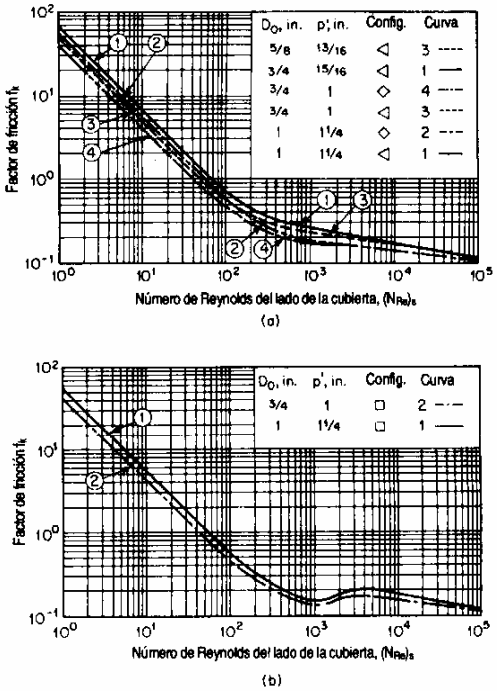


FIG. 10-25 Corrección de factores de fricción para grupos de tubos ideales. (*a*) Configuración triangular y de cuadrado girado. (*b*) Configuraciones cuadradas en línea.

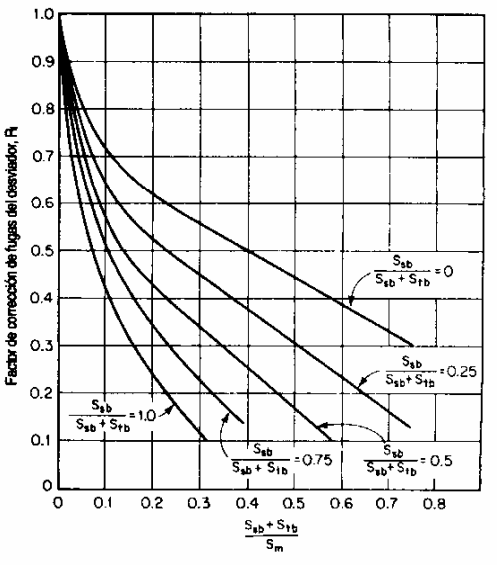


FIG. 10-26 Factor de corrección para los efectos de fugas por los desviadores al producirse caídas de presión.

Si $(N_{Re})_s < 100$,

$$\Delta P_{wk} = b_1 \frac{\mu_b W}{S_m S_w \rho}\left(\frac{N_{cw}}{p' - D_o} + \frac{l_t}{D_w^2}\right) + b_2 \frac{W^2}{S_m S_w \rho} \quad (10\text{-}137b)$$

donde $b_1 = (1.681)(10^{-5})$ (SI) o $(1.08)(10^{-4})$ (unidades comunes en Estados Unidos). donde $b_2 = (9.99)(10^{-4})$ (SI) o $(4.97)(10^{-5})$ (unidades comunes en Estados Unidos).

4. Determínese el factor de corrección para el efecto de fuga del desviador sobre la caída de presión R_l, a partir de la figura 10-26. Las curvas que se muestran no se deben extrapolar más allá de los puntos indicados.

5. Determínese el factor de corrección para la desviación del haz R_b a partir de la figura 10-27.

6. Calcúlese la *caída de presión a través del lado de la cubierta* (excluyendo las toberas).

$$\Delta P_s = [(N_b - 1)(\Delta P_{bk})R_b + N_b \Delta P_{wk}]R_l + 2\,\Delta P_{bk} R_b\left(1 + \frac{N_{cw}}{N_c}\right) \quad (10\text{-}138)$$

Los valores de h_s y ΔP_s calculados por el procedimiento anterior son para intercambiadores limpios y tienen como finalidad resultar tan exactos como sea posible, y no conservadores (o sea, bajos). En general, un intercambiador sucio dará velocidades más bajas de transferencia de calor, como se pone de manifiesto por las resistencias de la suciedad incluidas en la ecuación (10-115), y caídas de presión más altas. Se pueden hacer estimaciones de los **efectos de la suciedad** sobre la caída de presión, utilizando los métodos anteriores y al suponer que el depósito de suciedad bloquea las fugas o escapes y, quizá, las áreas de derivación. La suciedad puede reducir también el espacio libre de franqueo entre los tubos e incrementar considerablemente la caída de presión en el flujo transversal.

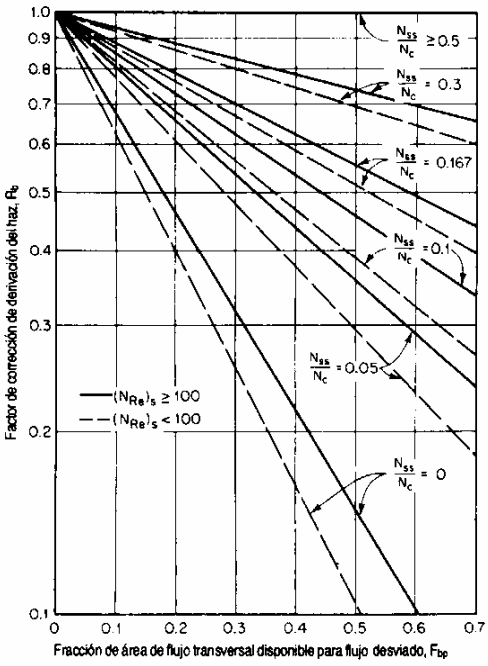


FIG. 10-27 Factor de corrección sobre la caída de presión para el flujo desviado.

DISEÑO TÉRMICO DE CONDENSADORES

Condensadores de componente simple

Diferencia media de temperaturas Al condensar un componente simple a su temperatura de saturación, se supone que toda la resistencia a la transferencia de calor del lado de condensación se encuentra generalmente en la capa de condensados. Se calcula un coeficiente medio de condensación a partir de la correlación apropiada y se combina con las otras resistencias en la ecuación (10-115). A continuación, se utiliza el coeficiente global con la LMTD (no se necesita corrección de F_T para la condensación isotérmica) para dar el área que se requiere, aun cuando el coeficiente de condensación y, por ende, U, no son constantes en todo el condensador.

Si el vapor está **sobrecalentado** en la entrada, se deberá someter primero al desobrecalentado mediante la transferencia de calor sensible a partir del vapor. Esto se produce cuando la superficie tiene una temperatura por encima de la temperatura de saturación, y se emplea una correlación de transferencia de calor en una sola fase. Si la temperatura de superficie está por debajo de la temperatura de saturación, se producirá condensación directamente a partir del vapor sobrecalentado y el coeficiente eficaz se determinará a partir de la correlación apropiada de condensación, utilizando la temperatura de saturación en la LMTD. Para determinar si se producirá o no condensación en forma directa a partir de vapor sobrecalentado, calcúlese la temperatura de la superficie, suponiendo una transferencia de calor en una sola fase.

$$T_{\text{superficie}} = T_{\text{vapor}} - \frac{U}{h}(T_{\text{vapor}} - T_{\text{refrigerante}}) \quad (10\text{-}139)$$

en donde h es el coeficiente de transferencia de calor sensible para el vapor, U se calcula al utilizar h, y los dos valores se encuentran sobre la misma base de área. Si $T_{\text{superficie}} > T_{\text{saturación}}$, no se producirá condensación en ese punto y el flujo de calor será verdaderamente más alto que si $T_{\text{superficie}} \leq T_{\text{saturación}}$ y hay condensación. En general, es moderado diseñar un condensador de sobrecalentador de componente puro, como si toda la carga de calor se transfiriera mediante la condensación, utilizando la temperatura de saturación en la LMTD.

El diseño de una **sección de subenfriamiento de condensado** integral es más difícil, sobre todo si se requiere una aproximación estrecha de temperaturas. La capa de condensado sobre la superficie se subenfriará en promedio de 1/3 a 1/2 de la caída de temperatura en la película y esto suele ser suficiente, cuando el condensado no se recalienta, al pasar a través del vapor. Si se lleva a cabo el proceso de condensación y subenfriamiento dentro de tubos o en la cubierta de un condensador vertical, la sección de subenfriamiento en una sola fase se podrá tratar por separado, dando un área que se agrega a la que se necesita para la condensación. Si el subenfriamiento se logra en el lado de la cubierta de un condensador horizontal, mediante la inundación de algunos de los tubos del fondo con un vertedero o un controlador de nivel, se deberán resolver las ecuaciones de índice y balance de calor para cada sección, con el fin de obtener el área que se requiere.

La caída de presión en el lado de la condensación reduce la temperatura final de condensación y la MTD, y siempre se tiene que verificar. En los diseños que requieren métodos aproximados entre el enfriador de entrada y el condensado de salida (subenfriado o no), la subestimación de la caída de presión del lado de la condensación puede conducir a un intercambiador que no podrá satisfacer las temperaturas finales especificadas. Puesto que los cálculos de caída de presión en los flujos de dos fases, tales como los de condensación, son relativamente inexactos, el diseñador deberá tomar cuidadosamente en consideración las consecuencias de una caída de presión mayor que la calculada.

Condensadores horizontales en la cubierta · El **coeficiente medio de condensación** para la parte exterior de un grupo de tubos horizontales se calcula mediante la ecuación (10-97) para un solo tubo, corregida según el número de tubos en una hilera vertical. Para el flujo laminar no perturbado en todos los tubos, la ecuación (10-101), para los tamaños realistas de condensadores es demasiado conservadora, debido a las salpicaduras, los ondulamientos y el flujo turbulento. Kern

(*Process Heat Transfer,* McGraw-Hill, New York, 1950) propuso un exponente de $-1/6$ sobre la base de sus experiencias, mientras que los datos para el freón 11 de Short y Brown (*General Discussion on Heat Transfer*, Institute of Mechanical Engineers, London, 1951) indican una independencia del número de hileras de tubos. Parece razonable no utilizar corrección para los líquidos no viscosos y la corrección de Kern para los viscosos. Para un haz cilíndrico de tubos, en donde N varía, se acostumbra considerar a N igual a las dos terceras partes del valor máximo o de la línea central.

Los desviadores en un condensador horizontal en la cubierta se orientan con los cortes verticales para facilitar el drenaje y eliminar las posibilidades de inundación en las secciones superiores de flujo transversal. La **caída de presión** del lado del vapor se puede estimar mediante los datos y con el método de Diehl y Unruh [*Pet. Refiner,* **36**(10), 147 (1957); **37**(10), 124 (1958)].

Las velocidades elevadas de vapor a través de los tubos realzan el coeficiente de condensación. No hay correlación en los textos normales para permitir que el diseñador aproveche este hecho. Puesto que la velocidad de flujo de vapor varía a lo largo de la longitud, se necesitará en cada caso un procedimiento de cálculo de incremento. En general, las caídas de presión que se requieren para obtener beneficios importantes se encuentran por encima de las que se permiten en la mayoría de las aplicaciones de procesos.

Condensadores verticales en la cubierta Los condensadores se diseñan con frecuencia de modo que la condensación se produzca en la parte exterior de tubos verticales. La ecuación (10-92) es válida, en tanto la película de condensado sea laminar. Cuando se haga turbulenta se deberán utilizar la figura 10-10 o la ecuación de Colburn [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **30,** 187 (1933-1934)].

Se requiere cierto buen juicio para utilizar esas correlaciones, debido a las características de construcción del condensador. Los tubos se deben apoyar con desviadores, comúnmente con un corte máximo (45% del diámetro de la cubierta) y un espaciamiento máximo, para minimizar la caída de presión. El flujo del condensado se interrumpe mediante los desviadores, que pueden tomar o redistribuir el líquido y que provocarán también ciertas salpicaduras de gotas que caen libremente sobre los tubos.

Para el **subenfriamiento**, se debe mantener una cierta existencia del líquido en el extremo inferior de la cubierta, mediante un vertedero o un controlador de nivel de líquido. El coeficiente de transferencia de calor de subenfriamiento se da mediante las correlaciones para la convección natural sobre una superficie vertical [ecuaciones (10-33*a*) y (10-33*b*)], suponiendo que el depósito esté bien mezclado (isotérmico) a la temperatura de salida del condensado subenfriado. La caída de presión se puede estimar mediante el procedimiento anterior para el lado de la cubierta.

Condensadores horizontales en los tubos La condensación de un vapor dentro de tubos horizontales se produce en recalentadores de calderas y de termosifón horizontal y en condensadores enfriados por aire. La condensación en tubos ofrece también ciertas ventajas para la condensación de mezclas de componentes múltiples, que se discute en la subsección "Condensadores de componentes múltiples". Las diversas correlaciones en tubos se conectan estrechamente al **patrón de flujo en dos fases** en el tubo [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.,* **66**(102), 150 (1970)]. A velocidades bajas de flujo, cuando la gravedad predomina en el patrón de flujo, la ecuación (10-105) se puede utilizar adecuadamente. Con velocidades de flujo elevadas, el flujo y la transferencia de calor se rigen por el corte de vapor en la película de condensado, y resulta válida la ecuación (10-104). Un procedimiento simple y generalmente conservador es el de calcular el coeficiente para un caso dado, mediante las dos correlaciones, y utilizar la *mayor*.

La caída de presión durante la condensación dentro de tubos horizontales se puede calcular mediante la utilización de correlaciones para el flujo en dos fases, que se dio en la Sección 5, despreciando la recuperación de presión que se debe a la desaceleración del flujo.

Condensación en tubos verticales Los condensadores de tubos verticales se diseñan generalmente de tal modo que el vapor y el líquido fluyan en paralelo, hacia abajo; si la caída de presión no es una consideración limitadora, esta configuración puede dar como resultado coeficientes más altos de transferencia de calor que la condensación del lado de la cubierta y tiene ventajas particulares para la condensación de componentes múltiples. Si el control es por gravedad, el coeficiente medio de transferencia de calor para la condensación lo dan las figuras 10-9 y 10-10. Si el control es por corte de vapor, será aplicable la ecuación (10-103). En general, es conveniente calcular los coeficientes por los dos métodos y escoger el valor *más elevado*. La caída de presión se puede calcular por el método de Lockhart-Martinelli [*Chem. Eng. Prog.*, **45,** 39 (1945)] para la pérdida de fricción, despreciando la cantidad de movimiento y los efectos hidrostáticos.

Con frecuencia se diseñan condensadores de tubos verticales para la **aplicación de reflujo o regreso** en reactores o columnas de destilación. En este caso, el flujo del vapor es ascendente, a contracorriente con el flujo de líquido sobre la pared del tubo; el corte de vapor actúa para espesar y retrasar el drenaje de la película de condensado, reduciendo el coeficiente. En este caso, no se comprenden bien ni la dinámica de fluidos ni la transferencia de calor; pero Soliman, Schuster y Berenson [*J. Heat Transfer*, **90,** 267-276 (1968)] analizan el problema y recomiendan un método de cálculo. La correlación de Diehl-Koppany [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.* 92, **65,** (1969)] se puede utilizar para estimar la velocidad máxima permisible de vapor a la entrada del tubo. Si la velocidad del vapor es suficientemente grande, la película de líquido se llevará hacia arriba, en un diseño utilizado en unos cuantos casos, cuando sólo se deba condensar una parte de la corriente. Esta velocidad no se puede calcular con exactitud y es preciso usar una velocidad de salida muy conservadora (alta), para evitar el flujo inestable y la inundación; tres veces la velocidad del vapor dada por la correlación de Diehl-Koppany para la inundación incipiente, se ha recomendado como valor de diseño para un funcionamiento completamente estable.

Condensadores de componentes múltiples

Consideraciones termodinámicas y de transferencia de masa La *mezcla de vapor de componentes múltiples* incluye varios casos diferentes; todos los componentes pueden ser líquidos a la temperatura más baja alcanzada en el lado de condensación, o bien, puede haber componentes que se disuelvan sustancialmente en el condensado, aun cuando sus puntos de ebullición estén por debajo de la temperatura de salida, o uno o más componentes pueden ser tanto no condensables como casi insolubles.

La condensación de componentes múltiples incluye siempre cambios de calor sensible en el vapor y el líquido junto con la carga de calor latente. En general, las composiciones de las dos fases cambian a través del condensador y existen **gradientes de concentración** en las dos fases. Comúnmente, no se pueden calcular perfiles de temperaturas y concentraciones y velocidad de transporte en un punto del condensador; pero se han analizado los casos binarios: condensación de un componente en presencia de un gas completamente insoluble [Colburn y Hougen, *Ind. Eng. Chem.*, **26** 1178-1182 (1934): [Colburn y Edison, *Ind. Eng. Chem.*, **33,** 457-458 (1941)] y la condensación de un vapor binario [Colburn y Drew, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **33,** 196-215 (1937)]. Es necesario conocer o calcular coeficientes de difusión para el sistema, y es deseable un método razonablemente aproximado para evitar esta dificultad y los cálculos repetitivos. Para integrar las condiciones de punto sobre la condensación total se necesitan perfiles de temperaturas, composiciones, entalpías y velocidades de flujo en función del calor removido. Estos se calculan a partir de datos termodinámicos de los componentes, suponiendo que el vapor y el líquido están en equilibrio a la temperatura local de vapor. Esta suposición no es exactamente cierta, puesto que el condensado y la interfase de líquido-vapor (en donde no existe equilibrio) son intermedios en temperatura entre el enfriador y el vapor.

Al calcular la curva de condensación, se supone en general que el vapor y el líquido fluyen de manera colineal y en contacto íntimo, de modo que se mantiene el equilibrio de composición entre corrientes totales en todos los puntos. No obstante, si el condensado se desprende

del vapor (como puede ocurrir en la condensación horizontal del lado de la cubierta) y fluye a la salida sin otra interacción, el vapor que queda se hace excesivamente rico en componentes ligeros con una disminución en la temperatura de condensación y en la diferencia de temperaturas entre el vapor y el enfriador. El resultado puede ser no sólo una reducción pequeña de la cantidad de calor transferido en el condensador, sino también la incapacidad para condensar totalmente los extremos ligeros, incluso con rendimiento reducido o la adición de una superficie mayor. Para evitar que el líquido se segregue, se prefiere la condensación en tubos en los casos críticos.

Diseño térmico Si la resistencia de control de la transferencia de calor y masa en el vapor es la remoción de calor sensible del vapor que se enfría, se obtendrá la ecuación de diseño que sigue:

$$A = \int_0^Q \frac{1 + U'Z_H/h_{sc}}{U'(T_v - T_c)}\, dQ \qquad (10\text{-}140)$$

U' es el coeficiente global de transferencia de calor entre la interfase de vapor-líquido y el enfriador, incluyendo la película de condensado, las oposiciones de la suciedad y la pared y el enfriador. El coeficiente de película de condensado se calcula a partir de la ecuación apropiada o la correlación adecuada para la condensación de vapor puro para la geometría y el régimen de flujo que se incluyen, utilizando propiedades medias del líquido. Z_H es la relación del calor sensible removido de la corriente de gas y vapor al calor total transferido; esta cantidad se obtiene a partir de cálculos termodinámicos y puede variar sustancialmente de un extremo del condensador al otro, sobre todo cuando se retira vapor de un gas no condensable. El coeficiente de transferencia de calor sensible para la corriente de vapor-gas h_{sc} se calcula utilizando la correlación apropiada o el método de diseño adecuado para la forma geométrica de que se trate, y despreciando la presencia del líquido. Conforme se condensa el vapor, este coeficiente disminuye y se debe calcular en varios puntos del proceso. T_v y T_c son temperaturas del vapor y el enfriador, respectivamente. En principio, este procedimiento es similar al de Ward [*Petro/Chem. Eng.*, **32**(11), 42-48 (1960)]. Puede no ser conservador para la condensación de vapor de agua y otras sustancias de calor latente elevado, en cuyo caso será quizá necesario incrementar el área calculada en un 25 a un 50%.

La caída de presión en el lado del condensador se puede estimar mediante la aplicación juiciosa de los métodos recomendados para la condensación de componentes puros, tomando en consideración la disminución generalmente no lineal de la velocidad de flujo de vapor-gas, al retirar calor.

DISEÑO TÉRMICO DE RECALENTADORES

Para un **diseño de recalentador de un solo componente**, la atención se enfoca en el mecanismo de transferencia de calor y cantidad de movimiento en la superficie caliente. En *sistemas de componentes múltiples,* los componentes ligeros se vaporizan de preferencia en la superficie y el proceso se ve limitado por su velocidad de difusión. El efecto neto es reducir la diferencia efectiva de temperaturas entre la superficie caliente y la masa del líquido en ebullición. Si se trata de vaporizar una fracción demasiado alta del líquido de alimentación del recalentador, la diferencia de temperaturas entre la superficie y el líquido se reduce hasta el punto en que la nucleación y la generación de vapor en la superficie se suprimen y se efectúa la transferencia de calor al líquido a la velocidad más baja que se asocia con la convección natural en una sola fase. El único procedimiento seguro para el diseño de mezclas de un intervalo más amplio de ebullición es vaporizar una fracción limitada de la alimentación que haga que el punto de ebullición de la mezcla líquida restante esté todavía 5.5°C (10°F) por debajo de la temperatura de la superficie. Se debe proporcionar un flujo positivo del líquido no vaporizado a través del recalentador y hacia afuera de él.

Recalentadores de caldera Se ha supuesto en general que los recalentadores de caldera funcionan en la modalidad de ebullición de estanque, pero con un flujo de calor máximo más bajo, debido a la unión del vapor y la cubierta de los tubos superiores en el haz. Hay evidencias de que la generación de vapor en el haz provoca una velocidad elevada de circulación a través del haz. El resultado es que, en los flujos más bajos de calor, el recalentador de caldera da en realidad coeficientes más altos de transferencia de calor que un solo tubo. Los datos actuales sobre el fenómeno de recirculación son insuficientes para su aprovechamiento en el diseño. Las correlaciones disponibles de ebullición nucleada de estanque son sólo muy aproximadas, y no explican las diferencias en las características de nucleación en las superficies diferentes. La correlación de Mostinski [ecuación (10-106)] y la de McNelly [ecuación (10-107)] son en general las mejores para componentes simples o mezclas de intervalos estrechos de ebullición a flujos bajos, aun cuando pueden dar errores de hasta 40 a 50%. Cuando se disponga de ellos, se deberán utilizar coeficientes experimentales de transferencia de calor para la ebullición en estanque de un líquido dado sobre una superficie determinada. El **flujo máximo de calor** del haz es una función de la geometría del grupo de tubos, sobre todo de la densidad de empacado de los tubos; a falta de mejor información, se recomienda la modificación hecha por Palen-Small [Ecuación (10-112)] de la correlación de flujo máximo de calor de Zuber.

Si el intervalo de ebullición de la fracción vaporizada es de más de aproximadamente la cuarta parte a una tercera parte de la diferencia media de temperatura disponible en el recalentador, el método anterior puede dar diseños generalmente no conservadores. En este caso, se deberá utilizar el método recomendado por Kern (*Process Heat Transfer,* pp. 474-475, McGraw-Hill, New York, 1950).

En general, se supone que los recalentadores de caldera requieren una caída despreciable de presión. Es importante proporcionar trayectorias longitudinales adecuadas para el flujo del líquido dentro de la cubierta, con el fin de que el líquido se distribuya uniformemente en toda la longitud de los tubos y que se eviten la vaporización local excesiva y el enlace del vapor.

Este método se puede utilizar también para el diseño térmico de **recalentadores horizontales de termosifón.** La velocidad de recirculación y el perfil de presiones de retorno del termosifón se pueden calcular por los métodos de Fair [*Pet. Refiner,* **39,** (2), 105-123 (1960)].

Recalentadores verticales de termosifón Los recalentadores verticales de termosifón funcionan mediante la circulación natural del líquido del hervidor a través del conducto descendente al recalentador y de la mezcla de dos fases a partir del recalentador a través de las tuberías de regreso. El flujo se induce mediante el desequilibrio hidrostático de presión entre el líquido en el conducto descendente y la mezcla de dos fases en los tubos del recalentador. Los termosifones no requieren ninguna bomba para la recirculación y, en general, se considera que tienen menos probabilidades de atascarse en servicio, debido a las velocidades relativamente altas de las dos fases que se obtienen en los tubos. No hay probabilidades de que se acumulen componentes pesados en el termosifón, pero su diseño es más difícil que el de los recalentadores de caldera, sobre todo para el funcionamiento al vacío. Se han recomendado varios métodos abreviados para el diseño de termosifones pero, en general, se deben utilizar con cuidado. El método según Fair (*loc. cit.*), basado en correlaciones de flujo en dos fases, es el más completo en los textos normales pero requiere una computadora para usos prácticos. Fair sugiere también un método abreviado que es satisfactorio para el diseño preliminar y se puede realizar razonablemente a mano.

Recalentadores de recirculación forzada En los recalentadores de recirculación forzada se emplea una bomba para asegurar la circulación del líquido más allá de la superficie de transferencia de calor. Los recalentadores de recirculación forzada se pueden diseñar de modo que la ebullición se produzca dentro de tubos verticales, en tubos horizontales o en el lado de la cubierta. Para la ebullición forzada dentro de tubos verticales se debe emplear el método de Fair (*loc. cit.*), utilizando sólo una modificación menor para que la velocidad de recirculación se fije y no sea preciso equilibrarla en función de la presión disponible en el conducto descendente. La presión en exceso que se requiere para hacer circular el fluido en dos fases por los tubos y de

regreso a la columna se proporciona mediante la bomba, que debe desarrollar un aumento positivo de presión en el líquido.

También se puede modificar el método de Fair para diseñar recalentadores de recirculación forzada con tubos horizontales. En este caso, el efecto de presión de carga hidrostática a través de los tubos es cero, pero se debe tomar en consideración en las líneas de regreso de dos fases a la columna.

En principio, se puede aplicar el mismo procedimiento al diseño de recalentadores de recirculación forzada con generación de vapor del lado de la cubierta. Se sabe muy poco sobre el flujo en dos fases del lado de la cubierta; pero se puede hacer una estimación razonable de la caída de presión por fricción, mediante los datos de Diehl y Unruh [*Pet. Refiner*, **36**(10), 147 (1957): **37**(10), 124 (1958)]. No se dispone de datos de fracción de vacío para permitir la estimación precisa de los términos hidrostáticos o de aceleración. Estos se pueden estimar aproximadamente suponiendo que el flujo es homogéneo.

DISEÑO TÉRMICO DE EVAPORADORES

La clasificación por tamaños de las superficies de calentamiento del evaporador puede utilizar en muchos casos coeficientes individuales de película desarrollados antes en esta sección; sin embargo, la mayor parte de los evaporadores se ocupan de soluciones concentradas, que contienen con frecuencia concentraciones elevadas de sólidos cristalizados en suspensión, que tienen propiedades muy distintas a las de los líquidos puros. Es preciso tener cuidado al definir las diferencias de temperaturas utilizadas para calcular las características de transferencia de calor (véase la Secc. 11). En los datos que siguen, la diferencia real de temperaturas se utiliza al ocuparse de coeficientes de películas y la diferencia de temperaturas aparente corregida para la elevación del punto de ebullición al analizar coeficientes globales. La práctica normal para los evaporadores es definir el área de superficie de calentamiento como la que está en contacto con el líquido que se evapora, mientras que la mayor parte de los otros equipos de intercambio de calor se clasifican sobre la base del área exterior de los tubos.

Evaporadores de circulación forzada En los evaporadores de este tipo, donde la carga hidrostática evita la ebullición en la superficie de calentamiento, se pueden predecir **coeficientes de transferencia de calor** a partir de las correlaciones habituales para el vapor de condensación (Fig. 10-10) y el calentamiento sensible de convección forzada [Ecuación (10-50)]. El coeficiente de película líquida se mejora cuando no se suprime por completo la ebullición. Cuando sólo la película cercana a la pared está por encima del punto de ebullición, Boarts, Badger y Meisenberg [*Ind. Eng. Chem.*, **29**, 912 (1937)] descubrieron que los resultados se pueden correlacionar mediante la ecuación (10-50) utilizando una constante de 0.0278 en lugar de 0.023. En esos casos, el curso de la temperatura del líquido se puede calcular todavía a partir de la velocidad conocida de circulación y la entrada de calor.

Cuando la masa del líquido hierve en parte de la longitud del tubo, el coeficiente de película es todavía más alto; sin embargo, la temperatura del líquido comienza a caer en cuanto se desarrolla la ebullición completa y es difícil estimar el curso de la curva de temperatura. Desde luego, es seguro estimar la transferencia de calor sobre la base de que no hay ebullición masiva. Fragen y Badger [*Ind. Eng. Chem.*, **28**, 534 (1936)] obtuvieron una **correlación empírica** de coeficientes globales de transferencia de calor en este tipo de evaporador, basándose en el valor de ΔT a la entrada del calentador:

En unidades del sistema inglés comunes en Estados Unidos

$$U = 2020D^{0.57}(V_s)^{5.6/L}/\mu^{0.25}\,\Delta T^{0.1} \qquad (10\text{-}141)$$

en donde D = diámetro medio del tubo, V_s = velocidad de entrada, L = longitud del tubo, y μ = viscosidad del líquido. Esta ecuación se basa primordialmente en experimentos con tubos de cobre de 0.022 m ($^7/_8$ in) de diámetro externo, espesor de 0.00165 m (calibre 16), longitud de 2.44 m (8 ft), aun cuando también incluye datos con tubos de 0.0127 m ($^1/_2$ in) y longitud de 2.44 m (8 ft) y tubos de 0.0254 m (1 in) y longitud de 3.66 m (12 ft).

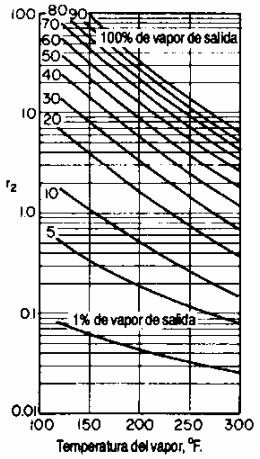


FIG. 10-28 Pérdidas por aceleración en el flujo de ebullición. °C = (°F–32)/1.8.

Evaporadores verticales de tubo largo En la versión de película ascendente de este tipo de evaporador hay comúnmente una zona que no está en ebullición en la sección del fondo y una zona en ebullición en la parte superior. La longitud de la zona que no está en ebullición depende de las características de transferencia de calor en las dos zonas y la caída de presión durante el flujo en dos fases en la zona de ebullición. El trabajo de Martinelli y sus colaboradores [Lockhart y Martinelli, *Chem. Eng. Prog.*, **45**, 39-48 (enero 1949); y Martinelli y Nelson, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **70**, 695-702 (agosto 1948)], permite una predicción de la caída de presión y existen varias correlaciones para estimar coeficientes de película de transferencia de calor en las dos zonas. Al estimar la caída de presión, las curvas integradas similares a las presentadas por Martinelli y Nelson son las más fáciles de utilizar. Las curvas para el agua pura se muestran en las figuras 10-28 y 10-29 basadas en la suposición de que el flujo tanto del vapor como del líquido será turbulento si cada una de esas fases fluye sola en el tubo. Se pueden preparar curvas similares si uno o los dos flujos son laminares,

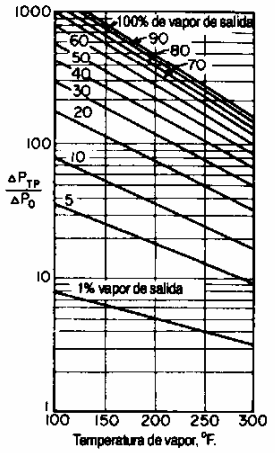


FIG. 10-29 Caída de presión por la fricción en el flujo en ebullición. °C = (°F–32)/1.8.

o si las propiedades del líquido difieren considerablemente de las del agua pura. La **caída de presión de aceleración** ΔP_a se calcula a partir de la ecuación

$$\Delta P_a = br_2G^2/32.2 \qquad (10\text{-}142)$$

donde $b = (2.6)(10^7)$(SI) y 1.0 (unidades comunes en Estados Unidos) y utilizando r_2 de la figura 10-28. La caída de presión de fricción se dedujo de la figura 10-29, que muestra la relación de la caída de presión en dos fases con la del líquido de entrada que fluye solo.

La caída de presión debida a la carga hidrostática puede calcularse a partir del estancamiento del líquido R_1. Cuando se trata de soluciones diluidas sin espuma, R_1 puede calcularse mediante la expresión $R_1 = 1/[1 + 2.5\,(V/L)\,(\rho_l/\rho v)^{1/2}]$. El estancamiento de líquido, que representa la relación de la velocidad del líquido sólo con la velocidad real del líquido, parece ser también el factor determinante del coeficiente de convección en la zona de ebullición (Dengler, Sc.D. Tesis, MIT, 1952). En otras palabras, el coeficiente convectivo se calcula mediante la ecuación (10-50) utilizando la velocidad del líquido solo, dividida entre R_1 en el número de Reynolds. La ebullición nucleada incrementa la transferencia de calor por convección, principalmente cuando las ΔT's son demasiado grandes y el coeficiente convectivo es bajo [Chen, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **5**, 322 (1966)].

Se han investigado coeficientes de película para la **ebullición de líquidos distintos al agua**. Coulson y McNelly [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **34**, 247 (1956)] dedujeron la relación que sigue, que está correlacionada también con los datos de Badger y sus colaboradores [*Chem. Metall Eng.*, **46**, 640 (1939); *Chem. Eng.*, **61**(2), 183 (1954); y *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **33**, 392 (1937); **35**, 17 (1939); **36**, 759 (1940)] sobre el agua:

$$N_{Nu} = (1.3 + b\,D)(N_{Pr})^{0.9}(N_{Re})^{0.25}(N_{Re})_g^{0.34}\left(\frac{\rho_l}{\rho_g}\right)^{0.25}\left(\frac{\mu_g}{\mu_l}\right) \qquad (10\text{-}143)$$

donde $b = 128$ (SI) o 39 (unidades del sistema inglés, comunes en Estados Unidos), N_{Nu} = número de Nusselt, basado en la conductividad térmica del líquido, D = diámetro del tubo, y los términos restantes son agrupamientos adimensionales del número de Prandtl del líquido, el número de Reynolds del líquido, el número de Reynolds del vapor y relaciones de densidades y viscosidades. Los números de Reynolds se calculan sobre la base de que cada fluido circula por sí mismo en el tubo.

Se tienen que aplicar correcciones adicionales cuando la fracción de vapor es tan alta que el líquido restante no humedece la pared del tubo o cuando la velocidad de la mezcla en las salidas del tubo se acerca a la sónica. McAdams, Woods y Bryan (*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, 1940); Dengler y Addoms (*loc. cit.*), y Stroebe, Baker y Badger [*Ind. Eng. Chem.*, **31**, 200 (1939)] encontraron condiciones de paredes secas y coeficientes reducidos cuando la fracción peso del vapor sobrepasa cerca del 80%. Schweppe y Foust [*Chem. Eng. Prog.*, **49**, *Symp. Ser.* 5, 77 (1953)] y Harvey y Foust (*Idem.* p. 91) descubrieron que se producía el "estrangulamiento sónico" con velocidades de flujo sorprendentemente bajas.

El método simplificado de cálculo subrayado antes no incluye margen para el **efecto de la tensión superficial**. Stroebe, Baker y Badger (*loc cit.*) descubrieron, al agregar una pequeña cantidad de un agente activo en la superficie, que el coeficiente de película en ebullición variaba en proporción inversa al cuadrado de la tensión superficial. Coulson y Mehta [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **31**, 208 (1953)] descubrieron que el exponente era de −1.4. Los coeficientes más altos a baja tensión superficial se contrarrestan, hasta cierto punto, mediante una caída mayor de presión, debido, probablemente, a la mezcla más íntima que existe a la tensión superficial más baja, lo que hace que la fracción de líquido se acelere a una velocidad cercana a la del vapor. La caída de presión que se debe a la aceleración ΔP_a deducida de la figura 10-28, permite cierto deslizamiento. En el caso limitador, como el que se puede encontrar a baja tensión superficial, la caída de presión de aceleración, suponiendo un flujo sin deslizamiento, se puede determinar a partir de la ecuación

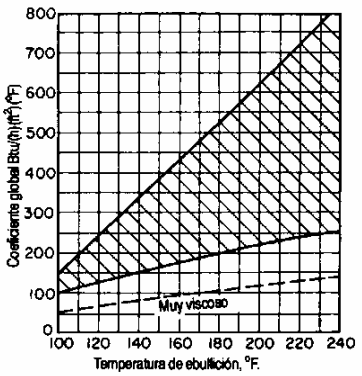


FIG. 10-30 Intervalo general de coeficientes del evaporador LTV. (Tubos largos verticales), °C = (°F−32)/1.8; para convertir unidades térmicas británicas por hora pie cuadrado-grados Fahrenheit a joules por metro cuadrado-segundo-kelvins, multiplíquese por 5.6783.

$$\Delta P'_a = \frac{y(V_g - V_l)G^2}{g_c} \qquad (10\text{-}144)$$

en donde y = fracción peso de vapor
V_g, V_l = volumen específico de gas, líquido
G = velocidad de masa

Aunque los métodos anteriores son valiosos para el diseño detallado del evaporador o para evaluar los efectos de los cambios de las condiciones sobre el rendimiento, su uso resulta tedioso, cuando se hacen diseños preliminares o estimaciones de costos. En la figura 10-30 se da la gama general de **coeficientes globales de transferencia de calor de evaporadores verticales de tubos largos (LTV)**, que se encuentran comúnmente en la práctica comercial. Los coeficientes más altos se encuentran cuando se evaporan soluciones diluidas y el intervalo más bajo con los líquidos viscosos. La curva de guiones representa el límite inferior aproximado, para líquidos con viscosidades de aproximadamente 0.1 Pa·s (100 centipoises). El evaporador LTV no funciona bien con bajas diferencias de temperaturas, como lo indican los resultados que se muestran en la figura 10-31 para el agua del mar, en tubos de latón de 0.051 m (2 in), de 0.0028 m (calibre 12), con 7.32 m (24 ft) de longitud (W.L. Badger Associates, Inc., U.S. Department of the Interior, Office of Saline Water Rep. 26, diciembre 1959, OTS Publ. PB 161290). La alimentación se hizo en su punto de ebullición a la presión de carga de vapor y las velocidades de alimentación variaron de 0.025 a 0.050 kg/(s·tubo) [200 a 400 lb/(h·tubo)] a la temperatura más alta,

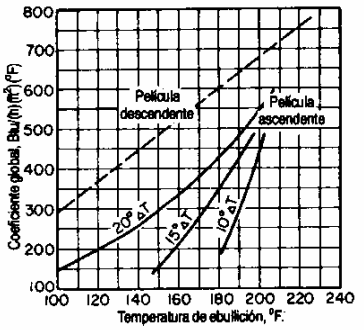


FIG. 10-31 Coeficientes de transferencia de calor en evaporadores LTV para agua de mar. °C = (°F−32)/1.8; para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grados Fahrenheit a joules por metro cuadrado-segundo-kelvins multiplíquese por 5.6783.

hasta 0.038 a 0.125 kg
tura más baja.

Los **evaporadores**
mente el mismo compi
película descendente,
neral, el líquido circu
mezcla con el núcleo
ebullición en los tubo
a la caída de presión
requiere para formar
tesis, University of
predecir. Tienden a ha
que los que correspon
10-31 se muestran co
terminados en un eva
que utiliza los mismo
las pruebas de pelícu
loc. cit.).

Evaporadores ver
den estimar por el mi
la recirculación de e
mente función del ni
y la viscosidad. Aun
influencia importante
más bajos que los que
ciales. **Los coeficien**
tran en la figura 10-3
bajada anular), al ha
(2 in) de diámetro ex
ft) de longitud [Ba
(1920)]. El nivel del
Foust, Baker y Badg
velocidades de recirc
lor en el mismo evap
de 0.064 m (2.5 in),
longitud y diferenci
intervalo normal de
sar como sigue:

donde $b = 153$ (SI) o
subíndice c se refie
condiciones, era de
temperatura de la ca
No se ha informad
calandrias de hélice
de las hélices misma

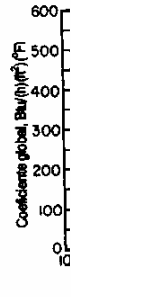


FIG. 10-32 Coeficie
de tubos cortos. °C=(°
hora-pie cuadrado-gra
vins, multiplíquese po

hasta 0.038 a 0.125 kg/(s·tubo) [300 a 1000 lb/(h·tubo)] a la temperatura más baja.

Los **evaporadores de película descendente** muestran aproximadamente el mismo comportamiento que los intercambiadores de calor de película descendente, para líquidos que no están en ebullición. En general, el líquido circula hacia abajo del tubo como película y no se mezcla con el núcleo de vapor ni se ve acelerado por él. El punto de ebullición en los tubos es más elevado que en la carga de vapor, debido a la caída de presión por fricción del vapor y el calor excesivo que se requiere para formar burbujas de vapor en la película (Sinek, Ph. D. tesis, University of Michigan, 1961). Estos dos factores se pueden predecir. Tienden a hacer que los coeficientes globales sean más bajos que los que corresponden a las condiciones sin ebullición. En la figura 10-31 se muestran coeficientes globales de transferencia de calor determinados en un evaporador de agua de mar, de película descendente, que utiliza los mismos tubos y las mismas velocidades de flujo que en las pruebas de películas ascendentes (W.L. Badger Associates, Inc., *loc. cit.*).

Evaporadores verticales de tubo corto Los coeficientes se pueden estimar por el mismo método detallado que se describió antes para la recirculación de evaporadores LTV. El desempeño es primordialmente función del nivel de temperatura, la diferencia de temperaturas y la viscosidad. Aunque el nivel de líquido puede tener también una influencia importante, ésta se encuentra comúnmente sólo a niveles más bajos que los que se consideran seguros en las operaciones comerciales. **Los coeficientes globales de transferencia de calor** se muestran en la figura 10-32 para un evaporador del tipo de cesto (con una bajada anular), al hacer hervir el agua en tubos de acero de 0.051 m (2 in) de diámetro exterior, 0.0028 m de pared (calibre 12) y 1.22 m (4 ft) de longitud [Badger y Shepard, *Chem. Metall. Eng.*, **23**, 281 (1920)]. El nivel del líquido se mantuvo en el banco de tubos superior. Foust, Baker y Badger [*Ind. Eng. Chem.*, **31**, 206 (1939)] midieron las velocidades de recirculación y los coeficientes de transferencia de calor en el mismo evaporador, con la excepción de que utilizaron tubos de 0.064 m (2.5 in), 0.0034 m de pared (calibre 10) y 1.22 m (4 ft) de longitud y diferencias de temperatura de 7 a 26°C (12 a 46°F). En el intervalo normal de niveles de líquido, sus resultados se pueden expresar como sigue:

$$U_c = \frac{b(\Delta T_c)^{0.22} N_{Pr}^{0.4}}{(V_g - V_l)^{0.37}} \qquad (10\text{-}145)$$

donde $b = 153$ (SI) o 375 (unidades comunes en Estados Unidos), y el subíndice c se refiere a la temperatura real del líquido que, en esas condiciones, era de aproximadamente 0.56°C (1°F) por encima de la temperatura de la carga de vapor. Este trabajo se hizo con agua.

No se ha informado de pruebas detalladas para el rendimiento de las calandrias de hélices. No se conoce lo suficiente sobre el rendimiento de las hélices mismas en condiciones de cavitación, que se encuentran comúnmente, para permitir la predicción de las velocidades de circulación. En muchos casos, parece ser que la hélice no contribuye adecuadamente a la aceleración de la transferencia de calor por encima de la circulación natural (Fig. 10-32).

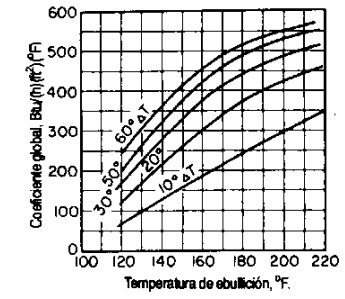


FIG. 10-32 Coeficientes de transferencia de calor para el agua en evaporadores de tubos cortos. °C = (°F–32)/1.8; para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grados Fahrenheit a joules por metro cuadrado-segundo-kelvins, multiplíquese por 5.6783.

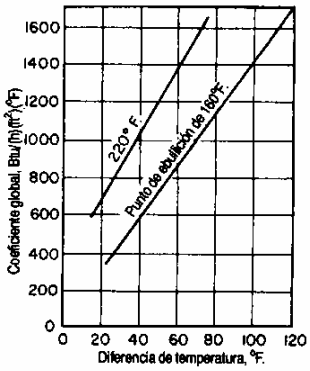


FIG. 10-33 Coeficientes de transferencia de calor para agua de mar en evaporadores de tubos de serpentín. °C = (°F–32)/1.8; para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grados Fahrenheit a joules por metro cuadrado-segundo-kelvins, multiplíquese por 5.6783.

Tipos diversos de evaporadores **Los evaporadores de tubo horizontal** se comportan casi igual que los verticales de tubo corto y los coeficientes de transferencia de calor son del mismo orden de magnitud. Badger [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **13**, 139 (1921)] publicó algunos resultados para el agua.

Los coeficientes de transferencia de calor en evaporadores de tubos limpios en espiral para agua del mar se muestran en la figura 10-33 [Hillier, *Proc. Inst. Mech. Eng.* (London), **1B** (7), 295 (1953). Los tubos eran de cobre.

Los coeficientes de transferencia de calor en **evaporadores de película agitada** dependen primordialmente de la viscosidad del líquido. Este tipo, comúnmente, sólo se justifica para materiales muy viscosos. En la figura 10-34 se muestran intervalos generales de coeficientes globales [Hauschild, *Chem. Ing. Tech.*, **25**, 573 (1953)]; Lindsey, *Chem. Eng.*, **60** (4), 227 (1953); y Leniger y Veldstra, *Chem. Ing. Tech.*, **31**, 493 (1959)]. Cuando se emplea con fluidos no viscosos un evaporador de película enjugada con superficies externas estriadas puede mostrar coeficientes muy elevados (Lustenader *et. al.*, *Trans. Am. Soc.*

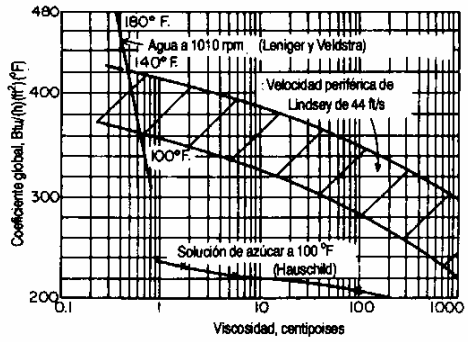


FIG. 10-34 Coeficientes globales de transferencia de calor en evaporadores de películas agitadas. °C = (°F–32)/1.8; para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grados Fahrenheit a joules por metro cuadrado-segundo-kelvins, multiplíquese por 5.6783; para convertir centipoises a pascal-segundos, multiplíquese por 10^{-3}.

Mech. Eng., Paper 59-SA-30, 1959); aunque a un costo inicial que probablemente no se justifica.

Transferencia de calor desde diversas superficies metálicas En una obra anterior, Pridgeon y Badger [*Ind. Eng. Chem.*, **16**, 474 (1924)] publicaron resultados de pruebas sobre tubos de cobre y hierro en un evaporador de tubo horizontal, que indicaban **efectos extremos de la limpieza de la superficie** sobre los coeficientes de transferencia de calor; sin embargo, el grado elevado de limpieza necesario para los coeficientes altos era difícil de alcanzar y la configuración de tubos y el nivel del líquido se cambiaron en el curso de las pruebas, para hacer que resultara difícil la comparación directa de los resultados. Otros trabajadores han descubierto pocos o ningún efecto sobre los coeficientes de películas en ebullición en el intervalo de condiciones operacionales comerciales [Averin, *Izv. Akad. Nauk SSSR Otd. Tekh. Nauk*, No. 3, p. 116, 1954; y Coulson y McNelly, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **34**, 247 (1956)].

Los trabajos relacionados con la desalinización de agua de mar han demostrado que las **superficies modificadas especialmente** pueden tener efectos profundos sobre los coeficientes de transferencia de calor en los evaporadores. En la figura 10-35 (Alexander y Hoffman, Oak Ridge National Laboratory TM-2203) se comparan coeficientes globales para algunas de estas superficies, al hacer hervir agua dulce en tubos de 0.051 m (2 in) de diámetro exterior y 2.44 m (8 ft) de longitud, a la presión atmosférica, tanto en flujo ascendente como descendente. La base de área utilizada fue la exterior normal. El tubo 20 era de latón y aluminio, liso, con una pared de 0.0016 m (0.062 in), que había acumulado cerca de seis años de suciedad, en servicio con agua de mar, y mostraba una resistencia al ensuciamiento de aproximadamente $(2.6)(10^{-5})$ $(m^2 \cdot s \cdot K)/J$ [0.00015 $(ft^2 \cdot h \cdot °F)/Btu$]. El tubo 23 era limpio y de aluminio, con 20 corrugaciones en espiral, de 0.0032 m (1/8 in) de radio sobre un paso de 0.254 m (10 in), dentado al interior del tubo. El tubo 48 era limpio, de cobre, con 50 estrías longitudinales empotradas en la pared (General Electric, perfil estriado doble, Diedrich, U.S. Patent 3 244 601, abril 5, 1966). Los tubos 47 y 39 tenían un depósito de metal sinterizado y poroso, con un patrón especial del lado de la ebullición, con el fin de fomentar la ebullición nucleada (Minton, U.S. Patent 3 384 154, mayo 21, 1968). Estos dos tipos tenían también recubrimientos del lado del vapor para fomentar la condensación en gotas-parileno para el tubo 47 y deposiciones de oro para el 39.

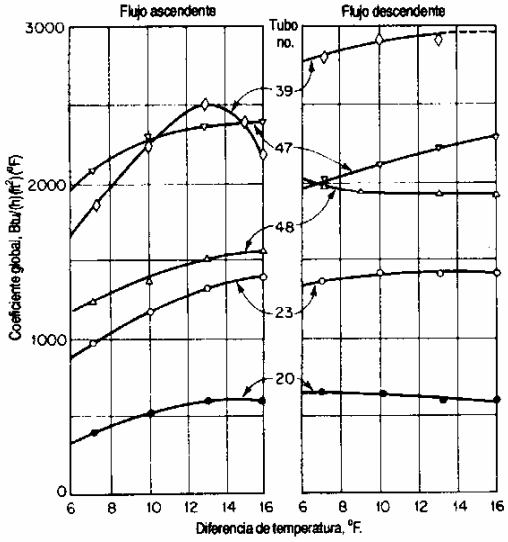


FIG. 10-35 Coeficientes de transferencia de calor para superficies realzadas. °C = (°F–32)/1.8; para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grados Fahrenheit ajoules por metro cuadrado-segundo-kelvins, multiplíquese por 5.6783. (Con la autorización del Oak Ridge National Laboratory TM-2203.)

De esas superficies especiales, sólo el **tubo de estrías dobles** tuvo un servicio extenso. La mayor parte de la ganancia en el coeficiente de transferencia de calor se debe al lado de la condensación; las estrías tienden a recoger el condensado y dejar las tierras desnudas [Carnavos, *Proc. First Int. Symp. Water Desalination*, **2**, 205 (1965)]. El coeficiente de película de condensación (basado en el área exterior real, que es un 28% mayor que la nominal) se puede determinar aproximadamente mediante la ecuación

$$h = b\left(\frac{k^3\rho^2 g}{\mu^2}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu\lambda}{L}\right)^{1/3}\left(\frac{q}{A}\right)^{-0.833} \qquad (10\text{-}146a)$$

donde $b = 2100$ (SI) o 1180 (unidades comunes en Estados Unidos). El coeficiente del lado de la ebullición (basado en el área interna real) para agua salada en flujo descendente, se puede calcular aproximadamente a partir de la ecuación

$$h = 0.035(k^3\rho^2 g/\mu^2)^{1/3}(4\Gamma/\mu)^{1/3} \qquad (10\text{-}146b)$$

El coeficiente de película en ebullición es aproximadamente 30% más bajo para el agua pura que para el agua salada o de mar. Hasta ahora, no hay ninguna explicación aceptada para el desempeño superior con agua salada. Este fenómeno se aprecia también en la evaporación a partir de tubos lisos.

Efectos de las propiedades de los fluidos sobre la transferencia de calor La mayor parte de los datos de transferencia de calor señalados antes se obtuvieron con agua o soluciones diluidas con propiedades cercanas a las del agua. La transferencia de calor con otros materiales dependerá del tipo de evaporador utilizado. Para evaporadores con circulación forzada, se han presentado métodos para calcular el efecto de los cambios en las propiedades del fluido. Para evaporadores de circulación natural, la **viscosidad** es la variable más importante, en lo que se refiere a las soluciones acuosas. Badger [*Heat Transfer and Evaporation*, pp. 133-134, Chemical Catalog, New York, 1926) descubrió que, por regla general, los coeficientes globales de transferencia de calor variaban en proporción inversa a la viscosidad cuando la principal resistencia a la transferencia de calor era la película en ebullición. Al manejar soluciones de melazas en un evaporador de circulación forzada en el que se permitía que tuviera lugar la ebullición en los tubos, Coates y Badger [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **32**, 49 (1936)] descubrieron que, de 0.005 a 0.03 Pa·s (5 a 30 cP), el coeficiente global de transferencia de calor podría ser representado por $U = b/\mu^{.24}$, donde $b = 2.55$ (SI) o 7043 (unidades del sistema inglés comunes en Estados Unidos). Fragen y Badger [*Ind. Eng. Chem.*, **28**, 534 (1936)] correlacionaron los coeficientes globales sobre un licor de azúcar y sulfito en

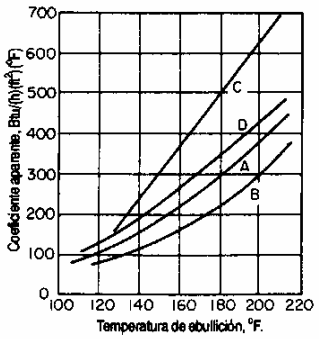


FIG. 10-36 Pruebas de Kerr con evaporadores de azúcar de tamaño normal. °C = (°F–32)/1.8; para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grados Fahrenheit a joules por metro cuadrado-segundo-kelvins, multiplíquese por 5.6783.

el mismo evaporador p
descubrieron una relac
potencia 0.25.

Se han publicado pc
la transferencia del cal
na, Leintz y Badger [*T*
cubrieron que el coefi
ción variaba en propor
(con soluciones de azú
31, 208 (1953)] descul
Baker y Badger (*loc. ci*
de la viscosidad sobre
ción.

Kerr (Louisiana Ag
que se muestran en la
res de tamaño normal
res de alimentación d
mente 50° Brix, corres
Pa·s (5 cP) en el últim
evaporadores vertical
evaporadores estánda
(que eran máquinas d
hacían recircular este
evaporadores vertical
cientes aparentes; per
punto de ebullición su
nera apreciable los re
muestran en la figura
rio, de tubo corto, co
trabajo se hizo con sc
con una diferencia de

Efecto de los no c
La mayor parte de la t
a partir de vapor de ag
anterior. Este vapor co
fuga de aire cuando
disuelto en la aliment
composición. Para pr
transferencia de calo
través de la superficie
la concentración de g
en la transferencia de
la disminución de la p
tura de condensación
sulta de la formación
calentamiento, a trav
condensarse. El últim

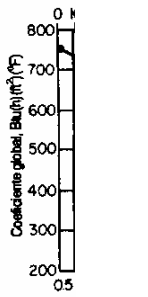


FIG. 10-37 Efectos de
radores verticales de tub
multiplíquese por 10^{-3}; p
cuadrado grados Fahrenl
tiplíquese por 5.6783.

el mismo evaporador para viscosidades de hasta 0.242 Pa·s (242 cP) y descubrieron una relación que incluía la viscosidad elevada sólo a la potencia 0.25.

Se han publicado pocas obras sobre los efectos de la viscosidad en la transferencia del calor en el evaporador vertical de tubo largo. Cessna, Leintz y Badger [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **36**, 759 (1940)] descubrieron que el coeficiente global en la zona que no estaba en ebullición variaba en proporción inversa a la potencia 0.7 de la viscosidad (con soluciones de azúcar). Coulson y Mehta [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **31**, 208 (1953)] descubrieron que el exponente era de –0.44, y Stroebe, Baker y Badger (*loc. cit.*) llegaron a un exponente de –0.3 para el efecto de la viscosidad sobre el coeficiente de película en la zona de ebullición.

Kerr (Louisiana Agr. Exp. Sta. Bull. 149) obtuvo datos de plantas, que se muestran en la figura 10-36, sobre diversos tipos de evaporadores de tamaño normal para la caña de azúcar. Son siempre evaporadores de alimentación delantera con una concentración de aproximadamente 50° Brix, correspondientes a una viscosidad del orden de 0.005 Pa·s (5 cP) en el último efecto. En la figura 10-36, la curva *A* es para evaporadores verticales de tubo corto con bajada central, *B* es para evaporadores estándar de tubo horizontal, *C* para evaporadores Lillie (que eran máquinas de tubo horizontal, sin nivel de líquido; pero que hacían recircular este último, arrojándolo sobre los tubos) y *D* para evaporadores verticales de tubo largo. Estas curvas muestran coeficientes aparentes; pero las soluciones de azúcar tienen elevaciones del punto de ebullición suficientemente bajas como para no afectar de manera apreciable los resultados. Kerr obtuvo también los datos que se muestran en la figura 10-37 sobre un evaporador vertical de laboratorio, de tubo corto, con tubos de 0.044 × 0.61 m (1 $^3/_4$ × 24 in). Este trabajo se hizo con soluciones de azúcar hirviendo a 57°C (135°F) y con una diferencia de temperaturas de 11°C (20°F).

Efecto de los no condensables sobre la transferencia de calor La mayor parte de la transferencia de calor en evaporadores no ocurre a partir de vapor de agua puro, sino de un vapor generado en un efecto anterior. Este vapor contiene por lo general gases inertes a causa de una fuga de aire cuando el efecto anterior se desarrolló a vacío, de aire disuelto en la alimentación o de gases liberados por reacciones de descomposición. Para prevenir estos inertes de serios obstáculos para la transferencia de calor, los gases deben canalizarse para que pasen a través de la superficie de calentamiento y se retiren del sistema cuando la concentración de gas es aún baja. La influencia de los gases inertes en la transferencia de calor se debe parcialmente al efecto sobre ΔT en la disminución de la presión parcial y por consecuencia en la temperatura de condensación del vapor. A pesar de esto, el efecto primario resulta de la formación de una capa de gas aislante en la superficie de calentamiento, a través de la cual el vapor debe difundirse antes de condensarse. El último efecto puede tratarse como una resistencia adicional o un factor de ensuciamiento igual a 6.5×10^{-5} veces el porcentaje molar local de gas inerte (en $J^{-1} \cdot s \cdot m^2 \cdot K$) [Standiford, *Chem. Eng. Prog.*, **75**, 59-62 (julio 1979)]. El efecto sobre ΔT se calcula a partir de la ley de Dalton. La concentración de gas inerte puede variar por un factor de 100 o más entre la entrada de vapor y la salida de purga de gases, de manera que estas relaciones deberán integrarse a través del haz de tubos.

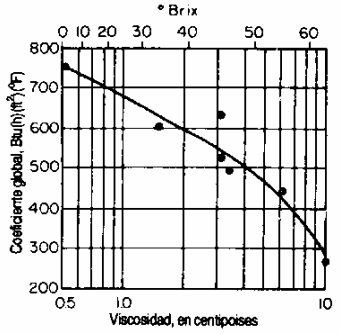


FIG. 10-37 Efectos de la viscosidad sobre la transferencia de calor en evaporadores verticales de tubos cortos. Para convertir centipoises a pascal-segundos, multipliquese por 10^{-3}; para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadraoo grados Fahrenheit a joules por metro cuadrado-segundo-kelvins, multipliquese por 5.6783.

OPERACIONES POR LOTES: CALENTAMIENTO Y ENFRIAMIENTO DE RECIPIENTES

Nomenclatura (Utilícense unidades congruentes.) A = Superficie de transferencia de calor; C, c = calores específicos de fluidos calientes y fríos, respectivamente; L_θ = velocidad de flujo del líquido agregado al tanque; M = peso del fluido en el tanque; T, t = temperatura de los fluidos caliente y frío, respectivamente; T_1, t_1 = temperatura al principio del periodo de calentamiento o enfriamiento o a la entrada del recipiente; T_2, t_2 = temperatura al final del periodo de calentamiento o enfriamiento o a la salida; T_0, t_0 = temperatura del líquido agregado al tanque; U = coeficiente de transferencia de calor; y W, w = velocidad de flujo (gasto) a través del intercambiador externo, de fluidos caliente y frío, respectivamente.

Aplicaciones Una aplicación usual de transferencia de calor en operaciones por lotes es el calentamiento de un reactor con mezclado, manteniendo una temperatura durante el periodo de reacción y con enfriamiento posterior de los productos cuando la reacción ya se ha completado. En esta subsección se trata el calentamiento y enfriamiento de estos sistemas con periodos desconocidos o específicos de proceso.

La técnica para la derivación de expresiones que relacionan el tiempo para el calentamiento o enfriamiento de lotes agitados con el área del serpentín o la chaqueta, los coeficientes de transferencia de calor y la capacidad calorífica del contenido del recipiente fue desarrollada por Bowman, Mueller y Nagle [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **62**, 283-294 (1940)] y ampliada por Fisher [*Ind. Eng. Chem.*, **36**, 939-942 (1949)] y Chaddock y Sanders [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **40**, 203-210 (1944)] para intercambiadores de calor externo. Kern (*Process Heat Transfer*, cap. 18 McGraw-Hill, New York, 1950) coleccionó y publicó los resultados de estos investigadores.

Las suposiciones para estas investigaciones fueron **1)** U es constante para el proceso y en toda la superficie, **2)** las velocidades de flujo de líquido (gasto) son constantes, **3)** los calores específicos son constantes para el proceso, **4)** el medio de calentamiento o enfriamiento tiene una temperatura constante de entrada, **5)** la agitación produce una temperatura uniforme en el fluido del lote, **6)** no ocurre ningún cambio parcial de fase, y **7)** las pérdidas de calor son despreciables. Las ecuaciones desarrolladas son como sigue. Si alguna de las suposiciones no se aplica al sistema que está siendo diseñado, deberían desarrollarse nuevas ecuaciones o hacerse las correcciones adecuadas. Los intercambiadores de calor están a contracorriente, excepto para los intercambiadores 1-2 que son los que tienen un paso por la coraza y dos por la tubería, en los cuales se tiene flujo en paralelo y contracorriente.

Tanque con serpentín o recipiente enchaquetado: medio de calentamiento isotérmico

$$\ln (T_1 - t_1)/(T_1 - t_2) = UA\theta/Mc \qquad (10\text{-}147)$$

Tanque con serpentín o recipiente enchaquetado: medio de enfriamiento isotérmico

$$\ln (T_1 - t_1)/(T_2 - t_1) = UA\theta/MC \qquad (10\text{-}147a)$$

Tanque con serpentín o recipiente enchaquetado: medio de calentamiento no isotérmico

$$\ln \frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} = \frac{WC}{Mc}\left(\frac{K_1 - 1}{K_1}\right)\theta \qquad (10\text{-}147b)$$

donde $K_1 = e^{UA/WC}$

Tanque con serpentín: medio de enfriamiento no isotérmico

$$\ln\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1} = \frac{wc}{MC}\left(\frac{K_2 - 1}{K_2}\right)\theta \qquad (10\text{-}147c)$$

donde $K_2 = e^{UA/wc}$

Intercambiador de calor externo: medio de calentamiento isotérmico

$$\ln\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} = \frac{wc}{Mc}\left(\frac{K_2 - 1}{K_2}\right)\theta \qquad (10\text{-}147d)$$

Intercambiador externo: medio de enfriamiento isotérmico

$$\ln\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1} = \frac{WC}{MC}\left(\frac{K_1 - 1}{K_1}\right)\theta \qquad (10\text{-}147e)$$

Intercambiador externo: medio de calentamiento no isotérmico

$$\ln\frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} = \left(\frac{K_3 - 1}{M}\right)\left(\frac{wWC}{K_3wc - WC}\right)\theta \qquad (10\text{-}147f)$$

donde $K_3 = e^{UA(1/wc - 1/WC}$

Intercambiador externo: medio de enfriamiento no isotérmico

$$\ln\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1} = \left(\frac{K_4 - 1}{M}\right)\left(\frac{Wwc}{K_4WC - wc}\right)\theta \qquad (10\text{-}147g)$$

donde $K_4 = e^{UA(1/WC - 1/wc)}$

Intercambiador externo con adición continua de líquido al tanque: medio de calentamiento isotérmico

$$\ln\frac{t_1 - t_0 - \dfrac{w}{L_0}\left(\dfrac{K_2 - 1}{K_2}\right)(T_1 - t_1)}{t_2 - t_0 - \dfrac{w}{L_0}\left(\dfrac{K_2 - 1}{K_2}\right)(T_1 - t_2)} = \left[\frac{w}{L_0}\left(\frac{K_2 - 1}{K_2}\right) + 1\right]\ln\frac{M + L_0\theta}{M} \qquad (10\text{-}147h)$$

Si la adición de líquido al tanque origina un calor de solución endotérmico o exotérmico promedio $\pm q_s J/kg$ (Btu/lb) del conjunto, puede tomarse en cuenta agregando $\pm q_s/c_0$ al numerador y denominador en el lado izquierdo de la ecuación. El subíndice 0 se refiere al conjunto.

Intercambiador externo con adición continua de líquido al tanque: medio de enfriamiento isotérmico

$$\ln\frac{T_0 - T_1 - \dfrac{W}{L_0}\left(\dfrac{K_1 - 1}{K_1}\right)(T_1 - t_1)}{T_0 - T_2 - \dfrac{W}{L_0}\left(\dfrac{K_1 - 1}{K_1}\right)(T_2 - t_1)} = \left[1 - \frac{W}{L_0}\left(\frac{K_1 - 1}{K_1}\right)\right]\ln\frac{M + L_0\theta}{M} \qquad (10\text{-}147i)$$

Se pueden incluir los efectos del calor de solución al adicionar $\pm q_s/C_0$ al numerador y denominador del lado izquierdo.

Intercambiador externo con adición continua de líquido al tanque: medio de calentamiento no isotérmico

$$\ln\frac{t_0 - t_1 + \dfrac{wWC(K_5 - 1)(T_1 - t_1)}{L_0(K_5WC - wc)}}{t_0 - t_2 + \dfrac{wWC(K_5 - 1)(T_1 - t_2)}{L_0(K_5WC - wc)}} = \left[\frac{wWC(K_5 - 1)}{L_0(K_5Wc - wc)} + 1\right]\ln\frac{M + L_0\theta}{M} \qquad (10\text{-}147j)$$

donde $K_5 = e^{(UA/wc)(1 - wc/WC)}$

Se pueden considerar los efectos del calor de solución al agregar $\pm q_s/C_0$ al numerador y denominador del lado izquierdo de la expresión.

Intercambiador externo con adición continua de líquido al tanque: medio de enfriamiento no isotérmico

$$\ln\frac{T_0 - T_1 - \dfrac{Wwc(K_6 - 1)(T_1 - t_1)}{L_0(K_6wc - WC)}}{T_0 - T_2 - \dfrac{Wwc(K_6 - 1)(T_2 - t_1)}{L_0(K_6wc - WC)}} = \left[\frac{Wwc(K_6 - 1)}{L_0(K_6wc - WC)} + 1\right]\ln\frac{M + L_0\theta}{M} \qquad (10\text{-}147k)$$

donde $K_6 = e^{(UA/WC)(1 - WC/wc)}$

Es posible tomar en cuenta los efectos de calor de solución, por adición del término $\pm q_s/C_0$ al numerador y denominador del lado izquierdo de la expresión.

Calentamiento y enfriamiento de lotes agitados: 1-2, flujo en paralelo y contracorriente

$$\frac{UA}{wc} = \frac{1}{\sqrt{R^2 + 1}}\ln\frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} \qquad (10\text{-}147l)$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t' - t} = \frac{wc}{WC} \quad \text{y} \quad S = \frac{t' - t}{T_1 - t}$$

$$\frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})} = e^{(UA/wc)\sqrt{R^2 + 1}} = K_7 \qquad (10\text{-}147m)$$

$$S = \frac{2(K_7 - 1)}{K_7(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1}) - (R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}$$

Intercambiadores externos 1-2: calentamiento

$$\ln(T_1 - t_1)/(T_1 - t_2) = (Sw/M)\theta \qquad (10\text{-}147n)$$

Intercambiadores externos 1-2: enfriamiento

$$\ln(T_1 - t_1)/(T_2 - t_1) = S(wc/MC)\theta \qquad (10\text{-}147o)$$

Kern ha considerado los casos de intercambiadores de paso múltiple con adición continua de líquido al tanque. Un método alterno para los intercambiadores de paso múltiple para gases, incluyendo aquellos que tienen dos o más corazas en serie, es como sigue:

1. Determínese *UA* para poder utilizarla en las ecuaciones de intercambiadores de calor a contracorriente.
2. Utilícese la temperatura inicial del lote T_1 o t_1.
3. Calcúlese la temperatura de salida de cada fluido del intercambiador. (Esto requerirá la aplicación de métodos de prueba y error.)
4. Considérese el factor de corrección F_T para la diferencia media de temperaturas (véase la Fig. 10-14).
5. Repítanse las etapas 2, 3 y 4 utilizando la temperatura final del lote T_2 y t_2.
6. Utilícese el promedio de los dos valores para F_T y después incremántese el factor *UA* del paso múltiple, de acuerdo con la expresión

$$UA\ (\text{paso múltiple}) = UA\ (\text{contracorriente})/F_T$$

En general, los valores de F_T menores de 0.8 son antieconómicos y deberían evitarse. F_T puede aumentar su valor si se incrementa la velocidad de flujo de alguna o de las dos corrientes. Al incrementarse la velocidad de flujo se llegan a obtener valores mayores de 0.8, lo cual es una justificación de tipo económico.

Si F_T varía mucho de un extremo a otro del intervalo, debería determinarse para uno o más puntos intermedios. El promedio deberá determinarse para cada etapa establecida y es el que deberá utilizarse en la etapa 6.

Efectos de pérdida o ganancia externa de calor Cuando no se puedan despreciar los efectos de pérdida o ganancia de calor a través de las paredes del recipiente, las ecuaciones que incluyan esta transferencia de calor pueden desarrollarse utilizando balances de energía, en forma similar a los empleados para la derivación de las ecuaciones dadas anteriormente. Estas ecuaciones deberán modificarse sustancialmente mediante la adición del término de ganancia o pérdida de calor.

El procedimiento más sencillo, que probablemente sea el mejor aceptado en la práctica, consiste en aplicar una relación o proporción

Tabla 10-7 Valor

Tanques sobre patas, al
Tanques sobre patas, al
Tanques sobre patas, al
Tanques sobre patas, al
Tanques de fondo plano
Tanques de fondo plano
Tanques de fondo plano
Tanques de fondo plano

* Basada en coeficie
† La relación $(t - t_1)/($ grados Fahrenheit a jou

de *UA* o θ, de acuer
calor total a lo largo
Otro procedimient
sos de intercambiad
equivalente de *MC*
se deriva del siguien

$Q = (Mc)_e(t_2 - t_1$

donde *Q* es el calor
producto del coefici
calor por el área de
de temperaturas par
Debería aplicarse
un recipiente que es
Intercambiador
Este caso puede ma
blemas separados. *M*
ciones apropiadas re
tema. Desde luego,
Concepto de áre
operaciones por lot
aplicarse para el cál
enfriarse con el tran
perficies del tanque,
tacto con el fluido e
cientes de transferen
paredes verticales d
dificultad es utilizar
piadas, donde

$A_e =$

donde los subíndice
respectivamente. *U*
10-7 se listan valore
configuraciones de
Lotes no agitado
cipiente está estrati
tura, se debe consul
este tipo que sean i
dos que son calenta
resultado es que se
un sistema agitado
Tanques de alm
nes por lotes con ag
namiento, aunque

Tabla 10-7 Valores usuales para utilizarlos con las ecuaciones (10-148) a (10-157)*

Aplicación	Fluido	U_s	A_c
Tanques sobre patas, al aire libre, no aislados	Aceite	3.7	$0.22A_t + A_b + A_s$
	Agua a 150°F	5.1	$0.16A_t + A_b + A_s$
Tanques sobre patas, al aire libre, aislados 1 in	Aceite	0.45	$0.7A_t + A_b + A_s$
	Agua	0.43	$0.67A_t + A_b + A_s$
Tanques sobre patas, al interior, no aislados	Aceite	1.5	$0.53A_t + A_b + A_s$
	Agua	1.8	$0.35A_t + A_b + A_s$
Tanques sobre patas, al interior, aislados 1 in	Aceite	0.36	$0.8A_t + A_b + A_s$
	Agua	0.37	$0.73A_t + A_b + A_s$
Tanques de fondo plano,† al aire libre, no aislados	Aceite	3.7	$0.22A_t + A_s + 0.43D_t$
	Agua	5.1	$0.16A_t + A_s + 0.31D_t$
Tanques de fondo plano,† al aire libre, aislados 1 in	Aceite	0.36	$0.7A_t + A_s + 3.9D_t$
	Agua	0.37	$0.16A_t + A_s + 3.7D_t$
Tanques de fondo plano, interno, no aislados	Aceite	1.5	$0.53A_t + A_s + 1.1D_t$
	Agua	1.8	$0.35A_t + A_s + 0.9D_t$
Tanques de fondo plano, internos, aislados 1 in	Aceite	0.36	$0.8A_t + A_s + 4.4D_t$
	Agua	0.37	$0.73A_t + A_s + 4.5D_t$

* Basada en coeficientes usuales.

† La relación $(t - t_1)/(t - t')$ se supone que es de 0.85 para tanques al aire libre. °C = (°F − 32)/1.8; para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grados Fahrenheit a joules por medtro cuadrado-segundo-kelvins, multiplíquese por 5.6783.

de UA o θ, de acuerdo con la modificación requerida en la carga de calor total a lo largo del tiempo θ.

Otro procedimiento, que arroja resultados más exactos para los casos de intercambiadores de calor externo, consiste en utilizar un valor equivalente de MC (para un recipiente que está siendo calentado) que se deriva del siguiente balance de energía:

$$Q = (Mc)_e(t_2 - t_1) = Mc(t_2 - t_1) + U'A'(MTD')\theta \quad (10\text{-}147p)$$

donde Q es el calor total transferido durante el tiempo θ, $U'A'$ es el producto del coeficiente de transferencia de calor para la pérdida de calor por el área de pérdida de calor y MTD' es la diferencia media de temperaturas para la pérdida de calor.

Debería aplicarse un balance de energía similar, cuando se trate de un recipiente que está siendo enfriado.

Intercambiador de calor externo y serpentín interno o chaqueta Este caso puede manejarse en forma simple si se trata como dos problemas separados. M se divide en dos partes M_1 y $(M - M_1)$, y las ecuaciones apropiadas recientemente vistas se aplican a cada parte del sistema. Desde luego, el tiempo θ será el mismo para ambas partes.

Concepto de área equivalente Las ecuaciones anteriores para operaciones por lotes, especialmente la ecuación (10-147), pueden aplicarse para el cálculo de pérdida de calor de tanques que tienden a enfriarse con el transcurso del tiempo. Sin embargo, las diferentes superficies del tanque, por ejemplo la parte superior (que no está en contacto con el fluido en el tanque) y la parte inferior, pueden tener coeficientes de transferencia de calor distintos a los correspondientes a las paredes verticales del tanque. Una manera sencilla de resolver esta dificultad es utilizando un área equivalente A_e en las ecuaciones apropiadas, donde

$$A_e = A_bU_b/U_s + A_tU_t/U_s + A_s \quad (10\text{-}147q)$$

donde los subíndices b, s y t se refieren al fondo, parte lateral y superior, respectivamente. U se considera por lo general como U_s. En la tabla 10-7 se listan valores típicos de U_s y expresiones para A_e para diversas configuraciones de tanques.

Lotes no agitados Para aquellos casos en que el contenido del recipiente está estratificado verticalmente y no es uniforme en temperatura, se debe consultar a Kern (*op. cit.*). Existen pocos recipientes de este tipo que sean importantes, excepto para recipientes altos o delgados que son calentados o enfriados con intercambiadores externos. El resultado es que se necesita un intercambiador más pequeño que para un sistema agitado equivalente que es uniforme.

Tanques de almacenamiento Las ecuaciones para las operaciones por lotes con agitación pueden aplicarse a los tanques de almacenamiento, aunque no se trate de tanques agitados. Esta aproximación proporciona resultados conservadores. Los casos más importantes (en estado no estacionario), son los siguientes:

1. *Enfriamiento de tanques; el contenido permanece en fase líquida.* Este caso es el más simple y puede tratarse con facilidad con las ecuaciones vistas recientemente.

2. *Enfriamiento de tanques; contenido parcialmente congelado y sólidos que se precipitan o flotan.* Este caso requiere cálculos en dos etapas. La primera etapa se maneja como en el caso 1. La segunda etapa se calcula suponiendo un sistema isotérmico en el punto de congelación. Es posible lograr esto para tanques que contienen sólidos congelados si se conoce el tiempo y se tiene una temperatura ambiente suficientemente baja.

3. *Tanques enfriados y parcialmente congelados; sólidos que forman una capa de autoaislamiento.* Este caso complejo, que ha ocurrido con hidrocarburos pesados y mezclas de hidrocarburos, ha sido analizado por Stuhlbarg [*Pet. Refiner*, **38,** 143 (abril 1, 1959)]. El contenido en el centro del tanque permanece tibio y se encuentra en fase líquida aún después de varios años de enfriamiento.

Es importante instalar un dispositivo que evite un congelamiento total y acelere la fusión cuando se considere que el contenido del tanque pueda congelarse durante una interrupción prolongada del proceso. El propósito es tener un escape de materia fundida a través de la capa de sustancia que sirva como alivio a la expansión térmica o cavitación si el fluido se va a bombear o recircular por un intercambiador externo. Un trazador de calor externo, adecuadamente colocado, servirá para el mismo propósito aunque puede requerir mayor tiempo de fusión antes de poder iniciar el bombeo.

Operaciones por lotes: tamaño óptimo del intercambiador Hay cinco variables incluidas en el diseño de intercambiadores externos, como se observa en la ecuación (10-147g). Estas variables son tiempo θ, velocidad de recirculación W, velocidad de fluido de enfriamiento w, coeficiente de transferencia de calor U, y área del intercambiador A. Como U y A son interdependientes, conviene considerar el producto UA como una variable sencilla, reduciendo a cuatro el número de variables. Se deben establecer tres variables cualesquiera para determinar la otra. Un procedimiento práctico para lograr esto es el siguiente:

1. Establézcase θ en forma arbitraria o de acuerdo con las demandas del proceso.

2. Encuéntrese w de la ecuación

$$wc = \frac{MC(T_1 - T_2)}{\theta(t' - t_1)} \quad (10\text{-}148)$$

donde t' es un promedio razonable de la temperatura de salida del intercambiador.

3. Determínese el valor mínimo de la velocidad de flujo a partir de

$$W_{\text{mín}}C = \frac{MC}{\theta}\left(\ln\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1}\right) \qquad (10\text{-}148a)$$

4. Establézcase W en una serie de valores mayores que $W_{\text{mín}}$ y calcúlese UA de la ecuación (10-147g) para cada valor de W. El intervalo de flujos deberá estar entre 1.25 $W_{\text{mín}}$ y 2.0 $W_{\text{mín}}$.

5. Dimensiónense y cotícense los intercambiadores, bombas y tubería. También debe tomarse en cuenta el costo de la energía de bombeo.

6. Debe hacerse una evaluación económica del proceso. Un método sugerido es preestablecer un periodo n de pago del equipo y calcular la función $(P - jC_E)$ para cada valor de W, donde

$$j = \frac{1 - r}{1/n + (1 - r)E - rD}$$

y C_E es el costo anual de bombeo; P es el costo total de instalación del intercambiador, bomba, tubería y cualquier accesorio que pueda ser afectado; r es la tasa de impuesto; E es la tasa de gasto real de mantenimiento y aseguramiento del equipo; y D es la tasa de depreciación. E y D se expresan como fracciones del costo de instalación.

Se pueden desarrollar algunas ecuaciones similares para el calentamiento y otros casos de intercambiadores externos. Algunos de éstos y un ejemplo ilustrativo son proporcionados por Stuhlbarg [*Hydrocarbon Process.*, **149** (enero 1970)].

El óptimo tiene lugar en el punto donde la función específica es un mínimo. Es posible graficar $(P - jC_E)$ en el eje de las ordenadas contra W para encontrar el mínimo, pero estas gráficas serán discontinuas en el punto donde hay una etapa de cambio en el tamaño del tubo, el tamaño de la bomba o el motor de la bomba. Mediante una selección cuidadosa de los valores de W que estén dentro de las capacidades de cada tamaño de tubo o accesorio, es posible determinar el valor óptimo sin recurrir a una aproximación gráfica.

DISEÑO TÉRMICO DE SERPENTINES PARA TANQUES

El diseño térmico de serpentines para tanques incluye la determinación del área de transferencia de calor, requerida para mantener el contenido del tanque a una temperatura constante o para aumentar o disminuir la temperatura del contenido de acuerdo con una magnitud específica en un tiempo fijo.

Nomenclatura A = área; A_b = área del fondo del tanque; A_c = área del serpentín; A_e = área equivalente; A_s = área de las paredes laterales; A_t = área de la parte superior; A_1 = área equivalente que recibe calor de serpentines externos; A_2 = área equivalente no cubierta con serpentines externos; D_t = diámetro del tanque; F = factor de diseño (seguridad); h = coeficiente de película; h_a = coeficiente del medio ambiente; h_c = coeficiente del serpentín; h_h = coeficiente del medio de calentamiento; h_i = coeficiente de la fase líquida del contenido del tanque o coeficiente del lado de la tubería referido a la parte exterior del serpentín; h_z = coeficiente de aislamiento; k = conductividad térmica; k_g = conductividad térmica del terreno que soporta el tanque; M = peso del contenido del tanque cuando se encuentra lleno; t = temperatura; t_a = temperatura del medio ambiente; t_d = temperatura del espacio de aire pasivo; t_f = temperatura del contenido al final del calentamiento; t_k = temperatura del terreno que soporta el tanque; t_h = temperatura del medio de calentamiento; t_0 = temperatura del contenido al principio del calentamiento; U = coeficiente global; U_b = coeficiente en el fondo del tanque; U_c = coeficiente del serpentín; U_d = coeficiente del aire pasivo respecto al contenido del tanque; U_i = coeficiente a través del aislante; U_s = coeficiente en las paredes laterales del tanque; U_t = coeficiente en la parte superior del tanque; y U_2 = coeficiente en el área A_2.

Los coeficientes usuales para los serpentines se listan en la tabla 10-8. Es posible calcular valores más exactos empleando los métodos de convección natural o forzada proporcionados en esta sección.

Mantenimiento de la temperatura Los tanques se mantienen muy a menudo a cierta temperatura con serpentines internos si se suponen aplicables las siguientes ecuaciones:

Tabla 10-8 Coeficientes globales de transferencia de calor para serpentines sumergidos en líquidos

U expresada como Btu/(h·ft^2·°F)

Sustancia dentro del serpentín	Sustancia fuera del serpentín	Material del serpentín	Agitación	U
Vapor de agua	Agua	Plomo	Agitada	70
Vapor de agua	Soluciones de azúcar y melazas	Cobre	Ninguna	50-240
Vapor de agua	Solución acuosa en ebullición	.....	.....	600
Agua fría	Intermedio de tinte orgánico diluido	Plomo	Turboagitador a 95 rpm	300
Agua fría	Agua tibia	Hierro forjado	Aire en burbujas en el agua que rodea al serpentín	150-300
Agua fría	Agua caliente	Plomo	Agitador de aspas a 0.40 rpm	90-360
Salmuera	Aminoácidos	.....	30 rpm	100
Agua fría	25% de óleum a 60°C.	Hierro forjado	Agitada	20
Agua	Solución acuosa	Plomo	Hélice de manguito a 500 rpm	250
Agua	NaOH al 8%	.....	22 rpm	155
Vapor de agua	Acidos grasos	Cobre (torta)	Ninguna	96-100
Leche	Agua	.....	Agitación	300
Agua fría	Agua caliente	Cobre	Ninguna	105-180
Agua a 60°F	Solución acuosa de azúcar al 50%	Plomo	Ligera	50-60
Vapor e hidrógeno a 1500 lb/in^2	Agua a 60°F.	Acero	.....	100-165
Vapor 110-146 lb/in^2 manométrica	Aceite vegetal	Acero	Ninguna	23-29
Vapor	Aceite vegetal	Acero	Diversas	39-72
Agua fría	Aceite vegetal	Acero	Diversas	29-72

NOTAS: Chilton, Drew y Jebens [*Ind. Eng. Chem.*, **36**, 510 (1944)] dan coeficientes de películas para calentar y enfriar fluidos agitados, con un serpentín en un recipiente forrado.

Debido a los muchos factores que afectan la transferencia de calor, como la viscosidad, la diferencia de temperatura y el tamaño del serpentín, los valores en esta tabla se deben utilizar primordialmente para estimaciones preliminares de diseño y verificación de coeficientes calculados.

°C = (°F − 32)/1.8; para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grados Fahrenheit a joules por metro cuadrado-segundo-kelvins, multiplíquese por 5.6783.

ES PARA

incluye la determina-
para mantener el con-
para aumentar o dis-
do con una magnitud

del tanque; A_c = área
las paredes laterales;
nte que recibe calor de
cubierta con serpenti-
tor de diseño (seguri-
e del medio ambiente;
del medio de calenta-
ontenido del tanque o
te exterior del serpen-
ctividad térmica; k_g =
l tanque; M = peso del
; t = temperatura; t_a =
ura del espacio de aire
el calentamiento; t_g =
; t_h = temperatura del
contenido al principio
$_b$ = coeficiente en el
ntín; U_d = coeficiente
ue; U_i = coeficiente a
ades laterales del tan-
tanque; y U_2 = coefi-

s se listan en la tabla
mpleando los métodos
s en esta sección.
tanques se mantienen
tines internos si se su-

líquidos

U
70
50-240
600
300
150-300
90-360
100
20
250
155
96-100
300
105-180
50-60
100-165
23-29
39-72
29-72

gitados, con

del serpentín,
n calculados.
trado-segun-

$$q = U_s A_c (T - t') \tag{10-149}$$

y

$$A_c = q/U_c(MTD) \tag{10-149a}$$

Estas ecuaciones no tienen en cuenta la interrupción del proceso. Un método que considera estas interrupciones es el que incluye la adición de un factor de seguridad a la ecuación (10-149*a*). Un método más adecuado es establecer un tiempo de interrupción de diseño y un tiempo de recalentamiento o reenfriamiento y aplicar después las ecuaciones apropiadas, proporcionadas en la subsección "Operaciones por lotes: tamaño óptimo del intercambiador". Es probable que se requiera una modificación para utilizar las ecuaciones (10-147*p*) y (10-147*q*).

En el caso de un tanque mantenido a cierta temperatura mediante serpentines exteriores, los serpentines suelen ser diseñados para cubrir sólo una porción del tanque. La temperatura t_d del espacio de aire pasivo entre los serpentines y el tanque se obtiene a partir de

$$U_d A_1 (t_d - t) = U_2 A_2 (t - t') \tag{10-150}$$

La carga de calor es

$$q = U_d A_1 (t_d - t) + A_1 U_i (t_d - t') \tag{10-151}$$

El área del serpentín es

$$A_c = \frac{qF}{U_c (t_h - t_d)_m} \tag{10-152}$$

donde F es un factor de seguridad.

Calentamiento

Calentamiento con serpentín interno, a partir de la temperatura inicial, durante un tiempo especificado

$$Q = Wc(t_f - t_o) \tag{10-153}$$

$$A_c = \left[\frac{Q}{\theta_h} + U_s A_e \left(\frac{t_f + t_o}{2} - t'\right)\right]\left[\frac{1}{U_d[t_h - (t_f + t_o)/2]}\right] (F) \tag{10-154}$$

en donde θ_h es la longitud del periodo de calentamiento. Esta ecuación se puede utilizar también en los casos en los que el contenido del tanque se ha enfriado de t_f a t_o y se debe recalentar a t_f. Si el contenido se enfría durante un tiempo θ_c, la temperatura, al cabo de este periodo de enfriamiento, se obtiene a partir de

$$\ln\left(\frac{t_f - t'}{t_o - t'}\right) = \frac{U_s A_e \theta_c}{Wc} \tag{10-155}$$

Calentamiento con serpentín externo, a partir de la temperatura inicial, durante un tiempo especificado La temperatura del espacio de aire pasivo se obtiene a partir de

$$U_d A_1[t_d - 0.5(t_f - t_o)] = U_2 A_2[0.5(t_f - t_o) - t'] + Q/\theta_h \tag{10-156}$$

La carga de calor es

$$q = U_i A_1 (t_d - t') + U_2 A_2[0.5(t_f - t_o) - t'] + Q/\theta_h \tag{10-157}$$

El área del serpentín se obtiene mediante la ecuación (10-152).

El factor de seguridad utilizado en los cálculos es una cuestión de buen juicio, basada en la confianza en el diseño. Comúnmente no se considera excesivo un valor de 1.10. En las tablas 10-7 y 10-8 se muestran parámetros típicos de diseño.

SUPERFICIES EXTENDIDAS O CON ALETAS

Aplicación de una superficie con aletas Las superficies extendidas o con aletas se utilizan con frecuencia cuando un coeficiente de película es sustancialmente más bajo que el otro, y la meta es hacer que

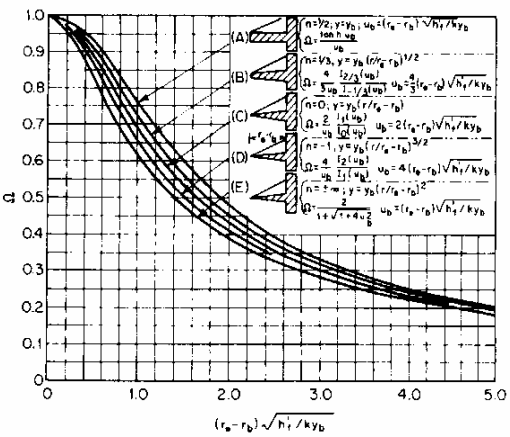


FIG. 10-38 Eficiencias para diversas configuraciones de aletas longitudinales.

$h_o A_{oe} \sim h_i A_i$. En la figura 10-38 se muestran unas cuantas configuraciones de aletas usuales. Las aletas longitudinales se emplean en intercambiadores de tuberías dobles. Las aletas transversales se emplean en configuraciones de flujo transversal y de cubierta y tubo. Las aletas transversales altas se utilizan principalmente con gases a bajas presiones; las aletas bajas se usan para la ebullición y la condensación de flujos no acuosos, así como también para la transferencia de calor sensible. Las superficies con aletas no se deben utilizar para servicios en los que la deposición sea intensa, sobre todo si se requiere limpieza mecánica, o para corrientes que lleven grandes cantidades de materias particuladas.

El área agregada por la aleta no es tan eficiente para la transferencia de calor como la superficie desnuda del tubo, debido a la resistencia a la conducción a través de la aleta. El área eficaz de transferencia de calor es

$$A_{oe} = A_{uf} + A_f \Omega \tag{10-158}$$

La eficiencia de la aleta se determina a partir de relaciones deducidas matemáticamente, en donde se supone que el coeficiente de película de transferencia de calor es constante a lo largo de toda la aleta y se han despreciado los gradientes de temperatura a través del espesor

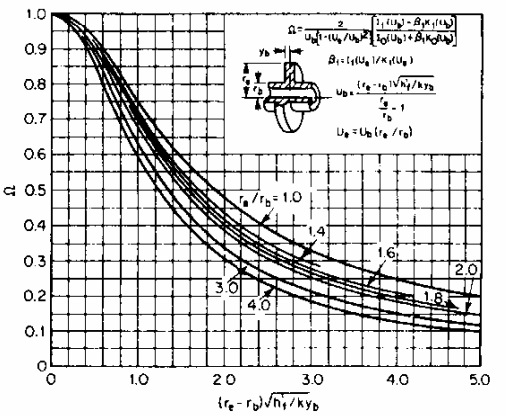


FIG. 10-39 Eficiencias para aletas anulares de espesor constante.

de la aleta (véase Kraus, *Extended Surfaces*, Spartan Books, Baltimore, 1963). En las figuras 10-38 y 10-39 se dan curvas de eficiencia para algunas configuraciones de aletas comunes.

Aletas altas Para calcular los coeficientes de transferencia de calor para el flujo transversal a una superficie con aletas cruzadas, lo mejor es utilizar una correlación basada en datos experimentales para esa superficie. Con frecuencia no se dispone de esos datos y se tiene que utilizar una correlación más general, dejando margen para el error posible. Es probable que la mejor correlación general para haces de tubos con aletas sea la de Schmidt [*Kaltetechnik*, **15**, 98-102, 370-378 (1963)]:

$$hD_r/k = K(D_r\rho V'_{máx}/\mu)^{0.625} R_f^{-0.375} N_{Pr}^{1/3} \qquad (10\text{-}159)$$

en donde $K = 0.45$ para configuraciones de tubos escalonados y 0.30 para disposiciones de tubos en línea: D_r es el diámetro de la raíz o la base del tubo; $V'_{máx}$ es la velocidad máxima a través del grupo de tubos, o sea, la velocidad en el área de flujo mínimo entre tubos adyacentes; y R_f es la relación del área de superficie exterior total del tubo (incluyendo las aletas), al área superficial de un tubo que tenga el mismo diámetro de raíz, sin aletas.

La **caída de presión** es particularmente sensible a parámetros geométricos y las correlaciones disponibles se deben extrapolar a las formas geométricas diferentes a aquellas en las que se basó la correlación, con mucho cuidado y en forma muy conservadora. La mejor correlación es la de Robinson y Briggs [*Chem. Eng. Prog.*, **62**, *Symp. Ser.* 64, 177-184 (1966)].

Aletas Bajas Los tubos con aletas bajas se emplean en general en las configuraciones de cubierta y tubo. Para la transferencia de calor sensible sólo se necesitan modificaciones menores para permitir la utilización del método del lado de la cubierta, que se dio antes, tanto para la transferencia de calor como para la presión [véase Briggs, Katz y Young, *Chem. Eng. Prog.*, **59**(11), 49-59 (1963)]. Para la condensación en tubos de aletas bajas, en haces horizontales, la correlación de Nusselt [ecuación (10-97)] suele ser satisfactoria, en general, para condensados de tensión superficial baja [$\sigma < (3)(10^{-6})$N/m (30 dinas/cm)]; no se deben utilizar superficies con aletas para condensados de tensión superficial elevada (sobre todo el agua) que no se drenan con facilidad.

El método modificado de Palen-Small se puede utilizar para el diseño de recalentadores, con tubos con aletas; pero el flujo máximo [ecuación (10-112)] se calcula a partir de A_o, el área total de transferencia de calor, incluyendo las aletas. El valor resultante de $q_{máx}$ se refiere a A_o.

ENSUCIAMIENTO Y FORMACIÓN DE ESCAMAS

El ensuciamiento se refiere a cualquier capa o depósito de materias extrañas en una superficie de transferencia de calor, Comúnmente, esos materiales tienen baja conductividad térmica, lo que provoca una resistencia mayor a la transferencia de calor. En los equipos de proceso de transferencia de calor se producen varios tipos diferentes de ensuciamiento. La sedimentación es la deposición de materiales finamente divididos, a partir del fluido del proceso. La formación de escamas se debe, con frecuencia, a la cristalización de un material cuya solubilidad, a la temperatura de la pared, es más baja que la temperatura masiva del líquido; la formación de escamas de sulfato de calcio es la más común de este tipo. Muchas corrientes de proceso se polimerizan y el material resultante, menos soluble, se deposita en la superficie como película, con frecuencia de una resistencia y espesor considerables. Los productos de la corrosión pueden oponer una resistencia importante a la transferencia de calor. Los crecimientos biológicos, como los de algas, constituyen un problema grave en muchas corrientes de agua de enfriamiento y en la industria de la fermentación.

Control del ensuciamiento Diversos procedimientos han resultado eficientes para eliminar o limitar el ensuciamiento. Con frecuencia se agregan inhibidores a las corrientes de enfriamiento para minimizar la tendencia a la deposición de sales, la corrosión y el crecimiento de algas. El diseño para obtener una velocidad alta en las corrientes de proceso es muy eficaz para reducir el ensuciamiento; pero está limitado en su aplicación debido a la caída cada vez mayor de presión que se requiere y porque la erosión daña las superficies. Por regla general, no se recomiendan nunca velocidades del agua en el tubo por debajo de 0.91 m/s (3 ft/s) y hay un incentivo cada vez más importante para elevarse de 2.44 a 3.05 m/s (8 a 10 ft/s). Se deben evitar las diferencias excesivas de temperatura sobre todo si se sobrepasan los límites de solubilidad en la superficie. En el diseño de recalentadores es muy importante mantener bajas las diferencias de temperatura, para evitar la transición y los regímenes de ebullición de película. Es importante limitar la fracción vaporizada, para mantener sólidos en solución y una circulación positiva, con el fin de evitar la acumulación de sólidos en la existencia del líquido del recalentador.

Tipos de ensuciamiento y períodos operacionales Se observan dos conductas comunes en el desarrollo de una película de suciedad a lo largo de cierto tiempo. Una de ellas, se denomina **ensuciamiento asintótico**, y en él, la resistencia se acumula con mucha rapidez al principio pero se hace asintótica en un valor de estado estacionario si las condiciones no varían. Este tipo de ensuciamiento se produce más comúnmente cuando la temperatura de la pared es constante y el flujo de calor cae, debido al aumento de la resistencia de la suciedad.

La otra conducta momentánea es la de un **aumento más o menos lineal** de la resistencia de la suciedad durante todo el periodo operacional. Esto sucede con frecuencia cuando se mantiene constante el flujo

Tabla 10-9 Coeficiente de transferencia de calor para depósitos*

Btu/(h·ft²·°F)

Agua

Temp. del medio de calentamiento Temperatura del agua Velocidad del agua, ft/s	Hasta 240°F. 125°F o menos ≤ 3	Hasta 240°F. 125°F o menos > 3	240-400°F. Por encima de 125°F. ≤ 3	240-400°F. Por encima de 125°F. > 3
Destilado	2000	2000	2000	2000
Agua del mar	2000	2000	1000	1000
Agua tratada de alim. de calderas	1000	2000	1000	1000
Material tratado para torres de enf.	1000	1000	500	500
Pozo municipal, Grandes Lagos	1000	1000	500	500
Agua fluvial salobre y limpia	500	1000	330	500
Agua fluvial, limosa y turbia	330	500	250	330
Agua dura (más de 15 g./gal.).	330	330	200	200
Canal sanitario de Chicago	125	170	100	125

Productos químicos

Inorgánicos:	
Gases (sucios o portadores de aceites)	500
Líquidos (calentamiento o vaporización)	500
Salmueras refrigerantes	1000
Orgánicos:	
Gases	
De procesos	1000
De utilidad púb. (portadores de aceites, refrig., etc.)	500
Vapores que se condensan (condensadores)	1000
Líquidos	
De procesos	1000
Líquidos de vaporización (recalentadores)	500
Medios de transferencia de calor	1000
Líquidos refrigerantes	1000
Líquidos que forman polímeros	200
Aceites (vegetales y pesados)	330
Asfalto y residuos	100

* Reacomodada y reproducida con autorización de *Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association*, 5a. ed., New York, 1968.

NOTA: °C = (°F − 32)/1.8; para convertir pies por segundo a metros por segundo, multipliquese por 0.3048; para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grados Fahrenheit a joules por metro cuadrado-segundo-kelvins, multipliquese por 5.6783.

de calor, incrementando la diferencia de temperaturas, lo que da como resultado una temperatura casi constante en la interfase del depósito de ensuciamiento del fluido.

El periodo operacional óptimo entre limpiezas depende de la rapidez de ensuciamiento, los efectos de la suciedad sobre la velocidad global de transferencia de calor y la facilidad con la que se puede retirar el intercambiador de calor del servicio, sin afectar al proceso. A menudo es necesario rediseñar un intercambiador de calor con capacidad en exceso, para que siga transfiriendo suficiente calor hasta la detención de la planta. Es preciso tener cuidado para que el diseño en exceso del intercambiador de calor no introduzca factores como un diámetro excesivo de la cubierta y una baja velocidad resultante, que acelere el ensuciamiento, y anule la ventaja del diseño excesivo. En los casos más extremos, puede ser necesario proporcionar una capacidad de transferencia de calor adicional del 100%, con el fin de que se pueda limpiar un intercambiador, mientras que el otro se encuentra en servicio.

Retiro de depósitos de suciedad El retiro químico de la suciedad se puede lograr en algunos casos con ácidos débiles, disolventes especiales, etc. Otros depósitos se adhieren con debilidad y se pueden lavar mediante el funcionamiento periódico a velocidades muy altas o un enjuague con un chorro de agua, una lechada de agua y arena o vapor a alta velocidad. Estos métodos se pueden aplicar tanto al lado de la cubierta como al de los tubos sin retirar el haz de tubos. Sin embargo, la mayor parte de los depósitos de suciedad se pueden retirar mediante una acción mecánica positiva, como la introducción de una varilla, la acción de turbina o el raspado de la superficie. Estas técnicas se pueden aplicar dentro de los tubos sin sacar el haz; pero en el lado de la cubierta sólo se puede hacer esto después de retirar el haz, e incluso entonces, esto será con un éxito limitado, debido a la cercanía de los tubos. Es útil la disposición de carriles de limpieza mediante la utilización de configuraciones cuadradas giradas o triangulares de razón de paso grande.

Resistencia al ensuciamiento No hay métodos publicados para predecir, *a priori*, las resistencias al ensuciamiento. La experiencia acumulada de los diseñadores y los usuarios de intercambiadores se publica en *Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association* (5th. ed., New York, 1968). La tabla en la obra de Kern (*Process Heat Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1950), tomada de una edición anterior de la obra *Standards*, es esencialmente idéntica. A falta de experiencias más pertinentes, se pueden utilizar estos valores. Véase la tabla 10-9.

Tabla 10-10 Coeficientes globales usuales de transferencia de calor en intercambiadores de calor tubulares

U = Btu/(°F·ft²·h)

Lado de la cubierta (o coraza)	Lado de los tubos	U de diseño	Incluye la suciedad total
Medios de líquido-líquido			
Aroclor 1248	Combust. para jet	100-150	0.0015
Asfalto diluido	Agua	10-20	.01
Agua desmineralizada	Agua	300-500	.001
Soluciones de 10-25% de etanolamina (MEA o DEA)	Soluciones de agua, DEA o MEA	140-200	.003
Combustóleo	Agua	15-25	.007
Combustóleo	Petróleo	10-15	.008
Gasolina	Agua	60-100	.003
Aceites pesados	Aceites pesados	10-40	.004
Aceites pesados	Agua	15-50	.005
Corriente reformadora rica en hidrógeno	Corriente reformadora rica en hidrógeno	90-120	.002
Queroseno o gasoil	Agua	25-50	.005
Queroseno o gasoil	Petróleo	20-35	.005
Queroseno o comb. para jet	Tricloroetileno	40-50	.0015
Agua para la cubierta	Agua	230-300	.002
Aceite lub. (baja viscosidad)	Agua	25-50	.002
Aceite lub. (alta viscosidad)	Agua	40-80	.003
Aceite lubricante	Petróleo	11-20	.006
Nafta	Agua	50-70	.005
Nafta	Petróleo	25-35	.005
Disolventes orgánicos	Agua	50-150	.003
Disolventes orgánicos	Salmuera	35-90	.003
Disolventes orgánicos	Disolventes orgánicos	20-60	.002
Derivados de aceite de resina, aceites vegetales, etc.	Agua	20-50	.004
Agua	Soluciones de sosa cáustica (10-30%)	100-250	.003
Agua	Agua	200-250	.003
Destilado de cera	Agua	15-25	.005
Destilado de cera	Petróleo	13-23	.005
Medios de vapor de condensación-líquido			
Vapor de alcohol	Agua	100-200	.002
Asfalto (450°F)	Vapor de Dowtherm	40-60	.006
Vapor de Dowtherm	Aceite de resina y derivados	60-80	.004
Vapor de Dowtherm	Dowtherm líquido	80-120	.0015
Alquitrán de planta de gas	Vapor	40-50	.0055
Hidrocarb. de ebull. alta V.	Agua	20-50	.003
Hidrocarb. de ebull. baja A	Agua	80-200	.003
Vapores de hidrocarburos (condensador parcial)	Petróleo	25-40	.004
Disolventes orgánicos A	Agua	100-200	.003
Disol. org. de alto NC, A	Agua o salmuera	20-60	.003
Disol. org. de bajo NC, V	Agua o salmuera	50-120	.003
Queroseno	Agua	30-65	.004
Queroseno	Petróleo	20-30	.005
Nafta	Agua	50-75	.005
Nafta	Petróleo	20-30	.005
Vapores de reflujo del estab.	Agua	80-120	.003
Vapor	Agua de alimentación	400-1000	.0005
Vapor	Combustóleo número 6	15-25	.0055
Vapor	Combustóleo número 2	60-90	.0025
Dióxido de azufre	Agua	150-200	.003
Derivados de aceite de resina, aceites vegetales (vapor)	Agua	20-50	.004
Agua	Azeotropo aromático de corriente de vapor	40-80	.005
Medios de gas líquido			
Aire N_2, etc. (comprimidos)	Agua o salmuera	40-80	.005
Aire, N_2, etc. A	Agua o salmuera	10-50	.005
Agua o salmuera	Aire, N_2 (comprimido)	20-40	.005
Agua o salmuera	Aire, N_2, etc. A	5-20	.005
Agua	Mezclas de gas natural que contienen hidrógeno	80-125	.003
Vaporizadores			
Amoniaco anhidro	Vapor de condensación	150-300	.0015
Cloro	Vapor de condensación	150-300	.0015
Cloro	Aceite ligero de transferencia de calor	40-60	.0015
Propano, butano, etc.	Vapor de condensación	200-300	.0015
Agua	Vapor de condensación	250-400	.0015

NC = gas no condensable presente.
V = vacío.
A = Presión atmosférica.
Las unidades de suciedad (el factor de suciedad) son (h)(ft²)(°F)/Btu.
Para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grados Fahrenheit a joules por metro cuadrado-segundo-kelvins, multiplíquese por 5.6783; para convertir horas-pie cuadrado-grado Fahrenheit por unidades térmicas británicas a metros cuadrados-segundo-kelvin por joules, multiplíquese por 0.1761.

Tabla 10-11 Coeficientes globales típicos de transferencia de calor en servicio de refinerías

Btu/(°F·ft²·h)

	Fluido	Gravedad API	Factor de suciedad (una corriente)	Recalentador, calentado por vapor	Condensador, enfriado por agua*	Intercambiadores, de líq. a líq. (la desig. del fluido del lado de tubos aparece abajo)			Recalentador (líq. de calef. designado más abajo)			Condensador (líq. enfriador designado más abajo)			
						C	G	H	C	G†	K	D	F	G	J
A	Propano	...	0.001	160	95	85	85	80	110	95	35				
B	Butano	...	.001	155	90	80	75	75	105	90	35	80	55	40	30
C	Gasolina punto final, 400°F	50	.001	120	80	70	65	60	65	50	30				
D	Nafta ligera virgen	70	.001	140	85	70	55	55	75	60	35	75			
E	Nafta pesada virgen	45	.001	95	75	65	55	50	55	45	30	70	50	35	30
F	Queroseno	40	.001	85	60	60	55	50	...	45	25	...	50	35	30
G	Gasoil ligero	30	.002	70	50	60	50	50	...	40	25	70	45	30	30
H	Gasoil pesado	22	.003	60	45	55	50	45	50	40	20	70	40	30	20
J	Crudo reducido	17	.005	...	...	55	45	40							
K	Combustóleo pesado (alquitrán)	10	.005	...	...	50	40	35							

Factor de suciedad, lado del agua 0.0002; las corrientes de calentamiento o enfriamiento se muestran en la parte superior de las columnas C, D, F, G, etc.; para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grados Fahrenheit a joules por metro cuadrado-segundo-kelvins, multiplíquese por 5.6783; para convertir horas-pie cuadrado-grado Fahrenheit por unidad térmica británica a metros cuadrados-segundo-kelvin por joule, multiplíquese por 0.1761.

* Enfriadores, con enfriamiento por agua, las relaciones son aproximadamente 5% más bajas.

† Con combustóleo pesado como medio de calentamiento (H), las relaciones son aproximadamente un 5% más bajas.

COEFICIENTES USUALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR

En las tablas 10-10 a 10-15 se dan coeficientes globales o usuales de transferencia de calor. Los valores de esas tablas se pueden utilizar con fines de estimación preliminar. No se deben utilizar en lugar de los métodos de diseño descritos en otros puntos de esta sección, aun cuando pueden servir como verificaciones útiles para los resultados obtenidos mediante esos métodos de diseño.

DISEÑO TÉRMICO PARA EL PROCESAMIENTO DE SÓLIDOS

Los sólidos en forma dividida, como polvos, gránulos y grumos, se calientan y/o enfrían en el procesamiento químico, para gran variedad de objetivos, como la solidificación o la fusión (Secc. 11); el secado y la eliminación del agua (Secc. 20); la recuperación de disolventes (Seccs. 13 y 20); la sublimación (Secc.17); las reacciones químicas (Secc. 20), y la oxidación. Para consideraciones de diseño mecánico y de proceso, véanse las secciones indicadas.

El **diseño térmico** se ocupa de dimensionar los equipos para efectuar la transferencia de calor que se necesita para llevar a cabo el proceso. La ecuación de diseño es la básica para todos los modos de transferencia de calor, o sea:

$$A = Q/U\,\Delta t \qquad (10\text{-}160)$$

en donde A = superficie eficaz de transferencia de calor, Q = cantidad de calor que se debe transferir, Δ_t = diferencia de temperatura del proceso, y U = coeficiente global de transferencia de calor. Es útil definir los modos de transferencia de calor y el coeficiente global correspondiente, como sigue: U_{co} = coeficiente global de transferencia de calor por *conducción* (indirecta, a través de una pared), U_{cv} = coeficiente global de transferencia de calor para el mecanismo de *convección* poco utilizado; U_{ct} = coeficiente de transferencia de calor, para el mecanismo de *contacto*, en donde la portadora de fase gaseosa de calor pasa directamente por el lecho de sólidos, y U_{ra} = coeficiente de transferencia de calor para la *radiación*.

Hay dos métodos generales para determinar valores numéricos para U_{co}, U_{cv}, U_{ct} y U_{ra}. Uno de ellos es mediante el análisis de datos operacionales reales. Los valores obtenidos en esa forma se emplean en sistemas geométricamente similares de un tamaño no demasiado diferente al del equipo del que se obtuvieron los datos. El segundo método es de predicción y se basa en las propiedades del material y ciertos parámetros operacionales. Los valores relativos de los coeficientes para los diversos modos de transferencia de calor a temperaturas de hasta 980°C (1800°F) son como sigue (Holt, Paper 11, 4th National Heat Transfer Conference, Buffalo, 1960):

Por convección	1
Radiante	2
Por conducción	20
Por contacto	200

Puesto que los equipos de transferencia de calor para sólidos son generalmente una adaptación de un dispositivo que se ocupa primordialmente del manejo de materiales, el área de transferencia de calor

Tabla 10-12 Coeficientes globales para intercambiadores enfriados por aire sobre la base de tubos desnudos

Btu/(° F·ft²·h)

Condensación	Coeficiente	Enfr. de líquido	Coeficiente
Amoniaco	110	Agua de la cub. del	125
Freón 12	70	motor	25
Gasolina	80	Combustóleo	65
Hidrocarburos ligeros	90	Gasoil ligero	85
Nafta ligera	75	Hidrocarburos ligeros	70
Nafta pesada	65	Nafta ligera	
Efluente de reactor		Corrientes de líq. del	70
reformador	70	reformador	15
Vapor a baja presión	135	Residuos	7
Vapores superiores	65	Alquitrán	

Enfr. de gas	Presión de operación, lb/in² manométrica	Caída de presión, lb/in²	Coeficiente
Aire o gases de la combustión	50	0.1 a 0.5	10
	100	2	20
	100	5	30
Gas de hidrocarburo	35	1	35
	125	3	55
	1000	5	80
Corriente del reactor de amoniaco	....	....	85

Superficie exterior de tubo desnudo: 0.262 ft²/ft

La relación de superficie de tubo con aletas a superficie de tubo desnudo es de 16.9.

Para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grados Fahrenheit a joules por metro cuadrado-segundo-kelvins, multiplíquese por 5.6783; para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada a kilopascales, multiplíquese por 6.895.

ondensador (líq. enfriador
designado más abajo)

)	F	G	J
0	55	40	30
5			
0	50	35	30
..	50	35	30
0	45	30	30
0	40	30	20

), F, G, etc.; para convertir
3; para convertir horas-pie

a temperaturas de hasta
11, 4th National Heat

1
2
20
200

calor para sólidos son
) que se ocupa primor-
transferencia de calor

Intercambiadores
s desnudos

quido	Coeficiente
. del	125
	25
. . . . .	65
. . . . .	85
ligeros . .	70
. . . . .	
íq. del	70
. . . . .	15
. . . . .	7
. . . . .	

presión, lb/in^2	Coeficiente
a 0.5	10
2	20
5	30
1	35
3	55
5	80
..	85

icie de tubo desnudo es de

lora-pie cuadrado-grados
, multiplíquese por 5.6783;
lopascales, multiplíquese

Tabla 10-13 Serpentines en tableros, sumergidos en líquidos. Coeficientes globales promedio de tranferencia de calor*

U expresado en Btu/(h·ft²·F)

Lado caliente	Lado frío	Coeficientes de superficie limpia: Convección natural	Coeficientes de superficie limpia: Convección forzada	Coeficientes de diseño, tomando en consideración el ensuciamiento habitual en este servicio: Convección natural	Coeficientes de diseño, tomando en consideración el ensuciamiento habitual en este servicio: Convección forzada
Aplic. para calentamiento:					
Vapor	Solución acuosa	250-500	300-550	100-200	150-275
Vapor	Aceites ligeros	50-70	110-140	40-45	60-110
Vapor	Aceite lubricante mediano	40-60	100-130	35-40	50-100
Vapor	Combustóleo número 6 o Bunker C	20-40	70-90	15-30	60-80
Vapor	Alquitrán o asfalto	15-35	50-70	15-25	40-60
Vapor	Azufre fundido	35-45	45-55	20-35	35-45
Vapor	Parafina fundida	35-45	45-55	25-35	40-50
Vapor	Aire o gases	2-4	5-10	1-3	4-8
Vapor	Melazas o jarabes de cereales	20-40	70-90	15-30	60-80
Agua caliente, a alta temperatura	Soluciones acuosas	115-140	200-250	70-100	110-160
Aceite de transf. de calor, a alta temp.	Alquitrán o asfalto	12-30	45-65	10-20	30-50
Dowtherm o Aroclor	Alquitrán o asfalto	15-30	50-60	12-20	30-50
Aplic. para enfriamiento:					
Agua	Solución acuosa	110-135	195-245	65-95	105-155
Agua	Aceite enfriador	10-15	25-45	7-10	15-25
Agua	Aceite lubricante mediano	8-12	20-30	5-8	10-20
Agua	Melazas o jarabe de granos	7-10	18-26	4-7	8-15
Agua	Aire o gases	2-4	5-10	1-3	4-8
Freón o amoniaco	Solución acuosa	35-45	60-90	20-35	40-60
Salmuera de calcio o sodio	Solución acuosa	100-120	175-200	50-75	80-125

* Tranter Manufacturing, Inc.

NOTA: Para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grados Fahrenheit a joules por metro cuadrado-segundo-kelvins, multiplíquese por 5.6783.

Tabla 10-14 Recipientes enchaquetados: coeficientes globales

Fluido por la chaqueta (camisa)	Fluido en el recipiente	Material de la pared	Coeficiente global *U** Btu/(h·ft²·°F)	Coeficiente global *U** J/(m²·s·K)
Vapor	Agua	Acero inoxidable	150-300	850-1700
Vapor	Solución acuosa	Acero inoxidable	80-200	450-1140
Vapor	Sustancias orgánicas	Acero inoxidable	50-150	285-850
Vapor	Aceite ligero	Acero inoxidable	60-160	340-910
Vapor	Aceite pesado	Acero inoxidable	10-50	57-285
Salmuera	Agua	Acero inoxidable	40-180	230-1625
Salmuera	Solución acuosa	Acero inoxidable	35-150	200-850
Salmuera	Sustancias orgánicas	Acero inoxidable	30-120	170-680
Salmuera	Aceite ligero	Acero inoxidable	35-130	200-740
Salmuera	Aceite pesado	Acero inoxidable	10-30	57-170
Aceite térmico	Agua	Acero inoxidable	50-200	285-1140
Aceite térmico	Solución acuosa	Acero inoxidable	40-170	230-965
Aceite térmico	Sustancias orgánicas	Acero inoxidable	30-120	170-680
Aceite térmico	Aceite ligero	Acero inoxidable	35-130	200-740
Aceite térmico	Aceite pesado	Acero inoxidable	10-40	57-230
Vapor	Agua	CS recubierto de vidrio	70-100	400-570
Vapor	Solución acuosa	CS recubierto de vidrio	50-85	285-480
Vapor	Sustancias orgánicas	CS recubierto de vidrio	30-70	170-400
Vapor	Aceite ligero	CS recubierto de vidrio	40-75	230-425
Vapor	Aceite pesado	CS recubierto de vidrio	10-40	57-230
Salmuera	Agua	CS recubierto de vidrio	30-80	170-450
Salmuera	Solución acuosa	CS recubierto de vidrio	25-70	140-400
Salmuera	Sustancias orgánicas	CS recubierto de vidrio	20-60	115-340
Salmuera	Aceite ligero	CS recubierto de vidrio	25-65	140-370
Salmuera	Aceite pesado	CS recubierto de vidrio	10-30	57-170
Aceite térmico	Agua	CS recubierto de vidrio	30-90	170-450
Aceite térmico	Solución acuosa	CS recubierto de vidrio	25-70	140-400
Aceite térmico	Sustancias orgánicas	CS recubierto de vidrio	25-65	140-370
Aceite térmico	Aceite ligero	CS recubierto de vidrio	20-70	115-400
Aceite térmico	Aceite pesado	CS recubierto de vidrio	10-35	57-200

* Los valores son para agitación moderada no próxima. CS = acero al carbono.

Tabla 10-15 Serpentines externos. Coeficientes globales usuales*

U expresada en Btu/(h·ft²·°F)

Tipo de serpentín	Espaciamiento de serp., in.†	Fluido en el serpentín	Fluido en el recipiente	Interv. de temp., °F	U‡ sin cemento	U con cemento de transf. de cal.
Tubos de cobre de 3/8 in. de diámetro exterior, fijos con bandas en un espaciamiento de 24 in.	2	Vapor 5 a 50 lb/in² manométrica	Agua con ligera agitación	158-210	1-5	42-46
	3 1/8			158-210	1-5	50-53
	6 1/4			158-210	1-5	60-64
	12 1/2 o mayor			158-210	1-5	69-72
Tubos de cobre de 3/8 in. de diámetro exterior, fijos con bandas en un espaciamiento de 24 in.	2	Vapor, 50 lb/in² manométrica	Combustóleo del número 6 con ligera agitación	158-258	1-5	20-30
	3 1/8			158-258	1-5	25-38
	6 1/4			158-240	1-5	30-40
	12 1/2 o mayor			158-238	1-5	35-46
Serpentín de tablero		Vapor, 50 lb/in² manométrica	Agua en ebullición	212	29	48-54
		Agua	Agua	158-212	8-30	10-48
		Agua	Combustóleo del número 6	228-278	6-15	24-56
			Agua	130-150	7	15
			Combustóleo del número 6	130-150	4	9-19

* Datos por cortesía de la Thermon Manufacturing Co.

† Superficie exterior de los tubos o lado del serpentín de tablero de cara al tanque.

‡ Para tubos, los coeficientes dependen más de lo apretado que esté el serpentín contra el tanque que de cualquier fluido. Se recomienda el extremo inferior del intervalo.

NOTA: Para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grados Fahrenheit a joules por metro cuadrado-segundo-kelvins, multiplíquese por 5.6783; para convertir pulgadas a metros, multiplíquese por 0.0254; y para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada a kilopascales, multiplíquese por 6.895.

suele ser pequeña en relación con el tamaño general de los equipos. También es peculiar a la transferencia de calor de sólidos el hecho de que Δt varía para los diferentes mecanismos de transferencia de calor. Si se conocen estos mecanismos, se podrá estimar en general el término Δt, con bastante facilidad, a partir de las limitaciones de temperatura impuestas por las características de carga y/o la construcción.

Transferencia de calor por conducción Los equipos de transferencia de calor en los que el calor se transfiere por conducción están construidos de tal modo que la carga de sólidos se separa del medio de calentamiento mediante una pared.

Para una proporción elevada de aplicaciones, Δt es la diferencia logarítmica media de temperaturas. Los valores de U_{co} se dan en las secciones 11, 15, 17 y 19. Una ecuación de *predicción* para U_{co} es

$$U_{co} = \left(\frac{h}{h - 2ca/d_m}\right)\left(\frac{2ca}{d_m}\right) \qquad (10\text{-}161)$$

Tabla 10-16 Propiedades térmicas de varios materiales según su influencia sobre la transferencia de calor por conducción

Material	Conductividad térmica, Btu/(h)(ft²)(°F/ft)	Calor específico por volumen Btu/(ft³)(°F)	Difusividad térmica ft²/h
Aire	0.0183	0.016	1.143
Agua	0.3766	62.5	0.0755
Placa doble de acero, div. de arena	0.207	19.1	0.0108
Arena	0.207	19.1	0.0108
Hierro en polvo	0.0533	12.1	0.0044
Magnetita, min. de hierro	0.212	63	0.0033
Catalizadores Aerocat	0.163	20	0.0062
Sal de mesa	0.168	12.6	0.0133
Hueso carbonizado	0.0877	16.9	0.0051
Coque de brea	0.333	16.2	0.0198
Gránulos de resina de fenolformaldehído	0.0416	10.5	0.0042
Polvo de resina de fenolformaldehído	0.070	10	0.0070
Carbón en polvo	0.070	15	0.0047

Para convertir unidades térmicas británicas pie por hora-pie cuadrado-grados Fahrenheit a joules por metro-segundo-kelvins, multiplíquese por 1.7307; para convertir unidades térmicas británicas por pie cúbico-grados Fahrenheit a joules por metro cúbico-kelvins, multiplíquese por (6.707)(10⁴); y para convertir pies cuadrados por hora a metros cuadrados por segundo, multiplíquese por (2.581)(10⁻⁵).

en donde h = coeficiente de película de la pared, c = capacidad calorífica volumétrica, d_m = profundidad de la carga, y α = difusividad térmica. En la tabla 10-16 se dan propiedades térmicas importantes para diversos materiales. Si se desean detalles sobre la terminología, el desarrollo de la ecuación, los valores numéricos de los términos en equipos usuales y su utilización, véase la obra de Holt [*Chem. Eng.*, **69**, 107 (enero 8, 1962)].

La ecuación (10-161) es aplicable a cargas en la fase sólida, la líquida o la gaseosa, ya sea estática o en movimiento laminar; se puede aplicar a equipos de solidificación y a equipos de sólidos divididos, como las bandas metálicas, las charolas móviles, los tubos verticales estacionarios y los fluidificadores de cubierta estacionaria.

La **operación con lecho fijo (o empacado)** se produce cuando la velocidad del fluido es baja o el tamaño de las partículas es grande, de modo que no se lleva a cabo la fluidificación. Para esas operaciones, Jakob (*Heat Transfer*, vol. 2, Wiley, New York, 1957) da

$$hD_t/k = b_1 bD_t^{0.17}(D_p G/\mu)^{0.83}(c\mu/k) \qquad (10\text{-}162)$$

donde $b_1 = 1.22$ (SI) o 1.0 (unidades comunes en Estados Unidos), $h = U_{co}$ = coeficiente global entre la superficie interna del recipiente y la corriente de fluido, D_p = diámetro de partículas; D_t = diámetro del recipiente, b = coeficiente dependiente de D_p/D_t (Fig. 10-40); obsérvese que D_p/D_t tienen unidades de in por ft en la figura; G = velocidad de masa superficial, k = conductividad térmica del fluido, μ= viscosidad del fluido, y c = calor específico del fluido. Otras correlaciones son las de Leva [*Ind. Eng. Chem.*, **42**, 2498 (1950)]:

$$h = 0.813\,\frac{k}{D_t}\,e^{-6D_p/D_t}\left(\frac{D_p G}{\mu}\right)^{0.90} \quad \text{for } \frac{D_p}{D_t} < 0.35 \qquad (10\text{-}163a)$$

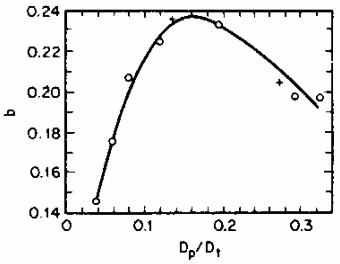


FIG. 10-40 Coeficiente b para la ecuación (10-162). D_p/D_t en pulgadas por pie.

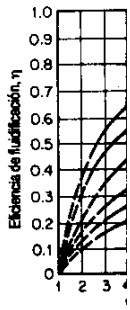


FIG. 10-41 Eficiencia

$$h = 0.125\,\frac{k}{D_t}\left(\frac{D}{}\right.$$

y de Calderbank y Po
(1957)];

h

en donde ε_V = fracci

Una técnica para
un lecho empacado
McGraw-Hill, New

Se produce la fluid
fluido es suficiente
través del lecho sea
el espesor de la pelí
de medir y/o predeci
para *las paredes ext*

h

donde $b = 0.29$ (SI)
= capacidad calorífi
eficiencia de fluidifi

FIG.

	U con cemento de transf. de cal.
	42-46
	50-53
	60-64
	69-72
	20-30
	25-38
	30-40
	35-46
	48-54
0	10-48
.5	24-56
	15
	9-19

l el extremo inferior del

ultiplíquese por 5.6783;
por 6.895.

c = capacidad calorí-
y α = difusividad tér-
icas importantes para
la terminología, el de-
los términos en equi-
[*Chem. Eng.*, **69**, 107

la fase sólida, la líqui-
to laminar; se puede
de sólidos divididos,
s, los tubos verticales
tacionaria.
se produce cuando la
rtículas es grande, de
ara esas operaciones,
1957) da

h/k) (10-162)

Estados Unidos), h =
ma del recipiente y la
; D_t = diámetro del re-
ig. 10-40); obsérvese
ura; G = velocidad de
fluido, μ = viscosidad
correlaciones son las

< 0.35 (10-163*a*)

D_p/D_t en pulgadas por pie.

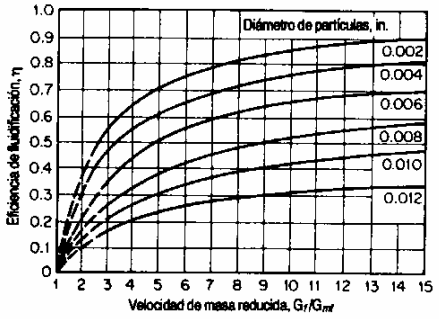


FIG. 10-41 Eficiencia de fluidificación.

$$h = 0.125 \frac{k}{D_t} \left(\frac{D_p G}{\mu} \right)^{0.75} \quad \text{para } 0.35 < \frac{D_p}{D_t} < 0.60 \qquad (10\text{-}163b)$$

y de Calderbank y Pogerski [*Trans. Inst. Chem. Eng.* (London), **35**, 195 (1957)];

$$hD_p/k = 3.6(D_p G/\mu\varepsilon_v)^{0.365} \qquad (10\text{-}164)$$

en donde ε_v = fracción de huecos en el lecho.

Una técnica para calcular los gradientes radiales de temperatura en un lecho empacado la da Smith (*Chemical Engineering Kinetics*, McGraw-Hill, New York, 1956).

Se produce la **fluidificación** cuando la velocidad de flujo (gasto) del fluido es suficientemente grande como para que la caída de presión a través del lecho sea igual al peso de este último. Como se indicó antes, el espesor de la película de sólidos adyacentes a la pared d_m es difícil de medir y/o predecir. Wen y Fau [*Chem. Eng.*, **64**(7), 254 (1957)] dan para *las paredes exteriores*:

$$h = bk(c_s\rho_s)^{0.4}(G\eta/\mu N_f)^{0.36} \qquad (10\text{-}165a)$$

donde $b = 0.29$ (SI) u 11.6 (unidades comunes en Estados Unidos), c_s = capacidad calorífica del sólido, ρ_s = densidad de partículas, η = eficiencia de fluidificación (Fig. 10-41); y N_f = relación de expansión o dilatación del lecho (Fig. 10-42). *Para paredes internas*, Wen y Fau dan

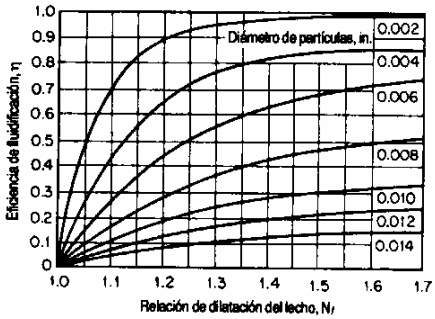


FIG. 10-42 Relación de dilatación del lecho.

$$h_i = bhG^{-0.37} \qquad (10\text{-}165b)$$

donde $b = 0.78$ (SI) o 9 (unidades comunes en Estados Unidos), h_i es el coeficiente para las paredes internas y h se calcula a partir de la ecuación (10-165*a*). G_{mf}, la velocidad mínima de fluidificación, se define por medio de

$$G_{mf} = \frac{bp_g^{1.1}(\rho_s - \rho_g)^{0.9}D_p^2}{\mu} \qquad (10\text{-}165c)$$

donde $b = (1.23)(10^{-2})$ (SI) o $(5.23)(10^5)$ (unidades comunes en Estados Unidos).

Wender y Cooper [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **4**, 15 (1958)] desarrollaron una correlación empírica para *paredes internas*:

$$\frac{hD_p/k}{1-\varepsilon_v}\left(\frac{k}{c\rho}\right)^{0.43} = bC_R\left(\frac{D_p G}{\mu}\right)^{0.83}\left(\frac{c_s}{c_g}\right)^{0.80}\left(\frac{\rho_s}{\rho_g}\right)^{0.66} \qquad (10\text{-}166a)$$

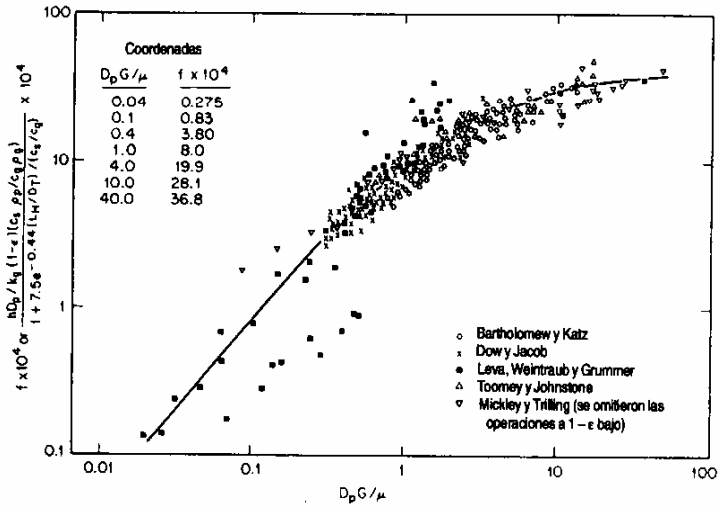


FIG. 10-43 Factor f para la ecuación (10-166*b*).

donde b = (3.51)(10^{-4}) (SI) o 0.033 (unidades comunes en Estados Unidos), C_R = corrección para el desplazamiento del tubo sumergido a partir del eje del recipiente (véase la referencia). Para *paredes exteriores*:

$$\frac{hD_p}{k_g(1-\varepsilon_v)(c_s\rho_s/c_g\rho_g)} = f(1 + 7.5e^{-x}) \qquad (10\text{-}166b)$$

en donde $x = 0.44L_H c_s/D_t\, c_g$ y f se da en la figura 10-43. Una de las características importantes de esta ecuación es la inclusión de la relación de la profundidad del lecho al diámetro del recipiente, L_H/D_t.

Para **lechos fluidificados y diluidos** en el lado de la cubierta de un haz tubular sin desviadores, Genetti y Knudsen [*Inst. Chem. Eng.* (London) *Symp. Ser.* 3,172 (1968)] obtuvieron la relación:

$$\frac{hD_p}{k} = \frac{5\phi(1-\varepsilon_v)}{\left[1 + \frac{580}{N_{Re}}\left(\frac{k_s}{D_p^{1.5}c_g\rho_s g^{0.5}}\right)\left(\frac{\rho_s}{\rho_g}\right)^{1.1}\left(\frac{G_{mf}}{G}\right)^{7/3-2}\right]} \qquad (10\text{-}167a)$$

en donde ϕ = área de superficie de partícula/área de esfera del mismo diámetro. Cuando se producía un transporte de partículas a través del haz, los coeficientes de transferencia de calor se podían predecir por medio de

$$j_H = 0.14(N_{Re}/\phi)^{-0.66} \qquad (10\text{-}167b)$$

En las ecuaciones (10-167*a*) y (10-167*b*), N_{Re} se basa en el diámetro de las partículas y la velocidad superficial del fluido.

Zenz y Othmer (véase "Introducción: Referencias Generales") dan un resumen excelente de investigaciones de transferencia de calor del lecho fluidificado a la pared.

La **solidificación** incluye cargas elevadas de calor transferidas esencialmente con una diferencia constante de temperaturas. También incluye la variación de los valores de la difusividad térmica y el espesor de la fase líquida y la sólida. Cuando esas variaciones son sustanciales y/o en el caso de un líquido que fluya sobre una interfase de capa sólida variable, Siegel y Savino (ASME Paper 67-WA/Ht-34, noviembre 1967) ofrecen ecuaciones y gráficas para la predicción del tiempo de crecimiento de la capa. Para la solidificación (o la fusión) de una placa o una barra semiinfinita, inicialmente en su temperatura de transición, la posición de la interfase se da mediante la solución unidimensional de Newmann que se da en la obra de Carslaw y Jaeger (*Conduction of Heat in Solids*, Clarendon Press, Oxford, 1959).

Una obra más reciente, de Hashem y Sliepcevich [*Chem. Eng. Prog.*, **63**, *Symp. Ser.* 79, 35, 42 (1967)] ofrece ecuaciones de segundo orden de diferencias finitas, más precisas.

Se descubrió que la velocidad de transferencia de calor es sustancialmente más alta en condiciones de **agitación**. Comúnmente, se dice que la transferencia de calor se produce en los modos combinados de conducción y convección. Holt [*Chem. Eng.*, **69**(1), 110 (1962)] presenta una explicación y un debate al respecto. La predicción de U_{co} por la ecuación (10-161) se puede realizar al reemplazar α con α_e la difusividad térmica eficaz del lecho. Hasta ahora se han realizado tan pocos trabajos de evaluación de los efectos de los parámetros de mezcla que no es posible hacer muchas predicciones al respecto. Sin embargo, para dispositivos de fase líquida agitada es aplicable la ecuación (10-79). Holt (*loc. cit*) muestra que esta ecuación se puede convertir para la transferencia de calor de sólidos, con el fin de obtener

$$U_{co} = a' c_s D_i^{0.3} N^{0.7} (\cos\omega)^{0.2} \qquad (10\text{-}168)$$

en donde D_t = diámetro del recipiente o el agitador; N = velocidad de giro, rpm; ω = ángulo efectivo de reposo de la carga; y a' es una constante de proporcionalidad. Esto es aplicable a dispositivos como las bandejas agitadas, las calderas agitadas, los transportadores en espiral y las cubiertas giratorias.

El tiempo de paso de sólidos por el **dispositivo rotatorio** lo da Saemann [*Chem. Eng. Prog.*, **47**, 508 (1951)]:

$$\theta = 0.318L \operatorname{sen}\omega/S_r N D_t \qquad (10\text{-}169a)$$

y Marshall y Friedman [*Chem. Eng. Prog.*, **45**, 482-493, 573-588 (1949)]:

$$\theta = (0.23L/S_r N^{0.9} D_t) \pm (0.6BLG/F_a) \qquad (10\text{-}169b)$$

en donde el segundo término de la ecuación (10-169*b*) es positivo para el flujo de aire a contracorriente, negativo para el flujo en paralelo y cero para las cubiertas giratorias indirectas. A partir de esas ecuaciones, se desarrolla una ecuación de predicción para los dispositivos de cubierta giratoria, análoga a la ecuación (10-168):

$$U_{co} = \frac{b' c_s D_t N^{0.9} Y}{(\Delta t) L \operatorname{sen}\omega} \qquad (10\text{-}170)$$

en donde θ = tiempo de recorrido del lecho de sólidos a través de la cubierta, min; S_r = pendiente de la cubierta; L = longitud de la cubierta; Y = porcentaje de relleno; y b' es una constante de proporcionalidad.

Los **dispositivos vibratorios** que agitan constantemente el lecho de sólidos mantienen un valor relativamente constante para U_{co}, tal que

$$U_{co} = a' c_s \alpha_e \qquad (10\text{-}171)$$

en donde U_{co} tiene un valor nominal de 114 J/(m^2·s·K) [20 Btu/(h·ft^2·°F)].

Transferencia de calor por contacto (directo) Los equipos de transferencia de calor por contacto están construidos de tal modo que la carga particulada en fase sólida se expone directamente al medio de calentamiento o enfriamiento y se ve atravesada por él (Secc. 20). El portador puede calentar o enfriar los sólidos. Gran cantidad del procesamiento térmico industrial de sólidos se lleva a cabo mediante este mecanismo. Físicamente, se puede clasificar en lechos empacados y diversos grados de lechos agitados desde diluidos hasta fluidificados densos.

La diferencia de temperaturas para la transferencia de calor es la diferencia logarítmica media de temperaturas, cuando las partículas son grandes y/o los lechos están empacados, o la diferencia entre la temperatura del fluido de entrada t_3 y la temperatura promedio del fluido de salida t_4, expresada como $\Delta_3 t_4$, para las partículas pequeñas. El empleo de la media logarítmica para lechos empacados lo confirmaron Thodos y Wilkins (2d. American Institute of Chemical Engineers-IIQPR Meeting, Tampa, Paper 30D, mayo 1968). Cuando la dirección de flujo del fluido y el sólido se reúnen axialmente y el tamaño de las partículas es pequeño, como en un lecho de fluido de cubierta vertical, se utiliza la temperatura de los sólidos de salida t_2 (que es también la del gas de salida t_4) como $\Delta_3 t_2$, según lo muestran Levenspiel, Olson y Walton [*Ind. Eng. Chem.*, **44**, 1478 (1952)]; Marshall [*Chem. Eng. Prog.*, **50**, *Monogr. Ser.* 2, 77 (1954)]; Leva (*Fluidization*, McGraw-Hill, New York, 1959) y Holt (4th Int. Heat Transfer Conf. Paper 11, American Institute of Chemical Engineers-American Society of Mechanical Engineers, Buffalo, 1960). Esta diferencia de temperaturas es también aplicable a lechos bien fluidificados de partículas pequeñas en flujo transversal, como en diversos portadores vibratorios.

El **coeficiente de transferencia de calor del lecho empacado al fluido** lo investigaron Baumeister y Bennett (*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **4**, 69, 1958), quienes propusieron la ecuación

$$j_H = (h/cG)(c\mu/k)^{2/3} = aN_{Re}^m \qquad (10\text{-}172)$$

en donde N_{Re} se basó en el diámetro de partículas y la velocidad superficial del fluido. Los valores de a y m son como sigue:

D_t/D_p (adimensional)	a	m
10.7	1.58	−0.40
16.0	0.95	−0.30
25.7	0.92	−0.28
>30	0.90	−0.28

Glaser y Thodos [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **4**, 63 (1958)] dan una correlación que incluye formas individuales de partículas y porosidad del lecho. Kunii y Suzuki [*Int. J. Heat Mass Transfer*, **10**, 845(1967)] analizan la transferencia de calor y masas en lechos empacados de partículas finas.

LG/F_g) (10-169*b*)

I-169*b*) es positivo para
a el flujo en paralelo y
partir de esas ecuacio-
para los dispositivos de
58):

(10-170)

e sólidos a través de la
longitud de la cubierta;
de proporcionalidad.
stantemente el lecho de
tante para U_{co}, tal que

(10-171)

.4 J/(m^2·s·K) [20 Btu/

ecto) Los equipos de
ruidos de tal modo que
rectamente al medio de
da por él (Secc. 20). El
ran cantidad del proce-
a a cabo mediante este
en lechos empacados y
uidos hasta fluidifica-

iferencia de calor es la
, cuando las partículas
o la diferencia entre la
ıtura promedio del flui-
partículas pequeñas. El
pacados lo confirmaron
[Chemical Engineers-
8). Cuando la dirección
ente y el tamaño de las
ido de cubierta vertical,
la t_2 (que es también la
an Levenspiel, Olson y
Marshall [*Chem. Eng.*
Fluidization, McGraw-
ansfer Conf. Paper 11,
nerican Society of Me-
ncia de temperaturas es
de partículas pequeñas
res vibratorios.
lel lecho empacado al
m. Inst. Chem. Eng. J.,

$\frac{m}{Re}$ (10-172)

as y la velocidad super-
) sigue:

	m
	−0.40
	−0.30
	−0.28
	−0.28

(1958)] dan una corre-
lículas y porosidad del
er, **10,** 845(1967)] ana-
os empacados de partí-

Los coeficientes de transferencia de calor de **partículas al fluido** en lechos fluidificados se predicen mediante la relación (Zenz y Othmer, *op. cit.*):

$$\frac{hD_p}{k} = 0.017(D_pG_{mf}/\mu)^{1.21} \qquad (10\text{-}173a)$$

en donde G_{mf} es la velocidad superficial de masa con fluidificación incipiente.

Frantz [*Chem. Eng.*, **69**(20), 89 (1962)] da una ecuación más general:

$$hD_p/k = 0.015(D_pG/\mu)^{1.6}(c\mu/k)^{0.67} \qquad (10\text{-}173b)$$

en donde h se basa en la temperatura real del gas.

En general, se pueden predecir **coeficientes de lecho a pared en el transporte de fase diluida** mediante una ecuación de la forma de la (10-50). Por ejemplo, Bonilla y sus colaboradores (American Institute of Chemical Engineers Heat Transfer Symp., Atlantic City, N.J., diciembre 1951) descubrieron para partículas de greda de 1 a 2 μm en agua, al 8% por volumen, que el coeficiente en la ecuación (10-50) era de 0.029, en donde k, ρ y c eran promedios aritméticos sopesados y se consideró la viscosidad como igual al coeficiente de rigidez. Farber y Morley [*Ind. Eng. Chem.*, **49,** 1143 (1957)] descubrieron que el coeficiente en la ecuación (10-50) era de 0.025 para el flujo ascendente de aire que transporta partículas catalizadoras de sílice y alúmina a razón de menos de 2 kg sólidos/kg de aire (2 lb de sólidos/lb de aire). Las propiedades físicas utilizadas fueron las del gas de transporte. Véase la obra de Zenz y Othmer (*op. cit.*) para obtener detalles adicionales sobre intervalos más amplios de porosidad.

El rendimiento térmico de las unidades de **cámaras cilíndricas giratorias** se basa en un coeficiente volumétrico de transferencia de calor

$$U_{ct} = \frac{Q}{V_r(\Delta t)} \qquad (10\text{-}174a)$$

en donde V_r = volumen. Este término incluye indirectamente un factor de área, que hace que el desempeño térmico se vea regido por un área de corte transversal, más que por el área calentada. Sin embargo, es posible utilizar el área calentada:

$$U_{ct} = \frac{Q}{(\Delta_3 t_2)A} \quad \text{or} \quad \frac{Q}{(\Delta_3 t_4)A} \qquad (10\text{-}174b)$$

Para la **transferencia directa de calor a sólidos**, las ecuaciones de predicción dan directamente el volumen V o el área de transferencia de calor A, determinada por el balance de calor y la velocidad de flujo de aire. Para dispositivos con un flujo de gas normal a un lecho fluidificado de sólidos,

$$A = \frac{Q}{\Delta t_p(c\rho_g)(F_g)} \qquad (10\text{-}175)$$

en donde $\Delta t_p = D_3t_4$ como se explicó antes, $c\rho$ = calor específico volumétrico, y F_g = velocidad de flujo de gas. Para el aire, $c\rho$ a temperatura y presión normales, es de aproximadamente 1100 J/(m^3·K) [0.0167 Btu/(ft^3·°F); por lo tanto,

$$A = \frac{bQ}{(\Delta_3 t_4)F_g} \qquad (10\text{-}176)$$

donde b = 0.0009 (SI) o 60 (unidades comunes en Estados Unidos). Otra ecuación similar, para dispositivos de cubierta vertical estacionaria y algunos de cubierta horizontal giratoria y transporte neumático, en donde el flujo de gas es paralelo y direccionalmente concurrente con el lecho fluidificado, es la misma que la ecuación (10-176), reemplazando Δ_3t_4 con Δ_3t_2. Si la operación implica la desecación o una reacción química, la carga de calor Q será mucho mayor que cuando se trate sólo de la transferencia de calor sensible. Asimismo, se deben calcular y proporcionar simultáneamente velocidades de flujo de gas para obtener los requisitos estequiométricos y de eliminación de humedad. Pinkey y Plint (*Miner. Process,* junio 1968, p. 17) proporcionan un buen tratado sobre esto último.

El **enfriamiento por evaporación** es una técnica patentada especial que con frecuencia ofrece ventajas, cuando se utiliza en el enfriamiento de sólidos mediante la transferencia de calor por contacto. La operación de desecación termina *antes* de llegar al contenido final deseado de humedad y la temperatura de los sólidos se encuentra en un valor moderado. La operación de enfriamiento implica el contacto de la carga (de preferencia fluidificada) con aire a presión y temperatura normales. El aire absorbe adiabáticamente y elimina una parte importante de la humedad y, al hacerlo así, recoge calor de las partículas tibias de los sólidos (o calientes) para proporcionar el calor latente que exige la evaporación. Para los sólidos de entrada a temperaturas de 180°C (350°F) y menos con valores normales de capacidad calorífica de 0.85 a 1.0 kJ/(kg·K) [0.2 a 0.25 Btu/(lb·°F)], se puede calcular el efecto por medio de:

1. La utilización de 285 m^3 (1000 ft^3) de flujo de aire a la presión y a la temperatura normales, con una humedad relativa de 40%, para retirar 0.45 kg (1 lb) de agua [calor latente de 2326 kJ/kg (1000 Btu/lb)] y para hacer descender la temperatura en 22 a 28°C (40 a 50°F).
2. Al utilizar la temperatura más baja de los sólidos t_3 y calcular el resto del calor que se debe retirar en la forma regular, por medio de la ecuación (10-176). La cantidad requerida de aire para (2) tiene que ser igual o mayor que la de (1).

Cuando la capacidad calorífica de los sólidos es más alta (como sucede en el caso de la mayor parte de los materiales orgánicos), la reducción de la temperatura es inversamente proporcional a la capacidad calorífica.

Uno de los resultados nominales de esta técnica es que la velocidad necesaria de flujo de aire y el tamaño de los equipos son de aproximadamente dos terceras partes de los necesarios cuando no se utiliza el enfriamiento por evaporación. Véanse los equipos disponibles en la sección 20.

Transferencia de calor por convección Los equipos que emplean un mecanismo real de convección, en el que las partículas calentadas se mezclan (y permanecen) con las partículas frías, se utiliza con tan poca frecuencia que no se dispone de ecuaciones de dimensionamiento y rendimiento. Un dispositivo es el calentador de guijarros, como lo describió Norton (*Chem. Metall. Eng.*, julio 1946). Si se desean datos de funcionamiento, véase la sección 9.

A menudo se utiliza la transferencia de calor por convección unida a otros modos, sobre todo al de conducción. A menudo es conveniente tomar en cuenta el efecto de la agitación como influencia para el mejoramiento del rendimiento sobre el factor de difusividad térmica α, modificándolo a α_e, que es el valor eficaz.

Una operación de *transferencia de calor por seudoconvección* es aquella en la que el gas de calentamiento (generalmente aire) pasa sobre un lecho de sólidos. Su uso se limita casi exclusivamente a operaciones de desecación (véase la Secc. 20, desecadores de bandeja y anaquel). La operación, que a veces se dice que es directa, se parece más al mecanismo de conducción. Para esta operación, Tsao y Wheelock [*Chem. Eng.*, **74** (13), 201 (1967)] predicen el coeficiente de transferencia de calor cuando no hay efectos de conducción ni de irradiación por medio de

$$h = bG^{0.8} \qquad (10\text{-}177)$$

donde b = 14.31 (SI) o 0.0128 (unidades comunes en Estados Unidos), h = transferencia de calor por convección, y G = velocidad de flujo de gas.

El **índice de desecación** lo da

$$K_{cv} = \frac{h(T_d - T_w)}{\lambda} \qquad (10\text{-}178)$$

en donde k_{cv} = velocidad de desecación para el periodo de índice constante, kg/(m^2·s) [lb/(h·ft^2)]; T_d y T_w = temperaturas respectivas de bulbo seco y bulbo húmedo del aire, y λ = calor latente de evaporación a la temperatura T_w. Obsérvese aquí que la determinación de la diferencia de temperaturas de la operación es simplemente lineal y de naturaleza de estado estacionario. Asimismo, obsérvese que la operación es una función de la velocidad de flujo de aire. Además, los sólidos son

granulares, con un tamaño bastante uniforme, tiene huecos capilares razonables, poseen una textura firme y se humedece la superficie de las partículas.

El coeficiente h se emplea también para predecir (en el periodo de velocidad constante) el **coeficiente global total de transferencia de calor del aire a sólidos**, U_{cv}, por medio de

$$1/U_{cv} = 1/h + x/k \tag{10-179}$$

en donde k = conductividad térmica de sólidos, y x se evalúa a partir de

$$x = \frac{z(X_c - X_o)}{X_c - X_e} \tag{10-179a}$$

en donde z = espesor del lecho (o la placa), y es el espesor total cuando la desecación y/o la transferencia de calor se hace sólo a partir de uno de los lados, pero tiene la mitad del espesor cuando la desecación y/o la transferencia de calor se hace simultáneamente, desde los dos lados; X_o, X_c y X_e son, respectivamente, el contenido de humedad inicial (o de material alimentado), crítico y de equilibrio (con el aire desecado), todos ellos en kg H_2O/kg de sólidos secos (lb H_2O/lb de sólidos secos). Este coeficiente se utilizó para predecir la velocidad *instantánea* de desecación

$$-\frac{W}{A}\frac{dX}{d\theta} = \frac{U_{cv}(T_d - T_w)}{\lambda} \tag{10-180}$$

Mediante un reacomodo, se puede transformar esto en una ecuación de diseño como sigue:

$$A = -\frac{W\lambda(dX/d\theta)}{U_{cv}(T_d - T_w)} \tag{10-181}$$

en donde W = peso de sólidos secos en el equipo, λ = calor latente de evaporación; y θ = tiempo de desecación. Se recomienda a los lectores que consulten el artículo completo de referencia de Tsao y Wheelock (*loc. cit.*), donde encontrarán otras condiciones de sólidos que requieren el empleo de esas ecuaciones.

Transferencia de calor por radiación Los equipos de transferencia de calor que utilizan el mecanismo de radiación para sólidos divididos se contruyen como "mesas" estacionarias, con charolas, o bien, movibles, con una banda, y/o agitadas como, por ejemplo, con una plataforma vibratoria, para distribuir y exponer la carga en un plano paralelo (sin entrar en contacto) al plano de las fuentes de calor irradiante. No es necesaria la presencia de aire (véase la Secc. 20 para desecadores de anaquel al vacío, y la Secc. 17, para resublimación). De hecho, si el aire en el espacio intermedio tiene un contenido elevado de humedad o de CO_2, actúa como absorbedor de energía, por lo que disminuye el rendimiento.

Para el mecanismo de radiación, la diferencia de temperaturas se evalúa como sigue:

$$\Delta t = T_e^4 - T_r^4 \tag{10-182}$$

en donde T_e = temperatura absoluta de la fuente de calor irradiante, K(°R) y T_r = temperatura absoluta del lecho de sólidos divididos, K(°R).

Los valores numéricos para U_{ra} para utilizarlos en la ecuación de diseño general, se pueden calcular a partir de datos experimentales, por medio de

$$U_{ra} = \frac{Q}{A(T_e^4 - T_r^4)} \tag{10-183}$$

La literatura, hasta ahora , no tiene prácticamente esos valores disponibles, sin embargo, se han realizado suficientes trabajos para presentar una evaluación confiable que permita la comparación de los mecanismos (véase "Introducción: tipos de transferencia de calor").

Para el mecanismo de radiación de transferencia de calor a los sólidos, la ecuación de velocidad para las operaciones de superficies paralelas es

$$q_{ra} = b(T_e^4 - T_r^4)i_f \tag{10-184}$$

donde $b = (5.67)(10^{-8})$ (SI) o $(0.172)(10^{-8})$ (unidades comunes en Estados Unidos), q_{ra} = flujo de calor por radiación, e i_f = un factor de intercambio que se evalúa a partir de

$$1/i_f = 1/e_s + 1/e_r - 1 \tag{10-184a}$$

en donde e_s = coeficiente de emisividad de la fuente, y e_r = "emisividad" (o "absortividad") del receptor, que es el lecho de sólidos divididos. Para los valores de emisividad, sobre todo de la fuente de calor e_s, una de las consideraciones más importantes es la longitud de onda a la que emite la fuente irradiante, así como también la densidad de flujo de la emisión. Se pueden encontrar datos para estos valores en las obras de Polentz [*Chem. Eng.*, **65**(7), 137;(8),151 (1958)] y de Adlam (*Radiant Heating*, p. 40, Industrial Press, New York). Los dos autores dan la densidad de flujo irradiado en función de la longitud de onda, a temperaturas variables. Con frecuencia, es mejor la selección de la fuente de onda más larga, aparentemente más fría.

Las **fuentes de emisión** son: **1**) tuberías, tubos y ductos que conducen vapor, de 2100 kPa (300 lbf/in^2); **2**) placas de vidrio de conducción eléctrica, en el intervalo de 150 a 315°C(300 a 600°F); **3**) el tipo de bulbo ligero (calentador de resistencia de filamento de tungsteno); **4**) módulos de ladrillo refractario para la quema de gas a altas temperaturas y flujos elevados; y **5**) módulos de tubos de cuarzo que se pueden manejar también con flujos altos y a temperaturas elevadas. Para algunos valores de la emisividad, véase la tabla 10-17.

Para *trabajos de predicción*, en donde se desea conocer U_{ra} para la determinación de los tamaños, se puede obtener mediante la división de la velocidad de flujo q_{ra} por Δt:

$$U_{ra} = q_{ra}/(T_e^4 - T_r^4) = i_f b \tag{10-185}$$

donde $b = (5.67)(10^{-8})$ (SI) o $(0.172)(10^{-8})$ (unidades comunes en Estados Unidos).
Por ende:

$$A = \frac{Q}{U_{ra}(T_e^4 - T_r^4)} \tag{10-186}$$

en donde A = área del lecho de sólidos en el equipo.

Las consideraciones más importantes para la aplicación de las ecuaciones anteriores son:

1. Puesto que se conoce casi siempre la temperatura del emisor (preseleccionada o determinada con facilidad en una operación real), la incógnita es el valor de la absortividad e_r. Esta absortividad es, en parte, una medida de la capacidad del calor irradiante para penetrar en el cuerpo de una partícula sólida (o una película de humedad) instantáneamente, en comparación con una transferencia de calor difusional, por conducción. Esa penetración instantánea reduce considerablemente el tiempo de procesamiento y los efectos de endurecimiento superficial. Sin embargo, la liberación de humedad y otras transferencias de masa siguen adelante por medio de la difusión.

2. En una de las principales aplicaciones de los dispositivos de irradiación (la desecación), la humedad retenida en la superficie absorbe bien el calor en el intervalo de longitudes de onda de 2 a 7 μm. Por consiguiente, tienen poca importancia la absortividad, el color y la naturaleza de los sólidos.

3. Para la desecación, es importante proporcionar una pequeña cantidad de aire de ventilación para que se lleve el vapor de agua. Esto es necesario por dos razones. En primer lugar, el vapor de agua absorbe bien energía de 2 a 7 μm. En segundo, la acumulación de vapor de agua reduce la liberación posterior de vapor por los sólidos. Si se mantiene bastante seco el aire por encima de los sólidos, mediante la ventilación, se eliminará muy poco calor, porque el aire seco no absorbe calor irradiado.

4. Para algunos de los dispositivos, cuando se ha determinado la eficiencia global de conversión, la aplicación depende primordialmente del cálculo de la carga de calor que se requiere. Sin embargo, es preciso recordar que hay dos eficiencias de conversión que se deben diferenciar. Una de las medidas de la eficiencia es la de la conversión que hace la fuente de la energía de entrada en energía irradiada de sa-

Tabla 10-17 Emisi

	Sup
Aluminio	
Placa muy pulida, 98.3%	
Placa pulida	
Placa áspera	
Oxidada 1110°F	
Techo de superficie de a	
Superficies calentadas a	
Cobre	
Acero	
Latón	
Muy pulido:	
73.2% Cu, 26.7% Zn	
62.4% Cu, 36.8% Zn	
82.9% Cu, 17.0% Zn	
Laminada en duro, pulid	
Con la dirección de p	
Sujeto a ciertos ataqu	
Con trazas de estearin	
Pulido	
Placa laminada, supe	
Frotada con esmeril	
Placa opaca	
Oxidado por calentar	
Cromo; véase Aleaciones	
Cobre	
Cobre electrolítico puli	
Comercial, esmerilado	
Comercial, frotado has	
tipo de espejo	
Pulida	
Placa calentada durant	
con una capa gruesa	
Placa calentada a 1110	
Óxido cuproso	
Cobre fundido	
Oro	
Muy pulido, puro.	
Hierro y acero	
Superficies metálicas (	
Hierro electrolítico,	
Hierro pulido.	
Hierro recién esmeri	
Hierro colado, pulid	
Hierro forjado, muy	
Hierro colado, recié	
Pieza de acero vacía	
Acero laminado esm	
Hierro laminado lis	
Hierro colado, labra	
Superficies oxidadas:	
Placa de hierro, limp	
oxidada hasta que	
Completamente o	
Acero laminado	
Hierro oxidado.	
Hierro colado, oxid	
Acero, oxidado a 11	
Hierro electrolítico	
Óxido de hierro	
Hierro áspero en lin	
Asbesto	
Tabla	
Papel	
Ladrillo	
Rojo, áspero, sin gran	
Sílice, no vidriado, ás	
Sílice, vidriado, áspe	
Ladrillo de arcilla refr	
Véase Materiales refr	
Igual	
Capa delgada sob	
Capa gruesa	

Tabla 10-17 Emisividad normal total de diversas superficies

A. Metales y sus óxidos

Superficie	t, °F.*	Emisividad*
Aluminio		
Placa muy pulida, 98.3% pura	440-1070	0.039-0.057
Placa pulida	73	0.040
Placa áspera	78	0.055
Oxidada 1110°F	390-1110	0.11-0.19
Techo de superficie de aluminio	100	0.216
Superficies calentadas a 1110°F		
Cobre	390-1110	0.18-0.19
Acero	390-1110	0.52-0.57
Latón		
Muy pulido:		
73.2% Cu, 26.7% Zn	476-674	0.028-0.031
62.4% Cu, 36.8% Zn, 0.4% Pb, 0.3% Al	494-710	0.033-0.037
82.9% Cu, 17.0% Zn	530	0.030
Laminada en duro, pulida:		
Con la dirección de pulido visible	70	0.038
Sujeto a ciertos ataques	73	0.043
Con trazas de estearina del pulido	75	0.053
Pulido	100-600	0.096
Placa laminada, superficie natural	72	0.06
Frotada con esmeril grueso	72	0.20
Placa opaca	120-660	0.22
Oxidado por calentamiento a 1110°F	390-1110	0.61-0.59
Cromo; véase Aleaciones de níquel para aceros Ni-Cr	100-1000	0.08-0.26
Cobre		
Cobre electrolítico pulido cuidadosamente	176	0.018
Comercial, esmerilado y pulido, pero con picaduras	66	0.030
Comercial, frotado hasta darle brillo; pero no del tipo de espejo	72	0.072
Pulida	242	0.023
Placa calentada durante mucho tiempo y cubierta con una capa gruesa de óxido	77	0.78
Placa calentada a 1110°F	390-1110	0.57
Óxido cuproso	1470-2010	0.66-0.54
Cobre fundido	1970-2330	0.16-0.13
Oro		
Muy pulido, puro	440-1160	0.018-0.035
Hierro y acero		
Superficies metálicas (o capa muy delgada de óxido):		
Hierro electrolítico, muy pulido	350-440	0.052-0.064
Hierro pulido	800-1880	0.144-0.377
Hierro recién esmerilado	68	0.242
Hierro colado, pulido	392	0.21
Hierro forjado, muy pulido	100-480	0.28
Hierro colado, recién torneado	72	0.435
Pieza de acero vaciado y pulido	1420-1900	0.52-0.56
Acero laminado esmerilado	1720-2010	0.55-0.61
Hierro laminado liso	1650-1900	0.55-0.60
Hierro colado, labrado en el torno	1620-1810	0.60-0.70
Superficies oxidadas:		
Placa de hierro, limpia, con baño químico y oxidada hasta que esté roja	68	0.612
Completamente oxidado	67	0.685
Acero laminado	70	0.657
Hierro oxidado	212	0.736
Hierro colado, oxidado a 1100°F	390-1110	0.64-0.78
Acero, oxidado a 1100°F	390-1110	0.79
Hierro electrolítico oxidado liso	260-980	0.78-0.82
Óxido de hierro	930-2190	0.85-0.89
Hierro áspero en lingotes	1700-2040	0.87-0.95
Acero lam. capa fuerte de óxido rugoso	75	0.80
Capa de óxido densa y brillante	75	0.82
Capa colada:		
Lisa	73	0.80
Aspera	73	0.82
Hierro colado, áspero, muy oxidado	100-480	0.95
Hierro forjado, oxidado mate	70-680	0.94
Placa de acero, áspera	100-700	0.94-0.97
Aceros de aleación a altas temperaturas (véase Aleaciones de níquel).		
Metal fundido		
Hierro colado	2370-2550	0.29
Acero dulce	2910-3270	0.28
Plomo		
Puro (99.96%), no oxidado	260-440	0.057-0.075
Gris oxidado	75	0.281
Oxidado a 390°F	390	0.63
Mercurio	32-212	0.09-0.12
Molibdeno filamento de	1340-4700	0.096-0.292
Metal monel, oxidado a 1110°F	390-1110	0.41-0.46
Níquel		
Electrodepositado sobre hierro pulido, luego, pulido	74	0.045
Pulido y técnicamente puro (98.9% Ni, +Mn)	440-710	0.07-0.087
Electrodepositado sobre hierro limpio no pulido	68	0.11
Alambre	368-1844	0.096-0.186
Placa oxidada por calentamiento a 1110°F	390-1110	0.37-0.48
Oxido de níquel	1200-2290	0.59-0.86
Aleaciones de níquel		
Cromoníquel	125-1894	0.64-0.76
Niquelina (18-32 Ni; 55-68 Cu; 20 Zn), gris, oxidada	70	0.262
Acero aleado KA-2S (8% Ni; 18% Cr), plateado ligero, áspero, café tras el calentamiento	420-914	0.44-0.36
Después de 42 horas de calentamiento a 980°F	420-980	0.62-0.73
Aleación NCT-3 (20% Ni; 25% Cr), café, rayado, oxidado en servicio	420-980	0.90-0.97
Aleación NCT-6 (60% Ni; 12% Cr), liso, negro, cubierta de óxido adhesivo y firme, en servicio	520-1045	0.89-0.82
Platino		
Placa pulida, pura	440-1160	0.054-0.104
Fleje	1700-2960	0.12-0.17
Filamento	80-2240	0.036-0.192
Alambre	440-2510	0.073-0.182
Plata		
Pura y pulida	440-1160	0.0198-0.0324
Pulida	100-700	0.0221-0.0312
Acero, véase Hierro		
Tantalio filamento de	2420-5430	0.194-0.31
Estaño-lámina de hierro estañado brillante	76	0.043 y 0.064
Tungsteno		
Filamento, envejecido	80-6000	0.032-0.35
Filamento	6000	0.39
Cinc		
Comercial, 99.1% puro, pulido	440-620	0.045-0.053
Oxidado por calentamiento a 750°F	750	0.11
Hierro laminado galvanizado, con brillo	82	0.228
Hierro laminado galvanizado, gris oxidado	75	0.276

B. Refractarios, materiales de construcción, pinturas y diversos

Asbesto		
Tabla	74	0.96
Papel	100-700	0.93-0.945
Ladrillo		
Rojo, áspero, sin grandes irregularidades	70	0.93
Sílice, no vidriado, áspero	1832	0.80
Sílice, vidriado, áspero	2012	0.85
Ladrillo de arcilla refractaria, vidriado	2012	0.75
Véase Materiales refractarios abajo		
Igual	260-440	0.957-0.952
Capa delgada sobre capa de hierro	69	0.927
Capa gruesa	68	0.967
Carbono		
Carbono T (Gebr, Siemens) 0.9% de cenizas (esto se inició con una emisividad a 260°F de 0.72; pero en el calentamiento pasó a los valores dados)	260-1160	0.81-0.79
Filamento de carbono	1900-2560	0.526
Carbonilla	206-520	0.952
Recubrimiento de vidrio soluble y negro de humo	209-362	0.959-0.947
Pinturas de aceite, dieciséis diferentes colores	212	0.92-0.96
Pinturas y lacas de aluminio		
Cuerpo de laca de 22%, 10% Al, en superficie lisa o áspera	212	0.52

TABLA 10-17 Emisividad normal total de diversas superficies (Continúa)

Superficie	t, °F*	Emisividad	Superficie	t, °F.*	Emisividad
Yeso, 0.02 in. de espesor en placa lisa o ennegrecida	70	0.903	Cuerpo de laca de 27%, 26% Al, sobre superficie lisa o áspera	212	0.3
Mármol, gris claro, pulido	72	0.931	Otras pinturas de aluminio, con variaciones de contenido de aluminio y edad	212	0.27-0.67
Roble, acepillado	70	0.895	Laca Al, aglut. de barniz, en placa áspera	70	0.39
Capas de aceite en níquel pulido (aceite lub.)	68		Pintura de Al, después de calentarla a 620°F	300-600	0.35
Superficie pulida, sola	....	0.045	Papel delgado		
+ 0.001 in. aceite	....	0.27	Empastado sobre placa de hierro estañado	66	0.924
+ 0.002 in. aceite	....	0.46	Sobre placa de hierro áspera	66	0.929
+ 0.005 in. aceite	....	0.72	Sobre placa con laca negra	66	0.944
Capa de aceite infinitamente gruesa	....	0.82	Yeso, cal áspera	50-190	0.91
Capas de aceite sobre papel de aluminio (aceite de linaza)			Porcelana vidriada	72	0.924
Papel de aluminio	212	0.087†	Cuarzo, áspero, fundido	70	0.932
+ 1 capa de aceite	212	0.561	Materiales refractarios, 40 diferentes	1110-1830	....
+ 2 capas de aceite	212	0.574	malos irradiadores	....	0.65) – 0.75
Pinturas, lacas y barnices				....	0.70
Barniz de esmalte blanco sobre placa áspera de hierro	73	0.906	buenos irradiadores	....	0.80) – 0.85
Laca negra brillante, rociada sobre hierro	76	0.875		....	0.85) – 0.90
Laca negra mate sobre lámina de hierro estañada	70	0.821	Papel para techos	69	0.91
Laca negra mate	170-295	0.91	Caucho, en placas:		
Laca negra	100-200	0.80-0.95	Duras y brillantes	74	0.945
Capa plana de laca negra	100-200	0.96-0.98	Blandas, grises, ásperas (recuperadas)	76	0.859
Laca blanca	100-200	0.80-0.95	Serpentina pulida	74	0.900
			Agua	32-212	0.95-0.963

* Cuando se dan dos temperaturas y dos emisividades, corresponden la primera a la primera y la segunda a la segunda, y es permisible la interpolación lineal. °C = (°F − 32)/1.8.

† Aunque este valor es probablemente alto, se da para comparación con los datos, procedentes del mismo investigador, para mostrar los efectos de las capas de aceite. Véase Aluminio, parte A de esta tabla.

lida. Otra es la eficiencia global que mide la proporción de la energía de entrada que absorben en realidad los sólidos. Por supuesto, esta última es la única que interesa realmente.

Otras aplicaciones del procesamiento de sólidos por calor irradiante son el tostado, la dilatación y la cocción de alimentos y el asado a baja temperatura, además del precalentamiento de gránulos o polvo de materiales plásticos. Puesto que no se ha establecido todavía bien la determinación de las cargas de calor para esas operaciones, se necesitan en general pruebas piloto y de banco de trabajo. Esos procesos requieren una entrada rápida de calor y flujos térmicos más altos que los que se pueden proporcionar en general mediante los equipos indirectos. Debido a esto, los requisitos de espacio y de tamaño de equipos infrarrojos suelen ser mucho más bajos.

Aun cuando la transferencia directa de calor por contacto puede proporcionar concentraciones de calor y temperaturas elevadas y, al mismo tiempo, tener un tamaño pequeño, su empleo puede no ser siempre preferible, debido a los efectos secundarios indeseables, como la desecación, la contaminación, el endurecimiento superficial, la contracción, la pérdida de color y el polvo.

Cuando las superficies irradiantes y receptoras no están en paralelo, como en los dispositivos de horno giratorio, y el lecho de carga de sólidos se puede ver expuesto sólo de manera intermitente y/o con agitación, los cálculos y los procedimientos se hacen muy complejos y es preciso tomar en cuenta métodos fotométricos de óptica. Los diseñadores **de hornos de altas temperaturas** suelen tomar en consideración la ecuación que sigue, para la transferencia de calor, que permite efectos de convección:

$$q_{ra} = Q/A = b\sigma[(T_g/100)^4 - (T_s/100)^4] \qquad (10\text{-}187)$$

donde $b = 5.67$ (SI) o 0.172 (unidades comunes en Estados Unidos); Q = transferencia total de calor del horno; σ = un factor de emisividad con valores recomendados de 0.74 para el gas, 0.75 para el petróleo, y 0.81 para el carbón; A = área efectiva para absorber calor (en este caso, el área expuesta de carga de sólidos); T_g = temperatura absoluta de salida del gas de combustión; y T_s = temperatura de la superficie de absorción.

En los dispositivos giratorios, la reirradiación de la superficie expuesta de la cubierta al lecho de sólidos es una consideración importante de diseño. Un buen tratado sobre los hornos, incluyendo los efectos de la transferencia de calor por radiación, es el de Ellwood y Danatos [*Chem. Eng.*, **73**(8), 174 (1966)]. Para analizar los métodos de cálculo de la transferencia de calor por irradiación, los flujos de calor obtenibles y los valores de la emisividad, véanse las obras de Schornshort y Viskanta (ASME Paper 68-H 7-32), Sherman (ASME Paper 56-A-111) y la subsección que sigue.

TRANSMISIÓN DE CALOR POR RADIACIÓN

REFERENCIAS GENERALES: Gran parte de las obras pertinentes sobre transferencia de calor por radiación se investigó en los textos que siguen: Goody, *Atmospheric Radiation*, Clarendon Press, Oxford, 1964. Hottel and Sarofim, *Radiative Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1967. Kreith, *Radiation Heat Transfer*, International Textbook, Scranton, Pa., 1962. Love, *Radiative Heat Transfer*, Merrill, Columbus, 1968. Siegel and Howell, *Thermal Radiation Heat Transfer*, NASA SP-164, GPO, Washington, 1968. Sparrow and Cess, *Radiation Heat Transfer*, Brooks/Cole Publishing, Co., Belmont, Calif., 1966. Wiebelt, *Engineering Radiation Heat Transfer*, Holt, New York, 1966.

Las fuentes adicionales son el *Journal of Applied Optics* y el *Journal of the Optical Society of America*, sobre todo para las propiedades superficiales; el *Journal of Quantitative Spectroscopy and Radiative Transfer*, para las propiedades de los gases; el *Journal of Heat Transfer* y el *International Journal of Heat and Mass Transfer*, para un estudio amplio; y el *Journal of the Institute of Fuel*, para aplicaciones a hornos industriales. En esta subsección nos referimos primordialmente a la obra de Hottel y Sarofim (*op. cit.*), puesto que el material que se cubre aquí se tomó, en gran parte, de él.

La radiación térmica —energía electromagnética en transporte— se emite dentro de la materia excitada por la temperatura; se absorbe en otras materias, a distancias de la fuente que dependen de la trayec-

t, °F.*	Emisividad
212	0.3
212	0.27-0.67
70	0.39
00-600	0.35
66	0.924
66	0.929
66	0.944
50-190	0.91
72	0.924
70	0.932
10-1830	....
....	0.65 – 0.75
....	0.70
....	0.80 – 0.85
....	0.85 – 0.90
69	0.91
74	0.945
76	0.859
74	0.900
32-212	0.95-0.963

e la interpolación lineal.

tos de las capas de aceite.

de óptica. Los diseña-
n tomar en considera-
a de calor, que permite

$_s/100)^4]$ (10-187)

en Estados Unidos); Q
ctor de emisividad con
para el petróleo, y 0.81
calor (en este caso, el
tura absoluta de salida
la superficie de absor-

ón de la superficie ex-
consideración impor-
s, incluyendo los efec-
, es el de Ellwood y
analizar los métodos
idiación, los flujos de
d, véanse las obras de
32), Sherman (ASME

roscopy and Radiative
urnal of Heat Transfer
nsfer, para un estudio
aplicaciones a hornos
primordialmente a la
material que se cubre

nética en transporte—
mperatura; se absorbe
dependen de la trayec-

toria libre media de los fotones emitidos. La relación de la trayectoria libre media implícita en un proceso de transporte de energía a una dimensión característica del sistema que interesa, determina la estructura matemática de la formulación. En la **conducción molecular** esta relación es muy pequeña (a menos que el sistema o la densidad de la materia sean muy pequeños, como en el caso de flujo molecular libre), y se incluye una ecuación diferencial de difusión de la energía. En la **radiación de gas**, la relación suele ser suficientemente grande como para hacer que se obtenga una ecuación integral, con una función incógnita en su interior. En general, los sólidos tienen trayectorias libres medias de fotones lo suficientemente pequeñas (coeficientes suficientemente altos de absorción), para que la radiación que escapa por la superficie se origine cerca de ella; entonces, la pérdida por radiación es identificable con su temperatura superficial; pero se incluye todavía una ecuación integral, si todas las superficies de un espacio encerrado, llenado con un medio diatérmico como el aire, no se especifican en lo que se refiere a la temperatura o no son negras.

La radiación difiere de la conducción y la convección, no sólo en la estructura matemática, sino también en el hecho de que es mucho más sensible a la temperatura. Tiene una importancia predominante en los hornos debido a su temperatura, y en el aislamiento criogénico, por el vacío que existe entre partículas. La temperatura a la que representa aproximadamente la mitad de la pérdida total de calor a partir de una superficie en el aire, depende de factores como la emisividad superficial y el coeficiente de convección. Para tuberías con convección libre, ésta es la temperatura ambiente; para alambres finos de baja emisividad, está por encima del calor rojo. Los gases a temperaturas de cámara de combustión pierden más del 90% de su energía mediante la radiación de dióxido de carbono, vapor de agua y materias en partículas.

NOMENCLATURA PARA LA TRANSFERENCIA POR RADIACIÓN

Se excluyen los términos definidos en lugares específicos dentro del texto.

a = fracción eficaz de energía del espectro de cuerpo negro que absorbe un gas no gris.
A = área.
c = número de partículas concentradas en una nube.
c_1, c_2 = primera y segunda constantes de la ley de Planck.
C = distancia de eje a eje de separación de los tubos.
C_b = calor específico medio de productos de combustión, a partir de la temperatura básica T_o, a la temperatura del gas de salida T_G.
C_S = fracción de superficie fría de un espacio cerrado en un horno.
C_{SO} = factor de corrección para la yuxtaposición de banda espectral.
C_W = factor de corrección para la ampliación de presión de la radiación a partir del vapor del agua.
d = diámetro de partículas.
D = diámetro de tubo; dimensión característica; parte de la densidad reducida de encendido, D'.
D' = densidad reducida de encendido.
E = poder de emisividad hemisférica de un cuerpo negro.
f = fracción de la radiación de cuerpo negro que se encuentra por debajo de λ.
f_v = fracción de volumen del espacio ocupado por partículas.
F = factor de perspectiva directa; F_{ij}, fracción de la radiación isotrópica, a partir de A_i, interceptada directamente por A_j.
$\overline{F}$ = factor de perspectiva total de la fuente negra al disipador negro, dejando margen para las superficies refractarias (los subíndices identifican la fuente y el disipador).
$\mathcal{F}_{ij}$ = factor total de perspectiva, radiación de i a j, en forma tanto directa como indirecta, expresada como fracción de la radiación de cuerpo negro, a partir de A_i.
$\overline{gs}$ = área de intercambio directo entre el volumen de gas y la superficie.
$\overline{GS}$ = área total de intercambio entre el gas y la superficie; el subíndice R indica un margen para las superficies adiabáticas, desde el punto de vista de la radiación.
h = coeficiente de transferencia de calor por convección.
H_F = entalpía del combustible más el aire que entra a la cámara de combustión.
I = intensidad, densidad de flujo de la energía irradiada por unidad de ángulo sólido de divergencia.
$\overline{ij}$ = abreviatura de $s_i s_j$.
k = coeficiente de absorción o emisión; o conductividad térmica.
K = constante definida en relación a la ecuación (10-208).
L = longitud media de haz; L_0, con espesor óptico sumamente pequeño; L_m, valor promedio.
L' = grupo de pérdidas de la pared.
$\dot{m}$ = velocidad de flujo de masas (gasto másico).
n = índice de refracción.
P = presión total o, con subíndice, presión parcial, atm.
q = densidad de flujo de calor, energía/(tiempo) (área).
$\dot{Q}$ = flujo de calor, energía/tiempo.
$\dot{Q}'$ = eficiencia reducida del horno.
r = distancia de separación, resistividad eléctrica o superficie refractaria (adiabática, desde el punto de vista de la radiación).
$\overline{ss} = AF$, área de intercambio directo (los subíndices identifican las zonas superficiales).
$\overline{SS} = A\mathcal{F}$, área total de intercambio.
T = temperatura absoluta.
U = coeficiente global de transferencia de calor, convección de gas de la pared al aire exterior.
W = densidad total de flujo de salida.
α = absortividad o absorbancia; α_{12}, absortividad de la superficie 1 para la radiación proveniente de la superficie 2.
Δ = diferencia entre la temperatura irradiada y la temperatura del gas que sale.
ε = emisividad o emitancia.
θ = ángulo polar.
λ = longitud de onda.
μm = micrómetro (m^{-6}).
ρ = reflectancia; ρ_s, reflectancia especular.
σ = constante de Stefan-Boltzmann.
τ = transmitancia o temperatura reducida del disipador.
Ω = ángulo sólido.
ω = albedo de una superficie

NATURALEZA DE LA RADIACIÓN TÉRMICA

Sea un haz de radiación, que se define como todos los rayos que pasan por cada una de dos áreas pequeñas, ampliamente separadas, dA_1 y DA_2. Los rayos en dA_1 tendrán un ángulo sólido divergente $d\Omega_1$ igual al área aparente de dA_2, vista desde dA_1 y dividida por el cuadrado de la distancia de separación. Sea que la normal a dA_1 forme el ángulo θ_1 con el haz. La densidad de flujo q [(energía/tiempo) (área)] normal al haz y por ángulo sólido unitario divergente, se denomina **intensidad** I y el flujo $d\dot{Q}_1$ (energía/tiempo) a través del área dA_1 (de área aparente $dA_1 \cos\theta_1$ normal al haz) se da por medio de

$$d\dot{Q}_1 = dA_1(\cos\theta_1)q = I\, dA_1(\cos\theta_1)\, d\Omega_1 \qquad (10\text{-}188)$$

La intensidad a lo largo de un haz, a falta de absorción o dispersión, es constante (a menos que el haz pase por medio de un índice diferente de refracción n; entonces, $I_1/n_1^2 = I_2/n_2^2$).

El **poder de emisión*** de una superficie es la densidad de flujo [(energía/tiempo)(área superficial)] debido a la emisión de ella a través de un hemisferio. Si la intensidad I de la emisión desde una superficie es

* Que se denomina, en la literatura, emitancia, intensidad hemisférica total o densidad de flujo irradiante.

independiente del ángulo de emisión, se puede integrar la ecuación (10-183) para mostrar que el poder de emisión de la superficie es πI, aun cuando la emisión sea a través de 2π sr.

Radiación del cuerpo negro Los cálculos de ingeniería de la radiación térmica de superficies se relacionan mejor con las características de radiación del **cuerpo negro** o irradiador ideal. Las propiedades características de un cuerpo negro son que absorbe toda la radiación que incide sobre su superficie, y que la calidad y la intensidad de la radiación que emite se determinan completamente por medio de su temperatura. El flujo total de irradiación a través de un hemisferio desde una superficie negra de área A y temperatura absoluta T lo da la **ley de Stefan-Boltzmann**:

$$\dot{Q} = A\sigma T^4 \quad \text{or} \quad q = \sigma T^4 \tag{10-189}$$

La constante de Stefan-Boltzmann σ tiene el valor de $(0.1713)(10^{-8})$ Btu/(ft^2·h·°R^4); $(1.00)(10^{-8})$CHU/(ft^2·h·K^4); $(4.88)(10^{-8})$kcal/(m^2·h·K^4); $(1.356)(10^{-12})$cal(cm^2·s·K^4); $(5.67)(10^{-12})$ W/(cm^2·K^4); $(5.67)(10^{-8})$ W/(m^2·K^4); o bien en función de constantes de Planck, $c_1\,(\pi/c_2)^4/15$. A partir de la definición del poder de emisión σT^4 es el poder total de emisión de un cuerpo negro, que se denomina E; la intensidad I_B de la emisión del cuerpo negro es E/π o $\sigma T^4/\pi$.

La distribución espectral del flujo de energía desde un cuerpo negro se expresa mediante la **ley de Planck:**

$$E_\lambda\, d\lambda = (2\pi hc^2 n^2 \lambda^{-5})/(e^{hc/k\lambda T} - 1)\, d\lambda \tag{10-190}$$

$$= (n^2 c_1 \lambda^{-5})/(e^{c_1/\lambda T} - 1)\, d\lambda \tag{10-191}$$

en donde $E\lambda\, d\Lambda$ es la densidad de flujo hemisférico que se encuentra en el intervalo de longitudes de onda de λ a $\lambda + d\lambda$; h es la constante de Planck, 6.6256×10^{-27} (erg)(s); c es la velocidad de la luz en el vacío, 2.9979×10^{10} cm/s; k es la constante de Boltzmann, 1.3805×10^{-16} erg/K; λ es la longitud de onda medida en el vacío y n es el índice de refracción del emisor ($\lambda = n\lambda_m$, en donde λ_m es la longitud de onda medida en el medio; $E_\lambda d\lambda = E_{\lambda m}\, d\lambda_m$ donde E_λ y $E_{\lambda m}$ se miden en el medio; los ingenieros utilizan comúnmente E_λ). La ecuación (10-191) se puede escribir como sigue:

$$\frac{E_\lambda}{n^2 T^5} = \frac{c_1(\lambda T)^{-5}}{e^{c_2/\lambda T} - 1} \tag{10-191a}$$

La primera y la segunda **constantes de la ley de Planck**, c_1 y c_2 son, respectivamente $(3.740)(10^{-16})$ (J·m^2)/s y $(1.4388)(10^{-2})$m·K. El término E_λ/n^2T^5, que es claramente una función sólo del producto λT, se

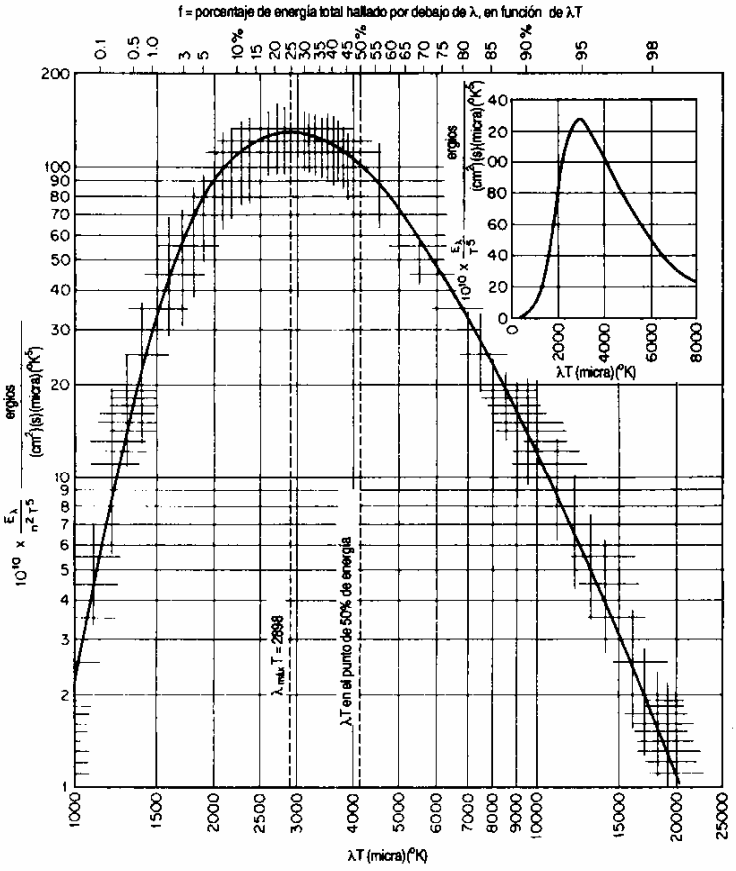


FIG. 10-44 Distribución de energía en el espectro de un cuerpo negro. Para convertir micras a micrómetros, multiplíquese por la unidad. Para convertir ergios por centímetro cuadrado-segundo-micra-K^5 a joules por metro cuadrado-segundo-metro-K^5, multiplíquese por 10^{-3}.

de un cuerpo negro

$d\lambda$ (10-190)

(10-191)

que se encuentra en
es la constante de
la luz en el vacío,
m, 1.3805×10^{-16}
y n es el índice de
longitud de onda
λ_m se miden en el
ecuación (10-191)

(10-191*a*)

Planck, c_1 y c_2 son,
(10^{-3})m·K. El tér-
del producto λT, se

midad.
10^{-3}.

da en la figura 10-44, que se puede concebir como el poder de emisión monocromática en función de la longitud de onda medida en el vacío de una superficie negra a 1 K, con descarga en el vacío.

La longitud de onda de intensidad máxima se puede ver que es inversamente proporcional a la temperatura absoluta. La relación se conoce como **ley de desplazamiento de Wien**: $\lambda_{máx}T = (2.898)(10^{-3})$m·K. Sin embargo, esto puede resultar engañoso, puesto que la longitud de onda de máxima intensidad depende de si la intensidad se define en función del intervalo de longitud de onda o el intervalo de frecuencia. Otras leyes de desplazamiento más útiles se refieren al valor de λT correspondiente a la energía máxima por *cambio fraccionario* unitario de longitud de onda o frecuencia [$(3.67)(10^{-3})$m·K] o el valor de λT correspondiente a la mitad de la energía [$(4.11)(10^{-3})$m·K]. La figura 10-44 lleva en su parte superior una escala que da la fracción f de la energía total en el espectro que se encuentra por debajo de λT. Una generalización útil para identificar la gama espectral de mayor interés en las evaluaciones de la transferencia por radiación es que aproximadamente la mitad de la energía de una superficie negra se encuentra dentro de la gama doble de λT, centrada geométricamente en 0.367, o sea, de $\lambda T = (367/\sqrt{2})(10^{-3})$ a $(367/\sqrt{2})(10^{-3})$ m·K

Una de las formas límite de la ecuación de Planck, a la que es posible aproximarse conforme $\lambda T \to 0$, es la **ecuación de Wien** [ecuaciones. (10-190) y (10-191)] menos el 1 en el denominador. El error es de menos del 1%, cuando $\lambda T < (3)(10^{-3})$ m·K, o cuando $T < 4800$ K, si se utiliza un pirómetro óptico con pantalla roja ($\lambda = 0.65$ μm).

INTERCAMBIO DE RADIACIÓN ENTRE SUPERFICIES DE SÓLIDOS

Emitancia y absorbancia La relación del poder total de irradiación de una superficie real con la de una superficie negra a la misma temperatura se denomina **emitancia** de la superficie (para una superficie perfectamente plana, es la **emisividad**) que se designa por medio de ε. Se pueden asignar los subíndices λ, θ y n para diferenciar valores monocromáticos, direccionales y normales a la superficie, respectivamente, a partir del valor hemisférico total. Si la radiación es incidente sobre una superficie, la fracción absorbida se denomina **absorbancia**, un término al que se agregan dos subíndices, el primero de ellos para identificar la temperatura de la superficie, y el segundo, la calidad de la radiación incidente.

Según la **ley de Kirchhoff,** la emisividad y la absortividad de una superficie *en ambiente a su propia temperatura*, son iguales, tanto para la radiación monocromática como para la total. Cuando difieren las temperaturas de la superficie y su medio ambiente, la emisividad total y la absortividad de la superficie son con frecuencia distintas; sin embargo, puesto que la absortividad es sustancialmente independiente de la densidad de irradiación, la emisividad y la absortividad monocromática de superficies son, para todos los fines prácticos, iguales. La diferencia entre la emisividad total y la absortividad depende de la variación, con la longitud de onda ε_λ y de la diferencia entre la temperatura del emisor y la temperatura eficaz de la fuente.

Sea el intercambio por radiación entre un cuerpo de área A_1 y temperatura T_1 y un medio negro de T_2. El intercambio neto se da por medio de

$$\dot{Q}_{1\text{-}2} = A_1 \int_0^\infty [\varepsilon_\lambda E_\lambda(T_1) - \alpha_\lambda E_\lambda(T_2)]\, d\lambda$$
$$= A_1(\varepsilon_1 \sigma T_1^4 - \alpha_{12}\sigma T_2^4) \qquad (10\text{-}192)$$

en donde $\varepsilon_1 = \int_0^1 \varepsilon_\lambda\, df_{\lambda T_1}$ y $\alpha_{12} = \int_0^1 \varepsilon_\lambda\, df_{\lambda T_2}$ (10-192*a*,*b*)

El valor de ε_1 (o α_{12}) es el área bajo la curva de $\varepsilon\lambda$ en función de f, en donde se ve este último en función de λT_1 (o λT_2) a partir de la ordenada superior de la figura 10-44. Si ε_λ no cambia con la longitud de onda, se dice que la superficie es **gris** y $\varepsilon 1 = \alpha_{12} = \backslash\varepsilon_\lambda$. Superficie **selectiva** es aquella en la que ε_λ cambia espectacularmente con la longitud de onda. Si este cambio es unidireccional, ε_1 y α_{12} son, según las ecuaciones (10-192) y (10-192*a*,*b*) muy diferentes cuando la relación absoluta de temperaturas se aleja de 1; por ejemplo, cuando $T_1 = 294$ K (530°R; temperatura ambiente), y $T_2 = 6000$ K (10 800°R; temperatura solar eficaz), $\varepsilon_1 = 0.9$ y $\alpha_{12} = 0.1$ a 0.2 para una pintura blanca; pero ε_1 puede ser de sólo 0.12 y α_{12} encontrarse por encima de 0.9 para una capa delgada de óxido de cobre sobre aluminio brillante.

El **efecto de la temperatura de la fuente de radiación** sobre la absortividad a baja temperatura de gran número de materiales adicionales, se presenta en la figura 10-45. Se observará que el aluminio pulido (curva 15) y el aluminio anodizado (con la superficie oxidada) (curva 13), representativos de los metales y los no metales, respectivamente, responden en forma opuesta a un cambio en la temperatura de la fuente de radiación. La absortividad de las superficies para la radiación solar se puede leer desde la derecha de la figura 10-45, suponiendo que la radiación solar consista en una radiación de cuerpo negro desde una fuente a 6000 K (10 800 °R).

Aunque los valores de la emitancia y la absortividad dependen de modos muy complejos de componentes reales e imaginarios del índice de refracción y de la estructura geométrica de la capa superficial, son posibles las generalizaciones que siguen.

Metales pulidos

1. ε_λ en la zona infrarroja se ve regido por contribuciones de electrones libres, es muy bajo y es una función del cociente de resistividad-

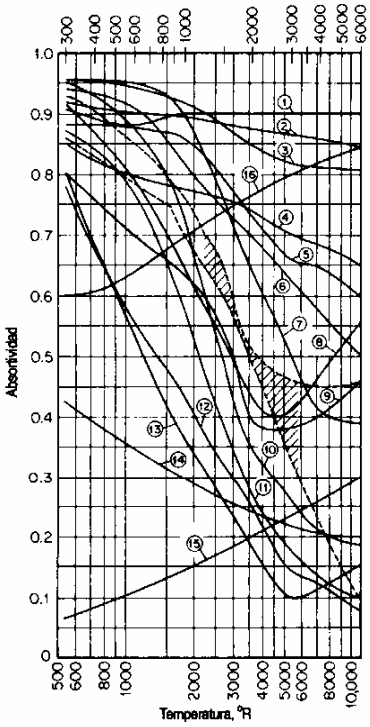


FIG. 10-45 Variaciones de la absortividad con la temperatura de la fuente de radiación (1) Tejado de pizarra. (2) Linóleo, café rojizo. (3) Placas de asbesto. (4) Caucho blando, gris. (5) Concreto. (6) Porcelana. (7) Esmalte vidriado, blanco. (8) Ladrillo rojo. (9) Corcho. (10) Baldosas White Dutch. (11) Arcilla refractaria blanca. (12) MgO, evaporado. (13) Aluminio anodizado. (14) Pintura de aluminio. (15) Aluminio pulido. (16) Grafito. Las dos líneas punteadas marcan los límites de los datos sobre ladrillos de pavimentación grises, papel de asbesto, madera, varios tejidos, yeso, litopón y papel. Para convertir grados Rankine a kelvins, multiplíquese por $(5.556)(10^{-1})$.

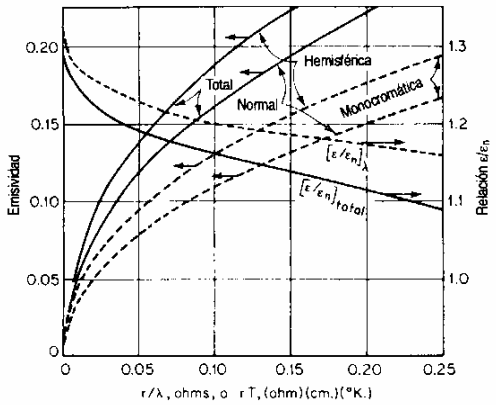


FIG. 10-46 Emisividad hemisférica y normal de los metales y su relación. Líneas punteadas: valores monocromáticos (espectrales) en función de r/λ. Líneas llenas: valores totales en función de rT. Para convertir ohm-centímetro-kelvins a ohm-metro-kelvins, multiplíquese por 10^{-2}.

longitud de onda r/λ (Fig. 10-46). Para $\lambda > 8$ μm, $\varepsilon_{\lambda,n}$ es de aproximadamente $0.0365\sqrt{r/\lambda}$ en donde r está en ohm-metros y λ en micrómetros (la relación de Drude o la de Hagen-Rubens). En longitudes de onda más cortas, se hacen importantes las contribuciones de electrón enlazado y ε_λ aumenta hasta llegar, a veces, a puntos máximos; son comunes los valores de 0.4 a 0.8 en el espectro visible (0.4 a 0.7 μm). ε_λ es aproximadamente proporcional a la raíz cuadrada de la temperatura absoluta ($\varepsilon_\lambda \propto \sqrt{r}$, y $r \propto T$) en el extremo infrarrojo ($\lambda > 8$ μm), es insensible a la temperatura en el infrarrojo cercano (0.7 a 1.5 μm) y disminuye ligeramente al aumentar la temperatura en la zona visible.

2. La emisividad total es sustancialmente proporcional a la temperatura absoluta; a temperatura moderada, $\varepsilon_n = 0.058T\sqrt{rT}$, en donde T está en grados kelvin.

3. La absortividad total de un metal a T_1 para la irradiación desde una fuente negra o gris a T_2, es igual a la emisividad evaluada en la media geométrica de T_1 y T_2. En la figura 10-46 se dan valores de ε_λ, $\varepsilon_{\lambda,n}$ y su relación en función de r/λ (líneas de guiones), y las emisividades totales, ε, ε_n y su relación en función de rT (líneas continuas). Aunque la figura se basa en las contribuciones de electrón libre para la emisividad en el extremo infrarrojo, las relaciones para la emisividad total son notablemente buenas, incluso a temperaturas elevadas. A menos que se hagan esfuerzos extraordinarios para evitar la oxidación, una superficie metálica puede llegar a tener varias veces la emitancia o la absortividad en un espécimen pulido. Por ejemplo, la emitancia del hierro y el acero varía mucho con el grado de oxidación y aspereza; las superficies metálicas limpias tienen una emitancia que va de 0.05 a 0.45 a temperaturas ambiente, o de 0.4 a 0.7 a temperaturas elevadas; las superficies oxidadas y/o ásperas, van de 0.6 a 0.95 a temperaturas bajas, y de 0.9 a 0.95 a temperaturas altas.

Materiales refractarios Son importantes el tamaño de grano y la concentración de impurezas de traza.

1. La mayor parte de los materiales refractarios tienen un ε_λ de 0.8 a 1.0 a longitudes de onda que se encuentran más allá de 2 a 4 μm; ε_λ disminuye con rapidez hacia las longitudes de onda más cortas, para materiales que son blancos en la zona visible; pero retiene su valor elevado para los materiales negros, como FeO y Cr_2O_3. Las concentraciones pequeñas de FeO y Cr_2O_3 u otros óxidos coloreados, pueden provocar aumentos notables de la emitancia de material que normalmente es blanco. La sensibilidad de la emitancia de los óxidos refractarios a las pequeñas adiciones de materiales absorbentes se pone de manifiesto por los resultados de los cálculos, que se ilustran en la figura 10-47 (de la emitancia de un medio de dispersión de absorción semiinfinita, en función de su albedo: la relación del coeficiente de dispersión con la suma de los coeficientes de dispersión y absorción). Los resultados pertinentes para las propiedades de irradiación de las materias fibrosas, las pinturas, los recubrimientos de óxido y los materiales refractarios, muestran que, cuando la absorción representa sólo el 0.5% (10%) de la atenuación total dentro del medio, la emitancia es de más de 0.15 (0.5). ε_λ para materiales refractarios varía poco con la temperatura, con la excepción de algunos óxidos blancos que, a temperaturas elevadas, se convierten en buenos emisores en el espectro visible, debido a las transiciones electrónicas inducidas.

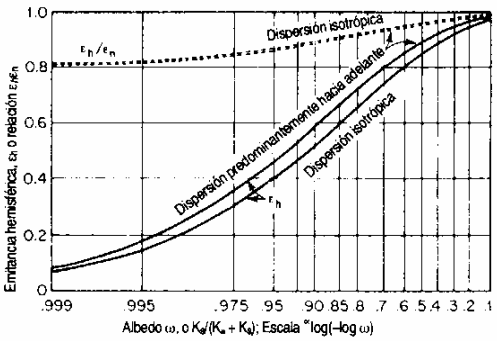


FIG. 10-47 Emitancia hemisférica ε_h y la relación de emitancia hemisférica a normal $\varepsilon_h/\varepsilon_n$ para un medio semiinfinito de absorción y dispersión.

2. En general, los materiales refractarios tienen una emitancia total que es elevada (0.7 a 1.0) a temperaturas ambiente y disminuye con el aumento de la temperatura; un cambio de 1000 a 1570°C (1850 a 2850°F) puede provocar una disminución del valor de ε de una cuarta a una tercera parte.

3. La emitancia y la absortividad aumentan con el incremento del tamaño del grano, sobre un intervalo de tamaños de 1 a 200 μm.

4. La relación $\varepsilon/\varepsilon_n$ de la emisividad hemisférica a la normal de superficies pulidas varía con el índice de refracción n de 1 a $n = 1.0$ a 0.93 a $n = 1.5$ (vidrio común) y de regreso a 0.96 en $n = 3$.

5. La relación $\varepsilon/\varepsilon_n$ para una superficie compuesta de materia particulada que se dispersa isotrópicamente, varía con ε de 1 cuando $\varepsilon = 1$ a 0.8 cuando $\varepsilon = 0.07$ (véase Fig. 10-47).

6. La absortividad total muestra una disminución con el aumento de la temperatura de la fuente de irradiación, similar a la reducción de la emitancia con el aumento de la temperatura del espécimen.

En la figura 10-45 se muestra una variación regular de α_{12} con T_2. Cuando T_2 no es demasiado diferente de T_1, α_{12} se puede expresar como $\varepsilon_1(T_2/T_1)^m$. Se puede demostrar que la ecuación (10-192) tiene una aproximación de

$$\dot{Q}_{1,\text{net}} = \sigma A_1 \varepsilon_{\text{av}} \left(1 + \frac{m}{4}\right)(T_1^4 - T_2^4) \qquad (10\text{-}193)$$

en donde ε_{av} se evalúa en la media aritmética de T_1 y T_2. Para metales, m es de aproximadamente 0.5; para no metales, es pequeño y negativo.

La tabla 10-17 se basa en una evaluación crítica de datos anteriores y muestra la emitancia de **materiales encontrados en la práctica de la ingeniería**; presenta la gran variación posible de emisividad de un material dado, debido a variaciones de la aspereza superficial y el pretratamiento térmico. (Con pocas excepciones, los valores se refieren a la emisión normal a la superficie; véase más adelante la conversión a valores hemisféricos.) Los datos más recientes respaldan el intervalo de valores de emitancia que se dan en la tabla 10-17 y su dependencia de las condiciones superficiales. Se pueden encontrar compilaciones amplias de datos en las obras de Schmidt y Furthmann (*Mitt. Kaiser-Wilhelm-Inst. Eisenforsch*, **109**, 225), que cubren datos hasta 1928; de Gubareff, Jansen y Torborg (*Thermal Radiation Properties Survey*, Honeywell Research Center, Minneapolis, 1960), que cubren datos

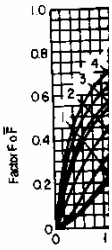


FIG. 10-48 Radiaci

hasta 1940, y de Gol
Properties of Solid
Patterson Air Force

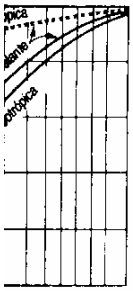
Para materiales
absortividad. La dis
pende del material,
es un metal, su esta
riales homogéneos
intensidad de la ra
difusa o de Lambe
direccional de la re
refractarios y prod
fectamente difuso.
cálculo, se logra al
componentes difus

Espacios cerrado

Factor de persp
encuentran presen

FIG. 1
las din

esquin



3 .7 .6 .5 .4 .3 .2 .1

ω)

nitancia hemisférica a
persión.

y absorción). Los
iación de las mate-
do y los materiales
representa sólo el
, la emitancia es de
varía poco con la
lancos que, a tem-
ores en el espectro
idas.
una emitancia to-
le y disminuye con
a 1570°C (1850 a
de ε de una cuarta

el incremento del
1 a 200 μm.
ca a la normal de
n de 1 a $n = 1.0$ a
$n = 3$.
ita de materia par-
de 1 cuando $\varepsilon = 1$

5n con el aumento
r a la reducción de
spécimen.
ilar de α_{12} con T_2.
se puede expresar
ión (10-192) tiene

$\left.\frac{}{2}\right)$ (10-193)

T_2. Para metales,
queño y negativo.
le datos anteriores
en la práctica de
emisividad de un
perficial y el pre-
ilores se refieren a
te la conversión a
aldan el intervalo
y su dependencia
ar compilaciones
nn (*Mitt. Kaiser-*
los hasta 1928; de
roperties Survey,
que cubren datos

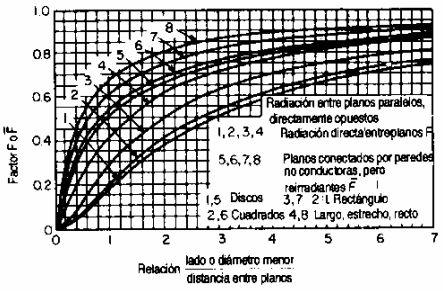


FIG. 10-48 Radiación entre planos paralelos, directamente opuestos.

hasta 1940, y de Goldsmith, Waterman y Hirschhorn (*Thermophysical Properties of Solid Materials*, WADC, TR58-476, vols, I-V, Wright-Patterson Air Force Base, Ohio, 1960).

Para materiales opacos, la **reflectancia** ρ es el complemento a la absortividad. La distribución direccional de la radiación reflejada depende del material, su grado de aspereza o tamaño de los granos, y, si es un metal, su estado de oxidación. Las superficies pulidas de materiales homogéneos tienen una reflexión **especular**. En contraste, la intensidad de la radiación reflejada de una superficie perfectamente **difusa** o de Lambert, es independiente de la dirección. La distribución direccional de la reflectancia de muchos metales oxidados, materiales refractarios y productos naturales, se aproxima a la de un reflector perfectamente difuso. Un mejor modelo, adecuado para muchos fines de cálculo, se logra al suponer que la reflectancia total ρ es la suma de los componentes difusos y especulares ρ_D y ρ_S.

Espacios cerrados de superficies negras

Factor de perspectiva y área de intercambio directo Cuando se encuentran presentes varias superficies, se presenta la necesidad de evaluar un factor geométrico F, denominado **factor de perspectiva directa**. En el siguiente análisis, la limitación se aplica a las superficies negras, cuya intensidad es independiente del ángulo de emisión. Se define F_{12} como fracción de la radiación que sale de la superficie A_1 en todas direcciones, interceptada por la superficie A_2. Puesto que el intercambio neto entre A_1 y A_2 tiene que ser cero cuando sus temperaturas son similares, de ello se dice que $A_1F_{12} = A_2F_{21}$. Este producto, que tiene las dimensiones del área, se denomina **área de intercambio directo** y se designa, para abreviar, mediante $\overline{12}(=\overline{21})$. A veces se designa como $\overline{s_1s_2}$. Evidentemente, $\overline{11} + \overline{12} + \overline{13} + \ldots \overline{A_1}$; y cuando A_1, "no se puede ver" $\overline{11} = 0$

A partir de la ecuación (10-188) y la definición de F:

$$A_1F_{12} = \overline{s_1s_2} \equiv \frac{Q_{1-2}}{E_1} = \int_{A1}\int_{A2} \frac{dA_1(\cos\theta_1)\,d\Omega_1}{\pi}$$

$$= \int_{A1}\int_{A2} \frac{dA_1(\cos\theta_1)\,dA_2(\cos\theta_2)}{\pi r^2} \quad (10\text{-}194)$$

en donde r es la distancia de dA_1 a dA_2. Se pueden obtener valores de $\overline{s_1s_2}$ (o de F_{12}) al integrar ya sea la ecuación (10-194) o bien, una integral equivalente de contorno (véase, de Hottel y Sarofim, *Radiative Transfer*, cap. 2, McGraw-Hill, New York, 1967). Esos valores se dan para rectángulos o discos paralelos opuestos en la figura 10-48, para rectángulos adyacentes perpendiculares en la figura 10-49, para cilindros finitos, coaxiales y coextensos en la figura 10-50, y para un plano infinito paralelo a un sistema de hileras de tubos paralelos, como las curvas 1 y 3 en la figura 10-51. Cuando las dos superficies son pequeñas en relación con su distancia de separación de centro a centro r, la ecuación (10-194) da

$$\overline{12} = \frac{A_1(\cos\theta_1)A_2(\cos\theta_2)}{\pi r^2} \quad (10\text{-}194a)$$

y cuando, además, las normales a A_1 y A_2 están en un plano común

$$\overline{12} = A_1A_2n_1n_2/\pi r^4 \quad (10\text{-}194b)$$

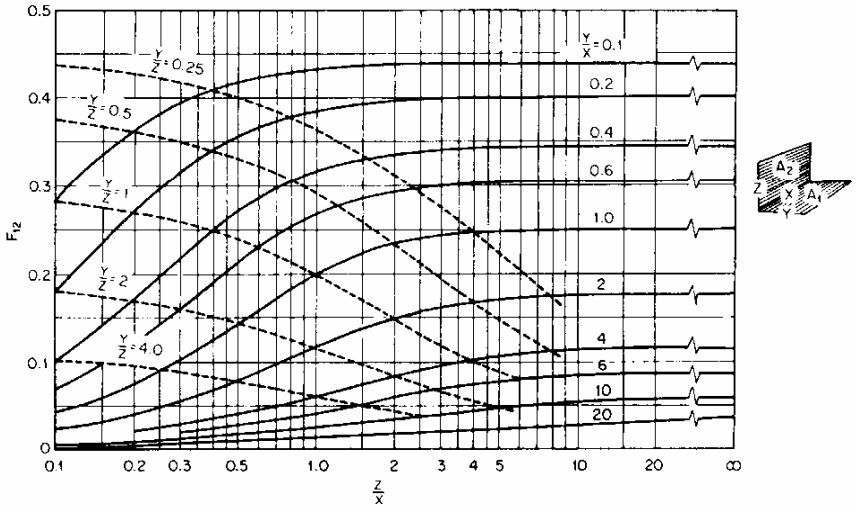


FIG. 10-49 Factor de perspectiva entre dos rectángulos en planos perpendiculares y con una arista común. Para mayor exactitud se definen las dimensiones para que $Y < Z$. Para valores fuera de gráfica, hacia la izquierda, utilícese el método de cuerda cruzada; para valores en la esquina inferior derecha, utilícese: $A_1F_{12} = \overline{12} + \frac{X^2}{4\pi}\left[3 - \ln\left(\frac{X^2}{Y^2} + \frac{X^2}{Z^2}\right) + \frac{3}{2}\left(\frac{X^2}{Y^2} + \frac{X^2}{Z^2} - \frac{X^2}{Y^2 + Z^2}\right)\right]$

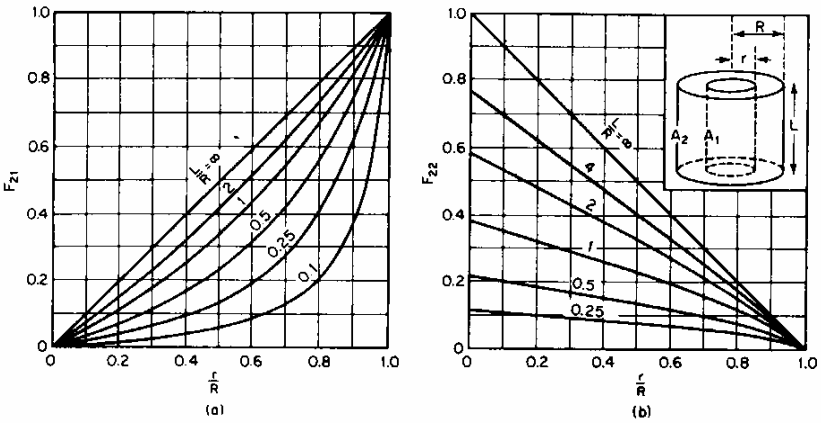


FIG. 10-50 Factores de perspectiva para un sistema de dos cilindros concéntricos coaxiales de longitudes iguales. (*a*) Superficie inferior del cilindro externo al interno. (*b*) Superficie interna del cilindro exterior a él mismo.

en donde n_1 es el componente normal de A_1 de la distancia a A_2. Por ejemplo, la ecuación (10-194*b*) tiene un error de sólo +7% para el caso de cuadrados opuestos, separados por tres veces su dimensión lateral.

El **área de intercambio** entre dos elementos cualesquiera del área **de una esfera**, es independiente de su forma relativa y su posición y se trata simplemente del producto de las áreas dividido por el área de la esfera completa; o sea, cualquier punto sobre una esfera tiene vistas iguales de todos los demás puntos.

Para superficies en **sistemas bidimensionales** (con la tercera dimensión infinita), A_1F_{12} por unidad de longitud en la tercera dimensión, se puede obtener simplemente al evaluar, en una vista de corte transversal, la suma de longitudes de **cuerdas cruzadas** desde los extremos de A_1 a los de A_2, menos la suma de **cuerdas no cruzadas**, procedentes de los mismos puntos y que van a ellos, dividido todo entre 2. Las cuerdas se deben trazar de tal modo que todo el flujo de una superficie a la otra tiene que cruzar cada una de un par de cuerdas cruzadas y ninguna de un par de cuerdas no cruzadas. Si una superficie puede ver a la otra en torno a los dos lados de una obstrucción, se incluirán dos pares más de cuerdas.

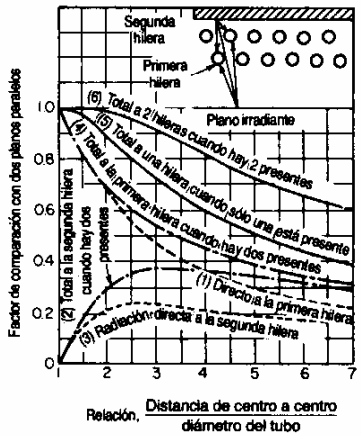


FIG. 10-51 Distribución de radiación a hileras de tubos irradiados por un lado. Líneas punteadas: factor directo de perspectiva F del plano a los tubos. Líneas continuas: factor total de perspectiva F para tubos negros apoyados en una superficie refractaria.

Ejemplo 3 Evalúese el factor de perspectiva entre dos tubos circulares paralelos suficientemente largos en comparación con su diámetro D o su distancia de separación de eje a eje C para que el problema sea bidimensional. En relación con la figura 10-52, el método de cuerdas cruzadas da

$$A_1F_{12} = \frac{2(EFGH - HJ)}{2} = D\left[\text{sen}^{-1}\frac{D}{C} + \left[\left(\frac{C}{D}\right)^2 - 1\right]^{1/2} - \frac{C}{D}\right]$$

Se pueden encontrar resultados para un número mayor de casos en las obras de Hottel y Sarofim (*op. cit.*, cap. 2) y de Hamilton y Morgan (NACA-TN2836, diciembre 1952). Siegel y Howell (*Thermal Radiation Heat Transfer*, NASA SP-164, GPO, Washington, 1968) proporcionan una bibliografía amplia.

El factor de perspectiva F se puede evaluar con frecuencia a partir del correspondiente a configuraciones más simples, mediante la aplicación de tres principios: el de **reciprocidad**, $A_iF_{ij} = A_jF_{ji}$; el de **conservación**, $\Sigma F_{ij} = 1$; y el de **Yamauti** [*Res. Electrotech. Lab.* (*Tokio*), **148**, 1924; **194**, 1927; **250**, 1929], demuestra que las áreas de intercambio AF entre dos pares de superficies son iguales cuando hay una co-

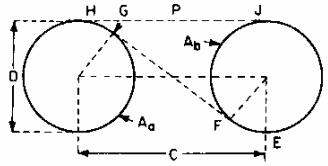


FIG. 10-52 Intercambio directo entre tubos circulares paralelos.

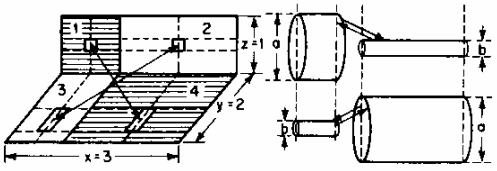
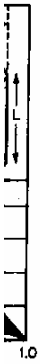


FIG. 10-53 Ilustración del principio de Yamauti.



inferior

obstrucción, se in-

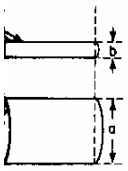
tubos circulares para-
tro D o su distancia de
ional. En relación con

$$\left[1 - \left(\frac{C}{D}\right)^{1/2}\right]^{1/2} - \frac{C}{D}$$

yor de casos en las
amilton y Morgan
ll (*Thermal Radia-*
ton, 1968) propor-

frecuencia a partir
, mediante la apli-
$= A_j F_{ji}$; el de con-
tech. Lab. (*Tokio*),
áreas de intercam-
uando hay una co-

raicios.



rrespondencia de 1 a 1 para todos los conjuntos de pares de elementos situados simétricamente en las dos combinaciones de superficies.

Ejemplo 4 Se debe evaluar el área de intercambio entre los dos cuadrados 1 y 4 de la figura 10-53. Se pueden obtener las áreas de intercambio que siguen a partir de los valores de la figura 10-48, de F para rectángulos de lado común: $\overline{13} = 0.24, \overline{24} = 2 \times 0.29 = 0.58$, $(\overline{1+2})\,(\overline{3+4}) = 3 \times 0.32 = 0.96$. La expresión de $(1+2)\,(3+4)$ en función de sus componentes $(1+2)\,(3+4) = \overline{13} + \overline{14} + \overline{23} + \overline{24}$. Y por el principio de Yamauti, $\overline{14} = \overline{23}$, puesto que para cada par de elementos en 1 y 4 hay un par correspondiente en 2 y 3. Por ende,

$$\overline{14} = \frac{(\overline{1+2})(\overline{3+4}) - \overline{13} - \overline{24}}{2} = 0.07$$

Se pueden utilizar las figuras 10-48 y 10-50 en la misma forma.

Espacios cerrados de superficies no negras

En la exposición que sigue se verán los espacios cerrados que contienen disipadores y fuentes grises, superficies adiabáticas desde el punto de vista de la radiación y gas no absorbente. El cálculo de intercambio entre una fuente y un disipador, en condiciones que implican reflejos sucesivos múltiples desde otras superficies de disipador y fuente en el espacio encerrado, así como también la reirradiación de superficies refractarias que están en equilibrio radiactivo, pueden hacerse muy complejos.

Método de zonas Sea una **zona** de un espacio cerrado de horno a un área suficientemente pequeña para que todos sus elementos tengan "perspectivas" sustancialmente equivalentes desde el resto del espacio. (En un horno que contiene un plano de simetría, las partes de una zona simple se encontrarían en cualquiera de los lados de plano.) Las zonas son de dos clases: superficies de disipación y fuente, designada mediante subíndices numéricos y con áreas $A_1, A_2, \ldots$ y emisividades $\varepsilon_1, \varepsilon_2, \ldots$, y superficies en las que el flujo neto de calor irradiante es cero (lo que satisface la pared refractaria promedio, en donde la diferencia entre la convección interna y la pérdida externa es muy pequeña en comparación con la radiación incidente), designadas mediante subíndices alfabéticos, a partir de r, y con las áreas $A_r, A_s, \ldots$ Se puede demostrar (p. ej., véase de Hottel y Sarofim, *op. cit.*, cap. 3) que el intercambio neto de radiación entre zonas de disipación y fuente i y j lo da

$$\dot{Q}_{i-j} = A_i \mathcal{F}_{ij} \sigma T_i^4 - A_j \mathcal{F}_{ji} \sigma T_j^4 \qquad (10\text{-}195)$$

El término $A_i \mathcal{F}_{ij}$, designado a veces como $\overline{S_i S_j}$, se denomina **área total de intercambio** que comparten las áreas A_i y A_j y depende de la forma del espacio cerrado y la emisividad y la absortividad de la zona de fuente y la de disipación. La restricción, en este caso, se refiere a las zonas de disipación y fuente grises, para las que $A_i \mathcal{F}_{ij} = A_j \mathcal{F}_{ji}$; el caso más general se presenta en otra obra (Hottel y Sarofim, *op. cit.*, cap. 5).

La evaluación de los valores de $A\mathcal{F}$'s que caracterizan a un espacio cerrado incluyen la resolución de un sistema de equilibrios de irradiación sobre las superficies. Si se supone que todas las zonas del espacio cerrado son grises y emiten y reflejan en forma difusa,* entonces el área de intercambio directo ij, como se evalúa mediante el par de superficies negras A_i y A_j, se aplica a la emisión y la reflexión entre ellas. Si en una superficie, la **densidad total del flujo de salida**, emitida más reflejada, se da como W, los balances de radiación toman la forma que sigue:

Para la superficie de disipador y fuente j,

$$A_j \varepsilon_j E_j + \rho_j \sum_i (\overline{ij}) W_i = A_j W_j \qquad (10\text{-}196a)$$

Para la superficie adiabática r,

$$\sum_i (\overline{ir}) W_i = A_r W_r \qquad (10\text{-}196b)$$

* Las llamadas **superficies de Lambert**, que emiten o reflejan con una intensidad independiente del ángulo, se satisfacen aproximadamente mediante la mayor parte de las superficies no metálicas, sucias, oxidadas o ásperas.

en donde ρ es la reflectancia y la suma se hace sobre todas las superficies en el espacio cerrado. En notación matricial, la ecuación (10-196) se hace con zonas de fuente o disipación representadas mediante 1, 2, 3... y zonas adiabáticas como $r, s, t \ldots$,

$$\begin{bmatrix} \overline{11} - \dfrac{A_1}{\rho_1} & \overline{12} & \overline{1r} & \overline{1s} \\ \overline{12} & 22 - \dfrac{A_2}{\rho_2} & \overline{2r} & \overline{2s} \\ \overline{1r} & \overline{2r} & \overline{rr} - A_r & \overline{rs} \\ \overline{1s} & \overline{2s} & \overline{rs} & \overline{ss} - A_s \end{bmatrix} \begin{bmatrix} W_1 \\ W_2 \\ W_r \\ W_s \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -\dfrac{A_1\varepsilon_1}{\rho_1} E_1 \\ -\dfrac{A_2\varepsilon_2}{\rho_2} E_2 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix} \qquad (10\text{-}196c)$$

Esto representa un sistema de ecuaciones simultáneas iguales en número al número de ordenadas de la matriz cuadrada. Cada ecuación consiste, a la izquierda, en la suma de los productos de los miembros de una hilera de la matriz cuadrada y los miembros correspondientes de la columna W de la matriz y, a la derecha, en el miembro de esa hilera en la tercera matriz. Con este conjunto de ecuaciones resuelto para W_i, el flujo neto en cualquier superficie A_i está dado por

$$\dot{Q}_{i,\text{neto}} = (A_i \varepsilon_i / \rho_i)(E_i - W_i) \qquad (10\text{-}197)$$

Se obtiene la temperatura del material refractario a partir de $W_r = E_r = \sigma T_r^4$.

La utilización más general de la ecuación (10-196c) consiste en obtener el conjunto de áreas de intercambio total $A\mathcal{F}$ las cuales *constituyen una descripción completa del efecto de la forma, el tamaño y la emisividad sobre el flujo de radiación, independientemente de la presencia o la ausencia de otros mecanismos de transferencia*. Se puede demostrar que

$$A_i \mathcal{F}_{ij} \equiv A_j \mathcal{F}_{ji} \equiv \overline{S_i S_j} = \frac{A_i \varepsilon_i}{\rho_i} \frac{A_j \varepsilon_j}{\rho_j} \left(-\frac{D'_{ij}}{D}\right) \qquad (10\text{-}198)$$

en donde D es la determinante de la matriz cuadrada de coeficientes en la ecuación (10-196c), y D'_{ij} es el cofactor de su i-ésima hilera y su j-ésima columna, o $(-1)^{i+j}$ por el valor menor de D formado en el cruce de la i-ésima hilera y la j-ésima columna.

Como ejemplo, sea el intercambio irradiante entre esferas grises concéntricas de radios internos y externos r_1 y r_2.

$$A_1 \mathcal{F}_{12} = \frac{A_1\varepsilon_1}{\rho_1} \frac{A_2\varepsilon_2}{\rho_2} \frac{\overline{12}}{\begin{vmatrix} \overline{11} - \dfrac{A_1}{\rho_1} & \overline{12} \\ \overline{12} & \overline{22} - \dfrac{A_2}{\rho_2} \end{vmatrix}}$$

$\overline{12} = A_1$; $\overline{11} = 0$; $\overline{22} = A_2 - \overline{21} = A_2 - \overline{12} = A_2 - A_1$. La sustitución da

$$A_1 \mathcal{F}_{12} = \frac{A_1\varepsilon_1}{\rho_1} \frac{A_2\varepsilon_2}{\rho_2} \frac{A_1}{\begin{vmatrix} -A_1/\rho_1 & A_1 \\ A_1 & (A_2 - A_1 - A_2/\rho_2) \end{vmatrix}} = \frac{1}{\dfrac{1}{A_1\varepsilon_1} + \dfrac{1}{A_2}\left(\dfrac{1}{\varepsilon_2} - 1\right)} \qquad (10\text{-}199)$$

Este caso incluye el de planos paralelos infinitos [$\mathcal{F} = 1/(1/\varepsilon_1 + 1/\varepsilon_2 - 1)$], y el de un cuerpo pequeño A_1 encerrado en otro grande ($A_1 \mathcal{F}_{12} = A_1 \varepsilon_1$).

Muchos problemas de hornos se manejan adecuadamente al dividir el espacio encerrado por dos zonas de disipación y fuente A_1 y A_2, y cualquier número de zonas sin flujo $A_r, A_s, \ldots$ Para este caso, la ecuación (10-198) da

$$\frac{1}{A_1 \mathcal{F}_{12}} \left(= \frac{1}{A_2 \mathcal{F}_{21}}\right) = \frac{1}{A_1}\left(\frac{1}{\varepsilon_1} - 1\right) + \frac{1}{A_2}\left(\frac{1}{\varepsilon_2} - 1\right) + \frac{1}{A_1 \overline{F}_{12}} \qquad (10\text{-}200)$$

En este caso, la expresión $A_1\overline{F}_{12}$ ($\equiv A_2\overline{F}_{21}$) representa el **área total de intercambio** para el caso limitador de una **fuente negra y un disipador negro** (la emisividad de refracción no tiene importancia). El factor $\overline{F}$ se conoce con exactitud para unos cuantos casos de formas geométricas simples y se puede obtener aproximadamente para otros. Si A_1 y A_2 son discos iguales paralelos, cuadrados o rectángulos, unidos por paredes refractarias no conductoras pero reirradiantes, entonces, F estará dado por la figura 10-48, curvas 5 a 8. Si A_1 representa un plano infinito y A_2 es una o dos hileras de tubos paralelos infinitos en un plano paralelo y si la única otra superficie es refractaria, detrás de los tubos F_{12} estará dado por la curva 5 o la 6 de la figura 10-51.

Si se puede dividir un espacio cerrado en varios disipadores y diversas fuentes de calor irradiado, A_1, A_2, etc., y el resto del espacio (superficie refractaria reirradiante) se puede reunir como A_r a una temperatura uniforme T_r, entonces el área de intercambio total para pares de zonas en el sistema negro está dada por

$$A_1\overline{F}_{12}(\equiv A_2\overline{F}_{21}) = \overline{12} + \frac{(\overline{1r})(\overline{r2})}{A_r - \overline{rr}} \qquad (10\text{-}201)$$

Para el sistema de dos zonas de fuente y disipación, al que se aplica la ecuación (10-200), la ecuación (10-201) se simplifica como sigue:

$$A_1\overline{F}_{12} = \overline{12} + 1/(1/\overline{1r} + 1/\overline{2r}) \qquad (10\text{-}201a)$$

y si A_1 y A_2 no pueden verse, existirá otra simplificación adicional, para obtener

$$A_1\overline{F}_{12} = \overline{12} + \frac{1}{1/(A_1 - \overline{12}) + 1/(A_2 - \overline{12})} = \frac{A_1A_2 - (\overline{12})^2}{A_1 + A_2 - 2(\overline{12})} \qquad (10\text{-}201b)$$

que requiere la evaluación de sólo un factor geométrico, F.

La ecuación (10-200) cubre muchos de los problemas de intercambio de calor irradiado entre la fuente y la disipación, en un espacio encerrado de horno. El error que se debe a la zonificación simple de fuente y disipación es pequeño, incluso si las "vistas" del espacio cerrado desde diferentes partes de cada zona son muy diferentes, a condición de que la emisividad sea bastante alta; el error en F es cero, si se puede obtener a partir de la figura 10-48 o la 10-51; pequeño, si se emplea la ecuación (10-201) y la variación de temperaturas sobre el material refractario es pequeña. Se puede obtener la aproximación a cualquier precisión deseada mediante la utilización de las ecuaciones (10-196) y (10-198) con división de las superficies en más zonas.

A partir de las definiciones de F, F y $\mathcal{F}$ se debe observar que

$$F_{11} + F_{12} + F_{13} + \cdots + F_{1r} + F_{1s} + \cdots = 1$$
$$\overline{F}_{11} + \overline{F}_{12} + \overline{F}_{13} + \cdots = 1$$
$$\mathcal{F}_{11} + \mathcal{F}_{12} + \mathcal{F}_{13} + \cdots = \epsilon_1$$

Ejemplo 5 Se calienta una cámara de horno de forma de paralelepípedo rectangular, mediante la combustión de gas dentro de tubos irradiantes verticales que cubren las paredes laterales. Los tubos tienen 0.127 m (5 in) de diámetro exterior sobre centros de 0.305 m (12 in). El material forma un plano continuo sobre la solera. El techo y las paredes de los extremos son de material refractario. Las dimensiones se muestran en la figura 10-54. Los tubos irradiantes y el material son cuerpos grises que tienen emisividades de 0.8 y 0.9, respectivamente. ¿Cuál es la velocidad neta de transmisión de calor al material por radiación, cuando la temperatura media de la superficie del tubo es de 816°C (1500°F) y la del material de 649°C (1200°F)?

Este problema se debe dividir en dos partes, tomando primero en consideración las paredes con sus tubos de apoyo refractario. A planos imaginarios A_2 de área 1.83 por 3.05 m (6 × 10 ft) y situados en paralelo y dentro de las hileras de los tubos irradiantes, los tubos emiten una radiación de $\sigma T_1^4 A_1\mathcal{F}_{12}$, que es igual a $\sigma T_1^4 A_2\mathcal{F}_{21}$. Para determinar $\mathcal{F}_{21}$ se debe utilizar la figura 10-51, curva 5, en donde $\overline{F}_{21} = 0.81$. Entonces, a partir de la ecuación (10-200)

$$\mathcal{F}_{21} = \frac{1}{(1/0.81) + (1/1 - 1) + (12/5\pi)(1/0.8 - 1)} = 0.702$$

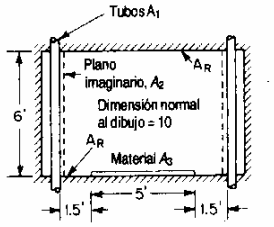


FIG. 10-54 Sección de corte transversal de cámara de horno. Para convertir pies a metros, multipliquese por $(3.048)(10^{-1})$.

Esto equivale a decir que el sistema de tubos apoyados en material refractario es igual en potencia de irradiación a un plano continuo A_2 que reemplaza a los tubos y el respaldo refractario, con una temperatura igual a la de los tubos y una emisividad eficaz o equivalente de 0.702.

Ahora bien, el nuevo horno simplificado consiste en un espacio encerrado formado por dos paredes laterales irradiantes de 1.83 × 3.05 m (6 × 10 ft) (área A_2, emisividad 0.702), un plano receptor de 1.52 × 3.05 m (5 × 10 ft) sobre el piso A_3, y superficies refractarias A_r para completar el espacio encerrado (extremos, techo y cuerdas laterales del piso). La transferencia deseada de calor es

$$q_{2\to 3} = \sigma(T_1^4 - T_3^4)A_2\mathcal{F}_{23}$$

Para evaluar $\mathcal{F}_{23}$, se comienza con el factor de intercambio directo F_{23}. $F_{23} = F$ a partir de A_2 a ($A_3 + a$ una cuerda de A_r a lo largo de A_3, que tiene un borde común con A_2) menos F de A_2 sólo a la cuerda. Estas dos F's se pueden evaluar a partir de la figura 10-54. Para la primera F, $Y/X = 1.83/3.05$, $Z/X = 1.98/3.05$, y $F = 0.239$; para la segunda F, $Y/X = 1.83/3.05$, $Z/X = 0.46/3.05$, y $F = 0.100$. Entonces, $F_{23} = 0.239 - 0.10 = 0.139$. A continuación se puede evaluar $\overline{F}$. A partir de la ecuación (10-201) y siguientes

$$A_2\overline{F}_{23} = \overline{23} + \frac{1}{1/\overline{2r} + 1/\overline{3r}}\overline{F}_{2r} = F_{23} + \frac{1}{(1/F_{2r}) + (A_2/A_3)(1/F_{3r})}$$

Puesto que A_2 "ve" A_1, A_3 y parte de sí misma (el plano opuesto), $F_{2r} = 1 - F_{22} - F_{23}$. F_{22}, el factor de intercambio directo entre rectángulos paralelos de 1.83 × 3.05 m (6 × 10 ft) separados por 2.44 m (8 ft), se puede considerar como la media geométrica de los factores para cuadrados de 1.83 m (6 ft) separados por 2.44 m (8 ft) y por cuadrados de 3.05 m (10 ft) separados por 2.44 m (8 ft). Esos valores se obtienen en la figura 10-48, curva 2, y según ellos, $F_{22} = \sqrt{0.13 \times 0.255} = 0.182$. Entonces, $F_{2r} = 1 - 0.182 - 0.139 = 0.679$. El otro factor directo que se requiere es $F_{3r} = 1 - F_{32} = 1 - F_{23}A_2/A_3 = 1 - (0.139)(11.14)/4.65 = 0.666$. Entonces,

$$\overline{F}_{23} = 0.139 + \frac{1}{(1/0.679) + (11.14/4.65)(1/0.666)} = 0.336$$

Con $\overline{F}_{23}$ se puede evaluar a continuación el factor $\mathcal{F}_{23}$:

$$\mathcal{F}_{23} = \frac{1}{(1/0.336) + [1/0.702) - 1] + (11.14/4.65)(1/0.9) - 1]} = 0.273$$
$$q_{\text{net}} = \sigma(T_1^4 - T_3^4)A_2\mathcal{F}_{23} = 5.67(10.89^4 - 9.22^4)(11.15)(0.273)$$
$$= 118{,}000 \text{ J/s } (402{,}000 \text{ Btu/h})$$

Se obtiene un resultado interesante al dividir el término $A_2\mathcal{F}_{23}$ (11.15 × 0.273, o 3.04) entre el área A_1 de los tubos irradiantes $(0.127\pi)(18.3)(2) = 14.6 \text{ m}^2$ (157 ft^2). Así 3.04/14.6 = 0.208, que significa que la irradiación neta de un tubo al material es de 20.8%, o sea, tanto como si el tubo fuera negro y estuviera rodeado completamente por material negro.

Formulación integral El método de zona presentado antes tiene la finalidad de evitar tener que resolver una ecuación integral. Si en la ecuación (10-196a) se hace disminuir la zona en la que se formula el balance de radiación a un elemento diferencial, esa ecuación se hará

$$dA_j\epsilon_j E_j + \rho_j \int \frac{dA_i\, dA_j(\cos\theta_i)(\cos\theta_j)W_i}{r^2} = dA_j W_j \qquad (10\text{-}202)$$

que es una ecuación integral con la función incógnita W dentro de la integral. La integración se hace sobre toda el área de superficie. Sólo se han obtenido soluciones exactas para unos cuantos casos simples.

horno. Para convertir

material refractario es
reemplaza a los tubos
los tubos y una emisi-

un espacio encerrado
.05 m (6 × 10 ft) (área
[5 × 10 ft) sobre el piso
encerrado (extremos,
da de calor es

io directo F_{23}. $F_{23} = F$
tiene un borde común
ueden evaluar a partir
$/X = 1.98/3.05$, y $F =$
y $F = 0.100$. Entonces,
aluar $\overline{F}$. A partir de la

$$\frac{1}{+ (A_2/A_3)(1/F_{3r})}$$

uesto), $F_{2r} = 1 - F_{22} -$
os paralelos de 1.83 ×
sideran como la media
separados por 2.44 m
m (8 ft). Esos valores
$\sqrt{0.13 \times 0.255} = 0.182$.
lrecto que se requiere
= 0.666. Entonces,

$$\frac{}{666)} = 0.336$$

$$\frac{}{./0.9) - 1]} = 0.273$$
.15)(0.273)

$F_{23}(11.15 \times 0.273$, o
.3)(2) = 14.6 m^2 (157
ón neta de un tubo al
o y estuviera rodeado

entado antes tiene
in integral. Si en la
que se formula el
ecuación se hará

$$A_j W_j \quad (10\text{-}202)$$

ita W dentro de la
le superficie. Sólo
tos casos simples.

Uno de ellos es la evaluación de la emitancia de una **cavidad esférica isotérmica**, para la que $dA_i\, dA_j\, (\cos\theta_1)(\cos\theta_j)r^2$ en la integral de la ecuación (10-202) se convierte en $dA_i\, dA_j/4\pi R^2$, donde R es el radio de la esfera. Para este caso especial, W es, a partir de la ecuación (10-202), constante sobre la superficie interna de la cavidad y se da por medio de

$$W = \frac{\varepsilon E}{1 - \rho(1 - A_1/4\pi R^2)} \qquad (10\text{-}203)$$

en donde A_1 es el área curva de un orificio en la superficie de la esfera. La razón W/E es la emitancia eficaz del orificio, y como la capta un receptor de ángulo estrecho que ve el interior de la cavidad. Si el material de construcción de la cavidad es un emisor y un reflector difuso y tiene una emisividad de 0.5 y la cavidad debe aparecer al menos en un 98% negra, el área curva A_1 del orificio tiene que ser menos del 2% del área de superficie total de la esfera.

Espacios encerrados de superficies que no son reflectores difusos Si no se impone la restricción de que las superficies sean emisores o reflectores difusos, la ecuación (10-202) se hace mucho más compleja. Los valores de W se reemplazan con $\pi I's$ y ε_j, I_i e I_j se hacen funciones del ángulo del haz de salida, mientras que ρ_j entra a la integral y se convierte en función de los ángulos de incidencia y reflexión. Raramente se conocen esos detalles de la reflectancia. Cuando es así y se requiere una solución, el método de Montecarlo de seguir el historial de un número amplio de haces emitidos desde posiciones aleatorias y en direcciones iniciales aleatorias es probablemente el mejor método para obtener una solución. Sin embargo, es posible otro método, debido a la tendencia que tienen la mayor parte de las superficies a ajustarse a un modelo de reflexión más simple. La reflectancia total $\rho(= 1-\varepsilon)$ se puede representar mediante la suma de un componente difuso ρ_D y un componente especular ρ_S. Para las aplicaciones, véase la obra de Hottel y Sarofim (*op. cit.*, cap. 5). El método da la relación que sigue para el intercambio entre esferas concéntricas o cilindros infinitos.

$$A_1 \mathcal{F}_{12} \equiv \overline{S_1 S_2} = \frac{1}{1/A_1\varepsilon_1 + (1/A_2)(1/\varepsilon_2 - 1) + [\rho_{s2}/(1 - \rho_{s2})](1/A_1 - 1/A_2)} \qquad (10\text{-}204)$$

Cuando no hay reflectancia especular, el tercer término en el denominador se cae, de conformidad con la ecuación (10-199). Cuando la reflectancia es exclusivamente especular, el denominador se hace $1/A_1\varepsilon_1 + \rho_{s2}/A_1(1 - \rho_{s2})$, que se puede deducir con facilidad a partir de los principios iniciales.

EMISIVIDADES DE PRODUCTOS DE LA COMBUSTIÓN

La radiación de una llama se debe a la radiación de las partículas de hollín que arden con dimensiones microscópicas y submicroscópicas, de partículas mayores suspendidas de carbón, coque o cenizas, y de vapor de agua y dióxido de carbono en los gases calientes de los productos de la combustión. La contribución de la radiación emitida por el proceso de combustión propiamente dicho, denominada quimioluminiscencia, es relativamente despreciable. Todos esos problemas tienen en común el efecto de la forma del volumen de emisión sobre el flujo de la radiación; esto se considerará en primer lugar.

Longitudes medias de haces La evaluación de la irradiación a partir de un volumen no isotérmico va más allá del alcance de esta sección (véase, de Hottel y Sarofim, *Radiative Transfer*, cap. 11, McGraw-Hill, New York, 1967). Sea un gas isotérmico confinado dentro del volumen delimitado por el ángulo sólido $d\Omega$ con vértice en dA y que forma el ángulo θ con la normal a dA. La relación de la emisión a dA del gas con la de un cuerpo negro a la temperatura del gas y que llena el campo de visión $d\Omega$ se denomina **emisividad del gas** ε. Evidentemente, ε depende de la longitud de trayectoria L a través del volumen a dA. Un volumen hemisférico que irradia a un punto situado en el centro de su base representa el único caso en el que L es independiente de la dirección. El flujo en ese punto, en relación con el flujo de cuerpo negro hemisférico es, por ende, un modo alterno de representar la emisividad.

La densidad de flujo respecto a un área de interés en la envoltura de un volumen emisor de cualquier forma se puede equiparar al que se encuentra en la base de un volumen hemisférico del mismo radio L, que se denomina **longitud media del haz**. Se ha descubierto que, aunque la relación de L con una dimensión característica D de la forma varía con la opacidad, la variación es suficientemente pequeña para la mayor parte de los fines de ingeniería, con el fin de permitir la utilización de la relación constante L_M/D, en donde L_M es la **longitud media promedio del haz**. L_M se puede definir en el sentido de que se aplica ya sea a un punto en la envolvente o a cualquier porción finita de su área. Un caso límite importante es aquél en el que la opacidad tiende a cero ($PD \to 0$, en donde P = presión parcial del emisor constituyente). Para este caso, L (que se denomina L_0) es igual a $4V/A$ (V = volumen del gas, A = zona limitadora) cuando interesa la radiación a toda la envolvente. Para la gama de PD que se encuentra en la práctica, L (ahora, L_M) es siempre menor. Para diversas formas se ha descubierto como óptimo el valor de 0.8 a 0.95 por L_0 (véase la tabla 10-18); para formas no señaladas en la tabla 10-18, se recomienda un factor de 0.88 (o $L_M = 0.88\,L_0 = 3.5$ V/A).

En vez de utilizar el concepto de longitud media promedio del haz para obtener aproximadamente $A_1[\varepsilon(L_m)]$ (el flujo por unidad de potencia de emisividad negra desde un volumen de gas a una superficie de área A_1), se puede calcular rigurosamente el flujo por integración sobre el volumen de gas y A_1 a partir de la expresión $4k\, dv\, \tau(r)\, dA \cos\theta/\pi r^2$. En este caso, k es el coeficiente de emisión del gas, y $\tau(r)$ es la transmitancia a través de la distancia r entre dv y dA. El resultado tiene las dimensiones del área y, por analogía con $\overline{ss}$, se denomina $\overline{gs}_1$ el área de intercambio directo entre la zona de gas y la zona superficial (Hottel y Sarofim, *op. cit.*, cap. 7). El empleo de $A_1[\varepsilon L_m)]$ en vez de $\overline{gs}_1$ es adecuado cuando el problema es de índole tal que todo el gas se puede considerar como una sola zona que tiene una temperatura media de irradiación; pero el concepto de $\overline{gs}$ es claramente útil, si se deja margen para las variaciones de la temperatura dentro del gas.

Productos gaseosos de la combustión La radiación del vapor de agua y el dióxido de carbono se produce en las bandas espectrales del infrarrojo. En magnitud, supera a la convección a las temperaturas del horno.

Dióxido de carbono La emisividad ε_G de un volumen de gas que contiene CO_2 depende de la temperatura del gas T_G, del producto de presión parcial y longitud del haz del CO_2, P_cL, y en menor grado de la presión total. En la figura 10-55 se da ε_G para el dióxido de carbono a una presión total de 101.3 kPa (1 atm). La absortividad del gas α_G es igual a la emisividad, cuando el gas que se absorbe y el emisor se encuentran a la misma temperatura. Cuando la temperatura de la superficie del emisor es T_S, α_G es $(T_G/T_S)^{0.65}$ por el valor de ε_G leído a partir de la figura 10-55 en T_S, en vez de T_G y en P_cLT_S/T_G en lugar de P_cL. La ampliación de la línea, debido a los aumentos, ya sea de presión total o parcial de CO_2, hace necesaria una corrección en la emisividad leída a partir de la figura 10-55. Sin embargo, a una presión total de 101.3 kPA (1 atm), el factor de corrección se puede pasar por alto, puesto que disminuye con los aumentos de temperatura y nunca es de más del 4% a temperaturas por encima de 1111 K (2000°R). Las estimaciones de la corrección en los sistemas de hasta 1013.3 kPa (10 atm) las dan Hottel y Sarofim (*op, cit.*, p. 228) y Edwards [*J. Opt. Soc. Am.*, **50**, 617 (1960)] que, además, presenta datos sobre la emisión de banda de CO_2 para utilizarlos en cálculos que incluyen superficies espectralmente selectivas. Las bandas principales de emisión de CO_2 están en aproximadamente 2.64 a 2.84, 4.13 a 4.5, y 13 a 17 μm.

Vapor de agua La emisividad de gas depende de T_G y P_wL y de la presión total P_T y la presión parcial de vapor de agua P_w. La emisividad que se debe al vapor de agua se da en la figura 10-56 en función de T_G y P_wL, para el caso especial de $P_w = 0$ y $P_T = 1$. Se deja margen para la separación de esas condiciones especiales al multiplicar ε_G de la figura

Tabla 10-18 Longitudes medias de haces para radiación por volumen

Forma	Dimensión característica, D	L_e/D	L_{ld}/D
Esfera	Diámetro	0.67	0.63
Cilindro infinito	Diámetro	1.0	0.94
Cilindro semiinfinito que irradia hacia:			
El centro de la base	Diámetro	1.0	0.90
Toda la base	Diámetro	0.81	0.65
Cilindro circular recto, altura = diámetro, que irradia hacia:			
El centro de la base	Diámetro	0.76	0.71
Toda la superficie	Diámetro	0.67	0.60
Cilindro circular recto, altura = 0.5 diámetro, que irradia hacia:			
El extremo	Diámetro	0.47	0.43
El costado	Diámetro	0.52	0.46
La superficie total	Diámetro	0.50	0.45
Cilindro circular recto, altura = 2 × diámetro, que irradia hacia:			
El extremo	Diámetro	0.73	0.60
El costada	Diámetro	0.82	0.76
La superficie total	Diámetro	0.80	0.73
Cilindro infinito, sección de corte transversal semicircular, que irradia hacia un punto sobre la mediana del lado plano	Radio	...	1.26
Paralelepípedos rectangulares:			
1:1:1 (cubo)	Arista	0.67	0.60
1:1:4 que irradia hacia:			
Cara 1 × 4	Arista más corta	0.90	0.82
Cara 1 × 1	Arista más corta	0.86	0.71
Toda la superficie	Arista más corta	0.89	0.81
1:2:6, que irradia hacia:			
Cara 2 × 6	Arista más corta	1.18	
Cara 1 × 6	Arista más corta	1.24	
Cara 1 × 2	Arista más corta	1.18	
Toda la superficie	Arista más corta	1.2	
Planos paralelos infinitos	Esp. libre de franq.	2.00	1.76
Espacio fuera de un grupo infinito de tubos, centros en triángulos equiláteros; diámetro de tubo = espacio libre de franqueo	Esp. libre de franq.	3.4	2.8
Igual, con la excepción de que el diámetro del tubo = 0.5 del espacio libre de franqueo	Esp. libre de franq.	4.45	3.8
Igual, con la excepción de que el tubo se centra en cuadrados, diámetro = espacio libre de franqueo	Esp. libre de franq.	4.1	3.5

10-56 por un factor C_w que se lee en la figura 10-57, en función de $(P_w + P_T)$ y P_wL. La absortividad α_G del vapor de agua para la radiación de cuerpo negro es ε_G de la figura 10-56, que se lee en T_S y en $P_wL(T_S/T_G)$ en vez de P_wL, multiplicado por $(T_G/T_S)^{0.45}$. Se sigue aplicando el factor de corrección C_w. Los datos espectrales para el vapor de agua, que se tabulan para 371 intervalos de longitud de onda desde 1 a 40 μm, existen también [Ferriso, Ludwig y Thompson, *J. Quant. Spectros. Radiat. Transfer*, **6**, 241-273 (1966)]. La emisión principal está en bandas aproximadamente 2.55 a 2.84, 5.6 a 7.6, y 12 a 25 μm.

Mezclas de dióxido de carbono y vapor de agua Cuando estos gases se encuentran presentes juntos, la radiación total que se debe a los dos es un poco menor que la suma de los efectos calculados por separado, debido a que, hasta cierto punto, cada gas es opaco a la radiación del otro en las regiones de longitudes de onda de 2.7 y 15 μm. El **factor de corrección de superposición espectral** C_{SO} por el cual se reduce la suma de ε_G para CO_2 y ε_G para H_2O (evaluado cada uno de ellos como si el otro no se encontrara presente), para obtener el valor de ε_G que se debe a los dos juntos, se lee en la figura 10-58. El mismo tipo de corrección se aplica al calcular α_G.

Para resumir, la emisividad y la absortividad del gas que se deben al dióxido de carbono y al vapor de agua, se formulan a partir de las ecuaciones que siguen:

$$\varepsilon_G = (\varepsilon_{CO_2,T_G,P_cL} + \varepsilon_{H_2O,T_G,P_wL}C_W)(1 - C_{SO}) \qquad (10\text{-}205)$$

$$\alpha_G = (\alpha_{CO_2} + \alpha_{H_2O})(1 - C_{SO}) \qquad (10\text{-}206)$$

$$\alpha_{CO_2} = (\varepsilon_{CO_2,T_S,P_cLT_S/T_G})(T_G/T_S)^{0.65} \qquad (10\text{-}206a)$$

$$\alpha_{H_2O} = (\varepsilon_{H_2O,T_S,P_wLT_S/T_G})(T_G/T_S)^{0.45}C_w \qquad (10\text{-}206b)$$

Los subíndices largos indican los valores de T y PL a los que se leen las figuras 10-55 y 10-56.

A veces se puede utilizar en forma eficaz el hecho de que, a las temperaturas del horno y para gases que contienen H_2O y CO_2 en una relación fija, ε_G disminuye al elevarse la temperatura, de tal modo que el producto $\varepsilon_G T_G$ depende casi exclusivamente de $(P_c + P_w)L$. La figura 10-59, construida sobre esta base, da el producto de (emisividad total)(temperatura) en función de $(P_c + P_w)L$ para los productos de combustión con $P_w/P_c = 1$ (línea de guiones) y 2 (línea continua); muestra también el intervalo de temperaturas (zona sombreada) dentro de la que el error de emisividad total es de menos del 4%. El intervalo de P_w/P_c de 1 a 2 abarca casi todos los combustibles de hidrocarburos industriales. Sin embargo, la figura 10-59 tiene valor sólo para los problemas en los que la temperatura del gas es mucho más alta que la temperatura superficial, para hacer que el valor de absortividad del gas carezca de importancia.

Ejemplo 6. Fluye gas de combustión que contiene 6% de CO_2 y 11% de H_2O en la fase de vapor, sobre base húmeda, a través de un grupo de tubos de 0.102m (4 in) de diámetro exterior sobre centros triangulares equiláteros de 0.203m (8 in). En una sección en la que el gas y la superficie del tubo tienen temperaturas de 691°C (964 K, 1275°F) y 413°C (686 K, 775°F), ¿cuál es la emisividad y la

,D	L_e/D	L_{ab}/D
	0.67	0.63
	1.0	0.94
	1.0	0.90
	0.81	0.65
	0.76	0.71
	0.67	0.60
	0.47	0.43
	0.52	0.46
	0.50	0.45
	0.73	0.60
	0.82	0.76
	0.80	0.73
	...	1.26
	0.67	0.60
a	0.90	0.82
a	0.86	0.71
a	0.89	0.81
a	1.18	
a	1.24	
a	1.18	
a	1.2	
ng.	2.00	1.76
ng.	3.4	2.8
ng.	4.45	3.8
ng.	4.1	3.5

(10-206*a*)

(10-206*b*)

a los que se leen las

o de que, a las tem-
O y CO_2 en una re-
, de tal modo que el
$_c + P_w)L$. La figura
de (emisividad to-
productos de com-
continua); muestra
eada) dentro de la
%. El intervalo de
a de hidrocarburos
r sólo para los pro-
ho más alta que la
bsortividad del gas

de CO_2 y 11% de H_2O
o de tubos de 0.102m
diámetros de 0.203m (8
o tienen temperaturas
es la emisividad y la

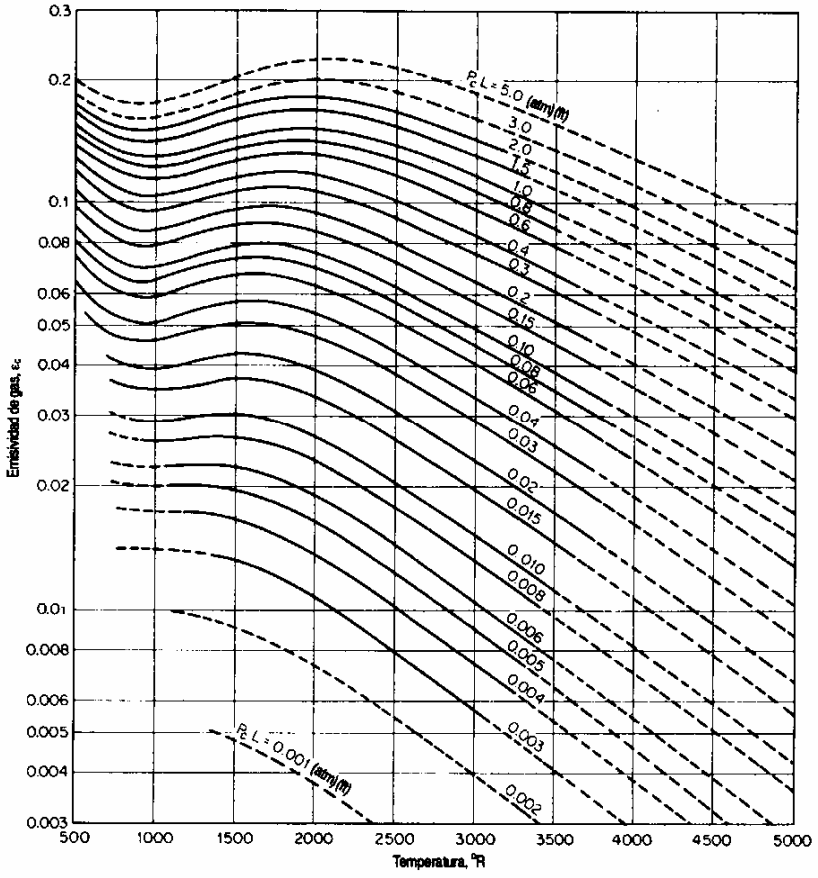


FIG. 10-55 Emisividad del dióxido de carbono, 1 atm (101.3 kPa) presión total. Para convertir grados Rankine a kelvins, multiplíquese por (5.556)(10^{-1}); para convertir atmósfera-pies a kilopascal-metros, multiplíquese por 30.89.

absortividad del gas? A partir de la tabla 10-18, $L_m = (2.8)(0.102) = 0.286$ m (0.94 ft), $P_cL = 1.73$ kPa·m (0.056 ft·atm) y $P_wL = 3.18$ kPa.m (0.103 ft·atm). A partir de la figura 10-55, $\varepsilon_{CO2} = 0.065$; $\alpha_{CO2} = 0.054\,(964/686)^{0.65} = 0.067$. A partir de la figura 10-56, $\varepsilon_w = 0.063$ y $\alpha_w = 0.069\,(964/686)^{0.45} = 0.080$ a P_w 0. A partir de la figura 10-57, $C_w = 1.08$. A partir de la figura 10-58, Corrección de superposición = 0.02.

$$\varepsilon_{G,\text{total}} = [0.065 + (0.063)(1.08)](1 - 0.02) = 0.130$$
$$\alpha_{G,\text{total}} = [0.067 + (0.080)(1.08)](1 - 0.02) = 0.149$$

Si se acepta la aproximación representada por la figura 10-59, entonces, para $P_w/P_c = 11/6$ y $(P_c + P_w)L = 4.91$, se encuentra que la gama de temperaturas para una precisión del 4% va de 1500 a 890 K (2700 a 1600°R); y a $T = 964$ K (1735°R), $\varepsilon_{c+w}T = 133.3$, $\varepsilon_{c+w} = 133.3/964 = 0.138$ (en función de 0.130).

Otros gases Por su importancia práctica, se estudiaron las emisividades del CO_2 y el H_2O en forma mucho más amplia que para otros gases, y los valores que se resumen en los párrafos anteriores se basan en mediciones amplias, tanto de los valores espectrales totales como de los integrados. En la tabla 10-19 aparece un resumen de la información menos adecuada sobre otros gases.

Llamas y nubes de partículas

Llamas luminosas La luminosidad se refiere convencionalmente a la radiación del **hollín**; es importante cuando la combustión se produce en condiciones tales que los hidrocarburos de la llama están sujetos al calor a falta de aire suficiente o bien mezclado sobre una escala molecular. Puesto que las partículas de hollín son pequeñas en relación con la longitud de onda de la radiación que interesa [(diámetros de (2)(10^{-8}) a (1.4)(10^{-7}) m (200 a 1400 Å)], la emisividad monocromática. ε_λ depende del volumen total de partículas por unidad de volumen de espacio f_v, sea cual sea el tamaño de las partículas. Se da mediante,

$$\varepsilon_\lambda = 1 - e^{-Kf_vL/\lambda} \qquad (10\text{-}207)$$

en donde L es la longitud de la trayectoria. La integración de lo anterior sobre el espectro de energía da la emisividad total ε como

$$\varepsilon = 1 - \frac{1}{(1 + KTf_vL/c_2)^4} \qquad (10\text{-}208)$$

en donde c_2 es la segunda constante de Planck. K/c_2 se puede obtener a partir del índice complejo de refracción del hollín que, a su vez, depende de su relación de hidrógeno a carbono, H/C. Sobre la base de un

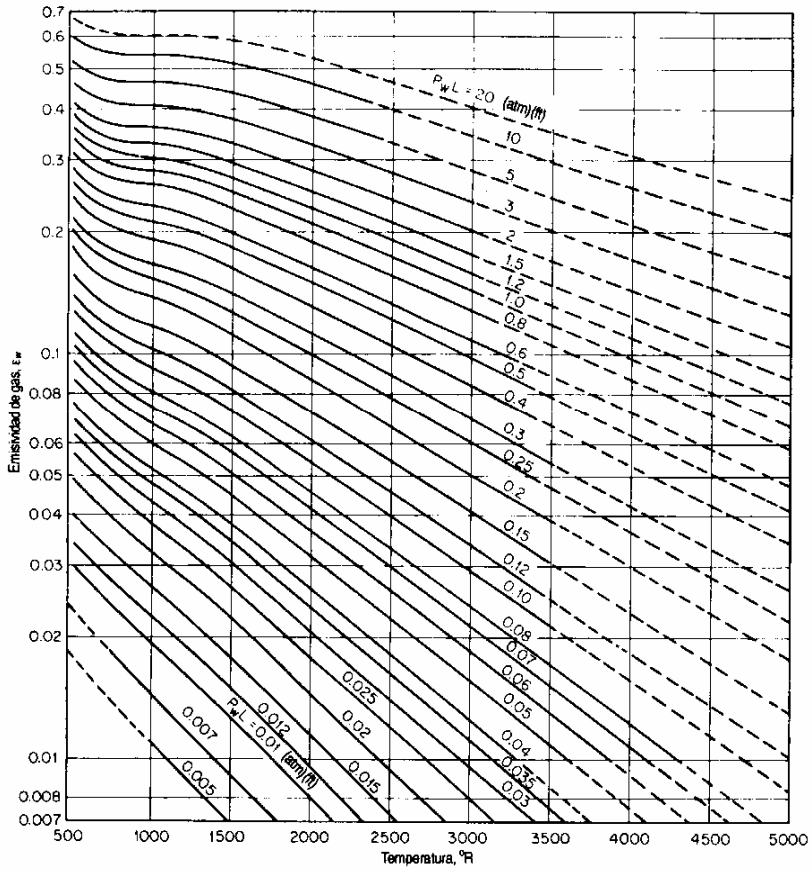


FIG. 10-56 Emisividad del vapor de agua a presión parcial cero y 1 atm (101.3 kPa) presión total. Para convertir grados Rankine a kelvins, multiplíquese por $(5.556)(10^{-1})$; para convertir atmósfera-pies a kilopascal-metros, multiplíquese por 30.89.

estudio de carbones, K/c_2 varía de 480 $m^{-1} \cdot K^{-1}$ a H/C = 0 a 2.4 a H/C = 0.4; algunos trabajos experimentales en IJmuiden (International Flame Foundation) sobre dos tipos de llamas de aceite condujo a valores de 4.4 y 9.8. Se recomienda un valor provisional de 500 $m^{-1} \cdot K^{-1}$ (85 $ft^{-1} \cdot °R^{-1}$).

En la actualidad no existe ningún método para predecir analíticamente la concentración de hollín en una llama luminosa; es preciso basarse en la medición experimental en llamas similares a la que interesa. La observación visual es engañosa; una llama tan brillante que oculte la pared que esté tras ella puede estar lejos de ser un irradiador "negro". La international Flame Foundation registró datos sobre muchas llamas luminosas de gas, petróleo y carbón (véase *J. Inst. Fuel*, 1956 hasta la fecha). La adición de 0.1 a la emisividad de gas no luminoso para dejar margen para la luminosidad del hollín suele ser suficiente cuando los cálculos de la emisión total de la llama se basan en una temperatura media de esta última; esto se debe a que la emisión de la llama procede más de su envoltura fría que de su núcleo caliente, sobre todo al aumentar su emisividad.

Nubes de partículas negras grandes La emisividad ε_c de una nube de partículas con un perímetro grande en comparación con la longitud de onda λ es

$$\varepsilon_c = 1 - e^{-(a/v)L} \tag{10-209}$$

en donde a/v es el área proyectada de las partículas en un volumen unitario del espacio. Si las partículas tienen una curvatura no negativa (una partícula no puede ver nada de sí misma) y se orientan aleatoriamente, a es $a'/4$ en donde a' es el área superficial real; y si las partículas son uniformes, $a/v = cA = cA'/4$ *en donde* A y A' son el área proyectada y el área total de cada partícula y c es el número de concentración de partículas. Para partículas esféricas, esto da

$$\varepsilon_c = 1 - e^{-(\pi/4)cd^2L} = 1 - e^{-1.5f_vL/d} \tag{10-209a}$$

Como ejemplo, sea el combustóleo pesado ($CH_{1.5}$ peso específico: 0.95) atomizado a un diámetro de superficie media de partículas de d, quemado con 20% de aire en exceso, para producir partículas de residuos de coque con el diámetro original de las gotas y suspendidos en productos de combustión a 1204°C (2200°F). La emisividad de la llama que se debe a las partículas a lo largo de una trayectoria de L m, será con d en micras,

$$\varepsilon = 1 - e^{-24.3L/d} \tag{10-209b}$$

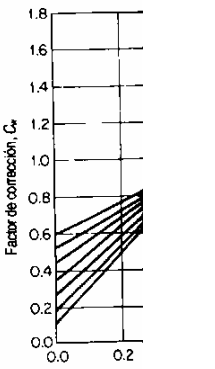


FIG. 10-57 Factor de
a valores de P_w y P_T dist
fera-pies a kilopascal-n
a kilopascales, multipl

Con partículas de 2
bución de las partíc
del hollín incremen
por completo, lo re

Nubes de partícu
grura de las partícu
diación reflejada p
partículas grises de
mar mediante la uti
multiplicado por s
madamente 2. La

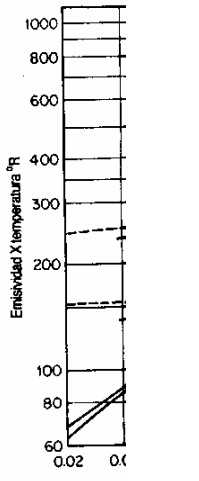


FIG. 10-59 Gr
dada por la band
quese por (5.556

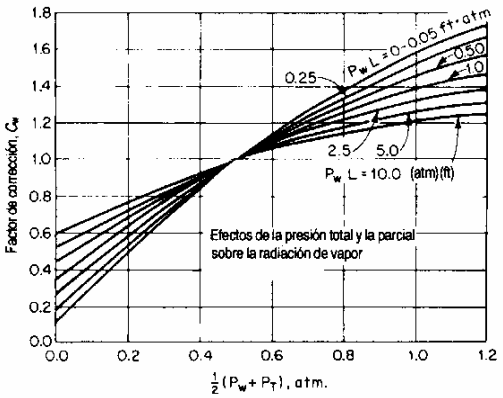


FIG. 10-57 Factor de corrección para convertir la emisividad del vapor de agua a valores de P_w y P_T distintos de 0 y 1 atm, respectivamente. Para convertir atmósfera-pies a kilopascal-metros, multipliquese por 30.89; para convertir atmósferas a kilopascales, multipliquese por $(1.0133)(10^2)$.

Con partículas de 200 μm y un valor de L de 3.05 m (10 ft), la contribución de las partículas a la emisividad será de 0.31. La luminosidad del hollín incrementará esto; la extinción de las partículas, al quemarse por completo, lo reducirá.

Nubes de partículas no negras La corrección para la falta de negrura de las partículas se complica por la dispersión múltiple de la radiación reflejada por cada partícula. La emisividad ε_c de una nube de partículas grises de emisividad superficial individual ε_s, se puede estimar mediante la utilización de la ecuación (10-209), con su exponente multiplicado por ε_s, si el espesor óptico $(a/v)L$ no sobrepasa aproximadamente 2. La ecuación (10-209) modificada, permitirá predecir

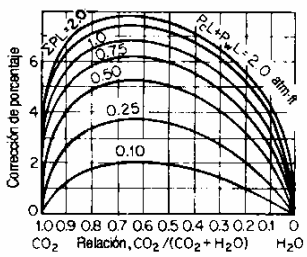


FIG. 10-58 Corrección de superposición espectral, C_{so}, para mezclas de dióxido de carbono y vapor de agua. Para convertir atmósfera-pies a kilopascal-metros, multipliquese por 30.89.

una aproximación a ε_c de 1, conforme $L \to \infty$, lo que es imposible en un sistema con dispersión: el valor asintótico de ε_c se puede leer en la figura 10-44 como ε_h, con el albedo ω dado por la reflectancia de la superficie de partículas $1 - \varepsilon_s$. Las partículas con un perímetro que se encuentra entre 0.5 a 5 veces la longitud de onda de interés se pueden manejar con dificultad mediante la utilización de las ecuaciones de Mie (véase, de Hottel y Sarofim, *op. cit.*, caps. 12 y 13).

Suma de las contribuciones separadas a la emisividad del gas o la llama La emisividad combinada que se debe a diversos tipos de emisores se puede calcular a partir de las emisividades calculadas por separado, a condición, solamente, de que una de ellas (productos gaseosos de combustión) sea un emisor selector. Si ε_G, ε_{C1}, ε_{C2} *son las emisividades separadas que se deben al gas, el hollín y las partículas en conjunto, calculadas como si no se encontraran presentes otros emisores,* la emisividad combinada es $1 - (1 - \varepsilon_G)(1 - \varepsilon_{C1})(1 - \varepsilon_{C2})$. Esto presupone que la radiación del hollín es gris; el margen riguroso para la falta de gris exigiría el conocimiento de la distribución espectral detallada de la emisión de todos los emisores presentes.

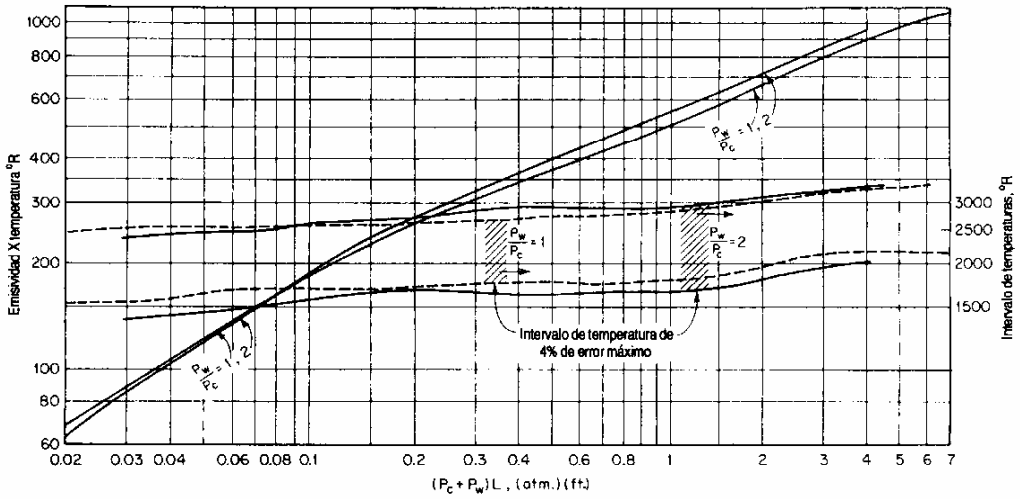


FIG. 10-59 Gráfica simplificada de emisividad para mezclas de CO_2-H_2O con $P_w/P_c = 1$ y 2. El error es de menos del 4% dentro del intervalo de temperaturas dada por la banda sombreada. Para convertir atmósfera-pies a kilopascal-metros, multipliquese por 30.89; para convertir grados Rankine a kelvins, multipliquese por $(5.556)(10^{-1})$.

Tabla 10-19 Emisividades totales de algunos gases

Temperatura	1000°R.			1600°R.			2200°R.			2800°R.		
P_eL, (atm.)(ft.)	0.01	0.1	1.0	0.01	0.1	1.0	0.01	0.1	1.0	0.01	0.1	1.0
NH_3[a]	0.047	0.20	0.61	0.020	0.120	0.44	0.0057	0.051	0.25	(0.001)	(0.015)	(0.14)
SO_2[b]	0.020	0.13	0.28	0.013	0.090	0.32	0.0085	0.051	0.27	0.0058	0.043	0.20
CH_4[c]	0.020	0.060	0.15	0.023	0.072	0.194	0.022	0.070	0.185	0.019	0.059	0.17
CO[d]	0.011	0.031	0.061	0.022	0.057	0.10	0.022	0.050	0.080	(0.012)	(0.035)	(0.050)
NO[e]	0.0046	0.018	0.060	0.0046	0.021	0.070	0.0019	0.010	0.040	0.00078	0.004	0.025
HCl[f]	0.00022	0.00079	0.0020	0.00036	0.0013	0.0033	0.00037	0.0014	0.0036	0.00029	0.0010	0.0027

NOTA: Las cifras que aparecen en esta tabla se tomaron de gráficas de la obra de Hottel y Sarofim, *Radiative Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1967, Cap. 6. Los valores entre paréntesis se extrapolaron. Para convertir grados Rankine a kelvins, multiplíquese por (5.556)(10^{-1}). Para convertir atmósfera-pies a kilopascales-metros, multiplíquese por 30.89.

[a] Mediciones de la radiación total de Port (Tesis de Doctorado en Ciencia, en ingeniería química, MIT, 1940) a 1 atm de presión total, L = 1.68 ft, T hasta 2000 °R.

[b] Cálculos de Guerrieri (Tesis de Maestría en Ciencias, en ingeniería química, MIT, 1932) a partir de mediciones de la absorción a la temperatura ambiente hechas por Coblentz (*Investigations of Infrared Spectra*, Carnegie Institution, Washington, 1905), con escaso margen para la temperatura.

[c] Mediciones de banda de Lee y Happel [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **3**, 167 (1964)] a T hasta 2050°R, más los cálculos para extrapolar la temperatura a 3800°R.

[d] Mediciones de la radiación total de Ullrich (Tesis de Doctorado en Ciencias, ingeniería química, MIT, 1953) a 1 atm presión total, L = 1.68 ft, T hasta 2200°R.

[e] Cálculos de Malkmus y Thompson [*J. Quant. Spectros. and Radiat. Transfer.*, **2**, 16(1962)], a T = 5400°R y PL = 30 (atm)(ft).

[f] Cálculos de Malkmus y Thompson [*J. Quant. Spectros. and Radiat. Transfer.*, **2**, 16(1962)], a T = 5400°R y PL = 300 (atm)(ft).

INTERCAMBIO POR RADIACIÓN ENTRE GASES O MATERIAS SUSPENDIDAS Y UNA FRONTERA

Intercambio por radiación local La velocidad de intercambio Q entre una masa de gas isotérmico a T_G y su **superficie limitadora negra** isotérmica de área A_1, la da

$$Q = A_1\sigma(T_G^4\varepsilon_G - T_1^4\alpha_G) \qquad (10\text{-}210)$$

La evaluación de α_G no es necesaria cuando T_1 es menor que la mitad de T_G; α_G se puede suponer que es igual a ε_G. Una aproximación mejor es la que consiste en evaluar α_G como ε_G en T_1 y PL.

Si la **superficie limitadora es gris** en lugar de negra, la multiplicación de la ecuación (10-210) por la emisividad superficial ε_1 deja un margen adecuado para la reducción de los haces primarios, de gas a superficie o de superficie a gas: pero se pasan por alto las reflexiones secundarias. Entonces, la corrección se encuentra entre ε_1 y 1 para la mayor parte de las superficies industrialmente importantes, con $\varepsilon_1 > 0.8$ un valor de $(1 + \varepsilon_1)/2$ es adecuado. Más adelante se presentan márgenes rigurosos para éste y otros factores.

Si las paredes limitadoras son principalmente **superficies del tipo de disipador** de área A_1 y temperatura T_1, pero, en una parte pequeña son **superficies refractarias** de área A_r en equilibrio de radiación a una temperatura desconocida T_r, se necesitará en principio un balance de energía sobre A_r para determinar T_r y el efecto de flujo de energía. Sin embargo, la transferencia total de calor al disipador se puede representar como si correspondiera a la posesión de un área eficaz igual a la propia más una fracción x de la del material refractario, de modo que las únicas temperaturas incluidas fueran las del gas y el disipador de calor. La fracción x varía de 0, cuando la relación del material refractario a la superficie disipadora de calor es muy alta, a la unidad, cuando la relación es muy baja y el valor de ε_G es bajo. Si A_r es pequeño en comparación con A_1, se podrá utilizar un valor para x de 0.7 en el método aproximado.

Intercambiador largo En este caso se pasa por alto el flujo axial de radiación, incluye la mayor parte de los intercambiadores de calor modificados desde el punto de vista de la radiación, que interesan a los ingenieros químicos. Cuando la temperatura del gas transversal a la dirección del flujo es razonablemente uniforme y la cámara es larga en comparación con su radio hidráulico medio, los flujos opuestos de corriente arriba y corriente abajo a través de la sección transversal de flujo, se cancelarán sustancialmente (los productos calientes de la combustión a través de los tubos o los grupos de tubos, los hornos de túnel, los hornos de recalentamiento de lingotes, ejemplo 7). En estas condiciones, la contribución de la radiación a la densidad de flujo local q se puede formular en función de temperaturas locales y longitudes del haz o áreas de intercambio (véase más abajo), evaluados para un sistema bidimensional infinito, en la dirección del flujo. La **densidad local del flujo** en el disipador A_1 es, entonces,

$$q(T_G, T_1) = q_r(T_G, T_1) + h(T_G - T_1) \qquad (10\text{-}211)$$

en donde h es el coeficiente local de transferencia de calor por convección y $q_r(T_G, T_1)$ es la contribución de la radiación calculada a partir de T_G, T_1, ε_G y ε_1, utilizando el tratamiento aproximado de la subsección anterior o el más riguroso de la subsección que sigue a esta. Si $\dot{m}C_p$ es la capacidad calorífica horaria de la corriente de gas, cuya temperatura cambia en dT_G sobre el incremento del área del disipador dA_1, entonces,

$$[q(T_G, T_1)]\, dA_1 = -\dot{m}C_p\, dT_G \qquad (10\text{-}212)$$

de donde se obtiene

$$A_1 = \dot{m} \int_{T_{G,\text{salida}}}^{T_{G,\text{entrada}}} \frac{C_p\, dT_G}{(T_G, T_1)} \qquad (10\text{-}213)$$

El área bajo una curva de C_p/q en función de T_G o 1/q en función de la entalpía específica i se puede utilizar para resolver para el área A_1 que se requiere para obtener una temperatura dada de salida o la temperatura de salida, dada A_1. En general, bastan tres puntos para determinar el área bajo la curva, dentro de una precisión del 10%.

En lugar de usar la integración gráfica, que puede manejar cualquier complejidad de la variación de densidad de flujo q con T_G y T_1 a lo largo de una trayectoria de flujo de intercambiador, se puede evaluar una densidad media de flujo basada en las temperaturas medias del gas y el disipador, que se basan, a su vez, en temperaturas finales. Se ha descubierto empíricamente que se obtienen resultados bastante adecuados mediante el empleo de una temperatura superficial media igual a la media aritmética de las temperaturas superficiales finales, y mediante la utilización de una temperatura media del gas igual a la temperatura media superficial más la media logarítmica de la diferencia de temperaturas del gas a la superficie, en los dos extremos del intercambiador. Sin embargo, cuando la radiación predomina en el proceso de transferencia, es más segura la integración gráfica.

Ejemplo 7 Fluye gas de combustión que contiene 6% de dióxido de carbono y 11% de vapor de agua por volumen (base húmeda) por el grupo de convección de un alambique de tubos para aceites que consiste en hileras de tubos de 0.102 m (4 in) sobre centros de 0.203 m (8 in), nueve tubos de 7.62 m (25 ft) en una hilera, con las filas escalonadas para hacer que los tubos se encuentren situados sobre centros de triángulos equiláteros. El gas de la combustión entra a 871°C (1144 K, 1600°F) y sale a 538°C (811 K, 1000°F). El aceite fluye a contracorriente con relación al gas y se eleva de 316 a 427°C (600 a 800°F). La emisividad

2800°R.	
0.1	1.0
(0.015)	(0.14)
0.043	0.20
0.059	0.17
(0.035)	(0.050)
0.004	0.025
0.0010	0.0027

ork, 1967, Cap. 6. Los
a kilopascales-metros,

8 ft, T hasta 2000 °R.
ratura ambiente hechas

peratura a 3800°R.
ft, T hasta 2200°R.

locales y longitudes
, evaluados para un
l flujo. La **densidad**

T_1) (10-211)

de calor por convec-
calculada a partir de
ido de la subsección
ue a esta. Si $\dot{m}C_p$ es
gas, cuya tempera-
del disipador dA_1,

(10-212)

(10-213)

o 1/q en función de
lver para el área A_1
de salida o la tem-
puntos para deter-
del 10%.
e manejar cualquier
q con T_G y T_1 a lo
r, se puede evaluar
uras medias del gas
turas finales. Se ha
lados bastante ade-
erficial media igual
iales finales, y me-
gas igual a la tem-
ica de la diferencia
extremos del inter-
mina en el proceso
ica.

de dióxido de carbono
l grupo de convección
ras de tubos de 0.102
7.62 m (25 ft) en una
e encuentren situados
ustión entra a 871°C
fluye a contracorrien-
00°F). La emisividad

superficial del tubo es de 0.8. ¿Cuál es la velocidad promedio de entrada de calor, debido solamente a la radiación del gas, por metro cuadrado de área externa del tubo?

A cada hilera de tubos se asocian $(0.203)(\sqrt{3}/2) = 0.176$ m (0.577 ft) de altura de pared, de área $[(0.203)(9)(2) + (7.62)(2)]\,0.176 - (9)(2)(\pi)(0.0508)^2 = 3.18$ m^2 (34.2 ft^2). Una hilera de tubos tiene un área de $(\pi)(0.102)(7.62)(9) = 22.0$ m^2 (236 ft^2). Si se utiliza el factor recomendado de 0.7 sobre el área refractaria, el área eficaz de los tubos es $[22.0 + (0.7)(3.18)]/22.0 = 1.10$ m^2/m^2 de área real. La evaluación exacta de la temperatura exterior del tubo a partir de la temperatura conocida del aceite implicaría el conocimiento del coeficiente de la película de aceite, la resistencia de la pared del tubo y la velocidad del flujo de calor en el tubo, además de que dicha evaluación implica comúnmente un procedimiento de tanteo. No obstante, para la finalidad que nos ocupa, se supondrá que la caída de temperatura en la pared del tubo y la película de aceite es de 41.7°C (75°F), lo que hace que la temperatura superficial del tubo sea de 357°C y 468°C (675°F y 875°F), con un promedio de 412°C (775°F). La temperatura del gas irradiante es

$$t_g = 412 + \frac{(871 - 468) - (538 - 357)}{2.3 \log [(871 - 468)/(538 - 357)]} = 412 + 278 = 690°C\ (1274°F)$$

Estas temperaturas, presiones parciales y dimensiones se utilizaron en el ejemplo 6 para determinar la emisividad y la absortividad del gas. $\varepsilon_G = 0.130$; $\alpha_G = 0.149$. La emisividad eficaz aproximada del límite es de $(0.8 + 1)/2 = 0.9$. Entonces, a partir de la ecuación (10-210), modificada para dejar margen para la emisividad del disipador y la presencia de una cantidad pequeña de frontera refractaria, es

$$\begin{aligned} Q/A_1 &= q = (0.9)(1.10)\sigma(T_G^4\varepsilon_G - T_1^4\alpha_G) \\ &= (0.9)(1.10)(5.67)[(9.63)^4(0.13) - (6.85)^4(0.149)] \\ &= 4440\ J/(m^2\ \text{área del tubo} \cdot s)\ [1408\ Btu/(ft^2\ \text{área del tubo} \cdot h)] \end{aligned}$$

Esto equivale a un coeficiente de convección de 4440/278, o sea, 11.8, que es el orden de magnitud que se espera para el coeficiente de convección propiamente dicho. La radiación se hace rápidamente predominante, al elevarse la temperatura del sistema.

Áreas de intercambio total $\overline{SS}$ y $\overline{GS}$ Los argumentos que conducen al desarrollo del factor de intercambio $A_i\ _{ij}\ (= S_iS_j)$ entre superficies, se aplican al caso de la absorción dentro del volumen de gas, si en la evaluación de las áreas de intercambio directo se deja margen para la atenuación en el gas. Esto requiere sólo una redefinición, en las ecuaciones (10-196) a (10-198) de cada término $ij(= S_iS_j = A_iF_{ij})$ para representar, por poder de emisividad unitario negro, el flujo de A_i a través de un gas absorbente, hasta A_j. Esto se puede representar como una multiplicación de A_iF_{ij} por la transmitancia media del gas $\tau_{ij}(= 1 - \varepsilon$ para un gas gris). En un sistema que contiene un gas isotérmico y límites de fuente-disipador de áreas $A_1 \ldots A_n$, la emisión total de A_1 por unidad de su poder de emisividad negra es $\varepsilon_1 A_1$, de donde $\overline{S_1S_1} + \overline{S_1S_2} + \ldots + \overline{S_1S_n}$ se absorbe en las diversas superficies de la fuente y el disipador. La diferencia se absorbe en el gas y se denomina **área de intercambio total de la superficie de gas** $\overline{GS}_1$

$$\overline{GS}_1 = A\varepsilon_1 - \sum_i \overline{S_1S_i} \qquad (10\text{-}214)$$

Si el volumen de gas no es isotérmico y se divide en zonas, se presenta una magnitud adicional, el área de intercambio total de gas a gas, G_iG_j, (véase Hottel y Sarofim, *Radiative Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1967, capítulo 11). El espacio no permite la deducción de casos especiales, sólo el sistema de zona simple de gas.

Si un espacio cerrado consiste en un **gas gris isotérmico** de forma y tamaño tales que su emisividad sea de ε_G, limitado por dos zonas superficiales, un área de disipación A_1 y una zona adiabática, desde el punto de vista de la radiación de área, A_r, $\overline{GS}_1$ está dada por

$$\frac{1}{(\overline{GS}_1)_R} = \frac{1}{A_1}\left(\frac{1}{\varepsilon_1} - 1\right) + \varepsilon_G\left[A_1 + \frac{A_r}{1 + [\varepsilon_G/(1 - \varepsilon_G)F_{r1}]}\right] \qquad (10\text{-}215)$$

en donde F_{r1} es el factor de representación de A_r a A_1 y el subíndice R en $\overline{GS}_1$ le recuerda al lector que se ha dejado margen para la contribución de la superficie refractaria, mediante la reflexión o la absorción y la reemisión, para el flujo neto entre el gas y A_1. Si se supone que el espacio cerrado está moteado, con su superficie disipadora A_1 y su superficie refractaria A_r mezcladas íntimamente, de tal modo que $F_{r1} = A_1/(A_1 + A_r)$, la relación se simplifica a

$$(\overline{GS}_1)_R = \frac{A_T}{1/C_S\varepsilon_1 + 1/\varepsilon_G - 1} \qquad (10\text{-}216)$$

en donde C_S es la fracción de superficie "fría" A_1/A_T y A_T es el área de superficie total $A_1 + A_r$. El modelo cuyo desempeño lo da la ecuación (10-216) se puede denominar **modelo de horno moteado de gas gris**. Se debe observar que no entra la emisividad refractaria.

El margen riguroso para la falta de gris en el gas se hace en otro lugar (Hottel y Sarofim, *op. cit.*, capítulo 8). Si se acepta un modelo simple de gas real —el **modelo de gas claro más gris**— y si se supone que la superficie refractaria refleja en forma difusa y completa, la ecuación (10-216) se hace

$$(\overline{GS}_1)_R = \frac{aA_T}{1/C_S\varepsilon_1 + a/\varepsilon_G - 1} \qquad (10\text{-}217)$$

en donde a es la fracción de energía eficaz del espectro de cuerpo negro, en donde se absorbe el gas y se calcula a partir de ε_G evaluado en la longitud media de haz L_m y a dos veces ese valor,

$$a = \frac{[\varepsilon_G(L_m)]^2}{2\varepsilon_G(L_m) - \varepsilon_G(2L_m)} \qquad (10\text{-}217a)$$

El modelo cuyo rendimiento lo da la ecuación (10-217) se puede denominar **modelo de horno moteado de gas real y material refractario blanco**. Tendría más interés que la ecuación (10-216) o la (10-217) otra que cubriera el caso de un **gas real** y un material **refractario gris**. Sin embargo, a menos que se conozcan las características de irradiación de un material refractario de horno y que el diseño justifique la dedicación de un esfuerzo importante, $(\overline{GS}_1)_R$ se puede determinar aproximadamente como la media sopesada de los valores calculados mediante el empleo de las ecuaciones (10-216) y (10-217), con una importancia doble en el caso de la última.

Estrictamente, el empleo de la ecuación (10-217) para evaluar el intercambio neto de radiación entre un gas no gris y el disipador A_1 implica dos valores de $(\overline{GS}_1)_R$, uno que multiplica τT_G^4 para representar la irradiación de gas a disipador, y que se basa en ε_G, y otro que multiplica τT_1^4 para representar la radiación de disipador a gas, y que se basa en α_{G1}. No obstante, la diferencia entre los dos valores de $(\overline{GS}_1)_R$ es suficientemente pequeña como para pasarse por alto si T_1 es menor que la mitad de T_G.

A partir de este análisis de $(\overline{GS}_1)_R$ resultará evidente que al calcular el desempeño de un intercambiador "largo" en el que una fracción importante de la superficie es adiabática desde el punto de vista de la radiación y/o la emisividad del disipador es baja, la ecuación (10-216) o la (10-217), con $\overline{GS}$ evaluado para un sistema bidimensional, se utilizará en lugar de una ecuación (10-210) modificada en la formulación de $q_r(T_GT_1)$ en la ecuación (10-211).

Cámaras de combustión La llamada **sección irradiante** de un horno presenta un problema de transferencia de calor en el que entra la acción combinada de la radiación de la llama al material o el disipador calorífico y la radiación de la llama a las superficies refractarias y, por ende, de regreso a través de la llama (con absorción parcial) al disipador, junto con las pérdidas externas y la convección. Hay soluciones del problema basadas en diversos grados de simplificación, incluyendo márgenes para la variación de temperatura, tanto del gas como de las paredes refractarias (Hottel y Sarofim, *Radiative Transfer*, cap. 14, McGraw-Hill, New York, 1967). No obstante, basta con un tratamiento menos riguroso para el manejo de muchos problemas. Hay dos casos límite: la cámara "larga" en la que la temperatura del gas varía sólo en la dirección del flujo de gas (que se trató antes) y la cámara compacta, que contiene un gas o una llama a la que se asigna una temperatura de irradiación eficaz o promedio. Se tomará en consideración este último caso.

Modelo de cámara agitada, con pérdida de pared refractaria despreciable Lo que más necesita un ingeniero de hornos es una solución de forma cerrada del problema, teóricamente sana en estructura y, por consiguiente, que contenga un número mínimo de parámetros, sin constantes empíricas y, de preferencia, representables físicamente.

Entonces 1) podrá correlacionar datos de hornos existentes, 2) desarrollar una ecuación de rendimiento para el diseño estándar, o 3) estimar el rendimiento de un nuevo tipo de horno para el que no haya datos disponibles.

Sea que las paredes de la cámara de horno se dividan sólo en dos clases de superficies, el disipador de calor de área A_1 y la temperatura especificada T_1 y la superficie adiabática desde el punto de vista de la radiación de área A_r y temperatura desconocida T_r. Las superficies refractarias son sustancialmente adiabáticas, desde el punto de vista de la radiación, cuando el flujo de convección a su cara interna difiere de la pérdida externa a través de las paredes en una cantidad pequeña en comparación con la radiación incidente (la mayor parte de las paredes refractarias de hornos; pero no, por ejemplo, el techo de un horno de solera abierta). Cuando el disipador de calor de la cámara es una superficie continua, no existe ambigüedad en torno a A_1; cuando consiste en tubos montados cerca de una pared refractaria y paralelos a ella, y cuando la convección que se debe al flujo de gas por detrás y entre los tubos se puede despreciar en relación con la radiación, se puede reemplazar el sistema de pared de respaldo de tubos mediante un plano gris equivalente de área A_1 igual al de la pared cubierta por los tubos (y no sólo el área de proyección de los tubos), de temperatura T_1 igual a la de la superficie del tubo, y de emisividad y absortividad eficaz ε_1 igual a la fracción de la radiación, incidente sobre el sistema de tubos y material refractario del lado de la cámara del horno, que se absorbe tanto directamente como con ayuda del respaldo refractario. Esto se obtiene a partir de la ecuación (10-200), como se ilustra en el ejemplo 5. El concepto de área total de intercambio de gas-superficie de la subsección anterior se puede utilizar para formular el flujo neto del gas. A partir de él,

$$\dot{Q}_{Gneto} = (\overline{GS_1})_R \sigma (T_G^4 - T_1^4) + h_1 A_1 (T_G - T_1) \qquad (10\text{-}218)$$

Comúnmente, la convección es una parte pequeña de la velocidad total de transferencia. Su linealización en T^4 permite el reemplazamiento de $h_1(T_G - T_1)$ por $\sigma (T_G^4 - T_1^4)\, h_1 / 4\sigma T_{G1}^3$, en donde T_{G1} se puede determinar aproximadamente como la media aritmética de T_G y T_1 (que se supone, por primera vez, en el cálculo). Entonces, la ecuación (10-218) se hace

$$\dot{Q}_{Gneto} = \left[(\overline{GS_1})_R + \frac{h_1 A_1}{4\sigma T_{G1}^3} \right] \sigma (T_G^4 - T_1^4) \equiv (\overline{GS_1})_{R,c} \sigma (T_G^4 - T_1^4) \qquad (10\text{-}219)$$

La última parte de la ecuación define un área de intercambio seudototal que incluye margen para la convección del gas. Con esta ecuación de flujo, se debe combinar un balance de energía. Si T_0 es la temperatura de base, H_F la entalpía horaria de entrada de la corriente de alimentación (aire y combustible) por encima de esa base, Δ la cantidad en la que la temperatura del gas de salida es menor que la temperatura irradiante T_G (más adelante se tomará en consideración la clarividencia que se necesita para escoger Δ), y $\dot{m}C_p$ la capacidad calorífica horaria de los productos de combustión sobre el intervalo de temperatura $(T_G - \Delta)$ a T_0, el balance de energía es

$$H_F - \dot{Q}_G = (T_G - \Delta - T_0)\dot{m}C_p$$

Si se utiliza el mismo calor específico medio para definir T_{AF} (una especie de temperatura adiabática de la llama, dada por $T_0 + H_F/\dot{m}C_p$ y mucho mayor que el valor real), esas relaciones se podrán combinar con la ecuación (10-219), para eliminar la incógnita T_G y, mediante una manipulación adecuada, dar la relación carente de dimensión

$$\dot{Q}'D' + \tau^4 = (1 + \Delta' - \dot{Q}')^4 \qquad (10\text{-}220)$$

en donde Q' = eficiencia reducida del horno, la eficiencia real Q_G/H_F por la relación de temperaturas $(T_{AF} - T_0)/T_{AF}$; D' = densidad reducida de encendido.

$$\frac{H_F}{\sigma A_T T_{AF}^3 (T_{AF} - T_0)} \frac{A_T}{(\overline{GS_1})_{R,c}} \quad \text{o} \quad D \frac{A_T}{(\overline{GS_1})_{R,c}}$$

τ = temperatura reducida del disipador T_1/T_{AF}; $\Delta' = \Delta/T_{AF}$, la relación de la corrección de temperatura, a partir del punto medio de irradiación a la salida de la cámara, a la temperatura adiabática de la llama.

La ecuación (10-220) indica que la eficiencia de la cámara es función de la densidad de encendido, la temperatura de disipación del calor y el cambio de temperatura del gas Δ (en este punto, la cantidad arbitraria); y el término de densidad de encendido deja el margen apropiado para las variables operacionales, como el tipo de combustible, el aire en exceso o el precalentamiento del aire, que afectan la emisividad del gas a la temperatura de la llama, para la ocupación fraccionaria de las paredes por superficies de disipación y para la emisividad del disipador. Si el gas del horno está bien revuelto, Δ' se acerca a cero.

La relación de los valores reducidos de la eficiencia del horno $\dot{Q}'$ a la densidad de encendido D' y la temperatura de disipación τ, con $\Delta = 0$, se muestra en la figura 10-60, basada en la ecuación (10-220). Las zonas sombreadas indican los regímenes operacionales de una variedad amplia de tipos de hornos. Obsérvense las propiedades importantes de la función presentada: 1) conforme la velocidad de encendido D' desciende, la eficiencia aumenta y se acerca a $1 - \tau$ en el límite. (Esta conclusión se modifica si las pérdidas de la pared son importantes.) 2) Los cambios en la temperatura de disipación tienen poco efecto si $\tau < 0.3$. 3) Conforme las paredes del horno se acercan a la cubierta completa por un disipador negro [$C_S \varepsilon_1 \to 1$ en las ecuaciones (10-216) y (10-217)] y conforme la convección pierde importancia, el efecto de la emisividad de la llama sobre D' se hace de proporcionalidad inversa; así, a velocidades muy altas de encendido, en donde Q' se acerca a la

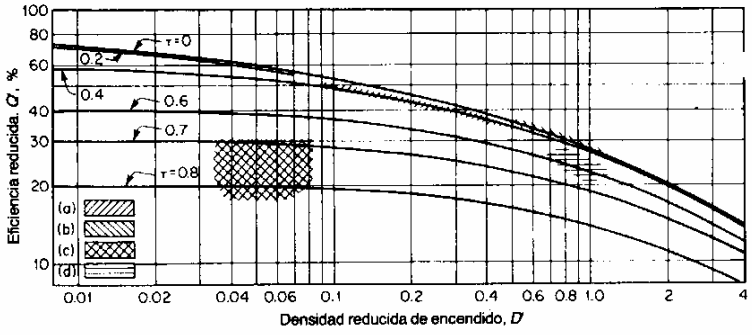


FIG. 10-60 Rendimiento térmico de cámaras de combustión bien agitadas; eficiencia reducida en función de la densidad reducida de combustión D' y la temperatura de difusión reducida τ. (*a*) Sección irradiante, alambiques de tubos para la destilación de petróleos y serpentines de disociación catalítica o pirolítica. (*b*) Cámaras de combustión de calentadores domésticos de agua. (*c*) Hornos abiertos. (*d*) Fosos de recalentamiento.

proporcionalidad inversa en relación con D', la eficiencia de la transferencia de calor varía en proporción directa con ε_G (cámaras de turbina de gas); pero en velocidades bajas de encendido, ε_G tiene efectos relativamente pequeños. 4) Cuando $C_S\varepsilon_1 \ll 1$ debido al hecho de que el disipador no es negro, o a la mucha superficie refractaria, el efecto del cambio de emisividad de la llama es producir un efecto mucho menos que proporcional sobre el flujo de calor.

El factor Δ, el margen para la agitación imperfecta se debe estimar. Los valores en el intervalo de 93 a 149°C (200 a 300°F) se ha encontrado que producen correlaciones de datos para una serie de pruebas sobre calentadores marinos. Δ aumenta al incrementarse $\dot{Q}'$ o disminuir D'; a falta de datos sobre el tipo de horno que interesa, una de las recomendaciones provisionales es la de que $\Delta' = \dot{Q}'/4$.

La ecuación (10-220) y la figura 10-60 sirven como marco para la correlación del desempeño de los hornos con los patrones de flujo -flujo taponado, perfil parabólico y flujo de recirculación- que difieren del modelo bien agitado [Hottel y Sarofim, *Int. J. Mass Heat Transfer*, **8**, 1153 (1965)]. Como podía esperarse, los hornos de flujo taponado muestran una eficiencia un poco más alta, los tipos de recirculación ligera un poco más baja y los de recirculación fuerte un desempeño que se parece mucho al del modelo bien agitado. La ecuación (10-220) se ha utilizado también para correlacionar datos sobre la sección irradiante de un alambique de tubos en el que τ varía de 0.34 a 0.47. La suposición de una media τ de 0.4 y un valor de $C\Delta'$ de $\dot{Q}'/4$ conduce, a partir de la ecuación (10-220), a

$$\frac{\dot{Q}' D' A_T}{\overline{(GS_1)}_{R,c}} = (1 - \frac{3}{4}\dot{Q}')^4 - (0.4)^4$$

Aunque $\overline{(GS_1)}_{R,c}$ varía con la temperatura del gas y el aire en exceso, se utiliza su valor medio. La desviación promedio de 10 puntos medidos de rendimiento de la relación anterior fue de sólo 3.8%, aun cuando no se determinaron constantes de la ecuación en forma empírica a partir de datos del horno [Hottel, *J. Inst. Fuel*, **34**, 220 (1961)].

Margen para las pérdidas de la pared Los hornos de calentador de vapor, los alambiques de tubos y los hornos reformadores son sistemas usuales en los que, para simplificar la ecuación que los rige, se pasan por alto las pérdidas de la pared, como se hizo en la ecuación (10-220). Sin embargo, en muchos hornos de alta temperatura, sobre todo en los que contienen grandes áreas de paredes refractarias, no se pueden pasar por alto las pérdidas de la pared. Si la pérdida de la pared a través de áreas refractarias A_r se acerca a $\dot{Q}_{\text{pérdida}} = UA_r(T_G - T_0)$, en donde U se da por medio de $1/(1/h_{c,\text{interno}} + \Sigma W_i/k_i + 1/h_{c+r,\text{externo}})$ en donde W_i es el espesor de la pared que tiene conductividad térmica k_i, se encontrará que el único cambio en la ecuación (10-220) es agregar al lado derecho el término $L'(1 + \Delta' - \dot{Q}' - T_0')$ para dar

$$\dot{Q}'D' + \tau^4 = (1 + \Delta' - \dot{Q}')^4 + L'(1 + \Delta' - \dot{Q}' - T_0') \tag{10-221}$$

L', denominada grupo de pérdidas de pared, y T_0', la temperatura base normalizada, son dos nuevos parámetros no dimensionales:

$$L' = \frac{UA_r}{T_{AF}^3 \sigma \overline{(GS_1)}_{R,c}} \tag{10-221a}$$

$$T_0' = T_0/T_{AF} \tag{10-221b}$$

En el análisis modificado resumido por la ecuación (10-221), $\dot{Q}'$ se refiere a la pérdida de energía de los gases, como antes, pero no a una ganancia útil del material; en lugar de ello, es ahora la ganancia del material más la pérdida de la pared. Esas cantidades, expresadas como relaciones a la entalpía en el combustible del aire que entra al horno, se dan por medio de

$$\text{Eficiencia del horno} + \text{pérdida fraccionaria a través de paredes refractarias} = \frac{\dot{Q}'}{1 - T_0'} \tag{10-222}$$

$$\text{Pérdida fraccionaria a través de paredes refractarias} = \frac{L'}{D'}\left(1 + \frac{\Delta' - \dot{Q}'}{1 - T_0'}\right) \tag{10-223}$$

$$\text{Eficiencia del horno} = \text{diferencia} \tag{10-224}$$

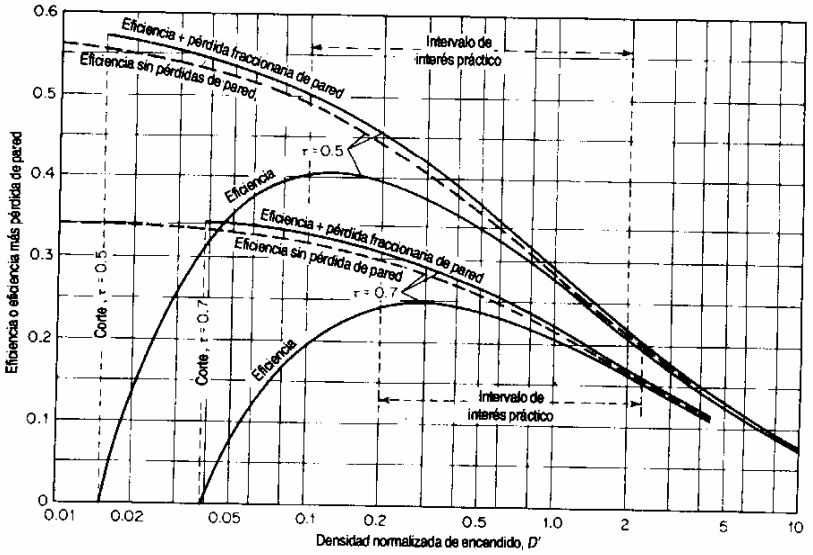


FIG. 10-61 Efecto del factor de pérdida por la pared L sobre el rendimiento de la cámara de combustión; $L' = 0.02$, $\tau = 0.5$ y 0.7.

Temperatura normalizada del gas de salida

$$\equiv T_G/T_{AF} = 1 + \Delta' - \dot{Q}' \qquad (10\text{-}225)$$

El **efecto de las pérdidas de paredes refractarias** se mostrará mediante la utilización de la ecuación (10-221) en la aplicación a un horno a alta temperatura (para el que se supondrá que Δ es igual a cero). Con temperaturas de los ambientes del horno, el material en el horno y la llama adiabática, de 15.6°C (60°F), 882°C y 2038°C (1620°F y 3700°F), respectivamente, los valores de $T\dot{0}$ y τ se hacen de $^1/_8$ y $^1/_2$. Con A_1, A_r y $(GS_1)_{R,c}$ como 37.2 m^2, 92.9 m^2 y 20.9 m^2 (400, 1000 y 225 ft^2), y con U = 3.151 J/(m^2·s·K)[0.555 Btu/ft^2·h·°F)], el factor de pérdida adimensional L' se hace 0.02. Para estas condiciones, las relaciones (10-221) a (10-224) dan los valores para la eficiencia y la pérdida fraccionaria de la pared en función de la densidad normalizada de encendido que se da en la figura 10-61, en el conjunto superior de tres curvas. Con velocidades de encendido muy altas, la eficiencia es baja y la pérdida de pared es diminuta en comparación con la velocidad de transferencia al material. Al reducirse la velocidad de encendido, la transferencia fraccionaria total del gas (eficiencia del horno más pérdida fraccionaria a través de las paredes calientes), aumenta continuamente, hasta alcanzar en el límite el valor de $(1 + \Delta' - \tau)$. Durante esta disminución de la velocidad de encendido, la eficiencia aumenta, pasa por un punto máximo y llega a cero en la velocidad de encendido en el que los gases y las superficies refractarias están tanto más calientes y más frías, respectivamente, que el material, como para reducir la transferencia neta de calor útil a cero. En la figura 10-61 se incluye un segundo conjunto de curvas (las tres inferiores) para un horno con la misma temperatura adiabática de la llama y el mismo factor de pérdidas L' que antes, pero con una temperatura más ligera del material, $T_{material}$ = 1344°C (2452°F), lo que hace que τ = 0.7. Por supuesto, la eficiencia es menor y el punto de corte de eficiencia cero se presenta en una velocidad más alta de encendido.

Este modelo de transferencia de calor en cámaras de combustión se puede utilizar de diversas formas: **1)** si se debe estimar el rendimiento de un nuevo tipo de horno, el valor de $(GS_1)_{R,c}$ que se utilizará en la ecuación (10-220) o la (10-221) se debe estimar a partir de los primeros principios o, mediante suposiciones de simplificación, a partir de ecuaciones como la (10-215) y la (10-216). **2)** Si se dispone de datos sobre el rendimiento en un horno dado, se podrá utilizar la estructura de la ecuación (10-220) o la (10-221): pero $(GS_1)_{R,c}$ se evaluará a partir de los datos. La técnica consiste en preparar una gráfica, como la de la figura 10-61, basada en valores de L', τ, y $T\dot{0}$ específicos del horno. Una segunda gráfica de valores experimentales de la eficiencia del horno (escala aritmética) en función de la velocidad de encendido (escala logarítmica) se superpone a continuación sobre la primera y se modifica la posición de la escala de la abscisa hasta obtener una mejor coincidencia. En esa forma se puede obtener un valor para $(GS_1)_{R,c}$ que debe variar un poco con la relación del aire al combustible, pero muy poco con la velocidad de encendido. **3)** Si se dispone de datos sobre varios hornos de una sola clase, un tratamiento similar podrá conducir a una ecuación parcialmente empírica, basada en reglas simplificadas para la obtención de $(GS_1)_{R,c}$ o un valor eficaz de Δ. Puesto que las ecuaciones (10-220) y (10-221) tienen una estructura que cubre una variedad amplia de tipos de hornos y bases teóricas sanas, se sugieren estructuras más seguras de ecuaciones empíricas de diseño que muchas de las ecuaciones que se encuentran en los libros de texto sobre ingeniería.

Frank L. Rubin,
Consultants, Hous
Society of Mecha
biadores de calor
gases. Editor de la

Herbert A. Moak
American Society
lamiento térmico)

Arthur D. Holt,
Manufacturing Co
calor para sólidos

F. C. Standiford
Institute of Chemi
Engineer. (Evapo

David Stuhlbarg
Chemical Enginee

INTERCAMBIA
Tipos y definiciones
Numeración de tan
Definiciones funci
Consideraciones gen
Selección de la tra
Códigos de constr
Vibración del haz
Pruebas . . . .
Tipos principales de
Intercambiador de
Intercambiador de
Intercambiador de

la eficiencia es menor
i en una velocidad más

aras de combustión se
stimar el rendimiento
: que se utilizará en la
a partir de los primeros
ación, a partir de ecua-
lispone de datos sobre
la estructura de la ecua-
valuará a partir de los
a, como la de la figura
del horno. Una segun-
ncia del horno (escala
ndido (escala logarít-
mera y se modifica la
ner una mejor coinci-
lor para $(GS_1)_{R,\varepsilon}$ que
ombustible, pero muy
lispone de datos sobre
similar podrá condu-
ada en reglas simpli-
or eficaz de Δ. Puesto
in una estructura que
r bases teóricas sanas,
ones empíricas de di-
uentran en los libros de

Sección 11

Equipos de transferencia de calor

Frank L. Rubin, B.A., B. Ch. E., *Engineering Consultant, Practical Heat Transfer Consultants, Houston; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Society of Mechanical Engineers; Registered Professional Engineer (Intercambiadores de calor de coraza y tubo. Otros intercambiadores de calor para líquidos y gases. Editor de la Sección)*

Herbert A. Moak, B.S., *Project Engineer, E. I. du Pont de Nemours & Co.; Member, American Society for Testing and Materials; Registered Professional Engineer. (Aislamiento térmico)*

Arthur D. Holt, *Formerly Consultant, Processing Equipment Division, The Jeffrey Manufacturing Co.; Registered Professional Engineer; Retired. (Intercambiadores de calor para sólidos)*

F. C. Standiford, M. S., *President, W. L. Badger Associates, Inc.; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Chemical Society; Registered Professional Engineer. (Evaporadores)*

David Stuhlbarg, Ch.E., *Heat-Transfer Consultant; Member, American Institute of Chemical Engineers; Retired. (Serpentines de tanques)*

INTERCAMBIADORES DE CALOR DE CORAZA Y TUBO

Tipos y definiciones 11-3
Numeración de tamaños y designación de tipos 11-3
Definiciones funcionales 11-3
Consideraciones generales de diseño 11-3
Selección de la trayectoria de flujo 11-3
Códigos de construcción 11-3
Vibración del haz de tubos 11-5
Pruebas 11-6
Tipos principales de construcción 11-6
Intercambiador de calor de espejo fijo 11-8
Intercambiador de calor de tubo en U 11-9
Intercambiador de anillo de cierre hidráulico 11-10
Intercambiador de cabezal flotante con empaque exterior 11-10
Intercambiador de cabezal flotante interno 11-10
Intercambiador de cabezal frotante removible 11-10
Construcción del lado de los tubos 11-10
Cabezal del lado del tubo 11-10
Cierres especiales para alta presión 11-12
Pasos del lado del tubo 11-12
Tubos 11-12
Juntas de tubos laminadas 11-12
Juntas de tubos soldadas 11-13
Juntas de espejos dobles 11-13
Construcción del lado de la coraza 11-13

Tamaños de corazas . . . 11-13
Configuraciones del lado de la coraza . . . 11-13
Deflectores y haces de tubos . . . 11-13
Deflectores segmentados . . . 11-13
Deflectores de varilla . . . 11-18
Tirantes y espaciadores . . . 11-18
Deflectores antichoque . . . 11-19
Distribución de vapor . . . 11-19
Derivación del haz de tubos . . . 11-19
Deflectores longitudinales . . . 11-19
Corrosión en intercambiadores de calor . . . 11-19
Materiales de construcción . . . 11-19
Tubos bimetálicos . . . 11-19
Espejos revestidos . . . 11-20
Construcción no metálica . . . 11-20
Fabricación . . . 11-20
Costos de intercambiadores de coraza y tubo . . . 11-20

OTROS INTERCAMBIADORES DE CALOR PARA LÍQUIDOS Y GASES

Intercambiadores de tubería doble y secciones multitubulares . . . 11-21
Intercambiadores del tipo de placa . . . 11-22
Intercambiadores de placa en espiral . . . 11-22
Intercambiadores de placa y armazón . . . 11-22
Intercambiadores de calor de aleta y placa con soldadura fuerte . . . 11-24
Superficie de placa, aleta y tubo . . . 11-24
Intercambiadores de bloques de grafito . . . 11-24
Enfriadores en cascada . . . 11-24
Enfriadores atmosféricos . . . 11-24
Intercambiador tubular tipo bayoneta . . . 11-24
Intercambiadores de tubo en espiral . . . 11-24
Intercambiadores de tubo en espiral para servicio criogénico . . . 11-25
Intercambiadores de película descendente . . . 11-26
Enfriadores y condensadores de líquido . . . 11-26
Evaporadores . . . 11-26
Absorbedores . . . 11-26
Congeladores . . . 11-26
Intercambiadores de calor de teflón . . . 11-26
Intercambiadores de superficie escariada (raspada) . . . 11-26
Intercambiadores de calor enfriados por aire . . . 11-27
Tiro forzado e inducido . . . 11-27
Haz de tubos . . . 11-28
Tubería . . . 11-28
Construcción de tubos con aletas . . . 11-28
Ventiladores . . . 11-28
Impulsores de ventiladores . . . 11-29
Cámaras impelentes y anillo de ventilador . . . 11-29
Control del flujo de aire . . . 11-30
Recirculación del aire . . . 11-30
Enfriadores con adaptación . . . 11-30
Cámaras de humidificación . . . 11-30
Enfriamiento por evaporación . . . 11-30
Condensadores de vapor . . . 11-31
Condensadores aguas arriba enfriados por aire . . . 11-31
Costos de intercambiadores de calor enfriados por aire . . . 11-31
Consideraciones de diseño . . . 11-31
Calentamiento y enfriamiento de tanques . . . 11-32
Serpentines de tanques . . . 11-32
Serpentines de inmersión de teflón . . . 11-33
Calentadores de bayoneta . . . 11-33
Serpentines externos y rastreadores . . . 11-33
Recipientes enchaquetados . . . 11-33

EVAPORADORES

Problemas primarios de diseño . . . 11-34
Problemas de selección . . . 11-34
Tipos de evaporadores y sus aplicaciones . . . 11-34
Evaporadores de circulación forzada . . . 11-35
Evaporadores verticales de tubo corto . . . 11-36
Evaporadores verticales de tubo largo . . . 11-36
Evaporadores de tubo horizontal . . . 11-38
Formas diversas de superficies de calentamiento . . . 11-38
Evaporadores sin superficies de calentamiento . . . 11-38
Transferencia de calor en evaporadores . . . 11-39
Utilización de la diferencia de temperaturas . . . 11-39
Separación vapor-líquido . . . 11-40
Arreglos de evaporadores . . . 11-41
Evaporadores de efecto simple . . . 11-41
Termocompresión . . . 11-41
Evaporación de efecto múltiple . . . 11-42
Evaporadores de agua de mar . . . 11-43
Cálculos de evaporadores . . . 11-43
Evaporadores de efecto simple . . . 11-43
Evaporadores de termocompresión . . . 11-44
Evaporadores instantáneos . . . 11-44
Evaporadores de efecto múltiple . . . 11-44
Optimización . . . 11-45
Accesorios para evaporadores . . . 11-46
Condensadores . . . 11-46
Sistemas de venteo . . . 11-46
Eliminación de la sal . . . 11-47
Costos y operación de los evaporadores . . . 11-47
Costo de capital . . . 11-47
Costo de operación . . . 11-48
Operación del evaporador . . . 11-48

INTERCAMBIADORES DE CALOR PARA SÓLIDOS

Equipos para solidificación . . . 11-48
Tipo de mesa . . . 11-48
Tipo de bandeja agitada . . . 11-49
Tipo vibratorio . . . 11-49
Tipo de banda . . . 11-49
Tipo de tambor giratorio . . . 11-49
Tipo de anaquel giratorio . . . 11-50
Equipos para fusión de sólidos . . . 11-50
Tipo de tanque horizontal . . . 11-50
Tipo de caldera vertical agitada . . . 11-50
Tipo de molino . . . 11-50
Equipo de transferencia de calor para sólidos laminados . . . 11-51
Unidades cilíndricas de transferencia de calor . . . 11-51
Equipo de transferencia de calor para sólidos divididos . . . 11-53
Tipo de lecho fluidificado . . . 11-53
Tipo de lecho móvil . . . 11-53
Tipo de bandeja agitada . . . 11-53
Dispositivos amasadores . . . 11-54
Dispositivos de anaquel . . . 11-54
Dispositivos de coraza giratoria . . . 11-54
Dispositivos de banda transportadora . . . 11-55
Dispositivos de transportador en espiral . . . 11-55
Dispositivos mezcladores de cono doble . . . 11-56
Dispositivos de transportador vibratorio . . . 11-57
Dispositivos elevadores . . . 11-57
Dispositivos de transporte neumático . . . 11-58
Tipos de anaqueles al vacío . . . 11-58

AISLAMIENTO TÉRMICO

Materiales de aislamiento . . . 11-59
Materiales . . . 11-59
Conductividad térmica (factor *K*) . . . 11-59
Acabados . . . 11-60
Selección del sistema . . . 11-60
Sistemas criogénicos al alto vacío . . . 11-60
Temperatura baja . . . 11-60
Temperatura moderada y alta . . . 11-61
Espesor económico del aislamiento . . . 11-62
Ejemplo 1 . . . 11-65
Ejemplo 2 . . . 11-65
Ejemplo 3 . . . 11-65
Prácticas de instalación . . . 11-65
Tubería . . . 11-65
Método de protección . . . 11-65
Capa doble . . . 11-66
Acabado . . . 11-66
Tanques, recipientes y equipo . . . 11-66
Método de protección . . . 11-66
Acabado . . . 11-66

TIPOS Y DEFINI

Los intercambiadores
más importante de lo
tión en las plantas de
cada vez mayor hinc
intercambiadores se
resumen en la tabla 1

Numeración de ta
comendadas para la d
cionales de coraza y
Tubular Exchanger
mación de la sexta e
en los siguientes párr

Se recomienda qu
se designe mediante

1. *Tamaño.* Los tama
nar mediante números q
y las longitudes de los t

2. *Diámetro.* El diám
raza, en pulgadas, redo
dores de caldera, el diám
de la coraza, redondead

3. *Longitud.* La long
del tubo para tramos rec
en U, la longitud será la
acodamiento.

4. *Tipo.* La designaci
zal estacionario, la cora
bezal posterior, en ese o

Ejemplos caracteri
anillo partido, con cubie
rior de 591 mm (23 1/4
23-192 TIPO AES.

B) Intercambiador de
coraza de flujo partido,
m (7 ft) de longitud en t

C) Rehervidor de cal
nario como parte integr
940 mm (37 in) de diám
longitud. TAMAÑO 23

D) Intercambiador d
posterior de tipos de ca
diámetro, con tubos de

E) Intercambiador d
como parte integrante d
de diámetro interior, co
TIPO CEN.

Definiciones fun
pueden designar por
exterior, etc.) o por
etc.). Casi cualquier
quiera de las funcion
minos los definió D

Equipo
Congelador
Condensador

o 11-38
. 11-38
. 11-39
. 11-39
. 11-40
. 11-41
. 11-41
. 11-41
. 11-42
. 11-43
. 11-43
. 11-43
. 11-44
. 11-44
. 11-44
. 11-45
. 11-46
. 11-46
. 11-46
. 11-47
. 11-47
. 11-47
. 11-48
. . . . . 11 48

IRA SÓLIDOS

. 11-48
. 11-48
. 11-49
. 11-49
. 11-49
. 11-49
. 11-50
. 11-50
. 11-50
. 11-50
. 11-50

. 11-51
. 11-51
los 11-53
. 11-53
. 11-53
. 11-53
. 11-54
. 11-54
. 11-54
. 11-55
. 11-55
. 11-56
. 11-57
. 11-57
. 11-58
. 11-58

)
. 11-59
. 11-59
. 11-59
. 11-60
. 11-60
. 11-60
. 11-60
. 11-61
. 11-62
. 11-65
. 11-65
. 11-65
. 11-65
. 11-65
. 11-65
. 11-66
. 11-66
. 11-66
. 11-66
. 11-66

INTERCAMBIADORES DE CALOR DE CORAZA Y TUBO

TIPOS Y DEFINICIONES

Los intercambiadores del tipo de coraza y tubo constituyen la parte más importante de los equipos de transferencia de calor sin combustión en las plantas de procesos químicos, aun cuando se está haciendo cada vez mayor hincapié en otros diseños. Los tipos principales de intercambiadores se muestran en la figura 11-1 y sus características se resumen en la tabla 11-1.

Numeración de tamaños y designación de tipos Las prácticas recomendadas para la designación de intercambiadores de calor convencionales de coraza y tubo mediante números y letras las estableció la Tubular Exchanger Manufacturers Association (TEMA). Esta información de la sexta edición de la obra TEMA Standards se reproduce en los siguientes párrafos.

Se recomienda que el tipo y el tamaño del intercambiador de calor se designe mediante números y letras.

1. *Tamaño.* Los tamaños de las corazas (y los haces de tubos) se deben designar mediante números que describan los diámetros de la coraza (y el haz de tubos) y las longitudes de los tubos como sigue:

2. *Diámetro.* El diámetro nominal tiene que ser el diámetro interior de la coraza, en pulgadas, redondeado al número entero más cercano. Para los rehervidores de caldera, el diámetro nominal será el diámetro del orificio seguido por el de la coraza, redondeados al entero más cercano.

3. *Longitud.* La longitud nominal será la del tubo, en pulgadas. La longitud del tubo para tramos rectos se considerará como la longitud real total. Para tubos en U, la longitud será la del tramo recto desde el extremo del tubo a la tangente al acodamiento.

4. *Tipo.* La designación de tipo se hará mediante letras que describen el cabezal estacionario, la coraza (que se omite para los haces exclusivamente) y el cabezal posterior, en ese orden, como se indica en la figura 11-1.

Ejemplos característicos *A)* Intercambiador de calor de cabeza flotante y anillo partido, con cubierta y canal desmontables, de paso simple, diámetro interior de 591 mm (23 1/4 in) con tubos de 4.9 m (16 ft) de longitud. TAMAÑO 23-192 TIPO AES.

B) Intercambiador de tubo en U, con cabezal estacionario del tipo de casquete, coraza de flujo partido, de 483 mm (19 in) de diámetro interior, con tubos de 2.13 m (7 ft) de longitud en tramos rectos. TAMAÑO 19-84 TIPO GBU.

C) Rehervidor de caldera, de cabezal flotante extraíble, con cabezal estacionario como parte integrante del espejo, 584 mm (23 in) de diámetro de orificio y 940 mm (37 in) de diámetro interno de la coraza, con tubos de 4.9 m (16 ft) de longitud. TAMAÑO 23 / 37-192 TIPO CKT.

D) Intercambiador de espejo fijo con cubierta y canal desmontables, cabezal posterior de tipos de casquete, coraza de dos pasos, de 841 mm (33 1/8 in) de diámetro, con tubos de 2.4 m (8 ft) de longitud. TAMAÑO 33-96 TIPO AFM.

E) Intercambiador de espejo fijo con cabezales estacionarios y posteriores, como parte integrante de los espejos, coraza de paso simple, de 432 mm (17 in) de diámetro interior, con tubos de 4.9 m (16 ft) de longitud. TAMAÑO 17-192 TIPO CEN.

Definiciones funcionales Los equipos de transferencia de calor se pueden designar por el tipo (o sea, espejo fijo, cabezal empaquetado exterior, etc.) o por la función (enfriador, condensador, congelador, etc.). Casi cualquier tipo de unidad se puede utilizar para realizar cualquiera de las funciones enumeradas o todas ellas. Muchos de estos términos los definió Donahue [*Pet. Process.*, p. 103 (marzo de 1956)].

Equipo	Función
Congelador	Enfría un fluido a una temperatura inferior a la que se puede obtener, si se utiliza sólo agua como enfriador. Usa un refrigerante, que puede ser amoniaco o freón.
Condensador	Condensa un vapor o una mezcla de vapores, ya sea solos o en presencia de un gas no condensable.
Condensador parcial	Condensa vapores a un punto bastante elevado para proporcionar una diferencia de temperaturas suficiente para precalentar una corriente fría de fluido de proceso. Esto ahorra calor y elimina la necesidad de proporcionar un precalentador por separado (que utilice vapor o llama).
Condensador final	Condensa los vapores a una temperatura final de almacenamiento de, aproximadamente, 37.8°C (100 °F). Utiliza el enfriamiento por agua, lo que quiere decir que el calor transferido se pierde para el proceso.
Enfriador	Enfría líquidos o gases por medio de agua.
Intercambiador	Realiza una función doble: 1) calienta un fluido frío por medio de 2) un fluido caliente, que se enfría. No se pierde ninguna parte del calor transferido.
Calentador	Aplica un calor sensible a un líquido o a un gas, mediante la condensación de vapor o Dowtherm.
Rehervidor	Conectado a la base de una torre fraccionadora, proporciona el calor de reebullición que se necesita para la destilación. El medio de calentamiento puede ser vapor o un fluido caliente proveniente del proceso.
Rehervidor de termosifón	Se obtiene la circulación natural del medio en ebullición, al mantener una carga suficiente de líquido para asegurar la circulación.
Rehervidor de circulación forzada	Se emplea una bomba para obligar al líquido a pasar por el rehervidor.
Generador de vapor	Genera vapor para uso en cualquier punto de la planta, mediante la utilización de calor de alto nivel disponible en el alquitrán o en los aceites pesados.
Sobrecalentador	Calienta un vapor por encima de la temperatura de saturación.
Vaporizador	Un calentador que vaporiza parte del líquido.
Caldera de calor residual	Produce vapor; es similar al generador de vapor, con la excepción de que el medio de calentamiento es un gas o un líquido caliente que se produce en una reacción química.

CONSIDERACIONES GENERALES DE DISEÑO

Selección de la trayectoria de flujo Al escoger la trayectoria de flujo para dos fluidos, a través del intercambiador, se utilizan varios métodos. El fluido del lado del tubo es más corrosivo o está más sucio o a una presión más alta. El fluido del lado de la coraza es un líquido de viscosidad elevada, o bien, un gas.

Cuando se requiere la construcción con alguna aleación especial para uno de los dos fluidos, una coraza de acero al carbono, combinada con piezas tubulares de la aleación de que se trate, será menos costosa que la aleación en contacto con el fluido, del lado de la coraza, combinada con cabezales de acero al carbono.

La limpieza del interior de los tubos se hace con mayor facilidad que la de las superficies exteriores.

Para presiones manométricas de más de 2068 kPa (300 lbf/in^2) para uno de los fluidos, la construcción menos costosa coloca al fluido de presión elevada en los tubos.

Para una caída de presión dada, se obtienen coeficientes de transferencia de calor más elevados del lado de la coraza que en el tubo.

Las detenciones en la operación del intercambiador de calor se deben, casi siempre, al atascamiento, la corrosión y la erosión.

Códigos de construcción La obra "Rules for Construction of Pressure Vessels, Division 1", que forma parte de la sección VIII del ASME, Boiler and Pressure Vessel Code (American Society of Mechanical Engineers), sirve como código de construcción al proporcionar normas mínimas. Por lo común, aparecen nuevas ediciones del código cada tres años. Se hacen revisiones intermedias en forma semianual, como adiciones. El respeto a los requisitos del código ASME es obli-

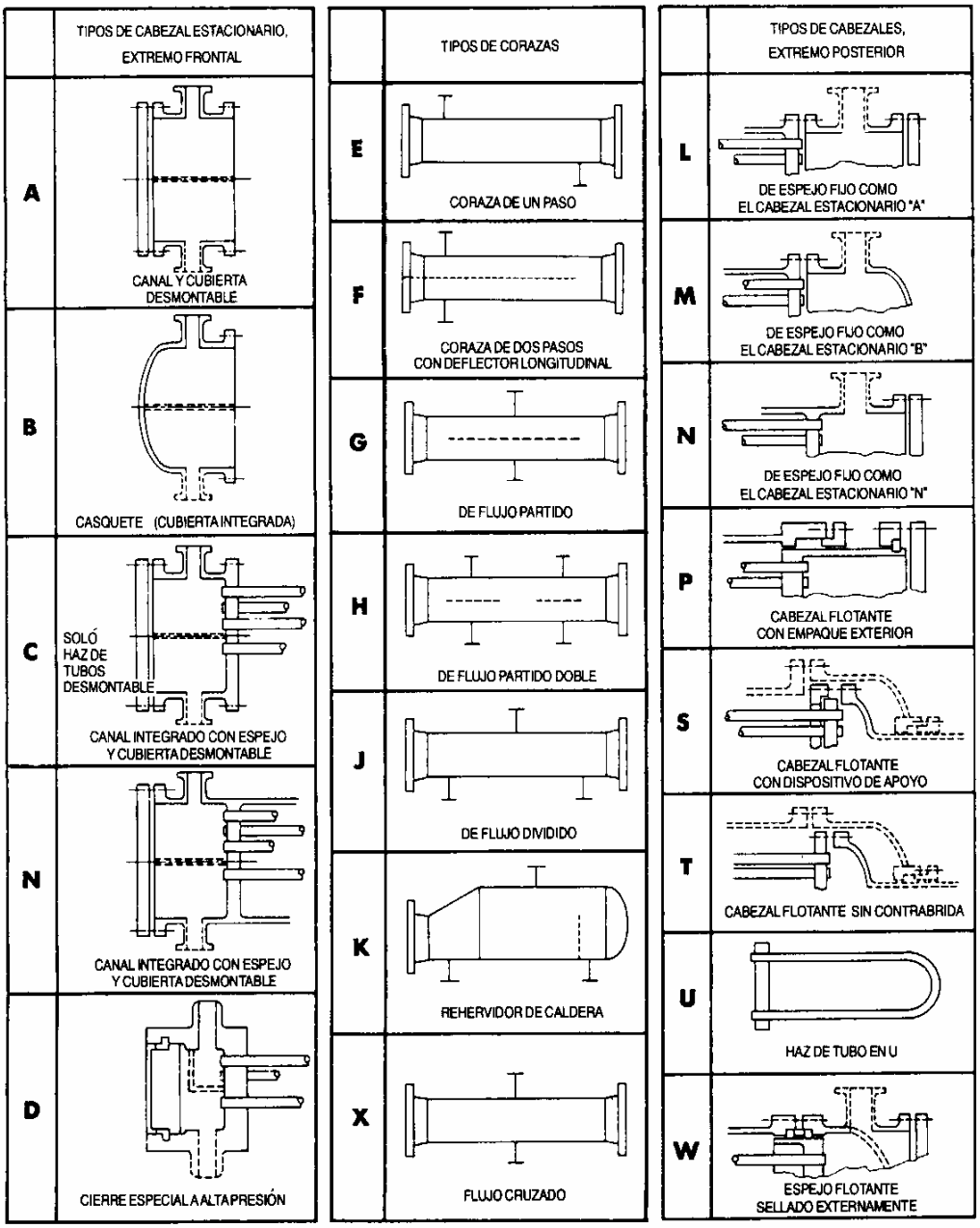


FIG. 11-1 Designación de tipo TEMA para intercambiadores de calor de coraza y tubo (*Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association* 6a ed., 1978).

TABLA 11-1. Car

Tipo de diseño

TEMA, de tipo de cabe
rior

Aumentos relativos de
A (el menos caro) a *E* (
ro)

Disposición para la exp
ferencial

Haz retirable

Es posible reemplazar

Tubos individuales ree
bles

Limpieza de los tubos
productos químicos, p
por fuera

Limpieza del interior
forma mecánica

Limpieza del ext. del t
ma mec:

Paso triangular

Paso cuadrado

Limpieza por chorro d

Tubo interior

Tubo exterior

Es factible un espejo d

Número de pasos de t

Empaques internos eli

NOTA: Costos relati

*Modificada de la pá

† Se han construido h

†† La configuración
limpieza)/ $\sqrt{3}$. es posi

‡ Para un número im

gatorio en gran parte
tas reglas no fueron
embargo, se ha inclu
del intercambiador
apéndice sobre junt
están desarrollando
calor.

La obra *Standard*
tion, 6a ed., 1978 (qu
ve para complement
ciones de intercambi
de la construcción de
es "para los requisito
leras y de procesamie
normas se diseñan p
riguroso y las condic
aplicaciones". El dis
comúnmente modera
procesamiento", mie
de procesos químico

Los requisitos de d
de construcción. Las
y Rubin las enumeró

Entre los temas de
turas, tolerancias de

TABLA 11-1. Características de los principales intercambiadores del tipo de coraza y tubo*

Tipo de diseño	Espejo fijo	Tubo en *U*	Cabezal flotante de anillo de cierre hidráulico	Cabezal flotante interno (anillo de apoyo dividido)	Cabezal flotante con empaque exterior	Cabezal flotante sin contrabrida
TEMA, de tipo de cabezal posterior	L o M o N	U	W	S	P	T
Aumentos relativos de costos de *A* (el menos caro) a *E* (el más caro)	B	A	C	E	D	E
Disposición para la expansión diferencial	Junta de expansión en la coraza	Tubos individuales con libertad para dilatarse	Cabezal flotante	Cabezal flotante	Cabezal flotante	Cabezal flotante
Haz retirable	No	Sí	Sí	Sí	Sí	Sí
Es posible reemplazar el haz	No	Sí	Sí	Sí	Sí	Sí
Tubos individuales reemplazables	Sí	Sólo los de la hilera exterior[†]	Sí	Sí	Sí	Sí
Limpieza de los tubos mediante productos químicos, por dentro y por fuera	Sí	Sí	Sí	Sí	Sí	Sí
Limpieza del interior del tubo, en forma mecánica	Sí	Se necesitan herramientas especiales	Sí	Si	Sí	Sí
Limpieza del ext. del tubo, en forma mec:						
Paso triangular	No	No[††]	No[††]	No[††]	No[††]	No[††]
Paso cuadrado	No	Sí	Sí	Sí	Sí	Sí
Limpieza por chorro de agua:						
Tubo interior	Sí	Se necesitan herramientas especiales	Sí	Sí	Si	Si
Tubo exterior	No	Sí	Sí	Sí	Sí	Sí
Es factible un espejo doble	Sí	Sí	No	No	Si	Si
Número de pasos de tubos	Sin limitaciones prácticas	Es posible cualquier número par	Limitado a uno o dos pasos	Sin limitaciones prácticas[&]	Sin limitaciones prácticas	Sin limitaciones prácticas&
Empaques internos eliminados	Sí	Sí	Sí	No	Sí	No

NOTA: Costos relativos, *A* y *B* no son significativamente distintos y se intercambian para tramos largos de tubos.

*Modificada de la página a-8 del Patterson-Kelley Co. Manual No. 700A, "Heat Exchangers".

† Se han construido haces de tubos en U con soporte que permiten que los acodamientos en U se separen, para reemplazar el tubo al interior del haz.

†† La configuración triangular normal no permite la limpieza mecánica. Con una configuración triangular ancha que es igual a 2 (diámetro de tubo más pista de limpieza)/$\sqrt{3}$. es posible la limpieza mecánica de los haces desmontables. Este gran espaciamiento no se utiliza con mucha frecuencia.

& Para un número impar de pasos del lado del tubo, el cabezal flotante requiere una junta con empaque o una de expansión.

gatorio en gran parte de Estados Unidos y Canadá. Originalmente, estas reglas no fueron preparadas para intercambiadores de calor. Sin embargo, se ha incluido la junta soldada entre el espejo y la coraza del intercambiador de calor de espejo fijo. También se incluye un apéndice sobre juntas de espejo a tubo, que no es obligatorio. Se están desarrollando reglas adicionales para los intercambiadores de calor.

La obra *Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association*, 6a ed., 1978 (que se denomina comúnmente normas TEMA), sirve para complementar y definir el código ASME para todas las aplicaciones de intercambiadores de calor del tipo de coraza y tubo (aparte de la construcción de tubería doble). El diseño de clase *R* de la TEMA es "para los requisitos generalmente severos de las aplicaciones petroleras y de procesamientos conexos. Los equipos fabricados según esas normas se diseñan para obtener seguridad y duración en el servicio riguroso y las condiciones de mantenimiento que se requieren en esas aplicaciones". El diseño de clase *C* de la TEMA es "para los requisitos comúnmente moderados de las aplicacione comerciales y generales de procesamiento", mientras que la clase *B* de la TEMA es "para servicios de procesos químicos".

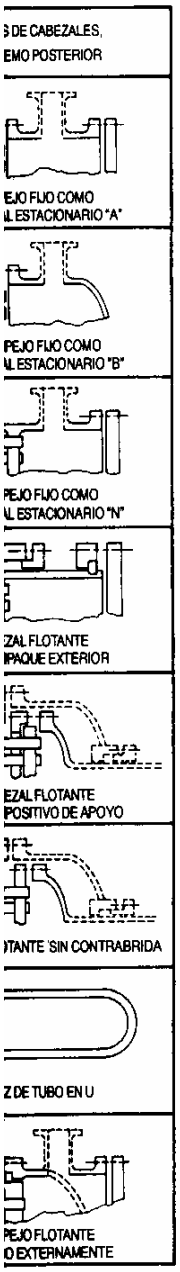
Los requisitos de diseño mecánico son idénticos para las tres clases de construcción. Las diferencias entre las clases TEMA son mínimas y Rubin las enumeró [*Hydrocarbon Process.*, **59**, 92 (Jun. 1980)].

Entre los temas de las normas de la TEMA se encuentran nomenclaturas, tolerancias de fabricación, inspección, garantías, tubos, corazas, deflectores y placas de apoyo, cabezales flotantes, empaques, espejos, canales, toberas, bridas de los extremos y pernos, especificaciones sobre materiales y resistencias al atascamiento por acumulación de suciedad.

La obra *Shell and Tube Heat Exchangers for General Refinery Services*, API Standard 660, 4th. ed., 1982, la publica el American Petroleum Institute para complementar tanto las normas TEMA como el código ASME. Muchas compañías en los campos de procesamiento químico y petrolero tienen sus propias normas para complementar esos diversos requisitos. *The Interrelationships between Codes, Standards, and Customer Specifications for Process Heat Transfer Equipment* es un volumen editado por F.L. Rubin y publicado por ASME en diciembre de 1979. (Para un estudio sobre códigos de recipientes a presión, véase la sección 6.)

Las presiones y las temperaturas de diseño para los intercambiadores se especifican por lo común con un margen de seguridad que va más allá de las condiciones esperadas en servicio. La presión de diseño suele ser en general de aproximadamente 172 kPa (25 lbf/in^2) mayor que la máxima esperada durante el funcionamiento o al detenerse la bomba. La temperatura de diseño es, por lo común, de 14°C (25°F) más alta que la temperatura máxima en servicio.

Vibración del haz de tubos El daño causado por la vibración de tubos ha llegado a ser un fenómeno creciente cuando las dimensiones de los intercambiadores de calor y las cantidades de flujo se incrementan. El flujo del lado de la coraza, la configuración de los deflectores y



Association 6a ed., 1978).

el claro de los tubos no soportados son aspectos básicos. Los mecanismos de la vibración de tubos son los siguientes:

Derramamiento en vórtice La frecuencia de derramamiento del fluido en sistemas de flujo cruzado sobre los tubos puede coincidir con una frecuencia natural de los tubos y provocar vibraciones resonantes en un intervalo amplio.

Acoplamiento elástico de fluido El fluido que fluye sobre los tubos provoca en ellos vibración en forma de movimiento en remolino. El mecanismo del acoplamiento elástico tiene lugar cuando se excede la velocidad "crítica" y la vibración es autoexcitante y crece en amplitud. Este mecanismo ocurre con mucha frecuencia en intercambiadores de calor de proceso que han sufrido daño por vibración.

Fluctuación de la presión Las fluctuaciones de la presión a causa de la turbulencia desarrollada en el cuerpo de un cilindro, o los que llegan al mismo desde la corriente al entrar al sistema pueden causar un mecanismo potencial para la vibración de los tubos. Los tubos responden a la porción del espectro de energía cercano a su frecuencia natural.

Acoplamiento acústico Cuando un fluido del lado de la coraza es un gas de baja densidad, se desarrolla una resonancia o acoplamiento acústico cuando las ondas fijas están en fase con el derramamiento en vórtice de los tubos. Las ondas fijas son perpendiculares a los ejes de los tubos y a la dirección de flujo cruzado. Sólo se dañan los tubos de manera ocasional; sin embargo, el ruido provocado por este fenómeno puede ser muy molesto.

Pruebas Al completarse la fabricación en el taller y también durante las operaciones de mantenimiento, es conveniente probar hidrostáticamente el lado de la coraza de los intercambiadores tubulares, con el fin de poder efectuar un examen visual de los extremos de los tubos. Los tubos con fugas se pueden localizar y reparar con facilidad. Cuando se encuentran fugas sin tener acceso a los extremos del tubo, será necesario volver a laminar o soldar todas las juntas de espejo a tubo, con daños posibles para las juntas apropiadas.

Las pruebas para detectar fugas en intercambiadores de calor las analizó Rubin [*Chem. Eng.*, **68**, 160-166 (24 de julio de 1961)].

Las pruebas de **rendimiento** de los intercambiadores de calor se describen en la obra del American Institute of Chemical Engineers, *Standard Testing Procedure of Heat Exchangers*, sección 1, "Sensible Heat Transferir in Shell-and-Tube-type Equipment".

TIPOS PRINCIPALES DE CONSTRUCCIÓN

En la figura 11-2 se muestran detalles de la construcción de los tipos principales de intercambiadores de calor de coraza y tubo. Éstos y otros tipos se exponen en los párrafos siguientes.

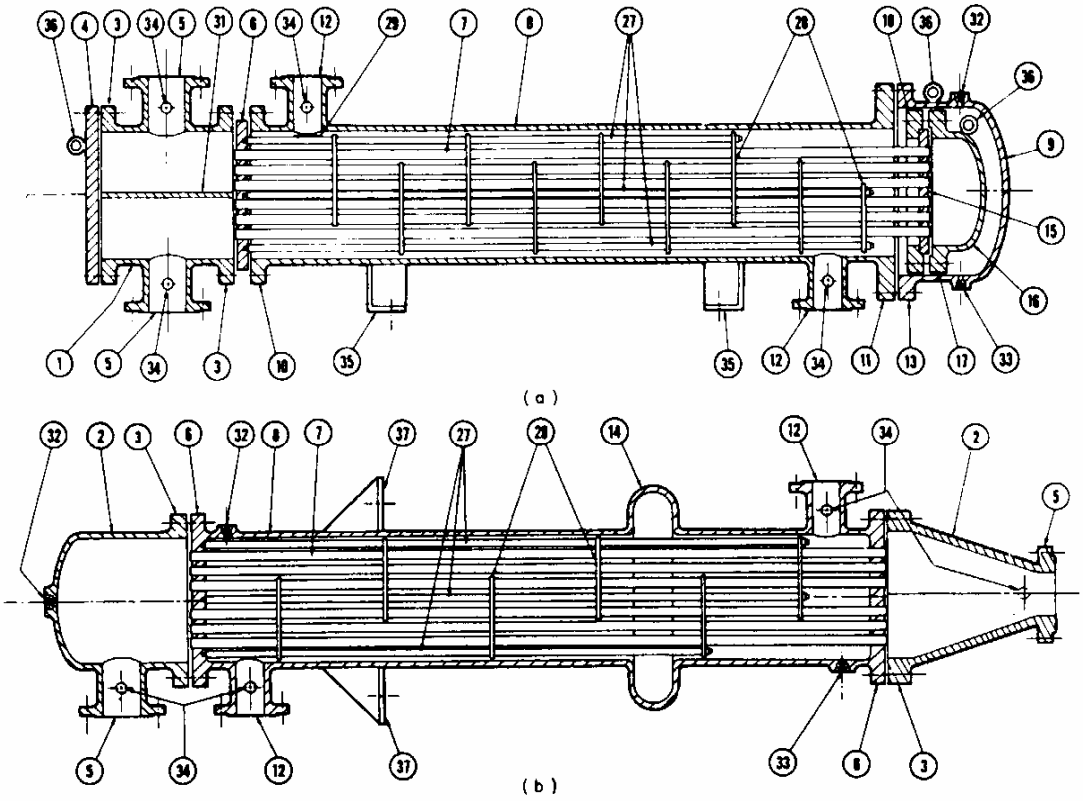


FIG. 11-2 Nomenclatura de componentes de intercambiadores de calor *a)* Intercambiador de cabezal flotante interno (con dispositivo de apoyo del cabezal flotante). Tipo AES. *b)* Intercambiador de espejo fijo. Tipo BEM. *c)* Intercambiador de cabezal flotante con empaque exterior. Tipo AEP. *d)* Intercambiador de calor de tubo en *U*. Tipo CFU. *e)* Rehervidor de cabezal flotante de caldera. Tipo AKT. *f)* Intercambiador con espejo empaquetado y anillo de cierre hidráulico. Tipo AJW. (*Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association*, 6a. ed., 1978.)

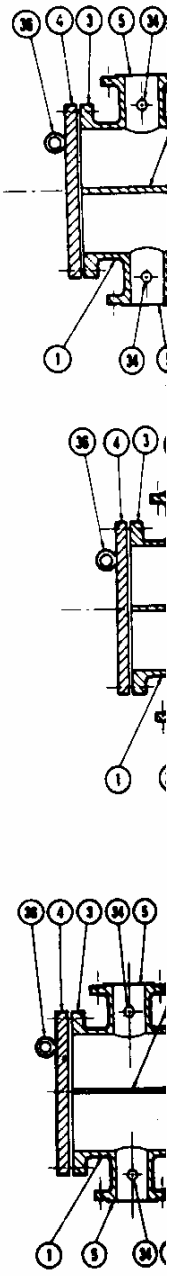


FIG. 11-2 (*Continua*

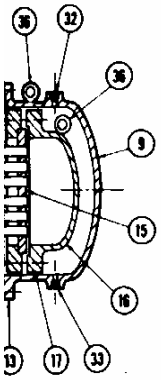
vocado por este fenó-

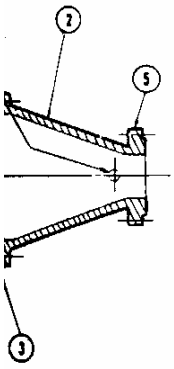
iller y también durante
nte probar hidrostáti-
lores tubulares, con el
xtremos de los tubos.
r con facilidad. Cuan-
ıtremos del tubo, será
ntas de espejo a tubo,

ıbiadores de calor las
julio de 1961)].
nbiadores de calor se
Chemical Engineers,
s, sección I, "Sensible
ient".

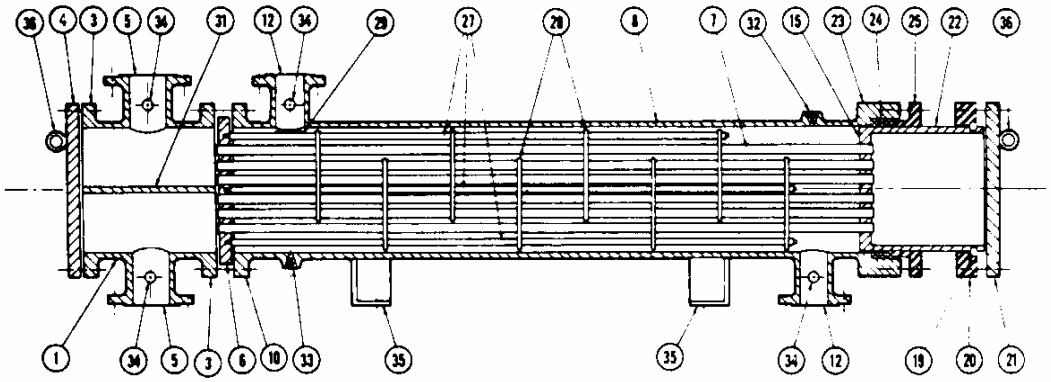
ICCIÓN

ıstrucción de los tipos
praza y tubo. Éstos y
.

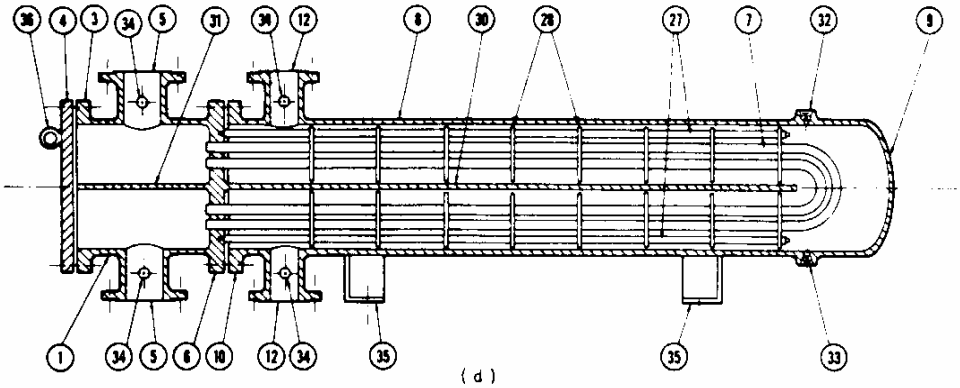




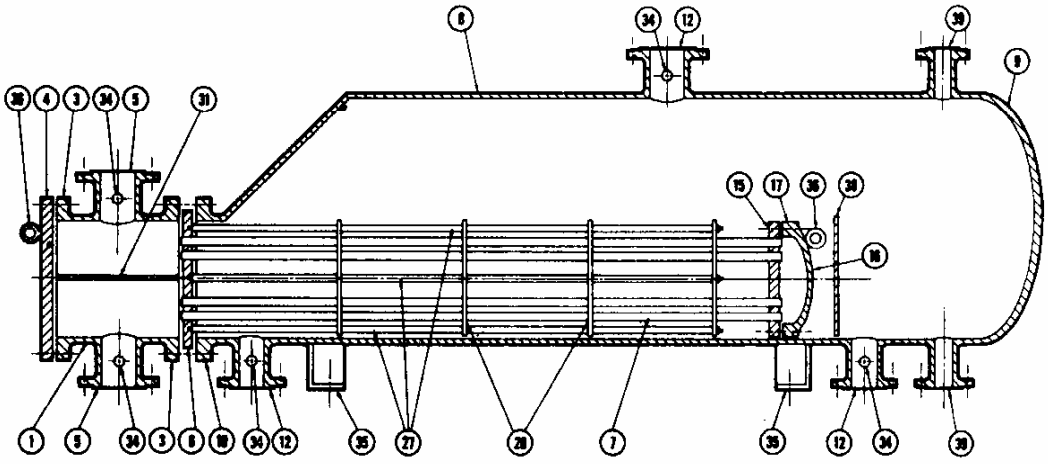
nyo del cabezal flotante).
ıiador de calor de tubo en
o. Tipo AJW. (*Standards*



(c)

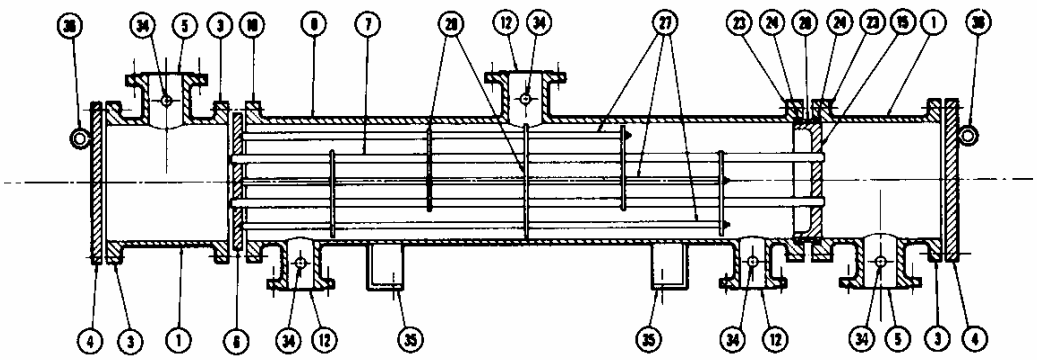


(d)



(e)

FIG. 11-2 (*Continuación*).



(f)

1. Cabezal estacionario, canal
2. Cabezal estacionario, casquete
3. Brida de cabezal estacionario, canal o casquete
4. Cubierta de canal
5. Tobera de cabezal estacionario
6. Espejo estacionario
7. Tubos
8. Coraza
9. Cubierta de la coraza
10. Brida de la coraza, extremo del cabezal estacionario
11. Brida de la coraza, extremo del cabezal posterior
12. Tobera de la coraza
13. Brida de la cubierta de la coraza
14. Junta de expansión
15. Espejo flotante
16. Cubierta del cabezal flotante
17. Brida del cabezal flotante
18. Dispositivo de apoyo del cabezal flotante
19. Anillo de corte dividido
20. Brida de apoyo deslizante
21. Cubierta del cabezal flotante, externa
22. Faldón del espejo flotante
23. Brida del prensaestopas
24. Empaque
25. Prensaestopas
26. Anillo de cierre hidráulico
27. Bielas y espaciadores
28. Deflectores transversales o placas de apoyo
29. Placa de choque
30. Deflector longitudinal
31. Separación de paso
32. Conexión de ventila
33. Conexión de drenaje
34. Conexión de instrumentos
35. Albardilla de soporte
36. Talón elevador
37. Ménsula de soporte
38. Vertedero
39. Conexión del nivel del líquido

FIG. 11-2 *(Continuación).*

Intercambiador de calor de espejo fijo (Fig. 11-2*b*). Los intercambiadores de espejo fijo se utilizan con mayor frecuencia que los de cualquier otro tipo y la frecuencia de su utilización se ha incrementado en años recientes. Los espejos se sueldan a la coraza. Por lo común, se extienden más allá de la coraza y sirven como bridas a las que se sujetan con pernos los cabezales del lado de los tubos. Esta construcción requiere que los materiales de la coraza y los espejos se puedan soldar entre sí.

Cuando esa soldadura no es posible, se utiliza una construcción del tipo de empaque "ciego". El empaque ciego no es accesible para el mantenimiento o el reemplazo, una vez construida la unidad. Esta construcción se utiliza para condensadores de superficie de vapor de agua, que funcionan al vacío.

El cabezal del lado del tubo (o canal) se puede soldar al espejo, como se muestra en la figura 11-1 para cabezales de los tipos C y N. Este tipo de construcción es menos costoso que el de los tipos B y M o A y L, y ofrece de todos modos la ventaja de que los tubos se pueden examinar y reemplazar sin tocar las conexiones de tuberías del lado del tubo.

No hay limitaciones para el número de pasos del lado del tubo. Los pasos del lado de la coraza pueden ser uno o más; aun cuando se utilizan raramente corazas que tengan más de dos pasos.

Los tubos pueden llenar por completo la coraza del intercambiador de calor. El espacio de franqueo entre los tubos exteriores y la coraza es de sólo el mínimo necesario para la fabricación. Entre la parte interior de la coraza y los deflectores se debe dejar cierto margen de franqueo para que los deflectores se puedan deslizar al interior de la coraza. A continuación, las tolerancias de fabricación requieren un franqueo adicional entre la parte exterior de los deflectores y los tubos más externos. La distancia del borde entre el límite tubular exterior (OTL) y el diámetro del deflector tiene que ser suficiente para evitar que la vibración de los tubos rompa los orificios de los deflectores. El tubo más exterior tiene que encontrarse dentro del OTL. Los franqueos entre el diámetro interno de la coraza y el OTL son de 13 mm ($^1/_2$in) para corazas de 635 mm (25 in) de diámetro interior o más, 11 mm (7/16 in) para corazas de tuberías de 254 a 610 mm (10 a 24 in) y ligeramente menores para las corazas de tuberías de diámetros menores.

Los tubos se pueden reemplazar. Los cabezales del lado del tubo, las cubiertas del canal, los empaques, etc., permanecen accesibles para el mantenimiento y el reemplazo. Ni la estructura del deflector del lado de la coraza ni el empaque ciego, que se mencionó antes, están accesibles. Al retirar un tubo, se puede romper dentro de la coraza. Cuando ocurre esto, es más difícil retirar o reemplazar el tubo. El procedimiento habitual consiste en taponar los orificios adecuados en los espejos.

Se puede desarrollar una dilatación diferencial entre la coraza y los tubos, debido a diferencias de longitud provocadas por la dilatación térmica. Se emplean diversos tipos de **juntas de expansión** para eli-

minar los esfuerzos e
dad de una junta de e
tación diferencial co
esperar durante el fu
expansión (Fig. 11-3

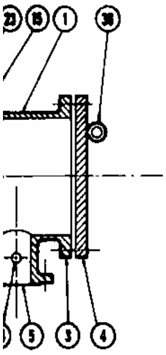
a) Placas planas

d) Cabezales conformados

g) Tipo de fuelle

FIG. 11-3 Juntas de

a. Placas planas. D
extremos. Las placas pl
diferencial. Este diseñ
manométricas por deb
a esfuerzos importante
b. Cabezales sólo
curvas). El diámetro de
que el diámetro de la
esfuerzo que se menci
a un menor esfuerzo d
c. Corazas o segme
para conectarla a una
mitad o la cuarta parte,
d. Cabezales forma
plato, o elípticos o emb
tan mediante un anillo
dado; pero se ve somet
e. Cabezales embri
embridados con orific
son relativamente caro
ma curva de los cabez
coraza y, asimismo, a l
f. Toroidal. La junt
matemáticamente pred
la corrugación y mínir
Los diseños anteri
Kopp y Sayre, en *Expa*
6. n 211). Todas ellas
se someten al análisis
plificación. Algunas ju
truidas con pared más
artículo.
g. Fuelles. Varios fi
Se diseñan para dilata



ı. Entre la parte inte-
erto margen de fran-
interior de la coraza.
quieren un franqueo
ı y los tubos más ex-
ılar exterior (OTL) y
para evitar que la vi-
lectores. El tubo más
os franqueos entre el
13 mm ($^1/_2$in) para
nás, 11 mm (7/16 in)
24 in) y ligeramente
s menores.
del lado del tubo, las
en accesibles para el
lel deflector del lado
6 antes, están accesi-
le la coraza. Cuando
ıbo. El procedimien-
ıados en los espejos.
l entre la coraza y los
das por la dilatación
expansión para eli-

minar los esfuerzos excesivos que se deben a la dilatación. La necesidad de una junta de expansión es función tanto de la cantidad de dilatación diferencial como de las condiciones de ciclaje que se pueden esperar durante el funcionamiento. Existen muchos tipos de juntas de expansión (Fig. 11-3).

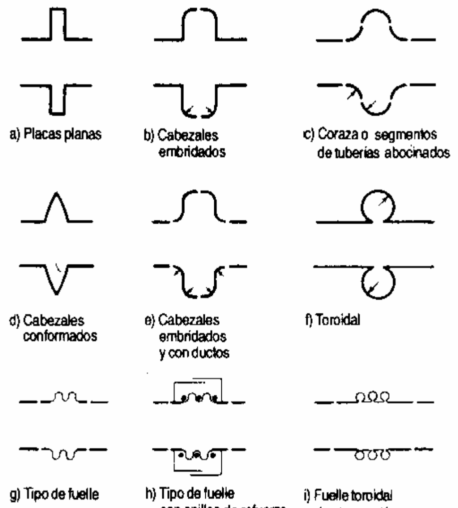


FIG. 11-3 Juntas de expansión.

a. Placas planas. Dos placas planas concéntricas con una barra en los bordes extremos. Las placas planas se pueden flexionar para dejar margen a la dilatación diferencial. Este diseño se usa, por lo común, para servicios al vacío y presiones manométricas por debajo de 103 kPa (15 lb/in^2). Todas las soldaduras se someten a esfuerzos importantes durante la dilatación diferencial.

b. Cabezales sólo embridados. Las placas planas se embridan (o se hacen curvas). El diámetro de esos cabezales es generalmente de 203 mm (8 in) o mayor que el diámetro de la coraza. La junta soldada en la coraza se ve sometida al esfuerzo que se mencionó antes, pero la junta que conecta los cabezales se somete a un menor esfuerzo durante la dilatación, debido a la forma curva.

c. Corazas o segmentos de tuberías abocinados. La coraza se puede abocinar para conectarla a una sección de tubería, o bien, se puede dividir una tubería a la mitad o la cuarta parte, con el fin de producir un anillo.

d. Cabezales formados. Se puede utilizar un par de cabezales sólo en forma de plato, o elípticos o embridados y en forma de plato. Se sueldan juntos o se conectan mediante un anillo. Este tipo de junta es similar a la del cabezal sólo embridado; pero se ve sometido, quizás, a un menor esfuerzo.

e. Cabezales embridados y con conductos. Se emplea un par de cabezales sólo embridados con orificios concéntricos de circulación inversa. Estos cabezales son relativamente caros, debido al costo de la operación de canalización. La forma curva de los cabezales reduce la cantidad de esfuerzo en las soldaduras en la coraza y, asimismo, a las conexiones de los cabezales.

f. Toroidal. La junta toroidal tiene un patrón de esfuerzo de baja magnitud, matemáticamente predecible, con esfuerzos máximos en las paredes laterales de la corrugación y mínimos en la parte superior y la inferior.

Los diseños anteriores los analizaron como juntas de anillo de expansión. Kopp y Sayre, en *Expansion Joints for Heat Exchangers* (ASME Misc. Pap. vol. 6. n 211). Todas ellas son indeterminadas, desde el punto de vista estático; pero se someten al análisis mediante la introducción de diversas suposiciones de simplificación. Algunas juntas que se utilizan comúnmente en la industria son construidas con pared más ligera que la que se indica mediante el método de ese artículo.

g. Fuelles. Varios fabricantes producen juntas de fuelles de paredes delgadas. Se diseñan para dilatación diferencial y se prueban para movimientos axiales y transversales, así como también para determinar su vida cíclica. Los fuelles pueden ser de acero inoxidable, aleaciones de níquel o cobre (también se han producido fuelles de aluminio, metal monel, bronce fosforado y titanio). En general, se proporcionan boquillas para soldar de la misma composición que la coraza del intercambiador de calor. Los fuelles se pueden formar hidráulicamente a partir de una pieza simple de metal o consistir en diversas piezas soldadas. Con frecuencia se proporcionan cubiertas de acero al carbón para aislamiento externo, con el fin de proteger los fuelles de calibre ligero contra los daños posibles. La cubierta evita también que el aislamiento obstaculice el movimiento de los fuelles (véase el punto *h*).

i. Fuelles toroidales. Para el servicio a presiones elevadas, se modificó el tipo de juntas de fuelles para que el movimiento lo absorba un fuelle de forma toroidal de diámetro pequeño y paredes delgadas. El espesor de las piezas con presiones elevadas se reduce considerablemente (véase el punto *f*).

El manejo inadecuado durante la fabricación, el transporte, la instalación o el mantenimiento de un intercambiador de calor equipado con juntas de expansión del tipo de fuelles de paredes delgadas o del tipo toroidal, pueden dañar la junta. En las unidades mayores, esas juntas de paredes delgadas están muy propensas a los daños y algunos diseñadores prefieren utilizar los cabezales formados con paredes más pesadas.

Los intercambiadores de plantas químicas que requieren juntas de expansión han utilizado comúnmente las del tipo de cabezal embridado y con conductos. Hay tendencia al empleo más frecuente de las juntas del tipo de fuelles de paredes delgadas.

Intercambiador de calor de tubo en U (Fig. 11-2*d*) El haz de tubos consiste en un espejo estacionario, tubos en U (o de horquilla), deflectores o placas de soporte y espaciadores y tirantes apropiados. El haz de tubos se puede retirar de la coraza del intercambiador de calor. Se proporciona un cabezal del lado del tubo (estacionario) y una coraza con cubierta integrada, que se suelda a la coraza misma. Cada tubo tiene libertad para dilatarse o contraerse, sin limitaciones debidas a la posición de los otros tubos.

El haz de tubo en U tiene la ventaja de proporcionar el franqueo mínimo entre el límite exterior de tubo y el interior de la coraza, para todas las construcciones de haces de tubos desmontables. Los espacios de franqueo son de la misma magnitud que para los intercambiadores de calor de espejos fijos.

El número de orificios tubulares en una coraza determinada es menor que para el intercambiador de espejo fijo, por las limitaciones de acodamiento de los tubos en un radio muy corto.

El diseño de tubo en U ofrece la ventaja de reducir el número de juntas. En la construcción para altas presiones, esta característica es muy importante, puesto que reduce tanto el costo inicial como el de mantenimiento. Los tubos en U han incrementado su empleo en forma significativa, gracias al desarrollo de limpiadores hidráulicos que son capaces de eliminar residuos depositados tanto en la parte recta como en la parte doblada en U de los tubos.

La **limpieza** mecánica del interior de los tubos la describió John [*Chem. Eng.*, **66**, 187-192 (Dec. 14, 1959)]. Las varillas y los limpiadores mecánicos tradicionales para tubos no pueden pasar de un extremo del tubo en U al otro. Existen limpiadores de tubos provistos de motor que pueden limpiar tanto los tramos rectos de los tubos como los acodamientos.

Canaday (*Hydraulic Jetting Tools for Cleaning Heat Exchangers*, ASME Pap. 58-A-217, 8 páginas; artículo no publicado) señala el empleo de chorros hidráulicos con agua a través de toberas de rociamiento a alta presión, para la limpieza de tubos interiores y exteriores de haces desmontables.

El calentador de succión del tanque, como se ilustra en la figura 11-4, contiene un haz de tubo en U. Este diseño se utiliza con frecuencia en tanques de almacenamiento al aire libre, para combustóleos pesados, alquitrán, melazas y fluidos similares, cuya viscosidad se debe reducir para permitir el bombeo adecuado. Por lo común, el medio de calentamiento del lado de los tubos es vapor. Un extremo de la coraza del calentador está abierto y el líquido que se calienta pasa por la parte externa de los tubos. Los costos de bombeo se pueden reducir al no tener que calentar todo el contenido del tanque. Los tubos desnudos y

los de aletas bajas integradas tienen deflectores. Los calentadores de tubos de aletas longitudinales no tienen deflectores.

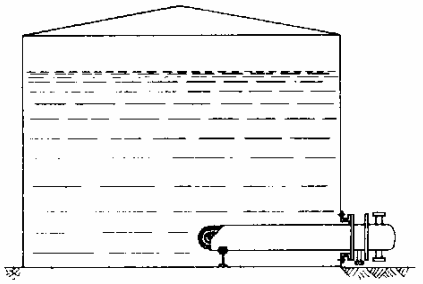


FIG. 11-4 Calentador de succión de tanque.

Los rehervidores de caldera, los evaporadores, etc., son con frecuencia intercambiadores de tubo en U con secciones ampliadas de la coraza para la separación del vapor y el líquido. El haz de tubo en U reemplaza al de cabezal flotante de la figura 11-2*e*.

El intercambiador de tubo en U con tubo de cobre, cabezal de hierro colado y otras piezas de acero al carbón se emplea para **servicios con agua y vapor** en edificios de oficinas, escuelas, hospitales, hoteles, etc. Los materiales de sustitución que se utilizan con mayor frecuencia son los espejos no ferrosos y de latón Admiralty (aleación de 88% de cobre, 10% de estaño y 2% de zinc) o tubos de cobre y níquel de 90:10. Estos intercambiadores estándar se consiguen de varios fabricantes a costos muy por debajo de los de los equipos construidos sobre pedido para la industria de procesamientos.

Intercambiador de anillo de cierre hidráulico (Fig. 11-2*f*) Esta construcción es la menos costosa de los tipos de tubos rectos y haz desmontable. Los fluidos del lado de la coraza y del lado del tubo se retienen mediante anillos de empaque distintos separados por un anillo de cierre hidráulico y se instalan en el espejo flotante. El anillo de cierre hidráulico lleva orificios de purga. Cualquier fuga a través del empaque pasa por los orificios de purga y, luego, cae al piso. Las fugas en los empaques no darán como resultado la mezcla de los dos fluidos al interior del intercambiador.

La anchura del espejo flotante tiene que ser suficientemente grande para dejar margen para los empaques, el anillo de cierre hidráulico y la dilatación diferencial. A veces, se sujeta un faldón pequeño a un espejo delgado para proporcionar la superficie necesaria de asiento para los empaques y el anillo de cierre hidráulico.

El espacio de franqueo entre el límite del tubo exterior y la parte interior de la coraza es ligeramente mayor que para los intercambiadores de tubo en U y de espejo fijo. El empleo de un faldón en el espejo flotante incrementa este espacio de franqueo. Sin el faldón, el franqueo debe dejar margen para la distorsión de orificio tubular durante el laminado, cerca del borde exterior del espejo o para la soldadura del extremo del tubo en el espejo flotante.

La construcción de anillo de cierre hidráulico se limita, en general para temperaturas de diseño por debajo de 191°C (375°F) y a servicios ligeros con agua, vapor, aire, aceite lubricante, etc. La presión manométrica de diseño no sobrepasa 2068 kPa (300 lbf/in^2) para intercambiadores de coraza de tuberías y se limita a 1034 kPa (150 lbf/in^2) para corazas de 610 a 1067 mm (24 a 42 in^2) de diámetro.

Intercambiador de cabezal flotante con empaque exterior (Fig. 11-2*e*) El fluido del lado de la coraza se retiene mediante anillos de empaque, que se comprimen dentro de un prensaestopas mediante un anillo seguidor de junta. Esta construcción fue utilizada con frecuencia en la industria química; sin embargo, su empleo ha venido a menos en los años recientes. La construcción de haz desmontable acomoda la expansión diferencial entre la coraza y se utiliza para servicio del lado de la coraza, hasta de 4137 kPa (600 lbf/in^2) de presión manométrica, a 316°C (600°F). No hay limitaciones sobre el número de pasos del lado de los tubos o su presión y su temperatura de diseño. El intercambiador de cabezal flotante con empaque exterior fue la construcción del tipo de haz desmontable que se utilizó con mayor frecuencia en el servicio en plantas químicas.

El faldón del espejo flotante, cuando está en contacto con los anillos del empaque, tiene un acabado fino de maquinado. Se inserta un anillo dividido de corte en una ranura del faldón del espejo flotante. Una brida de respaldo, deslizante, que se mantiene en servicio mediante el anillo de corte, se sujeta con pernos en la cubierta exterior del cabezal flotante.

La cubierta del cabezal flotante suele ser un disco circular. Con un número impar de pasos del lado del tubo, se puede instalar una tobera axial en esa cubierta de cabezal flotante. Si se requiere una tobera lateral, se reemplaza el disco circular ya sea con un cabezal en forma de plato o un barril de canal (similar al de la Fig. 11-2*f*), sujeto con pernos entre la cubierta del cabezal flotante y el faldón del espejo flotante. El límite exterior del tubo se acerca a la parte interior del faldón, pero se retira más del interior de la coraza que en cualquier otra construcción de las que se vieron con anterioridad. Los espacios de franqueo entre el diámetro de la coraza y el OTL del haz, son de 22 mm (7/8 in) para corazas de tuberías de diámetros pequeños, 44 mm (1 3/4 in) para corazas de tuberías de diámetro grande y 58 mm (2 1/16 in) para corazas de placa de diámetro moderado.

Intercambiador de cabezal flotante interno (Fig. 11-2*a*) El diseño de cabezal flotante interno se utiliza mucho en las refinerías petroleras, pero su uso ha declinado en años recientes.

El haz de tubos es desmontable y el espejo flotante se desplaza (o flota) para acomodar las dilataciones diferenciales entre la coraza y los tubos. El límite de tubo exterior se acerca al diámetro interno del empaque en el espejo flotante. Los espacios de franqueo (entre la coraza y el OTL) son 29 mm (1 1/8 in) para las corazas de tuberías y 37 mm (1 7/16 in) para corazas de placa de diámetro moderado.

Un anillo dividido de respaldo y un sistema de pernos retienen, por lo común, la cubierta del cabezal flotante al espejo flotante. Se sitúan más allá del extremo de la coraza y dentro de la cubierta de la coraza de diámetro mayor. Esta última, el anillo dividido de apoyo y la cubierta del cabezal flotante se deben retirar antes de que pueda pasar el haz de tubos por la coraza del intercambiador.

Con un número par de pasos del lado del tubo, la cubierta del cabezal flotante sirve como cubierta de regreso para el fluido del tubo. Con un número impar de pasos, se debe extender una tubería con tobera desde la cubiera del cabezal flotante a través de la cubierta de la coraza. Se deben tomar precauciones tanto para la dilatación diferencial como para el retiro del haz de tubos.

Intercambiador de cabezal flotante removible (Fig. 11-2*e*) La construcción es similar a la del intercambiador de cabezal flotante interno con anillo dividido de respaldo, con la excepción de que la cubierta del cabezal flotante se sujeta directamente con pernos en el espejo flotante. El haz de tubos se puede retirar de la coraza sin desmontar ni la cubierta de la coraza ni la del cabezal flotante. Esta característica reduce el tiempo de mantenimiento durante la inspección y las reparaciones.

El espacio grande de franqueo entre los tubos y la coraza debe dejar margen tanto para el empaque como para la sujeción con pernos a la cubierta del cabezal flotante. Este espacio de franqueo es de, aproximadamente, 2 a 2.5 veces el que se requiere en el diseño de anillo dividido. Con frecuencia se utilizan bandas selladoras o tubos falsos para reducir la desviación del haz de tubos.

CONSTRUCCIÓN DEL LADO DE LOS TUBOS

Cabezal del lado del tubo El cabezal del lado del tubo (o estacionario) contiene una o más toberas de flujo.

TABLA 11-2. Caracte

Diámetro exterior del tubo, en in	Calibre BWG	Espesor de la pa red, en in
¼	22	0.028
¼	24	.022
¼	26	.018
¼	27	.016
⅜	18	.049
⅜	20	.035
⅜	22	.028
⅜	24	.022
½	16	.065
½	18	.049
½	20	.035
½	22	.028
⅝	12	.109
⅝	13	.095
⅝	14	.083
⅝	15	.072
⅝	16	.065
⅝	17	.058
⅝	18	.049
⅝	19	.042
⅝	20	.035
¾	10	.134
¾	11	.120
¾	12	.109
¾	13	.095
¾	14	.083
¾	15	.072
¾	16	.065
¾	17	.058
¾	18	.049
¾	20	.035
⅞	10	.134
⅞	12	.109
⅞	13	.095
⅞	14	.083
⅞	16	.065
⅞	18	.049
⅞	20	.035
1	8	.165
1	10	.134
1	11	.120
1	12	.109
1	13	.095
1	14	.083
1	15	.072
1	16	.065
1	18	.049
1	20	.035
1¼	7	.180
1¼	8	.165
1¼	10	.134
1¼	11	.120
1¼	12	.109
1¼	13	.095
1¼	14	.083
1¼	16	.065
1¼	18	.049
1¼	20	.035
1½	10	.134
1½	12	.109
1½	14	.083
1½	16	.065
2	11	.120
2	14	.083
2½	9	.148

* Normas de la Tubular E

† Los pesos se basan en

Aluminio
Titanio
Aceros inoxidables, AIS
Aceros inoxidables, AIS
Bronce de aluminio

†† Velocidad de líquido

para servicio del lado
presión manométrica,
número de pasos del
le diseño. El intercam-
or fue la construcción
nayor frecuencia en el

ontacto con los anillos
do. Se inserta un anillo
pejo flotante. Una bri-
servicio mediante el
ta exterior del cabezal

disco circular. Con un
de instalar una tobera
equiere una tobera la-
n cabezal en forma de
-2*f*), sujeto con pernos
del espejo flotante. El
ior del faldón, pero se
uier otra construcción
cios de franqueo entre
le 22 mm (7/8 in) para
mm (1 3/4 in) para co-
2 1/16 in) para corazas

o (Fig. 11-2*a*) El disc-
en las refinerías petro-
s.
lotante se desplaza (o
les entre la coraza y los
ímetro interno del em-
nqueo (entre la coraza
s de tuberías y 37 mm
nderado.
le pernos retienen, por
ejo flotante. Se sitúan
cubierta de la coraza
o de apoyo y la cubier-
que pueda pasar el haz

la cubierta del cabezal
luido del tubo. Con un
bería con tobera desde
bierta de la coraza. Se
ión diferencial como

vible (Fig. 11-2*e*) La
de cabezal flotante in-
cepción de que la cu-
le con pernos en el es-
coraza sin desmontar
te. Esta característica
spección y las repara-

y la coraza debe dejar
lación con pernos a la
anqueo es de, aproxi-
el diseño de anillo di-
ras o tubos falsos para

S TUBOS

lo del tubo (o estacio-

TABLA 11-2. Características de tubos*

Diámetro exterior del tubo, en in	Calibre BWG	Espesor de la pared, en in	Área, int. de corte transv., en in^2	ft^2 de superficie externa por ft de longitud	ft de superficie interna por ft de longitud	Peso por ft de longitud, de acero, en lb†	Diámetro interno del tubo, en in	Momento de inercia, en in^4	Módulo de sección en in^3	Radio de giro, en in	Constante††	Diámetro exterior/diámetro interior	Área metálica transv. en in^2
¼	22	0.028	0.0295	0.0655	0.0508	0.066	0.194	0.00012	0.00098	0.0792	46	1.289	0.0195
¼	24	022	.0333	.0655	.0539	.054	.206	.00011	00083	0810	52	1.214	.0159
¼	26	.018	.0360	.0655	.0560	.045	214	.00009	00071	.0824	56	1.168	.0131
¼	27	.016	.0373	.0655	.0570	.040	.218	.00008	00064	0829	58	1.146	.0117
⅜	18	.049	.0603	.0982	.0725	.171	.277	.00068	0036	.1164	94	1.354	.0502
⅜	20	.035	.0731	.0982	.0798	.127	.305	.00055	0029	.1213	114	1.233	.0374
⅜	22	.028	.0799	.0982	.0835	104	.319	.00046	0025	.1227	125	1.176	.0305
⅜	24	.022	.0860	.0982	,0867	083	331	.00038	0020	.1248	134	1.133	.0244
½	16	.065	.1075	1309	.0969	302	370	.0022	0086	.1556	168	1.351	0888
½	18	.049	.1269	.1309	.1052	.236	402	.0018	.0072	.1606	198	1.244	.0694
½	20	.035	.1452	.1309	.1126	174	430	.0014	0056	.1649	227	1.163	.0511
½	22	.028	.1548	.1309	.1162	.141	.444	.0012	.0046	.1671	241	1.126	.0415
⅝	12	.109	.1301	.1636	.1066	602	407	.0061	.0197	1864	203	1.536	.177
⅝	13	.095	.1486	.1636	.1139	537	435	.0057	.0183	.1903	232	1.437	.158
⅝	14	.083	.1655	.1636	.1202	.479	459	0053	.0170	.1938	258	1.362	.141
⅝	15	.072	1817	.1636	.1259	425	481	.0049	.0156	.1971	283	1.299	.125
⅝	16	.065	1924	.1636	.1296	388	495	.0045	.0145	.1993	300	1.263	114
⅝	17	.058	.2035	.1636	.1333	.350	509	0042	.0134	2016	317	1.228	103
⅝	18	.049	.2181	.1636	.1380	303	527	.0037	.0118	.2043	340	1.186	089
⅝	19	.042	.2298	.1636	.1416	262	541	.0033	.0105	.2068	358	1.155	.077
⅝	20	.035	.2419	.1636	.1453	.221	555	0028	.0091	2089	377	1.126	.065
¾	10	.134	.1825	.1963	.1262	.884	.482	.0129	.0344	.2229	285	1.556	.260
¾	11	.120	.2043	.1963	.1335	.809	.510	.0122	.0326	2267	319	1.471	.238
¾	12	.109	.2223	.1963	.1393	748	532	.0116	.0309	.2299	347	1.410	220
¾	13	095	.2463	.1963	.1466	666	560	0107	0285	2340	384	1.339	196
¾	14	083	.2679	.1963	.1529	592	584	.0098	.0262	.2376	418	1.284	.174
¾	15	.072	.2884	.1963	.1587	.520	606	0089	0238	.2410	450	1.238	.153
¾	16	.065	.3019	.1963	.1623	476	620	0083	0221	.2433	471	1.210	140
¾	17	.058	.3157	.1963	.1660	428	634	.0076	.0203	.2455	492	1.183	126
¾	18	.049	.3339	.1963	.1707	367	652	0067	0178	.2484	521	1.150	108
¾	20	.035	.3632	.1963	.1780	269	680	.0050	.0134	.2532	567	1 103	079
⅞	10	.134	.2892	.2291	.1589	1.061	607	.0221	.0505	.2662	451	1.441	312
⅞	12	.109	.3390	.2291	.1720	.891	657	0196	.0449	2736	529	1.332	.262
⅞	13	.095	.3685	.2291	.1793	.792	685	0180	.0411	.2778	575	1.277	233
⅞	14	.083	.3948	.2291	.1856	.704	709	.0164	.0374	.2815	616	1.234	.207
⅞	16	.065	.4359	.2291	.1950	561	745	0137	.0312	.2873	680	1.174	.165
⅞	18	049	.4742	.2291	.2034	432	777	.0109	.0249	2925	740	1.126	.127
⅞	20	.035	.5090	2291	.2107	313	805	.0082	.0187	.2972	794	1.087	.092
1	8	.165	.3526	.2618	.1754	1.462	670	0392	0784	.3009	550	1.493	.430
1	10	.134	.4208	.2618	1916	1.237	732	.0350	.0700	.3098	656	1.366	.364
1	11	.120	.4536	.2618	1990	1.129	760	0327	0654	.3140	708	1 316	.332
1	12	.109	.4803	2618	.2047	1.037	782	.0307	0615	3174	749	1 279	305
1	13	.095	.5153	2618	.2121	918	810	0280	0559	.3217	804	1.235	270
1	14	.083	5463	2618	.2183	813	834	0253	0507	3255	852	1.199	239
1	15	.072	5755	2818	.2241	714	856	.0227	0455	.3291	898	1.167	.210
1	16	.065	.5945	2618	.2278	649	870	0210	0419	.3314	927	1.149	.191
1	18	.049	6390	2618	.2361	496	902	0166	0332	.3366	997	1.109	.146
1	20	.035	.6793	2618	.2435	360	930	.0124	.0247	.3414	1060	1 075	.106
1¼	7	.180	.6221	3272	.2330	2.057	890	.0890	.1425	.3836	970	1.404	.605
1¼	8	.165	.6648	3272	.2409	1.921	920	0847	1355	.3880	1037	1.359	565
1¼	10	134	.7574	.3272	.2571	1.598	982	.0741	1186	.3974	1182	1.273	470
1¼	11	120	.8012	3272	.2644	1.448	1.010	0688	1100	.4018	1250	1.238	426
1¼	12	.109	.8365	.3272	.2702	1.329	1 032	.0642	.1027	.4052	1305	1.211	.391
1¼	13	.095	.8825	.3272	.2775	1.173	1 060	.0579	.0926	.4097	1377	1.179	.345
1¼	14	.083	.9229	3272	.2838	1 033	1 084	0521	0833	.4136	1440	1.153	.304
1¼	16	.065	.9852	3272	.2932	823	1 120	0426	0682	4196	1537	1.116	242
1¼	18	.049	1 042	.3272	.3016	629	1 152	0334	0534	.4250	1626	1.085	185
1¼	20	035	1.094	.3272	.3089	456	1.180	0247	0395	.4297	1707	1.059	134
1½	10	134	1.192	.3927	.3225	1.955	1.232	.1354	.1806	.4853	1860	1.218	575
1½	12	.109	1.291	.3927	.3356	1.618	1 282	.1159	.1546	4933	2014	1.170	476
1½	14	083	1.398	3927	.3492	1.258	1 334	.0931	.1241	.5018	2181	1.124	370
1½	16	.065	1.474	3927	.3587	996	1 370	0756	1008	.5079	2299	1.095	293
2	11	.120	2 433	5236	.4608	2.410	1.760	.3144	.3144	.6660	3795	1.136	.709
2	14	038	2 642	.5236	.4801	1.699	1 834	.2300	.2300	.6784	4121	1.090	.500
2½	9	.148	3.815	.6540	.5770	3.719	2 204	.7592	.6074	.8332	5851	1 134	1.094

* Normas de la Tubular Exchanger Manufacturers Association, 5a ed., 1968 y 6a ed., 1978.

† Los pesos se basan en acero de bajo contenido de carbono con una densidad de 0.2833 lb/in^3. Para otros metales, multipliquese por los factores que siguen:

Aluminio	0.35	Latón de aluminio	1.06
Titanio	0.58	Níquel-cromo-hierro	1.07
Aceros inoxidables, AISI serie 400	0.99	Latón Admiralty	1.09
Aceros inoxidables, AISI serie 300	1.02	Níquel y cuproníquel	1.13
Bronce de aluminio	1.04	Cobre y cuproníquel	1.14

†† Velocidad de líquido = $\frac{\text{lb por tubo por hora}}{\text{densidad relativa de agua a } \times \text{ C}}$ en ft/s (densidad relativa de agua a 16°C (60°F) = 1.0] sp gr de agua

Factores de conversión para la tabla 11-2, características de tubos. Para obtener unidades métricas multipliquense los valores de la tabla por la constante respectiva.

	Constante	Unidades nuevas
Diámetro interno del tubo, en in		
Espesor de la pared, en in	25.4	mm
Diámetro interno del tubo, en in		
Radio de giro, en in		
Superficie externa, ft^2/ft	0.3048	m^2/m
Superficie interna, ft^2/ft		
Peso en lb/ft	1.488	kg/m
Momento de inercia, en in^4	416230	mm^4
Módulo de sección en in^3	16387	mm^3
Área metálica en in^2	645	mm^2

El **casquete** (Fig. 11-1*B*) se sujeta con pernos a la coraza. Es necesario retirar el casquete para poder examinar los extremos de los tubos. El intercambiador de espejo fijo de la figura 11-2*b* tiene casquetes en los dos extremos de la coraza.

El **canal** (Fig. 11-1*A*) tiene una cubierta desmontable. Los extremos de los tubos se pueden examinar al retirar esta cubierta, sin tener que mover las conexiones de las tuberías a las toberas del canal. El canal se puede sujetar con pernos a la coraza, como se muestra en la figura 11-2*a* y *c*. Los canales de tipo C y tipo N de la figura 11-1 se sueldan al espejo. El diseño es comparable, en su costo, al de casquete; pero tiene la ventaja de que permite el acceso a los tubos sin deshacer las conexiones de las tuberías y la eliminación de una junta con empaques.

Cierres especiales para alta presión (Fig. 11-1*D*) El barril del canal y el espejo son generalmente forjados. La cubierta desmontable del canal se coloca en su lugar mediante una presión hidrostática, mientras que un anillo de corte sujeto al esfuerzo de cizallamiento absorbe la fuerza del extremo. Para presiones por encima de 6205 kPa (900 lbf/in^2), estos diseños suelen ser más económicos que las construcciones sujetas por medio de pernos, que requieren bridas y pernos mayores al aumentar la presión para contener la fuerza extrema con los pernos en tensión. Se proporcionan separaciones internas de paso de calibre relativamente ligero, para dirigir el flujo de los fluidos del lado de los tubos; pero se diseñan sólo para la presión diferencial a través del haz de tubos.

Pasos del lado del tubo La mayor parte de los intercambiadores tienen un número par de pasos del lado del tubo. El intercambiador de espejo fijo (que no tiene cubierta de coraza) suele tener una cubierta de regreso sin toberas de flujo, como se muestra en la figura 11-1*M*, se utilizan también los tipos *L* y *N*. Todos los diseños de haz desmontable (excepto para el tubo en U) tienen una cubierta de cabezal flotante que dirige el flujo del fluido del lado del tubo al espejo flotante.

Tubos Los tubos estándares de los intercambiadores de calor tienen un diámetro exterior de 1/4, 3/8, 1/2, 5/8, 3/4, 1, 1 1/4 y 1 1/2 in (in x 25.4 = mm). El espesor de la pared se mide en unidades de calibre de alambre de Birmingham (BWG). (Las características de los tubos se muestran en la tabla 11-2.) Los tubos que se emplean con mayor frecuencia en las plantas de productos químicos y las refinerías petroleras tienen un diámetro exterior de 19 y 25 mm (3/4 y 1 in). Las longitudes estándares de los tubos son de 8, 10, 12, 16, y 20 ft y la más común es la de 20 ft (ft x 0.3048 = m).

Las tolerancias de fabricación para los tubos de acero, acero inoxidable y aleaciones de níquel son de tal índole que los tubos se producen con espesores de pared promedio o mínimo. El tubo de acero al carbono, sin costuras, de espesor mínimo de paredes, puede ir de 0 a 20%, por encima del espesor nominal de la pared. Los tubos sin costura de pared promedio tienen una variación permisible de 10%. Los tubos soldados de acero al carbono se producen con tolerancias más estrechas (0 a + 18% en la pared mínima; 9% en la pared promedio). Los tubos de aluminio, cobre y sus aleaciones se pueden estirar con facilidad y, por lo común, se hacen con las especificaciones de paredes mínimas.

La práctica común consiste en especificar la **superficie del intercambiador** en función de los ft cuadrados externos totales de los tubos. La superficie exterior eficaz de transferencia de calor se basa en la longitud de los tubos medida entre las caras internas de los espejos. En la mayor parte de los intercambiadores de calor hay una pequeña diferencia entre la superficie total y la eficaz. Por lo común, se encuentran diferencias importantes en los diseños de espejos dobles y los de presiones elevadas.

Los **tubos con aletas integradas**, que existen en gran variedad de aleaciones y tamaños, se utilizan en intercambiadores de calor de coraza y tubo. Las aletas se extruyen radialmente del tubo de pared gruesa a una altura de 1.6 mm (1/16 in), espaciadas con 19 aletas por in, o bien, a una altura de 3.2 mm (1/8 in), espaciadas con 11 aletas por in. La superficie externa es aproximadamente 2 1/2 veces mayor que la superficie externa de un tubo liso con el mismo diámetro externo. También se encuentran disponibles en aletas de 0.93 mm (0.037 in) de altura, con espaciamiento de 0.91 mm (28 aletas por in) con una superficie externa aproximada de 3.5 veces la superficie de un tubo liso. Se proporcionan extremos desnudos de diámetro nominal, mientras que la altura de las aletas es ligeramente menor que este diámetro. El tubo se puede insertar en un haz tradicional y laminarse o soldarse al espejo por los mismos medios utilizados en el caso de los tubos desnudos. En la figura 11-5 se muestra un tubo con aletas integradas, introducido en un espejo con estrías dobles. Se han fabricado tubos con aletas en su interior, pero tienen una aplicación muy limitada.

Se utilizan por lo común **aletas longitudinales** en los intercambiadores de tuberías dobles, sobre la parte exterior del tubo interno. También se hacen con esos tubos haces de tubos desmontables tradicionales y tubos en U. En general, la razón de la superficie exterior a la interior es de, aproximadamente, 10 o 15 a 1.

Se emplean **aletas transversales** sobre los tubos en servicios con gas a baja presión. La aplicación primordial es en los intercambiadores de calor enfriados por aire (como se indica bajo ese encabezado), pero se encuentran también en servicio intercambiadores de coraza y tubo con esos tipos de tubos.

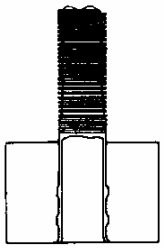


FIG. 11-5 Tubo con aletas integrales, rolado en el espejo con estriado doble y entrada abocinada. (*Wolverine Division, UOP Inc.*)

Juntas de tubos laminadas Las juntas dilatadas de tubo a espejo son estándares. Las juntas bien laminadas tienen una presión uniforme para minimizar las fracturas de los tubos, la corrosión, el desplazamiento del enlace del espejo y el ensanchamiento y el pandeo del espejo. Los tubos se dilatan al interior del espejo en una longitud de dos diámetros de tubo o 50 mm (2 in), o bien, el espesor del espejo menos 3 mm (1/8 in). En general, los tubos se laminan para la última de esas alternativas. La porción dilatada no se debe extender nunca más allá de la cara del espejo del lado de la coraza, puesto que resulta sumamente difícil retirar ese tubo. Los métodos y las herramientas para el retiro de tubos y su perfilación los analizó John [*Chem. Eng.*, **66**, 77-80 (Dec. 28, 1959)] y las técnicas de laminación las presenta Bach [*Pet. Refiner*, **39**, 8, 104 (1960)].

Los extremos de los tubos se pueden proyectar, hacerse al ras, abocinarse o asentarse (en orden de utilización). Los tubos abocinados o de boca acampanada se limitan por lo común para el servicio con agua en los condensadores y sirven para reducir la erosión, cerca de la entrada al tubo.

Para requisitos moderados de procesos generales, con presiones manométricas menores de 2058 kPa (300 lbf/in^2) y menos de 177°C (350°F), los orificios del espejo sin estrías son estándares. Para todos los demás servicios con tubos dilatados, son comunes, por lo menos, dos ranuras en cada tubo (cada una de ellas de 1/8 in de anchura por 1/64 in de espesor). El número de ranuras cambia a veces de 1 a 3, en proporción con el espesor del espejo. La dilatación del tubo en los **orificios de tubos ranurados** proporciona una junta más firme, pero provoca dificultades mayores cuando se trata de retirar los tubos.

Juntas de tubos soldadas Cuando se utilizan materiales de construcción adecuados, los extremos de los tubos se pueden soldar a los espejos. Las juntas soldadas se pueden sellar "para que el cierre sea todavía más hermético que en el laminado de los tubos", o bien, se pueden soldar en forma resistente. Se ha descubierto que las juntas con soldadura resistente son satisfactorias para los servicios muy rigurosos. Las juntas soldadas se pueden laminar o no antes o después de la soldadura.

Las variables de la soldadura de extremos de tubos se analizan en dos artículos no publicados (Emhardt, "Heat Exchanger Tube-to-Tubesheet Joints". ASME. Pap. 69-WA/HT-47 y, Reynolds, "Tube Welding for Conventional and Nuclear Power Plant Heat Exchangers". ASME. Pap 69-WA/HT-24), que se presentaron en la reunión de noviembre de 1969 de la American Society of Mechanical Engineers.

El laminado de los extremos de los tubos antes de la soldadura puede dejar lubricante del dilatador de tubos en el orificio. El ensuciamiento durante el funcionamiento normal, seguido de las operaciones de mantenimiento, dejará diversas impurezas en los extremos de los tubos y cerca de ellos. En esas condiciones, no suelen ser posibles las soldaduras satisfactorias, puesto que la soldadura de los extremos de los tubos requiere en general una limpieza extrema en la zona que se vaya a soldar.

Se ha descubierto que es útil la **dilatación de los tubos después de la soldadura** para presiones bajas y moderadas. En servicios a altas presiones, el laminado de tubos no puede evitar las fugas cuando fallan las juntas soldadas.

Juntas de espejos dobles Este diseño evita el paso de cualquiera de los fluidos hacia el otro debido a fugas en las juntas de los tubos al espejo, que son en general los puntos más débiles de los intercambiadores de calor. Cualquier fuga en esas juntas admite el fluido al espacio libre entre los espejos. El diseño mecánico, la fabricación y el mantenimiento de los diseños de espejos dobles requieren una consideración especial.

CONSTRUCCIÓN DEL LADO DE LA CORAZA

Tamaños de corazas Las corazas de intercambiadores de calor se hacen, en general, con tuberías de acero de pared estándar, de tamaños que van hasta 305 mm (12 in) de diámetro; de paredes de 9.5 mm (3/8 de in) en tamaños de 356 a 610 mm (14 a 24 in) y de placas de acero laminadas a intervalos discretos, en tamaños mayores. Los espacios de franqueo entre el límite tubular externo y la coraza se vieron en otro lugar en relación con los diferentes tipos de construcciones.

Los datos de número de tubos para intercambiadores de calor se presentan en la tabla 11-3. Los criterios de diseño que se utilizan para determinar el **número de tubos** son los siguientes:

1. Se eliminaron tubos para proporcionar área de entrada para una tobera, igual a 0.2 por el diámetro de la coraza.
2. Las configuraciones de tubos son simétricas tanto en relación con el eje horizontal como al vertical.
3. La distancia del diámetro exterior del tubo al eje de la separación de paso es de 7.9 mm (5/16 in) para corazas con diámetro interior de menos de 559 mm (22 in) y de 9.5 mm (3/8 in) para las corazas mayores.

Nota: "Esas tablas no reflejan necesariamente el número máximo ni tampoco las cantidades que se utilizan en la realidad. Hay demasiados parámetros que influyen en la cantidad final de un intercambiador de calor; corte de deflectores, ubicación de los tirantes, pistas de limpieza, bandas de sellado, etc..." (Wasielewski, comunicación personal).

El número de tubos para corazas de intercambiadores de calor a altas presiones son con frecuencia menores en número que los tabulados. Las corazas de tuberías para altas presiones mantienen un diámetro exterior, mientras que el espesor incrementado de la coraza reduce el número de tubos y el límite tubular exterior. La sujeción con pernos para altas presiones para los tipos S o de faldón grueso para el tipo P, pueden incrementar el espacio necesario de franqueo entre el diámetro interior, ID, de la coraza y el OTL con una reducción consiguiente del número de tubos.

Configuraciones del lado de la coraza La **coraza de un paso** (Fig. 11-1*E*) es la configuración que se utiliza más comúnmente. Los condensadores para vapores de un solo componente suelen tener las toberas desplazadas hacia el centro de la coraza, para servicio de vacío y con vapor.

Se proporciona un deflector longitudinal sólido para formar **una coraza de dos pasos** (Fig. 11-1*F*). Se puede aislar para mejorar la eficiencia térmica (véase más adelante un análisis adicional de los deflectores). Una coraza de dos pasos puede mejorar la eficiencia térmica con un costo más bajo que en el caso de dos corazas en serie.

Para un **flujo dividido** (Fig. 11-1*G*), el deflector longitudinal puede ser sólido o encontrarse perforado. Esta última característica se usa al condensar vapores.

En la figura 11-1*H* se muestra un diseño de **flujo partido doble**. Los deflectores longitudinales pueden ser sólidos o estar perforados.

En el **diseño de flujo dividido** (Fig. 11-1*J*), esto equivale mecánicamente a la coraza de un paso, con la excepción de que se agrega una tobera. El flujo dividido se utiliza para satisfacer los requisitos de caídas de presión bajas.

El **rehervidor de caldera** se muestra en la figura 11-1*K*. Cuando se produce una vaporización del lado de la coraza, este diseño común proporciona un espacio adecuado de cúpula para la separación del vapor y el líquido por encima del haz de tubos y una capacidad adicional que va más allá del vertedero cercano a la cubiera de la coraza.

DEFLECTORES Y HACES DE TUBOS

El **haz de tubos** es la parte más importante de un intercambiador de calor tubular. En general, los tubos constituyen el componente más costoso del intercambiador y el que se corroe con mayor facilidad. El haz se completa con espejos, deflectores o placas de soporte, tirantes, y, por lo común, espaciadores.

En general, el **espaciamiento mínimo de deflectores** es de 1/5 del diámetro de la coraza y de no menos de 50.8 mm (2 in). El espaciamiento máximo de los deflectores está limitado por el requisito de que se proporcione un soporte adecuado a los tubos. Los tramos máximos de tubos sin soporte, en in, son de 74 $d^{0.75}$ (en donde d es el diámetro exterior del tubo, en in). El tramo de tubo sin apoyos se reduce en cerca de 12% para el aluminio, el cobre y sus aleaciones.

Se proporcionan deflectores con fines de transferencia de calor. Cuando no se requieren deflectores del lado de la coraza, con fines de transferencia de calor, como puede ocurrir en el caso de los condensadores o los rehervidores, se instalan soportes de tubos.

Deflectores segmentados Los deflectores segmentados o de flujo cruzado son estándares. Se emplean deflectores de segmento sencillo, doble y triple. En la figura 11-6 se ilustran los cortes de los deflectores. Los deflectores de segmento doble reducen la velocidad de flujo cruzado para un espaciamiento dado del deflector. El deflector con triple segmento reduce tanto el flujo cruzado como la velocidad del flujo longitudinal y se identifican como deflectores de "corte de ventana".

TABLA 11-3. Número de orificios para tubo en el espejo* A. Tubos de 5/8 de in de diámetro exterior, con paso cuadrado de 13/16 de in

Diámetro interno de la coraza		TEMA P o S				TEMA U		
		Número de pasos				Número de pasos		
mm	in	1	2	4	6	2	4	6
203	8	55	48	34	24	52	40	32
254	10	88	78	62	56	90	80	74
305	12	140	138	112	100	140	128	108
337	13¼	178	172	146	136	180	164	148
387	15¼	245	232	208	192	246	232	216
438	17¼	320	308	274	260	330	312	292
489	19¼	405	392	352	336	420	388	368
540	21¼	502	484	442	424	510	488	460
591	23¼	610	584	536	508	626	596	562
635	25	700	676	618	600	728	692	644
686	27	843	812	742	716	856	816	780
737	29	970	942	868	840	998	956	920
787	31	1127	1096	1014	984	1148	1108	1060
838	33	1288	1250	1172	1148	1318	1268	1222
889	35	1479	1438	1330	1308	1492	1436	1388
940	37	1647	1604	1520	1480	1684	1620	1568
991	39	1840	1794	1700	1664	1882	1816	1754
1067	42	2157	2112	2004	1968	2196	2136	2068
1143	45	2511	2458	2326	2288	2530	2464	2402
1219	48	2865	2808	2686	2656	2908	2832	2764
1372	54	3656	3600	3462	3404	3712	3624	3556
1524	60	4538	4472	4310	4256	4608	4508	4426

B. Tubos de 3/4 de in de diámetro exterior con paso triangular de 15/16 de in

Diámetro interno de la coraza		TEMA L o M				TEMA P o S				TEMA U		
		Número de pasos				Número de pasos				Número de pasos		
mm	in	1	2	4	6	1	2	4	6	2	4	6
203	8	64	48	34	24	34	32	16	18	32	24	24
254	10	85	72	52	50	60	62	52	44	64	52	52
305	12	122	114	94	96	109	98	78	68	98	88	78
337	13¼	151	142	124	112	126	120	106	100	126	116	108
387	15¼	204	192	166	168	183	168	146	136	180	160	148
438	17¼	264	254	228	220	237	228	202	192	238	224	204
489	19¼	332	326	290	280	297	286	258	248	298	280	262
540	21¼	417	396	364	348	372	356	324	316	370	352	334
591	23¼	495	478	430	420	450	430	392	376	456	428	408
635	25	579	554	512	488	518	498	456	444	534	500	474
686	27	676	648	602	584	618	602	548	532	628	600	570
737	29	785	762	704	688	729	708	650	624	736	696	668
787	31	909	878	814	792	843	812	744	732	846	812	780
838	33	1035	1002	944	920	962	934	868	840	978	928	904
889	35	1164	1132	1062	1036	1090	1064	990	972	1100	1060	1008
940	37	1304	1270	1200	1168	1233	1196	1132	1100	1238	1200	1152
991	39	1460	1422	1338	1320	1365	1346	1266	1244	1390	1336	1290
1067	42	1703	1664	1578	1552	1611	1580	1498	1464	1632	1568	1524
1143	45	1960	1918	1830	1800	1875	1834	1736	1708	1882	1820	1770
1219	48	2242	2196	2106	2060	2132	2100	1998	1964	2152	2092	2044
1372	54	2861	2804	2682	2660	2730	2684	2574	2536	2748	2680	2628
1524	60	3527	3476	3360	3300	3395	3346	3228	3196	3420	3340	3286
1676	66	4292	4228	4088	4044							
1829	72	5116	5044	4902	4868							
1981	78	6034	5964	5786	5740							
2134	84	7005	6934	6766	6680							
2286	90	8093	7998	7832	7708							
2438	96	9203	9114	8896	8844							
2743	108	11696	11618	11336	11268							
3048	120	14459	14378	14080	13984							

* Con la autorización de la Nooter Corp.

TABLA 11-3. Número de orificios para tubo en el espejo* -(Continúa) *C.* Tubos de 3/4 de in de diámetro exterior, con paso cuadrado de 1 in

Diámetro interno de la coraza		TEMA P o S				TEMA U		
		Número de pasos				Número de pasos		
mm	in	1	2	4	6	2	4	6
203	8	28	26	16	12	28	24	12
254	10	52	48	44	24	52	44	32
305	12	80	76	66	56	78	72	70
337	13¼	104	90	70	80	96	92	90
387	15¼	136	128	128	114	136	132	120
438	17¼	181	174	154	160	176	176	160
489	19¼	222	220	204	198	224	224	224
540	21¼	289	272	262	260	284	280	274
591	23¼	345	332	310	308	348	336	328
635	25	398	386	366	344	408	392	378
686	27	477	456	432	424	480	468	460
737	29	554	532	510	496	562	548	530
787	31	637	624	588	576	648	636	620
838	33	730	712	682	668	748	728	718
889	35	828	812	780	760	848	820	816
940	37	937	918	882	872	952	932	918
991	39	1048	1028	996	972	1056	1044	1020
1067	42	1224	1200	1170	1140	1244	1224	1212
1143	45	1421	1394	1350	1336	1436	1408	1398
1219	48	1628	1598	1548	1536	1640	1628	1602
1372	54	2096	2048	2010	1992	2108	2084	2068
1524	60	2585	2552	2512	2476	2614	2584	2558

D. Tubos de 3/4 de in de diámetro exterior con paso triangular de 1 in

Diámetro interno de la coraza		TEMA L o M				TEMA P o S				TEMA U		
		Número de pasos				Número de pasos				Número de pasos		
mm	in	1	2	4	6	1	2	4	6	2	4	6
203	8	42	40	26	24	31	26	16	12	32	24	24
254	10	73	66	52	44	56	48	42	40	52	48	40
305	12	109	102	88	80	88	78	62	68	84	76	74
337	13¼	136	128	112	102	121	106	94	88	110	100	98
387	15¼	183	172	146	148	159	148	132	132	152	140	136
438	17¼	237	228	208	192	208	198	182	180	206	188	182
489	19¼	295	282	258	248	258	250	228	220	226	248	234
540	21¼	361	346	318	320	320	314	290	276	330	316	296
591	23¼	438	416	382	372	400	384	352	336	400	384	356
635	25	507	486	448	440	450	442	400	392	472	440	424
686	27	592	574	536	516	543	530	488	468	554	528	502
737	29	692	668	632	604	645	618	574	556	648	616	588
787	31	796	774	732	708	741	716	666	648	744	716	688
838	33	909	886	836	812	843	826	760	740	852	816	788
889	35	1023	1002	942	920	950	930	878	856	974	932	908
940	37	1155	1124	1058	1032	1070	1052	992	968	1092	1056	1008
991	39	1277	1254	1194	1164	1209	1184	1122	1096	1224	1180	1146
1067	42	1503	1466	1404	1372	1409	1378	1314	1296	1434	1388	1350
1143	45	1726	1690	1622	1588	1635	1608	1536	1504	1652	1604	1560
1219	48	1964	1936	1870	1828	1887	1842	1768	1740	1894	1844	1794
1372	54	2519	2466	2380	2352	2399	2366	2270	2244	2426	2368	2326
1524	60	3095	3058	2954	2928	2951	2940	2932	2800	3006	2944	2884
1676	66	3769	3722	3618	3576							
1829	72	4502	4448	4324	4280							
1981	78	5309	5252	5126	5068							
2134	84	6162	6108	5964	5900							
2286	90	7103	7040	6898	6800							
2438	96	8093	8026	7848	7796							
2743	108	10260	10206	9992	9940							
3048	120	12731	12648	12450	12336							

TEMA U	
ero de pasos	
4	6
24	24
52	52
88	78
116	108
160	148
224	204
280	262
352	334
428	408
500	474
600	570
696	668
812	780
928	904
1060	1008
1200	1152
1336	1290
1568	1524
1820	1770
2092	2044
2680	2628
3340	3286

TABLA 11-3. Número de orificios para tubo en el espejo* *-(Continúa) E.* Tubos de 1 in de diámetro exterior, con paso cuadrado de 1 1/4 de in

Diámetro interno de la coraza		TEMA P o S				TEMA U		
		Número de pasos				Número de pasos 6		
mm	in	1	2	4	6	2	4	6
203	8	17	12	8	12	14	8	6
254	10	30	30	16	18	30	24	12
305	12	52	48	42	24	44	40	32
337	13¼	61	56	52	50	60	48	44
387	15¼	85	78	62	64	80	72	74
438	17¼	108	108	104	96	104	100	100
489	19¼	144	136	130	114	132	132	120
540	21¼	173	166	154	156	172	168	148
591	23¼	217	208	194	192	212	204	198
635	25	252	240	230	212	244	240	230
686	27	296	280	270	260	290	284	274
737	29	345	336	310	314	340	336	328
787	31	402	390	366	368	400	384	372
838	33	461	452	432	420	456	444	440
889	35	520	514	494	484	518	504	502
940	37	588	572	562	548	584	576	566
991	39	661	640	624	620	664	644	640
1067	42	776	756	738	724	764	748	750
1143	45	900	882	862	844	902	880	862
1219	48	1029	1016	984	972	1028	1008	1004
1372	54	1310	1296	1268	1256	1320	1296	1284
1524	60	1641	1624	1598	1576	1634	1616	1614

F. Tubos de 1 in de diámetro exterior con paso triangular de 1 1/4 de in

Diámetro interno de la coraza		TEMA L o M				TEMA P o S				TEMA U		
		Número de pasos				Número de pasos				Número de pasos		
mm	in	1	2	4	6	1	2	4	6	2	4	6
203	8	27	26	8	12	18	14	8	12	14	12	6
254	10	42	40	34	24	33	28	16	18	28	24	24
305	12	64	66	52	44	51	48	42	44	52	40	40
337	13¼	81	74	62	56	73	68	52	44	64	56	52
387	15¼	106	106	88	92	93	90	78	76	90	80	78
438	17¼	147	134	124	114	126	122	112	102	122	112	102
489	19¼	183	176	150	152	159	152	132	136	152	140	136
540	21¼	226	220	204	186	202	192	182	172	196	180	176
591	23¼	268	262	236	228	249	238	216	212	242	224	216
635	25	316	302	274	272	291	278	250	240	286	264	246
686	27	375	360	336	324	345	330	298	288	340	320	300
737	29	430	416	390	380	400	388	356	348	400	380	352
787	31	495	482	452	448	459	450	414	400	456	436	414
838	33	579	554	520	504	526	514	484	464	526	504	486
889	35	645	622	586	576	596	584	548	536	596	572	548
940	37	729	712	662	648	672	668	626	608	668	636	614
991	39	808	792	744	732	756	736	704	692	748	728	700
1067	42	947	918	874	868	890	878	834	808	890	856	830
1143	45	1095	1068	1022	1000	1035	1008	966	948	1028	992	972
1219	48	1241	1220	1176	1148	1181	1162	1118	1092	1180	1136	1100
1372	54	1577	1572	1510	1480	1520	1492	1436	1416	1508	1468	1442
1524	60	1964	1940	1882	1832	1884	1858	1800	1764	1886	1840	1794
1676	66	2390	2362	2282	2260							
1829	72	2861	2828	2746	2708							
1981	78	3368	3324	3236	3216							
2134	84	3920	3882	3784	3736							
2286	90	4499	4456	4370	4328							
2438	96	5144	5104	4986	4936							
2743	108	6546	6494	6360	6300							
3048	120	8117	8038	7870	7812							

TABLA 11-3. Número de orificios para tubo en el espejo* -(Continúa) *G.* Tubos de 1 1/4 de in de diámetro exterior, con paso cuadrado de 1 9/16 de in

Diámetro interno de la coraza		TEMA P o S				TEMA U		
		Número de pasos				Número de pasos		
mm	in	1	2	4	6	2	4	6
203	8	12	12	4	0	4	4	6
254	10	21	12	8	12	12	8	12
305	12	29	28	16	18	26	20	12
337	13¼	38	34	34	24	36	28	15
387	15¼	52	48	44	48	44	44	32
438	17¼	70	66	56	50	60	60	56
489	19¼	85	84	70	80	82	76	79
540	21¼	108	108	100	96	100	100	100
591	23¼	136	128	128	114	128	120	120
635	25	154	154	142	136	154	148	130
686	27	184	180	158	172	176	172	160
737	29	217	212	204	198	212	204	198
787	31	252	248	234	236	242	240	234
838	33	289	276	270	264	280	280	274
889	35	329	316	310	304	324	312	308
940	37	372	368	354	340	358	352	350
991	39	420	402	402	392	408	400	392
1067	42	485	476	468	464	480	476	464
1143	45	565	554	546	544	558	548	550
1219	48	653	636	628	620	644	628	632
1372	54	837	820	812	804	824	808	808
1524	60	1036	1028	1012	1008	1028	1016	1008

H. Tubos de 1 1/4 de in de diámetro exterior con paso triangular de 1 9/16 de in

Diámetro interno de la coraza		TEMA L o M				TEMA P o S				TEMA U		
		Número de pasos				Número de pasos				Número de pasos		
mm	in	1	2	4	6	1	2	4	6	2	4	6
203	8	15	10	8	12	13	10	4	0	6	4	6
254	10	27	22	16	12	18	20	8	12	14	12	12
305	12	38	36	26	24	33	26	26	18	28	20	18
337	13¼	55	44	42	40	38	44	34	24	34	28	30
387	15¼	66	64	52	50	57	58	48	44	52	48	40
438	17¼	88	82	78	68	81	72	62	68	72	68	64
489	19¼	117	106	98	96	100	94	86	80	90	84	78
540	21¼	136	134	124	108	126	120	116	102	118	112	102
591	23¼	170	164	146	148	159	146	132	132	148	132	120
635	25	198	188	166	168	183	172	150	148	172	160	152
686	27	237	228	208	192	208	206	190	180	200	188	180
737	29	268	266	242	236	249	238	224	220	242	228	216
787	31	312	304	284	276	291	282	262	256	282	264	250
838	33	357	346	322	324	333	326	298	296	326	308	292
889	35	417	396	372	364	372	368	344	336	362	344	336
940	37	446	446	422	408	425	412	394	384	416	396	384
991	39	506	490	472	464	478	468	442	432	472	444	428
1067	42	592	584	552	544	558	546	520	512	554	524	510
1143	45	680	676	646	632	646	634	606	596	636	624	592
1219	48	788	774	736	732	748	732	704	696	736	708	692
1372	54	1003	980	952	928	962	952	912	892	946	916	890
1524	60	1237	1228	1188	1152	1194	1182	1144	1116	1176	1148	1116
1676	66	1520	1496	1448	1424							
1829	72	1814	1786	1736	1724							
1981	78	2141	2116	2068	2044							
2134	84	2507	2470	2392	2372							
2286	90	2861	2840	2764	2744							
2438	96	3275	3246	3158	3156							
2743	108	4172	4136	4046	4020							
3048	120	5164	5128	5038	5000							

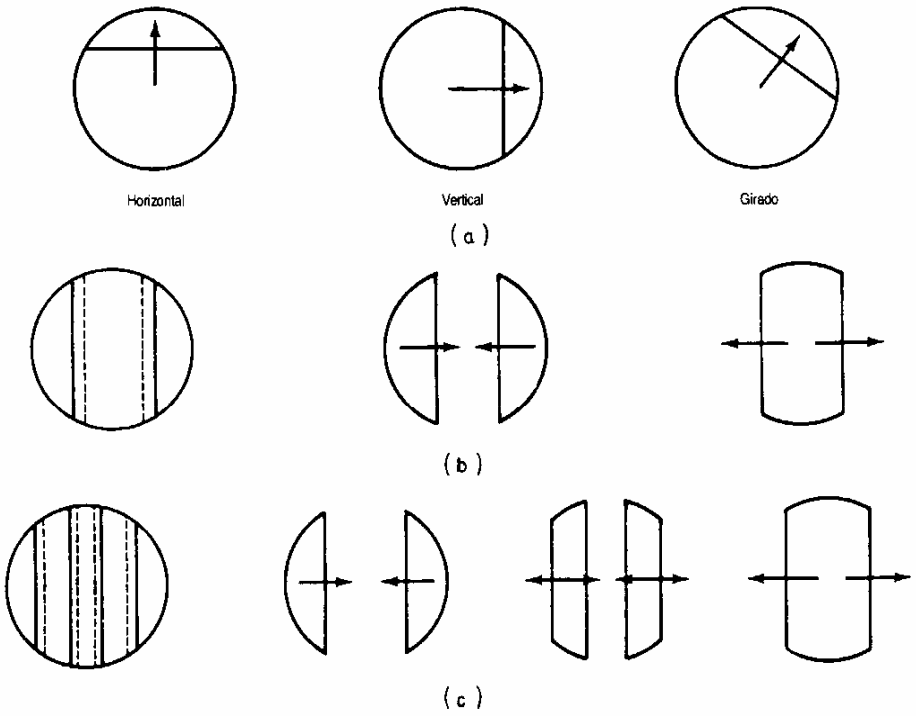


FIG. 11-6 Cortes de los deflectores. *a*) Cortes para deflectores de segmento sencillo. *b*) Cortes para deflectores de segmento doble. *c*) Cortes para deflectores de segmento triple.

Los cortes de deflectores se expresan como la relación de la altura de la abertura del segmento respecto al diámetro interno de la coraza. En la figura 11-2*a*, *c* y *f*, se muestran deflectores de flujo transversal con corte horizontal. Esta disposición no es satisfactoria para los condensadores horizontales, puesto que el condensado puede quedarse atrapado entre los deflectores, o para fluidos sucios, donde la suciedad se puede asentar. Se emplean deflectores de corte vertical para el flujo de lado a lado en los intercambiadores horizontales con fluidos sucios o en condensación. Los deflectores tienen muescas para asegurar el drenaje completo, cuando se sacan las unidades del servicio (esas muescas permiten cierta desviación del haz de tubos durante el funcionamiento normal).

Los tubos se disponen casi siempre con un paso en forma de triángulo equilátero. Los tubos se colocan con un paso cuadrado, primordialmente con fines de limpieza mecánica en los intercambiadores de haces desmontables.

El **corte máximo de los deflectores** se limita a 45% aproximadamente para deflectores de segmento sencillo, de modo que cada par de deflectores soporta a cada tubo. En general, los haces de tubos tienen cortes de deflectores, de modo que al menos una hilera de tubos pase a través de todos los deflectores sobre placas de soporte. Esos tubos retienen todo el haz. En los intercambiadores de coraza y tubo, con un corte de deflectores horizontal y una costilla de paso horizontal para dirigir el flujo del lado del tubo en el canal, el corte máximo de deflector que permite que pase un mínimo de una hilera de tubos por todos los deflectores es de aproximadamente 33% en las corazas pequeñas y 40% en las corazas de tuberías mayores.

Los índices máximos de transferencia de calor del lado de la coraza, en convección forzada, se obtienen aparentemente mediante el flujo cruzado del fluido en ángulo recto con los tubos. Para elevar al máximo este tipo de flujo, se construyen algunos intercambiadores de calor con desviadores de cortes de segmentos y "sin tubos en la ventana" (o el corte del deflector). El espaciamiento máximo de los deflectores puede ser igual que el tramo máximo de tubos sin soporte, mientras que el espaciamiento tradicional de los deflectores se limita a la mitad de ese tramo.

Cuando se tienen soportes intermedios, el espaciamiento máximo de los deflectores donde no hay tubos en la ventana de deflectores segmentados sencillos es ilimitado. Se tienen cortes en ambos lados del deflector, por lo que no se afecta el flujo del fluido del lado de la coraza. Cada soporte cubre todos los tubos; los soportes se encuentran espaciados, de manera tal que el soporte sea adecuado a los tubos.

Deflectores de varilla Los deflectores de varilla o barra son varillas o barras que se extienden a través de las sendas existentes entre las hileras de tubos. Un arreglo deflector puede consistir de un deflector con varillas en los espacios verticales y otro con varillas en los espacios horizontales entre tubos. El flujo del lado de la coraza es uniforme y paralelo a los tubos y no se tienen áreas de estancamiento.

Un dispositivo patentado recientemente emplea cuatro deflectores en un conjunto de deflexión. Sólo tienen varilla la mitad de los espaciamientos vertical u horizontal. Este novedoso diseño proporciona, en apariencia, un valor máximo del coeficiente de transferencia de calor del lado de la coraza para una caída de presión dada.

Tirantes y espaciadores Se emplean tirantes para sostener los deflectores en su lugar con espaciadores, que son piezas de tubos o tuberías que se colocan en los tirantes para situar los deflectores en forma adecuada. A veces, los deflectores se sueldan a los tirantes y se eliminan los espaciadores. Los tirantes y los espaciadores situados en forma

apropiada sirven tanto para mantener unido el haz como para reducir las desviaciones de los tubos.

En unidades muy grandes de espejos fijos, donde disminuye la concentricidad de las corazas, los deflectores se suelen soldar a la coraza para eliminar la derivación entre el deflector y la coraza.

Los **deflectores metálicos** son estándares. A veces se utilizan deflectores de plástico, ya sea para reducir la corrosión o en servicios vibratorios donde los deflectores metálicos podrían cortar los tubos.

Deflectores antichoque El haz de tubos se protege habitualmente contra los choques del fluido que llega de la tobera de entrada a la coraza, cuando el fluido del lado de la coraza está a velocidad alta, se está condensando o es un fluido de doble fase. El área mínima de entrada en torno a la tobera suele ser en general igual que el área de entrada de la tobera. Las toberas de salida requieren también un área adecuada entre los tubos y las toberas. Un haz completo sin disposiciones para el área de entrada de la tobera a la coraza puede incrementar la velocidad del fluido de entrada hasta en un 300%, con una pérdida consiguiente de presión.

Los deflectores antichoque se fabrican por lo general con placas rectangulares, aunque es mejor su fabricación con placas circulares. En algunas ocasiones se utilizan varillas y otros dispositivos para proteger los tubos del choque. Con objeto de tener la mayor cantidad de tubos protegidos de choques, a menudo se coloca la placa antichoque en la abertura de una tobera cónica o en una tapa colocada en la coraza.

Se recomiendan deflectores antichoque o dispositivos de distribución de flujo para las toberas axiales del lado de los tubos, cuando las velocidades de entrada sean elevadas.

Distribución de vapor Las toberas de entrada a la coraza, relativamente grandes, que se pueden utilizar en los condensadores al vacío o a baja presión, requieren que se tomen disposiciones para la distribución uniforme del vapor.

Derivación del haz de tubos Los índices de transferencia de calor del lado de la coraza se elevan al máximo cuando la derivación del haz de tubos es mínima. La derivación de corriente más significativa se tiene entre el límite más externo de los tubos y la parte interna de la coraza. El claro entre los tubos y la coraza está a un mínimo para la construcción de espejos fijos y un máximo para haces removibles de tubos rectos.

Las disposiciones para reducir la derivación del haz de tubos incluyen:

Tubos falsos Estos tubos no pasan por los espejos y se pueden situar cerca del interior de la coraza.

Tirantes con espaciadores Mantienen a los deflectores en su lugar; pero se pueden situar de modo que eviten las derivaciones.

Bandas de sellado Estas bandas longitudinales se extienden de deflector a deflector o se pueden insertar en ranuras cortadas en los deflectores.

Se pueden situar tubos falsos o tirantes con espaciadores dentro de las pistas de partición del paso (y entre los cortes de los deflectores), para asegurar la penetración máxima en el haz del fluido del lado de la coraza.

Cuando se omiten tubos de la configuración para proporcionar área de entrada en torno a una placa de choque, aumenta la necesidad de que las bandas selladoras u otros dispositivos provoquen la penetración adecuada en el haz del fluido del lado de la coraza.

Deflectores longitudinales En la construcción del espejo fijo con corazas de pasos múltiples, el deflector se suele soldar a la coraza y se obtiene en esa forma una seguridad positiva contra las derivaciones. Los haces de tubos desmontables tienen un dispositivo sellador entre la coraza y el deflector longitudinal. Se han utilizado bandas selladoras flexibles de calibre ligero y diversos dispositivos de empaque. Los haces removibles de tubos en U con cuatro pasos por el lado de los tubos y dos por el lado de la coraza, pueden instalarse en corazas que cuentan con deflectores longitudinales soldados.

En las corazas de flujo partido, los deflectores longitudinales se pueden instalar sin un sello positivo en los bordes, cuando las condiciones de diseño no se vean afectadas gravemente por la cantidad limitada de derivación. El ensuciamiento en los servicios de refinerías petroleras hace obligatorio un trato brusco de los haces de tubos durante las operaciones de limpieza. Muchas refinerías evitan la utilización de deflectores longitudinales, puesto que los dispositivos selladores se dañan durante las operaciones de limpieza y mantenimiento, cuando no se tiene un cuidado adecuado.

CORROSIÓN EN INTERCAMBIADORES DE CALOR

En esta subsección se analizarán algunas consideraciones especiales sobre la corrosión de los intercambiadores de calor. Una presentación más amplia, en la sección 23, cubre la corrosión y sus diversas formas, así como también los materiales de construcción.

Materiales de construcción El material de construcción más común en los intercambiadores de calor es el acero al carbono. La construcción de acero inoxidable se utiliza a veces en los servicios en plantas químicas y, en raras ocasiones, en las refinerías petroleras. Muchos intercambiadores se construyen con metales disímbolos. Esas combinaciones funcionan satisfactoriamente en algunos servicios. Se requiere un cuidado extremo en su selección, puesto que pueden producirse ataques electrolíticos.

El acero al carbono y las combinaciones de aleaciones aparecen en la tabla 11-4. Las "aleaciones" en servicios en plantas químicas y petroquímicas, en orden aproximado de utilización, son el acero inoxidable de la serie 300, el níquel, el metal monel, las aleaciones de cobre, aluminio, el Inconel, el acero inoxidable de la serie 400 y otras aleaciones. En servicios de refinerías petroleras, el orden de frecuencia cambia y las aleaciones de cobre (para unidades enfriadas por agua) ocupan el primer lugar, y el acero de aleación baja en el segundo. En algunas áreas de la industrial petrolera, las aleaciones de cobre, el acero inoxidable de la serie 400, el acero de baja aleación y el aluminio se están convirtiendo en las aleaciones que más se utilizan.

TABLA 11-4. Materiales no similares en la construcción de intercambiadores de calor

Parte	Uso relativo	1	2	3	4	5	6
	Costo relativo	A	B	C	D	C	E
Tubos		•	•	•	•	•	•
Espejos			•	•	•	•	•
Cabezales del lado del tubo				•	•		
Deflectores					•	•	•
Coraza							•

El acero al carbono se reemplaza con una aleación cuando aparece el símbolo •
Uso relativo: combinaciones de 1 (más popular) a 6 (menos habitual).
Costo relativo: De *A* (el menos caro) a *E* (el más caro).

Los tubos de aleaciones de cobre, sobre todo el latón Admiralty inhibido, se emplean en general con enfriamiento por agua. Los espejos y los deflectores de aleaciones de cobre son, en general, de latón naval.

Se están utilizando algunas veces las aleaciones de aluminio en servicios con agua (sobre todo el aluminio Alclad). La aleación Alclad tiene una capa de aleación de aluminio de sacrificio unida metalúrgicamente a una aleación central.

Los cabezales del lado del tubo para servicio con agua se hacen en gran variedad de materiales: acero al carbono, aleaciones de cobre, hierro colado, acero al carbono con pintura especial o recubierto de plomo o plástico.

Tubos bimetálicos Cuando los requisitos de corrosión o las condiciones de temperatura no permiten la utilización de una aleación simple para los tubos, se utilizan tubos bimetálicos (o dúplex). Se puede hacer de casi cualquier combinación posible de metales. Varían también los calibres y los tamaños de los tubos. Para calibres delgados, los espesores de las paredes se dividen en general en partes iguales entre

los dos componentes. En los calibres mayores, el componente más costoso puede comprender de una quinta a una tercera parte del espesor total.

Los materiales componentes respetan las especificaciones ASTM aplicables; pero después de la fabricación, el componente exterior se puede endurecer más allá de los límites de las especificaciones, por lo que se requiere un cuidado especial durante las operaciones de laminado de tubos. Cuando el material más duro se encuentra en la parte exterior, es preciso tener la precaución para extender el tubo adecuadamente. Cuando el material interno es considerablemente más blando, el laminado puede no resultar práctico, a menos que se utilicen casquillos del material blando.

Para eliminar la acción galvánica, se puede desnudar el material exterior del tubo en los extremos, reemplazándolo con casquillos del material interno. Cuando el extremo de un tubo con un casquillo se dilata o suelda a un espejo, el fluido del lado del tubo sólo puede entrar en contacto con el material interno, mientras que el externo se ve expuesto al fluido del lado de la coraza.

Los tubos bimetálicos están disponibles a partir de un pequeño número de laminadores de tubería, y son fabricados únicamente bajo pedido especial y en grandes cantidades.

Espejos revestidos Por lo común, los espejos y otras piezas de intercambiadores son de un metal fuerte. Los espejos bimetálicos o recubiertos se utilizan para reducir los costos o porque no hay ningún metal simple que resulte satisfactorio para las condiciones de corrosión. El material de aleación (por ejemplo, acero inoxidable, metal monel, etc.) se une o deposita como revestimiento a un material de respaldo de acero al carbono. En la construcción de espejos fijos se puede soldar un espejo revestido de aleación de cobre a un espejo de acero, mientras que la mayor parte de los espejos de aleación de cobre no se pueden soldar al acero de una manera aceptable para las autoridades del código ASME.

Los espejos revestidos, en servicio con un material de respaldo de acero al carbono, incluyen acero inoxidable de los tipos 304, 304L, 316, 316L, 317, metal monel, Inconel, níquel, latón laminado naval, cobre, latón Admiralty, bronce de silicio y titanio. También se utilizan recubrimientos de acero inoxidable con metal monel y latón naval laminado.

Los espejos revestidos con aleaciones ferrosas se preparan generalmente mediante un proceso de soldadura, en el que el material de aleación se deposita al soldarlo sobre la cara del espejo. Se requieren precauciones para producir una deposición de soldadura que no tenga defectos, ya que estos últimos pueden permitir que el fluido del proceso ataque al metal básico por debajo de la aleación. Los espejos revestidos con una aleación de cobre son preparados mediante la soldadura fuerte de la aleación al material de respaldo de acero al carbono.

Los materiales de revestimiento pueden ser preparados mediante técnicas de enlace que implican el laminado, el tratamiento térmico, enlace explosivo, etc. Cuando se fabrican adecuadamente, los dos metales no se separan debido a las diferencias de dilatación térmica que se encuentran en servicio. Se pueden preparar materiales de revestimiento mediante técnicas de soldadura fuerte y el recubrimiento de la aleación por soldadura. Se emplean poco los espejos revestidos preparados mediante soldadura por puntos en los bordes exteriores de la aleación y el metal básico o la sujeción de los dos metales con pernos.

Construcción no metálica Se encuentran disponibles intercambiadores de coraza y tubo con tubos de vidrio de 14 mm (0.551 in) de diámetro y 1 mm (0.039 in) de espesor, para tubos cuya longitud es de 2.015 a 4.015 m (79.3 a 158 in). Los intercambiadores de coraza de acero tienen una presión de diseño máxima de 517 kPa (75 lbf/in^2). Los intercambiadores de coraza de vidrio tienen una presión manométrica de diseño máxima de 103 kPa (15 lbf/in^2). Los diámetros de las corazas son de 229 m (9 in), 305 mm (12 in) y 457 mm (18 in). El intervalo de superficies para transferencia de calor en este tipo de intercambiadores es de 3.16 a 51 m (34 a 550 ft^2). Todos los tubos tienen libertad para expanderse, ya que se emplea un sellador de teflón en la unión del espejo al tubo.

Se producen equipos intercambiadores de calor de **grafito impermeable** en gran variedad de formas, incluyendo los de coraza y tubo de cabezal exterior empaquetado. Se fabrican con tubos y cabezales del lado del tubo de grafito impermeable y corazas metálicas. Existen unidades simples que contienen hasta 1300 m^2 (14 000 ft^2) de superficie de transferencia de calor.

Los intercambiadores de calor de **teflón**, de construcción especial se describen más tarde en esta sección.

Fabricación La dilatación del tubo en el espejo reduce el espesor de la pared del tubo y endurece el metal. Los esfuerzos inducidos pueden provocar una **corrosión por esfuerzo**. La dilatación diferencial entre los tubos y la coraza en intercambiadores de espejo fijo pueden desarrollar esfuerzos que producen corrosión.

Cuando se emplean tubos de acero inoxidable austenítico para la resistencia a la corrosión, se recomienda un ajuste estrecho entre los tubos y los orificios, para minimizar el endurecimiento de trabajo y la pérdida resultante de resistencia a la corrosión.

Con el fin de facilitar el retiro y la sustitución de los tubos, se acostumbra extender los tubos por laminación hasta dentro de 3 mm (1/8 de in) de la cara del espejo del lado de la coraza. En esa forma se crea un hueco de 3 mm (1/8 in) de longitud entre el tubo y el orificio en esa cara del espejo. En algunos servicios, se puede descubrir que este hueco constituye un punto focal para la corrosión.

Es práctica común proporcionar un bisel en los bordes internos de los orificios tubulares en los espejos, para evitar el corte de los tubos y eliminar las rebabas producidas en la perforación o el escariado del espejo. En el espejo inferior de las unidades verticales, este bisel sirve como bolsón para la reunión de materiales, el polvo, etc., así como también como centro de corrosión.

Se requiere una **ventilación** adecuada de los intercambiadores tanto para reducir la corrosión como para que el funcionamiento sea el correcto. La mala ventilación del lado del agua de los intercambiadores puede provocar la humidificación y la desecación alternativa y la concentración concomitante de cloruros, que resulta sumamente destructiva para la vida útil de los aceros inoxidables de la serie 300.

Algunas condiciones de corrosión requieren que se preste una consideración especial al **drenaje** completo, cuando se retira una unidad del servicio. Se requieren precauciones especiales para las superficies de los espejos superiores en los intercambiadores de calor verticales, los tubos cóncavos y los deflectores del lado de la coraza en las unidades horizontales.

COSTOS DE INTERCAMBIADORES DE CORAZA Y TUBO

En la figura 11-7 se muestran los costos básicos de intercambiadores de calor de coraza y tubo fabricados en acero al carbono en Estados Unidos en 1958. Los datos de costos de intercambiadores de calor de coraza y tubo de 15 fuentes diferentes fueron correlacionados y se encontró su consistencia cuando se ponderaron con el índice Marshall y Swift [Woods *et al, Can J. Chem. Eng.*, **54**, 469-489 (December 1976)].

Los costos de este tipo de intercambiadores pueden estimarse a partir de la figura 11-7 y las tablas 11-5 y 11-6. Estos costos de 1960 pueden actualizarse con el índice Marshall y Swift, que aparece en cada edición del *Chemical Engineering*. Nótese que durante los periodos de alta y baja demanda de intercambiadores de calor, los precios en el mercado pueden variar de manera significativa respecto a los determinados por este método.

Los pequeños intercambiadores de calor y los equipos adquiridos en cantidades pequeñas tienen probabilidades de resultar más costosos que lo que se indica.

Existen intercambiadores estándares de calor (que en algunos casos son artículos "para entrega inmediata"), en tamaños que van de 1.9 a 37 m^2 (20 a 400 ft^2), a costos inferiores a los de las unidades construidas sobre pedido. Los costos del acero son de aproximadamente la mitad, los de los tubos de latón Admiralty de las dos terceras partes y los

FIG. 11-7 Costos de
por 6.895; para conver
metros, multiplíquese

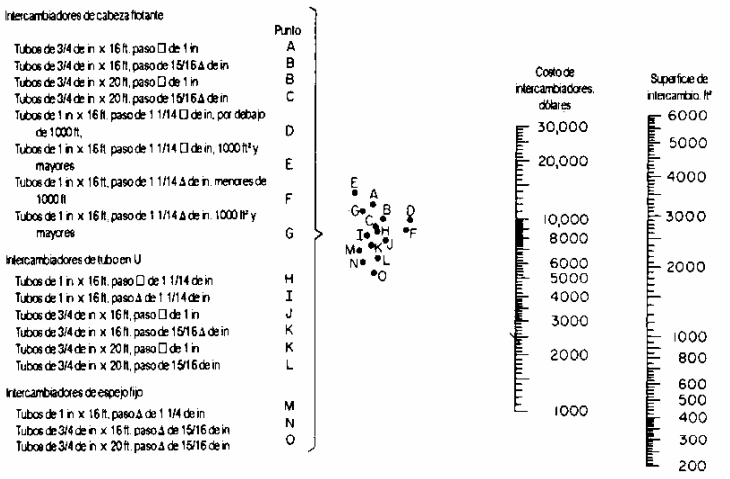


FIG. 11-7 Costos de intercambiadores básicos, de acero, TEMA., clase *R*, 150 lbf/in², 1958. Para convertir libras-fuerza por in cuadrada en kilopascales, multiplíquese por 6.895; para convertir ft cuadrados en metros cuadrados, multiplíquese por 0.0929; para convertir in en milímetros, multiplíquese por 25.4; y para convertir ft en metros, multiplíquese por 0.3048.

del acero inoxidable las tres cuartas partes de los de los intercambiadores equivalentes, construidos bajo pedido.

Los **calentadores tipo hervidor (kettle)** tienen costos de 15 a 25% mayores que los intercambiadores equivalentes de cabezal flotante interno o tubo en U. El índice extra más alto se puede aplicar a las relaciones relativamente grandes de diámetro de caldera con el diámetro de orificio y con los valores internos mayores (p. ej., separadores de vapor y líquido, rompedores de espumas, vidrios ópticos, etc.).

Para estimar los costos de intercambiadores para aleaciones y detalles variables de construcción se debe determinar primero el costo básico de un intercambiador de calor de construcción básica similar (acero al carbono, clase R, 150 lbf/in²) a partir de la figura 11-7. En la tabla 11-5, se seleccionan los sobrecostos apropiados para especificaciones de presión más elevadas y para construcción con aleaciones de deflectores y espejos, corazas y cubiertas de corazas, canales y cubiertas de cabezales flotantes. Calcúlense esos sobrecostos de conformidad con las notas que aparecen bajo la tabla. Para tubos que no sean de acero al carbono soldado, se debe calcular el sobrecosto multiplicando la superficie del intercambiador por el costo apropiado por ft cuadrado, a partir de la tabla 11-6.

Cuando los puntos para tubos de 20 ft de longitud no aparezcan en la figura 11-7, se deberá utilizar 0.95 veces el costo del intercambiador equivalente de 16 ft de longitud. La variación de longitud de los intercambiadores de calor de acero afecta los costos en aproximadamente 1 dólar/ft². Los diámetros de las corazas para una superficie dada son aproximadamente iguales a los de construcción de cabeza flotante y tubo en U.

Los tubos de aletas bajas (de 1/16 in de altura de aletas) proporcionan 2.5 veces la superficie por ft lineal. La superficie que se requiere se debe dividir entre 2.5; a continuación, se utilizará la figura 11-7 para determinar el costo básico del intercambiador de calor. Luego, se deberán sumar las superficies reales a los sobrecostos (a partir de la Tabla 11-6), para determinar el costo del intercambiador de tubo con aletas.

OTROS INTERCAMBIADORES DE CALOR PARA LÍQUIDOS Y GASES

INTERCAMBIADORES DE TUBERÍA DOBLE Y SECCIONES MULTITUBULARES

Durante muchos años, los intercambiadores de calor de tubería doble se han utilizado de manera preferencial para flujos bajos y altas temperaturas. Los intercambiadores de secciones multitubulares son de construcción similar, pero tienen siete o más tubos en el interior de una coraza. Las secciones de tubería doble y multitubulares permiten un flujo verdadero a contracorriente, especialmente ventajoso para grandes intervalos de temperaturas del fluido y cuando se requiere un acercamiento estrecho en las temperaturas de los fluidos.

Los intercambiadores con **secciones de tubería doble** existen en el comercio disponibles en corazas de 51 a 152 mm (2 a 6 in) con tubos cuya variación es de 19 mm (3/4 in) a 102 mm (4 in) de diámetro. Aproximadamente el 12% de las secciones de tubería doble son tubo o tubería lisa y el resto tienen aletas longitudinales sobre el tubo interno.

Las **secciones multitubulares** tienen corazas de 4, 6, 8 y 12 in (in x 25.4 = mm). Los tubos se fabrican a partir de porciones rectas de tubos o tubería. Las aletas longitudinales se sueldan a los tubos. Los tubos o la tubería doblados en U se sueldan a dos tramos rectos para producir la horquilla del tubo empleado tanto en secciones de tubería doble como en las múltiples.

Algunos fabricantes ofrecen secciones de tubería doble y multitubulares en tamaños estándar. Estas secciones poseen tubos retirables y tienen en cuenta la expansión diferencial entre la coraza y el tubo. Los cierres para sellar el fluido del lado de la coraza son de diversos tipos, el más simple de los cuales permite que existan fugas a la menor falla del sello. Otros diseños mejores consisten en dos conjuntos de pernos y no es posible que ocurra fuga alguna. Las secciones multitubulares tienen los extremos de las horquillas roladas en la placa para tubos (espejo).

Los costos para las secciones de tubería doble (representadas en la Fig. 11-9), en 1971 tanto con tubos desnudos como de aletas longitu-

TABLA 11-5. Extras para presiones, construcción con aleaciones, superficies y pesos*
Porcentaje del precio básico del acero, 1500 lbf/in^2 de presión de trabajo

		Diámetro de la coraza, in												
		12	14	16	18	20	22	24	27	30	33	36	39	42
Presión†	300 lbf/in^2	7	7	8	8	9	9	10	11	11	12	13	14	15
	450 lbf/in^2	18	19	20	21	22	23	24	27	29	31	32	33	35
	600 lbf/in^2	28	29	31	33	35	37	39	40	41	32	44	45	50
Aleaciones	Intercambiador de calor de acero	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
	Deflectores y espejos													
	Latón laminado naval	14	17	19	21	22	22	22	22	22	23	24	24	25
	Metal monel	24	31	35	37	39	39	40	40	41	41	41	41	42
	1 1/4 Cr, 1/2 Mo	6	7	7	7	8	8	8	8	9	10	10	10	11
	4-6 Cr, 1/2 Mo	19	22	24	25	26	26	26	25	25	25	26	26	26
	11-13 Cr (inoxidable 410)	21	24	26	27	27	27	27	27	27	27	27	27	28
	Inoxidable 304	22	27	29	30	31	31	31	31	30	30	30	31	31
	Coraza y cubierta de la coraza													
	Metal monel	45	48	51	52	53	52	52	51	49	47	45	44	44
	1 1/4 Cr, 1/2 Mo	20	22	24	25	25	25	24	22	20	19	18	17	17
	4-6 Cr 1/2 Mo	28	31	33	35	35	35	34	32	30	28	27	26	26
	11-13 Cr (inoxidable 410)	29	33	35	36	36	36	35	34	32	30	29	27	27
	Inoxidable 304	32	34	36	37	38	37	37	35	33	31	30	29	28
	Cubierta de canal y cabezal flotante													
	Metal monel	40	42	42	43	42	41	40	37	34	32	31	40	30
	1 1/4 Cr, 1/2 Mo	23	24	24	25	24	24	23	22	21	21	21	20	20
	4-6 Cr, 1/2 Mo	36	37	38	38	37	36	34	31	29	27	26	25	24
	11-13 Cr (inoxidable 410)	37	38	39	39	38	37	35	32	30	28	27	26	25
	Inoxidable 304	37	39	39	39	38	37	36	33	31	29	28	26	26
Superficie	Superficie, en ft^2, cabezal flotante interno 3/4 de in de diámetro exterior por paso cuadrado de 1 in, tubo de 16 ft 0 in††	251	302	438	565	726	890	1040	1470	1820	2270	2740	3220	3700
	Tubo de 1 in, de diámetro exterior, paso cuadrado de 1 1/4 de in, de 16 ft 0 in‡	218	252	352	470	620	755	876	1260	1560	1860	2360	2770	3200
	Peso, en lb, cabezal flotante interno, tubo de 1 in de diámetro exterior, 14 BWG 22	2750	3150	4200	5300	6600	7800	9400	11,500	14,300	17,600	20,500	24,000	29,000

* Modificada de E. N. Sieder y G. H. Elliot, Pet. Refiner, **39**, 5, 223 (1960).

† El total extra es de 0.7 × presión extra sobre el lado de la coraza más 0.3 × presión extra del lado del tubo.

†† Construcción de espejo fijo con 3/4 de in de diámetro exterior con paso triangular de 15/16 de in, proporciona 36% más de superficie.

‡ Construcción de espejo fijo con 1 in de diámetro exterior con paso triangular de 1 1/4 de in, proporciona 18% más de superficie.

Para un intercambiador de calor completamente de acero con presiones mixtas de diseño, el extra total para la presión es de 0.7 × la presión extra del lado de la coraza más 0.3 × presión extra del lado del tubo. Para un intercambiador de calor con piezas de aleación y una presión de diseño de 150 lbf/in^2, se añaden las extras de la aleación. Para la coraza y la cubierta de la coraza, la presión combinada extra de la aleación es la extra de la aleación por la presión extra del lado de la coraza/100. Para la cubierta del canal y el cabezal flotante, la presión extra combinada de la aleación es la presión extra de la aleación por la presión extra del lado del tubo/100. Para espejos y deflectores, la presión extra combinada de la aleación es la extra de la aleación por la presión extra más alta por 0.9/100. (Se incluye el factor de 0.9, debido a que el espesor del deflector no aumenta a causa de la presión.)

NOTA: Para convertir libras-fuerza por in cuadrada en kilopascales, multipliquese por 6.895; para convertir ft cuadrados en metros cuadrados, multipliquese por 0.0929; y para convertir in en milímetros, multipliquese por 25.4.

dinales, se muestran en la figura 11-8, en donde se identifican las curvas mediante las especificaciones que se dieron en la tabla 11-7.

INTERCAMBIADORES DEL TIPO DE PLACA

Existen intercambiadores de tipo de placa en varias formas: en espiral, de placa (y armazón), de aleta con placa soldada y de aleta de placa y tubo.

Intercambiadores de placa en espiral El intercambiador de placa en espiral (Alfa-Laval Thermal Division) se hace con un par de placas laminadas para proporcionar dos pasos rectangulares relativamente largos para los fluidos con flujo en contracorriente. La trayectoria continua elimina la inversión del flujo (y la caída consiguiente de la presión), las desviaciones y los problemas de dilataciones diferenciales. Los sólidos se pueden mantener en suspensión. Se produce turbulencia con un número de Reynolds más bajo que en el caso de los tubos rectos.

El diseño en espiral es **compacto** si se toma en cuenta que puede proporcionar 167 m^2 (1800 ft^2) de superficie de transferencia de calor en una unidad de 1422 mm (56 *in*) de diámetro. La espiral tiene, generalmente, una altura de 1524 mm (60 in^2).

Cada trayectoria del intercambiador es accesible, desmontando la cubierta respectiva. Las espirales se pueden diseñar para presiones manométricas de hasta 1034 kPa (150 lbf/in^2). Los materiales de construcción incluyen acero al carbono, acero inoxidable de los tipos 304, 316 y 430F, aleación 20, Inconel, metal monel, níquel, Hastelloy B y C, Everdur y titanio.

Intercambiadores de placa y armazón Los intercambiadores de placa y armazón consisten en placas estándares, que sirven como superficies de transferencia de calor y un armazón para su apoyo, y los describió Lawry [*Chem.Eng.*, **66**, 89-94 (Jun. 29, 1959)]. El principio de diseño es muy similar al de los filtros de prensa de placa y armazón. La caída de presión es baja y resulta imposible que haya fugas de fluidos.

Las placas estándares de transferencia de calor (normalmente de acero inoxidable de los tipos 304 y 316, pero también de titanio, níquel, metal monel, Incoloy 825, Hastelloy C, bronce al fósforo y cuproníquel también están disponibles), comprimidas en una pieza simple de material de 1.3 a 6.4 mm (0.05 a 0.125 de in), tienen estrías para recibir empaques de elastómero. El diseño corrugado de las placas les da rigidez, fomenta la turbulencia de los fluidos y asegura la distribución completa del flujo. Los miembros de soporte y armazón existen en acero inoxidable recubierto o en acero dulce con recubrimiento de esmalte. Las placas se pueden limpiar y reemplazar con facilidad. El área se ajusta con facilidad mediante la adición o la eliminación de placas.

	39	42
	14	15
	33	35
	45	50
	100	100
	24	25
	41	42
	10	11
	26	26
	27	28
	31	31
	44	44
	17	17
	26	26
	27	27
	29	28
	40	30
	20	20
	25	24
	26	25
	26	26
	3220	3700
	2770	3200
	24,000	29,000

lo de la coraza más 0.3
nación. Para la coraza y
al y el cabezal flotante,
extra combinada de la
sa de la presión.)
s, multiplíquese por

nateriales de cons-
e de los tipos 304,
uel, Hastelloy B y

ercambiadores de
e sirven como su-
ra su apoyo, y los
59)]. El principio
de placa y arma-
que haya fugas de

(normalmente de
de titanio, níquel,
ósforo y cupronío-
una pieza simple
lenen estrías para
b de las placas les
ura la distribución
nazón existen en
ecubrimiento de
ar con facilidad.
la eliminación de

TABLA 11-6. Costo extra base para calibre de tubos y aleaciones
Dólares por ft^2

	Tubos de 3/4 in de diám. ext.			Tubos de 1 in de diám. ext.		
	16 BWG	14 BWG	12 BWG	16 BWG	14 BWG	12 BWG
Acero al carbono	0	0.02	0.06	0	0.01	0.07
Admiralty	0.78	1.20	1.81	0.94	1.39	2.03
(T-11) 1 1/4 Cr, 1/2 Mo	1.01	1.04	1.11	0.79	0.82	0.95
(T-5) 4-6 CR	1.61	1.65	1.74	1.28	1.32	1.48
Inoxidable 410 soldado	2.62	3.16	4.12	2.40	2.89	3.96
Inoxidable 410 sin costura	3.10	3.58	4.63	2.84	3.31	4.47
Inoxidable 304 soldado	2.50	3.05	3.99	2.32	2.83	3.88
Inoxidable 304 sin costura	3.86	4.43	5.69	3.53	4.08	5.46
Inoxidable 316 soldado	3.40	4.17	5.41	3.25	3.99	5.36
Inoxidable 316 sin costura	7.02	7.95	10.01	6.37	7.27	9.53
90-10 cuproníquel	1.33	1.89	2.67	1.50	2.09	2.90
Monel	4.25	5.22	6.68	4.01	4.97	6.47
Aleta baja						
Acero al carbono	0.22	0.23		0.18	0.19	
Admiralty	0.58	0.73		0.70	0.87	
90-10 cuproníquel	0.72	0.96		0.86	1.06	

NOTA: Para convertir in en milímetros, multiplíquese por 25.4.

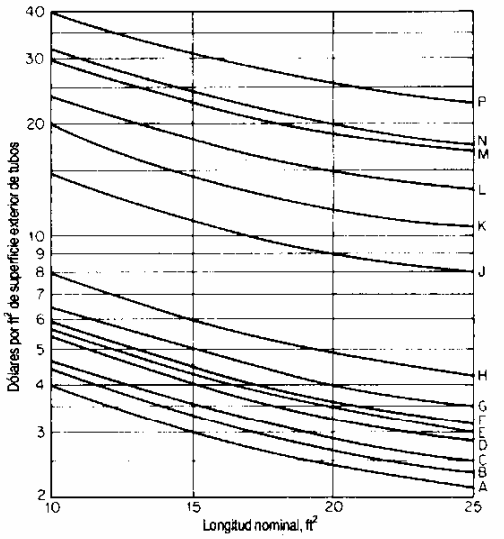


FIG. 11-8 Costos de secciones de tuberías dobles (véanse los datos descriptivos en la tabla 11-7). Para convertir ft en metros, multiplíquese por 0.3048; para convertir dólares por ft cuadrado en dólares por metro cuadrado, multiplíquese por 10.764. (*Brown Fintube Co.*)

Se pueden emplear intercambiadores de calor de placa para **servicios múltiples**; pueden pasar varios fluidos diferentes por las distintas

FIG. 11-9 Sección de intercambiador de tubería doble con aletas longitudinales. (*Brown Fintube Co.*)

partes del intercambiador. Los fluidos viscosos (de hasta 30 000 centipoises) dan también índices de transferencia relativamente altos, puesto que muchos intercambiadores de calor del tipo de placa aseguran un flujo turbulento con números de Reynolds de sólo 150.

Las limitaciones de diseño incluyen una presión manométrica máxima de 2068 kPa (300 lbf/in^2), una temperatura máxima de 149°C (300°F); la condensación de grandes volúmenes de vapor no es práctica ni es satisfactoria para los gases reales y con las suspensiones de sólidos y líquidos las partículas mayores tienen que ser de 0.5 mm (0.02 in) menos que la distancia entre las placas. Las fibras de asbesto,

TABLA 11-7. Datos de sección de horquilla de tubería doble (los costos se muestran en la Fig. 11-8)

Curva	Tubo ext. en in	Tubo int. diám. ext. en in	Material de tub. int.	Espesor de tub. interna en in	Número de aletas en el tubo interno	Superficie, en ft^2 Longitud nominal del tubo 10	20	25
P	4	1.900	Admiralty	0.109	Ninguna	10.9	20.9	25.9
N	3	1.900	Admiralty	0.109	Ninguna	10.9	20.9	25.9
M	4	1.900	Acero	0.145	Ninguna	10.9	20.9	25.9
L	3	1.900	Acero	0.145	Ninguna	10.9	20.9	25.9
K	4	1.900	Admiralty	0.065	Ninguna	37.6	74.3	92.6
J	4	1.900	Acero	0.134	Ninguna	37.6	74.3	92.6
H	3	1.900	Admiralty	0.109	24	50.9	100.9	125.9
G	4	1.900	Admiralty	0.109	24	90.9	180.9	225.9
F	4	0.875	Admiralty	0.065	24	150.7	300.3	375.2
E	3	1.900	Acero	0.145	24	50.9	100.9	125.9
D	4	2.875	Acero	0.203	36	76	151.1	188.7
C	4	0.875	Acero	0.083	20	131.1	261.1	326.2
B	4	2.875	Acero	0.203	48	96	191.1	238.6
A	4	1.900	Acero	0.145	24	90.9	180.9	225.9

La tubería exterior es de acero al carbono de cédula 40, de tamaño de tubería de hierro.

El tubo interior de latón Admiralty tiene aletas longitudinales de latón amarillo. El tubo de acero tiene aletas longitudinales de acero.

NOTA: Para convertir in en milímetros, multipliquese por 25.4; para convertir ft en metros, multiplíquese por 0.3048.

que no son elastómeros, se emplean como material de empaque a temperaturas hasta de 250°C (482°F). Se requiere de armazones más fuertes para empaque a compresión.

En la figura 11-10 se muestra un intercambiador de placa múltiple. El fluido caliente entra por la parte superior del lado derecho de la placa o cubierta fija y fluye hacia abajo por canales alternados entre las placas. El fluido caliente abandona el intercambiador a través de una conexión en la parte inferior de la placa fija. El fluido frío entra en la parte inferior de esa misma placa, por el lado izquierdo. Este fluido fluye a contracorriente a través de canales alternados entre las placas y abandona el intercambiador en la parte superior del lado izquierdo de la placa fija. En el extremo estacionario de la unidad se cuenta con una "estructura" o cubierta fija. En el otro extremo, una "cubierta móvil" o placa de "presión" sirve para comprimir el "paquete de placas" (que contiene placas y empaques) cuando las tuercas son ajustadas con los tornillos de compresión.

Cuando se especifica una construcción del lado del tubo de acero inoxidable o para servicios múltiples, el tipo de placa compite con el diseño tubular. Si se requiere una construcción total de acero inoxidable, el tipo de placa es menos costoso que las unidades tubulares.

El límite superior de un intercambiador de placa estándar se señala que es de 650 m^2 (7000 ft^2) de superficie de transferencia de calor, de modo que la unidad mida 1.1 m (42 in) de anchura por 4.2 m (165 in) de longitud, por 2.8 m (111 in) de altura con 400 placas.

Intercambiador de calor de aleta y placa con soldadura fuerte Los intercambiadores de calor de aleta y placa de aluminio soldado se fabricaron primero para su aplicación en los aviones, durante la Segunda Guerra Mundial. En 1950, la primera planta de tonelaje de separación de aire con esos intercambiadores de calor invertidos, compactos y ligeros, comenzó a producir oxígeno para una acería. Los intercambiadores de aleta y placa de aluminio se emplean en las industrias de elaboración, sobre todo en servicios por debajo de -45.6°C (-50°F) y en los procesos de separación de gas que funcionan entre 204 y -268°C (400 y -450°F).

La superficie de transferencia de calor de aleta y placa se compone de una pila de capas, cada una de las cuales consiste en una aleta corrugada entre láminas metálicas planas, selladas en los dos lados mediante canales o barras, para formar un paso para el flujo del fluido. En la figura 11-11 se muestra una vista detallada de una capa usual. La corrugación recta simple que se muestra se puede reemplazar con un patrón ondulado o una aleta dentada o de cinta, cuando se requiere un mayor rendimiento.

La condición máxima del diseño fue de 5171 kPa (750 lbf/in) de presión manométrica a 100F. El diseño común es para presiones más bajas a temperaturas inferiores a cero.

El núcleo de intercambiador de calor de aleta y placa que más se emplea es la unidad inversora de 914 por 914 por 6096 mm (36 por 36 por 240 in), con, aproximadamente, 6968 m^2 (75 000 ft^2) de superficie total de transferencia de calor. Existe toda una gama de densidades y tamaños de núcleos con hasta 46.5 m^2 (500 ft^2) de superficie de transferencia de calor por ft^3 de volumen de intercambiador de calor. La superficie se puede disponer para flujo paralelo, a contracorriente o ambos, con varias corrientes diferentes de procesamiento. Se han llegado a construir intercambiadores que aceptan hasta siete corrientes distintas.

Esos intercambiadores de calor se emplean con gases, líquidos y mezclas de líquido-vapor para la transferencia de calor sensible, la evaporación y la condensación.

El **costo** de los intercambiadores de calor de procesamiento de aleta y placa de aluminio varía considerablemente con el tamaño del núcleo, la cantidad y la complejidad del diseño. El intervalo en 1977 era de 0.65 a 3.00 dólares por ft cuadrado de superficie total de transferencia de calor, con los precios más bajos para los núcleos de baja presión y dos corrientes en grandes cantidades y los núcleos de alta presión de corrientes múltiples en pequeñas cantidades, a los precios más altos. Esos intercambiadores son económicos cuando las necesidades de superficies sobrepasan los 372 m^2 (4000 ft^2) y son marginales para servicios de menos de 186 m^2 (2000 ft^2).

Superficie de placa, aleta y tubo Las aletas rectangulares se perforan, forman, acampanan y apilan antes de que se inserten los tubos en las abrazaderas de las aletas y se dilaten para producir la superficie de placa, aleta y tubo. No se utiliza metal de soldadura normal ni fuerte. Los diámetros de los tubos varían de 9.5 a 38 mm (3/8 a 1 1/2 in) de diámetro exterior; el espaciamiento de aletas varía desde 38 hasta 2 mm (8 a 156 aletas por pie); y la relación de la superficie externa a la interna alcanza 40 a 1.

INTERCAMBIADORES DE BLOQUES DE GRAFITO

Los intercambiadores cúbicos de grafito impermeable consisten en cubos sólidos, perforados con hileras de orificios paralelos que están en ángulo recto con los superiores y los inferiores. Los cabezales sujetos con pernos a los lados opuestos de las caras verticales del cubo proporcionan el flujo del fluido de proceso a través del bloque. Los cabezales apropiados en las caras verticales restantes dirigen el medio de calentamiento o enfriamiento a través de los intercambiadores.

También hay un intercambiador de tipo de bloque que consiste en una serie de bloques cilíndricos de grafito impermeable con pasajes radiales y axiales (Carbone Lorraine Industries Corp.). El intercambiador de bloques cúbicos de grafito no está sujeto a daños a partir de choque mecánico, como sucede con el intercambiador de coraza y tubo del mismo material.

ENFRIADORES EN CASCADA

Los enfriadores en cascada consisten en una serie de tubos montados horizontalmente, unos sobre otros. Se denominan a veces enfriadores de trombón, enfriadores de goteo o de serpentín. El agua de enfriamiento de un depósito de distribución se desliza sobre cada tubo y, a continuación, va a un dren. El fluido caliente circula generalmente en flujo a contracorriente, del fondo a la parte superior del grupo de tubos. Existen enfriadores en cascada de vidrio, grafito impermeable, hierro colado y otros materiales. Los enfriadores de vidrio utilizan elementos de tuberías de vidrio de 38, 51 y 76 mm (1 1/2, 2 y 3 in), con tubos de 3 mm (10 ft) de longitud.

ENFRIADORES ATMOSFÉRICOS

Las secciones atmosféricas consisten en tubos lisos arreglados en haces de tubos rectangulares, que se instalan encima de estanques de agua en la parte inferior de una torre de enfriamiento. El fluido de proceso o el agua de enfriamiento primario fluye dentro de los tubos.

INTERCAMBIADOR TUBULAR TIPO BAYONETA

Este tipo de intercambiadores son útiles cuando existe una diferencia extrema de temperaturas entre los fluidos del lado de la coraza y lado del tubo, ya que todas las partes sujetas a expansión diferencial son libres para moverse, independientes entre sí. Esta construcción única no sufre falla debido al congelamiento del condensado de vapor, porque el vapor en la parte interna del tubo funde cualquier hielo que pueda formarse durante periodos de operación intermitente. Los costos son relativamente altos, ya que sólo los tubos externos del haz transfieren calor al fluido del lado de la coraza. Los tubos internos no son apoyados. Los tubos externos son apoyados por deflectores convencionales o placas de apoyo.

INTERCAMBIADORES DE TUBO EN ESPIRAL

Los intercambiadores de tubo en espiral consisten en un grupo de serpentines concéntricos arrollados en espiral, por lo general conectados

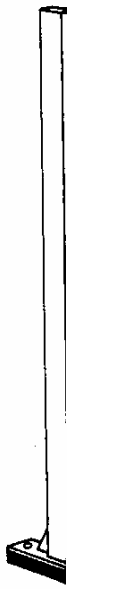


FIG. 11-10 Interc
alternadas. (*Thermal*

por múltiples (*ma*
contracorriente, e
rencial, velocidad
Cuando se requ
sos en general, se
ft^2). El más grand
un espacio de 0.9
didad. Las dimen

FIG. 11-11 Vista
ne Co.)

a normal ni fuerte.
(3/8 a 1 1/2 in) de
a desde 38 hasta 2
erficie externa a la

DE GRAFITO

ole consisten en cu-
alelos que están en
s cabezales sujetos
es del cubo propor-
que. Los cabezales
el medio de calen-
idores.
ue que consiste en
eable con pasajes
orp.). El intercam-
a daños a partir de
lor de coraza y tubo

le tubos montados
veces enfriadores
El agua de enfria-
bre cada tubo y, a
a generalmente en
lel grupo de tubos.
permeable, hierro
utilizan elementos
in), con tubos de 3

arreglados en ha-
de estanques de
. El fluido de pro-
de los tubos.

AYONETA

xiste una diferen-
do de la coraza y
nsión diferencial
ista construcción
lensado de vapor,
alquier hielo que
mitente. Los cos-
externos del haz
lubos internos no
deflectores con-

IPIRAL

un grupo de ser-
neral conectados

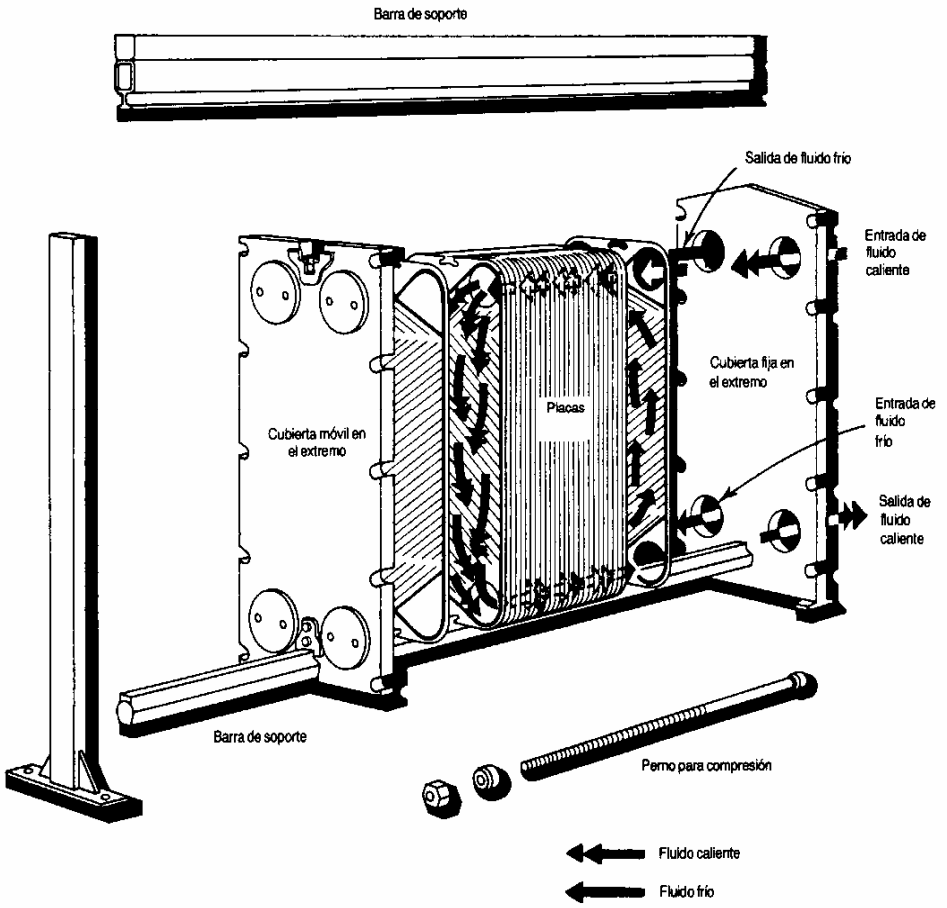


FIG. 11-10 Intercambiador de calor de placas y armazón. El fluido caliente fluye hacia abajo, entre placas alternadas y el fluido frío fluye hacia arriba, entre placas alternadas. (*Thermal Division, Alfa-Laval, Inc.*)

por múltiples (*manifolds*). Entre sus características se incluyen flujo a contracorriente, eliminación de las dificultades de la expansión diferencial, velocidad constante y compactación.

Cuando se requieren intercambiadores para aplicaciones de procesos en general, se puede disponer en tamaños de 0.2 a 33 m^2 (2 a 356 ft^2). El más grande de estos intercambiadores con tubos lisos requiere un espacio de 0.94 m (37 in) de diámetro por 1.07 m (42 in) de profundidad. Las dimensiones de los tubos utilizados son de 1/4, 3/8, 1/2, 5/8 y 3/4 in de diámetro (in x 25.4 = mm). Se emplean tubos con aletas para incrementar la superficie de transferencia de calor. Entre las construcciones estándar de la empresa Graham Mfg. Co. se incluyen lados de la coraza de hierro colado con lados del tubo de cobre, acero y aceros inoxidables 304 o 316. También se encuentran disponibles corazas de acero fundido y acero fabricado. Los aceros inoxidables 304 y 316 sirven para tubos y para corazas.

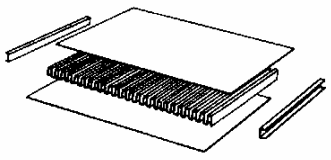


FIG. 11-11 Vista separada de una configuración típica de placas y aletas. (*Trane Co.*)

INTERCAMBIADORES DE TUBO EN ESPIRAL PARA SERVICIO CRIOGÉNICO

En algunos intercambiadores de servicio criogénico se requiere que exista reversibilidad termodinámica con pequeñas diferencias en temperaturas y es en estos casos cuando se utilizan unidades del tipo espiral. Los intercambiadores en planta para la separación de aire llevan el gas de alta presión dentro de los tubos y el gas de baja presión fuera de los mismos en una combinación de flujos a contracorriente y cruzado.

Es importante tener un espaciamiento uniforme de los tubos para evitar la canalización de la corriente del gas de baja presión y la consecuente disminución de la eficiencia. El cambio de temperatura en una planta de separación de aire, para el gas que se calienta, es 222°C (400°F) y la diferencia de temperatura en el extremo caliente puede ser tan baja como 1.7°C (3°F).

Los serpentines se fabrican por lo general en tubería de cobre aunque es posible la utilización de materiales diferentes como el aluminio. Las dimensiones usuales de las tuberías van de 4.8 mm (3/16 in) de diámetro externo por 6.1 m (20 ft) de longitud, y 6.4 mm ($^1/_4$ in) de diámetro externo y 30.5 m (100 ft) de longitud, hasta 9.5 mm ($^3/_8$ in) de diámetro externo y una longitud de 46 m (150 ft). Se han fabricado intercambiadores de calor de este tipo con superficies superiores a 9300 m^2 (100 000 ft^2). Los tubos helicoidales con aletas se han empleado para incrementar la cantidad relativa de superficie de transferencia de calor en el lado de baja presión.

El intercambiador de calor de devanado en espiral se ha utilizado con tubos de aluminio para servicios de tipo criogénico en plantas de gas natural licuado. Los intercambiadores de coraza sencilla más grandes son de este tipo. Cada uno de los cuatro intercambiadores es de 4.5 m (14 ft 8 in) de diámetro, longitud de 61 m (200 ft) y peso aproximado de 180 toneladas (400 000 lb).

INTERCAMBIADORES DE PELÍCULA DESCENDENTE

Los intercambiadores de calor de coraza y tubo de película descendente se han desarrollado para gran variedad de servicios y han sido descritos por Sack [*Chem. Eng. Prog.*, **63**, 55 (Jul. 1967)]. El fluido entra en la parte superior de los tubos verticales. Los distribuidores o tubos ranurados logran que el líquido se encuentre en una película que fluye en la superficie interna de los tubos y esta película se adhiere a la superficie del tubo mientras desciende hasta la parte inferior de los tubos. La película en cuestión puede enfriarse, calentarse, evaporarse o congelarse mediante un adecuado vehículo externo de transferencia de calor. Se han desarrollado distribuidores para cubrir una amplia gama de aplicaciones. Ya existen diseños con espejos fijos, con o sin juntas de expansión y cabezal empacado externamente.

Las principales ventajas de estos intercambiadores de calor son la alta velocidad de transferencia de calor (*flux* de calor), la existencia nula de caída de presión interna, corto tiempo de contacto (característica muy importante para materiales sensibles al calor), facilidad de acceso a los tubos para su limpieza y, en algunas ocasiones, prevención de fugas de un lado a otro.

Estos intercambiadores de calor se utilizan en diversos servicios, como se describe a continuación.

Enfriadores y condensadores de líquido Puede utilizarse agua como medio de enfriamiento. La parte superior del enfriador se encuentra abierta a la atmósfera para el acceso de los tubos. Estos pueden limpiarse sin que deje de operar el enfriador, quitando los distribuidores uno a la vez y cepillando los tubos.

Evaporadores Este tipo de intercambiadores se emplean en forma muy extensa para la concentración de nitrato de amonio, urea y otros compuestos químicos sensibles al calor cuando se desea que el tiempo de contacto sea mínimo. En algunas ocasiones se introduce aire para reducir la presión parcial de los líquidos cuyos puntos de ebullición son altos. Estos evaporadores se fabrican para presión o vacío y con eliminación de vapor por las partes superior o inferior.

Absorbedores Estos tienen un sistema de flujo de dos fases. El medio absorbente fluye en forma de película durante su descenso en los tubos, y es enfriado con un medio de enfriamiento externo a los mismos. La película absorbe el gas que se introduce en los tubos, mediante una operación que puede efectuarse a contracorriente o en paralelo.

Congeladores Estos intercambiadores convierten una amplia variedad de productos químicos a la fase sólida mediante el enfriamiento de una película descendente hasta su punto de congelación. La aplicación más común es en la producción de hielo y paradiclorobenceno. El congelamiento selectivo se aplica para el aislamiento de isómeros. Al fundir el material sólido y recongelarlo en varias etapas es posible obtener una alta pureza del producto.

INTERCAMBIADORES DE CALOR DE TEFLÓN

Ya existen intercambiadores de calor de coraza y tubo de teflón (E. I. du Pont de Nemours & Co.) manufacturados con tubos de resina fluorocarbono de teflón químicamente inerte. Los tubos son de 0.25 in de diámetro externo por 0.20 in de diámetro interno, 0.175 in de diámetro externo y 0.160 in de diámetro interno o 0.125 in y 0.100 in para ambos diámetros (in x 25.4 = mm). Los tubos más grandes se utilizan básicamente cuando los límites de caída de presión o la existencia de partículas reducen la eficacia de los tubos más pequeños. Estos intercambiadores de calor operan por lo general con caídas de presión más grandes que las unidades convencionales y son más adecuados para fluidos relativamente limpios. Como se trata de un material químicamente inerte, la tubería tiene muchas aplicaciones donde otros materiales sufren corrosión. El ensuciamiento es despreciable gracias a las propiedades antipegajosas del teflón.

Los intercambiadores de calor son de un solo paso y se diseñan para flujo a contracorriente con haces de tubos retirables. Los haces consisten en tubos rectos flexibles de teflón unidos mediante espejos con arreglos en forma de panal. Los deflectores y los empaques de anillos en O se fabrican de teflón. Los diámetros de las corazas estándar son de 102, 204 y 254 mm (4, 8 y 10 in). El número de tubos varía de 105 a 2000. La superficie varía de 1.9 a 87 m^2 (20 a 940 ft^2). Las longitudes de los tubos varían de 0.9 a 4.9 m (3 a 16 ft). A una temperatura de 37.8°C (100°F), las presiones manométricas máximas son de 690 kPa (100 lbf/in) para la interna y 379 kPa (55 lbf/in^2) para la externa. Si la temperatura es de 149°C (300°F) las presiones máximas serán de 207 kPa (30 lbf/in^2) y 124 kPa (18 lbf/in^2) para la interna y externa, respectivamente.

INTERCAMBIADORES DE SUPERFICIE ESCARIADA (RASPADA)

Los intercambiadores de superficie escariada tienen un elemento rotatorio con hojas unidas a un resorte para presionar o raspar la superficie interna (véase la Fig. 11-12). Por lo general se utiliza una construcción de tubería doble; el mecanismo de raspado se encuentra en la tubería interna, que es por donde circula el fluido de proceso y el medio de calentamiento o enfriamiento está en la tubería externa. Los tamaños más comunes para estos intercambiadores son de 6 in de diámetro para el tubo interior y 8 in de diámetro para el tubo exterior. También se encuentran disponibles intercambiadores en tamaños de 3 por 4 in, 8 por 10 in y 12 por 14 in (in x 25.4 = mm). Estas unidades de tubería doble se conectan por lo general en serie y en arreglo de doble sustentación.

Para **enfriamiento y cristalización** con un refrigerante evaporativo se dispone de una coraza de 27 in con siete tuberías de 6 in (Henry Vogt Machine Co.). Cuando existe contacto con la superficie raspada, es el fluido de proceso el que puede depositar cristales a causa del enfriamiento, tener facilidad para formar depósitos o ser un fluido de una viscosidad muy alta. Los motores, los impulsores y cubiertas apropiadas son elementos que se requieren para el elemento rotatorio. Para un servicio de enfriamiento con un refrigerante en la coraza externa, se monta un tambor acumulador en la parte superior de la unidad.

Los intercambiadores de superficie escariada son particularmente adecuados para la transferencia de calor con cristalización, transferencia de calor con gran ensuciamiento de las superficies, transferencia de calor con extracción por disolventes y para transferencia de calor de fluidos de alta viscosidad. Este tipo de intercambiadores se utilizan

mucho en las plantas
cas, para cristalizaci

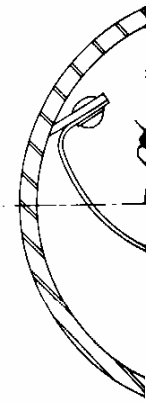


FIG. 11-12 Hoja es
Vogt Machine Co., Inc

INTERCAMBI
POR AIRE

Se ha utilizado el ai
condensar fluidos
Durante la década
enfriados por aire a
en otros lugares. E
temperatura ambie
cambiadores enfri
friamiento. En alg
con aire. Conform

FIG. 11-13 Interc

mucho en las plantas de ceras y parafinas y en las plantas petroquímicas, para cristalización.

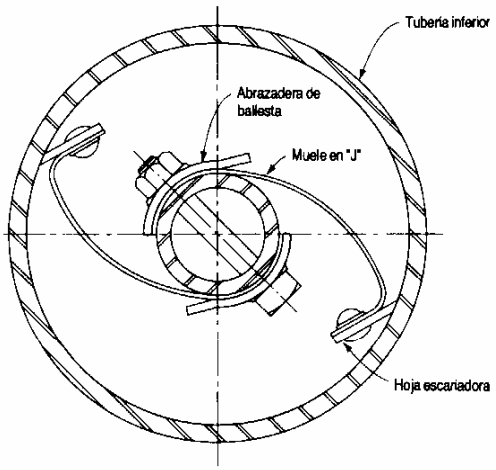


FIG. 11-12 Hoja escariadora de intercambiador de superficie raspada. (*Henry Vogt Machine Co., Inc.*)

INTERCAMBIADORES DE CALOR ENFRIADOS POR AIRE

Se ha utilizado el aire atmosférico durante muchos años para enfriar y condensar fluidos de proceso en las regiones en que escasea el agua. Durante la década de 1960, la utilización de intercambiadores de calor enfriados por aire aumentó con rapidez, tanto en Estados Unidos como en otros lugares. En Europa, donde las variaciones estacionales de la temperatura ambiente son relativamente pequeñas, se utilizan intercambiadores enfriados por aire para la mayor parte del proceso de enfriamiento. En algunas plantas nuevas, todo el enfriamiento se hace con aire. Conforme se elevan los costos del agua y crece la preocupación por su contaminación, se espera que aumente el empleo de los enfriadores de aire.

Los intercambiadores de calor enfriados por aire incluyen un haz de tubos, que generalmente tienen aletas devanadas en espiral sobre los tubos y un ventilador que impulsa el aire a través de los tubos y está dotado con un impulsor. Los motores eléctricos son los impulsores más comunes; los arreglos típicos de impulsión requieren una banda V o un engrane directo de ángulo recto. Los soportes estructurales y una cámara impelente son componentes básicos en estos intercambiadores. A menudo se utilizan *louvers* (arreglo en forma de rejilla).

Un arreglo de entrepaño tiene por lo general dos haces de tubos instalados en paralelo que pueden estar en el mismo o en diferentes servicios. Cada entrepaño es alimentado, por lo general, por dos (o más) ventiladores y consta de estructura, cámara impelente y otros accesorios auxiliares.

La ubicación de los intercambiadores de calor enfriados por aire debe considerar los requisitos de gran espacio y la posible recirculación del aire calentado, a causa de los vientos dominantes en las construcciones, calentadores por combustión, torres y diversos equipos. La temperatura del aire de entrada en el intercambiador puede ser significativamente mayor que la temperatura del aire ambiente en una estación meteorológica cercana. Véase *Air-Cooled Heat Exchangers for General Refinery Services*, API Standard 661, 2a ed., January 1978, donde puede obtenerse información sobre los intercambiadores de calor enfriados por aire empleados en las refinerías.

Tiro forzado e inducido La unidad de tiro forzado que se ilustra en la figura 11-13 impulsa el aire sobre la superficie de los tubos con aletas. Los ventiladores están situados abajo de los haces de tubos. El diseño de tiro inducido tiene el ventilador arriba del haz, y el aire es arrastrado a través de la superficie del tubo con aletas. En teoría, una ventaja primordial de la unidad de tiro forzado es que requiere menos caballaje, sobre todo cuando la temperatura del aire excede 30°C (54°F).

Los intercambiadores de calor enfriados por aire se disponen por lo general en bancos con varios intercambiadores, instalados lado a lado. La altura del haz por encima del terreno debe ser la mitad de la longitud del tubo, para producir una velocidad de entrada igual a la velocidad frontal. Esto se aplica a los intercambiadores montados sobre el terreno, lo mismo que para aquellos conjuntos de tuberías que tienen una plataforma contra incendio por encima de ellos.

El diseño de tiro forzado ofrece un mejor acceso al ventilador para el mantenimiento "en servicio" y el ajuste de las aspas. El diseño prevé también un ventilador y un montaje de banda en V, que no se deben

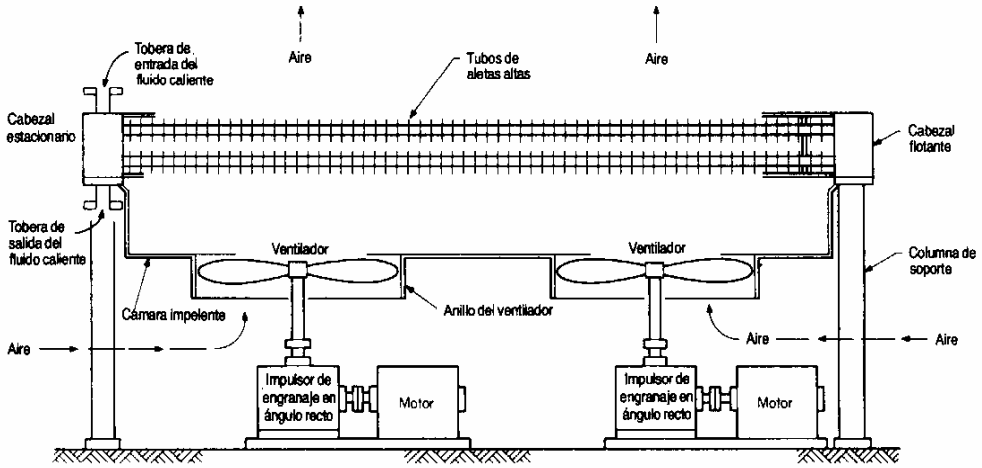


FIG. 11-13 Intercambiador de calor enfriado por aire, de tiro forzado [*Chem. Eng.*, 114 (Mar. 27, 1978)].

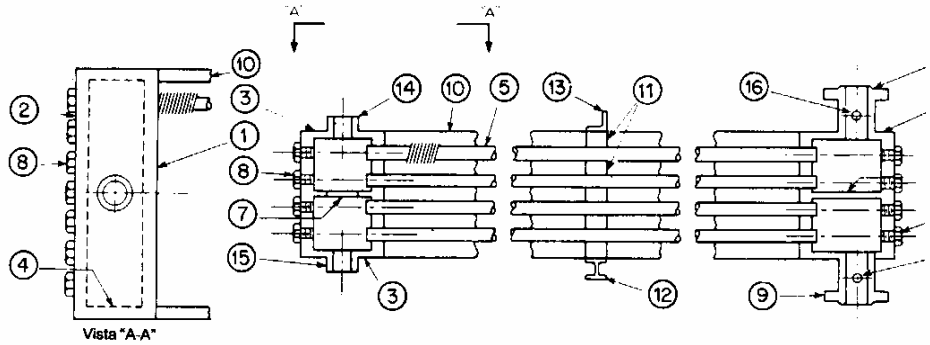


FIG. 11-14 Construcción usual de un haz de tubos con cabezales en forma de tapón: 1) Espejo; 2) Placa de tapón; 3) Placas superior e inferior; 4) Placa extrema; 5) Tubo; 6) Partición de paso; 7) Refuerzo; 8) Tapón; 9) Tobera; 10) Armazón lateral; 11) Espaciador de tubo; 12) Soporte transversal de tubos; 13) Abrazadera de tubos; 14) Venteo; 15) Drenaje; 16) Conexión de instrumentos (API *Standard* 661.)

exponer a la corriente de aire caliente que sale de la unidad. Los costos estructurales son menores y la vida mecánica es larga.

El diseño de tiro inducido proporciona una distribución más uniforme del aire sobre el haz, puesto que la velocidad del aire al acercarse a este último es relativamente baja. Este diseño se adapta mejor para intercambiadores concebidos para pequeñas diferencias entre la temperatura de salida del producto, y la temperatura ambiental del aire.

Las unidades de tiro inducido son menos apropiadas para recircular el aire caliente del escape, puesto que la velocidad de salida del aire es varias veces mayor que la de la unidad de tiro forzado.

El diseño de tiro inducido permite, con mayor facilidad, la instalación del equipo enfriado por aire sobre otros equipos mecánicos, como intercambiadores de coraza y tubo o grupos de tuberías.

En un servicio en que un cambio repentino de la temperatura puede provocar trastornos y pérdida de productos, la unidad de tiro inducido proporciona mayor protección, puesto que sólo se expone una fracción de la superficie (en comparación con las unidades de tiro forzado) a la lluvia, al granizo o la nieve.

Haz de tubos Las partes principales de los haces de tubos son los tubos con aletas y el cabezal. El cabezal en forma de tapón es el que se emplea con mayor frecuencia y consiste en una caja soldada, como se ilustra en la figura 11-14. En los párrafos subsecuentes se describen los tubos con aletas. En la figura que se acaba de indicar se identifican los componentes de un haz de tubos.

El segundo cabezal en orden de importancia, de acuerdo con su empleo, es un cabezal de cubreplaca. La cubreplaca se sujeta a la parte superior, inferior y placas extremas del cabezal mediante pernos. Al quitar la cubierta se tiene acceso a los tubos sin necesidad de quitar los tapones roscados individuales.

Otros tipos de cabezales incluyen el cabezal tipo boncte que se construye en forma similar a los bonetes de los intercambiadores de calor de coraza y tubo; los cabezales de tipo múltiples se fabrican con tubería y tienen tubos soldados al múltiple, y los cabezales de tipo moldura se hacen de una pieza sólida de material con canales para la distribución del fluido. Los haces de tubo del tipo serpentín se utilizan algunas veces para fluidos muy viscosos. Se proporciona un flujo continuo por la tubería.

Los haces de tubos son rígidos y autosoportados; se montan en forma tal que se expandan en forma independiente de la estructura de soporte.

El área frontal del haz de tubos se obtiene en relación con determinado número de veces la longitud respecto del ancho. El área neta libre para el flujo de aire a través del haz es aproximadamente el 50% del área frontal del haz.

La **velocidad frontal** estándar del aire (FV) es la velocidad del aire estándar que pasa a través del haz de tubos y por lo general varía entre 1.5 y 3.6 m/s (300 a 700 ft/min).

Tubería Los tubos que se utilizan con mayor frecuencia son los de 25.4 mm (1 in) de diámetro externo. La altura de las aletas varía entre 12.7 y 15.9 mm (0.5 y 0.625 in); el espaciamiento entre aletas varía entre 3.6 y 2.3 mm (7 y 11 por in lineal) y el espaciamiento triangular de tubos entre 50.8 y 63.5 mm (2 y 2.5 in). La relación de la superficie extendida respecto a la superficie externa lisa del tubo varía entre 7 y 20. Se han utilizado tubos de 38 mm (1 1/2 in) para gases de combustión y servicio de aceites viscosos. El tamaño de los tubos, la altura de las aletas y el espaciamiento de las mismas puede ser muy variado.

La longitud de los tubos puede variar y su dimensión llegar hasta 18.3 m (60 ft). Cuando la longitud de los tubos excede 12.2 m (40 ft) se suelen instalar tres ventiladores en cada sección. Es muy frecuente que la variación de las longitudes sea de 6.1 a 12.2 m (20 a 40 ft).

Construcción de tubos con aletas Las descripciones siguientes son las que se utilizan con mayor frecuencia en la construcción de tubos con aletas (Fig. 11-15).

1. *Empotrada* Una aleta de aluminio, cuya sección transversal es rectangular, es arrollada mediante tensión e incrustada mecánicamente en una ranura de 0.25 ± 0.05 mm (0.010 ± 0.002 in) de profundidad que ha sido cortada en forma de espiral en la superficie exterior del tubo.

2. *Integral* Un tubo exterior contiene las aletas que han sido formadas por extrusión y se une mecánicamente al tubo interno.

3. *Traslapadas recorridas* Las aletas de aluminio en forma de L se colocan bajo tensión en forma traslapada sobre la superficie externa de un tubo, cubriéndolo por completo con los pies de las aletas, traslapadas de tal manera que el pie de una aleta encaja directamente abajo del pie de la aleta que le precede.

4. *Recorridas* Las aletas de aluminio en forma de L son arrolladas bajo tensión sobre la superficie externa de un tubo, cubriéndolo por completo con el pie de cada aleta.

5. *Unidas* Se trata de tubos con aletas, unidos a la superficie externa del mismo mediante galvanizado por inmersión en caliente o soldado.

Las temperaturas usuales de diseño para estas tuberías con aletas son 399°C (750°F) para las aletas empotradas, 288°C (550°F) para las integrales, 232°C (450°F) para las traslapadas recorridas y 177°C (350°F) para las recorridas.

Los extremos de los tubos se dejan desnudos para que permitan su inserción en orificios adecuados en los cabezales o espejos. Los extremos de los tubos rolados se expanden por lo general en esos orificios.

Ventiladores Los ventiladores de flujo axial son dispositivos de volumen elevado y baja presión. Los diámetros de los ventiladores se escogen para obtener presiones de velocidad de aproximadamente 2.5 mm (0.1 in) de agua. La eficiencia total del ventilador (el ventilador, el impulsor y el dispositivo de transmisión) es de cerca de 75%, y los impulsores del ventilador tienen generalmente un mínimo de 95% de eficiencia mecánica.

FIG. 11-15 Configu

En general, los v
grandes pueden ten
suele ser ligeramen
A las velocidades
desempeño econón
fuente predominant
en los bordes de sal
intercambiadores e
Safety and Health A
Exchangers for Gen
ne las especificaci
(SPL) por ventilado
po, además de espe
Estos valores se des
tral de una octava: (
valor dBa (el dBa e
La reducción en l
ducción lineal en el
ruido. Las normas A
ft/min), para ventil
del ventilador que t
de aspas del ventila
reducción del claro
Tanto la cantidad
los ventiladores en l
menores que las inc
estos ventiladores,
cio y no a la constr
El ventilador de
desplazar un volun
y la velocidad de r
de flujo de aire se
ventilador y la velo
ser fijo, 2) ser ajust
La potencia y el ca
inclinación de las a
El montaje del v
de diámetro entre e
de tiro forzado, y 1
enfriador de tiro in

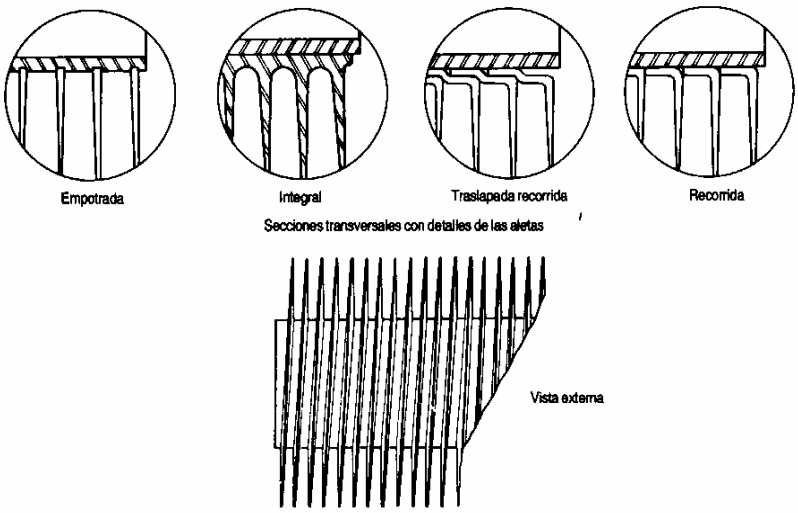


FIG. 11-15 Configuraciones de tubos con aletas.

En general, los ventiladores tienen de 4 a 6 aspas, aunque los más grandes pueden tener un número mayor. El diámetro del ventilador suele ser ligeramente menor que la anchura de la sección.

A las velocidades periféricas del ventilador que se requieren para un desempeño económico se produce una gran cantidad de ruido. La fuente predominante de ruido es el remolino en vórtice que se forma en los bordes de salida del aspa del ventilador. El control del ruido de intercambiadores enfriados por aire es un requisito del Occupational Safety and Health Act (OSHA). La norma API 661 (*Air Cooled Heat Exchangers for General Refinery Services*, 2a ed., enero 1978) contiene las especificaciones sobre valores de nivel de presión acústica (SPL) por ventilador en el lugar designado por el comprador del equipo, además de especificar el nivel de potencia acústica por ventilador. Estos valores se designan de acuerdo con frecuencias en la banda central de una octava: 63, 125, 250, 1000, 2000, 4000, 8000 y también el valor dBa (el dBa es una ponderación del nivel de presión acústica).

La reducción en la velocidad periférica del ventilador causa una reducción lineal en el flujo del aire, al tiempo que disminuye el nivel del ruido. Las normas API limitan la velocidad periférica a 61 m/s (12 000 ft/min), para ventiladores de diseño común. Los cambios en el diseño del ventilador que reducen el ruido incluyen el aumento en el número de aspas del ventilador, el incremento en la anchura de esas aspas y la reducción del claro entre el extremo y el anillo del ventilador.

Tanto la cantidad de aire como la presión estática desarrollada por los ventiladores en los intercambiadores de calor enfriados por aire son menores que las indicadas en los datos de prueba de los fabricantes de estos ventiladores, pues se aplican a tolerancias para pruebas de servicio y no a la construcción de intercambiadores de calor.

El ventilador de flujo axial es inherentemente un dispositivo para desplazar un volumen constante de aire, cuando el ajuste de las aspas y la velocidad de rotación son constantes. La variación en la cantidad de flujo de aire se puede obtener al ajustar el ángulo de las aspas del ventilador y la velocidad de rotación. El ángulo de las aspas puede 1) ser fijo, 2) ser ajustable a mano o 3) ajustarse de manera automática. La potencia y el caudal de aire son una función directa del ángulo de inclinación de las aspas.

El montaje del ventilador debe proporcionar un mínimo de 1/2 a 3/4 de diámetro entre el ventilador y el piso, en un intercambiador de calor de tiro forzado, y 1/2 de diámetro entre los tubos y el ventilador, en un enfriador de tiro inducido.

Las aspas del ventilador se pueden hacer de aluminio, plástico moldeado, plástico laminado, acero al carbono, acero inoxidable y monel.

Impulsores de ventiladores Se utilizan casi siempre turbinas de vapor o motores eléctricos, que se conectan con engranajes o bandas en V. Se emplean también motores de gas conectados mediante engranes y motores hidráulicos conectados en directo o a través de engranes. Los ventiladores se pueden propulsar mediante un motor primario que puede ser el de un compresor, con una banda en V que se conecta del volante a un vástago y de allí mediante un engrane o una banda en V al ventilador. La propulsión directa del motor se limita en general a los ventiladores de diámetros pequeños.

Los montajes propulsores de banda en V se emplean casi siempre con ventiladores de 3 m (10 ft) de diámetro o menos y motores de 22.4 kW (30 hp) o menos.

Se prefieren las transmisiones de engranes en ángulo recto para ventiladores de más de 3 m (10 ft) de diámetro, para motores eléctricos de más de 22.4 kW (30 hp) y con impulsores de turbina de vapor.

Cámaras impelentes y anillo de ventilador El aire se debe distribuir desde el ventilador circular al frente rectangular del haz de tubos. La velocidad del aire en el ventilador es de entre 3.8 y 10.2 m/s (750 y 2000 ft/min). La profundidad de la cámara impelente (del ventilador al haz de tubos) está supeditada al ángulo de dispersión del ventilador (Fig. 11-16), que debería tener un valor máximo de 45°.

El anillo del ventilador se debe hacer según las tolerancias comerciales para los ventiladores de diámetro relativamente grandes. Esas tolerancias son mayores que las de los anillos de ventiladores maquinados según tolerancias estrechas, que se utilizan para pruebas de rendimiento en laboratorio con diámetros pequeños. El rendimiento del ventilador se ve afectado directamente por el franqueo mayor entre las puntas de las aspas y el anillo y se deben tomar disposiciones adecuadas en el diseño para la reducción del flujo de aire.

La norma API 661 requiere que el claro en el extremo del ventilador sea como máximo 0.5% del diámetro del mismo, para diámetros comprendidos entre 1.9 y 3.8 m (6.25 y 12.5 ft). El claro máximo es de 9.5 mm (3/8 in) para ventiladores pequeños y de 19 mm (3/4 in) para los ventiladores más grandes.

La profundidad del anillo del ventilador es básica. Worsham (ASME. Pap. 59-PET-27, Petroleum Mechanical Engineering Conference, Houston, 1959) señala un aumento en el flujo que varía de 5 a 15% con el mismo consumo de energía al duplicar la profundidad del anillo

de un ventilador. El aumento de porcentaje fue proporcional al volumen de aire y la presión estática contra la que debe funcionar el ventilador.

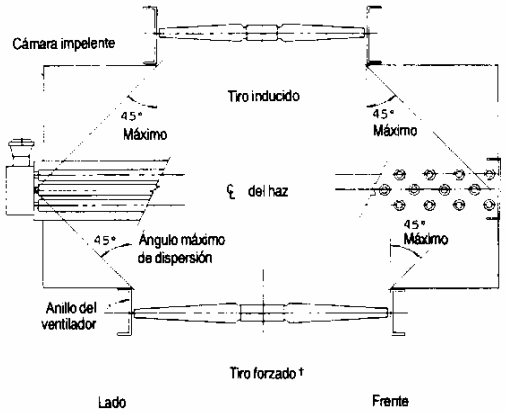


FIG. 11-16 Ángulo de dispersión del ventilador (API *Standard* 661)

Al efectuar una selección, es preciso tomar en cuenta la condición de velocidad crítica, que se desarrolla cuando el ventilador no puede producir más aire, sea cual sea la energía aplicada.

Control del flujo de aire Al determinar el método de control del flujo de aire es necesario tener en cuenta los requisitos de operación del proceso y las condiciones ambientales durante dicha operación. Entre los métodos más comunes se incluyen el control simple de encendido-apagado, el control de la fase de encendido-apagado (para el caso de unidades de impulsor múltiple), el control con motor de dos velocidades, impulsores de velocidad variable, inclinación controlable del ventilador, rejillas de ventilación ajustables en formas manual o automática y recirculación de aire.

El acondicionamiento para uso invernal (winterización) es un requisito en las características de diseño, en los procedimientos o en los sistemas de intercambiadores de calor enfriados por aire, para evitar problemas con la operación del fluido de proceso a consecuencia de una temperatura baja del aire de entrada. Entre estos problemas se incluyen la congelación del fluido, alcance del punto de solidificación, formación de cera de hidratos, presencia de flujo laminar y condensación en el punto de rocío (que puede ser el principio de la corrosión). Algunos puntos de congelación para fluidos comunes en servicio de refinerías son los siguientes: benceno, 5.6°C (42°F); *p*-xileno 15.5°C (55.9°F); ciclohexano, 6.6C (43.8F); fenol, 40.9°C (105.6°F); monoetanolamina, 10.3°C (50.5°F) y dietanolamina, 25.1°C (77.2°F). Las soluciones acuosas de estos compuestos orgánicos es muy probable que se congelen en los intercambiadores enfriados por aire durante los servicios de invierno, y los gases parafínicos y olefínicos (c_1 a c_4) saturados con vapor de agua forman hidratos cuando se enfrían. Estos hidratos son cristales que pueden acumularse y tapar los tubos de los intercambiadores.

El control del flujo de aire en algunos servicios puede prevenir estos problemas. El flujo paralelo del aire y el fluido de proceso durante el invierno puede ser adecuado para prevenir algunos problemas. (El diseño normal consiste en el flujo a contracorriente del aire y el fluido de proceso.) En algunos servicios, cuando el fluido más caliente se encuentra en los tubos inferiores, que se exponen a la temperatura más baja del aire, es posible eliminar los problemas invernales.

Las siguientes son algunas referencias respecto a problemas en ambientes de baja temperatura: Brown y Benkley "Heat Exchangers in Cold Service-A Contractor's View" *Chem-Eng. Prog.*, **70**, 59-52 (July, 1974); Franklin y Munn, "Problems with Heat Exchangers in Low Temperature Environments", *Chem Eng. Prog.*, **70**, 63-67 (July, 1974); Newell, "Air-Cooled Heat Exchangers in Low Temperature Environments: A critique", *Chem. Eng. Prog.*, **70**, 86-91 (October, 1974); Rubin, "Winterizing Air Cooled Heat Exchangers", *Hydrocarbon Process*, **59**, 147-149 (October, 1980); Shipes, "Air-Cooled Heat Exchangers in Cold Climates", *Chem. Eng. Prog.*, **70**, 53-58 (July, 1974).

Recirculación del aire La recirculación del aire que se ha calentado cuando atraviesa el haz de tubos es la mejor manera de prevenir los problemas de operación debidos a la baja temperatura del aire de entrada. La recirculación interna es el movimiento del aire en una sección, de manera que el aire calentado que cruza el haz es dirigido por un ventilador con flujo invertido a través de otra parte del haz. Los faldones de viento y las rejillas de ventilación sirven por lo general para minimizar la entrada de aire a baja temperatura desde los alrededores. La recirculación interna emplea rejillas dentro de la sección para controlar al flujo de aire caliente en la sección, como se ilustra en la figura 11-17. Nótese que el aire de entrada a baja temperatura tiene acceso al haz de tubos.

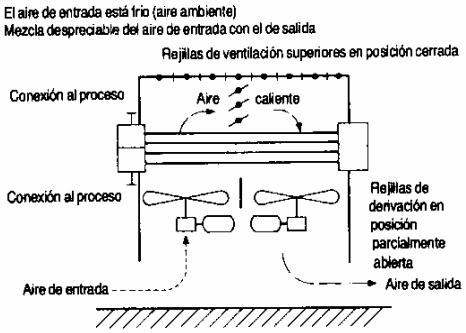


FIG. 11-17 Recirculación interna contenida (con rejillas de ventilación internas). [*Hydrocarbon Process*, **59**, 148-149 (octubre 1980).]

La recirculación externa es el movimiento del aire calentado en la sección hacia un ducto externo donde se mezcla con aire de entrada, y esta mezcla sirve como fluido de enfriamiento dentro de la sección. El aire de entrada no tiene acceso directo al haz de tubos; aquí es primordial el empleo de una cámara que proporcione un mezclado adecuado. En la figura 11-18 se muestra la recirculación en el extremo del intercambiador. También se emplea la recirculación lateral. Los sistemas de recirculación externa mantienen la baja temperatura deseada del aire que atraviesa el haz.

Enfriadores con adaptación Los intercambiadores de calor enfriados con aire convencionales pueden enfriar el fluido de proceso hasta un valor cercano a 8.3°C (15°F) de la temperatura de bulbo seco de diseño. Cuando se requiere que la temperatura de salida del proceso sea más baja, se instala un adaptador en serie con el intercambiador de calor enfriado por aire. El enfriador con adaptación enfriado por agua puede diseñarse para tener aproximaciones hasta 5.6 a 11.1°C (10 a 20°F) de la temperatura de bulbo húmedo (que en Estados unidos es casi 8.3°C o 15°F menor que la temperatura de bulbo seco). Esta diferencia en las temperaturas puede ser mucho mayor en zonas áridas.

Cámaras de humidificación El intercambiador de calor enfriado por aire tiene cámaras de humidificación en las que el aire se enfría hasta una temperatura cercana a la de bulbo húmedo antes de entrar al haz de tubos con aletas del intercambiador.

Enfriamiento por evaporación El fluido de proceso se puede enfriar mediante un enfriamiento evaporativo con la temperatura de vertedero aproximándose a la del bulbo húmedo.

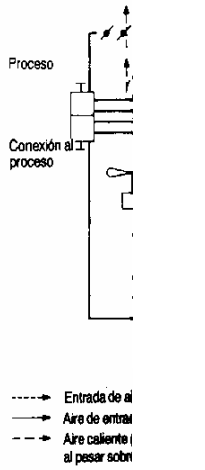


FIG. 11-18 Recircul
[*Hydrocarbon Process*

Condensadores
por aire se han fabri
hileras de tubos. La
raturas mayor que la
do cruza las hileras
que entra antes de q
con un gradiente m
vapor. En el cabezal
hilera superior hacia
pre están presentes
el vapor entra en an
se afecta.

Se ha acudido a v
para regular el flujo
con un condensador
tubos inclinados.

Condensadores
dores aguas arriba e
columnas de destila
tiladores. En genera
flujo de aire sobre la
tilador. El viento qu
diseño estructural.

Los AOC proporc
sidades de espacio
proporcionar un fun

El **condensador**
ra la condensación
en la parte superior
utiliza para condici
ratura. Los vapores

El empleo de los
prevalecer en Estad
Eng. Prog., **64**, 51 (

Costos de interc
tos de costos que ap
blicados en la edic
[*Chem. Eng.*, **75**, 11
intercambiadores en

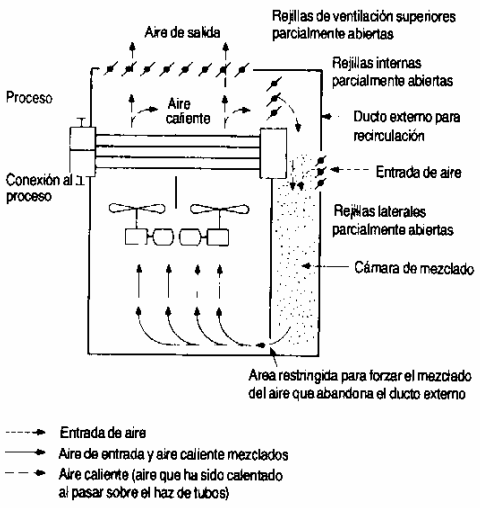


FIG. 11-18 Recirculación externa con una cámara de mezclado adecuada. [*Hydrocarbon Process.*, **59**, 148-149 (octubre, 1980).]

Condensadores de vapor Los condensadores de vapor enfriados por aire se han fabricado con un paso por el lado de los tubos y varias hileras de tubos. La hilera inferior mantiene una diferencia de temperaturas mayor que la hilera superior ya que el aire se ha calentado cuando cruza las hileras de tubos. La hilera inferior condensa todo el vapor que entra antes de que recorra la longitud del tubo. La hilera superior, con un gradiente más bajo de temperatura, no logra condensar todo el vapor. En el cabezal de salida, el vapor no condensado fluye desde la hilera superior hacia la inferior. Como los gases no condensables siempre están presentes en el vapor, se acumulan en la hilera inferior ya que el vapor entra en ambos extremos del tubo. El rendimiento funcional se afecta.

Se ha acudido a varias soluciones, entre las que se incluyen orificios para regular el flujo en cada tubo, una técnica de "soplado del vapor" con un condensador, la separación completa de cada hilera de tubos, y tubos inclinados.

Condensadores aguas arriba enfriados por aire Los condensadores aguas arriba enfriados por aire (AOC) se diseñan e instalan sobre columnas de destilación, como partes integrantes de los sistemas destiladores. En general, los condensadores tienen tubos inclinados con flujo de aire sobre las superficies de aletas, inducido mediante un ventilador. El viento que prevalece afecta tanto el rendimiento como al diseño estructural.

Los AOC proporcionan las ventajas adicionales de reducir las necesidades de espacio de terreno y las de bombeo y tuberías, además de proporcionar un funcionamiento más suave en las columnas.

El **condensador de flujo descendente** se utiliza principalmente para la condensación no isotérmica. Los vapores entran por un cabezal en la parte superior y fluyen hacia abajo. El **condensador de reflujo** se utiliza para condiciones isotérmicas y de cambios pequeños de temperatura. Los vapores entran por la parte inferior de los tubos.

El empleo de los AOC se desarrolló primero en Europa, pero llegó a prevalecer en Estados Unidos en la década de 1960. Dehne [*Chem. Eng. Prog.*, **64**, 51 (July, 1969)] publicó un artículo sobre ese aspecto.

Costos de intercambiadores de calor enfriados por aire Los datos de costos que aparecen en la tabla 11-8 no son distintos de los publicados en la edición de 1963 de este manual. En 1969, Guthrie [*Chem. Eng.*, **75**, 114 (March, 24 1969)] presentó datos de costos para intercambiadores enfriados por aire construidos sobre el terreno. Esos costos son sólo 25% más elevados que los que aparecen en la tabla 11-8 e incluyen los costos de escaleras de acero, cargas indirectas de subcontratistas y costos de erección sobre el terreno. Puesto que los costos mínimos sobre el terreno serán de esa magnitud (o sea, 25% del precio de compra), no parecen cambiar los costos básicos (Guthrie indicó una banda de costo de más o menos 25%). J. E. Lerne ["Simplified Air Cooler Estimating", *Hydrocarbon Process.*, **52**, 93-100 (Feb., 1972)], analizó el diseño preliminar y una estimación de costos de intercambiadores de calor enfriados por aire.

Consideraciones de diseño

1. *Diseño de la temperatura de bulbo seco.* El valor que se selecciona en forma usual es la temperatura que es igual o mayor en 2 1/2% a la de la época durante los cuatro meses más calientes del año. Como las temperaturas del aire en lugares industriales suelen ser mayores que las utilizadas para los informes del clima, se considera que una buena práctica es agregar de 1 a 3°C (2 a 6°F) al valor tabulado.

TABLA 11-8. Costos de intercambiadores de calor enfriados por aire (soloaires) (1970)

Superficie (tubo desnudo), en ft^2	500	1000	2000	3000	5000
Costo para el haz profundo de 12 hileras, en dólares/ft^2	9.0	7.6	6.8	5.7	5.3
Factor para la profundidad del haz:					
6 hileras	1.07	1.07	1.07	1.12	1.12
4 hileras	1.2	1.2	1.2	1.3	1.3
3 hileras	1.25	1.25	1.25	1.5	1.5

Base: Superficie exterior del tubo desnudo, diámetro exterior de 1 in por 12 BWG, por 24 ft, 0 in, tubo de acero, con 8 aletas de aluminio por in de 5/8 de in de altura. Cabezales de acero de una presión de diseño de 150 lb/in^2. Transmisión por banda en V y motor a prueba de explosiones. Superficie de tubo desnudo: 0.262 ft^2/ft. La relación superficie de tubos con aletas/superficie de tubo desnudo, es de 16.9.

Factores: 20 ft de longitud del tubo	1.05
30 ft de longitud del tubo	0.95
Tubo de latón Admiralty, 18 BWG	1.04
Tubo de latón Admiralty, 16 BWG	1.12

NOTA: Para convertir ft en metros, multiplíquese por 0.3048; para convertir ft cuadrados en metros cuadrados, multiplíquese por 0.0929; y para convertir in en milímetros, multiplíquese por 25.4.

2. *Recirculación de aire.* Se deben tomar en cuenta los vientos dominantes y las ubicaciones y elevación de los edificios, el equipo, los calentadores por combustión, etc. Todos los intercambiadores de calor enfriados por aire en un banco son de un tipo, por ejemplo, todos son de tiro forzado o todos de tiro inducido. Los bancos de intercambiadores enfriados por aire deben colocarse bastante separados, con objeto de minimizar la recirculación de aire.

3. *Operaciones en invierno.* Además de los problemas invernales analizados previamente, deben tomarse precauciones para los tiempos de lluvias fuertes, vientos, congelamiento de la humedad en las aletas, etc.

4. *Ruido.* Dos ventiladores idénticos tienen un nivel de ruido 3 dBa mayor que uno solo, mientras que ocho ventiladores idénticos tienen un nivel de ruido 9 dBa mayor que un ventilador solo. El nivel de ruido en el sitio de ubicación del equipo se ve afectado por la posición del intercambiador, las superficies reflectivas cercanas al ventilador, la dureza de esas superficies y el ruido proveniente de equipos adyacentes. El mucho empleo de los intercambiadores de calor enfriados por aire contribuye en forma significativa al nivel de ruido en la planta.

5. *Requisitos de espacio y área de terreno.* La comparación de las necesidades generales de espacio para las plantas que utilizan enfriamiento por aire contra aquellas que utilizan enfriamiento por agua no son compatibles. Algunas unidades enfriadas por aire se instalan sobre otros equipos; grupos de tuberías, intercambiadores de coraza y tubo, etc. En algunas plantas se evitan esas instalaciones debido a consideraciones de seguridad, como se verá a continuación.

6. *Seguridad.* Las fugas de las unidades enfriadas por aire van directamente a la atmósfera y pueden provocar riesgos de incendios o humos tóxicos; sin embargo, el flujo elevado de aire a través de un intercambiador enfriado por aire reduce considerablemente cualquier concentración de fluidos tóxicos. Segal [*Pet. Refiner.*, **38**, 106 (April, 1959)] señala que los enfriadores de aletas de aire "no se ponen sobre bombas, compresores, transmisiones eléctricas, casetas de control y, en general, se minimiza la cantidad de equipos, como tambores e intercambiadores de coraza y tubo, que se sitúan bajo ellos".

Los intercambiadores de calor enfriados por aire montados en un conjunto de tuberías donde circulan fluidos inflamables suelen tener plataformas de concreto que aíslan los intercambiadores de la tubería.

7. *Corrosión atmosférica.* Los intercambiadores de calor enfriados por aire no se deben situar en los lugares en que pasen humos y vapores corrosivos procedentes de ventilas.

8. *Ensuciamiento del lado del aire.* El ensuciamiento del lado del aire suele ser despreciable.

9. *Limpieza del lado del proceso.* Se puede realizar con facilidad la limpieza química o mecánica del interior de los tubos.

10. *Presión de diseño del lado del proceso.* El fluido de proceso a alta presión se encuentra siempre en los tubos. Los cabezales del lado de los tubos son relativamente pequeños en comparación con las unidades enfriadas por agua cuando la alta presión está concentrada en el lado de la coraza. El diseño de alta presión de los cabezales rectangulares es complicado. El cabezal tipo tapón se utiliza normalmente para presiones manométricas de diseño hasta de 13 790 kPa (2000 lbf/in^2), pero ha sido empleado con 62 000 kPa (9000 lbf/in^2). El empleo de tapones roscados a estas presiones es causa de problemas. Los cabezales de tapa retirable se limitan por lo general a presiones manométricas de 2068 kPa (300 lbf/in^2). El costoso cabezal del tipo lingote (*billet*) se utiliza para servicio a altas presiones.

11. *Resistencia a la adherencia.* La vibración y el ciclo térmico afectan en forma diferente la resistencia a la adherencia de varios tipos de tubos y, por lo mismo, influyen en la cantidad de transferencia de calor por los tubos de aletas.

12. *Temperatura de aproximación.* Esta temperatura, que es la diferencia entre la temperatura de salida del fluido de proceso y la temperatura de diseño de bulbo seco del aire, tiene un valor práctico mínimo de 8 a 14°C (15 a 25°F). Cuando se requiere una menor temperatura de salida del fluido de proceso, se puede contar con una cámara de humidificación de aire, a fin de reducir la temperatura del aire de entrada y hacer que se aproxime a la temperatura de bulbo húmedo. Es posible una aproximación de 5.6°C (10°F). Ya que las temperaturas de bulbo húmedo de diseño comunes del verano en Estados Unidos son 8.3°C (15°F) más bajas que las de bulbo seco, la temperatura de salida del fluido de proceso puede ser 3°C (5°F) menor que la temperatura de bulbo seco.

13. *Factor de corrección de la diferencia media de temperaturas (MTD)* Cuando las temperaturas de salida de los fluidos son idénticas, al factor de corrección de la MTD para un intercambiador de coraza y tubo del tipo 1:2 (un paso por el lado de la coraza y dos o más pasos por el lado de los tubos) es aproximadamente 0.8. Para un intercambiador de calor enfriado por aire de un solo paso, este factor tiene un valor de 0.91. Cuando el intercambiador es de dos pasos, el factor será de 0.96, mientras que el intercambiador de tres pasos tendrá un factor de 0.99 cuando estos pasos se disponen en flujo a contracorriente.

14. *Costos de mantenimiento.* El mantenimiento de los equipos enfriados por aire en comparación con los enfriadores de coraza y tubo (complementado con los costos de las torres de enfriamiento) indica que los costos de mantenimiento del enfriamiento por aire son aproximadamente 0.3 a 0.5 de aquellos correspondientes a los equipos enfriados por agua.

15. *Costos de operación.* Los requisitos de potencia de los intercambiadores de calor enfriados por aire pueden ser menores que en las condiciones de diseño para el verano, en los que es necesario tener un control del flujo de aire. La demanda anual de potencia para un intercambiador es una función de los medios de control del flujo del aire, el servicio del intercambiador, la elevación de la temperatura del aire y la temperatura de aproximación.

Cuando la temperatura media anual es 16.7°C (30°F) más baja que la temperatura de bulbo seco de diseño y cuando ambos ventiladores en una sección tienen una inclinación automáticamente controlable de las hojas del ventilador, se ha encontrado que la potencia anual requerida puede ser 22, 36 y 54%, respectivamente, de la necesaria en las condiciones de diseño para tres servicios de proceso [Frank L. Rubin, "Power Requirements Are Lower for Air-Cooled Heat Exchangers with AV Fans", *Oil Gas J.*, 165-167 (Oct. 11, 1982)]. En forma alternativa, cuando los ventiladores cuentan con motores de doble velocidad, liberan la mitad del flujo de aire de diseño a velocidad media y sólo utilizan un octavo de la potencia de las condiciones a velocidad total.

CALENTAMIENTO Y ENFRIAMIENTO DE TANQUES

Serpentines de tanques Los **serpentines de tuberías de tanques** se fabrican en configuraciones muy variadas, según la aplicación y la forma del recipiente. Los serpentines **helicoidales** y en **espiral** se fabrican comúnmente en los talleres, mientras que los patrones de horquillas se producen en general sobre el terreno. Los serpentines helicoidales se utilizan primordialmente en tanques de proceso y recipientes a presión en donde se requieren áreas grandes para el enfriamiento o el calentamiento rápido. En general, los serpentines de calentamiento se colocan en la parte baja de los tanques y los de enfriamiento en la parte superior, o distribuidos uniformemente sobre la altura vertical.

Los materiales que tienden a solidificarse durante el enfriamiento requieren agitación o una cubierta uniforme del fondo. Se recomienda un espaciamiento máximo de 0.6 m (2 ft) entre vueltas de tuberías de 50.8 mm (2 in) y mayores, y un mayor acercamiento a la pared del tanque. Para tuberías menores o para medios de calentamiento de bajas temperaturas, se debe utilizar un espaciamiento más estrecho. En el caso de los serpentines comunes de horquilla en los tanques cilíndricos verticales, esto implica la adición de un anillo de abrazadera, a una distancia de 152 mm (6 in) de la pared del tanque (véase en la Fig. 11-19 tanto ésta como otras disposiciones usuales de los serpentines). Los serpentines se pueden colocar directamente sobre el fondo o elevarse a no más de 50.8 a 152 mm (2 a 6 in), según la dificultad de refusión de los sólidos, para permitir el movimiento libre de los productos dentro del recipiente. La entrada al serpentín debe estar por encima del nivel del líquido (o instalarse un elevador interno de fusión), con el fin de proporcionar una trayectoria fundida para la dilatación del líquido o la expulsión de los vapores.

Los serpentines pueden inclinarse para facilitar el drenaje. Cuando es imposible hacerlo y permanecer suficientemente cerca del fondo para lograr la refusión adecuada, los serpentines se deberán limpiar mediante el soplado, después de su uso en climas fríos, para evitar los riesgos de congelación.

La mayor parte de los serpentines están sujetos firmemente con abrazaderas (pero no soldados) a los soportes. Estos últimos deben permitir la dilatación, pero ser lo bastante rígidos como para evitar los movimientos imprevistos (véase la Fig. 11-20). Las tuercas y los pernos se tienen que sujetar con seguridad. Se recomienda el refuerzo de las conexiones de entrada y salida a través de la pared del depósito, puesto que los esfuerzos de torsión debidos a la dilatación térmica son, por lo común, muy elevados en esos puntos.

En general, los serpentines de 50.8 y 63.4 mm (2 y 2.5 in) son los que resultan más económicos para la fabricación en el taller y los de 38.1 y 50.8 mm (1.5 y 2 in) para la producción sobre el terreno. El coeficiente de transferencia de calor del lado del tubo, la presión elevada o los problemas de disposición pueden fomentar el empleo de tuberías de tamaños menores.

El espesor de pared escogido varía con el servicio y el material. Con frecuencia se producen serpentines de acero al carbono con tuberías de cédula 80 o aun más pesadas, con el fin de dejar margen para la corro-

FIG. 11-19 Diseño
Horquilla con anillo ci

sión. Cuando los se
elevadas no se some
ser de tuberías de cé
mos, aun cuando se
tengan paredes delg
tades.

FIG. 11-20 Modos
Eng., 172 (16 de mayo

Stuhlbarg [*Pet. R*
ra calcular las pérdi
adecuado de los ser
Se emplean **serpe**
malas característica
nar una mayor super
cido. Los tubos con
cubrir el fondo. Los
haces compactos pr
a través de orificios
vertical con aletas l
de convección. Con
bajas del tanque, se
coidales o con aleta
men bolsas de mate
con frecuencia para
tura superficial más
En lugar de serpe
de placas o tablero
dos combadas para
enfriamiento. Los
fáciles de instalar y

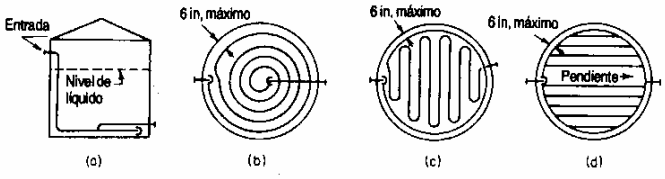
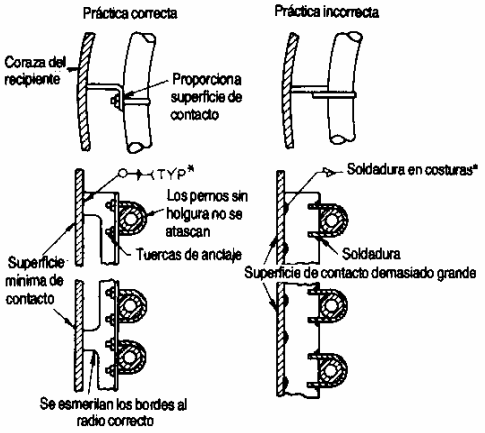


FIG. 11-19 Diseño típico de serpentines para una buena cobertura del fondo. *a*) Entrada elevada sobre serpentín en espiral. *b*) Espiral con anillo circundante. *c*) Horquilla con anillo circundante. *d*) Tipo de cabezal anillado.

sión. Cuando los serpentines de acero inoxidable u otras aleaciones elevadas no se someten a la corrosión o a presiones excesivas, pueden ser de tuberías de cédula 5 o 10, con el fin de que los costos sean mínimos, aun cuando se requiera una soldadura de alta calidad para los que tengan paredes delgadas, con el fin de asegurar un servicio sin dificultades.



*Véase *Amer. Standards Assn, Standard Y32.3-1959*

FIG. 11-20 Modos correctos y erróneos para el soporte de serpentines [*Chem. Eng.*, 172 (16 de mayo de 1960).]

Stuhlbarg [*Pet. Refiner.*, **38**, 143 (April, 1959)] publicó métodos para calcular las pérdidas de calor de los tanques y el dimensionamiento adecuado de los serpentines de tanques.

Se emplean **serpentines de tubos con aletas** para fluidos que tienen malas características de transferencia de calor, con el fin de proporcionar una mayor superficie para la misma configuración a un costo reducido. Los tubos con aletas no se suelen utilizar cuando es importante cubrir el fondo. Los **calentadores de tanques de tubos con aletas** son haces compactos prefabricados que se pueden introducir a los tanques a través de orificios de acceso. Normalmente se instalan en posición vertical con aletas longitudinales, para producir corrientes adecuadas de convección. Con el fin de mantener los calentadores en posiciones bajas del tanque, se pueden instalar horizontalmente, con aletas helicoidales o con aletas longitudinales perforadas, para evitar que se formen bolsas de materiales atrapados. Los tubos con aletas se utilizan con frecuencia para materiales sensibles al calor, debido a la temperatura superficial más baja para el mismo medio de calentamiento.

En lugar de serpentines de tuberías, se pueden utilizar **serpentines de placas o tableros** hechos con dos láminas metálicas, con una o las dos combadas para formar pasajes para un medio de calentamiento o enfriamiento. Los serpentines de tableros son relativamente ligeros, fáciles de instalar y desmontar para su limpieza. Existen en todo un intervalo de tamaños estándares y tanto en patrones planos como curvos. Se han construido tanques de proceso con serpentines de tableros para los lados o el fondo. En general, se utiliza una construcción de serpentín cuando el líquido fluye por la unidad. La construcción del tipo de cabezal se usa con vapor u otros medios de condensación.

Existen **serpentines** estándares **de vidrio** con 0.18 a 11.1 m^2 y 2 a 120 ft^2 de superficie de transferencia de calor. También hay unidades del tipo de placa hechas con **grafito impermeable.**

Serpentines de inmersión de teflón. Los serpentines de inmersión hechos de resina de fluorocarbono de teflón existen con tubos de 2.5 mm (0.10 in) de diámetro interno para incrementar la eficiencia total de la transferencia de calor. Hay haces flexibles con 100, 160, 280, 500 y 650 tubos de longitudes estándar que varían en incrementos de 0.6 m (2 ft) entre 1.2 y 4.8 m (4 y 16 ft). Esos serpentines se utilizan comúnmente en baños de acabado metálico y son adaptables para el servicio en recipientes de reacción, cristalizadores y tanques en los que se utilizan fluidos corrosivos.

Calentadores de bayoneta. Un elemento de tubo de bayoneta consiste en un tubo externo y otro interno. Esos elementos se insertan en tanques y recipientes de proceso con fines de calentamiento y enfriamiento. A menudo, el tubo exterior es de una aleación costosa o no metálico (p. ej., de vidrio o grafito impermeable), mientras que el tubo interno es de acero al carbono. En la construcción de vidrio, los elementos con tuberías de vidrio de 50.8 a 76.2 mm (2 o 3 in) de longitudes de hasta 2.7 m (9 ft), están en contacto con el fluido externo, con un tubo interno de metal.

Serpentines externos y rastreadores. Los tanques, los recipientes y las líneas de tuberías se pueden equipar, con fines de calentamiento o enfriamiento, con serpentines externos. Estos últimos son, en general de 9.8 a 19 mm (3/8 a 3/4 in), para proporcionar una buena distribución sobre la superficie y, con frecuencia, se hacen de cobre blando o aluminio, que se pueden doblar a mano para adaptarse al contorno de la línea o del tanque. Cuando se necesita evitar "puntos calientes", el rastreador se monta de tal modo que no toque al tanque.

Los serpentines externos, espaciados lejos de la pared del tanque, tienen un coeficiente de, aproximadamente 5.7 W ($m^2 \cdot °C$) [1 Btu/(h · ft^2 de superficie del serpentín°F)]. El contacto directo con la pared del tanque produce coeficientes más altos, pero son difíciles de predecir, puesto que dependen mucho del grado de contacto. El empleo de **cementos de transferencia de calor** hace mejorar el rendimiento. Esos materiales pastosos, de alta conductividad térmica, se calafatean en el espacio entre el serpentín y la superficie de la tubería o el tanque.

Los costos de esos cementos (en 1960) variaban de 37 a 63 centavos de dólar por libra, con necesidades que iban de, aproximadamente, 0.27 lb/ft de tubos de 3/8 in de diámetro exterior a 1.48 lb/ft de tuberías de 1 in. Los serpentines de tablero requieren de 1/2 a 1 lb/ft^2. Una regla empírica para la estimación preliminar es la que el costo por ft instalado de rastreador con cemento es de aproximadamente el doble del rastreador solo.

Recipientes enchaquetados. El encamisado o enchaquetado se utiliza con frecuencia para recipientes que necesitan limpieza frecuente o para los de recubrimiento de vidrio que son difíciles de equipar con serpentines internos. La camisa elimina la necesidad de serpentín y da un mejor coeficiente global que los serpentines externos; sin embargo, sólo se dispone de un área limitada de transferencia de calor. La camisa

o chaqueta convencional es de construcción simple y se utiliza con frecuencia. Es más eficaz con un vapor condensable. Un fluido líquido para transferencia de calor no suele mantener características de flujo uniforme en una chaqueta. Las boquillas que establecen un movimiento en remolino en la chaqueta son eficaces para mejorar la transferencia de calor. Los espesores de pared son por lo general altos, a menos que se instalen anillos de refuerzo.

Los **deflectores en espiral**, que se instalan a veces para servicios con líquidos, con el fin de mejorar la transferencia de calor y evitar el acanalamiento, se pueden diseñar e instalar como refuerzos. Un canal devanado en espiral y soldado a la pared del recipiente constituye una alternativa para los deflectores en espiral, con un rendimiento más predecible, puesto que se eliminan las fugas de los deflectores transversales y, además, se señala que su costo es más bajo [Feichtinger, *Chem. Eng.*, **67**, 197 (September 5, 1960)].

Se acostumbra emplear la chaqueta de media tubería cuando se requieren altas presiones. El patrón de flujo de un fluido líquido para transferencia de calor puede controlarse y diseñarse para proporcionar una transferencia de calor eficaz. La chaqueta con orificios ofrece ventajas estructurales y es más económica cuando se tienen altas presiones por la chaqueta. La capacidad volumétrica baja produce una respuesta rápida a los cambios de temperatura.

EVAPORADORES

REFERENCIAS GENERALES: Badger y Banchero, *Introduction to Chemical Engineering*, McGraw-Hill, New York, 1955. Stanford, *Chem. Eng.*, **70**, 158-176 (Dec. 9, 1963). *Testing Procedure for Evaporators*, American Institute of Chemical Engineers, 1979. *Upgrading Evaporators to Reduce Energy Consumption*, ERDA Technical Information Center, Oak Ridge, Tenn, 1977.

PROBLEMAS PRIMARIOS DE DISEÑO

La **transferencia de calor** es el factor simple más importante en el diseño de evaporadores, puesto que la superficie de calentamiento representa la mayor parte del costo del evaporador. Cuando otras cosas son iguales, el tipo de evaporador que se selecciona es el que tiene el "coeficiente" más alto de transferencia de calor en las condiciones operacionales deseadas, en términos de kilowatts por kelvin (Btu por hora, por grado Fahrenheit) y por dólar de costo instalado. Cuando se requiere energía para inducir la circulación sobre la superficie de calentamiento, el "coeficiente" tiene que ser todavía mayor para contrarrestar el costo de la energía de circulación.

La **separación de vapor-líquido** es importante por varias razones. La más importante suele ser evitar el arrastre, debido al valor de los productos perdidos, la contaminación del vapor condensado o el ensuciamiento o la corrosión de las superficies en que se condensa el vapor. La separación de vapor-líquido en el cabezal de vapor puede ser también importante, cuando la aspersión forme deposiciones sobre las paredes, cuando los remolinos incrementen las necesidades de carga de las bombas de circulación y cuando las derivaciones permitan que el vapor o el líquido regresen a la bomba de circulación y el elemento calentador.

El desempeño del evaporador se clasifica sobre la base de la **economía de vapor**-kilogramos de disolvente evaporado por kilogramo de vapor empleado. Se necesita calor **1)** para elevar el material alimentado desde su temperatura inicial hasta la de ebullición, **2)** para proporcionar la energía termodinámica mínima para separar el disolvente líquido del material y **3)** para vaporizar el disolvente. La primera de esas necesidades se puede modificar apreciablemente al reducir la temperatura de ebullición o mediante el intercambio de calor entre la alimentación y el producto residual o el condensado. El mayor incremento en la economía de vapor se logra reutilizando el disolvente vaporizado. Esto se hace en un **evaporador de efecto múltiple** utilizando el vapor de un efecto como medio de calentamiento para otro en el que se produce ebullición a una presión y una temperatura más bajas. Otro método de incremento de la utilización de energía es el empleo de un evaporador de **termocompresión**, en el que el vapor se comprime de tal modo que se condense a una temperatura suficientemente alta como para permitir su uso como medio de calentamiento en el mismo evaporador.

Problemas de selección Aparte de las consideraciones de transferencia de calor, la selección del tipo de evaporador más apropiado para un servicio determinado se rige por las características del material alimentado y del producto. Los puntos que se deben tomar en cuenta son la cristalización, la formación de sales y escamas, la calidad del producto, la corrosión y la formación de espuma. En el caso de un **evaporador de cristalización**, la conveniencia de producir cristales de un tamaño uniforme dado limita por lo común la elección a evaporadores que tengan un medio positivo de circulación. La formación de **sales** que es el desarrollo en las paredes del cuerpo y la superficie de calentamiento de un material con una solubilidad que aumenta al elevarse la temperatura, se presenta con frecuencia en los evaporadores de cristalización. Se puede reducir o eliminar al mantener el líquido de evaporación en contacto estrecho o frecuente con un área superficial grande del sólido cristalizado. La formación de **escamas** es la deposición y el crecimiento en las paredes del cuerpo y, sobre todo, en la superficie de calentamiento, de un material que sufre una reacción química irreversible en el evaporador o que tiene una solubilidad que disminuye al elevarse la temperatura. La formación de escamas se puede reducir o eliminar en la misma forma que las sales. Tanto los líquidos que forman sales como los que producen escamas se suelen manejar mejor en evaporadores que no dependen de la ebullición para inducir la circulación. El **ensuciamiento** es la formación de deposiciones distintas de las de sales o escamas y se puede deber a corrosión, materias sólidas que entran junto con el material de alimentación o depósitos formados por el vapor en condensación.

Las consideraciones de la **calidad del producto** pueden exigir un tiempo de retención bajo y el funcionamiento a bajas temperaturas, para evitar la degradación térmica. El tiempo de retención bajo elimina algunos tipos de evaporadores y otros se excluyen por sus malas características de transferencia de calor a bajas temperaturas. La calidad del producto puede exigir también materiales especiales de construcción, para evitar la contaminación metálica o un efecto catalítico sobre la descomposición del producto. La **corrosión** puede afectar también a la selección del evaporador, puesto que las ventajas de los evaporadores con coeficientes altos de transferencia de calor resultan más evidentes cuando se recomiendan materiales de construcción costosos. La corrosión y la erosión suelen ser con frecuencia más importantes en los evaporadores que en otros tipos de equipos, debido a las altas velocidades de líquido y vapor que se utilizan, la presencia frecuente de sólidos en suspensión y las diferencias necesarias de concentración.

TIPOS DE EVAPORADORES Y SUS APLICACIONES

Los evaporadores se pueden clasificar como sigue:

1. Medio de calentamiento separado del líquido en evaporación, mediante superficies tubulares de calentamiento.
2. Medio de calentamiento confinado por serpentines, camisas, paredes dobles, placas planas, etc.
3. Medio de calentamiento en contacto directo con el líquido en evaporación.
4. Calentamiento mediante la radiación solar.

Con mucho, la mayor parte de los evaporadores industriales emplean superficies tubulares de calentamiento. La circulación de líquido más allá de la superficie de calentamiento se puede inducir median-

te la ebullición o por medios mecánicos. En este último caso la ebullición se puede producir o no en la superficie de calentamiento.

Evaporadores de circulación forzada (Fig. 11-21*a*, *b*, *c*) Aunque pueden no ser los más económicos para muchos usos, los evaporadores de circulación forzada (FC) son apropiados para gran variedad de aplicaciones. El empleo de una bomba para asegurar la circulación sobre la superficie de calentamiento hace posible separar las funciones de transferencia de calor, separación de vapor y líquido y cristalización. La bomba retira líquido de la cámara de evaporación y lo obliga a pasar por el elemento de calentamiento, de regreso a dicha cámara. La circulación se mantiene sea cual sea el índice de evaporación, por lo que este tipo de evaporador es muy adecuado para **operaciones de cristalización** en las cuales los sólidos se deben mantener en suspensión en todo momento. La velocidad del líquido sobre la superficie de calentamiento está limitada sólo por la potencia de bombeo que se necesita o que se encuentra disponible y por la corrosión y la erosión aceleradas con las velocidades más altas. Las **velocidades de los tubos** están normalmente en la gama de un mínimo de aproximadamente 1.2 m/s (4 ft/s) en los evaporadores de sal con tubos de cobre o latón y un líquido que contiene 5% o más de sólidos, hasta cerca de 3 m/s (10 ft/s) en evaporadores de cáusticos con tubos de níquel y líquidos que contienen sólo una pequeña cantidad de sólidos. Se pueden utilizar velocidades más altas cuando la erosión no acelere la corrosión.

En los evaporadores de circulación forzada se obtienen coeficientes más altos de transferencia de calor cuando se permite que el líquido hierva en los tubos, como en el tipo que se muestra en la figura 11-21*a*. El elemento de calentamiento se proyecta en el cabezal de vapor y el nivel de líquido se mantiene cerca y, por lo general, ligeramente debajo del espejo superior. Este tipo de evaporador de circulación forzada no es muy apropiado para las soluciones salinas, puesto que la ebullición en los tubos hace que aumenten las probabilidades de deposición de sales en las paredes y la evaporación repentina en el tubo, a la salida, fomenta la nucleación excesiva y la producción de cristales finos. En consecuencia, este tipo de evaporador se emplea raramente, excepto cuando hay limitaciones de espacio superior o cuando el líquido no forme sales ni escamas.

La mayor parte de los evaporadores de circulación forzada son del tipo de tubo sumergido, como se muestra en la figura 11-21*b*. El elemento de calentamiento se pone bastante por debajo del nivel del líquido en la línea de regreso a la cámara de vaporización, para evitar la ebullición en los tubos. De preferencia, la carga hidrostática tiene que ser suficiente para evitar la ebullición, incluso en un tubo taponado (y, por lo tanto, a la temperatura del vapor), puesto que esto evita la formación de sales en todo el tubo. Los evaporadores de este tipo tienen a veces elementos horizontales de calentamiento (casi siempre de dos pasos); pero el elemento vertical de calentamiento de paso simple se emplea siempre que se dispone de espacio superior suficiente. Por lo común, el elemento vertical tiene una pérdida más baja de fricción y resulta más fácil limpiarlo o reentubarlo que en el caso de los calentadores horizontales. El evaporador de circulación forzada de tubo sumergido es relativamente inmune a la formación de sales en los tubos, puesto que no se genera supersaturación mediante la evaporación en los tubos. También se reduce la tendencia a la formación de escamas, puesto que la supersaturación en el elemento de calentamiento sólo se genera mediante una cantidad controlada de calor y no por el calor y la evaporación.

El tipo de **cabezal de vapor** que se utiliza en los evaporadores de circulación forzada se escoge para que vaya de acuerdo con las características del producto y puede ir de un separador centrífugo simple a las cámaras de cristalización que se muestran en la figura 11-21*b* y *c*. En la figura 11-21*b* aparece un tipo que se usa con frecuencia para la sal común. Se diseña para hacer circular una suspensión de cristales por todo el sistema. En la figura 11-21*c* se muestra un evaporador de circulación forzada de tubo sumergido en el que se separan por completo el calentamiento, la evaporación y la cristalización. Los sólidos que se cristalizan se mantienen como un lecho fluidificado en la cámara, por debajo del cabezal de vapor, y circulan pocos sólidos a través de la cámara de evaporación y el calentador. Este tipo se adapta bien al desarrollo de cristales gruesos, pero por lo común los cristales se acercan a la forma esférica y se requiere un diseño cuidadoso para evitar la producción de partículas finas en la cámara de evaporación.

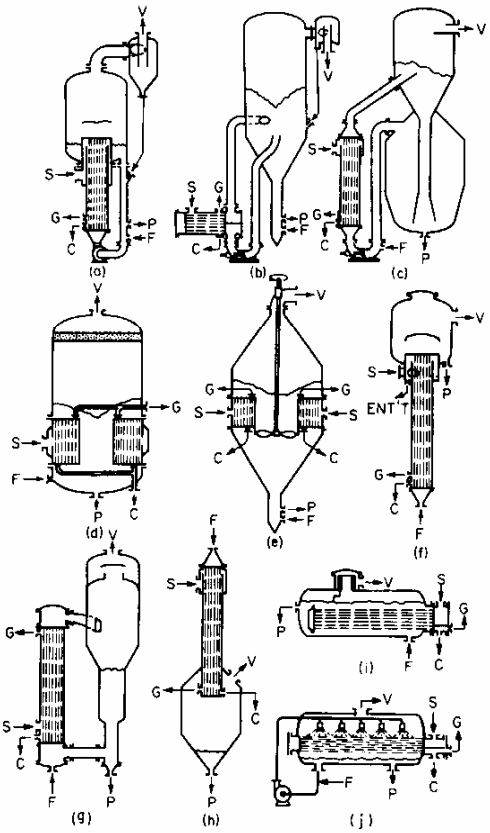


FIG. 11-21 Tipos de evaporadores. *a*) Circulación forzada. *b*) Circulación forzada de tubo sumergido. *c*) Cristalizador del tipo de Oslo. *d*) Vertical de tubo corto. *e*) De calandria y hélice. *f*) Vertical de tubo largo. *g*) Vertical de tubo largo con recirculación. *h*) De película descendente. *i*) Evaporador de tubo horizontal. *C*, condensado, *F*, alimentación, *G*. ventila, *P*, producto, *S*, vapor de agua, *V*, vapor, *ENT ' T*, salida de arrastre separado.

En un evaporador de circulación forzada de tubo sumergido, todo el calor se aplica en forma sensible, lo que da como resultado un aumento de la temperatura del líquido circulante, que reduce la diferencia global de temperatura disponible para la transferencia de calor. La elevación de la temperatura, las proporciones de los tubos, la velocidad en los tubos y las necesidades de carga sobre la bomba de circulación influyen en la selección del índice de circulación. Las necesidades de carga son con frecuencia difíciles de estimar, puesto que consisten no sólo en la fricción habitual, la entrada y la contracción y las pérdidas de elevación, cuando el regreso a la cámara de evaporación está por encima del nivel del líquido, sino también en las pérdidas mayores de fricción que se deben a la evaporación en la línea de regreso y las pérdidas por remolinos en la cámara de evaporación. La circulación se ve limitada a veces por el vapor en la línea de succión de la bomba. Este se puede absorber debido a la separación inadecuada del vapor y el líquido o se puede producir porque hay remolinos cerca de la conexión

de la succión de la bomba al cuerpo o formarse en la línea misma mediante derivaciones de la salida del calentador a la entrada de la bomba de líquido que no se haya vaporizado completamente hasta el equilibrio, a la presión en el cabezal de vapor.

Ventajas de los evaporadores de circulación forzada

1. Coeficientes de transferencia de calor elevados.
2. Circulación positiva.
3. Libertad relativa de ensuciamientos y formaciones de sales y escamas.

Desventajas de los evaporadores de circulación forzada

1. Costo elevado.
2. Energía necesaria para la bomba de circulación.
3. Tiempo de residencia o retención relativamente alto.

Las mejores aplicaciones para los evaporadores de circulación forzada

1. Productos cristalinos
2. Soluciones corrosivas.
3. Soluciones viscosas.

Dificultades que se encuentran con frecuencia en los evaporadores de circulación forzada

1. Atascamiento de las entradas de los tubos por deposiciones de sales desprendidas de las paredes del equipo.
2. Mala circulación, debido a pérdidas de carga más altas que las esperadas.
3. Formación de deposiciones de sales, debido a la ebullición en los tubos.
4. Corrosión y erosión.

Evaporadores verticales de tubo corto (Fig. 11-21*d*) Es uno de los primeros tipos, que todavía se emplea mucho en forma comercial. Su uso principal, en la actualidad, es la evaporación del jugo de la caña de azúcar. La circulación más allá de la superficie de calentamiento se induce mediante la ebullición en los tubos, que tienen por lo común de 50.8 a 76.2 mm (2 a 3 in) de diámetro y de 1.2 a 1.8 m (4 a 6 ft) de longitud. El cuerpo es un cilindro vertical, casi siempre de hierro colado y los tubos se dilatan en espejos horizontales que cubre el diámetro del cuerpo. La velocidad de circulación por los tubos es muchas veces la velocidad de alimentación; por tanto, debe haber un pasaje de regreso por encima del espejo superior y por debajo del espejo inferior. Lo que se utiliza con mayor frecuencia es una **admisión descendente** o un tiro central, como se muestra en la figura 11-21*d*. Para que las pérdidas por fricción de la admisión descendente no impidan de manera apreciable la circulación hacia arriba a través de los tubos, el área de la admisión descendente debe ser del mismo orden de magnitud que el área combinada de sección transversal de los tubos. Esto da como resultado una admisión descendente de casi la mitad del diámetro del espejo.

La circulación y la transferencia de calor en este tipo de evaporador se ven afectadas fuertemente por el "nivel" del líquido. Se logran los coeficientes de transferencia de calor más altos cuando el nivel, como se indica mediante un medidor externo de vidrio, es de sólo aproximadamente la mitad de la altura de los tubos. Las reducciones ligeras del nivel por debajo del óptimo dan como resultado el mojado incompleto de las paredes de los tubos con una tendencia mayor al ensuciamiento y una reducción rápida de la capacidad. Cuando se emplea este tipo de evaporador con un líquido que puede depositar sales o escamas, es habitual funcionar con el nivel de líquido apreciablemente por encima del óptimo y casi siempre muy por encima del espejo superior.

La circulación en el evaporador vertical estándar de tubo corto depende totalmente de la ebullición y cuando cesa esta última, los sólidos presentes se depositan, precipitándose de la suspensión. En consecuencia, es raro que se utilice este tipo como evaporador de cristalización. Al instalar una hélice en la admisión descendente, se puede eliminar esta objeción. Ese evaporador, que se denomina comúnmente de **calandria propulsora** se muestra en la figura 11-21*e*. La hélice se coloca por lo común tan baja como sea posible para reducir la cavitación, y se recubre mediante una extensión del tiro de admisión descendente. El empleo de la hélice puede duplicar a veces la capacidad de un evaporador vertical de tubo doble. El evaporador que se muestra en la figura 11-21*e* incluye un brazo de elutriación para la producción de sal, similar a la que se utiliza en el evaporador de circulación forzada de la figura 11-21*b*. La forma del fondo dependerá, por supuesto, de la aplicación particular y de si la hélice se impulsa desde arriba o desde abajo. Para evitar que se formen deposiciones de sal cuando el evaporador se emplea para soluciones de cristalización, se debe mantener el nivel del líquido apreciablemente por encima del espejo superior.

Ventajas de los evaporadores verticales de tubo corto

1. Coeficientes de transferencia de calor elevados con diferencias altas de temperaturas.
2. Espacio superior bajo.
3. Eliminación mecánica sencilla de las escamas.
4. Relativamente poco costosos.

Desventajas de los evaporadores verticales de tubo corto

1. Mala transferencia de calor con diferencias bajas de temperaturas y a temperaturas bajas.
2. Espacio elevado de terreno y peso alto.
3. Retención relativamente alta.
4. Mala transferencia de calor con líquidos viscosos.

Las mejores aplicaciones de los evaporadores verticales de tubo corto

1. Líquidos limpios.
2. Productos cristalinos, si se utiliza la hélice.
3. Líquidos relativamente no corrosivos, puesto que el cuerpo es grande y costoso, si se construye de materiales que no sean hierro colado o acero dulce.
4. Soluciones con formación ligera de escamas, que requieren una limpieza mecánica, puesto que los tubos son cortos y de diámetros grandes.

Evaporadores verticales de tubo largo (Fig. 11-21*f, g, h*) Se logra una mayor evaporación total en este tipo que en todos los demás combinados, porque es normalmente el **más barato por unidad de capacidad**. El evaporador vertical de tubo largo (LTV) consiste en un intercambiador de calor de coraza y tubo vertical de paso simple, que se descarga en un cabezal de vapor relativamente pequeño. En general, no se mantiene el nivel de líquido en el cabezal de vapor y el tiempo de residencia del líquido es de sólo unos segundos. Los tubos suelen tener por lo común unos 50.8 mm (2 in) de diámetro, pero pueden ser menores que 25.4 mm (1 in). La longitud de los tubos puede variar de menos de 6 a 10.7 m (20 hasta de 35 ft). El evaporador funciona por lo común mediante paso simple, concentrándose de la alimentación a la densidad de descarga en sólo el tiempo que se necesita para que el líquido y el vapor que se desarrollan pasen por el tubo. Un caso extremo es el del concentrador cáustico elevado, que genera un producto bastante anhidroso a 370°C (700°F) a partir de una carga de entrada de 50% de NaOH a 149°C (300°F), en un paso, en tubos de níquel de 22 mm (7/8 in) de diámetro exterior y 6 m (20 ft) de longitud. Los evaporadores verticales de tubo largo (LTV) se utilizan, sobre todo, para la concentración de líquidos negros en las industrias papeleras y de pulpa de madera. Debido a los tubos largos y los coeficientes de transferencia de calor relativamente elevados, es posible lograr capacidades más altas por unidad simple en este tipo de evaporador que en cualquier otro.

El evaporador vertical de tubo largo que se muestra en la figura 11-21*f* es de los que se utilizan comúnmente, sobre todo para líquidos negros. El material de alimentación entra por el fondo del tubo, comienza a hervir conforme asciende y la mezcla de líquido y vapor sale por la parte superior, con alta velocidad, choca contra un deflector situado por encima del espejo. Este deflector es eficiente como separador primario y como divisor de la espuma.

En muchos casos
mentación respecto
alimentación con la
te prever la recirc
puede hacer en el e
agregando una cone
material de alimenta
circulación en el tip
mucho para la lech
utilizar para operaci
del cabezal de vapo
espacio de almacen
Las temperaturas
de tubo largo están l
cil. En el extremo in
calor en forma sens
quido suelen ser mu
calor reales son bajo
cia arriba del tubo, e
la temperatura del lí
estática, a la de frio
vapor y líquido llegi
sustancial del cabez
en la zona de ebulli
temperatura medida
vapor.
Aunque los coefi
de ebullición son n
diante la diferencia
que se inicia la ebul
máxima es sensible
dades del material,
flujo de calor. En la
temperatura del líqu
largos, que funcion
nales. La curva 1 m
a la entrada del tubo
temperaturas que se
en el punto de ebulli
condiciones que la 2
ción contiene 0.01
[Coulson y Mehta, 1
tensoactivo da una
tado de que el líquid
a la del vapor, lo qu
cuando el agente ten
coeficiente real de t
mente debido a la re
que el resultado neto
Esta sensibilidad del
en las condiciones o
les de temperaturas
jas.
La versión de pelí
largo (Fig. 11-21*h*)

FIG. 11-22 Variacion
go.

En muchos casos, como cuando la relación del material de alimentación respecto a la evaporación o la relación del material de alimentación con la superficie de calentamiento es baja, es conveniente prever la **recirculación del producto** por el evaporador. Esto se puede hacer en el equipo del tipo que se muestra en la figura 11-21*f*, agregando una conexión de tubería entre la línea de producto y la de material de alimentación. Se pueden obtener índices más altos de recirculación en el tipo que aparece en la figura 11-21*g*, que se emplea mucho para la leche condensada. Este tipo de evaporador se puede utilizar para operaciones por lotes, extendiendo la porción ensanchada del cabezal de vapor todavía más abajo, con el fin de proporcionar espacio de almacenamiento para el líquido.

Las temperaturas del líquido en los tubos de un evaporador vertical de tubo largo están lejos de ser uniformes y su predicción resulta difícil. En el extremo inferior, el líquido, por lo común, no hierve y recoge calor en forma sensible. Puesto que las velocidades de entrada del líquido suelen ser muy bajas, los coeficientes reales de transferencia de calor reales son bajos en esta zona, sin ebullición. En algún punto, hacia arriba del tubo, el líquido comienza a hervir y, a partir de ese punto, la temperatura del líquido disminuye, debido a la reducción de la carga estática, a la de fricción y a la de aceleración, hasta que la mezcla de vapor y líquido llega a la parte superior de los tubos a una temperatura sustancial del cabezal de vapor. Así, la diferencia real de temperaturas en la zona de ebullición es siempre menor que la diferencia total de temperatura medida a partir del vapor y las temperaturas de carga de vapor.

Aunque los coeficientes reales de transferencia de calor en la zona de ebullición son muy elevados, se contrarrestan parcialmente mediante la diferencia reducida de temperaturas. El punto en los tubos en que se inicia la ebullición y aquel en el que se alcanza la temperatura máxima es sensible a las condiciones operacionales, como las propiedades del material, la temperatura de alimentación, la velocidad y el flujo de calor. En la figura 11-22 se muestran variaciones usuales de la temperatura del líquido en los tubos de un evaporador vertical de tubos largos, que funciona con una diferencia constante de temperaturas finales. La curva 1 muestra el caso normal, en que el material no hierve a la entrada del tubo. La curva 2 da una indicación de la diferencia de temperaturas que se pierde cuando el material de alimentación entra en el punto de ebullición. La curva 3 es para exactamente las mismas condiciones que la 2, con la excepción de que el material de alimentación contiene 0.01% de Teepol, para reducir la tensión superficial [Coulson y Mehta, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **31**, 208 (1953)]. El agente tensoactivo da una mezcla más íntima de vapor y líquido, con el resultado de que el líquido se acelera con una velocidad que se acerca más a la del vapor, lo que incrementa la caída de presión en el tubo. Aun cuando el agente tensoactivo provoca un aumento de más del 100% del coeficiente real de transferencia de calor, esto se contrarresta ampliamente debido a la reducción de la diferencia de temperaturas, de modo que el resultado neto es una reducción de la capacidad del evaporador. Esta sensibilidad del evaporador vertical de tubos largos a los cambios en las condiciones operacionales resulta menos pronunciada con niveles de temperaturas y diferencias de temperaturas altas que con las bajas.

La versión de **película descendente** del evaporador vertical de tubo largo (Fig. 11-21*h*) elimina los problemas de carga hidrostática. Se alimenta líquido a la parte superior de los tubos y fluye hacia abajo por las paredes, en forma de una película. Por lo común, la separación del vapor y el líquido tiene lugar en el fondo; aun cuando algunos evaporadores de este tipo se han dispuesto de modo que el vapor se eleve a través del tubo a contracorriente con el líquido. La caída de presión a través de los tubos suele ser muy pequeña y la temperatura de ebullición del líquido es sustancialmente la misma que la del cabezal de vapor. El evaporador de película descendente se emplea mucho para la concentración de **materiales sensibles al calor**, como los jugos de frutas, puesto que el tiempo de retención es muy pequeño, el líquido no se calienta en exceso al pasar por el evaporador y los coeficientes de transferencia de calor son elevados, incluso a temperaturas bajas de ebullición.

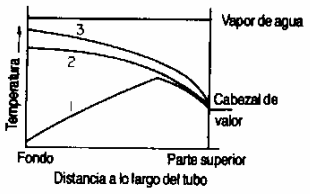


FIG. 11-22 Variaciones de temperatura en un evaporador vertical de tubo largo.

El principal problema que se encuentra en los evaporadores verticales de tubo largo y película descendente es la **distribución del material de alimentación** a los tubos. Resulta esencial que todas las superficies de los tubos estén mojadas continuamente. Por lo común, esto requiere la recirculación del líquido, a menos que la relación del material de alimentación con la evaporación sea muy alta. A veces, cuando el material de alimentación tiene un cambio apreciable de concentración y el producto es viscoso, se emplea una alternativa al sistema de recirculación simple de la figura 11-21*h*. La cámara de alimentación y el cabezal de vapor se dividen en cierto número de compartimientos para líquidos y se utilizan bombas separadas para hacer que el líquido pase por los diversos grupos de tubos en serie, todos en paralelo en lo que se refiere a las presiones de vapor. La distribución real del material de alimentación a los tubos individuales de un evaporador de película descendente se puede lograr mediante orificios en la entrada a cada tubo, con cierto número de placas perforadas por encima del espejo o con una o más toberas de rociado.

En general, tanto los evaporadores verticales de tubo largo de película ascendente como los de película descendente no suelen ser apropiados para líquidos que provoquen deposiciones de sales o escamas en grandes cantidades; sin embargo, el evaporador de película ascendente se utiliza mucho para líquidos negros que presentan un problema ligero de formación de escamas, y también para transportar soluciones por encima de la saturación con respeto a la sal de cristalización. En este último caso, las deposiciones se pueden retirar por lo común con rapidez incrementando el índice de alimentación o reduciendo el índice de vapor para que el producto permanezca insaturado durante un espacio breve de tiempo. En general, el evaporador de película descendente no es apropiado para los líquidos que contienen sólidos, por la dificultad que existe para taponar los distribuidores del material de alimentación: sin embargo, se ha aplicado a la evaporación de agua de mar saturada con $CaSO_4$ y con 5 a 10% de $CaSO_4$ en suspensión para prevenir las incrustaciones (Anderson, ASME Pap., 76-WA/Pwr 5, 1976).

Por su sencillez de construcción, lo compacto de su tamaño y sus coeficientes de transferencia de calor generalmente elevados, los evaporadores verticales de tubos largos son muy apropiados para servicios con líquidos corrosivos. Un buen ejemplo es el de la reconcentración de líquido de rayón de baño centrífugo, que es sumamente ácido. Esos evaporadores emplean tubos de grafito impermeable, plomo, espejos recubiertos de caucho o grafito impermeable y cabezales de vapor recubiertos de caucho. Para los productos alimenticios se utilizan mucho los evaporadores verticales de tubo largo de acero inoxidable pulido. Estos últimos evaporadores suelen ser similares a los que se muestran en la figura 11-21*g*, en donde el elemento calentador está a un lado del cabezal del vapor para permitir el acceso a los tubos para su limpieza.

Ventajas de los evaporadores verticales de tubo largo

1. Bajo costo.
2. Superficie amplia de calentamiento en un cuerpo.
3. Baja retención.
4. Necesidad de poco espacio de terreno.

5. Buenos coeficientes de transferencia de calor con diferencias razonables de temperaturas (película ascendente).

6. Buenos coeficientes de transferencia de calor en todas las diferencias de temperatura (película descendente).

Desventajas de los evaporadores verticales de tubo largo

1. Espacio superior elevado.

2. En general, no son adecuados para los líquidos que forman depositiones de sales de escamas en grandes cantidades.

3. Bajos coeficientes de transferencia de calor de la versión de película ascendente, con diferencias bajas de temperaturas.

4. Por lo común, se requiere la recirculación para la versión de película descendente.

Las mejores aplicaciones para los evaporadores verticales de tubo largo

1. Con líquidos limpios.
2. Con líquidos espumosos.
3. Con soluciones corrosivas.
4. Con grandes cargas de evaporación.
5. Con diferencias elevadas de temperaturas: película ascendente, diferencias bajas de temperatura: película descendente.
6. Funcionamiento a baja temperatura: película descendente.

Dificultades frecuentes en los evaporadores verticales de tubo largo

1. Sensibilidad de las unidades de película ascendente a los cambios de las condiciones operacionales.
2. Mala distribución del material de alimentación a las unidades de película descendente.

Evaporadores de tubo horizontal (Fig. 11-21*i*) En este tipo de evaporadores, el vapor de agua se encuentra dentro y la solución fuera de los tubos. La versión de tubo sumergido de la figura 11-21*i* se utiliza en raras ocasiones, excepto para la preparación de agua de alimentación a las calderas. El propósito básico es la baja pérdida por arrastre: la coraza cilíndrica horizontal produce una gran área libre por unidad de volumen del depósito. Algunas versiones especiales emplean tubos deformados entre los espejos empotrados que se agrietan cuando reciben rocío de agua fría. Cuando se aplica líquido sobre los tubos de la versión de la figura 11-21*j*, las pérdidas de carga hidrostática se eliminan y se mejora la transferencia de calor, respecto del tipo tubular de película descendente de la figura 11-21*h*. Originalmente conocido como Lillie, este evaporador también se conoce ahora como de película en aspersión o simplemente evaporador de tubo horizontal. La distribución de líquido en los tubos se lleva a cabo por boquillas o placas perforadas sobre los tubos en la parte superior. Mantener esta distribución a través del haz para evitar un exceso de concentración del licor es un problema característico de este tipo de evaporador que se utiliza en la actualidad para la evaporación de agua de mar.

Ventajas de los evaporadores de tubo horizontal

1. Espacio superior muy bajo.
2. Area libre grande para el vapor-líquido en el tipo de tubo sumergido.
3. Costo relativamente bajo en el tipo de tubo recto y pequeña capacidad.
4. Buenos coeficientes de transferencia de calor.
5. Desescamado semiautomático sencillo: tipo de tubo acodado.

Desventajas de los evaporadores de tubo horizontal

1. No son adecuados para los líquidos que dejan depositiones de sales.
2. Inapropiados para los líquidos que forman escamas: tipo de tubo recto.
3. Costo elevado: tipo de tubo acodado.
4. Mantenimiento de la distribución de líquido: tipo de película.

Las mejores aplicaciones de los evaporadores de tubo horizontal

1. Espacio superior limitado.
2. Pequeña capacidad.
3. Líquidos que no formen depositiones de sales ni escamas: tipo de tubo recto.
4. Líquidos que formen grandes depositiones de escamas: tipo de tubo acodado.

Formas diversas de superficies de calentamiento Los diseños especiales de evaporadores se recomiendan a veces cuando las cargas de calor son pequeñas, se desean características especiales en los productos o resulta especialmente difícil el manejo de estos últimos. Se emplean **calderas encamisadas**, a menudo con agitadores, cuando los productos son muy viscosos, los lotes son pequeños, se requiere una mezcla íntima o la facilidad de limpieza constituye un factor importante. Se pueden emplear evaporadores con vapor en **tubos de serpentín** para capacidades pequeñas con líquidos incrustantes, en diseños que permiten "choques en frío" o desmontar completamente el serpentín de la coraza para retirar las escamas en forma manual. Otros diseños para líquidos incrustantes emplean intercambiadores de calor de placa plana puesto que, en general, se puede retirar una deposición de escamas con mayor facilidad de una placa plana que de una superficie curva. Uno de esos diseños, el **evaporador de cambio de canal**, alterna el servicio a cualquiera de los lados de la superficie de calentamiento, en forma periódica, del líquido en ebullición al vapor en condensación, con el fin de que las escamas formadas al estar en contacto con el líquido en ebullición se disuelvan cuando la superficie se encuentre, a continuación, en contacto con el vapor en condensación.

Los **evaporadores agitados de película delgada** emplean una superficie de calentamiento que consiste en un tubo de diámetro grande, que puede ser recto o cónico, horizontal o vertical. El líquido se rocía sobre la pared del tubo mediante un ensamblaje giratorio de aspas, que mantiene un franqueo estrecho de la pared o se introduce en realidad en la película de líquido de la pared. Lo costoso de la construcción limita las aplicaciones a los materiales más difíciles. La agitación elevada [del orden de 12 m/s (40 ft/s) de velocidad periférica del rotor] y las intensidades de energía de 2 a 20 kW/m^2 (0.25 a 2.5 hp/ft^2), permiten el manejo de materiales extremadamente viscosos. Los tiempos de residencia de sólo unos cuantos segundos permiten la concentración de materiales sensibles al calor a temperaturas y diferencias de temperaturas más elevadas que en otros tipos [Mutzenberg, Parker y Fischer, *Chem. Eng.*, **72**, 175-190 (Sept. 13, 1965)]. Se pueden manejar relaciones elevadas de material de alimentación con el producto, sin recirculación.

Por lo común, las consideraciones económicas y de procesamiento hacen recomendable manejar los evaporadores agitados de película delgada en el modo de efecto simple. En ese caso, se podrán utilizar diferencias de temperatura muy altas; muchos de esos equipos se calientan con Dowtherm y otros medios de altas temperaturas. Esto permite alcanzar capacidades razonables a pesar de los coeficientes de transferencia de calor relativamente bajos y las superficies pequeñas que se pueden proporcionar en un tubo simple [20 m (hasta, aproximadamente, 200 ft)]. La necesidad estructural de espesores de pared de 6 a 13 mm (1/4 a 1/2 in) es una de las razones primordiales para los coeficientes de transferencia de calor relativamente bajos al evaporar materiales similares al agua.

Evaporadores sin superficies de calentamiento El evaporador de **combustión sumergida** utiliza el burbujeo de los gases de combustión a través del líquido como medio de transferencia de calor. Consiste simplemente en un tanque para retener el líquido, un quemador y un distribuidor de gas, que se pueden hacer descender al interior del líquido y un sistema de control de la combustión. Puesto que no hay superficies de calentamiento en las que se puedan depositar incrustaciones, este evaporador es muy apropiado para los líquidos muy incrustantes. La facilidad de construcción del tanque y el quemador de aleaciones especiales o materiales no metálicos hace que resulte práctico el manejo de las soluciones muy corrosivas; sin embargo, puesto que el vapor se mezcla con grandes cantidades de gases no condensables, es imposible reutilizar el calor de ese vapor y las instalaciones se limitan por lo común a las zonas de costo bajo de combustibles. Una de las dificultades que se encuentran con frecuencia en el empleo de evaporadores de combustión sumergida es una pérdida elevada por arrastre.

lantener esta distribu-
ncentración del licor
porador que se utiliza
nar.
iento Los diseños es-
s cuando las cargas de
eciales en los produc-
estos últimos. Se em-
gitadores, cuando los
eños, se requiere una
ye un factor importan-
n tubos de serpentín
antes, en diseños que
etamente el serpentín
anual. Otros diseños
lores de calor de placa
a deposición de esca-
de una superficie cur-
bio de canal, alterna
icie de calentamiento,
apor en condensación,
contacto con el líqui-
le se encuentre, a con-
ción.
pada emplean una su-
o de diámetro grande,
al. El líquido se rocía
giratorio de aspas, que
introduce en realidad
so de la construcción
iles. La agitación ele-
periférica del rotor] y
5 a 2.5 hp/ft^2), permi-
icosos. Los tiempos de
iten la concentración
diferencias de tempe-
berg, Parker y Fischer,
pueden manejar rela-
n el producto, sin re-

as y de procesamiento
s agitados de película
so, se podrán utilizar
de esos equipos se ca-
mperaturas. Esto per-
de los coeficientes de
superficies pequeñas
0 m (hasta, aproxima-
spesores de pared de 6
nordiales para los coe-
bajos al evaporar ma-

ento El evaporador de
los gases de combus-
ncia de calor. Consiste
do, un quemador y un
ler al interior del líqui-
esto que no hay super-
positar incrustaciones,
idos muy incrustantes.
emador de aleaciones
resulte práctico el ma-
rgo, puesto que el va-
s no condensables, es
nstalaciones se limitan
nbustibles. Una de las
n el empleo de evapo-
la elevada por arrastre.

Asimismo, esos evaporadores no se pueden utilizar cuando sea importante el control del tamaño de los cristales.

Se utilizan **evaporadores de disco o en cascada** en la industria papelera y de la pulpa de madera, para recuperar calor y productos químicos arrastrados de los gases del quemador y para lograr una concentración final del licor negro, antes de quemarlo en el calentador. Esos evaporadores consisten en un eje horizontal en el que van montados discos perpendiculares al eje o barras paralelas a él. El montaje se sumerge parcialmente en el licor negro espeso, con el fin de que se transporten películas del líquido a la corriente de gases calientes, al girar el eje.

Algunas formas de **evaporadores instantáneos** no necesitan superficies de calentamiento. Un buen ejemplo es un proceso de recristalización para separar sales que tienen curvas de solubilidad normales a partir de sales con curvas de solubilidad inversas como cuando se separa el cloruro de sodio del sulfato de calcio [Richards, *Chem. Eng.*, **59**(3), 140 (1952)]. Una suspensión de material de alimentación sólido crudo en una corriente de recirculación de salmuera se calienta mediante la inyección directa de vapor. El incremento de la temperatura y la dilución por el vapor disuelve la sal que tiene una curva de solubilidad normal. La otra sal permanece sin disolver y se separa de la solución caliente antes de vaporizarse instantáneamente a una temperatura más baja. El enfriamiento y la pérdida de agua en la vaporización provocan la recristalización de la sal que tiene una curva de solubilidad normal, que se separa de la salmuera, antes de mezclar esta última con más materiales sólidos de alimentación para su reciclaje en el calentador. Este sistema se puede manejar como de efecto múltiple mediante la evaporación en etapas a temperatura más baja y la utilización de vapor de todas las etapas, excepto la última, para calentar la salmuera de reciclaje por medio de una inyección directa. En este proceso no tiene lugar ninguna evaporación neta del sistema total y el proceso no se puede utilizar para concentrar soluciones, a menos que se agreguen superficies de calentamiento.

TRANSFERENCIA DE CALOR EN EVAPORADORES

Mientras que el índice de transferencia de calor en los evaporadores se expresa en forma conveniente en función de la ecuación habitual, $q = UA\,\Delta T$, el *coeficiente de transferencia de calor U* en la mayor parte de los tipos de evaporadores es una función intensa de la *diferencia o gradiente de temperaturas* ΔT. A menos que se especifique otra cosa, el *área A*, que se utiliza para clasificar tamaños de evaporadores o coeficientes de transferencia de calor, es la superficie en que se produce la transferencia de calor, medida del lado del líquido de la superficie.

La **diferencia de temperaturas** que se utiliza para calcular la transferencia de calor en los evaporadores suele ser una cifra arbitraria, puesto que es muy difícil determinar la temperatura del líquido en todas las partes de la superficie de calentamiento de la mayor parte de los tipos de evaporadores. La temperatura de condensación del vapor, el medio más común de calentamiento, se puede determinar por lo común en forma simple y precisa mediante una medición de la presión del lado del vapor del elemento calentador y utilizando las *tablas de vapor*. No se deja margen para el sobrecalentamiento del vapor o el subenfriamiento del condensado, al calcular la temperatura del vapor. De modo similar, una medición de la presión en el espacio de vapor por encima del líquido en ebullición dará la temperatura del vapor saturado que, suponiendo que la elevación del punto de ebullición sea despreciable, será sustancialmente igual que la temperatura del líquido en ebullición. Las diferencias de temperatura calculadas según esta suposición se denominan **diferencias aparentes de temperatura** y los coeficientes de transferencia de calor son **coeficientes aparentes**.

La **elevación del punto de ebullición (BPR)** es la diferencia entre el punto de ebullición de una solución y el punto de ebullición del agua a la misma presión. A partir de la figura 11-23 se pueden estimar datos sobre la elevación del punto de ebullición para varios materiales que se encuentran comúnmente. Cuando se deduce la elevación del punto de ebullición de la diferencia aparente de temperaturas, se utilizan los términos de **diferencia de temperaturas corregida para la elevación del punto de ebullición y coeficiente de transferencia de calor corregido para la elevación del punto de ebullición**. Esta es la base más común para proporcionar datos de transferencia de calor de evaporadores y es la base implícita, a falta de cualquier indicación contraria. Esta es la base mejor para comparar rendimientos de diversos tipos de evaporadores a la diferencia entre la temperatura a la cual se acepta el calor del vapor o de un efecto precedente, y a la que se descarga el vapor al efecto siguiente o a un condensador.

En la mayor parte de los tipos de evaporadores, el líquido de la superficie de calentamiento está a una temperatura superior a la de saturación a la presión del espacio de vapor. En el evaporador de circulación natural de tubo sumergido, la **carga hidrostática** eleva la temperatura en la superficie de calentamiento. En el evaporador de circulación forzada, el calor se absorbe en forma sensible, lo cual da como resultado una elevación de la temperatura en el calentador, y representa una pérdida en la diferencia de temperaturas disponible. En este tipo, las temperaturas del líquido que entra al calentador y sale de él se pueden medir para determinar una diferencia real de temperaturas. Alternativamente, la temperatura a la entrada del calentador se puede considerar que es la que está en equilibrio con el espacio de vapor, calculando la temperatura de salida a partir del índice de circulación y la entrada de calor conocida. Sin embargo, este tipo de evaporador está propenso a veces a otra pérdida, denominada de **derivación**, que es el hecho de que el líquido no se vaporiza por completo hasta el equilibrio; por lo tanto, regresa sobrecalentado a la entrada del calentador. El índice de circulación se escoge por lo común, por razones económicas, para dar una elevación de temperatura a través del calentador de 2.8°C (5°F) o más y, en algunos casos, las pérdidas por derivación han alcanzado esa misma magnitud. Esas dos pérdidas pueden representar una pérdida de casi la mitad de la diferencia de temperaturas disponible. Incluso en el evaporador de película descendente hay cierta pérdida de diferencia de temperatura debido a la caída de presión, por la fricción y la aceleración del vapor generado en los tubos. Es preciso tener cuidado al utilizar o dar datos de transferencia de calor para asegurarse de que se utilice la base de diferencia de temperaturas.

Véase la sección 10, donde se presenta la estimación de los **coeficientes de transferencia de calor** para los evaporadores.

UTILIZACIÓN DE LA DIFERENCIA DE TEMPERATURAS

La diferencia (gradiente) de temperaturas es la fuerza impulsora para la operación de evaporadores y por lo general se limita, ya sea a la relación de compresión en evaporadores del tipo de vapor a compresión o por la presión del vapor y la temperatura del vertedero en los evaporadores de efecto sencillo y múltiple. Un objetivo fundamental en el diseño de los evaporadores es hacer que el gradiente de temperaturas disponible para la transferencia de calor tenga justificación económica. Algunas pérdidas en el gradiente, como las causadas por el PBR, son inevitables. Sin embargo, es posible minimizarlas pasando el licor a través de los efectos o a través de diferentes secciones de efecto simple, conectadas en serie de tal forma que sólo una parte de la superficie de calentamiento se encuentra en contacto con el licor más fuerte. La principal pérdida que puede abatirse en la ΔT se debe a la fricción y a las pérdidas de vapor a la entrada y salida de la tubería y en los separadores de arrastre. Las pérdidas por caída de presión corresponden a una reducción en la temperatura de condensación del vapor y, por ello, una pérdida en la ΔT disponible. Estas pérdidas llegan a tener un carácter más crítico en el extremo de baja temperatura del evaporador a consecuencia del aumento en el volumen específico del vapor y la reducción en la pendiente de la curva de presión de vapor. El

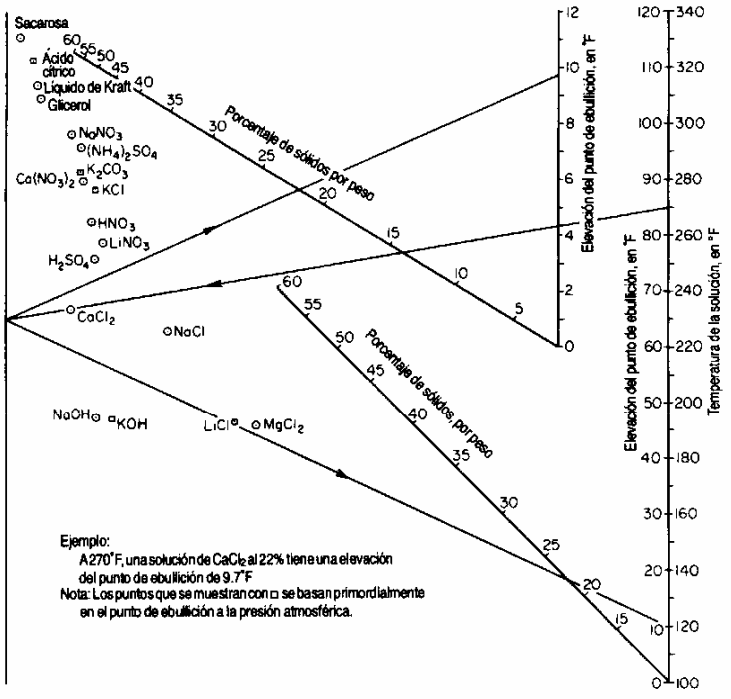


FIG. 11-23 Elevación del punto de ebullición de soluciones acuosas. °C = 5/9 (°F - 32).

dimensionamiento de las líneas de vapor forma parte de la optimización económica del evaporador, los costos extra de las líneas más grandes del evaporador deben equilibrarse contra el ahorro en las ΔT, que corresponde al ahorro en los requisitos de superficie de calentamiento. Debe hacerse notar que las pérdidas de vapor a la entrada y salida exceden por lo general a las pérdidas por fricción en tubería recta, razón por la cual no deben ser ignoradas.

SEPARACIÓN VAPOR-LÍQUIDO

Las pérdidas de producto en el evaporador pueden deberse a la formación de espuma, el salpicado de producto y a otras causas análogas. La separación primaria de líquido del vapor se lleva a cabo en el cabezal de vapor si se tiene dispuesta un área suficientemente grande para que la mayor parte de las gotas que son arrastradas puedan precipitarse contra el flujo ascendente de vapor. Las velocidades permisibles se gobiernan mediante la ecuación de Souders-Brown: $V = k\sqrt{(\rho_l - \rho_v)/\rho_v}$, donde k depende de la distribución del tamaño de las gotas y del factor F de purificación deseados. Para la mayor parte de los evaporadores y un factor que oscile entre 100 y 10 000, $k \approx 0.245/(F - 50)^{0.4}$ (Stanford, Chemical Engineers[5] Handbook, 4a ed., McGraw-Hill, New York, 1963, p. 11-35). Es posible tolerar valores mayores de k (aproximadamente 0.15) en evaporadores de película descendente, donde la mayor parte de la separación por arrastre tiene lugar en los tubos, el vapor es depurado por el líquido que abandona los tubos y debe viajar en dirección inversa para alcanzar la salida.

Por lo común, las **pérdidas por formación de espuma** se deben a la presencia en el líquido en evaporación de coloides o depresores de la tensión superficial y sólidos divididos finamente. Con frecuencia resultan eficientes los agentes antiespumantes. Otros medios para combatir la espuma incluyen el empleo de chorros de vapor que choquen con la superficie de la espuma, el retiro del producto en la capa superficial, donde parecen concentrarse los agentes espumantes y el funcionamiento con un nivel muy bajo de líquido, para que las superficies calientes puedan romper la espuma. El choque a alta velocidad contra un deflector tiende a romper mecánicamente la espuma y ésta es la razón por la que los evaporadores verticales de tubo largo, los de circulación forzada y los de película agitada son particularmente eficaces para los líquidos espumantes.

Las **pérdidas por salpicaduras** suelen ser insignificantes, si se proporciona una altura razonable entre el nivel del líquido y la parte superior del cabezal de vapor. La altura que se requiere depende de la violencia de la ebullición. Se proporcionan alturas de 2.4 a 3.6 m (8 a 12 ft) o más en evaporadores verticales de tubos cortos, en donde el líquido y el vapor que salen de los tubos se proyectan hacia arriba. Se requiere menor altura en los evaporadores de circulación forzada, donde el líquido recibe un movimiento centrífugo o se proyecta hacia abajo, por medio de un deflector. Lo mismo sucede en el caso de los evaporadores verticales de tubo largo, en donde la mezcla ascendente de vapor y líquido se proyecta contra un deflector.

Las **pérdidas por arrastre debidas a la evaporación instantánea** se encuentran con frecuencia en los evaporadores. Si el material de alimentación está sobre el punto de ebullición y se introduce por encima o sólo a corta distancia por debajo del nivel del líquido, las pérdidas por arrastre pueden resultar excesivas. Esto se produce a veces en un evaporador de tubo corto, si se introduce el material de alimentación sólo en un punto, por debajo del espejo inferior (Kerr, *Louisiana Agric. Expt. Stn. Bull.* 149, 1915). Se puede encontrar la misma dificultad en los evaporadores de circulación forzada que tienen una elevación demasiado alta de temperatura a través del elemento de calentamiento y,

por tanto, una gama de evaporación demasiado amplia cuando el líquido en circulación entra al cuerpo. El mal control de vacío, sobre todo durante el arranque, puede provocar la generación de mucho más vapor que lo que puede manejar el evaporador según su diseño, con un aumento consiguiente del arrastre.

A menudo se utilizan **separadores de arrastre** para reducir las pérdidas de productos. Hay cierto número de diseños especializados, y casi todos se basan en un cambio de dirección del flujo de vapor, cuando este último se desplaza con velocidades elevadas. En la figura 11-21 se muestran separadores típicos, aunque no necesariamente con el tipo de evaporador en el que se pueden emplear. El separador más común es el ciclón, que puede tener una salida en la parte superior o al fondo, como se muestra en la figura 11-21*a* y *b*, o se puede arrollar sobre el elemento calentador del efecto siguiente, como se muestra en la figura 11-21*f*. La eficiencia de separación de un ciclón aumenta al incrementarse la velocidad de entrada, aunque con el costo de cierta caída de presión, lo que implica una pérdida en la diferencia de temperatura disponible. La caída de presión de un ciclón va de 10 a 16 cargas de velocidad [Lawrence, *Chem. Eng. Prog.*, **48**, 241 (1952)], basándose en la velocidad en la tubería de entrada. Esos ciclones se pueden dimensionar en la misma forma que los colectores de polvo centrífugos (que utilizan velocidades de cerca de 30 m/s (100 ft/s) a la presión atmosférica), aunque pueden aumentarse un poco los tamaños con el fin de reducir las pérdidas en la diferencia de temperatura disponible.

La **malla de alambre** sirve como separador de arrastre eficiente en los casos en que no se pueda ensuciar con facilidad, debido a los sólidos que contiene el líquido. La malla existe en alambre metálico entretejido de la mayor parte de las aleaciones y se instala como cubierta en la parte superior del evaporador (Fig. 11-21*d*) o en un detector de diámetro reducido sobre el cabezal de vapor. Estos separadores tienen caídas de presión bajas, por lo común del orden de 13 mm (1/2 in) de agua y una eficiencia de recolección de más del 99.8% en la gama de velocidades de vapor de 2.5 a 6 m/s (8 a 20 ft) [Carpenter y Othmer, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 549 (1955)].

ARREGLOS DE EVAPORADORES

Evaporadores de efecto simple Se utilizan evaporadores de efecto simple donde la capacidad requerida sea pequeña, el vapor sea barato, el material sea tan corrosivo que se requieran materiales de construcción muy costosos o donde el vapor esté tan contaminado que no se pueda volver a utilizar. Los evaporadores de efecto simple pueden funcionar en lotes, en semilotes, con lotes continuos o en forma continua. En términos estrictos, los **evaporadores de lotes** son los que tienen el llenado, la evaporación y el vaciado en etapas consecutivas. Este método de funcionamiento se utiliza raramente, puesto que requiere que el cuerpo sea suficientemente grande como para retener la carga completa de material de alimentación y que el elemento calentador se sitúe suficientemente bajo para no permanecer descubierto al reducirse el volumen al del producto. El método más habitual de funcionamiento es el de **semilotes** en donde el material de alimentación se agrega continuamente, para mantener un nivel constante, hasta que toda la carga alcance la densidad final. Por lo común, los **evaporadores de lotes continuos** tienen un material de alimentación continuo y, al menos sobre parte del ciclo, una descarga continua. Un buen método de funcionamiento es efectuar la circulación a partir de un tanque de almacenamiento al evaporador y regresarla, hasta que todo el tanque tenga la concentración deseada, para realizar a continuación el acabado por lotes. Los **evaporadores continuos** tienen una alimentación y una descarga esencialmente continuas y las concentraciones tanto del material de alimentación como del producto permanecen sustancialmente constantes.

Termocompresión El medio más simple, aunque no el menos costoso, para reducir las necesidades de energía de evaporación es comprimir el vapor de un evaporador de efecto simple, para poderlo utilizar como medio de calentamiento en el mismo evaporador. La compresión se puede realizar por medios mecánicos o un chorro de vapor. Para mantener las necesidades de energía y el costo de la compresora dentro de límites razonables, el evaporador debe funcionar con una diferencia bastante estrecha de temperaturas, por lo común de aproximadamente 5.5 a 11°C (10 a 20°F). Esto significa que se requiere una gran superficie de calentamiento en el evaporador, lo que provoca que el evaporador del tipo de compresión sea más costoso que uno de efecto múltiple; a pesar de esto, los costos de instalación totales se pueden reducir cuando la potencia que se compra es la única fuente de energía, ya que no hay necesidad de tener calderas y disipadores térmicos. Los ahorros sustanciales en los costos de operación se obtienen cuando se dispone de energía eléctrica o mecánica con un costo relativamente bajo para el vapor de baja presión, cuando sólo se dispone de vapor de alta presión para operar el evaporador o cuando el costo de suministro de agua de enfriamiento u otro disipador térmico es alto para un evaporador de efecto múltiple.

La **termocompresión mecánica** puede utilizar compresores de movimiento alterno, giratorios de desplazamiento positivo, centrífugos o de flujo axial. Los compresores de desplazamiento positivo son poco prácticos, excepto para las capacidades más pequeñas, como para los evaporadores portátiles para agua de mar. Se pueden construir compresoras de flujo axial para capacidades de más de 472 m^3/s (1 x 10^6 ft^3/min). Los compresores centrífugos suelen ser más baratos para las gamas intermedias de capacidad que se encuentran normalmente. En todos los casos, se debe tener mucho cuidado para que el arrastre sea mínimo, puesto que el vapor se sobrecalienta en la compresión y cualquier líquido presente se evaporará, dejando tras él los sólidos disueltos. En algunos casos se puede instalar una torre depuradora de vapor para proteger al compresor. Por lo común, el evaporador de recompresión mecánica requiere más calor que el que se encuentra disponible a partir del vapor comprimido. Parte de este calor extra se puede obtener mediante el precalentamiento del material de alimentación con el condensado y, si es posible, con el producto. Por lo común, se justifican los sistemas de intercambio de calor bastante costosos con temperaturas estrechas de acercamiento, sobre todo si se maneja el evaporador a temperaturas elevadas, para reducir el volumen de vapor que se debe comprimir. Cuando el producto es sólido, resulta conveniente la utilización de un brazo de elutriación como el que se muestra en la figura 11-21*b* porque enfría el producto casi hasta la temperatura del material de alimentación. El calor restante que se necesita para mantener el evaporador en funcionamiento se debe obtener de fuentes exteriores.

Aunque las necesidades teóricas de energía del compresor se reducen ligeramente al pasar a temperaturas de evaporación más bajas, el volumen de vapor que se debe comprimir y, por ende, el tamaño del compresor y su costo, aumentan tan rápidamente que el funcionamiento a bajas temperaturas resulta más costoso que a temperaturas elevadas. Debido a la necesidad de una temperatura baja para concentrar jugos de frutas, se desarrolló un evaporador que utiliza un **fluido secundario**, que suele ser freón o amoniaco. En este evaporador, el vapor se condensa en un intercambiador enfriado al hacer hervir freón. El freón, a una densidad de vapor mucho más alta que la del vapor de agua, se comprime a continuación para servir como medio de calentamiento para el evaporador. Este sistema requiere que el calor latente se transfiera a través de dos superficies en lugar de una: pero los ahorros en el tamaño y costos del compresor son suficientes para justificar el costo adicional de la superficie de calentamiento o el de la compresión a través de una gama amplia de temperaturas.

La **termocompresión de chorro de vapor** es conveniente cuando se dispone de vapor a una presión apreciablemente superior a la que se puede utilizar en el evaporador. Entonces, el chorro de vapor sirve como válvula reductora, mientras realiza algún trabajo útil. La eficiencia de un chorro de vapor es muy baja y disminuye con rapidez cuando no se utiliza el chorro al índice de flujo de vapor y en las condiciones de presión final para las que se diseñó. En consecuencia, se utilizan chorros múltiples cuando se esperan variaciones amplias del índice de evaporación. Por el costo inicial bajo y la capacidad para manejar grandes volúmenes de vapor, los termocompresores de chorro de vapor se emplean para incrementar la economía de los evaporadores que deben funcionar a temperaturas bajas y que, por tanto, no pueden ma-

nejarse con efecto múltiple. El evaporador de termocompresión de chorro de vapor tiene una entrada de calor mayor que la que se necesita para equilibrar el sistema, por lo que es preciso eliminar parte de él. Esto se hace, por lo común, enviando parte del vapor a la succión del compresor.

Evaporación de efecto múltiple La evaporación de efecto múltiple es el medio principal que se utiliza para economizar el consumo de energía. La mayor parte de esos evaporadores funcionan sobre bases continuas, aunque para unos cuantos materiales difíciles se puede utilizar un ciclo de lotes continuos. En un evaporador de efecto múltiple, el vapor procedente de una fuente exterior se condensa en el elemento calentador del primer efecto. Si la alimentación al efecto está a una temperatura cercana al punto de ebullición en el primer efecto, un kg de vapor hará que se evapore casi un kg de agua. El primer efecto funciona (sin estar controlado en ese nivel) a una temperatura de ebullición suficientemente alta como para que el agua evaporada sirva como medio de calentamiento del segundo efecto. Aquí se evapora casi otro kg de agua, que puede ir al condensador si el evaporador es de efecto doble o utilizarse como medio de calentamiento del tercer efecto. Esto se puede repetir para muchos efectos. Son comunes los grandes evaporadores que tienen seis y siete efectos en la industria papelera y de la pulpa de madera y se han construido evaporadores con 17 o más efectos. Como primera aproximación, la **economía de vapor** de un evaporador de efecto múltiple aumentará en proporción con el número de efectos y, por lo común, será numéricamente un poco menor que el número de efectos.

El incremento en la economía de vapor de un evaporador de efecto múltiple se obtiene a expensas del costo inicial del evaporador. La superficie total de transferencia de calor aumentará sustancialmente en proporción con el número de efectos que tenga el evaporador. Esto constituye sólo una aproximación, puesto que el paso de uno a dos efectos significa que, aproximadamente, la mitad del calor que se transfiere estará a un nivel más alto de temperatura en donde los coeficientes de transferencia de calor serán, en general, más elevados. Por otra parte, el funcionamiento con diferencias de temperaturas más bajas reduce el coeficiente de transferencia de calor para muchos tipos de evaporadores. Si el material tiene una elevación apreciable del punto de ebullición, se reducirá también la diferencia de temperaturas disponible. El único medio preciso para predecir los cambios en la economía de vapor y las necesidades de superficie con los cambios del número de efectos es el que utiliza balances de materiales y calor detallados, junto con un análisis del efecto de los cambios en las condiciones operacionales sobre el rendimiento en la transferencia de calor.

La **distribución aproximada de temperaturas** en un evaporador de efecto múltiple se encuentra bajo el control del diseñador; sin embargo, una vez construido, el evaporador establece su propio equilibrio. Básicamente, los efectos son cierto número de resistencias en serie para la transferencia de calor, de modo que cada resistencia es, aproximadamente, proporcional a $1/U_nA_n$. La caída total de temperatura disponible se divide entre los efectos, en proporción con sus resistencias. Si uno de los efectos comienza a desarrollar incrustaciones, su caída de temperatura aumentará a expensas de las caídas de temperaturas en los otros efectos. Esto proporciona un medio conveniente para detectar una disminución del coeficiente de transferencia de calor de un efecto, de un evaporador en funcionamiento. Si no cambian el vacío final y la presión de vapor, la temperatura en el efecto que forma incrustaciones disminuirá y aumentará la del efecto precedente.

La alimentación de una evaporación de efecto múltiple se transfiere por lo común de un efecto a otro en serie, de modo que sólo se alcanza la concentración final del producto en un efecto del evaporador. En el funcionamiento con **alimentación inversa**, la materia prima de alimentación entra al último efecto (el más frío), la descarga de este efecto se convierte en la alimentación al penúltimo y, así sucesivamente, hasta que se descarga el producto del primer efecto. Este método de funcionamiento es provechoso cuando el material de alimentación está frío, puesto que se debe calentar mucho menos líquido a la temperatura elevada que existe en los primeros efectos. Se utiliza también cuando el producto es tan viscoso que se necesitan temperaturas altas para mantener la viscosidad suficientemente baja, con el fin de obtener coeficientes razonables de transferencia de calor. Cuando la viscosidad del producto es elevada, pero no se requiere un producto caliente, algunas veces el líquido del primer efecto se vaporiza instantáneamente a una temperatura más baja en una o más etapas y el vapor que resulta se agrega al vapor de uno o más efectos posteriores del evaporador.

En el funcionamiento con **alimentación hacia adelante** se introduce la materia prima de alimentación en el primer efecto y se hace pasar de efecto a efecto, en paralelo al flujo de vapor. El producto se retira del último efecto. Este método de funcionamiento es provechoso cuando el material de alimentación está caliente o cuando el producto concentrado sufriría daños o depositaría incrustaciones a temperaturas altas. La alimentación hacia adelante simplifica el funcionamiento cuando el líquido se puede transferir tan sólo por diferencia de presiones, eliminando todas las bombas intermedias para el líquido. Cuando el material de alimentación está frío, la alimentación hacia adelante proporciona una economía baja de vapor, puesto que una parte apreciable del vapor primario se necesita para calentar el material de alimentación hasta el punto de ebullición y en esta forma se logra la no evaporación. Si se necesita la alimentación directa y el material de alimentación está frío, se puede mejorar la economía de vapor considerablemente mediante el precalentamiento del material en etapas con vapor tomado de efectos intermedios del evaporador. Esto suele representar un aumento pequeño de la superficie total de calentamiento o del costo, puesto que el material de alimentación se tiene que calentar de todos modos y los intercambiadores de calor de coraza y tubo suelen ser menos costosos por unidad de área superficial que la superficie de calentamiento del evaporador.

El funcionamiento con **alimentación mixta** se emplea sólo para aplicaciones especiales, como cuando se desea un líquido a una concentración intermedia y a cierta temperatura para una elaboración adicional.

La **alimentación en paralelo** implica la introducción de materia prima de alimentación y el retiro del producto en cada efecto del evaporador. Se utiliza primordialmente cuando el material de alimentación está sustancialmente saturado y el producto es sólido. Un buen ejemplo es la evaporación de salmuera para obtener sal común. Se utilizan evaporadores de los tipos que se muestran en la figura 11-21*b* o *e* y el producto se retira en forma de suspensión. En este caso es conveniente la alimentación en paralelo porque el material de alimentación lava las impurezas de la sal que sale del cuerpo.

Con frecuencia se incluyen **sistemas de recuperación de calor** en un evaporador para incrementar la economía de vapor. De modo ideal, el producto y el condensado del evaporador deben salir del sistema a la temperatura más baja que sea posible. Asimismo, se debe recuperar calor de las corrientes mediante el intercambio con el material de alimentación o el líquido en evaporación a la temperatura más alta que sea posible. Esto exigirá normalmente intercambiadores de calor de líquido a líquido separados, que hacen aumentar considerablemente la complejidad del evaporador y sólo se justifican en plantas grandes. Normalmente, la pérdida de disponibilidad termodinámica que se debe a la evaporación instantánea se tolera porque el vapor se puede utilizar a continuación directamente en los efectos del evaporador. El más empleado es un sistema de **evaporación instantánea de condensado** en el cual el condensado de cada efecto, excepto el primero (que debe regresar normalmente a la caldera), se vaporiza en etapas sucesivas, a la presión del elemento de calentamiento de cada efecto sucesivo del evaporador. También se pueden utilizar tanques de evaporación del producto en un evaporador de alimentación mixta o inversa. En un evaporador de **alimentación directa** o hacia adelante, el medio principal de recuperación del calor puede ser el empleo de **precalentadores del material de alimentación** calentados por vapor tomado de cada efecto del evaporador. En este caso, el condensado se debe vaporizar como antes o utilizarse en un conjunto separado de intercambiadores para lograr el precalentamiento del material. Un material de alimentación precalentado por el vapor del último efecto puede reducir también esencialmente las necesidades de agua del condensador.

Evaporadores de agua de mar La producción de agua potable a partir de aguas saladas representa un campo grande y en crecimiento de aplicación de los evaporadores. Se pueden encontrar resúmenes de los amplios trabajos realizados en este campo hasta 1972 en el anuario *Saline Water Conversion Reports* de la Office of Saline Water, U.S. Department of the Interior. Por lo común, se justifican **economías de vapor** del orden de 10 Kg de evaporación/kg de vapor, porque **1)** las capacidades unitarias de producción son elevadas, **2)** los costos fijos son bajos sobre el capital utilizado para obras públicas (o sea, utilizan periodos prolongados de amortización y tienen índices bajos de interés, sin tomar en consideración otros beneficios sobre la inversión), **3)** el rendimiento de transferencia de calor es semejante al del agua pura y, **4)** el agua de mar tratada adecuadamente provoca pocos deterioros, debido al ensuciamiento o la formación de incrustaciones.

En la figura 11-24*a* se muestra un diagrama de flujo de **efecto múltiple** (de película descendente) que se emplea para agua de mar. Se requieren 12 efectos para una economía de vapor de 10. Se utiliza agua de mar para condensar el vapor del último efecto y, a continuación, se trata una porción para evitar la corrosión y la formación de incrustaciones. El tratamiento suele consistir en la acidulación para descomponer los bicarbonatos, seguida por la desaireación, que elimina también el bióxido de carbono generado. A continuación, el agua de mar tratada se calienta a temperaturas sucesivamente más altas, mediante una porción de vapor de cada efecto y, finalmente, se alimenta a la superficie de evaporación del primer efecto. El vapor generado en esa forma y el líquido parcialmente concentrado pasan al segundo efecto, y así sucesivamente, hasta llegar al último. El índice de alimentación se ajusta en relación con el índice de vapor, para que el líquido residual del último efecto pueda llevarse a todas las sales en solución, en un volumen de aproximadamente la tercera parte del material de alimentación. El condensado que se forma en cada efecto, excepto el primero, se hace pasar a los efectos siguientes en secuencia y constituye el producto del evaporador.

Al aumentar la relación de la alimentación respecto al vapor en el diagrama de flujo de la figura 11-24*a*, se llega a un punto en que se necesita todo el vapor para precalentar el material de alimentación y no queda vapor disponible para los tubos del evaporador. Este caso limitador es el del **evaporador instantáneo de etapas múltiples**, que se muestra en su forma más simple en la figura 11-24*b*. El agua de mar se trata como antes y, a continuación, se bombea a través de cierto número de calentadores de alimentación colocados en serie. Se le da una elevación final de temperatura con vapor primario en un **calentador de salmuera** antes de que pase a las cámaras de evaporación instantánea puestas en serie para proporcionar el vapor necesario para los calentadores de alimentación. La cantidad de vapor que se requiere depende de la diferencia de temperaturas de acercamiento en los calentadores de alimentación y la gama de evaporación por etapa. El condensado de los calentadores de alimentación se elimina en la misma forma que la salmuera.

Puesto que el flujo que se calienta es idéntico al flujo total que se vaporiza, la elevación de temperatura en cada calentador es igual que el intervalo de evaporación en cada evaporador. Esta diferencia de temperaturas representa una pérdida de la diferencia de temperaturas disponible para la transferencia de calor. Por ende, hay dos modos para aumentar la economía de vapor en esas plantas: aumentar la superficie de calentamiento e incrementar el número de etapas. Mientras que el número de efectos en una planta de efectos múltiples será de, aproximadamente, 20% mayor que la economía de vapor, el número de etapas en una planta de evaporación será de 3 a 4 veces la economía de vapor. Sin embargo, se puede proporcionar un número grande de etapas en un recipiente simple mediante mamparas internas. Los tubos del intercambiador de calor se colocan en el mismo recipiente y, por lo común, dichos tubos son continuos a través de cierto número de etapas. Esto requiere casquillos o franqueos especiales estrechos de orificio y tubo, donde los tubos pasen por los mamparas internas. En una planta con una economía de vapor de 10, la relación del índice de flujo con la superficie de calentamiento suele ser de tal índole que el agua de mar debe pasar por, aproximadamente, 152 m de 19 mm (500 ft de tubos de 3/4 de in) antes de llegar al calentador de la salmuera. Esto establece una limitación para la disposición física de los recipientes.

Puesto que se requiere un intervalo de evaporación de aproximadamente 61°C (110°F) para producir 1 kg de vapor por cada 10 kg de agua de mar, el evaporador instantáneo de etapas múltiples requiere manejar un gran volumen de agua de mar en relación con el producto. En el diagrama de flujo de la figura 11-24*b*, toda esta agua de mar se debe desaerear y tratarse para evitar la formación de incrustaciones. Además, el vacío de la última etapa varía con la temperatura ambiente del agua del mar y el equipo del inyector debe tener el tamaño adecuado para las peores condiciones. Estas dificultades se pueden eliminar mediante un diagrama de flujo de evaporación **instantánea de etapas múltiples con recirculación** como la que se muestra en la figura 11-24*c*. Las últimas **etapas, denominadas de descarga**, se enfrían mediante un flujo de agua de mar que se puede hacer variar para mantener un vacío razonable en la última etapa. Una porción pequeña de la salmuera de la última etapa se purga para que se lleve las sales disueltas y el resto se hace recircular a las **etapas de recuperación de calor**. Esta disposición permite una alimentación mucho menor de agua de mar y, por tanto, un costo de tratamiento más bajo.

El evaporador instantáneo de etapas múltiples es similar a un evaporador de circulación forzada de efecto múltiple, pero con todos los calentadores de circulación forzada en serie. Esto tiene la ventaja de exigir sólo una bomba de circulación forzada de gran volumen, pero permanecen las pérdidas de calentamiento sensible y las de derivación en las diferencias de temperatura disponibles. Una de las desventajas del evaporador instantáneo es que el líquido que pasa por el sistema se encuentra casi en la concentración de descarga. Esto ha limitado sus empleos industriales a las soluciones en que no se requieren grandes diferencias de concentración entre el material de alimentación y el producto y a aquellas en que el líquido se puede calentar a lo largo de gamas amplias de temperaturas sin que se formen incrustaciones. Un remedio parcial consiste en disponer los evaporadores instantáneos de etapas múltiples en serie, de modo que la sección de liberación de calor de uno de ellos será el calentador de salmuera del siguiente. Esto permite el control independiente de la concentración, pero elimina la ventaja principal del evaporador instantáneo, que es el número pequeño de bombas y recipientes que se requiere. Una de las características desacostumbradas del evaporador instantáneo es que el ensuciamiento de las superficies de calentamiento reduce primordialmente la economía de vapor más que la capacidad del evaporador. La capacidad no se ve afectada hasta que las etapas de liberación de calor no puedan manejar ya la evaporación mayor que se debe al aumento de la entrada de calor.

CÁLCULOS DE EVAPORADORES

Evaporadores de efecto simple Los **requisitos de calor** de un evaporador continuo de efecto simple se pueden calcular por los métodos habituales de estequiometría. Si no se dispone de datos de entalpía, calor específico y calor de solución, se puede estimar la demanda de calor como la suma del calor que se necesita para elevar la temperatura del material de alimentación hasta la del producto y el calor que se requiere para la evaporación del agua. El calor latente del agua se considera como la presión del cabezal de vapor, en lugar de la temperatura del producto, para compensar parcialmente cualquier calor de solución. Si se dispone de suficientes datos de la presión de vapor para la solución, existen métodos para calcular el calor latente real a partir de la pendiente de la línea de Dühring [Othmer, *Ind. Eng. Chem.*, **32**, 841 (1940)].

Las necesidades de calor en la evaporación en lotes son las mismas que las de la evaporación continua, con excepción de que la temperatura (y, a veces, la presión) del vapor cambia en el curso del ciclo. Puesto que la entalpía del vapor de agua cambia muy poco en relación con la temperatura, la diferencia entre las necesidades de calor de procesos continuos y por lotes es casi siempre mínima. Por lo común, es mucho

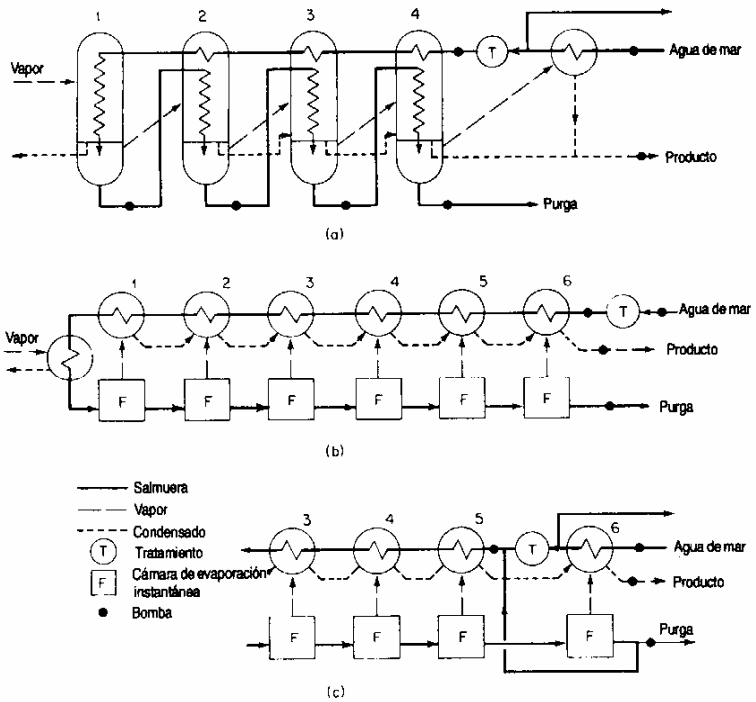


FIG. 11-24 Diagramas de flujo para evaporadores de agua de mar. *a*) Efecto múltiple (película descendente), *b*) Instantáneo de etapas múltiples (un solo paso), *c*) Instantáneo de etapas múltiples (con recirculación.)

más importante el efecto de la variación de las propiedades del fluido, como la viscosidad y la elevación del punto de ebullición durante la transferencia de calor. Estas últimas sólo se pueden estimar mediante un cálculo de etapa por etapa.

Al escoger la **temperatura de ebullición**, es preciso tomar en cuenta el efecto de la temperatura sobre las características de transferencia de calor del tipo de evaporador que se va a utilizar. Algunos evaporadores muestran una caída considerable de coeficiente a las temperaturas bajas, más que suficiente para contrarrestar cualquier ganancia en la diferencia de temperaturas disponible. La temperatura de agua de enfriamiento del condensador y el costo se deberán tomar cuidadosamente en consideración.

Evaporadores de termocompresión Los cálculos para los evaporadores de termocompresión [Pridgeon, *Chem. Met. Eng.*, **28**, 1109 (1923); Peter, *Chimia (Switzerland)*, **3**, 114 (1949); Petzold, *Chem. Eng. Tech.*, **22**, 147 (1950), y Weimer, Dolf y Austin, *Chem. Eng. Prog.*, **76**(11), 78 (1980)] son muy similares a los cálculos de efecto simple con la complicación adicional de que el calor proporcionado al evaporador a partir del vapor comprimido y otras fuentes debe equilibrarse exactamente con las necesidades de calor. Se requieren ciertos conocimientos sobre la eficiencia del compresor. Las máquinas grandes de flujo axial del orden de 236 m^3/s (500 000 ft^3/min) de capacidad pueden tener eficiencias de 80 a 85%. La eficiencia disminuye a, aproximadamente, el 75% para los compresores centrífugos de 14 m^3/s (30 000 ft^3/min). Los compresores de chorro de vapor tienen eficiencias termodinámicas del orden de sólo 25 a 30%.

Evaporadores instantáneos El cálculo de un balance de calor y materiales en un evaporador instantáneo resulta relativamente fácil, una vez que se entiende el hecho de que la elevación de la temperatura en cada calentador y la caída de la temperatura en cada evaporador deben ser sustancialmente iguales. La economía de vapor E, kg de evaporación/1 Kg de 1055 KJ vapor (lb/lb de vapor a 1000 Btu) se puede calcular aproximadamente a partir de

$$E = \left(1 - \frac{\Delta T}{1250}\right) \frac{\Delta T}{Y + R + \Delta T/N} \qquad (11\text{-}1)$$

donde ΔT es la caída total de temperatura entre la alimentación al primer evaporador y la descarga del último, en °C; N es el número de etapas de evaporación; Y es el acercamiento entre la temperatura del vapor del primer evaporador y el líquido que sale del calentador, en el que se condensa el vapor, en °C (el acercamiento suele ser sustancialmente constante para todas las etapas) y R, en °C, es la suma de la elevación del punto de ebullición y la pérdida por derivación en la primera etapa de evaporación. La expresión para la diferencia media eficaz de temperatura ΔT disponible para la transferencia de calor se hace

$$\Delta t = \frac{\Delta T}{N \ln \dfrac{1 - \Delta T/1250 - RE/\Delta T}{1 - \Delta T/1250 - RE/\Delta T - E/N}} \qquad (11\text{-}2)$$

Evaporadores de efecto múltiple Se han publicado ciertos métodos aproximados para estimar el rendimiento y los requisitos de superficie de calentamiento de un evaporador de efecto múltiple [Coates y Pressburg, *Chem. Eng.*, **67**(6), 157 (1960); Coates, *Chem. Eng. Prog.*, **45**, 25 (1949), y Ray y Carnahan, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **41**, 253 (1945)]. Sin embargo, debido a la gran variedad de métodos de alimentación y la complicación adicional de los calentadores de alimentación

y los sistemas de evaporación de condensados, el único modo seguro de determinar el rendimiento es mediante balances detallados de calor y materiales. Se pueden utilizar resoluciones algebraicas; pero si se incluyen más de unos cuantos efectos, suelen resultar más rápidos los métodos de tanteo. Estos últimos implican con frecuencia los tanteos dentro de la solución de prueba y error. Por lo común, si se incluyen sistemas de evaporación de condensados o calentadores de materiales de alimentación, lo mejor es partir del primer efecto. Entonces, las etapas básicas del cálculo son las siguientes:

1. Estimación de la distribución de temperaturas en el evaporador, tomando en consideración las elevaciones del punto de ebullición. Si todas las superficies de calentamiento tienen que ser iguales, la caída de temperatura en cada efecto es casi inversamente proporcional al coeficiente de transferencia de calor en ese efecto.

2. Determinación de la evaporación total que se necesita y estimación del consumo de vapor para el número de efectos seleccionado.

3. A partir de la temperatura supuesta de alimentación (alimentación directa) o el flujo de alimentación (alimentación inversa) al primer efecto y el flujo supuesto de vapor, calcúlese la evaporación en el primer efecto. Repítase el cálculo para cada efecto sucesivo, verificando las suposiciones intermedias, conforme se avance en los cálculos. La entrada de calor de la evaporación de condensado se puede incluir con facilidad, puesto que el flujo de condensado de los efectos anteriores se habrá determinado ya.

4. El resultado del cálculo será una alimentación o una descarga de productos a o del último efecto, que puede no conformarse con las necesidades reales. Entonces se deberá repetir el cálculo con una nueva suposición sobre el flujo de vapor de agua en el primer efecto.

5. Estos cálculos deben proporcionar concentraciones de líquidos en cada efecto que hagan posible una estimación revisada de las elevaciones del punto de ebullición. También proporcionan la cantidad de calor que se debe transferir en cada efecto. A partir de las cargas de calor, las diferencias supuestas de temperaturas y los coeficientes de transferencia de calor se pueden determinar las necesidades de superficie de calentamiento. Si la distribución de la superficie de calentamiento no es la deseada, puede necesitarse repetir todos los cálculos con cada efecto.

6. Si se dispone de datos suficientes, se podrán calcular coeficientes de transferencia de calor en las condiciones operacionales propuestas, en forma más detallada, para reajustar las necesidades de superficie.

Estos cálculos requieren un buen juicio para evitar tanteos repetitivos pero, por lo común, vale la pena el esfuerzo. Se dan cálculos de muestra en la obra del American Institute of Chemical Engineers, *Testing Procedure for Evaporators*, y en la obra de Badger y Banchero (*Introduction to Chemical Engineering*. McGraw-Hill, New York, 1955). Estos balances pueden efectuarse mediante una computadora, pero el tiempo de programación excede con frecuencia al que se emplea para ejecutar dichos cálculos en forma manual, en especial cuando deben analizarse las variaciones establecidas en el diagrama de flujo. El programa de computación PAPSYS (EVAP) de la University of Western Ontario, London, proporciona un considerable grado de flexibilidad en este sentido. Existen otros muchos programas que incluyen diversas suposiciones para simplificación y aproximaciones que no se establecen explícitamente y pueden ser causa de resultados erróneos.

Optimización La finalidad primordial del diseño de un evaporador es permitir la producción de la cantidad necesaria de un producto satisfactorio al costo total más bajo. Esto requiere cálculos de balance económico que pueden incluir un gran número de variables. Entre las variables posibles se encuentran las que siguen:

1. Presión inicial del vapor de agua en función del costo o la disponibilidad.

2. Vacío final, en función de la temperatura del agua, el costo del agua, la eficacia de la transferencia de calor y la calidad del producto.

3. Número de efectos en función del vapor, el agua y el costo de la energía de la bomba.

4. Distribución de la superficie de calentamiento entre efectos, en función de los costos del evaporador.

5. Tipo de evaporador en función del costo y la continuidad de la operación.

6. Materiales de construcción en función de la calidad del producto, la vida del tubo, la vida del evaporador y los costos del evaporador.

7. La corrosión, la erosión y el consumo de energía en función de la velocidad en el tubo.

8. Tiempo ocioso por las reparaciones y el reemplazo de los tubos.

9. Mano de obra operacional y necesidades de mantenimiento.

10. Método de alimentación y utilización de sistemas de recuperación del calor.

11. Tamaño de los intercambiadores de recuperación del calor.

12. Retiro posible de vapor de un efecto intermedio para su uso en otro punto.

13. Necesidades de separación de arrastre.

El tipo de evaporador que se empleará y los materiales de construcción se escogen en general sobre la base de las experiencias anteriores con el material que se vaya a concentrar. El método de alimentación se puede escoger por lo común sobre la base de la temperatura conocida del material de alimentación y las propiedades del material inicial y el producto. Sin embargo, hay pocas de las variables citadas que sean completamente independientes. Por ejemplo si se va a utilizar un número elevado de efectos, con una consiguiente caída de temperatura baja por efecto, no resulta práctico utilizar un evaporador de circulación natural. Si son convenientes los materiales de construcción costosos, se puede descubrir que el evaporador de circulación forzada es el más barato y que sólo se justifican unos cuantos efectos.

La variable que tiene mayor influencia sobre los costos totales es la del número de efectos del evaporador. Un balance económico puede establecer el número óptimo cuando no esté limitado por factores como la viscosidad, la corrosividad, el punto de congelación, la elevación del punto de ebullición o la sensibilidad térmica. En las condiciones actuales en Estados Unidos, los ahorros en los costos de agua y vapor justifican el capital adicional, el mantenimiento y los costos de energía de aproximadamente siete efectos en las grandes instalaciones comerciales, donde las propiedades de los fluidos sean favorables, como en el caso de la evaporación de licores negros. En condiciones de financiamiento del gobierno, como en el caso de las plantas para obtener agua potable del agua del mar, se pueden justificar evaporadores de hasta 12 efectos.

Por regla general, el número óptimo de efectos aumenta al incrementarse el costo del vapor o el tamaño de la planta. Las plantas mayores permiten más efectos, debido en parte a que hacen más sencilla la instalación de sistemas de recuperación de calor que incrementan la economía de vapor que se puede obtener con un número determinado de efectos. Por lo común, esos sistemas de recuperación no suelen incrementar la superficie total necesaria, pero exigen que la superficie de calentamiento se distribuya entre más unidades de equipo.

El diseño más común de evaporador se basa en el uso de la misma superficie de calentamiento en cada efecto. Esto no es esencial, de ninguna manera, puesto que pocos evaporadores son "estándares" e incluyen la utilización de los mismos patrones. De hecho, no hay razón por la que todos los efectos de un evaporador tengan que ser del mismo tipo. Por ejemplo, el evaporador de sal más barato puede emplear calandrias propulsoras para los primeros efectos y otros efectos de circulación forzada en el extremo de baja temperatura, donde su costo más alto por unidad de área se compensa ampliamente por los coeficientes de transferencia de calor más elevados.

Bonilla [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **41**, 529 (1945)] desarrolló un método simplificado para distribuir la superficie de calentamiento en un evaporador de efectos múltiples, con el fin de obtener un costo mínimo. Si el costo del evaporador por unidad de área de calentamiento es constante en todo el proceso, se logrará un costo mínimo y un área mínima si la relación del área respecto a la diferencia de temperaturas $A/\Delta T$ es la misma para todos los efectos. Si varía el costo por unidad de área z, como cuando se utilizan tubos de distintos materiales o diferentes tipos de evaporadores, $zA/\Delta T$ será igual para todos los efectos.

ACCESORIOS PARA EVAPORADORES

Condensadores El vapor del último efecto de un evaporador se suele retirar mediante un condensador. Se emplean **condensadores de superficie** cuando no se desea la mezcla del condensado con el agua de enfriamiento del condensador. En su mayor parte, se trata de condensadores de coraza y tubo con vapor del lado de la coraza y flujo de paso múltiple de agua de enfriamiento del lado del tubo. Las cargas de calor, las diferencias de temperatura, los tamaños y los costos, suelen ser del mismo orden de magnitud que para otro efecto del evaporador. Los condensadores de superficie utilizan más agua de enfriamiento y son mucho más costosos, por lo que no se utilizan nunca cuando es apropiado un condensador de contacto directo.

El tipo de condensador más común de contacto directo es el **condensador barométrico de contracorriente**, en el que se condensa el vapor mediante el ascenso contra una llovizna de agua de enfriamiento. El condensador se sitúa suficientemente alto para que el agua se pueda descargar por gravedad a partir del vacío del condensador. Esos condensadores son poco costosos y resultan económicos en lo que se refiere a consumo de agua. Por lo común, se puede confiar que mantendrán un vacío correspondiente a una temperatura de vapor saturado, dentro de 2.8°C (5°F) de la temperatura del agua que sale del condensador [How, *Chem. Eng.*, **63**(2), 174 (1956)]. La relación del consumo del agua al vapor condensado se puede determinar mediante la ecuación que sigue:

$$\frac{\text{Flujo del agua}}{\text{Flujo del vapor}} = \frac{H_v - h_2}{h_2 - h_1} \qquad (11\text{-}3)$$

donde H_v = entalpía del vapor y h_1 y h_2 = entalpía del agua que entra al condensador y sale de él. Otro tipo de **condensador** de contacto directo es el **húmedo o de chorro**, que utiliza chorros de agua con alta velocidad, tanto para condensar el vapor como para obligar a los gases no condensables a salir por el tubo de escape. Este tipo de condensador se suele colocar por debajo de la altura barométrica y requiere una bomba para eliminar la mezcla de agua y gases. Por lo común, los condensadores de chorro necesitan más agua que los condensadores más comunes, del tipo barométrico, y no se pueden regular con facilidad para conservar agua cuando funcionan con bajos índices de evaporación.

Sistemas de venteo Puede haber gases no condensables en el vapor del evaporador debido a fugas, aire disuelto en el material de alimentación o reacciones de descomposición en este último. Cuando se condensa el vapor en el efecto siguiente, los no condensables aumentan su concentración e impiden la transferencia de calor. Esto se debe, en parte, a la presión parcial reducida del vapor en la mezcla, y sobre todo a que el flujo de vapor hacia la superficie de calentamiento crea una película de gas mal conductor en la interfase (véanse en la sección 10 los medios para estimar los efectos de los gases no condensables sobre el coeficiente de película de vapor). La forma más adecuada de reducir la influencia de no condensables en la transferencia de calor es mediante una canalización adecuada de los mismos más allá de la superficie de calentamiento. Una trayectoria positiva del flujo de vapor desde la entrada hasta la salida para su venteo es una buena previsión para lograr esto, y la trayectoria debería reducirse gradualmente para evitar que se formen etapas o huecos de baja velocidad donde queden atrapados los no condensables. Debería evitarse un claro excesivo y canales de baja resistencia que podrían ocasionar una derivación del vapor en forma directa desde la entrada hasta la zona de venteo [Stanford, *Chem. Eng. Prog.*, **75**, 59-62 (julio, 1979)].

En cualquier situación, los gases no condensables se deben purgar bien antes que su concentración llegue al 10%. Puesto que las concentraciones de gas son difíciles de medir, la práctica habitual consiste en efectuar una ventilación excesiva. Esto significa que se puede perder una cantidad considerable de vapor.

Para contribuir a conservar la economía del vapor, la ventilación se realiza, por lo común, del recipiente de vapor de un efecto al del siguiente. De este modo, el vapor en exceso en las ventilas realiza una evaporación útil a una economía de vapor de sólo un punto menor que la economía general de vapor. Sólo donde haya grandes cantidades de gases no condensables presentes, como en la evaporación del azúcar de remolacha, es conveniente hacer pasar los productos ventilados directamente al condensador, para evitar pérdidas importantes en los índices de transferencia de calor. En esos casos, puede ser conveniente recuperar calor de los materiales ventilados en intercambiadores de calor separados, con precalentamiento de material de alimentación que entra.

Finalmente, los gases no condensables llegan al condensador (a menos que se ventilen desde un efecto cuya presión es mayor que la presión atmosférica a la atmósfera o a condensadores de ventilación auxiliares). Esos gases se complementarán con aire disuelto en el agua del condensador y dióxido de carbono cedido por la descomposición de los bicarbonatos del agua cuando se utiliza un condensador barométrico. Dichos gases se pueden eliminar mediante la utilización de un condensador del tipo de chorro de agua; pero se eliminan por lo común mediante una bomba separada de vacío.

La bomba de vacío suele ser del tipo de chorro de vapor, cuando se dispone de vapor a alta presión. Cuando no hay vapor a alta presión, se utilizan bombas mecánicas más costosas que pueden ser del tipo de anillo de agua (Hytor) o de movimiento alternativo.

La fuente primordial de gases no condensables suele ser el aire disuelto en el agua del condensador. En la figura 11-25 se muestra el contenido de gases disueltos del agua dulce y del agua de mar, calculado como aire equivalente. La curva inferior para el agua de mar incluye sólo nitrógeno y oxígeno disuelto. La curva superior incluye dióxido de carbono, que se puede desarrollar mediante la descomposición completa de bicarbonato del agua de mar. La descomposición de los bicarbonatos no suele ser apreciable en un condensador, pero puede ser casi completa en un evaporador de agua de mar. El gran aumento del volumen de gas debido a la descomposición posible de los bicarbonatos constituye un buen ejemplo de las incertidumbres implícitas al determinar los tamaños adecuados de los sistemas de vacío.

La carga mayor en la bomba de vacío es la del vapor de agua transportado con los gases no condensables. En la práctica estándar en las plantas generadoras de energía, se presupone que la mezcla que sale de un condensador de superficie se habrá enfriado a 4.2°C (7.5°F) por debajo de la temperatura de saturación del vapor. Esto corresponde casi siempre a cerca de 2.5 kg de vapor de agua/kg de aire. Una de las ventajas del condensador barométrico que opera a contracorriente es

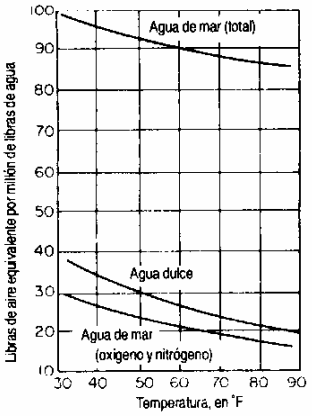


FIG. 11-25 Contenido de gas del agua saturada a la presión atmosférica. °C = 5/9 (°F - 32).

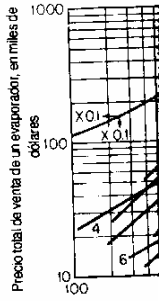


FIG. 11-26 Precios de
largo, con cuerpo y tubo
cuerpo de acero y tubos
largo, con cuerpo de hier
cuerpo recubierto de cau
largo, todo de níquel, 7
con cuerpo de hierro col
zontal, tubos de aleació
lbf/in² de coraza). 8) D
cobre. 9) De circulación
10) De circulación forz
De circulación forzada,
12) De película agitada
en metros cuadrados, m
in cuadrada en kilopase

que puede enfriar los
para reducir en esa f
el aire.

Eliminación de
producto cristalino,
minar la sal del siste
pacio para asentami
tipos que se muestr
zona relativamente
siempre se pueden o
suficientemente alt
Los evaporadores s
ca para que la susp
un ciclo de periodo
en líneas grandes q
Si la cantidad de
hora o menos, se po
mente de un recept
hacia el evaporado
útiles cuando se di
eliminación de los
cha mano de obra,
vulas de cierre y pu
porador por com
desplazar primera

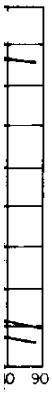
COSTOS Y OP

Costo de capita
ta aproximados e
man y Lavine, *Ch*
vice, Dover, N.H.
comunicación pri
xiliares que propo
de vapor, conden
evaporación insta
tuberías para líqu
superficie total de

lo un punto menor que
grandes cantidades de
vaporación del azúcar
oductos ventilados di-
importantes en los ín-
puede ser conveniente
intercambiadores de
terial de alimentación

al condensador (a me-
n es mayor que la pre-
ires de ventilación au-
ire disuelto en el agua
or la descomposición
un condensador baro-
liante la utilización de
ero se eliminan por lo

ro de vapor, cuando se
vapor a alta presión, se
pueden ser del tipo de
tivo.
les suele ser el aire di-
a 11-25 se muestra el
el agua de mar, calcu-
ara el agua de mar in-
a superior incluye dió-
nte la descomposición
descomposición de los
nsador, pero puede ser
r. El gran aumento del
ible de los bicarbona-
nbres implícitas al de-
de vacío.
l vapor de agua trans-
práctica estándar en las
e la mezcla que sale de
lo a 4.2°C (7.5°F) por
por. Esto corresponde
/kg de aire. Una de las
a a contracorriente es



0 90

resión atmosférica. °C =

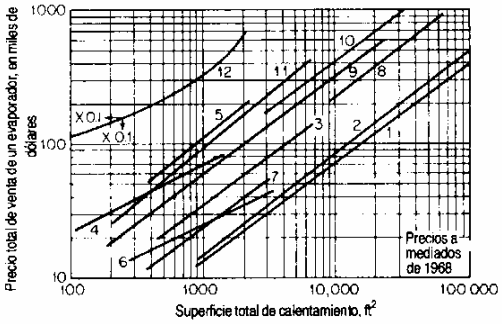


FIG. 11-26 Precios de venta aproximados de evaporadores. **1)** Vertical de tubo largo, con cuerpo y tubos de acero (calibre 12). **2)** Vertical de tubo largo, con cuerpo de acero y tubos de latón de aluminio (calibre 16). **3)** Vertical de tubo largo, con cuerpo de hierro colado y tubos de cobre. **4)** Vertical de tubo largo, con cuerpo recubierto de caucho y tubos de grafito impermeable. **5)** Vertical de tubo largo, todo de níquel, 700°F, 300 lb/in². **6)** Horizontal o vertical de tubo corto, con cuerpo de hierro colado y tubos de cobre. **7)** De coraza de acero y tubo horizontal, tubos de aleación de 88% de cobre, 10% de estaño y 2% de zinc (100 lbf/in² de coraza). **8)** De calandria y hélice, cuerpo de hierro colado, tubos de cobre. **9)** De circulación forzada, con cuerpo de hierro colado y tubos de cobre. **10)** De circulación forzada, cuerpo de metal monel y tubos de 90/10 Cu-Ni. **11)** De circulación forzada, con cuerpo de níquel y hierro colado y tubos de níquel. **12)** De película agitada, acero inoxidable, tipo 316. Para convertir ft cuadrados en metros cuadrados, multiplíquese por 0.0929; para convertir libras-fuerza por in cuadrada en kilopascales, multiplíquese por 6.895; °C = 5/9 (°F - 32).

que puede enfriar los gases casi hasta la temperatura del agua que llega, para reducir en esa forma la cantidad de vapor de agua que transporta el aire.

Eliminación de la sal Cuando se emplea un evaporador para un producto cristalino, se dispone de ciertos medios para concentrar y eliminar la sal del sistema. El más sencillo consiste en proporcionar espacio para asentamiento en el evaporador mismo. Esto se hace en los tipos que se muestran en la figura 11-21*b*, *c* y *e* proporcionando una zona relativamente en calma en que la sal se pueda depositar. Casi siempre se pueden obtener en esta forma, suspensiones con densidades suficientemente altas para llegar al límite de capacidad de bombeo. Los evaporadores se suelen colocar por encima de la altura barométrica para que la suspensión se pueda descargar intermitentemente o en un ciclo de periodo corto. Esto permite el uso de velocidades elevadas en líneas grandes que tengan poca tendencia a atascarse.

Si la cantidad de sales cristalizadas es del orden de una tonelada por hora o menos, se podrá utilizar una trampa para sales. Se trata simplemente de un receptor conectado al fondo del evaporador, que se cierra hacia el evaporador periódicamente para su vaciado. Esas trampas son útiles cuando se dispone de un espacio superior insuficiente para la eliminación de los sólidos por gravedad; sin embargo, requieren mucha mano de obra, provocan dificultades frecuentes debido a las válvulas de cierre y pueden trastornar también el funcionamiento del evaporador por completo cuando se reconectan al evaporador sin desplazar primeramente todo el aire con el líquido de alimentación.

COSTOS Y OPERACIÓN DE LOS EVAPORADORES

Costo de capital En la figura 11-26 se muestran los **precios de venta** aproximados en 1968 de diversos tipos de evaporadores [Zimmerman y Lavine, *Chemical Engineering Costs*, Industrial Research Service, Dover, N.H., 1950; Gushin, *Chem. Eng.*, **65**(12), 187 (1958 y comunicación privada)]. Esos precios incluyen todos los equipos auxiliares que proporcionaría normalmente un fabricante, como tuberías de vapor, condensador barométrico, eyectores de vapor, tanques de evaporación instantánea de condensado y, en algunos casos, bombas y tuberías para líquidos. Los costos se correlacionan en función de la superficie total de calentamiento en todos los efectos del evaporador.

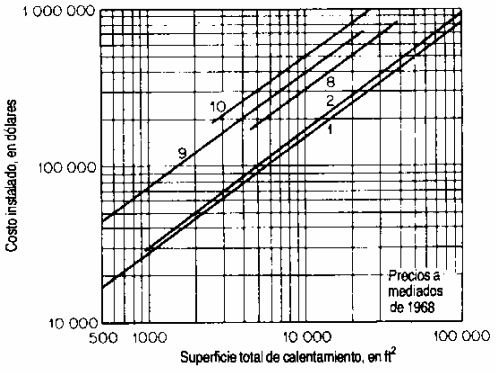


FIG. 11-27 Costo instalado aproximado de evaporadores. (Véanse las claves en los datos de la Fig. 11-26). Para convertir ft cuadrados en metros cuadrados, multiplíquese por 0.0929.

Esto permite la inclusión de equipos, como un sistema de vacío. Se pueden producir errores apreciables si el evaporador que se toma en consideración no contiene aproximadamente el mismo número de efectos que aquellos en que se basan las curvas de la figura 11-26. Estos van de efectos simples para las curvas 4, 5 y 12, a seis y siete efectos para las 1 y 2.

Los costos instalados estimados en 1968 de ciertos tipos de evaporadores aparecen en la figura 11-27. [Chilton, *Chem. Eng.*, **56**(6), 97 (1949) y comunicación privada]. Esos costos incluyen la cimentación, los trabajos estructurales de acero, el montaje del evaporador, las bombas, las tuberías, el aislamiento, la pintura y un grado moderado de instrumentación. Cuando se desean los costos de evaporadores construidos con otros materiales, el incremento en el costo será aproximadamente igual que el cambio del costo de los tubos si sólo se modifican estos últimos. Por lo común, resulta difícil estimar el efecto de un cambio en el material del cuerpo; en algunos casos, los cuerpos de aleaciones soldadas son más baratos que los de hierro colado.

En la figura 11-28 se muestran los costos de un **evaporador de agua de mar**, deducidos de las cotizaciones, las cotizaciones públicas y los costos de desalinación actualizados preparados por Oak Ridge Nat[i]nal Laboratory (ORNL/TM-6912, 1979). Las unidades de menor capacidad, hasta de aproximadamente 50 m^3/día, se montan por completo en el taller, y los costos se aplican sólo a los equipos. Se incluye un motor eléctrico como propulsor primario para las unidades de termocompresión. Las unidades que utilizan calor lo hacen por lo general con calor de desecho a partir de fuentes como el agua de enfriamiento de una chaqueta de diesel. Las variaciones en costo con la eficiencia de la energía son pocas, en apariencia a consecuencia de que la mayor parte del costo está en los equipos auxiliares y no en la superficie de calentamiento.

Las unidades más grandes suelen ser de una sola clase, se diseñan en el lugar de montaje y en la figura 11-28 se muestran costos que abarcan el evaporador con sus bombas, tubería y controles, disposición y colocación. Los costos de las grandes unidades de termocompresión se basan en el empleo de tubos con doble acanalado o estriado, con dobles coeficientes de transferencia de calor para tubos lisos e incluyen el costo del impulsor de la turbina de gas y la caldera de calor de desecho. La economía de estas unidades es aproximadamente 8 kg de agua por MJ del poder calorífico superior de un gas combustible (19 lb/1000 Btu) (Off. Saline Water Res. Dev. Rep. 377, 1969). Los costos de las plantas de desalinización se incrementan, por lo general, en forma más rápida que las tendencias inflacionarias, debido principalmente a que se ha encontrado que es más ventajoso su empleo con materiales de construcción resistentes a la corrosión. Los divisores de etapas, manufacturados con acero al carbono y las cajas de agua han mostrado una

particular dificultad en las plantas MSF cuando se cuenta con bombas y la tubería es de una aleación de cobre menos costosa (Kutbi, *Proc. NWSIA*, 1982). Su utilización es mucho más amplia ahora que se cuenta con materiales como cuproníquel, acero inoxidable y titanio. A pesar de esto, se ha encontrado que el aluminio, relativamente más barato, es adecuado para muchas aplicaciones y promete una reducción apreciable en los costos de las plantas de desalinización.

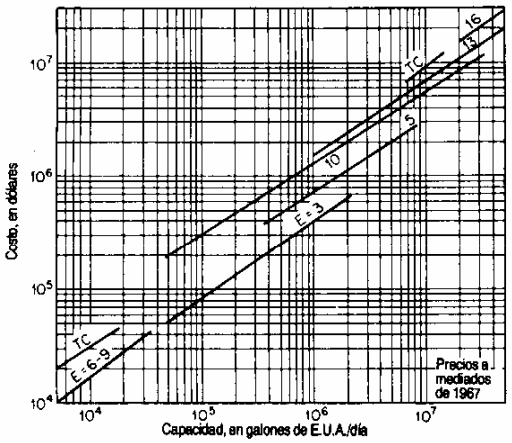


FIG. 11-28 Costos de evaporadores de agua de mar. *TC* = unidades de termocompresión; *E* = unidades de evaporación instantánea de etapa múltiple o efecto múltiple, con la economía de vapor indicada. Para convertir galones por día en metros cúbicos por día, multiplíquese por 3.79×10^{-3}.

Costo de operación Las necesidades de **mano de obra operacional** dependen primordialmente de la proximidad del evaporador a otras unidades de procesamiento, en donde se puede obtener ayuda ocasional para el mantenimiento. Normalmente, una persona puede controlar con facilidad un evaporador con cualquier número de efectos o varios de esos evaporadores, cuando se emplea cierto número moderado de instrumentos de control [Bergstrom y Lientz, *Paper Trade J.*, **124**(1), 6 (1947)]. La mano de obra de mantenimiento ocasional se necesita para reempaquetar las bombas y las válvulas y para la reparación de las tuberías. La necesidad primordial de mantenimiento es la limpieza mecánica y el reemplazamiento de los tubos. Los **costos totales de mantenimiento**, incluyendo los de reemplazamiento de tubos, son de aproximadamente 1% del costo de los equipos instalados al año, para evaporadores en servicios no corrosivos [Leonard, *Chem. Eng.*, **58**(9), 149 (1951)]. Los evaporadores de hierro colado y cobre en la industria de la sal, donde la corrosión es moderadamente intensa, tienen costos de mantenimiento del orden del 3% anual.

Operación del evaporador El control de un evaporador requiere algo más que la instrumentación apropiada. Los registros de los operarios deben reflejar cambios en las características básicas, mediante la utilización de **seudocoeficientes de transferencia de calor**, que permitan detectar obstrucciones al flujo del calor y, por tanto, a la capacidad. Son simplemente la relación de cualquier medida conveniente del flujo del calor con la caída de temperatura en cada efecto. Se debe observar la **dilución** debida al lavado y al agua de sellado, puesto que absorbe capacidad de evaporación. Las pruebas detalladas, las mediciones de rutina y los problemas operacionales se pueden encontrar de una manera más completa en la obra *Testing Procedure for Evaporators (loc. cit.)* y en la de Stanford [*Chem. Eng. Prog.*, **58**(11), 80 (1962)].

La mayor aplicación de las computadoras a los evaporadores es respecto a la disponibilidad de datos para el mejor trabajo de los operadores, respecto a los parámetros básicos de funcionamiento, como coeficientes de transferencia de vapor, economía de vapor y dilución.

INTERCAMBIADORES DE CALOR PARA SÓLIDOS

En esta sección se describen equipos para la transferencia de calor a sólidos o de ellos, en la **modalidad indirecta**. Esos equipos se construyen de tal modo que la carga de sólidos se separa del medio portador de calor mediante una pared; las dos fases no están nunca en contacto directo. La transferencia de calor se hace por conducción, basada en las leyes de la difusión. El equipo en que las fases están en contacto directo se presenta en otras secciones de este manual, sobre todo en la 20.

Algunos dispositivos que se muestran aquí manejan la carga de sólidos en un **lecho estático o de flujo laminar**. Otros se pueden considerar como **calderas de agitación continua** en su aspecto de transferencia de calor. Para estos últimos, los índices de desempeño por unidad de área son más altos.

En la sección 10 se dan **métodos gráficos y de cálculo para predecir el desempeño** para los dos aspectos primordiales de la transferencia de calor. En el procesamiento térmico de sólidos con equipos indirectos, los ingenieros deben recordar que la capacidad de transferencia de calor de la pared es de muchas veces la de la carga de sólidos. Por ende, las propiedades de los sólidos y la geometría del lecho rigen el índice de transferencia de calor. Esto se explica de manera más detallada en la sección 10. Sólo se dan aquí datos de "experiencias" y de resultados limitados (no predictivos).

EQUIPOS PARA SOLIDIFICACIÓN

Una operación frecuente en el campo de la química es la eliminación de calor de un material en estado de fusión para efectuar su conversión al estado sólido. Cuando la operación se lleva a cabo por lotes, se denomina **vaciado**; pero cuando se realiza continuamente, recibe el nombre de **formación de escamas**. Debido a las variaciones rápidas de temperatura y transferencia de calor, los tipos encamisados se limitan a una temperatura de fusión inicial de 232°C (450°F). Las temperaturas más altas, 316°C (hasta 600°F) requieren un cuidado extremo en el diseño de las camisas y en el patrón de flujo del líquido de enfriamiento. Se obtiene un mejor desempeño y una capacidad mayor mediante 1) el mantenimiento del preenfriamiento en un mínimo y 2) la optimización del espesor de la torta. Esto último no siempre se puede hacer desde el punto de vista de la transferencia de calor, puesto que las especificaciones del tamaño para el producto final pueden dictar su espesor.

Tipo de mesa Se trata de una lámina metálica plana con bordes doblados ligeramente hacia arriba y encamisada en el lado inferior para el flujo del enfriador. Durante muchos años, fue el tipo más utilizado en la elaboración de productos alimenticios. Los tipos de mesa se utilizan todavía mucho cuando la producción se realiza por lotes pequeños, donde hay una variación considerable de un lote a otro, para in-

vestigaciones piloto
se justifique. El esp
gama de 13 a 25 mm
sin que existan norm
de obra operacional
Tipo de bandeja
una superficie plan
el flujo del enfriado
dor para agitar la su
bandeja agitada (Fi
miento por lotes. P
operaciones muy di
de elaboraciones qu
es la de **desecador**
calienta, en vez de e
para aplicaciones d
apropiado para cla
mediante el "espesa
ras, 3) a una forma a
(en función de la es

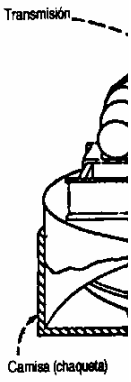


FIG. 11-29 Equipo
ción). Tipo de bandej

La agitación pe
de sólido dividido
dor" o "cristalizad
fábrica con varios
modestos, mientra
(como sucede en
capacidad para pro
te dos operacione
económica.
Tipo vibratorio
sidades especiales
ria. Una carga infl
ella y un fluido ad
toria permite la co
conexiones flexibl
se ponen en marc
de toda la estructu
la torta friable [has
terrones y la envía
la transferencia de
ximadamente 68 V
calor q del orden d
controles de ciclo

vestigaciones piloto y cuando el costo de los dispositivos continuos no se justifique. El espesor de las losas se encuentra por lo común en la gama de 13 a 25 mm (1/2 a 1 in). Esas unidades se construyen en el sitio, sin que existan normas para ellas. El costo inicial es bajo; pero la mano de obra operacional es elevada.

Tipo de bandeja agitada Una evolución natural del tipo de mesa es una superficie plana y circular con encamisado del lado inferior para el flujo del enfriador y la característica adicional de un medio revolvedor para agitar la superficie de transferencia de calor. Este tipo es el de bandeja agitada (Fig. 11-29). Se trata de un dispositivo para funcionamiento por lotes. Por su antigüedad y su versatilidad, sirve todavía en operaciones muy diversas de transferencia de calor para las industrias de elaboraciones químicas. Aunque la designación que más prevalece es la de **desecador de bandeja agitada** (en esta modalidad, la carga se calienta, en vez de enfriarse), se utiliza también en forma considerable para aplicaciones de solidificación. En este campo, es particularmente apropiado para elaborar cargas que cambian de fase **1**) con lentitud, mediante el "espesamiento", **2**) sobre una gama amplia de temperaturas, **3**) a una forma sólida amorfa, o **4**) a una forma semigomosa blanda (en función de la estructura cristalina dura habitual).

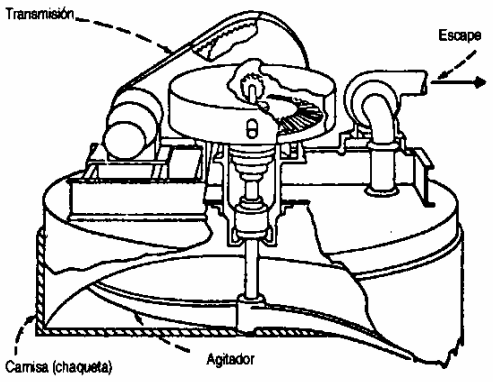


FIG. 11-29 Equipos de transferencia de calor para la solidificación (con agitación). Tipo de bandeja agitada.

La agitación permite obtener el producto final en la forma deseada de sólido dividido. Por tanto, se denomina con frecuencia "granulador" o "cristalizador". Se dispone de diversos tamaños hechos en la fábrica con varios materiales de construcción. Los costos iniciales son modestos, mientras que los operacionales resultan bastante elevados (como sucede en el caso de todos los dispositivos por lotes); pero la capacidad para procesar cargas "gomosas" o efectuar simultáneamente dos operaciones unitarias permite con frecuencia una aplicación económica.

Tipo vibratorio Esta construcción (Fig. 11-30) aprovecha las necesidades especiales de la carga y las características de **acción vibratoria**. Una carga inflamable requiere el uso de una atmósfera inerte sobre ella y un fluido adecuado y no peligroso en la camisa. La acción vibratoria permite la construcción de cámaras rígidas de autolimpieza con conexiones flexibles simples. Cuando se completa la solidificación y se ponen en marcha los vibradores, el movimiento vibratorio intenso de toda la estructura de plataforma (como unidad rígida), desmenuza la torta friable [hasta un espesor de 76 mm (3 in)], la sacude para formar terrones y la envía sobre el borde para su descarga. El rendimiento de la transferencia de calor es bueno, con un coeficiente global U de aproximadamente 68 W/(m^2 · °C) [12 Btu/(h · ft^2 · °F)] y valores de flujo de calor q del orden de 11 670 W/m^2 [3700 Btu/(h · ft^2)]. La aplicación de controles de ciclo de cronometraje y una tolva para sobrantes, para la descarga de sólidos, facilita el funcionamiento automático del vaciador y la operación continua de los equipos subsiguientes.

Tipo de banda El tipo patentado de **banda metálica** (Fig. 11-31*a*), denominado transportador de "lecho de agua", tiene una pared delgada, un lado del fluido bien agitado para una película delgada de agua (sin camisas rígidas soldadas que puedan romperse), una banda transportadora de acero inoxidable o hierro sueco, que "flota" sobre agua, con la ayuda de guías, sin cuchilla de eliminación y facilidad de limpieza. Se utiliza primordialmente para espesores de torta de 3.2 a 15.9 mm (1/8 a 5/8 de in) con velocidades de hasta 15 m/min (50 ft/min), con una polea de centro común de 45.7 m (150 ft). Para una torta de 25 a 32 mm (1 a 1 1/4 de in), se emplean con frecuencia otra banda por encima para proporcionar un enfriamiento por los dos lados. Se aplica en operaciones con artículos alimenticios para el enfriamiento de dulces, quesos, gelatinas, margarinas, gomas, etc.; en operaciones químicas, para la solidificación de azufre, grasas, resinas, jabones, ceras, sales de cloruro y algunos insecticidas. La transferencia de calor es buena y en la solidificación de azufre se obtienen valores de q = 5800 W/m^2 [1850 Btu/(h · ft^2)] y U = 96 W/(m^2 · °C) [17 Btu/(h · ft^2 °F)] para una torta de 7.9 mm (5/16 in).

La **banda metálica sumergida** (Fig. 11-31*b*) es una versión especial de la banda metálica para afrontar las propiedades peculiares de manejo de la brea en su proceso de solidificación. Aunque se adhiere a una pared metálica seca, la brea no se pega a la banda sumergida húmeda ni a la franja de caucho de los bordes. La inmersión contribuye a contrarrestar la conductividad térmica muy mala mediante la transferencia de calor bilateral.

En la figura 11-32 se muestra una aplicación bastante reciente de la banda metálica enfriada por agua a la solidificación. La operación se denomina pastillización, por la forma del producto final solidificado, que recibe el nombre de "pastillas". La característica novedosa radica en la operación en una sola etapa desde el líquido hasta un producto de forma y tamaño uniformes sin llevar a cabo operaciones intermedias en la fase sólida.

Otro desarrollo reciente es el de una **banda no metálica** [*Plast. Des. Process.*, 13 (July 1968)]. Cuando el objetivo es la transferencia rápida del calor, se escoge una construcción de fibra de vidrio recubierta de teflón, de un espesor de sólo 0.08 mm (0.003 in). No se dispone de datos sobre el rendimiento, pero se puede suponer que la banda delgada permite la transferencia rápida del calor, además de que aprovecha la propiedad de falta de adhesividad del teflón. Otro desarrollo reciente [*Food Process. Mark.* 69 (marzo, 1969)] permite extender la capacidad de la solidificación en bandas mediante la utilización de temperaturas inferiores a cero grados.

Tipo de tambor giratorio Este tipo (Fig. 11-31*c* y *d*) no es una adaptación de un dispositivo para el manejo de materiales (aunque una de las principales consideraciones es la capacidad volumétrica de manejo de materiales), sino que se diseñó específicamente para servicios de transferencia de calor. Está bien diseñada, establecida e introducida en la práctica. El tipo de tambores gemelos (Fig. 11-31*d*) es el más apropiado para la producción de tortas delgadas [0.4 a 6 mm (1/64 a 1/4 de in)]. Para temperaturas de hasta 149°C (300°F), el agua enfriadora se introduce por tubería y se extrae por un sifón. Se utiliza el rociado de agua de enfriamiento al interior para trabajos a altas temperaturas, lo cual permite temperaturas de alimentación de, cuando menos, 538°C (1000°F), o el doble de las de los equipos encamisados. Los refrigerantes de evaporación se pueden aplicar con facilidad para trabajos a temperaturas muy bajas.

La carga debe tener una **temperatura de solidificación** definida para asegurar la buena recolección de la bandeja de alimentación. Esta limitación se puede superar mediante la alimentación lateral por un rodillo dispersor giratorio auxiliar. Los límites de aplicación se extienden todavía más mediante dispositivos especiales de alimentación para cargas que tengan características de superenfriamiento o sensibilidad a la oxidación. El modelo estándar de tambor doble gira hacia abajo con un espaciamiento ajustable de los rodillos para controlar el espesor de las láminas. El modelo de tambores gemelos, más moderno (Fig. 11-31*d*), gira hacia arriba y aunque esté sujeto a espesores varia-

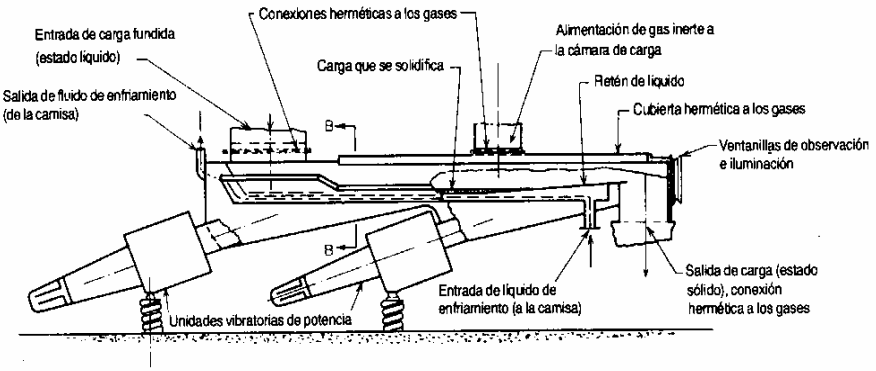


FIG. 11-30 Equipos de transferencia de calor para la solidificación por lotes. Tipo de transportador vibratorio (*con autorización de la Jeffrey Mfg. Co.*).

bles de la torta, maneja bien materiales de temperatura de solidificación indefinible y viscosos.

Los tambores se han aplicado con éxito a una gama amplia de productos químicos, tanto inorgánicos como orgánicos, compuestos farmacéuticos, ceras, jabones, insecticidas, productos alimenticios hasta un punto limitado (incluyendo el enfriamiento de manteca de cerdo) e incluso la producción de copos de hielo. Una nueva aplicación, muy reciente, es utilizar un rodillo enfriado por agua para recoger material de un baño de plomo fundido y producir una lámina continua de 1.2 m (4 ft) de anchura, que pesa 4.9 kg/m^2(1 lb/ft^2) y es ideal como barrera de sonido. Esta técnica es más económica que otros métodos de laminado [*Mech. Eng.*, 631 (marzo, 1968)].

El rendimiento de transferencia de calor de los tambores en función del flujo de calor que se reporta, es: para una cera con un punto de fusión de 80°C (176°F), de 7880 W/m^2 [2500 Btu/(h · ft^2)]; para un producto químico orgánico con un punto de fusión de 130°C (266°F) 20000 W/m^2 [6500 Btu/(h · ft^2); y para sosa cáustica de punto de fusión elevado [318°C (604°F)] (con agua rociada en el tambor), de 95 000 a 125 000 W/m (30 000 a 40 000 Btu/(h · ft^2)], con coeficientes globales de 340 a 450 W/(m^2 · °C) [60 a 80 Btu/(h · ft^2 · °F). Una innovación reciente que, se dice con frecuencia, incrementa esos valores de rendimiento hasta en un 300%, es la adición de capuchas para aplicar chorros directos de aire calentado a la superficie de los sólidos en solidificación y desecación, a medida que los tambores los transportan hacia arriba [*Chem. Eng.*, **74**, 152 (junio, 1967)]. También se utilizan ampliamente equipos similares de tambor giratorio y transferencia indirecta del calor para desecar líquidos de servicio y suspensiones o pastas espesas de sólidos (véase la Secc. 20).

Tipo de anaquel giratorio El tipo **Roto-shelf** patentado (Fig. 11-31*e*) presenta: **1**) una gran superficie de transferencia de calor sobre un espacio pequeño del piso y en un volumen pequeño del edificio, **2**) facilidad de limpieza del piso, **3**) maquinaria no peligrosa, **4**) superficies de acero inoxidable, **5**) buena gama de control y **6**) capacidad sustancial al proporcionar, según se necesita, de 1 a 10 anaqueles que funcionan en paralelo. Es más apropiado para la producción de tortas gruesas y materiales de carga que tienen una temperatura indefinida de solidifcación. Una de las aplicaciones útiles es la de la solidificación del azufre líquido en terrones gruesos de 13 a 19 mm (1/2 a 3/4 de in). La transferencia de calor mediante la circulación de un líquido enfriador a través de camisas limita las temperaturas de alimentación a 204°C (400°F). El índice de transferencia de calor, controlado por la torta gruesa más que por el equipo de construcción, debe ser equivalente al tipo de banda. Se agrega un rendimiento térmico mayor al aplicar agua rociada directamente a la parte superior de la carga, para obtener un enfriamiento bilateral.

EQUIPOS PARA FUSIÓN DE SÓLIDOS

En este caso, el servicio térmico es el opuesto al de las operaciones de solidificación. El equipo apropiado de la transferencia in lirecta de calor para una operación no necesariamente será adecuado para la otra, debido al manejo de materiales más que a los aspectos térmicos. El hecho de si la temperatura de transformación es definida o se encuentra dentro de una gama tiene poca importancia en la selección de equipos para fusión. La carga se agita mucho, pero los lechos son profundos. Sólo se pueden esperar valores apropiados para el coeficiente global, aunque los valores del flujo de calor sean buenos.

Tipo de tanque horizontal Este tipo (Fig. 11-33*a*) se utiliza para transferir calor con el fin de fundir o cocer sólidos secos en polvo, derretir manteca para recuperarla de retazos de carne sólidos y desecar sólidos divididos. Los coeficientes de transferencia de calor son de 17 a 85 W/(m^2 · °C) [3 a 15 Btu/(h · ft^2 · °F)] para la desecación y de 28 a 140 W/(m^2 · °C) [5 a 25 Btu/(h · ft^2 · °F)] para el vacío o la recuperación de disolvente.

Tipo de caldera vertical agitada Este tipo, que se muestra en la figura 11-33*b*, se utiliza para cocer, fundir al estado líquido y proporcionar o retirar calor de reacción para sólidos que varían considerablemente en su "cuerpo" durante el proceso, de modo que el manejo del material es un problema real. Las virtudes son la sencillez y la facilidad de limpieza al 100%. Esas características superan con frecuencia el aspecto poco favorable de la transferencia de calor. Esos dispositivos existen en tamaños que van desde el tipo encamisado pequeño que se muestra hasta los gigantescos tazones de hierro colado, de combustión directa por debajo, para la calcinación de yeso. Los límites de temperatura varían con la construcción; las camisas más sencillas permiten temperaturas de hasta 371°C (700°F) como sucede con el Dowtherm, lo que no es válido para todos los equipos encamisados.

Tipo de molino En la figura 11-33*c* se muestra un modelo de construcción de rodillos. Obsérvese su robustez, ya que se trata de un *dispositivo de potencia* y, a la vez, para la transferencia *indirecta* de calor, que se utiliza para amasar y calentar una mezcla de ingredientes sólidos y secos en polvo, con el fin de hacerlos reaccionar y reformarlos mediante la fusión, para obtener un producto consolidado. En esta operación de composición, el calor de fricción generado por el amasado puede requerir la inversión del flujo de calor (mediante el enfriamiento). Las consideraciones de control del flujo de calor y el nivel de temperatura predominan con frecuencia sobre el rendimiento de transferencia de calor. Más importantes que la transferencia de calor son las consideraciones de potencia y mezclado. El molino de dos rodillos que se muestra se emplea para formar plásticos

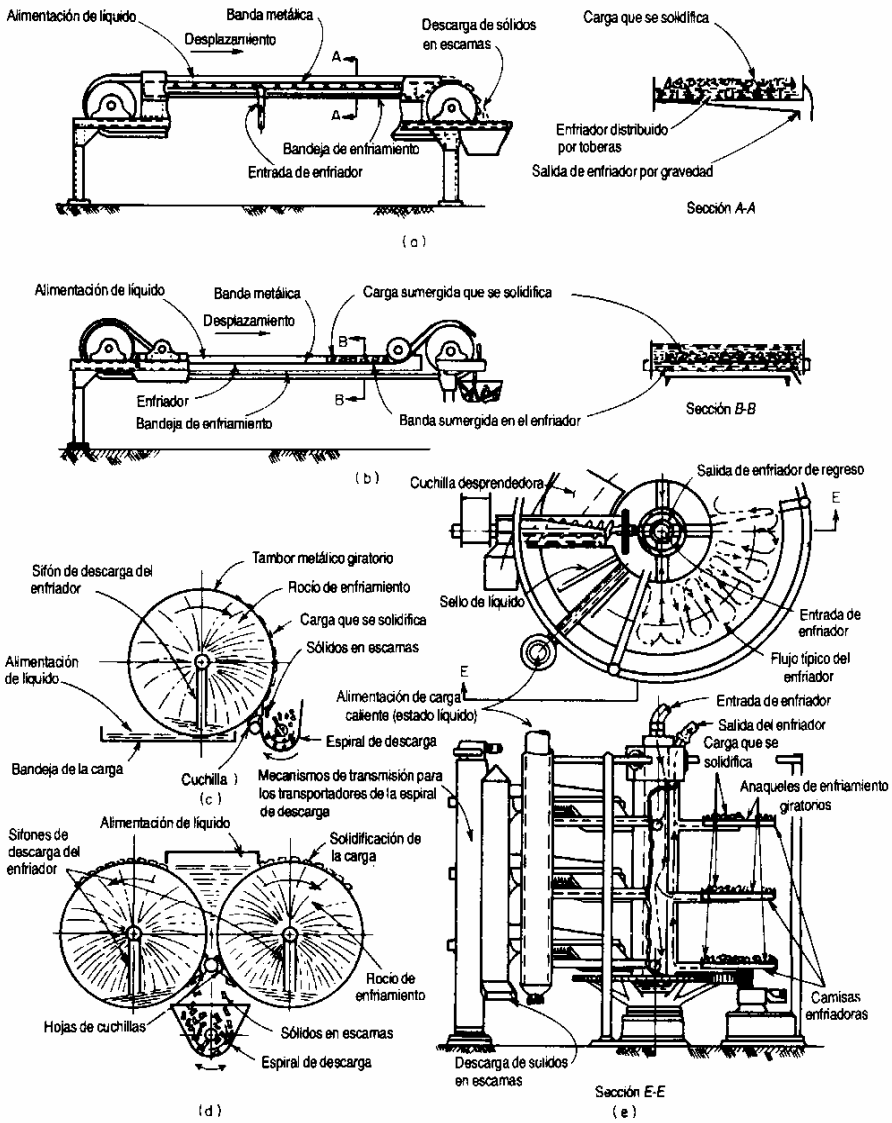


FIG. 11-31 Equipos de transferencia de calor para la solidificación continua. *a*) Banda metálica enfriada (*con autorización de la Sandvik Inc.*). *b*) Banda metálica (*con autorización de la Sandvik Inc.*). *c*) Tambor simple. *d*) Tambores gemelos. *e*) De anaquel giratorio (*c, d y e con autorización de la Buflovak Division., Blaw-Knox Food & Chemical Equipment, Inc.*)

brutos, caucho y elastómeros similares al caucho, además de goma o hule. Los molinos de rodillos múltiples sin cuchillas se utilizan para la producción de películas o láminas continuas en anchuras de hasta 2.3 m (7.7 ft). Se utilizan equipos similares para la producción química de tintas, tintes, pigmentos para pinturas y productos semejantes.

EQUIPO DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA SÓLIDOS LAMINADOS

Unidades cilíndricas de transferencia de calor A veces se denominan rodillos desecadores o secadoras "enlatadas". Estos dispositivos se distinguen de los desecadores de tambor por el hecho de que se

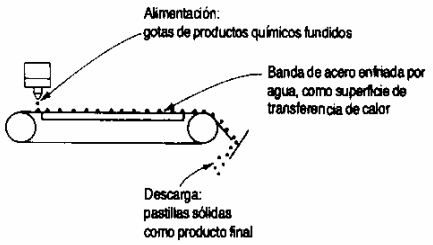


FIG. 11-32 Equipos de transferencia de calor para la solidificación. Tipo de banda para la pastillización (*con autorización de la Sandvik, Inc.*)

utilizan para sólidos en forma de láminas continuas flexibles, mientras que los desecadores de tambor se emplean para formas líquidas o pastosas. La construcción de los cilindros individuales es similar en la mayor parte de los aspectos a la de los desecadores de tambor. Se emplean diseños especiales para obtener una distribución uniforme del vapor dentro de grandes tambores cuando el calentamiento uniforme sobre la superficie del tambor es básico.

Un desecador de cilindros puede consistir en un gran tambor cilíndrico, como el llamado desecador Yankee; pero lo más frecuente es que tenga **varios tambores** dispuestos de tal modo que una lámina continua de material pase sobre ellos en serie. Como ejemplos usuales de esta disposición tenemos las desecadoras de máquinas papeleras Fourdrinier, los desecadores de celofán, cortadoras para fibras y artículos textiles, etc. Los cilindros múltiples se disponen de varios modos. En general, se colocan en dos hileras horizontales y en cada una de ellas se ponen los cilindros cercanos unos a otros. El material laminado entra en contacto con la superficie inferior de los rodillos más bajos y pasa sobre los rodillos superiores, estableciendo contacto con el 60 al 70% de la superficie de los cilindros. Asimismo, los cilindros se pueden disponer en una sola hilera horizontal, en más de dos hileras horizontales o en una o más líneas verticales. Cuando se desea poner en contacto sólo uno de los lados de la lámina con el cilindro, se utilizan rodillos de guía no calentados para conducir el material laminado de un cilindro a otro. Para los materiales laminados que se contraen en la elaboración, con frecuencia es preciso impulsar los cilindros con velocidades progresivamente más lentas a través del desecador. Esto requiere transmisiones eléctricas complejas e individuales en cada cilindro.

Los desecadores cilíndricos funcionan habitualmente a la presión atmosférica. Sin embargo, la desecadora de papel Minton se diseñó para que funcionara en el vacío. Los cilindros secadores se calientan con frecuencia por medio de vapor, pero hay veces en las que los cilindros simples se pueden calentar por medio de gas, como en el caso de la máquina duplicadora heliográfica Pease. Al entrar en contacto con la superficie del cilindro, el material laminado húmedo se calienta primeramente a una temperatura de equilibrio que esté entre la temperatura de bulbo húmedo del aire circundante y el punto de ebullición del líquido, a la presión total que prevalece. La resistencia a la transferencia de calor de la capa de vapor entre la lámina y la superficie del cilindro puede ser importante.

Esas unidades cilíndricas son aplicables a casi todas las formas de material laminado que no se vea afectado adversamente al entrar en contacto con las superficies metálicas calentadas con vapor, sobre todo para material laminado que posee ciertas propiedades, como tendencia a la contracción, o carece de la resistencia mecánica necesaria para la mayor parte de los tipos de desecadores de aire de laminación continua. Las aplicaciones son las de desecación de películas de varios tipos, pulpa de papel en forma laminada, láminas de papel, cartón, fibras

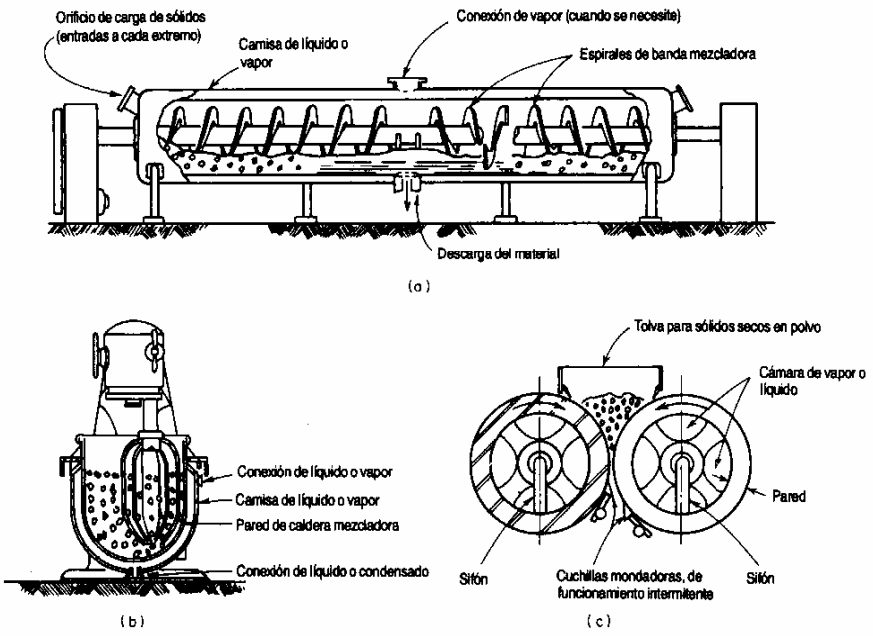


FIG. 11-33 Equipos de transferencia de calor para la fusión de sólidos. *a*) Tipo de tanque horizontal (*con autorización de la Struthers-Wells Corp.*). *b*) De caldera agitada (*con autorización de la Real-Standard Division, Capital Products Co.*). *c*) Molino de tambor doble (*con autorización de la Farrel-Birmingham Co.*).

y artículos textiles, etc. En algunos casos, el objetivo puede ser darle un acabado especial a la superficie de la lámina.

No es fácil estimar la **capacidad de rendimiento de transferencia de calor** de los desecadores de cilindros sin conocer la temperatura de la lámina que, a su vez, es difícil predecir. Según datos publicados, la temperatura del vapor es el factor simple más importante que afecta la capacidad. Los índices globales de evaporación basados en el área superficial total de los desecadores cubren una gama de 3.4 a 23 kg agua/(h · m^2) [0.7 a 4.8 lb de agua/(h · ft^2)].

El valor del **coeficiente de transferencia de calor** del vapor a la lámina se determina por las condiciones que prevalecen en la parte interior y en la superficie de los desecadores. Puede haber coeficientes bajos a causa de 1) mala eliminación de aire u otros gases no condensables del vapor de los cilindros, 2) mala eliminación del condensado, 3) acumulación de aceite o herrumbre en el interior de los tambores y 4) acumulación de hilaza de fibras en la superficie externa de los tambores. En una prueba reportada por Lewis y sus colaboradores [*Pulp Pap. Mag. Can.*, 22 (febrero, 1927)] sobre un desecador de papel de sulfito, en el que se hicieron pruebas de las temperaturas reales de las láminas, se obtuvo un valor de 187 W/(m^2 · °C) [33 Btu/(h · ft^2 · °F)] para el coeficiente del flujo de calor entre el vapor y la lámina de papel.

Los datos sobre costos operacionales para esas unidades son escasos. Los costos de energía se pueden estimar suponiendo 1 hp/cilindro para diámetros de 1.2 a 1.8 m (4 a 6 ft). Tampoco se dispone de datos sobre los costos de mano de obra y mantenimiento.

El tamaño de los desecadores cilíndricos comerciales cubre una gama muy amplia. Los rodillos individuales pueden tener diámetros que varían de 0.6 a 1.8 m (2 a 6 ft) y hasta 8.5 m (28 ft) de anchura. En algunos casos, la anchura de los rodillos disminuye en todo el desecador para conformarse a la contracción de la lámina. En general, un desecador de cilindro simple, como el Yankee, tiene un diámetro que va de 2.7 a 4.6 m (9 a 15 ft).

EQUIPOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA SÓLIDOS DIVIDIDOS

La mayor parte de los equipos para este servicio son una adaptación de un dispositivo de *manejo de materiales*, tanto si se desea la capacidad de transporte como si no es así. El antiguo tubo vertical y la coraza vertical (fluidificador), relativamente nueva, son excepciones. Los problemas de manejo de materiales, las necesidades de transporte en las plantas, la energía eléctrica y el mantenimiento son consideraciones primordiales para la selección de equipos y, con frecuencia, oscurecen las consideraciones de transferencia de calor y costo de capital. En general, el manejo de materiales es el aspecto más importante. Las características de manejo de materiales de los sólidos divididos pueden variar durante el procesamiento térmico. Los cambios del cuerpo suelen ser importantes para la desecación, a veces para el calentamiento y sólo en raras ocasiones para el enfriamiento. La capacidad para minimizar los efectos de los cambios es lo más importante en la selección de equipos. Las operaciones de deshidratación se realizan mejor en aparatos de contacto (véase la Sec. 20) que proporcionan aire para eliminar el vapor de agua liberado antes de que se desarrolle una forma semilíquida.

Algunos tipos de equipos para la remoción de calor se pueden convertir en dispositivos para el suministro de calor cambiando simplemente el nivel de temperatura del fluido o el aire. Otros tipos requieren un cambio auxiliar. Otros necesitan cambios de construcción. Los límites de temperatura para el equipo varían generalmente con la operación térmica. El tipo de operación térmica tiene un efecto importante en los valores de transferencia de calor. Para la desecación, los coeficientes globales son sustancialmente mayores en presencia de una humedad elevada para el periodo de velocidad constante que en el acabado. Sin embargo, la presencia de un "cuerpo" rígido, debido a la humedad, puede evitar la "mezcla" normal, con efectos adversos sobre el coeficiente.

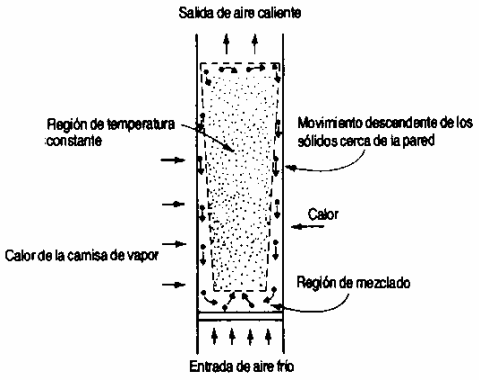


FIG. 11-34 Equipos de transferencia de calor para sólidos divididos. Tipo de coraza vertical estacionaria. Con fluidificador indirecto.

Tipo de lecho fluidificado Se conoce como fluidificador cilíndrico y funciona con un lecho de **sólidos fluidificados** (Fig. 11-34). Es una versión de transferencia de calor indirecta del tipo de contacto de la sección 20. Una de las desventajas de su aplicación es la necesidad de la operación por lotes, a menos que se puedan tolerar ciertas derivaciones. Las aplicaciones al enfriamiento de sólidos son escasas, puesto que se pueden realizar en forma más eficiente por medio del gas de fluidificación por el mecanismo de contacto que se menciona en la sección 10. Las aplicaciones de calentamiento son muchas y muy variadas pero tienen un inconveniente, que es la disipación del calor que entra al irse junto con el gas de fluidificación. El rendimiento de transferencia de calor en la modalidad indirecta a los sólidos es sobresaliente, con coeficientes globales en el intervalo de 570 a 850 W/(m^2 · °C) [100 a 150 Btu/(h · ft^2 · °F)]. Este dispositivo, con su película delgada, hace en los sólidos lo que la película descendente y otras técnicas de películas delgadas en los fluidos, como lo demostró Holt (Pap. 11, 4th National Heat-Transfer Conference, agosto, 1960). En una innovación reciente de diseño con elevada capacidad de transferencia de calor, este último se proporciona indirectamente a los sólidos fluidificados a través de las paredes de tubos con aletas, colocados horizontalmente en el lecho [Petrie, Freeby y Buckham, *Chem. Eng. Prog.*, **64**(7), 45 (1968)].

Tipo de lecho móvil Este concepto utiliza un haz de tubos de paso simple en una coraza vertical y los sólidos divididos fluyen en los tubos por gravedad. Se emplea poco para sólidos. Una de las principales dificultades en las aplicaciones con sólidos divididos es el problema de la carga y la descarga con uniformidad. La segunda es que tiene índices de transferencia de calor bajos. Debido a esas limitaciones, este tipo de haz de tubos no es tan conveniente para los sólidos como lo es para el intercambio de calor en la fase líquida y de gas.

Sin embargo, hay aplicaciones en que la naturaleza de un sistema específico de reactor químico requiere el calentamiento o el enfriamiento indirecto de un lecho móvil de sólidos divididos. Uno de ellos es el proceso de segregación que, mediante una reacción gaseosa, libera el cobre combinado químicamente en un mineral hacia una forma de cobre libre, que permite la recuperación posterior eficiente y simplificada [Pinkey y Plint, *Miner. Process.* pp. 17-30 (junio, 1968). La construcción del aparato y el principio de funcionamiento se muestran en la figura 11-35. El funcionamiento se facilita por una disposición nueva de intercambio de calor de un lecho de arena fluidificado en la camisa. Esto proporciona un índice unitario de entrada de calor mucho más alto (valor de coeficiente) que el flujo habitual de gas de combustión caliente y de baja densidad.

Tipo de bandeja agitada No se trata (Fig. 11-29) de la adaptación de un dispositivo de manejo de materiales, sino que se desarrolló hace

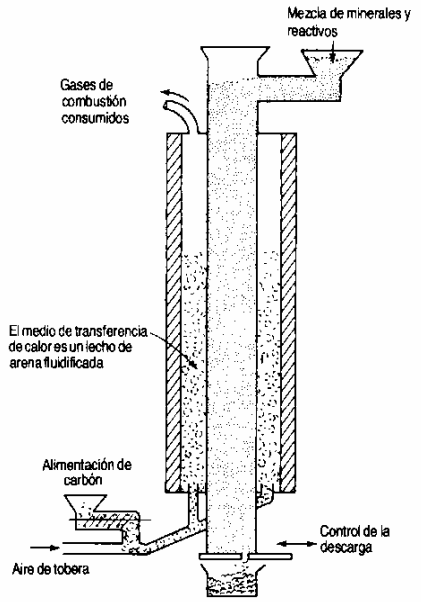


FIG. 11-35 Equipos de transferencia indirecta del calor del tipo de tubo vertical estacionario con sólidos divididos dentro de los tubos. Flujo laminar de sólidos y condiciones caloríficas de régimen permanente.

muchos años con fines de transferencia de calor. Como tal, ha tenido aplicaciones muy amplias. A pesar de su funcionamiento por lotes, con costos de mano de obra elevados se utiliza todavía para procesar sólidos divididos, en los que no se produce ningún cambio de fase. Por su sencillez y facilidad de limpieza, esa unidad es adecuada para el manejo de algunas operaciones pequeñas experimentales o, incluso, de producción, donde se procesen térmicamente gran variedad de materiales de carga. Permite tanto el calentamiento como el enfriamiento, pero se ha utilizado principalmente para la desecación [véase la Secc. 20 y, de Uhl y Root, *Chem. Eng. Prog.* **63**(7), 8 (1967)]. Este dispositivo, debido a que se puede cubrir con facilidad (como se muestra en la ilustración) y crearse un vacío o proporcionar una atmósfera especial, tiene gran adaptabilidad que hace que su utilidad sea todavía más amplia. Para la desecación de sólidos granulares, el índice de transferencia de calor va de 28 a 227 $W/(m^2 \cdot °C)$ [5 a 40 $Btu/(h \cdot ft^2 \cdot °F)$]. Para aplicaciones atmosféricas, la eficiencia térmica varía del 65 al 75%. Para las aplicaciones al vacío, es de cerca de 70 a 80%. Esos dispositivos se pueden obtener de distintas procedencias y se fabrican con los diversos metales que se utilizan en los procesos químicos.

Dispositivos amasadores Se relacionan estrechamente con los tipos de bandeja agitada; pero difieren en que son primordialmente dispositivos mezcladores en los que la transferencia de calor es sólo una característica secundaria. La transferencia de calor se realiza gracias a la construcción encamisada del cuerpo principal, y se efectúa por medio de un enfriador, agua caliente o vapor. Esos dispositivos se pueden aplicar a la combinación de sólidos divididos por acción mecánica, en vez de química. Se utilizan sobre todo en la industria farmacéutica y la de elaboración de productos alimenticios. Si se desea una descripción más completa, con figuras, rendimientos y necesidades de energía, véase la sección 19.

Dispositivos de anaquel Existen equipos que tienen anaqueles calentados o enfriados; pero se emplean poco para el tratamiento térmico de sólidos divididos. Los anaqueles estacionarios se utilizan, sobre todo, para la congelación de artículos empaquetados de la industria alimentaria y para la **desecación congelada por sublimación** (véase la Secc. 17).

Dispositivos de coraza giratoria Se instalan horizontalmente (véase la Fig. 11-36), mientras que las instalaciones de coraza estacionaria son verticales. Los aspectos de manejo de materiales son de mayor importancia que el rendimiento térmico. Habitualmente, los resultados térmicos se dan en función del coeficiente global sobre la base del área total proporcionada, que varía mucho con el diseño. El uso real, principalmente el factor de porcentaje de llenado, varía mucho, lo cual afecta a la confiabilidad de los valores dados para el coeficiente. Para los cálculos de desempeño, véase la sección 10, sobre la teoría del tratamiento térmico para sólidos. Esos dispositivos se utilizan para enfriamiento, calentamiento y desecación y son las unidades que más se emplean para el tratamiento térmico de sólidos divididos en la gama de gran capacidad. Para cada una de las tres operaciones se utilizan modificaciones diferentes.

El tipo **ordinario** (Fig. 11-36*a*) tiene sencillez y adaptabilidad, por medio de diversas modificaciones de la construcción final que permiten aplicaciones amplias y variadas. El rendimiento térmico se ve muy afectado por las características del "cuerpo" de la carga, debido a que depende del contacto de fricción para el manejo de materiales. Por consiguiente, el rendimiento varía de los lechos bien agitados, con buenos índices de transferencia de calor de la película delgada, a los lechos poco agitados con índices bajos de transferencia de calor de películas gruesas. Los límites de temperatura en las aplicaciones son: **1**) enfriamiento en la gama baja, con la coraza sumergida en agua, 400°C (750°F) y menores; **2**) enfriamiento intermedio, con circulación forzada de agua de un tanque, hasta 760°C (1400°F); **3**) enfriamiento primario, por encima de 760°C (1400°F), con agua rociada en forma copiosa y cargas ligeras; **4**) calentamiento en la gama baja, por debajo de la temperatura del vapor, con inmersión en agua caliente, y **5**) calentamiento en la gama elevada por medio de gases de combustión o quemadores irradiadores de gas, de banda.

El tipo **de paletas** (Fig. 11-36*b*) es una modificación de primera etapa del tipo ordinario. La paleta simple que se agrega mejora el rendimiento de transferencia de calor. Este tipo es más eficaz con cargas semifluidas que se deslizan con facilidad. Los modelos de paletas no se pueden aplicar cuando haya adhesiones de tortas blandas, se deban reducir las fracturas y la abrasión sea intensa. Una paleta especial tiene la sección transversal dividida en cuatro áreas menores con conductos intermedios. Los gases calientes se absorben por los conductos en camino del horno exterior a la torre, para proporcionar aproximadamente 75% más de superficie de calentamiento, mejorando la eficiencia y la capacidad con un aumento ligero del costo. Otra unidad similar tiene las paletas hechas en una sección transversal de conducto triangular por el que pasan los gases calientes.

El tipo de **coraza entubada** (Fig. 11-36*c*) es básicamente el mismo dispositivo que se conoce comúnmente como "desecador giratorio de tubo y vapor" (véase la Secc. 20). La rotación, combinada con una ligera inclinación en relación con el plano horizontal, hace que los sólidos del lado de la coraza se muevan continuamente. Este tipo presenta buenas características de mezclado con la finalidad de aumentar el rendimiento de transferencia de calor. El fluido del lado del tubo puede ser agua, vapor o gas de combustión. Se utilizan ranuras de descarga al fondo de la coraza para permitir que se agregue y retire el medio de transferencia de calor por los extremos; eso limita las cargas de gama amplia y hace que el dispositivo de tipo entubado no sea aplicable a los materiales inundantes. Esas unidades no suelen ser utilizables para cargas pegajosas, de tortas blandas formadoras de incrustaciones o sensibles al calor. No se recomiendan para los materiales abrasivos. Este tipo de dispositivo tiene una elevada eficiencia térmica porque se minimizan las pérdidas de calor. Sus **valores de coeficiente de transferencia de calor** son: agua, 34 $W/(m^2 \cdot °C)$ [6 $Btu/(h \cdot ft^2 \cdot °F)$]; vapor, 34 $W/(m^2 \cdot °C)$ [6 $Btu/(h \cdot ft^2 \cdot °F)$], con un flujo de calor confiable y constante a 3800 W/m^2 [1200 $Btu/(h \cdot ft^2 \cdot °F)$]; y gas, 17 $W/(m^2 \cdot °C)$ [3 $Btu/(h \cdot ft^2 \cdot °F)$], con una gran diferencia de temperaturas. Aun cuando, por lo dicho anteriormente, el dispositivo puede parecer que está

los de la industria ali-
ublimación (véase la

orizontalmente (véa-
le coraza estacionaria
eriales son de mayor
almente, los resulta-
obal sobre la base del
l diseño. El uso real,
, varía mucho, lo cual
a el coeficiente. Para
obre la teoría del tra-
s se utilizan para en-
unidades que más se
divididos en la gama
eraciones se utilizan

y adaptabilidad, por
ción final que permi-
nto térmico se ve muy
la carga, debido a que
o de materiales. Por
s bien agitados, con
elícula delgada, a los
sferencia de calor de
las aplicaciones son:
sumergida en agua,
edio, con circulación
0°F); 3) enfriamiento
gua rociada en forma
ama baja, por debajo
gua caliente, y 5) ca-
ses de combustión o

ación de primera eta-
rega mejora el rendi-
ás eficaz con cargas
odelos de paletas no
tas blandas, se deban
paleta especial tiene
nores con conductos
los conductos en ca-
ar aproximadamente
ndo la eficiencia y la
unidad similar tiene
conducto triangular

ísicamente el mismo
secador giratorio de
combinada con una
ntal, hace que los só-
nte. Este tipo presen-
lidad de aumentar el
l lado del tubo puede
anuras de descarga al
y retire el medio de
a las cargas de gama
no sea aplicable a los
ser utilizables para
de incrustaciones o
nateriales abrasivos.
cia térmica porque se
oeficiente de trans-
u/(h · ft² · °F)]; vapor,
de calor confiable y
gas, 17 W/(m² · °C)
peraturas. Aun cuan-
ede parecer que está

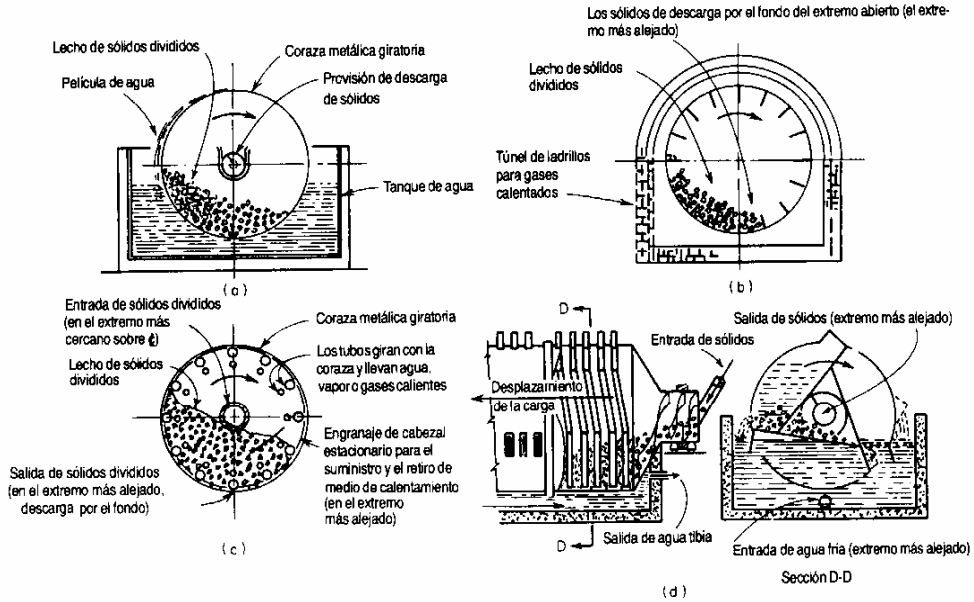


FIG. 11-36 Corazas giratorias como equipos de transferencia indirecta de calor. *a*) Ordinario (*con autorización de la BSP Corp.*). *b*) De paletas (*con autorización de la BSP Corp.*). *c*) Con tubos (*con autorización de General American Transportation Corp.*). *d*) Tipo de aletas profundas (*con autorización de la Link-Belt Co.*).

muy limitado, se emplea sin embargo, en forma amplia para la desecación, predominando el vapor condensante como fluido portador de calor. No obstante, con agua o refrigerantes fluyendo en los tubos, resulta también eficiente para las operaciones de enfriamiento. Las unidades son construidas bajo pedido por varios fabricantes en una gama amplia de tamaños y materiales. Unos cuantos fabricantes que se especializan en este tipo de equipos han acumulado gran cantidad de datos que sirven para determinar los tamaños, según las aplicaciones.

El tipo patentado de **aletas profundas** que aparece en la figura 11-36*d* recibe el nombre de "enfriador de rotoaletas". Tiene la carga con un espesor de capa ligero, una capacidad excelente de mezclado para proporcionar una difusividad buena y eficaz y una película delgada del lado del fluido. A diferencia de otros tipos de coraza giratoria, se instala en forma horizontal y la carga se impulsa positivamente mediante las aletas que actúan como espiral de Arquímedes. La velocidad rotacional y el paso de la espiral determinan el tiempo de desplazamiento. Para el enfriamiento, es aplicable tanto a gamas secundarias como intermedias. Las aplicaciones incluyen sólidos en grumos pequeños [19 mm (3/4 in)] y de tamaños granulares [6 mm y menos (1/4 a 0 in)] sin trozos grandes que atasquen las aletas, sólidos que tengan una característica de flujo libre, sin tendencias adhesivas o de apelmazamiento, y la desecación de sólidos que tengan un contenido bajo de humedad y polvo, a menos que se hagan modificaciones especiales para el manejo de cantidades sustanciales de vapor y polvo. El rendimiento térmico es muy bueno, con coeficientes globales de 110 W/(m² · °C) [20 Btu/(h · ft² · °F)], con la mitad de estos coeficientes nominales para enfriamiento, basándose en el área total proporcionada (cerca del doble de los valores señalados para otros dispositivos giratorios indirectos).

Dispositivos de banda transportadora El tipo de banda metálica (Fig. 11-32) es el único dispositivo en esta clasificación de equipos para el manejo de materiales que ha tenido la oportunidad de ver que se hacen esfuerzos importantes para adaptarlo al servicio de transferencia indirecta del calor con sólidos divididos. Se caracteriza por una construcción ligera de un área grande con una pared metálica delgada. Se han hecho aplicaciones al enfriamiento indirecto con un bajo rendimiento térmico, como podía esperarse, al utilizar una capa estática. Las unidades mezcladoras auxiliares del tipo de rejas, que se consideran absolutamente necesarias para obtener resultados apropiados en este servicio, limitan las aplicaciones.

Dispositivos de transportador en espiral En la figura 11-37 se presentan las principales adaptaciones de esta clase de equipos muy utilizada para el manejo de materiales, con fines de transferencia indirecta del calor. Para estos fines, se puede considerar que esos transportadores son calderas con agitación continua. La adaptación de la figura 11-37*d* ofrece una versión que funciona por lotes, con fines de evaporación. Para este servicio, se trata siempre de artículos enviados y cotizados con embalaje y requieren pocos accesorios auxiliares o ninguno.

El **tipo de paleta sólida encamisada** (Fig. 11-37*a*) es el dispositivo estándar de manejo de materiales, de bajo costo (precios sobre la base de las piezas), al que se le agrega una camisa simple que se utiliza para la transferencia de calor de gama secundaria y naturaleza incidental. Los coeficientes de transferencia de calor son de sólo 11 a 34 W/(m² · °C) [2 a 6 Btu/(h · ft² · °F)] en la transferencia de calor sensible y de 11 a 68 W/(m² · °C) [2 a 12 Btu/(h · ft² · °F)] en la desecación, debido a la película del lado de los sólidos, casi completamente estática.

El **tipo de espiral pequeña y eje grande** (Fig. 11-37*b*) se inserta en una línea de productos sólidos en la misma forma que los grupos de tuberías en una línea de fluido, sólo como dispositivos de transferencia de calor. Presenta un anillo delgado de carga, transportado con alta velocidad de rotación y sujeto a una conductancia bilateral para dar un coeficiente estimado de transferencia de calor de 285 W/(m² · °C) [50 Btu/(h · ft² · °F)], por lo que se clasifica, desde el punto de vista térmico, junto al tipo fluidificador de coraza. Este dispositivo para sólidos en polvo es semejante al Votator para los fluidos.

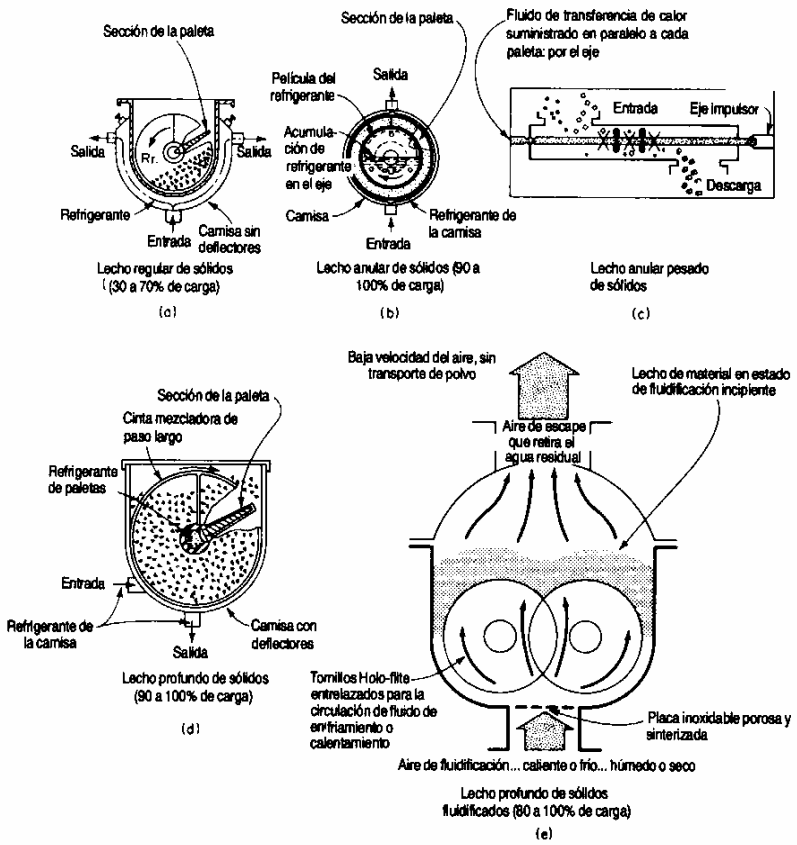


FIG. 11-37 Adaptación de transportadores en espiral como equipos de transferencia de calor. *a*) Paleta sólida encamisada normal (*con autorización de Jeffrey Mfg. Co.*). *b*) Espiral pequeña y eje grande (*con autorización de Fuller Co.*). *c*) De eje medio, "Porcupine" (*con autorización de Bethlehem Corp.*). *d*) Espiral grande, paleta hueca (*con autorización de Rietz Mfg. Co.*). *e*) Espiral grande de lecho fluidificado con aleta helicoidal (*con autorización de Westerns, Precipitation Division, Joy Manufacturing Company*).

En la figura 11-37*c* se presenta un dispositivo en espiral bastante nuevo con un **lecho anular semipesado de sólidos** y la combinación de una coraza exterior estacionaria y encamisada con paletas móviles, que llevan el fluido de transferencia de calor. Una de las características de este dispositivo para incrementar el gasto volumétrico, que proporciona una mayor caída global de temperatura, es que el medio calorífico se alimenta al rotor de las paletas y se retira de él mediante un sistema de tuberías paralelo al eje del rotor. Se trata de una distribución de flujo única, en comparación con el flujo en serie habitual. Además, el rotor lleva clavijas agitadoras de la carga, lo cual le da el nombre comercial de "Porcupine Heat-Processor" (*Chem. Equip. News*, abril, 1966 y Uhl y Root, AICHE Prepr. 21, 11th National Heat-Transfer Conference, agosto, 1967).

El tipo de paleta hueca y espiral grande (Fig. 11-37*d*) es una adaptación con cojinetes exteriores, llenado completo y los puntos sobresalientes de construcción que se muestran, lo hacen versátil para muchas aplicaciones. Sus coeficientes de transferencia de calor van de 34 a 57 $W/(m^2 \cdot °C)$ [6 a 10 $Btu/(h \cdot ft^2 \cdot °F)$] para malos conductores, 45 a 85 $W/(m^2 \cdot °C)$ [8 a 15 $Btu/(h \cdot ft^2 \cdot °F)$] para medianos y 57 a 114 $W/(m \cdot C)$ [10 a 20 Btu/(h)(ft)(F)] para conductores húmedos. Una versión popular del dispositivo emplea dos de esas espirales en una cámara de manejo de materiales para una agitación de amasadero del lecho de sólidos profundo. Es raro que se calienten las espirales. Por el contrario, se calientan el eje y la coraza.

En la figura 11-37*e* se muestra otro dispositivo de lecho profundo y activado en espiral para el transporte de sólidos. Las paletas llevan un medio de transferencia de calor, al igual que la camisa. Una característica de este dispositivo, que se supone debe incrementar la capacidad de transferencia de calor en un espacio de equipo y un costo dado, es la fluidificación de fase densa del lecho profundo, que fomenta la agitación y la eliminación de humedad en las operaciones de secado.

Dispositivos mezcladores de cono doble La finalidad original de estos dispositivos era el mezclado (véase la Secc. 21). Se han hecho adaptaciones, por lo que muchos modelos son en la actualidad primordialmente para procesos de transferencia indirecta del calor. Una camisa en la coraza lleva el medio de transferencia de calor. La acción mezcladora que rompe las aglomeraciones (pero causa también cierta degradación) proporciona una exposición muy adecuada de la carga a la superficie de transferencia de calor. En las operaciones de desecación, la liberación del vapor (que en un lecho estático es un proceso lento de difusión) se lleva a cabo con bastante rapidez. Para lograr el retiro de vapor de la cámara de carga se utiliza un eje hueco. En muchos

de esos dispositivos
un sello giratorio y c
rendimiento térmico
operaciones de recu
Estos dispositivos
de tanque y transpo
acelerar y facilitar
minimizan el tiemp
funcionamiento p
cientes de transfe
[5 a 35 Btu/(h · ft²
des de transferenci
a 5.5 u 11 W/(m² · °C
aplicación. El cono
te amplia de tamañ
las industrias de pr
parados biológicos.
Otra nueva varia
de tubos para que s
tubo, con una coraz
1968)]. Los extrem
pasos. El mejorami
muestra en la figur

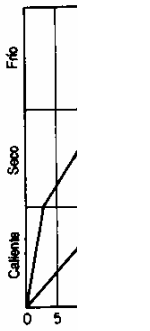


FIG. 11-38 Rendim
dor entubado.

Dispositivos de
muestran las diver
jar materiales para
dos divididos. Los
sección 7. Esas ad
sencillas, de consti
polvo ni desgaste,
transporte [1.5 a 4.
te de transferencia
la arena. Por lo cor
tación. Son apropi
divididos en forma
sa, licuada o inund
res de 11°C (20°F)
de calentamiento
vos son para capac
El tipo encami
adaptación especi
bratorio para traba
para enfriar contin
mente, 177°C (350
de la figura 11-30.
mayores con dispo

de esos dispositivos se lleva el eje hueco un poco más lejos al agregar un sello giratorio y crear un vacío. Esto aumenta considerablemente el rendimiento térmico y hace que la unidad sea muy apropiada para las operaciones de recuperación de disolventes.

Estos dispositivos están remplazando a las unidades más antiguas de tanque y transportador en espiral. Las mejores disposiciones para acelerar y facilitar la carga y la descarga (sin rotación de potencia) minimizan el tiempo de detención para hacer que esas unidades de funcionamiento por lotes resulten atractivas. Se obtienen coeficientes de transferencia de calor que van de 28 a 200 W/(m^2 · °C) [5 a 35 Btu/(h · ft^2 · °F)]; sin embargo, si la aglutinación sobre las paredes de transferencia de calor es considerable, los valores pueden caer a 5.5 u 11 W/(m^2 · °C) [1 o 2 Btu/(h · ft^2 · °F)] lo que constituye una mala aplicación. El cono doble se encuentra disponible en una gama bastante amplia de tamaños y materiales de construcción. Los usuarios son las industrias de productos químicos finos, la farmacéutica y la de preparados biológicos.

Otra nueva variación es un modelo cilíndrico equipado con un haz de tubos para que se parezca a un intercambiador de calor de coraza y tubo, con una coraza abombada [*Chem. Process.*, 20 (noviembre 15, 1968)]. Los extremos cónicos prevén la redistribución de la carga entre pasos. El mejoramiento del rendimiento de transferencia de calor se muestra en la figura 11-38.

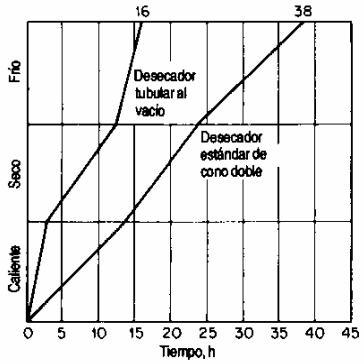


FIG. 11-38 Rendimiento de dispositivo de transferencia de calor con mezclador entubado.

Dispositivos de transportador vibratorio En la figura 11-39 se muestran las diversas adaptaciones de equipos vibratorios para manejar materiales para servicio de transferencia indirecta de calor en sólidos divididos. Los datos básicos sobre equipos vibratorios se dan en la sección 7. Esas adaptaciones de transferencia indirecta de calor son sencillas, de construcción segura, no producen degradación, no tienen polvo ni desgaste, se puede hacer variar con facilidad su velocidad de transporte [1.5 a 4.5 m/min (5 a 15 ft/min)] y poseen un buen coeficiente de transferencia de calor: 115 W/(m^2 · °C) [20 Btu/(h · ft^2 · °F)] para la arena. Por lo común, requieren accesorios de distribución y alimentación. Son apropiadas para calentamiento o enfriamiento de sólidos divididos en forma pulverizada, granulada o húmeda, pero no pegajosa, licuada o inundante. Las diferencias de temperaturas finales menores de 11°C (20°F) en el enfriamiento y 17°C (30°F) en las operaciones de calentamiento o secado no suelen resultar prácticas. Esos dispositivos son para capacidades medias y ligeras.

El tipo encamisado para trabajos pesados (Fig. 11-39*a*) es una adaptación especial, construida bajo pedido, de un transportador vibratorio para trabajos pesados que se muestra en la figura 11-37. Sirve para enfriar continuamente el material triturado [desde, aproximadamente, 177°C (350°F)] producido por el "vaciador" de tipo vibratorio de la figura 11-30. No tiene el retén para líquido y se hace en longitudes mayores con disposiciones en L, de retroceso y en S, sobre el piso. El índice de capacidad va de 27 200 a 31 700 kg/h (30 a 35 tons/h), con coeficiente de transferencia de calor del orden de 142 a 170 W/(m^2 · °C) [25 a 30 Btu/(h · ft^2 · °F)]. Para aplicaciones de calentamiento o desecación, emplea vapor de 414 KPa (60 lbf/in^2).

El **tipo encamisado o de rociado del refrigerante** (Fig. 11-39*b*) se diseñó para asegurar una película delgada y muy agitada del lado del líquido y la misma temperatura inicial del refrigerante en toda su longitud. Con frecuencia se emplea para transportar cantidades sustanciales de sólidos calientes, con el enfriamiento como consideración secundaria. Para aplicaciones de calentamiento o desecación, se puede utilizar agua caliente o vapor a una presión manométrica de 7 KPa (1 lbf/in^2). Se utiliza mucho por su versatilidad, su sencillez, la facilidad de limpieza y el buen rendimiento térmico.

El **tipo encamisado para trabajos ligeros** (Fig. 11-39*c*) se diseñó para que utilizara aire como portador de calor. El flujo por la camisa es muy turbulento y, por lo común, a contracorriente. En instalaciones largas, el flujo de aire es paralelo a cada dos secciones para una mayor capacidad portadora de calor y una temperatura superficial bastante uniforme. La característica sobresaliente es que se obtiene una gama amplia de control de temperaturas modificando simplemente el nivel de la temperatura del medio portador de calor desde tan abajo como lo permita la condensación atmosférica de la humedad hasta 204°C (400°F). En las operaciones de calentamiento, se puede obtener una eficiencia térmica muy buena mediante el aislamiento de la máquina y el reciclaje del aire. Aunque el grado de transferencia de calor es bueno, la capacidad de eliminación de calor tiene sus limitaciones. Con frecuencia se utilizan unidades enfriadoras en serie con unidades similares que se manejan como secadoras o donde no se disponga de agua limpia. Las aplicaciones de desecación son para productos sensibles al calor 49 a 132°C (120 a 270°F); cuando se desean temperatura más altas que las que puede proporcionar el vapor a una presión manométrica de 7 KPa (1 lbf/in^2) pero los equipos para trabajos pesados son demasiado costosos; donde no se desea el riesgo de corrosión de la camisa debido al vapor; donde el espacio superior sea difícil de obtener y para materiales de carga muy abrasivos, como porcelanas y vidrios triturados o derretidos.

La disposición de **capas múltiples** (Fig. 11-39*d*) emplea las unidades de la figura 11-39 con aire o vapor a una presión manométrica de 7 KPa (1 lbf/in^2) como medio de calentamiento. Se diseñan uno por uno y se construyen bajo pedido para proporcionar gran cantidad de superficie de transferencia de calor en un pequeño espacio con el mínimo de transporte y para proporcionar un sistema completo de procesamiento. Estas unidades reciben un material mojado, lo clasifican por tamaños por medio de granuladores o rodillos, lo secan totalmente, lo enfrían y lo envían a una operación subsecuente de embalaje o pastillaje. Se utiliza primordialmente en el campo de productos químicos finos, alimentos y productos farmacéuticos.

El tipo **Mix-R-Step** de la figura 11-39*e* es una adaptación de un transportador vibratorio. Tiene mejores índices de transferencia de calor, duplica prácticamente los valores de coeficiente de la superficie plana estándar y triplica los valores de flujo de calor, puesto que la profundidad de las capas se puede incrementar desde el espesor normal de 13 a 25 y 32 mm (1/2 in a 1 y 1 1/4 in). Se puede proporcionar sobre plataformas encamisadas para recibir aire, vapor o agua rociada. Asimismo, se puede aplicar con frecuencia cuando se monta por encima una fuente térmica de infrarrojos para complementar la fuente calorífica indirecta o como fuente única.

Dispositivos elevadores El tipo **vibratorio de espiral elevadora** (Fig. 11-40) adapta equipos de manejo de materiales que elevan sólidos divididos a servicios de transferencia de calor. Presenta una gran superficie de transferencia de calor sobre un espacio pequeño de terreno y emplea un movimiento alterno de agitación para efectuar el transporte. Las aplicaciones, las profundidades de las capas y las capacidades están limitadas, puesto que las cargas deben poseer características corporales que permitan que se transporten hacia arriba por el principio de microcangilones. Carece de capacidad de autovaciado. La limpieza y el lavado completo es una característica que no se encuentra en ningún otro dispositivo elevador. Una de su aplicaciones usuales es la

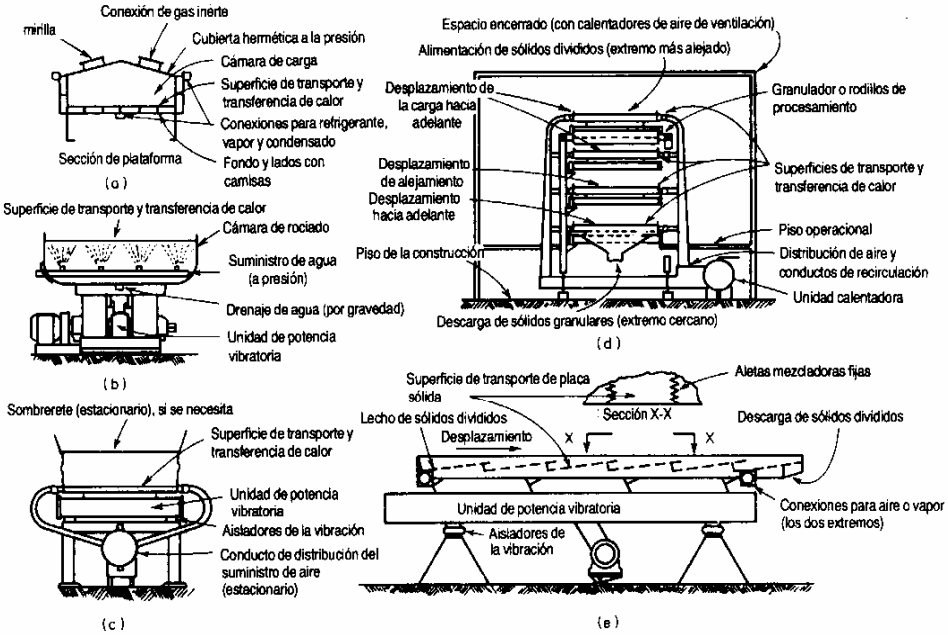


FIG. 11-39 Adaptaciones de transportadores vibratorios como equipos de transferencia indirecta de calor. *a*) Encamisado para trabajos pesados para refrigerantes líquidos o vapor a alta presión. *b*) Encamisado para rociado del refrigerante. *c*) Construcción encamisada para trabajo ligero. *d*) Encamisado para aire o vapor en configuración de capas múltiples. *e*) Encamisado para aire o vapor, con superficie "Mix-R-Step" (*con autorización de Jeffrey Mfg. Co.*).

del enfriamiento de un polvo plástico de baja densidad, a razón de 544 kg/h (1200 lb/h).

Otra adaptación de elevador es para un tipo de **elevador en espiral**, desarrollado para cemento molido y, por ende, limitado a cargas de polvo fino. La espiral funciona dentro de una coraza cilíndrica que se enfría exteriormente mediante una película de agua descendente. La espiral no sólo eleva el material en una capa delgada, contra la pared, sino que, además, la mantiene agitada para alcanzar índices de transferencia de calor elevados. No se dispone de datos operacionales específicos [*Chem. Eng. Prog.*, **68**(7), 113 (1968)]. La película descendente, además de ser ideal desde el punto de vista térmico en virtud de la presión no confinada, reduce considerablemente los riesgos de que el agua de enfriamiento entre en contacto, en el proceso, con las cargas sensibles al agua. Las superficies humedecidas con agua se pueden limpiar con facilidad. Existe un intervalo bastante amplio de tamaños, con capacidades de manejo de materiales de hasta 60 toneladas por hora.

Dispositivos de transporte neumático Véanse las descripciones, las clasificaciones nominales y los factores de diseño de estos dispositivos en la sección 7. Se utilizan primordialmente con fines de transporte y la transferencia de calor es una consideración muy secundaria. Se han aplicado primordialmente para plásticos en polvo y en forma de granulado o perdigones. Mediante modificaciones, se han llevado a cabo las operaciones necesarias para el enfriamiento al mismo tiempo que las de transporte hacia el almacenamiento [*Plast. Des. Process*, 28 (diciembre, 1968)].

Depew y Farbar (ASME Pap. 62-HT-14, September 1962) estudiaron el rendimiento y los aspectos de transferencia de calor y reportaron sus resultados. Las características del coeficiente de transferencia de calor son similares a las que aparecen en la sección 10 para el lecho de fluido calentado indirectamente. Otra aplicación frecuente en los plásticos es una cantidad pequeña y bastante incidental de secado, pero necesaria para los plásticos en granulado y polvo cuando se envían a granel a los usuarios. Los transportadores neumáticos modificados para la transferencia de calor pueden ocuparse de ello con facilidad.

En la figura 11-41 se muestra un **dispositivo de transporte neumático** diseñado principalmente para productos sensibles al calor. Se introdujo en Estados Unidos, después de cinco años de utilización en Europa [*Chem. Eng.*, **76** 54 (junio 16, 1969)].

Tanto la coraza como el rotor llevan vapor como medio de calentamiento para efectuar la transferencia indirecta cuando la carga entra brevemente en contacto con esas superficies y no con el aire de transporte, como sucede normalmente. El rotor gira lentamente (1 a 10 r/min) para controlar, mediante deflectores, la distribución del producto y evitar los apelmazamientos en las paredes. El gas portador puede ser inerte, como el nitrógeno, y también reciclarse mediante auxiliares apropiados para la recuperación de disolventes. La aplicación se limita a cargas que **1**) son finas y tienen granos uniformes para el transporte neumáticos, **2**) se secan con mucha rapidez y **3**) tienen pocas o ninguna característica de adherencia o descomposición. El material de alimentación puede contener de 5 a 100% de humedad (base seca) y descargarse con un contenido de 0.1 a 2%. Las temperaturas de la pared van de 100 a 170°C (212 a 340°F) para el vapor y más bajas para una fuente de calor de agua caliente. Las caídas de presión son del orden de 500 a 1500 mm H_2O (20 a 60 in de H_2O). El consumo de vapor se acerca al de una secadora de mecanismo de contacto que desciende hasta un valor de 2.9 kg de vapor/kg de agua (2.9 lb de vapor/lb de agua). Las capacidades disponibles de carga van de 91 a 5900 kg/h (200 a 13 000 lb/h).

Tipos de anaqueles al vacío Se trata de dispositivos muy antiguos, como versiones del tipo de mesa. Antiguamente se utilizaban para la desecación (véase la Secc. 20). La transferencia de calor es lenta, aun cuando se complementa con el vacío, que constituye el 90% o más del uso actual. Los nuevos dispositivos de cono y mezclador al vacío se

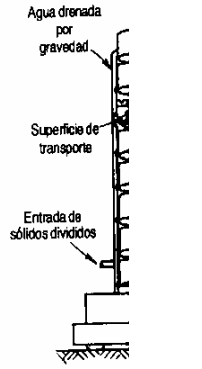


FIG. 11-40 Tipo elev
zación de Carrier Conv

están dedicando a m
rencia de calor es m
tc, la desecación po
mación (véase la de
debe mantener en e

Los materiales o las
llenas de aire o de
transferencia de c
considerar como
ser particulados y/
tinadores o sin ello
cies múltiples de r
llenos de aire o gas.
La capacidad de u
como **conductivida**
tancia (para un espe
ductividad o conduc
dad o resistencia tér
térmico.
El calor se transfi
radiación es el mod
aun en el vacío. La
minada es relativa
de la superficie rad
se debe a un movi
sólidos. Cuanto m
será la velocidad de
el acero inoxidable,
600 veces superior
lamiento térmico.
se presenta sólo e
aislamiento térmic

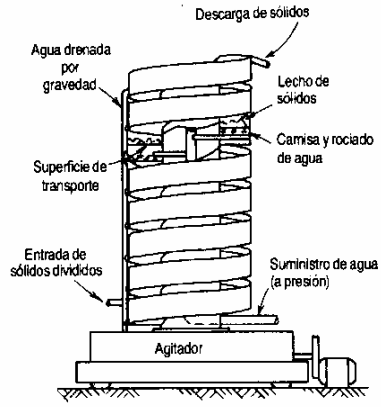


FIG. 11-40 Tipo elevador como equipo de transferencia de calor (*con autorización de Carrier Conveyor Corp.*).

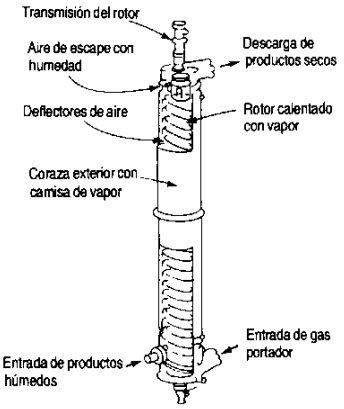


FIG. 11-41 Adaptación de transportador neumático para servicios de transferencia de calor (*con autorización de Werner & Pfleiderer Corp.*).

están dedicando a muchas aplicaciones. El índice lento de transferencia de calor es muy satisfactorio en una aplicación importante, la desecación por congelación, que es una operación de sublimación (véase la descripción en la Secc. 17), en la cual el agua se debe mantener en estado sólido durante su retiro. A continuación, prevalecen los procesos de difusión lenta. Otra de sus aplicaciones importantes es la congelación de alimentos empaquetados para su conservación.

Los tamaños disponibles tienen áreas de anaqueles que van de 0.4 a 67 m^2 (4 a 726 ft^2). Se pueden obtener según las normas de varios fabricantes, ya sea como componentes de sistemas o con accesorios auxiliares como sistemas empaquetados.

AISLAMIENTO TÉRMICO

Los materiales o las combinaciones de materiales que tienen bolsas llenas de aire o de gas, o bien espacios vacíos que retardan la transferencia de calor con una eficiencia razonable, se pueden considerar como aisladores térmicos. Esos materiales pueden ser particulados y/o fibrosos (o de los dos tipos a la vez), con aglutinadores o sin ellos, o pueden ser estructurales, como las superficies múltiples de reflexión de calor, que poseen espacios vacíos, llenos de aire o gas.

La capacidad de un material para retardar el flujo de calor se conoce como **conductividad térmica** (para un espesor unitario) o **conductancia** (para un espesor específico). Cuando se tienen valores de conductividad o conductancia térmica bajos (o altos valores de resistividad o resistencia térmica) se tiene un caso característico de aislamiento térmico.

El calor se transfiere por radiación, conducción y convección. La radiación es el modo primario de transferencia y puede tener lugar aun en el vacío. La cantidad de calor transferido por un área determinada es relativa al gradiente de temperatura y a la emisividad desde la superficie radiante a la superficie absorbente. La conducción se debe a un movimiento molecular y ocurre en gases, líquidos y sólidos. Cuanto más estrecha sea la estructura molecular, mayor será la velocidad de transferencia. Como un ejemplo de esto se tiene el acero inoxidable, que conduce el calor con un índice aproximado 600 veces superior al correspondiente para materiales típicos de aislamiento térmico. La convección se debe al movimiento de masa y se presenta sólo en fluidos. El propósito básico de un sistema de aislamiento térmico es minimizar la cantidad de calor transferida.

MATERIALES DE AISLAMIENTO

Materiales El aislamiento térmico se puede producir con diversos materiales o combinaciones de los mismos, en diversas formas, tamaños y espesores. Los materiales más comunes se pueden clasificar de acuerdo con con las categorías siguientes:

Minerales celulares o fibrosos: Alúmina, asbesto, vidrio, perlita, roca, sílice, escoria o vermiculita.

Orgánicos celulares o fibrosos: Caña, algodón, madera y corteza de árboles (corcho).

Plásticos orgánicos celulares: Elastómeros, poliestireno, poliisocianato, poliisocianurato y acetato de polivinilo.

Cementos: Aislamiento y/o acabado.

Metales reflejantes del calor (reflectivos): Aluminio, níquel, acero inoxidable.

Formas disponibles: Mantas (fieltro o material fibroso), bloque, cemento, relleno, hojas y láminas, prensado o poroso, flexible, rígido y semirrígido.

El espesor real del aislamiento de la tubería difiere de los valores nominales. En la tabla 11-9 se muestran los datos dimensionales de la ASTM Standard C585.

Conductividad térmica (factor *K*) Dependiendo del tipo de aislamiento, la conductividad térmica puede variar con la edad del aislante, el fabricante, el contenido de humedad y la temperatura. En la figura 11-42 se muestran los valores usuales publicados hasta la fecha. La temperatura media es igual al promedio aritmético de las temperaturas en ambos lados del material aislante.

TABLA 11-9. Espesor del aislamiento de la tubería

in	Espesor nominal del aislamiento															
mm	Diámetro exterior		1 25		$1^1/_2$ 38		2 51		$2^1/_2$ 64		3 76		$3^1/_2$ 89		4 102	
	Espesor aproximado de pared															
Tamaño nominal de tubería de hierro, in	in	mm	in	mm	in	mm	in	mm	in	mm	in	mm	in	mm	in	mm
$^1/_2$	0.84	21	1.01	26	1.57	40	2.07	53	2.88	73	3.38	86	3.88	99	4.38	111
$^3/_4$	1.05	27	0.90	23	1.46	37	1.96	50	2.78	71	3.28	83	3.78	96	4.28	109
1	1.32	33	1.08	27	1.58	40	2.12	54	2.64	67	3.14	80	3.64	92	4.14	105
$1^1/_4$	1.66	42	0.91	23	1.66	42	1.94	49	2.47	63	2.97	75	3.47	88	3.97	101
$1^1/_2$	1.90	48	1.04	26	1.54	39	2.35	60	2.85	72	3.35	85	3.85	98	4.42	112
2	2.38	60	1.04	26	1.58	40	2.10	53	2.60	66	3.10	79	3.60	91	4.17	106
$2^1/_2$	2.88	73	1.04	26	1.86	47	2.36	60	2.86	73	3.36	85	3.92	100	4.42	112
3	3.50	89	1.02	26	1.54	39	2.04	52	2.54	65	3.04	77	3.61	92	4.11	104
$3^1/_2$	4.00	102	1.30	33	1.80	46	2.30	58	2.80	71	3.36	85	3.86	98	4.36	111
4	4.50	114	1.04	26	1.54	39	2.04	52	2.54	65	3.11	79	3.61	92	4.11	104
$4^1/_2$	5.00	127	1.30	33	1.80	46	2.30	58	2.86	73	3.36	85	3.86	98	4.48	114
5	5.56	141	0.99	25	1.49	38	1.99	51	2.56	65	3.06	78	3.56	90	4.18	106
6	6.62	168	0.96	24	1.46	37	2.02	51	2.52	64	3.02	77	3.65	93	4.15	105
7	7.62	194	....	....	1.52	39	2.02	51	2.52	64	3.15	80	3.65	93	4.15	105
8	8.62	219	....	....	1.52	39	2.02	51	2.65	67	3.15	80	3.65	93	4.15	105
9	9.62	244	.....	....	1.52	39	2.15	55	2.65	67	3.15	80	3.65	93	4.15	105
10	10.75	273	....	....	1.58	40	2.08	53	2.58	66	3.08	78	3.58	91	4.08	104
11	11.75	298	....	....	1.58	40	2.08	53	2.58	66	3.08	78	3.58	91	4.08	104
12	12.75	324	....	....	1.58	40	2.08	53	2.58	66	3.08	78	3.58	91	4.08	104
14	14.00	356	....	....	1.46	37	1.96	50	2.46	62	2.96	75	3.46	88	3.96	101
Mayor de 14, hasta e incluyendo 36			....	....	1.46	37	1.96	50	2.46	62	2.96	75	3.46	88	3.96	101

En los **sistemas reales la pérdida (o ganancia) de calor** excederá por lo general los valores calculados a consecuencia de proyecciones, uniones axiales o longitudinales, aperturas de expansión-contracción, humedad y habilidad y abuso físico de los trabajadores.

Acabados Los aislamientos térmicos requieren una cobertura externa (acabado) para proporcionar protección contra el acceso de agua o fluidos de proceso, daño mecánico y degradación ultravioleta de materiales espumados. En algunos casos el acabado puede reducir el índice de extensión de llama y/o proporcionar protección contra el fuego.

El acabado puede ser un recubrimiento (pintura, materal asfáltico, resinoso o polimérico), una membrana (fieltro o papel recubierto, hoja de metal o lámina plástica) o algún material en forma laminar (tejido, metálico o plástico).

Los acabados para sistemas que operan a temperaturas menores de 2°C (35°F) pueden sellarse y retardar la transmisión del vapor. Para sistemas que van desde 2°C (35°F) a 27°C (80°F) debería retardarse la transmisión de vapor (para prevenir la condensación superficial), y para sistemas por encima de 27°C (80°F) debería prevenirse el acceso de agua y permitir el escape de la humedad.

Los acabados metálicos son más durables, requieren menos mantenimiento, reducen la pérdida de calor y, cuando no son recubiertos, incrementan la temperatura superficial en sistemas calientes.

SELECCIÓN DEL SISTEMA

Una combinación de aislamiento y acabado produce el sistema de aislamiento térmico. La selección de estos componentes depende del propósito a que se destine el sistema. Ningún sistema sencillo se comporta satisfactoriamente, desde los criogénicos hasta los del intervalo de alta temperatura. Los sistemas que operan a temperaturas por abajo del punto de congelación del fluido de proceso tienen una baja presión de vapor y la humedad atmosférica tiene acceso al sistema de aislamiento, mientras que en sistemas calientes el fenómeno es inverso. A continuación se proporcionan algunas directrices generales para la selección de sistemas.

Sistemas criogénicos al alto vacío [-273 a -101°C (-459 a -150°F)] Esta técnica se basa en el frasco Dewar, que es un recipiente de pared doble y superficies reflectivas en el lado evacuado para reducir las pérdidas por radiación. En la figura 11-43 se muestra un frasco Dewar común de laboratorio. En la figura 11-44 se muestra una botella del tipo semiportátil. Las pérdidas por radiación pueden reducirse aún más llenando la cavidad con polvos de materiales como perlita o sílice antes de provocar el vacío.

Multicapa Los sistemas de capa múltiple consisten en una serie de capas radiante-reflectivas de baja emitancia, separadas por relleno o espaciadores de muy baja conductancia y expuestas a alto vacío.

Espumados o celulares Los plásticos celulares, como el poliuretano y el poliestireno, no son muy adecuados en el intervalo de temperaturas criogénicas a causa de su estructura, permeable al vapor de agua, que a su vez incrementa la velocidad de transferencia de calor. El vidrio celular es adecuado para este propósito y es menos permeable.

Temperatura baja [-101 a -1°C (150 a + 30°F)] El vidrio celular, la fibra de vidrio, la espuma de poliuretano y la espuma de poliestireno se utilizan con frecuencia en este intervalo de servicio. Se requiere un acabado retardador de la penetración de vapor para este servicio con

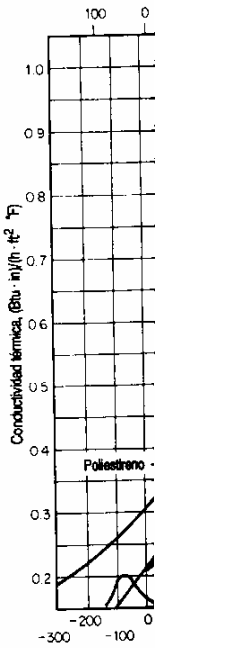


FIG. 11-42 Conduct

	4 102	
	in	mm
	4.38	111
	4.28	109
	4.14	105
	3.97	101
	4.42	112
	4.17	106
	4.42	112
	4.11	104
	4.36	111
	4.11	104
	4.48	114
	4.18	106
	4.15	105
	4.15	105
	4.15	105
	4.15	105
	4.08	104
	4.08	104
	4.08	104
	3.96	101
	3.96	101

ncillo se comporta
lel intervalo de alta
uras por abajo del
ma baja presión de
ma de aislamiento,
nverso. A continua-
para la selección de

°C (-459 a -150°F)]
recipiente de pared
ara reducir las pér-
a un frasco Dewar
tra una botella del
reducirse aún más
perlita o sflice an-

ten en una serie de
adas por relleno o
a alto vacío.
como el poliureta-
ervalo de tempera-
e al vapor de agua,
cia de calor. El vi-
nos permeable.
)] El vidrio celular,
ma de poliestireno
cio. Se requiere un
este servicio con

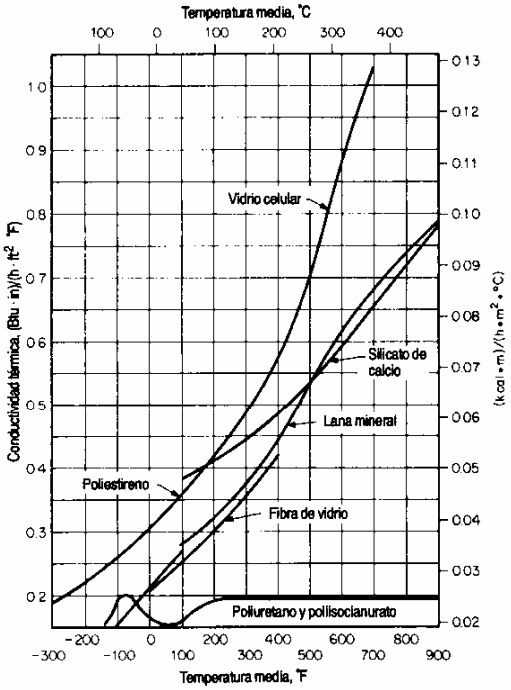


FIG. 11-42 Conductividad térmica de materiales aislantes.

un índice de permeabilidad menor de 0.02. Además, es buena práctica recubrir todas las superficies de contacto del aislamiento con una resina almáciga (mastique) retardante de la penetración de vapor, para prevenir la migración de la humedad cuando se dañe el acabado o no reciba un mantenimiento adecuado. No es seguro utilizar un aislamiento de célula cerrada como retardador del vapor, ya que sus contornos se pueden agrietar, las células pueden romperse, los aglomerantes de fibra de vidrio son absorbentes y la humedad puede penetrar en las juntas entre materiales.

Temperatura moderada y alta [mayor de 2°C (36°F)] Normalmente se utilizan materiales celulares o fibrosos. En la figura 11-45 se muestra el intervalo para las temperaturas nominales. Para sistemas que operan a temperaturas menores de 100°C (212°F) es deseable emplear aislamiento no fibroso.

Otras consideraciones La **autoignición** puede tener lugar si se absorben fluidos combustibles en aislamientos de tipo fibroso. Es posible que ocurra la **corrosión por esfuerzo debido al cloruro** en el acero inoxidable austenítico cuando los cloruros se concentran en las superficies metálicas a una temperatura aproximada de 60°C (140°F) o mayor. Los cloruros pueden provenir de fuentes diferentes a la del aislamiento. En estas condiciones se formulan silicatos de calcio para mejorar los requisitos de la especificación MIL-I-24244A. La **resistencia** de los aislamientos **al fuego** varía mucho. El silicato de calcio, el vidrio celular, la fibra de vidrio y la lana mineral son materiales resistentes al fuego, pero no se comportan igual en condiciones reales de fuego. Una chaqueta de acero brinda protección, pero el aluminio no.

La **tubería de registro** se comporta mejor con un aislamiento no fibroso, que tenga baja conductividad térmica. Los **sistemas subterráneos** difícilmente se pueden mantener secos en forma permanente. Entre los métodos de aislamiento se incluyen el preaislamiento por cola-

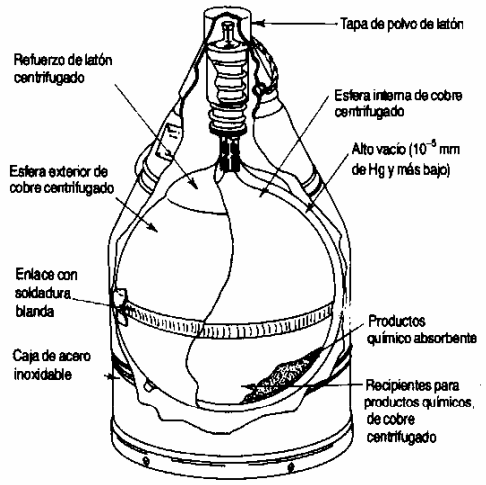


FIG. 11-43 Frasco Dewar.

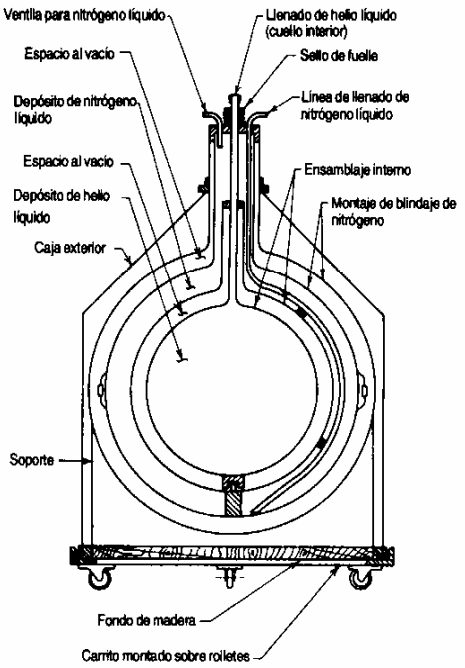


FIG. 11-44 Botella de hidrógeno.

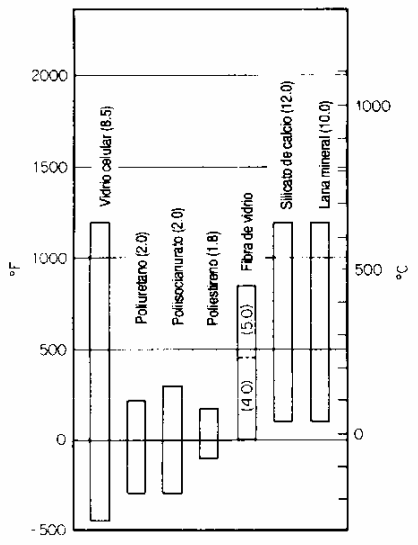


FIG. 11-45 Materiales de aislamiento e intervalos aplicables de temperatura.

da y otros tipos convencionales de protección. **La corrosión** puede tener lugar bajo aislamiento en húmedo y quizá se requiera un recubrimiento protector aplicado directamente sobre la superficie metálica.

El espesor económico óptimo del aislamiento puede determinarse por diversos métodos, dos de los cuales son el del costo total mínimo y el del costo incremental (o método de costo marginal). El método del costo total mínimo incluye los cálculos reales de energía perdida y los costos de aislamiento para cada espesor del aislamiento. El espesor que produce el costo total más bajo es la solución económica óptima. El espesor óptimo se determina para tomarlo como punto de partida donde el último dólar invertido en aislamiento da como resultado un ahorro exacto de un dólar en costo de energía ("ETI-Economic Thickness for Industrial Insulation", Conservation Pap. 46, Federal Energy Administration, agosto, 1976). El método del costo incremental proporciona una solución simple y directa para el espesor de menor costo.

ESPESOR ECONÓMICO DEL AISLAMIENTO

El método del costo total no suele proporcionar un medio satisfactorio para la toma de decisión respecto a la inversión en aislamiento, ya que es necesario especificar una recuperación económica para los inversionistas y este método no tiene en cuenta este factor. Rubin sí considera la recuperación de la inversión ("Piping Insulation-Economics and Profits" en *Practical Considerations in Piping Analysis*, ASME Symposium, vol. 69, 1982, pp. 27-46). El método incremental que se aplicó en esta referencia requiere que cada incremento de 1/2 in de aislamiento proporcione la recuperación predeterminada de la inversión. El espesor mínimo del aislamiento instalado se emplea como base de cálculo. Se determina el costo de capital instalado incrementado por cada 1/2 in adicional de aislamiento. Posteriormente se determina la energía ahorrada por cada incremento. El valor de esta energía varía directamente con el nivel de temperatura; [por ejemplo, el vapor a 538°C (1000°F) tiene un valor más grande que el condensado a 100°C (212°F)]. El incremento final seleccionado para su utilización se requiere para proporcionar una recuperación satisfactoria de la inversión o para tener un periodo de reembolso adecuado.

Espesor de aislamiento recomendado En la tabla 11-10 se proporcionan los espesores de aislamiento interno y en la tabla 11-11 los correspondientes al aislamiento externo. Estas selecciones se tomaron con base en el aislamiento de silicato de calcio con una chaqueta de aluminio adecuada. Sin embargo, la variación es mínima con fibra de vidrio, vidrio celular y lana mineral. La fibra de vidrio está disponible para temperaturas máximas de 260, 343 y 454°C (500, 650 y 850°F). La lana mineral, el vidrio celular y el silicato de calcio se emplean para temperaturas hasta 649°C (1200°F).

TABLA 11-10. Espesor del aislamiento interno, aire ambiental en calma a 80°F*

Tamaño de la tubería, in	Espesor del aislamiento, in	Temperatura mínima de la tubería, °F							
		Costo de energía, dólares/millón de Btu							
		1	2	3	4	5	6	7	8
¾	1½	950	600	550	400	350	300	250	250
	2				1100	1000	900	800	750
	2½				1750	1050	950	850	800
	3								1200
1	1½	1200	800	600	500	450	400	350	300
	2			1200	1000	900	800	700	700
	2½					1200	1050	1000	900
	3						1100	1150	950
1¼	1½	1100	750	550	450	400	400	350	300
	2			1000	850	700	650	600	500
	2½				1050	900	800	750	650
	3						1150	1100	1000
2	1½	1050	700	500	450	400	350	300	300
	2			1050	850	750	700	600	600
	2½			1100	950	1000	750	700	650
	3				1200	1050	950	850	800

TABLA 11-10. Espesor del aislamiento interno, aire ambiental en calma a 80°F* *(Continúa)*

Tamaño de la tubería, in	Espesor del aislamiento, in	Temperatura mínima de la tubería, °F — Costo de energía, dólares/millón de Btu							
		1	2	3	4	5	6	7	8
3	1½	950	650	500	400	350	300	300	250
	2		1100	900	700	600	550	500	450
	2½			1050	850	750	650	500	500
	3				1050	950	800	750	700
4	1½	950	600	500	400	350	300	300	250
	2		1100	850	700	600	550	500	450
	2½			1200	1000	850	750	700	650
	3				1050	900	800	750	700
	3½							1150	1050
6	1½	600	350	300	250	250	200	200	200
	2		1100	850	700	600	550	500	500
	2½			900	800	650	600	550	550
	3			1150	1000	850	750	700	600
	3½						1100	1000	900
	4								1200
8	2		1000	800	650	550	500	450	400
	2½		1050	850	700	600	550	500	450
	3				1050	900	800	750	700
	3½					1200	1100	1000	900
	4							1150	1100
10	2		1100	850	700	650	550	500	450
	2½		1200	900	750	700	600	550	500
	3			1050	900	750	700	600	550
	3½					1200	1050	950	900
	4								1200
12	2	1150	750	600	500	400	400	350	300
	2½		1000	800	650	550	500	450	400
	3			1200	1000	900	800	700	650
	3½					1200	1100	1000	900
	4						1150	1050	950
	4½						1200	1100	1000
14	2	1050	650	550	450	400	350	300	300
	2½		1000	800	650	550	500	450	400
	3			1100	950	800	700	650	600
	3½					1150	1000	950	850
	4					1200	1050	1000	900
	4½						1200	1100	1000
16	2	950	650	500	400	350	300	300	300
	2½		1000	800	700	600	550	500	450
	3		1200	950	800	700	600	550	500
	3½					1150	1050	950	850
	4					1200	1100	1000	900
	4½						1150	1050	950
18	2	1000	650	500	400	350	350	300	300
	2½		950	750	600	550	500	450	400
	3		1150	900	750	650	550	500	500
	3½					1200	1100	1000	900
	4						1150	1050	950
	4½						1200	1100	1000
20	2	1050	700	550	450	400	350	350	300
	2½		1000	800	600	550	500	450	400
	3		1150	900	750	650	550	500	500
	3½						1100	1000	950
	4						1150	1050	1000
	4½							1200	1100
24	2	950	600	500	400	350	300	300	250
	2½		1150	900	750	650	550	500	450
	3			1050	900	750	700	600	550
	3½					1100	1000	900	800
	4					1150	1050	950	850
	4½						1150	1050	950

* Aislamiento de silicato de calcio con chaqueta de aluminio y un factor de emisividad de 0.05. Para convertir in en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir dólares por millón de unidades térmicas británicas (Btu) en dólares por millón de kilojoules, multiplíquese por 0.948; °C = 5/9 (°F − 32).

TABLA 11-11. Espesor del aislamiento externo, velocidad del viento, 7.5 millas/h, aire a 60°F*

Tamaño de la tubería, in	Espesor, in	Temperatura mínima de la tubería,* F							
		Costo de la energía, dólares/millón de Btu							
		1	2	3	4	5	6	7	8
¾	1	450	300	250	250	200	200	150	150
	1½	800	500	400	300	250	250	200	200
	2			1150	950	850	750	700	650
	2½			1100	1000	900	800	750	700
1	1	400	300	250	200	200	150	150	150
	1½	1000	650	500	400	350	300	300	250
	2			1100	900	800	700	600	600
	2½				1200	1050	950	850	800
	3					1100	1000	900	850
1¼	1	350	250	200	200	150	150	150	150
	1½	900	600	450	350	300	300	250	250
	2		100	850	700	600	550	500	450
	2½			1150	950	800	750	700	600
	3					1200	1050	1000	900
2	1	350	250	200	150	150	150	150	150
	1½	900	550	450	400	300	300	250	250
	2		1150	900	750	650	600	550	500
	2½			1000	850	750	650	600	550
	3				1050	950	850	750	700
3	1	300	200	150	150	150	150	150	150
	1½	750	500	400	300	250	250	250	200
	2		950	750	600	500	450	400	350
	2½		1150	950	750	650	600	500	500
	3			1150	1000	850	750	650	600
	3½								1150
4	1	250	200	150	150	150	150	150	150
	1½	750	500	350	300	250	250	200	200
	2		950	750	600	500	450	400	350
	2½			1050	900	700	650	600	550
	3			1100	950	750	700	650	600
	3½						1200	1100	1000
6	1	250	150	150	150	150	150	150	150
	1½	450	300	200	200	150	150	150	150
	2		900	700	600	500	450	400	350
	2½		1050	800	650	600	500	450	400
	3			1050	900	750	700	600	550
	3½					1150	1050	950	850
	4							1200	1150
	4½								1200
8	1	250	200	150	150	150	150	150	150
	2		850	650	550	450	400	350	350
	2½		900	700	600	500	450	400	400
	3			1100	950	800	750	700	600
	3½					1150	1000	950	850
	4							1050	1000
10	2	200	150	150	150	150	150	150	150
	2½		1000	800	650	550	500	450	400
	3		1200	950	800	700	600	550	500
	3½					1100	1000	900	800
	4							1150	1050
	4½							1200	1100
12	1½	250	150	150	150	150	150	150	150
	2	950	600	500	400	350	300	250	250
	2½		900	700	550	500	400	400	350
	3			1100	900	800	700	650	550
	3½					1100	1000	900	850
	4					1150	1050	950	900
	4½					1200	1100	1000	950

Las tablas se bas
una tasa de inflaci
15% y un beneficio
el último incremen
espesores de aislan
tos de capa doble (
aparecen las tablas
manera alternativa
lución, sobre el últ
según Rubin ["Car
bon Process, 152-1

Ejemplo 1 Para u
energía de 4 dólare
el aislamiento inter
un espesor de 2 1/2
externo.]

Ejemplo 2 Para u
valuada en 5 dólar
1/2 in para interior

TABLA 11-11. Espesor del aislamiento externo, velocidad del viento, 7.5 millas/h, aire a 60°F* *(Continúa)*

Tamaño de la tubería, in	Espesor, in	Temperatura mínima de la tubería,* F							
		Costo de la energía, dólares/millón de Btu							
		1	2	3	4	5	6	7	8
14	1½	250	150	150	150	150	150	150	150
	2	850	550	400	350	300	250	250	250
	2½		850	650	550	500	400	400	400
	3			1000	850	700	650	550	500
	3½				1200	1000	950	850	800
	4					1050	1000	900	850
	4½						1100	1000	950
16	1½	250	150	150	150	150	150	150	150
	2	800	500	350	300	300	250	250	200
	2½		900	700	550	500	450	400	350
	3		1000	850	700	600	500	450	400
	3½				1200	1000	950	850	800
	4					1100	1000	900	850
	4½					1150	1000	950	900
18	1½	250	150	150	150	150	150	150	150
	2	850	550	400	350	300	250	250	200
	2½		800	650	500	450	400	350	350
	3		1000	800	650	550	500	450	400
	3½					1100	1000	900	850
20	1½	150	150	150	150	150	150	150	150
	2	900	550	450	350	300	300	250	250
	2½		850	650	550	450	400	350	350
	3		1000	800	650	550	500	450	400
	3½					1150	1050	950	900
	4					1200	1100	1000	950
	4½						1200	1100	1050
24	1½	150	150	150	150	150	150	150	150
	2	800	500	400	300	250	250	200	200
	2½		950	750	650	550	500	450	400
	3		1150	950	750	650	600	550	500
	3½				1150	1000	900	800	750
	4				1200	1050	950	850	800
	4½						1050	950	850
	5								

* Aislamiento de silicato de calcio con chaqueta de aluminio y un factor de emisividad de 0.05. Para convertir in en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir millas por hora en kilómetros por hora, multiplíquese por 1.609; para convertir dólares por millón de unidades térmicas británicas (Btu) en dólares por millón de kilojoules, multiplíquese por 0.948; °C = 5/9 (°F − 32).

Las tablas se basaron en el costo de energía al final del primer año, una tasa de inflación del 10% sobre los costos de energía, un interés de 15% y un beneficio presente antes del gravamen de 40% anual sobre el último incremento de espesor de aislamiento. Cuando se trata de espesores de aislamiento de 3 1/2 in y mayores, se emplean aislamientos de capa doble (dual). En un documento de F. L. Rubin (*op. cit.*), aparecen las tablas y una explicación completa de su derivación. De manera alternativa, el espesor seleccionado tiene un periodo de devolución, sobre el último incremento nominal de 1/2 in, de 1.44 años, según Rubin ["Can You Justify More Piping Insulation?", *Hydrocarbon Process*, 152-155 (julio, 1982)].

Ejemplo 1 Para una tubería de 24 in a 371°C (700°F) con un costo de energía de 4 dólares/millón de Btu, selecciónese un espesor de 2 in para el aislamiento interno y 2 1/2 in para el externo. [Se podría seleccionar un espesor de 2 1/2 a 399°C (750°F) para el interno y de 3 1/2 in para el externo.]

Ejemplo 2 Para una tubería de 16 in a 343°C (650°F) con una energía valuada en 5 dólares/millón de Btu, selecciónese un aislamiento de 2 1/2 in para interiores [empléese un espesor de 3 in a 371°C (700°F)]. Para exteriores, selecciónese un aislamiento de 3 in [utilícese un aislamiento de capa dual de 3 1/2 in a 538°C (1000°F)].

Ejemplo 3 Para una tubería de 12 in a 593°C (1100°F) con un costo de energía de 6 dólares/millón de Btu; selecciónese un espesor de 3 1/2 in para una instalación interna y 4 1/2 in para una instalación externa.

PRÁCTICAS DE INSTALACIÓN

Tubería Dependiendo del diámetro, la tubería se aísla con secciones cilíndricas medias, a un tercio o un cuarto o con aislamientos planos por segmentos. Los accesorios y las válvulas se aíslan con cubiertas de aislamiento preformadas o con piezas individuales.

Método de protección El aislamiento con envoltura exterior aplicada en fábrica se puede asegurar con adhesivo en el traslapo de los extremos, grapas, cinta o alambre, dependiendo del tipo de chaqueta y el diámetro exterior. El aislamiento que tiene una cubierta separada es atado con alambre en su lugar antes de aplicar la cubierta (acabado).

Capa doble La expansión de la tubería es un factor importante en temperaturas superiores a 600°F (316°C). Por encima de esta temperatura, se debería aplicar un aislamiento en capa doble con todas las juntas alternadas, con objeto de prevenir las pérdidas de calor excesivas y la alta temperatura superficial en juntas que se abren debido a la expansión térmica de la tubería. Este procedimiento minimiza también el esfuerzo térmico en el aislamiento.

Acabado La cobertura de las superficies cilíndricas abarca desde asfaltos, recubrimientos orgánicos y asbestos pasando por laminados y películas plásticas o envolturas de aluminio, hasta aluminio de calibre mediano, acero galvanizado o acero inoxidable. Los accesorios y las superficies irregulares deberán cubrirse con mastiques reforzados con tela o cubiertas plásticas o metálicas preformadas. La selección del acabado depende de la función y la ubicación. Los acabados para protección contra el vapor pueden ser en forma de hojas o pastosos como el mastique, y pueden requerir o no un refuerzo, dependiendo del método de aplicación y es probable que se requiera una protección adicional a fin de prevenir el maltrato mecánico y/o proporcionar resistencia al fuego. Entre los criterios para la selección de otros acabados se podrían incluir la protección del aislamiento contra el acceso de agua, el maltrato mecánico y el ataque químico. La apariencia, el costo del ciclo de vida y la resistencia al fuego pueden ser factores determinantes en el acabado. El acabado puede ser asegurado con cinta, adhesivos, bandas o tornillos. Los sujetadores que penetren los acabados retardadores del vapor no deberían ser empleados.

Tanques, recipientes y equipo Las superficies planas, curveadas e irregulares, como las de los tanques, recipientes, calderas y los tubos de llegada a la chimenea se suelen aislar con bloques planos, fajas biseladas, segmentados curvados, envolturas o aislamiento aplicado por aspersión. Como no es posible aplicar un procedimiento general a todos los materiales y condiciones, es importante seguir las especificaciones e instrucciones del fabricante en cada caso de aislamiento.

Método de protección Cuando se trata de recipientes cilíndricos de diámetro pequeño se puede fijar o asegurar el aislamiento colocando bandas alrededor de la circunferencia. Si los recipientes cilíndricos son mayores, este tipo de aislamiento puede ser utilizado añadiendo soleras angulares de hierro, para soportar el aislamiento y prevenir su deslizamiento. Cuando las superficies son planas o cilíndricas grandes, este tipo de aislamiento puede complementarse con diversos tipos de pernos o pasadores soldados. Es posible que se requiera algún tipo especial de resorte o junta de expansión con las bandas para ajustarse a la expansión y contracción.

Acabado Los materiales son iguales que para la tubería y deberá satisfacer los mismos criterios; también es posible que se requieran resortes o juntas de expansión.

Referencias Adicionales: *ASHRAE Handbook and Product Directory: Fundamentals*, American Society of Heating, Refrigerating and Air Conditioning Engineers, Atlanta, 1981. Turner y Malloy, *Handbook of Thermal Insulation Design Economics for Pipes and Equipment*, Krieger, New York, 1980. Turner y Malloy, *Thermal Insulation Handbook*, McGraw-Hill, New York, 1981.

Psi

Eno Bagnoli, I
Member, Americ

Robert W. Nor
Fellow, America
(Enfriamiento po

Thomas M. Fl
National Bureau
Institute of Chen

Klaus D. Timm
Engineering Re
ber, American I
Education, Am
Astronautical S
Science, Interna
Refrigerating a
(Procesos criog

Terminología . .
Temperatura de s
entalpía consta
Relación entre las t
de saturación adi
Ejemplo 1 . .
Empleo de cartas ps
Ejemplos que ilu
psicrométricas
Ejemplo 2 . .
Ejemplo 3 . .

Sección 12

Psicrometría, enfriamiento por evaporación, refrigeración y procesos criogénicos

Eno Bagnoll, M.S., *Senior Research Associate, E.I. du Pont de Nemours & Co.; Member, American Institute of Chemical Engineers. (Psicrometría)*

Robert W. Norris, B.S., P.E., *President, Robert W. Norris and Associates, Inc; Fellow, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers. (Enfriamiento por evaporación y refrigeración)*

Thomas M. Flyn, Ph.D., P.E., *Consultant, Cryogenic Engineering, Formerly National Bureau of Standards, Boulder, Colorado, Laboratories; Member, American Institute of Chemical Engineers. (Procesos criogénicos)*

Klaus D. Timmerhaus, Ph.D., P.E., *Associate Dean of Engineering and Director of Engineering Research Center, University of Colorado, Boulder, Colorado; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Society for Engineering Education, American Association for the Advancement of Science, American Astronautical Society, National Academy of Engineering, Austrian Academy of Science, International Institute of Refrigeration, American Society of Heating, Refrigerating and Air Conditioning Engineers, Sigma Xi, The Research Society. (Procesos criogénicos)*

PSICROMETRÍA

Terminología 12-3
Temperatura de saturación adiabática o líneas de entalpía constante 12-3
Relación entre las temperaturas de bulbo húmedo y de saturación adiabática 12-3
Ejemplo 1 12-6
Empleo de cartas psicrométricas 12-6
Ejemplos que ilustran el uso de cartas psicrométricas 12-6
Ejemplo 2 12-6
Ejemplo 3 12-10
Ejemplo 4 12-11
Ejemplo 5 12-11
Ejemplo 6 12-12
Ejemplo 7 12-12
Uso de las cartas psicrométricas a presiones distintas que la atmosférica 12-12
Ejemplo 8 12-12
Medición de la humedad 12-13
Método del punto de rocío 12-13
Método del bulbo húmedo 12-13
Higrómetros mecánicos 12-13

ENFRIAMIENTO POR EVAPORACIÓN

Principios . . . 12-14
Teoría de la torre de enfriamiento . . . 12-14
Ejemplo 9 . . . 12-14
Ejemplo 10 . . . 12-14
Torres de tiro mecánico . . . 12-15
Ejemplo 11 . . . 12-16
Ejemplo 12 . . . 12-17
Operación de una torre de enfriamiento . . . 12-17
Acondicionamiento del agua . . . 12-17
Ejemplo 13 . . . 12-17
Potencia del ventilador . . . 12-18
Potencia de bombeo . . . 12-18
Abatimiento de neblina y bruma . . . 12-18
Manejo de la energía . . . 12-19
Torres de tiro natural . . . 12-20
Ejemplo 14 . . . 12-21
Tanques de rocío . . . 12-22
Ejemplo 15 . . . 12-23
Estanques de enfriamiento . . . 12-24
Ejemplo 16 . . . 12-24

REFRIGERACIÓN

Introducción . . . 12-26
Principios básicos . . . 12-26
Definiciones . . . 12-26
Propiedades de los refrigerantes . . . 12-26
Temperatura y presión de ebullición . . . 12-27
Temperatura de congelación . . . 12-27
Temperatura y presión críticas . . . 12-27
Presiones del condensador y del evaporador . . . 12-27
Volumen específico . . . 12-27
Calor latente . . . 12-27
Calor específico del líquido . . . 12-27
Peso molecular . . . 12-27
Potencia teórica por tonelada . . . 12-27
Temperaturas de descarga . . . 12-27
Miscibilidad . . . 12-27
Aspectos de seguridad . . . 12-27
Otras propiedades deseables . . . 12-27
Selección del equipo . . . 12-27
Ciclos de compresión de vapor . . . 12-30
Ciclo de refrigeración de una sola etapa . . . 12-30
Ciclos de etapas múltiples . . . 12-31
Ciclos compuestos . . . 12-32
Ciclos en cascada . . . 12-32
Combinación de ciclos compuestos y en cascada . . . 12-33
Equipo de compresión de vapor . . . 12-33
Introducción . . . 12-33
Compresores centrífugos . . . 12-34
Compresores reciprocantes . . . 12-35
Ejemplo 17 . . . 12-37
Compresores de tornillo rotatorio . . . 12-38
Chorros de vapor . . . 12-40
Sistemas de absorción . . . 12-42
Introducción . . . 12-42
Descripción . . . 12-42
Diagrama de equilibrio . . . 12-42
Control de capacidad . . . 12-43
Eficiencia de la unidad . . . 12-43
Cálculos en absorción . . . 12-43
Absorción amoniaco-agua . . . 12-45
Salmueras . . . 12-46
Introducción . . . 12-46
Selección de la salmuera . . . 12-46
Salmueras de sales . . . 12-46
Compuestos orgánicos . . . 12-47
Prevención de la corrosión . . . 12-50
Datos de toxicidad e inflamabilidad . . . 12-50

PROCESOS CRIOGÉNICOS

Introducción . . . 12-51
Propiedades de materiales de ingeniería a bajas temperaturas . . . 12-51
Esfuerzo, ductilidad y módulos elásticos . . . 12-51
Calor específico . . . 12-52
Conductividad térmica . . . 12-52
Expansividad térmica . . . 12-52
Resistividad eléctrica . . . 12-52
Propiedades de fluidos criogénicos . . . 12-52
Helio-4 . . . 12-52
Hidrógeno . . . 12-52
Nitrógeno . . . 12-52
Aire . . . 12-52
Oxígeno . . . 12-52
Metano . . . 12-52
Principios de refrigeración y licuefacción . . . 12-53
Criterio de rendimiento . . . 12-53
Métodos de refrigeración y licuefacción . . . 12-53
Expansión isentálpica . . . 12-53
Expansión isentrópica . . . 12-54
Expansión isentálpica e isentrópica combinadas . . . 12-54
Ciclo refrigerante mixto . . . 12-54
Análisis termodinámico de sistemas de refrigeración y licuefacción . . . 12-55
Separación y purificación de gases . . . 12-57
Sistema de Linde de columna simple para la separación del aire . . . 12-57
Sistema de Linde de columna doble para la separación del aire . . . 12-58
Separación del helio del gas natural . . . 12-58
Procesamiento del gas natural . . . 12-59
Purificación . . . 12-59
Sistemas de almacenamiento . . . 12-60
Aislamiento . . . 12-61
Seguridad en los sistemas criogénicos . . . 12-63
Riesgos fisiológicos . . . 12-63
Riesgos de materiales y de construcción . . . 12-63
Riesgos de inflamabilidad y explosión . . . 12-63
Riesgos del gas a alta presión . . . 12-63
Resumen . . . 12-63

. 12-42
. 12-42
. 12-43
. 12-43
. 12-43
. 12-45
. 12-46
. 12-46
. 12-46
. 12-46
. 12-47
. 12-50
. 12-50

IS
. 12-51

. 12-51
. 12-51
. 12-52
. 12-52
. 12-52
. 12-52
. 12-52
. 12-52
. 12-52
. 12-52
. 12-52
. 12-52
. 12-52
. 12-52
. 12-53
. 12-53
. 12-53
. 12-53
. 12-54
. 12-54
. 12-54
ón
. 12-55
. 12-57

. 12-57

. 12-58
. 12-58
. 12-59
. 12-59
. 12-60
. 12-61
. 12-63
. 12-63
. 12-63
. 12-63
. 12-63
. 12-63

PSICROMETRÍA

REFERENCIAS GENERALES: Brown et al., *Unit Operations*, Wiley, New York, 1950. Coulson and Richardson, *Chemical Engineering*, vol. 1, McGraw-Hill, New York, 1955. *Handbook of Fundamentals*, American Society of Heatin, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, New York, 1967. Penman, *Humidity*, Institute of Physics Monographs, London, 1955. Quinn, "Humidity: The Neglected Parameter", *Test Eng.* (July 1968). Sherwood and Pigford, *Absorption and Extraction*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1952. Treybal, *Mass-Transfer Operations*, McGraw-Hill, New York, 1955. Walker, Lewis, McAdams, and Gilliland, *Principles of Chemical Engineering*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1937. Wexler, *Humidity and Moisture*, vol. I, Reinhold, New York, 1965. Wexler and Bombacher, NBS Circ. 512, September 1951. Zimmerman and Lavine, Psychrometric Charts and Tables, Industrial Research Service, 2d ed., Dover, N.H., 1964.

La psicrometría se ocupa de la determinación de las propiedades de las mezclas de un gas y un vapor. El sistema aire-vapor de agua es, por mucho, el que se encuentra con mayor frecuencia.

Los principios comprendidos en la determinación de las propiedades de otros sistemas son los mismos que rigen el de aire-vapor de agua, con una excepción primordial. Mientras que la razón psicrométrica (la razón del coeficiente de transferencia de calor al producto del coeficiente de la transferencia de masa y calor húmedo, términos que se definirán en la siguiente subsección) en el caso del sistema aire-vapor de agua, tiene un valor asignado de 1, la razón de otros sistemas generalmente no es equivalente a 1. Esto tiene el efecto de hacer que la temperatura de saturación adiabática sea distinta de la temperatura de bulbo húmedo. Por lo tanto, para sistemas que no sean el de aire-vapor de agua, el cálculo de problemas psicrométricos y de secado se ve complicado por la necesidad de efectuar un cálculo detallado de la temperatura de la superficie de evaporación. Por ejemplo, en el sistema aire-agua, la temperatura de la superficie de evaporación será constante durante el periodo de secado a velocidad constante, aunque la temperatura y la humedad de la corriente de gas varíe. En el caso de otros sistemas, la temperatura de la superficie de evaporación tendrá alteraciones.

TERMINOLOGÍA

La terminología y las relaciones asociadas con la psicrometría son:

La humedad absoluta, H, es igual a las libras de vapor de agua transportadas por una libra de aire seco. Si se presupone un comportamiento de gas ideal $H = M_w p/[M_a(P - p)]$, en donde M_w = peso molecular del agua, M_a = peso molecular del aire, p = presión parcial del vapor de agua en atm, y P = presión total en atm.

Cuando la presión parcial p del vapor de agua en el aire, a una temperatura dada, es igual que la presión de vapor de agua p_s, a la misma temperatura, el aire está saturado y la humedad absoluta se designa como la **humedad de saturación** H_s.

El **porcentaje de humedad absoluta** (porcentaje de saturación) se define como la razón de la humedad absoluta a la de saturación y está dada por $100H/H_s = 100p(P - p_s)/[p_s(P - p)]$.

El **porcentaje de humedad relativa** se define como la presión parcial del vapor de agua en aire, dividida entre la presión del vapor de agua a la temperatura dada. Por lo tanto, $RH = 100p/p_s$.

El **punto de rocío** o **temperatura de saturación** es la temperatura a la que una mezcla dada de vapor de agua y aire se satura, es decir, la temperatura a la que el agua ejerce una presión de vapor igual a la presión parcial del vapor de agua en la mezcla dada.

El **calor húmedo**, c_s, es la capacidad calorífica de 1 lb de aire seco y la humedad que contiene. Para la mayor parte de los cálculos de ingeniería, $c_s = 0.24 + 0.45H$, en donde 0.24 y 0.45 son las capacidades caloríficas del aire seco y el vapor de agua, respectivamente, y se supone que ambas son constantes.

El **volumen húmedo** es el volumen en pies cúbicos de 1 lb de aire seco y el vapor de agua que contiene.

El **volumen saturado** es el volumen húmedo cuando el aire está saturado.

La **temperatura de bulbo húmedo** es la temperatura de equilibrio dinámico obtenida por una superficie de agua cuando la velocidad de transferencia de calor por convección, a la misma, es igual que la velocidad de transferencia de masa que se aleja de tal superficie. Estando en equilibrio y suponiendo un cambio despreciable en la temperatura de bulbo seco, el balance de calor en la superficie es

$$k_g\lambda(p_s - p) = h_c(t - t_w) \qquad (12\text{-}1a)$$

en donde k_g = coeficiente de transferencia de masa, lb/(h · ft^2 · atm); λ = calor latente de evaporación, Btu/lb; p_s = presión de vapor del agua a la temperatura de bulbo húmedo en atm; p = presión parcial del vapor de agua en el ambiente en atm; h_c = coeficiente de transferencia de calor, Btu/(h · ft^2 · °F); t = temperatura de la mezcla de aire-vapor de agua (temperatura de bulbo seco) en °F; t_w = temperatura de bulbo húmedo en °F. En condiciones ordinarias, la presión parcial y la de vapor son pequeñas en relación con la presión total, y la ecuación de bulbo húmedo se escribe expresándola como las diferencias de humedad, como sigue

$$H_s - H = (h_c/\lambda k')(t - t_w) \qquad (12\text{-}1b)$$

en donde k' = lb/(h · ft^2) (unidad de diferencia de humedad) = $(M_a/M_w)k_g = 1.6\,k_g$.

Temperatura de saturación adiabática o líneas de entalpía constante Si una corriente de aire se mezcla perfectamente con una cantidad de agua a la temperatura t_1 en un sistema adiabático, la temperatura del aire descenderá y su humedad aumentará. Si t_s es tal que el aire que sale del sistema está en equilibrio con el agua, t_s es la temperatura de saturación adiabática y la línea que relaciona la temperatura con la humedad del aire es la llamada línea de saturación adiabática. La ecuación de dicha línea es la siguiente:

$$H_s - H = (c_s/\lambda)(t - t_s) \qquad (12\text{-}2)$$

RELACIÓN ENTRE LAS TEMPERATURAS DE BULBO HÚMEDO Y DE SATURACIÓN ADIABÁTICA

Se ha demostrado experimentalmente que, para sistemas de aire-agua, el valor de $h_c/h'c_s$, la razón psicrométrica es aproximadamente igual que 1. En estas condiciones, las temperaturas de bulbo húmedo y las de saturación adiabáticas son más o menos iguales y se utilizan de manera intercambiable. La diferencia entre la temperatura de saturación adiabática y la de bulbo húmedo aumenta al incrementarse la humedad; pero este efecto no es muy importante en la mayor parte de los cálculos de ingeniería.

Para sistemas que no sean de aire-vapor de agua, el valor de $h_c/k'c_s$ difiere apreciablemente de la unidad y las temperaturas de bulbo húmedo y saturación adiabática dejan de ser iguales. Para estos siste-

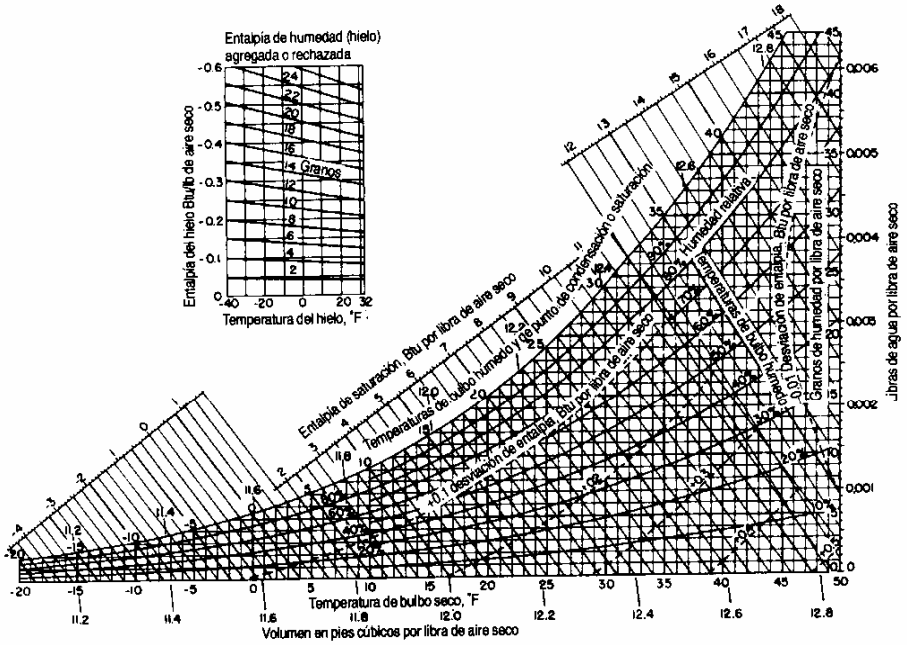


FIG. 12-1 Carta psicrométrica de temperaturas bajas. Presión barométrica, 29.92 in de Hg.

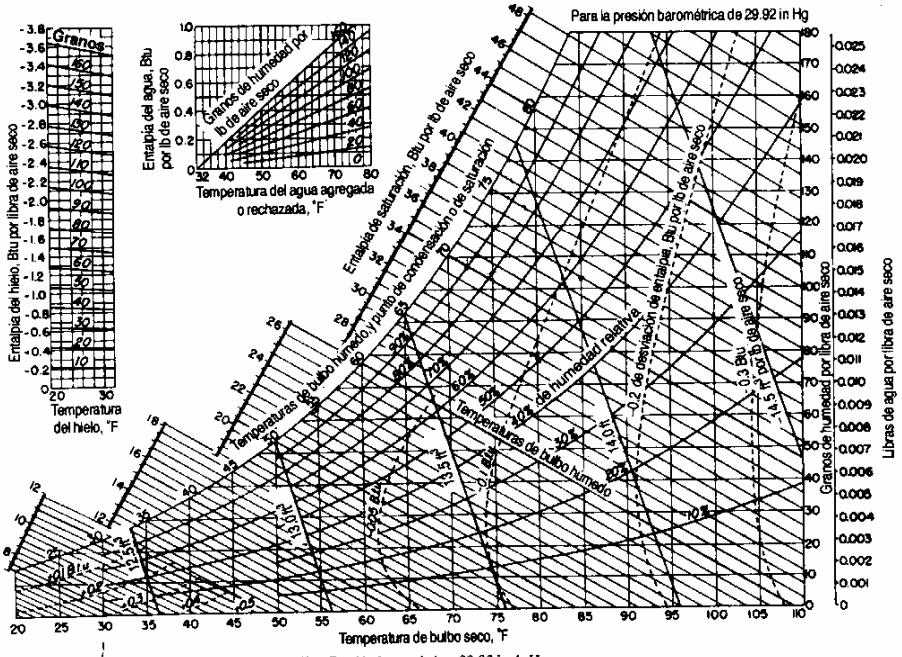


FIG. 12-2 Carta psicrométrica de temperaturas intermedias. Presión barométrica, 29.92 in de Hg.

FIG. 12-3 Carta psic

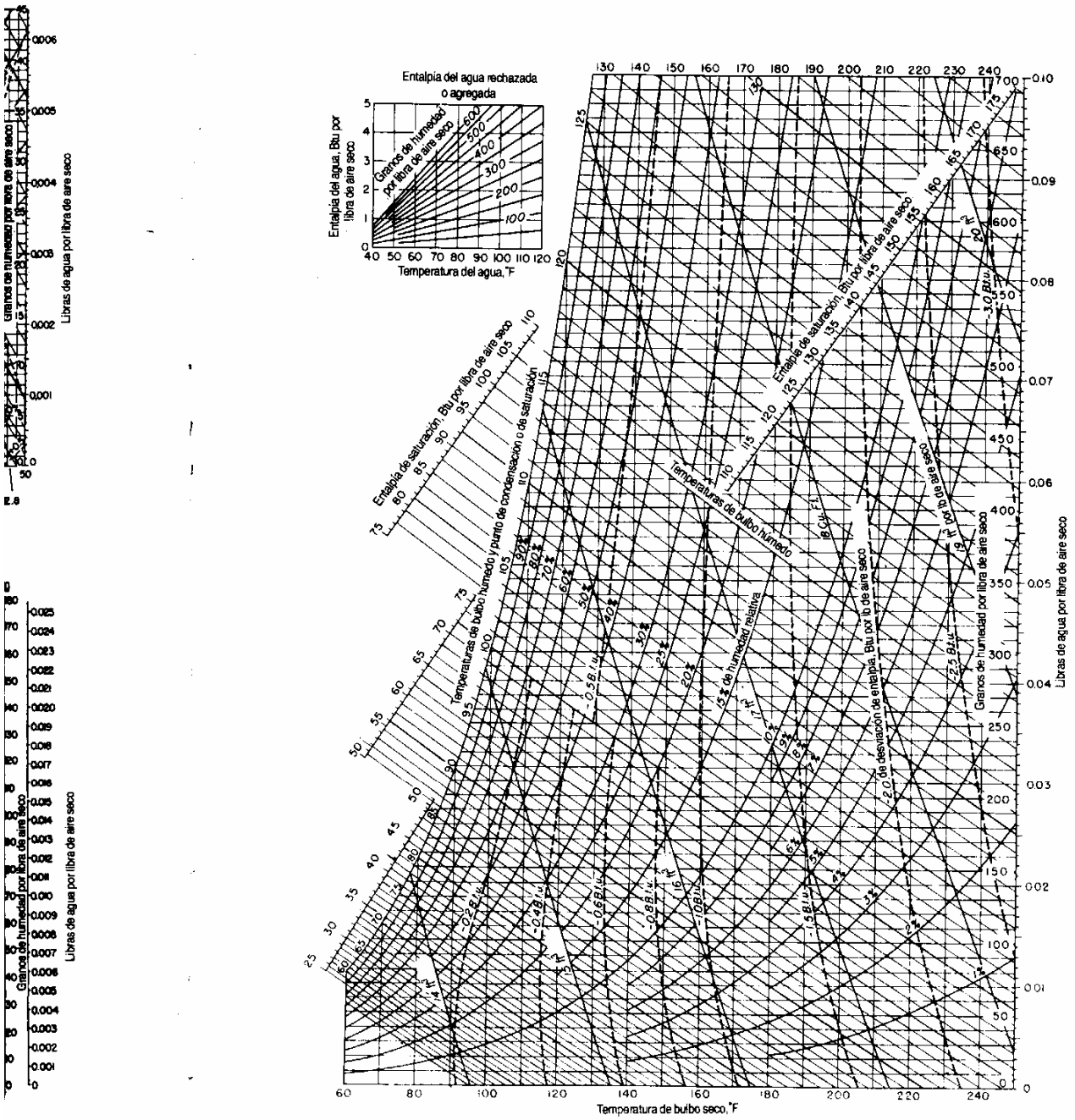


FIG. 12-3 Carta psicrométrica de temperaturas elevadas. Presión barométrica, 29.92 in de Hg.

mas, la razón psicrométrica se obtiene determinando h_c/k' partiendo de analogías de transferencia de calor y masa, como la de Chilton-Colburn [*Ind. Eng. Chem.*, **26**, 1183 (1934)]. Para humedades reducidas, esta analogía da

$$\frac{h_c}{k'} = c_s\left(\frac{\mu/\rho D_v}{c_s\mu/k}\right)^{2/3} \qquad (12\text{-}3)$$

en donde c_s = calor húmedo en Btu/(lb · °F); μ = viscosidad en lb/(ft · h); ρ = densidad en lb/ft^3 · D_v = difusividad en ft^2/h; y k = conductividad térmica en Btu/(h · ft^2)(°F/ft). Es preciso evaluar todas las propiedades de la mezcla gaseosa.

Para el caso de **flujos que atraviesan cilindros,** como el de un termómetro de bulbo húmedo, Bedingfield y Drew [*Ind. Eng. Chem.*, **42**, 1164 (1950)] obtuvieron una correlación para sus datos en la sublimación de cilindros en aire, y para los datos de otros en termómetros de bulbo húmedo. En el caso de estos últimos, en aire, se obtuvo

$$h_c/k' = 0.294(\mu/\rho D_v)^{0.56} \qquad (12\text{-}4)$$

en donde la nomenclatura es idéntica a la de la ecuación (12-3). Para la evaporación en gases que no sean aire, sería correcto aplicar la ecuación (12-3) con un exponente de 0.56).

La aplicación de estas ecuaciones se ilustra en el siguiente ejemplo.

Ejemplo 1 Para el sistema aire-agua a presión atmosférica, los valores medidos de las temperaturas de bulbo seco y bulbo húmedo son 85°F y 72°F, respectivamente. Determínese la humedad absoluta y compárese la temperatura de bulbo húmedo con la de saturación adiabática. Supóngase que h_c/k' está dada por la ecuación (12-4).

Solución. Para aire relativamente seco, el número de Schmidt $\mu/\rho D_v$ es 0.60 y, según la ecuación (12-4), $h_c/k' = 0.294(0.60)^{0.56} = 0.221$. A 72°F, la presión de vapor de agua es 20.07 mm Hg y el calor latente de evaporación es 1051.6 Btu/lb. Por lo que indica la ecuación (12-1*b*), $[20.07/(760 - 20.07)]^{18/29} \cdot H = (0.221/1051.6)(85 - 72)$ o $H = 0.0140$ lb de agua/lb de aire seco. El calor húmedo se calcula como $c_s = 0.24 + 0.45(0.0140) = 0.246$. La temperatura de saturación adiabática se obtiene partiendo de la ecuación (12-2) como sigue:

$$H_s - 0.0140 = (0.246/1051.6)(85 - t_s)$$

Los valores de H_s y t_s están dados por la curva de saturación de la carta psicrométrica, como la que aparece en la figura 12-2. Mediante un sistema de prueba y error, se encuentra que $t_s = 72.1$ °F, o sea, la temperatura de saturación adiabática es 0.1 °F mayor que la de bulbo húmedo.

EMPLEO DE CARTAS PSICROMÉTRICAS

En las figuras 12-1 a 12-3 se presentan **tres gráficas para el sistema de aire-vapor de agua,** correspondientes a los rangos de temperaturas bajas, intermedias y elevadas. En la figura 12-4 se ilustra una carta Grosvenor modificada que le es más familiar al ingeniero químico. Estas cartas están calculadas para una presión absoluta de 1 atm. Las correcciones requeridas para presiones que no sean la atmosférica se incluyen en la tabla 12-2. En la figura 12-5 se muestra una carta psicrométrica para productos de combustión en aire. Las propiedades termodinámicas del aire húmedo aparecen en la tabla 12-1.

Ejemplos que ilustran el uso de cartas psicrométricas En estos ejemplos se utiliza la siguiente nomenclatura:

t = temperatura de bulbo seco en °F
t_w = temperatura de bulbo húmedo en °F
t_d = temperatura de punto de rocío en °F
H = contenido de humedad en lb de agua/lb de aire seco
ΔH = humedad agregada o quitada de la corriente de aire en lb de agua/lb de aire seco
h' = entalpía de saturación en Btu/lb de aire seco
D = desviación de entalpía en Btu/lb de aire seco
$h = h' + D$ = entalpía rectificada en Btu/lb de aire seco
h_w = entalpía del agua agregada al sistema o rechazada por éste en Btu/lb de aire seco
q_a = calor agregado al sistema en Btu/lb de aire seco
q_r = calor eliminado del sistema en Btu/lb de aire seco

Los subíndices 1, 2, 3, etc., indican el estado inicial y los subsecuentes.

Ejemplo 2 Encuéntrense las propiedades de un aire húmedo cuando la temperatura de bulbo seco es 80°F y la de bulbo húmedo es 67°F.

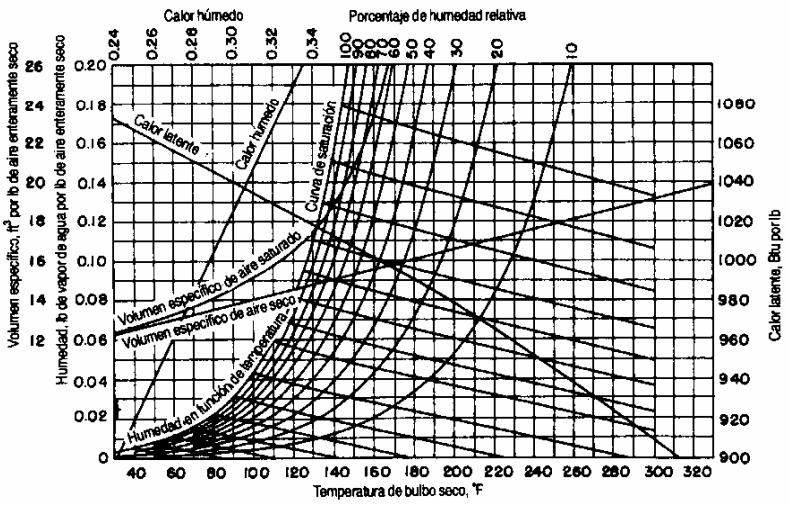


FIG. 12-4. Carta de humedad para mezclas de aire y vapor de agua.

TABLA 12

Temp. t °F	Hum de sa ci H_s
−160	0.
−155	.
−150	.
−145	1.
−140	2.
−135	3.
−130	6.
	H_s X
−125	0.
−120	1.
−115	2.
−110	4.
−105	6.
−100	9.
	H_s X
−95	1.
−90	2.
−85	3.
−80	4.
−75	7.
−70	10.
−65	14.
	H_s X
−60	2.
−55	2.
−50	4.
−45	5.
−40	7.
−35	10.
	H_s X
−30	1.
−25	1.
−20	2.
−15	3.
−10	4.
−5	6.
	H_s X
0	0.
5	1.
10	1.
15	1.
20	2.
25	2.
30	3.
32	3.
32*	3.
34	4.
36	4.
38	4.
40	5.
42	5.
44	6.
46	6.
48	7.
50	7.
52	8.
54	8.
56	9.
58	10.
60	11.
62	11.
64	12.
66	13.
68	14.
	H_s X
70	1.
72	1.
74	1.
76	1.
78	2.

NOTA: Compi
aire seco se tor
*Extrapolada

ón de la carta psicromé-
un sistema de prueba y
le saturación adiabática

ICAS

icas para el sistema
rangos de tempera-
12-4 se ilustra una
iar al ingeniero quí-
esión absoluta de 1
s que no sean la at-
ura 12-5 se muestra
bustión en aire. Las
parecen en la tabla

ométricas En estos

e aire seco
ente de aire en lb de

eco
eco
aire seco
echazada por éste en

e seco
aire seco

al y los subsecuentes.

medo cuando la tempe-
F.

Calor latente, Btu por lb

TABLA 12-1 Propiedades termodinámicas del aire húmedo (presión atmosférica estándar, 29.921 (in Hg)

Temp. t, °F	Humedad de saturación $H_s \times 10^5$	Volumen, ft³/lb de aire seco			Entalpía, Btu/lb de aire seco			Entropía, Btu/(°F)(lb de aire seco)			Agua condensada			Temp. t, °F
		v_a	v_{aa}	v	h_a	h_{aa}	h	s_a	s_{aa}	s	Entalpía, Btu/lb h_w	Entropía, Btu/(lb) (°F) s_w	Pres. de vapor in Hg $p_w \times 10^5$	
−160	0.2120	7.520	0.000	7.520	−38.504	0.000	−38.504	−0.10300	0.00000	−0.10300	−222.00	−0.4907	0.1009	−160
−155	.3869	7.647	.000	7.647	−37.296	.000	−37.296	−0.09901	.00000	−0.09901	−220.40	−0.4853	.1842	−155
−150	.6932	7.775	.000	7.775	−36.088	.000	−36.088	−0.09508	.00000	−0.09508	−218.77	−0.4800	.3301	−150
−145	1.219	7.902	.000	7.902	−34.881	.000	−34.881	−0.09121	.00000	−0.09121	−217.12	−0.4747	.5807	−145
−140	2.109	8.029	.000	8.029	−33.674	.000	−33.674	−0.08740	.00000	−0.08740	−215.44	−0.4695	1.004	−140
−135	3.586	8.156	.000	8.156	−32.468	.000	−32.468	−0.08365	.00000	−0.08365	−213.75	−0.4642	1.707	−135
−130	6.000	8.283	.000	8.283	−31.262	.000	−31.262	−0.07997	.00000	−0.07997	−212.03	−0.4590	2.858	−130
	$H_s \times 10^5$												$p_w \times 10^5$	
−125	0.9867	8.411	.000	8.411	−30.057	.000	−30.057	−0.07634	.00000	−0.07634	−210.28	−0.4538	0.4710	−125
−120	1.606	8.537	.000	8.537	−28.852	.000	−28.852	−0.07277	.00000	−0.07277	−208.52	−0.4485	.7653	−120
−115	2.571	8.664	.000	8.664	−27.648	.000	−27.648	−0.06924	.00000	−0.06924	−206.73	−0.4433	1.226	−115
−110	4.063	8.792	.000	8.792	−26.444	.000	−26.444	−0.06577	.00000	−0.06577	−204.92	−0.4381	1.939	−110
−105	6.340	8.919	.000	8.919	−25.240	.001	−25.239	−0.06234	.00000	−0.06234	−203.09	−0.4329	3.026	−105
−100	9.772	9.046	.000	9.046	−24.037	.001	−24.036	−0.05897	.00000	−0.05897	−201.23	−0.4277	4.666	−100
	$H_s \times 10^5$												$p_w \times 10^4$	
−95	1.489	9.173	.000	9.173	−22.835	.002	−22.833	−0.05565	.00000	−0.05565	−199.35	−0.4225	0.7111	−95
−90	2.242	9.300	.000	9.300	−21.631	.002	−21.629	−0.05237	.00001	−0.05236	−197.44	−0.4173	1.071	−90
−85	3.342	9.426	.000	9.426	−20.428	.003	−20.425	−0.04913	.00001	−0.04912	−195.51	−0.4121	1.597	−85
−80	4.930	9.553	.000	9.553	−19.225	.005	−19.220	−0.04595	.00001	−0.04594	−193.55	−0.4069	2.356	−80
−75	7.196	9.680	.000	9.680	−18.022	.007	−18.015	−0.04280	.00002	−0.04278	−191.57	−0.4017	3.441	−75
−70	10.40	9.806	.000	9.806	−16.820	.011	−16.809	−0.03969	.00003	−0.03966	−189.56	−0.3965	4.976	−70
−65	14.91	9.932	.000	9.932	−15.617	.015	−15.602	−0.03663	.00005	−0.03658	−187.53	−0.3913	7.130	−65
	$H_s \times 10^5$												$p_w \times 10^4$	
−60	2.118	10.059	.000	10.059	−14.416	.022	−14.394	−0.03360	.00006	−0.03354	−185.47	−0.3861	1.0127	−60
−55	2.982	10.186	.000	10.186	−13.214	.031	−13.183	−0.03061	.00009	−0.03052	−183.39	−0.3810	1.4258	−55
−50	4.163	10.313	.001	10.314	−12.012	.043	−11.969	−0.02766	.00012	−0.02754	−181.29	−0.3758	1.9910	−50
−45	5.766	10.440	.001	10.441	−10.811	.060	−10.751	−0.02474	.00015	−0.02459	−179.16	−0.3707	2.7578	−45
−40	7.925	10.566	.001	10.567	−9.609	.083	−9.526	−0.02186	.00021	−0.02165	−177.01	−0.3655	3.7906	−40
−35	10.81	10.693	.002	10.695	−8.408	.113	−8.295	−0.01902	.00028	−0.01874	−174.84	−0.3604	5.1713	−35
	$H_s \times 10^5$												$p_w \times 10^5$	
−30	1.464	10.820	.002	10.822	−7.207	.154	−7.053	−0.01621	.00038	−0.01583	−172.64	−0.3552	0.70046	−30
−25	1.969	10.946	.004	10.950	−6.005	.207	−5.798	−0.01342	.00051	−0.01291	−170.42	−0.3500	.94212	−25
−20	2.630	11.073	.005	11.078	−4.804	.277	−4.527	−0.01062	.00068	−0.00999	−168.17	−0.3449	1.2587	−20
−15	3.491	11.200	.006	11.206	−3.603	.368	−3.235	−0.00796	.00089	−0.00707	−165.90	−0.3398	1.6706	−15
−10	4.606	11.326	.008	11.334	−2.402	.487	−1.915	−0.00529	.00115	−0.00414	−163.60	−0.3346	2.2035	−10
−5	6.040	11.452	.011	11.463	−1.201	.639	−0.562	−0.00263	.00149	−0.00114	−161.28	−0.3295	2.8886	−5
	$H_s \times 10^5$													
0	0.7872	11.578	.015	11.593	0.000	.835	0.835	0.00000	.00192	0.00192	−158.93	−0.3244	3.7645	0
5	1.020	11.705	.019	11.724	1.201	1.085	2.286	.00260	.00246	.00506	−156.57	−0.3193	4.8779	5
10	1.315	11.831	.025	11.856	2.402	1.401	3.803	.00518	.00314	.00832	−154.17	−0.3141	6.2858	10
15	1.687	11.958	.032	11.990	3.603	1.800	5.403	.00772	.00399	.01171	−151.76	−0.3090	8.0565	15
20	2.152	12.084	.042	12.126	4.804	2.302	7.106	.01023	.00504	.01527	−149.31	−0.3039	10.272	20
25	2.733	12.211	.054	12.265	6.005	2.929	8.934	.01273	.00635	.01908	−146.85	−0.2988	13.032	25
30	3.454	12.338	.068	12.406	7.206	3.709	10.915	.01519	.00796	.02315	−144.36	−0.2936	16.452	30
32	3.788	12.388	.075	12.463	7.686	4.072	11.758	.01617	.00870	.02487	−143.36	−0.2916	18.035	32
32*	3.788	12.388	.075	12.463	7.686	4.072	11.758	.01617	.00870	.02487	0.04	0.0000	18.037	32*
34	4.107	12.438	.082	12.520	8.167	4.418	12.585	.01715	.00940	.02655	2.06	.0041	19.546	34
													p_a	
36	4.450	12.489	.089	12.578	8.647	4.791	13.438	.01812	.01016	.02828	4.07	.0081	0.21166	36
38	4.818	12.540	.097	12.637	9.128	5.191	14.319	.01909	.01097	.03006	6.08	.0122	.22904	38
40	5.213	12.590	.105	12.695	9.608	5.622	15.230	.02005	.01183	.03188	8.09	.0162	.24767	40
42	5.638	12.641	.114	12.755	10.088	6.084	16.172	.02101	.01275	.03376	10.09	.0202	.26763	42
44	6.091	12.691	.124	12.815	10.569	6.580	17.149	.02197	.01373	.03570	12.10	.0242	.28899	44
46	6.578	12.742	.134	12.876	11.049	7.112	18.161	.02293	.01478	.03771	14.10	.0282	.31185	46
48	7.100	12.792	.146	12.938	11.530	7.681	19.211	.02387	.01591	.03978	16.11	.0321	.33629	48
50	7.658	12.843	.158	13.001	12.010	8.291	20.301	.02481	.01711	.04192	18.11	.0361	.36240	50
52	8.256	12.894	.170	13.064	12.491	8.945	21.436	.02575	.01839	.04414	20.11	.0400	.39028	52
54	8.894	12.944	.185	13.129	12.971	9.644	22.615	.02669	.01976	.04645	22.12	.0439	.42004	54
56	9.575	12.995	.200	13.195	13.452	10.39	23.84	.02762	.02121	.04883	24.12	.0478	.45176	56
58	10.30	13.045	.216	13.261	13.932	11.19	25.12	.02855	.02276	.05131	26.12	.0517	.48558	58
60	11.08	13.096	.233	13.329	14.413	12.05	26.46	.02948	.02441	.05389	28.12	.0555	.52159	60
62	11.91	13.147	.251	13.398	14.893	12.96	27.85	.03040	.02616	.05656	30.12	.0594	.55994	62
64	12.80	13.197	.271	13 468	15.374	13.94	29.31	.03132	.02803	.05935	32.12	.0632	.60073	64
66	13.74	13.247	.292	13.539	15.855	14.98	30.83	.03223	.03002	.06225	34.11	.0670	.64411	66
68	14.75	13.298	.315	13.613	16.335	16.09	32.42	.03314	.03213	.06527	36.11	.0708	.69019	68
	$H_s \times 10^5$													
70	1.582	13.348	.339	13.687	16.816	17.27	34.09	.03405	.03437	.06842	38.11	.0746	.73915	70
72	1.697	13.398	.364	13.762	17.297	18.53	35.83	.03495	.03675	.07170	40.11	.0784	.79112	72
74	1.819	13.449	.392	13.841	17.778	19.88	37.66	.03585	.03928	.07513	42.10	.0821	.84624	74
76	1.948	13.499	.422	13.921	18.259	21.31	39.57	.03675	.04197	.07872	44.10	.0859	.90470	76
78	2.086	13.550	.453	14.003	18.740	22.84	41.58	.03765	.04482	.08247	46.10	.0896	.96665	78

NOTA: Compilado por John A. Goff y S. Gratch. Véanse también Keenan y Kaye, *Thermodynamic Properties of Air*, Wiley, New York, 1945. La entalpía del aire seco se toma como cero a 0°F. La entalpía del agua líquida se toma como cero a 32°F.

*Extrapolada para representar el equilibrio metastable con el líquido subenfriado.

TABLA 12-1 Propiedades termodinámicas del aire húmedo (presión atmosférica estándar, 29, 921 in HG) (*Continúa*)

Temp. t, °F	Humedad de saturación $H_s \times 10^3$	Volumen ft³/lb de aire seco			Entalpía Btu/lb de aire seco			Entropía Btu/°F(lb de aire seco)			Agua condensada			Temp. t, °F
		v_a	v_{as}	v_s	h_a	h_{as}	h_s	s_a	s_{as}	s_s	Entalpía, Btu/lb h_w	Entropía Btu/(lb) °F) s_w	Pres. de vapor in Hg p_s	
80	2.233	13.601	0.486	14.087	19.221	24.47	43.69	0.03854	0.04784	0.08638	48.10	0.0933	1.0323	80
82	2.389	13.651	.523	14.174	19.702	26.20	45.90	.03943	.05105	.09048	50.09	.0970	1.1017	82
84	2.555	13.702	.560	14.262	20.183	28.04	48.22	.04031	.05446	.09477	52.09	.1007	1.1752	84
86	2.731	13.752	.602	14.354	20.663	30.00	50.66	.04119	.05807	.09926	54.08	.1043	1.2529	86
88	2.919	13.803	.645	14.448	21.144	32.09	53.23	.04207	.06189	.10396	56.08	.1080	1.3351	88
90	3.118	13.853	.692	14.545	21.625	34.31	55.93	.04295	.06596	.10890	58.08	.1116	1.4219	90
92	3.330	13.904	.741	14.645	22.106	36.67	58.78	.04382	.07025	.11407	60.07	.1153	1.5135	92
94	3.556	13.954	.795	14.749	22.587	39.18	61.77	.04469	.07480	.11949	62.07	.1188	1.6102	94
96	3.795	14.005	.851	14.856	23.068	41.85	64.92	.04556	.07963	.12519	64.06	.1224	1.7123	96
98	4.049	14.056	.911	14.967	23.548	44.68	68.23	.04643	.08474	.13117	66.06	.1260	1.8199	98
100	4.319	14.106	.975	15.081	24.029	47.70	71.73	.04729	.09016	.13745	68.06	.1296	1.9333	100
102	4.606	14.157	1.043	15.200	24.510	50.91	75.42	.04815	.09591	.14406	70.05	.1332	2.0528	102
104	4.911	14.207	1.117	15.324	24.991	54.32	79.31	.04900	.1020	.1510	72.05	.1367	2.1786	104
	$H_s \times 10$													
106	0.5234	14.258	1.194	15.452	25.472	57.95	83.42	.04985	.1085	.1584	74.04	.1403	2.3109	106
108	.5578	14.308	1.278	15.586	25.953	61.80	87.76	.05070	.1153	.1660	76.04	.1438	2.4502	108
110	.5944	14.359	1.365	15.724	26.434	65.91	92.34	.05155	.1226	.1742	78.03	.1472	2.5966	110
112	.6333	14.409	1.460	15.869	26.915	70.27	97.18	.05239	.1302	.1826	80.03	.1508	2.7505	112
114	.6746	14.460	1.560	16.020	27.397	74.91	102.31	.05323	.1384	.1916	82.03	.1543	2.9123	114
116	.7185	14.510	1.668	16.178	27.878	79.85	107.73	.05407	.1470	.2011	84.02	.1577	3.0821	116
118	.7652	14.561	1.782	16.343	28.359	85.10	113.46	.05490	.1562	.2111	86.02	.1612	3.2603	118
120	.8149	14.611	1.905	16.516	28.841	90.70	119.54	.05573	.1659	.2216	88.01	.1646	3.4474	120
122	.8678	14.662	2.034	16.696	29.322	96.66	125.98	.05656	.1763	.2329	90.01	.1681	3.6436	122
124	.9242	14.712	2.174	16.886	29.804	103.0	132.8	.05739	.1872	.2446	92.01	.1715	3.8493	124
126	.9841	14.763	2.323	17.086	30.285	109.8	140.1	.05821	.1989	.2571	94.01	.1749	4.0649	126
128	1.048	14.813	2.482	17.295	30.766	117.0	147.8	.05903	.2113	.2703	96.00	.1783	4.2907	128
130	1.116	14.864	2.652	17.516	31.248	124.7	155.9	.05985	.2245	.2844	98.00	.1817	4.5272	130
132	1.189	14.915	2.834	17.749	31.729	133.0	164.7	.06067	.2386	.2993	100.00	.1851	4.7747	132
134	1.267	14.965	3.029	17.994	32.211	141.8	174.0	.06148	.2536	.3151	102.00	.1885	5.0337	134
136	1.350	15.016	3.237	18.253	32.692	151.2	183.9	.06229	.2695	.3318	104.00	.1918	5.3046	136
138	1.439	15.066	3.462	18.528	33.174	161.2	194.4	.06310	.2865	.3496	106.00	.1952	5.5878	138
	H_s													
140	0.1534	15.117	3.702	18.819	33.655	172.0	205.7	.06390	.3047	.3686	107.99	.1985	5.8838	140
142	.1636	15.167	3.961	19.128	34.136	183.6	217.7	.06470	.3241	.3888	109.99	.2018	6.1930	142
144	.1745	15.218	4.239	19.457	34.618	196.0	230.6	.06549	.3449	.4104	111.99	.2051	6.5160	144
146	.1862	15.268	4.539	19.807	35.099	209.3	244.4	.06629	.3672	.4335	113.99	.2084	6.8532	146
148	.1989	15.319	4.862	20.181	35.581	223.7	259.3	.06708	.3912	.4583	115.99	.2117	7.2051	148
150	.2125	15.369	5.211	20.580	36.063	239.2	275.3	.06787	.4169	.4848	117.99	.2150	7.5722	150
152	.2271	15.420	5.587	21.007	36.545	255.9	292.4	.06866	.4445	.5132	119.99	.2183	7.9550	152
154	.2430	15.470	5.996	21.466	37.026	273.9	310.9	.06945	.4743	.5438	121.99	.2216	8.3541	154
156	.2602	15.521	6.439	21.960	37.508	293.5	331.0	.07023	.5066	.5768	123.99	.2248	8.7701	156
158	.2788	15.571	6.922	22.493	37.990	314.7	352.7	.07101	.5415	.6125	125.99	.2281	9.2036	158
160	.2990	15.622	7.446	23.068	38.472	337.8	376.3	.07179	.5793	.6511	128.00	.2313	9.6556	160
162	.3211	15.672	8.020	23.692	38.954	363.0	402.0	.07257	.6204	.6930	130.00	.2345	10.125	162
164	.3452	15.723	8.648	24.371	39.436	390.5	429.9	.07334	.6652	.7385	132.00	.2377	10.614	164
166	.3716	15.773	9.339	25.112	39.918	420.8	460.7	.07411	.7142	.7883	134.00	.2409	11.123	166
168	.4007	15.824	10.098	25.922	40.400	454.0	494.4	.07488	.7680	.8429	136.01	.2441	11.652	168
170	.4327	15.874	10.938	26.812	40.882	490.6	531.5	.07565	.8273	.9030	138.01	.2473	12.203	170
172	.4682	15.925	11.870	27.795	41.364	531.3	572.7	.07641	.8927	.9691	140.01	.2505	12.775	172
174	.5078	15.975	12.911	28.886	41.846	576.5	618.3	.07718	.9654	1.0426	142.02	.2537	13.369	174
176	.5519	16.026	14.074	30.100	42.328	627.1	669.4	.07794	1.047	1.125	144.02	.2568	13.987	176
178	.6016	16.076	15.386	31.462	42.810	684.1	726.9	.07870	1.137	1.216	146.03	.2600	14.628	178
180	.6578	16.127	16.870	32.997	43.292	748.5	791.8	.07946	1.240	1.319	148.03	.2631	15.294	180
182	.7218	16.177	18.565	34.742	43.775	821.9	865.7	.08021	1.357	1.437	150.04	.2662	15.985	182
184	.7953	16.228	20.513	36.741	44.257	906.2	950.5	.08096	1.490	1.571	152.04	.2693	16.702	184
186	.8805	16.278	22.775	39.053	44.740	1004	1049	.08171	1.645	1.727	154.05	.2724	17.446	186
188	.9802	16.329	25.427	41.756	45.222	1119	1164	.08245	1.825	1.907	156.06	.2755	18.217	188
190	1.099	16.379	28.580	44.959	45.704	1255	1301	.08320	2.039	2.122	158.07	.2786	19.017	190
192	1.241	16.430	32.375	48.805	46.187	1418	1464	.08394	2.296	2.380	160.07	.2817	19.845	192
194	1.416	16.480	37.036	53.516	46.670	1619	1666	.08468	2.609	2.694	162.08	.2848	20.704	194
196	1.635	16.531	42.885	59.416	47.153	1871	1918	.08542	3.002	3.087	164.09	.2879	21.594	196
198	1.917	16.581	50.426	67.007	47.636	2195	2243	.08616	3.507	3.593	166.10	.2910	22.514	198
200	2.295	16.632	60.510	77.142	48.119	2629	2677	.08689	4.179	4.266	168.11	.2940	23.468	200

TABLA 12-2 (Continúa)

Temp. de bulbo húmedo t_w	Pres sat. vapo in.
−10	0.0
−8	.0
−6	.0
−4	.0
−2	.0
0	.0
2	.0
4	.0
6	.0
8	.0
10	.0
12	.0
14	.0
16	.0
18	.0
20	.1
22	.1
24	.1
26	.1
28	.1
30	.1
32	.1
34	.1
36	.2
38	.2
40	.2
42	.2
44	.2
46	.3
48	.3
50	.3
52	.3
54	.4
56	.4
58	.4
60	.5
62	.5
64	.6
66	.6
68	.6
70	.7
72	.7
74	.8
76	.9
78	.9
80	1.0
82	1.1
84	1.1
86	1.2
88	1.3
90	1.4
92	1.5
94	1.6
96	1.7
98	1.8
100	1.9
102	2.0
104	2.1
106	2.3
108	2.4
110	2.5
112	2.7
114	2.9
116	3.0
118	3.2
120	3.4
122	3.6
124	3.8
126	4.0
128	4.2
130	4.5
132	4.7
134	5.0
136	5.3
138	5.5
140	5.8

n HG)

da Pres. de vapor in Hg p_w	Temp. t, °F
1.0323	80
1.1017	82
1.1752	84
1.2529	86
1.3351	88
1.4219	90
1.5135	92
1.6102	94
1.7123	96
1.8199	98
1.9333	100
2.0528	102
2.1786	104
2.3109	106
2.4502	108
2.5966	110
2.7505	112
2.9123	114
3.0821	116
3.2603	118
3.4474	120
3.6436	122
3.8493	124
4.0649	126
4.2907	128
4.5272	130
4.7747	132
5.0337	134
5.3046	136
5.5878	138
5.8838	140
6.1930	142
6.5160	144
6.8532	146
7.2051	148
7.5722	150
7.9550	152
8.3541	154
8.7701	156
9.2036	158
9.6556	160
10.125	162
10.614	164
11.123	166
11.652	168
12.203	170
12.775	172
13.369	174
13.987	176
14.628	178
15.294	180
15.985	182
16.702	184
17.446	186
18.217	186
19.017	190
19.845	192
20.704	194
21.594	196
22.514	198
23.468	200

TABLA 12-2 Correcciones aditivas para H, y y v, cuando la presión barométrica difiere del barómetro estándar (Continúa)

Altitud aproximada en ft

Temp. de bulbo húmedo t_w	Pres. de sat. del vapor en in. Hg	−900 $\Delta p = +1$		900 $\Delta p = -1$		1800 $\Delta p = -2$		2700 $\Delta p = -3$		3700 $\Delta p = -4$		4800 $\Delta p = -5$		5900 $\Delta p = -6$	
		ΔH_s	Δh	ΔH_s	Δh	ΔH_s	Δh	ΔH_s	Δh	ΔH_s	Δh	ΔH_s	Δh	ΔH_s	Δh
−10	0.022	−0.10	−0.02	0.11	0.02	0.23	0.03	0.36	0.05	0.50	0.07	0.64	0.10	0.81	0.12
−8	.025	−0.12	−0.02	.12	.02	.26	.04	.40	.06	.55	.08	.72	.11	.90	.13
−6	.027	−0.13	−0.02	.14	.02	.29	.04	.44	.07	.62	.09	.80	.12	1.00	.15
−4	.030	−0.14	0.02	.15	.02	.32	.05	.50	.07	.69	.10	.89	.13	1.12	.17
−2	.034	−0.16	−0.02	.17	.02	.35	.05	.55	.08	.76	.11	.99	.15	1.24	.19
0	.038	−0.18	−0.03	.19	.03	.39	.06	.61	.09	.85	.13	1.10	.17	1.38	.21
2	.042	−0.20	−0.03	.21	.03	.44	.07	.68	.10	.94	.14	1.22	.19	1.53	.23
4	.046	−0.22	−0.03	.23	.03	.48	.07	.75	.11	1.05	.16	1.36	.21	1.70	.26
6	.051	−0.24	−0.04	.26	.04	.54	.08	.83	.13	1.16	.18	1.51	.23	1.89	.29
8	.057	−0.27	−0.04	.29	.04	.59	.09	.93	.14	1.28	.19	1.67	.25	2.09	.32
10	.063	−0.30	−0.04	.32	.05	.66	.10	1.03	.16	1.42	.22	1.85	.28	2.31	.35
12	.069	−0.33	−0.05	.35	.05	.73	.11	1.13	.17	1.57	.24	2.04	.31	2.56	.39
14	.077	−0.36	−0.05	.39	.06	.81	.12	1.25	.19	1.74	.26	2.26	.34	2.82	.43
16	.085	−0.40	−0.06	.43	.06	.89	.14	1.38	.21	1.92	.29	2.49	.38	3.12	.48
18	.093	−0.44	−0.07	.47	.07	.98	.15	1.53	.23	2.12	.32	2.75	.42	3.44	.53
20	.103	−0.49	−0.08	.52	.08	1.08	.17	1.68	.26	2.33	.36	3.03	.46	3.79	.58
22	.113	−0.5	−0.08	.6	.09	1.2	.18	1.9	.29	2.6	.40	3.4	.52	4.2	.64
24	.124	−0.6	−0.09	.6	.10	1.3	.20	2.1	.32	2.8	.43	3.7	.57	4.6	.71
26	.137	−0.7	−0.10	.7	.11	1.4	.22	2.3	.35	3.1	.48	4.1	.63	5.1	.78
28	.150	−0.7	−0.11	.8	.12	1.6	.24	2.5	.38	3.4	.52	4.5	.69	5.6	.86
30	.165	−0.8	−0.12	.8	.13	1.7	.27	2.7	.42	3.8	.58	4.9	.75	6.1	.92
32	.180	−0.9	−0.13	.9	.14	1.9	.29	3.0	.45	4.1	.63	5.3	.82	6.6	1.01
34	.197	−0.9	−0.14	1.0	.15	2.1	.32	3.2	.49	4.4	.68	5.7	.88	7.2	1.11
36	.212	−1.0	−0.15	1.1	.17	2.2	.35	3.5	.53	4.8	.74	6.2	.96	7.8	1.20
38	.229	−1.1	−0.17	1.2	.18	2.4	.37	3.8	.58	5.2	.80	6.8	1.05	8.4	1.30
40	.248	−1.2	−0.18	1.3	.20	2.6	.41	4.1	.63	5.7	.88	7.4	1.14	9.2	1.42
42	.268	−1.3	−0.20	1.4	.21	2.8	.44	4.4	.69	6.1	.94	8.0	1.23	10.0	1.54
44	.289	−1.4	−0.22	1.5	.23	3.1	.47	4.8	.74	6.7	1.04	8.7	1.34	10.8	1.67
46	.312	−1.5	−0.23	1.6	.25	3.3	.51	5.2	.80	7.2	1.11	9.4	1.45	11.7	1.81
48	.336	−1.6	−0.25	1.8	.27	3.6	.56	5.6	.87	7.8	1.21	10.2	1.58	12.6	1.95
50	.3624	−1.7	−0.27	1.9	.29	3.9	.60	6.1	.94	8.4	1.30	10.9	1.69	13.6	2.11
52	.3903	−1.9	−0.29	2.0	.32	4.2	.65	6.5	1.01	9.0	1.40	11.8	1.83	14.7	2.28
54	.4200	−2.0	−0.31	2.2	.34	4.5	.70	7.0	1.09	9.7	1.50	12.7	1.97	15.8	2.45
56	.4518	−2.2	−0.34	2.4	.37	4.9	.76	7.6	1.18	10.5	1.63	13.7	2.13	17.1	2.66
58	.4856	−2.3	−0.37	2.5	.39	5.3	.82	8.2	1.27	11.3	1.76	14.7	2.28	18.4	2.86
60	.522	−2.5	−0.40	2.7	.42	5.7	.88	8.8	1.37	12.2	1.90	15.9	2.47	19.9	3.09
62	.560	−2.7	−0.43	2.9	.46	6.1	.95	9.5	1.48	13.2	2.05	17.1	2.66	21.4	3.33
64	.601	−2.9	−0.46	3.2	.49	6.5	1.02	10.2	1.59	14.2	2.21	18.4	2.87	23.1	3.60
66	.644	−3.2	−0.50	3.4	.53	7.1	1.10	11.0	1.72	15.3	2.38	19.8	3.09	24.8	3.87
68	.690	−3.4	−0.53	3.7	.57	7.6	1.18	11.8	1.84	16.4	2.56	21.3	3.32	26.7	4.16
70	.739	−3.7	−0.57	3.9	.61	8.1	1.27	12.7	1.98	17.6	2.75	22.9	3.58	28.7	4.48
72	.791	−3.9	−0.61	4.2	.66	8.7	1.36	13.6	2.13	18.8	2.94	24.6	3.84	30.9	4.82
74	.846	−4.2	−0.66	4.6	.71	9.4	1.46	14.6	2.28	20.2	3.16	26.4	4.14	33.1	5.18
76	.905	−4.5	−0.71	4.9	.77	10.0	1.57	15.7	2.46	21.7	3.39	28.3	4.42	35.5	5.56
78	.967	−4.9	−0.76	5.2	.82	10.8	1.69	16.9	2.65	23.3	3.65	30.5	4.77	38.2	5.98
80	1.032	−5.2	−0.82	5.6	.88	11.6	1.82	18.1	2.84	25.1	3.93	32.7	5.13	41.0	6.43
82	1.102	−5.6	−0.88	6.0	.94	12.5	1.96	19.5	3.06	27.0	4.24	35.1	5.51	44.0	6.90
84	1.175	−6.0	−0.94	6.4	1.00	13.3	2.10	20.9	3.28	28.9	4.54	37.7	5.92	47.2	7.41
86	1.253	−6.4	−1.00	6.9	1.08	14.3	2.24	22.3	3.50	30.9	4.85	40.4	6.34	50.6	7.94
88	1.335	−6.9	−1.08	7.4	1.16	15.3	2.40	23.9	3.75	33.1	5.20	43.2	6.79	54.2	8.51
90	1.422	−7.4	−1.16	7.9	1.24	16.5	2.59	25.7	4.04	35.6	5.60	46.4	7.29	58.2	9.15
92	1.514	−7.9	−1.24	8.5	1.34	17.6	2.77	27.5	4.33	38.2	6.01	49.8	7.83	62.5	9.83
94	1.610	−8.5	−1.34	9.1	1.43	18.9	2.98	29.5	4.64	41.0	6.46	53.4	8.41	67.0	10.55
96	1.712	−9.1	−1.43	9.8	1.54	20.2	3.18	31.5	4.96	43.8	6.90	57.2	9.01	71.7	11.30
98	1.820	−9.7	−1.53	10.4	1.64	21.7	3.42	33.8	5.33	47.0	7.41	61.3	9.67	76.8	12.11
100	1.933	−10.4	−1.64	11.2	1.77	23.2	3.66	36.3	5.73	50.4	7.95	65.7	10.37	82.5	13.02
102	2.053	−11.1	−1.75	12.0	1.90	24.8	3.92	38.9	6.14	54.1	8.54	70.5	11.13	88.5	13.98
104	2.179	−11.9	−1.88	12.8	2.02	26.6	4.20	41.6	6.58	57.9	9.15	75.5	11.93	94.8	14.98
106	2.311	−12.8	−2.02	13.7	2.17	28.6	4.52	44.6	7.06	62.1	9.82	81.1	12.83	101.7	16.09
108	2.450	−13.7	−2.17	14.7	2.33	30.6	4.84	47.7	7.55	66.5	10.53	87.0	13.77	109.1	17.27
110	2.597	−14.7	−2.33	15.8	2.50	32.8	5.20	51.3	8.13	71.3	11.30	93.1	14.75	117.0	18.54
112	2.751	−15.7	−2.49	16.9	2.68	35.2	5.58	55.0	8.72	76.4	12.11	99.9	15.84	125.9	19.96
114	2.913	−16.9	−2.68	18.1	2.87	37.7	5.98	58.9	9.50	82.0	13.01	107.3	17.03	135.0	21.42
116	3.082	−18.0	−2.86	19.4	3.08	40.4	6.42	63.2	10.03	88.0	13.97	115.1	18.28	144.7	22.98
118	3.260	−19.3	−3.07	20.8	3.31	43.3	6.88	67.8	10.77	94.4	15.00	123.5	19.63	155.4	24.73
120	3.448	−20.7	−3.29	22.4	3.56	46.6	7.41	72.8	11.58	101.4	16.13	132.7	21.10	167.1	26.58
122	3.644	−22.2	−3.53	24.0	3.82	50.0	7.96	78.2	12.45	109.0	17.35	142.6	22.70	179.6	28.58
124	3.850	−23.8	−3.79	25.8	4.11	53.7	8.55	84.0	13.38	117.1	18.65	153.3	24.42	193.2	30.77
126	4.065	−25.6	−4.08	27.6	4.40	57.7	9.20	90.3	14.39	125.9	20.07	165.0	26.30	208.0	33.15
128	4.291	−27.5	−4.39	29.7	4.74	62.0	9.89	97.1	15.49	135.5	21.61	177.6	28.33	224.0	35.73
130	4.527	−29.5	−4.71	32.0	5.11	66.7	10.64	104.5	16.68	145.9	23.29	191.4	30.55	241.5	38.55
132	4.775	−31.8	−5.08	34.4	5.50	71.8	11.47	112.6	17.99	157.2	25.11	206.3	32.96	260.6	41.63
134	5.034	−34.2	−5.47	37.1	5.93	77.4	12.37	121.4	19.41	169.6	27.12	222.7	35.60	281.4	44.99
136	5.305	−36.8	−5.89	40.0	6.40	83.4	13.34	130.9	20.94	183.1	29.30	240.5	38.48	304.2	48.67
138	5.588	−39.7	−6.36	43.2	6.92	90.0	14.41	141.4	22.64	197.8	31.67	260.1	41.65	329.3	52.73
140	5.884	−42.8	−6.86	46.5	8.45	97.3	15.59	152.8	24.48	214.0	34.29	281.6	45.12	356.8	57.17

TABLA 12-2 Correcciones aditivas para *H*, *y* y *v*, cuando la presión barométrica difiere del barómetro estándar

t = temperatura de bulbo seco, °F
T_w = temperatura de bulbo seco, °F
p = presión barométrica, in Hg
Δp = diferencia de presión en relación con el barómetro estándar (in Hg)
H = contenido de humedad del aire, granos/lb de aire seco
H_s = contenido de humedad del aire saturado a la temperatura de bulbo húmedo t_w granos/lb de aire seco
ΔH = corrección del contenido de humedad del aire cuando la presión barométrica difiere del barómetro estándar, granos/lb de aire seco
ΔH_s = corrección del contenido de humedad del aire saturado a la temperatura del bulbo húmedo, cuando la presión barométrica difiere del barómetro estándar, granos/lb de aire seco
NOTA: para obtener ΔH, reduzca el valor de ΔH_s en 1%, en donde $t - t_w = 24$°F y corríjase proporcionalmente cuando $t - t_w$ no es de 24°F.
h = entalpía del aire húmedo, Btu/lb de aire seco
Δh = corrección de entalpía cuando la presión barométrica difiere del barómetro estándar, para aire saturado y no saturado, Btu/lb de aire seco
v = volumen de aire húmedo, ft³/lb de aire seco

$$= \frac{0.754(t + 459.7)}{p}\left(1 + \frac{H}{4360}\right)$$

Ejemplo. A una presión barométrica de 25.92 con temperaturas de 220°F de bulbo seco y 100°F de bulbo húmedo, determine H, h y v. $\Delta p = -4$ y, según la tabla, $\Delta H_s = 50.4$ Tomado de la nota anterior.

$$\Delta H = \Delta H_s - \left(\frac{120}{24} \times 0.01 \times 50.4\right) = 50.4 - 2.5 = 47.9$$

Por ende $H = 102$ (tomado de la gráfica) + 47.9 = 149.9 granos/lb de aire seco. Según la tabla, $\Delta h = 7.95$. Por tanto, h = entalpía de saturación de la gráfica + desviación 7.95 = 71.7 - 2.0 + 7.95 = 77.65 Btu/lb de aire seco. Según la ecuación anterior:

$$v = \frac{0.754(220 + 459.7)}{25.92}\left(1 + \frac{149.9}{4360}\right) = 20.43 \text{ ft}^3\text{/lb de aire seco}$$

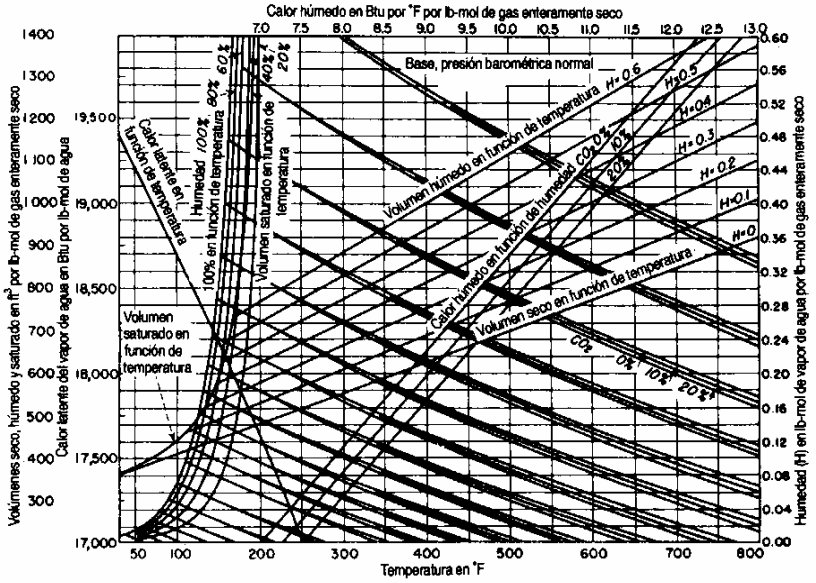


FIG. 12-5 Forma revisada de una carta psicrométrica de altas temperaturas para aire y productos de combustión, basada en libras-mol de vapor de agua y gases secos. *[Hatta,* Chem. Metall. Eng., *37, 64 (1930)]*

Solución. Tómese la lectura directamente en la figura 12-2 (en la Fig. 12-6 se ilustra la solución en forma diagramática).

Contenido de humedad H	=	78 granos/lb de aire seco
	=	0.011 lb de agua/lb de aire seco
Entalpía de saturación h'	=	31.6 Btu/lb de aire seco
Desviación de entalpía D	=	–0.1 Btu/lb de aire seco
Entalpía rectificada, h	=	31.5 Btu/lb de aire seco
Volumen específico, v	=	13.8 ft³/lb de aire seco
Humedad relativa	=	51%
Punto de rocío t_d	=	60.3°F

Ejemplo 3 Se caliente aire por medio de un serpentín de vapor, a partir de 30°Fde temperatura de bulbo seco y 80% de humedad relativa, hasta 75°F de temperatura de bulbo seco. Calcúlese la humedad relativa, la temperatura de bulbo húmedo y el punto de rocío del aire calentado. Determínese la cantidad de calor agregado por libra de aire seco.

Solución. Tómese la lectura directamente en la carta psicrométrica (Fig. 12-2).

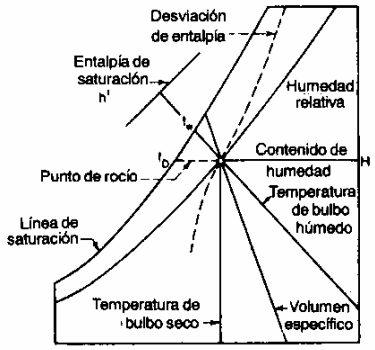


FIG. 12-6 Diagrama de una carta psicrométrica que ilustra las propiedades del aire húmedo.

humedad relativa = 15%
temperatura de bulbo húmedo = 51.5°F
punto de condensación o rocío = 25.2°F

La entalpía del aire de entrada se obtiene en la figura 12-2 y es $h_1 = h'_1 + D_1 = 10.1 + 0.06 = 10.16$ Btu/lb de aire seco en la salida, $h_2 = h'_2 + D_2 = 21.1 - 0.1 = 21$ Btu/lb de aire seco. El calor agregado es igual que la diferencia de entalpía, es decir

$$q_a = \Delta h = h_2 - h_1 = 21 - 0.16 = 10.84 \text{ Btu/lb de aire seco}$$

Si se hace caso omiso de la desviación de entalpía, el calor agregado q_a es $\Delta h = 21.1 - 10.1 = 11$ Btu/lb de aire seco, o sea, el resultado es 1.5% más alto. En la figura 12-7 se presenta la trayectoria del calentamiento en la carta psicrométrica.

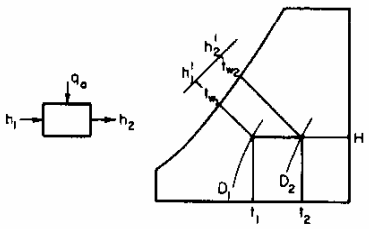


FIG. 12-7 Proceso de calentamiento.

Ejemplo 4 El aire a 95°F de temperatura de bulbo seco y 70°F de temperatura de bulbo húmedo, entra en contacto con un rocío de agua de donde su humedad relativa aumenta al 90%. El agua rociada se recircula y el agua de reemplazo entra a 70°F. Determínese la temperatura de bulbo seco en la salida, la temperatura de bulbo húmedo, el cambio en la entalpía del aire y la cantidad de humedad agregada por cada libra de aire seco.

Solución. En la figura 12-8 se presenta la trayectoria en una carta psicrométrica. La temperatura de bulbo seco en la salida se obtiene directamente en la figura 12-2, y es 72.2°F. Puesto que

el agua de rocío entra a la temperatura de bulbo húmedo de 70°F, y no se aplica calor al sistema ni tampoco se reduce ésta, se trata por definición, de un proceso adiabático y no se tendrá ningún cambio en la temperatura de bulbo húmedo. El único cambio de entalpía es el que se registra en el contenido calórico del agua de reemplazo. Esto se demuestra de la siguiente manera:

humedad en la entrada, H_1 = 70 granos/lb de aire seco
humedad en la salida, H_2 = 107 granos/lb de aire seco
ΔH = 37 granos/lb de aire seco
entalpía de entrada h_1 = $h_1 + D_1 = 34.1 - 0.22$
= 33.88 Btu/lb de aire seco
entalpía de salida, h_2 = $h_2' + D_2 = 34.1 - 0.02$
= 34.08 Btu/lb de aire seco

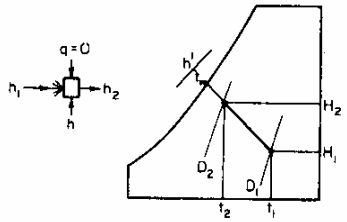


FIG. 12-8 Enfriamiento por rocío o evaporación.

entalpía del agua agregada, h_w = 0.2 Btu/lb de aire seco (tomada del diagrama pequeño, 37 granos a 70°F)

Entonces,

$$q_a = h_2 - h_1 + h_w$$
$$= 34.08 - 33.88 + 0.2 = 0$$

Ejemplo 5 Encuéntrese la carga de enfriamiento por libra de aire seco que resulta de la infiltración del aire de una habitación, a una temperatura de bulbo seco de 80°F y 67°F de bulbo húmedo, hasta llegar a una temperatura más fresca que se mantiene a 30°F de bulbo seco y 28°F de bulbo húmedo, en donde la humedad es congelada y eliminada a través de una bobina o serpentín de enfriamiento el cual se mantiene a 20°F.

Solución. En la figura 12-9 se ilustra la trayectoria seguida en una carta psicrométrica.

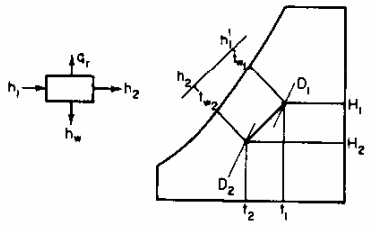


FIG. 12-9 Proceso de enfriamiento y deshumidificación.

Entalpía en la entrada, h_1 = $h'_1 + D_1 = 31.62 - 0.1$
= 31.52 Btu/lb de aire seco
Entalpía en la salida, h_2 = $h'_2 + D_2 = 10.1 + 0.06$
= 10.16 Btu/lb de aire seco
Humedad en la entrada, H_1 = 78 granos/lb de aire seco
Humedad en la salida, H_2 = 19 granos/lb de aire seco
Humedad eliminada, ΔH = 59 granos/lb de aire seco
Entalpía de la humedad eliminada = −1.26 Btu/lb de aire seco (basándose en el diagrama pequeño de la Fig. 12-2)
Carga de enfriamiento, q_r = 31.52 − 10.16 + 1.26
= 22.62 Btu/lb de aire seco

Nótese que si las desviaciones de entalpía se omiten, la carga de enfriamiento calculada sería menor en un 5%, aproximadamente.

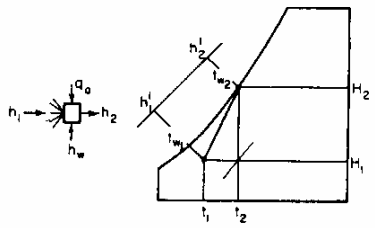


FIG. 12-10 Torre de enfriamiento.

Ejemplo 6 Determínese el consumo de agua y la cantidad de calor disipado por 1000 ft3/min de aire de entrada, a 90°F de temperatura de bulbo seco y 70°F de temperatura de bulbo húmedo, cuando el aire sale saturado a 110°F y el agua de reemplazo tiene una temperatura de 75°F.

Solución. La trayectoria seguida se ilustra en la figura 12-10.

Humedad de salida, H_2 = 416 granos/lb de aire seco
Humedad de entrada, H_1 = 78 granos/lb de aire seco

Humedad agregada, ΔH = 338 granos/lb de aire seco
Entalpía de la humedad agregada, h_w = 2.1 Btu/lb de aire seco (tomado del diagrama pequeño de la Fig. 12-3)

Si se requiere una mayor precisión, h_w se calcula como se explica a continuación:

$$h_w = (338/7000)(1)(75-32)$$
$$= 2.08 \text{ Btu/lb de aire seco}$$
Entalpía del aire de entrada, $h_1 = h'_1 + D_1 = 34.1 - 0.18$
$$= 33.92 \text{ Btu/lb de aire seco}$$
Entalpía del aire de salida, $h_2 = h'_2 + D_2 = 92.34 + 0$
$$= 92.34 \text{ Btu/lb de aire seco}$$
Calor disipado $= h_2 - h_1 - h_w$
$$= 92.34 - 33.92 - 2.08$$
$$= 56.34 \text{ Btu/lb de aire seco}$$
Volumen específico del aire de entrada $= 14.1 \text{ ft}^3\text{/lb de aire seco}$
Calor total disipado $= \dfrac{(1000)(56.34)}{14.1} = 3990 \text{ Btu/min}$

Ejemplo 7 Un secador extrae 100 lb de agua/h del material que se está tratando. El aire en el secador tiene una temperatura de bulbo seco de 180°F y 110°F de temperatura de bulbo húmedo. El aire sale del secador a 140°F. Una porción de éste se hace recircular después de mezclarse con el aire ambiente el cual tiene una temperatura de bulbo seco de 75°F y una humedad relativa del 60%. Determínese la cantidad de aire necesario, la velocidad de recirculación y la carga suministrada al precalentador, si se supone que el sistema es adiabático. Hágase caso omiso del calentamiento de la alimentación y el equipo de transporte.

Solución. La trayectoria seguida aparece ilustrada en la figura 12-11.

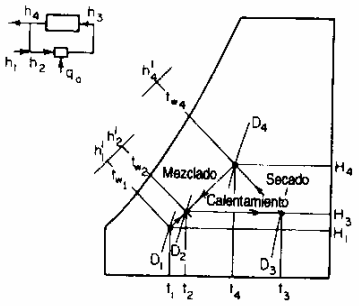


FIG. 12-11 Proceso de secado con recirculación

Humedad del aire ambiente, H_1 = 0.0113 lb/lb de aire seco
Humedad del aire en la entrada del secador, H_3 = 0.0418 lb/lb de aire seco
Humedad del aire a la salida del secador, H_4 = 0.0518 lb/lb de aire seco
Entalpía del aire ambiente, h_1 = 30.2 − 0.3
= 29.9 Btu/lb de aire seco
Entalpía del aire de entrada, h_3 = 92.5 − 1.3
= 91.2 Btu/lb de aire seco
Entalpía del aire de salida, h_4 = 92.5 − 0.55
= 91.95 Btu/lb de aire seco

La cantidad de aire necesario es 100/(0.0518 − 0.0418) = 10 000 lb de aire seco/h. En la entrada del secador, el volumen específico es 17.1 ft³/lb de aire seco. El volumen del aire es (10 000)(17.1)/60 = 2850 ft³/min. La fracción expulsada es:

$$\frac{X}{W_a} = \frac{0.0518 - 0.0418}{0.0518 - 0.0113} = 0.247$$

en donde X = cantidad de aire fresco y W_a = flujo total de aire. En consecuencia, el 75.3% del aire se recircula. La carga suministrada al precalentador se calcula partiendo de un balance de la entalpía,

$$q_a = 10{,}000(91.2) - 2470(29.9) - 7530(91.95)$$
$$= 146\,000 \text{ Btu/h}$$

Uso de las cartas psicrométricas a presiones distintas que la atmosférica Las cartas psicrométricas mostradas en las figuras 12-1 a la 12-4, así como los datos de la tabla 12-1, se basan en un sistema de presión de 1 atm (29.92 in de Hg). Para otras presiones de sistema, estos datos se deben corregir tomando en cuenta el efecto de la presión. Las correcciones aditivas que deben aplicarse a los valores atmosféricos de humedad absoluta y entalpía se señalan en la tabla 12-2.

El **volumen específico** de aire húmedo en ft³/lb de aire seco se determina para otras presiones, suponiendo un comportamiento de gas ideal, aplicando la siguiente ecuación:

$$v = \frac{0.754(t + 460)}{P}\left(1 + \frac{HM_a}{M_w}\right) \qquad (12\text{-}5)$$

en donde v = volumen específico en ft³/lb de aire seco; t = temperatura de bulbo seco en °F, P = presión en in de Hg, H = humedad absoluta en lb de agua/lb de aire seco; M_a = peso molecular del aire en lb/lb · mol; M_w = peso molecular del vapor de agua en lb/lb · mol.

La **humedad relativa** y el **punto de rocío** se determinan para otras presiones que no sean la atmosférica, basándose en la presión parcial del agua de la mezcla y en la presión de vapor del vapor de agua. La presión parcial del agua se calcula, suponiendo un comportamiento de gas ideal, como sigue:

$$p = \frac{HP}{(M_w/M_a) + H} \qquad (12\text{-}6)$$

en donde p = presión parcial del vapor de agua en in Hg; P = presión total en in Hg; H = humedad absoluta en lb de agua/lb de aire seco, corregida a la presión local, M_a = peso molecular del aire en lb/lb · mol; M_w = peso molecular del vapor de agua en lb/lb-mol. El punto de rocío de la mezcla se lee entonces directamente en la tabla de presiones de vapor, como la temperatura correspondiente a la presión parcial calculada.

La humedad relativa se obtiene dividiendo la presión parcial calculada entre la presión de vapor del agua a la temperatura de bulbo seco. Por lo tanto,

$$\text{Humedad relativa} = 100\,p/p_s \qquad (12\text{-}7)$$

en donde p = presión parcial calculada en in Hg; p_s = presión de vapor a la temperatura de bulbo seco en in Hg.

Las ecuaciones anteriores, que presuponen que tanto el aire como el vapor de agua se comportan como gases ideales, son lo suficientemente exactas para la mayor parte de los cálculos de ingeniería. Cuando se desea eliminar la restricción de que el vapor de agua se comporta como un gas ideal, debe emplearse la verdadera razón de densidad en lugar de la razón del peso molecular en las ecuaciones (12-5) y (12-6).

Dado que el número de Schmidt, el de Prandtl, el calor latente de evaporación y el calor húmedo son esencialmente independientes de la presión, la temperatura de saturación adiabática y la línea de temperatura de bulbo húmedo serán casi iguales que las presiones que no sean la atmosférica.

Ejemplo 8 Para una presión barométrica de 25.92 in Hg ($\Delta p = -4$), una temperatura de bulbo seco de 90°F y de bulbo húmedo de 70°F, determínese lo siguiente: humedad absoluta, entalpía, punto de rocío, humedad relativa y volumen específico.

Solución. Por lo que se indica en la figura 12-2, el contenido de humedad es 78 granos/lb de aire seco = 0.0114 lb/lb de aire seco. Partiendo de la tabla 12-2, a t_w = 70°F y $\Delta p = -4$, léase ΔH_s = 17.6 granos/lb de aire seco (corrección aditiva para el aire saturado a la temperatura de bulbo húmedo).

ΔH = 17.6 [1 − (20/24)(0.01)] 17.4, o sea, la humedad corregida es 78 + 17.4 = 95.4 granos/lb de aire seco, es decir, 0.01362 lb/lb de aire seco. (Véanse las notas al calce de la tabla 12-2.)

La entalpía se obtiene basándose en la figura 12-2 y es $h = h' + D = 34.1 - 0.18 = 33.92$. A esto se suma la corrección de 2.75, que se lee en la tabla 12-2 para $\Delta p = -4$ y t_w = 70°F, dando la entalpía corregida con un valor de 33.92 + 2.75 = 36.67 Btu/lb de aire seco.

La presión parcial del vapor de agua se calcula basándose en la ecuación (12-6), como sigue:

$$p = \frac{HP}{(M_w/M_a) + H} = \frac{0.01362 \times 25.92}{0.622 + 0.01362} = 0.556 \text{ in Hg}$$

Según la tabla de presiones de vapor, esto corresponde a un punto de rocío de 61.8°F.

La humedad relativa se calcula aplicando la ecuación (12-7) y es $100\ p/p_s = (100 \times 0.556)/1.422 = 39.1\%$.

El volumen específico en ft^3/lb de aire seco se deriva de la ecuación (12-5):

$$v = \frac{0.754(t + 460)}{25.92}\left(1 + \frac{HM_a}{M_w}\right)$$

$$= \frac{0.754(90 + 460)}{25.92}\left(1 + \frac{0.01362}{0.622}\right)$$

$$= 16.35 \text{ ft}^3\text{/lb de aire seco}$$

MEDICIÓN DE LA HUMEDAD

Método del punto de rocío El punto de rocío del aire húmedo se mide en forma directa observando la temperatura a la que la humedad comienza a formarse en una superficie pulida y enfriada artificialmente. La superficie pulida se enfría casi siempre por evaporación de un disolvente con un punto de ebullición bajo, como, por ejemplo, el éter, por evaporación de un gas permanentemente condensado, por ejemplo, el dióxido de carbono o el aire líquido, o mediante una corriente de agua de temperatura regulada.

Aunque el método del punto de rocío se considera una técnica fundamental para determinar la humedad, existen varias incertidumbres inherentes a su uso. No siempre es posible medir con precisión la temperatura de la superficie pulida o eliminar los gradientes registrados en la misma. También es problemático detectar la aparición o desaparición de niebla; la práctica usual consiste en tomar el punto de rocío como el promedio de las temperaturas a las que aparece la primera niebla durante el enfriamiento, y el de las temperaturas a las que desaparece durante el calentamiento.

Método del bulbo húmedo Es probable que el método más utilizado para determinar la humedad de una corriente de gas sea la medición de las temperaturas de bulbo húmedo y seco. La primera de ellas se mide a través del contacto del aire con un termómetro cuyo bulbo o ampolla está cubierto por una mecha saturada de agua. Si el proceso es adiabático, el bulbo del termómetro alcanza la temperatura del bulbo húmedo o mojado. Cuando se conocen las temperaturas de bulbo húmedo y seco, la humedad se obtiene sin mayores problemas en las gráficas del tipo de las que aparecen en las figuras 12-1 a 12-4. Para recabar datos seguros, se debe tener sumo cuidado a fin de tener la seguridad de que el termómetro de bulbo húmedo se mantenga mojado y la radiación del mismo se reduzca al mínimo. Esto último se logra haciendo que la velocidad relativa entre la mecha y la corriente de gas sea alta [por lo común, una velocidad de 4.6 m/s (15 ft/s) es adecuada para los termómetros más usuales], o empleando una protección para la radiación. Asegurarse de que la mecha se mantenga mojada es un problema de índole mecánica y el procedimiento utilizado depende del tipo de ensamble. Una vez más, como sucede con el método del punto de rocío, los errores asociados con la medición de la temperatura llegan a crear dificultades.

Para medir humedades atmosféricas, uno de los medios más ampliamente utilizados es el **psicrómetro giratorio,** que se compone de un termómetro de bulbo húmedo y seco montado en una eslinga que se hace girar manualmente para darle la velocidad deseada al gas que atraviesa por el bulbo. En el **psicrómetro Assmann,** el aire se hace pasar por los bulbos mediante un ventilador de motor.

Además del termómetro de mercurio, se pueden utilizar otros elementos sensores de temperatura para psicrómetros. Estos incluyen termómetros de resistencia, termopares, termómetros bimetálicos y termorresistencias.

Higrómetros mecánicos Los materiales como cabellos humanos, fibras de madera y plásticos se han utilizado para medir la humedad. Estos métodos se basan en un cambio de dimensión en función de la humedad.

Los **higrómetros eléctricos** miden la resistencia eléctrica de una capa de materiales que absorben humedad, expuestos al gas. Se ha empleado gran variedad de elementos sensores.

El **método gravimétrico** está reconocido como la técnica más exacta para determinar los grados de humedad. Según este método, se hace pasar una cantidad conocida de gas sobre un compuesto químico que absorbe la humedad, por ejemplo, pentóxido de fósforo y luego se determina el aumento de peso.

ENFRIAMIENTO POR EVAPORACIÓN

Referencias Generales. *ASHRAE Handbook and Product Directory: Equipment,* American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Atlanta, 1983. *Counterflow Cooling Tower Performance,* Pritchard Corporation, Kansas City, Mo., 1957. Hensley, "Cooling Tower Energy", *Heat, Piping Air Cond.* (October 1981). Kelley and Swenson, *Chem. Eng. Prog.,* **52,** 263 (1956). Lewis, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.,* **44,** 329 (1922). Lichtenstein, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.,* **65,** 779 (1943). London, Mason, and Boelter, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.,* **62,** 41 (1940). McAdams, *Heat Transmission,* 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1954. pp. 356-365. Merkel, Z. Ver. *Dtsch. Ing. Forsch.,* no. 275 (1925). *The Parallel Path Wet-Dry Cooling Tower,* Marley Co., Mission Woods, Kan., 1972. *Performance Curves,* Cooling Tower Institute, Houston, 1967. *Plume Abatement and Water Conservation with Wet-Dry Cooling Tower.* Marley Co., Mission Woods, Kan., 1973. Tech. Bull. R-54-P-5, R-58-P-5, Marley Co., Mission Woods, Kan., 1957. Wood and Betts, *Engineers,* **189** (4912), 377, (4913), 349, (1950). Zivi and Brand, *Refrig. Eng.,* **64,** 8, 31-34, 90 (1956).

PRINCIPIOS

Los procesos de enfriamiento del agua se cuentan entre los más antiguos que se conocen. Por lo común, el agua se enfría exponiendo su superficie al aire. Algunos de estos procesos son lentos, como el enfriamiento del agua en la superficie de un estanque; otros son comparativamente rápidos, por ejemplo, el rociado de agua hacia el aire. Todos estos procesos implican la exposición de la superficie del agua al aire en diferentes grados.

El proceso de transferencia de calor comprente 1) la transferencia de calor latente debido a la evaporación de una porción pequeña de agua, y 2) la transferencia de calor sensible debido a la diferencia de temperatura entre el agua y el aire. Aproximadamente el 80% de dicha transferencia de calor se debe al latente y el 20% al sensible.

La posible eliminación teórica de calor por libra de aire circulado en una torre de enfriamiento depende de la temperatura y el contenido de humedad del aire. La temperatura de bulbo húmedo es un indicador del contenido de humedad del aire. Por tanto, desde un punto de vista ideal, ésta es la temperatura teórica más baja a la que se puede enfriar el agua. Prácticamente, la temperatura del agua se acerca, pero no llega a ser equivalente, a la de bulbo húmedo del aire en una torre de enfriamiento, y esto se debe a que es imposible establecer un contacto de toda el agua con el aire fresco conforme ésta desciende por la superficie mojada de llenado hasta el estanque. La magnitud del acercamiento a la temperatura de bulbo húmedo depende del diseño de la torre. Entre otros factores importantes están el tiempo de contacto entre aire y agua, la cantidad de superficie de llenado y la separación de agua en gotitas. En la práctica, las torres de enfriamiento rara vez se diseñan para acercamientos menores de 2.8°C (5°F).

TEORÍA DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO

La teoría del proceso de transferencia de calor en una torre de enfriamiento que ha merecido una aceptación más generalizada es la que desarrolló Merkel (*op. cit.*). Este análisis se basa en la **diferencia del potencial de entalpía** como fuerza impulsora.

Se supone que cada partícula de agua está rodeada por una película de aire y que la diferencia de entalpía entre la misma y el aire circundante proporciona la fuerza impulsora para el proceso de enfriamiento. La ecuación de Merkel se expresa en forma integrada de la manera siguiente:

$$\frac{KaV}{L} = \int_{T_2}^{T_1} \frac{dT}{h' - h} \qquad (12\text{-}8)$$

en donde K = coeficiente de transferencia de masa en lb de agua/(h · ft^2); a = área de contacto en ft^2/ft^3 de volumen de torre; V = volumen de enfriamiento activo en ft^3/ft^2 de área plana; L = velocidad del agua en lb/(h · ft^2); h' = entalpía del aire saturado a la temperatura del agua en Btu/lb; h = entalpía de la corriente de aire en Btu/lb; T_1 y T_2 = temperaturas del agua en la entrada y la salida en °F. El lado derecho de la ecuación (12-8) se expresa por completo en términos de las propiedades del aire y el agua y es independiente de las dimensiones de la torre.

En la figura 12-12 se ilustran las relaciones del agua y el aire y el potencial impulsor que existe en un torre de contraflujo, en donde el aire fluye en sentido paralelo, pero siguiendo una dirección opuesta al flujo del agua. La comprensión de este diagrama constituye una base importante para entender el proceso de la torre de enfriamiento.

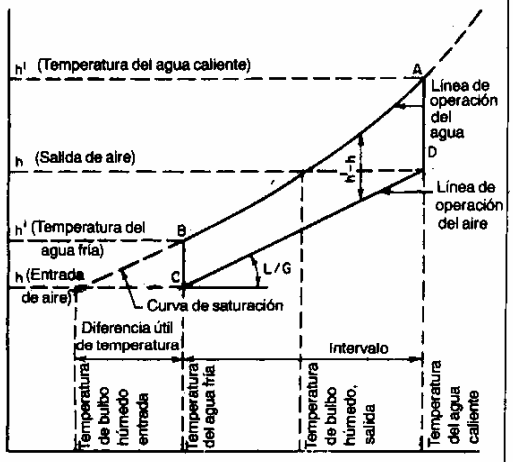


FIG. 12-12 Balance calorífico de un proceso de torre de enfriamiento. (*Marley Co.*)

La línea de operación del agua está representada por la línea AB y se especifica por medio de las temperaturas del agua de la torre en la entrada y la salida. La línea de operación del aire principia en C, verticalmente por debajo de B, y en un punto que tiene una entalpía correspondiente a la temperatura de entrada de bulbo húmedo. La línea BC representa la fuerza impulsora inicial ($h' - h$). Para enfriar el agua 1°F, la entalpía por libra de aire aumenta 1 Btu multiplicada por la razón de libras de agua por libra de aire. La relación líquido/gas L/G es la pendiente de la línea de operación. El aire que sale de la torre se representa por medio del punto D y la gama de enfriamiento es la longitud proyectada de la línea CD sobre la escala de temperaturas. La diferencia útil de temperaturas en la torre de enfriamiento se ilustra en el diagrama, como la diferencia entre la temperatura del agua fría que sale de la torre y la temperatura de bulbo húmedo del ambiente.

Las coordenadas se refieren directamente a la temperatura y la entalpía de cualquier punto en la línea de operación del agua; pero, en la línea de operación del aire, la referencia se hace tan sólo a la entalpía de un punto. La temperatura de bulbo húmedo correspondiente a cualquier punto de CD se encuentra proyectando dicho punto en sentido horizontal a la curva de saturación y luego en sentido vertical a la coordenada de temperaturas. La integral [ecuación (12-8)] se representa por medio del área $ABCD$ de este diagrama, y dicho valor se conoce como la **característica de torre,** que varía con la razón L/G.

Por ejemplo, un incremento en la temperatura de bulbo húmedo de entrada mueve el origen C en sentido ascendente, y la línea CD se desplaza a la derecha para mantener un valor constante de KaV/L. Si la gama de enfriamiento aumenta, la línea CD se alarga. A una temperatura de bulbo húmedo constante, el equilibrio se establece recorriendo la línea a la derecha a fin de mantener constante el valor de KaV/L. Por otro lado, cualquier cambio en la razón L/G hace que varíe la pendiente de CD, y la torre alcanza el equilibrio con un nuevo valor de KaV/L.

Para predecir el rendimiento de la torre, es necesario conocer las características de torre requeridas para condiciones específicas tanto del ambiente como del agua.

La característica de torre KaV/L se determina mediante una integración. El método de Chebyshev para evaluar numéricamente la integral es el que se emplea con mayor frecuencia y, según éste,

$$\frac{KaV}{L} = \int_{T_2}^{T_1} \frac{dT}{h_w - h_a} \cong \frac{T_1 - T_2}{4}\left(\frac{1}{\Delta h_1} + \frac{1}{\Delta h_2} + \frac{1}{\Delta h_3} + \frac{1}{\Delta h_4}\right)$$

en donde h_w = entalpía de la mezcla de aire-vapor de agua a la temperatura masiva del agua en Btu/lb de aire seco

h_a = entalpía de la mezcla de aire-vapor de agua a la temperatura de bulbo húmedo en Btu/lb de aire seco

Δh_1 = valor de $(h_w - h_a)$ a $T_2 + 0.1\,(T_1 - T_2)$

Δh_2 = valor de $(h_w - h_a)$ a $T_2 + 0.4\,(T_1 - T_2)$

ΔH_3 = valor de $(h_w - h_a)$ a $T_1 - 0.4\,(T_1 - T_2)$

Δh_4 = valor de $(h_w - h_a)$ a $T_1 - 0.1\,(T_1 - T_2)$

Ejemplo 9 Determínese el valor de KaV/L teóricamente necesario para realizar un enfriamiento de 105°F del agua de entrada, 85°F del agua de salida, 78°F de temperatura de bulbo húmedo de ambiente y una relación L/G de 0.97.

Según las tablas de la mezcla de aire-vapor de agua la entalpía h_1 del aire ambiente a temperatura de 78°F de bulbo húmedo es 41.58 Btu/lb.

h_2 (aire de salida) = 41.58 + 0.97(105 − 85) = 60.98 Btu/lb

T, °F.	h_{agua}	h_{aire}	$h_w - h_a$	$1/\Delta h$
$T_2 = 85$	49.43	$h_1 = 41.58$		
$T_2 + 0.1(20) = 87$	51.93	$h_1 + 0.1L/G(20) = 43.52$	$\Delta h_1 = 8.41$	0.119
$T_2 + 0.4(20) = 93$	60.25	$h_1 + 0.4L/G(20) = 49.34$	$\Delta h_2 = 10.91$	0.092
$T_1 - 0.4(20) = 97$	68.55	$h_2 - 0.4L/G(20) = 53.22$	$\Delta h_3 = 13.33$	0.075
$T_1 - 0.1(20) = 103$	77.34	$h_2 - 0.1L/G(20) = 59.04$	$\Delta h_4 = 18.30$	0.055
$T_1 = 105$	81.34	$h_2 = 60.98$		0.341

$$\frac{KaV}{L} = \frac{105 - 85}{4}(0.341) = 1.71$$

Un método más rápido, aunque menos exacto, consiste en utilizar un nomograma (Fig. 12-13) preparado por Woods y Betts (*op. cit.*).

Por lo común, las torres de enfriamiento con tiro mecánico se diseñan para razones de L/G que van de 0.75 a 1.50 así, pues, los valores de KaV/L varían de 0.50 a 2.50. Teniendo estos intervalos en mente, a continuación se incluye un ejemplo del empleo del nomograma que explicará con mayor claridad el efecto del cambio de variables.

Ejemplo 10 Si una torre dada opera con un intervalo de 20°F, una temperatura de agua fría de 80°F, y temperatura de bulbo húmedo de 70°F, se puede trazar en el nomograma una línea recta. Si la relación L/G se calcula en 1.0, entonces KaV/L se establece trazando una recta que pase por $L/G = 1.0$ y paralela a la línea original. La característica de torre KaV/L se localiza, por tanto, en 1.42. Si la

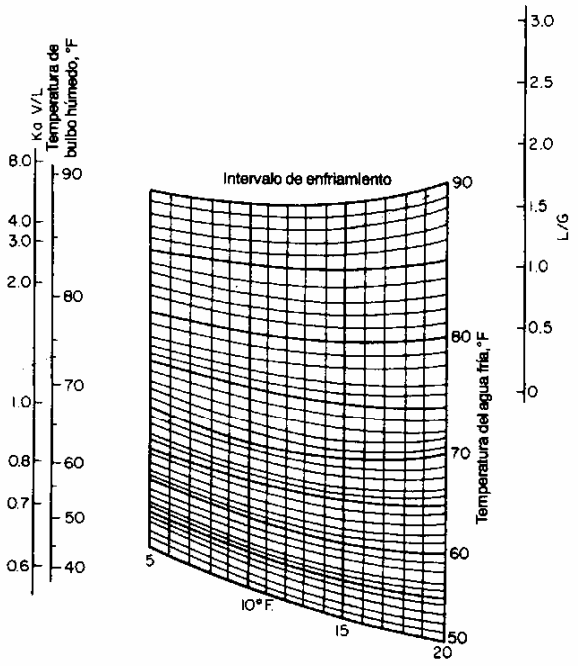


FIG. 12-13 Nomograma de las características de una torre de enfriamiento. *[Wood and Betts,* Engineer, **189** *(4912), 337 (1950).]*

temperatura de bulbo húmedo descendiera a 50°F, las razones *KaV/K* y *L/G* se supondrán constantes. Una nueva línea paralela a la original demostrará entonces que, para la misma gama, la temperatura de agua fría será 70°F.

El nomograma proporciona una solución aproximada, y el grado de exactitud variará con los cambios producidos en el enfriamiento, así como con la torre de que se trate. Una vez determinada la característica teórica de la torre de enfriamiento por integración numérica o basándose en el nomograma, para un trabajo de enfriamiento determinado, es necesario diseñar el llenado de la torre y la distribución del aire para satisfacer la característica de torre teórica. La Pritchard Co. (*op. cit.*), ha desarrollado datos de desempeño y funcionamiento relacionados con varios diseños de llenado de torre. Estos datos son demasiado extensos para incluirse aquí, de manera que los que se interesen en ellos deberán consultar tal referencia. Véanse también Baker y Mart (Marley Co., *Tech. Bull.* R-52-P-10, Mission Woods, Kan.), y Zivi y Brand (*loc. cit.*).

TORRES DE TIRO MECÁNICO

En la actualidad se emplean dos tipos de torres de tiro mecánico; el de tiro forzado y el de tiro inducido. En la **torre de tiro forzado**, el ventilador se monta en la base y se hace entrar el aire en la base de la misma y se descarga con baja velocidad por la parte superior. Esta disposición tiene la ventaja de ubicar el ventilador y el motor propulsor fuera de la torre, sitio muy conveniente para la inspección, el mantenimiento y la reparación de los mismos. Puesto que el equipo queda fuera de la parte superior caliente y húmeda de la torre, el ventilador no está sometido a condiciones corrosivas; sin embargo, dada la escasa velocidad del aire de salida, la torre de tiro forzado está sujeta a una recirculación excesiva de los vapores húmedos de salida que retornan a las entradas de aire. Puesto que la temperatura de bulbo húmedo del aire de salida es mucho mayor que la del aire circundante, existe una reducción en el buen desempeño, lo cual se evidencia mediante un incremento en la temperatura de agua fría (saliente).

La **torre de tiro inducido** es el tipo que se emplea con mayor frecuencia en Estados Unidos. A su vez, esta clase general se subdivide en diseños de contraflujo o flujo transversales, dependiendo de las direcciones relativas de flujo del agua y el aire. Desde el punto de vista termodinámico, la **configuración a contraflujo** es más eficaz, ya que el agua más fría entra en contacto con el aire más frío, obteniendo así un potencial máximo de entalpía. Cuanto mayores son los intervalos de enfriamiento y más difícil la diferencia útil de temperaturas, tanto más evidente serán las desventajas del tipo de contraflujo. Por ejemplo, con una razón *L/G* de 1, una temperatura ambiente de bulbo húmedo de 25.5°C (78°F) y una temperatura de agua de entrada de 35°C (95°F), la torre de contraflujo requiere una característica *KaV/L* de 1.75 para una diferencia útil de temperaturas de 2.8°C (5°F), mientras que la torre de flujo transversal precisa una característica de 2.25 para lograr la misma diferencia útil de temperaturas. No obstante, si el acercamiento se aumenta a 3.9°C (7°F), los dos tipos de torre tienen más o menos el mismo valor requerido de *KaV/L* (menor que el 1%).

El fabricante de **torres de flujo transversal** puede reducir con eficacia la característica de torre a acercamientos muy bajos incrementando la cantidad de aire para proporcionar una razón *L/G* más baja. El aumento en el flujo de aire no se logra necesariamente incrementando la velocidad del mismo, sino sobre todo alargando la torre para aumentar el área de corte transversal para el flujo de aire. Así pues, es obvio que el llenado para flujos transversales se hace progresivamente más largo en la dirección perpendicular al flujo del aire y más corto en la

dirección de éste, hasta que casi pierde su desventaja inherente de la diferencia de potencial. Con todo, al lograr esto se incrementa el consumo de potencial de ventilador.

Por último, la elección económica entre el sistema a contraflujo y el transversal se determina según la eficiencia del relleno, las condiciones de diseño y los costos de construcción de la torre.

El resultado del funcionamiento de un tipo específico de torre de enfriamiento está dictaminado por la razón de los pesos de aire y agua y el tiempo de contacto entre uno y otra. En la práctica comercial, la variación en la razón de aire a agua se obtiene primeramente manteniendo constante la velocidad del aire a 350 ft/(min · ft^2 de área activa de la torre) y haciendo variar la concentración de agua, gal/(min · ft^2 de área de torre). Como operación secundaria, la velocidad del aire se altera para que la torre se adapte al requisito de enfriamiento.

El **tiempo de contacto** entre el agua y el aire se dictamina en mayor grado por el tiempo necesario para que el agua se descargue por las boquillas y caiga a través de la torre hasta el depósito. En consecuencia, el tiempo de contacto se obtiene en un tipo determinado de unidad haciendo variar la altura de la torre. Si el tiempo de contacto es insuficiente, ningún incremento en la relación de aire a agua generará el enfriamiento deseado. Por tanto, es necesario mantener cierta altura mínima en las torres de enfriamiento. Cuando se requiere un acercamiento de temperaturas de bulbo húmedo entre 8 y 11°C (15 a 20°F) y un intervalo de enfriamiento de 13.9 a 19.4°C (25 a 35°F), bastará con una torre relativamente baja. Dicho de otra manera, una torre en que el agua se desplaza de 4.6 a 6.1 m (15 a 20 ft) desde el sistema de distribución hasta el depósito será suficiente. Cuando se necesita un acercamiento moderado de temperaturas y un intervalo de enfriamiento de 13.9 a 19.4°C (25 a 35°F) una torre en que el agua recorra de 7.6 a 9.1 m (25 a 30 ft) es adecuada. Cuando se tiene una diferencia útil de temperaturas más crítica, de 4.4C (8°F), con un intervalo de enfriamiento de 13.9 a 19.4°C (25 a 35°F), se necesitará una torre en la que el agua recorra de 10.7 a 12.2 m (35 a 40 ft). En general, no resulta económico diseñar una torre de enfriamiento con una diferencia útil de temperaturas menor que 2.8°C (5°F), pero esto se logra con éxito si se cuenta con una torre en que el agua se desplace de 10.7 a 12.2 m (35 a 40 ft).

En la figura 12-14 se ilustra la relación entre el agua caliente, el agua fría y las temperaturas de bulbo húmedo en función de la concentra-

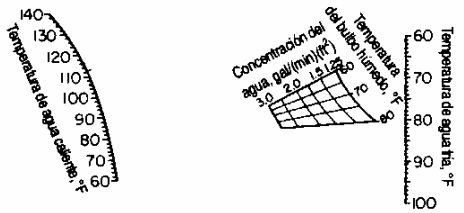


FIG. 12-14 Gráfica para determinar las dimensiones de una torre de enfriamiento de tiro inducido a contracorriente. Para torres de tiro inducido con un sistema de aspersión ascendente y 24 ft de llenado, o un sistema de distribución tipo canalón y 32 ft de llenado. La gráfica proporcionará aproximaciones para torres de cualquier altura. [*Flour Corp.* (ahora *Ecodyne Corp.*)]

ción del agua. *Con estos datos se obtiene el **área mínima** necesaria para un funcionamiento específico de una torre de enfriamiento de tiro inducido y a contraflujo bien diseñada. En la figura 12-15 se señala el caballaje por ft^2 de área de torre que se requiere para un funcionamiento en particular. Estas curvas no se aplican al enfriamiento de flujos paralelos o transversales, ya que tales procesos no son tan eficientes como el de contraflujo. Asimismo, no se aplican en los casos en que la diferencia útil de temperaturas a la temperatura del agua fría es menor que 2.8°C (5°F). Estas cartas se deben considerar como aproximaciones y sólo como estimaciones preliminares. Puesto que en los cálculos se deben incluir muchos factores que no aparecen en las gráficas, conviene consultar con el fabricante las recomendaciones finales de diseño.

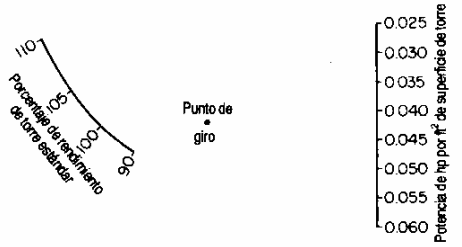


FIG. 12-15 Gráfica de caballos de potencia para una torre de enfriamiento de tiro inducido y contraflujo. [*Flour Corp.* (ahora *Ecodyne Corp.*)]

El funcionamiento de enfriamiento de cualquier torre que tiene una profundidad dada varía con la **concentración del agua**. Se ha encontrado que el máximo contacto y el mejor rendimiento se obtienen con torres que poseen una concentración de agua de 2 a 5 gal/(min · ft^2 de área de suelo). Por ende, el problema de calcular el tamaño de una torre de enfriamiento consiste en determinar la concentración apropiada de agua que se necesita para alcanzar los resultados deseados. Después de determinar la concentración de agua necesaria, el área de torre se calcula dividiendo los gal/min que circulan entre la concentración del agua expresada en gal/(min)(ft^2). El tamaño de torre necesario es, pues, una función de lo siguiente:

1. Intervalo de enfriamiento (temperatura del agua caliente menos temperatura del agua fría)
2. Diferencia útil de temperaturas a la temperatura de bulbo húmedo (temperatura del agua fría menos temperatura de bulbo húmedo)
3. Cantidad de agua que se va a enfriar
4. Temperatura de bulbo húmedo
5. Velocidad del aire a través de la celda
6. Altura de la torre

Ejemplo 11 Para ilustrar el empleo de las gráficas, supóngase las siguientes condiciones:

Temperatura del agua caliente T_1 en °F = 102
Temperatura del agua fría T_2 en °F = 78
Temperatura de bulbo húmedo t_w en °F = 70
Gasto del agua en gal/min = 2000

Una línea recta trazada en la figura 12-14, que conecte los puntos que representan las temperaturas de diseño del agua y de bulbo húmedo, demuestra que se necesita una concentración de agua de 2 gal/(min · ft^2). El área de la torre se calcula en 1000 ft^2 (la cantidad de agua circulada dividida entre la concentración de la misma).

La potencia del ventilador se calcula basándose en la figura 12-15. Cuando se conecta el punto que representa el 100% del desempeño de una torre estándar con un punto de viraje y se alarga tal recta a la escala del caballaje, se verá que es necesario tener 0.041 hp/ft^2 del área real de torre eficaz. Para un área de torre de 1000 ft^2, se precisan 41.0 hp de ventilador para realizar el enfriamiento necesario.

Supóngase que el tamaño real de una torre comercial tiene un área de sólo 910 ft^2. Dentro de límites razonables, la escasez de área real se compensa incrementando la velocidad del aire a través de la torre. Sin embargo, esto requiere un aumento en la potencia del ventilador para lograr el 110% de rendimiento estándar de torre. Basándose en la figura 12-15, se ve que la potencia del ventilador es 0.057 hp/ft^2 de área real de torre, esto es, 0.057 × 910 = 51.9 hp.

Por otro lado, si el área real de una torre comercial es 1110 ft^2, el equivalente de enfriamiento de 1000 ft^2 del área estándar de torre se logra con menos aire y una potencia del ventilador también menor. Según la figura 12-15, la potencia

* Véanse también London, Mason y Boelter, *loc. cit.*, Lichtenstein, *loc. cit.*, Simpson y Sherwood *J. Am. Soc. Refrig. Eng.*, **52**, 535, 574 (1946). Simons, *Chem. Net. Eng.*, **49** (5) 138; (6), 83 (1942); **46**, 208 (1939); y Hutchinson y Spiver. *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **20**, 14 (1942).

l agua fría es menor
omo aproximacio-
que en los cálculos
n las gráficas, con-
nes finales de dise-

0.025
0.030
0.035
0.040
0.045
0.050
0.055
0.060
Potencia de hp por ft² de superficie de torre

re de enfriamiento de
Corp.)]

torre que tiene una
gua. Se ha encon-
to se obtienen con
5 gal/(min · ft² de
maño de una torre
ción apropiada de
eados. Después de
rea de torre se cal-
concentración del
orre necesario es,

ua caliente menos

ra de bulbo húme-
bulbo húmedo)

ngase las siguientes

s puntos que repre-
o, demuestra que se
área de la torre se
re la concentración

n 12-15. Cuando se
a torre estándar con
laje, se verá que es
un área de torre de
amiento necesario.
un área de sólo 910
mpensa incremen-
o, esto requiere un
rendimiento están-
ia del ventilador es
hp.
0 ft², el equivalente
a con menos aire y
12-15, la potencia

del ventilador para una torre que opera al 90% del rendimiento estándar es 0.031 hp/ft² del área real de torre, a saber, 34.5 hp.

Este ejemplo ilustra la sensibilidad de la potencia del ventilador a pequeños cambios en el área de torre. La importancia del diseño de una torre que sea ligeramente mayor en área de suelo y el hecho de suministrar la capacidad de ventilador suficiente quedan claramente demostrados.

Ejemplo 12 Supóngase el mismo intervalo de enfriamiento y la misma diferencia útil de temperaturas que se aplicaron en el ejemplo 11, excepto que la temperatura de bulbo húmedo es menor. Las condiciones de diseño serán, entonces,

Velocidad del agua (gasto) en gal/min	= 2000
Intervalo de temperaturas ($T_1 - T_2$) en °F	= 24
Diferencia útil de temperaturas ($T_2 - t_w$ en °F	= 8
Temperatura de agua caliente T_1 en °F	= 92
Temperatura de agua fría T_2 en °F	= 68
Temperatura de bulbo húmedo t_w en °F	= 60

Basándose en la figura 12-14, la concentración de agua requerida para lograr el enfriamiento es 1.75 gal/(min · ft²), dando un área de torre de 1145 ft² en comparación con 1000 ft² para 70°F de temperatura de bulbo húmedo. Esto demuestra que mientras más baja sea la temperatura de bulbo húmedo para el de enfriamiento y la misma diferencia útil de temperaturas, tanto mayor será el área de torre necesaria y, por tanto, más difícil el trabajo de enfriamiento.

En la figura 12-16 se ilustra el tipo de **curva de rendimiento** proporcionada por el fabricante de la torre de enfriamiento. Esto corrobora la variación en el rendimiento en función de los cambios de temperatura tanto de bulbo húmedo como de agua caliente, mientras que la cantidad de agua se mantiene constante.

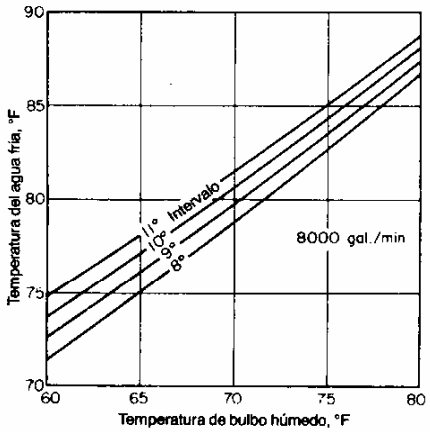


FIG. 12-16 Curva de rendimiento de una torre de enfriamiento usual.

OPERACIÓN DE UNA TORRE DE ENFRIAMIENTO

Acondicionamiento del agua Los requisitos de acondicionamiento para una torre de enfriamiento consisten en la suma de las pérdidas de evaporación, pérdidas por arrastre y pérdidas a causa del viento; entonces,

$$W_m = W_e + W_d + W_b \qquad (12\text{-}9)$$

donde W_m = agúa de acondicionamiento, W_d = pérdidas por arraste, W_b = pérdidas a causa del viento [unidades congruentes, m³/h (gal/min)].

Las pérdidas por evaporación se pueden estimar mediante la ecuación:

$$W_e = 0.00085\ W_c(T_1 - T_2) \qquad (12\text{-}10)$$

donde W_c = flujo de agua circulante, gal/min en la entrada de la torre.
$T_1 - T_2$ = temperatura del agua de entrada menos temperatura del agua de salida, °F

El arrastre tiene lugar en los vapores de descarga de la torre. Las pérdidas por arrastre son una función del diseño del eliminador de arrastre, cuya variación usual es entre 0.1 y 0.2 % del agua suministrada a la torre. Los nuevos desarrollos en el diseño del eliminador hacen posible reducir las pérdidas por arrastre en valores hasta por debajo de 0.1%.

Las deposiciones a causa del viento se refieren a una parte del agua circulante que es desechada a consecuencia del proceso de evaporación, con objeto de disminuir la concentración de sólidos en el sistema. La cantidad de pérdidas puede calcularse de acuerdo con el número de ciclos de concentración requeridos para una formación a escala límite. Los ciclos de concentración son la relación de sólidos disueltos en el agua recirculante respecto a los sólidos disueltos en el agua de acondicionamiento. Como los cloruros permanecen solubles en la concentración, los ciclos pueden expresarse mejor como la relación del contenido de cloruros del agua respecto a las corrientes de recirculación y acondicionamiento. De acuerdo con esto, las cantidades de pérdidas a causa del viento se determinan de acuerdo con la siguiente expresión:

$$\text{Ciclos de concentración} = (W_e + W_b)/W_b) \qquad (12\text{-}11)$$

o

$$W_b = W_e/(\text{ciclos} - 1) \qquad (12\text{-}12)$$

Los ciclos de operación incluidos en la operación normal de las torres de enfriamiento se encuentran entre tres y cinco. Cuando se tiene menos de tres ciclos de concentración se requieren cantidades excesivas de flujo que se pierde a causa del viento, además de considerar la adición de ácido a escala límite.

Ejemplo 13 Determínese la cantidad de agua de acondicionamiento requenda para una torre que opera bajo las siguientes condiciones:

Agua de entrada, m³/h(gal/min)	2270	(10.000)
Temperatura del agua de entrada, °C (°F)	37.77	(100)
Temperatura del agua de salida, °C (°F)	29.44	(85)
Pérdida por arrastre, porcentaje	0.2	
Concentración, ciclos	5	

Pérdidas por evaporación

$$W_e, \text{m}^3/\text{h} = 0.00085 \times 2270 \times (37.77 - 29.44) \times 1.8 = 28.9$$

$$W_e, \text{gal/min} = 127.5$$

Pérdidas por arrastre

$$W_d, \text{m}^3/\text{h} = 2270 \times 0.002 = 4.54$$

$$W_d, \text{gal/min} = 20$$

Pérdidas a causa del viento

$$W_b, \text{m}^3/\text{h} = \frac{W_e}{(S-1)} = \frac{28.9}{4} = 7.24$$

$$W_b, \text{gal/min} = 31.9$$

Acondicionamiento

$$W_m, \text{m}^3/\text{h} = 28.9 + 4.54 + 7.24 = 40.7$$

$$W_m, \text{gal/min} = 179.4$$

Potencia del ventilador Cuando se lleva a cabo un análisis del costo de una torre de enfriamiento y los costos de operación de la misma, uno de los factores más significativos debe ser el establecimiento de la potencia del ventilador. A través de las torres de enfriamiento circulan grandes cantidades de aire, con velocidades en la salida de hasta 10.2 m/s (2000 ft/min) como máximo para torres de tiro inducido. Las cantidades de flujo de aire en los ventiladores dependen de los factores de diseño del ventilador, entre las que se incluyen cuestiones tales como el tipo de relleno, la configuración de la torre y las condiciones de comportamiento térmico.

La salida eficaz del ventilador es la potencia del aire estático (SAHP), establecida de acuerdo con la expresión siguiente:

$$\text{SAHP} = \frac{Q(h_s)(d)}{33\,000(12)} \qquad (12\text{-}13)$$

donde Q = volumen de aire, ft^3/min; h_s = carga estática, in de agua; y d = densidad del agua a temperatura ambiente, lb/ft^3.

La potencia del ventilador de la torre de enfriamiento puede sufrir una reducción sustancial a causa de un decrecimiento en la temperatura de bulbo húmedo del ambiente, cuando se emplean motores de doble velocidad en los ventiladores. En teoría, cuando la operación se realiza a la mitad de la velocidad, la reducción en el flujo de aire es de 50% ocasionada por una reducción de un octavo de la potencia del motor, respecto a la operación a velocidad total. Sin embargo, la velocidad media real de operación requerirá aproximadamente el 17% de la potencia a velocidad total, ya que existen pérdidas inherentes en el motor, cuando se registran cargas excesivas.

En la figura 12-17 se muestra una gráfica típica de temperaturas del agua de salida cuando la torre se opera bajo las siguientes condiciones: 1) con el ventilador fuera de operación, 2) con el ventilador a velocidad media, 3) con el ventilador a velocidad total. Nótese que al disminuir las temperaturas de bulbo húmedo, el agua que sale de la torre durante una operación a velocidad media podría cumplir los requisitos de la temperatura de diseño del agua de, digamos, 85°F. Por ejemplo, para una temperatura de bulbo húmedo de 60°F y un intervalo de 20°F, se obtiene una temperatura del agua ligeramente por debajo de 85°F con flujo sobre la torre. Si el ventilador contara con un motor de 100 hp, podrían ahorrarse 83 hp cuando la operación se realizara a velocidad media. Al ejecutar los cálculos de ahorro, no debería pasarse por alto la ventaja de tener agua de torre disponible, más fría para el sistema completo de circulación de la misma.

Los desarrollos más recientes en lo que se refiere al control de la energía para torres de enfriamiento, también incluyen ventiladores de tipo hélice de inclinación variable y dispositivos del tipo inversor para permitir velocidades variables en los ventiladores. Estos esquemas incluyen el seguimiento de la carga a una temperatura *constante* del agua de salida.

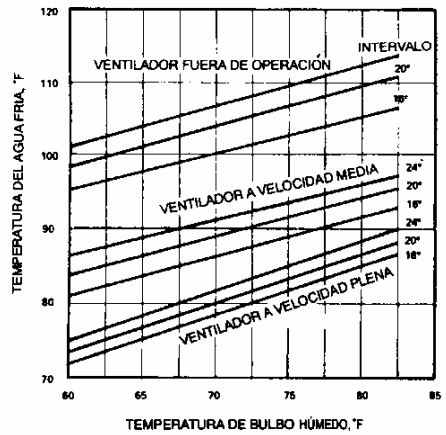


FIG. 12-17 Gráfica usual del rendimiento de una torre de enfriamiento al variar la velocidad del ventilador.

El arreglo de inclinación variable en motores de velocidad constante cambia la inclinación de las aspas a través de una señal neumática originada en la temperatura del agua de salida. Como existe disminución en la carga térmica y/o temperatura de bulbo húmedo ambiente, la inclinación del aspa reduce el flujo de aire y se requiere menor energía en el ventilador.

Los inversores hacen posible controlar un ventilador de velocidad variable cambiando la modulación de frecuencia. Los motores de corriente alterna estándares para ventiladores pueden ser de velocidad regulada entre 0 y 60 Hz. Si se emplean inversores para esta aplicación es importante evitar frecuencias que puedan causar velocidades críticas en el ventilador.

A pesar de que se cree que el ahorro en energía puede tenerse a partir de estos arreglos, éstos podrían no constituir el mejor sistema. Como un ejemplo, considérense los condensadores de vapor en una planta de energía y las unidades de refrigeración que pueden aprovechar el agua más fría de la torre para reducir el consumo de energía. Por lo general, estos ahorros son mayores que los obtenidos con ventiladores de torre con temperaturas constantes del agua de salida. Un condensador de la unidad de refrigeración puede utilizar las temperaturas del agua de entrada, por abajo y hasta 12.8°C (55°F) para reducir el consumo de ahorro de la energía en un 25 a 30%.

Potencia de bombeo Otro factor importante en el análisis de una torre de enfriamiento, en especial para torres de tamaño mediano y grande, es la parte de la potencia de la bomba atribuida directamente a la torre de enfriamiento. Cuando se trata de torres de enfriamiento con boquillas de aspersión, la carga estática de bombeo será igual a la ascensión estática más la pérdida de presión en las boquillas. Una torre del tipo de flujo cruzado o transversal con flujo por gravedad permite que la carga de bombeo sea igual a la elevación estática. Una reducción en la altura de la torre reducirá la elevación estática y esta reducción de potencia se obtiene de acuerdo a la expresión:

$$\text{Bomba bhp} = \frac{\text{gal/min}(h_t)}{3960(\text{eficiencia de la bomba})} \qquad (12\text{-}14)$$

donde h_t = carga total, ft

Abatimiento de neblina y bruma Un fenómeno que ocurre con frecuencia en la operación de una torre de enfriamiento es la formación de neblina, que produce una bruma muy visible y con posibilidades muy altas de formación de hielo. La formación de neblina es ocasionada como resultado de la mezcla de aire caliente que abandona la torre con aire ambiente de enfriamiento, que carece de capacidad para absorber toda la humedad como vapor. Aunque la formación de bruma no había sido considerada como un factor indeseable, la adecuada ubicación de las torres en tal forma que la fuente de quejas quede reducida al mínimo ha recibido en la actualidad la atención necesaria. En algunas ocasiones utilizan chimeneas en los ventiladores para reducir la neblina en la parte inferior de la torre. Aunque las chimeneas de gran altura minimizan los efectos de formación de bruma, es posible que no contribuyan en nada para evitar la saturación con vapor de agua y mejorar la visibilidad. La persistencia de la bruma es mayor en periodos de temperaturas bajas en el ambiente.

En los últimos tiempos, el aspecto ambiental ha recibido mayor atención, aunque aún existen personas que creen, en forma equivocada, que las descargas de las torres de enfriamiento son dañinas. Esto ha provocado que se diseñe un sistema de abatimiento de la bruma conocido como configuración de enfriamiento húmedo-seco. La reducción de la humedad relativa o contenido de humedad en la corriente de descarga de la torre reducirá la frecuencia de formación de bruma. En la figura 12-18 se muestra un arreglo de "trayectoria en paralelo" que ha demostrado su factibilidad técnica para cumplir la función de abatimiento, pero a la vez es motivo de un incremento sustancial en la in-

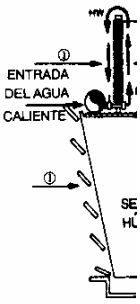


FIG. 12-18 Arreglo
(*Marley Co.*)

FIG. 12-19 Torre d

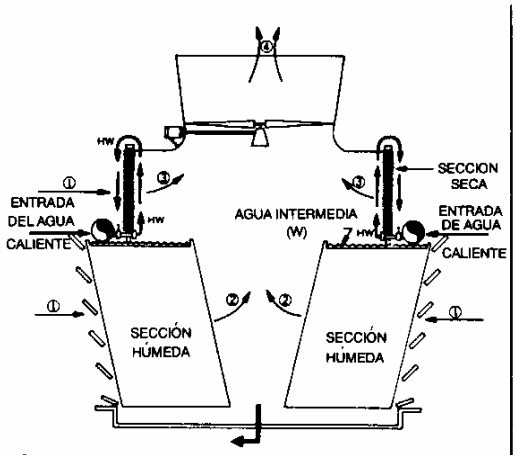


FIG. 12-18 Arreglo de trayectoria en paralelo para el abatimiento de bruma (*Marley Co.*)

versión monetaria para la torre. El aire ambiente viaja en corrientes paralelas a través de la sección seca superior y la sección de evaporación. Estas secciones se benefician térmicamente gracias a la recepción de aire ambiente de enfriamiento con las corrientes húmeda y seca mezclándose después de abandonar su respectiva sección. El flujo del agua se arregla en serie, primero hacia la sección seca y después a la de evaporación. También es posible utilizar un arreglo del flujo de aire en "trayectoria en serie" donde las secciones secas se pueden localizar antes o después de que el aire cruce por la sección de evaporación. A pesar de esto, el flujo de aire de trayectoria en serie tiene la desventaja del estancamiento de agua, que puede dar como resultado la formación de escorias con la consiguiente restricción en el flujo de aire.

Las torres de enfriamiento húmedo-seco incorporan estos diseños para grandes aplicaciones industriales y no están disponibles en la actualidad para aplicaciones comerciales.

Manejo de la energía Con el hincapié que hoy se hace en el manejo adecuado de la energía, las torres de enfriamiento no podían ser ajenas a esta corriente de pensamiento. Durante los periodos en que las temperaturas de bulbo húmedo ambientales se encuentran por debajo de 50°F, las torres de enfriamiento tienen la capacidad de suministrar agua enfriada directamente a los sistemas de acondicionamiento de aire. Es posible instalar líneas de derivación en los sistemas de torres de enfriamiento existentes, con objeto de permitir que el efluente de la

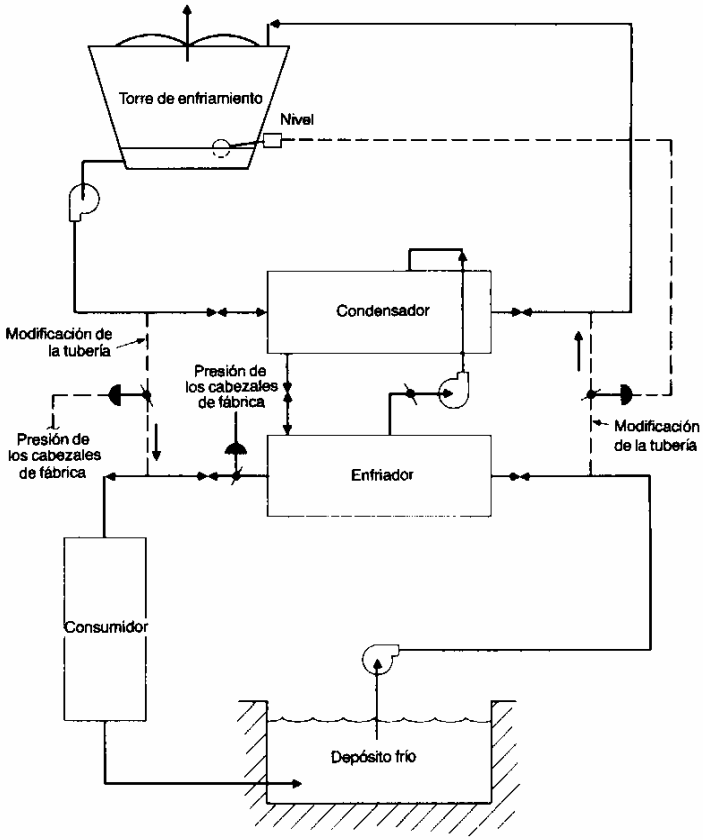


FIG. 12-19 Torre de enfriamiento de agua para enfriamiento directo durante los meses de invierno.

torre fluya directamente a los serpentines de enfriamiento. Una vez que el calor se ha eliminado de la corriente de aire, el agua retorna directamente a la torre de enfriamiento. La temperatura del agua que sale de la torre de enfriamiento se controla entre 8.9 y 12.2°C (48 y 54°F), por lo general con ventiladores. Dependiendo de la limpieza del agua de la torre de enfriamiento, puede ser necesario la instalación de una corriente lateral o un filtro de flujo total para minimizar la contaminación del circuito de agua enfriada normalmente cerrado. En la figura 12-19 se muestra el arreglo general de este sistema. Es posible tener ahorros sustanciales durante los meses más fríos al no tener en funcionamiento el compresor de refrigeración.

Se han utilizado en torres de enfriamiento otros métodos para el ahorro en consumo de energía de refrigeración. Estos sistemas, cuando se aplican a máquinas de refrigeración centrífugas y por absorción, son conocidas como sistemas de termociclo o enfriamiento libre. Cuando el agua que sale de la torre de enfriamiento se encuentra disponible a temperaturas por abajo de 10°C (50°F), el sistema termociclo permite parar el compresor o tener una reducción en el flujo de vapor hacia la unidad de absorción. En la figura 12-20 se muestra el arreglo para la unidad de refrigeración centrífuga.

El sistema termociclo sólo puede operarse cuando se dispone de agua a una temperatura menor que la del agua enfriada requerida. Entre las modificaciones para una unidad de refrigeración centrífuga se incluyen la instalación de una pequeña bomba de refrigerante líquido, la colocación de cabezales de boquillas de aspersión y una línea de derivación de vapor entre el enfriador y el condensador. Cuando el compresor está fuera de operación, es posible que la eficiencia de la unidad de refrigeración en el termociclo sea hasta de 35%.

El ventilador de la torre de enfriamiento se opera a una velocidad total con objeto de producir la temperatura del agua más baja posible, para una temperatura de bulbo húmedo ambiental determinada. La gran derivación entre el enfriador y el condensador se abre junto con el amortiguador de la succión del compresor o las aspas prerrotacionales. El calor eliminado de la corriente del agua enfriada causa la formación de vapor refrigerante del condensador. Este vapor fluye principalmente a través de la derivación hasta el condensador, donde se condensa hasta convertirse en líquido. (Las unidades que tienen líneas de derivación de gas caliente no pueden ser utilizadas para este propósito, ya que el tamaño de la tubería es muy pequeño.) Este líquido regresa al enfriador como en el ciclo de refrigeración normal. Si la unidad de refrigeración cuenta con válvulas internas de flotación, éstas se derivan en forma manual o se mantienen abiertas mediante un vástago de ajuste.

La capacidad del termociclo es una función de la diferencia de temperaturas entre el agua enfriada de salida, que abandona el enfriador y el agua de entrada del condensador. El ciclo se detiene cuando estas dos temperaturas se aproximan una a otra y no se cuenta con suficiente diferencia en la presión de vapor de estos fluidos, hasta un punto que se permita el flujo entre los intercambiadores de calor.

En la operación de un termociclo no se tiene un control preciso de la temperatura del agua enfriada de salida. Esta temperatura depende de las condiciones de temperatura de bulbo húmedo ambiental que se tengan. Por lo general, se tiene poco cambio en la temperatura de bulbo húmedo en días de invierno, de manera que las variaciones en temperatura del agua son mínimas. Esta situación no sería posible en días de primavera y otoño, ya que la variación en las temperaturas ambientales puede suceder y sucede.

Las unidades de refrigeración modificada para enfriamiento libre no cuentan con bomba de líquido refrigerante y cabezales de boquillas de aspersión. Sin que se cuente con agitación del refrigerante enfriador para un mejoramiento en la transferencia de calor, este arreglo permite hasta un 20%, aproximadamente, de la capacidad nominal. En la figura 12-21 se muestran las capacidades esperadas para sistemas termociclo y de enfriamiento en las versiones termociclo y de enfriamiento libre.

Para la operación de torres de enfriamiento en las versiones termociclo y de enfriamiento libre es necesario tomar algunas precauciones, con objeto de minimizar los problemas de congelamiento. Entre estas precauciones se cuentan la colocación de inversores del ventilador, para la circulación de aire hacia la parte inferior de la torre, una adecuada distribución del agua, flujo constante del agua en la torre, rastreo del calor en las líneas cuando se requiera y carga máxima por celda de la torre.

TORRES DE TIRO NATURAL

Las torres de tiro natural o de tipo hiperbólico comenzaron a utilizarse en Europa a partir de 1916, aproximadamente, y se han convertido en una práctica estándar para los requisitos de enfriamiento de agua de las estaciones generadoras de Gran Bretaña. Estas son esenciales apropiadas para cantidades muy grandes de enfriamiento y las estructuras de concreto reforzado que se acostumbra utilizar llegan a tener diámetros del orden de 80.7 m (265 ft) y alturas de 103.6 m (340 ft).

La conveniencia de diseño obtenida gracias al flujo constante del aire de las torres de tiro mecánico no se logra en un diseño de torre de tiro natural. El flujo de aire a través de la torre de tiro natural se debe en su mayor parte a la diferencia de densidad entre el aire fresco de la

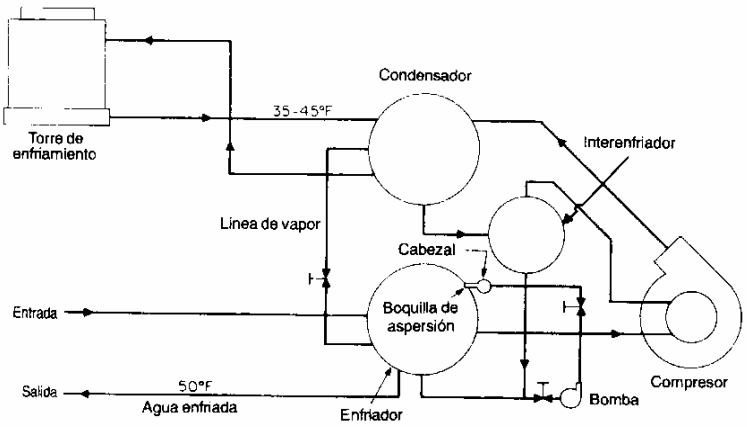


FIG. 12-20 Torre de enfriamiento basado en un sistema termociclo, durante los meses de invierno.

FIG. 12-21 Capaci

entrada y el aire tibi
ligero que el del am
eliminando con ello
y Brooke (*The Indi*
1959) observan qu
diferencias de presi
cuando se someten
encima del relleno
El rendimiento d
mecánico en que el
como de la temper
la torre en condici
diferencia de presi
aire venciendo las
la humedad a una
más fría será el agu
ficas. Esta relación
Gran Bretaña, en d
75 al 80%. Por lo t
determinar correct
y sale, además de
gama, la diferenci
ción de rendimien
trol exacto de la te
una torre de tiro na
Los datos para d
ron presentados p
Rish y Steel (ASC
1958). Chilton de
es más o menos co
ciona con el tamai
ficiente de rendim

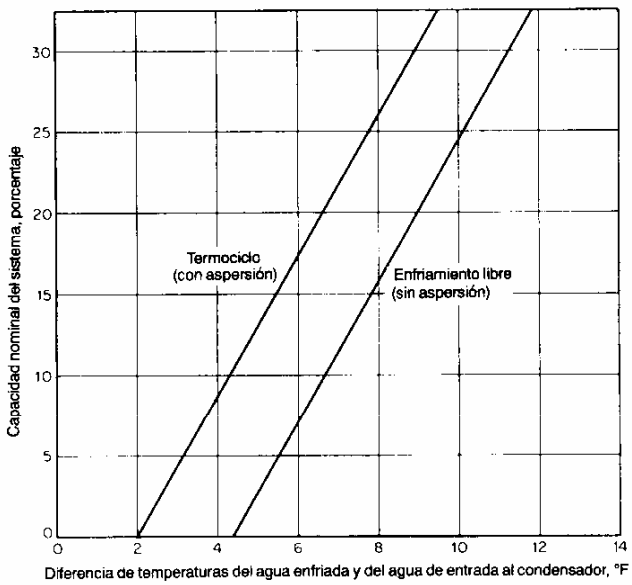


FIG. 12-21 Capacidades de los sistemas de termociclo y de enfriamiento libre.

entrada y el aire tibio de la salida. El aire expulsado por la columna es más ligero que el del ambiente, y el tiro se crea por el efecto de chimenea, eliminando con ello la necesidad de ventiladores mecánicos. McKelvey y Brooke (*The Industrial Cooling Tower*, p. 108, Elsevier, New York, 1959) observan que las torres de tiro natural operan comúnmente con diferencias de presión de aire en la región de 0.2 in de agua manométrica, cuando se someten a una carga plena. La velocidad media del aire por encima del relleno de torre es, por lo común, de 1.2 a 1.8 m/s (4 a 6 ft/s).

El rendimiento de la torre de tiro natural difiere del de la torre de tiro mecánico en que el enfriamiento depende de la humedad relativa tanto como de la temperatura de bulbo húmedo. El tiro aumenta a través de la torre en condiciones de gran humedad, debido al incremento en la diferencia de presión estática disponible para promover el flujo del aire venciendo las resistencias internas. Por lo tanto, cuanto mayor sea la humedad a una temperatura de bulbo húmedo en particular, tanto más fría será el agua de salida para un conjunto de condiciones específicas. Esta relación fundamental se ha utilizado con gran provecho en Gran Bretaña, en donde las humedades relativas son por lo común del 75 al 80%. Por lo tanto, en las etapas de diseño es de vital importancia determinar correctamente y especificar la densidad del aire que entra y sale, además de las condiciones usuales del diseño de torre, de la gama, la diferencia útil de temperaturas y la cantidad de agua. La relación de rendimiento con las condiciones de humedad permite un control exacto de la temperatura del agua de salida que es difícil lograr en una torre de tiro natural.

Los datos para determinar el tamaño de las torres de tiro natural fueron presentados por Chilton [*Proc. Inst. Elec. Eng.*, **99**, 440 (1952)], y Rish y Steel (ASCE Symposium on Thermal Power Plants, October 1958). Chilton demostró que el coeficiente de trabajo D_t de una torre es más o menos constante en su gama normal de operación, y se relaciona con el tamaño de torre a través de un factor de eficiencia o coeficiente de rendimiento C_t como se indica a continuación:

$$D_t = (A\sqrt{Z_t})/(C_t\sqrt{C_t}) \qquad (12\text{-}15)$$

en donde A = área de base de la torre en ft^2, medida al nivel del reborde del estanque y Z_t = altura de la torre en ft, medida por encima del nivel del reborde. El coeficiente de trabajo se determina aplicando la fórmula

$$(W_L/D_t) = 90.59(\Delta h/\Delta T)\sqrt{\Delta t + 0.3124\Delta h} \qquad (12\text{-}16)$$

en donde Δh = cambio en el calor total del aire que atraviesa la torre en Btu/lb; ΔT = cambio en la temperatura del agua que atraviesa la torre en °F; Δt = diferencia entre la temperatura del aire que sale de la columna y la temperatura de bulbo seco en la entrada en °F; W_L = carga de agua de la torre en lb/h. El aire que sale del empaque de la torre se supone en condiciones saturadas a una temperatura intermedia entre las temperaturas del agua en la entrada y la salida. La divergencia, de unos cuantos grados entre la teoría y la práctica en esta última suposición no afecta en forma notable los resultados, ya que la componente de tiro depende de la razón del cambio de densidad al cambio de calor total y no del cambio de temperatura exclusivamente.

Ejemplo 14 Determínese el coeficiente de trabajo para una torre hiperbólica que opera en las siguientes condiciones:

Temperatura del agua que llega a la torre en °F = 82
Temperatura del agua que sale (reenfriada) en °F = 70
Intervalo de temperatura ΔT en °F = 12
Temperatura de bulbo seco del aire t_2 en °F = 57
Temperatura de bulbo húmedo del aire aspirado (ambiente), $t_{w\,2}$ en °F = 51.7
Carga de agua de la torre, W_L en lb/h = 38 2000 000
$t_1 = (82° + 70°)/2 = 76°$ $h_1 = 39.8$ (de Fig. 12-2)
$t_2 = 57°$ $h_2 = 21.3$
$\Delta t = 19°$ $\Delta h = 18.5$
$W_L/D_t = 90.59(18.5/12)\sqrt{19+0.3124(18.5)} = 696$
$D_t = 38\,200\,000/696 = 55\,000$

Los coeficientes de rendimiento o desempeño que se obtienen por lo común han sido del orden de 5.2 aproximadamente, para cargas de agua que sobrepasan 750 lb/(h · ft^2), aunque los nuevos tipos de empaquetamiento o relleno están logrando perfeccionamientos notables (reduciendo dichos coeficientes). Si se toma un valor de C_t de 5.0 y una altura de torre de 320 ft, el área de base de la misma será $(55\,000)(5\sqrt{5})/\sqrt{320} = 34\,600$ ft^2, o el diámetro interno de base al nivel del rebor-

de será de 210 ft. Por lo común se utiliza una relación de altura a diámetro de base de 3:2.

Para determinar la forma en que una torre de tiro natural de cualquier coeficiente de trabajo dado funcionará en condiciones variables, Rish y Steel construyeron el nomograma que se muestra en la figura 12-22. La recta que aparece en el nomograma ilustra las condiciones del ejemplo 14.

TANQUES DE ROCÍO

Los tanques de rocío constituyen un medio para reducir la temperatura del agua mediante el enfriamiento por evaporación y, al hacerlo, reducen enormemente la superficie de enfriamiento necesaria en comparación con un estanque de enfriamiento. El tanque de rocío emplea varias boquillas para rociar el agua y establecer contacto entre ésta y el aire del ambiente. Una boquilla de rocío bien diseñada debe suministrar gotas finas de agua, pero sin producir un rocío que el viento arrastre con facilidad, ya que esto equivale a una pérdida excesiva de flujo.

En la tabla 12-3 se suministran datos de diseño que serán de gran ayuda para la configuración de un tanque de rocío. El tanque se debe situar de tal modo que su eje más largo forme un ángulo recto con el viento dominante de verano. El tanque rectangular es más eficaz que el cuadrado, de modo que si se reduce la anchura del mismo y se incrementa su longitud, se obtendrá un mejor rendimiento. El ren-

TABLA 12-3 Datos de ingeniería y diseño de un tanque de rocío*

Recomendaciones	Usual	Mínimo	Máximo
Capacidad de boquilla, gal/min cada una	35-50	10	60
Boquillas de 12 ft de longitud de tubería	5-6	4	8
Altura de las boquillas sobre los lados de la cuenca, ft	7-8	2	10
Presión de la boquilla, lb/in^2	5-7	4	10
Tamaño de las boquillas y brazos de la boquilla, in	2	$1^1/_4$	$2^1/_2$
Distancia entre las tuberías laterales de rocío, ft	25	13	38
Distancia entre las boquillas y los lados del tanque, sin rebordes, ft	25-35	20	50
Distancia entre las boquillas y los lados del tanque, con rebordes, ft	12-18	10	25
Altura del reborde de rejillas de ventilación, ft	12	6	18
Profundidad de la cuenca del tanque, ft	4-5	2	7
Pérdida por fricción por 100 pies de tubería, in de agua	1-3	....	6
Velocidad de viento estipulada en el diseño, mph	5	3	10

*Tomados de *Spray Pond Bull.*, SP-51, Pág. 3, Marley Co., Mission Woods, Kan, p.3.

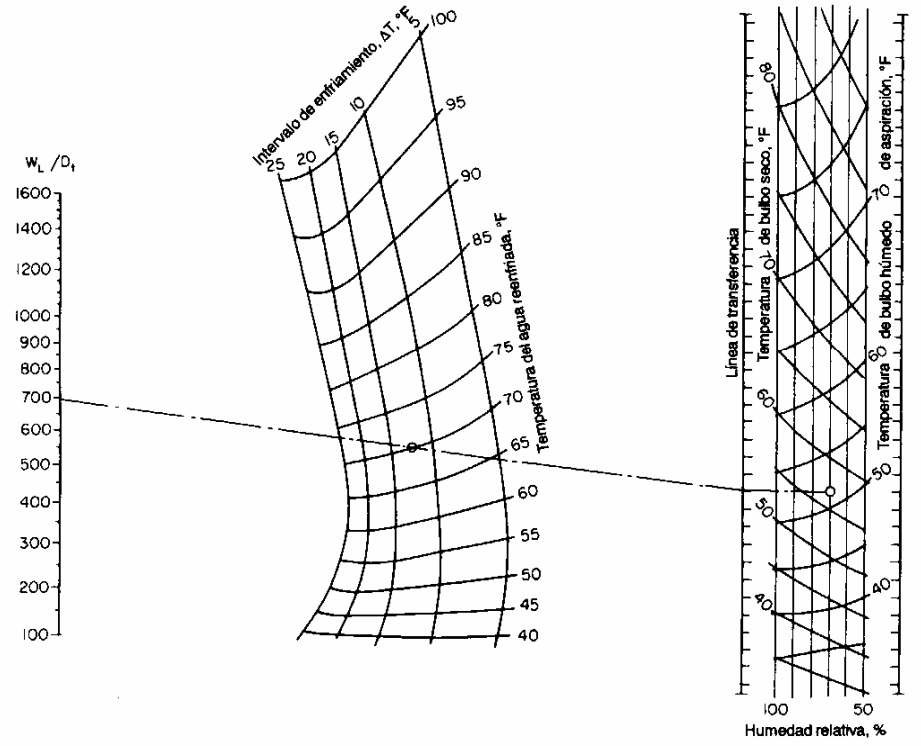


FIG. 12-22 Gráfica universal de rendimiento para torres de enfriamiento de tiro natural. (*Rish y Steel, ASCE Symposium on Thermal Power Plants*, October 1958.)

dimientoseperfecci
da por unidad de áre
las gotas de rocío, e
lados del tanque.

Se debe dejar la
exteriores, para evit
que. Si no es posibl
el tanque deberá ro
con una altura igual
nimo las pérdidas
sucede a menudo qu
manera que esto se
posibles en carrete
inmediatas.

Los diseños físico
nes de tanques de r
datos de clasificaci
rendimiento de enfr
gura 12-23 se prese
tanque de rocío bie
húmedo de 21.1°C
indica que se puede
peratura del bulbo
con un intervalo m
es necesario enfriar
un acercamiento m
varias etapas. Con e
y luego vuelve a roc
en secciones.

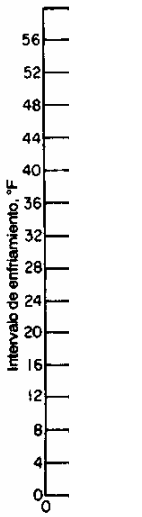


FIG. 12-23 Curva

En la figura 12-2
de rocío que se em
de temperatura de
to de tanque de roc
en la temperatura
volumen lleno de
ceder de la del ag
diferencia útil de

de un tanque

nimo	Máximo
10	60
4	8
2	10
4	10
$1^1/_4$	$2^1/_2$
13	38
20	50
10	25
6	18
2	7
....	6
3	10

., Mission Woods,

tiva, %

ns, October 1958.)

dimientoseperfecciona más aún reduciendo la cantidad de agua rociada por unidad de área de tanque, aumentando la altura y la finura de las gotas de rocío, e incrementando la altura de la boquilla sobre los lados del tanque.

Se debe dejar la suficiente distancia en relación con las boquillas exteriores, para evitar que el rocío se derrame sobre los lados del tanque. Si no es posible asegurar un espacio de 7.6 a 10.7 m (25 a 35 ft), el tanque deberá rodearse con una cerca de rejillas de ventilación, con una altura igual a la máxima de rociada, a fin de reducir al mínimo las pérdidas de flujo. Asimismo, durante los periodos de frío, sucede a menudo que se producen nieblas en los tanques de rocío, de manera que esto se debe tomar en cuenta para no dar margen a peligros posibles en carreteras o edificios que puedan estar en las cercanías inmediatas.

Los diseños físicos y las condiciones de operación de las instalaciones de tanques de rocío varían enormemente, y es difícil desarrollar datos de clasificación exactos que puedan servir para determinar el rendimiento de enfriamiento en todos los casos. No obstante, en la figura 12-23 se presenta el rendimiento que es factible obtener con un tanque de rocío bien diseñado, basado en una temperatura de bulbo húmedo de 21.1°C (70°F) y vientos de 2.2-m/s (5 mph). Esta curva indica que se puede alcanzar un acercamiento de 3.3°C (6°F) a la temperatura del bulbo húmedo con un intervalo de 2.2°C (4°F), pero que con un intervalo mayor, el acercamiento probablemente aumenta. Si es necesario enfriar agua en un intervalo amplio de temperatura y con un acercamiento más o menos reducido, el tanque de rocío se divide en varias etapas. Con este método, el agua se rocía inicialmente, se recoge y luego vuelve a rociarse en otra parte del depósito del tanque dividido en secciones.

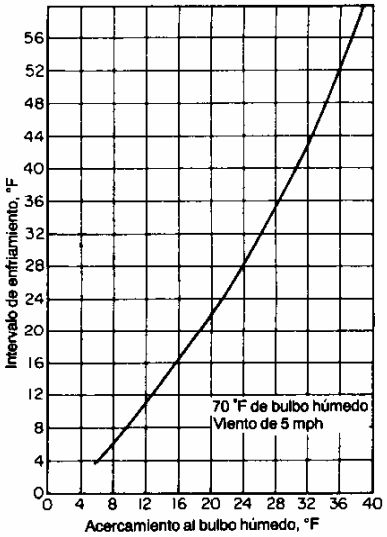


FIG. 12-23 Curva de rendimiento de un tanque de rocío.

En la figura 12-24 se ilustran las curvas de rendimiento de un tanque de rocío que se emplea para condensar vapor, en diversas condiciones de temperatura de bulbo húmedo y diferentes intervalos. El rendimiento de tanque de rocío se calcula con una exactitud razonable con base en la temperatura de bulbo húmedo de salida del aire que atraviesa el volumen lleno de rocío. La temperatura del aire que sale no puede exceder de la del agua caliente que llega al tanque, y la estrechez de la diferencia útil de temperaturas dependerá del diseño del tanque.

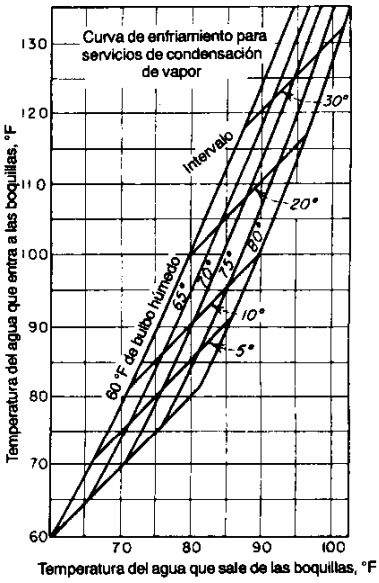


FIG. 12-24 Tanques de rocío: curvas de enfriamiento para servicios de condensación de vapor.

Al calcular el enfriamiento obtenido, el volumen lleno de rocío se determina basándose en la altura, igual que la elevación de las boquillas por encima de la superficie del tanque, más 0.3 m (1 ft por cada 7-kPa/(lbf/in^2) de presión de boquilla y el área plana que se extiende 3 m (10 ft) más allá de las boquillas exteriores. El área de aire afectada es la superficie proyectada en un plano vertical que pasa por el volumen lleno y lateral a la dirección del movimiento del aire. La distancia horizontal que recorre el aire por el volumen lleno se considera como la longitud de desplazamiento del aire.

Ejemplo 15 Determínese la capacidad de enfriamiento de un tanque de rocío que opera en las siguientes condiciones

Flujo de agua (gasto volumétrico) en gal/min	46 000
Presión de la boquilla de rocío en lb/in^2	7
Flujo de agua por boquilla en gal/min	42.5
Área eficaz, longitud X anchura en ft^2	434 × 100
Altura eficaz en ft	7 + 7 de altura de rociada
Velocidad del viento en ft/min	440
Viento dominante	Lateral al tanque
Temperatura ambiente de bulbo húmedo en °F	78
Temperatura del agua recibida en °F	102

Área de aire eficaz = (434)(14) = 6080 ft^2

Flujo de aire = (440(6080) = 2 680 080 ft^3/min

L = (46 000)(8.33) = 384 000 lb de agua/min

G = 2 680 000/14.3 = 187 500 lb de aire/min

L/G = 384 000/187 500 = 2.05

h' a 78°F de temperatura = 41.58 Btu/lb (tomado de la Tabla 12-1). Supóngase que la temperatura del agua de salida = 92°F.

$$\frac{L}{G} = \frac{(h'_2)\ aire\ de\ sal. - (h'_1)aire\ de\ ent.\ temp.\ del}{agua\ de\ ent. - temp.\ del\ agua\ de\ sal.} = 2.05 = \frac{h'_2 - 41.58}{10}$$

h'_2 = 61.63 Btu/lb

La temperatura de bulbo húmedo correspondiente = 94°F del aire que sale del tanque.

El acercamiento posible a la salida del aire (tomada de la Tabla 12-4) = – 2°F.

La temperatura del agua de salida del tanque de rocío = 94°F – 2°F = 92°F.

Puesto que la temperatura del agua saliente corrobora la suposición, el tanque de rocío es capaz de enfriar 46 000 gal/min de 102 a 92°F, con una temperatura de bulbo húmedo de 78°F y vientos de 5 mph. El total de boquillas de rocío necesarias es 1080 a 42.5 gal/min cada una, y con 7-lbf/in^2 de presión.

TABLA 12-4 Ajustes de grados que se deben aplicar a la temperatura de bulbo húmedo del aire de salida, para determinar la temperatura del agua enfriada en tanques de rocío*

Intervalo de enfriamiento °F.	Temp. de bulbo húmedo de entrada.† °F	Ajuste, °F		
		Distancia recorrida por el aire, ft ‡		
		100	50	25
10	80	–3	+2	+4
	70	–2	+3	+5
	60	–1.5	+3.5	+5.5
15	80	–5.0	+1	+5
	70	–4.0	+2	+5.5
	60	–3.5	+2.5	+6
20	80	–7	0	+6
	70	–8	+1	+7
	60	–5.5	+1.5	+7.5

Temperatura del agua enfriada = temperatura de bulbo húmedo del aire de salida más los valores indicados.

*Tomados de *Heating, Ventilating, Air Conditioning Guide*, 38a. Ed., p. 598. American Society of Heating, Refrigerating and Air Conditioning Engineers, 1960.

†Temperatura de bulbo húmedo del aire que entra al volumen lleno de rocío.

‡Distancia recorrida por el aire a través del volumen lleno de rocío.

ESTANQUES DE ENFRIAMIENTO

Cuando se tienen superficies terrestres grandes, los estanques de enfriamiento ofrecen un método satisfactorio para eliminar el calor del agua. El estanque se puede construir con una inversión relativamente pequeña levantando un dique de tierra de 1.8 a 3.1 m (6 a 10 ft) de altura. Para lograr una buena instalación de estanque, el suelo debe ser razonablemente impermeable y conviene que la ubicación se haga en una zona plana. En el enfriamiento en un estanque abierto se comprenden cuatro procesos principales de transferencia de calor: éste se pierde por evaporación, convección y radiación, o se recupera por radiación solar. El área de estanque necesaria dependerá de la cantidad de grados de enfriamiento necesaria y la pérdida neta de calor de cada ft^2 de superficie de estanque.

Langhaar [*Chem. Eng.*, **60**(8), 194 (1953)] indica que en condiciones atmosféricas específicas, un cuerpo de agua alcanza finalmente una temperatura a la que la pérdida del calor es igual que la ganancia del mismo. Esta temperatura se conoce como de equilibrio y se designa con la letra E en la figura 12-25, que representa un nomograma del rendimiento de un estanque de enfriamiento. La temperatura de equilibrio se ve afectada profundamente por la cantidad de radiación solar, que por lo común no se conoce con mucha precisión y que varía a lo largo del día. Si un estanque tiene por lo menos una retención de 24 h, entonces se deben utilizar condiciones climatológicas cotidianas promedio. Para fines prácticos se recomienda que la temperatura de equilibrio se tome como la cantidad igual a la temperatura normal del agua de río o lago para las condiciones meterológicas especificadas.

Para enfriar a la temperatura de equilibrio, se requeriría un estanque de tamaño infinito para el agua tibia. El acercamiento más bajo posible que se puede obtener en un estanque de tamaño razonable es de 1.7 a 2.2°C (3 a 4°F). Para un estanque con una retención mayor que 24 h, la temperatura del agua saliente variará del promedio en más o menos 1.1°C (2°F) con una profundidad de 1.5 m (5 ft) y tendrá una variación de 1.7°C (3°F) para una profundidad de 0.9 m (3 ft).

El área de estanque necesaria para una carga de enfriamiento dada es casi independiente de la profundidad del mismo. En general, es conveniente tener una profundidad de 0.9 m (3 ft) por lo menos, con el fin de evitar una canalización excesiva de flujo en estanques que cuentan con fondos irregulares, y para evitar cambios notables en la temperatura de salida entre el día y la noche.

Entre los factores que se considera afectan el rendimiento del estanque están la temperatura del aire, la humedad relativa, la velocidad del viento y la radiación solar. Entre los aspectos que tienen sólo un efecto menor se incluyen la transferencia de calor entre la Tierra y el estanque, las variaciones de temperatura y humedad del aire cuando éste atraviesa el agua, y la lluvia.

En la figura 12-25 se presenta un método rápido para determinar los requisitos de área de estanque para un trabajo de enfriamiento dado, D_1 y D_2 son las diferencias útiles a la temperatura de equilibrio para el agua entrante y saliente en °F; V_w es la velocidad del viento en millas por hora; el producto PQ representa área de la superficie del estanque en ft^2/(gal/min) de flujo al estanque. El factor P supone un estanque con flujo uniforme, sin turbulencias, y en donde la masa de agua tiene una temperatura más cálida que la del aire.

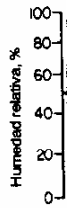
Ejemplo 16 Determínese el tamaño necesario para un estanque de enfriamiento que opera en las siguientes condiciones:

Humedad relativa en % = 50
Velocidad del viento en mph = 5
Temperatura de bulbo seco del aire en °F = 68
Ganancia de calor solar en Btu/(h)(ft^2) = 100
Cantidad de agua en gal/min = 10 000
Entrada de agua en °F = 110
Salida de agua en °F = 90

Según el nomograma, P = 68 y Q = 1.07, lo cual da el área requerida de 73 ft^2/(gal · min). El área para 10 000 gal/min es, por tanto, 730 000 ft^2, o sea, 17 acres.

Con una profundidad de 5 ft, el volumen total de estanque representa un tiempo de retención de 45.5 h, que es más del tiempo de retención de 24 h necesario para mantener una temperatura de descarga más o menos constante a lo largo del día.

En la tabla 12-5 se incluyen valores usuales de radiación solar en una superficie horizontal en Btu/(h · ft^2) basados en el análisis de los registros de la Weather Bureau de varias estaciones en todo el territorio de Estados Unidos. Se trata de valores en días claros que raramente se han sobrepasado, incluso en las regiones áridas elevadas. Los valores mensuales promedio normales o reales son sólo del 50 al 60% de las cifras tabuladas, la mayor parte de ellas en la región este de Estados Unidos, y entre el 80 y 90% en el sudoeste árido. Asimismo, la radiación solar se debe multiplicar por el coeficiente de absorción del estanque que, aparentemente, sobrepasa del 95%.



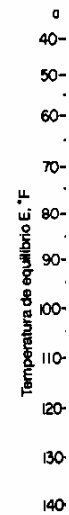


FIG. 12-25 Nomog

REFRIGERACIÓN

REFERENCIAS GENERALES: *ASHRAE Handbook and Product Directory: Applications* 1978; *Equipment*, 1983; *Systems*, 1980; *Fundamentals*, 1981; American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Atlanta. Brown and Briley "Low Temperature Refrigeration Systems". *Refrig. Serv. Contr.* (July, August, September, and October 1968). Carrier Air Conditioning Company, *A Handbook of Air Conditioning System Design*, McGraw-

Hill, New York, 1980
Tech. Bull. RT-27, E
1966. Holman, "Ref
Contr. (January and
and 2, Carrier Air C

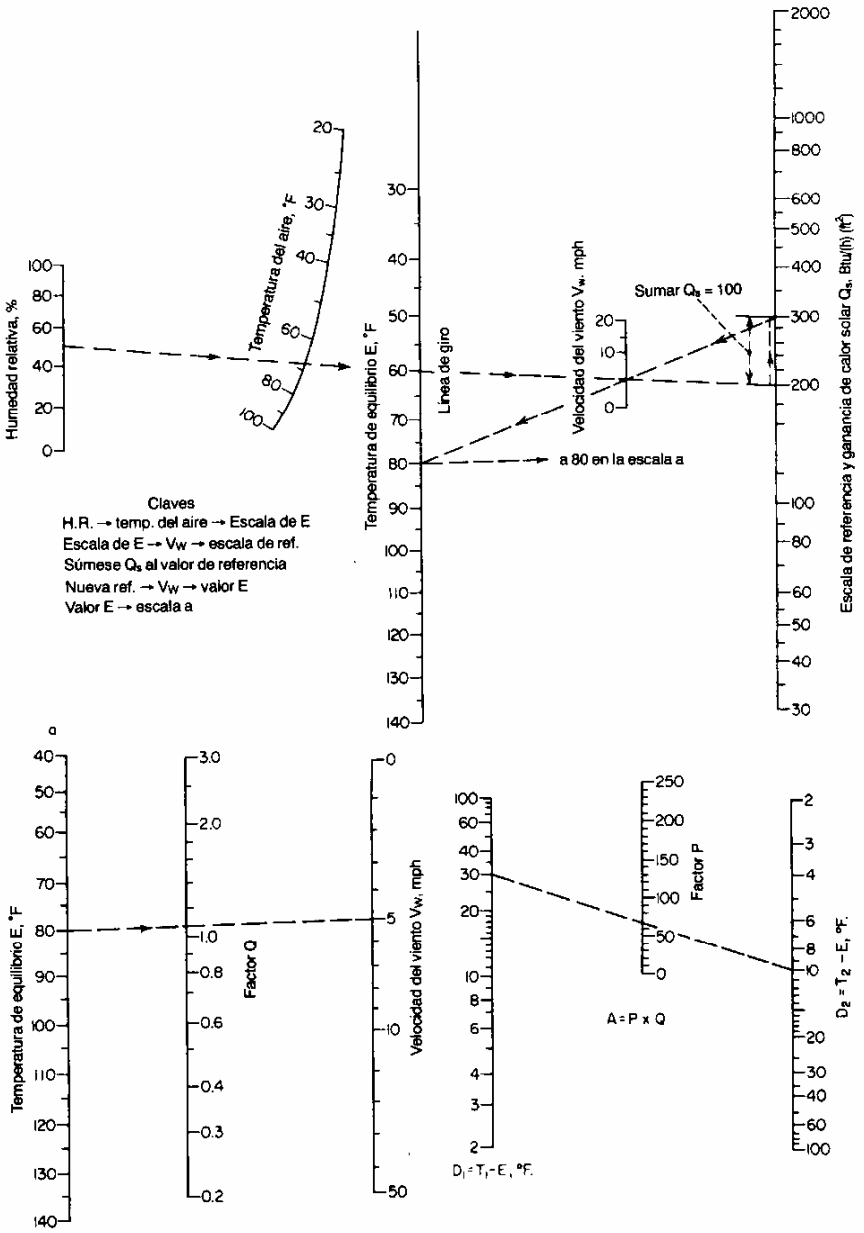


FIG. 12-25 Nomograma para determinar el rendimiento y el tamaño de un estanque de enfriamiento [*Langhaar*, Chem. Eng., ***60(8), 194 (1953)***.]

Hill, New York, 1980. *Comparative Refrigeration Performance Ratings*, Freon Tech. Bull. RT-27, E. I. du Pont de Nemours and Co., Inc., Wilmington, Del., 1966. Holman, "Ultra Low-Temperature Compound Systems", *Refrig. Serv. Contr.* (January and March 1968). *Mechanical Refrigeration Principles*, parts 1 and 2, Carrier Air Conditioning Company, Syracuse, N.Y., 1963. *Process Refrigeration Education Program*, Carrier Air Conditioning Company, Syracuse, N.Y., 1981. *Refrigeration*, York Technical Training, York Division, Borg-Warner, York, Pa., 1972. Trane Co., *Air Conditioning Manual*, McGill Graphic Arts, St. Paul, Minn., 1980. Trane Co., *Refrigerating Manual*, North American Press, Milwaukee, Wis., 1980. *Periodicals, Air-Conditioning and*

Refrigeration News; ASHRAE Journal; Chemical Engineering; Heating/Piping/Air Conditioning; Petroleum Refiner; Power; Refrigeration Service and Contracting.

TABLA 12-5 Radiación solar máxima esperada a varias latitudes norte*

Btu/(h)(ft²)

	Prom. de 24 h en latitud norte				Valor de medio día en latitud norte			
	30°	35°	40°	45°	30°	35°	40°	45°
1 de ene	65	50	40	30	240	205	170	135
1 de feb	75	65	55	45	270	240	210	175
1 de mar	90	80	75	65	305	285	255	230
1 de abr	110	105	95	90	340	320	300	280
1 de mayo	120	120	120	115	360	350	335	320
1 de jun	130	130	130	130	365	360	345	335
1 de jul	130	130	130	130	365	360	350	340
1 de agos	125	125	125	120	360	350	340	325
1 de sep	115	110	105	100	350	335	315	300
1 de oct	100	90	80	75	315	295	270	245
1 de nov	80	70	60	50	270	245	215	185
1 de dic	65	55	45	35	240	210	175	140

*Langhaar, *Chem. Eng.*, **60**(8), 194 (1953).

INTRODUCCIÓN

La refrigeración mecánica es el proceso mediante el cual se reduce la temperatura de una sustancia por debajo de la que prevalece en su ambiente. La industria de procesos químicos es uno de los usuarios más importantes de las instalaciones de refrigeración. Los grandes usuarios de la refrigeración en este campo realizan procesos como la elaboración de hule sintético y textiles, refrigerantes, cloro, plásticos, fluoruro de hidrógeno, intermedios de naftaleno, tinturas, tereftalato de dimetilo, acrilonitrilo y caprolactama.

La refrigeración se emplea para remover el calor de reacciones químicas, licuar gases de proceso, separar gases por destilación y condensación y purificar productos mediante la congelación de separación selectiva de un componente de una mezcla líquida. La refrigeración se emplea también en forma amplia en el acondicionamiento de aire de zonas de plantas industriales, con fines de "confort" y en aplicaciones asociadas con procesos y el aprovechamiento térmico ambiental.

Principios básicos La refrigeración se basa primordialmente en dos principios básicos conocidos como la primera y segunda leyes de la termodinámica. La primera de ellas establece que la energía no se crea ni se destruye. Si desaparece energía en una forma, debe reaparecer en otra, es decir, no puede aparecer energía en una manifestación sin que se registre una reducción correspondiente en otra de sus formas. La segunda ley indica que ningún sistema puede recibir calor a una temperatura dada y rechazarlo o emitirlo a una temperatura superior, sin que el medio que lo rodea efectúe un trabajo en el mismo. El calor fluye siempre del cuerpo más caliente al más frío. Si se toman en cuenta las consideraciones de esta ley, el ciclo de refrigeración ideal será el inverso del llamado ciclo de Carnot. El coeficiente de eficiencia o rendimiento COP de un ciclo de Carnot depende de las temperaturas a las que se agrega o rechaza calor. Por lo tanto,

$$\text{COP} = T_1/(T_2 - T_1) \qquad (12\text{-}17)$$

en donde T_1 = temperatura del evaporador, absoluta
T_2 = temperatura de condensación, absoluta

En un ciclo de refrigeración real, la reversibilidad no existe y, por ende, se registrarán pérdidas que harán que el COP, sea menor que el ciclo ideal.

En la sección 4 se incluye un planteamiento minucioso y amplio de la teoría de la termodinámica.

Definiciones Una **tonelada de refrigeración** es la que se produce al derretir una tonelada de hielo a la temperatura de 0°C (32°F) en 24 h. Se trata de un índice de eliminación de calor que equivale a suprimir 11 376 kJ/h (12 000 Btu/h).

La **unidad térmica británica**, o Btu, es el calor necesario para producir un aumento de temperatura de 1°Fen 1 lb de agua.

Los líquidos con puntos de ebullición bajos sirven como refrigerantes en la refrigeración mecánica. Los que cambian de líquido a gas después de absorber calor se conocen como **refrigerantes primarios**. La salmuera, el aire y el agua actúan sólo como portadores de calor y se clasifican como **refrigerantes secundarios**. En la tabla 12-6 se presenta la lista de la composición química de varios refrigerantes junto con sus designaciones numéricas.

TABLA 12-6 Designaciones numéricas y composición química de varios refrigerantes

R-11	Triclorofluorometano
R-12	Diclorodifluorometano
R-13	Clorotrifluorometano
R-13B1	Bromotrifluorometano
R-14	Tetrafluoruro de carbono
R-21	Diclorofluorometano
R-22	Clorodifluorometano
R-23	Trifluorometano
R-40	Cloruro de metilo
R-50	Metano
R-113	Troiclorotrifluoroetano
R-114	Diclorotetrafluoroetano
R-115	Cloropentafluoroetano
R-142b	Clorodifluoroetano
R-152a	Difluoroetano
R-170	Etano
R-126	1,3-dicloro-1,1,2,2,3,3-hexafluoropropano
R-290	Propano
R-C318	Octafluorociclobutano
R-500	Azeótropo de R-12 y R-152a
R-502	Azeótropo de R-12 y R-115
R-503	Azeótropo de R-23 y R-13
R-504	Azeótropo de R-32 y R-115
R-600	*n*-butano
R-600a	Isobutano
R-717	Amoniaco
R-744	Bióxido de carbono
R-1150	Etileno
R-1270	Propileno

PROPIEDADES DE LOS REFRIGERANTES

Se han desarrollado varios refrigerantes que permiten efectuar una selección óptima para una aplicación específica. Entre los factores importantes se incluyen los **1)** químicos, termodinámicos y las propiedades físicas, **2)** la capacidad de sistema requerida, **3)** el tipo de compresor, **4)** el nivel de temperatura deseado, y **5)** las consideraciones de seguridad.

Los hidrocarburos halogenados se usan predominantemente tanto para servicios de aire acondicionado como de baja temperatura. Las ventajas principales son las propiedades que los caracterizan de no ser inflamables, explosivos y tóxicos. Por lo tanto, estos refrigerantes han sustituido en gran parte a los que se empleaban con anterioridad, como el cloruro de metilo, el dióxido de carbono, el dióxido de azufre, el propano, el propileno y el etileno. El amoniaco (R-717) tiene aplica-

ciones en trabajos a bajas temperaturas con compresores recíprocos o movimiento alterno, y cuando la toxicidad elevada no constituye un factor crítico.

Entre las propiedades sobresalientes de un refrigerante se mencionan:

Temperatura y presión de ebullición Conviene mantener una presión superior a la atmosférica a fin de evitar la filtración de aire y humedad al sistema. En consecuencia, el punto de ebullición del refrigerante debe ser menor que el nivel de temperatura del sistema deseado.

Temperatura de congelación El refrigerante seleccionado debe tener una temperatura de congelación muy por debajo de la temperatura mínima de operación del sistema.

Temperatura y presión críticas La presión y la temperatura de operación del sistema deben ser inferiores a los valores críticos. La temperatura crítica es aquella por encima de la cual ninguna cantidad de presión licuará un gas específico. Arriba de la condición crítica, las fases líquida y gaseosa tienen propiedades idénticas.

Presiones del condensador y del evaporador La presión del condensador debe ser lo suficiente baja para permitir el empleo de equipos más o menos ligeros. Cuanto mayor sea la presión de operación del sistema, tanto mayor será el costo del equipo y la tubería. La presión del evaporador no debe ser demasiado baja, ya que con ello aumenta en forma anormal la relación de compresión.

Volumen específico Esta propiedad se relaciona directamente con el tamaño del compresor cuando se multiplica por el gasto masa. Es conveniente tener volúmenes de succión reducidos para compresores recíprocos y volúmenes de succión elevados para compresores centrífugos. Los compresores recíprocos emplean casi siempre R-12, R-22, R-500, R-502, R-13 y R-717. Los compresores centrífugos son adaptables para R-11, R-12, R-114, R-113 y, en tonelajes muy grandes, para R-22.

Calor latente El calor latente elevado de evaporación es importante ya que afecta la magnitud del efecto refrigerante, la cantidad de refrigerante circulado y el tamaño y el costo de la tubería auxiliar, así como del equipo. No obstante, no se debe tomar en cuenta por sí solo, sino en combinación con otras propiedades, como el volumen específico del vapor y el calor específico del líquido.

Calor específico del líquido Conviene tener un volumen bajo, de otra manera se necesitará un enfriamiento demasiado marcado para el líquido caliente que llega al evaporador.

Peso molecular Esta propiedad se relaciona en forma directa con el volumen específico del vapor; cuanto mayor sea el peso molecular tanto más grande será el volumen específico. Para aplicaciones de compresores centrífugos que requieren grandes cantidades de gas, el refrigerante se debe caracterizar por un gran peso molecular.

Potencia teórica por tonelada A niveles de aire acondicionado, este valor es más o menos el mismo para la mayor parte de los refrigerantes; pero adquiere una importancia particular a temperaturas más bajas.

Temperaturas de descarga Los refrigerantes que tienen temperaturas de descarga de compresor relativamente elevadas manifiestan cierta tendencia a provocar la separación del aceite y a producir lodos. Por ejemplo, el R-502 permite una temperatura de descarga mucho más baja para compresores recíprocos que el R-22.

Miscibilidad La miscibilidad constituye una ayuda para el retorno del aceite del evaporador al compresor cuando se trata de aplicaciones reciprocantes minimizando con ello este tipo de problemas. El R-12 y el R-500 son altamente miscibles, el R-22 y el R-502 lo son en menor grado y el R-717 no es miscible con el aceite.

Aspectos de seguridad Los refrigerantes se agrupan según su toxicidad e inflamabilidad. Los hidrocarburos halogenados, como R-12, R-22, R-502 y R-13 fueron clasificados por la ASA, estándar B9.1 como grupo 1. El grupo 1 es el que encierra menos peligros asociados con la inflamabilidad y la explosividad, y posee toxicidad mínima. El peligro aumenta al incrementarse el número del grupo. El R-717, cloruro de metilo, y el dióxido de azufre son refrigerantes del grupo 2 y son tóxicos o inflamables, o bien, ambas cosas. Los refrigerantes del grupo 3 son muy inflamables y explosivos, e incluyen el propano, el propileno, el etileno, el etano, el metano, el butano y el isobutano.

Otras propiedades deseables Además de las antes mencionadas, el refrigerante debe ser también estable y no corrosivo, y poseer gran conductividad térmica y poca viscosidad. Conviene tener también un costo bajo por libra, pero esta consideración rara vez desempeña un papel importante en la evaluación final de los refrigerantes que existen hoy en el comercio.

En años recientes se ha observado un interés cada vez mayor en las mezclas refrigerantes de azeótropos. El azeótropo es una mezcla, casi siempre de dos compuestos, que se comporta físicamente como si se tratara de una sola sustancia pura. R-500, que es un azeótropo del R-12 y el R-152a, caracterizado por una razón de composición de 73.8 a 26.2% en peso, respectivamente, se ha empleado en compresores reciprocantes para prestar una capacidad entre R-12 y R-22. Un azeótropo más reciente, el R-502, se desarrolló para compresores reciprocantes, sobre todo para aplicaciones a temperaturas bajas comprendidas entre −17.8 y −28.9°C (0 y −20°F). Se trata de una mezcla de R-22 y R-115 en la razón de 48.5 a 51.2% en peso. Una unidad reciprocante existente, R-22, que opera dentro de esta gama, aumenta de capacidad entre 4 y 15% cargándola con R-502.

En la figura 12-26 se presenta una gráfica de presión de vapor y temperatura para varios refrigerantes, en la tabla 12-7 se incluyen los resultados comparativos de refrigerantes específicos a varias temperaturas de operación. En la sección 3 aparece un análisis completo de las propiedades termodinámicas de muchos refrigerantes.

SELECCIÓN DEL EQUIPO

No hay un refrigerante universal que se pueda utilizar en todas las aplicaciones. Lo mismo puede decirse respecto de la selección del tipo de equipo de refrigeración para satisfacer un trabajo de enfriamiento determinado.

Entre las muchas variables que se deben estudiar están **1)** la carga de refrigeración, **2)** el nivel de temperatura al que el fluido del proceso debe enfriarse, **3)** la fuente de energía para activar la unidad de refrigeración, **4)** la cantidad disponible y la temperatura de los medios de condensación, y **5)** el espacio. En ocasiones, más de un tipo de equipo puede ser técnicamente apropiado; por tanto, es necesario efectuar la selección basándose en consideraciones prácticas como el tamaño de la unidad o la capacidad disponible, la inversión y los costos de operación, la flexibilidad de funcionamiento, los gastos de mantenimiento y la seguridad.

El equipo reciprocante o movimiento alterno tiene sus aplicaciones más generalizadas hasta los 528 kW (150 ton) de capacidad, a los niveles de acondicionamiento de aire. No obstante, los compresores reciprocantes se caracterizan por costos de mantenimiento más elevados y necesitan más espacio por tonelada, poniéndolos en desventaja con los tamaños de mayores dimensiones. Las máquinas centrífugas son casi siempre unidades de gran capacidad, entre 528 y 29 920 kW (150 a 8500 toneladas). Los costos de mantenimiento son menores que para las máquinas reciprocantes y su seguridad es aceptable.

Las unidades de absorción tienen muchas aplicaciones de enfriamiento de agua cuando se dispone de vapor a baja presión y costo reducido. Las capacidades varían de 352 a 4224 kW (100 a 1200 ton) en una sola unidad cuando se trata de enfriar agua a una gama comprendida entre 7.2 a 10°C (45 y 50°F). La desventaja principal es la dificultad para mantener un sistema aislado con el bromuro de litio tan corrosivo y un vacío de operación de 0.2 inHg absoluta en el evaporador y el absorbedor. Las unidades de absorción de bromuro de litio no se pueden aplicar a trabajos de enfriamiento con salmuera.

Las unidades de chorro de vapor también se utilizan en aplicaciones de enfriamiento de agua, normalmente en el intervalo de 176 a 5280 kW (50 a 1500 ton) por máquina. Estas ofrecen inversiones y costos de mantenimiento reducidos, sobre todo si se emplea un condensador barométrico. Este es particularmente adecuado para aplicaciones de temperaturas de salida de agua fría más o menos elevadas, en donde se dispone de un exceso de vapor a 689 kPa (100 lb/in^2 de presión mano-

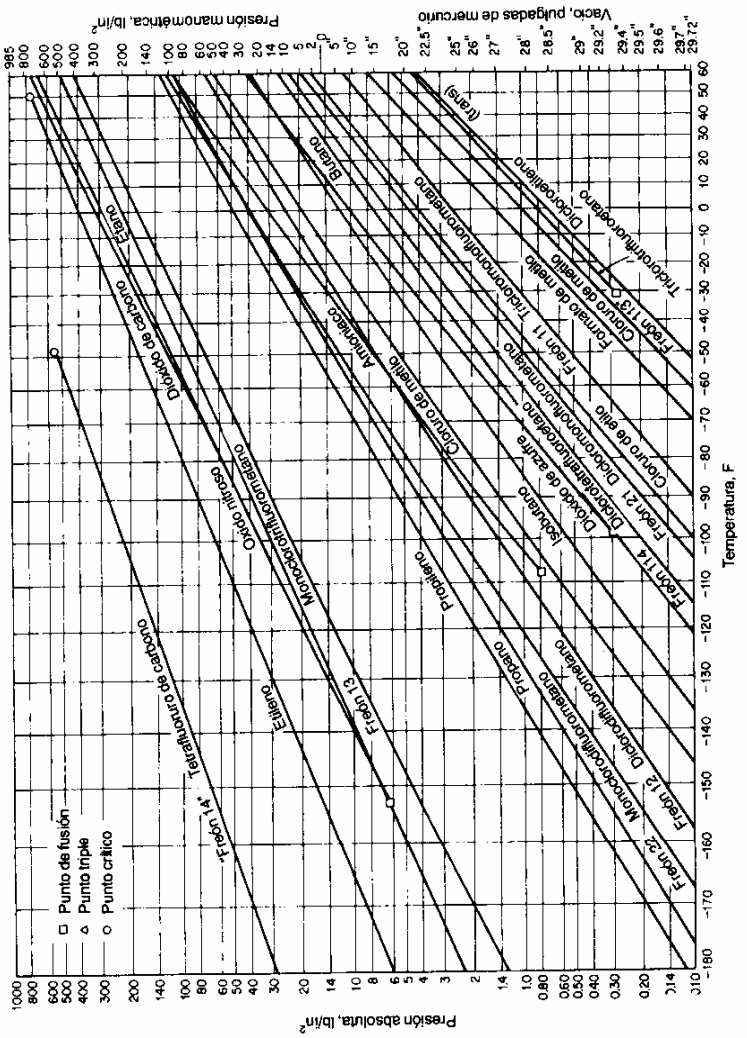


FIG. 12-26 Relación presión-temperatura de algunos refrigerantes (*E.I. du Pont de Nemours & Co., Inc.*)

TABLA 12-7 Rendimiento teórico de refrigerantes de halocarburos

Basado en una tonelada de refrigeración

+ 40°F. Evaporación, 100°F. condensación

Propiedad	R-11	R-12	R-13B1	R-21	R-22	R-113	R-114	R-115	R-C318	R-502

TABLA 12-7 Rendimiento teórico de refrigerantes de halocarburos

Basado en una tonelada de refrigeración

+40°F. Evaporación, 100°F. condensación

Propiedad	R-11	R-12	R-13B1	R-21	R-22	R-113	R-114	R-115	R-C318	R-502
Temperatura de sobrecalentamiento, °F	65	65	65	65	65	65	65	65	65	65
Presión del evaporador, lb/in² man	15.6*	37.0	123.9	4.8*	68.5	24.5*	0.4	57.9	7.4	80.2
Presión del condensador, lb/in² man	8.8	117.2	300.6	25.3	195.9	8.6*	31.2	166.2	52.7	214.4
Relación de compresión	3.34	2.55	2.27	3.25	2.53	3.95	3.04	2.49	3.04	2.41
Efecto neto de refrigeración † Btu/lb	71.48	54.27	30.56	93.44	73.27	59.40	62.60	34.50	37.35	49.61
Refrigerante circulado, lb/min	2.798	3.685	6.545	21.40	2.729	3.367	3.195	5.797	5.354	4.032
Volumen específico del vapor, ft³/lb	5.724	0.828	0.232	4.749	0.706	11.240	2.109	0.256	1.202	0.480
Desplazamiento del compresor, ft³/lb	16.014	3.050	1.516	10.164	1.928	37.841	6.738	2.645	6.435	1.936
Potencia en hp	0.63	0.66	0.76	0.69	0.68	0.63	0.50	0.75	0.69	0.72
C.O.P.	7.530	7.100	6.203	6.863	6.901	7.499	9.397	6.267	6.840	6.578
Temperatura de descarga, °F	139.2	133.0	137.5	167.0	152.3	118.2	110.8	109.6	103.7	133.9

−30°F, evaporación, 100°F, condensación

Propiedad	R-11	R-12	R-13B1	R-21	R-22	R-113	R-114	R-115	R-C318	R-502
Temperatura de sobrecalentamiento, °F	65	65	65	65	65	65	65	65	65	65
Presión del evaporador, lb/in² man	27.8*	5.5*	24.9	26.1*	4.9	29.3*	24.6*	3.0	22.2*	9.4
Presión del condensador, lb/in² man	8.8	117.2	300.6	25.3	195.9	8.6	31.2	166.3	52.7	214.4
Relación de compresión	22.58	10.99	7.97	21.21	10.76	35.09	17.68	10.21	17.74	9.51
Efecto neto de refrigeración Btu/lb	71.92	56.22	32.96	93.84	76.47	59.50	48.71	38.89	38.25	52.06
Refrigerante circulado, lb/min	2.781	3.558	6.068	2.131	2.615	3.361	4.106	5.421	5.229	3.842
Volumen específico del vapor, ft³/lb	39.436	3.811	0.198	28.962	3.255	100.480	12.693	2.002	7.344	2.081
Desplazamiento del compresor, ft³/lb	109.66	13.56	5.57	61.73	8.514	337.745	52.117	10.854	38.402	7.997
Potencia en hp	1.81	1.91	2.18	1.90	2.05	1.76	1.82	2.03	1.93	2.08
C.O.P.	2.600	2.468	2.159	2.483	2.302	2.673	2.595	2.320	2.449	2.271
Temperatura de descarga °F	262.5	231.0	227.6	318.0	283.0	206.7	179.1	171.4	155.9	221.5

−100°F, evaporación, −30°F, condensación

Propiedad	Condiciones de saturación				Vapor sobrecalentado			
	R-13B1	R-13	R-22	R-23	R-13B1	R-13	R-22	R-23
Temperatura de sobrecalentamiento, °F	...	...	...	...	−50	−50	−50	−50
Presión del evaporador, lb/in² man	16.6*	7.5	25.0*	9.0	16.6*	7.5	25.0*	9.0
Presión del condensador, lb/in² man	24.9	90.9	4.9	111.3	24.9	90.9	4.9	111.3
Relación de compresión	6.05	4.75	8.16	5.31	6.05	4.75	8.16	5.31
Efecto de refrigeración. Btu/lb	41.86‡	46.39‡	90.82‡	78.05‡	46.86†	55.69†	97.39†	86.16†
Refrigerante circulado, lb/min	4.778	4.311	2.202	2.562	4.268	3.591	2.054	2.321
Volumen específico del vapor, ft³/lb	3.889	1.564	18.433	2.191	4.456	1.950	21.241	2.559
Desplazamiento del compresor, ft³/lb	18.58	6.74	40.59	5.61	19.02	7.002	43.619	5.941
Potencia en hp	1.08	1.13	1.07	1.13	1.10	1.15	1.13	1.19
C.O.P.	4.378	4.190	4.408	4.167	4.306	4.101	4.175	3.974
Temperatura de descarga, °F	10.9	−0.6	53.8	36.7	61.8	74.5	112.1	93.0

* In de mercurio por debajo del 1 atm.
†Vapor sobrecalentado y líquido saturado.
‡Vapor y líquido saturados.

métrica), aproximadamente, y cuando se tiene también agua de condensación más o menos fría. Las desventajas principales son el tamaño físico del equipo y los altos requisitos de vapor y agua.

CICLOS DE COMPRESIÓN DE VAPOR

Ciclo de refrigeración de una sola etapa En la figura 12-27 se ilustra el ciclo de refrigeración básico que se utiliza para la compresión de vapor de una sola etapa. Los cuatro componentes básicos del sistema son el compresor, el condensador, la válvula de expansión y el evaporador. El ciclo comprende dos presiones, una alta y otra baja, que permiten desarrollar un proceso continuo para producir un efecto de enfriamiento.

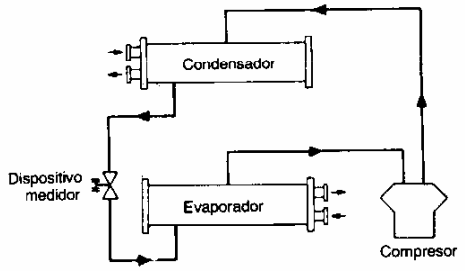


FIG. 12-27 Ciclo básico de refrigeración (*York, Division of Borg-Warner*).

Conforme el refrigerante líquido fluye por el evaporador, el calor se absorbe de un fluido en vías de enfriamiento y el refrigerante hierve a consecuencia de ello. Luego el vapor a baja presión se comprime y los niveles de presión y temperatura se elevan hasta un punto en el que el vapor sobrecalentado se condensa utilizando el medio de enfriamiento disponible. Al comprimir el gas, el calor de compresión se agrega al vapor al aumentar la presión. Luego, el vapor pasa al condensador en donde el gas se licua. A continuación, el refrigerante líquido fluye de éste a una válvula de expansión en donde su presión y su temperatura se reducen a las que prevalecen en el evaporador y, con ello, el ciclo queda completo. En la figura 12-28 se presenta el diagrama esquemático de un ciclo típico de refrigeración centrífuga.

Los ciclos de refrigeración se analizan más fácilmente aplicando un diagrama de Mollier o por medio de una gráfica de presión-entalpía. En la figura 12-29 se presenta un diagrama usual de P-h para R-12, con un ciclo de refrigeración representativo indicado. Cuando se realiza un trabajo o se transfiere calor, el refrigerante sufre un cambio de entalpía. La curva de la izquierda del diagrama es la línea del líquido saturado y la de la derecha es la línea del vapor saturado. En el área comprendida entre estas curvas de saturación, el refrigerante existe en forma de una mezcla de líquido y vapor. Todos los puntos que quedan a la derecha de la línea de vapor saturado representan las condiciones del vapor sobrecalentado. Los que quedan a la izquierda de la línea de saturación del líquido representan al refrigerante en la fase líquida, a una temperatura inferior a la de saturación para la presión existente. Esta área se conoce como región de subenfriamiento. La evaporación y la condensación se consideran como procesos de presión constante, de modo que se representan mediante líneas horizontales en el diagrama P-h. Desde el punto de vista ideal, la compresión de un gas es un proceso isentrópico o isocntrópico (de entropía constante) que presupone la inexistencia de pérdida de calor y la ausencia de fricción. Las líneas de entropía constante se incluyen en el diagrama en la zona de sobrecalentamiento y se designan como "compresión".

El ciclo teórico se inicia en el punto A, en donde el líquido saturado proveniente del condensador entra en la válvula de expansión. El paso

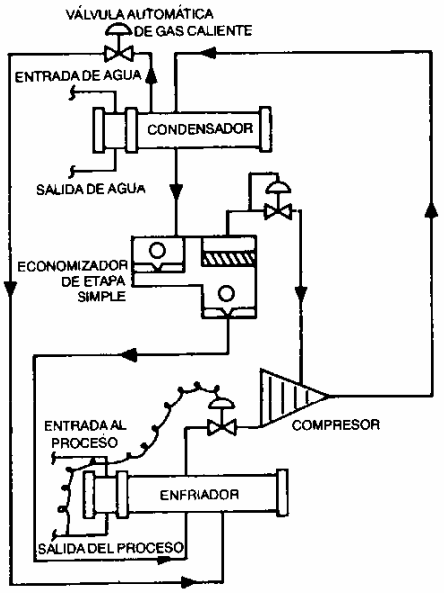


FIG. 12-28 Sistema de refrigeración centrífugo (*Carrier Air Conditioning Company*).

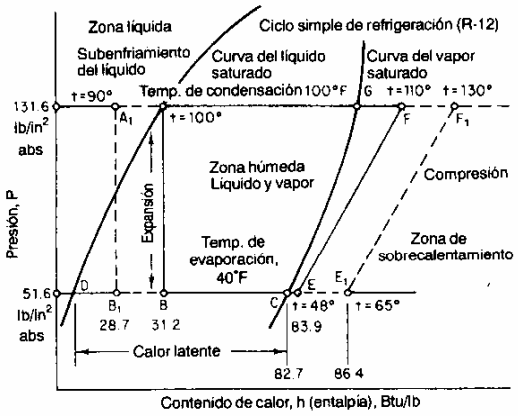


FIG. 12-29 Diagrama P-h típico para el R-12. (*Holman*, Refrig. Serv. Contr., *January 1968*.)

del refrigerante por una válvula de expansión es un proceso de estrangulación sin que se genere un cambio de entalpía, de manera que una línea vertical trazada de A a B representa dicho proceso. Conforme el refrigerante líquido se expande a la presión del evaporador, parte del mismo se evapora instantáneamente y enfría al resto del líquido a la temperatura del evaporador. Después de absorber calor del fluido que se está enfriando en el evaporador, el vapor del refrigerante sale del serpentín en el punto E y entra al compresor.

Luego, el gas se comprime de una presión baja a una presión elevada pasando isentrópicamente de E a F. Dentro del condensador, el gas

sobrecalentado pierde inicialmente parte del sobrecalentamiento pasando de F a G, hasta que se llega una vez más a la curva de vapor saturado, que representa el instante en que principia la condensación. Esta ocurre siguiendo la línea GA. En el punto A, el vapor se ha condensado por completo en líquido y con esto concluye el ciclo teórico de una sola etapa.

El cálculo de las condiciones del ciclo se comprenderán con mayor facilidad si se utiliza el diagrama P-h. El **efecto refrigerante neto** logrado en el evaporador es:

$$RE = h_g - h_f \qquad (12\text{-}18)$$

en donde RE = efecto refrigerante, en Btu/lb
h_g = entalpía del vapor que sale del evaporador, en Btu/lb
h_f = entalpía del líquido que sale del condensador, en Btu/lb
Los subíndices g y f son nomenclatura estándar y simbolizan, respectivamente, las corrientes de gas y fluido, y no se refieren a la figura 12-29, en donde los puntos E y A son, respectivamente, análogos.

El **peso del refrigerante circulado por tonelada** de capacidad se determina mediante la siguiente expresión:

$$\text{gasto en peso lb/(min · ton)} = \frac{200 \text{ Btu/(min · ton)}}{\text{RE, Btu/lb}} \qquad (12\text{-}19)$$

El **volumen teórico de vapor** que se va a manejar por tonelada es

$$\text{ft}^3\text{/(min · ton)} = \text{gasto en peso} \times V_g \qquad (12\text{-}20)$$

en donde V_g = volumen específico del vapor de succión que penetra en el compresor, en ft^3/lb. El **calor de compresión** es la diferencia de entalpía entre la descarga h_d y las condiciones del gas en la entrada del compresor, h_g, es decir, los puntos F y E, respectivamente, de la figura 12-29.

$$\text{Calor de compresión} = h_d - h_g \quad \text{Btu/lb} \qquad (12\text{-}21)$$

El **trabajo de compresión** por tonelada se determina entonces multiplicando el calor de compresión por el gasto en peso, o sea,

$$\text{Trabajo de compresión, Btu/(min·ton)} = (h_d - h_g) \times \text{gasto en peso} \qquad (12\text{-}22)$$

El trabajo requerido normalmente se expresa como potencia en hp por tonelada. Puesto que 1 hp es igual que 42.4 Btu/min,

$$\text{hp/ton} = \frac{\text{trabajo de compresión, Btu/min}}{42.4 \text{ Btu/min}} \qquad (12\text{-}23)$$

La **carga calorífica del condensador** se determina restando la entalpía del líquido saturado que sale del condensador, de la entalpía del vapor sobrecalentado que entra al condensador, o sea,

$$\text{Carga calorífica del condensador, Btu/lb} = h_d - h_f$$

Nótese también que la carga calorífica del condensador es igual al efecto refrigerante más el calor de compresión.

El **coeficiente de rendimiento** del ciclo se define como la relación de la refrigeración producida respecto al trabajo suministrado, cada uno de los cuales se expresa en las mismas unidades térmicas.

$$\text{COP} = \frac{\text{efecto refrigerante, Btu/lb}}{\text{calor de compresión, Btu/lb}} \qquad (12\text{-}24)$$

En el diagrama P-h (Fig. 12-29), el ciclo básico de una sola etapa se representa por medio de $ABCEFGA$. Sin embargo, el equipo básico se complementa a menudo agregando un intercambiador de calor de líquido a la succión del sistema. Dicho intercambiador se ubica casi siempre en la línea de succión entre el líquido tibio que sale del condensador y un sobrecalentamiento del vapor que retorna del evaporador. En esta situación, el ciclo es $A_1B_1CE_1F_1GA_1$.

El efecto del subenfriamiento del líquido consiste en incrementar el efecto de refrigeración o refrigerante neto y la capacidad del sistema. Cuando el líquido se enfría fuera del evaporador, se utiliza una cantidad menor de calor latente de evaporación para enfriar el líquido a la temperatura de evaporación. Refiriéndose a las condiciones de la figura 12-29, el incremento en el efecto neto de refrigeración para el subenfriamiento por sí solo sería

$$RE = h_E - h_{B1} = 83.9 - 28.7 = 55.2 \text{ Btu/lb}$$

en lugar de 83.9 - 31.2 o 52.7 Btu/lb con el ciclo básico. El porcentaje de aumento de capacidad se convierte, entonces, en

$$(2.5 \times 100)/51.5 = 4.1 \text{ por ciento}$$

El efecto de sobrecalentar el vapor es reducir ligeramente la capacidad del compresor y la del sistema. El volumen específico del vapor aumentará de 0.80 ft^3/lb en E a 0.828 ft^3/lb en E_1. El peso del refrigerante circulado sin subenfriamiento sería 200/52.7 = 3.79 lb/min para un desplazamiento teórico de compresor de 3.79 × 0.80 = 3.03 ft^3/(min)(ton). Con el sobrecalentamiento del vapor de succión, de 48 a 65°F, el desplazamiento de compresor será de 3.03 × 0.828/0.80 = 3.09 ft^3/(min)(ton).

Para calcular la pérdida de capacidad, supóngase que el compresor es fijo y que maneja 3.03 ft^3/(min)(ton). Con el vapor que entra a 65°F, esto representa 3.03/0.828 × 3.66 lb/min de gasto masa.

Suponiendo que el efecto neto de refrigeración es 52.7 Btu/lb, la capacidad del sistema será, en tal caso,

$$52.7 \times 3.66 \times 192.9 \text{ Btu/min}$$

La pérdida de capacidad es 200 – 192.9 = 7.1 Btu/min, es decir, 7.1 × 100/200 = 3.5%. Así, pues, el efecto global del subenfriamiento del líquido más el sobrecalentamiento del vapor en la eficiencia del ciclo es, en estas circunstancias, 4.1 – 3.5 = 0.6% de aumento neto.

El sobrecalentamiento del vapor que retorna al compresor mediante un intercambiador de calor constituye una característica importante desde el punto de vista de la operación, sea cual fuere la eficiencia global del ciclo. El arrastre líquido del refrigerante del evaporador se vaporiza para reducir al mínimo el "líquido de movimiento lento" que puede producir daños en el compresor. El arrastre del líquido ocurre como resultado del funcionamiento deficiente de la válvula de expansión o por otras razones de operación fuera de lo común.

Ciclos de etapas múltiples Para evitar relaciones elevadas de compresión es necesario que las aplicaciones de temperaturas bajas tengan varias etapas de compresión. El sistema de refrigeración que consta de más de una etapa de compresión se define como sistema de varias etapas o de etapas múltiples y se clasifican en dos tipos básicos: el **compuesto** y el de **cascada**. Algunas aplicaciones entre – 78.3 y – 101.1°C (– 100 y – 150°F) combinan las ventajas de ambas clases. Los fabricantes de equipo estipulan que las razones de compresión no deben sobrepasar de 10 a 1, a causa de que se generan altas temperaturas de descarga al igual que problemas con el aceite y en los cojinetes.

Las consideraciones de índole económica tanto como las asociadas con el equipo mecánico son las que dictaminan el empleo de los sistemas de etapas múltiples por debajo de – 28.9 a – 34.4°C (– 20 a – 30°F), aproximadamente, de temperaturas de succión. En este intervalo de temperatura, los sistemas de dos etapas permiten realizar ahorros de energía debido a la mayor eficiencia volumétrica del compresor con relaciones de compresión más bajas. Los ahorros de inversión se logran también con tamaños de compresor y motor más pequeños.

Cuando se trata de compresores reciprocantes o de tipo rotatorio, conviene utilizar plantas de dos etapas de alrededor de – 28.9 a – 57.7°C (– 20 a – 70°F). Los sistemas de tres etapas se emplean a temperaturas que descienden a – 87.2°C (–125°F), aproximadamente. La temperatura de – 101.1°C (– 150°F), más o menos, se considera como mínima para el servicio normal de equipos de refrigeración. Los compresores centrífugos combinan varias ruedas de impulsión conectadas en serie, de manera que es factible tener un compresor centrífugo de etapas múltiples que funciona hasta cerca de – 42.8°C (– 45°F).

Los refrigerantes que se utilizan por lo común para aplicaciones de etapas múltiples incluyen los siguientes: R-12, R-22, R-502, R-717, R-13, R-14, y, de vez en cuando, etano, etileno, propileno o propano.

Ciclos compuestos En la figura 12-30 se ilustra la configuración general de un ciclo compuesto que utiliza compresores reciprocantes. Al ciclo de refrigeración básico se agregaron en este caso un reforzador o compresor de primera etapa y un enfriador interetapas gas-líquido. Se observará que sólo se utiliza un refrigerante en el ciclo combinado. El compresor de la etapa baja descarga gas directamente en serie a la línea de succión del compresor de la etapa alta, después de reducir el sobrecalentamiento en un enfriador interetapas. Este contiene también un serpentín de enfriamiento sumergido para subenfriar el líquido del refrigerante hasta el nivel del evaporador de la etapa baja. Parte del líquido a alta presión se vaporiza a la presión intermedia para facilitar dicho enfriamiento.

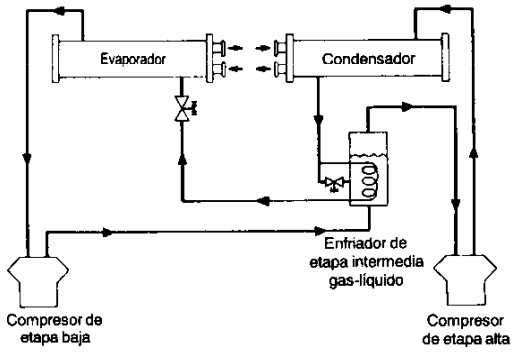


FIG. 12-30 Compresión compuesta. (*York, Division of Borg-Warner.*)

El trabajo de compresión se debe dividir en forma equitativa entre las dos etapas y, en tales condiciones, la presión intermedia se determina aplicando la ecuación siguiente:

$$P_2 = \sqrt{P_1 \times P_3} \qquad (12\text{-}25)$$

en donde P_2 = presión intermedia absoluta en kPa lb/in^2 abs
P_1 = presión de succión absoluta, compresor de la etapa baja en kPa lb/in^2 abs
P_3 = presión de descarga absoluta, compresor de la etapa alta en kPa lb/in^2 abs

El diagrama *P-h* es útil para determinar la capacidad requerida en el compresor de la segunda etapa. La capacidad del compresor de la etapa baja se determina de acuerdo con el trabajo de enfriamiento requerido. El compresor de la etapa alta debe ser el adecuado para manejar la carga del evaporador más el gas evaporado que se desarrolla en el interenfriador. Como regla general, el trabajo de interenfriamiento requerirá que el compresor de la etapa elevada tenga una capacidad entre el 15 y el 35% mayor que la del compresor de la etapa baja. Esto no significa un aumento directo proporcional en el desplazamiento del compresor en tales porcentajes ya que la densidad del gas es mucho mayor en las condiciones intermedias que en las del evaporador.

Un sistema centrífugo compuesto (Fig. 12-31) emplea también el flujo en serie de un solo refrigerante. La diferencia primordial reside en el empleo de un eliminador de sobrecalentamiento del tipo evaporación instantánea en lugar de un enfriador interetapas gas-líquido vertical como el antes citado. Los interenfriadores de interetapas con válvulas de flotador interno también llegan a incorporarse a tales sistemas con objeto de hacer pasar el gas por evaporación instantánea en las etapas intermedias del compresor centrífugo. Estos interenfriadores (economizadores) pueden ser depósitos externos o de ubicación interna al lado de la cubierta del enfriador.

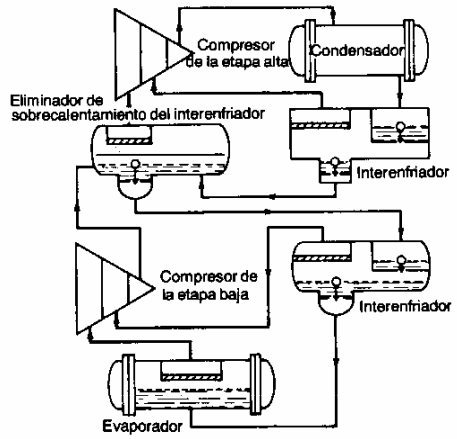


FIG. 12-31 Diagrama de un sistema centrífugo de etapas múltiples. (*Brown y Briley,* Refrig. Serv. Contr. *September 1968.*)

Ciclos en cascada Esta aplicación de etapas múltiples comprende dos sistemas de refrigeración por separado, que se interconectan de tal suerte que uno constituye el medio de rechazo de calor del otro. Los sistemas en cascada facilitan el empleo de diferentes refrigerantes en cada ciclo en cascada para producir temperaturas bajas. Esto representa una ventaja en relación con los sistemas compuestos en el sentido de que los refrigerantes con relaciones bajas de pies cúbicos por minuto por tonelada se pueden utilizar en la etapa baja para producir temperaturas muy reducidas. Por ejemplo, si se usa el R-13 en la etapa baja de un ciclo en cascada para obtener −76.1°C (−105°F), se necesitarán 6.9 ft^3/(min)(ton) y una relación de compresión de 5.6. Por otro lado, utilizando el R-22 se necesitarían 48.8 ft^3/(min)(ton) para la etapa baja y una relación de compresión de 10.0. Estas cifras se basan en una temperatura de condensación de la etapa alta de 26.7°C (80°F); de donde, en este ejemplo, el compresor de etapa baja se elige a un costo menor empleando un refrigerante apropiado para un trabajo específico. Los ciclos en cascada encuentran su mayor aplicación a temperaturas comprendidas entre −45.6 y −101.1°C (−50 y −150°F).

En la figura 12-32 se representa la disposición general de un sistema en cascada de dos etapas. El condensador en cascada aparece entre las etapas y este intercambiador de calor actúa como condensador de la etapa baja y evaporador de la alta. Otra ventaja del ciclo en cascada es que las temperaturas bajas son teóricamente ilimitadas. Se puede co-

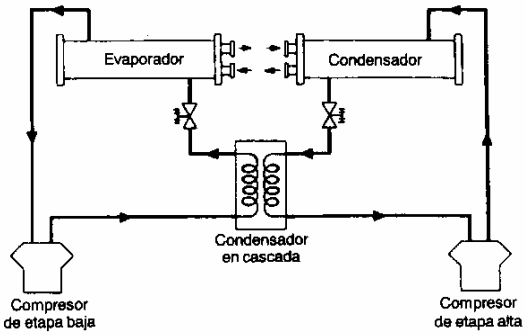


FIG. 12-32 Sistema básico de doble cascada. (*York, Division of Borg-Warner.*)

nectar cualquier cantid
cascada y una etapa d
El tamaño del cond
tal modo que la tempe
5.5°C (10°F) menor q
requisito de superpos
cascada reduce la efic
sistema compuesto, l
ciclo en cascada. El c
versión inicial mayor
sistema compuesto. N
tes más económicos e
tar este costo adiciona
La carga calorífica
de la etapa alta es igu
de compresión corres

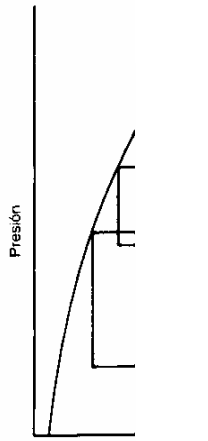
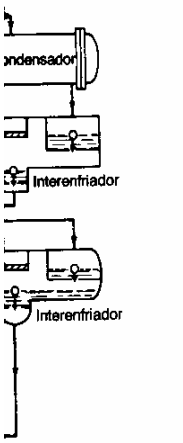


FIG. 12-33 Diagrama
doble etapa. (*Carrier Ai*

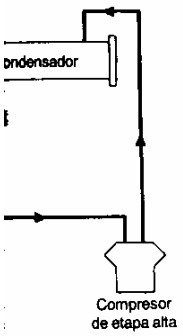
Pr
Te

FIG. 12-34 Sistema



apas múltiples. (*Brown y*

múltiples comprende
se interconectan de tal
de calor del otro. Los
entes refrigerantes en
ras bajas. Esto repre-
mpuestos en el sentido
ies cúbicos por minu-
para producir tempe-
R-13 en la etapa baja
105°F), se necesitarán
de 5.6. Por otro lado,
(ton) para la etapa baja
ifras se basan en una
26.7°C (80°F); de don-
se elige a un costo me-
un trabajo específico.
icación a temperaturas
150°F).
general de un sistema
icada aparece entre las
mo condensador de la
del ciclo en cascada es
mitadas. Se puede co-



Division of Borg-Warner.)

nectar cualquier cantidad de etapas en cascada con un condensador en cascada y una etapa de compresión adicionales.

El tamaño del condensador en cascada se determina usualmente de tal modo que la temperatura de evaporación para la etapa alta sea de 5.5°C (10°F) menor que la de condensación de la etapa baja. Dicho requisito de superposición de temperaturas para el condensador en cascada reduce la eficiencia general del ciclo en comparación con un sistema compuesto, lo cual constituye la desventaja más notable del ciclo en cascada. El condensador en cascada requiere también una inversión inicial mayor que la de los interenfriadores utilizados en el sistema compuesto. No obstante, la posibilidad de emplear refrigerantes más económicos en la configuración en cascada puede contrarrestar este costo adicional del intercambiador de calor.

La carga calorífica del condensador en cascada o la del evaporador de la etapa alta es igual que el tonelaje de la etapa baja más la potencia de compresión correspondiente al compresor de la etapa baja.

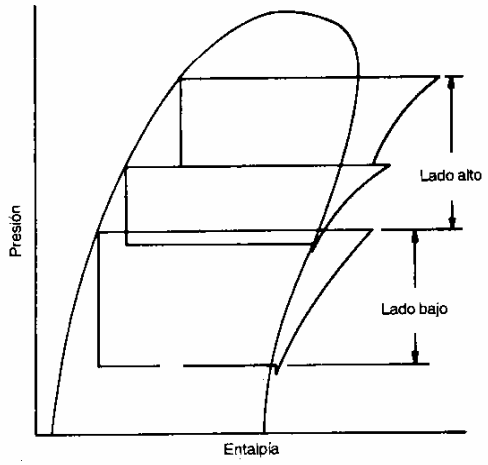


FIG. 12-33 Diagrama presión-entalpía para un ciclo centrífugo en cascada de doble etapa. (*Carrier Air Conditioning Company.*)

En la figura 12-33 se presenta un diagrama *P-h* para un ciclo en cascada de dos etapas, que consta sencillamente de la superposición de dos ciclos individuales básicos de vapor.

La figura 12-34 representa una configuración en cascada de empleo común que sirve para producir un refrigerante a –78.9°C (–110°F) para una cámara de prueba de gran altura. Este sistema utiliza R-13 en la etapa baja y R-22 en la alta. El R-13 requiere el empleo de un tanque de expansión debido a las altas presiones ambientales. Por ejemplo, con R-13, se tiene una presión de 3445 kPa (500 lb/in^2 manométrica) a la temperatura ambiente de 23.9°C (75°F). Conviene tener la posibilidad de cargar el sistema con una carga de "desvanecimiento gradual" tal que, al apagarse, todo el líquido del sistema se evapore al gas y éste se caliente a la temperatura ambiente sin generar una presión de sistema excesiva. El método usual para resolver esta situación consiste en proporcionar un tanque de expansión conectado al lado de la evaporación del sistema de refrigeración. Dicho tanque tendrá un tamaño tal que, en combinación con el volumen del sistema, pueda contener todo el refrigerante en forma de vapor dentro de la presión de tanque de diseño basada en la temperatura ambiente esperada.

Combinación de ciclos compuestos y en cascada En otras ocasiones es conveniente combinar las ventajas que ofrece tanto el ciclo compuesto como el de cascada. En la figura 12-35 se ilustra una configuración de esta índole en la que se emplean compresores centrífugos. También se puede adaptar a compresores reciprocantes o de movimiento alternativo. El R-13 se utiliza en la etapa baja condensándolo con un sistema compuesto de dos etapas que usa R-12.

EQUIPO DE COMPRESIÓN DE VAPOR

Introducción Existen tres tipos principales de compresores que son utilizados para ciclos básicos de refrigeración por vapor, empleando los refrigerantes comunes, que incluyen el compresor centrífugo dinámico, el compresor reciprocante de tipo de desplazamiento y el compresor húmedo tipo tornillo rotatorio. Los chorros de vapor se han utilizado también para comprimir vapor de agua a baja presión para producir agua para aplicaciones de acondicionamiento de aire.

En años recientes hubo un debate generalizado respecto de las características relativas de los compresores centrífugos en contraposición con los reciprocantes. A decir verdad, ambas clases de compresores se complementan entre sí y cada uno tiene su propio campo de

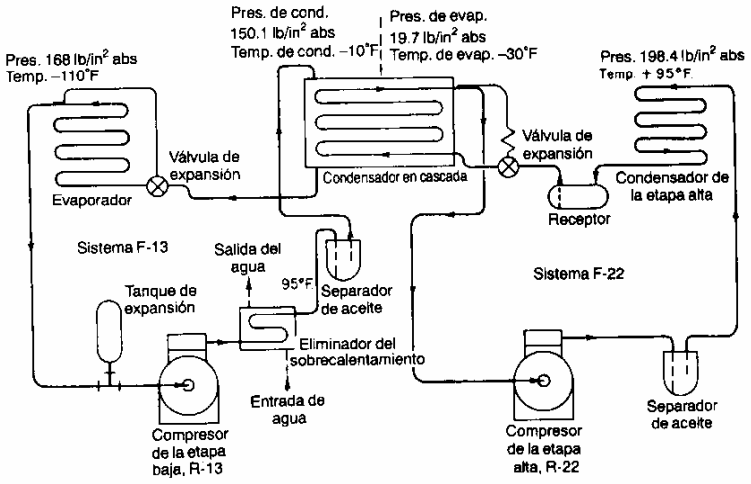


FIG. 12-34 Sistema de dos etapas en cascada para producir un refrigerante a –78.9°C (–110°F). [*Herman*, Power *(August 1954).*]

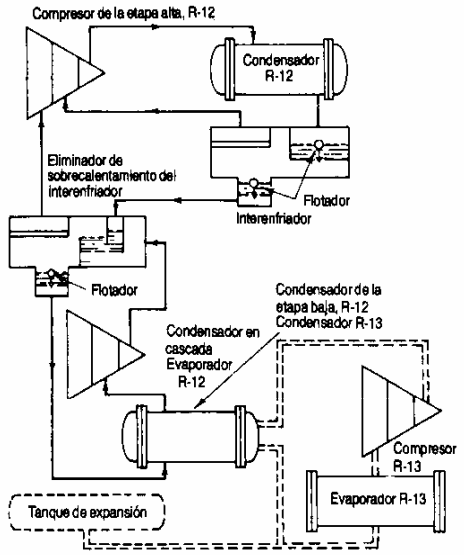


FIG. 12-35 Sistema de refrigeración en el cual se combina el tipo compuesto más el de cascada. (*Brown y Briley,* Refrig. Serv. Contr., *septiembre de 1968.*)

aplicación. Los sistemas de gran capacidad se manejan de una manera más económica por medio de máquinas centrífugas. Los compresores reciprocantes se aplican de un modo más adecuado en sistemas de 150 ton o menos, con requisitos de acondicionamiento de aire y para trabajos especializados a bajas temperaturas, cuando los volúmenes del gas de entrada no son muy grandes.

Compresores centrífugos El componente principal de este tipo de compresor es la rueda impulsora, que imparte energía al gas comprimido. Las paletas o los álabes del impulsor suministran energía al gas gracias a la fuerza centrífuga y a la alta velocidad que se transforma consecuentemente en carga de presión.

El ascenso de presión por el que un fluido se puede elevar es una función del cuadrado de la velocidad y la densidad. La carga general o elevación en función de la cual el compresor debe operar se determina por la succión y las propiedades de condensación del refrigerante elegido. La cantidad de ruedas de impulsor necesarias es una función directa de los requisitos de carga generales y la capacidad de un tamaño dado de impulsor para generar una carga determinada.

El tamaño físico del compresor y, por tanto, la designación del espacio de planta estipulados por el ingeniero para el equipo, dependen de **1)** la cantidad de ruedas impulsoras centrífugas (o etapas), y **2)** el diámetro de rueda. El refrigerante R-113 necesita una carga politrópica de 8000 ft cuando opera en succión a 0.6°C (33°F) y en condensación a 46.1°C (115°F), con una eficiencia de compresor del 75%. Esta aplicación se podría satisfacer por medio de un propulsor de una sola etapa, ya que es factible obtener alrededor de 10 000 ft de carga por etapa. Por otro lado, el amoniaco, que es un refrigerante de peso molecular bajo, requerirá 8 etapas para desarrollar la carga necesaria a fin de operar entre una succión −6.7°C (20°F) y una condensación a 43.3°C (110°F).

La carga politrópica por etapa es una función directa de la velocidad de boquilla, según la fórmula que se indica a continuación:

$$W = (\mu_p \times U^2)/g \qquad (12\text{-}26)$$

en donde W = carga politrópica en ft
U = velocidad de boquilla en ft/s
$g = 32.2$ ft/s^2
μ_p = coeficiente de presión

El coeficiente de presión μ_p varía ligeramente en función de los volúmenes relativos del gas y la velocidad acústica, y se debe determinar por medio de pruebas. Se considera que 0.50 es un valor promedio para compresores de refrigerante, y las velocidades de boquilla son normalmente del orden de 800 ft/s.

El diámetro del propulsor se determina como sigue:

$$D = (U \times 12 \times 60)(\pi \times \text{r/min}) \qquad (12\text{-}27)$$

en donde D = diámetro del propulsor, en in.

La carga politrópica del compresor, W_0, se calcula aplicando la fórmula que sigue:

$$W_0 = 144 \log_e \frac{P_2}{P_1}\left[\frac{P_2V_2 - P_1V_1}{\log_e(P_2V_2/P_1V_1)}\right] \qquad (12\text{-}28)$$

en donde W_0 = carga politrópica general en ft
P_2 = presión absoluta de descarga en kPa (lb/in^2)
P_1 = presión absoluta de succión en kPa (lb/in^2)
V_2 = volumen específico del gas de descarga en m^3/kg (ft^2/lb)
V_1 = volumen específico del gas de succión en m^3/kg (ft^2/lb)

Para determinar los requisitos generales de carga del compresor, se prefiere aplicar el análisis politrópico al isentrópico, que no toma en cuenta las pérdidas de máquina debidas a turbulencias, impactos o fricción del fluido.

Para seleccionar un tamaño de impulsor de compresor que satisfaga las especificaciones de diseño, es necesario determinar también el volumen del flujo Q_0 tanto como la carga. Este valor se calcula mediante la ecuación siguiente:

$$Q_0 = \left(\frac{200 \times q}{h_g - h_f}\right) V_{gs} \qquad (12\text{-}29)$$

en donde Q_0 =cantidad de refrigerante en la entrada del compresor en ft^3/min
q = carga calorífica en toneladas
h_g = entalpía del vapor en condiciones de succión en Btu/lb
h_f = entalpía del líquido a la temperatura de condensación o a la temperatura del economizador, si forma parte del ciclo en Btu/lb
V_{gs} = volumen específico del vapor en condiciones de succión en ft^3/lb

La potencia de eje del compresor que se necesita es la potencia del gas más la de fricción. La primera de éstas se calcula por medio de la siguiente relación:

$$\text{potencia del gas} = \frac{\text{gasto en peso} \times W_0}{33\,000\,\eta_p} \qquad (12\text{-}30)$$

en donde el gasto en peso = flujo del gas en lb/min
W_0 = carga politrópica general en ft
η_p = eficiencia politrópica en % igual que

$$W_0/[778(h_d - h_g)]$$

siendo h_d = entalpía del gas de descarga en Btu/lb
h_g = entalpía del gas de succión en Btu/lb

Características de operación Para un impulsor centrífugo dado existe un intervalo de funcionamiento indicado en la figura 12-36. Se trata de una curva general de carga correspondiente a un compresor centrífugo usual de tres etapas, que opera con R-12 en condiciones de temperatura baja.

Existen dos limitaciones de funcionamiento: la región llamada de "muralla" en el límite de gran flujo de gas, y la región de "sobrecorriente" en condiciones de flujo reducido de gas. El efecto de "muralla" ocurre cuando el diseño del impulsor alcanza sus máximas capacidades para manejar el gas, sea cual fuere la velocidad, con lo cual se evita cualquier aumento de capacidad. En la región de "muralla", cualquier

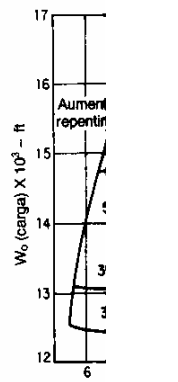


FIG. 12-36 Curva

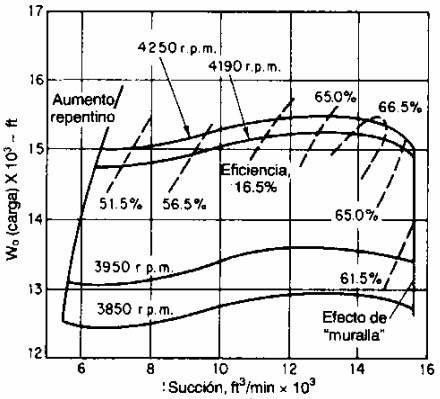


FIG. 12-36 Curva general típica de un compresor centrífugo para R-12.

flujo adicional más allá del punto para el que se diseñó el impulsor va acompañado de pérdidas que aumentan con gran rapidez. Esto provoca la reducción de la presión suministrada y la caída de la misma es gradual al principio; pero después de alcanzar cierto flujo crítico, el sistema se ahoga y la presión desciende con extrema rapidez. (Véase la sección 6 en donde se estudia el fenómeno de las sobrecorrientes.)

Se observa en la figura 12-36 que las curvas del compresor centrífugo se representan gráficamente de tal modo que la carga politrópica, en función del gasto en condiciones de succión, sirve como parámetro de la velocidad del compresor. El flujo de gas en condiciones de succión depende directamente de la capacidad requerida, el efecto de refrigeración y el volumen específico de un refrigerante en particular. Los impulsores deben tener un flujo de gas mínimo de 708 a 944 L/s (1500 a 2000 ft^3/min), aproximadamente, para reducir al mínimo las pérdidas por fricción y eliminar costos de fabricación más elevados.

Del mismo modo, la eficiencia de un compresor centrífugo se encuentra en un máximo cuando opera en condiciones un poco por debajo de la línea de "muralla" y en condiciones de carga selectas. Conforme tales condiciones se acercan a la línea de "sobrecorriente", la eficiencia declina. Por esto siempre es mejor mantener las máquinas centrífugas cargadas a la capacidad de su diseño, si es posible. Las eficiencias de los compresores centrífugos varían según las temperaturas y los flujos de succión, la carga necesaria, la velocidad de boquilla y la velocidad acústica del refrigerante utilizado.

Control de la capacidad del compresor Se cuenta con cinco métodos básicos para controlar la capacidad de las máquinas centrífugas, que incluyen el control de velocidad, las paletas de guía de entrada y los amortiguadores de succión que se vieron en la sección 6.

Además, la capacidad se controla por medio de:

La *carga constante* complementa los cinco métodos manteniendo una presión constante de condensador sobre el compresor que estrangula el flujo de agua del condensador. Esto hace que se conserve el agua durante el funcionamiento en invierno, pero a cierto costo en la potencia al freno del compresor, por tonelada. También evita que la presión de descarga caiga a un punto demasiado bajo, lo que haría que la menor capacidad de las válvulas del flotador del sistema controlara el flujo del refrigerante líquido.

Se debe tener un cuidado extremo al seleccionar los puntos de control, al igual que un punto fijo de presión demasiado elevado generará una sobrecorriente en el compresor si las paletas de prerrotación quedan más o menos cerca durante las cargas ligeras.

La *desviación del gas caliente*, en donde se hace recircular gas caliente del condensador al enfriador o a la succión del compresor para permitir un flujo adicional de gas en condiciones de carga muy ligera. Esto evitará que el compresor sufra una "sobredescarga o sobrecorriente" y permitirá también su buen funcionamiento, incluso cuando se llegue a carecer de carga si la desviación del gas caliente es de la magnitud adecuada.

Compresores reciprocantes El diseño moderno de esta clase de compresores sigue básicamente la configuración vertical de un solo movimiento. En el campo de la refrigeración, se considera en la actualidad que los compresores reciprocantes horizontales y de doble movimiento han caído en desuso. Los compresores reciprocantes se subdividen en dos clases fundamentales:

1. El *tipo abierto*, que significa que el compresor se impulsa externamente por medio de un cigüeñal que sale del cárter o de la caja del cigüeñal. Este ensamblaje hace posible la utilización de motores eléctricos, de combustión interna o reciprocantes a base de vapor. Las máquinas de tipo abierto pueden tener propulsión directa o de banda.
2. De *tipo hermético*, en que el compresor y el motor están conectados a un eje común y ambos se localizan dentro de la cubierta del primero. Esto elimina la necesidad de un sello de eje mecánico, con lo cual se suprime una fuente importante de fugas. Por lo común, los compresores herméticos pequeños tienen una construcción sellada por medio de soldadura y no son adecuados para el campo como lo son las unidades herméticas de mayor tamaño.

Los compresores reciprocantes se clasifican también según su velocidad: ya sea lenta o rápida, por el número de cilindros, por la disposición de los mismos con respecto a ángulos relativos, como el tipo V o el W; por etapas de compresión: ya sea de una o dos etapas, y según la ubicación del ciclo, por ejemplo, un compresor reforzador (*booster*). La mayor parte de los compresores reciprocantes que se producen hoy son de alta velocidad 188.4 rad/s (hasta 1800 rpm), tienen muchos cilindros y su diseño se basa primordialmente en consideraciones del costo inicial y el espacio.

El tamaño de un compresor reciprocante se expresa por lo general de acuerdo con la cantidad de cilindros, el diámetro interno del cilindro, la longitud de carrera, la velocidad de operación y el refrigerante elegido. Por tanto, un compresor reciprocante grande, de muchos cilindros, se identifica como sigue: compresor de 3 1/4, 4 in y 16 cilindros que funciona a 183.2 rad/s (1750 rpm) con R-12.

Fundamentos de compresión Todos los diseños reciprocantes son esencialmente semejantes y consisten en un pistón reciprocante que cuenta con las válvulas de admisión y descarga necesarias. El ciclo del compresor se representa fundamentalmente utilizando un diagrama de presión-volumen (Fig. 12-37). La carrera de compresión se representa por medio de la curva *AB*. Cuando el pistón se mueve en sentido ascendente, la válvula de succión se cierra y el gas se comprime a una presión mayor y a un volumen menor. En el punto *B*, la válvula de descarga se abre y el gas se expulsa del cilindro hasta llegar a la parte superior de la carrera del pistón, en el punto *C*. Aquí, la válvula de succión se cierra y la de descarga se abre. Cuando el pistón se mueve en sentido descendente a partir del punto *C*, la válvula de descarga se cierra y se produce la reexpansión del gas a alta presión, que permanece en el espacio libre de *C* a *D*, punto en que se abre la válvula de succión. A partir del punto *D*, el vapor penetra en el cilindro hasta que el pistón llega a la base de su carrera en el punto *A*. Con esto, el ciclo queda completo.

Factores que afectan la capacidad del compresor El ingeniero químico debe comprender que la capacidad de un compresor determinado se ve afectada por factores mecánicos de diseño tanto como por factores de aplicación. Estos son, pues, importantes para evaluar las posibilidades competitivas y analizar los problemas de operación de una planta de refrigeración.

Los **factores mecánicos de diseño** son aquellos inherentes al diseño del compresor e incluyen:

1. El *desplazamiento del pistón* (véase la Sec. 6).
2. La *eficiencia volumétrica total*. El término que expresa la eficiencia de compresor debida a varias causas se conoce como eficiencia volumétrica total, que se define como la relación entre el volumen de vapor que realmente se bombea y el desplazamiento del compresor. La eficiencia volumétrica total se determina aplicando una fórmula basada en los valores nominales de compresor publicados, como se explica a continuación.

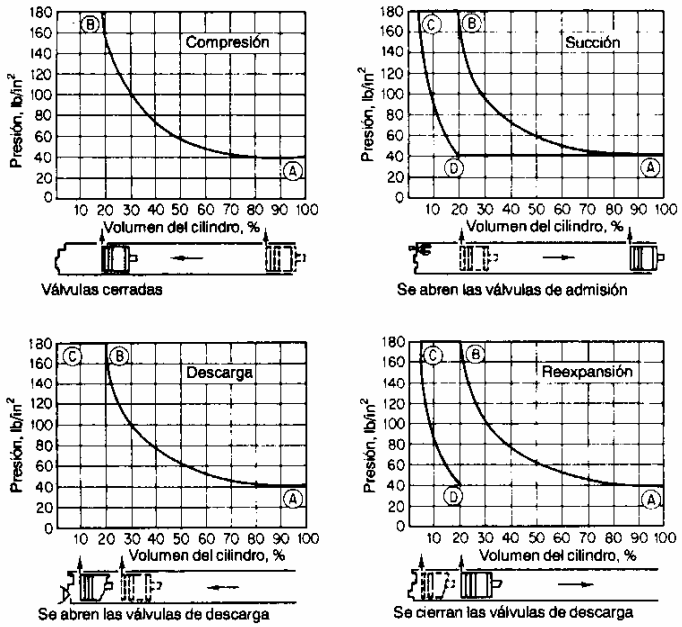


FIG. 12-37 Ciclo básico de un compresor reciprocante o de vaivén. (*Carrier Air Conditioning Company.*)

$$\text{VE total} = \frac{\text{capacidad nominal}}{\text{capacidad teórica}}$$

La capacidad teórica se determina por la fórmula siguiente:

Capacidad teórica en Btu/h

$$= \frac{\text{desplazamiento de compresor} \times \text{efecto refrigerante} \times 60}{V_g} \quad (12\text{-}31)$$

en donde el desplazamiento del compresor se expresa en ft^3/min, el efecto de refrigeración o refrigerante = $h_g - h_g$, en Btu/lb y V_g = volumen específico en condiciones de succión en ft^3/lb.

En la figura 12-38 se ilustran las curvas de eficiencia volumétrica de un compresor reciprocante usual, para relaciones de compresión de 2 a 10. El compresor teóricamente perfecto sería capaz de bombear un volumen de refrigerante igual que el desplazamiento de pistón estipulado en el diseño. Sin embargo, es necesario proporcionar un espacio libre o margen entre la parte superior del pistón y el cabezal de la máquina para evitar su destrucción. La curva superior de la figura representa la eficiencia debida sólo a ese espacio libre. Se registran otras pérdidas, incluyendo el estrangulamiento y fugas en las válvulas del compresor, en el pistón, así como el calentamiento del gas de succión provocado por la pared del cilindro. La curva que expresa la eficiencia práctica obtenida después de tomar en cuenta todas las pérdidas se presenta como la eficiencia volumétrica neta o total.

3. *Diseño de válvulas en succión y descarga.* La capacidad también es función del diseño de la válvula de compresor mediante la cual se deben evitar pérdidas excesivas por estrangulamiento. El estrangulamiento es la restricción del área para el fluido en movimiento, que provoca una pérdida en la presión debido a las fricciones interna y externa. Para fines de diseño, la velocidad de gas se considera igual que la velocidad promedio del pistón por el área del diámetro interior dividida por el área de la válvula. Los fabricantes han encontrado que las velocidades que ascienden a 30.5 m/s (6000 ft/min) con R-12 no generan pérdidas materiales en la eficiencia volumétrica o un incremento en la potencia.

Los factores de aplicación que afectan la capacidad del compresor se determinan según los requisitos de enfriamiento y las condiciones de operación que se van a encontrar. Entre los factores de aplicación están:

1. *Relación de compresión.* Se trata de la relación de las presiones absolutas antes y después de la compresión. Este valor se determina en función de las velocidades de transferencia de calor del enfriador y el condensador, así como de acuerdo con el flujo del refrigerante y las temperaturas.

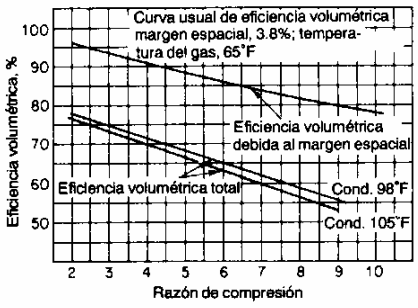


FIG. 12-38 Relación de la eficiencia volumétrica en función de la razón del compresor para compresores reciprocantes (de movimiento alternativo). (*Carrier Air Conditioning Company*).

etro interior dividida
ontrado que las velo-
con R-12 no generan
o un incremento en la

acidad del compresor
nto y las condiciones
actores de aplicación

ción de las presiones
valor se determina en
lor del enfriador y el
del refrigerante y las

función de la razón del
iento alternativo). (*Ca-*

$$\text{Relación de compresión} = P_d/P_s \qquad (12\text{-}32)$$

en donde P_d = presión absoluta de descarga en, kPa, (lb/in^2)
P_s = presión absoluta de succión en, kPa (lb/in^2)

Al aumentar la relación de compresión, la eficiencia volumétrica de espacio abierto o de margen disminuirá y, por lo tanto, la capacidad de un compresor determinado también se reducirá.

Se deben evitar las relaciones de compresión elevadas, con el fin de evitar temperaturas de descarga excesivas junto con problemas de lubricación (véase la Sec. 6, en donde se dan indicaciones para calcular la temperatura de descarga). Normalmente, la máxima relación de compresión se limita a un valor aproximado de 10 para compresores de refrigeración. En el caso de especificaciones de relaciones de compresión más altas, se acostumbra recurrir a configuraciones de sistemas compuestos o en cascada.

La temperatura de descarga del gas de un compresor no debe sobrepasar normalmente 135°C (275°F).

2. *Presión de succión.* La capacidad del compresor cambia rápidamente de acuerdo con la presión de succión que depende de la temperatura del evaporador y la presión seleccionada para un trabajo de enfriamiento en particular. El volumen específico del vapor aumenta con gran rapidez al reducirse la presión de succión. A una velocidad determinada, el compresor reciprocante tiene un desplazamiento constante; por tanto, a presión y temperatura de succión reducidas, dicho compresor manejará un peso menor de refrigerante debido al mayor volumen específico. La eficiencia volumétrica se disminuye también a presiones de succión más bajas a causa de la mayor expansión del gas sometido a una presión más elevada dentro del volumen de margen.

En la tabla 12-8 se presenta una gráfica de clasificación usual para un compresor de muchos cilindros y un solo movimiento que utiliza R-12. Se observará que, en condiciones de succión a 4.4°C (40°F), la capacidad de un compresor dado que opera a 183.2 rad/s (1750 rpm) y en condensación, a 37.8°C (100°F) es 914 000 Btu/h o 76.2 ton. En condiciones de succión a 6.7°C (20°F), la capacidad se reduce a 49 ton y la potencia del compresor se ve también afectada por las temperaturas de succión, en cuyo caso la potencia al freno por razón de tonelaje aumenta rápidamente en las condiciones más bajas.

3. *Presión de descarga.* La presión de descarga se determina según el tamaño del condensador seleccionado y la temperatura de admisión disponible para el medio de condensación. Un aumento en la presión de descarga reduce la capacidad del compresor, pero con un defecto mucho menor que la reducción de la presión de succión. Por lo que se señala en la tabla 12-8, un compresor que opera en succión a 4.4°C (40°F) y a 183.2 rad/s (1750 rpm) R-12, tendrá una capacidad de 81.7 ton con una condensación a 32.2°C (90°F). En condiciones de condensación a 40.6°C (105°F), la capacidad se reducirá a 73.5 ton. Del mismo modo, como se indica en la tabla de clasificaciones, las necesidades de potencia del compresor aumentan al incrementarse la presión de descarga.

4. *Velocidad del compresor.* A temperaturas constantes del evaporador y de condensación, la capacidad del compresor es directamente proporcional a la reducción de velocidad. Este efecto de pérdida de capacidad con velocidades más bajas se observa también en la tabla 12-8, al comparar un compresor específico que funciona a 151.8 rad/s (1450 rpm) en contraposición a 183.2 rad/s (1750 rpm). La potencia del compresor disminuye también en una proporción casi directa en relación con la velocidad.

Los compresores verticales de un solo movimiento, de dos cilindros y velocidad lenta, operan con velocidades que van de 31.4 a 41.9 rad/s (300 a 400 rpm). Los compresores de muchos cilindros, de alta velocidad y propulsión directa se seleccionan usualmente a 183.2 rad/s (1750 rpm). Algunos de menor tamaño operan a 376.9 rad/s (3600 rpm).

5. *Selección del refrigerante.* La capacidad de un compresor de tamaño específico varía también de acuerdo con el refrigerante escogido. Los refrigerantes que hoy se emplean más para compresores reciprocantes son R-12, R-22, R-500, R-502 y R-717. Los diversos refrigerantes poseen distintas propiedades físicas que hacen variar las capacidades de refrigeración por libra de refrigerante. Esto permite tener mayor flexibilidad para seleccionar un compresor que satisfaga de manera más plena los requisitos del trabajo de enfriamiento con un costo menor.

Todos los componentes del sistema de refrigeración deben seleccionarse según el refrigerante elegido.

Conviene proponer un ejemplo usual del empleo de las ecuaciones y los datos antes citados para resolver el problema de una unidad de refrigeración reciprocante.

TABLA 12-8 Datos de rendimiento de un compresor reciprocante, de varios cilindros y un solo movimiento con R-12

Temperatura saturada de descarga	Succión saturada		Que opera a:			
	Temperatura, °F	Presión Lb/in^2 man	1450 r.p.m.		1750 r.p.m.	
			Btu/h	hp al freno	Btu/h	hp al freno
90°F (99.6 lb/in^2 man)	−40	10.92	72 800	18.6	87 600	23.3
	−30	5.45	115 200	24.8	139 000	31.1
	−20	0.6	168 000	30.6	202 400	38.3
	−10	4.5	234 000	36.2	282 000	45.3
	0	9.2	316 000	41.4	381 600	51.9
	10	14.7	416 000	46.0	502 000	57.7
	20	21.1	434 000	49.8	644 000	62.3
	30	28.5	666 000	52.3	804 000	65.5
	40	37.0	812 000	53.8	980 000	67.3
	50	46.7	962 000	53.8	1 160 000	67.3
100°F (116.9 lb/in^2 man)	−40	10.92	559 600	18.0	72 000	22.5
	−30	5.45	99 600	24.7	120000	30.9
	−20	0.6	148 000	31.0	178 000	38.9
	−10	4.5	208 400	37.3	252 000	46.7
	0	9.2	284 200	43.0	343 600	53.9
	10	14.7	378 000	48.3	456 000	60.5
	20	21.1	488 000	52.5	588 000	65.9
	30	28.5	616 000	56.1	744 000	70.3
	40	37.0	758 000	59.2	914 000	74.1
	50	46.7	908 000	61.2	1 092 000	76.7
105°F (126.2 lb/in^2 man)	−30	5.45	91 500	23.8	110 400	29.8
	−20	0.6	139 800	30.6	168 600	38.4
	−10	4.5	198 700	37.3	240 000	46.7
	0	9.2	272 100	43.7	328 800	54.7
	10	14.7	363 000	49.4	438 000	61.8
	20	21.1	469 000	54.1	566 000	67.8
	30	28.5	594 000	56.2	717 000	72.9
	40	37.0	731 000	61.6	882 000	77.1
	50	46.7	875 000	64.0	1 054 000	80.1

Ejemplo 17 Un proceso de planta requiere el enfriamiento de 120 gal/min de agua, de 15.6 a 10°C (60 a 50°F). Supóngase que el área superficial de transferencia de calor del enfriador permitirá un diferencial de 5.5°C (10°F) entre el agua enfriada que sale del enfriador y la temperatura de evaporación de R-12. Supóngase también que el área superficial de transferencia de calor del condensador permite un diferencial de 5.5°C (10°F) entre el agua de salida del condensador y la temperatura de condensación del R-12. Se dispone de agua como medio de condensación, a 29.4°C (85°F) en la entrada y 35°C (95°F) de expulsión o salida. Supóngase que no se efectúa un subenfriamiento del líquido o un sobrecalentamiento del gas en condiciones de succión.

Determínese lo siguiente:

a) Toneladas de refrigeración
b) Presión del evaporador, en lb/in^2 man
c) Temperatura de condensación saturada, en °F

d) Efecto refrigerante, en Btu/lb
e) Gasto en peso de circulación de R-12, en lb/min
f) Desplazamiento teórico del compresor con eficiencia del 100%
g) Relación de compresión
h) Desplazamiento real de compresor necesario, en ft^3/min
i) Temperatura real de descarga del compresor, en °F, con exponente $n = 1.19$

j) Tamaño del compresor a una velocidad de 1450 rpm
k) Potencia requerida y hp/ton
l) Cantidad de agua del condensador en gal/min
Solución:

a) toneladas $= \dfrac{120 \times 8.33 \times (60°F - 50°F) 0 \times 1.0}{200} = 50.0$

b) Como se indica en las tablas del R–12,* la presión de evaporador correspondiente a la temperatura de evaporador de 4.4°C (40°F) es 36.9 lb/in^2 man.

c) La temperatura de condensación saturada será 35°C (95°F) en la salida del agua + 5.6°C (10°F) de la diferencia de temperatura de salida, es decir, 40.6°C (105°F). Como se observa en las tablas del R-12, esto corresponde a una presión de condensador de 126.5 lb/in^2 man.

d) Efecto refrigerante = $h_g - h_f$

$h_g = 81.4$ Btu/lb (tablas del R-12)
$h_f = 32.3$ Btu/lb (tablas del R-12)
RE = 81.4 – 32.3 = 49.1 Btu/lb

e) Gasto en peso:

f) Desplazamiento teórico del compresor:
ft^3/min = gasto masa × V_g
$V_g = 0.773$ ft^3/lb (tabla de R-12)
ft^3/min = 208 × 0.773 × 161

g = Relación de compresión:

$$CR = \frac{P_d}{P_s} = \frac{126.5 + 14.7}{36.9 + 14.7} = 2.73$$

h) Como se observa en la figura 12-38, la eficiencia volumétrica total con una relación de compresión de 2.73 es 73.5%. Por tanto, el desplazamiento real del compresor es igual que 161/0.735, esto es, 219 ft^3/min, que es lo que se necesita.

i) Temperatura de descarga del compresor:

$$T_d = 40°F + 460(2.73)\frac{1.19 - 1.0}{1.19}$$

$$T_d = 500(2.73)^{0.1595} = 586°F \text{ absoluta}$$
$$= 126°F \text{ real}$$

j) El fabricante suministra un compresor estándar de un solo movimiento con 3 1/4 in de diámetro interior y 2 3/4 in de carrera.

$$\text{Número de cilindros necesarios} = \frac{219\ ft^3/\text{min} \times 4 \times 1728}{3.1416 \times (3.25)^2 \times 2.75 \times 1450} = 11.4$$

Utilícese un compresor de 12 cilindros.
k) Potencia de compresión:
Btu/min = ($h_d - h_g$) × gasto masa
$h_d = 91.5$ Btu/lb (tablas del R-12, vapor sobrecalentado)
$h_g = 81.4$ Btu/lb (tablas del R-12)
Btu/min = (91.5 – 81.4) × 208 = 2100
Hp = 2100/42.4 = 49.6
hp./ton = 49.6/50.0 = 0.99
l) Cantidad de agua del condensador:

$$\text{gal/min} = \frac{(50 + 49.6 \times 2545/12\,000) \times 200}{10 \times 8.33}$$

$$\text{gal/min} = (60.5 \times 200)/83.3 = 145$$

Control de la capacidad de un compresor reciprocante Hay cuatro métodos básicos para controlar la capacidad de los compresores reciprocantes. Además de los descargadores de cilindro, que se estudiaron con mayor amplitud en la sección 6, están los siguientes:

1. ***Derivación del gas caliente.*** Este método carga artificialmente al compresor y reduce la capacidad del sistema. El gas de descarga fluye al lado bajo del sistema a través de una válvula de presión constante y, conforme se reduce la presión del evaporador, se abre una válvula de presión constante con el fin de mantener inalterada la presión de succión. El gas caliente se introduce entre la válvula de expansión térmica y la entrada del serpentín del evaporador; en la salida del evaporador, más adelante del bulbo de expansión térmica, o bien, directamente en el retorno de succión adelante del compresor; pero en este caso se necesitará un baño líquido para reducir el sobrecalentamiento del gas de descarga.

La derivación del gas caliente se combina a veces con la descarga del cilindro para conferir un control de capacidad de 0 a 100% a plena carga. Con el control de capacidad de la derivación del gas caliente, la potencia de freno del compresor se mantiene más o menos constante, en tanto que la potencia de descarga del cilindro se reduce en forma casi proporcional a la disminución de la capacidad. Por esta razón, la derivación de un gas caliente se utiliza primordialmente para ejercer control entre valores nominales de 0 a 25%.

2. ***Motores de velocidad variable*** Este método de control altera la velocidad del compresor utilizando motores eléctricos con dos o más velocidades, o motores de combustión interna. Los motores de varias velocidades son más costosos que los de una sola y, en consecuencia, no se emplean muy a menudo para controlar la capacidad.

3. ***Derivación de la carga del cilindro*** Este método utiliza una derivación del gas de descarga hacia el orificio de admisión del cilindro para hacerlo ineficaz. Cuando el controlador de temperatura o presión requiere una disminución de capacidad, se abre una válvula de solenoide y el gas de descarga de un bloque de cilindros pasa directamente a la línea de succión. Una válvula de retención evita que el gas a alta presión penetre al grupo aislado de cilindros, de manera que no se crea una presión elevada en ellos. Por tanto, existe una presión de succión arriba y debajo de la placa de la válvula y no se efectúa ningún trabajo.

Compresores de tornillo rotatorio Un nuevo desarrollo en el servicio de refrigeración es el compresor de tornillo inundado en aceite. Este tipo de compresor está destinado a intervalo de capacidades entre los límites superiores de un compresor reciprocante (de movimiento alternativo) y los límites inferiores de un compresor centrífugo. Como consta de un mínimo de partes, ofrece una alta fiabilidad, semejante a la de las máquinas centrífugas. Los refrigerantes normales utilizados con compresores de tornillo son R-22, R-12 y R-717. El intervalo de las temperaturas de succión normal es de 10°C (50°F) a aproximadamente –50°C (–58°F).

El compresor de tornillo es un compresor de desplazamiento positivo que consiste en dos rotores (macho y hembra) con perfiles asimétricos. Una válvula lateral, operada en forma hidráulica, se utiliza para modular la capacidad entre el 10% de la carga y carga total. Las partes internas incluyen también cuatro cojinetes de collar, dos cojinetes de acometida del tipo de bola en contacto angular, pistones de balance y sello del eje mecánico. En la figura 12-39 se muestran los componentes del compresor de tornillo.

En el compresor de tornillo, el gas refrigerante se comprime por la acción del engranaje de los lóbulos machos y las canales hembras. En este compresor se previene el contacto metálico al sumergir el ensamble, del rotor con aceite lubricante. Cuando el rotor gira y engranan sus partes, el gas de succión queda atrapado en el espacio interlobular. Esto da como resultado una reducción en el volumen interno y un incremento en la presión. Cuando el vapor encerrado alcanza la salida del compresor, el refrigerante se transporta gracias a la acción del rotor giratorio.

Debido a la gran cantidad de aceite que se utiliza en el diseño del tornillo húmedo se requiere un separador eficaz del aceite para recuperar el aceite del gas de descarga; para esta función se utilizan separadores horizontales o verticales. Como los separadores de aceite de etapa múltiple no son eficientes al 100%, algo de aceite llega al evaporador. El retorno de aceite con evaporadores de expansión directa se cumple por lo general por arrastre de aceite en el gas de succión. Un evaporador inundado requerirá consideraciones adicionales para el retorno de aceite.

Funcionamiento del compresor de tornillo El compresor de tornillo puede operar en un amplio intervalo de temperaturas de condensación, en forma similar a los compresores reciprocantes. La máquina de tornillo es capaz de alcanzar relaciones de compresión aproximadas de 20, aunque es muy rara la ocasión en que se diseña a esa condición máxima. En consecuencia, el compresor de tornillo es especialmente adecuado para esquemas de recuperación de calor y aplicaciones de condensadores enfriados por aire.

* Vea la Fig. 12-27 y consulte las tablas de la Sección 3.

FIG. 12-39 Comp

El compresor d
iada que los comp
ye la temperatura
tornillo aumenta
Los fabricantes
el consumo de en
refrigeración a baj
glo típico donde s
permitir el flujo d
sor. Esto es simila
centrífugas de eta
quido que va al ev
5.5°C (10°F) por
De esta manera s
cuencia, se increm
En la tabla 12-9
compresores con
variando las temp

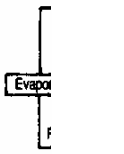


FIG. 12-40 Acces
dor. (*Vilter Mfg. Cor*

El ciclo del eco
la carga total. Cua
abertura (75% del
la zona de presión
sor de una unidad
idéntica a la de un
sumo de energía

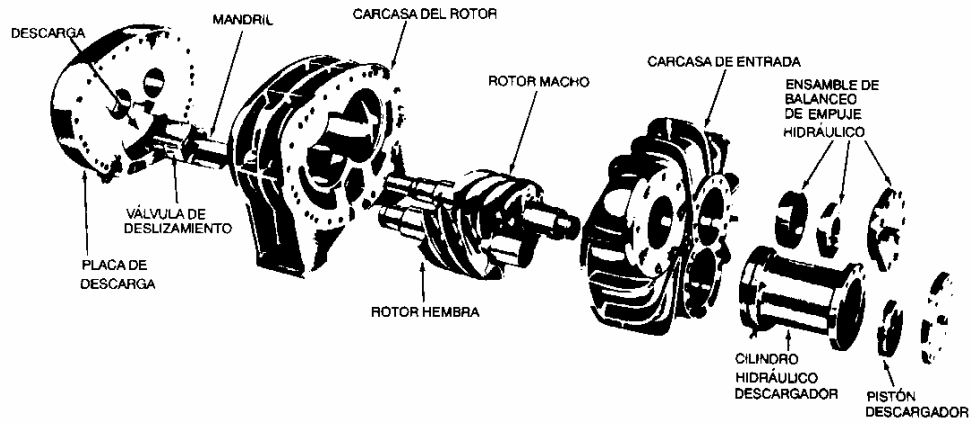


FIG. 12-39 Componentes del compresor de tornillo. *(Dunham-Bush, Inc.)*

El compresor de tornillo requiere mayor potencia al freno por tonelada que los compresores centrífugo o reciprocante. Cuando disminuye la temperatura de succión, la falla en la potencia del compresor de tornillo aumenta rápidamente en comparación con otros tipos.

Los fabricantes han diseñado un ciclo economizador para mejorar el consumo de energía de este tipo de compresores en aplicaciones de refrigeración a baja temperatura. En la figura 12-40 se muestra un arreglo típico donde se utiliza un intercambiador de calor intermedio para permitir el flujo de vapor a una puerta del economizador en el compresor. Esto es similar al ciclo del economizador utilizado en las máquinas centrífugas de etapa múltiple. Al utilizar el ciclo economizador, el líquido que va al evaporador se subenfría hasta un punto aproximado de 5.5°C (10°F) por encima de la temperatura de saturación intermedia. De esta manera se mejora la eficiencia total del ciclo y, como consecuencia, se incrementa la capacidad y la potencia al freno por tonelada. En la tabla 12-9 se muestran datos de energía para los tres tipos de compresores con base en temperaturas de condensación constante y variando las temperaturas de succión de 4.4 a –40°C (40 a –40°F).

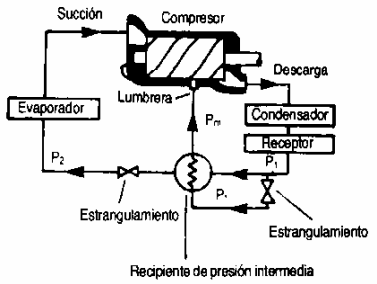


FIG. 12-40 Acceso al compresor intermedio de tornillo con ciclo economizador. *(Vilter Mfg. Corp.)*

El ciclo del economizador sólo tiene efecto entre el 75% de la carga y la carga total. Cuando la válvula se ha movido a su posición de 25% de abertura (75% del viaje), la lumbrera de presión intermedia estará en la zona de presión de succión. En este punto, la capacidad del compresor de una unidad equipada con un ciclo economizador llegará a ser idéntica a la de una unidad convencional sin puerto intermedio. El consumo de energía en carga parcial del compresor de tornillo excederá también el valor correspondiente a los compresores reciprocantes y centrífugos.

TABLA 12-9 Comparación de potencia al freno por tonelada, para diferentes temperaturas de succión; una temperatura de condensación de 40.5 °C (105°F); el refrigerante es un halocarburo

Temperatura de saturación en la succión, °C.	Tipo de compresor		
	Tornillo, bhp/ton *	Reciprocante, bhp/ton	Centrífugo, bhp/ton
4.4	1.1	1.05	0.9
–17.8	2.1	2.0	1.8
–40.0	4.3	....	3.0

*El compresor de tornillo está equipado con lumbrera intermedia y ciclo economizador.

Los fabricantes pueden optimizar también la selección del compresor de tornillo para obtener el mínimo de potencia para requisitos de diseño. Se puede contar con tres relaciones de volumen de diseño diferentes para la selección de un compresor de tornillo determinado. La relación de volumen es la relación del volumen del gas cuando éste queda atrapado en los rotores (al inicio de la compresión) respecto al volumen cuando los rotores se abren hacia la lumbrera de descarga. Según la posición de la válvula de deslizamiento, puede variarse la relación de volumen.

Control de capacidad del compresor de tornillo Como ya se mencionó, la capacidad se regula con una válvula de deslizamiento. La capacidad se logra de acuerdo con la posición de la válvula de deslizamiento ubicada en la cubierta del compresor de tornillo, debajo de los rotores y operada por un pistón en un cilindro hidráulico. El pistón es operado por aceite a alta presión que fluye lateralmente sobre el pistón y acciona la válvula de deslizamiento, con lo que altera el punto del rotor en que empieza la compresión. Esto permite que exista la recirculación interna sin que se tenga compresión alguna.

Cuando el compresor se pone en funcionamiento, la válvula de deslizamiento se encuentra totalmente abierta y el compresor sin carga. El mecanismo de capacidad del compresor es operado por medio de dos válvulas de solenoide. Si las válvulas de solenoide no están energizadas, ello significará que el compresor se encuentra en el modo de operación sin carga. La válvula de deslizamiento es accionada e impulsada por un sistema hidráulico convencional. Para incrementar la capacidad, se permite energizar una válvula de solenoide para permitir que el aceite esté a un lado del pistón mientras que se abre otra válvula para

el retorno de aceite. Esto ocasiona que el pistón se mueva hacia una posición de mayor capacidad.

Chorros de vapor El chorro de vapor puede sustituir el compresor en un sistema de refrigeración. En este caso, el refrigerante es el vapor de agua y el chorro de vapor lo extrae del tanque de evaporación (evaporador), lo comprime y lo alimenta al condensador.

El principio de operación de un sistema de refrigeración con chorro de vapor es más o menos sencillo. Si el agua se encuentra a una temperatura mayor que, por ejemplo, 10°C (50°F), se conduce a un tanque en que la presión se mantiene a 0.178 lb in^2 abs y el agua se enfría inmediatamente a 10°C (50°F). Al hacer esto, emite calor latente que vaporiza una porción del agua suministrada al tanque. El enfriamiento del agua por este método depende de la conservación de la baja presión que corresponde a la temperatura de agua deseada.

En la figura 12-41 se ilustra una configuración típica del ciclo de refrigeración a base de chorro de vapor, y consta de los siguientes elementos:

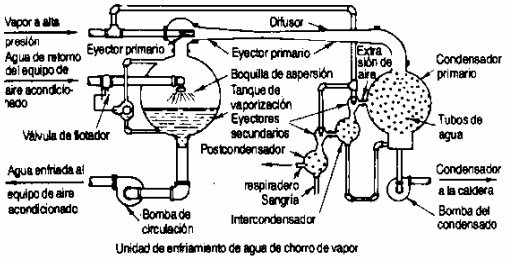


FIG. 12-41 Ciclo de refrigeración de chorro de vapor. (Air Conditioning Manual, *Trane Company, 1966.*)

1. *Eyector primario de vapor.* Se trata fundamentalmente de un dispositivo cinético que emplea el momentum o cantidad de movimiento de un chorro de alta velocidad para arrastrar y acelerar un medio de movimiento más lento hacia el que se dirige. El vapor a alta presión se aplica a la boquilla del eyector, el cual se expande cuando fluye por ella, adquiriendo un aumento rápido de velocidad. La velocidad obtenida al salir de la boquilla es del orden de 1219 m/s (4000 ft/s).

Debido a esta gran velocidad, el vapor desprendido del tanque se aspira continuamente hacia la corriente en movimiento. La mezcla de la corriente y dicho vapor penetra entonces en la sección del difusor en donde la velocidad se reduce de manera gradual debido al área transversal creciente. La energía del vapor a alta velocidad comprime una porción del mismo durante su paso por el difusor. La presión de vapor habrá aumentado, en este ejemplo, de 0.178 lb in^2 abs [correspondiente a 10°C (50°F)] en la entrada del difusor a 1.1 lb in^2 abs en el condensador correspondiente a una temperatura de condensación de 40.6°C (105°F).

2. *Condensador* .En cualquier sistema de refrigeración por compresión, el propósito del condensador es licuar el refrigerante vaporizado. En el chorro de vapor se licua una mezcla de vapor a alta presión y el que se ha vaporizado. El calor eliminado del condensador Q es igual que:

$$Q_{cond} = (W_s + W_{wv})h_{fg}$$

en donde Q = calor eliminado, Btu/h
W_s = velocidad del vapor del reforzador primario, lb/h
W_{wv} = vapor instantáneo, lb/h
h_{fg} = calor latente del vapor, Btu/lb

El calor latente del vapor a presiones bajas es, aproximadamente, 1060 Btu/lb; por tanto, se deben vaporizar 11.3 lb/h de agua en el tanque de evaporación por tonelada de capacidad.

El área superficial de diseño del condensador y la cantidad de agua deben basarse en la temperatura de agua más elevada que vaya a encontrarse. Si la temperatura del agua de entrada es mayor que lo que estipula el diseño, es probable que el reforzador primario (eyector) deje de funcionar debido al aumento de presión registrado en el condensador.

Hay dos clases de condensadores de uso común; el de superficie y el barométrico o de chorro. El primero de ellos se caracteriza por un diseño de cubierta y tubos en que el agua fluye por éstos y el vapor se condensa en la superficie exterior. En el caso del condensador de chorro, el agua y el vapor condensados se mezclan directamente y no se tienen tubos que lleven a cabo tal función. El condensador de chorro puede ser barométrico o de nivel bajo. El primero requiere una altura de 10.4 m (34 ft) por encima del nivel del agua del pozo caliente. Se necesita un tubo de cola o de fondo de esta longitud para que el agua del condensador y el condensado se descarguen por gravedad. En el tipo de chorro de nivel bajo, el tubo de la cola se elimina y, entonces, es necesario suprimir el agua del condensador y el condensado bombeando desde el condensador hasta el pozo caliente. Las principales ventajas del condensador de chorro son un mantenimiento limitado, la ausencia de tubos y el hecho de que puede reutilizarse el agua del condensador con varios grados de limpieza.

3. *Tanque de vaporización.* Éste es el evaporador de un sistema de chorro de vapor en el que se lleva a cabo la vaporización del agua y se obtiene su efecto de enfriamiento. El agua caliente que retorna del proceso se rocía en la cámara de vaporización por medio de boquillas y el efluente enfriado se bombea en la parte inferior del tanque.

Con frecuencia se utiliza un tanque de vaporización por compartimientos. Cuando se cierra el suministro de vapor al eyector de un grupo, se debe proveer un medio para evitar que la presión del condensador y el tanque de vaporización sean iguales al pasar por el eyector. Con esta estructura se proporcionan divisiones para que cada reforzador funcione sobre su propio tanque de vaporización. Cuando el vapor se corta de cualesquiera de los reforzadores (boosters), también se cierra la válvula que comunica con el agua de rocío de admisión de tal compartimiento.

Se tiene una válvula de flotador para controlar el suministro de agua de reemplazo para sustituir el vapor de agua que se ha desprendido. El tanque de vaporización requiere también un aislamiento especial.

Factores que afectan la capacidad Son varios los factores que influyen en la capacidad y, en consecuencia, en el tamaño y los costos de operación. En primer lugar, las unidades de chorro de vapor tienen un atractivo especial cuando se debe enfriar agua con temperaturas relativamente elevadas, con una fuente de vapor de desecho de 689 kPa (100 lb/in^2 man) y agua de condensación relativamente fría. Los factores asociados con la capacidad del chorro de vapor incluyen los siguientes:

1. *Presión de vapor.* La velocidad del vapor depende en gran parte de la presión de vapor disponible. Los principales reforzadores funcionan con presiones de vapor que van desde 13.8 kPa a 689 kPa (2 hasta 100 lb/in^2 man). No obstante, la cantidad de vapor requerida aumenta con gran rapidez al descender la presión del vapor. Las mejores velocidades de vapor se obtienen con 689 kPa (100 lb/in^2 man), aproximadamente. Con presiones superiores a 689 kPa (100 lb/in^2 man), la reducción en la cantidad de vapor necesaria casi es despreciable. Los eyectores se deben diseñar para la mayor presión de vapor disponible, para aprovechar de manera plena el menor consumo de vapor a presión más alta. En la figura 12-42 se muestra el consumo de vapor a varias presiones de admisión de vapor.

Los sistemas de eyectores secundarios que se utilizan para eliminar el aire necesitan presiones de vapor de 241 kPa (35 lb/in^2 man) o mayores. Cuando la presión de vapor disponible es menor que este valor, se utiliza una bomba al vacío con motor eléctrico, ya sea para el último eyector secundario o para todo el grupo secundario. Normalmente, los eyectores secundarios necesitan entre 1.5 y 2.5 lb/h de vapor por tonelada de capacidad de refrigeración.

2. *Temperatura del agua del condensador.* En comparación con otros sistemas de compresión a vapor, las máquinas de chorro de vapor requieren cantidades de agua relativamente grandes para la condensación. Cuanto mayor es la temperatura de admisión, tanto más altos serán los requisitos de agua. Asimismo, la temperatura del agua de condensación tiene un efecto importante en la velocidad del vapor por

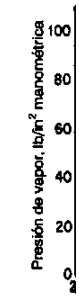


FIG. 12-42 Consum
por. (*Spencer,* Heating,

tonelada, y se reduc
la figura 12-43 se ilu
de la entrada de ag
enfriada de salida y

FIG. 12-43 Relació
agua del condensador
1954.)

3. *Temperatura d*
tura del agua enfriad
de las unidades de cl
raturas de agua enfri
de valores menores

Al disminuir la te
cantidad de libras p
que se une un aume
En la figura 12-44 s
peraturas de agua en

Contrariamente a
centrífugas y recipr
tiene ninguna impor
rro de vapor. La refi
poración y no depen
como sucede con otr
de calor aceptables.
agua enfriada de ret
vapor.

Control de la cap
cidad de la mayor p
vacío consiste en p
lelo y hacer funcion
calorífica. No es ext

rimario (eyector) de-
strado en el conden-

a; el de superficie y el
caracteriza por un di-
r éstos y el vapor se
condensador de cho-
directamente y no se
ndensador de chorro
o requiere una altura
del pozo caliente. Se
ltud para que el agua
por gravedad. En el
elimina y, entonces,
el condensado bom-
ente. Las principales
nimiento limitado, la
tarse el agua del con-

dor de un sistema de
ización del agua y se
e que retorna del pro-
edio de boquillas y el
lel tanque.
tación por compartí-
al eyector de un gru-
resión del condensa-
pasar por el eyector.
ura que cada reforza-
lón. Cuando el vapor
ters), también se cie-
o de admisión de tal

el suministro de agua
le ha desprendido. El
miento especial.
a los factores que in-
maño y los costos de
vapor tienen un atrac-
mperaturas relativa-
cho de 689 kPa (100
ite fría. Los factores
luyen los siguientes:
pende en gran parte
reforzadores funcio-
Pa a 689 kPa (2 hasta
r requerida aumenta
r. Las mejores velo-
lb/in^2 man), aproxima-
00 lb/in^2 man), la re-
es despreciable. Los
de vapor disponible,
no de vapor a presión
no de vapor a varias

utilizan para eliminar
35 lb/in^2 man) o ma-
menor que este valor,
ya sea para el último
o. Normalmente. los
lb de vapor por tone-

In comparación con
as de chorro de vapor
les para la condensa-
ión, tanto más altos
peratura del agua de
ocidad del vapor por

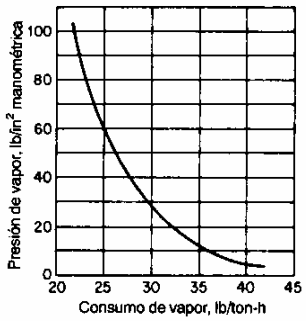


FIG. 12-42 Consumo de chorro de vapor a varios grados de presiones de vapor. (*Spencer,* Heating, Piping, Air Conditioning, *August 1954.*)

tonelada, y se reduce con gran rapidez cuanto más fría sea el agua. En la figura 12-43 se ilustran los datos de la velocidad del vapor en función de la entrada de agua al condensador para una temperatura de agua enfriada de salida y una presión de vapor determinadas.

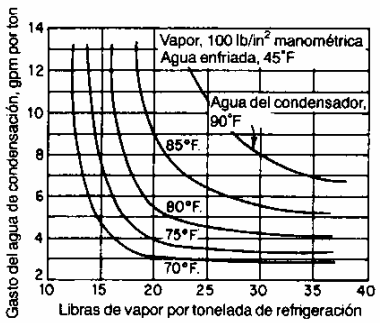


FIG. 12-43 Relación del consumo de chorro de vapor en función del gasto de agua del condensador. (*Spencer,* Heating Piping, Air Conditioning, *August, 1954.*)

3. *Temperatura del agua enfriada.* Cuando más baja sea la temperatura del agua enfriada de salida, tanto más difícil se hace la aplicación de las unidades de chorro de vapor. Su justificación aumenta a temperaturas de agua enfriada de salida de 12.8°C(55°F) o mayores, en lugar de valores menores que descienden a un mínimo de 1.7°C(35°F).

Al disminuir la temperatura de salida del agua enfriada, mayor es la cantidad de libras por hora por tonelada de vapor que se necesitan, a lo que se une un aumento en las necesidades del agua de condensación. En la figura 12-44 se presenta el consumo de vapor para diversas temperaturas de agua enfriada de salida.

Contrariamente a lo que sucede con las máquinas de refrigeración centrífugas y reciprocantes o de vaivén, el gasto de agua enfriada no tiene ninguna importancia particular en el diseño de un sistema de chorro de vapor. La refrigeración de vapor al vacío es un proceso de evaporación y no depende de las altas velocidades de tubo del evaporador, como sucede con otros sistemas, para asegurar índices de transferencia de calor aceptables. Del mismo modo, las distintas temperaturas de agua enfriada de retorno tienen poco efecto en el equipo de chorro de vapor.

Control de la capacidad La forma más sencilla para regular la capacidad de la mayor parte de los sistemas de refrigeración por vapor al vacío consiste en proporcionar varios reforzadores primarios en paralelo y hacer funcionar sólo los que se necesiten para manipular la carga calorífica. No es extraño tener hasta cuatro reforzadores principales en

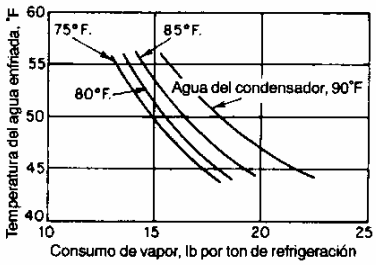


FIG. 12-44 Consumo de chorro de vapor a varias temperaturas de salida del agua enfriada. (*Spencer.* Heating, Piping. Air Conditioning. *August 1954.*)

unidades de gran tamaño para hacer variar la capacidad. Para este fin es factible utilizar un simple control automático del tipo encendido-apagado (*on-off*). Mediante la detección de la temperatura del agua enfriada que sale del tanque de vaporización, un controlador puede conectar o desconectar el vapor a cada eyector, conforme vaya siendo necesario.

Además, existen otros dos sistemas de control que regulan el flujo del vapor o el del agua del condensador a la máquina. Al disminuir la temperatura del agua del condensador a lo largo de varios periodos del año, la presión absoluta del condensador se reducirá en forma proporcional. Esto permitirá que los eyectores funcionen con menos vapor a causa de la presión de descarga reducida. El flujo de vapor o las cantidades de agua del condensador disminuyen a un nivel menor los costos de operación en otros periodos que los especificados. La configuración seleccionada depende de consideraciones de costo entre las dos cantidades de flujo. Se han arreglado algunos sistemas para obtener una combinación de ambos, reduciendo de manera automática el flujo de vapor hasta un punto dado, a lo cual sigue una disminución en el flujo de agua del condensador. Para obtener una eficiencia de operación máxima, los sistemas de control automático se justifican casi siempre porque mantienen los costos de operación en un mínimo, sin que esto requiera una atención excesiva del operador. En general, por cada descenso de 2.8°C (5°F) en la temperatura del agua de condensación por debajo del nivel especificado en el diseño, se logran ahorros de vapor de, aproximadamente, el 10% del flujo nominal del reforzador.

En algunos casos en los que se tiene agua de condensador de admisión relativamente fría, se ha logrado ajustar de manera automática la presión de entrada del vapor en respuesta a las temperaturas de salida del agua enfriada. No obstante, en general, este tipo de control no es posible a causa de las diferencias de temperatura entre el tanque de vaporización y el condensador. En las condiciones usuales de temperaturas tibias del agua de condensador, los eyectores principales deben comprimir el vapor de agua a una razón relativamente elevada, lo cual requiere un eyector con una característica de funcionamiento muy diferente. En la mayor parte de los casos, cuando la presión de vapor del eyector se estrangula, la capacidad del chorro permanece casi constante hasta que la presión de vapor se reduce a un punto en que se registra una disminución brusca de la capacidad. En este punto, los eyectores son inestables y la capacidad se ve gravemente afectada. Con un aumento sustancial en la presión de vapor, los eyectores se estabilizarán una vez más y funcionarán a su capacidad de diseño o nominal. En efecto, los chorros de vapor poseen una capacidad fija para el manejo de vapor, determinada por la presión ejercida en la admisión de succión. Para que el eyector opere obedeciendo a su curva característica de bombeo, necesita una cantidad mínima de vapor que sea fija a cualquier presión a que se someta el condensador. (En la Sec. 6 se presentan datos más minuciosos sobre el diseño de eyectores.)

SISTEMAS DE ABSORCIÓN

Introducción Los sistemas modernos de refrigeración del tipo de absorción utilizan en forma principal agua como refrigerante y bromuro de litio como absorbente. En consecuencia, este tipo de máquina se limita a trabajo con agua enfriada. Cuando se requiere un servicio a baja temperatura es aplicable una unidad de absorción amoniaco-agua. En las plantas petroquímicas y químicas se ha renovado últimamente el interés en los sistemas de absorción amoniaco-agua. Estas plantas generan grandes cantidades de calor que se desperdicia y que, en diversas ocasiones, puede ser recuperado de manera económica para crear refrigeración por absorción. Las unidades de absorción amoniaco-agua para este uso industrial pueden ser tan grandes que ellas mismas llegan a ser plantas químicas. En el otro extremo del espectro, las pequeñas unidades empacadas de absorción amoniaco-agua en tamaños de 3 a 10 ton se encuentran disponibles para aplicaciones comerciales de agua enfriada.

Descripción Las unidades de absorción de agua y bromuro de litio utilizan dos factores básicos para producir el efecto de refrigeración: **1)** el agua hierve y se enfría a sí misma por vaporización a temperaturas bajas cuando se conserva al alto vacío, y **2)** ciertas sustancias, por ejemplo, una sal, absorben vapor de agua. La solución de bromuro de litio es una solución salina higroscópica que ha demostrado tener la mejor relación solubilidad-presión de vapor para permitir una gran eficiencia de ciclo. En la unidad de absorción, el agua se vaporiza desprendiendo una porción de vapor y la temperatura del agua restante disminuye. La afinidad del agua con la sal se mide por la reducción en la presión agua-vapor, que se hace más pronunciada al aumentar la concentración salina.

En la figura 12-45 se ilustra el ciclo completo. La máquina de absorción consta de cinco componentes principales:

1. *Evaporador.* Es la sección del tubo en donde el agua enfriada de retorno se enfría indirectamente por medio de agua rociada sobre los tubos. Puesto que esta capa se mantiene a una presión absoluta reducida, el agua se vaporiza y enfría la restante hasta alcanzar una temperatura que corresponde de un modo muy cercano a la presión de la cubierta.

2. *Absorbedor.* En esta parte del sistema se emplea una solución salina fuerte para absorber el vapor de agua desprendido en el evaporador. Se tiene una bomba de solución que rocía bromuro de litio sobre la sección del tubo absorbente por el que fluye agua relativamente fresca. La carga calorífica de trabajo o total del absorbente —que consiste en la carga de refrigeración, y el calor de disolución, el enfriamiento del agua condensada y el enfriamiento sensible de la solución— se transfiere de este modo al agua de enfriamiento que circula normalmente desde una torre de enfriamiento.

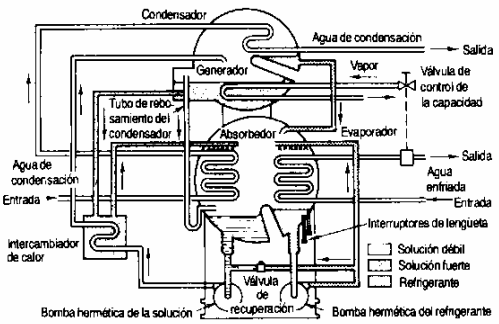


FIG. 12-45 Ciclo de absorción del bromuro de litio. (*Carrier Air Conditioning Company.*)

3. *Intercambiador de calor de la solución.* Este componente sirve para mejorar la eficiencia del ciclo intercambiando calor entre la solución débil que sale del absorbedor, y la fuerte y caliente que retorna el generador. El vapor y el agua condensada se reduce empleando este intercambiador.

4. *Generador.* Una sección de tubo calentado a vapor sirve para restaurar la concentración de la solución, hirviendo el vapor de agua absorbido.

5. *Condensador.* El vapor de agua que se desprende por ebullición en el generador se condensa en esta sección del tubo y se devuelve al enfriador.

Conviene explicar en forma más amplia las etapas del ciclo para ayudar a entender el funcionamiento de la unidad de absorción. El ciclo de absorción consta de dos presiones que se mantienen normalmente con temperaturas de agua fría de salida de 7.2 a 8.3°C (45 a 47°F), una presión absoluta de 0.27 inHg en la sección del evaporador-generador y 3.0 inHg de presión absoluta en la sección del generador-condensador. Esto comprende tres circuitos: **1)** el agua como refrigerante se bombea al evaporador; **2)** el bromuro de litio, como absorbedor, se hace circular sobre los tubos absorbentes a través del intercambiador de calor y luego al generador; **3)** el agua de enfriamiento corre inicialmente en serie por los tubos del absorbedor y en parte por los del condensador, más o menos a dos tercios de la velocidad de flujo estipulada.

El agua que deberá enfriarse penetra en el haz de tubos de evaporador (enfriador) en donde se enfría indirectamente con agua de rocío. El agua vaporizada se absorbe mediante una solución fuerte o concentrada de bromuro de litio a baja presión. A continuación, el bromuro de litio que ha absorbido el vapor de agua se bombea por el intercambiador de calor de la solución hacia el generador, para reconstituir la solución débil. En este último se emplea vapor a baja presión [55 a 96 kPa (8 a 14 lb/in^2 man)] para emitir vapor de agua por ebullición, concentrando así la solución salina antes de volver a entrar al absorbedor. El paso de la solución del generador al absorbedor se efectúa por gravedad y diferencia de presión, y no por bombeo. El agua desprendida por ebullición en el generador se condensa entonces para obtener un líquido dentro de la sección del condensador, y el condensado se devuelve al evaporador.

El calor disipado en el absorbedor y el condensador se elimina gracias al agua de enfriamiento que retorna normalmente a una torre de enfriamiento. Es necesario que su temperatura en la entrada se controle de tal manera que se obtengan las concentraciones de ciclo correctas.

Diagrama de equilibrio Se utiliza el diagrama de equilibrio bromuro de litio-agua ilustrado en la figura 12-46 para analizar el funcio-

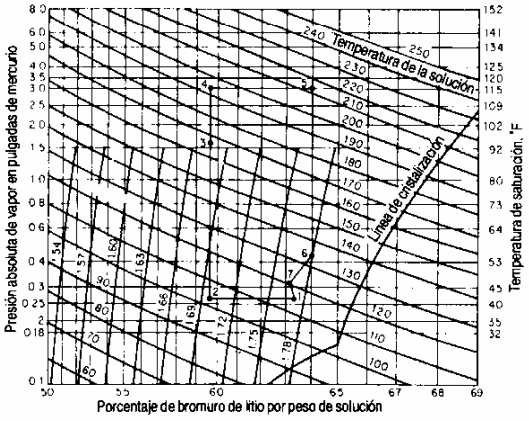


FIG. 12-46 Diagrama de equilibrio del bromuro de litio. (*Carrier Air Conditioning Company.*)

iste componente sirve
ido calor entre la solu-
caliente que retorna el
educe empleando este

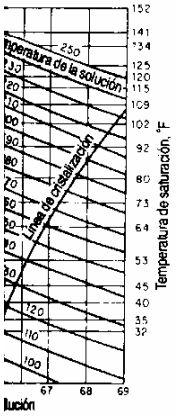
a vapor sirve para res-
o el vapor de agua ab-

prende por ebullición
l tubo y se devuelve al

etapas del ciclo para
ad de absorción. El ci-
se mantienen normal-
de 7.2 a 8.3°C (45 a
cción del evaporador-
lección del generador-
el agua como refrige-
itio, como absorbedor,
avés del intercambia-
de enfriamiento corre
r y en parte por los del
elocidad de flujo esti-

de tubos de evapora-
e con agua de rocío. El
ón fuerte o concentra-
nación, el bromuro de
ga por el intercambia-
ara reconstituir la so-
ja presión [55 a 96 kPa
or ebullición, concen-
trar al absorbedor. El
se efectúa por grave-
agua desprendida por
para obtener un líqui-
ndensado se devuelve

sador se elimina gra-
lmente a una torre de
la entrada se controle
es de ciclo correctas.
ma de equilibrio bro-
ra analizar el funcio-



lución

ltio. (*Carrier Air Condi-*

namiento de la máquina de absorción. Este diagrama sirve para determinar la concentración de la solución de la unidad para mantener la máxima eficiencia de operación posible.

La presión de vapor expresada en pulgadas de mercurio de presión absoluta se representa gráficamente en función del porcentaje de bromuro de litio por peso en la solución. La temperatura de saturación correspondiente para una presión de vapor determinada se indica en el lado derecho del diagrama. Las curvas que van de izquierda a derecha son las líneas de temperatura de la solución. Las que se extienden en sentido ascendente partiendo de la base del diagrama representan las líneas de densidad relativa para determinar la concentración de la solución. Cuando se miden la densidad relativa y la temperatura de la solución salina, la concentración se determina representando gráficamente estos dos puntos en el diagrama.

La línea curva de la esquina inferior derecha se denomina línea de cristalización e indica el punto en que la solución comienza a cambiar de líquido a sólido. En consecuencia, la línea de cristalización es la que establece los límites del ciclo. Si la solución sufre una sobreconcentración o si está presente un exceso de elementos no condensables, el ciclo de absorción se interrumpirá debido a la solidificación y la capacidad no se restaurará hasta que la unidad se desolidifique. Esto requiere por lo común la aplicación de calor de vapor al exterior del intercambiador de calor y la bomba de la solución. Se acostumbra instalar una válvula de dilución automática o de recuperación en la tubería de conexión, para evitar operaciones menores fuera de lo normal.

En el diagrama de equilibrio aparece la representación gráfica del ciclo de absorción de una máquina usual. Los puntos 1 a 7 representan el ciclo de absorción completo y en la tabla 12-10 se muestran valores de punto específico de temperaturas, presión y concentración de la solución. En los siguientes párrafos se da una explicación de cada punto y las líneas que los unen.

TABLA 12-10 Datos sobre el ciclo de una máquina de absorción que utiliza bromuro de litio*

Punto	Temperatura de la solución, °F	Presión de vapor, in Hg abs	Solución de bromuro de litio, %	Temperatura saturada, °F
1	115	0.27	63.3	42
2	104	0.27	59.5	42
3	167	1.65	59.5	95
4	192	3.0	59.5	115
5	215	3.0	64.0	115
6	135	0.45	64.0	55
7	120	0.32	63.3	46

*Véase la figura 12-46.

Punto 1. La condición de la solución fuerte o concentrada en el absorbedor cuando comienza a absorber el refrigerante.

Punto 2. La condición de la solución débil cuando sale del absorbedor y entra al intercambiador de calor. La línea 1-2 representa la pérdida de concentración causada por la absorción de vapor de agua del evaporador.

Punto 3. La condición de la solución débil después de pasar por el intercambiador de calor de la misma. La línea 2-3 representa la cantidad de calor adquirido por la solución en el intercambiador.

Punto 4. La condición de la solución débil al entrar al generador para calentarse. La línea 3-4 representa la cantidad de calor necesario para que principie a hervir la solución débil.

Punto 5. La condición de la solución fuerte cuando sale del generador. La línea 4-5 representa la cantidad de calor necesaria para que el vapor de agua contenido en la solución se desprenda por ebullición.

Punto 6. La condición de la solución fuerte cuando sale del intercambiador de calor. La línea 5-6 representa el flujo de la solución desde el generador hasta el intercambiador, sin que la concentración sufra ningún cambio.

Punto 7. La condición de la solución fuerte al entrar a las boquillas de rocío del absorbedor.

Control de capacidad El control de la capacidad de la máquina de absorción de agua-bromuro de litio para condiciones de carga parcial se determinan por cualesquiera de los tres métodos siguientes: **1)** el estrangulamiento del flujo de agua del condensador para conservar la concentración de la solución justamente al nivel necesario para obtener la capacidad de refrigeración a la temperatura del agua enfriada prevista en el diseño, **2)** el estrangulamiento del flujo de la solución en una válvula de desviación de tres pasos conectada a la tubería, del intercambiador de calor al generador, alterando así la concentración de la solución que se encuentra en el absorbedor, y **3)** el estrangulamiento del vapor que va al generador para alterar la concentración de la solución.

El estrangulamiento de la corriente de vapor es el método de mayor aceptación hoy en día, aunque no es el más económico desde el punto de vista operacional. El flujo estrangulado de la solución representa un consumo menor de vapor, pero el costo de la válvula especial de control limita la conveniencia de este método. El estrangulamiento del agua de condensador para controlar la capacidad tiene la desventaja de que se generan temperaturas de agua elevadas a cargas muy ligeras, lo que acelera la concentración de los depósitos en los tubos del condensador.

Eficiencia de la unidad La eficiencia de la máquina de absorción se expresa convenientemente utilizando una razón de rendimiento:

$$R = \frac{\text{Efecto útil de refrigeración en Btu/h}}{\text{entrada de calor en Btu/h}}$$

Las relaciones de rendimiento comprendidas entre 0.60 y 0.70 se consideran normales. El consumo de vapor usual es de 19 a 20 lb/(h)(ton), aproximadamente. Los requisitos de flujo de agua de enfriamiento son, casi siempre, del orden de 3.0 a 3.5 gal/(min · ton)

Cálculos en absorción Con los datos citados en la tabla 12-10 para un ciclo de operación típico, se hacen varios cálculos para determinar el rendimiento teórico. En las figuras 12-47 y 12-48 se ilustran los datos asociados con la densidad relativa y el calor específico para soluciones acuosas de bromuro de litio. Otros de los datos necesarios en un problema común supondrán lo siguiente:

Capacidad de refrigeración requerida, en ton	450
Temperatura del agua enfriada al entrar, en °F	55
Temperatura del agua enfriada al salir, en	45
Temperatura del agua del condensador al entrar, en °F	85
Gasto del agua de enfriamiento, en gal/min	1575

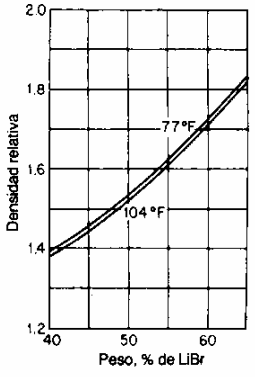


FIG. 12-47 Densidad relativa de soluciones acuosas del bromuro de litio (ASHRAE Handbook: Fundamentals, *American Society of Heating, Refrigerating and Air Conditioning Engineers*, New York, 1967.)

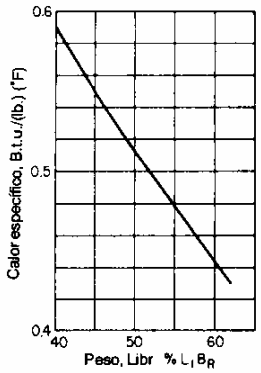


FIG. 12-48 Calor específico de soluciones acuosas de bromuro de litio. (ASHRAE Handbook: Fundamentals, *American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers*, New York, 1967.)

Evaporador

Cantidad de agua que se debe evaporar para producir 450 ton de trabajo útil:

X = lb de agua evaporada

1 069.5 = calor latente de evaporación del agua a una temperatura de refrigerante de 42°F (punto 1)

temperatura de condensación = 115 °F (punto 4)

1069.5 Btu/lb × lb/min = 450 × 200 Btu/min + (115 − 42) × 1 Btu/(lb)(°F) δ X

$1069.5X = 90\,000 + 73X$

$X = 90\,000/996.5 = 90.4$ lb/min.

Concentración de la solución fuerte

Peso de la solución débil:

concentración al 59.5%

104°F (punto 2)

densidad relativa = 1.71

flujo de la solución del generador = 110 gal/min (dato proporcionado por el fabricante)

$$110 \text{ gal/min} \times 8.33 \text{ lb/gal} \times 1.71 = 1570 \text{ lb}$$

Peso de Li-Br

$$59.5\% \times 1570 = 935 \text{ lb}$$

Peso de la solución fuerte

Se deben separar 90.4 lb de agua de la solución débil:

$$1570 - 90.4 = 1479.6$$

Concentración de la solución fuerte:

$$935/1479.6 = 63.3\ (64.0\% \text{ según la tabla})$$

Eliminación de calor del absorbedor

1. Calor que se debe suprimir en la solución de enfriamiento recirculada:

$t = 120–104 = 16$°F

temperatura promedio = 112°F

concentración promedio = 61.4%

Densidad relativa = 1.73 (Fig. 12-47)

calor específico = 0.44 Btu/(lb)(°F) (Fig. 12-48)

flujo de la solución del absorbedor = 145 gal/min (dato proporcionado por el fabricante)

$$245 \times 8.33 \times 16 \times 0.44 \times 1.73 = 24\,800 \text{ Btu/min}$$

2. Calor exotérmico de dilución que se debe eliminar:

concentración promedio de ciclo = 61.8%

calor de dilución = 202 Btu/lb de agua

lb/min de agua absorbida = 90.4

$$90.4 \times 202 = 18\,150 \text{ Btu/min}$$

3. Calor de condensación de 90.4 lb/min de vapor de agua a 42°F que se debe eliminar:

calor latente a 42°F = 1069.5 Btu/lb

$$90.4 \times 1069.5 = 96\,500 \text{ Btu/min}$$

4. Calor que se debe suministrar para calentar 90.4 lb/min de agua, de 42 a 103°F:

$t = 61$°F

calor específico = 0.44 Btu/(lb)(°F)

$$90 \times 0.44 \times 61 = 2420 \text{ Btu/min}$$

Eliminación total de calor del absorbedor = 1 + 2 + 3 − 4 = 24 800 + 18 150 + 96 500 − 2420 = 137 030 Btu/min

Tonelaje del absorbedor = 137 030/200 = 685 ton

$$\text{razón del absorbedor} = \frac{\text{trabajo del absorbedor}}{\text{trabajo del evaporador}} = \frac{685}{450} = 1.52$$

$$\text{Aumento del agua de enfriamiento} = \frac{137\,030 \text{ Btu/min}}{1 \text{ Btu/(lb·°F)} \times 1575 \text{ gal/min} \times 8.33 \text{ lb/gal}} = 10.4\text{°F}$$

Cálculos del generador

1. Calor absorbido durante el precalentamiento de la solución débil:

peso de la solución débil = 1570 lb

$t = 192 - 167 = 25$°F

concentración = 59.5%

calor específico = 0.442

$$1570 \times 0.442 \times 25 = 17\,300 \text{ Btu/min}$$

2. Calor absorbido para cambiar el punto de ebullición de 192 a 215°F:

concentración promedio = 61.8%

calor específico = 0.44

$$\text{flujo promedio} = \frac{1570 + 1479.6}{2} = 1525 \text{ lb/min}$$

$t = 23$°F

$$1525 \times 0.44 \times 23 = 15\,500 \text{ Btu/min}$$

3. Calor endotérmico de la solución que se debe agregar:

$$90.4 \text{ lb/min} \times 202 \text{ Btu/lb} = 18\,150 \text{ Btu/min}$$

4. Calor absorbido para evaporar 90.4 lb/min de agua a la temperatura de condensación de 115°F:

calor latente a 115°F = 1028 Btu/lb

$$90.4 \times 1028 = 92\,600 \text{ Btu/min}$$

Calor total absorbido en el generador = 1 + 2 + 3 + 4

$$= 143\,500 \text{ Btu/min}$$

tonelaje del generador = 143 550/200 = 717.7 ton

razón del generador = 717.7/450 = 1.59

Consumo de vapor

calor latente (12 lb/in^2 man, vapor) = 949.7 Btu/lb

vapor necesario = 143 550 Btu/min × 60 min/h

$$= 8\,600\,000 \text{ Btu/h}$$

Trabajo útil = 450 ton

$$\text{velocidaddelvapor} = \frac{8\,600\,000}{949.7 \times 450} = 20.2 \text{ lb/(h·ton)}$$

Eficiencia de la máquina o coeficiente de rendimiento

$$\text{eficiencia de máquina} = \frac{\text{salida de trabajo útil}}{\text{entrada de vapor}} \times 100\%$$

$$= \frac{\text{trabajo del evaporador}}{\text{trabajo del generador}} \times 100\%$$

$$= \frac{450}{717.7} \times 100\% \times 62.8\%$$

Cálculos del condensador

1. Calor eliminado al condensar 90.4 lb/min de agua a la temperatura de condensación de 115°F:

calor latente a 115 °F = 1028 Btu/lb

$$90 \times 1028 = 92\,600 \text{ Btu/min}$$

2. Calor eliminado al enfriar 90.4 lb/min de vapor sobrecalentado, de 215 a 115°F

$t = 100$ °F

calor específico = 0.425

$$90.4 \times 100 \times 0.425 = 3840 \text{ Btu/min}$$

Eliminación total de calor del condensador = 1 + 2 = 96 440 Btu/min

Tonelaje del condensador = 96 440/200 = 482 ton

razón del condensador = 482/450 = 1.07

Aumento del agua del condensador:

gasto del agua de enfriamiento = 1575 gal/min × $^2/_3$ = 1055 gal/min

$$\frac{96\,440}{1 \text{ Btu/(lb·°F)} \times 8.33 \times 1055} = 10.9\text{°F}$$

TABLA 12-11 Re

Temperatura de evapor
Etapa simple
Presión de vapor, psia
Temperatura de satura de salida del calor de d
Calor requerido en el ge
Velocidad del vapor, lb
Agua requerida a trav bedor, gal/(min · ton re 105°F en paro
Etapa doble
Temperatura de satura °F, temperatura de sali
Presión de vapor, psia
Calor requerido en el trada)
Velocidad de vapor, lb
Agua requerida en el a gal/(min · ton registra paro

*Lewis Refrigeration
NOTA: Todos los val
cada sistema se requier

Balance total del ca
entrada de calor =

salida de calor =

Absorción amon
do hasta 1950 apro
absorción de bromu
de dichas unidades.
te respecto a la con
dades de calor desp
estas unidades en la
en el intervalo de 1
ratura o enfriamien
equipo empacado,
con lo que el increm
respecto a otros tipo

FIG. 12-49 Ciclo a

TABLA 12-11 Requisitos para la adsorción amoniaco-agua al variar las temperaturas de succión * 1)

Temperatura de evaporación,° F	50	40	30	20	10	0	−10	−20	−30	−40	−50
Etapa simple											
Presión de vapor, psia	14.1	19.8	24.9	30.9	41.8	53.2	67.0	83.1	103.1	134.6	173.3
Temperatura de saturación de vapor, F (o temperatura de salida del calor de desperdicio)	210	225	240	255	270	285	300	315	330	350	370
Calor requerido en el generador, Btu/(min · ton registrada)	300	325	347	373	400	430	466	511	571	645	754
Velocidad del vapor, lb/(h · ton registrada)	18.9	20.2	21.8	23.6	25.8	28.1	30.9	34.1	39.1	44.6	53.2
Agua requerida a través del condensador y del absorbedor, gal/(min · ton registrada), 80°F en arranque 105°F en paro	3.6	3.7	3.8	4.0	4.3	4.5	5.0	5.5	6.1	7.1	8.8
Etapa doble											
Temperatura de saturación del vapor del generador, °F, temperatura de salida	175	180	190	195	205	210	220	230	240	250	265
Presión de vapor, psia	6.7	7.5	9.3	10.4	12.3	14.1	17.1	20.7	24.9	29.8	38.1
Calor requerido en el generador, Btu/(min · ton registrada)	550	577	605	637	670	711	753	709	850	905	970
Velocidad de vapor, lb/(h · ton registrada)	33.2	34.9	37.0	39.1	41.3	43.9	46.7	49.9	53.6	57.5	62.3
Agua requerida en el absorbedor y en el condensador, gal/(min · ton registrada), 87°F en arranque, 105°F en paro	4.0	4.2	4.3	4.5	4.9	5.3	5.8	6.4	7.2	8.3	10.2

*Lewis Refrigeration Company.

NOTA: Todos los valores son aproximados. La selección en 10%, dependiendo de la fuente de calor, agua disponible, construcciones de los evaporadores, etc. Para cada sistema se requiere un análisis detallado.

Balance total del calor

entrada de calor = trabajo del evaporador + trabajo del generador
= 450 + 717.7 = 1167.7 ton

salida de calor = trabajo del absorbente + trabajo del condensador
= 685 + 482 = 1167 ton

Absorción amoniaco-agua Este tipo de absorción fue muy utilizado hasta 1950 aproximadamente, pero el desarrollo de máquinas de absorción de bromuro de litio redujo en forma drástica la producción de dichas unidades. Sin embargo, debido al gran interés que ahora existe respecto a la conservación de energía, se dispone de grandes cantidades de calor desperdiciado en otros procesos. Las instalaciones de estas unidades en las plantas petroquímicas pueden tener capacidades en el intervalo de 1000 a 5000 toneladas para salmuera a baja temperatura o enfriamiento directo. Estos tamaños son muy grandes para equipo empacado, de manera que se requiere gran cantidad de tubería, con lo que el incremento de la inversión aumenta en forma sustancial respecto a otros tipos de refrigeración.

En la figura 12-49 se muestra un ciclo simplificado de absorción amoniaco-agua. El refrigerante es amoniaco y el absorbente es una solución acuosa diluida de amoniaco. Una solución acuosa fuerte, obtenida de la mezcla de vapores de amoniaco procedentes del evaporador y agua débil del generador, se produce en el absorbedor. Entonces, el agua fuerte se separa en una columna de destilación, produciendo 1) amoniaco en la parte superior de la torre, para recirculación al evaporador, 2) fondos ricos en agua. El calor de desperdicio de otros procesos, destinados al generador, sirve para vaporizar amoniaco en el agua y una corriente de agua débil regresa al absorbedor. El amoniaco refrigerante en el evaporador absorbe calor de la corriente de proceso o indirectamente de la salmuera y lo enfría para su empleo en refrigeración. El agua de la torre de enfriamiento o procedente de otras fuentes, como los ríos, fluye a través del condensador para condensar vapores y los envía al absorbedor. El agua que fluye a través de los tubos del absorbedor elimina el calor generado por combinación de agua débil y amoniaco anhidro.

En la tabla 12-11 se presentan los requerimientos de los servicios para la refrigeración por absorción amoniaco-agua. Las temperaturas del evaporador se muestran para aplicaciones entre 10 y −45.6°C (50 y

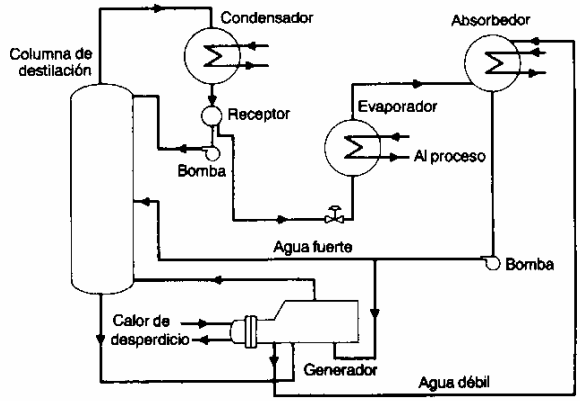


FIG. 12-49 Ciclo simplificado de absorción amoniaco-agua.

–50°F). Cuando las temperaturas se encuentran por abajo del punto de ebullición atmosférico del amoniaco de –33°C (–28°F), es posible la extracción de aire en condiciones de operación a vacío. Esto puede dar como resultado la formación de un carbonato de amoniaco corrosivo. Las unidades de amoniaco-agua pueden disponerse para su operación en etapa simple o doble etapa en cascada. La ventaja del sistema de doble etapa es que se tiene una disminución en la temperatura requerida para el generador; sin embargo, este tipo de unidades aumenta la inversión y da como resultado un coeficiente de rendimiento más bajo, debido al incremento del calor requerido en el generador. Esto es cierto, ya que es necesario la separación de vapor amoniaco-agua de las soluciones acuosas fuertes en dos distintos niveles de presión.

SALMUERAS

Introducción El aumento cada vez mayor de temperaturas bajas en el enfriamiento de procesos industriales registrado en años recientes ha conducido al desarrollo de varias salmueras para este fin. En lo que respecta a la terminología de la refrigeración, salmuera es cualquier líquido enfriado mediante un refrigerante y que circula como fluido de transferencia de calor. El ingeniero encargado de diseñar o dirigir una fábrica cuenta ahora con una amplia variedad de refrigerantes secundarios que operan a gamas de temperaturas que van de 0 a –67.7°C (+32 a –90°F). Las salmueras pueden ser:

1. Soluciones acuosas de sales inorgánicas como cloruro de sodio y cloruro de calcio.

2. Soluciones acuosas de compuestos orgánicos como alcoholes o glicoles. Estas son soluciones diluidas a varias concentraciones, incluyendo agua de metanol, agua de etanol, etilenglicol y propilenglicol.

3. Hidrocarburos y halocarburos clorados y fluorados que incluyen cloruro de metileno, tricloroetileno y R-11.

Selección de la salmuera La selección de una salmuera para una aplicación en particular depende de varias consideraciones. La elección de una salmuera en particular es invariablemente el término medio en que se alcanza una mejor adaptación de la aplicación específica y el aspecto económico de la situación.

La selección final de la salmuera depende de varios factores incluyendo:

TABLA 12-12 Datos de toxicidad de algunas salmueras

Tipo de salmuera	Valores límites de umbral, ppm (A.C.G.I.H.,* 1966)	Observaciones
Cloruro de sodio	...	No tóxico. Apropiado para estar en contacto directo con alimentos
Propilenglicol	...	No tóxico. Apropiado para estar en contacto directo con alimentos
Cloruro de calcio	...	Esencialmente no tóxico, pero no es apropiado para estar en contacto directo con alimentos
Freón 11®	1000	No tóxico
Etanol acuosos	...	No tóxico
Cloruro de metileno	500	Muy pocos efectos tóxicos
Etilenglicol	...	Tan tóxico como el metanol acuoso, pero se le considera menos peligroso porque no se absorbe con tanta facilidad
Metanol acuoso	200	Tóxico. Normalmente se recomienda para usos al aire libre
Tricloroetileno	100	Tóxico. Normalmente se recomienda para usos al aire libre

*American Conference of Governmental Industrial Hygienists.

TABLA 12-13 Datos sobre la inflamabilidad de las salmueras

Tipo de salmuera	Clasificaciones *
Cloruro de sodio	No inflamable
Cloruro de calcio	No inflamable
Freón 11®	No inflamable
Tricloroetileno	No inflamable a temperaturas ordinarias
Cloruro de metileno	Prácticamente no inflamable a temperaturas ordinarias
Propilenglicol	Inflamable, peligro moderado de incendio. Punto de inflamación, 210 a 225°F, sin diluir
Etilenglicol	Inflamable, peligro moderado de incendio. Punto de inflamación, 232 a 240°F, sin diluir
Metanol acuoso	Muy inflamable, peligro de incendio. Punto de inflamación, 54 a 60°F, sin diluir. Punto de inflamación, 75°F, solución al 30%
Etanol acuoso	Muy inflamable, peligro de incendio. Punto de inflamación, 55°F, sin diluir

*Cuanto más alto sea el punto de inflamación, tanto mayor será la seguridad con que se puede manejar el líquido. Los líquidos con puntos de inflamación inferiores a 70F deben considerarse como extremadamente inflamables.

Bibliografía: *ASHRAE Guide and Data Book: Handbook of Fundamentals*, American Society of Heating, Refrigerating and Air Conditioning Engineers, New York, 1967 (conceptos 1-5). Sax (ed.) *Dangerous Properties of Industrial Materials*, 5th ed., Van Nostrand Reihold, New York, 1979 (conceptos 6-9).

1. *Seguridad.* La toxicidad y la inflamabilidad son dos factores de primordial importancia que deben tomarse en cuenta. En la tabla 12-12 se indican los valores límites de umbral y los datos de inflamabilidad aparecen en la tabla 12-13.

2. *Punto de congelación.* La salmuera se debe caracterizar por un punto de congelación lo suficientemente inferior a la temperatura de operación más baja del sistema.

3. *Costo.* El costo inicial y la cantidad de la sustancia de repuesto necesaria son consideraciones que afectan la determinación de los costos. Del mismo modo, la gravedad, y el calor específicos de la salmuera influirán en los de energía de bombeo.

4. *Aplicación.* El empleo que se le da a la salmuera es importante para determinar si el equipo de procesamiento se instalará dentro o fuera del edificio y si el sistema tendrá un diseño abierto o cerrado. Las salmueras de gran toxicidad no se deben utilizar con serpentines para el acondicionamiento de aire cuando la operación se desarrolla a lo largo del año y cuando es probable que se registren fugas hacia el sistema del aire.

5. *Rendimiento térmico.* Las propiedades de transferencia calorífica de la salmuera que circula por el evaporador de la unidad de refrigeración desempeña un papel importante para determinar el área superficial requerida y la temperatura de evaporación resultante. Entre los valores que afectan la transferencia de calor están la viscosidad, el calor específico, la densidad relativa y la conductividad térmica. En las figuras 12-50 a 12-57 se presentan estos datos para dos "salmueras" comunes utilizadas hoy en sistemas de refrigeración: cloruro de calcio y etilenglicol.

6. *Corrosividad.* El material de construcción de las tuberías y el equipo del sistema requieren que se utilice una salmuera estable y más o menos libre de corrosión.

Salmueras de sales

Cloruro de sodio Las soluciones acuosas de esta sal se emplean comúnmente en aplicaciones de refrigeración. El cloruro de sodio ofrece el costo más bajo por galón de solución que cualquier otra salmuera disponible. Asimismo, se acostumbra utilizarlo en aplicaciones asociadas con alimentos y en sistemas abiertos debido a su escasa toxi-

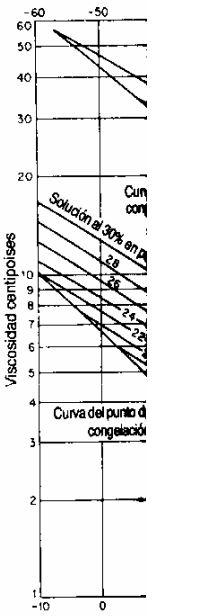


FIG. 12-50 Viscosid
pany.)

cidad. Las propieda
altos coeficientes d
ra reducir la cantid
cesaria.

No obstante, tien
lación es relativame
de operación que va
siva, por lo que nec
un patrón regular y
dición acidulada en

Cloruro de calci
nen un uso muy dif
solución salina secu
hace más conveniei
de calcio se ha utili
–37.2°C (–35°F).

Sus principales d
racteriza por coefici
gran rapidez por deb
se en contacto direc

Compuestos orgán

Etilenglicol Este
gelante, aunque tam
más usuales incluye
jas.

El etilenglicol es
el agua. Cuando se
sividad más o men
saliente cuando se
de sus ventajas es re

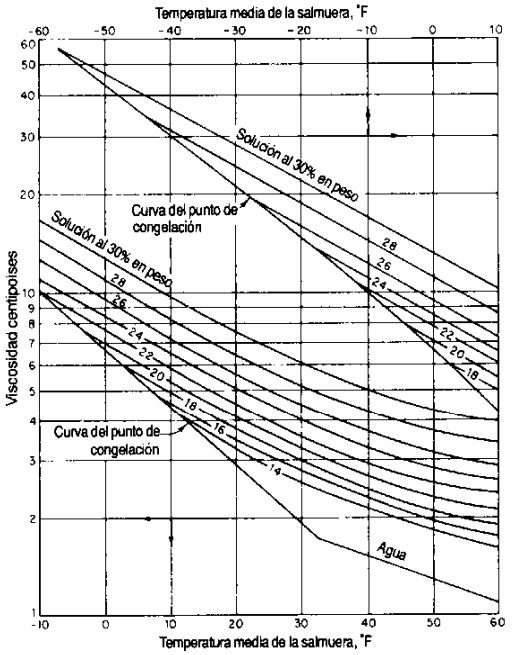


FIG. 12-50 Viscosidad del cloruro de calcio. (*Carrier Air Conditioning Company.*)

cidad. Las propiedades de esta salmuera permiten también utilizar altos coeficientes de película de salmuera, que son convenientes para reducir la cantidad de la superficie de intercambiador de calor necesaria.

No obstante, tiene dos desventajas notables: **1)** su punto de congelación es relativamente elevado, lo que limita su aplicación a niveles de operación que van de –9.4°C (15°F) en adelante, y **2)** es muy corrosiva, por lo que necesita inhibidores que se deben verificar siguiendo un patrón regular y reconstituirse para evitar que se presente una condición acidulada en el sistema.

Cloruro de calcio Las soluciones acuosas de cloruro de calcio tienen un uso muy difundido como salmuera circulante. Se trata de una solución salina secundaria de bajo costo, y su punto de congelación la hace más conveniente que el cloruro de sodio. La salmuera de cloruro de calcio se ha utilizado a niveles de temperatura que descienden a –37.2°C (–35°F).

Sus principales desventajas son: **1)** que es muy corrosiva, **2)** se caracteriza por coeficientes de transferencia de calor que descienden con gran rapidez por debajo de –20.6°C (–5°F), y **3)** que no puede emplearse en contacto directo con alimentos.

Compuestos orgánicos

Etilenglicol Este compuesto se emplea comúnmente como anticongelante, aunque también para fines de refrigeración. Las aplicaciones más usuales incluyen el enfriamiento de procesos a temperaturas bajas.

El etilenglicol es incoloro y casi inodoro, y totalmente miscible con el agua. Cuando se inhibe en una forma correcta, manifiesta una corrosividad más o menos restringida, lo que constituye una ventaja sobresaliente cuando se compara con salmueras de sales inorgánicas. Otra de sus ventajas es reducir el punto de congelación del agua y ser poco volátil. Las soluciones de etilenglicol se emplean como salmuera para sistemas de refrigeración hasta temperaturas de –34.4°C (–30°F). No obstante, se le considera una salmuera de temperatura más o menos elevada y sus aplicaciones óptimas se registran a 9.4°C (15°F) y más.

Su desventaja más notable es el bajo nivel de los coeficientes de transferencia de calor que lo caracterizan, al descender las temperaturas debido a las viscosidades elevadas. El etilenglicol es algo tóxico, pero menos dañino que las soluciones acuosas de metanol. No se debe dejar en reposo en recipientes abiertos ni tampoco es apropiado para entrar en contacto con alimentos.

La calidad del agua utilizada para preparar la solución de etilenglicol es importante. Dicho de otra manera, es preferible emplear aguas clasificadas como suaves y que tengan contenidos limitados de iones de cloruro y sulfato. Es preciso seguir un programa de control para tener la seguridad de evitar el vaciamiento o el desgaste completo del inhibidor. El etilenglicol tiene por lo común un pH de 8.8 a 9.2 y no se debe utilizar por debajo de 7.5, aproximadamente. La adición de una cantidad mayor de inhibidor no restaura la solución a su condición original. Una vez que el inhibidor se ha agotado, se recomienda que el glicol viejo se extraiga del sistema y se utilice una carga totalmente nueva.

Propilenglicol En su forma inhibida, tiene las mismas ventajas de poca corrosividad y escasa volatilidad que manifiesta el etilenglicol. Este compuesto no se considera tóxico y se ha empleado en contacto directo con alimentos. Aparte de lo referente a la toxicidad, no ofrece ventajas en comparación con el etilenglicol, ya que representa un costo mayor a las gamas de temperatura que se encuentran normalmente y

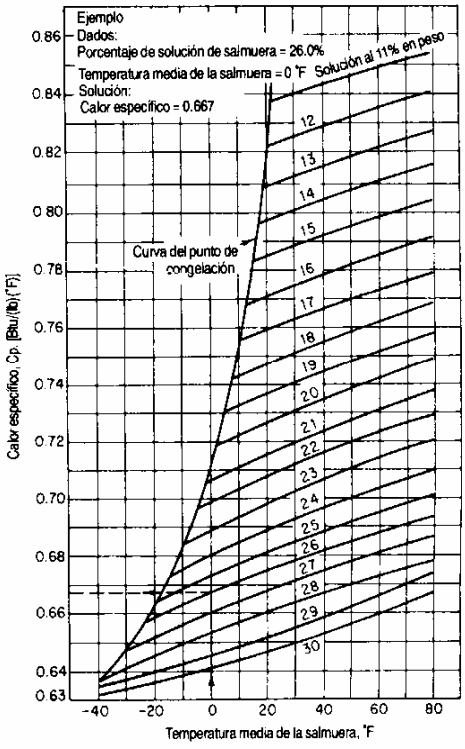


FIG. 12-51 Calor específico del cloruro de calcio. (*Carrier Air Conditioning Company.*)

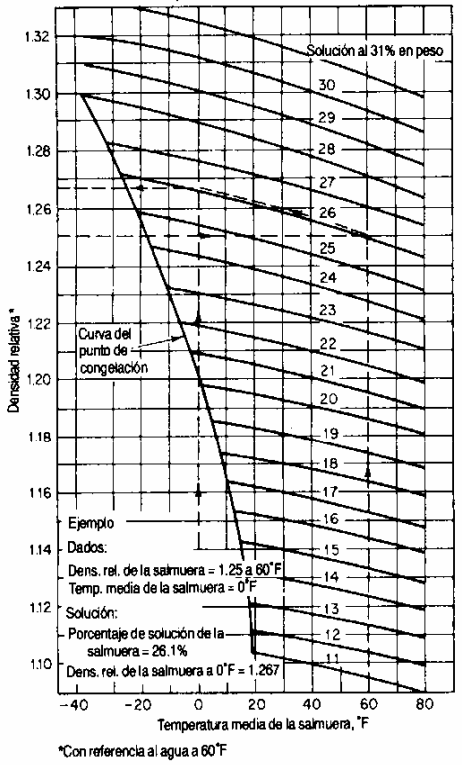


FIG. 12-52 Densidad relativa del cloruro de calcio. (*Carrier Air Conditioning Company.*)

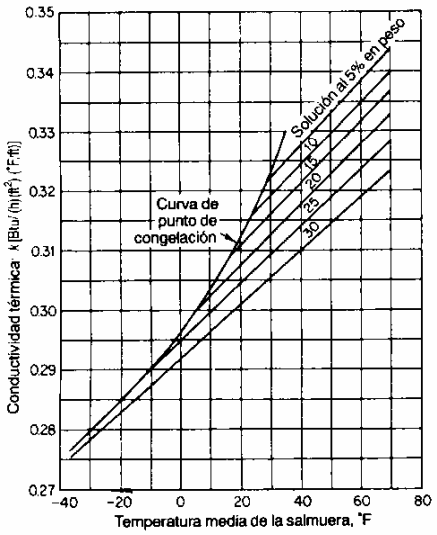


FIG. 12-53 Conductividad térmica del cloruro de calcio. (*Carrier Air Conditioning Company.*)

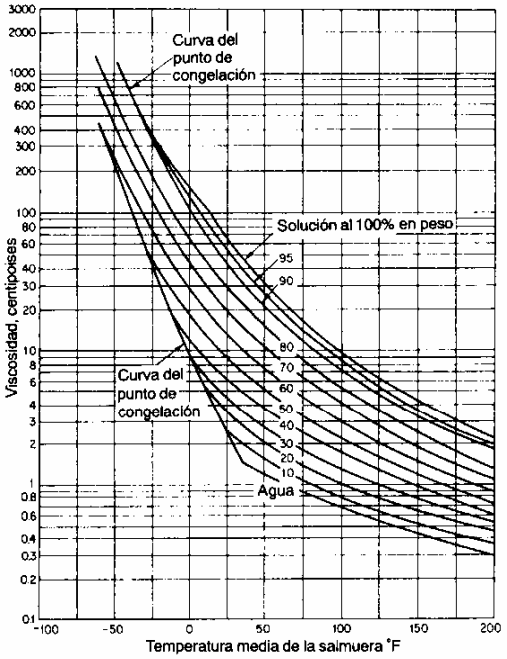


FIG. 12-54 Viscosidad del etilenglicol. (*Carrier Air Conditioning Company.*)

es más viscoso, además de que posee coeficientes de transferencia de calor de película salina más deficientes. Por lo común, el propilenglicol se utiliza como salmuera de –9.4°C (15°F) hacia arriba.

Agua-metanol Se trata de un compuesto a base de alcohol que se ha empleado profusamente como solución anticongelante. Su costo es más bajo que el de otros compuestos orgánicos, se emplea en aplicaciones de refrigeración y ofrece propiedades importantes de transferencia de calor en comparación con otros del mismo género. En su forma inhibida se considera no corrosivo y posee una gama de aplicación amplia que va desde –1.1 a –34.4°C (+30 hasta –30°F). Es particularmente adecuado para usos de salmuera que van de –20.6 a 34.4°C (–5 a –30°F) gracias a su índice de transferencia de calor relativamente grande en la gama de temperaturas que lo caracteriza, en donde los fluidos de halocarburos son, por lo común, demasiado costosos para tomarse en cuenta.

Sus desventajas más notables como salmuera son consideraciones de tipo toxicológico. Se clasifica como más dañino que el etilenglicol y, en consecuencia, sólo se emplea en aplicaciones de procesos al aire libre. Asimismo, el metanol es un líquido inflamable y, como tal, introduce un peligro potencial de incendio cuando se almacena, maneja o utiliza.

Agua-etanol Es una solución de alcohol de grano desnaturalizado. Su principal ventaja es que no es tóxico y cuando se utiliza como salmuera, se acostumbra emplear inhibidores de corrosión con este compuesto. El agua de etanol ha encontrado un empleo muy difundido en la industria cervecera, en plantas químicas y de congelación de alimentos.

Sus propiedades de transferencia de calor no son tan favorables como las del agua de metanol debido a las mayores viscosidades que presenta, y es más costosa que esta última, aunque menos que el etilenglicol. Como derivado del alcohol, es un líquido inflamable que requiere ciertas precauciones contra incendios durante su almacenamiento y manejo.

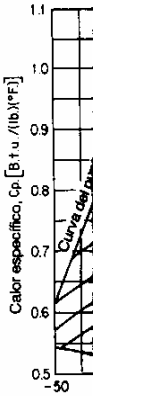
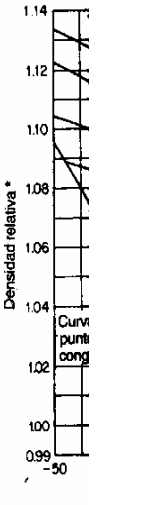


FIG. 12-55 Calor
pany.)

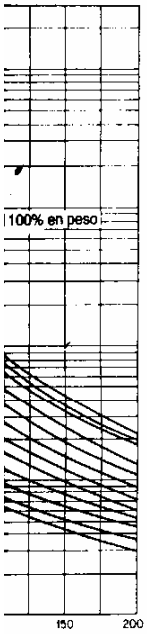


*Con r

FIG. 12-56 Densi
Company.)

Hidrocarburos
salmueras circula
–37.2°C (–35°F)
orgánico dejan de
congelación, o po
altas. En consecu
plean como de tip
fluidos para la tra
ción bajos, viscosi
lidad. Para trabajo
son los siguientes

Cloruro de met
chas aplicaciones



Conditioning Company.)

s de transferencia de
ɔmún, el propilengli-
cia arriba.
: de alcohol que se ha
gelante. Su costo es
se emplea en aplica-
portantes de transfe-
p género. En su forma
i de aplicación amplia
particularmente ade-
34.4°C (–5 a –30°F)
vamente grande en la
los fluidos de halocar-
lomarse en cuenta.
son consideraciones
no que el etilenglicol
es de procesos al aire
ble y, como tal, intro-
almacena, maneja o

ano desnaturalizado.
) se utiliza como sal-
rosión con este com-
eo muy difundido en
ngelación de alimen-

on tan favorables co-
es viscosidades que
menos que el etilen-
o inflamable que re-
rante su almacena-

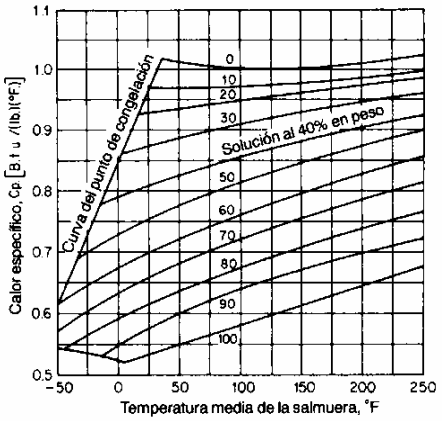


FIG. 12-55 Calor específico del etilenglicol. (*Carrier Air Conditioning Company.*)

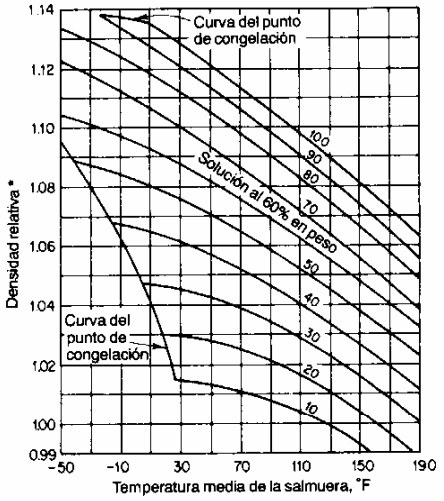


FIG. 12-56 Densidad relativa del etilenglicol. (*Carrier Air Conditioning Company.*)

Hidrocarburos y halocarburos Cuando se requieren sistemas de salmueras circulantes para servicios a temperaturas bajas del orden de –37.2°C (–35°F) o menos, las salmueras de sal base y las de origen orgánico dejan de ser útiles por sus limitaciones debidas al punto de congelación, o porque las viscosidades de la solución acuosa son muy altas. En consecuencia, muchos de los refrigerantes comunes se emplean como de tipo secundario. Ofrecen propiedades favorables como fluidos para la transferencia de calor, incluyendo puntos de congelación bajos, viscosidad escasa, la no inflamabilidad y una buena estabilidad. Para trabajos a temperaturas bajas, los de empleo más frecuente son los siguientes:

Cloruro de metileno (CH_2Cl_2). Este clorohidrocarburo tiene muchas aplicaciones como salmuera en la gama de operación entre –37.2

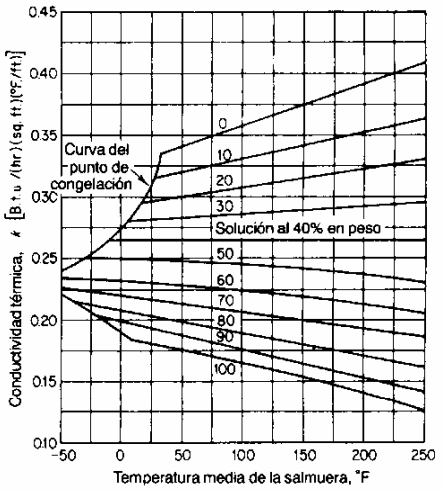


FIG. 12-57 Conductividad térmica del etilenglicol. (*Carrier Air Conditioning Company.*)

a –84.4°C (–35 y –120°F). El cloruro de metileno se caracteriza por sus excelentes índices de transferencia de calor. No ofrece problemas de peligro de incendio en condiciones normales de uso y es uno de los hidrocarburos clorados menos tóxicos. Aunque el cloruro de metileno no es inflamable, el contacto con llamas o fuego latente puede provocar su descomposición y la formación de sustancias tóxicas o corrosivas. Así, pues, es preciso tener una ventilación adecuada y prohibir fumar en zonas de trabajo. Del mismo modo, el cloruro de metileno ofrece la importante ventaja de que su costo inicial es bajo en comparación con otros refrigerantes de halocarburos.

Cuando hay pequeñas fugas de cloruro de metileno, son difíciles de detectar y una buena práctica consiste en disolver una tintura roja de azoaceite en el fluido, en concentraciones de 0.3 a 0.5 lb/ton de fluid aproximadamente. La tintura identifica el punto de fuga después de la evaporación del fluido.

Los sistemas de salmuera de cloruro de metileno requieren el empleo de secadores adecuados para eliminar la humedad. El cloruro de metileno es apenas ligeramente soluble en agua, sobre todo a temperaturas bajas. La admisión de humedad al sistema sin secadores provoca invariablemente la formación de hielo en el enfriador de la salmuera y la transferencia de calor sufrirá un descenso. El cloruro de metileno no se debe utilizar en contacto directo con aluminio. La posibilidad de una fuga de cloruro de metileno al lado del refrigerante no debe pasar inadvertida, y quizá sea necesario emplear R-11 o un compresor equipado con partes que no sean de aluminio.

Tricloroetileno [$CHCl{:}CCl_2$]. Este fluido para la transferencia de calor no se ha utilizado tanto como el cloruro de metileno, que presenta propiedades más propicias para operar a temperaturas bajas. Se caracteriza por una presión de vapor y una velocidad de evaporación más favorable en comparación con el cloruro de metileno. Sin embargo, estos aspectos son comparativamente insignificantes para operaciones continuas a baja temperatura. El tricloroetileno es el fluido de convección preferido cuando la gama de temperaturas superiores sobrepasa a 60°C (140°F). La mayor estabilidad que tiene lo hace particularmente apropiado para temperaturas que ascienden hasta 121°C (250°F). El límite más bajo para el tricloroetileno es –73.3°C (–100°F) aproximadamente.

Cuando se comparan datos de este compuesto con los del cloruro de metileno, se observa que el tricloroetileno tiene factores menos favo-

rables en lo que respecta a densidad, viscosidad, calor específico, conductividad térmica y solubilidad en agua. El tricloroetileno no ofrece ninguna ventaja apreciable en lo que a costo se refiere, en comparación con el cloruro de metileno y es mas tóxico.

R-11 (triclorofluorometano). Este refrigerante de halocarburo es un fluido excelente para la transferencia de calor que se utiliza en aplicaciones de salmuera a baja temperatura. No es inflamable ni tóxico y posee la ventaja importante de ser inerte, sin generar efecto alguno en otros materiales, excepto cuando se contamina. Esta constituye una ventaja marcada en comparación con el cloruro de metileno, que ataca al aluminio. El punto de congelación del R-11 está muy por debajo del uso normal de las salmueras, y es −111.1°C (−168°F).

El R-11 manifiesta más o menos la misma viscosidad que el cloruro de metileno, pero su calor específico y conductividad térmica son menores que las de dicho compuesto. La densidad relativa del R-11 también es de 10 a 15% mayor que la del cloruro de metileno, lo que aumentaría los costos de bombeo. El R-11 tiene otra desventaja más: un costo inicial aproximadamente dos veces mayor que el del cloruro de metileno, lo cual adquiere una importancia fundamental sólo en instalaciones de grandes tuberías.

Prevención de la corrosión

Salmueras de sales Estas salmueras provocan daños tremendos debido a la corrosión, por lo que se deben revisar con extremo cuidado y darles mantenimiento siguiendo un programa riguroso. El proceso de corrosión requiere un abastecimiento continuo de oxígeno que normalmente proviene de la atmósfera y se disuelve en la solución de la salmuera. Las salmueras diluidas disuelven oxígeno con mayor facilidad y, por lo general, son más corrosivas que las concentradas.

El sistema de salmuera abierto es aquél en que el oxígeno penetra en el circuito de la misma, pero se cree que en el cerrado tampoco se puede evitar la infiltración del oxígeno.

Para retardar la corrosión de una manera más eficaz, conviene mantener las salmueras de sales en una condición levemente alcalina (pH 7.5 a 8.0). Las salmueras alcalinas son, por lo común, menos corrosivas que las neutras o las ácidas, aunque con una alcalinidad demasiado alta, es probable que se incremente su actividad.

En general, se considera que el dicromato de sodio es el método más eficaz y económico para demorar la corrosión de las salmueras. El dicromato se caracteriza por un color anaranjado brillante, tiene una presentación granular y se disuelva con suma facilidad en agua tibia. Por el contrario, se disuelve con extrema lentitud en agua fría y no se debe agregar jamás a un tanque de salmuera en forma cristalina. El mejor método es disolver el dicromato en agua tibia y luego vaciar ésta en la salmuera.

Las cantidades recomendadas por la ASHRAE para la protección al mayor plazo posible son las siguientes:

1. Ciento veinticinco libras de dicromato de sodio por 1000 ft^3 de salmueras de cloruro de calcio.

2. Doscientas libras dedicromato de sodio por 1000 ft^3 de salmuera de cloruro de sodio.

Además, se debe agregar sosa cáustica en cantidades suficientes para convertir el dicromato en cromato neutro. Cuando el dicromato de sodio se disuelve en agua o salmuera, se obtiene una solución ácida. Antes que la salmuera se trate con dicromato, es preciso determinar el pH. Si ésta es ácida o neutra (pH 7.0 o menor), es preciso agregar una cantidad suficiente de sosa cáustica para aumentar el pH a 8.0. Si la salmuera no tratada da un valor correcto de pH, el efecto de acidulación del dicromato se neutraliza agregando 27 lb de sosa cáustica tipo comercial en escamas al 76% por cada 100 lb de dicromato de sodio utilizado. La sosa cáustica se debe disolver perfectamente en agua tibia antes de agregarla a la salmuera.

Glicoles y alcoholes inhibidos Al utilizar glicoles o alcoholes como salmueras para fines de refrigeración, es necesario adquirirlas con inhibidores previamente agregados a la solución. Por lo común, las soluciones inhibidas y conservadas en forma adecuada deben ofrecer ciertas ventajas para evitar la corrosión, en comparación con las soluciones de salmueras de sales. Sin embargo, no es posible esperar una vida de servicio indefinida y el inhibidor debe comprobarse anualmente. Conviene evitar la mezcla indiscriminada de fórmulas inhibidas, a menos que se tenga la certeza de que son compatibles. A este respecto, la sustitución de los sistemas de salmueras de sales inorgánicas con glicol o alcohol inhibidos se intentará, en todo caso, con extrema precaución debido a la incompatibilidad potencial de los componentes de las salmueras con estas formulaciones. El tratamiento con cromato *jamás* debe aplicarse al etilenglicol, porque se producen lodos con gran rapidez. Asimismo, se sugiere que el sistema de tuberías se limpie y lave perfectamente con una solución de fosfato trisódico calentada antes de introducir la mezcla de agua y glicol. El etilenglicol reacciona con impurificadores de tuberías, aceite para cortes, fundentes y polvo.

Hidrocarburos y halógenos El cloruro de metileno, el tricloroetileno y los refrigerantes de halocarburos no manifiestan por lo común tendencias corrosivas, y no necesitan medidas adicionales para prevenir este fenómeno. Es importante instalar secadores para evitar la concentración de humedad en el sistema.

Materiales de construcción En los sistemas de circulación para salmueras se acostumbra utilizar acero, hierro, cobre o latón rojo. Los sistemas de cloruro de calcio están equipados casi siempre con bombas y válvulas fabricadas totalmente en hierro y acero, con el propósito de evitar la electrólisis en casos de acidez. Sin embargo, en evaporadores para cloruro de calcio se han empleado tubos de cobre y latón rojo con excelentes resultados. Los sistemas de cloruro de sodio se equipan, por lo general, con bombas fabricadas con hierro en su totalidad. En el caso del etilenglicol casi siempre se emplean tubos de cobre para tamaños de tubo de 3 in y menores, en tanto que las válvulas, las bombas, los tubos de enfriamiento o los serpentines se fabrican de hierro, acero, latón, cobre o aluminio. El etilenglicol no se debe utilizar en tuberías galvanizadas debido a la reacción del inhibidor con el zinc del galvanizado. Las soluciones acuosas de metanol son compatibles con la mayor parte de los materiales, pero en concentraciones sustanciales corroen el aluminio con gran facilidad.

El cloruro de metileno y el tricloroetileno no deben utilizarse con aluminio o zinc. También atacan a la mayor parte de los compuestos de hule, plástico y barnices de motores eléctricos.

Las aplicaciones a bajas temperaturas requieren provisiones especiales en lo referente a materiales de construcción, dependiendo de las temperaturas de operación.

Datos de toxicidad e inflamabilidad Los criterios que se aplican respecto a la toxicidad y la inflamabilidad tienen una importancia primordial en la selección de la salmuera.

Los **valores límites de umbral (TLV)** se consideran como el medio más adecuado para evaluar la toxicidad relativa de varios contaminantes del aire. Los valores límites de umbral se deben utilizar como guía para controlar los peligros que atentan contra la salud y no tomarse como líneas de separación bien definidas entre las concentraciones seguras y las dañinas. Los valores de TLV se revisan y publican anualmente según los trabajos realizados por la American Conference of Governmental Industrial Hygienists (ACGIH).

Cuanto más alto sea el valor límite de umbral, tanto menos tóxica se considera la sustancia. Por ejemplo, los refrigerantes de halocarburos son los menos tóxicos y tienen un TLV equivalente a 1000. El metanol se clasifica como tóxico con un TLV de 200. Los datos de TLV no se han desarrollado aún para todas las salmueras en uso actual en aplicaciones de refrigeración, como se indica en la tabla 12-12; no obstante, se incluyen algunas observaciones que pueden servir como guía para este fin.

Los **datos de inflamabilidad** se basan casi siempre en ensayos de punto de inflamación. Cuanto más alto sea el punto de inflamación, tanta mayor seguridad se tendrá en el manejo del material. Se clasifica como material no inflamable a aquél en que no se haya encontrado un punto de inflamación demostrable. La ASHRAE proporciona los da-

tos de inflamabilidad, sobre todo en lo que respecta a los refrigerantes, en *Guide and Data Book; Handbook of Fundamentals*, y de una manera más extensa, en la obra de Sax, *Dangerous Properties of Industrial Materials* (5th ed., Van Nostrand Reinhold, New York, 1979).

PROCESOS CRIOGÉNICOS

INTRODUCCIÓN

Los procesos criogénicos se refieren a la producción y utilización de bajas temperaturas y han tenido un incremento muy espectacular a partir de la Segunda Guerra Mundial. En Estados Unidos es ahora un gran negocio cuyo valor anual supera los 10 mil millones de dólares. Esta estimación se basa en una definición generalmente aceptada de los procesos criogénicos que se refiere a la poco usual e inesperada variación en propiedades que suceden a bajas temperaturas y surgen como extrapolaciones de las correspondientes a temperatura ambiente, pero no son confiables. Una definición más limitada adscribe los procesos criogénicos a temperaturas por abajo de 125 K.

Los procesos criogénicos comprenden una tecnología muy variada de apoyo, un medio para llegar a un fin y no un fin en sí mismo. Por ejemplo, los gases como oxígeno y nitrógeno, obtenidos por la separación criogénica del aire, son gases muy importantes en la industria. Aproximadamente el 50% del oxígeno obtenido de esta manera se utiliza en la industria del acero, y el 20% en la industria química de proceso. La producción de hidrógeno líquido ha aumentado considerablemente, desde principios de la década de 1950, desde cantidades a nivel de laboratorio hasta 2.1 kg/s, primero a causa del desarrollo de armas nucleares y después gracias al programa espacial de Estados Unidos. La era espacial ha contribuido también al crecimiento de la producción de helio líquido en un factor superior a 10, y se requieren grandes plantas para la separación de helio del gas natural por medios criogénicos. Las demandas de energía han acelerado asimismo la construcción de grandes plantas para procesos a base de gas licuado natural (LNG) en todo el mundo y han sido el origen de las industrias de LNG, cuyas importaciones se han incrementado también.

El congelamiento, como medio de conservación de los alimentos, data de 1840. En la actualidad, la industria alimenticia emplea grandes cantidades de nitrógeno líquido para este propósito y como refrigerante en sistemas de transporte de alimentos congelados. Los contenedores de nitrógeno líquido tienen aplicaciones en el campo de la biología para conservar sangre, tejidos, médula y semen animal durante largo tiempo. La cirugía criogénica ha llegado a ser muy aceptable en la curación de enfermedades como la enfermedad de Parkinson. Por último, se debe reconocer el papel que juegan los procesos criogénicos en la industria de procesos químicos con la recuperación de valiosas cargas de las corrientes del gas natural, el valor creciente del contenido de calor del gas combustible, la recuperación de componentes útiles del aire, la purificación de diversos procesos y corrientes de desecho, la producción de etileno, etcétera.

PROPIEDADES DE MATERIALES DE INGENIERÍA A BAJAS TEMPERATURAS

Para establecer las consideraciones de diseño adecuadas es necesario conocer las propiedades y comportamiento de los materiales empleados en cualquier sistema criogénico. En muchas ocasiones, la selección de materiales para la construcción de equipo criogénico será dictada, además, de por las propiedades mecánicas, por otras como la conductividad térmica (transferencia de calor a lo largo de una estructura), la expansividad térmica (expansión y contracción durante el ciclo entre las temperaturas ambiente y baja) y la densidad (masa del sistema). Como las propiedades a baja temperatura llegan a veces a ser diferentes de las correspondientes a temperaturas ambiente en un grado significativo, no hay sustituto para los datos de prueba en una muestra realmente representativa cuando se determina el límite de la eficacia de un material o estructura criogénicos. Por ejemplo, algunos metales incluyen elementos, compuestos intermetálicos y aleaciones presentan el fenómeno de superconductividad a temperaturas muy bajas. Entre las propiedades que se ven afectadas cuando el material se vuelve superconductivo se cuentan el calor específico, la conductividad térmica, la resistencia eléctrica, la permeabilidad magnética y el efecto termoeléctrico. Como resultado de lo expuesto antes, debe considerarse con mucho cuidado el empleo de materiales superconductivos en la construcción de equipos donde se requieran temperaturas menores de 10 K.

Esfuerzo, ductibilidad y módulos elásticos Respecto a las propiedades mecánicas, es más conveniente clasificar los metales por su simetría reticular. Los metales y sus aleaciones cuya estructura es del tipo cúbico centrado en las caras (fcc) son muy utilizadas en la construcción de equipos criogénicos. Los metales como Al, Cu, Ni, sus aleaciones y los aceros austeníticos del tipo 18-8 son del tipo fcc y no exhiben una transición de impacto dúctil a frágil para bajas temperaturas. Por regla general, las propiedades mecánicas de estos metales mejoran al disminuir la temperatura. El esfuerzo elástico a 20 K es considerablemente mayor que a la temperatura ambiente; el módulo de Young es 5 a 20% mayor que a bajas temperaturas, ya que las propiedades de fatiga, con excepción del aluminio 2024-T4, también mejoran a bajas temperaturas. Como el templado de estos metales y sus aleaciones puede afectar los esfuerzos último y elástico, debe tenerse mucho cuidado en estas condiciones.

Los metales y sus aleaciones de estructura cúbica centrada en el cuerpo (bcc) se clasifican por lo general como indeseables para construcciones a baja temperatura. En esta clase también se cuentan el Fe, los aceros martensíticos (aceros de bajo carbono y la serie 400 de aceros inoxidables), Mo y Nb. Aunque no son frágiles a la temperatura ambiente, estos materiales sí exhiben una transición de dúctil a frágil a bajas temperaturas. En particular, el trabajo en frío de algunos aceros puede inducir la transición de austenita a martensita.

Los metales de estructura hexagonal (hcp) exhiben propiedades mecánicas intermedias entre las correspondientes a los fcc y los bcc. Por ejemplo, el Zn sufre una transición dúctil a frágil, mientras que el Zr y el Ti puro no presentan este comportamiento. Este último y sus aleaciones, que tienen una estructura hcp, permanecen dúctiles a bajas temperaturas en forma razonable y se han utilizado para diversas aplicaciones en las que es importante la reducción de peso y fugas de calor a través del material. Sin embargo, las pequeñas impurezas de O, N, H y C tienen un efecto destructivo en las propiedades de ductibilidad a baja temperatura para este metal y sus aleaciones.

Los plásticos incrementan su esfuerzo al disminuir la temperatura; sin embargo, este incremento en la resistencia se ve acompañado por un decrecimiento muy rápido en la elongación cuando se somete a pruebas de tensión, y también una disminución en la resistencia al impacto. El teflón y los plásticos reforzados de vidrio mantienen buena resistencia al impacto cuando disminuye la temperatura. Los plásticos reforzados de vidrio tienen también altas relaciones de esfuerzo-peso y esfuerzo-conductividad térmica. Todos los elastómeros llegan a ser muy frágiles a bajas temperaturas, pero muchos de estos

materiales, entre los que se cuentan el caucho, el Mylar y el nylon, pueden ser utilizados para rellenos de sello estático y mantenerse bajo alta compresión a la temperatura ambiente antes de proceder al enfriamiento.

El esfuerzo del vidrio bajo carga constante también se incrementa al disminuir la temperatura. En virtud de que pueden ocurrir fallas, aun cuando se aplican esfuerzos mínimos cuando la superficie del vidrio presentan defectos superficiales, el esfuerzo mejora templando la superficie.

Calor específico Esta propiedad física se puede predecir con mucha exactitud mediante modelos matemáticos, obtenidos mediante las teorías de la mecánica estadística y cuántica. Para los sólidos, el modelo de Deybe proporciona una representación satisfactoria para el calor específico respecto a la temperatura. Los procedimientos para calcular los valores de Θ_D, temperatura característica de Deybe, empleando constantes elásticas, valores de compresibilidad, punto de fusión o la dependencia de la temperatura del coeficiente de expansión, que fueron establecidos por Dillard y sus colaboradores [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser,* **64**(87), 1 (1968)].

Conductividad térmica Mediante la ley de Wiedemann-Franz es posible obtener predicciones adecuadas de esta propiedad para metales puros. Esta ley establece que la relación de la conductividad térmica respecto al producto de la conductividad eléctrica y la temperatura absoluta es una constante. Esta relación se extrapola para metales de alta conductividad, para aproximarlos al valor de Sommerfeld de 2.449×10^{-8} $(W \cdot \Omega)/K^2$ a 0 K, pero cae a un valor considerablemente menor cuando las temperaturas son mayores. Debe hacerse notar que el aluminio y el cobre de alta pureza exhiben picos de la conductividad térmica entre 20 y 50 K, pero estos picos se suprimen con mucha rapidez cuando el nivel de impurezas es creciente y se trabaja el metal en frío. De hecho, las aleaciones de aluminio presentan un estado decreciente de conductividad térmica al disminuir la temperatura. Este comportamiento también se ha encontrado en otros metales, entre ellos Monel, Inconel y acero inoxidable que, al presentar propiedades en este sentido, son muy útiles para servicios criogénicos en que se requiere baja conductividad térmica en el intervalo completo de temperaturas.

Todos los líquidos criogénicos, con excepción del hidrógeno y del helio, tienen conductividades térmicas que aumentan al disminuir la temperatura. Para estas dos excepciones, la conductividad térmica se reduce al disminuir la temperatura. La teoría cinética de los gases predice de manera adecuada la disminución en la conductividad térmica de todos los gases cuando disminuye la temperatura.

Expansividad térmica El coeficiente de expansión térmica de un sólido se puede estimar con ayuda de una ecuación termodinámica de estado aproximada, que iguala el coeficiente de expansión térmica ß con la cantidad $\gamma C_v \rho/B$, donde γ es la relación adimensional del Grüneisen, C_v es el calor específico del sólido, ρ es la densidad del material, y B es el módulo de masa. Para metales del tipo fcc, el valor promedio de la constante de Grüneisen es cercano a 2.3; sin embargo, existe la tendencia de que este valor se eleve al aumentar el número atómico.

Resistividad eléctrica La resistividad eléctrica de la mayor parte de los elementos metálicos puros a temperaturas ambiente y moderadamente bajas es más o menos proporcional a la temperatura absoluta. A pesar de esto, cuando las temperaturas son muy bajas, la resistividad (excepto para los superconductores) se aproxima a un valor residual, casi independiente de la temperatura. Por otra parte, las aleaciones tienen resistividades mucho mayores que las de los elementos que las constituyen y los coeficientes de resistencia a la temperatura son muy bajos. A consecuencia de esto, la resistividad eléctrica es muy independiente de la temperatura y en algunas ocasiones puede llegar a ser de igual magnitud que la correspondiente a la temperatura ambiente.

La calidad del aislamiento de los conductores eléctricos sólidos mejora por lo general al disminuir la temperatura. De hecho, todos los fluidos criogénicos comunes son buenos aislantes eléctricos. En la región de temperaturas de 1 a 5 K, la resistividad eléctrica de muchos semiconductores puede incrementarse en forma muy rápida con un pequeño descenso en la temperatura y forma la base para el desarrollo de muchos termómetros de resistencia formados por semiconductores sensibles, para mediciones de bajas temperaturas.

PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS CRIOGÉNICOS

Existen diversos tipos de información referentes a los datos de propiedades termodinámicas para fluidos asociados con el procesamiento a bajas temperaturas. En la literatura se han revisado de manera conveniente y esta literatura está bien identificada (Steward, *Advances in Cryogenic Engineering*, vol. 17, Plenum, New York, 1972, p.8).

Helio-4 El helio-4 líquido puede existir en dos diferentes fases: helio líquido I, que es el helio normal; y helio líquido II, que es un superfluido, puesto que en ciertas condiciones actúa como si no tuviera viscosidad. La transición de fase entre las dos fases líquidas se conoce como línea lambda, y el lugar en que esta línea interseca la curva de presión de vapor se denomina punto lambda. En este fluido no se presenta el caso de la existencia de punto triple como en otros fluidos. De hecho, es posible la existencia de helio sólido sólo bajo una presión de 2.5 MPa o mayor. McCarty ofrece las tabulaciones más recientes sobre los datos termodinámicos para este elemento (NBS Tech. Note 631, 1972).

Hidrógeno Una propiedad única de este elemento es que puede existir en dos diferentes formas moleculares; es decir, ortohidrógeno y parahidrógeno. (Esto se cumple también para el deuterio, un isótopo del hidrógeno cuya masa atómica es 2.) La composición de equilibrio termodinámico de las variedades orto y para es dependiente de la temperatura. La mezcla de equilibrio de 75% de ortohidrógeno y 25% de parahidrógeno, a la temperatura ambiente, es la que se conoce como hidrógeno normal. Weber presenta una tabulación de datos termodinámicos para el parahidrógeno a 300 K y 100 MPa (NBS IR 74-374/NASA SP-3088; 1974).

Nitrógeno La compilación más reciente de propiedades termodinámicas para este elemento es proporcionada por Jacobson y sus colaboradores (NBS Tech. Note 648, 1973). Las tabulaciones en este estudio comprenden desde la línea de fusión hasta 1950 K y presiones hasta 1.03 GPa.

Aire Como el aire es una mezcla de gases con predominio de oxígeno y nitrógeno, además de otros considerados como impurezas, el desarrollo de propiedades termodinámicas precisas ha carecido de interés. La única correlación existente respecto a propiedades termodinámicas es la publicada por Vasserman y sus colaboradores (Barouch, Israel. Program for Scientific Translations, Jerusalem, 1970), que se basa en el principio de los estados correspondientes a causa de la dispersión de los datos experimentales.

Oxígeno En contraste con otros fluidos criogénicos, el oxígeno líquido es ligeramente magnético. También es químicamente reactivo, sobre todo con los hidrocarburos. El oxígeno presenta, a causa de las razones expuestas, un problema de seguridad y requiere precauciones extra para su manejo.

McCarty y sus colaboradores han publicado propiedades termodinámicas, obtenidas como resultado de extensos programas experimentales (NBS Tech. Note 384, 1971). En esta tabulación, las propiedades se extienden desde la línea de congelación hasta 333 K y presiones hasta 34.5 MPa.

Metano El rápido crecimiento de la industria del LNG ha provocado muchísima actividad en la búsqueda de datos termodinámicos confiables para el metano. En la literatura se ha informado sobre diversas correlaciones y estudios acerca de este compuesto y entre las más útiles para el cálculo de procesos se encuentran los informes de Goodwin (NBS Tech. Note 653, 1974). Las tabulaciones termodinámicas se extienden de 90 a 500 K de temperatura y presiones hasta 70 MPa. Los datos, ecuaciones y programas de computación en este informe han sido empleados por Mollerup en cálculos de equilibrio de fases, densidades ortobáricas y propiedades termodinámicas de mezclas de LNG (*Advances in Cryogenic Engineering*, vol 20, Plenum, New York, 1975, p. 172).

PRINCIPIOS DE REFRIGERACIÓN Y LICUEFACCIÓN

Un proceso para la creación de refrigeración a temperaturas criogénicas incluye por lo general equipos a temperatura ambiente en los cuales el fluido de proceso se comprime y el calor es rechazado hacia un enfriante. Durante el proceso de compresión a temperatura ambiente disminuyen la entalpía y la entropía del fluido de proceso. A la temperatura criogénica en la cual se absorbe calor hay un aumento en estas propiedades. La disminución de temperatura en el proceso de fluido se logra casi siempre mediante intercambio de calor entre el fluido que se calienta y el que se enfría, seguida de una expansión. Esta expansión puede tener lugar a través de un dispositivo de estrangulamiento (expansión isentálpica), mediante la consiguiente reducción de temperatura o mediante un dispositivo productor de trabajo (expansión isentrópica), donde hay reducción de temperatura y entalpía.

En un proceso de refrigeración continua no se tiene acumulación de refrigerante en ninguna parte del sistema. Esto contrasta con un sistema de licuefacción de gas, en el que se acumula líquido que es retirado después. De esta manera, el sistema de licuefacción experimenta un desequilibrio en el flujo en los intercambiadores de calor, mientras que el sistema de refrigeración opera por lo general con un flujo equilibrado en los intercambiadores de calor, excepto cuando una parte del flujo se desvía hacia un expansor productor de trabajo.

Criterio de rendimiento El rendimiento de un refrigerador real se mide mediante el coeficiente de rendimiento (COP), que se define como la relación del efecto de refrigeración con respecto al trabajo aplicado. Entonces,

$$\text{COP} = \frac{Q}{W} = \frac{\text{Calor absorbido de una fuente de baja temperatura}}{\text{Trabajo neto suministrado}} \tag{12-33}$$

Otra forma de comparar el rendimiento de un refrigerador práctico es mediante el empleo del valor de mérito (FOM), definido como

$$\text{FOM} = \text{COP}/\text{COP}_i \tag{12-34}$$

donde COP es el coeficiente de rendimiento del refrigerador real y COP_i es el coeficiente de rendimiento del sistema refrigerador, termodinámicamente ideal. Este valor de mérito para un sistema de licuefacción se reescribe por lo general como

$$\text{FOM} = (W_i/\dot{m})/(W/\dot{m}_f) \tag{12-35}$$

donde W_i es el trabajo de compresión para el ciclo ideal, W es el trabajo de compresión para el ciclo real, $\dot{m}$ es el flujo de masa a través del compresor (y también el flujo de masa de fluidos licuados en el ciclo ideal), y $\dot{m}_f$ es el flujo de masa de fluidos licuados en el ciclo real.

MÉTODOS DE REFRIGERACIÓN Y LICUEFACCIÓN

Sólo tres métodos de refrigeración y/o licuefacción han llegado a ser de uso práctico: 1) vaporización de un líquido, 2) el efecto Joule-Thomson en un gas, y 3) expansión de un gas en una máquina productora de trabajo. Por lo general, la refrigeración comercial normal se lleva a cabo en un proceso de compresión de vapor. Se pueden obtener temperaturas aproximadas de 200 K en un proceso de compresión de vapor en cascada, en el que la refrigeración se lleva a cabo por evaporación de líquido. A una temperatura menor, casi siempre se tienen expansiones isentálpicas e isentrópicas, ya sea de manera sencilla o en combinación. Los refrigerantes que utilizan estos métodos pueden absorber también, con pocas excepciones, calor por evaporación de líquido.

Si la refrigeración debe efectuarse a una temperatura en la que no se cuenta con líquido adecuado para absorber calor por evaporación entonces debe producirse un gas frío para absorber el calor. Por lo general se obtiene utilizando una máquina de expansión productora de trabajo.

Expansión isentálpica Un proceso termodinámico que utiliza expansión isentálpica para lograr temperaturas criogénicas es conocido por lo común como ciclo de Linde o J-T que se muestra esquemáticamente en la figura 12-58, con su correspondiente diagrama temperatura-entropía.

El refrigerante gaseoso se comprime a la temperatura ambiente al tiempo que rechaza literalmente calor de manera isotérmica hacia un fluido enfriante. El refrigerante comprimido se enfría en un intercambiador de calor mediante la corriente que retorna a la entrada del compresor hasta que alcanza la válvula de estrangulamiento. En el enfriamiento Joule-Thomson, una expansión adicional reduce la temperatura, hasta que, en régimen permanente una parte del refrigerante pasa a la fase líquida, a la temperatura ambiente. Respecto a un refrigerador, la fracción no licuada y el vapor formado por evaporación del líquido desde el calor Q absorbido son calentados en el intercambiador de calor cuando regresan al punto de admisión al compresor si se supone que no hay fuga de calor y si los cambios de energías potencial y cinética son despreciables en el fluido, el trabajo de refrigeración será equivalente a $\dot{m}\ (h_1 - h_2)$, donde los subíndices se refieren a los puntos de la figura 12-58. De acuerdo con esto, el coeficiente de rendimiento para el refrigerador simple ideal de Linde se representa mediante la expresión:

$$\text{COP} = \frac{h_1 - h_2}{T_1\,(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2)} \tag{12-36}$$

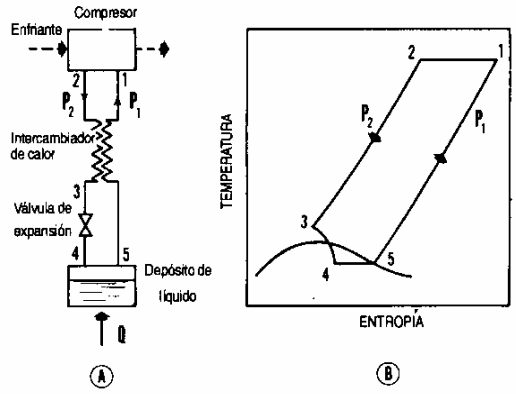


FIG. 12-58 Refrigerador con ciclo de Linde simple.

Cuando se trata de un sistema de licuefacción de Linde, la porción licuada se retira de manera constante del depósito, y sólo se calienta la porción no licuada del fluido en el intercambiador de calor a contracorriente, regresando después al compresor. La fracción y que se licua se obtiene por aplicación de la primera ley al intercambiador de calor, la válvula J-T y el depósito del líquido, obteniéndose lo siguiente:

$$y = (h_1 - h_2)/(h_1 - h_f) \tag{12-37}$$

donde h_f es la entalpía específica del líquido que se extrae. Nótese que la licuefacción máxima tiene lugar cuando h_1 y h_2 se refieren a la misma temperatura. Si se desea tener la contabilidad de las fugas de calor, q_L es necesario modificar la relación, con lo que se obtiene:

$$y = (h_1 - h_2 - q_L)/(h_1 - h_f) \tag{12-38}$$

dando como resultado una disminución en la fracción licuada.

El refrigerante utilizado en este proceso tiene una temperatura crítica por debajo de la temperatura ambiente; en consecuencia, no es posible tener licuefacción por compresión directa. Además, la tempera-

tura de inversión del refrigerante debe encontrarse por encima de la temperatura ambiente para proporcionar enfriamiento al inicio del proceso. Si se va a utilizar el ciclo de Linde simpre para licuar neón, hidrógeno y helio, cuyas temperaturas de inversión se encuentran por debajo de la temperatura ambiente, es necesario tener un sistema de refrigeración auxiliar. El nitrógeno líquido es el refrigerante óptimo para los sistemas de licuefacción de hidrógeno y neón, mientras que el hidrógeno líquido es el refrigerante normal para sistemas de licuefacción de helio.

Para reducir el trabajo de compresión en este ciclo, es posible emplear un proceso de doble etapa o de presión dual, con los que se puede lograr una reducción en la presión mediante dos etapas sucesivas de expansión isentálpica. En virtud de que el trabajo de compresión es aproximadamente proporcional al logaritmo de la relación de presiones y el enfriamiento Joule-Thomson es proporcional, de modo genérico, a la diferencia de presiones, se tiene una mayor reducción en el trabajo de compresión que en el rendimiento de refrigeración. De lo anterior se deduce que el proceso de presión dual produce una cantidad determinada de refrigeración con menor suministro de energía que el proceso simple de Linde.

Expansión isentrópica Cuando se tiene una expansión productora de trabajo, siempre se reduce la temperatura del fluido; de lo anterior se deduce que el enfriamiento no depende de que haya disminución de la temperatura de inversión anterior a la expansión. Además, la expansión productora de trabajo da como resultado una cantidad mayor de enfriamiento que una expansión isentálpica en el mismo gradiente de presiones. Esta situación se ilustra en forma de diagrama en la figura 12-59, donde $T_A - T_B$ es el enfriamiento isentrópico y $T_A - T_C$ es el enfriamiento isentálpico para una expansión adiabática entre los mismos límites de presión.

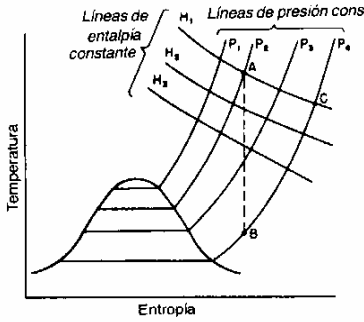


FIG. 12-59 Comparación de los efectos de enfriamiento en expansiones isentrópicas e isentálpicas.

Cuando se tienen grandes sistemas que utilizan expansores, se conserva el trabajo producido durante la expansión. En refrigeradores pequeños, la energía obtenida de la expansión se gasta por lo general en un gas, una bomba hidráulica u otro dispositivo adecuado. En la figura 12-60 se muestra un esquema de un refrigerador simple que aplica este principio de expansión y también aparece el correspondiente diagrama temperatura-entropía. El gas comprimido en forma isotérmica a la temperatura ambiente se enfría en un intercambiador de calor mediante un gas que se calienta en su trayectoria hacia la admisión del compresor. Se tiene un enfriamiento adicional durante la expansión en la máquina. Esta expansión casi nunca llega a ser isentrópica en forma práctica y se identifica mediante la trayectoria 3-4 en el diagrama temperatura-entropía. Este refrigerador específico produce un gas frío que absorbe calor, de acuerdo con la trayectoria 4-5 y proporciona un método de refrigeración que puede utilizarse para obtener temperaturas entre los puntos de ebullición de las sustancias criogénicas de bajo punto de ebullición.

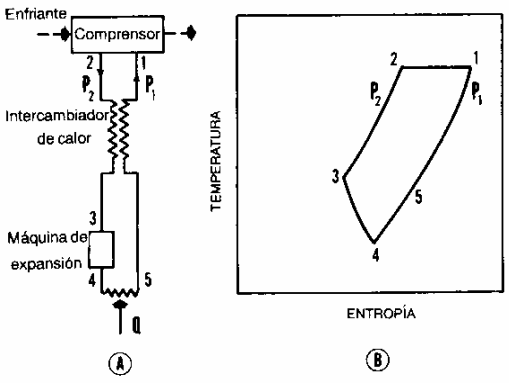


FIG. 12-60 Refrigerador de expansión isentrópica.

Expansión isentrópica e isentálpica combinadas No es raro combinar las expansiones isentrópicas e isentálpica para permitir la formación de líquido en el refrigerador. Esto se hace a consecuencia de las dificultades técnicas asociadas con la formación de líquido en el expansor. El ciclo de Claude es un ejemplo de combinación de estos métodos y aparece en la figura 12-61 con su correspondiente diagrama temperatura-entropía.

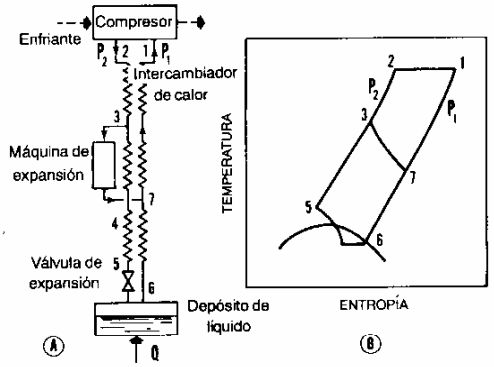


FIG. 12-61 Refrigerador con ciclo de Claude: expansión isentrópica e isentálpica combinadas.

Ciclo refrigerante mixto Con el advenimiento de grandes plantas de licuefacción de gas natural, se debe dedicar una atención especial a los ciclos utilizados de manera primordial en la producción de LNG, es decir, un ciclo refrigerante mixto. Este ciclo se asemeja al principio del ciclo en cascada clásico y se puede comprende mejor refiriéndose a aquel ciclo.

En la figura 12-62 se muestra un diagrama simplificado de flujo para el proceso en cascada clásico. Después de la purificación, la corriente de gas natural se enfría por evaporación sucesiva del propano, etileno y metano. Cada uno de estos gases se han licuado en un ciclo convencional de refrigeración. Cada refrigerante puede vaporizarse en dos o tres niveles de presión, con objeto de mejorar la eficiencia de enfriamiento del gas natural, pero a costo del incremento en la complejidad del proceso.

Las curvas de enfriamiento para la licuefacción por el proceso en cascada se muestran en la figura 12-63. Es evidente que la eficiencia del ciclo en cascada puede mejorarse de manera sustancial si se incre-

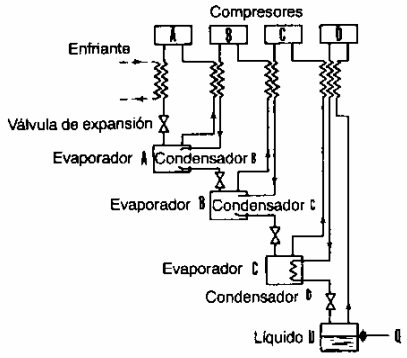


FIG. 12-62 Refrigerador por vapor comprimido en cascada.

menta el número de refrigerantes utilizados. El trabajo real requerido para el ciclo en cascada de nueve niveles representado en esa figura es, aproximadamente, el 80% del que se requiere en el ciclo de tres niveles para el mismo esquema. Este aumento en la eficiencia se logra al minimizar la diferencia de temperaturas a través de todos y cada uno de los incrementos de la curva de enfriamiento.

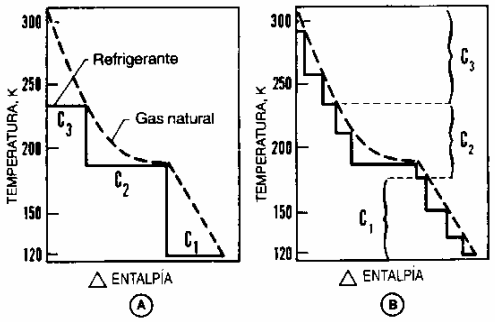


FIG. 12-63 (*a*) Curva de enfriamiento para el ciclo en cascada en tres niveles para gas natural. (*b*) Curva de enfriamiento para el ciclo en cascada en nueve niveles para gas natural.

El sistema en cascada se puede adaptar a cualquier curva de enfriamiento; por ejemplo, la cantidad de refrigerante suministrado en los diferentes niveles de temperatura se puede escoger de manera tal que la diferencia de temperaturas en los evaporadores e intercambiadores se aproxime a un valor mínimo práctico (pequeñas diferencias de temperaturas significan baja irreversibilidad y, por consiguiente, bajo consumo de energía).

El ciclo refrigerante mixto es una variación del ciclo en cascada e incluye la circulación de una corriente simple de refrigerante multicomponente. La simplificación de los servicios de compresión e intercambio de calor en ciclos de este tipo puede ofrecer, en condiciones específicas, un potencial para la reducción del gasto en capital sobre la cantidad gastada en los ciclos de cascada convencionales.

En la figura 12-64 se pueden apreciar los conceptos básicos para un ciclo de refrigeración mixto. Algunas firmas de ingeniería son propietarias de los derechos de ciertas variaciones de este ciclo; sin embargo, los procesos de refrigeración mixtos emplean una mezcla refrigerante preparada con mucho cuidado, que se condensa, vaporiza, separa y expande de manera sucesiva. Entonces es posible establecer que estos procesos requieren métodos de diseño más complejos y un conocimiento más cabal de las propiedades termodinámicas de las mezclas

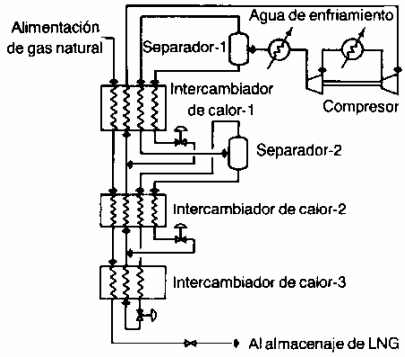


FIG. 12-64 Ciclo refrigerante mixto.

gaseosas que se requieren para los ciclos de expansor o en cascada clásico. Esta situación se hace evidente, de manera particular, cuando se desea que las curvas de enfriamiento sean similares a la mostrada en la figura 12-65. Una inspección del ciclo de refrigeración mixto pone también en evidencia que estos procesos pueden manejar de manera rutinaria flujos en dos fases en los intercambiadores de calor.

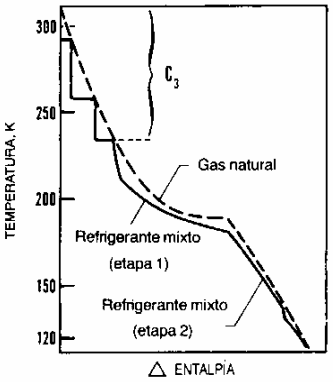


FIG. 12-65 Curva de enfriamiento del ciclo refrigerante mixto de propano preenfriado para gas natural.

En la literatura se pueden encontrar varios estudios excelentes respecto a los ciclos en cascada y de refrigeración mixta para LNG (Hale, *LNG Economics and Technology*, 2d ed., Energy Communications, Inc., Dallas, 1974; y Wenzel, *Advances in Cryogenic Engineering*, vol. 20, Plenum, New York, 1975, p. 103).

ANÁLISIS TERMODINÁMICO DE SISTEMAS DE REFRIGERACIÓN Y LICUEFACCIÓN

En un equipo o un proceso completo a baja temperatura la medición de la calidad termodinámica es su reversibilidad. La segunda ley de la termodinámica, o más precisamente, el incremento de la entropía, es una guía adecuada para conocer el grado de irreversibilidad asociado con tal equipo o proceso. Sin embargo, para tener un panorama más claro de lo que significa ese incremento de entropía, ha llegado a ser conveniente relacionar este análisis con el trabajo adicional que se re-

TABLA 12-14 Condiciones de proceso y propiedades para la licuefacción del nitrógeno, según el proceso de Linde mostrado en la figura 12-58

Ubicación	Presión, kPa	Temperatura, K	Masa, kg	Entalpía, * kJ/kg	Entropía, * kJ/(kg K)
1	0.1	290	99	451.8	4.3856
2	10	300	101	443.6	2.9849
3	10	158	101	220.9	1.9438
4	0.1	77.3	101	220.9	2.8945
5	0.1	77.3	99	228.4	2.9936
Líquido	0.1	77.3	2	29.3	0.4180

*Propiedades termodinámicas obtenidas de la NBS Tech. Note 129

quiere para superar estas irreversibilidades. La ecuación fundamental de tal análisis es

$$W = W_{rev} + T_o \Sigma \dot{m} \Delta s \qquad (12\text{-}39)$$

donde el trabajo total es la suma del trabajo irreversible más la suma de las pérdidas en las diferentes etapas del análisis.

La mejor demostración de la aplicación de este método a un proceso real es mediante un ejemplo numérico. Considérese el proceso simple de licuefacción de nitrógeno que utiliza el mismo concepto que el refrigerador mostrado en la figura 12-58. En la tabla 12-14 se proporcionan las condiciones para este proceso. Si se supone, con objeto de simplificar, que no existen fugas de calor en el proceso, la fracción licuada será de 0.0198 si se calcula con la ecuación (12-37). El trabajo total que se realiza en el compresor, donde la compresión se efectúa de manera adiabática en tres etapas, suponiendo una eficiencia de compresor de 75% y una temperatura inicial de 300 K, será de 68.62 MJ por cada 2 kg de nitrógeno líquido producido.

El trabajo reversible para este proceso se obtiene de acuerdo con la expresión siguiente:

$$-W/\dot{m}_f = T_o (s_1 - s_f) - (h_1 - h_f) \qquad (12\text{-}40)$$

donde el subíndice 1 se refiere a las condiciones iniciales y el subíndice f se refiere al fluido saturado. Para una temperatura inicial de 300 K, el trabajo reversible de compresión será 1.54 MJ por cada 2 kg de nitrógeno líquido producido. La diferencia entre estas dos cantidades se debe a las irreversibilidades existentes en cada una de las etapas en el proceso.

Se obtienen pérdidas de 9.49 MJ para el intercambiador, mediante la sustitución en la cantidad $T_0 \Sigma \dot{m} \Delta_s$ como 300 [99(4.3856 − 2.9936) − 101(2.9849 − 1.9438)]. Para la válvula, las pérdidas de 28.81 MJ se evalúan por sustitución de 300 [101(2.8945 − 1.9438)] en $T_0 \Sigma \dot{m} \Delta_s$. Como las temperaturas son muy próximas en los intercambiadores, aún no han sido especificadas para el compresor, por lo que es más conveniente calcular el trabajo incluido en la compresión isotérmica reversible y suponer que la diferencia entre el trabajo más reciente y el total es la pérdida asociada con la etapa de compresión. Ya que el trabajo isotérmico tiene un valor de 41.43 MJ, la pérdida en la etapa de compresión es (68.62 − 41.43) o 27.19 MJ. En la tabla 12-15 se presenta un resumen de estos resultados.

TABLA 12-15 Resumen de pérdidas asociadas con los procesos de licuefacción de nitrógeno

Ubicación de pérdidas	Pérdidas, MJ	%
Trabajo reversible	1.54	2.3
Pérdidas en el intercambiador de calor	9.49	14.2
Pérdidas en la válvula de estrangulamiento	28.81	42.9
Pérdidas en el compresor	27.19	40.6
	67.03	100.0

La suma de estas pérdidas más el trabajo reversible se aproximan bastante al trabajo total de compresión evaluado y con una sola mirada se muestra dónde pueden obtenerse las ganancias máximas en eficiencia. Como todos los procesos a baja temperatura muestran fuga de calor, este valor puede ser incluido en los cálculos de evaluación de la fracción licuada en la ecuación (12-38) y recalcular el trabajo por masa de líquido producido. Estos cálculos mostrarán que aun pequeñas fugas de calor pueden contruibuir de manera significativa a las pérdidas e incrementar con esto el trabajo de compresión.

Diversos análisis y comparaciones de los ciclos de refrigeración y licuefacción se encuentran disponibles en la literatura. Se debe poner especial cuidado al consultar esta literatura en lo que respecta a comparaciones, ya que es muy difícil tener todos los procesos sobre una misma base. Se necesita hacer muchas suposiciones en el curso de los cálculos, suposiciones que tendrán un efecto muy significativo en las conclusiones finales. Los factores principales en los que se pueden hacer suposiciones generales incluyen fugas de calor, diferencia de temperaturas en los intercambiadores, eficiencias en los compresores y expansores, número de etapas de compresión, fracción de trabajo recuperado en el expansor, estado del expansor, pureza y condición de los gases de entrada, caída de presión debida al flujo del fluido, etc. En vista de este hecho, las diferencias en requisitos de energía pueden ser de 10 a 20% debido a la diferencia en estas suposiciones y pueden anular la ventaja de un ciclo a otro.

Barron estableció una comparación que demuestra este aspecto de manera amplia (*Advances in Cryogenic Engineering*, vol. 17, Plenum Press, New York, 1972, p. 20). Barron analizó algunos de los sistemas de licuefacción más comunes, que utilizan aire como fluido de trabajo. En la tabla 12-16 se listan algunos de los resultados obtenidos en este análisis, con base en un gas de entrada cuya temperatura fue de 294.4 K y su presión de 100 kPa.

Además de la comparación que acabamos de ver, hay otra comparación de refrigeración a baja temperatura en la que se incluye el examen de la relación W/Q para un refrigerador de Carnot, donde la cantidad W/Q corresponde al refrigerador real. Esta relación indica el grado hasta el cual un refrigerador real se aproxima al rendimiento ideal. (Además, esta relación puede considerarse también para los sistemas de licuefacción. En la figura 12-66 se grafica este enfoque para el rendimiento ideal en porcentaje cuando se proporciona esta relación, debida a Strobridge (NBS Tech. Note 655, 1974), como una función de la capacidad de refrigeración en watts para refrigeradores y sistemas de licuefacción reales, instalados o aún en desarrollo. La capacidad de los sistemas de licuefacción se han convertido en capacidad equiva-

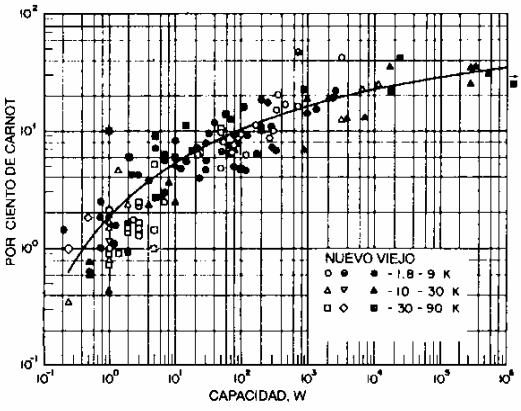


FIG. 12-66 Eficiencia de los refrigeradores y sistemas de licuefacción a baja temperatura, como una función de la capacidad de refrigeración.

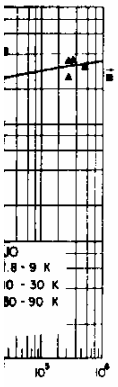
la tabla 12-15

se aproximan
na sola mirada
nas en eficien-
an fuga de ca-
aluación de la
bajo por masa
pequeñas fu-
a las pérdidas

efrigeración y
Se debe poner
specta a com-
sos sobre una
el curso de los
ficativo en las
se pueden ha-
rencia de tem-
ompresores y
de trabajo re-
condición de
fluido, etc. En
gía pueden ser
nes y pueden

ste aspecto de
ol. 17, Plenum
le los sistemas
ido de trabajo.
enidos en este
a fue de 294.4

otra compara-
uye el examen
de la cantidad
dica el grado
imiento ideal.
a los sistemas
ue para el ren-
a relación, de-
na función de
res y sistemas
capacidad de
cidad equiva-



efacción a baja

TABLA 12-16 Comparación de los diversos sistemas de licuefacción que emplean aire como fluido de trabajo, en condiciones de 294.4 K y 100 kPa.

Sistemas de licuefacción de aire	Líquido producido, $y = \dot{m}_f/\dot{m}$	Trabajo por unidad de masa licuada, kJ/kg	Valor de mérito
1. Sistema reversible ideal	1.000	715	1.000
2. Sistema de Linde o J-T p_2 20 MPa, $\eta_c = 100\%\varepsilon = 1.0$	0.086	5240	0.137
3. Sistema de Linde o J-T $p_2 = 20$ MPa, $\eta_c = 70\%\varepsilon = 0.95$	0.061	10620	0.068
4. Sistema de Linde o J-T observado	....	10320	0.070
5. Sistema de Linde o J-T preenfriado $p_2 = 20$ MPa, $T_3 = 228$ K, $\eta_c = 100\%$, $\varepsilon = 1.00$	0.719	2240	0.320
6. Sistema de Linde o J-T preenfriado $p_2 = 20$ MPa, $T_3 = 228$ K, $\eta_c = 70\%$ $\varepsilon = 0.95$	0.158	3700	0.194
7. Sistema de Linde-Hampson preenfriado, observado	....	5580	0.129
8. Sistema de Linde de presión dual $p_3 = 20$ MPa, $p_2 = 6$ MPa, $i = 0.8$, $\eta_c = 100\%$ $\varepsilon = 1.00$	0.060	2745	0.261
9. Sistema de Linde de presión dual $p_3 = 20$ MPa, $p_2 = 6$ MPa, $i = 0.8$, $\eta_c = 70\%\varepsilon = 0.95$	0.032	8000	0.090
10. Sistema de Linde de presión dual, observado	....	6340	0.113
11. Sistema de Linde de presión dual, preenfriado a 228 K, observado	....	3580	0.201
12. Sistema de Claude $p_2 = 4$ MPa, $x = \dot{m}_e/\dot{m} = 0.7$, $\eta_c = \eta_e = 100\%$, $\varepsilon = 1.00$	0.260	890	0.808
13. Sistema de Claude $p_2 = 4$ MPa, $x = \dot{m}_e/\dot{m} = 0.7$, $\eta_c = 70\%$, $\eta_{e,ad} = 80\%$, $\eta_{e,m} = 90\%$, $\varepsilon = 0.95$	0.189	2020	0.356
14. Sistema de Claude, observado	—	3580	0.201
15. Sistema en cascada, observado	—	3255	0.221

NOTA: η_c = eficiencia total del compresor; η_c = eficiencia total del expansor; $\eta_{e,ad}$ = eficiencia adiabática del expansor; $\eta_{e,m}$ = eficiencia mecánica del expansor; ε = eficacia de los intercambiadores de calor.

lente de refrigeración mediante la determinación del porcentaje de rendimiento de Carnot que estas unidades alcanzan como sistemas de licuefacción, y es entonces cuando se ejecuta el cálculo de refrigeración que se obtiene en un refrigerador que opera con la misma eficiencia con la misma energía suministrada. En algunos casos, la capacidad equivalente de refrigeración es proporcionada por los fabricantes y este valor se utiliza en forma directa. En todas las situaciones, la energía suministrada se tomó como la potencia de la unidad motriz y no la energía medida en el suministro al motor impulsor.

Con referencia a los aspectos históricos, la pretensión es que los refrigeradores (o sistemas de licuefacción) son más eficientes, pero los datos proporcionados por Strobridge para temperaturas de refrigeración entre 10 y 30 K (y entre 30 y 90 K) parecen refutar esta afirmación. No obstante, debe tenerse especial cuidado en aquellos análisis que incluyan la comparación entre refrigeradores no isotérmicos.

Los datos presentados para estos refrigeradores a baja temperatura, cubren un intervalo muy amplio de capacidades y temperaturas. Parece que el rendimiento (energía suministrada) puede predecirse con mucha exactitud. No parece que se haya alcanzado un incremento significativo en la eficiencia para estos dispositivos desde principios de la década de 1970, aunque en ciertas circunstancias sí se ha logrado alcanzar este incremento. Las instalaciones más eficientes son las de gran tamaño y funcionan con base en los más complicados ciclos termodinámicos. Se puede tener el mismo rendimiento potencial en las unidades más pequeñas, pero los costos son muy prohibitivos y el ahorro en energía eléctrica no justifica el gasto adicional de capital.

SEPARACIÓN Y PURIFICACIÓN DE GASES

La energía gastada para la separación de mezclas gaseosas en forma reversible es la energía requerida para comprimir cada componente a temperatura constante, desde la presión parcial del gas en la mezcla hasta la presión final de la misma mezcla. Este trabajo isotérmico reversible se representa mediante la conocida relación dada a continuación:

$$-W_t/\dot{m} = T(s_1 - s_2) - (h_1 - h_2) \qquad (12\text{-}41)$$

donde s_1 y h_1 se refieren a las condiciones de la separación y S_2 y h_2 se refieren a las condiciones después de la separación. Para un sistema binario y suponiendo gas perfecto (ideal) para ambos componentes, la ecuación (12-41) se simplifica hasta obtener,

$$-W_t/\dot{m} = RT\left(n_A \ln \frac{\pi}{p_A} + n_B \ln \frac{\pi}{p_B}\right) \qquad (12\text{-}42)$$

donde n_A y n_B son las moles de A y B en la mezcla y p_A y p_B son las presiones parciales de estos componentes en la mezcla.

El valor de mérito de un sistema de separación se define igual que para un sistema de licuefacción, es decir,

$$\text{FOM} = (W_t/\dot{m})/(W/\dot{m})_{act} \qquad (12\text{-}43)$$

Si la mezcla es esencialmente binaria, es posible utilizar los métodos gráficos de McCabe-Thiele y Ponchon-Savarit para obtener el número de etapas requeridas para la separación. Sin embargo, debe hacerse notar que estos métodos no son satisfactorios en la separación de aire cuando éste se trata como una mezcla binaria de oxígeno y nitrógeno, si es que se desea obtener nitrógeno con alta pureza (99% o más). La separación de oxígeno del argón es más difícil que la del oxígeno del nitrógeno y requeriría mayor cantidad de platos. De hecho, si el argón no se extrae del aire, podría producirse oxígeno al 95%. Los otros gases raros del aire (helio, neón, kriptón y xenón) se encuentran presentes en cantidades muy bajas y tienen puntos de ebullición que les permiten separarse del oxígeno y del nitrógeno, de manera que no introducen mayores complicaciones.

Sistema de Linde de columna simple para la separación del aire De los esquemas de operación disponibles para la separación de aire el más simple es conocido como sistema de Linde de columna simple y se muestra en la figura 12-67, introducido por vez primera en 1902. En este sistema, el aire puro comprimido pasa a través de un intercambiador de calor para su preenfriamiento (si se desea que el producto sea oxígeno en fase gaseosa, se utiliza un intercambiador para aire de tres canales, para aire-nitrógeno de desecho y oxígeno en fase gaseosa; si se debe recuperar oxígeno en fase líquida por el fondo de la columna, se debe emplear un intercambiador de dos canales para aire y nitrógeno desperdiciado), después se pasa a través de un serpentín en el calentador de la columna de rectificación, donde tiene lugar un enfriamiento adicional (actuando al mismo tiempo que la fuente de calor del calentador); después de estas etapas tiene lugar una expansión, en esencia a presión atmosférica mediante una válvula J-T, y se llega a formar básicamente líquido, que vuelve a entrar por la parte superior de la co-

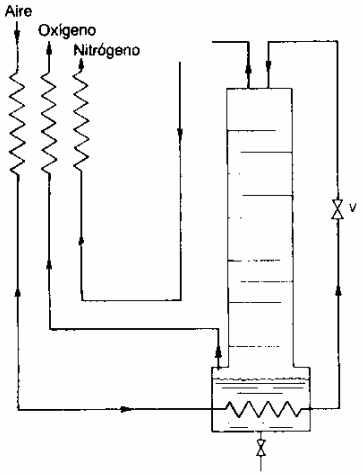


FIG. 12-67 Columna de Linde simple para separación de aire.

lumna. Después de esto tiene lugar una rectificación, con lo cual se obtiene el producto gaseoso o líquido, según sea el caso. Si este producto es oxígeno en fase gaseosa, el aire debe comprimirse y liberarse a presiones entre 3 y 6 MPa; si debe ser líquido, es necesario tener presiones de 20 MPa.

Nótese que este sistema es exactamente el mismo que el sistema de licuefacción de Linde con la introducción de una columna de rectificación en lugar del depósito de líquido. Sin embargo, cualquiera de los otros sistemas de licuefacción podría ser utilizado para suministrar líquido a la columna.

Por desgracia, en un proceso de columna simple, aunque la pureza del oxígeno sea alta, la corriente de nitrógeno es impura. La concentración de vapor en equilibrio para una mezcla que tiene una composición inicial de 21% de oxígeno y 79% de nitrógeno a 100 kPa de presión, es aproximadamente del 6 al 7% de oxígeno. En otras palabras, la corriente de nitrógeno tendrá una impureza de oxígeno de esa magnitud, con lo que no es útil para ninguna aplicación de nitrógeno puro en fase gaseosa.

Sistema de Linde de columna doble para la separación del aire El problema de la impureza indicado en la subsección anterior, fue resuelto con la introducción de un sistema de Linde de doble columna, que se muestra en la figura 12-68. Las dos columnas de rectificación se colocan una en la parte superior de la otra (de aquí el nombre de "sistema de columna doble").

En este sistema, el aire líquido se introduce en un punto intermedio *B* a lo largo de la columna inferior y un condensador-evaporador en la parte superior de esa columna se establece como una columna de destilación con reflujo que libere casi todo el oxígeno puro en *E*. Para que la columna libere de manera simultánea el oxígeno puro, el oxígeno líquido rico (con aproximadamente el 45% de O_2) obtenido desde el fondo se introduce en un punto *C* intermedio en la columna superior. El reflujo y la rectificación en la columna superior produce oxígeno puro en el fondo y nitrógeno puro en la parte superior, además de que la mayor parte de las impurezas se eliminan primero de la columna. En la columna superior se produce nitrógeno más que suficiente para las necesidades de reflujo. Como el condensador debe condensar vapor de nitrógeno por evaporación de oxígeno líquido, es necesario operar la columna inferior a gran presión, aproximadamente 500 kPa, mientras que la columna superior es operada a una presión aproximada de 100 kPa. Para poder lograr esto es necesario contar con válvulas de regulación que ayuden a reducir la presión de los fluidos de la columna inferior cuando van a ser admitidos en la columna superior.

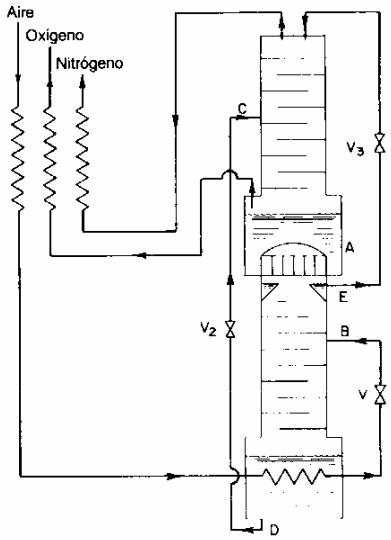


FIG. 12-68 Separador de aire de Linde en columna doble.

En el circuito mostrado en la figura mencionada, el nitrógeno y el oxígeno gaseosos se extraen a temperatura ambiente. El oxígeno líquido podría extraerse en el punto *A* y el nitrógeno líquido en el punto *E*, pero en este caso se requeriría mayor cantidad de refrigerante.

Aun las plantas de separación de aire a bajas temperaturas más modernas tienen una eficiencia cuyo valor es sólo una fracción pequeña del mínimo teórico, por ejemplo, del 15 al 20%. Las principales fuentes de eficiencia son tres: **1)** la no idealidad de los procesos refrigerantes, **2)** La imperfección de los intercambiadores de calor, **3)** Las pérdidas de refrigeración mediante las fugas de calor.

Separación del helio del gas natural En Estados Unidos se produce helio, principalmente a partir del gas natural rico en helio. El contenido de helio en el gas natural para plantas que operan de acuerdo con las disposiciones del U.S. Bureau of Mines varía por lo general entre el 1 y 2%, mientras que el contenido de nitrógeno del gas natural tiene una variación entre el 12 y el 80%. Los restantes componentes del gas natural son metano, etano e hidrocarburos pesados.

En la figura 12-69 se muestra un sistema de la Bureau of Mines para la separación de helio del gas natural. Como casi todos los constituyentes del gas natural tienen puntos de ebullición muy diferentes del correspondiente para el helio, no es necesario contar con una columna de destilación y la separación puede lograrse sólo con condensadores-evaporadores. El gas natural se comprime a 4.1 MPa y es tratado para eliminar de él bióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno (ácido sulfhídrico) y los vapores de agua que entran al intercambiador del calor *A*, donde casi todo es condensado por el gas frío que sale. Después de esto, la presión se reduce a 1.7 MPa y el gas se admite a un intercambiador de calor-separador *B*, donde sufre otro enfriamiento adicional con vapor de nitrógeno. Casi se licua el 98% del gas en el separador y la parte restante en la fase vapor consiste en aproximadamente 60% de helio y 40% de nitrógeno con ligeras cantidades de metano. El nitrógeno frío (vapor) que proviene del ciclo de refrigeración pasa a la parte inferior a través de los tubos de enfriamiento del intercambiador *B* y, además de su función como enfriante, colabora en la rectificación de la fase gaseosa para incrementar su contenido de helio. Tanto el gas como el líquido son separados en forma continua del separador. La fase gaseosa de helio crudo se calienta a una temperatura cercana al ambiente en el intercambiador de calor *H* y se envía hacia un almacenaje temporal

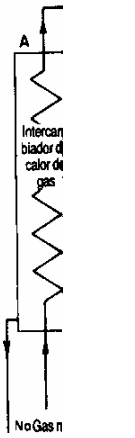
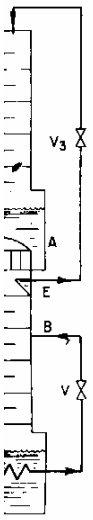


FIG. 12-69 Plantas u

mientras es sometid
ha sido degradada en
calor y sirve como v
al sistema. Para final
la línea de gas natu
como combustible p
se eliminaron.

La purificación d
gas a una presión de
por el intercambiado
paración *E*, que se en
En el depósito de se
helio crudo y se elim
se elimina en su may
ducción de presión
líquida y gaseosa re
obtenido en el sepa
Todavía es posible
través de purificado
el nitrógeno remane

Procesamiento d
recuperaciones de C
como resultado la ex
temperatura para est
natural a bajas temp
logra en la actualid
normal del gas de a
deshidratar para con
Una vez que se ha lo
junto con el gas resi
antes de entrar al ex
El gas obtenido del
expansor puede con
dos fases se envía a l
dos fases. El líquid



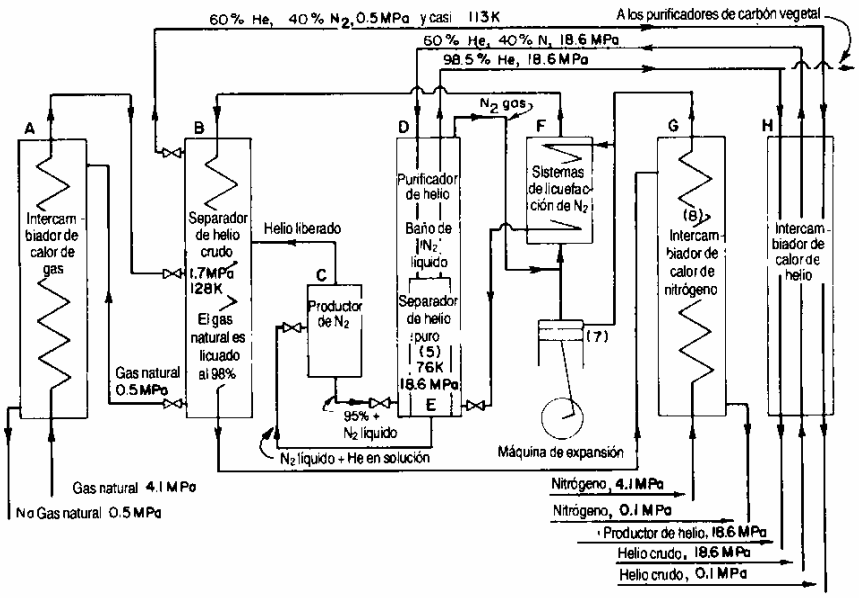


FIG. 12-69 Plantas usuales para la separación de helio, como son operadas por la U.S. Bureau of Mines.

mientras es sometido al proceso de purificación. La fase líquida, que ha sido degradada en su contenido de helio, pasa al intercambiador de calor y sirve como vehículo para enfriar y condensar el gas que llega al sistema. Para finalizar, el gas procesado se recomprime y retorna a la línea de gas natural. Este proceso mejora el valor del gas natural como combustible puesto que los constituyentes no combustibles ya se eliminaron.

La purificación del helio crudo se lleva a cabo por compresión del gas a una presión de 18.6 MPa y sometiéndolo a enfriamiento al pasar por el intercambiador de calor *H*, posteriormente en el depósito de separación *E*, que se encuentra inmerso en un baño de nitrógeno líquido. En el depósito de separación casi se condensa todo el nitrógeno del helio crudo y se elimina como líquido que contiene trazas de helio, que se elimina en su mayor parte y se devuelve al proceso mediante la reducción de presión hasta un valor de 1.7 MPa y separando las fases líquida y gaseosa resultantes en el productor de nitrógeno *C*. El helio obtenido en el separador *E* tiene una pureza aproximada de 98.5%. Todavía es posible una purificación adicional al pasar el helio frío a través de purificadores de absorción de carbón vegetal para eliminar el nitrógeno remanente.

Procesamiento del gas natural La necesidad de obtener mayores recuperaciones de C_2, C_3 y C_4 contenidos en el gas natural, ha dado como resultado la expansión en la aplicación de procesamientos a baja temperatura para estas corrientes. La mayor parte del proceso del gas natural a bajas temperaturas, para la recuperación de hidrocarburos, se logra en la actualidad utilizando el ciclo turbo expansor. La presión normal del gas de alimentación es de 1 a 10 MPa. El primer paso es deshidratar para contar sólo con puntos de rocío de 200 K y menores. Una vez que se ha logrado la deshidratación, la alimentación se enfría junto con el gas residual. El líquido producido en este punto se separa antes de entrar al expansor y enviarlo al estabilizador de condensado. El gas obtenido del separador fluye hacia el expansor. La corriente del expansor puede contener hasta 23% en peso de líquido. Esta mezcla de dos fases se envía a la sección superior del estabilizador, que separa las dos fases. El líquido se utiliza como reflujo en esta unidad, mientras que el gas frío intercambia calor con la alimentación nueva y se recomprime en el compresor. Muchas variaciones de este ciclo pueden ser posibles y han sido aplicadas en plantas reales.

Purificación La naturaleza y concentración de las impurezas depende del tipo de proceso en que se encuentren para su separación. Como ejemplo, considérese el caso de la producción de grandes cantidades de oxígeno, donde diversas impurezas han de eliminarse para evitar la obstrucción de las líneas de proceso frío o para evitar la formación de contaminantes peligrosos. Las impurezas que se encuentran en el aire que pueden contribuir en gran medida a la obstrucción de las líneas son el agua y el bióxido de carbono. Por otra parte, el helio, el hidrógeno y el neón, se acumularán en el lado de condensación del calentador de oxígeno y provocarán una reducción de la velocidad de transferencia de calor, a menos que sean eliminados mediante una purga intermitente. La formación de acetileno puede llegar a ser peligrosa aunque su concentración en el aire no sea mayor de 0.04 ppm.

La purificación de refrigeración es un método relativamente simple utilizado para la eliminación de agua, bióxido de carbono y otros contaminantes en la corriente de proceso, mediante condensación o congelamiento (aunque es posible utilizar regeneradores o intercambiadores de calor inversos para lograr este propósito, ya que se necesita un flujo inverso en forma periódica, para reevaporar y eliminar los depósitos sólidos). La eficacia de este método depende de la presión de vapor de las impurezas en relación con la mayor parte de los componentes que hay en la corriente de proceso a la temperatura de refrigeración. De esta manera, si se supone comportamiento de gas ideal, el contenido máximo de impurezas en la corriente de gas, después de la refrigeración, debería ser inversamente proporcional a su presión de vapor. Sin embargo, debido a la desviación de la idealidad a presiones mayores, el contenido máximo de impurezas será considerablemente más grande que el predicho para la situación ideal. Por ejemplo, el contenido real de vapor de agua en el aire será cuatro veces mayor que el supuesto para un comportamiento de gas ideal a la temperatura de 228 K y presión de 20 MPa.

Uno de los métodos más comunes para la eliminación de impurezas es la purificación mediante un sólido adsorbente. Entre los adsorbentes más comunes se encuentran materiales como gel de sílice, carbono y zeolitas sintéticas (mallas moleculares), que son muy utilizados a causa de sus grandes áreas de adsorción. La mayor parte de los geles y carbonos tienen poros de diversos tamaños cuyas variaciones son grandes, pero las zeolitas sintéticas se fabrican con un control más estricto de apertura de poros dentro del intervalo de 0.4 a 1.3 nm. Esto hace que sean más selectivas que los otros adsorbentes citados, ya que permite la separación de gases según su tamaño molecular.

Entre la información necesaria para el diseño de adsorbedores de baja temperatura se incluye el equilibrio entre el sólido y el gas y la velocidad de adsorción. Los datos de equilibrio para los sistemas más comunes suelen ser proporcionados por los proveedores de cada material. Casi siempre es muy rápida la velocidad de adsorción y ésta se lleva en forma total en una zona relativamente estrecha del adsorbedor. Si la concentración del gas adsorbido es considerablemente más grande que una traza, entonces el calor de adsorción se convierte en un factor importante para el diseño. (El calor de adsorción es, por lo general, del mismo orden o más grande que el calor normal de cambio de fase.) En esta situación, debería ser recomendable diseñar la purificación en dos etapas, por ejemplo, eliminar primero la parte más significativa de la impureza, por condensación o reacción química, y complementar la purificación con un sistema de adsorción de baja temperatura. En la figura 12-70 se muestra una combinación de estos esquemas de condensación y adsorción.

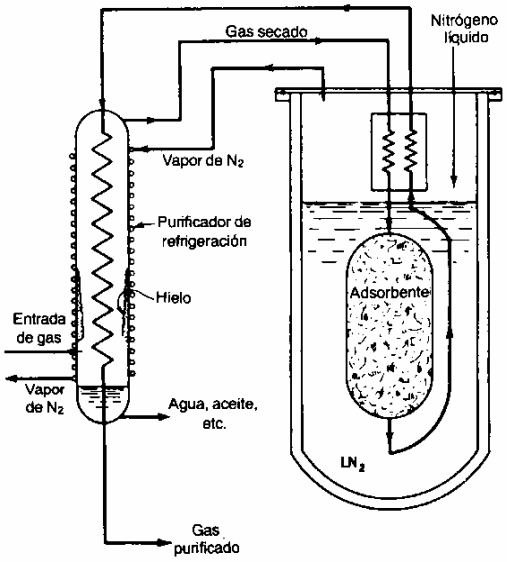


FIG. 12-70 Purificador que utiliza los esquemas de refrigeración y adsorción en serie.

Cuando se trata de operación de plantas, es muy común tener, por lo menos, dos purificadores por adsorción: uno en servicio y otro que desorbe sus impurezas. En algunos casos, llega a ser ventajoso utilizar tres purificadores: uno adsorbe, otro desorbe y otro enfría, con las dos últimas unidades en serie. El enfriamiento del purificador se debe efectuar con alguna porción del gas purificado, para evitar que exista adsorción durante este periodo.

La purificación química en las plantas de separación de aire incluye un método por gasto a través del tiempo para la eliminación de dióxido de carbono de la corriente de aire que pasa a través de una solución cáustica de hidróxido de sodio. En la reacción se forma carbonato de sodio y, con el transcurso del tiempo, la solución se debilita o diluye hasta una condición en que debe ser renovada. El término más empleado para este proceso es "depuración cáustica" y aunque aún se emplea en muchos lugares es un método que está siendo sustituido en las plantas más nuevas siempre que se justifique el empleo de las técnicas de refrigeración o absorción descritas con anterioridad.

SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO

Los recipientes de almacenamiento van desde los condensadores de bajo rendimiento aislados con espuma rígida o algún aislamiento fibroso, donde el líquido en el contenedor llega al punto de ebullición en pocas horas, hasta los contenedores de alto rendimiento, que tienen aislamiento en capas múltiples en los que sólo se evapora menos del 0.1% del fluido contenido por día. En las unidades más eficientes, los contenedores de almacenamiento consisten en un recipiente interno, que encierra el fluido criogénico que se almacena y otro recipiente externo o chaqueta de vacío. En este último es necesario el vacío para que el almacenamiento sea adecuado y sirve al mismo tiempo como una barrera de vapor para la migración del vapor de agua y otros condensables en la superficie fría del recipiente interno. Se pueden lograr mejoras en el aislamiento utilizado en estos contenedores, pero el frasco de Dewar de pared doble con aislamiento a vacío aún es la idea básica para el diseño de contenedores de fluidos criogénicos de alto rendimiento.

Las fugas de calor tienen lugar en estos sistemas de almacenamiento de dos formas: **1**) por radiación y conducción a través del aislamiento, y **2**) por conducción a través de los soportes de la coraza interna, tuberías, instrumentación y puertos o lugares de acceso. Las pérdidas por conducción se reducen al introducir largas trayectorias de fugas de calor, mediante la formación de secciones transversales para tener bajos flujos de calor y utilizando materiales de baja conductividad térmica. Las pérdidas por radiación son el factor de fuga de calor más importante a través de los aislamientos, pero pueden reducirse mediante el empleo de corazas de radiación, como aislamiento en capa múltiple, corazas para condensación de vapor frío y aislamientos en forma de polvo.

Se deben considerar diversos aspectos al diseñar el recipiente interno. Los materiales de construcción deben ser compatibles con la sustancia criogénica almacenada. Se aceptan recipientes de acero al níquel al 9% para fluidos criogénicos de alto punto de ebullición ($T > 75$ K), mientras que muchas aleaciones de aluminio y aceros austeníticos son considerados estructuralmente aceptables para cualquier temperatura criogénica. Como el aluminio posee alta conductividad térmica, no es un material recomendado para tuberías y soportes que deben cruzar el espacio de aislamiento. El cambio a un material de conductividad térmica más baja introduce una especie de junta de transición de un material no similar. Como esta junta de transición suele ser de naturaleza mecánica, es posible que se presenten fugas en el espacio de vacío con la constante repetición de ciclos de temperatura. Además, el mayor coeficiente térmico de expansión del aluminio puede presentar problemas de soporte y pérdida de enfriamiento.

Las consideracionres de economía y pérdida de enfriamiento indican que la coraza o cubierta debe ser lo más delgada posible. A consecuencia de ello, el contenedor interno se diseña para soportar sólo la presión interna y las fuerzas de flexión, mientras que los anillos endurecidos se utilizan para soportar el peso del fluido. El espesor mínimo de la coraza para un recipiente cilíndrico bajo presión, además del arreglo de este diseño, son determinados por la Sección VIII del ASME Boiler and Pressure Vessel Code.

Como la coraza externa del recipiente de almacenamiento está sometida a la presión atmosférica y bajo condiciones de evacuación y presión de 0.13 mPa en el otro lado, se debe considerar tener un espesor que sea bastante amplio para soportar colapsos y pandeos. En el Código ASME, citado líneas arriba, se tienen en cuenta las fallas por inestabilidad elástica y se incluyen gráficas para el diseño de cilindros y

esferas sujetas a presión externa. También se utilizan anillos de soporte endurecidos, para soportar el peso del contenedor interno y su contenido y sostener la coraza circular externa.

Casi siempre se construye la coraza externa en acero al carbono por razones de tipo económico, a menos que se requiera aluminio para reducir el peso. Debe proveerse el empleo de acero inoxidable en la coraza exterior de acero al carbono para todas las acometidas de tubería, con objeto de evitar el contacto directo con estas penetraciones, cuando son frías.

Existen diversos métodos para soportar la coraza interna dentro de la externa y para este propósito se seleccionan materiales que tienen una alta relación entre el esfuerzo y la conductividad térmica. En el diseño de estos soportes se debe posibilitar la facilidad de traslado de cargas que pueden ser distintas al servicio. También es posible utilizar soportes de compresión como cojinetes o pies de sostén, pero los más comunes son los soportes de tensión, que pueden tener forma de cables, abrazaderas soldadas, barras roscadas o una combinación de todo ello para prevenir las contracciones de la coraza interna del contenedor en servicio.

La mayor parte de los contenedores para fluidos criogénicos se diseñan con un volumen de merma de 10%, con lo que se permite una vaporización razonable de los contenedores debido a la fuga de calor sin que se incurra en un descenso rápido de la presión en el contenedor. Esto permite el cierre de los contenedores por periodos cortos para evitar pérdidas parciales del contenido o para transportar fluidos criogénicos inflamables o peligrosos de manera segura de un lugar a otro.

Aislamiento Como ya se ha indicado, la eficiencia de un sistema de licuefacción o un refrigerador depende en gran medida de las fugas de calor que tienen lugar en el sistema. Como la eliminación del calor llega a ser muy costosa con la reducción de la temperatura, como se demostró con el ciclo de Carnot, la mayor parte de los sistemas criogénicos utilizan alguna forma de aislamiento para minimizar este efecto.

El calor puede fluir a través del aislamiento a causa de la acción simultánea de diversos sistemas, entre los que se encuentran 1) la conducción de sólidos, 2) conducción de gases, y 3) radiación. Estos fenómenos se presentan de manera simultánea, como se acaba de indicar, e interactúan además uno con otro, por lo que es práctica común emplear la propiedad de la conductividad térmica para caracterizar el aislamiento. La conductividad térmica se mide experimentalmente durante la transferencia de calor en estado estacionario y se evalúa a partir de la ecuación básica de Fourier para una dimensión. Los valores usuales de k_a para diversos aislamientos empleados en servicios criogénicos se muestran en la tabla 12-17.

Los aislamientos criogénicos se dividen, de manera genérica, en cinco categorías: alto vacío, capa múltiple, polvo, espuma y aislamientos especiales, que se analizan en las subsecciones siguientes.

Aislamiento al vacío El transporte de calor a través de un espacio evacuado (donde la presión es de 0.13 mPa o un poco mayor) se efectúa por radiación y conducción a través del gas residual. La tranferencia de calor por radiación es el tipo predominante en esta categoría y puede obtenerse una aproximación mediante la siguiente ecuación:

$$Q_r/A_1 = \sigma(T_2^4 - T_1^4)\left[\frac{1}{e_1} + \frac{A_1}{A_2}\left(\frac{1}{e_2} - 1\right)\right]^{-1} \qquad (12\text{-}44)$$

donde Q_r/A_1 es la transferencia de calor por radiación/unidad de área, es la constante de Stefan-Boltzmann, y e es la emisividad de las superficies. El subíndice 2 se refiere a la superficie caliente, mientras que el subíndice 1 se refiere a la superficie. El término que aparece entre corchetes en el lado derecho de esta ecuación es conocido como factor de emisividad.

Cuando se tiene conducción gaseosa normal con conductividad térmica constante, existe un gradiente lineal de temperatura en el espacio entre las superficies caliente y fría; sin embargo, cuando la trayectoria libre media de las moléculas del gas llega a ser grande en relación con la distancia existente entre las dos superficies cuando se reduce la presión en un espacio evacuado, se puede obtener la conducción molecular libre. La conducción de calor gaseosa bajo conducción molecular libre para esferas concéntricas, cilindros coaxiales y placas paralelas, se representa mediante la siguiente ecuación:

$$Q_{gc}/A_1 = \frac{\gamma + 1}{\gamma - 1}\left[\frac{R}{8\pi MT}\right]^{1/2} \alpha p\,(T_2 - T_1) \qquad (12\text{-}45)$$

donde α es el coeficiente total de adaptación, definido como

$$\alpha = \frac{\alpha_1\alpha_2}{\alpha_2 + \alpha_1(1 - \alpha_2)(A_1/A_2)} \qquad (12\text{-}46)$$

y γ es la relación de capacidades caloríficas, R es la constante molar del gas, M es el peso molecular del gas y T la temperatura del gas en el punto donde se mide la presión p. Los valores con subíndice A_1 y A_2, T_1 y T_2 y α_1 y α_2 son áreas, temperaturas y coeficientes de adaptación de las superficies fría y caliente, respectivamente. El coeficiente de adaptación depende de la combinación de la superficie del gas y la temperatura de la superficie. Como se tienen grandes variaciones en los coeficientes de adaptación, es difícil estimar con exactitud la transferencia de calor conductiva a través del gas residual en un sistema de vacío aislado. Por fortuna, esto no es casi nunca un problema grave ya que, por regla general, el objetivo es obtener un vacío de calidad tal que la transferencia de calor en el gas residual no contribuya de manera significativa a la transferencia total de calor.

A fin de que tenga lugar la conducción molecular libre, la trayectoria libre media debe compararse con la distancia entre las dos superficies. Para comprobar esta condición, la trayectoria libre media λ se puede determinar de acuerdo con la expresión siguiente:

$$\lambda = \frac{3\mu}{p}\left(\frac{\pi RT}{8M}\right)^{1/2} \qquad (12\text{-}47)$$

donde μ es la viscosidad del gas a la temperatura T.

Por otra parte, el transporte de calor por radiación se puede reducir de manera eficaz con la inserción de corazas flotantes que tienen superficies de baja emisividad en el espacio evacuado. Por ejemplo, considérese el caso en que se cuenta con N corazas o $(N + 2)$ superficies, emisividad de las superficies interna y externa de e_o, y una emisividad de las corazas de e_s, el factor de emisividad se reducirá a:

$$\left[2\left(\frac{1}{e_o} + \frac{1}{e_s} - 1\right) + \frac{(N - 1)(2 - e_s)}{e_s}\right]^{-1} \qquad (12\text{-}48)$$

TABLA 12-17 Características del aislamiento

Tipo de aislamiento	Conductividad térmica aparente, k_a, J/(sm K) (entre 77 y 300 K)	Densidad global, kg/m^3
Gas puro a 0.1 mPa, 180 K		
H_2	34.07×10^{-2}	0.080
N_2	5.67×10^{-2}	1.121
Vacío, 0.13 mPa	1.70×10^{-2}	Nil
Aislamiento recto		
Espuma de poliestireno	8.52×10^{-2}	32-48
Espuma de poliuretano	10.79×10^{-2}	80-128
Espuma de vidrio (esponja)	11.36×10^{-2}	144
Polvo evacuado		
Perlita (13.3 mPa)	$0.34\text{-}0.68 \times 10^{-2}$	144-64
Sílice (13.3 mPa)	$0.57\text{-}0.68 \times 10^{-2}$	64-96
Combinación de aislamiento		
Hojas de aluminio y fibra de vidrio 12-28 capas/64-112 cm, 1.33 mPa	$1.14\text{-}2.27 \times 10^{-4}$	64-112
30-60 capas/120 cm, 1.33 mPa	0.57×10^{-4}	120
Hojas de aluminio y malla de nylon, 132 capas/89 cm, 1.33 mPa	5.68×10^{-4}	89

Una coraza de baja emisividad puede reducir la transferencia de calor hasta la mitad del vapor que se tiene sin coraza; dos corazas reducirán este valor a la cuarta parte, y así sucesivamente.

Aislamiento en capa múltiple El aislamiento en capa múltiple consiste en capas alternadas de material con alta reflectividad, como hojas de aluminio o Mylar aluminizado y materiales espaciadores o aislantes de baja conductividad, como fibra de vidrio, vidrio tejido, nylon, todos al alto vacío. Cuando se aplica de manera adecuada a la densidad óptima, este aislamiento puede tener una conductividad térmica aparente tan baja que sus valores se encuentran entre 10 y 50 $\mu W/(m \cdot K)$, cuando las temperaturas se encuentran en el intervalo de 20 a 300 K.

Es probable que la baja conductividad térmica de los aislamientos de capa múltiple pueda atribuirse al hecho de que todos los modos de transferencia de calor (conductivo, convectivo y radiactivo) se vean reducidos a un mínimo. Como la transferencia de calor por radiación es inversamente proporcional al número de corazas intermedias reflejantes y directamente proporcional a la emisividad de las corazas, esta radiación se minimiza utilizando muchas corazas o capas con materiales de baja emisividad. La convección se elimina al disminuir la presión hasta un valor en que la trayectoria libre media de las moléculas del gas sea tan grande como el espaciamiento entre las capas de aislamiento. La transferencia de calor a través del material espaciador es directamente proporcional a la conductividad térmica del material que se utilice e inversamente proporcional a la resistencia al flujo de calor en los puntos de contacto entre los espaciadores y la coraza, la baja conductividad, las dimensiones, la geometría y la naturaleza discontinua de los materiales seleccionados para estos espaciadores contribuye a reducir la conducción en sólidos hasta un valor mínimo.

Cuando se trata de un aislamiento para un sistema con gran evacuación (en el orden de 0.13 mPa), la transferencia de calor se realiza primordialmente por radiación y conducción en sólidos a través del material del espaciador. La conductividad térmica aparente del aislamiento en estas condiciones puede determinarse mediante la siguiente ecuación:

$$k_a = \frac{1}{N/\Delta x}\left\{h_s + \frac{\sigma e T_2^3}{2-e}\left[1 + \left(\frac{T_1}{T_2}\right)^2\right]\left(1 + \frac{T_1}{T_2}\right)\right\} \qquad (12\text{-}49)$$

donde $N/\Delta x$ es el número de capas (corazas reflejantes más espaciadores) de aislamiento por espesor unitario, h_s es la conductancia del sólido del material espaciador, σ es la constante de Stefan-Boltzmann, e es la emisividad eficaz de la coraza reflejante, y T_2 y T_1 son las temperaturas de los lados caliente y frío del aislamiento, respectivamente. Es evidente que la conductividad térmica aparente puede reducirse al incrementar la densidad de la capa hasta cierto valor. Mediante la ecuación (12-49) no se hace evidente si una carga compresiva afecta la conductividad térmica aparente y de esta manera el rendimiento del aislamiento de capa múltiple. A pesar de esto, bajo una carga compresiva se incrementa la conductancia del sólido en un valor mayor que $N/\Delta x$, lo que causa un incremento total de k_a. Las gráficas de la velocidad de transferencia de calor (flujo de calor) contra la carga compresiva en una escala logarítmica dan como resultado una línea recta cuya pendiente se encuentra entre 0.5 y 0.67 (Glaser y colaboradores, *Thermal Insulation Systems*, NASA SP-5027, 1967).

Los valores de la conductividad térmica eficaz se obtienen casi siempre en forma práctica por un factor de 2 mayor que los valores de conductividad térmica unidimensional obtenidos en el laboratorio bajo técnicas cuidadosamente controladas. Esta degradación del aislamiento térmico puede ser causada por la presencia combinada de las orillas expuestas a límites isotérmicos, aberturas, juntas o penetración del aislamiento requerido para soportes estructurales, líneas de llenado y venteo y la alta conductividad térmica lateral de estos sistemas de aislamiento.

Aislamiento con polvo Un método empleado para lograr algunos de los beneficios de corazas flotantes múltiples sin incurrir en las dificultades de las delicadas complicaciones estructurales se logra utilizando aislamientos en forma de polvo. La falla que se tiene al emplear un aislamiento con estas características es la reducción de la eficiencia térmica total del sistema de aislamiento, respecto a la que se obtendría con aislamiento en capa múltiple. En algunas aplicaciones en las que esto no es un factor grave, se han encontrado grandes posibilidades en el almacenamiento de LNG.

Los sistemas de aislamiento con polvo consisten en un material compuesto de partículas finamente divididas, como perlita, SiO_2 expandido, silicato de calcio, tierra diatomácea, carbón negro, que se coloca como empaque entre las superficies que se van a aislar. Cuando la presión del gas es del orden de 0.1 MPa (por lo general, con un inerte), el polvo reduce la transferencia por convección y radiación y, cuando el tamaño de partícula es suficientemente pequeño, también reduce la trayectoria libre media de las moléculas del gas. Cuando el polvo se evacúa a presiones entre 1.33 y 0.133 Pa, la conducción del gas llega a ser muy pequeña y la transferencia de calor se efectúa de manera principal por radiación y conducción del sólido. La variación en conductividad térmica media aparente de los diferentes polvos utilizados como aislantes es una función de la presión intersticial del gas y se muestra en la conocida familia de curvas con forma de "S" de la figura 12-71.

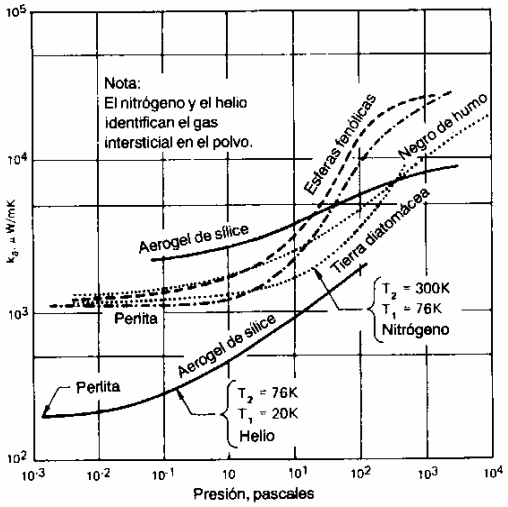


FIG. 12-71 Conductividades térmicas medias aparentes de diversos aislamientos en polvo, como una función de la presión intersticial del gas.

Para calcular la transferencia de calor de aislamientos de polvo porosos, la relación que se da a continuación puede ser empleado para esferas concéntricas:

$$Q = k_a(T_2 - T_1)\sqrt{A_1 A_2}/t \qquad (12\text{-}50)$$

donde k_a es la conductividad térmica aparente del aislamiento de polvo y t es el espesor de ese aislamiento. La conductividad térmica aparente del aislamiento en polvo a temperaturas criogénicas se obtiene por lo general de acuerdo con la relación siguiente:

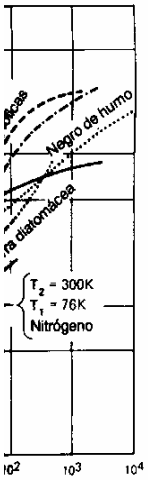
$$k_a = k_g/[1 - v(1 - k_g/k_s)] \qquad (12\text{-}51)$$

donde k_g es la conductividad térmica del gas con el aislamiento, k_s es la conductividad térmica del polvo y v es la relación del volumen sólido con el volumen total. El valor de k_a para la mayor parte de los aislamientos más adecuados será de $2.5 \times 10^3\ \mu W/(m \cdot K)$ o menor, cuando se tiene suficiente vacío.

La cantidad de transporte de calor debida a la radiación a través del polvo puede reducirse gracias a la adición de polvo metálico y el vapor óptimo se puede obtener con una mezcla que contenga del 40 al 50% de polvo metálico. Desde el punto de vista de la seguridad, el cobre

ides posibilidades en

isten en un material
mo perlita, SiO_2 ex-
bón negro, que se co-
an a aislar. Cuando la
neral, con un inerte),
radiación y, cuando
también reduce la
. Cuando el polvo se
acción del gas llega a
ctúa de manera prin-
riación en conducti-
lvos utilizados como
del gas y se muestra
" de la figura 12-71.



ntes de diversos aisla-
ticial del gas.

nientos de polvo po-
le ser empleado para

(12-50)

aislamiento de polvo
dad térmica aparente
icas se obtiene por lo

(12-51)

el aislamiento, k_s es
ón del volumen sóli-
yor parte de los aisla-
· K) o menor, cuando

adiación a través del
o metálico y el vapor
tenga del 40 al 50%
seguridad, el cobre

metálico es un amortiguante que se prefiere al aluminio, ya que este último tiene un calor de combustión muy grande cuando reacciona con oxígeno. También es prudente seleccionar un polvo no combustible para temperaturas por debajo de la temperatura de condensación del oxígeno.

Aislamiento con espuma Como las espumas no son materiales homogéneos, su conductividad térmica aparente depende de la densidad del material, el gas utilizado, la formación de la espuma y la temperatura media del aislamiento. La conducción de calor a través de este aislante se determina por la convección y radiación en las celdas (poros) y en la estructura sólida. La evacuación de una espuma eficaz para la reducción de la conductividad térmica, indicando que se tiene una estructura celular parcialmente abierta, pero los valores obtenidos serán considerablemente mayores que en los aislamientos con capa múltiple o polvo. El efecto opuesto, la difusión de gases atmosféricos en las celdas, puede ocasionar un incremento en la conductividad térmica aparente. Esto se hace más significativo para la difusión de hidrógeno y helio en las celdas. Kropschot proporciona datos de conductividad térmica de espumas de diferentes calidades, empleadas a temperaturas criogénicas [en R. W. Vance, (ed), *Cryogenic Technology*, Wiley, New York, 1963, p. 239]. De todas las espumas, las que se han utilizado más a bajas temperaturas son las de poliuretano y poliestireno.

La mayor desventaja de las espumas no es que por su conductividad térmica sea relativamente alta cuando se compara con otros aislantes, sino su comportamiento térmico muy bajo. Cuando se aplica a sistemas térmicos, tiende a agrietarse cuando es sometida a ciclos térmicos constantes y pierde su valor de aislamiento.

SEGURIDAD EN LOS SISTEMAS CRIOGÉNICOS

La experiencia ha demostrado que es posible utilizar los fluidos criogénicos en la industria y en los laboratorios más complejos que cuentan con todas las instalaciones diseñadas de manera adecuada y con el personal bien entrenado y supervisado. Existe gran cantidad de riesgos asociados con el empleo de fluidos criogénicos; sin embargo, algunos de los principales se encuentran asociados con la respuesta del cuerpo humano y el medio ambiente a los fluidos y sus vapores, y los asociados con las reacciones entre los fluidos y sus alrededores.

Riesgos fisiológicos El cuerpo humano puede sufrir quemaduras graves cuando entra en contacto con fluidos criogénicos o con superficies enfriadas por fluidos criogénicos. El daño que sufre la piel o los tejidos es similar al que produce una quemadura ordinaria. Como la composición principal del cuerpo humano es agua, una temperatura muy baja congela de manera eficaz los tejidos, dañándolos o destruyéndolos. La gravedad de las quemaduras depende del área de contacto y de la duración del mismo; un contacto prolongado da como resultado una quemadura más profunda. La quemadura por contacto con superficies frías es acompañada por sensaciones de picadura y molestias similares a las de las quemaduras comunes. La reacción usual es retirar la parte del cuerpo que entra en contacto con la superficie fría. Si lo anterior es posible, casi nunca se sufren quemaduras severas. Los gases fríos pueden no ser dañinos cuando la turbulencia en el gas es baja, sobre todo cuando el cuerpo pueda tener una pérdida de calor de 95 $J/(m^2 \cdot s)$ para un área limitada de exposición. Si las pérdidas de calor llegan a ser mayores a este valor, la temperatura de la piel puede disminuir y puede suceder un congelamiento del área afectada. El congelamiento de los tejidos faciales puede tener lugar en un tiempo aproximado de 100 s si la pérdida de calor es de 2300 $J/(m^2 s)$.

Riesgos de materiales y construcción Los materiales utilizados para servicios no criogénicos pueden escogerse sobre la base del esfuerzo de tensión, fatiga, peso, costo, facilidad de fabricación, resistencia a la corrosión, etc. Cuando el equipo se destina al trabajo a bajas temperaturas, el diseñador debe considerar la ductilidad del material ya que, como se hizo notar antes, tienen el efecto de hacer que los materiales se vuelvan frágiles o menos dúctiles. Algunos materiales se vuelven frágiles a bajas temperaturas, pero todavía pueden soportar grandes impactos, mientras que otros se vuelven frágiles y además pierden su resistencia al impacto.

Riesgos de inflamabilidad y explosión Para que tenga lugar la combustión es necesario que se combinen tres factores: un oxidante, un combustible y fuente de ignición. El oxidante es casi siempre oxígeno, el cual puede disponerse mediante diversas fuentes entre las que se incluyen fugas o derrames, condensación del aire en superficies enfriadas de manera criogénica a temperaturas inferiores a 90 K y la formación de una impureza sólida en el hidrógeno líquido. El combustible puede ser casi cualquier material no compatible o gas inflamable; los materiales compatibles pueden comportarse también como materiales inflamables cuando existe un calor extremo (fuente de ignición intensa). La fuente de ignición puede tenerse mediante una chispa mecánica o electrostática, una llama, un impacto, calor producido por efectos cinéticos, fricción, reacción química, etc. Ciertas combinaciones de oxígeno, combustible y fuentes de ignición dan casi siempre como resultado la creación de fuego o explosión. En la tabla 12-18 se muestra el orden de magnitud de los límites de inflamabilidad y detonación para las mezclas gaseosas de combustible-oxidante de los dos fluidos criogénicos más utilizados.

TABLA 12-18 Límites de inflamabilidad y detonación para hidrógeno y metano gaseosos*

Mezcla	Límites de inflamabilidad, % mol	Límites de detonación, % mol
H_2-aire	4-75	20-65
H_2-O_2	4-05	15-90
CH_4-aire	5-15	6-14
CH_4-O_2	5-61	10-50

* Zabetakis, *Safety with Cryogenic Fluids*, Plenum, New York, 1967.

Riesgos del gas a alta presión Cuando se comprimen gases a alta presión pueden existir también peligros potenciales a causa de la energía almacenada. En los sistemas criogénicos se tienen altas presiones debido a la compresión del gas durante la licuefacción o refrigeración, mediante el bombeo de líquidos a alta presión seguida de evaporación y cuando se confinan los fluidos criogénicos con una subsecuente evaporación. Si el gas confinado se libera de manera repentina a consecuencia de alguna ruptura o rompimiento en la línea, puede presentarse una explosión. Como ejemplo de lo anterior, considérese que la fuerza generada en un cilindro con gas a 13.9 MPa causada por rompimiento de una válvula cuyo diámetro nominal es de 1 in, podría tener un valor superior a 6672 N.

Resumen Es evidente que un buen diseño de las instalaciones que operan con fluidos criogénicos no puede excluir las consideraciones de seguridad. No se debe considerar la seguridad una sola vez y olvidarse después de ella; más bien debe considerarse como un factor que siempre debe tenerse en mente. A causa de esta importancia, sobre todo cuando las temperaturas son muy bajas, este enfoque ha recibido gran importancia en la literatura a través del propio manual de seguridad (British Cryogenics Council, *Criogenics Safety Manual*, Institution of Chemical Engineers, London, 1970).

TABLA 1-5 Factores métricos de conversión como múltiplos numéricos exactos de las unidades SI.
Los dos primeros dígitos de cada valor numérico representan una potencia de 10. Por ejemplo, el valor "—02 2.54" expresa el hecho de que 1 pulg = 2.54×10^{-2} metro.

Para convertir de	*a*	*multipliquese por*
abampere	ampere	+01 1.00
abcoulomb	coulomb	+01 1.00
abfarad	farad	+09 1.00
abhenry	henry	−09 1.00
abmho	mho	+09 1.00
abohm	ohm	−09 1.00
abvolt	volt	−08 1.00
acre	metro^2	+03 4.046 856
ampere (internacional de 1948)	ampere	−01 9.998 35
angstrom	metro	−10 1.00
area	metro^2	+02 1.00
atmósfera	newton/metro^2	+05 1.013 25
año (calendario)	segundo (solar medio)	+07 3.1536
año (sideral)	segundo (solar medio)	+07 3.155 81[illegible]
año (tropical)	segundo (solar medio)	+07 3.155 692
año 1900, tropical, enero, dia 0, hora 12	segundo (efemérides)	+07 3.155 692
año 1900, tropical, enero, dia 0, hora 12	segundo	+07 3.155 692
año luz	metro	+15 9.460 55
bar	newton/metro^2	+05 1.00
barn	metro^2	−28 1.00
barril (petróleo, 42 galones)	metro^3	−01 1.589 873
barya	newton/metro^2	−01 1.00
braza	metro	+00 1.828 8
British thermal unit (unidad térmica británica)(ISO/TC 12)	joule	+03 1.055 06
British thermal unit (media)	joule	+03 1.055 87
British thermal unit (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 1.055 04
British thermal unit (termoquímica)	joule	+03 1.054 350
British thermal unit (39° F)	joule	+03 1.059 67
British thermal unit (60° F)	joule	+03 1.054 68
bushel (E.U.)	metro^3	−02 3.523 907
caballo de potencia (550 pie-lbf/segundo)	watt	+02 7.456 998
caballo de potencia (agua)	watt	+02 7.460 43
caballo de potencia (caldera)	watt	+03 9.809 50
caballo de potencia (electrico)	watt	+02 7.46
caballo de potencia (metrico)	watt	+02 7.354 99
caballo de potencia (R.U.)	watt	+02 7.457
cable	metro	+02 2.194 56
cadena (del agrimensor o gunter)	metro	+01 2.011 68
cadena (del ingeniero o ramden)	metro	+01 3.048
calibre	metro	−04 2.54
caloria (media)	joule	+00 4.190 02
caloria (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+00 4.1868
caloria (termoquimica)	joule	+00 4.184
caloria (15° C)	joule	+00 4.185 80
caloria (20° C)	joule	+00 4.181 90
caloria (kilogramo, media)	joule	+03 4.190 02
caloria (kilogramo, Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 4.186 8
caloria (kilogramo, termoquímica)	joule	+03 4.184
Celsius (temperatura)	kelvin	$t_K = t_C + 273.15$
centimetro de agua (4° C)	newton/metro^2	+01 9.806 38
centimetro de mercurio (0° C)	newton/metro^2	+03 1.333 22
circular mil	metro^2	−10 5.067 074
codo	metro	−01 4.572
coulomb (internacional de 1948)	coulomb	−01 9.998 35
cuarto (E.U., áridos)	metro^3	−03 1.101 220
cuarto (E.U., liquidos)	metro^3	−04 9.463 529
cuchara	metro^3	−05 1.478 676
cucharita	metro^3	−06 4.928 921
cuerda	metro^3	+00 3.624 556
curie	desintegración/seg	+10 3.70
denier (internacional)	kilogramo/metro	−07 1.00
dia (sideral)	segundo (solar medio)	+04 8.616 409
dia (solar medio)	segundo (solar medio)	+04 8.64
dina	newton	−05 1.00
dracma (avoirdupois)	kilogramo	−03 1.771 845
dracma (E.U., fluidos)	metro^3	−06 3.696 691
dracma (troy o del boticario)	kilogramo	−03 3.887 934
electrón-volt	joule	−19 1.602 10
erg	joule	−07 1.00
escrúpulo (pennyweight)	kilogramo	−03 1.555 173
escrúpulo (del boticario)	kilogramo	−03 1.295 978
eslabón (del agrimensor o gunter)	metro	−01 2.011 68
eslabón (del ingeniero o ramden)	metro	−01 3.048
estéreo	metro^3	+00 1.00
Farenheit (temperatura)	Celsius	$t_C = (5/9)(t_F - 32)$
Farenheit (temperatura)	kelvin	$t_K = (5/9)(t_F + 459.67)$
farad (internacional de 1948)	farad	−01 9.995 05
faraday (basado en el carbono 12)	coulomb	+04 9.648 70
faraday (fisico)	coulomb	+04 9.652 19
faraday (quimico)	coulomb	+04 9.649 57
fermi (femtometro)	metro	−15 1.00
furlong	metro	+02 2.011 68
gal (galileo)	metro/segundo^2	−02 1.00
galón (E.U., áridos)	metro^3	−03 4.404 883
galón (E.U., liquidos)	metro^3	−03 3.785 411
galón (R.U., liquidos)	metro^3	−03 4.546 087
gamma	tesla	−09 1.00
gauss	tesla	−04 1.00
gilbert	ampere-vuelta	−01 7.957 747
gill (E.U.)	metro^3	−04 1.182 941
gill (R.U.)	metro^3	−04 1.420 652
grad	grado (angular)	−01 9.00
grad	radián	−02 1.570 796
grado (ángulo)	radián	−02 1.745 329
gramo	kilogramo	−03 1.00
grano	kilogramo	−05 6.479 891
nectárea	metro^2	+04 1.00
henry (internacional de 1948)	henry	+00 1.000 495
hora (sideral)	segundo (solar medio)	+03 3.590 170
hora (solar media)	segundo (solar medio)	+03 3.60
joule (internacional de 1948)	joule	+00 1.000 165
kayser	1/metro	+02 1.00
kilocaloria (media)	joule	+03 4.190 02
kilocaloria (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 4.186 74
kilocaloria (termoquimica)	joule	+03 4.184
kilogramo fuerza (kfg)	newton	+00 9.806 65
kilogramo masa	kilogramo	+00 1.00
kilopond fuerza	newton	+00 9.806 65
kip	newton	+03 4.448 221
lambert	candela/metro^2	+04 1/π
lambert	candela/metro^2	+03 3.183 098

TABLA 1-5 Factores
Los dos primeros dígito
pulg = 2.54×10^{-2} m

Para convertir de
langley
lbf (libra fuerza, avoirdupois)
lbm (libra masa, avoirdupois)
legua (británica náutica)
legua (internacional náut
legua (terrestre)
libra fuerza (lbf avoirdupois)
libra masa (lbm avoirdupois)
libra masa (troy o del boticari
litro
lux
mano
maxwell
mes (calendario medi
metro
micra
mil
milibar
milimetro de mercuri
milla (E.U., náutica)
milla (E.U., terrestre)
milla (náutica interna
milla (R.U., náutica)
milla náutica (E.U.)
milla náutica (internac
milla náutica (R.U.)
milla terrestre (E.U.)
minuto (ángulo)
minuto (sideral)
minuto (solar medio)
nudo (internacional)
oersted
ohm (internacional d
onza (E.U., fluidos)
onza fluida (E.U.)
onza fuerza (avoirdu
onza masa (avoirdup
onza masa (troy boticario)
palmo
parsec
pascal
paso
peck (E.U.)
pecha
pértiga
phot
pica (impresores)
pie
pie (E.U., agrimensu
pie (E.U., agrimensu
pie de agua (39.2°F)

UNIVERSIDAD ... FACULTAD DE INGENIERIA
Escuela Química
Biblioteca Central
Universidad ... Hidalgo
BIBLIOTECA Ingeniería

cho de que 1

ipliquese por
3.067 074
1.572
3.998 35
1.101 220
9.463 529
1.478 676
6.928 921
3.624 556
3.70
1.00
3.616 409
8.64
1.00
1.771 845
3.696 691
3.887 934
1.602 10
1.00
1.555 173
1.295 978
2.011 68
3.048
1.00
$)(t_F - 32)$
$+ 459.67)$
9.995 05
9.648 70
9.652 19
9.649 57
1.00
2.011 68
1.00
4.404 883
3.785 411
4.546 087
1.00
1.00
7.957 747
1.182 941
1.420 652
9.00
1.570 796
1.745 329
1.00
6.479 891
1.00
1.000 495
3.590 170
3.60
1.000 165
1.00
4.190 02
4.186 74
4.184
9.806 65
1.00
9.806 65
4.448 221
$1/\pi$
3.183 098

TABLA 1-5 Factores métricos de conversión como múltiplos numéricos exactos de las unidades SI (*Continuación*).
Los dos primeros dígitos de cada valor numérico representan una potencia de 10 por la cual el valor "—02 2.54" expresa el hecho de que 1 pulg. = 2.54×10^{-2} metro.

Para convertir de	*a*	*multipliquese por*
langley	joule/metro^2	+04 4.184
lbf (libra fuerza, avoirdupois)	newton	+00 4.448 221
lbm (libra masa, avoirdupois)	kilogramo	−01 4.535 923
legua (británica náutica)	metro	+03 5.559 552
legua (internacional náutica)	metro	+03 5.556
legua (terrestre)	metro	+03 4.828 032
libra fuerza (lbf avoirdupois)	newton	+00 4.448 221
libra masa (lbm avoirdupois)	kilogramo	−01 4.535 923
libra masa (troy o del boticario)	kilogramo	−01 3.732 417
litro	metro^3	−03 1.00
lux	lumen/metro^2	+00 1.00
mano	metro	−01 1.016
maxwell	weber	−08 1.00
mes (calendario medio)	segundo (solar medio)	+06 2.628
metro	longitudes de onda de Kr 86	+06 1.650 763
micra	metro	−06 1.00
mil	metro	−05 2.54
milibar	newton/metro^2	+02 1.00
milímetro de mercurio (0°C)	newton/metro^2	+02 1.333 224
milla (E.U., náutica)	metro	+03 1.852
milla (E.U., terrestre)	metro	+03 1.609 344
milla (náutica internacional)	metro	+03 1.852
milla (R.U., náutica)	metro	+03 1.853 184
milla náutica (E.U.)	metro	+03 1.852
milla náutica (internacional)	metro	+03 1.852
milla náutica (R.U.)	metro	+03 1.853 184
milla terrestre (E.U.)	metro	+03 1.609 344
minuto (ángulo)	radián	−04 2.908 882
minuto (sideral)	segundo (solar medio)	+01 5.983 617
minuto (solar medio)	segundo (solar medio)	+01 6.00
nudo (internacional)	metro/segundo	−01 5.144 444
oersted	ampere/metro	+01 7.957 747
ohm (internacional de 1948)	ohm	+00 1.000 495
onza (E.U., fluidos)	metro^3	−05 2.957 352
onza fluida (E.U.)	metro^3	−05 2.957 352
onza fuerza (avoirdupois)	newton	−01 2.780 138
onza masa (avoirdupois)	kilogramo	−02 2.834 952
onza masa (troy o del boticario)	kilogramo	−02 3.110 347
palmo	metro	−01 2.286
parsec	metro	+16 3.083 74
pascal	newton/metro^2	+00 1.00
paso	metro	−01 7.62
peck (E.U.)	metro^3	−03 8.809 767
pecha	metro	+00 5.0292
pértiga	metro	+00 5.0292
phot	lumen/metro^2	+04 1.00
pica (impresores)	metro	−03 4.217 517
pie	metro	−01 3.048
pie (E.U., agrimensura)	metro	+00 1200/2937
pie (E.U., agrimensura)	metro	−01 3.048 006
pie de agua (39.2°F)	newton/metro^2	+03 2.988 98
pie-bujía	lumen/metro^2	+01 1.076 391
pie-lambert	candela/metro^2	+00 3.426 259
pinta (E.U., áridos)	metro^3	−04 5.506 104
pinta (E.U., líquidos)	metro^3	−04 4.731 764
poise	newton-segundo/metro^2	−01 1.00
polo unitario	weber	−07 1.256 637
poundal	newton	−01 1.382 549
pulgada	metro	−02 2.54
pulgada de agua (39.2°F)	newton/metro^2	+02 2.490 82
pulgada de agua (60°F)	newton/metro^2	+02 2.4884
pulgada de mercurio (32°F)	newton/metro^2	+03 3.386 389
pulgada de mercurio (60°F)	newton/metro^2	+03 3.376 85
punto (impresores)	metro	−04 3.514 598
quilate (métrico)	kilogramo	−04 2.00
quintal (corto)	kilogramo	+01 4.535 923
quintal (largo)	kilogramo	+01 5.080 234
rad (dosis de radiación absorbida)	joule/kilogramo	−02 1.00
Rankine (temperatura)	kelvin	$t_K = (5/9)t_R$
rayleigh (rapidez de emisión de fotones)	1/segundo-metro^2	+10 1.00
rhe	metro^2/newton-segundo	+01 1.00
roentgen	coulomb/kilogramo	−04 2.579 76
rutherford	desintegración/segundo	+06 1.00
sacudida	segundo	−08 1.00
sección	metro^2	+06 2.589 988
segundo (ángulo)	radián	−06 4.848 136
segundo (efemérides)	segundo	+00 1.000 000
segundo (sideral)	segundo (solar medio)	−01 9.972 695
segundo (solar medio)	segundo (efemérides) Consúltese *American Ephemeris* y el *Nautical Almanac*	
skein	metro	+02 1.097 28
slug	kilogramo	+01 1.459 390
statampere	ampere	−10 3.335 640
statcoulomb	coulomb	−10 3.335 640
statfarad	farad	−12 1.112 650
stathenry	henry	+11 8.987 554
statmho	mho	−12 1.112 650
statohm	ohm	+11 8.987 554
statvolt	volt	+02 2.997 925
stilb	candela/metro^2	+04 1.00
stoke	metro^2/segundo	−04 1.00
taza	metro^3	−04 2.365 882
tonel (E.U.)	metro^3	−01 2.384 809
tonelada (corta, 2000 libras)	kilogramo	+02 9.071 847
tonelada (de ensayo)	kilogramo	−02 2.916 666
tonelada (equivalente nuclear de TNT)	joule	+09 4.20
tonelada (larga)	kilogramo	+03 1.016 046
tonelada (métrica)	kilogramo	+03 1.00
tonelada (registrada)	metro^3	+00 2.831 684
tonne	kilogramo	+03 1.00
torr (0°C)	newton/metro^2	+02 1.333 22
township	metro^2	+07 9.323 957
unidad astronómica	metro	+11 1.495 978
vara	metro	+00 5.0292
volt (internacional de 1948)	volt	+00 1.000 330
watt (internacional de 1948)	watt	+00 1.000 165
yarda	metro	−01 9.144

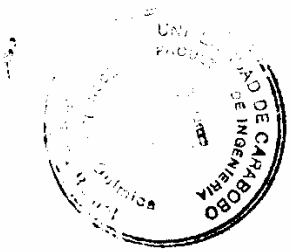
PERRY

MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO

SEXTA EDICIÓN

TOMO IV

Mc Graw Hill

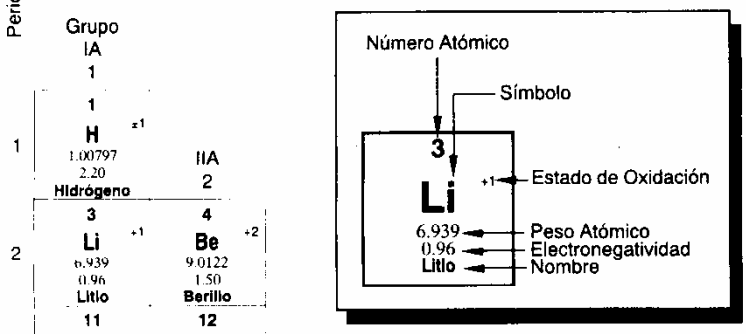


					IIIA 13	IVA 14	VA 15	VIA 16	VIIA 17	VIIIA 18	
					5 **B** ±3 10.811 2.02 **Boro**	6 **C** ±4 12.01115 2.36 **Carbono**	7 **N** +1 +2 ±3 +4 +5 14.0067 2.81 **Nitrógeno**	8 **O** −2 15.9994 3.37 **Oxígeno**	9 **F** −1 18.9984 4.00 **Flúor**	10 **Ne** 0 20.179 0.00 **Neón**	2
					13 **Al** +3 26.9815 1.63 **Aluminio**	14 **Si** +4 +2 −4 28.086 1.94 **Silicio**	15 **P** ±3 +5 30.9738 2.04 **Fósforo**	16 **S** ±2 +4 +6 32.064 2.46 **Azufre**	17 **Cl** ±1 +3 +5 +7 35.453 3.00 **Cloro**	18 **Ar** 0 39.948 0.00 **Argón**	3
VIII 8	VIII 9	VIII 10	IB 11	IIB 12							
26 **Fe** +2 +3 55.847 1.74 **Hierro**	27 **Co** +2 +3 58.9332 1.79 **Cobalto**	28 **Ni** +2 +3 58.71 1.83 **Níquel**	29 **Cu** +1 +2 63.546 1.67 **Cobre**	30 **Zn** +2 65.38 1.60 **Zinc**	31 **Ga** +3 69.72 1.83 **Galio**	32 **Ge** +2 +4 72.59 1.93 **Germanio**	33 **As** ±3 +5 74.9216 2.12 **Arsénico**	34 **Se** −2 +4 +6 78.96 2.45 **Selenio**	35 **Br** ±1 +3 +5 +7 79.904 2.82 **Bromo**	36 **Kr** 0 83.80 0.00 **Kriptón**	4
44 **Ru** +2 +3 +4 +6 +8 101.07 1.42 **Rutenio**	45 **Rh** +3 102.905 1.87 **Rodio**	46 **Pd** +2 +4 106.4 1.78 **Paladio**	47 **Ag** +1 107.868 1.57 **Plata**	48 **Cd** +2 112.40 1.62 **Cadmio**	49 **In** +3 114.82 1.69 **Índio**	50 **Sn** +2 +4 118.69 **Es1.84taño**	51 **Sb** ±3 +5 121.75 1.83 **Antimonio**	52 **Te** −2 +4 +6 127.60 2.03 **Telurio**	53 **I** ±1 +3 +5 +7 126.904 2.48 **Yodo**	54 **Xe** 0 131.30 0.00 **Xenón**	5
76 **Os** +2 +3 +4 190.2 1.52 **Osmio**	77 **Ir** +3 +4 +6 192.2 1.88 **Iridio**	78 **Pt** +2 +4 195.09 1.86 **Platino**	79 **Au** +1 +3 196.967 1.98 **Oro**	80 **Hg** +1 +2 200.59 1.72 **Mercurio**	81 **Tl** +1 +3 204.37 1.74 **Talio**	82 **Pb** +2 +4 207.19 1.87 **Plomo**	83 **Bi** +3 +5 208.980 1.76 **Bismuto**	84 **Po** ±2 +4 (209) 1.76 **Polonio**	85 **At** ±1 +5 +7 (210) 1.96 **Astatinio**	86 **Rn** 0 (222) 0.00 **Radón**	6

61 **Pm** +3 (147) 1.07 **Promecio**	62 **Sm** +2 +3 150.35 1.12 **Samario**	63 **Eu** +2 +3 151.96 1.01 **Europio**	64 **Gd** +3 157.25 1.15 **Gadolino**	65 **Tb** +3 +4 158.924 1.1 **Terbio**	66 **Dy** +3 162.50 1.16 **Disprosio**	67 **Ho** +3 164.930 1.16 **Holmio**	68 **Er** +2 +3 167.26 1.27 **Erbio**	69 **Tm** +2 +3 168.934 1.16 **Tulio**	70 **Yb** +2 +3 173.04 1.06 **Yterbio**	71 **Lu** +3 174.97 1.2 **Lutecio**	6
93 **Np** +3 +4 +5 +6 238.029 1.29 **Neptunio**	94 **Pu** +3 +4 +5 +6 (244) 1.25 **Plutonio**	95 **Am** +3 +4 +5 +6 (243) 1.20 **Americio**	96 **Cm** +3 +4 +5 +6 (247) 1.20 **Curio**	97 **Bk** +3 +4 (247) 1.20 **Berkelio**	98 **Cf** +3 (251) 1.20 **Californio**	99 **Es** +3 (254) 1.20 **Eistenio**	100 **Fm** +3 (257) 1.20 **Fermio**	101 **Md** +3 (258) 1.20 **Mendelevio**	102 **No** +2 +3 (259) 1.20 **Nobelio**	103 **Lr** +3 (260) **Lawrencio**	7

atómico entre paréntesis corresponden al valor del isótopo más estable.

TABLA PERIÓDICA DE LOS ELEMENTOS



Periodo	Grupo IA	IIA	IIIB	IVB	VB	VIB	VIIB	VIII			IB
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	**1** ±1 **H** 1.00797 2.20 **Hidrógeno**										
2	**3** +1 **Li** 6.939 0.96 **Litio**	**4** +2 **Be** 9.0122 1.50 **Berilio**									
3	**11** +1 **Na** 22.9898 0.96 **Sodio**	**12** +2 **Mg** 24.305 1.29 **Magnesio**									
4	**19** +1 **K** 39.102 0.84 **Potasio**	**20** +2 **Ca** 40.08 1.02 **Calcio**	**21** +3 **Sc** 44.956 1.28 **Escandio**	**22** +2 +3 +4 **Ti** 47.90 1.44 **Titanio**	**23** +2 +3 +4 +5 **V** 50.942 1.54 **Vanadio**	**24** +2 +3 +6 **Cr** 51.996 1.62 **Cromo**	**25** +2 +3 +4 +6 +7 **Mn** 54.938 1.57 **Manganeso**	**26** +2 +3 **Fe** 55.847 1.74 **Hierro**	**27** +2 +3 **Co** 58.9332 1.79 **Cobalto**	**28** +2 +3 **Ni** 58.71 1.83 **Níquel**	**29** **Cu** 63.546 1.67 **Cobre**
5	**37** +1 **Rb** 85.47 0.85 **Rubidio**	**38** +2 **Sr** 87.62 0.97 **Estroncio**	**39** +3 **Y** 88.905 1.16 **Ítrio**	**40** +4 **Zr** 91.22 1.27 **Circonio**	**41** +3 +5 **Nb** 92.906 1.23 **Niobio**	**42** +2 +3 +4 +5 +6 **Mo** 95.94 1.73 **Molibdeno**	**43** +7 **Tc** (97) 1.36 **Tecnecio**	**44** +2 +3 +4 +6 +8 **Ru** 101.07 1.42 **Rutenio**	**45** +3 **Rh** 102.905 1.87 **Rodio**	**46** +2 +4 **Pd** 106.4 1.78 **Paladio**	**47** **Ag** 107.868 1.57 **Plata**
6	**55** +1 **Cs** 132.905 0.82 **Cesio**	**56** +2 **Ba** 137.34 0.82 **Bario**	**57-71** ✲ **Serie del Lantano**	**72** +4 **Hf** 178.49 1.23 **Hafnio**	**73** +5 **Ta** 180.948 1.33 **Tántalo**	**74** +2 +3 +4 +5 +6 **W** 183.85 1.88 **Volframio**	**75** +3 +4 +6 **Re** 186.2 1.46 **Renio**	**76** +2 +3 +4 **Os** 190.2 1.52 **Osmio**	**77** +3 +4 +6 **Ir** 192.2 1.88 **Iridio**	**78** +2 +4 **Pt** 195.09 1.86 **Platino**	**79** **Au** 196.967 1.98 **Oro**
7	**87** +1 **Fr** (223) 0.86 **Francio**	**88** +2 **Ra** (226) 0.97 **Radio**	**89-103** ✱ **Serie del Actinio**	**104** **Unq** (261) **Unniquadio**	**105** **Unp** (262) **Unnilpentio**	**106** **Unh** (263) **Unnilhexio**	**107** **Uns** (262) **Unniseptio**				

		57	58	59	60	61	62	63	64
✲	6	**La** +3 138.91 1.09 **Lantano**	**Ce** +3 +4 140.12 1.09 **Cerio**	**Pr** +3 +4 140.907 1.1 **Praseodimio**	**Nd** +3 144.24 1.1 **Neodimio**	**Pm** +3 (147) 1.07 **Promecio**	**Sm** +2 +3 150.35 1.12 **Samario**	**Eu** +2 +3 151.96 1.01 **Europio**	**Gd** 157.25 1.15 **Gadolinio**
Lantánidos									
✱		89	90	91	92	93	94	95	96
	7	**Ac** +3 227.0278 1.00 **Actinio**	**Th** +4 232.0381 1.11 **Torio**	**Pa** +4 +5 231.0359 1.14 **Protactinio**	**U** +3 +4 +5 +6 238.03 1.30 **Uranio**	**Np** +3 +4 +5 +6 238.029 1.29 **Neptunio**	**Pu** +3 +4 +5 +6 (244) 1.25 **Plutonio**	**Am** +3 +4 +5 +6 (243) 1.20 **Americio**	**Cm** (247) 1.20 **Curio**
Actínidos									

Los valores del peso atómico entre paréntesis corresponden al valor de

TP155
P4779
R 2866
286

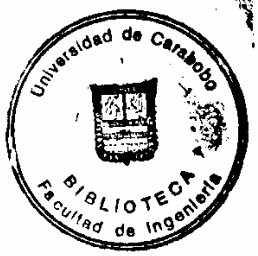
UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERIA

PERRY MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO

Sexta edición
(Tercera edición en español)

Tomo IV

COMPRA
Universidad de Carabobo
BIBLIOTECA
Facultad de Ingeniería
RECIBIDO
30 NOV 1999
Librería América
991000006
B-159.445,00 (6 vol.)



Preparado por un equipo de especialistas bajo la dirección editorial de

Robert H. Perry
Editor (fallecido)

Don W. Green
Editor
Conger-Gabel Professor of Chemical and Petroleum Engineering
University of Kansas

James O. Maloney
Editor Asistente
Professor of Chemical Engineering
University of Kansas

McGRAW-HILL

MÉXICO • BUENOS AIRES • CARACAS • GUATEMALA • LISBOA • MADRID • NUEVA YORK
PANAMÁ • SAN JUAN • SANTAFÉ DE BOGOTÁ • SANTIAGO • SÃO PAULO
AUCKLAND • HAMBURGO • LONDRES • MILÁN • MONTREAL • NUEVA DELHI • PARÍS
SAN FRANCISCO • SINGAPUR • ST. LOUIS • SIDNEY • TOKIO • TORONTO

Contenido

Si desea el contenido más detallado, véase la página del inicio de cada sección. También puede remitirse al índice alfabético al final de este Manual del Ingeniero Químico.

	Sección
Tomo I	
Factores de conversión y tablas diversas *Don W. Green*	1
Matemáticas *Arthur E. Hoerl*	2
Datos físicos y químicos *Peter E. Liley, Robert C. Reid, Evan Buck*	3
Tomo II	
Cinética de las reacciones, diseño de reactores y termodinámica *Kuang-Hui Lin, Hendrick C. Van Ness, Michael M. Abbott*	4
Mecánica de fluidos y de partículas *Byron C. Sakiadis*	5
Transporte y almacenamiento de fluidos *Raymond P. Genereaux*	6
Manejo de sólidos a granel y embalaje de sólidos y líquidos *Grantges J. Raymus*	7
Reducción y aumento de tamaño *Richard H. Snow*	8
Tomo III	
Utilización, conversión y conservación de los recursos energéticos *Richard C. Corey, Ezekail L. Clark*	9
Transmisión de calor *James G. Knudsen*	10
Equipos de transferencia de calor *Frank L. Rubin*	11
Psicrometría, enfriamiento por evaporación, refrigeración y proceso criogénicos *Eno Bagnoli, Robert W. Norris, Thomas M. Flynn, Klaus D. Timmerhaus*	12
Tomo IV	
Destilación *J. D. Seader*	13
Transferencia de masa y absorción de gas *William M. Edwards*	14
Extracción de líquido-líquido *Lanny A. Robbins*	15
Adsorción e intercambio iónico *Theodore Vermeulen, M. Douglas LeVan*	16
Procesos modernos de separación *Joseph D. Henry, Jr.*	17
Tomo V	
Sistemas líquido-gas *J. R. Fair*	18
Sistemas líquido-sólido *Shelby A. Miller*	19
Desecación de sólidos y sistemas gas-sólido *Harold F. Porter*	20
Sistemas sólido-sólido y líquido-líquido *William H. Goldberger, Lanny A. Robbins*	21
Tomo VI	
Control de procesos *T. C. Wherry, Jerry R. Peebles*	22
Materiales de construcción *Albert S. Krisher, Oliver W. Siebert*	23
Motores eléctricos y auxiliares *Frank L. Evans, Jr.*	24
Factores económicos de los procesos *F. A. Holland*	25
Manejo de los desperdicios *Anthony J. Buonicore, Louis Theodore*	26
Ingeniería bioquímica *Henry R. Bungay*	27
Índice	vii

Lista de colaboradores

Michael M. Abbott, Ph.D., Department of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute (Sección 4, Termodinámica)

Charles M. Ambler, B.S.Ch.E. (fallecido), Consultant; Director of Chemical Engineering, Sharples Division, Pennwalt Corporation (Sección 19, Centrífugas)

Robert C. Amero, B.S. (jubilado), Staff Engineer, Gulf Science and Technology Company (Sección 9, Combustibles líquidos, Combustión)

Eno Bagnoli, M.S., Senior Research Associate, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 12, Psicrometría)

Richard Barrett, M.S., Projects Manager, Battelle Memorial Institute, Columbus Laboratories (Sección 9, Sistemas de vapor)

Kenneth J. Bell, Ph.D., Regents Professor of Chemical Engineering Oklahoma State University (Sección 10, Diseño térmico de intercambiadores de calor, Condensadores, Recalentadores)

Richard C. Bennett, B.S.Ch.E., Division Manager, Swenson Division, Whiting Corp. (Sección 19, Cristalización a partir de solución)

Evan Buck, M.S.Ch.E., Manager-Process Design Data and Thermodynamics, Central Engineering Department, Union Carbide Corporation (Sección 3, Predicción y Correlación de propiedades físicas)

Henry R. Bungay, Ph.D., Professor of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute (Sección 27, Ingeniería bioquímica)

Anthony J. Buonicore, M.Ch.E., Diplomate, AAEE, President Buonicore-Cashman Associates, Inc. (Sección 26, Manejo de la contaminación del aire)

C. Edward Capes, Ph.D., Senior Research Officer and Head, Chemical Engineering Section, National Research Council, Ottawa, Canada (Sección 8, Aumento de tamaño)

Harold F. Chambers, Jr., Ph.D., Supervisory Mechanical Engineer, Pittsburgh Energy Technology Center, U.S. Department of Energy (Sección 9, Licuefacción del carbón)

Ezekail L. Clark, B.S., Consultant (Sección 9, Gasificación del carbón)

Neil H. Coates,B.S., Department Head, Energy Systems Engineering Department, The MITRE Corporation, Metrek Division (Sección 9, Combustión en lechos fluidificados)

William Corder, M.S., Assistant Vice President, Consolidation Coal Company (Sección 17, Sublimación)

Richard C. Corey, B.S., Department Staff (jubilado) Energy Systems Engineering Department, The MITRE Corporation, Metrek Division (Sección 9, Combustibles sólidos y gaseosos, Combustión, Costos de combustible y energía, Conversión del carbón, Equipos de combustión o cal para procesos, Transporte y regeneración de calor)

B. B. Crocker, S.M., Distinguished Fellow -Engineering, Corporate Engineering Department, Monsanto Company (Sección 18, Separación de fases)

Bruce F. Curran, S.B., Project Manager, Design Division, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Recipientes de almacenamiento y proceso)

Donald A. Dahlstrom, Ph.D., Senior Vice President, Research and Development, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

J. D. Darji, M.S.Ch.E., Senior Technical Consultant, Infilco Degremont Inc. (Sección 19, Equipos de intercambio de iones y adsorción)

William M. Edwards, Ph.D., Senior Staff Research Engineer, Shell Development Company (Sección 14, Transferencia de masa y absorción de gases)

Robert C. Emmett, Jr., B.S.Ch.E., Senior Process Consultant, Technology and Development, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

Frank L. Evans, Jr., B.S.M.E., L.L.B. (fallecido), Editor, *Hydrocarbon Processing*, Gulf Publishing Co. (Sección 24, Unidades motrices para maquinaria de proceso)

J. R. Fair, Ph.D., Professor of Chemical Engineering University of Texas (Sección 18, Contacto gas-líquido)

R. A. Fiedler, B.S.,Ch.E., Manager of Applications-Sedimentation Technology, Dorr-Oliver Inc. (Sección 21, Clasificaciones en húmedo)

Thomas M. Flynn, Ph.S., Consultant, Cryogenic Engineering (Sección 12, Procesos criogénicos)

Willard E. Fraize, Sc.D., Senior Energy Systems Engineer, Energy and Resources Division, The MITRE Corporation, Metrek Division (Sección 9, Cogeneración)

Yuan C. Fu, Ph.D., Proyect Manager, Pittsburgh Energy Technology Center, U.S. Department of Energy (Sección 9, Licuefacción del carbón)

Raymond P. Genereaux, Ch.E. (jubilado), Chemical Engineer, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Transporte y almacenamiento de fluidos)

W. M. Goldberger, D.Ch.E., Director of Research and Development, Superior Graphite Company (Sección 21, Sistemas sólido-sólido)

H.A. Grabowski, B.S., Senior Engineering Consultant, C-E Environmental Systems, Combustion Engineering Inc. (Sección 9, Generadores de vapor)

Joseph B. Gray, Ph.D. (jubilado), Senior Consultant Engineering Department, E. I. du Pont de Nemours and Co. (Sección 19, Agitación de suspensiones de partículas de baja viscosidad)

Don W. Green, Ph.D., Conger-Gabel Distinguished Professor of Chemical and Petroleum Engineering, University of Kansas (Sección 1, Factores de conversión y tablas diversas)

C. Fred Gurnham, D. Eng. Sc., Consultant (Sección 19, Exprimido)

C. Addison Hempstead, B.M.E. (jubilado), Senior Design Consultant, E.I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Tubería de plantas de proceso)

Joseph D. Henry, Jr., Ph.D., Professor and Chairman of Chemical Engineering, West Virginia University (Sección 17, Cristalización a partir de la fusión, Procesos de separación basados principalmente en la acción en un campo, Procesos modernos)

Nevin K. Hiester, Ph.D., Associate Director, Business Intelligence Program, SRI International (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

W. S. Winston Ho, Ph.D., Engineering Associate, Exxon Research and Engineering Company (Sección 17, Procesos por medio de membranas)

Arthur E. Hoerl, M.A., Professor Department of Mathematical Sciences, University of Delaware (Sección 2, Matemáticas y estadísticas)

Richard L. Hoglund, M.S., Chemical Engineer, Union Carbide Corporation-Nuclear Division (Sección 17, Procesos de separación por difusión)

F.A. Holland, D.Sc., Ph.D., Chairman, Department of Chemical Engineering, University of Salford, Salford, England; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers (Sección 25, Factores económicos de los procesos)

Arthur D. Holt, Formerly Consultant, Processing Equipment Division, The Jeffrey Manufacturing Co. (Sección 10, Diseño térmico para el procesamiento de sólidos; (Sección 11, Intercambiadores de calor para sólidos)

Hoyt C. Hottel, S.M., Professor Emeritus of Chemical Engineering, Massachussets Institute of Technology (Sección 10, Radiación)

Arthur E. Humprey, Ph. D., Provost, Lehigh University (Sección 27, Ingeniería bioquímica)

Louis J. Jacobs, Jr., M.S.Ch.E., Director of Corporate Engineering Division, A. E. Staley Manufacturing Company (Sección 19, Filtración)

Eric Jenett, M.S.Ch.E., Manager Process Engineering, Brown & Root, Inc. (Sección 24, Recuperación de potencia de corrientes de líquidos)

T.L.B. Jepsen, M.S., Min.Proc., Mettallurgical Process Engineer, Basic, Inc. (Sección 21, Separación de medios densos)

Brian H. Kaye, Ph.D., Professor of Physics and Director of Institute for Fine Particles Research, Laurentian University (Sección 8, Análisis del tamaño de las partículas)

Gerhard Klein, M.S., Research Engineer, Water Technology Center, University of California, Berkeley (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

Ronald P. Klepper, B.S.Ch.E., Manager, Process Technology, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

Frank S. Knoll, M.S., Min.Proc., President, Carpco, Inc. (Sección 21, Separación electrostática)

James G. Knudsen, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, Oregon State University (Sección 10, Conducción y convección)

Albert S. Krisher, B.S.Ch.E., Senior Fellow, Monsanto Company (Sección 23, Materiales de construcción)

Zdzislaw M. Kurtyka, D.Sc. (fallecido) Formerly, Department of Chemical Engineering. The University of the West Indies, St. Augustine, Trinidad (Sección 13, Azeotropía)

Robert Lemlich, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of Cincinnati (Sección 17, Métodos de separación mediante burbujas de adsorción)

M. Douglas Le Van, Ph.D., Associate Professor of Chemical Engineering, University of Virginia (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

Norman N. Li, Sc.D., Director, Separations Research, UOP, Inc. (Sección 17, Procesos por medio de membranas)

Peter E. Liley, Ph.D., D.I.C., Professor, School of Mechanical Engineering and Center for Information and Numerical Data Analysis and Syntesis, Purdue University (Sección 3, Datos físicos y químicos)

Kuan-Hui Lin, Ph.D., Research Staff Chemical Technology

John J. McKetta, Ph.D., Joe C. Walter Chair, Chemical Engineering, University of Texas (Sección 2, Análisis dimensional)

Ross E. McKinney, Sc.D., N.T. Veatch Professor of Environmental Engineering. University of Kansas (Sección 26, Manejo del agua de desperdicio industrial)

Patrick M. McNeese, B.S., General Manager of Purchasing, Cities Service Oil and Gas Company (Sección 22, Control de procesos)

James O. Maloney, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of Kansas (Sección 21, Sistemas líquido-líquido)

Eugene Mezey, Ph.D., Senior Chemist, Battelle Memorial Institute, Columbus Laboratories (Sección 9, Calentamiento eléctrico)

A. W. Michalson, B. S. Min.E., President, A. W. Michalson Company (Sección 19, Equipos de intercambio de iones y adsorción)

Shelby A. Miller, Ph. D., Senior Chemical Engineer, Argonne National Laboratory (Sección 19, Lixiviación)

Charles J.B. Mitchell, B.S. (jubilado), Principal Consultant, Engineering Service Division, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Bombeo de líquidos y gases)

D. W. Mitchell, Ph.D., Technical Director, Carpco, Inc. (Sección 21, Separación electrostática)

Herbert A. Moak, B.S., Project Engineer, E.I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 11, Aislamiento térmico)

Charles G. Moyers, Jr., Ph.D., Principal Engineer, Union Carbide Corporation-Engineering and Technical Services Division (Sección 17, Cristalización a partir de la fusión)

M. Zuhair Nashed, Ph.D., Professor of Mathematics and Professor of Electrical Engineering, University of Delaware (Sección 2, Generalidades sobre matemáticas)

John Newman, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of California, Berkeley (Sección 17, Separaciones basadas principalmente en la acción en un campo, Teoría de las raciones)

Robert W. Norris, B.S., President Robert W. Norris and Associates, Inc. (Sección 12, Enfriamiento por evaporación, refrigeración)

James Y. Oldshue, Ph.D., Vice President, Mixing Technology, Mixing Equipment Company, Inc. (Sección 19, Agitación de suspensiones de partículas de baja viscosidad)

Carl R. Olson, M.S.E.E., Staff Planning Manager, Industrial Projects Marketing, Westinghouse Electric Corp. (Sección 24, Motores eléctricos y controles de motores)

Bhupendra K. Parekh, Ph.D., Research Specialist, Exxon Minerals Company (Sección 21, Separación de sólidos ultrafinos)

Jerry R. Peebles, M.S., Engineering Associate, Cities Service Oil and Gas Company (Sección 22, Procesos de control)

W.R. Penney, Ph.D., Director of Corporate Process Engineering, A. E. Staley Manufacturing Company (Sección 18, Dispersión de gas en líquido)

Herbert A. Pohl, Ph.D., Professor of Physics, Oklahoma State University (Sección 17, Procesos de separación basados principalmente en la sección en un campo, Electroforesis)

Kent Pollock, Ph.D., Professor of Physics, Oklahoma State University (Sección 17, Procesos de separación, basados principalmente en la acción en un campo, Electroforesis)

Harold F. Porter, B.S. (jubilado), Principal Division Consultant, E.I. du Pont de Nemours and Co. (Sección 20, Desecación de sólidos y sistemas gas-sólido)

Michael E. Prudich, Ph.D., Research Engineer, Gulf Research and Development Company (Sección 17, Procesos modernos de separación sólido-líquido)

Grantges J. Raymus, M.E., M.S., President, Raymus Associates Incorporated, Packaging Consultants; Adjunct Professor and Assistant Director, Center for Packaging Engineering, Rutgers, The State University of New Jersey (Sección 7, Manejo de sólidos a granel y embalaje de sólidos y líquidos)

Robert C. Reid, Sc. D., Professor, Department of Chemical Engineering, Massachusetts Institute of Technology (Sección 3, Predicción y correlación de propiedades físicas)

Lanny A. Robbins, Ph.D., Research Scientist, Dow Chemical Company (Sección 15, Extracción de líquidos; Sección 21, editor de la parte: Sistemas líquido-líquido)

Frank L. Rubin, B.A., B.Ch.E., Engineering Consultant, Practical Heat Transfer Consultants (Sección 11, Intercambiadores de calor de casco y tubo)

Byron C. Sakiadis, Ph.D., Senior Research Fellow, Engineering Technology Laboratory, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 5, Mecánica de fluidos y de partículas)

Adel F. Sarofim, Sc. D., Professor of Chemical Engineering and Assistant Director, Fuels Research Laboratory, Massachusetts Institute of Technology (Sección 10, Radiación)

George A. Schurr, Ph. D., Consultant E.I. du Pont de Nemours and Co. (Sección 20, Desecación de sólidos)

J. D. Seader; Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of Utah (Sección 13, Destilación)

Konrad T. Semrau, M.S., Senior Chemical Engineer, SRI International (Sección 20, Separaciones gas-sólido)

Oliver W. Siebert, B.S.M.E., Senior Fellow, Monsanto Company; Adjunct Professor of Mechanical Engineering, Washington University (Sección 23, Materiales de construcción)

J. H. Silberberg, Ph.D., Assistant Director, Texas Petroleum Research Committee, University of Texas (Sección 2, Análisis dimensional)

Charles E. Silverblatt, M.S.Ch.E., Vice President, Technology and Development, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

Julian C. Smith, B.Chem., Ch.E., Professor of Chemical Engineering, Cornell University (Sección 19, Selección de un separador sólido-líquido)

Richard H. Snow, Ph.D., Director, National Institute for Petroleum and Energy Research (Sección 8, Reducción y aumento de tamaño)

Thomas C. Sorenson, M.B.A., Min.Eng., President, Galigher Ash Ltd. (Canada) (Sección 21, Flotación)

K.S.Spiegler, Ph.D., Professor of Mechanical Engineering Emeritus, University of California, Berkeley (Sección 17, Procesos de separación basados principalmente en la acción en un campo, Electroforesis)

Guggilam C. Sresty, M.S., Senior Engineer, IIT Research Institute(Sección 8, Equipo de trituración y molienda)

F.C. Standiford, M.S., President E. L. Badger Associates, Inc. (Sección 10, Diseño térmico de evaporadores; (Sección 11, Evaporadores)

Paul L. Stavenger, M.S.Ch.E., Director of Technology, Dorr-Oliver Inc. (Sección 21, Clasificaciones en húmedo)

H. Steen-Johnson, M.S.M.E. (jubilado), Chief Staff Engineer, Elliot Co. (Sección 24, Turbinas de vapor)

D. E. Steinmeyer, M.A., M.S., Manager Engineering, Corporate Engineering Department, Monsanto Company (Sección 18, Dispersiones de líquido en gas)

David Stuhlbarg, Ch.E., Heat-Transfer Consultant (Sección 10, Diseño térmico de evaporadores; Sección 11, Serpentines de tanques)

David E. Stutz, B.S., Research Scientist, Batelle Memorial Institute, Columbus Laboratories (Sección 9, Calentamiento eléctrico)

George Tchobanoglous, Ph.D., Professor of Environmental Engineering, University of California at Davis (Sección 26, Manejo de los desperdicios sólidos industriales)

Philip O. Teter, Jr., B.S., Electrical Engineer, Corps of Engineers (Sección 22, Control de procesos)

Rich L. Thelen, B.S., M.E., Vice President, EIE Company, Inc. (Sección 21, Muestreo de sólidos)

Louis Theodore, Sc.D., Professor of Chemical Engineering, Manhattan College (Sección 26, Manejo de los desperdicios)

Klaus D. Timmerhaus, Ph.D., Associate Dean of Engineering, Director of Engineering Research Center, University of Colorado (Sección 12, Procesos criogénicos)

David B. Todd, Ph.D., Technical Director, Plastics Equipment Division, Baker Perkins Inc. (Sección 19, Mezcla de pastas y materiales viscosos)

Robert E. Treybal, Ph.D. (fallecido), Professor and Chairman, Department of Chemical Engineering, University of Rhode Island (Sección 21, Sistema líquido-líquido)

George T. Tsao, Ph.D., Director, Laboratory of Renewable Resource Engineering, Purdue University (Sección 27, Ingeniería bioquímica)

Vincent W. Uhl, Ph. D., Professor of Chemical Engineering, University of Virginia (Sección 10, Recipientes agitados)

Hendrick C. Van Ness, D. Eng., Department of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute (Sección 4, Termodinámica)

Theodore Vermeulen, Ph.D. (fallecido), Professor of Chemical Engineering, Faculty Scientist, Lawrence Berkeley Laboratory, and Director of the Water Technology Center, University of California, Berkeley (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

Edward Von Halle, Ph.D., Chemical Engineer, Union Carbide Corporation-Nuclear Division (Sección 17, Procesos de separación por difusión)

F.A. Watson, M.Sc., Senior Lecturer, Department of Chemical Engineering, University of Salford, Salford, England; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers, (Sección 25, Factores económicos de los procesos)

Ionel Wechsler, M.S.Min. and Met., Vice President, Sala Magnetics, Inc. (Sección 21, Separación magnética)

David F. Wells, B.S., President, David F. Wells and Associates (Sección 20, Sistema de lechos fluidificados)

T.C. Wherry, B.S.E.E., B.S.Ch.E. (jubilado), Vice President, Director of Systems Research, Applied Automation, Inc.; Member Board of Directors (Sección 22, Control de procesos)

J. K. Wilkinson, M.Sc., Senior Lecturer, Department of Chemical Engineering, University of Salford, Salford, England; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers (Sección 25, Factores económicos de los procesos)

Richard E. Worsham, B.S., Region Engineer, Cities Service Oil and Gas Company (Sección 22, Control de procesos)

Roy M. Young, B.S.Ch.E., Process Automation Consultant, R & M Associates, Inc. (Sección 22, Control de procesos)

Prefacio de la sexta edición

En el decenio pasado, la ingeniería química contribuyó, en diversas e importantes maneras, al progreso industrial de todo el mundo. En los métodos de diseño de equipos y procesos se lograron avances considerables. Este progreso se debe, en parte, a factores como el uso cada vez mayor de las computadoras y la disponibilidad de mejores materiales de construcción. El enfoque sobre el aumento de valor de la energía y la necesidad de una mejor administración de los desperdicios fueron factores que también afectaron las decisiones de diseño. Sin embargo, la buena práctica de la ingeniería química aún se basa fundamentalmente en dos aspectos: el empírico y el teórico. Desde la publicación de la quinta edición se realizaron contribuciones importantes en los dos aspectos anteriores. Por este motivo, cada una de las 25 secciones de la quinta edición se revisaron y actualizaron y, en algunas áreas (como por ejemplo, economía, destilación, extracción y absorción), las secciones se volvieron a escribir en su totalidad. Por otra parte, se agregaron dos secciones nuevas para incorporar las tecnologías que surgieron en dicho decenio, es decir, la bioingeniería y la administración de desperdicios.

En el *Manual del Ingeniero Químico* se modificó el método de manejo de unidades. La mayoría de los ingenieros están conscientes que en gran parte del mundo se utilizan las unidades SI; sin embargo, en Estados Unidos todavía se usan las unidades U.S. (pero existe una tendencia definitiva en este país hacia una mayor aplicación de las unidades SI). Con objeto de complacer a los diferentes usuarios, este *Manual del Ingeniero Químico* se ha escrito, hasta donde ha sido posible, en ambos sistemas. Las tablas y figuras que se revisaron de ediciones anteriores, no se volvieron a redactar o dibujar, porque hacerlo no sería práctico. Por lo general, las tablas y figuras nuevas se presentan en unidades SI y, en algunos casos, en ambos sistemas de unidades. Sin embargo, en todos los casos, junto con las figuras y tablas se proporcionan los factores de conversión necesarios. Los números que aparecen en el texto se dan tanto en unidades SI como U.S. y las constantes dimensionales que aparecen en varias ecuaciones empíricas también se especifican en ambos sistemas de unidades. En general, los editores consideran que el *Manual del Ingeniero Químico* lo pueden utilizar las personas que trabajan con cualquiera de los dos sistemas de unidades.

Numerosas personas colaboraron en la preparación de esta edición. Los editores agradecen en particular la asistencia de Wanda S. Dekat, Georgea L. de Medina y Guy L. Green, quienes realizaron la tediosa tarea de preparar el índice. La asistencia secretarial de mecanografía estuvo a cargo de Jill A. Schoeling y Ruth R. Sleeper.

Los editores agradecen especialmente las contribuciones de Raymond Genereaux, editor de la sección 6, "Transporte y almacenamiento de fluidos", quien ha sido la única persona que ha participado en la preparación de las seis ediciones del *Manual del Ingeniero Químico*. Se aprecian sus esfuerzos y compromisos en todos estos años de colaboración con el *Manual del Ingeniero Químico*.

La muerte repentina de Bob Perry, durante la preparación de esta edición, fue una pérdida irreparable. Él estaba profundamente comprometido con la continuación del *Manual del Ingeniero Químico* y la calidad representada por la tradición de este libro. Se le extraña.

De igual manera lamentamos la pérdida de Frank L. Evans Jr. y Theodore Vermeulen, editores de las secciones 24 y 16, respectivamente, quienes realizaron contribuciones invaluables al *Manual del Ingeniero Químico*.

DON W. GREEN

Destilación

J. D. Seader, Ph. D., *Professor of Chemical Engineering, University of Utah, Salt Lake City, Utah; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Society for Engineering Education, CACHE Committee. (Editor de la sección*)*

Zdzislaw M. Kurtyka, D. Sc., *(Difunto), formerly Department of Chemical Engineering, The University of the West Indies, St. Augustine, Trinidad. (Azeotropía)*

OPERACIONES DE DESTILACIÓN CONTINUA
Principios generales . . . 13-5
Concepto de la etapa de equilibrio . . . 13-6
Operaciones complejas de destilación . . . 13-8
Operaciones conexas de separación . . . 13-9

DATOS TERMODINÁMICOS
Introducción . . . 13-10
Datos de equilibrio de fase . . . 13-15
Correlaciones gráficas del valor de K . . . 13-17
Correlaciones analíticas del valor de K . . . 13-19

GRADOS DE LIBERTAD Y VARIABLES DE DISEÑO
Definiciones . . . 13-23
Análisis de elementos . . . 13-23
Análisis de unidades . . . 13-24
Otras unidades y procesos complejos . . . 13-26

CÁLCULOS DE VAPORIZACIÓN INSTANTÁNEA DE EQUILIBRIO DE ETAPA SIMPLE
Introducción . . . 13-26
Punto de burbuja y punto de rocío . . . 13-26
Vaporización instantánea isotérmica . . . 13-26
Vaporización instantánea adiabática . . . 13-27
Otras especificaciones de la vaporización instantánea . . . 13-27
Vaporización instantánea de tres fases . . . 13-27
Mezclas complejas . . . 13-27

MÉTODOS GRÁFICOS PARA DESTILACIÓN BINARIA
Introducción . . . 13-28

* Determinadas partes de esta sección se basan primordialmente en el trabajo presentado por Buford D. Smith, editor de esta sección en la quinta edición.

Datos de equilibrio de fases . . . 13-28
Método de McCabe-Thiele . . . 13-29
Líneas de operación . . . 13-29
Condición térmica de la alimentación . . . 13-30
Construcción de la etapa de equilibrio . . . 13-31
Construcción de la columna total . . . 13-31
Localización de la etapa de alimentación . . . 13-35
Etapas mínimas . . . 13-35
Reflujo mínimo . . . 13-35
Recalentadores y condensadores intermedios . . . 13-35
Razón óptima de reflujo . . . 13-35
Separaciones difíciles . . . 13-35
Eficiencia de las etapas . . . 13-36
Operaciones diversas . . . 13-36

MÉTODOS APROXIMADOS EN LA DESTILACIÓN DE MULTICOMPONENTES
Introducción . . . 13-36
Método de Grupo de Smith-Brinkley . . . 13-37
Ejemplo 1: Cálculo por el método SB . . . 13-37
Método abreviado de Fenske-Underwood-Gilliland (FUG) . . . 13-39
Ejemplo 2: Cálculo por el método FUG . . . 13-40
Comparación de los métodos SB y FUG . . . 13-41
Método de Grupo de Kremser . . . 13-41
Ejemplo 3: Cálculo por el método de Kremser . . . 13-43

MÉTODOS RIGUROSOS PARA SEPARACIONES TIPO DESTILACIÓN DE MULTICOMPONENTES
Introducción . . . 13-44
Método de Thiele-Geddes de etapa por etapa para destilación simple . . . 13-44
Ejemplo 4: Cálculo por el método TG . . . 13-44

Procedimientos de separación de ecuaciones utilizando el algoritmo de la matriz tridiagonal 13-48
Algoritmo de la matriz tridiagonal 13-49
Método BP para destilación 13-50
Ejemplo 5: Cálculo por el método BP 13-51
Método SR para absorción y agotamiento 13-52
Ejemplo 6: Cálculo por el método SR 13-52
Procedimientos de corrección simultánea 13-53
Método SC de Naphtali-Sandholm 13-53
Ejemplo 7: Cálculo por el método SC de Naphtali-Sandholm 13-55
Eficiencia de la etapa 13-55

DESTILACIÓN POR EXTRACCIÓN

Introducción 13-56
Procesos de destilación por extracción 13-57
Selección del disolvente 13-58
Diseño de columnas de destilación por extracción 13-59
Ejemplo 8: Cálculo de destilación por extracción 13-60

DESTILACIÓN AZEOTRÓPICA

Introducción 13-61
Procesos de destilación azeotrópica 13-61
Azeotropía 13-62
Clasificación general de los azeótropos 13-62
Aspectos comunes del fenómeno de azeotropía 13-67
Intervalo azeotrópico 13-67
Predicción de datos azeotrópicos 13-69
Efecto de la presión sobre la composición azeotrópica 13-73
Selección de un arrastrador 13-73
Diseño de columnas de destilación azeotrópica 13-75
Ejemplo 9: Cálculo de destilación azeotrópica 13-76

DESTILACIÓN DEL PETRÓLEO Y MEZCLAS COMPLEJAS

Introducción 13-76
Caracterización del petróleo y sus fracciones 13-76
Aplicaciones de la destilación del petróleo 13-80
Procedimientos de diseño 13-81
Ejemplo 10: Cálculo por simulación de una torre atmosférica 13-87

DESTILACIÓN POR LOTES

Destilación por lotes simples 13-88
Destilación por lotes con rectificación 13-88
Procedimientos de cálculo aproximado para mezclas binarias 13-89
Rectificación por lotes a reflujo constante 13-90
Rectificación por lotes a composición constante de domo 13-91
Otros métodos operacionales 13-91
Efecto de la retención en la columna 13-92
Procedimientos rigurosos de cálculo basados en computadora 13-92
Ejemplo 11: Cálculo de una destilación intermitente de multicomponentes 13-95
Destilación azeotrópica por lotes 13-97

DESTILACIÓN DINÁMICA

Vaporización instantánea de equilibrio 13-97
Destilación binaria ideal 13-99
Destilación de multicomponentes 13-100

COLUMNAS EMPACADAS

Concepto de unidad de transferencia 13-103

Nomenclat

Sím-bolo	
A	Factor
A	Area
C	Núme
D	Veloci lado
E	Desviac
E	Residu brio de
F	Veloci mentac
F	Vector
G	Retenc
H	Residu
H	Altura cia
H	Entalpi
K	Razón (valor
K_C	Gananc
K_D	Consta para la
K_d	Razón quido
L	Veloci do
M	Residu compo
M	Retenci
N	Núme cia
N	Núme
N_c	Núme
N_i	Núme
N_m	Núme libric
N_p	Núme
N_r	Núme
N_v	Núme
P	Presión
P^{sat}	Presión
Q	Veloci calor
Q_c	Carga d
Q_r	Carga d
R	Razón d
R_m	Razón d
S	Veloci rriente l
S	Factor d
S	Razón d ral
T	Tempe
U	Veloci te latera

COMPLEJAS
. 13-76
. 13-76
. 13-80
. 13-81
. 13-87
. 13-88
. 13-88
. 13-89
. 13-90
. 13-91
. 13-91
. 13-92
. 13-92
. 13-95
. 13-97
. 13-97
. 13-99
. 13-100
. 13-103

Nomenclatura y unidades

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
A	Factor de absorción		
A	Area	m^2	ft^2
C	Número de especies químicas		
D	Velocidad de flujo (gasto) del destilado	(kg · mol)/s	(lb · mol)/h
E	Desviación del punto de ajuste		
E	Residuo de la expresión del equilibrio de fases	(kg · mol)/s	(lb · mol)/h
F	Velocidad de flujo (gasto) de alimentación	(kg · mol)/s	(lb · mol)/h
F	Vector de funciones de etapa		
G	Retención en volumen de líquido	m^3	ft^3
H	Residuo del balance de energía	kW	Btu/h
H	Altura de una unidad de transferencia	m	ft
H	Entalpía	J(kg · mol)	Btu/(lb · mol)
K	Razón de equilibrio líquido-vapor (valor de K)		
K_C	Ganancia del controlador		
K_D	Constante de equilibrio químico para la dimerización		
K_d	Razón de distribución líquido-líquido		
L	Velocidad de flujo (gasto) de líquido	(kg · mol)/s	(lb · mol)/h
M	Residuo del balance de materia del componente	(kg · mol)/s	(lb · mol)/h
M	Retención de líquido	kg · mol	lb · mol
N	Número de unidades de transferencia		
N	Número de etapas de equilibrio		
N_c	Número de relaciones		
N_i	Número de variables de diseño		
N_m	Número mínimo de etapas de equilibrio		
N_p	Número de fases		
N_r	Número de variables de repetición		
N_v	Número de variables		
P	Presión	Pa	psia
P^{sat}	Presión de vapor	Pa	psia
Q	Velocidad de transferencia de calor	kW	Btu/h
Q_c	Carga del condensador	kW	Btu/h
Q_r	Carga del recalentador	kW	Btu/h
R	Razón de reflujo externo		
R_m	Razón de reflujo mínimo		
S	Velocidad de flujo (gasto) de la corriente lateral	(kg · mol)/s	(lb · mol)/h
S	Factor de agotamiento		
S	Razón de vapor en la corriente lateral		
T	Temperatura	K	°R
U	Velocidad del líquido de la corriente lateral	(kg · mol)/s	(lb · mol)/h
V	Velocidad de flujo (gasto) del vapor	(kg · mol)/s	(lb · mol)/h
W	Velocidad del vapor de la corriente lateral	(kg · mol)/s	(lb · mol)/h
X	Vector de las variables de etapas		
Z	Intervalo azeotrópico	K	°F
Z_ψ	Valor medio del intervalo azeotrópico	K	°F
Z_P	Altura de la columna empacada	m	ft
a	Actividad		
b	Velocidad de flujo del componente en los fondos	(kg · mol)/s	(lb · mol)/h
d	Velocidad de flujo del componente en el destilado	(kg · mol)/s	(lb · mol)/h
f	Fracción de la alimentación, que sale con los fondos		
f	Fugacidad	Pa	psia
g	Residuo del balance de energía	kW	Btu/h
h	Factor en el método SB		
h	Altura	m	ft
l	Velocidad de flujo del componente en el líquido	(kg · mol)/s	(lb · mol)/h
p	Presión	kPa	psia
q	Medición de la condición térmica de la alimentación		
q_c	Carga del condensador	kW	Btu/h
q_r	Carga del recalentador	kW	Btu/h
s	Razón de líquido en la corriente lateral		
t	Tiempo	s	h
v	Velocidad de flujo del componente en el vapor	(kg · mol)/s	(lb · mol)/h
w	Fracción peso		
x	Fracción mol en el líquido		
y	Fracción mol en el vapor		
z	Fracción mol en la alimentación		

Símbolos griegos

α	Volatilidad relativa		
γ	Coeficiente de actividad		
δ	Desviación de la temperatura azeotrópica	K	°F
Δ	Diferencia absoluta de la temperatura de ebullición	K	°F
ΔS	Entropía molar de evaporación	J/(kg·mol·K)	Btu/(lb · mol · °F)
ε	Criterio de convergencia		
ξ	Factor de escalamiento		
η	Eficiencia de la etapa de Murphree		
θ	Tiempo de destilación	s	h
Θ	Parámetro en las ecuaciones de Underwood		
Θ	Factor teta de Holland		
λ	Valor propio		
τ	Suma de los cuadrados de residuos		

Nomenclatura y unidades *(Continuación)*

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
τ	Tiempo de reajuste de la retroalimentación		h
Φ	Coeficiente de fugacidad del componente puro		
$\hat{\Phi}$	Coeficiente de fugacidad de la mezcla		
Φ_A	Fracción del componente en el vapor de alimentación, que no se absorbió		
Φ_L	Fracción del componente en el líquido de entrada, que no se separó		
Ψ	Factor en la correlación de Gilliland		

REFERENCIAS C
ing, New Yor
Columns", *Che*
Rasmussen, *Va*
Method, Elsevi
Equilibrium St
Inst. Chem. En
Design Proced
librium-Stage

Principios
jetivos media
tienen diferer
especie mole
modo único
consecuencia
da especie est
da como resu
El proceso
vapor y líquid
sión, para las
vos, como, po
dejas o platos
platos se colo
drica para for
dos dentro de
te. En la figu
columna cara
principales ac
El material
introduce a u
Debido a la di
el líquido corr
a plato, mient
contacto con
El líquido q
en un *rehervi*
ciende por la
fondo. El vap
condensa con
quido regresa
me líquido. E
destilado o *su*
Este patrón
ciona un conta
en todos los pl
dado se acerca
hasta un punto
Los compo
tienden a con
dos (de punto
tado es una fa
al ir ascendien
cada vez más
cascada. La se
y el del fondo

nidades usuales
Estados Unidos

Referencias Generales: Billet, *Distillation Engineering*, Chemical Publishing, New York, 1979. Fair and Bolles, "Modern Design of Distillation Columns", *Chem. Eng.*, 75(9), 156 (Apr. 22, 1968). Fredenslund, Gmehling, and Rasmussen, *Vapor-Liquid Equilibria Using UNIFAC, a Group Contribution Method*, Elsevier, Amsterdam, 1977. Friday and Smith, "An Analysis of the Equilibrium Stage Separation Problem-Formulation and Convergence." *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **10**, 698 (1964). Hengstebeck, *Distillation-Principles and Design Procedures*, Reinhold, New York, 1961. Henley and Seader, *Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering*, Wiley, New York, 1981. Hoffman, *Azeotropic and Extractive Distillation*, Wiley, New York, 1964. Holland, *Fundamentals and Modeling of Separation Processes*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1975. Holland, *Fundamentals of Multicomponent Distillation*, McGraw-Hill, New York, 1981. King, *Separation Processes*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1980. Robinson and Gilliland, *Elements of Fractional Distillation*, 4th ed., McGraw-Hill, New York, 1950. Smith, *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, New York, 1963. Treybal, *Mass Transfer Operations*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1980. Van Winkle, *Distillation*, McGraw-Hill, New York, 1967.

OPERACIONES DE DESTILACIÓN CONTINUA

Principios generales Los procesos de separación alcanzan sus objetivos mediante la creación de dos o más zonas que coexisten y que tienen diferencias de temperatura, presión, composición y fase. Cada especie molecular de la mezcla que se vaya a separar reaccionará de modo único ante los diversos ambientes presentes en esas zonas. En consecuencia, conforme el sistema se desplaza hacia el equilibrio, cada especie establecerá una concentración diferente en cada zona y esto da como resultado una separación entre las especies.

El proceso de separación denominado *destilación* utiliza fases de vapor y líquido, esencialmente a la misma temperatura y la misma presión, para las zonas coexistentes. Se utilizan varios tipos de dispositivos, como, por ejemplo, los *empaques vaciados u ordenados y las bandejas o platos*, para que las dos fases entren en contacto íntimo. Los platos se colocan uno sobre otro y se encierran con una cubierta cilíndrica para formar una *columna*. Los empaques también están contenidos dentro de una cubierta cilíndrica, entre los platos de apoyo y soporte. En la figura 13-1 aparece la representación esquemática de una columna característica de destilación del tipo de platos, junto con sus principales accesorios externos.

El material de *alimentación* que se debe separar en fracciones se introduce a uno o más puntos a lo largo de la coraza de la columna. Debido a la diferencia de gravedad entre la fase de vapor y la líquida, el líquido corre hacia abajo de la columna, cayendo en cascada de plato a plato, mientras que el vapor asciende por la columna, para entrar en contacto con el líquido en cada uno de los platos.

El líquido que llega al fondo de la columna se vaporiza parcialmente en un *rehervidor* calentado para proporcionar *vapor* rehervido que asciende por la columna. El resto del líquido se retira como *producto del fondo*. El vapor que llega a la parte superior de la columna se enfría y condensa como líquido en el *condensador superior*. Parte de este líquido regresa a la columna como *reflujo*, para proporcionar un *derrame líquido*. El resto de la corriente superior se retira como producto *destilado* o *superior*.

Este patrón de flujo en el domo de la columna de destilación proporciona un contacto, a contracorriente de las corrientes de vapor y líquido, en todos los platos de la columna. Las fases de vapor y líquido en un plato dado se acercan a los equilibrios de temperatura, presión y composición, hasta un punto que depende de la eficiencia del plato de contacto.

Los componentes *más ligeros* (de punto de ebullición más bajo) tienden a concentrarse en la fase de vapor, mientras que los *más pesados* (de punto de ebullición más alto) tienden a la fase líquida. El resultado es una fase de vapor que se hace más rica en componentes ligeros al ir ascendiendo por la columna, y una fase líquida que se va haciendo cada vez más rica en los componentes pesados conforme desciende en cascada. La separación general que se logra entre el producto superior y el del fondo depende primordialmente de las *volatilidades relativas* de los componentes, el número de platos de contacto y de la relación de reflujo de la fase líquida a la de vapor.

Si la alimentación se introduce en un punto situado a lo largo de la coraza de la columna, la columna se dividirá en una sección superior, que se denomina con frecuencia sección de *rectificación*, y otra inferior, que suele recibir el nombre de sección de *agotamiento*. Estos tér-

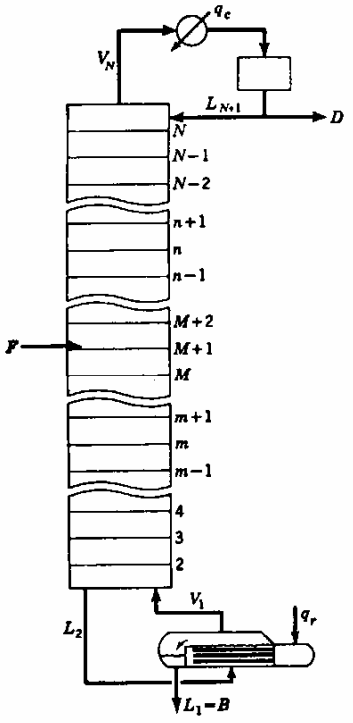


FIG. 13-1 Diagrama esquemático y nomenclatura para una columna de destilación con una alimentación, un condensador total superior y un rehervidor parcial.

minos se vuelven bastante indefinidos en *columnas con alimentaciones múltiples* y en columnas en las cuales se retira una *corriente lateral* de producto en algún punto a lo largo de la columna, además de las dos corrientes de productos de los extremos.

Concepto de la etapa de equilibrio Los procesos de transferencia de energía y masa en una columna real de destilación son demasiado complicados para poder modelarlos con facilidad en forma directa. Esta dificultad se supera mediante el *modelo de etapa de equilibrio*. Por definición, la corriente de vapor y la de líquido que salen de una etapa en equilibrio están en equilibrio completo entre sí y se pueden utilizar relaciones termodinámicas para relacionar las concentraciones de las dos corrientes en equilibrio. Se diseña una columna hipotética que se compone de etapas de equilibrio (en lugar de verdaderos platos de contacto), para realizar la separación especificada para la columna real. A continuación, el número de etapas hipotéticas de equilibrio se debe convertir en un número dado de platos reales, por medio de *eficiencias de plato* que describen el punto hasta el cual el rendimiento de una bandeja real de contacto corresponde al rendimiento de una etapa de equilibrio.

El empleo del concepto de etapa de equilibrio separa el diseño de una columna de destilación en tres partes principales: 1) los datos y los métodos termodinámicos que se requieren para predecir las composiciones del equilibrio de fases se tienen que determinar cuidadosamente, 2) se debe calcular el número de etapas de equilibrio que se requieren para lograr una separación específica o la separación que se obtendrá con un número dado de etapas de equilibrio, 3) el número de etapas de equilibrio se debe convertir en un número equivalente de platos reales de contacto, o determinar la altura del empaquetamiento y el diámetro de la columna. Esta sección se ocupa, sobre todo, del segundo paso. La sección 18 cubre el tercer paso. Las secciones 3 y 4 cubren el primer paso; sin embargo, en esta sección se incluyen un resumen de métodos y algunos datos de utilidad.

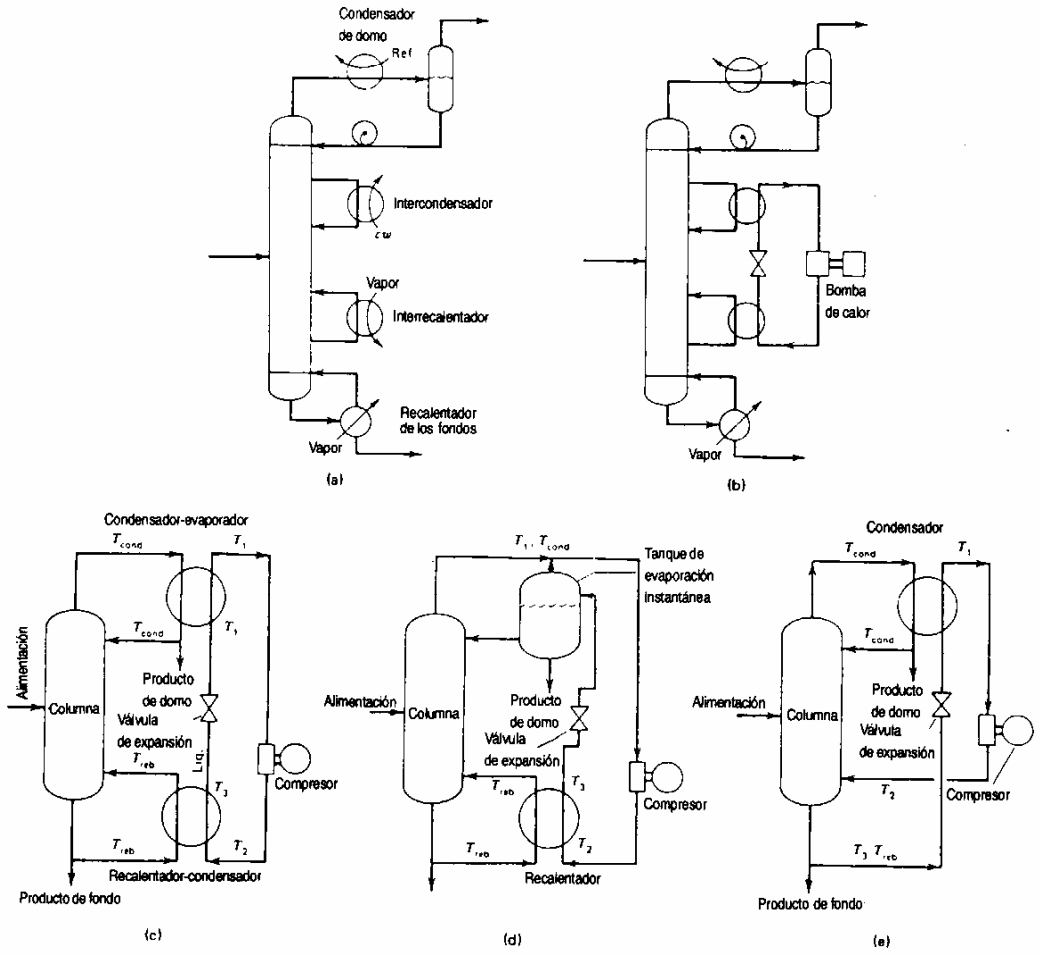
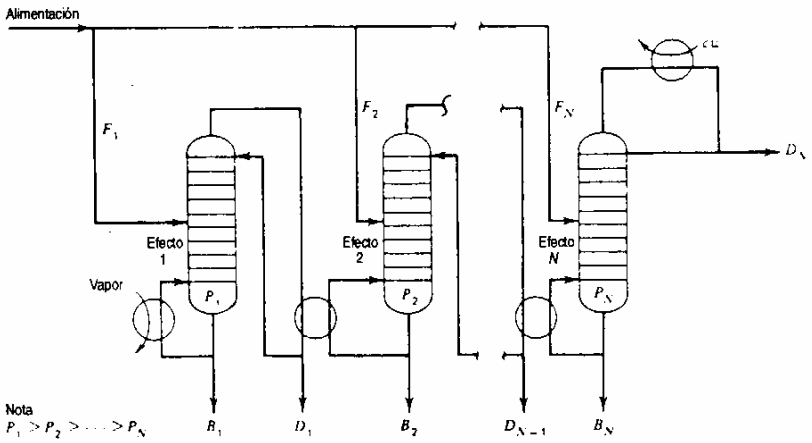


FIG. 13-2 Operaciones complejas de destilación con una sola columna. *a*) Uso de intercambiadores de calor intermedios. *b*) Acoplamiento de los intercambiadores de calor intermedios con una bomba de calor. *c*) Bomba de calor con refrigerante externo. *d*) Bomba de calor con compresión de vapor. *e*) Bomba de calor con evaporación instantánea de los fondos.

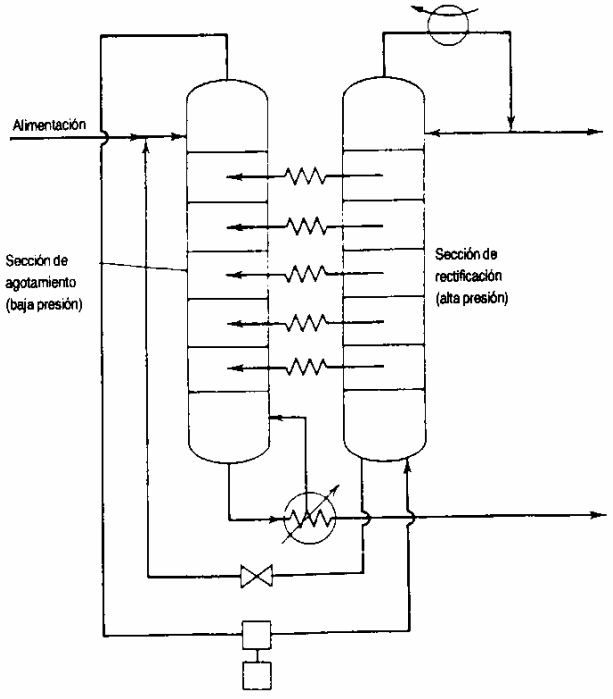
FIG. 13-3 Ope

ta el cual el rendi-
: al rendimiento de

epara el diseño de
s: 1) los datos y los
decir las composi-
ıar cuidadosamen-
brio que se requie-
ieparación que se
io, 3) el número de
:ro equivalente de
empaquetamiento
ıa, sobre todo, del
.as secciones 3 y 4
ón se incluyen un



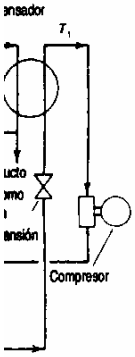
(a)



(b)

FIG. 13-3 Operaciones de destilación compleja, con dos o más columnas. *a*) Destilación con efectos múltiples. *b*) Destilación *SRV*.

ınsador



los intercambiadores
Bomba de calor con

Operaciones complejas de destilación Todas las operaciones de separación requieren un suministro de energía en forma de calor o trabajo. En la operación convencional de destilación, como la que se muestra en la figura 13-1, la energía requerida para la separación de las especies se agrega en forma de calor, al recalentador, en el fondo de la columna, donde la temperatura es máxima. Además, se elimina calor del condensador, en la parte superior de la columna, donde la temperatura es mínima. Con frecuencia, esto da por resultado un requerimiento elevado de suministro de energía y una baja eficiencia termodinámica general, que tenía poca importancia (excepto para los procesos criogénicos y de alta temperatura) cuando los costos de la energía eran bajos. Con el reciente incremento en los costos de energía, las operaciones complejas de destilación que tienen una eficiencia termodinámica más elevada y menores requerimientos de suministro de energía se están revisando. En algunos casos, toda o parte de la energía se suministra como trabajo.

Las operaciones complejas de destilación pueden utilizar columnas sencillas, como las mostradas en la figura 13-2, analizadas por Petterson y Wells [*Chem. Eng.*, **84**(20), 78 (Sept. 26, 1977)], Null [*Chem. Eng. Prog.*, **72**(7), 58 (1976)] y Brannon y Marple [Am. Inst. *Chem. Eng. Symp. Ser.*, *76*, **192** 10 (1980)], o dos o más columnas que están térmicamente unidas, como las mostradas en la figura 13-3, analizadas por Petterson y Wells (*op. cit.*) y Mah, Nicholas y Wodnik [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **23**, 651 (1977)].

En la figura 13-2*a*, que es particularmente útil cuando existe una gran diferencia de temperatura entre los extremos de la columna, se tienen interrecalentadores que suministran calor a las temperaturas más bajas y/o intercondensadores, que lo eliminan a las temperaturas más elevadas. Como se aprecia en la figura 13-2*b*, estos intercambiadores de calor intermedios pueden estar acoplados con una bomba de calor, que toma energía del intercondensador y utiliza el trabajo de flecha para elevarla hasta una temperatura lo suficientemente alta para transferirla al intercalentador.

En especial, cuando la diferencia de temperatura entre los extremos de la columna no es grande, cualesquiera de los tres sistemas de bombas de calor que aparecen en las figuras 13-2*c*, *d* y *e* y que incluyen un acoplamiento térmico con el condensador de la parte superior y el recalentador inferior, puede considerarse para eliminar la transferencia de calor externa casi en su totalidad y sustituirla por el trabajo de flecha como principal suministro de calor para lograr la separación. En forma opcional, se pueden utilizar las columnas múltiples o arreglos de torres divididas, que aparecen en la figura 13-3*a*, las cuales corresponden al concepto de ahorro de energía utilizado en la evaporación de efecto múltiple. La alimentación se divide en forma más o menos equitativa entre dos columnas que operan en paralelo, pero a diferentes presiones, en una cascada que disminuye de izquierda a derecha. Con la selección adecuada de la presión de operación de la columna se permite que el vapor de la parte superior de la columna, con la presión más elevada, se condense en el recalentador de la columna con la presión más baja. Se necesita un medio externo de transferencia de calor exclusivamente para el recalentador del primer efecto y el condensador del último efecto. Por consiguiente, para N efectos, los requerimientos de la planta son del orden de $1/N$, en comparación con los requeridos para una columna convencional de efecto sencillo.

En otra opción, mostrada en la figura 13-3*b*, la sección de rectificación puede operarse a una presión más elevada que la sección de agotamiento, de tal manera que el calor se puede transferir entre cualesquiera de los pares de etapas deseadas de las dos secciones. Esta técnica, descrita por Mah y colaboradores (*op.cit.*) y conocida como destilación SRV (reflujo y evaporación secundarias) puede dar como resultado una reducción significativa de los requerimientos de la planta, para el condensador de la parte superior y el recalentador inferior.

Cuando se van a separar mezclas de multicomponentes en tres o más productos se utilizan, por lo general, secuencias de columnas sencillas del tipo mostrado en la figura 13-1. Por ejemplo, si una mezcla ternaria se va a separar en tres productos relativamente puros, se puede utilizar cualquiera de las dos secuencias que aparecen en la figura 13-4. En la secuencia directa, mostrada en la figura 13-4*a*, todos los productos,

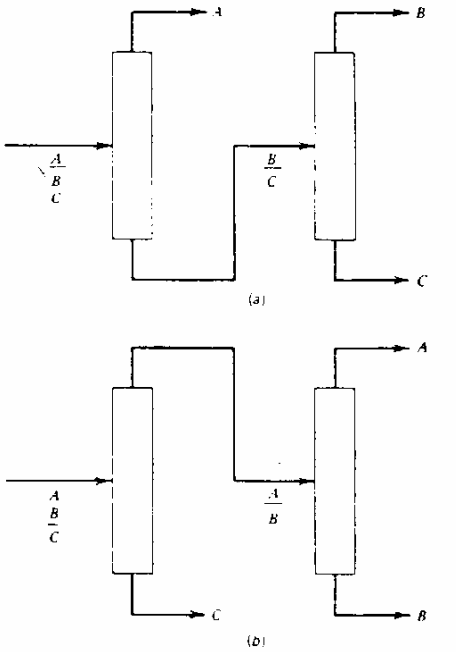


FIG. 13-4 Secuencias de destilación, para la separación de tres componentes. *a*) Secuencia directa. *b*) Secuencia indirecta.

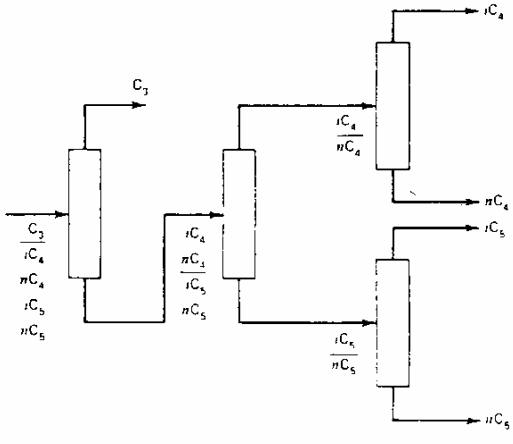


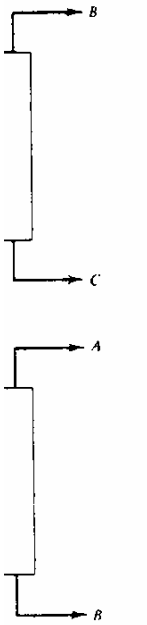
FIG. 13-5 Una de las 14 secuencias diferentes, para la separación de una mezcla de cinco componentes por destilación simple.

Alimentac

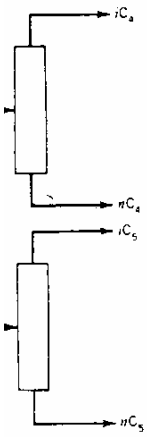
Alimentación

FIG. 13-6 Sist
ductos. *a*) Fracci
teral. *b*) Torres d

excepto el más
Lo contrario es
ra 13-4*b*. El nú
destilación se
Por consiguier
mostradas en l
existen 14 secu
13-5, que se p
Henley y Seac
óptima (*Equili
neering*, Wiley
Como se mu
Eng. J. **24**, 303
aparecen en la
sobre todo cua
cantidades de
recuperarse co



de tres componentes.



paración de una mez-

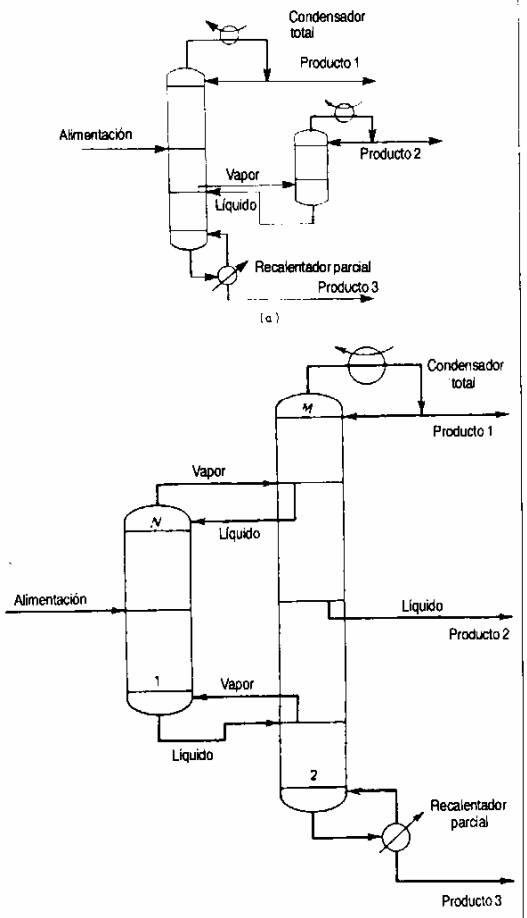


FIG. 13-6 Sistemas térmicamente acoplados, para la separación de tres productos. *a*) Fraccionador con corriente lateral de vapor y rectificador de corte lateral. *b*) Torres de Petlyuk.

excepto el más pesado se eliminan uno por uno, en forma de destilados. Lo contrario es válido para la secuencia indirecta, mostrada en la figura 13-4*b*. El número de secuencias posibles de columnas sencillas de destilación se incrementa rápidamente con el número de productos. Por consiguiente, a pesar de que sólo son posibles las dos secuencias mostradas en la figura 13-4, para una mezcla separada en 3 productos, existen 14 secuencias diferentes, una de las cuales aparece en la figura 13-5, que se pueden sintetizar, cuando se van a obtener 5 productos. Henley y Seader analizan los métodos para determinar la secuencia óptima (*Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering*, Wiley, New York, 1981.)

Como se muestra en un estudio de Tedder y Rudd [*Am. Inst. Chem. Eng. J.* **24**, 303 (1978)], las secuencias convencionales, como las que aparecen en la figura 13-4, no siempre pueden ser la selección óptima, sobre todo cuando en la alimentación se encuentran presentes grandes cantidades de especies de volatilidad intermedia o que no necesitan recuperarse con una pureza elevada. De gran interés son los sistemas acoplados térmicamente. Por ejemplo, en la figura 13-6*a* puede verse cómo se extrae una corriente lateral de un vapor impuro de la primera columna y se purifica en un rectificador de corte lateral, cuyos fondos se regresan a la primera columna. El sistema térmicamente acoplado, que aparece en la figura 13-6*b*, analizado por Stupin y Lockhart [*Chem. Eng. Prog.*, **68**(10), 71 (1972)], que se conoce como torres de Petlyuk, es particularmente útil para reducir los requerimientos de energía cuando la alimentación inicial contiene especies con puntos de ebullición cercanos. Se muestra una alimentación ternaria y la primera columna de la figura 13-6*b* es un prefraccionador, que manda todos los componentes ligeros y pesados al destilado y a los fondos, respectivamente, pero permite que los componentes de volatilidad intermedia se dividan entre el destilado y los fondos. Los productos del prefraccionador se envían a los platos adecuados de alimentación de la segunda columna, donde se producen los tres productos, de los cuales el intermedio se extrae como una corriente lateral. Sólo la segunda columna tiene condensador y recalentador; el reflujo y el vapor del recalentador para el fraccionador se obtienen de la segunda columna. Este concepto se puede ampliar a las separaciones en las que se producen más de tres productos.

Operaciones conexas de separación Las operaciones de destilación simple y compleja descritas anteriormente tienen dos cosas en común: 1) se proporcionan las dos secciones de rectificación y agotamiento para que se pueda lograr una separación entre los dos componentes de volatilidad cercana, y 2) la separación está efectuada exclusivamente por la adición y eliminación de energía y no por el suministro de un agente de separación de masa (MSA), como, por ejemplo, en una extracción líquido-líquido. En ocasiones, operaciones opcionales de separación vapor-líquido en etapa sencilla o múltiples, del tipo mostrado en la figura 13-7, pueden ser más adecuadas que la destilación para una tarea específica.

En la figura 13-7*a* aparece un evaporador instantáneo de una sola etapa, que puede ser adecuado si 1) la volatilidad relativa entre los dos componentes a separar es muy grande, 2) la recuperación de un solo componente es la meta a lograr en una de las dos corrientes de productos, sin importar la separación de los demás componentes, o 3) sólo se va a realizar una separación parcial. Un ejemplo común es la separación de gases ligeros, como, por ejemplo, hidrógeno y metano, de los compuestos aromáticos. La temperatura y presión deseadas de un evaporador instantáneo se pueden lograr mediante el empleo de intercambiadores de calor, una válvula, un compresor y/o una bomba, aguas arriba del recipiente utilizado para separar el vapor del producto y las fases líquidas. Dependiendo de la composición original de la alimentación, el producto se puede condensar o evaporar parcialmente, en la llamada operación de evaporación instantánea.

Si se requiere la recuperación de un solo componente, en lugar de la separación de dos componentes con volatilidades cercanas, basta con la absorción o el agotamiento en una sola sección de etapas. Si la alimentación es vapor en condiciones de separación, se utiliza la absorción, ya sea con un absorbente MSA líquido de baja volatilidad, como se muestra en la figura 13-7*b*, o con el reflujo producido por un condensador superior parcial, como se ve en la figura 13-7*c*. Por lo general, la selección depende de la facilidad para condensar parcialmente el vapor que sale por la parte superior o de la recuperación y recirculación del absorbente. Si la alimentación es en forma líquida, en condiciones de separación, se utiliza el agotamiento, ya sea por medio de un agente de agotamiento del vapor suministrado externamente y con volatilidad relativamente elevada, como se muestra en la figura 13-7*d*, o con el vapor rehervido, producido por un recalentador parcial, como se observa en la figura 13-7*e*. La selección depende de la facilidad para recalentar parcialmente los fondos o de la recuperación y recirculación del agente de agotamiento.

Si se requiere una separación bien definida entre los dos componentes de volatilidades cercanas, pero se necesita una temperatura indeseablemente baja para producir el reflujo, a la presión de operación de la columna, o bien se requiere una temperatura indeseablemente elevada para producir el vapor rehervido, se utiliza la separación con re-

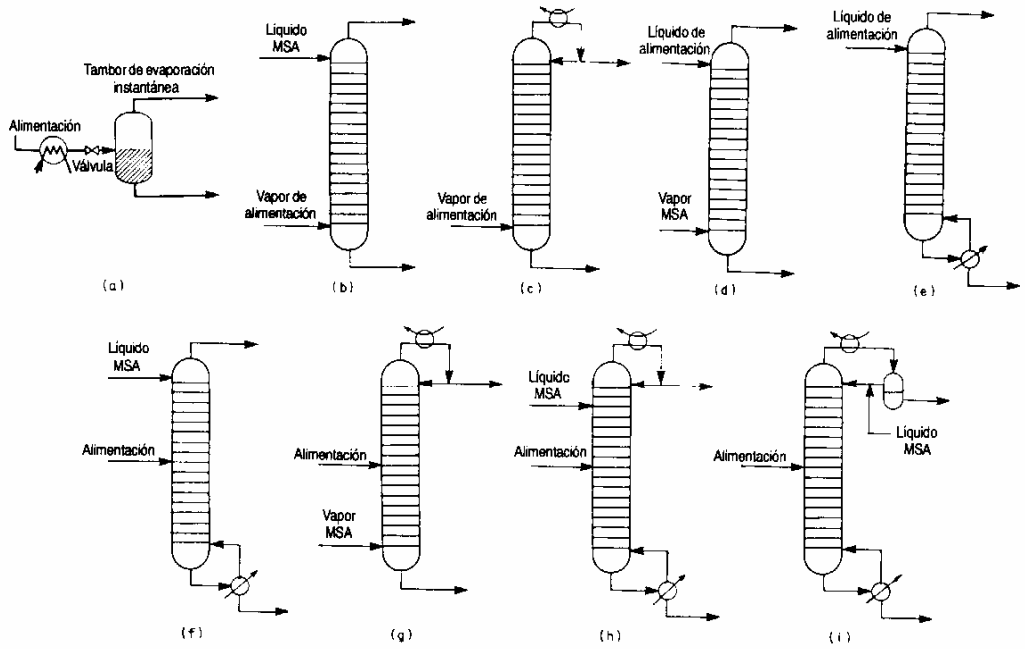


FIG. 13-7 Operaciones de separación relacionadas con la destilación. *a*) Evaporación instantánea o condensación parcial. *b*) Absorción. *c*) Rectificador. *d*) Agotamiento. *e*) Agotamiento con recalentamiento. *f*) Absorción con recalentamiento. *g*) Agotamiento con reflujo. *h*) Destilación extractiva. *i*) Destilación azeotrópica.

flujo o la absorción con recalentamiento, como se muestra en las figuras 13-7*g* y 13-7*f*, respectivamente. En cualesquiera de los casos, la selección del MSA sigue las mismas consideraciones establecidas para la absorción y separación simples.

Cuando la diferencia de volatilidad entre los dos componentes a separar es tan pequeña que se requeriría un gran número de etapas, entonces debe considerarse la destilación extractiva, como la que se muestra en la figura 13-7*h*. En este caso, se selecciona un MSA que incrementa la diferencia de volatilidad suficiente para reducir las etapas requeridas a un número razonable. Por lo general, el MSA es un compuesto polar de baja volatilidad y sale con los fondos, de donde es recuperado y recirculado. Dicho agente se introduce en cantidades apreciables a una etapa cercana a la parte superior, para que afecte la diferencia de volatilidad en casi todas las etapas. Parte del reflujo de la etapa superior se utiliza para reducir al mínimo el contenido del MSA en el destilado. Una opción a la destilación extractiva es la destilación azeotrópica, que se muestra en la figura 13-7*i*, en una de sus muchas modalidades. En una modalidad común, se utiliza un MSA que forma un azeotrópo heterogéneo con un punto de ebullición mínimo, con uno o más componentes de la alimentación. El azeótropo se extrae por la parte superior y la fase rica en MSA se decanta y se devuelve a la parte superior de la columna, como reflujo.

Son posibles otras configuraciones de etapas múltiples. Una variación importante al separador, mostrada en la figura 13-7*d*, es el agotador con reflujo, al que se agrega un condensador en la parte superior. Dicha configuración se utiliza en ocasiones para separar el vapor del agua agria, que contiene NH_3, H_2O, fenol y HCN.

Todas las operaciones de separación mostradas en la figura 13-7, así como las operaciones de destilación compleja descritas anteriormente se conocen como separaciones tipo destilación, porque tienen aspectos en común respecto a los cálculos de 1) las propiedades termodinámicas, 2) las etapas de equilibrio vapor-líquido, y 3) las dimensiones de la columna. De hecho, como se verá en lo que resta de esta sección, la tendencia es a utilizar paquetes generalizados de programas por computadora digital que calculen la mayor parte o todas las operaciones de separación del tipo destilación.

En esta sección no se incluye el manejo de las separaciones tipo destilación desde el punto de vista de la transferencia de masa o la unidad de transferencia. Sin embargo, en la sección 14 se presentan los detalles del tema, aplicación a la absorción y agotamiento.

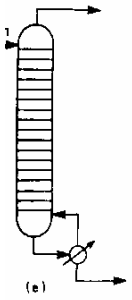
DATOS TERMODINÁMICOS

Introducción Los datos termodinámicos confiables son esenciales para el diseño o análisis preciso de las columnas de destilación. A menudo, las fallas del equipo para funcionar a los niveles especificados se pueden atribuir, al menos en parte, a la falta de dichos datos.

En esta subsección se resumen y presentan ejemplos de los datos de equilibrio de fase que en la actualidad están a disposición del diseñador. Los conceptos termodinámicos utilizados se presentan en la subsección "Termodinámica" de la Sección 4.

TABLA 13-1

A
Acetona
Acetona
Acetona
Tetracloruro de ca
Cloroformo
Etanol



(e)

Líquido
MSA

ctificador. *d*) Agota-
ión azeotrópica.

levuelve a la parte

ltiples. Una varia-
13-7*d*, es el agota-
la parte superior.
parar el vapor del

la figura 13-7, así
itas anteriormente
que tienen aspec-
dades termodiná-
) las dimensiones
ta de esta sección,
le programas por
odas las operacio-

raciones tipo des-
masa o la unidad
resentan los deta-
to.

los de los datos de
sición del diseña-
esentan en la sub-

TABLA 13-1 Datos de equilibrio líquido-vapor, a presión constante, para sistemas binarios seleccionados

Componente		Temperatura, °C	Fracción mol de *A* en		Presión total, kPa	Referencia
A	*B*		Líquido	Vapor		
Acetona	Cloroformo	62.50	0.0817	0.0500	101.3	1
		62.82	0.1390	0.1000		
		63.83	0.2338	0.2000		
		64.30	0.3162	0.3000		
		64.37	0.3535	0.3500		
		64.35	0.3888	0.4000		
		64.02	0.4582	0.5000		
		63.33	0.5299	0.6000		
		62.23	0.6106	0.7000		
		60.72	0.7078	0.8000		
		58.71	0.8302	0.9000		
		57.48	0.9075	0.9500		
Acetona	Metanol	64.65	0.0	0.0	101.3	2
		61.78	0.091	0.177		
		59.60	0.190	0.312		
		58.14	0.288	0.412		
		56.96	0.401	0.505		
		56.22	0.501	0.578		
		55.78	0.579	0.631		
		55.41	0.687	0.707		
		55.29	0.756	0.760		
		55.37	0.840	0.829		
		55.54	0.895	0.880		
		55.92	0.954	0.946		
		56.21	1.000	1.000		
Acetona	Agua	74.80	0.0500	0.6381	101.3	3
		68.53	0.1000	0.7301		
		65.26	0.1500	0.7716		
		63.59	0.2000	0.7916		
		61.87	0.3000	0.8124		
		60.75	0.4000	0.8269		
		59.95	0.5000	0.8387		
		59.12	0.6000	0.8532		
		58.29	0.7000	0.8712		
		57.49	0.8000	0.8950		
		56.68	0.9000	0.9335		
		56.30	0.9500	0.9627		
Tetracloruro de carbono	Benceno	80.0	0.0	0.0	101.3	4
		79.3	0.1364	0.1582		
		78.8	0.2157	0.2415		
		78.6	0.2573	0.2880		
		78.5	0.2944	0.3215		
		78.2	0.3634	0.3915		
		78.0	0.4057	0.4350		
		77.6	0.5269	0.5480		
		77.4	0.6202	0.6380		
		77.1	0.7223	0.7330		
Cloroformo	Metanol	63.0	0.040	0.102	101.3	5
		60.9	0.095	0.215		
		59.3	0.146	0.304		
		57.8	0.196	0.378		
		55.9	0.287	0.472		
		54.7	0.383	0.540		
		54.0	0.459	0.580		
		53.7	0.557	0.619		
		53.5	0.636	0.646		
		53.5	0.667	0.655		
		53.7	0.753	0.684		
		54.4	0.855	0.730		
		55.2	0.904	0.768		
		56.3	0.937	0.812		
		57.9	0.970	0.875		
Etanol	Benceno	76.1	0.027	0.137	101.3	6
		72.7	0.063	0.248		
		70.8	0.100	0.307		
		69.2	0.167	0.360		
		68.4	0.245	0.390		
		68.0	0.341	0.422		
		67.9	0.450	0.447		
		68.0	0.578	0.478		
		68.7	0.680	0.528		

TABLA 13-1 Datos de equilibrio líquido-vapor, a presión constante, para sistemas binarios seleccionados *(Continuación)*

Componente A	Componente B	Temperatura, °C	Fracción mol de A en Líquido	Fracción mol de A en Vapor	Presión total, kPa	Referencia
		69.5	0.766	0.566		
		70.4	0.820	0.615		
		72.7	0.905	0.725		
		76.9	0.984	0.937		
Etanol	Agua	95.5	0.0190	0.1700	101.3	7
		89.0	0.0721	0.3891		
		86.7	0.0966	0.4375		
		85.3	0.1238	0.4704		
		84.1	0.1661	0.5089		
		82.7	0.2337	0.5445		
		82.3	0.2608	0.5580		
		81.5	0.3273	0.5826		
		80.7	0.3965	0.6122		
		79.8	0.5079	0.6564		
		79.7	0.5198	0.6599		
		79.3	0.5732	0.6841		
		78.74	0.6763	0.7385		
		78.41	0.7472	0.7815		
		78.15	0.8943	0.8943		
Acetato de etilo	Etanol	78.3	0.0	0.0	101.3	8
		76.6	0.050	0.102		
		75.5	0.100	0.187		
		73.9	0.200	0.305		
		72.8	0.300	0.389		
		72.1	0.400	0.457		
		71.8	0.500	0.516		
		71.8	0.540	0.540		
		71.9	0.600	0.576		
		72.2	0.700	0.644		
		73.0	0.800	0.726		
		74.7	0.900	0.837		
		76.0	0.950	0.914		
		77.1	1.000	1.000		
Etilén-glicol	Agua	69.5	0.0	0.0	30.4	9
		76.1	0.23	0.002		
		78.9	0.31	0.003		
		83.1	0.40	0.010		
		89.6	0.54	0.020		
		103.1	0.73	0.06		
		118.4	0.85	0.13		
		128.0	0.90	0.22		
		134.7	0.93	0.30		
		145.0	0.97	0.47		
		160.7	1.00	1.00		
n-Hexano	Etanol	78.30	0.0	0.0	101.3	10
		76.00	0.0100	0.0950		
		73.20	0.0200	0.1930		
		67.40	0.0600	0.3650		
		65.90	0.0800	0.4200		
		61.80	0.1520	0.5320		
		59.40	0.2450	0.6050		
		58.70	0.3330	0.6300		
		58.35	0.4520	0.6400		
		58.10	0.5880	0.6500		
		58.00	0.6700	0.6600		
		58.25	0.7250	0.6700		
		58.45	0.7650	0.6750		
		59.15	0.8980	0.7100		
		60.20	0.9550	0.7450		
		63.50	0.9900	0.8400		
		66.70	0.9940	0.9350		
		68.70	1.0000	1.0000		
Metanol	Benceno	70.67	0.026	0.267	101.3	11
		66.44	0.050	0.371		
		62.87	0.088	0.457		
		60.20	0.164	0.526		
		58.64	0.333	0.559		
		58.02	0.549	0.595		
		58.10	0.699	0.633		
		58.47	0.782	0.665		
		59.90	0.898	0.760		
		62.71	0.973	0.907		

(Continuación)

TABLA 13-1 Datos de equilibrio líquido-vapor, a presión constante, para sistemas binarios seleccionados *(Continuación)*

Componente A	Componente B	Temperatura, °C	Fracción mol de A en Líquido	Fracción mol de A en Vapor	Presión total, kPa	Referencia
Metanol	Acetato de etilo	76.10	0.0125	0.0475	101.3	12
		74.15	0.0320	0.1330		
		71.24	0.0800	0.2475		
		67.75	0.1550	0.3650		
		65.60	0.2510	0.4550		
		64.10	0.3465	0.5205		
		64.00	0.4020	0.5560		
		63.25	0.4975	0.5970		
		62.97	0.5610	0.6380		
		62.50	0.5890	0.6560		
		62.65	0.6220	0.6670		
		62.50	0.6960	0.7000		
		62.35	0.7650	0.7420		
		62.60	0.8250	0.7890		
		62.80	0.8550	0.8070		
		63.21	0.9160	0.8600		
		63.90	0.9550	0.9290		
Metanol	Agua	100.0	0.0	0.0	101.3	13
		96.4	0.020	0.134		
		93.5	0.040	0.230		
		91.2	0.060	0.304		
		89.3	0.080	0.365		
		87.7	0.100	0.418		
		84.4	0.150	0.517		
		81.7	0.200	0.579		
		78.0	0.300	0.665		
		75.3	0.400	0.729		
		73.1	0.500	0.779		
		71.2	0.600	0.825		
		69.3	0.700	0.870		
		67.5	0.800	0.915		
		66.0	0.900	0.958		
		65.0	0.950	0.979		
		64.5	1.000	1.000		
Acetato de metilo	Metanol	57.80	0.173	0.342	101.3	14
		55.50	0.321	0.477		
		55.04	0.380	0.516		
		53.88	0.595	0.629		
		53.82	0.648	0.657		
		53.90	0.710	0.691		
		54.50	0.849	0.788		
		56.86	1.000	1.000		
1-Propanol	Agua	100.00	0.0	0.0	101.3	15
		98.59	0.0030	0.0544		
		95.09	0.0123	0.1790		
		91.05	0.0322	0.3040		
		88.96	0.0697	0.3650		
		88.26	0.1390	0.3840		
		87.96	0.2310	0.3970		
		87.79	0.3110	0.4060		
		87.66	0.4120	0.4280		
		87.83	0.5450	0.4650		
		89.34	0.7300	0.5670		
		92.30	0.8780	0.7210		
		97.18	1.0000	1.0000		
2-Propanol	Agua	100.00	0.0	0.0	101.3	16
		97.57	0.0045	0.0815		
		96.20	0.0069	0.1405		
		93.66	0.0127	0.2185		
		87.84	0.0357	0.3692		
		84.28	0.0678	0.4647		
		82.84	0.1330	0.5036		
		82.52	0.1651	0.5153		
		81.52	0.3204	0.5456		
		81.45	0.3336	0.5489		
		81.19	0.3752	0.5615		
		80.77	0.4720	0.5860		
		80.73	0.4756	0.5886		
		80.58	0.5197	0.6033		
		80.52	0.5945	0.6330		
		80.46	0.7880	0.7546		
		80.55	0.8020	0.7680		

TABLA 13-1 Datos de equilibrio líquido-vapor, a presión constante, para sistemas binarios seleccionados *(Continuación)*

Componente		Temperatura, °C	Fracción mol de *A* en		Presión total, kPa	Referencia
A	*B*		Líquido	Vapor		
		81.32	0.9303	0.9010		
		81.85	0.9660	0.9525		
		82.39	1.0000	1.0000		
Tetrahidrofurano	Agua	73.00	0.0200	0.6523	101.3	17
		66.50	0.0400	0.7381		
		65.58	0.0600	0.7516		
		64.94	0.1000	0.7587		
		64.32	0.2000	0.7625		
		64.27	0.3000	0.7635		
		64.23	0.4000	0.7643		
		64.16	0.5000	0.7658		
		63.94	0.6000	0.7720		
		63.70	0.7000	0.7831		
		63.54	0.8000	0.8085		
		63.53	0.8200	0.8180		
		63.57	0.8400	0.8260		
		63.64	0.8600	0.8368		
		63.87	0.9000	0.8660		
		64.29	0.9400	0.9070		
		65.07	0.9800	0.9625		
		65.39	0.9900	0.9805		
Agua	Acido acético	118.3	0.0	0.0	101.3	18
		110.6	0.1881	0.3063		
		107.8	0.3084	0.4467		
		105.2	0.4498	0.5973		
		104.3	0.5195	0.6580		
		103.5	0.5824	0.7112		
		102.8	0.6750	0.7797		
		102.1	0.7261	0.8239		
		101.5	0.7951	0.8671		
		100.8	0.8556	0.9042		
		100.8	0.8787	0.9186		
		100.5	0.9134	0.9409		
		100.2	0.9578	0.9708		
		100.0	1.0000	1.0000		
Agua	1-Butanol	117.6	0.0	0.0	101.3	19
		111.4	0.049	0.245		
		106.7	0.100	0.397		
		102.0	0.161	0.520		
		101.0	0.173	0.534		
		98.5	0.232	0.605		
		96.7	0.288	0.654		
		95.2	0.358	0.693		
		93.6	0.487	0.739		
		93.1	0.551	0.751		
		93.0	0.580	0.752		
		92.9	0.628	0.758		
		92.9	0.927	0.758		
		93.2	0.986	0.760		
		95.2	0.993	0.832		
		96.8	0.996	0.883		
		100.0	1.000	1.000		
Agua	Acido fórmico	102.30	0.0405	0.0245	101.3	20
		104.60	0.1550	0.1020		
		105.90	0.2180	0.1620		
		107.10	0.3210	0.2790		
		107.60	0.4090	0.4020		
		107.60	0.4110	0.4050		
		107.60	0.4640	0.4820		
		107.10	0.5220	0.5670		
		106.00	0.6320	0.7180		
		104.20	0.7400	0.8360		
		102.90	0.8290	0.9070		
		101.80	0.9000	0.9510		
		100.00	1.0000	1.0000		
Agua	Glicerol	278.8	0.0275	0.9315	101.3	21
		247.0	0.0467	0.9473		
		224.0	0.0690	0.9563		
		219.2	0.0767	0.9743		
		210.0	0.0901	0.9783		
		202.5	0.1031	0.9724		

(*Continuación*)

TABLA 13-1 Datos de equilibrio líquido-vapor, a presión constante, para sistemas binarios seleccionados (*Continuación*)

Componente A	Componente B	Temperatura, °C	Fracción mol de A en Líquido	Fracción mol de A en Vapor	Presión total, kPa	Referencia
		196.5	0.1159	0.9839		
		175.2	0.1756	0.9899		
		149.3	0.3004	0.9964		
		137.2	0.3847	0.9976		
		136.8	0.3895	0.9878		
		131.8	0.4358	0.9976		
		121.5	0.5633	0.9984		
		112.8	0.7068	0.9993		
		111.3	0.7386	0.9994		
		106.3	0.8442	0.9996		
		100.0	1.0000	1.0000		

NOTA: Para convertir grados Celsius a grados Fahrenheit, °F = 1.8 (°C) + 32. Para convertir kilopascales a libras fuerza por pulgada cuadrada, multipliquese por 0.145.

[1] Kojima, Kato, Sunaga, and Hashimoto, *Kagaku Kogaku*, **32**, 337 (1968).
[2] Marinichev and Susarev, *Zh. Prikl. Khim.*, **38**, 378 (1965).
[3] Kojima, Tochigi, Seki, and Watase, *Kagaku Kogaku*, **32**, 149 (1968).
[4] *International Critical Tables*, McGraw-Hill, New York, 1928.
[5] Nagata, *J. Chem. Eng. Data*, **7**, 367 (1962).
[6] Ellis and Clark, *Chem. Age India*, **12**, 377 (1961).
[7] Carey and Lewis, *Ind. Eng. Chem.*, **24**, 882 (1932).
[8] Chu, Getty, Brennecke, and Paul, *Distillation Equilibrium Data*, New York, 1950.
[9] Trimble and Potts, *Ind. Eng. Chem.*, **27**, 66 (1935).
[10] Sinor and Weber, *J. Chem. Eng. Data*, **5**, 243 (1960).
[11] Hudson and Van Winkle, *J. Chem. Eng. Data*, **14**, 310 (1969).
[12] Murti and Van Winkle, *Chem. Eng. Data Ser.*, **3**, 72 (1958).
[13] Dunlop, M.S. thesis, Brooklyn Polytechnic Institute, 1948.
[14] Dobroserdov and Bagrov, *Zh, Prikl. Khim. (Leningrad)*, **40**, 875 (1967).
[15] Smirnova, *Vestn. Leningr. Univ. Fiz. Khim.*, **81**, (1959).
[16] Kojima, Ochi, and Nakazawa, *Int. Chem. Eng.*, **9**, 342 (1964).
[17] Shnitko and Kogan, *J. Appl. Chem.*, **41**, 1236 (1968).
[18] Brusset, Kaiser, and Hocquel, *Chim. Ind., Genie Chim.*, **99**, 207 (1968).
[19] Boublik, *Collect. Czech. Chem. Commun.*, **25**, 285 (1960).
[20] Ito and Yoshida, *J. Chem. Eng. Data*, **8**, 315 (1963).
[21] Chen and Thompson, *J. Chem. Eng. Data*, **15**, 471 (1970).

Referencia

17

18

19

20

21

Datos de equilibrio de fase Para una mezcla binaria, la temperatura y la presión determinan las composiciones del líquido y de vapor en el equilibrio. Por consiguiente, los datos experimentales se presentan con frecuencia en forma de tablas de la fracción mol del vapor y y la fracción mol del líquido x, para un constituyente, en un intervalo de temperatura T, para una presión fija P o en un intervalo de presión, para una temperatura fija. Una recopilación de dichos datos, básicamente a la presión de 101.3 kPa (1 atm, 1.013 bar) para los sistemas binarios (principalmente no ideales) aparece en la tabla 13-1. Presentaciones y bibliografía más amplias de dichos datos se pueden encontrar en Hala, Wichterle, Polak y Boublik (*Vapour-Liquid Equilibrium Data at Normal Pressures*, Pergamon, Oxford, 1968); Hirata, Ohe y Nagahama (*Computer Aided Data Book of Vapor-Liquid Equilibria*, Elsevier, Amsterdam, 1975); Wichterle, Linek y Hala (*Vapour-Liquid Equilibrium Data Bibliography*, Elsevier, Amsterdam, 1973, Supplement I, 1976, Suplement II, 1979); y particularmente, Gmehling y Onken (*Vapour-Liquid Equilibrium Data Collection*, DECHEMA Chemistry Data ser., vol. 1 (parts 1-10), Frankfort, 1977).

Para las aplicaciones a la destilación (prácticamente un proceso isobárico), como el que se muestra en las figuras 13-8 a 13-13, los datos de la mezcla binaria se presentan con frecuencia para una presión fija, como y contra x, con la inclusión de una pendiente de 45° como referencia y como T contra y y x. En la mayor parte de los sistemas binarios, uno de los componentes es más volátil que el otro, en todo el intervalo de composición. Este es el caso de las figuras 13-8 y 13-9, para el sistema benceno-tolueno, a las presiones de 101.3 y 202.6 kPa (1 y 2 atm), en el que el benceno es más volátil que el tolueno.

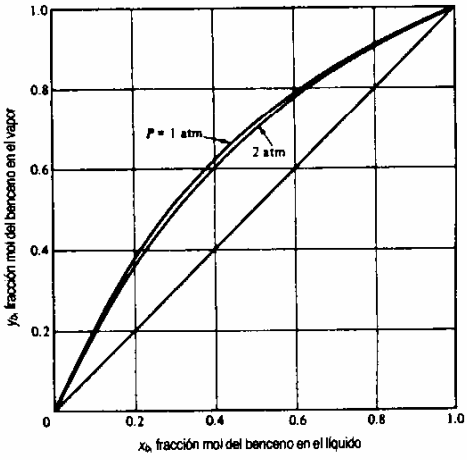


FIG 13-8 Curvas isobáricas x-y para el sistema benceno-tolueno. (Brian *Staged Cascades in Chemical Processing*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N. J., 1972.)

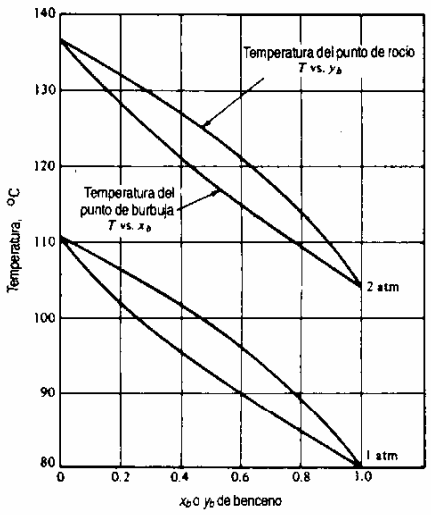


FIG. 13-9 Datos de equilibrio isobárico vapor-líquido, para el sistema benceno-tolueno. (Brian, *Staged Cascades in Chemical Processing*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1972.)

Para algunos sistemas binarios, uno de los componentes sólo es más volátil que el otro en parte del intervalo de composición. En las figuras 13-10 a 13-12 se muestran dos sistemas de este tipo: el de etanol-acetato de etilo y el de cloroformo-acetona. La figura 13-10 muestra que para dos sistemas binarios, el cloroformo es menos volátil que la acetona, en concentraciones inferiores a 66% mol de cloroformo, y el acetato de etilo es menos volátil que el etanol en concentraciones inferiores a 53% mol de acetato de etilo. Arriba de estas concentraciones, la volatilidad se invierte. Estas mezclas son del tipo azeotrópico y la composición a la que ocurre la inversión, que es la composición en la que las composiciones del vapor y del líquido son iguales, es la composición azeotrópica o el azéotropo. Los líquidos azeotrópicos pueden ser homogéneos o heterogéneos (dos fases líquidas inmiscibles). Muchas de las mezclas binarias de la tabla 13-1 son azeótropos homogéneos. Las mezclas que no forman azeótropos, como, por ejemplo, el sistema benceno-tolueno, que aparece en las figuras 13-8 y 13-9, se puede separar por destilación simple en dos productos esencialmente puros. Por el contrario, la destilación simple de mezclas azeotrópicas puede, en el mejor caso, dar por resultado el azeótropo y una especie pura. Los productos del destilado y los fondos que se obtienen dependen de la composición de alimentación y de si se forma un azeótropo con punto de ebullición mínimo, como en el caso de la mezcla de acetato de etilo-etanol, o un azeótropo con punto de ebullición máximo, como en el caso de la mezcla cloroformo-acetona (véanse las Figs. 13-11 y 13-12, respectivamente). Por ejemplo, si se alimenta una mezcla de 30% mol de cloroformo y 70% mol de acetona a una columna de destilación simple, como la que se muestra en la figura 13-1, que opera a 101.3 kPa (1 atm), el destilado se aproximaría a la acetona pura, y los fondos al azeótropo.

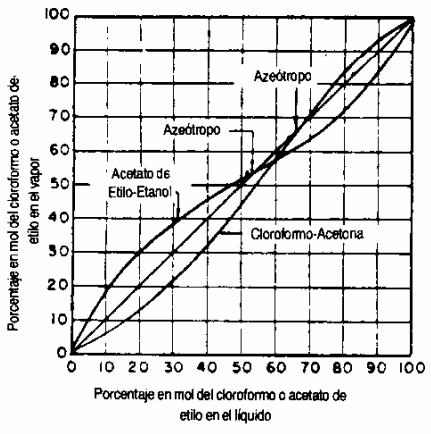


FIG. 13-10 Equilibrios vapor-líquido, para los sistemas acetato de etilo-etanol, y cloroformo-acetona, a 101.3 kPa (1 atm).

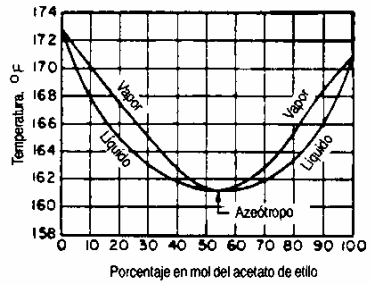


FIG. 13-11 Puntos de ebullición del líquido y temperaturas de condensación del vapor, para las mezclas azeotrópicas de acetato de etilo y etanol con un mínimo en la temperatura de ebullición, a 101.3 kPa (1 atm) de presión total.

En la figura 13-13 se muestra un ejemplo de formación de un azeótropo heterogéneo, para el sistema agua-*n*-butanol, a 101.3 kPa. Para composiciones del líquido entre 0 y 3% mol de butanol y entre 40 y 100% mol también de butanol, la fase líquida es homogénea. La separación de fases en dos fases líquidas (una con 3% mol de butanol y la otra con 40% mol de butanol) ocurre para cualquier composición del líquido que se encuentre entre 3 y 40% mol de butanol. El punto de ebullición mínimo del azeótropo heterogéneo ocurre a 92°C (198°F), cuando la composición del vapor y la general de las dos fases de líquido es 75% mol de butanol.

Para mezclas que contienen más de dos componentes, se dispone de otro grado de libertad para cada componente adicional. Por consiguiente, para un sistema de cuatro componentes, las composiciones

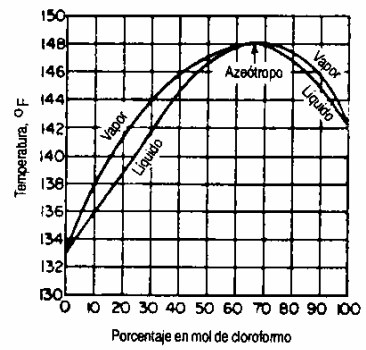


FIG. 13-12 Puntos de ebullición del líquido y temperaturas de condensación del vapor, para las mezclas azeotrópicas de cloroformo y acetona con un máximo en la temperatura de ebullición, a 101.3 kPa (1 atm) de presión total.

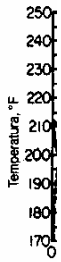


FIG. 13-13 D
agua, a 101.3 kPa
neo.

del vapor y el lí
temperatura y l
das. La represe
una mezcla de
mencionado an
lugar, dichos da

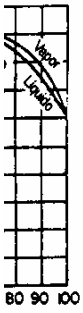
FIG. 13-14*a* Val

e etilo

turas de condensación
lo y etanol con un míni-
le presión total.

azeótropos homogé-
), por ejemplo, el sis-
13-8 y 13-9, se puede
sencialmente puros.
zeotrópicas puede, en
na especie pura. Los
dependen de la com-
po con punto de ebu-
etato de etilo-etanol,
como en el caso de la
11 y 13-12, respecti-
de 30% mol de clo-
destilación simple,
a 101.3 kPa (1 atm),
fondos al azeótropo.
rmación de un azeó-
ol, a 101.3 kPa. Para
butanol y entre 40 y
omogénea. La sepa-
mol de butanol y la
ier composición del
utanol. El punto de
urre a 92°C (198°F),
s dos fases de líquido

nentes, se dispone de
dicional. Por consi-
, las composiciones



no

turas de condensación
acetona con un máximo
resión total.

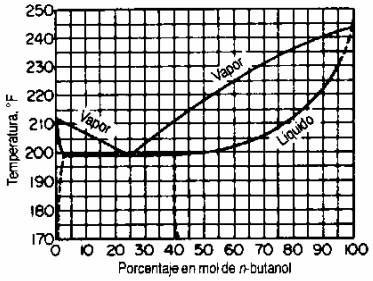


FIG. 13-13 Datos de equilibrio vapor-líquido, para el sistema *n*-butanol y agua, a 101.3 kPa (1 atm); las fases se separan y se forma un azeótropo heterogéneo.

del vapor y el líquido de equilibrio están determinadas si la presión, la temperatura y las fracciones mol de dos componentes están establecidas. La representación de los datos de equilibrio vapor-líquido, para una mezcla de multicomponentes, en forma tabular o gráfica del tipo mencionado antes, para sistemas binarios es difícil o imposible. En su lugar, dichos datos, así como los que se refieren a los sistemas binarios, se representan por lo general en términos de los valores de K (las razones de equilibrio vapor-líquido), que están definidas por

$$K_i = y_i/x_i \tag{13-1}$$

y correlacionado empírica o teóricamente con la temperatura, presión y composiciones de las fases, en forma de tablas, gráficas y ecuaciones. Los valores de K se utilizan ampliamente en los cálculos de destilación para multicomponentes y la razón de los valores de K para dos especies se conoce como la volatilidad relativa,

$$\alpha_{ij} = K_i/K_j \tag{13-2}$$

y es un índice conveniente de la facilidad o dificultad de separación de los componentes i y j por medio de la destilación. En raras ocasiones se utiliza la destilación a gran escala si la volatilidad relativa es menor a 1.05, siendo i más volátil que j.

Correlaciones gráficas del valor de K Como se examinó en la Sección 4, el valor de K de las especies es una función compleja de la temperatura, presión y composiciones de equilibrio de las fases vapor-líquido. Sin embargo, para mezclas de compuestos con estructura molecular semejante y tamaño similar, el valor de K depende básicamente de la temperatura y la presión. Por ejemplo, se dispone de varias correlaciones gráficas importantes de los valores de K para los sistemas de hidrocarburos ligeros. Las más fáciles de utilizar son las gráficas de DePriester [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, 7, **49**, 1 (1953)], que cubren 12 hidrocarburos (metano, etileno, etano, propileno, propano, isobu-

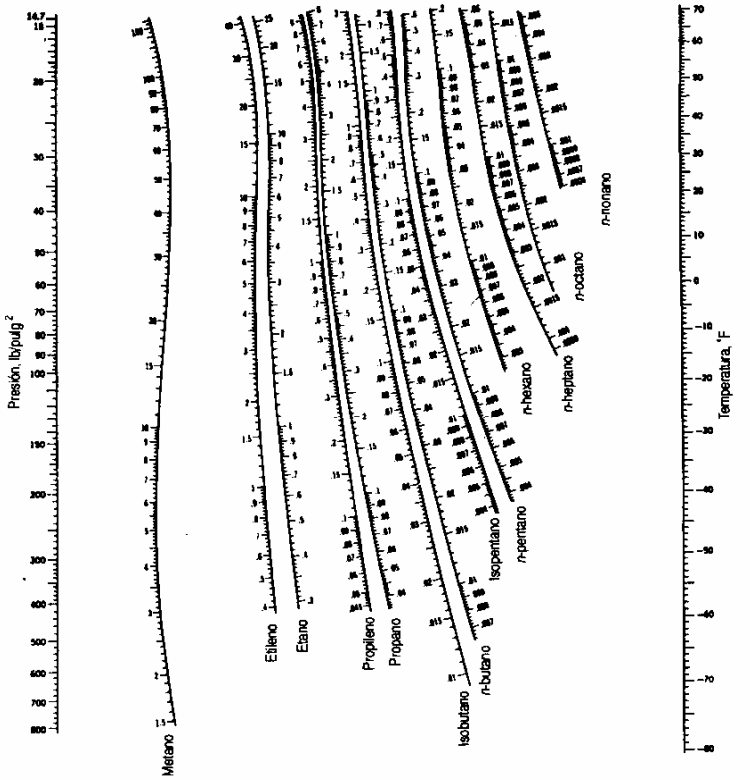


FIG. 13-14*a* Valores de K ($K = y/x$) en sistemas de hidrocarburos ligeros, intervalo de temperaturas bajas [De Priester, *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.* 7, **49**, (1953)].

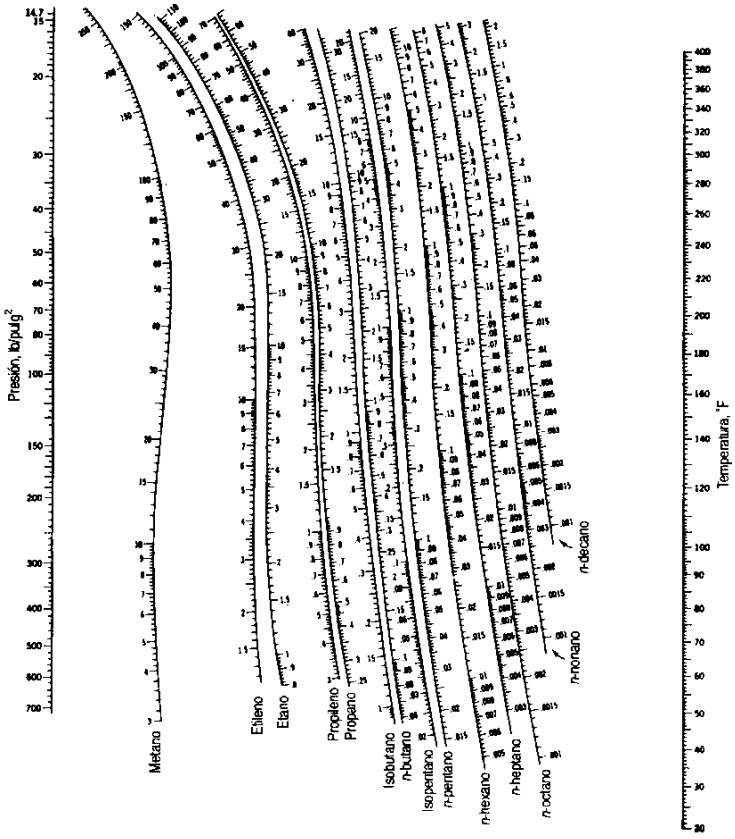


FIG. 13-14b Valores de k ($K = y/x$) en sistemas de hidrocarburos ligeros, intervalo de temperaturas altas [DePriester, *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.* 7, **49**, 1 (1953)].

tano, isobutileno, *n*-butano, isopentano, *n*-pentano, *n*-hexano y *n*-heptano). Estas gráficas son una simplificación de las gráficas de Kellogg (*Liquid-Vapour Equilibria in Mixtures of Light Hydrocarbons, MWK Equilibrium Constants, Polyco Data*, 1950) e incluyen datos experimentales adicionales. Las gráficas de Kellogg y, por consiguiente, las de DePriester se basan principalmente en la ecuación de estado de Benedict-Webb-Rubin [*Chem. Eng. Prog.*, **47**, 419 (1951); **47**, 449 (1951)], que pueden representar tanto la fase de líquido como la de vapor y pueden predecir los valores de K con bastante precisión, cuando se dispone de las constantes de la ecuación para los componentes en cuestión. Edmister y Ruby [*Chem. Eng. Prog.*, **51**, 95-F (1955)] presentaron una ampliación generalizada de las gráficas de Kellogg, que se puede utilizar para hidrocarburos parafínicos y olefínicos, además de los 12 que cubren las gráficas de Kellogg y de DePriester.

Se requiere un procedimiento de ensayo y error para cualquier correlación del valor de K que considere el efecto de la composición. No se pueden calcular los valores de K hasta que las composiciones de las fases son conocidas, y éstas no se pueden conocer hasta que se dispone de los valores de K para calcularlas. Para valores de K que son función de T y P exclusivamente, DePriester proporcionó nomogramas, que son un buen comienzo para la iteración de los valores. Estos nomogramas aparecen en las figuras 13-14*a* y *b*. Las versiones SI de estas gráficas fueron desarrolladas por Dadyburjor [*Chem. Eng. Prog.*, **74**(4), 85 (1978)].

Las gráficas de Kellogg, de DePriester y de Edmister-Ruby y sus ampliaciones y generalizaciones subsecuentes utilizan los puntos de ebullición molares promedio de las fases líquido y vapor para representar el efecto de la composición. Una medición opcional de la composición es la presión de convergencia del sistema, que se define como la presión a la que los valores de K para todos los componentes de una mezcla isotérmica convergen en la unidad. Este concepto es semejante al punto crítico para un componente puro, en el sentido de que las dos fases se vuelven indistinguibles. En la figura 13-15 aparece el comportamiento de una mezcla compleja de hidrocarburos, para una presión de convergencia de 34.5 MPa (5 000 psia).

Dos correlaciones gráficas importantes, basadas en la presión de convergencia como un tercer parámetro (aparte de la temperatura y la presión) las publicó la Gas Processors Association (Asociación de Procesadores de Gas) (*GPA Engineering Data Book*, 9th ed., Tulsa, 1981. Por su parte, el American Petroleum Institute (Instituto Estadounidense del Petróleo) (API, *Technical Data Book-Petroleum Refining*, New York, 1966) publicó las gráficas basadas en los procedimientos de Hadden y Grayson [*Hydrocarbon Process., Pet Refiner*, **40**(9), 207 (1961)]. Las primeras utilizan el método propuesto por Hadden [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, 7, **49**, 53, (1953)] para la predicción de la presión de convergencia en función de la composición. La base del método de Hadden aparece en la figura 13-16, en la que se muestra que el lugar geométrico crítico para varias mezclas de metano-propano-

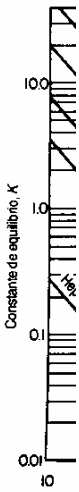


FIG. 13-15 V
constante para
tróleo crudo [K

pentano se en
métricos de l
rístico de los
para las mezc
tante, con el
metano. El p
las mezclas s
los componer
componente
mezcla seudo
porción razor
nente pesado
promedio de

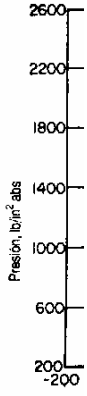


FIG. 13-16 P
Hadden [*Chem.*
fracción en pes

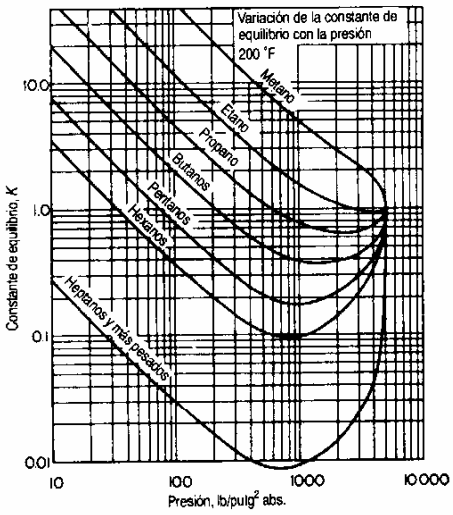


FIG. 13-15 Variación típica de factores K con la presión total a temperatura constante para una mezcla compleja. Hidrocarburos ligeros mezclados con petróleo crudo [Katz y Hachmuth, *Ind. Eng. Chem.*, **29**, 1072 (1937)].

pentano se encuentra en un área circunscrita por los tres lugares geométricos de los binarios. (Este comportamiento no siempre es característico de los sistemas no ideales.) Los lugares geométricos críticos para las mezclas ternarias varían en forma lineal, a temperatura constante, con el porcentaje en peso de propano, sobre una base libre de metano. El punto esencial es que los lugares geométricos críticos de las mezclas son independientes de la concentración del más ligero de los componentes. Esto permite la representación de una mezcla multicomponente como una seudobinaria. El componente ligero en esta mezcla seudobinaria es la especie más ligera presente (hasta una proporción razonable) en la mezcla de componentes múltiples. El componente pesado es una seudosustancia cuya temperatura crítica es un promedio de todos los demás componentes en la mezcla multicompo-

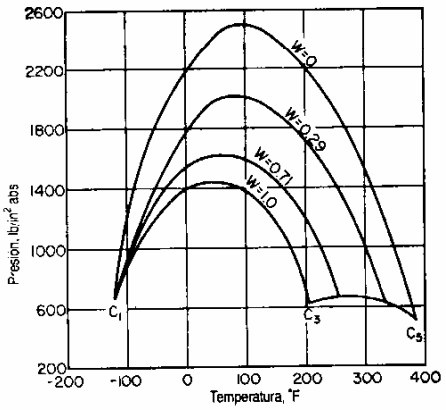


FIG. 13-16 Puntos críticos para el sistema de metano-propano-pentano, según Hadden [*Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.* 7, **49**, 58 (1953)]. El parámetro W es la fracción en peso de propano sobre una base libre de metano.

nente. Este punto pseudocrítico se puede localizar en un diagrama P-T que contenga los puntos críticos de todos los componentes cubiertos por las gráficas, y se puede trazar un lugar geomético crítico para el pseudobinario, por interpolación entre varias curvas de los binarios reales. La presión de convergencia para la mezcla a la temperatura deseada se lee del lugar geométrico supuesto, a la temperatura deseada del sistema. Este método se muestra en la mitad izquierda de la figura 13-17 para la mezcla ternaria de metano-propano-pentano. Los valores relacionados de K para el pentano a 104°C (220°F) se muestran a la derecha, como una función de la composición de la mezcla (o la presión de convergencia).

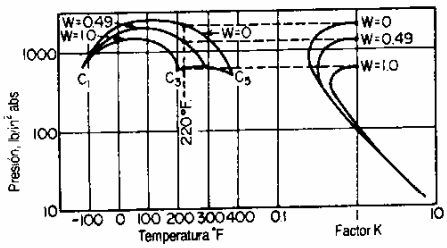


FIG. 13-17 Efectos de la composición de la mezcla sobre el factor K para el n-pentano a 104°C (220 °F). Se dan factores K para diversos valores de W, la fracción en peso de propano sobre una base libre de metano, para el sistema de metano-propano-pentano [Hadden, *Chem. Eng. Progr. Symp. Ser.* 7, **49**, 58 (1953)].

Las gráficas GPA de presión de convergencia son principalmente para los sistemas de alcanos y alquenos, pero no incluyen gráficas para el nitrógeno, el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno. Las gráficas pueden no ser válidas cuando están presentes cantidades apreciables de naftenos o aromáticos; en dichos casos, las gráficas API utilizan procedimientos especiales. Ampliaciones útiles del concepto de la presión de convergencia para más variedad de mezclas incluyen los nomogramas de Winn [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, 2, **48**, 121 (1952)] de Hadden y Crayson (*op. cit.*) y de Cajander, Hipkin y Lenoir [*J. Chem. Eng. Data*, **5**, 251 (1960)].

Correlaciones analíticas del valor de K La disponibilidad y empleo de las computadoras digitales para los cálculos de destilación ha impulsado el desarrollo de expresiones analíticas para los valores de K. McWilliams [*Chem. Eng.*, **80**(25), 138 (1973)] presenta una ecuación de regresión y los coeficientes de regresión relacionados, que representa a las gráficas de DePriester que aparecen en la figura 13-14. GPA dispone de las ecuaciones y coeficientes de regresión para varias versiones de las gráficas GPA de la presión de convergencia.

Las correlaciones analíticas preferidas son de naturaleza menos empírica y, a menudo, están basadas teóricamente en una de dos fórmulas termodinámicas exactas, como las obtenidas en la Sección 4. Cuando se aplica una sola ecuación de estado de presión, volumen y temperatura (PVT) a las dos fases de líquido y vapor, la fórmula utilizada es:

$$K_i = \hat{\Phi}_i^L / \hat{\Phi}_i^V \qquad (13\text{-}3)$$

donde los coeficientes de fugacidad de la mezcla $\hat{\Phi}_i^L$ para el líquido y $\hat{\Phi}_i^V$ para el vapor se obtuvieron de la termodinámica clásica, a partir de la expresión PVT. Las ecuaciones congruentes para la entalpía se pueden obtener en forma similar.

Hasta hace poco, las ecuaciones de estado que se han aplicado con éxito a la ecuación (13-3) han sido las de mezclas de compuestos no polares, básicamente hidrocarburos y gases ligeros. Estas ecuaciones incluyen las de Benedict-Webb-Rubin (BWR) y Soave (SRK) [*Chem. Eng. Sci.*, **27**, 1197 (1972)], que ampliaron la ecuación de Redlich-Kwong y la de Peng-Robinson (PR) [*Ind. Eng. Chem. Fundam.* **15**, 59 (1976)]. La ampliación de Starling a la ecuación BWR (*Fluid Thermodynamic Properties for Light Petroleum Systems*, Gulf, Houston, 1973) predice los valores de K y las entalpías para las parafinas norma-

les, hasta el *n*-octano, así como para el isobutano, isopentano, etileno, propileno, nitrógeno, dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno, incluyendo la región criogénica. GPA dispone de programas para computadora de los valores de K, obtenidos a partir de las ecuaciones de estado SRK y PR. En la figura 13-18 aparece la capacidad de la correlación SRK para predecir los valores de K, incluso cuando la presión se aproxima a la presión de convergencia, para un sistema de multicomponentes. Resultados similares se obtienen con la correlación PR.

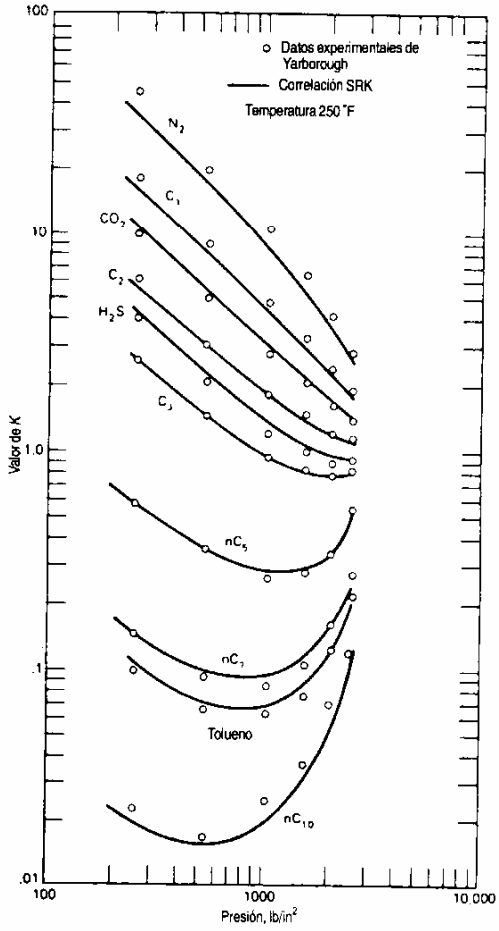


FIG. 13-18 Comparación de los datos experimentales del valor de K y la correlación SRK. [*Henley y Seader*, Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering, Wily, New York, 1981; datos de Yarborough, *J. Chem. Eng. Data*, **17**, 129 (1972)].

Gmehling, Lui y Prausnitz [*Chem. Eng. Sci.*, **34**, 951 (1979)] desarrollaron una ecuación de estado basada en la teoría de cadena dura perturbada, que es aplicable a las mezclas de vapor y líquido que contienen tanto compuestos polares como no polares, a altas presiones. Buck (*Proc. Joint Meet. CIESC and AIChE*, Beijing, China, Sept. 19-22, 1982, Chemical Industry Press, Beijing, 1982, p. 75) describe una aplicación de esta ecuación al equilibrio vapor-líquido de una mezcla compleja, a 250°C (482°F) y 150 bars (2 200 psia), que contiene H_2,

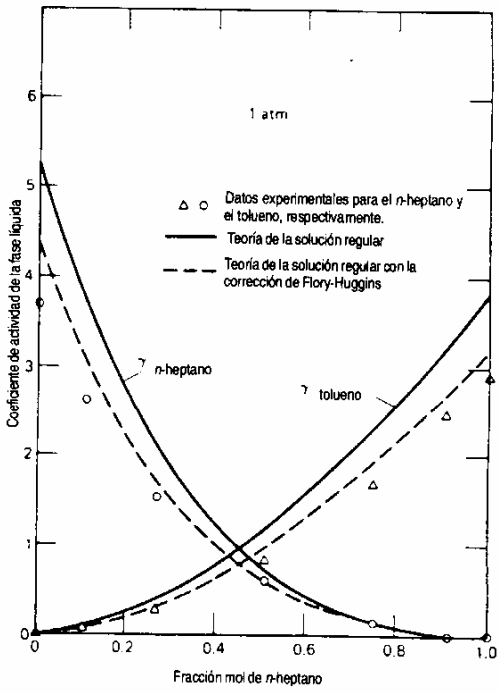


FIG. 13-19 Coeficientes de actividad en la fase líquida, para el sistema *n*-heptano-tolueno, a 101.3 kPa (1 atm). [Henley y Seader, *Equilibrium-Staged Separation Operations in Chemical Engineering*, Wiley, New York, 1981; datos de Yerazunis et al., *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **10**, *660 (1964)*].

CO, CH_4, éter dimetílico, acetaldehído, acetato de metilo, alcohol metílico, acetato de etilo, alcohol etílico, agua, 1,4-dioxano y ácido acético.

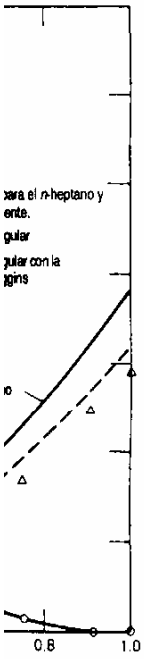
Una fórmula opcional de los valores de K que se ha aplicado mucho a las mezclas que contienen compuestos polares y/o no polares es

$$K_i = \gamma_i^L \Phi_i^L / \hat{\Phi}_i^V \qquad (13\text{-}4)$$

donde se pueden utilizar diferentes ecuaciones de estado para predecir el coeficiente de fugacidad del componente líquido puro Φ_i^L y el coeficiente de fugacidad de la mezcla de vapor; también se puede utilizar uno de los varios modelos de la energía libre de la mezcla para obtener el coeficiente de actividad del líquido γ_i^L. A presiones que varían desde bajas hasta moderadas, la predicción precisa de este último es crucial para la aplicación de la ecuación (13-4).

Cuando se pueden aplicar la ecuación (13-3) o la (13-4), por lo general se prefiere la primera, porque incluye una sola ecuación de estado, aplicable a ambas fases y, en consecuencia, ofrece mayor consistencia. Además, la cantidad Φ_i^L de la ecuación (13-4) es hipotética para cualquier componente en la región supercrítica. En este caso, en ocasiones se aplica una modificación a la ecuación (13-4) en la que se utiliza la ley de Henry.

Para mezclas de hidrocarburos y gases ligeros, Caho y Seader (CS) [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7**, 598 (1961)] aplicaron la ecuación (13-4) al utilizar una expresión empírica para Φ_i^L, basada en la correlación generalizada de estados correspondientes *PVT* de Pitzer *et al.*, la ecuación de estado de Redlich-Kwong para $\hat{\Phi}_i^V$ y la solución a la teoría de Scatchard y Hildebrand, para γ_i^L. La capacidad de predicción de esta última teoría se muestra en la figura 13-19, para el sistema heptano-to-



xara el *n*-heptano y
ente.
gular
gular con la
gins

, para el sistema *n*-hep-
ilibrium-Staged Sepa-
York, 1981; datos de

metilo, alcohol me-
tano y ácido acético.
ha aplicado mucho
/o no polares es

(13-4)

estado para predecir
o puro Φ_i^L y el coe-
én se puede utilizar
mezcla para obtener
ies que varían desde
te último es crucial

la (13-4), por lo ge-
la ecuación de esta-
rece mayor consis-
13-4) es hipotética
ca. En este caso, en
1 (13-4) en la que se

Caho y Seader (CS)
l la ecuación (13-4)
la en la correlación
Pitzer *et al.*, la ecua-
lución a la teoría de
predicción de esta
sistema heptano-to-

TABLA 13-2 Parámetros de interacción binaria*

Sistema	Margules A_{12}	Margules A_{21}	van Laar A_{12}	van Laar A_{21}	Wilson (cal/mol) $(\lambda_{12}-\lambda_{11})$	Wilson (cal/mol) $(\lambda_{21}-\lambda_{22})$
Acetona (1), cloroformo (2)	−0.8404	−0.5610	−0.8643	−0.5899	116.1171	−506.8519
Acetona (1), metanol (2)	0.6184	0.5788	0.6184	0.5797	−114.4047	545.2942
Acetona (1), agua (2)	2.0400	1.5461	2.1041	1.5555	344.3346	1482.2133
Tetracloruro de carbono (1), benceno (2)	0.0948	0.0922	0.0951	0.0911	7.0459	59.6233
Cloroformo (1), metanol (2)	0.8320	1.7365	0.9356	1.8860	−361.7944	1694.0241
Etanol (1), benceno (2)	1.8362	1.4717	1.8570	1.4785	1264.4318	266.6118
Etanol (1), agua (2)	1.6022	0.7947	1.6798	0.9227	325.0757	953.2792
Acetato de etilo (1), etanol (2)	0.8557	0.7476	0.8552	0.7526	58.8869	570.0439
n-Hexano (1), etanol (2)	1.9398	2.7054	1.9195	2.8463	320.3611	2189.2896
Metanol (1), benceno (2)	2.1411	1.7905	2.1623	1.7925	1666.4410	227.2126
Metanol (1), acetato de etilo (2)	1.0016	1.0517	1.0017	1.0524	982.2689	−172.9317
Metanol (1), agua (2)	0.7923	0.5434	0.8041	0.5619	82.9876	520.6458
Acetato de metilo (1), metanol (2)	0.9605	1.0120	0.9614	1.0126	−93.8900	847.4348
1-Propanol (1), agua (2)	2.7070	0.7172	2.9095	1.1572	906.5256	1396.6398
2-Propanol (1), agua (2)	2.3319	0.8976	2.4702	1.0938	659.5473	1230.2080
Tetrahidrofurano (1), agua (2)	2.8258	1.9450	3.0216	1.9436	1475.2583	1844.7926
Agua (1), ácido acético (2)	0.4178	0.9533	0.4973	1.0623	705.5876	111.6579
Agua (1), 1-butanol (2)	0.8608	3.2051	1.0996	4.1760	1549.6600	2050.2569
Agua (1), ácido fórmico (2)	−0.2966	−0.2715	−0.2935	−0.2757	−310.1060	1180.8040

*Fuente: Gmehling y Onken, *Vapor-Liquid Equilibrium Data Collection*, DECHEMA Chemistry Data ser., vol. I (partes 1-10), Frankfurt, 1977.

lueno, a 101.3 kPa (1 atm). Se requieren cinco constantes para los componentes puros (T_c, P_c, ω, δ y v^L) para utilizar el método CS, que, cuando se aplica con las restricciones analizadas por Lenoir y Koppany [*Hydrocarbon Process*, **46**(11), 249 (1967)] da buenos resultados. Los coeficientes revisados de Grayson y Streed (GS) (Pap. 20-PO7, Sixth World Pet, Conf., Frankfurt, June, 1963) para la expresión de Φ_i^L permite la aplicación de la correlación CS a temperaturas y presiones más elevadas y proporciona mejores predicciones para el hidrógeno. GPA dispone de los programas para computadora para los métodos CS y GS.

Para mezclas que contienen sustancias polares, se requieren ecuaciones más complejas de predicción para γ_i^L, que incluyan los parámetros de interacción binaria para cada par de componentes presentes en la mezcla. Estas ecuaciones se utilizan en la ecuación (13-4), como se analizó en la Sección 4. Cuatro expresiones populares son las de Margules, van Laar, Wilson y UNIQUAC. Gmehling y Onken (*op. cit.*) proporcionan listas extensas de los parámetros de interacción binaria, para utilizarse en estas expresiones y en la ecuación NRTL de Renon y Prausnitz [*Ind. Chem. Eng. Process Des. Dev.*, **8**, 413 (1969)]. Los parámetros para los sistemas binarios los obtuvieron a 101.3 kPa (1 atm) para un mejor ajuste con los datos experimentales de equilibrio T-y-x al establecer $\hat{\Phi}_i^V$ y Φ_i^L para su gas ideal y límites para la solución ideal de 1.0 y P_{sat_i}/P, respectivamente, con la presión de vapor P_{sat_i} dada por la ecuación de Antoine, con tres constantes cuyos valores tabularon. En la tabla 13-2 aparece la lista de parámetros, para algunos de los sistemas binarios incluidos en la tabla 13-1, basados en las diferentes formas de las ecuaciones para los coeficientes de actividad de los sistemas binarios dados en la tabla 13-3. En la tabla 13-4 aparecen las constantes de la presión de vapor para la ecuación de Antoine y los volúmenes molares del líquido. La ecuación de Wilson es especialmente útil para los sistemas no ideales que no sufren separación de las fases como, por ejemplo, el sistema hexano-etanol, cuyos coeficientes de actividad aparecen en la figura 13-20. Para dichos sistemas, en los

TABLA 13-3 Ecuaciones de los coeficientes de actividad en forma binaria, para utilizarse con los parámetros y las constantes de las tablas 13-2 y 13-4

Tipo de ecuación	Parámetros ajustables	Ecuaciones en forma binaria
Margules	$\bar{A}_{12}$ $\bar{A}_{21}$	$\ln \gamma_1 = [\bar{A}_{12} + 2(\bar{A}_{21} - \bar{A}_{12})x_1]x_2^2$ $\ln \gamma_2 = [\bar{A}_{21} + 2(\bar{A}_{12} - \bar{A}_{21})x_2]x_1^2$
van Laar	A_{12} A_{21}	$\ln \gamma_1 = A_{12}\left(\frac{A_{21}x_2}{A_{12}x_1 + A_{21}x_2}\right)^2$ $\ln \gamma_2 = A_{21}\left(\frac{A_{12}x_1}{A_{12}x_1 + A_{21}x_2}\right)^2$
Wilson	$\lambda_{12} - \lambda_{11}$ $\lambda_{21} - \lambda_{22}$	$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2\left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2}\right)$ $\ln \gamma_2 = -\ln(x_2 + \Lambda_{21}x_1) - x_1\left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2}\right)$

donde $\Lambda_{12} = \frac{v_2^L}{v_1^L}\exp\left(-\frac{\lambda_{12}-\lambda_{11}}{RT}\right)$ $\quad \Lambda_{21} = \frac{v_1^L}{v_2^L}\exp\left(-\frac{\lambda_{21}-\lambda_{22}}{RT}\right)$

v_i^L = volumen molar del componente puro i, en fase líquida

λ_{ij} = energía de interacción entre los componentes i y j, $\lambda_{ij} = \lambda_{ji}$

TABLA 13-4 Constantes de Antoine para la presión de vapor y volumen molar del líquido

Compuesto	Constantes de Antoine † A	B	C	Intervalo aplicable de temperatura, °C	$\bar{v}^L$, volumen molar del líquido, cm³/gmol
Acido acético	8.02100	1936.010	258.451	18-118	57.54
Acetona	7.11714	1210.595	229.664	(−13)–55	74.05
Benceno	6.87987	1196.760	219.161	8–80	89.41
1-Butanol	7.36366	1305.198	173.427	89–126	91.97
Tetracloruro de carbono	6.84083	1177.910	220.576	(−20)–77	97.09
Cloroformo	6.95465	1170.966	226.232	(−10)–60	80.67
Etanol	7.58670	1281.590	193.788	78–203	58.68
Etanol	8.11220	1592.864	226.184	20–93	58.68
Acetato de etilo	7.10179	1244.951	217.881	16–76	98.49
Acido fórmico	6.94459	1295.260	218.800	36–108	37.91
n-Hexano	6.91058	1189.640	226.280	(−30)–170	131.61
Metanol	8.08097	1582.271	239.726	15–84	40.73
Acetato de metilo	7.06524	1157.630	219.726	2–56	79.84
1-Propanol	8.37895	1788.020	227.438	(−15)–98	75.14
2-Propanol	8.87829	2010.320	252.636	(−26)–83	76.92
Tetrahidrofurano	6.99515	1202.290	226.254	23–100	81.55
Agua	8.07131	1730.630	233.426	1–100	18.07

Fuente: Gmehling y Onken, *Vapor-Liquid Equilibrium Data Collection*, DECHEMA Chemistry Data ser., vol I (partes 1-10), Frankfurt, 1977

† La ecuación de Antoine es $P^{sat} = A - B/(T + C)$ con P^{sat} en torr y T en °C

NOTA: Para convertir grados Celsius a Fahrenheit, °F = 1.8 °C + 32. Para convertir centímetros cúbicos por gramo-mol a pie cúbico por libra-mol, multiplíquese por 0.016.

que los coeficientes de actividad en la región diluida exceden a valores aproximados de 7.5, la ecuación de van Laar predice erróneamente la separación de las fases.

Las tablas 13-1, 13-2 y 13-4 incluyen datos del ácido fórmico y acético, dos sustancias que tienden a dimerizarse en la fase vapor, de acuerdo con la expresión de equilibrio químico

$$K_D = P_D/P_M^2 = 10^{A+B/T} \tag{13-5}$$

donde K_D es la constante de equilibrio químico para la dimerización, P_D y P_M son las presiones parciales del dímero y del monómero, respectivamente, en torr, y T está en K. Los valores de A y B, para los primeros cuatro ácidos alifáticos normales son:

	A	B
Acido fórmico	−10.743	3083
Acido acético	−10.421	3166
Acido *n*-propiónico	−10.843	3316
Acido *n*-butírico	−10.100	3040

Como demostraron Marek y Standart [*Collect. Czech. Chem Commun.*, **19**, 1074 (1954)] es preferible correlacionar y utilizar los coeficientes de actividad de la fase líquida, para el componente dimerizado, al considerar en forma separada las presiones parciales del monómero y del dímero. Por ejemplo, para un sistema binario con componentes 1 y 2, donde sólo se dimeriza el componente 1 en la fase vapor, se aplican las siguientes ecuaciones, si se supone un gas ideal:

$$P_1 = P_D + P_M \tag{13-6}$$

$$y_1 = (P_M + 2P_D)/P \tag{13-7}$$

Estas ecuaciones, al combinarlas con la ecuación (13-5) dan por resultado las siguientes ecuaciones, para los coeficientes de actividad de la fase líquida, en términos de cantidades mensurables:

$$\gamma_1 = \frac{Py_1}{P_1^{sat}x_1}\left\{\frac{1 + (1 + 4K_DP_1^{sat})^{0.5}}{1 + [1 + 4K_DPy_1(2 - y_1)]^{0.5}}\right\} \tag{13-8}$$

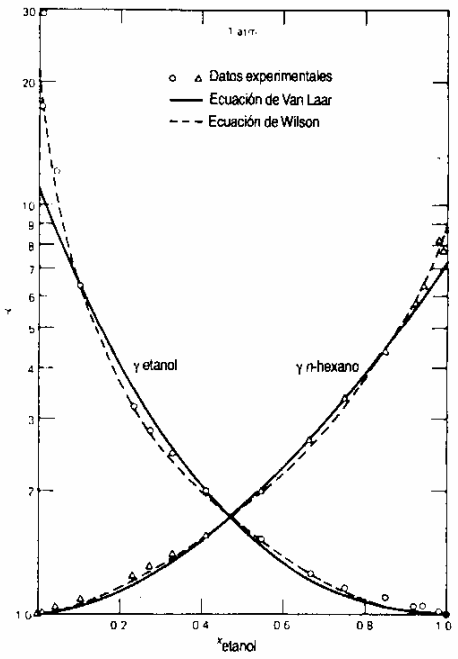


FIG. 13-20 Coeficientes de actividad en la fase líquida, para el sistema etanol-*n*-hexano. [Henley y Seader, *Equilibrium-Staged Separation Operations in Chemical Engineering*, Wiley, New York, 1981. Datos de Sinor y Weber, *J. Chem. Eng. Data*, 5, 243-247 (1960)]

uido

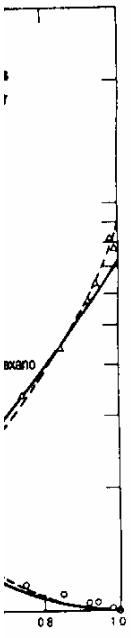
men molar
íquido,
/gmol)
7.54
4.05
9.41
1.97
7.09

3.67
8.68
8.68
8.49
7.91

31.61
0.73
9.84
5.14
6.92

1.55
8.07
partes 1-10),

no-mol a pie



la, para el sistema etanol-
ation Operations in Che-
Smor y Weber. J. Chem.

$$\gamma_2 = \frac{Py_1}{P_2^{sat}x_2}\left(\frac{2\{1 - y_1 + [1 + 4K_DPy_1(2 - y_1)]^{0.5}\}}{(2 - y_1)\{1 + [1 + 4K_DPy_1(2 - y_1)]^{0.5}\}}\right) \quad (13\text{-}9)$$

Prausnitz *et al.* (*Computer Calculations for Multicomponent Vapor-Liquid and Liquid-Liquid Equilibria*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N. J., 1980) dan los procedimientos detallados, en términos de la ecuación UNIQUAC, que incluyen los programas de computadora, para evaluar los parámetros de interacción binaria, a partir de los datos experimentales, y posteriormente utilizan estos parámetros para predecir los valores de K y el equilibrio de las fases; además, incluyen los procedimientos para el método UNIFAC de contribuciones de grupo desarrollado por Gmehling, Fredenslund y Rasmussen (*Vapor-Liquid Equilibria Using UNIFAC*, Elsevier, Amsterdam, 1980). En los dos se utiliza el método de Hayden y O'Connell [*Ind. Chem. Eng. Process Des. Dev.*, **14**, 209 (1975)] para calcular $\hat{\Phi}_i^V$ en la ecuación (13-4). Cuando la temperatura del sistema es mayor que la temperatura crítica de uno o más componentes de la mezcla, Prausnitz *et al.* utilizan la constante de la ley de Henry $H_{i,M}$ en vez del producto $\gamma_i^L\Phi_i^L$ en la ecuación (13-4). De otra manera, Φ_i^L se evalúa a partir de los datos de la presión de vapor, con una corrección de Poynting, para la fugacidad del vapor saturado. Cuando la presión total es menor que aproximadamente 202.6 kPa (2 atm) y todos los componentes de la mezcla tienen una temperatura crítica que es mayor que la temperatura del sistema, entonces $\Phi_i^L = P_i^{sat}/P$ y $\hat{\Phi}_i^V = 1.0$. En este caso, la ecuación (13-4) se reduce a

$$K_i = \gamma_i^L P_i^{sat}/P \quad (13\text{-}10)$$

que se conoce como ley de Raoult modificada para el valor de K. Si, además, la fase líquida es ideal, entonces $\gamma_i^L = 1.0$, lo que se conoce

$$K_i = P_i^{sat}/P \quad (13\text{-}11)$$

como ley de Raoult para el valor de K y depende exclusivamente de la presión de vapor P_i^{sat} de los componentes de la mezcla.

GRADOS DE LIBERTAD Y VARIABLES DE DISEÑO

Definiciones Para procesos de separación será posible una solución de diseño, si el número de ecuaciones independientes es igual que el número de incógnitas

$$N_i = N_v - N_c$$

donde N_v es el número total de variables (incógnitas) que se incluyen en el proceso en estudio, N_c es el número de relaciones restrictivas entre las incógnitas (ecuaciones independientes) y N_i se denominará número de variables de *diseño*. En analogía con el análisis de la regla de las fases N_i recibe casi siempre el nombre de *grados de libertad* o *variancia*. Se trata del número de variables que debe especificar el diseñador para definir una operación única (solución) del proceso.

Las *variables* N_i en que se debe interesar el diseñador de un proceso de separación son las siguientes:

1. Concentraciones de las corrientes. *Por ejemplo, fracciones mol.*
2. Temperaturas.
3. Presiones.
4. Gastos (o caudales).
5. Variables de repetición N_r.

Los tres primeros tipos son variables intensivas. El cuarto tipo es una variable extensiva que no se toma en consideración en el análisis habitual de la regla de las fases. La quinta no es variable intensiva ni extensiva, sino el único grado de libertad que usa el diseñador cuando especifica la frecuencia con que se repetirá un elemento dado en una unidad. Por ejemplo, una sección de columna de destilación se compondrá de una serie de etapas en equilibrio y cuando el diseñador especifique el número de etapas que contendrá la sección, el o ella utilizará el único grado de libertad representado por la variable de repetición ($N_r = 1.0$). Si la columna de destilación contiene más de una sección (p. ej., por encima y por debajo de la etapa de alimentación), se deberá especificar el número de etapas en cada sección y existirán tantas variables de repetición como secciones, o sea, $N_r = 2$.

Las diversas *relaciones restrictivas* N_c se pueden dividir en los tipos que siguen:

1. Inherentes.
2. De balance de masas.
3. De balance de energía.
4. De distribución de fases.
5. De equilibrio químico.

Las *restricciones inherentes* son, por lo común, el resultado de definiciones y toman la forma de identidades. Por ejemplo, el concepto de la etapa de equilibrio incluye las restricciones inherentes de que $T^V = T^L$ y $P^V = P^L$ en donde los exponentes V y L se refieren a las corrientes de salida en equilibrio.

Las restricciones de balance de masas son los balances C que se escriben para los componentes presentes en el sistema (puesto que se analizan mezclas no reactivas, cada compuesto químico presente es un componente en la regla de las fases). Una alternativa consiste en escribir C-1 balances por componente y un balance global de masas.

Las restricciones de distribución de fases reflejan el requisito de que $f_i^V = f_i^L$ en equilibrio donde f es la fugacidad. Esto queda expresado por la ecuación (13-1). En los sistemas de vapor-líquido, se debe reconocer siempre que todos los componentes aparecen hasta cierto punto en las dos fases y habrá esa restricción para todos y cada uno de los componentes del sistema. En sistemas de vapor-líquido-líquido, cada componente tendrá tres de esas restricciones, pero sólo dos son independientes. En general, donde todos los componentes existan en todas las fases, el número de relaciones restrictivas que se deben al fenómeno de distribución será $C(N_p - 1)$, en donde N_p es el número de fases presente.

Para los efectos del análisis, las formas en que las relaciones restrictivas sean expresadas, carece de importancia. Unicamente el número de tales restricciones es importante.

Análisis de elementos Un *elemento* se define como parte de una *unidad* más compleja. La unidad puede ser el total de o sólo una parte del *proceso* completo. Se aplicará la estrategia de analizar todos los elementos que aparecen en un proceso de separación y determinar el número de variables de diseño asociadas a cada uno de ellos. A continuación, los elementos apropiados se pueden combinar con rapidez para formar las unidades deseadas y se combinan las diversas unidades para formar el proceso completo. Por supuesto, se debe dejar margen para las corrientes de conexión (*intercorrientes*), cuyas variables se cuentan dos veces cuando se unen elementos o unidades.

El elemento más simple de preparar es una *corriente homogénea única*. Las variables necesarias para definir una corriente homogénea en un punto dado son las siguientes.

	N_i^e
Concentraciones	$C-1$
Temperatura	1
Presión	1
Intensidad	1
	$C+2$

No hay relaciones restrictivas cuando se toma en consideración la corriente sólo en un punto. Henley and Seader (*Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering*, Wiley, New York, 1981) cuentan todas las concentraciones C como variables, pero, a su vez, se tienen que incluir

$$\sum_i x_i = 1.0 \quad \text{o} \quad \sum_i y_i = 1.0$$

como una restricción.

Un divisor de corrientes separa simplemente una corriente en dos o más corrientes de la misma composición. Véase la figura 13-21 que muestra la división del líquido superior condensado L_c en destilado D y reflujo L_{N+1}. Si se desea, se puede permitir que el divisor opere en forma no adiabática. Se incluyen tres corrientes de masa y una posible "corriente de energía"; por tanto,

$$N_i^c = 3(C+2)+1 = 3C+7$$

Cada corriente de masa contribuye con $C+2$ variables; pero una "corriente de energía" sólo tiene como variable su régimen nominal q. Las restricciones independientes son las que siguen:

	N_r^c
Inherentes:	
identidades de T y P entre L_{N+1} y D	2
identidades de concentración entre L_{N+1} y D	$C-1$
Balances de masa	C
Balance de energía	1
Restricciones de distribución	$2C+2$

El número de variables de diseño para el elemento lo da

$$N_i^e = N_v^c - N_r^c = (3C+7)-(2C+2) = C+5$$

La especificación de la corriente de alimentación L_c ($C+2$ variables), la razón L_{N+1}/D, la "fuga de calor" q, y la presión de cualesquiera de las corrientes que salen del divisor utiliza estas variables de diseño y define la operación única del divisor.

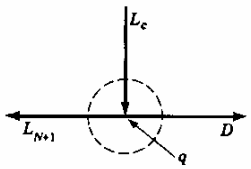


FIG. 13-21 Divisor de corrientes.

En la figura 13-22 se presenta una etapa de equilibrio simple *sin alimentaciones ni salidas laterales*. Cuatro corrientes de masas y una corriente de fuga de calor (o adición de calor), proporcionan el siguiente número de variables.

$$N_v^c = 4(C+2)+1 = 4C+9$$

Las corrientes de vapor y líquido V_n y L_n, respectivamente, están en equilibrio entre sí por definición y, por consiguiente, están a las mismas T y P. Estas dos identidades inherentes, cuando se suman a C balances por componente, un balance de energía y las C relaciones de distribución fásica dan

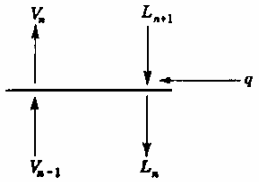


FIG. 13-22 Etapa de equilibrio simple

$$N_c^c = 2C+3$$

y, a continuación,

$$N_i^e = N_v^c - N_r^c$$
$$= (4C+9)-(2C+3) = 2C+6$$

Especificaciones	N_i^e
Especificación de L_{n+1} corriente líquida	$C+2$
Especificación de V_{n-1} corriente de vapor	$C+2$
Presión de cualesquiera corriente de salida	1
Fuga de calor q	1
	$2C+6$

Estas variables de diseño se pueden utilizar como sigue:

En la tabla 13-5 se resumen los resultados de los análisis para todos los diversos elementos que se encuentran comúnmente en procesos de destilación. Los detalles de análisis los da Smith (*Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, New York, 1967), y en forma algo más diferente Henley y Seader (*op. cit.*).

Análisis de unidades Una *unidad* se define como una combinación de elementos. Una unidad puede constituir o no el proceso completo. Por definición

$$N_v^u = N_r + \sum_i N_i^e$$

y

$$N_i^u = N_v^u - N_c^u$$

donde N_c^u se refiere a las *nuevas* relaciones restrictivas (identidades) que se presentan cuando se combinan los elementos. N_c^u no incluye ninguna de las restricciones que se tomaron en consideración al calcular los N_i^e para los diversos elementos. Incluye sólo las identidades de corrientes que existen en cada intercorriente entre dos elementos. Las variables de las intercorrientes ($C+2$) se contaron en cada uno de los dos elementos, al calcular sus respectivos N_i^e. Por consiguiente, se deben contar ($C+2$) nuevas relaciones restrictivas para cada intercorriente en la combinación de elementos, para evitar las redundancias.

TABLA 13-5 Variables de diseño N_i^e para varios elementos

Elemento	N_v^c	N_c^c	N_i^e
Corriente homogénea	$C+2$	0	$C+2$
Divisor de corriente	$3C+7$	$2C+2$	$C+5$
Mezclador de corrientes	$3C+7$	$C+1$	$2C+6$
Bomba	$2C+5$	$C+1$	$C+4$
Calentador	$2C+5$	$C+1$	$C+4$
Enfriador	$2C+5$	$C+1$	$C+4$
Condensador total	$2C+5$	$C+1$	$C+4$
Rehervidor total	$2C+5$	$C+1$	$C+4$
Condensador parcial	$3C+7$	$2C+3$	$C+4$
Rehervidor parcial	$3C+7$	$2C+3$	$C+4$
Estado de equilibrio simple	$4C+9$	$2C+3$	$2C+6$
Etapa de alimentación	$5C+11$	$2C+3$	$3C+8$
Etapa de corriente lateral	$5C+11$	$3C+4$	$2C+7$
Vaporización instantánea en equilibrio adiabático	$3C+6$	$2C+3$	$C+3$
Vaporización instantánea en equilibrio no adiabático	$3C+7$	$2C+3$	$C+4$

La columna simple de *absorción* que se muestra en la figura 13-23 se analizará aquí para ilustrar el procedimiento. Esta unidad consiste en una serie de etapas simples de equilibrio. La especificación del número de etapas N utiliza la variable simple de repetición y

$$N_v^u = N_r + \sum_i N_i^e = 1 + N(2C+6)$$

puesto que $N_i^e = 2C + 6$ para una etapa simple en equilibrio (véase la tabla 13-5). Hay $2(N-1)$ intercorrientes y, por ende, $2(N-1)(C+2)$ nuevas identidades (no contadas previamente) aparecen cuando se combinan los elementos. La resta de esas restricciones de N_v^u da N_i^u, las variables de diseño que tiene que especificar el diseñador.

$$N_i^u = N_o^u - N_c^u = N_r + \sum_i N_i^e - N_c^u$$
$$= [1 + N(2C + 6)] - [2(N-1)(C+2)]$$
$$= 2C + 2N + 5$$

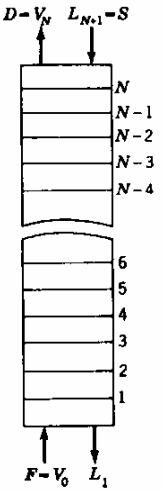


FIG. 13-23 Unidad simple de absorción o extracción.

Se pueden utilizar como sigue:

Especificaciones		N_i^u
Dos corrientes de alimentación	$2C$	+4
Número de etapas N		1
Presión de cualesquiera de las corrientes que salen de cada etapa	N	
Fuga de calor en cada etapa	N	
	$2C + 2N + 5$	

Una unidad más compleja aparece en la figura 13-24, que es un diagrama esquemático de una *columna de destilación*, con una alimentación, un condensador total y un rehervidor parcial. Se encierran con líneas de guiones los seis elementos conectados (o unidades) que constituyen el proceso de destilación. Las variables N_v^u que se deben tomar en consideración en el análisis de todo el proceso son la suma de N_i^u para esos seis elementos, ya que aquí $N_r = 0$. Utilizando la tabla 13-5,

Elemento (o unidad)	$N_v^u = \sum_i N_i^u$	
Condensador total	C	+4
Divisor de reflujo	C	+5
$N-(M+1)$ etapas de equilibrio	$2C + 2(N-M-1)$	+5
Etapa de alimentación	$3C$	+8
$(M-1)$ etapas de equilibrio	$2C + 2(M-1)$	+5
Rehervidor parcial	C	+4
	$10C + 2N$	+27

Aquí, las dos unidades de etapas $N-(M+1)$ y $(M-1)$ son tratadas como simples elementos. La combinación de elementos crea nueve intercorrientes; por consiguiente

$$N_c^u = 9(C+2) = 9C + 18$$

El número de variables de diseño es

$$N_i^u + N_v^u - N_c^u = (10C + 2N + 27) - (9C + 18) = C + 2N + 9$$

Un conjunto de especificaciones que es particularmente conveniente para las soluciones por computadora es

Especificaciones		N_i^u
Presión de cualquier corriente que sale de cada etapa (incluyendo el recalentador)		N
Presión de la corriente que sale del condensador		1
Presión de cualquier corriente que sale del divisor de reflujo		1
Fuga de calor en cada etapa (excluye el recalentador)		$N-1$
Fuga de calor en el divisor de reflujo		1
Corriente de alimentación	C	+2
Temperatura del reflujo		1
Número total de etapas N		1
Número de etapas abajo de la alimentación M		1
Razón de destilado D/F		1
Razón de reflujo, (L_{N+1}/D)		$C + 2N + 9$

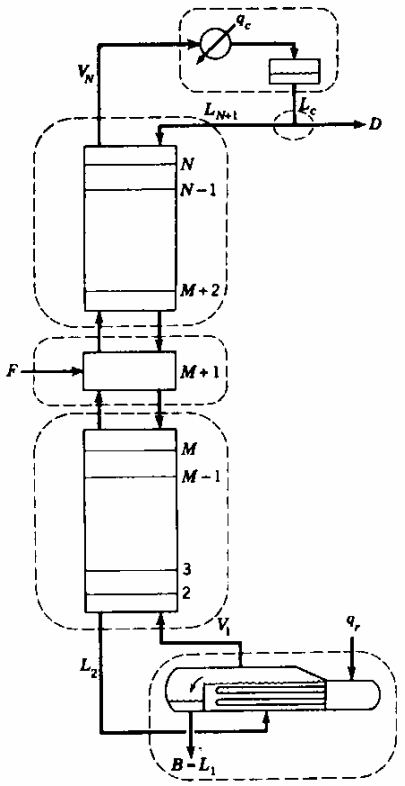


FIG. 13-24 Columna de destilación con una alimentación, condensador total y rehervidor parcial.

Otras especificaciones que a menudo se utilizan en lugar de una o más de las cuatro últimas de la lista son la recuperación de la fracción de un componente, ya sea en D o B y/o la concentración de un componente, ya sea en D o B.

Otras unidades y procesos complejos En la tabla 13-6 se resume el número de variables de diseño para varias operaciones de separación del tipo destilación, gran parte de las cuales se muestran en la figura 13-7. Para las columnas que no aparecen en las figuras 13-1 o 13-7 y que incluyen alimentaciones adicionales y/o corrientes laterales se agregan ($C + 3$) grados de libertad, para cada alimentación adicional ($C + 2$ para definir la alimentación y 1 para designar la etapa de alimentación) y dos grados de libertad por cada corriente lateral (1 para la velocidad de flujo de la corriente lateral y 1 para designar la ubicación de la etapa de la corriente lateral). Cualquier número de elementos o unidades se pueden combinar para formar los procesos complejos. No se necesitan más reglas que las desarrolladas anteriormente para su análisis. Cuando se aplican a los procesos de destilación acoplados térmicamente de la figura 13-6*b*, el resultado es $N_t^{\prime\prime} = 2(2N + M) + C + 18$. Henley y Seader (*op. cit.*) dan más ejemplos.

TABLA 13-6 Variables de diseño $N_t^{\prime\prime}$, para las unidades de separación

Unidad	$N_t^{\prime\prime}$ *
Destilación (recalentador parcial y condensador total)	$C + 2N + 9$
Destilación (recalentador y condensador parciales)	$C + 2N + 6$
Absorción	$2C + 2N + 5$
Rectificación (condensador parcial)	$C + 2N + 3$
Agotamiento	$2C + 2N + 5$
Agotamiento con recalentamiento (recalentador parcial)	$C + 2N + 3$
Absorción con recalentamiento (recalentador parcial)	$2C + 2N + 6$
Agotamiento con reflujo (condensador total)	$2C + 2N + 9$
Destilación extractiva (recalentador parcial y condensador total)	$2C + 2N + 12$

*N incluye el recalentador pero no el condensador.

CÁLCULOS DE VAPORIZACIÓN INSTANTÁNEA DE EQUILIBRIO DE ETAPA SIMPLE

Introducción El proceso más simple de destilación continua es el de *vaporización instantánea de equilibrio de etapa simple adiabática* que se representa en la figura 13-25. La temperatura de la corriente ascendente y la caída de presión en la válvula se ajustan para vaporizar la alimentación hasta el punto deseado, mientras que el tambor proporciona espacio de desenganche para permitir que se separe el vapor del líquido. La expansión a través de la válvula está a entalpía constante y este hecho se puede utilizar para calcular T_2 (o la T_1 que se requiere para dar la T_2 que se desea).

A partir de la tabla 13-5 se puede ver que las variables sujetas al control del diseñador son $C + 3$ en número. El modo más común de utilizarlas es el de especificar el gasto de alimentación, la composición y la presión ($C + 1$ variables) más la temperatura del tambor T_2 y la presión P_2. Esta operación dará un punto en la *curva de vaporización instantánea de equilibrio* que se muestra en la figura 13-26. Esta curva muestra la relación a presión constante entre la fracción V/F de la alimentación vaporizada y la temperatura del tambor. La temperatura en $V/F = 0.0$ cuando la primera burbuja de vapor está a punto de formarse (líquido saturado) se conoce como temperatura del *punto de burbuja* de la mezcla de alimentación. El valor de $V/F = 1.0$ cuando la primera gotita de líquido está a punto de formarse (líquido saturado) y se conoce como temperatura del *punto de rocío*.

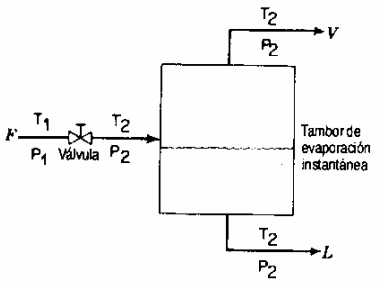


FIG. 13-25 Tanque de separación en la evaporación instantánea de equilibrio.

Punto de burbuja y punto de rocío Para una presión del tambor y composición de la alimentación determinadas, las temperaturas del punto de burbuja y de rocío abarcan el intervalo de temperatura de la vaporización instantánea de equilibrio. En la temperatura del punto de burbuja, la presión total de vapor ejercida por la mezcla es igual a la presión de confinamiento del tambor y se deduce que $\Sigma y_i = 0.1$ en la burbuja formada. Como $y_i = K_i x_i$, y dado que las x_i son todavía iguales a la concentración de alimentación (denotadas por las z_i), el cálculo de la temperatura del punto de burbuja incluye un método de prueba y error para la temperatura, que a la presión especificada hace que $\Sigma K_i z_i = 1.0$. Si en lugar de la presión se especifica la temperatura, se puede calcular la presión del punto de burbuja que satisface esta relación.

A la temperatura de punto de rocío, y_i es todavía igual a z_i, y se debe satisfacer la relación $\Sigma x_i = \Sigma z_i/K_i = 1.0$ Como en el caso del punto de burbuja, esto incluye un método de prueba y error, para determinar la temperatura del punto de rocío a una presión especificada. O, si se especifica la temperatura, se puede calcular la presión del punto de rocío.

Vaporización instantánea isotérmica El cálculo de un punto sobre la curva de vaporización instantánea, que se encuentra entre el punto de rocío y el de burbuja, se conoce como cálculo de una vaporización instantánea isotérmica, porque se especifica T_2. Excepto para una

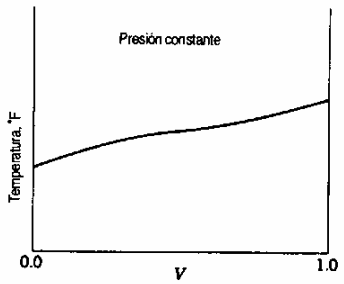


FIG. 13-26 Curva de equilibrio de la evaporación instantánea.

mezcla binaria ideal, los procedimientos para calcular una vaporización instantánea isotérmica son iterativos. Un método popular es el propuesto por Rachford y Rice [*J. Pet. Technol.*, **40**(10), sec. 1, p. 19, y sec. 2, p. 3 (october, 1952)], en el que se toma como base $F = 1.0$, el balance en moles del componente ($Fz_i = Vy_i + Lx_i$), la relación de la distribución de fases ($K_i = y_i/x_i$) y el balance total de moles ($F = V + L$). Al combinar lo anterior, se obtiene

$$x_i = \frac{z_i}{1 + V(K_i - 1)} \tag{13-12}$$

$$y_i = \frac{K_i z_i}{1 + V(K_i - 1)} \tag{13-13}$$

Como $\Sigma x_i - \Sigma y_i = 0$,

$$f\{V\} = \sum_i \frac{z_i(1 - K_i)}{1 + V(K_i - 1)} = 0 \tag{13-14}$$

La ecuación (13-14) se resuelve en forma iterativa para V y a continuación se calculan los valores de x_i y y_i, a partir de las ecuaciones (13-12) y (13-13), y L de la ecuación del balance total de moles. Para resolver la ecuación (13-14) se puede utilizar cualesquiera de los varios procedimientos numéricos para encontrar la raíz, como, por ejemplo, el método de Newton-Raphson, el de la secante, el de la falsa posición o el de la bisección. Los valores de K_i son constantes si son independientes de las composiciones del líquido y del vapor. De otra manera, estos valores deben corregirse periódicamente, por los efectos de las composiciones, quizás después de cada iteración, utilizando los valores prorrateados de x_i y y_i, obtenidos a partir de las ecuaciones (13-12) y (13-13). En general, las iteraciones deben continuarse hasta que el valor calculado de V sea igual o se encuentre dentro de ± 0.0005 del valor de V, que se utilizó para iniciar la iteración. Cuando Σx_i y Σy_i convergen, ambas estarán muy cercanas al valor de 1 y, si se desea, T_1 se puede calcular a partir de un balance de energía en la válvula, siempre y cuando no se utilice un intercambiador de calor. En forma opcional, si, como se mencionó anteriormente, T_1 está fija, se debe agregar un intercambiador de calor antes, después o en lugar de la válvula, con una carga de calor requerida, que se calcula a partir de un balance de energía. Los límites de aplicabilidad de las ecuaciones (13-12) a (13-14) son el punto de burbuja, en el cual $V = 0$ y $x_i = z_i$, y el punto de rocío en el que $L = 0$ y $y_i = z_i$. En estos puntos, la ecuación (13-12) se reduce a la ecuación del punto de burbuja

$$\sum_i K_i x_i = 1 \tag{13-15}$$

y la ecuación del punto de rocío

$$\sum_i \frac{y_i}{K_i} = 1 \tag{13-16}$$

Para una *alimentación binaria*, la especificación de la temperatura y presión del tambor de vaporización instantánea determina las concentraciones de la fase de quilibrio, que están relacionadas con los valores de K por

$$x_1 = (1 - K_2)/(K_1 - K_2) \quad \text{y} \quad y_1 = (K_1K_2 - K_1)/(K_2 - K_1)$$

El balance de moles se puede reacomodar como

$$V = \frac{z_1(K_1 - K_2)/(1.0 - K_2) - 1.0}{K_1 \quad 1.0}$$

Si K_1 y K_2 son exclusivamente funciones de la temperatura y presión (soluciones ideales), la curva de vaporización instantánea se puede calcular directamente, sin iteración.

Vaporización instantánea adiabática En la figura 13-25, si P_2 y las condiciones de la corriente de alimentación (es decir, F, z_i, T_1 y P_1) se conocen, el cálculo de T_2, V, L, y_i y x_i se llama vaporización instantánea adiabática. Además, en las ecuaciones (13-12) a (13-14) y la del balance total de moles debe incluirse el siguiente balance de energía, cerca de la combinación de la válvula y tambor de vaporización instantánea:

$$H^F F = H^V V + H^L L \tag{13-17}$$

Al tomar como base $F = 1.0$ mol y eliminar L en el balance total de moles, la ecuación (13-17) se transforma en

$$f_2\{V, T_2\} = H^F - V(H^V - H^L) - H^L = 0 \tag{13-18}$$

Con T_2, que ahora es la incógnita, la ecuación (13-17) se convierte en

$$f_1\{V, T_2\} = \sum_i \frac{z_i(1 - K_i)}{1 + V(K_i - 1)} = 0 \tag{13-19}$$

Se han desarrollado varios procedimientos iterativos para la resolución simultánea de las ecuaciones (13-18) y (13-19), para V y T_2. Con frecuencia, y en especial cuando la alimentación tiene componentes con un intervalo estrecho de volatilidad, la convergencia es pronta en un método rápido, en el que se supone un valor de T_2, la ecuación (13-19) se resuelve iterativamente, por el procedimiento de vaporización instantánea isotérmica y, utilizando el valor de V, se resuelve la ecuación (13-18) en forma iterativa para la nueva aproximación de T_2. Este valor se utiliza después para iniciar el siguiente ciclo, hasta que convergen T_2 y V. Sin embargo, si los componentes de la alimentación tienen un amplio intervalo de volatilidad, es mejor invertir la secuencia y suponer un valor de V, resolver la ecuación (13-19) para T_2, resolver la ecuación (13-18) para V y después, repetir el ciclo. Si los valores de K y/o las entalpías son sensibles a los valores de las composiciones desconocidas de las fases, quizá sea necesario resolver en forma simultánea las ecuaciones (13-18) y (13-19) por medio de una técnica iterativa adecuada como la de Newton u otra similar. Opcionalmente, se puede aplicar el método de las dos hileras de Boston y Britt [*Comput. Chem. Eng.*, **2** 109 (1978)], que también es adecuado para cálculos difíciles de vaporización instantánea isotérmica.

Otras especificaciones de la vaporización instantánea También son posibles las especificaciones del tambor de vaporización instantánea, además de (P_2, T_2) y (P_2, adiabática); sin embargo, deben aplicarse con cuidado para evitar situaciones imposibles. Por ejemplo, el valor de K y H para el programa por computadora Mod II de GPA permite que el usuario también especifique (P_2, V/F) y (T_2, V/F).

Vaporización instantánea de tres fases Los cálculos de la vaporización instantánea de equilibrio en una sola etapa se complican considerablemente cuando se puede formar otra fase líquida, como en las mezclas de agua e hidrocarburos. Los procedimientos para calcular estos casos se conocen como métodos para la vaporización instantánea en tres fases, que para el caso general proporcionan Henley y Rosen (*Material and Energy Balance Computations*, Wiley, New York, 1968, cap. 8). Cuando las dos fases líquidas son casi insolubles entre sí, pueden considerarse por separado y aplicar procedimientos relativamente sencillos, como los analizados por Smith (*Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, New York, 1963). La condensación de dichas mezclas puede dar por resultado que se forme una fase líquida antes que la otra.

Mezclas complejas Por lo general, no se dispone de los análisis de alimentación, en términos de las concentraciones de los componentes, para mezclas complejas de hidrocarburos con un punto final de ebullición superior aproximadamente a 38°C (100°F) (*n*-pentano). Un método para manejar alimentaciones c o ho ésta consiste en dividirla en seudocomponentes (fracciones con puntos de ebullición cercanos) y posteriormente estimar la fracción mol y el valor de K para cada componente. Edmister [*Ind. Eng. Chem.*, **47**, 1685 (1955)] y Maxwell (*Data Book on Hydrocarbons*, Van Nostrand, Princeton, N.J., 1958) dan gráficas que son útiles para esta estimación. Una vez que se dispone de los valores de K, se procede con el cálculo, como se describió antes para las mezclas de componentes múltiples. Otros métodos para las mezclas complejas son el de la American Society for Testing Materials (ASTM) y el de la curva del punto de ebullición verdadero (TBP) de la

mezcla. Posteriormente se utilizan correlaciones empíricas para construir la curva de vaporización instantánea de equilibrio a presión atmosférica (EVF), que se puede corregir para la presión de operación deseada. Un análisis de este método y las gráficas necesarias se presenta en una subsección posterior titulada "Destilación del petróleo y mezclas complejas."

MÉTODOS GRÁFICOS PARA LA DESTILACIÓN BINARIA

INTRODUCCIÓN

La destilación en etapas múltiples en condiciones de operación continuas y a régimen permanente se utiliza mucho en la práctica para separar muy diversas mezclas. En la tabla 13-7, tomada de un estudio de Mix, Dweck, Weinberg y Armstrong [*Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, 76, **192**, 10 (1980)], aparece una lista de los componentes clave para 27 procesos industriales de destilación. El diseño de las columnas con etapas múltiples se puede realizar por métodos gráficos cuando la mezcla de alimentación sólo contiene dos componentes. El diagrama *x-y* [McCabe and Thiele, *Ind. Eng. Chem.*, **17**, 605 (1925)] utiliza sólo las relaciones de equilibrio y el balance de moles, pero sólo es riguroso para los sistemas en que los efectos de la energía sobre las velocidades del vapor y líquido que salen de las etapas son despreciables. El diagrama de concentración-entalpía [Ponchon, *Tech. Mod.*, **13**, 20, 55 (1921)] y Savarit [*Arts Metiers*, **65**, 142, 178, 241, 266, 307 (1922)] utiliza también el balance de energía y es riguroso cuando se dispone de suficientes datos calorimétricos para construir el diagrama sin suposiciones.

La disponibilidad de las computadoras ha disminuido la confianza en los métodos gráficos. Aun así, los diagramas son útiles para aproximaciones rápidas y para demostrar los efectos de las diferentes variables de diseño. El diagrama *x-y* es el más conveniente para estos propósitos y su empleo se explica detalladamente en esta subsección. El diagrama de concentración-entalpía fue proporcionado por Smith (*Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, New York, 1963) y Henely y Seader (*Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering*, Wiley, New York, 1981).

TABLA 13-7 Componentes clave para los procesos de destilación, con importancia industrial

Componentes clave	Número típico de platos
Sistemas de hidrocarburos	
Etileno-etano	73
Propileno-propano	138
Propino-1-3-butadieno	40
1-3 Butadieno -vinil acetileno	130
Benceno-tolueno	34, 53
Benceno-etil benceno	20
Benceno-dietil benceno	50
Tolueno-etil benceno	28
Tolueno-xilenos	45
Etil-benceno-estireno	34
o-Xileno-*m*-Xileno	130
Sistemas orgánicos	
Metanol-formaldehído	23
Dicloroetano-tricloroetano	30
Acido acético-anhídrido acético	50
Anhídrido acético-diacetato de etileno	32
Acetato de vinilo-acetato de etilo	90
Etilén-glicol-dietilén-glicol	16
Cumeno-fenol	38
Fenol-acetofenona	39, 54
Sistemas acuosos	
HCN-agua	15
Acido acético-agua	40
Metanol-agua	60
Etanol-agua	60
Isopropanol-agua	12
Acetato de vinilo-agua	35
Oxido de etileno-agua	50
Etilén-glicol-agua	16

DATOS DE EQUILIBRIO DE FASES

En la figura 13-27 aparecen los tres tipos de curvas de equilibrio binario. El diagrama *x-y* se grafica casi siempre para el componente más volátil (denotado con el subíndice 1) en la región donde se realiza la destilación. La curva *A* muestra el caso más usual, en el que el componente 1 permanece como el más volátil en todo el intervalo de composición. La curva *B* es característica de muchos sistemas (p. ej., etanol-agua) en los que el componente que es más volátil, para bajos valores de x_1, se vuelve menos volátil que el otro componente, a valores elevados de x_1. Las composiciones del vapor y del líquido son idénticas en el azeótropo, donde la curva *B* cruza la diagonal de 45°. En la curva *C* se forma un azeótropo heterogéneo con dos fases líquidas.

Los azeótropos limitan la separación que se puede obtener entre los componentes por destilación simple. Para el sistema descrito por la curva *B*, la máxima concentración del producto que sale por la parte superior con una alimentación en la que $x_1 = 0.25$ es la composición

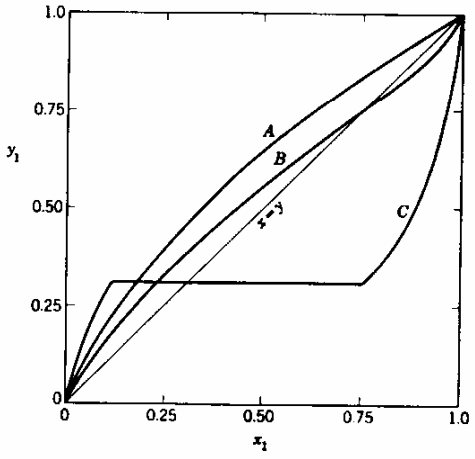


FIG. 13-27 Curvas típicas de equilibrio binario. Curva *A*, sistema con volatilidad normal. curva *B*, sistema con azeótropo homogéneo (una fase líquida). Curva *C*, sistema con azeótropo heterogéneo (dos fases líquidas en equilibrio con una fase de vapor).

azeotrópica. En forma similar, una alimentación con $x_1 = 0.9$ produce una composición del producto de fondo no inferior a la del azeótropo.

La regla de las fases sólo permite que se especifiquen en forma arbitraria dos variables, en un sistema binario de dos fases en equilibrio. En consecuencia, las curvas de la figura 13-27 se pueden graficar a temperatura o presión constantes, pero no a ambas. La última es más común y los datos que aparecen en la tabla 13-1 son para este caso. El diagrama *x-y* se puede graficar para las fracciones mol, en peso o en volumen. Las unidades utilizadas posteriormente para las velocidades de flujo de las fases deben concordar con las utilizadas para los datos de equilibrio. En esta sección se utilizan las fracciones mol, que son las que casi siempre se emplean.

En ocasiones se puede suponer constante la *volatilidad relativa*, con objeto de estimar rápidamente la curva de equilibrio. En este caso, al aplicar la ecuación (13-12) a los componentes 1 y 2,

$$\alpha = K_1/K_2 = y_1x_2/x_1y_2$$

la cual, como $x_2 = 1 - x_1$ y $y_2 = 1 - y_1$ se puede reexpresar como

$$y_1 = \frac{x_1\alpha}{1 + (\alpha - 1)x_1} \qquad (13\text{-}20)$$

para utilizarla en el cálculo de los puntos de la curva de equilibrio.

MÉTODO DE McCABE-THIELE

Líneas de operación El método de McCabe-Thiele se basa en la representación de las ecuaciones de balance de materia como las líneas de operación en el diagrama *x-y*. Las líneas se hacen rectas (y se evita la necesidad del balance de energía) mediante la suposición de que hay un *derrame molar constante*. Se supone que el flujo de la fase líquida es constante de bandeja a bandeja en cada sección de la columna entre el punto de adición (alimentación) y el de retiro (producto). Si el flujo del líquido es constante, el flujo del vapor tendrá que ser también constante.

La suposición del derrame molar constante representa varias suposiciones anteriores. La más importante de ellas es la de calores molares de vaporización iguales para los dos componentes. Las otras suposiciones son la de que la operación es adiabática (sin "fugas de calor") y que no hay efectos de calor de mezcla o de calor sensible. Estas suposiciones se aproximan más, para isómeros con puntos de ebullición cercanos. El efecto de las suposiciones sobre el método de cálculo se puede ilustrar mediante la figura 13-28, que muestra dos envolventes de balance de materiales que cortan la sección superior (por encima de la alimentación superior o la corriente lateral) de la columna. Si se supone que la velocidad L_{n+1} es idéntica a L_{n-1}, entonces se tendrá que $V_n = V_{n-2}$ y el balance de materiales de componentes para las dos envolventes 1 y 2 se puede representar por medio de

$$y_n = (L/V)x_{n+1} + (Dx_D/V) \qquad (13\text{-}21)$$

donde y y x tienen subíndices de etapa n o $n+1$ pero L y V se deben identificar sólo con la sección de la columna a la que se aplican. La ecuación (13-21) tiene la forma analítica de una línea recta; L/V es la pendiente y Dx_D/V es intersección y en $x_1 = 0$.

El efecto del punto de retiro de una corriente lateral se ilustra mediante la figura 13-29. La ecuación de balance de materiales para la sección de la columna por debajo de la corriente lateral es

$$y_n = \frac{L'}{V'}x_{n+1} + \frac{Dx_D + Sx_S}{V'} \qquad (13\text{-}22)$$

donde los apóstrofos distinguen L y V abajo de la corriente lateral. Puesto que la corriente lateral tiene que ser una fase saturada, $V = V'$, si se retira una corriente lateral líquida y $L = L'$, si se trata de un vapor.

Si la corriente lateral en la figura 13-29 fuera una alimentación, el balance para la sección por debajo de la alimentación sería

$$y_n = \frac{L'}{V'}x_{n+1} + \frac{Dx_D - Fx_F}{V'} \qquad (13\text{-}23)$$

Se pueden escribir ecuaciones similares para la sección del fondo de la columna. Para la envolvente que se muestra en la figura 13-30,

$$y_m = (L''/V'')x_{m+1} - (Bx_B/V) \qquad (13\text{-}24)$$

donde se utiliza el subíndice m para identificar el número de la etapa en la sección del fondo.

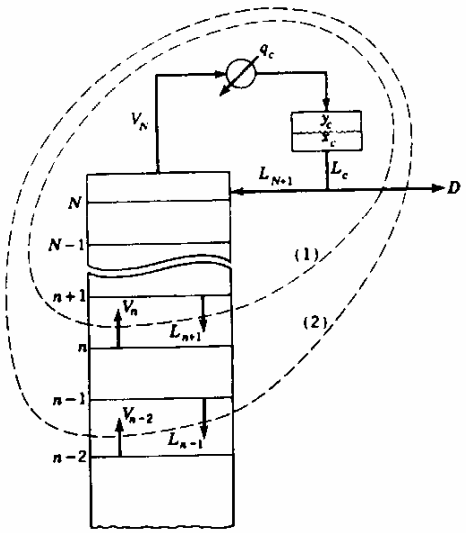


FIG. 13-28 Dos envolventes de balance de materiales en la sección superior de una columna de destilación.

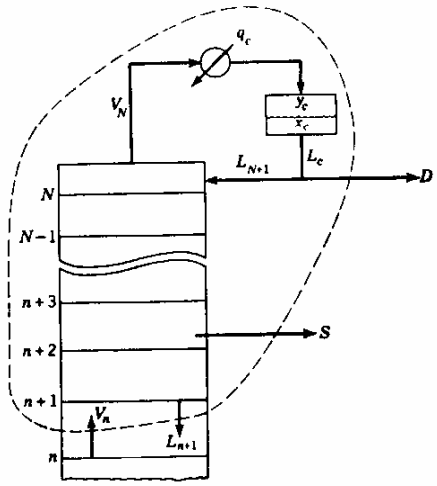


FIG. 13-29 Envolvente de balance de materiales que contiene dos corrientes externas, D y S, donde S representa un producto de corriente lateral que se retira por encima del plato de alimentación.

Las ecuaciones como la (13-21) a la (13-24), cuando se traza en el diagrama x-y, proporcionan un juego de líneas que se denominan *de operación*. Un punto en la línea de operación representa dos *corrientes que pasan*, y la línea de operación misma es el sitio de todos los pares

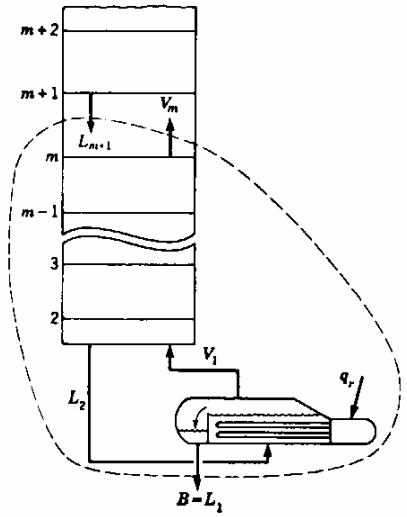


FIG. 13-30 Envolvente de balance de materiales en torno al extremo inferior de la columna. El rehervidor parcial es la etapa de equilibrio 1.

posibles de corrientes de paso dentro de la sección de la columna a la que se aplica la línea.

Se puede localizar una línea de operación en el diagrama x-y si 1) se conocen dos puntos de la línea o 2) se conocen un punto y la pendiente. Los puntos conocidos en una línea de operación suelen ser su intersección con la diagonal x - y o su intersección con otra línea de operación.

La pendiente L/V de la línea de operación se denomina *razón de reflujo interno*. Esta razón, en la ecuación de la línea de operación para la sección superior de la columna [véase la ecuación (13-21)] se relaciona con la *razón de reflujo externo* $R = L_{N+1}/D$ por medio de

$$\frac{L}{V} = \frac{L_{N+1}}{V_N} = \frac{RD}{(1 + R)D} = \frac{R}{1 + R} \tag{13-25}$$

cuando la corriente de reflujo L_{N+1} es un líquido saturado.

Condición térmica de la alimentación La pendiente de la línea de operación cambiará siempre que pase una alimentación o una corriente lateral. Para calcular este cambio es conveniente introducir una cantidad q que se define mediante las ecuaciones que siguen para una corriente de alimentación F:

$$L' = L + qF \tag{13-26}$$

$$V = V' + (1 - q)F \tag{13-27}$$

Los apóstrofos denotan las corrientes por debajo de la etapa en que se introduce la alimentación. La q es la medida de la condición térmica de la alimentación y representa los moles de líquido saturado que se forman en la etapa de alimentación por mol de material alimentado. Tómense los siguientes valores para las diversas condiciones térmicas posibles de la alimentación:

líquido subenfriado: $q > 1$
líquido saturado: $q = 1$
parcialmente vaporizada: $1 > q > 0$
vapor saturado: $q = 0$
vapor sobrecalentado: $q < 0$

El valor de q para una alimentación dada se puede estimar a partir de

$$q = \frac{\text{energía para convertir 1 mol de alimentación en vapor saturado}}{\text{calor molar de vaporización}}$$

Se pueden escribir ecuaciones análogas a la (13-26) y la (13-27) para una corriente lateral, pero q será siempre 1 o 0, según que la corriente lateral se tome de la corriente de líquido o la de vapor.

La q se puede utilizar para deducir la *ecuación de línea q* para una alimentación o una corriente lateral. La "línea q de la alimentación" es el sitio de intersección de todos los puntos de las dos líneas de operación que se encuentran en la etapa de alimentación o corriente lateral. Esta intersección se debe producir a lo largo de la sección de la línea q entre la curva de equilibrio y la diagonal $x = y$. En el punto de intersección el mismo punto x, y debe satisfacer tanto la ecuación de la línea de operación por encima de la etapa de alimentación (o corriente lateral) como la que se encuentra por debajo de la etapa de alimentación o corriente lateral. Al restar una ecuación de la otra se obtiene, para una etapa de alimentación

$$(V - V')y = (L - L')x + Fx_F$$

que, cuando se combina con las ecuaciones (13-26) y (13-27), da la ecuación de la línea q

$$y = \frac{q}{q - 1}x - \frac{x_F}{q - 1} \tag{13-28}$$

En la figura 13-31 se muestra una construcción típica de línea q para una alimentación parcialmente vaporizada. Se puede demostrar con facilidad que la línea q debe intersecar la diagonal en x_F. La pendiente de la línea q es $q/(q-1)$. Todos los casos de las 5 líneas q se muestran en la figura 13-32.

En la deducción de la ecuación (13-28) se supuso una columna con una sola alimentación, sin corrientes laterales. Sin embargo, se obtiene el mismo resultado para otras configuraciones de columnas. En la figura 13-33 aparecen construcciones típicas de la línea q para etapas con corriente lateral. Obsérvese que la línea q para una corriente lateral debe intersecar siempre la diagonal en la composición (y_S o x_S) de la corriente lateral.

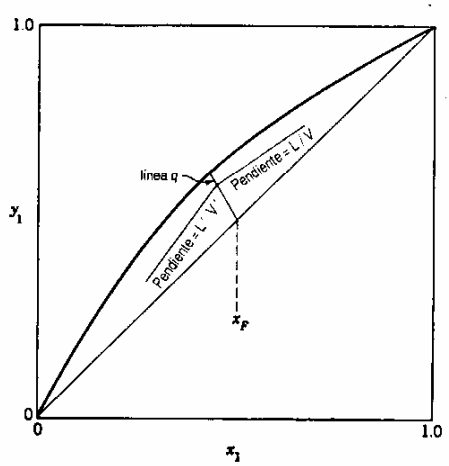


FIG. 13-31 Intersección típica de las dos líneas de operación en la línea q para una etapa de alimentación. La línea q que se muestra corresponde a una alimentación parcialmente vaporizada.

En la figura 13-33 se muestran también las intersecciones de las líneas operacionales con la línea de construcción de la diagonal. La línea de operación superior debe intersecar siempre la diagonal en la com-

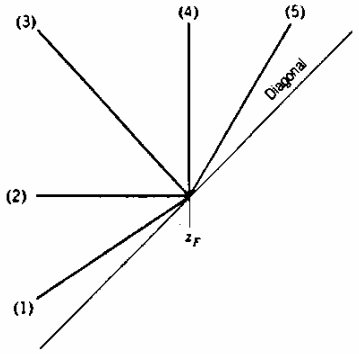


FIG. 13-32 Los cinco casos de las líneas q, 1) alimentación de vapor sobrecalentado, 2) alimentación de vapor saturado, 3) alimentación parcialmente evaporada, 4) alimentación de líquido saturado y 5) alimentación de líquido subenfriado. Pendiente de la línea $q = q/(q-1)$.

posición de producto del domo x_D. Esto se puede demostrar sustituyendo $x = y$ en la ecuación (13-21) y utilizando $V - L = D$ para reducir la ecuación resultante a $x = x_D$. De modo similar (excepto para columnas en las cuales la corriente abierta se introduce en el fondo), la línea de operación del fondo se debe intersecar siempre la diagonal en la composición del producto del fondo x_B.

Construcción de la etapa de equilibrio En la figura 13-34 se muestra el uso alternativo de la curva de equilibrio y la línea de operación para "levantar" etapas de equilibrio. Las porciones trazadas de la curva de equilibrio (curvadas) y la línea de operación (recta) cubren la gama de composiciones que existen en la sección de la columna que se muestra en la esquina inferior derecha. Si y_n y x_n representan las composiciones (en función del componente más volátil) del vapor y el líquido en equilibrio que salen de la etapa n, entonces, el punto (y_n, x_n) en la curva de equilibrio debe representar la etapa de equilibrio n. La línea de operación es el sitio para las composiciones de todos los pares posibles de corrientes de paso dentro de la sección y, por consiguiente, una línea horizontal (de guiones) en y_n debe pasar por el punto (y_n, x_{n+1}) de la línea de operación, puesto que y_n y x_{n+1} representan corrientes de paso. De modo similar, una línea vertical (de guiones) en x_n debe intersecar la línea operacional en el punto (y_{n-1}, x_n). Las etapas de equilibrio por encima y por debajo de la etapa n se pueden localizar mediante una línea vertical a través de (y_n, x_{n+1}) para encontrar (y_{n+1}, x_{n+1}) y una línea horizontal a través de (y_{n-1}, x_n) para encontrar (y_{n-1}, x_{n-1}). Se puede ver que es factible trabajar hacia arriba o hacia abajo de la columna, modificando el empleo de la línea de operación y la de equilibrio.

Construcción de la columna total En la figura 13-35 se muestra la construcción gráfica de una columna completa. El proceso trazado gráficamente se representa en la esquina inferior derecha del diagrama. Se trata de una columna existente con un número de bandejas reales equivalente a ocho etapas de equilibrio. Se utilizan un rehervidor parcial (equivalente a una etapa de equilibrio) y un condensador total. Esta configuración de columna se analizó antes (véase la Fig. 13-24) y se mostró que tiene $C + 2N + 9$ variables de diseño (grados de libertad) que se tienen que especificar para definir una operación única. Se utilizarán como sigue para la resolución gráfica:

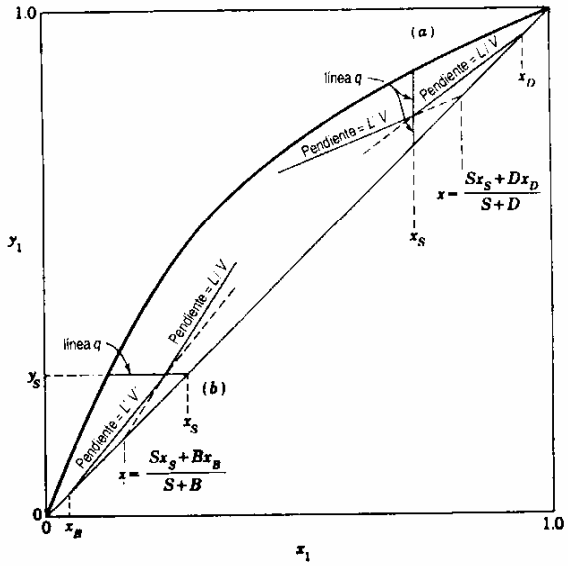


FIG. 13-33 Construcción típica para una corriente lateral que muestra la intersección de las dos líneas de operación con la línea q y con la diagonal $x = y$. *a*) Corriente lateral líquida cerca de la parte superior de la columna. *b*) Corriente lateral de vapor cerca del fondo de la columna.

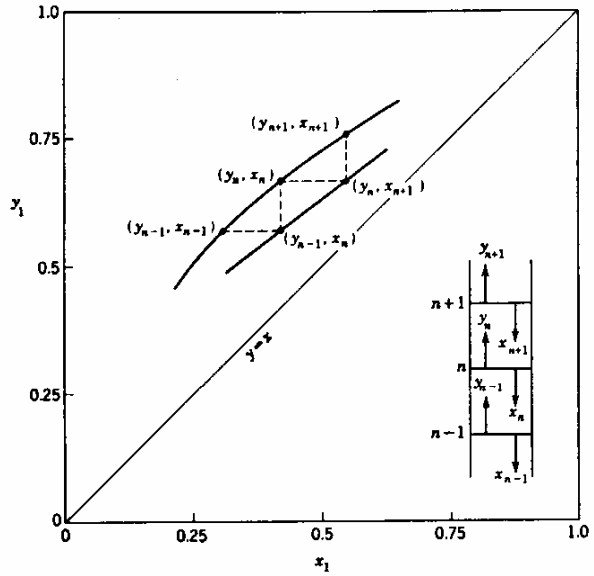


FIG. 13-34 Ilustración del modo en que se pueden localizar etapas de equilibrio en el diagrama *x-y* mediante el uso alternativo de la curva de equilibrio y la línea de operación.

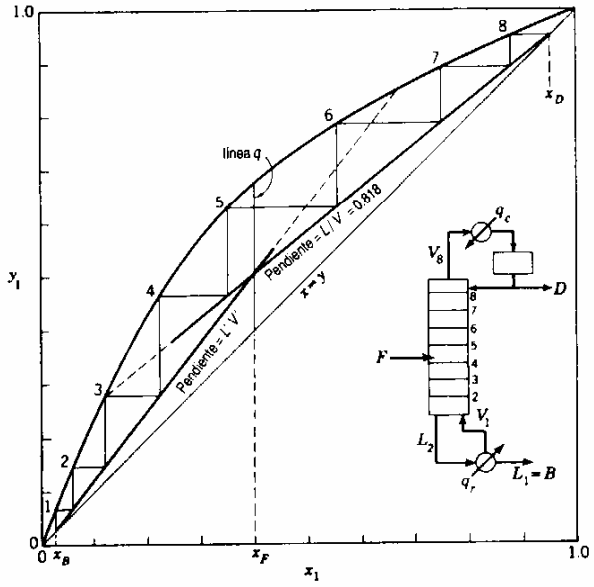


FIG. 13-35 Construcción para una columna con una alimentación de punto de burbuja, un condensador total y un rehervidor parcial.

Especificaciones	N_i^*
Presiones en las etapas (incluyendo el rehervidor)	N
Presión del condensador	1
Fugas de calor de las etapas (excepto del rehervidor)	$N-1$
Presión y fuga de calor en el divisor de reflujo	2
Corriente de alimentación	$C+2$
Ubicación de la etapa de alimentación	1
Número total de etapas N	1
Una pureza superior	1
Temperatura de reflujo	1
Razón de reflujo externo	1
	$C+2N+9$

Las presiones se pueden especificar a cualquier nivel por debajo de la presión segura de trabajo de la columna. La presión del condensador se ajustará a 40 lb/in^2 abs y se desdeñarán todas las caídas de presión en la columna. La curva de equilibrio que aparece en la figura 13-23 representa los datos a 40 lb/in^2 abs.

Se supondrá que todas las fugas de calor son despreciables. La composición de alimentación es 40% en mol del componente 1 más volátil y la velocidad de alimentación es 0.126 (kg · mol)/s [1 000 (lb · mol)/h] de líquido saturado ($q = 1$). La ubicación de la etapa de alimentación se fija en la etapa 4 y el número total de etapas en ocho.

La pureza superior se especificará como de $x_D = 0.95$. La temperatura de reflujo será la de punto de burbuja (reflujo saturado) y la razón de reflujo externo se ajustará a $R = 4.5$.

En la solución se obtendrán dos respuestas. Primeramente, ¿qué composición del producto del fondo x_B dará la columna en las especificaciones anteriores? En segundo lugar, ¿cuál será la relación de vapor en el domo V_N en esta operación y sobrepasará a la capacidad máxima de razón de vapor para esta columna, que es de 0.252 (kg · mol)/s [2 000 (lb · mol)/h] en las condiciones de la bandeja superior?

La resolución se inicia mediante la ecuación (13-25) para convertir la razón de reflujo externo de 4.5 en una razón de reflujo interno de $L/V = 0.818$. A continuación, se localiza el valor $x_D = 0.95$ en la diagonal y se traza la línea de operación superior, como se muestra en la figura 13-35.

Si se conociera el valor de x_B, se podría trazar inmediatamente la línea de operación del fondo a partir del valor x_B en la diagonal, hasta el punto necesario de intersección con la línea de operación superior sobre la línea q de alimentación. En este problema, puesto que el número de etapas está fijo, se debe encontrar por medio de tanteos el vapor de x_B que dé una línea de operación inferior que necesitará exactamente ocho etapas. Se supone un valor de x_B y se traza la línea operacional inferior resultante. La evaluación de las etapas se puede iniciar ya sea a partir de x_B o x_D; en este caso, se utilizó x_B.

Obsérvese que se usa la línea de operación inferior hasta pasar la cuarta etapa, en cuyo momento pasa la construcción a la línea de operación superior. Esto es necesario porque las corrientes de vapor y líquido que se cruzan entre la cuarta y quinta etapas deben caer sobre la línea superior.

El valor de x_B que requiere exactamente ocho etapas de equilibrio es $x_1 = 0.026$. Un balance general de componentes da $D = 0.051$ (kg · mol)/s [405 lb · moles/h]. Entonces,

$$V_N = V_R = L_{N+1} + D = D(R+1) = 0.051\,(4.5+1.0)$$
$$= 0.280\ (\text{kg} \cdot \text{mol})/\text{s}\ [2\,230\ (\text{lb} \cdot \text{mol})/\text{h}]$$

que sobrepasa a la capacidad de la columna de 0.252 (kg · mol)/s [2 007 (lb · moles)/h]. Esto significa que la columna no puede proporcionar un rendimiento de producto superior a 40.5% con una pureza del 95%. Se debe reducir la especificación de la pureza o conformarse con un rendimiento más bajo. Si se conserva la especificación de $X_D = 0.95$, se debe reducir el índice de reflujo. Esto hará que la línea operacional superior vipotee hacia arriba en torno a su punto fijo de $x = 0.95$ sobre la diagonal. La nueva intersección de la línea superior con la línea q estará más cerca de la curva de equilibrio. Entonces, la x_B deberá ascender a lo largo de la diagonal, porque las ocho etapas no "llegarán" tan lejos como antes. La concentración más alta de x_B reducirá la recuperación de componente 1 en el producto superior al 95%.

En la figura 13-36 se muestran gráficamente otra columna completa con una alimentación parcialmente vaporizada, una corriente lateral líquida con flujo igual que D y que se retira de la segunda etapa a partir

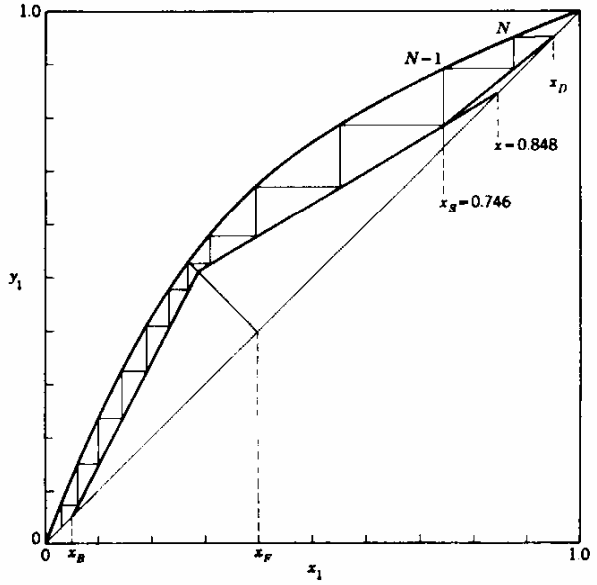
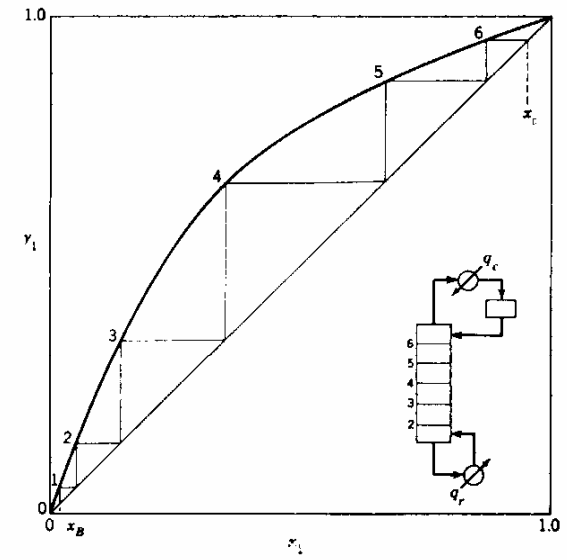


FIG. 13-36 Solución gráfica para una columna con una alimentación parcialmente evaporada, una corriente lateral líquida y un condensador total.



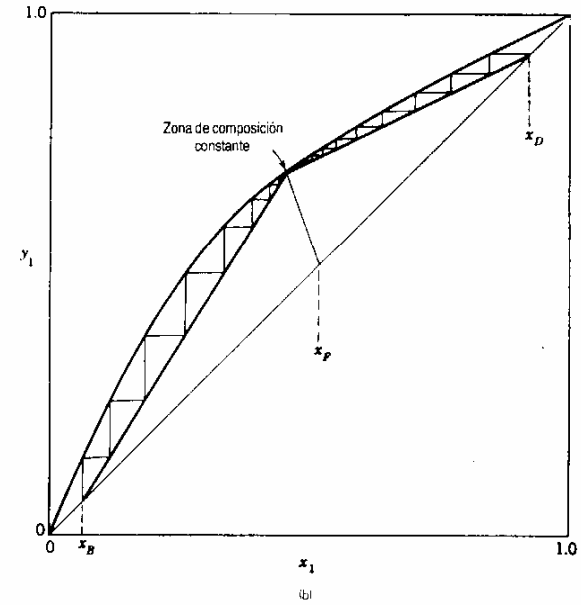


FIG. 13-37 Diagrama de McCabe-Thiele para casos limitativos. *a*) Etapas mínimas para una columna operando a reflujo total sin alimentaciones o productos. *b*) Reflujo mínimo para un sistema binario de volatilidad normal.

de la parte superior, y un condensador total. Las concentraciones especificadas son $x_F = 0.40$, $x_B = 0.05$ y $x_D = 0.95$. La razón L/V especificada en la sección superior es de 0.818. Esas especificaciones permiten que la línea operacional superior se localice y que se eleven las dos etapas superiores para determinar la composición de la corriente lateral de líquido, $x_S = 0.746$. La línea de operación por debajo de la corriente lateral debe intersecar la diagonal en la "unión" de la corriente lateral y la superior. Puesto que se especificó que S es igual a D en velocidad, el punto de intersección es

$$x = \frac{(1.0)(0.746) + (1.0)(0.95)}{1.0 + 1.0} = 0.848$$

Este punto, más el de intersección de las dos líneas de operación sobre la línea q de la corriente lateral (vertical en $x_S = 0.746$), permite la ubicación de la línea de operación media (también se hubiera podido utilizar la pendiente de dicha línea mediana). La línea de operación inferior debe ir del valor x_B especificado sobre la diagonal al punto necesario de intersección en la línea q de alimentación. En este caso, las etapas se escalonan de la parte superior hacia abajo. Se utiliza el sitio óptimo de alimentación (la sexta etapa) y se requiere un total de, aproximadamente, 11.4 etapas para alcanzar el valor especificado de $x_B = 0.05$.

Las etapas de equilibrio fraccionario tienen significado. La cifra de 11.4 se dividirá por la eficiencia de una bandeja y después de obtenido ese cociente se debe efectuar el redondeo a un número entero de bandejas reales. Por ejemplo, si la eficiencia promedio por bandeja para el proceso representado en la figura 13-36 fuera del 80%, el número de bandejas reales necesarias sería de 11.4/0.8 = 14.3, que se redondearía a 15.

Localización de la etapa de alimentación El sitio *óptimo* para la localización de la etapa de alimentación es el lugar que, con un conjunto dado de otras especificaciones operacionales, dará como resultado la mayor separación entre x_D y x_B con un número dado de etapas. O bien, si no se especifica el número de etapas, el sitio óptimo de alimentación es el que requiere el número más bajo de etapas para lograr una separación específica entre x_D y x_B. Siempre se satisfará cualquiera de esos criterios si se utiliza en cada etapa la línea de operación más alejada de la curva de equilibrio, como se indica en la figura 13-35.

A partir de la figura 13-35 se puede ver que el sitio óptimo de alimentación hubiera sido la quinta bandeja para esta operación. Si se estuviera diseñando una nueva columna, esa hubiera sido la elección del diseñador. No obstante, cuando se modela una columna existente, la etapa de alimentación en el diagrama debe corresponder tan estrechamente como sea posible a la bandeja real de alimentación de la columna. Se puede ver que una alimentación muy mal situada (que requiera que se permanezca con una línea de operación hasta que se acerque mucho a la curva de equilibrio) puede ser un gran desperdicio, en lo que concierne a la eficiencia de las etapas.

Etapas mínimas En la figura 13-37*a* se muestra una columna que funciona a reflujo total. Se ha cargado una cantidad suficiente de material en la columna para llenar el rehervidor, las bandejas y el acumulador de condensado superior hasta sus niveles de trabajo. A continuación, se hace funcionar la columna sin alimentación y toda la corriente del domo es condensada de regreso como reflujo ($L_{N+1} = V_N$ y $D = 0$). Asimismo, todo el líquido que llega al rehervidor se vaporiza y regresa a la columna como vapor. Puesto que F, D y B son cero, $L_{N+1} = V_n$ en todos los puntos de la columna. Con una pendiente igual que la unidad ($L/V = 1.0$), la línea de operación debe coincidir con la diagonal a través de la columna. La operación de reflujo total da el número mínimo de etapas que se requieren para efectuar una separación específica entre x_B y x_D.

Reflujo mínimo La razón de reflujo mínimo se define como la razón que, si se disminuye en una cantidad infinitesimal, necesitaría un número infinito de etapas para lograr una separación especificada entre dos componentes. El concepto sólo tiene sentido si se especifica una separación entre dos componentes y no se da el número de etapas. En la figura 13-37*b* se ilustra la condición de reflujo mínimo. Conforme se reduce la razón de reflujo, las dos líneas de operación oscilan hacia arriba, pivoteando en torno a los valores especificados de x_B y x_D, hasta que uno de ellos o los dos toquen la curva de equilibrio. Para

taciones o productos. *b*)

curvas de equilibrio con la forma de la que se muestra, el contacto se produce en la línea q de alimentación. Con frecuencia, una curva de equilibrio descenderá más cerca de la diagonal a concentraciones más altas. En esos casos, la línea de operación superior puede hacer contacto antes de que su punto de intersección sobre la línea q llegue a la curva de equilibrio. Siempre que aparece el contacto, la intersección de la línea de operación con la curva de equilibrio produce un *punto de acumulación* que contiene un número muy grande de etapas y se forma una *zona de composición constante*.

Recalentadores y condensadores intermedios En la figura 13-38 se dibujó con líneas continuas la columna de destilación que aparece en la figura 13-2*a* y que opera con un intercalentador y un intercondensador, aparte del recalentador y condensador normales. Las líneas punteadas corresponden a la destilación simple en la que sólo se utilizan el recalentador de fondos y el condensador de la parte superior. Las cargas totales de calentamiento y condensación son las mismas para ambas columnas. Como demostró Kayihan [*Am. Inst. Chem. Eng. J. Symp. Ser.*, 76, **192**, 1 (1980)], la adición de interrecalentadores e intercondensadores incrementa la eficiencia termodinámica, pero requiere etapas adicionales, como se observa por la posición de las líneas de operación en la figura 13 38.

Razón óptima de reflujo En la figura 13-39 se muestran el efecto general de la razón de reflujo operacional sobre los costos fijos, los costos operacionales y la suma de ellos. En situaciones ordinarias, el mínimo de la curva de costos totales caerá generalmente en una razón de reflujo operacional de aproximadamente 1.1 a 1.5 veces el valor mínimo $R = L_{N+1}/D$, con el valor más bajo correspondiente a un valor de la volatilidad relativa cercana a 1.

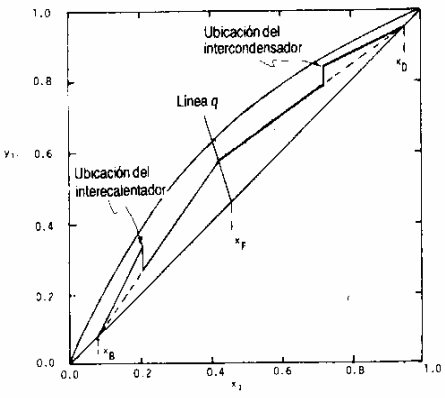


FIG. 13-38 Diagrama de McCabe-Thiele para columnas con y sin interrecalentador e intercondensador.

Separaciones difíciles Algunas operaciones binarias pueden plantear problemas especiales, debido a los requisitos de pureza extrema para uno o los dos productos o por una volatilidad relativa extremadamente baja, cercana a 1. El diagrama x-y es conveniente para escalonar etapas a purezas extremas, si se traza en un papel log-log. La curva de equilibrio en valores muy bajos de x_1, en papel gráfico ordinario, se puede suponer casi siempre que es una línea recta con un término de intersección de cero que se puede expresar como sigue:

$$y = (y/x)x + 0.0$$

donde la pendiente y/x es una constante. La necesidad de conocer la pendiente se elimina al tomar el logaritmo de los dos lados

$$\log y = \log x + \log (y/x)$$

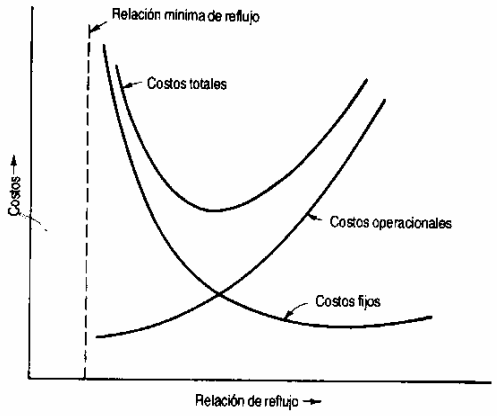


FIG. 13-39 Ubicación del reflujo óptimo para una alimentación dada y una separación específica.

y trazar y en función de x en una gráfica log-log para dar una línea recta con una pendiente de la unidad. La pendiente y/x es ahora un término de intersección que no se tiene que conocer. Por consiguiente, basta un punto de la curva de equilibrio para localizar dicha curva en la gráfica log-log. La línea de operación será curva en la gráfica log-log y se localizará trazando la ecuación apropiada de balance de materiales. Tanto la línea de equilibrio como la de operación se pueden extender a cualquier nivel de pureza que se desee.

Un sistema de volatilidad relativa constante puede ser manejada en forma conveniente por medio de la ecuación de Smoker [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.* **34**, 165(1938)]. Se muestra la deducción de la ecuación, y su empleo lo ilustra Smith (*op. cit.*).

Eficiencia de las etapas El empleo de la *eficiencia de plato de Murphree* es particularmente conveniente en diagramas x-y. La eficiencia de Murphree se define para la fase de vapor como sigue:

$$\eta = (y_n - y_{n-1})/(y_n^* - y_{n-1}) \qquad (13\text{-}29)$$

donde y_n^* es la composición de vapor que estaría en equilibrio con el líquido que sale de la etapa n y es el valor leído de la curva de equilibro. y_{n-1} y y_n son los valores reales (no de equilibrio) para las corrientes de vapor que salen de las etapas $n-1$ y n, respectivamente. Obsérvese que los valores y_{n-1} y y_n presuponen que las corrientes de vapor están completamente mezcladas y son de composición uniforme. Se puede definir una eficiencia análoga para la fase líquida.

En la figura 13-40 se ilustra la aplicación de una eficiencia de Murphree en fase vapor de 50% en un diagrama x-y. Se traza una curva de "seudoequilibrio" a mitad de camino (sobre una línea vertical) entre las líneas de operación y la curva de equilibrio verdadero. Esta última

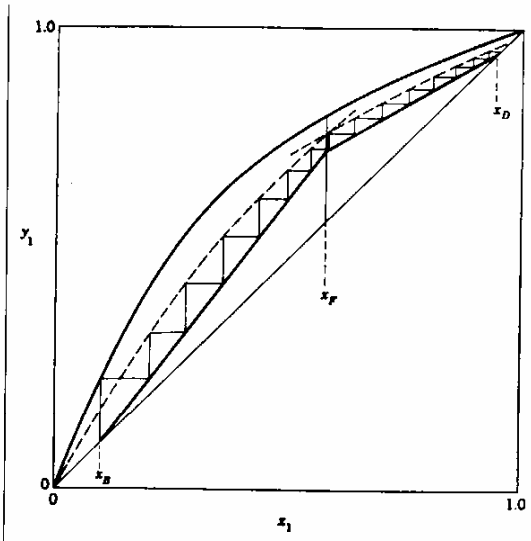


FIG. 13-40 Aplicación de una eficiencia de Murphree de 50% en fase de vapor a cada etapa de la columna (excluyendo el rehervidor). Cada etapa del diagrama corresponde a una etapa real.

curva se utiliza para la primera etapa (se supone que el rehervidor parcial es una etapa de equilibrio); pero para todas las demás etapas se supone que el vapor que sale de cada etapa se acerca al valor de equilibrio y_n^* sólo un 50% de la distancia. En consecuencia, las etapas de la figura 13-40 representan bandejas reales.

La aplicación de una eficiencia constante a cada etapa, como se hace en la figura 13-40 no dará, en general, el mismo resultado obtenido cuando se divide el número de etapas de equilibro (obtenidas al utilizar la curva de equilibrio real) por el mismo factor de eficiencia.

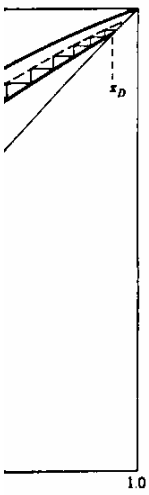
La predicción y el empleo de eficiencias de etapas se describen detalladamente en la Sección 18.

Operaciones diversas No se presentan aquí los diagramas x-y para otras configuraciones de columnas, debido a limitaciones de espacio. Los conceptos omitidos son *condensadores parciales, columnas de rectificación* (con la alimentación introducida a la etapa del fondo), *columnas de agotamiento* (con la alimentación introducida a la etapa superior), reflujo total en la sección superior, pero no en la inferior y la introducción de *vapor abierto* a la etapa del fondo, para eliminar el rehervidor. Esas configuraciones se analizan en la obra de Smith (*op. cit.*) y Henley y Seader (*op. cit.*), quienes también describen el más riguroso método Ponchon-Savarit, el cual no se incluye aquí.

MÉTODOS APROXIMADOS EN LA DESTILACIÓN DE MULTICOMPONENTES

INTRODUCCIÓN

Los métodos abreviados de cálculo para la resolución aproximada de problemas de operaciones de varias etapas y multicomponentes siguen teniendo usos prácticos, aun cuando se dispone de computadoras que permiten obtener soluciones más rigurosas. Con frecuencia, los datos disponibles de equilibrio de fases y entalpía no son suficientemente precisos para justificar los prolongados métodos rigurosos. O bien, en estudios intensos de diseño y optimización, se pueden desarrollar con rapidez y en forma poco costosa muchos casos, mediante un método abreviado para definir aproximadamente las especificaciones óptimas que se pueden investigar a continuación en forma más exacta, mediante un método riguroso. Este procedimiento permite ahorrar un tiempo costoso de computadora, porque el tiempo que se requiere para un método riguroso suele sobrepasar al necesario para un método abreviado en un factor de 10 o más. Si no se dispone de una computadora, el diseñador tiene que depender exclusivamente del método abreviado, porque el tiempo que se requiere para la resolución manual por un método riguroso suele ser prohibitivo.



e 50% en fase de vapor
ida etapa del diagrama

le el rehervidor par-
las demás etapas se
rca al valor de equi-
ncia, las etapas de la

etapa, como se hace
resultado obtenido
obtenidas al utilizar
eficiencia.
pas se describen de-

diagramas x-y para
aciones de espacio.
iales, columnas de
la etapa del fondo),
troducida a la etapa
no en la inferior y la
lo, para eliminar el
obra de Smith (*op.*
in describen el más
cluye aquí.

ES

ediante un método
ificaciones óptimas
más exacta, median-
e ahorrar un tiempo
lequiere para un mé-
h método abreviado
na computadora, el
método abreviado,
manual por un mé-

En esta subsección se presentan dos métodos cortos aproximados para la destilación simple de multicomponentes. El método de Smith-Brinkley (SB) se basa en la solución analítica de las ecuaciones de diferencias finitas, que se pueden expresar para los procesos de separación por etapas cuando se conocen o se suponen las velocidades de flujo de las etapas o de las interetapas. El método de Fenske-Underwood-Gilliland (FUG) combina la ecuación de reflujo total de Fenske y la de reflujo mínimo de Underwood, con una correlación gráfica de Gilliland, que relaciona el comportamiento real de la columna con las condiciones de reflujo total y mínimo para una separación especificada entre dos componentes clave. Por lo tanto, los métodos SB y FUG son métodos del valor nominal y de diseño, respectivamente. Ambos métodos dan mejores resultados cuando las mezclas son casi ideales. Los dos métodos requieren aproximadamente el mismo tiempo para la resolución y no siempre se puede predecir cuál dará resultados que se acerquen más a la solución rigurosa. Si se debe hacer un trabajo amplio de exploración, el usuario deberá determinar primeramente qué método representa más estrechamente los procesos de separación que interesan y, a continuación, utilizar ese método para todos los estudios subsiguientes en el sistema de que se trate.

Ampliaciones del método SB para mezclas no ideales y configuraciones complejas fueron desarrolladas por Eckert y Hlavacek [*Chem. Eng. Sci.*, **33**, 77 (1978)] y Eckert [*Chem. Eng. Sci.*, **37**, 425, (1982)], respectivamente, pero no se analizan aquí. Sin embargo, el método aproximado y muy útil de Kremser [*Nat. Pet. New*, **22**(21), 43 (May 21, 1930)], para aplicarse a absorbedores y separadores se analiza al final de esta subsección.

MÉTODO DE GRUPO DE SMITH-BRINKLEY

Ampliando el desarrollo de Kremser (*op. cit.*), Smith y Brinkley [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **6**, 446 (1960)] presentaron una ecuación general que se puede aplicar a los procesos de absorción y extracción, así como a la destilación. La forma de la ecuación que se aplica al proceso de destilación esquematizada en la figura 13-1*e*s, para cada componente i,

$$f = \frac{(1 + S_n^{N-M}) + R(1 - S_n)}{(1 - S_n^{N-M}) + R(1 - S_n) + hS_n^{N-M}(1 - S_m^{M+1})} \tag{13-30}$$

donde R es la razón de reflujo externo L_{N+1}/D y $f = (Bx_B/Fx_F)_i$ representa la fracción de i que sale con el producto de los fondos. La cantidad S es el factor de separación (para el componente i) y se define para cada grupo de etapas en la columna por medio de $S_{n,i} = K_iV/L$ y $S_{m,i} = K_iV'/L'$. Los valores de K_i, V y L son los eficaces para la sección de la parte superior de la columna; $K_i'V'$ y L' son los valores eficaces para la sección inferior a la etapa de alimentación. La cantidad h depende de si se utiliza Ki o K_i' para la etapa de alimentación. Si la alimentación es básicamente líquida, la etapa de alimentación se agrupa con las etapas inferiores y

$$h_i = \frac{K_i'}{K_i}\frac{L}{L'}\left(\frac{1 - S_n}{1 - S_m}\right)_i \tag{13-31}$$

Si la alimentación es primordialmentede vapor,

$$h_i = \frac{L}{L'}\left(\frac{1 - S_n}{1 - S_m}\right)_i \tag{13-32}$$

La ecuación (13-30) es aplicable a una columna de destilación con un rehervidor parcial o una entrada de calor a la etapa del fondo. La etapa más baja de equilibrio se debe numerar siempre con uno, sea cual sea su forma. La ecuación no es aplicable estrictamente a una columna con un condensador parcial, porque pasa por alto cualquier diferencia posible entre la composición superior y la de reflujo. El efecto de un condensador parcial se puede determinar aproximadamente aumentando N en 1.0.

En cualquier solución por computadora para problemas de destilación, sobre todo cuando se estudia una columna existente, conviene incluir en las especificaciones los cuatro conceptos que siguen:

1. N, el número total de etapas de equilibrio.
2. M, el número de etapas situadas por debajo de la alimentación.
3. El flujo máximo de vapor en algún punto de la columna.
4. El flujo total de destilado D.

La ecuación (13-30) resulta particularmente conveniente cuando se hacen esas especificaciones. La especificación de D y L (o V) junto con la de las variables de la corriente de alimentación (que se conocen siempre) fijan los flujos de las fases supuestas en las dos secciones de la columna. Entonces, la determinación de los factores de separación $S_{n,i}$ y $S_{m,i}$ depende de la estimación de los valores K_i individuales. Si se supone que las soluciones son ideales, los valores de K_i son sólo funciones de la temperatura y la presión de la columna especificada. Por tanto, la estimación de los valores K y, a su vez, los valores S_n y S_m para cada componente, se reducen, en sistemas de solución ideal, a la estimación de la temperatura eficaz en cada sección de la columna, o grupo de etapas.

Se supone que la temperatura eficaz de la sección es un tipo de promedio de la temperatura de la etapa de alimentación y la de la etapa final. El promedio más simple es el aritmético.

$$T_n = (T_N + T_{M+1})/2 \tag{13-33}$$

$$T_m = (T_{M+1} + T_1)/2 \tag{13-34}$$

Por supuesto, los valores finales T_N y T_1 deben ser, respectivamente, el punto de rocío del producto del domo calculado y el punto de burbuja del producto calculado del fondo. Esto deja sólo T_{M+1} que puede variar independientemente para obligar a la columna a satisfacer el flujo especificado de producto destilado o el flujo máximo de vapor. Esta técnica de iteración es análoga a la de un operador de columna que ajusta por tanteos la temperatura de la bandeja de control, hasta que la columna produzca los productos finales que se desean.

Ejemplo 1: Cálculo por el método SB Mediante el problema que sigue se ilustrará el uso de la ecuación (13-30). Se debe cerrar o parar un gran separador de C_4-C_5, con el objeto de efectuar reparaciones. Parte de su alimentación se desviará temporalmente hacia una columna menor que se encuentra disponible para utilizarla como reemplazo. La columna menor tiene sólo 11 bandejas con cachuchas de burbujeo más un rehervidor parcial. La alimentación entra a la bandeja del centro. Las experiencias del pasado con alimentaciones similares indican que los 11 platos más el rehervidor son, aproximadamente, equivalentes a 10 etapas de equilibrio y que la columna tiene una capacidad máxima de vapor por el domo de 1.75 veces el flujo de alimentación sobre la base molar. La columna funcionará a una presión de condensador de 827.4 kPa (120 lb/in^2 abs). La alimentación estará en su punto de burbuja ($q = 1.0$) en las condiciones del plato de alimentación y tiene la siguiente composición sobre la base de 0.0126 (kg · mol)/s [100(lb · mol)/h]:

Componente	F_{iF}
C_3	5
i-C_4	15
n-C_4	25
i-C_5	20
n-C_5	35
	100

La columna original tiene normalmente menos del 7% mol de i-C_5 en la parte superior y menos del 3% mol de n-C_4 en el producto del fondo, cuando funciona a una razón de destilado de $D/F = 0.489$. ¿Se pueden obtener esas purezas de productos en la columna menor a $D/F = 0.489$?

Se despreciarán las caídas de presión en la columna y los valores de K se leerán a 827 kPa (120 lb/in^2 abs), en las dos secciones de la columna. Se utilizará el nomograma de Priester de la figura 13-14b como fuente de valores de K. Cuando se supone que hay un sobreflujo molar constante en cada sección, los índices en libras-mol por hora la sección superior y la inferior son como sigue:

Sección Superior	Sección Inferior
$D = (0.489)(100) = 48.9$	$B = 100 - 48.9 = 51.1$
$V = (1.75)(100) = 175$	$V' = V = 175$
$L = 175 - 48.9 = 126.1$	$L' = L + F = 226.1$
$V/L = 1.388$	$V'/L' = 0.7739$
	$L/L' = 126.1/226.1 = 0.5577$
	$R = 126.1/48.9 = 2.579$

NOTA: Para convertir libras-mol por hora en kilogramos-mol por segundo, multiplíquese por 1.26×10^{-4}.

Puesto que la alimentación entra a la mitad de la columna, $M = 5$ y $M + 1 = 6$.

Las temperaturas iniciales de la etapa superior y la inferior se pueden estimar, suponiendo que hay una división de la alimentación y efectuando a continuación cálculos de punto de rocío y punto de burbuja, con la composición superior y la inferior resultantes. Las concentraciones de i-C_5 y n-C_4 obtenidas en la columna inicial más la D especificada de 48.9 se satisfacen mediante las siguientes separaciones supuestas:

Componente	Fx_F	Dx_D	Bx_B	x_D	x_B
C_3	5	5.0	0.0	0.102	0.0
i-C_4	15	14.5	0.5	0.296	0.010
n-C_4	25	23.5	1.5	0.481	0.029
i-C_5	20	3.4	16.6	0.070	0.325
n-C_5	35	2.5	32.5	0.051	0.636
	100	48.9	51.1	1.000	1.000

El punto de rocío y el de burbuja de esos productos supuestos dan temperaturas de la etapa superior y la inferior de 347 K (165°F) y 386 K (236°F), respectivamente. El punto de burbuja de la alimentación es de 358K (185°F) y esto se usará como primera suposición para la temperatura de la bandeja de alimentación (un promedio aritmético de las dos temperaturas supuestas en los extremos es un método más sencillo para obtener una suposición inicial de T_{M+1} y, en este ejemplo, hubiera estado más cerca del valor correcto). Los valores resultantes de T_n y T_m obtenidos a partir de las ecuaciones (13-33) y (13-34) son 352 K y 372 K (175 y 210°F).

La evaluación de la ecuación (13-30) para todos los componentes se hace mejor en forma tabular. En la tabla 13-8 se muestra el modo como se usan los valores iniciales de T_n y T_m para hacer la primera estimación de los índices de D y B y las composiciones asociadas del producto. Los valores h para componente se obtuvieron de la ecuación (13-31).

La D calculada en la tabla 13-8 es 43.83, que es considerablemente más bajo que el valor especificado de 48.9. Asimismo,

$$V_N = (1 + R)D = (3.579)(43.8) = 156.8$$

Que se encuentra por debajo de la capacidad de la columna de 175. Se debe elevar el perfil de temperatura de la columna.

La composición calculada del producto de la tabla 13-8 no se debe utilizar para estimar nuevas temperaturas en los extremos. La cantidad tomada en la parte superior está tan por debajo de las especificaciones que las composiciones calculadas no pueden ser reales. La composición calculada en el domo es demasiado "ligera" y la composición calculada del fondo demasiado "pesada". Por consiguiente, lo mejor es no hacer nuevas estimaciones de las temperaturas de los extremos hasta que la D calculada esté más cerca del valor especificado. El perfil de temperaturas se puede elevar, aumentando la temperatura supuesta de la bandeja de alimentación y conservando las temperaturas anteriores de los extremos.

Si $T_{m+1} = 372$ K (210°F) se supone para el segundo intento, $T_n = 359.4$ K (187.5°F) y $T_m = 379$ K (223°F). Esas nuevas temperaturas dan los resultados que siguen:

Componente	f	Bx_B	Dx_D	x_B	x_D
C_3	0.000789	0.004	4.996	0.000	0.101
i-C_4	0.0232	0.348	14.65	0.007	0.296
n-C_4	0.0900	2.25	22.75	0.045	0.459
i-C_5	0.8125	16.25	3.75	0.322	0.076
n-C_5	0.9031	31.61	3.39	0.627	0.067
		50.46	49.54	1.000	1.000

La nueva $D = 49.54$ se acerca lo suficiente a 48.9 para permitir el uso de las composiciones calculadas para estimar nuevas temperaturas de los extremos. Los cálculos de punto de rocío y burbuja proporcionan temperaturas de 346.1 K y 385 K (163.5 y 234°F), para la etapa superior y el rehervidor respectivamente. Al promediar esas temperaturas con el valor supuesto previamente de $T_{M+1} = 372$ K (210°F) da $T_n = 358.9$ (186.7°F) y $T_m = 379$ K (222°F). Un tercer intento con esas temperaturas proporciona los resultados finales que aparecen a continuación. Para comparación, los números entre paréntesis son los resultados de una solución rigurosa por computadora, la cual se describe en la siguiente subsección.

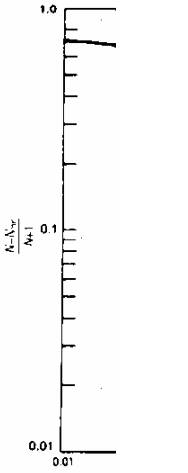
Componente	f	Bx_B	Dx_D
C_3	0.000825	0.004 (0.002)	4.996 (4.998)
i-C_4	0.0253	0.379 (0.330)	14.6 (14.6)
n-C_4	0.0964	2.41 (1.90)	22.6 (23.1)
i-C_5	0.8216	16.4 (16.4)	3.57 (3.56)
n-C_5	0.9098	31.8 (32.4)	3.16 (2.61)
		51.0	48.9

Para el método SB, la concentración de n-C_4 en el producto del fondo es de 4.7%, lo que sobrepasa al 3% obtenido en la columna mayor. Asimismo, la concentración i-C_5 en D es de 7.3%, lo cual excede del 7% obtenido previamente. Por ende, la columna menor no podrá satisfacer esas dos especificaciones a ningún flujo. El aumento de D por encima de 48.9 haría disminuir la concentración de n-C_4 en el producto del fondo; pero haría aumentar también la concentración de i-C_5 en la corriente superior. De modo similar, la disminución de D retiraría i-C_5 de la parte superior; pero haría aumentar también n-C_4 en la corriente del fondo. El método riguroso predice una concentración del fondo para n-C_4 de 3.7% y una concentración de destilado de 7.3% para $i = C_5$.

TABLA 13-8 Primer intento en la aplicación del método de Smith-Brinkley

Componente	K_{125}	S_n	K_{210}	S_m	$\frac{K'}{K}$	$\frac{1 - S_n}{1 - S_m}$	h	S_n^5	$1 - S_n^5$	$R(1 - S_n)$	Numerador
C_3	3.03	4.21	3.83	2.96	1.26	1.63	1.15	1290	−1289	−8.27	−1297
i-C_4	1.53	2.12	2.07	1.60	1.35	1.87	1.41	43	−42	−2.90	−44.9
n-C_4	1.17	1.62	1.62	1.25	1.38	2.46	1.90	11.6	−10.6	−1.61	−12.2
i-C_5	0.575	0.798	0.825	0.638	1.43	0.558	0.447	0.323	0.677	0.521	1.20
n-C_5	0.485	0.673	0.720	0.557	1.48	0.738	0.611	0.140	0.860	0.843	1.70

Componente	S_m^5	$hS_n^5(1 - S_m^5)$	Denominador	f	Bx_B	Dx_D	x_B	x_D
C_3	700	−1 037 000	−1 038 000	0.00125	0.006	4.994	0.000	0.114
i-C_4	17.3	−987.7	−1 032	0.0435	0.625	14.375	0.011	0.328
n-C_4	3.81	−61.7	−73.9	0.165	4.13	20.87	0.074	0.476
i-C_5	0.069	0.1344	1.33	0.899	18.0	2.0	0.320	0.046
n-C_5	0.036	0.0826	1.79	0.953	33.4	1.6	0.595	0.036
					56.16	43.83	1.000	1.000



as composiciones cal-
el domo es demasiado
"pesada". Por consi-
s temperaturas de los
especificado. El perfil
ra supuesta de la ban-
iores de los extremos.
intento, T_n = 359.4 K
dan los resultados que

x_B	x_D
0.000	0.101
0.007	0.296
0.045	0.459
0.322	0.076
0.627	0.067
1.000	1.000

permitir el uso de las
uras de los extremos.
peraturas de 346.1 K y
or respectivamente. Al
nente de T_{M+1} = 372 K
tercer intento con esas
recen a continuación.
esultados de una solu-
iguiente subsección.

Dx_D
4.996 (4.998)
14.6 (14.6)
22.6 (23.1)
3.57 (3.56)
3.16 (2.61)
48.9

oducto del fondo es de
yor. Asimismo, la con-
obtenido previamente.
especificaciones a nin-
inuir la concentración
bién la concentración
inución de D retiraría
C_4 en la corriente del
el fondo para n-C_4 de
5.

$-S_n$)	Numerador
.27	−1297
.90	−44.9
.61	−12.2
.521	1.20
.843	1.70

x_B	x_D
0.000	0.114
0.011	0.328
0.074	0.476
0.320	0.046
0.595	0.036
1.000	1.000

MÉTODO ABREVIADO DE FENSKE-UNDERWOOD-GILLILAND (FUG)

En este método se utiliza la ecuación de Fenske [*Ind. Eng. Chem.*, **24**, 482 (1932)] para calcular N_m, que es el número de platos que se requieren para realizar una separación especificada a reflujo total, o sea el valor mínimo de N. Las ecuaciones de Underwood [*J. Inst. Petrol.*, **31**, 111 (1945); **32**, 598 (1946); **32**, 614 (1946); y *Chem. Eng. Prog.*, **44**, 603 (1948)] se emplean para estimar la razón de reflujo mínimo R_m. La correlación empírica de Gilliland [*Ind. Eng. Chem.*, **32**, 1220 (1940)] que se muestra en la figura 13-41, utiliza a continuación esos valores para dar N para cada R especificado o R para cada N especificado. Las limitaciones de la correlación Gilliland han sido tratadas por Henley y Seader (*Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering*, Wiley, New York, 1981). La siguiente ecuación desarrollada por Molokanov y asociados [(*Int. Chem. Eng.*, **12**(2), 209 (1972)] satisface los fines perseguidos y encaja razonablemente bien dentro de la curva Gilliland:

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 1 - \exp\left[\left(\frac{1 + 54.4\Psi}{11 + 117.2\Psi}\right)\left(\frac{\Psi - 1}{\Psi^{0.5}}\right)\right] \tag{13-35}$$

donde $\Psi = (R - R_m)/(R + 1)$.

La ecuación de reflujo total de Fenske se podrá escribir como sigue:

$$\left(\frac{x_i}{x_r}\right) = (\alpha_i)^{N_m}\left(\frac{x_i}{x_r}\right)_B \tag{13-36}$$

o como

$$N_m = \frac{\log\left[\left(\frac{Dx_D}{Bx_B}\right)_i\left(\frac{Bx_B}{Dx_D}\right)_r\right]}{\log \alpha_i} \tag{13-37}$$

donde i es cualquier componente y r es el componente de referencia escogido arbitrariamente en la definición de las volatilidades relativas.

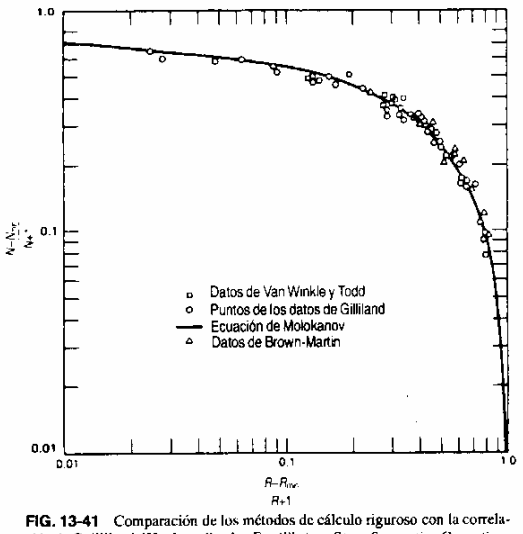


FIG. 13-41 Comparación de los métodos de cálculo riguroso con la correlación de Guilliland. [Henley y Seader, *Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering*, Wiley, New York, 1981; datos de Van Winkle y Todd, Chem. Eng., **78** (21), 136 (Sep. 20, 1971); datos de Gilliland, *Elements of Fractional Distillation*, 4th ed., McGraw-Hill, New York, 1950; datos de Brown y Martin, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **35**, 679 (1939)].

$$\alpha_i = K_i/K_r = y_i x_r/y_r x_i \tag{13-38}$$

El valor particular de α_i es el valor eficaz utilizado en las ecuaciones (13-36) y (13-37) definido en términos de valores para cada etapa en la columna por medio de

$$\alpha^N = \alpha_N \alpha_{N-1} \cdots \alpha_2 \alpha_1 \tag{13-39}$$

Las ecuaciones (13-36) y (13-37) son relaciones rigurosas entre las separaciones obtenidas para los componentes i y r en una columna a reflujo total. Sin embargo, el valor correcto de α_i se debe estimar siempre y es ahí donde interviene la aproximación. Se estima por lo común a partir de

$$\alpha = (\alpha_{\text{domo}}\, \alpha_{\text{fondo}})^{1/2} \tag{13-40}$$

o bien,

$$\alpha = (\alpha_{\text{superior}}\, \alpha_{\text{medio}}\, \alpha_{\text{inferior}})^{1/3} \tag{13-41}$$

Con frecuencia se puede obtener una estimación razonablemente buena de la separación que se logrará en una columna al especificar la separación en un componente (designado como componente de referencia r), al hacer N_m igual a, aproximadamente, de 40 a 60% del número de etapas en equilibrio (no bandejas reales) y usando la ecuación (13-37) para estimar las separaciones en todos los demás componentes. Se trata de un cálculo iterativo, porque la separación de los componentes se debe suponer primeramente, de modo arbitrario, que da composiciones extremas que se pueden utilizar para obtener estimaciones iniciales de las temperaturas de los extremos. Los valores de α_{superior} y α_{inferior}, correspondientes a esas temperaturas de los extremos, se usan en la ecuación (13-40) para dar valores de α_i para cada componente. La iteración continúa hasta que los valores α_i no cambian de intento a intento.

Las *ecuaciones de reflujo mínimo de Underwood* de interés principal son aquellas que se aplican cuando alguno de los componentes no aparecen en el destilado o en el producto de fondos a reflujo mínimo. Estas ecuaciones son

$$\sum_i \frac{\alpha_i (x_{i,D})_m}{\alpha_i - \Theta} = R_m + 1 \tag{13-42}$$

y

$$\sum_i \frac{\alpha_i x_{i,F}}{\alpha_i - \Theta} = 1 - q \tag{13-43}$$

La volatilidad relativa α_i se define mediante la ecuación (13-38); R_m es la razón de reflujo mínimo $(L_{N+1}/D)_{\min}$, y q describe la condición térmica de la alimentación (1.0 para una alimentación en su punto de burbuja y 0.0 para una alimentación de vapor saturado). Los valores $x_{i,F}$ se obtienen a partir de la composición de alimentación dada. Θ es la raíz común para las ecuaciones de la sección superior y las ecuaciones de la sección del fondo desarrolladas por Underwood para una columna a reflujo mínimo, con zonas de composición constante en cada sección. El valor de la raíz común debe caer entre α_{hk} y α_{lk}, en donde *hk* y *lk* representan *clave pesada* y *clave ligera*, respectivamente. Los *componentes clave* son los que el diseñador desea separar. En el problema de separación de butano-pentano que se utiliza en el ejemplo 1, la clave ligera se encuentra en n-C_4 y la pesada en i-C_5.

Los valores α_i en las ecuaciones (13-42) y (13-43) son los valores eficaces obtenidos a partir de la ecuación (13-40) o de la (13-41). Una vez que se dispone de esos valores, Θ se puede calcular en una iteración directa con la ecuación (13-43). Puesto que la diferencia $(\alpha - \Theta)$ puede ser pequeña, Θ se debe determinar hasta la cuarta cifra decimal para evitar las dificultades numéricas.

Se supone que los valores $(x_{i,D})_m$ en la ecuación (13-42) son los de reflujo mínimo, o sea, la concentración mayor que produciría la columna al funcionar al reflujo mínimo, con un número infinito de etapas. Cuando las volatilidades relativas de los componentes clave, tanto ligero como pesado, son cercanas y la separación especificada entre ellas es violenta o las volatilidades relativas de los demás componentes no están cerca de las de los dos componentes clave, sólo se distribuirán en el reflujo mínimo los dos componentes clave y los valores de $(x_{i,D})_m$

se pueden determinar fácilmente. A menudo, éste es el caso y es el único que aquí se considera. Los otros casos, en los que uno o todos los componentes no claves se distribuyen entre los productos del destilado y los fondos, están analizados en detalle por Henley y Seader (*op. cit.*).

El método de Fenske-Underwood-Gilliland no es tan conveniente para el estudio de columnas existentes como el de Smith-Brinkley, pero es más conveniente para el diseño de la nueva columna. Las especificaciones adecuadas para el método FUG pueden incluir las siguientes:

1. R/R_m, la razón del reflujo para el reflujo mínimo.
2. Separación en el componente de referencia (que se suele escoger como clave pesada).
3. División en otro componente (probablemente el de la clave ligera).

Sin embargo, el número total de etapas de equilibrio N, N/N_m o la razón externa de reflujo se puede sustituir para una de esas tres especificaciones. Se debe observar que la localización de la alimentación se especifica automáticamente como la óptima; esto se da por sentado en las ecuaciones de Underwood. La suposición del reflujo saturado se encuentra también inherente en las ecuaciones de Fenske y Underwood. Una limitación importante de las ecuaciones de Underwood es la suposición de un sobreflujo molar constante. Como lo analizaron Henley y Seader (*op. cit.*), esta suposición puede llevar a la predicción de un reflujo mínimo que es considerablemente inferior al valor real. En la ecuación de Fenske no existe tal suposición. Tavana y Hansen [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **18**, 154 (1979)] proporcionan una técnica de cálculo exacta para el reflujo mínimo. Chang [*Hydrocarbon Process.*, **60**(8), 79 (1980)] proporciona un programa de computadora para el método FUG.

Ejemplo 2: Cálculo por el método FUG La aplicación del método se demostrará en el problema del ejemplo de la separación de butano-pentano que se utilizó para el método de Smith-Brinkley. Las especificaciones necesarias para modelar la columna existente son:

1. $N = 10$, número total de etapas de equilibrio.
2. Localización óptima de la alimentación (que puede reflejar o no el sitio real).
3. El V/F máximo en la bandeja superior es de 1.75.
4. Separación en un componente, dado en los siguientes párrafos.

Como siempre, la resolución comienza con una separación arbitraria supuesta de todos los componentes para dar estimados de las composiciones superiores e inferiores, que se pueden utilizar para obtener temperaturas iniciales de los extremos. Los valores de α_i evaluados a esas temperaturas se promedian con una temperatura supuesta de la etapa de alimentación (se supone que es la de punto de burbuja de la alimentación), mediante la ecuación (13-41). La suposición inicial para la separación en el i-C_5 será $Dx_{i,D}/Bx_B = 3.15/16.85$. Como se mencionó antes, N_m se encuentra por lo común en torno de $0.4N$ a $0.6N$ y el valor inicial de N_m que se presupone aquí será de $(0.6)(10) = 6.0$. La ecuación (13-37) se puede volver a escribir como sigue:

$$\text{o bien,} \qquad \left(\frac{Dx_D}{Fx_F - Dx_D}\right)_i = \alpha_i^{6.0}\left(\frac{3.15}{16.85}\right) = \alpha_i^{6.0}(0.1869)$$

$$Dx_{i,D} = \frac{0.1869\alpha_i^{6.0}}{1 + 0.1869\alpha_i^{6.0}} Fx_{i,F}$$

A continuación se muestra la evaluación de cada ecuación para cada componente:

Componente	α_i	$\alpha_i^{6.0}$	$0.1869\alpha_i^{6.0}$	Fx_F	Dx_D	Bx_B
C_3	5.00			5	5.0	0.0
i-C_4	2.63	330	61.7	15	14.8	0.2
n-C_4	2.01	66	12.3	25	23.1	1.9
i-C_5	1.00	1.00	0.187	20	3.15	16.85
n-C_5	0.843	0.36	0.0672	35	2.20	32.80
				100	48.25	51.75

Las temperaturas de los extremos que corresponden a esas composiciones de productos son 344 K (159 °F) y 386 K (236°F). Estas temperaturas más la de punto de burbuja de la alimentación, de 358 K (185°F) proporcionan un nuevo conjunto de valores de α_i que varían sólo en forma ligera en comparación con los utilizados antes. En consecuencia, no se espera que el valor de $D = 48.25$ varié mucho y se utilizará para estimar una nueva separación de i-C_5. La concentración mayor deseada para i-C_5 es de 7%; por tanto, se supondrá que $Dx_D = (0.07)(48.25) = 3.4$ para i-C_5 y que la separación de este componente será de 3.4/16.6. Los resultados obtenidos con los nuevos valores de α_i y la nueva separación de i-C_5 son los siguientes:

Componente	$\alpha_i^{6.0}$	$0.2048\alpha_i^{6.0}$	Fx_F	Dx_D	Bx_B	x_D	x_B
C_3			5	5.0	0.0	0.102	0.000
i-C_4	322	65.9	15	14.8	0.2	0.301	0.004
n-C_4	68	13.9	25	23.3	1.7	0.473	0.033
i-C_5	1.00	0.205	20	3.4	16.6	0.069	0.327
n-C_5	0.415	0.085	35	2.7	32.3	0.055	0.636
			100	49.2	50.8	1.000	1.000

La concentración calculada de i-C_5 en la corriente del domo es de 6.9%, lo que, por ahora, se acerca lo suficiente a la cifra de 0.7.

En la tabla 13-9 se muestra el cálculo subsiguiente, con las ecuaciones de reflujo mínimo de Underwood. Los valores de α y x_D de la tabla 13-9 son los del cálculo de reflujo total de Fenske. Como se observó anteriormente, los valores de x_D deben ser los de reflujo mínimo. Esta incongruencia puede reducir la precisión del método de Underwood, mas para que sea útil, un método abreviado debe ser rápido y no se ha demostrado que una estimación más rigurosa de los valores de x_D dé por resultado un mejoramiento total de la precisión. El R_m calculado es de 0.9426. El reflujo real supuesto se obtiene a partir del flujo máximo especificado de vapor en el domo de 0.022 (kg · mol)/s [175 lb · mol/h] y el valor calculado de D de 49.2 (a partir de la ecuación de Fenske).

$$L_{N+1} = V_N - D$$

$$R = V_N/D - 1 = 175/49.2 - 1 = 2.557$$

A continuación, se utilizan los valores de $R_m = 0.9426$, $R = 2.557$ y $N = 10$, con la correlación de Gilliland de la figura 13-41 o la ecuación (13-35) para verificar el valor inicial supuesto de 6.0 para N_m. La ecuación (13-35) da $N_m = 6.95$ que difiere considerablemente del valor supuesto.

La repetición de los cálculos con $N_m = 7.0$ da $R = 2.519$, $R_m = 0.9782$ y un valor calculado de verificación de $N_m = 6.85$, que es suficientemente aproximado. Las composiciones de productos finales y los valores de utilizados son los siguientes:

TABLA 13-9 Aplicación de las ecuaciones de Underwood

				$\theta = 1.36$		$\theta = 1.365$					
Componente	x_F	α	αx_F	$\alpha - \theta$	$\frac{\alpha x_F}{\alpha - \theta}$	$\alpha - \theta$	$\frac{\alpha x_F}{\alpha - \theta}$	x_D	αx_D	$\alpha - \theta$	$\frac{\alpha x_D}{\alpha - \theta}$
C_3	0.05	4.99	0.2495	3.63	0.0687	3.625	0.0688	0.102	0.5090	3.6253	0.1404
i-C_4	0.15	2.62	0.3930	1.26	0.3119	1.255	0.3131	0.301	0.7886	1.2553	0.6282
n-C_4	0.25	2.02	0.5050	0.66	0.7651	0.655	0.7710	0.473	0.9555	0.6553	1.4581
i-C_5	0.20	1.00	0.2000	−0.36	−0.5556	−0.365	−0.5479	0.069	0.0690	−0.3647	−0.1892
n-C_5	0.35	0.864	0.3024	−0.496	−0.6097	−0.501	−0.6036	0.055	0.0475	−0.5007	−0.0949
	1.00				−0.0196		+0.0014	1.000			1.9428 = $R_m + 1$

La interpolación da $\theta = 1.3647$. .

Componente	α_i	Dx_D	Bx_B	x_D	x_B
C_3	4.98	5.00	0	0.1004	0.0
i-C_4	2.61	14.91	0.09	0.2996	0.0017
n-C_4	2.02	24.16	0.84	0.4852	0.0168
i-C_5	1.00	3.48	16.52	0.0700	0.3283
n-C_5	0.851	2.23	32.87	0.0448	0.6532
		49.78	50.32	1.0000	1.0000

Estos resultados indican que las concentraciones de 7% de i-C_5 en D y 3% de n-C_4 en B, obtenidas en la columna original, se pueden obtener con facilidad en la columna menor. Esto no se conforma con las respuestas obtenidas por el método de Smith-Brinkley y tampoco con las soluciones obtenidas mediante un método riguroso por computadora, como se muestra a continuación:

	x_D			x_B		
Componente	Riguroso	SB	FUG	Riguroso	SB	FUG
C_3	0.102	0.102	0.100	0.0	0.0	0.0
i-C_4	0.299	0.299	0.300	0.006	0.007	0.002
n-C_4	0.473	0.463	0.485	0.037	0.047	0.017
i-C_5	0.073	0.073	0.070	0.322	0.322	0.328
n-C_5	0.053	0.063	0.045	0.635	0.624	0.653
	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000

Comparación de métodos SB y FUG Debido a las especificaciones necesarias, el método de Smith-Brinkley (SB) es más conveniente para el análisis de columnas existentes que para el diseño de nuevas columnas, donde se debe especificar una pureza del producto o la recuperación. El método de Fenske-Underwood-Gilliland (FUG) permite especificación directa de la separación de componentes y, por ello, suele ser más conveniente para el diseño de nuevas columnas que para el análisis de las existentes.

El método SB se puede utilizar para una ubicación real del plato de alimentación, en tanto que el método FUG siempre supone la ubicación óptima. Esta es una desventaja seria, al analizar una columna existente cuyo plato de alimentación está mal ubicado para el nuevo servicio que se propone.

El método SB utiliza diferentes valores eficaces de K para las dos secciones de la columna y ésta puede ser una ventaja para los sistemas en los que las volatilidades relativas varían ampliamente de un extremo al otro de la columna. El método FUG utiliza sólo un valor eficaz para toda la columna. Además, como se mencionó antes, la suposición de un sobreflujo molar constante puede ser un problema serio para la ecuación de Underwood en el método FUG.

El método SB tiene la ventaja de poderlo aplicar a los otros procesos de separación, como por ejemplo, la absorción, el decapado, la extracción y el lavado. Edmister [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **3**, 165 (1957)] dio otra versión del método.

MÉTODO DE GRUPO DE KREMSER

A partir del método clásico de Kremser (*op. cit.*), se han desarrollado métodos de grupos aproximados, cuya complejidad se incrementa, para el cálculo de los grupos de las etapas de equilibrio en una cascada a contracorriente como, por ejemplo, la que se utiliza en los absorbedores y agotadores simples descritos en las figuras 13-7*b* y *d*. Sin embargo, en ninguno de estos métodos de grupos se consideran adecuadamente las temperaturas de las etapas, que son considerablemente mayores o menores que las dos temperaturas de las corrientes de entrada para la absorción y el agotamiento, respectivamente, cuando ocurren cambios apreciables en la composición. Por consiguiente, sólo se presenta aquí la forma más simple del método de Kremser. Afortunadamente, se pueden aplicar los métodos rigurosos para computadora, que se describen posteriormente, cuando se requieren resultados precisos. El método de Kremser es más útil para hacer estimaciones preliminares de las velocidades de flujo del agente separador o absorbente o los requerimientos de las etapas de equilibrio. El método se puede emplear también para una extrapolación rápida de los resultados de una solución rigurosa para varias etapas de equilibrio.

Considérese la cascada adiabática a contracorriente que aparece en la figura 13-42, donde v y ℓ son las velocidades de flujo molar de los componentes. Independientemente de si la cascada es un absorbedor o agotador, los componentes en el vapor de entrada tienden a ser absorbidos y los componentes en el líquido de salida tienden a separarse. Si se separan más moles de los que se absorben, la cascada es un agotador; de otra manera, la cascada es un absorbedor. El método de Kremser es general y se aplica a cualesquiera de los casos. La aplicación de las ecuaciones del equilibrio de las fases y el balance de materia de los componentes, en forma sucesiva a las etapas 1 hasta $N-1$, 1 hasta $N-2$ etc., como lo demostraron Henley y Seader (*op. cit.*) da por resultado las siguientes ecuaciones originalmente obtenidas por Kremser. Para cada componente i,

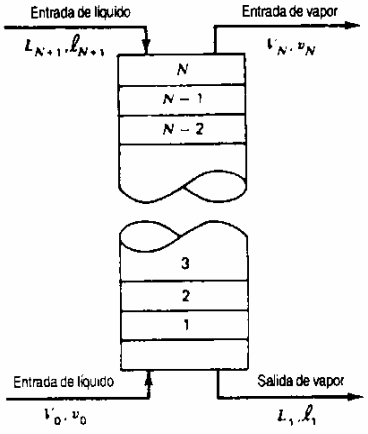


FIG. 13-42 Cascada adiabática a contracorriente, para absorción o agotamiento simple.

$$(v_i)_N = (v_i)_0(\Phi_i)_A + (\ell_i)_{N+1}[1 - (\Phi_i)_S] \tag{13-44}$$

donde

$$(\Phi_i)_A = \frac{(A_i)_e - 1}{(A_i)_e^{N+1} - 1} \tag{13-45}$$

es la fracción del componente i en el vapor de entrada, que no se absorbió,

$$(\Phi_i)_S = \frac{(S_i)_e - 1}{(S_i)_e^{N+1} - 1} \tag{13-46}$$

es la fracción del componente i en el líquido de entrada, que no fue agotado

$$(A_i)_e = (L/K_iV)_e \tag{13-47}$$

es el factor de absorción eficaz o promedio para el componente i y

$$(S_i)_e = 1/(A_i)_e \tag{13-48}$$

es el factor de separación eficaz o promedio para el componente i. Cuando las corrientes de entrada tienen la misma temperatura y presión y ocurre una separación y absorción despreciables, los factores eficaces de absorción y separación para los componentes están determinados por las condiciones de las corrientes de entrada. Por consiguiente, si los valores de K son independientes de la composición, entonces,

$$(A_i)_e = 1/(S_i)_e = (L_{N+1}/K_i\{T_{N+1}, P_{N+1}\}V_0) \tag{13-49}$$

Cuando las temperaturas de las corrientes de entrada difieren y/o ocurre una absorción y/o separación que varía de moderada a apreciable, los valores de A_i y S_i deben basarse en los valores eficaces promedio

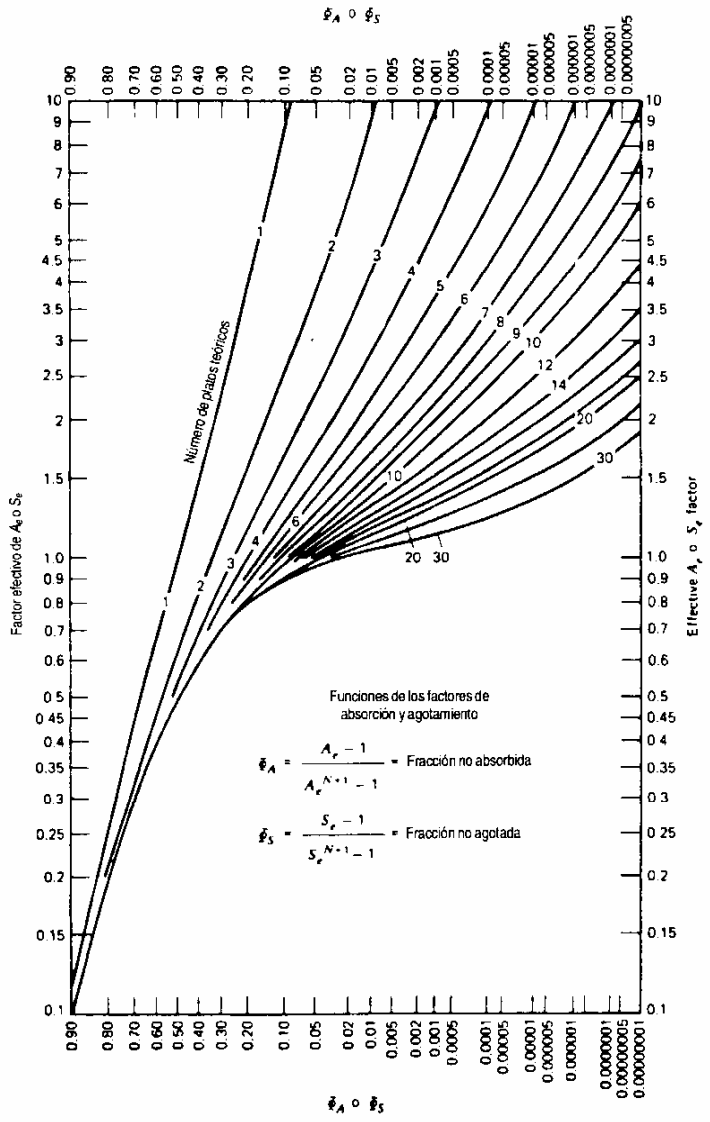


FIG. 13-43 Factores de absorción y agotamiento. [W.C. Edmister, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **3**, 165-171 (1957)].

FIG. 13-44 Esp

de L, V y K_i en l
(13-49) con T_N
mación de prim
$< L_e$ y $V_0 > V_e$ s
$P)\} < K_i\{T_e, P\}$
ocurre para el c

Las ecuacion
43. Los compo
absorben o sepe
valores corresp
pendientes del

Una estimaci
una cantidad es
nente clave K_i
equilibrio se ob

TA

Com
C_1
C_2
C_3
nC_4
nC_5
Ace
T
N

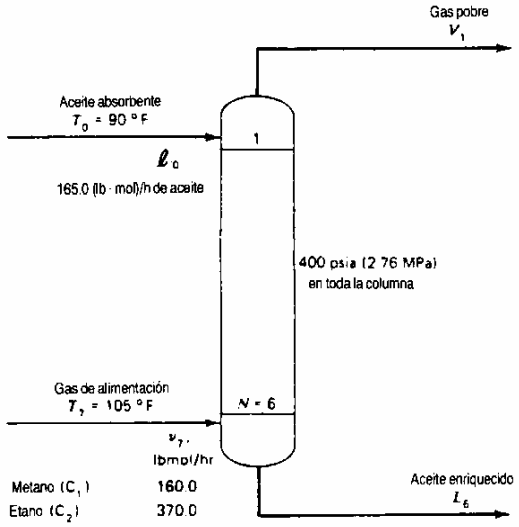


FIG. 13-44 Especificaciones para el ejemplo del absorbedor.

de L, V y K_i en la cascada. Sin embargo, incluso entonces, la ecuación (13-49) con T_{N+1} reemplazada por $(T_{N+1}+T_0)/2$ puede dar una aproximación de primer orden para $(A_i)_e$. En el caso de un absorbedor, $L_{N+1} < L_e$ y $V_0 > V_e$ se compensará hasta cierto punto por $K_i\{(T_{N+1}+T_0)/2, P)\} < K_i\{T_e, P\}$. Una compensación similar pero en dirección opuesta ocurre para el caso de un agotador.

Las ecuaciones (13-45) y (13-46) están graficadas en la figura 13-43. Los componentes que tienen valores más grandes de A_e y S_e se absorben o separan, respectivamente, hasta una mayor extensión. Los valores correspondientes de Φ_A y Φ_S se aproximan a 1 y casi son independientes del número de etapas de equilibrio.

Una estimación de la velocidad de flujo mínima del absorbente para una cantidad específica de absorción del gas de entrada de un componente clave K, para una cascada con un número infinito de etapas de equilibrio se obtiene mediante la ecuación (13-45) como

$$(L_{N+1})_{\min} = K_K V_0[1 - (\Phi_K)_A] \qquad (13\text{-}50)$$

La estimación correspondiente de la velocidad de flujo mínima del agente de separación para un agotador se obtiene como

$$(V_0)_{\min} = L_{N+1}[1 - (\Phi_K)_S]/K_K \qquad (13\text{-}51)$$

Ejemplo 3: Cálculo por el método de Kremser Para el absorbedor simple especificado en la figura 13-44, un procedimiento de cálculo riguroso como el descrito a continuación proporciona los resultados que aparecen en la tabla 13-10. Los valores de Φ se calcularon a partir de las velocidades de flujo de los componentes de los productos y los factores eficaces correspondientes de absorción y separación se obtuvieron por cálculos iterativos de las ecuaciones (13-45) y (13-46) con $N = 6$. Utilícese el método de Kremser para estimar las velocidades de los componentes y los productos, si el valor de N se duplica a 12.

Supóngase que los valores de A_e y S_e no cambian, al cambiar el valor de N. La aplicación de las ecuaciones (13-45), (13-46) y (13-44) proporciona los resultados de las cuatro últimas columnas de la tabla 13-10. Debido al pequeño valor de A_e, la extensión de la absorción de C_1 permanece sin cambio. Para los demás componentes ocurre un incremento de las cantidades de absorción. El grado de separación del aceite absorbedor permanece básicamente sin cambio. En general, sólo ocurre una absorción adicional de 0.5%. El mayor incremento en la absorción ocurre para el n-C_4 hasta aproximadamente 4%.

TABLA 13-10 Resultados de los cálculos para el absorbedor simple que aparece en la figura 13-44

	N = 6 (método riguroso)				N = 12 (método de Kremser)					
	(lb · mol)/h						(lb · mol)/h			
Componente	$(v_i)_6$	$(\ell_i)_1$	$(\Phi_i)_A$	$(\Phi_i)_S$	$(A_i)_e$	$(S_i)_e$	$(v_i)_{12}$	$(\ell_i)_1$	$(\Phi_i)_A$	$(\Phi_i)_S$
C_1	147.64	12.36	0.9228	.....	0.0772	.....	147.64	12.36	0.9228	
C_2	276.03	94.97	0.7460	.....	0.2541	.....	275.98	94.02	0.7459	
C_3	105.42	134.58	0.4393	.....	0.5692	.....	103.46	136.54	0.4311	
nC_4	1.15	23.85	0.0460	.....	1.3693	.....	0.16	24.84	0.0063	
nC_5	0.0015	4.9985	0.0003	.....	3.6	.....	0	5.0	0.0	
Aceite absorbedor	0.05	164.95	.....	0.9997	.....	0.0003	0.05	164.95	.....	0.9997
Totales	530.29	435.71					527.29	437.71		

NOTA: Para convertir (lb · mol)/h a (kg · mol)/h, multiplíquese por 0.454

MÉTODOS RIGUROSOS PARA SEPARACIONES TIPO DESTILACIÓN DE MULTICOMPONENTES

INTRODUCCIÓN

La disponibilidad de grandes computadoras digitales hacen posibles las soluciones rigurosas de los modelos de etapas de equilibrio, para columnas de destilación de componentes y etapas múltiples, hasta un grado de exactitud limitado exclusivamente por la precisión de los datos de entalpía y de equilibrio de fase. El tiempo y costo para obtener dichas soluciones es muy bajo, en comparación con el costo de las soluciones manuales. Se dispone de métodos que pueden resolver con precisión casi cualquier tipo de problema de destilación en forma rápida y eficiente. El material presentado en esta subsección cubre, con cierto detalle, algunos de los algoritmos para computadora más utilizados, así como el método manual clásico de Thiele y Geddes. Todos los métodos nominales, porque se especifican el número de etapas de equilibrio, la alimentación y las etapas de separación. Sin embargo, el diseño de un método de aproximaciones sucesivas fue dado por Ricker y Grens [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **29**, 238 (1974)]. A quienes deseen más detalles, se les recomienda consultar los textos de Henley y Seader, King y Holland citados en las "Referencias generales" al principio de esta Sección. Estos libros, a su vez, citan varias referencias de revistas de ingeniería química. Las matemáticas incluidas son las que tratan con los conjuntos de las ecuaciones algebraicas no lineales. La naturaleza general de los principales problemas matemáticos la presentan claramente Friday y Smith ["An Analysis of the Equilibrium Stage Separation Problem - Formulation and Convergence," *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **10**, 698 (1064).

MÉTODO DE THIELE-GEDDES DE ETAPA POR ETAPA PARA DESTILACIÓN SIMPLE

Antes de disponer de computadores digitales, los métodos manuales más utilizados para el cálculo riguroso de la destilación simple fueron los de Lewis y Matheson (LM) [*Ind. Eng. Chem.*, **24**, 496 (1932)] y el de Thiele y Geddes (TG) [*Ind. Eng. Chem.*, **25**, 290 (1933)], en los que las ecuaciones de las etapas de equilibrio se resuelven una por una utilizando técnicas de partición. El primero es un método de diseño, en el cual el número de etapas se determina para una separación específica entre dos componentes clave. Por consiguiente, es un método riguroso análogo al método abreviado de FUG. El método de TG es un método nominal, en el que se predice la distribución de los componentes entre el destilado y los fondos para un número especificado de etapas. Por lo tanto, el método de TG es una analogía rigurosa del método de SB.

Tanto los métodos de LM y TG tienen dificultades numéricas que, en ciertos casos, pueden evitar la convergencia. El cálculo etapa por etapa que se utiliza en el método de LM procede de la parte superior hacia abajo y del fondo hacia arriba y está sujeto a grandes errores de truncamiento, si la volatilidad de los componentes difiere mucho. En el método de TG se evita esta dificultad, pero surgen inestabilidades numéricas tan pronto como el cálculo de etapa por etapa cruza la etapa de alimentación. En consecuencia, un término diferente aparece en las ecuaciones y, en ocasiones, esto da por resultado una pérdida importante de dígitos significativos, lo que hace que el método de TG sea básicamente inadecuado para las columnas con alimentación múltiple.

Los métodos etapa por etapa en los que se calcula la columna partiendo de ambos extremos hacia la parte media tienen dos desventajas. Primero, los cálculos de la parte superior hacia abajo y del fondo hacia arriba deben "engranarse" en alguna parte de la columna. Por lo general, el engrane se hace en la etapa de alimentación, pero si existe más de una etapa de alimentación debe hacerse una selección de puntos de engrane para cada componente. Cuando la volatilidad de los componentes varía ampliamente, no pueden emplearse los mismos puntos de engrane para todos los componentes, si quieren evitarse serias dificultades numéricas. Segundo, deben establecerse procedimientos arbitrarios para manejar los componentes *no distribuidos*. (Un componente no distribuido es aquél cuya concentración en una de las corrientes de productos finales es más pequeña que el número más pequeño registrado por la computadora.) En las ecuaciones LM y TG las concentraciones de estos componentes no tienen valores diferentes a cero en el punto adecuado, a medida que se procede con los cálculos a través de la columna.

Debido a todas estas dificultades numéricas, los métodos de cálculo etapa por etapa de LM y TG no se utilizan en los algoritmos de las computadoras. Aun así, el método TG es muy útil y se desarrolla en el siguiente ejemplo. Para una sola alimentación con puntos de ebullición cercanos, el método TG es bastante eficiente.

Ejemplo 4: Cálculo por el método TG Se demostrará el método TG utilizando el mismo problema que se empleó antes para los métodos aproximados. La columna se analizó previamente y se descubrió que tiene $C + 2N + 9$ variables de diseño. Las especificaciones a utilizar en este ejemplo también se tabularon en ese momento e incluyen el número total de etapas ($N = 10$), la ubicación del plato de alimentación ($M = 5$), la temperatura de reflujo (que corresponde a la del líquido saturado), la velocidad del destilado ($D = 48.9$) y la velocidad de vapor de la parte superior ($V = 175$). Como se estableció con anterioridad, la presión es uniforme y tiene un valor de 827 kPa (120 psia), pero si se desea, el gradiente de presión se puede manejar fácilmente.

Para empezar el procedimiento, debe suponerse un perfil de temperatura y de la velocidad del vapor a todo lo largo de la columna. Estas variables se conocen como variables de partición y deben iterarse hasta lograr la convergencia, en la que sus valores ya no cambian de iteración en iteración y todas las ecuaciones se satisfacen hasta un grado de tolerancia aceptable. Cada iteración descendente y luego ascendente a través de la columna se conoce como una iteración en columna. A continuación se presenta un conjunto de valores supuestos de las variables de partición que estén de acuerdo con las especificaciones y los valores de K para los componentes a las temperaturas supuestas, donde se supusieron las temperaturas finales e intermedia, con base en el método abreviado de Smith-Brinkley, y los valores de K se obtuvieron de la figura 13-14*b*.

TABLA 13-10*a*

				K				
Etapa	V	L	T	C_3	$i-C_4$	$n-C_4$	$i-C_5$	$n-C_5$
10	175	126.1	163.5	2.77	1.38	1.04	0.500	0.420
9			178.5	3.10	1.60	1.22	0.590	0.495
8			191.3	3.40	1.78	1.37	0.685	0.585
7			202.0	3.63	1.94	1.49	0.770	0.660
6		226.1	210.0	3.84	2.06	1.60	0.825	0.702
5			216.4	4.00	2.21	1.73	0.895	0.765
4			221.7	4.15	2.28	1.80	0.925	0.800
3			226.3	4.28	2.36	1.88	0.965	0.835
2			230.3	4.36	2.43	1.94	1.000	0.870
1		51.1	234.0	4.42	2.50	1.99	1.030	0.890

Las composiciones de las etapas para el método TG se obtuvieron mediante los cálculos de etapa por etapa, desde ambos extremos hacia la etapa de alimentación. Con referencia a la figura 13-1, los cálculos se basaron en las razones v_n/d, ℓ_n/d, v_m/b y ℓ_m/b en vez de basarse en v o ℓ directamente. Las ecuaciones de trabajo se obtuvieron como sigue:

En la sección de rectificación, la relación de equilibrio para el componente i en cualquier etapa n se puede expresar en términos de la velocidad de flujo

PONENTES

, pero si existe más
cción de puntos de
dad de los compo-
mismos puntos de
tarse serias dificul-
ocedimientos arbi-
os. (Un componen-
na de las corrientes
o más pequeño re-
M y TG las concen-
liferentes a cero en
os cálculos a través

métodos de cálculo
s algoritmos de las
y se desarrolla en el
n puntos de ebulli-

método TG utilizando
aproximados. La co-
+ 2N + 9 variables de
nbién se tabularon en
la ubicación del plato
rresponde a la del lí-
velocidad de vapor de
rioridad, la presión es
desea, el gradiente de

ñl de temperatura y de
variables se conocen
la convergencia, en la
odas las ecuaciones se
eración descendente y
na iteración en colum-
uestos de las variables
y los valores de K para
pusieron las tempera-
do de Smith-Brinkley,

K		
C_4	i-C_5	n-C_5
14	0.500	0.420
12	0.590	0.495
17	0.685	0.585
19	0.770	0.660
10	0.825	0.702
13	0.895	0.765
10	0.925	0.800
18	0.965	0.835
14	1.000	0.870
19	1.030	0.890

e obtuvieron mediante
cia la etapa de alimen-
ron en las razones v_n/d,
ecuaciones de trabajo

io para el componente
la velocidad de flujo

del componente en el destilado $d = Dx_D$ y del factor de absorción del componente

$$\begin{aligned} x_n &= y_n/K_n \\ L_n x_n &= (L_n/K_n V_n)V_n y_n \\ \ell_n &= A_n v_n \\ \ell_n/d &= (v_n/d)A_n \end{aligned} \tag{13-52}$$

El balance general del componente i en una sección de etapas, desde la etapa n hasta la parte superior de la columna es

$$v_n = \ell_{n+1} + d$$

o

$$v_n/d = (\ell_{n+1}/d) + 1 \tag{13-53}$$

Al incrementar los subíndices de la ecuación (13-52) en 1 y sustituir ℓ_{n+1}/d en la ecuación (13-53) se obtiene la siguiente relación combinada de equilibrio y balance de materia para el componente i:

$$v_n/d = (v_{n+1}/d)A_{n+1} + 1 \tag{13-54}$$

O, si se elimina v_n/d en la ecuación (13-53),

$$\frac{\ell_n}{d} = A_n\left(\frac{\ell_{n+1}}{d} + 1\right) \tag{13-55}$$

La ecuación (13-55) se emplea para calcular, a partir de la etapa previa, la razón (ℓ/d) en cada etapa de la sección de rectificación. Con la temperatura supuesta y las suposiciones del perfil de velocidades de las fases se determinan todos los valores de A_n para las soluciones ideales. Los cálculos se inician al expresar la ecuación para la etapa N:

$$\frac{\ell_N}{d} = A_N\left(\frac{\ell_{N+1}}{d} + 1\right) \tag{13-56}$$

Para un condensador total, $x_D = x_{N+1}$ y

$$\ell_{N+1}/d = L_{N+1}/D = R \tag{13-57}$$

El conocimiento de la razón de reflujo (obtenida para las velocidades del destilado y del vapor de la parte superior) permite el cálculo de (ℓ_N/d), del cual se obtiene (ℓ_{n-1}/d), etc. La ecuación (13-55) se aplica a cada etapa sucesiva hasta que se obtiene la razón ℓ_{M+2}/d en el flujo, procedente de la etapa anterior a la de alimentación. Los cálculos se cambian después a la sección de agotamiento.

La relación de equilibrio para el componente i en la sección de agotamiento se puede expresar en términos de la velocidad de flujo de componente en los fondos, $b = Bx_B$ y $S_m = K_m V_m/L_m$ como

$$\begin{aligned} y_m &= K_m x_m \\ V_m y_m &= (K_m V_m/L_m)L_m x_m \\ v_m &= S_m \ell_m \\ v_m/b &= (\ell_m/b)S_m \end{aligned} \tag{13-58}$$

La combinación con el balance de materia

$$(\ell_{m+1}/b) = v_m/b + 1 \tag{13-59}$$

da

$$(\ell_{m+1}/b) = (\ell_m/b)S_m + 1 \tag{13-60}$$

Los cálculos del fondo hacia arriba se inician con la ecuación (13-60) expresada para la etapa 1 como

$$\ell_2/b = V_1K_1/B + 1 = S_1 + 1 \tag{13-61}$$

Las temperaturas y los perfiles de velocidad de las fases supuestos determinan todos los valores de S_m. La ecuación (13-60) se aplica en secuencia a cada una de las etapas de separación, hasta que se obtiene la razón ℓ_{M+2}/b en el líquido que entra a la etapa de alimentación.

La manera cómo los cálculos de la sección de rectificación y agotamiento se engranan en la etapa de alimentación depende de las condiciones térmicas de la alimentación. En la figura 13-45 se muestran tres maneras posibles en las que la alimentación fresca puede afectar las velocidades de L y V entre la etapa de alimentación y la etapa $M + 2$. La barra sobrescrita denota la velocidad de la corriente cuando ésta entra a una etapa, en tanto que la ausencia de la barra denota la velocidad cuando la corriente sale de una etapa.

Los cálculos de la parte superior hacia abajo para este ejemplo aparecen en la tabla 13-11, y los cálculos del fondo hacia arriba, en la tabla 13-12. Tanto los cálculos de arriba hacia abajo como los del fondo hacia arriba proporcionan los valores de ℓ_{M+2}/d y ℓ_{M+2}/b, respectivamente. Para una alimentación en el punto de burbujeo,

$$v_{M+1} = \bar{v}_{M+1}$$

y la combinación de las ecuaciones (13-53) y (13-59) proporciona, para cada componente i,

$$\frac{b}{d} = \frac{v_{M+1}/d}{v_{M+1}/b} = \frac{\ell_{M+2}/d + 1}{\ell_{M+2}/b - 1} \tag{13-62}$$

las razones b/d obtenidas de esta ecuación se utilizan para el cálculo de los valores individuales de b y d como sigue. Dado que

$$d + b = Fx_F \tag{13-63}$$

$$d = \frac{Fx_F}{1 + (b/d)}$$

y

$$b = (b/d)d \tag{13-64}$$

Los valores de d calculados a partir de la primera iteración en la columna del ejemplo son como sigue:

Componente	$\frac{\ell_7}{d} + 1$	$\frac{\ell_7}{b} - 1$	$\frac{b}{d}$	Fx_F	d
C_3	1.26	5450	0.000231	5	5.00
i-C_4	1.71	175	000977	15	14.85
n-C_4	2.26	47.7	0.0474	25	23.88
i-C_5	10.3	2.46	0.19	20	3.85
n-C_5	17.5	1.54	11.4	35	2.82
					50.4

La D calculada es 50.4 en vez de 48.9. Antes de utilizar estos valores incorrectos de d (y b) para calcular las concentraciones de las etapas, seguidas por un nuevo conjunto de valores para T, V y L, la convergencia de la iteración se apoya en el método θ desarrollado por Holland (*Fundamentals of Multicomponent Distillation*, McGraw-Hill, New York, 1981) y sus colaboradores. La cantidad θ se define como

$$d' = \frac{Fx_F}{1 + (b/d)\theta} \tag{13-65}$$

cuando se van a satisfacer los valores de d'

$$\sum_i d' = D_{\text{especificado}}$$

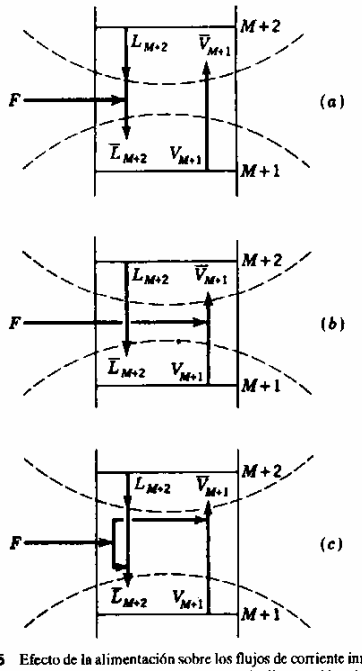


FIG. 13-45 Efecto de la alimentación sobre los flujos de corriente inmediatamente por encima de la etapa de alimentación $M + 1$. *a*) Alimentación subenfriada o de punto de burbuja, *b*) Alimentación sobrecalentada o de punto de rocío, *c*) Alimentación parcialmente evaporada.

TABLA 13-11 Cálculos de arriba hacia abajo para el ejemplo 4

Componente	$R+1$	A_{10}	$\frac{\ell_{10}}{d}$	$\frac{\ell_{10}}{d}+1$	A_9	$\frac{\ell_9}{d}$	$\frac{\ell_9}{d}+1$	A_8	$\frac{\ell_8}{d}$	$\frac{\ell_8}{d}+1$	A_7	$\frac{\ell_7}{d}$
C_3	3.58	0.260	0.931	1.931	0.232	0.448	1.448	0.212	0.307	1.307	0.198	0.259
i-C_4	3.58	0.522	1.87	2.87	0.450	1.29	2.29	0.405	0.927	1.927	0.371	0.715
n-C_4	3.58	0.693	2.48	3.48	0.590	2.05	3.05	0.526	1.60	2.60	0.484	1.26
i-C_5	3.58	1.44	5.16	6.16	1.22	7.52	8.52	1.05	8.95	9.95	0.936	9.31
n-C_5	3.58	1.72	6.16	7.16	1.46	10.5	11.5	1.23	14.1	15.1	1.09	16.5

La comparación de las ecuaciones (13-63) y (13-65) demuestra que

$$b' = \Theta(b/d)d' \tag{13-66}$$

El valor de Θ se obtiene al resolver la siguiente ecuación no lineal, en la que D es la velocidad especificada del destilado:

$$D - \sum_i \frac{Fx_F}{1 + (b/d)\Theta} = 0 \tag{13-67}$$

Para la iteración de la primera columna, $\Theta = 1.25$ satisface esta ecuación. Los valores de b/d junto con el de Θ se utilizan en las ecuaciones (13-65) y (13-66) para dar las siguientes concentraciones finales corregidas:

Componente	$\frac{b}{d}$	d'	b'	x_D	x_1
C_3	0.000231	5.00	0.00144	0.102	0
i-C_4	0.00977	14.82	0.181	0.303	0.004
n-C_4	0.0474	23.60	1.40	0.482	0.027
i-C_5	4.19	3.21	16.79	0.066	0.329
n-C_5	11.4	2.30	32.7	0.047	0.640
		48.9	51.1	1.000	1.000

Los cálculos etapa por etapa mostrados en las tablas 13-11 y 13-12 proporcionan los valores de ℓ/d y ℓ/b para cada etapa, que se utilizan para calcular las concentraciones normalizadas del líquido para cada componente en cada una de las etapas:

$$x_n = \frac{(\ell_n/d)d'}{\sum_i (\ell_n/d)d'} \tag{13-68}$$

$$x_m = \frac{(\ell_m/b)b'}{\sum_i (\ell_m/b)b'} \tag{13-69}$$

La aplicación de estas ecuaciones proporciona los resultados que aparecen en la tabla 13-13. Un conjunto de valores de T_n se calcula a partir de los valores de x_n normalizados, mediante los cálculos del punto de burbuja. Los valores correspondientes de y_n se obtienen a partir de $y_n = K_n x_n$. Una vez que se dispone de nuevos valores de T_n y x_n se calculan los nuevos valores de V_n a partir de los balances de energía, utilizando los datos de Maxwell (*Data Book on Hydrocarbons*, Van Nostrand, Princeton, N. J., 1950). En primer término se calcula una estimación de la carga del condensador, a partir de un balance de energía en el condensador

$$Q_c = V_N(H_N^V - H_{N+1}^L) \tag{13-70}$$
$$= 175(18{,}900 - 10{,}750) = 1{,}426{,}000 \text{ Btu/h } (417.9 \text{ kW})$$

La carga del recalentador Q_r se obtiene de un balance total de energía

$$Q_r = DH_N^V + BH_1^L + Q_c - FH_F \tag{13-71}$$
$$= (48.9)(10{,}750) + (51.1)(17{,}080) + 1{,}426{,}000 - 100(13{,}540)$$
$$= 1{,}465{,}000 \text{ Btu/h } (429.3 \text{ kW})$$

Un nuevo conjunto de valores para V_m se obtiene de los balances de energía en la sección del fondo de la columna,

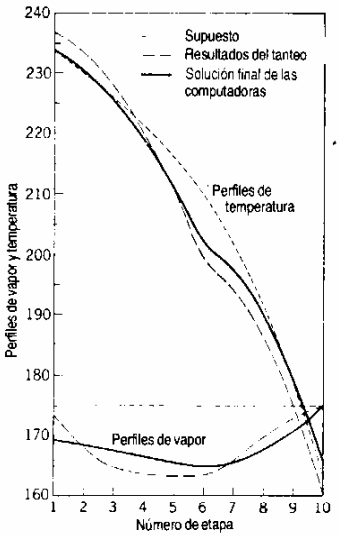


FIG. 13-46 Comparación del perfil supuesto y el calculado en el primer tanteo del ejemplo 4, con la solución final de computadora.

TABLA 13-12 Cálculos de abajo hacia arriba para el ejemplo 4

Componente	S_1	$\frac{\ell_2}{b}$	S_2	$\frac{\ell_2}{b}S_2$	$\frac{\ell_3}{b}$	S_3	$\frac{\ell_3}{b}S_3$	$\frac{\ell_4}{b}$	S_4
C_3	15.1	16.1	3.37	54.3	55.3	3.31	183.0	184.0	3.21
i-C_4	8.56	9.56	1.68	18.0	19.0	1.83	34.8	35.8	1.76
n-C_4	6.81	7.81	1.50	11.7	12.7	.45	18.4	19.4	1.39
i-C_5	3.53	4.53	0.774	3.51	4.51	0.747	3.37	4.37	0.716
n-C_5	3.05	4.05	0.673	2.73	3.73	0.646	2.41	3.41	0.619

Componente	$\frac{\ell_4}{b}S_4$	$\frac{\ell_5}{b}$	S_5	$\frac{\ell_5}{b}S_5$	$\frac{\ell_6}{b}$	S_6	$\frac{\ell_6}{b}S_6$	$\frac{\ell_7}{b}$
C_3	590.6	591.6	3.10	1834	1835	2.97	5450	5451
i-C_4	63.0	64.0	1.71	109.4	110.4	1.59	175	176
n-C_4	27.0	28.0	1.34	37.5	38.5	1.24	47.7	48.7
i-C_5	3.13	4.13	0.693	2.86	3.86	0.638	2.46	3.46
n-C_5	2.11	3.11	0.592	1.84	2.84	0.543	1.54	2.54

TABLA 13-13 Composiciones de etapas del primer intento del ejemplo 4

Componente	x_1	$\frac{\ell_2}{b}b'$	x_2	$\frac{\ell_3}{b}b'$	x_3	$\frac{\ell_4}{b}b'$	x_4	$\frac{\ell_5}{b}b'$	x_5	$\frac{\ell_6}{b}b'$
C_3	0.000	0.0232	0.000	0.0796	0.000	0.279	0.001	0.852	0.004	2.65
i-C_4	0.004	1.73	0.008	3.44	0.016	6.48	0.030	11.6	0.052	20.0
n-C_4	0.027	10.9	0.049	17.8	0.081	27.2	0.124	39.2	0.176	53.9
i-C_5	0.329	76.1	0.344	75.7	0.346	73.4	0.335	69.3	0.311	64.8
n-C_5	0.640	132.4	0.599	122.0	0.557	111.5	0.510	101.7	0.447	92.9
	1.000	221.1	1.000	219.0	1.000	218.9	1.000	226.6	1.000	234.2

Componente	x_6	$\frac{\ell_7}{d}d'$	x_7	$\frac{\ell_8}{d}d'$	x_8	$\frac{\ell_9}{d}d'$	x_9	$\frac{\ell_{10}}{d}d'$	x_{10}
C_3	0.011	1.295	0.012	1.535	0.013	2.240	0.019	4.66	0.038
i-C_4	0.085	10.6	0.097	13.7	0.120	19.1	0.162	27.7	0.228
n-C_4	0.230	29.7	0.271	37.8	0.331	48.4	0.410	58.5	0.481
i-C_5	0.277	29.9	0.273	28.7	0.252	24.1	0.204	16.6	0.136
n-C_5	0.397	37.9	0.347	32.4	0.284	24.1	0.204	14.2	0.117
	1.000	109.4	1.000	114.1	1.000	118.0	1.000	121.7	1.000

$$V_m = \frac{Q_c + B(H^L_{M+1} - H^L_B)}{H^V_m - H^L_{m+1}} \qquad (13\text{-}72)$$

Balances similares en la sección superior dan por resultado un nuevo conjunto de valores de V_n. Los valores correspondientes de L_n y L_m se obtienen mediante los balances de materia en las secciones superior e inferior, respectivamente. En la tabla 13-14 aparecen los nuevos perfiles de V, L y T. En este ejemplo, estos valores no difieren considerablemente de las suposiciones iniciales, que aparecen en la tabla 13-10.

Debe observarse que en la tabla 13-14 no es necesario listar dos valores de V, L y T, para la etapa de alimentación (etapa 6), porque el procedimiento TG da una equivalencia perfecta en la etapa de alimentación para cada prueba. Con esto se completa la primer iteración de la columna.

Los nuevos perfiles de temperatura y velocidad de flujo (que se emplean, como las suposiciones iniciales, para comenzar la segunda iteración de la columna) se comparan con la solución final en la figura 13-46. Ambos perfiles se desplazan hacia el resultado final.

En la figura 13-47 se muestran los perfiles de concentración procedentes de la solución final. Obsérvense las discontinuidades en la etapa de alimentación y el hecho de que la composición de la etapa de alimentación difiere, en forma considerable, de la composición de la corriente de alimentación. En la figura 13-47 se observa, a partir de los perfiles de n-C_4 e i-C_5 que la separación entre los dos componentes clave mejora rápidamente con el número de etapas; convendría agregar etapas adicionales.

La convergencia a la solución final es rápida con el método TG cuando se tienen alimentaciones con puntos de ebullición cercanos; pero puede ser lenta cuando el intervalo es amplio. En general, se requieren por lo menos cinco iteraciones en columna. La convergencia se obtiene cuando los conjuntos sucesivos de las variables de partición son idénticos, hasta aproximadamente cuatro dígitos significativos. Esto va acompañado de $\theta = 1.0$, $x = x$ normalizada y valores sucesivos casi idénticos de Q_c y Q_r.

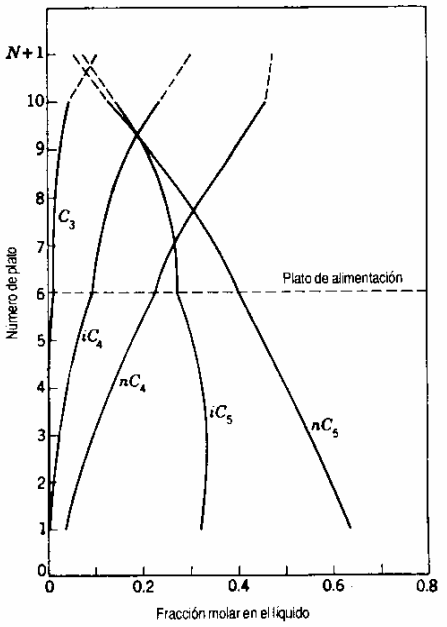


FIG. 13-47 Perfiles de concentración a partir de la solución final de computadora del ejemplo 4. Los puntos en $N + 1$ se refieren a la composición de reflujo, que es la misma que el vapor general.

TABLA 13-14 Nuevos perfiles de temperatura y flujos a partir del primer intento del ejemplo 4

n	T Nueva	$H^L_D - H^L_{n+1}$	$D(H^L_D - H^L_{n+1}) + Q_c$	$H^V_N - H^L_{n+1}$	V	L
10	160.0	0	1,426,000	8150	175.0	124.0
9	175.0	−1220	1,367,000	7900	172.9	119.6
8	186.0	−2190	1,319,000	7830	168.5	117.6
7	194.0	−3010	1,279,000	7680	166.5	114.2
6	200.0	−3490	1,256,000	7700	163.1	214.3

m	T Nueva	$H^L_{m+1} - H^L_B$	$B(H^L_{m+1} - H^L_B) + Q_r$	$H^V_m - H^L_{m+1}$	V	L
5	211.0	−2480	1,338,000	8200	163.2	214.7
4	220.0	−1780	1,374,000	8400	163.6	215.5
3	228.0	−1130	1,407,000	8560	164.4	221.1
2	233.5	− 560	1,438,000	8460	170.0	224.0
1	237.5	− 210	1,454,000	8410	172.9	51.1

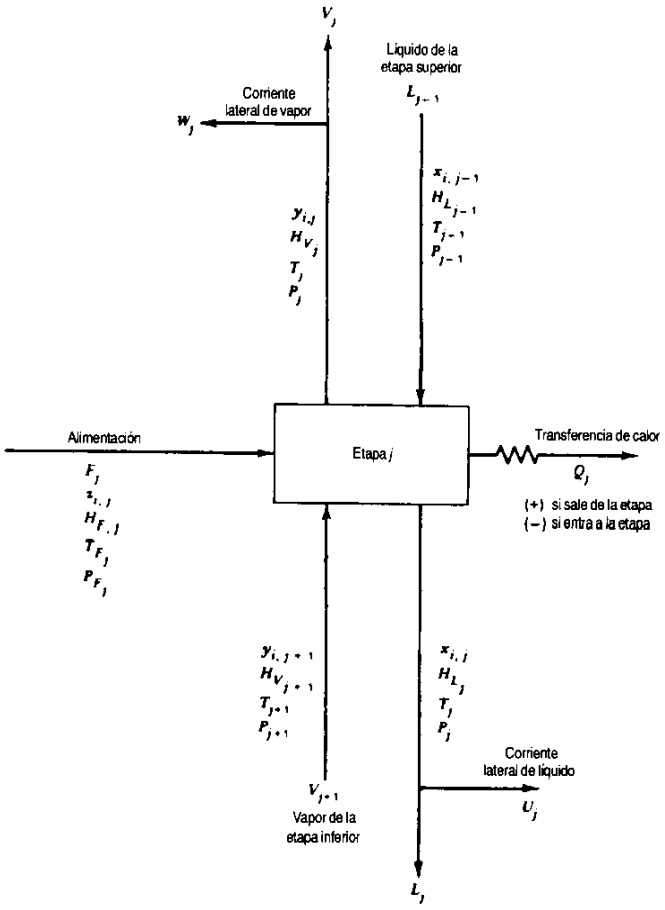


FIG. 13-48 Etapa general de equilibrio.

PROCEDIMIENTOS DE SEPARACIÓN DE ECUACIONES, UTILIZANDO EL ALGORITMO DE MATRIZ TRIDIAGONAL

Como se vio anteriormente, el método manual de Thiele-Geddes incluye la solución, una por una, de las ecuaciones de las etapas de equilibrio. Programas más poderosos, confiables y flexibles para computadora se basan en la aplicación de métodos esparcidos de matrices para resolver en forma simultánea todas, o por lo menos algunas de las ecuaciones. Para los casos en que las alimentaciones combinadas a la columna están representadas por mezclas con puntos de ebullición cercanos (característicos de muchas operaciones de destilación) o de intervalo amplio (característicos de los absorbedores y agotadores) y en los que no se requiere gran flexibilidad de las especificaciones del problema, se pueden aplicar los métodos de partición de las ecuaciones, que incluyen la solución simultánea de determinados subconjuntos de ecuaciones. Dos métodos para la partición de las ecuaciones son el método del punto de burbujeo (BP) para las mezclas con puntos de ebullición cercanos, sugerido por Friday y Smith (*op. cit.*) y desarrollado en detalle por Wang y Henke [*Hydrocarbon Process.*, **45**(8), 155 (1966)] y el método de la suma de velocidades (SR), propuesto por Sujuta [*Hydrocarbon Process.*, **40**(12), 137(1961)] y desarrollado por Burningham y Otto [*Hydrocarbon Process.*, **46**(10), 163(1967)]. Ambos métodos se inician con las mismas ecuaciones originales para el modelo teórico de una etapa de equilibrio, que se presentan a continuación.

Considérese una operación general de separación en etapas múltiples, para multicomponentes, a régimen permanente y con flujo continuo. Supóngase que la fase de equilibrio entre una fase vapor de salida y una sola fase líquida también de salida se logra en cada etapa, que no ocurren reacciones químicas y que ninguna de las fases de salida arrastra a la otra fase. En la figura 13-48 aparece una representación esquemática general de dicha etapa j. Entrando a la etapa j se tiene una alimentación de una o dos fases, con una velocidad molar de flujo F_j, una temperatura T_{Fj}, una presión P_{Fj} y una composición general en fracción mol z_{ij}. También entra a la etapa j el líquido de la etapa adyacente superior $j-1$, con una velocidad molar de flujo L_{j-1}, a una temperatura T_{j-1}, con una presión P_{j-1} y una composición $x_{i,j-1}$. En forma similar entra el vapor de la etapa adyacente inferior $j+1$, con una velocidad molar de flujo V_{j+1}, T_{j+1}, P_{j+1} y una composición en fracciones mol $y_{i,j+1}$. El calor se transfiere de la etapa j desde (+) o bien hacia (−), con una

velocidad Q_j, para simular un condensador, recalentador, interenfriador, intercalentador, etc. Las fases en equilibrio de vapor y líquido salen de la etapa j a T_j y P_j con una composición en fracciones mol de $y_{i,j}$ y $x_{i,j}$, respectivamente. El vapor puede ser extraído en forma parcial de la columna, como una corriente lateral, con una velocidad de flujo molar W_j y el resto V_j se manda a la etapa adyacente superior $j-1$. Similarmente, el líquido que sale puede dividirse en una corriente lateral, con velocidad de flujo molal U_j, y el resto L_j se manda a la etapa adyacente inferior j.

Para cada etapa j se aplican las siguientes ecuaciones de balance de materia (M)$2C+3$ componentes, del equilibrio de fase (E), de la suma de las fracciones mol (S) y del balance de energía (H), donde C representa el número de especies químicas.

$$L_{j-1}x_{i,j-1} + V_{j+1}y_{i,j+1} + F_jz_{i,j} - (L_j + U_j)x_{i,j} - (V_j + W_j)y_{i,j} = 0 \quad (13\text{-}73)$$

$$y_{i,j} - K_{i,j}x_{i,j} = 0 \quad (13\text{-}74)$$

$$\sum_i y_{i,j} - 1.0 = 0 \quad (13\text{-}75)$$

$$\sum_i x_{i,j} - 1.0 = 0 \quad (13\text{-}76)$$

$$L_{j-1}H_{L_{j-1}} + V_{j+1}H_{V_{j+1}} + F_jH_{F_j} - (L_j + U_j)H_{L_j} - (V_j + W_j)H_{V_j} - Q_j = 0 \quad (13\text{-}77)$$

En general, los valores de K y las entalpías molares de esta MALLA de ecuaciones son funciones complejas implícitas de la temperatura y presión de la etapa y las fracciones mol en equilibrio:

$$K_{i,j} = K_{i,j}\{T_j, P_j, \mathbf{x}_j, \mathbf{y}_j\}$$
$$H_{V_j} = H_{V_j}\{T_j, P_j, \mathbf{y}_j\}$$
$$H_{L_j} = H_{L_j}\{T_j, P_j, \mathbf{x}_j\}$$

donde los vectores $\mathbf{x}_j$ y $\mathbf{y}_j$ se refieren a todos los valores i de $x_{i,j}$ y $y_{i,j}$ para la etapa j. Como se muestra en la figura 13-49, se puede formar una columna a contracorriente con N etapas, a partir de una colección de etapas de equilibrio del tipo mostrado en la figura 13-48. Dicha columna estaría representada por $N(2C+3)$ ecuaciones de la MALLA con $[N(3C+10)+1]$ variables y la diferencia, o sea, $[N(C+7)+1]$ variables se deben especificar. Si las N variables especificadas tienen el valor de N y todos los valores de $z_{i,j}$, F_j, T_{F_j}, P_{F_j}, P_j, U_j, W_j y Q_j entonces el resto $N(2C+3)$ incógnitas son todos los valores de $y_{i,j}$, $x_{i,j}$, L_j, V_j y T_j. En este caso, las ecuaciones (13-73), (13-74) y (13-77) no son lineales en las incógnitas y las ecuaciones de la MALLA no se pueden resolver directamente. Incluso si se especificara un conjunto diferente de variables, las ecuaciones de la MALLA aún seguirían siendo predominantemente no lineales en las incógnitas. Para la aplicación del método del punto de burbujeo a la destilación, las variables especificadas son las que aparecen en la lista, salvo que se especifique la velocidad de los fondos L_N en vez de la carga parcial del recalentador Q_N. Esto equivale, por el balance general de materia a especificar, a la velocidad del vapor destilado V_1, en el caso de un condensador parcial, o bien, la velocidad del líquido destilado U_1, en el caso de un condensador total. Además, se especifica la velocidad de reflujo L_1 en vez de la carga del condensador Q_1. Para la aplicación del método SR a la absorción y separación las variables son las que aparecen en la lista sin ninguna excepción.

Algoritmo de la matriz tridiagonal Tanto en los métodos BP como SR para la partición de las ecuaciones, se calculan las fracciones mol de la fase líquida del mismo modo, mediante, primero, el desarrollo de las ecuaciones de una matriz lineal, como lo demostraron Amundson y Pontinen [*Ind. Eng. Chem.*, **50**, 730 (1958)]. Las ecuaciones (13-74) y (13-73) se combinan, para eliminar $y_{i,j}$ y $y_{i,j+1}$ (sin embargo, el vector $\mathbf{y}_j$ aún permanece implícito en $K_{i,j}$):

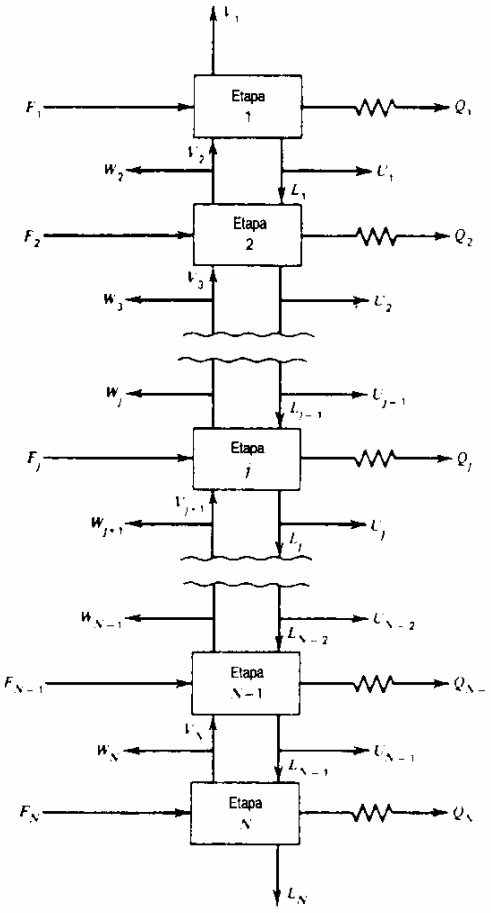


FIG. 13-49 Cascada a contracorriente de N etapas.

$$L_{j-1}x_{i,j-1} + V_{j+1}K_{i,j+1}x_{i,j+1} + F_jz_{i,j} - (L_j + U_j)x_{i,j} - (V_j + W_j)K_{i,j}x_{i,j} = 0 \quad (13\text{-}78)$$

A continuación, la ecuación (13-73) se suma para los C componentes y para las etapas 1 a j, y se combina con las ecuaciones (13-75), (13-76) y $\sum_i z_{i,j} - 1.0 = 0$, para dar el balance total de material de las etapas 1 a

$$L_j = V_{j+1} + \sum_{m=1}^{j}(F_m - U_m - W_m) - V_1 \quad (13\text{-}79)$$

Al combinar la ecuación (13-78) con la (13-79), L_j se eliminan, para dar las siguientes ecuaciones de trabajo para los balances de materia de los componentes

$$A_jx_{i,j-1} + B_{i,j}x_{i,j} + C_{i,j}x_{i,j+1} = D_{i,j} \quad (13\text{-}80)$$

donde

$$A_j = V_j + \sum_{m=1}^{j-1}(F_m - W_m - U_m) - V_1 \quad (13\text{-}81)$$

$$2 \le j \le N$$

$$B_{i,j} = -\left[V_{j+1} + \sum_{m=1}^{j}(F_m - W_m - U_m) - V_1 + U_j + (V_j + W_j)K_{i,j}\right] \qquad (13\text{-}82)$$

$$1 \ll j \ll N$$

$$C_{i,j} = V_{j+1}K_{i,j+1} \qquad 1 \ll j \ll N-1 \qquad (13\text{-}83)$$

$$D_{i,j} = -F_j z_{i,j} \qquad 1 \ll j \ll N \qquad (13\text{-}84)$$

Las ecuaciones (13-80) de NC se linealizan en términos de las NC incógnitas $x_{i,j}$, al seleccionar las incógnitas V_j y T_j como variables de separación y utilizar los valores de los vectores $\mathbf{x}_j$ y $\mathbf{y}_j$ de la iteración anterior, para calcular los valores de $K_{i,j}$ en la iteración anterior, para calcular los valores de $K_{i,j}$ en la iteración que se está realizando. De esta manera se pueden estimar todos los valores de A_j, $B_{i,j}$ y $C_{i,j}$. Los valores de $D_{i,j}$ están determinados por las especificaciones de la alimentación. Además, las NC ecuaciones (13-80) se pueden dividir en C conjuntos, uno para cada componente, y resolverse por separado para los valores de x_i, que pertenecen a todos los valores j de $x_{i,j}$, para las especies i particulares. Cada conjunto de N ecuaciones es un tipo especial de ecuación esparcida de la matriz conocida como ecuación de matriz tridiagonal, con la forma mostrada en la figura 13-50*a*, para un ejemplo de cinco etapas, en el cual, por conveniencia, se ha eliminado el subíndice i de los coeficientes B, C y D. Para este tipo de ecuación esparcida de la matriz se puede aplicar una versión muy eficiente del procedimiento de eliminación de Gauss llamada algoritmo de Thomas, que evita la inversión de la matriz, elimina la necesidad de almacenar los coeficientes con valor cero en la matriz, casi siempre evita la generación de errores de truncamiento y rara vez produce valores negativos de $x_{i,j}$.

El algoritmo de Thomas se inicia con una eliminación directa, hilera por hilera, comenzando por la hilera superior hacia abajo ($j = 1$, la etapa del condensador), para dar los siguientes reemplazos, mostrados en la figura 13-50*b*. Para la hilera 1:

$$p_1 = C_1/B_1,\ q_1 = D_1/B_1,\ B_1 \rightarrow 1,\ C_1 \rightarrow p_1,\ D_1 \rightarrow q_1$$

donde $\rightarrow$ significa "reemplazado por"

Para todas las hileras siguientes:

$$p_j = C_j/(B_j - A_j p_{j-1}),\ q_j = (D_j - A_j q_{j-1})/(B_j - A_j p_{j-1}),$$
$$A_j \rightarrow 0,\ B_j \rightarrow 1,\ C_j \rightarrow p_j,\ D_j \rightarrow q_j$$

En la hilera del fondo, para el componente i, $x_N = q_N$. Los valores restantes de x_j para las especies i se calculan en forma repetitiva por sustitución hacia atrás:

$$x_{j-1} = q_{j-1} - p_{j-1}x_j$$

Método BP para destilación El método del punto de burbujeo para la destilación, en especial cuando los componentes incluidos cubren un intervalo relativamente estrecho de volatilidad, procede iterativamente de acuerdo con los siguientes pasos, donde k es el índice de iteración para toda la columna de destilación.

$$\begin{bmatrix} B_1 & C_1 & 0 & 0 & 0 \\ A_2 & B_2 & C_2 & 0 & 0 \\ 0 & A_3 & B_3 & C_3 & 0 \\ 0 & 0 & A_4 & B_4 & C_4 \\ 0 & 0 & 0 & A_5 & B_5 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \\ x_4 \\ x_5 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} D_1 \\ D_2 \\ D_3 \\ D_4 \\ D_5 \end{bmatrix}$$

(*a*)

$$\begin{bmatrix} 1 & p_1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & p_2 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & p_3 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & p_4 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \\ x_4 \\ x_5 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} q_1 \\ q_2 \\ q_3 \\ q_4 \\ q_5 \end{bmatrix}$$

(*b*)

FIG. 13-50 Ecuación de matriz tridiagonal para una columna con cinco etapas teóricas. *a*) Ecuación original. *b*)Después de eliminaciones posteriores.

1. Especifíquense N y todos los valores de $z_{i,j}$, F_j, T_{Fj}, P_{Fj}, P_j, U_j, W_j y Q_j, excepto Q_1 y Q_N.

2. Especifíquese el tipo de condensador. Si es total ($U_1 \neq 0$), calcúlese L_N a partir del balance general de materia. Si es parcial ($U_1 = 0$), especifíquese V_1 y calcúlese L_N a partir del balance general de materia.

3. Especifíquese la velocidad de reflujo L_1, suponiendo que no hay subenfriamiento.

4. Calcúlese $V_2 = V_1 + L_1 + U_1 - F_1$.

5. Proporciónense las suposiciones iniciales ($k = 0$) o los valores de todas las variables de separación T_j y V_j ($j > 2$). Las suposiciones de temperatura se obtienen fácilmente por interpolación lineal entre las estimaciones de las temperaturas de las etapas del fondo y la parte superior. La temperatura de la etapa del fondo se estima calculando la temperatura del punto de burbujeo, mediante una estimación de la composición del fondo a la presión especificada para dicha etapa. Un cálculo similar se realiza en la etapa superior utilizando una estimación de la composición del destilado; de otra manera, para un condensador parcial, se calcula la temperatura del punto de rocío. Al suponer un sobreflujo molar constante que desciende por la columna, se puede obtener fácilmente una estimación del perfil de velocidad de vapor.

6. Establézcase el índice $k = 1$ para iniciar la primera iteración de la columna.

7. Utilizando las presiones especificadas de las etapas, las estimaciones actuales de las temperaturas de las etapas y las estimaciones actuales de las composiciones de la etapa, para la fase líquida y vapor, estímense todos los valores de $K_{i,j}$ (para $k = 1$, pueden necesitarse las estimaciones iniciales de las composiciones de las fases de la etapa, si los valores de $K_{i,j}$ son sensibles a dichas composiciones).

8. Calcúlense los valores de $x_{i,j}$ mediante la solución de las ecuaciones (13-80) a (13-84), por medio del algoritmo de la matriz tridiagonal (un algoritmo para cada componente), a menos que todas las ecuaciones de la malla converjan en $\sum_i x_{i,j} = 1$ para cada etapa j.

9. Para hacer que $\sum_i x_{i,j} = 1$ en cada etapa j, normalícense los valores mediante el reemplazo de $x_{i,j} = x_{i,j}/\sum_i x_{i,j}$.

10. Calcúlese un nuevo conjunto de valores de las variables de partición $T_j^{(k)}$ al calcular, una por una, la temperatura del punto de burbuja en cada etapa, con base en la presión especificada para la etapa y los valores normalizados correspondientes de $x_{i,j}$. La ecuación utilizada se obtiene, mediante la combinación de las ecuaciones (13-74) y (13-75), para eliminar $y_{i,j}$, para obtener

$$\sum_i K_{i,j}\{T_j, P_j, \mathbf{x}_j, \mathbf{y}_j\} = 1.0 \qquad (13\text{-}85)$$

que es una ecuación no lineal en $T_j^{(k)}$, y debe resolverse en forma iterativa por medio de algún método adecuado para descubrir la raíz, como por ejemplo, el método de Newton-Raphson o el de Muller.

11. Calcúlense los valores de $y_{i,j}$, uno por uno, a partir de la ecuación (13-74).

12. Calcúlese el nuevo conjunto de valores de las variables de partición V_j, una por una, comenzando con V_3, a partir de la ecuación del balance de energía, que se obtuvo al combinar las ecuaciones (13-77) y (13-79), para eliminar L_{j-1} y L_j.

$$V_j = (\tilde{C}_{j-1} - \tilde{A}_{j-1}V_{j-1})/\tilde{B}_{j-1} \qquad (13\text{-}86)$$

donde

$$\tilde{A}_{j-1} = H_{L_{j-2}} - H_{V_{j-1}}$$

$$\tilde{B}_{j-1} = H_{V_j} - H_{L_{j-1}}$$

$$\tilde{C}_{j-1} = [\sum_{m=1}^{j-2}(F_m - W_m - U_m) - V_1](H_{L_{j-1}} - H_{L_{j-2}}) + F_{j-1}(H_{L_{j-1}} - H_{F_{j-1}}) + W_{j-1}(H_{V_{j-1}} - H_{L_{j-1}}) + Q_{j-1}$$

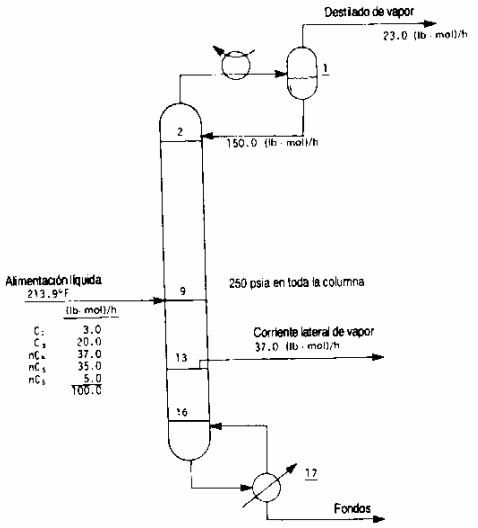


FIG. 13-51 Especificaciones para el cálculo de destilación por el método BP.

13. Verifíquese para determinar si el nuevo conjunto de variables de partición $T_j^{(k)}$ y $V_j^{(k)}$ están dentro de las tolerancias prescritas de los conjuntos $T_j^{(k-1)}$ y $V_j^{(k-1)}$, utilizadas para iniciar la iteración de la columna actual. Un criterio de convergencia puede ser

$$\sum_{j=1}^{N}\left[\frac{T_j^{(k)}-T_j^{(k-1)}}{T_j^{(k)}}\right]^2+\sum_{j=3}^{N}\left[\frac{V_j^{(k)}-V_j^{(k-1)}}{V_j^{(k)}}\right]^2\le 10^{-7}N \quad (13\text{-}87)$$

Pero Wang y Henke (*op. cit.*) utilizan

$$\sum_{j=1}^{N}[T_j^{(k)}-T_j^{(k-1)}]^2\le 0.01N \quad (13\text{-}88)$$

14. Si se cumple el criterio de convergencia, calcúlense los valores de L_j, a partir de la ecuación (13-79) y los valores de Q_1 y Q_N a partir de la ecuación (13-77). De otro modo, establézcase $k=k+1$ y repítanse los pasos 7 a 14.

El paso 14 implica que, si los cálculos no convergen, los valores de $T_j^{(k)}$ calculados en el paso 10 y los valores de $V_j^{(k)}$ calculados en el paso 12 se utilicen como los valores de las variables de partición, para iniciar la iteración $k+1$. Este es el método de sustituciones sucesivas, que puede requerir gran número de iteraciones y/o puede dar por resultado oscilaciones. En forma opcional, los valores de $T_j^{(k)}$ y $V_j^{(k)}$ se pueden ajustar antes de la iteración $k+1$. La experiencia indica que los valores de T_j deben restablecerse si tienden a desplazarse fuera de los límites superior e inferior especificados, y que los valores negativos de V_j se restablezcan mediante valores pequeños positivos. Además, se puede utilizar el amortiguamiento, para evitar que los valores absolutos de T_j y V_j varíen más de 10% en iteraciones sucesivas. Orbach y Crowe [*Can. J. Chem. Eng.*, **49**, 509 (1971)] demuestran que el método de los valores propios dominantes de ajuste de los valores de T_j y V_j puede acelerar la convergencia y es una mejora que vale la pena para el método del punto de burbuja.

Ejemplo 5: Cálculo por el método BP Utilícese el método BP para calcular las temperaturas de las etapas, las composiciones y velocidades de flujo interetapas del vapor y del líquido y las cargas del recalentador y condensador, para las especificaciones de la columna de destilación de hidrocarburos ligeros, que aparecen en la figura 13-51. Las especificaciones se seleccionaron para obtener tres productos: un destilado de vapor rico en C_2 y C_3, una corriente lateral de vapor rica en nC_4 y unos fondos ricos en nC_5 y nC_6.

Los cálculos se realizaron con un programa para computadora preparado por Johansen, Seader y Blauth (WHENDI-2, Univ. Utah, Dept. Chem. Eng., 1981). Los valores de K y las entalpías se calcularon a partir de las ecuaciones empíricas

$$\ln K_i = a_i + b_i T + c_i T^2 + d_i T^3 \quad (13\text{-}89)$$
$$H_{Vi} = \bar{a}_i + \bar{b}_i T + \bar{c}_i T^2 \quad (13\text{-}90)$$
$$H_{Li} = \hat{a}_i + \hat{b}_i T + \hat{c}_i T^2 \quad (13\text{-}91)$$

con T en grados Fahrenheit y H en Btu por libr a · mol. En la tabla 13-15 aparecen las constantes. Las estimaciones iniciales proporcionadas por las variables de partición fueron como sigue, en comparación con los valores finales de convergencia (después de 23 iteraciones), donde los números entre paréntesis son congruentes con las especificaciones:

Etapa	$T^{(0)}$, °F	$T^{(23)}$, °F	$V^{(0)}$, (lb·mol)/h	$V^{(23)}$, (lb·mol)/h
1	110.00	118.6	(23)	23
2	121.87	134.3	(173)	173
3	133.75	150.7	173	167.1
4	145.62	167.2	173	161.2
5	157.50	181.1	173	157.8
6	169.37	191.6	173	156.4
7	181.25	200.0	173	155.2
8	193.12	208.6	173	152.5
9	205.00	220.2	173	147.2
10	216.87	228.9	173	149.4
11	228.75	235.6	173	153.3
12	240.62	241.8	173	155.2
13	252.50	249.1	173	155.1
14	264.37	257.7	210	189.7
15	276.25	268.2	210	185.9
16	288.12	280.8	210	182.0
17	300.00	295.3	210	178.7

NOTA: Para convertir grados Fahrenheit a Celcius, °C+(°F−32)/1.8. Para convertir (lb · mol)/h a (kg · mol)/s, multiplíquese por 1.26×10^{-4}.

TABLA13-15 Constantes de las propiedades físicas, a 250 psia, para la destilación del ejemplo que aparece en la figura 13-51

	K_i				H_{Vi}			H_{Li}		
Componente	a_i	$b_i\times10$	$c_i\times10^4$	$d_i\times10^7$	$\bar{a}_i\times10^{-5}$	$\bar{b}_i\times10^{-2}$	$\bar{c}_i\times10^2$	$\hat{a}_i\times10^{-4}$	$\hat{b}_i\times10^{-2}$	$\hat{c}_i\times10$
C_2	−0.13277	0.13069	−0.34699	0.34445	0.08314	0.13189	0.60533	0.3740	0.1960	0.120
C_3	−1.3320	0.13635	−0.21765	0.11496	0.1195	0.12351	2.2093	0.4740	0.26267	0.18667
nC_4	−2.8437	0.20239	−0.41598	0.37815	0.1655	0.09010	3.7800	0.5870	0.31467	0.22667
nC_5	−4.2534	0.25040	−0.51232	0.46928	0.1920	0.2950	0.720	0.6870	0.3830	0.260
nC_6	−5.7430	0.31130	−0.65543	0.60689	0.2200	0.370	0	0.7820	0.44133	0.29333

Universidad de Carabobo

Al utilizar la sustitución sucesiva de las variables de partición y el criterio de la ecuación (13-88), se logró la convergencia lentamente, pero sin oscilación, en 23 iteraciones. Los productos calculados son:

Componente	Velocidad de flujo, (lb · mol)/h		
	Destilado	Corriente lateral	Fondos
C_2	3.0	0.0	0.0
C_3	18.8	1.2	0.0
nC_4	1.2	27.2	8.6
nC_5	0.0	8.2	26.8
nC_6	0.0	0.4	4.6
	23.0	37.0	40.0

NOTA: Para convertir lb · mol/h a kg · mol/s, multiplíquese por 1.26×10^{-4}

El análisis de los resultados de las composiciones de las interetapas demuestra que la composición máxima de nC_4 se logra en el vapor que sale de la etapa 12, en vez de la 13. Por consiguiente, si la ubicación de la corriente lateral se desplaza una etapa hacia arriba, se puede lograr una mayor pureza del nC_4. Una mejora adicional de la pureza de la corriente lateral, así como de los otros dos productos, se logra al incrementar la velocidad de reflujo y/o el número de etapas. Las cargas calculadas del condensador y recalentador fueron 271 700 y 425 200 W (927 000 y 1 451 000 Btu/h), respectivamente.

Método SR para absorción y agotamiento Como demostraron Friday y Smith (*op. cit*), cuando se aplica el método BP a la absorción o agotamiento en las que los intervalos de volatilidad de los componentes químicos en la columna son muy amplios, el cálculo de las temperaturas de las etapas a partir de la ecuación (13-85) se vuelve muy sensible a las composiciones del líquido. Por lo general, esto causa variaciones muy oscilatorias de temperatura en cada iteración, lo que hace imposible la obtención de la convergencia. Para dichos casos, una modificación muy útil al método del punto de burbuja es el método de la suma de velocidades, en el cual las temperaturas de las nuevas etapas se calculan a partir de la ecuación de balance de energía. Las velocidades interetapas del vapor se calculan por medio del balance de materia, con base en las nuevas velocidades interetapas del líquido, que se obtienen al multiplicar las velocidades previas del líquido entre etapas por las sumas correspondientes de las fracciones mol del líquido normalizado, calculadas a partir del algoritmo de matriz tridiagonal. El método SR procede mediante los siguientes pasos:

1. Especifíquese N y todos los valores de $z_{i,j}$ F_j, T_{Fj} P_{Fj} P_j U_j W_j y Q_j. Para una operación adiabática, todas las Q_j son iguales a cero.

2. Proporciónense las suposiciones iniciales ($k = 0$) para los valores de todas las variables de partición T_j y V_j. Las suposiciones de las temperaturas se obtienen fácilmente por interpolación lineal entre las estimaciones de las temperaturas de las etapas superior y de fondo, al tomar la superior como la alimentación de líquido a la etapa superior y la de fondo como la alimentación del vapor a la etapa de fondo. La estimación del perfil de velocidad del vapor se obtiene al suponer un sobreflujo molar constante, que asciende desde el fondo, utilizando la alimentación o alimentaciones especificadas del vapor. Calcúlense los valores iniciales correspondientes de L_j a partir de la ecuación (13-79).

3. Igual que el paso 6, para el método BP

4. Igual que el paso 7, para el método BP

5. Igual que el paso 8, para el método BP

6. Calcúlese un nuevo conjunto de valores de L_j basado en la ecuación de la suma de velocidades:

$$L_j^{(k+1)} = L_j^{(k)} \sum_i x_{i,j} \tag{13-92}$$

7. Calcúlese un nuevo conjunto correspondiente de las variables de partición V_j basado en el siguiente balance total de material, que a su vez se obtuvo al combinar la ecuación (13-79) con el balance general de materia en la columna:

$$V_j = L_{j-1} - L_N + \sum_{m=j}^{N} (F_m - W_m - U_m) \tag{13-93}$$

8. Igual que el paso 9, para el método BP

9. Igual que el paso 11, para el método BP

10. Normalícense los valores de $y_{i,j}$.

11. Calcúlese un nuevo conjunto de valores de las variables de partición T_j, al resolver simultáneamente el conjunto de N ecuaciones de balance de energía (13-77), que no son lineales en las temperaturas que determinan los valores de las entalpías. Cuando se linealizan por el procedimiento iterativo de Newton, se obtiene una ecuación de matriz tridiagonal, que se resuelve por medio del algoritmo de Thomas. Si se establece g_j igual a la ecuación (13-77), es decir, su residuo, las ecuaciones linearizadas a resolver simultáneamente son:

$$\left(\frac{\partial g_1}{\partial T_1}\right)^{(r)} \Delta T_1 + \left(\frac{\partial g_1}{\partial T_2}\right)^{(r)} \Delta T_2 = -g_1^{(r)} \tag{13-94}$$

$$\left(\frac{\partial g_j}{\partial T_{j-1}}\right)^{(r)} \Delta T_{j-1} + \left(\frac{\partial g_j}{\partial T_j}\right)^{(r)} \Delta T_j + \left(\frac{\partial g_j}{\partial T_{j+1}}\right)^{(r)} \Delta T_{j+1} = -g_j^{(r)} \qquad 2 \le j \le N-1 \tag{13-95}$$

$$\left(\frac{\partial g_N}{\partial T_{N-1}}\right)^{(r)} \Delta T_{N-1} + \left(\frac{\partial g_j}{\partial T_N}\right)^{(r)} \Delta T_N = -g_N^{(r)} \tag{13-96}$$

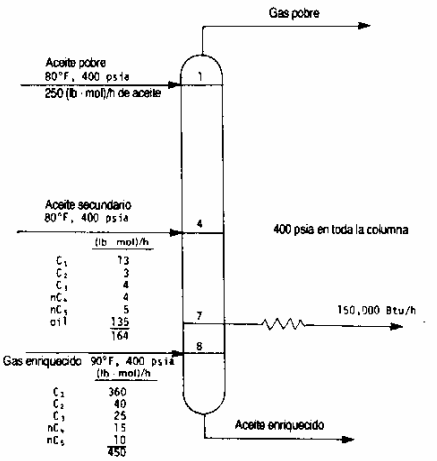


FIG. 13-52 Especificaciones para el cálculo de absorbedor, por el método SR.

donde $\Delta T_j = T_j^{(r+1)} - T_j^{(r)}$, y por consiguiente $T_j^{(r+1)} = T_j^{(r)} + \Delta T_j$, y r es el índice de iteración. Las derivadas parciales dependen de las correlaciones de entalpía utilizadas y se pueden obtener en forma analítica o numérica. Las ecuaciones simultáneas (13-94) y (13-96) se resuelven iterativamente hasta las correciones ΔT_j y, por consiguiente, los valores residuales de g_j se aproximan a cero.

12. Igual al paso 13, para el método BP

13. Si el criterio de convergencia no se cumple, establézcase $k = k + 1$ y repítanse los pasos 4 a 13.

Con el método SR, a menudo la convergencia es rápida, incluso cuando se utiliza la sustitución sucesiva de T_j y V_j de una iteración a la siguiente.

Ejemplo 6: Cálculo por el método SR Utilícese el método SR para calcular las temperaturas de las etapas y las composiciones y velocidades de flujo interetapas para el líquido y vapor en la columna de absorción cuyas especificaciones aparecen en la figura 13-52. Obsérvese que se utiliza un aceite del absorbedor secundario además del aceite del absorbedor principal, y que se extrae calor de la séptima etapa teórica.

Los cálculos se hicieron con un programa para computadora preparado por Shinohara, Johansen, Seader y Blauth (STAB-2, Univ. of Utah, Dept. Chem. Eng., 1981). Los

Eng., 1981). Los valores de K y las entalpías se calcularon con base en las ecuaciones empíricas (13-89) a (13-91) utilizando las constantes que aparecen en la tabla 13-16. Las estimaciones iniciales proporcionadas por las variables de partición fueron las siguientes, en comparación con los valores finales de convergencia obtenidos después de cinco iteraciones:

Etapa	$T_j^{(0)}$, °F	$T_j^{(5)}$, °F	$V_j^{(0)}$, (lb·mol)/h	$V_j^{(5)}$, (lb·mol)/h
1	80.00	84.9	450	309.8
2	81.43	86.0	450	363.3
3	82.86	86.7	450	366.8
4	84.29	85.8	450	370.1
5	85.71	86.5	450	389.3
6	87.14	87.1	450	393.3
7	88.57	85.0	450	398.1
8	90.00	91.3	450	410.3

NOTA: Para convertir grados Fahrenheit a Celsius, °C = (°F − 32)/1.8. Para convertir (lb · mol)/h a (kg · mol)/s, multiplíquese por 1.26×10^{-4}

La convergencia se logró rápidamente, con cinco iteraciones, al utilizar la ecuación (13-88) como criterio. Las composiciones calculadas del gas pobre y del aceite rico son:

	Velocidad de flujo, (lb·mol)/h	
Componente	Gas pobre	Aceite enriquecido
C_1	298.7	74.3
C_2	10.8	32.2
C_3	0.3	28.7
nC_4	0.0	19.0
nC_5	0.0	15.0
Aceite	0.0	385.0
	309.8	554.2

NOTA: Para convertir (lb · mol)/h a (kg · mol)/s, multiplíquese por 1.26×10^{-4}

Aproximadamente 0.018)kg · mol)/s [140(lb · mol/h)] del vapor se absorbieron, con una liberación de energía aproximada de 219 800 W (75 000 Btu/h), 20% de la cual fue eliminada por el interenfriador de la etapa 7. El perfil de temperatura se aparta de la curva uniforme en las etapas 4 y 7, donde entra el aceite secundario y se extrae calor, respectivamente.

PROCEDIMIENTOS DE CORRECCIÓN SIMULTÁNEA

Los métodos de partición BP y SR son satisfactorios por lo general sólo cuando se aplican a la destilación de mezclas con un intervalo estrecho de puntos de ebullición y a los absorbedores y agotadores respectivamente. Además, como se demostró antes, las especificaciones para estos dos métodos son muy restringidas. Si se desea calcular una columna de destilación para mezclas con puntos de ebullición distantes y las demás operaciones mostradas en la figura 13-7, como por ejemplo, rectificación, agotamiento y absorción con recalentamiento y agotamiento con reflujo, se suelen utilizar otros métodos. Un tipo de dichos procedimientos incluye la solución de todas o casi todas las ecuaciones de la MALLA en forma simultánea por medio de algún método de iteración, como por ejemplo, una técnica de Newton o una cuasi-Newton. Estos métodos de corrección simultánea (SC) también son útiles para separaciones que incluyen mezclas de líquidos no ideales, aun la destilación extractiva y azeotrópica, o para los casos en que se desea una flexibilidad considerable en las especificaciones.

El desarrollo de los procedimientos SC implica varias decisiones importantes: 1) ¿Qué variables se deben emplear? 2) ¿Qué ecuaciones se deben utilizar? 3) ¿Cómo se deben ordenar las variables? 4)¿Cómo se deben ordenar las ecuaciones? 5) ¿Cómo se debe proporcionar la flexibilidad en las especificaciones? 6) ¿Cuáles derivadas de las propiedades físicas se deben mantener? 7) ¿Cómo deben linearizarse las ecuaciones? 8) Si se utilizan técnicas de linearización de Newton o cuasi-Newton, ¿cómo debe actualizarse el Jacobiano? 9) ¿Las correcciones de las incógnitas que se calculan en cada iteración deben modificarse para amortiguarlas o acelerar la solución o mantenerlas dentro de ciertos límites? 10) ¿Qué criterio de convergencia debe aplicarse?

Quizás, debido a todas estas decisiones, se han publicado gran número de procedimientos SC. Dos métodos bastante diferentes, que se utilizan en forma considerable para la solución de problemas prácticos son el de Naphtali y Sandholm [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **17**, 148 (1971)] y el de Goldstein y Stanfield [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **9**, 78 (1970)]. el primer procedimiento es de especial interés porque, en principio, se puede aplicar a todos los casos. Sin embargo, para las situaciones que incluyan muchos componentes, un número relativamente pequeño de etapas y soluciones líquidas que no son demasiado ideales, el último procedimiento es más eficiente desde el punto de vista del cálculo.

Método SC de Naphtali-Sandholm Este método utiliza el modelo de la etapa de equilibrio que aparece en las figuras 13-48 y 13-49, pero reduce el número de variables en $2N$, de modo que sólo deben resolverse $N(2C + 1)$ ecuaciones y un número similar de incógnitas. En lugar de $V_j, L_j, x_{i,j}$ y $y_{i,j}$ las velocidades de flujo de los componentes se utilizan, de acuerdo con sus definiciones:

$$v_{i,j} = y_{i,j}V_j \tag{13-97}$$

$$\ell_{i,j} = x_{i,j}L_j \tag{13-98}$$

Además, las velocidades de flujo de las corrientes laterales se reemplazan por las razones de flujo de dichas corrientes:

$$s_j = U_j/L_j \tag{13-99}$$

$$S_j = W_j/V_j \tag{13-100}$$

Las ecuaciones de la MALLA (13-73) a (13-77) se transforman en las funciones *MEH*:

$$M_{i,j} = \ell_{i,j}(1 + s_j) + v_{i,j}(1 + S_j) - \ell_{i,j-1} - v_{i,j+1} - f_{i,j} = 0 \tag{13-101}$$

donde $f_{i,j} = F_j z_{i,j}$

$$E_{i,j} = K_{i,j}\ell_{i,j}\left(\sum_c v_{c,j} \Big/ \sum_c \ell_{c,j}\right) - v_{i,j} = 0 \tag{13-102}$$

$$H_j = H_{Lj}(1 + s_j)\sum_i \ell_{i,j} + H_{Vj}(1 + S_j)\sum_i v_{i,j} - H_{Lj-1}\sum_i \ell_{i,j} - H_{V_{j+1}}\sum_i v_{i,j+1} - H_{F_j}\sum_i f_{i,j} - Q_j = 0 \tag{13-103}$$

TABLA 13-16 Constantes de las propiedades físicas, a 450 psia, para el ejemplo del absorbedor que aparece en la figura 13-52

	K_i				H_{V_i}			H_{L_i}		
Componente, i	a_i	$b_i \times 10$	$c_i \times 10^4$	$d_i \times 10^7$	$\bar{a}_i \times 10^{-4}$	$\bar{b}_i \times 10^{-2}$	$\bar{c}_i \times 10^2$	$\tilde{a}_i$	$\tilde{b}_i \times 10^{-2}$	$\tilde{c}_i \times 10^2$
C_1	1.4792	0.053851	−0.13302	0.17394	0.1604	0.09357	0.1782	0	0.1417	−0.1782
C_2	−0.42648	0.12067	−0.31274	0.45328	0.4661	0.1554	0.3341	0	0.1654	0.3341
C_3	−1.9161	0.17875	−0.43021	0.48004	0.5070	0.2645	0	0	0.2278	0.4899
nC_4	−3.4014	0.23455	−0.62864	0.85027	0.5231	0.3390	0.5812	0	0.3197	0.5812
nC_5	−4.476	0.22883	−0.46519	0.49204	0.5411	0.4209	0.8017	0	0.3968	0.8017
Oil	−11.13	0.24146	−0.57345	0.78973	0.800	0.7467	0.3556	0	0.6933	0.3556

donde las propiedades físicas no son simplificadas

$$K_{i,j} = K_{i,j}(T_j, P_j, \ell_j, v_j)$$
$$H_{V_j} = H_{V_j}(T_j, P_j, v_j)$$
$$H_{L_j} = H_{L_j}(T_j, P_j, \ell_j)$$

Si se permite que el orden de correcciones de las incógnitas esté de acuerdo con el número de etapas, que en términos de las incógnitas correspondientes son:

$$\overline{\mathbf{X}} = [\overline{\mathbf{X}}_1, \overline{\mathbf{X}}_2, \ldots \overline{\mathbf{X}}_j, \ldots, \overline{\mathbf{X}}_N]^T \qquad (13\text{-}104)$$

donde

$$\overline{\mathbf{X}}_j = [v_{1,j}, v_{2,j}, \ldots v_{C,j}, T_j, \ell_{1,j}, \ell_{2,j}, \ldots \ell_{C,j}]^T \qquad (13\text{-}105)$$

Si se permite que el orden de las funciones linearizadas *MEH* también esté de acuerdo con el número de etapas, que en términos de las funciones no lineales correspondientes es:

$$\overline{\mathbf{F}} = [\overline{\mathbf{F}}_1, \overline{\mathbf{F}}_2, \ldots \overline{\mathbf{F}}_j, \ldots \overline{\mathbf{F}}_N]^T \qquad (13\text{-}106)$$

donde

$$\overline{\mathbf{F}}_j = [H_j, M_{1,j}, M_{2,j}, \ldots M_{C,j}, E_{1,j}, \ldots E_{C,j}]^T \qquad (13\text{-}107)$$

Las correcciones de las incógnitas para la k-ésima iteración se obtiene de

$$\Delta\overline{\mathbf{X}}^{(k)} = -\left[\left(\frac{\partial\overline{\mathbf{F}}}{\partial\overline{\mathbf{X}}}\right)^{-1}\right]^{(k)} \overline{\mathbf{F}}^{(k)} \qquad (13\text{-}108)$$

Las siguientes aproximaciones de las incógnitas se obtienen a partir de

$$\overline{\mathbf{X}}^{(k+1)} = \overline{\mathbf{X}}^{(k)} + t\,\Delta\overline{\mathbf{X}}^{(k)} \qquad (13\text{-}109)$$

donde t es un factor de amortiguamiento ($0 < t < 1$) o aceleración ($t > 1$). Al ordenar las correcciones de las incógnitas y las funciones linearizadas, el Jacobiano resultante de las derivadas parciales de todas las funciones con respecto a todas las incógnitas es una matriz esparcida con forma de estructura tridiagonal de bloque.

$$\left(\frac{\overline{\overline{\mathbf{dF}}}}{\overline{\overline{\mathbf{dX}}}}\right) = \begin{bmatrix} \overline{\overline{\mathbf{B}}}_1 & \overline{\overline{\mathbf{C}}}_1 & 0 & 0 & \cdots & & 0 \\ \overline{\overline{\mathbf{A}}}_2 & \overline{\overline{\mathbf{B}}}_2 & \overline{\overline{\mathbf{C}}}_2 & 0 & \cdots & & 0 \\ 0 & \overline{\overline{\mathbf{A}}}_3 & \overline{\overline{\mathbf{B}}}_3 & \overline{\overline{\mathbf{C}}}_3 & & & 0 \\ \cdots & & & & & & \cdots \\ \cdots & & & & & & \cdots \\ 0 & \cdots & & & & & 0 \\ 0 & \cdots & & 0 & \overline{\overline{\mathbf{A}}}_{N-1} & \overline{\overline{\mathbf{B}}}_{N-1} & \overline{\overline{\mathbf{C}}}_{N-1} \\ 0 & \cdots & & 0 & 0 & \overline{\overline{\mathbf{A}}}_N & \overline{\overline{\mathbf{B}}}_N \end{bmatrix} \qquad (13\text{-}110)$$

Los bloques $\overline{\overline{\mathbf{A}}}_j$, $\overline{\overline{\mathbf{B}}}_j$, y $\overline{\overline{\mathbf{C}}}_j$ son $(2C + 1)$ por $(2C + 1)$ de las derivadas parciales de las funciones en la etapa j, con respecto a las incógnitas en la etapa $j - 1$, j y $j + 1$, respectivamente. La solución a la ecuación (13-108) se obtiene fácilmente por álgebra de matrices equivalente al algoritmo de Thomas, para una ecuación de matriz tridiagonal. Los requerimientos de almacenamiento de la computadora se minimizan al hacer los siguientes reemplazos. Comenzando por la etapa 1 de la parte superior y utilizando la eliminación de bloque directo:

$$\overline{\overline{\mathbf{C}}}_1 \rightarrow (\overline{\overline{\mathbf{B}}}_1)^{-1}\overline{\overline{\mathbf{C}}}_1,\ \overline{\mathbf{F}}_1 \rightarrow (\overline{\overline{\mathbf{B}}}_1)^{-1}\,\overline{\mathbf{F}}_1$$

y $\overline{\overline{\mathbf{B}}}_1 \rightarrow I$ (la identidad de la submatriz)

Para las etapas j desde 2 hasta (N – 1)

$$\overline{\overline{\mathbf{C}}}_j \rightarrow (\overline{\overline{\mathbf{B}}}_j - \overline{\overline{\mathbf{A}}}_j\overline{\overline{\mathbf{C}}}_{j-1})^{-1}\overline{\overline{\mathbf{C}}}_j,\ \overline{\mathbf{F}}_j$$

$$\rightarrow (\overline{\overline{\mathbf{B}}}_j - \overline{\overline{\mathbf{A}}}_j\overline{\overline{\mathbf{C}}}_{j-1})^{-1}(\overline{\mathbf{F}} - \overline{\overline{\mathbf{A}}}_j\overline{\mathbf{F}}_{j-1}) \quad , \quad \overline{\overline{\mathbf{A}}}_j \rightarrow 0,\ \overline{\overline{\mathbf{B}}}_j \rightarrow I$$

Para la etapa final N,

$$\overline{\mathbf{F}}_N \rightarrow (\overline{\overline{\mathbf{B}}}_N - \overline{\overline{\mathbf{A}}}_N\overline{\overline{\mathbf{C}}}_{N-1})^{-1}(\overline{\mathbf{F}}_N - \overline{\overline{\mathbf{A}}}_N\overline{\mathbf{F}}_{N-1}) \quad \overline{\overline{\mathbf{A}}}_N \rightarrow 0, \quad \overline{\overline{\mathbf{B}}}_N \rightarrow I$$

Esto completa los pasos directos para dar $\Delta\overline{\mathbf{X}}_N = -\overline{\mathbf{F}}_N$. Los valores restantes de las correcciones $\Delta\overline{\mathbf{X}}_j$ se obtienen por sustitución sucesiva hacia atrás de $\Delta\overline{\mathbf{X}}_j = -\overline{\mathbf{F}}_j \rightarrow -(\overline{\mathbf{F}}_j - \overline{\overline{\mathbf{C}}}_j\overline{\mathbf{F}}_{j+1})$. Las inversiones de las matrices se realizan mejor por descomposición de LU. La eficiencia se mejora si el número de componentes de C es pequeño.

La iteración de Newton se inicia al proporcionar suposiciones razonables para todas las incógnitas. Sin embargo, éstas se pueden generar a partir de suposiciones de T, T_N y un valor de la interetapa para F_j o L_j. Los valores restantes de T_j se obtienen por interpolación lineal. Al suponer un sobreflujo molar constante, los cálculos de los valores restantes de V_j y L_j se realizan fácilmente, de los que se obtienen los valores iniciales de $v_{i,j}$ y $\ell_{i,j}$ a partir de las ecuaciones (13-97) y (13-98), después de obtener las aproximaciones de $x_{i,j}$ y $y_{i,j}$ de los pasos 4, 5, 8, 9 y 10 del método SR. En forma opcional, se puede obtener una estimación menos precisa pero a veces suficiente de $x_{i,j}$ y $y_{i,j}$ mediante la vaporización instantánea de las alimentaciones combinadas de la columna a la presión promedio y una razón del vapor al líquido que se aproxime a la relación de los flujos de la parte superior, más los flujos de las corrientes laterales de vapor entre los flujos de los fondos, más los flujos de las corrientes laterales del líquido, lo que da por resultado las composiciones que se utilizan como la estimación inicial para cada etapa.

Al término de cada iteración se verifica la convergencia utilizando un criterio aproximado, como por ejemplo,

$$\tau = \sum_j \left[\left(\frac{H_j}{\xi}\right)^2 + \sum_i [(M_{i,j})^2 + (E_{i,j})^2]\right] \leq \epsilon \qquad (13\text{-}111)$$

donde ξ es un factor de escala, que es del orden del calor molar promedio de vaporización. Si se toma

$$\epsilon = N(2C + 1)\left(\sum_j F_j^2\right)10^{-10} \qquad (13\text{-}112)$$

los valores de convergencia de las incógnitas, por lo general serán precisos en promedio, hasta cuatro o más dígitos significativos.

En las primeras iteraciones, especialmente cuando las estimaciones iniciales de las incógnitas son deficientes, τ y las correcciones de las incógnitas serán muy grandes. En consecuencia, es preferible utilizar un valor pequeño de t en la ecuación (13-109), para amortiguar los cambios de las incógnitas y evitar las oscilaciones bruscas. Sin embargo, el empleo de valores de t menores a 0.25 puede hacer más lenta o prevenir la convergencia.

También es conveniente restablecer a cero o a valores pequeños cualquier valor negativo de las velocidades de flujo de los componentes, antes de iniciar la siguiente iteración. Al llegar cerca de la solución, τ suele disminuir en uno o más órdenes de magnitud en cada iteración y conviene ajustar $t = 1$. Dado que en el método de Newton la convergencia es cuadrática cerca de la solución, sólo se requieren por lo general tres o cuatro iteraciones adicionales para llegar al criterio de convergencia. Antes de eso, es común que τ se incremente de una iteración a otra. Si el Jacobiano tiende a una condición singular, quizá sea necesario reiniciar el procedimiento con suposiciones diferentes o ajustar el Jacobiano de alguna manera.

Las especificaciones estándar para el método de Naphtali-Sandholm son Q_j (incluyendo los valores en cero) para cada etapa en la que ocurre transferencia de calor y la razón de flujo de la corriente lateral s_j o S_j (incluyendo los valores en cero) en cada etapa en la que se extrae una corriente lateral. Sin embargo, la estructura deseable del bloque tridiagonal de la matriz del Jacobiano se puede preservar cuando se realizan las especificaciones de los sustitutos, si están relacionadas con la misma etapa o la etapa adyacente. Por ejemplo, supóngase que en un absorbedor con recalentamiento, como el que aparece en la figura 13-7*f*, se desea especificar la razón del vapor recalentado, en vez de la carga del recalentador. La ecuación (13-103) para la función H_N se obtiene del conjunto $N(2C + 1)$ de ecuaciones y se reemplaza por la ecuación

$$\hat{H}_N = \sum_i v_{i,N} - (V_N/L_N)\sum_i \ell_{i,N} = 0$$

$_N \to 0$, $\bar{\bar{B}}_N \to I$

$= -\bar{F}_N$. Los valores
sustitución sucesiva
s inversiones de las
LU. La eficiencia se
ieño.
r suposiciones razo-
as se pueden generar
iteretapa para F_j o L_j.
olación lineal. Al su-
de los valores restan-
obtienen los valores
)-97) y (13-98), des-
los pasos 4, 5, 8, 9 y
obtener una estima-
y $y_{i,j}$ mediante la va-
binadas de la colum-
or al líquido que se
perior, más los flujos
s de los fondos, más
que da por resultado
ción inicial para cada

vergencia utilizando

$\left.\right|] \leq \epsilon$ (13-111)

l calor molar prome-

0 (13-112)

lo general serán pre-
nificativos.
ndo las estimaciones
s correcciones de las
es preferible utilizar
para amortiguar los
bruscas. Sin embar-
de hacer más lenta o

a valores pequeños
ijo de los componen-
cerca de la solución,
tud en cada iteración
le Newton la conver-
requieren por lo ge-
gar al criterio de con-
ente de una iteración
pular, quizá sea nece-
s diferentes o ajustar

o de Naphtali-Sand-
cada etapa en la que
le la corriente lateral
pa en la que se extrae
deseable del bloque
preservar cuando se
si están relacionadas
mplo, supóngase que
ue aparece en la figu-
calentado, en vez de
para la función H_N se
se reemplaza por la

$_N = 0$

donde el valor de (V_N/L_N) está especificado. Después de la convergencia de los cálculos, se calcula Q_N a partir de la ecuación eliminada.

Para resolver cualesquiera de las operaciones de destilación que aparecen en la figura 13-7 se dispone de varios programas para computadora bien comprobados. Los programas se basan en los procedimientos de corrección simultánea del tipo analizado antes o en otras técnicas adecuadas e incluyen COLUMN (*Simulation Sciences*, Fullerton, Calif.), DISTIL (Chem Share, Houston, Texas) y RADFRAC (ASPEN Simulator, National Energy Software Center, Argonne, Ill., y ASPEN Technology, Cambridge, Mass.). Este último programa se basa en un método nuevo de Boston y Sullivan [*Can. J. Chem. Eng.*, **52**, 52 (1974)], en el que se aproximan sucesivamente las variables, que son los factores de separación, y los parámetros de energía y volatilidad, que varían de iteración en iteración mucho menos que las variables originales. Fredenslund, Gmehling y Rasmussen (*Vapor-Liquid Equilibria Using UNIFAC, a Group Contribution Method*, Elsevier, Amsterdam, 1977) publicaron un programa del tipo Naphtali-Sandholm, particularmente adecuado para aplicarse a la destilación simple, extractiva y azeotrópica. Christiansen, Michelsen y Fredenslund [*Comput. Chem. En.*, **3**, 535 (1979)] aplican un método modificado del tipo Naphtali-Sandholm a la destilación de líquidos del gas natural, incluso cerca de la región crítica, utilizando las propiedades termodinámicas calculadas a partir de la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong. Block y Hegner [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **22**, 582 (1976)] han ampliado el método de Naphtali-Sandholm a la separación con etapas que incluye dos fases líquidas (extracción líquido-líquido) y tres fases coexistentes (destilación de tres fases).

Ejemplo 7: Cálculo por el método SC de Naphtali-Sandholm Utilícese el método SC de Naphtali-Sandholm para calcular las temperaturas de las etapas y las composiciones y velocidades de flujo del líquido y vapor en las interetapas, para las especificaciones del agotador con recalentamiento mostradas en la figura 13-53. La velocidad especificada de los fondos es equivalente a la eliminación de la mayor parte del nC_5 y nC_6 y algo del nC_7 en los fondos.

Los cálculos se realizaron con un programa para computadora preparado por Naphtali y modificado por Seader (NAPH, Univ. Utah, Dept. Chem. Eng., 1981). Los valores de K se calcularon por el método Chao-Seader [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7**, 598 (1961)] y las entalpías se calcularon por el método de Edmister, Persyn y Erbar (trabajo presentado en la 42a Convención Anual de NGPA, Houston, Tex., Mar. 20-22, 1963). Las estimaciones iniciales de las temperaturas y velocidades de flujo para las etapas fueron las siguientes, donde los números entre paréntesis son congruentes con las especificaciones:

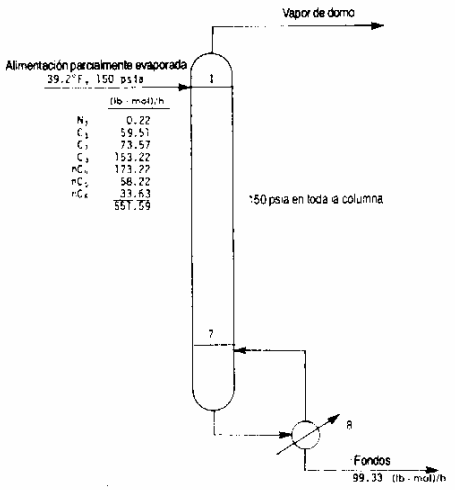


FIG. 13-53 Especificaciones para el cálculo del agotador con recalentamiento, por el método de Naphtali-Sandholm.

		(lb · mol)/h	
Etapa	T, °F	V	L
1	130	(452.26)	550
8	250	450	(99.33)

NOTA: Para convertir grados Fahrenheit a Celsius, °C = (°F − 32)/ 1.8. Para convertir (lb · mol)/h a (kg · mol)/s, multiplíquese por 1.26×10^{-4}

Para la temperatura y presión de alimentación especificada, una evaporación instantánea de la alimentación dio una vaporización de 13.5%.

En 11 iteraciones se logró una convergencia lenta pero constante utilizando los siguientes valores de t en la ecuación (13-109), y los valores de τ correspondientes se obtuvieron de la ecuación (13-111) con $\xi = 1\,000$.

Iteración	t	τ
1	0.5	543,560
2	1.0	20,016
3	0.6	2,933
4	0.75	388
5	0.62	73.1
6	0.62	13.56
7	0.62	2.462
8	0.62	0.4621
9	0.62	0.0848
10	0.62	0.01579
11	0.62	0.002905

En la tabla 13-17 aparecen los valores de las temperaturas y velocidades de flujo de los componentes en la convergencia. La carga calculada del recalentador es 1 254 900 W (4 282 000 Btu/h). En la figura 13-54 aparecen los perfiles de temperatura, flujo total de vapor y flujo de nC_4, que no tienen la forma que se esperaba. Las velocidades de flujo para el vapor y el líquido de nC_4 cambian considerablemente de etapa en etapa.

Eficiencia de la etapa En los modelos matemáticos presentados antes para los cálculos rigurosos de la destilación en etapas múltiples, la destilación de multicomponentes supone que en cada etapa se logra el equilibrio tanto de calor como de transferencia de masa. A menos que la temperatura cambie en forma significativa de etapa en etapa, la suposición de que las fases vapor y líquido que salen de una etapa están a la misma temperatura, generalmente es válida. Sin embargo, en muchos casos la suposición de equilibrio con respecto a la transferencia de masa no es válida. Si todos los componentes de la alimentación tienen la misma eficiencia de transferencia de masa, el número real de etapas o platos está relacionado con el número de etapas de equilibrio por una eficiencia global de la etapa. Para la destilación, como se analiza en la sección 18, esta eficiencia para los platos bien diseñados varía de 40 a 120%; el valor más alto se logra en algunas torres de gran diámetro, gracias al efecto del flujo transversal. Las eficiencias para la absorción y la destilación extractiva son considerablemente menores a 40%.

Cuando se desea calcular, con métodos rigurosos, las etapas reales en vez de las de equilibrio, las ecuaciones (13-74) y (13-102) se pueden modificar para incluir la eficiencia de la fase vapor de Murphree $n_{i,j}$, que se define en la ecuación (13-29). Esto es especialmente deseable para operaciones con etapas múltiples que incluyen alimentaciones que contienen componentes, con un amplio intervalo de volatilidades y/o concentraciones, para los cuales sólo una operación de rectificación (absorción) o agotamiento es la adecuada y, aún así, no todos los componentes se separan perfectamente. En estos casos, puede ser necesario el empleo de diferentes eficiencias de Murphree para cada componente, a fin de calcular la recuperación en forma precisa. Por ejemplo, para el agotamiento de una corriente de agua agria que contiene NH_3, H_2S, fenol y HCN, Won ("Component-Dependent Tray Effiicies for Sour Water Stripper Calculation", trabajo presentado en la reunión nacional AIChE-Anaheim, June 6-10, 1982) predijo satisfactoriamente la recuperación de los componentes, con un agotador de ocho etapas, utilizando las siguientes eficiencias de Murphree

TABLA 13-17 Resultados de la convergencia para el agotador con recalentamiento que aparece en la figura 13-53

Variable	Etapa							
	1	2	3	4	5	6	7	8
Temperatura, °F	132.5	172.3	186.9	195.2	202.85	213.3	229.3	251.9
Flujos de vapor de los componentes, (lb · mol)/h								
N_2	0.22	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C_1	59.51	4.31	0.32	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00
C_2	73.57	19.83	4.54	0.89	0.16	0.03	0.01	0.00
C_3	153.17	116.08	68.75	34.03	15.49	6.56	2.53	0.84
nC_4	149.03	277.98	372.90	406.99	402.05	363.66	292.94	198.94
nC_5	13.87	25.58	38.09	52.03	72.99	105.32	147.66	185.04
nC_6	2.89	5.27	7.21	8.70	10.97	16.45	31.08	66.23
Total	452.26	449.06	491.81	502.66	501.66	492.02	474.22	451.05
Flujos de líquido de los componentes, (lb · mol)/h								
N_2	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C_1	4.31	0.32	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C_2	19.83	4.54	0.89	0.16	0.03	0.00	0.00	0.00
C_3	116.13	68.80	34.08	15.53	6.60	2.57	0.89	0.05
nC_4	302.17	397.09	431.18	426.25	387.86	317.14	223.13	24.19
nC_5	69.93	82.45	96.38	117.34	149.67	192.01	229.39	44.35
nC_6	36.01	37.95	39.43	41.71	47.19	61.82	96.97	30.74
Total	548.38	591.15	601.98	600.99	591.35	573.54	550.38	99.33

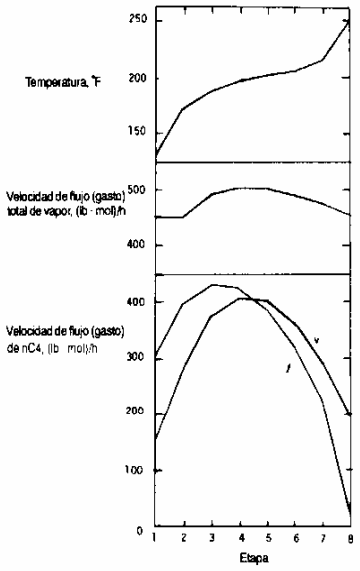


FIG. 13-54 Perfiles de la convergencia para el agotador con recalentamiento de la figura 13-53.

Componente	η
NH_3	0.67
H_2S	0.35
Fenol	0.65
HCN	0.20

Por otra parte, los datos de una planta en la que se utiliza una columna de destilación extractica grande, que utiliza furfural para la separación debutanos y butenos (Chem. Eng., 62(8) 116 (1955)] demostraron que las eficiencias de plato de Muyphree para el insobutano difieren de las *n*-butano en no más de 2%. Sin embargo, las eficiencias variaron entre 19 y 40% a lo largo de la columna de 100 platos.

También ocurren desviaciones del modelo de la etapa de equilibrio cuando existe un arrastre significativo de gotitas de líquido en el vapor ascendente u oclusiones de vapor en el flujo del líquido en el vertedero. La primera condición puede ocurrir por cargas elevadas de vapor cuando se aproxima la inundación. La segunda condición puede ocurrir, con una presión de operación alta, cuando las densidades del vapor y el líquido no son drásticamente diferentes. Los efectos del arrastre o la oclusión no se deben, hablando estrictamente, a una ineficiencia en la transferencia de masa, y se consideran mejor cuando se incluyen términos de arrastre en las ecuaciones del modelo, como demostraron Loud y Waggoner [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **17**, 149 (1978)].

DESTILACIÓN POR EXTRACCIÓN

Introducción La destilación por extracción se refiere a los procesos en que se agrega en un plato de la columna un disolvente de punto de ebullición elevado para modificar las volatilidades relativas de los componentes en una mezcla de alimentación principal en la columna. La alteración de las volatilidades es necesaria debido a 1) similitudes en las presiones de vapor de los componentes de la alimentación o 2) la presencia de un azeótropo. El disolvente hierve por lo común a una temperatura tan lejos, por encima de los componentes de la alimenta-

ra 13-53

7	8
229.3	251.9
0.00	0.00
0.00	0.00
0.01	0.00
2.53	0.84
292.94	198.94
147.66	185.04
31.08	66.23
474.22	451.05
0.00	0.00
0.00	0.00
0.00	0.00
0.89	0.05
223.13	24.19
229.39	44.35
96.97	30.74
550.38	99.33

η
0.67
0.35
0.65
0.20

ıe se utiliza una co-
liza furfural para la
](8) 116 (1955)] de-
ıree para el insobu-
. Sin embargo, las
: la columna de 100

ı etapa de equilibrio
e líquido en el vapor
líquido en el verte-
cargas elevadas de
segunda condición
cuando las densida-
erentes. Los efectos
ictamente, a una ine-
ran mejor cuando se
odelo, como demos-
s *Des. Dev.*, **17**, 149

bido a 1) similitudes
la alimentación o 2)
por lo común a una
ntes de la alimenta-

ción, que es imposible la formación de nuevos azeótropos. Además, los azeótropos problemáticos que se encuentran presentes en la alimentación no tratada desaparecen en presencia del disolvente. La ausencia de azeótropos más el hecho de que el disolvente se puede recuperar por destilación simple, hacen que la destilación por extracción sea un proceso más simple y mucho más utilizado que la destilación azeotrópica.

Procesos de destilación por extracción El patrón típico de flujo para un proceso de destilación por extracción se muestra en la figura 13-55, donde el metil-ciclohexano y el tolueno se tienen que separar. Estos dos componentes no forman un azeótropo, pero su volatilidad relativa es menor que 1.01 a bajas concentraciones de tolueno. La volatilidad del metilciclohexano en relación con el tolueno se aumenta añadiendo un disolvente. Esto permite separar esos dos componentes en menos etapas que las que se necesitarían en una destilación simple.

El disolvente escogido es menos volátil que cualquiera de los componentes y, para mantener una concentración alta de disolvente en la mayor parte de la columna, se debe introducir siempre a esta última por encima de la etapa de alimentación fresca. Por lo común, se introducen unas cuantas etapas por debajo de la superior y el número real se determina por la necesidad de reducir la concentración de disolventes en el vapor ascendente hasta una cantidad despreciable, antes de retirar el producto del domo.

El derrame de disolvente líquido de etapa a etapa es relativamente constante debido a su baja volatilidad. La concentración real del disolvente cambiará bruscamente en el punto de introducción de la alimentación fresca si se usa una alimentación líquida. A veces se emplea una alimentación en forma de vapor para evitar la dilución del disolvente descendente.

El reflujo en la parte superior de la columna de destilación por extracción tiende también a diluir el disolvente, al incrementar la cantidad de material no disolvente en el sobreflujo líquido. En el caso de la destilación por extracción, la ventaja inherente de las relaciones más altas de reflujo se debe equilibrar con el efecto sobre la concentración del disolvente y los cambios que se producen en las volatilidades relativas. Por lo común son convenientes concentraciones elevadas de disolvente en los platos para maximizar la diferencia de volatilidades entre los componentes que se están separando. Sin embargo, es preciso conocer las relaciones de solubilidad del sistema y tener cuidado para asegurarse de que la concentración del disolvente se mantenga en la gama miscible. Otra limitación para la cantidad de disolvente utilizada es la necesidad de mantener el requisito de calor sensible en un nivel razonable, en el ciclo del disolvente. El perfil de concentración de disolvente en la columna se controla mediante la manipulación de los flujos y las entalpías del disolvente, la alimentación fresca y las corrientes de reflujo.

La selección del disolvente determina cuál de los dos componentes de la alimentación fresca se elimina en forma predominante durante la destilación. Por ejemplo, supóngase que, en la figura 13-55, la alimentación fresca de la columna de destilación extractiva es una mezcla de 83% mol de etanol en agua. Si se utiliza, como analizó Black [*Chem. Eng. Prog.*, **76**(9), 78 (1980)], etilénglicol como disolvente, la volatilidad del etanol se incrementa más que la del agua. Por consiguiente, el etanol se elimina con el destilado en la columna de destilación extractiva y el agua se separa del etilénglicol en la columna de recuperación del disolvente. Si se utiliza como disolvente un hidrocarburo con elevado punto de ebullición, como por ejemplo, el octano, la volatilidad del agua se incrementa de tal manera que se transforma en el destilado de la columna de destilación extractiva.

Como se muestra en la figura 13-55, la recuperación del disolvente es más sencilla en la destilación por extracción que en la azeotrópica. El disolvente escogido no forma un azeótropo con el material no disolvente en el producto del fondo de la torre de destilación por extracción y la recuperación del disolvente se puede efectuar mediante la destilación simple.

Las características, el diseño y el funcionamiento de las columnas de destilación por extracción se han analizado ampliamente en las publicaciones científicas. Algunas obras de gran utilidad sobre el tema son: Atkins y Boyer, *Chem. Eng. Prog.*, **45**, 553 (1949); Benedict y Rubin, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **41**, 353 (1945); Black, *op. cit.*; Buell y Boatwright, *Ind. Eng. Chem.*, **39**, 695 (1947); Carlson y asociados, *Ind. Eng. Chem.*, **46**, 350 (1954); Chambers, *Chem. Eng. Prog.*, **47**, 555 (1951); Coates, *Chem. Eng.*, **67**(10), 121 (1960); Colburn, *Can. Chem. Proc. Ind.*, **34**, 286 (1950); Drickamer y Hummel, *Trans. Am.*

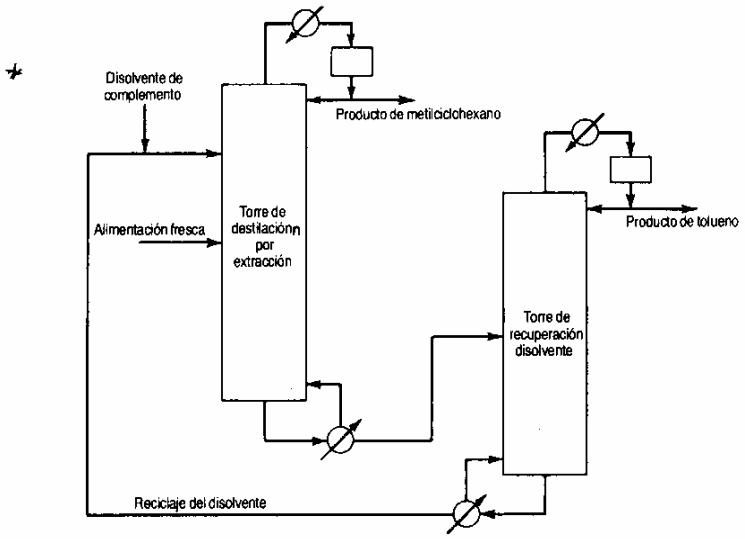
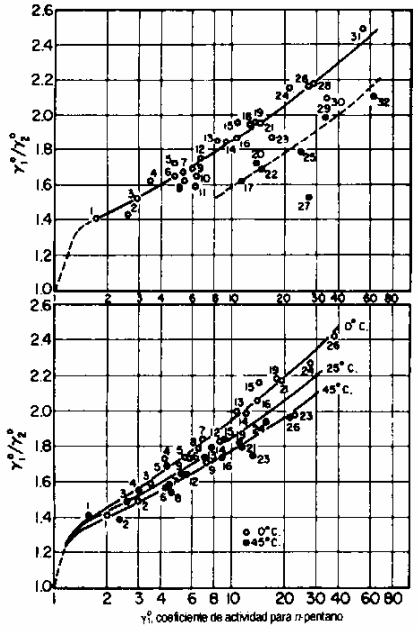


FIG. 13-55 Diagrama de flujo simplificado para un proceso de destilación por extracción para separar tolueno y metilciclohexano.

Inst. Chem. Eng., **41**, 607 (1945); Dun y asociados, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **41**, 631 (1945); Dunn y Liedholm, *Pet. Refiner*, **31**, 104 (1952); Hachmuth, *Chem. Eng. Prog.*, **48**, 617 (1952); Happel y asociados, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **41**, 189 (1946); Hoffman, *Azeotropic and Extractive Distillation*, Wiley, New York, 1964; Smith y Dresser, *Chem. Eng. Prog.*, **44**, 789 (1948); Van Winkle, *Distillation*, McGraw-Hill, New York, 1967. Una colección reciente de artículos en *Chemical Enginneering Progress* [**65**(9), 43-68 (1969)] presenta una comparación de la destilación azeotrópica y la de extracción hecha por Gerster, un método para manejar los equilibrios de fases, de Null y Palmer, un análisis hecho por Berg de la selección de disolventes, un estudio de un caso real de Hafslund sobre la separación del sistema binario de propano-propileno mediante la destilación por extracción y una descripción, por Bannister y Buck de un modelo seguro para los datos térmicos y de equilibrio incluidos en la recuperación de butadieno por medio de la destilación por extracción.



1. Tetrahidrofurano
2. Dietilcetona
3. Carbonato dietílico
4. Metil eticetona
5. Pentanodiona
6. Ciclopentanona
7. Acetona
8. Butironitrilo
9. Piperidina acetílica
10. Acetofenona
11. Piridina
12. Oxalato dietílico
13. Propionitrilo
14. Acetamida dimetílica
15. Pirrolidona *n*-metílica
16. Acetonil acetona
17. Alcohol tetrahidrofurfurílico
18. Sulfolano dimetílico
19. Cianamida dimetílica
20. Metil Carbitol
21. Formamida dimetílica
22. Metil Cellosolve
23. Furfural
24. Acetonitrilo
25. Etilen Clorhidrina
26. γ-butirolactona
27. Metanol
28. β-cloropropionitrilo
29. Pirrolidona
30. Carbonato de propileno
31. Nitrometano
32. Etilendiamina

FIG. 13-56 Efecto del coeficiente de actividad para *n*-pentano a dilución infinita en el agente de extracción (γ_1^0) sobre la selectividad del agente para la separación de *n*-pentano-1-pentanomediante destilación por extracción (γ_1^0/γ_2^0). En la gráfica superior se muestran los resultados a 25 °C (77 °F) para varios agentes dados por número más abajo; los puntos negros y la línea de guiones son para agentes para la formación de puentes de hidrógeno, los círculos pequeños y la línea continua son para agentes que no forman enlaces con puentes de hidrógeno. En la gráfica inferior se muestran los resultados para 0 y 45 °C (32 y 113 °F) para agentes que no forman enlaces con puentes de hidrógeno; la línea continua de la gráfica superior, que representa los resultados a 25 °C (77 °F), se reproduce sin puntos en la gráfica inferior [Gerster, Gorton y Eklund, J. C. *Chem. Eng. Data*, 5, 423 (1960)].

Selección del disolvente El número de disolventes posibles que existen para una separación por destilación de extracción suele ser mucho mayor que para una separación azeotrópica, debido a las restricciones menos intensas sobre la volatilidad. Las únicas restricciones importantes sobre la volatilidad son que 1) el disolvente hierva a un nivel suficientemente más alto que los componentes de la alimentación para evitar la formación de un azeótropo y 2) que el punto de ebullición del disolvente no sea tan alto que los requisitos de calor sensible del ciclo del disolvente no se hagan irrazonablemente grandes.

Un método general para seleccionar un disolvente es escoger un componente que sea más similar al componente clave de punto de ebullición más alto y, luego, seguir la serie homóloga para ese compuesto, hasta encontrar un homólogo que hierva a un nivel suficientemente más alto para imposibilitar la formación de un azeótropo de no disolvente-disolvente. Este procedimiento lo describe Scheibel [*Chem. Eng. Prog.*, **44**, 927 (1948)].

La búsqueda real de un disolvente apropiado implica habitualmente que se deben seleccionar muchos compuestos de estructuras diferentes. Dunn y colaboradores [*Trans. Am. Int. Chem. Eng.*, **41**, 631 (1945)] estudiaron los efectos de varios disolventes en las volatilidades del tolueno y compuestos no aromáticos con puntos de ebullición entre 372 K y 386 K (210 y 235°F) y escogieron el fenol. Hess, Naragon y Coghlan [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **2**, **48**, 72 (1952)] investigaron disolventes de muchos tipos químicos para la separación de *n*-butano-2-buteno.

Algunos resultados presentados por Gerster, Gorto y Eklund [*J. Chem. Eng. Data*. **5**, 423 (1960)] en su evaluación de disolventes para la separación de pentano-penteno se muestran en la figura 13-56. γ_i^0 es el coeficiente de actividad para el componente *i* a dilución infinita en el disolvente. La razón γ_1^0/γ_2^0 es un modo conveniente de ilustrar el efecto del disolvente sobre las volatilidades relativas de los dos componentes claves, los componentes 1 y 2. Esta razón se traza gráficamente en función de γ_1^0 en la figura 13-56 y se muestra que, conforme aumenta la no idealidad del sistema binario de pentano-disolvente, aumenta también la volatilidad relativa del pentano con respecto al penteno. Si el único criterio importante fuera aumentar la volatilidad relativa, se escogería un disolvente cuyo punto con respecto a las coordenadas de la figura 13-56 se encuentra al extremo derecho de la curva deseada de temperaturas.

El uso de un alambique de equilibrio vapor-líquido para clasificar grandes números de disolventes posibles es costoso. El empleo de equipos de cromatografía para determinar los coeficientes de actividad a dilución infinita de los componentes en el disolvente puede ser un método experimental más rápido, y su utilización es común. Al aplicar el método UNIFAC, para predecir los coeficientes de actividad de la fase líquida, se realiza una selección teórica aproximada.

En las figuras 13-57 y 13-58 se muestra claramente el efecto de un disolvente sobre la volatilidad de una mezcla binaria. Las figuras se basan en los datos de equilibrio del vapor y el líquido de Drickamer, Brown y White [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **41**, 555 (1945)] para el sistema ternario metil ciclohexano (*M*)-tolueno (*T*)-fenol (*P*), a 101.3 kPa (1 atm), donde el solvente es el fenol. En la figura 13-57 se muestra que la volatilidad relativa $\alpha_{M\text{-}T}$ en ausencia de fenol varía solamente 1.08, para el *M* casi puro y 1.54 para el *T* casi puro. En consecuencia, si se utiliza la destilación para separar el *M* del *T* en productos relativamente puros, se requiere gran número de etapas, especialmente en la sección de rectificación. Si se utiliza la destilación extractiva con aproximadamente 50% mol de fenol disolvente en la fase líquida a lo largo de la mayor parte de la columna, en la figura 13-57 se observa que la $\alpha_{M\text{-}T}$ se incrementa de 1.69 a 2.14. Para el caso en que una alimentación fresca 50-50 molar de *T* y *M* se destila para obtener 99% de *T* (libre de disolvente), con un 95% de recuperación, la aplicación de las ecuaciones de Fenske (13-37) y (13-40) da $N_m = 28.2$ en ausencia

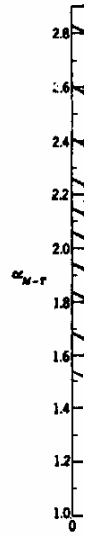


FIG. 13-57 Volatili

de fenol y $N_m = 11.$
reales son = $3N_m$, s

FIG. 13-58 Volatili

ción por extracción y
delo seguro para los
peración de butadie-

lventes posibles que
tracción suele ser mu-
debido a las restric-
únicas restricciones
solvente hierva a un
ntes de la alimenta-
que el punto de ebu-
itos de calor sensible
iente grandes.
vente es escoger un
lave de punto de ebu-
para ese compuesto,
lvel suficientemente
eótropo de no disol-
be Scheibel [*Chem.*

plica habitualmente
estructuras diferen-
hem. Eng., **41**, 631
ites en las volatilida-
puntos de ebullición
fenol. Hess, Naragon
2 (1952)] investiga-
separación de *n*-bu-

Gorto y Eklund [*J.*
n de disolventes para
la figura 13-56. γ_1^0 es
a dilución infinita en
nte de ilustrar el efec-
le los dos componen-
raza gráficamente en
conforme aumenta la
vente, aumenta tam-
cto al penteno. Si el
ilidad relativa, se es-
as coordenadas de la
la curva deseada de

quido para clasificar
stoso. El empleo de
eficientes de activi-
disolvente puede ser
ón es común. Al apli-
entes de actividad de
roximada.
nente el efecto de un
naria. Las figuras se
quido de Drickamer,
, 555 (1945)] para el
T)-fenol (*P*), a 101.3
ura 13-57 se muestra
enol varía solamente
ro. En consecuencia,
en productos relati-
as, especialmente en
ación extractiva con
n la fase líquida a lo
ra 13-57 se observa
el caso en que una
lla para obtener 99%
ración, la aplicación
$N_m = 28.2$ en ausencia

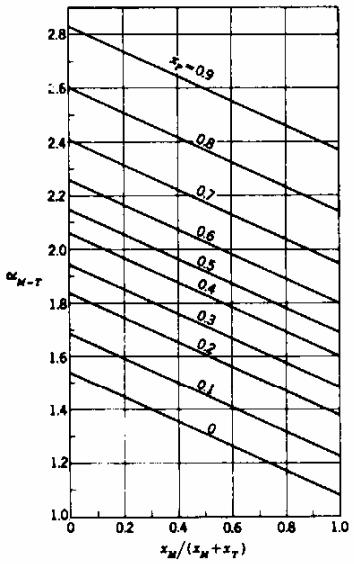


FIG. 13-57 Volatilidad relativa de metilciclohexano en tolueno.

de fenol y $N_m = 11.7$ en presencia de fenol. Si se supone que los platos reales son = $3N_m$, se necesitarían 85 platos en ausencia de fenol contra 35 en presencia de fenol. Según indica la figura 13-58, la volatilidad relativa del fenol con respecto al *T* es 0.11 en ausencia de *M* con una concentración de fenol de 50% en la fase líquida. Por consiguiente, la separación del fenol y el tolueno sólo requiere un número pequeño de etapas.

Diseño de columnas de destilación por extracción Los procedimientos básicos de cálculo son los mismos que para la destilación simple y el diseño suele ser más sencillo que para una columna azeotrópica. El punto de introducción del disolvente está siempre a pocos platos de distancia del superior. El flujo del disolvente, la relación de reflujo y la condición térmica de la alimentación se escogen para proporcionar el perfil deseado de concentraciones del disolvente a lo largo de la columna. La concentración deseada de disolvente es la que da una volatilidad relativa satisfactoria de los componentes, pero evita formar dos fases líquidas en cualquier plato y, además, mantiene los requisitos de calor sensible en un nivel razonable. La combinación óptima de variables se debe determinar habitualmente resolviendo varios casos y estudiando la economía de cada uno de ellos. Los casos se calculan mejor por medio de sistemas computarizados que pueden manejar soluciones líquidas no ideales.

Las columnas de destilación por extracción se someten con frecuencia a cálculos abreviados. Si la alimentación que se va a separar se puede representar mediante un sistema binario, se podrá usar el diagrama de McCabe-Thiele con la curva de equilibrio trazada en la concentración deseada (constante) de disolvente. Si se utiliza una alimentación líquida con el cambio resultante en la concentración del disolvente, se necesitarán dos curvas de equilibrio. Las etapas escalonadas en el diagrama de McCabe-Thiele van del rehervidor al punto de introducción del disolvente, por encima del cual cambia con rapidez la concentración de disolvente. El cambio rápido de concentración de disolvente que se suele producir en las primeras etapas por encima del rehervidor se puede pasar por alto, o manejarse esas etapas mediante un cálculo de etapa por etapa. El empleo de los diagramas de McCabe-Thiele lo describieron Atkins y Boyer (*op. cit.*), Smith y Dresser (*op. cit.*), y Chambers (*op. cit.*).

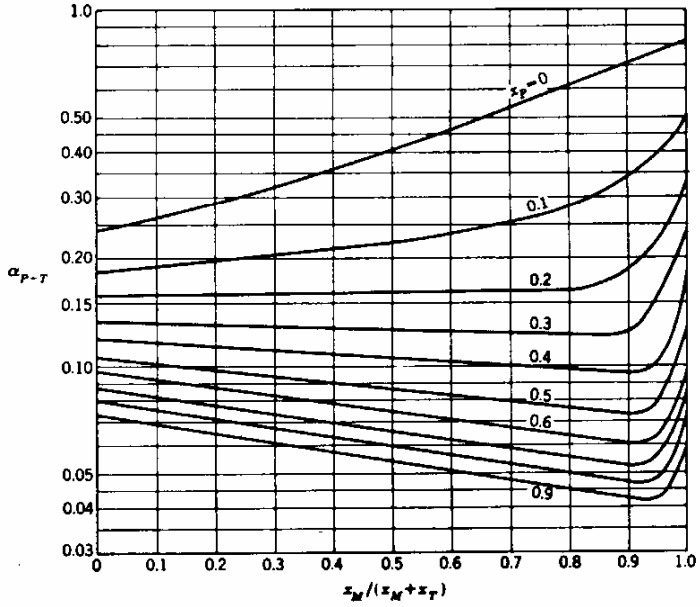


FIG. 13-58 Volatilidad relativa de fenol en tolueno.

TABLA 13-18 Resultados de la convergencia para la columna de destilación extractiva de la figura 13-59

Etapa	Temperatura, °F	Velocidad, + (lb · mol)/h		Fracciones mol en el vapor			Fracciones mol en el líquido		
		Vapor	Líquido	*H*	*T*	*P*	*H*	*T*	*P*
Destilado	214.5	.....	200	.....	.....	.....	0.9858	0.0074	0.0068
Reflujo	214.5	.....	1000	.....	.....	.....	0.9858	0.0074	0.0068
1	212.6	1200	985	0.9858	0.0074	0.0068	0.9820	0.0083	0.0097
2	213.6	1185	985	0.9826	0.0081	0.0093	0.9770	0.0092	0.0138
3	214.5	1185	983	0.9785	0.0089	0.0126	0.9698	0.0102	0.0200
4	215.6	1183	976	0.9725	0.0098	0.0177	0.9571	0.0115	0.0314
5	217.0	1176	944	0.9619	0.0108	0.0273	0.9236	0.0134	0.0630
6	224.1	1144	2279	0.9345	0.0123	0.0532	0.4364	0.0128	0.5508
7	225.0	1279	2282	0.9317	0.0146	0.0537	0.4342	0.0151	0.5507
8	226.1	1282	2285	0.9270	0.0186	0.0544	0.4305	0.0192	0.5503
9	227.3	1285	2286	0.9190	0.0259	0.0551	0.4230	0.0266	0.5504
10	228.8	1286	2283	0.9049	0.0391	0.0560	0.4086	0.0397	0.5517
11	230.7	1283	2277	0.8803	0.0624	0.0573	0.3839	0.0620	0.5541
12	233.3	1277	2278	0.8387	0.1023	0.0590	0.3488	0.0987	0.5525
13	234.7	1278	2738	0.7759	0.1677	0.0564	0.3667	0.1718	0.4615
14	236.7	1338	2732	0.7482	0.1941	0.0577	0.3417	0.1948	0.4635
15	239.7	1332	2719	0.6987	0.2414	0.0599	0.2991	0.2336	0.4673
16	244.4	1319	2702	0.6153	0.3208	0.0639	0.2371	0.2898	0.4730
17	251.1	1302	2692	0.4897	0.4395	0.0708	0.1617	0.3587	0.4796
18	259.4	1292	2696	0.3348	0.5841	0.0811	0.0927	0.4215	0.4858
19	267.8	1296	2693	0.1906	0.7140	0.0954	0.0439	0.4513	0.5048
20	280.8	1293	2624	0.0695	0.7767	0.1338	0.0144	0.3784	0.6072
21	318.7	1224	1400	0.0286	0.6392	0.3322	0.0018	0.1504	0.8478

Ejemplo 8: Cálculo de destilación por extracción Utilícese el método riguroso para calcular las temperaturas de las etapas y las composiciones y velocidades de flujo del vapor y el líquido en las interetapas para las especificaciones de la destilación extractiva que aparece en la figura 13-59, donde se utiliza el fenol (*P*) para incrementar la separación del *n*-heptano (*H*) y el tolueno (*T*). La velocidad especificada del destilado es equivalente a la cantidad de *n*-heptano en la alimentación. La velocidad de recirculación del disolvente es equivalente a las fracciones mol que se proporcionan de fenol, o sea, aproximadamente 0.54 y 0.46 en las corrientes de líquido, entre las etapas 6 y 13 y las etapas 13 y 20, respectivamente. Se proporcionan cinco etapas en la parte superior de la columna, para evitar que cantidades apreciables de fenol aparezcan en el destilado y la velocidad de reflujo en la etapa superior es de la misma magnitud que la velocidad del disolvente.

Los cálculos se realizaron con un método riguroso de corrección simultánea, utilizando la ecuación de Wilson para calcular los coeficientes de actividad de la

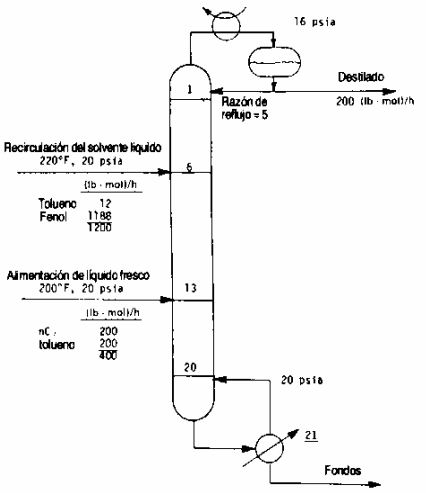


FIG. 13-59 Especificaciones para el cálculo de una columna de destilación extractiva.

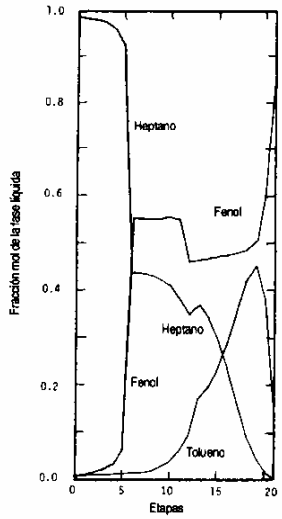


FIG. 13-60 Perfiles de la convergencia, para la columna de destilación extractiva de la figura 13-59.

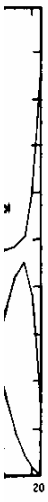
ura 13-59

el líquido

P
0.0068
0.0068
0.0097
0.0138
0.0200
0.0314
0.0630
0.5508
0.5507
0.5503
0.5504
0.5517
0.5541
0.5525
0.4615
0.4635
0.4673
0.4730
0.4796
0.4858
0.5048
0.6072
0.8478

.3 y las etapas 13 y 20,
te superior de la colum-
izcan en el destilado y la
magnitud que la veloci-

i corrección simultánea,
tientes de actividad de la



ba de destilación extrac-

fase líquida. En la tabla 13-18 aparecen los resultados. Las fracciones mol de la fase líquida se graficaron en la figura 13-60, en la que se observa que la fracción mol de fenol disminuye rápidamente, al desplazarse hacia la parte superior, después de la etapa 6, la fracción mol de *n*-heptano disminuye rápidamente, al desplazarse hacia la parte inferior, después de la etapa 13 y las fracciones mol de fenol y tolueno cambian drásticamente en las dos etapas del fondo.

DESTILACIÓN AZEOTRÓPICA

INTRODUCCIÓN

Un azeótropo es una mezcla líquida que tiene un máximo o un mínimo en los puntos de ebullición, con relación a los puntos de ebullición de las composiciones de las mezclas a su alrededor. Los puntos de ebullición de los componentes puros presentes en la mezcla deben ser lo suficientemente cercanos para permitir la formación de un azeótropo. Una mezcla cuyos componentes tienen puntos de ebullición cercanos puede formar un azeótropo cuando ocurren pequeñas desviaciones de las soluciones líquidas ideales. Una mezcla con puntos de ebullición distantes de sus componentes puede no formar un azeótropo, aun cuando constituya una mezcla líquida, con características considerablemente no ideales. Los azeótropos se presentan raras veces en las mezclas constituidas por componentes cuyos puntos de ebullición difieren en más de 30°C (54°F).

Un azeótropo es homogéneo sólo si está presente una fase líquida. El punto de ebullición máximo de un azeótropo homogéneo puede presentarse, si las desviaciones de la ley de Raoult, dadas por la ecuación (13-10) son negativas ($\gamma_i^L < 1.0$). Para que un azeótropo presente un punto de ebullición mínimo, es necesario que las desviaciones de la ley de Raoult sean positivas ($\gamma_i^L > 1.0$). Si las desviaciones positivas son lo suficientemente grandes ($\gamma_i^L << 1.0$) puede ocurrir la separación de las fases y se formará un azeótropo heterogéneo, con un punto de ebullición mínimo y con una fase vapor en equilibrio con las dos fases líquidas. Los tres tipos de azeótropos son importantes. En algunos libros, las mezclas que no forman azeótropos se llaman zeótropos.

La comprensión de la ocurrencia de azeótropos es importante por dos motivos. En primer lugar, los azeótropos no se pueden separar por destilación simple, en un intervalo particular de presión. Sin embargo, en segundo término, los azeótropos se pueden utilizar para separar mezclas que por lo general, no se separan por destilación simple, o bien, para incrementar el rendimiento de recuperación de algunos componentes presentes en ciertas mezclas.

PROCESOS DE DESTILACIÓN AZEOTRÓPICA

La destilación azeotrópica se refiere a aquellos procesos en los que se agrega un componente (llamado solvente o arrastrador) arriba del plato de alimentación principal para formar (o casi formar) un azeótropo con uno o más de los componentes de la alimentación, que posteriormente se remueve, ya sea como destilado o en los fondos, pero por lo general, es el primero. La destilación azeotrópica también puede referirse a un proceso en el que se agrega un solvente para romper un azeótropo que, de otra manera, formarían los componentes de la alimentación. En este caso, el proceso se distingue de la destilación extractiva, porque el solvente aparece en el destilado, del cual debe separarse y recircularse a la parte superior de la columna.

En las figuras 13-61 y 13-62 se muestran los procesos representativos de la destilación azeotrópica. Las diferencias se deben al tipo de azeótropo formado y al método utilizado para recuperar el solvente. En la figura 13-61, una mezcla de ciclohexano [80.8°C (177.4°F)* y benceno [80.2°C (176.4°F)], que forma un azeótropo homogéneo con un mínimo en el punto de ebullición [77.4°C (171.3°F)] y no se puede separar por destilación simple, se alimenta a una columna de destilación azeotrópica, junto con acetona como solvente, que forma un azeótropo binario homogéneo, con un mínimo en el punto de ebullición [53.1°C (127.6°F)] con la acetona [56.4°C (133.5°F)]. Por consiguiente, casi puro benceno se remueve por los fondos. La mezcla de acetona-ciclohexano, casi un azeótropo se remueve junto con el destilado y se trata con agua en una columna de extracción líquido-líquido, donde el ciclohexano casi puro sale por la parte superior. La

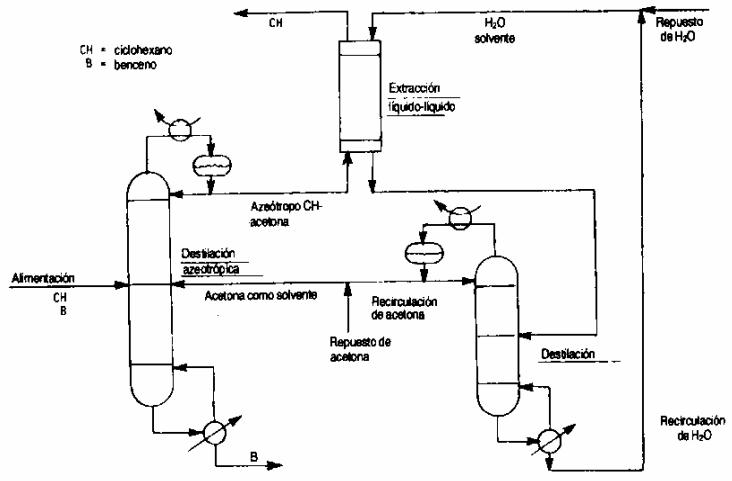


FIG. 13-61 Proceso de destilación azeotrópica para separar ciclohexano del benceno, utilizando acetona como solvente.

* Los grados entre corchetes son puntos de ebullición a 101.3 kPa (1 atm).

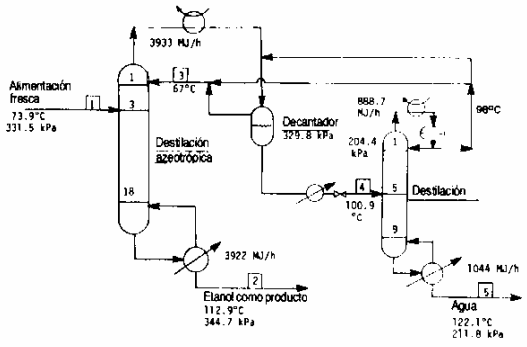


FIG. 13-62 Proceso de destilación azeotrópica, para separar etanol y agua, utilizando pentano como solvente.

TABLA A Balance del material (kg · mol)/h

Corriente	1	2	3	4	5
Etanol	32.555	32.555	13.138	2.630	0.000
Agua	6.763	0.001	13.876	7.889	6.762
n-Pentano	0.000	0.000	97.522	0.000	0.000

mezcla de acetona y agua sale por el fondo del extractor y se separa por destilación simple en dos corrientes de solventes que se recirculan. Por lo tanto, este proceso requiere una destilación azeotrópica y dos operaciones adicionales de separación en etapas múltiples.

El alcohol etílico prácticamente puro [78.3°C (172.9°F)] no se puede obtener por destilación simple de las mezclas diluidas con agua [100°C (212°F)], a 101.3 kPa (1 atm), porque se forma un azeótropo homogéneo, con un mínimo en el punto de ebullición [78.15°C (172.7°F)]. Como lo analizó Black [*Chem. Eng. Prog.*, **76**(9), (1980)], la separación se puede realizar por destilación simple a baja presión [< 11.5 kPa (1.67 lbf/in^2)], destilación por extracción con gasolina o etilen glicol o destilación azeotrópica con *n*-pentano, benceno o éter dietílico. El proceso de destilación azeotrópica con el balance de material relacionado, cuando se usa como solvente *n*-pentano, aparece en la figura 13-62, en la cual las etapas son teóricas y la separación del etanol y agua es casi perfecta, recuperándose el *n*-pentano. En la columna de destilación azeotrópica, el etanol prácticamente puro se extrae de los fondos y por la parte superior sale un azeótropo heterogéneo, con un mínimo en el punto de ebullición que se condensa y decanta, para formar una corriente de reflujo rica en pentano y una corriente de etanol acuoso, que se separa por destilación para producir un producto de fondo que es prácticamente agua pura y un destilado, que se combina con el reflujo del decantador.

AZEOTROPÍA

Clasificación general de los azeótropos A pesar de que en 1802, Dalton [*Mem. Manchester Philos. Soc.*, **5**, 585 (1802); *Ann. Philos*, 9, 186 (1817)] realizó las primeras observaciones, sobre la apariencia de una presión mínima de vapor en las mezclas binarias, el término "azeótropo" no se introdujo sino hasta 1911, por Wade y Merriman [*J. Chem. Soc. Trans.*, **99**, 997 (1911)]. El azeótropo, del griego "hervir sin cambio", significa literalmente que el vapor que hierve de un líquido tiene la misma composición que éste.

Para un azeótropo binario, con $x_1 = y_1$ y $x_2 = y_2$, las expresiones para los coeficientes de actividad γ_1^L y γ_2^L, en el caso de una fase vapor ideal tienen una forma simple, es decir,

$$\gamma_1^L = P/P_1^{sat} \qquad (13\text{-}113)$$

y

$$\gamma_2^L = P/P_2^{sat} \qquad (13\text{-}114)$$

y la volatilidad relativa α_{12} es igual a uno. Para un sistema binario que muestra azeotropía, es necesario partir de la condición ideal, que establece que la razón de los coeficientes de actividad γ_1^L/γ_2^L se puede, para ciertos valores de P y x_2, igualmente al valor de P_2^{sat}/P_1^{sat}.

Las condiciones para un azeótropo pueden satisfacerse, para algunos sistemas, con todos los valores de la temperatura (hasta el estado crítico) en tanto que para otros, sólo se satisfacen en cierto intervalo de temperatura. Con base en Lecat [*Ann. Soc. Sci. Bruxelles*, **49B**, 274 (1929)] se puede llamar al primer caso azeotropía absoluta y al segundo, azeotropía limitada. Los sistemas azeotrópicos pueden clasificarse con relación al carácter del azeótropo (punto de ebullición máximo o mínimo), al número de componentes en el sistema y si se forman una o más fases líquidas.

En línea con las desviaciones de la ley de Raoult, Lecat [*Comptes Rendus*, **183**, 880 (1926)] propuso dividir los azeótropos en 1) azeótropos positivos, caracterizados por un punto de ebullición mínimo, a presión constante, es decir, un máximo en la presión de vapor total, a temperatura constante y 2) azeótropos negativos, que tienen un punto de ebullición máximo y una presión total de vapor mínima. Para los azeótropos positivos, cuando $P > P_i^{sat}$, los coeficientes de actividad de los componentes es mayor que 1.0, en tanto que para los azeótropos negativos ($P < P_i^{sat}$), dichos coeficientes son menores que 1.0.

El término azeótropo no indica si se forman una, dos o más fases líquidas. Para dejar esto perfectamente claro, se introdujeron los términos "homoazeótropo" y "heteroazeótropo". Con objeto de indicar que se forma un azeótropo de dos fases (hetero-), Swietoslawski (*Azeotropy and Polyazeotropy*, Pergamon, Oxford, London, 1963) propuso agregar el signo ---. Por ejemplo, los símbolos (B, E, W ---) designan un heteroazeótropo cuyos componentes son B, E, y W (benceno, etanol, agua). Para un sistema que forma tres fases líquidas a la temperatura de ebullición del azeótropo, una proposición lógica sería agregar el signo ---. Este caso se ejemplifica mediante una serie de azeótropos ternarios del nitrometano, N, con el agua, W, y las *n*-parafinas, H, que varían desde el heptano hasta el dodecano [Malesinski, Bull. Acad. Pol. Sci. Chim., **11**, 475 (1963)]. Dichos azeótropos se designan por los símbolos (N, W, H_i ----).

Los datos característicos del equilibrio vapor-líquido, para sistemas azeotrópicos binarios se analizaron con anterioridad y están representados en las figuras 13-10 a 13-13. En las tablas 13-19 y 13-20 aparecen las listas de mezclas binarias con puntos de ebullición máximos y mínimos, básicamente para una presión de 101.3 kPa (760 torr). Cuando se forman azeótropos heterogéneos, las composiciones dadas son para la fase vapor y para la composición general de las dos fases líquidas en equilibrio.

La temperatura y presión azeotrópica se pueden cambiar, al variar la presión del sistema. En la figura 13-63 aparecen graficados los datos para el sistema etanol-agua [Kleinert, *Angew. Chem.*, **46**, 18 (1933)] y para el sistema etanol-benceno [Zawiska, *Bull. Acad. Pol. Sci. Ser. Sci. Chim.*, **9**, 141 (1961)]. Para el primer sistema, la composición azeotrópica está confinada a un intervalo estrecho, y a una presión inferior a 9.2 kPa (70 torr) no se forma el azeótropo. Para el segundo sistema, los azeótropos se forman en un intervalo amplio de composiciones. Los azeótropos de multicomponentes pueden ser considerablemente más complejos. En la tabla 13-21 aparecen los datos para varias mezclas azeotrópicas ternarias. La superficie de presión total y las superficies de temperaturas para la fase líquida y la de vapor en sistemas multicomponentes muestran con frecuencia puntos máximos o mínimos, análogos a los que se encuentran en sistemas binarios. En el punto superior y el inferior, las superficies de temperaturas de vapor y líquido son tangentes y en el punto de tangencia las dos fases tendrán una composición idéntica. Esos azeótropos multicomponentes presentan el

TABLA 13-19 M

	A
Agua	
Tetracloruro de carb	
Disulfuro de carbon	
Cloroformo	
Alcohol *n*-butílico	
Alcohol isobutílico	
Alcohol *n*-amílico	
Alcohol isoamílico	
Nitrobenceno	
Fenol	

(13-113)

(13-114)

sistema binario que
ción ideal, que esta-
ad γ_1^L/γ_2^L se puede,
de P_2^{sat}/P_1^{sat}.
isfacerse, para algu-
tura (hasta el estado
n cierto intervalo de
Bruxelles, **49B**, 274
absoluta y al segun-
s pueden clasificarse
ebullición máximo o
a y si se forman una

ult, Lecat [*Comptes*
tropos en 1) azeótro-
lición mínimo, a pre-
le vapor total, a tem-
e tienen un punto de
nima. Para los azeó-
s de actividad de los
los azeótropos nega-
que 1.0.
na, dos o más fases
introdujeron los tér-
on objeto de indicar
ro-), Swietoslawski
ord, London, 1963)
nbolos (*B*, *E*, *W* ···)
son *B*, *E*, y *W* (ben-
es fases líquidas a la
posición lógica sería
ite una serie de azeó-
W, y las *n*-parafinas,
o [Malesinski, Bull.
eótropos se designan

líquido, para sistemas
ridad y están repre-
s 13-19 y 13-20 apa-
ebullición máximos
01.3 kPa (760 torr).
composiciones dadas
eral de las dos fases

en cambiar, al variar
graficados los datos
em., **46**, 18 (1933)] y
ad. Pol. Sci. Ser. Sci.
composición azeotró-
na presión inferior a
segundo sistema, los
composiciones. Los
siderablemente más
para varias mezclas
otal y las superficies
r en sistemas multi-
áximos o mínimos,
rios. En el punto su-
s de vapor y líquido
es tendrán una com-
mentes presentan el

TABLA 13-19 Mezclas azeotrópicas binarias de punto mínimo de ebullición*

Sistema		Presión, 760 mm de Hg Mol %A	Temp., °C	Sistema		Mol %A	Temp., °C
A	*B*			*A*	*B*		
Agua	Etanol	10.57	78.15	Alcohol etílico	*n*-hexano	33.2	58.68
	Alcohol alílico	54.50	88.20		Tolueno	81	76.65
	Acido propiónico	94.70	99.98		*n*-heptano	67	72
	Alcohol *n*-propílico	56.83	87.72				
	Alcohol isopropílico	31.46	80.37	Alcohol alílico	Benceno	22.2	76.75
	Metiletil cetona	33.00	73.45		Ciclohexano	26.6	74
	Acido isobutírico	94.50	99.30		*n*-hexano	6.5	65.5
	Acetato de etilo (fase 2)	24.00	70.40		Tolueno	61.5	92.4
	Eter etílico (fase 2)	5.00	34.15				
	Alcohol *n*-butílico (fase 2)	75.0	92.25	Acetona	Acetato de metilo	61	56.1
	Alcohol isobutílico	67.14	89.92		Cloruro isobutílico	81	55.8
	Alcohol *sec*-butílico	66.00	88.50		Dietilamina	43.5	51.5
	Alcohol *ter*-butílico	35.41	79.91				
	Alcohol isoamílico (fase 2)	82.79	95.15	Alcohol *n*-propílico	Propionato etílico	64	93.4
	Alcohol *ter*-amílico (fase 2)	65.00	87.00		Benceno	20.9	77.12
	Benceno (fase 2)	29.60	69.25		*n*-hexano	6	65.65
	Tolueno (fase 2)	55.6	84.10		Tolueno	60	92.6
Tetracloruro de carbono	Metanol	44.5	55.70	Alcohol isopropílico	Acetato etílico	30.5	74.8
	Etanol	61.3	64.95		Benceno	39.3	71.92
	Alcohol alílico	73.0	72.32		*n*-nexano	29	61
	Alcohol *n*-propílico	75.0	72.80		Tolueno	77	80.6
	Acetato de etilo	43.0	74.75				
				Tetracloroctileno	Etanol	6	77.95
Disulfuro de carbono	Metanol	72.0	37.65		Alcohol alílico	27	94.0
	Etanol	86.0	42.40		Acido propiónico	81	118.95
	Acetona	61.0	39.25		Alcohol *n*-propílico	24	94
	Acetato de metilo	69.5	40.15		Alcohol isopropílico	8	81.7
					Alcohol *n*-butílico	47	110
Cloroformo	Metanol	65	53.5		Alcohol isobutílico	40	103.05
	Etanol	84	59.3				
	Alcohol isopropílico	92	60.8	Tricloroetileno	Alcohol alílico	70	80.95
					Alcohol *n*-propílico	69	81.75
Alcohol *n*-butílico	Ciclohexano	11	79.8		Alcohol isopropílico	54	74
	Tolueno	37	105.5		Alcohol isobutílico	86	85.4
					Alcohol *ter*-butílico	74	75
Alcohol isobutílico	Bromuro isoamílico	60.0	103.80		Alcohol *ter*-amílico	83	84
	Benceno	10.0	79.84				
	Tolueno	50.0	101.15	Dicloroetileno	Alcohol alílico	76	79.6
	Pineno (α)	96.5	107.90			77	80
				Hidrato de cloral	Ciclohexano	13	76
Alcohol *n*-amílico	Acetato isoamílico	96.4	131.3				
	Propionato isobutílico	85	130.5	Bromuro de etileno	Acido acético	20.7	114.35
					Acido propiónico	65	127.75
Alcohol isoamílico	Clorobenceno	42	124.3		Alcohol isobutírico	22	106.2
	o-xileno	64	128		Alcohol isoamílico	52	123.2
	m-xileno	58	127		Etil benceno	83.5	131.1
	p-xileno	56	126.8				
				Metanol	Tricloroetano	70	60.2
Nitrobenceno	Alcohol bencílico	39	204.3		Acetonitílico	84.5	63.45
	Borneol	60	207.75		Dicloruro de etileno	62	59.5
	Mentol	60	207.9		1,1-dicloroetano	28.5	49.05
					Bromuro de etino	14	34.95
Fenol	*p*-bromotolueno	58	176.2		Eter clorometilmetílico	57.5	56
	Carveno	49.5	169.0		Yoduro de etilo	52.5	54.7
	(+)-pineno	25	152.75		Acetona	20	55.7

TABLA 13-19 Mezclas azeotrópicas binarias de punto mínimo de ebullición* *(Continuación)*

Presión, 760 mm de Hg

Sistema		Mol % A	Temp., °C	Sistema		Mol % A	Temp., °C
A	*B*			*A*	*B*		
					Formato de etilo	30.5	50.95
Anilina	Carveno	48	171.35		Acetato de metilo	35	54.0
Alcohol bencílico	Guayacol				Bromuro *n*-propílico	49	54.1
	Naftaleno	38	204.4		Yoduro *n*-propílico	88	63.5
		64	204.3		Metilal	34.5	41.82
Ácido acético	Clorobenceno				Borato trimetílico	87	59
	Benceno	72.5	114.65		Acetato etílico	91.7	62.3
	Tolueno	2.5	80.05		*n*-pentano	13	31
	m-xileno	62.7	105.4		Isopentano	9	24.5
		40	115.38		Benceno	61.4	53.84
Alcohol etílico	Metiletil cetona				Ciclohexano	63.0	55.9
	Acetato etílico	45	74.8		Ciclohexano	61.0	54.2
	Propionato de metilo	46	71.8		*n*-nexano	51	50.6
	Formiato	67.5	73.2		*n*-heptano	83	60.5
	n-propílico	72	73.5		*d*-pineno	98.5	64.5
	Benceno	44.8	68.24				
	Ciclohexano	44.5	64.9				

*Compendiado de *International Critical Tables*, McGraw-Hill.
NOTA: Para convertir grados Celsius a grados Fahrenheit, °F = 1.8 °C + 32.

TABLA 13-20 Mezclas azeotrópicas binarias de punto máximo de ebullición*

A	*B*	% mol de *A*	Temp., °C	Presión, mm
Agua	Ácido fluorhídrico	65.4	120	760
	Ácido clorhídrico	88.9	110	
	Ácido perclórico	32.0	203	
	Ácido bromhídrico	83.1	126	
	Ácido yodhídrico	84.3	127	
	Ácido nítrico	62.2	120.5	735
	Ácido fórmico	43.3	107.1	760
Cloroformo	Acetona	65.5	64.5	760
Ácido fórmico	Dietilcetona	48	105.4	
	Metilpropilcetona	47	105.3	
Fenol	Ciclohexano	90	182.45	
	Benzaldehído	54	185.6	
	Alcohol bencílico	8	206.0	
o-cresol	Acetofenona	24	203.7	
	Acetato de fenilo	42.5	198.6	
	Metilhexilcetona	97	191.5	
	Butirato isoamílico	80	192.0	
m-cresol	Acetofenona	54	209.0	
	Lactato-isoamílico	60	207.6	
p-cresol	Alcohol bencílico	38	207.0	
	Acetofenona	52	208.45	
	Alcanfor	38	213.15	

* De *International Critical Tables*, McGraw-Hill.
NOTA: Para convertir grados Celsius a grados Fahrenheit, °F = 1.8 °C + 32.

mismo obstáculo para la separación completa que los azeótropos en sistemas binarios.

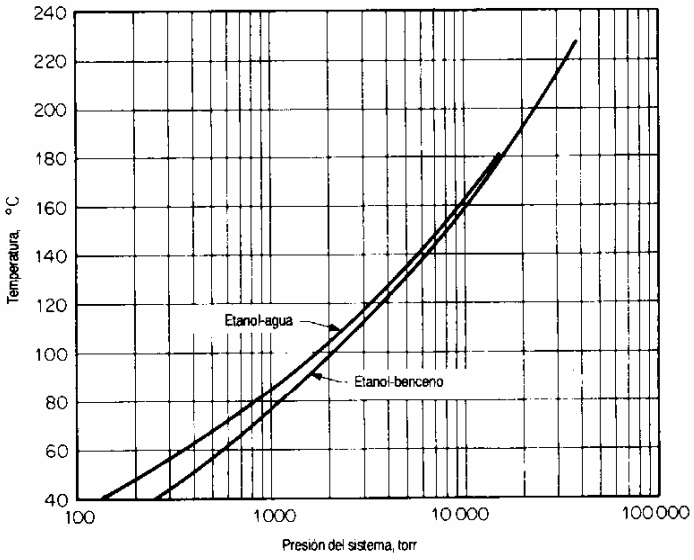
Los contornos de las superficies de temperatura y presión multicomponentes se pueden explorar numéricamente, si se dispone de correlaciones para los coeficientes de actividad como funciones de la temperatura y la composición. La representación gráfica es posible para sistemas ternarios, como el que se muestra en la figura 13-64, para el sistema metiletilcetona (MEK)-*n*-heptano-tolueno, en donde las líneas oscuras representan isotermas sobre la superficie de temperatura del líquido. Se muestran dos isotermas de vapor (líneas de guiones) y "líneas de enlace" que conectan composiciones de vapor y líquido en equilibrio, como flechas. Estas últimas apuntan "hacia abajo" y muestran la dirección que tomaría en ese punto una *trayectoria de destilación*. Cada flecha representa la separación que se lograría en una etapa de equilibrio.

El punto más bajo de temperatura sobre la superficie líquida a 101.3 kPa (1 atm) que se muestra en la figura 13-64 está en el azeótropo binario de MEK-heptano. No aparecen máximos ni mínimos dentro del triángulo; *o sea*, no existen azeótropos ternarios. Como se muestra en la figura 13-65, la trayectoria de destilación de reflujo total resultante de una destilación por lotes de una alimentación cuya composición cae dentro del diagrama, producirá ese azeótropo binario como producto del domo. La línea de guiones que conecta al azeótropo con los puntos 1 y 2 es la línea de balance de materiales. El punto 1 es la carga original de la olla del alambique y, conforme se retira el producto del domo, la composición del alambique se acerca al punto 2. Las cadenas de flechas representan trayectorias de destilación de reflujo total para las dos composiciones diferentes de la olla. Las flechas parecen estar conectadas porque las corrientes de vapor y líquido que pasan en reflujo total tienen la misma composición. En realidad, cada flecha se encuentra en un plano isotérmico distinto. Las columnas de destilación continua muestran trayectorias similares. Por ejemplo, el punto 1 podría ser la composición de la alimentación fresca y el 2 la composición del producto del fondo. Esos dos puntos se deben encontrar sobre una línea recta de balance de materiales a través del producto del domo. Entonces, las flechas en la trayectoria de destilación B representarán las etapas de equilibrio en la columna.

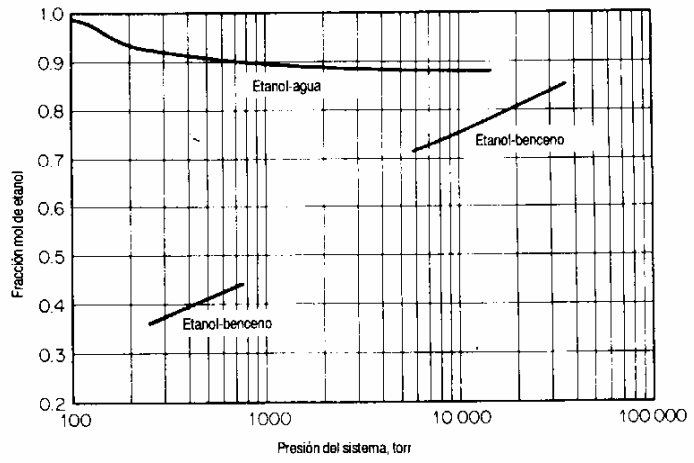
Cuando están presentes tres o más componentes, pueden existir otros tipos de azeótropos. A pesar de que a fines del siglo XIX, Ostwald predijo un azeótropo ternario de silla, el primer azeótropo de este tipo

FIG. 13-63 Efe
Efecto sobre la co

Mol % A	Temp., °C
30.5	50.95
35	54.0
49	54.1
88	63.5
34.5	41.82
87	59
91.7	62.3
13	31
9	24.5
61.4	53.84
63.0	55.9
61.0	54.2
51	50.6
83	60.5
98.5	64.5



(a)



(b)

FIG. 13-63 Efecto de la presión sobre la formación del azeótropo, para los sistemas etanol-agua y etanol-benceno. *a*) Efecto sobre la temperatura azeotrópica. *b*) Efecto sobre la composición azeotrópica.

ıe los azeótropos en

y presión multicom-
: dispone de correla-
ıciones de la tempe-
fica es posible para
figura 13-64, para el
no, en donde las lí-
ficie de temperatura
líneas de guiones) y
ıe vapor y líquido en
ıacia abajo" y mues-
ıyectoria de destila-
lografía en una etapa

rficie líquida a 101.3
ı en el azeótropo bi-
mínimos dentro del
Como se muestra en
flujo total resultante
ıya composición cae
ıario como producto
ıtropo con los puntos
1 es la carga original
ıoducto del domo, la
Las cadenas de fle-
ujo total para las dos
parecen estar conec-
pasan en reflujo total
ecta se encuentra en
destilación continua
punto 1 podría ser la
mposición del pro-
ıtrar sobre una línea
ıto del domo. Enton-
epresentarán las eta-

ntes, pueden existir
l siglo XIX, Ostwald
ıeótropo de este tipo

Componente A azeótropo mol de $A = 100 - (B + C)$	Componentes B y C	3% mol de B y C	Temp., °C
Agua	Tetracloruro de carbono	57.6	61.8
	Etanol	23.0	Fase 2
	Tricloroetileno	38.4	67.25
	Etanol	41.2	Fase 2
	Tricloroetileno	49.2	71.4
	Alcohol alílico	17.3	Fase 2
	Tricloroetileno	51.1	71.55
	Alcohol *n*-propílico	16.6	Fase 2
	Etanol	12.4	70.3
	Acetato de etilo	60.1	
	Etanol	22.8	64.86
	Benceno	53.9	
	Alcohol alílico	9.5	68.3
	Benceno	62.2	
	Alcohol *n*-propílico	8.9	68.48
	Benceno	62.8	
Disulfuro de carbono	Metanol	24.1	33.92
	Bromuro de etilo	35.4	
Formiato de metilo	Bromuro de etilo	23.8	16.95
	Isopentano	31.0	
	Eter etílico	7.2	20.4
	n-pentano	48.2	
Lactato de *n*-propilo	Fenetol	35.2	163.0
	Menteno	34.1	

* De *International Critical Tables*, McGraw-Hill.
NOTA: Para convertir grados Celsius a grados Fahrenheit, °F = 1.8 °C + 32.

fue descubierto en 1945, por Ewell y Welch [*Ind. Eng. Chem.*, **37**, 1224 (1945)] con el sistema acetona-cloroformo-metanol. Los sistemas azeotrópicos de silla, también conocidos como sistemas positivos-negativos, muestran un punto hiperbólico que no es ni un mínimo ni un máximo en la temperatura de ebullición o la presión total de vapor y se caracterizan por la presencia de una línea "alomada superior". También muestran propiedades peculiares, que se conocen como anomalías de destilación.

Como se muestra en la figura 13-66 el azeótropo binario de ebullición máxima de cloroformo-acetona a 64.5°C (148.1°F) está flanqueado por los otros dos azeótropos binarios (ebullición mínima) a 53.5 y 54.6°C (128.3°F y 130.3°F). El resultado es un reborde en la superficie de temperatura de líquido que va del azeótropo de cloroformo-acetona a la esquina del metanol. Hay una depresión en ese reborde que produce un azeótropo ternario de punto de silla de montar. Las líneas de guiones representan líneas de balance de materiales para destilaciones por lotes realizadas por Ewell y Welch (*op. cit.*) para explorar el diagrama. Las flechas en los extremos de las líneas de guiones indican la dirección en que se desplazan las composiciones de la olla del alambique desde las alimentaciones originales (representadas por los pequeños

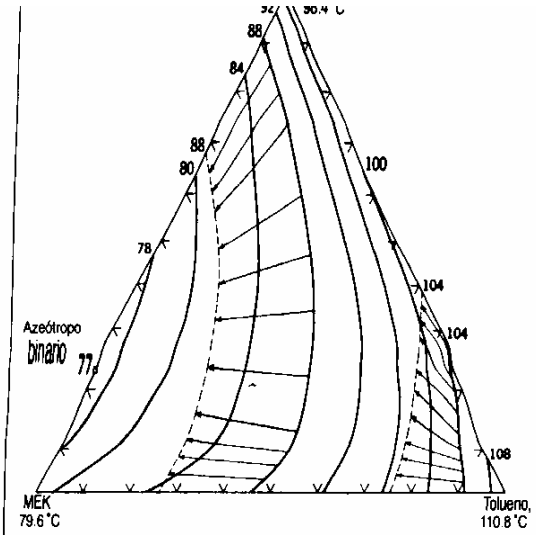


FIG. 13-64 Líneas de contorno de temperatura de líquido (obscuro) en un sistema de metil etil acetona (MEK) (1)-*n*-heptanol(2)-tolueno(3). Líneas de contorno de temperatura de vapor de (guiones) a 88 y 104°C (190 y 219°F). las flechas conectan las composiciones en la fase de equilibrio [Datos de Steinhauser y White, *Ind. Eng. Chem.*, **41**, 2912 (1949)].

círculos abiertos). Por ejemplo, la alimentación 2 produjo inicialmente el azeótropo de acetona-metanol 54.6°C (130.3°F) como producto del domo. Al retirar este material, la composición de la olla del alambique asciende sobre el reborde. Al hacerlo, la trayectoria de destilación (que no se muestra) se eleva cada vez más lejos, hacia la derecha, de la línea de balance de materiales. Finalmente, cuando la composición de la olla del alambique llega a la cumbre del reborde, se desplaza "ladera abajo" a lo largo del reborde y la trayectoria de destilación se separa del azeótropo ternario. Luego, la composición de la olla del alambique se desplaza a lo largo del reborde, alejándose del producto del domo, hasta llegar a la esquina del metanol.

Un reborde en la superficie de temperatura de líquido impide que una trayectoria de destilación conecte dos puntos en lados opuestos del

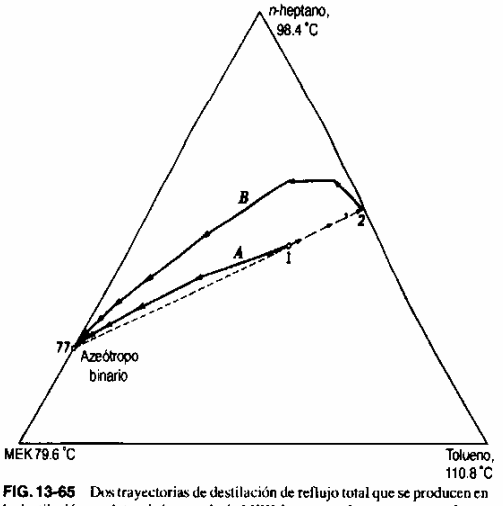


FIG. 13-65 Dos trayectorias de destilación de reflujo total que se producen en la destilación por lotes de la mezcla de MEK-heptano-tolueno representada por el punto 1.

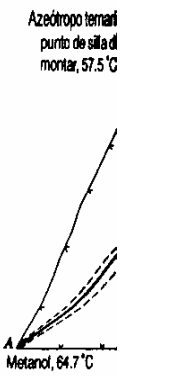


FIG. 13-66 Azeó
montar en el sistem
lance de materiales

reborde, porque
ción no puede te
extremas.

Doherty y Perl
diagramas triang
posición de la fas
curvas de los resi
cing of Towers fo
presentado en el A
muestran, en form
dichos diagramas
ra determinar cua

En general, los
con el número de
negativos y bineg
pos ternarios bip
analiza Kurtyka [

Los azeótropos
con los símbolos
que forman estos
vos-positivos, co
B, E (–) *C*]; dos a
ocurren en el sist
fenómeno bastant

Aspectos comu

presentan en los
parte de los azeótr
gánicos, porque
descomponerse, e
ra y presión. En la
presencia de una p
ción extremas era
rado, en determina
cia convencedora
un fenómeno com

El primer invest
comunes de la aze
Chem. News, **81**, 1
de los cuales, 45 so
recen en la tesis do
años después, Leca

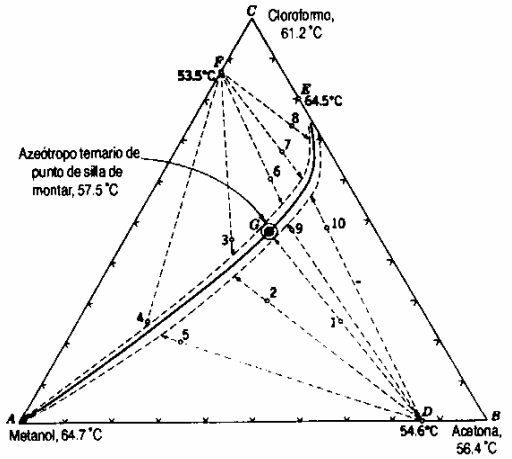


FIG. 13-66 Azeótropos binarios y un azeótropo ternario de punto de silla de montar en el sistema de acetona-cloroformo-metano. Se muestran líneas de balance de materiales para 10 alimentaciones diferentes.

reborde, porque el perfil de temperaturas en una columna de destilación no puede tener un punto máximo o mínimo entre las dos etapas extremas.

Doherty y Perkins [*Chem. Eng. Sci.*, 34, 1401 (1979)] llaman a los diagramas triangulares, que muestran el lugar geométrico de la composición de la fase líquida cuando varía con el tiempo, diagramas de las curvas de los residuos ternarios. Doherty y Caldarola ("The Secuencing of Towers for Homogeneus and Extractive Distillations", artículo presentado en el AIChE Annaheim annual meeting, Nov. 14-19, 1982) muestran, en forma cuantitativa, un gran número de tipos diferentes de dichos diagramas y también hacen mención de los procedimientos para determinar cuantitativamente los diagramas para casos específicos.

En general, los azeótropos ternarios de silla se clasifican de acuerdo con el número de sistemas binarios negativos y se dividen en bipositivos-negativos y binegativos-positivos. Todos los tipos posibles de azeótropos ternarios bipositivos-negativos han sido descubiertos, como lo analiza Kurtyka [*Bull. Acad. Pol. Sci. Ser. Sci. Chim.*, **9**, 741 (1961)].

Los azeótropos ternarios bipositivos-negativos se pueden designar con los símbolos $[(-)A, B(+)H]$, donde A, B y H son los componentes que forman estos azeótropos. Para los azeótropos ternarios binegativos-positivos, con B, E y C como componentes, los símbolos son $[(+)B, E(-)C]$; dos azeótropos binarios negativos $[(-)C, B]$ y $[(-)C, E]$ ocurren en el sistema. Este tipo de azeótropo ternario de silla es un fenómeno bastante raro.

Aspectos comunes del fenómeno de azeotropía Los azeótropos se presentan en los sistemas orgánicos e inorgánicos, aunque la mayor parte de los azeótropos conocidos están formados por compuestos orgánicos, porque un gran número de dichos compuestos hierven sin descomponerse, en los intervalos fácilmente accesibles de temperatura y presión. En las dos últimas décadas del siglo XIX, se creía que la presencia de una presión de vapor total y de una temperatura de ebullición extremas era un fenómeno extraño. Este punto de vista ha perdurado, en determinados círculos, hasta hoy en día, a pesar de la evidencia convencedora de que el fenómeno de azeotropía es definitivamente un fenómeno común.

El primer investigador que suministró evidencia sobre los aspectos comunes de la azeotropía fue Ryland [*Am. Chem. J.*, **22**, 384 (1899); *Chem. News*, **81**, 15, 42, 50 (1900)]. Su trabajo describe 80 sistemas, de los cuales, 45 son azeotrópicos. Ochenta azeótropos adicionales aparecen en la tesis doctoral de Lecat, descubiertos entre 1908 y 1909. Diez años después, Lecat (*L'azéotropisme*, Lamartin, Brussels, 1918) hizo una lista de 1 000 azeótropos más, entre los cuales hay varios heteroazeótropos binarios y ternarios.

En 1949, Lecat (*Tables azéotropiques*, vol. 1, author, Brussels, 1949) publica los datos de 13 290 sistemas binarios, de los cuales, 6 287, o sea 47%, forman azeótropos.

En 1973, Horsley (*Azeotropic Data-III*, American Chemical Society, Washington, 1973) informó sobre la existencia de 7 945 azeótropos binarios, 371 ternarios, 9 cuaternarios y 1 quinario. Horsley descubrió que 119 azeótropos binarios, incluyendo 32 negativos, ocurren en sistemas compuestos, ya sea por dos compuestos inorgánicos o un compuesto inorgánico y el otro orgánico; 665 sistemas azeotrópicos binarios contienen agua como uno de sus componentes. Los azeótropos ternarios de silla (positivos-negativos) se presentan en 40 sistemas y 267 sistemas azeotrópicos ternarios contienen agua como uno de sus componentes. También existen 4 azeótropos ternarios negativos. Los sistemas cuaternarios forman 8 azeótropos positivos y uno positivo-negativo.

Desde principios de la década de los setenta, los estudios experimentales de los equilibrios vapor-líquido se han incrementado rápidamente, la mayor parte a temperatura constante, con el objeto de correlacionar y predecir los parámetros de equilibrio. Desafortunadamente, un gran número de investigadores no ha informado si se forma un azeótropo en un sistema particular. De los experimentos existentes, se puede concluir que la frecuencia de la azeotropía disminuye, a medida que se incrementa el número de componentes del sistema y que son raros los azeótropos a partir de multicomponentes. Sin embargo, este punto de vista puede no justificarse. A pesar de que la formación de azeótropos a partir de multicomponentes es compleja, como lo analizó Malesinski (*Azeotropy and Other Theoretical problems of Vapor-Liquid Equilibrium*. Wiley-Interscience, New York, 1955) no es difícil que se realice en la práctica.

Intervalo azeotrópico El concepto de relacionar una cierta "capacidad azeotrópica" con el carácter químico de una sustancia fue evidente, desde las primeras obras de Lecat (*op. cit.*, 1918) en las que, el autor acomodó los datos experimentales sobre los azeótropos de acuerdo con el carácter químico de los componentes. La característica más importante, según lo definió Swietoslawski [*Bull. Acad. Pol. Sci., Ser. A*, **19**, 19 (1950); *Przem. Chem.*, **7**, 363 (1951)] es el intervalo azeotrópico. Existe también otro término íntimamente relacionado, que se conoce como el "efecto azeotrópico relativo" [Skolnik, *Ind. Eng. Chem.*, **40**, 442 (1948)], pero su uso es limitado.

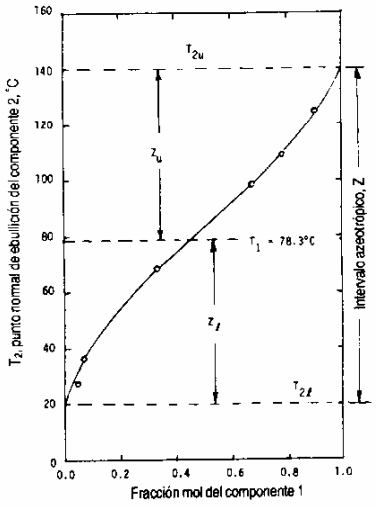


FIG. 13-67 Intervalos azeotrópicos para el etanol en parafinas, a 101.3 kPa (760 torr).

El intervalo azeotrópico Z para un componente 1 que forma una serie de azeótropos con los componentes $2i$, pertenecientes a una serie de homólogos está determinado por la estimación de dos azeótropos tangentes que ocurren en $x_1 = 0$ y $x_1 = 1.0$ como se muestra en la figura 13-67. En este caso, los datos a 101.3 kPa (760 torr) de presión, para el sistema etanol y las parafinas normales y ramificadas se graficaron para la temperatura normal de ebullición de las parafinas y la fracción mol de etanol en el azeótropo formado con la parafina. En este sistema se forman azeótropos positivos, cuyos puntos de ebullición son inferiores a las temperaturas de ebullición de los dos componentes del sistema binario. El punto de ebullición del etanol T_1 es 78.3°C (172.9°F). La temperatura de ebullición T_{2u} del miembro con el punto de ebullición más elevado de la serie homóloga de parafinas que forma un azeótropo con el etanol es aproximadamente 140°C (284°F). Este azeótropo tangente entra en ebullición a T_1, con una composición $x_1 = 1.0$. El punto de ebullición estimado $T_{2\ell}$ del miembro con la temperatura de ebullición más baja, de la serie que forma un azeótropo es aproximadamente 20°C (68°F). Este azeótropo tangente entrará en ebullición a dicha temperatura (20°C) si tiene una composición $x_1 = 0.0$.

El rango o intervalo azeotrópico se define como $Z = T_{2u} - T_{2\ell}$, y consta de dos partes: 1) la parte superior, $Z_u = T_{2u} - T_1$, y 2) la parte inferior $Z_\ell = T_1 - T_{2\ell}$, de tal manera que $Z = Z_u + Z_\ell$. En la figura 13-67, Z_u = 61.7°C (143.1°F), Z_ℓ = 58.3°C (136.9°F) y Z = 120°C (248°F).

Con respecto a los valores de Z_u y Z_ℓ se han observado tres casos:

$Z_u = Z_\ell$, intervalo azeotrópico simétrico

$Z_u > Z_\ell$, intervalo azeotrópico de asimetría superior

$Z_u < Z_\ell$, intervalo azeotrópico de asimetría inferior

El intervalo azeotrópico de asimetría inferior no es común y está representado por el intervalo azeotrópico del naftaleno con respecto a los hidrocarburos aromáticos presentes en el petróleo [$Z_\ell \sim$ 20°C (68°F) y $Z_u \sim$ 12°C (53.6°F)]. El intervalo azeotrópico de asimetría superior es más común y a menudo, está relacionado con el incremento de solubilidad de una sustancia común en los homólogos con puntos de ebullición más elevados [por ejemplo, el ácido acético con los n parafinas; $Z \sim$ 57°C (135°F) y $Z_u \sim$ 77°C (171°F)]. Los intervalos azeotrópicos pequeños son, en su mayor parte, simétricos o muestran ligeras desviaciones de la simetría. De la definición de Z_ℓ, tanto mayor es su valor, tanto más amplia es la diferencia en las temperaturas de ebullición de los azeótropos, que pertenecen a una serie homóloga. En consecuencia, el anterior es un factor favorable para la separación de los azeótropos con grandes valores de Z_ℓ.

Malesinski [*Bull. Acad. Pol. Sci. Cl.* III, **3**, 601 (1956)] desarrolló las ecuaciones para predecir el intervalo azeotrópico, al suponer una solución simplificada binaria y regular que es equivalente a la aplicación de la ecuación de van Laar (tabla 13-3), con $A_{12} = A_{21}$ = constante de la solución regular. En este caso, las porciones superior e inferior del intervalo azeotrópico las dan las relaciones

$$Z_u = (\delta_2/x_1^2) = (A_{12}/\Delta S_2^0) \qquad (13\text{-}115)$$

$$Z_\ell = (\delta_1/x_2^2) = (A_{12}/\Delta S_1^0) \qquad (13\text{-}116)$$

donde x_1 y x_2 representan las fracciones mol de los componentes 1 y 2, respectivamente, en el azeótropo, ΔS_1^0 y ΔS_2^0 *son las entropías molares de evaporación*, A_{12} es la constante de la solución regular y δ_1 y δ_2 son las desviaciones de las temperaturas azeotrópicas. Para azeótropos positivos $\delta_1 = T_1 - T^{Az}$ y $\delta_2 = T_2 - T^{Az} - T_2$. Para azeótropos negativos $\delta_1 = T^{Az} - T_1$ y $\delta_2 = T^{Az} - T_2$, donde T_1 y T_2 representan las temperaturas de ebullición de los componentes puros y T^{Az} es la temperatura de ebullición del azeótropo.

Por lo general, las grandes diferencias en las entropías de evaporación de los componentes dan por resultado una asimetría considerable del intervalo azeotrópico. En el caso de que las entropías de evaporación sean iguales, el intervalo azeotrópico es simétrico ($Z_u = Z_\ell = Z_{12}$), el cual, se puede calcular de

$$(\delta_1^{0.5} + \delta_2^{0.5}) = Z_{12} = 0.5Z \qquad (13\text{-}117)$$

donde Z_{12} es la mitad del valor del intervalo azeotrópico simétrico Z.

Con la ecuación (13-117), que también es válida para presiones elevadas (Zawiska, *op. cit.*) se puede estimar Z, para un sistema azeotrópico binario, a partir de la temperatura azeotrópica de uno de sus miembros de la serie homóloga y los puntos de ebullición de sus dos componentes. Por convención, los valores de Z son positivos, para los sistemas azeotrópicos positivos y negativos para los sistemas azeotrópicos negativos.

El intervalo azeotrópico del agente A, con respecto a la serie de homólogos H, sus isómeros y las sustancias íntimamente relacionadas pueden también determinarse por los métodos ebullométrico y los de destilación (Swietoslawski, *op. cit.*, 1963). Además, dicho intervalo se puede evaluar, a partir de los valores de los coeficientes de actividad a dilución infinita, para el agente y los representantes de una serie dada [Kurtyka y Trabczynski, *Rocs. Chem*, **32**, 623 (1958)]. El valor del intervalo azeotrópico evaluado mediante este último método depende de la precisión de la extrapolación gráfica de la curva del ln γ contra la concentración al infinito. Cuando esta curva es pendiente en las cercanías de la concentración límite, su extrapolación puede dar por resultado errores considerables y esto se reflejará en los valores del intervalo azeotrópico.

Es de esperarse que los valores del intervalo azeotrópico de un agente que forma azeotrópos binarios positivos o negativos, con diferentes series de homólogos, varíe extensamente y que los isómeros que pertenecen a la misma serie de homólogos forman azeótropos binarios entre sí. Sin embargo, este punto de vista no se justifica ya que se han descubierto azeótropos en tales sistemas, como por ejemplo, 2,2,3-trimetil butano-2-4-dimetil propano [Caltingaert y Wojciechowski, *J. Am. Chem. Soc.*, **42**, 5310 (1950)]. Este azeótropo se presenta a presión reducida, en tanto que el sistema binario agua-óxido de deuterio muestra un azeótropo a presión elevada. En el sistema 3-picolina-2,6-lutidina se presenta un azeótropo a presión atmosférica.

Algunos agentes se caracterizan por valores pequeños y otros por valores grandes de los intervalos azeotrópicos. Los alcoholes son agentes característicos que forman un gran número de azeótropos, con una gran variedad de sustancias. Al incrementarse el peso molecular, disminuye el intervalo azeotrópico. El glicol pertenece a una serie de agentes azeotrópicos poderosos. Los fenoles y los ácidos orgánicos con bajo peso molecular tienen propiedades similares y sus intervalos azeotrópicos también disminuyen con un incremento en el número de grupos metilo de la molécula. Los fenoles forman azeótropos incluso con algunos hidrocarburos aromáticos. Sin embargo, sus intervalos azeotrópicos disminuyen rápidamente, al incrementarse los grupos metilo tanto en los fenoles como en los hidrocarburos aromáticos.

Las aminas aromáticas y hasta cierto punto, la piridina y la quinolina tienen intervalos azeotrópicos relativamente pequeños, que disminuyen con el incremento de los grupos metilo, que sustituyen a los átomos de hidrógeno presentes en la molécula.

Los intervalos azeotrópicos de las parafinas en relación con las olefinas presentan un caso interesante, porque son muy pequeños (del orden de unos cuantos grados centígrados) y sufren una disminución violenta, con un incremento en el peso molecular del hidrocarburo. Sin embargo, el conocimiento actual en este campo es insuficiente para saber si las mezclas de parafinas y olefinas con un alto peso molecular pueden formar azeótropos.

Sin el concepto del intervalo azeotrópico no se podrían formular algunas condiciones generales sobre la formación de los azeótropos. Además, no sería posible analizar los procesos que tienen lugar en el transcurso de la destilación fraccionada de los aceites a base de carbón y alquitrán y de otras materias primas de origen orgánico (Swietoslawski, *op. cit.*, 1963; *Physikalische Chemie des Steinkohlenteers*, N. J. Hoffman-Verlag, Cologne, 1959). Por otra parte, como se analizó con anterioridad, los intervalos azeotrópicos forman parte de las ecuaciones para estimar la temperatura de ebullición y la composición de los homoazeótropos ternarios. Se ha descubierto que estas ecuaciones son útiles para predecir la existencia de un gran número de azeótropos ternarios (Z. M. Kurtyka, datos no publicados).

(13-117)

rópico simétrico Z.
ı para presiones ele-
un sistema azeotró-
pica de uno de sus
oullición de sus dos
n positivos, para los
os sistemas azeotró-

ecto a la serie de ho-
mente relacionadas
allométrico y los de
s, dicho intervalo se
entes de actividad a
es de una serie dada
[958)]. El valor del
método depende de
lel ln γ contra la con-
le en las cercanías de
por resultado errores
tervalo azeotrópico.
otrópico de un agen-
ivos, con diferentes
s isómeros que per-
azeótropos binarios
ntifica ya que se han
r ejemplo, 2,2,3-tri-
Wojciechowski, *J.*
le presenta a presión
lo de deuterio mues-
3-picolina-2,6-luti-
ca.
equeños y otros por
Los alcoholes son
o de azeótropos, con
e el peso molecular,
enece a una serie de
os ácidos orgánicos
ures y sus intervalos
nto en el número de
azeótropos incluso
rgo, sus intervalos
lentarse los grupos
ros aromáticos.
ridina y la quinolina
eños, que disminu-
ltituyen a los átomos

relación con las ole-
y pequeños (del or-
na disminución vio-
il hidrocarburo. Sin
es insuficiente para
alto peso molecular

e podrían formular
a de los azeótropos.
e tienen lugar en el
ltes a base de carbón
orgánico (Swietos-
steinkohlenteers, N.
te, como se analizó
an parte de las ecua-
y la composición de
que estas ecuaciones
mero de azeótropos

Predicción de datos azeotrópicos Los métodos para estimar la composición de un azeótropo binario se pueden dividir en tres tipos: 1) las correlaciones empíricas que se aplican tanto a los homoazeótropos como a los heteroazeótropos, 2) las relaciones basadas en la teoría de la solución regular, que sólo se aplica a los homoazeótropos y 3) las relaciones para los heteroazeótropos exclusivamente.

Lecat (*op. cit.*, 1918) fue quien primero observó que la composición de un azeótropo binario está relacionada con la diferencia existente entre los puntos de ebullición de sus componentes y utilizó la siguiente serie de potencia con objeto de relacionar estas cantidades para los sistemas formados por una sustancia común, con miembros de una serie de homólogos:

$$w_1 = A_0 + A_1\Delta + A_2\Delta^2 + \cdots \qquad (13\text{-}118)$$

donde w_1 representa la fracción en peso del componente común en el azeótropo, es la diferencia absoluta entre las temperaturas de ebullición de sus componentes y A_0, A_1, A_2, etc., son las constantes para una determinada sustancia común con una serie dada de homólogos. Lecat (*Azéotropisme et distillation: Traité de chimie organique*, ed. by Grignard, vol I, Masson et Cie, Paris, 1935) propuso posteriormente una relación entre Δ y las desviaciones azeotrópicas δ, entre los puntos de ebullición de los componentes con menor temperatura de ebullición y el azeótropo, en términos de otro conjunto de constantes, C_0, C_1, C_2, etc.:

$$\delta = C_0 + C_1\Delta + C_2\Delta^2 + \cdots \qquad (13\text{-}119)$$

La existencia de una relación aproximada de este tipo era de esperarse, para una serie de soluciones binarias regulares [Prigogine and Defay, *Chemical Termodynamics*, traducido por Everett, Longmans, London, 1954]. Horsley (*op. cit.*) presenta correlaciones gráficas para muchos sistemas, basadas en las ecuaciones (13-118) y (13-119).

Otras ecuaciones de correlación empírica y métodos gráficos han sido desarrolladas por Mair y cols. [*J. Res. Nat. Bur. Stand.*, **27**, 39 (1941)], Meissner y Greenfield [*Ind. Eng. Chem.*, **40**, 438 (1948)] y Johnson y Madonis [*Cand. J. Chem. Eng.*, **37**, 71 (1959)]. Más recientemente, Seymour et al. [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **16**, 200 (1977)] desarrollaron la siguiente ecuación empírica, para relacionar la composición azeotrópica de una mezcla binaria de A y B, a presión atmosférica, con la diferencia en los puntos de ebullición:

$$\log_{10}[x_A/(1 - x_A)] = -0.0317\,(T_{refB}/T_{refA})(T_A - T_B) - 0.094 \qquad (13\text{-}120)$$

donde A representa el componente más polar y T_{ref} es la razón de la temperatura de ebullición absoluta del componente con respecto a una parafina normal hipotética del mismo peso molecular. Por ejemplo, para una mezcla de isopropanol y *n*-hexano, el alcohol es el componente A, $T_A = 82.45°C$ (180.4°F), $T_B = 68.85°C$ (155.9°F), $T_{refB} = 1.0$ y $T_{refA} = 1.28$. Con base en la ecuación (13-120) se obtiene un valor de $x_A = 0.270$, el cual se compara con el valor de 0.290 de la tabla 13-19. La ecuación (13-120) correlaciona los datos experimentales, a presión atmosférica, para 1108 azeótropos, con la desviación promedio de x_A con un valor de 0.046.

Existen tres métodos en los que se aplica la teoría de las soluciones regulares, para estimar la composición de un azeótropo binario (positivo o negativo), a partir de ciertas propiedades de los componentes puros y del azeótropo. Dos de estos métodos involucran el uso de datos fácilmente accesibles, como son las temperaturas de ebullición de los componentes puros T_1 y T_2 y la del azeótropo T^{Az}, y fueron desarrollados por Prigogine y Defay (*op. cit.*) y por Malesinski (*op. cit.* 1965). El tercer método se basa en los coeficientes de actividad de los componentes en el punto azeotrópico y se debe a Kireev [*Acta Physicochim.* URSS, **14**, 371 (1941)].

La ecuación de Prigogine para entropías de evaporación molar iguales de cada uno de los componentes $\Delta S_1^0 = \Delta S_2^0$ se puede expresar de la siguiente forma:

$$x_2 = \alpha(1 + \alpha)^{-1} \qquad (13\text{-}121)$$

donde α es la raíz cuadrada de la razón de las desviaciones de las temperaturas azeotrópicas, es decir, $(\delta_1/\ \delta_2)^{0.5}$ y x_2 representa la fracción mol del componente 2, en el azeótropo.

Cuando $\Delta S_1^0 = \Delta S_2^0$, la ecuación (13-121) toma la forma

$$x_2 = \alpha'(1 + \alpha')^{-1} \qquad (13\text{-}122)$$

donde $\alpha' = c$ y $c\alpha = (\Delta S_1^0/\Delta S_2^0)^{0.5}$.

La ecuación de Malesinski para los componentes, con entropías molares de evaporación iguales está dada por

$$x_2 = 0.5 + (T_1 - T_2)/2Z_{12} \qquad (13\text{-}123)$$

donde Z_{12} es la mitad del valor del intervalo azeotrópico simétrico. Para sistemas con entropías molares de evaporación desiguales de los componentes, la ecuación de Malesinski requiere la evaluación de Z_u, una cantidad que no está disponible con facilidad.

La forma más simple y adecuada de la ecuación de Kireev para el caso en que $\Delta S_1^0 = \Delta S_2^0$ es la expresión

$$x_2 = (1 + b)^{-1} \qquad (13\text{-}124)$$

donde $b = (\ln \gamma_2/\ln \gamma_1)^{0.5}$.

En el punto azeotrópico (en el caso de una fase vapor ideal) los coeficientes de actividad γ_1 y γ_2 están dados por las ecuaciones (13-113) y (13-114).

Para $\Delta S_1^0 = \Delta S_2^0$, la ecuación (13-124) se transforma a

$$x_2 = (1 + b')^{-1} \qquad (13\text{-}125)$$

donde $b' = cb$ y $c = (\Delta S_2^0/\Delta S_1^0)^{0.5}$.

Las ecuaciones (13-121), (13-123) y (13-124) fueron evaluadas por Kurtyka y Kurtyka [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **19**, 225 (1980) e *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **20**, 177 (1981)]. Para 30 sistemas, las desviaciones absolutas promedio entre las composiciones azeotrópicas calculadas y observadas fueron 4.5% en moles, para las ecuaciones (13-123) y (13-124), y 4.9% en moles para la ecuación (13-121). La distinción de sistemas específicos, es decir, polares-no polares y no polares-no polares, no mostró preferencia alguna por el método. Una selección entre métodos sólo se puede hacer sobre la disponibilidad de los datos requeridos. Desde este punto de vista, las ecuaciones (13-121) y (13-123) son preferibles a la ecuación (13-124). La posibilidad de error en la composición del azeótropo binario, en condiciones isobáricas se debe, no sólo, a las desviaciones de la ley de los gases ideales y a las desviaciones del sistema de la teoría de solución regular, sino también al cambio de la constante de la solución regular A_{12} con la temperatura y las diferencias en las entropías de evaporación de los componentes. Los efectos de la condición no ideal en la fase vapor y las diferencias en las entropías de evaporación de los componentes sobre la composición azeotrópica fueron estudiados para los sistemas ácido acético con las *n*-parafinas (Kurtyka y Kurtyka, *op. cit.*, 1981). Como se analizó en una subsección previa, el ácido acético está considerablemente asociado (dimerizado) en la fase vapor y su entropía de evaporación es 14.85 cal/(g · mol) [26.71 Btu/(lb · mol)] en comparación con ~ 20 cal/(g · mol) [36 Btu/(lb · mol)], o cerca de la regla de Trouton, para los hidrocarburos. No es de sorprender, que cuando se consideran las correcciones para el comportamiento real de la fase vapor del ácido acético, los resultados predichos, para la composición azeotrópica mejoran notablemente. Se descubrió que el efecto de las diferencias en las entropías de evaporación de los componentes es pequeño.

Un número relativamente grande de sistemas muestra una solubilidad limitada y puede formar heteroazeótropos positivos. En los sistemas binarios, por ejemplo, Francis [*Critical Solution Temperatures*, American Chemical Society, Washington, 1961] permiten predecir si un azeótropo que ocurre a una cierta temperatura es un homoazeótropo o un heteroazeótropo.

Para describir el equilibrio vapor-líquido en un sistema heterogéneo, conviene introducir ciertas simplificaciones. El caso más simple se basa en la suposición de que los componentes son completamente

TABLA 13-22 Datos Azeotrópicos calculados (y_1, T^{Az}), utilizando las ecuaciones (13-126) y (13-127) y las desviaciones de Δy_1 y ΔT^{Az}, para 12 sistemas binarios, a 760 torr

		Porcentaje en mol			
Núm.	Sistema	y_1	Δy_1	T^{Az}, °C	ΔT^{Az}, °C
1	Agua (1,2)-benceno	29.98	0.41	69.43	0.18
2	Agua-*m*-xileno	76.2	−0.47	92.56	0.56
3	Agua-etil benceno	74.3	−0.07	91.91	−0.09
4	Agua-*n*-Hexano	21.0	−0.45	61.42	−0.08
5	Agua-*n*-heptano	45.6	0.43	79.09	−0.11
6	Agua-*n*-octano	67.8	−0.65	89.02	−0.58
7	Agua-nitrometano	48.92	−2.31	80.9	−2.85
8	Agua-anilina	87.1	−8.50	95.54	−3.06*
9	Agua-*n*-butanol	66.75	−8.5	89.15	−3.55
10	Acetonitrilo-*n*-hexano	39.0	−6.4	53.94	−2.86
11	Acetonitrilo-*n*-heptano-*n*-hexano	63.2	−5.5	67.62	−1.88
12	Acetonitrilo-*n*-octano-*n*-hexano	80.8	−3.9	74.98	−1.72

NOTA: $\Delta y_1 = y_1$ (calculado) $- y_1$ (experimental); $\Delta T^{Az} = T^{Az}$ (calculado) $- T^{Az}$ (experimental). Para convertir grados Celsius a grados Fahrenheit, °F = 1.8° C + 32. Para ΔT, °F = 1.8 °C

* A 98.9 kPa (742 torr)

inmiscibles entre sí y de que la fase vapor es ideal. Por consiguiente, la composición de un heteroazeótropo binario está dada por:

$$x_1 = y_1 = \frac{P_1^{sat}\{T^{Az}\}}{P_1^{sat}\{T^{Az}\} + P_2^{sat}\{T^{Az}\}} \tag{13-126}$$

La temperatura de ebullición del azeótropo está implícita en la relación

$$P = P_1^{sat}\{T^{Az}\} + P_2^{sat}\{T^{Az}\} \tag{13-127}$$

donde P es la presión total en el equilibrio.

Cuando no se satisface la condición de completa inmiscibilidad, se debe introducir la actividad a, para dar

$$y_1 = \frac{P_1^{sat}\{T^{Az}\}a_1}{P_1^{sat}\{T^{Az}\}a_1 + P_2^{sat}\{T^{Az}\}a_2} \tag{13-128}$$

y

$$P = a_1 P_1^{sat}\{T^{Az}\} + P_2^{sat}\{T^{Az}\}a_2 \tag{13-129}$$

Obsérvese que a_1 es idéntica en ambas fases líquidas. Para los sistemas del nitrometano con las *n*-parafinas, la suposición de que $a_1 = a_2$ parece ser válida.

En la tabla 13-22 aparecen los datos azeotrópicos calculados (y_1, T^{Az}), para 12 sistemas binarios, utilizando las ecuaciones (13-126) y (13-127) y las desviaciones correspondientes de los experimentos Δy_1 y ΔT^{Az}. La concordancia es bastante buena para los sistemas de hidrocarburos aromáticos y *n*-parafinas con agua, pero no es satisfactoria, para los sistemas en los que ocurre una gran miscibilidad de los componentes, como por ejemplo, *n*-butanol y agua, anilina y agua, y acrilonitrilo con las *n*-parafinas. Estas relaciones para los sistemas binarios se pueden ampliar fácilmente a los ternarios y a los heteroazeótropos de componentes múltiples.

Para separar mezclas líquidas ternarias no ideales y multicomponentes por destilación simple es importante establecer si se forman azeótropos. Dado que los datos experimentales son relativamente escasos y las mediciones de la composición azeotrópica son difíciles de realizar y consumen tiempo, se han desarrollado dos métodos de cálculo para predecir la composición de los azeótropos ternarios y de multicomponentes. El primero, desarrollado por Malesinski [*Bull. Acad. Pol. Sci. Cl. III*, **4**, 701, 709 (1956); **5**, 177, 183 (1957)] para los homoazeótropos ternarios se basa en la teoría de la solución regular. El segundo, es un método más general, basado en el uso de varias ecuaciones, para predecir los coeficientes de actividad en la fase líquida.

En el primer método, la composición del homoazeótropo ternario, con componentes 1, 2 y 3, en condiciones isobáricas, cuando las entropías de evaporación de los componentes son iguales, se relaciona con cualquiera de los dos pares de azeótropos binarios, mediante las siguientes ecuaciones.

Para los pares (1,2) y (2,3):

$$x_1 = \frac{x_1^{(1,2)} + \hat{a}x_3^{(2,3)}}{1 - \hat{a}\hat{b}} \tag{13-130}$$

$$x_3 = \frac{x_3^{(2,3)} + \hat{b}x_1^{(1,2)}}{1 - \hat{a}\hat{b}} \tag{13-131}$$

donde $\hat{a} = (Z_{13} - Z_{23} - Z_{12})/\ 2Z_{12}$, $\hat{b} = (Z_{13} - Z_{23} - Z_{12})/\ 2Z_{23}$, $x_1^{(1,2)}$ y $x_3^{(2,3)}$ representan las fracciones mol de los componentes 1 y 3 en los azeótropos binarios (1,2) y (2,3) respectivamente, x_1 y x_3 son las fracciones mol en el azeótropo ternario y Z_{12}, Z_{13} y Z_{23} son la mitad de los valores de los intervalos azeotrópicos simétricos analizados anteriormente.

Cuando las entropías de evaporación de los componentes no son iguales, las constantes de la solución regular A_{12}, A_{13} y A_{23} sustituyen a Z_{12}, Z_{13} y Z_{23}, respectivamente. El efecto de las diferencias en las entropías de evaporación de los componentes sobre la composición azeotrópica de un sistema binario es pequeño.

Para los pares (1,3) y (2,3)

$$x_1 = (x_1^{(1,3)} + \hat{c}x_2^{(2,3)})/(1 - \hat{c}\hat{d}) \tag{13-132}$$

$$x_2 = (x_2^{(2,3)} + \hat{d}x_1^{(1,3)})/(1 - \hat{c}\hat{d}) \tag{13-133}$$

donde $\hat{c}\ (Z_{12} - Z_{23} - Z_{13})/\ 2Z_{13}$ y $\hat{d} = (Z_{12} - Z_{23} - Z_{13})/2Z_{23}$.

Para los pares (1,2) y (1,3),

$$x_2 = (x_2^{(1,2)} + \hat{e}x_3^{(1,3)})/(1 - \hat{e}\hat{f}) \tag{13-134}$$

$$x_3 = (x_3^{(1,3)} + \hat{f}x_2^{(1,2)})/(1 - \hat{e}\hat{f}) \tag{13-135}$$

donde $\hat{e} = (Z_{23} - Z_{13} - Z_{12})/\ 2Z_{12}$ y $\hat{f} = (Z_{23} - Z_{13} - Z_{12})/\ 2Z_{13}$. Los valores de Z_{12}, Z_{13} y Z_{23} deben calcularse con base en la ecuación (13-117).

Un sistema ternario no es azeotrópico si, por ejemplo, la composición de uno de sus componentes es cero o tiene un valor negativo. Si un sistema binario que constituye uno ternario no es azeotrópico, el valor correspondiente de Z_{ij} se puede estimar, a partir de cualquier miembro cercano de la serie de homólogos, sus isómeros o las sustancias íntimamente relacionadas.

Las fuentes de error en la composición calculada de un azeótropo ternario, en condiciones isobáricas, por el método de Malesinski se deben a las desviaciones del sistema de la regularidad, las diferencias en las entropías de evaporación de sus componentes y la variación de A_{ij} con la temperatura. Estos dos últimos efectos son pequeños, en comparación con el primero.

TABLA 13-23 Datos azeotrópicos calculados (x_i, T^{Az}) y las desviaciones Δx_i y ΔT^{Az} (entre paréntesis), para algunos sistemas ternarios positivos-negativos (de silla)

Núm	Sistema	Porcentaje en mol x_1 (Δx_1)	x_2 (Δx_2)	x_3 (Δx_3)	°C T^{Az} (ΔT^{Az})	Pares a partir de los cuales se calculan los datos azeotrópicos
		45.6	29.6	24.8	56.98	(1,2) y (2,3)
		(0.6)	(–2.4)	(1.8)	(0.52)	
1	Metanol(1)-acetona(2)-cloroformo(3)	38.4	44.3	17.3	57.04	(1,2) y (1,3)
		(–6.6)	(12.3)	(–5.7)	(0.46)	
		38.1	30.9	31.0	60.73	(1,3) y (2,3)
		(–6.9)	(–1.1)	(8.0)	(–3.23)	
2	Etanol-acetona-cloroformo	22.4	30.7	46.9	60.3	(1,3) y (2,3)
		(4.1)	(–2.7)	(–1.4)	(–0.87)	
3	2,4,6 Colidina-*m*-cresol-naftaleno	15.0	61.0	24.0	203.27	(1,2) y (2,3)
		(–4.5)	(–3.5)	(8.0)	(–2.55)	
		3.8	49.9	46.3	189.9	(1,2) y (2,3)
		(0.8)	(–0.2)	(–0.7)	(0.25)	
4	2,4,6 Colidina-*o*-cresol-glicol	no azeotrópico			189.22	(1,2) y (1,3)
					(–0.43)	
		3.4	51.2	45.4	190.23	(1,3) y (2,3)
		(0.4)	(1.2)	(–1.6)	(0.58)	
5	Acido acético-piridina-*n*-decano	42.5	33.2	24.3	131.0	(1,2) y (1,3)
		(–0.5)	(–6.4)	(6.9)	(3.1)	
6	Acido acético-2,6 lutidina-*n*-decano	23.8	64.5	11.7	145.93	(1,2) y (1,3)
		(2.7)	(–5.2)	(2.5)	(–1.07)	
7	Fenol-3 picolina-glicol (–7.5)	55.5	15.8	28.7	184.11	(1,2) y (1,3)
		(1.2)	(6.3)	(–2.3)		
8	Acido acético-2-picolina-*n*-decano	25.0	50.4	24.6	136.84	(1,2) y (1,3)
		(–6.0)	(3.4)	(2.6)	(–4.46)	
9	Acido propiónico-2-picolina,*n*-octano	11.6	11.5	76.9	123.05	(1,2) y (1,3)
		(5.6)	(0.7)	(–4.9)	(–0.65)	
10	Acido propiónico-2-picolina-n-decano	42.6	29.2	28.2	147.93	(1,2) y (1,3)
		(3.3)	(–4.7)	(1.4)	(–1.37)	

NOTA: $\Delta x_i = x_i$ (calculado) – x_i (experimental); $\Delta T^{Az} = T^{Az}$ (calculado) – T^{Az} (experimental). Para convertir grados Celsius a grados Fahrenheit, °F = 1.8 °C + 32.

La temperatura de ebullición de un azeótropo ternario $T^{Az}_{1,2,3}$ se puede calcular cuando el componente 2 es el de referencia, por medio del método de Malesinski, con la ecuación

$$T^{Az}_{1,2,3} = T_2 - \frac{\delta_2^{(1,2)} + \left(\dfrac{\delta_2^{(1,2)}}{Z_{12}} \cdot \dfrac{\delta_2^{(2,3)}}{Z_{23}}\right)^{1/2} (Z_{13} - Z_{23} - Z_{12}) + \delta_2^{(2,3)}}{1 - \dfrac{(Z_{13} - Z_{23} - Z_{12})^2}{4Z_{12}Z_{23}}} \qquad (13\text{-}136)$$

donde $\delta_2^{(1,2)}$ y $\delta_2^{(2,3)}$ representan las depresiones o elevaciones azeotrópicas en los azeótropos (1,2) y (2,3), con relación al componente 2 (por ejemplo, $\delta_2^{(1,2)} = T_2 - T^{(1,2)}$ y T_2 y $T^{(1,2)}$ son las temperaturas de ebullición del componente 2 puro y del azeótropo (1,2), respectivamente. Por convención, $\delta_1^{(i,j)}$ y Z_{ij} son positivos para un azeótropo positivo y tienen un valor negativo para los azeótropos negativos. Al intercambiar los componentes, la temperatura de ebullición de un homoazeótropo ternario también se puede calcular, a partir de los dos conjuntos restantes de pares de componentes. Para las mezclas que cubren exactamente con los requerimientos de las soluciones regulares, estas predicciones son independientes de la selección del componente de referencia.

Para los azeótropos positivos, por lo general, las ecuaciones (13-130) a (13-136) dan buenas predicciones. En el caso de los azeótropos positivos-negativos (de silla), la concordancia entre los datos azeotrópicos predichos y observados es menos satisfactoria, porque dichos azeótropos están formados por mezclas complejas, que contienen componentes polares y relacionados, por ejemplo, los alcoholes y los ácidos grasos con bajo peso molecular.

En la tabla 13-23 aparece una lista de los datos azeotrópicos predichos y experimentales, para algunos sistemas ternarios de silla. Para los sistemas 1 y 4, se dan los resultados de los cálculos, que se basan en cada uno de los tres pares posibles de componentes. Para la serie de sistemas ternarios de silla formada por el ácido acético, la piridina (2 picolina) y las *n*-parafinas, las composiciones azeotrópicas calculadas se mejoran, cuando se consideran las correcciones por asociación (dimerización) del ácido acético.

TABLA 13-24 Composiciones azeotrópicas calculadas a partir de la ecuación (13-138) y la desviación de Δx_i (entre paréntesis), para algunos sistemas ternarios positivos y de silla

Núm	Sistema	Porcentaje en mol x_1 (Δx_1)	x_2 (Δx_2)	x_3 (Δx_3)	Tipo de azeótropo
		33.3	24.5	42.4	*s*
1	Acetona(1)-cloroformo(2)-metanol(3)	(1.7)	(0.5)	(–2.2)	
2	Acetona-cloroformo-etanol	34.0	48.5	17.5	*s*
		(–1.0)	(2.5)	(–2.2)	
3	Cloroformo-acetona-*n*-hexano	63.1	5.2	31.7	*s*
		(2.8)	(–2.5)	(0.3)	
4	Benceno-etanol-ciclohexano	11.0	43.5	45.5	*p*
		(0.0)	(0.5)	(–0.5)	
		15.5	53.4	31.1	*s*
5	Acetato de metilo-cloroformo-metanol	(–9.5)	(24.2)	(–14.7)	
6	Acetato de metilo-metanol-*n*-hexano	32.0	33.2	34.8	*p*
		(0.2)	(2.7)	(–2.9)	
		2.0	49.0	49.0	*p*
7	*n*-Butanol-benceno-ciclohexano	(–2.4)	(–0.6)	(3.0)	
		50.1	42.1	7.8	*p*
8	Ciclohexano-etanol-acetato de etilo	(–0.1)	(0.5)	(–0.4)	
		20.6	44.1	35.3	*p*
9	MEK-ciclohexano-isopropanol	(3.3)	(–9.4)	(6.1)	

NOTA: $x_i = x_i$ (calculado) – x_i (experimental) p = positivo s = de silla.

Las ecuaciones (13-130) a (13-136) predicen la existencia de un gran número de azeótropos ternarios de silla (positivos y negativos), que pueden presentarse en el curso de la destilación de ciertas fracciones del alquitrán de carbón. Por ejemplo, los azeótropos ternarios de silla se forman en la serie de sistemas ternarios constituidos por el fenol, la anilina y las *n*-parafinas (que varían desde el nonano hasta el tetradecano). Sólo un azeótropo ternario de silla de este tipo se ha descubierto experimentalmente, para el sistema fenol, anilina, *n*-tridecano [Stadnicki, *Bull. Acad. Pol. Sci. Ser. Sci. Chim.*, **10**, 357 (1962)].

El segundo método es una técnica general para predecir los datos de equilibrio líquido-vapor, en los sistemas ternarios y de multicomponentes, que pueden estar restringidos al punto azeotrópico y consiste en ajustar la volatilidad relativa α_{ij} a un valor de 1. Cuando se aplica a un gas ideal:

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i x_j}{x_i y_j} = \frac{P_i^{sat}\gamma_i^L}{P_j^{sat}\gamma_j^L} = 1 \qquad (13\text{-}137)$$

El método involucra la búsqueda de la composición del sistema ternario, que minimiza la función $\bar{f}$, que para un azeótropo ternario es

$$\bar{f} = |\alpha_{13} - 1| + |\alpha_{23} - 1| \qquad (13\text{-}138)$$

Un valor $\bar{f}$, lo suficientemente cercano a cero corresponde a la composición azeotrópica. Para obtener α_{ij}, a partir de la ecuación (13-137) se puede usar cualquier correlación adecuada del coeficiente de actividad en la fase líquida de un sistema de componentes múltiples. Aristovich y Stepanova [*Zh. Prikl. Khim.*, **43**, 2192 (1970)] utilizaron este método, junto con la ecuación de Wilson, γ_i^L para calcular las composiciones azeotrópicas de 19 sistemas ternarios y uno cuaternario. En la tabla 13-24 se resumen sus resultados para nueve sistemas ternarios. Para el sistema cuaternario positivo-negativo, formado por etanol-cloroformo-acetona-*n*-hexano, el cual no fue informado por Horsley, Aristovich y Stepanova (*op. cit.*) calcularon un azeótropo a 55°C (131°F) con x_i y (Δx_i) de etanol, 22.8 (2.8); cloroformo, 35.1 (1.1), acetona, 1.0 (–1.0) y *n*-hexano 41.1% mol y (–2.9)% mol, respectivamente.

Para los heteroazeótropos ternarios y de multicomponentes, este procedimiento permanece básicamente sin cambio pero requiere el uso de la ecuación para el cálculo de γ_i^L, que se aplica a los sistemas parcialmente miscibles, por ejemplo, la ecuación (NRLT) no aleatoria para dos líquidos o la ecuación UNIQUAC.

Con base en los argumentos anteriores, que se aplican a los sistemas azeotrópicos con cualquier número de componentes, se pueden obtener expresiones para calcular la composición y componente de ebullición de un azeótropo ternario. Para el caso en el que los componentes son esencialmente inmiscibles entre sí, la ley de Dalton da las expresiones para y_1, y_2 y $T^{Az}_{1,2,3}$ de un azeótropo binario:

$$y_1 = \frac{P_1^{sat}}{P_1^{sat} + P_2^{sat} + P_3^{sat}} \qquad (13\text{-}139)$$

$$y_2 = \frac{P_2^{sat}}{P_1^{sat} + P_2^{sat} + P_3^{sat}} \qquad (13\text{-}140)$$

donde la temperatura azeotrópica satisface

$$P = P_1^{sat} + P_2^{sat} + P_3^{sat} \qquad (13\text{-}141)$$

Cuando no se cumple la condición de completa inmiscibilidad, se pueden introducir, como se mostró anteriormente, las actividades de los componentes a_1, a_2 y a_3.

Como lo demostró Malesinski [*Bull. Acad. Pol. Sci. Ser. Sci. Chim.*, **11**, 475 (1963)], en los sistemas formados por nitrometano-agua-*n*-pa-

rafinas se presenta una serie de heteroazeótropos ternarios, con tres fases líquidas. Para esta serie se obtuvo una concordancia satisfactoria entre las composiciones calculadas y observadas, pero se descubrió que la temperatura de ebullición calculada de los azeótropos, mediante la ecuación (13-141) era inferior a las observadas. Esto se debe a una miscibilidad relativamente elevada del nitrometano en agua, a las temperaturas de ebullición respectivas de los azeótropos. La diferencia es menor, para los sistemas con hidrocarburos de alto punto de ebullición y tiende a la diferencia entre los valores calculados y observados para el sistema de nitrometano y agua.

En algunos casos, el comportamiento de una serie de heteroazeótropos ternarios, en la que dos de sus componentes permanecen sin cambio se puede describir, mediante las actividades a_1, a_2 y a_3, que son comunes para cada uno de los componentes dentro de la serie. Como lo demostró Trabczynski [*Bull. Acad. Pol. Sci. Ser. Sci. Chim. Geol. Georg.*, **6**, 269 (1958)], este caso se ejemplifica con la serie de heteroazeótropos ternarios formados por agua-piridina-*n*-parafinas. Todos los heteroazeótropos obtenidos experimentalmente han sido positivos; la existencia de heteroazeótropos negativos es bastante dudosa. Entre los nueve azeótropos cuaternarios, ocho son heteroazeótropos y uno es un homoazeótropo positivo-negativo. El único sistema azeotrópico quinario es también un heteroazeótropo.

Swietoslawski (*Ebulliometric Measurements*, Reinhold, New York, 1945) define a un azeótropo tangente como aquel cuya composición y temperatura de ebullición es la de uno de sus componentes puros. En la práctica, existen los azeótropos y los no azeótropos que están cerca de este caso límite y su existencia, como lo demostró Anderson [*Ind. Eng. Chem.*, **37**, 541, 1052 (1945)] crea nuevos problemas para la separación de mezclas líquidas por destilación. Por lo general, los azeótropos tangentes se presentan en la destilación de mezclas complejas, como por ejemplo, el alquitrán de carbón, el petróleo y los productos de hidrogenación del carbón. Si la sustancia a purificar forma azeótropos tangentes o casi tangentes con los contaminantes, su purificación se vuelve imposible, incluso con una columna fraccionadora muy eficiente. La explicación de este fenómeno la da Malesinski (*op. cit*, 1965) y estriba en la diferencia existente entre la composición del vapor y el líquido $y_2 - x_2$, que en la región del azeótropo tangente es proporcional a $(x_2 - x_2^{Az})$.[2] En las cercanías de un azeótropo ordinario no tangente, las diferencias son mayores y proporcionales a $(x_2 - x_2^{Az})$. Para una mezcla binaria regular, la separación de un azeótropo por rectificación, a partir de una mezcla cuya composición es cercana a la azeotrópica es la más fácil. Tanto más cerca está la composición azeotrópica de la equimolar, tanto más grande es el valor absoluto de la constante A_{12}.

Efecto de la presión sobre la composición azeotrópica Al diseñar un proceso de destilación azeotrópica, es importante considerar las reglas generales, debidas a la variación de la composición del azeótropo con la presión, porque ésta es un parámetro de operación que se puede cambiar fácilmente y su cambio tiene un efecto positivo sobre la separación de una mezcla determinada.

La primera generalización relacionada con el efecto de la presión fue realizada por Roozeboom (*Die Heterogenen Gleichgewichte*, vol. II, Leipzig, 1904), quien observó que la composición de un azeótropo binario positivo cambia en dirección al componente que presenta la variación más pronunciada de presión de vapor. Al aplicar la ecuación de Clausius a esta observación, con presión incrementada, un azeótropo negativo se enriquece o se empobrece en el componente para el que el calor molar de evaporación es más elevado.

Un método gráfico rápido, para indicar el efecto de la presión sobre la composición y el punto de ebullición de un azeótropo binario utiliza la gráfica de Cox para la presión de vapor. Las curvas de presión total de vapor en una gráfica de Cox de la forma $\log P^{sat}$ contra $1/(T°C + 230)$ son esencialmente líneas rectas, que permiten la determinación de la curva completa de la presión de vapor, a partir de los datos de dos presiones. Un azeótropo, por definición, tiene una más elevada presión de vapor (positiva) o una más baja presión de vapor (negativa) que cualquiera de sus componentes. Por consiguiente, la curva de presión de vapor azeotrópica siempre quedará encima o abajo de las curvas de los componentes puros. En el punto de intersección de la curva de presión de vapor azeotrópica con la curva de cualquier componente, el sistema se vuelve no azeotrópico. Por otra parte, si la curva azeotrópica es casi paralela a las curvas de los componentes, el sistema seguirá siendo azeotrópico hasta la presión crítica. La extrapolación de las curvas de presión de vapor azeotrópica a bajas presiones debe realizarse con cuidado, cuando una curvatura se presente en la gráfica de Cox.

Con respecto al efecto de la presión se pueden distinguir cuatro casos:

1. El sistema se vuelve azeotrópico a presión elevada, por ejemplo, MEK-metanol a 400 kPa (3000 torr).

2. El sistema se vuelve azeotrópico a presión reducida, por ejemplo, anilina-*n*-octano a 53.3 kPa (400 torr).

3. En raros casos, el sistema se vuelve no azeotrópico, tanto a altas como a bajas presiones, por ejemplo, metanol-agua a 26.7 y 1999.8 kPa (200 y 15 000 torr), respectivamente.

4. El sistema sigue siendo azeotrópico hasta la presión crítica, por ejemplo, piridina-ácido acético.

SELECCIÓN DEL ARRASTRADOR

En la destilación azeotrópica se agrega un solvente o arrastrador en forma deliberada, a la mezcla que se va a separar, de tal manera que casi se forme un azeótropo o azeótropos. De este modo, se cambia el equilibrio vapor-líquido en una dirección favorable. Por consiguiente, el objeto del arrastrador es, ya sea, separar un componente de un par con puntos de ebullición cercanos o separar un componente de un azeótropo.

Los métodos generales que involucran la selección de los arrastradores se pueden resumir como sigue. Para separar un azeótropo negativo de un par de componentes con puntos de ebullición cercanos, selecciónese un arrastrador que 1) forme un azeótropo positivo binario con uno solo de los componentes o 2) forme azeótropos binarios positivos con ambos componentes del sistema cuando uno de los azeótropos tiene una temperatura de ebullición suficientemente más baja que el otro o 3) forme un azeótropo ternario positivo con una temperatura de ebullición bastante inferior a la de cualquier azeótropo binario. La razón de los componentes originales de la alimentación en el azeótropo ternario debe ser diferente a la razón en la alimentación y el azeótropo ternario (de preferencia heterogéneo) debe poder separarse de alguna manera.

Para separar un azeótropo binario positivo, selecciónese un arrastrador que forme con uno de los componentes, un azeótropo binario positivo, cuya temperatura de ebullición sea bastante menor a la del azeótropo original o que forme un azeótropo ternario positivo con una temperatura de ebullición, lo suficientemente baja y con una razón diferente de los componentes originales a la razón del azeótropo original.

Los solventes o arrastradores se pueden dividir en dos grupos. Aquellos que forman azeótropos con algún tipo de compuesto, pero que no los forman con otro tipo, se conocen como solventes o arrastradores selectivos. Los que no muestran estas propiedades son solventes o arrastradores no selectivos. Por ejemplo, el metanol es un arrastrador no selectivo para todos los tipos de hidrocarburos (las parafinas, los naftenos, las olefinas y los aromáticos), cuyos puntos de ebullición varían entre 100 y 110°C (212 y 230°F). Por otra parte, la metil etil cetona es un arrastrador selectivo para los hidrocarburos, cuyos puntos de ebullición están en el mismo intervalo de temperaturas. Dicho compuesto forma azeótropos positivos con todos los hidrocarburos, salvo los aromáticos. El ácido acético es un solvente no selectivo para las *n*-parafinas (que van desde el hexano hasta el undecano), los aromáticos (benceno, tolueno, xilenos, etil benceno) y las bases de piridina (**piridina**, picolinas, lutidinas).

Un método opcional consiste en utilizar los valores del intervalo azeotrópico, analizados con anterioridad. Por ejemplo, en el caso de un sistema binario, se aconseja compilar las sustancias que forman azeótropos con el componente 1, o el componente 2 o ambos. En la

selección final se debe considerar si el arrastrador tiene un calor de evaporación molar bajo, no es corrosivo para el equipo, no es reactivo con los componentes de la alimentación, es estable térmicamente, no es tóxico y es económico.

En un proceso comercial es necesario recuperar el arrastrador del azeótropo y recircularlo a la columna de destilación azeotrópica. Este es un aspecto económico y requiere que el arrastrador se pueda separar fácilmente y a bajo costo. La separación más fácil se presenta cuando el solvente y la sustancia separada son insolubles a la temperatura ambiente. Cuando son miscibles, es deseable que el solvente sea soluble en agua, para que se pueda realizar un lavado con agua. La mezcla de agua y solvente debe separarse fácilmente. Cuando el solvente no es soluble en agua, debe usarse un compuesto diferente de lavado, que sea económico y fácil de remover del arrastrador o solvente.

Se mostrará la selección del arrastrador para efectuar una separación dada, para tres azeótropos binarios: acetona-metanol, benceno-ciclohexano y acetona-cloroformo. Además, se describe la deshidratación industrial del ácido acético-etanol, así como un proceso que da por resultado la recuperación incrementada del naftaleno, a partir de las fracciones del alquitrán de carbón a alta temperatura. Las cifras entre corchetes se refieren a las temperaturas normales de ebullición.

A la presión atmosférica, el metanol [64.7°C (148.5°F)] y la acetona [56.4°C (133.5°F)] forman un azeótropo positivo que hierve a 55.7°C (132.3°F) y contiene 80% mol de acetona. Un arrastrador solvente adecuado es el cloruro de metileno, que sólo forma un azeótropo con el metanol, cuyo punto de ebullición es 37.8°C (100°F) y contiene 82.7% mol de cloruro de metileno. Si el cloruro se agrega en una proporción adecuada al azeótropo formado por el metanol y la acetona, y la mezcla resultante se somete a una destilación, en el destilado se obtendrá una mezcla del azeótropo metanol-cloruro de metileno.

El benceno [80.2°C (176.4°F)] y el ciclohexano [80.8°C (177.4°F)] se clasifican como sustancias con puntos de ebullición cercanos. A 101.3 kPa (1 atm) los dos componentes forman un azeótropo positivo, que hierve a 77.4°C (171.3°F) y contiene 54% en moles de benceno. Un buen arrastrador o solvente para la separación de este azeótropo es la acetona [56.4°C (133.5°F)] y sólo forma un azeótropo con el ciclohexano, cuyo punto de ebullición es 53.1°C (127.6°F) y contiene 74.6% mol de acetona. El benceno queda fuera del intervalo azeotrópico de la acetona. La determinación de la razón molar alimentación a solvente se muestra convenientemente en el diagrama de composición triangular de la figura 13-68, en el cual, las composiciones están en

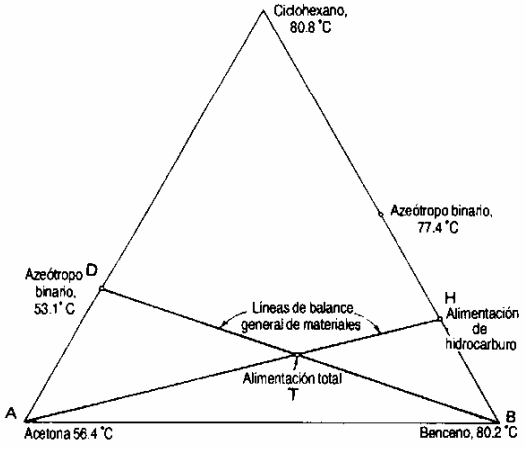


FIG. 13-68 Puntos de ebullición de componentes puros y azeótropos para el sistema de acetona-ciclohexano-benceno a 101.3 kPa (1 atm). Las líneas de balance de materiales muestran el tratamiento con disolventes que se requiere para obtener benceno puro como producto de fondo.

fracciones mol. La mezcla alimentada de hidrocarburos *H* contiene ciclohexano y benceno, con una composición que queda entre el benceno puro *B* y el azeótropo binario, a la derecha del diagrama. La acetona *A* representa la alimentación del solvente a la columna. El destilado es el azeótropo binario *D* de ciclohexano-acetona, que se encuentra a la izquierda del diagrama. Se supone que los fondos están constituidos por benceno puro. La composición de las dos alimentaciones combinadas a la columna, o sea, la alimentación total *T* es la intersección de las dos líneas rectas *DB* y *AH*, que representan las líneas de balance de materia para los productos de la columna y las alimentaciones, respectivamente. La razón molar de la alimentación de acetona respecto a la alimentación de hidrocarburo está representada por $\overline{HT}/\overline{AT}$.

El cloroformo y la acetona forman un azeótropo negativo, que hierve a 64.5°C (148.1°F) y contiene 65.5% mol de cloroformo. Un posible arrastrador o solvente es el disulfuro de carbono, que forma un azeótropo positivo con la acetona. El azeótropo hierve a 39.3°C (102.7°F) y contiene 76.1% mol de disulfuro de carbono.

El ácido acético [118.3°C (244°F)] es uno de los ácidos alifáticos, con bajo peso molecular, que no forma un azeótropo con el agua. Sin embargo, con base en los datos que aparecen en la tabla 13-1, se observa que la separación por destilación simple es difícil. El dicloruro de etileno [83.5°C (182.3°F)] fue el primer solvente, utilizado a gran escala, para la deshidratación del ácido acético. El azeótropo binario positivo hierve a 71.6°C (160.9°F) y contiene 8% en peso de agua. Posteriormente, en 1932, el acetato de *n*-propilo fue sustituido por el dicloruro de etileno y después, se propuso el acetato de *n*-butilo. El ácido acético producido por la oxidación de los hidrocarburos se puede purificar, mediante destilación azeotrópica con benceno. En una patente de Null (U. S. Patent 3 335 179, Aug. 8, 1967) la separación involucra la remoción del ácido fórmico y las impurezas de agua del ácido acético y se basa en la formación de los azeótropos binarios [ácido fórmico - benceno, 71.1°C (160.0°F), con 31% en peso de ácido fórmico; agua-benceno, 69.25°C (156.7°F), con 8.8% en peso de benceno; y ácido acético-benceno, 80.1°C (176.2°F), que contiene 2% en peso de ácido acético].

Young [*J. Chem. Soc. Trans.*, **81**, 707 (1902)] describió un proceso por el cual, el etanol que contiene agua se deshidrata, mediante la adición de benceno como arrastrador o solvente. El benceno forma con el etanol y el agua un azeótropo ternario heterogéneo positivo, cuya razón de etanol a agua es más elevada que la del azeótropo de etanol-agua. Este azeótropo ternario hierve a 64.86°C (148.7°F) y contiene, en base peso, 74.1% de benceno, 18.5% de etanol y 7.4% de agua. Las composiciones y temperaturas de ebullición de los dos azeótropos binarios son 32.4% en peso de etanol-benceno a 68.24°C (154.8°F) y etanol con 4% en peso de agua a 78.15°C (172.7°F). El azeótropo se obtiene en el destilado y el etanol puro es el producto de los fondos.

A pesar de que existe un método simple y eficiente para la deshidratación del etanol, se presentan dificultades tecnológicas para realizar el proceso a gran escala, especialmente la separación de las dos fases líquidas, debido a pequeñas diferencias en sus densidades y un fenómeno desfavorable de tensión superficial. Para mejorar este proceso, Guinot [*Comptes Rendus*, **176**, 1623 (1923)] propuso la adición al benceno de una fracción de la gasolina, cuya temperatura de ebullición está entre 101 y 102°C (214 y 216°F). De hecho, no existen hidrocarburos que hiervan en ese intervalo de temperatura. Incluso, si existieran, no serían agentes adecuados para la deshidratación del etanol. El intervalo de la temperatura de ebullición de la fracción adecuada de gasolina es 93 a 99°C (199 a 210°F). Por lo tanto, la deshidratación del etanol es una operación eficiente, debido a la formación de una serie de heteroazeótropos cuaternarios positivos, que contienen benceno, etanol, agua e hidrocarburos (parafínicos y nafténicos), con puntos de ebullición que varían entre 93 y 99°C (199 y 210°F). En este caso, se utilizó por primera vez un agente azeotrópico policomponente para la separación. La presión tiene un efecto considerable sobre la razón agua-etanol, en el azeótropo ternario de benceno-etanol-agua. Por ejemplo, Karpinski y Swietoslawski [*Comptes Rendus*, **198**, 2166 (1934)] informan que las razones molares de agua a etanol, a 101.3, 1013 y 2026 kPa (1, 10 y 20 atm) son 0.4, 0.51 y 0.64, respectivamente.

El etanol también se puede deshidratar, utilizando tricloroetileno como solvente. Sin embargo, el etanol que sale por los fondos contiene

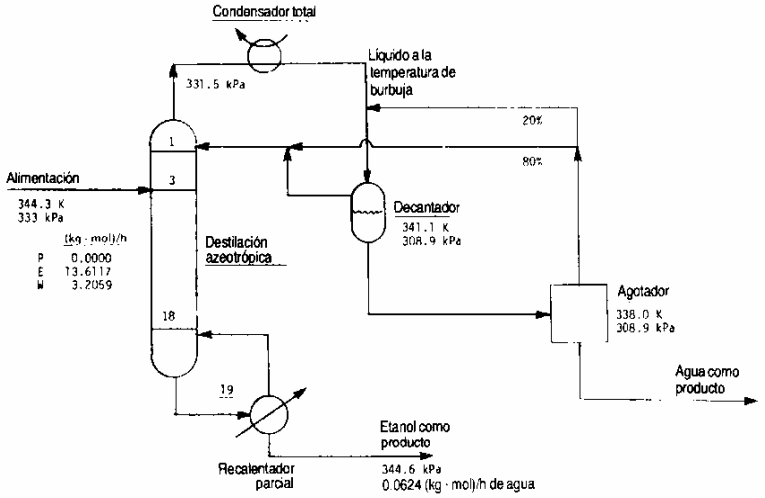


FIG. 13-69 Especificaciones para el proceso de destilación azeotrópica, en el que se separan etanol del agua, utilizando pentano como solvente.

parte del solvente, que debe eliminarse, mediante una destilación adicional. En la figura 13-62 aparece un proceso con *n*-pentano.

En muchos casos se opina que la presencia de varios azeótropos en la destilación es indeseable y no está suficientemente justificada. Se ha demostrado que la azeotropía se puede explotar, para lograr un rendimiento considerablemente mayor de algunos componentes de alquitrán de carbón de alta temperatura. Por ejemplo, el rendimiento de naftaleno se puede incrementar de 35 hasta 90-93%, según lo informó Swietoslawski (*op. cit.*, 1959).

DISEÑO DE COLUMNAS DE DESTILACIÓN AZEOTRÓPICA

Los procedimientos básicos de cálculo para la destilación azeotrópica son iguales a los métodos rigurosos, utilizados para la destilación simple, que se describieron con anterioridad. Sin embargo, el diseño es hasta cierto punto más complejo, por las variables adicionales que resultan de la alimentación adicional. Deben especificarse tanto la razón de alimentación respecto al solvente, como la ubicación del punto de entrada del solvente. A pesar de que en la mayor parte de los casos parece mejor introducir el arrastrador o solvente en la sección superior de la columna, esta generalización es bastante peligrosa.

Si se utiliza un programa para computadora, con objeto de realizar los cálculos, éste debe poder predecir y calcular la separación de las fases, si se forma un heteroazeótropo. Por lo general, es necesario utilizar un método de corrección simultánea o alguna otra técnica en que se considere específicamente la influencia de la composición y temperatura sobre los coeficientes de actividad en la fase líquida, para obtener la convergencia de los cálculos. Incluso así, pueden encontrarse concentración de pendientes y perfiles de temperatura, que hagan lenta la convergencia. En general, la destilación azeotrópica representa una prueba severa de los algoritmos para computadora, en el cálculo riguroso de la destilación.

TABLA 13-25 Resultados de la convergencia para la columna de destilación azeotrópica que aparece en la figura 13-69

Etapa	Temperatura, K	Velocidad (kg · mol)/h		Fracciones mol en el vapor		Fracciones mol en el líquido	
		Vapor,	Líquido	*P*	*W*	*P*	*W*
Reflujo	326.6	...	32.2697	...	...	0.6990	0.2350
1	333.9	35.4008	33.0	0.638	0.303	0.830	0.0521
2	341.3	36.1	34.6	0.758	0.135	0.842	0.0167
3	343.0	37.8	51.8	0.771	0.0985	0.573	0.0564
4	344.4	38.1	52.3	0.778	0.0749	0.581	0.0383
5	345.7	38.6	52.8	0.786	0.0502	0.588	0.0232
6	346.7	39.1	53.1	0.794	0.0297	0.593	0.0128
7	347.4	39.4	53.0	0.798	0.0157	0.586	0.00675
8	348.4	39.3	51.4	0.790	0.00751	0.538	0.00392
9	352.2	37.7	46.0	0.732	0.00369	0.338	0.00396
10	367.1	32.3	42.8	0.482	0.00371	0.0754	0.00542
11	382.0	29.1	44.2	0.111	0.00583	0.0106	0.00580
12	385.1	30.5	44.6	0.0153	0.00635	0.00135	0.00580
13	385.6	30.9	44.6	0.00195	0.00635	0.00017	0.00574
14	385.7	31.0	44.6	0.00025	0.00626	0.00002	0.00565
15	385.8	31.0	44.7	0	0.00613	0	0.00553
16	385.9	31.0	44.7	0	0.00596	0	0.00538
17	385.9	31.0	44.7	0	0.00574	0	0.00518
18	386.0	31.0	44.7	0	0.00545	0	0.00491
19	386.1	31.0	13.6736	0	0.00506	0	0.00456

En la actualidad, gracias a la disponibilidad de códigos para computadora razonablemente confiables se puede realizar una investigación a fondo de los puntos de entrada de la alimentación y el solvente. Dado que se manejan soluciones líquidas no ideales, la precisión de las correlaciones para los coeficientes de actividad es básica. Además, para la mayor parte de los casos, en los balances de energía se deben considerar los calores de mezclado.

Ejemplo 9: Cálculo de destilación azeotrópica Utilice un método riguroso para calcular la temperatura de la etapa y las velocidades de flujo de las interetapas para el proceso de destilación azeotrópica, que aparece en la figura 13-69, en el cual se utiliza pentano (P) como arrastrador, para formar, con el etanol (E) y el agua (W) un azeótropo ternario heterogéneo y positivo, que tiene una razón más elevada de agua a etanol que la mezcla azeotrópica de agua-etanol, alimentada a la torre de destilación azeotrópica. Las especificaciones mostradas en la figura 13-69, incluyen el contenido de agua en el producto (etanol), la fracción de la parte superior, procedente del separador, que se envía directamente como reflujo a la columna de destilación azeotrópica, cuyos requerimientos de platos teóricos y la temperatura del decantador aparecen en la figura antes mencionada. Se establecen las presiones del proceso [superiores a 303.9 kPa (3 atm)] para permitir que el vapor de la parte superior de la columna de destilación azeotrópica se condense totalmente. El separador no está modelado en forma rigurosa, pero se supone que proporciona una separación casi perfecta del destilado líquido a 64°C (147°F).

Los cálculos se realizaron con el programa PROCESS[sm], elaborado por Simulation Sciences, Inc., de Fullerton, California, utilizando 1) la rutina rigurosa de destilación, para modelar la columna de 18 platos y el recalentador parcial, 2) la rutina del intercambiador de calor, para modelar el condensador total de la parte superior, con la salida del condensado a la temperatura de burbujeo, 3) rutina de evaporación instantánea en tres fases, para modelar el decantador, que separa el azeótropo casi heterogéneo en dos fases líquidas en equilibrio, 4) la rutina del componente separador, para modelar el balance de materia específico para el separador y 5) los mezcladores y un separador, para modelar el mezclado y la división de la corriente. Los coeficientes de la fase líquida se calcularon con base en la ecuación de van Laar modificada, según lo analizaron Black y cols. (*Extractive and Azeotropic Distillation*, Advances in Chemistry ser. 115, American Chemical Society, Washington, 1972, p. 64). Para iniciar los cálculos es necesario proporcionar las conjeturas iniciales de las velocidades de flujo de los componentes, al menos en una corriente, para cada uno de los dos circuitos de recirculación. La alimentación al decantador es común a ambos circuitos y por consiguiente, es una selección adecuada. Las conjeturas iniciales, en kilogramos mol por hora fueron (P) 25.0, (E) 3.0, y (W) 7.5 [en (lb · mol)/h, (P) 55.0, (E) 6.6 y (W) 16.5].

En la tabla 13-25 aparecen los resultados de la convergencia, para la torre de destilación azeotrópica y el recalentador parcial, exclusivamente, dados para cada una de las etapas teóricas. Como se puede observar, las temperaturas y composiciones de las etapas sólo cambian ligeramente, desde el recalentador hasta la etapa 13. En esta zona, la concentración de pentano se incrementa, desde un valor despreciable hasta una fracción mol en el líquido, inferior a 0.02%. De la etapa 13 a la 8, la concentración de pentano se incrementa rápidamente, hasta cantidades apreciables, tanto en las fases de vapor, como de líquido en equilibrio y la temperatura disminuye con mayor rapidez. De la etapa 8 a la entrada de la alimentación, en la etapa 3, la temperatura disminuye en unos cuantos kelvins, en tanto que la fracción mol de agua en el líquido se incrementa rápidamente de 0.00392 a 0.0564. Cambios bastante drásticos se presentan arriba de la entrada de la alimentación. Los resultados finales de convergencia, para el decantador que opera a 341.1 K (614°R) y 308.9 kPa (44.8 lbf/in^2) son

	(kg · mol)/h		
Componente	Alimentación al decantador	Fase enriquecida en orgánico	Fase rica en agua
Pentano	22.5568	22.5487	0.0081
Etanol	2.3962	1.0636	1.3326
Agua	12.5821	0.1005	12.4816
	37.5351	23.7128	13.8223

NOTA: Para convertir (kg · mol)/h a (lb · mol)/h, multiplíquese por 2.20.

Las cargas del condensador total y recalentador parcial son 1116.5 y 1135.0 MJ/h (587 900 y 597 000 Btu/h), respectivamente.

DESTILACIÓN DEL PETRÓLEO Y MEZCLAS COMPLEJAS

Introducción A pesar de que al petróleo se aplican los principios de la destilación de multicomponentes, al igual que al petróleo crudo sintético y a otras mezclas complejas, este tema merece consideración especial, por los siguientes motivos:

1. Dichas alimentaciones tienen una composición excesivamente compleja y constante, en el caso del petróleo, de muchos tipos diferentes de hidrocarburos y quizá de compuestos orgánicos e inorgánicos. El número de átomos de carbono en los componentes puede variar desde 1 hasta más de 50, por consiguiente los compuestos pueden tener temperaturas de ebullición, a presión atmosférica, que varían entre −162°C (−259°F) hasta más de 538°C (1000°F). En un intervalo dado de puntos de ebullición el número de compuestos diferentes que muestran pequeñas diferencias en la volatilidad se multiplican rápidamente, al incrementarse la temperatura de ebullición. Por ejemplo, 16 de los 18 isómeros del octano tienen una temperatura de ebullición que se encuentra dentro de un intervalo de sólo 12°C (22°F).

2. Los productos de la destilación de mezclas complejas son, en sí, mezclas complejas. El carácter y los rendimientos de estos productos varía considerablemente y depende de la fuente de alimentación. Incluso los petróleos crudos del mismo sitio pueden mostrar grandes variaciones.

3. La escala de operaciones de destilación del petróleo es, por lo general, grande y como lo analizan en detalle Nelson (*Petroleum Refinery Engineering*, 4th ed., McGraw-Hill, New York, 1958) y Watkins (*Petroleum Refinery Distillation*, 2d ed., Gulf, Houston, 1979) dichas operaciones son comunes en varios procesos de refinación del petróleo, que incluyen: la destilación a presión atmosférica del petróleo crudo, la destilación al vacío de los fondos residuales obtenidos de la destilación a presión atmosférica, el fraccionamiento principal de los efluentes gaseosos, procedentes del craqueo catalítico de varias fracciones del petróleo y el fraccionamiento principal de los efluentes procedentes de la cocción térmica de varias fracciones del petróleo. Estas destilaciones se realizan en grandes equipos, que pueden consumir grandes cantidades de energía. Por lo tanto, la optimización del diseño y la operación es muy importante y con frecuencia, da por resultado configuraciones del equipo relativamente complejas.

Caracterización del petróleo y sus fracciones A pesar de que se ha progresado mucho en la identificación de las especies químicas presentes en el petróleo, por lo general, es suficiente para el diseño y análisis de la operación de la planta de destilación la caracterización del petróleo y sus fracciones, por medio de la gravedad, las curvas de destilación de laboratorio, el análisis de los componentes de los fondos ligeros y el análisis de los tipos de hidrocarburos presentes en los extremos intermedios y pesados. A partir de estos datos, como se examina en el *Technical Data Book—Petroleum Refining* [American Petroleum Institute (API), Washington] se han determinado cinco puntos de ebullición diferentes en promedio y un índice de parafinicidad D, que se pueden utilizar para el cálculo de las propiedades físicas de las mezclas complejas, mediante varias correlaciones aceptadas, cuyo uso se explicará en detalle y se ejemplificara. Muchas otras propiedades o atributos característicos se pueden medir, de acuerdo con las pruebas bien especificadas de la ASTM, entre ellas, el contenido de azufre, punto de vaciamiento, contenido de agua y sedimento, contenido de sales y metales, la presión de vapor de Reid, la viscosidad Saybolt Universal, el punto de anilina y número de octanos, el punto de congelamiento y de nube, la temperatura de humo, los índices de refracción, diesel y cetano, el número de neutralización, el contenido de cera y carbón y la penetración. Pero estos atributos son de menor interés, para

TABLA 13-26 Pruebas de destilación de laboratorio

Nombre de la prueba	Referencia	Aplicación principal
ASTM (atmosférica)	ASTM D 86	Fracciones o productos del petróleo, que incluyen las gasolinas, combustibles para turbinas, naftas, querosinas, aceite para gas de alumbrado, destilados de aceites combustibles y solventes que no tienden a descomponerse cuando se evaporan a 760 mm Hg.
ASTM [Al vacío, a menudo 10 torr (1.3 kPa)]	ASTM D 1160	Fracciones o productos pesados del petróleo, que tienden a descomponerse en la prueba ASTM D 86, pero pueden evaporarse parcial o totalmente a una temperatura máxima de líquido de 750 °F (400 °C) y a presiones hasta de 1.0 torr (0.13 kPa).
TBP [atmosférica o 10 torr (1.3 kPa)]	Nelson* ASTM D 2892	Fracciones del crudo y del petróleo
TBP simulado (cromatografía de gas)	ASTM D 2887	Fracciones del crudo y del petróleo
EFV (atmosférica, sobreatmosférica o subatmosférica)	Nelson†	Fracciones del crudo y del petróleo

*Nelson, *Petroleum Refinery Engineering*, pp. 95-99, McGraw-Hill, New York, 1958.
† Ibid, pp. 104-105

este caso, aunque las alimentaciones y los productos tengan que cubrir ciertos valores especificados de los atributos.

La gravedad del petróleo crudo o sus fracciones por lo general se mide, mediante la prueba ASTM D 287 o su equivalente, la ASTM D 1298 y se informa como la gravedad específica (SG) 60/60°F [medida a 60°F (15.6°C) y referida al agua a 60°F /15.6°C)] o, más comúnmente, como la gravedad API, que se define como

$$\text{Gravedad API} = 141.5/(\text{SG } 60/60^\circ\text{F}) - 131.5 \quad (13\text{-}142)$$

Por consiguiente, el agua tiene una gravedad API de 10.0 y la mayor parte de los petróleos crudos y sus fracciones tienen valores para la gravedad API, que varían entre 10 y 80. Los hidrocarburos ligeros (*n*-pentano y más ligeros) tienen valores para la gravedad API de 92.8 o más.

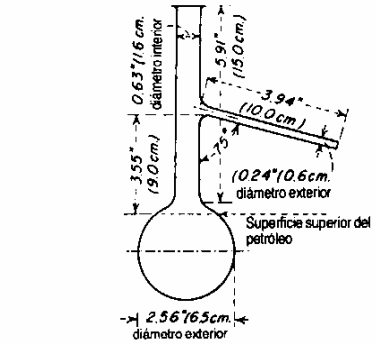
La volatilidad del petróleo crudo y sus fracciones se caracteriza en función de una o más pruebas de destilación del laboratorio, que se resumen en la tabla 13-26. Las pruebas ASTM D 86 y D 1160 son destilaciones intermitentes de laboratorio razonablemente rápidas, que involucran el equivalente de aproximadamente una etapa de equilibrio sin reflujo, salvo el debido a la pérdida de calor. El aparato característico de la prueba D 86 aparece en la figura 13-70 y consta de un matraz Engler con calentamiento y una capacidad de 100 a 125 ml, que contiene un termómetro calibrado para el intervalo adecuado de medición de la temperatura del vapor, a la entrada del tubo del condensador, un condensador inclinado de bronce en un baño de enfriamiento, que utiliza el refrigerante adecuado y una probeta graduada, para la recolección del destilado. A la lectura de temperatura no se le aplica la corrección del vástago. Las pruebas relacionadas que utilizan aparatos similares son la prueba D 216 para la gasolina natural y la destilación de Engler.

En la prueba ampliamente utilizada ASTM D 86, se introduce al matraz una muestra de 100 ml y se calienta a una velocidad suficiente para producir la primera gota de destilado, en el extremo inferior del condensador de tubo, durante 5 a 15 minutos, que dependen de la naturaleza de la muestra. En ese instante, se registra la temperatura del vapor, como el punto inicial de ebullición (IBP). El calentamiento continuo a una velocidad tal que el tiempo transcurrido desde el punto inicial de ebullición hasta la recuperación de 5% del volumen de la muestra en la probeta sea de 60 a 75 s. En este instante, nuevamente se registra la temperatura del vapor. A continuación, se registran las temperaturas sucesivas del vapor, desde 10 hasta 90% del volumen de muestra recuperado, a intervalos de 10, y al 95% de recuperación, con la velocidad de calentamiento ajustada de tal forma que se recolecten de 4 a 5 ml por minuto. Al 95% de recuperación, la flama del mechero se incrementa, si es necesario, para lograr una temperatura máxima del vapor, a la que se conoce como el punto final (EP) y se continua el calentamiento, durante tres a cinco minutos más. El porcentaje de recuperación se informa como el porcentaje máximo recuperado en la probeta. Cualquier residuo que quede en el matraz se informa como el porcentaje de residuo y la diferencia a 100 ml, es decir, la suma de los porcentajes recuperado y el residuo se informa como el porcentaje de pérdida. Si la presión de la prueba fue distinta a 101.3 kPa (760 torr), las lecturas de temperatura se pueden corregir por el efecto de la presión, mediante la ecuación de Sidney Young, que para grados Fahrenheit es

$$T_{760} = T_P + 0.00012(760 - P)(460 + T_P) \quad (13\text{-}143)$$

También se puede aplicar otra corrección por presión para el porcentaje de pérdida, como se describe en el método de prueba ASTM.

Los resultados de una prueba característica de destilación ASTM, para una gasolina de automóviles aparecen en la tabla 13-27, en la que las temperaturas ya se corrigieron, para una presión de 101.3 kPa (760



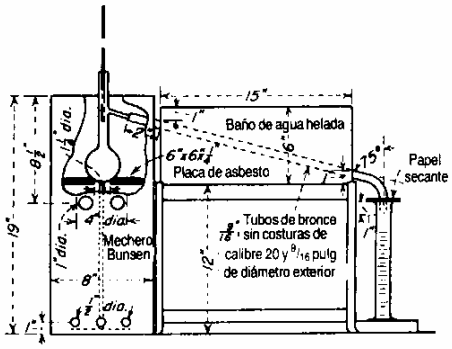


FIG. 13-70 Aparato de destilación ASTM; un detalle del alambique se muestra en la figura superior.

TABLA 13-27 Resultados característicos de la prueba ASTM D 86, para la gasolina de automóviles, a una presión de 760 torr (101.3 kPa)

Base recuperada en porcentaje (como se midió)			Base evaporada en porcentaje (corregida)		
Porcentaje recuperado	T, °F	Porcentaje evaporado	Porcentaje evaporado	T, °F	Porcentaje recuperado
0(IBP)	98	1.5	1.5	98	(IBP)
5	114	6.5	5	109	3.5
10	120	11.5	10	118	8.5
20	150	21.5	20	146	18.5
30	171	31.5	30	168	28.5
40	193	41.5	40	190	38.5
50	215	51.5	50	212	48.5
60	243	61.5	60	239	58.5
70	268	71.5	70	264	68.5
80	300	81.5	80	295	78.5
90	340	91.5	90	334	88.5
95	368	96.5	95	360	93.5
EP	408			408	(EP)

NOTA: Porcentaje recuperado = 97.5; porcentaje residual = 1.0; porcentaje de pérdida = 1.5. Para convertir grados Fahrenheit a Celsius, °C = (°F − 32)/1.8.

torr). Por lo general, se supone que el porcentaje de pérdida corresponde a los incondensables volátiles, que destilan al principio de la prueba. En este caso, los valores del porcentaje recuperado, que aparecen en la tabla 13-27 no corresponden a los valores del porcentaje evaporado, que desde el punto de vista científico, tienen un valor mayor. Por consiguiente, es común ajustar las temperaturas siguiendo un procedimiento de interpolación lineal dado por el método de prueba ASTM, para obtener las temperaturas corregidas en función del porcentaje evaporado, a intervalos estándar, como se incluye en la tabla 13-27. En el ejemplo, las correcciones no son grandes, porque la pérdida fue solamente 1.5% en volumen.

A pesar de que la mayor parte del petróleo crudo se puede calentar hasta 600°F (316°C) sin un craqueo apreciable, cuando las temperaturas de la prueba ASTM exceden a 475°F (246°C) pueden desarrollarse vapores, lo cual indica descomposición, que puede hacer que las lecturas del termómetro sean bajas. En este caso, se aplica la siguiente corrección atribuida a S.T. Hadden:

$$\Delta T_{corr} = 10^{-1.587 + 0.0047357T}$$

donde T = temperatura medida, °F

ΔT_{corr} = corrección que debe sumarse a T, °F

A 500 y 600°F (260 y 316°C), las correcciones son 6 y 18°F (3.3 y 10°C), respectivamente.

Como lo analizó Nelson (*op. cit.*), virtualmente no ocurre fraccionamiento en la destilación de la prueba ASTM. En consecuencia, los componentes de la mezcla destilan uno por uno, en el orden de sus puntos de ebullición, pero como mezclas con temperaturas de ebullición sucesivamente más elevadas. El IBP, EP y los puntos intermedios tienen poca significancia teórica y de hecho, en la muestra se encuentran presentes componentes que hierven abajo del IBP y a una temperatura mayor que el EP. Aun así, dado que las pruebas de destilación ASTM se pueden realizar en forma rápida y han sido satisfactoriamente automatizadas, sólo requieren de una pequeña muestra y se pueden reproducir con facilidad y se utilizan ampliamente para las comparaciones y como base para las especificaciones de un gran número de productos y compuestos intermedios del petróleo, que incluyen muchos solventes y gasolinas. En la figura 13-71 aparecen las curvas ASTM características para dichos productos.

Los datos de las pruebas de destilación en el punto verdadero de ebullición (TBP) proporcionan bases teóricas para una mejor caracterización. Si la muestra contiene compuestos, cuyas diferencias en los puntos de ebullición son moderadas, como por ejemplo, una gasolina ligera que contiene hidrocarburos ligeros (es decir, isobutano, *n*-butano, isopentano, etc.), una gráfica de la temperatura del destilado del vapor de la parte superior contra el porcentaje de destilado en una prueba TBP aparece en forma escalonada, como se aprecia en la figura 13-72. Sin embargo, si la muestra tiene un intervalo promedio de los puntos de ebullición más elevado, cuando se incrementa el número de isómeros con temperaturas de ebullición cercanas, la curva del TBP se vuelve uniforme (sin escalones) como se muestra en la figura 13-73. Dado que el grado de separación en las pruebas de la destilación TBP es más elevado que en una prueba de destilación ASTM, para la prueba TBP, el IBP es menor y el EP es más elevado, en comparación con el método ASTM, como se muestra en la figura 13-73.

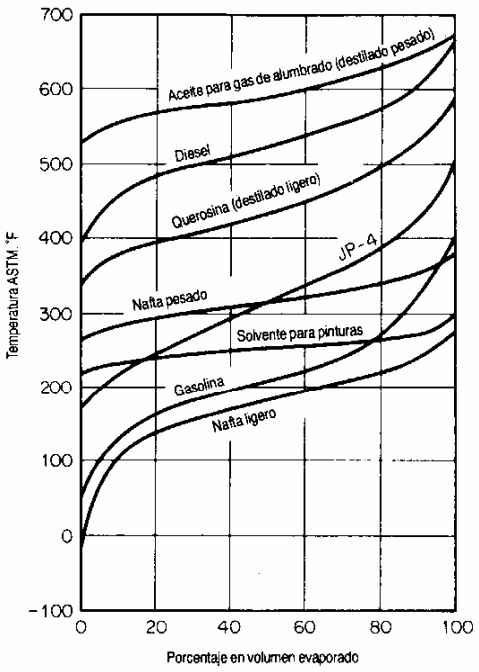


FIG. 13-71 Curvas de destilación representativas de la Prueba ASTM D 86.

No se ha aceptado un método estándar para la prueba de destilación en el laboratorio TBP. En su lugar, como lo analiza Nelson (*op. cit.*, pp.

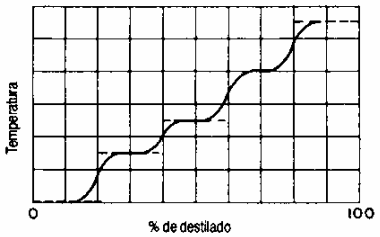


FIG. 13-72 Variación de la temperatura de ebullición con el porcentaje destilado en la destilación de punto verdadero de ebullición de hidrocarburos ligeros.

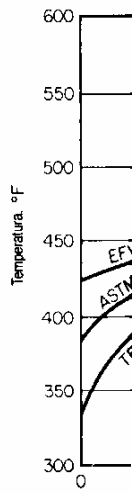


FIG. 13-73 Compar
querosina.

95-99), el equipo de
fraccionamiento po
destilaciones TBP s
y razones de reflujo
prueba ASTM D 28
teóricas y una razón
tos mínimos. El des
te o variable. La ope
(760 torr) o con vac
orden de 0.067 kPa
ebullición. Por lo ge
Los resultados de la
(760 torr) mediante
Chem., **49**, 1187 (1
Book—Petroleum R
D 2892. Estos inclu
muestra (contenido
términos del factor

donde T_B representa
el promedio aritmé
punto cúbico volu
UOP-K para el *n*-he
12.49, 10.99 y 9.73
tienen valores men
elevados y los arom
Un movimiento hac
cc en Vercier y Mou

Un análisis del p
de curvas TBP y gra
cit., pp. 89-90) y se
bastante consistente
la curva de destilaci
(760 torr). Las excep
petróleos crudos con

Una opción a la d
siderablemente es l

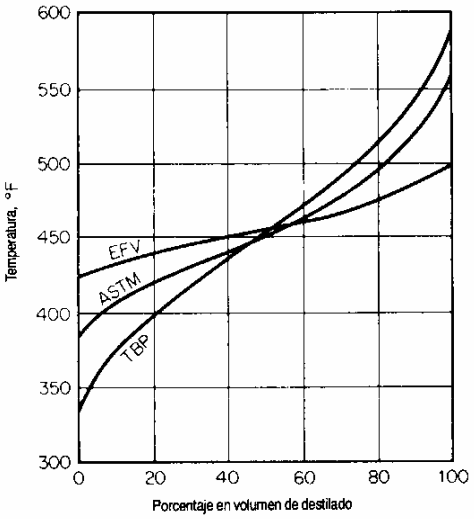


FIG. 13-73 Comparación de las curvas de destilación ASTM, TBP y EFV para querosina.

95-99), el equipo de destilación intermitente que puede lograr un buen fraccionamiento por lo general se considera adecuado. En general, las destilaciones TBP se realizan en columnas con 15 a 100 etapas teóricas y razones de reflujo de 5 o más. Por consiguiente, el nuevo método de prueba ASTM D 2892, que involucra una columna con 14 a 17 etapas teóricas y una razón de reflujo de 5 cubre básicamente los requerimientos mínimos. El destilado puede recolectarse a una velocidad constante o variable. La operación se puede realizar a una presión de 101.3 kPa (760 torr) o con vacío, aplicado en la parte superior de la columna, del orden de 0.067 kPa (0.5 torr), para las fracciones con alto punto de ebullición. Por lo general, la presión de operación es 1.3 kPa (10 torr). Los resultados de la operación al vacío se extrapolan hasta 101.3 kPa (760 torr) mediante la correlación de Maxwell y Bonner [*Ind. Eng. Chem.*, **49**, 1187 (1957)], que se detalla en el API *Technical Data Book—Petroleum Refining (op. cit.)* y en el método de prueba ASTM D 2892. Estos incluyen una corrección, debida a la naturaleza de la muestra (contenido de parafinas, olefinas, naftenos y aromáticos), en términos del factor de caracterización UOP, el UOP-K está dado por

$$\text{UOP-K} = (T_B)^{1/3}/\text{SG} \qquad (13\text{-}144)$$

donde T_B representa el punto medio promedio de ebullición, °R, que es el promedio aritmético del punto molar promedio de ebullición y del punto cúbico volumétrico promedio de ebullición. Los valores del UOP-K para el *n*-hexano, 1-hexeno, ciclohexeno y benceno son 12.82, 12.49, 10.99 y 9.73, respectivamente. Por lo tanto, las parafinas que tienen valores menores de gravedad específica tienden a tener valores elevados y los aromáticos tienden a tener valores menores del UOP-K. Un movimiento hacia la estandarización internacional del TBP aparece en Vercier y Mouton [*Oil Gas J.*, **77**(38), 121 (1979)].

Un análisis del petróleo crudo siempre incluye un juego completo de curvas TBP y gravedad API del crudo. Como lo analizó Nelson (*op. cit.*, pp. 89-90) y se muestra en la figura 13-74, existe una correlación bastante consistente (basada en más de 350 curvas de destilación) entre la curva de destilación TBP y la de gravedad API del crudo, a 101.3 kPa (760 torr). Las excepciones no correlacionadas en la figura 13-74 son los petróleos crudos con un elevado contenido de parafinas o naftenos.

Una opción a la destilación TBP, cuyo uso se está diseminando considerablemente es la destilación simulada, mediante la cromatografía de gas. Como lo describieron Green, Schmauch y Worman [*Anal. Chem.*, **36**, 1512 (1965)] y Worman y Green [*Anal. Chem.*, **37**, 1620 (1963)] el método es equivalente a una destilación TBP, con 100 platos teóricos, es muy rápido, reproducible, fácil de automatizar, sólo requiere un microlitro de muestra y puede definir mejor los puntos de ebullición inicial y final. El método de prueba estándar ASTM D 2887 se basa en dicha destilación simulada y se puede aplicar a muestra que tengan un intervalo de puntos de ebullición mayor a 55°C (100°F), para determinaciones de temperaturas tan elevadas como 538°C (1000°F). En forma característica, la prueba se realiza con un cromatógrafo de gas, que tenga un detector de conductividad térmica, una capacidad programada de temperaturas, helio o hidrógeno como gas portador y una columna empacada con hule de goma de silicón, sobre ladrillo refractario triturado o tierra diatomácea como soporte.

Es importante observar que la destilación simulada no siempre separa los hidrocarburos en el orden de sus puntos de ebullición. Por ejemplo, los compuestos del tipo anillo múltiple con temperaturas de ebullición elevadas pueden separarse antes que las parafinas normales (utilizadas como estándar de calibración) con el mismo punto de ebullición. La cromatografía de gas también se usa en el método de prueba ASTM D 2427 para determinar en forma cuantitativa los hidrocarburos que van desde el etano hasta el pentano.

Un tercer tipo fundamental de destilación de laboratorio, que es el más tedioso de los tres tipos de destilaciones, es la destilación con evaporación instantánea de equilibrio (EFV), para el que no existe prueba estándar. La muestra se calienta de tal manera que todo el vapor producido permanezca en contacto con todo el líquido restante, hasta que se alcanza la temperatura deseada, a una presión establecida. En estas condiciones se registra el porcentaje del volumen evaporado. Para determinar la curva total de evaporación instantánea, se realizan una serie de corridas a una presión fija, en un intervalo de temperatura suficiente, para cubrir el intervalo de evaporación desde 0 hasta 100%. Como se observa en la figura 13-73, la separación de los componentes que se logra con la destilación EFV es menor que la obtenida en las pruebas de destilación ASTM o TBP. Los puntos de ebullición inicial y final de la destilación EFV son el punto de burbuja y el de rocío, respectivamente. Si se desea, se pueden establecer las curvas EFV, para una serie de presiones.

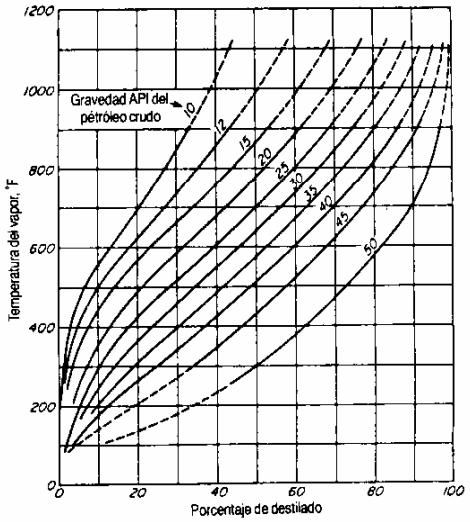


FIG. 13-74 Curvas de destilación, basadas en el punto de ebullición verdadero promedio, para los petróleos crudos. (Fuente: W. C. Edmister, *Applied Hydrocarbons Thermodynamics*, vol. 1, 1st. ed., © 1961 Gulf Publishing Co., Houston, Texas. Reproducido con autorización. Todos los derechos reservados.)

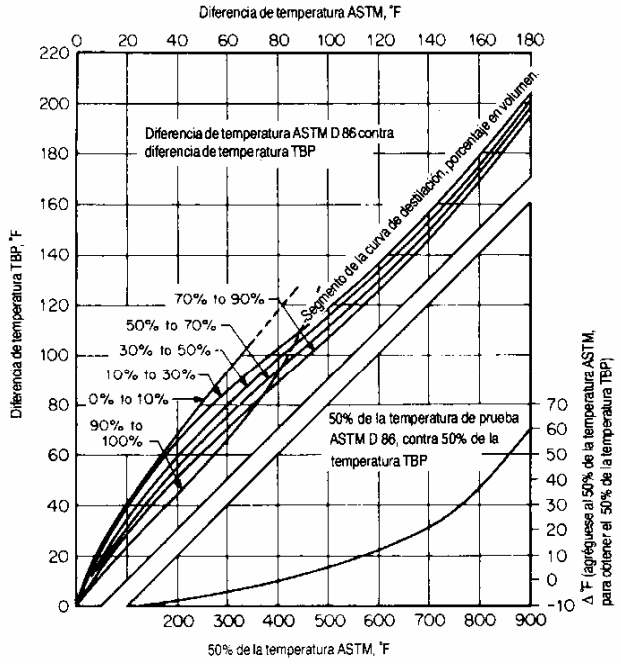


FIG. 13-75 Relación entre las curvas de destilación ASTM y TBP. (Fuente: W. C. Edmister, *Applied Hydrocarbon Thermodynamics*, vol. 1, 1st ed., © 1961 Gulf Publishing Co., Houston, Texas. Reproducido con autorización. Todos los derechos reservados.

Dado el tiempo y los gastos involucrados en la realización de las pruebas de laboratorio de los tres tipos de destilaciones básicas, es muy común el uso de correlaciones empíricas, para estimar las otras dos curvas de destilación, cuando no se dispone de las curvas ASTM, TBP o EFV. Las correlaciones preferidas, dadas en el API *Technical Data Book—Petroleum Refining (op. cit.)* se basan en las investigaciones de Edmister y Pollock [*Chem. Eng. Prog.*, **44**, 905 (1948)], Edmister y Okamoto [*Pet. Refiner*, **38**(8), 117 (1959); **38**(9), 271 (1959)], Maxwell (*Data Book on Hydrocarbons*, Van Nostrand, Princeton, N.J., 1950) y Chu y Staffel [*J. Inst. Pet.*, **41**, 92 (1955)]. Debido a la falta de datos suficientes, precisos y consistentes, sobre los que se pueden desarrollar las correlaciones, éstas son, cuando mucho, primeras aproximaciones y deben utilizarse con cuidado. Además, no se pueden aplicar a las mezclas que sólo contienen unos cuantos componentes, con puntos de ebullición muy diferentes. Quizás, la correlación más útil es la que aparece en la figura 13-75, para convertir las pruebas de destilación ASTM D 86 a las pruebas TBP, para las fracciones del petróleo a 101.3 kPa (760 torr). En el método de prueba ASTM D 2889 se presenta una técnica estándar para calcular las curvas EVF, a partir de los resultados de la prueba ASTM D 86, para una fracción de petróleo, que tenga de 10 a 90% en volumen, en el intervalo de los puntos de ebullición menor a 55° C (100 °F), es también de gran utilidad.

Aplicaciones de la destilación del petróleo En las figuras 13-76, 13-77 y 13-78 aparecen las configuraciones características del equipo utilizado para la destilación del petróleo crudo y otras mezclas complejas de hidrocarburos, en una unidad de crudo, una de craqueo catalítico y una de cocción retrasada, en la refinería de petróleo. Como se aprecia en la figura 13-76, la separación inicial del petróleo crudo en fracciones se realiza en dos columnas principales. En la primera de dichas columnas, llamada torre atmosférica o destilador superior, se evapora parcialmente el petróleo crudo, del que se han eliminado el agua, sedimento y la sal, se rectifica, con una presión en el plato de alimentación, que no excede a aproximadamente 276 kPa (40 psia) y se obtiene un gas incondensable de hidrocarburos ligeros, una nafta ligera, una nafta pesada, un destilado ligero (querosina), un destilado pesado (diesel) y un residuo de fondos con componentes, cuyo TBP excede aproximadamente a 427 °C (800 °F). En forma opcional, se pueden extraer otras fracciones, mostradas en la figura 13-71. Para controlar el IBP de las curvas ASTM D 86, cada una de las corrientes laterales de la torre atmosférica y de los fraccionadores al vacío y principal, de las figuras 13-76, 13-77 y 13-78 se puede enviar a los agotadores laterales de corte, que utilizan un recalentador parcial o vapor de agotamiento. Por lo general, se utiliza un agotamiento adicional con vapor en los fondos de la torre atmosférica, en la torre de vacío y en los demás fraccionadores principales.

Por rectificación en la torre al vacío se recuperan destilados adicionales, procedentes del residuo de los fondos de la torre atmosférica, con un intervalo aproximado del TBP de 427 a 593°C (800 a 1100°F), a una presión mínima del condensador superior, que en forma característica es de 1.3 kPa (10 torr) (véase la figura 13-76). Para obtener un máximo grado de evaporación, se utilizan platos especiales con baja caída de presión o empaques de la columna, que permiten que la presión del plato de alimentación sea aproximadamente de 5.3 a 6.7 kPa (40 a 50 torr). Las torres de vacío se pueden diseñar u operar de tal manera que produzcan varios productos diferentes, como por ejemplo, destilados pesados, alimentaciones de gas y petróleo para el craqueo catalítico, aceites lubricantes, combustible de carbonera y residuos de los fondos constituidos básicamente por asfalto (con una gravedad API

de 5 a 8°) o alquitrán (
craqueo catalítico, qu
sobrecalentado, a apr
(25 a 30 psia), con un
hasta los compuestos,
superiores a 482 °C (9
cionador principal pa
característica, gas y n
EP] que, a menudo, su
cir hidrocarburos lige
ciclo ligero [con un i
700°F)] que puede uti
quearse o recircularse
ciclo intermedio [con
900 °F)], que por lo ge
hasta su extinción y u
tado de fondo.

Los fondos de la co
torre de fraccionamie
los demás residuos se
aproximadamente 51
de cocción retrasada,
cir coque o gas de pet
tano (con una pequeñ
cuyas temperaturas no
(1200 °F). El gas se en
es similar al utilizado

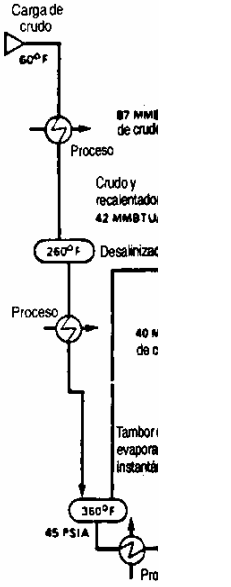


FIG. 13-76 Unidad de c

de 5 a 8°) o alquitrán (con una gravedad API de 0 a 5°). El proceso de craqueo catalítico, que se muestra en la figura 13-77 produce un vapor sobrecalentado, a aproximadamente 538° C (1000 °F) y 172 a 207 kPa (25 a 30 psia), con un intervalo del TBP que cubre desde el hidrógeno hasta los compuestos, cuyas temperaturas normales de ebullición son superiores a 482 °C (900 °F). Este gas se envía directamente a un fraccionador principal para su rectificación y de él se obtiene, en forma característica, gas y nafta [aproximadamente 204 °C (400 °F) ASTM EP] que, a menudo, sufren un fraccionamiento adicional, para producir hidrocarburos ligeros y gasolina relativamente puros, un aceite de ciclo ligero [con un intervalo ASTM D 86 de 204 a 371 °C (400 a 700°F)] que puede utilizarse como aceite de calentamiento, hidrocraquearse o recircularse a la torre de craqueo catalítico; un petróleo del ciclo intermedio [con un intervalo ASTM D 86 de 371 a 482 °C (700 a 900 °F)], que por lo general se recircula a la torre de craqueo catalítico, hasta su extinción y un petróleo pesado gaseoso o petróleo del precipitado de fondo.

Los fondos de la columna de vacío, el residuo de los fondos de la torre de fraccionamiento principal de la torre de craqueo catalítico y los demás residuos se pueden someter a un procesamiento adicional a aproximadamente 510 °C (950 °F) y 448 kPa (65 psia), en una unidad de cocción retrasada, como se muestra en la figura 13-78, para producir coque o gas de petróleo, con un intervalo del TBP que cubre al metano (con una pequeña cantidad de hidrógeno) hasta los compuestos, cuyas temperaturas normales de ebullición pueden exceder los 649 °C (1200 °F). El gas se envía directamente al fraccionador principal, que es similar al utilizado junto con la torre de craqueo catalítico, salvo que en la operación de cocción retrasada, el líquido que se va a cocer entra primero y pasa a través de los platos de fondo del fraccionador principal para precalentarse, por medio de un vapor depurado del cocedor, que arrastra partículas de coque y condensables, para su recirculación al cocedor retrasado. Los productos obtenidos en el fraccionador principal son similares, excepto por la presencia de más compuestos cíclicos no saturados, que los producidos en la unidad de craqueo catalítico e incluyen gas y nafta del cocedor, que puede sufrir un procesamiento adicional, para separar los hidrocarburos ligeros y nafta del cocedor, que por lo general necesita un tratamiento a base de agua; así como petróleo gaseoso de cocedor, tanto ligeros como pesados, que pueden requerir un hidrocraqueo para convertirse en productos adecuados para mezcla.

Procedimientos de diseño Se dispone de dos procedimientos generales, para el diseño de los fraccionadores que procesan petróleo, crudos sintéticos y mezclas complejas. El primero, que fue desarrollado originalmente para unidades de crudo, por Packie [*Trans. Am. Inst. Chem.Eng. J.*, **37**, 51 (1941)], ampliado para utilizarse en el diseño de los fraccionadores principales por Houghland, Lemieux y Schreiner [*Proc. API*, sec. III, *Refining*, 385 (1954)] y posteriormente, elaborado aún más y descrito detalladamente por Watkins (*op. cit.*) utiliza los balances de energía y material, junto con las correlaciones empíricas, para establecer los requerimientos de los platos y es esencialmente un procedimiento para cálculos manuales, que es bueno para obtener experiencia y adecuado para los diseños preliminares. Además, cuando se apoya en la experiencia suficiente, obtenida de los diseños previos, el procedimiento es adecuado para el diseño final.

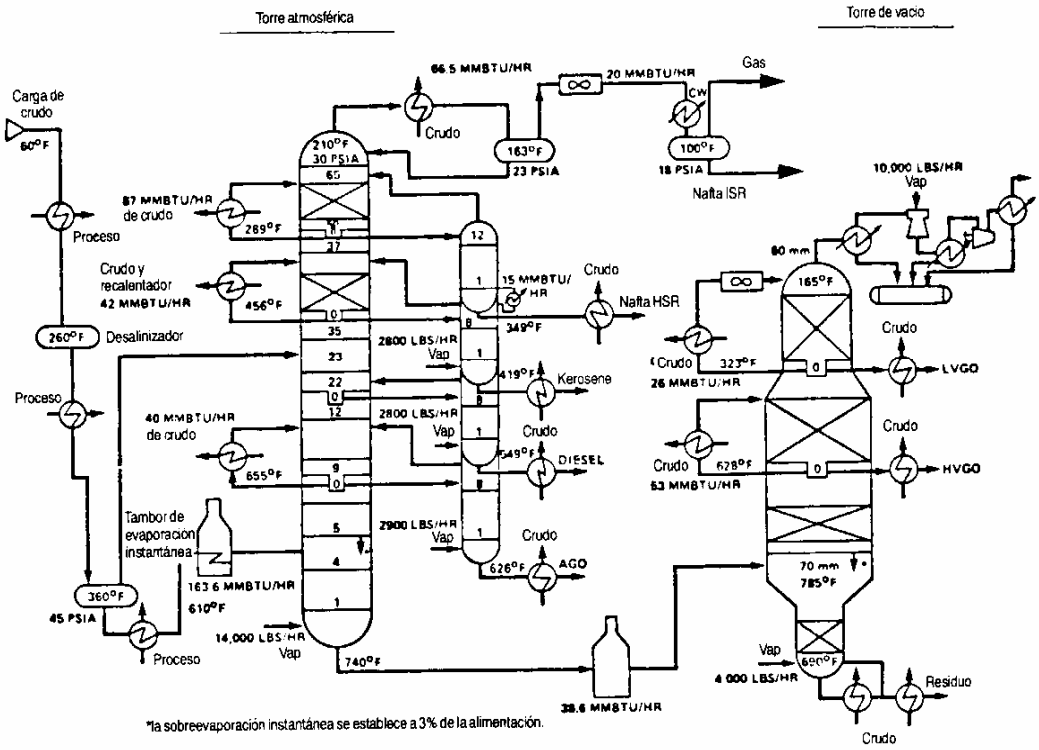


FIG. 13-76 Unidad de crudo con torres atmosférica y de vacío. [Kleinschrodt y Hammer, "Exchanger Networks for Crude Oil", *Chem. Eng. Prog.*, **79**(1), 33 (1983)].

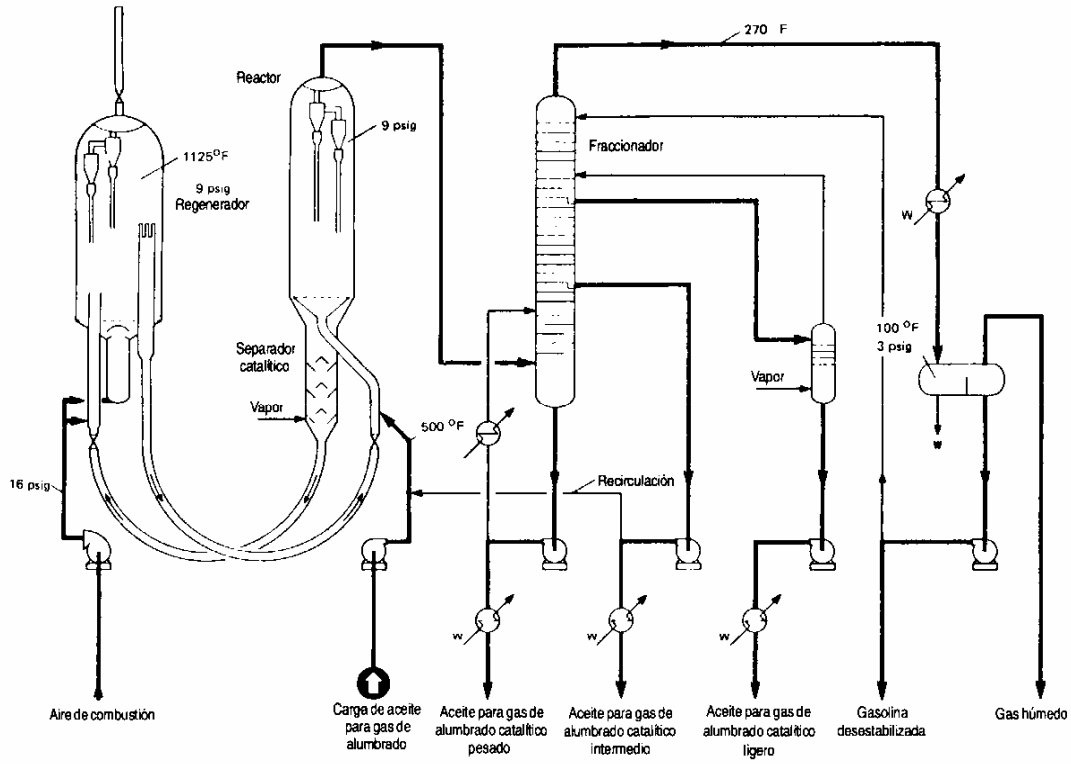


FIG. 13-77 Unidad de craqueo catalítico (*New Horizons*, Lummus Company, New York, 1954.)

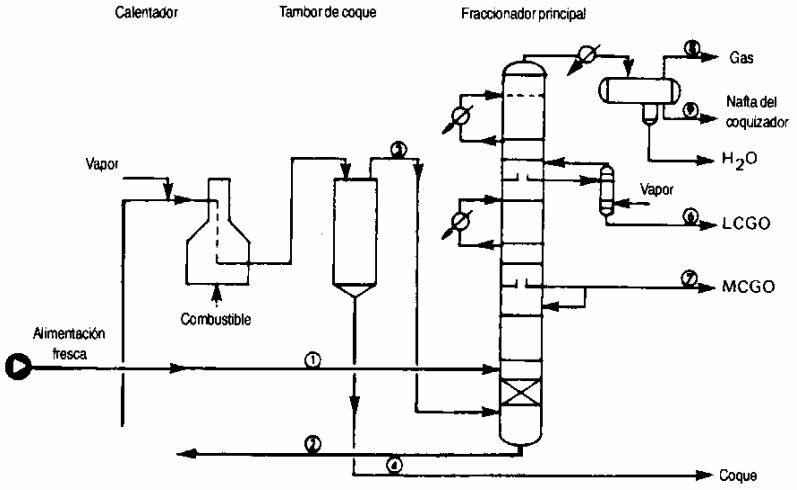


FIG. 13-78 Unidad de coquización retrasada. (Watkins, *Petroleum Refining Distillation*, 2d. ed., Gulf, Houston, 1979.)

Bombeo alrededor

Bombeo alrededor

Petróleo crudo
50 000 BPSD

Vapor

FIG. 13-79 Torre atm

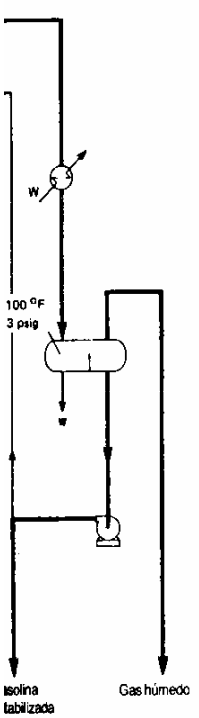
En el segundo mét
digital, se destila un
componentes reales
ponentes (es decir, fr
la curva de destilaci
uno de los seudocom
un punto de ebullici
y un peso molecular
los rigurosos del bal
mediante un proced
ciones, como el mo
cess., **42**(9), 159 (19
como el desarrollad
cess Des. Dev., **9**, 7
56(5), 241 (1977)].
tipo, adecuados par
mas para computado
ton, Texas y el PRO
bra, California.

Independientemente
ciertos pasos inicial
terminadas propied
la curva de destilac
método para propor
lumna, el tipo de co
corte y los requerim
rrolló y ejemplificó
se considerará bre
puesto por Watkins,
iniciales.

Para la torre atm
que las especificaci

Alimentación: 50
te día (BPSD) de pe

El análisis de los



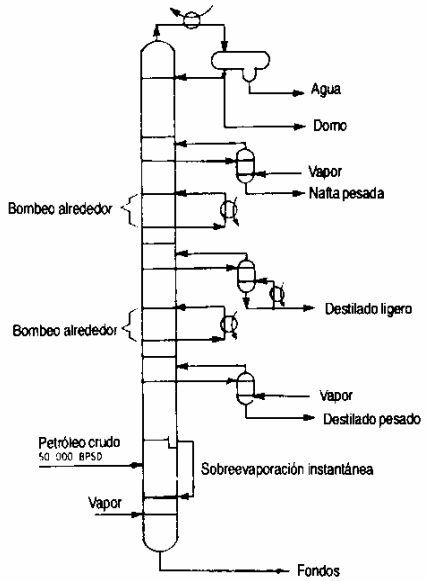


FIG. 13-79 Torre atmosférica de crudo

En el segundo método, que conviene aplicarlo con una computadora digital, se destila una mezcla compleja, que está representada por los componentes reales, en el extremo ligero y quizá unos 30 seudocomponentes (es decir, fracciones del petróleo) sobre la porción restante de la curva de destilación TBP, para la alimentación de la columna. Cada uno de los seudocomponentes se caracteriza por un intervalo del TBP, un punto de ebullición normal promedio, una gravedad API promedio y un peso molecular promedio. Posteriormente, se realizan los cálculos rigurosos del balance de materia y energía y del equilibrio de fase, mediante un procedimiento adecuado de desgarramiento de las ecuaciones, como el mostrado por Cecchetti y cols. [*Hydrocarbon Process.*, **42**(9), 159 (1963)] o un procedimiento de corrección simultánea como el desarrollado por Goldstein y Stanfield [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **9**, 78 (1970)] y Hess y cols. [*Hydrocarbon Process.*, **56**(5), 241 (1977)]. Métodos altamente desarrollados de este último tipo, adecuados para el diseño preliminar y final, incluyen los programas para computadora REFINE^{sm} de ChemShare Corporation, Houston, Texas y el PROCESS^{sm} de Simulation Sciences, Inc., de Alhambra, California.

Independientemente del procedimiento utilizado, deben tomarse ciertos pasos iniciales, para la determinación y/o especificación de determinadas propiedades y rendimientos de los productos, con base en la curva de destilación del TBP de la alimentación de la columna, el método para proporcionar reflujo, la presión de operación de la columna, el tipo de condensador, los tipos de agotadores laterales de corte y los requerimientos de agotamiento. Watkins (*op. cit.*) desarrolló y ejemplificó detalladamente estos pasos. En este *Manual* sólo se considerará brevemente un ejemplo, de uno modificado, propuesto por Watkins, para mostrar el método seguido durante los pasos iniciales.

Para la torre atmosférica, mostrada en la figura 13-79, supóngase que las especificaciones de la destilación son las siguientes:

Alimentación: 50 000 barriles (de 42 gal U.S. cada uno) por corriente día (BPSD) de petróleo crudo con una gravedad API de 31.6°.

El análisis de los extremos ligeros medidos de la alimentación es:

Componente	Porcentaje en volumen de petróleo crudo
Etano	0.04
Propano	0.37
Isobutano	0.27
n-Butano	0.89
Isopentano	0.77
n-Pentano	1.13
	3.47

El TBP y la gravedad API medidos de la alimentación, calculados a la presión atmosférica EFV (con base en API *Technical Data Book*) y el peso molecular de la alimentación es:

Porcentaje en volumen evaporado	TBP, °F	EFV, °F	°API	Peso molecular
0	−130	179		
5	148	275	75.0	91
10	213	317	61.3	106
20	327	394	50.0	137
30	430	468	41.8	177
40	534	544	36.9	223
50	639	619	30.7	273
60	747	696	26.3	327
70	867	777	22.7	392
80	1013	866	19.1	480

Las especificaciones del producto son:

	ASTM 86, °F		
Corte deseado	5%	50%	95%
Domo (*OV*)	...	...	253
Nafta pesada (*HN*)	278	314	363
Destilado ligero (*LD*)	398	453	536
Destilado pesado (*HD*)	546	589	
Fondos (*B*)			

NOTA: Para convertir grados Fahrenheit a Celsius, °C = (°F − 32)/1.8.

El punto de corte del TBP entre el destilado pesado y los fondos = 650 °F

El porcentaje de sobreevaporación instantánea = 2% del volumen de la alimentación.

La temperatura de salida del horno = 343 °C (650 °F) máxima.

La temperatura de la parte superior del tambor de reflujo = 49 °C (120 °F) mínima.

Con base en las especificaciones de los productos, los rendimientos de los destilados se calculan como sigue: a partir de la figura 13-75 y de las temperaturas de la prueba ASTM D 86, al 50%, se obtienen las temperaturas del TBP al 50% de los tres cortes intermedios y son 155, 236 y 316° C (311, 456 y 600 °F), para el *HN*, *LD* y *HD*, respectivamente. Los puntos de corte del TBP, que corresponden a las fracciones en volumen de petróleo crudo y las velocidades de flujo de los cuatro destilados se obtienen fácilmente, a partir del punto de corte especificado de 343 °C (650 °F) como sigue, donde *CP* es el punto de corte y *T* es la temperatura del TBP (°F):

$$CP_{HD,B} = 650°F$$

$$(CP_{HD,B} - T_{HD_{50}}) = 650 - 600 = 50°F$$

$$CP_{LD,HD} = T_{HD_{50}} - 50 = 600 - 50 = 550°F$$

$$(CP_{LD,HD} - T_{LD_{50}}) = 550 - 456 = 94°F$$

$$CP_{HN,LD} = T_{LD_{50}} - 94 = 456 - 94 = 362°F$$

$$(CP_{HN,LD} - T_{HN_{50}}) = 362 - 311 = 51°F$$

$$CP_{OV,HN} = T_{HN_{50}} - 51 = 311 - 51 = 260°F$$

Estos puntos de corte se muestran como líneas verticales en la gráfica del TBP del crudo, que aparece en la figura 13-80, de la cual, las siguientes fracciones en volumen y velocidades de flujo de los productos de corte se pueden obtener fácilmente:

Corte deseado	Porcentaje en volumen de petróleo crudo	BPSD
Domo (*OV*)	13.4	6 700
Nafta pesada (*HN*)	10.3	5 150
Destilado ligero (*LD*)	17.4	8 700
Destilado pesado (*HD*)	10.0	5 000
Fondos (*B*)	48.9	24 450
	100.0	50 000

Como se muestra en la figura 13-81, los métodos para proporcionar reflujo a la columna incluyen *a*) el reflujo convencional por el plato superior; *b*) el retrobombeo del reflujo, procedente de los separadores de cortes laterales y *c*) el reflujo por bombeo circular. Los dos últimos métodos funcionan básicamente como intercondensadores, que reducen los requerimientos de reflujo en el plato superior. Como se muestra en la figura 13-82, para el ejemplo considerado, la velocidad de flujo del reflujo interno disminuye rápidamente desde el plato superior hasta la zona de alimentación con evaporación instantánea, para el caso *a*. Los otros dos casos, en especial el caso *c*, dan por resultado un menor balance del desplazamiento del reflujo en la columna. Debido a esto y a la oportunidad de recuperar energía, a un nivel de temperatura moderado o elevado, el reflujo por bombeo circular es la técnica que más se utiliza. Sin embargo, en la figura 13-82 no se indica el hecho de que en los casos *b* y *c*, la pequeña cantidad de reflujo presente en la porción superior de la columna incrementa los requerimientos del plato. Además, los circuitos de bombeo circular, que abarcan más de tres platos cada uno se consideran equivalentes, para los propósitos de transferencia de masa a solo una charola cada uno. En la figura 13-81, se incluyen los requerimientos representativos, para los tres casos. En el caso *c*, las velocidades de transferencia de calor, junto con los dos circuitos de bombeo circular toman en cuenta, aproximadamente, 40% del calor total eliminado en el condensador de la parte superior y en los dos circuitos combinados de bombeo circular.

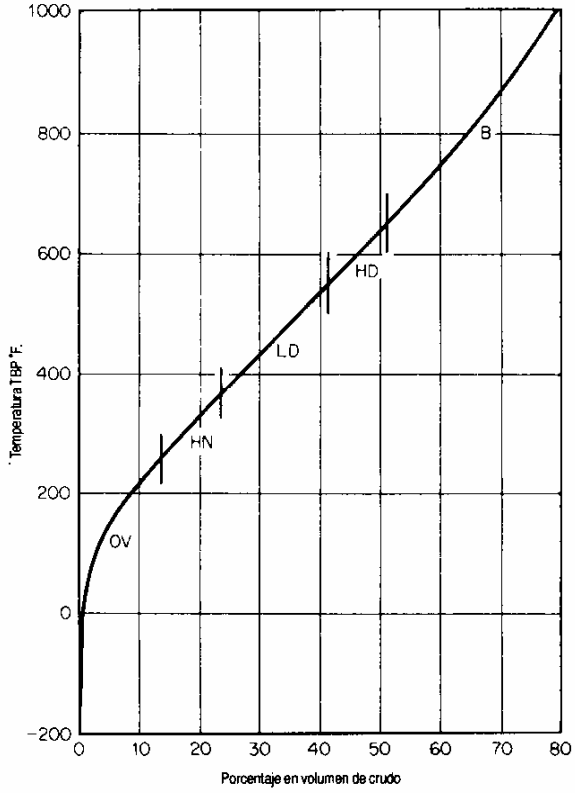


FIG. 13-80 Ejemplo de los puntos de corte TBP, para el petróleo crudo.

FIG. 13-81 Métodos

En los fondos y lo
extremos ligeros co
como vapor o recale
con recalentamiento
tituye la extracción
vapor de separación
de la columna atmos
10 lb) de vapor por b
ción del líquido de a

La presión de la c
manera que condens
de éste. La presión d
damente 69 kPa (10

FIG. 13-82 Compar

los para proporcionar
encional por el plato
ate de los separadores
cular. Los dos últimos
lensadores, que redu-
rior. Como se muestra
, la velocidad de flujo
el plato superior has-
ntánea, para el caso *a*.
or resultado un menor
mna. Debido a esto y
l de temperatura mo-
es la técnica que más
ndica el hecho de que
presente en la porción
ientos del plato. Ade-
an más de tres platos
pósitos de transferen-
ura 13-81, se incluyen
casos. En el caso *c*, las
los dos circuitos de
nente, 40% del calor
erior y en los dos cir-

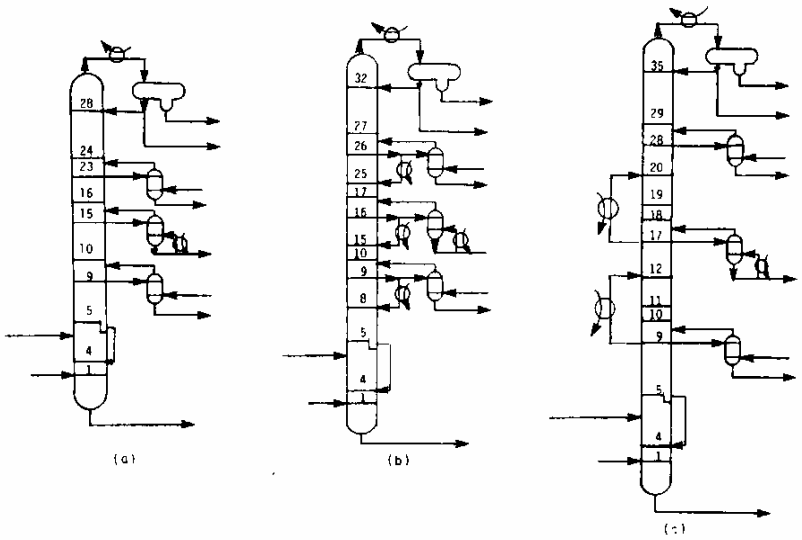


FIG. 13-81 Métodos para proporcionar reflujo a las unidades de crudo. *a*) Por la parte superior. *b*) Retrobombeo del reflujo. *c*) Bombeo alrededor del reflujo.

En los fondos y los tres separadores de cortes laterales se retiran los extremos ligeros contenidos en los productos, que se pueden utilizar como vapor o recalentadores. En la figura 13-81 aparece un separador con recalentamiento, que se utiliza en el destilado ligero, el cual constituye la extracción de corte lateral más grande. Las velocidades del vapor de separación en los separadores de cortes laterales y en el fondo de la columna atmosférica pueden variar desde 0.45 hasta 4.5 kg (1 a 10 lb) de vapor por barril de líquido separado, dependiendo de la fracción del líquido de alimentación al separador que se evapora.

La presión de la columna en el tambor de reflujo se establece de tal manera que condense todo el vapor de la parte superior o una fracción de éste. La presión de la zona de evaporación instantánea es aproximadamente 69 kPa (10 psia) más elevada. La temperatura de alimentación del petróleo crudo, a la presión de la zona de evaporación instantánea debe ser suficiente para evaporar todos los destilados más la sobreevaporación instantánea, la cual es necesaria para proporcionar el reflujo entre el plato más bajo de extracción del producto de corriente lateral y la zona de evaporación instantánea. Los cálculos se realizan, utilizando la curva EFV del petróleo crudo, corregida por presión. Para el ejemplo considerado, el porcentaje de evaporación en la zona de evaporación instantánea es 53.1% de la alimentación.

Los requerimientos de las bandejas o platos dependen de las relaciones de reflujo interno o de los intervalos o sobrepuestos ASTM 5-95, y pueden ser calculados por medio de la correlación de Packie (*op. cit.*) para unidades de crudo, y la correlación de Hougland, Lemieux y Schreiner (*op. cit.*) para los fraccionadores principales.

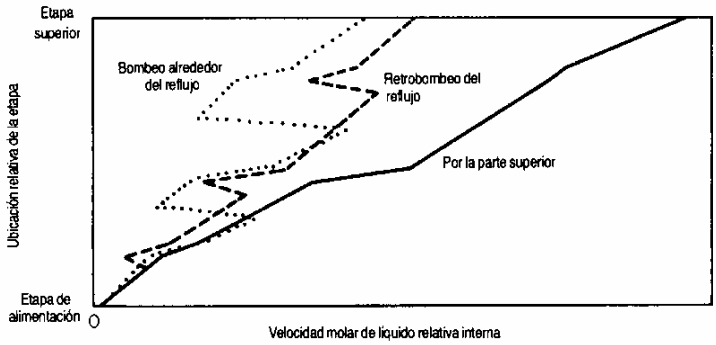


FIG. 13-82 Comparación de las velocidades internas de reflujo, para los tres métodos de proporcionar reflujo.

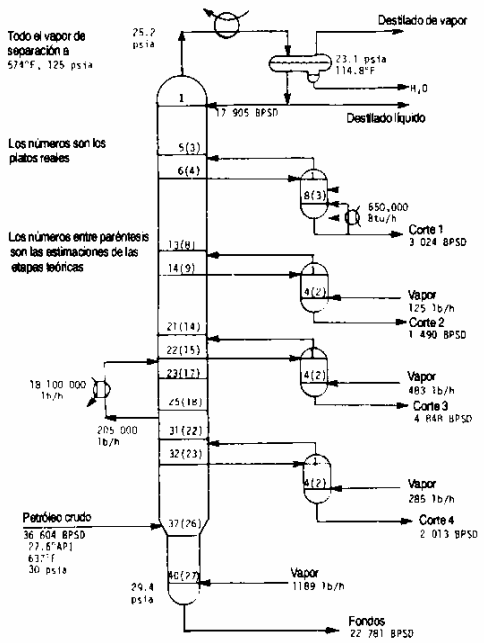


FIG. 13-83 Configuración y condiciones para la simulación de la torre atmosférica de una unidad de crudo.

TABLA 13-28 Análisis de los componentes ligeros y la destilación TBP de la alimentación, para la torre atmosférica de crudo de la figura 13-83

Análisis de los componentes ligeros	
Componente	Porcentaje en volumen
Metano	0.073
Etano	0.388
Propano	0.618
n-Butano	0.817
n-Pentano	2.05

Destilación TBP de la alimentación		
Gravedad API	TBP, °F	Porcentaje en volumen
80	−160.	0.1
70	155.	5.
57.5	242.	10.
45.	377.	20.
36.	499.	30.
29.	609.	40.
26.5	707.	50.
23.	805.	60.
20.5	907.	70.
17.	1054.	80.
10.	1210.	90.
−4.	1303.	95.
−22.	1467.	100

NOTA: Para convertir grados Fahrenheit a Celsius, °C = (°F − 32)/1.8.

TABLA 13-29 Representación de los seudocomponentes de la alimentación para la torre atmosférica de crudo de la figura 13-83

Núm.	Componente	Peso molecular	Gravedad específica	Gravedad API	(lb · mol)/h
1	Agua	18.02	1.000.0	10.0	.00
2	Metano	16.04	.3005	339.5	7.30
3	Etano	30.07	.3561	265.8	24.54
4	Propano	44.09	.5072	147.5	37.97
5	*n*-Butano	58.12	.5840	110.8	43.84
6	*n*-Pentano	72.15	.6308	92.8	95.72
7	131 ABP	83.70	.6906	73.4	74.31
8	180 ABP	95.03	.7152	66.3	66.99
9	210 ABP	102.23	.7309	62.1	65.83
10	240 ABP	109.78	.7479	57.7	70.59
11	270 ABP	118.52	.7591	54.9	76.02
12	300 ABP	127.69	.7706	52.1	71.62
13	330 ABP	137.30	.7824	49.4	67.63
14	360 ABP	147.33	.7946	46.6	64.01
15	390 ABP	157.97	.8061	44.0	66.58
16	420 ABP	169.37	.8164	41.8	63.30
17	450 ABP	181.24	.8269	39.6	59.92
18	480 ABP	193.59	.8378	37.4	56.84
19	510 ABP	206.52	.8483	35.3	59.05
20	540 ABP	220.18	.8581	33.4	56.77
21	570 ABP	234.31	.8682	31.5	53.97
22	600 ABP	248.30	.8804	29.2	52.91
23	630 ABP	265.43	.8846	28.5	54.49
24	660 ABP	283.37	.8888	27.7	51.28
25	690 ABP	302.14	.8931	26.9	48.33
26	742 ABP	335.94	.9028	25.2	109.84
27	817 ABP	387.54	.9177	22.7	94.26
28	892 ABP	446.02	.9288	20.8	74.10
29	967 ABP	509.43	.9398	19.1	50.27
30	1055 ABP	588.46	.9531	17.0	57.12
31	1155 ABP	665.13	.9829	12.5	50.59
32	1255 ABP	668.15	1.0658	1.3	45.85
33	1355 ABP	643.79	1.1618	−9.7	29.39
34	1436 ABP	597.05	1.2533	−18.6	21.19
		246.90	8887	27.7	1922.43

NOTA: Para convertir (lb · mol)/h a (kg · mol)/h, multiplíquese por 0.454.

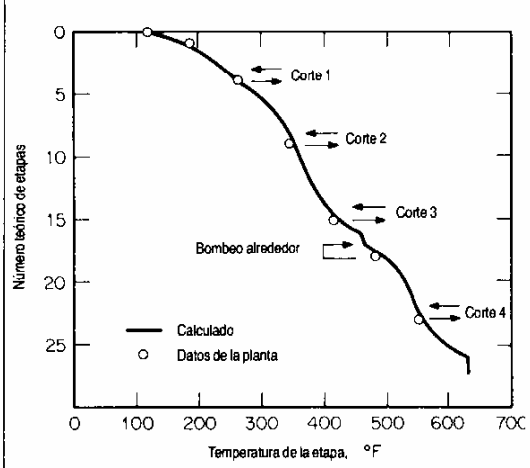


FIG. 13-84 Comparación de las temperaturas calculadas de las etapas con los datos de la planta, para el ejemplo de la figura 13-83.

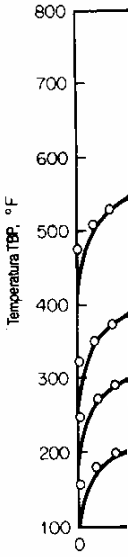


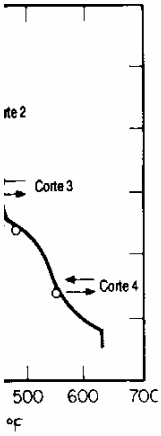
FIG. 13-85 Compar
planta, para el ejemplo

FIG. 13-86 Perfil de

ara la torre

ravedad API	(lb · mol)/h
10.0	.00
339.5	7.30
265.8	24.54
147.5	37.97
110.8	43.84
92.8	95.72
73.4	74.31
66.3	66.99
62.1	65.83
57.7	70.59
54.9	76.02
52.1	71.62
49.4	67.63
46.6	64.01
44.0	66.58
41.8	63.30
39.6	59.92
37.4	56.84
35.3	59.05
33.4	56.77
31.5	53.97
29.2	52.91
28.5	54.49
27.7	51.28
26.9	48.33
25.2	109.84
22.7	94.26
20.8	74.10
19.1	50.27
17.0	57.12
12.5	50.59
1.3	45.85
−9.7	29.39
−18.6	21.19
27.7	1922.43

líquese por 0.454.



idas de las etapas con los

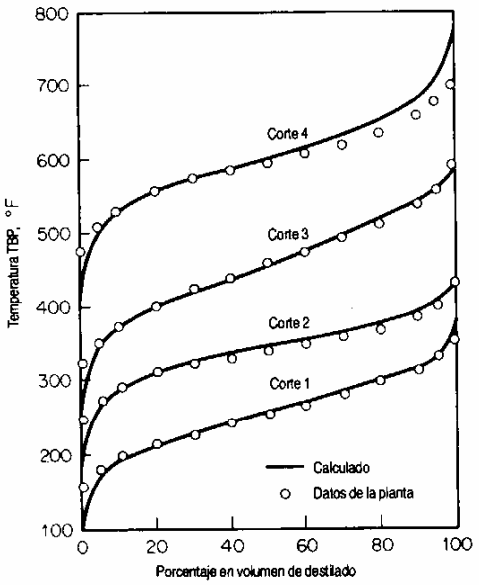


FIG. 13-85 Comparación de las curvas calculadas del TBP con los datos de la planta, para el ejemplo de la figura 13-83.

Ejemplo 10: Cálculo por simulación de una torre atmosférica La habilidad de un procedimiento de cálculo riguroso, para simular la operación de una torre atmosférica se puede evaluar mediante la comparación de los datos de las pruebas comerciales para una operación real con los resultados calculados mediante el programa REFINE de ChemShare (*op. cit.*). En la figura 13-83 aparecen las condiciones de operación de la planta y la configuración de la torre. El análisis de componentes ligeros y la gravedad TBP y API para la alimentación se pueden apreciar en la tabla 13-28. La representación de la alimentación, mediante seudocomponentes se da en la tabla 13-29 con base en cortes de 16.7 °C (30 °F) desde 82 hasta 366 °C (180 a 690 °F), seguidos por cortes de 41.7 °C (75 °F) y posteriormente, por cortes de 55.6 °C (100° F). En la figura 13-83 se muestra el número real de platos. El número correspondiente de etapas teóricas, que se determinó por el método de ensayo y error, para obtener una igualación razonable de las curvas de destilación del TBP para los productos calculados y medidos, se muestran entre paréntesis. La eficiencia total del plato es aproximadamente 70% para la torre y varía entre 25 y 50% para los separadores de cortes laterales.

En las figuras 13-84, 13-85 y 13-86 aparecen los resultados de los cálculos y su comparación con los datos de la planta. Las temperaturas de la planta concuerdan con los valores calculados en la figura 13-84. Las curvas calculadas de la destilación del TBP para los productos de las corrientes laterales tienen una concordancia razonable con los valores convertidos de las destilaciones ASTM de la planta, como se aprecia en la figura 13-85. Las excepciones son los puntos iniciales para los cuatro cortes y el extremo con punto de ebullición más elevado de la curva de destilado pesado. Esto parece indicar que se deben agregar más etapas teóricas de separación y que el porcentaje de evaporación de la alimentación de la torre en la simulación es demasiado elevado o que la velocidad del reflujo interno en el plato inferior de extracción es demasiado bajo. En la figura 13-86 se muestra el perfil de la velocidad del líquido en la torre. El uso de dos o tres circuitos de bombeo circular, en lugar de uno daría por resultado un mejor patrón de tránsito que el mostrado.

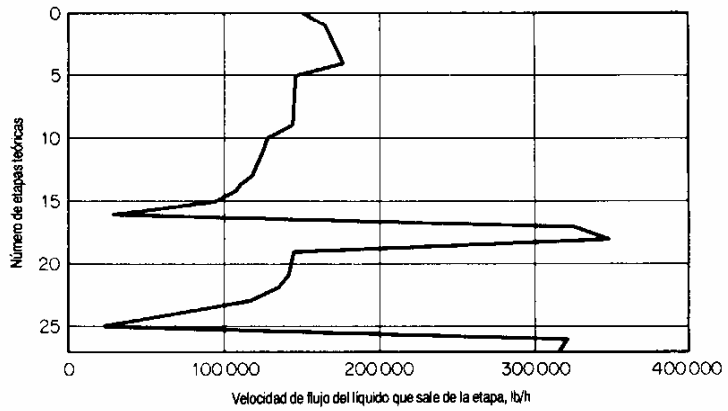


FIG. 13-86 Perfil de la velocidad del líquido, para el ejemplo de la figura 13-83.

DESTILACIÓN POR LOTES

La destilación por lotes, que es el proceso de separación de una cantidad específica (la carga) de una mezcla líquida en productos, se utiliza ampliamente en el laboratorio, y en las unidades pequeñas de producción, donde la misma unidad puede tener que servir para muchas mezclas. Cuando existen N componentes en el material de alimentación, será suficiente una columna por lotes, donde se requerirían $N-1$ columnas de destilación continuas simples.

Muchas instalaciones grandes también tienen un alambique por lotes. El material que se tiene que separar puede tener un contenido elevado de sólidos, o bien, alquitranes o resinas que ensucien o atasquen una unidad continua. El uso de una unidad por lotes puede mantener separados los sólidos y permitir el retiro conveniente al terminarse el proceso.

Destilación por lotes simples La forma más simple de alambique consiste en un recipiente calentado (olla o caldera), un condensador y uno o más tanques acumuladores. No se proporcionan platos o empaque. La alimentación se introduce al recipiente y se llevan los líquidos hasta la ebullición. Los vapores se condensan y se recogen en un acumulador. Ningún flujo es regresado. La relación de vaporización es, a veces, controlada para evitar los "choques" de la carga y evitar que se sobrecargue el condensador, pero los demás controles son mínimos. Este proceso es, a menudo, referido como la destilación Rayleigh. Si V son los moles de vapor y M los moles líquidos en la olla, x la fracción molar del componente más volátil en el líquido y y la fracción molar del mismo componente en el vapor, un balance de materiales dará

$$-ydV = d(Mx) \tag{13-145}$$

Puesto que $dV = -dM$, la sustitución y la expansión dan

$$ydM = M\,dx + x\,dM \tag{13-146}$$

Al reacomodar e integrar se obtiene

$$\ln \frac{M_i}{M_f} = \int_{x_f}^{x_i} \frac{dx}{y - x} \tag{13-147}$$

donde el subíndice i representa la composición inicial y f la final de la olla del alambique. Se invirtieron los límites de la integración, para obtener una integral positiva. Si se puede dar por sentado el equilibrio entre el líquido y el vapor de la olla, se podrá evaluar el lado derecho de la ecuación (13-147) al trazar $1/(y-x)$ en función de x y medir el área bajo la curva entre los límites x_i y x_f. Si la mezcla es un sistema binario para el cual es constante la volatilidad relativa o si se puede obtener un valor promedio que sirva para el rango que se toma en consideración, se podrá sustituir la relación

$$\alpha = \frac{y/x}{(1 - y)/(1 - x)} \tag{13-148}$$

en la ecuación (13-147) y efectuar una integración directa:

$$\ln\left(\frac{M_f}{M_i}\right) = \frac{1}{\alpha - 1} \ln\left[\frac{x_f(1 - x_i)}{x_i(1 - x_f)}\right] + \ln\left[\frac{1 - x_i}{1 - x_f}\right] \tag{13-149}$$

Para cualquiera de los dos componentes A y B de una mezcla de multicomponentes, si se suponen constantes los valores de α para todos los pares de componentes, $-dM_A/-dM_B = y_A/y_B = \alpha_{A,B}\,(x_A/x_B)$. Que al integrar se obtiene

$$\ln\left(\frac{M_{A(f)}}{M_{A(i)}}\right) = \alpha_{A,B}\left(\frac{M_{B(f)}}{M_{B(i)}}\right) \tag{13-150}$$

donde $M_{A(i)}$ y $M_{A(f)}$ son los moles del componente A en la olla, antes y después de la destilación y $M_{B(i)}$ y $M_{B(f)}$, los moles del componente B.

Una aplicación típica de un alambique simple por lotes puede ser la destilación de una mezcla de etanol-agua a 101.3 kPa (1 atm). La carga inicial es de 100 moles de etanol (18 moles %) y la mezcla se debe reducir a una concentración máxima de etanol en el alambique de 6 moles %. Con valores tomados de las tablas de equilibrio interpoladas a partir de la tabla 13-1, se tiene:

x	y	$y - x$	$1/(y - x)$
0.18	0.517	0.337	2.97
.16	.502	.342	2.91
.14	.485	.345	2.90
.12	.464	.344	2.90
.10	.438	.338	2.97
.08	.405	.325	3.08
.06	.353	.293	3.41

Al trazar $1/(y-x)$ en función de x e integrar gráficamente entre los límites de 0.06 y 0.18 para x, se descubre que el área bajo la curva es de 0.358 unidades. Entonces, $\ln(M_i/M_f) = 0.358$, de donde $M_f = 100/1.43 = 70.0$ moles. El líquido que queda consiste en (70.0) 0.06 = 4.2 moles de etanol y 65.8 moles de agua. Por balance de materiales, el destilado debe contener (18.0 – 4.2) = 13.8 moles de alcohol y (82 – 65.8) = 16.2 moles de agua. Por consiguiente, el destilado total es de 30 moles y la composición del destilado es de 13.8/30 = 0.46 (fracción molar) de etanol.

El alambique simple por lotes proporciona sólo un plato teórico de separación. Su uso se suele limitar a trabajos preliminares, donde se retendrán los productos para efectuar posteriormente una separación adicional, donde la mayor parte del componente volátil se debe retirar del lote, antes de seguir con el procesamiento o para separaciones no críticas similares.

Destilación por lotes con rectificación Para obtener productos con un rango estrecho de composiciones, se usa un alambique rectificador. Los componentes de esta unidad son la olla, una columna rectificadora, un condensador, un medio para dividir una porción del vapor condensado (destilado) como reflujo y uno o más acumuladores. La temperatura del destilado se controla para hacer regresar el reflujo cerca de la temperatura de la columna, con el fin de permitir una indicación verdadera de la cantidad de reflujo y mejorar el funcionamiento de la columna. A continuación, se emplea un intercambiador de calor hasta subenfriamiento para el resto del destilado que es enviado a un acumulador o recipiente. La columna puede funcionar también a presión o al vacío, en cuyo caso se deberán incluir los dispositivos apropiados para obtener las presiones deseadas. Los métodos de diseño de equipos para los componentes del alambique por lotes, con excepción de la olla, siguen los mismos principios que los presentados para las unidades continuas; pero debe verificar el diseño para cada mezcla, cuando se vayan a procesar varias de ellas. También se debe verificar en más de un punto de una mezcla, puesto que la composición cambia en la columna conforme avanza la destilación. El diseño de la olla se basa en el tamaño del lote y la relación necesaria de vaporización.

En funcionamiento, se introduce al rehervidor una carga de líquido y se lleva primeramente el sistema al estado estacionario con reflujo total. A continuación, se retira en forma sucesiva una porción del producto superior, de conformidad con la norma de reflujo establecida. Se hacen cortes, pasando a acumuladores alternos y en esos instantes se pueden modificar las condiciones operacionales. Toda la columna fun-

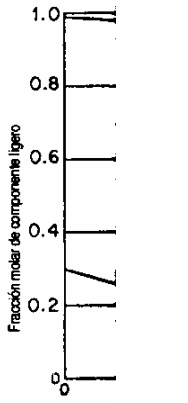


FIG. 13-87 Variaci
con la cantidad destil
de reflujo.

ciona como secci
tiempo, la compos
vez menos rica en
de un corte cuand
promedio que se d

El progreso de l
modos distintos:

1. El *reflujo con*
se ajusta en un val
ración. Puesto que
sición instantánea
separación binari

FIG. 13-88 Perfil

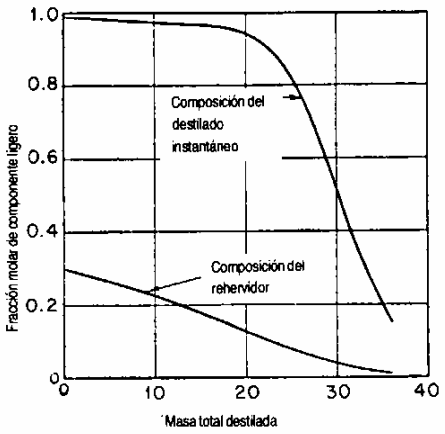


FIG. 13-87 Variación típica de las composiciones del destilado y el rehervidor con la cantidad destilada en destilación binaria por lotes a una relación constante de reflujo.

ciona como sección de enriquecimiento. A medida que transcurre el tiempo, la composición del material que se destila se va haciendo cada vez menos rica en el componente más volátil y se detiene la destilación de un corte cuando el destilado combinado alcanza la composición promedio que se desea.

El progreso de la destilación por lotes se puede controlar de varios modos distintos:

1. El *reflujo constante, composición en el domo variable.* El reflujo se ajusta en un valor predeterminado, donde se mantiene para la operación. Puesto que la composición líquida de la olla cambia, la composición instantánea del destilado también cambia. El progreso de una separación binaria se ilustra en la figura 13-87. Las variaciones con respecto al tiempo de la composición instantánea de destilado, para una destilación intermitente característica de multicomponentes aparece en la figura 13-88. Las formas de las curvas son funciones de la volatilidad, la razón de reflujo y el número de platos teóricos. La destilación se continúa hasta que la composición promedio del destilado está en el valor deseado. En el caso de una mezcla binaria, el destilado de la parte superior se desvía a otro receptor y se extrae un corte intermedio hasta que el licor restante en la olla cubra la especificación requerida. Por lo general, el corte intermedio se agrega al siguiente lote. Para una mezcla de componentes múltiples pueden extraerse dos o más cortes intermedios, entre los cortes de los productos.

2. *Composición constante en el domo, reflujo variable.* Si se desea mantener una composición constante en el domo tratándose de una binaria, la cantidad de reflujo que vuelve a la columna debe ir aumentando constantemente, durante toda la operación. Conforme transcurre el tiempo, el rehervidor se vacía en forma del componente más ligero. Finalmente, se llega al punto en que la relación de reflujo alcanza un valor muy alto. Entonces, se cambian los acumuladores, se reduce el reflujo y se toma un corte intermedio, como antes. Esta técnica también puede hacerse extensiva a la mezcla multicomponente.

3. *Otros métodos de control.* Con frecuencia se usa un procedimiento de ciclaje para establecer el patrón de funcionamiento de la columna. La unidad funciona a reflujo total hasta que se establece el equilibrio. Entonces, se toma el destilado como producto total durante un espacio de tiempo breve y, después de ello, se hace regresar a la columna al reflujo total. Este ciclo se repite durante la destilación. Otra posibilidad es la de optimizar la relación de reflujo para lograr la separación deseada en un tiempo mínimo. Las operaciones complejas pueden involucrar la extracción de corrientes laterales, la provisión para los intercondensadores, la adición de alimentaciones a los platos y la adición de una carga periódica a la olla.

Procedimientos de cálculo aproximado para mezclas binarias

Puesto que las composiciones cambian constantemente en el interior de la columna, los métodos rigurosos de cálculo son muy complejos. Un método habitual pero útil para una mezcla binaria consiste en utilizar un análisis basado en el método gráfico de McCabe-Thiele. Además de las suposiciones habituales de columna adiabática y sobreflujo

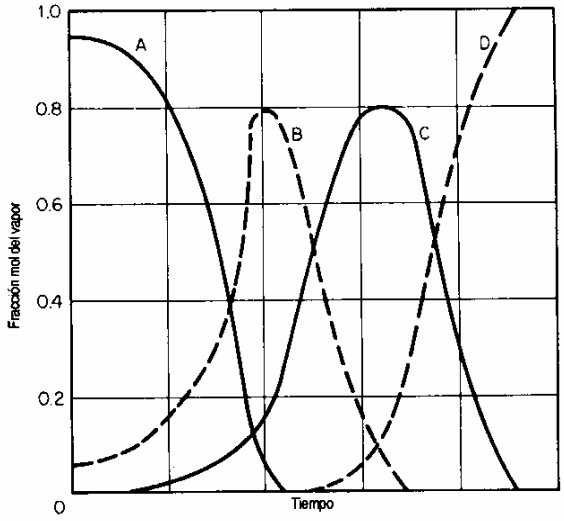


FIG. 13-88 Perfil de la composición del destilado, para la destilación intermitente de una mezcla con cuatro componentes.

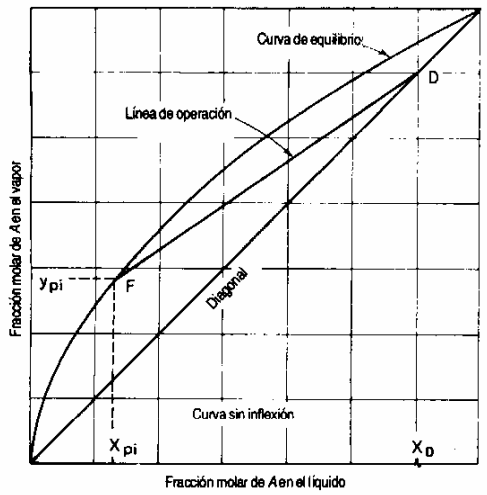


FIG. 13-89 Determinación del reflujo mínimo para una curva normal de equilibrio.

equimolar en las bandejas o platos, el siguiente procedimiento presupone una retención despreciable del líquido en las bandejas, en la columna y en el condensador.

Como primera etapa de cálculo, se debe determinar la relación mínima de reflujo. En la figura 13-89, el punto D, que representa el destilado, se encuentra sobre la diagonal, puesto que, se supone, hay un condensador total y $x_D = y_D$; el punto F representa la condición en la olla del alambique que coordina (x_{pi}, y_{pi}). El reflujo interno mínimo se representa mediante la pendiente de la línea DF.

$$(L/V)_{\min} = (y_D - y_{pi})/(x_D - x_{pi}) \qquad (13\text{-}151)$$

donde L es el flujo de líquido y V es el flujo de vapor, los dos valores en moles/h. Puesto que $V = L + D$ (donde D es el flujo de destilado) y la relación de reflujo externo R se define como $R = L/D$, se tiene

$$L/V = R/(R + 1) \qquad (13\text{-}152)$$

o bien,

$$R_{\min} = \frac{(L/V)_{\min}}{1 - (L/V)_{\min}} \qquad (13\text{-}153)$$

En la figura 13-90 se muestra la condición de reflujo mínimo para una curva de equilibrio con un punto de inflexión P. En este caso, el reflujo interno mínimo es

$$(L/V)_{\min} = (y_D - y_P)/(x_D - x_P) \qquad (13\text{-}154)$$

Por lo común, la relación de reflujo operacional es de 1.5 a 10 veces el mínimo. Al utilizar la curva de equilibrio de etanol-agua de la figura 13-90 extendiéndola a un punto conveniente para facilitar la lectura, $(L/V)_{\min} = (0.800 - 0.695)/(0.800 - 0.600) = 0.52$ y $R_{\min} = 1.083$.

Rectificación por lotes a reflujo constante Con un análisis similar al de alambique simple por lotes, Smoker y Rose [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **36**, 285 (1940)] desarrollaron la siguiente ecuación

$$\ln \frac{M_i}{M_f} = \int_{x_{pf}}^{x_{pi}} \frac{dx_p}{x_D - x_P} \qquad (13\text{-}155)$$

Un balance general de componentes da la acumulada composición promedio del destilado $x_{D,\,prom}$

$$x_{D,\,\text{prom}} = \frac{M_i x_{pi} - M_f x_{pf}}{M_i - M_f} \qquad (13\text{-}156)$$

Si se denomina Q la integral del lado derecho de la ecuación (13-155), el tiempo θ en horas para la destilación se puede determinar por medio de

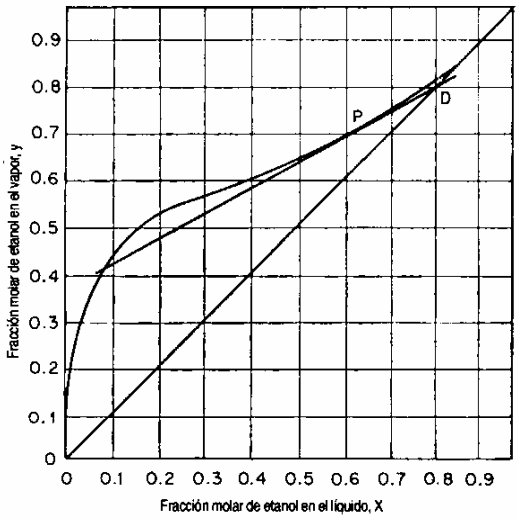


FIG. 13-90 Determinación del reflujo mínimo para una curva de equilibrio con inflexión.

$$\theta = (R + 1)\frac{M_i(e^Q - 1)}{Ve^Q} \qquad (13\text{-}157)$$

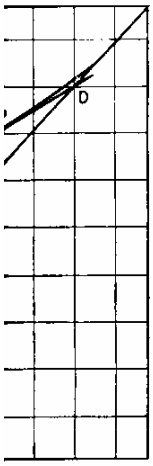
Otra ecuación alterna es

$$\theta = \frac{R + 1}{V}(M_i - M_f) \qquad (13\text{-}158)$$

Block [*Chem. Eng.*, **68**, 88 (Feb. 6, 1961)] da el desarrollo de esas ecuaciones. El procedimiento de cálculo se ilustra en la figura 13-91. Se trazan líneas de operación con la misma pendiente; pero con intersecciones en puntos distintos de la línea a 45 grados. El número de platos teóricos se escalona para determinar la composición de los productos del fondo en equilibrio. En la figura, la línea de operación L–I, con la pendiente L/V, trazada a partir del punto D_1, donde la composición del destilado es x_{D1}, tiene una composición del contenido de la obra en equilibrio de $x_{p1\text{-}3}$, para tres platos teóricos, x_{D2} tiene una composición de contenido de la olla en equilibrio de $x_{p\,2\text{-}3}$, etc. La realización de una integración gráfica del lado derecho de la ecuación (13-153) permite calcular $x_{D\text{prom}}$ a partir de la ecuación (13-156). Se necesita un cálculo por tanteos para determinar el valor de M_f que corresponde al valor especificado de $x_{D\text{prom}}$.

Para ilustrar el uso de estas ecuaciones, sea una mezcla de 520 moles de una mezcla de etanol-agua que contiene 18 moles por ciento de etanol para su destilación a 101.3 kPa (1 atm). La relación de vaporización es de 75 moles/h y la especificación del producto es de 80 moles % de etanol. Para este intento, se escoge $L/V = 0.75$, lo que corresponde a una relación de reflujo de $R = 3.0$. Si el sistema tiene siete platos teóricos (obsérvese que la olla se considera como un plato teórico), determínense la cantidad de moles de producto que se obtendrán, la composición de los residuos y el periodo que necesitará la destilación.

Con los datos de equilibrio de vapor-líquido, trácese un diagrama y-x. Luego, dibújense varias líneas de operación con una inclinación de 0.75. Obsérvese la composición en la intersección a 45 grados y grafíquense siete platos en cada una para encontrar el valor de equilibrio para los productos del fondo. Algunos resultados se dan en la siguiente tabla:



ına curva de equilibrio

(13-157)

(13-158)

arrollo de esas ecua-
la figura 13-91. Se
e; pero con intersec-
El número de platos
ión de los productos
peración *L–I*, con la
e la composición del
tenido de la obra en
ne una composición
a realización de una
ón (13-153) permite
e necesita un cálculo
orresponde al valor

mezcla de 520 moles
les por ciento de eta-
ión de vaporización
es de 80 moles % de
o que corresponde a
ne siete platos teóri-
plato teórico), deter-
btendrán, la compo-
la destilación.
rácese un diagrama
con una inclinación
ción a 45 grados y
ir el valor de equili-
idos se dan en la si-

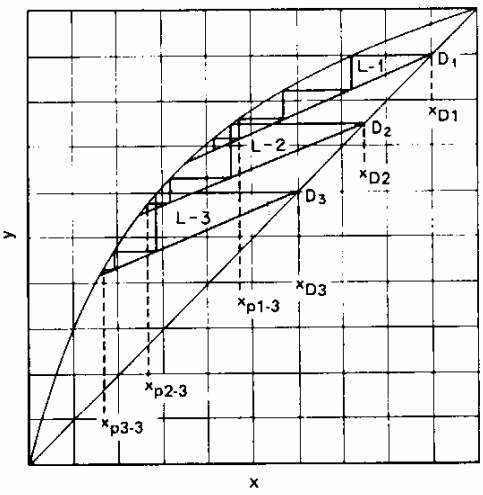


FIG. 13-91 Método gráfico para operaciones de reflujo constante.

x_D	x_p	$x_D - x_p$	$1/(x_D - x_p)$
0.800	0.323	0.477	2.097
.795	.245	.550	1.820
.790	.210	.580	1.725
.785	.180	.605	1.654
.780	.107	.673	1.487
.775	.041	.734	1.362

Utilícese un procedimiento de tanteo mediante la integración entre x_{pi} de 0.18 y varios límites inferiores y converge el procedimiento, trazando gráficamente los resultados. Se descubre que $x_{D\text{prom}} = 0.80$ cuando $x_{pf} = 0.04$, en cuyo momento, el valor de la integral = 0.205 = ln (M_i/M_f), de modo que $M_f = 424$ moles. Producto = $M_i - M_f = 520 - 424 = 96$ moles. A partir de la ecuación (13-157), se tiene que

$$\theta = \frac{(4)(520)(e^{0.205} - 1)}{(75)(e^{0.205})} = 5.2 \text{ h}$$

Rectificación por lotes a composición constante de domo Bogart [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **33**, 139 (1937)] desarrolló a la siguiente ecuación para este caso, suponiendo que la retención de la columna sea despreciable:

$$\theta = \frac{M_i(x_D - x_{pi})}{V} \int_{x_{pf}}^{x_{pi}} \frac{dx_p}{(1 - L/V)(x_D - x_p)^2} \qquad (13\text{-}159)$$

donde se definen los términos como antes. A continuación, se puede determinar la cantidad destilada por medio de

$$M_i - M_f = \frac{M_i(x_{pi} - x_{pf})}{x_D - x_{pf}} \qquad (13\text{-}160)$$

En la figura 13-92 se muestra el progreso de una destilación de reflujo variable. La composición de la destilación se mantiene constante, incrementando el reflujo, conforme se va haciendo cada vez más diluida la composición de la olla. Se trazan líneas de operación con pendientes variables ($= L/V$) desde la composición del destilado y se traza el número apropiado de platos para determinar la composición correspondiente de los productos del fondo.

Como ejemplo, sea la destilación a composición constante de la misma mezcla que se utilizó para el ejemplo del reflujo constante. Se compiló la tabla siguiente:

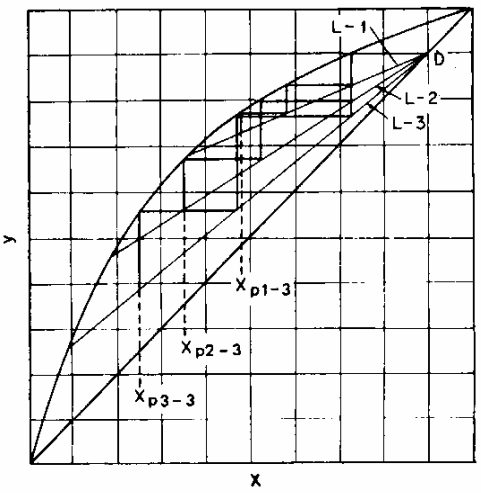


FIG. 13-92 Método gráfico para operaciones de composición constante.

L/V	x_p	$x_D - x_p$	$1/1 - L/V)(x_D - x_p)^2$
0.600	0.654	0.147	115.7
.700	.453	.348	27.5
.750	.318	.483	17.2
.800	.143	.658	11.5
.850	.054	.747	11.9
.900	.021	.780	16.4

Si se integra gráficamente el lado derecho de la ecuación (13-159), utilizando un límite para x_{pf} de 0.04, el valor de la integral es de 1.615 y el tiempo es:

$$\theta = \frac{(520)(0.800 - 0.180)(1.615)}{75} = 7.0 \text{ h}$$

La cantidad destilada se puede determinar mediante la ecuación (13-160).

$$M_i - M_f = \frac{(520)(0.180 - 0.040)}{0.800 - 0.040} = 96 \text{ mol}$$

Otros métodos operacionales Uno de los métodos de control más populares para destilaciones difíciles en laboratorio o industriales es la **operación de ciclaje**. La aplicación de este proceso a columnas industriales ha tenido resultados mixtos. La forma más común de control de ciclaje es hacer funcionar la columna a reflujo total, hasta que se establezca el equilibrio, retirando el destilado completo durante un periodo breve y, luego, volviendo al reflujo total. Un método alternativo consiste en interrumpir el flujo de vapor a la columna en forma periódica, mediante la utilización de una válvula de mariposa accionada por mediación de un solenoide, en la línea de vapor de la olla. En ambos casos, las ecuaciones necesarias para describir el sistema son muy complejas como lo demuestran Schrodt y asociados [*Chem. Eng. Sci.*, **22**, 759 (1967)]. El método más seguro para establecer las relaciones del ciclo es el de los ensayos experimentales con una columna en funcionamiento. Varios investigadores han sugerido también la posibilidad de programar la destilación por lotes para alcanzar la optimización del tiempo mediante una variación adecuada de la relación de reflujo. La obra de Coward [*Chem. Eng. Sci.*, **22**, 503 (1967)] contiene un análisis completo.

La *elección del modo operacional* depende de las características del sistema específico, las especificaciones de los productos y las preferencias del ingeniero, al establecer una secuencia de control. Es probable que el método más directo y común sea el de *reflujo constante*. El

funcionamiento se puede regular mediante un divisor de reflujo cronometrado, un controlador de la relación, o bien, sencillamente, un par de rotámetros. Puesto que la composición cambia con el tiempo, se debe encontrar alguna forma de estimar la composición promedio acumulada del destilado, para definir el punto extremo. Esto no constituye un problema cuando la especificación no es crítica o cuando se define con precisión el cambio de composición del destilado. Cuando la composición del destilado cambia lentamente conforme pasa el tiempo, resulta difícil determinar el punto de corte. Al funcionar con *composición constante* (reflujo variable), se alcanza automáticamente la especificación, si se puede enlazar el control a alguna variable física que sea sensible a la composición. La ventaja relativa, en lo que se refiere al índice, de los dos sistemas, depende de los materiales separados y el número de platos teóricos que hay en la columna. Los resultados de una comparación de rapidez de destilación, utilizando la misma composición inicial y final del contenido de la olla, para el sistema de benceno-tolueno, se dan en la figura 13-93. Se presenta una instrumentación típica de control en una obra de Block [*Chem. Eng.*, **74**,147, (Jan. 16, 1967)]. Los procedimientos de control para el funcionamiento de *ciclaje del reflujo y el vapor* y para el proceso de *tiempo óptimo*, son en gran parte un asunto que depende de las pruebas empíricas.

Efecto de la retención en la columna Cuando la retención de un líquido en las bandejas o platos y en el condensador no es despreciable en comparación con la retención en el rehervidor, la composición del destilado a una relación de reflujo constante cambia con el tiempo con una rapidez diferente que cuando la retención en la columna es despreciable. Hay dos efectos que hacen que varíe la rapidez. En primer lugar, con una retención apreciable en la columna, la composición de la carga que va al rehervidor será más alta en el componente ligero que la composición del líquido en el rehervidor al comienzo de la destilación; la razón es que, antes de iniciar el retiro del producto, se debe suministrar la retención de la columna y su composición promedio es más alta que la del líquido de carga del que procede. Así, pues, cuando se inicia el retiro del producto del domo, la composición en el rehervidor será más baja que lo que sería si no hubiera retención en la columna, y la separación resulta más difícil. El segundo efecto de la retención en la columna es hacer más lenta la velocidad de intercambio de los componentes; la retención ejerce un efecto de inercia que evita que la composición cambie con tanta rapidez como lo haría de otro modo y, por lo común, mejora la separación. Puesto que esos dos efectos se producen al mismo tiempo y su importancia cambia en el curso de

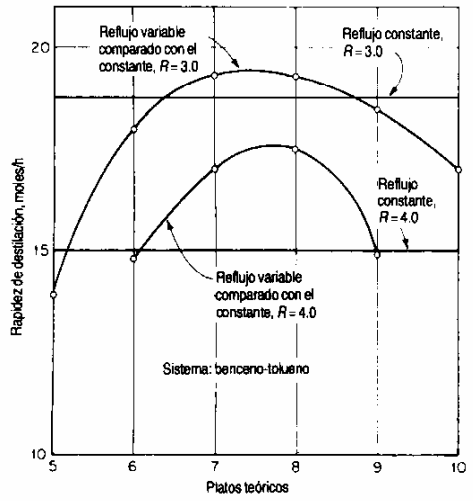


FIG. 13-93 Comparación de modos de operación para una columna por lotes.

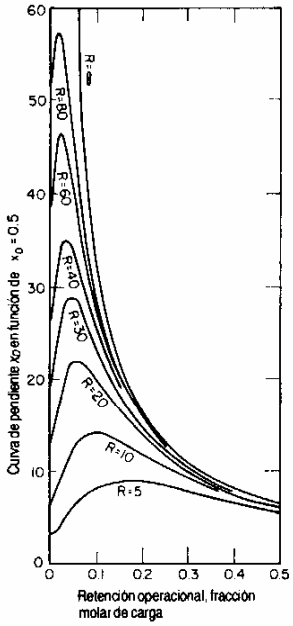


FIG. 13-94 Finura de la separación por lotes en función de la retención operacional y la relación de reflujo (L/D) para una mezcla equimolar de ciclohexano-*n*-heptano en columnas con 25 platos teóricos [Houtman y Husain, *Chem. Eng. Sci.*, **5**, 180 (1956)].

la destilación, es difícil predecir si el efecto general de la retención será provechoso o perjudicial; resulta igualmente difícil estimar la magnitud del efecto de retención.

Pigford, Tepe y Garrahan [*Ind. Eng. Chem.*, **43**, 2592 (1951)] presentan un análisis más detallado de los efectos de la retención. Dichos autores predicen los efectos de la retención en la columna sobre la *finura de la separación* mediante soluciones obtenidas por computadora para las ecuaciones diferenciales pertinentes. Rose y colaboradores [*Ind. Eng. Chem.*, **32**, 668, 673 (1940); **33**, 594 (1941); **42**, 1876, 2145 (1950); **43**, 2459, 2608 (1951); **44**, 1480 (1952); y *Chem. Eng. Prog.*, **48**, 549 (1952); **49**, 15 (1953)] contribuyeron mucho a la teoría sobre este tema e investigaron también experimentalmente los efectos de la retención.

Los métodos de Pigford y Rose permiten predecir una curva de destilación (como la de la Fig. 13-87) para cualquier conjunto dado de condiciones, mediante la resolución por computadora de las ecuaciones diferenciales bastante complejas que se aplican. No obstante, una ecuación desarrollada por Zuiderweg [*Chem. Ind. Tech.*, **25**, 297 (1953)] permite que se haga un cálculo directo de la relación de reflujo que se necesita para obtener cierta finura de separación para valores dados de retención en la columna y números dados de platos; las relaciones de Zuiderweg aparecen también en un artículo de Houtman y Husain [*Chem. Eng. Sci.*, **5**, 178 (1956)]. En la figura 13-94 se muestra un resultado típico, tomado de la última referencia. Más recientemente, Converse y sus colaboradores [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **4**, 475 (1965)] escribieron los efectos de la retención sobre la optimización de la destilación por lotes y presentaron un método aproximado para tomar en cuenta este efecto.

Procedimientos rigurosos de cálculo basados en computadoras Es obvio que un conjunto de curvas, como las mostradas en la figura 13-93, para una mezcla binaria son muy tediosas de obtener por métodos manuales. Las curvas mostradas en la figura 13-88, para una destilación intermitente de componentes múltiples son extremadamente difíciles de de-

sarrollar por métodos manuales. Por consiguiente, desde principios de la década de los sesenta, cuando se dispuso de grandes computadores digitales, se generó interés en desarrollar los procedimientos rigurosos de cálculo, para la destilación intermitente de mezclas binarias y de componentes múltiples. Para mezclas binarias, con volatilidad relativamente constante, Huckaba y Danly [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **6**, 335 (1960)] desarrollaron un programa para computadora en el que se suponía una retención de masa constante en los platos, una operación adiabática del plato y relaciones lineales de entalpía, pero incluía los balances de energía alrededor de cada plato y permitía el uso de platos que no estaban en equilibrio, por medio de las eficiencias especificadas para los platos. Se proporcionaron los datos experimentales para hacer válida la simulación. Meadows [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.* **46**, **59**, 48 (1963)] presentó un modelo de destilación intermitente con multicomponentes, que incluía las ecuaciones de los balances de energía, materia y volumen alrededor de los platos teóricos. Las únicas suposiciones que se hicieron fueron las de un perfecto mezclado en cada plato, una retención despreciable de vapor, una operación adiabática y la retención de un volumen constante en el plato. Distefano [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **14**, 190 (1968)] amplió el modelo y desarrolló un procedimiento de solución basado en computadora, que se utilizó para simular satisfactoriamente varias columnas comerciales de destilación intermitente. Más recientemente, Boston y cols. [*Foundations of Computer-Aided Chemical Process Design*, vol. II, ed. by Mah y Seider, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1981, p. 203] amplió aún más el modelo, proporcionó una variedad de conjuntos prácticos de especificaciones y utilizó procedimientos numéricos modernos y ecuaciones, para manejar eficientemente la naturaleza no lineal y, con frecuencia, complicada del problema que representa la destilación intermitente de multicomponentes. El modelo más simple de Distefano se utilizará para mostrar la naturaleza no lineal y difícil de esta destilación.

Considérese una operación simple de destilación intermitente o de multicomponentes, como la que aparece en la figura 13-95. La columna de destilación consta de una olla o recalentador, una columna con N platos teóricos o el empaque equivalente y un condensador y su tambor de reflujo. La mezcla a destilar se carga en el recalentador, al cual se suministra calor. El vapor que sale por el plato superior se condensa totalmente y se drena hacia el tambor de reflujo. Inicialmente, no se extrae destilado del sistema, sino que se establece una condición de reflujo total, a una velocidad determinada de vapor. Posteriormente, comenzando con el tiempo $t = 0$, se extrae destilado, a una velocidad molar constante y se envía a un recibidor, que no aparece en la figura 13-95. En forma simultánea, se establece una razón fija de reflujo, de tal manera que la velocidad del vapor de la parte superior no cambie, a reflujo total. Opcionalmente, el calor que se suministra al recalentador se puede mantener constante y permitirse que varíe en proporción a la velocidad del destilado. Las ecuaciones de Distefano, para una columna de destilación operada de este modo son las siguientes (después de un reacomodo menor), donde i,j se refiere al i-ésimo de C componentes en la mezcla y al j-ésimo de N platos teóricos.

Los balances molares de los 3s, para el condensador total con tambor de reflujo, los platos y el recalentador, son, respectivamente

$$\frac{dx_{i,0}}{dt} = -\left[\frac{L_0 + D + \dfrac{dM_0}{dt}}{M_0}\right] x_{i,0} + \left[\frac{V_1 K_{i,1}}{M_0}\right] x_{i,1} \qquad i = 1 \text{ para } C \quad (13\text{-}161)$$

$$\frac{dx_{i,j}}{dt} = \left(\frac{L_{j-1}}{M_j}\right) x_{i,j-1} - \left[\frac{L_j + K_{i,j}V_j + \dfrac{dM_j}{dt}}{M_j}\right] x_{i,j} + \left[\frac{K_{i,j+1}V_{j+1}}{M_j}\right] x_{i,j+1} \qquad i = 1 \text{ para } C \quad j = 1 \text{ para } N \quad (13\text{-}162)$$

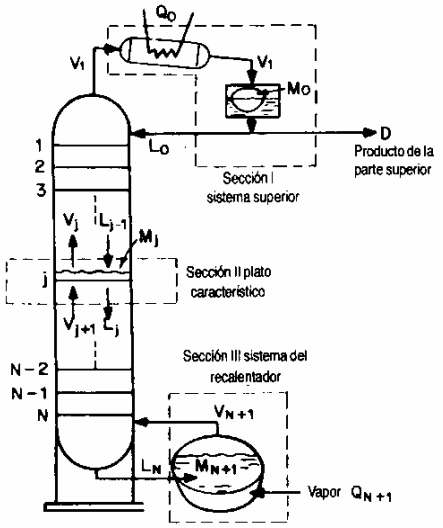


FIG. 13-95 Diagrama esquemático de una columna de destilación intermitente. [Distefano, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, 14, 190 (1968)].

$$\frac{dx_{i,N+1}}{dt} = \left(\frac{L_N}{M_{N+1}}\right) x_{i,N} - \left[\frac{V_{N+1}K_{i,N+1} + \dfrac{dM_{N+1}}{dt}}{M_{N+1}}\right] x_{i,N+1} \qquad i = 1 \text{ para } C \quad (13\text{-}163)$$

donde $L_0 = RD$

El balance total molar para el condensador total con tambor de reflujo y los platos es, respectivamente,

$$V_1 = D(R + 1) + \frac{dM_0}{dt} \quad (13\text{-}164)$$

$$L_j = V_{j+1} + L_{j-1} - V_j - \frac{dM_j}{dt} \qquad j = 1 \text{ para } N \quad (13\text{-}165)$$

El balance de energía en el j-ésimo plato es;

$$V_{j+1} = \frac{1}{(H_{V_{j+1}} - H_{L_j})}\left[V_j(H_{V_j} - H_{L_j}) - L_{j-1}(H_{L_{j-1}} - H_{L_j}) + M_j\frac{dH_{L_j}}{dt}\right] \qquad j = 2 \text{ para } N+1 \quad (13\text{-}166)$$

donde H_V y H_L son las entalpías molares del vapor y líquido, respectivamente.

Los equilibrios de las fases:

$$y_{i,j} = K_{i,j}x_{i,j} \qquad i = 1 \text{ para } C \quad j = 1 \text{ para } N+1 \quad (13\text{-}167)$$

La suma de las fracciones mol:

$$\sum_i y_{i,j} = \sum_i K_{i,j}x_{i,j} = 1.0 \qquad j = 0 \text{ para } N+1 \quad (13\text{-}168)$$

Las retenciones molares en el condensador con tambor de reflujo, los platos y el recalentador:

$$M_0 = G_0\rho_0 \quad (13\text{-}169)$$

$$M_j = G_j\rho_j \qquad j = 1 \text{ para } N$$

$$M_{N+1} = M^0_{N+1} - \sum_{j=0}^{N} M_j - \int_0^t D\,dt \quad (13\text{-}170)$$

donde G representa la retención a volumen constante, M^0_{N+1} es la carga inicial molar al recalentador y ρ es la densidad del líquido.

Los balances de energía en el condensador y recalentador son, respectivamente:

$$Q_0 = V_1(H_{V1} - H_{L0}) - M_0\frac{dH_{L0}}{dt} \quad (13\text{-}171)$$

$$Q_{N+1} = V_{N+1}(H_{VN+1} - H_{LN+1}) - L_N(H_{LN} - H_{LN+1}) + M_{N+1}\left(\frac{dH_{LN+1}}{dt}\right) \quad (13\text{-}172)$$

La ecuación (13-172) se reemplaza por la siguiente ecuación del balance total de energía, si se especifica Q_{N+1} en lugar de D:

$$D = \frac{Q_{N+1} - H_{V1}\left(\frac{dM_0}{dt}\right) - \sum_{j=1}^{N+1}\left(\frac{d(M_jH_{Lj})}{dt}\right)}{(R+1)H_{V1} - RH_{L0}} \quad (13\text{-}173)$$

Con D y R especificadas, las ecuaciones (13-161) a (13-173) representan un conjunto acoplado de $(2CN + 3C + 4N + 7)$ ecuaciones, que constituyen un problema del valor inicial con un número igual de incógnitas dependientes del tiempo, a saber $(CN + 2C)x_{i,j}$, $(CN + C)y_{i,j}$, $(N)L_j$, $(N + 1)V_j$, $(N + 2)T_j$, $(N + 2)M_j$, Q_0, y Q_{N+1}, donde las condiciones iniciales, a $t = 0$, para todas las incógnitas se obtienen, al determinar la condición de régimen permanente a reflujo total, para las especificaciones del número de etapas teóricas, la cantidad y composición de la carga inicial, las retenciones de volumen y la velocidad molar del vapor, que sale de la etapa superior y entra al condensador.

Se han analizado varios procedimientos para resolver las ecuaciones (13-161) a (13-173), que van desde un método de partición total, para resolver las ecuaciones una por una, como el mostrado por Distefano, hasta el método completamente simultáneo. Independientemente del método utilizado, por lo general, se pueden aplicar las siguientes consideraciones:

1. Las derivadas o velocidades de cambio de la retención de líquido en el plato y el sistema condensador y tambor de reflujo, con respecto al tiempo son lo suficientemente pequeñas, en comparación con las velocidades totales de flujo, que se pueden estimar con estas derivadas, por medio de cambios en los incrementos sobre el paso anterior de tiempo. Las derivadas de la entalpía del líquido con respecto al tiempo se pueden aproximar del mismo modo. La derivada de la retención de líquido en el recalentador, también puede aproximarse de la misma manera, excepto cuando las razones de reflujo son bajas.

2. Las ecuaciones diferenciales ordinarias (13-161) a (13-163), para las velocidades de cambio de las fracciones mol de las fases líquidas son no lineales, porque los coeficientes de $x_{i,j}$ cambian con respecto al tiempo. Por consiguiente, deben utilizarse métodos numéricos de integración, con relación al tiempo. Además, las ecuaciones pueden ser difíciles de integrar en forma rápida y precisa, porque pueden constituir un sistema llamado duro, como lo consideró Gear (*Numerical Initial Value Problems in Ordinary Differential Ecuations*, Prentice Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1971). La selección del paso de tiempo, para los procedimientos simples numéricos (como por ejemplo, los métodos de Euler y Runge-Kutta) de los conjuntos de integración de las ecuaciones diferenciales ordinarias en los problemas del valor inicial pueden estar regulados por consideraciones de estabilidad o error de truncamiento. Los errores de truncamiento de las variables dependientes, apenas se pueden apreciar y, por lo general, se acumulan en forma gradual, con el tiempo. Generalmente, la inestabilidad causa errores repentinos y severos, que son muy notables. Cuando las ecuaciones son duras, deben utilizarse controles de estabilidad y pasos extremadamente pequeños de tiempo, para evitar la inestabilidad. Una medida común de la severidad de la dureza es la razón de dureza $|\lambda|_{máx}/|\lambda|_{mín}$, donde λ es un valor propio, para la matriz jacobiana del conjunto de ecuaciones diferenciales ordinarias. Para las ecuaciones (13-161) a (13-163), el jacobiano de la matriz es tridiagonal, si las ecuaciones y variables se acomodan por etapas (de arriba hacia abajo), para cada componente en orden. Por ejemplo, para dos componentes, un condensador, un plato de equilibrio y un recalentador, la matriz es como sigue:

Para una matriz general del jacobiano, que pertenece a C componentes y N platos teóricos, como lo demostró Distefano [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **14**, 946(1968)] se puede utilizar el teorema del círculo de Gerschgorin (Varga, Matrix Iteration Analysis, Prentice Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1962), para obtener los límites máximos y mínimos en los valores propios absolutos. En consecuencia,

$$|\lambda|_{máx} \leq \max_{j=1,N}\left[\left(\frac{L_{j-1}}{M_j}\right) + \left(\frac{L_j + K_{i,j}V_j + \frac{dM_j}{dt}}{M_j}\right) + \left(\frac{K_{i,j+1}V_{j+1}}{M_j}\right)\right]$$

El máximo valor propio absoluto corresponde al componente con el valor más grande de K ($K_{i,j}$) y el plato con la retención más pequeña. Por consiguiente, si se desprecian la derivada y cualquier variación de L_j, V_j y $K_{i,j}$

$$|\lambda|_{máx} \simeq 2\left[\frac{L_j + K_{i,j}V_j}{M_j}\right] \quad (13\text{-}174)$$

Con un desarrollo similar, el límite mínimo superior del valor propio corresponde al componente con el valor más grande de K y a la retención más grande, que se presenta en el recalentador. Por consiguiente,

$$|\lambda|_{mín} = \left[\frac{L_N + K_{L,N}V_N}{M_{N+1}}\right] \quad (13\text{-}175)$$

En consecuencia, el límite inferior de la razón de dureza, al iniciarse la destilación intermitente está dado aproximadamente por

$$\frac{|\lambda|_{máx}}{|\lambda|_{mín}} = 2\left(\frac{M^0_{N+1}}{M_N}\right)$$

donde M_{N+1} y M_N representan las retenciones molares en el recalentamiento inicial y en el plato del fondo, respectivamente. En el problema de muestra, presentado por Distefano (*ibid*), para el cambio más pequeño, la razón aproximada de dureza inicial es del orden de 250, que no se considera un valor particularmente grande. Al utilizar el método explícito de integración, se requieren aproximadamente 600 incrementos de tiempo, que están controlados por criterios de estabilidad, para destilar 98% de la carga.

En el otro extremo de los problemas de muestra de Distefano, para la carga inicial más grande, la máxima razón de dureza es del orden de 1500, que se considera un valor relativamente grande. En este caso, se requieren más de 10 000 incrementos de tiempo, para destilar 90% de la carga inicial y el problema se maneja mejor con un integrador de dureza.

En el método de Distefano, las ecuaciones (13-161) a (13-173) se resuelven con una condición inicial de reflujo total, a $L_0 = D(R+1)$, a partir de las especificaciones. A $t = 0$, L_0 se reduce, para iniciar la extracción de destilado. Por lo tanto, el procedimiento de cálculo es el siguiente:

1. Reemplácese L_j^0 por $L_j^0 - D$, pero manténgase V_j^0 y todos los demás valores iniciales del cálculo del reflujo total.

2. Reemplácense las derivadas de la retención en las ecuaciones (13-161) a (13-163) por las ecuaciones del balance de materia de las etapas totales (es decir, $dM_j/dt = V_{j+1} + L_{j-1} - V_j - L_j$) y resuélvanse las ecuaciones resultantes una por una, por medio del paso predictor del método de integración explícita, para un incremento de tiempo que se determina mediante consideraciones de estabilidad y truncamiento. Si las fracciones mol para un plato en especial no suman 1, normalícelas.

3. Calcúlese un nuevo conjunto de temperaturas de la etapa, con base en la ecuación (13-168) y calcúlese el conjunto correspondiente de fracciones mol de la fase vapor, a partir de la ecuación (13-167).

os y mínimos en los

$$\frac{dM_j}{dt}\Bigg)$$

$$+\left(\frac{K_{i,j+1}V_{j+1}}{M_j}\right)\Bigg]$$

componente con el
ación más pequeña.
alquier variación de

(13-174)

lor del valor propio
de de K y a la reten-
r. Por consiguiente,

(13-175)

ureza, al iniciarse la
ite por

ares en el recalenta-
nte. En el problema
el cambio más pe-
el orden de 250, que
Al utilizar el método
damente 600 incre-
erios de estabilidad,

de Distefano, para la
es del orden de 1500,
ste caso, se requieren
90% de la carga ini-
r de dureza.
51) a (13-173) se re-
$L_0 = D(R+1)$, a partir
iciar la extracción de
es el siguiente:
e V_j^0 y todos los de-

las ecuaciones (13-
nateria de las etapas
suélvanse las ecua-
predictor del méto-
e tiempo que se de-
y truncamiento. Si
han 1, normalícelas.
as de la etapa, con
nto correspondiente
uación (13-167).

4. Calcúlense las densidades del líquido, las retenciones molares de los platos y del condensador con tambor de reflujo y las entalpías del licor y vapor. Determínense las derivadas de retención y entalpías con respecto al tiempo, por aproximaciones de diferencias directas.

5. Con base en las ecuaciones (13-164) a (13-166) calcúlese un nuevo conjunto de valores de las velocidades molares de flujo del líquido y el vapor.

6. Calcúlese la retención molar del recalentador, con base en la ecuación (13-170).

7. Repítanse los pasos 2 a 6, con un paso corrector, para el mismo incremento de tiempo. Repítanse nuevamente cualesquiera de los pasos predictores y/o predictores correctores que sean aconsejables. Distefano (*ibid.*) analiza y compara varios métodos explícitos adecuados.

8. Calcúlense las velocidades de transferencia de calor en el condensador y el recalentador, a partir de las ecuaciones (13-171) y (13-172).

9. Repítanse los pasos 2 a 8, para incrementos subsecuentes de tiempo, hasta que se haya extraído la cantidad deseada de destilado.

Métodos más flexibles y eficientes, que pueden hacer frente a la dureza, en los cálculos de destilación intermitente utilizan los procedimientos estables de integración implícita, como por ejemplo, el método de Gear (*op. cit.*). Boston y cols. (*op. cit.*) analizan este método, que también utiliza una técnica de resolución de las ecuaciones con dos separaciones, conocida como el algoritmo "dentro-fuera", que puede manejar cargas con puntos de ebullición amplios y estrechos, aun cuando se formen mezclas no ideales en grado sumo. Además de las características del modelo de Distefano, el modelo de Boston *et. al.* permite las alimentaciones múltiples, la extracción de las corrientes laterales, la transferencia de calor en los platos y el destilado de vapor, y divide el proceso de destilación intermitente en una secuencia de pasos de operación. Al principio de cada paso, el recalentador puede recibir una carga adicional, los receptores de destilado y de las corrientes laterales se pueden vaciar y el depósito de alimentación se puede rellenar. Las especificaciones para un paso de operación incluyen la alimentación, la extracción de la corriente lateral y las velocidades de transferencia de calor en los platos. Además, dos de las cinco variables siguientes deben especificarse: la razón de reflujo, la velocidad de destilado, la velocidad del vapor rehervido, las cargas del condensador y la carga del recalentador. Un paso de operación termina cuando se alcanza un criterio especificado, que se selecciona de la siguiente lista: la duración del periodo, la pureza de un componente en el recalentador, el destilado o el acumulador de destilado, la cantidad de material en el recalentador o en el acumulador de destilado y la temperatura del recalentador o condensador. La pureza se especifica de tal modo que se cubre la pureza que se incrementa o decrementa. Por último, la configuración y condiciones de operación de la columna (número de platos, retenciones, presiones en los platos y las velocidades de transferencia de calor en los platos, la alimentación y las corrientes laterales) se pueden cambiar al principio de cada pasodeoperación. Además, laspropiedades físicas se pueden calcular, a partir de varias correlaciones, que incluyen los modelos de las ecuaciones de estado y de los coeficientes de actividad.

Ejemplo 11: Cálculo de una destilación intermitente de multicomponentes
Una carga de 45.4 kg · mol (100 lb · mol) con 25% mol de benceno, 50% mol de monoclorobenceno (MCB) y 25% mol de ortodiclorobenceno (DCB) se destila en una torre intermitente, que consta de un recalentador, una columna con 10 etapas teóricas, un condensador total, un tambor de reflujo y un acumulador de destilado. Las retenciones en el condensador con tambor de reflujo y los platos son 0.0056 y 0.00056 m^3 (0.2 y 0.02 pie^3), respectivamente. Las presiones son 101.3, 107.6, 117.2 y 120.7 kPa (14.696, 15.6, 17 y 17.5 psia) a la salida del condensador, la etapa superior, la etapa de fondo y el recalentador, respectivamente. En un principio, la columna se opera en condiciones de reflujo total, con una velocidad del vapor rehervido, que sale del recalentador de 45.4 (kg · mol)/h[100(lb · mol)/h]. Posteriormente, a $t = 0$, la velocidad del vapor rehervido se incrementa a 90.8 (kg · mol)/h[200(lb · mol)/h] y la razón de reflujo se establece a 3. En estas condiciones, el lote se destila en tres pasos. En el primero, que se diseñó para obtener un producto rico en benceno termina cuando la fracción mol de benceno en el destilado, que se envía al acumulador ha disminuido hasta 0.100, o bien, después de 2 h. El objeto del segundo paso de operación es la recuperación de un producto rico en MCB y termina cuando la fracción mol del MCB en el destilado, disminuye hasta 0.400, o bien, después de un periodo de 2 h, desde que se inició este paso. La tercera etapa termina cuando la fracción mol de DCB, en el recalentador alcanza un valor de 0.98, o bien, después de 2 h de iniciada esta etapa. Se suponen condiciones de las soluciones y los gases, de tal manera que se pueda utilizar la ley de Raoult para obtener los valores de K. Los cálculos se realizaron por medio del método de Boston y cols. (*op. cit.*).

En primer lugar, la condición de reflujo total se calcula, por medio de una serie de cómputos etapa por etapa desde el recalentador hasta el condensador. Para el primer conjunto de cálculos, se supone que la composición del recalentador es igual a la de la carga inicial. Esta composición se ajusta, mediante un balance de materia, para iniciar cada uno de los conjuntos subsecuentes, hasta llegar a la convergencia. Los resultados se muestran en la tabla 13-30. Con base en estos datos, la razón inicial de dureza es aproximadamente [2(99.74)/0.01218] = 16 400. Por consiguiente, las ecuaciones son bastante duras y se prefirió un método de integración implícita. El detalle de las condiciones calculadas al final del primer paso de operación aparecen en la tabla 13-31. Un breve resumen de las condiciones para cada uno de los tres pasos de operación se calculó como sigue:

TABLA 13-30 Condiciones de reflujo total

				x		
Etapa	T, °F	L, (lb · mol)/ h	M, lb · mol	Benceno	MCB	DCB
Condensador	175.94	116.4	0.1307	1.000	0.525×10^{-7}	0.635×10^{-15}
1	179.46	117.4	0.01304	1.000	0.266×10^{-6}	0.164×10^{-13}
2	180.05	117.5	0.01303	1.000	0.135×10^{-5}	0.424×10^{-12}
3	180.64	117.5	0.01303	1.000	0.683×10^{-5}	0.109×10^{-10}
4	181.22	117.6	0.01302	1.000	0.344×10^{-4}	0.279×10^{-9}
5	181.80	117.7	0.01302	1.000	0.173×10^{-3}	0.711×10^{-8}
6	182.41	117.7	0.01301	0.999	0.871×10^{-3}	0.180×10^{-6}
7	183.14	117.5	0.01300	0.996	0.435×10^{-2}	0.454×10^{-5}
8	184.54	116.4	0.01295	0.979	0.209×10^{-1}	0.112×10^{-3}
9	189.08	111.8	0.01278	0.901	0.965×10^{-1}	0.250×10^{-2}
10	205.91	100.0	0.01218	0.642	0.319	0.389×10^{-1}
Recalentador	250.96	0.0	99.74	0.248	0.501	0.251

NOTA: La carga del recalentador = 1 549 000 Btu/h. Para convertir grados Fahrenheit a grados Celsius °C = (° F − 32)/1.8; para convertir (lb · mol)/h, multipliquese por 0.454 y para convertir lb · mol a kg · mol, multipliquese por 0.454.

	Paso de operación		
	1	2	3
Tiempo del paso de operación, h	0.5963	0.7944	0.04828
Número de incrementos de tiempo	201	154	39
Destilado acumulado			
lb · mol totales	33.38	41.99	2.361
Fracciones mol			
Benceno	0.7360	0.0103	0.74×10^{-10}
MCB	0.2640	0.9537	0.2872
CDB	0.45×10^{-6}	0.036	0.7128
Retención del recalentador			
lb · mol totales	66.40	24.43	22.08
Fracciones mol			
Benceno	0.0063	0.63×10^{-11}	0.20×10^{-12}
MCB	0.6172	0.0448	0.0200
DCB	0.3765	0.9552	0.9800
Temperaturas, °F			
Salida del condensador	251.58	308.60	330.17
Salida del recalentador	301.67	362.63	366.39
Cargas de calor, millones de Btu/h			
Condensador	3.313	3.472	3.456
Recalentador	3.295	3.469	3.433

NOTA: Para convertir grados Fahrenheit a Celsius, °C = (°F − 32)/1.8; para convertir (lb · mol) a (kg · mol) multiplíquese por 0.454 y para convertir BtV por hora a kilojoules por hora multiplíquese por 1.055.

TABLA 13-31 Condiciones al final del primer paso de operación

Tiempo = 0.5963 h

		(lb · mol)/h			y			x		
Etapa	T, °F	V	L	M, lb · mol	Benceno	MCB	DCB	Benceno	MCB	DCB
Condensador	251.58	0	154.6	0.1113	.....	.....	.....	0.100	0.900	0.292×10^{-5}
1	267.69	206.1	157.5	0.01992	0.0994	0.901	0.293×10^{-5}	0.276×10^{-1}	0.972	0.124×10^{-4}
2	271.21	209.0	158.0	0.01088	0.0449	0.955	0.101×10^{-4}	0.121×10^{-1}	0.988	0.405×10^{-4}
3	272.48	209.5	158.1	0.01087	0.0331	0.967	0.312×10^{-4}	0.884×10^{-2}	0.991	0.124×10^{-3}
4	273.28	209.6	158.2	0.01086	0.0306	0.969	0.943×10^{-4}	0.818×10^{-2}	0.991	0.373×10^{-3}
5	273.99	209.7	158.2	0.01085	0.0301	0.970	0.282×10^{-3}	0.806×10^{-2}	0.991	0.111×10^{-2}
6	274.75	209.7	158.1	0.01084	0.0300	0.969	0.839×10^{-3}	0.803×10^{-2}	0.989	0.329×10^{-2}
7	275.72	209.6	157.7	0.01083	0.0300	0.967	0.249×10^{-2}	0.801×10^{-2}	0.982	0.969×10^{-2}
8	277.29	209.2	156.6	0.01080	0.0300	0.963	0.731×10^{-2}	0.794×10^{-2}	0.964	0.280×10^{-1}
9	280.50	208.1	154.0	0.01073	0.0301	0.949	0.211×10^{-1}	0.772×10^{-2}	0.915	0.770×10^{-1}
10	287.47	205.4	148.5	0.01057	0.0302	0.912	0.577×10^{-1}	0.720×10^{-2}	0.803	0.189
Recalentador	301.67	200.0	0	66.40	0.0304	0.829	0.141	0.634×10^{-2}	0.617	0.376

NOTA: Para convertir (lb · mol)/h a (kg · mol)/h, multiplíquese por 0.454 y para convertir lb · mol a kg · mol, multiplíquese por 0.454.

Con base en esta tabla, fueron necesarios un total de 394 incrementos de tiempo, para destilar las 22.08 lb · mol de la carga inicial de 99.74 lb · mol, con la condición establecida de reflujo total. Si este problema hubiera sido resuelto por medio de un integrador explícito, se habrían necesitado aproximadamente 25 000 incrementos de tiempo.

En la figura 13-96 aparece la gráfica de la composición instantánea del destilado (o reflujo) en función del destilado total acumulado, para los tres pasos de operación. Con base en estos resultados, un horario opcional de los pasos de operación puede programarse, para obtener tres cortes relativamente ricos y dos cortes intermedios, que se recirculan al siguiente lote. Un ejemplo es como sigue:

		Composición, fracciones mol		
Corte	Cantidad, lb · mol	Benceno	MCB	DCB
Rico en benceno	17.750	0.99553	0.00447	0.00000
Recirculación 1	15.630	0.44120	0.55880	0.00000
Rico en MCB	37.195	0.01164	0.98821	0.00015
Recirculación 2	7.155	0.00000	0.55430	0.44570
Rico en DCB	22.078	0.00000	0.02000	0.98000
Retención residual	0.192	0.00000	0.11980	0.88020
Total	100.00	0.25000	0.50000	0.25000

NOTA: Para convertir lb · mol a kg · mol, multiplíquese por 0.454.

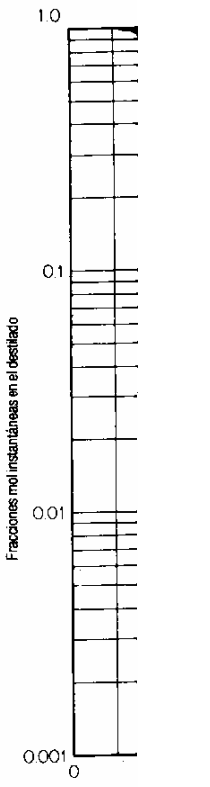


FIG. 13-96 Perfil de
ción intermitente de m

Como lo analizaron
36, **57**, 2, (1961)],
operación continua
los procedimientos
de transición entre
turbaciones y varia
sidencia y las ve
estrategias de oper
rada de las variacio
resumió Schrodt [*I*
miento dinámico pu
ra obtener la llamad
pueden agregarse co
trolarse, mediante l
llamada respuesta
considerar el uso de

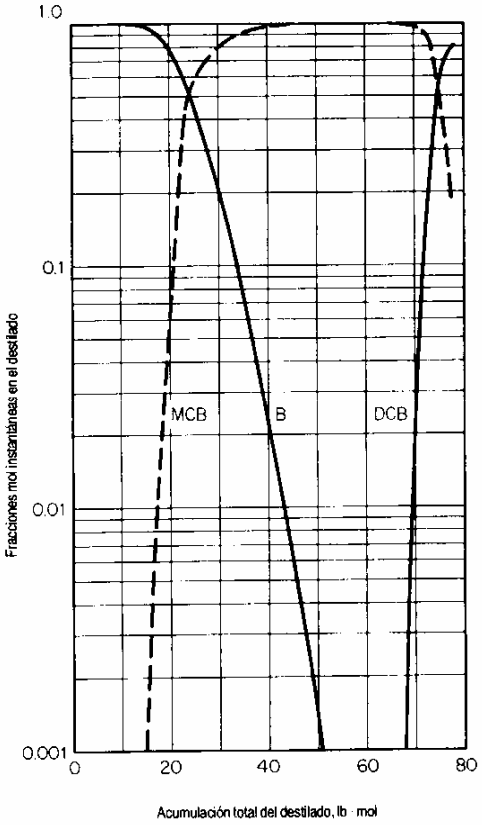


FIG. 13-96 Perfil de composiciones del destilado, para el ejemplo de destilación intermitente de multicomponentes.

De estos resultados, 22.98 lb · mol, o aproximadamente 23% de la carga se recircularía para su redestilación. Todos los tres productos tienen una pureza, al menos de 98% en moles.

Destilación azeotrópica por lotes Se usan mucho las columnas por lotes para separaciones azeotrópicas. En lugar de utilizar columnas múltiples, se separan los cortes en almacenamiento para reutilización o destilación posterior. Por ejemplo, en la separación de *n*-butanol-agua, el proceso se inicia al cargar la mezcla original en la olla del alambique (Fig. 13-97). En la primera destilación, la fase de agua se acumula en un tanque de almacenamiento para procesamiento posterior. El segundo corte es una mezcla intermedia, rica en butanol, con las trazas restantes de agua. Se almacena también, para agregarse al lote siguiente. Los líquidos restantes son esencialmente *n*-butanol puro; pero también se pueden destilar para eliminar las impurezas. Si es así, la porción final del material se agrega a los lotes sucesivos hasta que se acumulen suficientes impurezas como para requerir la depuración. La fase de agua acumulada de varios lotes se destila. El destilado que contiene butanol se agrega al material de llegada y el agua restante de la olla se purga.

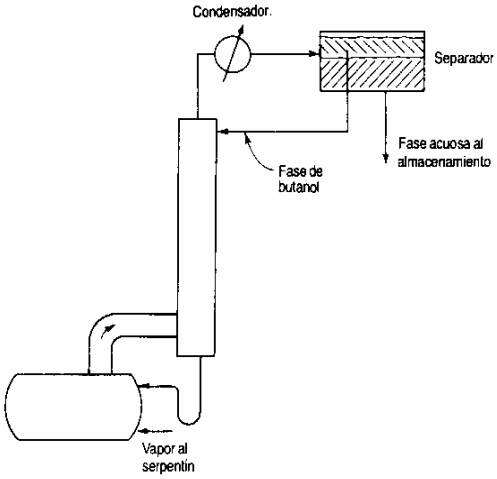


FIG. 13-97 Destilación azeotrópica de agua a partir de *n*-butanol en una columna por lotes.

DESTILACIÓN DINÁMICA

Como lo analizaron en detalle Archer y Rothfus [*Chem. Eng. Prog.*, *36*, **57**, 2, (1961)], el comportamiento dinámico o transitorio de una operación continua de destilación es importante para determinar **1)** los procedimientos de puesta en marcha y paro, **2)** las trayectorias de transición entre los estados permanentes, **3)** el efecto de las perturbaciones y variaciones sobre el control, **4)** los tiempos de residencia y las velocidades de transferencia de masa y **5)** las estrategias de operación, que puede involucrar la imposición deliberada de las variaciones u oscilaciones cíclicas controladas, como lo resumió Schrodt [*Ind. Eng. Chem.*, **59**(6)], 58 (1967). El comportamiento dinámico puede analizarse sin controladores en el sistema, para obtener la llamada respuesta de circuito abierto. En forma opcional, pueden agregarse controladores, para ciertas variables que deben controlarse, mediante la manipulación de otras variables, para obtener la llamada respuesta de circuito cerrado. En este último caso, se puede considerar el uso de controladores con diferentes niveles de complejidad [es decir, de arranque y paro, proporcional (P), proporcional con acción integral (PI) y proporcional con acción integral y derivada (PID)], para los diferentes valores de los parámetros de afinación y, si se desea, se pueden incorporar válvulas específicas con características conocidas. En primer término, se mostrará un ejemplo de respuesta con circuito abierto de un tanque con evaporación instantánea de equilibrio. A continuación, una respuesta con circuito cerrado de una columna de destilación simple, para una mezcla binaria ideal y por último, una respuesta con circuito abierto de un caso complejo de destilación azeotrópica que involucra inestabilidad.

Vaporización instantánea de equilibrio Considérese un ejemplo dado por Holland (*Unsteady State Processes with Applications in Multicomponent Distillation*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1966) de una vaporización o evaporación instantánea de equilibrio, isotérmica y con una sola etapa, a 93 °C (200 °F) y 2068 kPa (300 psia) de una mezcla, a las condiciones iniciales de régimen permanente,

B	DCB
0	0.292×10^{-5}
2	0.124×10^{-4}
8	0.405×10^{-4}
1	0.124×10^{-3}
1	0.373×10^{-3}
1	0.111×10^{-2}
9	0.329×10^{-2}
2	0.969×10^{-2}
4	0.280×10^{-1}
5	0.770×10^{-1}
8	0.189
7	0.376

ión, fracciones mol	
MCB	DCB
0.00447	0.00000
0.55880	0.00000
0.98821	0.00015
0.55430	0.44570
0.02000	0.98000
0.11980	0.88020
0.50000	0.25000

or 0.454.

mostradas en la figura 13-98*a*, donde M son las libras totales de retención de líquido en el tanque de evaporación instantánea y el tiempo de residencia correspondiente en el tanque es de 45.67 min. Al tiempo $t = 0^+$ ocurre un cambio importante en la composición de la alimentación (pero no en la velocidad molar total de alimentación) que incluye la adición de dos componentes más, que dan por resultado un segundo conjunto de condiciones a régimen permanente, para la misma temperatura y presión, como el que aparece en la figura 13-98*b*, donde el tiempo de residencia del líquido en el tanque es sólo de 0.59 min, para la misma retención molar total de líquido M, por el incremento sustancial de la velocidad molar de flujo del líquido que sale. Interesa determinar, en ausencia de cualquier controlador, el tiempo de transición requerido a la condición fijada de régimen permanente y el modo en que cambian las velocidades de flujo de los componentes de salida, durante la transición.

Si la retención molar de líquido en el tanque se mantiene constante (la llamada condición de circuito abierto) y se supone que está perfectamente mezclado y la retención de vapor en el tanque es despreciable, las ecuaciones que regulan el balance de materia y el equilibrio de fase dinámicos son:

$$M(dx_i/dt) = Fz_i - Vy_i - Lx_i \qquad (13\text{-}176a)$$

$$F = V + L \qquad (13\text{-}176b)$$

$$K_i = y_i/x_i \qquad (13\text{-}176c)$$

$$\Sigma x_i - \Sigma y_i = 0 \qquad (13\text{-}176d)$$

Las cantidades V y y_i en las ecuaciones (13-176*a*) y (13-176*d*) se pueden eliminar, al combinarlas con las ecuaciones (13-176*b*) y (13-176*c*) para obtener

$$dx_i/dt = a_i + b_i x_i + c_i L x_i \qquad (13\text{-}177)$$

y

$$\Sigma(1 - K_i)x_i = 0 \qquad (13\text{-}178)$$

donde $a_i = F_{z_i}/M$, $b_i = -FK_i/M$, y $c_i = (K_i - 1)/M$, que constituyen un conjunto de $C + 1$ ecuaciones algebraicas diferenciales. Estas se pueden reducir a un conjunto de C ecuaciones diferenciales de la siguiente manera. En primer lugar, obsérvese que

$$\Sigma(1 - K_i)\frac{dx_i}{dt} = 0 \qquad (13\text{-}179)$$

se deduce de la ecuación (13-178), si los valores de K son independientes. Ahora, al multiplicar la ecuación (13-177) por $(1 - K_i)$,

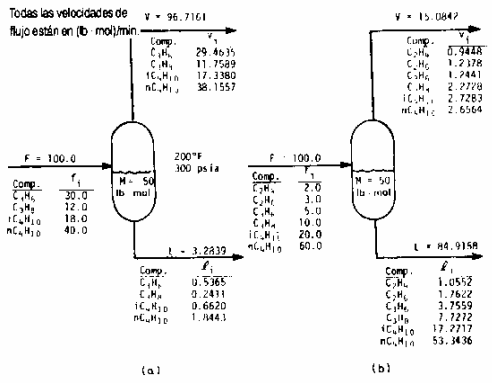


FIG. 13-98 Condiciones de equilibrio para la evaporación instantánea a régimen permanente. *a*) Caso 1, régimen permanente inicial. *b*) Caso 2, régimen permanente final.

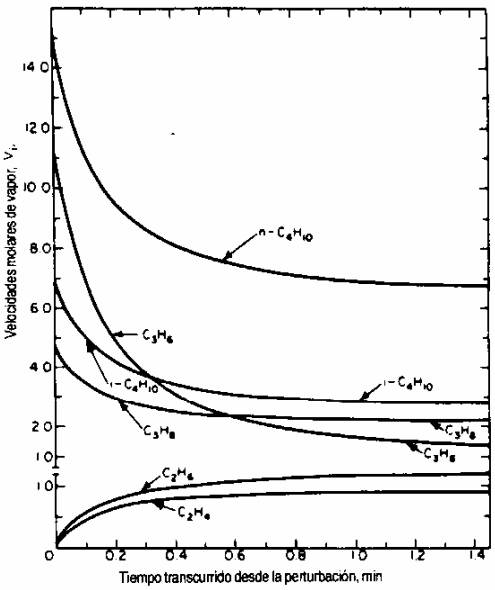


FIG. 13-99 Velocidades de flujo de los componentes en la fase vapor durante las condiciones dinámicas entre las condiciones a régimen permanente de la figura 13-98. (*Holland*, Unsteady State Processes with Applications in Multicomponents Distillation, *Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1966*).

sumar el resultado para los i componentes, combinarlo con la ecuación (13-179) y despejar el valor de L, se obtiene

$$L = -\frac{\Sigma[(1 - K_i)(a_i + b_i x_i)]}{\Sigma[(1 - K_i)c_i x_i)]} \qquad (13\text{-}180)$$

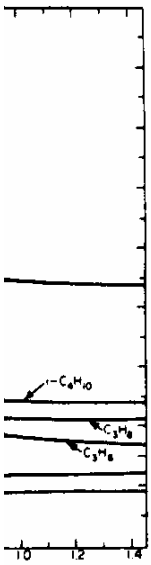
A continuación, la ecuación (13-180) se sustituye en la ecuación (13-177), para obtener

$$\frac{dx_i}{dt} = a_i + b_i x_i - c_i x_i \frac{\Sigma[(1 - K_i)(a_i + b_i x_i)]}{\Sigma[(1 - K_i)c_i x_i)]} \qquad i = 1 \text{ a } C \qquad (13\text{-}181)$$

que es el conjunto deseado de C ecuaciones diferenciales, en términos de C valores de x_i. En este ejemplo particular, la ecuación (13-181) constituye un sistema duro, que al resolverlo con un integrador implícito estable del tipo Gear, se obtienen los resultados, mostrados en la figura 13-99, para $v_i = y_i V$. Es importante observar que a $t = 0^+$, cuando los valores de z_i cambian instantáneamente, como se aprecia en la figura 13-98, los valores de L y V, calculados con base en las ecuaciones (13-180) y (13-176*b*), también sufren un cambio drástico instantáneo, que va desde 3.2839 y 96.7161 hasta 62.27 y 37.73, respectivamente. En forma aproximada, 98% del cambio en la velocidad total de flujo del vapor en equilibrio se realiza en 0.75 min. Este ejemplo de evaporación instantánea isotérmica se puede ampliar fácilmente a las condiciones adiabáticas, mediante la adición de una ecuación transitoria, para el balance de energía. Además, el control de la retención se puede analizar, al no especificarle un valor constante, sino mediante la adición de una ecuación del controlador, para los transitorios de la retención, determinada por el nivel del líquido, en función del flujo del líquido existente a través de una válvula de control, cuyas características se conozcan, para un tipo especial de controlador de la retroalimentación (Harriott, *Process Control*, McGraw-Hill, New York, 1964; y Luyben, *Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, New York, 1973).

Destilación binar
una mezcla binaria i
con dos suposicione
y flujo molar de vap
rada al plato N_s. Con
necesario incluir las
ni considerar variabl
el plato superior N_T
tención despreciable
reflujo tiene una rete
mente mezclado m_D.
un controlador de ref
controlar la composi
para la fracción mol
en la línea que regre
nes dinámicas, y_{NT} p
En el fondo de la
quido, en el que la
encuentra perfectam
través de este resumi
y el resto se toma co

FIG. 13-100 Colum



ión, min

ıen la fase vapor durante
nen permanente de la fi-
pplications in Multicom-
N.J., 1966).

inarlo con la ecuación

)] (13-180)

re en la ecuación (13-

)] $i = 1$ a C

(13-181)

enciales, en términos
la ecuación (13-181)
un integrador implí-
ados, mostrados en la
ar que a $t = 0^+$, cuando
no se aprecia en la fi-
ase en las ecuaciones
drástico instantáneo,
73, respectivamente.
locidad total de flujo
te ejemplo de evapo-
lcilmente a las condi-
ecuación transitoria,
la retención se puede
sino mediante la adi-
nsitorios de la reten-
función del flujo del
bl, cuyas caracterísli-
dor de la retroalimen-
l, New York, 1964; y
trol for Chemical En-

Destilación binaria ideal Considérese la destilación dinámica de una mezcla binaria ideal, en la columna mostrada en la figura 13-100, con dos suposiciones: volatilidad relativa constante, con un valor de 2 y flujo molar de vapor constante, para una alimentación líquida saturada al plato N_S. Considerando el desarrollo de Luyben (*op. cit.*), no es necesario incluir las ecuaciones de balance de energía para cada plato ni considerar variables la presión y temperatura. El vapor que sale por el plato superior N_T está totalmente condensado, ya que existe una retención despreciable de líquido y el condensado que fluye al tanque de reflujo tiene una retención molar de líquido constante y está perfectamente mezclado m_D. La velocidad de reflujo L_{NT+1} se varía, mediante un controlador de retroalimentación integral y proporcional (PI), para controlar la composición del destilado, en un punto establecido a 0.98, para la fracción mol x_D del componente ligero. La retención del reflujo en la línea que regresa al plato superior es despreciable. En condiciones dinámicas, y_{NT} puede no ser igual a x_D.

En el fondo de la columna, se suministra un resumidero para el líquido, en el que la retención molar de líquido M_B es constante y se encuentra perfectamente mezclado. Una parte del líquido que fluye a través de este resumidero pasa a través del recalentador con termosifón y el resto se toma como producto de los fondos, a una velocidad molar de flujo B. El vapor rehervido generado en el recalentador se varía, por medio del controlador de retroalimentación PI, para controlar la composición de los fondos, a un punto establecido de 0.02, para la fracción mol x_B del componente ligero. Las retenciones de líquido en el recalentador y las líneas procedentes del resumidero se consideran despreciables. Se supone que la composición del vapor rehervido y_B, está en equilibrio con la fracción mol del componente ligero x_B.

La retención de líquido M_n en cada uno de los platos de equilibrio se supone perfectamente mezclada pero varía con las fluctuaciones de las velocidades del líquido que sale de las charolas. La retención de vapor se supone despreciable en todas partes. Las velocidades molares de vapor de los platos varían con respecto al tiempo, pero en un instante, son iguales en todas partes.

Las ecuaciones dinámicas de balance de materia y equilibrio de fase, que corresponden a esta descripción son las siguientes:

Para todos los platos, n:

$$dM_n/dt = F_n + L_{n+1} - L_n \tag{13-182}$$

$$\frac{d}{dt}(M_n x_n) = F_n x_{F_n} + L_{n+1}x_{n+1} + Vy_{n-1} - L_n x_n - Vy_n \tag{13-183}$$

$$L_n = \overline{L}_n + (M_n - \overline{M}_n)/\beta \tag{13-184}$$

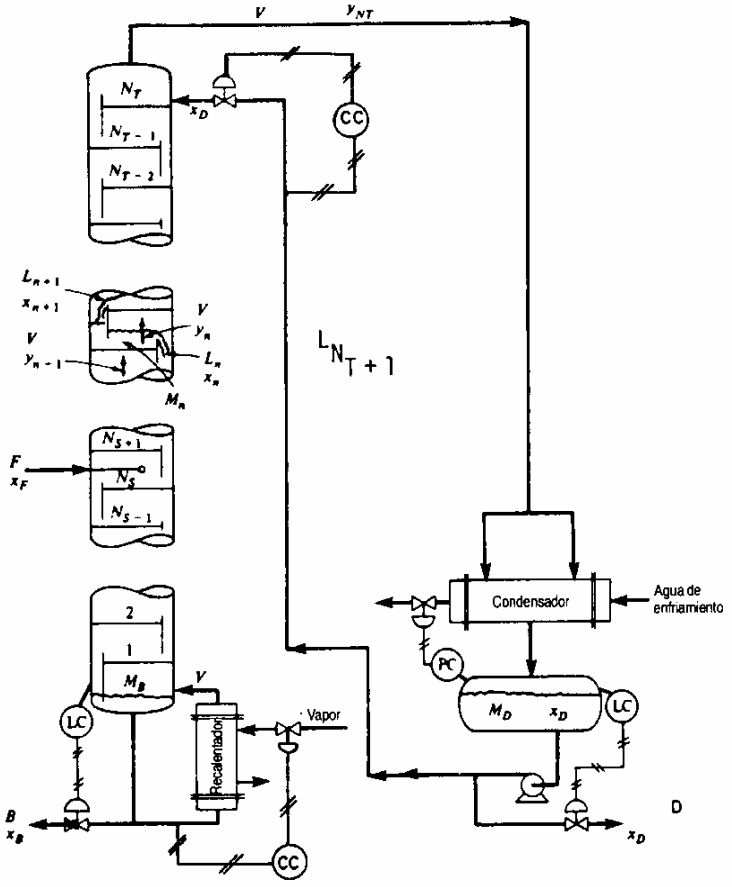


FIG. 13-100 Columna de destilación binaria; destilación dinámica de una mezcla binaria ideal.

$$y_n = \frac{\alpha x_n}{1 + (\alpha - 1)x_n} \tag{13-185}$$

Donde (F_n es diferente de cero, sólo para el plato N_S, y y x se refieren al componente ligero sólo cuando las fracciones mol, que corresponden al componente pesado son $(1-y)$ y $(1-x)$, $\overline{L}_n$ y $\overline{M}_n$ representan los valores iniciales a régimen permanente y β es una constante que depende de los aspectos hidráulicos del plato.

Para el sistema de condensador y tambor de reflujo:

$$D = V - L_{NT+1} \tag{13-186}$$

$$M_D(dx_D/dt) = Vy_{NT} - Vx_D \tag{13-187}$$

Para el recalentador:

$$B = L_1 - V \tag{13-188}$$

$$M_B(dx_B/dt) = L_1x_1 - Vy_B - Bx_B \tag{13-189}$$

$$y_B = \frac{\alpha x_B}{1 + (\alpha - 1)x_B} \tag{13-190}$$

Las dos ecuaciones para el controlador integral proporcional son:

$$V = \overline{V} \quad K_{CB}\left(E_B + \frac{1}{\tau_B}\int E_B\,dt\right) \tag{13-191}$$

$$L_{NT+1} = \overline{L}_{NT+1} + K_{CD}\left(E_D + \frac{1}{\tau_D}\int E_D\,dt\right) \tag{13-192}$$

donde $\overline{V}$ y $\overline{L}_{NT+1}$ son los valores iniciales, K_C y τ son la ganancia del controlador de retroalimentación y el tiempo de restauración de la retroalimentación, para la sección integral, respectivamente y E representa el error o desviación del punto de ajuste y está dado por

$$E_B = x_B^{set} - x_B \tag{13-193}$$

$$E_D = x_D^{set} - x_D \tag{13-194}$$

Estas ecuaciones diferenciales se pueden resolver fácilmente, como lo demuestra Luyben (*op. cit.*), por medio de una integración numérica simple de Euler, comenzando con el régimen permanente inicial, determinado, por ejemplo, mediante el método de McCabe-Thiele y seguido alguna perturbación prescrita, tal como un cambio de paso en la composición de alimentación. Los resultados característicos para las condiciones iniciales de régimen permanente, las condiciones fijas, los parámetros hidráulicos y del controlador, y la perturbación dadas en la tabla 13-32, aparecen en la tabla 13-33.

Destilación de multicomponentes Se puede analizar el comportamiento de circuito abierto, para una destilación de componentes múltiples, mediante la resolución de las modificaciones a las ecuaciones de Distefano [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **14**, 190 (1968)], para este tipo de mezclas. Estas ecuaciones se presentaron en la subsección de "Destilación por lotes". Una modificación frecuente consiste en incluir una ecuación, como por ejemplo, la fórmula del vertedero de Francis, que relaciona la retención de líquido en el plato con el flujo de líquido que sale de la charola o plato.

Las aplicaciones a las torres de destilación azeotrópica son particularmente interesantes, porque, como se analiza en el siguiente ejemplo propuesto por Prokopakis y Seider [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **29**, 1017 (1983)] en el que los frentes inclinados de concentración y temperatura pueden ser extremadamente sensibles a cambios pequeños en la razón de reflujo, la velocidad del vapor rehervido, la recuperación y pureza del producto y la velocidad y composición de la alimentación.

Considérese la destilación azeotrópica, para deshidratar etanol con benceno. Las condiciones iniciales a régimen permanente aparecen en la figura 13-101. El vapor de la parte superior se condensa y enfría hasta 298 K, para formar dos fases líquidas, que se separan en un decantador. La fase rica en compuestos orgánicos se regresa a la charola superior, como reflujo, junto con una porción de la fase rica en agua y el repuesto de benceno. La otra parte de la fase rica en agua se manda a un separador, para recuperar los compuestos orgánicos. Generalmente, el vapor del separador se condensa y recircula al decantador, pero esta operación se ignora en este ejemplo.

Las ecuaciones del decantador son como sigue, si se supone que 1) las retenciones en el decantador se mantienen constantes para ambas fases, con la misma razón que las relaciones de las velocidades de flujo que salen del decantador; 2) existe una temperatura constante en el decantador y 3) las dos fases líquidas en el decantador están en equilibrio físico y cada una está perfectamente mezclada.

TABLA 13-32 Condiciones iniciales y fijas, parámetros hidráulicos y del controlador y perturbaciones para el ejemplo de destilación dinámica de una mezcla binaria ideal

Otras condiciones iniciales		Composiciones iniciales de la fase líquida	
$\overline{F}$	= 100 (lb · mol)/min	Plato	x_n
$\overline{x}_F$	= 0.50	Fondos	0.02
$\overline{L}_{NT+1}$	= 128.1 (lb · mol)/min	1	0.035
$\overline{V}$	= 178.01 (lb · mol)/min	2	0.05719
$\overline{D}$	= 50 (lb · mol)/min	3	0.08885
x_D^{set}	= 0.98	4	0.1318
$\overline{B}$	= 50 (lb · mol)/min	5	0.18622
x_B^{set}	= 0.02	6	0.24951
$M_{n,n=1 \text{ para } N_T}$	= 10 lb · mol	7	0.31618
		8	0.37948
Condiciones fijas		9	0.43391
N_T	= 20	10	0.47688
N_S	= 10	11	0.51526
M_V	= 100 lb · mol	12	0.56295
M_B	= 100 lb · mol	13	0.61896
		14	0.68052
Parámetros hidráulicos y del controlador		15	0.74345
$K_{CB} = K_{CD}$	= 1000 (lb · mol)/min	16	0.80319
τ_B	= 1.25 min	17	0.85603
τ_D	= 5.0 min	18	0.89995
β	= 0.1 min	19	0.93458
		20	0.96079
Perturbación a t = 0 *		Destilado	0.98
x_F	= 0.55		

NOTA: Para convertir (lb · mol)/min a (kg · mol)/min, multiplíquese por 0.454, para convertir lb · mol a kg · mol, multiplíquese por 0.454.

$$\frac{d}{dt}[M_d(x_i)_d] = V_N y_{i,N} - L_0(x_i)_0 - L_w(x_i)_w \tag{13-195}$$

$$dM_d/dt = V_N - L_0 - L_w \tag{13-196}$$

$$K_{d_i} = (x_i)_0/(x_i)_w = (\gamma_i)_w/(\gamma_i)_0 \tag{13-197}$$

donde M_d es la retención molar total de las dos fases en el decantador y la composición total en dicho equipo está dada por

$$(x_i)_d = \frac{(x_i)_0L_0 + (x_i)_wL_w}{L_0 + L_w} \tag{13-198}$$

Al combinar las ecuaciones (13-195), (13-196) y (13-198) se obtiene

$$\frac{d(x_i)_d}{dt} = \frac{V_N}{M_d}[y_{i,N} - (x_i)_d] \tag{13-199}$$

Estas ecuaciones, junto con las de la torre constituyen lo que se llama un sistema duro y fueron resueltas por Prokopakis y Seider (*op. cit.*), con una perturbación prescrita y utilizando una técnica adaptada de integración semiimplícita desarrollada por Runge-Kutta, en la cual, V_N y $y_{i,N}$ se obtuvieron mediante la integración de las ecuaciones de la torre. Posteriormente, se integró la ecuación (13-199), para obtener $(x_i)_d$, que se utilizó en las ecuaciones (13-197) y (13-198) para obtener las composiciones de equilibrio $(x_i)_0$ y $(x_i)_w$, que salen del decantador. La ecuación UNIQUAC se utilizó junto con los datos de Gmehling y Onken (*Vapor-Liquid Equilibrium Data Collection*, DECHEMA Chemistry Data ser., vol. 1, partes 1-10, Frankfurt, 1977) para obtener los coeficientes de actividad necesarios en la ecuación (13-197). Las retenciones volumétricas del recalentador y decantador se suponen constantes e iguales a 1 m^3 (35.3 ft^3) y las retenciones volumétricas de los platos se calculan con base en

FIG. 13-101 Régimen

M_n

donde $(\rho L)_n$ es la densi
versal de la porción ac
$h_{w,i}$ es la altura del ver
del vertedero, que se su
En consecuencia, la re
igual a 0.007 m^3 (0.24

Supóngase que a $t=$
se perturba, al increme
en la composición. La
diferentes charolas o pl
plato 16, la concentrac

TABLA 13-33 Res

Tiempo, min
0.00
.50
1.00
1.50
2.00
2.50
3.00
3.50
4.00
4.50
5.00
5.50
6.00
6.50
7.00
7.50
8.00
8.50

* Fuente: Luyben, *Proc*
NOTA: Para convertir (lb

las, parámetros iones para el mezcla binaria

posiciones iniciales le la fase líquida	
D	x_n
os	0.02
	0.035
	0.05719
	0.08885
	0.1318
	0.18622
	0.24951
	0.31618
	0.37948
	0.43391
	0.47688
	0.51526
	0.56295
	0.61896
	0.68052
	0.74345
	0.80319
	0.85603
	0.89995
	0.93458
	0.96079
ido	0.98

multiplíquese por 0.454,
54.

s velocidades de flujo
atura constante en el
tador están en equili-
da.

$L_w(x_i)_w$ (13-195)

(13-196)

$\gamma_i)_0$ (13-197)

ases en el decantador
por

(13-198)

r (13-198) se obtiene

(13-199)

luyen lo que se llama
tis y Seider (*op. cit.*),
técnica adaptada de
ge-Kutta, en la cual,
e las ecuaciones de la
3-199), para obtener
13-198) para obtener
salen del decantador.
datos de Gmehling y
on, DECHEMA Che-
977) para obtener los
ión (13-197). Las re-
tantador se suponen
ones volumétricas de

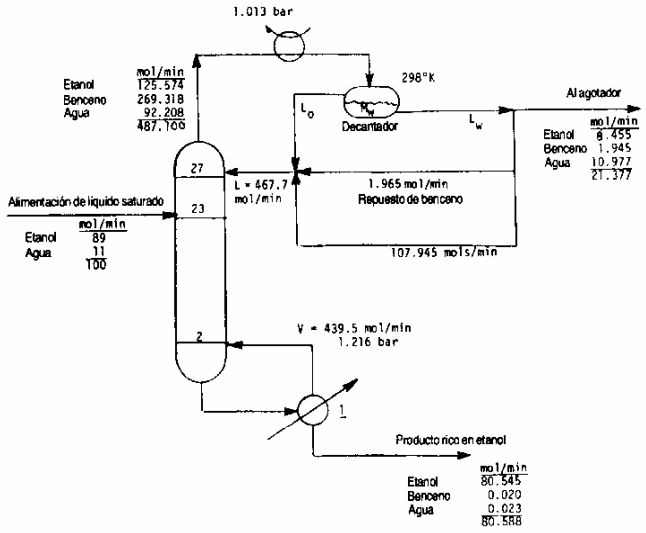


FIG. 13-101 Régimen permanente inicial para la destilación azeotrópica dinámica de etanol-agua con benceno.

$$M_n = (\rho_L)_n A_n (h_{w_j} + h_{c_j}) \qquad (13\text{-}200)$$

donde $(\rho L)_n$ es la densidad del líquido; A_n, el área de la sección transversal de la porción activa del plato, que es igual a 0.23 m^2 (2.48 ft^2); h_{w_j} es la altura del vertedero = 0.0254 m (0.0833 ft) y h_{c_j} es la cresta del vertedero, que se supone constante e igual a 0.00508 m (0.0167 ft). En consecuencia, la retención volumétrica del plato fue constante e igual a 0.007 m^3 (0.247 ft^3).

Supóngase que a $t = 0^+$, la velocidad de alimentación a la charola 23 se perturba, al incrementarse en 30% hasta 130 mol/min, sin cambio en la composición. La fracción mol de etanol líquido resultante en las diferentes charolas o platos se muestra en la figura 13-102*a*. Arriba del plato 16, la concentración de etanol sigue siendo muy pequeña. Abajo del plato 9, la concentración inicial de etanol disminuye con bastante rapidez, pero posteriormente, se incrementa lentamente y permanece constante a valores mucho más elevados, que los iniciales, a régimen permanente. El plato 10 es uno de los últimos que alcanza las nuevas condiciones de régimen permanente, que toma, aproximadamente más de 200 minutos. Esto se puede comparar con los tiempos iniciales de residencia en el decantador y recalentador, que son de 50 y 250 minutos, aproximadamente. El desplazamiento a través de la columna de los perfiles de concentraciones para los tres componentes aparece en la figura 13-102*b*. Durante los primeros 5 a 10 minutos, abajo de la charola 16, los perfiles de benceno y etanol cambian en dirección descendente. Posteriormente, ocurre lo inverso y los perfiles cambian en dirección ascendente, hasta que se logra el nuevo régimen permanen-

TABLA 13-33 Resultados del ejemplo de destilación dinámica de una mezcla binaria ideal que aparece en la tabla 13-32*

	Fracción mol del componente ligero en el líquido					Velocidad de flujo, (lb · mol)/min	
Tiempo, min	Fondos	Etapa 5	Etapa 10	Etapa 15	Destilado	Reflujo	Vapor rehervido
0.00	0.02000	0.18622	0.47688	0.74345	0.98000	128.01	178.01
.50	0.02014	0.19670	0.51310	0.74940	0.98000	128.01	178.16
1.00	0.02107	0.21174	0.52426	0.76049	0.98010	127.91	179.31
1.50	0.02217	0.22038	0.53026	0.76847	0.98034	127.64	181.06
2.00	0.02275	0.22209	0.53229	0.77217	0.98061	127.33	182.65
2.50	0.02268	0.21881	0.53141	0.77222	0.98076	127.11	183.69
3.00	0.02212	0.21287	0.52879	0.76993	0.98077	127.02	184.10
3.50	0.02132	0.20639	0.52560	0.76672	0.98065	127.07	183.99
4.00	0.02051	0.20104	0.52282	0.76381	0.98047	127.19	183.55
4.50	0.01987	0.19777	0.52109	0.76196	0.98030	127.32	182.98
5.00	0.01950	0.19679	0.52057	0.76142	0.98018	127.42	182.47
5.50	0.01939	0.19766	0.52106	0.76198	0.98014	127.45	182.14
6.00	0.01950	0.19956	0.52209	0.76315	0.98016	127.41	182.02
6.50	0.01972	0.20162	0.52320	0.76438	0.98022	127.33	182.08
7.00	0.01995	0.20314	0.52400	0.76525	0.98029	127.24	182.25
7.50	0.02012	0.20380	0.52434	0.76557	0.98034	127.15	182.43
8.00	0.02019	0.20362	0.52422	0.76537	0.98036	127.09	182.56
8.50	0.02018	0.20289	0.52381	0.76484	0.98035	127.07	182.61

*Fuente: Luyben, *Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, New York, 1973.

NOTA: Para convertir (lb · mol)/min a (kg · mol)/min, multiplíquese por 0.454.

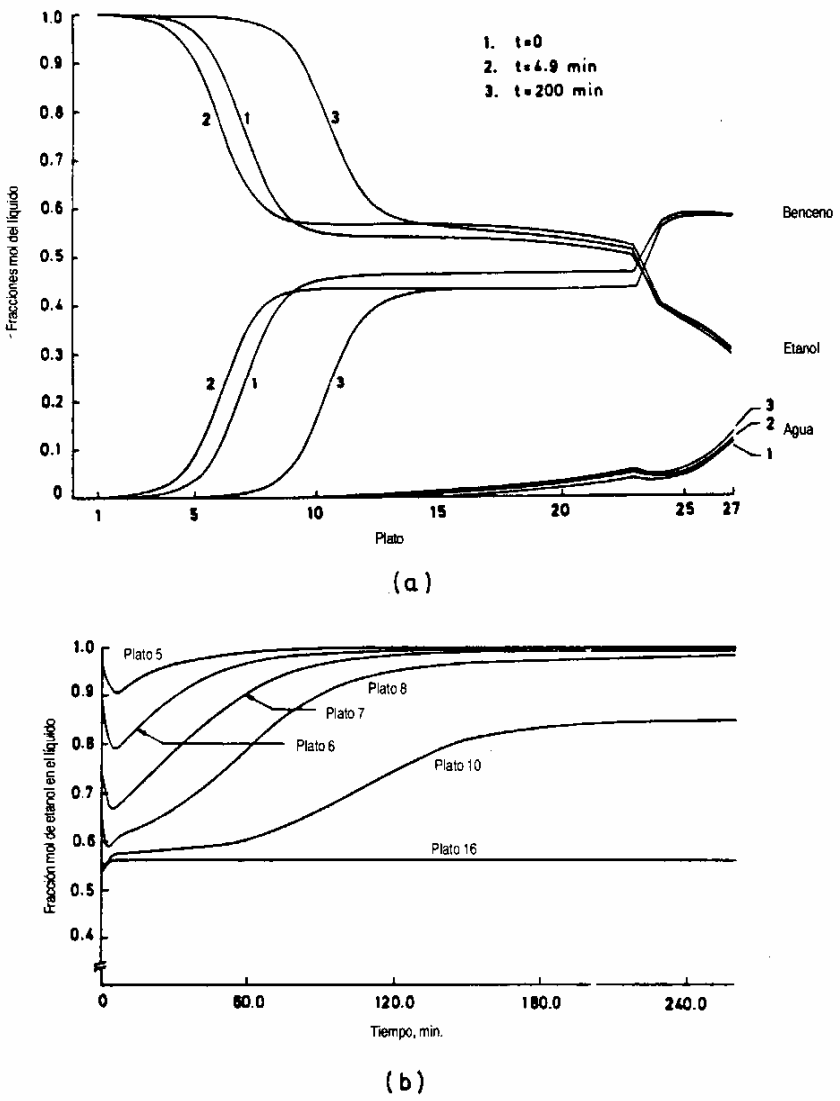


FIG. 13-102 Respuestas después de un incremento de 30% en la velocidad de flujo de alimentación, para el ejemplo de destilación dinámica de multicomponentes de la figura 13-101. *a*) Perfiles de las fracciones mol del líquido a diferentes tiempos. *b*) Fracciones mol de alcohol en los distintos platos. [Prokopakis y Seider, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **29**, 1017 (1983)].

te. El cambio ascendente era de esperarse, porque el incremento en la velocidad de alimentación, aumenta la razón del solvente agua-benceno. La duración del cambio inicial y temporal con dirección descendente depende básicamente de la retención del plato y se debe a un "lavado" que realiza el líquido de alimentación. Este fenómeno también se observa en los estudios dinámicos de Peiser y Grover [*Chem. Eng. Prog.*, **58**(9), 65 (1962)].

Si la velocidad de alimentación disminuye, las curvas de la figura 13-102 tienden a invertirse. La perturbación de las otras variables, como por ejemplo, la composición de la alimentación, la razón de vapor rehervido y la recirculación del efluente rico en agua, procedente del decantador, produce cambios semejantes en los perfiles inclinados de las concentraciones, lo cual indica que las torres de destilación azeotrópica se encuentran entre las operaciones de separación más sensi-

bles, por lo que, los estudios dinámicos son esenciales, si se quiere desarrollar un proceso de control confiable. En dichos estudios se muestra la importancia de ajustar la recirculación de la fase acuosa y la carga del recalentador, para disminuir el desplazamiento de los perfiles inclinados de las concentraciones y la posibilidad de regímenes múltiples de operación, que incluyen los regímenes inestables, como lo demostraron Magnussen y colaboradores [*Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, 56, (1979)].

COLUMNAS EMPACADAS

Las operaciones de destilación se pueden realizar en columnas empacadas en lugar de las del tipo platos. En años anteriores, a excepción de las columnas pequeñas, se preferían las columnas de platos a las empacadas. Sin embargo, el desarrollo de materiales de empaque más eficientes y la necesidad de incrementar la capacidad o reducir la caída de presión en muchas aplicaciones dio por resultado un uso más amplio de las columnas empacadas, con diámetros mayores, en estos últimos años. Ambos tipos de dispositivos de contacto se analizan ampliamente en la Sección 18 y en la obra de Billet (*Distillation Engineering*, Chemical Publishing, New York, 1979). El empaque de las columnas puede ser vaciado (al azar), como por ejemplo, los anillos pall, o en orden (acomodado o apilado), tal como la tela de alambre. Las columnas de platos generalmente tienen charolas de válvulas, cribas o con tapón de burbujeo y vertederos. La selección de una columna de platos o empacada se basa principalmente en los aspectos económicos, en los que se consideran los factores de eficiencia de contacto, capacidad de carga y caída de presión.

• Las columnas empacadas deben tener una buena distribución inicial del líquido, a través de la sección transversal de la columna y una redistribución del líquido a diferentes intervalos de altura, que disminuyen al incrementarse el diámetro de la columna. Las columnas empacadas deben considerarse cuando:

1. Se van a separar mezclas sensibles a la temperatura. Para evitar la descomposición y/o polimerización, quizá sea necesaria la operación al vacío. Tanto más pequeña es la retención de líquido y la caída de presión por etapa teórica de una columna empacada, su operación es mejor.
2. Los materiales de construcción deseables, desde un punto de vista anticorrosivo y de humedecimiento del líquido, son la cerámica y el plástico (como por ejemplo, el propileno).
3. El reacondicionamiento de una columna de platos es deseable, para incrementar la capacidad y/o disminuir la caída de presión. En este caso, se recomienda utilizar el empaque ordenado.
4. Las velocidades de líquido son muy bajas y/o las velocidades del vapor son muy elevadas, en cuyo caso es deseable el empaque ordenado.
5. La mezcla a separar es clara, no ensucia y se encuentra libre de sólidos y la limpieza interna de la columna no será necesaria.
6. La mezcla a separar tiende a formar espuma, que se aplasta más fácilmente en una columna empacada.
7. Se requiere una elevada recuperación de los componentes volátiles, mediante una operación intermitente. La retención de líquido en una columna empacada es mucho menor.

Las columnas empacadas casi siempre tienen diámetros inferiores a 762 mm (30 in), pero en otras circunstancias, por lo general, el diámetro no necesita considerarse cuando:

1. Se requieren o son deseables las alimentaciones múltiples, las corrientes laterales, y/o los condensadores o recalentadores intermedios.
2. Se requiere un amplio intervalo de la capacidad de carga (razón de doblado hacia abajo). En este caso, los platos de válvula son especialmente recomendables.
3. Los datos de diseño para la separación de una mezcla especial o similar en una columna empacada no están disponibles. Los procedimientos de diseño están mucho mejor establecidos para las columnas de platos que para las empacadas. Esto es especialmente válido con respecto a la eficiencia de separación, dado que se puede estimar en forma mucho más precisa la eficiencia de un plato que la altura empacada equivalente a un plato teórico (HETP). Vital *et. al.* ["Distillation and Absorption Tray and Packed Column Efficiencies" AIChE national meeting, Cleveland (Aug. 29 - Sept. 1, 1982)] proporcionan una investigación detallada de los datos y las correlaciones, para la eficiencia del plato y la HEPT.

TABLA 13-34 Datos comparativos del comportamiento de la columna: etil benceno - estireno, a 100 torr

Interior de la columna	HETP, m	Espaciamiento de los platos, m	Caída de presión específica, torr/etapa teórica	Diámetro de la columna, m
Empaque de tela de alambre	0.27		14.0	1.44
Empaque con anillo pall de 80 mm	0.68		26.1	1.50
Platos de válvulas	0.70	0.5	53.5	1.63
Platos de criba	0.71	0.5	57.6	1.66
Platos de cachuchas de burbujeo	0.75	0.5	69.4	1.95

NOTA: Para convertir metros a pies, multiplíquese por 3.28.

En la tabla 13-34 aparece un ejemplo de la conveniencia de un empaque eficiente, con operación al vacío, tomado de Billet (*op. cit.*). Los datos de comportamiento son para el sistema etil benceno-estireno, a una presión de 13.3 kPa (100 torr), reflujo total y 80% de inundación. El empaque de anillos pall vaciados tiene un comportamiento superior al de los platos y es el relleno interno más económico. El empaque ordenado con tela de alambre, que proporciona el mejor comportamiento pero es el más costoso, sería recomendable con base en un reacondicionamiento para incrementar la carga y reducir considerablemente la caída de presión.

• Los procedimientos iniciales de cálculo para determinar el diseño, el rendimiento y las características operacionales de las columnas empacadas son iguales que las descritas en páginas anteriores para columnas de platos; *o sea*, las relaciones de la curva de equilibrio y la línea de operación se establecen primeramente. En el caso de una columna empacada, la línea de operación describe la relación entre y y x, las composiciones reales de vapor y líquido a cualquier altura de la columna; pero las ecuaciones son idénticas a las utilizadas para describir la relación entre valores de y y x entre cualquier par de platos adyacentes, en una columna de platos.

Concepto de unidad de transferencia Puesto que las composiciones del vapor y el líquido cambian diferencialmente en una columna empacada, en lugar de hacerlo por etapas, como en una columna de platos, la dificultad de la separación que se debe realizar se da en unidades de transferencia más que en platos teóricos. La importancia y la deducción del concepto de unidad de transferencia se dan en la sección 14. El número de unidades de transferencia en base a la concentración de fuerza impulsora de fase-gas N_{oG} se puede obtener mediante la integración gráfica de la ecuación que sigue:

$$N_{oG} = \int_{yo}^{yp} \frac{dy}{y^* - y} \qquad (13\text{-}201)$$

El procedimiento implica trazar valores de $1/(y^* - y)$ en función de valores supuestos de y, escogidos a intervalos razonables entre y_o y y_p, la concentración inferior y la superior en la columna, entre las que se desea conocer N_{og}. Cada valor de y^* es la composición de vapor en equilibrio que corresponde al mismo valor de x como cada uno de los valores escogidos de y. La altura de la columna empacada Z_p está dada por la ecuación

$$Z_p = H_{og}N_{og} \tag{13-202}$$

donde H_{OR} representa la altura de una unidad total de transferencia, basada en la fuerza impulsora de la concentración en la fase gaseosa, si H_{og}, estimada por medio de los procedimientos que aparecen en la Sección 18 es esencialmente independiente de la composición. De otra

$$Z_p = \int_0^{yp} H_{oR} \frac{dy}{y^* - y} \tag{13-203}$$

A pesar de que el uso de las unidades de transferencia es, a menudo, más exacto que el uso de los platos teóricos, en el diseño de las columnas empacadas se puede decir que este tipo de columnas son equivalentes a las que tienen cierto número de platos teóricos. En las zonas de una columna donde la línea de operación y la de equilibrio son rectas, la HETP está relacionada con la H_{OR} por la expresión

$$\text{HETP} = \frac{H_{og} \ln (mV/L)}{(mV/L) - 1} \tag{13-204}$$

donde m representa la pendiente de la curva de equilibrio, y V y L son las velocidades molares de líquido y gas, respectivamente.

Si el término mV/L (es decir, la razón de la pendiente de la curva de equilibrio respecto a la pendiente de la curva de operación) es igual a 1; la unidad de transferencia y el plato teórico son idénticos (véase la Sección 14); si el valor de mV/L se encuentra entre 0.9 y 1.1, la diferencia entre la unidad de transferencia y el plato teórico es insignificante. Por consiguiente, en las columnas empacadas altas, en las que las separaciones son difíciles y las líneas de operación son casi paralelas a la curva de equilibrio, los platos teóricos se pueden utilizar para la caracterización de la separación obtenida.

En la destilación de las mezclas binarias ideales, con volatilidad relativamente baja y a reflujo total, como lo demuestran Chilton y Colburn [*Ind. Eng. Chem.*, **27**, 255 (1935)], la HEPT y H_{og} son prácticamente iguales. Para otras condiciones pueden ser sustancialmente distintas. Para las mezclas binarias, un procedimiento útil para determinar la altura del empaque, como lo describieron y ejemplificaron Sherwood, Pigford y Wilki (*Mass Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1975), es como sigue:

1. Constrúyase un diagrama de McCabe-Thiele y escalónense los platos teóricos de la manera usual.

2. Con base en los cambios de composiciones de las fases vapor, calcúlense para cada escalón los valores de H_g, H_ℓ, m, V y L.

3. Calcúlense los valores correspondientes de H_{og} y HEPT, con base en la ecuación (13-204). A pesar de que el valor de H_{og} puede no variar en forma apreciable, el valor de HEPT generalmente variará. Cada valor de HEPT es el incremento de la altura de empaque requerido para la etapa teórica que corresponde. La suma de los valores de HEPT representa la altura total empacada, que se puede separar en zonas de las secciones de separación y rectificación.

En la Sección 18 se dan los valores de H_g y H_ℓ Dado que los datos experimentales a menudo se tienen que ampliar, es útil hacer una lista de los efectos que producen las variables de control. Un incremento de la velocidad del líquido hace que los valores de H_x y H_ℓ disminuyan, pero el efecto de la velocidad del gas es menor. Los incrementos de temperatura causan una disminución de los valores, pero el efecto de la presión es pequeño o despreciable, salvo por su efecto sobre la temperatura de ebullición. Tanto más pequeño es el diámetro de la partícula del empaque, mayor será el área superficial. Por lo tanto, son de esperarse valores bajos. En general este es el caso, aunque el efecto no es directo. La capacidad total para empaques muy pequeños es demasiado baja, para que sean útiles en las operaciones a gran escala.

Existe incertidumbre considerable respecto al efecto del diámetro de la columna. Por lo general, se cree que, debido a una distribución más deficiente del líquido, los valores de H_g y H_ℓ son menos favorables, para un empaque dado, en las columnas con mayor diámetro. En general, se ha descubierto que los valores son ligeramente menos favorables para mayores alturas del empaque, por los efectos de una distribución deficiente progresiva. Por lo general, se considera una buena práctica la instalación de redistribuidores de líquido, cada 3 m (10 ft) de altura de empaque. Estas consideraciones son menos serias para los empaques al azar, que para los ordenados.

Sección 14

Transferencia de masa y absorción de gas *

William M. Edwards, Ph.D., P.E., *Senior Staff Research Engineer, Shell Development Company, Westhollow Research Center, Houston, Texas; Member, American Institute of Chemical Engineers.*

INTRODUCCIÓN

Definiciones 14-6
Equipo 14-6
Procedimientos de diseño 14-6

DATOS CLAVE EN LA ABSORCIÓN DE GAS

Datos de equilibrio 14-6
Datos térmicos 14-7
Datos de transporte 14-7
Datos de las torres de platos y empacadas 14-7

NOMENCLATURA Y CONVERSIÓN DE UNIDADES

TRANSFERENCIA DE MASA ENTRE FASES

Principios de transferencia de masa: Sistemas diluidos 14-8
Principios de transferencia de masa: Sistemas concentrados 14-10
HTU (Altura equivalente de una unidad de transferencia) 14-10
NTU (Número de unidades de transferencia) 14-11
HETP (Altura equivalente a un plato teórico) 14-11
Definiciones de los coeficientes de transferencia de masa $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ 14-11
Efectos de la presión total en $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ 14-12
Efectos de la temperatura en $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ 14-12
Efectos de las propiedades físicas del sistema en $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ 14-13
Efectos de las concentraciones elevadas de soluto en $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ 14-13
Influencia de las reacciones químicas en $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ 14-13
Área eficaz de la interfase para la transferencia de masa a 14-14
Coeficientes volumétricos de transferencia de masa $\hat{k}_G a$ y $\hat{k}_L a$ 14-14
Analogía de Chilton-Colburn 14-15
Teoría de la penetración 14-15
Teoría de la renovación de la superficie 14-15

DISEÑO DE LOS SISTEMAS DE ABSORCIÓN DE GAS

Descripción del procedimiento general de diseño 14-16
Selección del disolvente 14-16
Selección de los datos de equilibrio vapor-líquido o de solubilidad 14-16
Ejemplo 1: Ley de Henry—Hidrógeno 14-16
Ejemplo 2: Ley de Henry—Oxígeno 14-17
Cálculo de la razón líquido a gas 14-17
Selección del equipo 14-18
Diámetro de la columna y caída de presión 14-18
Cálculo de la altura de la torre 14-18
Selección de las condiciones de operación del separador 14-18
Diseño de los sistemas absorbedor-separador 14-19
Importancia de los diagramas de diseño 14-19

DISEÑO DE UNA TORRE EMPACADA

Empleo de la expresión de velocidad de transferencia de masa 14-20
Ejemplo 3: Absorción de Cl_2 en solución cáustica acuosa 14-20
Empleo de la curva de operación 14-20
Cálculo de las unidades de transferencia 14-21
Ecuaciones de separación 14-22
Empleo de los datos de HTU y $K_G a$ 14-22
Efectos globales de las velocidades del gas y el líquido 14-23
Algunos ejemplos característicos de las correlaciones de HTU 14-23
Ejemplo 4: Estimación de H_{OG} para el sistema acetona y agua 14-23
Importancia de una buena distribución del líquido 14-24

* Se agradece a los Profesores Robert L. Pigford y Alan P. Colburn sus invaluables aportaciones en la elaboración de las más recientes versiones de esta sección. Además, también es justo reconocer las aportaciones que hicieron los Drs. R. E. Emmert y R. N. Maddox en la 4a. y 5a. ediciones, respectivamente.

Efectos de la dispersión axial 14-24
Empleo de los datos de la HETP para el diseño del absorbedor 14-24

DISEÑO DE UNA TORRE DE PLATOS

Procedimiento de diseño gráfico 14-25
Método algebraico para gases diluidos 14-25
Método algebraico para gases concentrados 14-25
Ecuaciones de separación 14-25
Eficiencias de las bandejas en los absorbedores y separadores de platos 14-26
Ejemplo 5: Estimación del número real de platos en un separador de acetona 14-26

EFECTOS DEL CALOR EN LA ABSORCIÓN DE GAS

Generalidades 14-26
Efectos de las variables de operación 14-27
Consideraciones sobre el equipo 14-27
Método clásico de diseño isotérmico 14-28
Método clásico de diseño adiabático 14-28
Métodos rigurosos de diseño 14-28
Comparación directa de los métodos de diseño 14-28
Ejemplo 6. Problema de la absorción de acetona—Comparación de los métodos de diseño para el absorbedor adiabático 14-28
Ejemplo 7: Método clásico de diseño adiabático—Absorción de acetona en agua 14-29

SISTEMAS DE MÚLTIPLES COMPONENTES

Ejemplo 8: Absorción multicomponente de acetona y acetaldehído 14-30
Método gráfico de diseño para sistemas diluidos 14-30
Método algebraico de diseño para sistemas diluidos 14-30
Ejemplo 9: Absorción multicomponente de un gas de alimentación que contiene hidrocarburos 14-31
Ecuaciones de separación para sistemas diluidos de múltiples componentes 14-31

DISEÑO ECONÓMICO DE LOS SISTEMAS DE ABSORCIÓN

Selección del equipo 14-31
Presión de operación 14-32
Razón de líquido a gas 14-32
Diámetro de la torre (velocidad del gas) 14-32
Altura de la torre (concentración a la salida del gas) 14-33
Temperatura del disolvente pobre 14-33
Optimización de los sistemas de múltiples componentes 14-33
Ejemplo 10: Ejemplificación del método de diseño económico por medio de un ejemplo de acetona 14-33

ABSORCIÓN CON REACCIÓN QUÍMICA

Introducción 14-34
Método de diseño global recomendado 14-34
Aplicabilidad de los métodos físicos de diseño 14-34
Método de diseño tradicional 14-36
Escalamiento de los datos de laboratorio o de planta piloto 14-37
Principios para el diseño riguroso del absorbedor 14-38
Estimación de k_L para reacciones irreversibles 14-39
Estimación de k_L para reacciones reversibles 14-40
Absorción simultánea de dos gases reactivos 14-41
Desorción con reacción química 14-41
Empleo de la literatura para sistemas específicos 14-41

OTROS TIPOS DE ABSORBEDORES DE GAS

Introducción 14-41
Tanques agitados 14-41
Torres rociadas 14-42
Torres o cámaras de rocío 14-42
Depuradores Venturi 14-43
Absorbedores de película descendente 14-43

Nomenclatura y uni

Símbolo	
a	Area eficaz lumen de la
a_p	Area extern torre empac
A	Factor de ab
A^0	Factor de ab (L_M^S/mG_M^0)
A_a, A'	Factores efi
B	Función del
B^0	Concentrac
c	Concentrac
c_i	Concentrac
c_P	Calor espec
C_i	Factores de 127) a (14-
d	Longitud c considera
d_b	Diámetro d
d_s	Diámetro n
d_T	Diámetro d
D_A	Coeficient
D_{AB}	Coeficient
D_B	Coeficient
D_l	Coeficient
DF	Factor de a siciones in das
E	Eficiencia
f	Factor de f
f_H	Retención
$F(x)$	Función d
G	Velocidad
G_{inert}	Velocidad
G_M	Velocidad
G'_M	Velocidad
G_M^0	Moles del tiempo
h	Altura coc
h'	Coeficient
h_T	Altura tota
H	Constante
H'	Constante
H_G	Altura de gaseosa
H_{OG}	Altura de
H_L	Altura de quida
H_{OL}	Altura de
HTU	Altura de
HETP	Altura eq
j_H	Factor j de

DE ABSORCIÓN
. 14-31
. 14-32
. 14-32
. 14-32
. 14-33
. 14-33
. 14-33
de
. 14-33
UÍMICA
. 14-34
. 14-34
. 14-34
. 14-36
. 14-37
. 14-38
. 14-39
. 14-40
. 14-41
. 14-41
. 14-41
S DE GAS
. 14-41
. 14-41
. 14-42
. 14-42
. 14-43
. 14-43

Nomenclatura y unidades

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
a	Área eficaz de la interfase para la transferencia de masa por unidad de volumen de la torre o el equipo	m^2/m^3	ft^2/ft^3
a_p	Área externa de las superficies del empaque por unidad de volumen de la torre empacada	m^2/m^3	ft^2/ft^3
A	Factor de absorción (L_M/mG_M)	Adimensional	Adimensional
A^0	Factor de absorción para sistemas diluidos de múltiples componentes (L_M^S/mG_M^0)	Adimensional	Adimensional
A_e, A'	Factores eficaces de absorción de Edmister, ecuación (14-103)	Adimensional	Adimensional
B	Función definida en la ecuación (14-127)	Adimensional	Adimensional
B^0	Concentración del reactivo en la masa líquida	$Kmol/m^3$	$(lb \cdot mol)/ft^3$
c	Concentración del soluto en la masa líquida	$kmol/m^3$	$(lb \cdot mol)ft^3$
c_i	Concentración del soluto en el líquido en la interfase gas-líquido	$kmol/m^3$	$(lb \cdot mol)ft^3$
c_p	Calor específico	kJ(kg-K)	Btu/(lb · °F)
C_t	Factores de costos en los cálculos del diseño económico, ecuaciones (14-127) a (14-136)		
d	Longitud característica adecuada para la geometría del sistema que se considera	m	ft
d_b	Diámetro de la burbuja	m	ft
d_s	Diámetro medio de Sauter	m	ft
d_T	Diámetro de la torre	m	ft
D_A	Coeficiente de difusión del reactivo A en la fase líquida	m^2/s	ft^2/h
D_{AB}	Coeficiente de difusión en la fase gaseosa del soluto A en el gas inerte B	m^2/s	ft^2/h
D_B	Coeficiente de difusión del reactivo líquido B	m^2/s	ft^2/h
D_L	Coeficiente de difusión del soluto inerte en la fase líquida	m^2/s	ft^2/h
DF	Factor de seguridad de diseño para realizar las correcciones, por las suposiciones inherentes en el empleo de las ecuaciones de diseño simplificadas	Adimensional	Adimensional
E	Eficiencia global del plato en una torre de platos	Adimensional	Adimensional
f	Factor de fricción para el flujo del fluido	Adimensional	Adimensional
f_H	Retención fraccionaria de líquido en la torre	m^3/m^3	ft^3/ft^3
$F(x)$	Función de equilibrio de la composición de x		
G	Velocidad de masa en la fase gaseosa	$kg/(s \cdot m^2)$	$lb/(h \cdot ft^2)$
G_{opt}	Velocidad óptima económica de la masa de gas	$kg/(s \cdot m^2)$	$lb/(h \cdot ft^2)$
G_M	Velocidad molar de masa en la fase gaseosa	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
G'_M	Velocidad molar de masa del gas inerte	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
G_M^0	Moles del gas de alimentación rico en soluto a tratarse por unidad de tiempo	kmol/s	$(lb \cdot mol)/h$
h	Altura coordinada para las torres empacadas	m	ft
h'	Coeficiente de transferencia de calor	$W/(m^2 \cdot K) = J/(s \cdot m^2 \cdot K)$	$Btu/(h \cdot ft^2 \cdot °F)$
h_T	Altura total del empaque requerido de la torre	m	ft
H	Constante de la ley de Henry	kPa/(fracción mol del soluto en la fase líquida)	$(lbf/in^2)/$(fracción mol del soluto en la fase líquida)
H'	Constante de la ley de Henry	kPa/[kmol/(m^3 de soluto en la fase líquida)]	$(lbf/in^2)/[(lb \cdot mol)/(ft^3$ de soluto en la fase líquida)] o atm/[(lb · mol)/(ft^3 de soluto en la fase líquida)]
H_G	Altura de una unidad de transferencia basada en la resistencia de la fase gaseosa	m	ft
H_{OG}	Altura de una unidad total de transferencia de masa en la fase gaseosa	m	ft
H_L	Altura de una unidad de transferencia basada en la resistencia de la fase líquida	m	ft
H_{OL}	Altura de una unidad total de transferencia de masa en la fase líquida	m	ft
HTU	Altura de una unidad de transferencia (general)	m	ft
HETP	Altura equivalente a un plato teórico	m	ft
j_H	Factor j de Chilton-Colburn para la transferencia de calor	Adimensional	Adimensional

Nomenclatura y unidades (*Continuación*)

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
j_M	Factor j de Chilton-Colburn para la transferencia de masa	Adimensional	Adimensional
k	Conductividad térmica	$(J \cdot m)/(s \cdot m^2 \cdot K) = W/(m \cdot k)$	$Btu/(h \cdot ft \cdot °F)$
k_1	Coeficiente de velocidad de reacción de primer orden	s^{-1}	h^{-1}
k_2	Coeficiente de velocidad de reacción de segundo orden	$m^3/(s \cdot kmol)$	$ft^3/(h \cdot lb \cdot mol)$
k_G	Coeficiente de transferencia de masa en fase gaseosa para sistemas diluidos	$kmol/[(s \cdot m^2)$ (fracción mol de soluto)]	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^2)$ (fracción mol del soluto)]
k'_G	Coeficiente de transferencia de masa en fase gaseosa para sistemas diluidos	$kmol/[(s \cdot m^2)$ (presión parcial del soluto en kPa)]	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^2)$ (presión parcial del soluto, en lbf/in^2)]
$\hat{k}_G$	Coeficiente de transferencia de masa en fase gaseosa para sistemas concentrados	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
k_Ga	Coeficiente volumétrico de transferencia de masa en fase gaseosa para sistemas diluidos	$kmol/[(s \cdot m^3)$ (fracción mol)]	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^3)$ (fracción mol)]
K_G	Coeficiente global de transferencia de masa en fase gaseosa para sistemas diluidos	$kmol/[(s \cdot m^2)$ (fracción mol)]	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^2)$ (fracción mol)]
$\hat{K}_G$	Coeficiente global de transferencia de masa en fase gaseosa para sistemas concentrados	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
K_Ga	Coeficiente global volumétrico de transferencia de masa en fase gaseosa para sistemas diluidos	$kmol/[(s \cdot m^3)$ (fracción mol de soluto en el gas)]	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^3)$ (fracción mol del soluto en el gas)]
K'_Ga	Coeficiente global volumétrico de transferencia de masa en fase gaseosa para sistemas diluidos	$kmol/[(s \cdot m^3)$ (presión parcial de soluto, en kPa)]	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^3)$ (presión parcial del soluto, en lbf/in^2)]
$\hat{k}_Ga$	Coeficiente global volumétrico de transferencia de masa en fase gaseosa para sistemas concentrados	$kmol/(s \cdot m^3)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^3)$
k_L	Coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida para sistemas diluidos	$kmol/[(s \cdot m^2)$ (fracción mol del soluto en el líquido)]	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^2)$ (fracción mol del soluto líquido)]
k'_L	Coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida para sistemas diluidos	$kmol/[(s \cdot m^2)(kmol/m^3)]$ o m/s	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^2)(lb \cdot mol/ft^3)]$ o ft/h
$\hat{k}_L$	Coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida para sistemas concentrados	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
$\hat{k}_L^0$	Coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida, para absorción puramente física, utilizado en el diseño de los sistemas con reacción química	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
K_La	Coeficiente volumétrico de transferencia de masa en la fase líquida para sistemas diluidos	$kmol/[(s \cdot m^3)$ (fracción mol)]	$(lb \cdot mol)/[(?h \cdot ft^4)$ (fracción mol)]
K_L	Coeficiente global de transferencia de masa en la fase líquida para sistemas diluidos	$kmol/[(s \cdot m^2)$ (fracción mol)]	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^2)$ (fracción mol)]
$\hat{K}_L$	Coeficiente global de transferencia de masa en la fase líquida para sistemas concentrados	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
K_La	Coeficiente global volumétrico de transferencia de masa en la fase líquida para sistemas diluidos	$kmol/[(s \cdot m^3)$ (fracción mol del soluto en el líquido)]	$(lb \cdot mol)/[(h \cdot ft^3)$ (fracción mol del soluto en el líquido)]
$\hat{K}_La$	Coeficiente global volumétrico de transferencia de masa en la fase líquida para sistemas concentrados	$kmol/(s \cdot m^3)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^3)$
K	Valor de K para el equilibrio vapor-líquido $= y^*/x$	Adimensional	Adimensional
L	Velocidad de masa en la fase líquida	$kg/(s \cdot m^2)$	$lb/(h \cdot ft^2)$
L_M	Velocidad molar de masa en la fase líquida	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
L_M	Velocidad molar de masa del disolvente líquido inerte	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
L'_M	Moles de disolvente libre de soluto por unidad de tiempo	kmol/s	$(lb \cdot mol)/h$
m	Pendiente de la curva de equilibrio $= dy^*/dx$ (fracción mol del soluto en el gas)/(fracción mol del soluto en el líquido)	Adimensional	Adimensional
M	Peso molecular	kg/kmol	lb/(lb · mol)
MWR	Velocidad mínima de humedecimiento para los empaques de las torres	m^2/s	ft^2/h
n_A	Velocidad de transferencia del soluto	kmol/s	$(lb \cdot mol)/h$
N	Número de etapas teóricas en un absorbedor o separador de platos	Adimensional	Adimensional
N_A	Velocidad de transferencia de masa en la interfase del soluto A por unidad de área de la interfase	$kmol/(s \cdot m^2)$	$(lb \cdot mol)/(h \cdot ft^2)$
N_G	Número de unidades de transferencia de masa en la fase gaseosa	Adimensional	Adimensional
N_{Ha}	Número de Hatta, $(\sqrt{k_1 D_A}\ /k_L^0)$	Adimensional	Adimensional
N_{tOG}	Número de unidades totales de transferencia de masa en la fase gaseosa	Adimensional	Adimensional
N_L	Número de unidades de transferencia de masa en la fase líquida	Adimensional	Adimensional
N_{tOL}	Número total de unidades de transferencia de masa en la fase líquida	Adimensional	Adimensional
NTU	Número de unidades de transferencia	Adimensional	Adimensional
N_{Pr}	Número de Prandtl, $(c_p\mu/k)$	Adimensional	Adimensional
N_{Re}	Número de Reynolds, (Gd/μ_G)	Adimensional	Adimensional

Nomenclatura y uni

Símbolo	
N_{Sc}	Número de
N_{Sh}	Número de
N_{St}	Número de
p	Presión par
p_A^0	Presión de
p_t	Presión par
p_T	Presión tot
Δ_p	Caída de p
r_A	Velocidad
R	Constante
R_A	Velocidad
s	Velocidad
S	Área de la
S	Factor de s
S_c	Factor "efi
S^0	Factor de s
t	Tiempo de
T	Temperatu
u_L	Velocidad
V	Volumen e
V_L	Velocidad
x	Fracción
x^*	Fracción centración
x_{BM}	Media log de líquido
x^*_{BM}	Media log de la masa
x_f	Fracción
x_i	Fracción
X	Moles de
y	Fracción
y^*	Fracción ción de so
y_{BM}	Media log la masa de
y^0_{BM}	Media log masa de g
y_f	Fracción
y_i	Fracción
y_i^0	Fracción centración
Y	Moles de tratar
α	Constante
β	Constante
γ	Coeficien
δ	Espesor e
ε	Fracción fracciona
θ	Tiempo d
θ'	Tiempo d

Nomenclatura y unidades (*Continuación*)

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
N_{Sc}	Número de Schmidt, $(\mu_G/\rho_G D_{AB})$ o $(\mu_L/\rho_L D_L)$	Adimensional	Adimensional
N_{Sh}	Número de Sherwood, $(k_G RTd/D_{AB}p_T)$	Adimensional	Adimensional
N_{St}	Número de Stanton, (k_G/G_M) o (k_L/L_M)	Adimensional	Adimensional
p	Presión parcial del soluto en la masa de gas	kPa	lbf/in^2
p_A^0	Presión de vapor del componente puro del soluto A	kPa	lbf/in^2
p_i	Presión parcial del soluto en la interfase gas-líquido	kPa	lbf/in^2
p_T	Presión total del sistema	kPa	lbf/in^2
Δ_p	Caída de presión	kPa	lbf/in^2
r_A	Velocidad de absorción por unidad de área de la interfase	kmol/(s · m^2)	(lb · mol)/(h · ft^2)
R	Constante del gas	8314 J/(kmol · K) = 8.314 m^{3}kPa/(kmol · K)	(10.73 ft^3 · psia)/(lb · mol · °R)
R_A	Velocidad de reacción volumétrica	kmol/(s · m^3)	(lb · mol)/(h · ft^3)
s	Velocidad fraccionaria de renovación de la superficie	s^{-1}	h^{-1}
S	Area de la sección transversal de la torre = $\pi d^2/4$	m^2	ft^2
S	Factor de separación, (mG_M/L_M)	Adimensional	Adimensional
S_e	Factor "eficaz" de separación de Edmister	Adimensional	Adimensional
S^0	Factor de separación, (mG_T^0/L_T^0)	Adimensional	Adimensional
t	Tiempo de contacto	s	h
T	Temperatura	K	°R
u_L	Velocidad superficial del líquido en dirección vertical	m/s	ft/h
V	Volumen empacado de la torre	m^3	ft^3
V_L	Velocidad volumétrica del líquido	m^3/[s · (área de la sección transversal de la torre, en m^2)]	ft^3/[h · (área de la sección transversal de la torre en ft^2)]
x	Fracción mol del soluto en la fase masiva de líquido	(kmol de soluto)/(kmol de líquido)	(lb · mol de soluto)/(lb · mol de líquido)
x^*	Fracción mol del soluto en la masa de líquido, en equilibrio con la concentración del soluto en la masa de gas y	(kmol de soluto)/(kmol de líquido)	(lb · mol de soluto)/(lb · mol de líquido)
x_{BM}	Media logarítmica de la concentración del disolvente inerte entre la masa de líquido y los valores de la interfase	(kmol de disolvente)/(kmol de líquido)	(lb · mol de disolvente)/(lb · mol de líquido)
x^*_{BM}	Media logarítmica de la concentración del disolvente inerte entre el valor de la masa de líquido y el valor en equilibrio con la masa de gas	(kmol de disolvente)/(kmol de líquido)	(lb · mol de disolvente)/(lb · mol de líquido)
x_f	Fracción mol del soluto en la corriente de entrada del disolvente líquido	(kmol de disolvente)/(kmol de líquido)	(lb · mol de disolvente)/(lb · mol de líquido)
x_i	Fracción mol del soluto en el líquido en la interfase gas-líquido	(kmol de disolvente)/(kmol de líquido)	(lb · mol de disolvente)/(lb · mol de líquido)
X	Moles de soluto en el líquido por mol de disolvente libre de soluto	(kmol de soluto)/(kmol de disolvente)	(lb · mol de soluto)/(lb · mol de disolvente)
y	Fracción mol del soluto en la fase masiva de gas	(kmol de soluto)/(kmol de gas)	(lb · mol de soluto)/(lb · mol de gas)
y^*	Fracción mol del soluto en la masa de gas en equilibrio con la concentración de soluto en la masa de líquido x	(kmol de soluto)/(kmol de gas)	(lb · mol de soluto)/(lb · mol de gas)
y_{BM}	Media logarítmica de la concentración del gas inerte entre los valores de la masa de gas y la interfase	(kmol de gas inerte)/(kmol de gas)	(lb · mol de gas inerte)/(lb · mol de gas)
y^0_{BM}	Media logarítmica de la concentración del gas inerte entre el valor de la masa de gas y el valor en equilibrio con la masa de líquido.	(kmol de gas inerte)/(kmol de gas)	(lb · mol de gas inerte)/(lb · mol de gas)
y_f	Fracción mol del soluto en el gas de alimentación	(kmol de soluto)/(kmol de gas de alimentación)	(lb · mol de soluto)/(lb · mol de gas de alimentación)
y_i	Fracción mol del soluto en el gas en la interfase gas-líquido	(kmol de soluto)/(kmol de gas)	(lb · mol de soluto)/(lb · mol de gas)
y_i^o	Fracción mol del soluto en el gas en la interfase, en equilibrio con la concentración en la entrecara del soluto en fase líquida x_i	(kmol de soluto)/(kmol de gas)	(lb · mol de soluto)/(lb · mol de gas)
Y	Moles de soluto en el gas por mol del gas de alimentación rico en soluto a tratar	kmol/kmol	(lb · mol)/(lb · mol)
	Símbolos griegos		
α	Constante en la ecuación (14-130)		
β	Constante en la ecuación (14-130)		
γ	Coeficiente de actividad en la fase líquida	Adimensional	Adimensional
δ	Espesor eficaz de la capa de película estacionaria	m	ft
ε	Fracción de espacios vacíos disponible para el flujo del gas o retención fraccionaria de gas	m^3/m^3	ft^3/ft^3
θ	Tiempo de operación del proceso por año	s/año	s/año
θ'	Tiempo de operación del proceso por año	h/año	h/año

Nomenclatura y unidades (*Continuación*)

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
ρ_G	Densidad en la fase gaseosa	kg/m^3	lb/ft^3
ρ_L	Densidad molar promedio de la fase líquida	$kmol/m^3$	$(lb \cdot mol)/ft^3$
μ_G	Viscosidad en la fase gaseosa	$kg/(s \cdot m)$	$lb/(h \cdot ft)$
μ_L	Viscosidad en la fase líquida	$kg/(s \cdot m)$	$lb/(h \cdot ft)$
ν	Número de moles de *B* que reaccionan con 1 mol de *A*, un coeficiente estequiométrico	Adimensional	Adimensional
ϕ	Razón k_L/k_L^0, la reacción adimensional o el factor de mejoramiento.	Adimensional	Adimensional
ϕ_∞	Razón k_L/k_L^0 cuando $N_{Ha} = \infty$	Adimensional	Adimensional
	Subíndices		
1	Fondo de la torre (de absorción o de separación)		
2	Parte superior de la torre (de absorción o de separación)		
A	Componente soluto en la fase líquida o gaseosa		
B	Componente del gas inerte o disolvente inerte		
a	Soluto de acetona en los problemas de ejemplo		
G	Fase gaseosa		
L	Fase líquida		

Referencias Generales: Astarita, G., *Mass Transfer with Chemical Reaction*, Elsevier, New York, 1967. Coulson, J. M., and J. F. Richardson, *Chemical Engineering*, vol. 2: *Unit Operations*, 3d ed., Pergamon, Oxford, 1978, pp. 529-584. Danckwerts, P. V., *Gas-Liquid Reactions*, McGraw-Hill, New York, 1970. Geankoplis, C. J., *Mass Transport Phenomena*, Holt, New York, 1972. Hobler, T., *Mass Transfer and Absorbers*, Pergamon, Oxford, 1966. Kohl, A. L. y F. C. Riesenfeld, *Gas Purification*, 3d ed., Gulf, Houston, 1979. Leva, M. *Tower Packings and Packed Tower Design*, U.S. Stoneware Co., Akron, Ohio, 1953. Norman, W. S., *Absorption, Distillation and Cooling Towers*, Wiley, New York, 1961. Shah, Y. T., *Gas-Liquid-Solid Reactor Design*, McGraw-Hill, New York, 1979. Sherwood, T. K. y R. L. Pigford, *Absorption and Extraction*, McGraw-Hill, New York, 1952. Sherwood, T. K., R. L. Pigford, y C. R. Wilke, *Mass Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1975. Treybal, R. E., *Mass Transfer Operations*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1980.

INTRODUCCIÓN

Definiciones La absorción de gas es una operación unitaria en la cual los componentes solubles de una mezcla gaseosa se disuelven en un líquido. La operación inversa, llamada separación o desorción, se utiliza cuando se quieren transferir los componentes volátiles de una mezcla líquida a un gas. Esta sección se refiere básicamente al diseño del equipo comercial para realizar cualesquiera de estas operaciones en forma continua.

Equipo Los aparatos utilizados para poner en contacto una corriente gaseosa con una líquida en forma continua pueden ser una torre empacada, rellena con material de empaque sólido regular o irregular, una columna de platos que contiene varios platos perforados o de burbuja y tapón, una torre o cámara vacía, donde se rocía el líquido, una columna de paredes húmedas o un recipiente con agitación o rocío. Por lo general, las corrientes de gas y líquido se pasan a contracorriente a través del equipo para obtener la velocidad de absorción máxima.

Procedimientos de diseño Los procedimientos para especificar las principales dimensiones del equipo de absorción de gas se describen en esta sección por medio del cálculo de problemas característicos de la práctica comercial. Los datos experimentales requeridos para realizar dichos cálculos se analizan y remiten a la bibliografía adecuada o a las otras secciones de la *Biblioteca del Ingeniero Químico*.

Los tres pasos principales incluidos en el diseño de una torre de absorción o separación son:

1. Los datos de las relaciones de equilibrio vapor-líquido del sistema se utilizan para determinar *a*) la cantidad de líquido necesaria para absorber la cantidad requerida de los componentes solubles del gas, o *b*) la cantidad de gas necesaria para separar la cantidad requerida de los componentes volátiles de un líquido. Véase la sección 3 para una información detallada de los datos, y la guía que aparece a continuación para una fuente adicional de datos.
2. Los datos sobre la capacidad de manejo de vapor y líquido del equipo considerado se utilizan para determinar el área de la sección transversal requerida y el diámetro del equipo a través del cual van a fluir las corrientes de gas y líquido. La consideración de los factores económicos incluidos muestran que es deseable fijar las velocidades de los fluidos muy por abajo de los valores máximos que se pueden utilizar. Véase la sección 18 para los datos detallados.
3. Los datos de equilibrio y los balances de materia se utilizan para determinar el número de etapas de equilibrio (platos teóricos o unidades de transferencia) requeridas para la separación deseada. La dificultad de la separación depende del nivel de recuperación que sea más deseable económicamente. El tiempo de contacto requerido entre las corrientes que fluyen o la altura necesaria de la torre se pueden calcular si se dispone de los datos para la velocidad específica de transferencia de materia entre las fases líquida y gaseosa, expresada en términos de eficiencia del plato o como altura de una unidad de transferencia.

DATOS CLAVE EN LA ABSORCIÓN DE GAS

La tabla 14-1 es una guía de referencia rápida sobre los datos e información contenidos en las otras secciones de esta *Biblioteca del Ingeniero Químico*. Algunas referencias adicionales se analizan posteriormente.

Datos de equilibrio Encontrar datos de solubilidad confiables es quizás la tarea más tediosa y que más tiempo consume y, sin embargo, es la tarea más importante que existe en el desarrollo de diseños con-

TABLA 14-1 Guía

Tipo de datos
Datos de equilibrio
Solubilidades de gases
Presiones de vapor del
Valores de *K* de equili
Datos térmicos
Calores de disolución
Calores específicos
Calores latentes
Datos de transporte
Coeficientes de difusi
Líquidos
Gases
Viscosidades
Líquidos
Gases
Densidades
Líquidos
Gases
Datos de la torre empac
Caída de presión e in
Coeficientes de transf
HTU: absorción físic
HTU: con reacción q
HETP
Costos de las torres y
Datos de las torres de p
Caída de presión e in
Eficiencias de las ba
Costo de las torres y l

fiables para los siste
fuente de datos de sol
editados por Kertes y
gamon Press (1979 y
lumen hay un análisis
por los que se ha info
bilidad de los gases c
Kuenen y el de Ostwa
ley de Henry, con ecua
cera edición de *The*
nitz y Sherwood (Mc
tar en su totalidad y
reales sobre el emple
mico. En la sección
presenta un buen análi

La nomenclatura y l
acuerdo con el siste

TABLA 14-1 Guía de datos clave en la absorción de gas

Tipo de datos	Referencia en la *Biblioteca del Ingeniero Químico* Sec.
Datos de equilibrio	
Solubilidades de gases	3
Presiones de vapor del componente puro	3
Valores de K de equilibrio	13
Datos térmicos	
Calores de disolución	3
Calores específicos	3
Calores latentes	3
Datos de transporte	
Coeficientes de difusión	
Líquidos	3
Gases	3
Viscosidades	
Líquidos	3
Gases	3
Densidades	
Líquidos	3
Gases	3
Datos de la torre empacada	
Caída de presión e inundación	18
Coeficientes de transferencia de masa	18
HTU: absorción física	18
HTU: con reacción química	14
HETP	18
Costos de las torres y empaques	18
Datos de las torres de platos	
Caída de presión e inundación	18
Eficiencias de las bandejas	18
Costo de las torres y bandejas	18

fiables para los sistemas de absorción de gas. Una nueva y excelente fuente de datos de solubilidad de los gases es el conjunto de volúmenes editados por Kertes y cols., *Solubility Data Series*, publicado por Pergamon Press (1979 y años siguientes). En la introducción de cada volumen hay un análisis y una definición excelente de los varios métodos por los que se ha informado en la literatura acerca de los datos de solubilidad de los gases como, por ejemplo, el coeficiente de Bunsen, el de Kuenen y el de Ostwald, el coeficiente de absorción y la constante de la ley de Henry, con ecuaciones para interrelacionar estos parámetros. La tercera edición de *The Properties of Gases and Liquids*, de Reid, Prausnitz y Sherwood (McGraw-Hill, New York, 1977) se ha vuelto a redactar en su totalidad y es una magnífica fuente de datos e información reales sobre el empleo adecuado de los datos de equilibrio termodinámico. En la sección 13 de esta *Biblioteca del Ingeniero Químico* se presenta un buen análisis sobre los valores de la constante de equilibrio K.

Prausnitz y Shair [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7**, 682 (1961)] analizaron los aspectos termodinámicos de la solubilidad de los gases a baja presión. Más recientemente, Schulze y Prausnitz [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **20**, 175 (1981)] presentaron los datos y una correlación para las solubilidades de los gases en agua a alta temperatura (0 a 300°C), en función de las constantes de la ley de Henry. Esto demuestra que dicha constante no es una función monotónica de la temperatura y, en consecuencia, que la extrapolación simple puede dar por resultado grandes errores.

Para los sistemas que incluyen los equilibrios de la reacción química en fase líquida, Rivas y Prausnitz [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **25**, 975 (1979)] presentan un muy buen análisis de la definición y empleo adecuados de las relaciones de equilibrio termodinámico, las constantes de la ley de Henry y los datos de equilibrio químico, y examinan cómo interpolar y extrapolar dichos datos con respecto a la temperatura y la presión.

Las siguientes referencias contienen una recopilación de los datos sobre la presión de vapor del componente puro y la solubilidad de los gases:

- Battino, R., *et al.*: *Chem. Rev.*, **66**, 395 (1966). Documentos centrados básicamente sobre la bibliografía de los datos de solubilidad de los gases.
- Kertes, A. S., *et al.*: *Solubility Data Series*, Pergamon, Oxford, 1979 ff.
- Linke, W. F., *et al.*: *Solubilities of Inorganic and Metal-Organic Compounds*, 4th ed., vol. I, Van Nostrand, New York, 1958.
- _____: *Solubilities of Inorganic and Metal-Organic Compounds*, American Chemical Society, Washington, 1965.
- Stephen, H., *et al.*: *Solubilities of Inorganic and Organic Compounds*, Pergamon, Oxford, 1963.
- Vargaftic, N. B.: *Tables on the Thermophysical Properties of Liquids and Gases*, Wiley, New York, 1975.
- Wilhelm, E., *et al.*: *Chem. Rev.*, **73**, 1 (1973). Solubilidad de los gases en disolventes no acuosos.
- _____: *Chem. Rev.*, **77**, 219 (1977). Solubilidad de los gases en agua.
- Yaws, C. L.: "Physical Properties: A Guide to the Physical, Thermodynamic and Transport Property Data of Industrially Important Chemical Compounds", en *Chemical Engineering*, McGraw-Hill, New York, 1977.

Datos térmicos El libro de Reid, Prausnitz y Sherwood (*op. cit.*) es una buena fuente opcional de datos e información sobre los calores latentes de evaporación, las capacidades caloríficas de gases y líquidos y los calores de formación. Prausnitz y Shair (*op. cit.*) y Wilhelm, Battino y Wilcock [*Chem. Rev.*, **77**, 219 (1977)] presentan un análisis útil sobre los calores de solución.

Datos de transporte Además de Reid, Prausnitz y Sherwood (*op. cit.*), el libro de S. Bretsznajder, *Prediction of Transport and Other Physical Properties of Fluids* (Pergamon Press, Oxford, 1971) es muy recomendable. Ambos libros proporcionan datos reales, así como métodos para estimar las viscosidades, los coeficientes de difusión, las densidades, las conductividades térmicas y las tensiones superficiales.

Datos de las torres de platos y empacadas La mayor parte de la literatura importante sobre este tema aparece en la bibliografía de la sección 18, para los sistemas que incluyen absorción puramente física. Al final de esta sección se presenta la bibliografía de la literatura para los sistemas que incluyen absorción de gas con reacción química.

NOMENCLATURA Y CONVERSIÓN DE UNIDADES

La nomenclatura y las unidades utilizadas en esta sección están de acuerdo con el sistema SI aprobado por el American Institute of Chemical Engineers descrito por E. Buck (*Chem. Eng. Prog.*, octubre 1978, p. 73) o con el sistema usual en Estados Unidos. Por conveniencia

cia en los trabajos de diseño del absorbedor, algunas de las conversiones más utilizadas del sistema usual en Estados Unidos y las unidades SI aparecen en la tabla 14-2. Al principio de esta sección aparece una tabla con la nomenclatura utilizada y se recomienda como guía a autores potenciales en el campo de la absorción de gas.

TRANSFERENCIA DE MASA ENTRE FASES

La transferencia de materia entre fases es importante en la mayor parte de los procesos en los que están incluidos gases y líquidos. Cuando un líquido puro se evapora y se convierte en gas, sólo es necesario calcular la transferencia de masa en la fase gaseosa, es decir, la transferencia de masa en la fase de líquido puro no está incluida. Por el contrario, cuando un gas puro se absorbe en un líquido, sólo es necesario considerar la transferencia de masa en la fase líquida. En ocasiones, la transferencia de masa en una de las dos fases puede despreciarse, incluso cuando los componentes puros no estén involucrados. Este sería el caso en que la resistencia a la transferencia de masa es bastante más elevada en una fase que en la otra. La comprensión de la naturaleza y magnitud de estas resistencias es una de las claves para realizar cálculos confiables de absorción de gas. Para los datos específicos sobre los coeficientes de transferencia de masa, para sistemas no reactivos, en la fase líquida y gaseosa, véase la sección 18. Los sistemas que reaccionan químicamente se analizan al final de esta sección.

TABLA 14-2 Factores de conversión de uso frecuente*

Multipliquese	Por	Para obtener unidades SI
lb/h	1.260×10^{-4}	kg/s
(lb·mol)/h	1.260×10^{-4}	kmol/s
lb/(h·ft^2)	1.356×10^{-3}	kg/(s·m^2)
(lb·mol)/(h·ft^2)	1.356×10^{-3}	kmol/(s·m^2)
(lb·mol)/(h·ft^2·atm)	1.339×10^{-5}	kmol/(s·m^2·kPa)
(lb·mol)/(h·ft^3)	4.450×10^{-3}	kmol/(s·m^3)
(lb·mol)/(h·ft^3·atm)	4.391×10^{-5}	kmol/(s·m^3·kPa)
lb/ft^3	16.02	kg/m^3
(lb·mol)/ft^3	16.02	kmol/m^3
ft^2/h	2.581×10^{-5}	m^2/s
cm^2/s	1.000×10^{-4}	m^2/s
atm	101.3	kPa
ft	0.3048	m
ft^2	9.290×10^{-2}	m^2
ft^3	2.832×10^{-2}	m^3
ft^2/ft^3	3.281	m^2/m^3
cm^2/cm^3	100	m^2/m^3
Btu/(lb·°R)	4.187	kJ/(kg·K)
Btu/(lb·mol)	2.326	kJ/kmol
cal/(g·mol)	4.187	kJ/kmol
Btu/(h·ft^2·°R)	5.678×10^{-3}	kJ/(s·m^2·K)
(Btu·ft)/(h·ft^2·°R)	1.731×10^{-3}	(kJ·m)/(s·m^2·K)

* Base: 1 kJ/s = 1 kW, 1 Btu = 1.05506 kJ (ISO/TC 12).

Principios de transferencia de masa: Sistemas diluidos Cuando se transfiere material de una fase a otra, a través de la interfase que las separa, la resistencia a la transferencia de masa de una fase a la otra causa un gradiente de concentraciones como el que aparece en la figura 14-1. Las concentraciones del material que se difunde en las dos fases inmediatamente adyacentes a la interfase son por lo general desiguales, incluso si se expresan en las mismas unidades, pero también se supone por lo general que están relacionadas entre sí por las leyes del equilibrio termodinámico. Por consiguiente, se supone que se alcanza el equilibrio termodinámico en la interfase gas-líquido casi inmediatamente que entran en contacto el gas y el líquido.

Para los sistemas en los que las concentraciones en las fases líquida y gaseosa son diluidas, la velocidad de transferencia se puede expresar por medio de ecuaciones en las que la velocidad de transferencia de masa es proporcional a la diferencia que existe entre la concentración masiva y la concentración en la interfase gas-líquido. Por consiguiente:

$$N_A = k'_G(p - p_i) = k'_L(c_i - c) \qquad (14\text{-}1)$$

donde N_A = velocidad de transferencia de masa, k'_G = coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa, k'_L = coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida, p = presión parcial del soluto en el gas, p_i = presión parcial del soluto en la interfase, c = concentración del soluto en el líquido y c_i = concentración del soluto en el líquido de la interfase.

Por definición, los coeficientes de transferencia de masa k'_G y k'_L son iguales a las razones de los flujos molales de masa N_A respecto a las fuerzas impulsoras de las concentraciones $(p-p_i)$ y (c_i-c), respectivamente. Una expresión opcional para la velocidad de transferencia en los sistemas diluidos está dada por

$$N_A = k_G(y - y_i) = k_L(x_i - x) \qquad (14\text{-}2)$$

donde N_A = m velocidad de transferencia de masa, k_G = coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa, k_L = coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida, y = fracción mol del soluto en la fase gaseosa, y_i = fracción mol del soluto en el gas de la interfase, x = fracción mol del soluto en la fase líquida y x_i = fracción mol del soluto en el líquido de la interfase.

Los coeficientes de transferencia de masa, definidos por las ecuaciones (14-1) y (14-2), se relacionan entre sí como sigue:

$$k_G = k'_G p_T \qquad (14\text{-}3)$$

$$k_L = k'_L \bar{\rho}_L \qquad (14\text{-}4)$$

donde p_T = presión total del sistema utilizada *durante las determinaciones experimentales* de los valores de k'_G y $\bar{\rho}_L$ = densidad molar promedio de la fase líquida. El coeficiente k_G es relativamente independiente de la presión total del sistema y, en consecuencia, es más conveniente utilizarlo en comparación con k'_G, que es inversamente proporcional a la presión total del sistema.

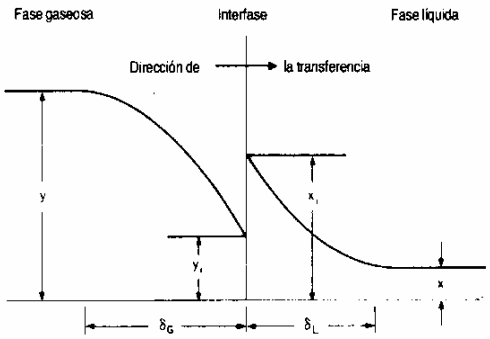


FIG. 14-1 Gradientes de concentración cerca de la interfase gas-líquido.

Las ecuaciones ante
centraciones en la inter
valores x y y, siempre y
individuales. Por consi

$(y - y_i)/(x_i - x) = k_$

donde L_M = velocidad
de la masa gaseosa, H_L
en la resistencia de la fa
ferencia, basada en la
de la ecuación (14-5) s
La ecuación (14-5) s
composiciones de equ
coloca un punto que re
Una construcción de es
el caso de una absorció

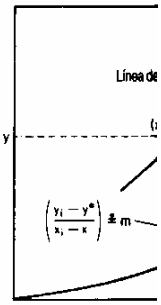


FIG. 14-2 Identificació
absorción a contracorrient

En el diseño del equi
rencia de masa a partir
cientes de transferenci
hacer al resolver la ec
ción de equilibrio $y_i^* =$
cular la velocidad de tr
Si la relación de equi
ejemplo, si la gráfica d
riamente a través del o
cional a la diferencia q
fase y la concentración
con la concentración m
cias es $y - y^*$ y la otra
obtener una solución p
puede observar en el si
La velocidad de trans
la ecuación

$N_A = K_G(y - y^*) =$

donde K_G representa el
la fase gaseosa, K_L es el
la fase líquida, y^* = es l
x^* = es la composición
posición y. Esta ecuaci
sión:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G}\left(\frac{y - y^*}{y - y_i}\right) =$$

Las ecuaciones anteriores se pueden emplear para calcular las concentraciones en la interfase, correspondientes a cualquier conjunto de valores x y y, siempre y cuando se conozca la razón de los coeficientes individuales. Por consiguiente,

$$(y - y_i)/(x_i - x) = k_L/k_G = k'_L\bar{\rho}_L/k'_G p_T = L_M H_G/G_M H_L \quad (14\text{-}5)$$

donde L_M = velocidad molar de la masa líquida, G_M = velocidad molar de la masa gaseosa, H_L = altura de una unidad de transferencia, basada en la resistencia de la fase líquida y H_G = altura de una unidad de transferencia, basada en la resistencia de la fase gaseosa. El último término de la ecuación (14-5) se obtuvo de las ecuaciones (14-26) y (14-28).

La ecuación (14-5) se puede resolver gráficamente si se grafican las composiciones de equilibrio vapor-líquido y sobre este diagrama se coloca un punto que representa las concentraciones masivas de x y y. Una construcción de este tipo aparece en la figura 14-2, que representa el caso de una absorción de gas.

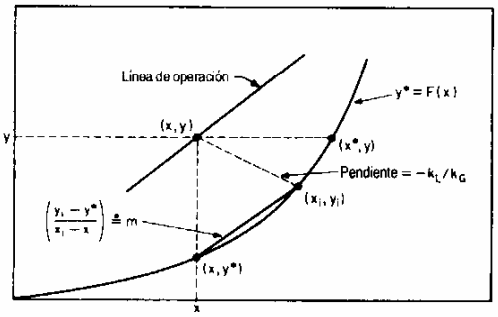


FIG. 14-2 Identificación de las concentraciones en un punto, en una torre de absorción a contracorriente.

En el diseño del equipo es necesario estimar la velocidad de transferencia de masa a partir de valores conocidos o calculados de los coeficientes de transferencia y las concentraciones masivas. Esto se puede hacer al resolver la ecuación (14-5) en forma simultánea con la relación de equilibrio $y_i^* = F(x_i)$ para obtener y_i y x_i. Después se puede calcular la velocidad de transferencia con base en la ecuación (14-2).

Si la relación de equilibrio $y_i^* = F(x_i)$ es suficientemente sencilla, por ejemplo, si la gráfica de y_i^* *contra* x_i es una línea recta, pero no necesariamente a través del origen, la velocidad de transferencia es proporcional a la diferencia que existe entre la concentración masiva en una fase y la concentración (en esa misma fase) que estaría en equilibrio con la concentración masiva en la segunda fase. Una de dichas diferencias es $y - y^*$ y la otra es $x^* - x$. En este caso no existe necesidad de obtener una solución para las composiciones de la interfase, como se puede observar en el siguiente razonamiento.

La velocidad de transferencia de masa se puede definir por medio de la ecuación

$$N_A = K_G(y - y^*) = k_G(y - y_i) = k_L(x_i - x) = K_L(x^* - x) \quad (14\text{-}6)$$

donde K_G representa el coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa, K_L es el coeficiente global de transferencia de masa en la fase líquida, y^* = es la composición del vapor en equilibrio con x, y x^* = es la composición del líquido en equilibrio con un vapor de composición y. Esta ecuación se puede reacomodar para obtener la expresión:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G}\left(\frac{y - y^*}{y - y_i}\right) = \frac{1}{k_G} + \frac{1}{k_G}\left(\frac{y_i - y^*}{y - y_i}\right) = \frac{1}{k_G} + \frac{1}{k_L}\left(\frac{y_i - y^*}{x_i - x}\right) \quad (14\text{-}7)$$

considerando la ecuación (14-5). La comparación del último término entre paréntesis con el diagrama de la figura 14-2 demuestra que este término es igual a la pendiente de la cuerda que une los puntos (x, y^*) y (x_i, y_i). Si la curva de equilibrio es una línea recta, entonces su pendiente es m. Por lo tanto,

$$1/K_G = (1/k_G + m/k_L) \quad (14\text{-}8)$$

Para concentraciones diluidas de muchos gases y en un buen intervalo de algunos, la relación de equilibrio está dada por la **ley de Henry**, que relaciona la presión parcial desarrollada por un soluto disuelto A en un disolvente líquido B, mediante una de las dos ecuaciones siguientes:

$$p_A = Hx_A \quad (14\text{-}9)$$

o

$$p_A = H'c_A \quad (14\text{-}10)$$

donde H es el coeficiente de la ley de Henry, expresado en unidades (SI) de kilopascales por fracción mol de soluto en el líquido, y H' es el coeficiente de la ley de Henry, expresado en unidades (SI) de kilopascales por kilogramo mol por metro cúbico.

Cuando es válida la ley de Henry, la pendiente m se puede calcular por medio de la relación

$$m = H/p_T = H'\bar{\rho}_L/p_T \quad (14\text{-}11)$$

donde m se define en función de la fracción mol de las fuerzas impulsoras compatibles con las ecuaciones (14-2) a (14-8); es decir, con las definiciones de k_L, k_G y K_G.

Si se desea calcular la velocidad de transferencia a partir de la diferencia total de concentraciones, basada en las composiciones masivas del líquido $(x^* - x)$, el coeficiente global adecuado K_L está relacionado con los coeficientes individuales por la ecuación

$$1/K_L = (1/k_L + 1/mk_G) \quad (14\text{-}12)$$

La conversión de esta ecuación en otra basada en k'_G y k'_L se puede realizar fácilmente por sustitución directa en las ecuaciones (14-3) y (14-4).

En ocasiones se encuentran los valores de k'_L y k'_G dados en unidades (SI), es decir, metros por segundo. Las unidades correctas para estos valores son kmol/[(s · m^2)(kmol/m^3)] y la ecuación (14-4) es la adecuada para convertirlos en una base de fracciones mol.

Cuando los valores de k_G y K_G se reportan en las unidades (SI) de kmol/[(s · m^2)(kPa)], se debe tener cuidado al convertirlos en una base de fracciones mol, para multiplicarlos por la presión real utilizada en los experimentos originales y *no* por la presión total del sistema a diseñar. Esta conversión es válida para los sistemas que siguen la ley de Dalton de las presiones parciales ($p = yp_T$).

La comparación de las ecuaciones (14-8) y (14-12) demuestra que para un sistema en el cual la línea de equilibrio es recta, los coeficientes globales de transferencia de masa están relacionados entre sí por la ecuación

$$K_L = mK_G \quad (14\text{-}13)$$

Cuando **la curva de equilibrio no es recta** no existe base lógica para utilizar el coeficiente global de transferencia, ya que el valor de m será función de la posición en el aparato, como se observa en la figura 14-2. En dichos casos, la velocidad de transferencia debe calcularse mediante la solución de las composiciones de la entrecara, como se describió antes.

Las velocidades de transferencia de masa observadas experimentalmente en el equipo de absorción de gas, se expresan a menudo en términos de los coeficientes globales de transferencia, incluso cuando las líneas de equilibrio son curvas. Este procedimiento es puramente empírico, ya que la teoría señala que, en dichos casos, las velocidades de transferencia pueden no variar en proporción directa con las diferencias totales de concentración $(y - y^*)$ y $(x^* - x)$ en todos los niveles de concentración, incluso cuando las velocidades pueden ser proporcio-

nales a la diferencia de concentración en cada fase, tomada en forma separada, es decir, $(x_i - x)$ y $(y - y_i)$.

En la mayor parte de los equipos de absorción de gas como, por ejemplo, torres de rocío o empacadas, el **área de la interfase** que es eficaz para la transferencia de masa no se puede determinar en forma precisa. Por este motivo se acostumbra informar las velocidades de transferencia observadas experimentalmente en términos de los coeficientes de transferencia basados en una unidad de volumen del equipo en vez de una unidad de área de la interfase. Estos coeficientes volumétricos se designan como $k_G a$, $k_L a$, etc., donde a representa el área de la interfase por unidad de volumen del equipo. Las variaciones observadas experimentalmente en los valores de estos coeficientes volumétricos, con respecto a las variaciones en las velocidades de flujo, el tipo de empaque, etc., pueden deberse, cuando mucho, a cambios en el valor eficaz de a o a cambios en el valor de k. El cálculo de los coeficientes globales a partir de los coeficientes volumétricos individuales se hace por medio de las ecuaciones

$$1/K_G a = (1/k_G a + m/k_L a) \tag{14-14}$$

$$1/K_L a = (1/k_L a + 1/mk_G a) \tag{14-15}$$

Debido a las amplias variaciones de solubilidad de los gases en los líquidos, la variación de los valores de m de un sistema a otro puede tener un efecto importante en la selección del equipo a utilizar. Por ejemplo, si se desea disolver un gas escasamente soluble como oxígeno en agua, el valor grande de m para este sistema hará que la parte que corresponde a la fase líquida de la resistencia total a la transferencia sea extremadamente grande en una torre de rocío, donde k_L puede ser relativamente pequeño. Sin embargo, este tipo de razonamiento se debe aplicar con precaución, ya que los gases con diferentes solubilidades se absorben por lo general en distintas condiciones de operación. Por consiguiente, el efecto de los cambios de solubilidad sobre la resistencia total a la transferencia de masa se equilibran en parte por los cambios en las resistencias específicas individuales a medida que se cambian las velocidades de flujo.

Principios de transferencia de masa: Sistemas concentrados Cuando las concentraciones del soluto en las fases líquida y/o gaseosa son grandes, las ecuaciones obtenidas anteriormente para los sistemas diluidos ya no son válidas. Las ecuaciones correctas a utilizar para los sistemas concentrados son las siguientes

$$\begin{aligned} N_A &= \hat{k}_G(y - y_i)/y_{BM} = \hat{k}_L(x_i - x)/x_{BM} \\ &= \hat{K}_G(y - y^*)/y^*_{BM} = \hat{K}_L(x^* - x)/x^*_{BM} \end{aligned} \tag{14-16}$$

donde

$$y_{BM} = \frac{(1 - y) - (1 - y_i)}{\ln[(1 - y)/(1 - y_i)]} \tag{14-17}$$

$$y^*_{BM} = \frac{(1 - y) - (1 - y^*)}{\ln[(1 - y)/(1 - y^*)]} \tag{14-18}$$

$$x_{BM} = \frac{(1 - x) - (1 - x_i)}{\ln[(1 - x)/(1 - x_i)]} \tag{14-19}$$

$$x^*_{BM} = \frac{(1 - x) - (1 - x^*)}{\ln[(1 - x)/(1 - x^*)]} \tag{14-20}$$

y donde $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ son los coeficientes de tranferencia de masa en la fase gaseosa y líquida, respectivamente, para los sistemas concentrados y $\hat{K}_G$ y $\hat{K}_L$ son los coeficientes globales de transferencia de masa para la fase gaseosa y líquida, respectivamente, en los sistemas concentrados. Estos coeficientes se definen más adelante en la subsección "Definiciones de los coeficientes de transferencia de masa $\hat{k}_G$ y $\hat{K}_L$".

Los factores y_{BM} y x_{BM} provienen del hecho de que en la difusión de un soluto a través de una capa secundaria estacionaria de un fluido insoluble, la resistencia a la difusión varía en forma proporcional a la concentración del fluido estacionario insoluble y se aproxima a cero a medida que la concentración del fluido insoluble se aproxima a cero.

Los factores y^*_{BM} y x^*_{BM} no se pueden justificar con base en la teoría cinética de los fluidos, porque no están basados en las resistencias totales. Por consiguiente, estos factores se incluyen en las ecuaciones por pura analogía con las ecuaciones de película correspondientes.

En los sistemas diluidos, la media logarítmica de las concentraciones del gas insoluble y el líquido no volátil se aproxima a la unidad y la ecuación (14-16) se reduce a la fórmula del sistema diluido. En la destilación de mezclas binarias, en la que ambos componentes se difunden en forma simultánea, estos factores de medias logarítmicas deben omitirse (p. ej., este caso se presenta en un absorbedor o separador con recalentamiento).

La sustitución de las ecuaciones (14-17) a (14-20) en la ecuación (14-16) da por resultado la siguiente fórmula simplificada

$$\begin{aligned} N_A &= \hat{k}_G \ln[(1 - y_i)/(1 - y)] \\ &= \hat{K}_G \ln[(1 - y^*)/(1 - y)] \\ &= \hat{k}_L \ln[(1 - x)/(1 - x_i)] \\ &= \hat{K}_L \ln[(1 - x)/(1 - x^*)] \end{aligned} \tag{14-21}$$

Obsérvese que las unidades de $\hat{k}_G$, $\hat{K}_G$, $\hat{k}_L$ y $\hat{K}_L$ son idénticas entre sí, es decir, kmol/(s · m^2) en el sistema SI de unidades.

La ecuación para calcular las composiciones del gas y líquido en la interfase para sistemas concentrados es

$$\begin{aligned} (y - y_i)/(x_i - x) &= \hat{k}_L y_{BM}/\hat{k}_G x_{BM} \\ &= L_M H_G y_{BM}/G_M H_L x_{BM} = k_L/k_G \end{aligned} \tag{14-22}$$

Esta ecuación es idéntica a la de los sistemas diluidos, ya que $k_G = \hat{k}_G y_{BM}$ y $\hat{k}_L = k_L x_{BM}$. Sin embargo, obsérvese que cuando $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ son dados, la ecuación debe resolverse por el método de prueba y error, ya que x_{BM} contiene a x_i y y_{BM} contiene a y_i.

Los coeficientes globales de transferencia de masa en la fase gaseosa y líquida para los sistemas concentrados se calculan por medio de las siguientes ecuaciones:

$$\frac{1}{\hat{K}_G} = \frac{y_{BM}}{y^*_{BM}}\frac{1}{\hat{k}_G} + \frac{x_{BM}}{y^*_{BM}}\frac{1}{\hat{k}_L}\left(\frac{y_i - y^*}{x_i - x}\right) \tag{14-23}$$

$$\frac{1}{\hat{K}_L} = \frac{x_{BM}}{x^*_{BM}}\frac{1}{\hat{k}_L} + \frac{y_{BM}}{x^*_{BM}}\frac{1}{\hat{k}_G}\left(\frac{x^* - x_i}{y - y_i}\right) \tag{14-24}$$

Cuando la curva de equilibrio es una línea recta, los términos entre paréntesis se pueden reemplazar por la pendiente m. En este caso, los coeficientes globales de transferencia de masa para los sistemas concentrados están relacionados entre sí por la ecuación

$$\hat{K}_L = m\hat{K}_G(x^*_{BM}/y^*_{BM}) \tag{14-25}$$

Todas estas ecuaciones se reducen a sus equivalentes para los sistemas diluidos a medida que las concentraciones de inertes se aproximan a la unidad, en términos de las fracciones mol de las concentraciones de inertes en los fluidos.

HTU (Altura equivalente de una unidad de transferencia) Con frecuencia, los valores de los coeficientes individuales de transferencia de masa dependen considerablemente de las velocidades de flujo y la cantidad obtenida al dividir cada coeficiente entre la velocidad de flujo de la fase a la que se aplica es casi tan constante como el coeficiente en sí. La cantidad obtenida por este procedimiento se conoce como altura equivalente de una unidad de transferencia, porque expresa, en términos de la unidad de longitud, la altura del equipo requerido para realizar una separación de dificultad normal.

Se pueden aplicar las siguientes relaciones entre los coeficientes de transferencia y los valores de HTU:

$$H_G = G_M/k_G a y_{BM} = G_M/\hat{k}_G a \tag{14-26}$$

$$H_{OG} = G_M/K_G a y^*_{BM} = G_M/\hat{K}_G a \tag{14-27}$$

$$H_L = L_M/k_L a x_{BM} = L_M/\hat{k}_L a \tag{14-28}$$

$$H_{OL} = L_M/K_L a x^*_{BM} = L_M/\hat{K}_L a \tag{14-29}$$

Las ecuaciones que expresan adición de resistencias individuales en términos de los HTU, aplicables a sistemas diluidos o concentrados, son

H_{OG} =

H_{OL} =

Estas ecuaciones, co
pendiente m de la cur
NTU (Número de
para una separación
número de etapas o
separación en un equ
Para la difusión a co
destilación de una m
transferencia en la fa
posición de la corrie

Cuando la difusión e
ponente soluble a pa

N_{O}

Por consiguiente, la

Cuando se conoce
este término debe co
32) y (14-33) para e
para el diseño de la t
de transferencia de n

$h_T = \int_$

donde el primer tér
HTU. Después se an
nes para casos espec
HETP (Altura e
cantidad que se emp
cia de un material d
experimentales debe
mera cantidad es t
ejemplo, las colum
se realiza por una ac
de separación por e
un sistema diluido s
HTU serán iguales.
pero no paralelas,

H_{OG}/HETP =

Un análisis más det
la subsección "Disc
Definiciones de l
Los coeficientes de
flujo molar de masa
ción. Esto da por re
coeficientes. Por eje
la fase gaseosa se p

$N_A = k_G(y -$

donde las unidades
unidades de k_G so
Estos coeficientes e

$$H_{OG} = \frac{y_{BM}}{y^*_{BM}} H_G + \frac{mG_M}{L_M}\frac{x_{BM}}{y^*_{BM}} H_L \qquad (14\text{-}30)$$

$$H_{OL} = \frac{x_{BM}}{x^*_{BM}} H_L + \frac{L_M}{mG_M}\frac{y_{BM}}{x^*_{BM}} H_G \qquad (14\text{-}31)$$

Estas ecuaciones, como se observó antes, sólo son válidas cuando la pendiente m de la curva de equilibrio es constante.

NTU (Número de unidades de transferencia) El NTU requerido para una separación determinada está íntimamente relacionado con el número de etapas o platos teóricos requeridos para realizar la misma separación en un equipo del tipo platos o de transferencia por etapas. Para la difusión a contracorriente equimolal como, por ejemplo, en la destilación de una mezcla binaria, el número de unidades totales de transferencia en la fase gaseosa N_{OG} requerido para cambiar la composición de la corriente de vapor de y_1 a y_2 es

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y - y^*} \qquad (14\text{-}32)$$

Cuando la difusión es en un solo sentido, como la absorción de un componente soluble a partir de un gas insoluble,

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{y^*_{BM}\, dy}{(1 - y)(y - y^*)} \qquad (14\text{-}33)$$

Por consiguiente, la altura total de empaque requerida es

$$h_T = H_{OG} N_{OG} \qquad (14\text{-}34)$$

Cuando se conoce que H_{OG} varía ampliamente dentro de la torre, este término debe colocarse dentro de la integral en las ecuaciones (14-32) y (14-33) para el cálculo preciso de h_T. Por ejemplo, la ecuación para el diseño de la torre empacada, en términos del coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa, se expresaría como sigue:

$$h_T = \int_{y_2}^{y_1} \left[\frac{G_M}{K_G a y^*_{BM}}\right] \frac{y^*_{BM}\, dy}{(1 - y)(y - y^*)} \qquad (14\text{-}35)$$

donde el primer término dentro de la integral es el que corresponde al HTU. Después se analizan las soluciones adecuadas de estas ecuaciones para casos especiales.

HETP (Altura equivalente a un plato teórico) La HETP es otra cantidad que se emplea en ocasiones con objeto de expresar la eficiencia de un material de empaque para realizar la separación. Los datos experimentales deben darse en HTUs en vez de HETPs, porque la primera cantidad es teóricamente correcta para el equipo, como, por ejemplo, las columnas empacadas en las que la transferencia de masa se realiza por una acción diferencial en vez de realizarse por una acción de separación por etapas. Si las líneas de equilibrio y operación para un sistema diluido son paralelas, es decir, $mG_M/L_M = 1$, la HETP y el HTU serán iguales. Si las líneas de equilibrio y operación son rectas pero no paralelas,

$$H_{OG}/\text{HETP} = [(mG_M/L_M) - 1]/[\ln (mG_M/L_M)] \qquad (14\text{-}36)$$

Un análisis más detallado sobre el empleo de la HETP se presenta en la subsección "Diseño de torres empacadas".

Definiciones de los coeficientes de transferencia de masa $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ Los coeficientes de transferencia de masa se definen como la razón del flujo molar de masa N_A respecto a la fuerza impulsora de la concentración. Esto da por resultado muchos modos distintos de definir estos coeficientes. Por ejemplo, las velocidades de transferencia de masa en la fase gaseosa se pueden definir como:

$$N_A = k_G(y - y_i) = k'_G(p - p_i) = \hat{k}_G(y - y_i)/y_{BM} \qquad (14\text{-}37)$$

donde las unidades (SI) de k'_G son kmol/[(s · m²)(fracción mol)] las unidades de k'_G son kmol/[(s · m²) (kPa)] y las de $\hat{k}_G$ kmol/(s · m²). Estos coeficientes están relacionados entre sí como sigue:

$$\hat{k}_G = k_G y_{BM} = k'_G p_T y_{BM} \qquad (14\text{-}38)$$

donde p_T es la presión total del sistema (se supone que la ley de Dalton para las presiones parciales es válida).

De modo similar, las velocidades de transferencia de masa en la fase líquida se pueden definir por la relación

$$N_A = k_L(x_i - x) = k'_L(c_i - c) = \hat{k}_L(x_i - x)/x_{BM} \qquad (14\text{-}39)$$

donde las unidades (SI) de k_L son kmol/[(s · m²) (fracción mol)], las unidades de k'_L son kmol/[(s · m²)(kmol/m³)] o metros por segundo y las de $\hat{k}_L$ son kmol/(s · m²). Estos coeficientes están relacionados como sigue:

$$\hat{k}_L = k_L x_{BM} = k'_L \bar{\rho}_L x_{BM} \qquad (14\text{-}40)$$

donde $\bar{\rho}_L$ es la densidad molar de la fase líquida, en unidades (SI), es decir, kilomoles por metro cúbico. Obsérvese que para soluciones diluidas en las que $x_{BM} = 1$, k_L y $\hat{k}_L$ tendrán valores numéricos idénticos. En forma similar, para gases diluidos, $\hat{k}_G = k_G$.

Para el caso especial de la difusión unidireccional a régimen permanente de un componente a través de una película de gas inerte, en un sistema de gas ideal, la velocidad de transferencia de masa se obtiene como

$$N_A = \frac{D_{AB} p_T}{RT\,\delta_G}\frac{(y - y_i)}{y_{BM}} = \frac{D_{AB} p_T}{RT\,\delta_G} \ln \frac{1 - y_i}{1 - y} \qquad (14\text{-}41)$$

donde D_{AB} = coeficiente de difusión o "difusividad", δ_G = espesor "eficaz" de la capa estacionaria de gas, que ofrece una resistencia a la difusión molecular igual a la resistencia observada experimentalmente, y R = la constante de los gases.

El espesor de la película δ_G depende básicamente de la hidrodinámica del sistema y, por consiguiente, de los números de Reynolds y Schmidt. Por lo tanto, se han desarrollado varias correlaciones para las diferentes geometrías, en términos de las siguientes variables adimensionales:

$$N_{Sh} = \hat{k}_G RT d/D_{AB} p_T = f(N_{Re}, N_{Sc}) \qquad (14\text{-}42)$$

donde N_{Sh} es el número de Sherwood; N_{Re} (= Gd/μ_G) es el número de Reynolds, basado en las características de longitud adecuada d, para la geometría del sistema particular; y N_{Sc} (= $\mu_G/\rho_G D_{AB}$) es el número de Schmidt.

De acuerdo con este análisis se puede observar que para los problemas de absorción de gas la expresión más adecuada para la fuerza impulsora es del tipo $(y - y_i)/y_{BM}$, y el coeficiente de transferencia de masa más apropiado es, por consiguiente, $\hat{k}_G$. Este concepto se va a encontrar en todas las ecuaciones clave para el diseño del equipo de transferencia de masa.

La relación del número de Sherwood para los **coeficientes de transferencia de masa en la fase gaseosa**, representada por la ecuación (14-42), se puede reacomodar como sigue:

$$N_{Sh} = (\hat{k}_G/G_M)N_{Re}N_{Sc} = N_{St}N_{Re}N_{Sc} = f(N_{Re}, N_{Sc}) \qquad (14\text{-}43)$$

donde $N_{St} = \hat{k}_G/G_M = k'_G\, p_{BM}/G_M$ es conocido como número de Stanton. Esta ecuación se puede expresar en la forma funcional opcional

$$N_{St} = \hat{k}_G/G_M = g(N_{Re}, N_{Sc}) \qquad (14\text{-}44)$$

Un ejemplo específico de esta función es la correlación desarrollada por Shulman y cols. [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 253 (1955)] para la transferencia de masa en fase gaseosa, en torres empacadas con anillos de Raschig o sillas de Berl:

$$j_M = N_{St} \cdot N_{Sc}^{2/3} = 1.195 N_{Re}^{-0.36} \qquad (14\text{-}45)$$

donde j_M es el "factor j" de Chilton y Colburn, para la transferencia de masa (analizado posteriormente), N_{St} y N_{Sc} se definieron con anterioridad, N_{Re} se define para estos empaques como $N_{Re} = Gd/\mu_G(1-\varepsilon)$, d representa el diámetro de la esfera que tiene la misma área superficial que una pieza de empaque y ε es la fracción de espacios vacíos disponibles para el flujo del gas.

Lo importante a observar aquí es que el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa $\hat{k}_G$ depende básicamente de las propiedades

de transporte del fluido (N_{Sc}) y de la hidrodinámica del sistema particular correspondiente (N_{Re}). También es importante reconocer que las correlaciones específicas, como, por ejemplo, la dada en la ecuación (14-15) se pueden obtener exclusivamente en conjunción con las suposiciones del investigador, relacionadas con el valor numérico del área eficaz de la interfase a del empaque. Las gráficas de Shulman para el área eficaz de la interfase se analizan en la sección 18, donde también se encuentran gráficas similares para otros empaques y geometrías. Las consideraciones adicionales relacionadas con el factor del área de la interfase se examinan posteriormente en esta sección.

Para el **coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa**, Shulman y cols. (*op. cit.*) informaron la siguiente función de los números de Schmidt y Reynolds para la geometría particular que incluye anillos de Raschig y sillas de Berl, junto con las suposiciones analizadas en relación con el área eficaz de la interfase a:

$$k_G' d/D_L = 25.1 N_{Re}^{0.45} N_{Sc}^{0.5} \qquad (14\text{-}46)$$

donde $N_{Sc} = \mu_L/\rho_L D_L$; D_L es el coeficiente de difusión del soluto en la fase líquida y N_{Re} se define como Ld/μ_L, donde L es la velocidad superficial del líquido. La ecuación (14-46) es interesante porque identifica las variables clave del diseño.

El miembro izquierdo de la ecuación (14-46) se puede reacomodar en términos de k_L y μ_L, donde $k_L = k_L'\rho_L$ para obtener

$$k_G' d/D_L = (k_L d\overline{M}_L/\mu_L) N_{Sc} = (k_L/L_M) N_{Re} N_{Sc} \qquad (14\text{-}47)$$

donde $\overline{M}_L$ = peso molecular promedio de la fase líquida. Para las soluciones diluidas incluidas es probable que $k_L = \hat{k}_L$, porque $x_{BM} = 1$. Por consiguiente, se puede concluir que la definición adecuada para el número de Stanton relacionado con la transferencia de masa en fase líquida es

$$N_{St} = \hat{k}_L/L_M = k_L x_{BM}/L_M \qquad (14\text{-}48)$$

Estas relaciones se utilizan para desarrollar y comprender los efectos de la temperatura y presión sobre los coeficientes de transferencia de masa y la descripción de la analogía de Chilton y Colburn. En la sección 18 se encuentra un análisis detallado de las diferentes correlaciones empíricas, para los coeficientes de transferencia de masa.

Efectos de la presión total en $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ La influencia de la presión total del sistema en la velocidad de transferencia de masa de un gas a un líquido o sólido es la misma que la calculada con base en la teoría de la película estacionaria que se definió en la ecuación (14-41), donde

$$\hat{k}_G = D_{AB} p_T/RT\,\delta_G \qquad (14\text{-}49)$$

Como se sabe, la cantidad $D_{AB}p_T$ es relativamente independiente de la presión, por lo cual los coeficientes de velocidad $\hat{k}_G$, $\hat{k}_G y_{BM}$, $k_G' p_T y_{BM}$ (= $k_G' p_{BM}$) no dependen de la presión total del sistema, siempre y cuando se cumplan las limitaciones que se analizan posteriormente.

Los investigadores de los empaques para torres suelen reportar los valores de $k_G'a$ medidos a concentraciones muy bajas del gas de entrada, para que $y_{BM} \doteq 1$ y a una presión total cercana a 100 kPa (1 atm). Por consiguiente, el coeficiente correcto de velocidad, que se utiliza en el diseño de las torres empacadas y que incluye el uso de la fuerza de impulso $(y - y_i)/y_{BM}$, se obtiene al multiplicar los valores dados de $k_G'a$ por el valor de la p_T utilizada en la unidad real de prueba (p. ej., 100 kPa) y *no* por la presión total del sistema a diseñar.

Desde otro punto de vista se pueden corregir los valores de $k_G'a$ en kmol/[(s · m³)(kPa)], válidos para una presión de 101.3 kPa (1 atm), y para alguna otra presión, al dividir los valores que aparecen en la literatura de $k_G'a$ entre la presión de diseño y multiplicar el resultado por 101.3 kPa, es decir, ($k_G'a$ a la presión de diseño p_T) = ($k_G'a$ a 1 atm) × 101.3/p_T.

Un método para evitar confusión en este punto es convertir los valores experimentalmente medidos de $k_G'a$ en valores de $\hat{k}_G a$ de inmediato, antes de comenzar los cálculos de diseño. Un diseño basado en el coeficiente de velocidad $\hat{k}_G a$ y la fuerza impulsora $(y - y_i)/y_{BM}$ será independiente de la presión total del sistema, con las siguientes limitaciones: se debe suponer con precaución que $\hat{k}_G a$ es independiente de la presión total en los sistemas que tienen aspectos no ideales significativos en la fase vapor, en los sistemas que operan cerca del punto crítico, donde la densidad reducida (ρ/ρ_c) se vuelve más grande que la unidad, o para presiones totales mayores que, aproximadamente, 3040 a 4050 kPa (30 a 40 atm).

Se han reportado confirmaciones experimentales de la independencia relativa de $\hat{k}_G$ respecto a la presión total, como sigue: Gilliland y Sherwood [*Ind. Eng. Chem.*, **26**, 516 (1934)] estudiaron la evaporación de agua, anilina y acetato de etilo en un intervalo de presión total que va desde 15 hasta 311 kPa (0.15 a 3.1 atm) y descubrieron que en cada uno de estos sistemas $\hat{k}_G$ era independiente de la presión. En una tesis para maestría de la Universidad de California (R. J. Fallat, "Effect of Pressure on Mass Transfer in the Gas Phase", marzo, 1959) se presentan datos para la evaporación del naftaleno, ya sea para obtener aire o gas helio a presiones que varían entre 132 hasta 3830 kPa (1.3 a 37.8 atm), sin efecto esencial sobre $\hat{k}_G$. Bretznajder (*Prediction of Transport and Other Physical Properties of Fluids*, Pergamon Press, Oxford, 1971, p. 343) analiza los efectos de la presión sobre el producto $D_{AB}p_T$ y presenta datos experimentales sobre la autodifusión del CO_2, que demuestran que el producto D-p comienza a disminuir a una presión aproximada de 8100 kPa (80 atm). Para temperaturas reducidas mayores que 1.5, la desviación es relativamente modesta para presiones superiores a la presión crítica. Sin embargo, las desviaciones son grandes cerca del punto crítico.

Para el coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida $\hat{k}_L$, el efecto de la presión total del sistema se puede ignorar para todos los casos prácticos. Por consiguiente, cuando se utilizan $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ para el diseño de absorbedores o separadores de gas, los efectos básicos a considerar respecto a la presión son los que afectan las curvas de equilibrio y los valores de m.

Efectos de la temperatura en $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ La relación del número de Stanton para la transferencia de masa en la fase gaseosa,

$$N_{St} = \hat{k}_G/G_M = g(N_{Re}, N_{Sc}) \qquad (14\text{-}50)$$

indica que para una geometría determinada de un sistema el coeficiente de velocidad $\hat{k}_G$ sólo depende del número de Reynolds y del de Schmidt. Ya que este último para un gas es independiente de la temperatura, el principal efecto de esta variable sobre $\hat{k}_G$ proviene de los cambios de viscosidad del gas, debidos a cambios de temperatura. Para los intervalos que normalmente se encuentran, estos efectos son pequeños debido a las potencias fraccionarias que tienen estos términos en el número de Reynolds [p. ej., en la ecuación (14-45)]. El efecto de la presión sobre la viscosidad en la fase gaseosa también es despreciable para presiones inferiores a aproximadamente 5060 kPa (50 atm). Por lo tanto, se puede concluir que para todos los propósitos prácticos $\hat{k}_G$ es independiente de la temperatura y la presión, en los intervalos normales de estas variables.

Para cambios escasos de temperatura, se puede despreciar su influencia sobre el área de la interfase a. Por ejemplo, en los experimentos de la absorción de SO_2 en agua, Whitney y Vivian [*Chem. Eng. Prog.*, **45**, 323 (1949)] no descubrieron efecto apreciable de la temperatura sobre $k_G'a$ en el intervalo de 10 a 50°C.

Con respecto al coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida, Whitney y Vivian descubrieron que el efecto de la temperatura sobre $k_L a$ se puede explicar con base en las variaciones de la viscosidad y el coeficiente de difusión, en la fase líquida, con la temperatura. En forma similar, los datos sobre la desorción del oxígeno de Sherwood y Holloway [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **36**, 39 (1940)] demuestran que la influencia de la temperatura sobre H_L se puede explicar por los efectos de la temperatura sobre los coeficientes de difusión y la viscosidad en la fase líquida.

Es importante reconocer que los efectos de la temperatura sobre los coeficientes de difusión y la viscosidad en la fase líquida pueden ser

Un diseño basado en
lsora $(y-y_i)/y_{BM}$ será
n las siguientes limi-
r es independiente de
os no ideales signifi-
eran cerca del punto
lve más grande que la
oximadamente, 3040

ientales de la inde-
al, como sigue: Gilli-
4)] estudiaron la eva-
intervalo de presión
n) y descubrieron que
nte de la presión. En
lifornia (R. J. Fallat,
Phase", marzo, 1959)
eno, ya sea para obte-
12 hasta 3830 kPa (1.3
najder (*Prediction of*
ids, Pergamon Press,
sión sobre el produc-
e la autodifusión del
nza a disminuir a una
temperaturas reduci-
nte modesta para pre-
rgo, las desviaciones

n la fase líquida $\hat{k}_L$, el
gnorar para todos los
ilizan $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ para el
efectos básicos a con-
s curvas de equilibrio

lación del número de
gaseosa,

(14-50)

sistema el coeficien-
e Reynolds y del de
endiente de la tempe-
e $\hat{k}_G$ proviene de los
de temperatura. Para
estos efectos son pe-
tienen estos términos
[14-45)]. El efecto de
ambién es despreciа-
e 5060 kPa (50 atm).
propósitos prácticos
ión, en los intervalos

de despreciar su in-
lo, en los experimen-
Vivian [*Chem. Eng.*
reciable de la tempe-

masa en la fase líqui-
de la temperatura so-
bnes de la viscosidad
o la temperatura. En
fgeno de Sherwood y
(1940)] demuestran
uede explicar por los
e difusión y la visco-

emperatura sobre los
e líquida pueden ser

muy grandes y, por lo tanto, deben considerarse con cuidado al utilizar los datos de $\hat{k}_L$ o H_L. Para líquidos, el coeficiente de transferencia de masa $\hat{k}_L$ está correlacionado en términos de las variables de diseño por relaciones de la forma

$$N_{St} = \hat{k}_L/L_M = f(N_{Re}, N_{Sc}) \tag{14-51}$$

de las cuales un ejemplo que incluye los datos de Shulman para empaques de anillos de Raschig y sillas de Berl [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 253 (1955)] está dado por

$$N_{St} = 25.1 N_{Re}^{-0.55} N_{Sc}^{-0.5} \tag{14-52}$$

donde las definiciones de los números de Reynolds y Schmidt y de las áreas eficaces de la interfase son las mismas que en la ecuación (14-46). Las relaciones de este tipo son útiles para desarrollar los factores de corrección por temperatura, para los datos de $\hat{k}_L$, como se muestra en el siguiente ejemplo para la corrección de los datos de H_L.

Una relación general para H_L que se puede utilizar como base para aplicarla a las correcciones de temperatura es la siguiente:

$$H_L = bN_{Re}^{q} N_{Sc}^{1/2} \tag{14-53}$$

donde b es una constante de proporcionalidad y el exponente q puede variar entre 0.2 y 0.5 para los diferentes sistemas y tipos de empaque. Los coeficientes de difusión en la fase líquida pueden corregirse a partir de una temperatura base T_1 a otra T_2 utilizando la relación de Einstein, como lo recomienda Wilke [*Chem. Eng. Prog.*, **45**, 218 (1949)]:

$$D_2 = D_1(T_2/T_1)(\mu_1/\mu_2) \tag{14-54}$$

La relación de Einstein se puede reacomodar para obtener la siguiente ecuación, en la que se relacionan los números de Schmidt a dos temperaturas:

$$N_{Sc2} = N_{Sc1}(T_1/T_2)(\rho_1/\rho_2)(\mu_2/\mu_1)^2 \tag{14-55}$$

La sustitución de esta relación en la ecuación (14-53) demuestra que para una geometría determinada el efecto de la temperatura sobre H_L se puede estimar como

$$H_{L2} = H_{L1}(T_1/T_2)^{1/2}(\rho_1/\rho_2)^{1/2}(\mu_2/\mu_1)^{1-q} \tag{14-56}$$

Al utilizar estas ecuaciones, debe observarse que, para iguales velocidades de flujo del líquido,

$$H_{L2}/H_{L1} = (\hat{k}_L a)_1/(\hat{k}_L a)_2 \tag{14-57}$$

Efectos de las propiedades físicas del sistema en $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ Cuando se diseñan torres empacadas para sistemas no reactivos de absorción de gas, para los cuales no se dispone de datos experimentales, se necesita hacer correcciones por las diferencias de composición entre los datos de prueba existentes y el sistema en cuestión. Por ejemplo, los datos de la prueba de Fellinger para la absorción de amoniaco en agua con varios tipos de empaque se presentan en la sección 18. En estas pruebas se estima que $H_G = 0.9\, H_{tG}$, para que se utilicen estos datos como base para la estimación de los valores de H_G o $\hat{k}_G a$ en otros sistemas. Esto se puede hacer al considerar que H_G es proporcional a $N_{Sc}^{0.5}$ y que $\hat{k}_G a$ es proporcional a $N_{Sc}^{-0.5}$ con base en el valor de N_{Sc} para el amoniaco-aire de 0.66 a 25°C. El coeficiente k_G varía en forma proporcional a la difusividad D_{AB} elevada a la potencia 0.5. Sin embargo, debe observarse que, como lo analizó Yadav y Sharma [*Chem. Eng. Sci.*, **34**, 1423 (1979)] existe duda en relación con este exponente (⅜ contra ½).

Los datos existentes indican que $\hat{k}_G a$ es proporcional a la raíz cuadrada del coeficiente de difusión del soluto, y como el área de la interfase a no depende de D_L, se deduce que k'_L es proporcional a $D_L^{0.5}$. Un análisis de las variables de diseño incluidas indica que $\hat{k}_L$ debe ser proporcional a $N_{Sc}^{0.5}$ cuando el número de Reynolds se mantiene constante.

De acuerdo con la correlación informada por Onda y cols. [*J. Chem. Eng. Japan*, **1**, 57 (1968)], el coeficiente de velocidad k'_L es proporcional a $\mu_L^{-1/6}$. Debe observarse que el efecto de sustituir los disolventes con viscosidades muy diferentes sobre el área de la interfase a puede ser muy grande, como se analizará posteriormente bajo "Area eficaz de la interfase en la transferencia de masa". En consecuencia, se deben extrapolar con precaución los datos de $\hat{K}_L a$ para considerar los efectos de la viscosidad entre los diferentes sistemas de disolventes.

Efectos de las concentraciones elevadas de soluto en $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ Como se analizó antes, el modelo de la película estacionaria indica que $\hat{k}_G$ debe ser independiente de y_{BM} y k_G debe ser inversamente proporcional a y_{BM}. En la figura 14-3 aparecen los datos de Vivian y Behrman [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **11**, 656 (1965)] para la absorción de amoniaco a partir de un gas inerte, lo cual sugiere que la tendencia calculada mediante el modelo de la película es correcta. Esto indica también que el coeficiente de velocidad más adecuado a utilizar es $\hat{k}_G$ y el término adecuado para la fuerza impulsora es de la forma $(y-y_i)/y_{BM}$.

El empleo del coeficiente de velocidad $\hat{k}_L$ y de la fuerza impulsora $(x_i - x)/x_{BM}$ se considera adecuado, aunque aún no se haya demostrado experimentalmente. Para muchos casos prácticos, las concentraciones del soluto en la fase líquida son bajas, lo que hace que esta suposición carezca de importancia.

Influencia de las reacciones químicas en $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ Cuando un gas se absorbe por un disolvente o en una solución que contiene una sustancia con la que reacciona el gas disuelto, la velocidad de absorción se ve afectada por la reacción química en el líquido, así como por el proceso puramente físico de difusión y convección en el interior de las dos fases. Por consiguiente, deben considerarse los efectos del equilibrio químico y la cinética de la reacción en la velocidad de absorción, además de considerar los efectos de la solubilidad del gas, la difusividad y la hidrodinámica del sistema.

No existe una línea divisoria fija entre la absorción puramente física y la controlada por la velocidad de una reacción química. La mayor parte de los casos se encuentran en un intervalo intermedio, en el que la velocidad de absorción está limitada tanto por la resistencia a la difusión como por la velocidad finita de la reacción. Incluso en estos

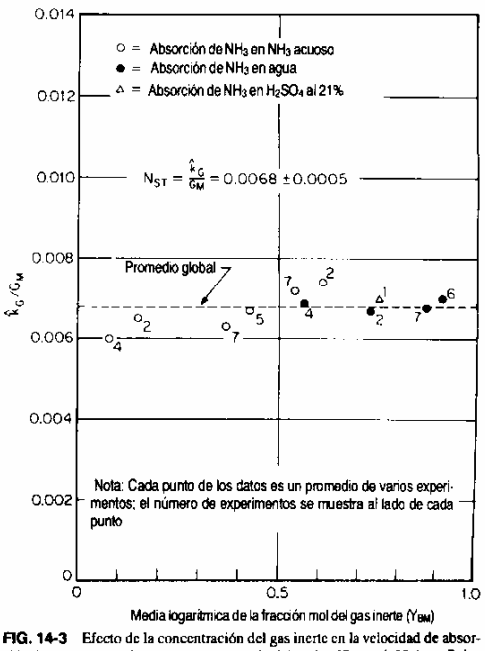


FIG. 14-3 Efecto de la concentración del gas inerte en la velocidad de absorción de gas, en una columna corta con paredes húmedas. [*Datos de Vivian y Behrman, MIT Sc.D. Thesis, 1960; también Vivian y Behrman*, Am. Inst. Chem. Eng. J., **11**, 656 (1965).]

casos intermedios los equilibrios entre las diferentes especies que se difunden incluidas en la reacción pueden afectar la velocidad de absorción.

El coeficiente de velocidad en la fase gaseosa $\hat{k}_G$ no es afectado por el hecho de que en la fase líquida se realice una reacción química. Si la reacción química en fase líquida es muy rápida e irreversible, la velocidad de absorción puede estar totalmente regulada por la resistencia a la difusión en la fase gaseosa. En este caso, la velocidad de absorción se puede estimar al conocer el coeficiente de velocidad de la fase gaseosa $\hat{k}_G$, o bien la altura de una unidad de transferencia en la fase gaseosa $H_G = G_M / (\hat{k}_G a)$.

Debe observarse que las velocidades máximas posibles de absorción ocurren en condiciones en las que la resistencia en la fase líquida es despreciable y la contrapresión de equilibrio del gas sobre el disolvente es cero. Dichas situaciones se presentan, por ejemplo, en la absorción de amoniaco en una solución ácida, la absorción de SO_2 en una solución alcalina, la evaporación de agua en aire y la absorción de H_2S a partir de una corriente gaseosa diluida en una solución fuertemente alcalina, siempre y cuando exista un gran exceso de reactivo en la solución capaz de consumir todo el gas disuelto. Esto se conoce como **condición límite de transferencia de masa en fase gaseosa** cuando tanto la resistencia de la fase líquida como la contrapresión del gas es igual a cero. Incluso cuando la reacción sea lo suficientemente reversible para permitir una contrapresión pequeña, la absorción puede estar controlada por la fase gaseosa y los valores de $\hat{k}_G$ y H_G que se aplican a un proceso de absorción física regularán la velocidad.

El coeficiente de velocidad en la fase líquida $\hat{k}_L$ está muy afectado por las reacciones químicas rápidas y, por lo general, se incrementa al aumentar la velocidad de reacción. La condición para una resistencia cero en la fase líquida ($m/\hat{k}_L$) implica que la contrapresión de equilibrio es despreciable, o $\hat{k}_L$ es muy grande, o bien ambas. Con frecuencia, a pesar de que en la reacción se consume el soluto a medida que se disuelve y, por consiguiente, mejora tanto el coeficiente de transferencia de masa como la fuerza impulsora de absorción, la velocidad de reacción es lo suficientemente lenta para que se considere la resistencia de la fase líquida. Esto puede deberse a un suministro insuficiente de un segundo reactivo o a una reacción química lenta por sí misma.

En cualquier caso, el valor de $\hat{k}_L$ en presencia de una reacción química suele ser mayor al valor del coeficiente cuando sólo ocurre absorción física, $\hat{k}_L^0$. Esto ha conducido a la presentación de datos sobre los efectos de las reacciones químicas en términos del "factor de reacción" o el "factor de mejoramiento" definido como:

$$\phi = \hat{k}_L / \hat{k}_L^0 \geq 1 \qquad (14\text{-}58)$$

donde $\hat{k}_L$ = coeficiente de transferencia de masa con reacción y $\hat{k}_L^0$ = coeficiente de transferencia de masa para la absorción puramente física.

Es importante comprender que cuando están incluidas reacciones químicas, esta definición de $\hat{k}_L$ se basa en la fuerza impulsora definida como la diferencia entre la concentración de un gas soluto *no reaccionado* en la interfase y de la masa del líquido. Un coeficiente basado en el total del gas reaccionado y no reaccionado puede tener valores más *pequeños* que el coeficiente de transferencia de masa para absorción física $\hat{k}_L^0$.

Cuando la resistencia de la fase líquida es importante debe utilizarse con cuidado cualquier conjunto de datos experimentales, para asegurar que los datos de equilibrio utilizados están conformes con los empleados por el autor original en el cálculo de los valores de $\hat{k}_L$ y H_L. La extrapolación a intervalos muy diferentes de concentraciones o condiciones de operación debe realizarse con cuidado, porque el coeficiente de transferencia de masa $\hat{k}_L$ puede variar en forma inesperada debido a cambios en el mecanismo aparente de la reacción química.

Los métodos generalizados de cálculo para $\hat{k}_L$ y H_L no se aplican cuando la reacción química ocurre en la fase líquida y, en consecuencia, se deben emplear los datos reales de operación para el sistema particular en cuestión. Un análisis sobre los diversos factores a considerar en el diseño de los absorbedores y separadores de gas cuando están incluidas reacciones químicas se presenta posteriormente en la subsección "Absorción con reacción química", donde se descubre que en uno de los sistemas industriales más importantes (es decir, la absorción de CO_2 en soluciones alcalinas) la resistencia de la fase líquida es la que controla.

Área eficaz de la interfase para la transferencia de masa a En una torre empacada con un área de la sección transversal constante S, el cambio diferencial en el flujo de soluto por unidad de tiempo está dado por

$$-d(G_M S y) = N_A a \, dV = N_A a S \, dh \qquad (14\text{-}59)$$

donde a = área eficaz de la interfase para la transferencia de masa por unidad de volumen empacado y V = volumen empacado. Debido al humedecimiento insuficiente de las superficies del empaque y a la formación de áreas de estancamiento en la película líquida, el área eficaz es, por lo general, significativamente inferior al área total externa de los empaques.

El área eficaz de la interfase depende de varios factores, como lo analiza Charpentier [*Chem. Eng. J.*, **11**, 161 (1976)], entre ellos están **1)** la forma y dimensiones del empaque, **2)** el material de empaque (p. ej., el plástico suele dar áreas de la interfase menores que el metal o la cerámica), **3)** la velocidad de la masa del líquido, y **4)** para columnas con un diámetro pequeño, el diámetro de la torre.

Considerando que el área de la interfase suele aumentar al incrementarse la velocidad del líquido, dicha área es en apariencia relativamente independiente de la velocidad superficial de masa de gas bajo el punto de inundación. De acuerdo con la revisión de Charpentier, es válido suponer que el área de la interfase es independiente de la altura de la columna cuando se especifica en términos de la unidad de volumen empacada (es decir, como a). Además, los datos existentes para los sistemas líquido-gas que reaccionan químicamente (la mayor parte soluciones acuosas de electrólitos) indican que el área de la interfase es independiente del sistema químico. Sin embargo, este caso puede no ser válido para los sistemas que incluyen calores de reacción grandes.

En un estudio reciente, Rizzuti y cols. [*Chem. Eng. Sci.*, **36**, 973 (1981)] examinan la influencia de la viscosidad del disolvente sobre el área eficaz de la interfase en torres empacadas y concluyen que para los sistemas estudiados, el área eficaz de la interfase a es proporcional a la viscosidad cinemática elevada a una potencia de 0.7. Por consiguiente, el comportamiento hidrodinámico de un absorbedor empacado está muy afectado por los efectos de la viscosidad. Los efectos de la tensión superficial también son importantes, según lo muestra el trabajo de Onda (véase la Sec. 18).

En la sección 18 se presentan los datos detallados del área eficaz de la interfase para la transferencia de masa en torres empacadas. Al utilizar estos datos debe comprenderse que en el desarrollo de las correlaciones para los coeficientes de transferencia de masa $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$, los autores supusieron correlaciones diferentes pero internamente compatibles para el área eficaz de la interfase a. Por consiguiente, sería inadecuado mezclar las correlaciones de los distintos autores, a menos que se haya demostrado que existe un área válida de traslape entre ellas.

Coeficientes volumétricos de transferencia de masa $\hat{K}_G a$ **y** $\hat{K}_L a$ Las determinaciones experimentales de los coeficientes individuales de transferencia de masa $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ y del área eficaz de la interfase a incluyen el empleo de técnicas extremadamente difíciles y, en consecuencia, dichos datos no son abundantes. A menudo se informa de datos experimentales basados en los coeficientes volumétricos globales, que por lo general se definen como

$$K_G' a = n_A / (h_T S p_T \, \Delta y_m^*) \qquad (14\text{-}60)$$

y

$$K_L a = n_A / (h_T S \, \Delta x_m^*) \qquad (14\text{-}61)$$

donde $K_G' a$ = coeficiente global volumétrico de transferencia de masa en la fase gaseosa; $K_L a$ = coeficiente global volumétrico de transferencia de masa en la fase líquida; n_A = velocidad global de transferencia

del soluto A; h_T = profundidad total empacada de la torre; S = área de la sección transversal de la torre; p_T = presión total del sistema utilizada durante el experimento; y Δx^*_{1m} y Δy^*_{1m} se definen como

$$\Delta y^*_{1m} = \frac{(y - y^*)_1 - (y - y^*)_2}{\ln [(y - y^*)_1/(y - y^*)_2]} \quad (14\text{-}62)$$

y

$$\Delta x^*_{1m} = \frac{(x^* - x)_2 - (x^* - x)_1}{\ln [(x^* - x)_2/(x^* - x)_1]} \quad (14\text{-}63)$$

donde los subíndices 1 y 2 se refieren al fondo y a la parte superior de la torre, respectivamente.

Se dispone de datos experimentales de los valores de K_G y $K_L a$ para la mayor parte de las operaciones de separación y absorción de interés comercial. Por lo general, las concentraciones del soluto utilizadas en estos experimentos son muy bajas; por consiguiente, $K_L a = \hat{K}_L a$ y $K_G a\, p_T = \hat{K}_G a$, y donde p_T representa la presión total utilizada en el sistema real de la prueba experimental. A diferencia de los coeficientes individuales de la película de gas $\hat{k}_G a$, el coeficiente global $\hat{K}_G a$ varía con la presión total del sistema, salvo cuando la resistencia de la fase líquida es despreciable (es decir, cuando $m = 0$ o $\hat{k}_L a$ es muy grande, o bien en ambos casos).

La extrapolación de los datos de $K_G a$ a otras condiciones distintas a aquellas en que fueron tomadas las mediciones puede ser extremadamente arriesgada, en especial para los sistemas que incluyen reacción química en la fase líquida. Por consiguiente, se debe restringir el empleo de los coeficientes globales volumétricos de transferencia de masa a las condiciones no demasiado alejadas de las utilizadas en las pruebas reales. Los datos más confiables para este propósito serían aquellos que se obtengan a partir de una unidad de operación comercial de diseño similar.

Analogía de Chilton-Colburn Cuando un fluido se desplaza sobre una superficie líquida o sólida, el movimiento turbulento que causa la transferencia de masa también ocasiona transferencia de calor y fricción del fluido, debido a la transferencia de energía térmica y momentum, respectivamente. Esta similitud entre los mecanismos de transferencia de masa, calor y momentum fue puesta de manifiesto en la **analogía de Reynolds**, en la que se establece que las siguientes razones adimensionales son iguales:

$$\hat{k}_G/G_M = h'/c_p G = f/2 \quad (14\text{-}64)$$

donde h' = coeficiente de transferencia de calor, c_p = calor específico, G = velocidad másica y f = factor de fricción.

Los datos experimentales para la transferencia de masa en corrientes de gas concuerdan aproximadamente con la ecuación (14-64), cuando el número de Schmidt es cercano a la unidad y en tubos rectos y pulidos, o a lo largo de placas planas en las que la caída de presión se debe exclusivamente a la fricción de la película contra la superficie. Sin embargo, no concuerdan para los casos que incluyen resistencia de "forma" y fricción de la película. Además, dichos datos no consideran la resistencia a la transferencia de masa de la región del fluido cercana al límite del sólido o líquido, en el que la transferencia de masa ocurre principalmente por movimiento molecular (en oposición al turbulento).

Colburn [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **29**, 174 (1933)] y Chilton y Colburn [*Ind. Eng. Chem.*, **26**, 1183 (1934)] demostraron empíricamente que la resistencia de la subcapa laminar se puede expresar por la siguiente modificación a la analogía de Reynolds:

$$(\hat{k}_G/G_M)N_{Sc}^{2/3} = j_M = (h'/c_p G)N_{Pr}^{2/3} = j_H = f/2 \quad (14\text{-}65)$$

para flujo turbulento en tubos rectos y a través de superficies planas, y

$$j_M = j_H \leq f/2 \quad (14\text{-}66)$$

para flujo turbulento alrededor de cilindros, donde j_M = factor de transferencia de masa, j_H = factor de transferencia de calor, $N_{Pr} = c_p \mu/k$ = número de Prandtl, k = conductividad térmica y los demás términos ya se definieron con anterioridad.

En ocasiones se encontrará que los datos para la velocidad de transferencia de calor están disponibles en un sistema en el que no se encuentran los datos para la velocidad de transferencia de masa. La analogía de Chilton-Colburn proporciona un procedimiento para desarrollar las estimaciones de las velocidades de transferencia de masa con base en los datos de transferencia de calor. La extrapolación de los datos experimentales de j_M y j_H obtenidos con gases para calcular los sistemas líquidos (y viceversa) debe realizarse con precaución. Cuando se dispone de datos sobre el factor de fricción o la caída de presión, se puede establecer un límite superior para las velocidades de transferencia de calor y de masa, de acuerdo con la ecuación (14-66).

Teoría de la penetración En el modelo de la película estacionaria, analizado antes en esta sección, se supone un régimen permanente en el cual el flujo local a través de un elemento de área es constante, es decir, no hay acumulación de las especies que se difunden dentro de la película. En 1935, Higbie [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **31**, 365 (1935)] señaló que a menudo, los contactores industriales operan por medio de contactos breves y repetidos entre las fases, en los cuales los tiempos de contacto son demasiado cortos para lograr el régimen permanente. Por ejemplo, Higbie amplió la teoría de que en una torre empacada el líquido fluye a través de cada empaque en forma laminar y luego se vuelve a mezclar en los puntos de discontinuidad existentes entre los elementos de empaque. Por lo tanto, en la parte superior de cada empaque se forma una superficie fresca de líquido, la cual, a medida que desciende, absorbe gas a una velocidad decreciente, hasta que se mezcla en la siguiente discontinuidad.

Si la velocidad de la corriente que fluye es uniforme en una región muy profunda del líquido (espesor total, $\delta_T \gg \sqrt{Dt}$), el coeficiente de transferencia de masa con tiempo promediado, de acuerdo con la teoría de la penetración, está dado por:

$$k'_L = 2\sqrt{D_L/\pi t} \quad (14\text{-}67)$$

donde k'_L = coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida, D_L = coeficente de difusión en la fase líquida y t = tiempo de contacto.

En la práctica, el tiempo de contacto t no se conoce, salvo para casos especiales, en los que la hidrodinámica está claramente definida. Esto es hasta cierto punto similar al caso de la teoría de la película estacionaria, en la que la cantidad desconocida es el espesor de la capa estacionaria δ [b)] (en la teoría de la película, el coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida está dado por $(k'_L = D_L/\delta)$.

La teoría de la penetración predice que k'_L debe variar en forma proporcional a la raíz cuadrada de la difusividad molecular, en comparación con la teoría de la película en la que se predice una dependencia a la primera potencia de D. Varios investigadores han reportado que las potencias experimentales de D varían entre 0.5 y 0.75 y la analogía de Chilton-Colburn sugiere una potencia de $^2/_3$.

A menudo se utiliza la teoría de la penetración para analizar la absorción con reacción química, porque no establece suposición alguna sobre la profundidad de la penetración de las diferentes especies reaccionantes y da resultados más precisos, cuando los coeficientes de difusión de las especies reactivas no son iguales. Sin embargo, cuando el proceso de la reacción es muy complejo, es más difícil utilizar la teoría de la penetración que la de la película y por lo general se prefiere este último método.

Teoría de la renovación de la superficie Danckwerts [*Ind. Eng. Chem.*, **42**, 1460 (1951)] propuso una ampliación a la teoría de la penetración que permite que el movimiento turbulento en el líquido atraiga masas de líquido fresco en forma continua desde el interior a la superficie, donde están expuestas al gas, durante periodos de tiempo finitos, antes de ser reemplazadas. En su desarrollo, Danckwerts supone que cada elemento de fluido tiene las mismas oportunidades de ser reemplazado, independientemente de su edad. El modelo de Danckwerts da

$$k'_L = \sqrt{Ds} \quad (14\text{-}68)$$

donde s = velocidad fraccionaria de renovación de la superficie.

Obsérvese que tanto en la teoría de la penetración como en la de renovación de la superficie se predice una dependencia de la raíz cuadrada de D. Además, debe reconocerse que los valores de la velocidad

de renovación de la superficie s, por lo general, no están disponibles, lo cual presenta el mismo problema que δ y t en los modelos de penetración y de película.

Las predicciones de las correlaciones basadas en el modelo de la película son, a menudo, casi iguales que las predicciones que se basan en los modelos de la penetración y la renovación de la superficie. Por consiguiente, en vista de su relativa sencillez, se prefiere por lo general el modelo de la película para propósitos de análisis y cálculo. Debe observarse que ninguno de estos dos modelos teóricos ha demostrado ser adecuado para predicciones a priori de las velocidades de absorción en torres empacadas y, en consecuencia, se deben utilizar correlaciones empíricas, como las analizadas en la sección 18.

DISEÑO DE LOS SISTEMAS DE ABSORCIÓN DE GAS

Descripción del procedimiento general de diseño Por lo general, se requiere que el diseñador determine **1)** el mejor disolvente; **2)** la velocidad óptima del gas a través del absorbedor, es decir, el diámetro del recipiente; **3)** la altura del recipiente y sus miembros internos, o sea, la profundidad y tipo de empaque o el número de bandejas; **4)** la velocidad óptima de circulación del disolvente a través del absorbedor y del separador; **5)** las temperaturas de las corrientes que entran y salen del absorbedor y la cantidad de calor a extraer, considerando el calor de disolución y otros efectos térmicos; **6)** las presiones a las que operarán el absorbente y el separador, y **7)** el diseño mecánico de las torres de absorción y separación, que incluye los distribuidores de flujo, los apoyos de los empaques, etc. En esta sección se analizan todas estas selecciones salvo la última, que se analiza en la sección 18.

El problema que se presenta al diseñador de una unidad de absorción de gas especifica por lo general las siguientes cantidades: **1)** velocidad de flujo de gas, **2)** la composición del gas, al menos con relación al componente que se va a absorber; **3)** la presión de operación y la caída de presión permitida a través del absorbedor; **4)** el grado mínimo de recuperación de uno o más solutos y, posiblemente, **5)** el disolvente a utilizar. Los puntos 3, 4 y 5 pueden estar sujetos a consideraciones económicas y, por consiguiente, se dejan en ocasiones al diseñador. Para determinar el número de variables a especificar, con objeto de fijar una solución única para el diseño del absorbedor se puede utilizar el mismo método de la regla de las fases, descrito en la sección 13, para los sistemas de destilación.

La recuperación del disolvente, en ocasiones por medios químicos, pero más a menudo por destilación, casi siempre se requiere y el sistema de recuperación se considera por lo general como parte integral del diseño del sistema de absorción. Una operación más eficiente del separador de disolvente da por resultado un absorbedor más económico, debido a una concentración menor del soluto residual disuelto en el disolvente regenerado; sin embargo, esto puede incrementar el costo total de recuperación del disolvente. Un análisis más detallado de éstas y otras consideraciones económicas se presenta posteriormente en esta sección.

Selección del disolvente Cuando es posible una selección, se da preferencia a los líquidos con altas solubilidades del soluto; la alta solubilidad reduce la cantidad de disolvente a recircular. El disolvente debe ser relativamente no volátil, económico, no corrosivo, estable, no viscoso, no espumante y de preferencia no inflamable. Ya que, por lo general, el gas que sale está saturado con disolvente, la pérdida de éste puede ser costosa. Por lo tanto, se pueden escoger disolventes de bajo costo entre los más costosos de elevada solubilidad o baja volatilidad.

Por lo general, se utiliza agua para los gases bastante solubles en agua, aceites para los hidrocarburos ligeros y disolventes químicos especiales para los gases ácidos, como, por ejemplo, CO_2, SO_2 y H_2S. En ocasiones, una reacción química reversible da por resultado una solubilidad muy elevada a una velocidad mínima de disolvente. Cuando están incluidas reacciones químicas son deseables los datos de los sistemas reales y los disponibles se resumen más adelante en "Absorción con reacción química."

Selección de los datos de equilibrio vapor-líquido o de solubilidad Los valores de solubilidad determinan la velocidad de líquido necesaria para una recuperación total o económica del soluto y, por consiguiente, son esenciales para el diseño. Por lo general, los datos de equilibrio se encuentran en una de las tres formas siguientes: **1)** datos de solubilidad expresados como solubilidad en peso o porcentaje de moles, o bien, como constantes de la ley de Henry; **2)** presiones de vapor del componente puro, o **3)** coeficientes de distribución de equilibrio (valores de K). Los datos para sistemas específicos se encuentran en la sección 3; en esta sección se presenta la bibliografía adicional a las fuentes de datos.

Con objeto de definir completamente la solubilidad de un gas en un líquido es necesario establecer la temperatura, la presión parcial de equilibrio del gas soluto en la fase gaseosa y la concentración del gas soluto en la fase líquida. Hablando estrictamente, también debe estipularse la presión total del sistema, mas para presiones totales bajas, inferiores a aproximadamente 507 kPa (5 atm), la solubilidad para una presión parcial determinada del gas soluto es relativamente independiente de la presión total del sistema.

A pesar de ser bastante útil, cuando se puede aplicar, la **ley de Henry**, expresada en los términos mostrados en las ecuaciones (14-9) y (14-10), debe verificarse experimentalmente para determinar la precisión con que se puede utilizar. Si la ley de Henry es válida, la solubilidad se define al establecer el valor de la constante H (o H'), junto con la temperatura y la presión parcial del soluto para la que se utilizó.

Para varios gases, la ley de Henry es válida si la presión parcial del soluto es inferior a aproximadamente 100 kPa (1 atm). Para presiones parciales del gas soluto mayores a 100 kPa, el valor de H rara vez es independiente de la presión parcial del gas soluto, y un valor determinado de H sólo se puede utilizar en un intervalo estrecho de presiones parciales. Existe una variación no lineal muy fuerte de las constantes de la ley de Henry con la temperatura, según lo analizaron Schulze y Prausnitz [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **20,** 175 (1981)]. Se recomienda consultar esta referencia antes de considerar las extrapolaciones de temperatura de los datos de la ley de Henry.

Datos e información adicionales sobre la aplicación de las constantes de la ley de Henry se encuentran en la bibliografía citada con anterioridad en la subsección "Directorio de los datos clave en absorción de gas". El empleo de las constantes de la ley de Henry se muestra en los siguientes ejemplos:

Ejemplo 1: Se desea saber cuánto hidrógeno puede disolverse en 100 unidades de peso de agua, a partir de una mezcla de gas natural, cuando la presión total es 101.3 kPa (760 torr, 1 atm), la presión parcial del H_2 es 26.7 kPa (200 torr) y la temperatura es 20°C. Para presiones parciales hasta de 100 kPa, el valor de H aparece en la sección 3 y es 6.92×10^6 kPa (6.83×10^4 atm) a 20°C. De acuerdo con la ley de Henry:

$$x_{H_2} = p_{H_2}/H_{H_2} = 26.7/6.92 \times 10^6 = 3.86 \times 10^{-6}$$

La fracción mol x es la razón del número de moles de hidrógeno en solución, respecto al número total de moles de todos los componentes contenidos. Para calcular los pesos de hidrógeno por cien pesos de agua se puede utilizar la siguiente fórmula, en la que los subíndices A y w corresponden al soluto (hidrógeno) y al disolvente (agua), respectivamente.

$$\left(\frac{x_A}{1 - x_A}\right)\frac{M_A}{M_w}100 = \left(\frac{3.86 \times 10^{-6}}{1 - 3.86 \times 10^{-6}}\right)\frac{2.02}{18.02}100$$

$$= 4.33 \times 10^{-5} \text{ unidades de peso de } H_2/\ 100 \text{ unidades de peso de } H_2O$$

$$= 0.43 \text{ partes por millón en peso}$$

Ejemplo 2: El oxígeno se disuelve en el agua con una razón de 0.03 unidades de peso de oxígeno por 100 unidades de peso de agua. Calcúlese la presión parcial de equilibrio del oxígeno en esta solución, a 25.9°C.

Solución. Si se supone como base 100 pesos de agua, entonces

$$x_A = (0.03/32)/(0.03/32 + 100/18) = 1.687 \times 10^{-4}$$

$p_A = H_A x_A$ (ley de Henry)

La solución por el método de prueba y error está planteada porque el valor de p_A debe conocerse antes de seleccionar el valor adecuado de H_A. Como primera aproximación, selecciónese el valor a 25.9°C y 106.7 kPa (800 torr), mostrado en la sección 3:

$$H_A = 4.85 \times 10^6 \text{ kPa } (4.79 \times 10^4 \text{ atm})$$
$$p_A = 4.85 \times 10^6 \times 1.687 \times 10^{-4} = 818.2 \text{ kPa } (6137 \text{ torr})$$

Para la segunda aproximación, con 818.2 kPa, supóngase que el valor (interpolado) de H_A es 5.056×10^6 kPa y el valor correspondiente de p_A es 852.9 kPa (6398 torr). Al utilizar esta nueva presión parcial para la siguiente aproximación se obtiene un valor interpolado de $H_A = 5.074 \times 10^6$ kPa. Por consiguiente, el resultado de la tercera aproximación es

$$p_A = 5.074 \times 10^6 \times 1.687 \times 10^{-4} = 856.0 \text{ kPa } (6421 \text{ torr})$$

Esta tercera estimación parece ser lo suficientemente cercana; por lo tanto, 0.03 pesos de oxígeno disueltos en 100 pesos de agua a 25.9°C ejercerán una presión parcial de aproximadamente 6420 torr (mmHg).

Las presiones de vapor de los componentes puros pueden ser útiles para calcular las solubilidades de los sistemas en los que es válida la **ley de Raoult.** Para dichos sistemas $p_A = p_A^* x_A$, donde p_A^* = presión de vapor del componente puro del soluto y p_A su presión parcial. Debe tenerse mucho cuidado al utilizar las presiones de vapor de los componentes puros para calcular el comportamiento de la absorción de gas. Los aspectos no ideales, tanto en la fase vapor como en la líquida, pueden causar desviaciones significativas del comportamiento calculado a partir de las presiones de vapor de los componentes puros junto con la ley de Raoult. En la sección 3 aparecen los datos de la presión de vapor para varios materiales.

Cuando se dispone de datos para un sistema determinado en condiciones similares de presión, temperatura y composición, los **coeficientes de distribución de equilibrio** ($K = y/x$) son una herramienta más útil para el cálculo de las distribuciones de vapor y líquido. En la sección 13 se presenta un análisis detallado de los valores de la K de equilibrio.

Cálculo de la razón líquido a gas La velocidad mínima posible del líquido se calcula a partir de la composición del gas de entrada y la solubilidad del soluto en el licor que sale, si se supone saturación. Puede ser necesario estimar la temperatura de salida del líquido, con base en el calor de solución del gas soluto. Los valores de los calores latente y específico y los de solución (a dilución infinita) aparecen en la sección 3.

La razón real de líquido a gas (velocidad de circulación del disolvente) será mayor por lo general que el mínimo en un 25 a 100% y se puede lograr por consideraciones económicas, así como mediante juicio y experiencia. Por ejemplo, en algunas aplicaciones de torres empacadas que incluyen gases muy solubles u operación al vacío, la cantidad mínima de disolvente necesaria para disolver el soluto puede ser insuficiente para mantener totalmente humedecida toda la superficie del empaque, lo que da por resultado una distribución mala de la corriente de líquido.

A pesar de que no existe una velocidad de flujo única a la que repentinamente el material de empaque se humedece en su totalidad, y abajo de la cual la distribución de flujo es mala, Morris y Jackson (*Absorption Towers*, Butterworth, London, 1953) recomiendan un criterio **mínimo de velocidad de humedecimiento** (MWR) de:

$$\text{MWR} = V_L/a_p \qquad (14\text{-}69)$$

donde V_L = velocidad volumétrica de líquido y a_p = superficie externa del empaque por unidad de volumen (para los datos, véase la Sec. 18). Cuando el flujo total del disolvente en la columna empacada es menor que el valor de MWR, se puede incrementar la velocidad de recirculación del líquido sobre el empaque, incluso a expensas de reducir la fuerza impulsora media. Un valor de MWR de 2.2×10^{-5} m^2/s (0.85 ft^2/h) se recomienda para los empaques de anillo mayores a 0.076 m (3 in) y para las rejillas con un paso mayor que 0.051 m (2 in). Para los otros empaques se recomienda un valor de MWR de 3.35×10^{-5} m^2/s (1.3 ft^2/h). Las velocidades de flujo volumétrico que varían entre 0.0034 y 0.0068 m^3/(s · m^2), o sea, 5 a 10 gal/(min · ft^2) son las indicadas por este criterio. Las velocidades superficiales del líquido en estas condiciones se encuentran en el intervalo de 0.5 cm/s (1 ft/min).

Para la mayor parte de los problemas, un valor aproximado para la razón de líquido a gas es suficiente. Por ejemplo, si el soluto se encuentra tan diluido que el incremento de temperatura del líquido depurador se puede despreciar, el valor de la razón adimensional mG_M/L_M se puede considerar como 0.7 para la absorción en el extremo diluido de la torre o 1.4 para la separación. Por consiguiente, la velocidad del gas se ajusta a aproximadamente el 50% del valor estimado de la velocidad de inundación en el punto de flujo máximo de la torre.

En la práctica, un intervalo útil de valores de mG_M/L_M es muy estrecho. En la figura 14-4 se muestra que cuando se han especificado las concentraciones de entrada y salida del gas y_1 y y_2, la composición de entrada del soluto x_2 y la pendiente m, los valores de N_{OG}, que corresponden a 95% de aproximación al equilibrio entre el líquido que entra x_2 y el gas que sale y_2 del absorbedor, se incrementan rápidamente para valores de mG_M/L_M mayores a 0.9. Además, los valores inferiores a 0.5 pueden no ser prácticos.

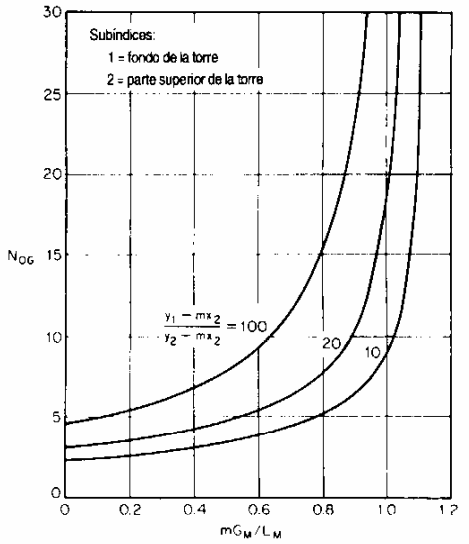


FIG. 14-4 Efecto de mG_M/L_M sobre N_{OG} para eficiencias de recuperación de 90, 95 y 99%.

Cuando la concentración del soluto en el gas de entrada es baja y cuando casi todo el soluto se absorbe (así es por lo general), la aproximación

$$y_1 G_M \doteq x_1 L_M \doteq (y_1^*/m) L_M \qquad (14\text{-}70)$$

lleva a la conclusión de que la razón mG_M/L_M representa la aproximación fraccionaria del líquido de salida a la saturación con el gas de entrada, es decir,

$$mG_M/L_M = y_1^*/y_1 \qquad (14\text{-}71)$$

La optimización de la razón líquido a gas en términos de los costos totales anuales sugiere a menudo que la razón molar de líquido a gas

L_M/G_M debe ser aproximadamente de 1.2 a 1.5 veces la mínima teórica, que corresponde al equilibrio en el extremo enriquecido de la torre (altura infinita), siempre y cuando la inundación no sea un problema. Esta sería, por ejemplo, una opción a la suposición de que $L_M/G_M = m/0.7$.

Cuando la temperatura del licor que sale se incrementa debido al calor de absorción del soluto, el valor de m cambia a través de la torre y debe seleccionarse una razón de líquido a gas que dé valores razonables de m_1G_M/L_M y m_2G_M/L_M, en donde los subíndices 1 y 2 se refieren al fondo y a la parte superior de la torre de absorción, respectivamente. Para este caso, el valor de m_2G_M/L_M se toma en un poco menos que 0.7, para que el valor de m_1G_M/L_M no se aproxime demasiado a la unidad. Esta regla es útil sólo cuando están incluidos efectos moderados de calor y bajas concentraciones de soluto.

Cuando el soluto tiene un calor de disolución grande o cuando el gas de alimentación contiene porcentajes elevados de soluto se debe considerar el empleo de serpentines de enfriamiento interno o intercambiadores de calor intermedios y externos en la torre de platos, para extraer el calor de absorción. En una torre empacada se puede considerar el empleo de secciones múltiples empacadas con puntos intermedios de extracción de líquido, para enfriar el líquido por medio de intercambiadores de calor externos.

Selección del equipo Por lo general, se seleccionan las columnas empacadas para materiales muy corrosivos, para líquidos que producen mucha espuma, para torres con un diámetro grande o pequeño que requieren una caída muy baja de presión y para las operaciones a pequeña escala que requieren diámetros inferiores a 0.6 m (2 ft). El tipo de empaque se selecciona con base en la resistencia mecánica y a la corrosión, la capacidad para manejar los flujos requeridos, la eficiencia de transferencia de masa y el costo. Un análisis detallado de las propiedades y costos de los diferentes empaques para torres se presenta en la sección 18. Los factores económicos se examinarán posteriormente en esta sección.

Las columnas de platos pueden ser preferibles desde el punto de vista económico para las operaciones a gran escala y son necesarias cuando las velocidades del líquido son tan bajas que el empaque no se humedecería adecuadamente, cuando las velocidades del gas son tan bajas (debido a un valor de L/G muy elevado) que puede ocurrir dispersión axial o "bombeo" del gas hacia la parte inferior de la columna (empacada), o cuando se desea enfriamiento intermedio. Además, las torres de platos tienen una razón de caída mejor y están menos sujetas al ensuciamiento por sólidos que las columnas empacadas. Debe consultarse la sección 18 para información adicional sobre las características de operación de las torres de platos.

Diámetro de la columna y caída de presión Para las torres empacadas, la inundación determina el diámetro mínimo posible y el diseño usual es para 50 a 70% de la velocidad de inundación. La caída de presión en la inundación para los empaques que se suelen utilizar es aproximadamente de 0.167 m H_2O/m de empaque (2 in H_2O/ft). Para una operación a aproximadamente 50% de la inundación la caída de presión es aproximadamente de 0.042 m de H_2O/m (0.5 in H_2O/ft). A 70% de la inundación, la caída de presión será de 0.083 m H_2O/m (1.0 in de agua/ft). Las torres empacadas no deben diseñarse para caídas de presión mayores a 1.0 in de H_2O/ft, porque incrementos relativamente pequeños de la velocidad de diseño para la alimentación del gas pueden precipitar las condiciones de inundación dentro de la torre. Para los sistemas que presentan una tendencia significativa a la formación de espuma, las caídas de presión máximas permitidas por el diseño deben ser inferiores a las analizadas anteriormente. También conviene recordar estos valores para el control de la operación.

Por lo general, un intervalo seguro para las velocidades de operación sería el cercano a la velocidad obtenida de las consideraciones económicas, caso que se analizará más adelante. Los procedimientos detallados para estimar las velocidades de inundación y caídas de presión se presentan en la sección 18.

Para las torres de platos, el diámetro mínimo posible puede estar determinado por las características de inundación o por un excesivo arrastre de líquido. Para razones muy elevadas de líquido a gas, la capacidad de las bandejas y vertederos para manejar el flujo de líquido puede establecer el diámetro de la columna. Cuando la velocidad del gas es muy elevada, el arrastre puede disminuir la eficiencia y/o causar inundación. Las velocidades del vapor en las torres de platos se utiliza, por ejemplo, para limitar el arrastre a menos de 10% de la velocidad de flujo de líquido. Los procedimientos detallados para calcular las caídas de presión en una torre de platos aparecen en la sección 18.

Cálculo de la altura de la torre La altura requerida en una torre de absorción o separación de gas depende de **1)** los equilibrios termodinámicos incluidos; **2)** el grado especificado de eliminación del soluto del gas y **3)** la eficiencia de transferencia de masa del equipo. Estas mismas consideraciones se aplican tanto a una torre empacada como a una de platos. Los puntos 1 y 2 determinan el número de etapas teóricas (torre de platos) o unidades de transferencia (torre empacada) requeridas. El punto 3 se obtiene con base en la eficiencia y el espaciamiento de las bandejas (torre de platos) o con base en la altura de una unidad de transferencia (torre empacada). Por lo general, las especificaciones para la eliminación del soluto se obtienen a partir de consideraciones económicas.

Para las **torres de platos**, los métodos de diseño aproximados que se describen a continuación se pueden utilizar para estimar el número de etapas teóricas y las eficiencias y espaciamientos de las bandejas, con objeto de especificar la torre con base en la información dada en la sección 18. En la sección 13 aparecen las consideraciones incluidas en el diseño riguroso de una torre de platos.

Para las **torres empacadas**, la naturaleza diferencial continua del contacto entre el líquido y el gas da por resultado un procedimiento de diseño que incluye la solución de ecuaciones diferenciales como las descritas en la siguiente subsección.

Debe observarse que los procedimientos de diseño analizados en esta sección no son aplicables a los **absorbedores con recalentamiento**, que deben diseñarse de acuerdo con los métodos descritos en la sección 13.

Se aconseja precaución para distinguir entre los sistemas que incluyen absorción puramente física de aquellos en los que una **reacción química** puede afectar en forma significativa los procedimientos de diseño.

Selección de las condiciones de operación del separador La separación incluye la eliminación de uno o más componentes volátiles de un líquido por contacto con un gas inerte, por ejemplo, vapor o nitrógeno. Las condiciones de operación seleccionadas para la separación suelen dar como resultado una baja solubilidad del soluto (es decir, un elevado valor de m), de tal manera que la razón mG_M/L_M es mayor que la unidad. Un valor de 1.4 puede utilizarse como regla para los cálculos que incluyan la desorción puramente física. Para los cálculos de las torres de platos el factor de separación es $S = KG_M/L_M$, donde, por lo general, y^*/x, se especifica para cada bandeja.

Cuando el disolvente de una operación de absorción debe regenerarse para su recirculación al absorbedor, se puede utilizar el "concepto de oscilación de presión", el "concepto de oscilación de temperatura", o ambos, para especificar las condiciones de separación. En la operación a presión variable, la temperatura del separador es aproximadamente igual a la del absorbedor, pero la presión de separación es mucho menor. En la operación a temperatura variable, las presiones son aproximadamente iguales, pero la temperatura de separación es muy superior a la de absorción.

En la operación a presión variable una parte del gas disuelto puede ser "extraída" del líquido por medio de un tambor de evaporación instantánea colocado aguas arriba del punto de alimentación a la torre de separación. Este tipo de operación lo analizan Burrows y Preece [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **32**, 99 (1954)] y Langley y Haselden [*Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. (London)*, no. 28 (1968)]. Si ocurre evaporación instantánea del líquido alimentado dentro de la torre de separación, este efecto debe considerarse para el diseño de la sección superior con objeto de evitar una sobrecarga o la inundación de la parte superior de la torre.

Con frecuencia, la velocidad a la que se absorbe el gas residual en una torre de separación está limitada por la velocidad de la reacción

química, en cuyo ca
consecuencia, la ret
portante de diseño. P
diseñan con base en
o HETP.

Las ecuaciones ap
puramente física se
para las torres empa
riguroso que utiliza l
la sección 13. Un br
mica aparece en la s

Diseño de los sist
luto que sale del abs
generar el disolvente
en la figura 14-5. Es
el paso de absorción
rán el diseño de la to
condiciones de sepa
lección de las condi
absorción-separació
nómicos y los juicio
del sistema en el cor

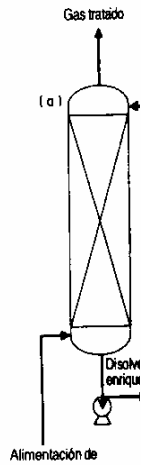


FIG. 14-5 Absorbed
ración. *a*) Absorbedor.

Un procedimient
sorbedor-separador
de diseño y evaluar
operabilidad en cad
es necesario conside
absorbedor-separad
"Diseño económico

Importancia de l
sas que el diseñado
diagrama de la curva
la mostrada en la fig
composición de ent
siciones factibles de
a la composición de
trico de las composi
indican como $y = y_1$

química, en cuyo caso el tiempo de residencia en la fase líquida (y en consecuencia, la retención de líquido de la torre) es el factor más importante de diseño. Por lo tanto, muchos regeneradores separadores se diseñan con base en la retención de líquido y no en los valores de $K_L a$ o HETP.

Las ecuaciones aproximadas de diseño que se aplican a la desorción puramente física se desarrollan posteriormente en esta sección tanto para las torres empacadas como para las de platos. Un método más riguroso que utiliza los conceptos de destilación se puede encontrar en la sección 13. Un breve análisis sobre la desorción con reacción química aparece en la subsección "Absorción con reacción química."

Diseño de los sistemas absorbedor-separador El licor rico en soluto que sale del absorbedor de gas se suele destilar o separar para regenerar el disolvente, que se recircula al absorbedor, como se muestra en la figura 14-5. Es evidente que las condiciones seleccionadas para el paso de absorción (es decir, temperatura, presión y L_M/G_M) afectarán el diseño de la torre de separación y, a la inversa, la selección de las condiciones de separación afectarán el diseño del absorbedor. La selección de las condiciones de operación óptimas para un sistema de absorción-separación incluyen una combinación de los factores económicos y los juicios prácticos, en lo que se refiere a la operabilidad del sistema en el contexto del diagrama general de flujo del proceso.

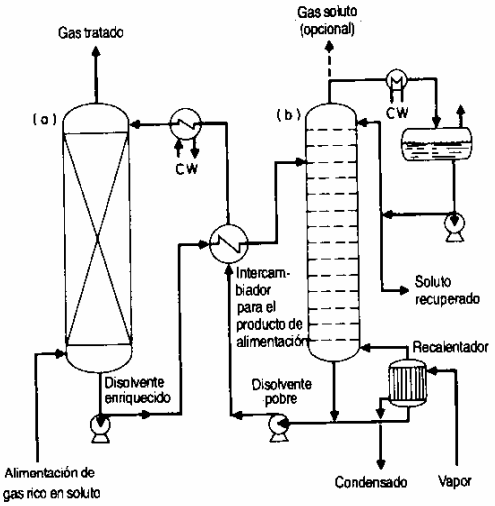


FIG. 14-5 Absorbedor de gas que utiliza un disolvente, regenerado por separación. *a*) Absorbedor. *b*) Separador.

Un procedimiento adecuado para realizar el diseño del sistema absorbedor-separador es establecer una selección cuidadosa de los casos de diseño y evaluar los costos de inversión y operación, así como la operabilidad en cada caso. Algunos de estos factores económicos que es necesario considerar para la selección del diseño óptimo del sistema absorbedor-separador se analizan posteriormente en la subsección "Diseño económico de los sistemas de absorción".

Importancia de los diagramas de diseño Una de las primeras cosas que el diseñador debe tratar de hacer con el mayor cuidado es el diagrama de la curva de equilibrio, $y^\circ = F(x)$, en una gráfica de xy, como la mostrada en la figura 14-6. La línea horizontal que corresponde a la composición de entrada de gas y_1 es el lugar geométrico de las composiciones factibles del licor de salida, y la línea vertical que corresponde a la composición de entrada del licor disolvente x_2 es el lugar geométrico de las composiciones factibles del gas de salida. Estas líneas se indican como $y = y_1$ y $x = x_2$ respectivamente, en la figura 14-6.

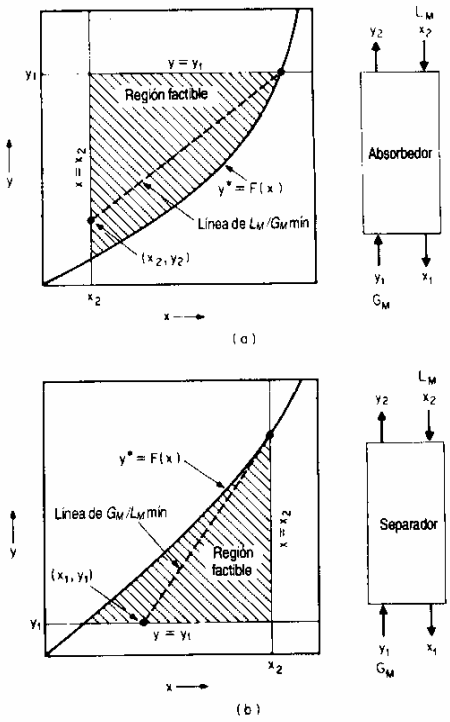


FIG. 14-6 Diagramas de diseño para *a*) absorción y *b*) separación.

Para la absorción de gas, la región de las líneas de operación factibles se encuentra arriba de la curva de equilibrio; para la separación, la región factible para las curvas de operación se encuentra abajo de la línea de equilibrio. Estas regiones factibles están limitadas por la curva de equilibrio y por las líneas $x = x_2$ y $y = y_1$. Compruébense por inspección las líneas de operación que son factibles y las que dan por resultado "puntos de estricción" dentro de la torre. Además, es posible determinar si un diseño especial propuesto para la recuperación del soluto cae dentro de la región factible.

Una vez que se ha establecido el diseño del recuperador para una torre de absorción se puede construir la curva de operación localizando en primer término el punto x_2,y_2 en el diagrama. La intersección de la línea horizontal, que corresponde a la composición de entrada del gas y_1, con la curva de equilibrio $y^\circ = F(x)$ define la razón teórica mínima de líquido a gas para los sistemas en los que no hay puntos intermedios de estricción. La línea de operación que conecta este punto con el punto x_2,y_2 corresponde al valor mínimo de L_M/G_M. Por lo general, el valor real de diseño de L_M/G_M es 1.2 a 1.5 veces el valor mínimo. Por consiguiente, la línea real de operación de diseño para un absorbedor de gas pasará por el punto x_2,y_2 y cortará la línea $y = y_1$ a la izquierda de la curva de equilibrio.

Para la separación, se emplea la especificación de diseño para localizar el punto x_1,y_1 y, después, la intersección de la línea vertical $x = x_2$ con la curva de equilibrio $y^\circ = F(x)$ define la razón teórica mínima de gas a líquido. El valor real de G_M/L_M se selecciona de tal manera que sea aproximadamente 20 a 50% más elevado que el mínimo, para que la línea real de operación de diseño corte la línea $x = x_2$ en un punto ubicado abajo de la curva de equilibrio.

Los diagramas de diseño minimizan la posibilidad de cometer errores por descuido y permiten determinar fácilmente los efectos de los cambios de las variables de operación sobre la operabilidad del sistema en relación con los puntos de estricción, etc. Siempre que se utilicen cálculos analíticos y programas para computadora para el diseño de los sistemas de absorción de gas, la construcción de los diagramas de diseño basada en los resultados de los cálculos o los impresos de la computadora pueden revelar áreas con problemas o, incluso, errores en el concepto de diseño. Se recomienda que los diagramas de diseño se utilicen siempre que sea posible.

DISEÑO DE UNA TORRE EMPACADA

Los métodos para estimar la altura de la sección activa de los **contactores diferenciales a contraflujo**, como, por ejemplo, las torres empacadas y de rocío y los absorbedores de película descendente se basan en las expresiones de velocidad que representan la transferencia de masa en la interfase gas-líquido y sobre los balances de materia, que representan los cambios de composición masiva en las dos fases a contraflujo. Las expresiones de velocidad están basadas en los principios de la transferencia de masa en la interfase descritos anteriormente en esta sección. La combinación de dichas expresiones da por resultado una expresión integral para el número de unidades de transferencia o ecuaciones íntimamente relacionadas con el número de platos teóricos. En los párrafos que siguen se establecen los métodos convenientes para utilizar dichas ecuaciones, primero para el caso general y posteriormente para los casos en que las suposiciones de simplificación son válidas.

Empleo de la expresión de velocidad de transferencia de masa En la figura 14-7 se muestra la sección de una torre empacada de absorción junto con la nomenclatura que se utiliza para desarrollar las ecuaciones siguientes. En una sección diferencial dh se puede igualar la velocidad a la que se pierde el soluto de la fase gaseosa con la velocidad a la que dicho soluto es transferido a través de la fase gaseosa, hasta la interfase, como sigue:

$$-d(G_M y) = -G_M\,dy - y\,dG_M = N_A a\,dh \qquad (14\text{-}72)$$

Cuando sólo se transfiere un componente,

$$dG_M = -N_A a\,dh \qquad (14\text{-}73)$$

Al sustituir esta relación en la ecuación (14-72) y reacomodar términos se obtiene,

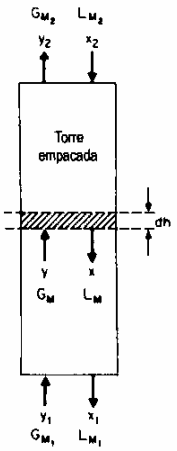


FIG. 14-7 Nomenclatura para los balances de materia en un absorbedor o separador de torre empacada.

$$dh = -\frac{G_M\,dy}{N_A a(1-y)} \qquad (14\text{-}74)$$

Para esta derivación se utiliza la expresión de velocidad en la fase gaseosa $N_A = k_G(y - y_i)$ y al integrar en toda la torre se obtiene,

$$h_T = \int_{y2}^{y1} \frac{G_M\,dy}{k_G a(1-y)(y-y_i)} \qquad (14\text{-}75)$$

Al multiplicar y dividir por y_{BM} se coloca la ecuación (14-75) en el formato $H_G N_G$

$$h_T = \int_{y2}^{y1} \left[\frac{G_M}{k_G a y_{BM}}\right] \frac{y_{BM}\,dy}{(1-y)(y-y_i)} = H_{G,av} \int_{y2}^{y1} \frac{y_{BM}\,dy}{(1-y)(y-y_i)} = H_{G,av} N_G \qquad (14\text{-}76)$$

La expresión general dada por la ecuación (14-75) es más compleja que lo requerido, pero debe utilizarse cuando el coeficiente de transferencia de masa varía de punto a punto, como puede ser el caso cuando el gas no es diluido o cuando la velocidad del gas varía a medida que éste se disuelve. Los valores de y_i que se pueden utilizar en la ecuación (14-75) dependen de la composición local de líquido x_i y de la temperatura. Esta dependencia se representa mejor al utilizar las líneas de operación y equilibrio, como se analiza posteriormente.

En el ejemplo 3 se muestra el empleo de la ecuación (14-75) para el lavado de cloro del aire con una solución cáustica acuosa. Para este caso se puede suponer, para simplificar, que y_i, la presión parcial de la interfase del cloro sobre la solución cáustica acuosa, es cero debido a la total y rápida reacción del cloro después de disolverse. Obsérvese que el gas de alimentación no está diluido.

Ejemplo 3: Calcúlese la altura del empaque necesario para reducir la concentración de cloro de 0.537 kg/(s · m^2) o sea, 396 lb/(h · ft^2) de una mezcla de cloro y aire que contiene una fracción mol de cloro de 0.503 hasta una fracción mol de 0.0403. Con base en los datos de prueba descritos por Sherwood y Pigford (*Absorption and Extraction*, McGraw-Hill, New York, 1952, p. 121), el valor de $k_G a y_{BM}$ a una velocidad del gas igual a la del fondo del empaque es 0.1175 kmol/(s · m^3) o 26.4 lb · mol/(h · ft^2). Se supone que la contrapresión de equilibrio y_i es despreciable.

Solución Al suponer que el coeficiente de transferencia de masa varía a la potencia 0.8 de la velocidad de masa local del gas, se puede obtener la siguiente relación:

$$\bar{K}_G a = k_G a y_{BM} = 0.1175 \left[\frac{71y + 29(1-y)}{71y_1 + 29(1-y_1)}\left(\frac{1-y_1}{1-y}\right)\right]^{0.8}$$

donde 71 y 29 son los pesos moleculares del cloro y el aire, respectivamente. Al observar que la velocidad de flujo del gas inerte (aire) está dada por $G'_M = G_M(1-y) = 5.34 \times 10^{-3}$ kmol/(s · m^2), o 3.94 lb · mol/(h · ft^2) e introducir estas expresiones en la integral, se obtiene

$$h_T = 1.82 \int_{0.0403}^{0.503} \left[\frac{1-y}{29+42y}\right]^{0.8} \frac{dy}{(1-y)^2 \ln[1/(1-y)]}$$

Esta integral definida se puede evaluar numéricamente mediante el empleo de la regla de Simpson, para obtener una $h_T = 0.305$ m (1 ft).

Empleo de la curva de operación Con frecuencia, no es posible suponer que $y_i = 0$ como en el ejemplo 3, debido a la resistencia a la

difusión en la fase líquida o a la acumulación de soluto en la corriente de líquido. Cuando no se puede despreciar la contrapresión, es necesario complementar estas ecuaciones con un balance de materia, que representa la línea o curva de operación. En vista de los flujos a contracorriente hacia y de la sección diferencial de empaque, mostrada en la figura 14-7, el balance de materia a régimen permanente da por resultado las siguientes relaciones equivalentes

$$d(G_M y) = d(L_M x) \tag{14-77}$$

$$G'_M \frac{dy}{(1-y)^2} = L'_M \frac{dx}{(1-x)^2} \tag{14-78}$$

donde L'_M = velocidad de masa molar del componente líquido inerte y G'_M = velocidad de masa molar del gas inerte. L_M, L'_M, G_M y G'_M son las velocidades superficiales basadas en la sección transversal total de la torre.

La ecuación (14-78) es la ecuación diferencial de la curva de operación y su integral en la porción superior del empaque es la ecuación para la curva de operación

$$G'_M \left[\frac{y}{1-y} - \frac{y_2}{1-y_2}\right] = L'_M \left[\frac{x}{1-x} - \frac{x_2}{1-x_2}\right] \tag{14-79}$$

Para soluciones diluidas en que las fracciones mol de x y y son pequeñas, los flujos molares totales G_M y L_M estarán muy cercanos a una constante y la ecuación de la curva de operación es

$$G_M(y - y_2) = L_M(x - x_2) \tag{14-80}$$

Esta ecuación proporciona la relación entre las composiciones masivas de las corrientes de gas y líquido en cada nivel de la torre, para las condiciones en las que la curva de operación se puede aproximar mediante una línea recta.

En la figura 14-8 se muestra la relación entre las curvas de operación y de equilibrio $y_i = F(x_i)$, para un ejemplo característico que incluye la recuperación del disolvente, donde y_i y x_i representan las composiciones de la interfase (que se suponen en equilibrio). Una vez que se conoce y en función de x a lo largo de la curva de operación, y_i se puede encontrar en los puntos correspondientes en la curva de equilibrio mediante la ecuación (14-5). Después puede evaluarse la integral de la ecuación (14-75).

Cálculo de las unidades de transferencia Para el caso general, las ecuaciones descritas deben emplearse para calcular la altura de empaque requerido para una separación determinada. Sin embargo, si el coeficiente local de transferencia de masa $k_G a y_{BM}$ es aproximadamente proporcional a la primera potencia de la velocidad local del gas, G_M, entonces, la altura de una unidad de transferencia para la fase gaseosa se define como $H_G = G_M/k_G a y_{BM}$, y será constante en la ecuación (14-76). Por medio de consideraciones similares se llega a la suposición de que la altura de la unidad total de transferencia de masa en la fase gaseosa H_{OG} se puede tomar como constante. Por consiguiente, la altura de empaque requerido se puede calcular de acuerdo con la relación

$$h_T = H_G N_G = H_{OG} N_{OG} \tag{14-81}$$

donde N_G = número de unidades de transferencia en la fase gaseosa, N_{OG} = número total de unidades de transferencia en la fase gaseosa. Cuando los valores de H_G y H_{OG} no son constantes, puede ser válido el empleo de los valores promedio entre la parte superior y el fondo de la torre, junto con la relación

$$h_T = H_{G,av} N_G = H_{OG,av} N_{OG} \tag{14-82}$$

En estas ecuaciones, los términos N_G y N_{OG} están definidos por

$$N_G = \int_{y_2}^{y_1} \frac{y_{BM}\, dy}{(1-y)(y-y_i)} \tag{14-83}$$

y por

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{y^*_{BM}\, dy}{(1-y)(y-y^*)} \tag{14-84}$$

respectivamente.

En la práctica, la ecuación (14-84) es más útil porque sólo requiere datos experimentales reales de H_{OG} o valores estimados, mediante la combinación de las mediciones de H_G y H_L por medio de la ecuación (14-30). Las correlaciones para calcular H_G, H_L y H_{OG} en sistemas no reactivos se presentan en la sección 18.

En ocasiones, los cambios en la velocidad de flujo de gas y en la fracción mol del gas inerte son tan pequeños que la inclusión de términos como $(1-y)$ y y_{BM} puede despreciarse, o al menos incluirse de manera aproximada. Esto da por resultado los procedimientos simplificados que se describen posteriormente.

Una de dichas simplificaciones fue sugerida por Wiegand [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **36**, 679 (1940)], quien señaló que la media logarítmica de la fracción mol del gas inerte y^*_{BM} ($o\ y_{BM}$) es, a menudo, casi igual a su media aritmética. Por consiguiente, la sustitución de esta relación

$$\frac{y^*_{BM}}{(1-y)} \doteq \frac{(1-y^*)+(1-y)}{2(1-y)} = \frac{y-y^*}{2(1-y)} + 1 \tag{14-85}$$

en las ecuaciones presentadas antes da por resultado las formas simplificadas

$$N_G = \frac{1}{2}\ln\frac{1-y_2}{1-y_1} + \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y_i} \tag{14-86}$$

$$N_{OG} = \frac{1}{2}\ln\frac{1-y_2}{1-y_1} + \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y^*} \tag{14-87}$$

El segundo término (la integral) representa el número de unidades de transferencia a dilución infinita del gas. Con frecuencia, el primer término, con sólo unas pequeñas correcciones, proporciona el efecto del nivel finito de la concentración del gas.

El procedimiento para aplicar las ecuaciones (14-86) y (14-87) tiene **dos pasos**: **1)** la evaluación de las integrales, y **2)** la suma de las correcciones que corresponden al primer término (logarítmico). El análisis que se presenta a continuación trata exclusivamente con la evaluación de los términos de la integral **(primer paso)**.

El caso más simple posible se presenta cuando **1)** tanto la línea de equilibrio como la de operación son rectas (es decir, existen soluciones diluidas), **2)** la ley de Henry es válida $y^*/x = y_i/x_i = m$), y **3)** cuando los efectos de absorción de calor son despreciables. En estas condiciones, **el término de la integral** en la ecuación (14-87) se puede calcular por medio de la ecuación de Colburn [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **35**, 211 (1939)]:

$$N_{OG} = \frac{1}{1-(mG_M/L_M)} \ln\left[\left(1 - \frac{mG_M}{L_M}\right)\left(\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2}\right) + \frac{mG_M}{L_M}\right] \tag{14-88}$$

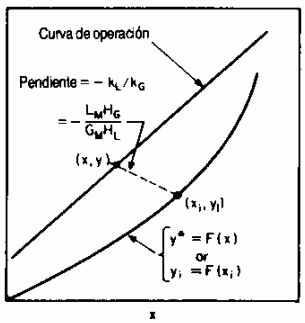


FIG. 14-8 Relaciones entre las curvas de equilibrio y operación en un absorbedor empacado; cálculo de las composiciones en la interfase.

En la figura 14-9 aparece una gráfica de la ecuación (14-88) en la cual el valor de N_{OG} se puede leer directamente, en función de mG_M/L_M y de la razón de concentraciones. Esta gráfica y la ecuación (14-88) son equivalentes al empleo de la media logarítmica de las fuerzas de impulso terminales, pero son más convenientes porque no es necesario calcular la concentración de salida del licor x_1.

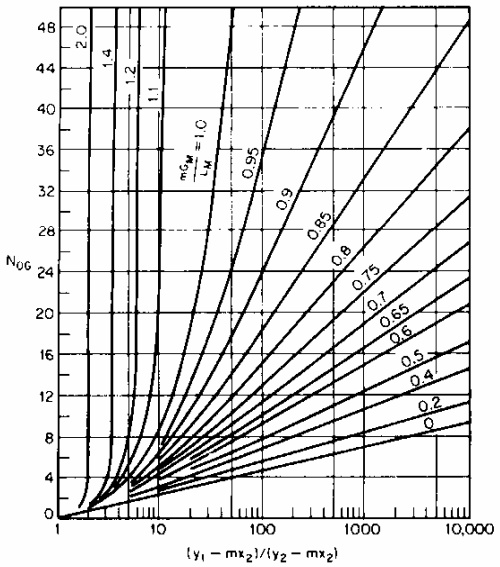


FIG. 14-9 Número de unidades totales de transferencia de masa en la fase gaseosa en una torre de absorción empacada, para un valor constante mG_M/L_M; solución a la ecuación (14-88). (Fuente: Sherwood y Pigford) *Absorption and Extraction*. (McGraw-Hill, New York, 1952.)

En muchos casos prácticos, que incluyen un lavado casi completo del gas, se puede obtener un resultado aproximado con base en las ecuaciones presentadas antes, incluso cuando se trate de soluciones concentradas o cuando están presentes los efectos del calor de absorción. En dichos casos, las fuerzas de impulso en la parte superior de la torre son mucho más pequeñas que las del fondo, y el valor de mG_M/L_M debe ser la razón de las pendientes de la línea de equilibrio m y la línea de operación L_M/G_M, en el intervalo de baja concentración, cerca de la parte superior de la columna.

Otro método consiste en dividir en forma arbitraria la torre en una sección pobre (cerca de la parte superior) donde son válidos los métodos aproximados y tratar la sección rica en forma separada. Si los efectos del calor en la sección rica son apreciables, se debe considerar la instalación de unidades de enfriamiento cerca del fondo de la torre. En cualquier caso, el diagrama de diseño que muestran las líneas de operación y equilibrio debe prepararse para verificar la aplicabilidad de un método aproximado. En la figura 14-11 presentada en el ejemplo 7 aparece uno de dichos diagramas para una torre de absorción adiabática.

Ecuaciones de separación La separación o desorción incluye la eliminación de un componente volátil de una corriente líquida, por contacto con una corriente de gas inerte, como, por ejemplo, nitrógeno o vapor. En este caso, el cambio en la concentración de la corriente líquida es de vital importancia y es más conveniente formular la ecuación de velocidad, análoga a la ecuación (14-75), en términos de la composición del líquido x. Esto lleva a las siguientes ecuaciones, que definen los números de unidades de transferencia y sus alturas con base en la resistencia de la fase líquida:

$$h_T = H_L \int_{x_2}^{x_1} \frac{x_{BM}\,dx}{(1-x)(x_i - x)} = H_L N_L \qquad (14\text{-}89)$$

$$h_T = H_{OL} \int_{x_2}^{x_1} \frac{x^*_{BM}\,dx}{(1-x)(x^* - x)} = H_{OL} N_{OL} \qquad (14\text{-}90)$$

donde, como antes, los subíndices 1 y 2 se refieren al fondo y a la parte superior de la torre, respectivamente (véase la Fig. 14-7).

En los casos en que no se puede suponer que H_L y H_{OL} son constantes, estos términos deben incorporarse dentro de las integrales de las ecuaciones (14-89) y (14-90) y las integrales deben evaluarse en forma gráfica o numérica (utilizando, p. ej., la regla de Simpson). En el caso normal, que incluye la separación sin reacción química, la resistencia de la fase líquida es el factor dominante, y ello hace preferible el empleo de la ecuación (14-90) junto con la relación $H_L = H_{OL}$.

Las aproximaciones de Wiegand de las integrales anteriores, en las que las medias aritméticas se sustituyen por las medias logarítmicas x_{BM} y x^*_{BM}, son

$$N_L = \frac{1}{2}\ln\frac{1-x_1}{1-x_2} + \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - x_i} \qquad (14\text{-}91)$$

$$N_{OL} = \frac{1}{2}\ln\frac{1-x_1}{1-x_2} + \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - x^*} \qquad (14\text{-}92)$$

En estas ecuaciones, el primer término es una corrección para las concentraciones finitas en la fase líquida y el término de la integral representa el número de unidades de transferencia requeridas para las soluciones diluidas. En la práctica, sería muy poco común encontrar un ejemplo en que el primer término (logarítmico) tenga algún significado en el diseño de un separador.

Para soluciones diluidas en las que tanto la línea de operación como la de equilibrio son rectas y se pueden despreciar los efectos del calor, el término de la integral en la ecuación (14-92) es

$$N_{OL} = \frac{1}{(1 - L_M/mG_M)} \ln\left[\left(1 - \frac{L_M}{mG_M}\right)\left(\frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m}\right) + \frac{L_M}{mG_M}\right] \qquad (14\text{-}93)$$

Esta ecuación es idéntica en la forma a la ecuación (14-88). Por consiguiente, la figura 14-9 puede aplicarse si la razón de concentración $(x_2 - y_1/m)/(x_1 - y_1/m)$ se sustituye por la abscisa y si el parámetro de las curvas se identifica como L_M/mG_M.

Empleo de los datos de HTU y $K_G a$ Para estimar el diámetro de un absorbedor comercial de gas es deseable tener datos de los coeficientes globales de transferencia de masa del sistema en las condiciones deseadas de temperatura, presión, concentración del soluto y velocidades del fluido. Estos datos deben obtenerse en un equipo de planta piloto. Para evitar efectos anormales de la pared, el diámetro de la torre debe ser al menos 8 a 10 veces el diámetro del empaque.

Cientos de investigaciones experimentales sobre el empleo de torres empacadas para absorción y desorción, ambas con y sin reacción química, han sido reportadas en la literatura. La mayor parte de estas investigaciones fueron realizados a temperatura ambiente y a una presión cercana a 100 kPa (1 atm), y se utilizaron torres empacadas de diámetro muy pequeño. Debe tenerse mucho cuidado al intentar aplicar dichos datos al diseño del equipo comercial a gran escala.

Cuando no se dispone de datos globales de HTU o $K_G a$ para los sistemas que incluyen absorción puramente física, los valores de resistencias individuales H_G y H_L se pueden obtener de las correlaciones dadas en la sección 18 y, después, estos valores se pueden combinar con las ecuaciones (14-30) y (14-31) para obtener los valores de H_{OG} y H_{OL}. Sin embargo, este procedimiento no es válido cuando la velocidad de absorción está limitada por una reacción química.

Cuando la absorción o desorción ocurre simultáneamente con la reacción química, el empleo de los datos de la prueba experimental con base en una unidad prototipo es particularmente importante ya que los métodos de cálculo no están bien desarrollados para estos casos. En años recientes, P. V. Danckwerts, M. M. Sharma, J. C. Charpentier y

otros han estimulado d
datos en equipo a escal
los absorbedores indu
mica. Este trabajo se a
ción con reacción quín
Efectos globales de l
18 se presentan los dat
del gas y del líquido s
transferencia de masa $\hat{k}$
tipos más comunes de
revisión cualitativa de l
tes a L y G sobre el c
sistemas con absorció
den desviarse significa
1. *Area de la interfa*
de la interfase a tiend
líquido L, pero no se v
ción de hasta cinco ve
diez veces en la veloc
ción) duplica aproxim
cia de masa.
2. *Coeficiente* $\hat{k}_G$. E
gaseosa no depende
líquido L por debajo
afectada por la veloci
proporcional a la pote
diez veces en G incre
3. *Coeficiente* $\hat{k}_L$. E
líquida es independien
ximadamente con la p
diez veces en L incre
4. *Coeficiente* $k_G a$.
te relación aproxima
carga de la torre empa

Esta relación indica q
locidades del líquido
influencia.
5. *Coeficiente* $\hat{k}_L a$.
$k_L a$ es aproximadame
pendiente de la veloci
6. *Altura de la unid*
con la definición de l
gaseosa se obtiene la
ca que H_G se increme
al aumentar la velocid
7. *Altura de la unid*
to 5 con la definición
líquida indica que H_L
depende en forma ap
punto de carga de la t
8. *Alturas totales*
combinación de los p
tado la relación aprox
que H_{OL} se incremen
nuye al incrementars
en la definición
$H_{OG} = b_3(G/L)^{0.3} +$
al aumentar la velocid
cidad del líquido. Las
ficientes de proporci
y tipos de empaque. L
tra b_4 están dictadas
la fase líquida y gase
Algunos ejemplo
Whitney y Vivian [C

$H_L N_L$ (14-89)

$H_{OL} N_{OL}$ (14-90)

al fondo y a la parte
14-7).
y H_{OL} son constan-
las integrales de las
evaluarse en forma
Simpson). En el caso
ímica, la resistencia
ce preferible el em-
$H_L = H_{OL}$.
les anteriores, en las
medias logarítmicas

$$\frac{x}{x_i} \qquad (14\text{-}91)$$

$$\frac{x}{x^*} \qquad (14\text{-}92)$$

rección para las con-
de la integral repre-
requeridas para las
ico común encontrar
) tenga algún signi-

a de operación como
los efectos del calor,

$$\left| \frac{y_1/m}{y_1/m} \right) + \frac{L_M}{mG_M} \Bigg| \qquad (14\text{-}93)$$

n (14-88). Por consi-
de concentración (x_2
y si el parámetro de

nar el diámetro de un
os de los coeficientes
las condiciones de-
el soluto y velocida-
equipo de planta pi-
l diámetro de la torre
ipaque.
re el empleo de torres
n y sin reacción quí-
yor parte de estas in-
mbiente y a una pre-
lorres empacadas de
dado al intentar apli-
gran escala.
U o $K_G a$ para los sis-
los valores de resis-
de las correlaciones
se pueden combinar
r los valores de H_{OG}
lido cuando la velo-
química.
áneamente con la re-
ba experimental con
mportante ya que los
para estos casos. En
, J. C. Charpentier y

otros han estimulado desarrollos interesantes basados en el empleo de datos en equipo a escala pequeña, para calcular el comportamiento de los absorbedores industriales, cuando está incluida una reacción química. Este trabajo se analiza posteriormente en la subsección "Absorción con reacción química".

Efectos globales de las velocidades del gas y el líquido En la sección 18 se presentan los datos detallados sobre los efectos de las velocidades del gas y del líquido sobre el área de la interfase a, los coeficientes de transferencia de masa $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ y los valores de H_G y H_L para algunos de los tipos más comunes de empaques de torres. El siguiente análisis es una revisión cualitativa de las reglas empíricas de los efectos correspondientes a L y G sobre el comportamiento de las torres empacadas para los sistemas con absorción puramente física. Los sistemas específicos pueden desviarse significativamente de estas guías empíricas.

1. *Area de la interfase*. Abajo del punto de carga del empaque, el área de la interfase a tiende a incrementarse al aumentar la velocidad del líquido L, pero no se ve afectada en forma significativa por una variación de hasta cinco veces en la velocidad del gas G. Un incremento de diez veces en la velocidad del líquido (abajo del punto de alimentación) duplica aproximadamente el área disponible para la transferencia de masa.

2. *Coeficiente* $\hat{k}_G$. El coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa no depende en forma apreciable de la velocidad de flujo de líquido L por debajo del punto de carga del empaque, pero está muy afectada por la velocidad del gas; el incremento es aproximadamente proporcional a la potencia 0.7 de G. Por consiguiente, un aumento de diez veces en G incrementará $\hat{k}_G$ en un factor aproximado de 5.

3. *Coeficiente* $\hat{k}_L$. El coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida es independiente de la velocidad del gas G y se incrementa aproximadamente con la potencia 0.5 de L. Por consiguiente, un aumento de diez veces en L incrementará $\hat{k}_L$ en un factor aproximado de 3.

4. *Coeficiente* $\hat{k}_G a$. Al combinar los puntos 1 y 2 se llega a la siguiente relación aproximada para las condiciones por debajo del punto de carga de la torre empacada:

$$\hat{k}_G a \propto G^{0.7} L^{0.3}$$

Esta relación indica que $\hat{k}_G a$ tiende a incrementarse tanto con las velocidades del líquido como del gas y es esta última la que ejerce mayor influencia.

5. *Coeficiente* $\hat{k}_L a$. La combinación de los puntos 1 y 3 indica que $k_L a$ es aproximadamente proporcional a $L^{0.8}$ y es relativamente independiente de la velocidad del gas G.

6. *Altura de la unidad de transferencia* H_G. Al combinar el punto 4 con la definición de la altura de la unidad de transferencia en la fase gaseosa se obtiene la relación aproximada $H_G \propto (G/L)^{0.3}$, lo cual indica que H_G se incrementa al aumentar la velocidad del gas y disminuye al aumentar la velocidad del líquido.

7. *Altura de la unidad de transferencia* H_L. La combinación del punto 5 con la definición de la altura de la unidad de transferencia en la fase líquida indica que H_L es aproximadamente proporcional a $L^{0.2}$ y no depende en forma apreciable de la velocidad del gas G por debajo del punto de carga de la torre empacada.

8. *Alturas totales de las unidades de transferencia* H_{OL} y H_{OG}. La combinación de los puntos 6 y 7, con la definición de H_{OL} da por resultado la relación aproximada $H_{OL} \doteq b_1 L^{0.2} + b_2 (L/G)^{0.7}$, lo que indica que H_{OL} se incrementa al aumentar la velocidad del líquido y disminuye al incrementarse la velocidad del gas. Una sustitución similar en la definición de H_{OG} produce la relación aproximada $H_{OG} \doteq b_3(G/L)^{0.3} + b_4(G/L^{0.8})$, lo que indica que H_{OG} se incrementa al aumentar la velocidad del gas y disminuye al incrementarse la velocidad del líquido. Las constantes b_1 hasta b_4 de esta ecuación son coeficientes de proporcionalidad que difieren para los diferentes sistemas y tipos de empaque. Las magnitudes relativas de b_1 contra b_2 y b_3 contra b_4 están dictadas por la importancia relativa de las resistencias en la fase líquida y gaseosa en cada sistema individual.

Algunos ejemplos característicos de las correlaciones de HTU Whitney y Vivian [*Chem. Eng. Prog.*, **45**, 323 (1949)] estudiaron la absorción de SO_2 en agua a 21°C, utilizando anillos de Raschig de cerámica con un diámetro de 25 mm (1 in). Un análisis de estos datos se presenta en el libro de Sherwood y Pigford, *Absorption and Extraction* (McGraw-Hill, New York, 1959, p. 294), que da por resultado la siguiente ecuación

$$H_{OL} = 0.37L^{0.18} + 0.062L^{0.75}/G^{0.7} \qquad (14\text{-}94)$$

donde las unidades (usuales en Estados Unidos) de L y G son lb/(h · ft^2) y H_{OL} está expresada en ft. La ecuación para el cálculo de H_{OL} es

$$H_{OL} = H_L + (L_M/mG_M)H_G \qquad (14\text{-}95)$$

e indica que el primer término de la ecuación (14-94) es igual a H_L y el segundo término es igual a $(L_M/mG_M)H_G$. Al utilizar el valor dado de $m = dy^*/dx = 32.4$ y los pesos moleculares del agua y el aire (18 y 29, respectivamente), se obtienen las siguientes relaciones para los experimentos SO_2-agua:

$$H_L = 0.37L^{0.18} \quad \text{ft}$$
$$H_G = 1.24G^{0.3}/L^{0.25} \quad \text{ft}$$

Estas ecuaciones son muy similares a las relaciones generalizadas, para los efectos de L y G antes descritos.

Sherwood y Holloway [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **36**, 39 (1940)] estudiaron la desorción del oxígeno, a 25°C, con anillos de cerámica Raschig de 25 mm. La resistencia de la fase líquida para estos experimentos se expresó en la ecuación (sistema usual en Estados Unidos)

$$H_L = 0.13L^{0.25} \quad \text{ft}$$

Una ecuación que representa los datos para la evaporación adiabática de agua en aire, la absorción de SO_2 en sosa cáustica y la absorción de Cl_2 también en sosa cáustica fue reportada por Sherwood y Pigford (*op. cit.*, p. 285) como sigue:

$$H_G = 1.01G^{0.31}/L^{0.33} \quad \text{ft}$$

Estas relaciones muestran también una semejanza considerable con las relaciones generalizadas con anterioridad.

Ejemplo 4: Una torre de absorción empacada con anillos de Raschig de 25 mm de diámetro se emplea para recuperar vapores de acetona a partir de una corriente de aire, utilizando agua a 25°C como disolvente. El valor de m a 25°C es 2.09 y las velocidades de diseño del gas y el líquido son 0.935 kg/(s · m^2) y 2.14 kg/(s · m^2), respectivamente. El valor de H_{OG} para el sistema se estimará mediante el empleo de los datos para SO_2, aire y agua de Whitney y Vivian.

Los datos para los coeficientes de difusión de la acetona y el SO_2 en el aire y agua se resumen en la siguiente tabla:

Sistema	t, °C	D_{AB}, cm^2/s
Acetona-aire	0	0.109
SO_2-aire	0	0.122
Acetona-H_2O	20	$(0.9)(10^{-5})$
SO_2-H_2O	25	$(1.7)(10^{-5})$

No es necesario hacer ajustes por temperatura en el lado del gas, porque los efectos de la temperatura serán los mismos para SO_2-aire y acetona-aire, pero el coeficiente de difusión en la fase líquida de la acetona debe corregirse para 25°C. Al utilizar la relación de Einstein dada por la ecuación (14-54) y considerando las viscosidades del agua a 20°C y 25°C como 1.0050 cP y 0.8937 cP, respectivamente, se obtiene

$$D_{25°C} = (0.9)(10^{-5})(298/293)(1.0050/0.8937)$$
$$= (1.03)(10^{-5}) \text{ cm}^2/\text{s}$$

Los valores de G y L en unidades usuales en Estados Unidos son 690 lb/(h · ft^2) y 1578 lb/(h · ft^2), respectivamente (véase la Tabla 14-2). En consecuencia, a 21°C, los valores de H_G y H_L para el sistema SO_2-aire-agua están dados por

$$H_G = 1.24(690)^{0.3}/(1578)^{0.25} = 1.40 \text{ ft}$$
$$H_L = 0.37(1578)^{0.18} = 1.39 \text{ ft}$$

El valor de H_G será el mismo a 25°C y 21°C, ya que tanto $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_G a$ como son independientes de la temperatura. La corrección de H_G debida a las diferencias

en los coeficientes de difusión del sistema se obtienen de la proporcionalidad entre H_G y la raíz cuadrada del número de Schmidt:

$$H_G = 1.40(0.122/0.109)^{1/2} = 1.48 \text{ ft}$$

La corrección por temperatura para H_L se calcula utilizando la relación dada en la ecuación (14-56) y los valores de $q = 0.18$ y $\mu_{21°C} = 0.9810$ cP:

$$H_L = 1.39(294/298)^{1/2}(0.998/0.997)^{1/2}(0.8937/0.9810)^{1-0.18} = 1.28 \text{ ft}$$

El valor de H_L debe ajustarse una vez más por las diferencias en los coeficientes de difusión en la fase líquida entre el SO_2 y el agua y la acetona y el agua, a 25°C:

$$H_L = 1.28(1.7 \times 10^{-5}/1.03 \times 10^{-5})^{1/2} = 1.64 \text{ ft}$$

Por último, el valor de H_{OG} para el sistema acetona-aire-agua a 25°C se puede calcular por medio de la ecuación (14-30):

$$H_{OG} = 1.48 + 1.64(2.09)(0.935/2.14)(18/29) = 2.41 \text{ ft} = 0.73 \text{ m}$$

Importancia de una buena distribución del líquido Los métodos de diseño analizados ya para calcular la altura de las secciones de una torre empacada suponen invariablemente que el líquido fluye verticalmente hacia abajo a través del empaque a una velocidad uniforme a lo largo de toda la sección transversal de la torre. En la práctica, cuando la relación del diámetro de la torre respecto al del empaque es menor que aproximadamente 10:1, caso que puede ser válido para las unidades de prueba experimental a pequeña escala, existe una tendencia marcada del líquido a desplazarse hacia las paredes de la torre. La distribución deficiente del líquido puede desarrollarse también en torres muy altas, en las cuales la altura del empaque es de más de 3 veces el diámetro de la torre. Por lo tanto, para las torres altas, el empaque puede dividirse en varias secciones con redistribuidores del líquido entre las secciones. Algunos de los empaques para torres de diseño reciente contrarrestan esta tendencia a una mala distribución del líquido dentro del empaque. En la sección 18 se analizan los procedimientos para asegurar una distribución adecuada del líquido en las torres empacadas.

Los efectos de una mala distribución del líquido son más graves, cuando se está cerca del equilibrio, porque (debido a la saturación) las regiones en que existe una deficiencia de flujo de líquido no absorberán el gas en forma eficiente. El desarrollo de una distribución no uniforme de líquido debido a "acanalamiento" o formación de arroyos puede causar la desviación del gas, o a regiones localizadas con una razón muy alta o muy baja de líquido a gas. El efecto total será una reducción en la eficiencia de absorción.

Los efectos de una mala distribución serán menos graves si existe un gran exceso de líquido, porque es menos probable que el líquido en las regiones de flujo deficiente se sature totalmente. Por consiguiente, aunque existen algunos efectos de la distribución del líquido sobre el coeficiente promedio de transferencia de masa, el más importante es el causado por los cambios en la fuerza de impulso promedio debido a una saturación prematura del líquido en algunas partes de la torre.

Efectos de la dispersión axial Por lo general, las torres empacadas están diseñadas con base en la suposición de un flujo tapón de las fases líquida y gaseosa. Esta suposición puede dar potencialmente por resultado un diseño inseguro, porque la dispersión axial o "retromezclado" de las fases gaseosa y/o líquida dentro de la torre reduce la fuerza de impulso promedio para la transferencia de masa. Por ejemplo, una G muy baja y una L elevada pueden llevar al "bombeo" del gas de la parte superior al fondo y, en consecuencia, anular los beneficios de una operación a contracorriente. Por otra parte, a relaciones muy altas de G/L preocupa la posibilidad del retromezclado de la fase líquida, creado por un arrastre local hacia arriba del líquido por el gas.

Los efectos de la dispersión axial son menos graves cuando se requiere un grado muy elevado de eliminación del soluto, caso en que puede presentarse una L elevada y una G baja. Si se sospecha que este tipo de retromezclado puede ser un problema, debe considerarse el empleo de una torre de platos en vez de una empacada.

Los efectos del retromezclado en los reactores gas-líquido, que incluyen las torres empacadas, fueron revisados por Shah, Stiegel y Sharma [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **24**, 369 (1978)]. Un problema de diseño que muestra los efectos perjudiciales de la dispersión axial se presenta en el libro *Mass Transfer* de Sherwood, Pigford y Wilke (McGraw-Hill, New York, 1975, p. 615).

Empleo de los datos de la HETP para el diseño del absorbedor Los métodos de diseño para destilación (véase la Sec. 13) incluyen por lo general la determinación del número de etapas o platos teóricos de equilibrio N. Por lo tanto, cuando se utilizan torres empacadas para destilación es común dar la eficiencia del empaque de la torre en términos de la altura de empaque equivalente a un plato teórico (HETP).

La HETP de una sección de torre empacada, válida para destilación o los sistemas de separación y absorción de gas diluido en los que se puede suponer un sobreflujo molal constante y la ausencia de reacciones químicas, está relacionada con la altura de una unidad total de transferencia de masa en la fase gaseosa H_{OG} por la ecuación

$$\text{HETP} = H_{OG} \frac{\ln (mG_M/L_M)}{(mG_M/L_M - 1)} \qquad (14\text{-}96)$$

Para los sistemas de absorción de gas en los cuales el gas de entrada está concentrado, la ecuación correcta es

$$\text{HETP} = \left(\frac{y^*_{BM}}{1 - y}_{av}\right) H_{OG} \frac{\ln (mG_M/L_M)}{mG_M/L_M - 1} \qquad (14\text{-}97)$$

donde el término de corrección $y^*_{BM}/(1-y)$ está promediado en cada plato teórico individual. Las composiciones de equilibrio que corresponden a cada plato teórico se pueden calcular por medio de los métodos descritos en la subsección "Diseño de una torre de platos". Estas composiciones se utilizan, junto con los valores locales de las velocidades de flujo de líquido y gas y la pendiente de equilibrio m, para obtener los valores de H_G, H_L y H_{OG} que corresponden a las condiciones de cada etapa teórica y después, los valores locales de la HETP se calculan por medio de la ecuación (14-97). La altura total del empaque requerido para la separación es la suma de las HETPs individuales, calculadas para cada etapa teórica.

Para el diseño de las torres de absorción o separación de gas en las que está incluida la absorción o desorción puramente física (es decir, cuando no hay reacción química), los valores de la HETP que se presentan a continuación se pueden utilizar como una guía aproximada para los estudios preliminares:

Diámetro nominal del empaque, mm (in)	Intervalo de la HETP, m
25 (1)	0.4-0.5
38 ($1^1/_2$)	0.5-0.7
50 (2)	0.7-0.9
75 (3)	0.9-1.0

Un análisis detallado de la HETP se presenta en la sección 18.

DISEÑO DE UNA TORRE DE PLATOS

El diseño de una torre de platos para las operaciones de absorción o separación de gas incluye muchos de los mismos principios utilizados en los cálculos de destilación, como, por ejemplo, la determinación del número de platos teóricos necesarios para lograr un cambio específico de composición (véase la Sec. 13). La destilación difiere de la absorción de gas porque incluye la separación de los componentes, basada

en la distribución de l
líquida, cuando todos
En la destilación, la t
mentación por evapo
tiles, y la separación
de la columna.

En la absorción de
volátil (absorción) o
neral no se requiere
gunas consideracion
para las torres de plat
se pueden utilizar cu
ción.

Procedimiento d
mas de diseño (diagr
ración y equilibrio)
incluya la distribuci
inertes. El número d
gurosa, siempre y cu
equilibrio sean las co
lido aun cuando esté
y un disolvente inert

En la figura 14-10
tres platos teóricos.
operación está arriba
no es así. En la sepa
abajo de la de equili

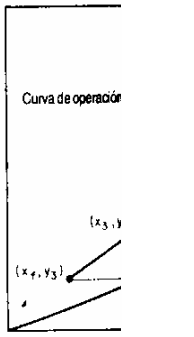


FIG. 14-10 Método
teóricos, para una com
de salida y_f.

En la figura 14-1
que se inicia en la lí
las composiciones d
sale por la parte sup
cificaciones de dise
x_1, y_f, que representa
soluto y_f y de un lico

Método algebral
de operación y equi
despreciables, Soud
sarrollaron la siguie

$$(y_1 - y_2)/(y_1$$

donde N = número
el gas de alimentaci
$y_2^\circ = mx_2$ = fracción
de entrada (cero pa
L_M/mG_M.

en la distribución de las diferentes sustancias entre las fases gaseosa y líquida, cuando todos los componentes están presentes en ambas fases. En la destilación, la nueva fase se genera de la mezcla original de alimentación por evaporación y condensación de los componentes volátiles, y la separación se logra al introducir reflujo en la parte superior de la columna.

En la absorción de gas, la nueva fase consta del disolvente inerte no volátil (absorción) o el gas inerte no soluble (separación) y por lo general no se requiere reflujo. En los siguientes párrafos se analizan algunas consideraciones peculiares de los cálculos de absorción de gas para las torres de platos y algunos métodos aproximados de diseño, que se pueden utilizar cuando son válidas las suposiciones de simplificación.

Procedimiento de diseño gráfico La construcción de los diagramas de diseño (diagramas *xy* en los que se muestran las curvas de operación y equilibrio) deben ser parte integral de cualquier diseño que incluya la distribución de un solo soluto entre un disolvente y un gas inertes. El número de platos teóricos se puede escalonar en forma rigurosa, siempre y cuando las curvaturas de las líneas de operación y de equilibrio sean las correctas en el diagrama. Este procedimiento es válido aun cuando esté presente un gas insoluble inerte en la fase gaseosa y un disolvente inerte no volátil esté presente en la fase líquida.

En la figura 14-10 se muestra el método gráfico para un sistema de tres platos teóricos. Obsérvese que en la absorción de gas la curva de operación está arriba de la de equilibrio, en tanto que en la destilación no es así. En la separación de gas la curva de operación se encuentra abajo de la de equilibrio.

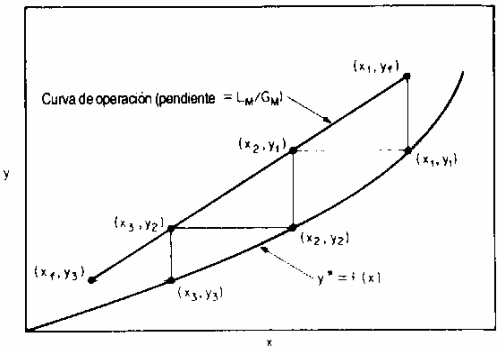


FIG. 14-10 Método gráfico para una torre de absorción de gas con tres platos teóricos, para una composición del licor de entrada x_4 y una composición del gas de salida y_1.

En la figura 14-10 se observa el procedimiento de escalonamiento, que se inicia en la línea de operación. El punto inicial x_4, y_3 representa las composiciones del licor de entrada pobre y de lavado y del gas que sale por la parte superior de la torre, determinadas a partir de las especificaciones de diseño. Después de tres escalones se llega al punto x_1, y_4, que representa las composiciones del gas de alimentación rico en soluto y_4 y de un licor rico en soluto, que sale por el fondo de la torre x_1.

Método algebraico para gases diluidos Al suponer que las curvas de operación y equilibrio son rectas y que los efectos del calor son despreciables, Souders y Brown [*Ind. Eng. Chem.*, **24,** 519 (1932)] desarrollaron la siguiente ecuación:

$$(y_1 - y_2)/(y_1 - y_2^*) = (A^{N+1} - A)/(A^{N+1} - 1) \qquad (14\text{-}98)$$

donde N = número de platos teóricos; y_1 = fracción mol del soluto en el gas de alimentación; y_2 = fracción mol del soluto en el gas de salida; $y_2^* = mx_2$ = fracción mol del soluto en equilibrio con el licor disolvente de entrada (cero para el disolvente puro) y A = factor de absorción = L_M/mG_M.

Cuando $A = 1$, la ecuación (14-98) es indeterminada y, para este caso, la solución está dada por

$$(y_1 - y_2)/(y_1 - y_2^*) = N/(N + 1) \qquad (14\text{-}99)$$

A pesar de que la ecuación (14-98) es conveniente para el cálculo de la composición del gas de salida en función del número de etapas teóricas, una ecuación opcional obtenida por Colburn [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **35,** 211 (1939)] es más útil cuando se desconoce el número de platos teóricos:

$$N = \frac{\ln\left[(1 - A^{-1})(y_1 - y_2^*)/(y_2 - y_2^*) + A^{-1}\right]}{\ln(A)} \qquad (14\text{-}100)$$

Los resultados numéricos obtenidos al utilizar las ecuaciones (14-98) o (14-100) son idénticos. Por consiguiente, las dos ecuaciones se pueden utilizar en forma intercambiable, según sea necesario.

La comparación de las ecuaciones (14-100) y (14-88) demuestra que

$$N_{OG}/N = \ln(A)/(1 - A^{-1}) \qquad (14\text{-}101)$$

que revela la relación íntima que existe entre las etapas teóricas en una torre de platos y las unidades de transferencia en una columna empacada. Las ecuaciones (14-88) y (14-100) están relacionadas con otra, por medio de la relación

$$h_T = H_{OG}N_{OG} = (\text{HETP})N \qquad (14\text{-}102)$$

Método algebraico para gases concentrados Cuando la alimentación del gas está concentrada, el factor de absorción, que se define como $A = L_M/KG_M$ donde $K = y^*/x$, puede variar en toda la torre, debido a los cambios en los valores de la K de equilibrio, por incrementos en la temperatura. Una solución aproximada de este problema se puede obtener por sustitución de los factores "eficaces" de absorción A_e y A', obtenidos por Edmister [*Ind. Eng. Chem.*, **35,** 837 (1943)] en la ecuación

$$\frac{y_1 - y_2}{y_1} = \left[1 - \frac{1}{A'}\frac{(L_M x)_2}{(G_M y)_1}\right]\frac{A_e^{N+1} - A_e}{A_e^{N+1} - 1} \qquad (14\text{-}103)$$

donde los subíndices 1 y 2 se refieren al fondo y a la parte superior de la torre, respectivamente, y el factor de absorción se define por las ecuaciones

$$A_e = \sqrt{A_1(A_2 + 1) + 0.25} - 0.5 \qquad (14\text{-}104)$$

$$A' = A_2(A_2 + 1)/(A_1 + 1) \qquad (14\text{-}105)$$

Este procedimiento se ha aplicado, por ejemplo, a la absorción de C_5 y vapores de hidrocarburos más ligeros en aceite pobre.

Ecuaciones de separación Cuando la alimentación es de líquido diluido y las curvas de operación y equilibrio son rectas, las ecuaciones de separación son similares a las ecuaciones (14-98) y (14-100) y son:

$$(x_2 - x_1)/(x_2 - x_1^*) = (S^{N+1} - S)/(S^{N+1} - 1) \qquad (14\text{-}106)$$

donde $x_1^* = y_1/m$; $S = mG_M/L_M = A^{-1}$; y

$$N = \frac{\ln\left[(1 - A)(x_2 - x_1^*)/(x_1 - x_1^*) + A\right]}{\ln(S)} \qquad (14\text{-}107)$$

Para los sistemas en los que las concentraciones son grandes y el factor de absorción S puede variar a lo largo de la torre, se aplican las siguientes ecuaciones de Edmister [*Ind. Eng. Chem.*, **35,** 837, (1943)]

$$\frac{x_2 - x_1}{x_2} = \left[1 - \frac{1}{S'}\frac{(G_M y)_1}{(L_M x)_2}\right]\frac{S_e^{N+1} - S_e}{S_e^{N+1} - 1} \qquad (14\text{-}108)$$

donde

$$S_e = \sqrt{S_2(S_1 + 1) + 0.25} - 0.5 \qquad (14\text{-}109)$$

$$S' = S_2(S_1 + 1)/(S_2 + 1) \qquad (14\text{-}110)$$

y los subíndices 1 y 2 se refieren al fondo y a la parte superior de la torre, respectivamente.

Las ecuaciones (14-104) y (14-109) representan dos modos diferentes de obtener el valor eficaz, y el valor de A_e, obtenido al tomar el recíproco de S_e con base en la ecuación (14-109), no será exactamente igual al valor de A_e, obtenido al sustituir $A_1 = 1/S_1$ y $A_2 = 1/S_2$ y en la ecuación (14-104). Independientemente de este hecho, las ecuaciones suelen dar resultados razonables para los cálculos aproximados de diseño.

Debe observarse que en toda esta sección los subíndices 1 y 2 se refieren al fondo y a la parte superior de la torre, respectivamente, con independencia de si se trata de un absorbedor o un separador. Esto se ha hecho para mantener la congruencia interna en todas las ecuaciones y evitar la confusión creada en algunas derivaciones, en las que el sistema de numeración para el absorbedor es diferente del sistema de numeración para el separador.

Eficiencias de las bandejas en los absorbedores y separadores de platos En los cálculos del número de etapas teóricas N se supone que el líquido en cada plato se encuentra mezclado totalmente y que el vapor que sale del plato está en equilibrio con el líquido. En la práctica real, una condición de equilibrio completo no puede existir, porque la transferencia de masa en la interfase requiere una diferencia finita de la fuerza de impulso. Esto da por resultado la definición de la eficiencia global del plato:

$$E = N_{\text{real}} / N_{\text{actual}} \qquad (14\text{-}111)$$

que se puede correlacionar con las variables de diseño del sistema.

La teoría de transferencia de masa señala que para las bandejas con un diseño determinado, los factores que ejercen mayor influencia sobre E en las torres de absorción o separación son las propiedades físicas de los fluidos y la razón adimensional mG_M/L_M. Es de esperarse que los sistemas en que la transferencia de masa está controlada por la película de gas tengan eficiencias de los platos tan altas como 50 a 100%, en tanto que se han reportado eficiencias tan bajas como 1% para la absorción de gases con poca solubilidad (m grande) en disolventes con viscosidad relativamente alta.

Las propiedades del fluido están representadas por los números de Schmidt en las fases gaseosa y líquida. Para los gases, los números de Schmidt suelen ser cercanos a la unidad y son independientes de la temperatura y la presión. Por consiguiente, los coeficientes de transferencia de masa en la fase gaseosa son relativamente independientes del sistema.

Por lo contrario, el intervalo de los números de Schmidt en la fase líquida varía de aproximadamente 10^2 a 10^4 y dependen mucho de la temperatura. El efecto de la temperatura sobre el coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida está relacionado básicamente con los cambios en la viscosidad del líquido con la temperatura, como indica la ecuación (14-56), y de aquí se deriva la gran dependencia del número de Schmidt en la fase líquida de la viscosidad.

La consideración del análisis precedente junto con la ecuación (14-8) indica que las variaciones respecto a la resistencia total a la transferencia de masa en los absorbedores y separadores está relacionada principalmente con la variación de la viscosidad μ en la fase líquida y la variación de la pendiente m. Una correlación de la eficiencia de los absorbedores de platos en términos de la viscosidad del disolvente líquido y la solubilidad del gas soluto fue desarrollada por O'Connell [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **42**, 741 (1946)]. La correlación de O'Connell para los absorbedores de platos se presenta en la sección 18.

El mejor procedimiento para hacer las correcciones a las eficiencias de los platos (que pueden ser bastante grandes) es por medio de los datos de la prueba experimental, a partir de un sistema prototipo que sea lo suficientemente grande para que sean representativos de una torre comercial real.

Ejemplo 5: Es necesario calcular el número de platos reales requerido para la separación de una corriente de un licor rico en acetona que contiene 0.573% en moles de acetona en agua. La recuperación, según el diseño, en la parte superior de la columna es acetona con 99.9% de pureza, en tanto salen por los fondos del separador 18.5 ppm en peso de acetona. La temperatura y la presión de diseño con que se operará la torre son 94°C y 101.3 kPa, respectivamente. La viscosidad promedio de la fase líquida es 0.30 cP y el valor promedio de $K = y'/x$ para estas condiciones es 33.

Al seleccionar un valor de $mG_M / L_M = S = A^{-1} = 1.4$ y observar que el medio de separación es vapor puro (es decir, $y_1' = 0$), el número de bandejas teóricas, de acuerdo con la ecuación (14-107) es

$$N = \frac{\ln[(1 - 0.714)(1000) + 0.714]}{\ln(1.4)} = 16.8$$

El parámetro de O'Connell para los absorbedores de gas es $\rho_L / KM\mu_L$, donde ρ_L representa la densidad del líquido, lb/ft^3; μ_L es la viscosidad del líquido, cP; M es el peso molecular del líquido y $K = y'/x$. Para el presente diseño

$$\rho_L / KM\mu_L = 60.1/(33 \times 18 \times 0.30) = 0.337$$

y, de acuerdo con la gráfica de O'Connell para los absorbedores (véase la Sec. 18), la eficiencia global de la bandeja, para este caso, se estima en 30%. Por consiguiente, el número de bandejas reales requerido es 16.8/0.3 = 56 bandejas.

EFECTOS DEL CALOR EN LA ABSORCIÓN DE GAS

Generalidades Una de las consideraciones más importantes incluidas en el diseño de las torres de absorción de gas es determinar si la temperatura variará o no a lo largo de la torre debido a los efectos del calor, ya que, por lo general, la solubilidad del gas soluto depende mucho de la temperatura. Cuando los efectos del calor se pueden despreciar, el cálculo de las dimensiones de la torre y los flujos requeridos es relativamente directo, como indican los métodos simplificados de diseño analizados anteriormente, tanto para absorbedores y separadores de platos y empacados. Cuando los efectos del calor no se pueden despreciar, el problema de cálculo es mucho más difícil.

Los efectos del calor que pueden causar que las temperaturas varíen de punto a punto en el absorbedor de gas son: 1) el calor de disolución del soluto (que incluye los calores de condensación, de mezclado y de reacción), que pueden dar por resultado una elevación en la temperatura del líquido; 2) el calor de evaporación o condensación del disolvente; 3) el intercambio de calor sensible entre las fases líquida y gaseosa, y 4) la pérdida de calor sensible de los fluidos hacia los serpentines de enfriamiento externos o internos o a la atmósfera, a través de las paredes de la torre.

Y. T. Shah (*Gas-Liquid-Solid Reactor Design*, McGraw-Hill, New York, 1979, p. 51) revisó la literatura relacionada con los efectos del calor en los sistemas que incluyen reacciones líquido-gas y concluyó que en la mayor parte de los sistemas no son muy importantes los efectos de la temperatura debidos a las reacciones químicas. Para algunos sistemas en los que se pueden liberar grandes cantidades de calor existen efectos de compensación que disminuyen la influencia sobre la velocidad de absorción. Por ejemplo, los incrementos de temperatura tienden a aumentar en forma simultánea la velocidad de la reacción química y a disminuir la solubilidad del reactivo en la interfase del disolvente. Los sistemas en los que pueden ocurrir efectos de compensación incluyen la absorción de CO_2 en soluciones de aminas y la absorción de CO_2 en soluciones de NaOH.

Sin embargo, existen varios sistemas bien conocidos en los que los efectos del calor no se pueden ignorar. Por ejemplo, la absorción de amoniaco en agua, la deshumidificación del aire con ácido sulfúrico concentrado, la absorción de HCl en agua y la absorción de SO_3 en H_2SO_4. Otro ejemplo interesante es la absorción de acetona en agua, en la cual los efectos del calor son moderados, pero no despreciables.

Unos de los análisis más completos de los problemas que surgen en la absorción de gas con grandes efectos del calor han sido presentados por Coggan y Bourne [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **47**, T96, T160 (1969)], por Bourne, von Stockar y Coggan [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **13**, 115, 124 (1974)] y también por von Stockar y Wilke [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **16**, 89 (1977)]. En las dos primeras referencias se analizan los absorbedores de platos e incluyen estudios experimentales interesantes sobre la absorción de amoniaco en agua. En la tercera referencia se analiza el diseño de los absorbedores de gas en torres empacadas e incluye un método abreviado de diseño, basado en una correlación semiteórica de los resultados de los cálculos rigurosos. Todos estos autores demuestran claramente tanto teórica como experimentalmente que, cuando el disolvente es volátil la temperatura dentro del absorbedor puede llegar a un máximo. Dichos autores observan que el menos costoso de los disolventes, el agua, puede mostrar un comportamiento poco común de "punto de sobrecalentamiento".

Desde el punto de vista del diseñador existen varios métodos a considerar al tratar con los efectos del calor, que dependen de los requerimientos del trabajo que se realiza. Por ejemplo, se puede **1)** agregar superficie interna o externa de transferencia de calor, para eliminar calor del absorbedor; **2)** tratar al proceso como si fuera isotérmico, al suponer en forma arbitraria que la temperatura de la fase líquida es la misma en todos los puntos, y agregar después un factor de seguridad; **3)** utilizar el modelo adiabático clásico, en el que se supone que el calor de disolución sólo se manifiesta como un calor sensible en la fase líquida y que la evaporación del disolvente es despreciable; **4)** el uso de métodos abreviados semiteóricos obtenidos de los cálculos rigurosos, y **5)** el empleo de procedimientos rigurosos de diseño, que requieren el empleo de un computador digital a gran escala.

Para un trabajo preliminar, los métodos más sencillos pueden ser adecuados, mas para los diseños finales se debe considerar seriamente el empleo de un método más riguroso.

Efectos de las variables de operación Las condiciones que pueden dar lugar a un incremento significativo de los efectos del calor son **1)** un calor apreciable de disolución, y **2)** la absorción de grandes cantidades de soluto en la fase líquida. La segunda de estas condiciones puede presentarse cuando la concentración de soluto en el gas de entrada es muy grande, cuando la velocidad de flujo de líquido es relativamente baja (L_M/G_M pequeña), cuando la solubilidad del soluto en la fase líquida es elevada y/o cuando la presión de operación es alta.

Cuando el soluto se absorbe rápidamente, la velocidad de liberación de calor suele ser más grande cerca del fondo de la torre. Esto hace que la línea de equilibrio se curve hacia arriba, cerca del extremo rico en soluto, aunque puede permanecer relativamente recta cerca del extremo pobre, que corresponde a la temperatura del disolvente pobre.

Si el gas rico en soluto que entra por el fondo de una torre de absorción está frío, la fase líquida se enfría por la transferencia de calor sensible al gas. Un efecto de enfriamiento mayor puede ocurrir cuando el disolvente es volátil y el gas enriquecido de entrada no está saturado con respecto al disolvente. Se puede experimentar con una condición en la que el disolvente se evapore cerca del fondo de la torre y se condense cerca de la parte superior. En estas condiciones se puede desarrollar un punto de estricción en el que las curvas de operación y equilibrio se aproximen entre sí en un punto dentro de la torre.

En las referencias citadas antes, los autores analizan la influencia de las variables de operación sobre al comportamiento de una torre de platos, cuando existen efectos apreciables del calor. Algunas observaciones generales son las siguientes:

Presión de operación El incremento de la presión puede incrementar considerablemente la eficiencia de separación. Los cálculos que incluyen la absorción de metanol con aire saturado de agua demuestran que al duplicar el valor de la presión se duplica la concentración del metanol que se puede tolerar en el gas de alimentación, mientras se logra una especificación de concentración preestablecida en el gas de salida.

Temperatura del disolvente fresco La temperatura de entrada del disolvente tiene poca influencia en el grado de absorción o sobre los perfiles de temperatura interna en el absorbedor, cuando los efectos del calor se deben pricipalmente al calor de disolución o de evaporación del disolvente. En estos casos, el perfil de temperatura en la fase líquida está determinado exclusivamente por los efectos de calor internos.

Temperatura y humedad del gas enriquecido El enfriamiento y, en consecuencia, la deshumidificación, producidos por el gas de alimentación en una torre de absorción pueden ser muy útiles. Una humedad elevada (o saturación relativa con el disolvente) limita la capacidad de la fase gaseosa para tomar el calor latente y, por consiguiente, es desfavorable en la absorción. Por lo tanto, la deshumidificación del gas de entrada antes de introducirlo a la torre es un factor a considerar en los absorbedores con efectos grandes de calor.

Razón líquido-gas La razón L/G puede tener un efecto significativo sobre el desarrollo de los perfiles de temperatura en los absorbedores de gas. Razones L/G elevadas dan por resultado perfiles de temperatura desarrollados con menos fuerza, debido a la alta capacidad calorífica de la fase líquida. A medida que se incrementa L/G, la curva de operación se aleja de la línea de equilibrio y existe tendencia a la absorción de más soluto en cada etapa. Sin embargo, existe un efecto de compensación, ya que se libera más calor por etapa. Las temperaturas de los platos tienden a incrementarse, lo que causa un cambio hacia arriba de la línea de equilibrio.

A medida que L/G disminuye, la concentración del soluto tiende a incrementarse en las partes superiores del absorbedor y el punto de temperatura máxima se desplaza hacia arriba dentro de la torre hasta que, por último, la temperatura máxima se desarrolla sólo en el plato superior. Además, la capacidad de la fase líquida para absorber soluto desciende en forma progresiva a medida en que se reduce L/G.

Número de etapas Cuando la combinación de los efectos del calor producen una zona amplia dentro del absorbedor, en la que se realiza poca absorción (es decir, una zona de estricción), agregar platos a la torre no tiene un efecto útil sobre la eficiencia de separación. Las soluciones a este tipo de problemas son el incremento del flujo de disolvente, la colocación estratégica de enfriadores, el enfriamiento y la deshumidificación del gas de entrada y/o la elevación de la presión de operación de la torre.

Consideraciones sobre el equipo Cuando el soluto tiene un calor de disolución grande y el gas de alimentación contiene un gran porcentaje de soluto, como, por ejemplo, en la absorción de HCl en agua, los efectos del calor liberado durante la absorción pueden ser tan pronunciados que la adición de superficie de transferencia de calor para eliminar el calor de absorción es tan importante como el suministro de suficiente área de interfase para el proceso de transferencia de masa en sí. Esta adición de superficie para la transferencia de calor se puede lograr por medio de serpentines internos de enfriamiento, en los platos, o de otro modo, el disolvente debe extraerse en un punto intermedio de la torre y pasarse a través de un intercambiador externo de calor (interenfriador) para su enfriamiento.

En muchos casos, la velocidad de liberación de calor es mayor en el fondo de la torre, donde el soluto se absorbe con más rapidez y, en consecuencia, sólo se requieren superficies de enfriamiento o interenfriadores en las primeras bandejas. Coggan y Bourne [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **47**, T96, T160 (1969)] descubrieron, sin embargo, que la posición óptima para un enfriador entre etapas puede no coincidir con la posición de la temperatura máxima o con el centro de una estricción. Los autores descubrieron que en una torre de 12 platos, dos enfriadores entre etapas estratégicamente colocados triplican la concentración de entrada permitida de amoniaco para una especificación determinada del gas de salida. Para el caso que incluye la absorción de metanol se obtiene mayor separación en una columna con 12 etapas con dos interenfriadores que en una columna con 100 etapas y sin interenfriadores.

En el caso de la absorción del HCl, a menudo se utiliza un intercambiador de calor de tubo y coraza junto con un absorbedor de columna vertical con paredes húmedas para que el calor de la reacción exotérmica se pueda eliminar en forma continua a medida que se libera en la película de líquido.

También merece tenerse en cuenta la instalación de equipo de intercambio de calor y deshumidificación en la corriente de alimentación de gas al absorbedor, para obtener ventajas de los efectos de enfria-

miento creados por la evaporación del disolvente en las secciones inferiores de la torre.

Método clásico de diseño isotérmico Cuando el gas de alimentación está bastante diluido, la solución exacta de diseño debe obtenerse por medio de la isoterma sobre un amplio intervalo de las razones L/G, porque los efectos del calor suelen ser menos importantes al lavar mezclas de gases diluidos. Sin embargo, el problema estriba en la definición del término "bastante diluido" para el caso específico. Para una nueva carga de absorción, la operación isotérmica debe estar sujeta a verificación mediante el empleo del método riguroso de diseño.

Cuando en el diseño de un absorbedor se suministra superficie de intercambio de calor, el procedimiento de diseño isotérmico puede hacerse válido en virtud de las especificaciones de diseño del intercambiador. Con una gran área superficial y un método riguroso se puede garantizar una operación isotérmica.

Para las estimaciones preliminares y los estudios de factibilidad, o para un cálculo aproximado de costos, se puede utilizar una versión del método isotérmico, en la que se supone que las temperaturas del líquido en la torre son iguales a la temperatura de entrada del líquido. En su análisis de los diseños para torres empacadas, von Stockar y Wilke [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **16**, 89 (1977)] demostraron que en el método isotérmico se tiende a subestimar la altura del empaque en un factor hasta de 1.5 a 2. Por consiguiente, para estimaciones aproximadas se puede utilizar la suposición de que la temperatura es igual a la del líquido de entrada y, después, aplicar el factor de diseño al resultado.

Otro ejemplo en el que se utiliza el método de temperatura constante incluye la aplicación directa de los valores experimentales de $K_G a$, obtenidos en las condiciones deseadas de las temperaturas de entrada, la presión de operación, las velocidades de flujo y las composiciones de la corriente de alimentación. La suposición en este caso es que, con independencia de los perfiles de temperatura que puedan existir dentro de la torre, el procedimiento de "elaborar el problema al revés" dará un resultado correcto. Sin embargo, se debe tener cuidado al extrapolar dichos datos muy lejos de su base original y de utilizar datos compatibles de equilibrio.

Método clásico de diseño adiabático En el método clásico de diseño adiabático se supone que el calor de disolución sirve exclusivamente para calentar la corriente de líquido y que no existe evaporación del disolvente. Con esta suposición es factible relacionar el incremento en la temperatura del líquido con la concentración del soluto x por un equilibrio sencillo de entalpías. La curva de equilibrio se puede ajustar para considerar el incremento de temperatura correspondiente en un diagrama xy. La curva de equilibrio corregida será más cóncava hacia arriba, a medida que se incremente la concentración, lo cual tiende a disminuir las fuerzas de impulso cerca del fondo de la torre, como se aprecia en la figura 14-11 del ejemplo 7.

Colburn [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **35**, 211 (1939)] ha demostrado que cuando la línea de equilibrio es recta cerca del origen pero ligeramente curva en su extremo superior N_{OG} se puede calcular en forma aproximada, al suponer que la curva de equilibrio es un arco parabólico con pendiente m_2 cerca del origen y que pasa a través del punto $x_1, K_1 x_1$ en el extremo superior. La ecuación de Colburn para este caso es

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - m_2 G_M / L_M} \times \ln \left[\frac{(1 - m_2 G_M / L_M)^2 \left(\dfrac{y_1 - m_2 x_2}{y_2 - m_2 x_2} \right) + \dfrac{m_2 G_M}{L_M}}{1 - K_1 G_M / L_M} \right] \qquad (14\text{-}112)$$

La comparación hecha por von Stockar y Wilke [*Ind. Chem. Eng. Fundam.*, **16**, 89 (1977)] entre los métodos de diseño adiabático clásico y riguroso indican que en el método adiabático simple para torres empacadas se subestima la profundidad del empaque en un factor de 1.25 a 1.5. Por lo tanto, al utilizar el método adiabático clásico, debe considerarse la necesidad de aplicar un factor de seguridad al resultado de diseño.

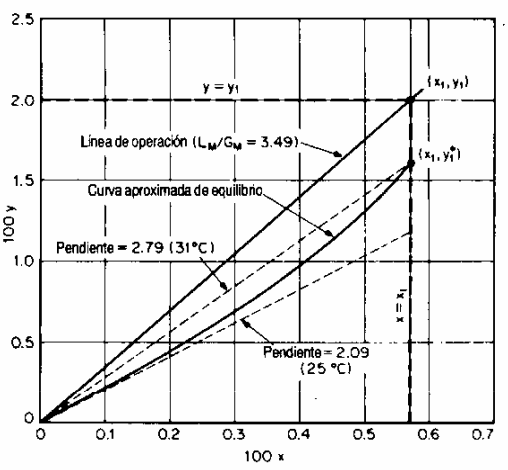


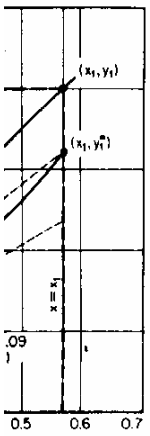
FIG. 14-11 Diagrama de diseño para la absorción adiabática de acetona en agua, Ejemplo 7.

Una ligera variación al método anterior considera los incrementos del contenido de disolvente en la corriente gaseosa entre la entrada y la salida de la torre y supone que la evaporación del disolvente tiende a enfriar el líquido. Este procedimiento compensa, en parte, el incremento de temperatura que se había calculado sin la evaporación del disolvente y da por resultado el cálculo de una torre más corta.

Métodos rigurosos de diseño Un análisis detallado de los métodos rigurosos para el diseño de absorbedores empacados y de platos cuando se incluyen grandes efectos de calor está fuera del alcance de esta sección. Las referencias citadas antes contienen los análisis más actualizados y se recomienda su lectura a todo aquel que necesite información más detallada sobre este tema. En el documento de von Stockar y Wilke [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **16**, 89 (1977)] se presenta un método abreviado interesante para el diseño de torres empacadas, cuyos resultados se aproximan bastante a los del método riguroso. Esta técnica puede ser adecuada para utilizarse con una calculadora programable.

Comparación directa de los métodos de diseño El problema que se presenta a continuación, resuelto originalmente por Sherwood, Pigford y Wilke (*Mass Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1975, p. 616), lo utilizaron von Stockar y Wilke [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **16**, 94 (1977)] como base para una comparación directa de los métodos de diseño, tanto riguroso como semiteórico abreviado, en condiciones adiabáticas e isotérmicas, para el cálculo de la altura de torres empacadas.

Ejemplo 6: El gas de entrada a un absorbedor consta de una mezcla de 6% en moles de acetona en aire saturado con vapor de agua a 15°C y 101.3 kPa (1 atm). El licor lavador es agua pura a 15°C y las velocidades del gas y líquido a la entrada son 0.080 y 0.190 kmol/s, respectivamente. La velocidad del líquido es 20% mayor a la teórica mínima calculada, al suponer un valor de x_1 que corresponde al equilibrio total entre el licor de salida y el gas de entrada. H_G y H_L están dadas por 0.42 y 0.30 m, respectivamente, y los datos de equilibrio de la acetona a 15°C son p_A° = 19.7 kPa (147.4 torr), $\gamma_A = 6.46$ y $m_A = 6.46 \times 19.7/101.3 = 1.26$.. El calor de disolución de la acetona es 7656 cal/gmol (32.05 kJ/gmol) y el calor de evaporación del disolvente (agua) es 10 755 cal/gmol (45.03 kJ/gmol). Calcúlese la altura del empaque requerida para lograr 90% de recuperación de la acetona.



liabática de acetona en

eguridad al resultado

idera los incremen-
gaseosa entre la en-
iporación del disol-
iento compensa, en
bía calculado sin la
cálculo de una torre

llado de los métodos
los y de platos cuan-
del alcance de esta
los análisis más ac-
uel que necesite in-
documento de von
, 89 (1977)] se pre-
ieño de torres empa-
los del método rigu-
utilizarse con una

ño El problema que
por Sherwood, Pig-
York, 1975, p. 616),
m. Fundam., **16,** 94
de los métodos de
ido, en condiciones
ura de torres empa-

de una mezcla de 6%
a 15°C y 101.3 kPa (1
ades del gas y líquido
s. La velocidad del lí-
suponer un valor de x_1
da y el gas de entrada.
e, y los datos de equi-
$\gamma_A = 6.46$ y $m_A = 6.46$
ona es 7656 cal/gmol
nte (agua) es 10 755
que requerida para lo-

En la tabla siguiente se comparan los resultados obtenidos por von Stockar y Wilke (*op. cit.*) para los diferentes métodos de diseño.

Método de diseño utilizado	N_{OG}	Altura empacada, m	Factor de seguridad de diseño
Riguroso	5.56	3.63	1.00
Riguroso abreviado	5.56	3.73	0.97
Adiabático clásico	4.01	2.38	1.53
Isotérmico clásico	3.30	1.96	1.85

Debe observarse, con base en este ejemplo, que cuando se utilizan los métodos aproximados de diseño pueden cometerse errores significativos en los casos que incluyen efectos considerables de calor, incluso para el caso en que la concentración de soluto en el gas de entrada es sólo de 6% en moles.

Ejemplo 7: Considérese la absorción de acetona a partir de aire a la presión atmosférica, en una corriente de agua pura a 25°C alimentada a la parte superior del absorbedor empacado. El gas de entrada, a 35°C, contiene 2% en volumen de acetona y está saturado con vapor de agua en 70% (4% de agua en volumen). La fracción mol de acetona en el gas de salida se reducirá a 1/400 del valor de entrada o 50 ppmv. Para 100 kmol de la mezcla del gas de alimentación, calcúlense los kilomoles de agua fresca que deben alimentarse para proporcionar una fuerza impulsora positiva a través del empaque. Estímense las unidades de transferencia necesarias de acuerdo con el método adiabático clásico y la altura del empaque requerido si $H_{OG} = 0.70$ m.

Los calores latentes a 25°C son 7656 kcal/kmol para la acetona y 10 490 kcal/kmol para el agua y el calor diferencial de disolución del vapor de acetona en agua pura es 2500 kcal/kmol. El calor específico del aire es 7.0 kcal/(kmol·K).

Las solubilidades de la acetona están definidas por la ecuación:

$$K = y^*/x = \gamma_a p_a^0/p_T \qquad (14\text{-}113)$$

donde la presión de vapor de la acetona pura en mmHg (torr) dada por Sherwood y cols. (*Mass Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1975, p. 537) es:

$$p_a^0 = \exp\,(18.1594 - 3794.06/T) \qquad (14\text{-}114)$$

y el coeficiente de actividad en la fase líquida se puede estimar, para bajas concentraciones ($x \leq 0.01$), mediante la ecuación

$$\gamma_a = 6.5 \exp\,(2.0803 - 601.2/T) \qquad (14\text{-}115)$$

Los valores característicos de la solubilidad de la acetona, en función de la temperatura a una presión total de 760 mmHg, aparecen en la siguiente tabla:

t, °C	25	30	35	40
γ_a	6.92	7.16	7.40	7.63
p_a^0, mmHg	229	283	346	422
$K = \gamma_a p_a^0/760$	2.09	2.66	3.37	4.23

Para el gas seco y el agua líquida a 25°C se calcularon los siguientes valores de la entalpía para las corrientes de gas de entrada y salida (con base en 100 kmol de gas de entrada):

Gas de entrada:

Acetona	$2(2500 + 7656) = 20\,312$ kcal
Vapor de agua	$4(10\,490) = 41\,960$
Calor sensible	$(100)(7.0)(35 - 25) = 7000$
	69 272 kcal

Para el gas de salida (supuestamente saturado con agua a 25°C):

Acetona	$(2/400)(94/100)(2500) = 12$ kcal
Vapor de agua	$94\left(\frac{23.7}{760-23.7}\right)(10.490) = 31\,600$
	31 612 kcal

El cambio de entalpía de líquido = 69 272 − 31 612 = 37 660 kcal/100 kmol gas

Por consiguiente, $\Delta t = t_1 - t_2 = 37\,660/18L_M$, y la relación entre L_M/G_M y el incremento de temperatura en la fase líquida es

$$L_M/G_M = (37{,}660)/(18)(100)\,\Delta t = 20.92/\Delta t$$

En la siguiente tabla se resumen los valores críticos para varios incrementos supuestos de temperatura:

Δt, °C	L_M/G_M	K_1	K_1G_M/L_M	m_2G_M/L_M
0	.....	2.09	0	0
2	10.46	2.31	0.221	0.200
3	6.97	2.42	0.347	0.300
4	5.23	2.54	0.486	0.400
5	4.18	2.66	0.636	0.500
6	3.49	2.79	0.799	0.599
7	2.99	2.93	0.980	0.699

Es evidente que un incremento de temperatura de 7°C no sería seguro, porque la curva de equilibrio casi toca la línea de operación cerca del fondo de la torre y crea una estricción. Un incremento de temperatura de 6°C proporciona un diseño operable y, para este caso, $L_M = 349$ kmol/100 kmol del gas de alimentación.

En el diagrama de diseño para este caso, mostrado en la figura 14-11, se dibujó la curva de equilibrio con una curva francesa, para que la pendiente en el origen m_2 sea igual a 2.09 y pase a través del punto $x_1 = 0.02/3.49 = 0.00573$ en $y_1^* = 0.00573 \times 2.79 = 0.0160$.

El número de unidades de transferencia para el diseño adiabático se puede calcular con base en la ecuación (14-112):

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - 0.599} \ln \left[\frac{(1 - 0.599)^2}{(1 - 0.799)} (400) + 0.599 \right] = 14.4$$

La altura estimada del empaque de la torre, al suponer que $H_{OG} = 0.70$ m y con un factor de seguridad de 1.5, es

$$h_T = (14.4)(0.7)(1.5) = 15.1 \text{ m } (49.6 \text{ ft})$$

Para esta torre debe considerarse el empleo de dos o más secciones empacadas más cortas en vez de una sección larga.

SISTEMA DE MÚLTIPLES COMPONENTES

Cuando en la absorción de más de un componente soluble a partir de un gas insoluble no están incluidas reacciones químicas, las condiciones de diseño (presión, temperatura y la razón líquido-gas) están determinadas por lo general, por la volatilidad o la solubilidad física de al menos un componente soluble, para el cual la recuperación completa es económica. Los componentes de menor volatilidad (alta solubilidad) también se recuperarán totalmente.

Los componentes más volátiles (menos solubles) sólo se absorberán parcialmente, aunque el líquido de salida se sature por completo respecto a estas sustancias más ligeras. Cuando existe la condición de saturación, el valor de y_1/y_2 permanece finito, incluso para un número infinito de platos o unidades de transferencia. Esto se puede observar en la figura 14-9, en la que las asíntotas se vuelven verticales para valores de mG_M/L_M mayores que la unidad. Si la cantidad del componen-

te volátil en el disolvente fresco de entrada es despreciable, el valor límite de y_1/y_2 para cada uno de los componentes altamente volátiles es

$$y_1/y_2 = S/(S - 1) \qquad (14\text{-}116)$$

donde $S = mG_M/L_M$ y los subíndices 1 y 2 se refieren al fondo y a la parte superior de la torre, respectivamente.

Cuando la corriente de gas es diluida, la absorción de cada componente se puede considerar por separado, como si los demás componentes estuvieran ausentes. En el siguiente ejemplo se muestra la aplicación de este principio.

Ejemplo 8: El aire que entra a una torre tiene 1% de acetaldehído y 2% de acetona. La razón de líquido a gas para obtener una recuperación óptima de la acetona es $L_M/G_M = 3.1$ mol/mol cuando la temperatura del disolvente fresco es 31.5°C. El valor de y^*/x para el acetaldehído es 50, medida en el punto de ebullición de la solución diluida, 93.5°C. Calcúlese el porcentaje de recuperación de acetaldehído en la condición óptima de recuperación de la acetona.

Solución Si el calor de disolución se desprecia, y^*/x a 31.5°C es igual a 50(1200/7300) = 8.2, donde el factor entre paréntesis es la razón de las presiones de vapor del acetaldehído puro a 31.5 y 93.5°C, respectivamente. Ya que L_M/G_M es igual a 3.1, el valor de S para el acetaldehído es $S = mG_M/L_M = 8.2/3.1 = 2.64$, y $y_1/y_2 = S/(S - 1) = 2.64/1.64 = 1.61$. Por consiguiente, la recuperación de acetaldehído es igual a $100 \times 0.61/1.61 = 38\%$ de recuperación.

En los **sistemas concentrados** deben tenerse en cuenta el cambio en las velocidades de flujo del gas y el líquido dentro de la torre y los efectos de calor relacionados con la absorción de todos los componentes. Por lo general, se requiere un cálculo de prueba y error a partir de una etapa teórica si se quieren obtener resultados precisos. En dichos casos, los procedimientos de cálculo, similares a los descritos en la sección 13, son los que se utilizan generalmente. Feintuch y Treybal [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **17**, 505 (1978)] describen un procedimiento de cálculo para el diseño de un absorbedor adiabático para componentes múltiples. Véase también Holland, *Fundamentals and Modeling of Separation Processes*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1975.

Cuando se absorben dos o más gases en sistemas que incluyen reacción química la situación es mucho más compleja. Este tema se analiza posteriormente en la subsección "Absorción con reacción química".

Método gráfico de diseño para sistemas diluidos Sherwood, Pigford y Wilke (*Mass Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1975, p. 415) adoptaron la siguiente notación para los cálculos de absorciones de múltiples componentes:

L_M^0 = moles de disolvente por unidad de tiempo
G_M^0 = moles del gas enriquecido de alimentación a tratar, por unidad de tiempo
X = moles de un soluto por mol de disolvente libre de soluto, alimentado por la parte superior de la torre.
Y = moles de un soluto en la fase gaseosa, por mol de gas enriquecido de alimentación a tratar.

Los subíndices 1 y 2 se refieren al fondo y a la parte superior de la torre, respectivamente, y el balance de materia para un componente se puede expresar como

$$L_M^0(X - X_2) = G_M^0(Y - Y_2) \qquad (14\text{-}117)$$

o bien, como

$$L_M^0(X_1 - X) = G_M^0(Y_1 - Y) \qquad (14\text{-}118)$$

Para el caso especial de la absorción a partir de gases pobres, con cantidades relativamente grandes de disolvente, las líneas de equilibrio están definidas para cada componente por la relación:

$$Y^* = K'X \qquad (14\text{-}119)$$

Por consiguiente, la línea de equilibrio para cada componente pasa por el origen, con una pendiente K', donde

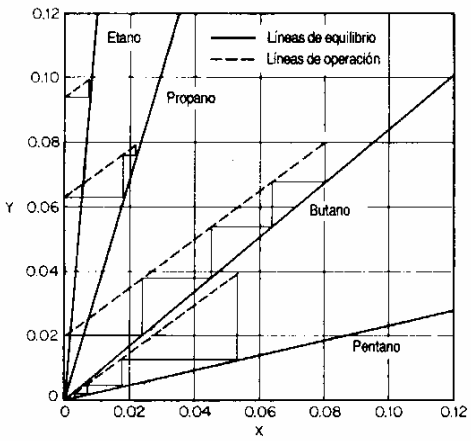


FIG. 14-12 Método gráfico de diseño para sistemas de múltiples componentes; absorción de butano y componentes más pesados en un aceite pobre libre de soluto.

$$K' = K(G_M/G_M^0)/(L_M/L_M^0) \qquad (14\text{-}120)$$

y $K = y^*/x$. Cuando el sistema está lo suficientemente diluido, $K' \doteq K$.

La razón de líquido a gas L_M^0/G_M^0 se selecciona con base en la solubilidad de la sustancia menos soluble en el gas de alimentación, que debe absorberse completamente. Cada componente individual tendrá su propia línea de operación con una pendiente igual a L_M^0/G_M^0 (es decir, las líneas de operación de todos los componentes serán paralelas entre sí).

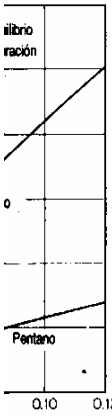
El diagrama característico para la absorción completa de pentano y componentes de mayor peso a partir de una mezcla de gas pobre aparece en la figura 14-12. El aceite utilizado como disolvente para este caso se supuso libre de soluto (es decir, $X_2 = 0$), y el "componente clave", el butano, se identificó como el componente que se absorbe en cantidades apreciables y cuya línea de equilibrio es casi paralela a las líneas de operación (es decir, el valor de K para el butano es aproximadamente igual a L_M^0/G_M^0).

En la figura 14-12, la composición del gas con respecto a los componentes más volátiles que el butano se aproximan al equilibrio, con la fase líquida en el fondo de la torre. La composición del gas con respecto a los componentes menos volátiles que el butano (más pesados) se aproximarán al equilibrio, con el aceite que entra a la torre y, dado que $X_2 = 0$, los componentes más pesados que el butano se absorberán completamente.

En la figura 14-12 se escalonaron cuatro platos teóricos para el componente clave (butano), que son suficientes para obtener una recuperación de 75% de butano. Las líneas de operación para los demás componentes se trazaron con la misma pendiente y se colocaron de tal manera que den el mismo número de platos teóricos, hasta donde es posible.

El diagrama que aparece en la figura 14-12 muestra que, para los componentes ligeros, el equilibrio se alcanza fácilmente en menos de los cuatro platos teóricos y que, para los componentes más pesados, se obtiene una recuperación casi completa en los cuatro platos teóricos. En el diagrama se observa también que la absorción de los componentes ligeros se realiza en la parte superior de la torre, y la absorción de los componentes más pesados se lleva a cabo en la sección inferior de la torre.

Método algebraico de diseño para sistemas diluidos El método de diseño descrito antes se puede realizar algebraicamente al utilizar la siguiente versión modificada de la fórmula de Kremser:



múltiples componen-
n aceite pobre libre de

(14-120)

ntemente diluido,

con base en la solu-
alimentación, que
te individual tendrá
al a L_M^0/G_M^0 (es de-
ntes serán paralelas

npleta de pentano y
la de gas pobre apa-
disolvente para este
l "componente cla-
que se absorbe en
s casi paralela a las
utano es aproxima-

respecto a los com-
n al equilibrio, con
ión del gas con res-
tano (más pesados)
ra a la torre y, dado
tano se absorberán

óricos para el com-
btener una recupe-
ara los demás com-
e colocaron de tal
cos, hasta donde es

estra que, para los
mente en menos de
tes más pesados, se
tro platos teóricos.
n de los componen-
e, y la absorción de
sección inferior de

diluidos El método
icamente al utilizar
remser:

$$\frac{Y_1 - Y_2}{Y_1 - mX_2} = \frac{(A^0)^{N+1} - A^0}{(A^0)^{N+1} - 1} \qquad (14\text{-}121)$$

donde para la absorción de un gas diluido $A^0 = L_M^0/mG_M^0$ y $m = K = y^*/x$.

El miembro izquierdo de la ecuación (14-121) representa la eficiencia de absorción de cualquier componente en la mezcla del gas de alimentación. Si el aceite disolvente se despoja del soluto, de tal manera que $X_2 = 0$, el miembro izquierdo es igual a la absorción fraccionaria del componente a partir del gas enriquecido de alimentación. Cuando el número de platos teóricos N y la velocidades del líquido y gas de alimentación L_M^0 y G_M^0 están establecidas, se puede calcular directamente la absorción fraccionaria de cada uno de los componentes y las líneas de operación no necesitan colocarse por el método de prueba y error, como en la técnica gráfica descrita anteriormente.

De acuerdo con la ecuación (14-121), cuando A^0 es menor que la unidad y N es grande,

$$(Y_1 - Y_2)/(Y_1 - mX_2) \doteq A^0 \qquad (14\text{-}122)$$

Esta ecuación se puede utilizar para la estimación de la absorción fraccionaria de los componentes más volátiles, siempre que el valor de A^0 para el componente sea menor que el valor de A^0 para el componente clave, en un factor de tres o más.

Cuando A^0 es mucho mayor que la unidad y N es grande, el miembro derecho de la ecuación (14-121) es igual a uno. Esto significa que el gas saldrá por la parte superior de la torre en equilibrio con el aceite de entrada y que una $X_2 = 0$ corresponde a la absorción completa del componente en cuestión. Por consiguiente, se puede suponer que el componente menos volátil está en equilibrio con el aceite pobre en la parte superior de la torre.

Cuando $A^0 = 1$, el miembro derecho de la ecuación (14-121) está indeterminado. La solución para este caso es

$$(Y_1 - Y_2)/(Y_1 - mX_2) = N/(N + 1) \qquad (14\text{-}123)$$

Para los sistemas en los que el factor de absorción A^0 para cada componente no es constante en toda la torre, el factor eficaz de absorción para utilizarse en la ecuación anterior se puede estimar por medio de la fórmula de Edmister

$$A_e^0 = \sqrt{A_1^0(A_2^0 + 1) + 0.25} - 0.5 \qquad (14\text{-}124)$$

Este procedimiento sólo es una aproximación razonable cuando no existen puntos de estricción dentro de la torre y cuando los factores de absorción varían de un modo regular entre el fondo y la parte superior de la torre.

Ejemplo 9: El gas de alimentación que contiene hidrocarburos se va a tratar en un absorbedor existente con cuatro bandejas teóricas, para eliminar el butano y los componentes más pesados. La especificación de recuperación para el componente clave, el butano, es de 75%. Deben estimarse la composición del gas que sale del absorbedor y la razón de líquido a gas requerida. La composición del gas de alimentación y los valores de la K de equilibrio para cada componente, a la temperatura del aceite pobre (libre de soluto), se presentan en la siguiente tabla:

Componente	% en moles	Valor de K
Metano	68.0	74.137
Etano	10.0	12.000
Propano	8.0	3.429
Butano	8.0	0.833
Pentano	4.0	0.233
C_6 más	2.0	0.065

Para $N = 4$ y $Y_2/Y_1 = 0.25$, el valor de A^0 para el butano es igual a 0.89, con base en la ecuación (14-121), al utilizar el método de prueba y error. Los valores de A^0 para los demás componentes son proporcionales a las razones de sus valores de K con respecto a la del butano. Por ejemplo, $A^0 = 0.89(0.833/12.0) = 0.062$ para el etano. Los valores de A^0 para cada uno de los otros componentes y la composición del gas de salida, calculada a partir de la ecuación (14-121), se muestran en la siguiente tabla:

Componente	A^0	Y_2, mol/mol de alimentación	Gas de salida, % en moles
Metano	0.010	67.3	79.1
Etano	0.062	9.4	11.1
Propano	0.216	6.3	7.4
Butano	0.890	2.0	2.4
Pentano	3.182	0.027	0.03
C_6 más	11.406	0.0012	0.0014

La razón molar de líquido a gas requerida para esta separación se calcula como $L_M^0/G_M^0 = A^0 \times K = 0.89 \times 0.833 = 0.74$.

Obsérvese que este ejemplo es la solución analítica al problema gráfico de diseño mostrado en la figura 14-12, que por lo tanto es el diagrama de diseño para este sistema.

Ecuaciones de separación para sistemas diluidos de múltiples componentes La fórmula modificada de Kremser para la separación de un sistema diluido de múltiples componentes es

$$\frac{X_2 - X_1}{X_2 - X_1^*} = \frac{(S^0)^{N+1} - (S^0)}{(S^0)^{N+1} - 1} \qquad (14\text{-}125)$$

donde $S^0 = mG_M^0/L_M^0$ y $X_1^* = Y_1/m$ y los subíndices 1 y 2 se refieren al fondo y la parte superior de la torre, respectivamente. La fórmula correspondiente de Edmister es

$$S_e^0 = \sqrt{S_2^0(S_1^0 + 1) + 0.25} - 0.5 \qquad (14\text{-}126)$$

DISEÑO ECONÓMICO DE LOS SISTEMAS DE ABSORCIÓN

La selección racional de las bases de diseño y la especificación de las variables de operación en un sistema de absorción incluye varios balances económicos, como señala Colburn (*Collected Papers on the Teaching of Chemical Engineering*, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1940, p. 269); véase también Sherwood y Pigford, *Absorption and Extraction*, McGraw-Hill, New York, 1952, p. 451.

Las variables de diseño a especificar incluyen el tipo de torre que se va a utilizar, las partes internas de la torre (p. ej., el tipo y las dimensiones del empaque), la presión de operación, la razón de líquido a gas, el diámetro de la torre (es decir, la velocidad del gas) y la altura de la torre (o sea, la concentración a la salida del gas). Una vez que estas variables se han seleccionado, se pueden establecer los datos experimentales para los coeficientes de transferencia o las alturas, y se pueden utilizar las ecuaciones adecuadas para el diseño real.

Selección del equipo En la sección 18 aparecen los datos detallados de costo para las torres de bandejas y empacadas y un análisis de las ventajas y desventajas relativas de las torres de platos contra las empacadas, desde un punto de vista operacional y del comportamiento del equipo. A menudo se descubre que las consideraciones prácticas, los juicios técnicos y la experiencia comercial anterior pueden pesar más que las consideraciones puramente económicas relacionadas con la selección del tipo de equipo.

Por ejemplo, en los sistemas muy corrosivos, en los sistemas que incluyen líquidos sensibles al calor (en los que la retención de líquido debe minimizarse) o en los sistemas que incluyen líquidos con gran tendencia a la formación de espuma se suelen preferir las torres empacadas. Por otra parte, cuando el problema es el ensuciamiento debido a la formación de depósitos sólidos, las torres de platos tienen menores costos de mantenimiento que las empacadas.

En los sistemas que incluyen velocidades muy bajas del líquido se prefieren las torres de platos debido a su mejor eficiencia en el contacto del gas y del líquido. En los sistemas en que la razón de líquido a gas es extremadamente grande, se prefieren las torres de platos debido a la necesidad de minimizar la dispersión axial o los efectos del retromezclado. Las torres de platos también se prefieren cuando se necesitan serpentines internos de enfriamiento o interenfriadores.

En las operaciones al vacío, las torres empacadas tienen a menudo una caída menor de presión que las de platos, lo que implica menores costos de capital y operación para el sistema al vacío. Además, cuando las otras características son las mismas, las torres empacadas suelen ser menos costosas que las de platos si el diámetro de la torre es menor a aproximadamente 0.75 m (2½ ft). Para torres con diámetros mayores, la selección debe justificarse con base en una comparación detallada de costos.

Un aspecto interesante en la selección de las torres empacadas es que el costo de la cubierta varía en proporción aproximada al diámetro de la torre y el costo de las piezas de empaque por unidad de volumen (dólares por metro cúbico) se incrementa al disminuir el diámetro. Para una razón determinada de líquido a gas y para una operación con la misma caída de presión, los empaques más pequeños requieren un diámetro más grande de la torre, y para los mismos valores de la caída de presión los valores de $K_G a$ sólo se incrementan ligeramente a medida que el diámetro del empaque disminuye. Por consiguiente, las consideraciones económicas tienden a favorecer la selección de piezas más grandes de empaque mientras el diámetro de la torre sea aproximadamente diez veces el del empaque.

Presión de operación Como regla general, el absorbedor se debe operar a la máxima presión posible, de acuerdo con los requerimientos de los otros pasos del proceso. Por lo tanto, la presión óptima del proceso se determina por lo general al considerar diseños opcionales del proceso completo. En algunas aplicaciones se comprime el gas antes de alimentarlo al absorbedor, con el consiguiente incremento en su solubilidad, lo que a su vez aumenta la velocidad de masa de gas permitida a través de la torre. Estos beneficios sólo se obtienen a expensas del costo de la compresión, de tal manera que, en este caso, la presión óptima de operación debe determinarse por medio de un balance económico.

Razón de líquido a gas El parámetro de diseño mG_M/L_M es de vital importancia en la determinación de la altura de una unidad de transferencia y el número de unidades de transferencia. La razón de líquido a gas (L/G) también afecta la selección del diámetro de la columna. Cuando el gas soluto está diluido, el parámetro mG_M/L_M es prácticamente constante a lo largo de la torre. Cuando el gas soluto no está diluido, el calor de disolución puede causar un incremento de temperatura, que da por resultado un valor más grande de m en el fondo de la torre de absorción, en comparación con la parte superior. Cuando el valor de mG_M/L_M no es constante, la selección del valor apropiado de L/G es difícil. En el caso de una absorción casi completa, la mayor parte de las unidades de transferencia requerirán el extremo diluido cerca de la parte superior de la torre. Por consiguiente, las condiciones en el extremo diluido se pueden utilizar para establecer un diseño preliminar, en el que se tomará como base la temperatura de entrada del líquido.

La selección de la magnitud de mG_M/L_M se basa a menudo en consideraciones económicas. Los valores grandes de mG_M/L_M dan por resultado velocidades menores de circulación del disolvente y un líquido más concentrado y rico en soluto a la salida de la torre. Esto, a su vez, reduce los costos de bombeo y los de separación del soluto en el disolvente. Por otra parte, los valores mayores de mG_M/L_M hacen que las torres de absorción sean más altas y costosas y más elevadas las pérdidas de soluto a la salida de los gases. Un cálculo característico de la razón económica óptima de líquido a gas, en la absorción de acetona a partir de aire, utilizando agua como disolvente dio por resultado un valor de $mG_M/L_M = 0.6$. Para solutos de menor valor se utiliza un valor más grande de esta razón. En el diseño de las torres de separación, el valor óptimo de la razón L_M/mG_M suele estar en el intervalo de 0.5 a 0.8

La ecuación (14-127) representa un balance de los costos de absorción, junto con la separación subsecuente, para la recuperación de un soluto en un sistema como el mostrado en la figura 14-5. En la obtención de esta ecuación se supuso que el soluto absorbido se separa del disolvente rico en soluto por destilación, y que el producto de la parte superior de esta torre de destilación (separación) es básicamente soluto puro. Más aún, la corriente de disolvente líquido que sale por el fondo de la torre se supone que está totalmente libre de soluto antes de recircularla a la parte superior del absorbedor.

$$\left(\frac{L_M}{m_2 G_M} - 1\right)^2 = \frac{BC_3 H_{OG}(K_D - 1)}{C_5 \theta r G_M m_2} \times \mathrm{DF} \qquad (14\text{-}127)$$

donde $B = \left[1 + n\left(\frac{L_M}{m_2 G_M} - 1\right)\right] \times 2.3 \log_{10}\left[\left(\frac{y_1}{y_2}\right)\frac{(1 - m_2 G_M/L_M)^2}{1 - K_1 G_M/L_M}\right] \Big/ \frac{(1 - m_2 G_M/L_M) - 2(K_1/m_2 - 1)}{1 - K_1 G_M/L_M}$

K_D = y^*/x de la alimentación a la torre de separación en su punto de ebullición

m_2 = pendiente de la curva de equilibrio y^*/x, a la temperatura de entrada del líquido a la torre de absorción

K_1 = y^*/x a la temperatura del licor rico en la absorción, a medida que sale por el fondo de la torre de absorción

H_{OG} = altura de la unidad total de transferencia en la fase gaseosa, m

C_3 = costo anual del equipo y de la potencia necesaria para la torre de absorción, $\$/(\text{año} \cdot \text{m}^3) = C_1[(G_{opt}/G) + 0.5\,(G/G_{opt})^2]$ (los términos C_1, G y G_{opt} se definen en la siguiente subsección)

C_5 = costo total de la operación de separación, expresado en \$/kmol de vapor alimentado al separador (incluye los costos fijos, el costo del agua de enfriamiento y el costo del vapor)

θ = s/año de operación ($8000\ \text{h} = 2.88 \times 10^7$ s)

r = (razón real de reflujo en la torre de destilación) / (razón mínima de reflujo, que se define como la razón de reflujo con respecto al producto)

G_M = velocidad molal del gas a través del absorbedor, $\text{kmol}/(\text{s} \cdot \text{m}^2)$

n = exponente de la relación $(H_{OG} - (G/L)^n$

y_1/y_2 = razón óptima de las fracciones mol del soluto en la acorriente gaseosa que fluye a través del absorbedor. (Véase el análisis posterior de la altura de la torre en comparación con la concentración a la salida del gas.)

DF = factor de seguridad de diseño, según se describió antes en "Efectos del calor en la absorción de gas".

En estas definiciones se utilizan unidades SI. Sin embargo, también se pueden utilizar unidades comparables con las usuales en Estados Unidos (véase la tabla 14-2).

Diámetro de la torre (velocidad del gas) La velocidad de diseño del gas se selecciona al considerar, en primer lugar, la velocidad de operación segura respecto a la inundación y, en segundo término, la velocidad óptima, calculada por un balance económico entre el costo de la columna y el de la energía necesaria. En la sección 18 aparecen los datos para las velocidades de inundación. Por lo general, la velocidad de diseño se especifica aproximadamente como el 60% de la velocidad de inundación; esto permite variaciones temporales de las velocidades de flujo y deja un margen de seguridad para evitar los paros de la torre debidos a inundación.

Después de verificar la velocidad segura respecto a la inundación, la velocidad económica óptima se puede determinar por la ecuación

$$G_{opt} = (C_1 \rho_G^2 / 2C_2 \theta' b)^{1/3} \qquad (14\text{-}128)$$

donde b es el coeficiente constante en la ecuación de caída de presión

$$\Delta p / h_T = bG^2/\rho_G \qquad (14\text{-}129)$$

El coeficiente b se obtiene mediante el ajuste de los datos basados en la gráfica de comportamiento de la caída de presión, para el empaque de la torre, en la proximidad del punto esperado de operación. Por ejemplo, Leva [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **50**(10), 51 (1954)] utilizó una ecuación de la siguiente forma para el ajuste de los datos de la caída de presión del empaque:

$$\Delta P/h_T = \alpha 10^{\beta L} G^2/\rho_G \qquad (14\text{-}130)$$

Los términos de las ecuaciones (14-128) a (14-130) se definen como sigue:

G = velocidad de masa del gas, kg/(s · m^2); $G_{\text{ópt}}$ = óptima
L = velocidad de masa del líquido, kg/(s · m^2)
ρ_G = densidad del gas, kg/m^3
C_1 = costo anual del empaque y la cubierta de la torre, \$/(año · m^3)
C_2 = costo de la energía suministrada, \$/kWH; 1 kW = 1 kN · m/s
θ' = tiempo de operación, h/año
Δp = caída de presión de la torre, kPa (= kN/m^2)
h_T = altura de la torre, m
b = constante en la ecuación (14-129), m^{-1}

Los coeficientes α y β son las constantes, determinadas por el ajuste de las curvas de las gráficas del comportamiento de la caída de presión. Un factor conveniente para estos cálculos de caída de presión es kPa/m = (in H_2O/ft) × 0.817. Se utilizan unidades SI; sin embargo, pueden utilizarse las unidades usuales en Estados Unidos.

El costo anual de operación, en dólares por año por metro cúbico para cualquier velocidad del gas, incluyendo los costos del empaque y la cubierta de la torre y el costo de la energía, se pueden calcular por medio de la ecuación

$$C_3 = C_1[(G_{\text{opt}}/G) + 0.5(G/G_{\text{opt}})^2] \qquad (14\text{-}131)$$

en la que se puede observar que, cuando $G = G_{\text{ópt}}$, el costo anual de la torre y la energía al óptimo económico está dado por

$$C_3 = 1.5C_1 \qquad (14\text{-}132)$$

Altura de la torre (concentración a la salida del gas) La concentración óptima de soluto a la salida del gas de un absorbedor se puede determinar por un balance económico entre el costo de la pérdida de soluto y el costo de una torre más alta. Para torres empacadas que operan en condiciones isotérmicas,

$$(y_2 - mx_2)_{\text{opt}} = \frac{C_3 H_{OG}(\text{DF})}{C_4 \theta G(1 - mG_M/L_M)} \qquad (14\text{-}133)$$

donde C_4 = valor del soluto a la concentración que tiene en el licor de salida, \$/kg de soluto; los demás términos ya se definieron.

Una relación similar para los absorbedores de platos es la siguiente:

$$(y_2 - mx_2)_{\text{opt}} = \frac{C_6(\text{DF})}{C_4 \theta G E \ln (L_M/mG_M)} \qquad (14\text{-}134)$$

donde C_6 = costo unitario anual de la torre y la energía necesaria para la caída de presión, \$/(año · placa)(m^2 de la sección transversal) y E = eficiencia total del plato (en porcentaje).

Para las torres de separación, la concentración óptima a la salida del licor depende de un balance entre el costo de la pérdida de soluto a la salida del licor y el costo de una torre más alta, requerida para mejorar la separación. Para las torres empacadas:

$$(x_2 - y_2/m)_{\text{opt}} = \frac{C_3 H_{OL}(\text{DF})}{C_4 L \theta (1 - L_M/mG_M)} \qquad (14\text{-}135)$$

y para las torres de platos:

$$(x_2 - y_2/m)_{\text{opt}} = \frac{C_6(\text{DF})}{C_4 L \theta E \ln (mG_M/L_M)} \qquad (14\text{-}136)$$

Temperatura del disolvente pobre La operación continua de una combinación de absorbedor y separador, como, por ejemplo, el que se muestra en la figura 14-5, requiere el empleo de un intercambiador para recuperar calor a la salida del separador antes de regresar la corriente a la parte superior del absorbedor. Con frecuencia, esta corriente se enfría aún más en un segundo intercambiador, antes de entrar al absorbedor, o bien se enfría por medio de interenfriadores colocados en puntos intermedios en el absorbedor. El enfriamiento de la corriente de líquido incrementa la solubilidad del soluto (disminuye m) y, en consecuencia, disminuye la velocidad de circulación del líquido requerida.

El balance económico es entre los ahorros en los costos de separación a las velocidades más bajas de flujo de líquido y el costo del equipo adicional para intercambio de calor. Las condiciones óptimas se encuentran al considerar diseños completos opcionales. Por lo general no se justifica el enfriamiento del disolvente por debajo de la temperatura del gas de entrada rico en soluto. Sin embargo, a menudo se justifica el enfriamiento del gas rico en soluto y el disolvente hasta aproximadamente −18°C (0°F) para los grandes sistemas de absorción de gas natural a presión elevada.

Optimización de los sistemas de múltiples componentes Las ecuaciones simplificadas presentadas con anterioridad sólo son guías aproximadas de las condiciones óptimas de diseño, en especial cuando se van a recuperar varios solutos o cuando la recuperación fraccionaria de un componente importante del gas es relativamente baja. En estos casos deben realizarse cálculos detallados de diseños y parámetros de operación opcionales.

En muchas ocasiones, la velocidad óptima del gas se aproximará a la dada por la ecuación (14-128) y el valor óptimo de L_M/G_M será tal, que la línea de operación será casi paralela a la de equilibrio para la mayor parte de los componentes volátiles que se desean recuperar casi en su totalidad.

Ejemplo 10: Se desea obtener un diseño económico óptimo de una torre empacada, para reducir la concentración de acetona en una corriente de aire de 2% en moles a 50 ppmv. Se especifican las siguientes condiciones y datos:

a. Torre de absorción

Agente depurador = agua a 25°C
Material de empaque = anillos de Raschig de 25 mm
H_{OG} = 0.70 m (2.3 ft)
DF = 1.5 (véase "Efectos del calor en la absorción de gas")
θ = (2.88) (10^7) s/año
θ' = 8000 h/año
y_1 = 0.02
y_2 = 0.00005 (diseño)
p_T = 101.3 kPa (1 atm)
ρ_G = 1.204 kg/m^3 (0.075 lb/ft^3)
m_2 = 2.09 al 25°C
K_1 = 2.79 al 31°C (véase "Efectos del calor")
n = 0.5
$b = (\Delta p/h_T)(\rho_G/G^2) = 0.5 \times 10^{0.05L}$ (correlacionada a partir de los datos de comportamiento con los anillos de Raschig de 25 mm)

b. Torre de separación

$K_{1'}$ = 33 a 94°C y 101.3 kPa (1 atm)
r = 1.25

c. Datos de costo

C_1 = \$160/(año · m^3), al suponer una amortización a 10 años
C_2 = \$0.028/(kWh)
$C_3 = 1.5C_1$ = \$240/(año · m^3)
C_4 = \$0.264/kg (12 centavos/lb)
C_5 = \$0.050/ kmol (\$1.26/ 1000 lb-vapor)

El cálculo del mejor balance entre la altura de la torre, su diámetro y la razón de líquido a gas requiere utilizar un procedimiento de prueba y error. Por ejemplo, dado que $A = L_M/m_2G_M$, el cálculo de la velocidad de flujo de masa de líquido está dada por

$$L = (18.29)m_2 AG = 1.297\,AG \qquad (i)$$

y la ecuación de Leva, presentada antes, para el coeficiente de la caída de presión b se puede expresar como:

$$b = 0.5 \times 10^{0.05L} = 0.5 \times 10^{0.0649AG} \qquad (ii)$$

La sustitución de la ecuación (ii) en la ecuación (14-128) da por resultado la siguiente ecuación para el método de prueba y error para G_{opt}

$$G_{\text{óp}t} = \left(\frac{(160)(1.204)^2}{2(0.028)(6000)b}\right)^{1/3} = (1.035 \times 10^{-0.0640AG})^{1/3} \qquad \text{(iii)}$$

Un valor inicial para el factor de absorción A se puede obtener al resolver la ecuación (isotérmica) para la concentración óptima de salida del gas y suponer inicialmente que $G = 1.0$ kg/(s · m²). El resultado es el siguiente:

$$A = \frac{(0.264)(2.88 \times 10^7)(1.0)(0.00005)}{(240)(0.70)(1.5)} = 1.509$$

Cuando esta estimación preliminar de A se sustituye en la ecuación (iii) se obtiene, por el método de prueba y error un valor para $G_{\text{óp}t}$ de = 0.942 kg/(s · m²).

El siguiente paso consiste en utilizar la ecuación (14-127) para calcular el valor óptimo del factor de absorción A:

$$(A - 1)^2 = \frac{B(240)(0.70)(33 - 1)(1.5)(29)}{(0.05)(2.88 \times 10^7)(1.25)(2.09)(0.942)} = 0.06599B \qquad \text{(iv)}$$

donde $B = [1 + 0.5(A - 1)] \ln [400(1 - A^{-1})^2/(1 - 1.335A^{-1})] - [(0.33 - A^{-1})/(1 - 1.335A^{-1})]$

y $K_1/m_2 = (2.79)/(2.09) = 1.335$. La solución final al método de prueba y error de la ecuación (iv), comenzando con una conjetura inicial para $A = 1.509$ converge a un valor final de $A = 1.766$. La reverificación de la solución de la ecuación (iii) utilizando este nuevo valor de A da por resultado una $G_{\text{óp}t} = 0.932$ en buena concordancia con el valor supuesto de 0.942 kg/(s · m²). En la tabla siguiente aparece un resumen del procedimiento de cálculo:

Conjeturas iniciales		Valores calculados		Ecuación utilizada
G	A	G	A	
1.0	.....	.....	1.509	Gas de salida
1.0	1.509	0.942	.....	(iii)
0.942	1.509	.....	1.766	(iv)
0.942	1.766	0.932	.....	(iii)

Los valores finales para el diseño de la torre son $m_2G_M/L_M = 0.566$ y $G_{\text{óp}t} = 0.935$ kg/(s · m²).

En esta solución al problema de diseño no se supuso que la torre opera en forma isotérmica, sino que se utilizó el valor de K_1 que corresponde al incremento de temperatura de 6°C, como se obtuvo en el ejemplo 7. Cuando se supone operación isotérmica a 25°C, $K_1 = m_2 = 2.09$ y la ecuación (iv) se reduce a

$$(A - 1)^2 = 0.06599B \qquad \text{(v)}$$

donde $B = [1 + 0.5(A - 1)] \ln [400(1 - A^{-1})] - 1$

La solución, al utilizar el método de prueba y error de la ecuación (v) es $A = 1.604$, y una reverificación de la ecuación (iii) da por resultado en $G_{\text{óp}t} = 0.938$ kg/(s · m²). Por consiguiente, para el caso isotérmico $m_2G_M/L_M = A^{-1} = 0.623$.

Como una verificación final de la validez del diseño, la caída de presión se calcula mediante la ecuación de Leva:

$$(\Delta p/h_T) = (0.5)(10^{0.0640AG})G^2/\rho_G \qquad \text{(vi)}$$

La caída de presión calculada, para los casos isotérmico o no isotérmico es 0.46 kPa/m, o sea, 0.56 in de agua/ft. Se considera que la inundación comienza a una caída de presión de 2 in de agua/ft y el porcentaje de inundación se puede calcular como

$$\text{Porcentaje de inundación} = 100(0.56/2)^{1/2} = 53\,\%$$

Por consiguiente, el diseño económico óptimo es aceptable desde el punto de vista práctico y permite espacio suficiente para las variaciones de flujo durante la operación.

El diámetro de la torre, que corresponde al valor de diseño seleccionado para G, se puede calcular mediante la ecuación

$$d_T = (4n_G/G)^{1/2} \qquad \text{(14-137)}$$

donde d_T = diámetro de la torre, m, y n_G es la velocidad de entrada del gas de alimentación, kg/s. En el ejemplo anterior, para una velocidad de alimentación de aire de 50 kmol/h o 0.403 kg/s (39 500 scfh a 0°C), el diámetro de la torre se calcula por

$$d_T = (4 \times 0.403/3.14 \times 0.935)^{1/2} = 0.74 \text{ m } (2 \text{ ft } 5 \text{ in})$$

Para diámetros más pequeños se recomienda la selección de una torre empacada.

ABSORCIÓN CON REACCIÓN QUÍMICA

Introducción La mayor parte de los procesos actuales de absorción de gases incluyen sistemas en los que se dan reacciones químicas en la fase líquida. Por lo general, las reacciones químicas mejoran la velocidad de absorción e incrementan la capacidad de la solución líquida para disolver el soluto, en comparación con los sistemas de absorción física.

Un prerrequisito necesario para comprender el tema de la absorción con reacción química es tener una idea clara de los principios que rigen la absorción física de los gases. Antes se presentó un análisis introductorio de la absorción física y de los efectos causados por la reacción química sobre los coeficientes de transferencia de masa $\hat{k}_G$ y $\hat{k}_L$ en "Transferencia de masa en la interfase". Se recomienda una revisión de dicho análisis.

Existen varios documentos clásicos sobre el tema de la absorción con reacción química. Muchos de ellos se encuentran en las referencias que se dan a continuación. Un trabajo clásico que vale la pena mencionar es "The Absorption of Carbon Dioxide into Solutions of Alkalis and Amines" de Danckwerts y Sharma [*Chem. Eng. (London)*, **CE 244-280**, octubre, 1966]. Se recomienda su lectura a todo el que desee dominar tanto los aspectos teóricos como prácticos de la absorción con reacción química.

Método de diseño global recomendado Cuando se considera el diseño de un sistema de absorción de gas que incluye reacción química se recomienda el siguiente procedimiento:

1. Considérese la posibilidad de aplicar los métodos físicos de diseño ya descritos en esta sección.

2. Determínese si para el diseño comercial se dispone de los valores globales de $\hat{K}_Ga$ para utilizarlos junto con el método tradicional de diseño. Téngase cuidado al observar si las condiciones en que se obtuvieron los datos de $\hat{K}_Ga$ son básicamente las mismas que existen para el diseño nuevo. Comuníquense con los diferentes vendedores de torres empacadas para recabar información sobre la disponibilidad de datos de $\hat{K}_Ga$ para el sistema y las condiciones específicas.

3. Considérese la posibilidad de escalamiento del diseño, para el nuevo sistema, a partir de los datos experimentales obtenidos a escala de laboratorio o de una pequeña unidad piloto.

4. Considérese la posibilidad de desarrollar para el nuevo sistema un procedimiento de diseño con bases teóricas y rigurosas, que sea válido en un amplio intervalo de las condiciones de diseño.

Estos temas se analizan en las subsecciones que siguen.

Aplicabilidad de los métodos físicos de diseño Los métodos físicos de diseño, como, por ejemplo, el método clásico de diseño isotérmico o de diseño adiabático se pueden aplicar a los sistemas en que las reacciones químicas son muy rápidas o lentas, o bien cuando se logra el equilibrio químico entre las fases gaseosa y líquida.

Si la reacción en la fase líquida es **extremadamente rápida** e irreversible, la velocidad de absorción está completamente regulada en muchos casos por la resistencia de la fase gaseosa. Para propósitos prácticos de diseño se puede suponer (por ejemplo), que esta condición **limitada de transferencia de masa en la fase gaseosa** existe cuando la razón y_i/y es inferior a 0.05 en todo el equipo.

Con base en la ecuación (14-2) se puede demostrar fácilmente que esta condición de y_i/y requiere que la razón x/x_i sea despreciable (p. ej., en una reacción rápida) y que la razón $mk_G/k_L = mk_G/k_L^0\phi$ sea inferior a 0.05 en todo el equipo. La razón $mk_G/k_L^0\phi$ será pequeña si la contra-

presión de equilibrio
pequeña o bien una al
ramiento de la reacció
Como ya se analizó
todas las reacciones d
rápidas ϕ será gran
irreversibles de segu
existe un exceso sufi
velocidad de un siste
muy rápido, del tipo A
bilidad del reactivo B
la reacción se puede
En los sistemas en qu
la concentración en la
k_L^0/B^0 es menor o igu
En la figura 14-13
películas de gas y líqu
cionante irreversible
mitado por la transfe
tinua para el reactivo
reactivo B^0 en la ma
14-13 representa el c
bastante grande para
para la cual se puede

Fase gaseosa

Direcció

y

FIG. 14-13 Perfiles d
para un sistema de reac
rencia de masa limitada

Cuando se aplican
de basar en el coefic
unidad de transferenc
que existe una transfe
ximadamente válida,
de NH_3 en agua o sol
ción de H_2O en soluci
SO_2 en soluciones al
de gas diluido en una
ciones acuosas o alca
En el ejemplo 3 se
rencia de masa es lim
química irreversible
Cuando las reacci
tas, la resistencia de
que la velocidad de
velocidad de absorci
ferencia está dada p

$$dn_A = R$$

presión de equilibrio del soluto sobre el líquido es pequeña (p. ej., m pequeña o bien una alta solubilidad del reactivo), o el factor de mejoramiento de la reacción $\phi = k_L / k_L^0$ es muy grande, o ambos.

Como ya se analizó, el factor de mejoramiento de la reacción para todas las reacciones de seudoprimer orden que sean **extremadamente rápidas** ϕ será grande, al igual que para los sistemas de reacciones irreversibles de segundo orden extremadamente rápidas, en los que existe un exceso suficiente de reactivo en la fase líquida. Cuando la velocidad de un sistema reaccionante irreversible de segundo orden y muy rápido, del tipo $A + vB \rightarrow$ productos, está limitada por la disponibilidad del reactivo B en la fase líquida, el factor de mejoramiento de la reacción se puede estimar por medio de la fórmula $\phi = 1 + B^0 / vc_i$. En los sistemas en que se puede aplicar esta fórmula, se demuestra que la concentración en la interfase y_i es igual a cero, cuando la razón $k_g yv / k_L^0 / B^0$ es menor o igual a la unidad.

En la figura 14-13 se muestran los perfiles de concentración de las películas de gas y líquido que se pueden encontrar en un sistema reaccionante irreversible de segundo orden y extremadamente rápido (limitado por la transferencia de masa en la fase gaseosa). La curva continua para el reactivo B representa el caso en que existe gran exceso del reactivo B^0 en la masa líquida. La curva de rayas cortas en la figura 14-13 representa el caso en que la concentración masiva de B^0 no es bastante grande para evitar el agotamiento de B cerca de la interfase y para la cual se puede aplicar la ecuación $\phi = 1 + B^0 / vc_i$.

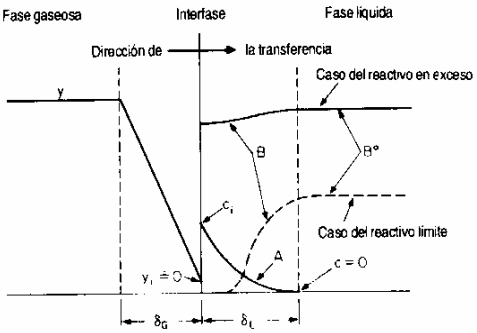


FIG. 14-13 Perfiles de concentración del soluto en las fases gaseosa y líquida para un sistema de reacción irreversible extremadamente rápida (con la transferencia de masa limitada por la fase gaseosa) del tipo $A + vB \rightarrow$ productos.

Cuando se aplican estas condiciones a la razón y_i/y el diseño se puede basar en el coeficiente físico de velocidad k_G o en la altura de una unidad de transferencia de masa en la fase gaseosa, H_G. La condición en que existe una transferencia de masa limitada en la fase gaseosa es aproximadamente válida, por ejemplo, en los siguientes sistemas: absorción de NH_3 en agua o soluciones ácidas; evaporación de agua en aire; absorción de H_2O en soluciones concentradas de ácido sulfúrico; absorción de SO_2 en soluciones alcalinas; absorción de H_2S a partir de una corriente de gas diluido en una solución de álcali fuerte; absorción de HCl en soluciones acuosas o alcalinas o absorción de Cl_2 en un álcali fuerte.

En el ejemplo 3 se muestra el diseño de un sistema en que la transferencia de masa es limitada en la fase gaseosa, que incluye una reacción química irreversible y rápida.

Cuando las reacciones en la fase líquida son **extremadamente lentas**, la resistencia de la fase gaseosa se puede despreciar y se supone que la velocidad de reacción tiene un efecto predominante sobre la velocidad de absorción. En este caso, la velocidad diferencial de transferencia está dada por la ecuación

$$dn_A = R_A f_H S \, dh = (k_1^0 a / \rho_L)(c_i - c) S \, dh \qquad (14\text{-}138)$$

donde n_A = velocidad de transferencia del soluto, R_A = velocidad volumétrica de reacción en función de c y T; f_H = retención fraccionaria de volumen de líquido en la torre o aparato; S = área de la sección transversal de la torre; h = distancia vertical; k_L^0 = coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida para la absorción puramente física; a = área eficaz de la interfase para la transferencia de masa por unidad de volumen de la torre o aparato; ρ_L = densidad molar promedio de la fase líquida; c_i = concentración de soluto en el líquido en la interfase líquido-gas, y c = concentración de soluto en la masa de líquido.

A pesar de que el miembro derecho de la ecuación (14-138) sigue siendo válido, incluso cuando las reacciones químicas son extremadamente lentas, la fuerza impulsora de transferencia de masa se vuelve cada vez más pequeña, hasta que por último $c = c_i$. Para reacciones irreversibles de primer orden extremadamente lentas se puede obtener una expresión para la velocidad a partir de la ecuación (14-138):

$$R_A = k_1 c = k_1 c_i / (1 + k_1 \rho_L f_H / k_L^0 a) \qquad (14\text{-}139)$$

donde k_1 = coeficiente de la velocidad de una reacción de primer orden.

Para los **sistemas diluidos** en torres de absorción a contracorriente, en los que la curva de equilibrio es una recta (es decir, $y_i = mx_i$), la relación diferencial de la ecuación (14-138) se formula como

$$dn_A = -G_M S \, dy = k_1 c f_H S \, dh \qquad (14\text{-}140)$$

donde G_M = velocidad de masa polar en la fase gaseosa y y = fracción mol del soluto en la fase gaseosa.

La sustitución de la ecuación (14-139) en la ecuación (14-140) y la integración dan por resultado la siguiente relación para una **reacción de primer orden extremadamente lenta** en una torre de absorción:

$$y_2 = y_1 \exp(-\gamma) \qquad (14\text{-}141)$$

donde

$$\gamma = \frac{k_1 \rho_L f_H h_T / m G_M}{(1 + k_1 \rho_L f_H / k_L^0 a)} \qquad (14\text{-}142)$$

En la ecuación (14-141) los subíndices 1 y 2 se refieren al fondo y a la parte superior de la torre, respectivamente.

Por lo general, se utiliza el número de Hatta N_{Ha} como criterio para determinar si una reacción se puede considerar extremadamente lenta o no. Para reacciones extremadamente lentas, un criterio razonable es:

$$N_{Ha} = \sqrt{k_1 D_A} / k_L^0 \leq 0.3 \qquad (14\text{-}143)$$

donde D_A = coeficiente de difusión en la fase líquida del soluto en el disolvente. En la figura 14-14 se muestran los perfiles de concentración para las películas de líquido y gas en el caso de reacciones químicas extremadamente lentas.

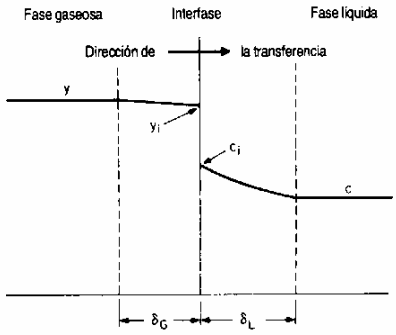


FIG. 14-14 Perfiles de concentración del soluto en las fases líquida y gaseosa para un sistema con reacción química extremadamente lenta (limitado cinéticamente), para el que N_{Ha} es menor que 0.3.

Obsérvese que cuando el segundo término en el denominador de la ecuación (14-142) es pequeño, la retención de líquido en la torre puede tener una influencia significativa sobre la velocidad de absorción si está incluida una reacción química extremadamente lenta.

Cuando se alcanza el **equilibrio químico** rápidamente en toda la fase líquida (o se puede suponer que existe), el problema consiste en definir adecuadamente los equilibrios físico y químico del sistema. En ocasiones es posible diseñar un absorbedor de platos al suponer relaciones de equilibrio químico, junto con un factor de eficiencia de la etapa, como se hace en los cálculos de destilación. Rivas y Prausnitz [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **25**, 975 (1979)] presentaron un magnífico análisis y ejemplo de los procedimientos correctos a seguir para sistemas que incluyen equilibrio químico.

Método de diseño tradicional El método tradicional utilizado para el diseño de los sistemas de absorción de gas en torres empacadas que incluyan reacciones químicas utiliza los coeficientes volumétricos globales de transferencia de masa definidos por la ecuación:

$$K'_G a = n_A/(h_T S p_T \Delta y^*_{1m}) \qquad (14\text{-}60)$$

donde $K'_G a$ = coeficiente volumétrico global de transferencia de masa; n_A = velocidad de transferencia del soluto de la fase gaseosa a la líquida; h_T = altura total del empaque de la torre; S = área de la sección transversal de la torre; p_T = presión total del sistema; Δy^*_{1m} está definido por la ecuación

$$\Delta y^*_{1m} = \frac{(y - y^*)_1 - (y - y^*)_2}{\ln [(y - y^*)_1/(y - y^*)_2]} \qquad (14\text{-}62)$$

en la que los subíndices 1 y 2 se refieren al fondo y a la parte superior de la torre de absorción, respectivamente, y = fracción mol del soluto en la fase gaseosa, y y^* = fracción mol del soluto en la fase gaseosa, en equilibrio con la concentración de soluto en la fase líquida x. Cuando la línea de equilibrio es una recta, $y^* = mx$.

En el método tradicional de diseño se utilizan por lo general los valores de $K'_G a$, incluso cuando la resistencia a la transferencia se encuentra básicamente en la fase líquida. Por ejemplo, el sistema CO_2-NaOH, que es el que por lo general se utiliza para comparar los valores de $K'_G a$ de los diferentes tipos de empaques de las torres, es un sistema controlado por la fase líquida. Cuando esta fase es la que controla, no se recomienda la extrapolación a intervalos diferentes de concentración o condiciones de operación distintas, porque los cambios en los mecanismos de reacción pueden hacer que k_L varíe inesperadamente y los valores globales de $K'_G a$ no muestran en forma explícita dichos efectos.

Los datos globales de $K'_G a$ se pueden obtener de los vendedores de empaque para torres, para muchos de los procesos de absorción de gas establecidos. Dichos datos se basan a menudo en las pruebas realizadas en unidades experimentales de gran diámetro o en los datos de operación comercial real. Ya que no se recomienda la extrapolación en condiciones no probadas de operación, el procedimiento preferido para la aplicación del método tradicional de diseño es equivalente a la duplicación de una instalación comercial cuyo éxito ha sido comprobado. Cuando esto no es posible, se puede requerir una demostración comercial con las nuevas condiciones de operación, o puede considerarse el empleo de los métodos más rigurosos que se describen más adelante.

A falta de un término definido explícitamente para la resistencia de la fase líquida, las limitaciones en el empleo de la ecuación (14-60) están relacionadas con el hecho de que en su derivación se supone implícitamente que el sistema es diluido ($y_{BM} \doteq 1$) y que las curvas de operación y equilibrio son rectas en el intervalo de operación de la torre. Además, la ecuación (14-60) sólo es estrictamente válida para la temperatura y la presión con las que se realizó la prueba original, aunque la presión total p_T aparezca en el denominador.

La ambigüedad del efecto de la presión total se puede observar al comparar los casos controlados por la fase líquida con los que controla la fase gaseosa: cuando el control lo ejerce la fase gaseosa, la resistencia de la fase líquida es despreciable y $K_G a = K'_G a p_T$ es independiente de la presión total. Para este caso, el coeficiente $K'_G a$ es inversamente proporcional a la presión total del sistema, como indica la ecuación (14-60). Por otra parte, cuando el control lo ejerce la fase líquida, la ecuación correcta es

$$K'_G a = K_G a/p_T = k_L a/H \qquad (14\text{-}144)$$

donde H es la constante de la ley de Henry, definida como $H = p_i/x_i$. Esta ecuación indica que $K'_G a$ es independiente de la presión total del sistema, siempre y cuando la constante de la ley de Henry H no dependa de la presión total (esto sólo es válido para presiones relativamente bajas). Con base en esta comparación está claro que los efectos de la presión total del sistema sobre $K'_G a$ no están definidos adecuadamente por la ecuación (14-60), en especial para los casos en que la resistencia de la fase líquida no se puede despreciar.

Por consiguiente, al utilizar la ecuación (14-60) debe entenderse que los valores numéricos de $K'_G a$ son una función compleja de la presión, temperatura, tipo y diámetro del empaque de la torre utilizado, velocidades de flujo de la masa de gas y líquido y la composición del sistema (p. ej., el grado de conversión del reactivo en la fase líquida).

En la figura 14-15 se muestra la influencia de la composición del sistema y el **grado de conversión del reactivo** sobre los valores numéricos de $K'_G a$, para la absorción de CO_2 en soluciones de hidróxido de sodio en condiciones constantes de temperatura, presión y tipo de empaque. Un magnífico estudio experimental de la influencia de las variables de operación sobre los valores generales de $K'_G a$ es el de Field y cols. (*Pilot-Plant Studies of the Hot Carbonate Process for Removing Carbon Dioxide and Hydrogen Sulfide*, U.S. Bureau of Mines Bulletin 597, 1962).

En la tabla 14-3 aparecen las variaciones observadas en los valores de $K_G a$ para los diferentes tipos y diámetros de empaque, para el sistema CO_2-NaOH, a un nivel de 25% de conversión del reactivo, para dos velocidades diferentes de flujo de líquido. La velocidad más baja de 2.7 kg/(s · m^2) o 2000 lb/(h · ft^2) es equivalente a 4 (gal U.S./min)/ft^2 y es la velocidad de líquido característica que se utiliza en los depuradores de vapores. La velocidad más elevada de 13.6 kg/(s · m^2) o 10 000 lb/(h · ft^2) es equivalente a 20 (gal U.S./min)/ft^2 y es característica de

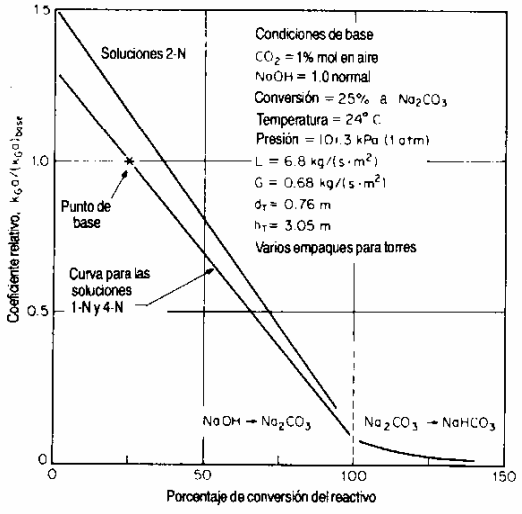


FIG. 14-15 Efectos de la concentración y nivel de conversión del reactivo sobre los valores relativos de $K_G a$ en el sistema CO_2-NaOH-H_2O. [Adaptado de Eckert y cols., *Ind. Eng. Chem.*, **59**(2), 41 (1967).

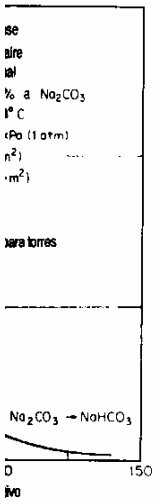
ap_T es independiente
$K'_G a$ es inversamente
no indica la ecuación
rce la fase líquida, la

(14-144)

inida como $H = p_i/x_i$.
de la presión total del
de Henry H no depen-
siones relativamente
que los efectos de la
nidos adecuadamente
s en que la resistencia

) debe entenderse que
mpleja de la presión,
rre utilizado, veloci-
posición del sistema
ase líquida).
e la composición del
sobre los valores nu-
uciones de hidróxido
ura, presión y tipo de
e la influencia de las
s de $K'_G a$ es el de Field
e Process for Remo-
.S. Bureau of Mines

rvadas en los valores
mpaque, para el siste-
del reactivo, para dos
elocidad más baja de
4 (gal U.S./min)/ft^2 y
iliza en los depurado-
5 kg/(s · m^2) o 10 000
y es característica de



ersión del reactivo so-
)H-H_2O. [Adaptado de

TABLA 14-3 Efectos característicos del tipo y diámetro del empaque y la velocidad del líquido sobre $\hat{K}_G a$, en un sistema con reacción química, $\hat{K}_G a$, kmol/(h · m^3)

	L = 2.7 kg/(s · m^2)				L = 13.6 kg/(s · m^2)			
Diámetro del empaque, mm	25	38	50	75-90	25	38	50	75-90
Silla Berl de cerámica	30	24	21	..	45	38	32	..
Anillo de Raschig de cerámica	27	24	21	..	42	34	30	..
Anillo de Raschig de metal	29	24	19	..	45	35	27	..
Anillo Pall de plástico	29	27	26*	16	45	42	38*	24
Anillo Pall de metal	37	32	27	21*	56	51	43	27*
Silla Intalox de cerámica	34	27	22	16*	56	43	34	26*
Intalox Super de cerámica	37*	..	26*	..	59*	..	40*	..
Silla Intalox de plástico	40*	..	24*	16*	56*	..	37*	26*
Silla Intalox de metal	43*	35*	30*	24*	66*	58*	48*	37*
Metal Hy-Pak	35	32*	27*	18*	54	50*	42*	27

Datos cortesía de Norton Company.

Condiciones de operación: CO_2, 1% mol en aire; NaOH, 4% en peso (1 normal); 25% de conversión a carbonato de sodio; temperatura, 24°C (75°F); presión, 98.6 kPa (0.97 atm); velocidad del gas = 0.68 kg/(s · m^2) = 0.59 m/s = 500 lb/(h · ft^2) = 1.92 ft/s, excepto para los valores con asterisco, donde las pruebas fueron realizadas a una velocidad superficial de 1.22 kg/(s · m^2) = 1.05 m/s = 900 lb/(h · ft^2) = 3.46 ft/s; altura empacada, 3.05 m (10 ft); diámetro de la torre, 0.76 m (2.5 ft). Para convertir los valores de la tabla en unidades (lb · mol)/(h · ft^3) multiplíquese por 0.0624.

TABLA 14-4 Valores característicos de $\hat{K}_G a$, para varios sistemas con reacción química, kmol/(h · m^3)

Reactivo en fase gaseosa	Reactivo en fase líquida	$\hat{K}_G a$	Condiciones especiales
HCl	H_2O	353	Limitado por la fase gaseosa
NH_3	H_2O	337	Limitado por la fase gaseosa
Cl_2	NaOH	272	Solución al 8% en peso
SO_2	Na_2CO_3	224	Solución al 11% en peso
HF	H_2O	152	
Br_2	NaOH	131	Solución al 5% en peso
HCN	H_2O	114	
HCHO	H_2O	114	Absorción física
HBr	H_2O	98	
H_2S	NaOH	96	Solución al 4% en peso
SO_2	H_2O	59	
CO_2	NaOH	38	Solución al 4% en peso
Cl_2	H_2O	8	Limitado por la fase líquida

Datos cortesía de Norton Company.

Condiciones de operación (véase el texto): Sillas Intalox de cerámica de 38 mm; gases solutos, 0.5 a 1.0% en moles; conversión de los reactivos = 33%; presión, 101 kPa (1 atm); temperatura, 16 a 24°C; velocidad del gas = 1.3 kg/(s · m^2) = 1.1 m/s; velocidades del líquido = 3.4 a 6.8 kg/(s · m^2); altura empacada, 3.05 m; diámetro de la torre, 0.76 m. Para convertir a (lb · mol)/(h · ft^3) multipliquense los valores de la tabla por 0.0624.

las torres de absorción, como las utilizadas en los sistemas de eliminación de CO_2. También se observa que dos velocidades diferentes del gas están representadas en la tabla, correspondientes a las velocidades superficiales de 0.59 y 1.05 m/s (1.94 y 3.44 ft/s).

En la tabla 14-4 se presenta el intervalo característico de los valores de $\hat{K}_G a$ para los sistemas que reaccionan químicamente. Las primeras dos columnas de la tabla representan los sistemas que se pueden diseñar mediante el empleo de los métodos de diseño puramente físicos, ya que están completamente limitados por la transferencia de masa en la fase gaseosa. Para asegurar una resistencia despreciable de la fase líquida en estas dos pruebas, el HCl se absorbió en una solución mantenida en un valor inferior a 8% en peso de HCl y el NH_3 se absorbió en agua, con un pH inferior a 7, mantenido mediante la adición de ácido. Las últimas dos columnas de la tabla 14-4 representan los sistemas con la transferencia de masa limitada por la fase líquida.

Los efectos de la presión del sistema sobre estos valores de $\hat{K}_G a$ se pueden estimar como en la ecuación (14-144) al observar que $\hat{K}_G a = K_G a\, y_{BM}^{\circ} = K'_G a\, y_{BM}^{\circ} p_T$ y recordar que **1**) en los sistemas con transferencia de masa limitada por la fase gaseosa, $\hat{K}_G a = \hat{K}'_G a$ y es independiente de la presión del sistema, y **2**) para los sistemas con transferencia de masa limitada por la fase líquida, en los que H es constante, los valores de $\hat{K}'_G a$ se pueden corregir para otras presiones por medio de la relación $\hat{K}_G a$ a $p_2 = (\hat{K}_G a\, p_1) \times p_2 / p_1$. Cuando ambas resistencias son significativas, se aconseja utilizar las correcciones obtenidas experimentalmente. En todo caso no es aconsejable hacer grandes correcciones de presión por estos procedimientos sin verificarlas experimentalmente.

Escalamiento de los datos de laboratorio o de planta piloto Durante muchos años, los practicantes del arte de la absorción de gas pensaron que sería imposible realizar un proceso de absorción en un aparato de laboratorio o una planta piloto a escala pequeña, de manera que los datos se pudieran utilizar para el diseño de una unidad comercial de absorción. Y así es; incluso en la actualidad, la mayor parte de las unidades comerciales de absorción de gas se diseñan básicamente sobre la base de una experiencia comercial anterior al utilizar los métodos tradicionales de diseño, ya descritos. A pesar de que la duplicación de un diseño comercial anterior es el método preferido, este método tiene poco valor para el desarrollo de un proceso completamente nuevo o al intentar la extrapolación de un diseño existente para condiciones de operación considerablemente diferentes.

Desde principios de la década de los sesenta se han desarrollado excelentes técnicas experimentales de laboratorio, que por desgracia han sido ignoradas por la industria. Una excepción que vale la pena mencionar es la descrita por Ouwerkerk (*Hydrocarbon Process.*, abril 1978, pp. 89-94) en la que se reveló que los datos, tanto de laboratorio como de planta piloto a pequeña escala, se utilizaron como base para el diseño de un absorbedor de platos, con 8.5 m (28 ft) de diámetro, para el tratamiento del gas de salida (SCOT). Los costos para el desarrollo de los procedimientos completos de diseño puede mantenerse a un mínimo, en especial en el desarrollo de un proceso nuevo, por medio de estas técnicas modernas.

En 1966, en un documento que en la actualidad se considera un clásico, Danckwerts y Gillham [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **44**, T42 (1966)] demostraron que los datos recopilados en un aparato pequeño de laboratorio con una celda agitada se podían utilizar para el diseño de un absorbedor de torre empacada cuando están incluidas reacciones quí-

micas. Los autores demostraron que si el coeficiente de transferencia de masa en una torre empacada en ausencia de una reacción (k_L^0) se puede reproducir en la unidad de laboratorio, la velocidad de absorción en el aparato de laboratorio responde a las reacciones químicas, del mismo modo que en la torre empacada, aunque los medios para agitar el líquido en los dos sistemas sean bastante diferentes.

De acuerdo con este método, no es necesario investigar detalladamente la cinética de las reacciones químicas, ni tampoco se necesita determinar las solubilidades y difusividades de los diferentes reactivos en su forma no reaccionada. Cuando se utiliza el método para escalamiento, es necesario obtener los datos de los valores del área de la interfase por unidad de volumen a y el coeficiente físico de transferencia de masa k_L^0 para la torre empacada comercial. Una vez que se han medido y tabulado estos datos, pueden emplearse para el escalamiento directo de los datos experimentales de laboratorio, para cualquier sistema nuevo que incluya reacción química.

Danckwerts y Gillham no investigaron la influencia de la resistencia de la fase gaseosa en su estudio (para algunos procesos, la resistencia en la fase gaseosa puede despreciarse). Sin embargo, en 1975, Danckwerts y Alper [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **53**, 34 (1975)] demostraron que al colocar un agitador en el espacio de gas del absorbedor de laboratorio con celda agitada, el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa $\hat{k}_G$ en la unidad de laboratorio se podía hacer idéntico al de la torre empacada. Cuando esto se hizo, los datos de laboratorio obtenidos para los sistemas con reacción química que tienen una resistencia significativa en la fase gaseosa se pueden someter a un escalamiento con éxito para predecir el comportamiento de un absorbedor comercial del tipo de torre empacada.

Si se supone que se han medido los valores de $\hat{k}_G$ y k_L^0 y a para el empaque de la torre comercial a utilizar, el procedimiento para emplear el reactor con celda agitada para laboratorio es el siguiente:

1. Las velocidades de agitación de las fases líquida y gaseosa se pueden ajustar de tal manera que se obtengan los mismos valores de $\hat{k}_G$ y k_L^0 que existen en la torre comercial.
2. Para el sistema reaccionante en consideración, los experimentos se realizan para una serie de composiciones masivas del gas y líquido que se espera encontrar en los diferentes niveles de un absorbedor comercial (con base en el balance de materia).
3. Las velocidades de absorción $r_A(c_i,B^0)$ se miden en cada par de composiciones del gas y líquido.

Para sistemas de gas diluido, una forma de la ecuación a resolver junto con estos datos experimentales es

$$h_T = \frac{G_M}{a}\int_{y_2}^{y_1}\frac{dy}{r_A} \qquad (14\text{-}145)$$

donde h_T = altura del empaque de la torre comercial; G_M = velocidad molar de masa en la fase gaseosa; a = área eficaz de la interfase para la transferencia de masa por unidad de volumen en la torre comercial; y = fracción mol del soluto en la fase gaseosa, y r_A = velocidad de absorción, determinada experimentalmente por unidad de área de la interfase expuesta.

Al utilizar la serie de velocidades de absorción, determinadas experimentalmente, la ecuación (14-145) se puede integrar en forma numérica para determinar la altura del empaque requerida en la torre comercial.

Existen diferentes tipos de unidades experimentales de laboratorio, que se pueden utilizar para el desarrollo de los datos de diseño en los sistemas que incluyen reacción química. Charpentier [*ACS Symp. Ser.*, **72**, 223-261 (1978)] resumió los métodos de escalamiento de los datos de laboratorio y tabuló los valores característicos de los coeficientes de transferencia de masa, las áreas de la interfase y los tiempos de contacto encontrados en varios absorbedores comerciales de gas, así como en las unidades de laboratorio actualmente disponibles.

Las unidades de laboratorio que se han utilizado hasta la fecha para estos experimentos fueron diseñadas para operar a la presión total del sistema, aproximadamente 100 kPa (1 atm) y a temperaturas cercanas a la ambiente. En las situaciones prácticas quizá sea necesario diseñar una unidad de absorción para laboratorio que se pueda operar al vacío o a presiones elevadas y en un intervalo razonable de temperaturas, con objeto de aplicar el método de Danckwerts.

Sería deseable la reinterpretación de los datos existentes para los empaques de las torres comerciales con objeto de extraer los valores individuales del área de la interfase a y los coeficientes de transferencia de masa $\hat{k}_G$ y k_L^0, para facilitar el empleo más general de los métodos de escalamiento de los experimentos de laboratorio. Al respecto se ha realizado algún progreso, como se analiza en la sección 18. En ausencia de dichos datos, es necesario operar una planta piloto o un absorbedor comercial para obtener los valores de $\hat{k}_G$, k_L^0 y a, como lo describe Ouwerkerk (*op. cit.*).

Principios para el diseño riguroso del absorbedor Danckwerts y Alper [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **53**, 34 (1975)] han demostrado que cuando se dispone de datos adecuados para los coeficientes de la velocidad cinética de reacción los coeficientes de transferencia de masa $\hat{k}_G$ y k_L^0, el área eficaz de la interfase por unidad de volumen a, la solubilidad física o las constantes de la ley de Henry y las difusividades eficaces de los diferentes reactivos, el diseño de una torre empacada puede calcularse a partir de los primeros principios con precisión considerable.

Por ejemplo, la ecuación de diseño de la torre empacada para un sistema diluido en el que el reactivo A de la fase gaseosa se absorbe y reacciona con el reactivo B de la fase líquida es

$$r_A a\,dh = \frac{L_M}{\nu\rho_L}\,dB_h^0 = -G_M\,dy_h \qquad (14\text{-}146)$$

donde r_A = velocidad específica de absorción por unidad de área de la interfase; a = área de la interfase por unidad de volumen de empaque; h = altura del empaque; L_M = velocidad molar de la masa líquida; ν = número de moles del reactivo B que reaccionan con 1 mol de A; ρ_L = densidad molar promedio de la fase líquida; B_h^0 = concentración del reactivo en la fase masiva de líquido (en función de h); G_M = velocidad molar de masa en la fase gaseosa y y_h = fracción mol de A en la fase gaseosa (en función de h).

Para sistemas diluidos, se puede suponer que G_M, L_M y ρ_L son constantes y, por lo general, se supone que el área de la interfase a del empaque es constante e igual al valor que tendría sin reacción química. Esta última suposición necesita considerarse cuidadosamente, ya que los diferentes métodos para la medición de a pueden dar resultados diferentes. Sharma y Danckwerts [*Br. Chem. Eng.*, **15**(4), 522 (1970)] han revisado las diferentes técnicas para la medición de las áreas de la interfase.

Considerando las suposiciones anteriores para los sistemas diluidos, la ecuación (14-146) se puede integrar como sigue:

$$h_T = \frac{L_M}{\nu\rho_L a}\int_{B_1^0}^{B_2^0}\frac{dB_h^0}{r_A} = \frac{G_M}{a}\int_{y_2}^{y_1}\frac{dy_h}{r_A} \qquad (14\text{-}147)$$

donde h_T = altura total del empaque y los subíndices 1 y 2 se refieren al fondo y a la parte superior del empaque de la torre, respectivamente.

La velocidad específica de absorción $r_A = r_A(c_i,B^0)$ es función de h y se puede calcular al combinar la ecuación de velocidad

$$r_A = k_L(x_i - x) = (k_L/\rho_L)(c_i - c) \qquad (14\text{-}148)$$

con la ecuación del balance de materia o de la curva de operación

$$G_M(y - y_2) = (L_M/\nu\rho_L)(B_2^0 - B^0) \qquad (14\text{-}149)$$

y con la relación adecuada para el cálculo de la concentración en la interfase x_i del reactivo A. En la ecuación (14-148) el coeficiente de transferencia de masa k_L es el coeficiente de la reacción química, es decir, $k_L = \phi k_L^0$.

La concentración en la interfase x_i se calcula al combinar la relación de equilibrio $y_i = mx_i$ con la ecuación $k_G(y - y_i) = k_L(x_i - x)$ para obtener

$$x_i = \frac{y/m + (k_L/mk_G)x}{(1 + k_L/mk_G)} \qquad (14\text{-}150)$$

De acuerdo con la ec
razón k_L/mk_G es mucl
velocidad específica d

r_A

Esta es la **condición q**
gaseosa, que puede su
obtener la siguiente ec
en un sistema diluido:

$h_T = (G_M/$

En el otro extremo,
unidad, la concentraci
ximar mediante la rela
la velocidad específica

Fase gaseosa

Dire

y

FIG. 14-16 Perfiles de
para un sistema con reac
tada por la fase líquida y

FIG. 14-17 Efecto de
Rec. Trav. Chim., **67**, 56

De acuerdo con la ecuación (14-150), cuando k_L es muy grande y la razón k_L/mk_G es mucho mayor que la unidad, $x_i - x = yk_G/k_L$ y la velocidad específica de absorción está definida por la ecuación,

$$r_A = k_L(x_i - x) = k_G y \qquad (14\text{-}151)$$

Esta es la **condición que limita la transferencia de masa en la fase gaseosa**, que puede sustituirse en la ecuación (14-147) con objeto de obtener la siguiente ecuación para el cálculo de la altura de empaque en un sistema diluido:

$$h_T = (G_M/k_G a)\ln(y_1/y_2) = H_G \ln(y_1/y_2) \qquad (14\text{-}152)$$

En el otro extremo, cuando la razón k_L/mk_G es mucho menor que la unidad, la concentración en la interfase del reactivo A se puede aproximar mediante la relación de equilibrio $x_i = y/m$, y la expresión para la velocidad específica de absorción es

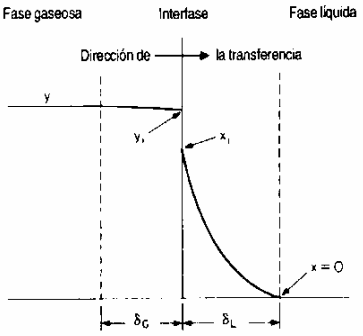


FIG. 14-16 Perfiles de concentración del soluto en las fases líquida y gaseosa para un sistema con reacción química, donde la transferencia de masa está limitada por la fase líquida y en el cual N_{Ha} es mayor que 3.

$$r_A = k_L(x_i - x) = k_L(y/m - x) \qquad (14\text{-}153)$$

Para las **reacciones químicas rápidas**, el reactivo A está, *por definición*, totalmente consumido en la película delgada cercana a la interfase del líquido. Por consiguiente, $x = 0$ y

$$r_A = k_L y/m = (k_L/\rho_L)c_i \qquad (14\text{-}154)$$

Esto se conoce como **condición que limita la transferencia de masa en la fase líquida**, como se muestra en la figura 14-16.

Un examen de las ecuaciones (14-147) y (14-154) revela que, para reacciones químicas rápidas en que la fase líquida limita la transferencia de masa, la única cantidad desconocida es el coeficiente de transferencia de masa k_L. Por lo tanto, el problema del diseño riguroso del absorbedor se reduce a la definición de la influencia de las reacciones químicas sobre k_L^0. Ya que el coeficiente físico de transferencia de masa k_L se conoce para varios tipos de empaque de la torre, conviene a menudo trabajar con la relación k_L/k_L^0, como se analiza en los siguientes párrafos.

Estimación de k_L para reacciones irreversibles En la figura 14-17 se muestra la influencia de las reacciones químicas irreversibles de primero o segundo orden sobre el coeficiente de transferencia de masa k_L, según el desarrollo de Van Krevelen y Hoftyzer [*Rec. Trav. Chim.*, **67**, 563 (1948)], precisado después aún más por Perry y Pigford y por Brian y cols. [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7**, 226 (1961)].

Las reacciones de primer orden y seudoprimer orden están representadas por la curva superior en la figura 14-17. Obsérvese que para las reacciones de primer orden, cuando el número de Hatta N_{Ha} es mayor que 3, el coeficiente de velocidad k_L se puede calcular mediante la fórmula

$$k_L = \sqrt{k_1 D_A} = \sqrt{(k_2 B^0) D_A} \qquad (14\text{-}155)$$

donde k_L = coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida; k_1 = coeficiente de velocidad de reacción de primer orden; $k_2 B^0$ = coeficiente de velocidad de reacción de pseudo primer orden y D_A = coeficiente de difusión del reactivo A gaseoso, en la fase líquida.

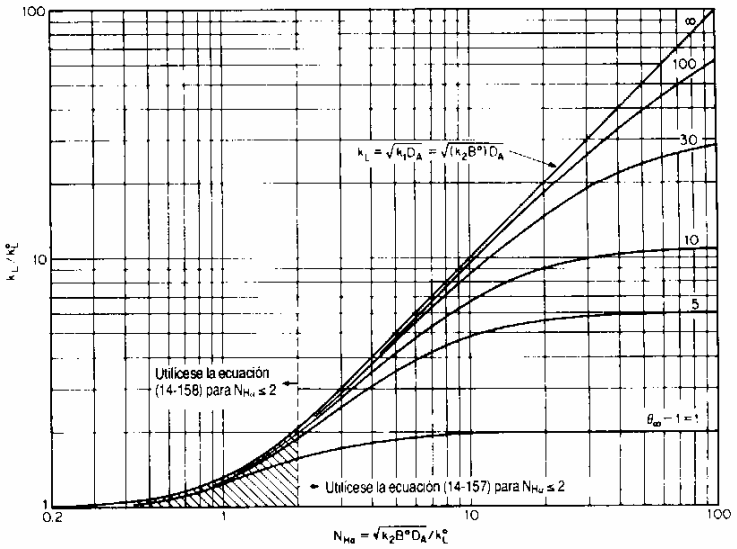


FIG. 14-17 Efecto de las reacciones químicas irreversibles sobre el coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida kL. [Adaptado de Van Krevelen y Hoftyzer, *Rec. Trav. Chim.*, 67, 563 (1948).]

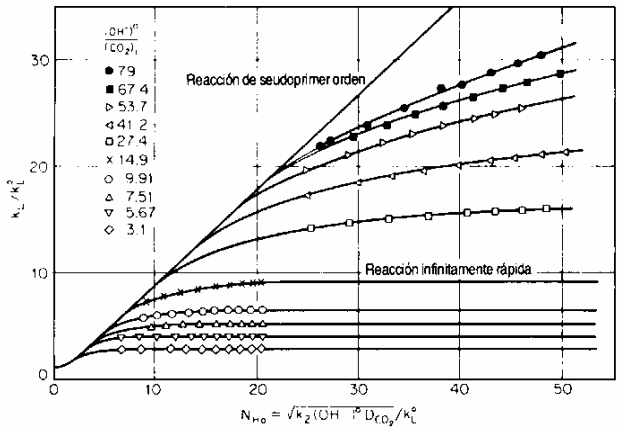


FIG. 14-18 Valores experimentales de k_L/k_L^0 *para la absorción de* CO_2 en soluciones de sosa cáustica a 20°C. [Datos de Nijsing y cols., *Chem. Eng. Sci.*, **10**, 58(1959).]

Los valores de los parámetros de las curvas que aparecen en la figura 14-17 fueron definidos originalmente a partir de la teoría de película como $(D_B/D_A)(B^0/\nu c_i)$, pero después se redefinieron como resultado de la teoría de la penetración a la definición de ($\phi_\infty - 1$), donde

$$\phi_\infty = \sqrt{D_A/D_B} + \sqrt{D_B/D_A}(B^0/\nu c_i) \qquad (14\text{-}156)$$

en la cual D_B = coeficiente de difusión del reactivo B en la fase líquida y ϕ_∞ = valor de k_L/k_L^0 para grandes valores de N_{Ha} que se aproximan al infinito.

Para propósitos de diseño, toda la gráfica de la figura 14-17 puede representarse por el siguiente par de ecuaciones:

Para $N_{Ha} \geq 2$:

$$k_L/k_L^0 = 1 + (\phi_\infty - 1)\{1 - \exp[-(N_{Ha} - 1)/(\phi_\infty - 1)]\} \qquad (14\text{-}157)$$

Para $N_{Ha} \leq 2$:

$$k_L/k_L^0 = 1 + (\phi_\infty - 1)\{1 - \exp[-(\phi_\infty - 1)^{-1}]\}\exp[1 - 2/N_{Ha}] \qquad (14\text{-}158)$$

donde el número de Hatta N_{Ha} se define como

$$N_{Ha} = \sqrt{k_2 B^0 D_A}/k_L^0 \qquad (14\text{-}159)$$

La ecuación (14-157) fue reportada por primera vez por Porter [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **44**(1), T25 (1966)] y la ecuación (14-158) fue obtenida por el autor.

La relación de Van Krevelen-Hoftyzer se probó experimentalmente para un sistema de segundo orden en el que el CO_2 reacciona con soluciones de NaOH o KOH. Dicha prueba experimental la realizaron Nijsing y cols. [*Chem. Eng. Sci.*, **10**, 88 (1959)], cuyos resultados para el sistema NaOH aparecen en la figura 14-18 y concuerdan perfectamente con la teoría de las reacciones de segundo orden. Los resultados del experimento se pueden describir por medio de las ecuaciones (14-156) y (14-157) cuando los valores de $\nu = 2$ y $D_A/D_B = 0.64$ se utilizan en las ecuaciones.

Por consiguiente, para reacciones químicas irreversibles y rápidas se pueden aplicar los principios del diseño riguroso del absorbedor al establecer, en primer lugar, los efectos de la reacción química sobre k_L y después, utilizar el balance de materia y las ecuaciones de velocidad adecuadas en la ecuación (14-147), para realizar la integración y calcular la altura requerida del empaque.

Para un absorbedor isotérmico que incluya un sistema diluido, en el cual ocurre una reacción química irreversible de primer orden que **limita la transferencia de masa en la fase líquida**, la ecuación de diseño para la torre empacada se obtiene como:

$$h_T = (mG_M/\sqrt{k_1 D_A}a)\ln(y_1/y_2) \qquad (14\text{-}160)$$

Para un sistema diluido, en el que la condición que **limita la transferencia de masa en la fase líquida** es válida y en el cual está incluida una reacción muy rápida de segundo orden y para un valor de N_{Ha} muy grande, la ecuación

$$k_L/k_L^0 = \phi_\infty = \sqrt{D_A/D_B} + \sqrt{D_B/D_A}(B^0/\nu c_i) \qquad (14\text{-}161)$$

es válida y da por resultado la siguiente ecuación para calcular la altura del empaque en una torre empacada:

$$h_T = \frac{mG_M}{k_L^0 a}\sqrt{\frac{D_B}{D_A}}\int_{y_2}^{y_1}\frac{dy}{\dfrac{mB^0 D_B}{\nu\rho_L D_A} + y} \qquad (14\text{-}162)$$

La evaluación de la integral de la ecuación (14-162) requiere el conocimiento de la concentración masiva en la fase líquida de B en función de y. Esta relación se obtuvo por medio de un balance de materia en la torre, como lo demuestra la ecuación (14-149). Por lo general, para este cálculo se requiere integración numérica por un método de cuadratura como, por ejemplo, la regla de Simpson.

Estimación de k_L para reacciones reversibles Cuando la reacción es de la forma $A \rightleftharpoons B$, donde B es un producto no volátil y la constante de equilibrio está definida por $c_B = K_{eq}\,c_A$, la expresión para calcular k_L se vuelve extremadamente compleja. Un buen análisis de esta situación aparece en *Mass Transfer* por Sherwood, Pigford y Wilke (McGraw-Hill, New York, 1975, p. 317). Los tres casos límite se listan a continuación:

1. Para reacciones muy lentas:

$$\lim_{k_1 \to 0} k_L = k_L^0 \qquad (14\text{-}163)$$

2. Para reacciones extremadamente rápidas, donde K_{eq} es muy grande,

$$\lim_{\substack{k_1 \to \infty \\ K_{eq} = \infty}} k_L = \sqrt{k_1 D_A} \qquad (14\text{-}164)$$

3. Para reacciones extremadamente rápidas, donde K_{eq} es finita,

$$\lim_{k_1 \to \infty} k_L = (1 + K_{eq})k_L^0 \qquad K_{eq} = \text{finita} \tag{14-165}$$

Cuando se puede aplicar una de estas tres condiciones, la ecuación de diseño adecuada se obtiene por sustitución en la ecuación (14-147), seguida por la integración de la relación resultante.

Algunas situaciones más complejas que incluyen reacciones reversibles se analizan en *Mass Transfer* (*ibid.*, pp. 336-343).

Absorción simultánea de dos gases reactivos En la absorción física de múltiples componentes la presencia de un gas no afecta las velocidades de absorción de los otros gases. Cuando están incluidas reacciones químicas en las que dos o más gases compiten por el mismo reactivo en la fase líquida, la selectividad de absorción puede verse afectada por la selección de las condiciones de diseño y la situación puede complicarse en extremo, desde el punto de vista del diseñador.

La obra clásica al respecto es la de Ramachandran y Sharma [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **49**, 253 (1971)] y se recomienda a quienes necesiten más detalles. Se ofrecen las siguientes referencias como un muestreo de la literatura sobre el tema:

- *CO_2 and H_2S.* Danckwerts y Sharma, *Chem. Eng. (London)*, **CE244-280** (octubre 1966); Onda, *et al.*, *J. Chem. Eng. Japan*, **5**, 27 (1972); Rivas y Prausnitz, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **25**, 975 (1979).
- *CO_2 and SO_2.* Goettler y Pigford, *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **28**, 1 (1968); Teramoto *et al.*, *Int. Chem. Eng.*, **18**, 250 (1978).
- *SO_2 and NO_2.* Takeuchi y Yamanaka, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **17**, 389 (1978).

Desorción con reacción química Cuando están incluidas reacciones químicas en una operación de separación, el problema de diseño puede ser muy complejo. De hecho se conoce menos sobre este importante proceso que lo que se conoce sobre la absorción. Una obra clásica al respecto es la de Shah y Sharma [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **54**, 1 (1976)] que se recomienda a quienes necesiten más detalles.

En la subsección "Diseño de los sistemas de absorción de gas" se estableció que el tiempo de residencia en la fase líquida y, por consiguiente, la retención de líquido, se consideran con frecuencia los parámetros más importantes de diseño para las torres de separación. Si la ecuación (14-138) se redefine para representar el proceso de separación, para una reacción en la fase líquida extremadamente lenta en la que $R_A = k_1 c$, entonces se descubre que la retención de líquido será un factor importante sólo cuando la razón $k_1 \rho_L f_H / k_L^0 a$ es inferior a la unidad. Por consiguiente, es posible asegurarse de que la velocidad de reacción en la fase líquida no es el factor limitante al incrementar la temperatura y la retención de líquido, hasta que la razón sea mayor o igual a la unidad. El método preferido en la actualidad consiste en basar el diseño en una experiencia comercial anterior.

Empleo de la literatura para sistemas específicos Gran cantidad de datos experimentales obtenidos en unidades de laboratorio o en torres empacadas de diámetro pequeño han sido publicadas desde el principio de la década 1940-1950. Si se desea considerar el empleo de estos datos para un sistema particular con reacción química como base para el escalamiento de un diseño comercial, se recomienda la mayor precaución en la interpretación de dichos datos para el desarrollo de los diseños comerciales, ya que extrapolaciones de este tipo de información pueden dar por resultado errores graves. La extrapolación de las temperaturas, presiones o las diferentes conversiones del reactivo en la fase líquida respecto a las utilizadas originalmente por el investigador deben considerarse con gran precaución.

La bibliografía presentada en las referencias generales al principio de esta sección son una excelente fuente de información sobre los sistemas específicos con reacción química. *Mass Transfer*, de Sherwood, Pigford y Wilke (McGraw-Hill, New York, 1975) contiene una buena bibliografía de las publicaciones clave de datos experimentales. *Gas-Liquid Reactions*, de P. V. Danckwerts (McGraw-Hill, New York, 1970) incluye una tabla de referencias en la introducción (pp. 1-5) sobre los sistemas específicos con reacción química. También, *Gas-Liquid-Solid Reactor Design*, de Y. T. Shah (McGraw-Hill, New York, 1979) contiene un buen resumen de referencias de los datos experimentales para los sistemas con reacción química en la tabla 2-3 (p. 34). Por último, *Gas Purification*, de Kohl y Riesenfeld (Gulf Publishing, Houston, 1979) presenta datos y referencias para muchos sistemas con reacción química que actualmente son de interés comercial.

Para la búsqueda de datos sobre un sistema en particular debe considerarse seriamente el servicio computarizado de búsqueda de *Chemical Abstracts*, *Engineering Index* y National Technical Information Service (NTIS). Aunque la computadora de NTIS sólo contiene información publicada después de 1970, se puede suponer en términos generales que la mayor parte de las publicaciones anteriores a 1970 se encuentran en las bibliografías de los artículos actuales sobre el tema.

Por lo general, los datos experimentales para el sistema CO_2-NaOH-Na_2CO_3 son bien conocidos como resultado del trabajo de muchos investigadores. Un estudio serio de los datos y la teoría para este sistema se recomienda como base para desarrollar una buena comprensión del tipo y la calidad de la información experimental que se necesita para propósitos de diseño.

Además de los datos para el CO_2, se puede encontrar fácilmente en la literatura información para los siguientes sistemas: O_2, Cl_2, NH_3, NO_2, NO, SO_2, SO_3, H_2S, COS, CS_2, HCl, HBr, HCN, H_2, $COCl_2$, PCl_3, olefinas, dienos y vapor de agua.

OTROS TIPOS DE ABSORBEDORES DE GAS

Introducción A pesar de que las torres de platos y empacadas son los dispositivos que con más frecuencia se utilizan en los sistemas industriales de absorción de gas, otros tipos de equipo merecen consideración y, en ocasiones, pueden tener ventajas indudables, como se analiza en los siguientes párrafos. Nagel y cols. [*Int. Chem. Eng.*, **21**, 161 (1981)] han presentado una comparación del área eficaz de transferencia de masa por unidad de volumen del reactor, para todos los tipos de reactores, en relación con la disipación de potencia por unidad de volumen del reactor y por unidad de volumen del gas que pasa a través de él. Los autores describen un procedimiento para desarrollar los diagramas de trabajo para el escalamiento de los datos de planta piloto a diseños comerciales. En la **sección 18** se analizan algunas de las características físicas clave y los parámetros del diseño mecánico relacionados con estos dispositivos.

Tanques agitados Los recipientes agitados mecánicamente se pueden utilizar en los sistemas que incluyan reacciones químicas, en los que primero se absorbe el gas, que después reacciona con un componente en solución. Los tanques agitados son especialmente ventajosos cuando ocurren reacciones muy lentas en la fase líquida, que requieren mucho más tiempo de residencia del líquido que el que se puede proporcionar en forma conveniente en un absorbedor tipo torre. Los tanques agitados también presentan ventajas cuando existen grandes efectos de calor, debido a las velocidades relativamente altas de transferencia de calor que se pueden alcanzar, si se emplean superficies inmersas con agitación. Por lo general, los reactores agitados están diseñados para lograr un retromezclado completo de las fases líquida y gaseosa, de tal manera que las ventajas del flujo a contracorriente se pierden y la operación en etapas puede ser necesaria.

Debido a los valores relativamente elevados de $k_L^0 a$ que se pueden obtener para algunas aplicaciones, los absorbedores agitados tienen cierta ventaja en dimensiones y consumo de energía sobre las torres empacadas, pero están limitados por un paso muy reducido de gas,

inferior a 0.05 m/s (10 ft/min), que es aproximadamente la velocidad de ascención de las burbujas de gas en el líquido. El parámetro clave de diseño es la retención de gas en fracción volumen ε, porque el diámetro de la burbuja d_b y el coeficiente k_L^0 no varían mucho y $k_L^0 a$ depende básicamente de a, que para burbujas esféricas está definido como $a = 6\varepsilon / db$. La retención de gas excede en raras ocasiones el valor de 0.3 a 0.4. Sideman y cols. [*Ind. Eng. Chem.*, **58**(7), 32 (1966)] efectúan una excelente revisión de este tema. Uchida y cols. [*Can. J. Chem. Eng.*, **56**, 690 (1978)] analizan la teoría de la absorción de gas en reactores de tanque agitado y presentan datos experimentales sobre la absorción de SO_2 en un precipitado de piedra caliza. En este caso debe considerarse la resistencia a la transferencia de masa entre el líquido y las partículas sólidas, además de las resistencias que normalmente se encuentran en las fases líquida y gaseosa.

Torres rociadas Un reactor de torre rociada es similar a los de tanque agitado, con excepción de que la eficiencia de transferencia de masa y calor es más baja. Por lo general, las torres rociadas son más económicas que los reactores agitados, para servicio de alta presión, debido al costo elevado de los sellos mecánicos para los agitadores en los tanques de alta presión.

En los reactores rociados, el mezclado en la fase líquida será completo, incluso cuando la razón altura a diámetro sea tan grande como 10:1, y normalmente, como primera aproximación se puede suponer que el gas asciende con flujo tapón. El tiempo de contacto del gas está regulado por la velocidad de las burbujas ascendentes y, en consecuencia, las velocidades de paso del gas son relativamente bajas, en comparación con los absorbedores de gas tipo torre de platos o empacada. Al igual que en los tanques agitados, k_L^0 varía poco en relación con las condiciones de operación y $k_L^0 a$ depende básicamente de a, la cual varía en forma considerable.

Juvekar y Sharma [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **55**, 77 (1977)] analizan y comparan las relaciones teóricas de diseño para los contactores de burbuja en columna con las de los absorbedores tipo torre de platos o empacada. Un excelente análisis de las consideraciones incluidas en el diseño de los reactores comerciales con gas rociado lo presentaron H. W. Prengle Jr. y N. Barona en un artículo sobre la oxidación en fase líquida de los hidrocarburos (*Hydrocarbon Process*, November 1970, pp. 159-175). Más recientemente, Deckwer [*Int. Chem. Eng.*, **19**, 21 (1979)] analizó el modelado y escalamiento de los reactores de burbuja en columna.

Sharma y Mashelkar [*Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **28** (1968)] presentan los datos experimentales sobre la absorción de CO_2 en varias soluciones reactivas en un reactor de burbuja en columna. Akita y Yoshida [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **12**, 76 (1973)] reportan sobre los amplios estudios realizados en la absorción de gas con columnas de burbujeo cuyos diámetros varían entre 0.15 y 0.60 m, con alturas de líquido aereado hasta de 3 m, utilizando un solo rociador de orificio de 0.5 cm.

Torres o cámaras de rocío En la actualidad, los absorbedores de rocío se aplican en escala comercial a los sistemas para la eliminación del SO_2 presente en los gases de combustión de la caldera, que salen de las grandes centrales de generación de energía operadas con carbón. Los absorbedores de rocío son particularmente ventajosos cuando se requiere una baja caída de presión y cuando materia en forma de partículas puede estar contenida en la corriente de entrada de gas. Por lo general, no existe material de empaque en un absorbedor de rocío.

Los tiempos de residencia de la fase líquida en los absorbedores de rocío son muy pequeños, del orden de 1 a 10 s, al igual que los tiempos de contacto del gas. Por lo tanto, los absorbedores de rocío están limitadas por una absorción relativamente fácil y se pueden aplicar, en especial, a los sistemas en que la velocidad de transferencia está limitada por la transferencia de masa en la fase gaseosa. Esta condición existe cuando la resistencia en la fase líquida es despreciable y la contrapresión del soluto sobre el líquido es pequeña (existe alta solubilidad).

El área superficial para la transferencia de masa entre las fases de gas y líquido está relacionada con el volumen total de retención de líquido por unidad de volumen de la cámara de rocío y con el diámetro medio de Sauter d_s de las gotas de rocío. El diámetro medio de Sauter se define en términos de la razón del área total de superficie de líquido, generada dentro del absorbedor dividido entre el volumen total de líquido rociado, es decir,

$$\frac{(\text{Superficie de líquido generada/tiempo})}{(\text{Volumen de líquido rociado/tiempo})} = \frac{6}{d_s} \qquad (14\text{-}166)$$

Cuando se incluye el efecto producido por la retención de líquido, la razón de la superficie de líquido al volumen dentro de una cámara vertical a contracorriente o un absorbedor horizontal de rocío con flujo transversal se define mediante la ecuación

$$a = (Q_L/A_L)(6/u_L d_s) \qquad (14\text{-}167)$$

donde a = razón de la superficie al volumen dentro de la cámara; Q_L = velocidad de inyección del líquido; A_L = área total de la sección transversal de la cámara, perpendicular a la dirección de flujo del líquido; d_s = diámetro medio de Sauter y u_L = velocidad promedio de las gotas individuales de líquido en dirección vertical.

A pesar de que las toberas de rocío pueden crear áreas de líquido muy elevadas cerca de la tobera, el área superficial se suele reducir rápidamente debido al mecanismo de coalescencia de la gota, en el que las gotitas se unen para formar gotas más grandes. Por consiguiente, el valor correcto del diámetro medio de Sauter a utilizar en la ecuación (14-167) es un promedio en todo el volumen de la cámara y no el valor local medido en las cercanías de las toberas.

En las **torres verticales de rocío** el gas fluye hacia arriba en forma vertical y el líquido se rocía hacia abajo, en las diferentes estaciones dentro de la torre, así como de los lados. En estas torres, la razón altura a diámetro en la sección de rocío suele ser baja (del orden de 2:1) y, por lo general, la velocidad del gas no puede exceder aproximadamente los 2.3 m/s (7.5 ft/s), porque se presenta un arrastre excesivo de gotitas muy finas de líquido a velocidades más elevadas. El gas tiende a un retromezclado completo en una torre vertical debido al arrastre de gas por la acción de los rocíos. La ecuación de diseño correcta para un sistema en el que la transferencia de masa está limitada por la fase gaseosa en una torre vertical de rocío es, en consecuencia,

$$y_2/y_1 = 1/(1 + N_G) \qquad (14\text{-}168)$$

donde y_1 y y_2 son las fracciones mol de soluto en la fase gaseosa en el fondo y la parte superior de la torre, respectivamente, y N_G representa el número de unidades de transferencia de masa en la fase gaseosa, que está definido por la ecuación

$$N_G = k_G a V / n_G \qquad (14\text{-}169)$$

donde $\hat{k}_G$ = coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa; a = razón superficie a volumen dentro de la torre; V = volumen total de la sección de rocío y n_G = velocidad del gas.

Mehta y Sharma [*Br. Chem. Eng.*, **15**, 1440 y 1556 (1970)] reportan sobre las mediciones realizadas en una pequeña cámara vertical de rocío, al igual que Pigford y Pyle [*Ind. Eng. Chem.*, **43**(7), 1649 (1951)]. H. N. Head [*National Technical Information Service (NTIS)*, **PB-274,544** (U.S. Department of Commerce, September 1977)] informó sobre las pruebas de comportamiento a escala piloto, en un cámara vertical de rocío, para la eliminación de SO_2. Un resumen breve de estas pruebas aparece en el informe de la Environmental Protection Agency EPA 625/2-76-010 (1976).

En las **cámaras horizontales de rocío con flujo transversal**, el gas pasa horizontalmente a través de un tubo de sección transversal circular o rectangular. El líquido se rocía verticalmente hacia abajo en forma perpendicular a la dirección del flujo de gas y, en ocasiones, por los lados de la cámara. Las velocidades permitidas de gas en las cámaras horizontales con flujo transversal son más elevadas que en las de flujo vertical, y suelen ser aproximadamente de 7 m/s (23 ft/s). El gas se encuentra bien mezclado en forma radial, por la acción de los rociadores, en las cámaras con flujo transversal, pero no en forma axial (en la dirección del flujo de gas). La ecuación de diseño para un sistema en

que la transferencia
cámara de rocío con

donde todos los símb
nes (14-168) y (14-1
La comparación d
para una especificac
los absorbedores hor
ría, menos unidades
verticales. Por ejem
unidades para una el
unidad vertical se ne
observarse que, para
lores del coeficiente
lumen total de una c
significativamente n
Edwards y Huang
algunos de los princ
con flujo transversal
en el trabajo de Ed
Engineers, Houston
la patente U.S. Núm
lizan los conceptos
con flujo transversa
Depuradores Ve
ren para la eliminac
ción a la absorción d
eficiente del líquid
características impo
rada de contacto en
caída de presión rel
cuencia, hay un co
absorbedor de rocío
En las aplicacion
encuentran, hasta ci
del flujo de gas y lí
diseño característio
gas y el líquido se
remoción fracciona
mo $(1 - y_1/y_2)$ y está

Eliminación =

donde la eficiencia

$E = (y$

y

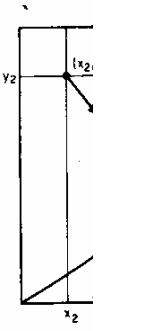


FIG. 14-19 Diagra
mismo sentido.

que la transferencia de masa está limitada por la fase gaseosa en una cámara de rocío con flujo transversal es

$$y_2/y_1 = \exp(-N_G) \qquad (14\text{-}170)$$

donde todos los símbolos son idénticos a los definidos en las ecuaciones (14-168) y (14-169).

La comparación de las ecuaciones (14-168) y (14-170) indica que, para una especificación de eliminación de soluto, por ejemplo, 90%, los absorbedores horizontales con flujo transversal requieren, en teoría, menos unidades de transferencia de masa que los absorbedores verticales. Por ejemplo, la unidad horizontal requiere, en teoría, 2.3 unidades para una eliminación de 90% de soluto, en tanto que para una unidad vertical se necesita un valor de $N_G = 9$. En consecuencia, debe observarse que, para las mismas eliminaciones de soluto e iguales valores del coeficiente volumétrico de transferencia de masa $k_G a$, el volumen total de una cámara horizontal de rocío con flujo transversal es significativamente menor que el de una torre vertical de rocío.

Edwards y Huang [*Chem. Eng. Prog.*, **73**(8), 64 (1977)] analizan algunos de los principios del diseño de los absorbedores horizontales con flujo transversal. Datos y análisis adicionales se pueden encontrar en el trabajo de Edwards y Huang (American Institute of Chemical Engineers, Houston, marzo 1977, **MS No. 9127**, Lib. Ref. 83N) y en la patente U.S. Núm. **4 269 812** (mayo 26, 1981), en los cuales se analizan los conceptos básicos de diseño de los depuradores horizontales con flujo transversal.

Depuradores Venturi Por lo general, estos depuradores se prefieren para la eliminación de partículas de una corriente de gas, en oposición a la absorción de vapores solubles; sin embargo, una atomización eficiente del líquido y un buen contacto entre el gas y el líquido son características importantes de estos dispositivos. La eficiencia mejorada de contacto en un depurador Venturi se obtiene a expensas de una caída de presión relativamente grande en el lado del gas y, en consecuencia, hay un consumo de energía mayor en comparación con un absorbedor de rocío.

En las aplicaciones de absorción de gas, los depuradores Venturi se encuentran, hasta cierto punto, limitados por la naturaleza concurrente del flujo de gas y líquido. En la figura 14-19 aparece el diagrama de diseño característico de un absorbedor de flujos paralelos, en el cual el gas y el líquido se alimentan por la parte superior de la unidad. La remoción fraccionaria de soluto para un sistema diluido se define como $(1 - y_1/y_2)$ y está dada por la ecuación

$$\text{Eliminación} = E(1 - mx_2/y_2)/(1 + mG_M/L_M) \qquad (14\text{-}171)$$

donde la eficiencia de transferencia de masa E se define como

$$E = (y_2 - y_1)/(y_2 - y_1^*) = 1 - e^{-N_G} \qquad (14\text{-}172)$$

y

$$N_G = (K_G a RT/p_T)t_c \qquad (14\text{-}173)$$

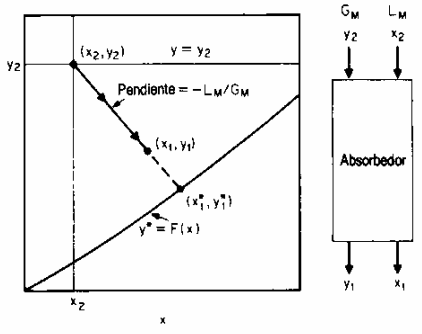


FIG. 14-19 Diagrama de diseño para un absorbedor con flujos paralelos en el mismo sentido.

donde N_G = número de unidades totales de transferencia de masa en la fase gaseosa; $K_G a$ = coeficiente volumétrico global de transferencia de masa en la fase gaseosa, para sistemas diluidos; R = constante del gas; T = temperatura del gas; p_T = presión total, y t_c = tiempo de contacto eficaz del gas y el líquido.

De acuerdo con la figura 14-19, la eliminación máxima de soluto en un depurador Venturi es equivalente a la de una etapa de equilibrio. La razón de la eficiencia de transferencia de masa E determina hasta dónde puede desplazar el proceso la línea de operación hacia la de equilibrio, y está relacionada directamente con el número de unidades de transferencia de masa en la fase gaseosa por medio de la ecuación (14-172). El número de unidades de transferencia que se puede lograr en forma característica en un depurador Venturi está en el intervalo de $N_G = 1$ a $N_G = 2$.

H. N. Head [*National Technical Information Service (NTIS)*, **PB-274 544** (U.S. Dept. of Commerce, September 1977)] ha reportado sobre las pruebas de comportamiento a escala piloto de un depurador Venturi para la eliminación de SO_2. Una obra definitiva sobre el tema del diseño de los depuradores Venturi es la de Yung, Calvert y Barbarika [*NTIS*, **PB-271, 515** (U.S. Dept. of Commerce, agosto 1977)].

Absorbedores de película descendente Estos dispositivos son importantes en las aplicaciones comerciales en las que el calor liberado durante la absorción es elevado y se determina el empleo de una superficie de transferencia de calor adyacente al líquido. El arreglo usual consiste en hacer que el flujo del absorbente líquido descienda en forma de película dentro de los tubos de un intercambiador de calor cuyo haz esté orientado verticalmente, con el flujo de refrigerante en el lado de la cubierta. El gas de alimentación se puede introducir por la parte superior (flujo paralelo) o por el fondo (contracorriente) del intercambiador de calor. Un problema difícil de diseño es la distribución del líquido en forma uniforme en los perímetros superiores de la gran cantidad de tubos en la parte superior del intercambiador, porque la desviación del gas es un aspecto importante si se requiere una eliminación grande de soluto.

Al diseñar una unidad de película descendente vale la pena verificar el incremento máximo posible de temperatura en la película de líquido, mediante la siguiente ecuación:

$$\Delta T_{máx} = (-\Delta H)(k_G/h)(y - y_i)_{máx} \qquad (14\text{-}174)$$

donde $\Delta T_{máx}$ = incremento máximo de temperatura en la película de líquido; k_G = coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa; h = coeficiente de transferencia de calor; $-\Delta H$ = calor de absorción del soluto, y $(y - y_i)_{máx}$ = fuerza de impulso máxima en la fase gaseosa dentro del aparato.

Si el incremento de temperatura calculado por la ecuación (14-174) es pequeño se pueden utilizar los métodos de diseño clásicos, como, por ejemplo, el isotérmico o el adiabático, para las torres empacadas, considerando el incremento de temperatura que existirá en el refrigerante (lado de la coraza) del intercambiador.

La razón superficie a volumen para un absorbedor de película descendente se define como $a = 4/d_t$. Para un tubo de 25 mm (1 in) de diámetro interno, la razón superficie a volumen es 160 m^{-1} (49 ft^{-1}), que es bastante grande en comparación con los otros tipos de dispositivos de absorción de gas. El valors $\hat{k}_G a$ para un número de Reynolds en la fase gaseosa de 10 000 en un tubo de 25 mm es aproximadamente 0.223 kmol/(s · m^3) es decir, [(50 lb · mol)/(h · ft^3)].

Al determinar el diseño de un absorbedor de película descendente es necesario comprobar las restricciones de inundación, caída de presión y rompimiento de la película. La última condición es función del flujo local de calor y puede dar por resultado la formación de remolinos en el tubo, alternados con áreas secas en las paredes del tubo.

Hikita y cols. [*J. Chem. Eng. Japan*, **11**, 96 (1978)] y [*Can. J. Chem. Eng.*, **57**, 578 (1979)] han publicado dos excelentes estudios teóricos y experimentales sobre columnas con paredes húmedas con flujos paralelos y a contracorriente. El libro *Mass Transfer* de Sherwood, Pigford y Wilke (McGraw-Hill, New York, 1975) contiene un buen análisis (pp. 203-214). Guerreri y King [*Hydrocarbon Process.*, **53**(1), 131 (1974)] describen una interesante aplicación comercial de un absorbedor de película descendente y un procedimiento para su diseño.

Sección 15

Extracción líquido-líquido

Lanny A. Robbins, Ph. D., *Research Scientist, Dow Chemical Company; Member, American Institute of Chemical Engineers, Sigma Xi*

INTRODUCCIÓN

Empleos de la extracción líquido-líquido 15-3
Definiciones 15-4

EQUILIBRIOS DE FASES

Coeficientes de distribución 15-5
Diagramas de fases 15-5
Bases termodinámicas de los equilibrios líquido-líquido 15-7
Ejemplo 1 15-7
Interacciones del enlace de hidrógeno 15-7
Datos experimentales de equilibrio 15-8
Propiedades deseables del disolvente 15-8

MÉTODOS DE CÁLCULO

Etapa sencilla 15-15
Etapas teóricas con flujo transversal 15-15
Etapas teóricas a contracorriente 15-15
Método del triángulo recto 15-15
Ejemplo 2 15-16
Métodos abreviados 15-16
Ejemplo 3 15-17
Ejemplo 4 15-18
Cálculo de las unidades de transferencia de masa a contracorriente 15-19
Ejemplo 5 15-19
Eficiencia de la etapa y la altura de una etapa teórica o unidad de transferencia 15-19
Etapas de fraccionamiento 15-20
Transferencia de calor líquido-líquido a contracorriente 15-21

REFERENCIAS GENERALES: Foust, Wenzel, Clump, Maus, y Anderson, *Principles of Unit Operations*, 2d. ed., Wiley, New York, 1980. Hanson, *Recent Advances in Liquid-Liquid Extraction*, Pergamon, New York, 1971. Schweitzer, *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, New York, 1979. Sorenson y Arlt, *Liquid-Liquid Equilibrium Data Collection*, DECHEMA, Frankfurt, Germany, 1979. Treybal, *Liquid Extraction*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1963. Treybal, *Mass-Transfer Operations*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1980. Wisniak y Tamir, *Liquid-Liquid Equilibrium and Extraction: A Literature Source Book*, part A, Elsevier, Amsterdam, 1981.

Nomenclatura

Símbolo	Definición
a	Área de transferencia de masa por unidad de volumen de la torre
A^*	Actividad del soluto
A_t	Área de la sección transversal de la torre
C	Capacidad calorífica
E	Peso (o velocidad de flujo de masa) del extracto
E'	Peso (o velocidad de flujo de masa) del disolvente de extracción considerado sólo en el extracto
$\mathscr{E}$	Factor de extracción (pendiente de la línea de equilibrio/pendiente de la línea de operación)
F	Peso (o velocidad de flujo de masa) de la alimentación
F'	Peso (o velocidad de flujo de masa) del disolvente de alimentación considerado sólo en la alimentación
HETS	Altura equivalente a una etapa teórica
H_e	Altura de una unidad de transferencia atribuida a la fuerza impulsora, en la fase del extracto
H_{oe}	Altura de una unidad de transferencia, basada en la fuerza impulsora global en las concentraciones del refinado
H_r	Altura de una unidad de transferencia, atribuida a la fuerza impulsora en la fase del refinado
k	Coeficiente de transferencia de masa
K	Coeficiente de distribución en fracciones en peso
K^*	Coeficiente de distribución en fracciones mol
K'	Coeficiente de distribución en coordenadas de Bancroft (razón de pesos)
m	Pendiente de la línea de equilibrio, en coordenadas de Bancroft
N	Número de etapas teóricas (de equilibrio)
N_{oh}	Número de unidades de transferencia de calor, basado en la fase caliente
N_{or}	Número de unidades de transferencia de masa, basado en la fuerza global de impulso, en la concentración de refinado
R	Peso (o velocidad de flujo de masa) del refinado
R'	Peso (o velocidad de flujo de masa) del disolvente de alimentación considerado sólo en el refinado
S	Peso (o velocidad de flujo de masa) de la corriente del disolvente de extracción
S'	Peso (o velocidad de flujo de masa) del disolvente de extracción, exclusivamente
t	Temperatura de la fase fría (extracto)
T	Temperatura de la fase caliente (refinado)
U_o	Coeficiente global de transferencia de calor
W	Peso (o velocidad de flujo de masa) de la fase o corriente de lavado
W'	Peso (o velocidad de flujo de masa) del disolvente de lavado exclusivamente
x	Fracción en peso del soluto en la fase de alimentación (refinado)
x^*	Fracción mol de soluto en la fase de alimentación (refinado)
X	Peso de soluto/peso del disolvente de alimentación, en la fase de alimentación (refinado)
y	Fracción en peso de soluto en la fase del extracto
y^*	Fracción mol de soluto en la fase del extracto
Y	Peso de soluto/peso del disolvente de extracción en el extracto
z	Fracción en peso de soluto

Símbolos griegos

α	Factor de separación relativa (selectividad)
γ	Coeficiente de actividad del soluto

Subíndices

1, 2,	
e	Corriente que sale de la etapa 1, 2, etc.
f	Fase o corriente de extracto
r	Fase o corriente de alimentación
s	Fase o corriente de refinado
m	Fase o corriente del disolvente de extracción
	Mezcla
Δ	Delta (o diferencia) de la mezcla

Superíndices

A	Caso A
B	Caso B
C	Caso C

INTRODUCCIÓN

La **extracción líquido-líquido** es un proceso para separar componentes en solución mediante su distribución en dos fases líquidas inmiscibles. Este proceso se conoce también como **extracción líquida** o **extracción con disolvente**; sin embargo, este último término puede prestarse a confusión, porque también se aplica a la lixiviación de una sustancia soluble contenida en un sólido.

Ya que la extracción líquido-líquido involucra transferencia de masa de una fase líquida a una segunda fase líquida inmiscible, el proceso se puede realizar en varias formas. El ejemplo más sencillo involucra la transferencia de un componente de una mezcla binaria a una segunda fase líquida inmiscible. Un ejemplo es la extracción líquido-líquido de una impureza contenida en el agua de desperdicio mediante un disolvente orgánico. Esto es similar al agotamiento o absorción en la que se transfiere masa de una fase a otra. La transferencia del componente disuelto (soluto) se puede mejorar por la adición de agentes "desaladores" a la mezcla de alimentación o la adición de agentes "formadores de complejos" al disolvente de extracción. En algunos casos se puede utilizar una reacción química para mejorar la transferencia como, por ejemplo, el empleo de una solución cáustica acuosa, para extraer fenoles de una corriente de hidrocarburos. Un concepto más complicado de la extracción líquido-líquido se utiliza en un proceso para separar completamente dos solutos. Un disolvente primario de extracción se utiliza para extraer uno de los solutos presentes en una mezcla (en forma similar al agotamiento en destilación) y un disolvente lavador se utiliza para depurar el extracto libre del segundo soluto (semejante a la rectificación en destilación).

EMPLEOS DE LA EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO

La extracción líquido-líquido se utiliza principalmente cuando la destilación no es práctica o su empleo es demasiado costoso. Puede ser más práctica que la destilación cuando la volatilidad relativa de dos componentes se encuentra entre 1.0 y 1.2. También puede ser más económica que la destilación o la separación con vapor de una impureza disuelta en el agua de desperdicio cuando la volatilidad relativa del soluto respecto al agua es menor que 4. En un caso, analizado por Robbins [*Chem. Eng. Prog.*, **76** (10), 58 (1980)], la extracción líquido-líquido fue más atractiva, desde el punto de vista económico, que la adsorción en lechos de carbón o resina como un proceso de pretratamiento para la destoxificación del agua de desperdicio antes del tratamiento biológico.

En otros casos, los componentes a separar pueden ser sensibles al calor, como, por ejemplo, los antibióticos, o relativamente no volátiles, como las sales minerales, y la extracción líquido-líquido puede ser el proceso de separación más eficaz desde el punto de vista económico. Sin embargo, el empleo potencial de la destilación debe evaluarse cuidadosamente antes de considerar la extracción líquido-líquido. Por lo general, un proceso de extracción requiere: 1) extracción líquido-líquido; 2) recuperación del disolvente, y 3) desolventización del refinado.

Varios ejemplos de los procesos de extracción líquido-líquido eficaces desde el punto de vista de costos incluyen la recuperación del ácido acético a partir del agua (véase la Fig. 15-1) utilizando éter etílico o acetato de etilo, como lo describe Brown [*Chem. Eng. Prog.*, **59**(10), 65 (1963)], o la recuperación de los fenoles a partir del agua, como lo describe Lauer, Littlewood y Butler [*Iron Steel Eng.*, **46**(5), 99 (1969)], con acetato de butilo o éter isopropílico, como lo describe Wurm [*Glückauf*, **12**, 517 (1968)], o con metil isobutil cetona, como lo describe Scheibel ["Liquid-Liquid Extraction" en Perry & Weissburg (eds.), *Separation and Purification*, 3d ed., Wiley, New York, 1978, cap. 3]. El disolvente se recupera por destilación y el refinado se desolventiza, mediante separación con vapor. En algunos casos, el disolvente de extracción puede tener un punto de ebullición más elevado que el soluto, para lograr un consumo reducido de energía, pero una acumulación de componentes pesados en el disolvente recirculado puede crear otro problema.

El proceso Udex (véase la Fig. 15-2) es un proceso de fraccionamiento líquido-líquido eficaz desde el punto de vista económico para la separación de aromáticos contenidos en alifáticos, como lo describe Grote [*Chem. Eng. Prog.*, **54**(8), 43 (1958)]. En este proceso, el disolvente de extracción, dietilén o trietilenglicol, se recupera por destilación con vapor y las corrientes de refinado y extracto se desolventizan por la extracción con agua. Modificaciones subsecuentes al proceso descritas por Symoniak, Ganju y Videira [*Hidrocarbon Process.*, 139 (Septiembre 1981)] utilizan tetraetilenglicol como disolvente de extracción y una mezcla de alifáticos ligeros y benceno como disolvente lavador del extractor principal. El condensado de agua procedente de la destilación con vapor se utiliza para extraer el disolvente de extracción residual en las corrientes de refinado y extracto, de tal manera que se elimine la destilación para el secado del disolvente de extracción.

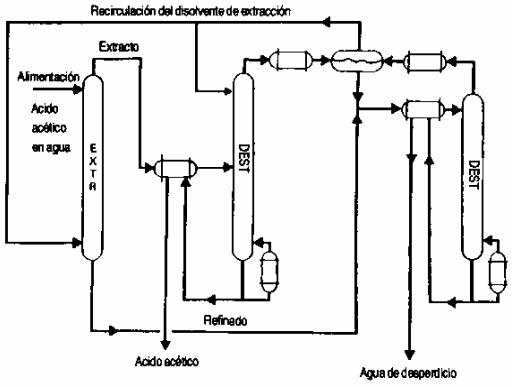


FIG. 15-1 Extracción con disolvente del ácido acético en agua.

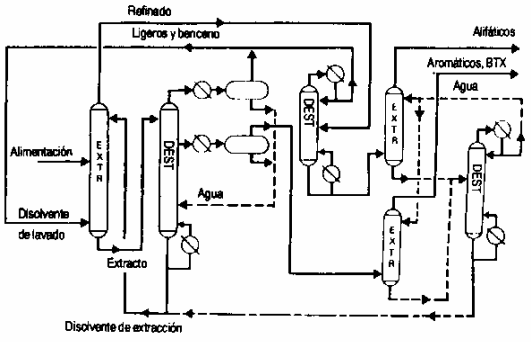


FIG. 15-2 Proceso Udex.

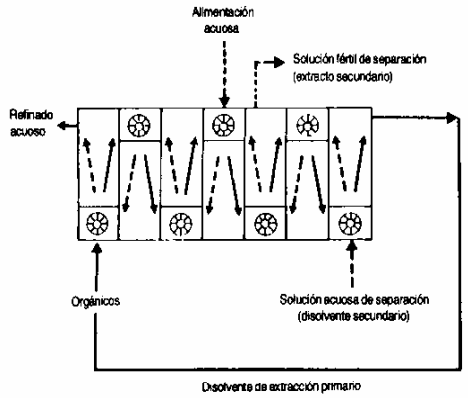


FIG. 15-3 Extracción líquido-líquido del uranio.

Los sólidos son eliminados del disolvente de extracción recirculado mediante filtración, en tanto que los ácidos y componentes pesados se eliminan por medio de un lecho adsorbente de sólidos. Otros procesos similares a éste utilizan sulfolan (tetrahidrotiofeno 1, 1 dióxido) o NMP (*N*–metil–pirolidona) como disolvente de extracción.

Otro ejemplo de extracción líquido-líquido eficaz desde el punto de vista económico es el utilizado para la recuperación de uranio de los licores de lixiviación del mineral (véase la Fig. 15-3). En este caso, los disolventes, fosfatos de alquilo en queroseno, se recuperan por extracción líquido-líquido utilizando una solución separadora y el refinado no requiere desolventización, porque la solubilidad de los disolventes en agua es extremadamente bajo. La mayor parte de la pérdida del disolvente ocurre debido al arrastre de gotas pequeñas en el agua. La utilidad económica de un proceso de extracción líquido-líquido depende básicamente del disolvente seleccionado y de los procedimientos utilizados para la recuperación del disolvente y la desolventización del refinado. Después de considerar estos aspectos, la selección y el diseño de un dispositivo o montaje de extracción se puede considerar desde la perspectiva adecuada.

DEFINICIONES

La **alimentación** a un proceso de extracción líquido-líquido es la solución que contiene los componentes a separar. El componente líquido principal en la corriente de alimentación se conoce como **disolventes de alimentación**. Los componentes menores presentes en la solución se conocen a menudo como **solutos**. El **disolvente de extracción** o simplemente el **disolvente** es el líquido inmiscible que se agrega al proceso con objeto de extraer uno o varios solutos de la corriente de alimentación. La fase disolvente de extracción que sale de un contactor líquido-líquido se llama **extracto**. El **refinado** es la fase líquida que queda de la corriente de alimentación después de hacer contacto con la segunda fase. El **disolvente lavador** es el líquido agregado a un proceso de fraccionamiento líquido-líquido para lavar o enriquecer la pureza del soluto en la fase del extracto.

Una **etapa teórica** o **de equilibrio** es un dispositivo o combinación de dispositivos que realiza el efecto de mezclar íntimamente dos líquidos inmiscibles hasta alcanzar las concentraciones de equilibrio y, después, se separan físicamente las dos fases en dos capas claras. La **extracción con flujo transversal** (Fig. 15-4) es una cascada o una serie de etapas en las que el refinado *R* procedente de una etapa de extracción hace contacto con disolvente fresco adicional *S* en la etapa subsecuente.

La **extracción a contracorriente** (Fig. 15-5) es un método de extracción en el cual el disolvente de extracción entra a la etapa o extremo de la extracción más alejado de la corriente de alimentación *F* y las dos fases pasan a contracorriente entre sí. El objetivo es la transferencia de uno o más componentes de la solución de alimentación *F* hacia el extracto *E*. Cuando se utiliza un **contactor de etapa**, las dos fases se mezclan con las gotitas de una fase suspendidas en la otra, pero las fases se separan antes de salir de cada etapa. Cuando se utiliza un **contactor diferencial**, una de las fases puede permanecer dispersa en forma de gotitas en todo el contactor, a medida que las fases pasan a contracorriente. Luego se permite la coalescencia de la fase dispersa, al final del dispositivo, antes de descargarla.

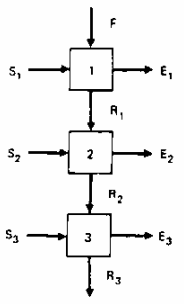


FIG. 15-4 Extracción con flujo transversal.

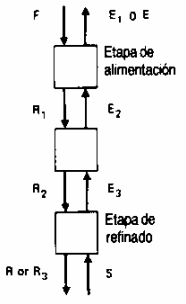


FIG. 15-5 Extracción a contracorriente.

El **fraccionamiento líquido-líquido** o **extracción fraccionaria** (Fig. 15-6) es un método complicado para la separación casi completa de un soluto, a partir de un segundo soluto, por extracción líquido-líquido. Los dos líquidos inmiscibles se desplazan a contracorriente a través del contactor, con la alimentación de los solutos cerca del centro del contactor. La relación de las velocidades de flujo de los líquidos inmiscibles se opera de tal manera que una de las fases elimina el primer soluto en un extremo del contactor, en tanto que la otra fase elimina el segundo soluto en el extremo opuesto del contactor. Otro modo de describir la operación es que un disolvente primario *S* extrae o separa, en forma preferencial, el primer soluto de la alimentación *F* y un disolvente lavador *W* depura el extracto libre del segundo soluto indeseable. El segundo soluto sale del contactor en la corriente de refinado.

La **extracción por disociación** es el proceso en que se utiliza una reacción química para forzar la transferencia de un soluto de una fase líquida a otra; por ejemplo, el empleo de una solución de hidróxido de sodio para extraer compuestos fenólicos ácidos o mercaptanos a partir de una corriente de hidrocarburos. La transferencia opuesta puede for-

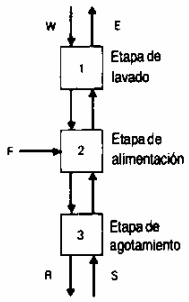


FIG. 15-6 Fraccionamiento líquido-líquido

zarse por la adición de un ácido a la corriente de fenato de sodio para **hacer brotar** compuesto fenólico y transformarlo en **fenol libre**, que se puede extraer con un disolvente orgánico. En forma similar, las aminas primarias, secundarias y terciarias pueden protonarse con un ácido fuerte para transferir la amina a una solución acuosa, como, por ejemplo, la sal de la amina hidroclorhídrica. Por el contrario, se puede agregar una base fuerte para convertir la sal de la amina en **base libre**, que se puede extraer con un disolvente. Este procedimiento es muy común en la producción de medicamentos.

La **extracción por disociación y fraccionamiento** incluye tanto el método de reacción química como el de fraccionamiento, para la separación de componentes mediante su diferencia en las constantes de disociación, como describe Colby [en Hanson (ed.), *Recent Advances in Liquid-Liquid Extraction*, Pergamon, New York, 1971, cap. 4].

EQUILIBRIOS DE FASES

La separación de los componentes por medio de la extracción líquido-líquido depende básicamente de la distribución de equilibrio termodinámico de los componentes entre las dos fases líquidas. El conocimiento de estas relaciones de distribución es esencial para seleccionar la razón del disolvente de estracción respecto a la alimentación que entra a un proceso de extracción y para la evaluación de las velocidades de transferencia de masa o las eficiencias de las etapas teóricas logradas en el equipo de proceso. Ya que se utilizan dos fases líquidas que son inmiscibles, el equilibrio termodinámico incluye una evaluación considerable de soluciones no ideales. En el caso más simple, un disolvente de alimentación F contiene un soluto que debe transferirse a un disolvente de extracción S.

COEFICIENTES DE DISTRIBUCIÓN

La fracción en peso del soluto en la fase del extracto y dividida entre la fracción en peso del soluto en la fase de refinado x en el equilibrio se conoce como **coeficiente de distribución o de separación**, K [Ec. (15-1)].

$$K = y/x \tag{15-1}$$

Desde el punto de vista termodinámico, el coeficiente de distribución K° se obtiene en fracciones mol de y° y x° [Ec. (15-2)].

$$K^\circ = y^\circ/x^\circ \tag{15-2}$$

Para cálculos abreviados, se prefiere el coeficiente de distribución K' en Bancroft [*Phys. Rev.*, **3**, 120 (1895)] se coordina utilizando la razón de peso del soluto respecto al disolvente de extracción en la fase del extracto Y, y la razón de peso del soluto respecto al disolvente de alimentación en la fase del refinado X [Ec. (15-3)].

$$K' = Y/X \tag{15-3}$$

En los cálculos abreviados, también se utiliza la **pendiente de la línea de equilibrio** en Bancroft (la razón de peso), que coordina a m [Ec. (15-4)].

$$m = dY/dX \tag{15-4}$$

Para bajas concentraciones, en las que la curva de equilibrio es lineal, el valor de K' es igual a m.

El valor de K' es uno de los principales parámetros utilizados para establecer la razón mínima del disolvente de extracción respecto al de alimentación que se puede utilizar en un proceso de extracción. Por ejemplo, si el coeficiente de distribución K' es igual a 4, un extractor a contracorriente requiere 0.25 kg o más, en el flujo del disolvente de extracción, para eliminar todo el soluto de 1 kg de flujo de disolvente de alimentación.

La **separación relativa** o **selectividad** α entre dos componentes b y c se puede describir como la razón de los dos coeficientes de distribución [Ec. (15-5)].

$$\alpha\,(b/c) = K_b^*/K_c^* = K_b/K_c = K_b'/K_c' \tag{15-5}$$

Esto es semejante a la volatilidad relativa en destilación.

DIAGRAMAS DE FASES

Los datos de **equilibrio ternario de fases** se pueden tabular como aparece en las tablas 15-1 y 15-2 o presentarse en forma de diagramas de **triángulos equiláteros**, como aparece en las figuras 15-7*a* y *b*. El sistema ternario formado por agua, ácido acético y metil isobutil cetona (MIBK) es un sistema del **Tipo I**, en el cual sólo uno de los pares binarios es inmiscible. El sistema ternario etilbenceno, estireno, etilenglicol es un sistema del **Tipo II**, en el que dos de los pares binarios son inmiscibles. Las líneas de unión conectan los puntos que están en equilibrio.

Muchos sistemas de líquidos inmiscibles muestran una **temperatura crítica de disolución** más allá de la cual el sistema ya no se separa en dos fases líquidas. Esto se muestra en la figura 15-8, en la que un incremento en la temperatura puede cambiar un sistema Tipo II al Tipo I, arriba de la temperatura crítica del sistema binario T_{BS} del soluto y el disolvente de extracción. El sistema se vuelve totalmente miscible

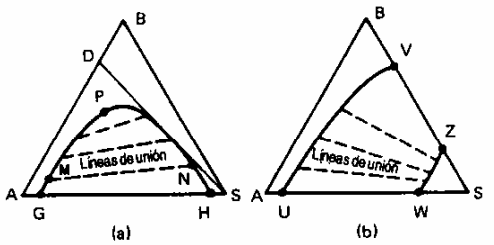


FIG. 15-7 Diagramas de fase de triángulo equilátero. (*a*) Tipo I. (*b*) Tipo II. A = disolvente de alimentación, B = soluto, S = disolvente de extracción y P = punto triple.

TABLA 15-1 Sistema formado por agua-ácido acético-metil isobutil cetona, a 25°C*

% en peso en el refinado				% en peso en el extracto			
Agua	Acido acético	MIBK	X	Agua	Acido acético	MIBK	Y
98.45	0	1.55	0	2.12	0	97.88	0
95.46	2.85	1.7	0.0299	2.80	1.87	95.33	0.0196
85.8	11.7	2.5	0.1364	5.4	8.9	85.7	0.1039
75.7	20.5	3.8	0.2708	9.2	17.3	73..5	0.2354
67.8	26.2	6.0	0.3864	14.5	24.6	60.9	0.4039
55.0	32.8	12.2	0.5964	22.0	30.8	47.2	0.6525
42.9	34.6	22.5	0.8065	31.0	33.6	35.4	0.9492

*Fuente: Sherwood, Evans y Longcor [*Ind. Eng. Chem.*, **31**, 599 (1939)].

TABLA 15-2 Sistema formado por etil benceno-estireno-etilén glicol, a 25° C*

% en peso en el refinado				% en peso en el extracto			
Etil benceno	Estireno	Etilenglicol	X	Etil benceno	Estireno	Etilenglicol	Y
90.56	8.63	0.81	0.0953	9.85	1.64	88.51	0.0185
80.40	18.67	0.93	0.2322	9.31	3.49	87.20	0.0400
70.49	28.51	1.00	0.4045	8.72	5.48	85.80	0.0639
60.93	37.98	1.09	0.6233	8.07	7.45	84.48	0.0882
53.55	45.25	1.20	0.8450	7.35	9.25	83.40	0.1109
52.96	45.84	1.20	0.8656	7.31	9.49	83.20	0.1141
43.29	55.32	1.39	1.2779	6.30	12.00	81.70	0.1469
41.51	57.09	1.40	1.3753	6.06	12.54	81.40	0.1541

*Fuente: Boobar *et al.* [*Ind. Eng. Chem.*, **43**, 2922 (1951)].

arriba de la temperatura crítica del binario disolvente de alimentación y disolvente de extracción T_{AS}. En ocasiones, un sistema puede tener también una temperatura inferior crítica de disolución, abajo de la cual el sistema será totalmente miscible. Por ejemplo, el sistema binario metil etil cetona y agua. Por lo general, los cambios de presión tienen un efecto despreciable en el equilibrio líquido-líquido.

Para el cálculo gráfico del número de etapas teóricas en un sistema ternario conviene más utilizar el **diagrama de triángulo recto** que el de triángulo equilátero. Los datos de equilibrio ternario se grafican en papel gráfica común de coordenadas rectangulares, con la fracción en

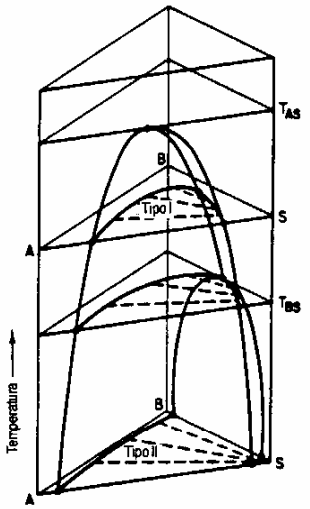


FIG. 15-8 Efecto de la temperatura sobre el equilibrio ternario líquido-líquido. A = disolvente de alimentación, B = soluto y S = disolvente de extracción.

peso del soluto en el eje horizontal y la fracción en peso del disolvente de extracción en el eje vertical. Para bajas concentraciones, la escala horizontal se puede ampliar.

Para los cálculos gráficos tipo McCabe-Thiele y los métodos abreviados, las concentraciones de Bancroft (la razón de pesos) se pueden utilizar en papel ordinario de coordenadas rectangulares. Todo el sistema ternario se puede graficar en las concentraciones de Bancroft (la razón de pesos) en papel log-log, como lo muestra Hand [J. Phys. *Chem.*, **34**, 1961 (1930)] y la línea de equilibrio se puede a menudo correlacionar mediante tres segmentos de líneas rectas (Fig. 15-9 y Tabla 15-3). La composición del punto triple para un sistema Tipo I se puede encontrar fácilmente utilizando la gráfica de Hand, como lo demuestran Treybal, Weber y Daley [*Ind. Eng. Chem.*, **38**, 817 (1946)]. Este tipo de gráfica también es útil para la extrapolación e interpolación cuando los datos son escasos.

Los **sistemas de componentes múltiples** que contienen cuatro o más componentes son difíciles de mostrar en forma gráfica. Sin embargo, a menudo se pueden realizar los cálculos de diseño del proceso para la extracción del componente con el más bajo coeficiente de distribución K' y tratarlo como un sistema ternario. Los componentes con

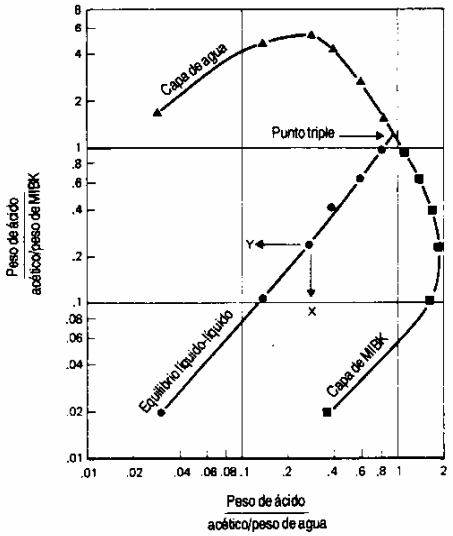


FIG. 15-9 Diagrama ternario tipo mano, para el sistema formado por agua, ácido acético, metil isobutil cetona (MIBK).

TABLA 15-3 Correlación de los datos de equilibrio líquido-líquido, para el sistema formado por agua-ácido acético-MIBK

X	Y (observada)	Y (calculada)
0.0299	0.0196	0.0196
0.1364	0.1039	0.1039
0.2708	0.2354	0.2355
0.3864	0.4039	0.3725
0.5964	0.6525	0.6520
0.8065	0.9492	0.9623

$$\text{Exponente} = \frac{\log (0.6525/0.2354)}{\log (0.5964/0.2708)} = 1.29$$

$$\text{Constante} = 0.6525 / (0.5964)^{1.29} = 1.27$$

$$Y \text{ (calculada)} = 1.27 (X)^{1.29} \text{ para } X \text{ mayor que } 0.25$$

$$\text{Exponente} = \frac{\log (0.1039/0.0196)}{\log (0.1364/0.0299)} = 1.10$$

$$\text{Constante} = 0.1039 / (0.1364)^{1.10} = 0.930$$

$$Y \text{ (calculada)} = 0.930 (X)^{1.10}, \text{ para } X \text{ 0.656X, entre 0.03 y 0.25}$$

$$Y \text{ (calculada)} = K'X = (0.0196/0.0299)X = 0.656X, \text{ para } X \text{ menor de 0.03}$$

Y
0.0185
0.0400
0.0639
0.0882
0.1109
0.1141
0.1469
0.1541

: diseño del proceso
) coeficiente de dis-
os componentes con

ma formado por agua,

**uilibrio líquido-lí-
do acético-MIBK**

Y (calculada)
0.0196
0.1039
0.2355
0.3725
0.6520
0.9623

:0.03 y 0.25

ara X menor de 0.03

valores más elevados de K' se pueden extraer casi totalmente del refinado, en vez del soluto seleccionado para diseño. O bien se pueden utilizar cálculos por computadora para reducir el tedio de los cálculos para etapas múltiples de mezclas multicomponentes.

BASES TERMODINÁMICAS DE LOS EQUILIBRIOS LÍQUIDO-LÍQUIDO

En un sistema ternario líquido-líquido, como, por ejemplo, el sistema formado por ácido acético, agua, MIBK, los tres componentes están presentes en ambas fases líquidas. En el equilibrio, la actividad A° de cualquier componente es la misma, por definición, en ambas fases [Ec. (15-6)].

$$A_r^* = \gamma_r x^* = A_e^* = \gamma_e y^* \qquad (15\text{-}6)$$

donde A° = actividad del soluto
γ = coeficiente de actividad del soluto
r = fase del refinado
e = fase del extracto

En consecuencia, el coeficiente de distribución en unidades de fracción mol K° es el resultado de la relación de los coeficientes de actividad en las dos capas [Ec. (15-7)].

$$K^* = y^*/x^* = \gamma_r/\gamma_e \qquad (15\text{-}7)$$

El coeficiente de actividad γ se puede definir como la tendencia de escape de un componente relativa a la ley de Raoult en el equilibrio vapor-líquido (véase la Sec. 4 en este *Manual* o Null, *Phase Equilibrium in Process Design*, Wiley-Interscience, 1970).

Gmehling y Onken (*Vapor-Liquid Equilibrium Data Collection*, DECHEMA, Frankfurt, Alemania, 1979) informaron sobre una selección grande de datos de equilibrio vapor-líquido, junto con las correlaciones de los coeficientes de actividad resultantes. Como se muestra en el ejemplo 1, estos datos se pueden utilizar para calcular los coeficientes de distribución de equilibrio líquido-líquido.

Ejemplo 1 Estímense el coeficiente de distribución, expresado en fracciones en peso K, para extraer bajas concentraciones en acetona contenida en agua en cloroformo. En este caso, el soluto es la acetona, el disolvente de alimentación es agua y el disolvente de extracción es el cloroformo.

Gmehling y Onken (*op. cit.*) proporcionan el coeficiente de actividad de la acetona en agua, a dilución infinita γ^∞ como 6.74 a 25°C, dependiendo del conjunto de datos de equilibrio vapor-líquido seleccionado para correlacionarlo. De las ecuaciones (15-1) y (15-7), el coeficiente de distribución del soluto a dilución infinita se puede calcular como sigue:

$$K = \frac{\gamma_r}{\gamma_e}\frac{\text{peso molecular del disolvente de alimentación}}{\text{peso molecular del disolvente de extracción}} = \frac{6.74}{0.30}\frac{(18)}{(119.4)} = 3.4$$

Sorenson y Arlt (*Liquid-Liquid Equilibrium Data Collection*, DECHEMA, Frankfurt, Alemania, 1979) informan sobre varios conjuntos de datos de equilibrio líquido-líquido para el sistema formado por acetona, agua y cloroformo, pero las concentraciones más bajas de soluto, informadas a 25°C, son de 3% en peso de acetona en la capa de agua y 9% en peso de acetona en la capa de cloroformo. Esto da un coeficiente de distribución K de 3.0.

En este ejemplo se muestra una buena distribución porque existe una desviación negativa con respecto a la ley de Raoult en la capa del extracto. El coeficiente de actividad de la acetona en la capa de cloroformo es menor que 1.0. Sin embargo, se tiene otro problema, porque la acetona y el cloroformo llegan a una composición azeotrópica, con un máximo en el punto de ebullición y no se pueden separar completamente por destilación a presión atmosférica.

Treybal, Weber y Daley [*Ind. Eng. Chem.*, **38**, 817 (1946)] sugieren el empleo de un disolvente con un punto de ebullición más elevado como, por ejemplo, 1,1,2-tricloroetano, que da, para la acetona, una desviación negativa de la ley de Raoult ($\gamma_e = 0.732$, con 2% en mol de acetona), pero no forma un azeótropo con un punto de ebullición máximo.

Por lo general, se considera que un coeficiente de actividad mayor a 1.0 constituye una **desviación positiva** de la ley de Raoult, es decir, la tendencia de escape es más elevada que la predicha por la ley de Raoult. En forma similar, un coeficiente de actividad menor a 1.0 se considera una **desviación negativa** de la ley de Raoult, o sea, la tendencia de escape es menor que la calculada por el comportamiento de una solución ideal. Por consiguiente, los términos "positivo" y "negativo" se refieren al signo del logaritmo del coeficiente de actividad.

INTERACCIONES DEL ENLACE DE HIDRÓGENO

Las desviaciones de la ley de Raoult en el comportamiento de una solución se atribuyen a muchas características, como, por ejemplo, dimensión y forma de la molécula, pero la desviación más importante se debe al enlace de hidrógeno y a las interacciones donador-aceptor de electrones. Robbins [*Chem. Eng. Prog.*, **76** (10), 58 (1980)] presentó una tabla de estas interacciones, tabla 15-4, que es una buena guía cualitativa para la selección del disolvente en la extracción líquido-líquido, la destilación extractiva y azeotrópica e, incluso, para la cristalización con disolvente. El coeficiente de actividad en la fase líquida es común para todos estos proceso de separación.

En el ejemplo 1, el soluto, acetona, contiene un grupo cetona carbonilo, que es un aceptor de hidrógeno, es decir, un soluto clase 5, de acuerdo con la tabla 15-4. Este soluto se extrae del agua utilizando como disolvente el cloroformo, que contiene un grupo donador de hidrógeno, es decir, es un disolvente clase 4. La interacción de un soluto clase 5 y un disolvente clase 4, según la tabla 15-4, da una desviación negativa de la ley de Raoult.

Una desviación negativa reduce la actividad del soluto en el disolvente, lo cual mejora el coeficiente de distribución de equilibrio líquido-líquido, pero también da por resultado azeótropos con un máximo en el punto de ebullición. Entre los diversos tipos de disolventes mostrados en la tabla 15-4, que suprimen la tendencia de escape de las cetonas, están los de las clases 1 y 2, es decir, los fenoles y los ácidos.

Otras cetonas, por ejemplo, los disolventes clase 5, son compatibles con la acetona, o sea, un soluto clase 5, y tienden a proporcionar coeficientes de actividad cercanos a 1.0, es decir, una desviación casi igual a cero de la ley de Raoult, con una tendencia a no formar azeótropos. Los disolventes clase 6 a 12 son hostiles a la acetona, porque incrementan su tendencia de escape, o sea, que dan coeficientes de actividad con valores mayores que 1.0 y tienden a formar azeótropos con un mínimo en el punto de ebullición. Cuando las desviaciones positivas dan por resultado coeficientes con un valor mayor a 7.4, puede resultar una separación de fases, es decir, dos fases líquidas, como lo demuestra Martin [*Hydrocarbon Process.*, 241 (Noviembre 1975)].

La mayor parte de las clases que aparecen en la tabla 15-4 no necesitan explicación, pero algunas sí requieren una definición adicional. La clase 4 incluye los disolventes halogenados, que tienen hidrógenos altamente activos, según lo describen Ewell, Harrison y Berg [*Ind. Eng. Chem.*, **36**, 871 (1944)]. Los disolventes halogenados son moléculas que tienen dos o tres átomos de halógeno en el mismo carbono en el que existe un átomo de hidrógeno, como, por ejemplo, el cloruro de metileno, el cloroformo, el 1,1-dicloroetano y el 1,1,2,2-tetracloroetano. La clase 4 incluye también las moléculas que tienen un halógeno en el mismo átomo de carbono en que tienen un átomo de hidrógeno y uno o más átomos de halógeno en los carbonos adyacentes, como, por ejemplo, 1,2-dicloroetano y 1,1,2-tricloroetano. En apariencia, los halógenos interaccionan intramolecularmente para dejar el átomo de hidrógeno muy activo.

Las parafinas monohalogenadas como el cloruro de metilo y el cloruro de etilo pertenecen a la clase 11, junto con las parafinas y olefinas con halógenos múltiples, sin hidrógeno activo, como, por ejemplo, el tetracloruro de carbono y el percloretileno. Los bencenos clorados pertenecen también a la clase 11, porque no tienen halógenos en el mismo átomo de carbono en que tienen un átomo de hidrógeno.

El enlace intramolecular en los compuestos aromáticos es otra interacción importante que da un resultado neto, en el cual el comportamiento es similar al del grupo de ésteres, o sea, la clase 10. Ejemplos de estos compuestos aromáticos incluyen al *orto*-nitrofenol y el *orto*-hidroxibenzaldehído (salicilaldehído). El enlace intramolecular de hidrógeno es tan fuerte entre el grupo donador de hidrógeno (fenol) y el grupo aceptor de hidrógeno (nitrato o aldehído) que la molécula termina por actuar como un éster. Uno de los resultados es la baja solubilidad

TABLA 15-4 Interacciones de los grupos orgánicos, basadas en 900 sistemas binarios*

Clase de soluto		Clase de disolvente											
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
	Grupos donadores de H												
1	Fenol	0	0	–	0	–	–	–	–	–	–	+	+
2	Ácido, tiol	0	0	–	0	–	–	0	0	0	0	+	+
3	Alcohol, agua	–	–	0	+	+	0	–	–	+	+	+	+
4	H Activo en las parafinas multihalogenadas	0	0	+	0	–	–	–	–	–	–	0	+
	Grupos aceptores de H												
5	Cetona, amida sin H en el N, sulfona, óxido de fosfina	–	–	+	–	0	+	+	+	+	+	+	+
6	Amina terciaria	–	–	0	–	+	0	+	+	0	+	0	0
7	Amina secundaria	–	0	–	–	+	+	0	0	0	0	0	+
8	Amina primaria, amoniaco, amina con 2H en el N	–	0	–	–	+	+	0	0	+	+	+	+
9	Éter, óxido, sulfóxido	–	0	+	–	+	0	0	+	0	+	0	+
10	Éster, aldehído, carbonato, fosfato, nitrato, nitrito, nitrilo, enlace intramolecular, por ejemplo, *o*-nitrofenol	–	0	+	–	+	+	0	+	+	0	+	+
11	Aromático, olefina, aromático halógeno, parafina multihalogenada sin H activo, parafina monohalogenada	+	+	+	0	+	0	0	+	0	+	0	0
	Grupos que no forman enlace de H												
12	Parafina, disulfuro de carbono	+	+	+	+	+	0	+	+	+	+	0	0

*Fuente: Robbins, *Chem. Eng. Prog.* **76** (10), 58-61 (1980), reproducido con autorización.

en agua caliente. Por el contrario, el derivado *para* es altamente soluble en agua caliente.

La tabla 15-4 es una indicación cualitativa de las interacciones entre las clases de moléculas, pero no proporciona las diferencias cuantitativas dentro de cada clase. Taft *et. al.* [*J. Am. Chem. Soc.*, **91**, 4801 (1969)] han cuantificado la resistencia de los aceptores de hidrógeno. El cálculo cuantitativo de los coeficientes de actividad para soluciones fue revisado por Reid, Prausnitz y Sherwood [*The Properties of Gases and Liquids*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1977) por el método UNIFAC, el método de Perotti, Deal y Derr [*Ind. Eng. Chem.*, **51**, 95 (1959)] y el método de la solución analítica de los grupos (ASOG). Leo, Hansch y Elkins [*Chem. Rev.*, **71**(6), 525 (1971)] proporcionan también métodos para el cálculo de los coeficientes de distribución de los solutos en agua y muchos disolventes. Magnussen, Rasmussen y Fredenslund [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **20**(2), 331 (1981)] han presentado una tabla de parámetros UNIFAC especial para la predicción del equilibrio líquido-líquido.

DATOS EXPERIMENTALES DE EQUILIBRIO

En la actualidad, para los sistemas líquido-líquido se dispone de varias colecciones grandes de datos experimentales de equilibrio. Sorenson y Arlt (*Liquid-Liquid Equilibrium Data Collection*, DECHEMA, Frankfurt, Alemania, 1979) informaron en varios volúmenes sobre los datos que han sido correlacionados con las ecuaciones de los coeficientes de actividad.

Wisniak y Tamir (*Liquid-Liquid Equilibrium and Extraction: A Literature Source Book*, Elsevier, Amsterdam, 1980) listan muchas referencias. Leo, Hansch y Elkins [*Chem. Rev.*, **71**(6), 525 (1971)] tabularon los coeficientes de distribución para gran número de solutos en agua y varios disolventes. En la tabla 15-5 aparece una lista seleccionada de los coeficientes de distribución.

PROPIEDADES DESEABLES DEL DISOLVENTE

Las siguientes propiedades de un disolvente potencial se deben considerar antes de utilizarlo en un proceso de extracción líquido-líquido.

1. *Selectividad.* La separación relativa o selectiva α de un disolvente es la razón de los dos componentes en la fase del disolvente de extracción, dividida entre la razón de los mismos componentes en la fase del disolvente de alimentación. El poder de separación de un sistema líquido-líquido está regulado por la desviación de α de la unidad, en forma similar a la volatilidad relativa en destilación. Una separación relativa con $\alpha = 1.0$ no proporciona separación de los componentes entre las dos fases líquidas. Por lo general, las concentraciones diluidas de soluto proporcionan los factores más elevados de separación relativa.

2. *Recuperabilidad.* Por lo general, el disolvente de extracción debe recuperarse de la corriente de extracto y de la de refinado, en un proceso de extracción. Ya que a menudo se utiliza la destilación, la volatibilidad relativa del disolvente de extracción respecto a los componentes no disolventes debe ser significativamente mayor o menor a la unidad. Para un disolvente volátil es deseable un bajo calor latente de evaporación.

3. *Coeficiente de distribución.* El coeficiente de distribución de un soluto debe ser grande, para que se pueda utilizar una razón baja del disolvente de extracción respecto a la alimentación.

4. *Capacidad.* Esta propiedad se refiere a la carga del soluto por peso del disolvente de extracción que se puede lograr en una capa de extracto, en el punto triple de un sistema Tipo I o en el límite de solubilidad de un sistema Tipo II.

5. *Solubilidad del disolvente.* Una baja solubilidad del disolvente de extracción en el refinado suele dar como resultado una alta volatilidad relativa en la separación del refinado o una baja pérdida de disolvente si el refinado no se desolventiza. Una baja solubilidad del disolvente

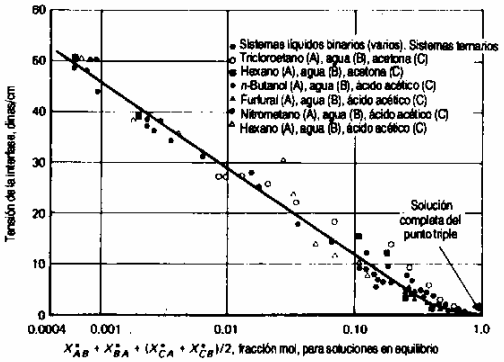


FIG. 15-10 Correlación de la tensión de la interfase con la solubilidad mutua, para mezclas líquidas binarias y ternarias. (*Fuente*: Treybal, *Liquid Extraction*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1963).

de alimentación en el extracto conduce a una alta separación relativa y, por lo general, a un costo menor en la recuperación del soluto.

6. *Densidad.* La diferencia de densidad entre las dos fases líquidas en equilibrio afecta las velocidades de flujo a contracorriente que se pueden lograr en el equipo de extracción, así como las velocidades de coalescencia. La diferencia de densidad disminuye a cero en el punto triple, pero en algunos sistemas puede llegar a ser igual a cero en una concentración intermedia del soluto (línea de unión isopícnica o de doble densidad) y puede invertir las fases a concentraciones más elevadas. Los diferentes tipos de extractores no pueden cruzar dicha concentración del soluto, pero los asentadores mezcladores sí.

7. *Tensión de la interfase.* Una tensión elevada en la interfase promueve una coalescencia rápida y, por lo general, requiere una agitación mecánica elevada para producir gotas pequeñas. Una tensión baja en la interfase permite el rompimiento de la gota con agitación de poca intensidad, pero también conduce a bajas velocidades de coalescencia. La tensión de la interfase disminuye por lo general a medida que se incrementan la solubilidad y la concentración del soluto; asimismo, se reduce a cero en el punto triple (Fig. 15-10).

8. *Toxicidad.* Se prefiere una baja toxicidad a la inhalación de los vapores del disolvente o al contacto con la piel, debido a la exposición potencial durante las reparaciones del equipo o mientras se desconecta el aparato después de la transferencia del disolvente. También es deseable una toxicidad baja a los peces y bioorganismos cuando la extracción se emplea para el pretratamiento del agua de desperdicio, antes de entrar a la planta de biotratamiento, que descarga el efluente a un río o lago. A menudo, la toxicidad del disolvente es baja si la solubilidad en agua es elevada.

TABLA 15-5 Lista escogida de sistemas ternarios

Componente A = disolvente de alimentación, componente B = soluto, componente S = disolvente de extracción. K_1 es el coeficiente de distribución en fracción peso del soluto y/x para la línea de enlace informado para la concentración más baja del soluto. Por principio, K se aproximará a la unidad a medida que se incremente la concentración del soluto.

Componente B	Componente S	Temp., °C	K_1	Ref.
A = aceite de semilla de algodón				
Ácido oleico	Propano	85	0.150	46
		98.5	0.1272	46
A = Agua				
Acetaldehído	Acetato de vinilo	20	0.560	81
Acetaldehído	Alcohol-*n*-amílico	18	1.43	74
Acetaldehído	Benceno	18	1.119	74
Acetaldehído	Furfural	16	0.967	74
Acetaldehído	Tolueno	17	0.478	74
Acetona	Acetato de amilo	30	1.228	117
Acetona	Acetato de *n*-butilo	···	1.127	67
Acetona	Acetato de etilo	30	1.500	117
Acetona	Acetato de metilo	30	1.153	117
Acetona	Acetato de propilo	30	0.243	117
Acetona	Acetato de vinilo	20	1.237	81
		25	3.63	104
Acetona	Benceno	15	0.940	11
		30	0.862	11
		45	0.725	11
Acetona	Butirato de etilo	30	1.278	117
Acetona	Cloroformo	25	1.830	43
		25	1.720	3
Acetona	Éter dibutílico	25-26	1.941	75
Acetona	Éter dietílico	30	1.00	54
Acetona	n-heptano	25	0.274	112
Acetona	*n*-hexano	25	0.343	114
Acetona	Metil-isobutil-cetona	25-26	1.910	75
Acetona	Monoclorobenceno	25-26	1.000	75
Acetona	Propionato de etilo	30	1.385	117
Acetona	Tetracloroetano	25-26	2.37	57
Acetona	Tetracloroetileno	30	0.237	88
Acetona	Tetracloruro de carbono	30	0.238	12
Acetona	Tolueno	25-26	0.835	75
Acetona	1,1,2-tricloroetano	25	1.467	113
Acetona	Xileno	25-26	0.659	75
Ácido acético	Aceite de creosota	34	0.706	91
Ácido acético	Acetato de butilo	30	0.705	45
			0.391	67
Ácido acético	Acetato de etilo	30	0.907	30
Ácido acético	Acetato de hexalina	25-26	0.520	75
Ácido acético	Acetato de isoamilo	25-26	0.343	75
Ácido acético	Acetato de metilo	···	1.273	67
Ácido acético	Acetato de octilo	25-26	0.1805	75
Ácido acético	Acetato de *n*-propilo	···	0.638	67
Ácido acético	Acetato de vinilo	28	0.294	103
Ácido acético	Ácido caproico	25	0.349	73
Ácido acético	Ácido 2-etilbutírico	25	0.323	73
Ácido acético	Ácido 2-etilhexoico	25	0.286	73
Ácido acético	Benceno	25	0.0328	43
		30	0.0984	38
		40	0.1022	38
		50	0.0558	38
		60	0.0637	38
Ácido acético	1-butanol	26.7	1.613	102
Ácido acético	Butirato de metilo	30	0.690	66

TABLA 15-5 Lista escogida de sistemas ternarios (*Continuación*).

Componente *B*	Componente *S*	Temp., °C	K_I	Ref.
Ácido acético	Ciclohexano	26.7	1.325	102
Ácido acético	Cloroformo	ca. 25	0.178	70
		25	0.0865	72
		56.8	0.1573	17
Ácido acético	Diacetato de etilideno	25	0.85	104
Ácido acético	Di-*n*-butil cetona	25-26	0.379	75
Ácido acético	Diisobutil cetona	25-26	0.284	75
Ácido acético	Diisopropil-carbinol	25-26	0.800	75
Ácido acético	Éter isopropílico	20	0.248	31
		25-26	0.429	75
Ácido acético	Fenchona	25-26	0.310	75
Ácido acético	Furfural	26.7	0.787	102
Ácido acético	Heptadecanol	25	0.312	114
		50	0.1623	114
Ácido acético	3-heptanol	25	0.828	76
Ácido acético	Hexano	31	0.0167	85
Ácido acético	Isoforona	25-26	0.858	75
Ácido acético	Metil-ciclohexanona	25-26	0.930	75
Ácido acético	Metilisobutil-carbinol	30	1.058	83
Ácido acético	Metil-isobutil-cetona	25	0.657	97
		25-26	0.755	75
Ácido acético	Monoclorobenceno	25	0.0435	77
Ácido acético	Propionato de etilo	28	0.510	87
Ácido acético	Tetracloruro de carbono	27	0.1920	91
		27.5	0.0549	54
Ácido acético	Tolueno	25	0.0644	131
Ácido acético	Tricloroetileno	27	0.140	91
		30	0.0549	54
Ácido benzoico	Metil-isobutil-cetona	26.7	76.9*	49
Ácido butírico	Butirato de metilo	30	6.75	66
Ácido butírico	Metil-isobutil-carbinol	30	12.12	83
Ácido clorhídrico	Alcohol-*iso*-amílico	25	0.170	21
Ácido clorhídrico	2,6-dimetil-4-heptanol	25	0.266	21
Ácido clorhídrico	Etil-butil-cetona	25	0.01515	79
Ácido clorhídrico	2-etil-1-butanol	25	0.534	21
Ácido clorhídrico	3-heptanol	25	0.0250	21
Ácido clorhídrico	1-hexanol	25	0.345	21
Ácido clorhídrico	2-metil-1-butanol	25	0.470	21
Ácido clorhídrico	Metil-isobutil-cetona	25	0.370	79
Ácido clorhídrico	Metil-isopropil-cetona	25	0.0814	79
Ácido clorhídrico	2-metil-1-pentanol	25	0.502	21
Ácido clorhídrico	2-metil-2-pentanol	25	0.411	21
Ácido clorhídrico	1-octanol	25	0.424	21
Ácido clorhídrico	2-octanol	25	0.380	21
Ácido clorhídrico	1-pentanol	25	0.257	21
Ácido clorhídrico	Pentanoles (mezclados)	25	0.271	21
Ácido dicloroacético	Monoclorobenceno	25	0.0690	77
Ácido fluorhídrico	Metil-isobutil-cetona	25	0.370	79
Ácido fórmico	Cloroformo	25	0.00445	72
		56.9	0.0192	17
Ácido fórmico	Metil-isobutil-carbinol	30	1.218	83
Ácido láctico	Alcohol-*iso*-amílico	25	0.352	128
Ácido propiónico	Acetato de etilo	30	2.77	87
Ácido propiónico	Benceno	30	0.598	57
Ácido propiónico	Butirato de etilo	26	1.470	87
Ácido propiónico	Butirato de metilo	30	2.15	66
Ácido propiónico	Ciclohexano	31	0.1955	84
Ácido propiónico	Ciclohexeno	31	0.303	84
Ácido propiónico	Hexanos (mezclados)	31	0.186	84
Ácido propiónico	Metil-isobutil carbinol	30	3.52	83
Ácido propiónico	Metil-isobutil-cetona	26.7	1.949*	49
Ácido propiónico	Monoclorobenceno	30	0.513	57
Ácido propiónico	Propionato de etilo	28	0.510	87
Ácido propiónico	Tetracloroetileno	31	0.167	84
Ácido propiónico	Tolueno	31	0.515	84
Ácido propiónico	Tricloroetileno	30	0.496	57
Ácido succínico	Éter etílico	15	0.220	33
		20	0.198	33
		25	0.1805	33
Alcohol alílico	Éter dialílico	22	0.572	32
Alcohol de diacetona	Estireno	25	0.445	22
Alcohol de diacetona	Etilbenceno	25	0.335	22
Anilina	Benceno	25	14.40	40
		50	15.50	40

TABLA 15-5 List

Co
Anilina
Anilina
Anilina
Anilina hidrocl
iso-butanol
iso-butanol
iso-butanol
n-butanol
n-butanol
ter-butanol
ter-butanol
ter-butanol
n-butilamina
2,3-butilén glic
2,3-butilén glic
2,3-butilén glic
2,3-butilén glic
1-butiraldehído
2-butoxietanol
Cloruro cobalto
Cloruro níquel
Cloruro de sodi
Cloruro de sodi
Cloruro de sodi
Cloruro de sodi
Cloruro de sodi
Cloruro de sodi
Cloruro de sodi
Cloruro de sodi
Cloruro de sodi
p-cresol
1,4-dioxano
Etanol
Etanol
Etanol
Etanol
Etanol
Etanol
Etanol
Etanol
Etanol
Etanol
Etanol
Etanol
Etanol
Etanol
Etanol
Etanol
Etanol
Etilén glicol
Etilén glicol
Etilén glicol
Etilén glicol
Etilén glicol
Fenol
Furfural
Furfural
Furfural

TABLA 15-5 Lista escogida de sistemas ternarios (*Continuación*).

	Ref.	Componente *B*	Componente *S*	Temp., °C	K_1	Ref.
;	102			50	2.20	40
;	70	Anilina	Metilciclohexano	25	2.05	40
55	72			50	3.41	40
73	17	Anilina	Nitrobenceno	25	18.89	108
	104	Anilina	Tolueno	25	12.91	107
)	75	Anilina hidroclorada	Anilina	25	0.0540	98
)	75	*iso*-butanol	Benceno	25	0.989	1
)	75	*iso*-butanol	1,1,2,2-Tetracloroetano	25	1.80	36
3	31	*iso*-butanol	Tetracloroetileno	25	0.0460	7
)	75	*n*-butanol	Benceno	25	1.263	126
)	75			35	2.12	126
7	102	*n*-butanol	Tolueno	30	1.176	37
2	114	*ter*-butanol	Acetato de etilo	20	1.74	5
23	114	*ter*-butanol	Benceno	25	0.401	99
8	76	*ter*-butanol	Hipoclorito de *ter*-butil	0	0.1393	130
57	85			20	0.1487	130
8	75			40	0.200	129
0	75			60	0.539	129
8	83	*n*-butilamina	Monoclorobenceno	25	1.391	77
7	97	2,3-butilén glicol	Acetato de butilo	26	0.0222	71
5	75			50	0.0326	71
35	77	2,3-butilén glicol	Acetato de metil-vinil-carbinol	26	0.237	71
0	87			50	0.351	71
20	91			75	0.247	71
49	54	2,3-butilén glicol	*n*-butanol	26	0.597	71
44	131			50	0.893	71
0	91	2,3-butilén glicol	Diacetato de butilén-glicol	26	0.1328	71
49	54			75	0.565	71
	49	1-butiraldehído	Acetato de etilo	37.8	41.3	52
	66	2-butoxietanol	Metil-etil-cetona	25	3.05	68
	83	Cloruro cobaltoso	Dioxano	25	0.0052	93
0	21	Cloruro niqueloso	Dioxano	25	0.0017	93
6	21	Cloruro de sodio	*iso*-butanol	25	0.0182	36
515	79	Cloruro de sodio	n-etil-*sec*-butilamina	32	0.0563	24
4	21	Cloruro de sodio	*n-etil-tert*-butilamina	40	0.1792	24
50	21	Cloruro de sodio	2-etil-hexil-amina	30	0.187	24
5	21	Cloruro de sodio	1-metildietil-amina	39.1	0.0597	24
0	21	Cloruro de sodio	1-metildodecil-amina	30	0.693	24
0	79	Cloruro de sodio	n-metil-1,3-dimetil-butil-amina	30	0.0537	24
14	79	Cloruro de sodio	1-metil-octil-amina	30	0.589	24
2	21	Cloruro de sodio	*ter*-nonil-amina	30	0.0318	24
.1	21	Cloruro de sodio	1,1,3,3-tetrametil-butil-amina	30	0.072	24
4	21	*p*-cresol	Metil-naftaleno	35	9.89	82
0	21	1,4-dioxano	Benceno	25	1.020	8
7	21	Etanol	Acetato de etilo	0	0.0263	5
1	21			20	0.500	5
90	77			70	0.455	41
0	79	Etanol	Alcohol *n*-amílico	25-26	0.598	75
445	72	Etanol	Benceno	25	0.1191	13
.92	17			25	0.0536	115
.8	83	Etanol	*n*-butanol	20	3.00	26
2	128	Etanol	Ciclohexano	25	0.0157	118
'	87	Etanol	Ciclohexeno	25	0.0244	124
8	57	Etanol	Di-*n*-propil cetona	25-26	0.592	75
0	87	Etanol	Éter dibutílico	25-26	0.1458	75
;	66	Etanol	Heptadecanol	25	0.270	114
55	84	Etanol	*n*-heptano	30	0.274	94
3	84	Etanol	3-heptanol	25	0.783	76
6	84	Etanol	*n*-hexano	25	0.00212	111
!	83	Etanol	*n*-hexanol	28	1.00	56
9*	49	Etanol	Isovaleriato de etilo	25	0.392	13
3	57	Etanol	*sec*-octanol	28	0.825	56
0	87	Etanol	Tolueno	25	0.01816	122
7	84	Etanol	Tricloroetileno	25	0.0682	16
5	84	Etilén glicol	Alcohol *n*-amílico	20	0.1159	59
6	57	Etilén glicol	*n*-butanol	27	0.412	85
0	33	Etilén glicol	Furfural	25	0.315	18
8	33	Etilén glicol	*n*-hexanol	20	0.275	59
05	33	Etilén glicol	Metil-etil-cetona	30	0.0527	85
2	32	Fenol	Metilnaftaleno	25	7.06	82
5	22	Furfural	*n*-butano	51.5	0.712	42
5	22			79.5	0.930	42
)	40	Furfural	Metil-isobutil-cetona	25	7.10	19
)	40	Furfural	Tolueno	25	5.64	53

TABLA 15-5 Lista escogida de sistemas ternarios (*Continuación*).

Componente *B*	Componente *S*	Temp., °C	K_1	Ref.
Hidróxido de sodio	*iso*-butanol	25	0.00857	36
Metanol	Acetato de etilo	0	0.0589	5
		20	0.238	5
Metanol	Benceno	25	0.01022	4
Metanol	*n*-butanol	0	0.600	65
		15	0.479	65
		30	0.510	65
		45	1.260	65
		60	0.682	65
Metanol	*p*-cresol	35	0.313	82
Metanol	Ciclohexano	25	0.0156	125
Metanol	Ciclohexeno	25	0.01043	124
Metanol	Fenol	25	1.333	82
Metanol	*n*-hexanol	28	0.565	55
Metanol	Metilnaftaleno	25	0.025	82
		35	0.0223	82
Metanol	*sec*-octanol	28	0.584	55
Metanol	Tolueno	25	0.0099	60
Metanol	Tricloroetileno	27.5	0.0167	54
Metil-*n*-butil-cetona	*n*-butanol	37.8	53.4	52
Metil-etil-cetona	Ciclohexano	25	1.775	48
		30	3.60	85
Metil-etil-cetona	Gasolina	25	1.686	64
Metil-etil-cetona	*n*-heptano	25	1.548	112
Metil-etil-cetona	*n*-hexano	25	1.775	112
		37.8	2.22	52
Metil-etil-cetona	2-metil furano	25	84.0	109
Metil-etil-cetona	Monoclorobenceno	25	2.36	68
Metil-etil-cetona	Nafta	26.7	0.885†	6
Nicotina	Tetracloruro de carbono	25	9.50	34
Metil-etil-cetona	1,1,2-tricloroetano	25	3.44	68
Metil-etil-cetona	Tricloroetileno	25	3.27	68
Metil-etil-cetona	2,2,4-trimetilpentano	25	1.572	64
Nitrato de sodio	Dioxano	25	0.0246	95
α-picolina	Benceno	20	8.75	14
α-picolina	Di-isobutileno	20	1.360	14
α-picolina	Heptanos (mezclados)	20	1.378	14
α-picolina	Metilciclohexano	20	1.00	14
Piridina	Benceno	15	2.19	110
		25	3.00	105
		25	2.73	120
		45	2.49	110
		60	2.10	110
Piridina	Monoclorobenceno	25	2.10	77
Piridina	Tolueno	25	1.900	120
Piridina	Xileno	25	1.260	120
iso-propanol	Acetato de etilo	0	0.200	5
		20	1.205	5
iso-propanol	Benceno	25	0.276	69
iso-propanol	Ciclohexano	25	0.0282	123
iso-propanol	Ciclohexeno	15	0.0583	124
		25	0.0682	124
		35	0.1875	124
iso-propanol	Éter diisopropílico	25	0.406	35
iso-propanol	Tetracloroetileno	25	0.388	7
iso-propanol	Tetracloruro de carbono	20	1.405	25
iso-propanol	Tolueno	25	0.1296	121
n-propanol	Acetato de etilo	0	1.419	5
		20	1.542	5
n-propanol	Acetato de *n*-propilo	20	1.55	106
		35	2.14	106
n-propanol	Alcohol *iso*-amílico	25	3.34	20
n-propanol	Benceno	37.8	0.650	61
n-propanol	*n*-butanol	37.8	3.61	61
n-propanol	Ciclohexano	25	0.1553	123
		35	0.1775	123
n-propanol	*n*-heptano	37.8	0.540	61
n-propanol	*n*-hexano	37.8	0.326	61
n-propanol	Tolueno	25	0.299	2
Sulfato cúprico	*n*-butanol	30	0.000501	9
Sulfato cúprico	*sec*-butanol	30	0.00702	9
Sulfato cúprico	Pentanoles mezcladores	30	0.000225	9
Trimetilamina	Benceno	25	0.857	51
		70	2.36	51

TABLA 15-5 Lista e

Comp
A = cetano
Benceno
n-heptano
A = ciclohexano
Benceno
Benceno
A = docosano
1,6-difenilhexano
A = dodecano
Metilnaftaleno
Metilnaftaleno
A = etilbenceno
Estireno
A = etilén glicol
Acetona
Acetona
Acetona
Acetona
Acetona
Acetona
A = furfural
Trilinoleína
Trioleína
A = glicerol
Etanol
Etanol
A = ***n*-heptano**
Benceno
Benceno
Benceno
Ciclohexano
Ciclohexano
Ciclohexano
Ciclohexano
Etilbenceno
Etilbenceno
Etilbenceno
Etilbenceno
Metilciclohexano
Tolueno
Tolueno
Tolueno
Tolueno
Tolueno
Tolueno
Tolueno
Tolueno
Tolueno
Tolueno
m-xileno
o-xileno
p-xileno
A = **n-hexano**
Benceno
A = neo-**hexano**
Ciclopentano
A = **metilciclohexa**
Tolueno

	Ref.
.00857	36
.0589	5
.238	5
.01022	4
.600	65
.479	65
.510	65
.260	65
.682	65
.313	82
.0156	125
.01043	124
.333	82
.565	55
.025	82
.0223	82
.584	55
.0099	60
.0167	54
.4	52
.775	48
.60	85
.686	64
.548	112
.775	112
.22	52
.0	109
.36	68
.885†	6
.50	34
.44	68
.27	68
.572	64
.0246	95
.75	14
.360	14
.378	14
.00	14
.19	110
.00	105
.73	120
.49	110
.10	110
.10	77
.900	120
.260	120
.200	5
.205	5
.276	69
.0282	123
.0583	124
.0682	124
.1875	124
.406	35
.388	7
.405	25
.1296	121
.419	5
.542	5
.55	106
.14	106
.34	20
.550	61
.51	61
.1553	123
.1775	123
.540	61
.426	61
.299	2
.000501	9
.00702	9
.000225	9
.157	51
.16	51

TABLA 15-5 Lista escogida de sistemas ternarios (*Continuación*).

Componente *B*	Componente *S*	Temp., °C	K_1	Ref.
A = cetano				
Benceno	Anilina	25	1.290	47
n-heptano	Anilina	25	0.0784	47
A = ciclohexano				
Benceno	Furfural	25	0.680	44
Benceno	Nitrometano	25	0.397	127
A = docosano				
1,6-difenilhexano	Furfural	45	0.980	11
		80	1.100	11
		115	1.062	11
A = dodecano				
Metilnaftaleno	β,β'-iminodipropionitrilo	*ca.* 25	0.625	92
Metilnaftaleno	β,β'-oxidipropionitrilo	*ca.* 25	0.377	92
A = etilbenceno				
Estireno	Etilén glicol	25	0.190	10
A = etilén glicol				
Acetona	Acetato de amilo	31	1.838	86
Acetona	Acetato *n*-butilo	31	1.940	86
Acetona	Acetato de etilo	31	1.850	86
Acetona	Butirato de etilo	31	1.903	86
Acetona	Ciclohexano	27	0.508	86
Acetona	Propionato de etilo	31	2.32	86
A = furfural				
Trilinoleína	*n*-heptano	30	47.5	15
		50	21.4	15
		70	19.5	15
Trioleína	*n*-heptano	30	95	15
		50	108	15
		70	41.5	15
A = glicerol				
Etanol	Benceno	25	0.159	62
Etanol	Tetracloruro de carbono	25	0.0667	63
***A* = *n*-heptano**				
Benceno	Etilén glicol	25	0.300	50
		125	0.316	50
Benceno	β,β'-tiodipropionitrilo	25	0.350	92
Benceno	Trietilén-glicol	25	0.351	89
Ciclohexano	Alcohol bencílico	0	0.107	29
		15	0.267	29
Ciclohexano	Anilina	25	0.0815	47
Ciclohexano	Dimetilformamida	20	0.1320	28
Ciclohexano	Furfural	30	0.0635	78
Etilbenceno	Dipropilén glicol	25	0.329	90
Etilbenceno	β,β'-oxidipropionitrilo	25	0.180	101
Etilbenceno	β,β'-tiodipropionitrilo	25	0.100	101
Etilbenceno	Trietilén glicol	25	0.140	89
Metilciclohexano	Anilina	25	0.087	116
Tolueno	Alcohol bencílico	0	0.694	29
Tolueno	Anilina	0	0.577	27
		13	0.477	27
		20	0.457	27
		40	0.425	27
Tolueno	Carbonato de propileno	20	0.732	39
Tolueno	Dimetilformamida	0	0.667	28
Tolueno	Dipropilén glicol	25	0.331	90
Tolueno	Etilén glicol	25	0.150	101
Tolueno	β,β'-tiodipropionitrilo	25	0.150	101
Tolueno	Trietilén glicol	25	0.289	89
m-xileno	β,β'-tiodipropionitrilo	25	0.050	101
o-xileno	β,β'-tiodipropionitrilo	25	0.150	101
p-xileno	β,β'-tiodipropionitrilo	25	0.080	101
***A* = n-hexano**				
Benceno	Etilenediamina	20	4.14	23
***A* = neo-hexano**				
Ciclopentano	Anilina	15	0.1259	96
		25	0.311	96
***A* = metilciclohexano**				
Tolueno	Metilperfluorooctanoato	10	0.1297	58
		25	0.200	58

TABLA 15-5 Lista escogida de sistemas ternarios (*Continuación*).

Componente *B*	Componente *S*	Temp., °C	*K*1	Ref.
***A* = iso-octano**				
Benceno	Furfural	25	0.833	44
Ciclohexano	Furfural	25	0.1076	44
n-hexano	Furfural	30	0.083	78
***A* = perfluoroheptano**				
Óxido perfluorocíclico	*n*-heptano	30	0.329	58
Óxido perfluorocíclico	Tetracloruro de carbono	30	0.1370	58
***A* = perfluoro-*n*-hexano**				
n-hexano	Benceno	30	6.22	80
n-hexano	Disulfuro de carbono	25	6.50	80
***A* = perfluorotri-*n*-butilamina**				
Iso-octano	Nitrooctano	25	3.59	119
		31.5	2.36	119
		33.7	4.56	119
***A* = tolueno**				
Acetona	Etilén glicol	0	0.286	100
		24	0.326	100
***A* = trietilén glicol**				
α-picolina	Diisobutileno	20	0.445	14
α-picolina	Heptanos mezclados	20	0.317	14
α-picolina	Metilciclohexano	20	3.87	14
***A* = trioleína**				
Ácido oleico	Propano	85	0.138	46

* Concentraciones en lb-mol/pie^3.
† Concentraciones en fracción de volumen.

Referencias:

1. Alberty y Washburn, *J. Phys. Chem.*, **49**, 4 (1945).
2. Baker, *J. Phys. Chem.*, **59**, 1182 (1955).
3. Bancroft y Hubard, *J. Am. Chem. Soc.*, **64**, 347 (1942).
4. Barbaudy, *Compt. rend.*, **182**, 1279 (1926).
5. Beech y Glasstone, *J. Chem. Soc.*, **1938**, 67.
6. Berg, Manders y Switzer, *Chem. Eng. Progr.*, **47**, 11 (1951).
7. Bergelin, Lockhart y Brown, *Trans. Am. Inst. Chem. Engr.*, **39**, 173 (1943).
8. Berndt y Lynch, *J. Am. Chem. Soc.*, **66**, 282 (1944).
9. Blumberg, Cejtlin y Fuchs, *J. Appl. Chem.*, **10**, 407 (1960).
10. Boobar *et al.*, *Ind. Eng. Chem.*, **43**, 2922 (1951).
11. Briggs y Comings, *Ind. Eng. Chem.*, **35**, 411 (1943).
12. Buchanan, *Ind. Eng. Chem.*, **44**, 2449 (1952).
13. Chang y Moulton, *Ind. Eng. Chem.*, **45**, 2350 (1953).
14. Charles y Morton, *J. Appl. Chem.*, **7**, 39 (1957).
15. Church y Briggs, *J. Chem. Eng. Data.*, **9**, 207 (1964).
16. Colburn y Phillips, *Trans. Am. Inst. Chem. Engr.*, **40**, 333 (1944.)
17. Conti, Othmer y Gilmont, *J. Chem. Eng. Data.*, **5**, 301 (1960).
18. Conway y Norton, *Ind. Eng. Chem.*, **43**, 1433 (1951).
19. Conway y Phillips, *Ind. Eng. Chem.*, **46**, 1474 (1954).
20. Coull y Hope, *J. Phys. Chem.*, **39**, 967 (1935).
21. Crittenden y Hixson, *Ind. Eng. Chem.*, **46**, 265 (1954).
22. Crook y Van Winkle, *Ind. Eng. Chem.*, **46**, 1474 (1954).
23. Cumming y Morton, *J. Appl. Chem.*, **3**, 358 (1953).
24. Davison, Smith y Hood, *J. Chem. Eng. Data.*, **11**, 304 (1966).
25. Denzler, *J. Phys. Chem.*, **49**, 358 (1945).
26. Drouillon, *J. chim., phys.*, **22**, 149 (1925).
27. Durandet y Gladel, *Rev. Inst. Franc. Pétrole.*, **9**, 296 (1954).
28. Durandet y Gladel, *Rev. Inst. Franc. Pétrole.*, **11**, 811 (1956).
29. Durandet, Gladel y Graziani, *Rev. Inst. Franc. Pétrole.*, **10**, 585 (1955).
30. Eaglesfield, Kelly y Short, *Ind. Chemist.*, **29**, 147, 243 (1953.
31. Elgin y Browning, *Trans. Am. Inst. Chem. Engr.*, **31**, 639 (1935).
32. Fairburn, Cheney y Chernovsky, *Chem, Eng. Progr.*, **43**, 280 (1947).
33. Forbes y Coolidge, *J. Am. Chem. Soc.*, **41**, 150 (1919).
34. Fowler y Noble, *J. Appl. Chem.*, **4**, 546 (1954).
35. Frere, *Ind. Eng. Chem.*, **41**, 2365 (1949).
36. Fritzsche y Stockton, *Ind. Eng. Chem.*, **38**, 737 (1946).
37. Fuoss, *J. Am. Chem. Soc.*, **62**, 3183 (1940).
38. Garner, Ellis y Roy, *Chem. Eng. Sci.*, **2**, 14 (1953).
39. Gladel y Labtaude, *Rev. Inst. Franc. Pétrole.*, **12**, 1236 (1957.)
40. Griswold, Chew y Klecka, *Ind. Eng. Chem.*, **42**, 1246 (1950).
41. Griswold, Ch, y Winsauer, *Ind. Eng. Chem.*, **41**, 2352 (1949).
42. Griswold, Klecka y West, *Chem. Eng. Progr.*, **44**, 839 (1948).
43. Hand. *J. Phys. Chem.*, **34**, 1961 (1930).
44. Henty, McManamey y Price, *J. Appl. Chem.*, **14**, 148 (1964).
45. Hirata y Hirose, *Kagaku Kogaku*, **27**, 407 (1963).
46. Hixon y Bockelmann, *Trans. Am. Inst. Chem. Engr.*, **38**, 891 (1942).
47. Hunter y Brown, *Ind. Eng. Chem.*, **39**, 1343 (1947).
48. Jeffreys, *J. Chem. Eng. Data.*, **8**, 320 (1963).
49. Johnson y Bliss, *Trans. Am. Inst. Chem. Engr.*, **42**, 331 (1946).
50. Johnson y Francis, *Ind. Eng. Chem.*, **46**, 1662 (1954).
51. Jones y Grigsby, *Ind. Eng. Chem.*, **44**, 378 (1952).
52. Jones y McCants, *Ind. Eng. Chem.*, **46**, 1956 (1954).
53. Knight, *Trans. Am. Inst. Chem. Engr.*, **39**, 439 (1943).
54. Krishnamurty, Murti y Rao, *J. Sci. Ind. Res.*, **12B**, 583 (1953).
55. Krishnamurty y Rao, *J. Sci. Ind. Res.*, **14B**, 614 (1955).
56. Krishnamurty y Rao, *Trans. Indian Inst. Chem. Engr.*, **6**, 153 (1954).
57. Krishnamurty, Rao y Rao, *Trans. Indian Inst. Chem. Engr.*, **6**, 161 (1954).
58. Kyle y Reed, *J. Chem. Eng. Data.*, **5**, 266 (1960).
59. Laddha y Smith, *Ind. Eng. Chem.*, **40**, 494 (1948).
60. Mason y Washburn, *J. Am. Chem. Soc.*, **59**, 2076 (1937).
61. McCants, Jones y Hopson, *Ind. Eng. Chem.*, **45**, 454 (1953).
62. McDonald, *J. Am. Chem. Soc.*, **62**, 3183 (1940).
63. McDonald, Kluender y Lane, *J. Phys. Chem.*, **46**, 946 (1942).
64. Moulton y Walkey, *Trans. Am. Inst. Chem. Engr.*, **40**, 695 (1944).
65. Mueller, Pugsley y Ferguson, *J. Phys. Chem.*, **35**, 1314 (1931).
66. Murty, Murty y Subrahmanyam, *J. Chem. Eng. Data.*, **11**, 335 (1966).
67. Murti, Venkataratnam y Rao, *J. Sci. Ind. Res.*, **13B**, 392 (1954).
68. Newman, Hayworth y Treybal, *Ind. Eng. Chem.*, **41**, 2039 (1949).
69. Olsen y Washburn, *J. Am. Chem. Soc.*, **57**, 303 (1935).
70. Othmer, *Chem. Met. Eng.*, **43**, 325 (1936).
71. Othmer, Bergen, Schlechter y Bruins, *Ind. Eng. Chem.*, **37**, 890 (1945).
72. Othmer y Ku, *J. Chem. Eng. Data*, **4**, 42 (1959).
73. Othmer y Serrano, *Ind. Eng. Chem.*, **41**, 1030 (1949).
74. Othmer y Tobias, *Ind. Eng. Chem.*, **34**, 690 (1942).
75. Othmer, White y Treuger, *Ind. Eng. Chem.*, **33**, 1240 (1941).
76. Oualine y Van Winkle, *Ind. Eng. Chem.*, **44**, 1668 (1952).
77. Peake y Thompson, *Ind. Eng. Chem.*, **44**, 2439 (1952).
78. Pennington y Marwill, *Ind. Eng. Chem.*, **45**, 1371 (1953).
79. Pilloton, *A.S.T.M. Spec. Tech. Publ.*, **238**, 5 (1958).
80. Pliskin y Treybal, *J. Chem. Eng. Data*, **11** 49 (1966).
81. Pratt y Glover, *Trans. Inst. Chem. Engr. (London)*, **24**, 52 (1946).
82. Prutton, Walsh y Desar, *Ind. Eng. Chem.*, **42**, 1210 (1950).
83. Rao, Ramamurty, y Rao, *Chem. Eng. Sci.*, **8**, 265 (1958).
84. Rao y Rao, *J. Appl. Chem.*, **6**, 270 (1956).
85. Rao y Rao, *J. Appl. Chem.*, **7**, 659 (1957).
86. Rao y Rao, *J. Sci. Ind. Res.*, **14B**, 204 (1955)
87. Rao y Rao, *J. Sci. Ind. Res.*, **14B**, 444 (1955).
88. Rao y Rao, *Trans. Indian Inst. Chem. Engr.*, **7**, 78 (1954-1955).
89. Rifai, *Riv. Combust.*, **11**, 811 (1957).
90. Rifai, *Riv. Combust.*, **11**, 829 (1957).
91. Saletore, Mency Warhadpande, *Trans. Indian. Inst. Chem. Engr.*, **2**, 16 (1950).
92. Saunders, *Ind. Eng. Chem.*, **43**, 121 (1951).
93. Schott y Lynch, *J. Chem. Eng. Data.* **11**, 215 (1966).

94. Schweppe y Lorah
95. Selikson y Ricci, *J*
96. Serjian, Spurr y Gi
97. Sherwood, Evans
98. Sidgwick, Pickfo
99. Simonsen y Wash
100. Sims y Bolme, *J.*
101. Skinner, *Ind. Eng.*
102. Skrzec y Murphy,
103. Smith, *J. Phys. Ch*
104. Smith, *J. Phys. Ch*
105. Smith, *J. Phys. Ch*
106. Smith y Bonner, *I*
107. Smith y Drexel, *In*
108. Smith, Foecking y
109. Smith y La Bonte,
110. Smith, Stibolt y D
111. Taresenkov y Paul
112. Treybal y Vondrak

ETAPA SENCILLA

Como se definió con
la extracción líquido
cedimientos de labor
contacto con un diso
solutos alimentados.
o, de preferencia, en
aproximadamente 1
ha detenido y se ha
líquido clase se aísla

El coeficiente de
medio de un balance
mentación F, de refi
del soluto en la alime
peso del soluto en el
(15-8)].

Sin embargo, se prefi
en el extracto y_e y en

ETAPAS TEÓRIC

Después de un cont
restante de la solu
ner en contacto con
Este **método de extr**
es un excelente proc
tracto y refinado se p
los datos de equilibr
eliminación de solut

El número de etap
zar una composición
croft X_n, se puede
del disolvente de ex
S'/F' se mantien
$Y_s = 0$ (presaturado
cada etapa [Ec. (15-

	Ref.
333	44
1076	44
383	78
329	58
1370	58
22	80
50	80
59	119
56	119
56	119
286	100
326	100
145	14
317	14
37	14
138	46

7).

l, 331 (1946).
54).
L
4).
43).
, 583 (1953).
1955).
ngr., 6, 153 (1954).
m. Engr., 6, 161 (1954).

L
(1937).
54 (1953).

946 (1942).
, 40, 695 (1944).
1314 (1931).
ata., 11, 335 (1966).
l, 392 (1954).
61, 2039 (1949).
35).

hem., 37, 890 (1945).

19).
L
40 (1941).
(1952).
52).
(1953).
L
5).
, 24, 52 (1946).
(1950).
1958).

[1954-1955).

hem. Engr., 2, 16 (1950).

).

94. Schweppe y Lorah, *Ind. Eng. Chem.*, **46**, 2391 (1954).
95. Selikson y Ricci, *J. Am. Chem. Soc.*, **64**, 2474 (1942).
96. Serjian, Spurr y Gibbons, *J. Am. Chem. Soc.*, **68**, 1763 (1946).
97. Sherwood, Evans y Longcor, *Ind. Eng. Chem.*, **31**, 1144 (1939).
98. Sidgwick, Pickford y Wilsdon, *J. Chem. Soc.*, **99**, 1122 (1911).
99. Simonsen y Washburn, *J. Am. Chem. Soc.*, **68**, 235 (1946).
100. Sims y Bolme, *J. Chem. Eng. Data*, **10**, 111 (1965).
101. Skinner, *Ind. Eng. Chem.*, **47**, 222 (1955).
102. Skrzec y Murphy, *Ind. Eng. Chem.*, **46**, 2245 (1954).
103. Smith, *J. Phys. Chem.*, **45**, 1301 (1941).
104. Smith, *J. Phys. Chem.*, **46**, 229 (1942).
105. Smith, *J. Phys. Chem.*, **46**, 376 (1942).
106. Smith y Bonner, *Ind. Eng. Chem.*, **42**, 896 (1950).
107. Smith y Drexel, *Ind. Eng. Chem.*, **37**, 601 (1945).
108. Smith, Foecking y Barber, *Ind. Eng. Chem.*, **41**, 2289 (1949).
109. Smith y La Bonte, *Ind. Eng. Chem.*, **44**, 2740 (1952).
110. Smith, Stibolt y Day, *Ind. Eng. Chem.*, **43**, 190 (1951).
111. Taresenkov y Paul'sen, *J. Gen. Chem (U.S.S.R.)*, **7**, 2143 (1937).
112. Treybal y Vondrak, *Ind. Eng. Chem.*, **41**, 1761 (1949).
113. Treybal, Weber y Daley, *Ind. Eng. Chem.*, **38**, 817 (1946).
114. Upchurch y Van Winkle, *Ind. Eng. Chem.*, **44**, 618 (1952).
115. Varteressian y Fenske, *Ind. Eng. Chem.*, **28**, 928 (1936).
116. Varteressian y Fenske, *Ind. Eng. Chem.*, **29**, 270 (1937).
117. Venkataratnam, Rao y Rao, *Chem. Eng. Sci.*, **7**, 102 (1957).
118. Vold y Washburn, *J. Am. Chem. Soc.*, **54**, 4217 (1932).
119. Vreeland y Dunlap, *J. Phys. Chem.*, **61**, 329 (1957).
120. Vriens y Medcalf, *Ing. Eng. Chem.*, **45**, 1098 (1953).
121. Washburn y Beguin, *J. Am. Chem. Soc.*, **62**, 579 (1940).
122. Washburn, Beguin y Beckord, *J. Am. Chem. Soc.*, **61**, 1964 (1939).
123. Washburn, Brockway, Graham y Deming, *J. Am. Chem. Soc.*, **64**, 1886 (1942).
124. Washburn, Graham, Arnold y Transue, *J. Am. Chem. Soc.*, **62**, 1454 (1940).
125. Washburn y Spencer, *J. Am. Chem. Soc.*, **56**, 361 (1934).
126. Washburn y Strandskov, *J. Phys. Chem.*, **48**, 241 (1944).
127. Weck y Hunt, *Ind. Eng. Chem.*, **46**, 2521 (1954).
128. Weiser y Geankoplis, *Ind. Eng. Chem.*, **47**, 858 (1955).
129. Westwater, *Ind. Eng. Chem.*, **47**, 451 (1955).
130. Westwater y Audrieth, *Ind. Eng. Chem.*, **46**, 128 (1954).
131. Woodman, *J. Phys. Chem.*, **30**, 1283 (1926).

MÉTODOS DE CÁLCULO

ETAPA SENCILLA

Como se definió con anterioridad, una etapa de equilibrio o teórica en la extracción líquido-líquido se utiliza, en forma rutinaria, en los procedimientos de laboratorio. Una solución de alimentación se pone en contacto con un disolvente inmiscible para eliminar uno o más de los solutos alimentados. Esto se puede realizar en un túnel de separación o, de preferencia, en un recipiente agitado que pueda producir gotas de aproximadamente 1 mm de diámetro. Después de que la agitación se ha detenido y se ha logrado la separación de fases, las dos capas de líquido clase se aíslan por decantación.

El coeficiente de distribución de equilibrio se puede calcular por medio de un balance de materia, en el que se utiliza el peso de la alimentación F, de refinado R y del extracto E más la fracción en peso del soluto en la alimentación x_f y del refinado x_r cuando la fracción en peso del soluto en el disolvente de extracción y_s es igual a cero [Ec. (15-8)].

$$K = \frac{y_e}{x_r} = \frac{R}{E}\left[\frac{F}{R}\frac{x_f}{x_r} - 1\right] \tag{15-8}$$

Sin embargo, se prefiere un análisis real de la fracción en peso de soluto en el extracto y_e y en el refinado x_r.

ETAPAS TEÓRICAS CON FLUJO TRANSVERSAL

Después de un contacto líquido-líquido en una sola etapa, la fase restante de la solución de alimentación (refinado) se puede poner en contacto con más cantidad de disolvente de extracción fresco. Este **método de extracción con flujo transversal** (véase la Fig. 15-4) es un excelente procedimiento de laboratorio, porque las fases de extracto y refinado se pueden analizar después de cada etapa para generar los datos de equilibrio. Además, se puede demostrar la factibilidad de eliminación de soluto a bajos niveles.

El número de etapas con flujo transversal N requeridas para alcanzar una composición específica de refinado, en coordenadas de Bancroft X_n, se puede calcular directamente si K' es constante, la razón del disolvente de extracción respecto al disolvente de alimentación S'/F' se mantiene constante y el disolvente fresco de extracción $Y_s = 0$ (presaturado con el disolvente de alimentación) se utiliza en cada etapa [Ec. (15-9)].

$$N = \frac{\log\left(X_f/X_n\right)}{\log\left(K'S'/F' + 1\right)} \tag{15-9}$$

El método con flujo transversal no suele ser atractivo, desde el punto de vista económico, para los grandes procesos comerciales, porque el empleo del disolvente es elevado y la concentración del soluto en el extracto combinado es reducida.

ETAPAS TEÓRICAS A CONTRACORRIENTE

El principal objetivo del cálculo del número de etapas teóricas (o unidades de transferencia de masa) en el diseño de un proceso de extracción líquido-líquido es evaluar el compromiso entre las dimensiones del equipo, o el número requerido de contactores y la razón del disolvente de extracción respecto a las velocidades necesarias de flujo de alimentación para lograr la transferencia de masa deseada de una fase a la otra. En cualquier proceso de transferencia de masa puede haber un número infinito de combinaciones de las velocidades de flujo, el número de etapas y los grados de transferencia del soluto. El óptimo está determinado por las consideraciones económicas.

El número de etapas requeridas se puede mantener en un mínimo al seleccionar un disolvente con un alto coeficiente de distribución o al operar con una razón elevada del disolvente de extracción respecto a la alimentación. Sin embargo, una velocidad elevada de flujo del disolvente requiere por lo general, un alto costo de operación debido al costo de recuperación del disolvente. Una velocidad elevada de flujo del disolvente debe compararse cuidadosamente con un incremento en el costo de capital, debido a un equipo más alto o en mayor cantidad, para lograr más etapas teóricas (o unidades de transferencia de masa) y reducir el flujo requerido del disolvente. Por lo general, el costo de operación de un extractor es bastante bajo en comparación con el costo de operación de una columna de destilación para la recuperación del disolvente.

El otro objetivo común para el cálculo del número de etapas teóricas a contracorriente (o unidades de transferencia de masa) es evaluar el comportamiento del equipo de prueba para la extracción líquido-líquido en una planta piloto o evaluar el equipo de producción en una planta industrial. La mayor parte del equipo para la extracción líquido-líquido de uso común se puede diseñar para lograr el equivalente de 1 a 8 etapas teóricas a contracorriente, con algunos diseños hechos para lograr de 10 a 12 etapas teóricas.

Método del triángulo recto Este método es un tipo riguroso de Ponchon-Savarit de técnica gráfica para la determinación del número de etapas teóricas a contracorriente para un sistema ternario (Fig. 15-11). El eje horizontal representa la concentración del soluto en fracciones en peso x o y. El eje vertical es la fracción en peso del disolvente de extracción. La fracción en peso del disolvente de alimentación es simple-

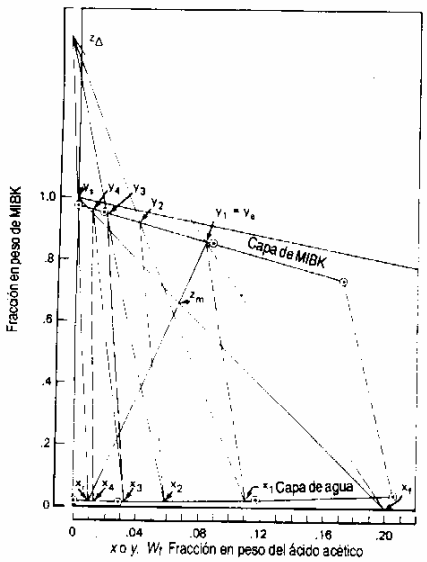


FIG. 15-11 Etapas gráficas de triángulo recto.

mente la cantidad restante, de tal manera que la suma de las tres fracciones en peso sea igual a 1.0.

Para el sistema formado por agua, ácido acético y MIBK de la figura 15-11, la capa de refinado (agua) representa la curva de solubilidad con bajas concentraciones de MIBK y la capa de extracto (MIBK) representa la curva de solubilidad con elevadas concentraciones de MIBK. Las líneas punteadas son las **líneas de unión** que conectan las dos capas en equilibrio, como se dan en la tabla 15-1. En el ejemplo 2 se describe el método del triángulo recto para el cálculo del número de etapas teóricas requeridas.

Ejemplo 2 Una corriente de alimentación de 100 kg/h que contiene 20% en peso de ácido acético en agua se va a extraer con 200 kg/h de MIBK recirculada, que contiene 0.1% en peso de ácido acético y 0.01% de agua. La concentración de ácido acético en el refinado acuoso se va a reducir hasta 1%. Calcúlese el número de etapas teóricas requeridas y la composición del extracto.

La concentración de soluto en la alimentación, $x_f = 0.20$, en el refinado $x_r = 0.01$ y en el disolvente de extracción $y_s = 0.001$ se puede ubicar en el diagrama. Por consiguiente, el punto de mezcla z_m se puede calcular a partir de la alimentación $F = 100$ kg/h y del disolvente $S = 200$ kg/h que entran al extractor [Ec. (15-10)].

$$z_m = (Fx_f + Sy_s)/(F + S) \qquad (15\text{-}10)$$

El punto de mezcla, $z_m = 0.0673$, cae sobre la línea recta que une x_f y y_s. Por lo tanto, la composición del extracto se determina al trazar una línea recta de x_r a z_m hasta que la línea corte la línea del extracto, en la composición final de éste, $y_e = 0.084$. Posteriormente se calcula el punto délta z_Δ en el cruce de las dos líneas. Una línea enlaza las composiciones de alimentación y de extracto, x_f y y_e. La otra línea conecta las composiciones de refinado y disolvente x_r y y_s.

El escalonamiento gráfico de las etapas teóricas se inicia en la composición del extracto y_e y se traza una línea de unión (paralela a la más cercana) a la composición del refinado que sale de la etapa 1, $x_1 = y_e/K = 0.084\ (0.117/0.089) = 0.1104$. La magnitud de la corriente de extracto se puede calcular por el balance de materia, $E = (F + S)\ (z_m - x_r)/y_e - x_r)$. A continuación se traza una línea recta entre x_1 y z_Δ, para determinar la composición del extracto, que sale de la etapa 2, $y_2 = 0.0415$. Se traza otra línea de unión para determinar la composición del refinado que sale de la etapa 2, x_2, y el procedimiento de escalonamiento continúa hasta llegar a la composición final del refinado, $x_r = 0.01$. Para ello se requieren cuatro etapas teóricas y fracción. Foust, Wenzel, Clump, Maus y Anderson (*Principles of Unit Operations*, 2d ed., Wiley, New York, 1980) y Treybal (*Mass-Transfer Operations*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1980) dan detalles adicionales sobre la derivación de este procedimiento.

Métodos abreviados A menudo se prefieren estos métodos para los cálculos repetitivos de los datos proporcionados por una planta piloto y las diferentes condiciones de diseño. En los cálculos de destilación, la suposición de las velocidades de flujo molar constante del vapor y líquido dio por resultado el método de cálculo escalonado de McCabe-Thiele, con líneas de operación rectas y una línea curva de equilibrio. Un concepto similar se puede lograr en la extracción líquido-líquido al suponer una velocidad de flujo constante para el disolvente de alimentación F' y una velocidad de flujo constante para el disolvente de extracción S', a través del extractor. Por lo tanto, las concentraciones del soluto están dadas por la razón en peso del soluto respecto al disolvente de alimentación X y la razón en peso del soluto respecto al disolvente de extracción Y, es decir, coordenadas de Bancroft. Estas concentraciones y coordenadas dan por resultado, esencialmente, una línea recta de operación en el diagrama XY para las etapas 2 a $r - 1$, en la figura 15-12. Los datos de equilibrio utilizados para ponderar estas razones siguen segmentos de línea recta en una gráfica log-log (véase la Fig. 15-9). Por consiguiente, el principal problema es la evaluación de la razón primaria del disolvente de extracción respecto al disolvente de alimentación que pasa a través del extractor en las etapas 2 a $r - 1$.

Robbins ("Liquid-Liquid Extraction," en Schweitzer, *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, New York, 1979, sec. 1.9) informa que la mayor parte de los sistemas de extracción líquido-líquido se puede tratar como si tuviera *A*) disolventes inmiscibles, *B*) disolventes parcialmente miscibles con una baja concentración de soluto en el extracto, o *C*) disolventes parcialmente miscibles con una elevada concentración de soluto en el extracto.

En el caso *A*, los disolventes son inmiscibles, de tal manera que la velocidad de disolvente de alimentación (considerado solo) en la corriente de alimentación F' es la misma que la velocidad del disolvente de alimentación (considerado solo) en la corriente de refinado R'. De manera similar, la velocidad del disolvente de extracción (considerado solo) es la misma en la corriente de entrada S' que en la corriente de extracto que sale E' (Fig. 15-12). En consecuencia, la razón de las velocidades de flujo del disolvente de extracción respecto al disolvente de alimentación es $S'/F' = E'/R'$. Se puede expresar un balance de materia en el extremo de alimentación del extractor, hasta cualquier etapa n hacia abajo (véase la Fig. 15-12) y después acomodarse para

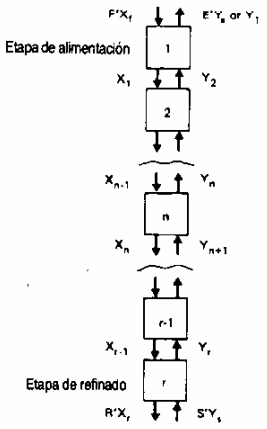


FIG. 15-12 Cascada de extracción a contracorriente.

obtener una línea de op
diente F'/S' [Ec. (15-1

Y_{n+1}

En forma análoga, h
partir de un balance de
hasta la etapa n, hacia

$Y_n =$

El balance general de
(15-13).

Y_e

Los puntos terminale
(Fig. 15-13) son X_r,
puede escalonar gráfi
la correlación de Hanc
do la línea de equilibr
línea de operación tan
puede calcular con un
(15-15)]. Cuando la in

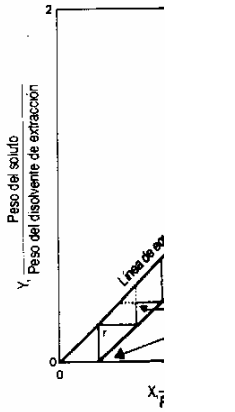


FIG. 15-13 Cálcul
nadas de Bancroft).

cero, debe utilizarse
representa el coeficie
en el punto Y_s.

Cuando $\mathcal{E} \neq 1.0$,

$$N = \frac{\ln \left[\right.}{}$$

Cuando $\mathcal{E} = 1.0$,

El valor de m represe
[Ec. (15-4)]. Esto es ig
cuando la línea de equ

1980) y Treybal (*Mass-*
, 1980) dan detalles adi-

n estos métodos para
dos por una planta pi-
s cálculos de destila-
molar constante del
álculo escalonado de
y una línea curva de
n la extracción líqui-
nstante para el disol-
ujo constante para el
. Por lo tanto, las con-
n peso del soluto res-
in en peso del soluto
coordenadas de Ban-
por resultado, esen-
iagrama XY para las
equilibrio utilizados
le línea recta en una
ente, el principal pro-
disolvente de extrac-
ie pasa a través del

veitzer, *Handbook of*
McGraw-Hill, New
e de los sistemas de
l tuviera *A*) disolven-
scibles con una baja
lventes parcialmente
lo en el extracto.

de tal manera que la
erado solo) en la co-
icidad del disolvente
e de refinado R'. De
acción (considerado
ue en la corriente de
ncia, la razón de las
respecto al disolven-
presar un balance de
ctor, hasta cualquier
és acomodarse para

Y_1

obtener una línea de operación del tipo McCabe-Thiele, con una pendiente F'/S' [Ec. (15-11)].

$$Y_{n+1} = \frac{F'}{S'} X_n + \frac{E'Y_e - F'X_f}{S'} \tag{15-11}$$

En forma análoga, la misma línea de operación se puede obtener a partir de un balance de material en el extremo de refinado del extractor, hasta la etapa n, hacia arriba [Ec. (15-12)].

$$Y_n = \frac{F'}{S'} X_{n-1} + \frac{S'Y_s - R'X_r}{S'} \tag{15-12}$$

El balance general de materia del extractor está dado por la ecuación (15-13).

$$Y_e = \frac{F'X_f + S'Y_s - R'X_r}{E'} \tag{15-13}$$

Los puntos terminales de la línea de operación en el diagrama XY (Fig. 15-13) son X_r, Y_s y X_f, Y_e y el número de etapas teóricas se puede escalonar gráficamente. La curva de equilibrio se obtiene de la correlación de Hand mostrada con anterioridad (Fig. 15-9). Cuando la línea de equilibrio es recta, su intersección es igual a cero y la línea de operación también es recta, el número de etapas teóricas se puede calcular con una de las ecuaciones de Kremser [Ecs. (15-14) y (15-15)]. Cuando la intersección de la línea de equilibrio no es igual a

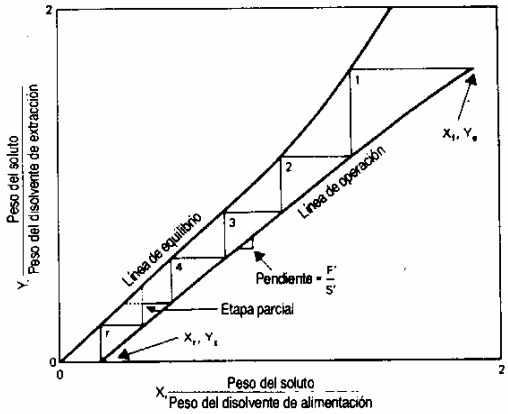


FIG. 15-13 Cálculo gráfico de las etapas a contracorriente (coordenadas de Bancroft).

cero, debe utilizarse el valor de Y_s/K_s' en vez de Y_s/m, donde K_s' representa el coeficiente de distribución, en coordenadas de Bancroft, en el punto Y_s.

Cuando $\mathcal{E} \neq 1.0$,

$$N = \frac{\ln\left[\left(\frac{X_f - Y_s/m}{X_r - Y_s/m}\right)\left(1 - \frac{1}{\mathcal{E}}\right) + \frac{1}{\mathcal{E}}\right]}{\ln \mathcal{E}} \tag{15-14}$$

Cuando $\mathcal{E} = 1.0$,

$$N = \frac{X_f - Y_s/m}{X_r - Y_s/m} - 1 \tag{15-15}$$

El valor de m representa la pendiente de la línea de equilibrio dY/dX [Ec. (15-4)]. Esto es igual que K' [Ec. (15-3)] a bajas concentraciones, cuando la línea de equilibrio es recta. El valor de $\mathcal{E}$, el **factor de extracción**, se calcula al dividir la pendiente de la línea de equilibrio, m entre la pendiente de la línea de operación F'/S' [Ec. (15-16)].

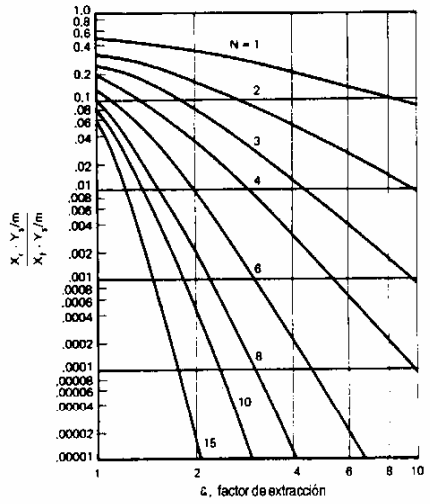


FIG. 15-14 Solución gráfica de la ecuación de Kremser.

$$\mathcal{E} = mS'/F' \tag{15-16}$$

La solución de la ecuación de Kremser se muestra gráficamente en la figura 15-14. Cuando un sistema tiene un número constante de etapas teóricas N, la concentración del soluto en el refinado X_r se puede evaluar fácilmente, como resultado del cambio de la razón del disolvente respecto a la alimentación [Ecs. (15-17) y (15-18)].

Cuando $\mathcal{E} \neq 1.0$,

$$\frac{X_r - Y_s/m}{X_f - Y_s/m} = \frac{\mathcal{E} - 1}{\mathcal{E}^{N+1} - 1} \tag{15-17}$$

Cuando $\mathcal{E} = 1.0$,

$$\frac{X_r - Y_s/m}{X_f - Y_s/m} = \frac{1}{N + 1} \tag{15-18}$$

Cuando la línea de equilibrio no es recta, Treybal (*Liquid Extraction*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1963) recomienda que se utilice el valor de la media geométrica de m. La media geométrica de la pendiente de la línea de equilibrio, a la concentración que la etapa de alimentación m_1 y a la concentración que sale de la etapa de refinado m_r es $\sqrt{m_1 m_r}$.

Ejemplo 3 Resuélvase el problema presentado en el ejemplo 2 utilizando el método abreviado de cálculo, al suponer que los disolventes son inmiscibles (caso *A*).

El problema,

$F' = 100(1-0.2) = 80$ kg de agua/h
$X_f = 0.2/0.8 = 0.25$ kg de ácido acético/agua kg
$X_r = 0.01/0.99 = 0.01$ kg de ácido acético/agua kg
$S' = 200(1-0.001) = 199.8$ kg MIBK/h
$Y_s = 0.2/199.8 = 0.001$ kg de ácido acético/MIBK/kg

Si se supone que $R' = F'$ y $E' = S'$, Y_e se puede calcular a partir de la ecuación (15-13):

$$Y_e = \frac{80(0.25) + (199.8)(0.001) - 80(0.01)}{199.8} = 0.097 \frac{\text{kg de ácido acético}}{\text{kg MIBK}}$$

Con base en la correlación de los datos de equilibrio (Tabla 15-3), $Y = 0.930(X)^{1.10}$ para un valor de X entre 0.03 y 0.25.

Posteriormente, se calcula $X_1 = (0.097/0.930)^{1/1.10} = 0.128$:

$m = dY/dX = (0.930)(1.10)(X)^{0.1}$, para X entre 0.03 y 0.25

$m_1 = 0.833$ para $X = 0.128$
$m_r = dY/dX = K' = 0.656$, para X inferior a 0.03
$K'_s = 0.656$ para $Y_s = 0.001$
$\mathcal{E} = \sqrt{m_1 m_r}\, S'/F' = (0.739)(199.8)/80 = 1.85$

N se determina con base en la figura 15-14, la ecuación (15-14) o la gráfica de McCabe-Thiele, que aparece en la figura 15-13:

$$N = \ln\left[\frac{\left(\frac{0.25 - 0.001/0.656}{0.01 - 0.001/0.656}\right)\left(1 - \frac{1}{1.85}\right) + \frac{1}{1.85}}{\ln 1.85}\right] = 4.3$$

Con base en los datos de solubilidad a $Y = 0.1039$ (Tabla 15-1) la capa de extracto contiene 5.4/85.7 = 0.0630 kg de agua/kg de MIBK y $y_e = (0.097)/(1 + 0.097 + 0.063) = 0.084$ fracción en peso de ácido acético en el extracto.

Para los casos B y C, Robbins ("Liquid-Liquid Extraction" en Schweitzer, *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, New York, 1979, sec. 1.9) desarrolló el concepto de pseudoconcentraciones de soluto para las corrientes de alimentación y de disolvente que entran al extractor y permiten que se utilicen las ecuaciones de Kremser.

En el caso *B*, los disolventes son parcialmente miscibles y la miscibilidad es casi constante en todo el extractor. Esto ocurre con frecuencia cuando todas las concentraciones de soluto son relativamente bajas. La corriente de alimentación se supone que disuelve al disolvente de extracción, sólo en la etapa de alimentación, y que mantiene la misma cantidad en todo el extractor. En forma similar, se supone que el disolvente de extracción disuelve al disolvente de alimentación, sólo en la etapa de refinado. Con estas suposiciones, la velocidad primaria del disolvente de extracción que se desplaza a través del extractor se supone que es S', y la velocidad primaria del disolvente de alimentación se supone que es F'. La velocidad del extracto E' es menos que S' y la velocidad del refinado R' es menor que F', por las solubilidades de los disolventes.

La pendiente de la línea de operación es F'/S', al igual que en las ecuaciones (15-11) y (15-12), pero sólo las etapas 2 a $r-1$ caen directamente sobre la línea de operación. Y se sabe que X_1 estará en la línea de equilibrio, en equilibrio con Y_e por definición (véase la Fig. 15-12). Se puede calcular una pseudoconcentración de alimentación X_f, que caerá en la línea de operación [Ec. (15-11)] en $Y_{n+1} = Y_e$ [Ec. (15-19)].

$$X_f^B = X_f + \frac{S' - E'}{F'} Y_e \qquad (15\text{-}19)$$

En forma similar, se sabe que Y_r estará sobre la línea de equilibrio en X_r (véase la Fig. 15-12). Por consiguiente, se puede calcular una pseudoconcentración de soluto a la entrada del disolvente de extracción Y_s^B que caiga sobre la línea de operación [Ec. (15-12)], donde $X_{n-1} = X_r$ [Ec. (15-20)].

$$Y_s^B = Y_s + \frac{F' - R'}{S'} X_r \qquad (15\text{-}20)$$

Para el caso *B*, las dos pseudoconcentraciones de entrada Y_f^B y Y_s^B se pueden utilizar en la ecuaciónde Kremser con el valor real de X_r y $\mathcal{E} = mS'/F'$ para calcular rápidamente el número de etapas teóricas requeridas. La solución del escalonamiento gráfico que aparece en la figura 15-13 también se puede utilizar. La línea de operación pasará por los puntos X_r, Y_s^B y X_f^B, Y_e y con una pendiente F'/S'. En un ejemplo analizado por Robbins [*Chem. Eng. Prog.*, **76**(10), 58 (1980)] las composiciones reales de alimentación y extracto dan un punto a la izquierda de la línea de equilibrio, en una gráfica XY, como la de la figura 15-13, porque la solubilidad del disolvente era muy elevada. Pero el empleo de la pseudoconcentración de alimentación aún da por resultado un cálculo preciso del número de etapas teóricas, como lo confirma el cálculo gráfico del triángulo recto.

Ejemplo 4 Resuélvase el problema planteado en el ejemplo 2, al suponer el caso *B*. La concentración del soluto (ácido acético) es lo suficientemente baja en el extracto para suponer que las solubilidades mutuas de los disolventes son casi constantes. El balance de materia se puede calcular por un método iterativo.

Con base en los datos de equilibrio (Tabla 15-1), la pérdida del disolvente de extracción (MIBK) en el refinado será aproximadamente de 0.016/0.984 = 0.0163 kg de MIBK/kg de agua y la pérdida del disolvente de alimentación (agua) será aproximadamente, de 5.4/85.7 = 0.0630 kg de agua/kg de MIBK.

Para la primera iteración, se supone que $R' = F' = 80$ kg de agua/h. Por consiguiente, el disolvente de extracción en el refinado = (0.0163)(80) = 1.30 kg de MIBK/h. Se estima $E' = 199.8 - 1.3 = 195.5$ kg de MIBK/h. Por lo tanto, el disolvente de alimentación en el extracto = (0.063)(198.5) = 12.5 kg de agua/h.

Para la segunda iteración, se calcula $R' = 80 - 12.5 = 67.5$ kg de agua/h y $E' = 199.8 - (0.0163)(67.5) = 198.7$ kg de MIBK/h.

En la tercera iteración converge $R' = 80 - (0.063)(198.7) = 67.5$ kg de agua/h. Y_e se calcula a partir del balance total de materia del extractor, es decir, por medio de la ecuación (15-13):

$$Y_e = \frac{(80)(0.25) + (199.8)(0.001) - (67.5)(0.01)}{198.7} = 0.0983 \frac{\text{kg de ácido acético}}{\text{kg MIBK}}$$

$$Y_e = \frac{0.0983}{1 + 0.0983 + 0.0630} = 0.0846 \text{ fracción en peso de ácido acético en el extracto}$$

Con base en la correlación de los datos de equilibrio (Tabla 15-3)

$$Y_e = 0.930\,(X)^{1.10}, \text{ para } X \text{ entre } 0.03 \text{ y } 0.25$$

La composición del refinado que sale en la etapa de alimentación (la primera etapa) se calcula como sigue:

$X_1 = (0.0983/0.930)^{1/1.10} = 0.130$
$m_1 = dY/dX = (0.930)(1.10)(X)_{0.1}$
$m_r = dY/dX = K' = 0.656$
$m_1 = 0.834$ para $X_1 = 0.13$
$m_r = 0.656$ para $X_r = 0.01$
$K'_s = 0.656$ para $Y_s = 0.001$
$\mathcal{E} = \sqrt{m_1 m_r}\, S'/F' = (0.740)(199.8)/80 = 1.85$

X_f^B se calcula a partir de la ecuación (15-19):

$$X_f^B = 0.25 + \frac{(199.8 - 198.7)(0.0983)(0.0983)}{80} = 0.251$$

Y_s^B se calcula a partir de la ecuación (15-20):

$$Y_s^B = 0.001 + \frac{(80 - 67.5)(0.01)}{199.8} = 0.0016$$

N se determina con base en la figura 15-13, la ecuación (15-14) o una gráfica del tipo McCabe-Thiele (Fig. 15-13), para el caso *B*.

$$N = \frac{\ln\left[\left(\frac{0.251 - 0.0016/0.656}{0.01 - 0.0016/0.656}\right)\left(1 - \frac{1}{1.85}\right) + \frac{1}{1.85}\right]}{\ln 1.85}$$

$= 4.5$ etapas teóricas

Una situación menos frecuente, el caso *C*, puede ocurrir cuando la concentración del soluto en el extracto es tan alta que gran cantidad del disolvente de alimentación se disuelve en la corriente de extracto, en la "etapa de alimentación", pero una cantidad relativamente pequeña de disolvente de alimentación (cuando mucho, la décima parte) se disuelve en la corriente de extracto, en la "etapa de refinado". Se supone que la corriente de alimentación disuelve al disolvente de extracción sólo en la etapa de alimentación, al igual que en el caso *B*. Pero se supone que la corriente de extracto disuelve gran cantidad de disolvente de alimentación que sale de esta etapa, y una cantidad despreciable del que sale en la etapa de refinado. Con estas suposiciones en mente, se supone que la velocidad del disolvente de alimentación primario es R', para que la pendiente de la línea de operación, para el caso *C*, sea R'/S' nuevamente, la velocidad del extracto E' es menor que S' y la velocidad del refinado R' es menor que F'.

La pseudoconcentración de alimentación para el caso *C*, X_f^C se puede calcular con base en la ecuación (15-21).

$$X_f^C = \frac{F'}{R'} X_f + \frac{S' - E'}{R'} Y_e \qquad (15\text{-}21)$$

Y el valor de Y_r caerá en la línea de operación, para el caso *C*. El factor de extracción para este caso se calcula con base en la ecuación (15-22):

$$\mathcal{E}^C = mS'/R' \qquad (15\text{-}22)$$

En un diagrama XY, para caso C, la línea de operación pasará por los puntos X_r, y X_s, X_f, Y_e con una pendiente R'/S' similar a la figura 15-13. Cuando se emplea la ecuación de Kremser para el caso C se utiliza la pseudoconcentración de alimentación X_f', de la ecuación (15-21), y el factor de extracción $\mathcal{E}^C$, de la ecuación (15-22). La concentración de refinado X_r y la concentración de entrada del disolvente Y_s se emplean sin ninguna modificación.

Cuando es la primera vez que se enfrenta un problema de extracción líquido-líquido, puede preferirse el método gráfico del triángulo recto, porque es totalmente riguroso para un sistema ternario y se puede entender en forma razonable. Sin embargo, los métodos abreviados, con las coordenadas de Bancroft y las ecuaciones de Kremser, representan una forma valiosa de ahorrar tiempo en los cálculos repetitivos y reducen los datos de las corridas experimentales. El cálculo de las pseudocomposiciones de entrada y el de las etapas en una gráfica de McCabe-Thiele se pueden realizar fácilmente en una calculadora programable o por medio de rutinas de computadora, con una correlación simple de los datos de equilibrio.

CÁLCULO DE LAS UNIDADES DE TRANSFERENCIA DE MASA A CONTRACORRIENTE

El concepto de la unidad de transferencia de masa fue desarrollado hace muchos años, para representar en forma más rigurosa lo que sucede en un contactor diferencial en vez de en un contactor de etapa. Cuando las líneas de operación y equilibrio son rectas, con una intersección igual a cero, la ecuación para calcular el número de unidades de transferencia de masa basada en la fase total del refinado N_{or} es idéntica a la ecuación de Kremser, salvo por el denominador, cuando el factor de extracción no es igual a 1.0 [Ec. (15-23)].

Cuando $\mathcal{E} \neq 1.0$,

$$N_{or} = \frac{\ln\left[\left(\frac{X_f - Y_s/m}{X_r - Y_s/m}\right)\left(1 - \frac{1}{\mathcal{E}}\right) + \frac{1}{\mathcal{E}}\right]}{1 - 1/\mathcal{E}} \qquad (15\text{-}23)$$

El número de unidades de transferencia de masa N_{or} es idéntico al número de etapas teóricas cuando el factor de extracción $\mathcal{E}$ es1.0 [Ec. (15-24)].

Cuando $\mathcal{E} = 1.0$,

$$N_{or} = [(X_f - Y_s/m)/(X_r - Y_s/m)] - 1 \qquad (15\text{-}24)$$

La diferencia se vuelve más pronunciada cuando los valores del factor de extracción son elevados [Ec. (15-25)].

$$N_{or} = N \ln \mathcal{E}/(1 - 1/\mathcal{E}) \qquad (15\text{-}25)$$

Incluso, el equipo en etapas se puede modelar mejor mediante el número de unidades de transferencia de masa cuando el factor de extracción es mayor que 1.5, en especial si las eficiencias de las etapas son bajas.

La respuesta de la concentración del soluto en el refinado X_r respecto a la razón del disolvente respecto a la alimentación S'/F', se puede calcular por medio de las ecuaciones (15-26) y (15-27) para un número constante de unidades de transferencia, basadas en la fase total del refinado N_{or}.

Cuando $\mathcal{E} \neq 1.0$,

$$\frac{X_r - Y_s/m}{X_f - Y_s/m} = \frac{1 - 1/\mathcal{E}}{e^{N_{or}(1 - 1/\mathcal{E})} - 1/\mathcal{E}} \qquad (15\text{-}26)$$

Cuando $\mathcal{E} = 1.0$,

$$\frac{X_r - Y_s/m}{X_f - Y_s/m} = \frac{1}{N_{or} + 1} \qquad (15\text{-}27)$$

La solución a estas ecuaciones se muestra gráficamente en la figura 15-15. Obsérvese que la composición del refinado no se reduce en forma apreciable cuando el factor de extracción $\mathcal{E}^C$ se incrementa desde 5 hasta infinito. Esto se debe a que la transferencia de masa de la fase del refinado limita el comportamiento, lo cual es característico en el funcionamiento de muchos dispositivos, incluyendo el equipo real con etapas. Sin embargo, cuando existe un tiempo de residencia suficiente en cada etapa de un dispositivo en etapas, de tal manera que se puedan lograr altas eficiencias de las etapas, el refinado se puede reducir sustancialmente al incrementar el factor de extracción a un valor mayor que 5 (véase la Fig. 15-14). Pero la concentración del soluto en la corriente de extracto debe ser bastante diluida.

Ejemplo 5 Calcúlese el número de unidades de transferencia requeridas para alcanzar la separación en el ejemplo 3. La solución al problema es la misma que en el ejemplo 3, salvo que cambia el denominador en la ecuación final [Ec. (15-25)]:

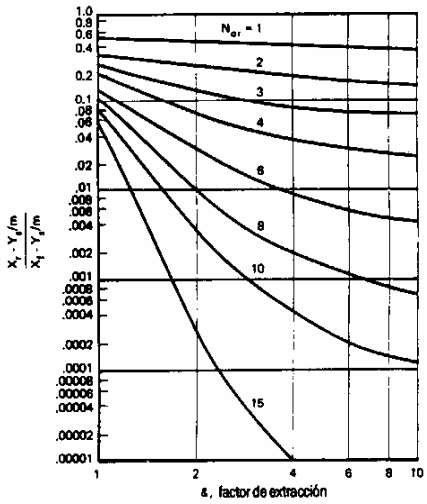


FIG. 15-15 Solución gráfica a las ecuaciones de la unidad de transferencia de masa.

$$N_{or} = 4.5 \frac{\ln 1.85}{1 - 1/1.85} = 6.0 \text{ unidades de transferencia}$$

EFICIENCIA DE LA ETAPA Y LA ALTURA DE UNA ETAPA TEÓRICA O UNIDAD DE TRANSFERENCIA

La eficiencia total de la etapa en un sistema de extracción por etapas es simplemente el número de etapas teóricas dividido entre el número de etapas reales, multiplicado por 100 [Ec. (15-28)].

Porcentaje de eficiencia de la etapa

$$= 100\,N/\text{número de etapas reales} \qquad (15\text{-}28)$$

También se puede contemplar un término similar del número de unidades de transferencia por etapa real.

La altura equivalente a una etapa teórica (HETS) en una torre de extracción es simplemente la altura de la torre Z_t dividida entre el número de etapas teóricas obtenidas [Ec. (15-29)].

$$\text{HETS} = Z_t/N \qquad (15\text{-}29)$$

En forma similar, la altura de una unidad de transferencia basada en las composiciones de la fase del refinado H_{or} es la altura de la torre dividida entre el número de unidades de transferencia [Ec. (15-30)].

$$H_{or} = Z_t/N_{or} \qquad (15\text{-}30)$$

La contribución a la altura de una unidad de transferencia global basada en las composiciones de la fase del refinado es la suma de la contribución debida a la resistencia a la transferencia de masa en la fase del refinado H_r más la contribución de la resistencia a la transferencia de masa en la fase del extracto H_e, dividida entre el factor de extracción $\mathcal{E}$ [Ec. (15-31)].

$$H_{or} = H_r + H_e/\mathcal{E} \qquad (15\text{-}31)$$

A factores de extracción elevados, la altura de la unidad de transferencia depende, básicamente, de la resistencia a la transferencia del soluto en la fase del refinado.

Los métodos de cálculo intentan cuantificar las resistencias a la transferencia de masa, en términos de las velocidades del refinado R y del extracto E, por área de la sección transversal de la torre A_t, y el coeficiente de transferencia de masa en la fase del refinado k_r, y en la fase del extracto k_e, multiplicado por el área de la interfase para la transferencia de masa (de la gotita) por volumen de torre a [Ec. (15-32) y (15-33)].

$$H_r = R/A_t k_r a \qquad (15\text{-}32)$$

$$H_e = E/A_t k_e a \qquad (15\text{-}33)$$

Los coeficientes de transferencia de masa dependen de funciones complejas de la difusividad, viscosidad, densidad, tensión de la interfase y turbulencia. En forma similar, el área de transferencia de masa de las gotitas depende de funciones complejas de la viscosidad, tensión de la interfase, diferencia de densidades, geometría del extractor, intensidad de agitación, diseño del agitador, velocidades de flujo y los depósitos granulares de la interfase. Sólo se ha obtenido un éxito limitado en la correlación del comportamiento del extractor con estos principios básicos. El parámetro H_{or} se relaciona directamente con el criterio final de diseño, que es la altura de una torre de extracción.

ETAPAS DE FRACCIONAMIENTO

Una de las separaciones más complicadas logradas mediante la extracción líquido-líquido es el fraccionamiento. Los dos solutos se pueden separar casi completamente al aislar un soluto b en el disolvente de

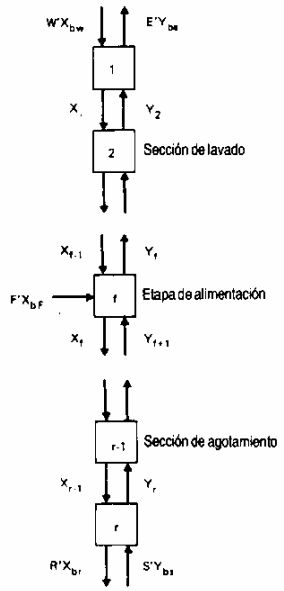


FIG. 15-16 Cascada de fraccionamiento líquido-líquido.

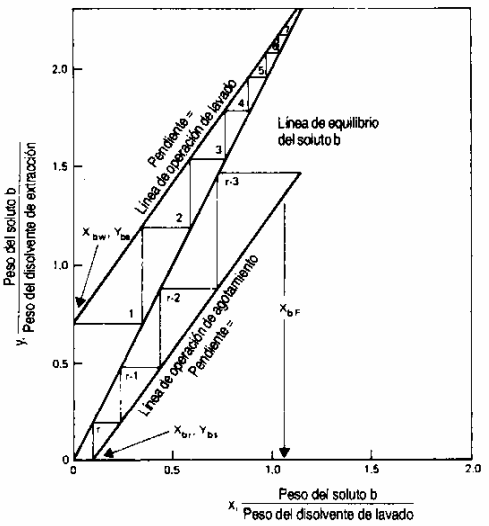


FIG. 15-17 Cálculo gráfico de las etapas de fraccionamiento para el soluto b.

extracción S', y el otro soluto c, en el disolvente de lavado W' (Fig. 15-16). La sección de fondo de una extracción por fraccionamiento es aproximadamente la misma que las extracciones a contracorrientes descritas con anterioridad, en las que el disolvente de extracción S' entra por el fondo y extracta, es decir, agota uno de los solutos b casi completamente del refinado R'. A medida que la corriente de extracto se desplaza por arriba de la etapa de alimentación, se pone en contacto, a contracorriente, con el disolvente de lavado W', que extrae el soluto no deseado c de la corriente de extracto. Esto, en efecto, purifica el soluto b que se va a extractar. Las secciones de agotamiento y lavado (enriquecimiento) tienen, cada una, su línea de operación en

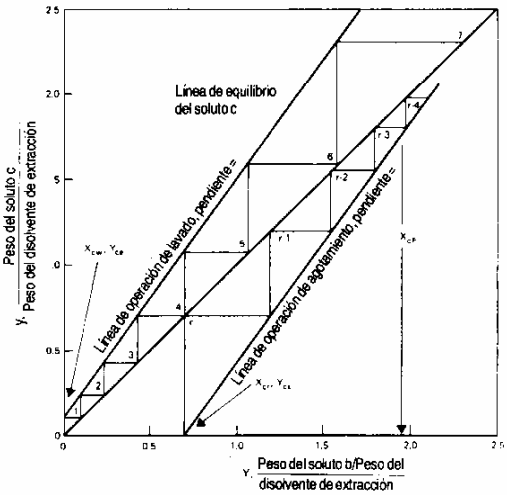


FIG. 15-18 Cálculo gráfico de las etapas de fraccionamiento para el soluto c.

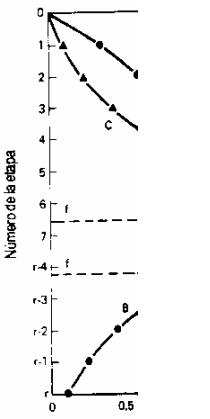


FIG. 15-19 Iguala

un diagrama XY del ti
lance total de materi
Para el caso en que
es totalmente inmisci
vente en la alimenta
que 1.0 para el comp
[Ec. (15-34)].

Para una separación
Cascades in Chemic
N.J., 1972) informa
al de extracción W'
dos pendientes de las

La razón del disolve
en la sección de enr
agrega disolvente en
se puede seleccionar
componente b en la
la corriente de refina
de alimentación de t
de extracto y refinac
importante cerca de
luto son máximas.

Un balance total d
teriormente, constru
15-18). Las concentr
extractor, X_{br} y Y_{bs},
trazarse la línea de o
en la alimentación.
de extracto del extra
el componente b co
miento, que también
vente en la alimenta
cada sección del ext
pa 1, y escalonar h
después en el extren
de alimentación f (v
repite para el compo

El número de la
concentraciones y e
debe introducirse la

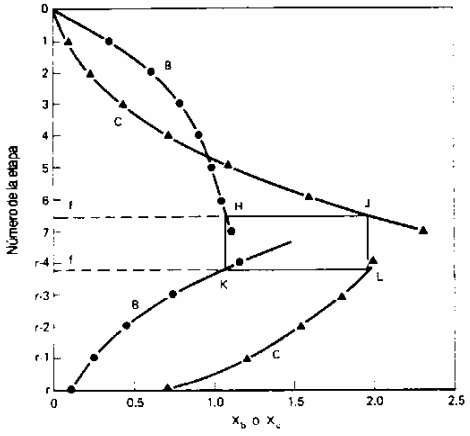


FIG. 15-19 Igualación de las concentraciones en la etapa de equilibrio.

un diagrama XY del tipo McCabe-Thiele (véase la Fig. 15-17). El balance total de materia debe cumplirse en la etapa de alimentación.

Para el caso en que se puede suponer que el disolvente de extracción es totalmente inmiscible con el disolvente de lavado y no existe disolvente en la alimentación, el factor de extracción $\mathcal{E}$ debe ser mayor que 1.0 para el componente b y menor que 1.0 para el componente c [Ec. (15-34)].

$$\mathcal{E} = mS'/W' \tag{15-34}$$

Para una separación simétrica de los componentes b y c, Brian (*Staged Cascades in Chemical Processing*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1972) informa que la relación del disolvente de lavado respecto al de extracción W'/S' debe ser igual a la media geométrica de las dos pendientes de las líneas de equilibrio [Ec. (15-35)].

$$W'/S' = \sqrt{m_b m_c} \tag{15-35}$$

La razón del disolvente de lavado respecto al de extracción es la misma en la sección de enriquecimiento que en la de agotamiento, si no se agrega disolvente en la alimentación. El grado de separación a lograr se puede seleccionar para el proceso de diseño, por ejemplo, 99% del componente b en la corriente de extracto y 99% del componente c en la corriente de refinado. Por lo tanto, se puede seleccionar la velocidad de alimentación de tal manera que las cargas de soluto en las corrientes de extracto y refinado sean razonables. Esto se vuelve especialmente importante cerca de la etapa de alimentación, donde las cargas de soluto son máximas.

Un balance total de materia se puede calcular para el extractor y posteriormente, construir un diagrama XY para cada soluto (Figs. 15-17 y 15-18). Las concentraciones de los solutos en el extremo de refinado del extractor, X_{bf} y Y_{bs}, se pueden graficar para el componente b y puede trazarse la línea de operación, con una pendiente W'/S' sin disolvente en la alimentación. Las concentraciones de los solutos en el extremo de extracto del extractor, X_{bw} y Y_{be}, también se pueden graficar para el componente b con la línea de operación de la sección de enriquecimiento, que también tiene una pendiente W'/S', si no se agrega disolvente en la alimentación. Las etapas teóricas se pueden escalonar, para cada sección del extractor, al comenzar en el extremo del extracto, etapa 1, y escalonar hasta la etapa de alimentación f, para recomenzar después en el extremo del refinado, etapa r, y escalonar hasta la etapa de alimentación f (véase la Fig. 15-17). Un procedimiento similar se repite para el componente c (Fig. 15-18).

El número de la etapa de alimentación se encuentra al igualar las concentraciones y el número de etapas. Esto ocurre en el punto donde debe introducirse la alimentación (véase Treybal, *Mass-Transfer Operations*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1980). El procedimiento para la igualación de las concentraciones se realiza al graficar el número de etapas en el eje vertical y la concentración del refinado X para cada componente (Fig. 15-19). Las concentraciones se igualan cuando se puede trazar el rectángulo $HJLK$, como se muestra en la figura. El número de etapas en la sección de lavado, incluyendo la etapa de alimentación, se determina a partir de la posición de la línea HJ. El número total de etapas r se determina con base en la posición de LK, que también está en la etapa de alimentación.

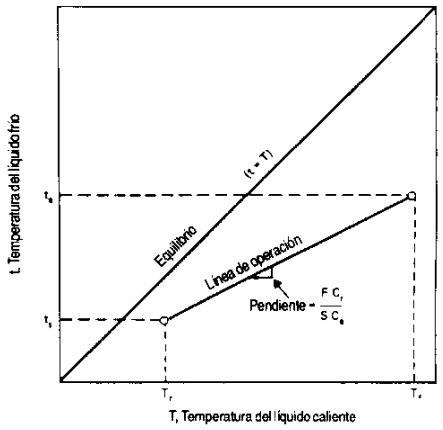


FIG. 15-20 Transferencia de calor a contracorriente.

Se puede observar que las concentraciones del soluto pueden parecer máximas en la etapa de alimentación (Fig. 15-17 y 15-18). Además, las concentraciones de los solutos se incrementan a medida que aumenta el número de etapas teóricas, las velocidades de flujo de los disolventes que entran al extractor deben ser lo suficientemente elevadas para que no se excedan los límites de solubilidad ni el punto triple, ni tampoco se llegue a un punto de picadura entre las líneas de operación y de equilibrio. La presencia de los disolventes en la corriente de alimentación cambiará la pendiente de una o ambas líneas de operación y se tienen que evaluar varias razones del disolvente de extracción con respecto al de lavado, para encontrar la óptima. Por lo general, la optimización final se realiza con el equipo de la planta piloto. En teoría, el uso de reflujo de soluto en los extremos de la cascada de extracción puede reducir el número de etapas teóricas requeridas en un factor de 2, según Brian (*Staged Cascades in Chemical Processing*, Englewood Cliffs, N.J., 1972), pero nuevamente los valores de las velocidades de flujo del disolvente se tienen que incrementar, para evitar un punto de picadura o triple cerca de la etapa de alimentación.

TRANSFERENCIA DE CALOR LÍQUIDO-LÍQUIDO A CONTRACORRIENTE

Se puede transferir calor entre dos líquidos insolubles que fluyen a contracorriente a través de un extractor y el comportamiento se evalúa de la misma manera que en la transferencia de masa (Fig. 15-20). Para un contactor diferencial, el número total de unidades de transferencia de calor, basadas en la fase caliente N_{oh}, se puede obtener con base en las mismas ecuaciones utilizadas para el cálculo del número de unidades de transferencia de masa, basadas en la fase de alimentación (refinado) [Ec. (15-36)].

$$N_{oh} = \int_{T_r}^{T_f} \frac{dT}{T - t} = \frac{Z_t}{N_{oh}} = \frac{Z_t U_o a_r A_t}{F C_r} \tag{15-36}$$

donde T = temperatura de la fase caliente (refinado), t = temperatura de la fase fría (extracto), Z_t = altura de la torre, H_{oh} = altura de una unidad global de transferencia de calor, basada en la fase caliente (refinado), U_o=coeficiente global de transferencia de calor, a_r = superficie de transferencia de calor de las gotitas por volumen, A_t = área de la sección transversal de la torre, F = velocidad de alimentación de la fase caliente y C_r = capacidad calorífica del refinado y la alimentación. La solución a la integral de la ecuación (15-36) es idéntica a la de las ecuaciones (15-23) y (15-24), donde $X_f = T_f$, $X_r = T_r$, $Y_s = T_s$, $\mathcal{E} = SC_e / FC_r$, y S = velocidad del disolvente frío, y C_e = capacidad calorífica del disolvente y el extracto. La pendiente de la línea de equilibrio $m = dT / dt = 1.0$ porque $t = T$ en el equilibrio. Von Berg [en C. Hanson (ed.), *Recent Advances in Liquid-Liquid Extraction*, Pergamon, New York, 1971, cap. 11] informó que la altura de una unidad de transferencia de calor H_{oh} es más corta que la de una unidad de transferencia de masa, H_{or}, en un factor que varía entre 3 y 20. En forma opcional, se pueden utilizar las ecuaciones de Kremser [Ecs. (15-14) y (15-15)] para el cálculo del número de etapas teóricas de transferencia de calor.

Theodore Verm
tist, Lawrence Ber
University of Calif
Member, Americar
de la sección)

M. Douglas LeV
sity of Virginia, Ch
American Chemic

Nevin K. Hiest
International, Me
gineers

Gerhard Klein, I
California, Berkel
Chemical Society

MATERIALES SO

Introducción . . . .
Adsorción . . .
Intercambio iónico
Otros sistemas sorb
Técnica de diseño pa
fijo . . . . . .
Principios orientad
Estructura matemá
Interpretación y di
Propiedades físicas d

EQU

Variancia (grados de
Ejemplo 1: Cálcu
Variables del sistema

lad calorífica del di-
le equilibrio $m = dT/$
[en C. Hanson (ed.),
w, Pergamon, New
ıa unidad de transfe-
nidad de transferen-
e 3 y 20. En forma
Kremser [Ecs. (15-
ıas teóricas de trans-

Sección 16

Adsorción e intercambio iónico

Theodore Vermeulen, Ph.D., *Professor of Chemical Engineering, Faculty Scientist, Lawrence Berkeley Laboratory, and Director of the Water Technology Center, University of California, Berkeley; Fellow, American Institute of Chemical Engineers; Member, American Chemical Society, Combustion Institute, Catalysis Society. (Editor de la sección)*

M. Douglas LeVan, Ph.D., *Associate Professor of Chemical Engineering, University of Virginia, Charlottesville; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Chemical Society. (Editor de la sección)*

Nevin K. Hiester, Ph.D., *Associate Director, Business Intelligence Program, SRI International, Menlo Park, California; Member, American Institute of Chemical Engineers*

Gerhard Klein, M.S., *Research Engineer, Water Technology Center, University of California, Berkeley; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Chemical Society*

MATERIALES SORBENTES Y ANÁLISIS DEL PROCESO DE SORCIÓN

Introducción 16-5
Adsorción 16-5
Intercambio iónico 16-6
Otros sistemas sorbentes 16-6
Técnica de diseño para las separaciones con lecho fijo 16-7
Principios orientadores 16-7
Estructura matemática 16-8
Interpretación y diseño 16-9
Propiedades físicas de los materiales sorbentes 16-9

EQUILIBRIO FLUIDO-SORBENTE

Variancia (grados de libertad) 16-12
Ejemplo 1: Cálculo de la variancia 16-12
Variables del sistema y variables de transición 16-12
Concentraciones 16-12
Otros parámetros 16-12
Isotermas monovariantes 16-13
Ecuaciones 16-14
Factor de separación 16-15
Ejemplo 2: Aplicación de isotermas 16-15
Razón de separación 16-15
Equilibrio en sistemas multivariantes 16-16
Intercambio iónico 16-16
Adsorción 16-17

TRANSICIONES LIMITADAS POR EL EQUILIBRIO

Efecto de equilibrio desfavorable 16-18
Relaciones de balance de materia: razón de carga 16-19
Ecuación de continuidad para cualquier soluto 16-19
Velocidad de la composición 16-19
Análisis del equilibrio local 16-20

Comportamiento de transición gradual 16-20
Discontinuidad (shock) para isotermas favorables 16-20
Isotermas y transiciones compuestas 16-20

TRANSICIONES DE PATRÓN CONSTANTE LIMITADAS POR LA VELOCIDAD

Comportamiento de la variación de concentración para equilibrio favorable 16-21
Mecanismos de transferencia de masa: velocidades y unidades de transferencia 16-21
Forma de las ecuaciones de velocidad 16-22
NTU por altura unitaria: un parámetro de desempeño 16-22
Fuerzas de impulso, velocidades y curvas de variación de concentración 16-23
Transferencia de masa del lado del fluido 16-24
Comportamiento de patrón preconstante 16-24
Difusión en la partícula 16-25
Difusión en el poro 16-27
Ejemplo: 3 16-27
Modelo de la cinética de reacción: resistencias combinadas 16-28
Dispersión axial y canalización 16-29

EQUILIBRIO LINEAL Y OTRAS TRANSICIONES LIMITADAS POR LA VELOCIDAD

Raíz cuadrada de ampliación de la variación de concentración 16-31
Trazo de la función J 16-32
Solución de la cinética de reacción en equilibrio no lineal 16-32
Interpretación de datos experimentales 16-33
Flujo radial 16-34
Ejemplo: 4 16-35
Ejemplo: 5 16-36
Escalamiento empírico 16-36
Métodos numéricos 16-37

OPERACIONES DE ALIMENTACIÓN CAMBIADA; REGENERACIÓN; CROMATOGRAFÍA

Cambios escalonados en la concentración de alimentación 16-38
Operaciones cíclicas 16-38
Eficiencia del proceso 16-38
Flujos unidireccionales 16-39
Regeneración con flujo inverso 16-39
Desorción por variación de temperatura y presión 16-40
Separaciones cromatográficas 16-40
Modalidad masiva y de trazas 16-40
Modelo CSF de la cinética de reacción 16-41
Diseño de separaciones de trazas de solutos 16-43

SISTEMAS MULTIVARIANTES: TRANSICIONES MÚLTIPLES

Adsorción no isotérmica (adiabática) 16-43
Ejemplo 6: Adsorción adiabática de vapor en la regeneración térmica de un lecho fijo de carbón activado 16-44
Desionización con lecho mixto 16-45
Operaciones bivariantes de tres componentes 16-46
Acción de masas u otros equilibrios 16-46
Equilibrio con factor de separación constante 16-47
Parámetros para transiciones individuales 16-47
Operaciones de multicomponentes 16-47
Regla del alfabeto y regla de la pendiente 16-47
Sorción y desorción frontal 16-48
Análisis de la función h basado en CSF 16-48
Ejemplo 7: Análisis de la función h 16-49

OPERACIONES CONTINUAS Y POR LOTES

Etapa de un solo lote 16-49
Etapa de semilote 16-50
Operación de multietapas a contracorriente 16-51
Operación diferencial continua a contracorriente 16-52

Nomenclatura y ur

Símbolo	
A	Área superfici
A_1	Factor de pon concentracion sistemas de ad factor de sepa
a	Pendiente de l bilineal (Tabl en la ecuación ecuación (16-
a_p	Área de la sup partículas de volumen emp
a_1, a_2	Coeficientes isoterma
B	Razón de las especie adsor factor de sepa
$\mathbf{B}$	Exponente de NTU con el q pendientes a concentracio una X determ
b	Pendiente de bilineal; tamb
$\mathbf{b}_f, \mathbf{b}_p$	Términos de lineal de las masa, ecuació
b_1, b_2	Coeficientes isoterma
C_0	Concentració para el interc
C_f, C_p	Capacidad ca volumen de por unidad de de la partícul
$C_1 \ldots C_6$	Constantes de
c	Concentració fluido para el adsorción
D	Difusividad
$\mathbf{D}$	Razón de sep fracción de e la cuarta edici
d_c	Diámetro del
d_p	Diámetro de l
E_0	Coeficiente s
$\mathbf{E}$	Eficiencia del (16-157)
F	Velocidad vol del fluido
$\mathbf{F}$	Fuga integral
f	Razón del flu respecto al fl
$(-\Delta H)$	Liberación de con una carga
h	Longitud inte desde el extre
$\mathbf{h}$	Parámetro co ecuación (16-
i, j	Números ent cálculos num

CAMBIADA; RAFÍA

. 16-38
. 16-38
. 16-38
. 16-39
. 16-39
. 16-40
. 16-40
. 16-40
. 16-41
. 16-43

)NES MÚLTIPLES

. 16-43

in

. 16-44
. 16-45
. 16-46
. 16-46
. 16-47
. 16-47
. 16-47
. 16-47
. 16-48
. 16-48
. 16-49

R LOTES

. 16-49
. 16-50
. 16-51
. 16-52

Nomenclatura y unidades

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
A	Área superficial	km^2/kg	ft^2/lb
A_1	Factor de ponderación, para las concentraciones de referencia de los sistemas de adsorción en el tratamiento con factor de separación constante		
a	Pendiente de la isoterma, en el tratamiento bilineal (Tabla 16-5); también es exponente en la ecuación (16-142) y un término en la ecuación (16-179)		
a_p	Área de la superficie externa de las partículas de sorbente por unidad de volumen empacado	mm^{-1}	in^{-1}
a_1, a_2	Coeficientes en el ajuste trinomial de la isoterma		
B	Razón de las referencias q y c para cada especie adsorbida en el tratamiento con factor de separación constante	L/kg	ft^3/lb
B	Exponente de la razón de los valores de los NTU con el que se obtiene la razón de las pendientes a media altura de la variación de concentraciones en la razones de **T** − 1, para una **X** determinada		
b	Pendiente de la isoterma en el tratamiento bilineal; también, una variable paramétrica		
$\mathbf{b}_f$, $\mathbf{b}_p$	Términos de corrección para la suma no lineal de las resistencias de transferencia de masa, ecuación (16-92)		
b_1, b_2	Coeficientes en el ajuste trinomial de la isoterma		
C_0	Concentración total en la fase del fluido, para el intercambio iónico	(g·ion equiv)/L	(lb·ion equiv)/ft^3
C_f, C_p	Capacidad calorífica por unidad de volumen de solución en la fase del fluido por unidad de volumen empacado en la fase de la partícula	J/(K·L)	Btu/(°F·ft^3)
$C_1 \ldots C_6$	Constantes determinadas localmente		
c	Concentración del sorbente en la fase del fluido para el intercambio iónico o la adsorción	(g·ion equiv)/L (g·mol)/L	(lb·ion equiv)/ft^3 (lb·mol)/ft^3
D	Difusividad	mm^2/s	ft^2/h
D	Razón de separación multiplicada por la fracción de espacios vacíos Aε (utilizada en la cuarta edición)		
d_c	Diámetro del cristalito	mm	in
d_p	Diámetro de la partícula	mm	in
E_0	Coeficiente superficial de dispersión axial	mm^2/s	ft^2/h
E	Eficiencia del regenerante, ecuación (16-157)		
F	Velocidad volumétrica de flujo en la fase del fluido		
F	Fuga integral, ecuación (16-134)		
f	Razón del flujo total en la fase gaseosa respecto al flujo a la entrada del lecho		
$(-\Delta H)$	Liberación de calor, debida a la adsorción, con una carga específica de sorbente	kJ/(g·mol)	Btu/(lb·mol)
h	Longitud interior de la columna, medida desde el extremo de entrada	m	ft
h	Parámetro concentración-trayectoria en la ecuación (16-197)		
i, j	Números enteros acumulativos en los cálculos numéricos		

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
J	Integral de la función de Bessel en el intervalo de 0 a 1, ecuación (16-124)		
K_{AB}, $\mathbf{K}_{AB}$	Constantes del equilibrio de acción de masas en la ecuación (16-13*a*)		
K_F	Similar a K_f, pero adimensional		
K_f	Constante de equilibrio en la adsorción de Freundlich	$(g \cdot mol^{1-\beta})/(kg^{\beta} \cdot L^{-1})$	$(lb \cdot mol^{1-\beta})/(lb^{\beta} \cdot ft^{-3})$
K_l	Constante de equilibrio en la adsorción de Langmuir	bar^{-1}; L/(g·mol)	atm^{-1}; $ft^3/(lb \cdot mol)$
k	Coeficiente de transferencia de masa	mm/s	ft/s
L	Longitud axial de mezclado	mm	ft
L, M, M', N	Constantes en las ecuaciones de sorción intermitente		
M	Peso molecular	daltons	daltons
m	Exponente en el equilibrio de acción de masas, ecuación (16-13*a*)		
N	Número de unidades de transferencia o reacción		
$\mathbf{P}\hat{d}$	Número de Péclet para la dispersión axial, ecuación (16-105)		
p	Presión parcial	bar	atm
Q	Concentración máxima de la fase sólida en la adsorción o concentración total del ion-equivalente en el intercambio iónico	g equiv/kg o (g·mol)/kg	(lb·mol)/lb
q	Concentración en la fase sólida	g equiv/kg o (g·mol)/kg	(lb·mol)/lb
R	Distancia radial del lecho para el caso de flujo radial		
R'	Reemplazo empírico de **R** para las condiciones de no equilibrio		
R_f	Razón de la velocidad del pico cromatográfico respecto a la velocidad del fluido		
R_u	Constante del gas	kJ o $(m^3 \cdot Pa)/[(g \cdot mol) \cdot (\mathbf{K})]$	Btu/ $[(lb \cdot mol) \cdot °R]$
R	Factor de separación para una sola transición		
r	Distancia radial dentro de una partícula		
$\bar{r}$	Radio promedio del poro dentro de una partícula		
r	Factor de separación para un sistema de sorción		
S	Área de la sección transversal		
s	Primera variable en el argumento de **J**, ecuación (16-124)		
T	Parámetro de capacidad basado en las concentraciones totales		
$\bar{T}$	Valor promedio de T		
T	Parámetro de capacidad basado en los cambios de concentración para la transición de interés		
T_K	Temperatura absoluta	K	°R
t	Tiempo, con t_a representa el tiempo aparente de residencia; también, la segunda variable en el argumento de **J**		
$\hat{t}$	Tiempo después de la llegada del frente fluido, $t-(hS\varepsilon/F)$	s	s
$\bar{t}$	Tiempo medio de residencia en la etapa semiintermitente	s	s
U	Velocidad adimensional de concentración; $1/T$		

Nomenclatura y unidades (*Continuación*)

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
u_0	Velocidad de transición, ecuación (16-53)	m/s	ft/min
V	Volumen de fluido alimentado a la columna		
$\hat{V}$	Volumen de fluido después del punto de interés, $V - v_E$		
v	Volumen de sorbente, desde el extremo de entrada hasta el punto de interés		
W	Carga en peso del sólido	kg	lb
X	Concentración adimensional de la fase del fluido, en un punto dentro del poro de la partícula; también, extensión del método de equilibrio; además, razón molar del soluto respecto al gas portador		
X'	Función intermedia, relacionada con **X**, para el cálculo de la dispersión axial		
X	Concentración adimensional en la fase del fluido, entre 0 aguas abajo y 1 aguas arriba, dentro de una transición		
$\overline{\mathbf{X}}$	Fuga promedio, ecuación (16-135)		
x	Concentración adimensional en la fase del fluido, para los sistemas de sorción o intercambio		
Y	Concentración adimensional en la fase del sólido en un punto dentro de la partícula		
Y	Concentración adimensional en la fase sólida dentro de una transición		
$\overline{\mathbf{Y}}$	Utilización de la resina		
y	Concentración adimensional en la fase sólida para los sistemas de sorción o intercambio		
z	Fracciones de enlaces cruzados en las resinas a base de polímeros		
Z	Parámetro de capacidad **T** utilizado en la cuarta edición		
z	Un número		
	Símbolos griegos		
α	Factor de separación, para un determinado soluto, en relación con un segundo soluto		
β	Exponente en la relación de la isoterma de Freundlich		
Γ	Razón de las concentraciones relativas del elutante, en la fase del sorbente y la del fluido, para una columna a contracorriente		
$\Gamma(i)$	Transición gradual y la trayectoria correspondiente de concentración; $i = 1$, para la transición mas alejada aguas abajo (la primera en surgir)		
γ	Razón de las concentraciones relativas de una especie designada, en la fase estacionaria y del fluido, para contacto intermitente		
Δ	Reducción total máxima de la concentración relativa en la fase del fluido, para contacto intermitente, desde el nivel de entrada hasta el equilibrio ocasional; también, incremento de **N** o **NT** en el cálculo numérico		
δ	Constante de integración en las ecuaciones de variación de concentración, con patrón constante		
ϵ	Fracción de espacios vacíos en una columna empacada		
ζ	Parámetro de mecanismo, razón del NTU en la fase del sorbente respecto al NTU en la fase del fluido		
η	Parámetro del mecanismo, razón del número de unidades de transferencia de masa o unidades reactivas respecto al número de unidades de la dispersión axial $N\hat{d}$		
θ	Cambio de temperatura	K	°F
κ	Coeficiente generalizado de velocidad	s^{-1}	s^{-1}
Λ	Razón de separación del sistema para un componente o para los solutos totales, ecuación (16-6)		
Λ	Razón de separación de la transición en un sistema binario, ecuación (16-21)		
Λ'	Valor local de Λ		
μ	Viscosidad		
μ_i	Potencial químico del soluto i	kJ/(g·mol)	Btu/(lb·mol)
υ	Valencia		
ξ	Integrando de la variable de "desplazamiento", ecuación (16-124)		
π	Presión de diseminación	MPa/m	atm/ft
ρ	Densidad		
$\Sigma(i)$	Transición abrupta		
σ	Área de la superficie por unidad de peso de sólido seco		
$\bar{\tau}$	Tortuosidad		
χ	Porosidad interior de las partículas del sorbente		
ψ	Factor de corrección, para el empleo de la fuerza lineal de impulso dentro de las partículas depende del valor de **R** para **R**<1		

Referencias Generales: Aris y Amundson, *Mathematical Methods in Chemical Engineering*, vol 2: *First-Order Partial Differential Equations with Applications*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1973. Barrer, *Zeolites and Clay Minerals as Sorbents and Molecular Sieves*, Academic, New York, 1978. Clazie, Klein, y Vermeulen, "Multicomponent Diffusion: Generalized Theory with Ion Exchange Applications", U.S. Off. Saline Water Res. Dev. Prog. Rep. 326, 1968. Gregg y Sing, *Adsorption, Surface Area, and Porosity*, Academic, New York, 1982. Hall, Eagleton, Acrivos y Vermeulen, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **5**, 212 (1966). Helfferich, *Ion Exchange*, McGraw-Hill, New York, 1962. Helfferich y Klein, *Multicomponent Chromatography*, Maurice Dekker, New York, 1970. Hiester y Vermeulen, *Chem. Eng. Prog.*, **48**, 505 (1952); *Ind. Eng. Chem.*, **44**, 636 (1952); *J. Chem. Phys.*, **22**, 96 (1954); *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2**, 404 (1956). Holland y Liapis, *Computer Methods for Solving Dynamic Separation Problems*, McGraw-Hill, New York, 1982. Klein, Sinkovic y Vermeulen, "Weak-Electrolyte Ion Exchange in Waste-Water Reuse", U.S. Interior Dept. Rep. OWRT 82/7, 1982. Kohl y Riesenfeld, *Gas Purification*, 3a. ed., Gulf, Houston, 1980. Liberti y Helfferich (eds.), *Mass Transfer and Kinetics in Ion Exchange*, Martinus Nijhoff, Boston, 1982. Rodrigues y Tondeur, *Percolation Processes: Theory and Applications*, Suthoff y Noordhoff, Rockville, Md., 1981. Sherwood, Pigford y Wilke, *Mass Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1975. Tondeur y Klein, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **6**, 339, 347 (1967). Weber, *Physicochemical Processes for Water Quality Control*, Wiley, New York, 1972.

Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
	°F
1	s^{-1}
(g·mol)	Btu/(lb·mol)
Pa/m	atm/ft

MATERIALES SORBENTES Y ANÁLISIS DEL PROCESO DE SORCIÓN

INTRODUCCIÓN

La sorción o adsorción es la transferencia selectiva de uno o más solutos de una fase fluida a un lote de partículas sólidas. La selectividad común de un sorbente entre el soluto y el fluido portador o entre varios solutos, hace posible la separación de ciertos solutos presentes en el fluido portador o entre sí. En forma similar, en la operación inversa, desorción, se realiza a menudo la separación de las especies que se encontraban originalmente en el sólido. En esta sección se analiza el desarrollo y diseño de los procesos de separación, basados en los fenómenos de sorción y desorción.

En general, la adsorción incluye la acumulación de moléculas de soluto en una interfase (que incluye gas-líquido, como, por ejemplo, en las separaciones por fraccionamiento de espuma, y líquido-líquido). En esta sección sólo se consideran las interfases gas-sólido y líquido-sólido, con el soluto existente en el fluido uniéndose en forma selectiva al sólido. La acumulación por unidad de área es pequeña; por consiguiente, se prefieren los sólidos altamente porosos con áreas internas muy grandes por unidad de volumen. Generalmente, las superficies son irregulares y las energías de enlace (debidas básicamente a las fuerzas de Van der Waals, como en la condensación del vapor) varían considerablemente de un lugar a otro. Sin embargo, con "mallas moleculares" se proporcionan las superficies de adsorción a través de canales o cavidades en el interior de una estructura macrocristalina; las mallas tienen una alta uniformidad de superficie de adsorción, con una energía de unión casi constante.

Con un ejemplo sencillo, se mostrará la extensión del área interna en un adsorbente granular característico. Supóngase que la fracción de espacios vacíos interparticulares es 0.40, la porosidad interparticular es también 0.40 y el diámetro eficaz del poro es 10 nm. La razón superficie a volumen de este material será 0.1 km^2/L (o 1 mi^2/ft^3) de lecho empacado. Si el soluto forma una capa monomolecular completa, por ejemplo, de 0.5 nm de profundidad, ocupará 20% del volumen interno del poro, o sea, aproximadamente 5% del volumen total del lecho empacado.

Por lo general, el intercambio iónico es un efecto tridimensional en todo el sólido polimérico, y éste es del tipo "gel" porque absorbe (o disuelve) parte del disolvente en fase fluida. En el intercambio iónico, especies de tipo molecular con cargas positivas (cationes) o negativas (aniones) que existen en el fluido, por lo general en solución acuosa, reemplazan iones no semejantes con el mismo tipo de carga que inicialmente se encontraban en el sólido. El intercambiador de iones contiene, en forma permanente, grupos "co-ion" de unión de carga opuesta. A pesar de que muchos intercambiadores de iones son polímeros, otros son del tipo de malla molecular.

Por lo general, en la adsorción a partir de la fase gaseosa, parte de la superficie sólida está vacante; a medida que se incrementa la concentración en fase fluida de soluto, el área vacante disminuye y el nivel de sorción del sólido se incrementa. En el caso del intercambio iónico o en la adsorción de una fase líquida, el sorbente tiene una capacidad total fija e intercambia exclusivamente un soluto por otro.

Se puede considerar que la sorción incluye la absorción de gas y la extracción de líquido. En términos de los sorbentes de tipo sólido tratados aquí, aún se dan esos casos. Las partículas de sólidos porosos, en la que los poros están impregnados por un líquido duradero, pueden absorber de un gas o extraer de un segundo líquido los solutos a los que dichas partículas están expuestas. Ciertos polímeros homogéneos de tipo "gel" actúan de manera similar. Por consiguiente, "la separación por absorción" y la "separación por extracción" son operaciones unitarias a las que también se aplica esta sección.

En la figura 16-1 se muestran los medios de toma y almacenamiento de soluto por medio de una partícula sorbente, en los poros o en la superficie de éstos, o dentro de una estructura permeable y homogénea del tipo "gel", o en ambos. En la tabla 16-1 se clasifican las operaciones de sorción mediante el tipo de fluido y la estructura del sorbente.

Adsorción Los adsorbentes son materiales naturales o sintéticos de estructura amorfa y microcristalina. Los utilizados en gran escala incluyen el carbón activado, la alúmina activada, el gel de sílice, la tierra de fuller, otras arcillas y las mallas moleculares descritas con anterioridad.

A temperaturas ordinarias, la adsorción es causada por lo general por las fuerzas intermoleculares en vez de por la formación de nuevos enlaces químicos y, en este caso, se conoce como **adsorción física** o fisisorción. A temperaturas más elevadas (arriba, aproximadamente,

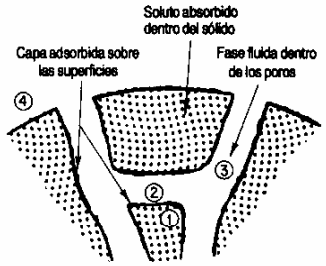


FIG. 16-1 Formas de captación dentro de la partícula del adsorbente o intercambiador iónico. Los números se refieren a la subsección "Mecanismos de transferencia de masa".

TABLA 16-1 Clasificación de las operaciones de sorción

Sustrato (fase fluida)	Adhesión o penetración del soluto en el sorbente (fase estacionaria)		
	En un sólido homogéneo	Entre o sobre superficies de cristalita	En un líquido contenido permanentemente dentro de los poros de la partícula
Líquido	Intercambio iónico Retardación iónica Infiltración y lixiviación Exclusión iónica Diálisis de gel	Adsorción de intercambio Adsorción por tamiz molecular	Extracción por separación
Gas	Absorción	Adsorción física Adsorción por tamiz molecular	Absorción por separación

56). Holland y Liapis,
Problems, McGraw-
Weak-Electrolyte Ion
pt. Rep. OWRT 82/7,
Gulf, Houston, 1980.
in Ion Exchange, Mar-
ercolation Processes:
ville, Md., 1981. Sher-
New York, 1975. Ton-
347 (1967). Weber,
al, Wiley, New York,

de 200°C o 400°F) se dispone de la energía de activación necesaria para hacer o romper las uniones químicas y, si dicho mecanismo prevalece, la adsorción se conoce como **quimisorción** o adsorción activada.

Los principales usos de la **adsorción en fase líquida** incluyen:

1. La decoloración, el teñido o el desengomado de combustibles y lubricantes, disolventes orgánicos y aceites vegetales y animales
2. La recuperación de productos químicos biológicos (antibióticos, vitaminas, saborizantes) procedentes de caldos fermentados o extractos de plantas
3. La clarificación de los alimentos y los productos farmacéuticos
4. La decoloración de las mieles crudas de azúcar
5. La purificación de los efluentes de proceso para control de la contaminación
6. El tratamiento del suministro de agua por lo que respecta a olores, sabor o color
7. La separación de hidrocarburos isoméricos aromáticos o alifáticos

Los empleos principales de la **adsorción en fase gaseosa** incluyen:

1. El secado de gases (la desecación en paquete es un caso especial)
2. La purificación del aire de entrada, circulación o salida para la eliminación de gases tóxicos, olores, aerosoles, etcétera
3. La recuperación de disolventes en el aire de salida de una cámara de evaporación (rocío de las pinturas, lavado en seco de la ropa, procesamiento de un polímero)
4. El fraccionamiento de gases: hidrocarburos de bajo peso molecular, gases raros e industriales

Los casos más importantes de la **desorción** son el secado y lixiviado de las materias primas en forma de partículas sólidas.

Por lo general, se utiliza el contacto en lecho fijo con regeneración periódica. Los sistemas a contracorriente, intermitentes y con oscilaciones de presión tienen aplicación en casos particulares. En la sección 19 se analizan los equipos para los sistemas de intercambio iónico y adsorción.

Intercambio iónico En este proceso se utiliza una fase sólida que contiene grupos de enlace, que transportan una carga iónica (ya sea + o −) junto con iones desplazables de carga opuesta ("contraiones"). La mayor parte de los intercambiadores de iones a gran escala se basan en resinas sintéticas, ya sea preformadas y posteriormente sometidas a una reacción química, como el poliestireno, o formadas a partir de monómeros activos (ácidos olefínicos, aminas o fenoles). Las zeolitas naturales (polímeros de silicatos inorgánicos) fueron los primeros intercambiadores de iones y actualmente se utilizan las zeolitas naturales y sintéticas. Los intercambiadores son permeables exclusivamente en dimensiones moleculares, a menos que las partículas tengan una red interconstruida de canales "macroporosos." Las difusividades de los iones en la fase de la resina son numéricamente similares a las de los disolventes de viscosidad moderada y disminuyen con rapidez, al incrementarse la valencia o el diámetro.

Las resinas para intercambios catiónicos contienen, por lo general, grupos de enlace de ácido sulfónico; en un grado menor, estos grupos pueden ser de tipo carboxílico, fosfónico, fosfínico, etc. Las resinas aniónicas comprenden grupos de amonio cuaternarios (fuertemente básicos) u otros grupos amino (débilmente básicos).

El intercambio iónico se expresa como una **reacción reversible** que comprende cantidades químicamente equivalentes; como ejemplo del intercambio catiónico, se citará la reacción ya conocida para suavizar el agua:

$$Ca^{++}(aq) + 2Na^{+}(resin) \rightleftharpoons Ca^{++}(resin)_2 + 2Na^{+}(aq)$$

o bien,

$$Ca^{++} + 2NaR \rightleftharpoons CaR_2 + 2Na^{+}$$

en donde R representa un sitio aniónico univalente y estacionario en la red del policlectrólito de fase del intercambiador. Como sucede en casi todas las operaciones de sorción, el sorbente sólido puede conservarse después de su uso, mediante la **regeneración** o con una solución que contenga el ion que estaba presente inicialmente en el sólido.

El intercambio iónico entre electrólitos fuertes se desarrolla usualmente hasta que se ha agotado casi por completo la **capacidad estequiométrica** del intercambiador; en consecuencia, la capacidad total del sorbente es prácticamente constante, sea cual fuere la composición de la solución tratada. Se presenta una excepción aparente cuando se trata de un ácido o una base débiles, ya sea en la resina o en la solución (o en ambas), en que la capacidad aparente de la resina puede ser mucho menor que su valor estequiométrico.

Las **resinas de intercambio iónico a base de quelatos** presentan en forma extraordinaria una alta selectividad para determinados cationes. Una resina comercial (Dowex A–1) contiene grupos de enlace de iminodiacetato unidos a una matriz de poliestireno y muestra gran afinidad respecto al cobre, níquel, cobalto y hierro.

Para el **retardamiento de los iones**, un monómero catiónico se polimeriza en el interior de la estructura de una resina de intercambio aniónico previamente formada, o viceversa, y la estructura resultante se conoce como un policlectrólito del tipo de "serpiente enjaulada". En su forma regenerada, esta matriz tiene sus grupos catiónicos en forma de hidrógeno y los grupos aniónicos como hidroxilos. La introducción de un electrólito fuerte desplaza los H^+ y OH^- y los neutraliza; por consiguiente, la resina se satura con especies iónicas. La regeneración con agua hace que se hidrolicen los grupos de la resina, con liberación y recuperación de los iones.

Otros sistemas sorbentes Las **resinas de transferencia de electrones** (redox) realizan oxidaciones y reducciones, cambiando la valencia de ciertos iones metálicos o eliminando el oxígeno disuelto. Algunas de dichas resinas tienen grupos de hidroquinona, que sufren una oxidación reversible para formar quinona y otras contienen grupos mercaptano.

La **infiltración de un gel** proporciona una separación basada en el tamaño molecular desarrollada con un sustrato líquido. Implica el uso de gránulos de un material permeable y ligeramente solvatado, como el que se emplea en la diálisis de membrana, por ejemplo, la celulosa. El gránulo admite solutos "cristaloides" ya sean iónicos o moleculares, hasta de 10 a 15 angstroms de diámetro, pero rechaza por completo materiales "coloidales" de dimensiones mayores que este tamaño límite. La regeneración con un líquido libre de soluto permite que el cristaloide abandone la partícula y se recupere en el efluente, dejando el sólido listo para reutilizarse.

Las **separaciones tipo absorción y extracción** que se llevan a cabo con un sólido sorbente se efectúan basándose en diferencias de solubilidad más que en el tamaño molecular. El soluto pasa por un cambio de fase verdadero a escala molecular; en su estado "disuelto" dentro del sólido, cada molécula de soluto está rodeada íntimamente por moléculas del material sorbente. Las definiciones usuales de absorción y extracción se sostienen en este caso: en la absorción, la fase o sustrato que porta el soluto es gaseosa, en la extracción es líquida. La infiltración de materiales poliméricos amorfos es un ejemplo de este efecto, aunque por lo común se desarrolla con membranas más que con gránulos; son ejemplos los gases o moléculas orgánicas ligeras (CH_4, CH_3Br) que se fijan por medio de cloruro de polivinilo, etilcelulosa o hule de polímeros de silicón.

La **exclusión iónica** (o exclusión electrolítica) es un caso específico de la extracción de sorbente desarrollada con resinas comunes para intercambio iónico. La resina se satura previamente con los mismos iones móviles (cationes o aniones, según el tipo de resina de que se trate) que se encuentran en la solución. Luego repelerá los componentes iónicos de la solución mientras se extraen los materiales neutros no acuosos, como alcoholes, ácidos carboxílicos y cetonas, cuyo peso molecular es relativamente bajo.

Otra clase de sorción con cambio de fase de empleo muy frecuente en análisis químicos, pero que tiene aplicaciones industriales en potencia, es la **cromatografía de separación**. El sorbente es un líquido verdadero, insoluble o no volátil con respecto al sustrato, contenido en los poros de un material sólido granular de base, que casi siempre es relativamente inerte. Puesto que estos sorbentes se utilizan también

en operaciones tipo sat
pueden calificar de **sepa**
tracción.

TÉCNICA DE DISI
CON LECHO FIJO

La operación con lech
cuentas o bolitas, es la fo
nes por sorción. El flujo
pero en ocasiones se u
modalidad de lecho fijo
complejo. Por consigui
pal a los lechos fijos co
modalidades opcionale
lechoso, fluidificado y
tratan en forma breve.

En un lecho fijo o "c
o gaseosa que contien
coexistentes de fluido
distancia axial dentro d
tra en la figura 16-2, d
la distancia de la entra
lecho se muestra al pri
disolvente se identifica
luto transferible por el

En t_0 ni el soluto ni
disolvente se ha despla
es adsorbido por el sor
t_2, el disolvente ha llen
"frente" de soluto (con
breado) continúa avanz
quier instante se conoc

Esta región frontal, c
de sorción" o "zona d
lumen aguas arriba de
la alimentación y el v
ge en equilibrio con e
determinado estequio
rior inclinada, cuya p
frente.

La "historia" de la
miento" permanece en

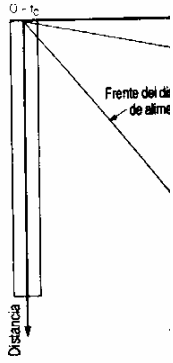


FIG. 16-2 Ubicación d
en una columna de lecho f
nales sombreadas muestr

con una solución que
e en el sólido.
es se desarrolla usual-
to **la capacidad este-**
cia, la capacidad total
l fuere la composición
Sn aparente cuando se
resina o en la solución
i resina puede ser mu-

quelatos presentan en
eterminados cationes.
upos de enlace de imi-
y muestra gran afini-

mero catiónico se po-
resina de intercambio
a estructura resultante
rpiente enjaulada". En
s catiónicos en forma
xilos. La introducción
" y los neutraliza; por
icas. La regeneración
resina, con liberación

ransferencia de elec-
nes, cambiando la va-
oxígeno disuelto. Al-
inona, que sufren una
tras contienen grupos

paración basada en el
íquido. Implica el uso
iente solvatado, como
r ejemplo, la celulosa.
n iónicos o molecula-
rechaza por completo
es que este tamaño lí-
soluto permite que el
n el efluente, dejando

in que se llevan a cabo
diferencias de solubi-
pasa por un cambio de
"disuelto" dentro del
mamente por molécu-
les de absorción y ex-
, la fase o sustrato que
iquida. La infiltración
lo de este efecto, aun-
más que con gránulos;
ligeras (CH_4, CH_3Br)
etilcelulosa o hule de

) es un caso específico
resinas comunes para
nente con los mismos
o de resina de que se
peleará los componen-
materiales neutros no
y cetonas, cuyo peso

mpleo muy frecuente
es industriales en po-
orbente es un líquido
sustrato, contenido en
e, que casi siempre es
es se utilizan también

en operaciones tipo saturación, las separaciones basadas en ellos se pueden calificar de **separación por adsorción y separación por extracción.**

TÉCNICA DE DISEÑO PARA LAS SEPARACIONES CON LECHO FIJO

La operación con lecho fijo, con el sorbente en forma de gránulos, cuentas o bolitas, es la forma principal para llevar a cabo las separaciones por sorción. El flujo descendente es el que generalmente se utiliza, pero en ocasiones se necesita el flujo ascendente. A pesar de que la modalidad de lecho fijo es considerablemente útil, su análisis es muy complejo. Por consiguiente, en esta sección se da una atención principal a los lechos fijos con respecto a su **interpretación** y **cálculo**. Las modalidades opcionales, como, por ejemplo, la intermitente, de flujo lechoso, fluidificado y régimen permanente a contracorriente, sólo se tratan en forma breve.

En un lecho fijo o "columna", a la que se introduce una fase líquida o gaseosa que contiene un soluto a flujo tapado, las composiciones coexistentes de fluido y sólido dependen del tiempo transcurrido y la distancia axial dentro de la columna. Dicho comportamiento se muestra en la figura 16-2, donde el tiempo está graficado en las abscisas y la distancia de la entrada en las ordenadas (medidas hacia abajo). El lecho se muestra al principio (t_0) y en dos tiempos sucesivos t_1 y t_2. El disolvente se identifica por el sombreado de líneas diagonales y el soluto transferible por el sombreado de líneas horizontales.

En t_0 ni el soluto ni el disolvente han entrado aún al lecho. En t_1 el disolvente se ha desplazado casi al extremo del lecho y el soluto (que es adsorbido por el sorbente) ha recorrido una distancia más corta. En t_2, el disolvente ha llenado por completo el espacio vacío del lecho y el "frente" de soluto (como se muestra por la densidad más baja del sombreado) continúa avanzando. Una gráfica de esta información en cualquier instante se conoce como un "perfil de concentración."

Esta región frontal, conocida también como una "transición", "onda de sorción" o "zona de sorción", es nuestro principal interés. El volumen aguas arriba de dicha zona muestra el sólido en equilibrio con la alimentación y el volumen aguas abajo muestra el fluido que surge en equilibrio con el sólido preexistente. El centro de transición, determinado estequiométricamente, está marcado por la línea superior inclinada, cuya pendiente corresponde a la velocidad media del frente.

La "historia" de la concentración del efluente, o "curva de rompimiento" permanece en o cerca de cero durante algún tiempo. Sin embargo, a medida que el frente se aproxima a la salida de la columna, el efluente alcanza una concentración límite más allá de la cual se vuelve inaceptable. Este es el "punto de rompimiento" (en términos del tiempo o volumen de fluido) donde se debe detener la etapa de "saturación", "agotamiento" o "carga", para comenzar la "regeneración", "elución", "desorción" o "descarga".

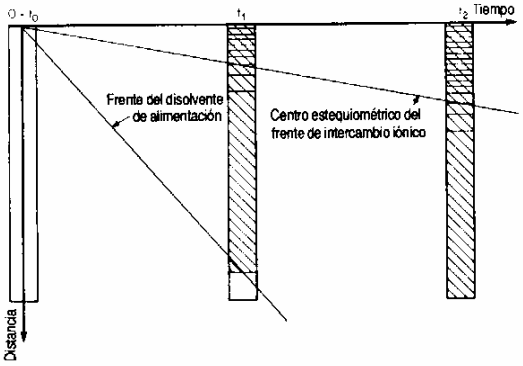


FIG. 16-2 Ubicación del frente del fluido de alimentación y la zona de sorción, en una columna de lecho fijo, en función del tiempo transcurrido. Las líneas diagonales sombreadas muestran el fluido portador; las líneas horizontales, el soluto.

Principios orientadores El diseño debe guiarse por una comprensión completa, considerando los aspectos principales de comportamiento de equilibrio y velocidad en lugar de exclusivamente los cálculos masivos. Desde el punto de vista matemático, todas las operaciones de sorción muestran virtualmente los mismos intervalos de comportamiento característico. Por lo tanto, en esta subsección se describe un sencillo tratamiento teórico unificado que se puede adaptar en casi cualquier sistema de sorción-separación.

Los datos de entrada deben tener la forma completa de las curvas de variación de la concentración y no solamente los puntos de rompimiento. Para mayor sencillez y generalización, las variables de cálculo se combinan en grupos adimensionales. Esta técnica unificada es efectiva por medio del siguiente procedimiento recomendado:

1. Determínese la VARIANCIA (GRADOS DE LIBERTAD), casi siempre igual al número de transiciones (es decir, etapas de rompimiento), mediante los cuales la composición cambia entre la condición de presaturación y la de alimentación. (Por medio de pequeñas letras mayúsculas se identifican los encabezados de los textos importantes en esta sección.) Un sistema de intercambio iónico o de intercambio-adsorción con n componentes tiene una variancia de $n - 1$. La adsorción isotérmica de n componentes en los sitios libres tiene una variancia de n. Un lecho con todos los sitios inicialmente libres, con un fluido de alimentación que sólo contiene un tipo de soluto que se puede absorber, sufre una sola transición. A estos casos "monovariantes" se les dará atención especial en esta subsección; consideraciones análogas de equilibrio y velocidad se pueden aplicar a cada transición en la mayor parte de las operaciones con transiciones múltiples.

2. Determínense las RELACIONES DEL BALANCE DE MATERIA (estequiometría); es decir, para un volumen determinado de lecho, el volumen acumulativo del fluido que pasa a través de dicho lecho respecto al centro estequiométrico de cada transición sucesiva que surge. Por lo general, el lecho es cilíndrico, con alimentación por un extremo. En ocasiones es un espacio cilíndrico, alimentado radialmente desde el eje o un espacio esférico, con alimentación radial desde el centro como en el flujo subterráneo. En la mayor parte de los cálculos, el volumen del lecho se supone monotónico, con una única dimensión de longitud.

Para una velocidad de flujo constante, el volumen de fluido que pasa hasta que surge el centro de transición es proporcional e informativamente equivalente al valor de la variable de tiempo; en forma similar, el recíproco del volumen de fluido es equivalente a la velocidad con la que el centro de transición avanza a través del lecho. Cada concentración sucesiva dentro de la transición puede identificarse por medio de una razón de tiempo, velocidad o adimensional, de cualquier medición respecto al valor correspondiente en el centro de transición. Obsérvese especialmente la RAZÓN DE CARGA **T**, que es una razón de tiempo o del volumen de fluido donde ocurre una composición particular y su recíproco, **U**, es una razón de velocidad. (Las letras negras en esta sección denotan los parámetros de transición adimensionales.)

Para calcular la ubicación del centro de transición en un sistema monovariante, es necesario predeterminar la capacidad del sólido a partir del equilibrio (para la adsorción), por titulación o un balance de material comparable (para el intercambio iónico) o a partir de los datos del fabricante y la concentración de la solución, con base en suposiciones o mediciones. Si la historia de la concentración del efluente se ha medido completamente, desde $\mathbf{X} = 0.02$ hasta $\mathbf{X} = 0.98$, el área entre la curva, el nivel ($\mathbf{X} = 1$) y el eje **X** (colocado donde emerge el frente de fluido) da directamente el valor del volumen o tiempo de fluido en el centro estequiométrico (véase la Fig. 16-8). Para SISTEMAS MULTIVARIANTES los centros de transición se localizan a menudo por medio de cálculos basados en los datos de equilibrio.

La razón de carga se define como

$$T = \frac{V-\varepsilon v}{V_{esteq}} = \frac{t-(\varepsilon v/F)}{t_{esteq}} \qquad (16\text{-}1)$$

Donde v es el volumen masivo del lecho hasta el punto de interés (a menudo, el extremo del lecho), ε representa la fracción de espacios intersticiales vacíos y εv es el volumen vacío del lecho. F es la velocidad de flujo volumétrico, V representa el volumen de fluido que ha entrado al lecho desde el principio y $V-\varepsilon v$ $(=\hat{V})$ es el volumen que ha alcanzado el punto de interés, correspondiente al tiempo $t-(\varepsilon v/F)$ $(=t)\cdot V_{esteq}$ es el volumen de fluido que retiene suficiente soluto para saturar completamente el volumen empacado, v, si todo el soluto se transfiriera a él; t_{esteq} es el tiempo correspondiente. El V_{esteq} y v están relacionados por la razón de separación:

$$V_{esteq} = \Lambda v \qquad (16\text{-}2)$$

[Véase el texto que sigue a la ecuación (16-6) para una mayor explicación.]

3. Para cada transición, descúbrase si el EQUILIBRIO FLUIDO-SORBENTE es favorable (la concentración del sólido es una función ascendente convexa de la concentración del fluido) o desfavorable (una función ascendente cóncava) relativa a la dirección del cambio que ocurre entre la alimentación y el lecho. Para un equilibrio desfavorable, la teoría del EQUILIBRIO LOCAL puede dar un buen ajuste o estimación del comportamiento real del rompimiento. Para equilibrio favorable o casi lineal debe utilizarse la respectiva TRANSICIÓN LIMITADA POR LA VELOCIDAD.

Por lo general, es suficiente una función de "isoterma" relativamente simple para expresar el equilibrio. El **factor de separación constante** [**R** constante; véase la ecuación (16-17)] que se utiliza aquí como modelo principal, equivalente a la isoterma de Langmuir para la adsorción de gas y es análoga a la volatilidad relativa constante que se emplea en la destilación.

4. Considérese en su totalidad la OPERACIÓN CÍCLICA de un proceso, con la revisión de los arreglos opcionales del proceso disponibles, que dé por resultado la combinación óptima de salida y regeneración. ¿Se ha seleccionado el sorbente adecuado? Y, ¿es el flujo directo o el inverso el más económico para la regeneración?

En los sistemas multivariantes se pueden recolectar en forma separada las diferentes porciones del flujo de salida y el agotamiento se puede detener antes de que la saturación sea completa (adopción a partir de los métodos de la cromatografía preparatoria masiva). El cálculo de las etapas de las columnas en un arreglo de carrusel (véase la Sec. 19) suele ser conveniente. Si ningún sorbente es totalmente adecuado, desde los puntos de vista técnico y económico, considérese el empleo de un lecho en capas o un lecho mixto de **dos sorbentes complementarios**; la aplicación más conocida (un caso especial) es la mezcla de intercambiadores aniónicos y catiónicos para la desionización del agua (véase la Secc. 19). Optimícense los tiempos del ciclo observando que los ciclos más cortos implican costos de inversión más bajos (hasta el punto de un "lecho poco profundo" limitado por la velocidad) pero también incluyen costos más elevados de operación.

5. Al analizar las TRANSICIONES LIMITADAS POR LA VELOCIDAD, para los efectos de variaciones en las condiciones de operación y diseño, iníciese con el método de la "velocidad" más aplicable (patrón constante, equilibrio lineal o patrón proporcional). Los métodos más sencillos se pueden basar en las suposiciones de una fuerza impulsora lineal, una sola resistencia de control, difusividad constante, flujo tapado y límites fluido-sólido paralelos al flujo. Cuando sea posible, aplíquese un coeficiente de transferencia de masa ajustado experimentalmente: del lado de la partícula ("sólido" o poro), para la mayor parte de las operaciones de adsorción y para el intercambio iónico en soluciones concentradas; del lado del fluido, para la mayor parte de las operaciones de intercambio iónico. Si más de una resistencia (u otro efecto de diseminación) es significativa, su acción combinada puede dar por resultado una variación aparente, ya que los cambios en la velocidad de flujo tienen efectos distintos para los diferentes mecanismos (véase la Fig. 16-12). Para los casos de "lecho profundo", en los que es inadecuado el empleo de los métodos de PATRÓN PROPORCIONAL O PATRÓN CONSTANTE porque el equilibrio es casi lineal (**R** entre 0.5 y 3), una RESOLUCIÓN DE LA REACCIÓN CINÉTICA CON EQUILIBRIO NO LINEAL puede ser más satisfactoria.

Una vez que se ha establecido la secuencia de cálculo, los coeficientes de velocidad aparente se pueden comparar con los valores calculados para el mecanismo o mecanismos supuestos, con objeto de llegar a una interpretación clara. Los refinamientos potenciales que se logran por medio de los cálculos por computadora sólo son benéficos en una etapa avanzada del diseño o interpretación; hasta ese momento, cada hora de análisis semiteórico equivale a un ahorro de varias horas de programación de la computadora (o tiempo de la corrida).

El cálculo de las composiciones a la salida del lecho (o en cualquier otro punto) se basa en la integración de dos ecuaciones diferenciales [la Ec. (16-51) y una ecuación adecuada de velocidad], en las que se considere el comportamiento preliminar tanto de la fase sólida como líquida en todo el lecho aguas arriba. Teóricamente, las soluciones van hasta el infinito positivo en longitud y tiempo, con o sin flujo tapado, y las condiciones aguas abajo no tienen efecto virtual sobre el comportamiento aguas arriba. A la salida de la columna, se supone que las concentraciones en cada elemento de fluido no cambian.

Los cálculos de velocidad se realizan utilizando el número de unidades de transferencia (NTU), representado por **N**, como una longitud adimensional del lecho. La altura de una unidad de transferencia (HTU) es la razón de la velocidad superficial del fluido respecto al coeficiente adecuado de velocidad, expresado en unidades del recíproco del tiempo. La HTU global es mayor que cualquier HTU de resistencia individual, pero los valores individuales no se pueden sumar directamente (salvo para el caso en que el equilibrio es lineal). En esta subsección se utiliza sólo una forma de la NTU del lado del fluido, con independencia de que el mecanismo de control sea la resistencia del lado de la partícula o del fluido, porque es el flujo del fluido el único que define un tiempo aparente de residencia (o "espacio tiempo"). Por consiguiente, para el equilibrio lineal, los recíprocos de $\mathbf{N}_f$ y $\mathbf{N}_p$ se pueden sumar directamente, sin necesidad de ponderarlos, mediante una "razón de capacidad".

Desde el punto de vista conceptual, la unidad de transferencia es una distancia dentro de la cual cada molécula de soluto tiene la "oportunidad unitaria" de transferirse a la fase sólida. El comportamiento de la "primera gota" del frente de fluido, que generalmente está controlado por la transferencia de masa del lado del fluido, ejemplifica esta definición y su concentración relativa en una escala de 1 para los puntos aguas arriba y 0 para los puntos aguas abajo está dada por:

$$\mathbf{X} = \exp(-\mathbf{N}_f) \qquad (16\text{-}3)$$

donde el subíndice f denota el número de unidades de transferencia del lado del fluido.

Para complementar el uso de **N** como una distancia eficaz, en los cálculos se utiliza **T** o el producto **NT** como el volumen adimensional de fluido que pasa o corre durante el tiempo transcurrido.

Estructura matemática Para adsorción monovariante, las variables de concentración que interesan son la concentración del soluto c o la presión parcial en la fase fluida p y la concentración local del soluto q en el sorbente, expresadas, por ejemplo, en gramos mol o gramos equivalentes por litro de fluido y por kilogramo de sorbente, respectivamente.

Para el intercambio iónico monovariante existen dos especies de iones intercambiables que interesan. En condiciones de transferencia despreciable del disolvente entre las fases del fluido y del intercambiador, la ausencia de cambio de fase o de reacción química, una toma despreciable de electrólitos de Donnan por el intercambiador y una capacidad de intercambio constante, la concentración total de ambas especies es constante, tanto en la fase del fluido como en la del intercambiador. Por consiguiente, si los totales son conocidos, basta con especificar las concentraciones de una cualquiera de

TABLA 16-2 Sec
Datos

Variable especificad
A. Utilización de la re
B. Tiempo de operació
C. Volumen de la colu

* Supuesto.

las especies en las d
riormente.

Las concentracion
nal mediante las sigu

$$\mathbf{X} = (c - c'$$

y para la fase del sor

En estas relaciones,
traciones variables;
aguas abajo) de las
representa la concer
fluido en equilibrio
de referencia en el fl
bente en equilibrio
sionales **X** y **Y** varí
componentes múltip
exactamente iguales
equilibrio con otro
guiente, una sola **X**
toda la transición, p

El patrón del cam
en forma diferencial

$$\text{fn}(\mathbf{X}) = \text{fr}$$

La solución analític
dad y comportamie
forma funcional po
casos a soluciones a

$$\mathbf{X} = \text{fr}$$

La razón de separ
de las especies:

Para sorción monov
cable a todos los pa
el mismo para todos
de **R** son constantes
cionar un valor efic

Interpretación y
ciones del efluente
numéricamente, a
algebraicamente, c
función de **V** (o **T**).
bles adimensionale
la razón de separaci
sección transversal
vidad D_f (con visco
pondientes de trans

Para la interpret
igualan con las ecu
terminar el valor ap
el diseño, la secuen

TABLA 16-2 Secuencia para los cálculos de diseño

Datos: velocidad de flujo, límite de la variación de concentración, parámetro de equilibrio, diámetro de partícula, difusividades

Variable especificada	Razón de carga T	Parámetro del NTU N	Tiempo aparente de contacto hS/F	Volumen del lecho v o hS	Contenido del lecho $hSQ\rho_b$	Contenido del flujo $ThSQ\rho_b$ o $(V-hS\varepsilon)C_0$	Volumen de fluido $V-hS\varepsilon$	Tiempo de operación $\frac{V}{F}$
A. Utilización de la resina	1	2	3	4	5	6	7	8
B. Tiempo de operación	4*(9)	8	7	6	5	3	2	1
C. Volumen de la columna	4	3	2	1	5	6	7	8

* Supuesto.

las especies en las dos fases, expresadas en las unidades dadas anteriormente.

Las concentraciones de transición se expresan en forma adimensional mediante las siguientes definiciones para la fase del fluido:

$$\mathbf{X} = (c - c')/(c'' - c') = (p - p')/(p'' - p') \qquad (16\text{-}4a)$$

y para la fase del sorbente,

$$\mathbf{Y} = (q - q')/(q'' - q') \qquad (16\text{-}4b)$$

En estas relaciones, los símbolos no primados representan las concentraciones variables; q' es la concentración preexistente (con límite aguas abajo) de las especies seleccionadas como referencia; c' o p' representa la concentración o presión de las especies presentes en el fluido en equilibrio con q'; c'' o p'' representan el valor de las especies de referencia en el fluido aguas arriba y q'' es la concentración del sorbente en equilibrio con la alimentación. Las concentraciones adimensionales **X** y **Y** varían entre 0 y 1 en la transición. Para sistemas de componentes múltiples con **R** constante y equilibrio local, **X** y **Y** serán exactamente iguales para todos los componentes; en los sistemas en equilibrio con otro comportamiento, serán casi iguales. Por consiguiente, una sola **X** o **Y** sirve a menudo para describir la extensión de toda la transición, para todos los solutos involucrados.

El patrón del cambio de concentración está descrito por relaciones en forma diferencial, como:

$$\text{fn}(\mathbf{X}) = \text{fn}(\mathbf{Y}, \mathbf{T}, v) \qquad \text{fn}(\mathbf{Y}) = \text{fn}(\mathbf{X}, \mathbf{T}, v) \qquad (16\text{-}5a)$$

La solución analítica o numérica de estas ecuaciones para una velocidad y comportamiento de equilibrio determinados, que se indica en forma funcional por **R**, que puede no ser constante, lleva en muchos casos a soluciones analíticas (en ocasiones implícitas) o tabulares:

$$\mathbf{X} = \text{fn}(\mathbf{R}, \mathbf{T}, v) \qquad \mathbf{Y} = \text{fn}(\mathbf{R}, \mathbf{T}, v) \qquad (16\text{-}5b)$$

La razón de separación se puede definir en términos de cualquiera de las especies:

$$\mathbf{\Lambda} = \frac{V_{\text{esteq}}}{v} = \frac{(q'' - q')\rho_b}{(c'' - c')} \qquad (16\text{-}6)$$

Para sorción monovariante o multivariante, con **R** o α constante aplicable a todos los pares binarios, el valor de **Λ** en la ecuación (16-6) es el mismo para todos los solutos sorbibles. Cuando no todos los valores de **R** son constantes, los valores están aún cercanos y se puede seleccionar un valor eficaz o promedio.

Interpretación y diseño El principio básico es que las concentraciones del efluente c o **X** en una transición determinada se conocen numéricamente, a partir de los datos de la planta o el laboratorio (o algebraicamente, con base en la teoría), a una v (o **N**) constante, en función de **V** (o **T**). Las constantes físicas que interconectan las variables adimensionales y dimensionales son el diámetro de partícula d_p, la razón de separación Λ, la fracción de espacios vacíos ε, el área de la sección transversal S, la velocidad de flujo volumétrico F y la difusividad D_f (con viscosidad μ), el D_{poro} y/o D_p o los coeficientes correspondientes de transferencia de masa.

Para la interpretación, los puntos o pendientes experimentales se igualan con las ecuaciones o gráficas obtenidas teóricamente para determinar el valor aplicable de **N** y, en algunos casos, la escala de **T**. Para el diseño, la secuencia de cálculo depende de lo que se conoce o proyecta y de lo que falta por determinar. El empleo del sorbente (**T** en un punto de rompimiento **X**) tiene impacto económico.

En la tabla 16-2 se muestran las secuencias de cálculo para tres casos característicos de diseño. En la mayor parte de los diseños se proyecta operación cíclica y la regeneración (junto con el agotamiento) se debe analizar totalmente. Para cada nueva evaluación de prueba, **N** se puede estimar por proporción con ayuda de la figura 16-12. Los detalles de estos procedimientos se analizan en los siguientes párrafos.

PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS MATERIALES SORBENTES

En las tablas 16-3 y 16-4 aparecen los datos sobre los materiales disponibles en el comercio para los dos tipos principales de sorción. En la tabla 16-3 aparece la lista de los adsorbentes y en la 16-4 la lista de los intercambiadores aniónicos y catiónicos y otros materiales relacionados íntimamente. El propósito de estas tablas es doble: ayudar al ingeniero a identificar los materiales adecuados para una aplicación y el suministro de los valores característicos de las propiedades físicas.

En el caso de los adsorbentes, los valores de densidad se indican por lo común como **densidad masiva** ρ_b, o peso de material seco por unidad de volumen masivo como material de relleno de una columna. La **densidad de la partícula** en seco ρ_p se relaciona con ρ_b y con la fracción de los espacios vacíos externos ε en un lecho relleno, como se indica a continuación:

$$\rho_p(1 - \varepsilon) = \rho_b \qquad (16\text{-}7a)$$

La **densidad cristalina** del sólido ρ_c, como se presenta casi siempre en las tablas de propiedades de compuestos químicos puros, se relaciona con ρ_p y con la porosidad interna χ de las partículas, por medio de la expresión:

$$\rho_c(1 - \chi) = \rho_p \qquad (16\text{-}7b)$$

En la misma forma, la **densidad húmeda** de una partícula individual ρ_w se asocia con estos factores y con la densidad del líquido ρ_f mediante la expresión:

$$\rho_w = \rho_p + \rho_f\chi \qquad (16\text{-}7c)$$

Se puede obtener una relación menos exacta entre el área superficial del poro por unidad de peso de sólido seco σ y el radio medio del poro $\bar{r}$, como se indica a continuación

$$\sigma = \frac{(\text{const})\chi}{\rho_p\bar{r}} \qquad (16\text{-}8)$$

La "constante" de esta ecuación varía según las diferentes clases de adsorbentes porosos, pero a menudo es del orden de 3.0.

En el caso de intercambiadores iónicos, la densidad masiva humedecida con agua es el valor usual que se da. Los materiales de intercambio iónico no se consideran porosos, a menos que sean inorgánicos y/o "minerales" (p. ej., carbón sulfonado), o que tengan la estructura usual de la resina entrelazada con los poros internos reales (es decir, canales continuos que poseen un diámetro promedio de, por lo menos, 30 angstroms), mediante una etapa independiente de la síntesis. Para los intercambiadores resinosos en general, se identifica una **porosidad inter-**

TABLA 16-3 Propiedades físicas de los adsorbentes

Material y empleos	Forma de las partículas*	Intervalo de diámetro, malla estándar U.S.†	Porosidad interna χ, %	Densidad masiva seca, %	Diámetro promedio del poro, nm	Área de la superficie	Capacidad de sorción, kg/kg (seco)
Alúminas							
Baja porosidad (sorbente de fluoruro)	G, S	8-14, etc.	40	0.70	~7	0.32	0.20
Alta porosidad (secado, separaciones)	G	Varios	57	0.85	4-14	0.25-0.36	0.25-0.33
Desecante, $CaCl_2$ recubierto	G	3-8, etc.	30	0.91	4.5	0.2	0.22
Bauxita activada	G	8-20, etc.	35	0.85	5	.....	0.1-0.2
Alúmina cromatográfica	G, P, S	80-200, etc.	30	0.93	.....	.....	~0.14
Silicatos y aluminosilicatos							
Mallas moleculares	S, C, P	Varios					
Tipo 3A (dehidratación)			~30	0.62-0.68	0.3	~0.7	0.21-0.23
Tipo 4A (dehidratación)			~32	0.61-0.67	0.4	~0.7	0.22-0.26
Tipo 5A (separaciones)			~34	0.60-0.66	0.5	~0.7	0.23-0.28
Tipo 13X (purificación)			~38	0.58-0.64	1.0	~0.6	0.25-0.36
Mordenita (secado ácido)			.....	0.88	0.3-0.8	.....	0.12
Cabazita (secado ácido)			.....	0.72	0.4-0.5	.....	0.20
Gel de sílice (secado, separaciones)	G, P	Varios	38-48	0.70-0.82	2-5	0.6-0.8	0.35-0.50
Silicato de magnesio (decoloración)	G, P	Varios	~33	~0.50	.....	0.18-0.30	
Silicato de calcio (eliminación de ácidos grasos)	P	.....	75-80	~0.20	.....	~0.1	
Arcilla tratada con ácido (refinación del petróleo, productos alimenticios)	G	4-8	.....	0.85	.....		
Tierra de Fuller (igual)	G, P	<200	.....	0.80			
Tierra de diatomáceas	G	Varios	.....	0.44-0.50	.....	~0.002	
Carbones							
A base de conchas	G	Varios	60	0.45-0.55	2	0.8-1.6	0.40
A base de madera	G	Varios	~80	0.25-0.30	.....	0.8-1.8	~0.70
A base de petróleo	G, C	Varios	~80	0.45-0.55	2	0.9-1.3	0.3-0.4
A base de turba	G, C, P	Varios	~55	0.30-0.50	1-4	0.8-1.6	0.5
A base de lignito	G, P	Varios	70-85	0.40-0.70	3	0.4-0.7	0.3
A base de carbón bituminoso	G, P	8-30, 12-40	60-80	0.40-0.60	2-4	0.9-1.2	0.4
Polímeros orgánicos							
Poliestireno (eliminación de sustancias orgánicas, por ejemplo, fenol, recuperación de antibióticos)	S	20-60	40-50	0.64	4-9	0.3-0.7	
Éster poliacrílico (purificación del agua de desperdicio de la pulpa de papel, recuperación de antibióticos)	G, S	20-60	50-55	0.65-0.70	10-25	0.15-0.4	
Resinas fenólicas (también la amina fenólica) (decoloración y desodorización de soluciones)	G	16-50	45	0.42	.....	0.08-0.12	0.45-0.55

* Formas: C, píldoras cilíndricas; F, hojuelas fibrosas; G, gránulos; P, polvo; S, esferas.

† Los diámetros de las mallas estándar U.S. (dados entre paréntesis) corresponden a los siguientes diámetros en milímetros: (3) 6.73, (4) 4.76, (8) 2.98, (12) 1.68, (14) 1.41, (16) 1.19, (20) 0.841, (30) 0.595, (40) 0.420, (50) 0.297, (60) 0.250, (80) 0.177, (200) 0.074.

NOTA: Para convertir kilogramos por litro en libras por pie cúbico, multiplíquese por 6.238×10^1; para convertir kilómetros cuadrados por kilogramo en pies cuadrados por libra, multiplíquese por 4.886×10^6, y para convertir kilogramos por kilogramo en libras por libra, multiplíquese por 1.0.

na χ que mide la captación de agua u otros líquidos y que varía en cierto grado según el ion captado; pero la fase de la partícula se acerca a una solución verdadera a escala molecular, de modo que es imposible definir el área superficial o el diámetro de poro.

EQUILIBRIO FLUIDO-SORBENTE

Ahora se considerará el equilibrio de fases de uno o varios componentes transferibles ("solutos") entre el fluido y el sorbente. Con frecuencia, la capacidad estequiométrica de un sorbente depende de la concentración y la temperatura del fluido. El modo en que varía el equilibrio

Área de la superficie	Capacidad de sorción, kg/kg (seco)
0.32	0.20
0.25-0.36	0.25-0.33
0.2	0.22
.....	0.1-0.2
.....	~0.14
~0.7	0.21-0.23
~0.7	0.22-0.26
~0.7	0.23-0.28
~0.6	0.25-0.36
.....	0.12
.....	0.20
0.6-0.8	0.35-0.50
0.18-0.30	
~0.1	
~0.002	
0.8-1.6	0.40
0.8-1.8	~0.70
0.9-1.3	0.3-0.4
0.8-1.6	0.5
0.4-0.7	0.3
0.9-1.2	0.4
0.3-0.7	
0.15-0.4	
0.08-0.12	0.45-0.55

.76, (8) 2.98, (12) 1.68,

gramo en pies cuadrados

que es imposible de-

lepende de la concen-
ue varía el equilibrio

TABLA 16-4 Propiedades físicas de los materiales para el intercambio iónico

Material	Forma* de las partículas	Densidad masiva en húmedo (drenada), kg/L	Contenido de humedad (drenado), % en peso	Hinchamiento debido al intercambio, %	Temperatura máxima de operación,† °C	Intervalor de pH de operación	Capacidad de intercambio	
							Seco, equivalente/kg	Húmedo, equivalente/L
Intercambiadores catiónicos fuertemente ácidos								
Sulfonato de poliestireno					120-150	0-14		
Resina homogénea (gel)	S							
4% de enlaces cruzados (EC)		0.75-0.85	64-70	10-12			5.0-5.5	1.2-1.6
6% de enlaces cruzados		0.76-0.86	58-65	8-10			4.8-5.4	1.3-1.8
8 a 10% de enlaces cruzados		0.77-0.87	48-60	6-8			4.6-5.2	1.4-1.9
12% de enlaces cruzados		0.78-0.88	44-48	5			4.4-4.9	1.5-2.0
16% de enlaces cruzados		0.79-0.89	42-46	4			4.2-4.6	1.7-2.1
20% de enlaces cruzados		0.80-0.90	40-45	3			3.9-4.2	1.8-2.0
Estructura macroporosa, 10-12% de enlaces cruzados	S	0.81	50-55	4-6	120-150	0-14	4.5-5.0	1.5-1.9
Resinas fenólicas sulfonadas	G	0.74-0.85	50-60	7	50-90	0-14	2.0-2.5	0.7-0.9
Carbón sulfonado	G							
Intercambiadores catiónicos, débilmente ácidos								
Acrílico (pK5) o metacrílicos (pK 6)								
Resina homogénea (gel)	S	0.70-0.75	45-50	20-80	120	4-14	8.3-10	3.3-4.0
Macroporosos	S	0.67-0.74	50-55	10-100	120	.....	~8.0	2.5-3.5
Resina fenólica	G	0.70-0.80	~50	10-25	45-65	0-14	2.5	1.0-1.4
Fosfonato de poliestireno	G, S	0.74	50-70	<40	120	3-14	6.6	3.0
Aminodiacetato de poliestireno	S	0.75	68-75	<100	75	3-14	2.9	0.7
Amidoxima de poliestireno	S	~0.75	58	10	50	1-11	2.8	0.8-0.9
Tiol de poliestireno	S	~0.75	45-50	.....	60	1-13	~5	2.0
Celulosa								
Fosfonato	F	.....	.....	.....	.....	.....	~7.0	
Carboxilato de metileno	F, P, G	.....	.....	.....	.....	.....	~0.7	
Arena verde (silicato de Fe)	G	1.3	1-5	0	60	6-8	0.14	0.18
Zeolita (silicato de Al)	G	0.85-0.95	40-45	0	60	6-8	1.4	0.75
Tungstato de circonio	G	1.15-1.25	~5	0	>150	2-10	1.2	1.0
Intercambiadores aniónicos, fuertemente básicos								
A base de poliestireno								
Trimetil bencil amonio (tipo I)								
Homogéneo, 8% de EC	S	0.70	46-50	~20	60-80	0-14	3.4-3.8	1.3-1.5
Macroporoso, 11% de EC	S	0.67	57-60	15-20	60-80	0-14	3.4	1.0
Dimetil hidroxietil amonio (tipo II)								
Homogéneo, 8% de EC	S	0.71	~42	15-20	40-80	0-14	3.8-4.0	1.2
Macroporoso, 10% de EC	S	0.67	~55	12-15	40-80	0-14	3.8	1.1
A base de acrílicos								
Homogéneo (gel)	S	0.72	~70	~15	40-80	0-14	~5.0	1.0-1.2
Macroporoso	S	0.67	~60	~12	40-80	0-14	3.0-3.3	0.8-0.9
A base de celulosa								
Etil trimetil amonio	F	.....	.....	.....	100	4-10	0.62	
Trietil hidroxipropil amonio		.....	.....	.....	100	4-10	0.57	
Intercambiadores aniónicos, medianamente básicos (pK 11)								
A base de poliestireno	S	0.75	~50	15-25	65	0-10	4.8	1.8
Epoxi poliamida	S	0.72	~64	8-10	75	0-7	6.5	1.7
Intercambiadores aniónicos, débilmente básicos (pK 9)								
Aminopoliestireno								
Homogéneo (gel)	S	0.67	~45	8-12	100	0-7	5.5	1.8
Macroporoso	S	0.61	55-60	~25	100	0-9	4.9	1.2
Amina a base de acrílico								
Homogéneo (gel)	S	0.72	~63	8-10	80	0-7	6.5	1.7
Macroporoso	S	0.72	~68	12-15	60	0-9	5.0	1.1
A base de celulosa								
Aminoetil	P	.....	.....	.....	.....	.....	1.0	
Dietil aminoetil	P	.....	.....	.....	.....	.....	~0.9	

* Formas: C, píldoras cilíndricas; G, gránulos; P, polvo; S, esferas.

† Cuando se muestran dos temperaturas, la primera se aplica a la forma H del intercambiador de cationes o a la forma OH del intercambiador de aniones; la segunda, al ion de la sal.

NOTA: Para convertir kilogramos por litro en libras por pie cúbico, multiplíquese por 6.238×10^1; °F = 9/5 °C + 32.

al incrementarse la concentración del soluto en la fase del fluido determina si el equilibrio como tal o la estequiometría predominan sobre el comportamiento del sistema. En este último caso, el equilibrio ejerce aún una influencia considerable en la fuerza impulsora de la transferencia de masa.

En los sistemas más sencillos (monovariantes) se puede trazar una curva sencilla, que muestra la concentración del soluto en el sólido en relación con la concentración o presión parcial del sólido en el fluido. Esta curva se puede aplicar exclusivamente a una temperatura y, por consiguiente, se conoce como una **isoterma**. Se analizan las isotermas características y se incluyen las ecuaciones que pueden utilizarse fácilmente para el cálculo y el diseño. Por lo general, no se necesita gran precisión en la representación del equilibrio, pero ocurren errores graves cuando se omite o establece incorrectamente la naturaleza general del equilibrio.

VARIANCIA (GRADOS DE LIBERTAD)

La variancia es un concepto unificador que modera las diferencias entre la adsorción y el intercambio iónico y aclara el comportamiento de los sistemas de sorción con componentes múltiples. La variancia se define como el número de variables de concentración independientes en un sistema de sorción en equilibrio, es decir, las variables que pueden cambiarse en forma separada y, por lo tanto, controlan los valores de todas las demás. Por consiguiente, la variancia también es igual a la diferencia que existe entre el número total de variables de concentración y el número de relaciones independientes que las correlacionan. Como se mencionó con anterioridad, en operaciones con lecho fijo, la variancia corresponde por lo general, al número de transiciones que ocurren antes de que un lecho, cuya composición en un principio era uniforme, se sature completamente por medio de una corriente de alimentación de composición constante.

Para los sistemas de adsorción, la presencia conceptual de un componente falso hace los cálculos comparables a los del intercambio iónico. La monovariancia se caracteriza por la adsorción de un solo soluto, o por el intercambio iónico que incluye sólo dos especies de iones. Por extensión, es n la variancia de un sistema con n solutos adsorbibles o $n + 1$ especies de iones intercambiables.

Se presentan varios casos en los que el intercambio iónico está acompañado por una reacción química (en especial, neutralización o precipitación) o en los que la adsorción va seguida de liberación de calor sensible. El concepto de la variancia ayuda considerablemente a asegurar interpretación y cálculos correctos.

Ejemplo 1: Cálculo de la variancia En la desionización con lecho mixto de una solución de una sal simple existen ocho variables de concentración, dos por cada catión, anión, hidrógeno e hidróxido y también seis relaciones que las correlacionan, dos para el intercambio iónico, una para el equilibrio de neutralización, dos para el intercambiador de iones y una para la electroneutralidad de la solución. Por consiguiente, la variancia es 8 – 6 = 2.

VARIABLES DEL SISTEMA Y VARIABLES DE TRANSICIÓN

El término "sistema", como se utiliza aquí, describe un conjunto determinado de solutos, un disolvente y un sorbente, referidos a las condiciones iniciales, para el procedimiento a realizar. La "transición" se refiere exclusivamente a una región del cambio de composición que sufre el sistema dentro del procedimiento. El cambio está limitado, antes y después, por las composiciones específicas de equilibrio (o de cuasi equilibrio).

Concentraciones La cantidad presente de cada soluto se puede estipular como masa o moles (para la adsorción a partir de una fase gaseosa), volumen (en forma opcional, para la adsorción a partir de un líquido) o equivalentes iónicos (para el intercambio iónico). La concentración en la fase fluida c se refiere al volumen unitario del fluido. Para gases con cargas elevadas de soluto, el volumen de referencia puede ser el del gas portador libre de soluto, a una temperatura y presión arbitrarias. Para un gas a presión constante, la presión parcial puede reemplazar a la concentración. Para la fase estacionaria (sólida), la concentración q está referida a la masa unitaria, en una condición de referencia (húmeda o seca, etc.). La convención es tener una "concentración de la fase sólida" para medir todo el soluto, dentro de los límites extremos de los gránulos individuales, independientemente de la forma física o química del soluto. El producto de q por la densidad masiva del sólido da la cantidad de soluto por unidad de volumen global empacado, o sea, una cifra conveniente. En forma notable, q multiplicado por ρ_b es la cantidad de soluto por unidad de **volumen mezclado**, en tanto que c es la cantidad por unidad de **volumen de fluido**. Si está presente más de un soluto, se colocan subíndices para c (o p) y q para cada soluto.

Por razones de brevedad y uniformidad, las isotermas mostradas aquí se dan en términos de las concentraciones adimensionales, o sea, las razones de c o q reales respecto a un valor de referencia. Para cada especie de soluto, la concentración del "sistema" se expresa como

$$\mathbf{x} = c/c_{\text{ref}} \qquad \mathbf{y} = q/q_{\text{ref}} \tag{16-9}$$

Esta selección de los símbolos surge de la práctica general de graficar el contenido de fluido en las abscisas y el contenido de soluto en las ordenadas, y de la similitud con los diagramas de separación (p. ej., el de McCabe-Thiele), para sistemas a contracorriente. Para la adsorción de un solo soluto, c_{ref} suele ser la concentración más elevada que se encuentra en la fase fluida y q_{ref} es la concentración en equilibrio de la fase sólida, que coexiste con c_{ref}. Para el intercambio iónico, c_{ref} es la concentración total de equivalentes iónicos C_0 y q_{ref} es la capacidad total de intercambio de la fase sólida Q. En este caso, $\Sigma x_i = 1$ y $\Sigma y_i = 1$, donde las letras o números sucesivos para i denotan las especies iónicas individuales que se intercambian.

Las "variables de transición" o extensiones fraccionarias de cambio definidas por las ecuaciones (16-4*a*) y (16-4*b*) se transforman en

$$\mathbf{X} = (\mathbf{x} - \mathbf{x}')/(\mathbf{x}'' - \mathbf{x}') \qquad \mathbf{Y} = (\mathbf{y} - \mathbf{y}')/(\mathbf{y}'' - \mathbf{y}') \tag{16-10}$$

Desde el punto de vista de la fase sólida (euleriano), una sola prima indica la condición primera y una doble prima la condición final. Desde el punto de vista de la fase fluida (lagrangiano), los tiempos se invierten.

Otros parámetros Otras variables adimensionales que difieren entre el sistema y la transición son:

Los factores de separación ($\mathbf{r}$, $\mathbf{R}$)

La razón de carga (T, basada en c_{ref} y q_{ref}; $\mathbf{T}$ basada en los incrementos de c y q)

Las razones de separación (Λ, $\mathbf{\Lambda}$) basadas en T y $\mathbf{T}$

Para el intervalo total de sorción o desorción entre (0, 0) y (c_{ref}, q_{ref}) los parámetros de transición y del sistema son idénticos.

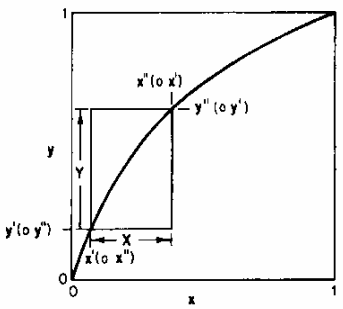


FIG. 16-3 Desarrollo de la isoterma para un cambio parcial en concentraciones de equilibrio, entre ($\mathbf{x}'$, $\mathbf{y}'$), y ($\mathbf{x}''$, $\mathbf{y}''$.)

en unitario del fluido.
olumen de referencia
na temperatura y pre-
la presión parcial puc-
tacionaria (sólida), la
, en una condición de
es tener una "concen-
), dentro de los límites
fientemente de la for-
or la densidad masiva
volumen global em-
otable, q multiplicado
lumen mezclado, en
ien de fluido. Si está
s para c (o p) y q para

isotermas mostradas
dimensionales, o sea,
referencia. Para cada
" se expresa como

(16-9)

ctica general de grafi-
tenido de soluto en las
e separación (p. ej., el
nte. Para la adsorción
n más elevada que se
ión en equilibrio de la
mbio iónico, c_{ref} es la
y q_{ref} es la capacidad
aso, $\Sigma x_i = 1$ y $\Sigma y_i = 1$,
ntan las especies ióni-

ecionarias de cambio
e transforman en

$(y'' - y')$ (16-10)

iano), una sola prima
condición final. Des-
o), los tiempos se in-

sionales que difieren

sada en los incremen-

T y **T**
ntre (0, 0) y (c_{ref}, q_{ref})
énticos.

rcial en concentraciones

En la figura 16-3 se grafica el equilibrio y (del sólido) contra x (del fluido), para un sistema característico. Están sobrepuestas una transición ascendente (de carga) y una transición descendente (de descarga), como se puede observar por las posiciones respectivas de las coordenadas de (x′, y′) y (x″, y″).

ISOTERMAS MONOVARIANTES

Los datos de equilibrio pueden ser expresados en forma de **1)** registro gráfico o tabular basado en mediciones, **2)** expresiones algebraicas empíricas que se ajustan a los datos y se seleccionan por lo común en función de su generalidad y simplicidad para aplicaciones de cálculo, o **3)** ecuaciones que reflejan las estadísticas moleculares de los procesos básicos.

Las isotermas de sistemas de dos componentes son curvas simples de q° en función de c o p o de y° en función de **x**, expresadas para la especie captada por el sólido. (El asterisco indica equilibrio con la fase coexistente. Se puede aplicar indistintamente a c, p, o **x** y se puede omitir cuando no aparece ningún término que quede fuera de equilibrio.) Se necesita una gráfica por separado para cada temperatura constante distinta.

En la figura 16-4 se muestran algunas isotermas representativas tal como fueron clasificadas por Brunauer y colaboradores. Las curvas que son convexas hacia arriba y en toda la longitud de la curva (tipo I) se designan como "favorables" para la captación del soluto; las que son cóncavas hacia arriba en toda su longitud (tipo III) son "desfavorables" para la captación del soluto, y las que siguen una diagonal ascendente

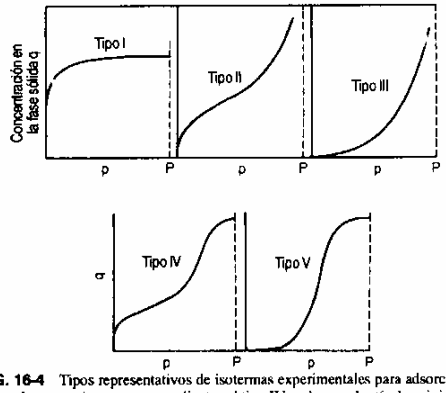


FIG. 16-4 Tipos representativos de isotermas experimentales para adsorción física. Las ecuaciones correspondientes al tipo IV se dan en el artículo original; los demás pueden ser resueltos por las ecuaciones de las isotermas contenidas en la tabla 16-5. [S. Brunauer, *J. Am. Chem. Soc.*, **62**, 1723 (1940); reimpreso con permiso.]

(no ilustradas) se clasifican como "lineales". (Los términos favorable y desfavorable se refieren en realidad a la etapa de **captación** correspondiente al componente al que se aplica la isoterma. La designación opuesta se mantiene para la etapa de descarga; de donde la elución es "desfavorable" para un componente que tiene una isoterma "favora-

TABLA 16-5 Equilibrios para la sorción de un solo soluto o el intercambio de dos componentes

Tipo de ecuación	Concentración relativa del sólido y° o Y°	Concentración relativa del fluido x° o X°	Tipo I favorable	Tipo II compuesto[a]	Tipo III desfavorable	Tipo V compuesto[b]
		Isotermas **y** y **x** de gama completa				
Lineal	$\mathbf{x}$	$\mathbf{y}$	Ninguno	Ninguno	Ninguno	Ninguno
Factor de separación constante	$\frac{\mathbf{x}}{\mathbf{r}+\mathbf{x}-\mathbf{rx}}$	$\frac{\mathbf{ry}}{1+\mathbf{ry}-\mathbf{y}}$	$r<1$	Ninguno	$r>1$	Ninguno
De Langmuir[c]	$\frac{(1+K_L c_{ref})\mathbf{x}}{1+K_L c_{ref}\mathbf{x}}$	$\frac{\mathbf{y}}{1+K_L c_{ref}(1-\mathbf{y})}$	$K_L>0$	Ninguno	$-1<K_L c_{ref}<0$	Ninguno
Acción de masa	Ecs. (16–13*a*), (16–24)	.....	$K_{AB}>1$	Ninguno	$K_{AB}<1$	Ninguno
De Freundlich	$\mathbf{x}^\beta$	$\mathbf{y}^{1/\beta}$	$\beta<1$	Ninguno	$\beta>1$	Ninguno
Trinomial, **y** $[-2<a_2<(1-a_1)]$	$\frac{\mathbf{x}(1-a_1-a_2)}{+a_1\mathbf{x}^2+a_2\mathbf{x}^3}$	.....	$a_1<0$ $3a_2<-a_1$	$a_1<0$ $3a_2<-a_1$	$a_1>0$ $3a_2>-a_1$	$a_1>0$ $3a_2<-a_1$
Trinomial, **x** $[-2<b_2<(1-b_1)]$	.....	$\frac{\mathbf{y}(1-b_1-b_2)}{+b_1\mathbf{y}^2+b_2\mathbf{y}^3}$	$b_1>0$ $3b_2>-b_1$	$b_1>0$ $3b_2>-b_1$	$b_1<0$ $3b_2<-b_1$	$b_1<0$ $3b_2>-b_1$
		Isotermas **Y** y **X** de intervalo limitado				
Factor de separación constante[d]	$\frac{\mathbf{X}}{\mathbf{R}+\mathbf{X}-\mathbf{RX}}$	$\frac{\mathbf{RY}}{1+\mathbf{RY}-\mathbf{Y}}$	$R<1$	Ninguno	$R>1$	Ninguno
Bilineal	$a\mathbf{X}$, si $Y<a(1-b)/(a-b)$; $(1-b)+b\mathbf{X}$, si $Y>a(1-b)/(a-b)$	$\mathbf{Y}/a$, si $X<(1-b)/(a-b)$; $(b-1+\mathbf{Y})/b$, si $X>(1-b)/(a-b)$	$1<a<\infty$ $1>b>0$	Ninguno Ninguno	$1>a>0$ $1<b<\infty$	Ninguno Ninguno

REFERENCIAS: Langmuir, *J. Am. Chem. Soc.*, **38**, 221 (1916). Freundlich, *Colloid and Capillary Chemistry*, Dutton, New York, 1926. Trinomial, *Advan. Chem. Eng.*, **2**, 157 (1958), intervalo limitado con **R** *ibid.* 187.

[a] Favorable a concentraciones bajas y desfavorable a concentraciones altas.
[b] Desfavorable a concentraciones bajas y favorable a concentraciones altas.
[c] Igual que el caso de factor de separación constante; así $K_L c_{ref} = (1/r) - 1$.
[d] $\mathbf{R} = (\mathbf{r} + \mathbf{x}' - \mathbf{rx}')/(\mathbf{r} + \mathbf{x}'' - \mathbf{rx}'')$.

ble".) En el caso de isotermas sin puntos de inflexión, la parte cercana al origen puede sesgarse (como en la Fig. 16-3, para curva tipo Langmuir, descrita a continuación) o tienden hacia la vertical o a la horizontal, como se observa en las curvas de tipo Freundlich.

Hay otras isotermas (tipos II, IV, V) que tienen uno o más puntos de inflexión y, en estas gráficas, P es la presión del vapor o presión de condensación del soluto. Para un soluto y un adsorbente determinados, a diferentes temperaturas, las isotermas basadas en una escala p/P son casi idénticas, debido a que los calores de adsorción y condensación son semejantes. La función $T_K \ln (p/P)$ los agrupa mejor y la función $(T_K/V_m) \ln (p/P)$ sirve para igualar las curvas de los compuestos homólogos [Grant y Manes, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **5**, 490 (1966)]; en este caso, T_K es la temperatura absoluta y V_m es el volumen molar del soluto como líquido. Esto indica que los exponentes de la ecuación de Freundlich para homólogos se pueden estimar mediante la relación $\beta_2 = \beta_1 T_{K2} V_{m1} / T_{K1} V_{m2}$.

Ecuaciones Las relaciones más simples para describir las isotermas son las que se indican en la tabla 16-5. Una de ellas, la trinomial, se emplea para ajustar todas las curvas ilustradas en la figura 16-4, excepto el tipo IV. Las constantes de las ecuaciones incluidas en la tabla 16-5 deben quedar dentro de los intervalos definidos para que satisfagan el tipo específico de isoterma.

La **isoterma bilineal** logra una aproximación de la curva de equilibrio por medio de dos rectas que se cortan. Para una transición en la cual el equilibrio se describe de esta manera, hay ocasiones en que la línea de la izquierda (que se eleva a partir de $\mathbf{X} = 0$) es vertical, y a veces, la línea de la derecha (que tiende hacia $\mathbf{Y} = 1$) es horizontal. Dos de las principales isotermas descritas a continuación se pueden representar por medio de una adaptación bilineal empírica. Para el caso del factor de separación constante, la línea de la izquierda debe tener una pendiente $a \sim \mathbf{r}^{-0.75}$, y la de la derecha, la pendiente $b \sim \mathbf{r}^{0.75}$. En el caso Freundlich $a \sim \beta^{-1.50}$ y $b \sim \beta^{0.75}$.

La **isoterma de Langmuir** se aplica a la adsorción en superficies completamente homogéneas en donde la interacción de las moléculas adsorbidas es despreciable. Para un solo soluto,

$$q^\circ = QK_Lc/(1 + K_Lc) \qquad (16\text{-}11a)$$

en donde Q es la máxima concentración asintótica en la fase sólida y K_L es la constante de equilibrio. La relación de Langmuir para y° (**x**) de la tabla 16-5 se obtiene escribiendo la ecuación (16-11*a*) tanto para q_{ref} en términos de c_{ref} y q° expresada en términos de c, para luego convertir q°/q_{ref} en $\mathbf{y}^\circ$ y c/c_{ref} en **x**. La representación gráfica de $1/q^\circ$ en función de $1/c$ o $1/p$ (o de $\mathbf{y}^\circ$ en función de $1/\mathbf{x}$) da una línea recta para evaluar Q y K_L (o **r**, tal como se define a continuación y en la tabla 16-5).

La isoterma de Brunauer, Emmett y Teller (BET) o la relación de Langmuir para capas múltiples es útil para los sistemas gas-sólido, en los que la condensación se aproxima [*J. Am. Chem. Soc.*, **60**, 309 (1938)], ajustándose al comportamiento tipo II. Con la presión p que reemplaza la concentración del fluido c y con la presión del vapor de entrada P, la relación de BET es

$$q^\circ = \frac{QK_Lp}{[1 + K_Lp + (p/P)][1 - (p/P)]} \qquad (16\text{-}11b)$$

La **isoterma de Freundlich** (tabla 16-5) corresponde a una distribución exponencial de los calores de adsorción. Las condiciones intermedias entre las suposiciones de Langmuir y las de Freundlich son más realistas; las ecuaciones para ajustar tales casos (omitidas aquí debido a la complejidad de los cálculos realizados con ellas) fueron propuestas por Sips [*J. Chem. Phys.*, **18**, 1024 (1950)] y por Koble y Corrigan [*Ind. Eng. Chem.*, **44**, 383 (1952)]. Con términos dimensionales, la ecuación Freundlich tiene la forma de

$$q^\circ = K_f c^\beta \quad \text{o} \quad q^\circ = K_F p^\beta \qquad (16\text{-}12)$$

El **equilibrio de la acción de masas** suministra un modelo útil para el comportamiento del intercambio iónico. La reacción de intercambio se escribe, en términos generales, como sigue:

en donde m es un entero o una fracción dada por la razón de valencia para B y A. La relación de equilibrio del modelo asociado toma a menudo la siguiente forma:

$$K_{AB} = \left(\frac{q_A}{c_A}\right)^m \frac{c_B}{q_B} = \left(\frac{y_A}{x_A}\right)^m \frac{x_B}{y_B} \left(\frac{Q}{C_0}\right)^{m-1} \qquad (16\text{-}13a)$$

en donde K_{AB} es la constante de equilibrio, o coeficiente de selectividad, y $K_{AB}(C_0/Q)^{m-1}$ es adimensional y puede ser escrito como $\mathbf{K}_{AB}$. Para A, que es el ion con la carga más pequeña, siendo $m > 1$, $\mathbf{K}_{AB}$ aumenta con C_0. Esto refleja el hecho de que los intercambiadores iónicos manifiestan una afinidad creciente por iones de menor valencia conforme se incrementa la concentración de la fase de la solución.

El comportamiento de las soluciones no ideales justifica, en muchos casos, el empleo de las actividades en vez de las concentraciones en la fase de la solución y también, el uso de exponentes empíricos sobre las q' o y', para describir el comportamiento de equilibrio en la fase sólida. (La dependencia de los coeficientes de actividad de la fase sólida en función de q o y puede modificar el valor de los exponentes esperados de la acción de masas.) La gráfica de los datos experimentales de los contornos de y_A o y_B constantes es lineal, en coordenadas de actividad de log a_A contra log a_B, o por separado, los contornos de C_0 en las coordenadas convencionales de **x** contra **y**.

Marcus y Howery (*Ion Exchange Equilibrium Constants*, IUPAC Rep., Butterworth, London, 1975) recopilaron las constantes de acción de masas que incluyen actividades en solución, para varios intercambiadores de cationes y aniones (muchos con sólo un enlace transversal), para una variedad de contraiones. Los valores dados para los intercambiadores de cationes a base de sulfonato de poliestireno, en un intervalo de enlace transversal Z que varía de 0.01 a 0.25, satisfacen la relación empírica (para el ion A que reemplaza al ion B en la resina):

$$\log K_{AB} = C_1 + C_2 Z^{0.5} \qquad (16\text{-}13b)$$

En la tabla 16-6 aparecen los coeficientes obtenidos del informe de Marcus y Howery (en comunicación privada con Vermuelen), basados en H como el ion B, m es el recíproco de la carga o valencia del ion A y con las cantidades iónicas medidas en equivalentes iónicos. El equilibrio entre dos iones cualesquiera A y D se calcula como

$$\log K_{AD} = \log K_{AH} - \log K_{DH} \qquad (16\text{-}13c)$$

Entre iones con la misma valencia a concentraciones 0.1 N o inferiores, o entre cualquier tipo de ion a concentraciones de 0.01 N o inferiores, los coeficientes de actividad en la fase líquida prorrateados a la valencia unitaria serán lo suficientemente similares como para poder omitirlos.

La adsorción a partir de la fase líquida se identifica como **adsorción de intercambio**. En este caso, las concentraciones o las fracciones de volumen se deben utilizar en lugar de concentraciones molares o fracciones mol, porque los poros que quedan dentro de la superficie exterior de las partículas del sorbente contienen un volumen total constante de la mezcla líquida (que, por supuesto, posee una composición de equilibrio diferente a la de la masa de la mezcla líquida que se encuen-

TABLA 16-6 Constantes de equilibrio para el sulfonato de poliestireno

Los coeficientes para la ecuación (16-13*b*), a 298 K (77°F)

Ion que reemplaza al H	C_1	C_2
Na	−0.05	+0.7
K	+0.05	+1.2
Li	−0.03	−0.2
Cs	+0.09	+1.1
Ag	−0.05	+2.9
NH_4	+0.05	+0.7
0.5 Mg	+0.37	+0.2
0.5 Ca	+0.45	+0.6
0.5 Zn	+0.25	+0.7
0.5 Cu	+0.38	+0.4

tra en el exterior). P
del *intercambio iónic*
a las de equivalencia
en la fase líquida.

Factor de separ
masas, se ha logrado

Este término es anál
destilaciones. Si $m =$
constante. Como se
corresponde al facto

Por tanto, la constan
campo de las operac
variaciones en las fo
de **r** que se utilizan p
empleando una com
puede determinar u
vían de la forma **r** o

Se ha observado
termas favorables p
son desfavorables.
corresponde a **r** = 1
para el caso en que
identificado por el s

En este proceso inv
A. En la figura 16-
simétricas en torno

El factor de separ
0 a 1, que acompañ
concentración sobr
nuevo factor de sep
(véanse las ecuacio
0 a 1. En la figura 1
especifican Verme
factor de separació

$$\mathbf{R} = \frac{\mathbf{X}}{\mathbf{Y}}$$

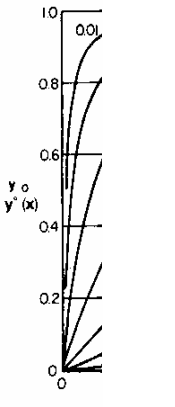


FIG. 16-5 Isoterma
factor de separación,

r la razón de valencia
) asociado toma a me-

$$\left(\frac{\quad}{\quad}\right)^{m-1} \qquad (16\text{-}13a)$$

eficiente de selectivi-
ier escrito como $\mathbf{K}_{AB}$.
a, siendo $m > 1$, $\mathbf{K}_{AB}$
intercambiadores ió-
ies de menor valencia
ase de la solución.
s justifica, en muchos
concentraciones en la
es empíricos sobre las
ibrio en la fase sólida.
d de la fase sólida en
exponentes esperados
experimentales de los
rdenadas de actividad
ntornos de C_0 en las

m Constants, IUPAC
las constantes de ac-
ión, para varios inter-
sólo un enlace trans-
alores dados para los
de poliestireno, en un
1 a 0.25, satisfacen la
l ion B en la resina):

(16-13*b*)

nidos del informe de
Vermuelen), basados
o valencia del ion A
ntes iónicos. El equi-
ila como

$$^{IH} \qquad (16\text{-}13c)$$

nes 0.1 *N* o inferiores,
e 0.01 *N* o inferiores,
orrateados a la valen-
omo para poder omi-

ifica como **adsorción**
es o las fracciones de
iones molares o frac-
de la superficie exte-
lumen total constante
una composición de
iquida que se encuen-

era el sulfonato

298 K (77°F)

C_2
+0.7
+1.2
−0.2
+1.1
+2.9
+0.7
+0.2
+0.6
+0.7
+0.4

tra en el exterior). Por tanto, las ecuaciones de equilibrio y velocidad del *intercambio iónico*, en donde las fracciones de volumen sustituyen a las de equivalencia iónica, se aplican en forma directa a la *adsorción en la fase líquida*.

Factor de separación Por analogía con el caso de la acción de masas, se ha logrado definir un factor de separación **r** como sigue:

$$\mathbf{r} = \frac{x_A y_B}{x_B y_A} = \frac{x_A(1 - y_A)}{y_A(1 - x_A)} \qquad (16\text{-}14)$$

Este término es análogo a la volatilidad relativa α o su recíproca, en las destilaciones. Si $m = 1$ en la ecuación (16-13*a*), $\mathbf{r} = 1/K_{AB}$, en donde es constante. Como se señala en la tabla 16-5, la adsorción de Langmuir corresponde al factor de separación constante (CSF) siendo

$$\mathbf{r} = 1/(1 + K_L C_{ref}) \qquad (16\text{-}15)$$

Por tanto, la constante **r** es a menudo una aproximación útil en todo el campo de las operaciones de sorción. En la figura 16-5 se ilustran las variaciones en las formas de las isotermas, para un intervalo de valores de **r** que se utilizan para ajustar los valores de **r** a datos experimentales empleando una comparación empírica de curvas. (En consecuencia, se puede determinar un promedio eficaz **r** incluso para curvas que se desvían de la forma **r** constante).

Se ha observado que los valores de **r** inferiores a la unidad dan isotermas favorables para la captación, en tanto que las curvas con $\mathbf{r} > 1$ son desfavorables. La isoterma lineal, o el caso de la ley de Raoult, corresponde a $\mathbf{r} = 1$. Si **r** se define para la adsorción de la especie A, o para el caso en que el ion A desplaza al ion B, la **r** del proceso inverso, identificado por el signo †, es

$$\mathbf{r}^{\dagger} = 1/\mathbf{r} \qquad (16\text{-}16)$$

En este proceso inverso, A se desorbe, o bien el ion B desplaza al ion A. En la figura 16-5, las curvas para los valores dados de **r** y **1/r** son simétricas en torno a la línea de 45°.

El factor de separación **r** identifica el aumento de equilibrio en **y**, de 0 a 1, que acompaña al incremento en **x** de 0 a 1. Para un cambio de concentración sobre apenas una porción de la isoterma, se define un nuevo factor de separación **R** que identifique el equilibrio entre **Y** y **X** (véanse las ecuaciones (16-4*a*) y (16-4*b*)], en donde ambas varían de 0 a 1. En la figura 16-5 se ilustra $\mathbf{Y}^{\circ}$ **(X, R)** así como $\mathbf{y}^{\circ}$ **(x, r)**. Como lo especifican Vermeulen y Hiester [*J. Chem. Phys.*, **22**, 96 (1954)], el factor de separación para una transición parcial es

$$\mathbf{R} = \frac{\mathbf{X}(1 - \mathbf{Y})}{\mathbf{Y}(1 - \mathbf{X})} = \frac{\mathbf{r} + \mathbf{x}' - \mathbf{r}\mathbf{x}'}{\mathbf{r} + \mathbf{x}'' - \mathbf{r}\mathbf{x}''} = \frac{\mathbf{y}''\mathbf{x}'}{\mathbf{x}''\mathbf{y}'} \qquad (16\text{-}17)$$

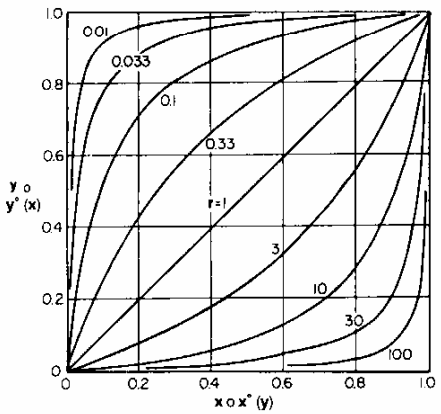


FIG. 16-5 Isotermas de concentración sin dimensiones, como funciones del factor de separación, en coordenadas lineales.

en donde **x′** y **x″** son los valores inicial y final de **x** respectivamente. En la figura 16-3 se ilustra la relación geométrica de las isotermas parcial y total. La isoterma parcial es más lineal y, en consecuencia, **R** para los cambios ascendentes o **1/R** para los descendentes se acercan más a la unidad que **r**. Puesto que **x′** puede ser mayor o menor que **x″**, el cambio parcial ocurre en sentido ascendente o descendente. Partiendo de la ecuación (16-17), **R** para un cambio descendente es la recíproca de **R** correspondiente a una variación ascendente.

En *sistemas de trazas* existe un componente principal. El otro o los otros componentes están presentes en concentraciones tan bajas que **R**, tal y como se define en la ecuación (16-17) tiende a la unidad y la isoterma parcial se hace lineal. Una definición útil es que $\Sigma \mathbf{x} < 0.1$ y $\Sigma \mathbf{y} < 0.1$ para todos los solutos que no sean el componente principal, y también que **R** para todos los componentes de trazas deben diferir de la unidad en menos de 0.1. En tales casos, la **R** de cada componente se obtiene a partir de la isoterma binaria respectiva:

$$\mathbf{R} = \frac{1}{1 + (x_A)_0[(1/\mathbf{r}) - 1]} \qquad (16\text{-}18)$$

El equilibrio y el comportamiento de velocidad de cada componente de traza son independientes, en efecto, de las cantidades y las propiedades de otros componentes de trazas.

Las isotermas CSF y de Langmuir son *hiperbólicas*; ambas se ajustan a la ecuación $(Z_1 + C_1)(C_2 - Z_2) = C_1C_2$. Los términos respectivos del miembro izquierdo son, para CSF, **x**, **r**/(1 − **r**), 1/(1 − **r**), **y**; para Langmuir, **c**, $1/K_L$, 1, q/Q.

Incluso cuando la isoterma de un sistema se aparta considerablemente del comportamiento CSF, se descubre a menudo que las transiciones individuales están bien descritas por medio de las curvas de CSF "local".

Ejemplo 2: Aplicación de isotermas

a. Thomas [*Ann N.Y. Acad. Sci.*, **49**, 161 (1948)] proporciona la siguiente isoterma de Langmuir para la adsorción del antraceno a partir de ciclohexano en alúmina:

$$q^* = 22c/(1 + 375c)$$

en donde q^* se da en gramos mol de antraceno por kilogramo cuando c se expresa en gramos mol de antraceno por litro. ¿Cuáles son los valores de K_L y Q según la ecuación (16-11*a*)?

$K_L = 375$ L/(g·mol de antraceno) (respuesta)

$Q = 22/K_L = 5.87 \times 10^{-2}$ (g·mol de antraceno)/kg (respuesta)

b. Para la isoterma anterior y la concentración de dosificación de $c_0 = 8.11 \times 10^{-4}$ (g·mol)/L, ¿cuál es el valor de **r**?

$$\mathbf{r} = \frac{1}{1 + K_L(8.11 \times 10^{-4})} = 0.766 \qquad \text{(respuesta)}$$

c. En el caso de la isoterma anterior, ¿qué concentración de alimentación c_0 daría un valor de **r** mayor que 0.9 según la ecuación (16-15)?

$$\mathbf{r} = 1/(1 + 375c_0) > 0.9$$

$c_0 < 0.111/375 = 2.96 \times 10^{-4}$ (g·mol de antraceno)/L (respuesta)

d. La constante de equilibrio *K* para el intercambio de A^+ con la resina B, es 3.16. Por lo que indica la ecuación (16-18), ¿qué fracción mol debe ser A^+ de los cationes de alimentación, para que **R** sea mayor que 0.9?

$$\mathbf{r} = 1/K_{AB} = 0.316$$

$$\mathbf{R} = \frac{1}{1 + (x_A)_0[(1/0.316) - 1]} > 0.9$$

$(x_A)_0 < 0.111/2.16 = 0.0515$ (respuesta)

Razón de separación Para cada configuración o disposición de proceso existe otra propiedad de equilibrio útil: la razón de separación Λ que carece de dimensiones.

Para las concentraciones totales en un intercambio iónico, o en una adsorción,

$$\Lambda = Q\rho_b/C_0 = q_{ref}\rho_b/c_{ref} \qquad (16\text{-}19)$$

En condiciones de trazas, se observa también que

$$\Lambda_t = [A(y_t)_0]/[(x_t)_0] \qquad (16\text{-}20)$$

La condición de traza corresponde a $y_B \approx 1$, $x_B \approx 1$, donde el subíndice B designa el componente global. Por tanto, para un factor de separación constante, $\Lambda_i \approx AK_{AB}$ o A/r. En general, para la acción de masas, $\Lambda_i \approx A(K_{AB})^{1/m}$. La razón de separación Λ_i se denomina con frecuencia K_D (o K_{DE} en donde ε es la fracción de espacios vacíos) en las publicaciones que tratan de separaciones cromatográficas.

Para cambios de concentración en sistemas binarios que corresponden a un sorbente parcialmente presaturado con una dosificación mixta, la razón de separación aplicable se convierte en

$$\Lambda = \frac{q'' - q'}{c'' - c'}\rho_b = \frac{y'' - y'}{x'' - x'}\Lambda \qquad (16\text{-}21)$$

EQUILIBRIO EN SISTEMAS MULTIVARIANTES

Como se observó anteriormente, un sistema con cualquier número de solutos tendrá una unidad menor de variancia tanto si su comportamiento de sorción es estequiométrico (como generalmente sucede en el intercambio iónico) como si no lo es (como en la adsorción de gas). Ya que la teoría resultante para el equilibrio de adsorción es más complicada, conviene revisar antes el intercambio iónico.

Intercambio iónico

Estequiometría En la mayor parte de las aplicaciones, excepto para algunos electrólitos débiles y unos casos de soluciones concentradas, se utilizan las siguientes sumas (donde n es el número de componentes):

$$\sum_{j=1}^{n} c_j = C_0 = \text{const} \qquad \sum_{j=1}^{n} q_j = Q = \text{const} \qquad (16\text{-}22)$$

En términos de la fracción equivalente, al utilizar la ecuación (16-9), la suma se transforma en

$$\sum_{j=1}^{n} \mathbf{x}_j = 1 \qquad \sum_{j=1}^{n} \mathbf{y}_j = 1 \qquad (16\text{-}23)$$

Acción de masas En este caso, las relaciones de equilibrio, congruentes con la ecuación (16-13*a*) son

$$\left(\frac{\mathbf{y}_i}{\mathbf{x}_i}\right)^{m_{ij}} \frac{\mathbf{x}_j}{\mathbf{y}_j} = \mathbf{K}_{ij} \qquad (16\text{-}24)$$

Cuando se conocen los n valores de $\mathbf{x}$ (o los de $\mathbf{y}$), los n valores de $\mathbf{y}$ (o $\mathbf{x}$) se determinan por solución simultánea de n - 1 combinaciones independientes i, j para la ecuación (16-24), utilizando las expresiones de la ecuación (16-22). Si se supone un valor determinado de $\mathbf{y}_j/\mathbf{x}_j$ los otros valores de $\mathbf{y}/\mathbf{x}$ se calculan basándose en la ecuación (16-24). A continuación se encuentra la suma de los valores de prueba de $\mathbf{y}$ (o $\mathbf{x}$). El valor supuesto de $\mathbf{y}_j/\mathbf{x}_j$ se reduce para la sigauiente prueba si $\Sigma\mathbf{x}$ es demasiado grande (o si $\Sigma\mathbf{x}$ es demasiado pequeña), o se aumenta cuando $\Sigma\mathbf{y}$ es muy pequeña (o cuando $\Sigma\mathbf{x}$ es muy grande). Esto se basa en el hecho de que todas las razones $(\mathbf{y}_i/\mathbf{x}_i)$ aumentan o disminuyen en forma conjunta.

Puesto que un sistema de n componentes tienen $n-1$ concentraciones independientes, un equilibrio de tres componentes se representa gráficamente en un plano y otro de cuatro componentes en un espacio tridimensional. En la figura 16-6 se muestra una gráfica triangular de contornos de $\mathbf{x}$ en equilibrio con las coordenadas $\mathbf{y}$ correspondientes.

Aproximación de un factor de separación constante Si las valencias de todas las especies son iguales, el factor de separación α_{ij} se aplica,

$$\frac{\mathbf{y}_i\mathbf{x}_j}{\mathbf{x}_i\mathbf{y}_j} (= \mathbf{K}_{ij}) = \alpha_{ij} \qquad (16\text{-}25)$$

Para un sistema binario $\mathbf{r} = \alpha_{BA} = 1/\alpha_{AB}$. El símbolo $\mathbf{r}$ se aplica fundamentalmente al proceso mientras que se orienta a interacciones pro-

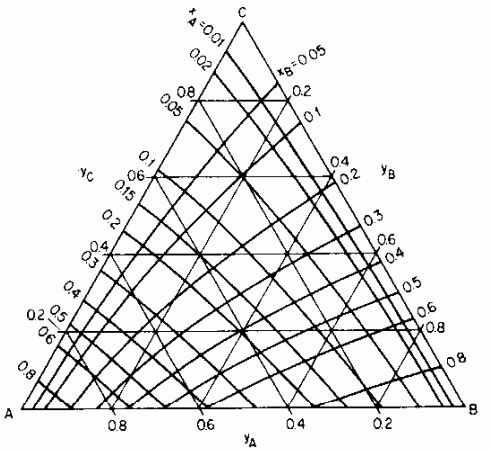


FIG. 16-6 Equilibrio ideal de la acción de masas para un intercambio iónico de tres componentes con valencias disímbolas. $(y_A/x_A)(x_C/y_C)^2 = 8.06$; $(y_B/x_B)(x_C/y_C)^2 = 3.87$. Resina de sulfonato de poliestireno Duolite C–20, con Ca como A Mg como B y Na como C. [Klein *et. al. Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **6**, 339 (1967); *American Chemical Society*, reimpreso con permiso.]

ducidas entre pares de especies de solutos. En cada par binario $\mathbf{r}_{ij} = \alpha_{ji} = 1/\alpha_{ij}$.

Así, pues, los equilibrios se dan explícitamente a través de las ecuaciones:

$$\mathbf{y}_i = \frac{\mathbf{x}_i}{\sum_{j=1}^{n} \alpha_{ji}\mathbf{x}_j} = \frac{\alpha_{in}\mathbf{x}_i}{\sum_{j=1}^{n} \alpha_{jn}\mathbf{x}_j} \qquad (16\text{-}26)$$

y

$$\mathbf{x}_i = \frac{\mathbf{y}_i}{\sum_{j=1}^{n} \alpha_{ij}\mathbf{y}_j} = \frac{\alpha_{ni}\mathbf{y}_i}{\sum_{j=1}^{n} \alpha_{nj}\mathbf{y}_j} \qquad (16\text{-}27)$$

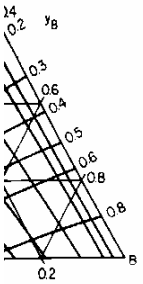
Para un factor de separación constante, los contornos $\mathbf{x}$ se hacen lineales en una gráfica de tres componentes del género que se ilustra en la figura 16-6.

Toma de Donnan En soluciones de alta concentración, superior a 0.5 g equiv/L con intercambiadores fuertemente ionizados (o a concentraciones inferiores, con intercambiadores débilmente ionizados), la capacidad nominal de intercambio constante de la resina está mensurablemente excedida por la toma del par neutro de iones de la sal en solución. Con sólo una especie de co-ion S (igualando el signo de la carga de los grupos fijos en la resina para simplificar), su toma q_s es igual al exceso total de la toma de los contraiones. Con q_s, la concentración en el sólido de un contraión M, que tiene una valencia m, el equilibrio de Donnan para el par de la sal SM está dado por la expresión de acción de masas:

$$q_S q_M^{1/m} = (K_{D,M}\gamma_M)^{1/m}\gamma_S c_S c_M^{1/m} \qquad (16\text{-}28)$$

donde las γ's representan los coeficientes de actividad en la fase de la solución y K_D es la constante de equilibrio de Donnan. Si la ecuación (16-28) se expresa en términos de los dos contraiones N' y N'', la razón de $(K_D\gamma)$ está relacionada directamente con la constante de equilibrio para el intercambio entre N' y N'' [Ecuación (16-13*a*)].

Para un lecho saturado con un contraión determinado a una concentración de la solución, una nueva alimentación del mismo ion a otra concentración muestra una transición de la primera a la última concentración total y, en consecuencia, dicho sistema es, en principio, monovariante. Esta transición sólo se toma en cuenta cuando es



un intercambio iónico de
$\pi_C/y_C)^2 = 8.06$; (y_B/x_B)
olite C–20, con Ca como
Chem. Fundam., 6, 339
miso.]

da par binario $r_{ij} = \alpha_{ji}$

e a través de las ecua-

(16-26)

(16-27)

mos **x** se hacen linea-
ro que se ilustra en la

ncentración, superior a
e ionizados (o a con-
bilmente ionizados),
le la resina está men-
o de iones de la sal en
alando el signo de la
ificar), su toma q_s es
s. Con q_s, la concen-
e una valencia m, el
dado por la expresión

(16-28)

ividad en la fase de la
onnan. Si la ecuación
ones N' y N'', la razón
nstante de equilibrio
13*a*)].
erminado a una con-
ción del mismo ion a
a primera a la última
istema es, en princi-
i en cuenta cuando es

mensurable y significativa. Por consiguiente, el intercambio simple binario a altas concentraciones es probable que sea bivariante. Esta área ha sido explorada teóricamente en la Universidad de California por F. M. Golden (Ph.D. dissertation, 1973) y por D.S. Arnold (M.S. thesis, 1978).

Adsorción

Relaciones del tipo Langmuir Para sistemas de multicomponentes, compuestos por solutos que en forma individual siguen las isotermas de Langmuir, el equilibrio se calcula por medio de la relación

$$q_i^\circ = \frac{K_i Q_i c_i}{1 + \sum_j^{n-1} K_j c_j} \tag{16-29}$$

Esta ecuación da estimaciones razonables cuando Q de los solutos individuales concuerdan íntimamente. Los valores desiguales de Q indican que los solutos ocupan diferentes cantidades de área superficial; en la obtención de estos casos se supone que el área vacante, en vez del número de sitios vacantes, gobierna la facilidad de la toma.

En la adsorción de gases multicomponentes, la razón de los valores de KQ para dos componentes adsorbibles constituye un factor de selectividad α o un factor de separación **r**. Los valores de α o **r** así determinados para la toma a partir de la fase gaseosa quedan mucho más alejados de la unidad que el factor respectivo determinado para la toma a partir de la fase líquida. La selectividad del adsorbente se ejerce principalmente en la capa única de las paredes del poro, y el fluido en el resto del volumen del poro tiene una composición casi igual a la del fluido masivo en la parte externa de las partículas.

Factor de separación constante Tratamiento El caso multivariante de Langmuir se puede convertir a la forma CSF al introducir un componente "falso", que representa indirectamente los sitios vacantes en el sorbente y también el componente portador no sorbente en el gas; los factores de ponderación, como, por ejemplo, los valores de c_{ref} y q_{ref} que difieren para cada componente, también son necesarios. (Véase Helfferich y Klein en las "Referencias Generales".) La transformación tiene un efecto similar a la de un simple soluto [Ec. (16-15)]. Allá y aquí existe un grado de selección libre para un valor de referencia y la selección no afecta los resultados del cálculo. Para una variancia $n-1$ existen $(n-1)$ valores de A (inversamente proporcional a q_{ref}) y uno de B, que es igual a q_{ref}/c_{ref} para cada soluto.

En el procedimiento más simple, B está asignada y los valores de A son fijos y calculables. B representa una suposición sobre las propiedades del n-ésimo componente (o el componente falso), que numéricamente es igual al producto K_nQ_n para el que los valores separados de K y Q no existen. Conviene basar B en la especie adsorbida más débilmente en su estado puro. De preferencia, B no debe dar razones negativas de concentración para ninguna de las especies, incluso los componentes falsos n, pero si esto sucede, no se causa daño a los cálculos subsecuentes.

Una vez que B está establecida, se pueden calcular los valores de A con base en la relación

$$A_i = K_i/(K_iQ_i - B) \tag{16-30}$$

Las fracciones mol ponderables se determinan como sigue:

$$\mathbf{x}_i = c_i/c_{i,ref} \quad \text{con } c_{i,ref} = 1/BA_i \tag{16-31}$$

$$\mathbf{y}_i = q_i^\circ/q_{i,ref} \quad \text{con } q_{i,ref} = 1/A_i \tag{16-32}$$

Las condiciones de la suma, que representa los valores de **x** y **y**, respectivamente, son

$$\sum_{j=1}^{n} BA_jc_j = 1 \qquad \text{y} \qquad \sum_{j=1}^{n} A_jq_j^\circ = 1 \tag{16-33}$$

Sin embargo, la única manera de determinar $\mathbf{x}_n$ y $\mathbf{y}_n$ para el componente falso es evaluarlos como residuos de estas sumas, después de descubrir todos los demás valores de **x** y **y**.

Los valores de α para el componente falso relativos a cada especie regular son

$$\alpha_{in} = \frac{A_i}{A_i - (1/Q_i)} = \frac{K_iQ_i}{B} \tag{16-34}$$

Cada una de las demás α, como se observó con anterioridad, están dadas por la razón respectiva de los productos KQ.

El principal motivo para explorar un problema multivariante con la suposición CSF es que éste es casi el único comportamiento de equilibrio, que se puede resolver matemáticamente. Incluso un ajuste poco preciso puede dar por resultado gran cantidad de información cualitativa útil.

Modelo de la "solución ideal adsorbida" La teoría indica que si la capacidad de una sola capa Q varía para las diferentes moléculas y si el comportamiento de la monocapa es el de una solución ideal (lo cual es incierto), la ecuación (16-29) es inconsistente con la ecuación de adsorción de Gibbs. Para este caso, Myers y Prausnitz [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **11**, 121 (1965)] informan una manera de calcular el comportamiento de una mezcla a partir de los datos de un solo componente, dados en forma numérica o algebraica con una relación de Langmuir o Freundlich.

La isoterma de adsorción de Gibbs para dos solutos adsorbibles es

$$A\,d\pi = q_1\,d\mu_1 + q_2\,d\mu_2 \tag{16-35}$$

donde π representa la presión de diseminación, A es el área superficial por unidad de masa de sorbente, q representa los moles de soluto i por masa de sorbente y μ_i es el potencial químico ($d\mu_i = R_gT_K\,d\ln P_i$ donde P_i es la presión parcial). Para cada soluto, la integral de la ecuación (16-35) es

$$\frac{\pi A}{R_gT_K} = \int_0^{P_i} \frac{q_i}{P_i}\,dP_i \tag{16-36}$$

Si se sigue la ley de Raoult sobre la superficie, existe una presión parcial de referencia P_i° para cada componente en un estado puro extrapolado, P_i° que se deduce de la fracción mol real de soluto $\mathbf{y}_i$ ($=q_i/\Sigma q_j$):

$$P_i^\circ = P_i/\mathbf{y}_i \tag{16-37}$$

La P_i° para cada estado separado de referencia tiene la misma presión de diseminación que la mezcla superficial real. Además, $\Sigma \mathbf{y}_j = 1$ y esto da

$$\frac{P_1}{P_1^\circ} + \frac{P_2}{P_2^\circ} + \cdots = 1 \tag{16-38}$$

En forma conceptual, deben probarse diferentes valores de π hasta encontrar uno para el cual el conjunto respectivo de valores de P_i° satisfagan la ecuación (16-38).

Se pueden deducir las **isotermas binarias** explícitas, mediante un procedimiento algebraico, con forma de una serie convergente. [Le-Van y Vermeulen, *J. Phys. Chem.*, **85**, 3247 (1981)]. Para el caso de Langmuir, la forma de dos términos para cada uno de los dos solutos ($i = 1$ o 2), alterna a la ecuación (16-29) y que utiliza K para indicar K_L, es

$$q_i = \frac{(Q_1 + Q_2)K_iP_i}{2(1 + K_1P_1 + K_2P_2)} + (Q_i - Q_j)\frac{K_1K_2P_1P_2}{(K_1P_1 + K_2P_2)^2}\ln(1 + K_1P_1 + K_2P_2) \tag{16-39}$$

En forma similar, la relación de los dos términos de Freundlich, en la que se utiliza K por K_F, es

$$q_i = \frac{P_i(K_i/\beta_i)^{1/\beta_i}}{A^{2-(B/A)}}[B + (\beta_i - \beta_j)(\ln A)P_i(K_j/\beta_j)^{1/\beta_j}] \tag{16-40}$$

donde los factores A y B están dados por las relaciones

$$A = P_1K_1^{1/\beta_1}\beta_1^{-1/\beta_1} + P_2K_2^{1/\beta_2}\beta_2^{-1/\beta_2} \tag{16-41}$$

$$B = P_1K_1^{1/\beta_1}\beta_1^{1-(1/\beta_1)} + P_2K_2^{1/\beta_2}\beta_2^{1-(1/\beta_2)} \tag{16-42}$$

Los valores a partir de estas ecuaciones, en la mayor parte de los casos, son iguales a los cálculos exactos dentro del 1%. Los valores eficaces de las resultantes son más grandes (por consiguiente, menos conservadores) que las obtenidas directamente con base en las razones de las K.

TRANSICIONES LIMITADAS POR EL EQUILIBRIO

EFECTO DE EQUILIBRIO DESFAVORABLE

Las curvas de rompimiento para las operaciones de lecho fijo se dividen, desde el punto de vista empírico, en los siguientes tipos: aguda, no aguda, intermedia y compuesta. En general, la forma de la curva se ve afectada por los factores de equilibrio y transporte. Cuando la diseminación de la curva debida a los efectos de transporte se minimiza experimentalmente o se desprecia teóricamente, surgen curvas del tipo abrupto, gradual y compuesto. El tipo gradual no agudo equivale a un **equilibrio desfavorable**, como lo demuestra la curva cóncava hacia arriba de la gráfica de q contra c o $\mathbf{y}$ contra $\mathbf{x}$ y el factor de separación $\mathbf{R}$ mayor que uno. El equilibrio evita que el sorbente adsorba la cantidad de soluto que le permite su capacidad. La diseminación por efectos de la transferencia de masa suele ser pequeña en comparación con la del equilibrio y, por consiguiente, el patrón de rompimiento se expande en proporción con el volumen del lecho que atraviesa.

(En contraste con este caso no agudo, el rompimiento abrupto o agudo tiene una gráfica de equilibrio que es convexa hacia arriba y, en consecuencia, se trata de un equilibrio favorable que se analizará en la siguiente subsección.)

Ya que muchos efectos distintos pueden afectar los cálculos, el álgebra y las operaciones numéricas se simplifican al agrupar los diferentes factores en razones o grupos adimensionales. Los grupos necesarios en esta subsección ya se presentaron: $\mathbf{T}$ por medio de la ecuación (16-1) $\mathbf{A}$ mediante las ecuaciones (16-6) y (16-21); $\mathbf{x}$, $\mathbf{y}$, $\mathbf{X}$ y $\mathbf{Y}$ por medio de las ecuaciones (16-9) y (16-10) y $\mathbf{R}$ en la ecuación (16-17).

Una gráfica característica de la distancia contra el tiempo para un lecho que muestra rompimiento limitado por el equilibrio aparece en la figura 16-7; la proyección vertical de $\mathbf{X}$ contra el tiempo muestra el patrón proporcional a medida que emerge de dos secciones transversales sucesivas en h_1 y h_2. Dichas curvas no se pueden agudizar por efectos físicos; si se desea un rompimiento más agudo, debe cambiarse el equilibrio mediante una reducción de la temperatura, o bien por medio del empleo de un sorbente distinto.

En cada transición o transición parcial, controlada por el **equilibrio local**, la composición inicial en el lecho es uniforme $\mathbf{Y} = 0$, con el fluido coexistente en el lecho en $\mathbf{X} = 0$. La alimentación se suministra en forma constante a $\mathbf{X} = 1$ y, si no se interrumpe, se llega con el tiempo a una saturación uniforme de $\mathbf{Y} = 1$, en cualquier lecho de longitud finita. Por lo tanto, la curva total de rompimiento se inicia a la concentración $\mathbf{X} = 0$ y termina en $\mathbf{X} = 1$. (En la práctica, el "punto de rompimiento" es el tiempo del primer valor diferente de cero o el primer valor no aceptable para $\mathbf{X}$.)

Con objeto de utilizar un conjunto "universal" simple de soluciones algebraicas para las curvas de rompimiento, el intervalo adimensional de concentración se ajusta a la transición particular que se considera, que puede incluir o no el estado inicial ("presaturación") de la columna o de la alimentación que se introduce. Para una alimentación concentrada, que se introduce a una columna totalmente regenerada, $\mathbf{x} = 1$ para la alimentación corresponde a $\mathbf{X} = 1$ y $\mathbf{x} = 0$ para el lecho en $\mathbf{X} = 0$.

Para la **regeneración** de una columna totalmente saturada con un fluido libre de soluto (p. ej., en el intercambio iónico, una solución que no contenga en ese momento el ion de la alimentación a la columna), $\mathbf{x} = 0$ corresponde a $\mathbf{X} = 1$ y $\mathbf{x} = 1$, a $\mathbf{X} = 0$. Para una alimentación mixta y una columna parcialmente presaturizada es posible, por ejemplo, tener $\mathbf{x} = 0.8$ en $\mathbf{X} = 1$ y $\mathbf{x} = 0.2$ en $\mathbf{X} = 0$. También se puede encontrar la combinación inversa con un factor de separación recíproco: $\mathbf{R}' = 1/\mathbf{R}$,

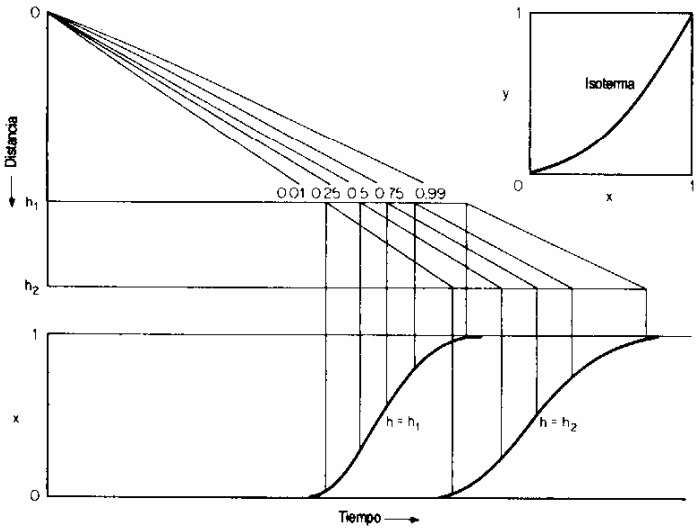


FIG. 16-7 Gráfica de distancia contra tiempo, en la que se muestran los perfiles de concentración de la solución para equilibrio desfavorable. La extensión radial de los perfiles representa el comportamiento de patrón proporcional.

el análogo de la ecuación (16-16). (Como antes, el símbolo † designa la inversión total de la primera etapa considerada.)

RELACIONES DE BALANCE DE MATERIA: RAZÓN DE CARGA

A diferencia de A, que no varía para cualquier transición determinada, la medición de tiempo-distancia o volumen-distancia **T** puede considerarse la variable independiente principal, con respecto a la que se refieren las variables de concentración dependientes. La curva de rompimiento se puede expresar adimensionalmente como $\mathbf{X} = \text{fn}(\mathbf{T})$ o $\mathbf{x} = \text{fn}(\mathbf{T})$ o, en forma equivalente, $\mathbf{T} = \text{fn}(\mathbf{X})$ o $\mathbf{T} = \text{fn}(\mathbf{x})$. El valor de **T** para cualquier transición se mide como la razón de la cantidad total de soluto inducida a la columna en la corriente de alimentación que ha pasado por el punto de interés, con respecto a la capacidad teórica del sorbente (aguas arriba de dicho punto) para contener el soluto. Esta capacidad teórica se define como el **centro estequiométrico** de toda transición, el tiempo o el volumen cuando el grado de truncamiento de la transición dentro del fluido es igual al grado de truncamiento dentro del sorbente, que corresponde al V_{esteq} eficaz para la transición, dado por la integral

$$\int_{\hat{V}=0}^{\mathbf{X}=1} (1 - \mathbf{X}) d\hat{V} = \int_{\mathbf{X}=0}^{\mathbf{X}=1} \hat{V}\, d\mathbf{X} = (V_{esteq})_{eficaz} \quad (16\text{-}43)$$

donde $\hat{V} = V - \varepsilon v$, o sea, el volumen de alimentación menos el volumen del llenado del lecho hasta el punto de interés.

Para una transición de intervalo completo, en la que c varía desde 0 hasta c_{ref} y q, desde 0 hasta q_{ref}, el volumen de fluido obtenido al integrar la ecuación (16-43) es el volumen estequiométrico total del sistema. Por consiguiente, el volumen estequiométrico total es el volumen de fluido para el que la cantidad de soluto que se ha "filtrado" más allá del punto de referencia en el lecho es exactamente igual a la capacidad residual no llenada del sorbente contenido antes de dicho punto.

Por lo tanto, el sistema T se puede definir por cualquiera de las tres relaciones equivalentes:

$$T = \frac{c_{ref}(V - v\varepsilon)}{q_{ref}\rho_b v} = \frac{V - v\varepsilon}{\Lambda v} = \frac{\hat{V}}{(V_{esteq})_{total}} \quad (16\text{-}44)$$

De manera similar, el valor de **T** para cada transición está dado por

$$\mathbf{T} = \frac{V - v\varepsilon}{\Lambda v} = \frac{\hat{V}}{(V_{esteq})_{eficaz}} = \frac{x'' - x'}{y'' - y'} T \quad (16\text{-}45)$$

Para un factor de separación constante **r**, la ecuación (16-45) se transforma

$$\mathbf{T} = [\mathbf{r} + (1 - \mathbf{r})\mathbf{x}''][\mathbf{r} + (1 - \mathbf{r})\mathbf{x}'] \frac{T}{\mathbf{r}} \quad (16\text{-}46)$$

T es la medición generalizada más sencilla del volumen; cuando su valor es 1.0 en el tiempo de la corrida o volumen de la solución, que corresponde a la capacidad total de sorción del lecho, para la transición de interés, la ecuación (16-43) se transforma en

$$\int_{\mathbf{T}=0}^{\mathbf{X}=1} (1 - \mathbf{X})\, d\mathbf{T} = \int_{\mathbf{X}=0}^{\mathbf{X}=1} \mathbf{T}\, d\mathbf{X} = 1 \quad (16\text{-}47)$$

En la figura 16-8 se muestra la posición del centro estequiométrico, de tal manera que el área bajo la curva **X** a la izquierda de $\mathbf{T} = 1$ es igual al área sobre la curva **X**, a la derecha de $\mathbf{T} = 1$. Si se reemplaza T por **T** en la ecuación (16-47), la integral es $\bar{T}$ (Para las subsecciones posteriores, si **NT** reemplaza a **T**, la integral se transforma en **N**.) Las ecuaciones (16-43) y (16-47) son útiles para determinar el volumen estequiométrico eficaz a partir de los experimentos, o para determinar la constante de integración (es decir, la posición exacta de la curva de rompimiento) en las soluciones de las ecuaciones diferenciales de velocidad.

Ecuación de continuidad para cualquier soluto El balance diferencial de materia para cada componente soluto se basa en el concepto de

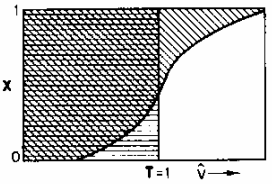


FIG. 16-8 Determinación del volumen estequiométrico de la solución que se requiere para normalizar la escala T. El bloque rectangular se trazó así para igualar el área superior (o hacia la izquierda) de toda la curva experimental de la variación de concentración.

que la concentración puede cambiar sólo por medio de la convección, la transferencia en la interfase o los efectos de difusión-dispersión:

$$\frac{\partial c}{\partial v} + \rho_b \frac{\partial q}{\partial V} + \varepsilon \frac{\partial c}{\partial V} - \frac{D_{eff} S^2 \varepsilon}{F} \frac{\partial^2 c}{\partial v^2} = 0 \quad (16\text{-}48)$$

Aquí, la distancia se ha reemplazado por el volumen variable de sorbente v y el tiempo por el volumen de la solución V. Si se desprecia el término de la dispersión y V se reemplaza por $\hat{V}$, como se definió en la ecuación (16-43), la ecuación diferencial parcial tiene la forma

$$-\left(\frac{\partial c}{\partial v}\right)_{(V - v\varepsilon)} = \rho_b \left[\frac{\partial q}{\partial (V - v\varepsilon)}\right]_v \quad (16\text{-}49)$$

Con los términos adimensionales (salvo para v), la ecuación es

$$-\left(\frac{\partial \mathbf{x}}{\partial v}\right)_{T_v} = \left(\frac{\partial \mathbf{y}}{\partial T v}\right)_v \quad (16\text{-}50)$$

Para los casos controlados por la transferencia de masa, con **N** proporcional a v, la relación se transforma en

$$-\left(\frac{\partial \mathbf{X}}{\partial \mathbf{N}}\right)_{\mathbf{NT}} = \left(\frac{\partial \mathbf{Y}}{\partial \mathbf{NT}}\right)_{\mathbf{N}} \quad (16\text{-}51)$$

El término Tv o **NT** se considera una sola variable, mientras que **N** es variable (al resolver la ecuación diferencial). Cuando la ecuación resuelta se evalúa con **N** fija, por lo general **T** se transforma en la variable de interés. Las dos velocidades adimensionales de la ecuación (16-51) son iguales a la fuerza adimensional de impulso para el transporte de masa.

Velocidad de la composición Si se alcanza un estado estacionario entre las composiciones de la solución y del sorbente, las composiciones coexistentes avanzan a través del lecho a velocidad uniforme, como se muestra en la figura 16-7. La condición de velocidad constante de la composición se alcanza, en el caso límite, con un equilibrio moderadamente desfavorable y, como un caso límite diferente, con un equilibrio moderadamente favorable. Esta condición se conoce como **coherencia** y corresponde, desde el punto de vista matemático, a hacer de la ecuación (16-49) una ecuación diferencial total y separada para cada caso. Para el equilibrio local, $U(= 1/T)$ se utiliza como una coordenada de la razón de penetración o la velocidad relativa, para proporcionar una representación adimensional del perfil de concentraciones del lecho.

El comportamiento externo y visible de un lecho, caracterizado por T, es el objetivo tanto de las mediciones como de los cálculos. Sin embargo, el comportamiento interno y causal debe comprenderse tanto para la interpretación como para el diseño; en especial con los sistemas multivariantes, una gráfica de **y** contra U facilita a menudo los cálculos necesarios.

Velocidad de transición La velocidad de desplazamiento del centro estequiométrico de una transición se puede expresar como una velocidad promedio, de la composición

$$\bar{U} = \frac{1}{\bar{T}} = \frac{q_{ref}\rho_b v}{c_{ref}(V - v\varepsilon)} \quad (16\text{-}52)$$

en donde v es el volumen variable del lecho en donde se ubica el centro de transición, y V es el volumen de solución, igual que antes. Si la

velocidad (dimensional) de la transición dv/dt se designa como u_0 y dV/dt se identifica con F, entonces,

$$u_0 = \frac{\overline{U}}{\Lambda + \overline{U}\varepsilon}\frac{F}{S} \approx \frac{\overline{U}F}{\Lambda S} \qquad (16\text{-}53)$$

La velocidad de la transición relativa a la del fluido en movimiento, designada a menudo como R_F, convierte en:

$$R_F = \frac{u_0 F}{F} = \frac{1}{1 + \Lambda/\overline{U}\varepsilon} \qquad (16\text{-}54)$$

Por lo tanto, para un valor grande de Λ y para $\overline{U} = 1$, $R_F \approx \varepsilon/\Lambda$.

ANÁLISIS DEL EQUILIBRIO LOCAL

Para todas las isotermas, un historial completo de la variación de la concentración o para una corrida de dos componentes en la columna consta de dos mesetas y una transición intermedia con una o múltiples porciones. La trayectoria de concentración, seguida en la transición, está dada por la pendiente de la curva de equilibrio en el caso desfavorable o por la pendiente de la línea que conecta dos puntos de equilibrio (a menudo 0,0 y 1,1) en el caso favorable.

Comportamiento de transición gradual La teoría del equilibrio suministra una explicación clásica de la cromatografía, y fue aplicada con éxito por vez primera por DeVault [*J. Am. Chem. Soc.*, **65**, 532 (1943)]. Mediante una transformación de las derivadas parciales, la ecuación (16-50) conduce al siguiente resultado:

$$\left(\frac{\partial y}{\partial x}\right)_v = \left(\frac{\partial Tv}{\partial v}\right)_x = T_x + v\left(\frac{\partial T}{\partial v}\right)_x \qquad (16\text{-}55)$$

La condición del equilibrio local convierte ahora a $\partial y/\partial x$ en una derivada total: dicho de otra manera, en una función de **x** o **y** solamente. El término del lado derecho de la expresión debe ser también una función exclusiva de **x** o **y**, y no de v. El resultado es:

$$\frac{dy^*}{dx} = T_x \qquad \frac{dY^*}{dX} = T_X \qquad (16\text{-}56)$$

Si la segunda derivada d^2Y^*/dX^2 es positiva (obedeciendo al *equilibrio desfavorable*), **T** aumenta cuando **X** va en aumento, de acuerdo con el comportamiento experimental de la variación de la concentración. Por tanto, con un equilibrio desfavorable (**R** > 1), la teoría del equilibrio predice una curva de variación de concentración similar a la que se tiende en las corridas verdaderas de la columna.

Para el caso de un **factor de separación constante r** que trató en primer lugar Walter [*J. Chem. Phys.*, **13**, 229 (1945)], las ecuaciones (16-14) y (16-56) llevan a

$$\frac{dy^*}{dx} = \frac{r}{[(1 - r)x + r]^2} = T \qquad (16\text{-}57)$$

o

$$x = \frac{r - \sqrt{r/T}}{r - 1} \qquad (16\text{-}58)$$

Los límites de validez de la ecuación (16-58) son $x = 0$ en $T = 1/r$; $x = 1$ en $T = r$.

Para una **isoterma** *desfavorable* de **Freundlich** (tabla 16-5), donde $y = x^\beta$ con $\beta > 1$, el resultado del patrón proporcional es

$$T = dy^*/dx = \beta x^{\beta-1} \qquad (16\text{-}59)$$

La **isoterma trinomial** da por resultado

$$T = dy^*/dx = (1 - a_1 - a_2) + 2a_1x + 3a_2x^2 \qquad (16\text{-}60)$$

Cuando $a < b$ en una **isoterma bilineal**, se obtienen dos pasos abruptos, en $T = a$ y $T = b$, y la meseta intermedia tiene la concentración $X = (1-b)/(a-b)$. En esta curva compuesta, la separación de los dos pasos muestra un comportamiento "proporcional".

Estimación de isotermas a partir de una curva de variación de concentración Los efectos de la transferencia de masa producen casi siempre un ensanchamiento de la curva de variación de la concentración, más allá de lo que indica la teoría del equilibrio local. No obstante, en el caso de equilibrios marcadamente desfavorables en columnas "profundas" el comportamiento de patrón proporcional puede predominar en la variación de la concentración; en tal caso, la isoterma completa se deduce integrando tal curva [Glueckauf, *J. Chem. Soc.*, **1949**, 3280]:

$$y^* = \int T\,dx \qquad (16\text{-}61)$$

Discontinuidad (shock) para isotermas favorables Si la segunda derivada es negativa (conformándose con el equilibrio favorable), el resultado algebraico corresponde a una curva de **X** que decrece al aumentar **T**. En vista de **X** = 0 y **X** = 1 son también valores permitidos (e incluso preferidos), esta curva de pendiente inversa representa un resultado inalcanzable o "ficticio", y genera la **transición abrupta** teórica. Desde un punto de vista matemático, para este paso,

$$\frac{\Delta y}{\Delta x} \equiv \frac{(y'')^* - (y')^*}{x'' - x'} = T \qquad (16\text{-}62)$$

En los casos simples **x** y **y** (o **X** y **Y**) cada una salta de 0 a 1 en el valor de T (o T) de la *unidad*, como lo requiere el balance de materia.

Isotermas y transiciones compuestas Si la isoterma para una transición determinada contiene uno o más puntos de inflexión $Y^* > X$ a todo lo largo dará una transición abrupta; pero si $Y^* < X$ en cualquier región, la transición mostrará un patrón proporcional que puede incluir segmentos abruptos. (F. Barnés, comunicación privada.) Para una isoterma **Y** en función de **X** con una inflexión, que es en parte favorable y en parte desfavorable, la trayectoria de la concentración reposa siempre *ya sea arriba o debajo* de la isoterma. Donde se produce un cambio entre la región desfavorable y la favorable, la zona de dY^*/dX creciente no alcanza casi nunca su punto de inflexión, sino que, por el contrario, termina en una tangente trazada de tal manera que se incrementa conforme aumenta **X**. [Roberts, Ph.D. tesis en Ingeniería Química, Georgia Institute of Technology, 1951; Tudge, *Can. J. Phys.*, **39**, 1611 (1961); y Golden, Ph.D. tesis en Ingeniería Química, Universidad de California, 1973.]

En la figura 16-9 se ilustra la trayectoria de la concentración de una isoterma de doble inflexión; la curva de variación de la concentración que corresponde a esa trayectoria será abrupta en un principio, un valor **T** menor que 1 hasta llegar al valor **X** del punto P_1; luego se observará un aumento gradual a lo largo de la isoterma, hasta el punto P_2 y, a continuación, otro cambio abrupto en **X** = 1 con un valor **T** mayor que 1. Dentro de la columna, el nivel del soluto del fluido desciende hasta el nivel P_2, luego encuentra una capacidad de sorción reducida debido al equilibrio desfavorable y, al llegar a P_1, puede hacer que descienda

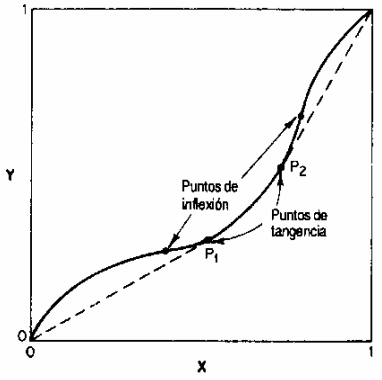


FIG. 16-9 Trayectoria de la concentración de equilibrio exhibida por la curva de variación de la concentración en el caso de una isoterma con doble punto de inflexión. (*Tomado de Tudge.*)

abruptamente el soluto restante. Si se intercambian la alimentación y el presaturante para la misma isoterma, el inicio y el final de la curva de variación de la concentración será gradual, con una transición abrupta cerca de $\mathbf{T} = 1$.

TRANSICIONES DE PATRÓN CONSTANTE LIMITADAS POR LA VELOCIDAD

COMPORTAMIENTO DE LA VARIACIÓN DE CONCENTRACIÓN PARA EQUILIBRIO FAVORABLE

La teoría del equilibrio local predice, en contraste con la realidad, que cada transición gobernada por una isoterma favorable (convexa hacia arriba) debe ser vertical en el punto estequiométrico ($\mathbf{T} = 1$). De hecho, cada una de estas transiciones es "autoaguda" hasta cierto punto. Si se introduce una amplia zona con pendiente más pequeña, se agudizará hasta una forma constante, en el plano distancia-tiempo pero si se introduce un frente de zona abrupto inicialmente, se ampliará hasta alcanzar la misma forma constante. Cuanto más larga sea la columna, tanto más pequeña será la fracción de capacidad del lecho no utilizada para cualquier nivel dado de variación de la concentración. En este caso, la variación de la concentración es verdaderamente aguda.

El equilibrio es un aspecto importante del comportamiento de equilibrio favorable. Para un conjunto dado de coeficientes de transferencia de masa, un equilibrio más favorable (es decir, una $\mathbf{R}$ más pequeña) da un rompimiento más inclinado y el límite de la pendiente se alcanza con una altura más corta del lecho. En la figura 16-10 se muestra la evolución característica de las velocidades de composición en la fase fluida desde el principio de la corrida. Cuando los perfiles de composición se vuelven paralelos, los valores de $\mathbf{X}$ y $\mathbf{Y}$ son iguales en cada punto (con lo cual, se establece la *congruencia*) y las curvas proyectadas de variación de la concentración tienen la misma forma.

MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE MASA: VELOCIDADES Y UNIDADES DE TRANSFERENCIA

La transferencia de masa y los fenómenos relacionados adquieren una influencia predominante sobre la forma de los perfiles de composición y los historiales de concentración del efluente en todos los casos, salvo aquéllos gobernados por el equilibrio local. Es lamentable que no exista un modelo completo (salvo uno muy aproximado basado en una analogía de la cinética de la reacción química); por consiguiente, se debe tener cuidado al seleccionar el método de cálculo más adecuado entre los disponibles. Un cálculo que predice el valor de $\mathbf{X}$ con una $\mathbf{T}$ dada con una precisión del 0.01 (es decir, dentro de la precisión experimental) se considera por lo general adecuado. En la figura 16-11 se aplica este criterio para demostrar los valores mínimos de $\mathbf{N}$ (el número de unidades de transferencia) en los que es válido el patrón proporcional o el patrón constante para cada $\mathbf{R}$ y, en consecuencia, mostrar dónde deben utilizarse los modelos de equilibrio lineal, cinética de la reacción o patrón preconstante.

Mecanismos La figura 16-1 se utiliza para indicar la naturaleza física y la ubicación de los pasos individuales en el mecanismo de transporte; en la figura se identifican con números los pasos 1 a 4. Cada paso incluye una fuerza de impulso diferente y dará lugar a diferentes formas de resultados matemáticos; por lo general se utilizan las matemáticas del paso de control, con ajustes por las demás resistencias contribuyentes. Los pasos individuales en el orden en que se aplican a un proceso de desorción de soluto son:

1. Difusión en el estado sorbido (en una fase uniforme semilíquida o sólida o en la capa superficial del poro). Posteriormente, este fenómeno se designa como "difusión en la fase de partícula".

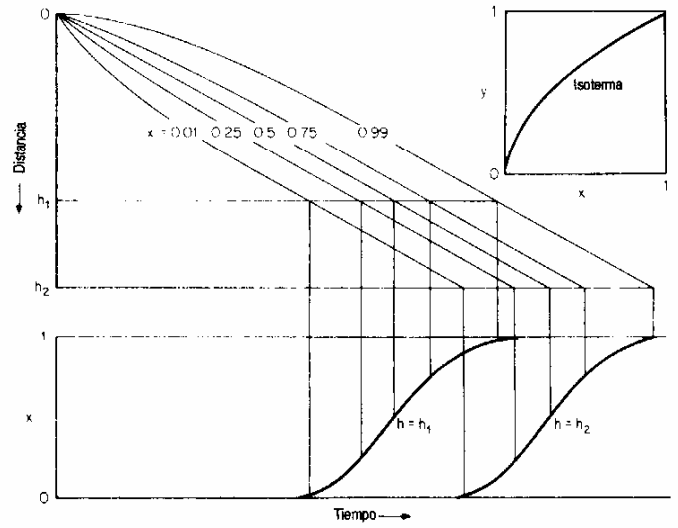


FIG. 16-10 Gráfica de distancia contra tiempo en la que se muestran los perfiles de concentración de la solución, para equilibrio favorable. La extensión paraleta de los perfiles representa el comportamiento con patrón constante.

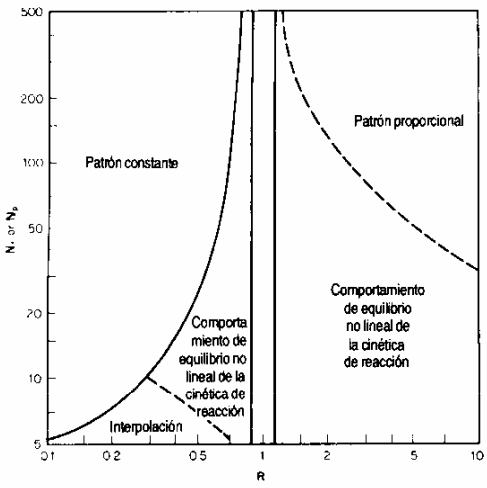


FIG. 16-11 Regiones de **R** y N_f o N_p, en las que se aplica el tratamiento de patrón proporcional o constante (la mayor parte dentro de 1% de la escala total), con tratamientos opcionales para las otras regiones.

2. Reacción en los límites de la fase. (A pesar de que este proceso es por lo general, muy rápido, las diferentes modalidades de transferencia de masa se expresan en términos de las velocidades aparentes de reacción, para simplificar las matemáticas.)

3. Difusión en el poro para la fase fluida dentro de las partículas (para la mayor parte de los adsorbentes, zeolitas inorgánicas y algunas resinas de intercambio iónico).

4. La transferencia de masa entre las superficies externas de las partículas del sorbente y de la fase fluida circundante.

5. El mezclado o la falta de éste entre las diferentes partes del equipo de contacto. Por ejemplo, en la operación de la columna con bajas velocidades de flujo, las curvas de rompimiento se pueden ampliar, debido a la dispersión parásita o a la difusión molecular, llamadas, colectivamente, "dispersión axial".

En general, los sistemas con una alta concentración de soluto en la fase del fluido están propensos a que sus velocidades de transferencia de masa se vean controladas por la difusión en la fase de partícula (paso 1) y en los sistemas con una baja concentración total en la fase fluida los efectos del lado del fluido controlan el mecanismo (pasos 3, 4 o 5).

La diferencia entre los pasos 1 y 3 es que están separados por el paso 2 y, en consecuencia, ocurren en fases diferentes. Los mecanismos 4, 3 y 2 así como los 4, 2 y 1 ocurren en serie. Para algunos sorbentes ocurren ambos mecanismos en paralelo y el más rápido es el que controla la velocidad.

Las velocidades de los pasos 1, 2 y 3 son independientes del arreglo particular del proceso seleccionado, para una partícula dada de sorbente, con un potencial de impulso constante. Por el contrario, las contribuciones de los pasos 4 y 5 dependen considerablemente del tipo de equipo utilizado.

Forma de las ecuaciones de velocidad Para cada mecanismo individual en un lecho fijo, se puede definir un número **N** de unidades de transferencia de masa (abreviado NTU). Esta longitud adimensional permite evaluar la ecuación de velocidad mediante el uso de una solución "universal". La variable opuesta **NT**, con referencia a la ecuación (16-51), es un tiempo adimensional. Las velocidades de los pasos 3 y 4, analizadas con anterioridad, incluyen una resistencia del fluido para el paso 1, una resistencia del sólido. La razón de separación $\mathbf{A} (= V_{esteq}/v)$ se introduce en forma diferencial para las resistencias del sólido y del fluido. Cuando se mide la velocidad de cambio de la concentración de partículas se aplica directamente la velocidad en la fase de la partícula, pero la velocidad en la fase del fluido debe dividirse entre **A**.

La velocidad, en términos del coeficiente general κ_p o κ_f, es

$$d\mathbf{Y}/dt = \kappa_p \text{ fn } (\mathbf{Y}, \mathbf{X}) \quad \text{o} \quad (\kappa_f/\mathbf{A}) \text{ fn } (\mathbf{Y}, \mathbf{X}) \tag{16-63}$$

En este caso, fn(**Y**, **X**) es una fuerza adimensional de impulso, a menudo una función lineal, que para la fase sólida es aproximada y está sujeta a correcciones empíricas.

El tiempo adimensional **NT** se define como el producto de $\kappa\hat{t}$, donde κ es κ_p o $(\kappa_f/\mathbf{A})$. En $\mathbf{T} = 1$, $\hat{t} = V_{esteq}/F$, y $\mathbf{N} = \mathbf{NT}$. Por consiguiente,

$$\mathbf{N} = \kappa V_{esteq}/F = \kappa \mathbf{A} v/F \tag{16-64}$$

Como en todos los casos, **N** y v están relacionadas por constantes, el balance de materia de la ecuación (16-51) tiene una forma completamente adimensional

$$-\left(\frac{\partial \mathbf{X}}{\partial \mathbf{N}}\right)_{\mathbf{NT}} = \left(\frac{\partial \mathbf{Y}}{\partial \mathbf{NT}}\right)_{\mathbf{N}} = \text{fn } (\mathbf{Y}, \mathbf{X}) \tag{16-65}$$

donde **N** debe estar designado por el subíndice adecuado (p, R, el poro, f o d, respectivamente, para los pasos 1 a 5).

Patrón constante Para el equilibrio favorable, $\mathbf{Y}^\circ$ excede a **X**, pero en realidad **Y** nunca puede llegar a $\mathbf{Y}^\circ$. El balance de materia hace imposible que el fluido suministre más soluto al sólido que el que transporta; es decir, **Y** no puede exceder a **X**. Pero se puede demostrar que **X** y **Y** se aproximan y se alcanzan realmente.

Se observa que muchas curvas de variación de la concentración mantienen una forma constante a medida que avanzan a través de la columna. Esto significa que cada segmento de la curva se desplaza a la misma velocidad en la columna; para este caso, $d\mathbf{T}v/dv$ o $d\,\mathbf{NT}/d\mathbf{N}$ es constante para todos los valores de **X**. Por lo tanto, al utilizar la ecuación (16-50) o la (16-65), $d\mathbf{Y} = d\mathbf{X}$. Al combinar esto con el comportamiento límite, en el que $\mathbf{Y} = 0$ cuando $\mathbf{X} = 0$ y $\mathbf{Y} = 1$ cuando $\mathbf{X} = 1$, se deduce que

$$\mathbf{Y} = \mathbf{X} \tag{16-66}$$

que representa el criterio matemático para el patrón constante.

La sustitución de la ecuación (16-66) en la (16-65) de una ecuación diferencial total

$$d\mathbf{X}/d(\mathbf{NT} - \mathbf{N}) = \text{fn } (\mathbf{X}) \tag{16-67}$$

que tiene como su integral

$$f(\mathbf{X}) = \mathbf{N}(\mathbf{T} - 1) + \text{const} \tag{16-68}$$

La función $f(\mathbf{X})$ se calcula al integrar $d\mathbf{X}/\text{fn}(\mathbf{X})$ entre los límites y la constante de integración al aplicar la ecuación (16-47). El término $\mathbf{N}(\mathbf{T} - 1)$ o $\mathbf{NT} - \mathbf{N}$ se transforma, por consiguiente, en una función no variante de **X** para un mecanismo y comportamiento de equilibrio determinados (p. ej., **R** constante).

Desde el punto de vista matemático, la operación con patrón constante se asemeja a la destilación con reflujo total o a la adsorción continua a contracorriente, con una pendiente de la línea de operación de 45°. Esta naturaleza asintótica ha sido analizada por Cooney y Lightfoot, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **4**, 233 (1965).

NTU por altura unitaria: un parámetro de desempeño Las principales variables físicas son el diámetro y estructura de la partícula, la velocidad de flujo, las difusividades de las fases fluida y sólida, la razón de separación y (con una extensión casi despreciable) la viscosidad del fluido. En los cálculos de costumbre para los procesos de separación, la altura de la columna se estima a menudo como el producto de la altura de una unidad de transferencia multiplicado por el número de unidades de transferencia. En la figura 16-12 aparece una gráfica del recíproco de la HTU, multiplicado por el diámetro de partícula, para hacerlo adimensional y dividido entre el término de corrección **b** (entre 1 y 2), que se aplica a la adición de resistencias [véase la Ec. (16-92)]. Por lo general, se prefieren valores elevados de este **parámetro de comportamiento**, NTU por unidad de altura y, en este

caso, la altura del lecho se calcula al dividir el NTU requerido entre el parámetro de comportamiento.

Cuando uno o más procesos de transferencia de masa regulan la velocidad, la razón NTU por unidad de altura puede expresarse como una función del número de Péclet para el flujo (Reynolds por Schmidt) $d_p(F/S)/D_f$, y una razón entre la difusividad de control y la de la fase fluida. Si los efectos de diseminación o ensanchamiento del lado del fluido ejercen el control, el valor eficaz de **N** está dado por la curva más alta (que se ilustra en forma punteada para el gas y continua para líquidos). Si lo que ejerce el control son las difusividades del lado de la partícula, el valor eficaz de **N** se expresa por medio de un punto por debajo de la envolvente superior, en el contorno de difusión apropiado (con los valores de ψ, el contorno depende indirectamente del factor de separación **R**). Si la difusión de poro y de la fase de la partícula se desarrollan en paralelo, **N** es la suma de los valores individuales para ambos mecanismos. Cerca de las intersecciones de los contornos de difusión con la envolvente, **N/b** es la recíproca de la suma de las recíprocas de los valores de **N** del lado del fluido y el lado de la partícula.

Las **suposiciones** inherentes a estas relaciones incluyen tamaños de partícula y estructuras homogéneas (distribución y naturaleza química uniformes de los sitios), concentración inicial uniforme del adsorbente dentro de la partícula, concentración uniforme en la dosificación, un gasto uniforme y temperatura lo suficientemente constante para conservar tanto el equilibrio como el coeficiente de velocidad para la constante de sorción.

Fuerzas de impulso, velocidades y curvas de variación de concentración Ahora se analizarán los resultados de varios mecanismos individuales (o los de los mecanismos generales correspondientes). Para interpretar datos experimentales, cada relación dará un valor de **N** y, para predecir las curvas de variación de la concentración, es necesario que cada relación tenga un valor de entrada de **N** obtenido para la geometría de lecho y el gasto propuestos, utilizando ya sea la figura 16-12 o una estimación basada en datos experimentales más directos.

Las ecuaciones que siguen se refieren a las **condiciones locales** dentro del equipo de contacto, como las que se pueden aplicar a las concentraciones promedio en las cercanías de una sola partícula de sorbente; en ciertos casos, se colocan aún con mayor detalle. Dichas condiciones se aplican específicamente a la sorción monovariante y a partículas esféricas o casi esféricas con un diámetro, en esencia, uniforme. (Las partículas de forma irregular se consideran como "esferas".) Para reducir las operaciones algebraicas, las condiciones locales se expresan como variables adimensionales, **Y**, **X** y **R**. Las guías para resolver los casos de patrón constante son las siguientes:

1. Identifíquese la fuerza de impulso: del lado del fluido, del lado de la partícula o una combinación de ambos mecanismos.
2. Utilícense los datos de equilibrio disponibles para convertir la fuerza impulsora en una ecuación de una sola variable o en un conjunto de números, para utilizarse en la integración numérica.
3. Complétese la integración para obtener la ecuación o los datos numéricos de la curva de variación de la concentración.
4. Cuando sea necesario, aplíquese la integración de la figura 16-8, para centrar la curva en $\mathbf{T} = 1$.

En la tabla 16-7 se muestran estos pasos, realizados para tres tipos de isotermas favorables (factor de separación constante, Freundlich y bilineal; véase la tabla 16-5), con cuatro tipos de fuerza de impulso (transferencia de masa del lado del fluido, difusión en la partícula, difusión en el poro y cinética de la reacción; el último, para CSF exclusivamente). Los primeros tres pasos corresponden a las ecuaciones (16-64), (16-66) y (16-67), como se indica en la tabla. El paso 4 no se ha realizado aún para el caso bilineal.

Para los cálculos numéricos gráficos, en un diagrama de **Y** contra **X**, con una fuerza de impulso lineal (LDF), los valores de esta última dan una línea horizontal para una resistencia del lado del fluido y una línea con pendiente $\mathbf{N}_f/\mathbf{N}_p$ para la resistencia combinada, o una línea vertical para la resistencia del lado de la partícula. La línea de operación $\mathbf{Y} = \mathbf{X}$ es la diagonal trazada entre los puntos (0,0) y (1,1).

En la interpretación de los datos experimentales surge la pregunta de cuál de los mecanismos de transferencia de masa se debe aplicar. Afortunadamente, los valores de **N** calculados por medio de las diferentes formas de la ecuación (16-68) son todos cercados, en forma comparativa, generalmente con un factor de 2. Sea cual fuere la forma seleccionada, los valores calculados de **N** a partir de comportamiento de **X** contra **T** se pueden colocar en la figura 16-12 con el empleo de los valores aproximados de las variables físicas en unidades congruentes: altura del lecho (mm), diámetro de partícula (mm), velocidad superficial (mm/s) y con una difusividad del fluido [cercana a 10^{-3} mm^2/s (4×10^{-5} ft^2/h) para líquidos y 1 mm^2/s (4×10^{-2} ft^2/h) para gases]. La posición del punto en el diagrama sugiere el mecanismo que se aplica. Si el punto se encuentra en la región de difusión interna, pero no muestra el efecto esperado del cambio en el diámetro de la partícula, la explicación puede estar en la difusión cristalina, la cinética de reacción o la canalización. Ya que los cálculos de la velocidad tienen un uso teórico importante, es esencial utilizar la información de las velocidades obtenidas experimentalmente para el diseño de los sistemas a gran escala.

Los métodos de cálculo dados en esta subsección se basan en valores no variantes para el coeficiente de difusión y la constante de equilibrio, que gobiernan el mecanismo. Cuando los valores promediados no proporcionan el grado de precisión deseado, se pueden agrupar varias soluciones de los intervalos parciales, calculada cada una con las mejores constantes para su intervalo.

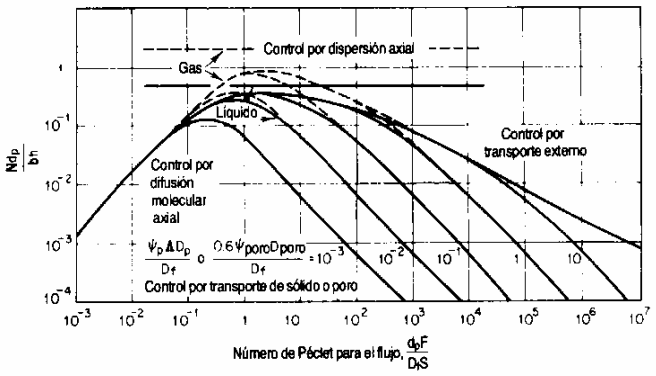


FIG. 16-12 Efectos del grupo Péclet, razón de distribución y razón de difusividad del parámetro de funcionamiento (diámetro de la partícula dividido por la altura de una unidad de transferencia).

TABLA 16-7 Ecuaciones de velocidad para los mecanismos sencillos, con integrales de patrón constante

		Resistencia	1. Lado del fluido	2. Partícula	3. Poro	4. Cinética de la reacción
Ec. (16-67)	*A.*	κ (Ec. 16-64)	$3.6\,k_f/d_p\Lambda = 2.62(D_pF/S)0.5/d_p^{1.5}$	$\psi_p 60 D_p/d_p^2$	$\psi_{poro} 60 D_{poro}/d_p^2$	$2\kappa/(1+\mathbf{R})$
	B.	Fuerza de impulso lineal (FIL)	$\mathbf{X} - \mathbf{X}^*$	$\mathbf{Y}^* - \mathbf{Y}$	$\mathbf{Y}^* \quad \mathbf{Y}$	
	C.	Igual, para **R** constante	$\dfrac{\mathbf{X}(1-\mathbf{Y}) - \mathbf{RY}(1 \quad \mathbf{X})}{1 + (\mathbf{R} \cdot\cdot 1)\mathbf{Y}}$	$\dfrac{\mathbf{X}(1-\mathbf{Y}) - \mathbf{RY}(1-\mathbf{X})}{\mathbf{R} + (1 \cdot\cdot \mathbf{R})\mathbf{X}}$	Igual que para la "partícula"	$\mathbf{X}(1-\mathbf{Y}) - \mathbf{RY}(1-\mathbf{X})$
	D.	Factor de corrección para FIL, ψ	$0.894/[1 \quad 0.106\mathbf{R}^{0.5}]$		$0.775/[1 - 0.225\mathbf{R}^{0.5}]$	
	E.	Fuerza de impulso alterno (FIA)		$\dfrac{\mathbf{Y}^{*2} - \mathbf{Y}^2}{2\mathbf{Y}}$	$\dfrac{\mathbf{Y}^* - \mathbf{Y}}{[1 \cdot\cdot (\mathbf{R} \cdot\cdot 1)\mathbf{Y}]^{0.5}}$	
	F.	Factor de corrección para FIA, ψ		$0.590/[1 \quad 0.410\mathbf{R}^{0.5}]$	$0.548/[1 - 0.452\mathbf{R}^{0.5}]$	
Ec. (16-68)	*G.*	Patrón constante (NT-N) para FIL, con **R** constante	$\dfrac{\ln \mathbf{X} \cdot \mathbf{R}\ln(1-\mathbf{X}) + 1}{1-\mathbf{R}}$	$\dfrac{\mathbf{R}\ln\mathbf{X} - \ln(1 \cdot \mathbf{X}) \cdot 1}{1-\mathbf{R}}$	Igual que para la "partícula"	$\dfrac{\ln\mathbf{X} - \ln(1 \cdot \mathbf{X})}{1-\mathbf{R}}$
	H.	Igual, Freundlich ($m = 1.65 - 0.15\,\beta$)	$[\beta/(1 \quad \beta)]\ln[\mathbf{x}^{1/\beta} \cdot (\mathbf{x} \cdot \mathbf{x}^{1\ \beta})] + 1$ $- \beta[(1-\beta)^{-m} - 1]$	$[1 \cdot (1-\beta)]\ln[1/(1-\mathbf{x}^{1\ \beta})] \cdot\cdot$ $(1-\beta)^{-m}$	Igual que para la "partícula"	
	I.	Igual, bilineal abajo de la unión de **X**; punto de unión $\mathbf{X}=(1-b)(a-b)$	$[\ln\mathbf{X}]a/(a-1) +$ constante	$[\ln\mathbf{X}]/(a \quad 1) +$ constante	Igual que para la "partícula"	
	J.	Abajo del punto de unión **X**	$[\cdot \ln(1-\mathbf{X})]b/(1-b) +$ constante	$[-\ln(1-\mathbf{X})]/(1-b) +$ constante	Igual que para la "partícula"	

REFERENCIAS.
1*A*. Beaton y Furnas, *Ind. Eng. Chem.*, **33**, 1500 (1941); Hiester *et al.*, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2**, 404 (1956).
1*BCG*. Michaels, *Ind. Eng. Chem.*, **44**, 1922 (1952).
1*II*, 2*II*. Tien y Thodos, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **6**, 364 (1960).
2*ABCG*, 3*AB*. Glueckauf y Coates, *J. Chem. Soc.*, **1947**, 1315; *Trans Faraday Soc.*, **51**, 1540 (1955).
2*D*, 3*D*. Hall *et al.*, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **5**, 212 (1966).
2*E*. Vermeulen, *Ind. Eng. Chem.*, **45**, 1664 (1953).
2*H*, 3*H*. Autores presentes.
3*EF*. Vermeulen y Quilici, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **9**, 179 (1970).
4*A*. Hiester y Vermeulen, *Chem. Eng. Prog.*, **48**, 505 (1952).
4*CG*. Sillén y Ekedahl, *Arkiv Kemi Mineral. Geol.*, **A22**(15, 16), (1946); Bohart y Adams, *J. Am. Chem. Soc.*, **42**, 523 (1920).

TRANSFERENCIA DE MASA DEL LADO DEL FLUIDO

Transporte de o a partir de la entrecara de la partícula El movimiento del soluto entre la masa de la fase fluida y las superficies externas de los gránulos del sorbente está controlado evidentemente por la difusividad molecular o iónica y, al mismo tiempo, en un flujo turbulento, por la difusividad de turbulencia que regula el espesor eficaz de la capa límite.

En tal caso, la velocidad de transferencia de material para el soluto de interés se expresa por la relación clásica que comprende el potencial impulsor entre el fluido en masa y la superficie del gránulo:

$$\frac{d\mathbf{Y}}{dt} = \frac{k_f a_p}{\Lambda}(\mathbf{X} - \mathbf{X}^*) \tag{16-69}$$

en donde k_f es el coeficiente de transferencia de masa en la fase fluida, $\mathbf{X}^*$ es la concentración adimensional en la fase fluida, en equilibrio con la superficie exterior del sólido, y las otras variables son como se definieron con anterioridad.

En operaciones en **lechos empacados** se emplea la siguiente relación adaptada de Wilke y Hougen [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **41**, 445 (1945)]. Para evaluar el coeficiente de transferencia de masa:

$$k_f a_p = \frac{10.9F(1-\varepsilon)}{d_p S}\left[\frac{D_f}{d_p(F/S)}\right]^{0.51}\left(\frac{D_f\rho_f}{\mu}\right)^{0.16} \tag{16-70}$$

en donde F/S es la velocidad superficial o gasto volumétrico del fluido F por unidad de área S de sección transversal del contactor; D_f es la difusividad en la fase fluida; ρ es la densidad y μ la viscosidad, en unidades congruentes.

La ecuación (16-70), desarrollada para un contacto gas-sólido de *flujo laminar*, parece dar resultados ligeramente bajos para el contacto líquido-sólido. En este último caso, los valores numéricos se adaptan empíricamente reemplazando el término del lado derecho (grupo Schmidt) con una constante numérica. Para soluciones acuosas, siendo $\varepsilon = 0.40$, la ecuación (16-70) se convierte en:

$$k_f a_p = \frac{2.62(D_f F/S)^{0.5}}{d_p^{1.5}} \tag{16-71}$$

Este resultado es equivalente al que sugirieron Hiester *et al.* [*Am. Inst. Chem. Eng.*, **2**, 404 (1956)].

Con $\mathbf{N}_f = k_f a_p h S/F$, se deduce que

$$(\mathbf{N}_f d_p/h) = 2.62(d_p F/D_f S)^{-0.5} \tag{16-72}$$

que corresponde a la pendiente límite en la parte superior derecha a la figura 16-12.

Resultados integrados El resultado del factor de separación constante para la variación de la concentración con patrón constante aparece en la tabla 16-7, partida 1*G*. La ecuación se grafica en la figura 16-13 para los perfiles con **R** constante; la coordenada de concentración es una escala de probabilidad en la que se expanden las escalas para una concentración cercana a cero y a uno.

Comportamiento de patrón preconstante La primera gota del fluido alimentado (en $\mathbf{N}_f/\mathbf{T} = 0$) que pasa a través del lecho vacío (para el cual, $\mathbf{Y} = 0$) muestra una declinación de primer orden: $\mathbf{X} = \exp(-\mathbf{N}_f)$. La capa a la entrada del sorbente que en forma continua está expuesta a alimentación fresca ($\mathbf{X} = 1$) tiene una concentración dada por

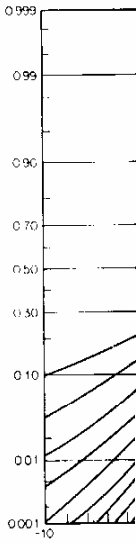


FIG. 16-13 Compor
controlada por la resis
fica en una escala de p

$\mathbf{N}_f/\mathbf{T}$

En $\mathbf{R} = 0$ y $\mathbf{N}_f = 0$,
hacia delante a su
tante no se conside
vas de **X** y **Y** son ig
ocurre cuando $\mathbf{N}_f/$
hasta 0.01.

FIG. 16-14 Evoluci
condiciones límite ha
trola la resistencia del

nte

Cinética de la reacción

$t/(1+R)$

$(1-Y)-RY(1-X)$

$\frac{X-\ln(1-X)}{1-R}$

μ la viscosidad, en

ntacto gas-sólido de
ejos para el contacto
uméricos se adaptan
ido derecho (grupo
iones acuosas, sien-

(16-71)

ester *et al.* [*Am. Inst.*

(16-72)

uperior derecha a la

de separación cons-
rón constante apare-
ica en la figura 16-13
de concentración es
las escalas para una

La primera gota del
lel lecho vacío (para
rden: $X = \exp(-N_f)$.
ntinua está expuesta
ción dada por

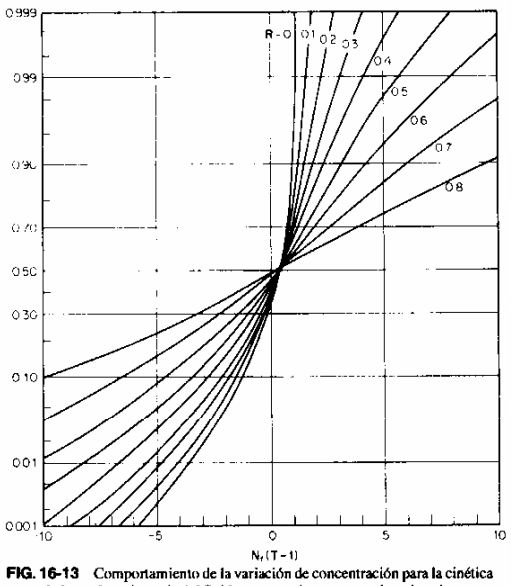


FIG. 16-13 Comportamiento de la variación de concentración para la cinética controlada por la resistencia del fluido, con patrón constante; la ordenada se grafica en una escala de probabilidad.

$$N_f T = -R \ln(1 - Y) + (1 - R)Y \qquad (16\text{-}73)$$

En $R = 0$ y $N_f = 0$, $N_f/T = Y$ y entre 0 y 1, y el punto $Y = 1$ se desplaza hacia delante a su velocidad constante. Sin embargo, el patrón constante no se considera totalmente desarrollado hasta que todas las curvas de X y Y son iguales y constantes, con una precisión de 0.01. Esto ocurre cuando N_f llega a 4.6 y el valor de X en $N_f/T = 0$ se ha reducido hasta 0.01.

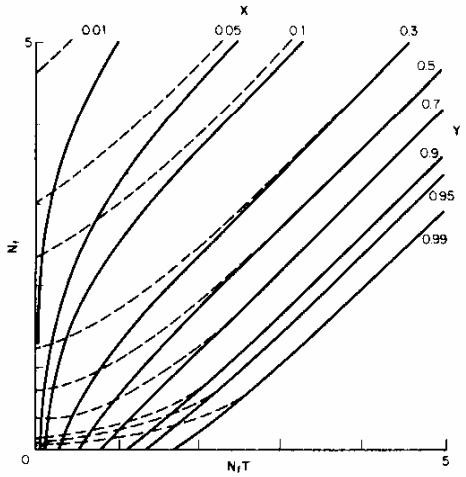


FIG. 16-14 Evolución de X (curvas punteadas) y Y (curvas continuas) de las condiciones límite hacia el patrón constante (lineal y paralelo, con $X = Y$); controla la resistencia del fluido, $R = 0.2$.

Para valores de R más elevados se necesita mayor longitud de lecho, con objeto de lograr el patrón constante. El NTU límite ($= N_{tfm}$) requerido para alcanzar esa condición en cualquiera de los mecanismos se puede tomar como $4.6/(1-R)^{2.2}$. La curva del patrón preconstante para X se puede estimar para que tenga la misma pendiente que la calculada mediante la ecuación (16-68), para un valor dado de R, pero con la escala $N(T-1)$ multiplicada por un "factor de la escala" de $(N/N_{tfm})^{-0.32}$. El resultado del cálculo numérico para el método del patrón constante en $R = 0.2$, graficado en el plano de N contra NT aparece en la figura 16-14.

DIFUSIÓN EN LA PARTÍCULA

Comparación entre la difusión en la partícula y en el poro Deben distinguirse dos tipos de modalidades de transporte entre las partículas debido a sus magnitudes y mecanismos; consecuentes, y formas de rompimiento sustancialmente diferentes. Una modalidad, la difusión en el "poro", ocurre dentro de la fase fluida, en el interior de la partícula, en el caso de una estructura heterogénea de la partícula que engloba los espacios del poro a los que el fluido externo puede entrar. Por ello, el espacio del poro tiene una razón de separación sólido-fluido que es casi la misma a la que existe entre toda la partícula y el fluido externo. En estos casos, parece como si la difusión en el poro ocurriera antes del cambio de fase y la difusión en la partícula tuviera lugar después. De hecho, una molécula de soluto transportada básicamente por difusión en el poro puede unirse al sorbente y desunirse muchas veces a lo largo de su trayectoria; el punto es que la difusión en el poro ocurre cuando la molécula está desunida.

Cinco casos de difusión en la "partícula" muestran su naturaleza:

1. El movimiento de las moléculas móviles de soluto adsorbido a lo largo de las superficies de los poros, sin desunirse
2. El transporte en un estado disuelto en forma homogénea, como, por ejemplo, una molécula neutra dentro de un gel sorbente o un fluido que llena el poro y es inmiscible con el fluido externo
3. En forma similar, el transporte de iones en los geles resinosos de un intercambiador de iones
4. El avance de una molécula de soluto de una "jaula" a otra, en un aluminosilicato zeolítico
5. En la lixiviación de los materiales de la planta, el transporte dentro de celdas y a través de las paredes de las celdas, pero no en el transporte a través de los espacios que existen entre celdas

Por lo general, la difusividad en la fase de la partícula es menor que en los poros; sin embargo, la concentración en la partícula suele ser mucho mayor; de forma tal que no es totalmente seguro que el control lo ejerza el transporte de la partícula. Si las dos modalidades ocurren en paralelo, la más rápida prevalece; en serie prevalece la más lenta. Casos intermedios más complicados pueden dar lugar a curvas de variación de la concentración con medias alturas prematuras y colas más largas de lo normal, para una pendiente de media altura dada. Se puede deducir que la difusión de la partícula es el paso de control si la difusividad aparente es mucho mayor, o mucho menor que la velocidad estimada para la difusión en el poro.

Con frecuencia, las zeolitas de malla molecular son un caso complicado. Los gránulos, con diámetros que varían desde milímetros hasta centímetros están compuestos por lo general de cristalitos de diámetro micrométrico, que se mantienen juntos por medio de un agente de unión, enlazados a los macroporos. La difusividad del cristalito para los gases sorbidos puede variar desde 10^{-5} hasta 10^{-10} mm^2/s (4×10^{-7} a 4×10^{-12} ft^2/h); con microcristales de 1 μm de diámetro, la constante de tiempo (recíproco de κ) para el transporte de los cristalitos (tabla 16-7, partida 2A) varía desde 0.0015 hasta 150 s. Para la difusión en el poro con un valor de A del orden de 50, la constante de tiempo puede ser 2.5 s. La velocidad de transporte del cristalito se ve afectada por los cambios en el diámetro del cristalito, pero no por el diámetro general de la partícula.

Difusividad Los datos numéricos son escasos y dispersos; por consiguiente, se deben utilizar los experimentos y la interpretación realizada localmente. La variabilidad de la difusividad con respecto a la composición en un sistema determinado ya se mencionó con anterioridad.

En las resinas de intercambio iónico, como regla cualitativa, la movilidad de los iones comparada con la del agua es 1:10 para iones monovalentes; 1:100 para iones divalentes y 1:1000 para iones trivalentes, lo que demuestra que las resinas actúan en forma semejante a una fase líquida. Sin embargo, la regla se simplifica en exceso ya que se encuentra una gran variación entre las especies homovalentes y con diferentes enlaces transversales. En la tabla 16-8 se muestran las difusividades características en la fase de la partícula en las resinas catiónicas y aniónicas. Para mezclas de iones diferentes (el caso usual) las difusividades serán intermedias.

Integración de las ecuaciones de velocidad Con simetría esférica, la ecuación de transporte para la difusión de la partícula es de la forma

$$\frac{\partial Y}{\partial t} = D_p\left(\frac{\partial^2 Y}{\partial r^2} + \frac{2}{r}\frac{\partial Y}{\partial r}\right) \qquad (16\text{-}74)$$

Hall *et al.* (véase "Referencias Generales") han realizado los cálculos numéricos para evaluar la ecuación (16-74) en el caso del patrón constante, para una familia de perfiles con **R** constante. La integración se realizó entre **X** = 0.01 y **X** = 0.99 y se extrapoló gráficamente a 0.001 y 0.999, como se muestra en la figura 16-15. Los cálculos hechos para cubiertas concéntricas se iniciaron al establecer **X** (en 0.01) y **Y** en equilibrio con dichas cubiertas en la superficie. Se desarrolló una distribución inicial en la partícula para hacer el promedio de volumen **Y** igual al exterior **X**. La ecuación (16-74) en forma de diferencia finita se aplicó posteriormente a un intervalo de tiempo estimado para incrementar el valor de **Y** en aproximadamente 0.005, y se determinó el incremento real para este tiempo. Para cada uno de los pasos siguientes, **X** se fijó al nuevo valor de **Y**, aumentado en la mitad del incremento de **Y** durante el paso precedente y la superficie externa **Y** se reestableció en forma correspondiente. Una vez terminadas, las curvas se centraron, cada una, por medio de la ecuación (16-47). Por consiguiente, sólo se necesitaron la ecuación (16-74) y los balances de materia.

El resultado de la fuerza impulsora lineal (tabla 16-7, partida 2*G*) sólo se desvía en forma significativa cerca de **R** = 0. La diferencia se puede observar gráficamente al invertir la figura 16-13 y compararla con la figura 16-15. Las partidas 1*G* y 2*G* tienen la misma forma algebraica ($\mathbf{N}_p\mathbf{T} - \mathbf{N}_p$), son de signo opuesto y reemplazan a **X** por (1 − **X**). Con la fuerza lineal de impulso, las condiciones límite son: en $\mathbf{N}_p = 0$, $\mathbf{Y} = 1 - \exp(-\mathbf{N}_p\mathbf{T})$; y a lo largo del frente del fluido ($\mathbf{N}_p\mathbf{T} = 0$):

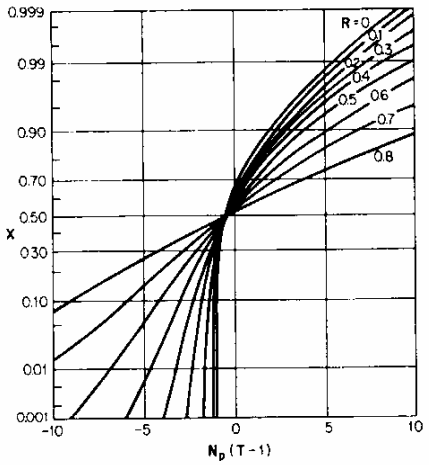


FIG. 16-15 Comportamiento de la variación de concentración para la cinética de difusión en la partícula con patrón constante; ordenada en la escala de probabilidad.

$$\mathbf{N}_p = -\mathbf{R}\ln\mathbf{X} + (1 - \mathbf{R})(1 - \mathbf{X}) \qquad (16\text{-}75)$$

Un resultado analítico más exacto puede obtenerse al utilizar la fuerza cuadrática de impulso (tabla 16-7, partida 2*E*). Para un equilibrio irreversible, con una constante numérica de 0.61 en lugar de 1.0, se obtiene una solución casi equivalente a la exacta, calculada por Wicke [*Kolloid Z.*, **167**, 289 (1939)], basada en la ecuación (16-74):

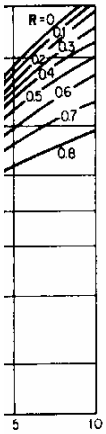
$$\mathbf{X} = 1 - \frac{6}{\pi^2}\sum_{n=1}^{\infty}\frac{1}{n^2}\exp\left\{-n^2\left[\frac{\pi^2}{15}\mathbf{N}_p(\mathbf{T} - 1) + 0.64\right]\right\} \qquad (16\text{-}76)$$

TABLA 16-8 Velocidades de autodifusión en los intercambiadores iónicos a base de poliestireno*

Unidades de 10^{-5} mm²/s

Temperatura	0.3°C					25.0°C				
% de enlaces cruzados	4	6	8	12	16	4	6	8	12	16*
Intercambiador catiónico (sulfonato): Dowex 50										
Na^+	6.7		3.4	1.15	0.66	14.1		9.44		2.40
Cs^+			6.6		1.11			13.7		3.10
Ag^+			2.62		1.00			6.42		2.75
Zn^{2+}			0.21		0.03			0.63	0.29	0.14
La^{3+}	0.30		0.03		0.002	0.69		0.092		0.005
Intercambiador aniónico (dimetil hidroxietil bencil amonio): Dowex 2										
Cl^-		1.25					3.54			
Br^-	(1.8)	1.50	0.63		0.06	(4.3)	3.87	2.04		0.26
I^-		0.35					1.33			
BrO_3^-		1.76					4.55			
WO_4^{2-}		0.60					1.80			
PO_4^{3-}		0.16					0.57			

* Boyd y Soldano, *J. Am. Chem. Soc.*, **75**, 6091, 6099 (1953). Para convertir milímetros cuadrados por segundo en pies cuadrados por hora, multiplíquese por 2.875×10^{-2}; °F = 9/5 °C + 32.



ıtración para la cinética
la en la escala de proba-

16-13 y compararla
a misma forma alge-
ızan a **X** por $(1 - \mathbf{X})$.
ímite son: en $N_p = 0$,
ıido ($N_p T = 0$):

$$\mathbf{X}) \qquad (16\text{-}75)$$

ırse al utilizar la fuer-
). Para un equilibrio
l en lugar de 1.0, se
calculada por Wicke
ión (16-74):

$$+ 0.64]\} \qquad (16\text{-}76)$$

eno*

16*

2.40
3.10
2.75
0.14
0.005

0.26

rados por

Esta ecuación se obtuvo inicialmente para una toma intermitente con equilibrio lineal, a partir de un depósito infinito.

DIFUSIÓN EN EL PORO

Cuando el transporte de la fase fluida a través de una red de poros llenos de fluido dentro de las partículas proporciona un acceso para que el soluto llegue a los sitios de adsorción, la **velocidad de difusión** está dada por una relación análoga a la ecuación (16-74):

$$\frac{\partial Y}{\partial t} = \frac{D_{\text{poro}}(1-\varepsilon)}{\Lambda'}\left(\frac{\partial^2 X^*}{\partial r^2} + \frac{2}{r}\frac{\partial X^*}{\partial r}\right) \qquad (16\text{-}77)$$

en donde la concentración de poro $\mathbf{X}^*$ se determina por el equilibrio con el sólido adyacente; Y representa la concentración de "punto" del soluto sostenido por el sólido y en el fluido del poro contiguo, con un radio interno r; además, $\Lambda' = \Lambda C_0/(C_0)_{\text{poro}}$, en donde $(C_0)_{\text{poro}}$ tiende a ser igual que C_0 para la solución del exterior, aunque puede tener cierto retraso si C_0 sufre cambios cíclicos.

Para la difusión de la fase gaseosa en el poro, en poros pequeños o a bajas presiones, la trayectoria libre media molecular puede ser mayor que el diámetro del poro, lo que da lugar a la **difusión de Knudsen**. Para considerar este posible efecto junto con la difusión molecular, como lo resumió Satterfield (*Mass Transfer in Heterogeneous Catalysis*, M.I.T., Cambridge, Mass., 1970, p. 43), la difusividad en el poro se puede expresar como

$$D_{\text{poro}} = \frac{\chi}{\tau}\left[\frac{3}{4\bar{r}}\left(\frac{\pi M}{2R\theta_A}\right)^{1/2} + \frac{1}{D_f}\right]^{-1} \qquad (16\text{-}78)$$

si el fluido del poro es un gas. Para un líquido $D_{\text{poro}} = D_f\ \chi/\bar{\tau}$. En este caso, χ es la porosidad interna de las partículas; $\bar{r}$ es el radio de poro promedio, $\bar{\tau}$ es la tortuosidad (que, por lo general, está entre 2 y 6). La constante del gas R_g, la temperatura absoluta T_K, y el peso molecular M deben expresarse en unidades congruentes.

Los casos resueltos hasta la fecha en forma numérica o analítica, son para valores de Λ grandes; es decir, se supone que la cantidad de soluto retenida en los poros es pequeña en comparación con la cantidad adsorbida por el sólido, incluso cuando el soluto se transporta exclusivamente por el fluido del poro. Como una aproximación, los problemas de difusión en el poro se pueden resolver por los métodos de difusión en la partícula (véase la tabla 16-7, partidas 3 *GHIJ*). Una mejor aproximación analítica a los resultados numéricos está dada por la partida 3*EF*.

Una solución numérica para la constante **R**, análoga a la dada previamente para la difusión de la partícula, la informan Hall *et. al.* (véase "Referencias Generales") y se muestra en la figura 16-16. Las curvas de difusión en el poro, combinadas con los efectos producidos por el fluido y el sólido, son más simétricas. La difusión en el poro es relativamente más lenta a valores bajos de **X** (en especial, con un valor bajo de **R**), porque el sólido encierra al soluto e impide su movimiento, y más rápida a valores elevados de **X** porque el fluido mantiene el acceso a los sitios que aún no se llenan.

Equilibrio irreversible Para **R** = 0, en el método de Acrivos se aplica el modelo de un núcleo que se encoje. En este modelo, el inventario de soluto es

$$\mathbf{Y} = \mathbf{X} = (r_p^3 - r_i^3)/r_p^3 \qquad (16\text{-}79)$$

donde r_i es el radio de la cubierta interior esférica, hasta la que ha avanzado el soluto de entrada. La ecuación exacta es:

$$\mathbf{N}_{\text{poro}}(\mathbf{T}-1) + \text{const} = (1/\sqrt{3})\{\arctan\{(2r_i + r_p)/r_p\sqrt{3}\}\} - 0.5\ln\{1 + (r_i/r_p) + (r_i/r_p)^2\} \qquad (16\text{-}80)$$

Al convertirla en un resultado explícito para **X** se transforma en

$$\mathbf{X} = 0.5398\{\mathbf{N}_{\text{poro}}(\mathbf{T}-1) + 1.235\} - 0.07285\{\mathbf{N}_{\text{poro}}(\mathbf{T}-1) + 1.235\}^2 \qquad (16\text{-}81)$$

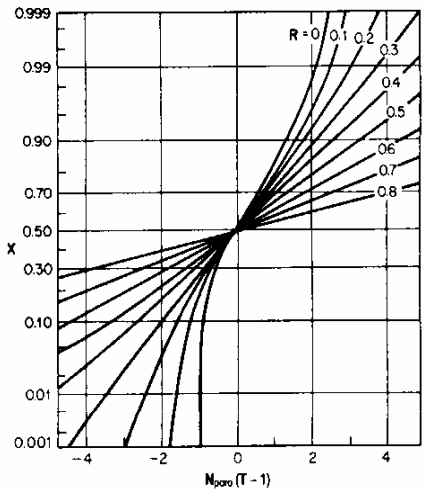


FIG. 16-16 Comportamiento de la variación de concentración para la cinética de difusión en el poro con patrón constante; ordenada en la escala de probabilidad.

La curva **X** parte del origen en $\mathbf{T} = -1.235/\mathbf{N}_{\text{poro}}$ y llega a la unidad en forma tangencial en $\mathbf{T} = +2.470/\mathbf{N}_{\text{poro}}$.

Ejemplo 3 Se utiliza un lecho adsorbente completamente regenerado en el que $S = 0.093\ \text{m}^2$ (1.0 ft^2) y $h = 6.1$ m (20 ft) para separar los vapores de acetona que están inicialmente presentes a 1.0 % mol en una corriente de aire a 333 K (60°C) y 1.01 barrs (1.00 atm), que se desplaza a 56.0 L/s (120 ft^3/min). Basándose en este nivel de alimentación, r (= **R**) = 0.5 y A (= Λ) = 6000. La concentración máxima de descarga permisible es de 0.030% mol. Las partículas adsorbentes son casi esféricas, con un diámetro eficaz de $d_p = 3.6$ mm (0.14 in). Las difusividades son 1.0 mm^2/s para la fase fluida y 0.22 mm^2/s para la estructura de poro de la partícula.

1. Estimación de $\mathbf{N}_p$. La abscisa de la figura 16-12, evaluados todos los términos en unidades milimétricas, es

$$\frac{d_p F}{D_f S} = \frac{3.6 \times 56.0 \times 10^6}{1.0 \times 9.3 \times 10^6} = 2170$$

Para **R** = 0.5 $\psi_{\text{poro}} = 0.922$, a partir de la partida 3*D*, tabla 16-7. El contorno $\psi_{\text{poro}} D_{\text{poro}}/D_f$ es entonces, 0.20, y $\mathbf{N}d_p/\mathbf{b}h$ en la figura 16-12 es 0.0075. Puesto que ζ tiene un valor bajo, $\mathbf{b}_p$ es casi la unidad (véase la Fig. 16-17). Por consiguiente,

$$\mathbf{N}_{0p} = 0.0075h/d_p = 0.0075 \times 20 \times 12/0.14 = 12.8$$

Este valor se aplica para la fuerza impulsora ($\mathbf{Y}^* - \mathbf{Y}$). Para el método de integración de la partícula, $\mathbf{N}_{0p} = 12.8/0.922 = 13.9$.

2. Resuélvase el tiempo y el volumen en $\mathbf{T} = 1$. $V_{\text{esteq}} = \Lambda v = 120\,000$ ft^3; $t = \hat{t} = 120\,000/120 = 1000$ min o 16.7 h.

3. Resuélvanse los valores **T**, t y V de variación de concentración, mediante la partida 3*G*, tabla 16-7. Los cálculos de patrón constante se ilustrarán aquí, aunque no son estrictamente válidos para valores inferiores a $N_p = 25$ cuando **R** = 0.5. Si no se ha alcanzado el patrón constante, el valor de T previsto para la variación de concentración será mayor que el valor real.

$$12.8(\mathbf{T}-1) = \ln 0.03 - 2\ln 0.97 - 2.00 = -3.51 + 0.06 - 2.00 = -5.45$$

$$\mathbf{T}_{0.03} = 0.574 \qquad t = 574\ \text{min} \qquad V = 68\,900\ \text{ft}^3$$

4. Despéjense los valores de **T**, t y V de variación de la concentración, según la figura 16-16.

$$13.9(\mathbf{T}-1) = 5.07 \qquad \mathbf{T}_{0.03} = 0.635 \qquad t = 635\ \text{min} \qquad V = 76\,000\ \text{ft}^3$$

(En principio, estos valores son más exactos; pero en la práctica, las gráficas no se pueden leer con la cantidad de dígitos aquí presentada y el valor requerido se obtuvo en una tabla incluida en el artículo de Hall.)

MODELO DE LA CINÉTICA DE REACCIÓN; RESISTENCIAS COMBINADAS

Análisis de la cinética de reacción La reacción de sorción o intercambio propiamente dicha que ocurre en la superficie de los poros, o en otras clases de interfase sólido-fluido, es casi siempre extremadamente rápida. No obstante, en el caso de la quimisorción en catalizadores porosos, el paso de reacción es el que determina la velocidad [cotéjese con Masamune y Smith, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **10**, 246 (1964); **11**, 41 (1965)]. En otras situaciones, cuando los pasos de difusión regulan la velocidad, quizá sea conveniente seguir describiendo un sistema por medio de su comportamiento cinético *aparente* de segundo orden, ya que esto proporciona por lo común una aproximación aceptable a una forma exacta más compleja. (Compárense las partidas 1*C*, 2*C* y 4*C* en la tabla 16-7.)

Para la adsorción de un solo componente que obedece a una isoterma de Langmuir, la velocidad (siendo κ' la constante de velocidad para la reacción de adsorción) es:

$$\frac{dq}{dt} = \kappa' \left[c(Q - q) - \frac{1}{K_L} q \right] \tag{16-82}$$

A partir de la ecuación (16-15) y el equilibrio de Langmuir (tabla 16-5), $Q = q_{\text{ref}}/(1 - \mathbf{r})$. Esto, con $K_L c_{\text{ref}} = (1 - \mathbf{r})/\mathbf{r}$, y $\hat{\kappa} = \kappa' c_{\text{ref}}/(1 - \mathbf{r}) = \kappa'/(K_L \mathbf{r})$, da

$$d\mathbf{y}/dt = \hat{\kappa}[\mathbf{x}(1 - \mathbf{y}) - \mathbf{r}\mathbf{y}(1 - \mathbf{x})] \tag{16-83}$$

En el caso de un **intercambio iónico** entre dos especies iónicas de la misma valencia, o para la **adsorción de intercambio,** la relación de la cinética de la reacción es

$$dq/dt = \kappa''[c(Q - q) - \mathbf{r}q(C_0 - c)] \tag{16-84}$$

siendo $\hat{\kappa} = \kappa'' C_0$, esta relación se reduce también a la ecuación (16-83).

Para las transiciones de intervalo parcial, la ecuación (16-83) se puede expresar al reemplazar **x**, **y** y **r** por **X**, **Y** y **R**, como se muestra en la tabla 16-7, partida 4*C*. La forma integral con patrón constante se da en la partida 4*G*. La ecuación de velocidad se demuestra mejor al suponer el resultado y proceder a la inversa. Por lo tanto, el coeficiente es

$$\kappa_{\text{m.t.}} = \frac{\hat{\kappa}\mathbf{r}}{\mathbf{r} + (1 - \mathbf{r})\chi'} \tag{16-85}$$

como lo demuestran Vermeulen y Hiester [*J. Chem. Phys.*, **22**, 96 (1954)].

Cuando esta relación se desarrolla a partir de expresiones de transferencia de masa con una fuerza impulsora lineal, como se mencionó antes, κ para la difusión del lado de la partícula es

$$\kappa_{\text{m.t.}} = \frac{\psi_p k_p a_p}{\mathbf{R} + (1 - \mathbf{R})\mathbf{X}} \tag{16-86}$$

y para la difusión del lado del fluido es

$$\kappa_{\text{m.t.}} = \frac{k_f a_p}{\Lambda[1 + (\mathbf{R} - 1)\mathbf{Y}]} \tag{16-87}$$

En cada caso se obtiene un valor promedio para el denominador, determinando **X** o **Y** en una condición intermedia (por ejemplo, 0.5, donde ambos denominadores se convierten en $(1 + \mathbf{R})/2$.)

Resistencias combinadas

Lado de la partícula. Cuando la fase de la partícula y la difusión de poro operan en paralelo, la *velocidad* eficaz es la suma de estas dos velocidades. Cuando el coeficiente combinado del lado de la partícula k_{Cp} sustituye a k_p en la relación de la fuerza impulsora lineal (tabla 16-7, partida 2*B*), k_{Cp} se expresa mediante

$$k_{Cp} = k_p + \frac{\psi_{\text{poro}}}{\psi_p \Lambda} k_{\text{poro}} \tag{16-88}$$

Si la difusión en la fase de la partícula es la que predomina y parece factible obtener una mayor exactitud utilizando la fuerza impulsora cuadrática, k_{Cp} como se acaba de expresar, puede sustituir también a k_p en la partida 2*E* de la tabla 16-7. Si lo que predomina es la difusión de poro, con lo que se indica el uso de la partida 3*B* o partida 3*E*, con el coeficiente ajustado $k_{C,\text{poro}}$, este último estará dado por

$$k_{C,\text{poro}} = k_{\text{poro}} + \frac{\psi_p \Lambda}{\psi_{\text{poro}}} k_p \tag{16-89}$$

En $\mathbf{R} = 1$, la razón de los valores de ψ se convierte en la unidad.

En una partícula bimodal, en donde los cristalitos de tamaño uniforme se dispersan dentro de una matriz permeable, la velocidad estará dada por una combinación en serie de la difusión de poro y la intracristalina. En este caso, la *resistencia* eficaz es aproximadamente, la suma de estos dos valores:

$$\frac{\mathbf{b}_p}{k_{Cp}} = \frac{\psi_p \Lambda}{\psi_{\text{poro}} k_{\text{poro}}} + \frac{1}{(k_p)_{\text{cristalito}}} \tag{16-90}$$

en donde $\mathbf{b}_p$ se define subsecuentemente.

Lado del fluido. La transferencia externa de masa y la dispersión axial operan en serie. Sin embargo, la dispersión axial tiene un efecto matemático análogo en cierta forma al de la difusión en la partícula; no se suma linealmente a ninguna otra resistencia, salvo en $\mathbf{R} = 1$. Las soluciones para este caso se analizan en "Dispersión axial y canalización". Cuando se necesita un valor específico de la resistencia combinada del lado del fluido, la pendiente a media altura se puede determinar con base en el tratamiento ahí disponible, que se utilizó para calcular la resistencia equivalente en la capa límite.

Los valores combinados de los NTU se pueden calcular (N_{Cp}, $N_{C\text{poro}}$, N_{Cf}) en forma proporcional a los valores combinados de las k de donde se deduce que la difusión en la partícula incluye la difusión en el poro.

Resistencias generales Con una isoterma casi lineal ($0.7 < \mathbf{R} < 1.5$) las soluciones para todos los mecanismos son casi idénticas. La suma directa de las dos resistencias combinadas k_{Cf}^{-1} y $(\Lambda\, k_{Cp})^{-1}$ (junto con la resistencia de la reacción $a_p/\chi\,\kappa$, si es apreciable) da por resultado el recíproco del coeficiente global de transferencia de masa o el coeficiente de la velocidad de reacción. Con una isoterma altamente favorable ($\mathbf{R} \to 0$), la velocidad en cada punto está controlada por la resistencia local más elevada y no hay ninguna suma. Para un equilibrio favorable intermedio, en el intervalo de patrón constante, se dispone de varios métodos:

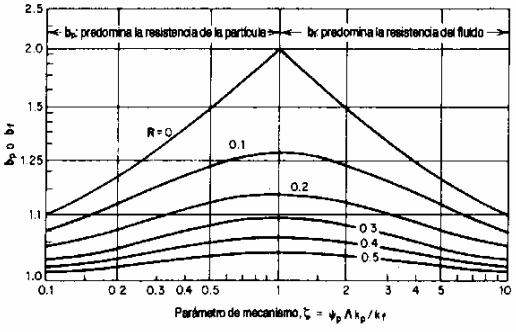


FIG. 16-17 Factor de corrección para sumar resistencias de transferencia de masa en relación con la velocidad general eficaz en la fase de la partícula o la fase del fluido, como función del parámetro de mecanismo. Cada curva corresponde tanto a $\mathbf{b}_f$ como a $\mathbf{b}_p$ en su intervalo completo.

(16-88)

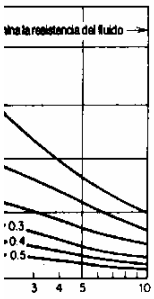
predomina y parece
la fuerza impulsora
le sustituir también a
domina es la difusión
B o partida 3*E*, con el
ido por

(16-89)

erte en la unidad.
tos de tamaño unifor-
, la velocidad estará
de poro y la intracris-
lmadamente, la suma

(16-90)

masa y la dispersión
axial tiene un efecto
ión en la partícula; no
salvo en **R** = 1. Las
sión axial y canaliza-
la resistencia combi-
ura se puede determi-
que se utilizó para
ite.
calcular (N_{Cp}, $N_{C\,poro}$,
idos de las *k* de donde
a difusión en el poro.
lineal ($0.7 < \mathbf{R} < 1.5$)
si idénticas. La suma
$k_{Cp})^{-1}$ (junto con la
:) da por resultado el
a de masa o el coefi-
rma altamente favo-
ntrolada por la resis-
a. Para un equilibrio
constante, se dispone



cias de transferencia de
e de la partícula o la fase
Cada curva corresponde

1. Construcción gráfica de un diagrama de **Y** contra **X**, al igual que en la absorción de gas, para seguir el cambio en el efecto relativo de las resistencias del lado del fluido y de la partícula.

2. Soluciones numéricas muy parecidas a las descritas para la resistencia en la fase de la partícula. (La obra de Fleck *et al.*, se cita posteriormente como un ejemplo.)

3. Soluciones aditivas con un factor de corrección **b** entre 1 y 2, que divide la resistencia sumada o multiplica el valor de *k* o del NTU. Este es un método aproximado pero rápido, que debe utilizarse con la ecuación global de velocidad correspondiente a la resistencia predominante o con los métodos de la cinética de reacción.

La región del equilibrio desfavorable no se ha graficado; sin embargo, existen motivos tanto teóricos como prácticos para adoptar la evaluación dada por el caso inverso, es decir, el término de corrección encontrado para el recíproco (es decir, favorable) de **R**.

Los términos de corrección (valores de **b**) se derivan a partir del análisis de las concentraciones de entrecara $\mathbf{X}_I$ y $\mathbf{Y}_I$ (que se supone están mutuamente equilibradas) y están trazadas en la figura 16-17 como una función de un parámetro de mecanismo ζ:

$$\zeta = \frac{\mathbf{X} - \mathbf{X}_I}{\mathbf{Y}_I - \mathbf{Y}} = \frac{\psi_p \Lambda k_{Cp}}{k_{Cf}} = \frac{N_{Cp}}{N_{Cf}} \tag{16-91}$$

en donde el subíndice *I* especifica la concentración de entrecara y se aplica normalmente al equilibrio entre $\mathbf{Y}_I$ y $\mathbf{X}_I$. Conforme $\mathbf{X}_I \to \mathbf{X}$, $\zeta \to 0$, y la resistencia del lado de la partícula ejerce el control; conforme $\mathbf{X}_I \to \mathbf{X}^\circ$, $\zeta \to \infty$, y la resistencia del lado del fluido es la que regula la acción.

Los valores de **b** se definen por las siguientes relaciones, con el subíndice *O* indicando coeficientes globales:

$$\frac{\Lambda}{k_{Cf}a_p} + \frac{1}{\psi_p k_{Cp} a_p} = \frac{\Lambda \mathbf{b}_f}{k_{Of}a_p} = \frac{\mathbf{b}_p}{\psi_p k_{Op} a_p} = \frac{1}{\kappa_{m.t.}} \tag{16-92}$$

Se observa que **b** es una corrección de la fuerza de impulso; la suma de resistencias mostrada aquí se basa en las fuerzas lineales de impulso. En las zonas de dos resistencias, la parte uniforme de los valores de **N**, en la figura 16-12, no incluye una tolerancia para **b** y, en consecuencia, debe reemplazarse por la suma calculada de las resistencias, si **R** es menor que 0.6 o mayor que 1.7. En la ecuación (16-92) y la tabla 16-7 (partida 4A), $\kappa_{m.t.}$ representa la contribución de los efectos de la transferencia de masa al coeficiente global de la cinética de reacción κ_0. Si κ_R, el coeficiente verdadero de la cinética química, no es infinito, el coeficiente cinético global es

$$\kappa_0 = [\{2\kappa_{m.t.}/(1 + \mathbf{R})\}^{-1} + \kappa_{\mathbf{R}}^{-1}]^{-1} \tag{16-93}$$

Para ζ entre 0.5 y 2.0 en todos los valores de **R**, el modelo de la cinética de reacción es probablemente el más cercano a una solución exacta de patrón constante. Para **R** entre 0.6 y 1.7, incluso para un mecanismo simple de transferencia de masa, el tratamiento de equilibrio no lineal obtenido para el modelo cinético es probablemente más preciso que la solución de patrón constante para el mecanismo exacto o la solución de patrón proporcional. Al suponer equilibrio en la entrecara se

$$F\left(\frac{\partial \mathbf{X}}{\partial V}\right)_o = \psi_p \Lambda k_{Cp} a_p (\mathbf{Y}_I - \mathbf{Y}) = k_{Cf} a_p (\mathbf{X} - \mathbf{X}_I) \tag{16-94}$$

Por lo tanto, con $\mathbf{Y} = \mathbf{X}$ y con $\zeta = N_{Cp}/N_{Cf}$,

$$\zeta(\mathbf{Y}_I - \mathbf{X}) = (\mathbf{X} - \mathbf{X}_I) \tag{16-95}$$

Para el **equilibrio irreversible** ($\mathbf{R} = 0$ o $\beta = 0$), la velocidad está totalmente dominada por el más pequeño de los dos términos $k_{Cf}(\mathbf{X} - \mathbf{X}^\circ)$ o $\Lambda k_{Cp}(\mathbf{Y}^\circ - \mathbf{Y})$ cuando existe transporte externo con difusión en la partícula. Al iniciarse el proceso de sorción predomina el comportamiento de lado del fluido, pero dicho comportamiento incrementa la velocidad y, en consecuencia, el comportamiento del lado de la partícula, con una velocidad reducida predomina al final del proceso. El cambio de un mecanismo a otro ocurre en el punto donde las dos velocidades son iguales [Vermeulen, *Ind. Eng. Chem.*, **45**, 1664 (1953)]. El valor de *T* en el punto de unión es *T* es $1 + [(N_t - N_f)/N_t N_f]$.

Para el equilibrio irreversible, con transporte externo combinado con difusión en el poro, el resultado es una combinación de la partida 1*G*, en la Tabla 16-7 y la ecuación (16-81) obtenida por Eagleton (Hall *et. al., loc. cit.*):

$$N_{poro}(\mathbf{T} - 1) = \frac{N_{poro}}{N_f}(\ln \mathbf{X} + 1) + 2.470 - 3.705(1 - \mathbf{X})^{1/2} \tag{16-96}$$

Para el equilibrio favorable ($0 < \mathbf{R} < 0.8$), las soluciones numéricas, basadas en los perfiles exactos entre partículas, para una difusión en la partícula o en el poro combinada con transporte externo, fueron informadas por Fleck, Kirwin y Hall, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **12**, 95 (1973). Para una *isoterma bilineal*, el punto de unión ocurre en $\mathbf{X}_I = (1-b)/(a-b)$; $\mathbf{Y}_I = a(1-b)/(a-b)$. Abajo de este punto, $\mathbf{Y}_I = a\mathbf{X}_I$. Con base en esto y en la ecuación (16-95), $\mathbf{X}_I = \mathbf{X}(1 + \zeta)/(1 + \zeta a)$; por consiguiente,

$$\mathbf{X}_{unión} = \frac{1 + \zeta a}{1 + \zeta}\left(\frac{1 - b}{a - b}\right) \tag{16-97}$$

La solución abajo del punto de unión tiene la forma de la partida 1*I*, en la tabla 16-7; pero se reemplaza *a* por $(1 + \zeta a)/\zeta$. Arriba del punto de unión, la solución tiene la forma de la partida 1*J*, en donde *b* se reemplaza por $(1 + \zeta b)/\zeta$.

El NTU global (ya sea para N_{Of} o N_{Op}, dependiendo de la velocidad de control) o el NRU global (N_R para las resistencias combinadas o con valores de **R** superiores a 0.5) se define en forma análoga a los NTU individuales y se obtiene

$$N_{Of} = k_{Of}a_p \frac{v}{F} = k_{Of}a_p \frac{hS}{F} \tag{16-98}$$

$$N_{Op} = \psi_p \Lambda k_{Op} a_p \frac{v}{F} \tag{16-99}$$

$$N_R = \kappa_O \Lambda \frac{v}{F} \tag{16-100}$$

Los valores definidos de **N** están relacionados por los valores de **b**:

$$N_R = \frac{N_{Op}}{\mathbf{b}_p} = \frac{N_{Of}}{\mathbf{b}_f} \tag{16-101}$$

Por consiguiente, el cociente **N**/**b** sin subíndice se utilizará para designar las tres razones. La suma general de las resistencias debidas a la transferencia de masa, utilizando los valores de **b**, se puede analizar con respecto a cualquiera de ellas, por ejemplo, $\mathbf{b}_p$. Con base en la ecuación (16-92),

$$\frac{\mathbf{b}_p}{k_{Op}a_p} = \frac{1}{k_{Cp}a_p}(1 + \zeta) \tag{16-102}$$

En el caso especial en que el comportamiento de la variación de concentración está controlado exclusivamente por la difusión en la fase de la partícula y el transporte externo, las ecuaciones (16-102) y (16-92) dan

$$\frac{\mathbf{b}_p}{k_{Op}a_p} = \frac{d_p^2}{60D_p}\left[1 + 22.9\psi_p \Lambda \frac{D_p}{D_f}\left(\frac{D_f}{d_p F/S}\right)^{1/2}\right] \tag{16-103}$$

Hiester, Radding *et al., Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2**,404 (1956) han graficado los datos experimentales que apoyan esta correlación.

DISPERSIÓN AXIAL Y CANALIZACIÓN

La "dispersión axial" como se utiliza aquí se refiere básicamente a la distribución de velocidad y al mezclado de los espacios vacíos, en la escala de una sola partícula o un solo espacio vacío entre partículas e incluye la difusión axial molecular a través de los espacios vacíos.

Estos efectos considerablemente predecibles se muestran en la parte superior y a la izquierda de la figura 16-12. La difusión axial en

la parte superior, se caracteriza por una longitud de mezclado de medio diámetro de partícula para los gases y dos diámetros de partícula para la mayor parte de los líquidos, como se explica posteriormente. Desde el punto de vista empírico, este fenómeno se describe por medio de una conductancia aparente k_d:

$$k_d a_p = F/SL \tag{16-104}$$

donde L es la "longitud de mezclado" axial, dada a su vez por

$$L = \frac{d_p}{\mathbf{P}_d} + \frac{D_f}{2(F/S)} \tag{16-105}$$

donde el número de empaque de Péclet para la dispersión axial $\mathbf{P}_d$ es $d_p F/(SE_0)$. y E_0 representa el coeficiente superficial de dispersión axial. $\mathbf{P}_d$ es aproximadamente igual a 0.5, para líquidos con el comportamiento de flujo laminar (cuando $d_p\rho_f F/S\mu$, el número de Reynolds, basado en la velocidad superficial y el diámetro de partícula es menor a 20), 2.0 para líquidos con flujo turbulento (número de Reynolds mayor a 200) y 2.0 para gases en cualquier régimen de flujo [McHenry y Wilhelm, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **3**, 83 (1957); Ebach y White, *ibid.*, **4**, 161 (1958); Carberry y Bretton, *ibid.*, **4**, 367 (1958); Miller y King, *ibid.*, **12**, 767 (1966); y Hennico, Jacques y Vermeulen, U.S. AEC Rep. UCRL-10696, 1963].

Ya que los efectos de difusión similar a la axial proporcionan un término complementario en el balance diferencial de materia, el punto de partida de la dispersión axial con patrón constante es la condición de $\mathbf{Y} = \mathbf{X}$, que caracteriza a todos los casos de patrón constante. El balance de materia dado por Acrivos [*Chem. Eng. Sci.*, **15**, 1 (1960)] y por Quilici y Vermeulen en (U.S. Off. Saline Water Res. Dev. Prog. Rep. 476, 1969) se puede expresar en la forma

$$\frac{\partial^2 \mathbf{X}}{\partial \mathbf{N}_d^2} = \frac{\partial \mathbf{X}}{\partial \mathbf{N}_d} + \frac{\partial \mathbf{Y}}{\partial \mathbf{N}_d \mathbf{T}} \tag{16-106}$$

donde $\mathbf{N}_d = hF/(SE_0)$ y E_0 es el coeficiente de dispersión axial. La condición de patrón constante requiere nuevamente que $(\partial \mathbf{N}_d\mathbf{T}/\partial \mathbf{N}_d)_\mathbf{X}$ sea constante. Por consiguiente, la ecuación (16-106) se transforma en

$$\frac{\partial^2 \mathbf{X}}{\partial (\mathbf{N}_d \mathbf{T})^2} = \frac{\partial \mathbf{Y}}{\partial \mathbf{N}_d \mathbf{T}} - \frac{\partial \mathbf{X}}{\partial \mathbf{N}_d \mathbf{T}} \tag{16-107}$$

y

$$\frac{\partial \mathbf{X}}{\partial \mathbf{N}_d \mathbf{T}} = \mathbf{Y} - \mathbf{X} \tag{16-108}$$

Ninguna otra resistencia Cuando se mantiene el equilibrio entre el sólido y el fluido masivo, se observa que la ecuación (16-108) da el mismo comportamiento para la curva de **X** con patrón constante dentro del lecho que cuando controla la difusión en la partícula, sin dispersión axial (tabla 16-7, partida 2*G*), excepto que su ubicación precisa puede ser diferente. Por consiguiente, cuando $\mathbf{N}_d$ reemplaza a $\mathbf{N}_p$, la dispersión axial para **X** (pero no para **Y**) son casi las mismas que las obtenidas para el mecanismo en que controla la difusión en la partícula, con independencia del tipo de isoterma favorable.

Un efecto terminal a la salida del lecho, identificado por Coppola y LeVan [*Chem. Eng. Sci.*, **36**, 967 (1981)] mediante un cálculo numérico para los casos casi irreversibles, hace necesario alterar el método de cálculo sugerido. La curva del efluente **X** es más aguda que la curva de **X** dentro del lecho, porque la curva de **Y** es siempre más aguda que la de **X**. En el caso irreversible, la curva de **Y**, el frente vertical, llega a la salida en un tiempo un poco inferior a $\mathbf{T} = 1.00$ y la diferencia depende de la razón de separación. En este instante, la curva de **X** que se desplazó coherentemente con la curva de **Y**, se desune en forma repentina y sale a la velocidad del fluido. Para el equilibrio reversible, el efecto persiste, pero con una extensión menor. Desde el punto de vista empírico se propone que

$$\text{fn}\,(\mathbf{X}) = \frac{\mathbf{A} + \varepsilon}{\mathbf{A}\mathbf{R}^{0.5} + \varepsilon}(\mathbf{NT} - \mathbf{N}) \tag{16-109}$$

donde fn(**X**) tiene la misma forma de la partida 2*G*, *H*, o *IJ* de la tabla 16-7. Para las isotermas que no sean CSF, **R** se evalúa en el punto donde **Y** y $(1 - \mathbf{X})$ son iguales o (en el caso de Freundlich) como $\beta^{0.8}$. Para las resistencias de la transferencia de masa que acompañan a la dispersión axial el exponente de **R** se transforma en $0.5\eta/(1 + \eta)$, donde $\eta = \mathbf{N}_0 f/\mathbf{N}_d$ o $\mathbf{N}_{0p}/\mathbf{N}_d$ como en la subsección siguiente. Arriba de $\mathbf{R} = 0.3$, el factor de corrección puede no ser significativo.

Equilibrio irreversible ($\mathbf{R} = 0$ o $\beta = 0$). En el caso de **difusión de partículas** acompañadas de una dispersión axial, se define un parámetro de mecanismo η_p

$$\eta_p = \mathbf{N}_p/\mathbf{N}_d \tag{16-110a}$$

Por lo tanto,

$$\partial \mathbf{Y}/\partial \mathbf{N}_d \mathbf{T} = \eta_p(\mathbf{Y}^* - \mathbf{Y}) \tag{16-110b}$$

Según las ecuaciones (16-108) y (16-110*b*), se concluye que

$$d\mathbf{Y}/d\mathbf{X} = \eta_p(\mathbf{Y}^* - \mathbf{Y})/(\mathbf{Y} - \mathbf{X}) \tag{16-111}$$

La solución del comportamiento **Y** cuando $\mathbf{Y}^* = 1$ es casi igual que para la difusión pura de partículas a $\mathbf{R} = 0$: (tabla 16-7, caso 2*G*). El valor de **X** se relaciona con el de **Y** y, por consiguiente, con **T** por medio de la integral de la ecuación (16-111) como la obtuvo Quilici (*loc. cit.*)

$$\mathbf{X} = \frac{\eta_p[1 - (1 - \mathbf{Y})^{1/\eta_p}] - \mathbf{Y}}{\eta_p - 1} \tag{16-112}$$

Para un equilibrio irreversible en donde se tiene un **transporte externo** acompañado de dispersión axial, Acrivos desarrolló una función analítica. El parámetro de mecanismo es $\eta_f = \mathbf{N}_f/\mathbf{N}_d$. Entonces,

$$\partial \mathbf{Y}/\partial \mathbf{N}_d \mathbf{T} = \eta_f(\mathbf{X} - \mathbf{X}^*) \tag{16-113}$$

$$d\mathbf{Y}/d\mathbf{X} = \eta_f(\mathbf{X} - \mathbf{X}^*)/(\mathbf{Y} - \mathbf{X}) \tag{16-114}$$

Para $\mathbf{R} = 0$, $\mathbf{X}^*$ es cero hasta que **Y** llega a la unidad; esto sucede cuando **X** se convierte en $2/[1 + (4\eta_f + 1)^{1/2}]$. Hasta este punto de unión,

$$\ln \mathbf{X} = \lambda[\mathbf{N}_d(\mathbf{T} - 1) + C_5] \tag{16-115}$$

y más allá del mismo,

$$\ln \frac{1}{1 - \mathbf{X}} = \lambda[\mathbf{N}_d(\mathbf{T} - 1) + C_6] \tag{16-116}$$

siendo $\lambda = 0.5[(4\eta_f + 1)^{1/2} - 1]$. C_6 debe relacionarse con C_5 en la unión en cuyo caso, C_5 se determina aplicando la ecuación (16-43).

Equilibrio favorable ($0 < \mathbf{R} < 0.7$). Con dispersión axial en combinación con un mecanismo de transporte verdadero o efectivo. Quilici desarrolló tablas numéricas de **Y**, **X** y $\mathbf{N}_d(\mathbf{T} - 1)$ que permiten interpolar cualquier valor de **R**. Las relaciones empíricas del comportamiento **Y** en función de **X** dadas a continuación sirven para resolver la ecuación (16-108), efectuando integraciones rápidas, tanto numéricas como gráficas, de la recíproca de la fuerza impulsora $(\mathbf{Y} - \mathbf{X})$ en incrementos de **X**.

En el caso de **transporte externo,** **X** se calcula como una función de **Y** aplicando una función intermedia X':

$$X' = \frac{\mathbf{R}^{1.40}\mathbf{Y}}{1 - (1 - \mathbf{R}^{1.40})\mathbf{Y}} \tag{16-117}$$

Entonces,

$$\mathbf{X} = \frac{1}{\lambda + 1}(\mathbf{Y} + \lambda X') \tag{16-118}$$

en donde $\lambda = 0.5[(4\eta_f + 1)^{1/2} - 1]$ al igual que antes.

Cuando el control lo realizan otros mecanismos, **X** o **Y** se calcula a valores supuestos de la otra, empleando un factor R' que no es de equilibrio, por ejemplo.

$$\mathbf{Y} = \frac{\mathbf{X}}{R' + (1 - R')\mathbf{X}} \tag{16-119}$$

Para la **difusión en la fase de partícula,** $R' = R^{\eta'/(1+\eta')}$, en donde $\eta' = \eta_p/\psi_p$. En la **difusión de poro,** $R' = (1 + 4\mathbf{R}^{0.75}\eta_{\text{poro}}^{1.25})/(1 + 4\eta_{\text{poro}}^{1.25})$. Para el **modelo de la cinética de reacción** $R' = (1 + 0.9\mathbf{R}\eta_R)/(1 + 0.9\eta_R)$, en donde $\eta_R = \mathbf{N}_d/\mathbf{N}_R$ y $\mathbf{N}_R$ se calcula sin incluir la dispersión axial.

Canalización En contraste con la dispersión axial, la causa de la canalización son las variaciones con intervalo más largo en la veloci-

dad local del fluido. Este fenómeno se ha observado especialmente con las partículas no esféricas y en los lechos con amplias distribuciones del diámetro de partícula y la densidad y orientación del empaque del lecho. La canalización, causada por la inversión de densidades, que resulta de temperaturas más elevadas o concentraciones más bajas en la parte inferior, la analiza Helfferich (véase, "Referencias Generales"). Para el caso de absorción en lechos poco profundos que utilizan carbón activado, LeVan y Vermeulen (*Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, 1984) han demostrado que se aplica un análisis de dispersión radial, desarrollado por G.I. Taylor [*Proc. R. Soc.*, **A225**, 473 (1954)], es decir, que la acción correctiva del lecho reduce y controla la longitud de mezclado de la dispersión axial eficaz (o aparente).

El enjuague (diseminación del frente fluido) es una operación de una sola fase, controlada por la dispersión axial eficaz, que obedece a una ecuación semejante a la de la variación de la concentración con equilibrio lineal.

EQUILIBRIO LINEAL Y OTRAS TRANSICIONES LIMITADAS POR LA VELOCIDAD

RAÍZ CUADRADA DE AMPLIACIÓN DE LA VARIACIÓN DE CONCENTRACIÓN

El equilibrio más simple es $\mathbf{Y}^\circ = \mathbf{X}$ (con $\mathbf{X}^\circ = \mathbf{Y}$), dado por $\mathbf{R} = 1$ o $\alpha = 1$. Dicho equilibrio representa las condiciones límite entre el equilibrio favorable y el desfavorable y las ecuaciones diferenciales parciales que lo regulan nunca convergen, aun con un NTU muy grande, hacia una ecuación diferencial total. La curva de variación de concentración que produce este equilibrio es más complicada, desde el punto de vista algebraico, que los tipos precedentes, pero también es un resultado de "marca".

En el caso de un equilibrio lineal, el modelo de la cinética de reacción o cualquiera de los de fuerza impulsora con transferencias de masa antes citados, en combinación con la ecuación (16-51), conduce a dos ecuaciones diferenciales mutuamente independientes que se escriben de la siguiente manera:

$$-\left(\frac{\partial \mathbf{X}}{\partial \mathbf{N}}\right)_{\mathbf{NT}} = \left(\frac{\partial \mathbf{Y}}{\partial \mathbf{NT}}\right)_{\mathbf{N}} = \mathbf{X} - \mathbf{Y} \qquad (16\text{-}120)$$

El valor de **N** se emplea sin ninguna designación, ya que a $\mathbf{R} = 1$, los resultados son los mismos para $\mathbf{N}_R$, $\mathbf{N}_p$, $\mathbf{N}_{poro}$, $\mathbf{N}_f$, $\mathbf{N}_{0p}$ o $\mathbf{N}_{0f}$. En el caso de la gráfica de correlación de transferencia de masa (Fig. 16-12), sea cual fuere el mecanismo, $\mathbf{b} = 1$.

Ecuaciones integradas Anzelius[*Z. Angew. Math. Mech.*, **6**, 291 (1926)] y Schumann [*J. Franklin. Inst.*, **208**, 405 (1929)] integraron la ecuación (16-120) para el caso análogo de transferencia de calor con las condiciones de límite $\mathbf{X} = 1$ a $\mathbf{N} = 0$ y $\mathbf{Y} = 0$ a $\mathbf{T} = 0$, para obtener

$$\mathbf{X} = \mathbf{J}(\mathbf{N}, \mathbf{NT}) \qquad (16\text{-}121)$$

$$\mathbf{Y} = 1 - \mathbf{J}(\mathbf{NT}, \mathbf{N}) \qquad (16\text{-}122)$$

La fuerza impulsora $(\mathbf{X} - \mathbf{Y})$ es

$$e^{\mathbf{N}+\mathbf{NT}}(\mathbf{X} - \mathbf{Y}) = I_0(2\mathbf{N}\sqrt{\mathbf{T}}) = \sum_{i=0}^{\infty} \frac{(\mathbf{N}^2\mathbf{T})^i}{(i!)^2} \qquad (16\text{-}123)$$

en donde I_0 es la función de Bessel modificada del primer tipo y de orden cero. (La serie infinita converge con demasiada lentitud para que pueda utilizarse en forma práctica con valores superiores a $\mathbf{N}^2\mathbf{T} = 10$.)

A valores mayores se puede utilizar una serie alterna en la que el primer término es $[\exp(2\mathbf{NT}^{0.5})]/[2(\pi\mathbf{N})^{0.5}\mathbf{T}^{0.25}]$. La función **J** de dos variables s y t, como la definieron por vez primera Hiester y Vermeulen [*Chem. Eng. Prog.*, **48**, 505 (1952)] está dada por:

$$\mathbf{J}(s, t) = 1 - \int_0^s e^{-t-\xi} I_0(2\sqrt{t\xi})\, d\xi \qquad (16\text{-}124)$$

Una aproximación a la ecuación (16-124) propuesta por Onsager fue presentada por Thomas [*Ann. N. Y. Acad. Sci.*, **49**, 161 (1948)]:

$$\mathbf{J}(s, t) = \frac{1}{2}\left[1 - \text{erf}(\sqrt{s} - \sqrt{t}) + \frac{e^{-(\sqrt{s}-\sqrt{t})^2}}{\sqrt{\pi}(\sqrt{t} + \sqrt[4]{st})}\right] \qquad (16\text{-}125)$$

Si se designan términos adicionales en la referencia original se obtendrá una mayor precisión. Para cualquier número z,

$$\text{erf}(\pm|z|) = \pm\frac{2}{\sqrt{\pi}}\int_0^z e^{-\zeta^2}\, d\zeta \qquad (16\text{-}126)$$

Véase, por ejemplo, Abramowitz y Stegun, *Handbook of Mathematical Functions*, GPO, Washington, 1970. La función de error se puede calcular con una precisión de 0.0005, mediante una ecuación modificada por Hastings (*Approximations for Digital Computers*, Princeton, 1955):

$$\text{erf}(\pm|z|) = \pm[1 - (1 + 0.2784|z| + 0.2314|z|^2 + 0.0781|z|^4)^{-4}] \qquad (16\text{-}127)$$

Un estudio de Klinkenberg [*Ind. Eng. Chem.*, **40**, 1970 (1948); *ibid.*, **46**, 285 (1954); *Chem. Eng. Sci.*, **11**, 260 (1960)] lleva a la siguiente aproximación, que es precisa para $\mathbf{N} > 2$

$$\mathbf{X} = \mathbf{J}(\mathbf{N}, \mathbf{NT}) = \frac{1}{2}\left[1 - \text{erf}\left(\sqrt{\mathbf{N}} - \sqrt{\mathbf{NT}} + \frac{1}{4\sqrt[4]{\mathbf{N}\,\mathbf{NT}}}\right)\right] \qquad (16\text{-}128)$$

El término **Y** contiene el mismo término del miembro derecho pero con signo opuesto; por consiguiente, $(\mathbf{X} - \mathbf{Y})$ en $\mathbf{T} = 1$ está dado por el producto de $\pi^{-0.5}$ multiplicado por el término del miembro derecho.

Un "valor de trabajo" para **J** lo dan los primeros dos términos en el argumento de la función de error de las ecuaciones (16-125) o (16-128). Para s o $\mathbf{N} > 50$, el valor de trabajo de **X** o **J** está corregido hasta una precisión de 0.01, para $\mathbf{X} < 0.3$ y $\mathbf{X} > 0.7$; el valor en $\mathbf{X} = 0.5$ es menor aproximadamente a 0.02 en $\mathbf{N} = 50$. Se necesita un incremento de s o **N** hasta un valor de 150, antes de que el error en $\mathbf{X} = 0.5$ se reduzca a 0.01.

El comportamiento matemático de **J** lo analiza Goldstein [*Proc R. Soc. (London)*, **A219**, 151, 171 (1953)]. Tan [*Chem. Eng.*, 158 (octubre, 24, 1977)] informa sobre el desarrollo de un programa para calculadora de mano, con objeto de evaluar **J**.

Rosen [*J. Chem. Phys.*, **18**, 1587 (1950); *ibid.*, **20**, 387 (1952); *Ind. Eng. Chem.*, **46**, 1590 (1954)] realizó la derivación para la **difusión en la fase de partícula**, acompañada por la transferencia de masa en el lado del fluido, con una ecuación límite en $\mathbf{N} > 50$, que es esencialmente igual a las ecuaciones (16-125) y (16-128).

$$\mathbf{X} = \frac{1}{2}\left[1 - \text{erf}\left[\frac{1}{2}\sqrt{\mathbf{N}_d}(1 - \mathbf{T})\right]\right] \qquad (16\text{-}129)$$

La **dispersión axial** en $\mathbf{R} = 1$ da resultados muy similares en la forma a la ecuación (16-129). [Esto refleja nuevamente la similitud matemática en los dos mecanismos, al igual que la ecuación (16-130).]

Lapidus y Amundson [*J. Phys. Chem.*, **56**, 984 (1952)] dan una relación más exacta. La trayectoria aleatoria unidireccional, como modelo alternativo para la dispersión axial, genera el siguiente resultado que está intimamente relacionado

$$\mathbf{X} = 1 - \mathbf{J}(\mathbf{N}_d\mathbf{T}, \mathbf{N}_d) + \text{const} \qquad (16\text{-}130)$$

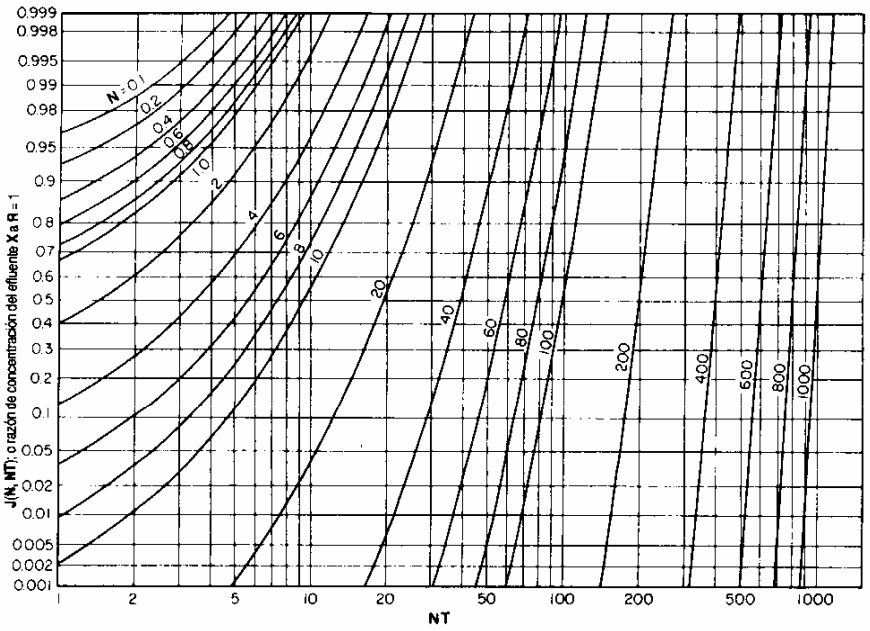


FIG. 16-18 Dependencia de la función de **J** en el primer argumento (**N**, longitud adimensional del lecho, como variable del contorno) y en el segundo argumento (**NT**, tiempo o volumen del fluido adimensional, como la abscisa).

(Einstein, Tesis de Doctorado, Eidgenössische Technische Hochschule, Zurich, 1937; y Hennico, Jacques y Vermeulen, U.S. AEC Rep. UCRL-10696, 1963). A $N_d\sqrt{T} \geq 60$, este resultado se simplifica una vez más, obteniéndose la ecuación (16-125).

Trazo de la función J En la figura 16-18 las coordenadas de probabilidades logarítmicas ilustran el comportamiento de la función **J**. Los historiales de concentración que se representan gráficamente en función del tiempo en escalas *lineales* tienen por lo común la forma sigmoide. La escala de probabilidades (proporcional al argumento de la función de error que da el valor de la coordenada) reduce al mínimo la curvatura de tales gráficas y facilita también el trazo preciso de dichos valores que son demasiado pequeños o se acercan demasiado a la unidad. La escala logarítmica para **NT** permite comparar gráficas de valores experimentales de **X** en función del tiempo, directamente con las curvas teóricas; esta técnica de adaptación o ajuste de curvas fue utilizada en cálculos análogos de **transferencia de calor** realizados por Furnas [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **24,** 1942 (1930)] y por Beaton y Furnas [*Ind. Eng. Chem.*, **33,** 1500 (1941)] en sus trabajos de intercambio iónico.

La función **J** fue precisada también por Hougen y Marshall [*Chem. Eng. Prog.*, **43,** 197 (1947)] en coordenadas logarítmicas, por Furnas (*loc. cit.*) en coordenadas lineales y por Klinkenberg (*loc. cit.*) en forma nomográfica.

SOLUCIÓN DE LA CINÉTICA DE REACCIÓN EN EQUILIBRIO NO LINEAL

La relación más general que se ha desarrollado para el comportamiento de la variación de concentración es la sugerida por Thomas [*J. Am. Chem. Soc.*, **66,** 1664 (1944)], que incluye el factor de separación **R** como variable independiente junto con cierta cantidad de unidades de reacción N_R y la relación de carga o capacidad **T**. Las ecuaciones (16-65) y (16-83).

$$-\left(\frac{\partial X}{\partial N_R}\right)_{N_R T} = \left(\frac{\partial Y}{\partial N_R T}\right)_{N_R} = X(1 - Y) - RY(1 - X) \quad (16\text{-}131)$$

Estas relaciones se integraron para los mismos límites o fronteras especificadas para la ecuación (16-120), y se obtiene

$$X = \frac{J(RN_R,\ N_R T)}{J(RN_R,\ N_R T) + [1 - J(N_R,\ RN_R T)]\exp[(R - 1)N_R(T - 1)]} \quad (16\text{-}132)$$

y

$$Y = \frac{1 - J(N_R T,\ RN_R)}{J(RN_R,\ N_R T) + [1 - J(N_R,\ RN_R T)]\exp[(R - 1)N_R(T - 1)]} \quad (16\text{-}133)$$

Es evidente que la ecuación (16-132) contiene a la ecuación (16-131) como caso restrictivo, cuando **R** = 1. También se ha demostrado que esta ecuación se reduce al resultado de patrón constante con **R** ≪1, en el resultado de patrón proporcional **R** ≫ 1 [Hiester y Vermeulen ("Referencias Generales"); y Gilliland y Baddour, *Ind. Eng. Chem.*, **45,** 330 (1953)]. Opler y Hiester (*loc. cit.*) calcularon y tabularon valores numéricos de la ecuación (16-132)

Soluciones gráficas de las ecuaciones de variación de concentración con R constante Las curvas evaluadas con base en la ecuación (16-132), de la concentración de **X** contra la razón de carga **T** para los contornos de **N** constante, se grafican en la figura 16-19. En las figuras 16-20 a 16-24 aparecen las gráficas transversales que cubren un intervalo de **R** desde 0 hasta 2.5, para facilitar el empleo de la teoría en los cálculos de diseño. En estas figuras se da 1 – **T** (o **T** – 1) en función de **R**, en diferentes valores de N_R, para cinco valores constantes de **X**. Los cinco puntos de **X** contra **T** obtenidos de estas gráficas son suficientes para definir por completo un historial de concentración; esta construc-

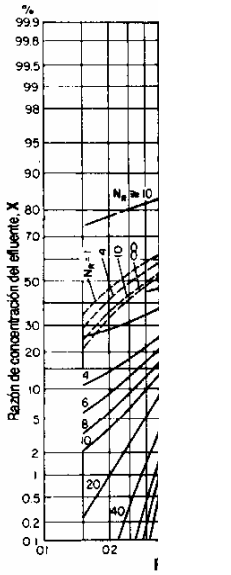


FIG. 16-19 Historiale
el planteamiento de cin
Prog., **45,** 509 (1952).]

ción se muestra en el
sección. Las gráfica
adimensional de la c
su "centro de masa"
al aumentar N_R o al d

Si N_R o **R** varía co
ción se podrá seguir
de la concentración p
curva que se va a calc
cuales es lo suficient
h, como lo define la
lo que respecta a la c

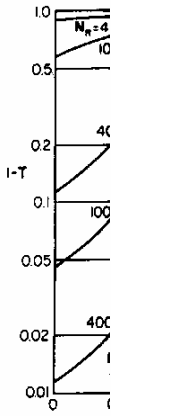
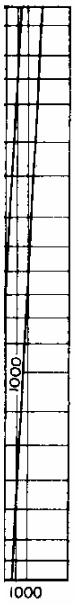


FIG. 16-20 Gráfica tr
en función del factor de



rmo) y en el

Las ecuaciones (16-

1 − X) (16-131)

mites o fronteras es-
le

$$\overline{R-1)N_R(T-1)]}$$

(16-132)

$$\overline{R-1)N_R(T-1)]}$$

(16-133)

e a la ecuación (16-
én se ha demostrado
constante con $R \ll 1$.
Hiester y Vermeulen
Ind. Eng. Chem.,
aron y tabularon va-

ución de concentra-
base en la ecuación
de carga T para los
16-19. En las figuras
que cubren un inter-
eo de la teoría en los
T − 1) en función de
constantes de X. Los
ficas son suficientes
ación; esta construc-

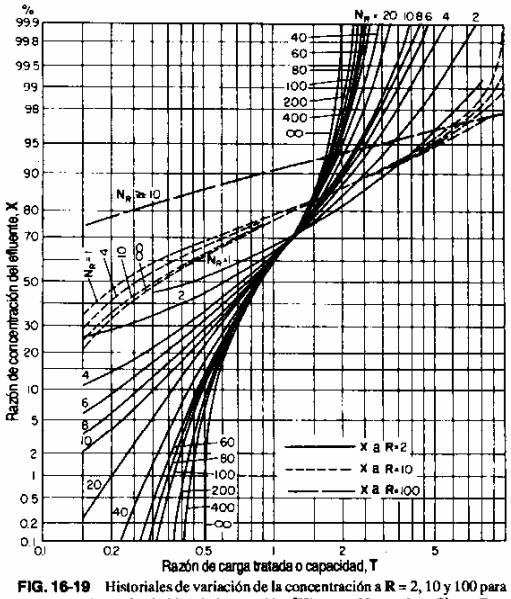


FIG. 16-19 Historiales de variación de la concentración a R = 2, 10 y 100 para el planteamiento de cinética de la reacción. [Hiester y Vermeulen, *Chem. Eng. Prog.*, **45**, 509 (1952).]

ción se muestra en el ejemplo 5, que se presenta posteriormente en esta sección. Las gráficas transversales individuales miden la extensión adimensional de la curva de variación de la concentración en torno a su "centro de masa" (T − 1): esta extensión o alargamiento disminuye al aumentar N_R o al disminuir R.

Si N_R o R varía con X, la **solución general de la cinética de reacción** se podrá seguir utilizando para desarrollar una curva de variación de la concentración para cualquier patrón de comportamiento dado. La curva que se va a calcular se divide en varias regiones, cada una de las cuales es lo suficientemente pequeña para que el factor de corrección b, como lo define la ecuación (16-72) sea más o menos constante. En lo que respecta a la comparación de curvas, esto corresponde a compa-

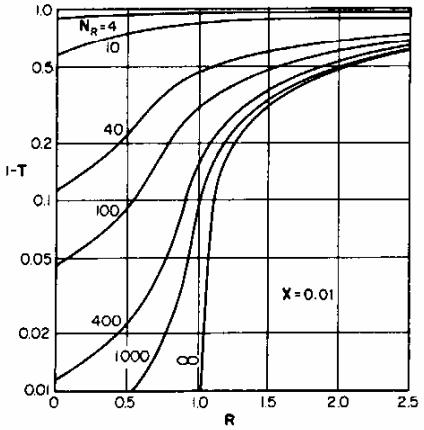


FIG. 16-20 Gráfica transversal de la razón de carga tratada o capacidad, a X = 0.01, en función del factor de separación y tratamiento de la cinética de reacción.

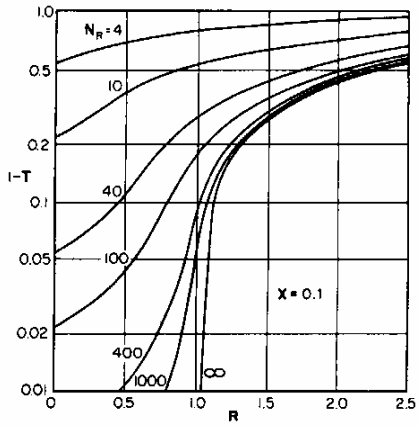


FIG. 16-21 Gráfica transversal de la razón de carga tratada o capacidad, a X = 0.10, en función del factor de separación y tratamiento de la cinética de reacción.

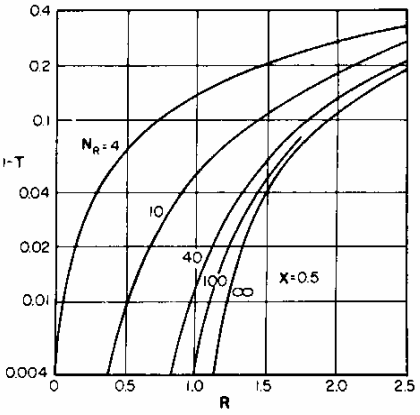


FIG. 16-22 Gráfica transversal de la razón de carga tratada o capacidad, a X = 0.50, en función del factor de separación y tratamiento de la cinética de reacción.

rar diferentes segmentos de una curva de variación de concentración con distintas curvas de la cinética de reacción. Hiester y Vermeulen (véase "Referencias Generales") citan un ejemplo detallado del empleo de esta técnica.

Fuga integral y fuga promedio Al resolver la ecuación (16-120) o la (16-131), se encuentra una función F que satisface la relación

$$F = \frac{1}{N_R}\int_0^{N_R T} X\, d(N_R T) \qquad (16\text{-}134)$$

El valor de F es proporcional a la cantidad total de soluto que sale de la longitud de columna correspondiente a N_R en un tiempo que corresponde a T y, por tanto, se designa como la fuga o dispersión integral. La fuga o dispersión promedio $\overline{X}$, que con frecuencia sirve como criterio de diseño especial, se expresa mediante:

$$\overline{X} = F/T \qquad (16\text{-}135)$$

[A valores elevados de T, F se acerca a T − 1.]

Interpretación de datos experimentales El empleo de **datos experimentales de la variación de la concentración** para obtener valo-

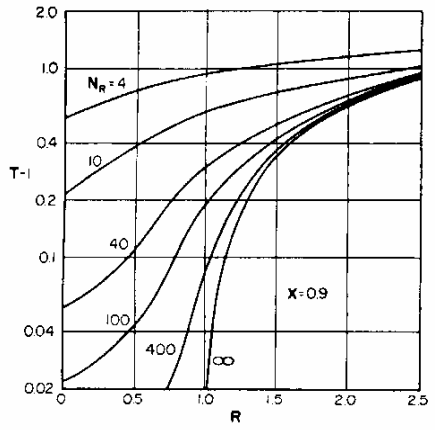


FIG. 16-23 Gráfica transversal de la razón de carga tratada o capacidad, a X = 0.90, en función del factor de separación y tratamiento de la cinética de reacción.

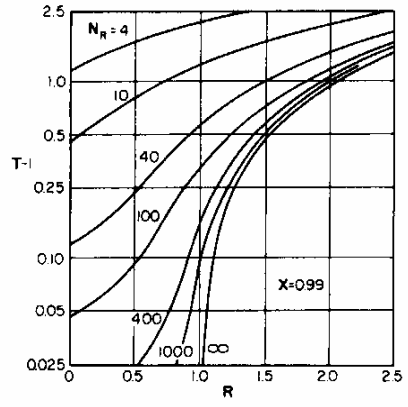


FIG. 16-24 Gráfica transversal de la razón de carga tratada o capacidad, a X = 0.99, en función del factor de separación y tratamiento de la cinética de reacción.

res de velocidad (o bien, por el contrario, valores de N_R), es directo si se conoce la constante de equilibrio K o K_L y, por ende, se puede calcular el factor de separación **R**. En este caso, los datos experimentales se representan gráficamente sobre una ordenada de probabilidad (para **X**) en función de una abscisa logarítmica (correspondiente al tiempo), y la gráfica se desplaza horizontalmente hasta que se compara con una curva específica en una gráfica teórica de **X** en función de **T** para varios valores de N_R a un valor apropiado de **R**. La curva comparada dará el número de unidades de reacción N_R y el valor **T** de cualquier **X** (por ejemplo, **X** = 0.5) se empleará con el tiempo de comparación (medido en la salida de la columna) para calcular Λ como Ft/Tv.

En el caso de que se desconozca **R** la naturaleza complementaria de los procesos de saturación y elución se utilizan en el procedimiento que sigue.

Se efectúa una corrida de saturación hasta su conclusión (**X** = 1); a continuación, la columna se regenera por medio de una solución del ion que estaba presente inicialmente en la resina, al mismo nivel de concentración C_0 y con el mismo gasto utilizado en la corrida de saturación. Si los datos de saturación se ajustan sobre una de las curvas estándares a un valor dado de **R**, y los datos de elución se ajustan del mismo modo sobre la gráfica de **R**† correspondiente, se obtendrán valores evidentes de N_R y $N_R^\dagger$. Este proceso se repetirá para otros valores de **R** y, a continuación, si $N_R^\dagger/N_R$ se representa gráficamente en función del valor supuesto de **R**, la intersección de la curva con la línea $N_R^\dagger/N_R = R$ indicará el valor correcto.

Valores de NRU o velocidades basadas en pendientes de media altura Thomas (*loc. cit.*) y Gilliland y Baddour (*loc. cit.*) han propuesto la determinación de los parámetros de velocidad partiendo de la pendiente de la curva de variación de la concentración en **X** = 0.5. En la región de patrón proporcional y para el modelo de cinética de la reacción, la derivación de la ecuación (16-58) expresada para **X(R, T)** demuestra que

$$\left(\frac{\partial \mathbf{X}_{0.5}}{\partial \mathbf{T}}\right)_{N_R} = \frac{(\mathbf{R}+1)^3}{16\mathbf{R}(\mathbf{R}-1)} \tag{16-136}$$

Puesto que este resultado es independiente de N_R, no proporciona ningún dato de velocidad, aunque sí da el valor de **R**. Sin embargo, en la región de patrón constante, la tabla 16-7, partida 4*G* da

$$\left(\frac{\partial \mathbf{X}_{0.5}}{\partial \mathbf{T}}\right)_{N_R} = \frac{(1-\mathbf{R})N_R}{4} \tag{16-137}$$

En la figura 16-25 se ilustran éste y otros valores **dependientes de media altura**. Para valores de **R** inferiores a la unidad, se observa que la pendiente depende del mecanismo específico que determina la velocidad.

La pendiente de media altura y sin dimensiones $\partial \mathbf{X}_{0.5}/\partial \mathbf{T}$ se relaciona con la pendiente experimental de media altura medida gráficamente en un diagrama lineal del historial de la concentración:

$$\frac{d\mathbf{X}_{0.5}}{d\mathbf{T}} = \Lambda v \frac{d\mathbf{X}_{0.5}}{d(V-v)} = \frac{\Lambda v}{F}\frac{d\mathbf{X}_{0.5}}{dt} \tag{16-138}$$

La pendiente correspondiente de transferencia de masa es $N_f(1-\mathbf{R})/[(1+\mathbf{R})/2]$. Asimismo, para **R** = 1 puesto que $(z) \approx 2z/\sqrt{\pi}$ a un valor pequeño de *z*,

$$\left(\frac{\partial \mathbf{X}_{0.5}}{\partial \mathbf{T}}\right)_{N_R} = \frac{\sqrt{N_R}}{2\sqrt{\pi}} \tag{16-139}$$

Flujo radial

Cilindros o esferas La geometría radial, casi siempre con alimentación central, tiene una utilidad especial en ciertos procedimientos de laboratorio que utilizan papel filtro puro o impregnado; para sistemas con caídas de presión reducidas en donde se necesita un área grande de lecho poco profundo, como sucede en los recipientes anulares de adsorción utilizados para el reacondicionamiento de aire, o para la infiltración subterránea de una corriente de desecho desde un punto o una fuente de línea. Se pueden identificar cuatro casos por separado. Cuando se requiere el perfil de la columna, debe suponerse que *N* es localmente proporcional a *v*.

1. Si la teoría del equilibrio local se aplica (con un equilibrio desfavorable, dando una variación de concentración de patrón proporcional), el comportamiento depende sólo del volumen total atravesado o recorrido. Para una dosificación axisimétrica $dv = 2\pi hR\,dR$, y para el punto de simetría $dv = 4\pi R^2\,dR$, en donde *R* es la distancia radial dentro del lecho y *h* es la distancia transversal.

Si el flujo no es uniforme (como sucede con una fuente no central), de modo que emergen trayectorias de flujo diferentes del cuerpo del sorbente después de transcurrir distintos tiempos de residencia ($= S\varepsilon_m/F$), la composición del efluente en cualquier instante dado se expresa por medio de la integral

$$\mathbf{X}_m(t) = \left(\frac{1}{F}\right)_{\text{global}} \int \left(\frac{F}{S\varepsilon_m}\right)_{\text{trayectoria}} \mathbf{X}_{\text{trayectoria}}(t)\, d(S\varepsilon_m) \tag{16-140}$$

en donde $\mathbf{X}_{\text{trayectoria}}(t) = \mathbf{X}(\mathbf{T})$

siendo $$\mathbf{T} = \frac{t}{(t_{\text{esteq}})_{\text{trayectoria}}}$$

ente, se obtendrán va-
tirá para otros valores
ificamente en función
va con la línea N_R^1/N_R

ndientes de media al-
loc. cit.) han propues-
id partiendo de la pen-
ión en $\mathbf{X} = 0.5$. En la
de cinética de la reac-
ada para $\mathbf{X}(\mathbf{R}, \mathbf{T})$ de-

(16-136)

, no proporciona nin-
R. Sin embargo, en la
$4G$ da

(16-137)

ores dependientes de
nidad, se observa que
que determina la ve-

$s\ \partial \mathbf{X}_{0.5}/\partial \mathbf{T}$ se relacio-
medida gráficamente
ración:

$$\frac{\mathbf{X}_{0.5}}{dt} \qquad (16\text{-}138)$$

le masa es $N_f(1 - \mathbf{R})$/
$z) = 2z/\sqrt{\pi}$ a un valor

(16-139)

i siempre con alimen-
os procedimientos de
gnado; para sistemas
sita un área grande de
ientes anulares de ad-
le aire, o para la infil-
desde un punto o una
s por separado. Cuan-
merse que N es local-

on un equilibrio des-
i de patrón proporcio-
en total atravesado o
$= 2\pi hR\ dR$, y para el
es la distancia radial

na fuente no central),
ites del cuerpo del sor-
residencia ($= S\varepsilon_m/F$),
e dado se expresa por

$$\int_0^t (t)\ d(S\varepsilon_m) \qquad (16\text{-}140)$$

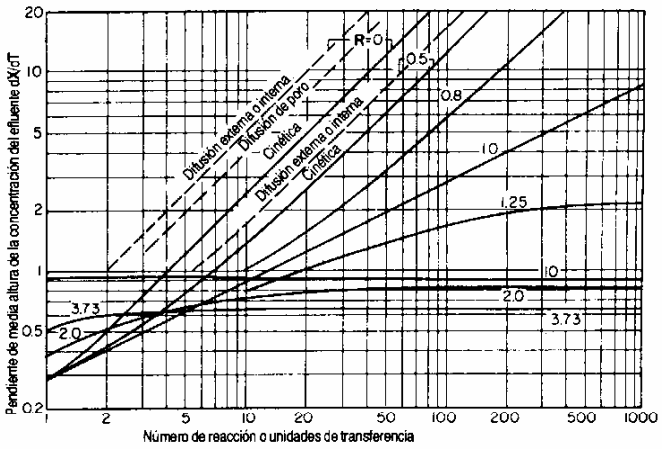


FIG. 16-25 Pendiente de media altura, sin dimensiones, como una función del factor de separación y de NTU (o NRU). [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **55**(24), 65 (1959).]

2. Si el factor que ejerce el control es la resistencia del lado de la partícula, la curva de variación de concentración depende sólo del tiempo de residencia aparente que es proporcional al volumen recorrido, como sucede en el caso 1.

3. Si se aplica el equilibrio lineal y si la resistencia del lado del fluido es la que regula, la forma de la variación de la concentración se determina mediante el valor total efectivo de **N** que ha recorrido el fluido:

$$\mathbf{N} = \int \frac{k_{Of} a_p}{F}\, dv \qquad (16\text{-}141)$$

4. Si se aplica un equilibrio favorable y la resistencia del lado del fluido es la que ejerce el control, de manera que se aplicaría un patrón constante si k_{Of} fuera constante, la curva de variación de la concentración se calcula como si a todo lo largo del lecho se aplicara un valor cercano a la salida k_{Of}. Una aproximación práctica consiste en aplicar la k a $v = 0.93\ v_{máx}$ para geometrías esféricas y la k a $v = 0.8\ v_{máx}$ para geometrías cilíndricas. Lapidus y Amundson [*J. Phys. Chem.*, **54,** 82 (1950); **56,** 373 (1952)] propusieron una solución más exacta basada en el modelo de la cinética de la reacción con un equilibrio no lineal.

Ejemplo 4: Se desea **decolorar** 0.47 l/s (1.0 ft^3/min) de solución de azúcar hasta 5% o menos de su nivel de color inicial, que equivale a 1.0 g de cuerpos colorantes/kg de solución líquida (0.0010 lb/lb). La columna utilizada, de 6.1 m (20 ft) de alto y 61 cm (2 ft) de diámetro, se carga con carbono activado. La adsorción en este material se describe mediante una isoterma de Langmuir, siendo $K_L = 100$ kg de solución/g de cuerpos colorantes (1.0×10^5 lb/lb) y por $Q_{pé} = 16$ g de cuerpos colorantes/l (1.0 lb/ft^3). Entre otras propiedades del carbono se especifican $\varepsilon = 0.40$, $d_p = 0.82$ mm promedio (0.032 in), y $D_{poro} = 4.56 \times 10^{-4}$ mm^2/s (1.77×10^{-5} ft^2/h. La difusión en el poro proporciona la resistencia que limita la velocidad. La densidad de la solución es 1.12 kg/l (70 lb/ft^3).

¿Cuál es el tiempo en la corriente entre regeneraciones sucesivas?

Este problema corresponde al caso *C* de la tabla 16-2, y los pasos de cálculo se numeran siguiendo el mismo orden. El parámetro de equilibrio **R** es 0.0099; esto equivale fundamentalmente a $\mathbf{R} = 0$.

1. Volumen de columna $v = 6.1(0.61)^2\ \pi/4 \times 103 = 6.1 \times 292 = 1780$ l (62.8 ft^3).

2. Velocidad lineal superficial a través del lecho, $F/S = 470/2920 = 0.161$ cm/s (19.1 ft/h). Por ende, el tiempo de residencia aparente $hS/F = 610/0.161 = 3790$ s (1.05 h).

3. El valor NTU obtenido de la partida *3A*, tabla 16-7 es:

$$N_{poro} = \frac{0.548(60)4.56 \times 10^{-4}(3790)(0.60)}{(0.82)^2} = 50.7$$

4. La razón de carga tratada T, a $\mathbf{X} = 0.05$, se obtiene basándose en la ecuación (16-81):

$$0.07285z^2 - 0.5398z + 0.050 = 0$$

en donde $z = 50.7(\mathbf{T} - 1) + 1.235$.

Resolviendo, se obtiene $z = 0.00911$, y $\mathbf{T} = 0.976$.

5. Capacidad de soluto del lecho = $16 \times 0.99 \times 1780 = 28\,200$ g de cuerpos colorantes.

6. Contenido de soluto de fluido tratado = $0.976 \times 28\,200 = 27\,520$ g.

7. Volumen del fluido = 27 520/0.893 = 30 820 l (1090 ft^3) = V − $v\varepsilon$. El volumen vacío de columna = 710 l; por consiguiente, el volumen total alimentado en el punto límite de variación de concentración es 31 530 l (1115 ft^3).

8. Tiempo en la corriente por cada ciclo = 31 530/1692 = 18.6 h.

TABLA 16-9 Historiales experimentales de la variación de concentración para el dióxido de carbono en carbono

Sorción		Desorción	
x	t, s	$\mathbf{x}^1$	t^1, s
0.010	645	0.970	270
0.030	660	0.936	330
0.140	690	0.873	390
0.290	710	0.744	480
0.377	720	0.653	540
0.464	730	0.610	570
0.540	740	0.570	600
0.610	750	0.530	630
0.726	770	0.460	690
0.833	800	0.430	720
0.864	810	0.400	750
0.940	870	0.273	900
0.974	960	0.177	1080
		0.103	1320
		0.070	1500
		0.023	1920

Ejemplo 5: Wicke [*Kolloid Z.*, **86**, 295 (1939)] estudió la adsorción del dióxido de carbono en carbonato activado. Los autores agradecen a F. Campbell Williams por el análisis de los datos de Wicke. En la tabla 16-9 se consignan los historiales de concentración de sorción y desorción. Ambas corridas se efectuaron con un gasto de entrada o admisión F del orden de 1.85 mL/s a 0°C, con una concentración de dosificación C_0 de 100 mm de Hg, siendo N_2 el gas portador que constituía otros 660 mm de Hg. La altura de columna h_2 fue 72 cm, con un área de corte transversal S de 0.39 cm^2 y un volumen de vacío $r\varepsilon$ de 11.2 mL, de modo que el tiempo de residencia eficaz $r\varepsilon/F$ fue de 6.1 s.

1. Suponiendo que la isoterma de adsorción pueda ajustarse por medio de la relación de Langmuir y que pueda aplicarse el método de la cinética de reacción de la variación de concentración, ¿cuáles son los valores de **R** y $\mathbf{N}_R$ para cada curva de variación de concentración?

Una gráfica lineal de cada curva de variación de la concentración en la cercanía de la altura media revela que, para una sorción, a $\mathbf{X} = \mathbf{x} = 0.5$,

$$d\mathbf{X}/dt = 0.00745\ s^{-1} \qquad t = 734\ s \qquad \hat{t} = 728\ s$$

Para la desorción, en $\mathbf{X}^\dagger = (1 - \mathbf{x}) = 0.5$,

$$d\mathbf{X}^\dagger/dt = 0.00127\ s^{-1} \qquad t = 655\ s \qquad \hat{t} = 649\ s$$

Para iniciar los cálculos, se supondrá que $\mathbf{T} = 1$ cuando $\mathbf{X} = 0.5$. En tal caso,

$$\Delta v/F = \hat{t}/\mathbf{T} = 728\ s$$

Por consiguiente, $d\mathbf{X}/dt = 728(0.00745) = 5.4$ y $d\mathbf{X}^\dagger/d\mathbf{T} = 728(0.00127) = 0.92$. Según estas pendientes, es evidente que $\mathbf{R} < \mathbf{R}^\dagger$, y, por tanto, $\mathbf{R} < 1$ y $\mathbf{R}^\dagger > 1$.

La gama de valores posibles de **R** y **N** se reduce aplicando la figura 16-22 al paso de desorción. A $\mathbf{X}^\dagger = 0.5$, $\mathbf{T} = 646/725 = 0.892$ y $1 - \mathbf{T} = 0.108$. A $\mathbf{R}^\dagger = 1$, $\mathbf{N}_R^\dagger$ sería 5; incluso por cada valor grande de $\mathbf{N}_R^\dagger$, $\mathbf{R}^\dagger$ es menor que 1.95. De esta figura se obtiene un conjunto de combinaciones permisibles de $\mathbf{R}^\dagger$, $\mathbf{N}_R^\dagger$ (y, por tanto, también de **R** y $\mathbf{N}_R$). [Si en la figura 16-25 se emplea el valor $d\mathbf{X}^\dagger/d\mathbf{T}$ antes citado, se sugiere que $\mathbf{R}^\dagger$ quede entre 1.5 y 2. La ecuación (16-136) demuestra que un patrón proporcional para esta pendiente dará $\mathbf{R}^\dagger = 1.87$.]

Correspondiente a $\mathbf{R}^\dagger$ entre 1.5 y 2, **R** quedará entre 0.67 y 0.50. En la figura 16-25 en la cual se incluye la media altura experimental $d\mathbf{X}/d\mathbf{T}$, se presenta un segundo conjunto de valores permisibles de **R** y $\mathbf{N}_R$. Cuando los dos conjuntos se representan gráficamente, su intersección se encontrará en:

$$\mathbf{R} = 0.58 \qquad \mathbf{N}_R = 50 \qquad \mathbf{R}^\dagger = 1.72 \qquad \mathbf{N}_R^\dagger = 29$$

Los resultados antes mencionados se corroborarán con mayor amplitud aún, ya que, en la región de patrón constante a la que tiende este caso (compárese la tabla 16-10), la ecuación (16-137) demuestra que

$$\frac{d\mathbf{X}_{0.5}}{d\mathbf{T}} = \frac{(1 - R)N_R}{4} = \frac{(0.42)(50)}{4} = 5.25$$

que se acerca mucho al valor medido de 5.4. [La razón $\mathbf{N}_R^\dagger/\mathbf{N}_R$, evaluada como se indicó antes en "Interpretación de datos experimentales", da $\mathbf{N}_R^\dagger = 30$, que coincide satisfactoriamente con el valor de 29.]

2. Determínense las curvas teóricas de la variación de concentración y compárense con los datos experimentales.

Las figuras 16-20 y 16-24 sirven para determinar los valores de **T** para otros de **X**, por cada una de las combinaciones ($\mathbf{R}$, $\mathbf{N}_R$). Los resultados aparecen en la tabla 16-10. Se observará que si $\Delta v/F$ se toma como 728 s, $\hat{t}$ a $\mathbf{X} = 0.5$ es 728 s y $\mathbf{T}$ a $\mathbf{X}^\dagger = 0.5$ es 658 s, como se especifica entre paréntesis. Este último valor es 9 s mayor que el experimental. Si esta diferencia se divide entre la ubicación de la adsorción y la de la desorción, de tal modo que $\hat{t}$ de desorción sea 654 s, entonces, partiendo de la razón $\mathbf{T}_{0.5}^\dagger/\mathbf{T}_{0.5}$ de 0.904, el valor $\hat{t}$ de adsorción es 723 s. Por tanto, esta última cifra constituye el mejor valor promedio de $\Delta v/F$ y se emplea para calcular los valores de $t - (v\varepsilon/F)$ indicados en la tabla. Los puntos experimentales (círculos y triángulos vacíos) y los puntos calculados (círculos y triángulos rellenos) se representan gráficamente en la figura 16-26 y, como se observa, poseen una correspondencia aceptable.

3. ¿Cuáles son los valores de K_L, Λ, y Q_{pb}? Según la ley de un gas ideal,

$$c_0 = p_0/R_g T_K = 100/(760 \times 22.4)$$
$$= 0.00587\ (g\cdot mol)/L\ (3.66 \times 10^{-4}\ (lb\cdot mol)/ft^3$$

El coeficiente de Langmuir $K_L p_0$ o $K_L c_0$, es $\mathbf{R}^\dagger - 1 = 0.72$. En unidades de presión, K_L se transforma en $0.72/100 = 0.0072\ torr^{-1}$ o $0.72/0.132 = 5.47\ bar^{-1}$ (5.54 atm^{-1}). En unidades de concentración K_L se transforma en $0.72/0.00587 = 123 l/(g\cdot mol)$[= 1970 $ft^3/(lb\cdot mol)$].

La razón de separación $\Lambda = t_{esteq}(F/v) = 723/15.17 = 47.6$

El contenido de equilibrio de la columna $q_0^\circ \rho b = \Lambda\, c_0 = 47.6 \times 0.00587 = 0.279$ $(g\cdot mol)/l$[0.0174 $(lb\cdot mol)/ft^3$]. La capacidad final de la columna $Q\rho b = q_0^\circ \rho b/(1 - R)$, o 0.665 $(g\cdot mol)/l$[0.0416 $(lb\cdot mol)/ft^3$].

TABLA 16-10 Historiales calculados de la variación de concentración para el dióxido de carbono en carbono

	Sorción $\mathbf{R} = 0.58$, $\mathbf{N}_R = 50$			Desorción $\mathbf{R}^\dagger = 1.72$, $\mathbf{N}_R^\dagger = 29$		
	$t - (v\varepsilon/F)$,			$t - (v\varepsilon/F)$, +		
X o $\mathbf{X}^\dagger$	**T**	*s*	*t*, *s*	$\mathbf{T}^\dagger$	*s*	*t*, *s*
0.01	0.775	561	567	0.28	205	211
0.1	0.892	645	651	0.46	334	340
0.5	1	723(728)	729	0.904	654(658)	660
0.9	1.11	803	809	1.66	1198	1204
0.99	1.23	885	894	2.33	1683	1689

ESCALAMIENTO EMPÍRICO

El objetivo común de todos los métodos de cálculo aquí citados es predecir una curva de **X** en función de los volúmenes de fluido por volumen de sólido ($\hat{V}/v$). Para un sistema en particular, la estequiometría, el equilibrio y el tipo de mecanismo casi siempre se mantienen constantes en el escalamiento. Del mismo modo, la forma relativa de la curva de variación de la concentración se mantiene casi constante, mientras que su pendiente en cada valor de **X** sigue siendo proporcional a su pendiente en el punto **X** central.

El escalamiento se debe basar en una curva experimental parcial o completa de **X** (o *c*) en función de $\hat{V}/v$, en la cual es preciso identificar

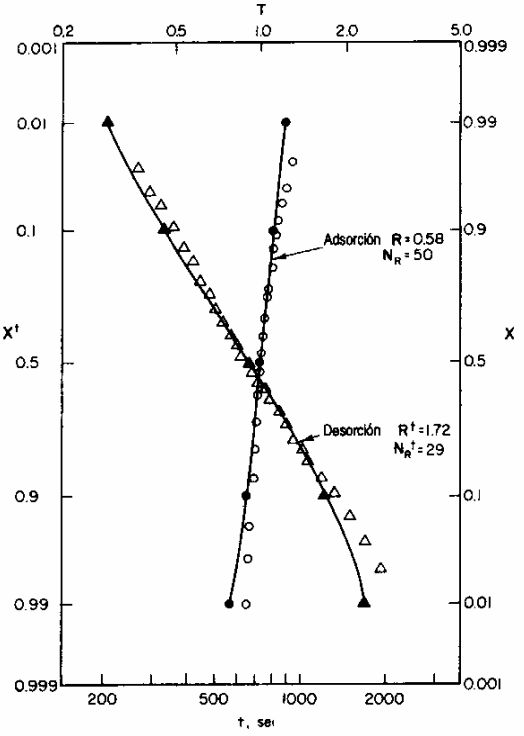


FIG. 16-26 Comparación de las curvas teóricas de variación de la concentración con los datos experimentales de Wicke, para el caso de adsorción de dióxido de carbono sobre carbono activo.

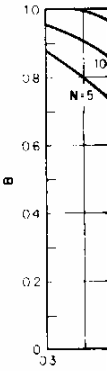


FIG. 16-27 Gráfica del
rámetro de separación y

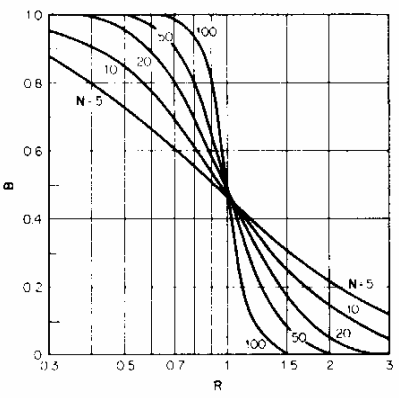


FIG. 16-27 Gráfica del exponente del factor de la escala **B**, en función del parámetro de separación y el NTU.

el **punto de equivalencia estequiométrica** o "centro de masa" de la transición **T** = 1, que se definirá más adelante). Para lograr una primera aproximación, **X** permanece constante en este punto estequiométrico. Si se conoce la razón de pendientes entre la curva experimental y la de escalamiento, entonces todas las distancias (a valores determinados de **X** en relación con el punto estequiométrico) medidas en la escala $\hat{V}/v$ se amplían o reducen en las proporcionaes indicadas por la razón de las pendientes.

La determinación de la razón de las pendientes que se deben aplicar implica dos etapas: en primer lugar, la forma como **N** cambia al alterarse las condiciones y, en segundo lugar, la manera como varía la razón de las pendientes en función de **N**.

Las definiciones de los números de unidades de transferencia para los diferentes mecanismos de transferencia de masa, con referencia a la figura 16-12, proporcionan la siguiente relación

$$\mathbf{N} d_p/h \propto (DS/d_pF)^{1-a} \qquad (16\text{-}142)$$

donde $a = 0$, para una difusión en la partícula ($D = D_p$) o en el poro($D = D_{poru}$) e igual a 0.5 para la transferencia externa de masa, 1.0 para la dispersión axial y 2.0 para la difusión molecular ($D = Df$ para las tres). Si se conoce el mecanismo, la razón de **N** con respecto al valor de referencia $\mathbf{N}_{ref}$ se calcula para las razones con v, S, F, d_p, D o Λ (incluida en D_p) cambiadas y se compara con la condición respectiva de referencia. La ecuación (16-142) se puede reexpresar para la condición nueva y la de referencia como

$$\mathbf{N} \propto vS^{-a}F^{a-1}d^{a-2}D^{1-a} \qquad (16\text{-}143)$$

Por lo tanto, $\mathbf{N}/\mathbf{N}_{ref}$ se determina a partir de las razones de cada variable física. En consecuencia, se aplica la siguiente proporcionalidad:

$$\left[\left(\frac{\hat{V}}{v}\right)_{\mathbf{X}} - \left(\frac{\hat{V}}{v}\right)_{esteq}\right]_{pred} = \left(\frac{\mathbf{N}_{expt}}{\mathbf{N}_{pred}}\right)^{\mathbf{B}} \left[\left(\frac{\hat{V}}{v}\right)_{\mathbf{X}} - \left(\frac{\hat{V}}{v}\right)_{esteq}\right]_{expt} \qquad (16\text{-}144)$$

Los términos entre paréntesis mayores se pueden reemplazar, opcionalmente, por los términos $(\mathbf{T}_\mathbf{X} - 1)$ respectivos.

El exponente **B** depende tanto de **R** como de **N** y varía de 0 a 1.0, como se muestra en la figura 16-27, en la que se debe leer la media geométrica $\mathbf{N} = (\mathbf{N}\mathbf{N}_{ref})^{0.5}$. Si en forma experimental se determinan los valores de NRU (en lugar del NTU), el valor medio de **N** debe multiplicarse por el factor $(\mathbf{R} + 1)/2$, para convertirlo a un NTU, antes de emplear la figura 16-27 para determinar **B**.

Región del patrón preproporcional con equilibrio desfavorable La diseminación total, para un valor determinado de $\mathbf{N}_R$, con $\mathbf{R} > 1$ es en cierto modo inferior que el efecto combinado de la diseminación con patrón proporcional [Ec. (16-57)] y la diseminación cinética $(\mathbf{T} - 1)$, para un valor dado de $\mathbf{N}_R$, en $\mathbf{R} = 1$. Como una aproximación, se puede sumar, $(\mathbf{T} - 1)\mathbf{R}^{-1/3}$ al patrón proporcional **T**, a una **R** dada, para cada valor de **X**.

MÉTODOS NUMÉRICOS

Procedimiento explícito: método de las características Para ecuaciones complejas de velocidad o equilibrio, condiciones límite irregulares, o ambas, se puede realizar la integración numérica de la ecuación (16-65). El método de las características, descrito por Acrivos [*Ind. Eng. Chem.*, **48**, 703 (1956)], en el que se incluyen aplicaciones no isotérmicas] se utiliza aquí para el caso simple, que incluye condiciones isotérmicas y velocidades adimensionales. (El método no se aplica para la dispersión axial.)

Las líneas de **NT** o **N** constantes, conocidas como "características", están dadas por los productos:

$$\mathbf{NT} = i\,\Delta \qquad (16\text{-}145)$$

$$\mathbf{N} = j\,\Delta \qquad (16\text{-}146)$$

donde i y j son números y Δ es una constante adecuada que, por lo general, es menor que 1. La ecuación (16-65) en forma de diferencia finita se transforma en:

$$\mathbf{X}_{ij} = \mathbf{X}_{i,j-1} - \Delta \cdot \text{fn}\,(\mathbf{X}_{i,j-1}, \mathbf{Y}_{i,j-1}) \qquad (16\text{-}147)$$

$$\mathbf{Y}_{ij} = \mathbf{Y}_{i-1,j} + \Delta \cdot \text{fn}\,(\mathbf{X}_{i-1,j}, \mathbf{Y}_{i-1,j}) \qquad (16\text{-}148)$$

En este caso, $\mathbf{X}_{ij}$ y $\mathbf{Y}_{ij}$ representan las incógnitas y los otros valores ya se conocen, con base en cálculos previos o en las condiciones límite; la forma de la función de la fuerza de impulso depende de la etapa de control de la transferencia de masa.

En cada incremento, para la primera aproximación, se utilizan los valores de **X** y **Y** aguas arriba, para calcular la fuerza de impulso. Para una segunda o subsecuente aproximación, los valores de **X** y **Y** aguas abajo se utilizan en forma similar. El promedio de las fuerzas aguas arriba y aguas abajo se utiliza para obtener un mejor cálculo de **X** y **Y** aguas abajo.

Procedimiento implícito: Colocación ortogonal La fuga $\mathbf{F}_i$ (para cada soluto i), según se define en la ecuación (16-134), es una función de generación para $\mathbf{x}_i$ y $\mathbf{y}_i$, que son un par de diferenciales exactas. La solución exacta de la incógnita se puede aproximar como una suma (llamada función de prueba) de una serie de polinomios ortogonales, seleccionados para satisfacer las condiciones límite. La función de prueba se sustituye en la ecuación o ecuaciones diferenciales y el resultado, llamado residuo, debe ser igual a cero en los puntos de colocación, es decir, los valores de las raíces del polinomio ortogonal de orden mayor en la función de prueba. Se utiliza la inversión de la matriz para determinar los coeficientes desconocidos en la función de prueba y, en consecuencia, dicha función se transforma en una solución aproximada con forma continua. A medida que se incrementa el orden de esta función, se vuelve exacta en más puntos (**N**, **NT**) y por consiguiente converge hacia una solución exacta. Por lo general, este método requiere mucho menos tiempo de computadora que el método de las características. Para sistemas de lecho fijo que son más que trivariantes, ambos métodos son tediosos y se requieren procedimientos más incisivos. La bibliografía clave es Villadsen y Stewart, *Chem. Eng. Sci.*, **22**, 1483 (1967); Liapis y Rippin, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **25**, 455 (1979); y Holland y Liapis (véase "Referencias Generales"). (Los autores agradecen los comentarios de A. I. Liapis.)

OPERACIONES DE ALIMENTACIÓN CAMBIADA; REGENERACIÓN; CROMATOGRAFÍA

CAMBIOS ESCALONADOS EN LA CONCENTRACIÓN DE ALIMENTACIÓN

Un solo soluto con equilibrio lineal Poco a poco se ha comprobado que el comportamiento corriente abajo de un soluto se describe **superponiendo** los efectos de corriente arriba. La superposición es exacta sólo para una isoterma lineal, en todos los valores de **N**, y es aproximada para isotermas no lineales a valores grandes de N; así pues, en esta obra se describe en función del comportamiento lineal (r = 1). [Se encontrará una referencia útil en Rosen y Winsche, *J. Chem. Phys.*, **18**, 1587 (1950).]

Para un lecho con alimentación consecutiva de dosificaciones de distinta composición, el frente de fluido de cada nueva entrada que se desplaza por el lecho cambia en forma constante desde su concentración de entrada hasta la que se determina primordialmente por la fase sólida por la cual ha pasado. Las concentraciones del flujo de salida de capas subsecuentes que atraviesan cualquier longitud determinada de lecho se desenvuelven hacia su condición de alimentación inicial.

Si la velocidad del flujo es constante, **N** también lo será y T es proporcional tanto a t como a $\hat{V}$. El cálculo principia en general con una columna uniformemente presaturada, con concentraciones de sólido (y fluido) de $\mathbf{y}'$ (y $\mathbf{x}'$), que puede ser cero. Así pues, entra la alimentación de concentración $\mathbf{x}''$ y el volumen medido durante esta penetración se mide como V'', dando T'', y el volumen incremental total hasta que se cambia la alimentación es V_2 dado T_2. La siguiente alimentación tiene una concentración $\mathbf{x}'''$ que tiene T''' como el valor de su parámetro de capacidad variable y a T_3 como su total. Para la alimentación inicial (esto es, después del "primer" cambio de dosificación), la curva de variación de la concentración es equivalente a la ecuación (16-121)

$$\mathbf{x} = \mathbf{x}' + (\mathbf{x}'' - \mathbf{x}')\mathbf{J}(\mathbf{N}, \mathbf{N}T'') \qquad (16\text{-}149)$$

Después de efectuar dos cambios en la alimentación, la variación de la concentración se expresa como sigue:

$$\mathbf{x} = \mathbf{x}' + (\mathbf{x}'' - \mathbf{x}')\mathbf{J}[\mathbf{N}, \mathbf{N}(T_2 + T'')] + (\mathbf{x}''' - \mathbf{x}'')\mathbf{J}(\mathbf{N}, \mathbf{N}T''') \qquad (16\text{-}150)$$

De una manera más general, para un gasto constante o no constante con n cambios de alimentación,

$$\mathbf{x} = \mathbf{x}' + \sum_{i=1}^{n} (\mathbf{x}^{(i+1)} - \mathbf{x}^{i})\mathbf{J}\left[\overline{\mathbf{N}}_{i+1}\left(\mathbf{N}_{n+1}T^{(n+1)} + \sum_{j=i+1}^{n} \mathbf{N}_j T_j\right)\right] \qquad (16\text{-}151)$$

en donde T es proporcional a $\hat{V}$ en cada paso. En el caso de un flujo constante, $\mathbf{N}_j = \mathbf{N}$ y $\overline{\mathbf{N}}_{i+1} = \mathbf{N}$. Cuando en cada intervalo j se usa un gasto constante distinto, el valor de NTU para dicho intervalo es $\mathbf{N}_j$, y el valor $\overline{\mathbf{N}}$ aplicable para la transición al concluir dicho intervalo es

$$\overline{\mathbf{N}}_{i+1} = \frac{\mathbf{N}_{n+1}\overline{T}^{(n+1)} + \sum_{j=i+1}^{n} \mathbf{N}_j T_j}{\overline{T}^{(n+1)} + \sum_{j=i+1}^{n} T_j} \qquad (16\text{-}152)$$

en donde $\overline{T}^{(n+1)}$ es el valaor medio de T en la enésima traqnsición. A tiempos mayores, los primeros términos alcanzarán valores constantes y "borrarán" la memoria previa de la columna. Por tanto, en la ecuación (16-150), a un valor grande de T, el primer término **J** se convierte en la unidad y la ecuación se simplifica

$$\mathbf{x} = \mathbf{x}'' + (\mathbf{x}''' - \mathbf{x}'')\mathbf{J}(\mathbf{N}, \mathbf{N}T''') \qquad (16\text{-}153)$$

Hiester (Tesis de Doctorado, University of California, 1949) analizó el comportamiento de memoria en las condiciones de equilibrio no lineal.

OPERACIONES CÍCLICAS

Eficiencia del proceso Las capacidades de operación para sistemas de adsorción específicos en determinadas condiciones de flujo, como función de la dosificación del regenerante o el tiempo, son factores que citan a menudo los abastecedores de los adsorbentes, compárese con Kunin, *Ion Exchange Resins*, Wiley, New York, 1956. En el caso del intercambio binario, con una especie de saturación y otra de regeneración (o elución), conviene definir variables sin dimensiones que se apliquen a un periodo completo o ciclo de operación, más que a una condición instantánea de una columna [Hiester y Phillips, *Chem. Eng.*, **61**(10), 161 (1954). Y correspondencia particular de Farnham, Cornaz, De la Rue, Droin y Le Maguer]. Estas variabales son:

1. La utilización de la Resina $\overline{Y}$: la razón de la capacidad funcional (o cantidad de iones de alimentación que se intercambian en realidad) con la capacidad final para dicho ion, representada por la cantidad total de sorbente en la columna. $\overline{Y}$ es la cantidad total del soluto sobre el sorbente al concluir un paso de saturación menos la cantidad residual que ya está presente al iniciarse dicho paso de saturación, dividida entre la capacidad final.
2. Eficiencia del regenerante **E**: la cantidad de iones separados del sorbente dividida entre la cantidad total de iones del regenerante alimentados a la columna.
3. Fuga o dispersión promedio $\overline{X}$: cantidad de iones alimentados que se escapa de la columna durante los periodos de saturación, dividida entre la cantidad total del ion suministrado.
4. Potencial de alimentación $\mathbf{T}_{sat}$: la cantidad total del ion de alimentación cargado dividida entre la capacidad final de la columna.
5. Potencial del regenerante $\mathbf{T}_{reg}$: la cantidad de iones de regenerante suministrados a la columna dividida entre la capacidad final de la columna.

Desde un punto de vista matemático,

$$\overline{\mathbf{Y}} = \frac{1}{\mathbf{N}}\int_0^{NR} \mathbf{Y}\, d\mathbf{N} \qquad \overline{\mathbf{X}} = \frac{1}{\mathbf{N}T_{sat}}\int_0^{NRT_{sat}} \mathbf{X}\, d(\mathbf{N}\mathbf{T}) \qquad (16\text{-}154)$$

En términos de la fuga integral [Ecuación (16-134)] y, suponiendo que el método de superposición no requiera alguna corrección, el cálculo de la utilización de la resina en tres mitades de ciclo principiando y concluyendo con un paso de saturación completo es:

$$\overline{\mathbf{Y}} = (\mathbf{T}_3' - \mathbf{F}_3') - (\mathbf{T}_3'' - \mathbf{F}_3'') + (\mathbf{T}_3''' - \mathbf{F}_3''') = 2\mathbf{T}_{sat} - \mathbf{F}_3' + \mathbf{F}_3'' - \mathbf{F}_3''' \approx \mathbf{T}_{sat} - \mathbf{F}_3''' \qquad (16\text{-}155)$$

De la misma manera, la fuga promedio es

$$\overline{\mathbf{X}} = \frac{(\mathbf{F}_3' - \mathbf{F}_2') - (\mathbf{F}_3'' - \mathbf{F}_2'') + \mathbf{F}_3'''}{\mathbf{T}_{sat}} \approx \frac{1 - (\mathbf{F}_3'' - \mathbf{F}_2'') + \mathbf{F}_3'''}{\mathbf{T}_{sat}} \qquad (16\text{-}156)$$

En estas relaciones, los exponentes de **F** indican la mitad de ciclo en la cual se inició la integral de fuga respectiva, y los subíndices especifican la mitad de ciclo a cuya conclusión se mide **F**.

La eficiencia del regenerante se transforma como sigue:

$$\mathbf{E} = \bar{\mathbf{Y}}/\mathbf{T}_{reg} = (1 - \bar{\mathbf{X}})\,(\mathbf{T}_{sat}/\mathbf{T}_{reg}) \qquad (16\text{-}157)$$

Flujos unidireccionales Una práctica común en casi todas las operaciones de adsorción a escala industrial es implantar círculos alternos de saturación (agotamiento) y regeneración (elución). La corriente regeneradora tiende a producir niveles de concentración $\mathbf{x}'$, $\mathbf{y}'$ a todo lo largo del lecho, y la corriente saturante tiende a producir los niveles $\mathbf{x}''$, $\mathbf{y}''$. El paso de saturación, como se indica en el ejemplo 5, se mide a través de los niveles de concentración relativa $\mathbf{X}$ y $\mathbf{Y}$ entre 0 y 1 (es decir, entre $\mathbf{x}'$ o $\mathbf{y}'$, y $\mathbf{x}''$ o $\mathbf{y}''$). El paso de regeneración se determina por los niveles $\mathbf{X}^\dagger$ (= 1 − $\mathbf{X}$) y $\mathbf{Y}^\dagger$ (= 1 − $\mathbf{Y}$). Los factores de separación se designan por medio de $\mathbf{R}_{sat}$ y $\mathbf{R}_{reg}$ (si son recíprocos, entonces se aplicarán las designaciones de $\mathbf{R}_{sat} = \mathbf{R}$ y $\mathbf{R}_{reg} = \mathbf{R}^\dagger$). El volumen (o razón de carga tratada) durante el periodo de saturación es V (o $\mathbf{T}$), y durante todo el periodo, V_{sat} (o $\mathbf{T}_{sat}$). En el periodo de regeneración se aplican los valores respectivos de V' (o $\mathbf{T}'$) y V_{reg} (o $\mathbf{T}_{reg}$); en ciclo completo, V_{ciclo} (o $\mathbf{T}_{ciclo}$).

En operaciones cíclicas con flujo directo en todos sus puntos, la variación de concentración de la regeneración se superpone casi siempre al periodo de saturación y la variación de concentración de saturación se superpone siempre en el periodo de regeneración. Con menos frecuencia, el efecto residual de una saturación y una regeneración influirá en el paso correspondiente un ciclo más tarde. En ocasiones, los sistemas problemáticos requieren de 4 a 5 ciclos (cada uno de los cuales consta de una saturación seguida de una regeneración) antes de alcanzar el *comportamiento perfectamente periódico* (o "estado cíclico uniforme"). Para valores de $\mathbf{R}$ cercanos a la unidad, es factible usar las ecuaciones (16-149) a (16-153), ya sea de una manera exacta o aproximada; cuando se está más lejos del equilibrio lineal, el problema se debe tratar de manera empírica o aplicando una simulación numérica escalonada, o bien, por medio del modelo de cinética de la reacción que se sugiere en "Separaciones cromatográficas".

Equilibrio lineal En un paso de regeneración que sólo se ve afectado por la saturación procedente, el nivel de concentración del flujo de salida es

$$\mathbf{X} = \mathbf{J}(\mathbf{N}_{cy}, \mathbf{N}_{sat}\mathbf{T}_{sat} + \mathbf{N}_{reg}\mathbf{T}') - \mathbf{J}(\mathbf{N}_{reg}, \mathbf{N}_{reg}\mathbf{T}') \qquad (16\text{-}158)$$

Del mismo modo, en un paso de saturación en el cual influye sólo la regeneración anterior,

$$\mathbf{X} = 1 - \mathbf{J}(\mathbf{N}_{cy}, \mathbf{N}_{reg}\mathbf{T}_{reg} + \mathbf{N}_{sat}\mathbf{T}) + \mathbf{J}(\mathbf{N}_{sat}, \mathbf{N}_{sat}\mathbf{T}) \qquad (16\text{-}159)$$

En estas relaciones, $\mathbf{N}_{ciclo} = (\mathbf{N}_{sat}\mathbf{T}_{sat} + \mathbf{N}_{reg}\mathbf{T}_{reg})/\mathbf{T}_{ciclo}$ siendo $\mathbf{T}_{ciclo} = \mathbf{T}_{sat} + \mathbf{T}_{reg}$.

Aproximación por suposición para equilibrios no lineales A continuación se delinea una prueba práctica para corroborar la validez de las curvas de variación de concentración superpuestas: la curva anterior debe acercarse a $\mathbf{X} = 1$ (o 0) antes de que la curva siguiente se acerque a $\mathbf{X} = 0$ (o 1). De otra manera, al restar la curva $\mathbf{X}^\dagger$ de la curva $\mathbf{X}$ en la escala dada de $\mathbf{T}$ o V, dará valores irreales de $\mathbf{X}$. (Pancharatnam, Klein y Vermeulen, *Design-Optimization Procedure for Cyclic Ion Exchange and Adsorption*, U.S. Office of Saline Water R & D Progress Rept., 477, 1969.)

Regeneración con flujo inverso En esta modalidad de operación en sistemas de dos componentes sólo se tiene una transición (zona de intercambio u onda de adsorción). Dicha transición se desvía hacia el extremo del producto de la columna durante la saturación, y regresa al extremo de alimentación durante la regeneración. En general, la zona de transición tiende a ensancharse en cada ciclo sucesivo, lo cual se compensa purgando parte de la zona por medio del flujo de salida en el extremo de la alimentación, durante el ciclo de regeneración. Si el equilibrio se puede controlar de tal suerte que tanto $\mathbf{R}_{sat}$ como $\mathbf{R}_{reg}$ sean menores que 1 (es decir, que ambos sean favorables), la transición conservará una forma constante y la purga es innecesaria.

En comparación con la regeneración de flujo directo, el sistema de flujo inverso da la misma utilización de la resina o quizá más baja. Su ventaja reside en que la eficiencia del regenerante es mayor; si los dos equilibrios son favorables, es factible obtener eficiencias del 100%.

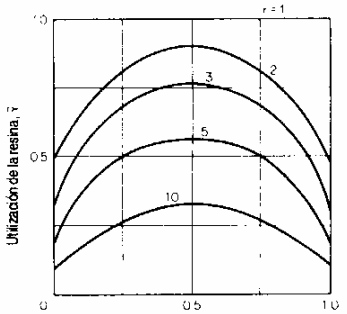


FIG. 16-28 Utilización de la resina en un lecho en capas (o mixto), calculado mediante la teoría del equilibrio local, con eficiencia de regeneración de 100%, en función de $\mathbf{R}_1$, con $\mathbf{R}_1 = 1/\mathbf{R}_1^\dagger = \mathbf{R}_2^\dagger = 1/\mathbf{R}_2$.

Para predecir la forma de la zona, casi siempre se necesita hacer un cálculo numérico escalonado. La altura eficaz de la columna es la distancia dentro de la cual el centro estequiométrico de la transición describe su ciclo. Para equilibrios favorables en cualquier dirección, los cálculos de patrón constante basados en esta distancia pueden bastar para esta etapa. Para equilibrio lineal o desfavorable, en cualquier dirección, la pendiente de la curva de variación de concentraciones a media altura y al final del medio ciclo precedente corresponde a una longitud ficticia fuera de la columna, que en la nueva etapa (desde el punto de vista matemático) aparece como ya recorrida. Si esta longitud o su NTU equivalente se suma al NTU real recorrido, la curva de variación de concentraciones se puede calcular como si se hubiera desarrollado en un lecho uniformemente presaturado.

Con el equilibrio lineal (o desfavorable) en ambas direcciones, las formas de las curvas no se pueden estabilizar, salvo por una purga parcial de la curva de variación de concentraciones en el paso de regeneración, que corresponde al mismo desperdicio de regenerante (pero menos que en la regeneración con flujo directo). En apariencia se necesita una solución numérica de estos casos, para describirlos con precisión.

Lechos de capas y mixtos La regeneración con flujo inverso tiene posibilidades de mejorar en algunos casos gracias a una técnica desarrollada por S. A. Bresler y G. Gideon, basada en la inversión de la curva de la isoterma entre los pasos de saturación y elución para un sistema adsorbente-soluto en particular. Esta técnica emplea un **lecho dividido**, o dos lechos consecutivos conteniendo dos adsorbentes en serie con un comportamiento de equilibrio distinto. En el paso de producción, la corriente de proceso se encuentra primero con un adsorbente de equilibrio desfavorable, y luego uno con equilibrio favorable. En la regeneración, suponiendo que la alimentación entra en el extremo opuesto del lecho, la secuencia es similar; en cada caso, el comportamiento de aguzamiento de la parte más lejana corriente abajo del lecho tiende a compensar la ineficacia de la porción corriente arriba.

Los lechos en capas fueron analizados por Klein y Vermeulen [*Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **71**(152), 69 (1975)] mediante la teoría del equilibrio local y se demostró que se podían lograr eficiencias de regeneración que se aproximaban al 100%, aunque la utilización del sorbente disminuye, como se observa en la figura 16-28. Cuando se dispone de dos intercambiadores de iones con afinidades opuestas, se puede lograr el comportamiento de una sola resina, con equilibrio lineal, cuando la resina con mayor | log de $\mathbf{R}$ | (es decir, la resina con un valor de $\mathbf{R}$ mayor que uno, medida en unidades logarítmicas) se encuentra presente en más cantidad. Estos autores también han descubierto que los lechos con resinas mixtas y proporciones similares de resina dan resultados semejantes (AIChE meeting, New Orleans, noviembre de 1981).

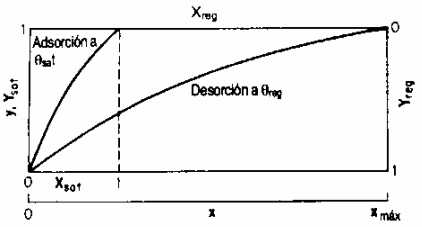


FIG. 16-29 Isotermas de equilibrio para la adsorción con desorción a una temperatura más alta o menor presión.

DESORCIÓN POR VARIACIÓN DE TEMPERATURA Y PRESIÓN

Tratamiento de equilibrio local, despreciando el calor de desorción Cuando se debe regenerar una columna con flujo directo, se necesitará casi la misma cantidad de regenerante cuando está parcial o totalmente saturada. Hasta ahora sólo se han presentado los aspectos matemáticos para tratar una columna completamente presaturada, y la regeneración se estudiará en estos mismos términos. A la temperatura de saturación, θ_{sat}, la presión parcial de la alimentación $(p_A)_0$ produjo el nivel de saturación de equilibrio $(q_A)_0^*$ o $(y_A)_{máx}q_{ref}$ en el sólido, casi siempre en las condiciones de un factor de separación favorable **R**. A la temperatura de regeneración θ_{reg}, el nivel de saturación del sólido produce una presión parcial mucho mayor $(p_A)_{reg}$ que se eleva en dirección de la presión total P_{reg}. Este estudio hace caso omiso de la desorción que ocurre mientras el lecho se lleva al nivel de θ_{reg}.

En lo que respecta a la presión total durante la regeneración, este contenido de solutos se designa como $x_{máx}[=(p_A)_{reg}/P_{reg}]$. El volumen estequiométrico del efluente requerido es, entonces,

$$V_{esteq} = \frac{(q_A)_0^* \rho_b v}{(P_{reg}/R_g T_{K,reg}) x_{máx.}} \qquad (16\text{-}160)$$

en donde R_g es la constante de gas, el producto presión volumen por mol por grado y $T_{K,reg}$ es la temperatura absoluta apropiada. El equilibrio desfavorable para la elución tiende a persistir a la temperatura de regeneración en la forma ilustrada en la figura 16-29. El volumen total de efluente para completar la separación de soluto según la teoría del equilibrio local es, por ende,

$$(V_{reg})_{total} = V_{esteq}\mathbf{R}_{reg} \qquad (16\text{-}161)$$

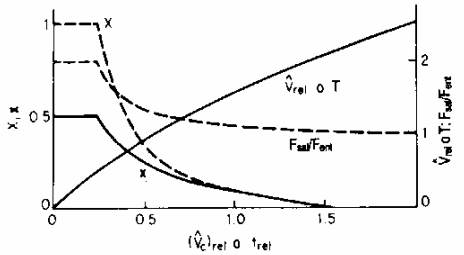


FIG. 16-30 Comportamiento del equilibrio local isotérmico de la variación de la concentración para la elución de un adsorbente saturado cuando la presión parcial del soluto es la mitad de la presión del sistema, a $\mathbf{R}_{reg} = 2$. La fracción mol del soluto, x, razón del efluente a la alimentación F_{sal}/F_{ent}, y el volumen relativo integrado del efluente V(o T) se presentan como funciones del volumen portador relativo V_c (o el tiempo t). La razón molar **X** del soluto al portador está dada por la función $\mathbf{x}F_{sal}/F_{ent}$.

El volumen del gas portador es menor que este valor, y la diferencia es el volumen del soluto en estado de vapor que contiene el efluente. Por lo tanto,

$$(V_c)_{total} = (V_{reg})_{total} - V_{esteq}x_{máx} \qquad (16\text{-}162)$$

Para la variación de concentración durante la regeneración, $\mathbf{X} = 0$ a $\mathbf{x} = \mathbf{x}_{máx}$ y $\mathbf{X} = 1$ a $\mathbf{x} = 0$. **X** en función de **R** y **T** se expresa por medio de la ecuación (16-58); $\mathbf{x}(= p_A/P_{reg})$ se obtiene como $\mathbf{x}_{máx}(1 - \mathbf{X})$, y la curva resultante de **X**(**T**) se representa gráficamente en función de V_c en la figura 16-30. La razón X de moles de soluto por mol de gas portador se expresa mediante $X = \mathbf{x}/(1 - \mathbf{x})$, y la razón entre el efluente y el gasto de alimentación F_{sal}/F_{ent} es $1/(1 - \mathbf{x})$. Ahora,

$$V_c = V_{esteq}\int(1 - \mathbf{x})d\mathbf{T} \qquad (16\text{-}163)$$

que se integra de cero a cualquier punto **x**, **T**

y

$$X = \frac{(\mathbf{R} - 1)/\mathbf{x}_{máx}}{[(\mathbf{R} - 1)/\mathbf{x}_{máx}] + 1 - \sqrt{\mathbf{R}/\mathbf{T}}} - 1 \qquad (16\text{-}164)$$

siendo $\mathbf{T} = 1$ cuando $\hat{V} = V_{esteq}$, como siempre. En la figura 16-30 se presenta **T**, **X**, y F_{sal}/F_{ent}, como funciones de V_c. Si el gas portador calentado se suministra con velocidad constante, la abcisa es proporcional al tiempo transcurrido.

Este mismo principio se aplica a la desorción por despresurización. Sin embargo, para una descripción completa, deben considerarse también los efectos producidos por la entalpia y la velocidad.

Si la presión del sistema en regeneración es **inferior** a la presión de equilibrio del soluto, para el valor de q, al nivel de saturación, saldrá vapor de soluto puro, hasta que la presión de equilibrio haya descendido y se iguale a la presión del sistema. Por lo tanto, como **y** ha disminuido y **Y** se ha incrementado, en tanto que **X** es aún cero, la regeneración continuará, como se muestra en la figura 16-9, con un paso abrupto a un valor de **X** bastante elevado y, por lo general, terminando con un cambio gradual.

SEPARACIONES CROMATOGRÁFICAS

Modalidad masiva y de trazas La cromatografía es una operación discontinua en la cual una porción de mezcla de solutos ("alimentación o dosificación") se introduce en el punto de admisión de la columna. En seguida se dosifica en forma continua un fluido portador que inicialmente carece de tales solutos, durante un periodo amplio, y hace que los solutos se desplacen por la columna en forma de bandas o zonas a velocidades ligeramente distintas. Si la columna es lo suficientemente larga, las zonas de cada soluto individual se separarán unas de otras con un margen que basta para recuperarlas en el efluente como soluciones por separado. El término "cromatografía" nació del uso inicial que se le dio a este procedimiento para separar pigmentos vegetales, y la identificación en el laboratorio de otros componentes separados por medio de ensayos colorimétricos. Los ingenieros químicos tienen dos intereses particulares en la cromatografía; en primer lugar, entender y perfeccionar su empleo como método analítico y, en segundo, emplearla como procedimiento para llevar a cabo separaciones en líneas de producción, siempre y cuando sea aplicable.

La cromatografía se desarrolla ya sea en la modalidad masiva o en la de trazas; en general, casi siempre se prefiere cualquiera de estos extremos a las condiciones intermedias. En la modalidad masiva o volumétrica se acostumbra suministrar una mezcla de sólo unos cuantos componentes, en una cantidad más o menos grande; como ejemplo, se citarán las separaciones en fase líquida de hidrocarburos sobre adsorbentes o de iones de tierras raras sobre intercambiadores iónicos (Fig. 16-31). Se generan varias transiciones y, en ciertos casos, el problema de cálculo se reduce a separar las computaciones de las transiciones respectivas (Helfferich y Klein, véase: "Referencias generales"). El problema es similar al del estudio o análisis de sistemas de multicomponentes que se presentará más adelante en esta sección, pero más

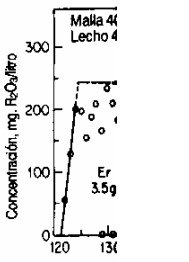


FIG. 16-31 Separac
indicando la saturación
Soc., 76, 2550 (1954);

complejo aún. La cr
sarrollo de desplaza
En el caso de las
diminuta de mezcla
procesamiento de e
tener muchos comp
nidades hacia el so
por la columna con
en el efluente como
dividuales en forma
Siendo $\Sigma c_A \ll C_0$
de solutos de trazas
la interacción entre
ficticio es la misma
trazas. En este caso
particndo de r asoc
portador, aplicando
Si **R** = 1 para un
componente tiende
pico, conforme la z
ga. Los cromatogra
diciones sin trazas
na de longitud dada
saturación (**R**) o pa
curva de saturación
grande [según la ec
ración, el borde fr
efluente— será más
ción, el borde delan
la figura 16-32 se il
R = 1 y **R** > 1, por

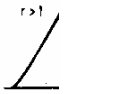


FIG. 16-32 Variaci
presentan las concentr
meulen y Hiester, *Ind.*
reimpreso con permis

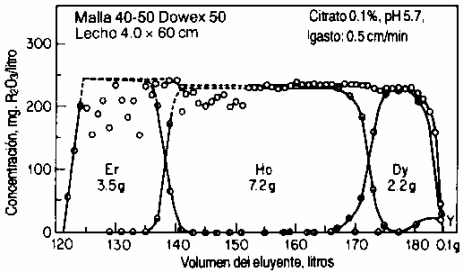


FIG. 16-31 Separación cromatográfica masiva de los iones de tierras raras, indicando la saturación de la fase de la resina. [Spedding y Powell, *J. Am. Chem. Soc.*, **76**, 2550 (1954); reimpreso con permiso.]

complejo aún. La cromatografía masiva se conoce también como "desarrollo de desplazamiento".

En el caso de las **trazas**, sólo se admite a la columna una cantidad diminuta de mezcla del soluto. Sobre todo para fines analíticos o en procesamiento de extractos de sabor o perfume, la mezcla puede contener muchos componentes distintos. Basándose en las diferentes afinidades hacia el sorbente, los distintos solutos tienden a desplazarse por la columna con velocidades disímbolas y, por lo tanto, se recuperan en el efluente como una serie de bandas o zonas de concentración individuales en forma de campana.

Siendo $\Sigma c_A \ll C_0 (o\ C_0^0)$ y $\Sigma q_A \ll Q (o\ q_0^0)$, las interacciones entre pares de solutos de trazas presentes se omiten. Para las condiciones de trazas, la interacción entre cada soluto de traza y el portador o componente ficticio es la misma que si no estuviera presente otro soluto a nivel de trazas. En este caso, el parámetro de equilibrio aplicable, **R**, se calcula partiendo de **r** asociado con el soluto individual y el componente del portador, aplicando la ecuación (16-18).

Si **R** = 1 para un soluto de trazas, la zona cromatográfica para dicho componente tiende a hacerse simétrica en torno a su concentración de pico, conforme la zona se desplaza por una columna relativamente larga. Los cromatogramas asimétricos se producen casi siempre en condiciones sin trazas y el equilibrio no lineal resultante. Para una columna de longitud dada, cuanto menor sea el factor de separación para la saturación (**R**) o para la elución ($\mathbf{R}^\dagger$), tanto más pronunciada será la curva de saturación o elución. No obstante, si **R** es pequeña, $\mathbf{R}^\dagger$ es grande [según la ecuación (16-17)], y viceversa. Si **R** < 1 para la saturación, el borde frontal de la zona —el que emerge primero en el efluente— será más pronunciado que el final; si **R** > 1 para la saturación, el borde delantero o frontal será más gradual que el posterior. En la figura 16-32 se ilustran formas de zona representativas para **R** < 1, **R** = 1 y **R** > 1, por medio de las curvas de **X** en función de **T**.

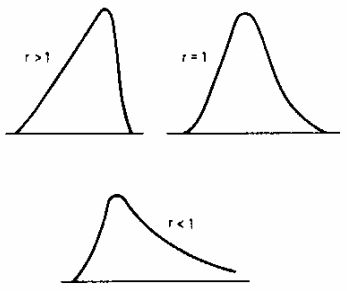


FIG. 16-32 Variación en la simetría de los cromatogramas. Las ordenadas representan las concentraciones y las abscisas; el tiempo o volumen de fluido. [Vermeulen y Hiester, *Ind. Eng. Chem.*, **44**, 636 (1953). *American Chemical Society*, reimpreso con permiso.]

En la porción corriente arriba del cromatograma para un soluto particular, la concentración de la partícula sobrepasa al equilibrio con el fluido recibido, y el soluto se transfiere a éste. Corriente abajo en relación con el pico de la concentración en la fase de la partícula, el sólido acumula soluto y la concentración del fluido se reduce de manera progresiva.

La alimentación se introduce a la columna en forma de una banda angosta de alta concentración sin trazas, como en muchas separaciones de laboratorio. En la elución, las zonas individuales resultantes adoptan primeramente una forma aplanada en la parte superior, luego una configuración asimétrica con pico y por último (debido a la reducción del nivel de la concentración de pico), un perfil simétrico con pico congruente con las condiciones de trazas. La cantidad del material suministrado de este modo, que es factible separar con una eficiencia máxima en una columna dada, y el cromatograma eventual obtenido, son casi idénticos a los de la misma dosificación de material en las condiciones de trazas [compárese la ecuación (16-18)] adoptando la forma de una banda de menor amplitud que inicialmente es más ancha. El caso sin trazas se obtuvo para un solo soluto en adsorción simple; para el caso de una alimentación mixta de un soluto y un componente de elución, en una adsorción de intercambio, y para solutos múltiples según la teoría del equilibrio local con valores constantes de **r**.

Modelo CSF de la cinética de reacción En el modelo matemático más sencillo para un proceso cromatográfico, la velocidad de flujo F y el nivel de concentración total C_0 para la elución se toman también como la base para el periodo de saturación. Se considera que el fluido que contiene el componente de saturación en C_0 atravesó la columna durante el intervalo t_{sat} correspondiendo al volumen V_{sat} y a la razón de carga tratada o capacidad $\mathbf{T}_{sat}$. Cuando se llega al tiempo t_{sat}, el fluido de elución comienza a penetrar en el lecho. Esta corriente de eluyente difiere del fluido anterior en que se ha omitido el componente de saturación (o se ha sustituido al saturante añadiendo el componente de elución para mantener a C_0 constante).

El modelo de la cinética de reacción para un equilibrio no lineal se aplica a cromatogramas individuales (sistemas de dos componentes) en condiciones sin trazas. Las ecuaciones resultantes son:

$$\mathbf{X}^{-1} = 1 + \frac{1}{\mathbf{J}(\mathbf{RN}_R, \mathbf{N}_R\mathbf{T}) - \mathbf{J}(\mathbf{RN}_R, \mathbf{N}_R\mathbf{T}')} \{\exp[(\mathbf{R}-1)\mathbf{N}_R(\mathbf{T}-1)] \times [1 - \mathbf{J}(\mathbf{N}_R, \mathbf{RN}_R\mathbf{T})] + \exp[(\mathbf{R}-1)\mathbf{N}_R(\mathbf{T}'-1)] \times [\mathbf{J}(\mathbf{N}_R, \mathbf{RN}_R\mathbf{T}')]\} \quad (16\text{-}165)$$

$$\mathbf{Y}^{-1} = 1 + \frac{1}{\mathbf{J}(\mathbf{N}_R\mathbf{T}', \mathbf{RN}_R) - \mathbf{J}(\mathbf{N}_R\mathbf{T}, \mathbf{RN}_R)} \{\exp[(\mathbf{R}-1)\mathbf{N}_R(\mathbf{T}-1)] \times [\mathbf{J}(\mathbf{RN}_R\mathbf{T}', \mathbf{N}_R)] + \exp[(\mathbf{R}-1)\mathbf{N}_R(\mathbf{T}'-1)] \times [1 - \mathbf{J}(\mathbf{RN}_R\mathbf{T}', \mathbf{N}_R)]\} \quad (16\text{-}166)$$

Estos resultados fueron obtenidos por Hiester e Vermeulen, *J. Chem. Phys.*, **16**, 1087 (1948) y por Goldstein, *Proc. R. Soc (London)*, **A219**, 151, 171 (1953). Houghton, *J. Phys. Chem.*, **67**, 84 (1963), suministró una ecuación relacionada que se aplica a la cromatografía de dispersión axial limitada.

Los valores de **T** no primados se miden a partir de la iniciación del periodo de saturación, y los valores primados desde el principio del periodo de elución. Se puede demostrar que, para un valor grande de $\mathbf{T}_{sat}$, estas ecuaciones se reducen a la forma correspondiente a la elución de un lecho completamente saturado. Estas soluciones se anexan a las ecuaciones (16-132) y (16-133) a $\mathbf{T}' = 0$, que corresponde al tiempo de paso del frente del fluido eluyente. **Y** se mantiene constante en dicho frente; pero **X** sufre por lo común una pequeña discontinuidad.

Para **R** < 1, a valores reducidos de **T**, la ecuación (16-165) se calcula aproximadamente aplicando la siguiente expresión:

$$\mathbf{X}^{-1} = 1 + \exp[(1 - \mathbf{R})\mathbf{N}_R(1 - \mathbf{T})] \quad (16\text{-}167)$$

y a valores elevados de **T**, por medio de la ecuación (16-58). Para **R** > 1, a valores bajos de **T**, la ecuación (16-165) se determina en forma aproxi-

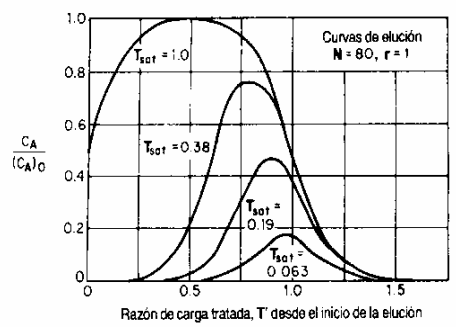


FIG. 16-33 Curvas de elución para diversos periodos de carga.

mada aplicando la ecuación (16-58) y, a valores elevados de **T**, por la ecuación (16-167).

En el caso de niveles de carga bajos, es decir, para valores reducidos de $\mathbf{T}_{sat}$, el cromatograma se hace simétrico en torno a $\mathbf{T} = 1/\mathbf{R}$, para cualquier valor de **R**:

$$\mathbf{X} = \frac{\mathbf{RT}_{sat}\sqrt{\mathbf{N}_R}}{2\sqrt{\pi}} \exp[-\mathbf{N}_R(\mathbf{RT}_m - 1)^2] \qquad (16\text{-}168)$$

Esta ecuación se sigue de una derivación exacta para el equilibrio lineal que se menciona en la siguiente subsección debido a que el comportamiento de corto alcance de cualquier isoterma de factor de separación constante es también lineal. En este caso, $\mathbf{T}_m = \mathbf{T}' + 0.5\mathbf{T}_{sat} = \mathbf{T} - 0.5\mathbf{T}_{sat}$. A cualquier valor de **T**, el valor más pequeño de **X** calculado a partir de estas tres relaciones tiende a ser el más correcto. Además, el área total bajo el cromatograma debe corresponder a la cantidad de carga:

$$\int \mathbf{X}\, d\mathbf{T} = \mathbf{T}_{sat} \qquad (16\text{-}169)$$

Equilibrio lineal y relación gaussiana La ecuación (16-149) da directamente la curva cromatográfica de la isoterma lineal. Si $\mathbf{X} = 0$ para $\mathbf{x} = \mathbf{x}'$ y $\mathbf{X} = 1$ para $\mathbf{x} = \mathbf{x}''$ siendo $\mathbf{T} = T_2 + T'''$, $\mathbf{T}_{sat}$ sustituye a T_2 y $\mathbf{T}'$ reemplaza a T''', el resultado es:

$$\mathbf{X} = \mathbf{J}(\mathbf{N}, \mathbf{NT}) - \mathbf{J}(\mathbf{N}, \mathbf{NT}') \qquad (16\text{-}170)$$

La ecuación (16-170) se obtiene también a partir de la ecuación (16-165), si $\mathbf{R} = 1$. Por tanto, la secuencia de saturación y elución se describen mediante la diferencia entre la curva de concentración para la saturación, principiando en $\mathbf{T} = 0$ y continuando a lo largo del periodo de elución, y una segunda curva que representa un saturante no existente que principia en $\mathbf{T}' = 0$. Boyd y colaboradores [*J. Am. Chem. Soc.*, **69**, 2836, 2849 (1947)], Stene [*Arkiv Kemi Mineral. Geol.*, **18**(18), (1945)], Vermeulen y Hiester [*Ind. Eng. Chem.*, **44**, 636 (1952)] y Glueckauf [*Trans. Faraday Soc.*, **51**, 1540 (1955)] opinan que el cromatograma de la isoterma lineal es un trazo compuesto por las curvas de saturación y elución individuales. En la figura 16-33 se ilustra la transición de la saturación completa a la incompleta que especifica la ecuación (16-165), a $\mathbf{R} = 1$ y $\mathbf{N}_R = 80$, conforme se reduce progresivamente el valor de $\mathbf{T}_{sat}$.

Es evidente que las dos curvas inferiores de la figura 16-33 son simétricas y que sus valores de **X** en cada valor de **T** siguen una razón constante. Estas curvas se ajustan mediante una distribución gaussiana cuando $\mathbf{N}_R > 50$ y también cuando $\mathbf{T}_{sat} < 0.5\sqrt{\pi/\mathbf{N}_R}$. Utilizando la aproximación a la ecuación (16-125) con la función de error, Vermeulen y Hiester (*loc. cit*) obtuvieron la relación gaussiana [ecuación (16-168)] para el caso en que $\mathbf{R} = 1$. Obedeciendo a dicha ecuación, el pico se produce a $\mathbf{T}_m = 1$ y la concentración asociada con el valor de pico se expresa como sigue:

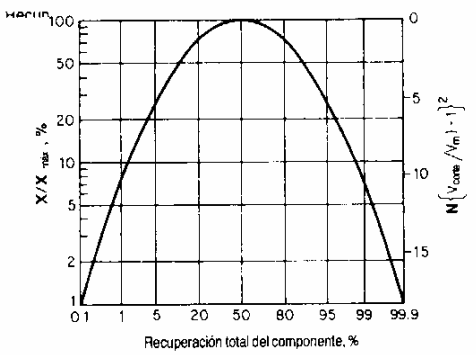


FIG. 16-34 Relación entre la concentración local del soluto y la recuperación integral, para una banda de soluto que obedece la distribución gaussiana.

$$\ln \frac{\mathbf{X}}{\mathbf{X}_{máx}} = -\frac{1}{4}\mathbf{N}(\mathbf{T}_m - 1)^2 = -\frac{1}{4}\mathbf{N}\left(\frac{V - V_{pico}}{V_{pico}}\right)^2 \qquad (16\text{-}171)$$

Mayer y Tompkins [*J. Am. Chem. Soc.*, **69**, 2868 (1947)] y Matheson [correspondencia particular de la que informó Tompkins, *J. Chem. Educ.*, **26**, 92 (1949)], dieron el siguiente resultado de la etapa de equilibrio:

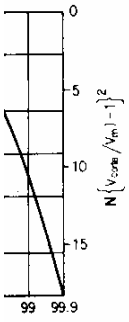
$$\ln \frac{\mathbf{X}}{\mathbf{X}_{máx.}} = -\frac{1}{2}N_c\frac{\mathbf{A} + \varepsilon}{\mathbf{A}}\left(\frac{V - V_{pico}}{V_{pico}}\right)^2 \qquad (16\text{-}172)$$

A valores grandes de **A**, el número eficaz de contactos de equilibrio N_c es la mitad de la cantidad de unidades de reacción o unidades de transferencia **N**. Con esta adaptación, los resultados derivados por ambos métodos son idénticos y coinciden con la experiencia operacional.

La concentración instantánea de un componente en el efluente de la columna y la recuperación total de dicho componente en todas las porciones del efluente hasta ese momento, se asocian en este caso con suma facilidad. En la figura 16-34 se ilustra, por medio de una gráfica logarítmica de probabilidad, la relación entre la concentración relativa instantánea $\mathbf{X}/\mathbf{X}_{máx}$ y el porcentaje integrado de recuperación como se obtienen en las tablas de la función de error. Es más, en cálculos de diseño, es conveniente observar que los valores de **J** en la figura 16-18 representan directamente la recuperación a los valores respectivos de **N** y $\mathbf{NT}_m$.

Los **cromatogramas experimentales** se obtienen a menudo como un conjunto de valores de concentración promedio para fracciones de flujo sucesivas. Para tales casos, en ocasiones es necesario deducir la curva continua de concentración correspondiente en función del tiempo o el volumen. El comportamiento gaussiano se corrobora haciendo una gráfica del porcentaje acumulativo de recuperación en función de V (o **T**) sobre coordenadas lineales de probabilidad; si la gráfica es una recta, se confirma el comportamiento gaussiano y los puntos de la gráfica servirán, junto con los puntos correspondientes de la figura 16-34, para construir la curva completa de **X** en función de V (o **T**). (Si la gráfica lineal de probabilidad es curva, seguirá siendo útil para hacer interpolaciones entre los puntos medidos. Los mismos datos se deben representar gráficamente como moles en función del volumen en coordenadas lineales, y las pendientes sucesivas a lo largo de esta curva darán las concentraciones instantáneas.)

Método de los momentos Un método de análisis matemático adaptado de la teoría de probabilidad, el análisis de momento, se aplicó a las curvas cromatográficas y a las de variación de concentraciones generadas por las funciones de un solo paso (que se pueden considerar como las integrales de los cromatogramas). Las bases de este método fueron sentadas por Schneider y Smith (*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **14**, 762 (1968)] y por Suzuki y Smith [*Chem. Eng. Sci.*, **26**, 221 (1971)] y



s, %

l soluto y la recuperación
ibución gaussiana.

$$\left(\frac{V_{corte} - V_{pico}}{V_{pico}}\right)^2 \qquad (16\text{-}171)$$

58 (1947)] y Matheson
i Tompkins, *J. Chem.*
ido de la etapa de equi-

$$\left(\frac{V_{pico}}{V_{pico}}\right)^2 \qquad (16\text{-}172)$$

ontactos de equilibrio
eacción o unidades de
idos derivados por am-
periencia operacional.
nte en el efluente de la
mente en todas las por-
ician en este caso con
r medio de una gráfica
concentración relativa
recuperación como se
is más, en cálculos de
de J en la figura 16-18
valores respectivos de

ienen a menudo como
dio para fracciones de
s necesario deducir la
te en función del tiem-
se corrobora haciendo
peración en función de
dad; si la gráfica es una
y los puntos de la grá-
ntes de la figura 16-34,
ción de V (o T). (Si la
siendo útil para hacer
nismos datos se deben
n del volumen en coor-
lo largo de esta curva

e análisis matemático
de momento, se aplicó
ón de concentraciones
e se pueden considerar
s bases de este método
st. Chem. Eng. J.*, **14,**
Sci., **26,** 221 (1971)] y

las desarrollaron en detalle Carbonell, McCoy y Razavi [*Chem. Eng. J.*, **9**, 115 (1975); **16**, 211 (1978)].

Diseño de separaciones de trazas de soluto Para separar dos o más solutos basándose en una línea de producción, las condiciones de operación se deben establecer normalmente obedeciendo al siguiente orden:

1. Se selecciona la composición de adsorbente que dé la mayor diferencia en la razón de separación Λ para distintos componentes, siendo V_{pico} proporcional a Λ para cada componente. Esta selección debe ir acompañada de una elección de temperatura, y de la concentración total o el nivel de presión.

2. La velocidad promedio de carga de la mezcla de alimentación, ya sea molar o volumétrica, se fija de acuerdo con el abastecimiento de materia prima o según la demanda del producto acabado.

3. La gama de valores de **N** necesaria para dar una extensión razonable de separación se determina partiendo de la ecuación (16-171). El volumen de punto de corte V_{corte} que representa una recuperación igual de dos solutos con los picos V_1 y V_2, se expresa por medio de $2V_1V_2/(V_1 + V_2)$. Por lo tanto,

$$\frac{V_{corte} - V_1}{V_1} = \frac{V_2 - V_{corte}}{V_2} = \frac{V_2 - V_1}{V_1 + V_2} \qquad (16\text{-}173)$$

Si el coeficiente de selectividad α_{21} se iguala a V_2/V_1, la ecuación (16-171) demuestra que $\ln (\mathbf{X}/\mathbf{X}_{máx})$ es proporcional al producto $\mathbf{N}[(\alpha_{21} - 1)/(\alpha_{21} + 1)]^2$.

4. Para reducir el valor requerido de **N** al mismo tiempo que se aumenta la alimentación total de la columna, se fijan dos puntos de corte entre los dos picos, en donde la fracción intermedia de pureza reducida se utiliza como un **reciclo**.

5. Para determinar la longitud correspondiente de la columna, expresada como una razón respecto al diámetro de la partícula, se debe utilizar la figura 16-12. El número óptimo de Péclet para el flujo se acerca a 100 en el caso de líquidos y a 30 en el caso de gases, si lo que controla es la resistencia del lado del fluido, o un poco menos que estos valores si la resistencia del lado de la partícula es la que determina la velocidad. La caída de presión permisible influye en la selección del tamaño de la partícula y ayuda a determinar la longitud de la columna.

6. Cuando sólo se trata de separar unos cuantos solutos, éstos pueden ocupar sólo una porción pequeña del volumen total de la columna en cualquier instante dado. En tales casos, es factible mejorar la utilización de la resina, y el área y el volumen de lecho se reducen por medio de un **ciclaje múltiple**; dicho de otra manera, adsorbiendo una (o más) carga de alimentación adicional antes de completar la elución de la primera carga. De esta manera, el efluente se convierte en una sucesión casi continua de zonas de trazas.

7. Si la longitud de columna calculada es excesiva, se presenta la cuestión de si se deberá utilizar más de una columna. Las columnas en serie con un mínimo de retención de fluido entre ellas funcionan como segmentos de una sola columna. La regla general establece que no conviene volver a mezclar parcialmente los efluentes separados. La operación de columnas múltiples es favorable en dos situaciones independientes; la primera de ellas cuando se eliminaron solutos extraños en el paso inicial y sigue siendo necesario un fraccionamiento más preciso para separar las impurezas residuales. La segunda es cuando el soluto deseado es una fracción muy pequeña de la carga de alimentación total, y se necesita un cambio en la escala de operación para completar su recuperación y purificación. (Vermeulen y Hiester, *loc. cit.*, presentan un ejemplo de este caso.)

SISTEMAS MULTIVARIANTES: TRANSICIONES MÚLTIPLES

ADSORCIÓN NO ISOTÉRMICA (ADIABÁTICA)

En la adsorción de un componente gaseoso que no exista en forma de trazas, el calor liberado puede generar una desviación notable de las condiciones isotérmicas, de tal manera que se produce una variación de concentración parcial muy anticipada al tiempo normal casi estequiométrico. El calor desprendido crea una zona de meseta intermedia entre la condición de columna preexistente y la transición final a la alimentación no cambiada, a una temperatura más elevada (un "cromatograma" térmico) y una captación de equilibrio reducido. Este caso fue analizado por Grayson, *Ind. Eng. Chem.*, **47,** 41 (1955); Lightfoot *et. al.*, en Schoen (ed), *New Chemical Engineering Separation Techniques*, Interscience, New York, 1962; Leavitt, *Chem. Eng. Prog.*, **58**(8), 54 (1962); Amundson, Aris y Swanson, *Proc. R. Soc. (London)*, **A286,** 129 (1965); Meyer y Weber, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **13,** 457 (1967), y Lee y Cummings, *Chem. Eng. Prog, Symp. Ser.*, **63**(74), 42 (1967); Chase, Gidaspow y Peck, *ibid.*, **65**(92), 91 (1969); **65**(96), 34 (1969), así como Rhee *et. al. Chem. Eng. J.*, **1,** 241, 279 (1970); **3,** 22, 121 (1972); Pan y Basmadjian, *Chem. Eng. Sci.*, **26,** 45 (1971); y Basmadjian, Ho y Pan, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **14,** 328 (1975). Otros temas de interés incluyen el comportamiento adiabático con patrón constante [Pan y Basmadjian, *Chem. Eng. Sci.*, **22,** 285 (1967)] y Ruthven, Garg y Crawford, *ibid.*, **30,** 803 (1975)]; la adsorción no isotérmica con varios mecanismos de velocidad [Cooney, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **13,** 368 (1974); Basmadjian, *ibid.*, **19,** 137 (1980); y Harwell *et. al.*, *Chem. Eng. Sci.*, **35,** 2287 (1980)]; y la condensación del soluto en lechos de adsorción durante la regeneración térmica [Friday y LeVan, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **28,** 86 (1982)].

Por analogía con la ecuación (16-48) sin el término de la dispersión, el balance diferencial de entalpía se puede expresar como:

$$\frac{\partial(fh_f)}{\partial v} + \frac{\partial h_p}{\partial V} + \varepsilon \frac{\partial h_f}{\partial V} = 0 \qquad (16\text{-}174)$$

con

$$h_p = (C_p + C'_p\rho_b q)\theta - (-\Delta H)\rho_b q \qquad (16\text{-}175)$$

$$h_f = C_f\theta \qquad (16\text{-}176)$$

En este caso, C_f es la capacidad calorífica del sorbente, exclusivamente, por unidad de volumen empacado y C'_p representa la capacidad calorífica molar del soluto. C_f es la capacidad calorífica del fluido y del soluto contenido por unidad de volumen de fluido. θ es la temperatura, relacionada con un valor de referencia T_{Ki} (p. ej., la temperatura de entrada a la columna, en la etapa de salida). $(-\Delta H)$ es el calor molar total de la adsorción a la concentración q y a una temperatura $\theta = 0$. Por último, f representa la razón de la velocidad de flujo local con respecto a la velocidad de flujo a la entrada de la columna.

El método utilizado para resolver los balances acoplados de materia y entalpía aprovecha las similitudes distintivas que existen entre dichos balances. De hecho, las entalpías son análogas a las concentraciones y el problema es bivariante, en forma similar a la adsorción isotérmica de dos componentes. La aplicación del método de las características (véase la subsección "Métodos numéricos") a las ecuaciones (16-48) y (16-174) da la relación diferencial para una transición gradual:

$$TA = \rho_b \frac{dq}{d(fc)} = \frac{dh_p}{d(fh_f)} \qquad (16\text{-}177)$$

Una ecuación similar, en la que las derivadas se reemplazan por diferencias se aplica para el caso de una transición abrupta.

Para obtener los perfiles de concentración y temperatura se supone que las dos transiciones son graduales y la ecuación (16-177) se resuelve a lo largo de cada trayectoria, comenzando en los puntos terminales

respectivos; la condición inicial del lecho para la transición corriente abajo, y la condición de alimentación para la transición corriente arriba. Si cualquiera de las dos soluciones no dan por resultado la evolución en forma continua en la dirección esperada para dicha trayectoria o trayectorias se utiliza la ecuación de diferencias. Las dos trayectorias deben cruzarse, para dar la composición y temperatura de la meseta central.

Se puede desarrollar un modelo aproximado al utilizar las capacidades caloríficas medias constantes C_{pm} y C_{fm}, un calor medio de adsorción y una velocidad constante de flujo volumétrico, en la ecuación (16-177) que, en consecuencia, se transforma en

$$T\Lambda = \rho_b\left(\frac{\partial q}{\partial c} + \frac{\partial q}{\partial \Theta}\frac{d\Theta}{dc}\right) = \frac{C_{pm}}{C_{fm}} - \frac{(-\Delta H)_m\rho_b}{C_{fm}}\left(\frac{\partial q}{\partial \Theta} + \frac{\partial q}{\partial c}\frac{dc}{d\Theta}\right) \qquad (16\text{-}178)$$

Las derivadas $\partial q/\partial c$ y $\partial q/\partial\theta$ dependen exclusivamente de las condiciones del equilibrio de adsorción. Al resolver para $dc/d\theta$, por medio de la ecuación cuadrática, se obtiene:

$$dc/d\Theta = [-b \pm (b^2 - 4ad)^{0.5}]/2a \qquad (16\text{-}179)$$

con $\quad a = [(-\Delta H)_m\rho_b/C_{fm}]\partial q/\partial c \qquad d = \rho_b\partial q/\partial\Theta$

$$b = [\rho_b\partial q/\partial c] - [C_{pm}/C_{fm}] + [(-\Delta H)_m\rho_b/C_{fm}]\partial q/\partial\Theta$$

El signo positivo corresponde a la transición corriente o aguas abajo y el signo negativo a la transición aguas arriba. Por consiguiente, la ecuación (16-178) se puede integrar en el intervalo de una transición gradual al utilizar incrementos pequeños de θ o c. Para este modelo con una transición abrupta, la ecuación (16-177), con las modificaciones adecuadas, se puede reexpresar en forma de diferencias. Dos trayectorias de resolución pasan por cada uno de los puntos de composición y debe tenerse cuidado para seleccionar la trayectoria correcta.

Ejemplo 6: Adsorción adiabática de vapor en la regeneración térmica de un lecho fijo de carbón activado En este caso, los procesos analizados utilizan benceno como soluto y nitrógeno como portador. La presión total del sistema es 10 atm. (Se ha realizado un análisis amplio de este sistema, que incluye un estudio de coadsorción de ciclohexano; véase Rhee *et. al.*, Harwell *et. al.* y Friday y LeVan, todos citados anteriormente.) Las condiciones isotérmicas y físicas son:

$$\rho_b q = \rho_b Q Kc/(1 + Kc)$$
$$\rho_b Q = 2750 \text{ mol/m}^3$$
$$K = 3.88 \times 10^{-8}(T_{Kt} + \Theta)^{0.5} \exp\{5250/(T_{Kt} + \Theta)\} \text{ m}^3/(\text{mol}\cdot\text{K}^{1/2})$$
$$C_{pm} = 850 \text{ kJ/(m}^3\cdot\text{K)}$$
$$C_{fm} = 11.3 \text{ kJ/(m}^3\cdot\text{K)}$$
$$(-\Delta H)_m = 43.5 \text{ kJ/mol}$$
$$T_{Kt} = 320 \text{ K}$$
$$c_{ref} = 6 \text{ mol/m}^3$$

Con base en la isoterma, $\rho_b q_{ref} = 2701$ mol/m^3, se obtiene un valor para $A = 450$. En las figuras, $\Gamma(k)$ y $\Sigma(k)$ simbolizan las transiciones gradual y abrupta, respectivamente, con $k = 1$ para la transición aguas abajo y $k = 2$ para la transición aguas arriba.

Adsorción adiabática. Un lecho inicialmente limpio en $\theta = 0$ se alimenta con una corriente de entrada en $\theta = 0$ y $c = c_{ref}$. En las figuras 16-35 y 16-36 se muestra la construcción de las trayectorias de equilibrio. La transición (1) comienza en el punto A, o sea, en la condición inicial del lecho. Ya que $\partial q/\partial\theta = 0$ en este caso $dc/d\theta = 0$, la ecuación (16-178) se simplifica a $T = C_{pm}/(\Lambda C_{fm}) = 0.167$ que indica la presencia de una onda térmica pura, a lo largo del eje $c = 0$, en la figura 16-35, es decir, la gráfica de c contra θ, o "isoestérea". La segunda transición comienza en el punto B, la condición de alimentación; se prueba una transición $\Gamma(2)$ pero falla y, en consecuencia, se calculan y grafican las curvas $\Sigma(2)$en ambas figuras. Las curvas $\Gamma(1)$ y $\Sigma(2)$ se cruzan en el punto C, donde $\theta = 28°$. En la figura 16-37 se muestran las curvas de variación de temperatura y concentración.

Regeneración térmica. Un lecho que inicialmente se encuentra en las condiciones de referencia se regenera con benceno libre de nitrógeno, en $\theta = 80°$. La condición de alimentación, punto D, proporciona una transición $\Gamma(2)$ satisfactoria. La condición inicial, punto B, da por resultado una trayectoria $\Gamma(1)$ que viola el criterio de la pendiente y, por consiguiente, se determina una transición abrupta $\Sigma(1)$, que apenas si difiere de $\Gamma(1)$. Las trayectorias $\Sigma(1)$ y $\Gamma(2)$ se cruzan en el punto E, donde $\theta = 0.8°$, $c = 8.93$ mol/m^3, y $\rho_b q = 2716$ mol/m^3; en este caso, la carga de la fase sólida es *mayor* que la inicial. Las curvas de variación de temperatura y concentración aparecen en la figura 16-38; con la transición $\Sigma(1)$ que sale del lecho en $T = 0.011$. La transición $\Gamma(2)$ comienza en $T = 0.169$, pero la regeneración no termina [con base en la ecuación (16-178) en $\theta = 80°$] hasta $T = 2.38$.

Las trayectorias de las transiciones pueden (con una temperatura inicial menor de lecho, una carga inicial más elevada o una mayor temperatura de regeneración) unirse con la curva de vapor saturado, en la figura 16-35, en vez de cruzarse debajo de dicha curva. Para este caso, en el lecho se condensa el benceno y el vapor de salida está saturado durante parte de la regeneración.

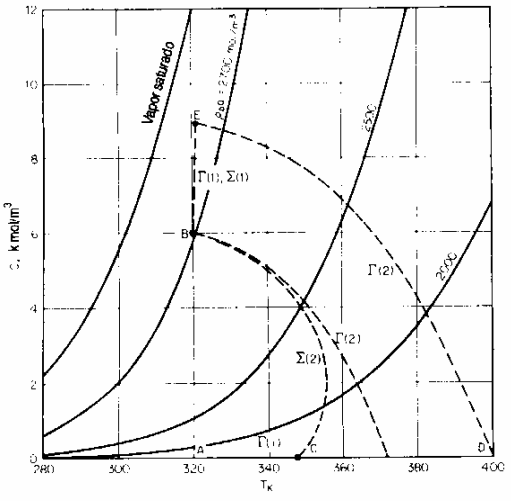


FIG. 16-35 Trayectorias de las transiciones de equilibrio local, en una gráfica de c contra T_K, para la adsorción adiabática y la regeneración térmica. Para convertir kilogramos-mol por metro cúbico en libras-mol por pie cúbico, multiplíquese por 6.243×10^{-2}; °R = 9/5 K.

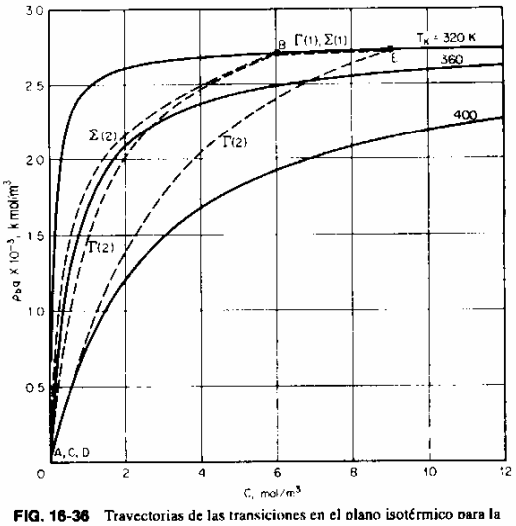


FIG. 16-36 Trayectorias de las transiciones en el plano isotérmico para la adsorción adiabática y la regeneración térmica. Para convertir kilogramos-mol por metro cúbico en libras-mol por pie cúbico, multiplíquese por 6.243×10^{-2}; °R = 9/5 K.

DESIONIZACI

Proporciones es

Dos resinas de tipo
zar juntas, de mane
desplazamiento de
Este método se util
Cantidades iguales
concentraciones, c
parados de los paso
combinado. (Excep
y base débil o en co

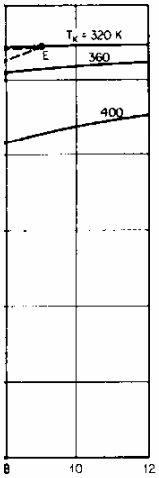
A menudo, el co
la resistencia del la
mente bajas de alim

larwell *et. al.* y Friday y
otérmicas y físicas son:

$_{Ki} + \theta)\}\ m^3/(mol \cdot K^{1/2})$

e un valor para $\bar{A} = 450$.
adual y abrupta, respec-
para la transición aguas

en $\theta = 0$ se alimenta con
16-35 y 16-36 se muestra
ición (1) comienza en el
e $\partial q/\partial\theta = 0$ en este caso
$\Delta C_{fm}) = 0.167$ que indica
$c = 0$, en la figura 16-35,
nda transición comienza
una transición $\Gamma(2)$ pero
as $\Sigma(2)$ en ambas figuras.
= 28°. En la figura 16-37
ncentración.
se encuentra en las con-
nitrógeno, en $\theta = 80°$. La
ansición $\Gamma(2)$ satisfacto-
ayectoria $\Gamma(1)$ que viola
na una transición abrupta
1) y $\Gamma(2)$ se cruzan en el
mol/m^3; en este caso, la
s de variación de tempe-
a transición $\Sigma(1)$ que sale
$= 0.169$, pero la regene-
$\theta = 80°$] hasta $T = 2.38$.
temperatura inicial me-
r temperatura de regene-
figura 16-35, en vez de
o se condensa el benceno
eneración.



lano isotérmico para la
onvertir kilogramos-mol
fíquese por 6.243×10^{-2};

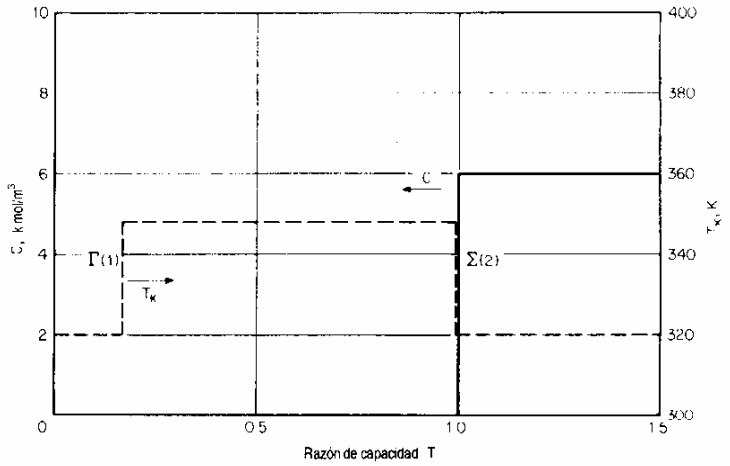


FIG. 16-37 Curvas de la variación de concentración para la adsorción adiabática. Para convertir kilogramos-mol por metro cúbico en libras-mol por pie cúbico, multiplíquese por 6.243×10^{-2}; °R = 9/5 K.

DESIONIZACIÓN CON LECHO MIXTO

Proporciones estequiométricas de las resinas aniónica y catiónica Dos resinas de tipo opuesto, una ácida y otra alcalina, se pueden utilizar juntas, de manera que las sales se sorban en forma irreversible, con desplazamiento de iones H^+ y OH^-, que se neutralizan mutuamente. Este método se utiliza mucho para la producción de agua "ultrapura". Cantidades iguales de resina dan por resultado una sola variación de concentraciones, con la neutralización supeditada a los equilibrios separados de los pasos de intercambio, de manera que $\mathbf{R} = 0$ para el paso combinado. (Excepto para las combinaciones de resinas de ácido débil y base débil o en concentraciones que se aproximan a 10^{-7}M.)

A menudo, el comportamiento de la velocidad está determinado por la resistencia del lado del fluido, debido a las concentraciones normalmente bajas de alimentación. En este caso, las velocidades eficaces de transferencia de masa son comparables con las de una sola resina, a la misma velocidad superficial del fluido y, por lo general, se aplica la tabla 16-7, partida 1*G*. [Frish y Kunin, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **6**, 640 (1960) proporcionan los datos de cálculos para este caso.] Las resinas no porosas de ácido débil o base débil amplían el intervalo en el que controla la difusión en la partícula. En el último caso, si la resina ácida (o básica) es la más lenta, un pulso temporal de pH aproximadamente de 0.5 unidades más altas (o más bajas) que 7 ocurre durante la primera parte de la curva de variación de concentraciones y un pulso de aproximadamente 0.5 unidades más bajas (o más altas) ocurre a medida que se aproxima el estado de saturación total.

Proporciones no estequiométricas de las resinas Si la resina catiónica (o aniónica) se encuentra en exceso, una variación de la concentración de la solución medianamente ácida (alcalina) antecede la llegada de la composición de alimentación. Por lo general, la transi-

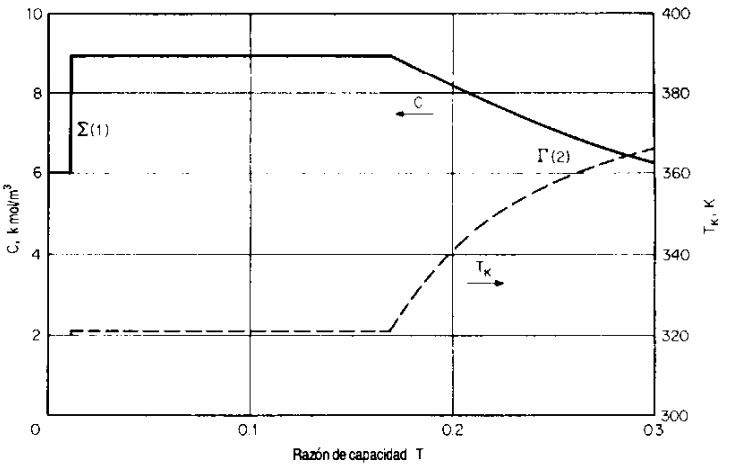


FIG. 16-38 Curvas de la variación de concentración para la regeneración adiabática. Para convertir kilogramos-mol por metro cúbico a libras-mol por pie cúbico, multiplíquese por 6.243×10^{-2}; °R = 9/5 K.

ción de agua desionizada a solución no neutra se caracteriza por un valor de $\mathbf{R} = 0$; la transición aguas arriba no está acoplada y, por consiguiente, muestra un valor separado ácido a sal (o álcali a sal) de **R** que puede hacer que la transición de equilibrio sea abrupta o gradual.

OPERACIONES BIVARIANTES DE TRES COMPONENTES

El planteamiento aquí presentado se restringe a una columna con *presaturación uniforme* y *composición constante en la alimentación*. Como se explicó con anterioridad, la sorción de dos componentes en una columna de esta índole produce por lo común una sola transición. En un sistema de n componentes, en condiciones constantes de operación se presentan casi siempre $n - 1$ transiciones, que intervienen entre n zonas de desplazamiento de composición constante (zonas de meseta) dentro de la columna. El conjunto de transiciones se determina aplicando criterios de estequiometría y equilibrio, casi siempre en la forma de la teoría de equilibrio local que considera que las fases estacionarias y en movimiento están en equilibrio en cada punto separado dentro de la columna.

Una transformación de las variables de concentración reportada por Helfferich y Klein ("Referencias Generales"), conduce a una predicción cuantitativa del comportamiento de equilibrio del **factor de separación constante** y sistemas tipo Langmuir de cualquier número de componentes, para cualquier historial de composición de la alimentación y perfil de presaturación de la columna. Rhee, Aris y Amundson, *Philos. Trans. Soc.*, **267A**, 419-455 (1970) presentaron un estudio relacionado muy amplio sobre estos sistemas.

Acción de masas u otros equilibrios En el caso de propiedades de equilibrio arbitrarias que no sean equivalentes a factores de separación constantes, los cálculos disponibles hoy se limitan primordialmente a sistemas de tres componentes. En el aspecto en que se ha logrado un mayor desarrollo es en sistemas de intercambio iónico con isotermas por cada par de solutos, basadas en relaciones ideales de la acción de masas, en una forma general equivalente a la ecuación (16-13*a*):

$$(\mathbf{y}_i/\mathbf{x}_i)^{\nu_j}\,(\mathbf{x}_j/\mathbf{y}_j)^{\nu_i} = \mathbf{K}_{ij} \tag{16-180}$$

en donde i y j son dos especies iónicas intercambiables cualesquiera del sistema, y ν_i y ν_j son valencias. Para este tipo de sistemas, las trayectorias de la composición en transiciones graduales se calcula como se especifica a continuación.

Para el caso más general, el punto inicial se encuentra en el **interior** del diagrama de composición (Fig. 16-6), con las coordenadas $\mathbf{x}_1$, $\mathbf{x}_2$, $\mathbf{x}_3$ (cada una de las cuales $\neq 0$). Los valores de equilibrio correspondientes $\mathbf{y}_1, \mathbf{y}_2, \mathbf{y}_3$, se determinan en primer lugar y, después, se obtienen dos valores de T basándose en la expresión

$$T = \frac{b \pm (b^2 - 4ac)^{0.5}}{2a} \tag{16-181}$$

en donde $a \equiv (\nu_1\mathbf{y}_1 + \nu_2\mathbf{y}_2 + \nu_3\mathbf{y}_3)\mathbf{x}_1\mathbf{x}_2\mathbf{x}_3$

$$b \equiv (\nu_2\mathbf{x}_2 + \nu_3\mathbf{x}_3)\mathbf{x}_1\mathbf{y}_2\mathbf{y}_3 + (\nu_1\mathbf{x}_1 + \nu_3\mathbf{x}_3)\mathbf{x}_2\mathbf{y}_1\mathbf{y}_3 + (\nu_1\mathbf{x}_1 + \nu_2\mathbf{x}_2)\mathbf{x}_3\mathbf{y}_1\mathbf{y}_2$$

$$c \equiv (\nu_1\mathbf{x}_1 + \nu_2\mathbf{x}_2 + \nu_3\mathbf{x}_3)\mathbf{y}_1\mathbf{y}_2\mathbf{y}_3$$

El elemento infinitesimal de una trayectoria de composición en la cercanía del punto que se está considerando, se expresa ahora mediante la razón de los cambios en las concentraciones de dos de las especies, como sigue:

$$\frac{dx_i}{dx_k} = \frac{dy_i}{dy_k} = \frac{\nu_i}{\nu_k}\frac{x_i y_i}{x_k y_k}\frac{Tx_k - y_k}{Tx_i - y_i} \tag{16-182}$$

Puesto que hay dos valores de T, esta razón cuenta con dos valores, de modo que las dos trayectorias de composición pasan por cada punto de un diagrama de composición. Ya que las transiciones se enumeran de corriente arriba a corriente abajo, el mayor valor de T corresponde a la transición 1,2 (adyacente a la composición de alimentación) y el más pequeño de T a la transición 2,3 (adyacente a la composición preexistente del sólido). [La ecuación (16-181) se obtiene de la ecuación (16-182) por medio de la ecuación (16-192), como se expone a continuación.]

En una de las **fronteras** del diagrama de composición en donde $\mathbf{x}_i = 0$ y $\mathbf{y}_i = 0$, se da un valor de T asociado con un segundo componente j:

$$T = \left[\mathbf{K}_{ij}\left(\frac{\mathbf{y}_j}{\mathbf{x}_j}\right)^{\nu_i}\right]^{1/\nu_j} \tag{16-183}$$

El otro valor de T basado tan sólo en los componentes j y k, es:

$$T = \frac{\mathbf{y}_j\mathbf{y}_k}{\mathbf{x}_j\mathbf{x}_k}\frac{\nu_j\mathbf{x}_j + \nu_k\mathbf{x}_k}{\nu_j\mathbf{y}_j + \nu_k\mathbf{y}_k} \tag{16-184}$$

En un **vértice**, con $\mathbf{x}_i = 1$ y $\mathbf{y}_i = 1$, los dos valores de T son:

$$T = \mathbf{K}_{ji}^{1/\nu_i} \qquad T = \mathbf{K}_{ki}^{1/\nu_i} \tag{16-185}$$

Para calcular la trayectoria correspondiente a la selección apropiada de la transición y, por tanto, del valor de T, se escoge arbitrariamente una pequeña diferencia finita δx_k (positiva o negativa). La diferencia correspondiente δy_k es $T\,\delta x_k$. Por consiguiente, la diferencia finita correspondiente a un segundo soluto (p. ej., i) es $\delta x_i = (dx_i/dx_k)\,\delta x_k$, con la derivada especificada por la ecuación (16-182). De la misma manera $\delta y_i = T\,\delta x_i$; y $\Sigma(\delta x_i)$ y $\Sigma(\delta y)$ son cero. Estos incrementos ubican una nueva composición y, con ello, un nuevo valor de T. Así, pues, este cálculo de la diferencia finita se debe repetir hasta determinar una extensión suficiente de la trayectoria. (A partir de un vértice o una esquina, las únicas trayectorias son las fronteras o los límites.)

En la figura 16-39 se muestran unas trayectorias de composición típicas. Las flechas señalan las direcciones de valores decrecientes de T; un cambio de composición en la dirección de una flecha corresponde a una transición gradual. (En principio, excepto para un valor constante de α, se puede presentar una inversión de selectividad entre dos especies en una trayectoria en la cual α_{ij} pasaría por 1; este comportamiento es poco frecuente y, para mayor sencillez, no se verá aquí.) La ruta $P_1P_2P_3$ indica la secuencia de las concentraciones que ocurrirán en una columna que recibe una alimentación correspondiente a P_1 y que está presaturada con la composición P_3. La secuencia de composición P_1P_2 ocurre en la transición corriente arriba, y la secuencia P_2P_3 en la transición corriente abajo. P_2 que se determina como la intersección de las trayectorias de composición que principian en P_1 y P_3, es la composición de la zona de meseta ubicada entre las transiciones. [Este resultado no se aplica en forma exacta cuando cualquiera de las transiciones es abrupta, excepto en el caso de tener un factor de separación constante. Klein, Tondeur y Vermeulen (*Advan. Chem. Eng.*, **2**,

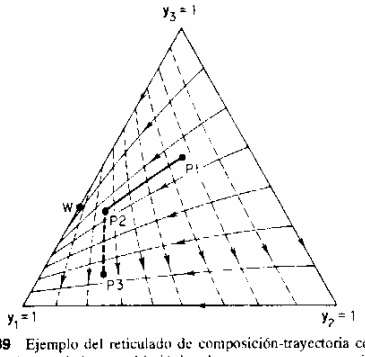


FIG. 16-39 Ejemplo del reticulado de composición-trayectoria correspondiente a un sistema de intercambio iónico de tres componentes, regido por el equilibrio de acción de masa. Las líneas continuas representan las trayectorias 1,2 y las punteadas las trayectorias 2,3, (corriente arriba y corriente abajo, respectivamente). (*Fuente: Tondeur.*)

147-208 (1958) explicaron la estimación de la trayectoria y la intersección para una transición abrupta.]

Equilibrio con factor de separación constante En el caso de **factores de separación constante** ($\nu_i = \nu_j = \nu_k$), las trayectorias de composición se convierten en líneas rectas y el cálculo se simplifica en forma correspondiente. Cuando se conoce el valor de $T(= T_1)$ gracias a la ecuación (16-181), para el punto en que la trayectoria abandona la meseta de alimentación, la ecuación (16-182), en las condiciones de la meseta de alimentación proporciona la pendiente $C_1(= dx_i/dx_k)$ para la transición 1,2. De la misma manera, el valor T en el cual la trayectoria 2,3 se aparta de la meseta de presaturación, mediante la ecuación (16-182) conduce a la pendiente $C_3(= dx_i/dx_k)$ para la transición 2,3. Las trayectorias se cortan en la composición de la meseta 2:

$$\mathbf{x}_{k2} = \frac{C_1\mathbf{x}_{k1} - C_3\mathbf{x}_{k3} + \mathbf{x}_{i3} - \mathbf{x}_{i1}}{C_1 - C_3} \qquad (16\text{-}186)$$

siendo

$$\mathbf{x}_{i2} = \mathbf{x}_{i1} + C_1(\mathbf{x}_{k2} - \mathbf{x}_{k1}) \qquad (16\text{-}187)$$

Las y de meseta son valores de equilibrio [cotéjense las ecuaciones (16-24) a (16-26)]. Luego, cada transición se verifica aplicando las reglas que se dan en la siguiente subsección, a fin de determinar si son abruptas o graduales. Si son abruptas, se aplica una vez más la ecuación (16-62) y, si son graduales, la trayectoria se calcula por medio de la ecuación (16-182) expresada en la siguiente forma:

$$T = \left(\frac{C\mathbf{x}_k - \mathbf{x}_i}{C\mathbf{y}_k - \mathbf{y}_i}\right)\left(\frac{\mathbf{y}_i\mathbf{y}_k}{\mathbf{x}_i\mathbf{x}_k}\right) \qquad (16\text{-}188)$$

en donde C es C_1 para la trayectoria 1,2 o C_3 para la trayectoria 2,3. Después de corroborar si las transiciones son abruptas o graduales e introducir las relaciones de equilibrio, se conocen por completo los perfiles de concentración y el comportamiento de la variación de ésta (mesetas más transiciones).

Es fácil hacer **cálculos gráficos** para un caso de factor de separación constante en una gráfica de valores **x** o valores **y**, como la que se presenta en la figura 16-6 o 16-39, puesto que todos los contornos de la trayectoria de composición son lineales. El punto de vertiente en el borde 13 se localiza por medio de la relación:

$$(\mathbf{x}_i)_W = \frac{\alpha_{i2} - 1}{\alpha_{i3} - 1} \quad \text{o} \quad (\mathbf{y}_i)_W = \frac{1 - \alpha_{2i}}{1 - \alpha_{3i}} \qquad (16\text{-}189)$$

Cada una de las diferentes trayectorias de composición 1,2 tiene una intersección con el borde 13 a la misma distancia fraccional entre W y el vértice del componente 1 como su otra intersección entre el vértice 3 y el 2, a lo largo del borde 32; de manera que la trayectoria correcta 1,2 que pasa por la composición de la alimentación P_1 se encuentra con gran rapidez. Asimismo, cada una de las trayectorias 2,3 tiene una intersección de borde 12 a la misma distancia fraccional entre W y el vértice del componente 3, como su otra intersección a lo largo del borde entre los vértices 1 y 2. Por ende, es factible construir una trayectoria que pase por la composición del presaturante P_3. La intersección de las trayectorias respectivas que pasan por P_1 y P_3 proporciona la composición de meseta intermedia P_2.

Parámetros para transiciones individuales Si una transición es gradual y si su equilibrio se describe por medio de **factores de separación constante** los valores **X** y **Y** de equilibrio local son idénticos para todos los componentes (calculados en relación con las dos composiciones de meseta adyacentes) y se expresan a través de relaciones análogas a la ecuación (16-58):

$$\mathbf{X} = \frac{\mathbf{R} - \sqrt{\mathbf{R}\overline{T}/T}}{\mathbf{R} - 1} \qquad (16\text{-}190)$$

y

$$\mathbf{Y} = \frac{\sqrt{\mathbf{R}T/\overline{T}} - 1}{\mathbf{R} - 1} \qquad (16\text{-}191)$$

en donde $\mathbf{x}_i = \mathbf{x}_i' + \mathbf{X}(\mathbf{x}_i'' - \mathbf{x}_i')$ y, en forma similar, para $\mathbf{y}_i$; $\mathbf{R} = (T''/T')^{1/2} = T''/\overline{T} = \overline{T}/T'$; y T'' (o T') es la raíz apropiada de la ecuación de T basada en la ecuación (16-182), que se aplica a la meseta ubicada inmediatamente corriente arriba (o corriente abajo):

$$\sum_{i=1}^{n} \nu_i \frac{\mathbf{x}_i\mathbf{y}_i}{\mathbf{x}_i T - \mathbf{y}_i} = 0 \qquad (16\text{-}192)$$

Para factores de separación constante, los valores de ν_i son todos iguales y, por consiguiente, se eliminan. Como sucede en el comportamiento de dos componentes, $T'' \le T'$ o $\mathbf{R} \le 1$ es el criterio que debe aplicarse a una transición abarupta.

Estos parámetros son útiles para clasificar el tipo de cada transición de componentes múltiples, así como para ubicar sus valores de **R** y $\overline{T}$. Después se puede aplicar un análisis cinético, en el que se adopta una sola **N** (o D), para describir todas las especies presentes en cualquier transición. Con frecuencia, **N** tendrá el mismo valor para cada transición en una corrida determinada. Las consideraciones de índole cuantitativa sobre los fenómenos de velocidad en las obras publicadas se han aplicado mejor a las transiciones individuales [Dranoff y Lapidus, *Ind. Eng. Chem.*, **50,** 1648 (1958); **53,** 71 (1961). Cooney y Lightfoot, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* **5,** 25 (1966). Clazie *et. al.* (Véase "Referencias Generales"]. Cuando se observa que dos transiciones se sobreponen, su comportamiento combinado se puede estimar cualitativamente o calcular por medio de los métodos numéricos explícitos o implícitos.

OPERACIONES DE MULTICOMPONENTES

En general, las diversas especies se indican con las letras A, B, C... o los números 1, 2, 3... siguiendo un orden de afinidad decreciente con el adsorbente. Cuando las afinidades relativas no se identifican, las especies individuales se representan con las letras *i, j, k*...

Regla del alfabeto y regla de la pendiente Si los valores computados T para cualquier número de componentes a lo largo de la trayectoria de una transición aumentan conforme las concentraciones se alejan de los de la meseta anterior (corriente abajo) y se acercan a los de la meseta siguiente (corriente arriba), la transición calculada es real y, por lo tanto, gradual. Si los valores T aumentan en dirección inversa, la transición calculada es ficticia y, por tanto, abrupta [compárense las ecuaciones (16-56) y (16-62)]. En muchos casos, el tipo de transición se identifica antes de hacer los cálculos aplicando las dos reglas de predicción que se enuncian en los siguientes párrafos. En esta exposición, el componente A es el que está más firmemente sujeto, B es el que le sigue y así sucesivamente.

La **regla del alfabeto** estipula que la concentración de A puede llegar a cero sólo en la transición 1,2 (primero desde el extremo corriente arriba, de donde es el último en salir en el efluente); el componente B en las transiciones 1,2 o 2,3; el componente C en las transiciones 2,3 o 3,4, etc.

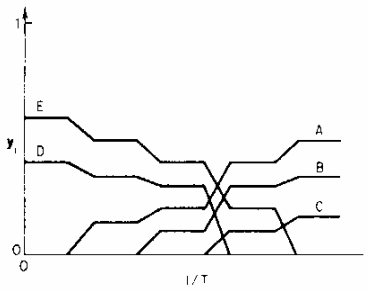


FIG. 16-40 Perfiles de concentración típicos para una columna con equilibrio local, presaturada con los componentes A, B, C, que se alimenta con una dosificación que contiene los componentes D y E.

La **regla de la pendiente** se refiere a la pendiente de una concentración de componente en la dirección corriente abajo o dentro de la columna; dicho de otra manera, a dx_i/dU o dy_i/dU, en donde $U = 1/T$. Según la regla de la pendiente, las pendientes graduales de los perfiles de concentración del componente A en la transición 1,2 (en el punto más alejado corriente arriba), de los componentes A y B en la transición 2,3, etc., son positivas y todas las otras pendientes graduales son negativas. En cualquier transición, esto significa que la dirección de cambio de la concentración de todos los componentes se igualará o no con las pendientes de perfil que se acaban de indicar para los componentes respectivos. Si las direcciones son iguales, la transición es gradual; de otra manera, es abrupta. [Si se presenta una inversión de selectividad, como se mencionó en la sección "Operaciones bivariantes de tres componentes" se deben tomar precauciones al aplicar estas reglas: véanse Helfferich y Klein (en Referencias Generales)] y Tondeur, *Chem. Eng. J.*, **1**, 337 (1970).]

La aplicación de estas dos reglas se ilustra en la figura 16-40 para una columna presaturada con los componentes A, B, C y en donde la solución de alimentación contiene los componentes D y E. Según la regla del alfabeto, las concentraciones de los componentes A y E se hacen cero en las transiciones 1,2 y 4,5, respectivamente; de acuerdo con la regla de la pendiente, estas transiciones son graduales. La regla del alfabeto permite que el componente B desaparezca en la transición 1,2 ó 2,3. Si B se desvaneciera en la transición 1,2, la regla de la pendiente indica que esta transición sería abrupta, lo cual no sucede. Por tanto, B debe desaparecer en la transición 2,3 que, como indica la regla de la pendiente, es gradual. Siguiendo un razonamiento similar, se observa que C y D desaparecen en la transición 3,4 que también es gradual.

Sorción y desorción frontal Si se tiene una dosificación o alimentación que contiene varios componentes y se introduce en forma continua en una columna presaturada con un solo componente distinto, se forman zonas de meseta que reflejan el hecho de que cuando más firmemente se tenga una especie, tanto más lento será su avance a lo largo de la columna. En una operación "normal", el componente presaturante (póngase por caso el componente H) tiene la afinidad más baja. Entonces, la nueva zona de meseta que se encuentra más alejada corriente abajo (la primera en salir después de la zona de presaturación) contendrá sólo G; la siguiente, F y G, etc. De la misma manera, contando desde el extremo corriente arriba, sólo A desaparecerá en la transición 1,2; B en la transición 2,3, etc. En este caso, todas las transiciones serán abruptas. Sea cual fuere el número de componentes, las localizaciones de las transiciones sucesivas y las composiciones de las zonas de mesetas subsecuentes se calculan a partir del extremo corriente arriba, como se ilustrará a continuación.

Los balances integrales de materia para transiciones sucesivas, en la situación nomal, se reducen, por ejemplo, a:

$$\overline{T}_{12} = y_{A1}/x_{A1} \qquad \overline{T}_{23} = y_{B2}/x_{B2} \qquad \cdots \overline{T}_{78} = y_{G7}/x_{G7} \quad (16\text{-}193)$$

en donde los subíndices de $\overline{T}$ denotan las zonas de meseta adyacentes a la transición, y los segundos subíndices de x y y denotan la zona de meseta adyacente conocida. La composición de cada zona de meseta sucesiva corriente abajo se calcula basándose en relaciones de equilibrio, junto con los balances integrales de materia para el resto de los componentes,

$$(y_{i,j-1} - y_{ij})/(x_{i,j-1} - x_{ij}) = \overline{T}_{j-1,j} \qquad (16\text{-}194)$$

en donde x_{ij} y y_{ij} son las concentraciones desconocidas del componentes i en la zona de meseta j. Para mayor conveniencia se adopta la designación alternativa $i = 1,2,...$ para $i = A, B,...$

En sistemas con equilibrio de acción de masas, la composición de una zona de meseta adyacente a una zona de meseta corriente arriba de composición conocida, satisface la relación para cada componente

$$x_{ij} = \frac{\overline{T}_{j-1,j}x_{i,j-1} - y_{i,j-1}}{\overline{T}_{j-1,j} - K_{i,n-1}^{1/n-1}(y_{n-1,j}/x_{n-1,j})^{n/n-1}} \qquad (16\text{-}195)$$

siendo

$$\sum_{i=1}^{n-1} x_{ij} = 1 \qquad (16\text{-}196)$$

Mediante una solución iterativa, es factible encontrar un valor para la razón $y_{n-1,j}/x_{n-1,j}$ que satisfaga la suma. Luego se calculan los valores de y de equilibrio; véase la ecuación (16-180). Si se aplican factores de separación constante, $(K_{i,n-1})^{1/n-1}$ se sustituye con $\alpha_{i,n-1}$, y las razones ν_i/ν_{n-1} se convierten en la unidad.

La situación complementaria, una columna plenamente presaturada con una alimentación mixta a la que después se aplica una alimentación continua de un componente puro, distinto y de mayor afinidad, desarrollará una vez más sólo transiciones abruptas, y se puede calcular del mismo modo partiendo del extremo corriente abajo.

Se requiere un cálculo aparte, para la determinación de **R** en cada una de estas transiciones, cuyo valor se utiliza en el cálculo de la forma de la transición limitada por la velocidad. Para que G desplace a H en la sorción o A desplace a B en la desorción, se aplican las respectivas r binarias. Para las demás transiciones, la ecuación (16-183) se puede utilizar para la meseta que se calculó recientemente, entre el componente sumado o eliminado y el adjunto ya (o aún) existente, para obtener la T' respectiva. A continuación, se puede calcular R como la razón T/T'.

Análisis de la función h basado en CSF El planteamiento de Helfferich [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **6**, 362 (1967), y Helfferich y Klein ("Referencias Generales") implica el reconocimiento de que cada trayectoria de concentración se identifica en forma completa mediante un parámetro de cada uno de los dos conjuntos, uno que define el adsorbente presaturado $\mathbf{h}_P$ y el otro la alimentación $\mathbf{h}_F$. Cada conjunto contiene $n - 1$ valores para un sistema con un total de n componentes. En el caso del adsorbente presaturado, los valores de $\mathbf{h}_P$ se obtienen como las raíces de la ecuación

$$\sum_{i=1}^{n} \frac{y_{in}}{(1/\mathbf{h}_P) - \alpha_{i1}} = 0 \qquad (16\text{-}197)$$

en donde y_{in} es la concentración del componente i en el sorbente presaturado. En el caso de la alimentación, los valores de $\mathbf{h}_F$ son raíces de la ecuación

$$\sum_{i=1}^{n} \frac{x_{i1}}{\mathbf{h}_F - \alpha_{i1}} = 0 \qquad (16\text{-}198)$$

en donde x_{i1} es la concentración del componente i en la alimentación.

Las raíces de las ecuaciones (16-197) y (16-198) se han marcado de acuerdo con la condición:

$$\alpha_{1i} \leq \mathbf{h}_i \leq \alpha_{1,i+1} \qquad (i = 1, \ldots, n-1) \qquad (16\text{-}199)$$

que corresponde al acuerdo ya establecido de que la selectividad del sorbente para los diferentes componentes disminuye según el orden $i = 1$(= especie A), 2(= B),... n. No existe ninguna conexión específica entre $\mathbf{h}_i$ y las concentraciones del componente i.

Si algunos de los n componentes del sistema están ausentes del sorbente presaturado o la alimentación, la ecuación (16-197) o la ecuación (16-198) dará menos de $n - 1$ raíces. Si k es un componente ausente, entonces, $\mathbf{h}_{k-1}$ o $\mathbf{h}_k$ se igualan a α_{1k}. De este modo, los $n-1$ valores de $\mathbf{h}_i$ se identifican u ordenan sin ninguna ambigüedad.

Los conjuntos de valores **h** se obtienen también directamente a partir de las raíces de T para las mesetas finales correspondientes. Por consiguiente, para las condiciones de alimentación,

$$\mathbf{h}_{iF} = \frac{y_{1F}}{x_{1F}}\frac{1}{T_{iF}} \qquad (16\text{-}200)$$

y, para las condiciones de presaturación,

$$\mathbf{h}_{iP} = \frac{y_{1P}}{x_{1P}}\frac{1}{T_{iP}} \qquad (16\text{-}201)$$

en donde los valores de T se calculan utilizando la ecuación (16-192).

El valor $\mathbf{h}_i$ tiene la propiedad de variar desde el que corresponde al afluente $\mathbf{h}_{iF}$ al de presaturación $\mathbf{h}_{iP}$ sólo en la transición i, $i + 1$, pero manteniéndose constante en cualquier otra situación. Esto se ilustra en la figura 16-41; en la zona de meseta 1, el conjunto de $\mathbf{h}_i$ es $\mathbf{h}_{1F}$, $\mathbf{h}_{2F}$, $\mathbf{h}_{3F}$, $\mathbf{h}_{4F}$; en la zona de meseta 2, $\mathbf{h}_{1P}$, $\mathbf{h}_{2F}$, $\mathbf{h}_{3F}$, $\mathbf{h}_{4F}$, etc. La composición de meseta se calcula ahora aplicando las relaciones

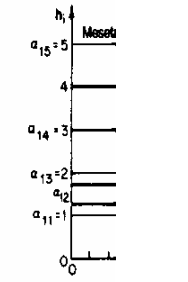


FIG. 16-41 Perfiles c

$$x_{jk} = \frac{\prod_{i}(\mathbf{h}_{ik} -}{\prod_{i\neq j}(\alpha_{1i} -}$$

en donde los valores

Se obtiene un valo
dose en la relación

Por lo tanto, la trans
centro estequiométri

en donde

En el caso de una trar
la verdadera posició
los perfiles de concer
de las ecuaciones (16
do por la ecuación (1

Ejemplo 7: Análisis regula mediante un equ $1.5, \alpha_{13} = 2.0, \alpha_{14} = 3.0,$ pondientes a las compo $= 0.149, x_{31} = 0.290, x_{41}$ $y_{45} = 0.020, y_{55} = 0.394$

Puesto que el efluen utilizar un método num suposición para $\mathbf{h}_1$ se separación α_{11} (= 1) y = 1.25. En este caso, el denota la zona de mese

ETAPA DE UN S

En una corrida por l cambio iónico, se co solución, se agita y p de flujo continuo, en dosifican o alimenta se segrega en el sorb parte de una operaci tratarse de un proces operación escalonad

ontrar un valor para la
se calculan los valores
li se aplican factores de
con $\alpha_{i,n-1}$, y las razo-

lenamente presaturada
e aplica una alimenta-
o y de mayor afinidad,
ptas, y se puede calcu-
iente abajo.
minación de **R** en cada
n el cálculo de la forma
que G desplace a H en
plican las respectivas r
ción (16-183) se puede
nente, entre el compo-
n) existente, para obte-
lcular R como la razón

El planteamiento de
(1967), y Helfferich y
conocimiento de que
en forma completa me-
juntos, uno que define
ntación $\mathbf{h}_F$. Cada con-
n un total de n compo-
los valores de $\mathbf{h}_F$ se ob-

(16-197)

te i en el sorbente pre-
ores de $\mathbf{h}_F$ son raíces de

(16-198)

te i en la alimentación.
98) se han marcado de

$n-1$) (16-199)

que la selectividad del
minuye según el orden
na conexión específica
i.
están ausentes del sor-
ón (16-197) o la ecua-
un componente ausen-
modo, los $n-1$ valores
güedad.
lén directamente a par-
correspondientes. Por
ción,

(16-200)

(16-201)

la ecuación (16-192).
el que corresponde al
ransición i, $i+1$, pero
ición. Esto se ilustra en
unto de $\mathbf{h}_i$ es $\mathbf{h}_{1F}$, $\mathbf{h}_{2F}$,
, $\mathbf{h}_{4F}$, etc. La composi-
elaciones

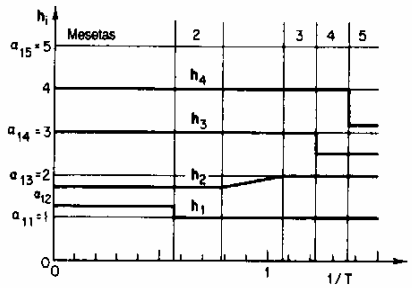


FIG. 16-41 Perfiles calculados de $\mathbf{h}_i$ correspondientes al ejemplo.

$$x_{jk} = \frac{\prod_{i} (h_{ik} - \alpha_{ij})}{\prod_{i \neq j} (\alpha_{ii} - \alpha_{ij})} \qquad y_{jk} = \frac{\prod_{i} [(1/h_{ik}) - \alpha_{ji}]}{\prod_{i \neq j} (\alpha_{ii} - \alpha_{ji})} \tag{16-202}$$

en donde los valores de $\mathbf{h}_{ik}$ son aplicables a la zona de meseta k.

Se obtiene un valor equivalente **R** para la transición k, $k+1$ basándose en la relación

$$\mathbf{R}_{k,k+1} = \mathbf{h}_{kF}/\mathbf{h}_{kF} \tag{16-203}$$

Por lo tanto, la transición es abrupta si $\mathbf{R} < 1$, y gradual si $\mathbf{R} > 1$. El centro estequiométrico de la transición k, $k+1$ se expresa como sigue:

$$\bar{T}_{k,k+1} = (\mathbf{h}_{kF}\mathbf{h}_{kF}P_k)^{-1} \tag{16-204}$$

en donde

$$P_k = \prod_{\substack{i=1 \\ (i \neq k)}}^{n-1} \mathbf{h}_{ik} \prod_{i=1}^{n} \alpha_{ii} \tag{16-205}$$

En el caso de una transición abrupta, el valor $\bar{T}$ así calculado representa la verdadera posición del cambio abrupto. Para una transición gradual, los perfiles de concentración de equilibrio local se expresan por medio de las ecuaciones (16-190) y (16-191) utilizando el valor **R** determinado por la ecuación (16-203).

Ejemplo 7: Análisis de la función h Un sistema de cinco componentes se regula mediante un equilibrio de factor de separación constante en el cual $\alpha_{12} = 1.5$, $\alpha_{13} = 2.0$, $\alpha_{14} = 3.0$, y $\alpha_{15} = 5.0$. ¿Cuál es el conjunto de valores de $\mathbf{h}_i$ correspondientes a las composiciones del afluente y de presaturación $\mathbf{x}_{11} = 0.267$, $\mathbf{x}_{21} = 0.149$, $\mathbf{x}_{31} = 0.290$, $\mathbf{x}_{41} = 0.000$, $\mathbf{x}_{51} = 0.294$; $\mathbf{y}_{15} = 0.000$, $\mathbf{y}_{25} = 0.586$, $\mathbf{y}_{35} = 0.000$, $\mathbf{y}_{45} = 0.020$, $\mathbf{y}_{55} = 0.394$?

Puesto que el efluente cuenta con más de tres componentes, es conveniente utilizar un método numérico para resolver la ecuación (16-198). Una primera suposición para $\mathbf{h}_1$ se encontrará gracias al valor promedio de los factores de separación α_{11} (= 1) y α_{12} [cotéjese la ecuación (16-199)]: $\mathbf{h}_{1F(1)} = (\alpha_{11} + \alpha_{12})/2 = 1.25$. En este caso, el primer subíndice de **h** es el número de índice, el segundo denota la zona de meseta y el tercero el número de la aproximación. Con este

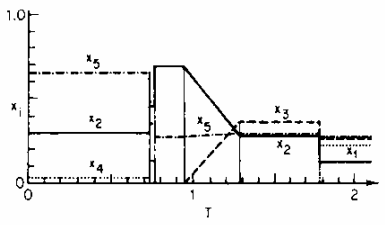


FIG. 16-42 Historial de la concentración del efluente correspondiente al ejemplo.

valor de $\mathbf{h}_{1F}$, la suma de la ecuación (16-198) se convierte ahora en la siguiente expresión:

$$\Sigma_1 = \frac{0.267}{1.25 - 1.00} + \frac{0.149}{1.25 - 1.50} + \frac{0.290}{1.25 - 2.00} + \frac{0.294}{1.25 - 5.00} = 0.0069$$

En iteraciones subsecuentes se aplica el método de Newton. La derivación del lado izquierdo de la ecuación (16-198) da lo que sigue:

$$\frac{d\Sigma}{d\mathbf{h}} = \frac{-\sum_{i=1}^{n} \mathbf{x}_i}{(h - \alpha_{11})^2}$$

Siendo $\mathbf{h}_{1F(1)} = 1.25$, la derivada tiene un valor de -7.19. La segunda aproximación toma la siguiente forma:

$$\mathbf{h}_{1F(2)} = \mathbf{h}_{1F(1)} - \frac{\Sigma_1}{d\Sigma/d\mathbf{h}} = 1.25 + 0.0069/7.19 = 1.251$$

Este valor parece ser lo suficientemente exacto. Las otras dos raíces de la ecuación (16-198) obtenidas en la misma forma e identificadas por medio de la ecuación (16-199) son $\mathbf{h}_{2F} = 1.710$ y $\mathbf{h}_{4F} = 4.000$. El componente 4 está ausente y el $\mathbf{h}_{3F}$ ha desaparecido. En consecuencia, puesto que $\mathbf{h}_{3F}$ o $\mathbf{h}_{4F}$ debe ser igual que α_{14}, $\mathbf{h}_{3F} = \alpha_{14} = 3.000$.

Ya que la composición de presaturación comprende sólo tres componentes, dos raíces de valor **h** se especifican como 2.480 y 3.120 gracias a la ecuación (16-197). Las dos raíces restantes están dadas por α_{11} y α_{12}, y el conjunto completo es $\mathbf{h}_{1F} = 1.000$, $\mathbf{h}_{2F} = 2.000$, $\mathbf{h}_{3F} = 2.480$, $\mathbf{h}_{4F} = 3.120$.

El historial de concentración completo para el efluente aparece ilustrado en la figura 16-42. La transición 2,3 puede tomarse como una ilustración de los cálculos posteriores. Partiendo de la ecuación (16-205),

$$P_2 = \mathbf{h}_{12}\mathbf{h}_{32}\mathbf{h}_{42}\alpha_{21}\alpha_{31}\alpha_{41}\alpha_{51}$$
$$= (1.0)(3.0)(4.0)(0.677)(0.50)(0.333)(0.20) = 0.2667$$

Entonces, según la ecuación (16-204):

$$\bar{T} = (1.710 \times 2.000 \times 0.2667)^{-1} = 1.094$$

y por lo que establece la ecuación (16-203),

$$\mathbf{R}_{23} = 2.000/1.710 = 1.170$$

Puesto que la transición es gradual ($\mathbf{R} > 1$), se encuentra que, según la ecuación (16-190), la transición principia ($\mathbf{X} = 0$) a $T = 1.094/1.170 = 0.936$, y concluye en $T = 1.170 \times 1.094 = 1.280$.

OPERACIONES CONTINUAS Y POR LOTES

ETAPA DE UN SOLO LOTE

En una corrida por lotes, ya sea en un proceso de adsorción o de intercambio iónico, se considera que el sorbente húmedo se agrega a una solución, se agita y posteriormente se filtra. En una etapa de mezclado de flujo continuo, en estado estacionario, el sorbente y la solución se dosifican o alimentan en forma continua y luego la mezcla se extrae y se segrega en el sorbente y la solución. Dichas etapas pueden formar parte de una operación real a contracorriente o de lecho fijo, o bien, tratarse de un proceso simulado por medio de cálculos, utilizando una operación escalonada.

El tratamiento por lotes se adopta cuando la capacidad y el equilibrio del sorbente son lo suficientemente grandes para dar una sorción casi completa en una sola etapa, como sucede en la decoloración de preparaciones de laboratorio. Las corridas por lotes son útiles para medir las isotermas de equilibrio y el comportamiento de la velocidad en el lado de la partícula, porque el balance simple de material permite calcular la concentración de la partícula basándose en una concentración medida de la fase fluida.

Un balance simple de material describe la operación ya sea en una unidad de lote o en cualquier etapa de mezclado de un sistema de flujo continuo:

$$W_b(q - q_{ent}) = -V_b(c - c_{ent}) \qquad (16\text{-}206)$$

o bien, $$W_b q_{ref}(y - y_{ent}) = -V_b c_{ref}(x - x_{ent}) \qquad (16\text{-}207)$$

en donde W_b = carga de peso del sólido y V_b = carga volumétrica del fluido en el sistema de lotes. Como valores de referencia c_{ref} se ajusta a la concentración de entrada del soluto, o a otro valor mayor: q_{ref} es la concentración del sólido en equilibrio con c_{ref}. Se puede definir una razón estequiométrica como sigue:

$$T_b = \frac{V_b c_{ref}}{W_b q_{ref}} = \frac{y - y_{ent}}{x_{ent} - x} \qquad (16\text{-}208)$$

El decremento de **x** desde la condición de entrada hasta el equilibrio se designa como Δ, y el grado de acercamiento al equilibrio como X. Según el balance de material,

$$X = \frac{x_{ent} - x}{\Delta} = \frac{y - y_{ent}}{T_b \Delta} \qquad (16\text{-}209)$$

Entonces, las concentraciones adimensionales son

$$x = x_{ent} - X\Delta \qquad y \qquad y = y_{ent} + XT_b\Delta \qquad (16\text{-}210)$$

Límite de equilibrio binario a R constante La ecuación (16-208) se aplica junto con la ecuación (16-14). La solución de la relación cuadrática en Δ resultante da

$$\Delta = (M - L)/2T_b \qquad (16\text{-}211)$$

en donde $M = x_{ent}T_b - y_{ent} + [(1 + T_b r)/(1 - r)]$
$N = [(x_{ent} - y_{ent} r)/(1 - r)] - x_{ent}y_{ent}$
$L = (M^2 - 4NT_b)^{1/2}$

Cuando **r** no es constante, la ecuación (16-209) se sustituye localizando gráfica o numéricamente la intersección de la curva de equilibrio con el balance de material especificado por la ecuación (16-208). Para el equilibrio de la acción de masa, otro método es el que se describe después bajo el título de "Equilibrio de varios componentes".

Velocidad controlada por la fuerza impulsora de la cinética de reacción La generalidad de esta forma de expresión de velocidad se demostró ya en párrafos anteriores. Las ecuaciones (16-83) y (16-210) se combinan para dar:

$$\frac{dy}{dt} = T_b\Delta\frac{dX}{dt} = \hat{k}(1 - r)(T_b X^2\Delta^2 - MX\Delta + N) \qquad (16\text{-}212)$$

La integración para una operación en lotes genera el siguiente resultado:

$$t = \frac{T_b}{\hat{k}(1 - r)L}\ln\frac{1 - [X(M - L)/(M + L)]}{1 - X} \qquad (16\text{-}213)$$

La solución para una operación de flujo continuo perfectamente mezclado da el tiempo medio de residencia (en donde el mismo valor –la razón de volumen de retención a la velocidad de gasto volumétrico se aplica en ambas fases):

$$\bar{t} = \frac{XT_b\Delta}{\hat{k}(1 - r)(T_b X^2\Delta^2 - MX\Delta + N)} \qquad (16\text{-}214)$$

La segregación de fase no complica las operaciones algebraicas porque la reacción es de primer orden dentro de cada partícula: el grado de acercamiento al equilibrio es

$$X = (M' - L')/(M - L) \qquad (16\text{-}215)$$

en donde $M' = M + T_b/[(1 - r)\hat{k}\bar{t}]$, y $L' = (M'^2 - 4NT_b)^{1/2}$. Estas relaciones sirven para determinar los coeficientes de velocidad a partir de datos experimentales, o para aplicar los coeficientes de velocidad conocidos a fin de determinar el tamaño de un contactor de una sola etapa o las etapas individuales de un contactor de etapas múltiples.

Equilibrio lineal Si **r** = 1, la fuerza impulsora sin dimensiones se reduce a (**x** - **y**). La ecuación (16-209) da la condición de equilibrio (siendo **x** = **y**):

$$\Delta = (x_{ent} - y_{ent})/T_b + 1) \qquad (16\text{-}216)$$

El mismo modo, en el caso de corridas por lotes, la ecuación (16-213) se sustituye con

$$t = \frac{T_b}{\hat{k}(T_b + 1)}\ln\frac{1}{1 - X} \qquad (16\text{-}217)$$

Para un flujo continuo perfectamente mezclado, la relación entre el tiempo y el grado de desarrollo es

$$\bar{t} = \frac{T_b X}{\hat{k}(1 + T_b)(1 - X)} \qquad (16\text{-}218)$$

o bien, $$X^{-1} = 1 + \frac{T_b}{\hat{k}\bar{t}(1 + T_b)} \qquad (16\text{-}219)$$

Equilibrio de varios componentes El balance de materia de una sola etapa por cada componente [Ec. (16-208)] se expresa también de la siguiente manera:

$$(y_{ent})_i + T_b(x_{ent})_i = Y_i \qquad (16\text{-}220)$$

en donde el subíndice i designa el i-ésimo componente, y Y es la fracción mol hipotética en la fase sólida (o fracción iónica equivalente) que incluye todos los componentes de ambas fases. Entonces, para cualquier grado de acercamiento al equilibrio, $\mathbf{y}_i + T_b\mathbf{x}_i = Y_i$, y $\mathbf{x}_i = (Y_i - \mathbf{y}_i)/T_b$. Por tanto, la razón de las fracciones mol de i, designada como Γ_i adopta la forma

$$\Gamma_i = y_i/x_i = T_b y_i/(Y_i - y_i) \qquad (16\text{-}221)$$

Con ciertos tipos de relación de equilibrio, las razones de diferentes especies se relacionan con suma facilidad entre sí o con la relación de un componente de referencia n. Sobre todo en el caso de sistemas que siguen un comportamiento de factor de separación constante o de acción de masa, Γ_i, es, respectivamente, $(\alpha_{i,n}\Gamma_n)$ o $[K_{i,n}(\Gamma_n)^{m_{ni}}]$.

Dado el conjunto de valores de Y_i correspondientes a los balances de material conocidos y el conjunto de relaciones de equilibrio conocidas, se suponen valores de prueba sucesivos de Γ_n para determinar el que lleva a la unidad como el total para cualquiera de los valores $\Sigma\mathbf{x}_i$ o $\Sigma\mathbf{y}_i$ (y, por lo tanto, para ambos). Por consiguiente, dado que $\mathbf{y}_i = Y_i\Gamma_i/(1 + \Gamma_i)$, el criterio del balance de materia es:

$$\sum_{i=1}^{n}\frac{Y_i\Gamma_i}{1 + \Gamma_i} = 1 \qquad (16\text{-}222)$$

Este cálculo escalonado de prueba y error es un paralelo del método de Lewis y Cope para la destilación de varios componentes [*Ind. Eng. Chem.*, **24**, 498 (1932)]. Hiester y colaboradores [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **50**(14), 51 (1954)] presentaron un ejemplo de su empleo para calcular la separación de dos componentes menores por medio del intercambio iónico.

ETAPA DE SEMILOTE

Para esta clase de operación se considera que un lote de sorbente retenido en un depósito o zona de contacto sufre una **mezcla perfecta** con la fase fluida coexistente, mientras que el fluido entra y sale con una velocidad volumétrica uniforme F, como sucede en un lecho fijo fluidificado y con buena agitación. La concentración del soluto del fluido entrante es constante ($\mathbf{X}_{ent} = 1$); los niveles del adsorbente **Y** y el fluido de salida **X** aumentan de 0 a 1, conforme se desarrolla la corrida.

El balance de materia en un intervalo diferencial da

$$F(1 - \mathbf{X}) = v\left(\varepsilon\frac{d\mathbf{X}}{dt} + \Lambda\frac{d\mathbf{Y}}{dt}\right) \qquad (16\text{-}223)$$

en donde v = volumen total de la zona de contacto perfectamente bien mezclada, ε = fracción de volumen en la fase líquida y t = tiempo transcurrido. La razón v/F es el tiempo medio de residencia, $\bar{t}$.

Para un sistema **que no está en equilibrio,** $d\mathbf{Y}/dt$, se obtiene como una función de **X**, utilizando la relación de velocidad y la de equilibrio apropiadas, tomadas de la subsección anterior. La ecuación resultante

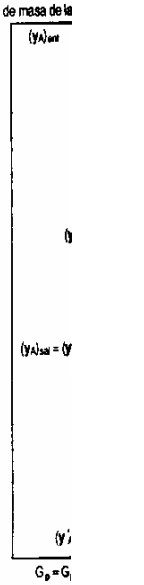


FIG. 16-43 Diagram
corriente, que consta de
de elución.

para dt como una fur
mente. Marchello y
propusieron un ejem

Para un sistema en
tituye con el product
librio lineal, Y° = X

También es posibl
lenta en comparaci
relación con el tiem
condición idealizad
cuentra con un sólid
enormemente al equ
ecuación (16-224) s

OPERACIÓN D CONTRACORR

Un sistema de flujo
fases fluida y sólida
destilación de rebos

s, la ecuación (16-213)

(16-217)

do, la relación entre el

(16-218)

(16-219)

ance de materia de una
] se expresa también de

(16-220)

ponente, y Y es la fracciónica equivalente) que
s. Entonces, para cual-
$+ T_b x_i = Y_i$, y $x_i = (Y_i -$
i mol de i, designada

r_i' (16-221)

is razones de diferentes
e sí o con la relación de
el caso de sistemas que
ción constante o de ac-
o $[K_{i,n}(\Gamma_n)^{m_i}]$.
lientes a los balances de
s de equilibrio conoci-
e Γ_n para determinar el
iera de los valores Σx_i o
guiente, dado que $y_i =$
es:

(16-222)

paralelo del método de
omponentes [*Ind. Eng.*
res [*Chem. Eng. Prog.*
ejemplo de su empleo
menores por medio del

n lote de sorbente rete-
a **mezcla perfecta** con
do entra y sale con una
de en un lecho fijo flui-
ón del soluto del fluido
idsorbente Y y el fluido
arrolla la corrida.
icial da

$\left(\frac{Y}{t}\right)$ (16-223)

cto perfectamente bien
uida y t = tiempo trans-
idencia, $\bar{t}$.
dY/dt, se obtiene como
cidad y la de equilibrio
La ecuación resultante

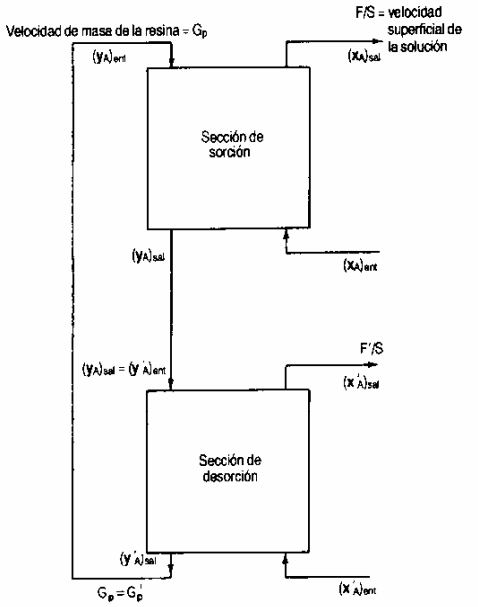


FIG. 16-43 Diagrama de flujo de un sistema de lecho móvil continuo a contracorriente, que consta de dos secciones; las letras con primas denotan las variables de elución.

para dt como una función de $d\mathbf{X}$ y $\mathbf{X}$ se integra algebraica o numéricamente. Marchello y Davis, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **2**, 27 (1963) propusieron un ejemplo de este método.

Para un sistema en equilibrio, $d\mathbf{Y}/dt$ de la ecuación (16-223) se sustituye con el producto $(d\mathbf{X}/dt)(d\mathbf{Y}^*/d\mathbf{X})$. En el caso especial del **equilibrio lineal**, $\mathbf{Y}^* = \mathbf{X}$, y el resultado es:

$$\frac{\bar{t}}{t} = \left(1 + \frac{\mathbf{\Lambda}}{\varepsilon}\right) \ln \frac{1}{1 - \mathbf{X}} \tag{16-224}$$

También es posible tener una recirculación interna de sólido que sea lenta en comparación con el movimiento del fluido, pero rápida en relación con el tiempo total de la corrida. Esta situación se acerca a la condición idealizada del flujo en forma de tapón del fluido que se encuentra con un sólido perfectamente mezclado. Si el fluido se acerca enormemente al equilibrio con el sólido para cuando sale del lecho, la ecuación (16-224) se aplica una vez más.

OPERACIÓN DE MULTIETAPAS A CONTRACORRIENTE

Un sistema de flujo continuo con contacto a contracorriente entre las fases fluida y sólida se parece en muchos aspectos a una columna de destilación de rebosamiento molal constante. Su diferencia más sobresaliente, que afecta tanto su diseño como su operación, es que las dos fases no se interconvierten ya que el gas y el líquido se encuentran dentro del condensador y el recalentador de una unidad de destilación. Por el contrario, el adsorbente debe regenerarse con un eluyente independiente en una operación por separado, antes de ser devuelto al sistema para su reutilización. Por consiguiente, cualquier unidad completa debe comprender tanto la sorción como la desorción y el reciclaje de la fase sólida, como se indica en la figura 16-43. En el caso de la sección de sorción o desorción de la figura 16-43, entre los extremos superior e inferior de la misma, el balance de materia de cualquier componente (p.ej., **A**) es

$$G_p[(q_A)_{sal} - (q_A)_{ent}] = -\left(\frac{F}{S}\right)[(c_A)_{sal} - (c_A)_{ent}] \tag{16-225}$$

Entre una sección transversal intermedia y el extremo superior de la columna se tiene también que

$$G_p q_{ref}[y_A - (y_A)_{ent}] = -\left(\frac{F}{S}\right) c_{ref}[(x_A)_{sal} - x_A] \tag{16-226}$$

En este caso, G_p es la velocidad de masa de la fase sólida por unidad de sección transversal, y F/S es la velocidad superficial de la fase fluida.

La relación de la capacidad de flujo molal del fluido con la del sólido (razón de carga tratada o capacidad) se expresa mediante

$$T = -(c_{ref}F/S)/(q_{ref}G_p) \tag{16-227}$$

Para una separación o un intercambio en particular que se regula por medio del fluido de entrada ($\mathbf{X}_{ent} = 1$ cuando $\mathbf{x} = \mathbf{x}''$) y el sólido de entrada ($\mathbf{Y}_{ent} = 0$ cuando $\mathbf{y} = \mathbf{y}'$), la razón de capacidad para la separación es

$$\mathbf{T} = \frac{(F/S)c_{ref}(\mathbf{x}'' - \mathbf{x}')}{G_p q_{ref}(\mathbf{y}'' - \mathbf{y}')} \tag{16-228}$$

Equilibrio lineal Cuando la ecuación (16-216) se aplica a una etapa, una secuencia de etapas de equilibrio (de número N_c) que comprende un flujo a contracorriente se puede resolver por medio de la ecuación de Kremser [*Nat. Pet. News*, **22**(21), 42 (1930)]. El grado de acercamiento a la transferencia de equilibrio en el fluido de salida es:

$$1 - \mathbf{X}_{sal} = (\mathbf{T}^{N_c} - 1)/(\mathbf{T}^{N_c+1} - 1) \tag{16-229}$$

y el grado de acercamiento en el sólido saliente es

$$\mathbf{Y}_{sal} = \frac{\mathbf{T}^{N_c+1} - \mathbf{T}}{\mathbf{T}^{N_c+1} - 1} = \mathbf{T}(1 - \mathbf{X}_{sal}) \tag{16-230}$$

Partiendo de estas relaciones, el número de etapas de equilibrio es:

$$N_c = \frac{1}{\ln \mathbf{T}} \ln \frac{\mathbf{T} - \mathbf{Y}_{sal}}{\mathbf{T}(1 - \mathbf{Y}_{sal})} \tag{16-231}$$

Si $\mathbf{T} = 1$, estas relaciones se simplifican a

$$1 - \mathbf{X}_{sal} = \mathbf{Y}_{sal} = \frac{N_c}{N_c + 1} \qquad \mathbf{X}_{sal} = \frac{1}{N_c + 1} \tag{16-232}$$

Hiester y colaboradores [*Ind. Eng. Chem.*, **45**, 2402 (1953)] explican el empleo de estas relaciones para el diseño de un contactor con etapa de equilibrio de dos secciones, para separar varios iones que tienen isotermas lineales con el eluyente. En la figura 16-44 se consigna el diagrama de flujo correspondiente.

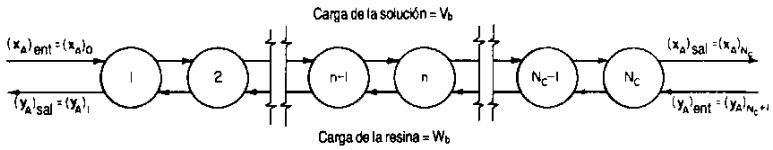


FIG. 16-44 Diagrama de flujo de un contactor de lotes a contracorriente, de varias etapas. [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **50**(14), 52 (1954).]

Se han realizado computaciones iterativas para sistemas que constan hasta de veinte componentes, con cualquier equilibrio no lineal simple, adaptando un programa Fortran desarrollado por Hanson y Somerville, *Adv. Chem. Eng.*, **4**, 279 (1963).

OPERACIÓN DIFERENCIAL CONTINUA A CONTRACORRIENTE

Unidad de lecho móvil El balance de materia dado por la derivación de la ecuación (16-226) es

$$T = dy/dx \qquad \mathbf{T} = d\mathbf{Y}/d\mathbf{X} \tag{16-233}$$

En esta exposición se tomarán en cuenta dos relaciones de velocidad. La primera de ellas, la forma de la cinética de la reacción, se incluye debido a su aplicabilidad general y la segunda, la forma de transporte externo, ilustra la técnica gráfica ya conocida que se emplea para determinar el número de unidades de transferencia en este tipo de sistema (la técnica se aplica también al planteamiento de fuerza impulsora lineal o cuadrática de una difusión en la fase de la partícula, o a la fuerza impulsora de la cinética de reacción).

Para aplicar expresiones de velocidad, la escala del tiempo se debe considerar como el de residencia en la fase sólida ($t_p = hp_b/G$). Esto se relaciona con el tiempo de residencia aparente para la fase fluida ($t_{fa} = hS/F$):

$$\frac{t_{fa}}{t_p} = \frac{hS/F}{h\rho_b/C_p} = \frac{1}{T\mathrm{A}} = \frac{1}{\mathbf{T}\mathrm{A}} \tag{16-234}$$

Por consiguiente, la derivada que expresa la velocidad es

$$\frac{d\mathbf{Y}}{dt_p} = \frac{1}{\mathrm{A}}\frac{d\mathbf{X}}{dt_{fa}} \tag{16-235}$$

Forma de la cinética de la reacción La ecuación (16-235) se resuelve en combinación con la fuerza impulsora de la cinética de reacción (véase tabla 16-7, partida 4C), para determinar la altura de la columna en función de la proporción $\mathbf{X}_{sal}$ del componente de alimentación no sorbido. Con $\mathrm{N}_R = \kappa \mathrm{A}\, hS/F$, el aresultado es

$$\mathrm{N}_R = \frac{1}{\mathbf{T}(1-\mathbf{R})l}\ln\left(\frac{2\mathbf{X}_{sal} - m + l}{2\mathbf{X}_{sal} - m - l}\right)\left(\frac{2 - m - l}{2 - m + l}\right) \tag{16-236}$$

siendo $m = \mathbf{X}_{sal} + \{(1-\mathbf{RT})/[\mathbf{T}(1-\mathbf{R})]\}$; $n = \mathbf{R}\mathbf{X}_{sal}/(1-\mathbf{R})$; $l = (m^2 + 4n)^{0.5}$. Si l es imaginaria, entonces se aplica la integral alternativa:

$$\mathrm{N}_R = \frac{2}{\mathbf{T}(1-\mathbf{R})l'}\left(\tan^{-1}\frac{2-m}{l'} - \tan^{-1}\frac{2\mathbf{X}_{sal} - m}{l'}\right) \tag{16-237}$$

siendo $l' = (-m^2 - 4n)^{0.5}$.

En el caso de un **equilibrio lineal,** ($\mathbf{R} = 1$),

$$\mathbf{N} = \frac{1}{1-\mathbf{T}}\ln\frac{1 - \mathbf{T} + \mathbf{T}\mathbf{X}_{sal}}{\mathbf{X}_{sal}} = \frac{1}{1-\mathbf{T}}\ln\frac{1 - \mathbf{Y}_{sal}}{1 - (\mathbf{Y}_{sal}/\mathbf{T})} \tag{16-238}$$

Esta relación se resuelve explícitamente para $\mathbf{Y}_{sal}$ en conexión con $\mathbf{N}$ y $\mathbf{T}$, si así se desea. Este resultado que es la **ecuación de Colburn** [*Ind. Eng. Chem.*, **27**, 255 (1935)], se aplica también al límite del equilibrio lineal del caso con transporte externo.

Forma de transporte externo En el caso de que la cinética general del paso de sorción esté regida por el **transporte en la fase fluida,** externo a la partícula, la combinación de la velocidad (tabla 16-7, partida 1*B*) con la relación del balance de material [Ecuación (16-233)] y las condiciones de límite llevan al siguiente resultado:

$$\int_1^{\mathbf{X}_{sal}} \frac{d\mathbf{X}}{\mathbf{X} - \mathbf{X}^*} = \mathbf{N}_{Of} = k_f a_p \frac{hS}{F} \tag{16-239}$$

Hiester y colaboradores [*Chem. Eng. Prog.*, **50**, 139; *Symp. Ser.*, **14**, 63 (1954) efectuaron ya este género de cálculos, tanto para isotermas lineales como para no lineales.

Otros casos Calderbank y Macrackis, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **34**, 320 (1956) propusieron soluciones para controlar la resistencia en la fase de la partícula y para regular la transferencia de calor, en un estudio de captación de hidrocarburos C_2 y C_3 por medio de carbono activado, en una unidad de hipersorción.

Eficiencia final de la sorción de un sistema regenerativo de lecho móvil Por cada conjunto de condiciones operacionales de columna y cada sistema de sorción, existe un límite para el grado de eliminación o separación posible. Dicho límite se alcanza en una columna que tenga un número infinito de unidades de transferencia, y es dependiente de las isotermas de equilibrio de los solutos participantes y de la razón de flujo molal entre ambas fases. En el sistema de dos etapas ilustrado en la figura 16-43, en donde se especifican factores de separación constante (valores de α) para cada par de componentes presentes, los límites teóricos se deducen de manera analítica.

En lo que respecta a tres componentes, A, B y el eluyente E, la razón de equilibrio del eluyente γ se define como

$$\gamma = \frac{\mathbf{y}_E^*}{\mathbf{x}_E} = \alpha_{EA}\frac{\mathbf{y}_A^*}{\mathbf{x}_A} = \alpha_{EB}\frac{\mathbf{y}_B^*}{\mathbf{x}_B} = \frac{1 - \mathbf{y}_A^* - \mathbf{y}_B^*}{1 - \mathbf{x}_A - \mathbf{x}_B} \tag{16-240}$$

Se supone que la sección de desorción en un sistema de dos unidades, como se ejemplifica en la figura 16-43, proporciona una resina totalmente eluida. Así pues, se puede aplicar un razonamiento análogo al que utilizaron Hiester *et. al., (loc. cit.)* en el caso de la isoterma lineal para este caso más general.

En la tabla 16-11 se presenta el efecto de los gastos molales relativos de las dos fases, tanto en las recuperaciones como en las purezas, para una cantidad infinita de NTU en la sección de adsorción. Como se observa, las purezas y las recuperaciones se interrelacionan, y la pureza y la recuperación totales no se logran de manera simultánea. (Estas relaciones se aplican también a otros sistemas de contacto a contracorriente, como la destilación, en donde los factores de separación son constantes.)

TABLA 16-11 Recuperaciones y purezas para una sección de sorción de NTU infinita, en un sistema continuo a contracorriente de dos unidades*

Razón de carga tratada	Recuperación, $\bar{R}_{Bl}$	Pureza, $\bar{P}_{Bl}$
$\mathbf{T} > \gamma\alpha_{AE}$	$1 - \gamma\alpha_{BE}/\mathbf{T}$	$\left[1 + \frac{1-(\gamma\alpha_{AE}/\mathbf{T})}{(\phi_{BA})_{em}(1-\gamma\alpha_{BE}/\mathbf{T})}\right]_1^{-1}$
$\gamma\alpha_{AE} > \mathbf{T} > \gamma\alpha_{BE}$	$1 - \gamma\alpha_{BE}/\mathbf{T}$	1
$\mathbf{Y} \le \gamma\alpha_{BE}$	0	Indeterminada

* Los símbolos $\bar{R}_{BU}$ y $\bar{P}_{PU}$ se autodefinen: fBA es la razón de B con respecto a A en la corriente del fluido; hay otros símbolos que se definieron anteriormente en esta sección. El subíndice U se refiere a la sección superior o de sorción. La especie A es la que está sujeta con mayor firmeza.

Sección 17

Procesos modernos de separación

Joseph D. Henry, Jr., Ph.D., P.E., *Professor and Chairman Engineering, West Virginia University; Member, American Chemical Society, American Institute of Chemical Engineers. (Editor de la sección, Cristalización a partir de la fusión, Procesos de separación basados principalmente en la acción en un campo y Procesos innovadores de separación sólido-líquido.)*

William Corder, M.S., P.E., *Assistant Vice President, Consolidation Coal Company; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Society of Mechanical Engineers. (Sublimación)*

W. S. Winston Ho, Ph.D., *Engineering Associate, Exxon Research and Engineering Company; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Chemical Society. (Procesos por medio de membranas)*

Richard L. Hoglund, M.S., *Chemical Engineer, Union Carbide Corporation—Nuclear Division; Member, American Institute of Chemical Engineers. (Procesos de separación por difusión)*

Robert Lemlich, Ph.D., P.E., *Professor of Chemical Engineering, University of Cincinnati; Fellow, American Institute of Chemical Engineers; Member, American Chemical Society, American Society for Engineering Education; Fellow, American Association for the Advancement of Science. (Métodos de separación mediante burbujas de adsorción)*

Norman N. Li, Sc.D., *Director, Separations Research, UOP, Inc.; Member American Chemical Society, American Institute of Chemical Engineers. The New York Academy of Science. (Procesos por medio de membranas)*

Charles G. Moyers, Jr., Ph.D., P.E., *Principal Engineer, Union Carbide Corporation—Engineering and Technical Services Division; Member, American Institute of Chemical Engineers. (Cristalización a partir de la fusión)*

John Newman, Ph.D., *Professor of Chemical Engineering, University of California, Berkeley; Principal Investigator, Inorganic Materials Research División, Lawrence Berkeley Laboratory. (Procesos de separación basados principalmente en la acción en un campo; Teoría de las separaciones eléctricas)*

Herbert A. Pohl, Ph.D., *Professor of Physics, Oklahoma State University; Member, American Chemical Society, American Physical Society, American Association for the Advancement of Science, American Association of Physics Teachers. (Procesos de separación basados principalmente en la acción en un campo; Dielectroforesis)*

Kent Pollock, Ph.D., *Professor of Physics, Oklahoma State University. (Procesos de separación basados principalmente en la acción en un campo; Dielectroforesis)*

Michael E. Prudich, Ph.D., *Research Engineer, Gulf Research and Development Company; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Chemical Society. (Procesos innovadores de separación sólido-líquido)*

K. S. Spiegler, Ph.D., *Professor of Mechanical Engineering Emeritus, University of California, Berkeley; Charter Member, Association of Energy Engineers, National Water Supply Improvement Association; Member, American Chemical Society. (Procesos de separación basados principalmente en la acción en un campo; Electrodiálisis)*

Edward Von Halle, Ph.D., *Chemical Engineer, Union Carbide Corporation—Nuclear Division; Member, American Institute of Chemical Engineers. (Procesos de separación por difusión)*

CRISTALIZACIÓN A PARTIR DE LA FUSIÓN

Equilibrio de fases 17-4
Congelación normal 17-5
Separación de componentes mediante la congelación normal 17-5
Variables pertinentes en la congelación normal 17-6
Aplicaciones 17-6
Fusión por zonas 17-6
Separación de componentes mediante la fusión por zonas 17-6
Variables pertinentes en la fusión por zonas 17-7
Aplicaciones 17-7
Cristalización en columna 17-7
Cristalizador de columna con alimentación central 17-9
Cristalizador de columna con alimentación en el extremo 17-12
Otras técnicas 17-13

SUBLIMACIÓN

Introducción 17-14
Mecanismos y teoría de los procesos de sublimación 17-14
Limitaciones termodinámicas para los procesos de sublimación 17-14
Factores limitantes de la velocidad para los procesos de sublimación 17-15
Equipos y ecuaciones de diseño 17-15
Equipos 17-15
Ecuaciones de diseño: sublimación simple 17-15
Ejemplo 1: Purificación mediante una sublimación por arrastre simple 17-16
Ejemplo 2: Purificación mediante una sublimación al vacío 17-16
Ecuaciones de diseño: sublimación fraccionada 17-16

PROCESOS POR MEDIO DE MEMBRANAS

Infiltración de líquidos y gases por membranas 17-16
Definiciones de membranas e infiltración de membranas 17-16
Teoría 17-17
Procesos de separación y diseño de equipos 17-19
Diálisis 17-21
Definiciones 17-21
Teoría 17-21
Diseño 17-23
Ósmosis inversa 17-25
Definiciones 17-25
Teoría 17-25
Diseño 17-27
Ultrafiltración 17-32
Definiciones 17-32
Teoría 17-32
Diseño 17-34

PROCESOS DE SEPARACIÓN BASADOS PRINCIPALMENTE EN LA ACCIÓN EN UN CAMPO

Teoría de las separaciones eléctricas 17-38
Electroforesis 17-39
Movilidad electroforética 17-39
Modalidades de funcionamiento 17-40
Electrodiálisis 17-41
Membranas selectivas de iones 17-41
Diseño del equipo 17-45
Consumo de energía y optimización del proceso 17-45
Datos detallados de operación y diseño 17-48
Ensuciamiento de las membranas y formación de escamas 17-48
Aplicaciones de la electrodiálisis 17-49
Dielectroforesis 17-49
Introducción 17-49
Principio 17-50
Teoría formal 17-50
Explicación heurística 17-50
Limitaciones 17-51
Aplicaciones de la dielectroforesis 17-51

PROCESOS INNOVADORES DE SEPARACIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO

Filtración con flujo transversal 17-56
Concepto del proceso 17-56
Teoría 17-57
Equipo de filtración con flujo transversal 17-58
Electrofiltración con flujo transversal 17-59
Concepto del proceso 17-59
Teoría 17-60
Procesos afines 17-61
Filtro con doble función 17-61
Separaciones sólido-líquido basadas en la acción superficial que incluyen una segunda fase líquida 17-62

. 17-25
. 17-25
. 17-25
. 17-27
. 17-32
. 17-32
. 17-32
. 17-34

BASADOS EN UN CAMPO

. 17-38
. 17-39
. 17-39
. 17-40
. 17-41
. 17-41
. 17-45
so 17-45
. 17-48
de
. 17-48
. 17-49
. 17-49
. 17-49
. 17-50
. 17-50
. 17-50
. 17-51
. 17-51

EPARACIÓN

. 17-56
. 17-56
. 17-57
. 17-58
. 17-59
. 17-59
. 17-60
. 17-61
. 17-61

. 17-62

Concepto del proceso 17-62
Teoría 17-63
Proceso Sirofloc 17-64

MÉTODOS DE SEPARACIÓN MEDIANTE BURBUJAS DE ADSORCIÓN

Principio 17-65
Definiciones y clasificación 17-65
Adsorción 17-67
Factores que afectan la adsorción 17-67
Operación en la modalidad simple 17-67
Determinación de Γ 17-67
Tamaños de burbujas 17-67
Enriquecimiento y agotamiento 17-68
Teoría de columna de espuma 17-68
Ecuaciones limitantes 17-68
Operación de la columna 17-69
Sobreflujo y drenaje de espuma 17-69
Coalescencia de la espuma 17-70
Reducción de la espuma 17-70
Fraccionamiento por burbuja 17-70
Sistemas separados 17-71
Ejemplo 3: Fraccionamiento por espuma 17-72

PROCESOS DE SEPARACIÓN POR DIFUSIÓN

Difusión gaseosa 17-73
Mecanismo de separación 17-73
Descripción del proceso 17-73
Diseño de etapas 17-74
Difusión térmica 17-75
Revisión de la literatura 17-75
Teoría 17-76
Difusión por presión 17-76
Proceso con centrífugas de gas 17-76
Centrífugas de gas 17-77
Tobera de separación 17-77
Difusión de masa 17-78

CRISTALIZACIÓN A PARTIR DE LA FUSIÓN

REFERENCIAS GENERALES: Atwood, *Recent Advances in Separation Science*, vol. 1, CRC Press, Cleveland, 1972, pp. 1-35. Mullin, *Crystallization*, 2d ed., Butterworth, London, 1972. Pfann, *Zone Melting*, 2d ed., Wiley, New York, 1966. Schildknecht, *Zone Melting*, Academic, New York, 1966. Zief y Wilcox, *Factional Solidification*, Marcel Dekker, New York, 1967.

La purificación de un producto químico por solidificación a partir de una mezcla líquida se conoce como cristalización de la **solución** o cristalización a partir de la **fusión**. La distinción entre estas dos operaciones es hasta cierto punto sutil. El término **cristalización a partir de la fusión** se ha definido como la separación de los componentes de una mezcla binaria sin la adición de disolvente, pero esta definición es en cierta manera restrictiva. En la **cristalización de la solución** se agrega un disolvente a la mezcla y después, la solución se enfría en forma directa o indirecta, y/o se evapora el disolvente, para realizar la cristalización. Por lo general, la fase sólida se forma, y se mantiene por abajo de la temperatura de congelación del componente puro. En la cristalización a partir de la fusión no se agrega disolvente a la mezcla reactiva y la fase sólida se forma por enfriamiento directo o indirecto de la fusión. A menudo, el producto se mantiene cerca o por encima de la temperatura de congelación del componente puro, en la sección de refinación del equipo.

Hay muchas técnicas para efectuar la cristalización a partir de la fusión. Una lista abreviada incluye la congelación parcial y la recuperación de sólidos en sistemas de enfriamiento de cristalizador y centrífuga; la fusión parcial, o sea, la exudación; la congelación escalonada, la congelación normal, la fusión por zonas y la cristalización en columnas. La descripción de todos esos métodos no se encuentra dentro del alcance de este estudio. Zief y Wilcox (*op. cit.*), compilaron un libro completo que describe la mayor parte de esos procesos. Las actuales tendencias dentro de la práctica de cristalización por fusión y una ultraelevada purificación de productos químicos orgánicos son objeto de estudio por Atwood (*op. cit.*). Tres de los métodos más generalizados —congelación normal, fusión por zonas y cristalización en columnas— se verán aquí, para demostrar la aplicabilidad de las técnicas de cristalización a partir de la fusión.

Un producto de elevada o ultraelevada pureza es el que se obtiene en muchos procesos de purificación por fusión. En la tabla 17-1 se compara la calidad del producto y su forma producida con base en varias de estas operaciones. En la zona de refinación se pueden producir materiales muy puros cuando se opera en la modalidad intermitente; sin embargo, las otras técnicas también proporcionan una elevada pureza y son atractivas si se desea un proceso continuo de alta capacidad.

TABLA 17-1 Comparación de procesos que incluyen la cristalización a partir del material fundido

Procesos	Punto superior aproximado de fusión, °C	Materiales probados	Nivel mínimo de purezas obtenido, ppm, peso	Formado del producto
Congelación normal	1500	Todos tipos	1	Lingote
Fusión por zonas				
Por lotes	3500	Todos tipos	0.01	Lingote
Continua	500	Sila	100	Fusión
Columna de cristalización				
Alim. cont. en el extremo	300	Orgánicos	10	Fusión
Alim. cont. en el centro	400	Orgánicos	1	Fusión

Resumida de la obra de Zief y Wilcox, p. 7, *Fractional Solidification*, Marcel Dekker, New York, 1967.

EQUILIBRIOS DE FASES

Para el análisis de los métodos específicos de cristalización se presentó antes un estudio breve de los equilibrios de las fases sólida y líquida. En las figuras 17-1 y 17-2 se muestran los diagramas de fase para los sistemas binarios de solución sólida binaria y eutécticos, respectivamente. En el caso de los sistemas binarios de solución sólida, que aparecen en la figura 17-1, las fases sólida y líquida contienen cantidades en equilibrio de ambos componentes, en forma similar al comportamiento de las fases líquido-vapor. Este tipo de comportamiento causa problemas en la separación, porque se requieren etapas múltiples. Sin embargo, en principio, se puede obtener una pureza y rendimiento altos de ambos componentes, ya que no está presente algún eutéctico.

Si la impureza o el componente menor es completa o parcialmente soluble en la fase sólida del componente que se desea purificar, conviene definir un coeficiente de distribución k, mediante la ecuación (17-1):

$$k = C_S/C_\ell \qquad (17\text{-}1)$$

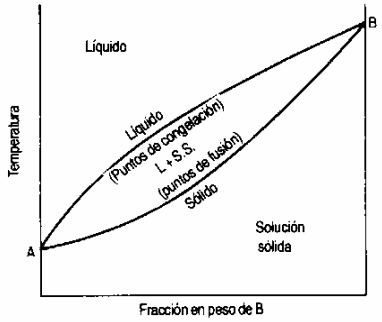


FIG. 17-1 Diagrama de fases para componentes que presentan una solución sólida completa (Zief y Wilcox, *Fractional Solidification*, vol. 1, p. 31, Marcel Dekker, New York, 1967).

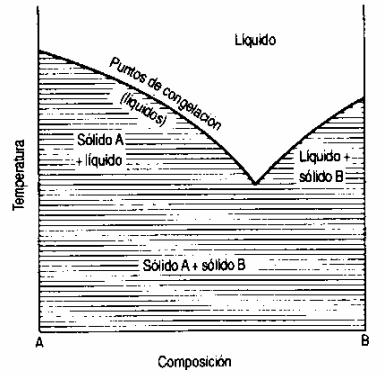


FIG. 17-2 Diagrama de fase eutéctica simple a presión constante (Zief y Wilcox, *Fractional Solidification* vol. 1, p. 24, Marcel Dekker, New York, 1967).

donde C_s representa la concentración de la impureza o el componente menor en la fase sólida y C_ℓ es la concentración de la impureza en la fase líquida. Por lo general, el coeficiente de distribución varía con la composición. El valor de k es mayor que 1 cuando el soluto incrementa el punto de fusión, y menor que 1 cuando se reduce el punto de fusión. En las regiones cercanas a A o B puros, las líneas del líquido y del sólido se vuelven lineales; es decir, el coeficiente de distribución es constante. Esta es la base para la suposición común de un valor constante para k en muchos tratamientos matemáticos de solidificación fraccionaria en los que se obtienen materiales ultrapuros.

En el caso de un sistema eutéctico simple, se obtiene por enfriamiento una fase sólida pura si la composición de la mezcla de alimentación no se encuentra en la composición eutéctica. Cuando la composición del líquido es eutéctica se formarán cristales separados de ambos componentes. En la práctica, es difícil obtener una separación perfecta de un componente por cristalización a partir de una mezcla eutéctica. La fase sólida contendrá siempre trazas de la impureza, por una separación incompleta del sólido y el líquido, una ligera solubilidad de la impureza en la fase sólida o inclusiones volumétricas. Es difícil generalizar cuál de estos mecanismos es la principal causa de contaminación, debido a las dificultades de análisis en el intervalo de alta o ultra alta pureza.

El concepto del coeficiente de distribución se aplica por lo general a la solidificación fraccionaria de los sistemas eutécticos, en la sección ultrapura del diagrama de fase. Si la cantidad de impureza atrapada en la fase sólida por cualquier motivo es proporcional a la contenida en la fusión, la suposición de un valor constante de k es válida. Debe observarse que el rendimiento teórico de un componente que muestra un comportamiento binario eutéctico está determinado por la composición de alimentación y la posición del eutéctico. Además, en contraste con el caso de una solución sólida, sólo se puede obtener un componente en su forma pura.

Existen muchos tipos de diagramas de fase, además de los dos casos simples aquí presentados; Zief y Wilcox (*op. cit.* p. 21) los resumen en detalle. Mullin (*op. cit.*) también recalca la importancia de determinar y analizar cuidadosamente el comportamiento de las fases cuando se trabaja con los sistemas de cristalización. Los equilibrios de las fases sólida y líquida deben determinarse en forma experimental para la mayor parte de los sistemas binarios y de componentes múltiples. Los métodos de cálculo se basan principalmente en el comportamiento ideal de las fases y tienen una precisión limitada cerca de los eutécticos. Muir (Pap. 71f, 73d ann. meet., AIChE, Chicago, 1980) informa sobre una técnica de cálculo basado en los coeficientes de actividad de la extracción en la fase líquida, a partir de los equilibrios *vapor-líquido*, que es útil para la estimación del comportamiento en las fases *sólido-líquido* de una mezcla binaria o multicomponente no ideal.

CONGELACIÓN NORMAL

La congelación normal o progresiva es la solidificación lenta y direccional de una fusión. Básicamente, esto incluye una solidificación lenta en el fondo o los lados de un recipiente, por enfriamiento indirecto. La impureza se rechaza hacia la fase líquida por avance de la interfase sólida. Esta técnica se puede utilizar para concentrar una impureza, o mediante solidificaciones y rechazos sucesivos del líquido, para producir un lingote muy puro. En la figura 17-3 aparece un equipo para la congelación normal. La velocidad de congelación y la posición de la entrecara se controlan por medio de la velocidad de movimiento del tubo y la temperatura del medio de enfriamiento. Hay muchas variaciones del aparato; por ejemplo, la porción de líquido residual se puede agitar y efectuar la congelación direccional verticalmente, como se muestra en la figura 17-3, o bien, horizontalmente (véase Richman y colaboradores, en la obra de Zief y Wilcox, *op. cit.*, p. 259). En general, hay una redistribución de solutos cuando se congela en forma direccional una mezcla de dos o más componentes.

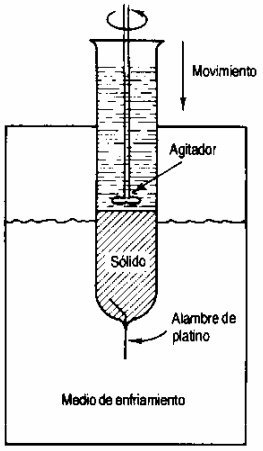


FIG. 17-3 Aparato de congelación normal.

Separación de componentes mediante la congelación normal En el caso en que el coeficiente de distribución es menor que 1, el primer sólido que se cristaliza contiene menos soluto que el líquido a partir del cual se forma. Conforme aumenta la fracción congelada, se incrementa la concentración de impurezas en el líquido restante y, por tanto, aumenta la concentración de impurezas en la fase sólida (para $k < 1$). El gradiente de concentración se invierte para $k > 1$. En consecuencia, a falta de difusión en la fase sólida, se establece un gradiente de concentración en el lingote congelado.

Uno de los extremos de la congelación normal es la congelación en equilibrio. En este caso, la velocidad de congelación tiene que ser suficientemente lenta como para permitir que la difusión en la fase sólida elimine el gradiente de concentración. Cuando ocurre esto, no hay separación si se solidifica todo el tubo. No obstante, se puede lograr la separación poniendo fin a la congelación antes de que todo el líquido se solidifique. La congelación en equilibrio se logra raramente en la práctica porque las velocidades de difusión en la fase sólida suelen ser despreciables (Pfann, *op. cit.*, p. 10).

Si la fase líquida masiva está bien mezclada y no se produce difusión en la fase sólida, se puede obtener una expresión simple que relacione la composición en la fase sólida con la fracción congelada, para el caso en que el coeficiente de distribución sea independiente de la composición y la fracción congelada [Pfann, *Trans. Am. Inst. Mech. Eng.*, **194**, 747 (1952)].

$$C_s = kC_0(1 - X)^{k-1} \tag{17-2}$$

C_0 es la concentración de la solución en la carga inicial y X la fracción congelada. En la figura 17-4 se muestra la redistribución de solutos prevista por la ecuación (17-2) para diversos valores del coeficiente de distribución.

Han habido muchas modificaciones del modelo idealizado anterior, para tomar en consideración variables como la velocidad de congelación y el grado de mezcla de la fase líquida. Por ejemplo, Burton y colaboradores [*J. Chem. Phys.*, **21**, 1987 (1953)] razonaron en el sentido de que el sólido rechaza el soluto con mayor rapidez que aquélla con que se puede difundir en la masa de líquido. Propusieron que el efecto de la velocidad de congelación y agitación se podría explicar mediante la difusión de soluto a través de una película estancada, cercana a la entrecara sólida. Su teoría dio como resultado una expresión para un coeficiente efectivo de distribución k_{eff} que se podía utilizar en la ecuación (17-2) en lugar de k.

$$k_{\text{eff}} = \frac{1}{1 + (1/k - 1)e^{-f\delta/D}} \tag{17-3}$$

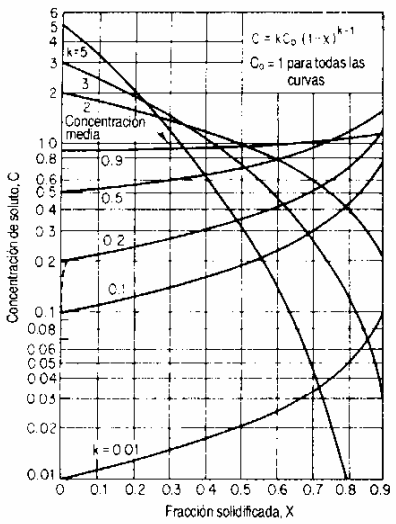


FIG. 17-4 Curvas para la congelación normal, que muestran la concentración de soluto C en el sólido en función de la fracción solidificada de X. (Pfann, *Zone Melting*, 2a. ed, p. 12, Wiley, New York, 1966).

en donde f = velocidad de crecimiento del cristal, cm/s; δ = espesor de la película estancada, cm y D = difusividad, cm^2/s. No se intentará resumir los diversos refinamientos de la ecuación (17-2). Zief y Wilcox (*op. cit.*, p. 69) resumieron varios de estos modelos.

Variables pertinentes en la congelación normal Las variables predominantes que afectan a la redistribución de solutos son el grado de mezclado en la fase líquida y la velocidad de solidificación. Es importante lograr un mezclado suficiente para facilitar la difusión del soluto lejos de la entrecara sólido-líquido, hacia la masa de líquido. El espesor de película δ disminuye al aumentar el nivel de la agitación. Se han señalado casos en que no se produjo esencialmente alguna separación al no agitar el líquido (Schildknecht, *Zone Melting, op. cit.*, p. 30). La velocidad de la congelación que se controla en gran parte por la velocidad de descenso del tubo (véase la Fig. 17-3) tiene efectos pronunciados sobre la separación obtenida. Esta última disminuye al aumentar la velocidad de congelación. Asimismo, las fluctuaciones de velocidad de congelación debidas a vibraciones mecánicas y variaciones de la temperatura del medio de enfriamiento pueden reducir la separación.

Aplicaciones La congelación normal se ha aplicado tanto a sistemas eutécticos como de solución sólida. Como se muestra en la figura 17-4, se pueden obtener factores elevados de separación, cuando el coeficiente de distribución es favorable. Se logran materiales relativamente puros retirando la porción deseada del lingote. Asimismo, en algunos casos, la congelación normal proporciona un método conveniente de concentración de las impurezas; por ejemplo, en el caso en que $k < 1$, la última porción del líquido que se congela está enriquecida en el soluto que se distribuye.

La congelación normal se ha aplicado a escala comercial. Por ejemplo, el aluminio se ha purificado mediante la congelación normal continua [Dewey, *J. Metals*, **17**, 940 (1965)]. El refinador Proabd descrito por Molinari (Zief y Wilcox, *op. cit.*, p. 393) es también un ejemplo comercial de congelación normal. En este aparato, la mezcla se solidifica direccionalmente en tubos de enfriamiento. La purificación se logra porque la fracción impura se funde primeramente; este proceso se denomina exudación. La técnica se ha aplicado a la purificación de naftaleno y *p*-diclorobenceno.

Otro proceso comercial, en el que se utiliza la exudación además de la solidificación direccional, fue descrito por Saxer y Papp [*Chem. Eng. Prog.*, **76**, 64 (1980)]. La operación es una secuencia de pasos que incluyen la congelación parcial de una película descendente de la fusión dentro de tubos de 12 m, seguida por la exudación y después, la fusión y recuperación del producto refinado. La capacidad de separación depende del número de etapas, la razón de reflujo y el coeficiente de distribución. Las técnicas de congelación normal se aplican para la purificación de gran variedad de productos orgánicos.

FUSIÓN POR ZONAS

La fusión por zonas se basa también en la distribución de soluto entre la fase líquida y la sólida, para efectuar una separación. Sin embargo, en este caso, una o más zonas líquidas pasan por el lingote. Esta técnica extremadamente variable, ideada por W. G. Pfann, se ha utilizado para purificar cientos de materiales. La fusión por zonas, en su forma más simple, se ilustra en la figura 17-5. Se puede hacer pasar una zona fundida por un lingote, de un extremo a otro, desplazando el calentador o pasando lentamente el material que se va a purificar por una zona estacionaria de calentamiento.

La congelación normal se puede considerar como un caso especial de fusión por zonas. Si la longitud de la zona fuera igual que la del lingote y si sólo se utilizara una pasada, la operación sería de congelación normal. No obstante, en general, cuando la longitud de la zona es sólo una fracción de la del lingote, la fusión zonal posee la ventaja de que una porción del lingote no se tiene que descargar después de cada solidificación. La última porción del lingote que se solidifica en la congelación normal se debe descargar antes de una segunda congelación.

Separación de componentes mediante la fusión por zonas El grado de redistribución de solutos que se logra mediante la fusión por zonas se determina por la longitud de la zona ℓ, la del lingote L, el número de pasadas n, el grado de mezcla en la zona líquida y el coeficiente de distribución de los materiales que se van a purificar. La distribución del soluto después de una pasada se puede obtener mediante consideraciones de balance de materiales. Se trata de un problema de dos campos; o sea, en la porción principal del lingote de longitud $L-\ell$ se produce la fusión por zonas en el sentido tradicional. El extremo arrastrado del lingote, de longitud l, sufre una congelación normal. En caso de que el coeficiente de distribución sea constante, que haya una mezcla perfecta en la fase líquida y que la difusión en la fase sólida sea despreciable, la distribución de soluto para una pasada se da mediante la ecuación (17-4) [Pfann, *Trans. Am. Inst. Mech. Eng.*, **194**, 747 (1952)].

$$C_x = C_0[1 - (1 - k)e^{-kx/\ell}] \qquad (17\text{-}4)$$

La posición de la zona x se mide desde el borde delantero del lingote. La distribución para pasadas múltiples se puede calcular también a partir de un balance de materiales; sin embargo, en este caso, el borde delantero de la zona encuentra un sólido correspondiente a la composición en el punto en cuestión para la pasada previa. La distribución de pasadas múltiples se calculó numéricamente (Pfann, *Zone Melting*, 2a.

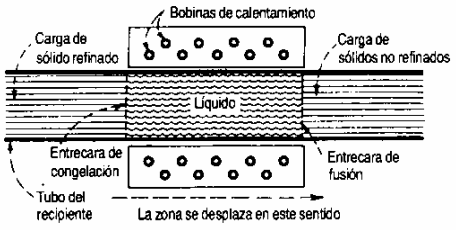


FIG. 17-5 Diagrama de refinación zonal.

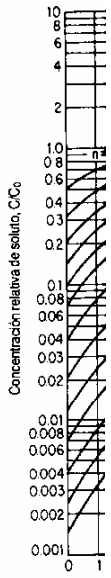


FIG. 17-6 Concentr
ción de la distancia en
para diversos pasos n.
ed. p. 290, Wiley, New

ed., p. 285, Wiley, N
l, ℓ y n. En la figura
de solutos para disti
La distribución fi
rece también en la f
diante la ecuación q

en donde A y B se
ciones:

La distribución fin
obtener sin recortar
que no incluye el ef
zonal.
Al igual que en l
refinamientos para
detallada correcció
ciente variable de d
Variables pertin
dominantes en la fu
ción de la longitud
cidad de congelaci
figura 17-6 se mues
ce al aumentar el nú
nes de longitud de
diez (Zief y Wilcox
do se utiliza una so

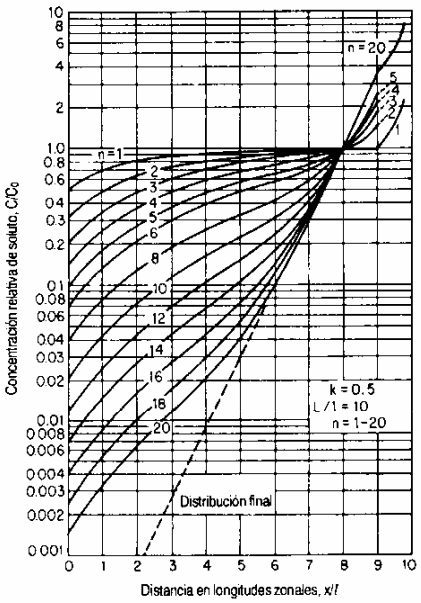


FIG. 17-6 Concentración relativa de soluto C/C_0 (escala logarítmica) en función de la distancia en longitudes zonales x/ℓ a partir del comienzo de la carga, para diversos pasos n. L denota la longitud de la carga. (Pfann, *Zone Melting*, 2a. ed. p. 290, Wiley, New York, 1966.)

ed., p. 285, Wiley, New York, 1966) para muchas combinaciones de k, L/ℓ y n. En la figura 17-6 se muestran perfiles usuales de composición de solutos para distintos números de pasadas.

La distribución final, después de un número infinito de pasadas aparece también en la figura 17-6 y se puede calcular para $x < (L - \ell)$ mediante la ecuación que sigue (Pfann, *op. cit.*, p. 42):

$$C_s = Ae^{Bx} \tag{17-5}$$

en donde A y B se pueden determinar mediante las siguientes relaciones:

$$k = B\ell/(e^{B\ell} - 1) \tag{17-6}$$

$$A = C_0 BL/(e^{BL} - 1) \tag{17-7}$$

La distribución final representa la separación máxima que se puede obtener sin recortar el lingote. La ecuación (17-5) es aproximada, porque no incluye el efecto de la congelación normal en la última longitud zonal.

Al igual que en la congelación normal, se han desarrollado muchos refinamientos para los modelos anteriores. Se han resumido en forma detallada correcciones para la mezcla parcial del líquido y un coeficiente variable de distribución (Zief y Wilcox, *op. cit.*, p. 47).

Variables pertinentes en la fusión por zonas Las variables predominantes en la fusión por zonas son el número de pasadas, la relación de la longitud de lingote respecto a la longitud de la zona, la velocidad de congelación y el grado de mezcla en la fase líquida. En la figura 17-6 se muestra la redistribución mayor de soluto que se produce al aumentar el número de pasadas. Se utilizan comúnmente relaciones de longitud de lingote respecto a la longitud de zona de cuatro a diez (Zief y Wilcox, *op. cit.*, p. 624). Se encuentra una excepción cuando se utiliza una sola pasada. En este caso, la longitud de la zona tiene que ser igual que la del lingote; o sea la congelación normal proporciona la separación máxima cuando sólo se utiliza una pasada.

La velocidad de congelación y el grado de mezcla tienen efectos sobre la redistribución de solutos, similares a los que se vieron antes para la congelación normal. Las velocidades de desplazamiento zonal de 1 cm/h, para sistemas orgánicos, 2.5 cm/h para metales y 20 cm/h para semiconductores, son comunes. Además de la velocidad de desplazamiento zonal, las condiciones de calentamiento afectan la velocidad de congelación. Zief y Wilcox (*op. cit.*, p. 192) presentaron un resumen detallado de los métodos de calentamiento y enfriamiento para la fusión por zonas. La mezcla directa de la región líquida es más difícil para la fusión por zonas que para la congelación normal. La agitación mecánica complica el aparato y hace aumentar las probabilidades de contaminación de fuentes exteriores. Se produce cierta mezcla debido a la convección natural. Se han desarrollado métodos para agitar magnéticamente la zona, utilizando la interacción de una corriente y un campo magnético (Pfann, *op. cit.*, p. 104), para los casos en que el material de carga sea un conductor razonablemente bueno.

Aplicaciones La fusión por zonas se ha utilizado para purificar centenares de materiales inorgánicos y orgánicos. Se han purificado mediante la fusión por zonas muchas clases de compuestos inorgánicos que incluyen semiconductores, compuestos intermetálicos, sales iónicas y óxidos. También se han fundido por zonas materiales orgánicos de muchos tipos. Schildknecht y colaboradores (*op. cit.*, p. 710) exploraron la fusión por zonas de muchos materiales orgánicos. También fundieron por zonas soluciones acuosas de sustancias volatilizables en vapor, enzimas, bacterias y plancton. Zief y Wilcox (*op. cit.*, p. 624) compilaron tablas que dan referencias y condiciones operacionales para materiales tanto inorgánicos como orgánicos, con puntos de fusión que van de −115°C a más de 3000°C.

Algunos materiales son tan reactivos que no se pueden fundir por zonas hasta un grado elevado de pureza en un recipiente. Keck y colaboradores [*Phys. Rev.*, **89**, 1297 (1953)] desarrollaron técnicas de zona flotante en las cuales la zona fundida se mantiene en su lugar debido a su propia tensión superficial.

Pfann (*op. cit.*, p. 171) describió aparatos para la fusión zonal continua. Esta técnica ofrece la ventaja de un acercamiento estrecho a la distribución final, que, por lo común, no resulta práctico en las operaciones por lotes.

Kennedy y colaboradores (Zief, *Purification of Inorganic and Organic Materials*, p. 261, Marcel Dekker, New York, 1969) presentaron datos de rendimiento para la refinación de zona continua del ácido benzoico.

CRISTALIZACIÓN EN COLUMNA

La realización de la cristalización dentro de una columna con un flujo a contracorriente de los cristales y el líquido, puede dar lugar a un producto con mayor pureza que la cristalización o destilación convencionales. El concepto de trabajo consiste en formar una fase cristalina, ya sea interna o externamente, y luego transportar los sólidos a través de un flujo a contracorriente de líquido enriquecido con reflujo. El problema para la práctica de esta tecnología es la dificultad para controlar el movimiento de la fase sólida. A diferencia de la destilación, que utiliza las diferencias de gravedad específica entre las fases líquida y vapor, la cristalización a partir de la fusión incluye el contacto de las fases sólida y líquida, que tienen casi las mismas propiedades físicas. Con frecuencia, las densidades de las fases son muy cercanas y el asentamiento por gravedad de la fase sólida puede ser lento e ineficaz. El reto para el diseño del equipo en el que se realiza la cristalización en columna ha dado por resultado gran número de configuraciones para lograr un movimiento confiable de la fase sólida, un elevado rendimiento y pureza del producto y una adición y eliminación eficiente de calor. Se ha comercializado un número relativamente pequeño de equipos integrados.

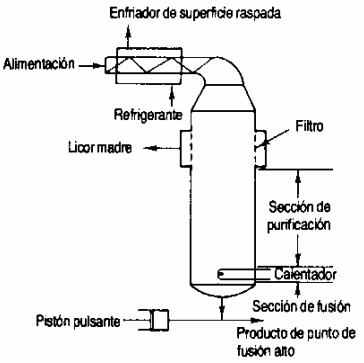


FIG. 17-7 Cristalizador de columna alimentada en el extremo.

Los cristalizadores en columna se han sistematizado en los dispositivos con **alimentación por el extremo o por el centro**, dependiendo de si la ubicación de la alimentación es aguas arriba o abajo de la sección de formación de los cristales. En la figura 17-7 se muestran las características de una columna comercial con alimentación en el extremo, descrita por McKay *et al* [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, no. 25, 55, 163 (1969)] para la separación de xilenos. Los cristales se forman por el enfriamiento indirecto de la fusión en intercambiadores de calor de superficie raspada y la suspensión resultante se introduce a la columna por la parte superior. Este tipo de columna no tiene partes mecánicas internas para el transporte de los sólidos y en su lugar se utiliza el gradiente hidráulico, para forzar el paso de los sólidos a través de la columna hacia la zona de fusión. El residuo de líquido se elimina por medio de un filtro colocado directamente encima del fundidor. Por medio de un émbolo de pulso en la descarga del producto se mejora la eficiencia de lavado y la confiabilidad de la columna.

En la figura 17-8 aparecen las características de una columna horizontal con alimentación central [Brodie, *Aust. Mech. Chem. Eng. Trans.*, **37** (mayo, 1979)] que se ha comercializado para la purificación continua de naftaleno y *para*-diclorobenceno. La alimentación de líquido entra a la columna *entre* la zona caliente de purificación y la sección fría de congelación o recuperación. Los cristales se forman en el interior, por enfriamiento directo de la fusión, a través de las paredes de la zona de refinación y recuperación. El líquido residual, en el que ya no hay producto, sale de la sección más fría de la columna. Un transportador de tornillo controla el transporte de sólidos a través de la unidad.

Otro diseño con alimentación central que se ha utilizado comercialmente en una etapa de preparación es la columna vertical con transportador de tornillo, informada por Schildknecht [*Angew. Chem.*, **73**, 612

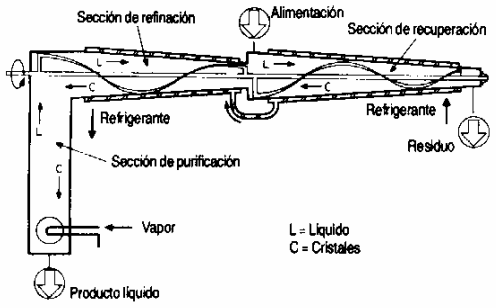


FIG. 17-8 Cristalizador de columna horizontal con alimentación central. (C. W. Nofsinger Co.)

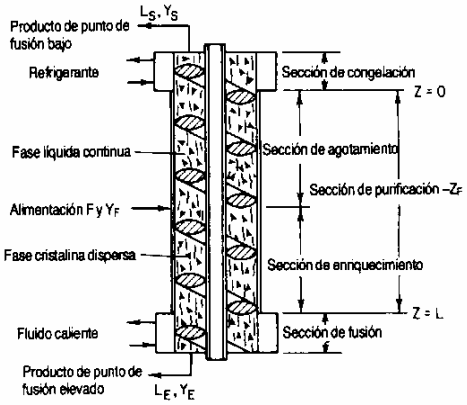


FIG. 17-9 Cristalizador de columna de alimentación central con un transportador de tipo en espiral.

(1961)]. En este dispositivo, una versión del cual aparece en la figura 17-9, la fase cristalina dispersa se forma en la sección de congelación y es transportada hacia abajo, de una manera controlada, por un tornillo giratorio con o sin vibración vertical.

Se han observado diferencias en el comportamiento de las configuraciones de las columnas con alimentación en el extremo y central. En consecuencia, el análisis de los cristalizadores de columna con alimentación central y en el extremo se presentan en forma separada. Powers (Zief y Wilcox, *op. cit.*, p. 343) y Atwood (*op. cit.*) revisaron el diseño y la operación de ambas columnas. En la tabla 17-2 aparece una comparación de estos dispositivos.

TABLA 17-2 Comparación del funcionamiento de los cristalizadores a partir de la fusión

Columna con alimentación central	Columna con alimentación en el extremo
La fase sólida se forma internamente, por lo tanto, sólo corrientes líquidas entran y salen de la columna.	La fase sólida se forma en el equipo externo y se alimenta, como suspensión, a el purificador.
El reflujo interno se puede controlar sin afectar el rendimiento del producto.	El reflujo máximo interno de líquido está determinado por las condiciones termodinámicas de la alimentación en relación con la corriente de producto. Un reflujo excesivo disminuye el rendimiento de producto.
La operación puede ser continua o intermitente, con reflujo total.	No es posible la operación a reflujo total
Las columnas con alimentación central se pueden adaptar para ambos sistemas, el eutéctico y el de solución sólida.	Las columnas con alimentación en el extremo son ineficientes para la separación de los sistemas de solución sólida.
En las zonas de fusión y purificación se pueden formar concentraciones en la fase sólida con alta y baja porosidad.	Las columnas con alimentación en el extremo se caracterizan por la baja porosidad de los sólidos de empaque en las zonas de fusión y purificación.
El escalamiento depende de la complejidad mecánica del sistema de transporte del cristal y las técnicas para la eliminación de calor. Las columnas verticales con espiral vibratoria están limitadas a un diámetro aproximado de 0.2 m, pero existen columnas horizontales de varios metros	El escalamiento está limitado por el diseño del fundidor y/o la sección de lavado del cristal. Existen columnas verticales y horizontales de varios metros de diámetro.

Cristalizador de columna con alimentación central En las figuras 17-8 y 17-9 se muestran dos tipos de cristalizadores de columna con alimentación central. Al igual que en una columna simple de destilación, estos dispositivos se componen de tres secciones distintas: una sección de congelación o recuperación, en donde se congela el soluto a partir de licor impuro; la zona de purificación, donde se ponen en contacto a contracorriente las fases sólida y líquida, y la sección de fusión y reflujo de los cristales. La posición de la alimentación separa las secciones de refinación y recuperación de la zona de purificación. La sección entre la ubicación de la alimentación y el fundidor se conoce como sección de refinación o enriquecimiento, en tanto que la sección entre la alimentación y la sección de congelación se conoce como zona de recuperación. La sección de refinación puede estar provista de enfriamiento en el lado de la pared. En la literatura publicada sobre los cristalizadores de columna se denotan las zonas de refinación y separación en forma inversa a la terminología utilizada en destilación, porque el producto refinado en un cristalizador a partir de la fusión sale por la sección caliente de la columna, en vez de salir por el extremo frío, como en la destilación.

Las velocidades de los procesos que describen los mecanismos de purificación en un cristalizador de columna son altamente complejas, porque las transiciones de fase y los procesos de transferencia de masa y calor ocurren en forma simultánea. La nucleación y crecimiento de la fase sólida cristalina junto con el lavado y fusión de los cristales ocurren en varias zonas del equipo. La hidrodinámica de la columna también es difícil de describir. Los patrones de mezclado de las fases sólida y líquida se ven afectados por factores como el mecanismo de transporte de los sólidos, la orientación de la columna y, en especial para suspensiones diluidas, las características de asentamiento de los sólidos.

La mayoría de los investigadores han puesto su atención en un segmento diferencial de la zona que se encuentra entre la inyección de la alimentación y el fundidor de los cristales. El análisis de la formación del cristal en la sección de recuperación ha recibido poca atención. En la tabla 17-3 se resumen los alcances de los tratamientos que en la literatura se dan para las columnas con alimentación central, tanto para los sistemas que forman soluciones sólidas como para los eutécticos.

TABLA 17-3 Investigaciones sobre los cristalizadores en columna

	Tratamientos	
	Teórico	Experimental
Soluciones sólidas		
Reflujo total—régimen permanente	1, 2, 4, 6	1, 4, 6
Reflujo total—dinámico	2	
Continuo—régimen permanente	1, 4	4, 8, 9
Continuo—dinámico		
Sistemas eutécticos		
Reflujo total—régimen permanente	1, 3, 4, 7	1, 3, 6
Reflujo total-dinámico		
Continuo—régimen permanente	1, 5, 10, 11, 12	5, 8, 9, 10, 11, 13
Continuo—dinámico		

1. Powers, *Symposium on Zone Melting and Column Crystallization*, Karlsruhe, 1963.
2. Anikin, *Dokl. Akad. Nauk SSSR*, **151**, 1139 (1969).
3. Albertins *et al.*, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **15**, 554 (1969).
4. Gates *et al.*, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **16**, 648 (1970).
5. Henry *et al.*, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **16**, 1055 (1970).
6. Schildknecht *et al.*, *Angew. Chem.*, **73**, 612 (1961).
7. Arkenbout *et al.*, *Sep. Sci.*, **3**, 501 (1968).
8. Betts *et al.*, *Appl. Chem.*, **17**, 180 (1968).
9. McKay *et al.*, *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.* no. 25, 55, 163 (1959).
10. Bolsaitis, *Chem. Eng. Sci.*, **24**, 1813 (1969).
11. Moyers *et al.*, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **20**, 1119 (1974).
12. Giffin, M.S. tesis en ingeniería química, University of Delaware, 1975.
13. Brodie, *Aust. Mech. Chem. Eng. Trans.*, 37 (1971).

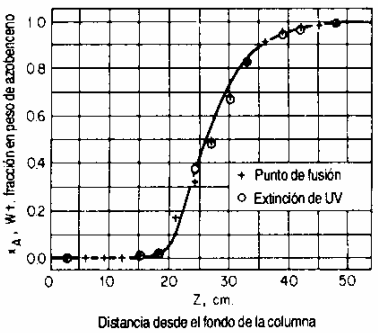


FIG. 17-10 Separación en estado estacionario de azobenceno y estilbeno en cristalizador de columna alimentada en el centro con operación de reflujo total. Para convertir centímetros en pulgadas, multipliquese por 0.3937. (Zief y Wilcox, *Fractional Solidification*, vol. 1, p. 356, Marcel Dekker, New York, 1967.)

Separación de la solución sólida La recristalización es el mecanismo dominante en la purificación para una cristalización en columna de los sistemas de soluciones sólidas. La velocidad de la transferencia de masa resultado de la recristalización está relacionada con las concentraciones de la fase sólida y líquida libres, que están en contacto. Un modelo basado en el concepto de la altura de la unidad de transferencia (HTU), que representa el perfil de composiciones en la sección de purificación para el componente con temperatura de fusión más elevada en un sistema binario de solución sólida, fue informado por Powers *et al.* (en Zief y Wilcox, *op. cit.*, p. 363), para operación con reflujo total. En la figura 17-10 aparecen los datos característicos para la purificación del sistema de solución sólida azobenceno-estilbeno. El cristalizador de columna se operó a reflujo total. La línea continua que une los puntos de datos fue calculada por Powers *et al.* (*op. cit.*, p. 364) utilizando un valor experimental de HTU de 3.3 cm.

Separación de los sistemas eutécticos La mayor parte de los tratamientos analíticos de las columnas con alimentación central describen el mecanismo de purificación en una columna adiabática con tornillo vibratorio (Fig. 17-9). Sin embargo, los análisis de Moyers (*op. cit.*) y Griffin (*op. cit.*) son para una columna no adiabática con lecho denso. No se ha informado sobre el tratamiento diferencial del comportamiento del purificador horizontal (Fig. 17-8); sin embargo, Brodie (*op. cit.*) describió los balances generales de materia y entalpía y los aplicó con resultados igualmente satisfactorios a otros diseños.

Henry (*op. cit.*) desarrolló un modelo de régimen permanente para la sección de purificación basado en un contacto diferencial a contracorriente y las suposiciones de que las velocidades de flujo interno son constantes, al igual que la composición del cristal. La velocidad de flujo interno es constante cuando no ocurre recongelación del reflujo, como en el caso de alimentaciones relativamente puras. El modelo incluye el efecto de la difusión axial de la impureza, inducido por el transportador giratorio y vibratorio y la transferencia de masa entre una fase líquida adherente y el líquido libre enriquecido de lavado. La ecuación que sigue describe la distribución de las impurezas en la sección de enriquecimiento.

Sección de enriquecimiento ($z > z_F$):

$$\frac{Y - Y_P}{Y_\phi - Y_P} = e^{-(z - z_F)/\Psi_E} \tag{17-8}$$

$$Y_P \equiv \frac{C\epsilon - L_E Y_E}{C - L_E} \tag{17-9}$$

$$\Psi_E \equiv \frac{1}{C - L_E}\left[D\rho A\eta + \frac{\alpha(\alpha + 1)C^2}{KaA\rho} - \frac{\alpha L_E C}{KaA\rho}\right] \tag{17-10}$$

donde Y = fracción masa de impurezas en el líquido libre; $Y\phi$ = fracción masa de impurezas en el líquido libre en el punto de alimentación Z_F, m; Y_E = fracción masa de impurezas en el producto de la sección de

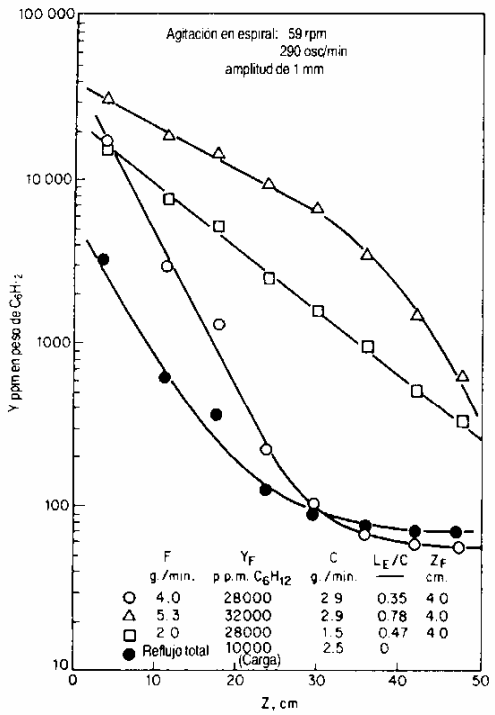


FIG. 17-11 Separación en estado estacionario de benceno-ciclohexano en una columna alimentada por el centro. Para convertir centímetros en pulgadas, multipliquese por 0.3937; para convertir gramos en libras, multipliquese por 0.002205. [Datos de Albertins, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **15**, 554 (1969); y Henry et. al., *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **16**, 1055 (1970).]

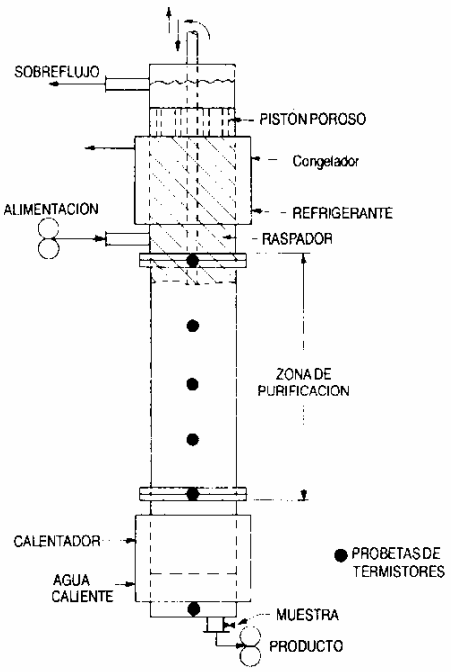


FIG. 17-12 Cristalizador de columna, con alimentación central y lecho denso. [Moyers et al., *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **20**, 1121 (1974).]

enriquecimiento; ε = fracción masa de impurezas en la fase cristalina; C = velocidad de cristalización kg/s; L_E = velocidad de producto de enriquecimiento, kg/s; z = posición por debajo de la sección de congelación, m; α = razón de velocidad de adhesión de líquido a cristales; D = coeficiente eficaz de difusión axial, m^2/s; η = fracción de volumen de líquido libre; K = coeficiente de transferencia de masa entre el líquido adherido y el libre, m/s; a = área de entrecara por unidad de volumen, por m; A = sección transversal de la columna normal a la dirección de flujo (área de ventana definida por el transportador y el anillo, m^2) y ρ = densidad del líquido libre, kg m^3.

Se expresó una ecuación similar para la sección de separación y estas ecuaciones, junto con un balance restrictivo de materia en las corrientes terminales, se pueden resolver simultáneamente mediante una técnica iterativa (*ibid.*), para obtener los perfiles de composición de la columna. Para utilizar estas ecuaciones en el diseño del equipo debe disponerse de los factores de transferencia de masa Ψ en las secciones de separación y refinación, junto con la composición de la fase cristalina. Esto implica la medición o determinación de parámetros como α, D, η, K y a para el sistema investigado.

La evidencia experimental indica que la dispersión axial de masa en la fase de líquido libre controla la capacidad de purificación de un cristalizador de columna, con transportador de tornillo vibratorio y alimentación central. Se demostró que los términos de transferencia de masa tienen poca importancia en el proceso de purificación, lo cual implica la ausencia de una fase líquida adherente, porque la diferencia de composición entre el líquido libre y el adherente no se puede distinguir. La importancia de los términos de transferencia de masa es un tema de conjetura, porque parámetros como el área de transferencia en la entrecara y la razón de adherencia del líquido respecto al sólido son muy difíciles de determinar en los sistemas de cristalización.

En la figura 17-11 se muestran los perfiles experimentales de la columna para el sistema ciclohexano-benceno, en el cual el ciclohexano es el componente menor. Con reflujo elevado, la composición de la fase líquida se vuelve constante cerca de la sección de fusión. Esto ocurre cuando la composición del líquido libre se aproxima a la composición de la fase cristalina. Las impurezas se concentran en la sección de congelación, hasta un grado más elevado, cuando se opera con reflujo total en lugar de la operación continua. Por consiguiente, el contenido de impurezas en los cristales es mayor para la operación con reflujo total y la purificación final del producto está limitada. Esta dependencia de las inclusiones de los cristales sobre la concentración de las impurezas en el congelador es una restricción para la pureza máxima del producto.

Moyers *et al.* (*op. cit.*) probaron una columna con alimentación central y lecho denso (Fig. 17-12) con formación interna del cristal y reflujo variable. En el desarrollo teórico (*ibid.*) se utilizó un modelo no adiabático con dispersión axial y flujo tapado para describir el comportamiento de toda la columna. Los términos que describen el transporte de la impureza en la interfase entre el líquido adherente y libre no se consideraron. Se utilizó un método iterativo numérico para resolver la ecuación diferencial resultante de segundo orden. En la figura 17-13 se muestra la variación característica de los flujos de líquido y sólido, calculados para una columna de lecho denso. Un cambio brusco en el flujo de líquido ocurre en la posición de la alimentación. Una cantidad moderada de fusión se presenta en la sección de purificación de la columna. Los perfiles calculados de temperatura se muestran en la figura 17-14 e indican la sensibilidad del perfil de temperatura de la columna respecto a la magnitud del mezclado axial del líquido. Se pre-

dice un máximo en el
reducida. Se observe
temperatura abajo de
presentes en la fase lí
Una comparación
en los cristalizadores
torio aparece en la tal

TABLA 17-4 Con
dispersión axial,

Tipo de

Cristalizador con alimer
vibratoria)
Cristalizador con alimer
vibratoria)
Columna a contracorrie
Cristalizador con alimer

Referencias:
1. Albertins *et al.*, *Am*
2. Gates *et al.*, *Am. In*
3. Ritter, Ph.D. tesis, I
4. Moyers *et al.*, *Am.*

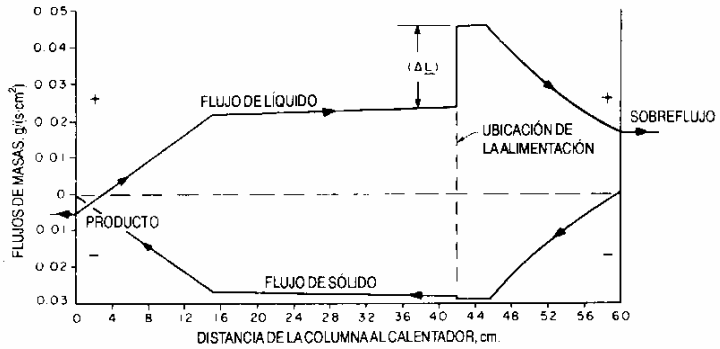


FIG. 17-13 Flujos en masa calculados del líquido y el sólido para un cristalizador de columna con lecho denso. Para convertir centímetros en pulgadas, multiplíquese por 0.3937; para convertir gramos por segundo-centímetro cuadrado en libras por hora-pie cuadrado, multiplíquese por 7373. [Moyers et al., *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **20**, 1121 (1974).]

dice un máximo en el punto de alimentación para una dispersión axial reducida. Se observó experimentalmente un incremento brusco de temperatura abajo del punto de alimentación, lo que indica que están presentes en la fase líquida condiciones cercanas al flujo tapado.

Una comparación de los coeficientes de dispersión axial obtenidos en los cristalizadores de lecho denso y transportador de tornillo vibratorio aparece en la tabla 17-4. Las columnas de lecho denso se aproximan a los coeficientes de dispersión axial en forma similar a las columnas densamente empacadas de lavado con hielo.

TABLA 17-4 Comparación de los coeficientes de dispersión axial, para varios contactores líquido-sólido

Tipo de columna	Coeficiente de dispersión, cm^2/s	Referencia
Cristalizador con alimentación central (espiral vibratoria)	1.6-3.5	1
Cristalizador con alimentación central (espiral vibratoria)	1.3-1.7	2
Columna a contracorriente con lavado de hielo	0.025-0.17	3
Cristalizador con alimentación central	0.12-0.30	4

Referencias:
1. Albertus *et al.*, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **15**, 554 (1969).
2. Gates *et al.*, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **16**, 648 (1970).
3. Ritter, Ph.D. tesis, Massachusetts Institute of Technology, 1969.
4. Moyers *et al.*, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **20**, 1119 (1974).

El concepto de reflujo mínimo, en relación con la operación de un cristalizador de columna, fue presentado por Brodie (*op. cit.*) y se aplica a todos los tipos de cristalizadores de columna, incluso a las unidades con alimentación en el extremo. Para estabilizar la operación de la columna, el calor sensible de los sólidos subenfriados que entran a la zona de fusión debe estar balanceado o excedido por el calor de fusión de la sustancia derretida que se somete a reflujo. La relación que muestra la ecuación (17-11) describe el requerimiento de reflujo mínimo para la operación adecuada de la columna.

$$R = (T_P - T_F)\, C_P / \lambda \qquad (17\text{-}11)$$

donde R = razón de reflujo, g de reflujo/g de producto; T_P = temperatura del producto, °C; T_F = temperatura de la alimentación saturada, °C; C_P = calor específico de los cristales sólidos, cal/(g·°C); y λ = calor de fusión, cal/g.

Toda la fusión sometida a reflujo se recongela si el reflujo suministrado es igual al calculado mediante la ecuación (17-11). Cuando el reflujo suministrado es más elevado que el mínimo, se requieren chaquetas de enfriamiento en la zona de refinación o enfriamiento adicional en la zona de recuperación, para mantener la recuperación del producto. Ya que las fusiones de alta pureza se alimentan a temperaturas

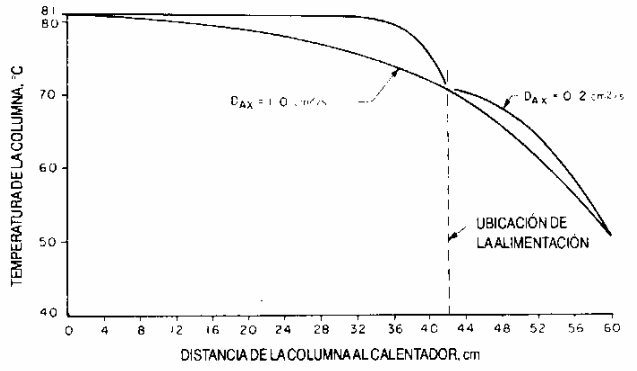


FIG. 17-14 Perfiles calculados de temperatura en la columna. Para convertir centímetros cuadrados por segundo en pies cuadrados por hora, multiplíquese por 3.875; para convertir centímetros en pulgadas, multiplíquese por 0.3937; °F = 1.8 °C + 32. [Moyers et al., *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **20**, 1121 (1974).]

cercanas al punto de congelación del componente puro, a menos que se agregue una chaqueta de enfriamiento se realiza muy poca recongelación.

Variables significativas Para utilizar el diseño de un cristalizador de columna o el modelo de valor nominal se tiene que identificar gran número de parámetros, muchos de los cuales son de naturaleza empírica y deben determinarse en firma experimental en un equipo idéntico al dispositivo específico que se evalúa. Por consiguiente, la evaluación macroscópica de los sistemas a escala piloto es la regla en vez de la excepción. Incluidos en esta larga lista de parámetros críticos están factores como el nivel de impureza atrapada en la fase sólida, la calidad del producto en función de la razón de reflujo, el grado de mezclado axial de sólidos y líquidos en el equipo en función del diseño del transportador de sólidos, el tamaño y la forma de los cristales producidos y la facilidad para el manejo de los sólidos dentro de la columna. Por lo general, el calor se elimina a través de las superficies metálicas; por lo tanto, la estabilidad de la solución en el subenfriamiento puede ser otro factor importante de diseño.

Aplicaciones El cristalizador de columna con alimentación central y transportador de tornillo vibratorio (Fig. 17-9) se ha utilizado a escala de preparación; sin embargo, la columna horizontal (Fig. 17-8) conocida como **purificador de Brodie**, se ha logrado comercializar para la producción a gran escala de *para*-diclorobenceno y naftaleno. Una planta diseñada para producir 6000 ton/año de *para*-diclorobenceno con una pureza de 99.9% a partir de una alimentación enriquecida a 95% y una unidad diseñada para producir 7200 ton/año de naftaleno refinado, a partir de una alimentación de grado ftálico con un punto de cristalización aproximado de 78°C, fueron informadas por Muir [79th nat. meet., AIChE, Houston, 1975)].

La columna con transportador de tornillo se ha utilizado para purificar mezclas binarias y de componentes múltiples de ambos tipos, el eutéctico y el de solución sólida, que incluyen los hidrocarburos aromáticos y alifáticos, sistemas acuosos y ácidos grasos. Powers *et al.* [en Zief y Wilcox, *op. cit.*, p. 355) presentan una revisión de los datos de comportamiento . Muchos productos se han probado satisfactoriamente en un purificador grande de Brodie a escala piloto [*Chem Eng.*, (Feb. 13, 1978)], e incluyen benceno, ácido monocloroacético, *para*-nitroclorobenceno, *para*-xileno, y *para*-nitrotolueno.

Los datos de costos comparativos para los cristalizadores a partir de la fusión son escasos. La técnica es menos convencional y es específica para la aplicación considerada. Zief y Wilcox (*op. cit.*, p. 603) resumen la mayor parte de la información disponible. Los costos característicos del purificador de Brodie comienzan en aproximadamente 1 centavo por libra y se incrementan, dependiendo de la capacidad y la aplicación (información proporcionada por R. F. Muir en comunicación privada, 1979). En la tabla 17-5 aparece una comparación amplia de los factores de costos para los cristalizadores de columna en relación con los otros métodos de separación.

TABLA 17-5 Ventajas y desventajas de la cristalización en columna, en comparación con otros métodos de purificación y separación*

Criterios de selección	Cristalización o lavado por etapas	Destilación	Cristalización en columna
1. Campo de aplicación			
a. Número de productos orgánicos	Moderada (50)	Muy alta (1000)	Moderada (50)
b. producción máxima, ton/año	50 000	100 000	50 000
2. Experiencia industrial	Moderada	Muy grande	Pequeña
3. Confiabilidad	Moderada	Buena	Buena
4. Costos relativos			
a. Inversión	100-120	60-120	100
b. Energía	Baja	Alta	Muy baja
c. Mantenimiento	Alta	Pequeña	Pequeña
d. Personal	Moderada	Pequeña	Pequeña
e. Pérdidas por arranque	Moderada	Ninguna	Ninguna
5. Pureza del producto	Moderada	Moderada a alta	Muy alta
6. Corrosión	Moderada	Alta	Poca

* Datos obtenidos por comunicación personal de la compañía C. W. Nofsinger.

Cristalizador de columna con alimentación en el extremo En la década de los cincuenta, Phillips Petroleum Company desarrolló y comercializó con éxito las columnas con alimentación en el extremo. En la figura 17-7 aparecen las secciones de una columna característica con alimentación en el extremo, conocida a menudo como columna de Phillips. El licor impuro se extrae a través de filtros localizados entre la zona de congelación del producto y el fundidor, en vez de estar en el extremo de la zona de congelación, como ocurre en las unidades con alimentación central. El mecanismo de purificación en las unidades alimentadas por el extremo es básicamente el mismo que para los dispositivos alimentados por el centro. Sin embargo, en una columna con alimentación en el extremo existen restricciones de reflujo y un alto nivel de compactación de sólidos ocurre cerca del fundidor. Se ha observado que la composición de líquido libre y la fracción de sólidos son prácticamente constantes en toda la sección de purificación, pero muestran una discontinuidad brusca cerca de la zona de fusión [McKay *et al. Ind. Eng. Chem.*, **52,** 197 (1969)]. En la tabla 17-6 aparece una lista de los investigadores del comportamiento de las columnas con alimentación en el extremo. Obsérvese que las columnas alimentadas por el extremo sólo se utilizan para la purificación de sistemas eutécticos y no se pueden operar a reflujo total.

TABLA 17-6 Investigaciones sobre los cristalizadores con alimentación en el extremo

Sistemas eutécticos	Tratamientos	
	Teórico	Experimental
Continuo—régimen permanente	1, 2, 4	1, 4
Intermitente	3	3

1. McKay *et al., Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **6**, 16 (1967).
2. Player, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **8**, 210 (1969).
3. Yagi *et al., Kagaku Kogaku*, **72**, 415 (1963).
4. Shen y Meyer, Prepr. 19F, AIChE Symp., Chicago, 1970.

Teoría La transferencia de calor entre los cristales y el líquido libre desempeña un papel predominante en la sección de purificación. Puesto que con frecuencia se procesan alimentaciones relativamente impuras, son comunes las diferencias axiales de temperaturas de 40 a 50°C. Los cristales en las lechadas o suspensiones de alimentación se subenfrían sustancialmente. La transferencia de calor entre los cristales subenfriados y el líquido libre causa la recongelación de una porción de la corriente líquida. Debido a esto aumenta la fracción de sólidos en la región de la columna situada inmediatamente por encima de la sección de fusión. Esta recongelación, que produce un lecho denso de sólidos en la región más baja de la columna, es necesaria para el funcionamiento adecuado (McKay, *loc. cit.*). La mayor parte de la purificación tiene lugar en esta región del lecho, como se pone de manifiesto por la discontinuidad de composiciones que se mencionó antes. Se recalca que el contenido elevado de sólidos que se produce en la sección de purificación de la columna alimentada en el extremo está en contraste con el contenido uniforme y bien fluidizado de sólidos de sección de purificación de una columna de fase diluida alimentada en el centro. La lechada de cristal-líquido que entra a una columna alimentada en el extremo, es usualmente hasta de 50% de sólidos al entrar a la columna (McKay, *loc. cit.*) y forma un lecho denso e inmóvil en el fondo de la sección de purificación (la fracción en peso de sólidos en el fondo de la columna puede sobrepasar el 95%).

Player (*op. cit.*) desarrolló un modelo para la columna alimentada en el extremo, que incluye la recongelación del líquido libre y el desplazamiento miscible del líquido ocluido asociado con la fase cristalina. Él considera la región superior de la sección de purificación (véase

e. Los costos característicos
proximadamente 1 centavo
: la capacidad y la aplicación
ir en comunicación privada,
ración amplia de los factores
ına en relación con los otros

ıtación en el extremo En
leum Company desarrolló y
alimentación en el extremo.
: una columna característica
a menudo como columna de
s de filtros localizados entre
ındidor, en vez de estar en el
) ocurre en las unidades con
ırificación en las unidades
le el mismo que para los dis-
nbargo, en una columna con
:ciones de reflujo y un alto
:erca del fundidor. Se ha ob-
:e y la fracción de sólidos son
:ción de purificación, pero
erca de la zona de fusión
1969)]. En la tabla 17-6 apa-
mportamiento de las colum-
érvese que las columnas ali-
:an para la purificación de
: a reflujo total.

re los cristalizadores

Tratamientos	
Teórico	Experimental
1, 2, 4	1, 4
3	3

s. Dev., **6**, 16 (1967).
., **8**, 210 (1969).
9).
Chicago, 1970.

e los cristales y el líquido li-
n la sección de purificación.
limentaciones relativamente
iales de temperaturas de 40 a
ensiones de alimentación se
ncia de calor entre los crista-
la recongelación de una por-
aumenta la fracción de sóli-
mediatamente por encima de
que produce un lecho denso
olumna, es necesaria para el
it.). La mayor parte de la pu-
echo, como se pone de mani-
iones que se mencionó antes.
sólidos que se produce en la
limentada en el extremo está
bien fluidizado de sólidos de
de fase diluida alimentada en
que entra a una columna ali-
ıta de 50% de sólidos al entrar
n lecho denso e inmóvil en el
:acción en peso de sólidos en
el 95%).
para la columna alimentada
ión del líquido libre y el des-
asociado con la fase cristali-
ección de purificación (véase la Fig. 17-7) como una zona de compactación para los cristales, mientras que una porción relativamente pequeña del volumen en que se forma un lecho denso de cristales sirve, en realidad, como sección de purificación. Su método predice una discontinuidad tanto en la composición de líquido como en el contenido de sólidos cerca de la sección de fusión y, por consiguiente, debe resultar valioso para interpretar datos de rendimiento de cristalizadores de columna alimentados en el extremo.

La sensibilidad de la pureza del producto respecto a la calidad de la fase cristalina y la cantidad de reflujo recongelado fue expresada por Player (*op. cit.*):

$$X_1 = \frac{S_2 Y_2 + (W_1 - W_2)}{S_2 + (W_1 - W_2)} \qquad (17\text{-}12)$$

donde X_1 = composición del producto, en fracción masa; S_2 = flujo de sólido a la zona de compactación, en kg/(s/m^2); Y_2 = composición de los sólidos en la zona de compactación; W_1 = flujo de líquido que entra a la zona de purificación (es decir, el reflujo procedente del fundidor); y W_2 = flujo de líquido que sale de la zona de compactación. Si S_2 = 100 unidades de flujo y el cambio de flujo de líquido a través de la zona de purificación y compactación tiene un valor de 24.59, la composición del producto X_1 se puede calcular como una función de la calidad del cristal ($Y_2 = 0.99$, $X_1 = 0.992$; $Y_2 = 0.995$, $X_1 = 0.996$; $Y_2 = 0.999$, $X_1 = 0.9992$).

Para el ejemplo mostrado, la calidad del producto sólo se mejora ligeramente mediante la recongelación del reflujo sobre los cristales subenfriados. El análisis de Player indica que la recongelación de la fusión con pureza elevada sólo enriquece la fase sólida, por dilución del contenido de impurezas y, al menos para los niveles de reflujo que se pueden lograr en las columnas con alimentación en el extremo, no se enriquece en forma significativa el producto final. Se sugiere que el alto grado de compactación de los sólidos que ocurre en los cristalizadores de columna con alimentación en el extremo (parte de la cual se puede atribuir a la recongelación del reflujo) reduce al mínimo el mezclado axial. En consecuencia, se logra un excelente lavado de los cristales con pequeñas cantidades de reflujo. Si el líquido que sale de la zona de compactación es ligeramente positivo (es decir, mayor que el requerido para calentar los sólidos subenfriados) se logra una elevada pureza por medio del mecanismo de lavado de los cristales.

Los datos de funcionamiento referentes a la purificación de *para*-xileno indican que casi el 100% de los cristales que se encuentran en la corriente de alimentación se retiran en forma de producto. Esto sugiere que el líquido que se refluye a partir de la sección de fusión es recongelado en forma eficaz por el flujo a contracorriente de los cristales subenfriados. A partir de una alimentación de 65% peso de *para*-xileno se ha obtenido un producto de alta fusión de 99.0 a 99.8% peso de *para*-xileno. La figura 17-15 ilustra la relación de capacidad del área de la sección transversal de la columna en lo que concierne a las diversas purezas de los productos.

Variables significativas Por lo general, se utiliza un dispositivo pulsatorio para obtener un transporte eficiente del cristal a contracorriente con el flujo de líquido libre. El desplazamiento requerido del pulso es función del área de la sección transversal de la columna. McKay (en Zief y Wilcox, *op. cit.*, p. 438) determinó los desplazamientos adecuados del pulso. La naturaleza de los cristales y la distribución del diámetro de partícula afectan el comportamiento de la columna. Estas variables desempeñan un papel predominante en la eliminación del líquido y la retención de los sólidos, en la zona de filtración de la columna. Además, la porosidad del lecho denso de cristales en el fondo de la sección de purificación se ve afectada por el tipo de cristal incluido. McKay (*loc. cit.*) revisó el efecto de estas variables sobre el comportamiento de la columna.

El nivel de impurezas en la alimentación de la columna afecta de manera importante el comportamiento de la unidad. El mecanismo de purificación está fuertemente asociado al grado de recongelación que ocurre en la sección de purificación. Sin embargo, se presenta recongelación sólo si los cristales se alimentan a la columna considerablemente subenfriados. Por consiguiente, las columnas con alimentación en el extremo pueden no ser útiles para el procesamiento de alimentaciones relativamente puras (0.1 a 3% en peso de impurezas), por su incapacidad para lograr la recongelación adecuada.

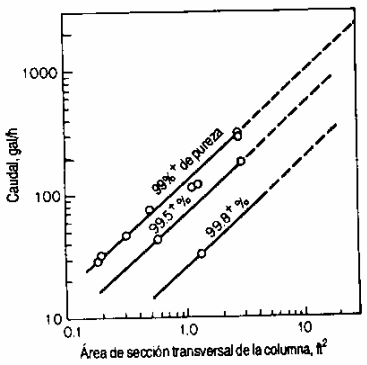


FIG. 17-15 Capacidad de columna pulsante en función del tamaño de la columna para una alimentación de 65% de *p*-xileno. Para convertir galones por hora en metros cúbicos por hora, multiplíquese por 0.003785; para convertir pies cuadrados en metros cuadrados, multiplíquese por 0.0929. (McKay *et al*, pre-impresión, 59th nat. meet., AIChE, East Columbus, Ohio.)

Aplicaciones Los cristalizadores de columna con alimentación en el extremo se pueden utilizar para la purificación de muchos sistemas del tipo eutéctico y para los sistemas acuosos y orgánicos (McKay, *loc. cit.*). Los cristalizadores de columna se han utilizado para la separación de isómeros del xileno, pero en la actualidad otras técnicas de separación han reemplazado a la cristalización.

Otras técnicas Con una alimentación diluida, a menudo es recomendable, desde un punto de vista económico y de control del diámetro de partícula, enfriar la alimentación y formar una suspensión de los cristales en un equipo separado, para después cargar la suspensión de cristales directamente a la zona de purificación de una columna con alimentación en el extremo. La realización de la solidificación y purificación en equipos separados no cambia básicamente la naturaleza de la alimentación en el extremo de la operación.

Para el tipo de columnas de lavado con hielo, desarrolladas para la desalinización por congelación (Zief y Wilcox, *op. cit.*, p. 451) se tienen instalaciones para la fusión y el reflujo del producto congelado, en este caso, el agua. Junto con el equipo externo adecuado para la formación del cristal, las columnas de lavado con hielo se pueden adaptar para la concentración del soluto o para la recuperación y refinación de productos orgánicos y acuosos (Concentration Specialists, Inc., Andover, Mass.). Para sistemas muy diluidos, se recomiendan las columnas en etapas. Recientemente se inventó un purificador continuo clasificado como de alimentación en el extremo, en el cual la lechada o suspensión de cristales se forma en un equipo externo separado, que puede ser un hojuelador de tambor o un recipiente [*Chem. Eng.* (Abril, 1979)]. La suspensión se carga del equipo de cristalización a una columna vertical que tiene un fundidor en la parte superior, un drenaje de licor agotado en el fondo y un transportador de tornillo para elevar los sólidos a la zona de fusión. Se ha informado la existencia de dos plantas en Japón; una produce *para*-diclorobenceno y la otra, 3,5-dicloroanilina.

La cristalización en columna con alimentación en el extremo, ya sea que se practique con una sola columna o con varias piezas de equipo, no es una técnica convencional de separación y tiende a ser muy específica para la operación que se considera. En una recopilación de los datos de costos (Zief y Wilcox, *op. cit.* p. 603) se resume la mayor parte de la información disponible.

SUBLIMACIÓN

REFERENCIAS GENERALES: *Nord, Chem. Eng.*, **58**(9), 157 (1951); Gillot y Goldberger, *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **65**(91), 36-42 (1969); Rutner, Goldfinger y Heart, *Condensation and Evaporation of Solids*, Gordon y Breach, London, 1964. Patentes de E.U. 1,324,716; 1,324,717; 1,464,844; 1,987,301; 2,214,838; 2,252,052; 2,310,188; 2,499,255; 2,583,013; 2,607,440; 2,608,472; 2,628,892; 2,676,092; 2,737,439; 2,740,527; 2,742,342; 2,743,169. Patentes alemanas 1,016,236 y 1,017,141. Patentes británicas 142,902; 173,789; 447,759; 644,941; 700,143. Patente francesa 948,039.

INTRODUCCIÓN

Sublimación Es la vaporización de una sustancia a partir de la fase sólida, hasta el estado de vapor, sin que se forme una fase líquida intermedia. **Desublimación** es la condensación directa de vapor a sólido. Un **proceso de sublimación** o, simplemente, **sublimación**, significa un procedimiento mediante el cual una sustancia sufre una transición de éstas o una combimación de ellas.

La sublimación se utiliza para materiales que no se pueden purificar con facilidad mediante las operaciones unitarias mejor conocidas. La sublimación se ha utilizado frecuentemente para separar un componente volátil de otros esencialmente no volátiles, como, por ejemplo, para separar el azufre de sus impurezas o para purificar el ácido benzoico. Se ha observado un interés creciente por la separación de mezclas de componentes volátiles mediante métodos de sublimación [Gillot y Goldberger, *loc. cit.*; Holden y Bryant, *Sep. Sci.*, **4**(1), 1-13 (1969)]. La sublimación fraccionada es análoga a la destilación, con la excepción de que los componentes volátiles se separan a partir de la fase sólida en lugar de hacerlo a partir de la fase líquida.

La sublimación, como instrumento de separación, se debe tomar en cuenta cuando, según Nord (*loc. cit.*): **1)** el material sea inestable o sensible a la temperatura o a la oxidación; **2)** sea conveniente producir un artículo sólido directamente a partir del vapor; o sea, para ciertos tipos y tamaños de cristales o determinado aspecto del producto; **3)** el producto que se debe recuperar no es volátil y sí sensible al calor, además de que se debe separar de un material volátil: por ejemplo, en la desecación por congelación; **4)** el material que se tiene que recuperar tiene un punto elevado de fusión y, si se procesa a temperaturas altas, presenta problemas como los de corrosión del equipo; **5)** el material volátil se mezcla con un porcentaje elevado de materiales no volátiles y **6)** se debe separar una mezcla de materiales volátiles.

MECANISMOS Y TEORÍA DE LOS PROCESOS DE SUBLIMACIÓN

Para que se lleve a cabo la vaporización, la presión de vapor de los componentes que se subliman tiene que ser mayor que sus presiones parciales en la fase de gas en contacto con el sólido. Relativamente pocas sustancias tienen presiones de vapor suficientemente altas para poder sublimarse en condiciones atmosféricas. Por tanto, la sublimación se debe realizar mediante el calentamiento del sólido o el control del ambiente gaseoso en contacto con el sólido o ambas cosas a la vez. El ambiente se puede controlar ya sea mediante operaciones al vacío, en cuyo caso la presión total desciende y la fase gaseosa contiene primordialmente los componentes de sublimación o mediante un diluyente gaseoso no reactivo para reducir las presiones parciales de los componentes que se subliman. La primera de esas operaciones se denomina **sublimación al vacío**; la otra se conoce como **sublimación por acarreo o arrastre.** La sublimación al vacío es inherentemente una operación por lotes, mientras que la de arrastre se puede realizar como proceso continuo.

En la figura 17-16 se presenta un diagrama esquemático generalizado de los procesos de sublimación simple. Para la sublimación al vacío se omitirán, por supuesto, las líneas de arrastre y de enfriamiento de gas, así como también las corrientes de reciclaje que se muestran. La sublimación por arrastre puede funcionar con reciclaje del gas de arrastre o sin él.

Limitaciones termodinámicas para los procesos de sublimación Se puede utilizar un diagrama de fases para una sustancia pura para representar completamente las relaciones de fases durante un proceso de sublimación que incluye una sustancia pura. Para una sustancia pura o una mezcla mecánica de sólidos que contenga un componente volátil simple, no existe ninguna limitación teórica en lo que respecta a la pureza del producto obtenido en una operación simple de sublimación.

Cuando se incluye más de un componente volátil, el sistema adquiere un grado adicional de libertad por cada componente agregado y las relaciones de fases durante un proceso de sublimación no se pueden representar ya por completo en un plano simple. Para un sistema de dos sólidos volátiles en donde no haya solubilidad mutua en la fase sólida, un diagrama simple de fase eutéctica (véase la Fig. 17-2, reemplazando "líquido" por "vapor" en el diagrama), representa de manera usual las relaciones de fase a una presión fija. Si los dos sólidos volátiles forman una solución sólida en todo el rango de composiciones, se aplicará una figura como la 17-1, reemplazando el término de "líquido" por el de "vapor", también a presión fija. Para una sustancia sólida que

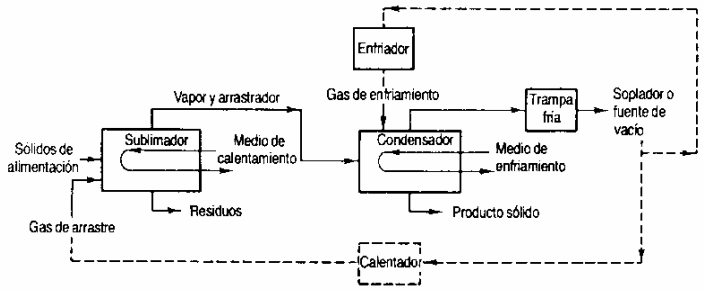


FIG. 17-16 Diagrama esquemático generalizado para la sublimación simple.

consiste en más de un componente volátil, no se puede recuperar ningún componente puro en una operación de sublimación simple, en el caso de que se utilice un condensador total. Sólo se pueden recuperar componentes puros mediante una técnica de fraccionamiento. Para un sistema de dos componentes, en el cual no se formen soluciones sólidas, las técnicas de desublimación fraccionada pueden tener éxito para la separación de componentes puros, si hay diferencias de presión de vapor suficientemente grandes entre los componentes sublimables. Cuando la diferencia de presión de vapor es pequeña o cuando se forma una solución sólida, es preciso utilizar la sublimación fraccionada para recuperar los componentes puros. Para el caso de dos componentes en que no se forme solución sólida, sólo se podrá obtener un componente puro mediante una columna de rectificación. Cuando se forma una solución sólida mediante dos componentes volátiles, en todo el intervalo de composiciones, resulta teóricamente posible separar por completo los dos componentes en una sola columna de rectificación.

Para mezclas de multicomponentes de volatilidades similares, se pueden aislar uno o más componentes puros según las solubilidades en la fase sólida. Si no existe solubilidad mutua en la fase sólida, será imposible aislar más de un componente puro, sea cual sea el número de columnas de rectificación que se utilicen. Si se forman soluciones sólidas homogéneas en todo el intervalo de composiciones de los diversos pares binarios y en el sistema multicomponente, será teóricamente posible aislar cada uno de los componentes puros individuales, utilizando cierto número de columnas de rectificación, de una unidad menos que el número de componentes incluidos.

Factores limitantes de la velocidad para los procesos de sublimación La capacidad de producción de un proceso de sublimación se determinará normalmente mediante una etapa mecánica del proceso general. Por lo común, el control se ejercerá mediante una de las etapas siguientes:

1. *Flujo de calor a los sólidos que se subliman.* La transferencia de calor a los sólidos es escasa. Por tanto, se han utilizado muchos métodos para mejorar la transferencia de calor. Con frecuencia, los sólidos se alimentan en una forma finamente dividida y se agitan continuamente en el sublimador. Para la sublimación por arrastre, el gas portador se puede calentar previamente. Es posible utilizar el fuego directo, en calderas, para los materiales que no sean sensibles al calor.

2. *Difusión de los componentes sublimables en la entrecara vapor-sólido.* Una de las diferencias importantes entre la destilación y la sublimación es el modo como llegan los componentes volátiles a la entrecara de la fase de vapor y la condensada. La renovación de la entrecara se mejora mediante la convección en los líquidos, pero este mecanismo no existe en el caso de los sólidos. En estos últimos se puede producir un agotamiento superficial del componente volátil, lo que dará como resultado un proceso de difusión limitada en el estado sólido.

La transferencia de masa en los sólidos se mejora mediante algunas disposiciones utilizadas para mejorar la transferencia de calor.

3. *Cambio de los sólidos a vapor.* Por lo común, esta etapa no tiene interés práctico como limitante de la velocidad. En la obra de Rutner y colaboradores (*loc. cit.*) se puede encontrar un análisis de la teoría de la vaporización y la condensación de sólidos.

4. *Transporte de masa de la zona de vaporización a la de condensación.* Para la sublimación al vacío, el transporte de masa de la zona de sublimación a la de condensación puede limitar la velocidad. En la sublimación simple, se mejora el transporte de masa mediante el bombeo continuo y se puede incrementar de manera significativa utilizando un gas de arrastre o portador.

5. *Paso de vapores a sólidos.* Por lo común, esta etapa no controla la velocidad de producción.

6. *Flujo de calor de los sólidos condensados.* A menos que se proporcionen medios para evitar la acumulación de una capa condensada de sólidos en la superficie de enfriamiento del condensador en sublimación simple, con el paso del tiempo habrá probabilidades de que el mecanismo limitante de la velocidad de producción llegue a ser la conducción a partir del sólido condensado.

EQUIPOS Y ECUACIONES DE DISEÑO

Los equipos utilizados para la sublimación simple no están normalizados en forma apreciable. La literatura de patentes que se presentó en las referencias generales es la mejor fuente de información sobre equipos diseñados o adaptados para utilizarlos en la sublimación.

Equipos Los equipos usuales son los desecadores de bandeja encamisada, los desecadores giratorios al vacío, los desecadores de anaquel al vacío, las retortas de calentamiento directo y los hornos asadores de Herreshoff. El estado de desarrollo de los sublimadores está mucho más avanzado que el de los condensadores. Con frecuencia, los equipos de condensación de sólidos consisten sólo en tanques equipados con raspadores mecánicos, escobillas o vibradores, para retirar los sólidos condensados.

Dos de los dispositivos apropiados para la sublimación fraccionaria continua son los descritos por Gillot y Goldberger (*loc. cit.*) y por Jacque y Dumes (patente de Estados Unidos 2,944,878). El primero proporciona reflujo mediante la circulación de partículas sólidas inertes sobre las que se depositan los componentes sublimables en forma de película delgada. El último obtiene el reflujo mediante el transporte mecánico o de la caída libre de los sólidos sublimables.

Ecuaciones de diseño: sublimación simple La sublimación simple se puede efectuar ya sea como operación al vacío o por arrastre. Si los sólidos que se deben procesar en condiciones de equilibrio (p. ej., en equilibrio entre sólido y vapor) en el sublimador y el condensador no forman soluciones sólidas, la separación teórica obtenida depende exclusivamente de las razones de las presiones de vapor saturado de los componentes a las temperaturas del sublimador y el condensador. Si las razones de las presiones de vapor son pequeñas o se forman soluciones sólidas, esas limitaciones eliminan normalmente todo interés por la sublimación simple y se debe utilizar un proceso de sublimación fraccionada.

El cálculo del rendimiento por paso de sólidos sublimables es esencialmente el mismo para el funcionamiento al vacío o con un portador, suponiendo que sean iguales todos los pasos controlantes de la velocidad de producción. En el caso de un sistema que consista en dos componentes sublimables, el porcentaje de pérdida por pasada es:

$$\text{Porcentaje de pérdida} = \frac{r(P_{AC} + P_{BC})/(P_{AS} + P_{BS})}{(1 + r) - [(P_{AC} + P_{BC} - \Delta P)/(P_{AS} + P_{BS})]} \times 100 \quad (17\text{-}13)$$

en donde r es la relación numérica de los moles de gas inerte (ya sea inevitables, como en la operación al vacío, o intencionales, como cuando se utiliza un portador) respecto a los moles de sólidos sublimados, o sea, $r = P_I/(P_{AS} + P_{BS}) = (P - P_{AS} - P_{BS})/(P_{AS} + P_{BS})$. P_A y P_B son las presiones de vapor de los componentes A y B, los subíndices S y C se refieren al sublimador y el condensador, P_I es la presión parcial del gas inerte, ΔP es la caída total de presión entre el sublimador y el condensador, y P la presión total en el sublimador.

Para calcular el porcentaje de rendimiento por pasada es preciso realizar un balance de materiales en el sublimador y el condensador. En el caso real en que no se puede alcanzar el equilibrio y que el gas en el sublimador y el condensador no se sature con componente sublimable, las presiones de vapor en el sublimador se deberán reemplazar con $E_S P_S$ y las del condensador con $P_C E_C$, en donde E_S y E_C son valores de eficiencia o saturación relativa.

Para la sublimación simple al vacío no es posible el reciclaje de vapores. Por consiguiente, el rendimiento final de los sólidos condensados se determina al restar la pérdida calculada mediante la ecuación (17-13) de 100. Para la sublimación por arrastre simple, el portador se puede reciclar para incrementarse el rendimiento final de productos por encima del que se muestra mediante la ecuación (17-13). Puesto que la pérdida de rendimiento se incrementa al aumentar r, las fugas de aire se deben mantener bajas en la sublimación al vacío. Las ventajas de la sublimación de arrastre se ven contrarrestadas por lo co-

mún por los inconvenientes de un valor elevado de r o un bajo rendimiento por pasada.

Ejemplo 1: Purificación mediante una sublimación por arrastre simple Se debe purificar mediante una sublimación por arrastre simple una mezcla mecánica íntima que consiste en 15% mol del componente A y 85% del componente B. Supóngase que existen las condiciones de equilibrio obtenidas tanto en el sublimador como en el condensador, temperaturas constantes en el sublimador y el condensador, de 65.6°C y 4.4°C (150 y 40°F), respectivamente, que se deben alimentar los sólidos a razón de 200 moles/h, que el funcionamiento es a la presión atmosférica y que no hay reciclaje del portador. Se sabe que el componente puro A en estas condiciones se sublimará a razón de 20 moles/h y que la caída de presión entre el sublimador y el condensador es de aproximadamente 2068 N/m^2 (0.3 lbf/in^2). Se dispone de los siguientes datos de presión de vapor:

	Presión de vapor absoluta N/m^2	
Temperatura °C	P_A	P_B
65.6	9333	1167
4.4	1067	66.6

Estímese el porcentaje de material sublimado que se pierde y la concentración del producto condensado.

Suponiendo que las relaciones de vaporización sean proporcionales a las presiones de vapor; $P_{AS}/P_{BS} = N_{AS}/N_{BS} = 9333/1167 = 8.0$. Puesto que la cantidad de A que se vaporiza es de 20 moles/h, B se sublima a razón de 2.5 moles/h; r se calcula a partir de datos de la presión de vapor como 8.65 y la pérdida de porcentaje de rendimiento se determina mediante la ecuación (17-13) y es de 9.6%. La razón de moles de A a moles de B que salen del condensador la da la razón de las presiones de vapor a la temperatura del condensador o sea, $N_{AC}/N_{BC} = 16$. Esta relación y la ecuación $N_{AC} + N_{BC} = 22.5$ (0.096) se resuelven simultáncamente para dar los moles de A y B que salen del condensador en la fase de vapor. A continuación se determina la composición del producto condensado a partir del balance de materiales, como de 88.3% mol de A y 11.7% mol de B.

En el ejemplo 1, los vapores efluentes del condensador se podrían condensar a una temperatura de menos de 4.4°C (40°F), para dar un producto menor de concentración más alta de A.

Ejemplo 2: Purificación mediante una sublimación al vacío Supóngase que el componente B del ejemplo 1 tiene una presión de vapor despreciable y que se va a utilizar la sublimación simple al vacío. Si la pérdida del producto A se limita a 0.1%, ¿cuál es la fuga tolerable de aire al interior del sistema, en m^3/min, a temperatura y presión estándar? Supóngase que $E_C = 0.98$, $E_S = 0.90$, y ΔP es despreciable.

Obsérvese que, puesto que sólo se encuentra presente un componente volátil, $P_B = 0$. Por lo tanto, al reordenar la ecuación (17-13) y sustituir la presión parcial, se obtiene

$$r = \frac{0.001[(0.90)(9333) - (1067/0.98)]}{(1067/0.98) - (0.001)(0.90)/(9333)}$$

$$= 0.00677 \text{ mol de aire/mol de producto vaporizado}$$

Puesto que los moles del producto vaporizado = 20/60 = 0.333 mol/min, la fuga tolerable de aire será de (0.333)(0.00677) = 0.00225 mol/min, o (0.00225)(22.4) = 0.05 m^3/min.

Ecuaciones de diseño: sublimación fraccionada. El empleo del reflujo distingue la sublimación fraccionada de la simple. Cuando se lleva a cabo una sublimación fraccionada como operación al vacío, el diferencial de presiones parciales entre la parte inferior y la superior de la columna actúa como fuerza impulsora para que haya flujo de vapor hacia arriba de la columna. Una de las principales ventajas para el funcionamiento al utilizar gas portador es que (por la regla de las fases), se permite un grado adicional de libertad y, así, es posible ajustar la presión de operación y la separación que se desea y hacer funcionar la columna isotérmicamente o con un perfil escogido de temperaturas.

En la sublimación fraccionada existe una tendencia a que los componentes más volátiles se concentren en la parte superior de la columna y los menos volátiles se concentren en la región inferior. Por consiguiente, se puede lograr la separación.

Para la sublimación fraccionada de mezclas, que forman soluciones sólidas, los procedimientos de cálculo son similares a los procedimientos de la destilación fraccionada, que se presentaron en la sección 13.

PROCESOS POR MEDIO DE MEMBRANAS

En esta subsección se analizarán la infiltración de líquidos y gases a través de membranas, la diálisis, la ósmosis inversa y la ultrafiltración. Otros procesos con membranas que no se incluyen en esta sección se dan a continuación con las referencias pertinentes.

1. *Electrodiálisis.* Véase el análisis sobre electrodiálisis en la siguiente subsección, "Procesos de separación basados fundamentalmente en la acción de un campo".

2. *Separación de helio a través de vidrio.* Hwang y Kammermeyer, *Membranes in Separations*, vol. VII en Weissberger (ed), *Techniques of Chemistry*, Wiley-Interscience, New York, 1975. Kammermeyer, "Gas and Vapor Separations by Means of Membranes", en Perry (ed.), *Progress in Separation and Purification*, vol. I, p. 335, Interscience, New York, 1968.

3. *Separación de hidrógeno a través de membranas de paladio y aleación.* Hwang y Kammermeyer, *loc. cit.* Kammermeyer, *loc. cit.* McBride y McKinley, *Chem. Eng. Prog.*, **61**, 81 (1965).

4. *Membranas de surfactante líquido.* Cahn, Frankenfeld, Li, Naden, y Subramanian, en Li (ed.), *Recent Developments in Separation Science*, vol. VI, CRC Press, Boca Raton, Fla., 1981. Cahn y Li, "Hydrocarbon Separation by Liquid Membrane Processes", en Meares (ed.), *Membrane Separation Processes*, Elsevier, Amsterdam y New York, 1976, Cap. 9. Frankenfeld y Li, en Li (ed.), *Recent Developments in Separation Science*, vol. III. CRC Press, Boca Raton, Fla., 1977, p. 285. Ho, Hatton, Lighfoot, y Li, "Extraction with Liquid Membranes: A Diffusion-Controlled Model", presentado en el II World Congress of Chemical Engineering and World Chemical Exposition, Montreal, Oct. 4-9, 1981, publicado en *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **28**, 662 (1982). Li, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **17**, 459 (1971).

5. *Membranas de disolvente inmovilizado.* Baker, Tuttle, Kelly y Lonsdale, *J. Membr. Sci.*, **2**, 213 (1977). Ward, en Li (ed.), *Recent Developments in Separation Science*, vol. I, CRC Press, Cleveland, 1972, p. 153.

INFILTRACIÓN DE LÍQUIDOS Y GASES POR MEMBRANAS

Referencias Generales: Li, Long y Henley, *Ind. Eng. Chem.*, **57**, 18 (1965). Michaels y Bixler, en Perry (ed.), *Progress in Separation and Purification*, vol. I, Interscience, New York, 1968, p. 143. Rogers, Fels y Li, en Li (ed.), *Recent Development in Separation Science*, vol. II, CRC Press, Cleveland, 1972, p. 107. Stannett, Koros, Paul, Lonsdale y Baker, *Adv. Polym. Sci.*, **32**, 69 (1979).

Definición de membranas e infiltración de membranas En esta subsección se verá la infiltración o penetración de gases y líquidos a través de membranas poliméricas cuando la fuerza impulsora de transporte es la presión o la concentración. Una membrana es una barrera delgada que separa dos fluidos. La barrera impide el flujo hidrodinámico, por lo que el transporte a través de la membrana es por sorción y difusión. La propiedad de la membrana que afecta a la velocidad de transporte es su permeabilidad. Una membrana es semipermeable si, en condiciones idénti .: s, transporta diferentes especies moleculares con velocidades distintas.

ión al vacío Supóngase
: vapor despreciable y que
pérdida del producto A se
or del sistema, en m^3/min,
= 0.98, E_S = 0.90, y ΔP es

te un componente volátil,
ustituir la presión parcial.

vaporizado

= 0.333 mol/min, la fuga
ol/min, o (0.00225)(22.4)

nada. El empleo del
la simple. Cuando se
o operación al vacío,
rte inferior y la supe-
a para que haya flujo
s principales ventajas
es que (por la regla de
rtad y, así, es posible
que se desea y hacer
perfil escogido de tem-

dencia a que los com-
uperior de la columna
n inferior. Por consi-

que forman solucio-
similares a los proce-
presentaron en la sec-

; Tuttle, Kelly y Lonsda-
ent Developments in Se-
, 153.

ES POR

g. *Chem.*, **57**, 18 (1965).
n and Purification, vol.
; Li, en Li (ed.), *Recent*
Cleveland, 1972, p. 107.
i., **32**, 69 (1979).

embranas En esta
de gases y líquidos a
a impulsora de trans-
brana es una barrera
le el flujo hidrodiná-
rana es por sorción y
cta a la velocidad de
s semipermeable si,
species moleculares

Se puede considerar, en general, que las películas poliméricas son regiones cristalinas y amorfas alternas. La región cristalina, que tiene estructuras regulares, se supone por lo común que es impermeable a los gases y a los líquidos. Los segmentos poliméricos en la fase amorfa pueden tener un movimiento térmico e impulsarse hacia un lado para dejar espacio para las moléculas que se infiltran.

La infiltración de gases incluye gases en el lado de alta presión de la membrana, que se filtran a través de ella hacia el lado de baja presión. La infiltración de líquidos incluye la penetración de componentes de alimentación de la fase líquida a un lado de la membrana a otra fase líquida o a una fase de vapor en el otro lado.

Para el transporte a través de membranas microporosas se recomienda al lector la siguiente literatura [Hwang y Kammermeyer, *loc. cit.*; Quinn, Anderson, Ho y Petzny, *Biophys. J.*, **12**, 990 (1972); y Bean, en Eisenman (ed), *Membranes*, Marcel Dekker, New York, 1972, p. 1].

Teoría El proceso de infiltración a través de una membrana polimérica tiene tres etapas: (**1**) disolución de las moléculas que se infiltran del lado de aguas arriba de la membrana, (**2**) difusión de esas moléculas a través de la membrana, y (**3**) desorción del lado de aguas abajo de la membrana.

Difusión fickiana en polímeros ahulados La infiltración de moléculas en polímeros ahulados, como el hule y los polímeros de hidrocarburos, arriba de sus temperaturas de transición de vidrio (p. ej., esencialmente estructura no polar de elastómeros), puede ser descrita mediante un proceso de difusión que sigue la primera ley de Fick:

$$N = -D(dC/dx) \tag{17-14}$$

en donde N = flujo de infiltración, $[cm^3(STP)]/(s \cdot cm^2)$; D = coeficiente de difusión o difusividad de las moléculas que se infiltran, cm^2/s; C = concentración $[cm^3(STP)]/cm^3$; y x = distancia de penetración en la película polimérica, cm. Si D es independiente de la concentración, se podrá integrar la ley de Fick para dar

$$N = (D/\ell)(C_1 - C_2) \tag{17-15}$$

en donde ℓ = espesor de la membrana, cm; y los subíndices 1 y 2 se refieren a los lados de corriente arriba y corriente abajo de la membrana, respectivamente.

Se utiliza la ecuación (17-15) para describir la infiltración o penetración de líquido cuando D es constante. La ley de Henry, $C = Hp$ generalmente se supone que es aplicable donde H = constante de la ley de Henry o coeficiente de solubilidad $[cm^3(STP)]/(cm^3 \cdot cmHg)$; y p = presión, cmHg. Para infiltración de gas, la ley de Henry puede combinarse con la ecuación (17-15) para obtener

$$N = \frac{D(H_1 p_1 - H_2 p_2)}{\ell} \tag{17-16}$$

Si se supone que la constante de la ley de Henry sólo es función de la temperatura y que las dos superficies de la membrana se encuentran a la misma temperatura, entonces, $H_1 = H_2 = H$ y

$$N = \frac{P(p_1 - p_2)}{\ell} \tag{17-17}$$

en donde $P = DH$ = la permeabilidad, $[cm^3(STP) \cdot cm]/(cm^2 \cdot s \cdot cmHg)$.

Para la infiltración en estado no estacionario, la cantidad de filtrados retenidos por unidad de volumen de película es igual que la razón de cambio de concentración con el tiempo: t, s.

$$-(dN/dx) = (dC/dt) \tag{17-18}$$

La combinación de la ecuación (17-18) con la (17-14) conduce a la segunda ley de Fick

$$\frac{dC}{dt} = \frac{d}{dx}\left(D\frac{dC}{dx}\right) \tag{17-19}$$

Se puede utilizar una solución para el caso de un sólido finito con coeficiente constante de difusión, para evaluar la cantidad total de filtrados Q $[cm^3(STP)/cm^2]$ que pasan por la película de $t = 0$ a $t = t$.

$$Q = (DC_1/\ell)t - (C_1/6)\ell \tag{17-20}$$

La ecuación (17-20) muestra que Q aumenta linealmente con t. Al extrapolar hacia atrás la porción lineal de la gráfica de Q en función de t, en el eje de tiempo, se obtiene una intersección $t = \theta$, en donde $Q = 0$ y

$$D = \ell^2/6\theta \tag{17-21}$$

θ se conoce como "retraso de tiempo de difusión" y proporciona un método experimental para determinar D [Daynes, *Proc. R. Soc.* (London), **A97**, 286 (1920)].

El coeficiente de difusión para gases tiene una forma de Arrhenius [Barrer, *Trans. Faraday Soc.*, **35**, 628 (1939) y Stannett *et al.*, *loc. cit.*].

$$D = D_0 \exp(-E_D/RT) \tag{17-22}$$

donde D_0 = constante, cm^2/s; E_D = energía de activación para la difusión, cal/(g·mol); R = constante de los gases = 1.987 cal/(g·mol·K) y T = temperatura absoluta, K. En forma similar, los coeficientes de permeabilidad y solubilidad pueden tener la forma de Arrhenius:

$$P = P_0 \exp[-E_P/RT] \tag{17-23}$$

$$H = H_0 \exp[-\Delta H_s/RT] \tag{17-24}$$

donde P_0 = constante $[cm^3(STP) \cdot cm]/(cm^2 \cdot s \cdot cmHg)$; E_P = energía de activación para la infiltración, cal/(g·mol); H_0 = constante $[cm^3(STP)]/(cm^3 \cdot cmHg)$; y ΔH_s = calor de disolución, cal/(g·mol). En la tabla 17-7 se presentan algunos datos de permeabilidad y energía de activación para la infiltración.

Modelo de sorción de doble modalidad para los polímeros vidriados Para los polímeros vidriados, la correlación entre la difusividad D y la propiedad física E_D, que en forma tradicional se invoca en los polímeros ahulados, tiende a desaparecer. Existe una inflexión en la gráfica de Arrhenius para D cerca de la temperatura de transición del vidrio. Con objeto de considerar lo anterior, se propone un modelo de sorción con doble modalidad, de tal manera que la isoterma de sorción quede descrita por la combinación de un componente "disuelto" que sigue la ley de Henry, C_D $[cm^3(STP)/cm^3]$ y un término "que llene el agujero" de Langmuir, C_H $[cm^3(STP)/cm^3]$, es decir,

$$C = C_D + C_H = Hp + \frac{C'_H bp}{1 + bp} \tag{17-25}$$

[Stannett *et al.*, *loc. cit.*; y Vieth, Howell y Hsieh, *J. Membr. Sci.*, **1**, 177 (1976)], donde C'_H $[cm^3(STP)/cm^3]$ y b (1/cmHg) son la constante de capacidad y la constante de afinidad de Langmuir, respectivamente.

El flujo de la infiltración se expresa como sigue:

$$N = -D_{eff}(dC/dx) \tag{17-26}$$

donde D_{eff} = coeficiente de difusión efectiva que depende de la concentración. La difusividad efectiva determinada por las mediciones de retraso de tiempo a baja presión corresponde a la ecuación siguiente:

$$\lim_{p_1 \to 0}\left(\frac{\ell^2}{6\theta}\right) = \lim_{p_1 \to 0}(D_{eff}) = D\left(\frac{1 + FB}{1 + B}\right) \tag{17-27}$$

donde D = coeficiente de difusión, debido al componente de concentración "disuelta" y es el único coeficiente de difusión aplicable arriba de la temperatura de transición del vidrio. F = razón del coeficiente de difusión del filtrado en los "agujeros", respecto al coeficiente de difusión del filtrado en la solución verdadera D y $B = C'_H b/H$. La permeabilidad en este modelo de sorción con doble modalidad está dada por:

$$P = HD\left(1 + \frac{FB}{1 + bp_1}\right) \tag{17-28}$$

Efectos de la concentración y la presión En la infiltración de líquidos, la difusividad suele depender mucho de la concentración de disolventes en la película plástica. Se han propuesto muchas expresiones para relacionar D con la solubilidad del disolvente en la película y

TABLA 17-7 Permeabilidades de gas y energías de activación de filtración para las membranas a base de polímero

Membrana de polímero	Temperatura	Hidrógeno P	Hidrógeno E_P	Helio P	Helio E_P	Nitrógeno P	Nitrógeno E_P	Oxígeno P	Oxígeno E_P	Dióxido de carbono P	Dióxido de carbono E_P	Ref.
Acetato de celulosa	25	8.4	5.2	...	...	...	...	...	...	8.7	7.1	1
	30	...	...	...	...	0.28	6.5	0.78	5.0			1
Poliamida (nylon)	25	1.0	8.1									1
	30	...	...	...	...	0.02	11.2	0.038	10.4	0.16	9.7	1
Polibutadieno	25-30	42.0	6.6	...	...	6.4	8.2	19.0	7.1	138.0	5.2	2
Polibutadieno (amorfo)	25	87.0	5.6	...	...	20.0	7.0	...		342.0	3.4	3
Poli[butadieno (80%)-acrilonitrilo]	25-30	25.0	7.2	17.0	6.8	2.5	9.9	8.2	8.6	64.0	7.0	2
Poli[butadieno (61%)-acrilonitrilo]	25-30	7.2	8.8	6.9	7.7	0.24	13.8	0.96	12.0	7.5	10.5	2
Policarbonato	25-30	14.0	...	...	...	0.3	...	1.5	4.6	8.5	3.8	2
Policloropreno	25-30	14.0	8.1	4.5	...	1.2	10.6	4.0	9.9	25.0	8.5	2
Policlorotrifluoroetileno	25-30	0.95	7.1	...	...	0.13	12.5	0.3	10.9	1.2	7.4	2
Polidialquilsiloxano (hule de silicon)	25	...	...	...	...	...	...	500.0	25.0	2800.0		1
Polietileno (densidad 0.922 g/cm^3)	25	8.6	8.2	7.4	8.3							1
	30	...	...	...	...	2.0	11.7	5.5	10.3	26.5	8.2	1
Polietileno (densidad 0.96 g/cm^3)	25-30	...	...	...	...	...	...	1.1	8.8	4.3	7.4	2
Tereftalato de polietileno (Mylar)	25	0.6	5.5	1.1	4.6	0.005	7.5	0.03	6.4	0.10	6.2	1
Poli(isobutileno-isopreno) (hule de butilo)	25-30	7.3	8.7	6.6	7.6	0.32	12.5	1.3	10.7	5.2	9.9	2
Poliisopreno (hule natural)	25	50.0	6.9	30.8	6.3	8.4	9.0	23.0	7.1	133.0	6.1	1
Polipropileno	25-30	...	...	...	...	0.6	...	2.3	11.4	9.2	9.1	2
Poliestireno	25-30	...	...	...	...	0.3-8.0	...	1.5-25.0	...	7.5-37.0		2
Poli(estireno-butadieno)	25-30	40.0	6.8	23.0	6.6	6.4	8.7	17.0	7.3	124.0	5.7	2
Poli(acetato de vinilo)	25-30	...	...	...	...	0.13	...	0.5	13.4	4.6		2
Poli(cloruro de vinilo)	25-30	3.6	1.9	...	...	0.04	...	0.12	...	1.0	12.2	2
Poli(cloruro de vinilo-acetato de vinilo)	25-30	9.2	7.4	8.5	7.2	0.6	12.3	2.4	9.7	16.0	8.2	2
Poli(cloruro de vinilideno) (Saran)	30	0.08	...	...	...	0.001	16.8	0.005	15.9	0.03	12.3	1
Teflón FEP (copolímero de propileno y etileno fluorinado)	25	14.0	6.3	40.0	4.9	2.15	7.3	5.9	5.8	1.7		1
	40	...	...	...	...	...	...	9.07	6.1			4

NOTA: Temperatura, °C; P, $10^{-10} \times$ [cm^3(STP)·cm]/(cm^2·s·cmHg); E_P, kcal/(g·mol)

Referencias:

1. Rogers, "Permeability and Chemical Resistence", en *Engineering Design for Plastics*, Reinhold, New York, 1964.
2. Rogers, Fells y Li, en Li (ed.), *Recent Developments in Separation Science*, vol. II, p. 107, CRC Press, Cleveland, 1972.
3. Cowling y Park, *J. Membr. Sci.*, **5**, 199 (1979).
4. Koros, Wang y Felder, *J. Appl. Polym. Sci.*, **26**, 2805 (1981).

con una difusividad D_0 obtenida a una concentración cero de disolventes. La ecuación que se acepta muy ampliamente es

$$D = D_0 e^{ac} \tag{17-29}$$

en donde D_0 y a son constantes a una temperatura dada y la constante a [cm^3/cm^3(STP)] describe esencialmente la acción de plastificación del disolvente en la película.

Al sustituir la ecuación (17-29) en la (17-14), se obtiene el flujo de infiltración en estado estacionario para un componente simple:

$$N = \frac{D_0}{a\ell}(e^{ac}1 - e^{ac}2) \tag{17-30}$$

El segundo término $e^{ac}2$, suele ser despreciable con respecto a $e^{ac}1$.

En la infiltración de gases, la penetración de gases permanentes a través de películas poliméricas es independiente de la presión. Sin embargo, la permeabilidad de los gases y los vapores orgánicos muestra que depende de la presión y la concentración, en virtud de la fuerte interacción entre el soluto y la membrana. A presiones bajas, cuando es válida la ley de Henry, se puede utilizar la ecuación (17-31) para relacionar la constante de infiltración con la presión [(Li y Long en *Progress in Separation and Purification*, vol. 3, p. 153, Interscience, New York, 1970); y Stern y Fang, *J. Polym. Sci., Part. A-2*, **10**, 201 (1972)].

$$P = P'_0 e^{Ap} \tag{17-31}$$

en donde P'_0 = permeabilidad a la presión cero y A = constante de plastificación, 1/cmHg. Para evaluar las constantes características P'_0 y A en la ecuación (17-31), se lleva a cabo la integración:

$$N = (P'_0/A\ell)(e^{Ap}1 - e^{Ap}2) \tag{17-32}$$

Para el dióxido de carbono que se infiltra a través de poliacrilonitrilo vidriado [Huvard, Stannett, Koros y Hopfenberg, *J. Membr. Sci.*, **6**, 185 (1980)], el metano que se infiltra a través de las polianidas aromáticas vidriadas y el oxígeno, que se infiltra a través de Mylar vidriado [Pye, Hoehn y Panar, *J. Appl. Polym. Sci.*, **20**, 1921 (1976)], las permeabilidades disminuyen al incrementarse la presión aguas arriba.

La permeabilidad recíproca es una propiedad aditiva cuando las permeabilidades son independientes de la presión. Para un laminado compuesto por n capas, la relación es

$$\frac{1}{P_t} = \sum_{i=1}^{n} \frac{1}{\ell_t}\frac{\ell_i}{P_i} \tag{17-33}$$

donde P_t = permeabilidad del laminado, ℓ_t = espesor total del laminado, P_i = permeabilidad de la capa i, ℓ_i = espesor de la capa i. El caso en que las permeabilidades individuales de un laminado dependen de la presión lo analizan Sobolev y colaboradores [*Ind. Eng. Chem.*, **49**, 441 (1957)].

Efecto de la temperatura Como se muestra en las ecuaciones (17-22), (17-23) y (17-24), la dependencia en función de la temperatura de la permeabilidad, el coeficiente de difusión y el de solubilidad se dan por lo común mediante relaciones de Arrhenius, que utilizan energías de activación para la filtración, la difusión y la disolución, respectiva-

TABLA 17-8 Valore
átomos y grupos

Átomos o grupos	
Carbono	
Cloro	
Nitrato	
Éter	
Cetona	
Alcohol alifático	
Alcohol aromático	
Fenil	

Sustituyente Iso: se agreg
C = C: se resta 0.2.
Cíclico: se agrega 1.0 (po

mente. En la infiltración
a las mismas constantes,
carbono y gases de etilen
Li y Long, *loc. cit.*), perc
de polietileno. En este úl
no son lineales. Las temp
gráficas de Arrhenius va
bados [Henley y dos Sant
Se observó un comporta
bajas temperaturas en la
menudo se descubre un r
ca de las temperaturas de
nett *et al.*, *loc. cit.*).

Predicción de la perm
ciente de solubilidad L
ros a través de polietilen
parámetro (el Permacho
[Solame y Pinsky, *J. Mac*
liza valores aditivos de
grupos químicos, longitu
ción y grados de bifurcac
Para el polietileno, la ecu

$$\log_{10} P = 1$$

en donde P = permeabili
membrana·día·100 in^2).
el método de Permachor
la estructura polimérica
de correlación a 25°C pan
Soc. Prepr., **8**, 137 (Abril
Aun cuando no se inclu
ratura o la simetría sobre
davía el mejor método d
disolventes puros en polí
lidades no dependen de la
bilidades de los gases se
de vapor de una sustancia
Chem., **47**, 1034 (1955)].
El coeficiente de difusi
correlacionan con un térm
chaels y Bixler [*J. Polym.*
El coeficiente de solub
normal de ebullición del
facilidad de condensación
El coeficiente de solubili
tantes de fuerza de Lenn
calores de disolución de
relacionar con las constan
Michaels y Bixler, *J. Poly*

le de polímero

Dióxido de carbono		
P	E_P	Ref.
8.7	7.1	1
		1
		1
0.16	9.7	1
138.0	5.2	2
342.0	3.4	3
64.0	7.0	2
7.5	10.5	2
8.5	3.8	2
25.0	8.5	2
1.2	7.4	2
2800.0		1
		1
26.5	8.2	1
4.3	7.4	2
0.10	6.2	1
5.2	9.9	2
133.0	6.1	1
9.2	9.1	2
7.5-37.0		2
124.0	5.7	2
4.6		2
1.0	12.2	2
16.0	8.2	2
0.03	12.3	1
1.7		1
		4

TABLA 17-8 Valores de Permachor para algunos átomos y grupos

	Número de átomos de carbono en la molécula					
Átomos o grupos	1	2	3	4	5	6
Carbono	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
Cloro	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2	1.2
Nitrato	15.4	13.4	13.4	13.4	13.4	9.6
Éter	...	2.4	2.4	2.4	2.4	1.4
Cetona	...	10.8	10.8	8.5	8.5	8.5
Alcohol alifático	16.5	16.5	15.5	14.0	14.0	11.0
Alcohol aromático	...	...	...	...	...	13.0
Fenil	...	...	...	...	...	5.4

Sustituyente Iso: se agrega 2.0
C = C: se resta 0.2.
Cíclico: se agrega 1.0 (por debajo de 25°).

mente. En la infiltración de gases, la relación de Arrhenius es aplicable a las mismas constantes, a presiones tanto subcríticas, para dióxido de carbono y gases de etileno a través de polietileno (Li y Henley, *loc. cit.*; Li y Long, *loc. cit.*), pero no para etano, propano y propileno a través de polietileno. En este último caso, las gráficas de P en función de $1/T$ no son lineales. Las temperaturas a las que cambian de pendiente las gráficas de Arrhenius varían de −2 a −27°C para diferentes gases probados [Henley y dos Santos, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **13,** 1117 (1967)]. Se observó un comportamiento similar de la relación de Arrhenius a bajas temperaturas en la filtración de líquidos (Li y Long, *loc. cit.*). A menudo se descubre un rompimiento en las gráficas de Arrhenius cerca de las temperaturas de transición del vidrio de los polímeros (Stannett *et al.*, *loc. cit.*).

Predicción de la permeabilidad, coeficiente de difusión y coeficiente de solubilidad Las permeabilidades de líquidos orgánicos puros a través de polietileno y polipropileno se correlacionaron con un parámetro (el Permachor), característico de la molécula penetrante [Solame y Pinsky, *J. Mod. Packag.*, **36,** 153 (1962)]. Esta técnica utiliza valores aditivos de Permachor, que se obtuvieron para diversos grupos químicos, longitudes de cadenas de carbono, tipos de insaturación y grados de bifurcación en la molécula que se filtra (tabla 17-8). Para el polietileno, la ecuación de correlación es

$$\log_{10} P = 16.55 - (3700/T) - 0.22\Psi \qquad (17\text{-}34)$$

en donde P = permeabilidad en la unidad de g/(0.001 in de espesor de membrana·día·100 in^2), y Ψ = Permachor. Para la filtración de gases, el método de Permachor se puede utilizar también para correlacionar la estructura polimérica con la permeabilidad. Existen tres ecuaciones de correlación a 25°C para O_2, N_2 y CO_2 gaseosos [Salame, *Am. Chem. Soc. Prepr.*, **8,** 137 (Abril, 1967)].

Aun cuando no se incluyen en esta técnica los efectos de la temperatura o la simetría sobre las interacciones de grupos polares, es todavía el mejor método de predicción que existe en la actualidad para disolventes puros en polímeros de hidrocarburos, donde las permeabilidades no dependen de la concentración ni de la presión. Las permeabilidades de los gases se pueden correlacionar también con la presión de vapor de una sustancia de referencia [Othmer y Frohlich, *Ind. Eng. Chem.*, **47,** 1034 (1955)].

El coeficiente de difusión y la energía de activación para difusión se correlacionan con un término referente al diámetro molecular por Michaels y Bixler [*J. Polym. Sci.* **50,** 413 (1961)].

El coeficiente de solubilidad H se correlacionó con la temperatura normal de ebullición del gas, lo cual proporciona una medición de la facilidad de condensación del gas (Fig. 17-17; Stannett *et al.*, *loc. cit.*). El coeficiente de solubilidad también se puede relacionar con las constantes de fuerza de Lennard-Jones para los gases solubilizados. Los calores de disolución de los gases en los polímeros (ΔH_S) se pueden relacionar con las constantes de fuerza de Lennard-Jones [Fig. 17-18; Michaels y Bixler, *J. Polym. Sci.*, **50,** 393 (1961)].

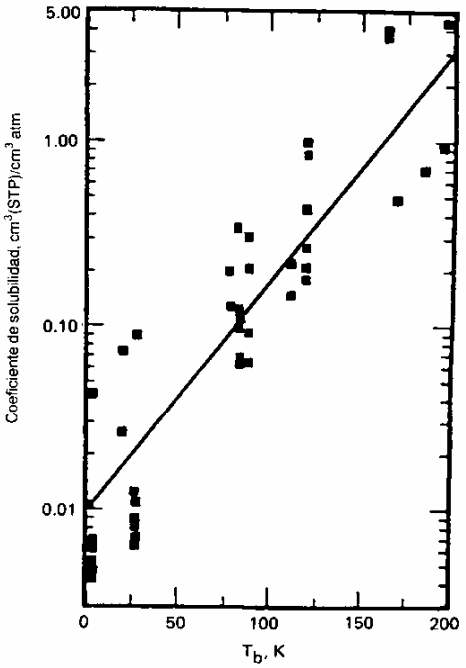


FIG. 17-17 Coeficiente de solubilidad en función de la temperatura normal de ebullición, para varios polímeros con temperaturas superiores a la de transición de vidrio. °R = $\frac{9}{5}$ K. [Stannett, Koros, Paul, Lonsdale y Baker, *Adv. Polym. Sci.*, **32,** 69 (1979).]

Procesos de separación y diseño de equipos

Ventajas de los procesos de separación por medio de membranas En general, el empleo de técnicas de separación por medio de membranas permeables a gases o líquidos tiene beneficios especiales para separar **1)** mezclas de compuestos de propiedades físicas y químicas similares, **2)** mezclas de isómeros estructurales o de posición, y **3)** mezclas que contengan componentes térmicamente inestables. El proceso por medio de membranas resulta particularmente útil como técnica de separación, siempre que los métodos tradicionales de sepa-

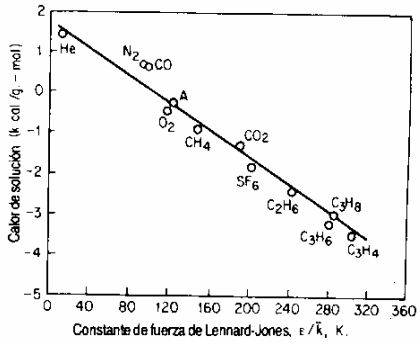


FIG. 17-18 Correlación de Jolley-Hildebrand de calores de disolución de gases en polietileno amorfo. Para convertir kilocalorías por gramo-mole en unidades térmicas británicas por libra-mole, multiplíquese por 1799; °R = $\frac{9}{5}$ K.

ración no se puedan utilizar económicamente para obtener una separación razonable. También se puede utilizar como operación unitaria junto con una unidad tradicional de separación. Por ejemplo, se puede emplear una unidad de infiltración por membrana para separar una mezcla azeotrópica, antes de alimentarla a una columna de destilación. Los procesos de separación por membranas en gran escala incluyen conceptos de diseño de dispositivos y sistemas, que son singulares en la ingeniería química.

Definición del factor de separación El grado de separación se expresa comúnmente en función del factor de separación, que se define mediante la razón siguiente de concentración:

$$\alpha = \frac{(C_A/C_B)_P}{(C_A/C_B)_R} \tag{17-35}$$

en donde α es el factor de separación y los subíndices *A*, *B*, *P* y *R* se refieren a un compuesto filtrado, un compuesto de referencia (también en la alimentación), la fase de filtrado y la de refinado, respectivamente. En general, si α es constante sobre un intervalo amplio de composiciones de alimentación, es probable que el factor de control del proceso sea la difusividad; sin embargo, si la composición del filtrado es constante, el factor de control del proceso lo constituye la solubilidad [Sanders y Choo, *Pet. Refiner,* **39,** 133 (1969)]. El factor de separación en la ecuación (17-35) se puede aproximar generalmente mediante la razón de las permeabilidades (Stannett y colaboradores, *loc. cit.*).

$$\alpha = P_A/P_B \tag{17-36}$$

En la tabla 17-9 aparecen algunos datos de separación para los sistemas de membrana mixta. Los datos detallados de infiltración para la separación de metano y dióxido de carbono a varias temperaturas han sido informados por Ellig, Althouse y McCandless [*J. Membr. Sci.*, **6,** 259 (1980)], y para la separación de dióxido de azufre a varias presiones por Kuehne y Friedlander [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **19,** 609, 616 (1980)]. Las permeabilidades del polietileno al amoniaco a diferentes temperaturas y al metano también se han informado en la literatura [Lee y Hart, *J. Appl. Polym. Sci.*, 955 (1980) y Matulevicius y Li, *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev.*, **11,** 312 (1972)].

Teoría general de la separación La teoría de la separación en una sola etapa para mezclas binarias fue desarrollada por Weller y Steiner [*Chem Eng. Prog.*, **46,** 585 (1950); *J. Appl. Phys.*, **21,** 279 (1950)] y por Hwang y Kammermeyer (*loc. cit.*). Para las mezclas ternarias y cuaternarias [Brubaker y Kammermeyer, *Ind. Eng. Chem.*, **44,** 1465 (1952); Stern *et al.*, ibid., **57,** 49 (1965); y Stern, "Gas Permeation Processes", en Lacey y Loeb (eds.), *Industrial Processing with Membranes*, repr. ed., Robert E. Krieger Publishing Co., Huntington, N.Y., 1979, chap. 13]. Los principios de separación con operación en cascada han sido descritos en la literatura [Naylor y Backer, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1,** 95 (1955); Hwang y Kammermeyer, *Can. J. Chem. Eng.*, **43,** 36 (1965); Blumkin, Oak Ridge Nat. Lab. Rep. No. K-OA-1559, January, 1968; Stern, 1979 *loc. cit.*; y Hwang y Kammermeyer, 1975, *loc. cit.* Estudios teóricos y experimentales sobre la separación de gas en infiltradores de fibra hueca fueron informados por Blaisdell y Kammermeyer [*Chem Eng. Sci.*, **28,** 1249 (1973)] y por Thorman Rhim y Hwang [*ibid.*, **30,** 751 (1975)]. Se ha analizado el rendimiento de los

TABLA 17-9 Mezclas separadas por filtración en membranas

Membrana	Temperatura, °C	Componentes	Composición de alimentación, %	α *B/A*	Referencias
Polietileno	60	Metanol	39.1*w*	6.5	1
		Benceno	60.9*w*		
	25	Etileno	50*w*	3.0	5
		Metano	50*w*		
Polietileno (acondicionado)	30	*o*-xileno (*A*)	30	1.59 (*B/A*)	6
		m-xileno (*B*)	65	1.26 (*C/B*)	
		p - xileno (*C*)	5	2.01 (*C/A*)	
Polipropileno	25	Etileno	50*w*	1.95	5
		Metano	50*w*		
	60	*n*-dodecano	46*w*	84	2
		n-heptano	54*w*		
Poliestireno	30	Nitrógeno	...	16*	3, 8, 9
		Helio	...		
Poli(tetrafluoroetileno)	25	Etileno	55*w*	1.25	4
		Metano	45*w*		
	30	Nitrógeno	...	25*	9
		Helio	...		
Tereftalato de polietileno	25	Metano	...	170*	8
		Helio	...		
Nylon	40	Cloroformo	37.5*w*	1.34	7
		Tricloroetileno	62.5*w*		
Hule de silicón	30	Nitrógeno	...	1.5*	8
		Helio	...		
Acetato de celulosa	...	*n*-hexano	...	17-130	10
		Etanol	...		
	25	Etileno	45*w*	1.66	4
		Metano	55*w*		

* Calculado como razón de coeficientes de permeabilidad.

Referencias:

1. Binning y Lee, U. S. Patent 2 953 502, sept. 20, 1960.
2. Eisenmann, "Purification of Organic Compounds by Membrane Permeation", U. S. Armed Services Technical Information Agency Report No. AD 408670, 1963.
3. Jolley, U. S. Patent 3 172 741, mar. 9, 1965.
4. Li, *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Develop.*, **8,** 281 (1969).
5. Li y Long, *Am. Inst. Chem. Engr. J.*, **15,** 73 (1969).
6. Michaels, Baddour, Bixler y Choo, *Ind. Eng. Chem. Process Design Develop.*, **1,** 14 (1962).
7. Schrodt, Sweeny y Rose, *Am. Chem. Soc. Div. Petrol. Chem. Preprints*, **6,** A-29 (abril, 1961).
8. Stern, Sinclair, Gareis, Vahldieck y Mohr, *Ind. Eng. Chem.*, **57,** 49 (1965).
9. Stern, Mohr y Gareis, German Patent Scr. 1 139 474, Open, nov. 11, 1962.
10. Sweeny y Rose, *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Develop.*, **4,** 248 (1965).

eparación para los sis-
s de infiltración para la
arias temperaturas han
lless [*J. Membr. Sci.*, **6**,
azufre a varias presio-
Process Des. Dev., **19**,
lietileno al amoniaco a
e han informado en la
(1980) y Matulevicius
(1972)].
de la separación en una
da por Weller y Steiner
., **21**, 279 (1950)] y por
ezclas ternarias y cua-
Eng. Chem., **44**, 1465
, "Gas Permeation Pro-
cessing with Membra-
Co., Huntington, N.Y.,
on operación en casca-
lacker, *Am. Inst. Chem.*
Can. J. Chem. Eng., **43**,
), No. K-OA-1559, Ja-
Kammermeyer, 1975,
re la separación de gas
os por Blaisdell y Kam-
y por Thorman Rhim y
o el rendimiento de los

α *B/A*	Referencias
.5	1
.0	5
.59 (*B/A*) .26 (*C/B*) .01 (*C/A*)	6
.95	5
	2
•	3, 8, 9
.25	4
•	9
]*	8
.34	7
.5*	8
'-130	10
..66	4

y Report No. AD 408670,

infiltradores de fibra hueca con respecto a los parámetros de diseño, las variables de operación, las propiedades físicas, los patrones de flujo y las fibras rotas [Antonson, Gardner, King y Ko, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **16**, 463 (1977)]. Los siguientes autores describen y analizan una columna con membrana continua en la que se pueden separar tanto el componente menos permeable como el más permeable, en forma continua y a cualquier nivel, sin cascada. [Hwang y Thorman *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **26**, 558 (1980); y Hwang, Yuen y Thorman [*Sep. Sci. Technol.*, **15**, 1069 (1980)]

En la separación de gases y vapores orgánicos, el efecto plastificante que disminuye la selectividad de la membrana se puede caracterizar por las diferencias de solubilidades de los filtrados entre su estado puro y el estado en que se mezclan con otros compuestos [Li, *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev.*, **8**, 281 (1969)].

Diseño de una unidad de separación por medio de membrana Existe gran variedad de diseños de las unidades de separación por membrana (véase la Fig. 17-19). Para un análisis más extenso y general sobre este tema, se recomienda al lector la subsección siguiente "Ósmosis inversa" y a las referencias [Michaels y Bixler, *loc. cit.*; y Stern, 1979 *loc. cit.*]. Para la separación de gas se tienen tres diseños comunes de infiltradores, que son **1)** el módulo de fibra hueca, **2)** el módulo de espiral enrollada, y **3)** el módulo de placas y marcos (Stern, 1976, *loc. cit.*). En la literatura se encuentran algunas ecuaciones de diseño específicas para los módulos de membrana (Hwang y Kammermeyer, 1975, *loc. cit.*; Stern, 1979, *loc. cit.*; Antonson *et al.*, *loc. cit.*; Hwang y Thorman, *loc. cit.*; y Hwang, Yuen y Thorman, *loc. cit.*).

Aplicaciones Existen varias aplicaciones industriales y procesos prometedores para la infiltración. **1)** La recuperación de hidrógeno contenido en los gases de refinería: se lograron aplicaciones industriales sobre la recuperación de hidrógeno mediante separadores PRISM de Monsanto, que contienen fibras huecas polisulfonadas recubiertas con hule de silicón [Henis y Tripodi, *Sep. Sci. Technol.*, **15**, 1059 (1980); Maciula, *Oil Gas J.*, **78**, 63 (1980); y Rosenzweig, *Chem. Eng.*, **88**, 62 (1981)] y Permasep con fibra hueca de poliéster Du Pont [Hwang y Kammermeyer, 1975, *loc. cit.*; y Gardner, Crane y Hannan, *Chem. Eng. Progr.*, **73**, 76 (1977)]. Las fibras huecas tienen unas dimensiones características de 20 m de diámetro interno y 40 m de diámetro externo. **2)** La recuperación de helio contenido en el gas natural: Union Carbide ha realizado una prueba a gran escala para la recuperación de helio, utilizando módulos de membrana de placa plana con películas de acetato de celulosa KP-98 de Eastman (Hwang y Kammermeyer, 1975, *loc. cit.*). Litz y Smith, [Union Carbide Research Inst. Rep. UCRI-701, Septiembre, 1972) informaron sobre un número considerable de detalles en la tecnología del proceso y los datos de operación. Se dispone de una estimación de costos en la recuperación de helio, en la que se emplean membranas FEP de teflón (Stern, 1979, *loc. cit.*).

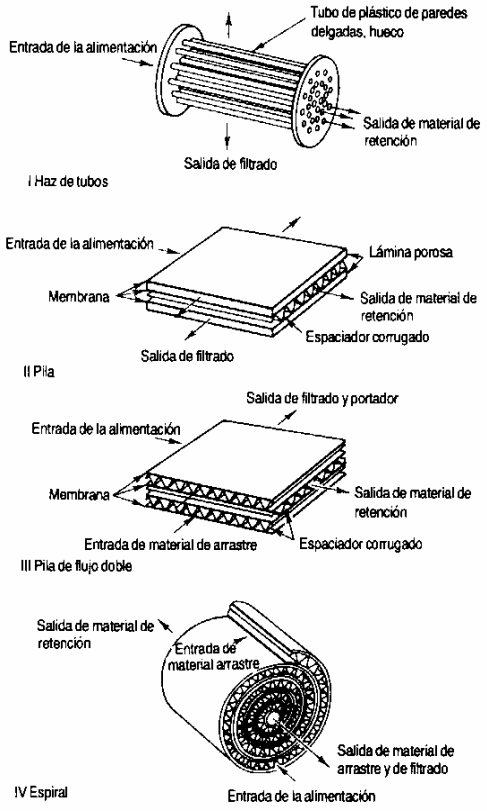


FIG. 17-19 Diseños de módulos de infiltración por membranas. (Michaels, Bixler y Rigopulos, *7th World Pet. Congr. Proc.*, **4** (1967).

DIÁLISIS

REFERENCIAS GENERALES: Lane y Riggle, *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **55**, 127 (1959). Spriggs y Li, "Liquid Permeation through Polymeric Membranes", en Meares (ed.), *Membrane Separation Processes*, Elsevier, Amsterdam y New York, 1976, chap. 2. Tuwiner *Diffusion and Membrane Technology*, Reinhold, New York, 1962. Vromen, *Ind. Eng. Chem.*, **54**, 20 (1962).

Definiciones La diálisis es la transferencia de moléculas de soluto a través de una membrana por difusión a partir de una solución concentrada a una solución diluida. Se produce una difusión simultánea de moléculas de disolvente a través de la membrana, en dirección opuesta, en un fenómeno que se conoce como ósmosis. La razón de gramos de agua transportados por gramo de soluto disuelto dializado se define como número de transporte de agua. Las membranas utilizadas pueden ser porosas o no porosas. La solución en el lado de la alimentación se llama dializato y la solución del otro lado recibe el nombre de difusato. La separación de solutos en la diálisis se debe a diferencias en sus velocidades de difusión.

Teoría

Mecanismo de la diálisis El proceso de transferencia de masa del compartimiento de dializato al de difusato implica la difusión a través de una película líquida a cada lado de la membrana, así como también a través de la membrana misma. La difusión de moléculas de soluto se rige por ciertos factores, como la movilidad inherente de las moléculas, el efecto restrictivo o el arrastre ejercido por los poros de la membrana, tanto sobre el soluto como sobre las moléculas del disolvente.

Al describir el mecanismo de diálisis, la primera y la segunda ley de difusión de Fick [ecuaciones (17-14) y (17-19)] pueden servir como punto de partida. En el caso de soluciones diluidas, la integración de la primera ley de Fick sobre la trayectoria de difusión, con las suposiciones de que no se producen cambios de volumen en ninguno de los lados de la membrana y que los coeficientes de transferencia de masa son constantes a lo largo de la trayectoria de difusión, proporciona la ecuación de velocidad (Lane y Riggle, *loc. cit.*; y Spriggs y Li, *loc. cit.*):

$$W = K_0 A \, \Delta C_{lm} \qquad (17\text{-}37)$$

en donde W = peso de soluto que pasa por la membrana por unidad de tiempo, g/s; K_0 = coeficiente general de diálisis o coeficiente de transferencia de masa cm/s; A = área de la membrana, cm^2; ΔC_{lm} = diferencia logarítmica media de concentración a través de la membrana.

basada en los valores de entrada y salida de un dializador continuo y en el valor inicial y el final en un dializador por lotes, g/cm^3; y C = concentración del soluto en la membrana, g/cm^3. Para expresar la ecuación (17-37) en términos de las concentraciones en las soluciones C_s, se obtiene la ecuación (17-38), al introducir el coeficiente de distribución ß:

$$W = K_0 \beta A(\Delta C_s)_{lm} \tag{17-38}$$

$$\beta = C/C_s \tag{17-39}$$

Para la diálisis por lotes en donde la transferencia de masa no se efectúa en estado estacionario, la ecuación de velocidad es

$$kt = -m \frac{\log (C_{so} - C_s)}{C_{so}} \tag{17-40}$$

en donde k = constante de velocidad de diálisis, similar a la constante de velocidad de una reacción de primer orden, t = tiempo, m = razón de volumen de alimentación a difusato, C_{so} = concentración de soluto en la alimentación y C_s = concentración de soluto en el dializato (Tuwiner, *loc. cit.*).

El coeficiente global de diálisis se relaciona con los coeficientes de las dos películas líquidas y el coeficiente de membrana, de manera análoga a la transferencia de calor:

$$1/K_0 = 1/K_m + 1/K_{f1} + 1/K_{f2} \tag{17-41}$$

en donde K_m = permeabilidad de la membrana al soluto ; K_{f1} y K_{f2} coeficientes de transferencia de masa de película líquida sobre el lado del dializato y el del difusato de una membrana, respectivamente.

Se puede transferir también a través de la membrana una cantidad importante de disolvente. Esto se puede calcular mediante las ecuaciones (17-38), (17-40) y (17-41), sustituyendo la concentración, la difusividad y la permeabilidad del disolvente en lugar de las propiedades correspondientes del soluto.

Para soluciones concentradas de alimentación, la resistencia de la película líquida es función de pH de la alimentación, porque afecta al espesor de la película líquida. El transporte de disolvente por ósmosis se puede reducir o realzar, según que la membrana de diálisis tenga absorción positiva o negativa del soluto. Por ejemplo, el espesor de la película líquida disminuyó de 0.045 a 0.029 cm, a medida que se incrementó la concentración de ácido hidroclórico de 0.5 a 6.5 *M* (Vromen y Chamberlain, Prepr. 59, 42a reunión nacional, AIChE, Atlanta, Febr. 21-24, 1960). Se ha observado también que, cuando se incrementa K_f debido al aumento de la concentración, K_m de hecho tiende a disminuir. Esto indica que la relación verdadera entre estos dos coeficientes es compleja (Vromen, *loc. cit.*). Adicionalmente, la interacción eléctrica puede ser también importante, al afectar la permeabilidad de la membrana y el coeficiente de la diálisis si la solución contiene un electrólito y la membrana posee cargas eléctricas fijas [Carr, en Berl (ed.), *Physical Methods in Chemical Analysis*, vol. 4, pp. 1-43, Academic, New York, 1961)]

Para las membranas porosas de diálisis, su selectividad se relaciona con el tamaño de los poros, como se expresa matemáticamente mediante la ecuación que sigue [Ferry, *J. Gen. Physiol.*, **20**, 95 (1936)]:

$$A_D = A_S \left(1 - \frac{s}{S}\right)^2 \tag{17-42}$$

en donde A_D = área disponible para la difusión, A_S = área de corte transversal del poro, s = diámetro de la molécula o partícula difusa, y S = diámetro del poro. Esta ecuación muestra que la selectividad de la membrana se hace elevada cuando la membrana permite apenas que el soluto se difunda a través de ella.

Estimación de coeficientes de diálisis El coeficiente de diálisis de membrana se puede calcular mediante la siguiente ecuación (Lane y Riggle, *loc. cit.*):

$$K_m = D_s F V'/h\ell \tag{17-43}$$

en donde D_s = coeficiente de difusión en la solución, cm^2/s; F = razón de la velocidad de difusión obstaculizada a la velocidad no obstaculizada (factor de retraso); V' = fracción de volumen de membrana ocupado por los poros; h = tortuosidad o razón de longitud capilar respecto al espesor húmedo de la membrana; ℓ = espesor húmedo de la membrana, cm.

El factor de retraso se puede evaluar a partir de la ecuación que sigue [Bacon, *J. Franklin Inst.*, **221**, 251 (1936)]:

$$F = 1 - 2.104 \frac{s}{S} + 2.09 \left(\frac{s}{S}\right)^3 - 0.95 \left(\frac{s}{S}\right)^5 \tag{17-44}$$

en donde s = diámetro de la molécula o la partícula que se difunde y S = diámetro promedio de los poros de la membrana. El diámetro de la molécula que se difunde se calcula a partir de su volumen molar (Spriggs y Li, *loc. cit.*). Para sólidos,

$$s = 1.465 \times 10^{-16} (M/\rho)^{1/3} \tag{17-45}$$

donde M = peso molecular, g/(g·mol); ρ= densidad, g/cm^3 y s está en cm. Para líquidos,

$$s = 10^{-16} V^{1/3} \tag{17-46}$$

donde V = volumen molar en el punto de ebullición, cm^3.

El coeficiente de difusión en solución puede ser estimativo (Reid, Prausnitz y Sherwood, *The Properties of Gases and Liquids*, McGraw-Hill, New York, 1977). Los valores aproximados de coeficientes de difusión se dan en la tabla 17-10.

TABLA 17-10 Coeficientes de difusión y diámetros moleculares de no electrólitos

Peso molecular M, g/(g·mol)	Difusividad en solución, D_s, $10^{-5} \times$ (cm^2/s)	Diámetro molecular s, $10^{-8} \times$ cm
10	2.20	2.9
100	0.70	6.2
1 000	0.25	13.2
10 000	0.11	28.5
100 000	0.05	62.0
1 000 000	0.025	132

En la tabla 17-11 se presentan valores de V', h y ℓ para algunas películas comerciales. Con el fin de obtener mayor exactitud, se deben determinar experimentalmente, porque el espesor hinchado se puede ver afectado por las moléculas que se dializan y la tortuosidad puede variar para el mismo tipo de película, con diferentes espesores en seco. Debe observarse que el valor del coeficiente de distribución ß, mencionado con anterioridad, por lo general, es igual a V' (*Spriggs y Li, loc. cit.*).

El coeficiente combinado de película K_f se calcula con base en la siguiente ecuación (Lane y Riggle, *loc. cit.*):

$$K_f = 16.7 D_s \tag{17-47}$$

donde $1/K_f = 1/K_{f1} + 1/K_{f2}$. Para obtener esta ecuación se utilizó un espesor combinado de película de líquido con un valor de 0.06 cm. Por lo general, este valor es mayor que los reales encontrados en la mayor parte de las celdas para diálisis y, en consecuencia, asegura un diseño seguro en la estimación de los coeficientes promedio para la diálisis.

Las ecuaciones de estimación antes analizadas sólo son adecuadas cuando no existen interacciones apreciables entre los solutos, el disolvente y la membrana. Para cálculos más exactos, se obtuvieron las ecuaciones en las que se permite la contradifusión del disolvente (Lane y Riggle, *loc. cit.*). Sin embargo, estas ecuaciones son para soluciones diluidas cuando no existe un cambio neto de volumen en cualquier lado de la membrana.

Correlación de los datos para diálisis Los datos para la diálisis, obtenidos a partir de las mediciones experimentales se pueden correlacionar con base en la siguiente ecuación (Spriggs y Li, *loc.cit.*):

$$1/K_0 = 1/K_m + c/\omega^{2/3} \tag{17-48}$$

donde c = constante y ω = velocidad de agitación o del impulsor. En esta ecuación se demuestra que K_f es proporcional a $\omega^{2/3}$. Además,

TABLA 17-11 Pr

Película
Celofán de la Du Pont
300 P.D.†
450 P.D.†
600 P.D.†
300 P.U.D.†
450 P.U.D.†
Celofán de Avisco
300 P.-I
450 P.-I
600 P.-I
Tubo sin costura
Papel pergamino de Pa
30-lb
40-lb
60-lb
Nitrocelulosa desnitrad
Ligera
Pesada

* No se utilice para s
† P.D. se refiere a ma
‡ P.U.D. se refiere a

TABLA 17-12 C coeficientes de

Electrólito	Conce mole
HCl	0.
	2.
	4.
	6.
H_2SO_4	0.
	4.
H_3PO_4	0.
	3.
NaOH	0.
	7.

* Vromen, *Ind. Eng.*
† Medido.
‡ Calculado a partir

TABLA 17-13 P

Soluto
Urea
Fosfato
Creatinina
Ácido úrico
Glucosa
Sucrosa
Rafinosa
Dilaurato de sucrosa
Péptido A, flexible
Péptido B, flexible
Péptido C, duro
Péptido D, duro
Vitamina B_{12}
Inulina

* Klein, Holland y E

TABLA 17-11 Propiedades de películas comerciales *

Película	Espesor en seco, cm × 10^{-3}	Espesor húmedo l, cm × 10^{-3}	Volumen relativo ocupado por los poros V'	Tortuosidad, h	Diámetro de poro, S, cm × 10^{-8}
Celofán de la Du Pont					
300 P.D.†	1.91	3.96	0.52	3.8	38
450 P.D.†	2.67	4.95	0.46	3.4	46
600 P.D.†	3.56	7.25	0.51	4.9	33
300 P.U.D.‡	1.78	4.32	0.59	3.9	48
450 P.U.D.‡	2.54	6.10	0.58	3.5	51
Celofán de Avisco					
300 P.-1	2.54	5.07	0.50	4.1	31
450 P.-1	3.94	7.86	0.50	3.8	32
600 P.-1	9.90	17.80	0.44	2.4	29
Tubo sin costura	1.91	3.56	0.46	4.3	33
Papel pergamino de Paterson					
30-lb	5.08	6.85	0.26	2.0	36
40-lb	5.97	8.50	0.30	3.4	30
60-lb	9.00	12.70	0.29	3.0	22
Nitrocelulosa desnitrada					
Ligera	5.34	9.40	0.43	2.6	35
Pesada	9.15	16.50	0.44	2.2	33

* No se utilice para soluciones cáusticas.
† P.D. se refiere a materiales dimensionales.
‡ P.U.D. se refiere a materiales adimensionales.

TABLA 17-12 Comparación de películas líquidas y coeficientes de membrana para membrana HI-Sep 70*

Electrolito	Concentración moles/litro	K_0†, 10^{-4} × (cm/s)	K_m†, 10^{-4} × (cm/s)	K_l‡, 10^{-4} × (cm/s)
HCl	0.56	3.0	5.3	6.8
	2.45	4.5	6.5	11.3
	4.45	5.7	8.8	15.0
	6.5	6.5	9.7	19.3
H_2SO_4	0.212	2.1	4.2	3.8
	4.24	3.8	4.8	18.0
H_3PO_4	0.20	1.0	1.7	3.0
	3.20	1.2	1.5	5.8
NaOH	0.5	2.2	3.3	5.7
	7.5	1.5	3.2	2.8

* Vromen, *Ind. Eng. Chem.*, **54**, 20 (1962).
† Medido.
‡ Calculado a partir de la ecuación (17-41) con $1/K_l = 1/K_{l1} + 1/K_{l2}$.

indica que se pueden utilizar las dos mediciones de K_0, a diferentes valores de ω, para calcular K_m, a partir de esta ecuación. Una técnica experimental característica para medir los coeficientes de diálisis se describe en la literatura (Spriggs y Li, *loc. cit.*). Para varios solutos y membranas se determinaron directamente el coeficiente de la membrana y el global de diálisis. En la tabla 17-12 aparecen los resultados para algunos electrólitos (Vromen, *loc. cit.*). Las permeabilidades de cuatro membranas adecuadas para utilizarse en la hemodiálisis se presentan en la tabla 17-13 [Klein, Holland y Eberle, *J. Membr. Sci.*, **5**, 173 (1979)].

Diseño

Consideraciones generales de diseño Para mantener un gradiente máximo de concentración a través de la membrana, se deben aprovechar en las celdas de diálisis las corrientes de convección natural. La membrana se puede montar verticalmente con la fase de alimentación y la de disolvente en circulación a contraflujo, en lados opuestos de la membrana. La dirección del flujo de esas dos fases se debe determinar

TABLA 17-13 Permeabilidades de las membranas y difusividades en solución para los solutos de la hemodiálisis*

Soluto	Peso molecular del soluto	Difusividad del soluto, D_s, 10^{-5} × (cm²/s)	Permeabilidades de los solutos en las membranas, K_m			
			Membrana celulósica Cuprophan 150 PM, 10^{-4} × (cm/s)	Acetato de celulosa de Celanese CA-2, 10^{-4} × (cm/s)	Poli(acrilonitrilo metalilsulfonato) de Rhône Poulenc RP AN-69, 10^{-4} × (cm/s)	Policarbonato de Bard PCM, 10^{-4} × (cm/s)
Urea	60	1.81	11.5	9.22	15.5	17.7
Fosfato	96	2.78				
Creatinina	113	1.29	5.82	4.74	9.38	9.22
Ácido úrico	168	1.16				
Glucosa	180	0.909	3.75	2.86	6.88	5.59
Sucrosa	342	0.697	1.76	2.68	4.87	4.42
Rafinosa	504	0.578	1.62	1.44	4.09	2.98
Dilaurato de sucrosa	715	0.438	0.541	1.11	1.27	1.09
Péptido A, flexible	778	0.494	0.650	1.43	2.73	2.89
Péptido B, flexible	820	0.478	0.412	0.988	1.49	1.78
Péptido C, duro	1023	0.442	0.417	0.979	2.45	1.93
Péptido D, duro	1003	0.442	0.270	0.596	1.43	0.944
Vitamina B_{12}	1355	0.379	0.594	0.85	2.66	1.89
Inulina	5200	0.215	0.120	0.25	0.877	0.296

* Klein, Holland y Eberle, *J. Membr. Sci.*, **5**, 173 (1979).

por sus densidades. Por ejemplo, si la alimentación tiene una densidad más alta que el disolvente, se deberá introducir al fondo del compartimiento de dializato y el disolvente en la parte superior del compartimiento de difusato. El disolvente en el compartimiento de dializato, que entra por ósmosis a través de la membrana, producirá una corriente ascendente del líquido débil de baja densidad, mientras que el soluto que se difunde en el compartimiento de difusato formará una corriente de solución de alta densidad, que circula hacia abajo por la superficie de la membrana. Este efecto de corriente de densidad puede reducir considerablemente el espesor de las películas líquidas a ambos lados de la membrana y reducir la resistencia general a la diálisis. La transferencia osmótica del disolvente es indeseable en un proceso de diálisis, porque tiende a diluir el dializato y, en consecuencia, reduce el rendimiento de la diálisis.

Ya que la velocidad de transferencia de masa es directamente proporcional al área de la membrana e inversamente proporcional a su espesor, la superficie de dialización debe ser tan grande como sea posible y tan delgada como lo permitan los requerimientos de resistencia mecánica. Además, la temperatura de dialización debe ser tan alta como lo permitan tanto la estabilidad térmica de la membrana como la de las soluciones incluidas.

En el diseño del dializador se pueden predecir coeficientes de diálisis en forma muy precisa para soluciones diluidas. No obstante, para soluciones concentradas, el diseño del dializador se debe basar en datos de experimentos que reproduzcan las condiciones de la aplicación de que se trate.

Membranas Una membrana adecuada debe tener una permeabilidad alta, un tamaño adecuado de poros y buena estabilidad mecánica. Las membranas empleadas originalmente para la recuperación de materiales cáusticos eran de pergamino o celulosa. Cuando se ponían en agua se hinchaban y formaban un gel microporoso, con un tamaño de poros de 30 a 50 angstroms (30×10^{-8} a 50×10^{-8} cm). De esos dos materiales, el pergamino es más estable, tanto desde el punto de vista físico como del químico. Al aparecer en 1958 las películas de cloruro de polivinilo, microporosas y estables a los ácidos, resultaron prácticas desde el punto de vista comercial los procesos de recuperación de ácidos. Este tipo de membrana tiene permeabilidades elevadas y una larga duración (hasta 2 años en solución ácida). Se produce en espesores que van de 2.5 a 4.5 mils (0.00635 a 0.0114 cm) y tienen tamaños estimados de poros en tres intervalos, de 20 a 50, 30 a 60 y 60 a 100 angstroms. Otras membranas poliméricas para diálisis han sido informadas en la literatura (Hwang y Kammermeyer, 1975, *loc. cit.*).

Las membranas de intercambio de iones pueden separar los no electrólitos de los electrólitos, al obstruir el paso de los iones. Se han logrado separaciones de magnitudes considerables con esas membranas en experimentos de laboratorio con mezclas de acetona y ácido sulfúrico, formaldehído y sulfato de sodio, ácido fórmico y cloruro de sodio, y urea y cloruro de calcio (Carr, *loc. cit.*).

Para la hemodiálisis o el empleo del riñón artificial se dispone de membranas para diálisis en forma de fibra hueca. Dos tipos de fibras huecas comercialmente disponibles para este uso son el material de celulosa regenerada con 285 μm (0.0285 cm) de diámetro externo y 30 μm (0.0030 cm) de espesor de pared (Dow Chemical) y el material de poliacrilonitrilo modificado con 400 μm de diámetro externo y 50 μm de espesor de pared (Monsanto Company) (Hwang y Kammermeyer, 1975, *loc. cit.*).

La porosidad de la membrana y el tamaño de los poros, que rigen la selectividad de la membrana y la velocidad de transferencia, se pueden controlar hasta cierto punto mediante el tratamiento con agentes hinchadores, el estiramiento y reacciones químicas, como la acetilación del celofán, para reducir el tamaño de los poros. En general, la principal resistencia para la transferencia de masa es la de la membrana. Por consiguiente, el mejoramiento futuro del rendimiento de los dializadores dependerá, en gran parte, de que se encuentren métodos mejores para controlar la porosidad y el tamaño de los poros y otros métodos para producir nuevas membranas con coeficientes elevados de transferencia.

Dializadores por lotes En general, se emplean dializadores por lotes agitados para evaluar el rendimiento de diferentes membranas. Esto incluye la determinación de coeficientes de diálisis de membranas. La celda es muy similar a la utilizada para obtener permeabilidades de gases y líquidos, con la excepción de que, por regla general, se trata de ajustar la hidrodinámica, de modo que $K\ell \to \infty$. En un aparato de diálisis, esto se hace insertando agitadores de velocidad variable en cada compartimiento y aumentando la velocidad hasta que K_0 llegue a un máximo.

Dializadores continuos En la literatura técnica se mencionan diversos modelos de laboratorio continuos a contracorriente [Daniel, en *Encyclopedia of Chemical Technology*, vol. 5, pp. 1-20, Interscience, New York, 1955, Carr, *loc. cit.* Vromen, *loc. cit.*, Marshall y Storrow, *Ind. Eng. Chem.*, **43,** 2934 (1951); Craig y Stewart, *Biochemistry*, **4,** 2712 (1965); Craig y Chen, *Anal. Chem.*, **41,** 590 (1969); Craig, Chen y Taylor, *J. Macromol. Sci. Chem.*, **3,** 133 (1969); Craig, en Li (ed.), "Recent Advances in Separation Techniques", *Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **68,** 1 (1972); y Spriggs y Li, *loc. cit.*]. Los coeficientes de diálisis obtenidos con unidades de laboratorio son válidos aproximadamente para las unidades comerciales, a condición de que las dos funcionen con las mismas concentraciones de licor y las mismas velocidades de flujo por unidad de área de la superficie de la membrana.

Dializadores comerciales Hay tres tipos principales de dializadores comerciales: **1)** el tipo tanque, **2)** el tipo de filtro prensa, y **3)** el tipo de fibra hueca. En los dializadores de tipo tanque, bolsas planas de membranas son simplemente sumergidas dentro de un tanque de licor, de tal manera que el licor alimentado es circulado a través del tanque por fuera de las bolsas, en tanto el disolvente es circulado dentro de las bolsas. El dializador de Cerini (patente de Estados Unidos 1,719,754, 1929) es un buen ejemplo de este tipo, que consiste en bolsas de membranas impregnadas hechas con algodón mercerizado. Su característica primordial es la larga duración de la membrana, de 12 a 18 meses en soluciones cáusticas fuertes. Sin embargo, este tipo de dializador tiene algunas desventajas. Requiere una gruesa y pesada membrana a fin de asegurar su resistencia, lo que significa una baja razón dializadora; además, requiere también de mayor espacio para el equipo.

El tipo de filtro-prensa es un modelo nuevo que permite la utilización de membranas sumamente delgadas, en el cual el coeficiente de diálisis es 5 a 10 veces mayor que el del dializador de Cerini de tipo tanque. Como ejemplos de este tipo están los dializadores Asahi, Brosites, Kooij y Graver Hi-Sep [Daniel, *loc. cit.*; Chamberlain y Vromen, *Chem. Eng.*, **66,** 117 (May 4, 1959); Van Soye, *ibid.*, **66,** 84 (Jan 12, 1959); y Twiner, *loc. cit.*]. En este tipo de dializador se emparedan membranas verticales entre marcos alternos de licor y disolvente, alimentando estos últimos al fondo y la parte superior de esos marcos, respectivamente. El dializato y el difusato se retiran por canales situados en la parte superior y la inferior.

Los dializadores de fibra hueca dispuestos dentro de la configuración de tipo tubos y cubierta, parecida a la de los intercambiadores de calor, han sido desarrollados recientemente para aplicaciones de la diálisis, específicamente para la hemodiálisis. Este tipo de dializador se ha analizado matemáticamente [Noda y Gryte, *Am. Inst. Chem. J.*, **25,** 113 (1979); Gostoli y Gatta, *J. Membr. Sci.*, **6,** 133 (1980); y Hermans, *Desalination*, **26,** 45 (1978)]. Uno de los modelos puede predecir el coeficiente de transferencia de masa como una función de densidad por empaque de fibra, espesor de membrana, material de la membrana y el tipo de soluto (Noda y Gryte, *loc. cit.*). Los coeficientes de difusión para membranas de fibra hueca han sido informados como una función del peso molecular del soluto como se ilustra en la figura 17-20 [Klein, *J. Appl. Polym. Sci. Appl. Polym. Symp.*, **31,** 361 (1977)].

Aplicaciones La mayor parte de las aplicaciones industriales de la diálisis están ligadas con el tratamiento de corrientes de desecho y la recuperación de ácidos a partir de licores metalúrgicos. La primera aplicación comercial en gran escala lo constituyó la recuperación de sosa cáustica a partir de hemicelulosa coloidal dentro de la industria de rayón-viscosa. Las unidades de diálisis industriales para la recuperación de ácidos disipados a partir de licores metalúrgicos se han utilizado en gran escala desde 1958, cuando se introdujeron membranas de

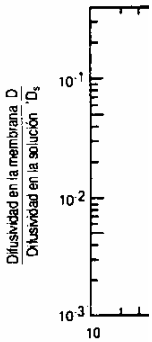


FIG. 17-20 Difusivida
nas de fibra hueca en la he
de polisulfona de Amico
Polym. Sci. Appl, Polym.

vinilo-plástico resiste
dos clorhídrico y nítri
ble, y la separación de
y grabados al ácido [S
(abril, 1959)]. Este ti
separación de ácidos
ción de ácido sulfúric
también en la purific
eliminación de sales
(Febr. 28, 1966)].

Otra aplicación de
modiálisis. El "riñón
car la sangre humana.
cientes crónicos son u
excesivas del cloruro
paration Science, vol.
en Bier (ed.), *Membr*
num Press, New York
cientes de difusión p
tabla 17-13 y en la fi
Klein, *loc. cit.*]. El di
utilidad en la diálisis
rios de bioquímica qu
yentes de bajo peso
Wadstrom, *Sep. Sci.*,
(1973); y Hwang y K

La diálisis tiene im
y Li, *loc. cit.*; Klein,
Economics, Noyes D
aplicaciones figuran
to costo, la separació
gos de frutas. Combi
se también en la desa
in Separation Techni
(1972)].

ÓSMOSIS INVE

REFERENCIAS GENERAL
(Hyperfiltration) in Wa
tion Processes, Elsevier
Desalination by Rever
"Reverse Osmosis", en
vol II, CRC Press, Clev

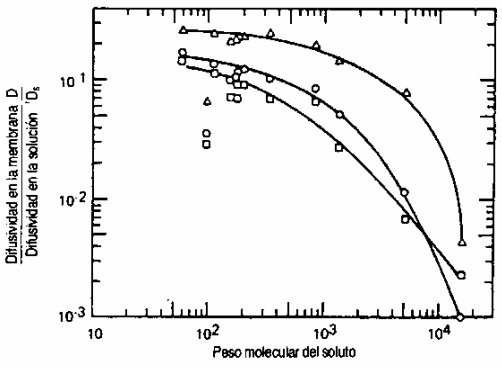


FIG. 17-20 Difusividades de los solutos, a 37°C (98.6°F), para tres membranas de fibra hueca en la hemodiálisis: ○, fibra hueca Enka B2-AH; △, fibra hueca de polisulfona de Amicon y □, fibra hueca de celulosa de Dow. [Klein, *J. Appl. Polym. Sci. Appl, Polym. Symp.*, **31**, 361 (1977).]

vinilo-plástico resistentes al ácido, como es en la recuperación de ácidos clorhídrico y nítrico a partir de licor desoxidante de acero inoxidable, y la separación de ácido crómico a partir de licores de anodización y grabados al ácido [Spriggs y Li, *loc. cit.*; y Dvorin, *Metal Finish.*, **52,** (abril, 1959)]. Este tipo de membrana ha sido utilizado también en la separación de ácidos minerales a partir de sus sales como es la separación de ácido sulfúrico a partir de cobre y sulfato de níquel, así como también en la purificación de licor desoxidante de acero mediante la eliminación de sales de hierro [Friedlander y Rickles, *Chem. Eng.*, 111 (Febr. 28, 1966)].

Otra aplicación de la diálisis es en el campo de la medicina: la hemodiálisis. El "riñón artificial" es una máquina de diálisis para purificar la sangre humana. Los principales solutos que se retiran de los pacientes crónicos son urea, ácido úrico, creatinina, fosfatos y cantidades excesivas del cloruro [Chang en Li (ed.), *Recent Developments in Separation Science*, vol. I, CRC Press, Cleveland, 1972, p. 203; y Lyman, en Bier (ed.), *Membrane Processes in Industry and Biomedicine*, Plenum Press, New York, 1971]. Permeabilidades de membranas y coeficientes de difusión para algunos de estos solutos se presentan en la tabla 17-13 y en la figura 17-20 [Klein, Holland, Eberle, *loc. cit.*; y Klein, *loc. cit.*]. El dializador como riñón artifical ha encontrado gran utilidad en la diálisis de soluciones proteínicas en trabajos preparatorios de bioquímica que permiten la eliminación de la sal y de constituyentes de bajo peso molecular a partir de soluciones [Vesterberg y Wadstrom, *Sep. Sci.*,**5,** 83 (1973); Wadstrom y Vesterberg, *ibid.*, **5**, 91 (1973); y Hwang y Kammermeyer, 1975, *loc. cit.*].

La diálisis tiene innumerables e interesantes aplicaciones [Spriggs y Li, *loc. cit.*; Klein, *loc. cit.*, y Ricles, *Membranes: Technology and Economics*, Noyes Data Corp., Park Ridge, N.J., 1967]. Entre estas aplicaciones figuran la purificación de materiales farmacéuticos de alto costo, la separación de mezclas orgánicas y la concentración de jugos de frutas. Combinada con ultrafiltración, la diálisis puede utilizarse también en la desalinización [Cross, en Li (ed.), "Recent Advances in Separation Techniques", *Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **68**, 15 (1972)].

ÓSMOSIS INVERSA

Referencias Generales: Harris, Humphreys y Spiegler, "Reverse Osmosis (Hyperfiltration) in Water Desalination", en Meares (ed.), *Membrane Separation Processes*, Elsevier, Amsterdam and New York, 1976, cap. 4. Merten (ed.), *Desalination by Reverse Osmosis*, M.I.T., Cambridge, Mass., 1966 Podall, "Reverse Osmosis", en Li (ed.) *Recent Developments in Separation Science*, vol.II, CRC Press, Cleveland, 1972, p. 171. Sourirajan (ed.), *Reverse Osmosis and Synthetic Membranes*, National Research Council Canada Publications, Ottawa, 1977.

Definiciones La ósmosis inversa separa un soluto de una solución, obligando al disolvente a fluir a través de una membrana mediante la aplicación de una presión mayor que la presión osmótica normal. En la ósmosis inversa las moléculas de soluto son de aproximadamente el mismo tamaño que las de disolvente. Esos procesos de separación basados en diferencias de presión a través de una membrana combinan la adaptabilidad con la simplicidad técnica. A diferencia de los procesos de destilación y congelación, pueden funcionar a temperaturas ambiente sin cambio de fases.

Teoría

Modelo de solubilidad y difusión Para una membrana homogénea del tipo de difusión, la velocidad de filtración del disolvente en estado estacionario es

$$N_w = P_w[(\Delta p - \Delta\pi)/\ell] \qquad (17\text{-}49)$$

[Michaels, *Chem. Eng. Prog.*, **64,** 31 (1968)], en donde N_w = velocidad de filtración del disolvente en estado estacionario a través de la membrana; (g·mol)/(s·cm^2); ℓ = espesor de la membrana, cm; P_w = permeabilidad específica, (g·mol·s)/g,

$$P_w = (\overline{C}_{wm}\overline{D}_{wm}V_w)/RT \qquad (17\text{-}50)$$

$\overline{C}_{wm}$ = concentración media de disolvente en la membrana, (g·mol)/cm^3; $\overline{D}_{wm}$ = difusividad media del disolvente en la membrana, cm^2/s; V_w = volumen molar del disolvente, cm^3/(g·mol); R = constante de gas = 8.314×10^7 (g·cm^2)/(s^2·g·mol·K); T = temperatura absoluta, K; Δp = diferencia de presión aplicada entre los lados de corriente arriba y corriente abajo de la membrana, g/(s^2·cm) o dina/cm^2; $\Delta\pi$ = diferencia de presión osmótica, g/(s^2·cm) o dina/cm^2;

$$\Delta\pi = -(RT/V_w)\ln(a_{w1}/a_{w2}) \qquad (17\text{-}51)$$

y a_w = actividad del disolvente. Los subíndices 1 y 2 se refieren, respectivamente, a los lados de corriente arriba y corriente abajo de la membrana. Para soluciones diluidas la ecuación (17-51) se define

$$\Delta\pi = (C_{s1} - C_{s2})RT \qquad (17\text{-}52)$$

donde C_s = concentración del soluto en la solución, (g·mol)/cm^3 y $\pi = C_sRT$ es la ecuación de Van't Hoff. Las presiones osmóticas para las soluciones de cloruro de sodio a varias salinidades y diferentes temperaturas se muestran en la tabla 17-14. Las presiones osmóticas de los jugos de frutas y las soluciones de azúcar a temperatura ambiente se presentan en la figura 17-21. En la literatura están disponibles las presiones osmóticas para los haluros de los metales alcalino-térreos y al-

TABLA 17-14 Presión osmótica de soluciones de cloruro de sodio*

	Presión osmótica π, atm, a			
m_{NaCl}	25°C.	40°C.	60°C.	100°C.
0.001	0.05	0.05	0.05	0.06
0.01	0.47	0.49	0.52	0.57
0.05	2.31	2.41	2.53	2.75
0.10	4.56	4.76	5.00	5.42
0.20	9.04	9.44	9.93	10.74
0.40	18.02	18.84	19.83	21.45
0.60	27.12	28.40	29.92	32.35
0.80	36.37	38.14	40.22	43.48
1.00	45.80	48.08	50.76	54.87
2.00	96.2	101.3	107.3	115.9
3.00	153.2	161.6	171.0	184.2
4.00	218.9	230.5	243.3	260.8
5.00	295.2	309.4	225.2	346.5
6.00	384.1	400.2	418.0	442.2

* Stoughton y Lietzke, *J. Chem. Eng. Data*, **10,** 254 (1965)

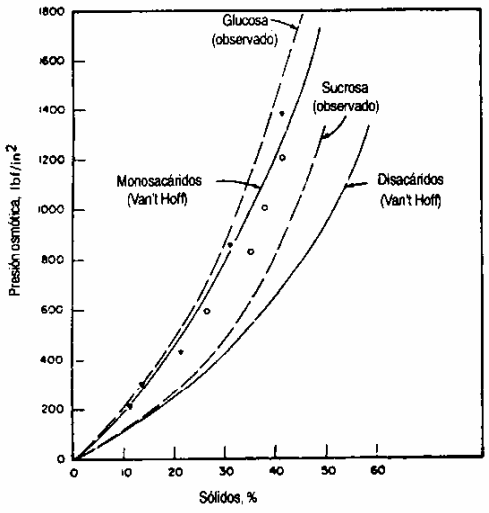


FIG. 17-21 Presiones osmóticas de los jugos de fruta y las soluciones de azúcar a 20 - 25°C (68 a 77°F); ▼ jugo de manzana, o, jugo de naranja. Para convertir libras fuerza por pulgada cuadrada en kilopascales, multiplíquese por 6.895. [Merson y Ginnette, "Reverse Osmosis in the Food Industry", en Lacey y Loeb (eds.), *Industrial Processing with Membranes*, repr. ed. Robert E. Krieger Publishing Co., Huntington, N.Y., 1979.]

gunas otras sales [Goldberg y Nutall, *J. Phys. Chem. Ref. Data.*, **7**, 263 (1978); y Bonner, *J. Chem. Eng. Data*, **24**, 210, 211 (1979)]. Para soluciones diluidas a presiones elevadas o solutos de alto peso molecular, la corrección osmótica no es importante y la ecuación (17-49) se reduce a

$$N_w = P_w(\Delta p/\ell) \tag{17-53}$$

La transferencia de soluto a través de la membrana se debe a una combinación de arrastre de disolvente y difusión molecular, como se expresa mediante la ecuación:

$$N_s = -D_{sm}\frac{dC_{sm}}{d\chi} + k_s\frac{C_{sm}}{C_{wm}}N_w \tag{17-54}$$

en donde N_s = flujo de soluto a través de la membrana, (g·mol)/(s·cm^2); D_{sm} = coeficiente de difusión de soluto en la membrana, cm^2/s; C_{sm} = concentración de soluto en la membrana, (g·mol)/(cm^3, C_{wm} = concentración de disolvente en la membrana, (g·mol)/cm^3; y k_s = coeficiente de acoplamiento (entre cero y la unidad). La eficiencia de rechazo se define mediante

$$R_s = 1 - (C_{s2}/C_{s1}) \tag{17-55}$$

Mecanismo de tamiz Para una membrana microporosa, isotrópica y aleatoria, el flujo de disolvente en estado estacionario es

$$N_w = K_w\,\Delta p/\eta_w\ell \tag{17-56}$$

en donde K_w = permeabilidad hidráulica.

$$K_w = \epsilon r^2/20 \tag{17-57}$$

η_w = viscosidad del disolvente, r = radio hidráulico medio de los poros; ϵ = porosidad de la membrana.

La constante de 20 en la ecuación (17-57) es un número empírico que toma en consideración las anomalías de la forma de los poros, la falta de uniformidad de la sección transversal de los poros y la tortuosidad de las trayectorias de flujo en la membrana [Michaels, en Perry (ed.) *Progress in Separation and Purification*, vol. 1, p. 297, Interscience, New York, (1968)].

El soluto se transfiere puramente por convección con el disolvente, a través de los poros de la membrana que son suficientemente grandes como para admitir las moléculas del soluto. Esto se puede representar por medio de

$$N_s = \left[(1-\phi)\frac{K_w\,\Delta p}{\eta_w\ell}\right]\frac{C_{s1}}{C_{w1}} \tag{17-58}$$

en donde ϕ = fracción de flujo de disolvente puro que pasa por los poros de rechazo del soluto y C_{w1} = concentración de disolvente en la solución en el lado de corriente arriba.

Polarización de la concentración Los flujos reales pueden ser inferiores a lo previsto debido a la polarización de la concentración. Esto significa, por ejemplo, la desalinización, cuando el agua se transfiere a través de una membrana, la sal que se queda atrás se concentra en una solución cerca de la superficie de la membrana. Por tanto, la eficiencia de separación de la membrana disminuye gradualmente, conforme se incrementa el espesor en forma paulatina de la capa de solución concentrada de sal. Además del aumento de concentración de la sal en la entrecara hay un incremento de presión osmótica de la solución en la entrecara que, a su vez, reduce la presión para impulsar al agua a través de la membrana. La polarización de la concentración también puede destruir superficies sensibles de las membranas.

La acumulación de la capa de sal cerca de la superficie de la membrana puede alcanzar un espesor constante como resultado de un equilibrio de dos factores opuestos, o sea, el transporte por convección de sal hacia la membrana mediante el movimiento masivo del agua y la retrodifusión de sal lejos de la superficie de la membrana, debido al gradiente de concentración que se establece cerca del límite de fase. Esto se demuestra mediante la ecuación (17-59) [Sherwood *et al., Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **4**, 113 (1965)].

$$N_w\frac{C_s}{C_{w1}} + (D_s + E)\frac{dC_s}{dy} = 0 \tag{17-59}$$

en donde D_s = difusividad de soluto en la solución, E = coeficiente de difusión parásita, y y = distancia normal respecto a la frontera de la fase. La solución de la ecuación precedente para el flujo turbulento es

$$\frac{C_{sp}}{C_s} = \exp\left[\frac{2N_w\mathrm{Sc}^{2/3}}{C_{w1}U_b f}\right] \tag{17-60}$$

en donde C_{sp} = concentración de soluto en la solución de corrientes arriba en la superficie de la membrana, (g·mol)/cm^3; Sc = número de Schmidt; U_b = velocidad del fluido masivo, cm/s; y f = factor de fricción de Fanning.

Para el flujo laminar entre membranas, la difusión de la sal se describe mediante la ecuación

$$\frac{\partial}{\partial X}(UC) + \lambda\frac{\partial}{\partial Z}\left(VC - \gamma\frac{\partial C}{\partial Z}\right) = 0 \tag{17-61}$$

en donde $X = x/h$, distancia axial adimensional; x = distancia axial de la entrada del canal; h = semianchura del canal bidimensional; $U = u/u(o)$, velocidad axial adimensional; u = componente de velocidad en la dirección x, $u(o)$ = velocidad promedio del fluido a la entrada del canal $C = C_s/C_s(0)$, $C_s(0)$ = concentración de soluto en la solución a la entrada del canal; $\lambda = v/u(o)$; v = velocidad de retiro a través de la membrana; $Z = y/h$ = posición transversal adimensional; $V = v_y/v$ = velocidad adimensional normal a la membrana; v_y = componente de velocidad en la dirección y; $\gamma = D_s/vh$. La solución es

$$C(X, Z) = \sum_{n=0}^{\infty} a_n Y_n(Z)(1 - \lambda X)^{2/3 a_{n-1}} \tag{17-62}$$

en donde a_n y $Y_n(Z)$ son los valores propios (eigenvalores) de la polarización de concentración, tal como se expresa por medio de τ, en donde $\tau = (C_{sp} - C_s)/C_s$, entonces

$$\tau = (1 - \lambda X)C(X, 1) - 1 \tag{17-63}$$

TABLA 17-15 Coeficiente de difusión y distribución para las membranas de acetato de celulosa y poliamida*

Membrana	Difusividad del agua en la membrana, D_{wm}, cm^2/s	Concentración del agua en la membrana, C_{wm}, (g·mol)/cm^3	Difusividad del NaCl en la membrana, D_{sm}	Coeficiente de distribución de NaCl, ß
Acetato de celulosa, con 43.2% de acetil	1.3×10^{-6}	0.0067	3.9×10^{-11}	0.015
Acetato de celulosa, con 39.8% de acetil	1.6×10^{-6}	0.0089	9.4×10^{-10}	0.035
Acetato de celulosa, con 37.6% de acetil	2.9×10^{-6}	0.011	4.3×10^{-9}	0.062
Acetato de celulosa, con 33.6% de acetil	5.7×10^{-6}	0.016	2.9×10^{-8}	0.17
Poliamida de Nomex®	1.5×10^{-6}	0.011-0.027	1.3×10^{-10}	0.2

* Stannett, Koros, Paul, Lonsdale y Baker, *Adv. Polym. Sci.*, **32**, 69 (1979); Lonsdale, Merten y Reiley, *J. Appl. Polym. Sci.*, **9**, 1341, (1965).

Existen análisis matemáticos similares de la polarización de concentración tanto en el flujo laminar como en el turbulento en canales cilíndricos y de placas paralelas [Dresner, OSW Report, 3621, Oak Ridge National Laboratory, 1964; Gill y colaboradores, *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, **5**, 36F (1966)].

El soluto se puede transferir a través de la membrana por un proceso de difusión de la solución, como el expresado en la ecuación (17-64), pero la fuerza de impulso para el transporte del soluto es la diferencia de concentraciones en lugar de la diferencia neta de presión (Stannett *et. al., loc. cit.*).

$$N_s = \frac{D_{sm}\beta(C_{sp} - C_{s\ell})}{\ell} \qquad (17\text{-}64)$$

donde ß = coeficiente de distribución de la solución en la membrana, para el soluto. Los coeficientes de difusión y distribución para el agua y cloruro de sodio en membranas de acetato de celulosa y de poliamida aparecen en la tabla 17-15.

Debe observarse que la polarización de la concentración para las fibras huecas es despreciable debido a la baja velocidad de flujo del filtrado, como indica el análisis matemático de un sistema de fibra hueca con ósmosis inversa [Kabadi, Doshi y Gill, *Chem. Eng. Commun.*, **3**, 339 (1979)].

Diseño

Membranas Una membrana adecuada para los procesos de ósmosis inversa tiene que satisfacer requisitos estrictos. Por ejemplo, algunas propiedades importantes de las membranas en relación con la economía del proceso de desalinización son **1**) selectividad de la membrana para el agua sobre los iones, que determina el número de etapas a presión que se requieren para producir agua potable; **2**) velocidad de infiltración del agua por unidad de gradiente de presión, que determina el tamaño del equipo por unidad de velocidad de producción de agua potable, y **3**) durabilidad de la membrana, que determina la frecuencia con que se deben reemplazar las membranas.

Actualmente se utilizan dos materiales para las membranas: el acetato de celulosa, con un grado de acetilación que varía de 2.5 a 2.8 y una familia de poliamidas aromáticas y de hidracida de poliamida (Stannett *et al., loc. cit.*). Las propiedades de estos materiales aparecen en la tabla 17-15. Las membranas de mayor empleo en la actualidad son las membranas de acetato de celulosa tipo Loeb-Sourirajan (asimétricas), en forma de módulo con espiral enrollada, y las membranas de fibra hueca de poliamida aromática, empacadas en un diseño de tubos múltiples dentro de una cubierta.

Las membranas asimétricas de acetato de celulosa se hacen con la forma de una película compuesta, en la que una capa delgada y densa, que se estima es de 0.1 a 10 µm de espesor, se apoya en otra mucho más gruesa, porosa y esponjosa (2 a 5 mil), con poca o ninguna resistencia a la infiltración. Se han desarrollado membranas libres de imperfecciones y muy delgadas (aproximadamente 0.1 µm, e incluso menos), para flujos de agua, que se acercan a 24.5 gal/(ft²·día) [1 $m^3/(m^2 \cdot día)$] con un elevado rechazo de sal. Estas membranas se han incorporado en módulos económicos de espiral enrollada [Kremen, "Technology and Engineering of ROGA Spiral-Wound Reverse Osmosis Membrane Modules", en Sourirajan (ed.), *op. cit.*, cap. 17].

En la ósmosis inversa, las moléculas de soluto cuyas dimensiones se acercan al tamaño de los poros de la membrana bloquean algunos de estos últimos y provocan un atascamiento y una reducción de la permeabilidad. Para evitar el atascamiento de las membranas microporosas, conviene escoger una membrana con tamaños de poros que estén muy por debajo de las dimensiones del soluto. Las membranas microporosas asimétricas tienen una resistencia superior al atascamiento, porque los poros son de forma cónica, de modo que sus diámetros aumentan con la distancia a través de la membrana. También se puede producir una formación de tortas, debido a que el soluto retenido se acumula en la superficie de la membrana. Esto puede provocar deterioros de esta última. Tal deterioro se puede eliminar en forma parcial invirtiendo en forma periódica la dirección de flujo y manteniendo una velocidad elevada de circulación a través de la membrana (véase el análisis anterior de la polarización de concentración).

Para salinidades diferentes del agua de alimentación y eficiencias distintas de rechazo de sales, las presiones de operación requeridas se dan en la figura 17-22. En la tabla 17-16 aparecen eficiencias de rechazo de varios solutos por una membrana modificada de acetato de celulosa. Los compuestos que se excluyen más eficientemente gracias a las membranas son las sales de iones divalentes, la sacarosa y las sales de tetraalquilamonio (Blunk, UCLA., Dept. Eng. Rep., 64-28, 1964). Las permeabilidades aparentes del agua y los diversos solutos se calcularon sobre la base del espesor eficaz de la membrana de 0.16 m [Lonsdale, en Merten (ed.), *Desalination by Reverse Osmosis*, pp. 134-135, M.I.T. Cambridge, Mass., 1966]. La relación entre la eficiencia del rechazo de sales y la presión del sistema para diversas sales comunes las dan Michaels y colaboradores [*J. Colloid Sci.*, **20**, 1034 (1965)].

El rechazo de los solutos orgánicos mediante membranas de ósmosis inversa depende de su peso molecular, el diámetro estérico y la carga iónica [Caracciolo, Rosenblatt y Tomsic, "Du Pont's Hollow Fiber

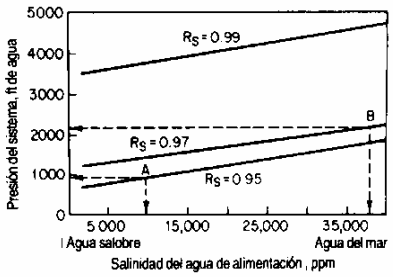


FIG. 17-22 Efectos de la salinidad sobre la eficiencia de rechazo de la sal y la presión del sistema. Para convertir pies en metros, multipliquese por 0.3048.

TABLA 17-16 Selectividad de membranas modificadas de acetato de celulosa para varios solutos*

Soluto	Concentración, moles/litro	Flujo de agua, g/cm²-sec.	Rechazo, %	Permeabilidad aparente del agua P_w, g/cm-sec	Permeabilidad aparente del soluto P_s, cm/sec.
NaCl	0.90	7.2×10^{-4}	98.1	2.6×10^{-7}	2.0×10^{-10}
NaBr	0.51	6.9×10^{-4}	98.0	1.9×10^{-7}	3.1×10^{-10}
KCl	0.71	7.4×10^{-4}	95.8	2.2×10^{-7}	5.3×10^{-10}
$NaNO_3$	0.029	1.2×10^{-3}	90.1	2.6×10^{-7}	1.9×10^{-9}
$NaClO_4$	0.43	1.1×10^{-3}	86.3	2.3×10^{-7}	2.9×10^{-7}
NH_4ClO_4	0.45	8.5×10^{-4}	77.4	2.1×10^{-7}	5.0×10^{-9}
NH_4NO_3	0.031	1.3×10^{-3}	80.3	2.8×10^{-7}	4.7×10^{-9}
$CaCl_2$	0.47	6.7×10^{-4}	99.1	2.1×10^{-7}	5.3×10^{-10}
Na_2SO_4	0.37	6.2×10^{-4}	99.3	1.6×10^{-7}	1.0×10^{-10}
HNO_3†	0.040	1.3×10^{-3}	51.3	2.7×10^{-7}	1.8×10^{-8}
NH_4OH†	0.050	1.4×10^{-3}	6.2	2.9×10^{-7}	3.0×10^{-7}
Laurisulfato sódico	0.0043	1.8×10^{-3}	98.2	3.8×10^{-7}	1.1×10^{-10}
Sacarosa	0.15	1.5×10^{-3}	99.7	3.4×10^{-7}	5.0×10^{-11}
Cloruro de tetrametilamonio	0.48	8.9×10^{-4}	99.6	2.5×10^{-7}	5.0×10^{-11}
Cloruro de tetraetilamonio	0.32	1.1×10^{-3}	99.4	2.7×10^{-7}	1.0×10^{-10}

Presión: 102 atm.
Contenido de acetilo de la membrana = 39.8%.
Espesor real de la membrana = 0.16 μm
* Blunk, U.C.L.A. *Dept. Eng. Rept.* 64-28, 1964. Lonsdale, in Merten (ed.), "Desalination of Reverse Osmosis," pp. 134-135, M.I.T., Cambridge, Mass., 1966.
† Esta prueba se efectuó a, aproximadamente, 0°C para reducir los ataques químicos. De todos modos, se produjo durante la prueba cierta pérdida de selectividad para NaCl.

Membranes," en Sourirajan (ed.), *op. cit.*, cap. 16). El rechazo se mejora con un alto peso molecular, las ramificaciones y la carga eléctrica de los iones masivos hidratados en forma estérica. Un pH elevado incrementa la disociación y, por consiguiente, mejora el rechazo. En la tabla 17-17 se presentan los datos de rechazo para las membranas de acetato de celulosa y poliamida, con varios solutos orgánicos. En la literatura se dispone de los resultados del rechazo para otras especies orgánicas [Besik, "Reverse Osmosis in Treatment of Domestic and Municipal Waters", en Sourirajan (ed.), *op. cit.*, cap. 24].

Mientras que el acetato de celulosa y las membranas de poliamida son utilizadas en ósmosis inversa, actualmente prosiguen las investigaciones para el desarrollo de nuevas y mejores membranas. Se han descubierto varios tipos de membranas diferentes que poseen velocidades interesantes de infiltración de agua y rechazo de sal (Stannett y colaboradores, *loc. cit.*; y Podall, *loc. cit.*).

TABLA 17-17 Datos de rechazo de las membranas de acetato de celulosa y poliamida para varios solutos orgánicos

Soluto	Peso molecular	pH de alimentación	Concentración de alimentación, ppm	Rechazo de la membrana de acetato de celulosa, %	Rechazo por la membrana de poliamida Permasep B-9, %	Ref.
Ácido acético	60	3.7	500	....	40	1
	60	....	682-1000	10	31	2
Acetona	58	....	856-1000	5	53	2
Ácido benzoico	122	3.7	500	....	83	1
n-Butanol	74	6-9	500-2000	17	65	1
iso-Butanol [$(CH_3)_2CHCH_2OH$]	74	4-10	500-2000	42	95	1
Éter dietílico	74	....	388-1000	13	58	2
Etanol	46	5-10	500-2000	10	28	1
Etilen glicol	62	6-7	2000	....	48	1
Formaldehído	30	....	1000-1278	20	21	2
Ácido fórmico	46	3.2	500	....	50	1
Glucosa	180	5-8	500-2000	....	99	1
Glicerol	92	6-7	500-2000	....	91	1
	92	....	765-1000	80	88	2
Metanol	32	7	500-2000	5	0	1
n-Propanol	60	4-10	500-2000	25	62	1
iso-Propanol	60	5-11	500-2000	38	75	1
Fenol	94	7-9	500-2000	....	55	1
Rafinosa ($C_{18}H_{32}O_{16}$)	504	7	2000	....	99.4	1
Sodio, acetato de	82	8.1	680	....	98	1
Sodio, benzoato de	144	8.1	590	....	99	1
Sodio, formiato de	68	6.9	740	....	94	1
Sodio, fenolato de	116	10.7	2500	....	95	1
Sucrosa	342	5-8	500-2000	....	99.8	1
Urea	60	....	1000-1188	18	34	2

Referencias:
1. Caracciolo, Rosenblatt y Tomsic, "Du Pont's Hollow Fiber Membranes", en Sourirajan (ed.), *Reverse Osmosis and Synthetic Membranes*, National Research Council Canada Publications, Ottawa, 1977, cap. 16.
2. Chian y Fang, *Am. Inst. Chem. Eng. Symp.*, **70**, ser. no. 136, 497 (1973).

rmeabilidad aparente el soluto P_s, cm/sec.	
2.0×10^{-10}	
3.1×10^{-10}	
5.3×10^{-10}	
1.9×10^{-9}	
2.9×10^{-7}	
5.0×10^{-9}	
4.7×10^{-9}	
5.3×10^{-10}	
1.0×10^{-10}	
1.8×10^{-8}	
3.0×10^{-7}	
1.1×10^{-10}	
5.0×10^{-11}	
5.0×10^{-11}	
1.0×10^{-10}	

ridge, Mass., 1966.
érdida de selectividad

nt of Domestic and
ap. 24].
branas de poliamida
rosiguen las investi-
membranas. Se han
s que poseen veloci-
zo de sal (Stannett y

ır la .de a .9, %	Ref.
	1
	2
	2
	1
	1
	1
	2
	1
	1
	2
	1
	1
	1
	2
	1
	1
	1
	1
	1
	1
	1
	1
	2

Membranes,

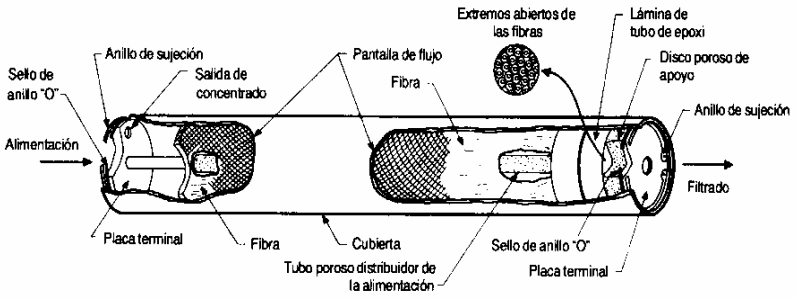


FIG. 17-23 Esquema del equipo Du Pont de fibra hueca y filtro Permasep. (Con autorización de E. I. Du Pont de Nemours & Co.)

Módulos de membranas Existen cuatro diseños comunes: **1**) espiral enrollada, **2**) fibra hueca, **3**) tubulares, y **4**) de placa y marco. El módulo de espiral enrollada, mostrado en la figura 17-19, consta de una cubierta de membrana alrededor de una matriz porosa de apoyo (como, p. ej., una matriz de cuentas de vidrio unidas por una resina) de tal modo que dos membranas aprisionan (tipo emparedado) la matriz de apoyo y están pegadas en las tres orillas de la matriz. La cuarta orilla de la cubierta-membrana-matriz está conectada a un tubo central perforado. Esta construcción de la membrana se devana a continuación sobre el tubo, a la manera de un vendaje, y el conjunto se inserta en un recipiente a presión del tipo de bote. La solución de alimentación fluye sobre la membrana, mientras que el disolvente purificador que atraviesa la membrana fluye a un sistema de recolección por el tubo interno. Los botes se pueden disponer en serie para que la solución de alimentación pueda circular a través de gran número de membranas. Los módulos utilizados en trabajos de planta piloto tienen, aproximadamente, 1 ft (0.3 m) de largo y 2 $^1/_2$ a 3 in (6.35 a 7.62 cm) de diámetro y contienen de 4 a 8 ft^2 (0.37 a 0.74 m^2) de área de membrana [Brat and Merten, Off. Saline Water Res. Dev. Prog. Rep. 165, 1965]. Los módulos más grandes tienen un diámetro de 4 in (10 cm) [Hwang y Kammermeyer, 1975, *loc. cit.*].

El módulo de fibra hueca, como se muestra esquemáticamente en la figura 17-23, consiste en fibras con un diámetro exterior de 25 a 250 μm y un espesor de pared de 5 a 50 μm. El agua entra a alta presión y fluye sobre la superficie exterior de las fibras. El agua infiltrada circula a continuación hacia el exterior a través de la base de las fibras y se recoge como producto.

Los dispositivos tubulares mostrados en la figura 17-19 consisten en haces paralelos de tubos de paredes rígidas, porosos o perforados, de $^1/_2$ a 1 in (1.3 a 2.5 cm) de diámetro. Las paredes internas se recubren con la membrana. La alimentación a presión fluye dentro de los tubos, y el infiltrado se desprende de las paredes externas y se recoge en recipientes o artesas adecuadas (Michaels, *loc. cit.*).

El módulo de placas y marcos tiene diferentes variaciones, que se utilizan en la industria. La más común consiste en placas delgadas de plástico, cubiertas en ambos lados por la membrana, que se sellan alrededor de la placa para evitar fugas (véase la Fig. 17-24). Estas placas son similares a los discos fonográficos, porque sus superficies planas constan de pequeñas ranuras a través de las cuales fluye el infiltrado después de pasar por la membrana. En ocasiones, el infiltrado fluye hacia un tubo central en el apilado de membranas y se recolecta por este tubo (Lonsdale, *loc. cit.*).

Una comparación de los módulos de membrana se analiza posteriormente en "Ultrafiltración" (tabla 17-24).

Aplicaciones A pesar de que la ósmosis inversa es el procedimiento más utilizado para la desalinización del agua de mar y las aguas salobres, también se puede utilizar para fraccionar las mezclas de materiales que son difíciles de separar por otros medios, como, por ejemplo, los polímeros naturales o sintéticos. Los procesos de ósmosis inversa son especialmente llamativos para los fabricantes de productos

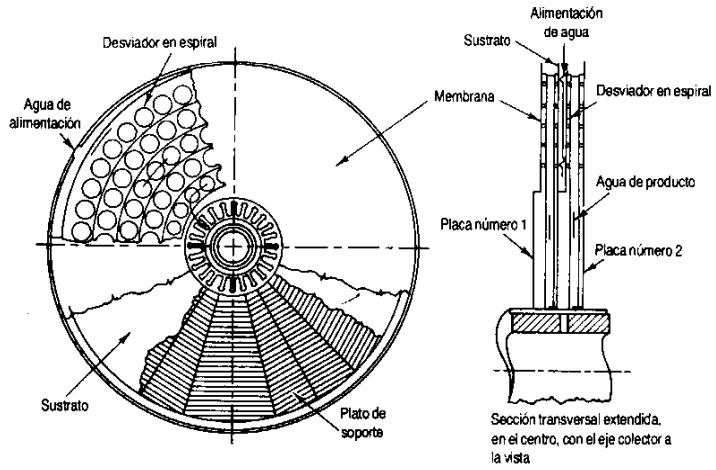


FIG. 17-24 Sistema de placas y marcos. (*Eastman Tech. Bull. TBM-1.*)

inestables térmica o químicamente; es decir, los productos biológicos, las drogas y los alimentos, en los que los métodos tradicionales de separación y purificación dan a menudo por resultado la pérdida de producto o el deterioro del sabor.

Las aplicaciones industriales incluyen las siguientes: **1)** Desalinización del agua de mar: las unidades de ósmosis inversa se han utilizado satisfactoriamente para desalar el agua de mar hasta la calidad de potable [Caracciolo *et al.*, *loc. cit.*; Shields, "Five Years', Experience with Reverse Osmosis Systems Using Du Pont Permasep Permeators," *Proc. 6th Int. Symp. Fresh Water from Sea*, **3**, 395 (1978); y Tidball, Kuiper, Lange y Kadaj, *Desalination*, **29**, 319 (1979)]. **2)** La producción de agua potable: la ósmosis inversa se ha utilizado para suministrar agua potable a ciertas comunidades, como, por ejemplo, Greenfield, Iowa y Rotonda West, Florida [Moore, *J. Am. Water Works Assoc.*, **64**, 781 (1972); y Caracciolo *et al.*, *loc. cit.*] y para el tratamiento de aguas salobres o superficiales (Besik, *loc. cit.*). **3)** La desmineralización: las unidades de ósmosis inversa se han integrado a los sistemas de agua ultrapura, que suministran agua para los procesos de fabricación electrónica (Caracciolo *et al.*, *loc. cit.*). **4)** Las operaciones de recirculación en las plantas de galvanoplastia y electrorecubrimientos: en esta aplicación no sólo se recubren materiales valiosos, como níquel, cromo y cianuro, sino que al mismo tiempo se eliminan los problemas de descarga de agua [Caracciolo *et al.*, *loc. cit.*; Golomb, "Application of Reverse Osmosis to Electroplating Water Treatment", en Sourirajan (ed.), *op. cit.* cap. 23; y Cohen y Loeb, "Industrial Water Treatment by Means of Reverse Osmosis Membranes", en Sourirajan (ed.), *op. cit.*, cap. 25]. **5)** El procesamiento de sueros, jugos y efluentes de la industria alimentaria: los sueros de queso y queso *cottage* se procesan por ósmosis inversa, que se combina con la ultrafiltración para separar los solutos en fracciones que contienen básicamente proteínas, lactosa y ácido láctico, así como para concentrar cada una de estas fracciones [Merson y Ginnette, "Reverse Osmosis in the Food Industry", en Lacey y Loeb (eds.), *op. cit.*, cap. 10; y Delancy y Donnelly, "Applications o Reverse Osmosis in the Dairy Industry", en Sourirajan (ed.), *op. cit.*, cap. 20]. Una planta grande en California, que utiliza la ósmosis inversa, elimina los solutos del efluente de un proceso de fermentación de alimentos (Merson y Ginnette, *loc. cit.*). **6)** Las aplicaciones en la industria de la pulpa y papel: la ósmosis inversa se puede utilizar para el tratamiento de los flujos diluidos del proceso en la industria de la pulpa y el papel, para la recirculación del agua y la reducción del color, la demanda de oxígeno bioquímico y otros componentes objetables de la descarga de una fábrica de papel [Bansal y Wiley, "Applicationes of Reverse Osmosis in the Pulp and Paper Industry", en Sourirajan (ed.), *op. cit.*, cap. 22]. Combinada con la ultrafiltración, la ósmosis inversa se puede utilizar para fraccionar y concentrar productos químicos comercializables de madera a partir de los licores agotados de sulfito (Bansal y Wiley, *loc. cit.*). **7)** Concentración del agua radiactiva de lavado: la ósmosis inversa elimina tanto los contaminantes radioquímicos como los no radiactivos del agua contaminada de lavado en las centrales nucleares [Stana, "Westinghouse Membrane Systems", en Sourirajan (ed.), *op. cit.*, cap. 18]. **8)** La purga de los generadores de vapor: en la operación de una central nuclear con reactor con agua a presión, la purga del generador de vapor se procesa por medio de ósmosis inversa para reducir en un factor de 10 o más el

TABLA 17-18 Estimación de costos para las plantas de desalinización del agua de mar*

	Costo
Parámetros de diseño y económicos	
Presión de operación	800 lb/in² manométricas
Factor de planta	85%
Equipo de membrana	Fibra hueca de poliamida
Vida de la membrana	2 años
Proporción de gastos fijos	12% año
Costo de la potencia	3.5 centavos/kWh
Salinidad del producto, para una alimentación de 27 000 ppm	300 ppm
Salinidad del producto, para una alimentación de 42 000 ppm	500 ppm
Recuperación del producto, para una alimentación de 27 000 ppm	35%
Recuperación del producto, para una alimentación de 42 000 ppm	20%
Costos de capital (dólares EU)	
Planta de 528 000 gal/día, con una alimentación de 27 000 ppm	$1 960 000
Planta de 528 000 gal/día, con una alimentación de 42 000 ppm	$2 930 000
Planta de 1 057 000 gal/día, con una alimentación de 27 000 ppm	$3 330 000
Planta de 1 057 000 gal/día, con una alimentación de 42 000 ppm	$5 070 000
Costos de operación	
Planta de 528 000 gal/día, con una alimentación de 27 000 ppm	398 centavos/1000gal
Planta de 528 000 gal/día, con una alimentación de 42 000 ppm	656 centavos/1000gal
Planta de 1 057 000 gal/día, con una alimentación de 27 000 ppm	364 centavos/1000 gal
Planta de 1 057 000 gal/día, con una alimentación de 42 000 ppm	591 centavos/1000 gal

* Glueckstern, Kantor y Wilf, "Field Trials and Preliminary Evaluation of Reverse Osmosis Systems for Seawater Desalting at the Red-Sea Shore", *Proc. 6th Int. Symp. Fresh Water from Sea*, **3**, 307 (1978).

TABLA 17-19 Variación de costos para una planta de desalinización de agua de mar con una capacidad de 528 000 gal/día*

Costos	Alimentación de 27 000 ppm	Alimentación de 42 000 ppm
Costos de capital (dólares EU)		
Sitio	$ 182 000	$ 69 000
Pretratamiento y postratamiento	177 000	445 000
Planta de ósmosis inversa, que incluye las membranas	1 152 000	1 739 000
Diseño, instalación y otros costos, incluyendo los de contingencia	453 000	676 000
Total de costos de capital	$1 964 000	$2 929 000
Costos de operación (dólares EU)		
Gastos de capital	144 centavos/1000gal	216 centavos/1000gal
Reemplazo de las membranas	144 centavos/1000gal	190 centavos/1000gal
Costo de la potencia	83 centavos/1000gal	144 centavos/1000gal
Operación y mantenimiento	57 centavos/1000gal	106 centavos/1000gal
Total de costos de operación	398 centavos/1000gal	656 centavos/1000gal
Efecto de los parámetros económicos sobre los costos de operación		
Proporción de gastos fijos		
Alta = 16%	+49 centavos/1000gal	+72 centavos/1000gal
Baja = 8%	−49 centavos/1000gal	−72 centavos/1000gal
Factor de Planta		
Bajo = 80%	+19 centavos/1000gal	+30 centavos/1000gal
Alto = 90%	−19 centavos/1000gal	−30 centavos/1000gal
Vida de la membrana		
Baja = 1 año	+114 centavos/1000gal	+190 centavos/1000gal
Alta = 3 años	−114 centavos/1000gal	−190 centavos/1000gal

* Glueckstern, Kantor y Wilf, "Field Trials and Preliminary Evaluation of Reverse Osmosis Systems for Seawater Desalting at the Red-Sea Shore", *Proc. 6th Int. Symp. Fresh Water from Sea*, **3**, 307 (1978).

TABLA 17-20 Es desalinización de

Parámetros de diseño y
Presión de operación
Factor de planta
Proporción de gastos
Costo de potencia
Salinidad del agua de
Salinidad del produc
Recuperación del pr
Fuente del agua de al
Costos de capital (dólar
Planta de 185 000-g
Planta de 2 114 000-
Costos de operación (d
Planta de 185 000-g
Planta de 2 114 000-

* Glueckstern, Kant
ce Test of a Large Reve
Proc. 6th Int. Symp. Fr

volumen de la corri
rador de desperdici
emulsión de agua y
les, una emulsión de
herramientas y el sit
nos metales. La ósm
y da por resultado a
aceite que se puede
un aceite reutilizabl

Estimación de co

salinización del agu
m^3) por día y 1 057
17-18. Tanto el cost
incrementarse la ca
agua de alimentació
linización de agua d
17-19.,

TABLA 17-21 V desalinización d 185 000 gal/día*

Costos de capital (dól
Planta de ósmosis in
Desarrollo del sit
Equipo de ósmos
instalación de la
Instalaciones para
la instalación
Total, planta de

Sistema de suminist
Sistema de suminist
Diseño, supervisión

Total de costos de c

Costos de operación (
Gastos de capital
Costos de potencia
Operación y mante
materiales y reemp
Total de costos de

* Glueckstern, Kant
ce Test of a Large Reve
Proc. 6th Int. Symp. F

trar cada una de estas
nosis in the Food In-
y Delaney y Donnelly,
Industry", en Sourira-
California, que utiliza
iente de un proceso de
, *loc. cit.*). 6) Las apli-
nosis inversa se puede
os del proceso en la in-
ión del agua y la reduc-
ico y otros componen-
papel [Bansal y Wiley,
p and Paper Industry",
la con la ultrafiltración.
ionar y concentrar pro-
a partir de los licores
. 7) Concentración del
limina tanto los conta-
os del agua contamina-
. "Westinghouse Mem-
ap. 18]. 8) La purga de
na central nuclear con
dor de vapor se procesa
an factor de 10 o más el

a una planta de
capacidad de

	Alimentación de 42 000 ppm
	$ 69 000
	445 000
	1 739 000
	676 000
	$2 929 000
al	216 centavos/1000gal
al	190 centavos/1000gal
al	144 centavos/1000gal
al	106 centavos/1000gal
al	656 centavos/1000gal
al	+72 centavos/1000gal
al	−72 centavos/1000gal
al	+30 centavos/1000gal
al	−30 centavos/1000gal
al	+190 centavos/1000gal
al	−190 centavos/1000gal

l Preliminary Evaluation of
t the Red-Sea Shore". *Proc.*

TABLA 17-20 Estimación de costos para las plantas de desalinización de agua salobre *

	Costo
Parámetros de diseño y económicos	
Presión de operación	400 lb/in^2 manométricas
Factor de planta	90%
Proporción de gastos fijos	12% por año
Costo de potencia	3.5 centavos/kWh
Salinidad del agua de alimentación	5900 ppm
Salinidad del producto	550 ppm
Recuperación del producto	60%
Fuente del agua de alimentación	Pozo
Costos de capital (dólares EU)	
Planta de 185 000-gal (700-m^3)/día	$301 000
Planta de 2 114 000-gal (8000-m^3)/día	$3 000 000
Costos de operación (dólares EU)	
Planta de 185 000-gal (700-m^3)/día	254 centavos/1000 gal
Planta de 2 114 000-gal (8000-m^3)/día	190 centavos/1000 gal

* Glueckstern, Kantor y Mansdorf, "General Design, Erection and Acceptance Test of a Large Reverse Osmosis Plant for Water Supply to the Tow of Eilat", *Proc. 6th Int. Symp. Fresh Water from Sea*, 3, 297 (1978).

volumen de la corriente de purga y así poder manejarlo con el evaporador de desperdicio radiactivo (Stana, *loc. cit.* 9) Separación de la emulsión de agua y aceite: en las operaciones de maquinado de metales, una emulsión de agua y aceite se utiliza para lubricar y enfriar las herramientas y el sitio de trabajo. La emulsión se contamina con algunos metales. La ósmosis inversa se utiliza para separar esta emulsión y da por resultado agua, que se puede descargar, y un concentrado de aceite que se puede quemar fácilmente o refinar aún más, para producir un aceite reutilizable (Stana, *loc. cit.*).

Estimación de costos Los costos estimados para las plantas de desalinización del agua de mar, con capacidades de 528 000 gal (2000 m^3) por día y 1 057 000 gal (4000 m^3) por día aparecen en la tabla 17-18. Tanto el costo de capital como el de operación disminuyen al incrementarse la capacidad de la planta y reducirse la salinidad del agua de alimentación. La variación de costos para una planta de desalinización de agua de mar de 528 000 gal por día se presenta en la tabla 17-19.,

TABLA 17-21 Variación de costos para una planta de desalinización de agua salobre con una capacidad de 185 000 gal/día*

	Costo
Costos de capital (dólares EU)	
Planta de ósmosis inversa	
Desarrollo del sitio e instalaciones	36 600
Equipo de ósmosis inversa, que incluye la instalación de las membranas y del sistema	188 200
Instalaciones para el pretratamiento, incluyendo la instalación	10 700
Total, planta de ósmosis inversa	$235 500
Sistema de suministro del agua de alimentación	20 400
Sistema de suministro del producto	15 100
Diseño, supervisión y arranque	30,300
Total de costos de capital	$301,300
Costos de operación (dólares EU)	
Gastos de capital	57 centavos/1000 gal
Costos de potencia	49 centavos/1000 gal
Operación y mantenimiento (mano de obra, materiales y reemplazo de las membranas)	148 centavos/1000 gal
Total de costos de operación	254 centavos/1000 gal

* Glueckstern, Kantor y Mansdorf, "General Design, Erection and Acceptance Test of a Large Reverse Osmosis Plant for Water Supply to the Town of Eilat," *Proc. 6th Int. Symp. Fresh Water from Sea*, 3, 297 (1978).

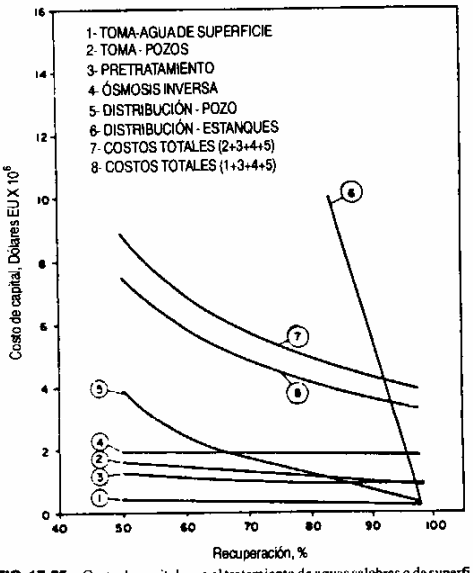


FIG. 17-25 Costo de capital para el tratamiento de aguas salobres o de superficie, con objeto de producir agua potable, con una capacidad de 790 m^3/h (5 millones de gal/día). [Besik, "Reverse Osmosis in Treatment of Domestic and Municipal Waters", en Sourirajan (ed.), *Reverse Osmosis and Synthetic Membranes*, National Research Council Canada Publications, Ottawa, 1977, cap. 24.]

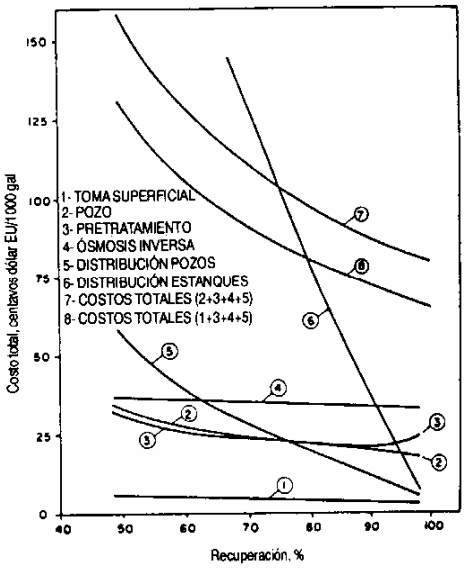


FIG. 17-26 Costos de operación para el tratamiento de aguas salobres o de superficie, con objeto de producir agua potable, con una capacidad de 790 m^3/h (5 millones de gal/día). Para convertir centavos por 1000 gal a dólares USA por metro cúbico, multipliquese por 0.002642. [Besik, "Reverse Osmosis in Treatment of Domestic and Municipal Waters", en Sourirajan (ed.), *Reverse Osmosis and Synthetic Membranes*, National Research Council Canada Publications, Ottawa, 1977, cap. 24.]

Los costos estimados para las plantas de desalinización de aguas salobres con capacidades de 185 000 gal (700 m^3) por día y 2 114 000 gal (8000 m^3) por día se listan en la tabla 17-20 para una recuperación del producto de 60%. La variación de costos para una planta desalinizadora de agua salobre de 185 000 gal/día aparece en la tabla 17-21. La estimación de costos en función de la recuperación del producto para el tratamiento de aguas salobres o superficiales para producir agua potable, se presenta en la figura 17-25 para el costo de capital, y en la figura 17-26 para el costo de operación.

En general, el costo de la membrana por unidad de área es independiente de la capacidad de la planta; por consiguiente, el costo relativo de la membrana se incrementa al aumentar el tamaño de la planta, en tanto que los costos de capital y operación se reducen. En un futuro próximo, la vida de la membrana podrá ampliarse a 10 años. Esto, unido a una posible disminución del precio, debido a una ampliación del mercado y a los avances técnicos en la mecanización y automatización del reemplazo de la membrana, disminuirá el costo del reemplazo de la membrana.

ULTRAFILTRACIÓN

Referencias Generales: Véase el análisis sobre la filtración con flujo transversal en la subsección "Procesos innovadores de separación sólido-líquido". Blatt, "Principles and Practice of Ultrafiltration," in Meares (ed.), *Membrane Separation Processes*, Elsevier, Amsterdam and New York, 1976, chap. 3. Porter, "Membrane Filtration," in Schweitzer (ed.), *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, New York, 1979, sec. 2.1. Porter y Nelson, "Ultrafiltration in the Chemical, Food Processing, Pharmaceutical and Medical Industries," in Li (ed.), *Recent Developments in Separation Science*, vol. II, CRC Press, Cleveland, 1972, chap. 10.

Definiciones Semejante a la ósmosis inversa, la ultrafiltración es un proceso de membrana, impulsado por la presión, para la separación de los componentes de una solución, con base en el tamaño y la forma de la molécula. Bajo una diferencia de presión aplicada a una membrana de ultrafiltración, el disolvente y las especies pequeñas de soluto pasan a través de la membrana y se recogen en el infiltrado, en tanto que las especies más grandes de soluto que quedan en la membrana se recuperan como un concentrado retenido.

La ultrafiltración incluye a los solutos cuyas dimensiones moleculares son 10 o más veces mayores que las del disolvente y que, por lo general, son inferiores a $^1/_2$ μm. Los solutos, o los materiales a separar tienen por lo general, pesos moleculares superiores a 500, como, por ejemplo, las macromoléculas (proteínas, polímeros, almidones, gomas naturales, enzimas, etc.), las dispersiones coloidales (arcillas, pigmentos, minerales, partículares de látex y microorganismos), y las emulsiones (emulsiones de grasa en detergente y aceite en agua). Los solutos de bajo peso molecular se pueden separar al formar complejos con las macromoléculas adecuadas [Michaels, "Ultrafiltration", en Perry (ed.), *Advances in Separation and Purification*, Wiley, New York (1968); y Nguyen, Aptel y Neel, *J. Membr. Sci.*, **6**, 71 (1980)]. Por lo general, a consecuencia del alto peso molecular, las presiones osmóticas de los solutos son bajas. Por lo tanto, las presiones de operación en la ultrafiltración varían exclusivamente entre 3.4×10^5 a 68.9×10^5 g/s^2·cm) (5 a 100 lbf/in^2). Con presiones bajas se reducen los requerimientos de energía para bombeo y compresión, y el costo del equipo en proporción considerable, si se compara con la ósmosis inversa. La ultrafiltración se puede utilizar para concentrar, purificar y separar en forma fraccionada los macrosolutos o materiales presentes en el líquido de alimentación.

La eficiencia de rechazo del soluto en ultrafiltración se define del mismo modo que en la ósmosis inversa, ecuación (17-55).

Teoría

Modelo de malla Al transportar el disolvente a la superficie de la membrana, acarrea soluto que se rechaza en dicha superficie, lo que da por resultado una acumulación de soluto sobre la membrana. Esta acumulación puede llevar a la formación de una capa de gel o membrana secundaria. Por consiguiente, el flujo de disolvente que pasa por la membrana se puede expresar como

$$N_w = (\Delta p - \Delta\pi)/(R_g + R_m) \qquad (17\text{-}65)$$

donde R_g = resistencia debida a la capa de gel, (g·cm)/(g·mol·s); R_m = resistencia debida a la membrana; el resto de los símbolos son los mismos que los descritos con anterioridad. (Debe observarse que los símbolos utilizados en esta subsección son iguales a los utilizados en la subsección "Ósmosis inversa".) Por lo general, las presiones osmóticas de los macrosolutos y las dispersiones coloidales son bajas. Por consiguiente, $\Delta\pi$ en la ecuación (17-65) se puede despreciar y, en consecuencia, se obtiene:

$$N_w = \Delta p/(R_g + R_m) \qquad (17\text{-}66)$$

[Porter y Michaels, *Chemtech*, 56 (enero, 1971); y Porter in Shoemaker (ed.), *Am. Inst. Chem. Eng. Symp.*, **73**, ser. no. 173, 83 (1977)].

Para la ultrafiltración de una solución diluida del macrosoluto con una membrana microporosa, cuya retención es relativamente alta (diámetro del poro de 1 μm o mayor), R_g puede ser insignificante en comparación con R_m y la ecuación (17-66) se reduce a la ecuación (17-53). Este es el caso en que no existe polarización de la concentración o la capa de gel es móvil, a dilución infinita. En este caso, cuando el soluto se transfiere exclusivamente por conexión con el disolvente, a través de los poros de una membrana lo suficientemente grande como para admitir las moléculas de soluto, el flujo de soluto se puede expresar por

$$N_s = N_w(1 - \phi)(C_{s1}/C_{w1}) \qquad (17\text{-}67)$$

Polarización de la concentración Cuando una membrana rechaza al soluto y, en consecuencia, éste se acumula sobre la superficie de la membrana, a altas concentraciones se precipita o forma un gel tixotrópico. La capa de gel se puede considerar como una membrana dinámica secundaria que es hidráulicamente permeable al disolvente. La resistencia debida a la capa de gel, R_g, es, a menudo, mucho mayor que la de la membrana, R_m. Por consiguiente, R_g se convierte en la etapa de control y el flujo obtenido se vuelve independiente de la permeabilidad de la membrana. La capa de gel incrementará su espesor o se compactará, lo que produce un aumento de la resistencia R_g al transporte del disolvente y una reducción del flujo de disolvente. R_g se incrementa hasta que el transporte total de soluto en la superficie de la membrana debido a que la transferencia de conexión por el flujo de disolvente es igual a la retrodifusión del soluto hacia la solución masiva, es decir, se aleja de la membrana por el gradiente de concentración polarizada. Un mayor incremento de la caída de presión a través de la membrana aumentará el grosor de la capa de gel, en una cantidad igual a la necesaria para mantener sin cambio el flujo de disolvente a través de la membrana, con la caída de presión. El flujo de régimen permanente se puede expresar por medio de la ecuación (17-68):

$$N_w\left(\frac{C_s}{C_w} - \frac{C_{s2}}{C_{w2}}\right) + D_s\frac{dC_s}{dy} = 0 \qquad (17\text{-}68)$$

donde C_w = concentración de disolvente en la solución, (g·mol)/cm^3; $C_{w2} = C_w$ en el lado aguas abajo y y = distancia normal a la capa de gel, cm. La ecuación (17-68) se puede aproximar como sigue:

$$Q_w(C_s - C_{s2}) + D_s(dC_s/dy) = 0 \qquad (17\text{-}69)$$

donde Q_w = flujo volumétrico de disolvente a través de la membrana, cm/s. La integración de la ecuación (17-69) da por resultado la ecuación (17-70) [Rautenbach y Rauch, *Int. Chem. Eng.*, **18**, 417 (1978)].

$$Q_w = \frac{D_s}{\delta}\ln\left(\frac{C_{sg} - C_{s2}}{C_{s1} - C_{s2}}\right) = K\ln\left(\frac{C_{sg} - C_{s2}}{C_{s1} - C_{s2}}\right) \qquad (17\text{-}70)$$

donde δ = espesor de la capa límite sobre la capa de gel, cm; C_{sK} = concentración del gel de soluto (g·mol)/cm^3 y K = coeficiente de transferencia de masa, cm/s. Por lo general, la concentración del soluto en el ultrafiltrado C_{s2} es muy pequeña o casi cero, especialmente en comparación con C_{sg} y C_{s1}. Por consiguiente, la ecuación (17-70) da por resultado la ecuación (17-71) [Porter, 1977, *loc. cit.*; Porter, 1979, *loc.*

cit.; Porter y Michae
Dev., **11**, 234 (1972)

Debe observarse que
expresar en porcenta
tante.

Se ha demostrado
71) para muchos sol
(Porter, 1972, *loc. cit*
1975, *loc. cit.*). La g
centración del gel, C
te disminuye hasta c
talmente a partir de l
de C_{sg} depende básic
las propiedades quí
independiente de la
nes de flujo del fluid
la membrana. En la
concentración del g
damente 25% (en p
del gel para las disp
peso), en un interva
forma razonable, co
teínas forman geles
tanto que las dispers
con 65 a 75% de sól
y Porter, 1979, *loc.*

El coeficiente d
transferencia de m
membrana. Esta tra
diciones de flujo d
laminar, con una co

TABLA 17-22

Albúmina humana	
γ-Globulina (suero to	
Colágeno (gelatina),	
Plasma de sangre hum	
Suero de bovino	
Albúmina de huevo	
Proteína de leche des	
Polietilen glicol (Car	
Dextrán 20	
Dextrán 40	
Dextrán 70	
Dextrán 110	
Tritón X-100 (isooct	
Efluentes secundario	
Emulsión de aceite d	
Látex del polímero d	
Iniciador de electrod	

Referencias:
1. Porter, *Ind. E*
2. Porter y Mich
3. Porter y Mich
4. Goldsmith, *I*
5. Grieves *et al.*
6. Matz y Meitl

a de gel o membrana
ente que pasa por la

) (17-65)

;cm)/(g·mol·s); R_m =
ímbolos son los mis-
servarse que los sím-
a los utilizados en la
las presiones osmóti-
idales son bajas. Por
despreciar y, en con-

(17-66)

; y Porter in Shoema-
, 173, 83 (1977)].
del macrosoluto con
lativamente alta (diá-
significante en com-
la ecuación (17-53).
la concentración o la
aso, cuando el soluto
l disolvente, a través
te grande como para
se puede expresar por

(17-67)

una membrana recha-
sobre la superficie de
a o forma un gel tixo-
una membrana diná-
ible al disolvente. La
do, mucho mayor que
nvierte en la etapa de
e de la permeabilidad
espesor o se compac-
a R_g al transporte del
te. R_g se incrementa
ficie de la membrana
flujo de disolvente es
in masiva, es decir, se
ración polarizada. Un
s de la membrana au-
ad igual a la necesaria
través de la membra-
permanente se puede

0 (17-68)

lución, (g·mol)/cm^3;
rmal a la capa de gel,
no sigue:

= 0 (17-69)

vés de la membrana,
or resultado la ecua-
ng., **18,** 417 (1978)].

$$\frac{C_g - C_{s2}}{C_{s1} - C_{s2}}\Bigg) \qquad (17\text{-}70)$$

pa de gel, cm; C_{sg} =
coeficiente de trans-
tración del soluto en
pecialmente en com-
ación (17-70) da por
cit.; Porter, 1979, *loc.*

cit.; Porter y Michaels, *loc. cit.*; y Porter, *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev.*, **11,** 234 (1972)].

$$Q_w = K \ln (C_{sg}/C_{s1}) \qquad (17\text{-}71)$$

Debe observarse que las concentraciones de soluto también se pueden expresar en porcentaje en peso, para la capa de gel con densidad constante.

Se ha demostrado experimentalmente la validez de la ecuación (17-71) para muchos solutos macromoleculares y dispersiones coloidales (Porter, 1972, *loc. cit.*; Blatt, 1976, *loc. cit.*; y Hwang y Kammermeyer, 1975, *loc. cit.*). La gráfica de Q_w contra el ln de C_{s1} es lineal. La concentración del gel, C_{sg} es la concentración a la que el flujo de disolvente disminuye hasta cero que, por lo general, se determina experimentalmente a partir de la gráfica lineal de Q_w contra el ln de C_{s1}. El valor de C_{sg} depende básicamente, de las características del soluto, es decir, las propiedades químicas y morfológicas del soluto y es virtualmente independiente de la concentración de la solución masiva, las condiciones de flujo del fluido, la presión de operación y las características de la membrana. En la tabla 17-22 aparecen algunos valores de C_{sg}. La concentración del gel para los solutos macromoleculares es aproximadamente 25% (en peso), en un intervalo de 5 a 50%. La concentración del gel para las dispersiones coloidales es aproximadamente 65% (en peso), en un intervalo de 50 a 75%. Estos resultados concuerdan, en forma razonable, con los que muestran que muchas soluciones de proteínas forman geles con aproximadamente 25% en peso de sólidos, en tanto que las dispersiones coloidales se encuentran más compactadas, con 65 a 75% de sólidos (Porter, 1977, *loc. cit.*; Porter, 1972, *loc. cit.*; y Porter, 1979, *loc. cit.*).

El coeficiente de transferencia de masa K es una medición de la transferencia de masa del soluto, que se aleja de la superficie de la membrana. Esta transferencia se controla principalmente por las condiciones de flujo del fluido y la temperatura de operación. Para flujo laminar, con una corriente de alimentación que fluye sobre la superficie de la membrana (flujo transversal), el valor de K está dado por Porter, 1972, *loc. cit.*, es como sigue:

$$K = 0.816 \left(\frac{\dot{\gamma}}{L} D_s^2\right)^{0.33} \qquad (17\text{-}72)$$

donde $\dot{\gamma}$ = la velocidad de corte del fluido, en la superficie de la membrana, 1/s; $\dot{\gamma} = 8U_b/d$ para tubos circulares, con diámetro d, cm; $\dot{\gamma} = 6U_b/b$ para canales rectangulares, con una altura del canal b, cm; U_b = velocidad masiva del fluido, cm/s; y L = longitud del tubo o canal, cm. Para flujo turbulento con una corriente de alimentación, con flujo transversal, Porter, 1972, *loc. cit.*, ha demostrado que el valor de K es como sigue:

$$K = 0.023(U_b^{0.8} D_s^{0.67} / d_h^{0.2} \nu^{0.47}) \qquad (17\text{-}73)$$

donde d_h representa el diámetro hidráulico equivalente ($d_h = 2b$, para canales rectangulares planos), cm; y ν = viscosidad cinemática, cm^2/s. La difusividad del soluto se puede calcular a partir de la relación de Einstein-Stokes

$$D_s = kT/6\pi\eta r_s \qquad (17\text{-}74)$$

donde k = constante de Boltzmann = 1.380×10^{-16} (g·cm^2)/s^2·K); T = temperatura absoluta, K; η = viscosidad del fluido, g/(s·cm) o P y r_s = radio de la partícula de soluto, cm. Un método para estimar los coeficientes de difusión de los solutos con alto peso molecular fue informado por Fedors [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **25,** 883 (1979)].

Porter (1972, *loc. cit.*) comparó el flujo experimental de ultrafiltración con el teórico, calculado a partir de la ecuación (17-72) o (17-73), tanto para soluciones macromoleculares como para dispersiones coloidales y descubrió que, para las primeras, los flujos teóricos y experimentales concuerdan en 15 a 30% con flujo laminar o turbulento. Sin embargo, para las dispersiones coloidales, el flujo experimental es mucho mayor que el teórico, en un factor de 20 a 30 para el flujo laminar y 8 a 10 para el turbulento.

TABLA 17-22 Valores experimentales de las concentraciones de geles

Soluto	Difusividad, D_s, cm^2/s	Membrana	Altura del canal, mil	Concentración del gel, C_{sg}, % en peso	Ref.
Albúmina humana	6×10^{-7}	Amicon PM 30	10	45	1
	6×10^{-7}	Amicon PM 30	30	28	1
	6×10^{-7}	Amicon XM530	15	45	1
γ-Globulina (suero total de bovino)	4×10^{-7}	Amicon PM 10	15	30	1
Colágeno (gelatina), a 70°C	0.7×10^{-7}	Amicon PM 30	30	19	1,2
Plasma de sangre humana	.....	Amicon UM30	8	59	2
Suero de bovino	.....	Amicon PM 30	10	20	2
	.....	Amicon PM 30	11	21	2
Albúmina de huevo	.....	Amicon PM 30	30	39	3
	.....	Eastman CA		39	3
Proteína de leche descremada	.....	Amicon PM 30	30	50	3
Polietilen glicol (Carbowax 20 M)	5×10^{-7}	Abcor HFA 300	...	7.5	1,4
Dextrán 20	.....	Abcor HFA 200, con celda agitada	...	15	4
Dextrán 40	.....	Abcor HFA 200, con celda agitada		21	4
Dextrán 70	.....	Abcor HFA 200, con celda agitada	...	26	4
	.....				
Dextrán 110	.....	Abcor HFA 200, con celda agitada	...	34	4
Tritón X-100 (isooctilfenoxi-polietoxi-etanol MW 628)	$\sim8\times10^{-7}$	Amicon	30	5.2	5
Efluentes secundarios, producto del tratamiento de las aguas negras municipales	.....	IDE tubular	...	11	6
Emulsión de aceite de corte	.....	IDE tubular	...	50	6
Látex del polímero de estireno-butadieno	.....	Amicon XM 50	15	75	1
Iniciador de electrodeposición	.....	Amicon PM 30	...	~65	1

Referencias:
1. Porter, *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev.*, **11,** 234 (1972).
2. Porter y Michaels, *Chem. Technol.*, 440 (julio 1971).
3. Porter y Michaels, *Chem. Technol.*, 248 (abril 1971).
4. Goldsmith, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **10,** 113 (1971).
5. Grieves *et al.*, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **19,** 766 (1973).
6. Matz y Meitlis, *Desalination*, **24,** 281 (1978).

Debe observarse que la polarización de la concentración en las fibras huecas puede despreciarse, debido a la pequeña velocidad de flujo del filtrado (Rautenbach y Rauch, *loc. cit.*). La permeabilidad de la membrana controla, básicamente, el flujo de disolvente a través de las fibras huecas. El flujo se calcula mediante la ecuación (17-66) con $R_g = 0$, o la ecuación (17-53).

Control de la polarización Como se describió anteriormente, la polarización de la concentración es una consecuencia desfavorable de la ultrafiltración. Para llevar al máximo el flujo de ultrafiltración es necesario reducir al mínimo el espesor de la capa polarizada. Se puede utilizar el flujo transversal, es decir, el flujo de la corriente de alimentación sobre la superficie de la membrana, para barrer parte de la capa polarizada.

En flujo laminar, la ecuación (17-72) demuestra que el coeficiente de transferencia de masa mejora con la velocidad de corte del fluido; es decir, se incrementa con la velocidad del fluido y disminuye con el diámetro hidráulico en una potencia de 0.33. Por consiguiente, los flujos de ultrafiltración se pueden mejorar al incrementar la velocidad de corte del fluido, para disminuir el espesor de la capa límite δ en la superficie de la membrana y promover el transporte de masa de soluto lejos de la superficie de la membrana. Este principio se ha utilizado en la ultrafiltración laminar con canal delgado para controlar la polarización de la concentración [Porter, 1972, *loc. cit.*; y Blatt, Dravid, Michaels y Nelson, en Flinn (ed.), *Membrane Science and Technology*, p. 47, Plenum Press, New York, 1970.]. En la ultrafiltración con canal delgado, la corriente de alimentación fluye a través de un canal estrecho, 0.025 a 0.076 cm (10 a 30 mil), a alta velocidad, 152 a 762 cm/s (5 a 25 ft/s). Por lo general, esto da por resultado un flujo de ultrafiltración 2 a 10 veces mayor que el obtenido con los dispositivos convencionales.

Para flujo turbulento, en la ecuación (17-73) se indica que el coeficiente de transferencia de masa se incrementa con la velocidad del fluido en una potencia de 0.8 y disminuye con respecto al diámetro hidráulico, en una potencia de 0.2. La velocidad aumenta el coeficiente de transferencia de masa en forma más pronunciada con el flujo turbulento, en comparación con el laminar. En consecuencia, se ha utilizado el flujo turbulento en la ultrafiltración tubular para controlar la polarización de la concentración y mejorar el coeficiente de transferencia de masa [Goldsmith, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **10,** 113 (1971)]. En contraste con el flujo laminar, el coeficiente de transferencia de masa para flujo turbulento no depende de la longitud del tubo o canal. En flujo turbulento tanto los perfiles de velocidad como de concentración se establecen rápidamente en la sección de entrada del tubo.

La promoción de turbulencia en los canales de flujo laminar, para incrementar el coeficiente de transferencia de masa, lo investigaron Shen y Probstein [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **18,** 547 (1979)], mediante el empleo de promotores de turbulencia del tipo de tiras sueltas. Dependiendo de la razón de la altura del canal respecto al claro del interpromotor, se puede obtener un incremento de un factor de 3 en el coeficiente de transferencia de masa al utilizar promotores de turbulencia. También se han utilizado otros tipos de dispositivos para promover la turbulencia y mejorar el coeficiente de transferencia de masa, como, por ejemplo, los mezcladores estáticos. Para el módulo tubular, con un mezclador de Kenics se puede mejorar la transferencia de masa en un factor de 2.7, en comparación con la calculada a partir de la ecuación (17-72) [Pitera y Middleman, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **12,** 52 (1973); y Rautenbach y Rauch, *loc. cit.*].

La mayor parte de las técnicas antes descritas para el control de la polarización —flujo laminar en canales delgados, flujo turbulento tubular y dispositivos promotores de turbulencia— incluyen una velocidad mayor o un canal más estrecho para incrementar la velocidad de corte del fluido. Debe observarse que una velocidad alta de corte puede inducir la desnaturalización de los componentes inestables [Charm y Lai, *Biotechnol. Bioeng.*, **13,** 185 (1971); y Blatt, *loc. cit.*]. Además, un incremento en el coeficiente de transferencia de masa, con el consecuente decremento en el espesor de la capa de gel permite un transporte más fácil de las especies retenidas en forma secundaria (Blatt, *loc. cit.*). Aparte de las técnicas de control antes mencionadas, el flujo pulsatorio y el lavado mecánico para mantener la membrana limpia [Charm y Matteo, *Methods in Enzymology*, vol. 22, p. 476, Academic, New York, 1971.] también se pueden utilizar para reducir la polarización de la concentración.

Diseño

Las membranas Las membranas para la ultrafiltración se pueden clasificar en dos tipos: las anisotrópicas (asimétricas) y las amorfas (homogéneas), de las cuales las primeras son las más utilizadas. Para un análisis más extenso sobre este tema, véase la subsección "Ósmosis inversa". En general, las membranas para ultrafiltración tienen estructuras más abiertas que las utilizadas en los procesos de ósmosis inversa.

Las membranas anisotrópicas permiten flujos más elevados por su reducido espesor y resistencia mejorada al taponamiento en comparación con las membranas homogéneas. Las membranas anisotrópicas se forman a menudo sobre estructuras duras con apoyos porosos y una porosidad extremadamente elevada, como, por ejemplo, polietileno de tejido grueso, para proporcionar una resistencia mecánica alta y mayor durabilidad. La mayor parte de las membranas anisotrópicas para las aplicaciones industriales de ultrafiltración están hechas de un material a base de acetato de celulosa. Recientemente, la fabricación de membranas anisotrópicas se ha ampliado a otros polímeros más resistentes a las bases, ácidos y disolventes, así como a las altas temperaturas. En la tabla 17-23 se muestran algunos materiales que actualmente se emplean en la industria y los que están en desarrollo. Se dispone de una lista de algunas membranas de uso comercial (Porter y Nelson, *loc. cit.*).

Las membranas anisotrópicas con fibras huecas también se han fabricado con una parte tersa, en el interior o el exterior de la fibra [Porter, *Biotechnol. Bioeng. Symp.*, núm. 3, 125 (1972*a*).]. Como indica la ecuación (17-72), el coeficiente de transferencia de masa se incrementa con la velocidad del fluido y disminuye con el diámetro de la cavidad de la fibra. Por consiguiente, conviene pasar la corriente de alimentación a través de la cavidad de la fibra, con la parte lisa en el interior, para un mejor control de la polarización. De hecho, como se mencionó antes, la polarización de la concentración dentro de la fibra hueca se puede despreciar debido al flujo reducido. Las fibras huecas con un diámetro interno característico de aproximadamente 450 m tienen una resistencia al rompimiento de 68.9×10^5 g/(s^2·cm) (100 lbf/in^2) (Porter, 1977, *loc. cit.*).

Para utilizarse en forma repetida, las membranas de ultrafiltración se lavan por lo general con soluciones diluidas de detergente, para eliminar los solutos adsorbidos. Con frecuencia, las membranas tratadas con detergentes dan por resultado un incremento del flujo y una disminución en la retención, fenómenos que se deben básicamente al abultamiento de las membranas, producido por los solutos del detergente [Swaminathan, Chaudhuri y Sirkar, *J. Colloid Interface Sci.*, **76,** 573 (1980)].

Módulos de membrana Los módulos de membrana incluyen los tipos tubular, placas y marcos, espiral enrollada, fibra hueca, canal delgado y hoja paralela. Los primeros cuatro módulos se describieron en "Ósmosis inversa". Por lo general, en el módulo de ultrafiltración con fibra hueca la corriente de alimentación fluye a través de la cavidad de la fibra.

TABLA 17-23 Materiales de las membranas*

Tipo de material	Intervalo de pH	Temperatura máxima a pH$_7$	Resistencia al cloro	Resistencia al disolvente
Acetato de celulosa	4.5-9	55°C	Buena	Mala
Poliamida	3-12	80°C	Mala	Buena
Polisulfona	0-14	80°C	Buena	Buena
Poliacrilonitrilo	2-12	60°C	Buena	Mala
Polifurán	2-12	90°C	Mala	Buena

* Bailey, *Filtr. Sep.*, 213 (mayo-junio 1977).

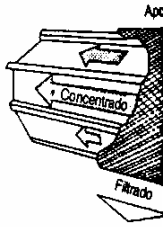


FIG. 17-27 Diagrama e
delgado.

FIG. 17-28 Equipo de u
(mayo-junio 1977).]

El módulo de canal
del fluido, en términos
1972, *loc. cit.*; y Blatt,
describió anteriorment
rriente de alimentació
0.076 cm, a alta veloci
los tubulares y de marc
27 se muestra un módu

El módulo de hoja p
membrana están unida
un material poroso tipo
unen en paralelo al mis
nera que el ultrafiltrad
tación se pasa, en form
lelo hacia los sobres de
cubierta de fibra de vid
chos reemplazables. E
principales caracterísi

TABLA

Tipo
Tubular
Placas y m
Tipo cuchi
De espiral
De fibra h

*Bailey,

nbrana limpia [Charm y
p. 476, Academic, New
reducir la polarización de

ultrafiltración se pueden
éstricas) y las amorfas (ho-
ás utilizadas. Para un aná-
sección "Ósmosis inver-
ración tienen estructuras
s de ósmosis inversa.
ujos más elevados por su
ponamiento en compara-
nembranas anisotrópicas
con apoyos porosos y una
por ejemplo, polietileno
istencia mecánica alta y
nembranas anisotrópicas
ación están hechas de un
ntemente, la fabricación
a otros polímeros más re-
como a las altas tempe-
os materiales que actual-
están en desarrollo. Se
e uso comercial (Porter y

uecas también se han fa-
exterior de la fibra [Por-
1972*a*).]. Como indica la
cia de masa se incremen-
el diámetro de la cavidad
la corriente de alimenta-
a parte lisa en el interior,
echo, como se mencionó
ntro de la fibra hueca se
Las fibras huecas con un
lamente 450 m tienen una
^{2}·cm) (100 lbf/in^2) (Por-

branas de ultrafiltración
s de detergente, para eli-
, las membranas tratadas
nto del flujo y una dismi-
ben básicamente al abul-
os solutos del detergente
id Interface Sci., **76**, 573

membrana incluyen los
la, fibra hueca, canal del-
dulos se describieron en
ulo de ultrafiltración con
a través de la cavidad de

branas*

Resistencia al cloro	Resistencia al disolvente
Buena	Mala
Mala	Buena
Buena	Buena
Buena	Mala
Mala	Buena

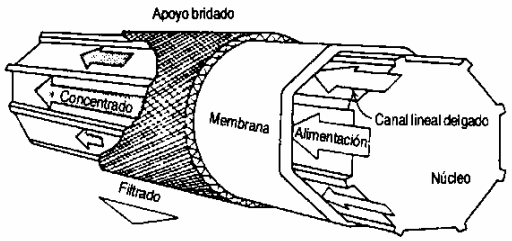


FIG. 17-27 Diagrama esquemático de un equipo tubular Romicon con canal delgado.

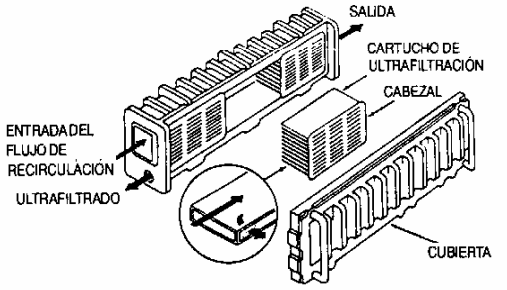


FIG. 17-28 Equipo de ultrafiltración tipo hoja paralela. [Bailey, *Filtr. Sep.*, 213 (mayo-junio 1977).]

El módulo de canal delgado se desarrolló para un manejo eficiente del fluido, en términos de flujo por unidad de caballo de fuerza (Porter, 1972, *loc. cit.*; y Blatt, Dravid, Michaels y Nelson, *loc. cit.*). Como se describió anteriormente, en la ultrafiltración con canal delgado la corriente de alimentación fluye a través de un canal estrecho, 0.025 a 0.076 cm, a alta velocidad, 152 a 762 cm/s. Se han utilizado los módulos tubulares y de marcos y placas con canal delgado. En la figura 17-27 se muestra un módulo tubular con canal delgado tipo Romicon.

El módulo de hoja paralela aparece en la figura 17-28. Dos hojas de membrana están unidas por tres lados y el sobre formado se apoya en un material poroso tipo cartón. Varios sobres u hojas de membranas se unen en paralelo al mismo cabezal para formar un cartucho, de tal manera que el ultrafiltrado fluya hacia el cabezal. La corriente de alimentación se pasa, en forma longitudinal, a través del cartucho y en paralelo hacia los sobres de membrana. Por lo general, el módulo tiene una cubierta de fibra de vidrio reforzada en la que se acomodan tres cartuchos reemplazables. En la tabla 17-24 aparece una comparación de las principales características de los módulos.

Para un módulo tubular, la caída de presión para el bombeo de la corriente de alimentación a través del módulo se puede expresar por medio de la ecuación (17-75).

$$\Delta p = \left(K_H + 4f\frac{L}{d}\right)\left(\frac{\rho U_b}{2}\right)^2 \qquad (17\text{-}75)$$

donde K_H = coeficiente hidráulico de pérdida por fricción para los dos cabezales del módulo, y f = factor de fricción de Fanning. La caída de presión para los canales en paralelo de relativamente poca longitud, como, por ejemplo, en los módulos de placas y marcos, tipo hoja y de espiral enrollada, se pueden calcular con base en la ecuación (17-76) (Blatt, 1976, *loc. cit.*).

$$\Delta p = 1.8(\eta L q/nWb^3) = 1.8(\eta L U_b/b^2) \qquad (17\text{-}76)$$

donde q = velocidad de bombeo o circulación, cm^3/s; W = ancho del canal, cm; η = viscosidad de la solución, g/(s·cm) o P y n = número de canales paralelos ($n = 1$ para un solo canal en espiral). El consumo de potencia de bombeo se obtiene a partir del producto $q{\cdot}\Delta p$. Matz y Meitlis [*Desalination*, **24**, 281 (1978)] obtuvieron 21 kWh/m^3 de alimentación tratada para un sistema intermitente de ultrafiltración tubular, y 9.7 para un sistema tubular continuo (en la modalidad de operación de alimentación y purga).

Los análisis matemáticos del diseño del módulo con respecto a la pérdida de presión en fibras huecas, mezclado completo y flujo tapón, fueron realizados por Hwang y Kammermeyer (1975, *loc. cit.*), y se pueden utilizar para calcular la concentración del infiltrado y el área de membrana requerida para la recuperación de una fracción dada y otros parámetros de operación.

Modalidades de operación Para controlar la polarización de la concentración y mantener una operación eficiente, la corriente de alimentación debe pasar sobre la superficie de la membrana a alta velocidad. Para la mayor parte de los módulos de membrana, esto significa que la velocidad de flujo de la corriente de alimentación es mucho mayor que la velocidad de ultrafiltración, que se infiltra a través de la membrana. La diferencia de concentraciones entre la entrada y salida del módulo de membrana para un solo paso de la corriente de alimentación es por lo general pequeña. Por consiguiente, la corriente de alimentación tiene que recircularse en forma continua a través del módulo de membrana.

Con objeto de lograr este requerimiento de recirculación, existen tres modalidades de operación en la ultrafiltración: **1**) operación intermitente, **2**) operación continua en una sola etapa u operación de alimentación y purga y **3**) operación continua con etapas múltiples [Bailey, *Filtr. Sep.*, 213 (mayo-junio 1977)]. En la figura 17-29*a* se muestra en forma esquemática la operación intermitente. La solución de alimentación se bombea continuamente de un tanque de retención a través de una unidad de ultrafiltración de membrana, y después se devuelve al tanque de retención. A medida que se elimina el disolvente, por filtración a través de la membrana, el nivel de solución de alimentación en el tanque de retención desciende y se incrementa la concentración de la solución.

En una operación continua de una sola etapa u operación de alimentación y purga, la corriente de alimentación se bombea de un tanque de retención hacia el circuito de una gran corriente de recirculación, en el

TABLA 17-24 Comparación de las características de los principales equipos*

Tipo de equipo	Sencillez de la trayectoria de flujo	Resistencia al daño mecánico	Falta de susceptibilidad al taponamiento	Retención de volumen	Facilidad de limpieza mecánica	Facilidad de aislamiento de pequeño volumen	Consumo de potencia, basado en el área de la membrana
Tubular	Buena	Buena	Buena	Mala	Buena	Buena	Mala
Placas y marcos	Mala	Buena	Mala	Buena	Regular	Buena	Buena
Tipo cuchilla	Regular	Mala	Mala	Buena	Mala	Mala	Regular
De espiral enrollada	Regular	Mala	Mala	Buena	Mala	Mala	Buena
De fibra hueca	Regular	Buena	Mala	Buena	Mala	Mala	Buena

*Bailey, *Filtr. Sep.*, 213 (mayo-junio 1977).

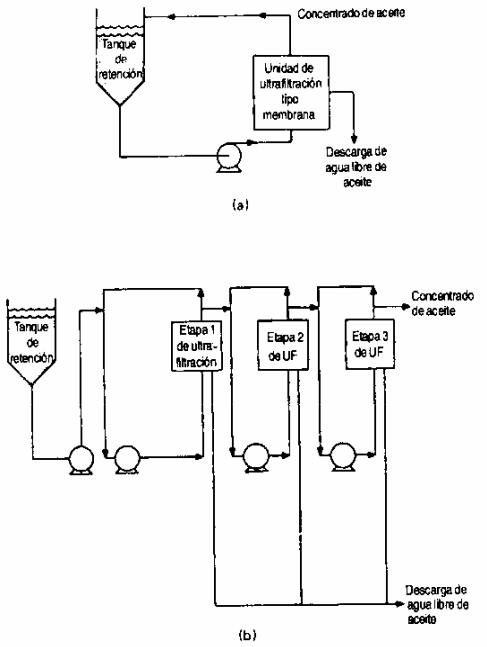


FIG. 17-29 Operaciones intermitente y continua de ultrafiltración. *a*) Ultrafiltración intermitente. *b*) Ultrafiltración continua. [Bailey, *Filtr. Sep.*, 213 (mayo-junio 1977).]

que se utiliza una bomba de gran potencia para bombear la corriente en forma continua a través de la unidad de membrana. El producto concentrado se purga de este circuito en forma lenta y continua. Las velocidades de flujo de las corrientes de alimentación y purga se mantienen iguales. En la figura 17-29*b* se muestra, en forma esquemática, la operación continua con etapas múltiples, en la que se utilizan dos o más etapas de alimentación y purga. Cada etapa opera a una concentración constante, la cual se incrementa desde la primera etapa hasta la última. La concentración de la última etapa es la del producto concentrado. Se necesita una bomba de alimentación para bombear la corriente de alimentación de un tanque de retención a la primera etapa. Las etapas subsecuentes se alimentan de las etapas precedentes mediante pequeñas diferencias de presión.

Aplicaciones Los tipos de aplicaciones de la ultrafiltración se pueden clasificar en: **1**) concentración, **2**) separación de microsolutos, y **3**) fraccionamiento de macrosolutos (Blatt, *loc. cit.*). Probablemente, la concentración es la aplicación principal. La mayor parte de las aplicaciones industriales pertenecen a esta categoría. Como se mencionó con anterioridad, la separación de microsolutos se puede lograr mediante el empleo de un agente de unión o la formación de un complejo con una macromolécula. Un ejemplo es la separación del calcio libre y el unido a la proteína. La separación de microsolutos, como la eliminación y el intercambio de sal, se puede realizar por ultrafiltración o su combinación con la diálisis. El fraccionamiento de los macrosolutos se puede efectuar mediante el empleo de membranas con varios valores de corte de peso molecular o un sistema en tándem, en el que la salida de una celda se lleva a otra, que tiene una membrana con un valor de corte progresivamente menor del peso molecular y así en forma sucesiva.

Las aplicaciones industriales actuales a gran escala (Bailey, *loc. cit.*) incluyen las siguientes: **1**) Pinturas electroforéticas: una de las aplicaciones comerciales más populares de la ultrafiltración es la recuperación de las pinturas eletroforéticas [Michaels, *Chemtec*, 36 (enero, 1981); y anónimo, *Chem. Eng.*, **87**, 57 (1980)]. La ultrafiltración se utiliza para procesar la pintura mediante la retención de las resinas de los polímeros y los sólidos del pigmento, en tanto se permite que las sales inorgánicas, el agua y el disolvente se infiltren a través de la membrana. Las especies retenidas se devuelven al tanque de electropintura. Después se utiliza el filtrado para lavar los componentes recientemente pintados que salen del baño de pintura y recuperar el exceso de pintura. **2**) La extracción de la proteína en las industrias alimentarias y de productos lácteos: las grandes moléculas de proteína de los sueros del queso y la caseína, o la leche descremada, se concentran por ultrafiltración (Michaels, 1981, *loc. cit.*). **3**) Las aguas de desperdicio que contienen almidones y enzimas: las aguas de desperdicio de algunos procesos alimentarios como, por ejemplo, el manejo de la papa, contienen concentraciones diluidas de almidones y algunos efluentes de la industria cervecera contienen enzimas, etc. La ultrafiltración se ha utilizado para recuperar los almidones y las enzimas, y producir efluentes aceptables para su descarga. **4**) El agua de clasificación por tamaño en la industria textil: con frecuencia, los materiales de clasificación por tamaño como, por ejemplo, los almidones y polímeros solubles en agua (alcohol polivinílico), se utilizan para facilitar los procesos de tejido. El material tejido se lava posteriormente para eliminar el tamaño, lo que da por resultado una solución diluida del material que se clasifica por tamaño. La ultrafiltración se puede emplear para recuperar este material y reutilizarlo, y para producir un filtrado acuoso de buena calidad para su descarga o reutilización. **5**) La concentración de látex: la concentración de soluciones diluidas de látex obtenidas en el lavado, durante la fabricación y las aplicaciones de varios hules sintéticos, contenedores y recipientes para reactores, etc., se realiza satisfactoriamente por ultrafiltración. **6**) Emulsiones de agua y aceite: algunas emulsiones de agua y aceite se utilizan para operaciones repetidas de revenido y formación de metales, de las que los componentes pasan a un lavado con agua. En este caso se emplea la ultrafiltración [*Chem. Eng.*, **87**, 57 (1980)] en forma similar a la aplicación de la pintura electroforética descrita con anterioridad. **7**) Emulsiones producto del desperdicio del maquinado y la laminación del metal: la

TABLA 17-25 Aplicabilidad de las diferentes configuraciones de equipos para utilizarse en la ultrafiltración *

Aplicación industrial	Equipo tubular	Equipo de placas y marcos	Equipo de canal delgado	Equipo tipo cuchilla	Equipo de espiral enrollada	Equipo de fibra hueca
Pinturas por electrodeposición	+	–	–	–	–	–
Extracción de proteína en las industrias alimentarias y de productos lácteos	+	+	+	+	–	–
Aguas de desperdicio que contienen almidones y enzimas	±	+	+	+	–	–
Aguas de clasificación por tamaño en la industria	–	+	+	+	±	–
Concentración de látex	+	–	–	–	–	–
Emulsiones de agua y aceite	+	±	±	–	–	–
Emulsiones del desperdicio del maquinado y laminación de metales	+	–	–	–	–	–
Efluente del blanqueado de la lana	+	–	–	–	–	–
Efluente de un molino de pulpa	+	±	±	±	–	–
Limpieza alcalina de las partes metálicas grasosas o sucias	+	–	–	–	–	–

* Ouchiyama y Tanaka, *Int. Chem. Eng.*, **17** 425 (1977); Bailey, *Filtr. Sep.*, 213 (mayo-junio 1977). + = aplicable; ± = aplicabilidad limitada; – = no aplicable.

TABLA 17-26 Cos

Suposiciones
1. Costo instalado del si
2. Costo del reemplazo
3. Periodo de reemplaz
4. Costo de potencia
5. Periodo lineal de dep

Costo de instalación (amo de filtrado
Reemplazo de la membra filtrado
Potencia por 1000 gal de
Costo total de operación,

* Klinkowski, *Chem. E*

ultrafiltración se pued
dos del maquinado y l
2 a 10% hasta 25 a 509
quemar el aceite y de
del blanqueado de la l
contienen grasas del
pueden deshidratar pc
con la centrifugación.
sulfonatos de alto pe
papel se pueden separ
alcalina de partes met

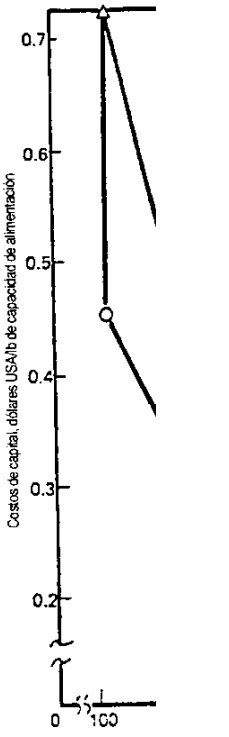


FIG. 17-30 Costos d
convertir dólares EU p
2.205; para convertir 1
por 18.900. [Klinkowsl

TABLA 17-26 Costos estimados de la ultrafiltracion*

Suposiciones	
1. Costo instalado del sistema de membranas	$70/ft^2
2. Costo del reemplazo de la membrana	$10/ft^2
3. Periodo de reemplazo de la membrana	1 año
4. Costo de potencia	$0.02/kWh
5. Periodo lineal de depreciación	5 años
Costo de instalación (amortización), por 1000 gal. de filtrado	$38.4/flujo, en gal/(ft^2·día)
Reemplazo de la membrana por 1000 gal de filtrado	$27.4/flujo, en gal/(ft^2·día)
Potencia por 1000 gal de filtrado	$12.2/flujo, en gal/(ft^2·día)
Costo total de operación, por 1000 gal de filtrado	$78/flujo, en gal/(ft^2·día)

*Klinkowski, *Chem. Eng.*, **85**, 164 (1978).

ultrafiltración se puede utilizar para concentrar los aceites emulsificados del maquinado y la laminación del metal desde un nivel inicial de 2 a 10% hasta 25 a 50%. La emulsión concentrada puede desecharse al quemar el aceite y descargar el agua filtrada al drenaje. **8)** Efluentes del blanqueado de la lana: los efluentes del blanqueado de la lana, que contienen grasas del tipo lanolina emulsificadas con detergentes, se pueden deshidratar por ultrafiltración, que con frecuencia se combina con la centrifugación. **9)** Efluentes de las fábricas de papel: los lignosulfonatos de alto peso molecular en los efluentes de las fábricas de papel se pueden separar y concentrar por ultrafiltración. **10)** Limpieza alcalina de partes metálicas sucias o engrasadas: los baños de solucionnes alcalinas se utilizan para la limpieza de partes metálicas sucias o engrasadas. La ultrafiltración se utiliza para eliminar la grasa, el aceite y las partículas de suciedad contenidas en el baño de limpieza y recuperar la mayor parte del limpiador como filtrado. En la tabla 17-25 aparecen las aplicaciones de las diferentes configuraciones de módulos en las que se utiliza la ultrafiltración.

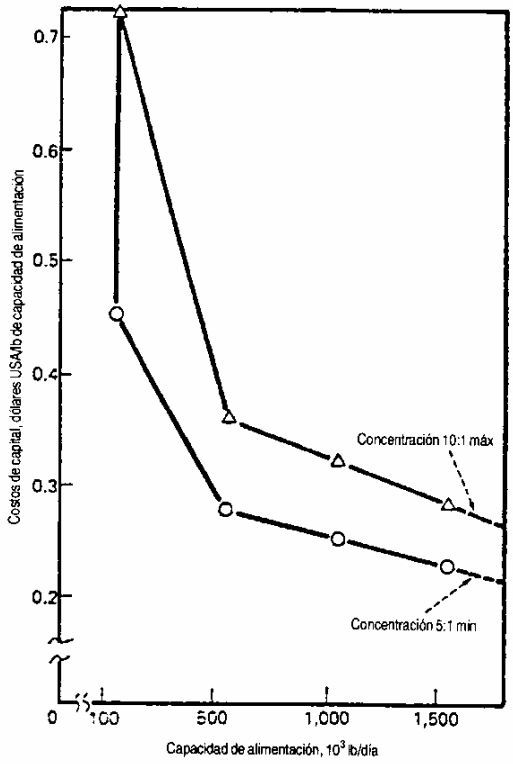


FIG. 17-30 Costos de capital para la recuperación de la proteína del suero. Para convertir dólares EU por libra en dólares USA por kilogramo, multiplíquese por 2.205; para convertir 1000 libras por día en kilogramos por hora, multiplíquese por 18.900. [Klinkowski, *Chem Eng.*, **85**, 164 (1978).]

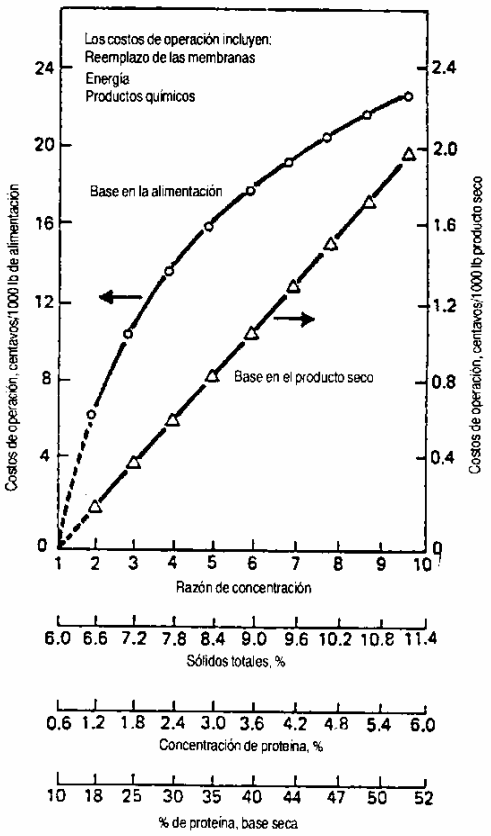


FIG. 17-31 Costos de operación para la recuperación de la proteína del suero. Para convertir dólares USA por 1000 libras en dólares USA por kilogramo, multiplíquese por 2.205 × 10^{-3}. [Klinkowski, *Chem. Eng.*, **85**, 164 (1978)]

Estimación de costos Los aspectos económicos de la ultrafiltración se presentan por lo general en términos del costo para producir 1000 gal de infiltrado o para procesar 1000 gal de alimentación. Klinkowski [*Chem. Eng.*, **85**, 164 (1978)] desarrolló una estimación sencilla y eficiente de los costos de operación para 1000 gal de filtrado, que aparece en la tabla 17-26. Su estimación de los costos de capital y operación (menos depreciación) se presenta en las figuras 17-30 y 17-31 para la recuperación de las proteínas de los sueros y en las figuras 17-32 y 17-33, para la concentración de leche descremada.

Un análisis económico para la concentración de las aguas de desperdicio de látex fue informado por Bansal [*Ind. Water Eng.*, **13**, 6 (1976)]. Suchecki [*Text. Ind.*, **142**, 45 (1978)] informó sobre la recuperación de materiales de clasificación por tamaño en la industria textil, en la que aparecen los aspectos económicos detallados de la ultrafiltración.

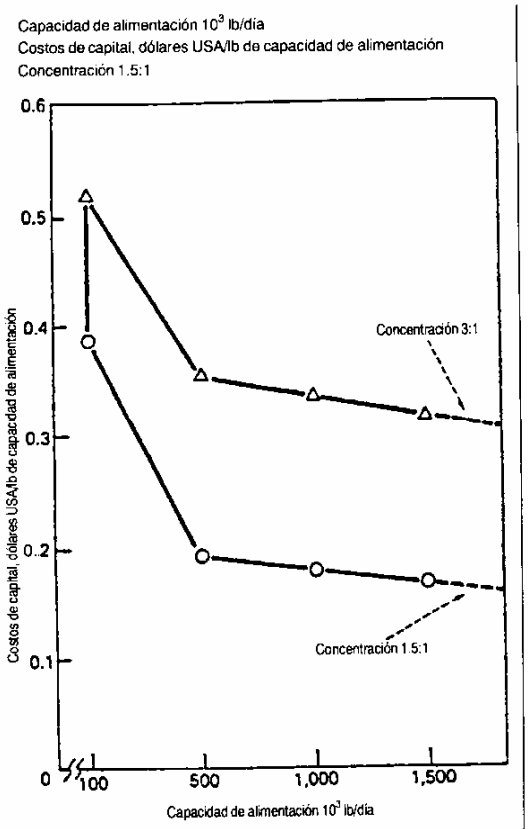


FIG. 17-32 Costos de capital para la concentración de la leche descremada. Para convertir dólares EU por libra en dólares USA por kilogramo, multipliquese por 2.205; para convertir 1000 libras por día en kilogramos por hora, multiplíquese por 18.900. [Klinkowski, *Chem. Eng.*, **85**, 164 (1978)]

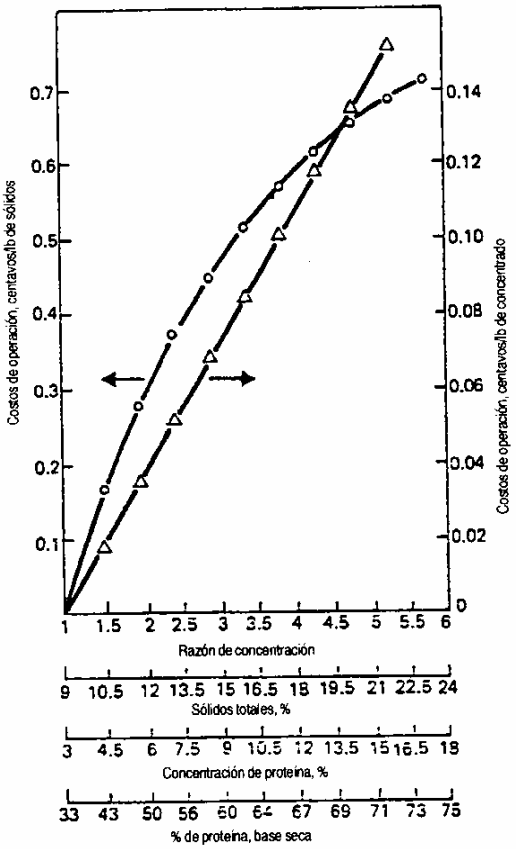


FIG. 17-33 Costos de operación para la concentración de leche descremada. Para convertir centavos por libra en centavos por kilogramo, multiplíquese por 2.205. [Klinkowski, *Chem. Eng.*, **85**, 164 (1978).]

A pesar de que una velocidad de circulación elevada incrementa el consumo de energía por bombeo, puede reducir los costos totales al incrementar el flujo y, en consecuencia, disminuir el reemplazo de las membranas y los componentes de costo fijo (Matz y Meitlis, *loc. cit.*). Shen y Probstein (*loc. cit.*) presentan una técnica de optimización de las condiciones de flujo para minimizar el costo del producto filtrado, en la ultrafiltración de canales laminares.

PROCESOS DE SEPARACIÓN BASADOS PRINCIPALMENTE EN LA ACCIÓN EN UN CAMPO

Las diferencias en las movilidades de los iones, moléculas o partículas puede aprovecharse para realizar separaciones útiles. Se recalcan especialmente los procesos de electroforesis, dielectroforesis y electrodiálisis. En forma análoga, los procesos que incluyen campos magnéticos y de fuerza centrífuga tienen gran aplicación en las industrias de proceso. (Véanse las Seccs. 19 y 21.)

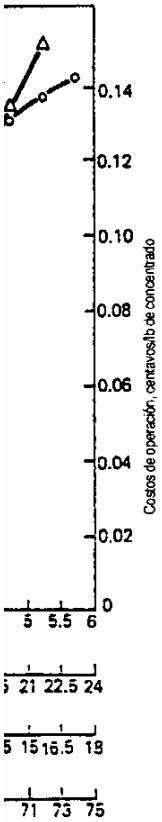
TEORÍA DE LAS SEPARACIONES ELÉCTRICAS

Referencias Generales: Newman, *Adv. Electrochem. Electrochem. Eng.*, **5**, 87 (1967); *Ind. Eng. Chem.*, **60**(4), 12 (1968).

Para soluciones electrolíticas, la migración de las especies cargadas en un campo eléctrico constituye un mecanismo adicional de transferencia de masa. Así, el flujo de una especie iónica N_i en (g·mol)/(cm^{2}s) en soluciones diluidas se puede expresar como sigue:

$$\mathbf{N}_i = -z_i u_i \mathcal{F} c_i \nabla E - D_i \nabla c_i + c_i v \qquad (17\text{-}77)$$

La movilidad iónica u_i es la velocidad promedio dada a la especie bajo la acción de una fuerza unitaria (por mol). v es la velocidad de la corriente (cm/s). En el caso que se analiza, la fuerza eléctrica la da el producto del campo eléctrico ∇E en V/cm y la carga $z_i\mathcal{F}$ por mol, en donde $\mathcal{F}$ es la constante de Faraday en C/g equivalente y z_i es la valencia de la i-ésima especie. La multiplicación de esta fuerza por la movi-



ón de leche descremada.
ramo, multiplíquese por

a de optimización de
del producto filtrado,

UN CAMPO

las especies cargadas
adicional de transfe-
N_i en (g·mol)/(cm²s)
igue:

$$c_i v \qquad (17\text{-}77)$$

dada a la especie bajo
a velocidad de la co-
rza eléctrica la da el
arga $z_i\mathcal{F}$ por mol, en
alente y z_i es la valen-
la fuerza por la movi-

lidad y la concentración c_i [(g·mol)/cm³] da la contribución de la migración en el flujo de la i-ésima especie.

Los términos de difusión y convección en la ecuación (17-77) son los mismos que en la transferencia de masa no electrolítica. La movilidad iónica u_i [(g·mol·cm²)/(J·s)], se puede relacionar con el coeficiente de difusión iónica D_i, cm²/s y la conductancia iónica de la i-ésima especie λ_i, cm²/(Ω·g equivalente):

$$u_i = D_i/RT = \lambda_i/|z_i|\mathcal{F}^2 \qquad (17\text{-}78)$$

donde T es la temperatura absoluta, K; y R, la constante de gas, 8.3143 J/(K·mol). En la literatura se tabulan conductancias iónicas (Robinson y Stokes, *Electrolyte Solutions*, Academic, New York, 1959). Para fines prácticos, una solución electrolítica masiva es eléctricamente neutra.

$$\sum_i z_i c_i = 0 \qquad (17\text{-}79)$$

puesto que las fuerzas que se necesitan para efectuar una separación apreciable de cargas son prohibitivamente grandes.

La **densidad de corriente** (A/cm²) producida por el movimiento de las especies cargadas se describe mediante la suma de los términos de la ecuación (17-80) para todas las especies

$$i = \mathcal{F}\sum_i z_i \mathbf{N}_i = -\kappa\,\nabla E - \mathcal{F}\sum_i z_i D_i\,\nabla c_i \qquad (17\text{-}80)$$

en donde la conductividad eléctrica κ en S/cm se da por medio de

$$\kappa = \mathcal{F}^2\sum_i z_i^2 u_i c_i \qquad (17\text{-}81)$$

En soluciones de composición uniforme, los términos de difusión desaparecen y la ecuación (17-80) se reduce a la ley de Ohm.

La conservación de cada especie se expresa mediante la relación

$$\partial c_i/\partial t = -\nabla\cdot\mathbf{N}_i \qquad (17\text{-}81a)$$

a condición de que la especie no se produzca o consuma en reacciones químicas homogéneas. En dos casos importantes, esta ley de conservación se reduce a la ecuación de difusión por convección:

$$(\partial c_i/\partial t) + v\nabla\cdot c_i = D\,\nabla^2 c_i \qquad (17\text{-}82)$$

En primer lugar, cuando hay un gran exceso del electrólito inerte, el campo eléctrico será pequeño y se podrá despreciar la migración para los componentes iónicos menores; entonces, se aplica la ecuación (17-82) a esos componentes menores, en donde D es el coeficiente de difusión iónica. En segundo lugar se aplica la ecuación (17-82) cuando la solución contiene sólo una especie catiónica y otra aniónica. El campo eléctrico se puede eliminar mediante la relación de electroneutralidad.

En el último caso, el coeficiente de difusión D del electrólito lo da

$$D = (z_+u_+D_- - z_-u_-D_+)/(z_+u_+ - z_-u_-) \qquad (17\text{-}83)$$

que representa un término intermedio entre los coeficientes de difusión de los dos iones. Cuando se aplica la ecuación (17-82), se pueden obtener muchas soluciones por analogía con la transferencia de calor y la transferencia de masa no electrolíticas.

Puesto que la solución es eléctricamente neutra, la conservación de la carga se expresa mediante la derivación de la ecuación (17-80):

$$\nabla\cdot\mathbf{i} = 0 = -\kappa\,\nabla^2 E - \mathcal{F}\sum_i z_i D_i\,\nabla^2 c_i \qquad (17\text{-}84)$$

Para soluciones de composición uniforme, la ecuación (17-84) se reduce a la ecuación de Laplace para el potencial

$$\nabla^2 E = 0 \qquad (17\text{-}85)$$

Esta ecuación es el punto de partida para determinar las distribuciones de densidad de corriente en muchas celdas electroquímicas.

Cerca de una entrecara o en las uniones de soluciones, la solución se aleja de la neutralidad eléctrica. Las cargas de un signo se pueden adsorber de preferencia en la entrecara, o bien se puede cargar esta última. En cualquiera de esos casos, la carga en la entrecara se contrarresta mediante una carga igual y opuesta, que se compone de iones en la solución. El movimiento térmico impide que esta carga contraria se encuentre inmediatamente adyacente a la entrecara y el resultado es una "capa de carga difusa", cuyo espesor es del orden de 10 a 100 angstroms.

Un campo eléctrico tangencial ∇E_t que actúa sobre esas cargas, produce un movimiento relativo entre la entrecara y la solución, inmediatamente al exterior de la capa difusa. En vista de la delgadez de la capa difusa, se puede escribir un balance de las fuerzas eléctricas y viscosas tangenciales, como sigue:

$$\mu(\partial^2 v_t/\partial y^2) + \rho_e\,\nabla E_t = 0 \qquad (17\text{-}86)$$

en donde μ es la viscosidad y ρ_e la densidad de carga eléctrica en C/cm³. Además la variación de potencial con la distancia normal satisface la ecuación de Poisson

$$\partial^2 E/\partial y^2 = -(\rho_e/\varepsilon) \qquad (17\text{-}87)$$

en donde ε se define como **permisividad** de la solución [la constante dieléctrica relativa es $\varepsilon/\varepsilon_0$, en donde ε_0 es la permisividad de espacio libre, $\varepsilon_0 = 8.8542 \times 10^{-14}$ C/V·cm)]. La eliminación de la densidad de carga eléctrica en las ecuaciones (17-86) y (17-87), con dos integraciones, da una relación entre ∇E_t y la velocidad v_0 de la solución masiva, en relación con la entrecara.

$$\mu[v_t(\infty) - v_t(0)] = \varepsilon\,\nabla E_t[E(\infty) - E(0)] \qquad (17\text{-}88)$$

o bien,

$$v_0 = -(\varepsilon\,\nabla E_t\zeta/\mu) \qquad (17\text{-}89)$$

La diferencia de potencial a través de la parte móvil de la capa de carga difusa se denomina con frecuencia **potencial zeta**, $\zeta = E(0) - E(\infty)$. Su valor depende de la composición de la solución electrolítica, así como también de la naturaleza de la entrecara de partícula-líquido.

Los efectos que se resumen mediante la ecuación (17-89) constituyen la base de la electroforesis. Para muchas partículas, la capa de carga difusa se puede describir adecuadamente mediante el valor del potencial zeta. Para una partícula esférica de radio r_0, que es grande en comparación con el espesor de la capa de carga difusa, un campo eléctrico uniforme, a cierta distancia de la partícula produce un campo eléctrico tangencial que varía con la posición respecto de la partícula. La ecuación de Laplace [ecuación (17-85)] rige la distribución del potencial fuera de la capa de carga difusa; asimismo, se puede aplicar la ecuación de Navier-Stokes para un régimen de flujo de deslizamiento a la distribución de velocidad. Debido a lo delgado de la capa de carga difusa, se puede utilizar la ecuación (17-89) como condición limítrofe local, lo cual toma en cuenta el efecto de esta carga al dirigir el movimiento de la partícula en relación con la solución. El resultado de este cálculo da la velocidad de la partícula como sigue:

$$v = \varepsilon\zeta\,\nabla E/\mu \qquad (17\text{-}90)$$

y puede resultar conveniente tabular la movilidad de la partícula

$$U = v/\nabla E = \varepsilon\zeta/\mu \qquad (17\text{-}91)$$

en lugar de su potencial zeta. Obsérvese que esta movilidad da la velocidad de la partícula para un campo eléctrico unitario, más que para la fuerza unitaria que se ejerce sobre la partícula.

ELECTROFORESIS

Movilidad electroforética Las macromoléculas se desplazan con velocidades que se miden en décimas de micrómetros por segundo en un campo (gradiente) de 1 V/cm. Las partículas mayores, como burbujas o bacterias, se desplazan con una rapidez diez veces mayor, debido a que U suele ser más alto. Por consiguiente, para lograr separaciones útiles, se requieren gradientes de voltaje de 10 a 100 V/cm. Los gradientes elevados de voltaje sólo se obtienen a expensas de la disipación de potencia dentro del fluido y el calor resultante tiende a provocar corrientes de convección indeseables.

Existen comercialmente varios dispositivos para medir la movilidad. Uno de ellos (Zeta-Meter, Inc., New York) permite la medición microscópica directa de partículas individuales. Otro permite la medición en suspensiones más concentradas (Numinco Instrument Corp.,

Monroeville, Pa.). También se puede medir el estado de la carga mediante un detector de corriente circulante (Waters Associates, Inc., Framingham, Mass.). Para las macromoléculas, se utilizan dispositivos más elaborados, como el aparato de límite móvil de Tiselius.

La movilidad se ve afectada por la constante dieléctrica y la viscosidad del fluido suspendido, como se indica en la ecuación (17-91). La fuerza iónica del fluido tiene efectos fuertes sobre el espesor de la capa doble y, por tanto, sobre ξ. Por regla general, la movilidad varía en proporción inversa a la raíz cuadrada de la fuerza iónica [Overbeek, *Adv. Colloid Sci.*, **3**, 97 (1950)].

Modalidades de funcionamiento Existe una analogía estrecha entre la sedimentación de partículas o macromoléculas en un campo gravitacional y su desplazamiento electroforético en un campo eléctrico. Ambos tipos de separación han resultado valiosos, no sólo para el análisis de coloides, sino también para los trabajos de preparación, por lo menos en el laboratorio. La electroforesis también es aplicable a la separación de mezclas de cationes o aniones simples en algunos casos en que no resultan eficaces otros métodos de separación.

Electrodecantación o electroconvección Esta es una de entre varias operaciones en las que un componente móvil (o varios) se debe separar de otros inmóviles o menos móviles. La mezcla se introduce entre dos membranas semipermeables verticales; para separar cationes se utilizan membranas aniónicas, y viceversa. Cuando se aplica un campo eléctrico, el componente cargado emigra a una u otra de las membranas; sin embargo, puesto que no puede penetrar en ella, se acumula en la superficie para formar una capa concentrada densa de partículas que se hundirá hacia el fondo del aparato. Cerca de la parte superior del aparato, los componentes inmóviles serán relativamente puros. Murphy [*J. Electrochem. Soc.*, **97**(11), 405 (1950)] utilizó electrodos de plata-cloruro de plata en lugar de membranas. Frilette [*J. Phys. Chem.*, **61**, 168 (1957)], con membranas aniónicas, separó parcialmente H^+ y Na^+, K^+ y Li^+, K^+ y Na^+. Desgraciadamente, no existe ningún aparato simple de electrodecantación para las pruebas a escala de banco de trabajo. Un dispositivo bastante complejo que describieron Polson y Largier [en Alexander y Block (eds.), *Analytical Methods of Protein Chemistry*, vol. I, Pergamon, New York, 1960] está disponible comercialmente (Quickfit Reeve Angel, Inc., Clifton, N.J.).

Electroforesis a contracorriente Se puede dividir una mezcla de especies móviles en dos fracciones, por la analogía eléctrica de la clutriación. En esa electroforesis a contracorriente, que se denomina a veces destilador de iones, se mantiene un flujo suspendido paralelamente a la dirección del gradiente de voltaje. Las especies que no emigran con suficiente rapidez en el campo eléctrico aplicado, se verán barridas físicamente fuera del aparato. Se ha desarrollado un dispositivo que se basa primordialmente en este principio, pero que utiliza también corrientes de convección lateral (Bier, *Electrophoresis*, vol. II, Academic, New York, 1967).

Electroforesis de membrana Este modo, que está basado en la movilidad de los iones, lo estudiaron Glueckauf y Kitt [*J. Appl. Chem.* **6**, 511 (1956)]. La exclusión parcial de coiones por medio de membranas da como resultado grandes diferencias en las movilidades de los coiones. La superposición de una membrana catiónica y otra aniónica da números elevados de transferencia (aproximadamente 0.5) tanto para los cationes como para los aniones, conservando la selectividad de las movilidades. Se requieren grandes voltajes y las velocidades de flujo son bajas.

Electrodiálisis Aun cuando la electrodiálisis se verá más adelante en esta sección, vale la pena mencionar una aplicación especial en este punto. El aparato se compone de montajes modulares de celdas de alimentación simples, cada una de ellas rodeada por un par de celdas colectoras. La celda de alimentación está delimitada por membranas de resina de intercambio de cationes y aniones, estrechamente espaciadas, aplicándose un gradiente de voltaje de cc para transportar cationes de la celda de alimentación a través de la membrana catiónica, y aniones por la membrana aniónica. Los iones del signo igual se pueden separar mediante un agente formador de complejos con carga opuesta (p. ej., EDTA o DTPA) para cambiar de preferencia la carga de una de las especies. Hershey, Mitchell y Webb [*J. Inorg. Nucl. Chem.*, **28**, 645 (1966)] separaron Cs^+ y Sr^{++} en esta forma, mientras que Bril, Bril y Krumholz [*J. Phys. Chem.*, **63**, 256 (1959)] separaron parcialmente mezclas de iones de tierras raras.

Electroforesis zonal de flujo continuo En esta operación, la mezcla de "solutos" que se tiene que separar se inyecta continuamente como fuente estrecha, dentro de un cuerpo de fluido portador que fluye entre dos electrodos. Conforme la mezcla "de soluto" pasa por el campo transversal, algunos componentes individuales emigran lateralmente, para producir zonas que, a continuación, se pueden tomar por separado corriente abajo como fracciones purificadas.

La resolución depende de las diferencias de movilidad de las especies. Un electrólito de fondo de baja fuerza iónica es conveniente no sólo para incrementar las movilidades electroforéticas (del soluto), sino también para alcanzar una baja conductividad eléctrica y, de ese modo, reducir la corriente de convección térmica para cualquier campo dado [Finn, en Schoen (ed.), *New Chemical Engineering Separation Techniques*, Interscience, New York, 1962].

La necesidad de limitar la elevación máxima de la temperatura dio como resultado dos tipos principales de aparatos, que se ilustran en la figura 17-34. El primer tipo consiste en unidades de separación de bandas de multicomponentes, capaces de separar pequeñas cantidades de mezclas que pueden contener pocas o muchas especies. En general, esas unidades funcionan con voltajes elevados, corrientes bajas, una gran dimensión transversal y un espesor estrecho entre caras de enfriamiento. Muchas unidades desarrolladas para la química analítica, en general con cortinas de papel filtro y, a veces, con compactaciones granulares "de anti-convección", son de este tipo. El segundo tipo consiste en unidades de separación de bloques diseñadas para separar cantidades mayores de una mezcla en dos (o, cuando mucho, tres) especies o fracciones. En general, esas unidades utilizan voltajes bajos o moderados y corrientes elevadas, con enfriamiento mediante la circulación de un electrólito frío a través de los compartimientos de electrodos. Se puede lograr con facilidad el escalamiento, ampliando la dimensión del espesor, *w*.

En general, los dos tipos de unidades se han manejado en la modalidad de traza; o sea, se alimenta electrólito "eluctante" o "de fondo" a la unidad, junto con la mezcla que se va a separar. Un medio conveniente y posible de funcionamiento para aplicaciones de preparación es en el modo por volumen, en donde un componente separado sigue al otro, sin que haya ningún electrólito de fondo, con la excepción de que se pueden necesitar otros iones para soportar las zonas separadas. Se deben reciclar las regiones de yuxtaposición entre componentes y recogerse componentes puros como productos.

Para las unidades de bloques, la necesidad de estabilizar el flujo dio origen a distintas técnicas.

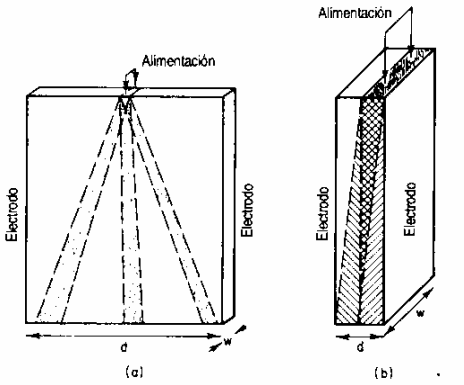


FIG. 17-34 Tipos de arreglo para electroforesis o electrocromatografía de zona. *a*) Unidad tipo listón, con $d > w$; enfriamiento por las caras laterales. *b*) Unidad de bloque, con $d < w$; enfriamiento en los electrodos.

Flujo libre. Dobry
zaron el flujo ascender
metílica, alcohol poliv
bién se utilizó el flujo
dos, con una eficienci
solución principal den
entrada.

Philpot [*Trans. Far*
31, 559 (1959)] utiliz
ción del flujo. El apa
(1959)] tiene flujo líq
sidad creciente, desce
carosa que aumentan
separar se introduce en
traciones electrolítica
bajos de flujo, no pres

Lechos empacados
Chem. Process Des. D
matógrafo cilíndrico e
m) de altura, con volta
anular está separado c
diafragmas de cerámi
lación rápida del elec
trodos.

Una modificación i
mezclas de anfolitos s
más que de las moviliz
desarrollan cuando se
eléctrico. Entonces, e
pH en la cual no pose
efecto fuerte de enfoq
cal Analysis, vol. VI,

ELECTRODIÁLI

En la electrodiálisis,
ciones de electrólitos
ción a través de me
unidades de electrod
por las cuales se bom
tos compartimientos
cambio de cationes e
permeables a los ion
sarrollo moderno de
disposición de memb
tentes desde el punto
vez, han abierto muc
requieren esos tipos
delimitan mediante el
toda la pila. Los com
calmente; el conjunto
plástica u otro tipo de
para mantener separa
aniones (el espesor d
aproximadamente 1 r
para fomentar el mez

La situación, antes
mente en la figura 1
fuente de cc se inicia
máticamente en la fi
dentro de la pila. En
nes) se desplazan d
(aniones) en la direc
membrana permeabl
de la derecha y la me
actúa también como

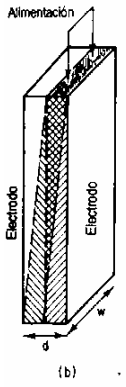
ntras que Bril, Bril y
pararon parcialmente

sta operación, la mez-
cta continuamente co-
do portador que fluye
luto" pasa por el cam-
ales emigran lateral-
, se pueden tomar por
cadas.
novilidad de las espe-
ica es conveniente no
téticas (del soluto), si-
lad eléctrica y, de ese
a para cualquier cam-
Engineering Separa-

de la temperatura dio
s, que se ilustran en la
de separación de ban-
squeñas cantidades de
especies. En general,
corrientes bajas, una
entre caras de enfria-
química analítica, en
con compactaciones
. El segundo tipo con-
adas para separar can-
mucho, tres) especies
oltajes bajos o mode-
ediante la circulación
ntos de electrodos. Se
pliando la dimensión

anejado en la modali-
tante" o "de fondo" a
rar. Un medio conve-
iones de preparación
mente separado sigue
, con la excepción de
r las zonas separadas.
entre componentes y

estabilizar el flujo dio



trocromatografía de zo-
s caras laterales. *b*) Uni-

Flujo libre. Dobry y Finn [*Chem. Eng. Prog.*, **54,** 59 (1958)] utilizaron el flujo ascendente, estabilizado mediante la adición de celulosa metílica, alcohol polivinílico o dextrán a la solución de fondo. También se utilizó el flujo ascendente en los compartimientos de electrodos, con una eficiencia de enfriamiento suficiente para mantener la solución principal dentro de un margen de 1°C de la temperatura de entrada.

Philpot [*Trans. Faraday Soc.*, **36,** 38 (1940)] y Mel [*J. Phys, Chem.*, **31,** 559 (1959)] utilizaron gradientes de densidad para la estabilización del flujo. El aparato "Staflo" de Mel [*J. Phys. Chem.*, **31,** 559 (1959)] tiene flujo líquido en dirección horizontal, con capas de densidad creciente, descendentes, producidas por concentraciones de sacarosa que aumentan hasta 7.5%. La mezcla de solutos que se debe separar se introduce en una de esas capas. El funcionamiento a concentraciones electrolíticas bajas, gradientes bajos de voltaje y caudales bajos de flujo, no presenta problemas de enfriamiento.

Lechos empacados. Hybarger, Vermeulen y otros [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **10,** 91 (1971)] desarrollaron un electrocromatógrafo cilíndrico empacado de 9 in (23 cm) de diámetro y 48 in (1.2 m) de altura, con voltaje operacional en el nivel de 25 a 100 V. El lecho anular está separado de los electrodos interno y externo por medio de diafragmas de cerámica porosa. La unidad se enfría mediante la circulación rápida del electrólito enfriado entre los diafragmas y los electrodos.

Una modificación interesante de la electroforesis zonal resuelve las mezclas de anfolitos sobre la base de **puntos isoeléctricos diferentes** más que de las movilidades diferentes. Esos **espectros isoeléctricos** se desarrollan cuando se establece un gradiente de pH paralelo al campo eléctrico. Entonces, cada especie emigra hasta que llega a la región de pH en la cual no posee carga superficial neta. De ese modo se logra un efecto fuerte de enfoque [Kolin, en Glick (ed.), *Methods of Biochemical Analysis*, vol. VI, Interscience, New York, 1958].

ELECTRODIÁLISIS

En la electrodiálisis, la concentración y/o la composición de las soluciones de electrólitos se modifican como resultado de la electromigración a través de membranas en contacto con esas soluciones. Las unidades de electrodiálisis son pilas de compartimientos estrechos, por las cuales se bombea la solución de alimentación (Fig. 17-35). Estos compartimientos están separados por membranas alternas de intercambio de cationes e intercambio de aniones, que son selectivamente permeables a los iones positivos y negativos, respectivamente. El desarrollo moderno de una tecnología de la electrodiálisis condujo a la disposición de membranas selectivas de cationes y aniones, muy resistentes desde el punto de vista mecánico y muy conductoras que, a su vez, han abierto muchas posibilidades para el diseño de procesos que requieren esos tipos de separadores. Los compartimientos finales se delimitan mediante electrodos, para hacer pasar corriente continua por toda la pila. Los compartimientos se pueden apilar horizontal o verticalmente; el conjunto se parece a un filtro prensa. Se instala una malla plástica u otro tipo de separador en los compartimientos de la solución, para mantener separadas las membranas de intercambio de cationes y aniones (el espesor del compartimiento se mantiene, por lo común, en aproximadamente 1 mm, con el fin de reducir las pérdidas óhmicas) y para fomentar el mezclado.

La situación, antes del paso de la corriente, se muestra esquemáticamente en la figura 17-35*a*. Cuando se conectan los electrodos a una fuente de cc se inicia la migración de iones, como se muestra esquemáticamente en la figura 17-35*b* para un grupo de compartimientos dentro de la pila. En cada compartimiento, los iones positivos (cationes) se desplazan de la derecha hacia la izquierda y los negativos (aniones) en la dirección opuesta. Para el compartimiento central, la membrana permeable a los aniones de la derecha no admite cationes de la derecha y la membrana permeable a los cationes en la izquierda actúa también como barrera para los iones negativos procedentes de la

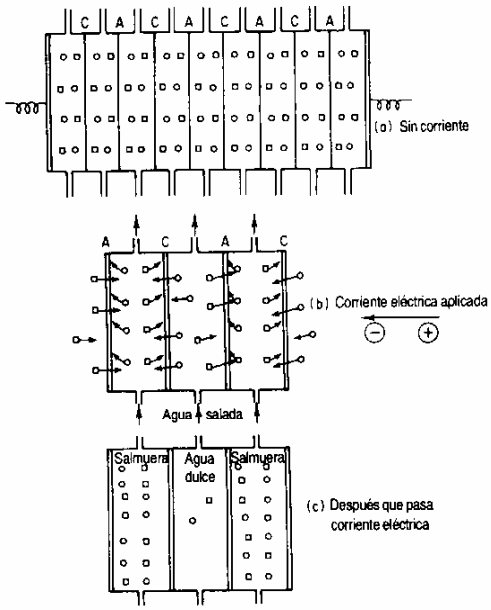


FIG. 17-35 Principio de electrodiálisis; ○ ion positivo (por ejemplo, sodio) □ ion negativo (por ejemplo, cloruro). *C* y *A* membranas permeables a cationes y aniones, respectivamente. La migración de iones bajo la acción de la corriente eléctrica provoca deficiencias de sal en compartimientos alternos y enriquecimiento de sal en los adyacentes (Spiegler, *Salt Water Purification*, 2d. ed. Plenum Press, New York, 1977.)

izquierda. Como resultado, la concentración de electrólitos disminuye en el compartimiento central y aumenta en los adyacentes, como se muestra en la figura 17-35*c*.

La aplicación más común de la electrodiálisis ha sido la separación del agua salada en una porción más concentrada y otra más diluida [Wilson (ed.), *Demineralization by Electrodyalisis*, Butterworth, London, 1960. Shaffer y Mintz, en Spiegler y Laird (eds.), *Principles of Desalination*, 2a. ed. Academic, New York, 1980]. En las instalaciones industriales de electrodiálisis, que contienen de 10 a varios cientos de compartimientos entre un par de electrodos, el paso de la corriente eléctrica produce agua dulce ("diluato") y salmuera ("concentrado") en celdas adyacentes. En otras palabras, la mitad de las celdas tienen agua parcialmente desalinizada y la otra mitad, salmuera. Las soluciones en los compartimientos de electrodos están contaminadas con los productos de las reacciones de los electrodos, que se producen debido al paso de la corriente eléctrica. La planta mayor de desalinización en operación en 1979 produjo aproximadamente 15 000 m^3 (4 millones de galones de Estados Unidos) por día de agua desalinizada a partir de la alimentación de aguas salobres.

Se utiliza también la electrodiálisis para concentrar el agua del mar, antes de recuperar sal de mesa y desmineralizar por completo el agua marina [Tsunoda y Kato, *Desalination* **3,** 66, 1967); y Nishiwaki, en Lacey y Loeb (eds.) *Industrial Processing with Membranes*, Wiley, New York, 1972, cap. 6]. El procedimiento a temperaturas elevadas (hasta 70°C) parece muy prometedor para el tratamiento del agua del mar [McRae, Glass, Leitz, Clarke y Alexander, *Desalination*, **4,** 236 (1968); y Forgacs, Koslowsky y Rabinowitz, *ibid*, **5,** 349 (1968)].

Membranas selectivas de iones La permeabilidad selectiva de las membranas se puede explicar por el hecho de que son materiales de intercambio iónico. En estos materiales, ya sea los iones positivos o los negativos se pueden desplazar con facilidad al interior del sólido,

TABLA 17-27 Propiedades de membranas comerciales de intercambio de iones*

Fabricante†	Tipo de membrana	Químicas: Cap. de intercambio de iones meq/g	Químicas: Agua gel, % (base seca)	Electroquímicas: Resistencia de área Ω cm²	Electroquímicas: Selectividad	Electroquímicas: Solidez (húmeda)	Mecánicas: Estabilidad dimensional de secado reversible	Mecánicas: Espesor nominal mils. hum.	Tamaño disponible	Observaciones
AMF Incorporated										
Homogénea				1000 Hz –, 0.6*N* KCl	Razón de voltajes, 0.5/1.0*N* KCl	Revent de Mullen, lbf/in²				
con base de polietileno										
C-60	C	1.5±0.2	40±5	5±2	80±5	45±5	Reversible 10-13% de expansión lineal al rehumedecerse	12	Rollos de 44 in de ancho	
C-100	C	1.3±0.2	22±7	7±2	93±2	60±5		6		
A-60	A	1.6±0.3	30±5	6±2	80±4	45±5	Reversible 12-15% de expansión lineal al rehumedecerse	12	Rollos de 44 in de ancho	
A-100	A	1.5±0.3	20±5	8±2	90±3	50±5		7		
Base de fluorocarbono										
C-311	C	0.65±0.1	25±8	3.1±1	80±5	100±10	Reversible 12-15% de expansión lineal al rehumedecerse	12	Rollos de 44 in de ancho	Resistencia sobresaliente a la oxidación
C-313	C	0.65±0.1	25±8	2.0±1	85±5	55±5		6		
C-322	C	0.90±0.1	35±10	2.5±1	75±5	90±5		0		
Asahi Chemical Industry Co., Ltd.				En agua del mar	No. de transporte en agua del mar	kg/cm²				
Reforzado	C			2.65	0.95	2.0	Reversible	7		
	A			2.25	0.95	2.0		7		
	N			5.71		2.5		6		
Asahi Glass Co., Ltd.										
corefuerzo de tela				1000 Hz –, 0.5*N* NaCl	Razón de voltajes, 0.5/1.0*N* NaCl	Revent de Mullen, kg/cm²				
CMV	C	3.0–4.0	55–65	2.5-3.5	85-89	6-8	Reversible, estabilidad dimensional mejor que 0.2%	5-6	1×2 m	Rechaza cationes multivalentes
AMV	A	2.6–3.1	32–43	3.0-4.5	84-90	4-7		4-5.5	1×2 m	
ASV	A			3.5-5.0	87	4-7		4-6	1×2 m	
DMV	A			1.5-2.0		4-7		6-9	1×2 m	
Ionac Chemical Division, Sybron Corp.				ac, 1.0*N* NaCl	Razón de voltajes corregida 0.5/1.0*N* NaCl	lbf/in²				
Tela reforzada heterogénea										
MC-3142	C	1.06	~20	3.4	94	185	Reversible, estabilidad dimensional buena	6	Hojas de 40×120 in	Hojas cortadas, anchura total, también disponibles; MC-3470 también en piezas de 30×96 in
MC-3470	C	1.05		4.8	96	190		13-14		
MA-3148	A	0.96	~20	1.7	90	190		7		
MA-3475R	A	1.13		5.2	99	200		14-15		
DM-12	A		23	2-4	85-90	140-150		4.5		
				0.1*N* NaCl	Hittorf, 0.6*N* NaCl					
Ionics, Inc. Tela Reforzada										
CR-61 AZGG	C	2.1	47 (húmedo)	30	85	300	Agrietamiento al desecarse; buena estabilidad dimensional	40	36×40 in	
CR-61 AZL	C	2.7	46 (húmedo)	11	90	115		23	18×40 in	
CR-61 CZL	C	2.7	40 (húmedo)	11	93	115		24	18×40 in	
CR-70	C	4.0	28 (húmedo)	5 (2*N* NaOH)	90	40	Agrietamiento al desecarse	18	18×40 in	
AR-111 BZL	A	1.8	43 (húmedo)	11	90	125		24	18×40 in	
AR-111 EZL	A	1.7	36 (húmedo)	11	90	125		25	18×40 in	
AR-102	A	2.4	35 (húmedo)	6	97	130		24	18×40 in	
Investigación de zonas áridas por el Instituto Negev					Razón de voltaje, 0.05/0.10*N* KCl	Revent de Mullen, lbf/cm²				

DMV	A			1.5-2.0		4-7	que 0.2%	6-9	1×2 m	
Ionac Chemical Division, Sybron Corp.				ac, 1.0*N* NaCl	Razón de voltajes corregida 0.5/1.0*N* NaCl	lbf/in^2				
Tela reforzada heterogénea										
MC-3142	C	1.06	~20	3.4	94	185	Reversible, estabilidad dimensional buena	6	Hojas de 40×120 in	Hojas cortadas, anchura total, también disponibles; MC-3470 también en piezas de 30×96 in
MC-3470	C	1.05		4.8	96	190		13-14		
MA-3148	A	0.96	~20	1.7	90	190		7		
MA-3475R	A	1.13		5.2	99	200		14-15		
DM-12	A		23	2-4	85-90	140-150		4.5		
Ionics, Inc. Tela Reforzada				0.1*N* NaCl	Hittorf, 0.6*N* NaCl					
CR-61 AZGG	C	2.1	47 (húmedo)	30	85	300	Agrietamiento al desecarse: buena estabilidad dimensional	40	36×40 in	
CR-61 AZL	C	2.7	46 (húmedo)	11	90	115		23	18×40 in	
CR-61 CZL	C	2.7	40 (húmedo)	11	93	115		24	18×40 in	
CR-70	C	4.0	28 (húmedo)	5 (2*N* NaOH)	90	40		18	18×40 in	
AR-111 BZL	A	1.8	43 (húmedo)	11	90	125	Agrietamiento al desecarse	24	18×40 in	
AR-111 EZL	A	1.7	36 (húmedo)	11	90	125		25	18×40 in	
AR-102	A	2.4	35 (húmedo)	6	97	130		24	18×40 in	
Investigación de zonas áridas por el Instituto Negev					Razón de voltaje, 0.05/0.10*N* KCl	Revent de Mullen, lbf/cm^2				
Homogénea base de polietileno										
PE-C-1	C	1.2-1.6	30-40	5-10	93			12		
PE-A-1	A	1.1-1.3	30-40	5-10	91			12		
Celulosa										
CL-C1	C	1.6	~50	3-9	85-92			8		
CL-A1	A	3.5	~40	5-18	82-92			11		
Tokuyama Soda Co.				0.5N NaCl	No. de transporte en agua del mar	kg/cm^2				
Tela reforzada										
CI-25T	C	1.5-1.8	30-40	2.7-3.2	>0.98	3-4		6-7	1×1.5 m	Transferencia electroosmótica del agua; CL-25T y AV-4T, 4.8 y 3.0 mol por Faraday, respectivamente
CH-2T	C	1.8-2.3	40-50	1.6-2.0	>0.98	3-4		6-8		
C66-5T	C	2.2-2.6	35-45	1.3-1.8	>0.98	2-4		6-8		
AV-4T	A	1.5-2.0	20-30	3.0-4.0	>0.98	6-7		5.5-6.5		
AF-4T	A	1.8-2.5	25-35	1.8-2.5	>0.98	6-7		6-8		
AVS-4T	A	1.5-2.0	25-30	3.7-4.7	>0.98	4-6		6-7		
AFS-4T	A	1.3-2.5	25-35	2.5-3.2	>0.98	4-6		6-8		

* De Shaffer y Mintz, en Spiegler y Laird (eds.) *Principles of Desalination*, 2d. ed., Academic, New York, 1980, ligeramente revisada.

† Fabricantes:
AMF Incorporated, B&D Division, 689 Hope Street, Springdale, Conn.
Asahi Chemical Industry, Co., Ltd., 06907, Hibiya-Mitsui Building, 1-2 Yuraku-cho, Chiyoda-ku, Tokio 100, Japón.
Asahi Glass Company, Ltd., 14, 2-chrome, Marunouchi, Chiyoda-ku, Tokio, Japón.
Ionac Chemical Division, Sybron Corp., Birmingham, N.J.
Ionics Incorporated, 65 Grove Street, Watertown, Mass. 02172.
Negev Institute for Arid Zone Research, Beersheva 8411o, Israel.
Tokuyama Soda Co., Tokuyama City T745, Japón.

mientras que los iones de carga opuesta se enlazan al sólido. Cuando se ponen en solución, los intercambiadores de cationes efectúan libremente intercambios con los iones positivos en la solución; pero en una solucion *diluida*, prácticamente ningún ion negativo móvil y ningún ion positivo en exceso, de los intercambiados, podrán entrar al sólido. Como resultado, una membrana de intercambio de cationes actúa como barrera para los aniones. La corriente eléctrica sólo pasa a través, debido al movimiento de los cationes desde una cara hacia la otra. De modo similar, una membrana de intercambio de aniones conduce mediante la migración exclusiva de los iones negativos.

Las membranas selectivas de iones son la parte más sensible de la unidad. Su vida es considerablemente más corta que la del resto de la unidad, incluso para las membranas más duraderas que existen. Asimismo, se pueden ensuciar debido a la deposición de escamas, que se deben disolver o retirar mecánicamente. Se han dedicado muchos esfuerzos a la producción de materiales adecuados de membranas y hay en el mercado muchos tipos diferentes que van en espesor de menos de 0.1 hasta 1 mm y, con un aspecto desde el papel de pergamino hasta el cuero sintético de tapicería.

En la tabla 17-27 se presentan las propiedades de ciertas membranas comunes de intercambio de iones. Se pueden encontrar definiciones detalladas de esos parámetros y métodos para su medición en la obra de la que procede la tabla y el libro de Helfferich, *Ion Exchange* (McGraw-Hill, New York, 1962). Son comunes las diferencias considerables en las propiedades de lotes fabricados en épocas distintas; los valores tabulados de las propiedades son nominales. Las propiedades de las membranas neutras (N) se analizan en la subsección "Procesos por medio de membrana".

Aun cuando las propiedades electroquímicas y mecánicas suelen ser las más importantes, se incluyen algunas propiedades químicas. La relación de la capacidad de intercambio de iones con respecto al agua del gel es proporcional a la molalidad interna del material de la membrana, que determina con frecuencia su permeabilidad selectiva por los cationes o los aniones. Otra propiedad importante de una membrana de intercambio de iones, no tabulada en forma detallada, es su durabilidad química. En general, la estabilidad química de las membranas de intercambio de iones es similar a la de las resinas granulares de intercambio de iones, más conocidas. Las membranas comunes tienen una resistencia adecuada a los ácidos y las bases. La resistencia a la oxidación es más importante en algunas aplicaciones como, por ejemplo, para la membrana más cercana al ánodo en una pila y, por esta razón, algunos fabricantes ofrecen productos que tienen una resistencia particularmente buena a la oxidación. Algunas de las membranas resistentes a la oxidación tienen una resistencia bastante escasa a los álcalis. Algunas, pero no todas, membranas de intercambio de aniones se dañan con las soluciones fuertemente alcalinas, sobre todo a temperaturas altas.

Las resistencias de las membranas selectivas de iones, tienen una importancia considerablemente para determinar las pérdidas óhmicas, sobre todo cuando las soluciones tienen una resistencia relativamente baja; por ejemplo, en la concentración electrodiálica del agua de mar, antes de obtener sal de mesa, como se hace en Japón. La resistencia se tabula en función del área unitaria de lámina de membrana, en lugar de la resistencia específica. Las mediciones se hacen casi siempre con corriente alterna (60 a 1000 hertz), aplicada en sentido normal a la superficie de la membrana; la resistencia aparente de cd suele ser con frecuencia considerablemente más alta que la resistencia de ca. Se han desarrollado diferentes métodos de medición de la resistencia de cd [Berg, Brun, Schmitt y Spiegler, en Liberti y Helfferich (eds.), *Mass Transfer and Kinetics of Ion Exchange*, M. Nijhoff, The Hague, 1983; y Guillou, Guillou y Buvet, *Membranes à perméabilité sélective*, Centre National de la Recherche Scientifique, Paris, 1969, p. 131].

Se sabe que las resistencias de las membranas varían con el tipo de contraión. En los *intercambiadores catiónicos*, los iones móviles positivos son los contraiones y los iones móviles negativos son los coiones. Las cargas iónicas opuestas se aplican a la nomenclatura de los *intercambiadores aniónicos*. Cuanto más elevada es la carga del contraión, tanto más alta es, en general, la resistencia. Por lo común, la forma de hidrógeno de materiales de intercambio de cationes muy disociados ("ácidos fuertes") tienen una resistencia de 5 a 10 veces más baja que la forma de sodio; la forma de oxhidrilo de materiales de intercambio de aniones muy disociados ("bases fuertes") tiene por lo común una resistencia de 2 a 5 veces más baja que la forma de cloruro. La resistencia disminuye conforme aumenta la concentración de la solución en equilibrio, debido a la "invasión" de la membrana por iones de esa solución.

La **permeaselectividad** Ψ (denominada también "selectividad") de una membrana es una medida cuantitativa de la capacidad de los materiales de intercambio de cationes o aniones para conducir selectivamente por medio de iones positivos o negativos, respectivamente. Se da por medio de

$$\Psi_c \equiv (\bar{t}_+ - t_+)/t_- \qquad \text{Para membranas de intercambio de cationes} \quad (17\text{-}92a)$$

$$\Psi_a \equiv (\bar{t}_- - t_-)/t_+ \qquad \text{Para membranas de intercambio de aniones} \quad (17\text{-}92b)$$

en donde $\bar{t}$ y t son los números de transporte iónico en la membrana y la solución, respectivamente, y los subíndices + y −, representan cationes y aniones, respectivamente, en la solución de un electrólito simple. El número de transporte de un ion es la fracción de la corriente total que lleva. Se puede determinar mediante experimentos directos de transporte (Berg, Brun, Schmitt y Spiegler, *loc. cit.*) o mediante mediciones de potenciales de membranas, o sea, las diferencias de potencial E_m (volt), entre dos soluciones del mismo electrólito, al lado derecho y el izquierdo de la membrana, a partir de la relación

$$E_m = \frac{RT}{Z\mathcal{F}}(1 - 2\bar{t}) \ln \frac{a''}{a'} \qquad (17\text{-}93)$$

donde a'' y a' son las actividades iónicas de los contraiones en el lado derecho y el izquierdo de la membrana, respectivamente; $\bar{t}$ y Z, el número de transporte y la valencia (positiva para los cationes y negativa para los aniones) de los contraiones en la membrana, respectivamente; R, la constante universal de gas, 8.31 (W·s)/(g·mol·K); T, la temperatura, K, y $\mathcal{F}$ la constante de Faraday, 0.965×10^5 C/g equivalente. En los dos métodos se han hecho correcciones para tomar en consideración el transporte electroosmótico de agua con los iones [Lee, Maskell y Tye, en Meares (ed.), *Membrane Transport Processes*, Elsevier, Amsterdam, 1976]. Los valores que se dan en la literatura para los números de transporte obtenidos por los dos métodos no siempre coinciden; los valores determinados por el método de transporte directo reflejan el transporte de masas en una pila de electrodiálisis más estrechamente que los de un método potencial de membrana. Los números de transporte para los coiones son una medida de la no selectividad de la membrana. Para soluciones 1N al exterior, son más altos cuando H^+ es el coión de un intercambiador de aniones, o bien, OH^- es el coión de un intercambiador de cationes. Los más elevados, a continuación, son los del coión univalente con un contraión polivalente, como, por ejemplo, Cl^- con Mg^{++}, en una membrana de intercambio de cationes. Cuando la valencia de coión sea la misma (o mayor) que la del contraión, su número de transporte estará en general por debajo de 0.05, a condición de que las soluciones que se equilibran estén por debajo de 0.1 N.

En la tabla 17-27 se incluye cierta información sobre las propiedades mecánicas de las membranas. La resistencia se suele medir según la **prueba de reventamiento de Mullen** (ASTM D774-46). Los datos tabulados se refieren a nuevas membranas; al igual que muchos otros polímeros sintéticos, las membranas de intercambio de iones sufren efectos de envejecimiento que reducen su resistencia y, con frecuencia, también su permeaselectividad y/o su conductividad. Por consiguiente, la atrición de la membrana, que requiere el reemplazamiento después de periodos de servicio que varían de 6 meses a varios años (según el tipo de membrana y su aplicación), es un factor importante en el costo de la electrodiálisis. Las membranas permeables a los aniones ("de intercambio aniónico") suelen ser más sensibles y también más costosas que las membranas permeables a los cationes. Los precios (por ft^2) en 1979, para cantidades moderadas de membranas de

intercambio de cationes
las de intercambio de a
22 y 65 dólares por met
ft cuadrado) de las mem
precios de las membran
frecuencia para cantida

Debido a la atrición
aniones y su vulnerabil
mas, se han hecho inten
(no selectivas), cambi
mecánicas de las mem
más altos de energía. P
t.), el paso de un Fara
concentrado, cuando s
lectivas de intercambi
que sólo cambia 1/2 m
bio de cationes y neutr
locidad de producción
de cationes, como en l
se necesita una corrien
también casi es doble;
La información sobre l
de cationes se obtuvo
cambio de aniones [P
troosmose, Elektrodia
debido a los desarrollo
1950, nuevamente se l
ceso, a menudo llama
Loeb, *Industrial Pro*
1972).

Diseño del equipo
cierta similitud con el
alternas se separan u
plástico u otros mater
cionan una trayectoria
yen por las superficie
la figura 17-36, que m
agua dulce y salmuera
sor de esos espaciador
término intermedio e
le) y de energía de bo
en cada espaciador, c
brana y en los electro
y los espaciadores se
mente, esos orificios
tra al compartimient
por C. De modo simil
concentrado entra sól
El diluato y el conce
separados, C y D, res
zan éste o algún otro
muchas unidades, la p
de plástico hecha de l
que sirve esencialme
que aparece en la figu

FIG. 17-36 Espaciad
de distribución de liqui
Press, New York, 1977.

intercambio de cationes, fueron del orden de 2 dólares y 6 dólares para las de intercambio de aniones. Esto corresponde a aproximadamente 22 y 65 dólares por metro cuadrado, respectivamente. Los precios (por ft cuadrado) de las membranas varían de fabricante en fabricante. Los precios de las membranas de intercambio iónico y catiónico se dan con frecuencia para cantidades de 1000 o más membranas.

Debido a la atrición más alta de las membranas de intercambio de aniones y su vulnerabilidad al ensuciamiento y a la formación de escamas, se han hecho intentos para reemplazarlas con membranas neutras (no selectivas), cambiando en esa forma las desventajas químicas y mecánicas de las membranas de intercambio de aniones por costos más altos de energía. Por ejemplo, para soluciones de KCl ($t_+ = 0.5 = t_-$), el paso de un Faraday hace que un mol de sal pase de diluato a concentrado, cuando se utilizan membranas alternas e idealmente selectivas de intercambio de cationes y aniones (Fig. 17-35), mientras que sólo cambia 1/2 mol con membranas alternas ideales de intercambio de cationes y neutras. Por consiguiente, para obtener la misma velocidad de producción en pilas de membranas neutras y de intercambio de cationes, como en las pilas de electrodiálisis normal (Fig. 17-35), se necesita una corriente dos veces mayor. A continuación, el voltaje también casi es doble; por ende, los costos de energía se cuadruplican. La información sobre las pilas de membranas neutras y de intercambio de cationes se obtuvo antes de que existieran membranas de intercambio de aniones [Prausnitz y Reitstoetter, *Elektrophorese, Elektroosmose, Elektrodialyse*, Steinkopf, Dresden, 1931]; sin embargo, debido a los desarrollos en el diseño de equipos de electrodiálisis desde 1950, nuevamente se ha hecho hincapié en esta modificación del proceso, a menudo llamado "obsolescencia de transportación" (Lacey y Loeb, *Industrial Processing with Membranes*, Wiley, New York, 1972).

Diseño del equipo El diseño de las pilas de electrodiálisis tiene cierta similitud con el de los filtros-prensa. Las láminas de membranas alternas se separan unas de las otras por medio de hojas de malla de plástico u otros materiales espaciadores no conductores, que proporcionan una trayectoria de vueltas múltiples para las soluciones que fluyen por las superficies de las membranas. Este principio se ilustra en la figura 17-36, que muestra espaciadores para los compartimientos de agua dulce y salmuera en un plano paralelo a las membranas. El espesor de esos espaciadores, casi siempre de 1 mm o menos, representa un término intermedio entre los gastos de energía eléctrica (calor de Joule) y de energía de bombeo. Cuatro orificios, *A*, *B*, *C* y *D*, perforados en cada espaciador, corresponden a orificios perforados en cada membrana y en los electrodos. Cuando las capas alternas de las membranas y los espaciadores se sitúan unas sobre otras y se comprimen firmemente, esos orificios forman ductos para líquidos. La alimentación entra al compartimiento del diluato sólo a través del ducto *A* y sale sólo por *C*. De modo similar, la alimentación para los compartimientos de concentrado entra sólo por el ducto *B* y sale exclusivamente por el *D*. El diluato y el concentrado salen de los compartimientos por ductos separados, *C* y *D*, respectivamente. Todas las unidades prácticas utilizan éste o algún otro sistema similar de distribución. No obstante, en muchas unidades, la parte central del compartimiento contiene una red de plástico hecha de láminas dilatadas de PVC (cloruro de polivinilo), que sirve esencialmente para el mismo fin que la trayectoria en zigzag que aparece en la figura 17-36.

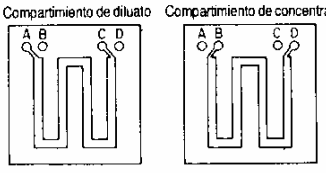


FIG. 17-36 Espaciadores para unidades de electrodiálisis. Principio de sistema de distribución de líquidos. (Spiegler, *Salt-Water Purification*, 2d. ed., Plenum Press, New York, 1977.)

El montaje y el desmontaje de las pilas es manual. Por esa razón, así como también por consideraciones sobre la resistencia de los materiales de la pila, el conjunto, las membranas y los espaciadores, se sitúan entre un par de electrodos y se comprimen por medio de placas pesadas en los extremos de manera similar a los filtros prensa. Las dimensiones de la membrana suelen ser de 2 × 1 m o menos. Se utilizan diversos materiales como electrodos, por ejemplo, grafito y acero inoxidable, que se ven atacados gradualmente y se tienen que reemplazar. Los metales recubiertos de platino (p. ej., titanio, tantalio, o circonio), con una vida de varios años, se utilizan con frecuencia. Puesto que los ánodos están sometidos a mayores riesgos de corrosión, se prefieren los materiales recubiertos de platino para la construcción de ánodos. A veces, se utilizan materiales Hastelloy o similares para los cátodos; no obstante, puesto que en muchas unidades se invierte periódicamente la polaridad para contrarrestar los efectos de la polarización y eliminar las deposiciones de escamas, es común utilizar metales recubiertos de platino para ambos electrodos. Con frecuencia, se emplean pequeños subensamblajes ("paquetes") que contienen, aproximadamente, 50 pares de celdas (100 membranas). Se han llegado a poner en una prensa simple hasta 10 de esos paquetes. Se puede utilizar un conjunto simple de electrodos para todo el ensamblaje.

Para reducir la resistencia de transferencia de masa en las entrecaras de la membrana y la solución, las velocidades de flujo del líquido en las pilas son, en general, de hasta 10 a 100 cm/s, según la aplicación específica. En algunas modificaciones de la electrodiálisis, las velocidades de flujo son bajas, por ejemplo, en el proceso de "electrosorción", en el cual la unidad desalinizadora fundamental [Lacey y Lang, *Desalination*, **2**, 387 (1967); Kederu, Cohen, Warshawsky y Cahana, *Desalination*, **46**, 291 (1983)] se compone de emparedados *sellados* de membranas, cada uno de los cuales consiste en una membrana de intercambio de cationes, otra de intercambio de aniones y un espaciador. Los iones de la solución externa emigran en primer lugar al emparedado, bajo la influencia del voltaje impulsor; después que se ha producido cierta concentración, se invierte el voltaje y el emparedado se "regenera" en un proceso cíclico. Esta modificación es similar al proceso para la preconcentración de agua de mar, que se utiliza en Japón, donde se retira el concentrado en los emparedados. El flujo lento electroosmótico de agua, que acompaña al flujo del ion, actúa como lavado continuo. No obstante, en la desalinización de soluciones menos concentradas, las velocidades de flujo del líquido tienen que ser elevadas, para fomentar una transferencia eficiente de masa en las entrecaras de la membrana y la solución. A esas velocidades, el grado de desmineralización obtenido en una pasada simple suele ser menor que lo que se requiere. En instalaciones pequeñas, el diluato se puede hacer recircular hasta que esté suficientemente desmineralizado, en un proceso por lotes. En plantas grandes, es más común disponer dos o más etapas en serie. No siempre es necesaria la separación física completa de esas etapas. En la misma prensa puede haber varios grupos de celdas, cada uno de ellos con su propio conjunto de electrodos. El flujo de concentrado entre etapas puede ser a favor o a contracorriente, en relación con el diluato; el concentrado puede fluir por las etapas en serie o introducirse por separado agua dulce en cada etapa. Se puede ver que resultan posibles muchas variaciones de flujo. Existen métodos generales para el diseño de plantas multietapas; los pros y los contras de diferentes patrones de flujo se han analizado detalladamente en la literatura [Mason y Kirkham, *Chem. Eng. Prog. Ser.*, **55**(24), 173 (1959); Shaffer y Mintz, *loc. cit.*; Wilson, *loc. cit.*]. Actualmente están en operación pilas sencillas que producen hasta 1000 m^3 (aproximadamente 264 000 gal U.S.) de diluato por día. Para velocidades de producción aún mayores, se considera preferible el arreglo en paralelo de las pilas en lugar del escalamiento de una sola pila, por las consideraciones de estabilidad dimensional de la pila, así como la facilidad para el desmantelamiento y la limpieza de sus componentes.

Consumo de energía y optimización del proceso Para optimizar el proceso de electrodiálisis o comparar métodos diferentes de funcionamiento (p. ej., los métodos continuos contra los métodos de recirculación por lotes), las pilas de electrodiálisis se representan con frecuencia en forma simple, como redes de resistores más o menos complejas:

el consumo de energía se compensa con la inversión y los costos de mantenimiento. En el desarrollo de esos análisis se pueden distinguir dos etapas que se designan como "óhmica" y "no óhmica". El análisis óhmico presupone que existe proporcionalidad entre la corriente y el voltaje, en la pila de electrodiálisis. No obstante, la resistencia aumenta considerablemente al incrementarse las densidades de corriente. Por lo tanto, se han hecho intentos para refinar el análisis óhmico incluyendo la polarización y otros factores que conducen a curvas no lineales de corriente-voltaje. Esto es importante, porque muchas operaciones de desmineralización se llevan a cabo con densidades elevadas de corriente cuando la resistencia es no óhmica. Para soluciones viscosas, el método no óhmico es todavía más importante que para el agua salada.

Al utilizar el método de análisis óhmico, la disipación de energía de cc en una pila dada de resistencia constante **R** a la corriente I, es $\mathbf{R}I^2$. La cantidad de sal desplazada y, por tanto, la cantidad de agua dulce que se produce, son proporcionales a I. Por ende, la disipación de energía de cc por *galón de diluato producido* es proporcional a I. Por otra parte, los costos fijos por galón de diluato producido son inversamente proporcionales a I. Por consiguiente, el costo total de la cantidad unitaria de diluato producido C_t es

$$C_t = aI + (b/I) + g \tag{17-94}$$

en donde a, b y g se consideran como constantes para una pila dada, si se aplica el análisis óhmico. El primer término representa los costos de energía eléctrica. El segundo las cargas fijas y el tercero costos unitarios que son independientes de la producción total, como el costo de los productos químicos de pretratamiento. Mediante la derivación de la ecuación (17-94) para determinar el costo mínimo del producto, se puede ver que la corriente óptima es

$$I_{opt} = (b/a)^{1/2} \tag{17-95}$$

Al sustituir este valor en la ecuación para el costo de energía C_t se descubre que, para el funcionamiento más económico, los dos primeros términos tienen que ser iguales (costos de energía = costos fijos). Esta conclusión es conocida como *ley de Kelvin* [Grant, Ireson y Leavenworth, *Principles of Engineering Economy*, 6th ed., p. 208 Wiley, New York, 1976).

No obstante, casi nunca se puede satisfacer esta condición óptima, porque los fenómenos de polarización establecen un límite superior para las densidades de corriente admisibles. Es posible incrementar la densidad de corriente admisible aumentando la velocidad de bombeo; sin embargo, en el pasado, ciertas consideraciones de diseño mecánico (p. ej., la resistencia de la membrana) han establecido un límite para las velocidades de bombeo. Por tanto, las limitaciones de la polarización, más que los resultados de la optimización económica, controlan con frecuencia la densidad de la corriente de operación en las instalaciones prácticas de electrodiálisis. Las densidades de corriente que se utilizan en la actualidad para desalinización de aguas salobres, que contienen hasta 5000 ppm de sólidos disueltos, se encuentran en general entre 6 y 20 mA/cm^2 (5.6 y 18.6 A/ft^2).

Para calcular la resistencia de la pila en el intervalo óhmico a partir de la concentración de la solución, es necesario efectuar la integración sobre toda la trayectoria de flujo. Mason y Kirkham (*loc. cit.*), realizaron esto, al utilizar una expresión aproximada para la resistencia local $\mathbf{R}_p$ (Ω·cm^2), de un *par de celdas* que consisten en un área unitaria de membrana de intercambio de cationes, diluato, membrana de intercambio de aniones y concentrado, en serie

$$\mathbf{R}_p = (K_1/\bar{c}) + K_2 - K_3\bar{c} \tag{17-96}$$

en donde K_1, K_2 y K_3 son los parámetros empíricos para una geometría dada de espaciadores, la composición iónica y el tipo de membrana y la temperatura $\bar{c}$ es la concentración local "promedio", calculada a partir de

$$\frac{1}{\bar{c}} = \frac{1}{2}\left(\frac{1}{c_d} + \frac{r}{c_c}\right) \tag{17-97}$$

En este caso, c_d y c_c son las concentraciones locales de diluato y concentrado y r es la relación de espesores de espaciadores en el compartimiento del concentrado y el del diluato (con frecuencia r es la unidad). La razón principal para el cálculo de $\mathbf{R}_p$ es un modelo de términos de resistencia de disipación; por ejemplo, el primer término de la ecuación (17-96) representa la resistencia de corrientes de solución masiva y el segundo, la de las membranas (el tercer término, que es despreciable para valores bajos de $\bar{c}$, deja margen para la no proporcionalidad entre la conductancia y la concentración de la solución y para la disminución de las resistencias de las membranas al aumentar la concentración de la solución). Se dejan márgenes para los potenciales de membranas que se oponen al voltaje aplicado y, por tanto, representan una resistencia aparente y para los aumentos de resistencia que se deben a los gradientes de concentración en las capas de difusión, al escoger los valores numéricos de K_1, K_2 y K_3. Cuando se utiliza la expresión de Mason-Kirkham para $\mathbf{R}_p$ es aconsejable insertar constantes empíricas, siempre que las proporcione el fabricante. A falta de esos datos, los valores de K se pueden estimar a partir de valores tabulados de la resistencia de la membrana y la solución (tabla 17-27); pero los valores resultantes de K suelen ser un poco bajos.

El cálculo **no óhmico** toma en consideración el aumento de la resistencia de la pila al incrementarse la densidad de la corriente. Cuando se eleva el voltaje que pasa por la pila de electrodiálisis, la corriente aumenta al principio aproximadamente en proporción al voltaje; eventualmente, los aumentos adicionales de voltaje provocan sólo pequeños incrementos de la corriente. En este punto, o cerca de él, aparecen cambios de pH en la corriente de concentrado y en la de diluato. En la tecnología de la electrodiálisis, estos fenómenos se denominan colectivamente **polarización**. Se deben a limitaciones de la transferencia de masa en las entrecaras adyacentes de la membrana y la solución, efectos electret en las membranas y la participación indeseable de iones H^+ y OH^- en la conducción ("generación de ácido base"; este efecto se conoce con frecuencia como "desdoblamiento del agua", pero este término se utiliza en la literatura de energía, para referirse a la producción de hidrógeno y oxígeno *gaseoso*). La polarización en la electrodiálisis establece un límite superior para las densidades prácticas de la corriente y las velocidades de producción, debido al elevado consumo de energía o a la formación de escamas.

Un análisis del fenómeno de limitación de la corriente por métodos electroquímicos clásicos [Spiegler, *Desalination*, **9**, 367 (1971)] revela cierta analogía con las situaciones polarográficas en las entrecaras de metales-solución. Por ejemplo, cuando se aplican las ecuaciones de Nernst-Planck de flujo iónico [ecuación (17-77)] al caso simple de un sistema que comprende una membrana de intercambio de iones y una solución de KCl (Fig. 17-37), la caída de potencial ΔE(volt) entre dos electrodos idénticos de sondeo, situados dentro de las corrientes de solución, en el lado derecho y el izquierdo de la membrana, es

$$\Delta E = -(2\mathbf{R}_s + \mathbf{R}_m)i + \left[\frac{\mathcal{F}D}{(\bar{t}_- - t_-)\lambda} + \frac{RT}{\mathcal{F}}(2\bar{t}_- - 1)\right]\ln\frac{1 + (i/i_{lim})}{1 - (i/i_{lim})} \tag{17-98}$$

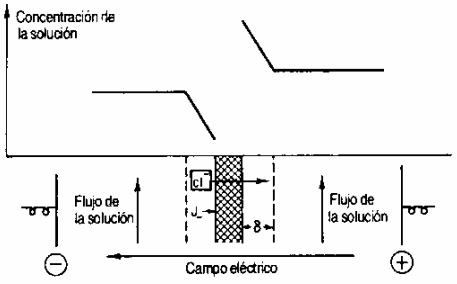


FIG. 17-37 Diagrama esquemático de campo y flujo de iones en una membrana de intercambio de aniones. [Spiegler, *Desalination*, **9**, 367 (1971).]

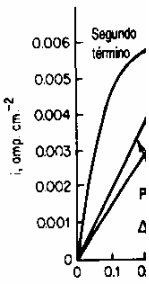


FIG. 17-38 Curva calcul
KCl membrana de intercam
entendidas y los parámetr
listados en la referencia ori

(El signo negativo apa
sistema en el cual la c
En este caso, $\mathbf{R}_s$ es la
sondeo y la capa de dif
taria, Ω·cm^2; $\mathbf{R}_m$ es la
tante de Faraday, C/g e
en solución, cm^2/s; λ la
(equivalente); $\bar{t}_-$, t_- los
solución, respectivam
limitante; $i_{lim} = -\mathcal{F}D$
equivalente de electról
el espesor local de la c
deo. La ecuación (17-
mento pequeño de me
interesante que las caí

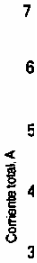


FIG.
Wate
para
por e
bash

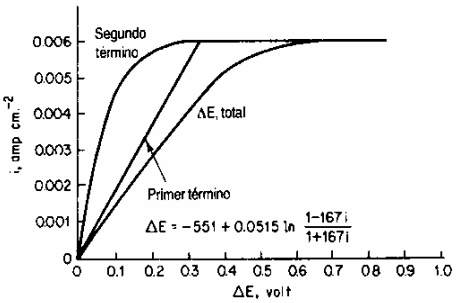


FIG. 17-38 Curva calculada de corriente-voltaje para el sistema de solución de KCl membrana de intercambio de aniones. Los detalles de las condiciones sobreentendidas y los parámetros numéricos utilizados en esta figura se encuentran listados en la referencia original. (Spiegler, *Desalination*, **9**, 367 (1971).

(El signo negativo aparece debido a que se toma en consideración un sistema en el cual la corriente positiva fluye de derecha a izquierda.) En este caso, $\mathbf{R}_s$ es la resistencia de la solución entre el electrodo de sondeo y la capa de difusión, calculada para la sección transversal unitaria, $\Omega \cdot cm^2$; $\mathbf{R}_m$ es la resistencia de la membrana, $\Omega \cdot cm^2$; $\mathcal{F}$, la constante de Faraday, C/g equivalente; D, el coeficiente de difusión de KCl en solución, cm^2/s; λ la conductancia equivalente de KCl, ohms/(cm^2) (equivalente); $\bar{t}_-$, t_- los números de transporte Cl^- en la membrana y la solución, respectivamente; RT está en (W·s)/mol; e i_{lim} es la corriente limitante; $i_{lim} = -\mathcal{F}Dc_0/[\delta(\bar{t}_- - t_-)]$, en donde c_0 es la concentración equivalente de electrólito en cm^3, en las soluciones en masa y δ cm, es el espesor local de la capa de difusión, cerca de los electrodos de sondeo. La ecuación (17-98) describe la caída de potencial para un elemento pequeño de membrana, delimitado por soluciones idénticas. Es interesante que las caídas óhmicas en las capas de difusión, que tienen una naturaleza de disipación se encuentran contenidas en el segundo término, junto con el potencial de la membrana, que, al menos, es parcialmente "reversible". La figura 17-38 es una gráfica de esta ecuación para una membrana de $\mathbf{R}_m = 11\ \Omega \cdot cm^2$ y $\bar{t}_- = 0.98$ en 0.03M KCl a 25°C.δ se considera como de 0.02 cm, con la resistencia $\mathbf{R}_s$ equivalente a una capa de solución de 0.1 cm. Obsérvese que para $i \to 0$, la pendiente limitante contiene, además de la caída óhmica $-(\mathbf{R}_s + \mathbf{R}_m)i$, una contribución aproximadamente igual del potencial de la membrana en el segundo término.

En principio, el espesor de la capa de difusión depende de la geometría del canal, la distancia de entrada de solución y la velocidad de flujo. En la práctica, se utilizan valores promedio aproximados de δ que se determinan a partir de ecuaciones aproximadas de diseño del tipo

$$\text{parámetro de polarización} = \left|\frac{i_{lim}}{c_0}\right| = \left|\frac{\mathcal{F}D}{\delta(\bar{t}_- - t_-)}\right| = \alpha u^{\beta} \qquad (17\text{-}99)$$

en donde u es la velocidad de flujo y α y β son constantes empíricas características de cada material espaciador [Smith, Office of Saline Water, *R & D Rep.* 325, U. S. Department of the Interior, 1968; Belfort y Guter, *Desalination*, **5**, 267 (1968); Sonin y Probstein, *Desalination*, **5**, 293 (1968)]. Para algunos espaciadores, β se acerca a 0.6.

Por la variación de concentración a lo largo de la trayectoria de flujo, no se puede esperar que las curvas de corriente-voltaje en una pila de electrodiálisis sean idénticas a las que se muestran en la figura 17-38; sin embargo, se predicen de todas formas ciertas mesetas de flujo de iones mediante el método de Nernst-Planck [Forgacs, Ishibashi, Leibovitz, Sinkovic y Spiegler, *Desalination*, **10**, 181 (1972)], como se puede observar en la figura 17-39, en donde la corriente eléctrica *debida al flujo de iones cloruro* a través de una membrana de intercambio aniónico se ha calculado a partir de la corriente eléctrica *total*, que incluye la generación de ácido y base. Se ha observado que el flujo de cloruro, cuando se grafica contra el voltaje terminal llega a una meseta de limitación de corriente, en tanto que la corriente total sólo muestra

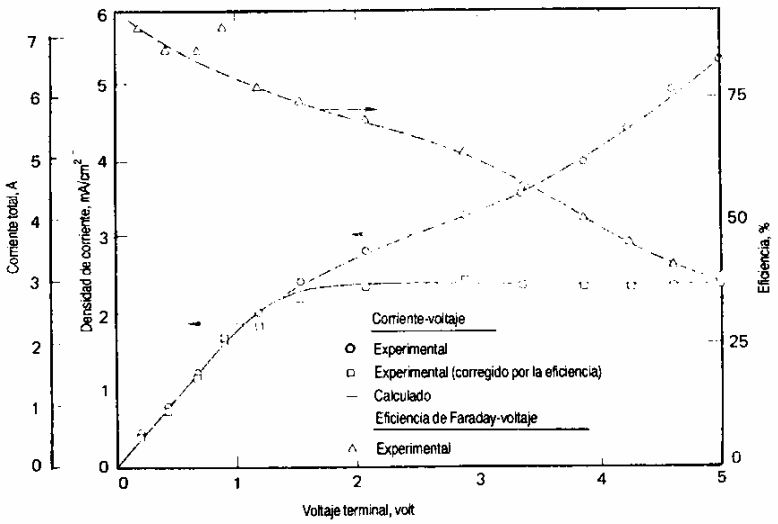


FIG. 17-39 Curvas de corriente y voltaje para una membrana de intercambio aniónico (111BZL 183; Ionics, Incorporated, Watertown, Mass.). Soluciones: KCl, 5×10^{-5} (g·mol)/cm^3; velocidades lineales de flujo: 8.5 y 11.8 cm/s (0.279 y 0.387 ft/s) para el concentrado y diluato, respectivamente, a 25°C. La "eficiencia" se refiere al porcentaje de corriente eléctrica transportada por el Cl^-,según se determina mediante los análisis químicos. Área eficaz del electrodo: 1246 cm^2 (1.341 ft^2). [*Forgacs*, Ishibashi, Leibovitz, Sinkovic y Spiegler, *Desalination*, **10**, 181 (1972).]

una disminución gradual de la pendiente, a medida que se incrementa el voltaje, seguida de una región donde se incrementa la pendiente, a voltajes aún mayores, debido a la intensificación de la generación de ácido y base. Con frecuencia se utiliza la práctica empírica de graficar la resistencia aparente de la pila contra el recíproco de la corriente [Cowan y Brown, *Ind. Eng. Chem.*, **51**, 1445 (1959)] y considerar el mínimo de esta "grafica de Cowan" como la "corriente límite", a pesar de que rara vez se verifica la presencia de una meseta auténtica de la corriente eléctrica en una gráfica de corriente y voltaje (como se traza en forma rutinaria en la polarografía convencional) o del flujo de los iones de sales (en oposición a H^+ y OH^-), como se muestra en la figura 17-39. Por lo general, la pila se opera a una corriente no mayor a un porcentaje establecido (p. ej., 70%) de este valor.

Se desarrolló un programa de computadora para la optimización no óhmica (Belfort y Guter, *loc. cit.*) y se aplicó a ciertas plantas de desalinización por electrodiálisis, tanto existentes como proyectadas. En este tipo de optimización, la resistencia total de la pila se representa como red compleja constituida por elementos óhmicos (p. ej., soluciones masivas de concentrado y diluato; las membranas propiamente dichas) y otros no óhmicos (p. ej., la resistencia de la capa de difusión y la resistencia equivalente al potencial de la membrana).

Necesidades de energía El consumo de energía de cc W_e (Wh/kgal de diluato) se puede calcular a partir de la resistencia

$$W_e = \frac{I^2\mathbf{R}}{F} = \frac{I^2\mathbf{R}_p n}{A_p F} = \frac{V^2}{\mathbf{R}F} = \frac{V^2 A_p}{\mathbf{R}_p n F} \qquad (17\text{-}100)$$

en donde I es la corriente total que pasa por la pila, A; $\mathbf{R}$, la resistencia total de la pila, Ω; n, el número de pares de celdas; A_p, el área activa de cada membrana, cm^2, y F la velocidad total del flujo de diluato a través de la pila, kgal/h. El voltaje aplicado es $I\mathbf{R} = V$; esto suele encontrarse por lo común en el intervalo de 1 a 5 volts por par de membranas, $\mathbf{R}_p$ es la resistencia del área unitaria de un par de celdas; se puede calcular a partir de la aproximación de Mason-Kirkham, que se describió antes, ecuación (17-96) a condición de que se puedan obtener del fabricante valores de los parámetros K_1, K_2 y K_3 para el sistema particular que se desee o si se pueden calcular mediante un análisis no óhmico (Belfort y Guter, *loc. cit.*). El consumo de energía (watt-h por *desplazamiento equivalente de sal*) es

$$W_{es} = \frac{V\mathcal{F}}{3600\eta_I n} = \frac{26.8V}{\eta_I n} = \frac{26.8IR_p}{A_p\eta_I} \qquad (17\text{-}101)$$

en donde η_I es la eficiencia de la corriente, o sea, la razón de la sal desplazada respecto a la necesidad teórica, en una pila que contiene membranas idealmente permeaselectivas. Esto se relaciona con la permeaselectividad de los dos tipos de membranas. Aun cuando nunca se alcanza en la práctica el valor máximo $\eta_I = 1$, η_I suele ser mayor que 0.85 en electrodializadores que tratan aguas salobres. Todos esos costos de energía eléctrica se refieren a la corriente continua. Los convertidores para obtener cc de la energía de ca disponible representa una porción apreciable del costo de las instalaciones de electrodiálisis. Las necesidades de energía de bombeo, que varían con el canal, el espaciador y la geometría de la pila, se deben agregar también; pero son considerablemente menores que las necesidades de energía de cc.

Datos detallados de operación y diseño En las tablas 17-28 y 17-29 (con autorización de R. E. McDiarmid y D. I. Elyanow, Ionics, Incorporated, 1979) se muestran los datos característicos de diseño y operación para las unidades automáticas con inversión periódica (EDR).

Ensuciamiento de las membranas y formación de escamas Las concentraciones cada vez mayores de sales cerca de las entrecaras de la membrana y la salmuera (Fig. 17-37) pueden inducir la precipitación de escamas si se sobrepasan los límites de solubilidad. Los cambios de pH en las soluciones fomentan la formación de esas escamas. Cuando las concentraciones de sal en la entrecara de diluato y membrana son muy bajas y la corriente se mantiene automáticamente constante, se desarrolla la *generación de ácido-base*, es decir, los iones de hidrógeno y oxhidrilo participan en el transporte de la corriente eléctrica, resultando un ambiente alcalino en la entrecara de la membrana de intercambio de aniones y la salmuera, que favorece la precipitación de carbonato de calcio e hidróxido de magnesio. En la electrodiálisis de agua de mar, las escamas de sulfato de calcio son muy comunes. También se han encontrado indicios de que se produce una polarización interna de la membrana; a veces se encuentran escamas dentro de la membrana propiamente dicha. La generación ácido-base parece estar relacionada con el "ruido" de la corriente, es decir, la oscilación [Kedem y Rubenstein, *Desalination*, **46**, 185 (1983)].

TABLA 17-28 Características de diseño de las pilas de membranas EDR (electrodiálisis inversa)*

	Pila sencilla, MK II, con cuatro etapas	Pila sencilla, MK III, con tres etapas	Pila sencilla, MK III, con una etapa	Tres pilas en serie, MK III
Velocidad característica de flujo hidráulico				
Gal U.S./24 h día	16 700	55 600	166 700	166 700
Gal U.S./min	11.6	38.6	116	116
Caída de presión en el flujo característico, lb/in^2	47	44	14	42
Número de membranas	540	900	900	2 700
Tamaño de las membranas, in × in	18 × 20	18 × 40	18 × 40	18 × 40
Área total de las membranas, ft^2	1 350	4 500	4 500	13 500
% de área disponible para la transferencia	62	64	64	64
Peso aproximado, lb	1 300	2 800	2 800	8 400
Altura total aproximada, incluyendo las patas	4'6"	6'10"	6'8"	6'8"
Desmineralización por paso (25°C, alto contenido de Cl, flujo característico), %	88.5	88.3	52	90.0
Corriente requerida para una alimentación de 3000 ppm, A	Etapas 1 y 2: 19 Etapas 3 y 4: 8	Etapas 1 y 2: 36 Etapas 3: 12	46	Etapa 1: 46 Etapa 2: 24 Etapa 3: 12
Voltaje requerido para una alimentación de 3000 ppm†	Etapas 1 y 2: 180 Etapas 3 y 4: 150	Etapas 1 y 2: 350 Etapas 3: 150	640	Etapa 1: 640 Etapa 2: 500 Etapa 3: 420
Corriente continua, en kW/pila, para una alimentación de 3000 ppm†	4.6	14.1	29	Etapa 1: 29 Etapa 2: 12 Etapa 3: 5
Corriente continua, en kWh/1000 gal de producto‡, para una alimentación de 3000 ppm†	7.4	6.8	4.7	7.4

* Ionics, Incorporated, Watertown, Mass., 1979. Estas unidades utilizan el proceso de EDR, en el cual la polaridad y el flujo de fluido se invierten periódicamente. En general, no es necesaria la adición de ácido y antiprecipitante a la alimentación en este proceso.

† Para aguas salobres características que contienen una alta proporción de NaCl.

‡ Aproximadamente 10% del flujo se desperdicia durante la inversión.

TABLA 17-29 Ca desmineralizador agua salobre del

Concentración de agua disueltos (STD)	
Concentración del agua	
Producción en 24 h día,	
Agua desperdiciada (in del electrodo y las pér	
Temperatura del agua d	
Corriente, A	
Etapa 1	
Etapa 2	
Voltaje	
Etapa 1	
Etapa 2	
Desmineralización, %	
Consumo de energía, k	
Corriente continua	
Total	

* Dos etapas eléctric

† Incluye la potencia

La deposición de que aumenten la res consiguiente de ener nas. Mientras que la ciada con elevadas d nor grado con den escamas de carbona hídrico o sulfúrico, a para el compartimie mediante las reacci sarias dependen de l nidad del agua de 14 ción de 2 lb/kgal de (p. ej., hidróxido f [Grossman y Sonin coloides y/o iones n en concentraciones (por lo general las m de ácido y base se e jas y pérdidas de po minuye la selectivi *chem. Soc.*, **116**, 25 *Desalination*, **8**, 19

La prevención de cies de las membra los costos del diseño A menudo, la limpi nece, pero como es cual es costoso y c mediante el lavado doras, por ejemplo conductividad y sel suciamiento se red miento de las solu miento y/o contact costo adicional de varias modificacio o eliminan el deteri incrustación y el e de corriente invers reducir la cantidad precipitación, perc salmuera [Spiegle *Ser.*, **38**, 179 (1963 te no siempre con plantas de electrod *Processes*, Elsevie

$$\frac{IR_p}{\eta t} \qquad (17\text{-}101)$$

ɔa, la razón de la sal
na pila que contiene
relaciona con la per-
Aun cuando nunca se
suele ser mayor que
ores. Todos esos cos-
ontinua. Los conver-
nible representa una
e electrodiálisis. Las
n el canal, el espacia-
mbién; pero son con-
nergía de cc.
n las tablas 17-28 y
). I. Elyanow, Ionics,
erísticos de diseño y
inversión periódica

ón de escamas Las
de las entrecaras de
inducir la precipita-
olubilidad. Los cam-
ión de esas escamas.
a de diluato y mem-
omáticamente cons-
es decir, los iones de
de la corriente eléc-
cara de la membrana
rece la precipitación
En la electrodiálisis
) son muy comunes.
oduce una polariza-
n escamas dentro de
cido-base parece es-
decir, la oscilación
33)].

lla, una	Tres pilas en serie, MK III
00	166 700
16	116
14	42
00	2 700
40	18 × 40
00	13 500
64	64
00	8 400
8"	6'8"
52	90.0
46	Etapa 1: 46
	Etapa 2: 24
	Etapa 3: 12
40	Etapa 1: 640
	Etapa 2: 500
	Etapa 3: 420
29	Etapa 1: 29
	Etapa 2: 12
	Etapa 3: 5
4.7	7.4

ierten periódicamente.

TABLA 17-29 Características de rendimiento de un desmineralizador de EDR, con dos pilas, en un pozo de agua salobre del Oriente Medio*

Concentración de agua de alimentación, mg/L de sólidos totales disueltos (STD)	3 585
Concentración del agua producida, mg/L de STD	450
Producción en 24 h día, gal	90 072
Agua desperdiciada (incluye el desperdicio de la salmuera, el del electrodo y las pérdidas por inversión), %	34.8
Temperatura del agua de alimentación, °F (°C)	94 (34)
Corriente, A	
Etapa 1	42.1
Etapa 2	13.6
Voltaje	
Etapa 1	318
Etapa 2	143
Desmineralización, %	87.4
Consumo de energía, kWh/1000 gal de producto	
Corriente continua	4.09
Total	7.80

* Dos etapas eléctricas y tres hidráulicas.
† Incluye la potencia estimada de bombeo, a 3.5 kWh/1000 gal.

La deposición de escamas duras y adhesivas en las membranas hace que aumenten la resistencia eléctrica y la de flujo, con una pérdida consiguiente de energía y, a menudo, daños mecánicos en las membranas. Mientras que la formación de escamas es particularmente pronunciada con elevadas densidades de corriente, se produce también en menor grado con densidades más bajas. Para evitar que se formen escamas de carbonato de calcio, se agrega con frecuencia ácido clorhídrico o sulfúrico, a la corriente de concentrado y al líquido de lavado para el compartimiento del cátodo en el cual se forman iones oxhidrilo, mediante las reacciones del electrodo. Las cantidades de ácido necesarias dependen de la alcalinidad del agua de entrada. Para una alcalinidad del agua de 140 ppm, como $CaCO_3$, se ha utilizado una dosificación de 2 lb/kgal de diluato. Cuando se depositan precipitados blandos (p. ej., hidróxido férrico) sobre las superficies de las membranas [Grossman y Sonin, *Desalination*, **10,** 157 (1972)] o la adsorción de coloides y/o iones multivalentes, presentes a menudo en el agua cruda en concentraciones muy bajas de impurezas, ensucian las membranas (por lo general las membranas de intercambio aniónico), la generación de ácido y base se efectúa a densidades de corriente relativamente bajas y pérdidas de potencia, debidas a una resistencia excesiva, que disminuye la selectividad de la membrana [Kressman y Tye, *J. Electrochem. Soc.*, **116,** 25 (1969); y Korngold, de Körösy, Rehav y Taboch, *Desalination*, **8,** 195 (1970)].

La prevención de la incrustación y el ensuciamiento de las superficies de las membranas representa una parte importante de las tareas y los costos del diseño, en la mayor parte de las plantas de electrodiálisis. A menudo, la limpieza de las superficies de las membranas las rejuvenece, pero como es necesario desmontar y volver a montar la pila, lo cual es costoso y consume tiempo, el rejuvenecimiento en la planta mediante el lavado de los compartimientos con soluciones lixiviadoras, por ejemplo, ácidos o álcalis fuertes, es útil para restaurar la conductividad y selectividad de las membranas. Con frecuencia, el ensuciamiento se reduce en forma considerable por medio del pretratamiento de las soluciones del proceso, ya sea por filtración, ablandamiento y/o contacto con adsorbentes (p. ej., carbón activado), pero el costo adicional de estos métodos no siempre es aceptable. A menudo, varias modificaciones de la inversión de la corriente eléctrica reducen o eliminan el deterioro del rendimiento de la membrana causado por la incrustación y el ensuciamiento. La aplicación de pulsos muy breves de corriente inversa (Israel Patent 13 242, 23 de marzo de 1961) puede reducir la cantidad de escamas duras adheridas a la membrana. Ocurre precipitación, pero es blanda y se mueve cuando fluye el sistema de salmuera [Spiegler, "Saline-Water Conversion No. 2", *Adv. Chem. Ser.*, **38,** 179 (1963)]. En tanto que los métodos de inversión de corriente no siempre conducen a un mejoramiento del rendimiento de las plantas de electrodiálisis [Solt, en Meares (ed.), *Membrane Transport Processes*, Elsevier, Amsterdam, 1976, cap. 6], las unidades con inversión periódica automática (EDR) de la corriente y el flujo del fluido están disponibles en forma comercial y se garantiza que mejoran considerablemente el rendimiento, en comparación con las unidades sin inversión, lo cual hace que muchos pasos del pretratamiento sean innecesarios (Aquamite Bulletins, Ionics, Incorporated, Watertown, Mass.). Los métodos para mantener limpias y activas las superficies de las membranas son especialmente importantes cuando los líquidos a tratar son soluciones coloidales (sales) y/o contienen contaminantes para la membrana. En ocasiones, es posible tratar las aguas de desperdicio por los métodos de membrana, siempre y cuando se tomen las precauciones adecuadas [Belfort, en Shuval (ed), *Water Renovation and Reuse*, Academic, New York, 1977, cap. 6).

Aplicaciones de la electrodiálisis En principio, la electrodiálisis es aplicable siempre que se necesite retirar, recuperar y/o concentrar solutos iónicos a partir de otros no iónicos. Su uso primordial hasta la fecha ha sido el de la desmineralización de aguas salobres, pero se han encontrado otras aplicaciones y éstas se han mejorado recientemente.

Los electrodializadores que contienen mezclas de resinas granuladas de intercambio de cationes y aniones en los compartimientos de diluato han resultado útiles para descontaminar aguas con desechos radiactivos en concentraciones pequeñas. Las resinas eliminan las últimas trazas de iones radiactivos; también reducen la conductancia de los compartimientos de diluato y se regeneran continuamente mediante el paso de la corriente [Gittens y Glueckauf, *Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **9,** 79 (1965)]. Una tela de espaciadores conductores de iones tiene sus ventajas sobre los empaques de lecho mixto [Kedem, *Desalination*, **16,** 105 (1975)].

La aplicación de la electrodiálisis para eliminar cenizas de productos alimenticios y fluidos en plantas farmacéuticas está haciéndose cada vez más amplia, debido a que es un método relativamente suave de separación que no provoca descomposición térmica de los productos. Por ejemplo, el suero, que tiene un contenido demasiado alto de minerales para que sea útil para el consumo humano, se está convirtiendo en un producto digerible mediante la electrodiálisis. La industria del papel ha realizado un gran esfuerzo para la recuperación de los constituyentes de los licores de la pulpa [Lacey y Loeb, *Industrial Processing and Membranes*, Wiley, New York, 1972]. Más aún, la industria del cloro-álcali ha desarrollado un proceso en el que una membrana de intercambio catiónico separa en dos compartimientos de ánodo y cátodo, para reemplazar el proceso clásico de mercurio, que desde el punto de vista ambiental es objetable. Ya que estas membranas deben funcionar en soluciones altamente concentradas y en medios fuertemente alcalinos, se basan en una red de polímeros (fluorinados) más resistente que las membranas utilizadas en la desalinización del agua. Las celdas de estas membranas no son totalmente celdas de electrodiálisis y el empleo reciente de este proceso de membrana impulsado eléctricamente puede afectar el desarrollo futuro de la electrodiálisis en soluciones concentradas y la producción de membranas para utilizarse en los dispositivos que contienen dichas soluciones, por ejemplo, algunas baterías y celdas de combustible.

Por consiguiente, el desarrollo de la tecnología de la electrodiálisis ha dado por resultado la disponibilidad de membranas selectivas de aniones o cationes, altamente conductivas y resistentes mecánicamente, que abren muchas posibilidades para el diseño de los procesos que requieren este tipo de separadores, los cuales no estaban disponibles anteriormente.

DIELECTROFORESIS

Referencias Generales: Pohl, in Moore (ed.), *Electrostatics and Its Applications*, Wiley, New York, 1973, cap. 14 y chap. 15 (with Crane). Pohl, en Catsimpoolas (ed.), *Methods of Cell Separation*, vol. I, Plenum Press, New York, 1977, cap. 3. Pohl, *Dielectrophoresis: The Behavior of Matter in Nonuniform Electric Fields*, Cambridge, New York, 1978.

Introducción La dielectroforesis (DEP) se define como el movimiento de la materia neutra y polarizable producido por un campo

eléctrico no uniforme (ca o cc). La DEP debe distinguirse de la electroforesis, que es el movimiento de partículas cargadas en un campo eléctrico uniforme (véase la Fig. 17-40).

Se ha estudiado la DEP de varios tipos de partículas y se han desarrollado muchas aplicaciones. Las partículas analizadas incluyen aerosoles, vidrio, minerales, moléculas de polímeros, células vivas y de organelos. Las aplicaciones desarrolladas incluyen filtración, orientación, clasificación o separación, caracterización, levitación y manejo de materiales. Los efectos de la DEP se aprecian fácilmente, sobre todo en las partículas grandes y se pueden aplicar de muchas maneras útiles y deseables. Sin embargo, en casos especiales, los efectos de la DEP se pueden observar en las partículas cuyo tamaño es menor al nivel molecular. Ya que los efectos térmicos tienden a perturbar la DEP de las partículas con tamaño molecular, aquéllos se pueden controlar sólo en condiciones especiales, como, por ejemplo, en los haces moleculares.

Principio El principio de separación, control o caracterización de las partículas y células mediante la acción de la DEP se basa en el hecho de que una fuerza neta puede surgir incluso de las partículas neutras colocadas en un campo eléctrico no uniforme. La fuerza puede considerarse como un surgimiento del proceso imaginario de dos etapas de **1)** inducción o alineamiento de un dipolo eléctrico en una partícula colocada en un campo eléctrico, seguido por **2)** un desequilibrio de fuerzas en los extremos de dicho dipolo. Esto proviene del hecho de que la fuerza ejercida por un campo eléctrico sobre una carga es igual a la cantidad de la carga y a la intensidad *local* del campo sobre esa carga. Ya que las dos cargas (iguales) del dipolo (inducido u orientado) de la partícula se encuentran en intensidades de campo desiguales en el campo divergente, se produce una fuerza neta. Si la partícula se encuentra suspendida en un fluido, también debe considerarse la polarizabilidad del medio. Por ejemplo, si la partícula es más polarizable que el medio, entonces la fuerza neta es de tal magnitud que impulsa a la partícula hacia las regiones de mayor intensidad del campo. Obsérvese que esta afirmación implica que el efecto es independiente del signo absoluto de la dirección del campo, como en este caso. Incluso, los campos que se alternan rápidamente (ca) pueden utilizarse para proporcionar un movimiento *unidireccional* a las partículas en suspensión.

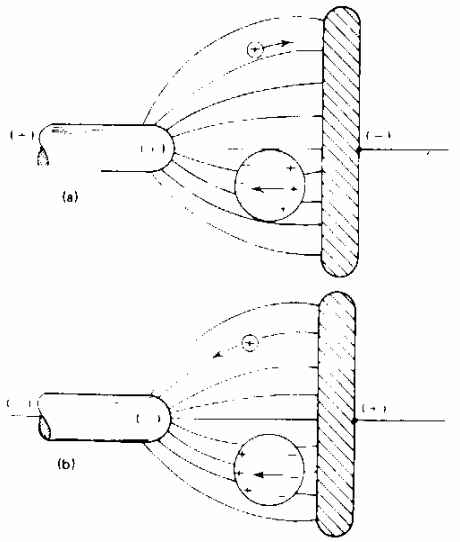


FIG. 17-40 Comparación de los comportamientos de los cuerpos con carga neutra en un campo eléctrico alterno y no uniforme. *a)* El cuerpo con cargas positivas se desplaza hacia el electrodo negativo. El cuerpo neutro se polariza y después es atraído hacia el punto donde el campo es más intenso. Ya que las dos regiones de carga sobre el cuerpo neutro son iguales en la cantidad de carga, pero la fuerza es proporcional al campo local, se obtiene una fuerza neta hacia la región más intensa del campo. *b)* El cuerpo con cargas positivas se desplaza hacia el electrodo negativo. Nuevamente, el cuerpo neutro se polariza, pero no invierte la dirección, a pesar de que se invierte el campo y todavía se desplaza a la región con la máxima intensidad del campo.

Teoría formal Una partícula neutra pequeña en equilibrio dentro de un campo eléctrico estático experimenta una fuerza eléctrica neta, debida a la DEP, que se puede expresar como $\mathbf{F} = (\mathbf{p}\cdot\nabla)\mathbf{E}$, donde $\mathbf{p}$ es el vector del momento dipolo y $\mathbf{E}$ es el campo eléctrico externo. Si la partícula es un dieléctrico simple y es polarizable en forma homogénea, lineal e isotrópica, el momento dipolo se puede expresar como $\mathbf{p} = \alpha v\mathbf{E}$, donde α es la polarizabilidad (escalar), v es el volumen de la partícula y $\mathbf{E}$ es el campo externo. Por consiguiente, la fuerza se expresa como

$$\mathbf{F} = \alpha v(\mathbf{E}\cdot\nabla)\mathbf{E} = \tfrac{1}{2}\alpha v\nabla|\mathbf{E}|^2 \qquad (17\text{-}102)$$

Esta ecuación de fuerza puede utilizarse para calcular la fuerza en los sistemas modelo como una esfera dieléctrica ideal (constante dieléctrtica relativa K_2) en un fluido dieléctrico ideal perfectamente aislante (constante dieléctrica relativa K_1). Por lo tanto, para una esfera dieléctrica ideal en un fluido dieléctrico ideal, la fuerza se puede expresar como

$$\mathbf{F} = 2\pi a^3\varepsilon_0 K_1\left(\frac{K_2 - K_1}{K_2 + 2K_1}\right)\nabla|\mathbf{E}|^2 \qquad (17\text{-}103)$$

(esfera dieléctrica ideal en un fluido ideal)

Explicación heurística Como se observa en la figura 17-41, la respuesta a la DEP de las partículas *reales* (en oposición al aislador perfecto) es bastante complicada. Se utilizará un ejemplo simple para considerar dicha respuesta. La fuerza es proporcional a la diferencia que existe entre las permitividades dieléctricas de la partícula y el medio circundante. Como una parte de la polarización en los sistemas reales está activada térmicamente, existe una respuesta retrasada que se muestra como un retraso de fase entre $\mathbf{D}$, el desplazamiento dieléctrico, y $\mathbf{E}$, la intensidad del campo eléctrico. Para tomar en cuenta lo anterior se puede reemplazar la constante dieléctrica simple (absoluta) ε por la constante dieléctrica compleja (absoluta) $\hat{\varepsilon} = \varepsilon' - i\varepsilon'' = \varepsilon' - i\sigma/\omega$ donde ω representa la frecuencia angular del campo aplicado. Por ejemplo, para el tratamiento de objetos esféricos, el reemplazo

$$F \propto \frac{\varepsilon_1(\varepsilon_2 - \varepsilon_1)}{\varepsilon_2 + 2\varepsilon_1} \rightarrow \mathrm{Re}\left\{\frac{\hat{\varepsilon}_1(\hat{\varepsilon}_2 - \hat{\varepsilon}_1)}{\hat{\varepsilon}_2 + 2\hat{\varepsilon}_1}\right\} \qquad (17\text{-}104)$$

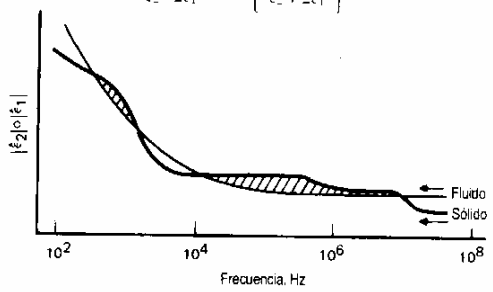


FIG. 17-41 La explicación heurística del espectro de frecuencia de la velocidad de recolección dielectroforética (DCR). Las curvas de los valores absolutos de las permitividades complejas del medio fluido y las partículas en suspensión se muestran que pasan cerca, pero no en forma totalmente coincidente en el intervalo de frecuencia del campo eléctrico aplicado. Cuando la permitividad (constante dieléctrica) de las partículas excede la del medio de suspensión, ocurre la recolección o "dielectroforesis positiva". En los intervalos de frecuencia en los que la permitividad de las partículas es inferior a la del medio de suspensión, no ocurre recolección en las regiones de mayor intensidad de campo. En su lugar, existe "dielectroforesis negativa", es decir, el desplazamiento de las partículas hacia las regiones de menor intensidad del campo.

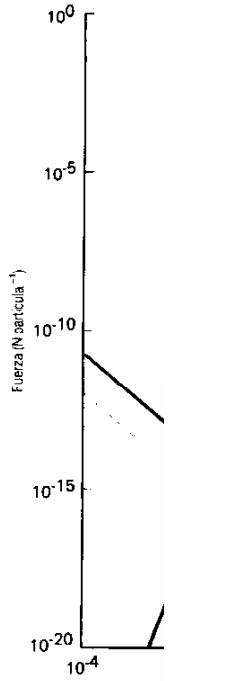


FIG. 17-42 Comparació
(F_{∞}), en función del diáme

se puede hacer, donde $\hat{\varepsilon}$

Con esta expresión d
explicar la respuesta con

Una partícula como,
que tiene varios mecani
de la frecuencia y cont
partícula $|\hat{\varepsilon}|$. La curva
rentes mecanismos en
son debidos a increme
polarización de un líqui
circundante. Esta curva
constante, a una frecue
si (y por consiguiente |
tanto, la partícula pued
campo, repelida de dich
pendiendo de la frecuen
vas de la figura 17-53.

Limitaciones Es d
pequeño de la partícula
Para ello se considera l
la DEP y a la presión osm
al azar las partículas y t
En la figura 17-42 se m
lada para las condicion
ción del radio de la partí
pequeñas que pueden se
en el intervalo de 0.01 a

Otra limitación a cons
za de la DEP. Este fact

nsidad del campo. Obsér-
fecto es independiente del
omo en este caso. Incluso,
ca) pueden utilizarse para
al a las partículas en sus-

queña en equilibrio dentro
una fuerza eléctrica neta,
no $\mathbf{F} = (\mathbf{p}\cdot\nabla)\mathbf{E}$, donde $\mathbf{p}$ es
po eléctrico externo. Si la
rizable en forma homogé-
se puede expresar como $\mathbf{p}$
lar), v es el volumen de la
guiente, la fuerza se expre-

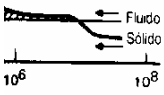
$$|\mathbf{E}|^2 \qquad (17\text{-}102)$$

para calcular la fuerza en
trica ideal (constante die-
ideal perfectamente ais-
Lo tanto, para una esfera
al, la fuerza se puede ex-

$$|\mathbf{E}|^2 \qquad (17\text{-}103)$$

en la figura 17-41, la res-
posición al aislador per-
jemplo simple para consi-
ional a la diferencia que
la partícula y el medio cir-
n los sistemas reales está
retrasada que se muestra
iento dieléctrico, y E, la
en cuenta lo anterior se
mple (absoluta) ε por la
$\varepsilon' - i\varepsilon'' = \varepsilon' - i\,\sigma/\omega$ donde
o aplicado. Por ejemplo,
emplazo

$$\left.\begin{matrix} \\ 1 \end{matrix}\right\} \qquad (17\text{-}104)$$



de frecuencia de la veloci-
as de los valores absolutos
as partículas en suspensión
mente coincidente en el in-
Cuando la permitividad
medio de suspensión, ocu-
os intervalos de frecuencia
a la del medio de suspen-
ntensidad de campo. En su
lesplazamiento de las par-
po.

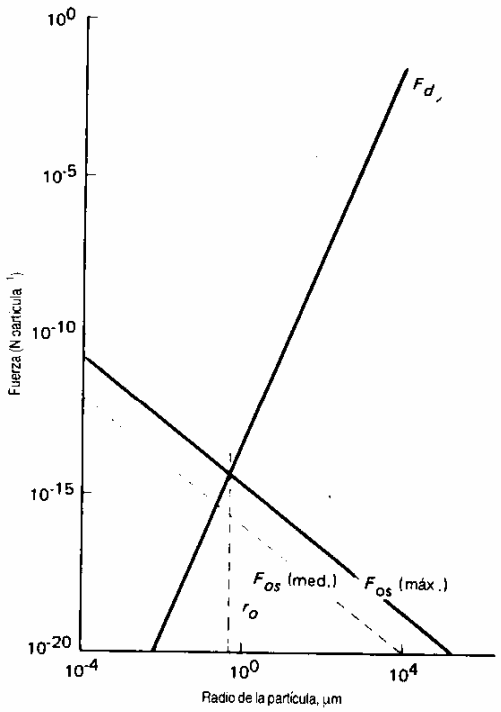


FIG. 17-42 Comparación de las fuerzas dielectroforética (F_d) y osmótica (F_{os}), en función del diámetro de partícula.

se puede hacer, donde $\hat{\varepsilon}^*$ es el conjugado complejo de $\hat{\varepsilon}$.

Con esta expresión de fuerza para los dieléctricos reales, es posible explicar la respuesta complicada de la DEP con ayuda de la figura 17-41.

Una partícula como, por ejemplo una célula viva, se puede suponer que tiene varios mecanismos diferentes de polarización, que dependen de la frecuencia y contribuyen a la polarización total efectiva de la partícula $|\hat{\varepsilon}|$. La curva gruesa de la figura 17-41 muestra que los diferentes mecanismos en el escalonamiento descendente de la partícula son debidos a incrementos de frecuencia. La curva delgada muestra la polarización de un líquido simple homogéneo, que constituye el medio circundante. Esta curva es una función uniforme que se transforma en constante, a una frecuencia elevada. Como las curvas se cruzan entre sí (y por consiguiente $|\varepsilon_2| = |\varepsilon_1|$), ocurren varias respuestas. Por lo tanto, la partícula puede ser atraída hacia la región más intensa del campo, repelida de dicha región o no experimentar alguna fuerza, dependiendo de la frecuencia. El resultado neto será similar al de las curvas de la figura 17-53.

Limitaciones Es deseable tener una estimación del tamaño más pequeño de la partícula que se ve afectado en forma eficaz por la DEP. Para ello se considera la fuerza ejercida sobre una partícula, debida a la DEP y a la presión osmótica. Esta última fuerza de difusión colocará al azar las partículas y tiende a destruir el control ejercido por la DEP. En la figura 17-42 se muestra una gráfica de estas dos fuerzas, calculada para las condiciones prácticas y representativas, como una función del radio de la partícula. Se puede observar que las partículas más pequeñas que pueden ser manejadas en forma eficaz por la DEP están en el intervalo de 0.01 a 0.1 μm (100 a 1000 Å).

Otra limitación a considerar es el volumen que puede afectar la fuerza de la DEP. Este factor se puede controlar mediante el diseño de

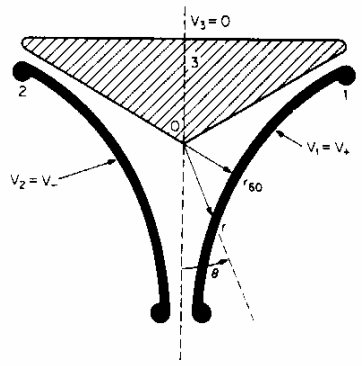


FIG. 17-43 Geometría práctica de un campo isomotivo, en la que se muestra el radio crítico que caracteriza a los electrodos isomotivos, r_{60}. El electrodo 3 está al potencial de tierra, en tanto que los electrodos 1 y 2 están a $V_1 = V_+$ y $V_2 = V_- = -V_+$ respectivamente. Las caras internas de los electrodos 1 y 2 siguen $r = r_0\,[\text{sen}\,(3\theta/2)]^{-2/3}$ en tanto que el electrodo 3 forma un ángulo de 120° con la línea central.

los electrodos. Por ejemplo, considérense los electrodos de geometría cilíndrica. En la práctica, esto sería un cilindro con un alambre al centro, para proporcionar los dos electrodos. El campo en este sistema es proporcional a $1/r$. Por consiguiente, la fuerza de la DEP es $F_{DEP} \propto \nabla\,|E^2| \propto 1/r^3$ de tal manera que cualquier diferencia en la polarización de la partícula puede estar disimulada exclusivamente por las diferencias de posición en la fuerza. En el exterior del cilindro, la fuerza de la DEP puede ser demasiado pequeña para afectar en forma apreciable a las partículas. La forma más deseable del electrodo es aquella en la cual la fuerza es independiente de la posición dentro del campo no uniforme. Este sistema de electrodos "isomotivos" se muestra en la figura 17-43.

Aplicaciones de la dielectroforesis En los pasados 20 años, las aplicaciones de la DEP se han incrementado considerablemente, hasta el punto en el que se utiliza para el manejo y estudio de los materiales biológicos, coloidales y minerales. Los efectos de los campos eléctricos no uniformes se emplean para el manejo de los materiales en forma de partículas más a menudo de lo que generalmente se reconoce. Esto incluye la eliminación de partículas por "electrofiltración", la clasificación de mezclas o su inverso, el mezclado y la coalescencia de suspensiones. Además de estos efectos que incluyen los movimientos de traslación de las partículas, en algunos sistemas se aplican las fuerzas de orientación o torsión disponibles en los campos no uniformes. Un ejemplo bien conocido de esto último es la colocación de esmeril en los papeles de lija. Otros ejemplos de las industrias multimillonarias que dependen de la DEP son la xerografía y muchos otros procesos.

Una distinción clara entre la **electroforesis** (la acción de un campo sobre un objeto que transporta un exceso de cargas libres) y la **dielectroforesis** (la acción del gradiente del campo sobre objetos neutros) debe recordarse siempre.

Dielectrofiltración Un dielectrofiltro es un dispositivo que utiliza la acción de un campo eléctrico para ayudar a la eliminación y filtración de partículas de un medio fluido. Los dielectrofiltros tienen una ventaja muy obvia sobre los filtros mecánicos, ya que pueden eliminar partículas que son mucho *más pequeñas* que los canales de flujo en el filtro. En contraste, el filtro mecánico ideal debe tener todos sus pasajes más pequeños que las partículas a eliminar. La resistencia resultante al flujo puede ser una restricción para el empleo y consumirá energía, a menos que se utilice un fenómeno semejante a la dielectrofiltración.

En la dielectrofiltración se pueden utilizar (y a menudo se utilizan) tanto la electroforesis como la dielectroforesis durante su aplicación. El proceso físico preciso que predomina depende de varios parámetros

físicos del sistema y está determinado por factores, como, por ejemplo, la intensidad y la frecuencia del campo, la conductividad eléctrica y las constantes dieléctricas de los materiales presentes. A pesar de que estos factores necesitan atención constante para la operación óptima del dielectrofiltro, esta tarea adicional está más que compensada por las ventajas de la dielectrofiltración, como son mayor capacidad y menor sensibilidad a los problemas de viscosidad, etc. Para operar el dielectrofiltro en la modalidad predominantemente electroforética se requiere que el exceso de cargas libres de un signo o del otro se encuentre en la partícula. Las cargas necesarias pueden estar presentes en forma natural, como en una sol cargada o pueden implantarse en forma artificial, como, por ejemplo, mediante el paso de las partículas a través de una descarga tipo corona. En la actualidad se utiliza ampliamente la dielectrofiltración mediante la carga tipo corona, o sea la técnica de Cottrell en la que predomina la electroforesis.

A continuación se presenta un análisis de la electrofiltración, que trata básicamente con la modalidad dielectroforética. Véase la subsección siguiente "Procesos innovadores de separación sólido-líquido" para un examen de los procesos de electrofiltración que incluyen electroforesis.

Para operar el dielectrofiltro (en la modalidad predominantemente dielectroforética) se debe evitar la presencia de cargas libres sobre las partículas. Si las partículas se cargan durante la operación, puede ocurrir un ciclo de cargas y descargas alternadas, en el cual las partículas se desplazan de uno a otro electrodo. Esto puede ocurrir si se utilizan campos estáticos o de muy baja frecuencia. Por este motivo, los efectos tipo corona y similares pueden causar problemas y, a menudo, es necesario reducirlos al mínimo. Para estar seguros de ello, la fuerza de la DEP debe ser proporcional al campo aplicado [en realidad, a $\nabla(E)^2$], pero los campos muy intensos pueden producir problemas como la inyección de carga. Para una operación óptima es necesario llegar a una situación de compromiso entre tener un valor de $\nabla(E)^2$ tan bajo que las fuerzas de la DEP sean insuficientes para una operación confiable y tener un valor de **E** tan elevado que las descargas (p. ej., tipo corona) interfieran con la operación confiable del dielectrofiltro. En un medio aislante, como, por ejemplo, aire o hidrocarburos líquidos, se prefiere operar con campos que varían entre 10 y 10 000 V/cm. En un medio más conductor, como, por ejemplo, agua, acetona o alcohol, por lo general se prefiere operar con campos más bajos, del orden de 0.01 a 100 V/cm. Los intervalos más elevados del campo, citados antes, pueden ser inadecuados si están presentes cambios bruscos en la conductividad.

Otro factor de importancia en la dielectrofiltración es la necesidad de tener el efecto de la DEP firmemente operativo sobre *todas* las porciones del fluido que pasan. Pasar por alto este factor es la causa más común de una dielectrofiltración incompleta. Un buen diseño del dielectrofiltro recalcará este punto crucial. Desde el punto de vista numérico, considérese el factor esencial del campo para la fuerza de la DEP, o sea, $\nabla(\mathbf{E}_0)^2$. Cerca de los puntos agudos, por ejemplo, **E**, el campo eléctrico varía con la distancia radial r como $E \propto r^{-2}$; por consiguiente, el factor de fuerza de la DEP varía como $\nabla(E)^2 \propto r^{-5}$. En las cercanías de las fuentes de la "línea" agudas, por ejemplo, las orillas de las placas de los electrodos, $E \propto r^{-1}$ y por lo tanto $\nabla(E)^2 \propto r^{-3}$. Si la distancia varía en un factor igual a 4 de la fuente eficaz del campo, en estos casos debe esperarse que la fuerza de la DEP se debilite en un factor de 1024 o 64, respectivamente, para la fuente del punto y la de la línea. El asunto es aún más problemático cuando se utilizan dieléctricos con torcedura o enrollamiento del campo (definidos posteriormente), para lograr la máxima filtración. En este caso, el material de torcedura del campo está hecho para producir campos dipolos similares a los que induce el campo eléctrico aplicado. Si nos preguntamos cómo varía el factor crítico $\nabla(E)^2$ con la distancia que lo separa de dicho dipolo, descubrimos que como el campo E_d en un dipolo varía aproximadamente en función de r^{-3}, puede esperarse que $\nabla(E)^2$ varíe en función de r^{-7}. Por consiguiente, es muy importante que las partículas que se deben eliminar del fluido pasen muy cerca de la superficie del material de torcedura del campo, o de otro modo no se podrán manejar en forma eficaz. Obviamente, es muy difícil mantener un tratamiento exitoso y uniforme de la dielectrofiltración del fluido que pasa a través de regiones con tan amplias variantes. Los problemas se pueden reducir al mínimo al asegurarse de que todos los elementos del fluido pasen cerca de esas fuentes de campos en el dielectrofiltro. En la práctica, esto se logra mediante la construcción del electrofiltro a partir de un ensamble de electrodos altamente atenuados, o bien mediante un conjunto de electrodos metálicos relativamente sencillos y muy espaciados, entre los que se coloca un ensamble de material dieléctrico sólido finamente dividido que tenga una permitividad compleja diferente a la del fluido a tratar. El dieléctrico sólido (fibras, esferas, pedacería) sirve para producir campos no uniformes o **torceduras del campo**, que atraen las partículas a filtrar. Al tratar fluidos con una baja constante dieléctrica, como, por ejemplo, aire o hidrocarburos fluidos, se ven los materiales de torcedura o enrollamiento del campo, como bolas de cerámica sinterizada, rejillas de fibra de vidrio, espuma de poliuretano de malla abierta, alúmina, pedacería o partículas de $BaTiO_3$.

Un ejemplo de dielectrofiltro práctico que utiliza los dos aspectos descritos, es decir, electrodos agudos y material dieléctrico de relleno para el arrollamiento del campo, es el que aparece en la figura 17-44 [H. J. Hall y R. F. Brown, *Lubric. Eng.*, **22**, 488 (1966)]. Este dielectrofiltro se utiliza con fluidos hidráulicos, aceites combustibles y lubricantes, aceites para transformador, lubricantes y diferentes fluidos de las refinerías. Los datos de rendimiento se citan en la figura 17-45. Debe observarse que, en opinión de Hall y Brown, la acción del dielectrofiltro es "electrostática" debida a las cargas libres en las partículas dispersadas en los líquidos. Sin embargo, en opinión del autor de esta subsección, en este caso operan tanto la electroforesis como la dielectroforesis, pero el mecanismo predominante es el de la DEP, en el cual las partículas neutras se polarizan y son atraídas a las regiones de mayor intensidad del campo.

Otro ejemplo del empleo comercial de la DEP está en la clasificación de los polímeros [A. N. Wennerberg, Patente U.S. Núm. 2 914 453, 1959; transferida a Standard Oil Company (Indiana)]. En este caso se utilizaron potenciales de ca o cc, mientras se pasaban las suspensiones a clarificar, a través de regiones con una razón de área respecto al área del electrodo de 10:1 o 100:1 y con campos del orden de 10 kV/cm. Para mejorar considerablemente la filtración, como es de esperarse para la DEP, se observaron torceduras del campo producidas por la presencia de varios dieléctricos sólidos. La filtración de polímeros fundidos o disueltos para liberarlos de cantidades objetables de residuos de catalizador es más eficaz si un material dieléctrico sólido

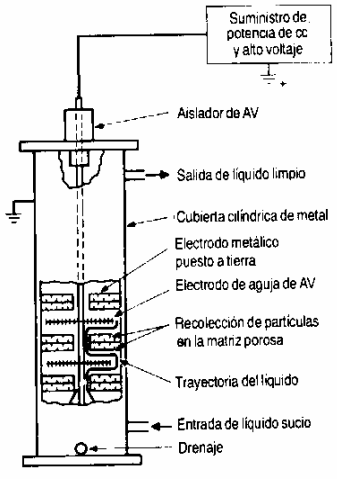


FIG. 17-44 Diagrama que muestra la función de un limpiador electrostático de líquido.

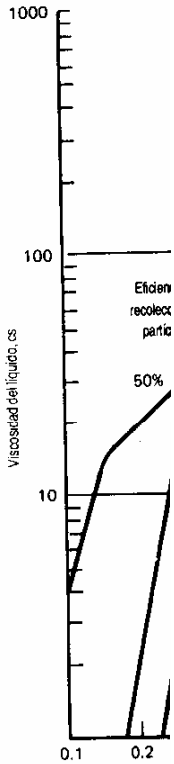


FIG. 17-45 Datos de
tico de líquido con alta

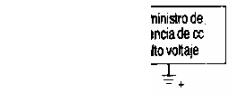
está presente entre l
atapulguita, gel de s
cia de la filtración a
nación del color se
campo aplicado. Se
elimina de 4 a 10 ve
de la DEP. Resultad
Yaniv y Zimmels, *F*
Polonia, 83-105 (19

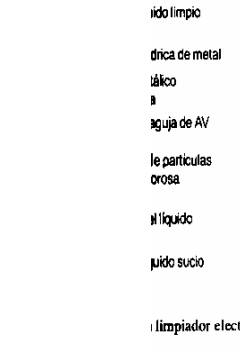
Los casos citados
ción de líquidos; ah
dielectrofiltración
los filtros de aire
rablemente mejora
en la operación. Se
nen cantidades mín
también son muy re
lectado las partícu
el medio filtrante,
arrastre.

Se puede definir
filtración de gas, o
que es igual a la ra
que se pueden limp
ción de voltaje. Po

través de regiones con
reducir al mínimo al
o pasen cerca de esas
práctica, esto se logra
tir de un ensamble de
e un conjunto de elec-
espaciados, entre los
rico sólido finamente
iferente a la del fluido
acería) sirve para pro-
ampo, que atraen las
constante dieléctrica,
, se ven los materiales
olas de cerámica sin-
poliuretano de malla
O_3.
iliza los dos aspectos
dieléctrico de relleno
ece en la figura 17-44
(1966)]. Este dielec-
es combustibles y lu-
es y diferentes fluidos
tan en la figura 17-45.
n, la acción del dielec-
ibres en las partículas
inión del autor de esta
oresis como la dielec-
el de la DEP, en el cual
a las regiones de ma-

P está en la clasifica-
nte U.S. Núm. 2 914
[Indiana)]. En este ca-
se pasaban las suspen-
azón de área respecto
mpos del orden de 10
ación, como es de es-
del campo producidas
a filtración de políme-
tidades objetables de
rial dieléctrico sólido





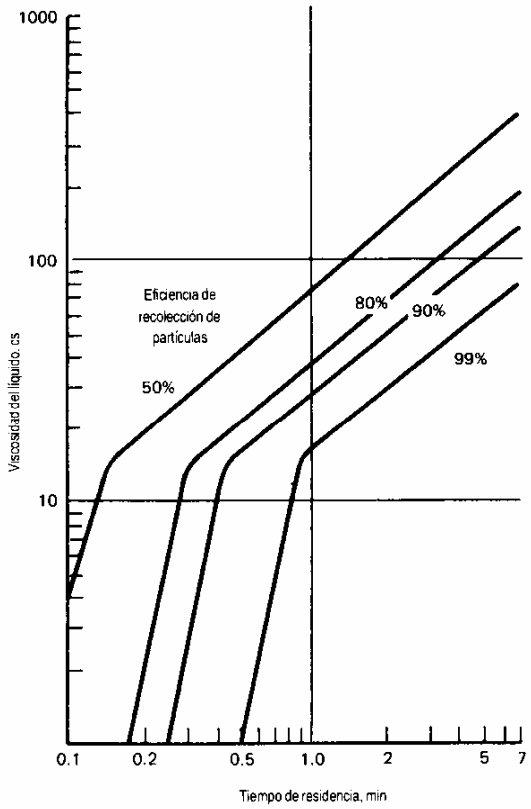


FIG. 17-45 Datos de rendimiento para un limpiador electrostático característico de líquido con alta eficiencia.

está presente entre los electrodos. Dicho material puede ser arcilla de atapulguita, gel de sílice, tierra de Fuller, alúmina o bauxita. La eficacia de la filtración a través de estos sólidos de absorción para la eliminación del color se mejora considerablemente por la presencia de un campo aplicado. Se informa que una cantidad determinada de arcilla elimina de 4 a 10 veces más color que el que se eliminaría en ausencia de la DEP. Resultados similares fueron informados por Lin *et al.* [Lin, Yaniv y Zimmels, *Proc. XIIIth Int. Miner. Process. Congr.*, Wroclaw, Polonia, 83-105 (1979)].

Los casos citados son ejemplos del empleo de la DEP para la filtración de líquidos; ahora se analizará el uso de la DEP como ayuda en la dielectrofiltración de gases. Fielding *et al.* observan que la eficacia de los filtros de aire con fibra de vidrio de alta calidad se ve considerablemente mejorada, en un factor de 10 o más, si se incorpora la DEP en la operación. Se requiere muy poca corriente o potencia y se obtienen cantidades mínimas de ozono. Los requerimientos del tipo corona también son muy reducidos. La fuerza de la DEP, una vez que ha recolectado las partículas, continúa su acción sobre las ya asentadas en el medio filtrante, mejorando su adhesión y reduciendo al mínimo el arrastre.

Se puede definir el grado en que la DEP incrementa la eficacia de la filtración de gas, o sea, el factor de aumento dielectroforético (DAF), que es igual a la razón de los volúmenes de aerosol y de gas cargado que se pueden limpiar en forma eficaz en el filtro, con y sin la aplicación de voltaje. Por ejemplo, la aplicación de 11 kV/cm dio un valor

TABLA 17-30 Aumento de la filtración por dielectroforesis de un aerosol líquido*

Velocidad del aire, cm/s	DAF a 2 kV	DAF a 3.5 kV	DAF a 5 kV	DAF a 7 kV
Aerosol con partículas de ftalato de dioctilo de 0.3 μm de diámetro				
3	8	19	95	330
6	3	13	39	120
9	3	11	28	100
15	2	6	13	42
20	2	5	9	27
28	2	4	6	14
39	2	3	4	9
50	1	2	3	6
Aerosol con partículas de ftalato de dioctilo de 1.0 μm de diámetro				
3	30	110	300	1100
6	6	3	95	360
9	4	18	50	170
15	3	10	20	50
20	2	6	13	35
28	2	4	8	18
39	2	3	5	11
50	1	2	3	7
Aerosol de ceniza volátil				
6	10	30	80	
10	8	30	80	
14	5	20	40	
20	4	10	30	70
35	3	7	10	20
45	1	2	6	
53	1	2	7	10

* El factor de aumento dielectroforético DAF se midió experimentalmente en función de la velocidad del aire y el voltaje aplicado, en un filtro de fibra de vidrio (HP-100, Farr Co.). *Cf.* Fielding, Thompson, Bogardus y Clark, *Dielectrophoretic Filtration of Solid and Liquid Aerosol Particulates*, Prepr. 75-32.2, 68th ann. meet. Air Pollut. Control Assoc., Boston, junio, 1975.

del DAF de 30, para partículas de ftalato de dioctilo en aire con un diámetro de 1 μm, lo cual implica que la penetración del filtro de vidrio se reduce treinta veces mediante la aplicación de un campo de 1100 kV/m. Resultados similares se obtuvieron al utilizar ceniza volátil "estándar" suministrada por el Air Pollution Control Office perteneciente a la U. S. Environmental Protection Agency. En la tabla 17-30 y la figura 17-46 aparecen los datos obtenidos para varios aerosoles probados. La relación $DAF = kV^2/v$ se mantiene aproximadamente para cada aerosol. En este caso, el factor de aumento DAF producido por la dielectrofiltración depende de una constante K, característica del material, respecto al cuadrado del voltaje aplicado y el inverso de la velocidad de flujo volumétrico v a través del filtro.

Vale la pena observar que en el caso del filtro para aire descrito antes, la DEP sirve como un aumento, en lugar de ser un mecanismo exclusivo, para la eliminación de las partículas. Un aspecto característico del filtro dielectroforético de gas es que la fuerza de la DEP es máxima cuando las partículas están en o sobre la superficie de la fibra.

Esto hace que los depósitos se retengan fuertemente gracias a este mecanismo especial de filtración y, en consecuencia, contrasta en forma importante con los otros tipos de filtros de gas, en los que el mecanismo de filtración deja de actuar después de la captura de las partículas. Especialmente en el caso de los tradicionales mecanismos electrostáticos, que incluyen exclusivamente atracción de las cargas, la simple alternancia de la carga en la partícula, por ejemplo, causada por la conducción normal, a menudo produce la interrupción de la operación del filtro, por repulsión de la partícula desde el electrodo de contacto. Por otra parte, la filtración mecánica depende de la acción de captura accidental de las partículas o de las fuerzas de van der Waals, etc., para retener las partículas. La elevada eficiencia que se puede obtener con los electrofiltros sugiere un empleo más amplio.

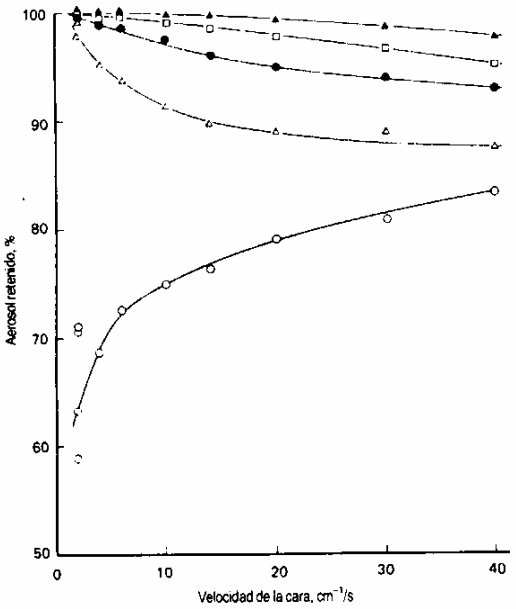


FIG. 17-46 Eficiencia de un electrofiltro, en función de la velocidad de flujo de gas, a 5 voltajes diferentes. Materiales del experimento: partículas de dioctil ftalato en aerosol con 1 μm de diámetro; filtro de fibra de vidrio. Símbolos: ○, sin aplicar voltaje; △, 2 kV; ● 3.5 kV; □, 5 kV; ▲, 7 kV. [After Fielting et al., *Dielectrophoretic Filtration of Solid and Liquid Aerosol Particulates*, Prepr. 75-32.2, 68th ann. meet., Air Pollut. Control Assoc., Boston, junio, 1975.]

Clasificación de las partículas Las técnicas de la DEP se pueden aplicar también a la clasificación y separación de partículas de muchas clases. Las separaciones basadas en la DEP dependen de las diferencias en la polarizabilidad de las partículas, que puede ser útil cuando los métodos magnéticos, la filtración mecánica o las separaciones basadas en la densidad no son eficaces.

Black y Hammond utilizaron la DEP para la separación de productos biológicos. Las separaciones se realizaron en disolventes orgánicos no polares, con una mezcla de fosfátidos y micelas de frijol de soya y también en una mezcla de esporas muertas de bacterias y células muertas de bacterias vegetales. En este proceso intermitente, la cámara de los electrodos se llena con la mezcla, se aplica el campo y se extraen partes separadas.

Verschure y Ijlst [*Nature*, **211**, 619 (1966)] desarrollaron un método mejorado para la separación continua de las partículas, que utiliza rejillas para producir el campo eléctrico no uniforme. Este separador, mostrado en la figura 17-47, consta de dos electrodos paralelos espaciados 3 mm. A los electrodos se suministran entre 0 y 2 kV a 50 Hz. El electrodo superior es una placa de metal, aislada con Mylar (politereftalato de etileno), para evitar cortocircuitos. El electrodo inferior es una rejilla que produce un campo no uniforme y permite que las partículas pasen a través de ella. Cuando están en operación, los electrodos están inmersos en un medio líquido, con la constante dieléctrica adecuada. La mezcla de mineral se introduce entre los electrodos por medio de un vibrador. Si el líquido se escoge de tal manera que su constante dieléctrica se encuentre entre la de los minerales, las partículas con una constante dieléctrica más elevada tienden a formar cadenas y se quedan entre los electrodos, para ser transportadas después a un colector. Las partículas con constante dieléctrica más baja pasan a través del electrodo de rejilla hacia otro colector. Este aparato se utiliza para la separación de mezclas de minerales pulverizados: **1)** nigerita, casiterita y columbita-tantalita, y **2)** biotita y astrofilita. El medio líquido para la primera separación es diftalato de *n*-butilo, en tanto que para la segunda se utiliza una mezcla de 2:3 de alcohol butílico y keroseno. Se obtienen buenas separaciones de ambas mezclas después de varios pasos.

Pohl y Plymale [*J. Electrochem. Soc.*, **107**, 386 (1960)] desarrollaron un separador continuo en el que se utiliza la geometría del electrodo isomotivo. En este separador, mostrado en las figuras 17-48 y 17-49, las partículas se pasan entre los electrodos mediante un vibrador. Los electrodos están colocados con una pendiente bastante grande y ligeramente torcidos (1 a 6°) sobre el eje longitudinal. En el extremo inferior del electrodo existen dos compuertas de salida. Las partículas más polares tienden a ser empujadas contra la fuerza de gravedad y salen por la compuerta superior, mientras que las partículas menos polares salen por la compuerta inferior.

Durante la operación, los electrodos están sumergidos en un medio líquido, la mezcla de minerales se alimenta entre los electrodos por medio de un vibrador y los electrodos se hacen vibrar en forma separada, para que las partículas desciendan. A los electrodos se aplica un

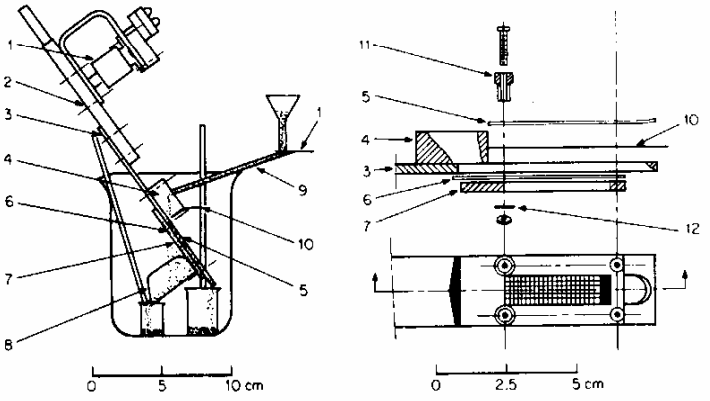


FIG. 17-47 Diagrama del separador inventado por Verschure e Ilst: 1) vibrador variable, 2) base del vibrador (cloruro de polivinilo rígido), 3) cuerpo del separador (Perspex), 4) túnel del separador (Perspex), 5) electrodo superior (cobre), 6) electrodo de malla (malla de cobre de 0.75 mm), 7) placa de sujeción (Perspex), 8) rampa (Mylar), 9) rampa del alimentador, 10) hoja de aislamiento, 11) buje (Teflón) y 12) anillo (Teflón).

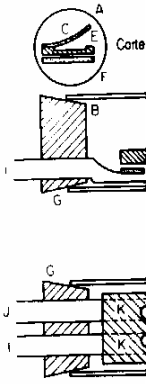


FIG. 17-48 Diagrama
dielectroforéticas conti
dieléctrico; *C*, electrodo
cansan en una ranura pl
ranurada; *F*, electrodo i
de la alimentación, cob
salida, cobre; *K*, aguje
(Reimpreso con permis

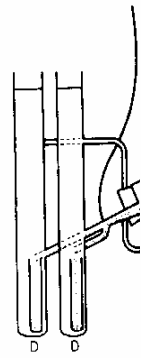


FIG. 17-49 Diagram
fuente de alto voltaje;
E, tolva de abastecimi
autorización del editor

voltaje que varía e
selecciona una cons
la de una de las part
que las partículas c
líquido no experim
campo y, en consec
cooperativo (de la
Este aparato se u
Recientemente, Te
trar la separación d
color ámbar y cris
entre 20 y 140 mall
nía difenil sulfona.
menos polar. Por o
ción continua de va

eparación de produc-
n disolventes orgáni-
icelas de frijol de soya
le bacterias y células
ntermitente, la cáma-
aplica el campo y se

arrollaron un método
ículas, que utiliza re-
rme. Este separador,
rodos paralelos espa-
re 0 y 2 kV a 50 Hz. El
con Mylar (politeref-
electrodo inferior es
permite que las partí-
ración, los electrodos
tante dieléctrica ade-
os electrodos por me-
nera que su constante
las partículas con una
nar cadenas y se que-
lespués a un colector.
asan a través del elec-
e utiliza para la sepa-
) nigerita, casiterita y
dio líquido para la pri-
) que para la segunda
eroseno. Se obtienen
s de varios pasos.
6 (1960)] desarrolla-
) geometría del elec-
n las figuras 17-48 y
s mediante un vibra-
iente bastante grande
adinal. En el extremo
salida. Las partículas
uerza de gravedad y
partículas menos po-

ergidos en un medio
re los electrodos por
'ibrar en forma sepa-
ectrodos se aplica un

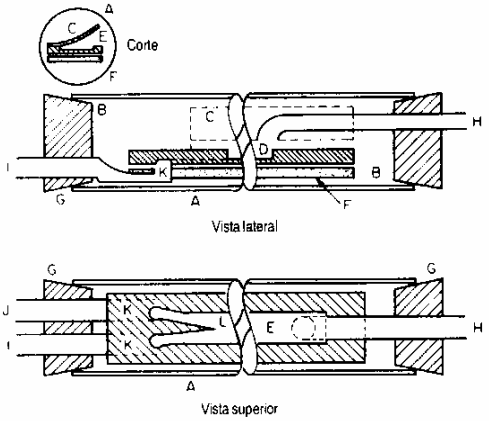


FIG. 17-48 Diagrama esquemático de una celda isomotiva para separaciones dielectroforéticas continuas: *A*, pared exterior de vidrio de la celda; *B*, líquido dieléctrico; *C*, electrodo superior curvo de bronce; *D*, partículas sólidas que descansan en una ranura plana de la placa aisladora de Teflón; *E*, placa de Teflón, ranurada; *F*, electrodo inferior plano de bronce; *G*, tope de neopreno; *H*, entrada de la alimentación, cobre; *I*, tubo inferior de salida, cobre; *J*, tubo superior de salida, cobre; *K*, agujeros de salida y *L*, corte divisor de la ranura en Teflón. (Reimpreso con permiso del editor, The Electrochemical Society, Inc.,)

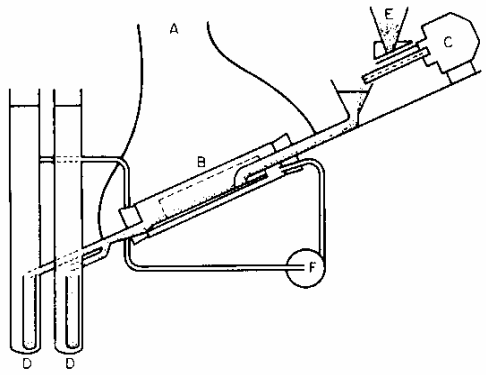


FIG. 17-49 Diagrama esquemático de la operación de una celda isomotiva: *A*, fuente de alto voltaje; *B*, celda isomotiva; *C*, vibrador; *D*, recolectores de polvo; *E*, tolva de abastecimiento de la mezcla de polvo y *F*, bomba. (Reimpreso con autorización del editor, The Electrochemical Society, Inc.)

voltaje que varía entre 0 y 2 kV a 60 Hz. Se ha descubierto que si se selecciona una constante dieléctrica del medio líquido muy cercana a la de una de las partículas, se mejora la eficiencia de la separación, ya que las partículas con una constante dieléctrica eficaz cercana a la del líquido no experimentan la fuerza ejercida por la DEP, no deforman el campo y, en consecuencia, no se ven afectadas por el comportamiento cooperativo (de la DEP mutua) de las otras partículas.

Este aparato se utiliza para separar muchas mezclas de minerales. Recientemente, Terry y Pohl utilizaron un aparato similar para demostrar la separación de vidrios comerciales. Se utilizaron vidrios verdes, color ámbar y cristales claros con diámetros de partícula que variaron entre 20 y 140 mallas. El líquido de apoyo fue biciclohexil, que contenía difenil sulfona. El vidrio verde fue el más polar y el cristal claro el menos polar. Por otra parte, también se obtuvo fácilmente la separación continua de varias mezclas (véase la Fig. 17-50).

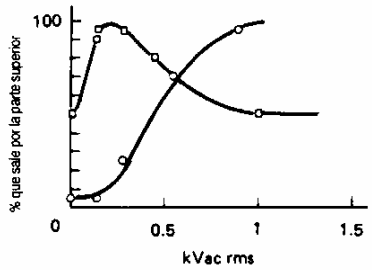


FIG. 17-50 Comportamiento de la mezcla de partículas de dicromato de sodio y dióxido de titanio (rutilo) en una celda isomotiva. Símbolos: □, porcentaje de rutilo en el polvo que sale por la parte superior; O, porcentaje de polvo total, que sale por la parte superior.

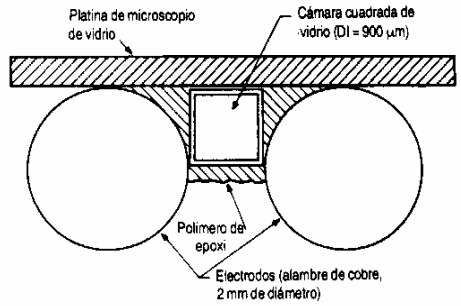


FIG. 17-51 Vista de la sección transversal de una cámara con flujo continuo, en la que se muestra el arreglo de la cámara cuadrada y los electrodos de alambre. Para convertir micrómetros en pies, multiplíquese por 3.281×10^{-6}; para convertir milímetros en pies, multiplíquese por 3.281×10^{-3}.

Por consiguiente, se ha demostrado la separación continua de minerales por DEP en medios fluidos de baja conductividad, que, en apariencia, está lista para aplicaciones más amplias. Sin embargo, la separación de partículas biológicas en medios acuosos más conductores es un problema más difícil, por las limitaciones necesarias para mantener la viabilidad de las células vivas. Estas limitaciones incluyen el empleo de un medio acuoso suelto, bajos niveles específicos de polvo y pequeñas dimensiones de la cámara de flujo.

Pohl y Kaler [*Cell Biophys.*, **1**, 15-28 (1979)] informaron sobre la clasificación continua de mezclas de células vivas. Sus aparatos (Fig. 17-51 y 17-52) se caracterizan por una corriente central de células, rodeada por una corriente que la cubre. Esto permite que las células se desvíen hacia la región del campo más intenso, o lejos de ella.

Las células vivas son más complicadas que las partículas inanimadas y, en consecuencia, tienen una DEP más complicada, al graficarla contra las respuestas de frecuencia. En la figura 17-53 aparece la respuesta de la DEP (DCR) para varias especies diferentes de organismos unicelulares, medida en un intervalo amplio de frecuencias. Como se puede observar, el espectro resultante para cada especie es distinto. El espectro de la DEP refleja no sólo los tipos de células, sino también los cambios en las condiciones fisiológicas de un tipo determinado. Por ejemplo, se han logrado separaciones o distinciones de células con dieta diferente y aquellas que difieren en edad, tratamiento químico o fisiología (p. ej., las hemofilias y las normales). Se pueden rastrear los cambios en el ciclo de reproducción utilizando una técnica unicelular. La separación biológica mediante la DEP se ha convertido en una herramienta poderosa y sutil.

PROCESOS INNOVADORES DE SEPARACIÓN SÓLIDO-LÍQUIDO

FILTRACIÓN CON FLUJO TRANSVERSAL

REFERENCIAS GENERALES: Henry, "Cross Flow Filtration," in Li (ed.), *Recent Developments in Separation Science*, vol. 2, CRC Press, Cleveland, 1972.

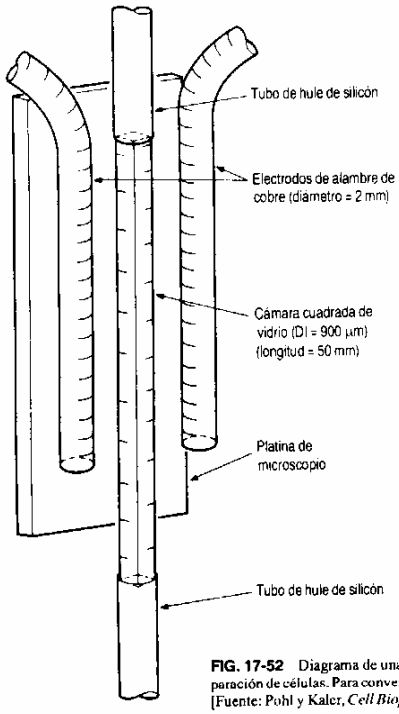


FIG. 17-52 Diagrama de una cámara dielectroforética continua utilizada en la separación de células. Para convertir milímetros en pies, multiplíquese por 3.281×10^{-3}. [Fuente: Pohl y Kaler, *Cell Biophys.*, **1**, 15-28 (1979)].

Concepto del proceso La filtración es muy utilizada en los procesos de separación sólido-líquido. Los procesos convencionales de filtración operan con el flujo de "extremo muerto" de la lechada o suspensión hacia el medio filtrante. De ser así, si la diferencial de presión de impulso se mantiene constante, la velocidad de filtración disminuye con el tiempo. Esta reducción de velocidad se puede atribuir directamente al incremento de la resistencia al flujo a través de la creciente torta del filtro. A menudo, este efecto es más pronunciado cuando se filtran partículas coloidales o de diámetro micrométrico, ya que el medio filtrante que retienen estas partículas puede taparse. Para evitar este problema, la filtración de partículas finas va precedida de un pretratamiento, por ejemplo, la floculación o la coagulación, para incrementar el diámetro de la partícula sólida que se debe retener.

Con el tiempo, la limitación del crecimiento de la torta del filtro puede reducir la disminución de la velocidad de filtración. Esto se puede lograr si el flujo de suspensión es tangencial, en vez de directo al medio filtrante. Esta modalidad de operación del filtro se conoce como filtración con flujo transversal (CFF). En este tipo de filtración se utiliza una alta velocidad de circulación del fluido, tangencial con el medio filtrante, con objeto de minimizar la acumulación de partículas sobre la superficie del filtro. Esto permite a la CFF operar como un proceso a régimen permanente. Por el contrario, la filtración convencional utiliza el flujo de extremo muerto hacia el medio filtrante, que produce acumulación de partículas y reduce la velocidad de filtración. Este flujo de extremo muerto hace de la filtración convencional un proceso intermitente por naturaleza. En la figura 17-54 se comparan estos dos tipos de operación de los filtros.

Las velocidades incrementadas de filtración que se obtienen con la CFF, en comparación con las de la filtración convencional, permiten utilizar las membranas de microporo o ultrafiltración, que se encuentran en el mercado, para la retención de partículas coloidales y/o con un diámetro micrométrico. Con las membranas microporosas (Henry, *op. cit.*, p. 213) se han observado incrementos en la velocidad de filtración de dos órdenes de magnitud.

Ventajas de la filtración con flujo transversal La filtración con flujo transversal tiene las siguientes ventajas potenciales sobre la filtración convencional:

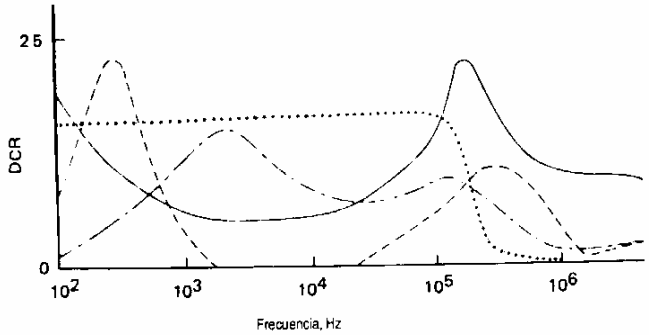


FIG. 17-53 Diagramas de los espectros de rendimientos para dos microorganismos y dos organelos, en función de la frecuencia del campo eléctrico. Símbolos: . . . . . *Bacillus subtilis*, - — - , *Pseudomonas aeruginosa*; - - -, cloroplastos: ____ , mitocondria.

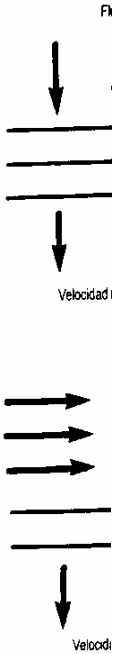


FIG 17-54 Compara
a) Filtración convencio
acumulación de partíc

• La velocidad de
por la diferencia de
• La acumulació
za; es decir, se obti
• No se requiere
agentes floculantes
• No se requiere
portante cuando se
sólido.

Estas ventajas se
nistrar la energía de
forma tangencial a
para suministrar la
filtración.

Teoría En gen
puede expresar por

donde la resistenci
sistencia de pelícu
la torta R_C:

La resistencia de l
presión porque, en
debe ser independi
resistencias de la t
tes del medio y la
men permanente,

utilizada en los proce-
onvencionales de fil-
' de la lechada o sus-
liferencial de presión
filtración disminuye
ede atribuir directa-
ravés de la creciente
nunciado cuando se
nétrico, ya que el me-
taparse. Para evitar
precedida de un pre-
gulación, para incre-
ebe retener.
de la torta del filtro
ltración. Esto se pue-
en vez de directo al
filtro se conoce como
o de filtración se uti-
angencial con el me-
ción de partículas so-
FF operar como un
la filtración conven-
medio filtrante, que
locidad de filtración.
ión convencional un
17-54 se comparan

ue se obtienen con la
vencional, permiten
ción, que se encuen-
s coloidales y/o con
icroporosas (Henry,
a velocidad de filtra-

d La filtración con
enciales sobre la fil-

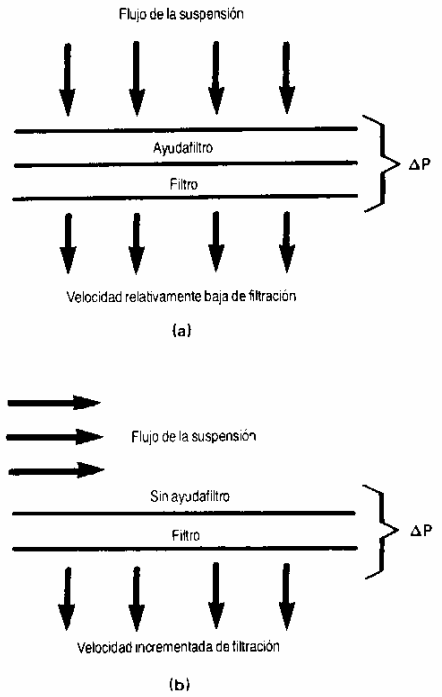


FIG 17-54 Comparación de la filtración convencional y de flujo transversal. *a*) Filtración convencional. *b*) Filtración con flujo transversal, para minimizar la acumulación de partículas sobre la superficie del filtro.

- La velocidad de filtración no se ve afectada en forma significativa por la diferencia de densidad en el medio de suspensión de las partículas.
- La acumulación de partículas en la superficie del filtro se minimiza; es decir, se obtienen altas velocidades de filtración.
- No se requiere la alimentación de aditivos, como, por ejemplo, agentes floculantes.
- No se requiere adición de ayuda filtro. Esto es especialmente importante cuando se desea minimizar la contaminación del producto sólido.

Estas ventajas se obtienen a costa de la energía. Es necesario suministrar la energía de bombeo requerida para desplazar la suspensión en forma tangencial al medio filtrante, además de la energía requerida para suministrar la fuerza impulsora de diferencial de presión para la filtración.

Teoría En general, el flujo de filtración J, [m/s (gal/ft^2·día)] se puede expresar por medio de la siguiente ecuación de resistencia:

$$J = \Delta P / R_t \tag{17-105}$$

donde la resistencia total R_t, (N·s)/m^3, se expresa en función de la resistencia de película R_f, la resistencia del medio R_m y la resistencia de la torta R_c:

$$R_t = R_f \Delta P + R_m + R_c \tag{17-106}$$

La resistencia de la película se multiplica por la fuerza impulsora de presión porque, en caso de que el control lo ejerza la película, el flujo debe ser independiente de esta fuerza de impulso. La definición de las resistencias de la torta y el medio incluye los espesores correspondientes del medio y la torta. Como la CCF es un proceso inherente a régimen permanente, estos espesores permanecen constantes para un sistema dado. No hay ventaja en la definición de estas resistencias separadas de sus espesores. Más adelante se analizará la resistencia de la película, representada por la polarización y la migración radial de las partículas. En la Secc. 19 se encuentra un análisis de la teoría de la filtración convencional.

Polarización de las partículas La acumulación de partículas sobre la superficie del medio filtrante produce una resistencia importante a la filtración. El desplazamiento tangencial de la lechada minimiza la acumulación de partículas, pero no la elimina completamente; en la mayor parte de los casos se forma una capa de sólidos. Dependiendo de la naturaleza del medio filtrante y de la suspensión a concentrar, esta polarización puede reducir la velocidad de filtración y/o alterar las características aparentes de rechazo de las partículas del medio filtrante.

La polarización del filtro ocurre porque las partículas son transportadas a la superficie por el líquido y se retienen ahí, mientras que el líquido pasa a través del medio. En dirección perpendicular al medio filtrante se establece un gradiente de concentración de sólidos retenidos, que regresan a la corriente masiva por un mecanismo de difusión (movimiento browniano). Esta polarización de las partículas se puede controlar al variar la velocidad de flujo tangencial al medio filtrante, porque este flujo promueve la difusión de regreso a la corriente masiva. En el régimen permanente, el flujo total de material hacia la membrana está equilibrado exactamente por el flujo de material, debido a la retrodifusión hacia la corriente masiva (véase la Fig. 17-55). El macrosoluto análogo, es decir, la concentración de la polarización, se ha estudiado ampliamente para los casos de ósmosis inversa y ultrafiltración. A pesar de que la polarización de las partículas es semejante a la concentración de la polarización, la teoría relacionada con la polarización de las partículas no está bien desarrollada. Las ecuaciones de flujo que se presentan en los párrafos siguientes se aplican cualitativamente, tanto a la polarización de la concentración como de las partículas.

Se ha definido [Blatt, Dravid, Michaels y Nelson, "Solute Polarization and Cake Formation in Membrane Ultrafiltration: Causes, Consequences and Control Techniques," en Flinn (ed.), *Membrane Science and Technology*, Plenum Press, New York, 1970] una ecuación que relaciona la velocidad de filtración con la concentración. Esta relación está dada por

$$J_c = (D/\delta) \ln (C_s/C_b) \tag{17-107}$$

donde J_c representa la velocidad de filtración o el flujo de filtrado debido a la polarización de la concentración; D es el coeficiente de difusión, m^2/s; δ es el espesor de la capa límite, m; y C_s y C_b son la concentración saturada del material a concentrar y la concentración de la corriente masiva, respectivamente.

Si se reemplaza la razón D/δ por el coeficiente de transferencia de masa de la película k, las ecuaciones que describen este coeficiente de transferencia de masa muestran que el flujo de filtrado se incrementa en función de la velocidad del fluido o la de corte. La naturaleza de la mecánica del fluido en el módulo de filtración determina este coeficiente de transferencia de masa. Dicho coeficiente para desarrollar flujo laminar está dado por la expresión

$$\frac{kd_h}{D} = 1.86(N_{Red})^{1/3}(N_{Sc})^{1/3}\left(\frac{d_h}{L}\right)^{1/3} \tag{17-108}$$

donde d_h representa el diámetro hidráulico; N_{Red} es el número de Reynolds, basado en el diámetro hidráulico, $d_h V_1 \rho/\mu$; N_{Sc} es el número de Schmidt ($\mu/\rho D$); V_1 es la velocidad axial y L es la longitud de la celda. Se ha sugerido [Henry, "Cross Flow Filtration", en Li (ed.), *Recent Developments in Separation Science*, vol. 2, CRC Press, Cleveland, 1972] que el flujo de filtrado J_c debe ser una función exponencial de la velocidad de corte $\dot{\gamma}$. Los requerimientos de circulación para obtener una velocidad de corte determinada se pueden reducir, en forma sustancial, al utilizar canales delgados de flujo en el módulo de filtración, porque la velocidad de corte es inversamente proporcional a la profundidad o diámetro del canal, para una velocidad constante del fluido.

El grado de dependencia del coeficiente de transferencia de masa con respecto a la velocidad de circulación para sistemas de macrosolutos y solutos disueltos (ultrafiltración y ósmosis inversa) es propor-

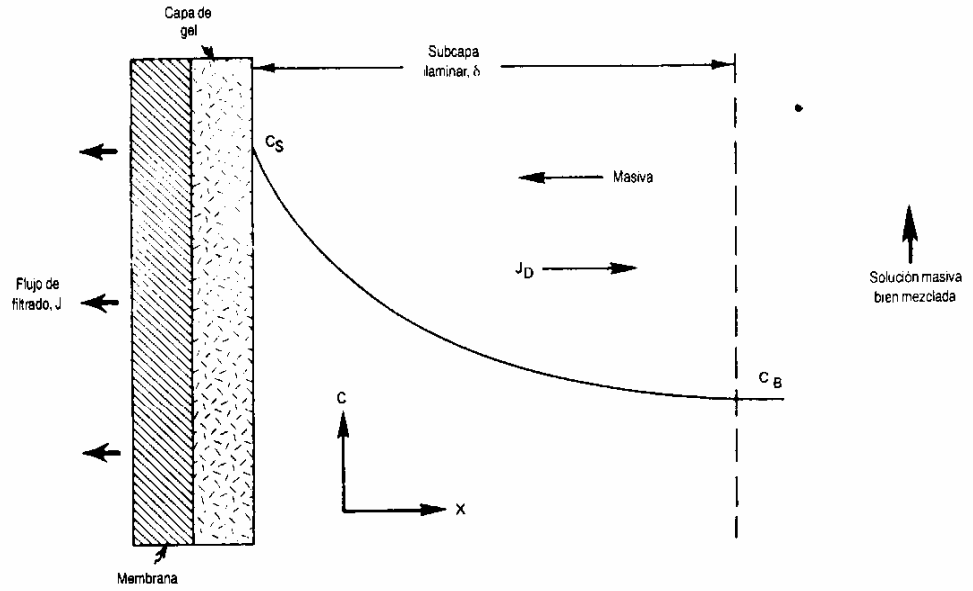


FIG. 17-55 Modelo de la polarización de la concentración del macrosoluto.

cional al número de Reynolds elevado a una potencia de 0.3 a 0.5, para el flujo laminar, y de 0.8 a 0.9 para flujo turbulento. Varios investigadores [Porter, *Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **68,**(120), 21 (1972) y Henry y Allred, *Dev. Ind. Microbiol.*, **13,** 177 (1972)] han demostrado una mayor dependencia del número de Reynolds en el intervalo de exponentes 1 a 2, incluso para los casos de flujo laminar. Este efecto incrementado se ha atribuido a la migración radial de las partículas, debido a esfuerzos de corte no uniformes.

Migración radial La migración radial de las partículas reduce a menudo el término de resistencia de la película en los sistemas de filtración con flujo transversal. El fenómeno de la migración en flujo transversal de las partículas suspendidas en una suspensión fluida está inducido por la inercia, debida a la fuerza resultante de traslación y espín de las partículas, relacionada con la velocidad local del fluido. Este mecanismo se puede utilizar para minimizar la acumulación de partículas en la superficie del filtro y, en consecuencia, incrementar la velocidad de filtración, ya que tiende a hacer que las partículas migren lejos desde la superficie del filtro y hacia el eje del ducto. En general, se ha descubierto que el comportamiento de las partículas en suspensión depende, en forma considerable, de las características de las partículas, la configuración del flujo masivo y la diferencia de densidades entre las partículas y el medio de suspensión. La migración radial es más significativa para una partícula flexible que para una rígida. Un excelente resumen del trabajo sobre migración radial lo presenta Brenner ("Hydrodynamic Resistance of Particles at Small Reynolds Numbers", en *Advances in Chemical Engineering*, vol. 6, Academic, New York, 1966).

Kuo (Ph.D. dissertation, West Virginia University, 1978) investigó la contribución de la migración radial sobre el flujo global de filtrado en un sistema de electrofiltración con flujo transversal. Las conclusiones de este estudio se pueden aplicar directamente a la filtración estándar con flujo transversal. Se determinó que la fuerza de migración radial con corte deslizante basada en la fuerza de elevación por inercia [Saffman, *J. Fluid Mech.*, **22**, 385 (1965)] predomina sobre todas las fuerzas de migración radial, por lo menos en un orden de magnitud, para los sistemas experimentales utilizados en este estudio. Esta conclusión dio por resultado el empleo de la siguiente ecuación, para describir la velocidad de migración radial de la partícula U_r(m/s):

$$U_r = \left(\frac{81.2}{6\pi}\right) U_s \left(\frac{a}{b}\right)\left(\frac{6U_m b}{\nu}\right)^{0.5} \qquad (17\text{-}109)$$

donde U_s representa la velocidad de deslizamiento de la partícula con relación al fluido; U_m es la velocidad media axial del flujo de alimentación; ν es la viscosidad cinemática, m^2/s; a es el radio de la partícula y b es la altura del canal perpendicular al filtro. Kuo realizó también un análisis simple del orden de magnitud, basado en una partícula de arcilla en suspensión acuosa, para demostrar el efecto del diámetro de la partícula sobre la importancia relativa de las velocidades de difusión y migración radial. Este análisis demostró que la migración radial predomina en los sistemas con partículas grandes ($\geq$ 100 μm), en tanto que la transferencia de masa por convección de la partícula predomina en los sistemas que contienen partículas pequeñas ($\leq$ 1 μm). Estas conclusiones se han confirmado experimentalmente.

Como la migración radial y la polarización de la partícula son las dos fuentes principales de resistencia a través de la capa límite, al combinarlas se puede definir una relación que describa la resistencia de la película R_f.

$$R_f = \frac{\Delta P}{k \ln\left(\dfrac{C_s}{C_b}\right) + U_r} \qquad (17\ 110)$$

Si se examinan las ecuaciones (17-108), (17-109) y (17-110) se puede observar que al incrementar la velocidad de la lechada o suspensión (con todos los otros términos constantes), se reduce la resistencia de la película debido al aumento de las velocidades de flujo por difusión y de migración radial.

Equipo de filtración con flujo transversal Existen dos consideraciones de diseño para el equipo de CFF. La primera es un contacto eficiente entre la suspensión que fluye y el medio filtrante y la segunda es el suministro de una velocidad de corte alta en la pared, para controlar la formación de la torta. Estas dos consideraciones se pue-

den satisfacer median
nales estrechos de flu
Las configuracion
se pueden adaptar pa
Esto es especialment
turbulento. Los siste
suspensión que pasa a
ción que utilizan est
cambiadores de calo
alimenta por el lado de
ta. Se han propuesto
pensiones de partícul
tricos, e incluyen los
las chaquetas de man
Eng., 4(1), 125 (196
Chem. Process Des. I
poro de estos materia
rámica y metal poros
la presión y los agent
de las membranas de
taponamiento y la fi
dos direcciones de
del medio filtrante. E
ultrafiltración o con
Otra configuració
mentos rotatorios en
vés de un elemento g
medio filtrante y sale
centrífuga y el corte
rovsky [*Chem. Eng.*
comenta los diferen
(Fig. 17-56). La con
17-56*a* permite que

FIG. 17-56 Dos versi
flujo transversal con el
dos etapas). *b*) Diseño
(1979)]

Solución masiva bien mezclada

e ecuación, para descula U_t(m/s):
.5

(17-109)

to de la partícula con
l del flujo de alimen-
; el radio de la partí-
l filtro. Kuo realizó
itud, basado en una
demostrar el efecto
ia relativa de las ve-
nálisis demostró que
con partículas gran-
le masa por convec-
:mas que contienen
:s se han confirmado

a partícula son las dos
apa límite, al combi-
a la resistencia de la

(17-110)

) y (17-110) se puede
echada o suspensión
ce la resistencia de la
: flujo por difusión y

Existen dos conside-
imera es un contacto
o filtrante y la segun-
ılta en la pared, para
sideraciones se pue-

den satisfacer mediante las configuraciones de filtros que incluyen canales estrechos de flujo.

Las configuraciones convencionales del equipo de ultrafiltración se pueden adaptar para utilizarse en la filtración con flujo transversal. Esto es especialmente adecuado para los sistemas tubulares con flujo turbulento. Los sistemas citados se pueden describir como un flujo de suspensión que pasa a través de un tubo poroso. Los módulos de filtración que utilizan esta configuración suelen ser similares a los intercambiadores de calor de cubierta y tubos, en donde la suspensión se alimenta por el lado del tubo y el filtrado se extrae por el lado de la cubierta. Se han propuesto varios sustratos porosos para la filtración de suspensiones de partículas con diámetros micrométricos y submicrométricos, e incluyen los tubos de cerámica porosa, los metales porosos y las chaquetas de manguera para incendio [Zhevnovatyi, *Int. J. Chem. Eng.*, **4**(1), 125 (1964); y Dahlheimer, Thomas y Kraus, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **9**(4), 566 (1970)]. El diámetro promedio del poro de estos materiales varía entre 0.2 a 50 μm. Los sustratos de cerámica y metal porosos ofrecen una buena estabilidad a la temperatura, la presión y los agentes químicos, en comparación con la mayor parte de las membranas de polímero. Sin embargo, son más susceptibles al taponamiento y la filtración profunda. La estabilidad estructural en dos direcciones de muchos sustratos porosos permite el retrolavado del medio filtrante. En general, esto no es posible en las membranas de ultrafiltración o con microporos homogéneos.

Otra configuración posible para la CFF incluye el empleo de elementos rotatorios en un recipiente estacionario. La lechada fluye a través de un elemento giratorio, mientras que el filtrado fluye a través del medio filtrante y sale por el eje hueco del elemento giratorio. La acción centrífuga y el corte del fluido ayudan a la eliminación de la torta. Svarovsky [*Chem. Eng.*, **86**(16), 73 (1979)], en un artículo de revisión, comenta los diferentes diseños de los filtros rotatorios "dinámicos" (Fig. 17-56). La configuración del filtro que se muestra en la figura 17-56*a* permite que el filtrado pase a través de las dos superficies de

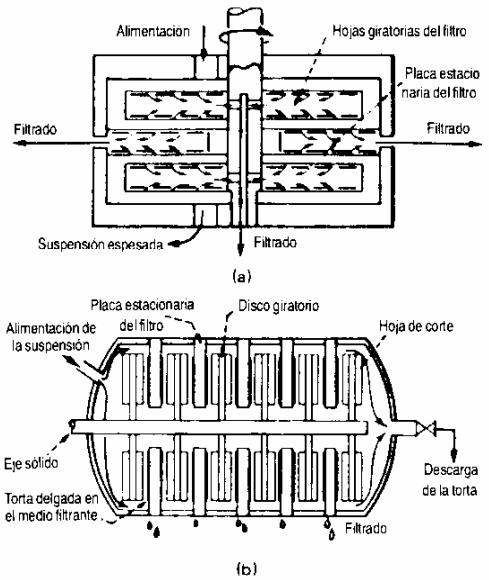


FIG. 17-56 Dos versiones del filtro dinámico en el que se realiza filtración con flujo transversal con elementos giratorios. *a*) Diseño europeo (sólo se muestran dos etapas). *b*) Diseño norteamericano. [Svarovsky, *Chem. Eng.*, **86**(16), 72 (1979)]

filtración, es decir, la estacionaria y la giratoria. La productividad se incrementa de 5 a 25 veces en comparación con los filtros convencionales para un contenido determinado de humedad, en la suspensión final, lo que se garantiza para estos filtros. La productividad se determina con base en la masa de torta seca producida por unidad de tiempo y área de filtración. Otra versión del filtro dinámico, en la que los rotores sólo actúan para proporcionar las fuerzas de corte necesarias para la eliminación de la torta (Fig. 17-56*b*) está disponible comercialmente.

ELECTROFILTRACIÓN CON FLUJO TRANSVERSAL

REFERENCIAS GENERALES: Henry, Lawler y Kuo, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **23**(6), 851 (1977). Kuo, Ph.D. dissertation, West Virginia University, 1978.

Concepto del proceso La aplicación de un campo eléctrico directo con polaridad adecuada en la filtración causa una migración neta de las partículas cargadas lejos del medio filtrante. Esta migración electroforética evita la formación de la torta y la consecuente reducción del rendimiento del filtro. Un beneficio adicional obtenido del campo eléctrico impuesto es el flujo electroosmótico. La presencia de este flujo en la membrana y en cualquier acumulación de partículas puede mejorar aún más la velocidad de filtración. El concepto de utilizar un campo eléctrico aplicado de esta manera se conoce como electrofiltración (Bier, *Electrophoresis*, vol. I, Academic, New York, 1959). (NOTA: El proceso de electrofiltración con flujo transversal descrito aquí incluye la transferencia de las partículas por electroforesis en vez de por dielectroforesis. Véase el análisis anterior de la dielectrofiltración, que se incluye en la subsección "Procesos de separación basados principalmente en la acción de un campo.")

La electrofiltración con flujo transversal (CF-EF) es el proceso de separación multifuncional que combina la migración electroforética presente en la electrofiltración con las fuerzas de migración radial y difusión de las partículas presentes en la CCF, para reducir la formación posterior de la torta. En la electrofiltración con flujo transversal se puede eliminar incluso por completo la formación de la torta del filtro. Este proceso se aplica para la filtración de suspensiones que tienen partículas cargadas y una conductividad relativamente baja en la fase continua. La baja conductividad en la fase continua es necesaria para minimizar la cantidad de potencia eléctrica requerida con objeto de mantener el campo eléctrico. Los medios acuosos de baja resistencia iónica y los medios con suspensiones no acuosas cumplen con este requerimiento.

Se ha investigado la electrofiltración con flujo transversal, tanto para los medios de suspensión acuosa como no acuosa, utilizando las configuraciones de procesamiento con canales tubulares y rectangulares (Fig. 17-57). Henry, Lawler y Kuo (*op. cit.*), mediante un sistema de canales rectangulares, con una membrana de filtración Nuclepore de policarbonato con un diámetro del poro de 0.6 μm, investigaron la CF-EF para una suspensión de caolín en agua con partículas de 2.5 μm y una emulsión de aceite en agua con partículas de 0.5 a 2 μm. Kuo (*op. cit.*), utilizando un equipo similar, analizó los sistemas de caolín en agua, 5 μm; Cr_2O_3 en agua, ~ 100 μm y Al_2O_3 en metanol y/o butanol, ~ 6 μm. En ambos estudios se utilizaron campos eléctricos de 0 a 60 V/cm para los sistemas acuosos y de 5000 V/cm para los no acuosos. Los estudios cubrieron un intervalo amplio de las variables de procesamiento, para obtener una mejor comprensión de las bases de las CF-EF. Lee, Gidaspow y Wasan [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **19**(2), 166 (1980)] estudiaron la CF-EF utilizando un tubo poroso de acero inoxidable (con un diámetro del poro = 5 μm) como medio filtrante. Un alambre de platino colocado al centro del tubo actúa como uno de los electrodos, en tanto que el tubo poroso de acero actúa como el otro electrodo. Se analizaron las suspensiones no acuosas de Al_2O_3 en tetralina, con partículas cuyo diámetro varía entre 0.3 y 2.0 μm y un líquido derivado del carbón y diluido con xileno y tetralina. Al operar

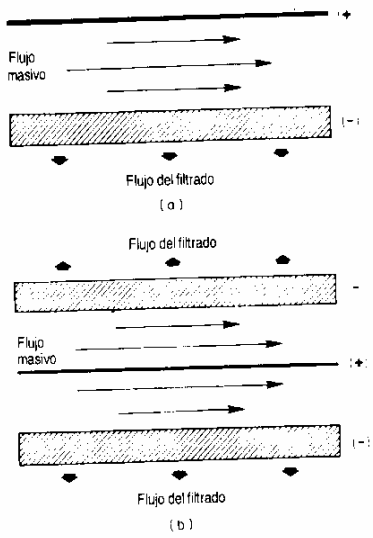


FIG. 17-57 Configuraciones opcionales de los electrodos para electrofiltración con flujo transversal.

con campos eléctricos aplicados de (1000 a 10 000 V/cm), superiores al voltaje crítico, se obtuvieron filtrados claros y libres de partículas. Debe observarse que el diámetro del poro del medio filtrante de acero inoxidable (5 μm) era mayor que el diámetro de la partícula de los sólidos de la suspensión de óxido de aluminio (0.3 a 2 μm).

Teoría La electrofiltración con flujo transversal puede tratarse, desde el punto de vista teórico, como si fuera filtración con flujo transversal con los efectos eléctricos sobreimpuestos. Estos efectos eléctricos incluyen la electroósmosis en el medio filtrante y en la torta y la electroforesis de las partículas en la suspensión. Las ecuaciones (17-105) y (17-106) también se pueden aplicar a este sistema, al cambiar las definiciones de los términos R_f, R_m y R_c. Sin embargo, la aplicación del campo eléctrico puede dar por resultado algunas diferencias cualitativas en la dependencia de los parámetros de flujo del filtrado.

La resistencia de la membrana para la CF-EF se puede definir mediante la especificación de los dos flujos de filtrado como

$$J_{om} = \Delta P / R_{om} \tag{17-111}$$

$$J_m = \Delta P / R_m \tag{17-112}$$

donde J_{om} representa el flujo a través de la membrana en ausencia de un campo eléctrico y cualquier otra resistencia, m/s; J_m es el mismo flujo en presencia de un campo eléctrico y R_{om} es la resistencia de la membrana en ausencia del campo eléctrico, (N·s)/m^3. Cuando ocurren efectos electroosmóticos,

$$J_m = J_{om} + K_m E \tag{17-113}$$

donde K_m representa el coeficiente electroosmótico de la membrana, m^2/(V·s) y E es la intensidad del campo eléctrico aplicado, V/m. Las ecuaciones (17-111), (17-112) y (17-113) se pueden combinar y reacomodar para obtener la ecuación (17-114), es decir, la resistencia de la membrana en presencia de un campo eléctrico.

$$R_m = \frac{R_{om}}{1 + \left(\dfrac{K_m E}{J_{om}}\right)} \tag{17-114}$$

En forma similar, la resistencia de la torta se puede representar como

$$R_c = \frac{R_{oc}}{1 + \left(\dfrac{K_c E}{J_{oc}}\right)} \tag{17-115}$$

donde J_{oc} representa el flujo a través de la torta en ausencia de un campo eléctrico y cualquier otra resistencia; R_{oc} es la resistencia de la torta en ausencia del campo eléctrico y K_c es el coeficiente electroosmótico de la torta. La resistencia de la torta no es constante, sino que depende del espesor de la misma, que a su vez es función de la caída de presión a través de la membrana y la intensidad del campo eléctrico aplicado.

Los sistemas de partículas requieren la adición del término $\mu_e E$ para considerar la migración electroforética de la partícula. La constante μ_e representa la movilidad electroforética de la partícula, m^2/(V·s). Para el caso de la electrofiltración con flujo transversal, la resistencia de la película R_f se puede representar como

$$R_f = \frac{\Delta P}{k \ln\left(\dfrac{C_s}{C_b}\right) + U_r + \mu_e E} \tag{17-116}$$

Las resistencias incorporadas a las ecuaciones (17-106) y (17-105) dan por resultado la expresión general para el flujo de filtrado con partículas en suspensión de los sistemas de electrofiltración con flujo transversal.

Existen tres regímenes distintos de operación en la CF-EF. Estos regímenes (Fig. 17-58) están definidos por la magnitud del campo eléctrico aplicado con respecto al voltaje crítico E_c, que se define como el voltaje al cual la velocidad neta de migración de las partículas hacia el medio filtrante es igual a cero. En el voltaje crítico existe un equilibrio entre las velocidades de migración eléctrica y de migración radial, que alejan a las partículas del medio filtrante y la velocidad a la que dichas partículas son barridas hacia el medio por el flujo masivo. En $E = E_c$ no existe transporte por difusión (Fig. 17-58*b*) porque no hay gradiente en la concentración de las partículas perpendiculares a la superficie del filtro. Con intensidades del campo inferiores al voltaje crítico (Fig. 17-58*a*) todas las velocidades de migración ocurren en la misma dirección, como en los sistemas de filtración con flujo transversal analizados anteriormente. Con valores del voltaje aplicado superiores al voltaje crítico (Fig. 17-58*c*) se observan diferencias cualitativas. En este caso, la velocidad de migración electroforética que aleja las partículas del medio filtrante es mayor que la velocidad producida por el flujo masivo hacia dicho medio. La concentración de partículas se aleja del medio filtrante y esto implica que dicha concentración es mínima en las proximidades del medio (en realidad, se ha observado una capa límite muy clara). La influencia del corte del fluido mejora aún más la transferencia de partículas hacia la parte inferior del gradiente de concentración, pero en este caso es hacia el medio filtrante. Cuando las partículas son pequeñas y predomina el transporte por difusión sobre la migración radial, un incremento de la velocidad de circulación disminuirá la velocidad de flujo del filtrado en este régimen. Cuando las partículas son grandes y predomina la migración radial, el incremento en la velocidad de circulación también mejora la velocidad de filtración. Estos efectos se muestran cualitativamente en la figura 17-59*a*. Las líneas continuas representan los sistemas en los que el efecto de difusión de las partículas predomina sobre el de migración radial, en tanto que las líneas punteadas representan el caso contrario. En la figura 17-59*b* se muestra el incremento en la velocidad de filtración al aumentar la intensidad del campo eléctrico. Para intensidades de campo mayores que la crítica ($E > E_c$), el incremento en la velocidad de flujo de filtrado se debe exclusivamente a la electroósmosis en el medio filtrante.

Una dificultad potencial con la CF-EF es la electrodeposición de partículas en el electrodo alejado del medio filtrante. Este fenómeno, si se permite que persista, dará por resultado una disminución del rendimiento de la CF-EF con respecto al mantenimiento del campo eléctrico. Diferentes métodos como, por ejemplo, inversiones momentáneas de polaridad, protección del electrodo mediante una membrana

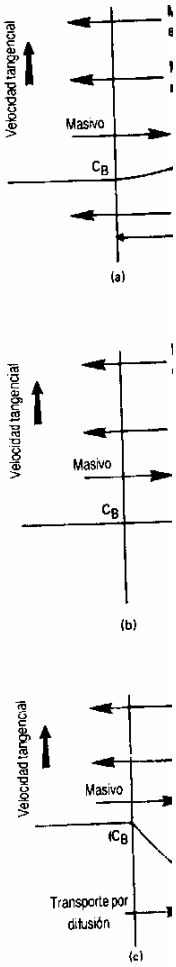


FIG. 17-58 Regímenes
versal: *a*) voltaje inferior
mayor al crítico.

porosa o un medio filtr
corte del fluido minimi

Procesos afines S
tración que son adecua
centradas. A menudo, e
canismo de electroó
desarrollados por Free
un ejemplo de estos sis

FILTRO CON DO

El filtro con doble fun
rand y Popper, Patente
separación sólido-líqu

ede representar como

(17-115)

en ausencia de un cam-
a resistencia de la torta
ciente electroosmótico
ante, sino que depende
de la caída de presión
po eléctrico aplicado.
n del término $\mu_e E$ para
artícula. La constante
artícula, $m^2/(V \cdot s)$. Pa-
ersal, la resistencia de

(17-116)

E

17-106) y (17-105) dan
le filtrado con partícu-
ración con flujo trans-

ón en la CF-EF. Estos
magnitud del campo
E_c, que se define como
de las partículas hacia
rítico existe un equili-
y de migración radial,
la velocidad a la que
or el flujo masivo. En
17-58*b*) porque no hay
s perpendiculares a la
po inferiores al voltaje
igración ocurren en la
ión con flujo transver-
voltaje aplicado supe-
n diferencias cualitati-
ectroforética que aleja
la velocidad producida
entración de partículas
licha concentración es
lidad, se ha observado
orte del fluido mejora
parte inferior del gra
acia el medio filtrante.
na el transporte por di-
de la velocidad de cir-
ltrado en este régimen.
la migración radial, el
én mejora la velocidad
tivamente en la figura
sistemas en los que el
sobre el de migración
ntan el caso contrario.
la velocidad de filtra-
rico. Para intensidades
emento en la velocidad
a electroósmosis en el

electrodeposición de
rante. Este fenómeno,
a disminución del ren-
niento del campo eléc-
inversiones momentá-
diante una membrana

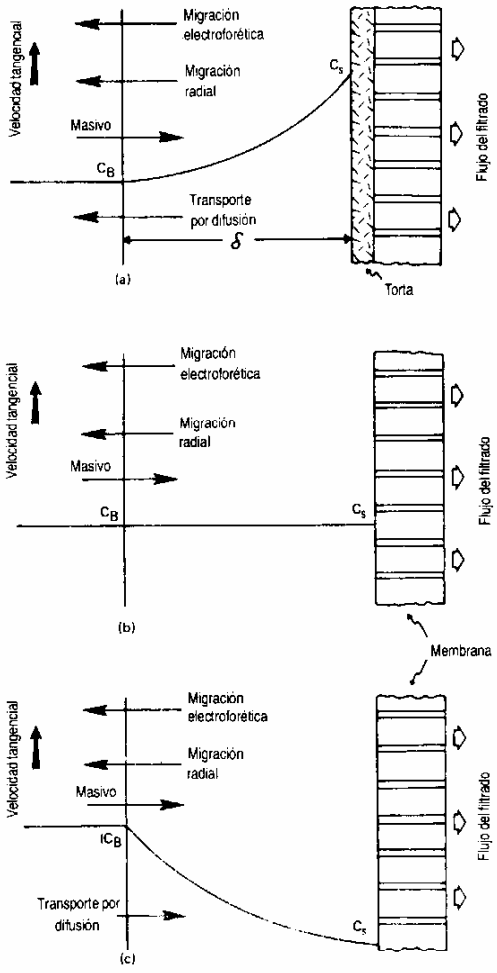


FIG. 17-58 Regímenes de la operación de la electrofiltración con flujo transversal: *a*) voltaje inferior al crítico, *b*) voltaje igual al voltaje crítico, *c*) voltaje mayor al crítico.

porosa o un medio filtrante y/o el empleo de una velocidad elevada de corte del fluido minimizan la electrodeposición.

Procesos afines Se han desarrollado varios sistemas de electrofiltración que son adecuados para el procesamiento de suspensiones concentradas. A menudo, estos procesos se basan principalmente en el mecanismo de electroósmosis. Los procesos de electrofiltración desarrollados por Freeman (Patente U.S., Núm. 4 107 026, 1978) son un ejemplo de estos sistemas.

FILTRO CON DOBLE FUNCIÓN

El filtro con doble función, llamado también filtro Uni-Flow (Comirand y Popper, Patente U.S., Núm. 3 523 077, 1970) es un proceso de separación sólido-líquido que es capaz de deshidratar lechadas o suspensiones de diámetro micrométrico, o sea, materiales gelatinosos a los cuales es difícil extraer el agua por otros métodos.

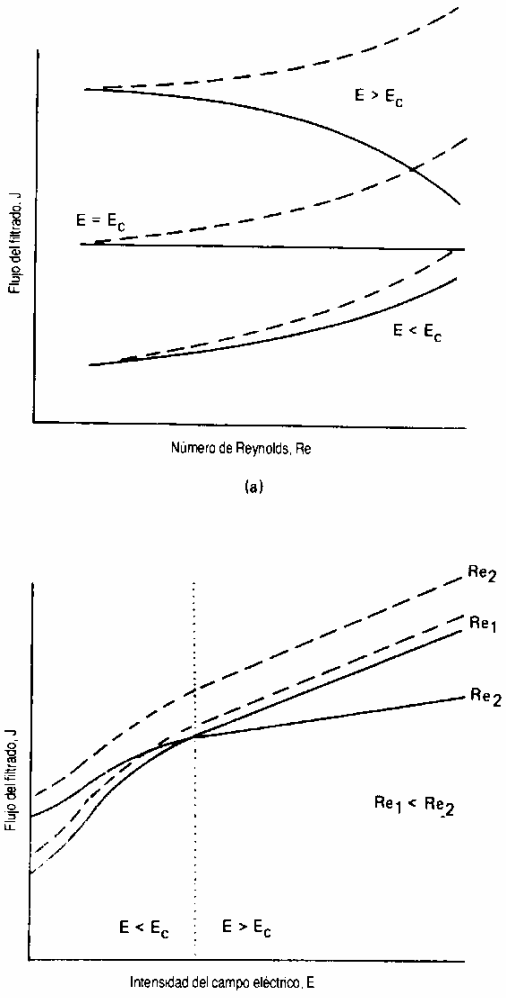


FIG. 17-59 Efectos cualitativos del número de Reynolds y la intensidad del campo eléctrico aplicado sobre el flujo del filtrado J. Las líneas punteadas indican partículas grandes (predomina la migración radial); las líneas continuas indican partículas pequeñas (predomina la difusión de la partícula).

En el filtro de función doble mostrado en la figura 17-60 se utilizan mangueras verticales de fibra porosa plegable (de nylon, polipropileno, algodón, etc.) como medio filtrante. La operación de este sistema es de naturaleza cíclica. En primer término, la alimentación de la suspensión entra por la parte superior de la manguera, con la válvula de vaciado del fondo cerrada. El filtrado se elimina a través de las paredes porosas de la manguera a medida que se forma la torta en el interior. La etapa de filtración termina antes de que los sólidos llenen la manguera. Después del tiempo predeterminado del ciclo, se cierra la alimentación, y se abre en forma simultánea la válvula de vaciado. La manguera flexible se pliega como resultado de la liberación de presión, vaciando

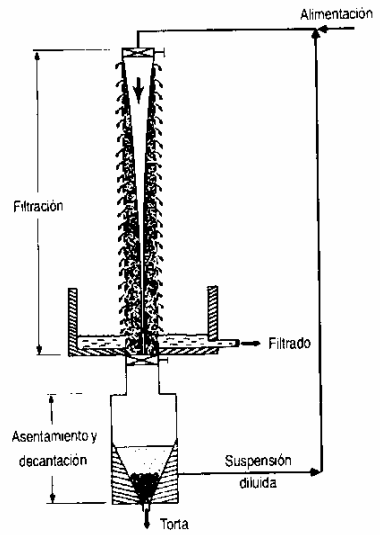


FIG. 17-60 Filtro con doble función.

la torta y parte de la suspensión de alimentación no filtrada en la cámara de asentamiento. La torta, de la cual una fracción se redispersará, se separa como un sedimento final, dejando la suspensión no filtrada para su recirculación. La circulación rápida en el filtro, que causa la formación de tortas muy delgadas, da por resultado el logro de velocidades de filtración elevadas.

Al compararlos con los sistemas de filtración convencionales, el filtro con doble función tiene las siguientes ventajas:

- Altas velocidades de filtración, debidas a una operación rápida de circulación.
- Alto grado de extracción de agua del sedimento, debido a los mecanismos combinados de filtración y asentamiento.
- Mínimo de partes móviles (sólo válvulas)
- No se requiere de ayuda-filtros
- No se requiere un dispositivo mecánico para la eliminación de la torta en la manguera del filtro.
- Aplicabilidad a suspensiones gelatinosas de partículas submicrónicas.
- Facilidad relativa de escalamiento.

Debe observarse que es necesario realizar una selección empírica del material adecuado de la manguera, para una suspensión determinada, con objeto de obtener un medio filtrante que en forma simultánea contenga las partículas submicrónicas a separar y vacíe en forma eficaz la torta al final del ciclo de filtración.

Sólo se han realizado unos cuantos estudios del filtro con función doble. El objetivo de la mayor parte de estos estudios es la extracción de agua del drenaje ácido neutralizado de las minas, que constituye un problema de contaminación causado por las minas de carbón. Page, Copely y Shackelford ("A New Filtration Device for Concentrating Neutralized AMD Sludge", 4th Symposium on Coal Mine Drainage, Pittsburgh, 1972) probaron un conjunto de dos unidades de filtros con cinco mangueras cada uno y colocados en serie. Con mangueras de 6 m (20 ft) de largo filtraron una suspensión de alimentación que contenía 0.1% en peso de sólidos, a una velocidad promedio de 0.28 gal/(min·ft^2). El sedimento final contenía 25% en peso de sólidos. Las variables que se consideraron importantes para el diseño de un sistema de filtro con doble función fueron el número y la longitud de las mangueras, el material y tejido de las mismas y la presión aplicada al sistema. Nawrocki (Contr. Núm. 68-01-0743, Office of Research and Development, U. S. EPA, 1974) resumió las estimaciones preliminares de costos para el filtro de doble función. Henry, Lui y Kuo [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, 22(3), 433 (1976)] utilizaron los datos obtenidos de la filtración del drenaje ácido neutralizado de las minas de carbón, para desarrollar un modelo matemático que describe el filtro. Este modelo incluye los efectos de la variación axial de la fuerza de impulso de presión y de la compresibilidad de la torta del filtro.

SEPARACIONES SÓLIDO-LÍQUIDO BASADAS EN LA ACCIÓN SUPERFICIAL QUE INCLUYEN UNA SEGUNDA FASE LÍQUIDA.

REFERENCIAS GENERALES: Fuerstenau, "Fine Particle Flotation," in Somasundaran (ed.), *Fine Particles Processing*, vol. 1, American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers, New York, 1980. Henry, Prudich y Lau, *Colloids Surf.*, **1**, 335 (1980). Henry, Prudich y Vaidyanathan, *Sep. Purif. Methods*, **8**(2), 31 (1979). Jacques, Hovarongkura y Henry, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **25**(1), 160 (1979). Statton-Crawley, "Oil Flotation: Two Liquid Flotation Techniques," in Somasundaran and Arbiter (eds.), *Beneficiation of Mineral Fines*, American Institute of Mining, Metallurgical, and Petroleum Engineers, New York, 1979.

Concepto del proceso Existen tres regímenes potenciales de separación basados en la acción superficial, cuando una segunda fase líquida se agrega a otra fase líquida que contiene sólidos para efectuar la eliminación de éstos. Los regímenes antes mencionados (Fig. 17-61) son:

1. Distribución de los sólidos en la segunda fase líquida.
2. Recolección de los sólidos en la interfase líquido-líquido.
3. Aglutinamiento de los sólidos por medio del líquido agregado, para formar un aglomerado que se asienta o filtra después.

Estas técnicas de separación son especialmente aplicables a los sistemas que contienen partículas finas. Las diferencias químicas superficiales incluidas en estos regímenes de separación son sólo cuestión

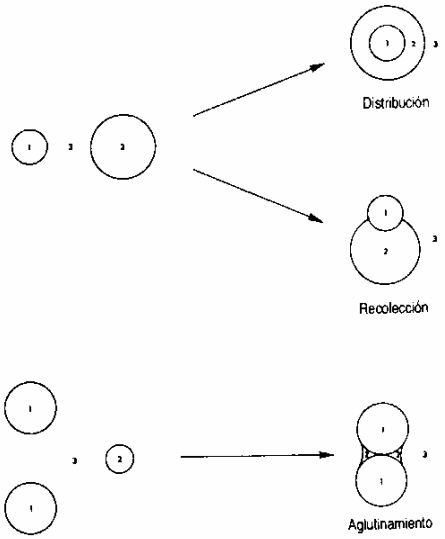


FIG. 17-61 Regímenes de separación en un sistema líquido-sólido-líquido. Fase 1 = partícula; fase 2 = líquido (disperso); fase 3 = líquido (continuo).

de grado, es decir, los tres regímenes requieren el humedecimiento del sólido por la segunda fase líquida. En ocasiones, se requiere la adición de agentes tensoactivos para lograr el humedecimiento requerido de los sólidos. A pesar de esta semejanza, el proceso aplicado (configuración del equipo, condiciones de operación, etc.) puede variar ampliamente. La recolección en la entrecara se suele considerar como un proceso de flotación (véase también la Secc. 17: "Métodos de separación mediante burbujas de adsorción"; y la Secc. 21: "Flotación"), la distribución hacia el líquido masivo es análoga a una extracción líquido-líquido y el aglutinamiento de las partículas, se considera como un proceso de asentamiento (sedimentación) o filtración.

A pesar de que las técnicas de separación líquido-sólido-líquido basadas en las propiedades superficiales aún no se utilizan ampliamente en aplicaciones industriales significativas, en la literatura aparecen varios estudios que demuestran su eficacia.

Albertsson (*Partition of Cell Particles and Macromolecules*, 2d. ed., Wiley-Interscience, New York, 1971) utilizó la distribución de las partículas para el fraccionamiento de mezclas de productos biológicos. Para demostrar la versatilidad de la distribución de partículas, se cita el ejemplo mostrado en la tabla 17-31. La mezcla de alimentación consta de partículas de poliestireno, hemoglobina, almidón y celulosa. La distribución de partículas líquido-líquido también se ha estudiado utilizando partículas minerales (con un diámetro promedio = 5.5 μm) extraídas de un líquido de carbón como el sólido en un sistema de xileno y agua [Prudich y Henry, *Am. Inst. Chem. J.*, **24**(5), 788 (1978)]. Mediante el empleo de agentes tensoactivos para mejorar el humedecimiento con agua de los sólidos se observaron recuperaciones superiores a 95% de las partículas en la fase acuosa. Todas las partículas permanecieron en el xileno cuando no se agregó surfactante.

La recolección de las partículas en la entrecara líquido-líquido es especialmente favorable en los procesos de separación cuando se aplica a los sistemas con partículas finas. Las ventajas de este tipo de procesamiento incluyen:

- Disminución de la tensión en la entrecara líquido-líquido (en comparación con los sistemas gas-líquido) que da por resultado mayores áreas de la entrecara líquido-líquido que favorecen los choques de las gotitas con las partículas sólidas.
- Las interacciones sólido-líquido, debidas a las fuerzas intermoleculares de largo intervalo, son mucho mayores que las interacciones sólido-gas, lo cual significa que es más fácil la recolección de partículas finas en la entrecara líquido-líquido que en la gas-líquido.
- El momentum incrementado de las gotitas de líquido (en comparación con un gas) debe favorecer la recolección de las partículas sólidas.

Fuerstenau [Lai y Fuerstenau, *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **241**, 549 (1968); y Raghavan y Fuerstenau, *Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **71**(150), 59 (1975)] estudió este proceso en relación con la eliminación de partículas de alúmina (0.1 μm) y de hematita (0.2 μm) a partir de una solución acuosa, por medio de isooctano. El empleo de isooctano como fase de recolección para las partículas de hematita dio como resultado un incremento en la recuperación de las partículas de aproximadamente 50%, en comparación con el obtenido cuando se utilizó aire, como la fase de recolección, en las mismas condiciones. En la figura 17-62 aparece el efecto del humedecimiento de las partículas sólidas (según se midió, por medio del ángulo de contacto de las tres fases) en la recuperación de la hematita en el sistema isooctano-agua. Este comportamiento es característico de la recolección de partículas. También se ha estudiado la recolección de partículas en la entrecara aceite-agua, con relación a la eliminación de partículas de un líquido de carbón. Se han observado eliminaciones que promedian aproximadamente 80% cuando se utiliza el agua como fase de recolección (Lau, tesis de maestría, West Virginia University, 1979). Se requirió la adición de agentes tensoactivos para el control del humedecimiento de los sólidos.

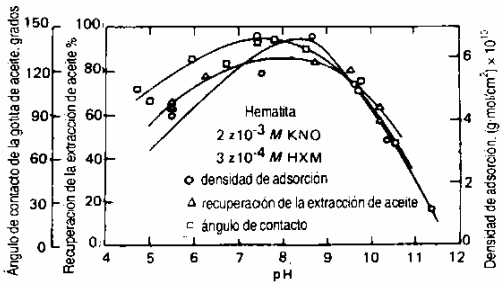


FIG. 17-62 La variación de la densidad de adsorción, el ángulo de contacto de la gotita de aceite y la recuperación de la hematita en la extracción de aceite, en función del pH. Para convertir gramos-mol por centímetro cuadrado en libras-mol por pie cuadrado, multipliquese por 2.048. [Fuente: Raghavan y Fuerstenau, *Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **71**(150), 59 (1975).]

El aglutinamiento de las partículas se ha investigado principalmente en relación con la aglomeración esférica, que incluye la recolección o transferencia de las partículas finas presentes en una suspensión en la fase líquida, hacia aglomerados esféricos, que se mantienen unidos mediante una segunda fase líquida. Los aglomerados se eliminan posteriormente de la suspensión por filtración o sedimentación. Al igual que en las demás técnicas de separación líquido-sólido-líquido, la segunda fase líquida debe humedecer al sólido. El proceso de aglomeración esférica ha dado por resultado el desarrollo de una unidad piloto conocida como *separador con cubierta de granulación* [Zuiderweg y Van Lookeren Campagne, *Chem. Eng. (London)*, **220**, CE223 (1968)]. Un análisis detallado de la aglomeración esférica se encuentra en la Secc. 8: "Aumento de tamaño".

Sería deseable poder determinar por anticipado qué régimen de separación es el más ventajoso para un determinado sistema líquido-sólido-líquido. Hasta la fecha no existe un conjunto de criterios con los que se pueda hacer esta determinación. Se ha trabajado en relación con la identificación de los parámetros del sistema que hacen posible, desde el punto de vista técnico, estos procesos. Los resultados de estos estudios se pueden utilizar como guía para la selección de la segunda fase líquida y para sugerir aproximadamente las condiciones de operación (diámetro de la gotita del líquido disperso, grado y tipo de mezclado, adición de agentes tensoactivos, etcétera).

Teoría En la literatura se encuentran los análisis teóricos de las partículas esféricas suspendidas en una entrecara plana líquido-líquido y las formas que más comúnmente se presentan son las de un balance de fuerza y/o energía libre, realizado en ausencia de todas las fuerzas externas del cuerpo. Por lo general, estos análisis se utilizan para definir los criterios límites de cambio entre los regímenes de recolección y distribución, sin considerar el régimen de aglutinamiento. Este tipo de análisis demuestra que para una partícula esférica teniendo un ángulo de contacto de las tres fases entre 0 y 180°, medido a través de la fase de recolección o recepción, se favorece la recolección en la entrecara, en comparación con la residencia en cualquier fase masiva. Estas ecuaciones se resumen al utilizar una derivación de la ecuación de Young, como

TABLA 17-31 Separaciones de partículas entre dos fases

Sistema	Fase superior	Fase de fondo
Polietileno glicol/sal	Poliestireno	Todas las demás
PEG/Dextrán; 200 000 MW	Algas	Todas las demás
PEG/Dextrán; 200 000 MW	Células rojas	Todas las demás
Metil celulosa/Dextrán	Partículas de celulosa	Almidón

$$\frac{\gamma_{s2} - \gamma_{s1}}{\gamma_{12}} > 1 \quad \text{partículas humedecidas hacia la fase 1} \tag{17-117}$$

$$\frac{\gamma_{s2} - \gamma_{s1}}{\gamma_{12}} < -1 \quad \text{partículas humedecidas hacia la fase 2} \tag{17-118}$$

$$\left|\frac{\gamma_{s2} - \gamma_{s1}}{\gamma_{12}}\right| \leq 1 \quad \text{partículas en la entrecara} \tag{17-119}$$

donde γ_{ij} representa la tensión superficial entre las fases i y j, N/m (dina/cm); s indica la fase sólida y los subíndices 1 y 2 indican las dos fases líquidas.

Se han realizado varios estudios adicionales [Winitzer, *Sep. Sci.*, **8**(1), 45 (1973); *ibid.*, **8**(6), 647 (1973); Maru, Wasan y Kintner, *Chem. Eng. Sci.*, **26**, 1615 (1971); y Rapacchietta y Neumann, *J. Colloid Interface Sci.*, **59**(3), 555 (1977)] que incluyen las fuerzas del cuerpo, por ejemplo, la aceleración gravitacional y la flotabilidad. Un ejemplo característico de un balance de fuerza que describe dicho sistema (Fig. 17-63) se resume en la ecuación (17-120)

$$[(\gamma_{s1} - \gamma_{s2}) \cos \delta + \gamma_{12} \cos \mathrm{B}]L = g[V_{total}\rho_s - V_1\rho_1 - V_2\rho_2] \tag{17-120}$$

donde V_1 representa el volumen de la partícula en la fase fluida 1; V_2 es el volumen en la fase fluida 2; L es la circunferencia de la partícula en la entrecara que hay entre las dos fases líquidas, ρ_i es la densidad de la fase i y g es la constante gravitacional. El miembro izquierdo de la ecuación representa las fuerzas superficiales que actúan sobre la partícula sólida, en tanto que el miembro derecho incluye las fuerzas de gravedad y flotabilidad. Este ejemplo muestra que las fuerzas del cuerpo pueden tener un efecto significativo sobre el comportamiento del sistema. El diámetro de la partícula sólida así como las densidades del sólido y las dos fases líquidas aparecen en la ecuación por ser parámetros importantes del sistema.

Jacques, Hovarongkura y Henry [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **25**(1), 160 (1979)] realizaron un análisis de la distribución de las partículas para los casos en los que el radio de curvatura del sólido y el de la entrecara líquido-líquido son del mismo orden de magnitud. Para analizar este sistema se utilizan las diferencias que existen entre las energías libres superficiales inicial y final y se desprecian las fuerzas del cuerpo. Los resultados que aparecen en la figura 17-64 demuestran que n, la razón del radio de la partícula con respecto al de la entrecara líquido-líquido, es un parámetro importante del sistema. Cuando la diferencia de energía libre es negativa, la distribución de la partícula entre una fase y otra se ve favorecida, en comparación con la residencia continua en la fase original. Para una partícula de un diámetro determinado, estos resultados demuestran que a medida que disminuye el diámetro de la gotita de la segunda fase, de igual manera disminuye el ángulo de contacto requerido para efectuar la distribución (el humedecimiento requerido por el sólido, que le proporciona la segunda fase se incrementa). De manera similar, Smith y Van de Ven [*Colloids Surf.*, **2**, 387 (1981)] estudiaron el caso de la recolección de partículas en una entrecara curva líquido-líquido. En este estudio se demuestra que la recolección predomina sobre la distribución para cualquiera n, en los sistemas sin fuerzas externas del cuerpo, cuando el ángulo de contacto se encuentra entre 0 y 180°.

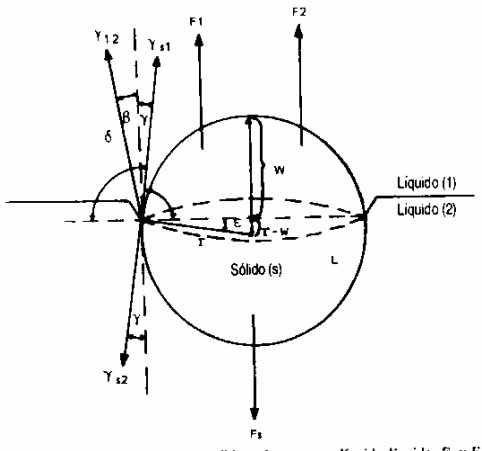


FIG. 17-63 Esfera sólida suspendida en la entrecara líquido-líquido. F_1 y F_2 son las fuerzas de flotación; F_s es la gravedad. [Winitzer, *Sep. Sci*, **8**(1), 45 (1973).]

Apesar de que los estudios de estabilidad termodinámica pueden ser valiosos para estimar la factibilidad técnica de un proceso, son, hasta la fecha, inadecuados para determinar qué régimen de separación predomina en un sistema particular líquido-sólido-líquido. En estos análisis se ignoran fenómenos importantes del proceso, por ejemplo, el mecanismo por el que se encuentran el líquido en la fase dispersa con las partículas del sólido, la intensidad de la unión de la partícula y el suministro de la energía de mezclado necesaria para efectuar la separación. Aún no se dispone de modelos con un buen valor de predicción en los que se consideren todas estas variables. Hasta que los efectos de éstas y otras variables del sistema se puedan comprender, cuantificar y combinar adecuadamente en dicho modelo de predicción, no es posible predecir con anticipación el rendimiento.

PROCESO SIROFLOC

La heterocoagulación de las impurezas en el agua de desperdicio mediante pequeñas partículas de magnetita es un proceso comercial de separación líquido-sólido que se ha desarrollado recientemente. El aspecto novedoso de este proceso es su capacidad para recircular las partículas de magnetita, por la reversibilidad de su química de superficie. Esta reversibilidad se controla por medio del pH de la fase acuosa masiva. Para valores de pH menores a su punto isoeléctrico, las partículas de magnetita tienen una carga superficial positiva que les ayuda a recolectar y aglomerar los contaminantes del agua cargados negativamente. Al ajustar los valores del pH arriba del punto isoeléctrico, la carga de la superficie de magnetita se invierte y se liberan los contaminantes. Kolarik [*Chem. Aust.*, **47**(6), 234 (1980)] describe esta química de superficie. El proceso general de separación sólido-líquido funciona como sigue:

1. El agua no tratada se acidifica y se mezcla con las partículas de magnetita.
2. Se agrega un agente coagulante para ayudar en la recolección de las impurezas, realizada por las partículas de magnetita.
3. Las partículas coaguladas de magnetita y contaminante se separan, dejando el agua clara y tratada.
4. La corriente que contiene las partículas de magnetita se trata con sosa cáustica, lo que da por resultado la destrucción del coágulo.
5. La magnetita se lava y se devuelve al agua acidificada sin tratar.

El paso 3 se efectúa en un separador magnético convencional de tambor. El proceso piloto utiliza la sedimentación en un campo magnético aplicado, que hace que se floculen las partículas de magnetita y, en consecuencia, acelera la velocidad de sedimentación.

El proceso Sirofloc, que incluye heterocoagulación, ha demostrado ser mucho más rápido y sencillo que los procesos convencionales de floculación con alumbre. El tiempo total del proceso para el agua, incluida la clarificación, se ha reducido de 2 a 3 h a 15 o 20 minutos gracias al empleo de este proceso. Además, las estimaciones preliminares de costos indican que se pueden obtener ahorros de 20 a 40% en los costos de capital, al utilizar el proceso Sirofloc (Anderson, Blesing,

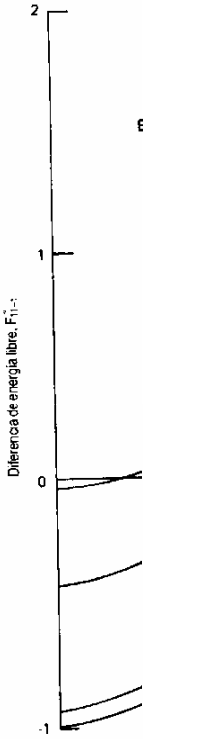


FIG. 17-64 Difer
sólidas, en función
energía libre implica
de n, la razón de la g
25(1), 160 (1979).]

Bolto, Kolarik, Pries
tralian Water and Wa

REFERENCIAS GENERAL
niques, Academic, New

Principio Los
sorción [Lemlich, *C*
ción selectiva o la a
de gas que pasan po
los métodos, las burl
el material hacia arr
tira del líquido y n
filtración. Por tanto,
larmente adecuados
dades pequeñas de
Para cualquier m
rial que se debe reti
puede agregar un s

17-64 demuestran que
al de la entrecara líqui-
ma. Cuando la diferen-
le la partícula entre una
la residencia continua
liámetro determinado,
disminuye el diámetro
lisminuye el ángulo de
n (el humedecimiento
segunda fase se incre-
[*Colloids Surf.*, 2, 387
artículas en una entre-
lemuestra que la reco-
ualquiera *n*, en los sis-
l ángulo de contacto se

odinámica pueden ser
un proceso, son, hasta
nen de separación pre-
-líquido. En estos aná-
oceso, por ejemplo, el
en la fase dispersa con
ión de la partícula y el
para efectuar la sepa-
en valor de predicción
lasta que los efectos de
omprender, cuantificar
e predicción, no es po-

gua de desperdicio me-
proceso comercial de
o recientemente. El as-
para recircular las par-
química de superficie.
l de la fase acuosa ma-
léctrico, las partículas
iva que les ayuda a re-
gua cargados negativa-
l punto isoeléctrico, la
se liberan los contami-
] describe esta química
sólido-líquido funcio-

la con las partículas de

udar en la recolección
magnetita.
contaminante se sepa-

de magnetita se trata
trucción del coágulo.
a acidificada sin tratar.
convencional de tam-
n un campo magnético
las de magnetita y, en
lación.
lación, ha demostrado
sos convencionales de
oceso para el agua, in-
3 h a 15 o 20 minutos
estimaciones prelimi-
horros de 20 a 40% en
c (Anderson, Blesing,

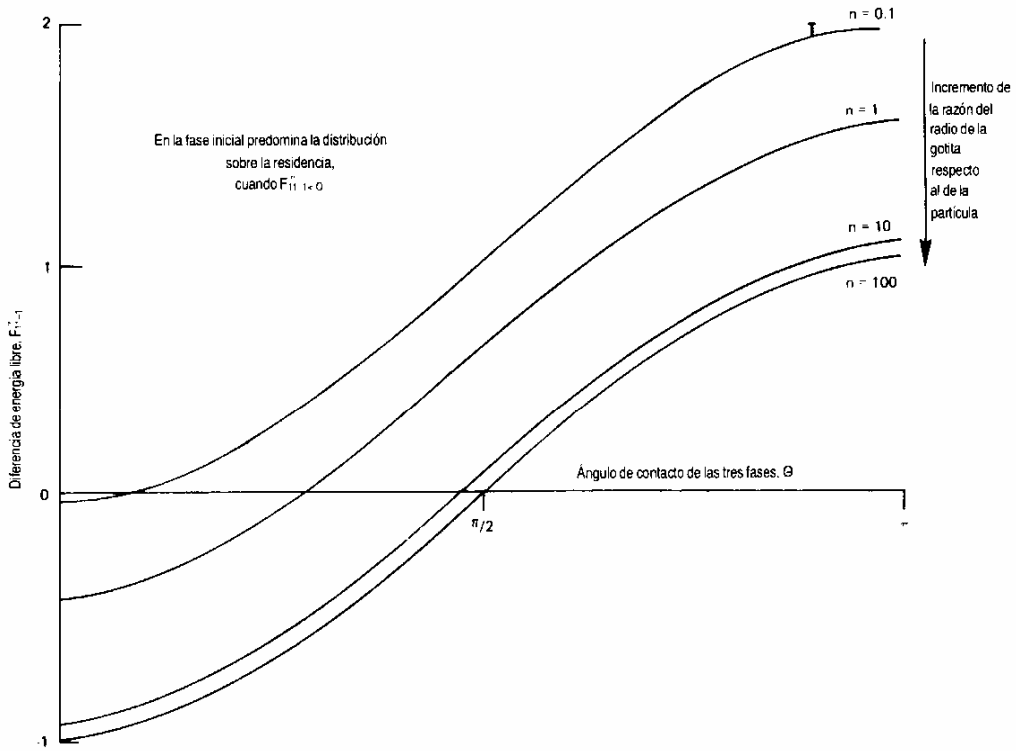


FIG. 17-64 Diferencia de energía libre normalizada entre las condiciones distribuidas (II) y no distribuidas (I) de las partículas sólidas, en función del ángulo de contacto de las tres fases (la colección en la entrecara no se consideró). Una diferencia negativa de energía libre implica que predomina la condición distribuida sobre la no distribuida. Obsérvese, especialmente, el efecto significativo de *n*, la razón de la gotita de líquido y el radio de la partícula sólida. [Fuente: Jacques, Hovarongkura y Henry, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, 25(1), 160 (1979).]

Bolto, Kolarik, Priestly y Raper, 8th Federal Convention of the Australian Water and Wastewater Association, 1979). En la actualidad, está operando una instalación de tratamiento con una capacidad de 35 ML/día cerca de Perth en Australia Occidental.

MÉTODOS DE SEPARACIÓN MEDIANTE BURBUJAS DE ADSORCIÓN

REFERENCIAS GENERALES. Lemlich (ed.), *Adsorptive Bubble Separation Techniques*, Academic, New York, 1972.

Principio Los métodos de separación mediante burbujas de adsorción [Lemlich, *Chem. Eng.* **73**(21), 7 (1966)], se basan en la adsorción selectiva o la adhesión de materiales en la superficie de burbujas de gas que pasan por una solución o suspensión. En la mayor parte de los métodos, las burbujas se elevan para formar una espuma que lleva el material hacia arriba. Así, el material, deseable o indeseable, se retira del líquido y no viceversa como, por ejemplo, en el caso de la filtración. Por tanto, los métodos de espumación parecen ser particularmente adecuados (aunque no en forma exclusiva) para retirar cantidades pequeñas de material de volúmenes grandes de líquido.

Para cualquier método mediante burbujas de adsorción, si el material que se debe retirar (denominado **coligado**) no es tensoactivo, se puede agregar un surfactante adecuado (que se denomina **colector**) para unirse con él y fijarlo o adsorberlo a la superficie de la burbuja, con el fin de que se pueda retirar (Sebba, *Ion Flotation*, Elsevier, New York, 1962). La unión entre el coligado y el colector se puede realizar mediante la quelación u alguna otra forma compleja. Por el contrario, se puede retirar un coligado cargado mediante su atracción hacia un colector de carga opuesta.

Definiciones y clasificación En la figura 17-65 se bosqueja la clasificación más aceptada de los diversos métodos de separación por burbujas de adsorción [Karger, Grieves, Lemlich, Rubin y Sebba, *Separation Sci.* **2**, 401, 1967)]. Se basa en gran parte en la utilización actual de los términos por varios autores y, por tanto, las definiciones incluyen superposiciones e incongruencias inevitables.

Entre los métodos de separación de espumas, el **fraccionamiento por espuma** implica, por lo común, el retiro de materiales disueltos (o, a veces, coloidales). La espuma de sobreflujo, después de reducirse o

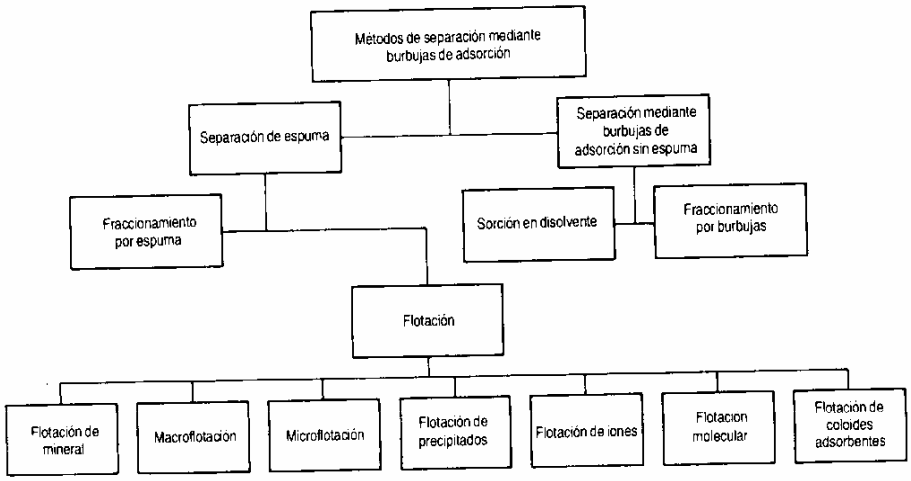


FIG. 17-65 Clasificación de los métodos de separación mediante burbujas de adsorción.

desintegrarse, se denomina espumato. Las líneas continuas de la figura 17-66 muestran el fraccionamiento simple de espuma continuo (la operación por lotes se representaría mediante la omisión de las corrientes de alimentación y productos del fondo).

Por otra parte, la **flotación** implica por lo común el retiro de materiales de partículas sólidas. La más importante en la última categoría es la **flotación de minerales**, que se verá por separado en la Secc. 21.

Asimismo, en la categoría de flotación se debe encontrar la **macroflotación**, que es el retiro de partículas macroscópicas; la **microflotación** (que se denomina también **flotación coloidal**), que es el retiro de partículas microscópicas, sobre todo de coloides o microorganismos [Dognon y Dumontet, *Comptes Rendus*, **135,** 884 (1941)]; la **flotación molecular**, que es el retiro de moléculas superficialmente inactivas, mediante un colector (surfactante) que da un producto insoluble, la **flotación de iones**, que es la eliminación de los iones superficialmente inactivos, mediante un colector que da un producto insoluble, sobre todo una nata retirable [Sebba, *Nature*, **184,** 1062 (1959)]; la **flotación**

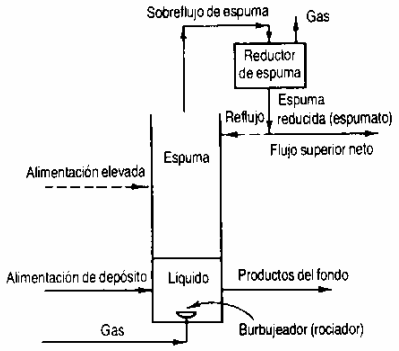


FIG. 17-66 Cuatro modalidades alternativas de operación de flujo continuo con una columna de fraccionamiento por espuma: 1) El modo más simple se ilustra mediante las líneas continuas. 2) La operación de enriquecimiento emplea la línea de reflujo de guiones. 3) En la operación de agotamiento, la línea de guiones elevada de alimentación a la espuma reemplaza a la línea continua de alimentación a la poza. 4) Para operaciones combinadas, se usan tanto el reflujo como una alimentación elevada a la espuma.

coloidal adsorbente, que es el retiro de materiales disueltos en forma "a cuestas", mediante la adsorción en partículas coloidales y la **flotación de precipitados**, en donde se retira un precipitado mediante un colector que no es agente de precipitación [Baarson y Ray "Precipitate Flotation", en la obra de Wadsworth y Davis (Eds.). *Unit Processes in Hydrometallurgy*, p. 656, Gordon y Breach, New York, 1964)]. Recientemente, la última definición se precisó como de flotación de precipitados del primer tipo; el segundo tipo no requiere en absoluto un colector separado [Mahne y Pinfold, *J. Appl. Chem.*, **18,** 52 (1968)].

A veces, se puede lograr una separación incluso cuando no haya espuma o cualesquier floculante flotado u otro surrogado. En el **fraccionamiento por burbujas**, esto se logra simplemente al prolongar la poza de burbujas para formar una columna vertical [Dorman y Lemlich, *Nature*, **207,** 145 (1965)]. A continuación, las burbujas ascendentes depositan el material adherido o adsorbido en la parte superior de la poza, conforme salen. Esto da como resultado un gradiente de concentraciones que pueden servir como base para la separación. El fraccionamiento de burbujas puede funcionar ya sea por sí solo o como sección de refuerzo, por debajo de un fraccionador de espuma, quizá para elevar la concentración hasta el ámbito espumante.

En la **sorción en disolvente** se pone un líquido no miscible sobre el líquido principal, para atrapar el material depositado por las burbujas, conforme salen (Sebba, *Ion Flotation*, Elsevier, New York, 1962). El líquido superior debería disolver o al menos humedecer el material. Con una selectividad apropiada, la separación lograda en esa forma puede ser a veces mucho mayor que con el fraccionamiento por burbujas por sí solo.

Los métodos de gotitas similares a los de burbujas de adsorción se denominaron **métodos de separación por gotitas de adsorción** [Lemlich, "Adsorptive Bubble Separation Methods", *Ind. Eng. Chem.* **60**(10), 16 (1968)]. Se omiten en la figura 17-65, puesto que incluyen la adsorción o la adhesión a entrecaras de líquido-líquido. Entre ellos se encuentran el **fraccionamiento por emulsión** [Eldib, "Foam and Emulsion Fractionation", en la obra de Kobe y McKetta (Eds.), *Advances in Petroleum Chemistry and Refining*, vol. 7, p. 66, Interscience, New York, 1963], que es análoga del fraccionamiento por espuma y el **fraccionamiento por gotitas** [Lemlich, *loc. cit*; Strain, *J. Phys. Chem.*, **57,** 638 (1953)], que es análogo al fraccionamiento por burbujas. De modo similar, la antigua operación de beneficio denominada flotación en aceite masivo (Gaudin, *Flotation*, 2a. ed., McGraw-Hill, New York, 1957) es análogo a la flotación moderna de minerales. En general, a los

métodos de separación por gotitas de adsorción no se les ha dedicado tanta atención como a los métodos por burbujas de adsorción.

De entre estos últimos, el fraccionamiento por espuma es el que ha avanzado más en lo que se refiere a la teoría de ingeniería química. Afortunadamente, parte de esta teoría se aplica también a otros métodos mediante burbujas de adsorción.

Adsorción La separación lograda depende, en parte, de la selectividad de la adsorción en la superficie de las burbujas. En equilibrio, la adsorción de los materiales disueltos sigue a la ecuación de Gibbs (Gibbs, *Collected Works*, Longmans Green, New York, 1928).

$$d\gamma = -RT\Sigma\Gamma_i d \ln a_i \qquad (17\text{-}121)$$

Γ_i es el exceso superficial (Davies y Rideal, *Interfacial Phenomena*, 2a. ed., Academic, New York, 1963). Para dar la mayor parte de los fines, basta considerar Γ_i como la concentración de componente adsorbido i en la superficie, en unidades de, por ejemplo, g·mol/cm^2. **R** es la constante de gas, T es la temperatura absoluta, γ es la tensión superficial y a_i es la actividad del componente i. El signo menos muestra que el material que se concentra en la superficie reduce, en general, la tensión superficial y viceversa. Esto puede ser a veces una guía para determinar, en forma preliminar, cuáles son los materiales que se pueden separar.

Cuando se aplica a un surfactante no iónico, en agua pura, a concentraciones por debajo de la concentración micelar crítica, la ecuación (17-121) se simplifica para dar la ecuación (17-122):

$$\Gamma_s = -\frac{1}{RT}\frac{d\gamma}{d \ln C_s} \qquad (17\text{-}122)$$

C es la concentración masiva y el subíndice s se refiere al surfactante. En algunas condiciones, la ecuación (17-122) se puede aplicar también a un surfactante iónico (Lemlich, *loc. cit.*).

En general, se puede considerar que el principal surfactante en la espuma se encuentra presente en las superficies de las burbujas en forma de una monocapa adsorbida, con un valor sustancialmente constante de Γ_s, con frecuencia del orden de 3×10^{-10} g·mol/cm^2, para un peso molecular de varios centenares. Por otra partre, los materiales de traza siguen la isoterma de adsorción lineal, $\Gamma_i = K_i C_i$ cuando su concentración sea suficientemente baja. Para un intervalo más amplio de concentraciones, se puede aplicar un tipo de isoterma de Langmuir o de otro tipo (Davies y Rideal, *loc. cit.*).

Factores que afectan la adsorción K_i para un coligado se puede ver afectada adversamente (reducida) por una insuficiencia del colector. También se puede reducir debido a un exceso de colector, que compite para obtener la superficie disponible contra el complejo de colector-coligado [Schnepf, Gaden, Mirocznik y Schonfeld, *Chem. Eng. Progr.*, **55**(5), 42 (1959)].

El exceso de colector puede reducir también la separación, al formar micelas en la masa que adsorbe parte del coligado, evitando que llegue a la superficie. El efecto de las micelas en K_i para el coligado se da teóricamente [Lemlich, "Principles of Foam Fractionation", en la obra de Perry (ed.), *Progress in Separation and Purification*, vol. 1, Interscience, New York, 1968, cap. 1] por medio de la ecuación (17-123) [Lemlich (ed.) *Adsorptive Bubble Separation Techniques*, Academic, New York, 1972]; si Γ_s es constante cuando $C_s > C_{sc}$:

$$\frac{1}{K_2} = \frac{1}{K_1} + \frac{C_s - C_{sc}}{\Gamma_s E} \qquad (17\text{-}123)$$

K_1 es K_i inmediatamente por debajo de la concentración micelar crítica del colector, C_{sc}. K_2 es K_i en alguna concentración más alta de colector, C_s. E es la eficacia relativa, al adsorber coligado, del colector superficial en función del micelar. Generalmente, $E > 1$. Γ_s representa el exceso superficial del colector. Más con respecto a cada una de las K se puede encontrar [Lemlich, "Adsubble Methods", en Li (ed.), *Recent Developments in Separation Science*, vol. 1, CRC Press, Cleveland, 1972, pp. 113-127; Jahsnani y Lemlich, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **12**, 312 (1973)].

El efecto de control de varios iones se puede expresar en función de equilibrios termodinámicos [Karger y DeVivo, *Separation Sci.*, **3**, 393 (1968)]. Se han observado similitudes con el intercambio de iones. La selectividad de adsorción contraiónica se incrementa con la carga iónica y disminuye con el número de hidratación [Jorne y Rubin, *Sep. Sci.*, **4**, 313 (1969); y Kato y Nakamori, *J. Chem. Eng. Japan*, **9**, 378 (1976)]. Por analogía con otros procesos de separación, la distribución relativa en los sistemas de componentes múltiples se puede analizar en términos del coeficiente de selectividad $\alpha_{mn} = \Gamma_m C_n / \Gamma_n C_m$. [Rubin y Jorne, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **8**, 474 (1969); *J. Colloid Interface Sci.*, **33**, 208 (1970)].

Operación en la modalidad simple Si no hay gradiente de concentración dentro de la poza líquida y si no hay coalescencia dentro de la espuma que se forma, entonces la operación que se muestra mediante las líneas continuas de la figura 17-66 es en realidad la modalidad simple; o sea, una etapa teórica simple de separación. Entonces, se aplicarán las ecuaciones (17-124) y (17-125) a la operación en flujo constante.

$$C_Q = C_W + (GS\Gamma_W/Q) \qquad (17\text{-}124)$$

$$C_W = C_F - (GS\Gamma_W/F) \qquad (17\text{-}125)$$

C_F, C_W y C_Q son las concentraciones de la sustancia en cuestión (que puede ser un coligado o un surfactante) en la corriente de alimentación, el flujo del fondo y el espumato (espuma reducida), respectivamente G, F y Q son los flujos volumétricos del gas, la alimentación y el espumato, respectivamente. Γ_W es el exceso superficial en equilibrio con C_W. S es la razón de superficie a volumen para una burbuja. Para una burbuja esférica, $S = 6/d$, en donde d es el diámetro de burbuja. Para la variación de los tamaños de burbujas, d se debe considerar como $\Sigma n_i d_i^3 / \Sigma n_i d_i^2$, en donde n_i es el número de burbujas con un diámetro d_i en una región representativa de espuma.

Determinación de Γ Se pueden utilizar ya sea la ecuación (17-124) o la (17-125) para determinar indirectamente el exceso superficial, a partir de mediciones experimentales. Para asegurar un acercamiento estrecho a la operación como etapa teórica simple, la coalescencia en la espuma que se eleva se debe minimizar manteniendo una relación apropiada de gas y una altura baja de la espuma [Brunner y Lemlich *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **2**, 297 (1963)]. Estas precauciones se aplican, sobre todo, al utilizar la ecuación (17-124).

Para fines de experimentación en laboratorio, resulta a veces conveniente reciclar directamente el espumato a la poza en forma análoga a un alambique en equilibrio. Esto elimina la corriente de alimentación y la del fondo y permite que se utilice un método más seguro para el funcionamiento en estado estacionario. Sin embargo, este reciclaje puede no ser aconsejable para las mediciones de coligado en presencia de micelas de colector que se disocian con lentitud.

Con el fin de evitar los efectos falsos en el laboratorio, es aconsejable utilizar un gas químicamente inerte prehumedecido.

Tamaños de burbujas Con ciertos errores (de Vries, *Foam Stability*, Rubber-Stichting, Delft, 1957), los diámetros de las burbujas de espuma se pueden medir fotográficamente. Algunos de estos errores se pueden minimizar al tener cuidados para generar burbujas de tamaño bastante uniforme, por ejemplo, utilizando un burbujeador con orificios idénticos, o un burbujeador con un solo orificio (que permita un flujo de gas). De otro modo, debe incorporarse una corrección para el sesgo de muestreo estadístico plano en la espuma, con los diámetros reales [de Vries, *op. cit.*] o los diámetros truncados [Lemlich, *Chem. Eng. Commun.*, **16**, 153 (1982)]. Además, la segregación de tamaño puede reducir aproximadamente a la mitad de la desviación estándar al disminuir el diámetro medio de la burbuja mural [Cheng y Lemlich, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **22**, 105 (1983)]. Los diámetros de burbuja se pueden medir también en una poza líquida, ya sea en forma fotográfica o indirecta, mediante la medición de su velocidad de flujo volumétrico o la determinación estroboscópica de su frecuencia [Leonard y Lemlich, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **11**, 25 (1965)].

Los tamaños de burbujas en formación aumentan en general con la tensión superficial y el diámetro de los orificios. La predicción de tamaños en grupos a partir de orificios múltiples es muy difícil. En soluciones acuosas de baja tensión superficial, son comunes los diámetros

de burbujas del orden de 1 mm. Por lo general, las burbujas producidas por técnicas más complicadas, como, por ejemplo, flotación por presión o vacío, son más pequeñas, con diámetros del orden de 0.1 mm o menos.

Enriquecimiento y agotamiento A diferencia del fraccionamiento por espuma simple verdadero, sin cambios significativos del diámetro de las burbujas, la coalescencia en una columna de espuma destruye parte de la superficie de las burbujas y libera materiales adsorbidos para que desciendan a través de la espuma que se eleva. Este flujo descendente constituye un reflujo interno, que enriquece la espuma ascendente mediante una acción a contracorriente. El resultado es un espumato más rico, o sea, con un valor más alto de C_Q que el que se puede obtener a partir de la etapa simple teórica de la modalidad simple correspondiente. Con frecuencia, hay una coalescencia importante en la espuma que se eleva; pero el efecto sobre el diámetro de las burbujas y el enriquecimiento se suele pasar por alto con frecuencia.

Se puede proporcionar un reflujo externo al hacer regresar parte de la espuma reducida exteriormente a la parte superior de la columna. Se ha verificado el efecto de concentración del reflujo, incluso para una sustancia que satura la superficie [Lemlich y Lavi, *Science*, **134**, 191 (1961)].

La introducción de la alimentación a la espuma a cierta distancia por encima de la poza contribuye a facilitar la operación de agotamiento. El flujo resultante a contracorriente de la espuma purifica todavía más el fondo, o sea, reduce C_W.

En la figura 17-66 se muestran las operaciones de enriquecimiento, agotamiento y las combinadas.

Teoría de columna de espuma Se considera que las corrientes a contracorriente dentro de la espuma consisten *realmente* en una corriente descendente de líquido intersticial (igual que cero para la modalidad simple) y un flujo ascendente de líquido intersticial más la superficie de burbujas. (Al considerar esta superficie ascendente como análoga a un vapor, la operación general es análoga, en cierto sentido, a la destilación *con arrastre*.)

Una concentración eficaz $[\overline{C}]$ en la corriente ascendente, a cualquier nivel de la columna, se define mediante la ecuación (17-126):

$$\overline{C} = C + (G\Gamma/U) \tag{17-126}$$

en donde U es el flujo volumétrico de líquido intersticial de flujo ascendente, C es la concentración en este líquido ascendente a ese nivel y Γ es el exceso superficial en equilibrio con C. Se debe incluir cualquier efecto de las micelas.

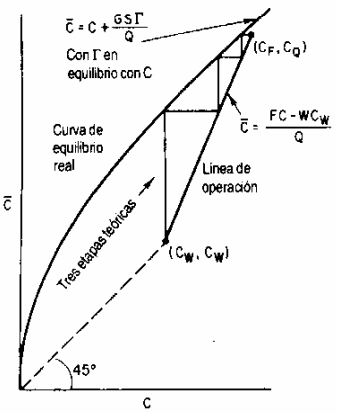


FIG. 17-67 Determinación gráfica de etapas teóricas para una columna agotadora de fraccionamiento por espuma.

Para simplificar, U se puede equiparar por lo común a Q. A continuación, se puede trazar una curva de equilibrio eficaz a partir de la ecuación (17-126) en términos de $\overline{C}$, o mejor aún, $\overline{C}^*$, en función de C.

Se han determinado líneas de operación en la forma habitual a partir de balances de materiales. La pendiente de cada una de esas líneas, es $\Delta\overline{C}/\Delta C = L/U$; donde L es el caudal del flujo descendente en la sección particular de la columna y C es la concentración en la corriente descendente.

El número de etapas teóricas se puede determinar a continuación en las formas habituales. En la figura 17-67 se ilustra un cálculo gráfico para un agotador.

Por el contrario, el número de unidades de transferencia (NTU) en la espuma, basado, por ejemplo, en la corriente ascendente, se puede determinar a partir de la ecuación (17-127):

$$\text{NTU} = \int_{\overline{C}_W^*}^{C_Q} \frac{d\overline{C}}{\overline{C}^* - \overline{C}} \tag{17-127}$$

$\overline{C}^*$ se relaciona con C mediante la curva de equilibrio eficaz y $\overline{C}_W^*$ se relaciona similarmente con C_W. $\overline{C}$ se relaciona con C mediante la línea de operación.

Para ilustrar analíticamente la integración anterior, la ecuación (17-127) se convierte en la (17-128) para el caso de una columna de agotamiento que retira un coligado sujeto a la isoterma de equilibrio lineal $\Gamma = KC$.

$$\text{NTU} = \frac{F}{GSK - W} \ln \frac{FW + F(GSK - W)C_F/C_W}{GSK(GSK + F - W)} \tag{17-128}$$

En otra ilustración, la ecuación (17-127) se convierte en la (17-129) para una columna de enriquecimiento que concentra un surfactante con una constante Γ:

$$\text{NTU} = R \ln \frac{RGS\Gamma(F - D)}{(R + 1)GS\Gamma(F - D) - (R + 1)FD(C_D - C_F)} \tag{17-129}$$

A menos que se prolongue a propósito la poza de líquido en forma vertical para dar una separación adicional mediante el fraccionamiento por burbujas, se considera habitualmente que representa una etapa teórica. Por lo común, es suficiente una inmersión del burbujeador de 30 cm más o menos, para un soluto con un peso molecular que no exceda varios centenares.

En un agotador de coligados, puede ser necesario agregar cierta cantidad de colector a la poza, así como también a la alimentación, debido a que también se separa el colector.

Ecuaciones limitantes Si se incrementa suficientemente la altura de una columna de fraccionamiento por espuma, se desarrollará un punto de acumulación de concentración entre las corrientes intersticiales a contracorriente (Brunner y Lemlich, *loc. cit.*). Para un enriquecedor, la separación obtenida se acercará a las predicciones de la ecuación (17-130) y, de modo interesante, a la ecuación (17-125).

$$C_D = C_W + (GS\Gamma_W/D) \tag{17-130}$$

D es el flujo volumétrico al que se retira espumato neto (producto neto del líquido superior). $D = Q/(R + 1)$. La concentración en el espumato neto es C_D. En el caso habitual de rompimiento total de espuma (no desflemación), $C_D = C_Q$.

Si la columna alta es un agotador, la separación se acercará a la de las ecuaciones (17-131) y (17-132):

$$C_Q = C_F + (GS\Gamma_F/Q) \tag{17-131}$$

$$C_W = C_F - (GS\Gamma_F/W) \tag{17-132}$$

Para una columna combinada suficientemente alta, la separación se acercará a la de las ecuaciones (17-133) y (17-132):

$$C_D = C_F + (GS\Gamma_F/D) \tag{17-133}$$

La formación de micelas en el divisor o reductor de espuma no afecta las ecuaciones limitantes, debido a la oportunidad teóricamente ilimitada en una columna suficientemente alta para su transferencia del

reflujo a la corriente
tionation", capítulo 1
fication, vol. 1, Inter
En la práctica, el r
nejada y de varios pie
ciones limitantes, a c
puma y que el reflujo
Operación de la c
las corrientes intersti
líquido en la espuma
te, 10% y cuanto m
tamaños de burbuja
reunirán en esa form
y la succión en los ca
fomentarán una buer
do. Para dejar marge
dad, $S = 6.3/d$ en las
de enriquecimiento
Chem. Eng., **75**(27),
fiere todavía a la esf
Se deben evitar la
ble del flujo taponar
lumna o disminuyer
velocidad superficia
diciones apropiadas
[Hastings, disertaci
chigan, East Lansi
Process Des. Dev., I
equivale a NTU × F
Para columnas m
utilizar distribuidor
puma húmeda [Ha
(1965)]. El conteni
nitorear, mediante
Colloid Interface S
camente, a medida
$\mathcal{D} = 3K$ [Lemlich, J

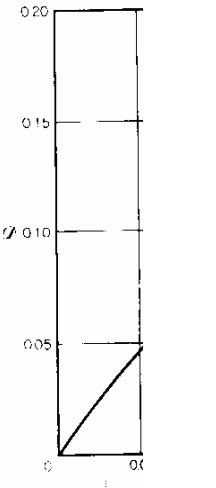


FIG. 17-68 Relació
espuma común potidi
entre la conductivida
face Sci., **73**, 224 (19

ımún a Q. A continua-
az a partir de la ecua-
en función de C.
orma habitual a partir
una de esas líneas, es
endente en la sección
n en la corriente des-

nar a continuación en
tra un cálculo gráfico

nsferencia (NTU) en
ascendente, se puede

(17-127)

lilibrio eficaz y $\overline{C}_w^*$ se
n C mediante la línea

rior, la ecuación (17-
na columna de agota-
ia de equilibrio lineal

$$\frac{)C_F/C_W}{\cdot W)} \qquad (17\text{-}128)$$

vierte en la (17-129)
entra un surfactante

$$\frac{)}{1)FD(C_D - C_F)} \qquad (17\text{-}129)$$

a de líquido en forma
nte el fraccionamien-
representa una etapa
in del burbujeador de
molecular que no ex-

rio agregar cierta can-
alimentación, debido

icientemente la altura
ia, se desarrollará un
as corrientes intersti-
cit.). Para un enrique-
diciones de la ecua-
ón (17-125).

(17-130)

o neto (producto neto
ación en el espumato
total de espuma (no

ón se acercará a la de

(17-131)

(17-132)

alta, la separación se
2):

(17-133)

r de espuma no afec-
dad teóricamente ili-
a su transferencia del

reflujo a la corriente ascendente [Lemlich "Principles of Foam Fractionation", capítulo 1 en Perry (ed.), *Progress in Separation and Purification*, vol. 1, Interscience, New York, 1968].

En la práctica, el rendimiento de una columna de espuma bien manejada y de varios pies de altura se puede acercar en realidad a las ecuaciones limitantes, a condición de que haya poca canalización en la espuma y que el reflujo no exista o se encuentre presente a un gasto bajo.

Operación de la columna Para asegurar un contacto íntimo entre las corrientes intersticiales a contraflujo, la fracción de volumen de líquido en la espuma se debe mantener por debajo de, aproximadamente, 10% y cuanto más bajo, mejor. Asimismo, son convenientes los tamaños de burbujas bastante uniformes. Las burbujas de espuma se reunirán en esa forma como poliedros agudos, más que como esferas, y la succión en los capilares (bordes de Plateau) formados de ese modo fomentarán una buena distribución del líquido y un contacto adecuado. Para dejar margen para esta desviación conveniente de la esfericidad, $S = 6.3/d$ en las ecuaciones para el funcionamiento de la columna de enriquecimiento, la de agotamiento y la combinada [Lemlich, *Chem. Eng.*, **75**(27), 95 (1968); **76**(6), 5 (1969)]. El diámetro d se refiere todavía a la esfera.

Se deben evitar las desviaciones importantes o la canalización visible del flujo taponado de espuma, en caso necesario ampliando la columna o disminuyendo el flujo de gas y/o líquido. Probablemente, la velocidad superficial del gas no debería exceder de 1 o 2 cm/s. En condiciones apropiadas se han descubierto valores de HTU de varios cm [Hastings, disertación de Ph.D. ante la Universidad del Estado de Michigan, East Lansing, 1967; y Jashnani y Lemlich, *Ind. Eng.Chem. Process Des. Dev.*, **12**, 312 (1973)]. La altura de la columna de espuma equivale a NTU × HTU.

Para columnas más anchas que unos cuantos centímetros, se deben utilizar distribuidores de alimentación y reflujo, sobre todo para la espuma húmeda [Haas y Johnson, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **11**, 319 (1965)]. El contenido del líquido dentro de la espuma se puede monitorear, mediante técnicas conductimétricas [Chang y Lemlich, *J. Colloid Interface Sci.*, **73**, 224 (1980)]. Véase la figura 17-68. Teóricamente, a medida que el límite $\mathcal{D} = K = 0$ se aproxima muy de cerca $\mathcal{D} = 3K$ [Lemlich, *J. Colloid Interface Sci.*, **64**, 107 (1978)].

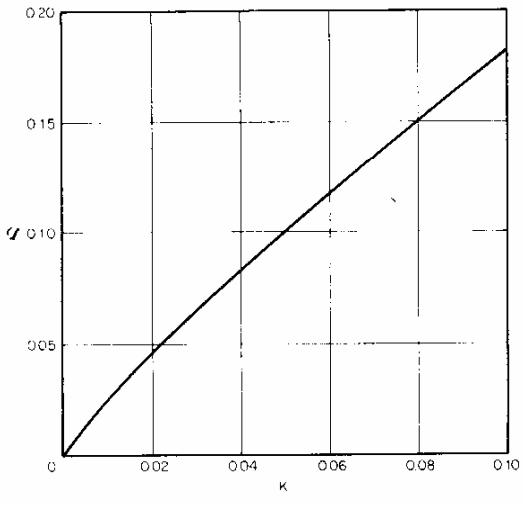


FIG. 17-68 Relación empírica entre $\mathcal{D}$, la fracción volumétrica de líquido, en espuma común polidispersa y K, la conductividad eléctrica de la espuma dividida entre la conductividad eléctrica del líquido. [Chang y Lemlich, *J. Colloid Interface Sci.*, **73**, 224 (1980).]

La espuma húmeda se puede manejar en una columna de cachuchas de burbujeo [Wace y Banfield, *Chem. Process Eng.*, **47**, (10), 70 (1966)] o en una columna de platos perforados [Aguayo y Lemlich, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **13**, 153 (1974)]. Alternativamente, se pueden conectar columnas individuales cortas para que funcionen a contracorriente [Banfield, Newson y Alder, *Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.* **1**, 3 (1965); Leonard y Blacyki, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **17**, 358 (1978)].

Es posible utilizar un flujo elevado de gas para alcanzar un rendimiento máximo en la modalidad simple [Wace, Alder y Banfield, AERE-R5920, U. K. Atomic Energy Authority (1968)] porque la canalización no es un factor importante en esa modalidad. Se puede utilizar una sección horizontal de drenaje en la parte superior [Haas y Johnson, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **6**, 225 (1967)]. La dispersión sumamente móvil que se produce mediante un flujo muy alto de gas no es una espuma real, sino que se trata, más bien, de lo que se conoce como **emulsión de gas** [Bikerman, *Ind. Eng. Chem.*, **57**(1), 56 (1965)].

A veces, se puede utilizar un flujo muy bajo de gas en una columna de varios pies de altura con reflujo interno, para efectuar separaciones difíciles de multicomponentes en operaciones por lotes [Lemlich, "Principles of Foam Fractionation", cap. 1 en Perry (ed.), *Progress in Separation and Purification*, vol. 1, Interscience, New York, 1968)].

El mismo fin se puede lograr con operación continua a reflujo externo total mediante un pequeño codo en U, en la línea de reflujo, para la retención del espumato [Rubin y Melech. *Can. J. Chem. Eng.*, **50**, 748 (1972)].

La espuma lentamente ascendente en una columna alta se puede utilizar como sorbente para las separaciones cromatográficas continuas [Talman y Rubin, *Sep. Sci.*, **11**, 509 (1976)]. También se utilizan flujos bajos de gas en columnas cortas para producir el espumato de la flotación de iones en operaciones por lotes, la microflotación y la flotación de precipitados.

Sobreflujo y drenaje de espuma El índice de sobreflujo de espuma sobre una base libre de gas (o sea, el flujo total volumétrico de espumato Q) se puede estimar a partir de una teoría detallada para el drenaje de espuma [Leonard y Lemlich, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **11**, 18 (1965)]. A partir de la relación resultante para el sobreflujo [Fanlo y Lemlich, *Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **9**, 75, 85 (1965)], la ecuación (17-134) se puede utilizar como una aproximación conveniente a la teoría, para evitar el uso del método de prueba y error, en el intervalo usual de interés, para la espuma con bajo contenido de líquido, que asciende en flujo taponado:

$$\frac{Q}{G} = 22\left(\frac{v_G^3\,\mu\,\mu_s^2}{g^3\rho^3 d^8}\right)^{1/4} \qquad (17\text{-}134)$$

La velocidad superficial del gas v_g es G/A, donde A es el área horizontal de la sección transversal de la columna vertical de espuma. Además, g es la aceleración de la gravedad, ρ es la densidad del líquido, μ es la viscosidad común del líquido y μ_s es la viscosidad eficaz de la superficie.

Para considerar la falta de homogeneidad en el diámetro de las burbujas, d en la ecuación (17-134) debe tomarse como $\sqrt{\Sigma n_i d_i^3/\Sigma n_i d_i}$ y evaluarse en la parte superior de la columna si la coalescencia es significativa en la espuma ascendente. Obsérvese que este d promedio para el sobreflujo difiere del utilizado antes para S. Además, véase "Diámetros de las burbujas", en relación con la corrección para el sesgo de muestreo estadístico plano y la presencia de segregación de tamaño en la pared.

Por razones teóricas, Q, determinado a partir de la ecuación (17-134) se debe multiplicar por el factor $(1 + 3Q/G)$ para obtener un valor final de Q. Sin embargo, para espuma de bastante bajo contenido líquido, esta multiplicación puede ser omitida con un margen pequeño de error.

La viscosidad superficial eficaz se determina mejor mediante experimentos con el sistema de que se trata, seguidos por cálculos de retroceso mediante la ecuación (17-134). A partir de los precursores a la ecuación (17-134), tales experimentos han dado valores de μ_s del or-

den de 10^{-4} dina·s/cm para surfactantes comunes en agua, a la temperatura ambiente, lo que coincide con las mediciones independientes [Lemlich, *Chem. Eng. Sci.*, **23,** 932 (1968). Shih y Lemlich, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **13,** 751 (1967)]. Sin embargo, el valor elevado esperado de μ_s para las soluciones acuosas de sustancias que forman películas, como la saponina y la albúmina, no se alcanzaron debido, quizá, a su comportamiento superficial no newtoniano [Shih y Lemlich, *Ind.Eng. Chem. Fundam*, **10,** 254 (1971); y Jashnani y Lemlich, *J. Colloid Interface Sci.*, **46,** 13 (1974)].

La teoría del drenaje no resulta válida para columnas de sección transversal tortuosa, tapones grandes de gas o una fuerte coalescencia en la espuma que se eleva.

Coalescencia de la espuma La coalescencia es de dos tipos: el primero es el crecimiento de las mayores burbujas de espuma a expensas de las menores, debido a la difusión de gas entre burbujas, que es el resultado del hecho de que las burbujas de menor tamaño tienen presiones internas un poco mayores [Adamson, *The Physical Chemistry of Surfaces,* 3a. ed., Wiley, New York, 1976]. Las burbujas pequeñas pueden llegar, incluso, a desaparecer por completo. En principio, la velocidad a que se lleva a cabo este tipo de coalescencia se puede estimar [Ranadive y Lemlich, *J. Colloid Interface Sci.*, **70,** 392 (1979)].

El segundo tipo de coalescencia se debe a la ruptura de películas entre burbujas adyacentes [Vrij y Overbeek, *J. Am. Chem. Soc.*, **90,** 3074 (1968)]. Su velocidad parece seguir la cinética de reacción de primer orden con respecto al número de burbujas [New *Proc. 4th Int. Congr. Surface Active Substances*, Brussels, 1964, **2,** 1167 (1967)], y disminuir en función del espesor de la película [Steiner, Hunkeler y Hartland, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **55,** 153 (1977)]. Muchos factores están incluidos [Bikerman, *Foams*, Springer-Verlag, New York, 1973; y Akers (ed.), *Foams*, Academic, New York, 1976].

Los dos tipos de coalescencia pueden ser importantes en la separación por espuma que se caracterizan por velocidades bajas de flujo de gas, como la flotación iónica por lotes, que produce espuma portadora de nata, con un tiempo de residencia relativamente largo. Por otra parte, con el flujo relativamente alto de gas en el fraccionamiento por espuma, el tiempo de residencia suele ser demasiado corto para que el primer tipo sea importante y, *si* la espuma es suficientemente estable, puede carecer de importancia incluso el segundo tipo de coalescencia.

A diferencia del caso para la ecuación (17-134), cuando la coalescencia es importante, es mejor determinar S a partir de d, evaluada al nivel de alimentación, mediante las ecuaciones (17-131) a (17-133) y en la superficie de la poza, mediante las ecuaciones (17-125) y (17-130).

Reducción de la espuma Por lo común, es conveniente reducir la espuma de sobreflujo. Esto se puede lograr por medios químicos (Bikerman, *op. cit.*), si no utiliza reflujo externo, o bien, por medios térmicos [Kishimoto, *Kolloid-Z.*, **192,** 66 (1963)], si la degradación del producto superior no es un factor importante.

La espuma se puede romper o reducir también con un cesto perforado giratorio [Lemlich, "Principles of Foam Fractionation", en Perry (ed.), *Progress in Separation and Purification*, vol. 1, Interscience, New York, 1968, cap. 1]. Si el espumato es acuoso (como sucede casi siempre, la operación se puede mejorar mediante la descarga sobre teflón, en lugar de vidrio [Haas y Johnson, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **11,** 319 (1965)]. Para romper la espuma se puede utilizar una turbina [Ng, Mueller y Walden, *Can. J. Chem. Eng.*, **55,** 439 (1977)]. La espuma que no es sobreestable, ha sido reducida al deslizar un espumato sobre ella [Brunner y Stephan, *Ind. Eng. Chem.*, **57**(5), 40 (1965)]. La espuma se puede reducir también mediante métodos sónicos o ultrasónicos, un disco giratorio y otros medios [Ohkawa, Sakagama, Sakai, Futai y Takahara, *J. Ferment. Technol.*, **56,** 428, 532 (1978)].

Si se desea, se puede lograr la desflemación (reducción parcial de la espuma para dar reflujo), ampliando simplemente la parte superior de la columna, a condición de que la espuma no sea demasiado estable. De otro modo, se puede utilizar uno de los métodos más positivos de reducción de la espuma para lograr la desflemación.

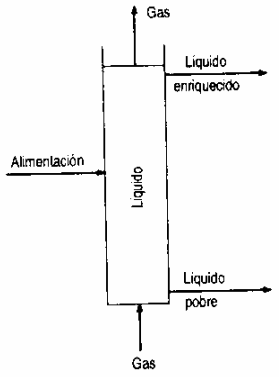


FIG. 17-69 Fraccionamiento continuo por burbuja.

Fraccionamiento por burbuja En la figura 17-69 aparece un fraccionamiento continuo por burbuja. Esta operación se puede analizar de manera simplificada en términos del transporte ascendente adsorbido, que incrementa el gradiente de concentración y la dispersión en el líquido, que reduce dicho gradiente [Lemlich, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **12,** 802 (1966); **13,** 1017 (1967)].

Como ejemplo, considérese el caso límite, en el que la corriente de alimentación y las dos corrientes de salida de líquido en la figura 17-69 son iguales a cero, lo que da por resultado una operación intermitente. A régimen permanente, la velocidad del transporte ascendente adsorbido es igual a la velocidad de la dispersión descendente, o sea, $af\Gamma = DAdC/dh$. Donde a representa el área superficial de una burbuja; f es la frecuencia de formación de las burbujas, D es el coeficiente de dispersión (difusión eficaz), basado en el área de la sección transversal de la columna A, y C es la concentración a la altura h dentro de la columna.

Existen varias relaciones opcionales para Γ [Lemlich, *op. cit.*]. Para mayor sencillez, considérese $\Gamma = K'C$ donde K' no es necesariamente igual que la constante de equilibrio K. Al sustituir e integrar desde la condición límite de $C = C_B$ cuando $h = 0$, se obtiene

$$C/C_B = \exp(Jh) \tag{17-135}$$

C_B es la concentración en el fondo de la columna y el parámetro $J = K'af/DA$. Al combinar la ecuación (17-135) con un balance de materia para el caso del soluto en la carga inicial de líquido, se obtiene

$$\frac{C}{C_i} = \frac{JH \exp(Jh)}{\exp(JH) - 1} \tag{17-136}$$

C_i es la concentración en la carga inicial y H es la altura total de la columna.

El método siguiente ha sido ampliado para el flujo continuo permanente, como se muestra en la figura 17-69 [Cannon y Lemlich, *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **68**(124), 180 (1972); Bruin, Hudson y Morgan, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **11,** 175 (1972); y Wang, Granstrom y Kown, *Environ. Lett.*, **3,** 251 (1972), **4,** 233 (1973), **5,** 71 (1973)]. La ampliación incluye un método aproximado para la estimación de la ubicación óptima de la alimentación, así como un análisis detallado del rendimiento de la columna, en el que se consideran los diferentes fenómenos locales alrededor de cada burbuja que se eleva [Cannon y Lemlich, *op. cit.*].

En concordancia con los experimentos [Shah y Lemlich, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **9,** 350 (1970); y Garmendia, Perez y Katz, *J. Chem. Educ.*, **50,** 864 (1973)], la teoría demuestra que el grado de separación obtenido se incrementa a medida que se alarga la columna de líquido, mas por desgracia disminuye al aumentar el diámetro de la columna. En términos simples, este último efecto se puede atribuir al incremento

en el coeficiente de dispersión, en función del aumento de diámetro de la columna.

En relación con esto último, es importante que la columna se alinee verticalmente [Valdes-Krieg, King y Sephton, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **21**, 400 (1975)]. De otra manera, las burbujas con su arrastre de líquido tienden a elevarse por un lado de la columna, lo que causa un flujo descendente de líquido en el otro lado, con lo que se destruye en forma considerable el gradiente de concentración. Una columna vertical con fraccionamiento por espuma también debe alinearse con cuidado.

Las burbujas que salen por la parte superior de una columna de fraccionamiento pueden acarrear una cantidad considerable de material adsorbido, en forma de aerosol con gotas de película muy fina [varios artículos, *J. Geophys. Res., Oceans Atmos.*, **77**(27), (1972)]. Si el soluto residual se agota en forma apreciable, C_f en la ecuación (17-136) debe reemplazarse por la concentración residual promedio.

Este acarreo de las gotas de la película, que también puede presentarse durante el rompimiento de la espuma, en ciertos casos puede convertir la contaminación del agua en contaminación del aire. De ser así, sería deseable recircular el gas. Esta recirculación también está indicada si los vapores de hidrocarburos u otros productos volátiles se incorporan a la corriente gaseosa para mejorar la selectividad de adsorción [Maas, *Sep. Sci.*, **4**, 457 (1969)].

Una pequeña cantidad de colector (agente tensoactivo) u otro aditivo adecuado en el líquido puede mejorar considerablemente la adsorción [Shah y Lemlich, *op. cit.*). El rendimiento de la columna también se puede mejorar mediante un desnatado de la superficie del estanque de líquido o, cuando sea posible, mediante la eliminación del soluto adsorbido en el sobreflujo de espuma. En forma opcional, se puede hacer flotar en la parte superior un líquido inmiscible. Entonces, el gradiente de concentración en el estanque elevado de líquido principal, combinado con la acción de atrapamiento de la capa inmiscible, dará por resultado una combinación del fraccionamiento por burbuja y la sorción en disolvente.

Sistemas separados Algunas de las diversas separaciones que se señalan en la literatura aparecen en las obras de Rubin y Gaden, "Foam Separation", en Schoen (ed.), *New Chemical Engineering Separation Techniques*, Interscience, New York, 1962, cap. 5; Lemlich, *Ind. Eng. Chem.*, **60**(10), 16 (1968); Pushkarev, Egorov y Khrustalev, *Clarification and Deactivation of Waste Waters by Frothing Flotation*, en ruso, Atomizdat, Moscú, 1969; Kuskin y Golman, *Flotation of Ions and Molecules*, en ruso, Nedra, Moscú, 1971; Lemlich (ed.), *Adsorptive Bubble Separation Techniques*, Academic, New York, 1972; Lemlich, "Adsubble Methods," en Li (ed.), *Recent Developments in Separation Science*, vol. 1, CRC Press, Cleveland, 1972, cap. 5, Grieves, *Chem. Eng. J.*, **9**, 93 (1975); Valdes-Krieg, King y Sephton, *Sep. Purif. Methods*, **6**, 221 (1977); y Clarke y Wilson, *Foam Flotation*, Marcel Dekker, New York, 1983.

Entre las muchas separaciones señaladas, sólo se dan aquí unas cuantas. Exceptuando el beneficio de los minerales (flotación de minerales), que se trata en la Secc. 21, las aplicaciones industriales más importantes suelen ser las del área del control de la contaminación.

Una unidad espumante de tamaño piloto redujo la concentración de sulfonato de alquil-benceno de 500 000 galones de aguas negras al día a cerca de 1 mg/l, utilizando un G/F de 5 y produciendo un Q/F de no más de 0.03 [Brunner y Stephan, *Ind. Eng. Chem.*, **57**(5), 40 (1965); y Stephan, *Civ. Eng.*, **35**(9), 46 (1965)]. Una unidad de escala industrial que maneja más de 45 420 m^3/día (12 millones de galones diarios) dio un rendimiento similar. La espuma llevaba también consigo otros contaminantes; sin embargo, al aparecer los detergentes biodegradables, se suspendió el fraccionamiento por espuma en gran escala de las aguas negras municipales.

Otras aplicaciones a escala de plantas para el control de la contaminación incluyen la flotación de partículas suspendidas en las aguas negras, mediante la despresurización para liberar aire disuelto [Jenkins, Scherfig y Eckhoff, "Applications of Adsorptive Bubble Separation Techniques to Wastewater Treatment", en Lemlich (ed.) Adsorptive Bubble Separation Techniques, Academic, New York, 1972, cap. 14; y Richter, *Internat. Chem. Eng.*, **16**, 614 (1976)]. También se utiliza la flotación con aire disuelto en el tratamiento del agua de desperdicio de las fábricas de pulpa y papel [Coertze, *Prog. Water Technol.*, **10**, 449 (1978); y Severeid, *TAPPI* **62**(2), 61 (1979)]. Además, existe la flotación por medio de burbujas liberadas en forma electrolítica [Chambers y Cottrell, *Chem. Eng.*, **83**(16), 95 (1976)], de polvo de hierro aceitoso [Ellwood, *Chem. Eng.*, **75**(16), 82 (1968)] y gran variedad de desperdicios procedentes de los procesos de tratamiento superficial, en los talleres de mantenimiento y reparación de una línea aérea [Roth y Ferguson, *Desalination*, **23**, 49, (1977).]

Las grasas y, mediante el empleo de ácido lignosulfónico, las proteínas también pueden someterse a un proceso de flotación en el agua de desperdicio de los rastros y otras instalaciones de procesamiento de alimentos [Hopwood, *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **41**, M1 (1975)]. Después del tratamiento, el sedimento flotado puede utilizarse para la alimentación de los cerdos.

Un informe sobre la recuperación de proteína a partir del agua de desperdicio del jugo de papa, mediante espuma [Weijenberg, Mulder, Drinkenberg y Stemerding, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **17**, 209 (1978)] recuerda la recuperación clásica de la proteína de los jugos de papa y remolacha [Ostwald y Siehr, *Kolloid Z.*, **79**, 11 (1937)]. A menudo, el pH isoeléctrico es una buena selección para el fraccionamiento de la espuma de proteína [Rubin y Gaden, *loc. cit.*). La adición de una sal para reducir la solubilidad también puede ayudar.

Con el agregado de aditivos adecuados, según sea necesario, la flotación de las aguas de desperdicio de las refinerías reduce su contenido de petróleo a menos de 10 mg/l en operación de planta piloto [Steiner, Bennett, Mohler y Clere, *Chem. Eng. Prog.*, **74**(12), 39 (1978)] y en operación a escala completa [Simonsen, *Hydrocarb. Process, Pet. Refiner.*, **41**(5), 145 (1962)]. Los experimentos con un colector catiónico para eliminar los aceites confirmaron la teoría [Angelidon, Keskavarz, Richardson y Jameson, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **16**, 436 (1977)].

Se describe la flotación en la preparación de agua potable, tanto a escala piloto [Hyde, Miller, Packham y Richards, *J. Am. Water Works Assoc.*, **69**, 369 (1977)] como a escala industrial [Ward, *Water Serv.*, **81**, 499 (1977)].

El sobreflujo, con una velocidad de 2700 m^3 (713 000 gal) por día de un espesador de concentrado de zinc se trata por medio de flotación de iones, flotación del precipitado y flotación de las partículas ultrafinas [Nagahama, *Can. Min. Metall. Bull.*, **67**, 79 (1974)]. En la flotación del precipitado la superficie de las partículas sólo necesita recubrirse con el colector. Por consiguiente, en principio, se requiere menos colector que el necesario para la eliminación equivalente de iones mediante el fraccionamiento por espuma o la flotación de iones.

Al utilizar un colector aniónico y reflujo externo en una columna combinada (enriquecimiento y agotamiento) de 3.8 cm (1.5 in) de diámetro, con una velocidad de alimentación de 1.63 m/h [40 gal/(h·ft^2)], basada en la sección transversal de la columna, el valor de la razón D/F se redujo a 0.00027, con C_W/C_F para el Sr^{2+} inferior a 0.001 [Shonfeld y Kibbey, *Nucl. Appl.*, **3**, 353 (1967)]. Se han tabulado los informes sobre la separación mediante burbujas de adsorción de 29 metales pesados, radiactivos y de otros tipos [Lemlich, "The Adsorptive Bubble Separation Techniques", en Sabadell (ed.), *Proc. Conf. Traces Heavy Met. Water*, 211-223, Princeton University, 1973. EPA 902/9-74-001, U.S. EPA, Reg. II, 1974). [Hitchcock, Ph.D. dissertation, University of Missouri, Rolla, 1982] informa sobre la separación de ^{15}N y ^{14}N, mediante fraccionamiento por espuma.

Las diferentes separaciones informadas en la literatura incluyen los agentes tensoactivos, iones inorgánicos, enzimas, otras proteínas, otros productos orgánicos, células biológicas y varias partículas y sustancias. La escala de los sistemas varía desde la prueba simple de Crits, para detectar la presencia de agentes tensoactivos en el agua, que se ha demostrado opera en virtud del fraccionamiento transitorio por espuma [Lemlich, *J. Colloid Interface Sci.*, **37**, 497 (1971)], hasta los procesos naturales mediante burbujas de adsorción que ocurren a gran escala en el océano [Wallace y Duce, *Deep Sea Res.*, **25**, 827 (1978)]. Para mayor información, véanse los resúmenes citados antes.

Ejemplo 3: Fraccionamiento por espuma

[Lemlich, *Chem. Eng.*, **75**(27), 95 (1968); **76**(5), 5 (1969)]. Tomado con autorización especial de *Chemical Engineering*, 16 de diciembre de 1968, copyright 1968 por McGraw-Hill, Inc., New York, N.Y. 10020, y modificado.

Una corriente de desechos acuosos que fluye a razón de 3.785 m^3/h (1000 gal/h) contiene una traza de cierto ion tóxico (el coligado). Mediante el fraccionamiento continuo por espuma en la modalidad simple, con diámetro de burbujas de 0.1 cm en la poza líquida, ¿qué flujo de aire y qué diámetro de columna se requieren para reducir la concentración de este ion en un factor de 10, sin producir más de 0.189 m^3/h (50 gal/h) de espuma reducida? La adsorción del ion por el surfactante agregado en forma deliberada (el colector) se rige por una isoterma lineal con una constante de equilibrio de 0.09 cm.

Asimismo, si lo anterior requiere una concentración de surfactante de 2×10^{-4} molar en la poza, ¿a qué velocidad se debe proporcionar surfactante al sistema?

Solución. La isoterma lineal de adsorción se puede escribir como $\Gamma_W = KC_W$. Al combinar con la ecuación (17-125) y sustituir $S = 6/d$, se tiene $G = [(C_F - C_W)Fd]/(6KC_W)$. No obstante, en este caso, $C_F = 10\ C_W$. Al sustituir la información dada y cancelar C_W, se obtiene:

$$G = \frac{(10 - 1) \times 3.785 \times 0.1}{6 \times 0.09} = 6.31\ \text{m}^3\ \text{de aire/h}\ (3.71\ \text{ft}^3/\text{min})$$

El surfactante proporcionado debe irse en la espuma y en la corriente del fondo. La cantidad que sale en la primera es $GS\Gamma_W + QC_W$ por la ecuación (17-124); la cantidad en la última es, simplemente, WC_W (todas las concentraciones se refieren ahora al surfactante y no al ion). Al resumir, mediante la factorización y la observación de que $F = Q + W$, se tiene $GS\Gamma_W + FC_W$ como flujo de surfactante. A falta de información adicional, Γ_W para la monocapa de surfactante se considerará como el valor típico de 3×10^{-10} g·mol/cm^2. Al sustituir, se tiene

$$\text{Flujo de surfactante} = \frac{6.31 \times 6 \times 3 \times 10^{-10}}{0.1 \times 10^{-6}} + \frac{3.785 \times 2 \times 10^{-4}}{10^{-3}}$$

Si el peso molecular del surfactante es, por ejemplo, de 500, esto corresponde a una entrada de surfactante de, aproximadamente, 435 g/h (1 lb/h). Por supuesto, si la corriente contiene ya sustancias tensoactivas se podrá suprimir todo o parte del surfactante agregado.

A continuación, se utiliza la ecuación 17-134 para determinar el diámetro de la columna. A falta de datos sobre las propiedades físicas, la viscosidad μ se estima igual que la del agua a la temperatura ambiente, o sea, 1 cP, que es de 10^{-2} (dinas·s)/cm^2. De modo similar, $\rho = 1$ g/cm^3. La viscosidad superficial μ_s se considera como el valor usual de 10^{-4} (dinas·s)/cm.

En vista de las incertidumbres anteriores, la pequeña corrección de humedad de $1 + 3Q/G$ se omite.

Como $v_G = G/A$ el reacomodo de la ecuación (17-134) da por resultado

$$A = \frac{61.6}{g\rho}\left(\frac{G^7\ \mu\ \mu_s^2}{Q^4 d^8}\right)^{1/3}$$

Al sustituir,

$$A = \frac{61.6}{980.6 \times 1}\left(\frac{(6.31)^7 \times 10^{-2} \times (10^{-4})^2}{(0.189)^4 \times (0.1)^8}\right)^{1/3} \times \frac{100}{3600}$$

$$= 0.255\ \text{m}^2\ (2.75\ \text{ft}^2)$$

Esto corresponde a una columna con diámetro $(4A/\pi)^{1/2}$ o sea, aproximadamente 0.57 m (1.87 ft).

Comentarios. En la espuma de sobreflujo, la razón volumétrica de líquido a gas es de $Q/G = 0.189/6.31 = 0.03$. Por ende, se justifica despreciar la corrección de humedad, especialmente en vista de las aproximaciones efectuadas para algunos de los datos de propiedad física.

El Q/G de 0.03 corresponde a una espuma de sobreflujo de menos del 3% de fracción líquida por volumen. Puesto que esto implica una espuma moderadamente seca en la columna propiamente dicha, tal espuma puede ser bastante inestable y coalescerse hasta un grado importante, conforme se eleva. En otras palabras, d en la parte superior de la espuma puede ser considerablemente mayor que d más abajo.

Esto quiere decir que la A que se requiere puede ser significativamente diferente a partir de 0.255 m^2, o bien, a la inversa, si se mantienen 0.255 m^2, entonces, el caudal de sobreflujo de la espuma reducida puede ser otro que 0.189 m^3/h. Por supuesto, ya que esa coalescencia interna proporcionaría reflujo interno, la operación no se efectuará en forma estricta en la modalidad simple.

Si se desean comentarios adicionales sobre este problema véase la fuente original. Pueden encontrarse problemas ilustrativos adicionales en las obras de Lemlich, "Principles of Foam Fractionation", en Perry (ed.), *Progress in Separation and Purification*, vol. 1, Interscience, New York, 1968, cap. 1. Si se desea más información, véase Lemlich (ed.), *Adsorptive Bubble Separation Techniques*, Academic, New York, 1972; y Grieves, "Adsorptive Bubble Separation Methods", en Elving (ed.), *Treatise on Analytical Chemistry*, parte 1, vol. 5, Wiley, New York, 1982, cap. 9.

PROCESOS DE SEPARACIÓN POR DIFUSIÓN

Referencias Generales: Benedict (ed.), "Developments in Uranium Enrichment," *Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **73**, no. 169, 1977. Benedict y Pigford, *Nuclear Chemical Engineering*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1981; London ed., *Separation of Isotopes*, George Newnes, London, 1961. Cohen, *The Theory of Isotope Separation as Applied to the Large-Scale Production of U-235*, National Nuclear Energy Ser., Div. III, vol. 1B, McGraw-Hill, New York, 1951. Pratt, *Countercurrent Separation Processes, Elsevier, Amsterdam, 1967. Shacter, Von Halle y Hoglund. "Diffusion Separation Methods," in Standen (ed.), Encyclopedia of Chemical Technology*, Wiley, New York, 1979. Villani, *Isotope Separation*, American Nuclear Society Monograph, ANS Publications, 1976.

Se verán aquí los métodos de separación por difusión menos conocidos, como la difusión gaseosa, la difusión térmica, algunos procesos de difusión por presión (centrifugación de gas y tobera de separación) y la difusión de masa. No se intentará dar detalles mecánicos sobre equipos, puesto que se pueden obtener en las referencias. El objetivo es bosquejar las diferentes aplicaciones de esos procesos, describir brevemente los principios de los que depende su funcionamiento y recomendar otras fuentes de información.

Con frecuencia, los ingenieros químicos no conocen bien estos procesos. Todos ellos, excepto la centrifugación de gas, son termodinámicamente irreversibles. Así, aun cuando pueden realizar las separaciones que se encuentran comúnmente en la práctica de ingeniería química, no pueden competir por lo común económicamente con los procesos más tradicionales y termodinámicamente reversibles. Los procesos tradicionales (p. ej., la destilación y el intercambio químico) muestran factores de separación muy decrecientes conforme los componentes de la mezcla del proceso se van haciendo más similares. La separación se hace más difícil en el caso de isótopos y es aquí donde se pueden aplicar los métodos de separación por difusión.

Cuando el peso atómico de los isótopos sea de menos de aproximadamente 40, habrá diferencias muy significativas en sus propiedades físicas y químicas para poder aplicar métodos de intercambio químico y destilación reversible. Estos procesos se utilizan para separar los isótopos de hidrógeno, litio, boro, carbono, nitrógeno y oxígeno. Por encima de un peso atómico de 40, esos procesos tradicionales tienen factores bajos de separación que hacen que no sean explotables y se prefieren los métodos de separación por difusión. Una excepción a esta regla general fue informada por el French Commissariat à L'Energie Atomique (Comisariado Francés de Energía Atómica) en 1977, cuando anunció que había logrado un rompimiento en la tecnología de intercambio químico y desarrollado un proceso económico de intercambio químico para el enriquecimiento de los isótopos de uranio.

La elección del proceso se ve afectada también por la escala de la producción. Se emplea la difusión térmica para separaciones en pequeña escala, donde sus requisitos relativamente altos de energía (costo de operación) son menos importantes que la facilidad de fabricación y construcción de la planta (costos de capital). Para la producción en pequeña escala no se utilizan procesos por etapas como la difusión

TABLA 17-32 Aplicabilidad de varios procesos de separación de isótopos

Escala de producción \ Peso isotópico	Ligeros (pesos atómicos < 40)	Medianos (pesos atómicos 40-150)	Pesados (pesos atómicos > 150)
Pequeña, mg/día	Difusión térmica electromagnética	Difusión térmica electromagnética	Electromagnética
Mediana, g/día	Destilación, intercambio químico	Centrifugación de gases, difusión de masas	Centrifugación de gases
Grande, kg/día	Destilación, intercambio químico	Difusión gaseosa, centrifugación de gases	Difusión gaseosa, centrifugación de gases, tobera de separación

gaseosa, porque se requerirían muchas etapas, cada una de ellas con sus propios componentes complementarios. Puesto que la capacidad de las etapas aumenta normalmente con mayor rapidez que su costo, los procesos por etapas se utilizan sólo para velocidades muy grandes de producción, donde se puede aprovechar al máximo la escala de costos.

La aplicabilidad de los procesos comunes de separación de isótopos, comparando el peso isotópico y la escala de producción, se dan en la tabla 17-32. El separador electromagnético, que es un espectrómetro de masa de producción, se recomienda para operaciones completas, lo mismo que la destilación y el intercambio químico.

El factor de separación por etapas para la separación de isótopos tiende a ser muy pequeño. Los procesos de flujo a contracorriente tienen la ventaja de combinar el equivalente de muchas etapas en equilibrio de separación en una unidad simple. Incluso en este caso, con mucha frecuencia, muchas unidades se tienen que conectar en serie y/o en paralelo, para abarcar el intervalo requerido de concentraciones y obtener el rendimiento necesario. La interconexión de las unidades de separación se denomina cascada.

Uno de los conceptos que se utilizan mucho en la separación de isótopos es capacidad de separación. Esta última se define y analiza ampliamente en las obras que se dan en las referencias citadas. En forma breve y cualitativa, la capacidad de separación es útil porque combina las dos características importantes de cualquier separación, rendimiento y enriquecimiento. Una unidad de separación en un proceso de separación de isótopos se caracteriza por su factor de separación, $\alpha - 1$ y su rendimiento o su capacidad, del que el flujo ascendente L es una buena medida y, en el caso de un proceso continuo, también por la longitud de las etapas. El razonamiento intuitivo lleva a la conclusión de que son convenientes las separaciones grandes que se obtienen con rendimientos grandes. El análisis (véanse las referencias) muestra que, para los procesos de separación de isótopos que tienen factores de separación relativamente pequeños, la capacidad de separación de una unidad es directamente proporcional al rendimiento y al cuadrado del factor de separación y, en el caso de un proceso continuo, inversamente proporcional a la longitud de etapas. Una forma útil para la capacidad de separación de un proceso por etapas se da en la ecuación (17-142). Mediante un ejemplo se puede ilustrar la forma de cómo utilizarse. Se puede calcular la capacidad para una determinada tarea de separación. Para un proceso dado, la capacidad de un elemento de separación se debe calcular y dividirla en la capacidad de separación que se requiere para determinar el número mínimo de elementos que se necesitan.

El análisis que sigue de los procesos individuales permitirá una estimación aproximada de la capacidad de separación de sus elementos.

DIFUSIÓN GASEOSA

Mecanismo de separación La difusión gaseosa es un nombre popular para un proceso de separación en fase gaseosa que depende, para su efecto de separación, del flujo de la mezcla de gas de procesamiento por orificios extremadamente pequeños en una barrera o membrana. Cuando el diámetro de esos orificios es menor que la trayectoria libre media de las moléculas de gas de procesamiento, podrán pasar por la barrera moléculas individuales; pero se impedirá en forma eficaz el flujo masivo de gas. Puesto que, a una temperatura dada, las moléculas más ligeras se desplazan con mayor velocidad que las pesadas, las ligeras chocarán contra las paredes (la barrera) con mayor frecuencia en relación con su concentración y, por tanto, tenderán a pasar de preferencia por la membrana. De ese modo se produce un enriquecimiento. El flujo a través de orificios suficientemente pequeños se denomina "efusión molecular" si su longitud es despreciable o "corriente molecular" (flujo de Knudsen) en el caso de una barrera práctica de espesor finito. Si los orificios son de diámetro mayor, se produce un flujo masivo laminar (flujo de Poiseuille). El flujo de Poiseuille no es de separación y se debe minimizar para que el proceso funcione de manera eficiente. Además, para poder procesar grandes cantidades de gas en equipos de tamaño razonable, la barrera debe tener una fracción significativa de superficie abierta al flujo. A partir de esta descripción breve del efecto de separación, resulta evidente que una barrera bien diseñada de difusión gaseosa no sólo debe ser suficientemente fuerte desde el punto de vista mecánico para resistir las caídas de presión que se requieren, y químicamente inerte al gas de procesamiento, sino que, además, debe tener un gran número de orificios de diámetro muy pequeño.

Descripción del proceso La difusión gaseosa es un proceso por etapas. Con el fin de obtener grandes enriquecimientos, esas etapas se deben conectar en serie para formar cascadas. La experiencia en el proceso de difusión gaseosa indica que su campo de aplicación económica es para separar isótopos pesados a gran escala. El proceso es termodinámicamente irreversible, debido al flujo irreversible de gas de una región de alta presión a otra de baja presión.

En general, una etapa de difusión gaseosa consiste en un convertidor que contiene la barrera, un motor, un compresor de gas, para desplazar el gas de una etapa a otra y proporcionar la caída necesaria de presión a través de la barrera, un enfriador de gas para retirar el calor de compresión del gas de proceso, una válvula de control para balancear los flujos y dar estabilidad hidrodinámica a la etapa, tuberías de conexión e instrumentos. En la figura 17-70 se muestra esquemáticamente la sección de una cascada de etapas de difusión gaseosa.

La única aplicación conocida a gran escala del proceso de difusión gaseosa es para separar isótopos de uranio. Las plantas de difusión gaseosa de Estados Unidos contienen 10 276 etapas y se construyeron con un costo de 2330 millones de dólares USA. Se han publicado descripciones de las plantas en Estados Unidos (U.S. AEC Rep. ORO-658, 1968; ORO-668, 1969; ORO-684, 1972; ORO-685, 1972). El complejo industrial de difusión gaseosa en Estados Unidos tiene una capacidad nominal de separación de 17 200 000 unidades de trabajo de separación por año, cuando se opera a 6100 MW. Los programas de mejora han agregado 1300 MW a las cascadas e incrementado la capacidad de separación de estas plantas a 28 000 000 unidades de trabajo de separación por año. Eurodif, un consorcio multinacional francés, ha construido en Tricastin, Francia, una planta grande de difusión de gas con una capacidad de separación de aproximadamente 10 800 000 unidades de trabajo de separación por año.

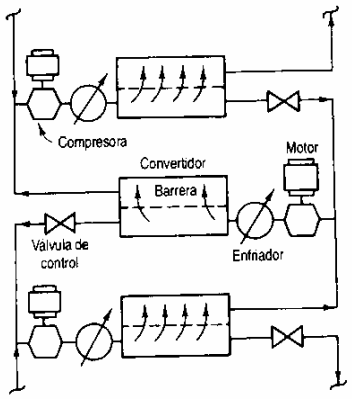


FIG. 17-70 Sección de una cascada de etapas de difusión gaseosa.

Diseño de etapas ***Flujo a través de la barrera*** Una barrera ideal de difusión gaseosa es la que permite sólo que haya un flujo de Knudsen. Esta condición se satisface cuando el diámetro de los orificios es pequeño en comparación con la trayectoria libre media de las moléculas de gas a las temperaturas y las presiones prevalecientes. Si se consideran los orificios como un conjunto de capilares circulares, largos y rectos, la velocidad de flujo la da la ley de Knudsen:

$$N = \frac{4}{3}\frac{\sigma d}{l}(p_f - p_b)(2\pi MRT)^{-1/2} \qquad (17\text{-}137)$$

en donde N es la velocidad de flujo molar de gas por unidad de área de la barrera; σ, el área fraccionaria abierta de la barrera, d, el diámetro del orificio; l, la longitud del orificio (espesor de la barrera); M, el peso molecular del gas; T, la temperatura absoluta del gas; p_f y p_b, la presión del lado alto y el bajo de la barrera, y R, la constante de los gases. Si la barrera tiene orificios mayores, se producirá un flujo de Poiseuille, que no es de separación. Este flujo es directamente proporcional a $(p_f^2 - p_b^2)$ e inversamente proporcional a la viscosidad del gas, μ. El flujo total por área unitaria a través de la barrera, N_t se puede considerar como la suma del flujo de Knudsen y el de Poiseuille:

$$N_t = \frac{a}{\sqrt{M}}(p_f - p_b) + \frac{b}{\mu}(p_f^2 - p_b^2) \qquad (17\text{-}138)$$

en donde a y b son funciones de la temperatura y las propiedades de la barrera.

Efecto de separación El factor ideal de separación binaria a través de la barrera en un punto dado se evalúa para una barrera ideal (flujo de separación puro) y a una presión cero del lado bajo. El flujo del componente ligero es proporcional a $p_f x/\sqrt{M_1}$ y el flujo del componente pesado es proporcional a $p_f(1-x)/\sqrt{M_2}$ en donde x es la fracción molar de componente ligero en el gas sin efusión y M_1 y M_2 son los pesos moleculares del gas ligero y el pesado, respectivamente. La concentración de componente ligero en el gas de efusión y es la razón del flujo del componente ligero al flujo total.

$$y = \frac{x/\sqrt{M_1}}{x/\sqrt{M_1} + (1-x)/\sqrt{M_2}} \qquad (17\text{-}139)$$

De la definición se sigue que el factor ideal de separación se obtiene mediante

$$\alpha^* \equiv \frac{y/(1-y)}{x/(1-x)} = \sqrt{\frac{M_2}{M_1}} \qquad (17\text{-}140)$$

Factor de separación por etapas El factor de separación observado para una etapa será diferente de α^*. Esto es el resultado de la existencia de cuatro términos de eficiencia, cuyos efectos se tienen que incluir:

1. *Eficiencia de la barrera E_b.* Una porción del flujo a través de una barrera real será del tipo de Poiseuille (no de separación). La eficiencia de la barrera la da, aproximadamente, la razón del flujo de separación (flujo de Knudsen) con respecto al flujo total a través de la barrera.
2. *Eficiencia de retropresión E_p.* Puesto que el material fluye a través de la barrera a una región cuya presión p_b no es despreciable con respecto a p_f, el material ligero en el lado de baja presión tiene a la efusión preferencial hacia el lado de alta presión, cancelando en esa forma la separación deseada. Para obtener una primera aproximación, este factor de eficiencia será igual que $(1 - p_b/p_f)$.
3. *Eficiencia de mezclado E_m.* Como resultado de la efusión preferencial del componente ligero a través de la barrera, la capa de gas en la superficie de la barrera, del lado de alta presión, tiene un agotamiento del componente ligero. Puesto que la barrera enriquece el material agotado inmediatamente adyacente, la concentración del lado de baja presión será más baja que la que pudiera esperarse a partir de las mediciones de la concentración promedio de componente ligero en la masa del gas del lado de alta presión. La eficiencia elevada de mezclado depende de la reducción del espesor de la capa limítrofe.
4. *Corrección de corte E_c.* La separación de la etapa se define relacionando las concentraciones de las corrientes a la salida de la etapa, mientras que el factor de separación de punto relaciona las concentraciones a través de la barrera, que cambian continuamente, conforme fluye gas por la etapa. Si el gas sin efusión fluye a través de la etapa, sin mezclarse de manera apreciable en la dirección de flujo y si la porción con efusión se retirara en cuanto pasa por la barrera, resulta que la corriente de salida de efusión representa una concentración promedio de la etapa, mientras que la concentración del gas de salida sin efusión estará en su valor mínimo o final. La corrección de corte toma en cuenta este efecto. Se puede demostrar que $E_c = [\ln[1/(1-\theta)]]/\theta$ en donde θ, el corte, es la razón de la velocidad de flujo de la corriente con efusión con respecto a la corriente de alimentación de la etapa. Normalmente, las etapas funcionan a un corte de $^1/_2$, por tanto, $E_c = 1.386$.

Al aplicar estas correcciones, el factor de separación real de etapa se puede calcular a partir del factor de separación de punto ideal, por medio de

$$\alpha - 1 = E_b E_p E_m E_c(\alpha^* - 1) \qquad (17\text{-}141)$$

Para una barrera de muy alta calidad en que se puede pasar por alto el flujo de Poiseuille, la eficiencia de la barrera E_b será igual que 1. Además, si se supone que la eficiencia de mezclado es del 100%, la capacidad de separación de una etapa que funcione a un corte de 1/2, será de

$$\Delta U = \frac{1}{4}L(\alpha - 1)^2 = 0.480L\left(1 - \frac{p_b}{p_f}\right)^2(\alpha^* - 1)^2 \qquad (17\text{-}142)$$

en donde L es la velocidad de flujo molar de la corriente de efusión.

Requisitos de energía Si se supone que los requisitos de energía de la etapa son los que se asocian a la compresión isotérmica del gas de proceso p_b a p_f, dicha energía necesaria se podrá calcular con ayuda de la ecuación (17-142). Para una etapa de separación de capacidad conocida, la energía de la etapa P la da

$$P = LRT\ln\frac{p_f}{p_b} = \frac{2.082\,\Delta U\,RT}{(\alpha^* - 1)^2}\frac{\ln(1/r)}{(1-r)^2} \qquad (17\text{-}143)$$

en donde r es la razón de presión p_b/p_f. El requisito de energía se minimiza cuando $r = 0.285$.

Área de la barrera El área de la barrera A se puede calcular a partir de la razón del rendimiento molar total de etapa con respecto a la velocidad del flujo de separación (de Knudsen) que se da en la ecuación (17-137). La combinación de las ecuaciones (17-137) y (17-142) da la expresión deseada para el área de la barrera en función de la capacidad de separación de etapa, en la forma que sigue:

$$A = \frac{L}{N} = \frac{3.}{}$$

que es un mínimo en la co
sión). La ecuación (17-1
gadas, con una fracción e
Capacidad del compr
de los compresores de g
una etapa de capacidad co
trica V es simplemente el
del gas de proceso c. Al
ideal, se obtiene V en la f

$$V = \frac{LRT}{p_b} =$$

que se minimiza en $r = ^1$
El área de la barrera y
cho en el costo de capit
requisitos de energía co
ción. Estos tres parámetr
duales en conflicto. Prat
más completo del diseño
de difusión gaseosa.

DIFUSION TÉRMI

Referencias Generales:
England, 1952. Jones y Fu
mal Diffusion", en Schoen
niques, Interscience, New
Diffusion Column Theory

Se produce difusión té
gradiente de temperatu
los componentes de la
difusión térmica a la s
que la difusión térmica
que todos los procesos
inventado todavía ning
clas sólidas por difusió
difusión térmica en gas
Revisión de la liter
ficos aparecen más de
mezclas por difusión t
mente las muchas cont
obras publicadas se pue
Experimentos de e
térmica de etapa simpl
rimientos se realizan p
de la constante de difu
1. *Mezclas líquida*
primeramente en una
brimiento, muchos in
térmica en una gran va
esos resultados en func
Sci. (Geneva), **2**, 48 (
difusión térmica medi
luta. Con este fin se ha
muestra esquemática
[Tanner, *Trans. Farad*
la mezcla líquida que
tales y se somete a un
la más elevada a la p
rrientes de convecció
49, 306 (1943). Alexa
agitan mecánicamente
produce una difusión

efectos se tienen que

n del flujo a través de
e separación). La efi-
razón del flujo de se-
jo total a través de la

ue el material fluye a
o es despreciable con
aja presión tiene a la
n, cancelando en esa
imera aproximación,
).
ultado de la efusión
la barrera, la capa de
lta presión, tiene un
: la barrera enriquece
te, la concentración
ue pudiera esperarse
promedio de compo-
resión. La eficiencia
lel espesor de la capa

de la etapa se define
ntes a la salida de la
: punto relaciona las
bian continuamente,
sión fluye a través de
la dirección de flujo y
por la barrera, resulta
a concentración pro-
n del gas de salida sin
rección de corte toma
= [ln[1/(1 − θ)]]/θ en
ajo de la corriente con
ción de la etapa. Nor-
por tanto, $E_C = 1.386$.
ración real de etapa se
e punto ideal, por me-

.) (17-141)

se puede pasar por
rera E_b será igual que
ezclado es del 100%,
ncione a un corte de

$)^2$ (17-142)

orriente de efusión.
requisitos de energía
isotérmica del gas de
calcular con ayuda de
in de capacidad cono-

$$\frac{\ln(1/\tau)}{1-\tau)^2} \qquad (17\text{-}143)$$

lo de energía se mini-

uede calcular a partir
ón respecto a la velo-
se da en la ecuación
137) y (17-142) da la
nción de la capacidad

$$A = \frac{L}{N} = \frac{3.914\Delta U l(\mathrm{MRT})^{1/2}}{(\alpha^* - 1)^2 \sigma d} \frac{1}{p_f(1-r)^3} \qquad (17\text{-}144)$$

que es un mínimo en la condición poco práctica de $r = 0$ (sin retropresión). La ecuación (17-144) muestra la ventaja de tener barreras delgadas, con una fracción elevada de su área superficial abierta al flujo.

Capacidad del compresor La capacidad volumétrica de bombeo de los compresores de gas de proceso se puede estimar también para una etapa de capacidad conocida de separación. La capacidad volumétrica V es simplemente el flujo molar L, dividido por la densidad molar del gas de proceso c. Al utilizar la ecuación (17-142) y la ley de gas ideal, se obtiene V en la forma:

$$V = \frac{LRT}{p_b} = \frac{2.082\Delta U \cdot RT}{(\alpha^* - 1)^2} \frac{1}{p_f r(1-r)^3} \qquad (17\text{-}145)$$

que se minimiza en $r = {}^1/_3$.

El área de la barrera y la capacidad del compresor contribuyen mucho en el costo de capital de una cascada de difusión gaseosa y los requisitos de energía constituyen la mayor parte del costo de operación. Estos tres parámetros importantes tienen puntos óptimos individuales en conflicto. Pratt (*op. cit*, capítulo 7) proporciona un análisis más completo del diseño y la optimización de las etapas y las cascadas de difusión gaseosa.

DIFUSION TÉRMICA

Referencias Generales: Grew e Ibbs, *Thermal Diffusion in Gases*, Cambridge, England, 1952. Jones y Furry, *Rev. Mod. Phys.*, **18**, 151 (1946). Powers, "Thermal Diffusion", en Schoen (ed.), *New Chemical Engineering Separation Techniques*, Interscience, New York, 1962, cap. 1. Vasaru y colaboradores, *Thermal Diffusion Column Theory and Practice*, VEB Deutscher Verlang, Berlín, 1969.

Se produce difusión térmica siempre que se somete una mezcla a un gradiente de temperaturas; esto conduce a una separación parcial de los componentes de la mezcla. Así, se pueden aplicar fenómenos de difusión térmica a la separación de materiales. Sin embargo, puesto que la difusión térmica en los sólidos es extremadamente lenta, al igual que todos los procesos de difusión en los sólidos y puesto que no se ha inventado todavía ningún procedimiento práctico para separar mezclas sólidas por difusión térmica, el análisis que sigue se limitará a la difusión térmica en gases y líquidos.

Revisión de la literatura En los libros y las publicaciones científicos aparecen más de un millar de referencias sobre la separación de mezclas por difusión térmica, demasiadas para reconocer individualmente las muchas contribuciones en este campo. La mayor parte de las obras publicadas se pueden clasificar bajo los encabezados que siguen.

Experimentos de etapa simple Puesto que las celdas de difusión térmica de etapa simple dan separaciones muy pequeñas, estos experimientos se realizan primordialmente con el fin de determinar el valor de la constante de difusión térmica α.

1. *Mezclas líquidas.* El efecto de la difusión térmica se observó primeramente en una solución líquida en 1856. Después de su descubrimiento, muchos investigadores midieron el efecto de la difusión térmica en una gran variedad de sistemas líquidos. En general, dieron esos resultados en función del coeficiente de Soret [según Soret, *Arch. Sci. (Geneva)*, **2**, 48 (1879)] σ, que se relaciona con la constante de difusión térmica mediante $\sigma = \alpha/T$, en donde T es la temperatura absoluta. Con este fin se ha utilizado casi siempre un equipo del tipo que se muestra esquemáticamente en las figuras 17-71*a* y *b*. En la primera [Tanner, *Trans. Faraday, Soc.*, **23**, 75 (1927); **49**, 611 (1953) y otros], la mezcla líquida queda confinada entre dos placas paralelas horizontales y se somete a un gradiente vertical de temperaturas, aplicándose la más elevada a la parte superior de la celda para minimizar las corrientes de convección térmica. En la última [Riehl, *Z. Elektrochem.*, **49**, 306 (1943). Alexander *Z. Phys. Chem.*, **195**, 175 (1950) y otros] se agitan mecánicamente la región caliente y la fría de la solución y se produce una difusión a través de una membrana permeable o un disco de vidrio poroso que las separa. Se publicó una tabulación de varios cientos de valores determinados experimentalmente, para el coeficiente de Soret de mezclas líquidas (Von Halle, U. S. AEC Rep. K-1420, 1959).

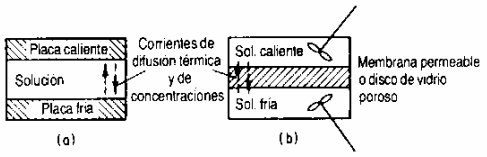


FIG. 17-71 Celdas de difusión térmica de etapa simple.

2. *Mezclas gaseosas.* El efecto de la difusión térmica en gases se predijo en primer lugar en forma teórica y, a continuación, se confirmó experimentalmente [Chapman y Dootson, *Phil. Mag.*, **33**, 248 (1917)], utilizando un dispositivo de dos bulbos. Los dos bulbos, uno calentado y el otro enfriado, contienen la mezcla gaseosa y se conectan mediante un tubo capilar que inhibe la convección, mientras permite la difusión entre las cámaras. Para obtener mediciones más exactas de α, se recomienda utilizar un oscilador de separación (o Trennschaukel) [Clusius y Bühler, *Z. Naturforsch.*, **9a**, 775 (1954)]. Se trata en realidad de un dispositivo de múltiples etapas que consiste en varias celdas de difusión térmica, conectadas en serie por medio de tubos capilares. Se emplea un fuelle de extremo doble para hacer circular una pequeña cantidad de gas hacia uno y otro lado a través del sistema. La teoría del oscilador de separación la da Van der Waerden [*Z. Naturforsch.*, **12a**, 583 (1957)].

Experimentos de columna o cascada Desde que se inventó la columna de difusión térmica [Clusius y Dickel, *Naturwissenschaften*, **26**, 546 (1938)], ha sido el equipo preferido para efectuar separaciones por difusión térmica. En este aparato, que se denomina columna termogravitacional o de Clusius-Dickel, se somete una mezcla de fluidos a un gradiente horizontal de temperaturas. De ese modo se establecen corrientes laminares naturales de convección térmica, hacia arriba cerca de la pared caliente y hacia abajo, junto a la fría. El flujo a contracorriente produce el equivalente de varios cientos de etapas individuales de separación en una columna simple. Se han efectuado experimentos de este tipo para verificar la teoría de columnas o para producir un material deseado.

1. *Mezclas de líquido.* La separación de mezclas de líquidos se ha llevado a cabo, con frecuencia, en columnas de difusión térmica de placas paralelas. Esto se debe a que, en el caso de los líquidos, el espaciamiento deseado entre la pared caliente y la fría es del orden de 0.25 mm (0.01 in). Aun cuando se han separado una gran cantidad de mezclas líquidas orgánicas por este medio [Korsching y Wirtz, *Naturwissenchaften*, **27**, 110 (1939); Prigogine *et. al., Physica*, **16**, 851 (1950); Powers U. S. AEC Rep. UCRL-2618, 1954 y otros] y en columnas cilíndricas de tubos concéntricos (Fig. 17-72) [Jones y Milberger, *Ind. Eng. Chem.* **45**, 2689 (1953) y otros], la difusión térmica en fase líquida parece permanecer como instrumento de laboratorio, con muy pocas aplicaciones a escala industrial. Una excepción notable fue la planta de difusión térmica que consistía en 2100 columnas, cada una de ellas de, aproximadamente 14.6 m (48 ft) de longitud, que se construyó en Oak Ridge, Tenn., durante la segunda Guerra Mundial, para la separación de isótopos de uranio (Abelson y Hoover, *Proc. Int. Symp. Isotope Sep. Amsterdam*, 1958, p. 483).

* El primer trabajo sobre la difusión térmica en fase líquida en columnas de tubos concéntricos se realiza actualmente en el Laboratorio Mound, Miamisburg, Ohio [Rutherford, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **17**, 77 (1978)].

2. *Mezclas de gas.* Las separaciones en fase gaseosa se llevan a cabo, por lo común, en columnas del tipo de tubos concéntricos (Fig. 17-72), en donde el tubo central es un elemento de calentamiento General Electric Calrod o su equivalente, calentado eléctricamente, o bien, en columnas de filamentos calientes similares a la columna original de Clusius-Dickel, en donde el tubo central se reemplaza con un

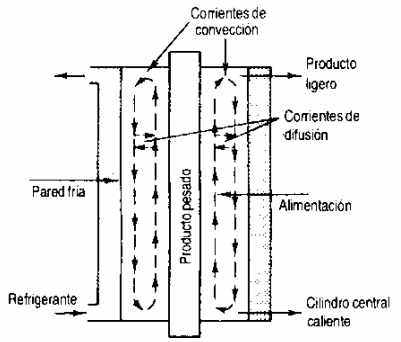


FIG. 17-72 Columna de difusión térmica.

alambre calentado eléctricamente que corre a lo largo de la columna. La columna está rodeada por una camisa de agua que enfría la pared exterior. Una modificación utilizada para la construcción de cascadas de columna de difusión térmica utiliza una camisa común de agua para gran número de columnas (Rathkamp, U. S. AEC Rep. ORNL-TM-1047, 1965). Aun cuando la difusión térmica se ha utilizado para separar gases diferentes [Thomas y Watkins, *Chem. Eng. Sci.*, **5**, 34 (1956); **6**, 26 (1956)], ha encontrado que su principal aplicación es la separación de isótopos de elementos gaseosos. En la actualidad, se utilizan cascadas de difusión térmica en el Mound Laboratory, para la separación de los isótopos de helio, neón, argón, kriptón, xenón y carbono.

Teoría Los artículos teóricos sobre la difusión térmica se pueden dividir en dos categorías principales.

1. Los que se ocupan de la predicción de la constante de difusión térmica α. Las estimaciones de α para moléculas gaseosas simples, basadas en la teoría cinética y una ley adecuada de fuerza intermolecular (Hirschfelder, Curtiss y Bird, *Molecular Theory of Gases and Liquids*, capítulo 8, Wiley, New York, 1954), sobre todo para mezclas isotópicas, coinciden en forma adecuada con los valores experimentales. Por otra parte, las estimaciones para líquidos, basadas en propiedades termodinámicas de la solución [Dougherty y Drickamer, *J. Phys. Chem.*, **59**, 443 (1955)] dan sólo una coincidencia cualitativa con los experimentos.
2. Los que se ocupan de la teoría fenomenológica del rendimiento de las columnas de difusión térmica. El tema se cubre detalladamente en las obras que se citan en la bibliografía de esta subsección.

Teoría El grado de separación que se puede alcanzar ya sea en una celda de difusión térmica de etapa simple o en una columna de etapas múltiples, depende directamente del valor de la constante de difusión térmica . Para los gases, se puede estimar a partir de :

$$\alpha = \frac{105}{118}\frac{M_2 - M_1}{M_2 + M_1}k_T^* \qquad (17\text{-}146)$$

en donde M_1 y M_2 son los pesos moleculares de los componentes. La cantidad k_T^* se evaluó para varios modelos de fuerza intermoleculares [Hirschfelder, Curtiss y Bird, *loc. cit.*] (para esferas elásticas rígidas, $k_T^* = 1$). La ecuación básica de transporte para la corriente de difusión de un componente de una mezcla binaria, en presencia de un gradiente de temperaturas es

$$J_1 = cD\left[\alpha x(1-x)\frac{1}{T}\frac{dT}{dr} - \frac{dx}{dr}\right] \qquad (17\text{-}147)$$

en donde J_1 es la corriente del componente 1 en moles por unidad de tiempo y por unidad de área; c, la densidad molar; D, el coeficiente de difusión de la mezcla de gas; x, la fracción molar del componente 1; T, la temperatura absoluta y r, la coordenada de distancia. De la ecuación (17-147) resulta directamente que la separación que se puede obtener en una celda de etapa simple se limita a

$$\ln\frac{x_h/(1-x_h)}{x_c/(1-x_c)} = \alpha \ln\frac{T_h}{T_c} \qquad (17\text{-}148)$$

en donde los subíndices h y c se refieren a las regiones caliente y fría de la celda, respectivamente. Se utiliza también la ecuación (17-148) para calcular valores de α a partir de datos experimentales.

El comportamiento de separación de las columnas de difusión térmica se puede predecir a partir de la ecuación de transporte de la columna

$$\tau = Hx(1-x) - (K_c + K_d)(dx/dz) \qquad (17\text{-}149)$$

en donde τ es el transporte axial del componente deseado en la columna, en masa por unidad de tiempo y z la coordenada de longitud de la columna. La deducción de la ecuación (17-149) se ve detalladamente en la bibliografía general y también en la de esta subsección. Las cantidades H, K_c y K_d, que se denominan coeficientes de transporte de la columna, dependen de las propiedades físicas de la mezcla y la geometría y la temperatura de la columna:

$$H = \frac{2\pi g}{6!}\frac{\alpha\rho^2}{\mu}r^4h \qquad (17\text{-}150a)$$

$$K_c = \frac{2\pi g^2}{9!}\frac{\rho^3}{\mu^2 D}r^8k_c \qquad (17\text{-}150b)$$

$$K_d = 2\pi(\rho D)r^2k_d \qquad (17\text{-}150c)$$

en donde g es la aceleración de la gravedad, ρ, la densidad de masa, r, el radio de la pared fría, y μ,la viscosidad del gas. Las cantidades h, k_c y k_d se denominan factores de forma. Se han tabulado valores para la ley de fuerza de repulsión de potencia inversa (Von Halle, Greene y Hoglund, U. S. Rep. K-1469, 1965) y para la ley de fuerza de Lennard-Jones (6-12) (Von Halle y Hoglund, U. S. AEC Rep. K-1679, 1966). De la ecuación (17-149) se sigue que el enriquecimiento máximo que se puede obtener en una columna de difusión térmica lo da

$$\ln\frac{x_t/(1-x_t)}{x_b/(1-x_b)} = \frac{HZ}{K_c + K_d} \qquad (17\text{-}151)$$

en donde los subíndices t y b se refieren a la parte superior y el fondo de la columna, respectivamente, y Z es la longitud de la columna. La capacidad teórica de separación de una columna se obtiene por medio de

$$\Delta U = \frac{H^2Z}{4(K_c + K_d)} \qquad (17\text{-}152)$$

Al utilizar columnas de difusión térmica construidas en forma cuidadosa, se ha obtenido una buena concordancia entre la teoría y los experimentos (Rutherford *et. al., J. Chem. Phys.*, **50**, 5359 (1969)].

DIFUSIÓN POR PRESIÓN

La teoría cinética de los gases predice que una separación parcial de los componentes de una mezcla gaseosa se producirá cuando se somete el gas a un gradiente de presiones. Aun cuando los procesos industriales para la separación de mezclas, basados en fenómenos de difusión a presión, son raros en la actualidad, se están efectuando muchos trabajos de investigación y desarrollo en este campo. Se necesitan gradientes relativamente pronunciados de presión para obtener un efecto significativo de separación. El dispositivo mejor conocido para producir gradientes elevados de presión en mezclas gaseosas es la centrífuga de gas; otro dispositivo que utiliza la difusión por presión es la tobera de separación, que se está desarrollando en Alemania para enriquecer los isótopos de uranio.

Proceso con centrífuga de gas El presidente Carter anunció los planes para construir una planta con centrífuga de gas, en Portsmouth, Ohio. El costo estimado de la planta fue aproximadamente 4 400 000 dólares USA para la construcción y se espera que agregue aproximadamente 8 800 000 unidades de trabajo de separación por año a la ca-

pacidad de separación
Alemania operan plan
Almelo, Holanda, y Ca
tada es de 10 000 000
para 1990. Japón tamb
truir una planta con cen
de unidades de separac

Centrífugas de gas
en un cilindro vertical,
rar, y gira en torno a su
de la rotación es enriqu
en las cercanías de eje
centrífugas de gas a co
lación axial de convec
ración básica y propor
una máquina simple, s
de vista comercial. El
mediante bombas exte
in the Centrifuge Sepa
dio de un gradiente ax
paration of Isotopes,
diante la inserción d
giratorio (Zippe, Univ
Además, se deben tom
y retirarlo de él. Uno d
muestra esquemáticam
superior del recipient
induce el flujo a cont
recipiente mediante u
cipiente se mantiene
magnética, gira sobre
mediante una turbina

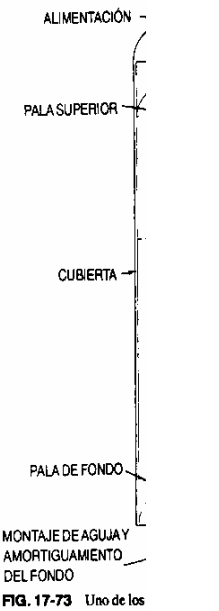


FIG. 17-73 Uno de los

pacidad de separación de Estados Unidos. Gran Bretaña, Holanda y Alemania operan plantas de demostración con centrífuga de gas en Almelo, Holanda, y Capehurst, Inglaterra. La capacidad total proyectada es de 10 000 000 de unidades de trabajo de separación por año, para 1990. Japón también ha anunciado planes tentativos para construir una planta con centrífuga de gas, con una capacidad de 4 000 000 de unidades de separación por año y estará en operación para 1990.

Centrífugas de gas La centrífuga de gas consiste esencialmente en un cilindro vertical, que contiene la mezcla de gas que se va a separar, y gira en torno a su eje con una velocidad angular elevada. El efecto de la rotación es enriquecer los componentes más ligeros de la mezcla en las cercanías de eje, y los más pesados cerca de las paredes. Las centrífugas de gas a contracorriente, en las cuales se induce una circulación axial de convección del gas, para multiplicar el efecto de separación básica y proporcionar enriquecimiento de etapas múltiples en una máquina simple, son las que mayor interés tienen desde el punto de vista comercial. El flujo a contracorriente se puede proporcionar, mediante bombas externas (Beams, Hagg y Murphree, *Developments in the Centrifuge Separation Project,* NNES, vol. X-1, 1951), por medio de un gradiente axial de temperaturas (Groth, en London ed., *Separation of Isotopes,* George Newnes, London 1961, cap. 6), o mediante la inserción de un miembro estacionario en el recipiente giratorio (Zippe, University of Virginia, EP-4420-101-60V, 1960). Además, se deben tomar disposiciones para alimentar gas al recipiente y retirarlo de él. Uno de los primeros modelos de centrífuga de gas se muestra esquemáticamente en la figura 17-73. La paleta en la parte superior del recipiente, además de retirar el gas producto pesado, induce el flujo a contracorriente. La paleta del fondo, protegida del recipiente mediante un desviador giratorio, retira el gas ligero. El recipiente se mantiene en posición vertical mediante una suspensión magnética, gira sobre un cojinete de aguja y se impulsa desde abajo, mediante una turbina de gas o un motor eléctrico.

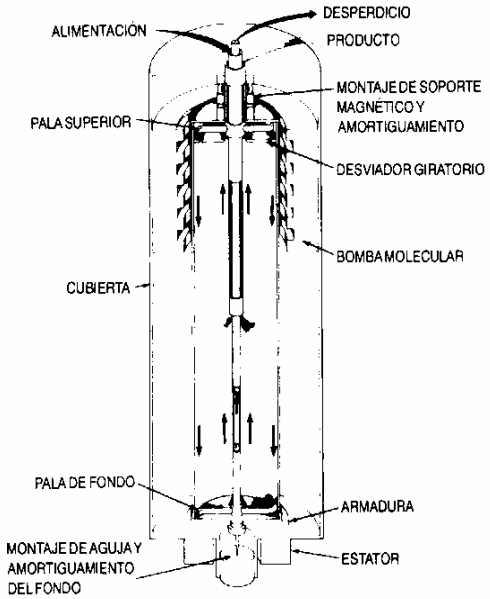


FIG. 17-73 Uno de los primeros modelos de centrífugas de gas.

Se ha publicado [Olander, *Adv. Nucl. Sci. Technol.*, **6**, 105 (1972)] un estudio sobre la teoría de la centrífuga de gas a contracorriente. De acuerdo con la teoría, el máximo trabajo de separación que puede producir una centrífuga de gas por unidad de tiempo está dado por

$$\Delta U_{máx} = \frac{\pi Zc D}{2}\left(\frac{\Delta M V^2}{2RT}\right)^2 \qquad (17\text{-}153)$$

en donde ΔU es la capacidad de separación en moles por unidad de tiempo; Z, la longitud de la centrífuga; c, la densidad molar; D, la difusividad del gas de proceso; ΔM la diferencia de masas entre los componentes que se separan; V, la velocidad periférica de la centrífuga; T, la temperatura absoluta, y R, la constante de gas. La expresión anterior indica la conveniencia de recipientes centrífugos largos que giren con velocidades muy elevadas.

La capacidad real de separación de una centrífuga de gas a contracorriente se puede expresar, en forma conveniente por

$$\delta U = e_t \cdot e_c \cdot e_f \cdot \delta U(\text{máx}) \qquad (17\text{-}154)$$

donde e_t representa la eficiencia ideal, que es igual aproximadamente a 0.815 para una centrífuga bien diseñada, con flujos axiales sin decaimiento; e_c es la eficiencia de circulación, igual a $m^2/(1 + m^2)$ y e_f es la eficiencia del perfil de flujo, que depende de los detalles del flujo interno en la centrífuga (Von Halle, "The Countercurrent Gas Centrifuge for the Enrichment of U-235", A.I.Ch.E. Symposium Series Núm. 192, Vol. 76. pp. 82-88, 1980).

El modelo del flujo interno da por resultado una eficiencia del perfil de flujo a elevadas velocidades periféricas igual a $7.2/(MV^2/2RT$

Se han probado centrífugas de gas para la separación de isótopos de argón, kriptón, xenón y uranio. Zippe, con una centrífuga de 30 cm de longitud, que giraba con una velocidad periférica de 360 m/s, obtuvo 35% del trabajo máximo teórico de separación con UF_6 como gas de proceso.

Tobera de separación La tobera de separación (Becker *et. al. Proc. Conf. Uranium Isotope Sep.*, London, mayo, 1975) utiliza el gradiente de presiones en un chorro supersónico, curvo y en expansión, para lograr separar una mezcla de gases. En la figura 17-74 se muestra esquemáticamente una etapa de tobera de separación. Se agrega un gas ligero (helio) a la alimentación (UF_6), para incrementar la velocidad del chorro. Conforme el chorro atraviesa la trayectoria curva, los componentes pesados se concentran en las cercanías de la pared. Un filo de cuchilla divide el chorro en dos fracciones, una de ellas enriquecida en los componentes ligeros y la otra en los pesados, que se bombean hacia el exterior por separado. Para obtener una separación deseada, se deben conectar muchas etapas de tobera de separación de modo similar a las etapas de difusión gaseosa, con el fin de formar una cascada. Este proceso evita los problemas que se asocian con las membranas de poros finos, que se requieren para los procesos de difusión gaseosa y las dificultades que se presentan, debido a las partes que giran con alta velocidad en el proceso de centrifugación. Tiene el inconveniente de que necesita una cantidad relativamente alta de energía.

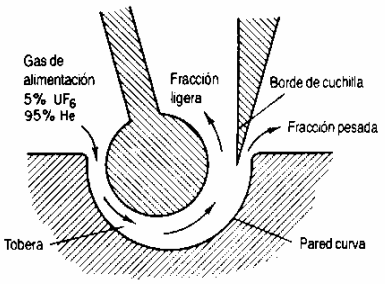


FIG. 17-74 Tobera de separación.

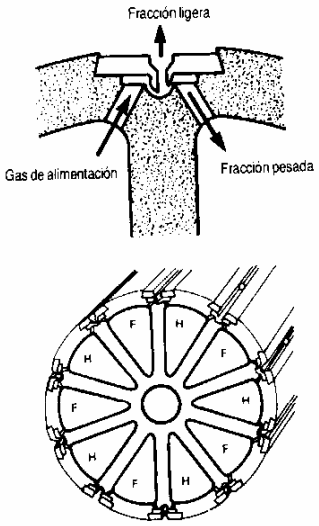


FIG. 17-75 Un tubo comercial para la separación de elementos.

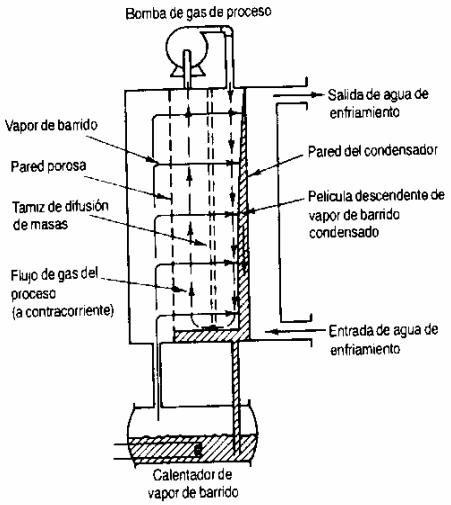


FIG. 17-76 Columna de difusión de masa.

En la figura 17-75 se muestra el diseño de un elemento de una tobera de separación comercial, fabricada por Messerschmitt-Bölkow-Blohm Company, en Munich, Alemania. Diez toberas de separación con forma de rendija están colocadas en la periferia de un tubo de aluminio extruido. La alimentación del gas se introduce a los segmentos marcados con una *F* y se expande a través de las toberas. La fracción pesada se extrae por bombeo a través de los segmentos marcados con una *H* y la fracción ligera se extrae, también por bombeo, del espacio alrededor del elemento. Entre 1968 y 1973 dos etapas de prototipo, una con una longitud de la ranura de 1620 m y otra más pequeña con una longitud de la ranura de 540 m, se han construido y probado, en forma satisfactoria, en el centro de Karlsruhe. Se han publicado los datos técnicos sobre las etapas de prototipo [Geppert *et. al. Proc. Int. Conf. Uranium Isotope, Sep.*, London, mayo, 1975).

DIFUSIÓN DE MASA

La difusión de masa, en su sentido general, se refiere al proceso en fase gaseosa en el cual se efectúa la separación de una mezcla de gases por su difusión en un tercer componente gaseoso. En las aplicaciones prácticas, el tercer componente que se denomina vapor de barrido o agente separador, es un vapor que se desplaza a través de la mezcla que se va a separar, en virtud de su gradiente de presión parcial. Este gradiente de presión parcial se mantiene al introducir el agente separador como vapor, a la región de procesamiento, a través de una pared porosa y retirarlo como líquido, con drenes, de la cara de un condensador situado en el lado opuesto de la región de procesamiento. El flujo del agente separador tiende a barrer de preferencia el componente menos difundible de las mezclas de gas de proceso, efectuando en esa forma la separación que se desea. Esta acción del agente separador hizo que se llamara vapor de barrido y, debido a ello, al proceso también se le denomina difusión de barrido. Puesto que el vapor de barrido recibe su calor latente de vaporización a alta temperatura y lo cede a una temperatura reducida, el proceso es termodinámicamente irreversible.

La difusión de masa se puede efectuar en etapas o en columnas de flujo continuo a contracorriente, que tienen un equivalente general de enriquecimiento al de muchas etapas en serie. En este caso, sólo se verán las aplicaciones de la columna. En la figura 17-76, aparece un dibujo esquemático simple de una columna de difusión de masa, para mostrar sus características esenciales. El vapor de barrido se desplaza en un ciclo cerrado. Hierve para producir un vapor, se alimenta a la columna, se distribuye a lo largo de la región de proceso a través de una pared porosa, se difunde por la región de proceso y la pantalla de difusión de masa, se condensa en la pared fría y vuelve como líquido al calentador. Al mismo tiempo, la mezcla de gas de proceso circula a través de la columna, en un flujo a contracorriente, mediante una bomba. Normalmente, el flujo es descendente cerca de la pared del condensador y ascendente cerca de la pared porosa (distribución del vapor). De preferencia, el vapor de barrido lleva el componente menos difundible (por lo común el más pesado) de la mezcla de gas de proceso hacia la pared del condensador y la región del flujo descendente. Así, en la columna en operación, el componente menos difundible se enriquece en la parte del fondo de la columna y el más difundible (por lo común el más ligero), en la parte superior.

Es posible efectuar el proceso en una columna distinta de la que aparece en la figura 17-76, sin bomba ni rejilla de difusión de masa. La rejilla de difusión de masa sirve sólo para una función hidrodinámica. No desempeña ningún papel fundamental en el mecanismo de separación, como lo hace la barrera en la difusión gaseosa. En lugar de ello, la rejilla de difusión de masa sirve sólo para separar las dos corrientes en el flujo a contracorriente. Si se retiran la rejilla y la bomba, el proceso se denomina difusión de barrido. La atractiva simplicidad mecánica de la difusión de barrido se ve contrarrestada por el hecho de que el patrón de flujo a contracorriente que se produce naturalmente se acerca pocas veces a lo ideal en lo que se refiere al perfil de velocidades de flujo y no es adecuado en función de la velocidad de circulación de los gases.

En las obras que siguen pueden encontrarse análisis teóricos detallados del proceso y descripciones de los equipos utilizados; las teorías de las etapas de difusión de masa y las columnas de flujo continuo a contracorriente aparecen en la obra de Benedict y Boas [*Chem. Eng. Prog.*, **47**, 51, 111 (1951)]; un tratado excelente sobre la teoría de la columna de difusión de masa con una comparación de resultados experimentales, lo dan Wet y Los [*Z. Naturforsch.*, **19a**, 740 (1964)]; y

Pratt (*op. cit.*, capítulo 7)
y columnas.

Teoría Puesto que no
te este proceso, la presen
la expresión de la capaci
lumna de longitud Z y an

El proceso depende d
ponentes isotópicos del
los subíndices 0, 1 y 2 d
el componente ligero y
sión D_0 es el promedio a
componentes isotópicos
puede obtener mediante

$$\gamma = \frac{D_{01} - D_{02}}{D_0} = \left(\frac{M}{M}\right.$$

La capacidad teórica má

Salida de agua de enfriamiento

Pared del condensador

Película descendente de vapor de barrido condensado

Entrada de agua de enfriamiento

ie. En este caso, sólo se
gura 17-76, aparece un
difusión de masa, para
r de barrido se desplaza
vapor, se alimenta a la
proceso a través de una
so y la pantalla de difu-
vuelve como líquido al
as de proceso circula a
nte, mediante una bom-
de la pared del conden-
listribución del vapor).
nponente menos difun-
zcla de gas de proceso
flujo descendente. Así,
:nos difundible se enri-
más difundible (por lo

a distinta de la que apa-
e difusión de masa. La
unción hidrodinámica.
l mecanismo de separa-
seosa. En lugar de ello,
parar las dos corrientes
illa y la bomba, el pro-
tiva simplicidad mecá-
ada por el hecho de que
oduce naturalmente se
al perfil de velocidades
cidad de circulación de

análisis teóricos deta-
s utilizados: las teorías
nas de flujo continuo a
ict y Boas [*Chem. Eng.*
ıte sobre la teoría de la
ación de resultados ex-
h., **19a**, 740 (1964)]; y

Pratt (*op. cit.*, capítulo 7) analiza en forma completa la teoría de etapas y columnas.

Teoría Puesto que no se sabe que se haya utilizado comercialmente este proceso, la presentación de la teoría de columnas se limita a dar la expresión de la capacidad teórica máxima de separación de una columna de longitud Z y anchura W.

El proceso depende de las diferentes difusividades de los dos componentes isotópicos del gas de proceso en el vapor de barrido. Sea que los subíndices 0, 1 y 2 denoten, respectivamente, el vapor de barrido, el componente ligero y el pesado. Entonces, si el coeficiente de difusión D_0 es el promedio aritmético de las difusividades D_{01} y D_{02} de los componentes isotópicos en el vapor de barrido, la separabilidad γ se puede obtener mediante

$$\gamma = \frac{D_{01} - D_{02}}{D_0} = \left(\frac{M_2 - M_1}{M_2 + M_1}\right)\left(\frac{2M_0}{2M_0 + M_1 + M_2}\right) \tag{17-155}$$

La capacidad teórica máxima de separación se obtiene mediante

$$\Delta U_{\max} = \frac{N_0\gamma^2 WZ}{4\left(\dfrac{D_0}{D_{12}} - 1\right)} \ln \frac{\left(\dfrac{D_0}{D_{12}} - 1\right)\omega_R + 1}{\left(\dfrac{D_0}{D_{12}} - 1\right)\omega_0 + 1} \tag{17-156}$$

en donde N_0 es el flujo molar por unidad de área de vapor de barrido a través de la pared porosa. D_{12} es el coeficiente de autodifusión de la mezcla de gas de proceso y ω_R y ω_0 denotan la fracción molar del gas de proceso en el vapor de barrido, más la mezcla de gas de proceso en el condensador y las paredes porosas, respectivamente. Se ha demostrado que se producen reducciones importantes de la capacidad de separación, debido a interacciones del gas de proceso con el vapor de barrido. De modo ideal, el gas de proceso deberá ser insoluble en el vapor de barrido condensado. Las capacidades reales de separación de la columna tienen probabilidades de no ser de más del 25% del valor calculado a partir de la ecuación (17-156).

SEMBLANZA DE LOS EDITORES

El finado **Robert H. Perry** fue presidente del Departamento de Ingeniería Química en la University of Oklahoma y director de programas en los servicios de investigación de posgrado en la National Science Research Foundation. Fue consultor de varios organismos de las Naciones Unidas. De 1973 hasta su muerte en 1978 dedicó su vida al estudio del impacto combinado que las tecnologías ejercerán en los próximos 50 años. Los temas que estudió en forma global fueron la energía, los minerales y metales, el transporte y las comunicaciones, la medicina, la producción de alimentos y el ambiente.

Don W. Green es profesor distinguido de ingeniería química y del petróleo, también es codirector del Tertiary Oil Recovery Project en la University of Kansas, donde enseña desde 1964. En 1963 obtuvo el doctorado de ingeniería química en la University of Oklahoma, institución en que fue el primer alumno que se doctoró con el doctor Perry. El doctor Green ha ganado varios premios docentes en la University of Arkansas y el National Distinguished Achievement Award de la Society of Petroleum Engineers. Es autor de numerosos artículos en revistas técnicas.

TABLA 1-5 Factores métricos de conversión como múltiplos numéricos exactos de las unidades SI.
Los dos primeros dígitos de cada valor numérico representan una potencia de 10. Por ejemplo, el valor "—02 2.54" expresa el hecho de que 1 pulg = 2.54×10^{-2} metro.

Para convertir de	*a*	*multipliquese por*
abampere	ampere	+01 1.00
abcoulomb	coulomb	+01 1.00
abfarad	farad	+09 1.00
abhenry	henry	−09 1.00
abmho	mho	+09 1.00
abohm	ohm	−09 1.00
abvolt	volt	−08 1.00
acre	metro^2	+03 4.046 856
ampere (internacional de 1948)	ampere	−01 9.998 35
angstrom	metro	−10 1.00
area	metro^2	+02 1.00
atmósfera	newton/metro^2	+05 1.013 25
año (calendario)	segundo (solar medio)	+07 3.1536
año (sideral)	segundo (solar medio)	+07 3.155 81[5]
año (tropical)	segundo (solar medio)	+07 3.155 692
año 1900, tropical, enero, dia 0, hora 12	segundo (efemérides)	+07 3.155 692
año 1900, tropical, enero, dia 0, hora 12	segundo	+07 3.155 692
año luz	metro	+15 9.460 55
bar	newton/metro^2	+05 1.00
barn	metro^2	−28 1.00
barril (petróleo, 42 galones)	metro^3	−01 1.589 873
barya	newton/metro^2	−01 1.00
braza	metro	+00 1.828 8
British thermal unit (unidad térmica británica)(ISO/TC 12)	joule	+03 1.055 06
British thermal unit (media)	joule	+03 1.055 87
British thermal unit (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 1.055 04
British thermal unit (termoquímica)	joule	+03 1.054 350
British thermal unit (39° F)	joule	+03 1.059 67
British thermal unit (60° F)	joule	+03 1.054 68
bushel (E.U.)	metro^3	−02 3.523 907
caballo de potencia (550 pie-lbf/segundo)	watt	+02 7.456 998
caballo de potencia (agua)	watt	+02 7.460 43
caballo de potencia (caldera)	watt	+03 9.809 50
caballo de potencia (electrico)	watt	+02 7.46
caballo de potencia (métrico)	watt	+02 7.354 99
caballo de potencia (R.U.)	watt	+02 7.457
cable	metro	+02 2.194 56
cadena (del agrimensor o gunter)	metro	+01 2.011 68
cadena (del ingeniero o ramden)	metro	+01 3.048
calibre	metro	−04 2.54
caloria (media)	joule	+00 4.190 02
caloria (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+00 4.1868
caloria (termoquimica)	joule	+00 4.184
caloria (15° C)	joule	+00 4.185 80
caloria (20° C)	joule	+00 4.181 90
caloria (kilogramo, media)	joule	+03 4.190 02
caloria (kilogramo, Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 4.186 8
caloria (kilogramo, termoquimica)	joule	+03 4.184
Celsius (temperatura)	kelvin	$t_K = t_C + 273.15$
centimetro de agua (4° C)	newton/metro^2	+01 9.806 38
centimetro de mercurio (0° C)	newton/metro^2	+03 1.333 22
circular mil	metro^2	−10 5.067 074
codo	metro	−01 4.572
coulomb (internacional de 1948)	coulomb	−01 9.998 35
cuarto (E.U., áridos)	metro^3	−03 1.101 220
cuarto (E.U., liquidos)	metro^3	−04 9.463 529
cuchara	metro^3	−05 1.478 676
cucharita	metro^3	−06 4.928 921
cuerda	metro^3	+00 3.624 556
curie	desintegración/seg	+10 3.70
denier (internacional)	kilogramo/metro	−07 1.00
dia (sideral)	segundo (solar medio)	+04 8.616 409
dia (solar medio)	segundo (solar medio)	+04 8.64
dina	newton	−05 1.00
dracma (avoirdupois)	kilogramo	−03 1.771 845
dracma (E.U., fluidos)	metro^3	−06 3.696 691
dracma (troy o del boticario)	kilogramo	−03 3.887 934
electrón-volt	joule	−19 1.602 10
erg	joule	−07 1.00
escrúpulo (pennyweight)	kilogramo	−03 1.555 173
escrúpulo (del boticario)	kilogramo	−03 1.295 978
eslabón (del agrimensor o gunter)	metro	−01 2.011 68
eslabón (del ingeniero o ramden)	metro	−01 3.048
estéreo	metro^3	+00 1.00
Farenheit (temperatura)	Celsius	$t_C = (5/9)(t_F - 32)$
Farenheit (temperatura)	kelvin	$t_K = (5/9)(t_F + 459.67)$
farad (internacional de 1948)	farad	−01 9.995 05
faraday (basado en el carbono 12)	coulomb	+04 9.648 70
faraday (físico)	coulomb	+04 9.652 19
faraday (químico)	coulomb	+04 9.649 57
fermi (femtometro)	metro	−15 1.00
furlong	metro	+02 2.011 68
gal (galileo)	metro/segundo^2	−02 1.00
galón (E.U., áridos)	metro^3	−03 4.404 883
galón (E.U., liquidos)	metro^3	−03 3.785 411
galón (R.U., liquidos)	metro^3	−03 4.546 087
gamma	tesla	−09 1.00
gauss	tesla	−04 1.00
gilbert	ampere-vuelta	−01 7.957 747
gill (E.U.)	metro^3	−04 1.182 941
gill (R.U.)	metro^3	−04 1.420 652
grad	grado (angular)	−01 9.00
grad	radián	−02 1.570 796
grado (ángulo)	radián	−02 1.745 329
gramo	kilogramo	−03 1.00
grano	kilogramo	−05 6.479 891
hectárea	metro^2	+04 1.00
henry (internacional de 1948)	henry	+00 1.000 495
hora (sideral)	segundo (solar medio)	+03 3.590 170
hora (solar media)	segundo (solar medio)	+03 3.60
joule (internacional de 1948)	joule	+00 1.000 165
kayser	1/metro	+02 1.00
kilocaloria (media)	joule	+03 4.190 02
kilocaloria (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 4.186 74
kilocaloria (termoquimica)	joule	+03 4.184
kilogramo fuerza (kfg)	newton	+00 9.806 65
kilogramo masa	kilogramo	+00 1.00
kilopond fuerza	newton	+00 9.806 65
kip	newton	+03 4.448 221
lambert	candela/metro^2	+04 1/π
lambert	candela/metro^2	+03 3.183 098

el hecho de que 1

multipliquese por
−10 5.067 074
−01 4.572
−01 9.998 35
−03 1.101 220
−04 9.463 529
−05 1.478 676
−06 4.928 921
+00 3.624 556
+10 3.70
−07 1.00
+04 8.616 409
+04 8.64
−05 1.00
−03 1.771 845
−06 3.696 691
−03 3.887 934
−19 1.602 10
−07 1.00
−03 1.555 173
−03 1.295 978
−01 2.011 68
−01 3.048
+00 1.00
(5/9) (t_F − 32)
) (t_F + 459.67)
−01 9.995 05
−04 9.648 70
−04 9.652 19
−04 9.649 57
−15 1.00
−02 2.011 68
−02 1.00
−03 4.404 883
−03 3.785 411
−03 4.546 087
−09 1.00
−04 1.00
−01 7.957 747
−04 1.182 941
−04 1.420 652
−01 9.00
−02 1.570 796
−02 1.745 329
−03 1.00
−05 6.479 891
−04 1.00
−00 1.000 495
−03 3.590 170
−03 3.60
−00 1.000 165
−02 1.00
−03 4.190 02
+03 4.186 74
+03 4.184
−00 9.806 65
−00 1.00
−00 9.806 65
−03 4.448 221
−04 1/π
−03 3.183 098

TABLA 1-5 Factores métricos de conversión como múltiplos numéricos exactos de las unidades SI (*Continuación*).
Los dos primeros dígitos de cada valor numérico representan una potencia de 10. Por ejemplo, el valor "−02 2.54" expresa el hecho de que 1 pulg = 2.54 × 10^{-2} metro.

Para convertir de	*a*	*multipliquese por*
langley	joule/metro^2	+04 4.184
lbf (libra fuerza, avoirdupois)	newton	+00 4.448 221
lbm (libra masa, avoirdupois)	kilogramo	−01 4.535 923
legua (británica náutica)	metro	+03 5.559 552
legua (internacional náutica)	metro	+03 5.556
legua (terrestre)	metro	+03 4.828 032
libra fuerza (lbf avoirdupois)	newton	+00 4.448 221
libra masa (lbm avoirdupois)	kilogramo	−01 4.535 923
libra masa (troy o del boticario)	kilogramo	−01 3.732 417
litro	metro^3	−03 1.00
lux	lumen/metro^2	+00 1.00
mano	metro	−01 1.016
maxwell	weber	−08 1.00
mes (calendario medio)	segundo (solar medio)	+06 2.628
metro	longitudes de onda de Kr 86	+06 1.650 763
micra	metro	−06 1.00
mil	metro	−05 2.54
milibar	newton/metro^2	+02 1.00
milímetro de mercurio (0°C)	newton/metro^2	+02 1.333 224
milla (E.U., náutica)	metro	+03 1.852
milla (E.U., terrestre)	metro	+03 1.609 344
milla (náutica internacional)	metro	+03 1.852
milla (R.U., náutica)	metro	+03 1.853 184
milla náutica (E.U.)	metro	+03 1.852
milla náutica (internacional)	metro	+03 1.852
milla náutica (R.U.)	metro	+03 1.853 184
milla terrestre (E.U.)	metro	+03 1.609 344
minuto (ángulo)	radián	−04 2.908 882
minuto (sideral)	segundo (solar medio)	+01 5.983 617
minuto (solar medio)	segundo (solar medio)	+01 6.00
nudo (internacional)	metro/segundo	−01 5.144 444
oersted	ampere/metro	+01 7.957 747
ohm (internacional de 1948)	ohm	+00 1.000 495
onza (E.U., fluidos)	metro^3	−05 2.957 352
onza fluida (E.U.)	metro^3	−05 2.957 352
onza fuerza (avoirdupois)	newton	−01 2.780 138
onza masa (avoirdupois)	kilogramo	−02 2.834 952
onza masa (troy o del boticario)	kilogramo	−02 3.110 347
palmo	metro	−01 2.286
parsec	metro	+16 3.083 74
pascal	newton/metro^2	+00 1.00
paso	metro	−01 7.62
peck (E.U.)	metro^3	−03 8.809 767
pecha	metro	+00 5.0292
pértiga	metro	+00 5.0292
phot	lumen/metro^2	+04 1.00
pica (impresores)	metro	−03 4.217 517
pie	metro	−01 3.048
pie (E.U., agrimensura)	metro	+00 1200/2937
pie (E.U., agrimensura)	metro	−01 3.048 006
pie de agua (39.2°F)	newton/metro^2	+03 2.988 98
pie-bujía	lumen/metro^2	+01 1.076 391
pie-lambert	candela/metro^2	+00 3.426 259
pinta (E.U., áridos)	metro^3	−04 5.506 104
pinta (E.U., líquidos)	metro^3	−04 4.731 764
poise	newton-segundo/metro^2	−01 1.00
polo unitario	weber	−07 1.256 637
poundal	newton	−01 1.382 549
pulgada	metro	−02 2.54
pulgada de agua (39.2°F)	newton/metro^2	+02 2.490 82
pulgada de agua (60°F)	newton/metro^2	+02 2.4884
pulgada de mercurio (32°F)	newton/metro^2	+03 3.386 389
pulgada de mercurio (60°F)	newton/metro^2	+03 3.376 85
punto (impresores)	metro	−04 3.514 598
quilate (métrico)	kilogramo	−04 2.00
quintal (corto)	kilogramo	+01 4.535 923
quintal (largo)	kilogramo	+01 5.080 234
rad (dosis de radiación absorbida)	joule/kilogramo	−02 1.00
Rankine (temperatura)	kelvin	$t_K = (5/9)t_R$
rayleigh (rapidez de emisión de fotones)	1/segundo-metro^2	+10 1.00
rhe	metro^2/newton-segundo	+01 1.00
roentgen	coulomb/kilogramo	−04 2.579 76
rutherford	desintegración/segundo	+06 1.00
sacudida	segundo	−08 1.00
sección	metro^2	+06 2.589 988
segundo (ángulo)	radián	−06 4.848 136
segundo (efemérides)	segundo	+00 1.000 000
segundo (sideral)	segundo (solar medio)	−01 9.972 695
segundo (solar medio)	segundo (efemérides)	Consúltese *American Ephemeris* y el *Nautical Almanac*
skein	metro	+02 1.097 28
slug	kilogramo	+01 1.459 390
statampere	ampere	−10 3.335 640
statcoulomb	coulomb	−10 3.335 640
statfarad	farad	−12 1.112 650
stathenry	henry	+11 8.987 554
statmho	mho	−12 1.112 650
statohm	ohm	+11 8.987 554
statvolt	volt	+02 2.997 925
stilb	candela/metro^2	+04 1.00
stoke	metro^2/segundo	−04 1.00
taza	metro^3	−04 2.365 882
tonel (E.U.)	metro^3	−01 2.384 809
tonelada (corta, 2000 libras)	kilogramo	+02 9.071 847
tonelada (de ensayo)	kilogramo	−02 2.916 666
tonelada (equivalente nuclear de TNT)	joule	+09 4.20
tonelada (larga)	kilogramo	+03 1.016 046
tonelada (métrica)	kilogramo	+03 1.00
tonelada (registrada)	metro^3	+00 2.831 684
tonne	kilogramo	+03 1.00
torr (0°C)	newton/metro^2	+02 1.333 22
township	metro^2	+07 9.323 957
unidad astronómica	metro	+11 1.495 978
vara	metro	+00 5.0292
volt (internacional de 1948)	volt	+00 1.000 330
watt (internacional de 1948)	watt	+00 1.000 165
yarda	metro	−01 9.144

Universidad de Carabobo

PERRY

MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO

SEXTA EDICIÓN

Mc Graw Hill

TOMO V

TP155
P4779
R286

PERRY MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO

Sexta edición
(Tercera edición en español)

Tomo V

COMPRA
Universidad de Carabobo
BIBLIOTECA
Facultad de Ingeniería
RECIBIDO

Preparado por un equipo de especialistas bajo la dirección editorial de

Robert H. Perry
Editor (fallecido)

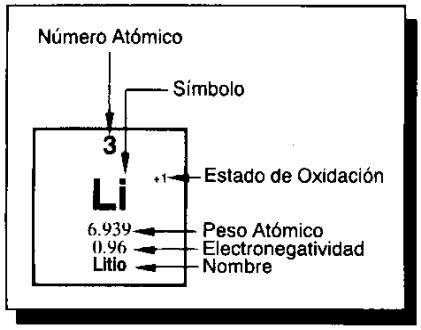
Don W. Green
Editor
Conger-Gabel Professor of Chemical and Petroleum Engineering
University of Kansas

James O. Maloney
Editor Asistente
Professor of Chemical Engineering
University of Kansas

McGRAW-HILL

MÉXICO • BUENOS AIRES • CARACAS • GUATEMALA • LISBOA • MADRID • NUEVA YORK
PANAMÁ • SAN JUAN • SANTAFÉ DE BOGOTÁ • SANTIAGO • SÃO PAULO
AUCKLAND • HAMBURGO • LONDRES • MILÁN • MONTREAL • NUEVA DELHI • PARÍS
SAN FRANCISCO • SINGAPUR • ST. LOUIS • SIDNEY • TOKIO • TORONTO

TABLA PERIÓDICA DE LOS ELEMENTOS



Periodo	Grupo IA	IIA	IIIB	IVB	VB	VIB	VIIB	VIII			IB
	1		3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	1 **H** ±1 1.00797 2.20 **Hidrógeno**										
2	3 **Li** +1 6.939 0.96 **Litio**	4 **Be** +2 9.0122 1.50 **Berilio**									
3	11 **Na** +1 22.9898 0.96 **Sodio**	12 **Mg** +2 24.305 1.29 **Magnesio**									
4	19 **K** +1 39.102 0.84 **Potasio**	20 **Ca** +2 40.08 1.02 **Calcio**	21 **Sc** +3 44.956 1.28 **Escandio**	22 **Ti** +2 +3 +4 47.90 1.44 **Titanio**	23 **V** +2 +3 +4 +5 50.942 1.54 **Vanadio**	24 **Cr** +2 +3 +6 51.996 1.62 **Cromo**	25 **Mn** +2 +3 +4 +6 +7 54.938 1.57 **Manganeso**	26 **Fe** +2 +3 55.847 1.74 **Hierro**	27 **Co** +2 +3 58.9332 1.79 **Cobalto**	28 **Ni** +2 +3 58.71 1.83 **Níquel**	29 **Cu** 63.546 1.67 **Cobre**
5	37 **Rb** +1 85.47 0.85 **Rubidio**	38 **Sr** +2 87.62 0.97 **Estroncio**	39 **Y** +3 88.905 1.16 **Itrio**	40 **Zr** +4 91.22 1.27 **Circonio**	41 **Nb** +3 +5 92.906 1.23 **Niobio**	42 **Mo** +2 +3 +4 +5 +6 95.94 1.73 **Molibdeno**	43 **Tc** +7 (97) 1.36 **Tecnecio**	44 **Ru** +2 +3 +4 +6 +8 101.07 1.42 **Rutenio**	45 **Rh** +3 102.905 1.87 **Rodio**	46 **Pd** +2 +4 106.4 1.78 **Paladio**	47 **Ag** 107.868 1.57 **Plata**
6	55 **Cs** +1 132.905 0.82 **Cesio**	56 **Ba** +2 137.34 0.82 **Bario**	57-71 ✲ **Serie del Lantano**	72 **Hf** +4 178.49 1.23 **Hafnio**	73 **Ta** +5 180.948 1.33 **Tántalo**	74 **W** +2 +3 +4 +5 +6 183.85 1.88 **Volframio**	75 **Re** +3 +4 +6 186.2 1.46 **Renio**	76 **Os** +2 +3 +4 190.2 1.52 **Osmio**	77 **Ir** +3 +4 +8 192.2 1.88 **Iridio**	78 **Pt** +2 +4 195.09 1.86 **Platino**	79 **Au** 196.967 1.98 **Oro**
7	87 **Fr** +1 (223) 0.86 **Francio**	88 **Ra** +2 (226) 0.97 **Radio**	89-103 ✱ **Serie del Actinio**	104 **Unq** (261) **Unnilquadio**	105 **Unp** (262) **Unnilpentio**	106 **Unh** (263) **Unnilhexio**	107 **Uns** (262) **Unnilseptio**				

✲	6	57 **La** +3 138.91 1.09 **Lantano**	58 **Ce** +3 +4 140.12 1.09 **Cerio**	59 **Pr** +3 +4 140.907 1.1 **Praseodimio**	60 **Nd** +3 144.24 1.1 **Neodimio**	61 **Pm** +3 (147) 1.07 **Promecio**	62 **Sm** +2 +3 150.35 1.12 **Samario**	63 **Eu** +2 +3 151.96 1.01 **Europio**	64 **Gd** 157.25 1.15 **Gadolino**
Lantánidos									
✱	7	89 **Ac** +3 227.0278 1.00 **Actinio**	90 **Th** +4 232.0381 1.11 **Torio**	91 **Pa** +4 +5 231.0359 1.14 **Protactinio**	92 **U** +3 +4 +5 +6 238.03 1.30 **Uranio**	93 **Np** +3 +4 +5 +6 238.029 1.29 **Neptunio**	94 **Pu** +3 +4 +5 +6 (244) 1.25 **Plutonio**	95 **Am** +3 +4 +5 +6 (243) 1.20 **Americio**	96 **Cm** (247) 1.20 **Curio**
Actínidos									

Los valores del peso atómico entre paréntesis corresponden al valor de

																VIIIA 18	
																2	
																He	0
																4.00260	1
																0.00	
																Helio	
										IIIA 13	IVA 14	VA 15	VIA 16	VIIA 17			
										5	6	7	8	9		10	
										B ±3	C ±4	N +1 +2 +3 +4 +5	O −2	F −1		Ne	0
										10.811	12.01115	14.0067	15.9994	18.9984		20.179	2
										2.02	2.36	2.81	3.37	4.00		0.00	
										Boro	Carbono	Nitrógeno	Oxigeno	Flúor		Neón	
										13	14	15	16	17		18	
										Al +3	Si +4 +2 −4	P +3 +5	S +2 +4 +6	Cl +1 +3 +5 +7		Ar	0
										26.9815	28.086	30.9738	32.064	35.453		39.948	3
										1.63	1.94	2.04	2.46	3.00		0.00	
										Aluminio	Silicio	Fósforo	Azufre	Cloro		Argón	
VIII				IB	IIB												
8	9	10		11	12												
26	27	28		29	30					31	32	33	34	35		36	
Fe +2 +3	Co +2 +3	Ni +2 +3		Cu +1 +2	Zn +2					Ga +3	Ge +2 +4	As ±3 +5	Se −2 +4 +6	Br ±1 +3 +5 +7		Kr	0
55.847	58.9332	58.71		63.546	65.38					69.72	72.59	74.9216	78.96	79.904		83.80	4
1.74	1.79	1.83		1.67	1.60					1.83	1.93	2.12	2.45	2.82		0.00	
Hierro	Cobalto	Níquel		Cobre	Zinc					Galio	Germanio	Arsénico	Selenio	Bromo		Kriptón	
44	45	46		47	48					49	40	51	52	53		54	
Ru +2 +3 +4 +6 +8	Rh +3	Pd +2 +4		Ag +1	Cd +2					In +3	Sn +2 +4	Sb ±3 +5	Te −2 +4 +6	I ±1 +3 +5 +7		Xe	0
101.07	102.905	106.4		107.868	112.40					114.82	118.69	121.75	127.60	126.904		131.30	5
1.42	1.87	1.78		1.57	1.62					1.69		1.83	2.03	2.48		0.00	
Rutenio	Rodio	Paladio		Plata	Cadmio					Indio	Es1.84taño	Antimonio	Telurio	Yodo		Xenón	
76	77	78		79	80					81	82	83	84	85		86	
Os +2 +3 +4	Ir +3 +4 +6	Pt +2 +4		Au +1 +3	Hg +1 +2					Tl +1 +3	Pb +2 +4	Bi +3 +5	Po ±2 +4	At ±1 +5 +7		Rn	0
190.2	192.2	195.09		196.967	200.59					204.37	207.19	208.980	(209)	(210)		(222)	6
1.52	1.88	1.86		1.98	1.72					1.74	1.87	1.76	1.76	1.96		0.00	
Osmio	Iridio	Platino		Oro	Mercurio					Talio	Plomo	Bismuto	Polonio	Astatinio		Radón	

61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71		
Pm +3	Sm +2 +3	Eu +2 +3	Gd +3	Tb +3 +4	Dy +3	Ho +3	Er +2 +3	Tm +2 +3	Yb +2 +3	Lu +3		
(147)	150.35	151.96	157.25	158.924	162.50	164.930	167.26	168.934	173.04	174.97		6
1.07	1.12	1.01	1.15	1.1	1.16	1.16	1.27	1.16	1.06	1.2		
Promecio	Samario	Europio	Gadolino	Terbio	Disprosio	Holmio	Erbio	Tulio	Yterbio	Lutecio		
93	94	95	96	97	98	99	100	101	102	103		
Np +3 +4 +5 +6	Pu +3 +4 +5 +6	Am +3 +4 +5 +6	Cm +3 +4 +5 +6	Bk +3 +4	Cf +3	Es +3	Fm +3	Md +3	No +2 +3	Lr +3		
238.029	(244)	(243)	(247)	(247)	(251)	(254)	(257)	(258)	(259)	(260)		7
1.29	1.25	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20			
Neptunio	Plutonio	Americio	Curio	Berkelio	Californio	Eistenio	Fermio	Mendelevio	Nobelio	Lawrencio		

o atómico entre paréntesis corresponden al valor del isótopo más estable.

Contenido

Si desea el contenido más detallado, véase la página del inicio de cada sección. También puede remitirse al índice alfabético al final de este Manual del Ingeniero Químico.

	Sección
Tomo I	
Factores de conversión y tablas diversas *Don W. Green*	1
Matemáticas *Arthur E. Hoerl*	2
Datos físicos y químicos *Peter E. Liley, Robert C. Reid, Evan Buck*	3
Tomo II	
Cinética de las reacciones, diseño de reactores y termodinámica *Kuang-Hui Lin, Hendrick C. Van Ness, Michael M. Abbott*	4
Mecánica de fluidos y de partículas *Byron C. Sakiadis*	5
Transporte y almacenamiento de fluidos *Raymond P. Genereaux*	6
Manejo de sólidos a granel y embalaje de sólidos y líquidos *Grantges J. Raymus*	7
Reducción y aumento de tamaño *Richard H. Snow*	8
Tomo III	
Utilización, conversión y conservación de los recursos energéticos *Richard C. Corey, Ezekail L. Clark*	9
Transmisión de calor *James G. Knudsen*	10
Equipos de transferencia de calor *Frank L. Rubin*	11
Psicrometría, enfriamiento por evaporación, refrigeración y proceso criogénicos *Eno Bagnoli, Robert W. Norris, Thomas M. Flynn, Klaus D. Timmerhaus*	12
Tomo IV	
Destilación *J. D. Seader*	13
Transferencia de masa y absorción de gas *William M. Edwards*	14
Extracción de líquido-líquido *Lanny A. Robbins*	15
Adsorción e intercambio iónico *Theodore Vermeulen, M. Douglas LeVan*	16
Procesos modernos de separación *Joseph D. Henry, Jr.*	17
Tomo V	
Sistemas líquido-gas *J. R. Fair*	18
Sistemas líquido-sólido *Shelby A. Miller*	19
Desecación de sólidos y sistemas gas-sólido *Harold F. Porter*	20
Sistemas sólido-sólido y líquido-líquido *William H. Goldberger, Lanny A. Robbins*	21
Tomo VI	
Control de procesos *T. C. Wherry, Jerry R. Peebles*	22
Materiales de construcción *Albert S. Krisher, Oliver W. Siebert*	23
Motores eléctricos y auxiliares *Frank L. Evans, Jr.*	24
Factores económicos de los procesos *F. A. Holland*	25
Manejo de los desperdicios *Anthony J. Buonicore, Louis Theodore*	26
Ingeniería bioquímica *Henry R. Bungay*	27
Índice	vii

Lista de colaboradores

Michael M. Abbott, Ph.D., Department of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute (Sección 4, Termodinámica)

Charles M. Ambler, B.S.Ch.E. (fallecido), Consultant; Director of Chemical Engineering, Sharples Division, Pennwalt Corporation (Sección 19, Centrífugas)

Robert C. Amero, B.S. (jubilado), Staff Engineer, Gulf Science and Technology Company (Sección 9, Combustibles líquidos, Combustión)

Eno Bagnoli, M.S., Senior Research Associate, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 12, Psicrometría)

Richard Barrett, M.S., Projects Manager, Battelle Memorial Institute, Columbus Laboratories (Sección 9, Sistemas de vapor)

Kenneth J. Bell, Ph.D., Regents Professor of Chemical Engineering Oklahoma State University (Sección 10, Diseño térmico de intercambiadores de calor, Condensadores, Recalentadores)

Richard C. Bennett, B.S.Ch.E., Division Manager, Swenson Division, Whiting Corp. (Sección 19, Cristalización a partir de solución)

Evan Buck, M.S.Ch.E., Manager-Process Design Data and Thermodynamics, Central Engineering Department, Union Carbide Corporation (Sección 3, Predicción y Correlación de propiedades físicas)

Henry R. Bungay, Ph.D., Professor of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute (Sección 27, Ingeniería bioquímica)

Anthony J. Buonicore, M.Ch.E., Diplomate, AAEE, President Buonicore-Cashman Associates, Inc. (Sección 26, Manejo de la contaminación del aire)

C. Edward Capes, Ph.D., Senior Research Officer and Head, Chemical Engineering Section, National Research Council, Ottawa, Canada (Sección 8, Aumento de tamaño)

Harold F. Chambers, Jr., Ph.D., Supervisory Mechanical Engineer, Pittsburgh Energy Technology Center, U.S. Department of Energy (Sección 9, Licuefacción del carbón)

Ezekail L. Clark, B.S., Consultant (Sección 9, Gasificación del carbón)

Neil H. Coates,B.S., Department Head, Energy Systems Engineering Department, The MITRE Corporation, Metrek Division (Sección 9, Combustión en lechos fluidificados)

William Corder, M.S., Assistant Vice President, Consolidation Coal Company (Sección 17, Sublimación)

Richard C. Corey, B.S., Department Staff (jubilado) Energy Systems Engineering Department, The MITRE Corporation, Metrek Division (Sección 9, Combustibles sólidos y gaseosos, Combustión, Costos de combustible y energía, Conversión del carbón, Equipos de combustión o cal para procesos, Transporte y regeneración de calor)

B. B. Crocker, S.M., Distinguished Fellow -Engineering, Corporate Engineering Department, Monsanto Company (Sección 18, Separación de fases)

Bruce F. Curran, S.B., Project Manager, Design Division, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Recipientes de almacenamiento y proceso)

Donald A. Dahlstrom, Ph.D., Senior Vice President, Research and Development, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

J. D. Darji, M.S.Ch.E., Senior Technical Consultant, Infilco Degremont Inc. (Sección 19, Equipos de intercambio de iones y adsorción)

William M. Edwards, Ph.D., Senior Staff Research Engineer, Shell Development Company (Sección 14, Transferencia de masa y absorción de gases)

Robert C. Emmett, Jr., B.S.Ch.E., Senior Process Consultant, Technology and Development, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

Frank L. Evans, Jr., B.S.M.E., L.L.B. (fallecido), Editor, *Hydrocarbon Processing*, Gulf Publishing Co. (Sección 24, Unidades motrices para maquinaria de proceso)

J. R. Fair, Ph.D., Professor of Chemical Engineering University of Texas (Sección 18, Contacto gas-líquido)

R. A. Fiedler, B.S.,Ch.E., Manager of Applications-Sedimentation Technology, Dorr-Oliver Inc. (Sección 21, Clasificaciones en húmedo)

Thomas M. Flynn, Ph.S., Consultant, Cryogenic Engineering (Sección 12, Procesos criogénicos)

Willard E. Fraize, Sc.D., Senior Energy Systems Engineer, Energy and Resources Division, The MITRE Corporation, Metrek Division (Sección 9, Cogeneración)

Yuan C. Fu, Ph.D., Proyect Manager, Pittsburgh Energy Technology Center, U.S. Department of Energy (Sección 9, Licuefacción del carbón)

Raymond P. Genereaux, Ch.E. (jubilado), Chemical Engineer, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Transporte y almacenamiento de fluidos)

W. M. Goldberger, D.Ch.E., Director of Research and Development, Superior Graphite Company (Sección 21, Sistemas sólido-sólido)

H.A. Grabowski, B.S., Senior Engineering Consultant, C-E Environmental Systems, Combustion Engineering Inc. (Sección 9, Generadores de vapor)

Joseph B. Gray, Ph.D. (jubilado), Senior Consultant Engineering Department, E. I. du Pont de Nemours and Co. (Sección 19, Agitación de suspensiones de partículas de baja viscosidad)

Don W. Green, Ph.D., Conger-Gabel Distinguished Professor of Chemical and Petroleum Engineering, University of Kansas (Sección 1, Factores de conversión y tablas diversas)

C. Fred Gurnham, D. Eng. Sc., Consultant (Sección 19, Exprimido)

C. Addison Hempstead, B.M.E. (jubilado), Senior Design Consultant, E.I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Tubería de plantas de proceso)

Joseph D. Henry, Jr., Ph.D., Professor and Chairman of Chemical Engineering, West Virginia University (Sección 17, Cristalización a partir de la fusión, Procesos de separación basados principalmente en la acción en un campo, Procesos modernos)

Nevin K. Hiester, Ph.D., Associate Director, Business Intelligence Program, SRI International (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

W. S. Winston Ho, Ph.D., Engineering Associate, Exxon Research and Engineering Company (Sección 17, Procesos por medio de membranas)

Arthur E. Hoerl, M.A., Professor Department of Mathematical Sciences, University of Delaware (Sección 2, Matemáticas y estadísticas)

Richard L. Hoglund, M.S., Chemical Engineer, Union Carbide Corporation-Nuclear Division (Sección 17, Procesos de separación por difusión)

F.A. Holland, D.Sc., Ph.D., Chairman, Department of Chemical Engineering, University of Salford, Salford, England; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers (Sección 25, Factores económicos de los procesos)

Arthur D. Holt, Formerly Consultant, Processing Equipment Division, The Jeffrey Manufacturing Co. (Sección 10, Diseño térmico para el procesamiento de sólidos; (Sección 11, Intercambiadores de calor para sólidos)

Hoyt C. Hottel, S.M., Professor Emeritus of Chemical Engineering, Massachussets Institute of Technology (Sección 10, Radiación)

Arthur E. Humprey, Ph. D., Provost, Lehigh University (Sección 27, Ingeniería bioquímica)

Louis J. Jacobs, Jr., M.S.Ch.E., Director of Corporate Engineering Division, A. E. Staley Manufacturing Company (Sección 19, Filtración)

Eric Jenett, M.S.Ch.E., Manager Process Engineering, Brown & Root, Inc. (Sección 24, Recuperación de potencia de corrientes de líquidos)

T.L.B. Jepsen, M.S., Min.Proc., Mettallurgical Process Engineer, Basic, Inc. (Sección 21, Separación de medios densos)

Brian H. Kaye, Ph.D., Professor of Physics and Director of Institute for Fine Particles Research, Laurentian University (Sección 8, Análisis del tamaño de las partículas)

Gerhard Klein, M.S., Research Engineer, Water Technology Center, University of California, Berkeley (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

Ronald P. Klepper, B.S.Ch.E., Manager, Process Technology, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

Frank S. Knoll, M.S., Min.Proc., President, Carpco, Inc. (Sección 21, Separación electrostática)

James G. Knudsen, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, Oregon State University (Sección 10, Conducción y convección)

Albert S. Krisher, B.S.Ch.E., Senior Fellow, Monsanto Company (Sección 23, Materiales de construcción)

Zdzislaw M. Kurtyka, D.Sc. (fallecido) Formerly, Department of Chemical Engineering. The University of the West Indies, St. Augustine, Trinidad (Sección 13, Azeotropía)

Robert Lemlich, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of Cincinnati (Sección 17, Métodos de separación mediante burbujas de adsorción)

M. Douglas Le Van, Ph.D., Associate Professor of Chemical Engineering, University of Virginia (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

Norman N. Li, Sc.D., Director, Separations Research, UOP, Inc. (Sección 17, Procesos por medio de membranas)

Peter E. Liley, Ph.D., D.I.C., Professor, School of Mechanical Engineering and Center for Information and Numerical Data Analysis and Syntesis, Purdue University (Sección 3, Datos físicos y químicos)

Kuan-Hui Lin, Ph.D., Research Staff Chemical Technology

John J. McKetta, Ph.D., Joe C. Walter Chair, Chemical Engineering, University of Texas (Sección 2, Análisis dimensional)

Ross E. McKinney, Sc.D., N.T. Veatch Professor of Environmental Engineering, University of Kansas (Sección 26, Manejo del agua de desperdicio industrial)

Patrick M. McNeese, B.S., General Manager of Purchasing, Cities Service Oil and Gas Company (Sección 22, Control de procesos)

James O. Maloney, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of Kansas (Sección 21, Sistemas líquido-líquido)

Eugene Mezey, Ph.D., Senior Chemist, Battelle Memorial Institute, Columbus Laboratories (Sección 9, Calentamiento eléctrico)

A. W. Michalson, B. S. Min.E., President, A. W. Michalson Company (Sección 19, Equipos de intercambio de iones y adsorción)

Shelby A. Miller, Ph. D., Senior Chemical Engineer, Argonne National Laboratory (Sección 19, Lixiviación)

Charles J.B. Mitchell, B.S. (jubilado), Principal Consultant, Engineering Service Division, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Bombeo de líquidos y gases)

D. W. Mitchell, Ph.D., Technical Director, Carpco, Inc. (Sección 21, Separación electrostática)

Herbert A. Moak, B.S., Project Engineer, E.I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 11, Aislamiento térmico)

Charles G. Moyers, Jr., Ph.D., Principal Engineer, Union Carbide Corporation-Engineering and Technical Services Division (Sección 17, Cristalización a partir de la fusión)

M. Zuhair Nashed, Ph.D., Professor of Mathematics and Professor of Electrical Engineering, University of Delaware (Sección 2, Generalidades sobre matemáticas)

John Newman, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of California, Berkeley (Sección 17, Separaciones basadas principalmente en la acción en un campo, Teoría de las raciones)

Robert W. Norris, B.S., President Robert W. Norris and Associates, Inc. (Sección 12, Enfriamiento por evaporación, refrigeración)

James Y. Oldshue, Ph.D., Vice President, Mixing Technology, Mixing Equipment Company, Inc. (Sección 19, Agitación de suspensiones de partículas de baja viscosidad)

Carl R. Olson, M.S.E.E., Staff Planning Manager, Industrial Projects Marketing, Westinghouse Electric Corp. (Sección 24, Motores eléctricos y controles de motores)

Bhupendra K. Parekh, Ph.D., Research Specialist, Exxon Minerals Company (Sección 21, Separación de sólidos ultrafinos)

Jerry R. Peebles, M.S., Engineering Associate, Cities Service Oil and Gas Company (Sección 22, Procesos de control)

W.R. Penney, Ph.D., Director of Corporate Process Engineering, A. E. Staley Manufacturing Company (Sección 18, Dispersión de gas en líquido)

Herbert A. Pohl, Ph.D., Professor of Physics, Oklahoma State University (Sección 17, Procesos de separación basados principalmente en la sección en un campo, Electroforesis)

Kent Pollock, Ph.D., Professor of Physics, Oklahoma State University (Sección 17, Procesos de separación, basados principalmente en la acción en un campo, Electroforesis)

Harold F. Porter, B.S. (jubilado), Principal Division Consultant, E.I. du Pont de Nemours and Co. (Sección 20, Desecación de sólidos y sistemas gas-sólido)

Michael E. Prudich, Ph.D., Research Engineer, Gulf Research and Development Company (Sección 17, Procesos modernos de separación sólido-líquido)

Grantges J. Raymus, M.E., M.S., President, Raymus Associates Incorporated, Packaging Consultants; Adjunct Professor and Assistant Director, Center for Packaging Engineering, Rutgers, The State University of New Jersey (Sección 7, Manejo de sólidos a granel y embalaje de sólidos y líquidos)

Robert C. Reid, Sc. D., Professor, Department of Chemical Engineering, Massachusetts Institute of Technology (Sección 3, Predicción y correlación de propiedades físicas)

Lanny A. Robbins, Ph.D., Research Scientist, Dow Chemical Company (Sección 15, Extracción de líquidos; Sección 21, editor de la parte: Sistemas líquido-líquido)

Frank L. Rubin, B.A., B.Ch.E., Engineering Consultant, Practical Heat Transfer Consultants (Sección 11, Intercambiadores de calor de casco y tubo)

Byron C. Sakiadis, Ph.D., Senior Research Fellow, Engineering Technology Laboratory, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 5, Mecánica de fluidos y de partículas)

Adel F. Sarofim, Sc. D., Professor of Chemical Engineering and Assistant Director, Fuels Research Laboratory, Massachusetts Institute of Technology (Sección 10, Radiación)

George A. Schurr, Ph. D., Consultant E.I. du Pont de Nemours and Co. (Sección 20, Desecación de sólidos)

J. D. Seader; Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of Utah (Sección 13, Destilación)

Konrad T. Semrau, M.S., Senior Chemical Engineer, SRI International (Sección 20, Separaciones gas-sólido)

Oliver W. Siebert, B.S.M.E., Senior Fellow, Monsanto Company; Adjunct Professor of Mechanical Engineering, Washington University (Sección 23, Materiales de construcción)

J. H. Silberberg, Ph.D., Assistant Director, Texas Petroleum Research Committee, University of Texas (Sección 2, Análisis dimensional)

Charles E. Silverblatt, M.S.Ch.E., Vice President, Technology and Development, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

Julian C. Smith, B.Chem., Ch.E., Professor of Chemical Engineering, Cornell University (Sección 19, Selección de un separador sólido-líquido)

Richard H. Snow, Ph.D., Director, National Institute for Petroleum and Energy Research (Sección 8, Reducción y aumento de tamaño)

Thomas C. Sorenson, M.B.A., Min.Eng., President, Galigher Ash Ltd. (Canada) (Sección 21, Flotación)

K.S.Spiegler, Ph.D., Professor of Mechanical Engineering Emeritus, University of California, Berkeley (Sección 17, Procesos de separación basados principalmente en la acción en un campo, Electroforesis)

Guggilam C. Sresty, M.S., Senior Engineer, IIT Research Institute(Sección 8, Equipo de trituración y molienda)

F.C. Standiford, M.S., President E. L. Badger Associates, Inc. (Sección 10, Diseño térmico de evaporadores; (Sección 11, Evaporadores)

Paul L. Stavenger, M.S.Ch.E., Director of Technology, Dorr-Oliver Inc. (Sección 21, Clasificaciones en húmedo)

H. Steen-Johnson, M.S.M.E. (jubilado), Chief Staff Engineer, Elliot Co. (Sección 24, Turbinas de vapor)

D. E. Steinmeyer, M.A., M.S., Manager Engineering, Corporate Engineering Department, Monsanto Company (Sección 18, Dispersiones de líquido en gas)

David Stuhlbarg, Ch.E., Heat-Transfer Consultant (Sección 10, Diseño térmico de evaporadores; Sección 11, Serpentines de tanques)

David E. Stutz, B.S., Research Scientist, Batelle Memorial Institute, Columbus Laboratories (Sección 9, Calentamiento eléctrico)

George Tchobanoglous, Ph.D., Professor of Environmental Engineering, University of California at Davis (Sección 26, Manejo de los desperdicios sólidos industriales)

Philip O. Teter, Jr., B.S., Electrical Engineer, Corps of Engineers (Sección 22, Control de procesos)

Rich L. Thelen, B.S., M.E., Vice President, EIE Company, Inc. (Sección 21, Muestreo de sólidos)

Louis Theodore, Sc.D., Professor of Chemical Engineering, Manhattan College (Sección 26, Manejo de los desperdicios)

Klaus D. Timmerhaus, Ph.D., Associate Dean of Engineering, Director of Engineering Research Center, University of Colorado (Sección 12, Procesos criogénicos)

David B. Todd, Ph.D., Technical Director, Plastics Equipment Division, Baker Perkins Inc. (Sección 19, Mezcla de pastas y materiales viscosos)

Robert E. Treybal, Ph.D. (fallecido), Professor and Chairman, Department of Chemical Engineering, University of Rhode Island (Sección 21, Sistema líquido-líquido)

George T. Tsao, Ph.D., Director, Laboratory of Renewable Resource Engineering, Purdue University (Sección 27, Ingeniería bioquímica)

Vincent W. Uhl, Ph. D., Professor of Chemical Engineering, University of Virginia (Sección 10, Recipientes agitados)

Hendrick C. Van Ness, D. Eng., Department of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute (Sección 4, Termodinámica)

Theodore Vermeulen, Ph.D. (fallecido), Professor of Chemical Engineering, Faculty Scientist, Lawrence Berkeley Laboratory, and Director of the Water Technology Center, University of California, Berkeley (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

Edward Von Halle, Ph.D., Chemical Engineer, Union Carbide Corporation-Nuclear Division (Sección 17, Procesos de separación por difusión)

F.A. Watson, M.Sc., Senior Lecturer, Department of Chemical Engineering, University of Salford, Salford, England; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers, (Sección 25, Factores económicos de los procesos)

Ionel Wechsler, M.S.Min. and Met., Vice President, Sala Magnetics, Inc. (Sección 21, Separación magnética)

David F. Wells, B.S., President, David F. Wells and Associates (Sección 20, Sistema de lechos fluidificados)

T.C. Wherry, B.S.E.E., B.S.Ch.E. (jubilado), Vice President, Director of Systems Research, Applied Automation, Inc.; Member Board of Directors (Sección 22, Control de procesos)

J. K. Wilkinson, M.Sc., Senior Lecturer, Department of Chemical Engineering, University of Salford, Salford, England; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers (Sección 25, Factores económicos de los procesos)

Richard E. Worsham, B.S., Region Engineer, Cities Service Oil and Gas Company (Sección 22, Control de procesos)

Roy M. Young, B.S.Ch.E., Process Automation Consultant, R & M Associates, Inc. (Sección 22, Control de procesos)

Prefacio de la sexta edición

En el decenio pasado, la ingeniería química contribuyó, en diversas e importantes maneras, al progreso industrial de todo el mundo. En los métodos de diseño de equipos y procesos se lograron avances considerables. Este progreso se debe, en parte, a factores como el uso cada vez mayor de las computadoras y la disponibilidad de mejores materiales de construcción. El enfoque sobre el aumento de valor de la energía y la necesidad de una mejor administración de los desperdicios fueron factores que también afectaron las decisiones de diseño. Sin embargo, la buena práctica de la ingeniería química aún se basa fundamentalmente en dos aspectos: el empírico y el teórico. Desde la publicación de la quinta edición se realizaron contribuciones importantes en los dos aspectos anteriores. Por este motivo, cada una de las 25 secciones de la quinta edición se revisaron y actualizaron y, en algunas áreas (como por ejemplo, economía, destilación, extracción y absorción), las secciones se volvieron a escribir en su totalidad. Por otra parte, se agregaron dos secciones nuevas para incorporar las tecnologías que surgieron en dicho decenio, es decir, la bioingeniería y la administración de desperdicios.

En el *Manual del Ingeniero Químico* se modificó el método de manejo de unidades. La mayoría de los ingenieros están conscientes que en gran parte del mundo se utilizan las unidades SI; sin embargo, en Estados Unidos todavía se usan las unidades U.S. (pero existe una tendencia definitiva en este país hacia una mayor aplicación de las unidades SI). Con objeto de complacer a los diferentes usuarios, este *Manual del Ingeniero Químico* se ha escrito, hasta donde ha sido posible, en ambos sistemas. Las tablas y figuras que se revisaron de ediciones anteriores, no se volvieron a redactar o dibujar, porque hacerlo no sería práctico. Por lo general, las tablas y figuras nuevas se presentan en unidades SI y, en algunos casos, en ambos sistemas de unidades. Sin embargo, en todos los casos, junto con las figuras y tablas se proporcionan los factores de conversión necesarios. Los números que aparecen en el texto se dan tanto en unidades SI como U.S. y las constantes dimensionales que aparecen en varias ecuaciones empíricas también se especifican en ambos sistemas de unidades. En general, los editores consideran que el *Manual del Ingeniero Químico* lo pueden utilizar las personas que trabajan con cualquiera de los dos sistemas de unidades.

Numerosas personas colaboraron en la preparación de esta edición. Los editores agradecen en particular la asistencia de Wanda S. Dekat, Georgea L. de Medina y Guy L. Green, quienes realizaron la tediosa tarea de preparar el índice. La asistencia secretarial de mecanografía estuvo a cargo de Jill A. Schoeling y Ruth R. Sleeper.

Los editores agradecen especialmente las contribuciones de Raymond Genereaux, editor de la sección 6, "Transporte y almacenamiento de fluidos", quien ha sido la única persona que ha participado en la preparación de las seis ediciones del *Manual del Ingeniero Químico*. Se aprecian sus esfuerzos y compromisos en todos estos años de colaboración con el *Manual del Ingeniero Químico*.

La muerte repentina de Bob Perry, durante la preparación de esta edición, fue una pérdida irreparable. Él estaba profundamente comprometido con la continuación del *Manual del Ingeniero Químico* y la calidad representada por la tradición de este libro. Se le extraña.

De igual manera lamentamos la pérdida de Frank L. Evans Jr. y Theodore Vermeulen, editores de las secciones 24 y 16, respectivamente, quienes realizaron contribuciones invaluables al *Manual del Ingeniero Químico*.

DON W. GREEN

Sistemas Líquido-gas

J. R. Fair, Ph.D., P.E., *Professor of Chemical Engineering, University of Texas: Miembro del American Institute of Chemical Engineers; Member, American Chemical Society, American Society for Engineering Education. (Editor de la Sección Contacto gas-líquido)*

D. E. Steinmeyer, M.A., M.S., P.E., *Manager, Engineering, Corporate Engineering Department, Monsanto Company; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Chemical Society. (Dispersiones líquido en gas)*

W. R. Penney, Ph.D., P.E., *Director of Corporate Process Engineering, E. A. Staley Manufacturing Company; Member, American Institute of Chemical Engineers. (Dispersiones gas en líquido)*

B. B. Crocker, S.M., P.E., *Miembro distinguido de Engineering, Corporate Engineering Department, Monsanto Company; Miembro del American Institute of Chemical Engineers; Member, Air Pollution Control Association. (Separación de fases)*

INTRODUCCIÓN

CONTACTO GAS-LÍQUIDO

Columnas de platos . . . 18-3
Tipos de platos . . . 18-3
Capacidad de una columna de platos . . . 18-6
Configuraciones de platos . . . 18-8
Caída de presión . . . 18-9
Inversión de fase . . . 18-13
Arrastre . . . 18-14
Eficiencia del plato . . . 18-15
Columnas empacadas . . . 18-21
Introducción . . . 18-21
Columnas empacadas en comparación con las de platos . . . 18-21
Hidráulica de columnas empacadas . . . 18-22
Inundación y carga . . . 18-24
Caída de presión . . . 18-26
Platos de soporte . . . 18-27
Retención de líquido . . . 18-28
Distribución de líquido . . . 18-29
Mala distribución . . . 18-31
Efectos terminales . . . 18-33
Área interfacial . . . 18-33
Transferencia en fase líquida . . . 18-34
Transferencia en fase gaseosa . . . 18-37
Comportamiento de varios sistemas y empaques . . . 18-39
Aplicaciones de destilación . . . 18-44
Contactores de líquido disperso . . . 18-44
Introducción . . . 18-44
Aplicaciones de transferencia de calor . . . 18-44
Modelo teórico de transferencia . . . 18-45
Método empírico: rocíos . . . 18-45
Método empírico: platos con deflectores . . . 18-46
Columnas de pared mojada . . . 18-46
Factores económicos de columnas gas-líquido . . . 18-48
Costo de componentes internos . . . 18-48
Costo de la columna . . . 18-50

Platos en comparación con empaques 18-50
Optimización 18-50

DISPERSIÓN DE FASES

Dispersiones de líquido en gas 18-52
Fraccionamiento en columna de líquido 18-52
Fraccionamiento en lámina de líquido 18-53
Fraccionamiento en gotitas 18-53
Toberas de aspersión (atomizadores) 18-54
Toberas de presión 18-54
Efecto de las propiedades físicas 18-54
Efecto del gasto, la caída de presión y el diámetro del orificio 18-57
Efecto del ángulo de rocío 18-57
Atomizadores giratorios 18-57
Atomizadores de dos fluidos 18-57
Distribución de tamaños de gotitas 18-58
Arrastre debido al burbujeo de gas a través de un líquido 18-58
Condensación de niebla 18-60
Dispersiones gas en líquido 18-61
Objetivo de la dispersión de gas 18-62
Teoría de la formación de burbujas y espuma 18-62
Características de la dispersión 18-65
Métodos de la dispersión de gas 18-66
Selección de equipos 18-72
Efectos posibles de los fenómenos interfaciales 18-74

SEPARACIÓN DE FASES

Sistemas continuos en fase gaseosa 18-77
Definiciones: neblina y rocío 18-77
Muestreo de gases 18-78
Análisis del tamaño de partícula 18-78
Mecanismos de recolección 18-78
Procedimientos para el diseño y selección de dispositivos de recolección 18-78
Equipos de recolección 18-80
Requerimientos de energía para la eficiencia de la impactación por inercia 18-91
Recolección de neblinas finas 18-91
Eliminadores de neblina a base de fibras 18-91
Precipitadores electrostáticos 18-92
Recolectores mejorados eléctricamente 18-92
Crecimiento y nucleación de la partícula 18-93
Otros recolectores 18-93
Sistemas continuos en fase líquida 18-93
Tipos de dispersiones de gas en líquido 18-93
Separación de sistemas inestables 18-94
Separación de la espuma 18-94
Técnicas físicas antiespumantes 18-95
Técnicas químicas antiespumantes 18-96
Prevención de la espuma 18-97
Control automático de la espuma 18-97

Nomenclatura y unidades

En esta lista se definen, en forma general, los símbolos utilizados en esta sección y se dan las unidades adecuadas SI y las usuales en Estados Unidos. Las unidades son especialmente aplicables a los grupos dimensionales de las variables y a las ecuaciones congruentes dimensionalmente (es decir, las que no tienen constantes dimensionales especializadas). Las definiciones de las variables específicas se denotan por medio de subíndices, por ejemplo, los que están dados en el punto en que se aplican en la sección. Algunos de los símbolos utilizados en la sección se definen exclusivamente para el punto de aplicación. *Siempre que se definan unidades en el texto, esas unidades deben utilizarse en vez de las que aparecen en esta tabla.*

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
A	Área	m^2	ft^2
a	Área interfacial por unidad de volumen	m^2/m^3	ft^2/ft^3
C	Calor específico	J/(kg · K)	Btu/(lb · °F)
c	Calor específico	J/(kg · K)	Btu/(lb · °F)
D	Diámetro	m	ft
D	Coeficiente de difusión o difusividad	m^2/s	ft^2/h
d	Diámetro, tamaño	m	ft
E	Eficiencia	Adimensional	Adimensional
G	Velocidad de masa o gasto del gas	$kg/(s \cdot m^2)$	$lb/(h \cdot ft^2)$
g	Constante de la gravedad	9.807 $m \cdot s^{-2}$	32.18 $ft \cdot s^{-2}$
g_c	Factor de conversión	1.0 $(kg \cdot m)/(N \cdot s^2)$	32.2 $(lb \cdot ft)/(lbf \cdot s^2)$
H	Altura	m	ft
H	Altura de una unidad de transferencia	m	ft
h	Longitud, altura	m	ft
h	Coeficiente de transferencia de calor	$J/(s \cdot m^2 \cdot K)$	$Btu/(h \cdot ft^2 \cdot °F)$
k	Conductividad térmica	J/(m · s · K)	Btu/(ft · h · °F)
k	Coeficiente de transferencia de masa	Definido en el texto	Definido en el texto
L	Velocidad de masa o gasto del líquido	$kg/(s \cdot m^2)$	$lb/(h \cdot ft^2)$
L	Longitud	m	ft
M	Peso molecular	kg/(kg · mol)	lb/(lb · mol)
N	Número de etapas o platos	Adimensional	Adimensional
N	Velocidad	1/s	1/s
N_{Ca}	Número de capilaridad	Adimensional	Adimensional
N_{Fr}	Número de Froude	Adimensional	Adimensional
N_{Pe}	Número de Péclet	Adimensional	Adimensional
N_{Pr}	Número de Prandtl	Adimensional	Adimensional
N_{Re}	Número de Reynolds	Adimensional	Adimensional
N_{Sc}	Número de Schmidt	Adimensional	Adimensional
N_{We}	Número de Weber	Adimensional	Adimensional
P	Presión	kPa	lbf/in²
Q	Velocidad o gasto volumétrico de flujo	m^3/s	ft^3/s
q	Velocidad de flujo	m^3/s	ft^3/s
T	Temperatura	°C, K	°F, °R
t	Tiempo	s	s, h
U	Velocidad del gas o líquido	m/s	ft/s
u	Velocidad del gas o líquido	m/s	ft/s
V	Velocidad	m/s	ft/s
V	Volumen	m^3	ft^3
x	Fracción de la fase líquida, masa o mol	Adimensional	Adimensional
y	Fracción de la fase vapor, masa o mol	Adimensional	Adimensional
Z	Longitud, altura	m	ft

Símbolos griegos

α	Difusividad térmica	m^2/s	ft^2/h
Γ	Velocidad de flujo por unidad de circunferencia	kg/(s · m)	lb/(ft · s)
μ	Viscosidad	Pa · s	lb/(ft · s)
γ	Viscosidad cinemática	m^2/s	ft^2/s
ρ	Densidad	kg/m^3	lb/ft^3
σ	Tensión superficial o interfacial	mN/m	dinas/cm

s símbolos utiliza-
l punto de aplica-
as unidades deben

Unidades usuales en Estados Unidos
ft^2
ft^2/ft^3
Btu/(lb · °F)
Btu/(lb · °F)
ft
ft/h
ft
Adimensional
lb/(h · ft^2)
32.18 ft/s^2
32.22 (lb · ft)/(lbf · s^2)
ft
ft
ft
Btu/(h · ft^2 · °F)
Btu/(ft · h · °F)
Definido en el texto
lb/(h · ft^2)
ft
lb/(lb · mol)
Adimensional
1/s
Adimensional
Adimensional
Adimensional
Adimensional
Adimensional
Adimensional
Adimensional
Adimensional
lbf/in^2
ft^3/s
ft^3/s
°F, °R
s, h
ft/s
ft/s
ft/s
ft^3
Adimensional
Adimensional
ft
ft^2/h
lb/(s · ft)
lb/(ft · s)
ft^2/s
lb/ft^3
di.nas/cm

INTRODUCCIÓN

Los sistemas de contacto líquido-gas se utilizan para la transferencia de masa, calor y cantidad de movimiento entre las fases, con las limitaciones del equilibrio físico y químico. Los equipos de procesamiento para esos sistemas se diseñan para realizar las operaciones apropiadas de transferencia con un consumo mínimo de energía e inversiones de capital.

En esta sección se hará hincapié en la transferencia de masa. Algunos sistemas típicos de líquido-gas para transferencia de masas son:

Destilación	Evaporación
Vaporización instantánea (*Flashing*)	Humidificación
Rectificación	Deshumidificación
Absorción	Condensación parcial o desflemación
Desorción o agotamiento	Secado por aspersión

La destilación es la separación de los constituyentes de una mezcla líquida mediante la vaporización parcial de la mezcla y la recuperación por separado del vapor y los residuos. El proceso de la vaporización suele ser de naturaleza distinta.

La vaporización instántanea es un proceso de destilación en la cual el vapor total extraído se acerca al equilibrio con el líquido residual.

Rectificación es la separación de los elementos que constituyen una mezcla líquida mediante destilaciones sucesivas (vaporizaciones parciales y condensaciones) y se obtiene mediante un proceso integral o diferencial. Este procedimiento permite obtener separaciones en componentes realmente puros.

Agotamiento o desorción es la transferencia de un gas, disuelto en un líquido, a una corriente de gas. El término se aplica también a la sección de una columna fraccionadora que se encuentra por debajo del plato de alimentación.

Absorción es la transferencia de un componente soluble de una mezcla en fase gaseosa a un absorbente líquido, cuya volatilidad es baja en las condiciones de proceso.

La evaporación se refiere generalmente a la separación de agua mediante la vaporización de soluciones acuosas de sustancias no volátiles.

La humidificación y la deshumidificación se refieren a la transferencia de agua entre una corriente de gas y una corriente de agua.

La desflemación o condensación parcial se refiere al proceso mediante el cual se enfría una corriente de vapor a una temperatura deseada, de modo que una parte de los componentes menos volátiles de la corriente se retiren del vapor por condensación.

El secado por aspersión es una extensión del proceso de evaporación en el cual se retira casi todo el líquido de una solución de un sólido no volátil en un líquido.

En común, todos esos procesos son operaciones de transferencia de masa líquido-gas y, por tanto, requieren un trato similar en lo que se refiere al equilibrio de fases y la cinética de la transferencia de masa. El análisis dinámico del fluido del equipo utilizado para la transferencia también es similar para muchos tipos de sistemas de proceso líquido-gas.

Los equipos de proceso que se utilizan para contactos líquido-gas se basan en una combinación de principios de operación de las tres categorías.

Tipo de flujo de las corrientes
- A contracorriente
- A corriente paralela
- Flujo cruzado

Mecanismo bruto de transferencia
- Diferencial
- Integral

Fase continua
- Gas*

Líquido

En la tabla 18-1 se indica la combinación de las características que se utilizan en los diversos tipos de equipos de proceso.

* En esta sección se utilizan como sinónimos los términos "gas" y "vapor". El último se emplea con frecuencia en la destilación, en donde la fase gas se representa por medio de un vapor en equilibrio.

TABLA 18-1 Características de sistemas líquido-gas

Designación del equipo	Tipo de flujo	Mecanismo	Fase continua	Aplicaciones de proceso primario
Columna de platos	Flujo cruzado, a contracorriente	Integral	Líquido y/o gas	Absorción, rectificación, agotamiento
Columna empacada	A contracorriente, a corriente paralela	Diferencial	Líquido y/o gas	Absorción, rectificación, agotamiento, humidificación, deshumidificación
Columnas de pared mojada (película descendente).	A contracorriente, a corriente paralela	Diferencial	Líquido y/o gas	Absorción, rectificación, agotamiento, evaporación
Cámara de aspersión	A corriente paralela, con flujo cruzado, a contracorriente	Diferencial	Gas	Absorción , agotamiento, humidificación, deshumidificación
Intercambiador de calor	A corriente paralela, a contracorriente	Diferencial	Gas	Evaporación, desflemación
Recipiente agitado	Mezcla completa	Integral	Líquido	Absorción
Mezclador de líneas	A corriente paralela	Diferencial	Líquido o gas	Absorción, agotamiento contracorriente

CONTACTO GAS-LÍQUIDO

COLUMNAS DE PLATOS

Tipos de platos Las columnas de platos que se utilizan para el contacto líquido-gas se pueden clasificar según el tipo de flujo en sus dispositivos internos de contacto:

1. Platos de flujo cruzado
2. Platos de flujo a contracorriente.

El plato de flujo cruzado (Fig. 18-1*a*) utiliza un ducto descendente para líquidos y se emplea más que el plato a contracorriente (Fig. 18-1*b*), debido a ventajas de eficiencia de transferencia y al intervalo opera-

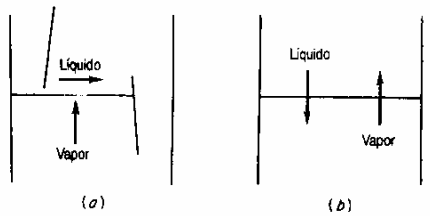


FIG. 18-1 *a*) Plato de flujo cruzado (vista lateral). *b*) Plato a contracorriente (vista lateral).

cional que es más amplio. El patrón de flujo de líquido en un plato de flujo cruzado se puede controlar mediante la instalación de ductos descendentes para alcanzar la estabilidad que se desea y una buena eficiencia de transferencia. En la figura 18-2 se muestran configuraciones de flujo que se usan comúnmente. En la tabla 18-2 se da una guía para la selección provisional de patrones de flujo.

Se debe observar que la fracción de área transversal de la columna disponible para los dispersadores de gas (orificios y cachuchas de burbujeo) disminuye cuando se utiliza más de un ducto descendente. Así, el diseño óptimo del plato incluye un equilibrio entre el acomodo del flujo de líquido y el empleo eficiente de la sección transversal para el flujo del gas.

La mayor parte de los nuevos diseños de platos de flujo cruzado utilizan perforaciones para dispersar el gas en el líquido sobre los platos. Esas perforaciones pueden ser orificios redondos simples o contener "válvulas" móviles con orificios variables sin forma circular. Esos platos perforados se denominan platos de malla (Fig. 18-3) o platos de válvulas (Fig. 18-4). Para los platos de malla, se evita que el líquido fluya por las perforaciones por la acción de circulación del gas; de ese modo, cuando el flujo de gas es bajo, es posible que parte del líquido o todo se drene por las perforaciones y, en efecto, por las partes de desviación (*by-pass*) de la zona de contacto. El plato de válvulas se diseña para minimizar este drenaje o "purga", puesto que la válvula tiende a cerrarse cuando baja el flujo de gas, de modo que el área total varía para mantener un balance dinámico de presión en el plato.

Históricamente, el dispersador de gas más común para platos de flujo cruzado fue la cachucha de burbujeo. Este dispositivo tiene un sello incluido que impide el drenaje de líquido con bajos flujos de gas. En la

TABLA 18-2 Selección del patrón de flujo en plato de flujo cruzado

Diámetro estimado de la torre, Ft	Intervalo de capacidades del líquido, gal/min			
	Flujo inverso	Flujo cruzado	Doble paso	Doble paso en cascada
3	0-30	30-200		
4	0-40	40-300		
6	0-50	50-400	400-700	
8	0-50	50-500	500-800	
10	0-50	50-500	500-900	900-1400
12	0-50	50-500	500-1000	1000-1600
15	0-50	50-500	500-1100	1100-1800
20	0-50	50-500	500-1100	1100-2000

Bolles, capítulo 14 en la obra de Smith, *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, New York, 1963. Para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048; para convertir galones por minuto en decímetros cúbicos por segundo (litros por segundo), multiplíquese por 0.6309; y para convertir galones por minuto en metros cúbicos por segundo, multiplíquese por 6.309×10^{-5}.

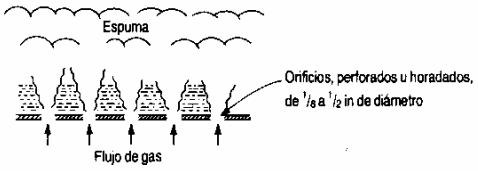


FIG. 18-3 Dispersores de plato perforado. Para convertir pulgadas en milímetros, múltipliquese por 25.4.

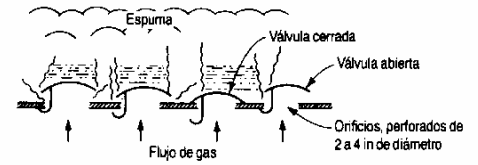


FIG. 18-4 Dispersores de plato de válvula. Para convertir pulgadas en milímetros, multipliquese por 25.4.

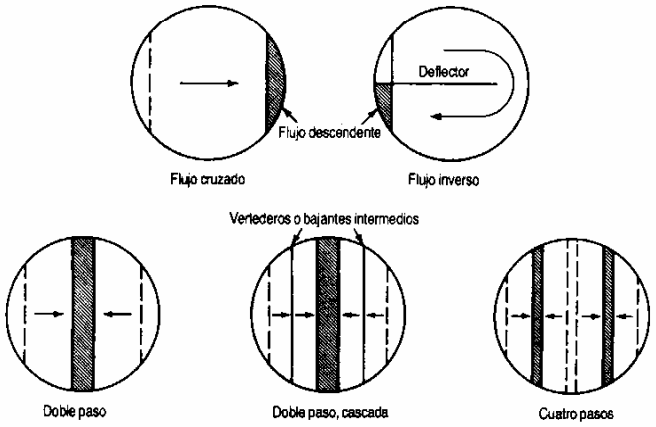


FIG. 18-2 Patrones comunes de flujo de líquido, platos de flujo cruzado (Smith, *Design of Equilibrium Stage Proceses*. McGraw-Hill, New York, 1963).

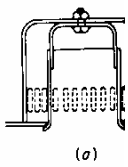


FIG. 18-5 *a*) Tapa ci

figura 18-5 se mues
hacia arriba por un e
pasa hacia abajo por
mente, entra al líqui
en el lado inferior de

Las cachuchas de
dispersadores de pl
cuando fueron desp
vulas. Se emplearo
burbujeo (y, por co
operación); pero, e
acampanadas de 3 a

En los platos a co
mas aberturas. Por
suelen ser perforaci
($^1/_8$ a $^1/_2$ in) (plato d
13 mm ($^1/_4$ a $^1/_2$ in)
corrugar (plato Rip
de líquido. En gene
el fin de que por un
intermitente.

Otro plato a con
contacto de gases co
tor (*baffle*) o "platal
plato tiene forma de
del flujo de líquido.
desborda del plato y
en el plato, para me

El plato deflecto
continua y se utiliza
de calor.

En resumen, el pl
to de malla") es el
nuevos diseños. En
cos de ese plato. Se
h_{t1}, h_f, h_{em} y h_t se re
líquido + espuma, y
plato. Para la vista
guen: A_t = sección

FIG. 18-6 Plato def

en plato

uido, gal/min

le o	Doble paso en cascada
00	
00	
00	900-1400
000	1000-1600
100	1100-1800
100	1100 2000

quilibrium Stage Pro-
es en metros, multiplí-
ecímetros cúbicos por
y para convertir galo-
uese por 6.309×10^{-5}.

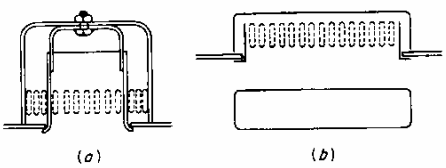
perforados u horadados,
g in de diámetro

tir pulgadas en milíme-

ada
Válvula abierta

Orificios, perforados de
2 a 4 in de diámetro

tir pulgadas en milíme-



(*a*) (*b*)

FIG. 18-5 *a*) Tapa circular o de cachucha. *b*) Tapa de túnel.

figura 18-5 se muestran cachuchas típicas de burbujeo. El gas fluye hacia arriba por un elevador central, invierte el flujo bajo la cachucha, pasa hacia abajo por el anillo entre el elevador y la cachucha y, finalmente, entra al líquido por una serie de aberturas o "ranuras" situadas en el lado inferior de la cachucha.

Las cachuchas de burbujeo se utilizaron casi exclusivamente como dispersadores de platos de flujo cruzado hasta, más o menos, 1950, cuando fueron desplazadas por los orificios simples o del tipo de válvulas. Se emplearon muchas variedades de diseño de cachuchas de burbujeo (y, por consiguiente, se encuentran en muchas columnas en operación); pero, en la mayoría de los casos, se utilizaban cubiertas acampanadas de 3 a 6 in.

En los platos a contracorriente, el líquido y el gas fluyen por las mismas aberturas. Por tanto, no hay ductos descendentes. Los orificios suelen ser perforaciones redondas simples en el intervalo de 3 a 13 mm ($^1/_8$ a $^1/_2$ in) (plato de flujo doble) o ranuras largas con anchuras de 6 a 13 mm ($^1/_4$ a $^1/_2$ in) (plato Turbogrid). El material del plato se puede corrugar (plato Ripple) para segregar parcialmente el flujo de gas y el de líquido. En general, el gas y el líquido fluyen con pulsaciones, con el fin de que por una abertura dada pasen el gas y el líquido de modo intermitente.

Otro plato a contracorriente que se utiliza con frecuencia para el contacto de gases con líquidos que contienen sólidos es el plato deflector (*baffle*) o "plataforma de aspersión" (Fig. 18-6). De modo usual, el plato tiene forma de media luna y una ligera inclinación en el sentido del flujo de líquido. El gas entra en contacto con el líquido cuando se desborda del plato y se puede emplear un vertedero o un borde dentado en el plato, para mejorar la distribución del líquido en la aspersión.

El plato deflector funciona con líquido disperso y gas como fase continua y se utiliza primordialmente en aplicaciones de transferencia de calor.

En resumen, el plato perforado con flujo cruzado de líquido (el "plato de malla") es el tipo que se especifica con mayor frecuencia en los nuevos diseños. En la figura 18-7 se muestran diagramas esquemáticos de ese plato. Se dan conceptos de nomenclatura, donde las alturas h_{fl}, h_f, h_{fow} y h_f se refieren a la entrada de líquido espuma, la salida de líquido + espuma, y el equivalente del claro promedio del líquido en el plato. Para la vista plana, los términos de superficies son los que siguen: A_t = sección transversal total de la torre: A_a = área activa; A_d =

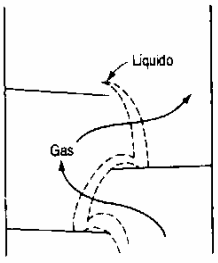
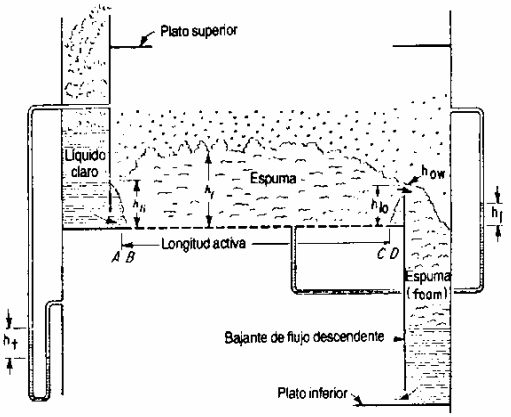
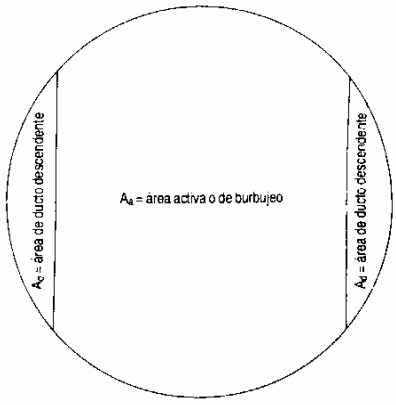


FIG. 18-6 Plato deflector (*baffle*) (plataforma de rociado).



vista en elevación



Vista plana

FIG. 18-7 Diagrama de plato de malla. (Smith, *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, New York, 1963).

área de un ducto descendente; A_n = área neta de flujo de vapor (por lo general la sección transversal total menos el área bloqueada por los bajantes); A_h = área de orificios o perforaciones. Para el plato simple de flujo cruzado que se muestra, se tiene

$$A_t = A_a + 2A_d$$

$$A_n = A_a + A_d = A_t - A_d$$

Cuando los ductos descendentes tienen inclinación o cuando las perforaciones no ocupen esencialmente toda la superficie entre ductos descendentes, no se aplicarán estas relaciones simples. Sin embargo, su adaptación resultará evidente por las formas geométricas que se utilicen.

El término "espuma" de la figura 18-7 sugiere aireación, en la que la fase líquida es continua. En ciertas condiciones puede darse una inversión al régimen de gas continuo, o "rocío". Los límites de fase del rocío son equivalentes a los límites de la espuma, mostrada en la figura 18-7.

Capacidad de una columna de platos

Introducción La capacidad máxima permisible de un plato para manejar flujos de gas y líquido tiene una importancia primordial, porque fija el diámetro mínimo posible de la columna. Para un flujo constante de líquido, el aumento del flujo de gas da como resultado un arrastre excesivo y una **inundación**. En el punto de inundación es difícil obtener un flujo descendente neto de líquido y el líquido que se alimente a la columna se irá con el gas superior. Además, aumenta el inventario de líquido de la columna, la caída de presión en la columna se hace muy grande y el control resulta difícil. El diseño racional exige que se trabaje con un margen seguro por debajo de esa condición máxima permisible.

También se puede producir una inundación al incrementar el flujo de líquido y mantener constante el de gas. El flujo excesivo de líquido puede superar la capacidad de las bajantes u otros pasajes, con el resultado final de que aumenta el inventario de líquido, se incrementa la caída de presión y se presentan otras de las características de una columna inundada.

Por lo común, esos dos tipos de inundación se toman en cuenta por separado al evaluar la capacidad de una columna de platos. Con fines de identificación, se denominan **inundación de arrastre** e **inundación de bajantes**. Cuando cualquiera de esos tipos de inundación destruye la acción de contracorriente, se pierde la eficiencia de transferencia y se sobrepasan los límites razonables del diseño.

La capacidad mínima permisible de una columna se determina por medio de la necesidad de dispersión eficaz y contacto de las fases. Los distintos tipos de platos tienen diferencias en su capacidad para permitir flujos bajos de gas y líquido. Un plato de malla de flujo cruzado puede funcionar con un flujo reducido de gas hasta un punto en el cual el líquido se drena por las perforaciones y la dispersión de gas es inadecuada para obtener una buena eficiencia. Los platos de válvulas pueden trabajar con índices de gas muy bajos, debido al cierre de las válvulas. Por su parte, los platos de cachucha de burbujeo pueden funcionar con flujos de gas muy bajos, debido a su dispositivo sellador. Todos los dispositivos tienen un flujo mínimo de gas bien definido, por debajo del cual hay una dispersión inadecuada para obtener un contacto íntimo. De modo similar, hay flujos mínimos de líquido por debajo de los cuales no es posible una buena distribución, aun cuando los platos de flujo inverso (Fig. 18-2) pueden aceptar flujos de líquido extremadamente bajos.

Las torres de platos a contracorriente funcionan con las mismas restricciones de arrastre excesivo, capacidad de flujo descendente y dispersión eficaz. En la figura 18-8 se muestra un diagrama de capacidad cualitativa para todos los dispositivos de platos. La forma y la amplitud de la zona de operación satisfactoria en la figura 18-8, varían según el tipo de dispositivo de platos. Como ejemplo específico, en la figura 18-9 se dan datos reales de prueba para dispositivos comunes de flujo cruzado. Es evidente el efecto de una dispersión mala del gas sobre la

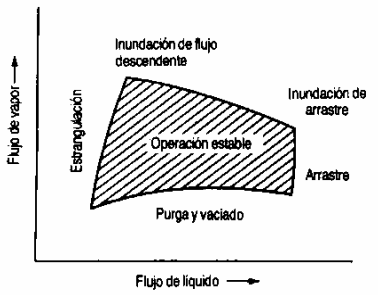


FIG. 18-8 Región de operación estable, platos. (Smith, *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, New York, 1963).

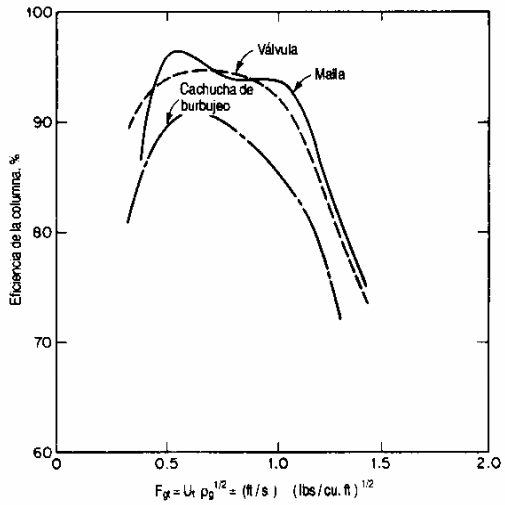


FIG. 18-9 Perfiles de comportamiento para platos. Metanol-agua, columna de 3.2 ft de diámetro; U_t = velocidad superficial del gas; ρ_g = densidad del gas. Para convertir (ft por segundo)(libras por ft cúbico)$^{1/2}$ en (metros por segundo) (kilogramos por metro cúbico)$^{1/2}$, multiplíquese por 1.2199; para convertir ft en metros, multiplíquese por 0.3048. (Fuente: Kastanek y colaboradores, *Proc. Int. Symp. Distill.*, Brighton, England, 1969; Institution of Chemical Engineers, London, 1969.)

eficiencia del plato. De modo similar, con flujos elevados de gas, el arrastre causa una pérdida de eficiencia.

El parámetro de la abscisa de la figura 18-9 es un término de energía cinética de fase gaseosa, el "factor F", que se utiliza a menudo con fines de correlación:

$$F_{gt} = U_t \rho_g^{0.5}$$

en donde U_t = velocidad superficial del gas, basada en el área total de la torre A_t, m/s (o ft/s como en la Fig. 18-9).
ρ_g = densidad de gas, kg/m^3 (o lb/ft^3 como en la Fig. 18-9).

Se observó que el punto de inundación de los dispositivos que se muestran en la figura 18-9 se encuentran en el intervalo de F_{gt} = 1.4 a 1.6 (ft/s)(lb/ft^3)$^{1/2}$.

Inundación de arrastre Los primeros trabajos de Souders y Brown [*Ind. Eng. Chem.*, **26**, 98 (1934)], basados en un balance de fuerzas sobre una gotita "promedio" de líquido suspendido, llevaron a la definición de un parámetro de capacidad C_{sb}:

$$C_{sb} = U_n \sqrt{\rho_g / (\rho_\ell - \rho_g)} \qquad (18\text{-}1)$$

en donde U_n = velocidad lineal del gas, basada en el área neta A_n, m/s (o ft/s como en la Fig. 18-10)
ρ_g = densidad de gas, kg/m^3 (o lb/ft^3)
ρ_ℓ = densidad de líquido, kg/m^3 (o lb/ft^3)

Para los platos de flujo cruzado, el área neta es la sección de la columna menos el área bloqueada por la o las bajantes. Para un plato de paso simple con deflector (*baffle*) de salpicaduras (Fig. 18-7), el área de las dos bajantes se debe deducir de la sección de la torre para obtener el área neta. Para los platos a contracorriente, el área neta es la sección transversal de la columna.

Los valores máximos permisibles del parámetro de capacidad $C_{sb,\text{inund}}$ se han correlacionado con un parámetro de flujo $F_{\ell g}$ como se

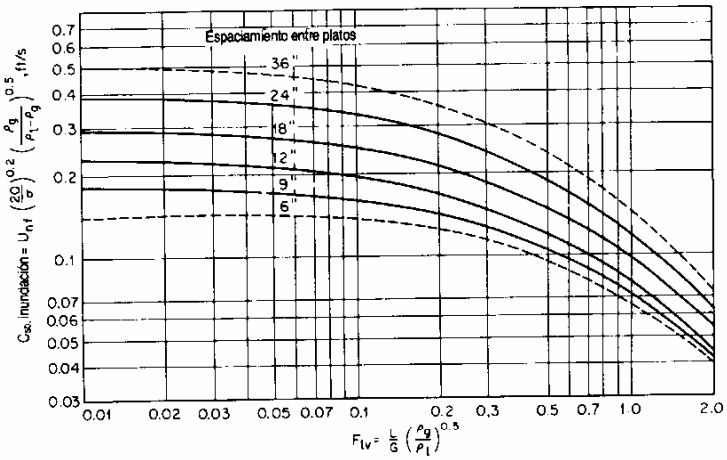


FIG. 18-10 Límites de inundación para platos perforados y de cachuchas. L/G = relación de masa de líquido-gas en el punto que se estudia. Para convertir ft por segundo en metros por segundo, multiplíquese por 0.3048; para convertir in (símbolo ") en metros, multiplíquese por 0.0254. [Fair, *Petro/Chem. Eng.* **33**(10), 45 (septiembre de 1969).]

muestra en la figura 18-10. Esta figura se puede utilizar para platos perforados o de malla, platos de válvulas y platos de cachuchas de burbujeo, para determinar la velocidad del gas de inundación:

$$U_{nf} = C_{sb,\ \text{inundación}}\left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0.2}\left(\frac{\rho_\ell - \rho_g}{\rho_g}\right)^{0.5} \qquad (18\text{-}2)$$

en donde U_{nf} = velocidad del gas por el área neta en la inundación, m/s (o ft/s como en la Fig. 18-10)
$C_{sb,\ inund}$ = parámetros de capacidad (Fig. 18-10) m/s (o ft/s)
σ = tensión superficial del líquido, mN/m (dinas/cm)
ρ_ℓ = densidad del líquido, kg/m^3 (o lb/ft^3)
ρ_g = densidad del gas, kg/m^3 (o lb/ft^3)

En la figura 18-10 se dan velocidades de gas con inundación hasta 10%, con las restricciones que siguen:

1. El sistema produce poca o ninguna espuma.
2. La altura del vertedero es de menos del 15% del espaciamiento de los platos.
3. Las perforaciones de los platos de malla tienen un diámetro de 13 mm ($^1/_2$ de in), o menos.
4. La relación de la ranura (cachucha de burbujeo), la perforación (malla) o la abertura completa de la válvula (plato de válvulas) A_h respecto al área activa A_a es de 0.1, o mayor. De otro modo, se debe corregir el valor de U_{nf} obtenido a partir de la figura 18-10:

A_h/A_a	U_{nf}/U_{nf}
0.10	1.00
0.08	0.90
0.06	0.80

en donde A_h = área total de ranuras, perforaciones o válvulas abiertas en el plato.

Para platos a contracorriente, como los de flujo doble o los Turbogrid, se pueden utilizar las curvas de la figura 18-10 para superficies abiertas de 20% o mayores. Las placas con un 15% de superficie abierta tienen, aproximadamente, 85% de los valores de la curva y no se recomiendan áreas abiertas de menos del 15%. Obsérvese que el término área neta [Ec. (18-1)] para columnas a contracorriente es igual que el área total de corte transversal. Para columnas de platos a contracorriente del tipo de deflectores (*baffles*) segmentados, con corte del 50%, los valores permisibles de C_{sb} son de, aproximadamente, 15% mayores que los que se muestran en la figura 18-10, cuando los espaciamientos verticales de los deflectores son iguales que los espaciamientos de los platos que se muestran.

Purgas Se produce un flujo de líquido por las perforaciones del plato de malla cuando la caída de presión de gas a través de las perforaciones no es suficiente para crear una superficie de burbujeo y soportar la carga estática de la espuma sobre las perforaciones. Las purgas pueden ser perjudiciales porque el líquido tiende a poner en cortocircuito las zonas de contacto primario. Por otra parte, tiene lugar cierta transferencia de masa A y del líquido de purga. La práctica habitual consiste en efectuar diseños que no permitan que se produzcan purgas, basándose en correlaciones como la que se muestra en la figura 18-11.

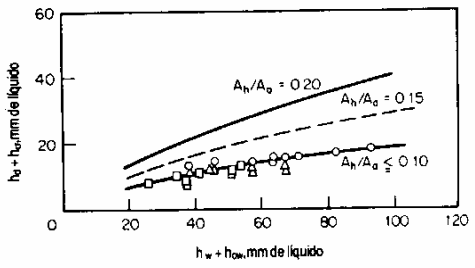


FIG. 18-11 Platos de malla de goteo. Para convertir milímetros en pulgadas, multiplíquese por 0.0394. (Smith, *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, New York, 1963.)

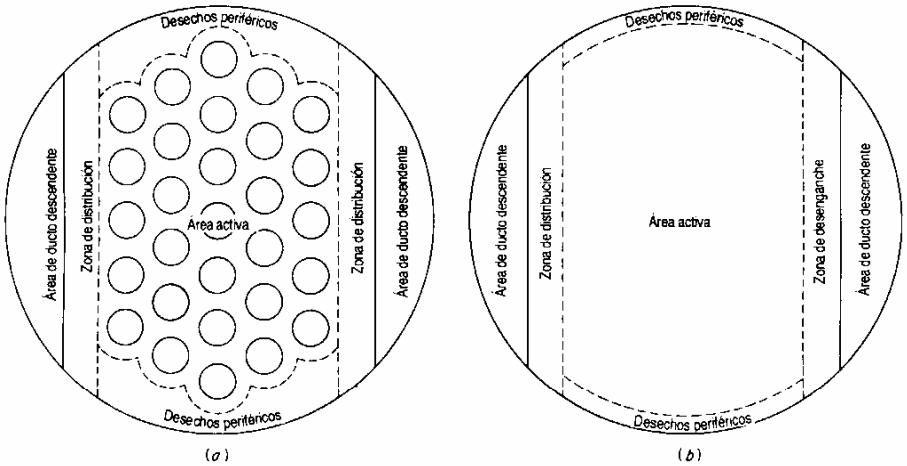


FIG. 18-12 Distribución zonal. *a*) Plato de cachucha. *b*) Plato de malla o válvula.

En la figura 18-11, h_d = pérdida de carga que se debe al flujo de gas por las perforaciones, mm de líquido [véase la ecuación (18-6)] y h_σ = pérdida de carga que se debe a la formación de burbujas, mm de líquido, la pérdida anterior está basada en la energía requerida para la formación de burbujas.

$$\Delta P = 4\sigma/d_h$$

con una forma dimensional conveniente para utilizarse en la figura 18-11 siendo

$$h_\sigma = 409(\sigma/\rho_\ell d_h) \qquad (18\text{-}2a)$$

en donde σ = tensión superficial, mN/m
ρ_ℓ = densidad líquida, kg/m^3 (lb/ft^3)
d_h = diámetro de una perforación, mm
h_σ = pérdida de carga o altura debido a la formación de burbujas, mm líquidos.

Si el diseño muestra una condición *por encima* de la curva apropiada de la figura 18-11, las purgas no serán perjudiciales para el comportamiento del plato, medido mediante una caída brusca de la eficiencia del plato (Fig. 18-9).

Inundación por flujo descendente Las columnas se pueden inundar debido a su incapacidad para manejar grandes cantidades de líquido. Para platos de flujo cruzado, este límite sobre el flujo de líquido se pone de manifiesto por el **respaldo de bajante** al plato superior. Para evitar la inundación de flujo descendente, se deben calcular los tamaños apropiados de las bajantes o tubos de descenso de la columna, con el fin de que no haya retenciones excesivas.

El respaldo de bajante se calcula mediante la ecuación de balance de presiones:

$$h_{dc} = h_t + h_w + h_{ow} + h_{da} + h_{hg} \qquad (18\text{-}3)$$

en donde h_{dc} = altura en la bajante, mm de líquido
h_t = caída total de presión en el plato, mm de líquido
h_w = altura del vertedero a la salida del plato, mm del líquido
h_{ow} = altura de la cresta sobre el vertedero, mm de líquido
h_{da} = pérdida de carga debida al flujo de líquido bajo el derramadero del ducto descendente, mm de líquido
h_{hl} = gradiente de líquido a través del plato, mm de líquido

Las alturas o pérdidas por fricción en la ecuación (18-3) deben estar en unidades congruentes (p. ej., milímetros o in de líquido, en las condiciones de operación en el plato).

Como se observó, h_{dc} se calculó en términos de claro de líquido equivalente. En realidad, el líquido en la bajante puede estar aireado y la retención real es

$$h'_{dc} = h_{dc}/\phi_{dc} \qquad (18\text{-}4)$$

en donde ϕ_{dc} es una densidad promedio relativa de espuma (relación de densidad de espuma respecto a la densidad líquida) en la bajante. En el diseño no se debe permitir que h'_{dc} sobrepase el valor del espaciamiento de los platos: de otro modo, se podrá provocar la inundación. En realidad, el espaciamiento de los platos se puede determinar mediante alguna aproximación segura al valor calculado de h'_{dc}

El valor de ϕ_{dc} depende de la tendencia que tienen el gas y el líquido a desligarse (la espuma a reducirse) en la bajante. Para los casos que favorezcan la elevación rápida de burbujas (baja densidad de gas, baja viscosidad del líquido, baja formación de espuma en el sistema), la reducción es rápida y el fondo de la bajante se llena de claro de líquido (Fig. 18-7). Para esos casos, la práctica habitual consiste en emplear un valor de $\phi_{dc} = 0.5$. Para los casos que fomenten el ascenso lento de burbujas (alta densidad de gas, alta viscosidad del líquido, mucha formación de espuma en el sistema), se deben utilizar valores de $\phi_{dc} = 0.2$ a 0.3. Al acercarse al punto crítico en las destilaciones y absorciones a presión elevada, es preciso tener precauciones especiales para determinar el tamaño de la bajante y se puede emplear una inclinación del derramadero para proporcionar superficie adicional de separación (pero a expensas del área de sección transversal para las perforaciones). Incluso en esa forma se puede esperar que se recircule cierta cantidad de gas bajo el derramadero.

Configuraciones de platos **Platos de flujo cruzado.** La configuración es similar, tanto si se trata de platos de cachuchas de burbujeo, de malla o de válvula (Fig. 18-12*a* y *b*). El plato consiste en:

1. Zona activa de dispersión de vapor
2. Zona de soporte y refuerzo periférico
3. Zona de separación o distribución
4. Zona de distribución
5. Zona de bajante

En general, las zonas de bajante ocupan de 10 a 30% de la sección transversal total.

La zona de refuerz
(1 a 2 in) de ancho y o
que la fracción decre
La fracción de plat
ción va de 5 a 20% d
plato perforado o de
Para bajantes segm
del diámetro de la co
extremo del plato ocu
El área inútil de la p
con platos de cachuc
ajustar la configuraci
pueden poner válvula
nuyendo las áreas mu
fracción del área total
de vapor y el contacto
un vertedero de cuer
El espesor del plat
ral mediante factores
sión. No obstante, pa
del sistema de dispen
Para los platos de n
de calibre de 10 a 14
La dureza del metal,
orificios (por razone
espesor:

0.4

TABLA 18-3 Áre

Diámetro de columna, m	d
0.9	
1.2	
1.8	
2.4	
3.0	

NOTA: Para convertir
milímetros en pulgadas,

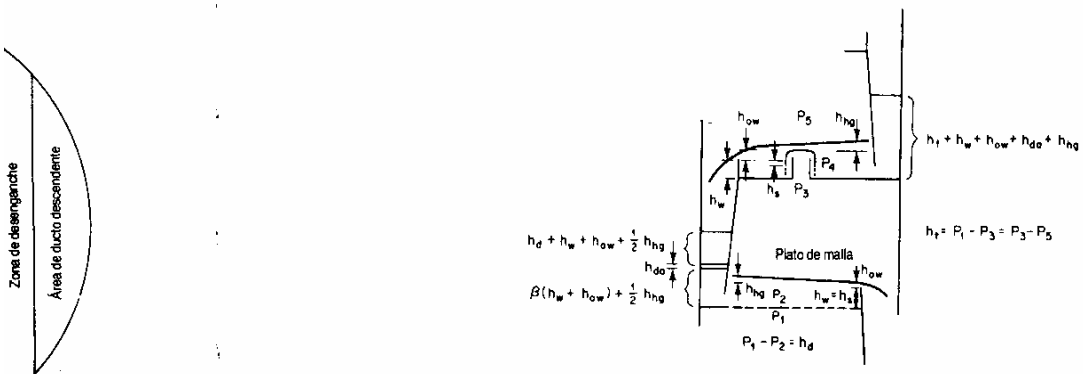


FIG. 18-13*a* Contribuciones de caída de presión para platos de flujo cruzado. h_d = caída de presión a través de la cachucha o malla, altura equivalente de líquido en el plato; h_w = altura de vertedero o bajante; h_{ow} = cresta de vertedero o bajante; h_s = sello de líquido estático; h_{hg} = gradiente hidráulico; y h_{do} = pérdida bajo el conducto de flujo descendente.

La zona de refuerzo periférico suele ser, en general, de 25 a 50 mm (1 a 2 in) de ancho y ocupa de 2 a 5% de la sección transversal, de modo que la fracción decrece al aumentar el diámetro del plato.

La fracción de plato que ocupan las zonas de separación y distribución va de 5 a 20% de la sección transversal. Para algunos diseños de plato perforado o de malla, esas zonas se eliminan completamente.

Para bajantes segmentadas, la longitud del vertedero va de 60 a 80% del diámetro de la columna de modo que la zona de bajante en cada extremo del plato ocupa del 5 al 15% de la sección transversal total.

El área inútil de la periferia (Fig. 18-12) se produce primordialmente con platos de cachuchas de burbujeo y se debe a la incapacidad para ajustar la configuración de la cubierta a la forma circular del plato. Se pueden poner válvulas o hacer perforaciones cerca de la pared disminuyendo las áreas muertas. En la tabla 18-3 se dan valores típicos de la fracción del área total de corte transversal disponible para la dispersión de vapor y el contacto con el líquido para platos de flujo transversal con un vertedero de cuerda igual que el 75% del diámetro de la columna.

El espesor del plato de cachuchas de burbujeo se establece en general mediante factores de diseño mecánico y no afecta a la caída de presión. No obstante, para un plato de malla, el plato es parte integrante del sistema de dispersión de vapor y el espesor es importante.

Para los platos de malla, el espesor suele encontrarse en un intervalo de calibre de 10 a 14 U.S. Standard 3.58 a 1.98 mm (0.141 a 0.078 in). La dureza del metal, el tamaño del dado y los límites de tamaño de los orificios (por razones de proceso) condujeron al criterio siguiente de espesor:

$$0.4 < \frac{\text{espesor del plato}}{\text{diámetro del orificio}} < 0.7$$

TABLA 18-3 Área activa de platos

Diámetro de columna, m	Diámetro de cachucha, mm	Área activa, fracción de la sección transversal total	
		Cachucha de burbujeo	Malla y válvula
0.9	75	0.60	0.65
1.2	100	.57	.70
1.8	100	.66	.74
2.4	100	.70	.76
3.0	150	.74	.78

NOTA: Para convertir metros en pies, multiplíquese por 3.281; para convertir milímetros en pulgadas, multiplíquese por 0.0394.

Las cachuchas de burbujeo se suelen disponer en una configuración de triángulo equilátero. El espaciamiento entre ellas no debe ser inferior al diámetro de la cachucha más 25 mm (1 in), para evitar los choques de las corrientes de vapor de cachuchas adyacentes. En la práctica, el espaciamiento varía del diámetro más 25 mm (1 in) al diámetro más 50 mm (2 in). Los diámetros de las cachuchas varían de 50 a 150 mm (2 a 6 in) excepto en aplicaciones especiales, como las destilaciones a bajas temperaturas, donde se utilizan cachuchas de hasta sólo 15 mm (0.6 in) de diámetro.

Los diámetros de los orificios de los platos perforados varían de 1 a 25 mm (0.04 a 1 in). Los diámetros más comunes varían entre 4 y 6 mm (0.16 a 0.25 in) cuando el ensuciamiento no es un problema serio y se desean obtener velocidades bajas de arrastre. Los diámetros más pequeños tienden a producir problemas de picaduras, en tanto que los diámetros más grandes producen lagrimeo y una dispersión deficiente. El espaciamiento de las perforaciones, por lo común sobre un triángulo equilátero, van de 2.5 a 4 diámetros. Los espaciamientos más estrechos conducen a un escurrimiento excesivo y los mayores a una caída excesiva de presión y un arrastre que se debe a las altas velocidades en los orificios.

Los **platos a contracorriente** son de construcción perforada o ranurada y no necesitan ductos descendentes. El vapor y el líquido utilizan las mismas aberturas, alternándose en forma intermitente. La configuración de esos platos es muy simple. Los tipos de esos platos que se utilizan en el comercio son:

1. Perforados (doble flujo)
2. Ranurados (Turbogrid)
3. Perforado y corrugado (Ripple)

El área abierta para esos platos va del 15 al 30% de la sección transversal total, en comparación con 5 a 15% para platos de malla y 8 a 15% para platos de cachuchas. Los tamaños de los orificios van de 6 a 25 mm ($^1/_4$ a 1 in) y las anchuras de las ranuras de 6 a 12 mm ($^1/_4$ a $^1/_2$ in). Los platos Turbogrid y Ripple son dispositivos patentados.

Caída de presión Los métodos para estimar la conducta dinámica de los fluidos en los platos de flujo cruzado son análogos, tanto si los platos son de cachuchas, como de malla o válvulas. La caída total de presión en un plato se define mediante la ecuación general (véase la Fig. 18-13*a*).

$$h_t = h_d + h'_\ell \qquad (18\text{-}5)$$

en donde h_t = caída total de presión, mm de líquido

h_d = caída de presión en la unidad de dispersión (cubierta seca + caída en las ranuras para cachuchas) (orificio seco para platos de malla; válvula seca para platos de válvula), mm de líquido

h'_ℓ = caída de presión por la masa aireada sobre el dispersor y en torno a él, mm de líquido.

Es conveniente y congruente relacionar todos estos términos de caída de presión con la altura de líquido claro equivalente (en base deareada) en el plato, ya sea en mm o in de líquido.

La *caída de presión en el dispersor* se calcula mediante variaciones de la ecuación de orificios estándar:

$$h_d = K_1 + K_2 \frac{\rho_g}{\rho_\ell} U_h^2 \qquad (18\text{-}6)$$

en donde U_h = velocidad lineal de gas a través de los elevadores (cachuchas) o perforaciones (plato de malla), m/s.

Para las cachuchas, K_1 es la caída a través de las ranuras que, según Bolles (en la obra de Smith, *Equilibrium Stage Processes*, capítulo 14, McGraw-Hill, New York, 1963) es

$$K_1 = 3.73\left(\frac{\rho_g}{\rho_\ell - \rho_g}\right)^{1/5} h_{sh}^{4/5} U_s^{8/5} \qquad (18\text{-}7)$$

en donde h_{sh} = altura de ranuras de la cubierta, mm

U_s = velocidad lineal del gas a través de las ranuras m/s

y los valores de K_2 se obtienen de la figura 18-13*b*.

Para platos de malla, $K_1 = 0$ y $K_2 = 50.8/C_v^2$. Los valores de C_v se toman de la figura 18-14. Para platos de válvulas, los valores de K_1 y K_2 dependen de si las válvulas están o no abiertas por completo. También de la forma y el peso de las válvulas. Los distribuidores de platos de válvulas proporcionan datos sobre K_1 y K_2 (o su equivalente).

La *caída de presión a través del líquido aireado* [h'_ℓ en la ecuación (18-5)] se calcula por medio de

$$h'_\ell = \beta h_{ds} \qquad (18\text{-}8)$$

en donde β = factor de aireación, no dimensional

h_{ds} = altura calculada del claro de líquido sobre los dispersores, mm (sello dinámico)

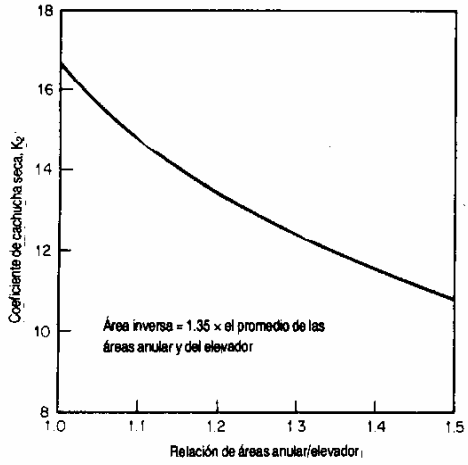


FIG. 18-13*b* Coeficiente de pérdida de carga para las cachuchas secas de burbujeo. (Smith, *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, New York, 1963.)

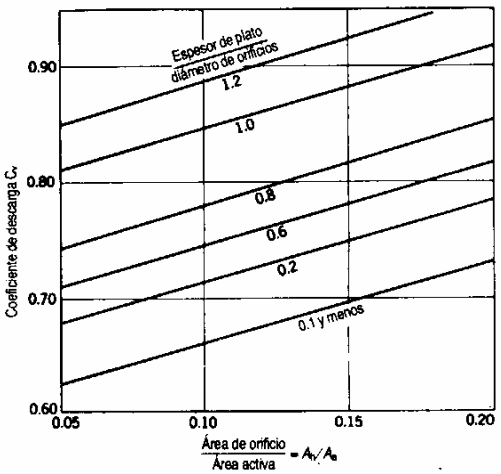


FIG. 18-14 Coeficientes de descarga para el flujo de gas, platos de malla. [Liebson, Kelley y Bullington, *Pet. Refiner*, 36(3), 288 (1957)].

El factor de aireación ß se determinó para platos de malla y de cachucha y en la figura 18-15 se da una correlación representativa de los valores. Obsérvese que la gráfica incluye también valores de *densidad relativa de espuma* sobre el plato:

$$\phi_\ell = h'_\ell / h_f \qquad (18\text{-}9)$$

en donde h'_ℓ = caída de la presión a través del líquido aireado, mm

h_f = altura de la espuma, mm

Como se puede ver, la densidad relativa de la espuma en los platos puede ser de sólo 0.2, en comparación con un valor promedio de 0.5 en la bajante, como se observó para la ecuación (18-4). Para platos de malla y válvula

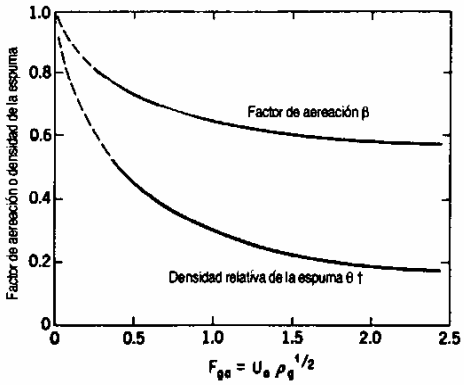


FIG. 18-15 Factor de aireación, platos de cachucha, malla y válvula U_a = velocidad lineal del gas a través del área activa, ft/s; ρ_g = densidad de gas, lb/ft^3. Para convertir F_{ga} en (pies por segundo) (libras por pie cúbico)$^{1/2}$ a (metros por segundo) (kilogramos por metro cúbico)$^{1/2}$, multipliquese por 1.2199. (Smith, *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, New York, 1963.)

$$h_{da} = h_w + h_{ow} + h_{hg}/2 \tag{18-10}$$

Para platos de cachucha

$$h_{da} = h_s + h_{ow} + h_{hg}/2 \tag{18-11}$$

en donde h_w = altura del vertedero, mm
h_s = sello estático de ranura (altura de vertedero menos altura de la parte superior de la ranura por encima del piso del plato), altura de líquido claro equivalente, mm
h_{ow} = altura de la cresta sobre el vertedero, mm de líquido claro equivalente.
h_{hg} = gradiente hidráulico en el plato, mm de altura de líquido claro equivalente.

El valor de h_s se fija mediante la selección de la altura del vertedero y la geometría de la cachucha. El valor de la cresta del vertedero h_{ow} se puede calcular a partir de la ecuación de vertederos de Francis y sus modificaciones para los diversos tipos de vertederos. Para un vertedero segmentado y con altura en *milímetros de líquido claro*

$$h_{ow} = 664[(q/L_w)]^{2/3} \tag{18-12a}$$

en donde q = flujo de líquido, m^3/s
L_w = longitud de vertedero, m

Para vertederos dentados

$$h_{ow} = 851\left(\frac{q}{\tan\theta/2}\right)^{0.4} \tag{18-12b}$$

en donde q = flujo de líquido m^3/s por diente
θ = ángulo de los dientes, grados

Para vertederos circulares,

$$h_{ow} = 44{,}300\left(\frac{q}{d_w}\right)^{0.704} \tag{18-12c}$$

en donde q = flujo de líquido, m^3/s
d_w = diámetro del vertedero, mm

Como se observó, el borde del vertedero h_{ow} se calcula como un equivalente en base al líquido claro. Un método más realista consiste en reconocer que, en general, la espuma o rocío fluye sobre la salida del vertedero (se puede presentar asentamiento aguas arriba del vertedero cuando se utiliza una gran "zona de calma" sin dispersores). Bennett, Agrawal y Cook [*Am. Ins. Chem. Eng. J.*, **29**, 434 (1983)], en un estudio de la caída de presión a través de platos perforados, permitieron que la espuma se derramara y su correlación para la caída de presión residual [h'_r en la ecuación (18-5)] está representada por las ecuaciones (18-13) a (18-18):

$$h'_t = h_\ell + h'_\sigma \tag{18-13}$$

(18-13)

donde h'_t = caída de presión a través del líquido aireado ($= h_t - h_d$), mm
h_ℓ = altura eficaz de líquido claro (retención de líquido), mm
h'_σ = caída de presión, para la generación de superficie, mm

En primer término, se calcula una densidad eficaz de la espuma ϕ_e (adimensional)

$$\phi_e = \exp(-12.55K_s^{0.91}) \tag{18-14}$$

donde $K_s = U_a[\rho_g/(\rho_\ell - \rho_g)]^{0.5}$, m/s (18-15)

U_a = velocidad del gas a través del área activa, m/s.

Posteriormente, se calcula la retención de líquido

$$h_\ell = \phi_e[h_w + 15{,}330C(q/\phi_e)^{2/3}] \tag{18-16}$$

donde

$$C = 0.0327 + 0.0286\exp(-0.1378h_w) \tag{18-17}$$

$$h'_\sigma = \frac{472.4\sigma}{g\rho_\ell}\left[\frac{g(\rho_\ell - \rho_g)}{d_h\sigma}\right]^{1/3} \tag{18-18}$$

En estas ecuaciones, los términos de h y d_h (diámetro de la perforación) están en mm, las densidades se expresan en kg/m^3, la tensión superficial está en mN/m y la velocidad de flujo q se da en m^3/s. La constante de la gravedad $g = 9.81\ m/s^2$. Para calcular la caída total de presión a través del plato, la ecuación (18-13) se utiliza junto con la ecuación (18-6) y la figura 18-14.

Para una base de 302 puntos de datos, que cubren un amplio intervalo de sistemas y condiciones, las ecuaciones (18-14) a (18-18) dan un error promedio de ±0.35%. Para el mismo dato, la ecuación (18-8), en combinación con la figura 18-15, da un error promedio de ±10.7%. A pesar de que es más difícil de utilizar, se recomienda el método de Bennett y cols. cuando la determinación de la caída de presión tiene una importancia básica.

Cuando en una columna de sección transversal circular se utilizan vertederos con segmentos rectos o en forma de sierra, es necesario corregir, debido al patrón deformado de flujo en los extremos de los vertederos. El factor de corrección F_w, que aparece en la figura 18-16 se puede utilizar directamente en las ecuaciones (18-12*a*) o (18-12*b*). Incluso cuando se utilizan bajantes circulares, estos ductos van pre-

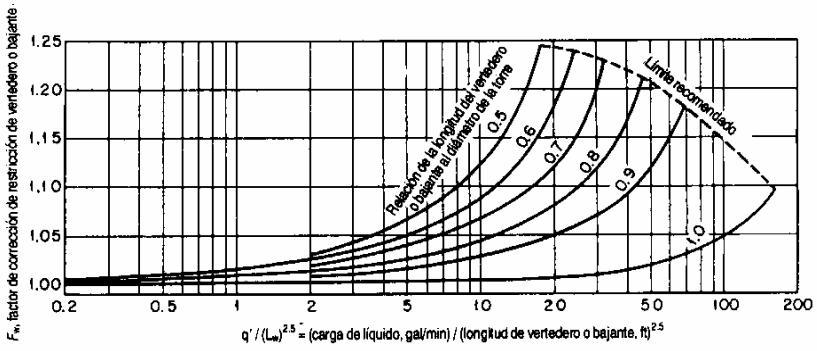


FIG. 18-16 Corrección para la longitud eficaz del vertedero o bajante. Para convertir galones por minuto en metros cúbicos por segundo, multiplíquese por 6.309×10^{-5}. Para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048. [Bolles, *Pet. Refiner*, **25**, 613 (1946).]

cedidos con frecuencia por un vertedero segmentado. En los casos en que la cresta sobre un vertedero segmentado recto es de menos de 6 mm ($^1/_4$ de in), es conveniente utilizar un vertedero en dientes de sierra (con muescas) para proporcionar una buena distribución de líquido. Puesto que las normas de fabricación permiten que los platos estén a 3 mm ($^1/_8$ de in) fuera de nivel, las crestas de vertedero de menos de 6 mm ($^1/_4$ de in) pueden dar como resultado una mala distribución del flujo de líquido.

Pérdida en la bajante La pérdida de carga bajo el derramadero de la bajante se puede estimar mediante

$$h_{da} = 165.2(q/A_{da})^2 \qquad (18\text{-}19)$$

en donde A_{da} = área mínima de flujo bajo el derramadero del ducto descendente, m^2. Aunque la pérdida en la bajante es pequeña, el franqueo es importante por la estabilidad del plato y la distribución del líquido. El sello entre la parte superior del líquido sobre el plato y el fondo del ducto descendente debe encontrarse entre 13 y 38 mm ($^1/_2$ y $1\ ^1/_2$ in).

Gradiente hidráulico El gradiente hidráulico, la carga de líquido que se necesita para vencer la resistencia de fricción al paso del líquido (espuma) por el plato, es importante para la estabilidad de este último, puesto que se trata de la única carga de líquido que varía a todo lo largo del pasaje. Si el gradiente es excesivo, la porción de corriente arriba del plato puede dejar de funcionar, debido a la mayor resistencia al flujo de gas provocada por la mayor carga de líquido (Fig. 18-13a). En general, el criterio empírico para una operación estable es $h_d > 2.5\ h_{lg}$.

Por lo común, los platos de malla tienen un gradiente hidráulico despreciable. Los platos de cachucha tienen un gradiente importante, debido al bloqueo de éstas. Se supone que los platos de válvulas son intermedios, con características de gradiente hidráulico que se acercan a las de los platos de malla.

Para los platos de cachucha de burbujeo, Bolles correlacionó estudios de gradiente hidráulico, con los resultados que se muestran en las gráficas de diseño de la figura 18-17. El valor de gradiente tomado de la escala de la ordenada se debe corregir para los efectos de flujo de gas mediante la utilización de la figura 18-18, que da el factor de corrección C_{vf}. Así, para los platos de cachucha, se obtiene el gradiente hidráulico mediante

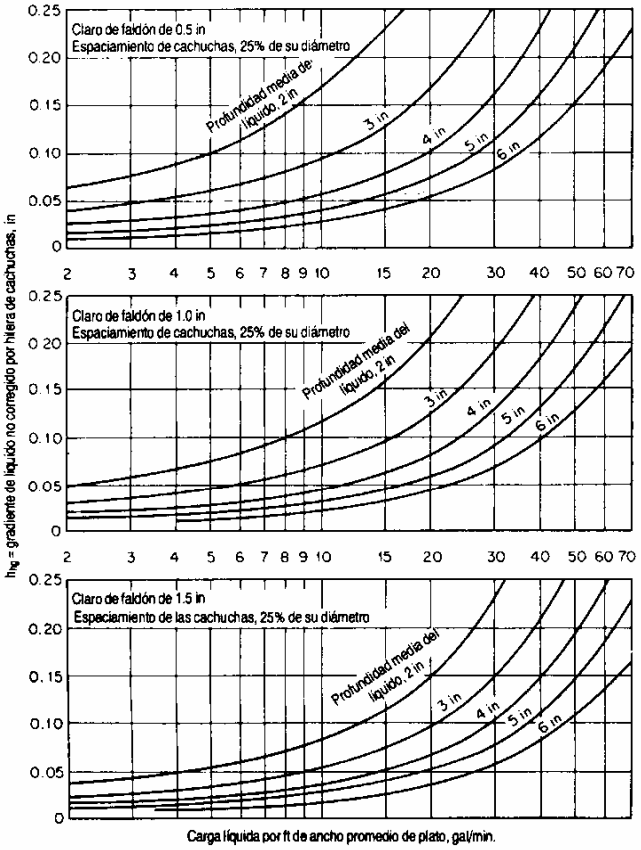


FIG. 18-17 Gráfica de gradiente de líquido —espaciamiento de cachuchas a 25% del diámetro de las cachuchas— para distribución (*pitch*) triangular equilátera de cachucha. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir galones por minuto en metros cúbicos por segundo, multiplíquese por 6.309×10^{-5}. [Bolles, *Pet. Process.*, **11**(2), 64 (1956).]

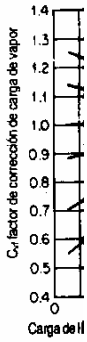


FIG. 18-18 Corrección
velocidad lineal del gas a
Para convertir galones p
segundo-metro anchura d
pies por segundo en metr
vertir libras por pie cúbi
16.018 [Davies, *Ind. Eng*

con C_{vf} de la figura 18
espaciamiento de las
en la figura 18-17, la
El gradiente hidrául
casos en que la trayec
y O'Connell [*Chem.*
correlación para dete
malla. Aun cuando l
efecto de velocidad d
elección del factor de
lación que sigue:

$$h$$

en donde f = factor de
nolds como en el flujo

como se muestra en l
21), R_h es el radio hidr
sigue

$$R_h = \frac{\text{secci}}{\text{perí}}$$

en donde D_f es el prof
longitud del vertedor
y h_f es la altura de la e
figura 18-15 y la ecua
da, m/s, y es la misma

$$U_f = 1$$

, la carga de líquido
ón al paso del líqui-
ibilidad de este últi-
) que varía a todo lo
orción de corriente
la mayor resistencia
quido (Fig. 18-13a).
n estable es $h_{cl} > 2.5$

iente hidráulico des-
ente importante, de-
tos de válvulas son
ulico que se acercan

s correlacionó estu-
le se muestran en las
radiente tomado de
ectos de flujo de gas
el factor de correc-
lene el gradiente hi-

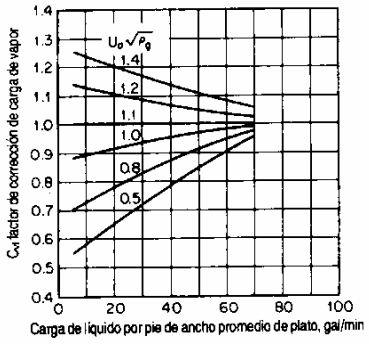


FIG. 18-18 Corrección del gradiente de líquido para una carga líquida. U_a = velocidad lineal del gas a través del área activa, ft/s; ρ_g = densidad de gas, lb/ft^3. Para convertir galones por minuto-pie anchura del plato en metros cúbicos por segundo-metro anchura del plato, multiplíquese por 2.069×10^{-4}; para convertir pies por segundo en metros por segundo, multiplíquese por 0.3048; y para convertir libras por pie cúbico en kilogramos por metro cúbico, multiplíquese por 16.018 [Davies, *Ind. Eng. Chem.*, **39**, 774 (1947).]

$$h_{hg} = C_{vf} h'_{hg} \tag{18-20}$$

con C_{vf} de la figura 18-18 y h'_{hg} de la figura 18-17. Para las razones de espaciamiento de las cubiertas/diámetro distintas de las que aparecen en la figura 18-17, la referencia original debiera ser consultada.

El gradiente hidráulico en los platos de malla se debe verificar en los casos en que la trayectoria del flujo de líquido se alarga. Hughmark y O'Connell [*Chem. Eng. Prog.*, **53**(3), 127 (1957)] presentaron una correlación para determinar el gradiente hidráulico de los platos de malla. Aun cuando la correlación no indica explícitamente ningún efecto de velocidad del gas, dicho efecto se encuentra implícito en la elección del factor de fricción. El gradiente se predice mediante la relación que sigue:

$$h_{hg} = (1000 f U_f^2 L_f / g R_h) \tag{18-21}$$

en donde f = factor de fricción, correlacionado con un número de Reynolds como en el flujo por tuberías

$$N_{Reh} = R_h U_f \rho_\ell / \mu_\ell \tag{18-22}$$

como se muestra en la figura 18-19. En las ecuaciones (18-20) y (18-21), R_h es el radio hidráulico de la masa aireada, m, que se define como sigue

$$R_h = \frac{\text{sección transversal}}{\text{perímetro mojado}} \quad \frac{h_f D_f}{2h_f + 1000 D_f} \tag{18-23}$$

en donde D_f es el promedio aritmético entre el diámetro de la torre y la longitud del vertedor (anchura promedio de la trayectoria del flujo), m, y h_f es la altura de la espuma, mm. El valor de h_f se estima mediante la figura 18-15 y la ecuación (18-9). U_f es la velocidad de la masa aireada, m/s, y es la misma que la del líquido claro:

$$U_f = 1000 q / h_f \phi_\ell D_f = 1000 q / h_\ell D_f \tag{18-24}$$

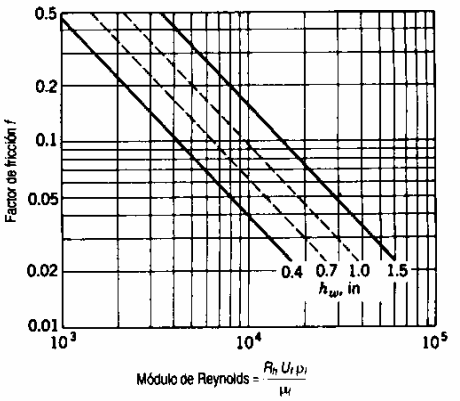


FIG. 18-19 Factor de fricción para flujo cruzado de espuma, platos de malla. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4. (Smith, *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, New York, 1963.)

Los demás términos de las ecuaciones (18-21) a (18-24) son:

g = aceleración de la gravedad, m/s^2
L_f = longitud de la trayectoria de flujo en el plato, m.
q = gasto de líquido, m^3/s
ϕ_ℓ = densidad relativa de espuma en el plato, adimensional
μ_ℓ = viscosidad del líquido, Pa · s o kg/(m · s)
ρ_ℓ = densidad del líquido, kg/m^3

Inversión de fase Por lo general, la mezcla de las dos fases en el plato tienen la forma de un líquido espumoso o aireado y esta mezcla de líquido continuo se conoce como "espuma". Sin embargo, a elevadas velocidades del gas y bajas velocidades de líquido, el régimen se puede invertir y pasar a ser un "rocío" continuo de gas que comprende muchas gotitas líquidas de varios diámetros. Se han realizado muchos estudios de esta transición de espuma a rocío, o inversión de fase, la mayor parte de ellos con aire y agua. Los resultados de uno de ellos, útiles para propósitos de diseño se muestran en la figura 18-20. Se estima que el rocío existe encima de la curva adecuada. En apariencia, el rocío se ve favorecido por las altas velocidades superficiales de gas, bajas áreas de las perforaciones (velocidades altas en los orificios), velocidades bajas de líquido y diámetros grandes de las perforaciones. Johnson (M.S. thesis, University of Texas, 1981) estudió la aireación de las mezclas de aceite mineral, glicerina-agua, en agua y obtuvo la siguiente correlación:

$$F_{ga}^{\circ} = 0.0567 \rho_\ell^{0.602} \sigma^{0.06} (A_h/A_a)^{0.25} (q/L_w)^{0.05} D_h^{-0.10} \tag{18-25}$$

donde $F_{ga}^{\circ} = U_a \rho_g^{1/2}$ en el punto de inversión de fase
U_a = velocidad del gas a través del área activa del plato, m/s
ρ_g, ρ_ℓ = densidades del gas y líquido, kg/m^3
A_h, A_a = área de la perforación y área activa, m
q/L_w = velocidad del líquido, m^3/(sm de longitud del vertedero)
D_h = diámetro de la perforación, mm

Esta ecuación da valores ligeramente menores para F_{ga}° que la figura 18-20, pero considera las propiedades de los líquidos, salvo las del agua. La ecuación (18-25) se determinó para una altura del vertedero de 50 mm (2 in). Para otras alturas, multiplíquese F_{ga}° por 0.92 para 25 mm (1 in) de altura, y por 1.12 para 100 mm (4 in) de altura de los vertederos.

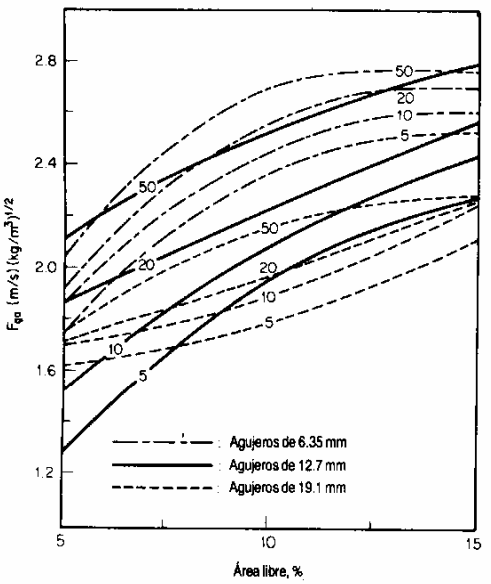


FIG. 18-20 Transición del régimen de espuma al de rocío, para agujeros de varios diámetros. Los valores sobre las curvas son las cargas de líquido, $m^3/(h \cdot m$ de longitud del vertedero). Para convertir metros cúbicos por hora-metro en pies cúbicos por hora-pie, multiplíquese por 10.764; para convertir (metros por segundo)(kilogramos por metro cúbico)$^{1/2}$ en (pies por segundo)(libras por pie cúbico)$^{1/2}$, multiplíquese por 0.8197; y para convertir milímetros en pulgadas, multiplíquese por 0.0394. [Loon, Pinczewski y Fell. *Trans. Inst. Chem. Eng.* **51**, 374 (1973).]

Arrastre El arrastre en una columna de platos es el líquido que se transporta junto con el gas de un plato al inmediatamente superior. Es perjudicial, debido a que reduce la eficiencia del plato, porque el líquido de un plato de volatilidad más baja se transporta a otro de volatilidad más elevada, de modo que se diluyen los efectos de la destilación o absorción. El arrastre es también perjudicial cuando se transportan impurezas no volátiles hacia arriba para contaminar el producto superior de la columna.

Se han informado los resultados de muchos estudios de arrastre, realizados la mayor parte con pequeños simuladores que utilizan el sistema aire-agua. La variable predominante que afecta al arrastre es la velocidad del gas, que pasa a través de la zona que contiene espuma o rocío. Los mecanismos de generación del arrastre se analizan en la subsección "Dispersiones de gas en líquido".

Es de esperar que el arrastre sea más significativo cuando las condiciones de flujo se aproximan a las que favorecen el régimen de rocío y que son comunes en las destilaciones al vacío y las absorciones a baja presión. En la figura 18-21 se muestra la correlación observada del arrastre de agua en aire; la línea punteada se basa en una cantidad limitada de datos para la destilación de las mezclas de ciclohexano y *n* heptano (Sakata y Yanagi, *Distillation 1979*, Institution of Chemical Engineers, London, 1979, p. 3.2/21). Se requiere más trabajo de investigación sobre el modelo del arrastre, antes de disponer de una correlación de cálculo completamente confiable.

A menudo, para las destilaciones es más importante determinar el efecto del arrastre sobre la eficiencia que calcular la cantidad de líquido arrastrado. Para ello, se dispone de la correlación mostrada en la figura 18-22. Las curvas paramétricas de la figura representan el acercamiento al punto de inundación de arrastre como se predice mediante la figura 18-10 y la relación de velocidad de diseño de gas a velocidad

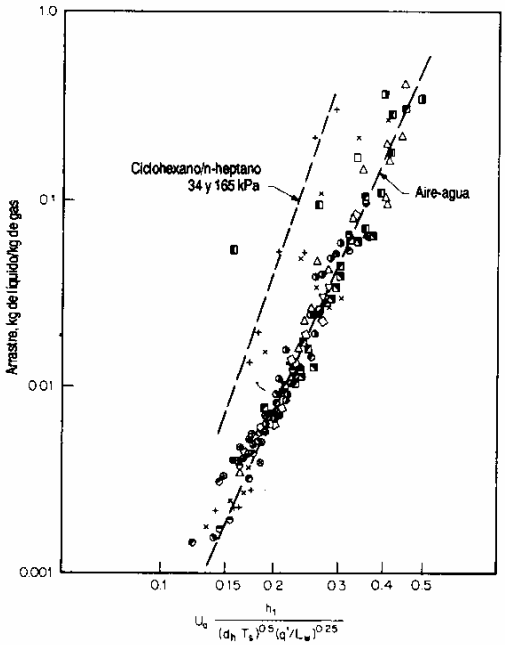


FIG. 18-21 Correlación de arrastre en el régimen de rocío. T_s = espaciamiento entre platos, mm; L_w = longitud del vertedero, m; q' = velocidad del líquido, m^3/h. Para convertir milímetros en pulgadas, multiplíquese por 0.0394; para convertir metros en pies, multiplíquese por 3.281; y para convertir metros cúbicos por hora en pies cúbicos por hora, multiplíquese por 35.31. [Kister, Pinczewski y Fell, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **20**, 528 (1981).]

de inundación de gas. Los valores de la abscisa de la figura 18-22 son los mismos que los de la 18-10. Los valores de la ordenada ψ son fracciones del flujo descendente bruto del líquido, que se definen como sigue:

$$\psi = e/(L + e) \tag{18-26}$$

en donde e = arrastre absoluto líquido
L = flujo descendente de líquido sin arrastre

En la figura 18-22 se acepta también la validez de la ecuación de Colburn [*Ind. Eng. Chem.*, **28**, 526 (1936)] para el efecto que tiene el arrastre sobre la eficiencia:

$$\frac{E_a}{E_{mv}} = \frac{1}{1 + E_{mv}[\psi/(1 - \psi)]} \tag{18-27}$$

en donde E_{mv} = eficiencia de Murphree para el vapor [véase la Ec. (18-32)]
E_a = eficiencia de Murphree, para el vapor, corregida por el efecto de recirculación del arrastre de líquido.

La ecuación (18-27) y la figura 18-22 se pueden utilizar para estimar el efecto del arrastre sobre la eficiencia de un plato. La figura sola se puede utilizar para estimar valores absolutos de arrastre. Para la primera situación, se puede esperar una exactitud de ±15%. Para la última, la precisión será más baja, sobre todo en aplicaciones que no sean de destilación.

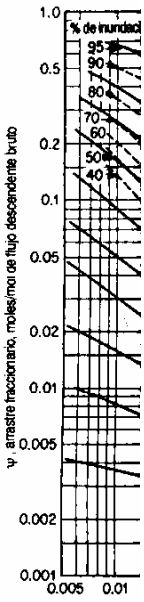


FIG. 18-22 Correlac
y ρ_x = densidades de líq
bre de 1961).]

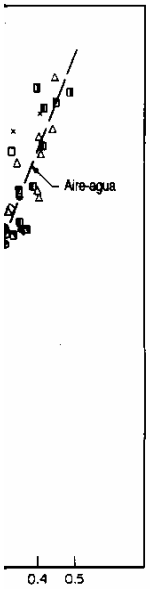
Eficiencia del pla
de masa depende de
1. El sistema: co
2. Condiciones
3. Geometría: ti

El diseñador tien
puede encargar efici
fin de cuentas, es la

o la razón de *platos*
tuar la separación. A
basarse en datos de p
eficiencia en plantas
debe recurrir a los m
la eficiencia de los pl
1. Métodos empí
2. Escalamiento
3. Métodos teóri

El primero de estos t
de eficiencia [Ec. (18
cias de fase individu

Métodos empírico
ricas que se han llega
kamer y Bradford [*Tr*
modificación de ella
741 (1946)]. Esto ú
de Drickamer-Bradf
lación. La correlació



ıcío. T_s = espaciamiento
ıcidad del líquido, m^3/h.
r 0.0394; para convertir
ımetros cúbicos por hora
, Pinczewski y Fell, *Ind.*

e la figura 18-22 son
ordenada ψ son frac-
ue se definen como

(18-26)

.arrastre
: la ecuación de Col-
:to que tiene el arras-

(18-27)

vapor [véase la Ec.

vapor, corregida por
ıstre de líquido.
utilizar para estimar
ıto. La figura sola se
rastre. Para la prime-
15%. Para la última,
ones que no sean de

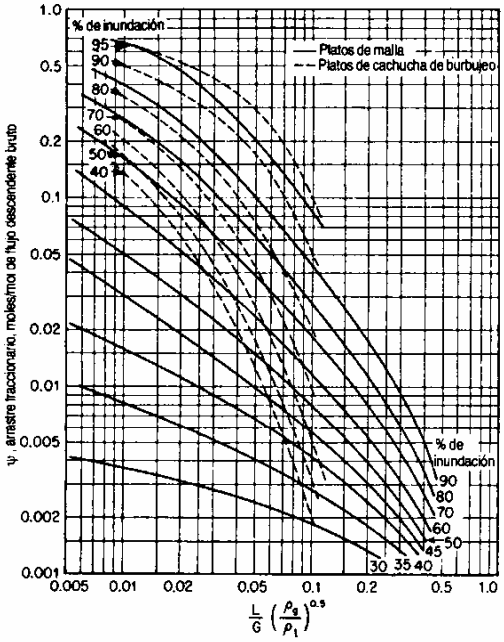


FIG. 18-22 Correlación de arrastre. L/G = relación de masa de líquido-gas; ρ_l y ρ_g = densidades de líquido y gas. [Fair, *Petro/Chem. Eng.*, **33**(10), 45 (septiembre de 1961).]

Eficiencia del plato La eficiencia de un plato para la transferencia de masa depende de tres conjuntos de parámetros de diseño:

1. El sistema: composición y propiedades
2. Condiciones de flujo: velocidad de paso
3. Geometría: tipo y dimensiones del plato

El diseñador tiene poco control sobre el primer conjunto, pero se puede encargar eficientemente de los otros dos. Lo que le interesará, a fin de cuentas, es la *eficiencia general de la columna*:

$$E_{oc} = N_t/N_a \qquad (18\text{-}28)$$

o la razón de *platos teóricos* a *platos reales*, que se requiere para efectuar la separación. Al llegar a un vapor de E_{oc} para el diseño, puede basarse en datos de pruebas en plantas o en análisis de mediciones de eficiencia en plantas piloto. Si no dispone de esa información directa, debe recurrir a los métodos de predicción. Los métodos para predecir la eficiencia de los platos son de tres tipos generales.

1. Métodos empíricos
2. Escalamiento directo a partir de los resultados del laboratorio
3. Métodos teóricos o semiteóricos de transferencia de masa

El primero de estos tres da E_{oc} directamente. El segundo da un punto de eficiencia [Ec. (18-30)]. El tercero implica la predicción de eficiencias de fase individuales.

Métodos empíricos de predicción Dos de las correlaciones empíricas que se han llegado a utilizar con mucha amplitud son la de Drickamer y Bradford [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **39**, 319 (1943) y una modificación de ella por O'Connell (*Trans. Am. Inst. Chem. Engr.*, **42**, 741 (1946)]. Esto último se muestra en la figura 18-23; los datos de Drickamer-Bradford están incluidos en la configuración de destilación. La correlación de eficiencia del absorbedor utiliza la función de solubilidad, HP/μ_L, donde H es la constante de la ley de Henry, (lb · mol)/(ft^3 · atm); P es la presión, atm; y μ_L la viscosidad del líquido, cP. En ambas gráficas, se evaluaron las propiedades en condiciones promedio dentro de la columna. Se debe tener cuidado de no utilizar esta ecuación fuera de su intervalo de aplicación.

Bakowski [*Br. Chem. Eng.*, **8**, 384, 472 (1963); **14**, 945 (1969)] desarrolló un método semiteórico para obtener la eficiencia total, basado en la suposición de que la velocidad de transferencia de masa para un componente que se desplaza a la fase vapor es proporcional a la concentración del componente en el líquido y a su presión de vapor. Además, también se supone que el área de la entrecara es proporcional a la profundidad del líquido y la velocidad de renovación de la superficie es proporcional a la velocidad del gas. La ecuación general resultante para la destilación de mezclas binarias es:

$$E_{oc} = \frac{1}{1 + 3.7(10^4)\dfrac{KM}{h'\rho_L T}} \qquad (18\text{-}29)$$

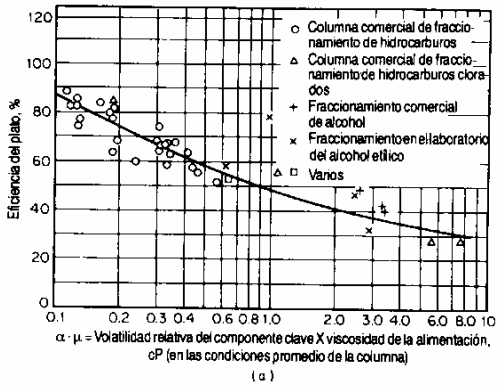


FIG. 18-23*a* Correlación de O'Connell para la eficiencia global de la columna E_{oc}, en destilación. Para convertir centipoises en pascal-segundos, multiplíquese por 10^{-3}. [O'Connell, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **42**, 741 (1946).]

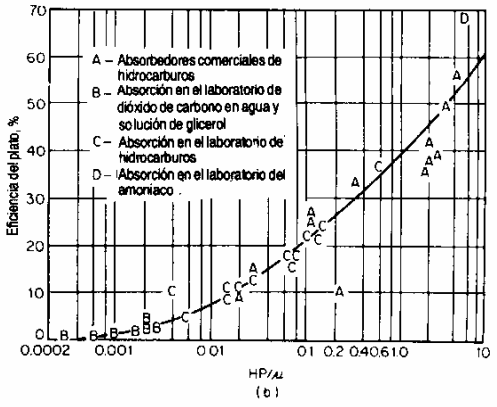


FIG. 18-23*b* Correlación de O'Connell para obtener la eficiencia global de la columna E_{oc}, en absorción. Para convertir HP/μ en libras-mol por pie cúbico-centipoise en kilogramos-mol por metro cúbico-pascal-segundo, multiplíquese por 1.60×10^4. [O'Connell, *Trans. Am., Inst. Chem. Eng.*, 42, 741 (1946).]

donde E_{oc} = eficiencia total de la columna, en porcentaje
K = Relación de equilibrio vapor-líquido, y°/x
y° = concentración de la fase líquida en equilibrio, fracción mol
x = concentración de la fase líquida, fracción mol
M = peso molecular
h' = profundidad eficaz de líquido, mm
ρ_l = densidad del líquido, kg/m^3
T = temperatura, K

Para platos perforados o de válvula, $h' = h_w$, altura de salida del vertedero. Para platos de cachuchas de burbujeo, h' = altura del sello estático. Las referencias originales son válidas en comparación con los datos de laboratorio y pequeñas columnas comerciales. También se incluyen las modificaciones de la ecuación de eficiencia para la absorción y separación.

Escalamiento directo de las mediciones de eficiencia en la destilación de laboratorio Fair, Null y Bolles [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **22**, 53 (1983)] descubrieron que las mediciones de eficiencia en las columnas Oldershaw de laboratorio con diámetros de 25 y 50 mm (1 a 2 in) se aproximan a las eficiencias puntuales [Ec. (18-30)] medidas en las columnas grandes con platos perforados. En la figura 18-24 aparece una comparación representativa de las escalas de operación. Obsérvese que para lograr un buen acuerdo entre las eficiencias es necesario asegurarse de que **1)** los sistemas destilados sean los mismos, **2)** se comparen con el mismo método respecto al punto de inundación, **3)** se operen a reflujo total, y **4)** se utilice un dispositivo Oldershaw estándar (una pequeña columna de platos perforados con vertederos) en la prueba de laboratorio. Fair y cols. compararon varios sistemas utilizando como información a gran escala los estudios de eficiencia de Fractionation Research, Inc. publicados hasta entonces.

Métodos teóricos de predicción El método para abordar el equilibrio en un plato se puede definir como la relación del cambio real de la composición del gas al pasar por el plato al cambio que se produciría si el gas alcanzara un estado de equilibrio con el líquido. Si se toma en cuenta un *punto* sobre el plato, n, esta definición nos lleva a la **eficiencia de punto**:

$$E_{og} = \left(\frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}}\right)_{\text{punto}} \tag{18-30}$$

en donde y_n^* es la concentración del gas en equilibrio con la concentración del líquido en el punto. Esta eficiencia no puede sobrepasar 1.0 (100%). Si hay gradientes de concentración de líquido en el plato (o sea, si el líquido del plato no está completamente mezclado), entonces, y° variará y E_{og} puede variar de un punto a otro del plato. Se debe observar que es posible expresar una definición análoga de la eficiencia sobre la base de las concentraciones de líquido. Es preciso darse cuenta también de que se podría utilizar la **eficiencia de vaporización** (Holland, *Fundamentals of Multicomponent Distillation*, McGraw-Hill, New York, 1981):

$$E_v = y_n/y_n^* \tag{18-31}$$

Para el plato completo y para concentraciones de gases, se utiliza la **eficiencia de Murphree para el vapor**:

$$E_{mv} = \left(\frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}}\right)_{\text{plato}} \tag{18-32}$$

plato en donde y_n^* es la concentración del gas en equilibrio con la concentración del líquido que sale del plato (que fluye a la bajante, para un plato de flujo transversal). Debido a los gradientes de concentración en el líquido, E_{mv} puede sobrepasar el 100%.

El método teórico mejor establecido para la predicción de E_{oc} es el del AIChE (*Bubble-Tray Design Manual*, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1958). Se basa en la predicción secuencial de la eficiencia de punto, la eficiencia de Murphree y la eficiencia general de columna:

$$E_{og} \rightarrow E_{mv} \rightarrow E_{oc}$$

con una corrección adecuada de E_{mv} para el arrastre. El modelo AIChE es la base para el desarrollo que sigue.

Sobre la base del modelo de doble película para la transferencia de masa y la relación de todas las eficiencias con las concentraciones en la fase gaseosa (sólo por conveniencia, se podría hacer un desarrollo similar sobre la base de las concentraciones de líquido), la eficiencia de punto se puede expresar en unidad de transferencia:

$$E_{og} = 1 - e^{-N_{og}} \tag{18-33}$$

en donde N_{og} = unidades totales de transferencia calculadas mediante la ecuación (18-34)

$$N_{og} = \frac{1}{1/N_g + \lambda/N_l} \tag{18-34}$$

en donde N_g = unidades de transferencia de la fase gaseosa
N_l = unidades de transferencia de la fase líquida
λ = mG_m/L_m (factor de separación)
m = pendiente de la curva de equilibrio
G_m = flujo de gas, moles/s
L_m = flujo de líquido, moles/s

Las unidades de transferencia son adimensionales y se definen más ampliamente en la sección 14. Según la ecuación (18-34), la evaluación de las eficiencias de punto se reduce a la predicción de valores de punto de N_g y N_l más la evaluación de m, G_m y L_m, para las condiciones particulares que se investigan.

Las unidades de transferencia para la fase gas se obtienen mediante la ecuación (18-35):

$$N_g = k_g a \theta_g \tag{18-35}$$

en donde k_g = coeficiente de transferencia de masa de la fase gas
$\dfrac{\text{kg} \cdot \text{mol}}{(\text{s} \cdot \text{m}^2)(\text{kg} \cdot \text{mol/m}^3)}$ o m/s
a = área eficaz de entrecara para la transferencia de masa, m^2/m^3 de espuma sobre el plato
θ_g = tiempo de residencia del gas en la zona de espuma, s.

El efecto del incremento del flujo de gas es aumentar k_g y reducir θ_g, con el resultado de que N_g tiende a ser constante a lo largo de todo un intervalo de flujos de gas. En la obra del AIChE se correlacionó N_g directamente:

$$N_g = \frac{0.776 + 0.00457h_w - 0.238U_a\rho_g^{0.5} + 0.0712W}{N_{Sc_g}^{0.5}} \tag{18-36}$$

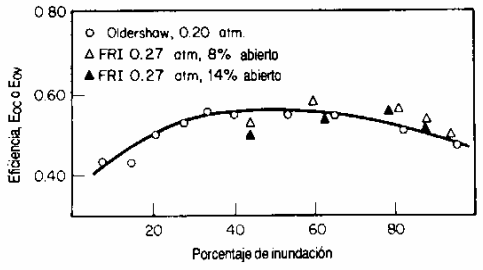


FIG. 18-24 Eficiencia global de una columna Oldershaw de 25 mm comparada con la eficiencia puntual de una columna de platos perforados, con un diámetro del plato de 1.22 m, de Fractionation Research Inc. Sistema = ciclohexano-*n*-heptano. [(Fair, Null y Bolles, *Ind. Eng. Chem. Process. Des. Dev.*, **22**, 53 (1982).]

en donde h_w = altura del vertedero, mm
U_a = velocidad del gas por la zona activa, m/s
W = gasto de flujo de líquido, $m^3/(s \cdot m)$ anchura de trayectoria de flujo en el plato
N_{Scg} = número de Schmidt de fase gaseosa, $\mu_g/\rho_g D_g$, adimensional

La ecuación (18-36) se basa en trabajos experimentales con columnas pequeñas y platos de cachuchas. El intervalo de condiciones estudiadas se analiza en el manual del AIChE, y en informes de investigaciones de respaldo que se citan en el mencionado manual. La ecuación parece ser igualmente aplicable a platos de cachucha, malla y válvula. Para la evaluación de W, es adecuado un ancho promedio aritmético de la trayectoria de flujo. Para evaluar el número de Schmidt, véase la sección 3 para la predicción del coeficiente de difusión de fase gaseosa D_g.

Para separaciones por destilación, la mayor parte de la resistencia a la transferencia de masa tiene lugar en la fase gaseosa y la ecuación (18-35) adquiere una importancia primordial para la predicción de la eficiencia. Se están dedicando esfuerzos continuos a la división de la ecuación (18-35) en sus componentes, con fines de correlación.

Se obtienen las unidades de transferencia para la fase líquida a partir de

$$N_\ell = k_\ell a \theta_\ell \tag{18-36a}$$

en donde k_ℓ = coeficiente de transferencia de fase líquida, $\frac{\text{kg} \cdot \text{mol}}{(\text{s} \cdot \text{m}^2)(\text{kg} \cdot \text{mol}/\text{m}^3)}$ o m/s
a = área eficaz de entrecara para la transferencia de masa, m^2/m^3 de espuma o aspersión en el plato
θ_ℓ = tiempo de residencia del líquido en la zona de espuma o aspersión, segundos

La zona de espuma o aspersión representa un volumen con una base igual que el área del plato A_a y la altura h_f (véase la Fig. 18-7) igual que el nivel de espuma que se advertiría a través de una ventana para observar la acción de contacto del plato. A falta de observaciones visuales, h_f (mm) se puede estimar mediante la ecuación del AIChE:

$$h_f = 43.2 U_a^2 \rho_g + 1.89 h_w - 40.6 \tag{18-37}$$

en donde U_a = velocidad lineal del gas a través del área activa, m/s; ρ_g = densidad de gas, kg/m^3; h_w = altura del vertedero, mm. Así, el tiempo de residencia del líquido en segundos, s, es:

$$\theta_\ell = h_f A_a \phi_\ell / 1000q \tag{18-38}$$

y puesto que la densidad promedio de la espuma o aspersión en el plato ϕ_ℓ es igual a h_ℓ/h_f,

$$\theta_\ell = h_\ell A_a / 1000q \tag{18-39}$$

en donde h_ℓ se obtiene a partir de la ecuación (18-16) o, aproximadamente, a partir de la ecuación (18-8) y q es el gasto de líquido, m^3/s.

El coeficiente de transferencia de masa de la ecuación (18-36*a*) se lleva como producto con el área interfacial (que da un coeficiente volumétrico de transferencia de masa):

$$k_\ell a = (3.875 \times 10^8 D_\ell)^{0.5}(0.40 U_a \rho_g^{0.5} + 0.17) \tag{18-40a}$$

(plato de malla o perforado)

$$k_\ell a = (4.127 \times 10^8 D_\ell)^{0.5}(0.21 U_a \rho_g^{0.5} + 0.15) \tag{18-40b}$$

(platos con cachuchas de burbujeo)

en donde D_ℓ = coeficiente de difusión en la fase líquida, m^2/s (véase la Secc. 3).

En resumen, la eficiencia de punto E_{og} se calcula a partir de la ecuación (18-33), utilizando N_{og} de la ecuación (18-34), N_g de la ecuación (18-35), N_l de la ecuación (18-36*a*) y m basada en la volatilidad relativa del sistema. Para una mezcla binaria con volatilidad constante relativa,

$$m = \frac{\alpha_{ij}}{[1 + (\alpha_{ij} - 1)x_i]^2} \tag{18-41}$$

donde α_{ij} = volatilidad relativa del componente i (material ligero) respecto al componente j y x_i = fracción mol de i en el líquido. A pesar de que el modelo del AIChE lo revisan continuamente varios investigadores, no ha sido reemplazado por un modelo más confiable que pueda utilizarse en el diseño comercial a gran escala.

Efectos de la mezcla de gas y líquido Como se observó antes, es necesario, en la mayor parte de los casos, convertir la eficiencia de punto E_{og} en la eficiencia de plato de Murphree, E_{mv}. Esto se debe a la mezcla incompleta; sólo en pequeñas columnas de laboratorio y condiciones especiales tiene probabilidades de ser válida la suposición de que $E_{og} = E_{mv}$. Para un plato de flujo cruzado sin mezcla de líquido, habrá un flujo tapón (*plug flow*) de líquido. Para esta condición del líquido, Lewis [*Ind. Eng. Chem.*, **28,** 399 (1936)] analizó los efectos de la mezcla de gas sobre la eficiencia. Tomó en consideración tres casos:

1. El gas entra al plato a composición uniforme (gas mezclado completamente entre los platos), figura 18-25
2. Gas no mezclado, con líquido que fluye en la misma dirección en platos sucesivos, figura 18-26
3. Gas no mezclado, con líquido que fluye en dirección contraria en platos sucesivos (figura 18-27)

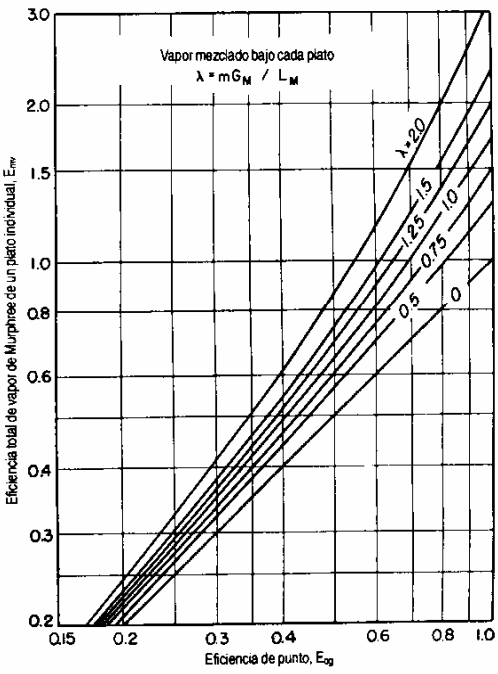


FIG. 18-25 Relación entre la eficiencia de punto y la eficiencia de plato de Murphree. Caso 1: vapor mezclado bajo cada plato.

El caso 1 tuvo más aplicaciones en la práctica y se representa mediante la relación:

$$E_{mo} = 1/\lambda[\exp(\lambda E_{og}) - 1] \qquad (18\text{-}42)$$

λ se definió para la ecuación (18-34). La ecuación (18-42) presupone lo que sigue, además de las condiciones básicas:

1. L/V es constante
2. La pendiente de la curva de equilibrio m es constante.
3. La eficiencia de punto es constante en el plato.

La mayor parte de las columnas de platos funcionan en tales condiciones que el gas se mezcla completamente cuando fluye entre los platos, pero son pocas las que funcionan con flujo tapón de líquido. Así, las figuras 18-25 a 18-27 representan casos extremos y son importantes, sobre todo para la evaluación de los efectos geométricos sobre la mezcla. El alejamiento con respecto al flujo tapón de líquido lo estudiaron Gautreaux y O'Connell [*Chem. Eng. Prog.*, **51**, 232 (1955)], suponiendo que se pueda representar la mezcla del líquido como si sucediera en una serie de etapas de líquido completamente mezclado. Para este modelo

$$E_{mo} = \frac{1}{\lambda}\left[\left(1 + \lambda\frac{E_{og}}{n}\right)^n - 1\right] \qquad (18\text{-}43)$$

en donde n = número de etapas que se tienen en el plato.

Se puede obtener una aproximación al número de etapas a partir de la figura 18-28, utilizando estos criterios:

1. El mayor flujo de líquido favorece el flujo tapón.
2. Los platos de malla tienen menos retromezclado que los de cachucha debido a una menor obstrucción al flujo.

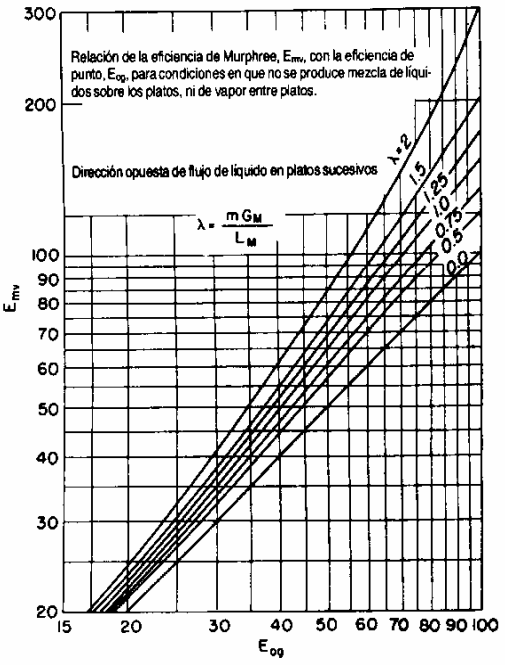


FIG. 18-26 Relación de la eficiencia de punto con la eficiencia de plato de Murphree. Caso 2: vapor no mezclado; dirección de flujo de líquido invertida en platos sucesivos.

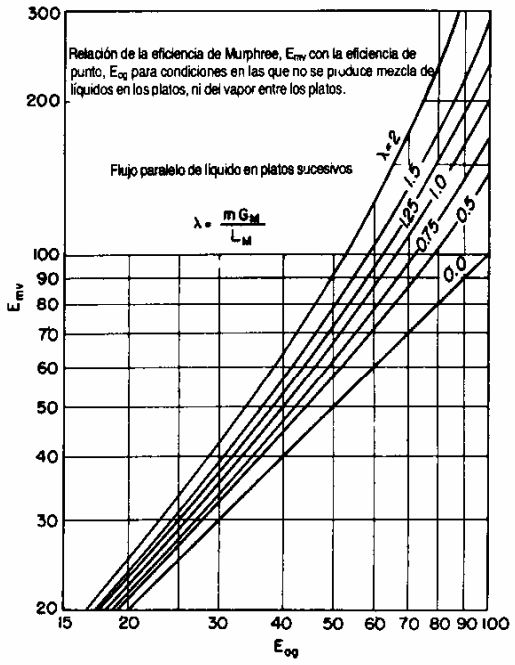


FIG. 18-27 Relación de la eficiencia de punto con la eficiencia de plato de Murphree. Caso 3: vapor no mezclado; flujo de líquido en la misma dirección en platos sucesivos.

3. Debido al mayor flujo de gas, aumentan la turbulencia y el grado de retromezclado de líquido.

Se presenta otro método en la obra del AIChE [*Bubble Tray Design Manual* (American Institute of Chemical Engineers, New York, 1958)] y se basa en un modelo de difusión de paquetes de moléculas (*eddies*). Según este modelo

$$\frac{E_{mo}}{E_{og}} = \frac{1 - e^{-(n' + N_{Pe})}}{(n' + N_{Pe})\{1 + [(n' + N_{Pe})/n']\}} + \frac{e^n - 1}{n'\{1 + [n'/(n' + N_{Pe})]\}} \qquad (18\text{-}44)$$

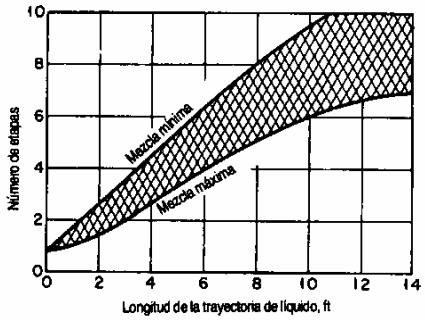
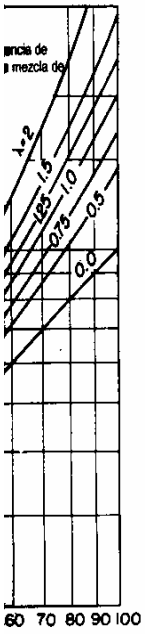
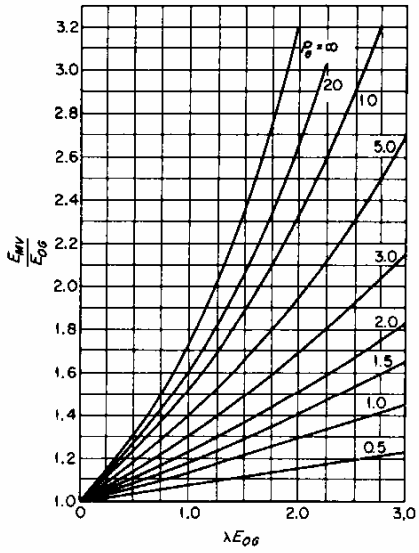


FIG. 18-28 Efecto de la longitud de la trayectoria de líquido sobre el número de etapas. Para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048 [O'Connell y Gautreaux, *Chem. Eng. Prog.* **51**, 236 (1955).]





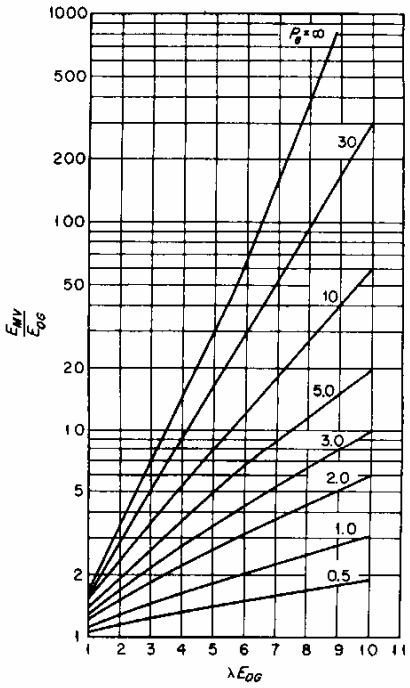


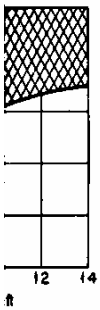
FIG. 18-29*a* Curvas de mezcla. Pe = número de Péclet (N_{Pe}). [Bubble-Tray Design Manual, *American Institute of Chemical Engineers*, New York, 1958.]

eficiencia de plato de
la misma dirección en

urbulencia y el gra-

Bubble Tray Design
neers, New York,
uetes de moléculas

$\overline{+ N_{Pe})]}$ (18-44)



ft

quido sobre el número
or 0.3048 [O'Connell y

en donde $n' = \frac{N_{Pe}}{2}\left(\sqrt{1 - 4\lambda\frac{E_{og}}{N_{Pe}}} - 1\right)$

N_{Pe} = número de Péclet (adimensional) = $\frac{Z_l^2}{D_E\theta_l}$

Z_l = longitud del desplazamiento del líquido, m

λ = factor de agotamiento [véase la Ec. (18-34)].

El valor de θ_l se calcula mediante la ecuación (18-38). El término D_E es un coeficiente de difusión turbulenta que se obtiene mediante mediciones experimentales. Para los platos perforados, Barker y Self [*Chem. Eng. Sci.*, **17**, 541 (1962)] obtuvieron la siguiente correlación:

$$D_E = 6.675(10^{-3})U_a^{1.44} + 0.922(10^{-4})h_l - 0.00562 \qquad (18\text{-}45)$$

donde D_E = coeficiente de difusión turbulenta, m^2/s

U_a = velocidad del gas a través del área activa del plato, m/s

h_l = retención de líquido en el plato (Ec. 18-16), mm.

Para platos con cachuchas de burbujeo debe utilizarse la correlación de difusión turbulenta del manual del AIChE (*Bubble-Tray Design Manual*).

La representación gráfica de la ecuación (18-44) aparece en la figura 18-29*a*, donde, como de costumbre, $\lambda = mG_m/L_m$.

Eficiencia global de columna Los valores calculados de E_{mv} se deben corregir por el arrastre, si lo hay, mediante la ecuación de Colburn [Ec. (18-27)]. La eficiencia corregida resultante E_a se convierte a continuación en la eficiencia de columna, mediante la relación de Lewis [*Ind. Eng. Chem.*, **28**, 399 (1936)]:

$$E_{oc} = \frac{N}{N_t} = \frac{\log\left[1 + E_a(\lambda - 1)\right]}{\log\lambda} \qquad (18\text{-}46)$$

Comparación de las eficiencias de varios platos Se han efectuado diversos estudios de varios platos en condiciones que hacen posible las comparaciones directas y significativas. Las condiciones que se requieren incluyen sistemas idénticos, la misma presión, el mismo diámetro de columna y una inmersión equivalente. Standart y colaboradores [*Brit. Chem. Eng.*, **11** (11), 1370 (1966); *Sep. Sci.*, **2**, 439 (1967)] utilizaron el sistema de metanol-agua a la presión atmosférica en una columna de 1.0 m (3.3 ft). Con un espaciamiento de platos de 0.4 m (15.7 in), estudiaron lo que sigue:

1. Plato de cachuchas: cachuchas de 70 mm (2.75 in) y cachuchas redondas, inmersión estática de 25.4 mm (1.0 in),
2. Plato de malla: orificio de 4.0 mm ($^5/_{32}$ in), orificio/área activa = 0.048, vertedero exterior = 40 mm (1.57 in).
3. Plato Turbogrid: ancho de ranura = 4.6 mm (0.18 in), 14.7% de área abierta.
4. Plato Ripple: orificios de 2.85 mm ($^7/_{64}$ in), 10.8% de área abierta.

Los datos de eficiencia de ese trabajo se resumen en la figura 18-29*b*.

Kirschbaum (*Distillier-Rektifiziertechnik*, 4a. ed., Springer-Verlang, Berlín y Heidelberg, 1969) informó sobre estudios en el sistema

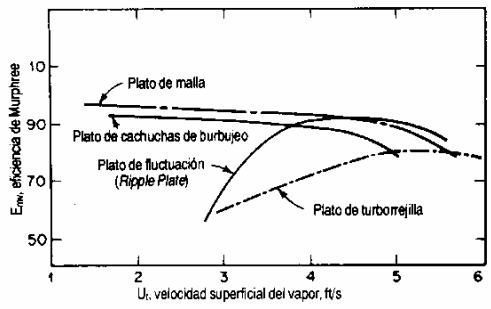


FIG. 18-29*b* Eficiencia de platos, metanol-agua. Para convertir pies por segundo en metros por segundo, multipliquese por 0.3048. Standart et. al. *Br. Chem. Eng.*, **2**, 1370 (1966); *Sep. Sci.*, **2**, 439 (1967).

de etanol-agua a la presión atmosférica, utilizando varias columnas. Para una columna de 0.75 m (2.46 ft) y un espaciamiento entre platos de 0.35 m (14.0 in), sería lo que sigue:

1. Plato de cachuchas: cachuchas de 90 mm (3.5 in), cachuchas redondas, inmersión estática de 30 mm (1.2 in).

2. Plato de malla: orificio de 10 mm ($^{25}/_{64}$ in), orificios/área activa = 0.104, vertedero de salida de 25.4 mm (1 in).

3. Plato de válvulas: orificio de 40 mm (1.57 in), 45 válvulas/plato, vertedero de salida de 25.4 mm (1 in).

Los datos de eficiencia se dan en la figura 18-30.

Billet y Raichle [*Chem. Eng. Tech.*, **38**, 825 (1966); **40**, 377 (1968)] utilizaron el sistema de etilbenceno-estireno a 100 mm de Hg abs, y una columna de 0.80 m (2.6 ft) con espaciamiento entre platos de 0.5 m (19.7 in). Sus estudios incluyeron lo que sigue:

1. Plato de cachuchas: cachuchas de 75 mm (3 in), cachuchas redondas, inmersión estática de 5 mm (0.2 in).

2. Plato de válvula: orificio de 39 mm (1.52 in), 64 válvulas/plato, vertedero de salida de 19 mm (0.75 in).

3. Plato de malla y válvula: 49 válvulas con orificios de 39 mm (1.52 in), 140 perforaciones de 9.5 mm ($^{3}/_{8}$ de in) de diámetro, área abierta total = 12.3%.

Los datos de eficiencia se dan en la figura 18-31.

La comprobación de los platos la llevó a cabo la Fractionation Research, Inc., para patrocinadores industriales. Algunos datos de prueba se publicaron para el sistema de ciclohexano-*n*-heptano a 165 kPa (24 lb/in^2 abs); en una columna de 1.2 m (4.0 ft) y con un espaciamiento entre platos de 0.61 m (24 in). Los dispositivos probados fueron:

1. Plato con cachucha de burbujeo; treinta y siete tapones redondos de 102 mm (4 in), sumergidos 6.4 mm (0.25 in) con un vertedero de salida de 50.8 mm (2.0 in) (AIChE Research Commitee, final report, University of Delaware, New York, Dec. 1, 1958).

2. Plato de válvula; 136 válvulas (no se dan las dimensiones), con un vertedero de salida de 50.8 mm (2 in) (*Glitsch V-1 Ballast Tray*, Bull. 160, Glitsch, Inc., Dallas, 1967).

3. Plato perforado; agujeros con un diámetro de 12.7 mm (0.5 in), con un área activa por agujero de 0.083 y un vertedero de salida de 50.8 mm (2 in) [Sakata y Yanagi, *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, no. 56, 3.2/21 (1979)].

Los datos de eficiencia se dan en la figura 18-32. Debe observarse que la inmersión del plato con cachucha de burbujeo fue menor que la del plato perforado o del tipo válvula.

Todos los programas anteriores de pruebas incluyeron condiciones de destilación a reflujo total, con sistemas binarios bien definidos. El valor primordial de los resultados es el de datos comparativos, pero es preciso realzar que el diseño de cada dispositivo no fue necesariamente óptimo para el servicio.

En la tabla 18-4 se dan datos adicionales de eficiencia de platos.

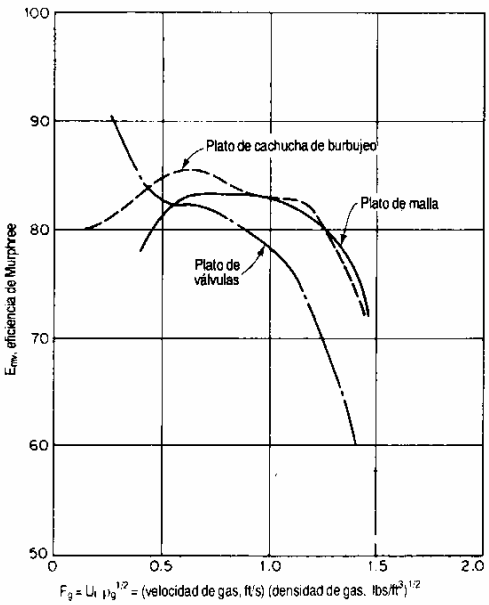


FIG. 18-30 Eficiencia de platos, etanol-agua. Para convertir (pies por segundo)(libras por pie cúbico)$^{1/2}$ en (metros por segundo) (kilogramos por metro cúbico)$^{1/2}$, multipliquese por 1.2199. (Kirschbaum, *Destillier-Rektifiziertechnik*, 4a. ed., Springer-Verlag, Berlin-Heidelberg, 1969).

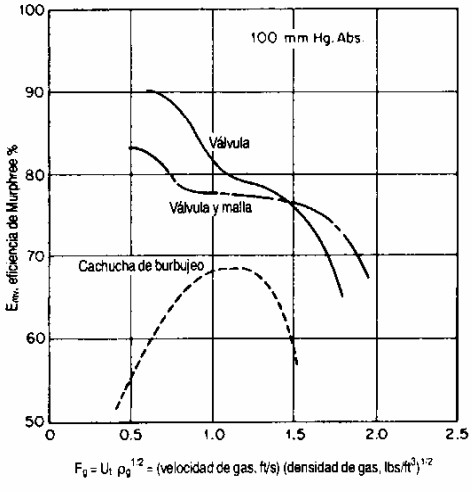


FIG. 18-31 Eficiencia de platos, estireno-etilbenceno. Para convertir (pies por segundo) (libras por pie cúbico)$^{1/2}$ en (metros por segundo) (kilogramos por metro cúbico)$^{1/2}$, multipliquese por 1.2199. [Billet y Raichle, *Chem.Eng. Tech.*, **38**, 825 (1966); **40**, 377 (1968).]

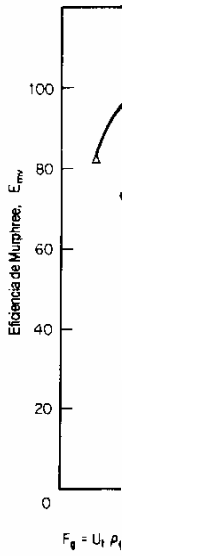


FIG. 18-32 Eficie
convertir (pies por s
(kilogramos por me

COLUMNAS EI

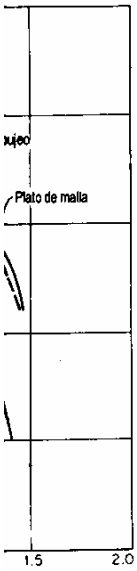
Introducción

quido se emplear
punto limitado, p
empacan con mat
casos, se puede co
na empacada func
rriente.

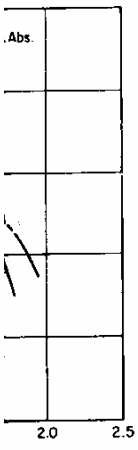
La columna em
las columnas de p
un envolvente cili
terial de empaque
para proporcionar
dispositivos para
puede encauzar h
chos en el mismo

Se encuentran
cuales posee vent
tir de los aspecto
ción de la entre
corrosión. Por lo
empaque vaciad
lo que les permi
pueden insertarse
de empaque en se
la mayor parte de
(más económicos
recen en la figura

Columnas emp
columnas empaca
tivos de platos no s
fluido o algún req
recen las columna



avertir (pies por segun-
logramos por metro cú-
llier-Rektifiziertechnik.



d de gas, lbs/ft^3)$^{1/2}$

. Para convertir (pies por
lo) (kilogramos por me-
le, *Chem.Eng. Tech.*., 38.

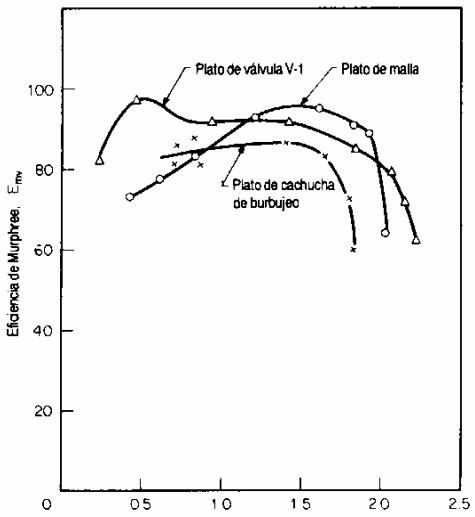


FIG. 18-32 Eficiencias de platos para el sistema ciclohexano-*n*-heptano. Para convertir (pies por segundo) (libras por pie cúbico)$^{1/2}$ en (metros por segundo) (kilogramos por metro cúbico)$^{1/2}$, multiplíquese por 1.2199.

COLUMNAS EMPACADAS

Introducción Las columnas empacadas para el contacto gas-líquido se emplean mucho para operaciones de absorción y, hasta un punto limitado, para las de destilación. Por lo común, las columnas se empacan con material orientado en forma aleatoria; pero, en algunos casos, se puede colocar cuidadosamente en sus posiciones. La columna empacada funciona de modo característico con las fases a contracorriente.

La columna empacada es un dispositivo simple en comparación con las columnas de platos (Fig. 18-33). Una columna común consiste en un envolvente cilíndrico que contiene un plato de soporte para el material de empaque, un dispositivo de distribución de líquido, diseñado para proporcionar la irrigación eficaz del empaque. Se pueden agregar dispositivos para proporcionar una redistribución del líquido que se puede encauzar hacia abajo de la pared. Es posible utilizar varios lechos en el mismo envolvente de la columna.

Se encuentran en el comercio muchos empaques, cada uno de los cuales posee ventajas específicas para el contacto líquido-gas a partir de los aspectos de costo, disponibilidad de superficie, regeneración de la entrecara, caída de presión, peso y resistencia a la corrosión. Por lo general, el lecho empacado está constituido por empaque vaciado dentro de la columna ("empaques vaciados") lo que les permite formar un arreglo al azar. En forma opcional, pueden insertarse cuidadosamente dentro de la columna materiales de empaque en secciones grandes y rígidas o bien, "arreglados". En la mayor parte de las aplicaciones se utilizan los empaques vaciados (más económicos) y los elementos característicos de empaque aparecen en la figura 18-34.

Columnas empacadas en comparación con las de platos Las columnas empacadas se especifican por lo común cuando los dispositivos de platos no son factibles, debido a características indeseables del fluido o algún requisito especial de diseño. Las condiciones que favorecen las columnas empacadas son:

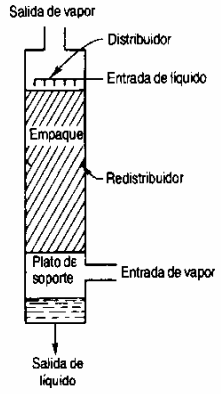


FIG. 18-33 Columna empacada (diagrama esquemático).

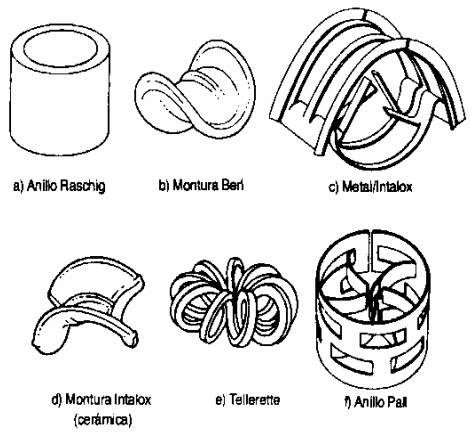


FIG. 18-34 Elementos característicos de empaque, tipo vaciado.

1. Para las columnas de menos de 0.6 m (2.0 ft) de diámetro, los empaques suelen ser más baratos que los platos, a menos que se necesiten empaques de aleaciones metálicas.
2. Los ácidos y muchos otros materiales corrosivos se pueden manejar en columnas empacadas, ya que la construcción puede ser de cerámica, carbón u otros materiales resistentes.
3. Con frecuencia, los empaques tienen características convenientes de eficiencia y caída de presión para destilaciones críticas al vacío.
4. Los líquidos con tendencia a la espumación se pueden manejar con mayor facilidad en columnas empacadas, debido al grado relativamente bajo de agitación del líquido por el gas.
5. La retención del líquido puede ser muy baja en columnas empacadas, lo cual constituye una ventaja cuando el líquido es térmicamente sensible.

Las condiciones desfavorables para las columnas empacadas son:

1. Si hay sólidos en el líquido o el gas, las columnas de platos se pueden diseñar para permitir la limpieza con mayor facilidad.

TABLA 18-4 Eficiencia de platos representativos

Dispersador	Sistema	Diámetro de columna, Ft	Espaciamiento entre platos, in	Presión, lbF/in², abs	Inmersión estática, in	Eficiencia, %		Observaciones	Ref.
						E_{mv}*	E_{oc}†		
Cachucha de burbujeo	Etanol-agua	1.31	10.6	14.7	1.18	83-87	.....	.....	1
		1.31	16.3	14.7	1.18	84-97			
	Metanol-agua	2.5	14	14.7	1.2	80-85	.....	.....	2
	Etilbenceno-estireno	3.2	15.7	14.7	1.0	90-95	.....	.....	3
	Ciclohexano-*n*-heptano	2.6	19.7	1.9	0.2	55-68	.....	.....	4
		4.0	24	14.7	0.25	65-90	.....	.....	5
				24	4.25	65-90	.....		
				50		65-90			
	Ciclohexano-*n*-heptano	4.0	24	5	0.6	65-85	.....	Cachuchas de túnel	6
				24		75-100	.....		
	Benceno-tolueno	1.5	15.7	14.7	1.5	70-80	.....	.....	7
	Tolueno-isooctano	5.0	24	14.7	0.4	.....	60-80	.....	8
Malla de fluctuaciones	Metanol-agua	3.2	15.7	14.7	...	70-90	.....	10.8% Abertura	3
	Etanol-agua	2.5	14	14.7	1.0	75-85		10.4% abertura	2
	Metanol-agua	3.2	15.7	14.7	1.57	90-100		4.8% abertura	3
	Etilbenceno-estireno	2.6	19.7	1.9	0.75	70		12.3% abertura	9
	Benceno-tolueno	1.5	15.7	14.7	3.0	60-80		18% abertura	7
	Alcohol metílico-alcohol *n*-propílico-alcohol *sec* butílico	6.0	18	18	1.38	.....	64	.....	10
	Xilenos mezclados + C_8-C_{10} parafinas y naftenos	13.0	21	25	1.25	.....	86	.....	5
	Ciclohexano-*n*-heptano	4.0	24	5	2.0	60-70	.....	14% abertura	13
				24		80	.....	14% abertura	13
	n-butano-isobutano	4.0	24	5	2.0	70-80	.....	8% abertura	12
		4.0	24	165	2.0	110	.....	14% abertura	13
		4.0	24	165	2.0	120	.....	8% abertura	12
		4.0	24	300	2.0	110	.....	8% abertura	12
		4.0	24	400	2.0	100	.....	8% abertura	12
							.....		
Válvula de turborrejilla	Metanol-agua	3.2	15.7	14.7	...	70-80	.....	14.7% abertura	3
	Etanol-agua	2.5	14	14.7	1.0	75-85	.....	.....	2
	Etilbenceno-estireno	2.6	19.7	1.9	0.75	75-85		.....	4
	Ciclohexano-*n*-heptano	4.0	24	20	3.0	.....	50-96	Válvulas rectif.	11
	n-butano-isobuteno	4.0	24	165	3.0	.....	104-121	Válvulas rectif.	11
	Benceno-tolueno	1.5	15.7	14.7	3.0	75-80	.....	.....	7

Referencias

1. Kirschbaum, *Z. Ver. Dtsch. Ing. Beih. Verfahrenstech.*, (5), 131 (1938; (3), 69 (1940).
2. Kirschbaum, *Distillier-Rektifiziertechnik*, 4th. ed., Springer-Verlag, Berlin y Heidelberg, 1969.
3. Kastanek y Standart, *Sep. Sci*, **2**, 439 (1967).
4. Billet y Raichle, *Chem. Ing. Tech.*, **38**, 825 (1966); **40**, 377 (1968).
5. AIChE Research Committee, *Tray Efficiency in Distillation Columns*, final report, University of Delaware, Newark, 1958.
6. Raichle y Billet, *Chem. Ing. Tech.*, **35**, 831 (1963).
7. Zuiderweg, Verburg y Gilissen, *Proc. Intn. Symp.*, Brighton, England, 1960.
8. Manning, Marple y Hinds, *Ind. Eng. Chem.*, **49**, 2051 (1957).
9. Billet, *Proc. Intn. Symp.*, Brighton, England, 1970.
10. Mayfield, Church, Green, Lee, y Rasmussen, *Ind. Eng. Chem.*, **44**, 2238 (1952).
11. Fractionation Research, Inc. "Report of Tests of Nutter Type B Float Valve Tray," July 2, 1964, from Nutter Engineering Co., Tulsa.
12. Sakata y Yanagi, *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, no. 56, 3.2/21 (1979).
13. Yanagi y Sakata, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **21**, 712 (1982).

* Véase la ecuación (18-32).

† Véase la ecuación (18-28).

NOTA: Para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048; para convertir pulgadas en centímetros, multiplíquese por 2.54; y para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada en kilopascales, multiplíquese por 6.895.

2. Algunos materiales de empaque se rompen con facilidad durante la inserción en la columna como resultado de la dilatación y la contracción térmicas.

3. Con frecuencia, los flujos elevados de líquido se pueden manejar en forma más económica en columnas de platos que en las empacadas.

4. Se pueden incluir serpentines de enfriamiento con mayor facilidad en los dispositivos de platos.

5. Los flujos bajos de líquido llevan al humedecimiento incompleto de los empaques de la columna, lo que hace disminuir la eficiencia del contacto.

6. Las columnas empacadas tienen intervalos de operación más estrechos que las de los platos de flujo cruzado.

Hidráulica de columnas empacadas La caída de presión de un gas que fluye hacia arriba por un empaque, a contracorriente del flujo del líquido, se representa gráficamente en la figura 18-35. A flujos muy bajos de líquido, la sección transversal eficaz abierta del empaque no es muy diferente de la del empaque seco, y la caída de presión se debe al flujo a través de una serie de aberturas de tamaños y ubicaciones aleatorias en el lecho. Así pues, la caída de presión es aproximadamente proporcional al cuadrado de velocidad del gas, como se indicó en la región *AB*.

Log de la caída de presión

FIG. 18-35 Caract

FIG. 30, 76

vaciones	Ref.
....	1
....	2
....	3
....	4
....	5
has de túnel	6
.....	7
.....	8
Abertura	3
abertura	2
abertura	3
abertura	9
abertura	7
.....,	10
.....	5
abertura	13
abertura	13
abertura	12
abertura	13
abertura	12
abertura	12
abertura	12
abertura	3
.....	2
.....	4
las rectif.	11
las rectif.	11
.....	7

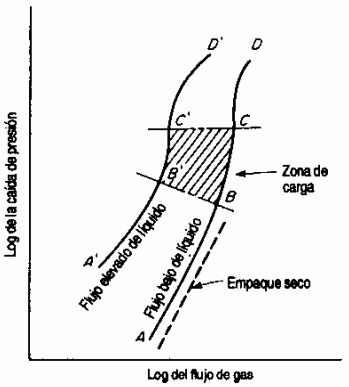


FIG. 18-35 Características de caída de presión de columnas empacadas.

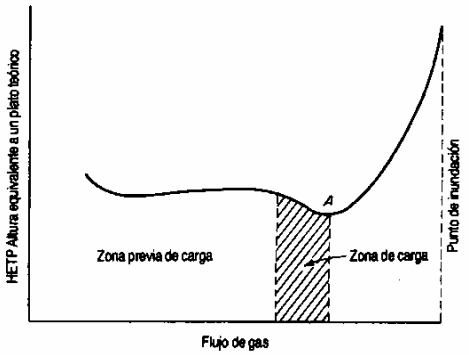


FIG. 18-36 Características de eficiencia de columnas empacadas (destilación a reflujo total).

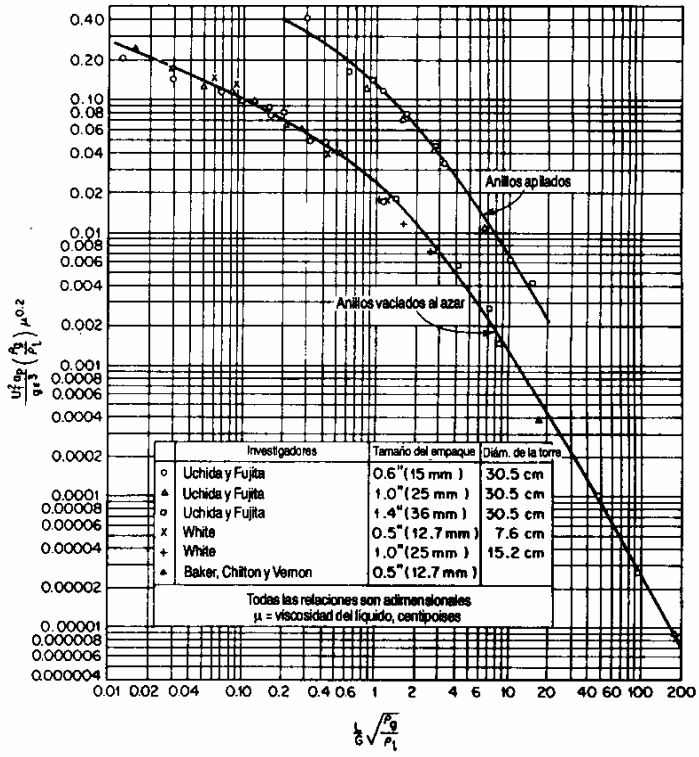


FIG. 18-37 Correlación generalizada de puntos de inundación, columnas empacadas [Sherwood y colaboradores, *Ind. Eng. Chem.*, **30**, 768 (1938)].

ertir libras-fuerza por

s de operación más

da de presión de un
acorriente del flujo
18-35. A flujos muy
eta del empaque no
a de presión se debe
años y ubicaciones
es aproximadamen-
como se indicó en la

Con flujos más elevados de líquido, la sección transversal eficaz abierta es menor, debido a la presencia de líquido, y una parte de la energía de la corriente de gas se utiliza para soportar una cantidad creciente de líquido en la columna (región $A'B'$). Para todos los flujos de líquido, se alcanza una zona en la cual la caída de presión es proporcional a una potencia del flujo de gas claramente superior a 2; esta zona se denomina **región de carga**, como se indicó en la figura 18-35. El aumento de la caída de presión se debe a la acumulación rápida de líquido en el volumen de espacios vacíos del empaque.

Al aumentar la retención de líquido, se puede producir uno de dos cambios. Si el empaque se compone esencialmente de superficies extendidas, el diámetro eficaz de orificios se hace tan pequeño que la superficie de líquido resulta continua a través de la sección transversal de la columna, en general, en la parte superior del empaque. La inestabilidad de la columna se produce al mismo tiempo que la elevación de un cuerpo líquido de fase continua en la columna. El cambio de caída de presión es muy grande con sólo un cambio ligero del flujo de gas (condición C o C'). El fenómeno se denomina *inundación* y es análogo a la inundación de arrastre en una columna de platos.

Si la superficie del empaque no es continua por naturaleza, tiene lugar una inversión de fases y el gas burbujea a través del líquido. La columna no es inestable y se puede hacer que regrese al funcionamiento continuo de fase gaseosa reduciendo simplemente el flujo de gas. En forma análoga a la condición de inundación, la caída de presión se eleva con rapidez conforme se produce la inversión de fases.

Lerner y Grove [*Ind. Eng. Chem.*, **43**, 216 (1951)] y Teller [*Chem. Eng.*, **61**(9), 168 (1954)] señalaron una condición de funcionamiento estable más allá de la "inundación" (región CD o $C'D'$) para empaque de superficie no extendida con el líquido como fase continua y el gas como fase dispersa.

Para destilaciones a reflujo total efectuadas en columnas empacadas, se identifican regiones de carga e inundación por sus efectos sobre la eficiencia en la transferencia de masa, como se muestra en la figura 18-36. Los flujos de gas y líquido aumentan juntos y se llega a un punto en que el líquido se acumula con rapidez (punto A) y disminuye la superficie eficaz para la transferencia de masa.

Inundación y carga Puesto que la inundación, o la inversión de fases, representa normalmente la condición de capacidad máxima para una columna empacada, es conveniente predecir su valor para nuevos diseños. La primera correlación generalizada de puntos de inundación para columnas empacadas la desarrollaron Sherwood, Shipley y Holloway [*Ind. Eng. Chem.*, **30**, 768 (1938)] sobre la base de mediciones de laboratorio, primordialmente en el sistema aire-agua. Obtuvieron como resultado la relación

$$\left(\frac{U_t^2 a_p \rho_g}{g \varepsilon^3 \rho_\ell}\right) \mu_\ell^{0.2} = \text{función}\left(\frac{L}{G}\sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_\ell}}\right) \qquad (18\text{-}47)$$

donde el primer grupo en el miembro izquierdo es adimensional y la viscosidad del líquido μ_ℓ está en cP (mPa · s). El grupo en el miembro de la derecha es el parámetro adimensional de flujo, introducido anteriormente en relación con el cálculo de la inundación y el arrastre en las columnas de platos (Figs. 18-10 y 18-22). Las unidades convenientes para la ecuación (18-47) son:

U_t = velocidad superficial del gas, m/s
a_p = área total del empaque, $m^2/(m^3$ de lecho)
ε = fracción de espacios vacíos en el empaque seco

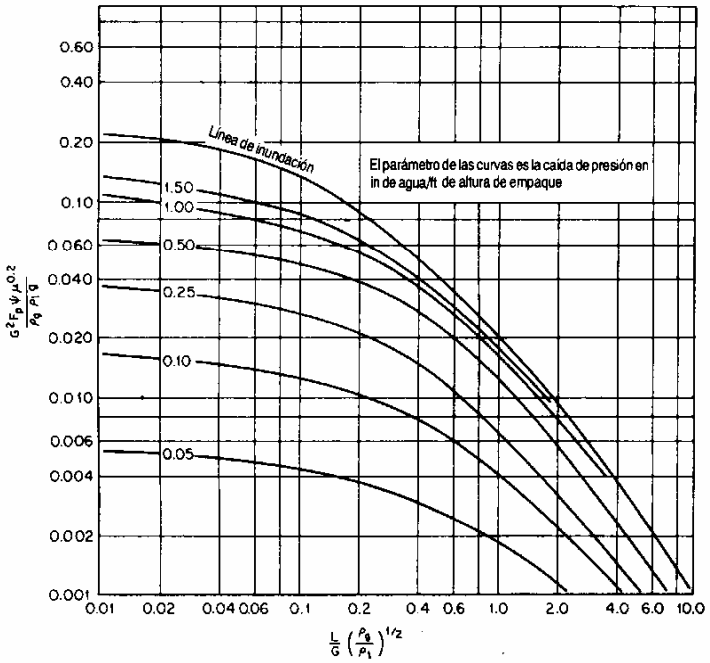


FIG. 18-38 Correlación generalizada de inundación y caída de presión para empaques. Para convertir pulgadas de agua por pie de altura empacada, en milímetros de agua por metro de altura empacada, multiplíquese por 83.31. [Eckert, *Chem. Eng. Prog.*, **66** (3), 39 (1970).]

columnas empaca-
ior sus efectos sobre
muestra en la figura
y se llega a un punto
A) y disminuye la

n, o la inversión de
acidad máxima para
u valor para nuevos
untos de inundación
ood, Shipley y Ho-
base de mediciones
e-agua. Obtuvieron

$$\left(\frac{\rho_g}{\rho_\ell}\right) \qquad (18\text{-}47)$$

s adimensional y la
grupo en el miembro
o, introducido ante-
ción y el arrastre en
nidades convenien-

's
le lecho)
l empaque seco

l pie de
66 (3).

g = constante gravitacional, 9.8067 m/s^2
ρ_ℓ y ρ_g = densidades del gas y el líquido, kg/m^3
L = gasto o masa velocidad del líquido, kg/(s · m^2)
G = gasto o masa velocidad del gas, kg/(s · m^2)
μ_ℓ = viscosidad del líquido, mPa · s (cP)

La relación funcional de la ecuación (18-47) se muestra gráficamente en la figura 18-37. Otros trabajos hechos con aire y líquidos distintos del agua condujeron a modificaciones de la correlación de Sherwood, primero por Leva [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **50** (10), 51 (1954)] y después, en una serie de artículos, por Eckert. La modificación más reciente, de Eckert, se muestra en la figura 18-38. Se debe observar que el grupo de la ordenada en la figura 18-38 incluye, ψ, la relación de la densidad del agua a la del líquido y también que la relación de a_p/ε^3, característica de un material de empaque dado, se reemplazó por el **factor de empaque** F_p, que también es característico de un empaque dado (unidades = m^{-1}) pero se obtuvo experimentalmente, en lugar de calcularse a partir de la geometría de empaque. Es práctica común retener los parámetros de correlación de la figura 18-38 y hacer variar los valores del factor de empaque a medida que se dispone de más datos experimentales.

En la tabla 18-5 aparecen las características generales de los empaques vaciados comunes y se incluyen los factores del empaque. Los datos se obtuvieron a partir de la información proporcionada por diversos fabricantes de empaques y debe utilizarse con precaución. Bolles y Fair [*Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, no. 56. 3.3/35 (1979)] descubrieron que al utilizar los factores de empaque, que aparecen en la tabla

TABLA 18-5 Características de los empaques para torres tipo vaciado*

Tipo de empaque	Diámetro nominal, mm	Espesor de la pared, mm	Diámetro externo y longitud, mm	Núm. aproximado de elementos por m^3	Peso aproximado por m^3, kg	Área superficial aproximada, m^2/m^3	Porcentaje de espacios vacíos	Factor del empaque, F_p, m^{-1}
Sillas Berl, cerámica	6	.....	...	3.78×10^6	900	900	60	2950
	13	.....	...	590,000	865	465	62	790
	25	.....	...	77,000	720	250	68	360
	38	.....	...	22,800	640	150	71	215
	50	.....	...	8,800	625	105	72	150
Sillas Intalox, cerámica	6	.....	...	4.15×10^6	865	984	75	2380
	13	.....	...	730,000	720	625	78	660
	25	.....	...	84,000	705	255	77	320
	38	.....	...	25,000	670	195	80	170
	50	.....	...	9,400	760	118	79	130
	75	.....	...	1,870	590	92	80	70
Sillas Intalox, metal	(No. 25)	.....	...	168,400	...	...	97	135
	(No. 40)	.....	...	50,100	...	...	97	82
	(No. 50)	.....	...	14,700	...	...	98	52
	(No. 70)	.....	...	4,630	...	...	98	43
Sillas Intalox, plástico (polipropileno)	25	.....	...	55,800	76	206	91	105
	50	.....	...	7,760	64	108	93	69
	75	.....	...	1,520	60	88	94	50
Anillos Pall, metal	16	26 gauge	16				92	230
	25	24	25	49,600	480	205	94	157
	38	22	38	13,000	415	130	95	92
	50	20	50	6,040	385	115	96	66
	90		90	1,170	270	92	97	53
Anillos Pall, plástico (polipropileno)	16	.....	16	214,000	116	340	87	310
	25	.....	25	50,100	88	205	90	170
	38	.....	38	13,600	76	130	91	105
	50	.....	50	6,360	72	100	92	82
	90	.....	90	1,170	68	85	92	52
Anillos Raschig, cerámica	6	1.6	6	3.02×10^6	960	710	62	5250
	13	2.4	13	378,000	880	370	64	2000
	19	2.4	19	109,000	800	240	72	840
	25	3.2	25	47,700	670	190	74	510
	38	6.4	38	13,500	740	120	68	310
	50	6.4	50	5,800	660	92	74	215
	75	9.5	75	1,700	590	62	75	125
	100	9.5	100	700	580	46	80	
Anillos Raschig, acero	19	1.6	19	111,000	1500	245	80	730
	25	1.6	25	46,300	1140	185	86	450
	38	1.6	38	14,100	785	130	90	270
	50	1.6	50	5,900	590	95	92	187
	75	1.6	75	1,800	400	66	95	105
Hy-Pac, acero	(No. 1)	.....	30	30,000	300	177	96	141
	(No. 2)	.....	60	3,780	225	95	97	59
Levapacking †	(No. 1)	.....	...	34,000	270	164		
	(No. 2)	.....	...	10,5000	210	118		
Tellerettes de polietileno de baja densidad	1	.....	...	39,700	160	250	83	

* Los datos son representativos, pero varían ligeramente de acuerdo con la fábrica de empaques. Los anillos Pall también se conocen con los nombres de Flexirings y Ballast rings; las sillas Intalox también se conocen como Flexisaddles. El número de elementos por volumen de lecho empacado puede variar de acuerdo con el método de vaciado de los elementos; véase Billet, *Chem. Eng. Prog.*, **63**(9), 53 (1967). Para convertir milímetros en pulgadas, multiplíquese por 0.0394; para convertir elementos por metro cúbico en elementos por pie cúbico, multiplíquese por 0.0283; para convertir metros cuadrados por metro cúbico en pies cuadrados por pie cúbico, multiplíquese por 0.3048, y para convertir metros^{-1} en pies^{-1}, multiplíquese por 0.3048.

† Leva, *Chem. Eng. Prog.*, **76**(9), 73 (1980).

TABLA 18-6 Factores experimentales de empaque

Sistema	Diámetro de columna, in	Presión, psia/in	Empaque	Valor de inund. $L/G\sqrt{\rho_g/\rho_\ell}$	Factor de empaque, F_p ft^{-1} Medido	Tabla 18-5	Ref.
Pentanos	10	58.2	Anillos Raschig 1/2 in	0.141	478	580	1
		73.2	Anillos Raschig 1/2 in	0.161	424	580	1
	10	73.2	Sillas Berl 1/2 in	0.161	216	240	1
Butenos	16	143	Sillas Intalox 1/2 in	0.205	305	200	1
	16	313	Sillas Intalox 1/2 in	0.340	300	200	1
Hexenos	16	38	Sillas Intalox 1/2 in	0.093	381	200	1
Ciclohexano-*n*-heptano	48	24	Anillos Raschig 3/4 de in	0.09-2.0	225-113	255	2
			Anillos Raschig 1 1/2 in	0.09-1.05	95-80	95	2
			Anillos Raschig 3 in	0.1-0.7	63-44	37	2

Referencias:
1. Clay, Clark y Munro, *Chem. Eng. Prog.*, **62**(1), 51 (1966).
2. Silvey y Keller, *Proc. Intn. Symp. Distill.*, Brighton, England, 1970. 24)

NOTA: Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada absoluta en kilopascales, multiplíquese por 6.895; y para convertir pies^{-1}, en metros^{-1}, multiplíquese por 3.28.

18-5, junto con la gráfica de diseño de la figura 18-38 para los anillos Raschig de cerámica, las monturas o silletas Berl, también de cerámica, y los anillos Raschig de metal, así como los anillos Pall de metal es necesario multiplicar la velocidad calculada de inundación del gas por 0.62, para tener 95% de seguridad de que no se presentará una condición inesperada de inundación al operar con altas velocidades de gas. En la tabla 18-6 se muestran las comparaciones de los factores de empaque calculados y medidos. Parte de la dificultad para generalizar los datos señalados de inundación se debe a la variación de la definición de punto de inundación; Silvey y Keller [*Chem. Eng. Prog.*, **62** (1), 68 (1966)] dan 10 definiciones diferentes que han presentado los investigadores. Como se mencionará más adelante, el rendimiento de diseño para una columna empacada debe dejar margen para un porcentaje de error de ± 30% en el punto de inundación pronosticado.

El **punto de carga** es una cantidad más nebulosa que la de inundación. Se describió como la velocidad del gas a la que se produce una interrupción en la pendiente de la curva de caída de presión-flujo de gas (Fig. 18-35) o un cambio en la eficiencia de la transferencia de masa (Fig. 18-36). En vista de que la transición de las condiciones de carga previa a las de carga real puede ser muy gradual, el punto de carga sólo se puede determinar en forma aproximada. Para una estimación aproximada, la curva de la caída de presión, que aparece en la figura 18-38 y representa 0.50 in de H_2O/ft (42 mm de H_2O/m), se puede tomar como el límite inferior de carga.

Caída de presión Para el flujo de gas a través de empaques secos, la caída de presión se puede estimar mediante la ecuación del orificio, con una corrección adecuada por la presencia del líquido. Sobre esta base, Leva [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **50**(10), 51 (1954)] desarrolló la siguiente correlación para la caída de presión en lechos empacados irrigados (los parámetros se expresan en unidades usuales en Estados Unidos):

$$\Delta P = C_2 10^{C_3 u_t} \rho_g U_t^2 \qquad (18\text{-}48)$$

donde ΔP = in de H_2O/ft de empaque (para convertir en mm de H_2O/m de empaque, multiplíquese por 83.31)
ρ_g = densidad del gas, lb/ft^3
U_t y u_t = velocidades superficiales del gas y del líquido, respectivamente, ft/s.
C_2 y C_3 = constantes dadas en la tabla 18-7.

La correlación de Leva se desarrolló a partir de datos de pruebas para el sistema de aire-agua, funcionando por debajo del punto de inundación. Aun cuando no se ha comprobado ampliamente, Silvey y Keller [*Proc. Intn. Symp. Dist.* (Brighton), Eng., 1970] descubrieron que funciona bien para el sistema de destilación de ciclohexano-*n*-heptano, a 165 kPa (24 lb/in^2) abs, utilizando anillos Raschig de cerámica de 19, 38 y 75 mm (3/4, 1 1/2 y 3 in), en una columna de 1.2 m (4 ft) (Fig. 18-39).

Puesto que el desarrollo de la inundación se lleva a cabo para cada empaque mediante el mismo mecanismo, se puede esperar (y se ha confirmado) que la caída de presión en la inundación es independiente de la relación líquido-gas y sólo depende de las propiedades físicas del sistema. Las caídas de presión en la inundación para diversos empaques, utilizando el sistema aire-agua, se dan en la tabla 18-8.

La igualdad de las caídas de presión en el punto de inundación condujo a la correlación generalizada de caída de presión de Leva (*loc. cit.*) y Eckert y colaboradores, como se muestra en la figura 18-38. Los factores de empaque para estimar la caída de presión son diferentes de los que se utilizan para estimar el punto de inundación y varían bastante con las condiciones de flujo. En la tabla 18-5 se dan factores de caída de presión para empaques. Para el sistema de destilación de Silvey y Keller (*loc. cit.*), la correlación de Eckert (que utiliza factores de empaque inundado), representan caídas de presión medidas, como se muestra en la figura 18-40.

En las figuras 18-41 a 18-44*a* se dan datos de caídas de presión para varios empaques. Todos los datos son para el sistema aire-agua y el empleo del término G/ϕ permite la comparación de otros gases con el aire, puesto que $\phi = \sqrt{\rho_g/\rho_{aire}}$. Para la mayor parte de los experimentos, la densidad del aire fue de 1.20 kg/m^3 (0.075 lb/ft^3).

TABLA 18-7 Coeficientes para la correlación de caídas de presión de Leva [ecuación (18-48)]

Tipo de empaque	Tamaño nominal, in	Espesor de la pared, in	C_2	C_3	Intervalo de L, Lb/(h)(ft^2)
Anillo Raschig...	1/2	3/32	3.5	0.0577	300- 8 600
	3/4	3/32	0.82	0.0361	1 800-10 800
	1	1/8	0.80	0.0348	360-27 000
	1 1/2	1/4	0.30	0.0320	720-18 000
	2	1/4	0.28	0.0236	720-21 600
Sillas Berl.....	1/2	...	1.5	0.0272	300-14 100
	3/4	...	0.60	0.0236	360-14 400
	1	...	0.40	0.0236	720-28 800
	1 1/2	...	0.20	0.0181	720-21 600
Sillas Intalox....	1	...	0.31	0.0222	2 520-14 400
	1 1/2	...	0.14	0.0181	2 520-14 400

NOTA: Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir libras por hora-pie cuadrado en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multiplíquese por 0.001356.

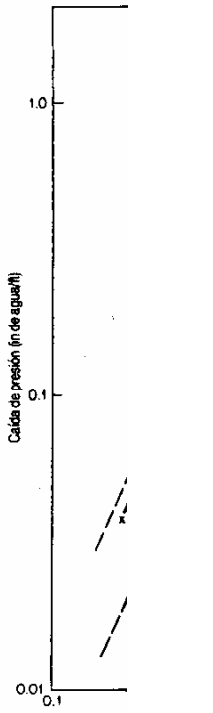


FIG. 18-39 Caída d
tema de ciclohexano-
límetros de agua por
milímetros, multiplíq
por pie cúbico)$^{1/2}$ en
multiplíquese por 1.2
1969. Leva, *Tower P*
Akron, Ohio, 1951).

Empaques acom
pueden fabricar en
na. En la figura 18-
tipo; el material K
formada de tal man

TABLA 18-8 C

Empaque	T
Anillos Raschig	
Sillas Berl	
Telleretes (inversión de fase)	

NOTA: Para convertir p
gadas de agua por pie en

5	Ref.
	1
	1
	1
	1
	1
	1
	2
	2
	2

kilopascales,

exano-*n*-heptano, a
de cerámica de 19,
le 1.2 m (4 ft) (Fig.

va a cabo para cada
de esperar (y se ha
ón es independiente
piedades físicas del
para diversos empa-
tabla 18-8.
de inundación con-
resión de Leva (*loc.*
la figura 18-38. Los
lón son diferentes de
ción y varían bastan-
dan factores de caída
tilación de Silvey y
lliza factores de em-
s medidas, como se

idas de presión para
tema aire-agua y el
de otros gases con el
te de los experimen-
lb/ft³).

ación de caídas

	Intervalo de *L*. Lb/(h)(ft²)
77	300- 8.600
61	1 800-10 800
48	360-27 000
20	720-18 000
36	720-21.600
72	300-14 100
36	360-14.400
36	720-28.800
81	720-21.600
22	2.520-14 400
81	2.520-14 400

25.4; para convertir libras
drado, multiplíquese por

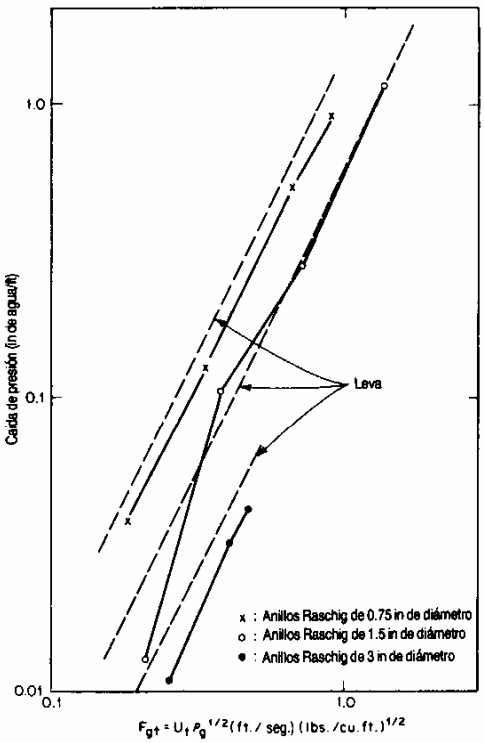


FIG. 18-39 Caída de presión en lecho seco, anillos Raschig de cerámica. Sistema de ciclohexano-*n*-heptano. Para convertir pulgadas de agua por pie en milímetros de agua por metro, multiplíquese por 83.31; para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; y para convertir (pies por segundo) (libras por pie cúbico)$^{1/2}$ en (metros por segundo)(kilogramos por metro cúbico)$^{1/2}$, multiplíquese por 1.2199. (Silvey y Keller, *Proc. Intern. Symp. Dist.* Brighton, 1969. Leva, *Tower Packing and Packed Tower Design*, U.S. Stoneware Co., Akron, Ohio, 1951).

Empaques acomodados Los materiales especiales de empaque se pueden fabricar en secciones más grandes, que se insertan en la columna. En la figura 18-44*b* aparecen los empaques característicos de este tipo; el material Koch Sulzer está hecho de gasa tejida, corrugada y formada de tal manera que proporcione canales estrechos con un área superficial elevada, en tanto que el Flexipac (también conocido como Mellapak) está hecho de hoja metálica corrugada, que puede o no estar perforada con pequeños orificios. Otros empaques de este tipo general incluyen el Goodloe, Hyperfil, Kloss, neo-Kloss, Glitschgrid y el Spraypak; las descripciones y los nombres de los fabricantes se pueden encontrar en el artículo de Nygreen y Connolly [*Chem. Eng. Prog.*, **67**(3), 49 (1971)]. Por lo general, los empaques acomodados son más costosos que los vaciados, sobre una base equivalente de volumen de la torre, pero pueden mostrar características favorables de caída de presión que se supone tienen una gran importancia en las destilaciones al alto vacío.

En la figura 18-45 se muestran las características de caída de presión para el empaque Flexipak. Los factores de empaque para este material son $F_p = 108.2\ m^{-1}$ (32.98 ft^{-1}) para el tamaño Núm. 1, 52.5 m^{-1} (16.00 ft^{-1}) para el tamaño Núm. 3. Las características de la caída de presión de inundación para el contacto con empaques acomodados deben consultarse con los fabricantes.

Platos de soporte Aunque la finalidad primordial de un soporte de empaque es retener el lecho, sin restricción excesiva para el flujo de gas y líquido, sirve también para la distribución de las dos corrientes. A menos que se diseñe en forma cuidadosa el plato de soporte puede provocar también una inundación prematura de la columna. En consecuencia, el diseño del plato de soporte afecta de manera significativa la caída de presión de la columna y al intervalo de operación estable.

Se pueden utilizar dos tipos básicos de platos de soporte:

1. A contracorriente
2. Con pasos separados para el flujo de líquido y el de gas

Los dos tipos se indican en las figuras 18-46, 18-47 y 18-48.

TABLA 18-8 Caídas de presión de inundación

Empaque	Tamaño	Caída de presión en la inundación, in de agua/ft de empaque	Fuente
Anillos Raschig	1/4	4	Zenz, *Chem. Eng.*, **60**(8), **176** (1953)
	1/2	3.5	
	1	4	
	1 1/2	2.5	
	2	2.5	
Silas Berl	1/2	2.5	
	1	2.5	
	1 1/2	2.2	
Telleretes (inversión de fase)	1	2.5	Teller y Ford, *Ind. Eng. Chem.*, **50**, 1201 (1958)

NOTA: Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir pulgadas de agua por pie en milímetros de agua por metro, multiplíquese por 83.31

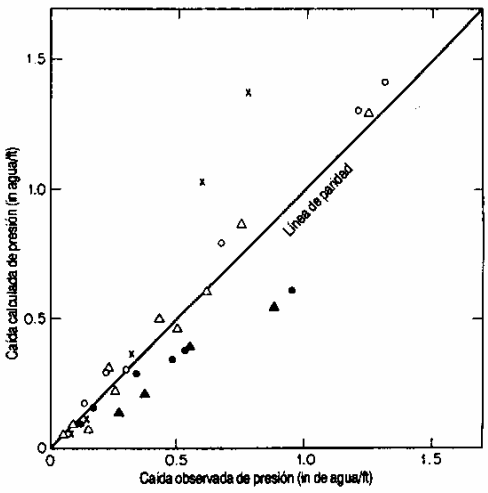


FIG. 18-40 Comparación de datos de caída de presión con la correlación de Eckert. Sistema de ciclohexano-*n*-heptano. Para convertir pulgadas de agua por pie en milímetros de agua por metro, multiplíquese por 83.31; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048. [Silvey y Keller, *Proc. Intern. Symp. Dist.* Brighton, Engl., 1969; Eckert, *Chem. Eng. Prog.*, **57**(9), 54 (1961)].

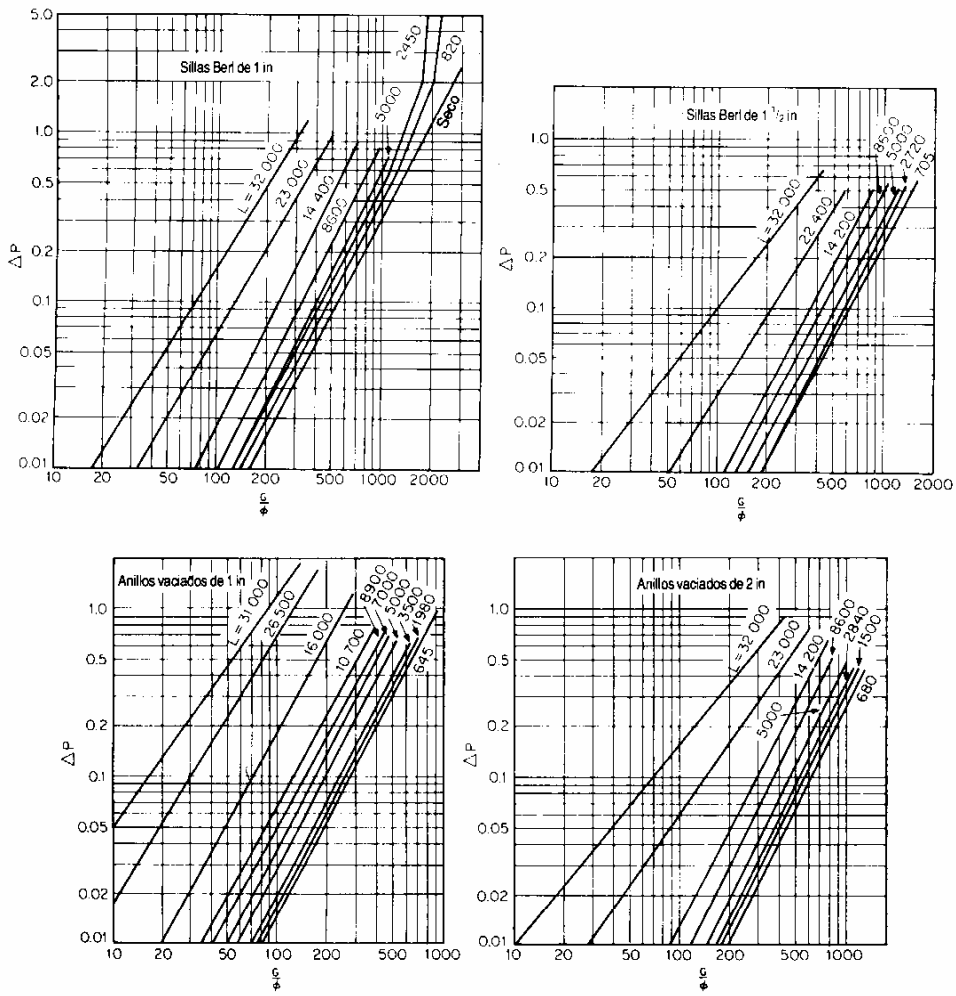


FIG. 18-41 Datos de caída de presión para sillas Berl y anillos Raschig, hechos de cerámica. (Data of Tillson, S. M. Thesis, Massachusetts Institute of Technology, 1939). Utilizando aire en agua en una torre de 508 mm (20 in), salvo para las sillas de 1 in, con velocidades del licor inferiores a 5000 lb/(h · ft^2); fuente: Mach [*DECHEMA Monogr.*, **6**, 38 (1933); *Z. Ver. Dtsch. Ing.*, 375 (1935).] ΔP = caída de presión, in de H_2O/ft de profundidad; G = velocidad del gas, lb/(h · ft^2); L = velocidad del líquido, lb/(h · ft^2); $\phi = (\rho_g / \rho_{aire})^{0.5}$; ρ_g = densidad del gas, lb/ft^3; y $\rho_{aire} = 0.075$ lb/ft^3. Para convertir pulgadas en milímetros, multipliquese por 25.4; para convertir libras por hora-pie cuadrado a kilogramos por segundo-metro cuadrado, multipliquese por 0.001356; para convertir pulgadas de agua por pie en milímetros de agua por metro, multipliquese por 83.31; y para convertir libras por pie cúbico en kilogramos por metro cúbico, multipliquese por 16.019.

El grado de área abierta en un plato de soporte es la fracción de vacío inherente en el diseño del plato menos la porción de área abierta que tapa el empaque. Para evitar la inundación prematura, el área abierta neta del plato tiene que ser mayor que la del empaque mismo. Con el plato de soporte del tipo a contracorriente, el área libre para el flujo de gas puede llegar al 90% del área de sección transversal de la columna; sin embargo, ese tipo de plato se atasca con facilidad por los pedazos de relleno que reposan directamente sobre él.

Los dispositivos de pasos de flujo separados se pueden diseñar para áreas libres de hasta el 90% y, debido a su geometría, tendrán pocos atascamientos por el empaque.

Retención de líquido Se reconocen tres modos de retención de líquidos en columnas empacadas:

1. Estático, h_s
2. Total, h_t
3. Operacional, h_o

La retención estática es la cantidad de líquido que permanece en el empaque mojado completamente y, en seguida, drenado. La retención total es la cantidad de líquido en el empaque, en condiciones dinámicas. La retención operacional es la cantidad de líquido que se atribuye al funcionamiento y se mide experimentalmente como la diferencia entre la retención total y la estática. Así, pues,

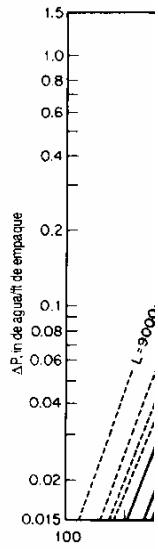


FIG. 18-42 Caída d
Raschig metálicos tie
83.31; para convertir
multipliquese por 0.0

en donde los valore
total de lecho. La fr
les es

La retención está
sión superficial que
dad u otras fuerzas
Se pueden hacer est
por gravedad) a par
dores [*Am. Inst. Ch*

en donde μ_ℓ = vi
σ = te
ρ_ℓ = de
y las constantes son

Emp
Anillos Raschig de ca
Anillos Raschig de ce
Sillas Berl de cerámic

Para otros empaq
tática se modifique
utilizar el método d

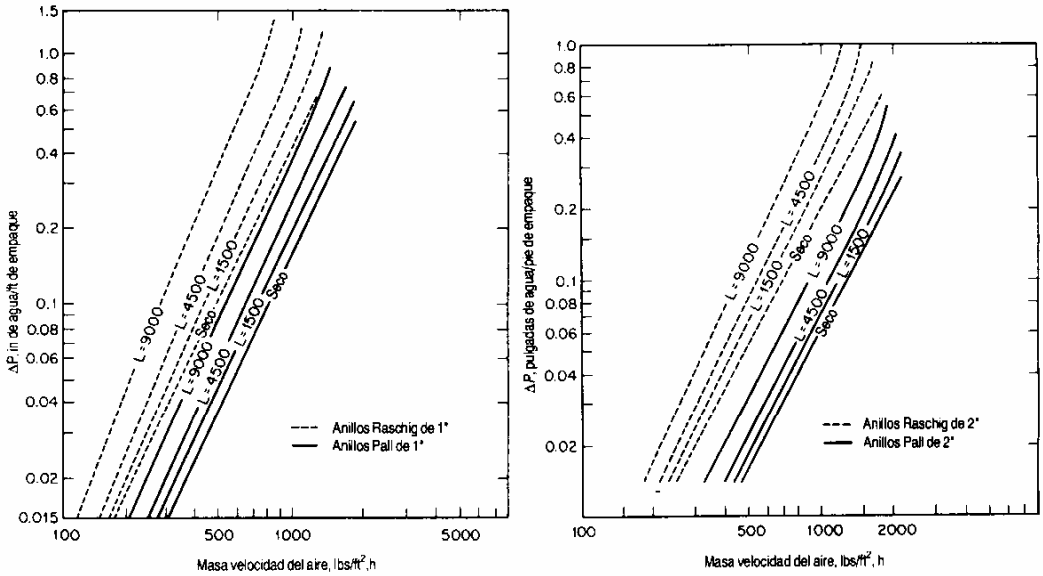


FIG. 18-42 Caída de presión para anillos Pall metálicos, de 0.024 in de espesor de pared (tamaño de 1 in) y 0.036 in de espesor de pared (tamaño de 2 in). Los anillos Raschig metálicos tienen una pared de $^1/_{16}$ de in. L = lb de líquido/(h · ft²). Para convertir pulgadas de agua por pie en milímetros de agua por metro, multiplíquese por 83.31; para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; y para convertir libras por hora-pie cuadrado en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multiplíquese por 0.001356 [Eckert, Foote y Huntington, *Chem. Eng. Prog.*, **54**(1), 70 (1958)].

$$h_t = h_o + h_s \tag{18-49}$$

en donde los valores de h están en volúmenes de líquido por volumen total de lecho. La fracción eficaz de vacío en condiciones operacionales es

$$\varepsilon' = \varepsilon - h_t \tag{18-50}$$

La retención estática depende del equilibrio entre las fuerzas de tensión superficial que tienden a retener el líquido en el lecho y la gravedad u otras fuerzas que tienden a desplazar el líquido fuera del lecho. Se pueden hacer estimaciones de la retención estática (para el drenaje por gravedad) a partir de la siguiente relación de Shulman y colaboradores [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 259 (1955)]:

$$h_s = 2.79\,\frac{C_1\,\mu_\ell^{C_2}\sigma^{C_3}}{\rho_\ell^{0.37}} \tag{18-51}$$

en donde μ_ℓ = viscosidad del líquido, mPa · s
σ = tensión superficial, mN/m
ρ_ℓ = densidad del líquido, kg/m³
y las constantes son

Empaque	C_1	C_2	C_3
Anillos Raschig de carbón, de 1.0 in	0.086	0.02	0.23
Anillos Raschig de cerámica, de 1.0 in	0.00092	0.02	0.99
Sillas Berl de cerámica, de 1.0 in	0.0055	0.04	0.55

Para otros empaques y para el caso respecto al cual la retención estática se modifique mediante el flujo de gas a través del lecho, se debe utilizar el método de Dombrowski y Brownell [*Ind. Eng. Chem.*, **46**, 1207 (1954)], que corresponde a la retención estática, con un número adimensional de capilaridad que deberá ser utilizado.

En la figura 18-49 se dan datos comunes de retención total para los empaques. Es preciso observar que en gran parte del intervalo de carga previa, el flujo de gas tiene pocos efectos sobre la retención.

La retención operacional se puede estimar por la ecuación no adimensional de Buchanan [*Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, **6**, 400 (1967)]:

$$h_o = 2.2\left(\frac{\mu'_\ell U_\ell}{g\rho_\ell d_p^2}\right)^{1/3} + 1.8\left(\frac{u_\ell^2}{g d_p}\right)^{1/2} \tag{18-52}$$

en donde μ'_ℓ = viscosidad del líquido, Pa · s
U_ℓ = velocidad superficial del líquido, m/s
g = constante gravitacional, m/s²
ρ_ℓ = densidad del líquido, kg/m³
d_p = tamaño nominal del empaque, m

El primer término es un "número de película"; el segundo es el número de Froude. La ecuación se aplica a empaques de anillos que funcionan sólo por debajo del punto de carga y correlaciona todos los datos de los libros de texto hasta, aproximadamente, ± 20%.

La retención operacional contribuye eficazmente a la rapidez de transferencia de masa, puesto que proporciona tiempo de residencia para contacto de fases y la regeneración superficial mediante la aglomeración y la dispersión. La retención estática contribuye poco a los flujos de transferencia de masa, como indicaron Thoenes y Kramers [*Chem. Eng. Sci*, **8**, 271 (1958)]. En las regiones laminares, la retención tiene, en general, un efecto negativo sobre la eficiencia de la separación.

Distribución de líquido La distribución uniforme inicial de líquido en la parte superior del lecho es esencial para el funcionamiento eficiente de la columna. Esto se logra mediante un dispositivo que extiende el líquido uniformemente sobre la parte superior del empaque.

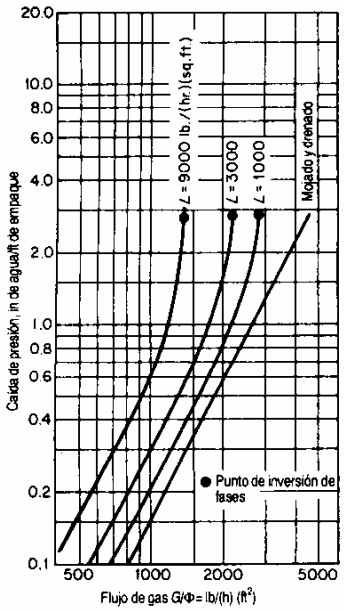


FIG. 18-43 Caída de presión de Tellerettes de $^3/_4$ por 2 in (1 in nominal). Sistema: aire 15% de monoetanolamina (viscosidad: 1.88 centistokes). Para convertir pulgadas de agua por pie en milímetros de agua por metro, multiplíquese por 83.31; para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; y para convertir libras por hora-pie cuadrado en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multiplíquese por 0.001356. [Teller y Ford, *Ind. Eng. Chem.*, **50**, 1201 (1958).]

Baker, Chilton y Vernon [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **31**, 296 (1935)] estudiaron la influencia del lecho mismo como distribuidor y descubrieron que una distribución de punto simple en una columna de 305 mm (12 in) con empaque de 19 mm ($^3/_4$ in) necesitaba 3.05 m (10 ft) de lecho antes de lograr una distribución uniforme a través del mismo. Descubrieron también cierta tendencia del líquido a emigrar hacia la pared de la columna (Fig. 18-50), sobre todo para relaciones del diámetro de la columna con el tamaño del empaque de menos de 8. Para una distribución de puntos múltiples, recomendaron una corriente de líquido por cada 194 cm^2 (30 in^2) de área de la columna. Eckert [*Chem. Eng. Prog.*, **57**, 54 (1961)] recomienda lo que sigue:

Diámetro de columna, m	Corrientes/m^2
1.2 o mayor	40
0.75	170
0.40	340

Pratt [*Trans. Inst. Chem. Eng.* (London), **29**, 226 (1951)] señaló el efecto del diseño general del distribuidor de líquido para anillos apilados de 75 mm (3 in) en una torre cuadrada de 46 cm (18 in). En la tabla 18-9 se dan los flujos relativos de transferencia de masa.

Se utilizan varios tipos de distribuidores de líquido (Fig. 18-51). El distribuidor de tubería perforada es satisfactorio para utilizarlo con líquidos limpios. Ofrece una restricción mínima al flujo de gas y se puede utilizar para flujos elevados de líquido. La caída de presión operacional para líquidos va de 35 a 140 kPa (5 a 20 lbf/in^2).

Los distribuidores del tipo de vertedero se emplean con frecuencia en las columnas de 1.2 m (4 ft) de diámetro y mayores. Se pueden fabricar las láminas metálicas, plástico o cerámica y consisten en una serie de artesas que contienen muescas laterales para el desbordamiento del líquido. El diseño puede dejar margen para la colocación de muescas y los flujos a través de dichas muescas se pueden calcular mediante las fórmulas de vertederos (Secc. 5). El distribuidor no está sujeto a atascamientos, no restringe excesivamente el flujo de gases y tiene un intervalo de operación amplio. Para un funcionamiento eficiente con flujos de líquido bajos, se requiere una nivelación precisa.

El distribuidor de orificios consiste en un plato plano, equipado con ciertos elevadores para el flujo de gas y perforaciones en el piso del plato para la descarga de líquido. El área relativamente baja del elevador ofrece cierta resistencia al flujo de gas y es preciso dejar margen para la posible inundación. Una variación del distribuidor de orificios elimina las perforaciones y proporciona una muesca en forma de *V* en

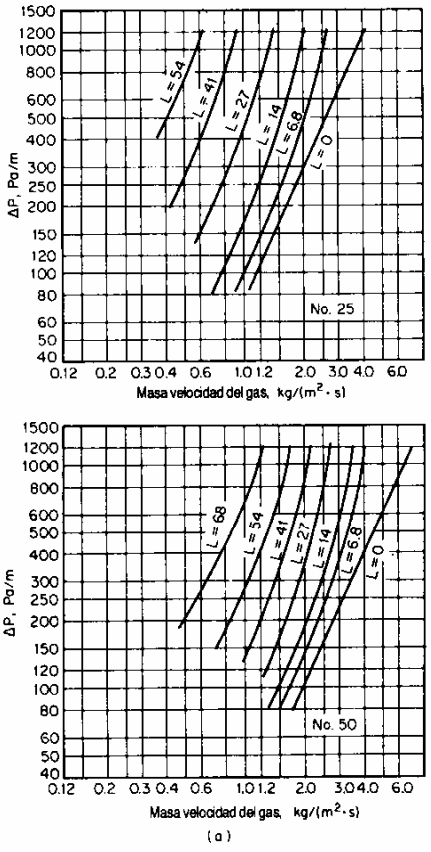
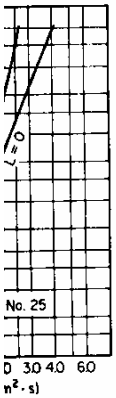


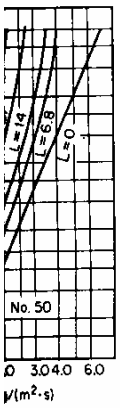
FIG. 18-44*a* Caída de presión para las sillas Intalox de metal con diámetros Núm. 25 (25 mm nominales) y Núm. 50 (50 mm nominales). El sistema aire-agua está a presión atmosférica, en una columna de 760 mm (30 in), con una altura del lecho de 3.05 m (10 ft). L = velocidad del líquido, kg/(s · m^2). Para convertir kilogramos por segundo-metro cuadrado en libras por hora-pie cuadrado, multiplíquese por 151.7; y para convertir pascales por metro en pulgadas de agua por pie, multiplíquese por 0.1225. (*Cortesía de Norton Company, Akron, Ohio.*)

cada elevador para
dispositivo está som
columnas de pared
Con flujos de ga
buidor de líquido.
rias) tobera simpl
distribuidor. Aunqu
cia de masa, se debi
una oportunidad ad
se utilice.
Mala distribuci
las fases en una col
1. El distribuid
la sección transver
2. El líquido se
sentido contrario.
puede acentuar, del
calor de la columna
3. La geometrí

FIG. 18-44*b* Empa
b) Flexipac. (*Cortesí*

lean con frecuencia
ores. Se pueden fa-
y consisten en una
ra el desbordamien-
ta la colocación de
se pueden calcular
distribuidor no está
e el flujo de gases y
funcionamiento efi-
nivelación precisa.
plano, equipado con
iones en el piso del
iente baja del eleva-
reciso dejar margen
ribuidor de orificios
ca en forma de *V* en





de metal con diámetros
es). El sistema aire-agua
50 in), con una altura del
√(s · m²). Para convertir
bra-pie cuadrado, multi-
en pulgadas de agua por
mpany, Akron, Ohio.)

cada elevador para el paso del líquido a contracorriente del gas; este dispositivo está sometido a características de inundación propias de las columnas de pared mojada.

Con flujos de gas elevados, se puede producir un arrastre del distribuidor de líquido. Esto es especialmente cierto, si se utiliza una (o varias) tobera simple de aspersión, por encima del lecho, como distribuidor. Aunque ese arrastre reduce la eficiencia de la transferencia de masa, se debe reconocer también que el distribuidor representa una oportunidad adicional de contacto, que varía con el dispositivo que se utilice.

Mala distribución El alejamiento de la distribución uniforme de las fases en una columna empacada se puede deber a:

1. El distribuidor de líquido no divide el líquido uniformemente en la sección transversal de la columna.
2. El líquido se desplaza con mayor facilidad hacia la pared que en sentido contrario. La canalización resultante a lo largo de la pared se puede acentuar, debido al vapor que se condensa por las pérdidas de calor de la columna.
3. La geometría del empaque que inhibe la distribución lateral.

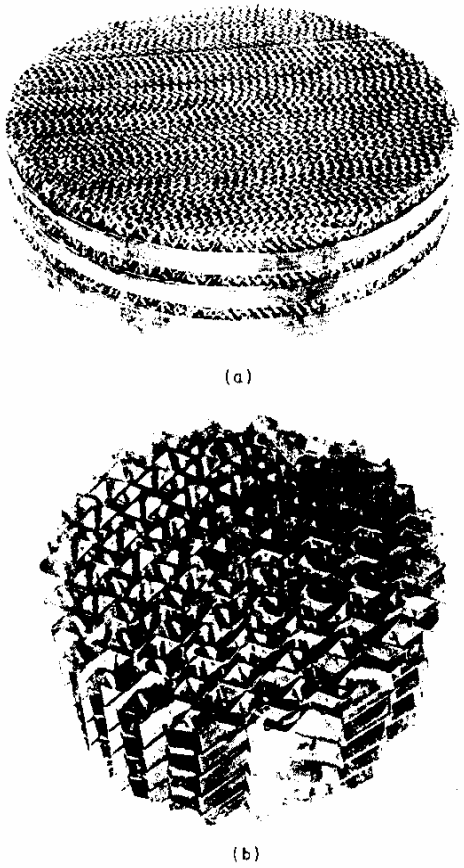
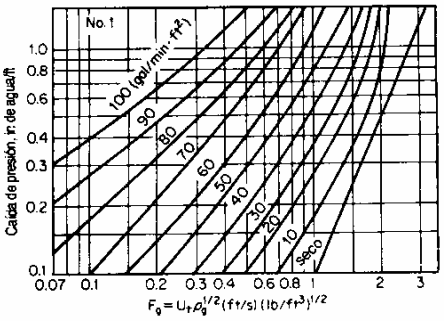


FIG. 18-44*b* Empaques representativos del tipo acomodado: *a*) Koch Sulzer, *b*) Ficxipac. (*Cortesía de Koch Engineering Co., Inc.*)



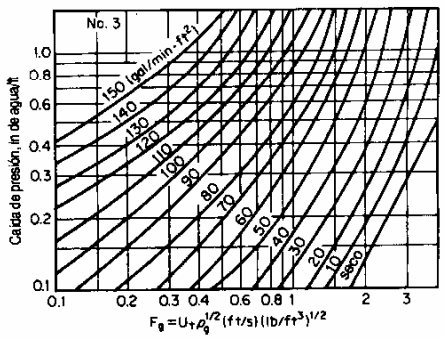


FIG. 18-45 Caída de presión en el empaque Flexipac, con diámetros Nos. 1 y 3. El sistema de aire-agua está a presión atmosférica. La velocidad del líquido está en galones por minuto-pie cuadrado. Para convertir (pies por segundo)(libras por pie cúbico)$^{1/2}$ en (metros por segundo)(kilogramos por metro cúbico)$^{1/2}$, multiplíquese por 1.2199; para convertir galones por minuto-pie cuadrado en libras por hora-pie cuadrado, multiplíquese por 500; para convertir pulgadas de agua por pie en milímetros de agua por metro, multiplíquese por 83.31; y para convertir libras por hora-pie cuadrado en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multiplíquese por 0.001356. (*Cortesía de Koch Engineering Co.*)

4. Variaciones de espacios vacíos que se deben a que el empaque se instala en forma inadecuada.
5. La columna no se encuentra en una alineación vertical.

La causa 1 se analizó en la subsección anterior. Las causas 4 y 5 se pueden manejar mediante el diseño cuidadoso y una buena instalación. Las causas 2 y 3 se analizarán en este punto.

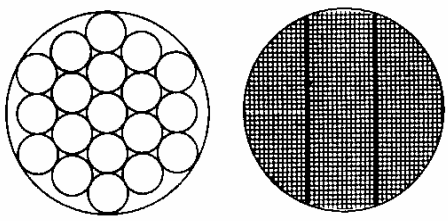


FIG. 18-46 Soportes de empaques (a contracorriente).

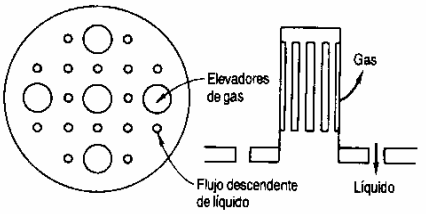


FIG. 18-47 Plato de soporte, tipo de cachucha (de flujo separado o de "inyección de gas").

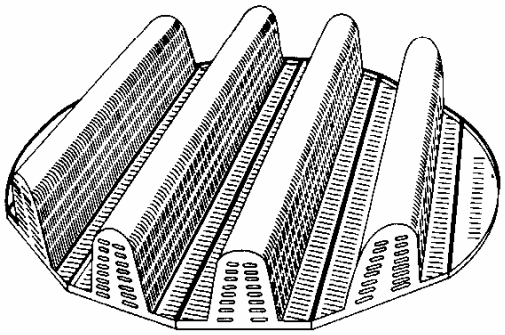


FIG. 18-48 Plato de soporte de "inyección de gas" del tipo de viga, para columna grande.

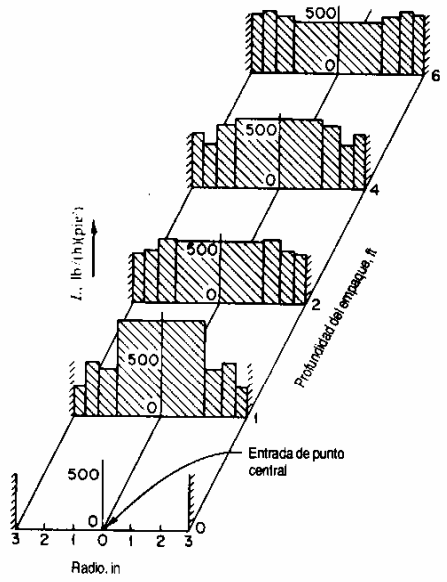


FIG. 18-50 Distribución de líquido en una columna de 6 in, empacada con piedras rotas de $^1/_2$ in de tamaño. Los incrementos del radio representan segmentos de área anual igual que la sección de la torre. Entrada en el punto central. Flujo de agua = 500 lb/(h)(ft^2). Flujo de aire = 810 lb/(h)(ft^2). Para convertir libras por hora-pie cuadrado en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multipliquese por 0.001356; para convertir pulgadas en centímetros, multipliquese por 2.54. (Datos de Baker, Chilton y Vernon [Sherwood y Pigford, *Absorption and Extraction*, 2a. ed., McGraw-Hill, New York, 1952.)

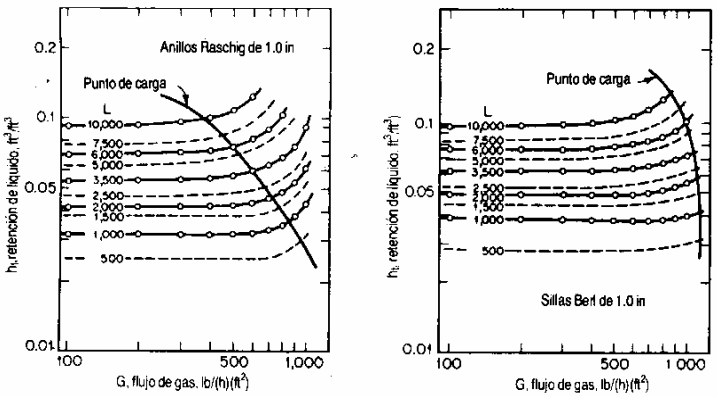


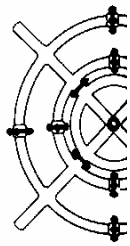
FIG. 18-49 Datos típicos de retención total para el sistema aire-agua. Para convertir libras por hora-pie cuadrado en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multipliquese por 0.001356; para convertir pulgadas en milímetros, multipliquese por 25.4 [Shulman *et al.*, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 247 (1955).]

El efecto de la ca
masa lo estudiaron
49, 347 (1957)], I
(1966)] y Meier y
1970)]. En la figur
de la mala distribu
puede ser importan
cantidad de canali
son iguales que los

La emigración d
por las relaciones
diámetro del empa
diante redistribuid
ción de la dispersi
elementos rígidos
lo favorecen las re
paque mayores que
[*Proc. Intern. Sym*
esencialmente ning
hasta 10.7 m (35 f
tano, con anillos de
3 in), en la column
se realizó mediant

Al prestar una at
bución, es posible
turas de 8 a 9 m (2

Efectos termin
masa de una colum



Distribuidor de tube

Di

Distribuid

FIG. 18-51 Distrib
Akron, Ohio.)

ito

e 6 in, empacada con
representan segmen-
el punto central. Flujo
ra convertir libras por
drado, multiplíquese
ultiplíquese por 2.54.
bsorption and Extrac-

El efecto de la canalización sobre la eficiencia de la transferencia de masa lo estudiaron teóricamente Manning y Cannon [*Ind. Eng. Chem.*, **49**, 347 (1957)], Huber y Hiltbrunner [*Chem. Eng. Sci.*, **21**, 819 (1966)] y Meier y Huber [*Proc. Intn. Symp. Dist.* (Brigton) Engl., 1970)]. En la figura 18-52 se muestran resultados comunes. El efecto de la mala distribución sobre la eficiencia de transferencia de masa puede ser importante, pero no se dispone de métodos para predecir la cantidad de canalización. Los efectos de dispersión lateral (causa 3) son iguales que los de canalización.

La emigración del líquido hacia las paredes parece verse fomentada por las relaciones pequeñas del diámetro de la columna respecto al diámetro del empaque (p. ej., de menos de 10) y se puede corregir mediante redistribuidores o deflectores laterales (Fig. 18-53). La inhibición de la dispersión lateral se puede deber a la geometría de ciertos elementos rígidos de empaque y, según Huber y Hiltbrunner (*loc. cit.*), lo favorecen las relaciones de diámetro de columna/diámetro de empaque mayores que 30. Es significativo el hecho de que Silvey y Keller [*Proc. Intern. Symp. Dist.* (Brighton), Engl, 1970] no encontraron esencialmente ninguna mala distribución para alturas de empaque de hasta 10.7 m (35 ft). Utilizaron la destilación de ciclohexano-*n*-heptano, con anillos de Raschig de cerámica de 19, 38 y 75 mm ($^3/_4$, $1^1/_2$ y 3 in), en la columna de 1.2 m (4 ft). La distribución inicial de líquido se realizó mediante un dispositivo del tipo de vertedero de 40 puntos.

Al prestar una atención cuidadosa a las cinco causas de mala distribución, es posible diseñar columnas comerciales empacadas para alturas de 8 a 9 m (25 a 30 ft) entre redistribuidores.

Efectos terminales El análisis de la eficiencia de transferencia de masa de una columna empacada debe tomar en consideración la transferencia que tiene lugar fuera del lecho, o sea, en los extremos de las secciones empacadas. El gas de entrada puede ponerse en contacto con líquido de salida por debajo del plato de soporte del fondo, y el gas de salida puede entrar en contacto con líquido de algunos tipos de distribuidores (p. ej., toberas de aspersión). El fondo de la columna es el lugar más probable para la transferencia y Silvey y Keller [*Chem. Eng. Prog.*, **62** (1), 68 (1966)] describieron que el rehervidor más el efecto de los extremos podían equivaler a dos o más platos teóricos (Fig. 18-54).

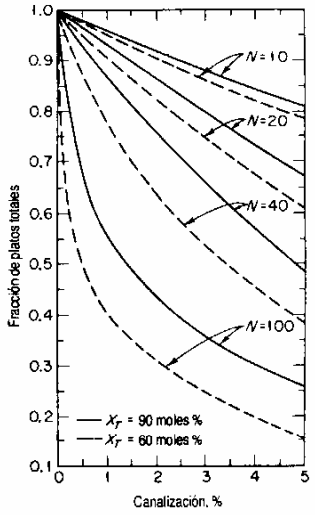


FIG. 18-52 Efecto de la canalización de líquido sobre la eficiencia de una columna para un sistema con una volatilidad relativa de 1.07. Número total de platos teóricos N de 10, 20, 40 y 100 con una composición del líquido de la parte superior X de 90 y 60 moles por ciento [Manning y Cannon, *Ind. Eng. Chem.*, **49** 347 (1957).]

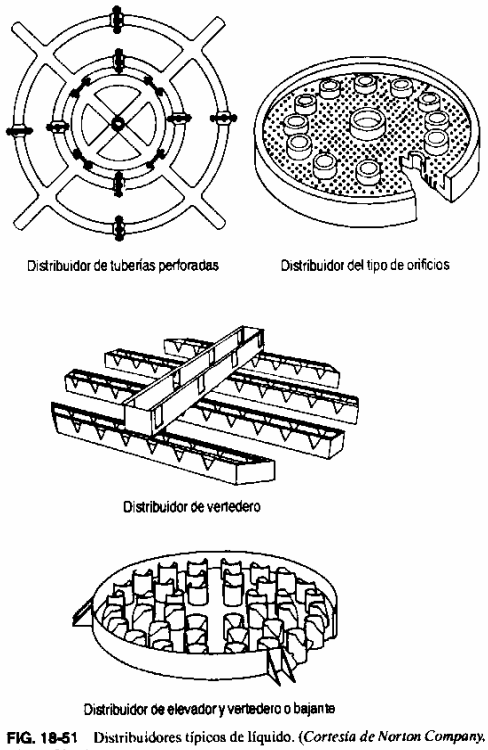


FIG. 18-51 Distribuidores típicos de líquido. (*Cortesía de Norton Company, Akron, Ohio.*)

Área interfacial El área eficaz de contacto entre gas y líquido es la que participa en el proceso de intercambio de masa de gas y líquido. Esta área puede ser menor que el área de entrecara real, debido a las zonas estancadas en que el líquido llega a la saturación y ya no participa en el proceso de transferencia.

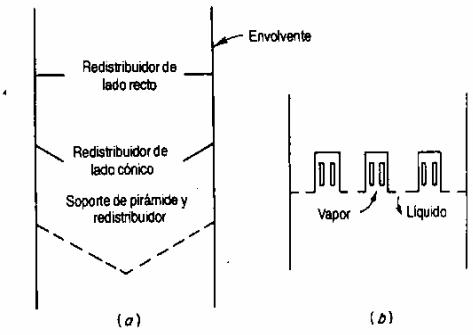


FIG. 18-53 Redistribuidores. *a*) Redistribuidores bajantes. *b*) Redistribuidores de cachucha.

TABLA 18-9 Velocidades relativas de transferencia, en función del distribuidor de líquido en la parte superior

Distribuidor	Comportamiento relativo del empaque
Canales con orillas en forma de sierra, de 1 in de ancho	100
Entrada de una sola tobera	16
Placa de salpicaduras debajo de la única tobera	76
Una sola tobera + un vaciado de 18 in de anillos de 1 in encima de los anillos apilados	63
Toberas múltiples + un vaciado de 18 in de anillos de 1 in encima de los anillos apilados	120

NOTA: Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

El área eficaz no se debe confundir con el de "área mojada". Aunque el flujo de película de líquido por la superficie del empaque contribuye, el área eficaz incluye también contribuciones de regueros, goteos y burbujas de gas. Debido a este cuadro físico complejo, es difícil medir directamente el área de entrecara eficaz.

Weisman y Bonilla [*Ind. Eng. Chem.*, **42**, 1099 (1950)] determinaron el área eficaz a_i de anillos de Raschig de 25 mm (1 in) en forma indirecta, mediante la relación $a_i = (k_g a_i)/k_g$. Los valores de k_g determinados por Taecker y Hougen [*Chem. Eng. Prog.*, **45**, 188 (1949)] se obtuvieron mediante la evaporación de agua de anillos presaturados y los datos de vaporización de $k_g a_i$ de McAdams y colaboradores [*Chem. Eng. Prog.*, **45**, 241 (1949)] para el sistema aire-agua. Los autores propusieron que

$$a_i/a_t = 0.54\, G^{0.31} L^{0.07} \qquad (18\text{-}53)$$

para el intervalo de gastos líquidos de 4 a 17 kg/(s · m^2) [2950 a 12 537 lb/(h · ft^2)], y en donde a_t = área superficial externa del empaque (tabla 18-5). En la ecuación (18-53), tanto los gastos de gas y líquido, G y L, están en kg/(s · m^2). Las áreas están en unidades congruentes.

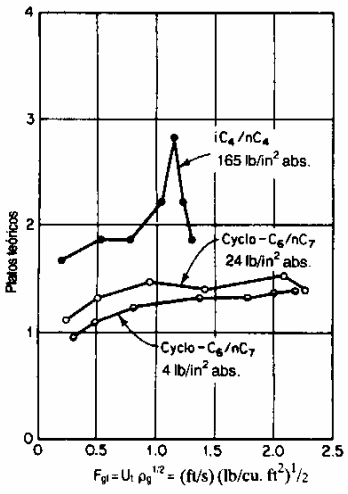


FIG. 18-54 Eficiencia del rehervidor FRI y espacio por debajo del plato de soporte del fondo. Para convertir libras por pulgada cuadrada absoluta en kilopascales, multiplíquese por 6.8947; para convertir (pies por segundo) (libras por pie cúbico)$^{1/2}$ en (metros por segundo) (kilogramos por metro cúbico)$^{1/2}$, multiplíquese por 1.2199. [Silvey y Keller, *Chem. Eng. Prog.*, **62**(1), 68 (1966).]

Shulman y colaboradores [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 253 (1955)] informaron de una mayor dependencia del flujo de líquido y obtuvieron el área eficaz mediante la vaporización del empaque construido de naftaleno y a partir de datos calculados por Fellinger [Sc.D. thesis, M.I.T., (1941)] para la absorción de amoniaco, tomando en cuenta la resistencia de la fase líquida. Sobre la base de condiciones globales del sistema, los valores obtenidos se dan en la figura 18-55 para sillas Berl y anillos Raschig de 25 mm (1 in). Esos tipos de empaque se estudiaron también en los tamaños de 12, 38 y 50 mm (0.5, 1.5 y 2.0 in).

Yoshida y Koganagi [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**, 309 (1962)] utilizaron el método de Weisman-Bonilla, y aceptaron los datos de k_g de Taecker-Hougen para realizar sus propias mediciones de $k_g a_i$ en condiciones de vaporización, absorción y destilación. Descubrieron que el área eficaz difiere entre la vaporización y la absorción, como se muestra en las figuras 18-56 y 18-57. Para la destilación, descubrieron que las áreas eficaces son distintas para los sistemas con tensiones superficiales diferentes (Fig. 18-58); pero al efectuar la corrección de tensión superficial, concluyeron que las áreas para la destilación son, aproximadamente, las mismas que para la absorción.

Transferencia en fase líquida Sobre la base de un estudio de la desorción de oxígeno, hidrógeno y dióxido de carbono del agua, Sherwood y Holloway [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **36**, 39 (1940)] descubrieron que el coeficiente de película líquida era función del flujo de

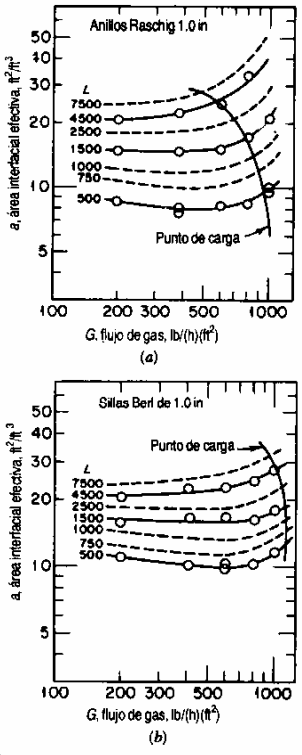


FIG. 18-55 Área interfacial efectiva, basada en datos de Fellinger. *a*) Anillos Raschig de 1 in. *b*) Sillas Berl de 1 in. Para convertir pies cuadrados por pie cúbico en metros cuadrados por metro cúbico, multiplíquese por 3.28; para convertir libras por hora-pie cuadrado en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multiplíquese por 0.001356. [Shulman, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 257 (1955)].

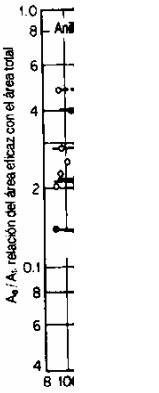


FIG. 18-56 Áreas efi
por hora-pie cuadrado
por 0.001356. [Yoshida

líquido, pero indep
Los resultados expe
resentaron mediant

en donde k_t = co
kg
a_t = ár
D_t = co
L = flu
μ_t = vi
ρ_t = de
H_t = al
da
α, n = co

TABLA 18-10
ecuaciones (18-

Anillos Raschig

Sillas Berl

Espirales

NOTA: Para convert

Los resultados de
Molstad y colabor

., J., 1, 253 (1955)]
líquido y obtuvie-
aque construido de
ager [Sc.D. thesis,
nando en cuenta la
ciones globales del
-55 para sillas Berl
aque se estudiaron
y 2.0 in).
, 309 (1962)] utili-
los datos de k_g de
nes de $k_g a_i$ en con-
Descubrieron que
bsorción, como se
ción, descubrieron
s con tensiones su-
r la corrección de
la destilación son,
in.
de un estudio de la
ono del agua, Sher-
, 39 (1940)] descu-
unción del flujo de

e Fellinger. *a*) Anillos
adrados por pie cúbico
r 3.28; para convertir
etro cuadrado, multi-
, 1, 257 (1955)].

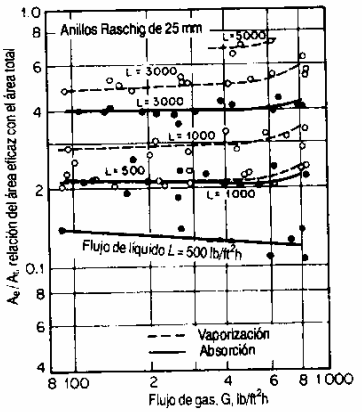


FIG. 18-56 Áreas eficaces para anillos Raschig de 25 mm. Para convertir libras por hora-pie cuadrado en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multiplíquese por 0.001356. [Yoshida y Koyanagi, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**, 309 (1962)].

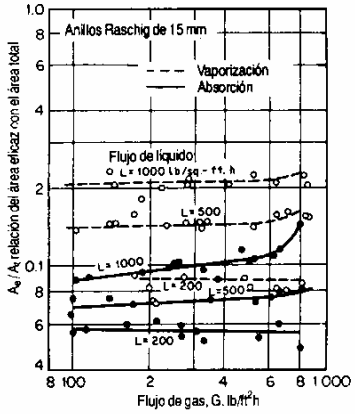


FIG. 18-57 Áreas eficaces para anillos Raschig de 15 mm. Para convertir libras por hora-pie cuadrado en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multiplíquese por 0.001356. [Yoshida y Koyanagi, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**, 309 (1962)].

líquido, pero independiente del flujo de gas hasta el punto de carga. Los resultados experimentales de ciertos empaques aleatorios se representaron mediante las ecuaciones.

$$\frac{k_\ell a_e}{D_\ell} = \alpha \left(305 \frac{L}{\mu_\ell}\right)^{1-n} \left(\frac{\mu_\ell}{\rho_\ell D_\ell}\right)^{0.5} \tag{18-54}$$

$$H_\ell = \frac{1}{\alpha} \left(305 \frac{L}{\mu_\ell}\right)^{n} \left(\frac{\mu_\ell}{\rho_\ell D_\ell}\right)^{0.5} \tag{18-55}$$

en donde k_ℓ = coeficiente de transferencia de masa, kg · mol/[(s · m²)(kg · mol/m³)]
a_e = área eficaz, m²/m³
D_ℓ = coeficiente de difusión del líquido, m²/s
L = flujo de líquido, kg/(s · m²)
μ_ℓ = viscosidad del líquido, Pa · s
ρ_ℓ = densidad del líquido, kg/m³
H_ℓ = altura de una unidad de transferencia de la fase líquida, m $L/k_\ell a_e \rho_\ell$)]
α, n = constantes que se dan en la tabla 18-10

TABLA 18-10 Valores de constantes para las ecuaciones (18-54) y (18-55)

	Empaque, mm	α	n
Anillos Raschig	12	920	0.35
	25	330	0.22
	38	295	0.22
	50	260	0.22
Sillas Berl	12	490	0.28
	25	560	0.28
	38	525	0.28
Espirales	75	360	0.28

NOTA: Para convertir milímetros a pulgadas, multiplíquese por 0.0394.

Los resultados de Sherwood y Holloway los confirmaron en general Molstad y colaboradores [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **38**, 410 (1942)], Deed y colaboradores [*Ind. Eng. Chem.*, **39**, 766 (1947)], Vivian y Whitney [*Chem. Eng. Prog.*, **43**, 691 (1947)], Whitney y Vivian [*Chem. Eng. Prog.*, **45**, 323 (1949)], y Shulman y de Gouff [*Ind. Eng. Chem.*, **44**, 1915 (1952)] según Cornell y colaboradores [*Chem. Eng. Prog.*, **56** (8), 68 (1960)].

La ecuación generalizada de Cornell y colaboradores (*loc. cit.*) para unidades de transferencia de fase líquida es en donde

$$H_\ell = \frac{\Phi C}{3.28} \left(\frac{\mu_\ell}{\rho_\ell D_\ell}\right)^{0.5} \left(\frac{Z}{3.05}\right)^{0.15} \tag{18-56}$$

en donde Φ = parámetro de correlación para un empaque, m
C = factor de corrección para flujos elevados de gas (Fig. 18-59)
μ_ℓ = viscosidad del líquido, Pa · s
ρ_ℓ = densidad del líquido, kg/m³

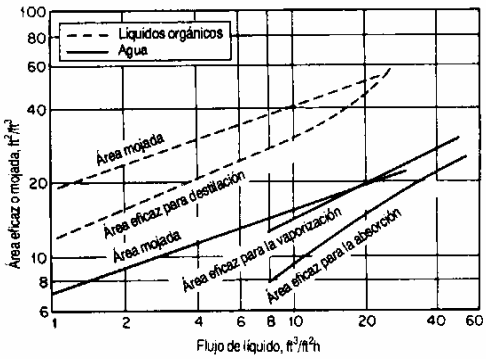


FIG. 18-58 Comparación de áreas eficaces y mojadas, anillos Raschig de 25 mm. Para convertir pies cúbicos por pie cuadrado-hora en metros cúbicos por metro cuadrado-segundo, multiplíquese por 8.47×10^{-5}; para convertir pies cuadrados por pies cúbicos en metros cuadrados por metro cúbico, multiplíquese por 3.28. [Yoshida y Koyanagi, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**, 309 (1962).]

D_ℓ = coeficiente de difusión del líquido, m^2/s
Z = altura del empaque, m

Bolles y Fair [*Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, no. 56. 3.3/35 (1979); *Chem. Eng.*, **89**(14), 109 (julio 12, 1982)] ajustaron el parámetro de la correlación Φ, para obtener un ajuste mejorado de un gran conjunto de datos que cubren tipos adicionales de empaque. Los valores de Φ se pueden obtener de la figura 18-60.

Sería conveniente separar los efectos de variables de diseño en k_ℓ y a_e. Con este fin, Shulman y colaboradores [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 253 (1955)] recomendaron utilizar la ecuación:

$$\frac{k_\ell D_p}{D_\ell} = 25.1\left(\frac{D_p L}{\mu_\ell}\right)^{0.45}\left(\frac{\mu_\ell}{\rho_\ell D_\ell}\right)^{0.50} \qquad (18\text{-}57)$$

para anillos Raschig y sillas Berl, con un área eficaz que se debe obtener a partir de los datos disponibles. En la ecuación (18-57) los grupos son adimensionales y D_p es el diámetro de la esfera que tiene la misma área superficial que una unidad de empaque. Véase la ecuación (18-54) para la nomenclatura y unidades características.

De conformidad con la analogía del factor *j*, Onda y colaboradores [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **5**, 235 (1959)] encontraron una relación adimensional, similar a la de van Krevelen y Hoftijzer [*Chem. Eng. Prog.*, **44**, 529 (1948)] y Yoshida y Koyanagi [*Ind. Eng. Chem.*, **50**, 365 (1958)]:

$$k_\ell\left(\frac{\rho_\ell}{\mu_\ell g}\right)^{1/3} = 0.021\left(\frac{L}{a_t\mu_\ell}\right)^{0.49}\left(\frac{\mu_\ell}{\rho_\ell D_\ell}\right)^{-0.50} \qquad (18\text{-}58)$$

que da

$$H_\ell = \frac{1}{0.021}\left(\frac{\mu_\ell^2}{\rho_\ell^2 g}\right)^{1/3}\left(\frac{L}{a_w\mu_\ell}\right)^{0.51}\left(\frac{\mu_\ell}{\rho_\ell D_\ell}\right)^{0.50} \qquad (18\text{-}59)$$

sobre la base de que $H_\ell = L/k_\ell a_t \rho_\ell$. En estas ecuaciones a_t es el área superficial total del empaque, que se puede obtener con facilidad (tabla 18-5). Se incluyeron otros términos en las ecuaciones para dar la congruencia dimensional.

Onda, Takeuchi y Okumoto [*J. Chem. Eng. Japan*, **1**, 56 (1968)] correlacionaron gran cantidad de datos de transferencia de fase líquida hasta ±20% mediante la ecuación

$$k_\ell\left(\frac{\rho_\ell}{\mu_\ell g}\right)^{1/3} = 0.0051\left(\frac{L}{a_w\mu_\ell}\right)^{2/3}\left(\frac{\mu_\ell}{\rho_\ell D_\ell}\right)^{0.50}(a_t D_p)^{0.4} \qquad (18\text{-}60)$$

que es dimensionalmente congruente. En la ecuación, a_w es la superficie mojada del empaque, obtenida a partir de la ecuación de Onda y colaboradores [*Kagaku Kogaku*, **31**, 126 (1967)]:

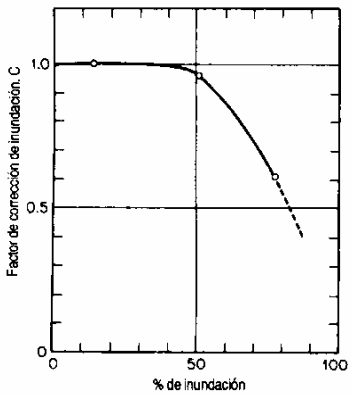


FIG. 18-59 Factor de corrección de película líquida para operación con un porcentaje alto de inundación. [Cornell y colaboradores, *Chem. Eng. Prog.*, **56**(8), 68 (1960)].

$$\frac{a_w}{a_t} = 1 - \exp\left[-1.45\left(\frac{\sigma_c}{\sigma}\right)^{0.75} N_{Re}^{0.1} N_{Fr}^{-0.05} N_{We}^{0.2}\right] \qquad (18\text{-}61)$$

en donde σ_c = tensión superficial crítica del material de empaque (tabla 18-11), mN/m (dinas/cm)
σ = tensión superficial del líquido, mN/m (dinas/cm)
N_{Re} = $L/a_t\mu_\ell$ (número de Reynolds)
N_{Fr} = $L^2 a_t/\rho_\ell^2 g$ (número de Froude)
N_{We} = $L^2/\rho_\ell \sigma a_t$ (número de Weber)

en donde los grupos de Reynolds, Froude y Weber son adimensionales.

La ecuación 18-60 se basó en datos experimentales para líquidos orgánicos, así como también para el agua. Los empaques fueron: ani-

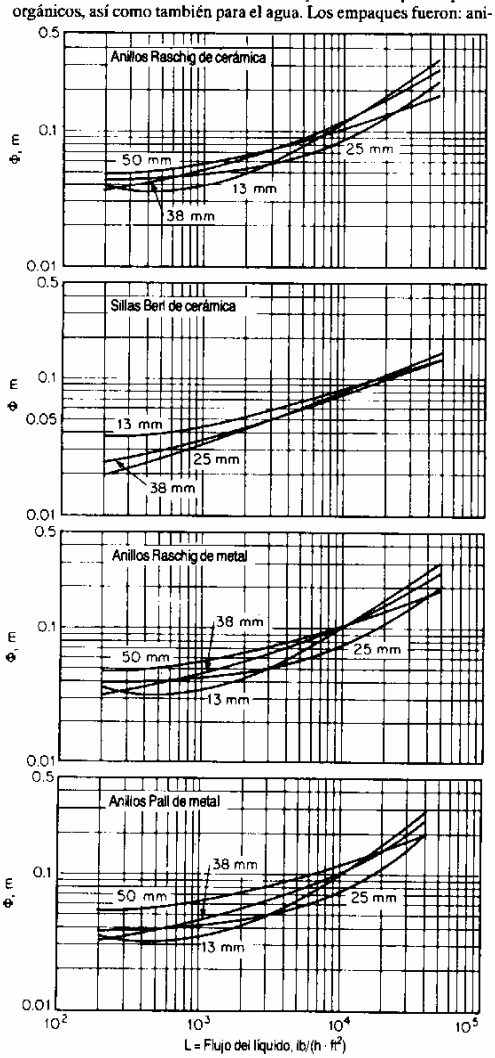


FIG. 18-60 Correlación H_ℓ para varios tipos de empaques. Para convertir metros en pies, multiplíquese por 3.281; para convertir libras por hora-pie cuadrado en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multipliquese por 0.001356; y para convertir milímetros en pulgadas, multiplíquese por 0.0394. [Bolles y Fair, *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, No. **56**, 3.3/35 (1969).]

llos Raschig de 6 a 5
$1\frac{1}{2}$ in); anillos Pall
in) y varillas de 12 y
cubiertas por los exp

Transferencia en
transferencia de mas
que la de la fase líqui
de una relación gene
ción de los flujos y la
pruebas de control de
darios de desarrollo

Las investigacion
realizaron con:

1. Vaporización
2. Absorción de
elevado de solubilid
3. Absorción de
parcial en equilibri
versible.

En los casos 1 y 2,
solución dan como
que se reflejan en co
nes para las condici
perficial que pueden
cambio del área efi
Bond y Donald [*Che*
ción se complica del
difusión del compon
flujo, modificando
rencia a la fase líqui

Gamson, Thodos
(1943)] evaluaron el
feras y sillas. Se enc

$$J_D = \frac{k_g p}{}$$

y

$$J_H = \frac{}{}$$

para valores de N_{Re}

Taecker y Hougen
lo de números de Re
que, para las silletas

$$J_D = 0.855$$

$$J_H = 0.920$$

TABLA 18-11 T
de empaque*

Carbón	
Cerámica	
Vidrio	
Parafina	
Polietileno	
Cloruro de polivinilo	
Acero	

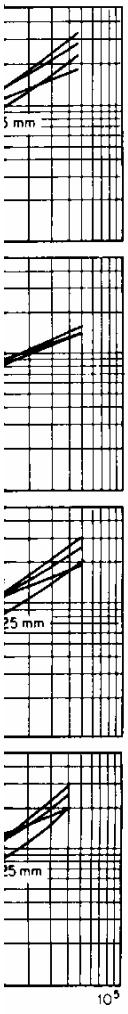
* Onda, Takeuchi y
NOTA: dina/cm = m

$\left|N_{We}^{0.5}\right|$ (18-61)

aterial de empaque

N/m (dinas/cm)

on adimensionales.
ıtales para líquidos
paques fueron: ani-



es. Para convertir me-
por hora-pie cuadrado
e por 0.001356; y para
)4. [Bolles y Fair, *Inst.*

llos Raschig de 6 a 50 mm ($^1/_4$ a 2 in); sillas Berl de 12 a 38 mm ($^1/_2$ a 1 $^1/_2$ in); anillos Pall de 25 mm, (1 in) esferas de 12 y 25 mm ($^1/_2$ y 1 in) y varillas de 12 y 25 mm ($^1/_2$ y 1 in). El intervalo de condiciones cubiertas por los experimentos se indica en las figuras 18-61 y 18-62.

Transferencia en fase gaseosa La generalización de datos de transferencia de masa para la fase gaseosa tuvo mucho menos éxito que la de la fase líquida. Los principales disuasivos para el desarrollo de una relación general fueron: **1)** la variación del área eficaz en función de los flujos y la tensión superficial, y **2)** la falta de un sistema de pruebas de control de fase gaseosa no obstaculizado por efectos secundarios de desarrollo de calor o reacción química.

Las investigaciones del comportamiento de las películas de gas se realizaron con:

1. Vaporización de líquidos puros en una corriente de gas.
2. Absorción de un gas soluto en un líquido que ofrece un grado elevado de solubilidad.
3. Absorción de un gas de soluto en un líquido en que la presión parcial en equilibrio es cero, debido a una reacción química irreversible.

En los casos 1 y 2, los efectos del calor de vaporización y el calor de solución dan como resultado: **1)** cambios localizados de temperatura que se reflejan en constantes de equilibrio variables que no son comunes para las condiciones globales, y **2)** cambios locales de tensión superficial que pueden dar como resultado la división de la película y el cambio del área eficaz de transferencia de masa como lo indicaron Bond y Donald [*Chem. Eng. Sci.*, **6**, 237 (1957)]. En el caso 3, la situación se complica debido a que la velocidad de la reacción química o la difusión del componente de reactivo del disolvente puede controlar el flujo, modificando una parte importante de la resistencia a la transferencia a la fase líquida.

Gamson, Thodos y Hougen [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **39** 1 (1943)] evaluaron el comportamiento en columnas empacadas con esferas y sillas. Se encontró que

$$J_D = \frac{k_g p_{gf} M_m}{G}\left(\frac{\mu}{\rho D_g}\right)^{2/3} = 0.99\left(\frac{D_p G}{\mu}\right)^{-0.41} \qquad (18\text{-}62)$$

y

$$J_H = \frac{h_g}{CG}\left(\frac{C\mu}{k}\right)^{2/3} = 1.064\left(\frac{D_p G}{\mu}\right)^{-0.41} \qquad (18\text{-}63)$$

para valores de N_{Re} que sobrepasen 350.

Taecker y Hougen [*Chem. Eng. Prog.*, **44**, 529 (1948)] en el intervalo de números de Reynolds $70 < (N_{Re} = G\sqrt{A_p}/\mu) < 3000$ encontraron que, para las silletas o monturas Berl,

$$J_D = 0.855\left(\frac{G\sqrt{A_p}}{\mu}\right)^{-0.34} = \frac{k_g p_{gf} M_m}{G}\left(\frac{\mu}{\rho D_g}\right)^{2/3} \qquad (18\text{-}64)$$

$$J_H = 0.920\left(\frac{G\sqrt{A_p}}{\mu}\right)^{-0.34} = \frac{h_g}{CG}\left(\frac{C\mu}{k}\right)^{2/3} \qquad (18\text{-}65)$$

TABLA 18-11 Tensión superficial crítica de materiales de empaque *

	σ_c, dinas/cm
Carbón	56
Cerámica	61
Vidrio	73
Parafina	20
Polietileno	33
Cloruro de polivinilo	40
Acero	75

* Onda, Takeuchi y Koyama, *Kaguku Kogaku*, **31**, 126 (1967).
NOTA: dina/cm = mN/m.

y para los anillos Raschig

$$J_D = 1.070\left(\frac{G\sqrt{A_p}}{\mu}\right)^{-0.41} = \frac{k_g p_{gf} M_m}{G}\left(\frac{\mu}{\rho D_g}\right)^{2/3} \qquad (18\text{-}66)$$

$$J_H = 1.148\left(\frac{G\sqrt{A_p}}{\mu}\right)^{-0.41} = \frac{h_g}{CG}\left(\frac{C\mu}{k}\right)^{2/3} \qquad (18\text{-}67)$$

Shulman y Margolis [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **3**, 157 (1957)] propusieron una ecuación basada en la teoría del factor J que se apoya en datos obtenidos con el sistema de naftaleno-aire y los datos de Lynch y Wilke [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 9 (1955)] y Yoshida [*Chem. Eng. Prog.*, **51**, *Symp. Ser.* 16, 59 (1955)].

$$J_D = \frac{k_g M_m p_{gf}}{G}\left(\frac{\mu}{\rho D_g}\right)^{2/3} = 1.195\left[\frac{D_p G}{\mu(1-\epsilon)}\right]^{-0.36} \qquad (18\text{-}68)$$

En combinación con la disponibilidad del área eficaz de transferencia de masa, los autores creen que se puede hacer una predicción adecuada de tipo físico del coeficiente de transferencia de masa en la película de gas. La nomenclatura para las ecuaciones (18-62) a (18-68) es como sigue:

A_p = superficie externa de una unidad de empaque, m^2.
C = calor específico de la corriente de gas, J/kg · K)
J = factor J de Chilton y Colburn, adimensional
D_g = coeficiente de difusión en la fase gas, m^2/s
D_p = diámetro equivalente del empaque, m
G = masa velocidad de la corriente de gas, kg/(s · m^2)
h_g = coeficiente de transferencia de calor en la fase gas J/(m^2 · s · K)
k = conductividad térmica de la corriente de gas, J/(m^2 · s · K)
k_g = coeficiente de transferencia de masa en la fase gas, kg · mol/(s · m^2 · Pa)
M_m = peso molecular promedio de la corriente de gas, kg/(kg · mol)
p_{gf} = presión parcial de componentes inertes en la película de gas, Pa
μ = viscosidad de la corriente de gas, mPa · s
ρ = densidad del gas, kg/m^3
ϵ = fracción de espacios vacíos, adimensional

Onda, Takeuchi y Okumoto (*loc. cit.*) correlacionaron datos disponibles de absorción en fase gas con la ecuación adimensional

$$\frac{k_g RT}{a_t D_g} = C_1\left(\frac{G}{a_t\mu_g}\right)^{0.7}\left(\frac{\mu_g}{\rho_g D_g}\right)^{1/3}(a_t D_p)^{2.0} \qquad (18\text{-}69)$$

en donde la constante C_1 es 5.23 para empaques, anillos y monturas mayores que aproximadamente 12 mm ($^1/_2$ in). Para empaques menores, el valor de C_1 es de 2.00 (Fig. 18-63). Se determinó la ecuación para ajustar también los datos de vaporización (Fig. 18-64). Es preciso observar que el término de área que se utiliza es el de la superficie externa total del material de empaque. Los empaques representados por los datos de las figuras 18-63 y 18-64 son, esencialmente, los mismos que los que se encuentran en la base de las figuras 18-61 y 18-62.

Cornell y colaboradores [*Chem. Eng. Prog.*, **56**(8), 68 (1960)] presentaron una revisión de los datos de fase gaseosa publicados durante el periodo de 1940 a 1955. La correlación de los datos se efectuó mediante las relaciones:

Empaques tipo anillo,

$$H_g = \frac{0.017\psi D^{1.24} Z^{0.33} Sc_g^{0.5}}{(L f_1 f_g f_3)^{0.6}} \qquad (18\text{-}70)$$

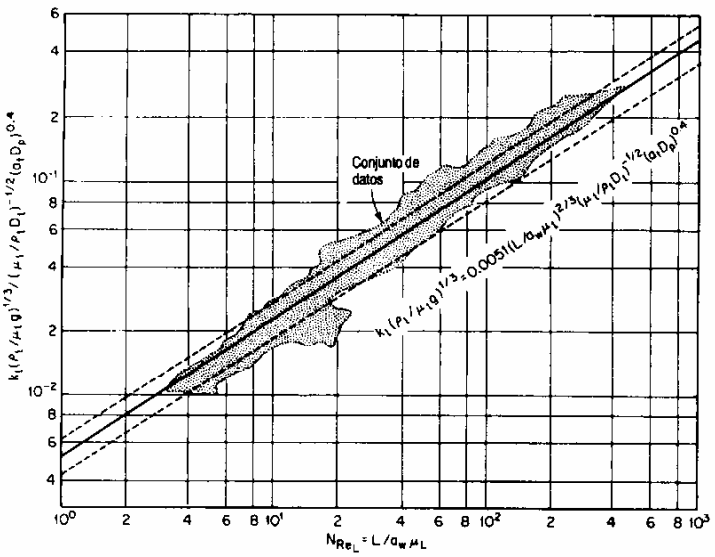


FIG. 18-61 Correlación de datos de fase líquida para la absorción-desorción de gas mediante el empleo de agua [Onda y colaboradores, *J. Chem. Eng.*, Japón, **1**, 56 (1968)].

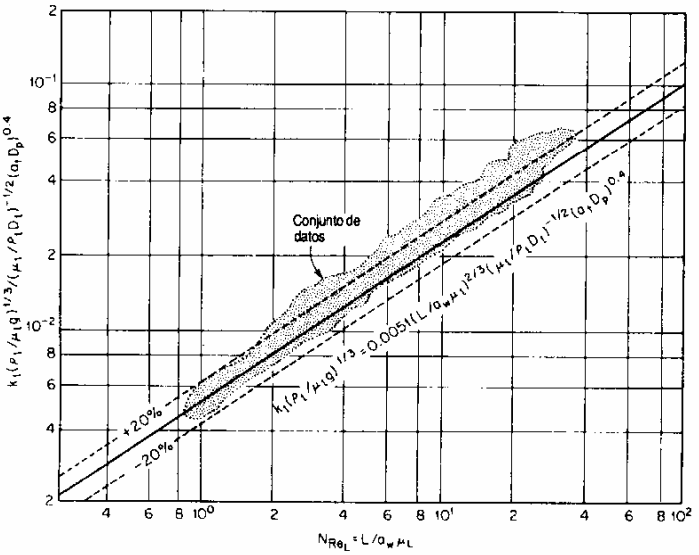


FIG. 18-62 Correlación de datos de absorción mediante el empleo de disolventes orgánicos [Onda y colaboradores, *J. Chem. Eng.*, Japón **1**, 56 (1968)].

Empaques tipo silleta o montura

$$H_g = \frac{0.029\psi D^{1.11} Z^{0.35} Sc_g^{0.5}}{(L f_1 f_2 f_3)^{0.5}} \qquad (18\text{-}70a)$$

donde Sc_g = número de Schmidt en la fase gaseos a (adimensional) = $\mu_g/\rho_g D_g$
D = diámetro de la columna, m
Z = altura empacada, m
L = velocidad del líquido, kg/(s · m^2)
f_1 = $(\mu_\ell/\mu_w)^{0.16}$ con μ_w = 1.0 mPa · s
f_2 = $(\rho_w/\rho_\ell)^{1.25}$ con ρ_w = 1000 kg/m^3
f_3 = $(\sigma_w/\sigma_\ell)^{0.8}$ con σ_w = 72.8 mN/m (72.8 dinas/cm)

El parámetro de correlación ψ fue ajustado por Bolles y Fair [*Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, no. 56, 3.3/35 (1979); *Chem. Eng.*, **89**(14), 109 (julio 12, 1982)] para dar un ajuste mejorado de un gran conjunto de datos que cubren tipos adicionales de empaques. Los valores de los parámetros ajustados se pueden obtener en la figura 18-65. Para utilizar la ecuación (18-70) existe la siguiente restricción en columnas cuyo diámetro sea mayor que 0.6 m (2.0 ft) manténgase la corrección de diámetro para 0.6 m.

Un método opcional que proporciona un mejor ajuste de los datos de destilación, contenidos en el banco de datos de Bolles y Fair (*ibid.*) es el de Bravo y Fair [*Ind. Chem. Eng. Process Des. Dev.*, **21**(1), 162 (1982)], en el cual el área eficaz se obtiene mediante la siguiente ecuación de correlación:

$$a_e/a_t = 0.310 \frac{\sigma^{0.5}}{Z^{0.4}} (Ca_\ell \cdot Re_g)^{0.392} \qquad (18\text{-}71)$$

donde a_e = área eficaz para la transferencia de masa, m^2/m^3
a_t = área total del empaque, m^2/m^3 (véase la tabla 18-5)
σ = tensión superficial, mN/m (dina/cm)
Z = altura empacada, m
Ca_ℓ = número capilar del líquido, adimensional ($= \mu_\ell L/\rho_\ell \sigma$)
Re_g = número de Reynolds para el gas, adimensional ($= 6G/a_t\mu_g$)
μ_g, μ_ℓ = viscosidades del gas y líquido, Pa · s
L = velocidad del líquido, kg/(s · m^2)
G = velocidad del gas, kg/(s · m^2)
ρ_ℓ = densidad del líquido, kg/m^3

El área eficaz, obtenida a partir de la ecuación (18-71), se combina con los coeficientes de transferencia de masa, gaseosa y líquido, calculados mediante las ecuaciones de Onda [ecuaciones (18-60), (18-61) y (18-69)] para obtener las alturas de las unidades de transferencia:

$$H_g = G/(k_g a_e P M_g) \qquad (18\text{-}72)$$
$$H_\ell = L/(k_\ell a_e \rho_\ell) \qquad (18\text{-}73)$$

donde P = presión total del sistema, Pa
M_g = peso molecular del gas

y los demás términos se definieron con anterioridad en unidades congruentes para dar las alturas de las unidades de transferencia en metros.

Comportamiento de varios sistemas y empaques En vista del desarrollo incompleto de la teoría del comportamiento de transferencia de masa, gran parte de la estimación de la rapidez de transferencia se basa en la comparación con sistemas ya evaluados. La comparación se basa en general en la geometría equivalente y las características de

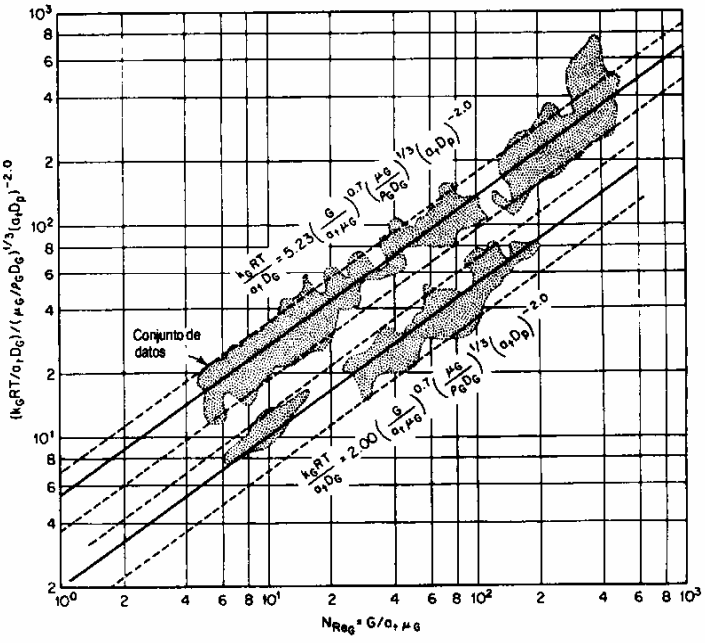


FIG. 18-63 Correlación de datos de la fase gaseosa para absorción [Onda y colaboradores, *J. Chem. Eng.*, Japón. **1**, 56 (1968)]

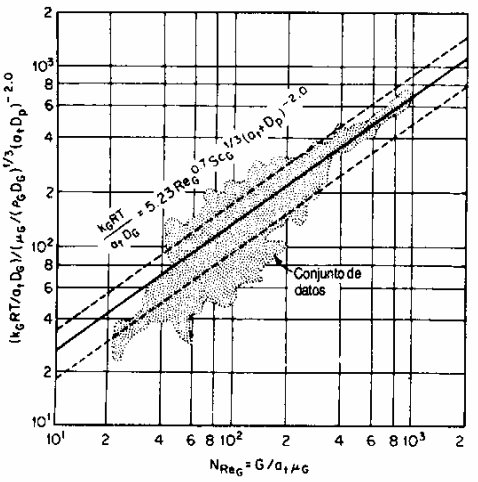


FIG. 18-64 Correlación de datos de vaporización con la ecuación (18-69). [Onda y colaboradores, *J. Chem. Eng.*, Japón, **1**, 56 (1968)]. Re = número de Reynolds (N_{Re}). Sc = Número de Schmidt (N_{Sc}).

flujo, y la variación se relaciona primordialmente con las propiedades físicas de los sistemas.

Se han presentado informes sobre el comportamiento de los sistemas que siguen:

Amoniaco-aire-agua	Contribuyen la fase líquida y gaseosa; contribuye la reacción química
Aire-agua	Control de la fase gaseosa
Dióxido de azufre-aire-agua	Contribución de la fase líquida y gaseosa
Dióxido de carbono-aire-agua	Control de la fase líquida
Sistemas de destilación	Cualquier fase puede controlar; ambas contribuyen

Sistema amoniaco-aire-agua La transferencia en el sistema de amoniaco-aire-agua se estudió ampliamente para una gran variedad de empaques y los resultados de esos estudios son valiosos para estimar la eficiencia comparativa de las geometrías de los materiales de empaque. Aun cuando los estudios iniciales con este sistema se basaron en la hipótesis de que había un control de la fase gaseosa, los estudios recientes han indicado que el líquido puede proporcionar del 5 al 40% de la resistencia a 25°C. Las alturas de unidades de transferencia obtenidas para el sistema amoniaco-aire-agua son mayores que las esperadas para los sistemas de absorción física; sin embargo, se cree que este comportamiento anómalo se debe al efecto de generación de calor en la entrecara, que da como resultado variaciones localizadas de la tensión superficial que provocan una disminución del área eficaz de contacto y desviaciones locales en las concentraciones de equilibrio, por las condiciones globales de fase.

Fellinger (Sc. D. thesis, M.I.T., 1941) presentó un estudio amplio de este sistema, con anillos Raschig, monturas Berl y espirales triples (Fig. 18-66). Los datos no indican ningún patrón claro de variación de la eficiencia de transferencia de masa con el tamaño del empaque. Tanto en el caso de los anillos Raschig como de las monturas o silletas Berl, el tamaño óptimo en relación con la eficiencia de transferencia parece ser el nominal de 25 mm (1 in). Según lo señaló Fellinger, la montura Berl (en los tamaños de 25 y 38 mm (1 y 1 $^1/_2$ in) proporciona una eficiencia, aproximadamente, 25% mayor que el tamaño comparable de anillos Raschig.

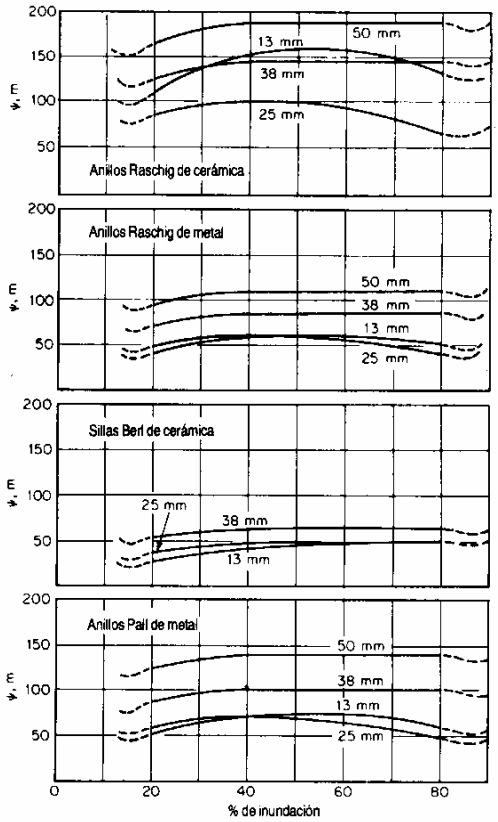


FIG. 18-65 Correlación de H_g para varios tipos de empaque. Para convertir metros en pies, multiplíquese por 3.281; para convertir milímetros en pulgadas, multiplíquese por 0.03937. [Bolles y Fair, *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, No. **56**, 3.3/35 (1969).]

En todos los casos se observó un máximo de H_{og} antes del intervalo de carga. Se espera una elevación de H_{og} con el flujo de gas, puesto que $K_g a \propto G^{0.5\text{-}0.8}$ para superficie constante y $H_g \propto G_m/k_g a(1-y)$. Parece ser que el área eficaz de entrecara aumenta con rapidez en las condiciones de carga previa, superando la disminución en la eficiencia de transferencia de masa con área constante.

Parsly y colaboradores [*Chem. Eng. Prog.*, **46**, 17 (1950)] y Molstad y colaboradores [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **39**, 605 (1943)] realizaron una evaluación amplia para este sistema con un empaque reticular de punto de goteo. Se encontró que $K_g a$ era proporcional a $G^{0.83}$ y $L^{0.17}$ bajo un flujo de irrigación de 14 kg/(s · m^2) [10 500 lb/(h)(ft^2)] (Fig. 18-67). No obstante, el coeficiente de transferencia disminuyó al aumentar el flujo de líquido a 20 kg/(s · m^2) [15 000 lb/(h)(ft^2)]. Este comportamiento se puede atribuir al fenómeno de retromezclado que observaron Cooper, Christl y Perry [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **37** 979 (1941)].

Wen (M.S. thesis, University of West Virginia, 1953) (Fig. 18-68) proporcionó una comparación de la eficiencia de transferencia de las monturas Intalox con otros empaques, indicando que el efecto de distribución más eficaz de líquido de las monturas o silletas Intalox daba como resultado una mayor eficiencia. Williams, Akell y Talbot [*Chem.*

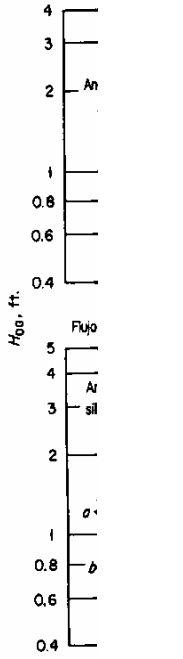


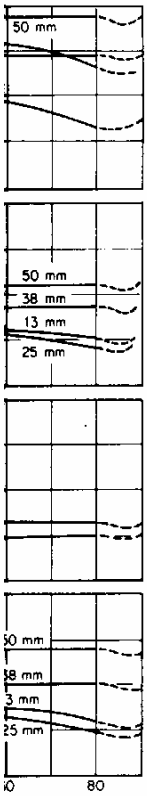
FIG. 18-66 Co
gundo-metro cua
multiplíquese po

Eng. Prog., **43**, 585 (
de fibra de vidrio en
Se observó (Fig. 18-
riores a 13 kg/(s·m^2)[
de masa eficaz.

Teller [*Chem. Eng.*
Tellerettes de 25 mm
Observó que con las
irrigación (Figs. 18-7
polietileno, era hidrof
les contribuciones a la
da y la regeneración s
de penetración de H
Khim., número 8843,
de este fenómeno y ol
masa a las gotitas es d
ficie plana.

Sistema aire-agua
diversos empaques se
vista de un sistema de
llo de información de
de enfriamiento.

Norman [*Trans. In*
datos para el rendimi
los empaques Paragri
chig, monturas o sille
observó una variació



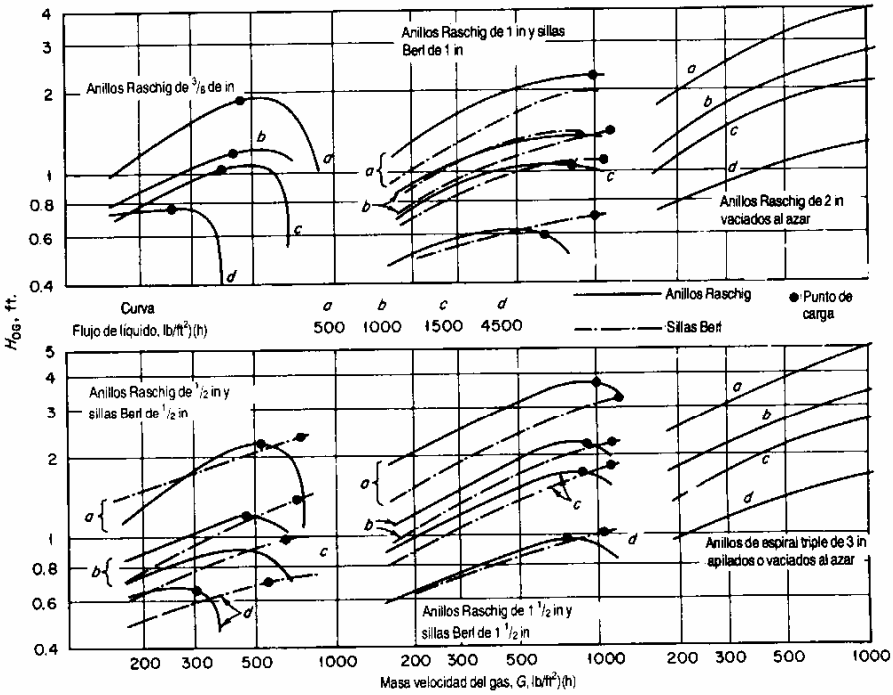


FIG. 18-66 Comportamiento de columna empacada, sistema de amoniaco-agua. Para convertir libras por pie cuadrado-hora en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multiplíquese por 0.001356; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.305; y para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4. (Fellinger, Sc.D. thesis, M.I.T., 1941.)

mpaque. Para convertir
nilímetros en pulgadas,
ng. Symp. Ser., No. 56,

$_{og}$ antes del intervalo
jo de gas, puesto que
$'_m/k_g a(1-y)$. Parece
apidez en las condi-
n en la eficiencia de

17 (1950)] y Molstad
9, 605 (1943)] reali-
con un empaque re-
era proporcional a
kg/(s · m^2) [10 500
nte de transferencia
kg/(s · m^2) [15 000
ir al fenómeno de re-
rry [*Trans. Am. Inst.*

, 1953) (Fig. 18-68)
transferencia de las
que el efecto de dis-
silletas Intalox daba
kell y Talbot [*Chem.*

Eng. Prog., **43**, 585 (1947)] evaluaron la eficiencia de empaques de fibra de vidrio en una columna de un diámetro de 15 cm (6 in). Se observó (Fig. 18-69) que se necesitan flujos de irrigación superiores a 13 kg/(s · m^2) [2000 lb/(h)(ft^2)] para alcanzar una transferencia de masa eficaz.

Teller [*Chem. Eng. Prog.*, **50**, 65 (1954)] comparó la eficiencia de Tellerettes de 25 mm (1 in) con anillos Raschig de 19 mm ($^3/_4$ de in). Observó que con las Tellerettes se obtenía respuesta a los flujos de irrigación (Figs. 18-70*a* y *b*). Puesto que el material de construcción polietileno, era hidrofóbico, resultó aparente que una de las principales contribuciones a la transferencia de masa era la aglomeración rápida y la regeneración superficial, lo que confirma todavía más la teoría de penetración de Higbie. Khalif y colaboradores (*Referat. Zhur. Khim.*, número 8843, 1955) proporcionaron una verificación adicional de este fenómeno y observaron que el coeficiente de transferencia de masa a las gotitas es de 10 a 13 veces mayor que de un gas a una superficie plana.

Sistema aire-agua El comportamiento del sistema aire-agua para diversos empaques se investigó ampliamente, tanto desde el punto de vista de un sistema de control de la fase de vapor como para el desarrollo de información de diseño para sistemas de humidificación y torres de enfriamiento.

Norman [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **29**(2), 226 (1951)] comparó los datos para el rendimiento de varios empaques con los obtenidos para los empaques Paragrid. Los empaques utilizados fueron anillos Raschig, monturas o silletas Berl, regletas de madera y los Paragrid. Se observó una variación en el efecto de la masa velocidad del gas en función de la geometría del empaque. Para el intervalo de flujos estudiado, un aumento en los flujos de irrigación se reflejaba en un incremento de la eficiencia de transferencia de masa (Fig. 18-71).

Parsly, Molstad, Cress y Bauer [*Chem. Eng. Prog.*, **46**, 17 (1950)] evaluaron el rendimiento de baldosas reticulares de punto de goteo en el sistema de aire-agua, para el intervalo de $1.4 < L < 20$ y $0.14 < G < 1.4$ en donde los flujos se expresan en kg/(s · m^2). Se descubrió que, para este empaque, $k_g a$ era independiente del flujo de líquido y proporcional a $G^{0.839}$. McAdams, Pohlenz y St. John [*Chem. Eng. Prog.*, **45**, 241 (1949)] estudiaron el rendimiento de anillos Raschig de carbono de 25 mm (1 in), en este sistema. Al utilizar una torre de 200 mm (8 in) de diámetro para el intervalo de flujos de $0.5 < G < 1.4$ y $0.7 < L < 3.5$, en donde los flujos se expresan en kg/(s · m^2), se descubrió que los efectos de los extremos eran equivalentes a 18.2 cm (7.2 in) de empaque. El efecto pequeño del flujo de líquido sobre la masa de la fase gaseosa y el coeficiente de transferencia de calor fue poco común, como se indicó mediante las ecuaciones:

$$(k_g a_H)_{tf} = 1.78 G^{0.70} L^{0.07} e^{0.0023tf} \qquad (18\text{-}74a)$$

$$(k_g a)_m = 0.89 G^{0.70} L^{0.07} \qquad (18\text{-}74b)$$

$$h_t a = 0.82 G^{0.7} L^{0.5} \qquad (18\text{-}74c)$$

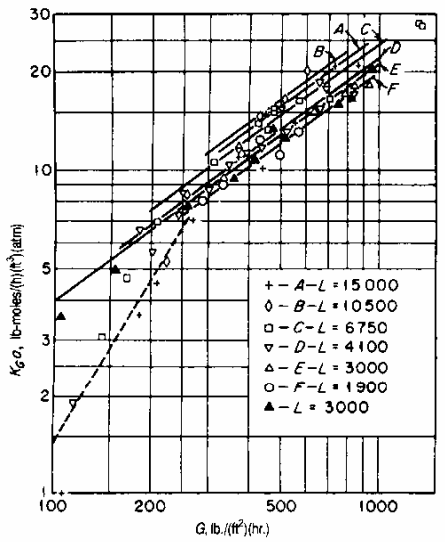


FIG. 18-67 $k_g a$ en función de G para la absorción de amoniaco con 2.25 ft de empaque de rejilla de punto de goteo del No. 6295. Para convertir libras por pie cuadrado-hora en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multipliquese por 0.001356; para convertir libras-mol por hora-pie cúbico-atmósfera en kilogramo-mol por segundo-metro cúbico-kilopascales, multipliquese por 4.390×10^{-5}. [Parsly y colaboradores, *Chem. Eng. Prog.*, **46**, 17 (1950).]

en donde los términos se expresan en unidades usuales en Estados Unidos, son

$h_G a_H$ = coeficiente de transferencia de calor, fase gaseosa Btu/(h · ft^3 · °F)
$h_\ell a$ = coeficiente de transferencia de calor, fase líquida Btu/(h · ft^3 · °F)
$(k_g a)_m$ = coeficiente de transferencia de masa, fase gaseosa lb/(h · ft^3) (diferencia unitaria de entalpía); diferencia unitaria de entalpía = Btu/(lb · mol de aire seco)
L = flujo de líquido, lb/(h · ft^2)
G = flujo de gas, lb/(h · ft^2)
t_f = temperatura de película, °F

Además, los datos indican una resistencia considerable de transferencia de entalpía de película equivalente a 27 a 46% de la resistencia total.

Cribb [*Br. Chem. Eng.* **4**(5), 264 (1959)] puso en duda la magnitud relativa de la resistencia de fase líquida, indicando que era de menos del 20%. Se indicó además que en pruebas con anillos Raschig de 100 mm se encontró que $h_\ell a \propto L^{1.5}$ se conformaba bien a los datos de Inazumi [*Chem. Eng.*, [*Japón*] **19**, 579 (1955)] que señaló que $h_\ell a \propto L^{1.36}$. Cribb (*loc. cit.*) indicó que los flujos de líquido utilizados por McAdams y colaboradores estaban por debajo del flujo mínimo eficaz de líquido (MELR) establecido por Pratt y, por tanto, los datos no reflejaban el intervalo de operación comercial, donde existe mayor sensibilidad al flujo de líquido.

Dióxido de azufre-aire-agua La absorción de dióxido de azufre por agua representa un sistema en el que son importantes tanto la resistencia del líquido como la del vapor. Whitney y Vivian [*Chem. Eng. Prog.*, **45**, 323 (1949)] evaluaron el rendimiento de anillos Raschig de 25 mm para el intervalo de $1.2 < L < 15.8$ kg/(s · m^2) y $0.09 < G < 1.1$ kg/(s · m^2). De acuerdo con la suposición de que el flujo de gas no afectaba la rapidez de transferencia de la película líquida, desarrollaron la relación que sigue:

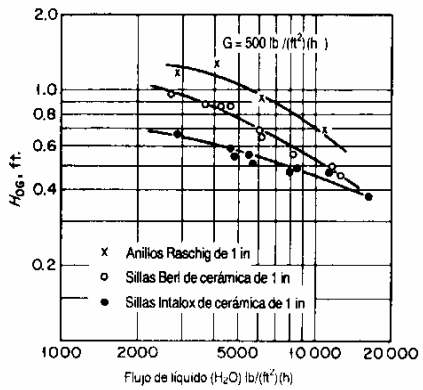


FIG. 18-68 Datos comparativos de absorción en lechos de anillos Raschig, sillas Berl y sillas Intalox. Sistema de NH_3-aire-H_2O. Para convertir libras por pie cuadrado-hora en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multipliquese por 0.001356; para convertir pulgadas en milímetros, multipliquese por 25.4. (Wen, *M. S. Thesis*, University of West Virginia, 1953.)

$$\frac{1}{K_\ell a} = \frac{1}{0.44L^{0.82}} + \frac{H'}{0.028G^{0.7}L^{0.5}} \qquad (18\text{-}75)$$

$$H_{ol} = \frac{L^{0.18}}{27.4} + \frac{H'L^{0.5}}{1.75G^{0.7}} \qquad (18\text{-}76)$$

en donde, en unidades usuales en Estados Unidos,

$K_\ell a$ = coeficiente global de transferencia de masa, (lb · mol)/[(h)(ft^3)(lb · mol/ft^3)]
H' = constante modificada de la ley de Henry = 0.107 a 21°C
L = flujo de líquido, lb/(h) (ft^2)
G = flujo de gas, lb/(h) (ft^2)

El primer término en la relación representa el comportamiento de película líquida, y el segundo el de la película de gas.

Los datos de comportamiento obtenidos por los investigadores se comparan con los de Haslam, Ryan y Weber [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **15**, 177 (1923)] para espirales de coque de 25 mm (1 in) y de 75 mm (3 in), y se indican en la figura 18-72.

Pearson y colaboradores [*Chem. Eng. Prog.*, **47**, 257 (1951)] evaluaron el comportamiento de 7.3 m (24 ft) de anillos Raschig de 25 mm (1 in) en una torre de 300 mm (12 in), para este sistema. Los resultados se conformaron bien con los obtenidos por Whitney y Vivian (*op. cit.*),

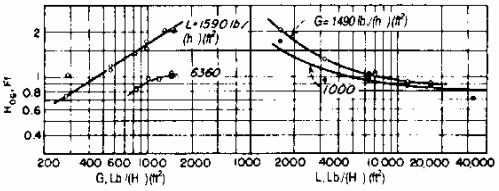


FIG. 18-69 Valores de altura de la unidad de transferencia para la absorción de NH_3 del aire en agua. Empaque de fibra de vidrio, fibras verticales, densidad bruta de 75.3 kg/m^3 (4.7 lb/ft^3). Para convertir libras por hora-pie cuadrado en kilogramos por segundo-metro cuadrado; multipliquese por 0.001356. [Datos de Williams, Akeli y Talbot, *Chem. Eng. Prog.*, **43**, 585 (1947).]

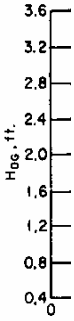


FIG. 18-70
por segundo
en milímetro

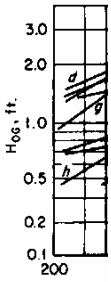


FIG. 18-71 Compara

Curva de empaque

a) rejilla 6295
b) rejilla 6146
c) rejilla 6897
d) rejilla de madera
e) anillos de 1 in
f) sillas de 1 in
g) anillos de 1 in
h) anillos de 1 in
i) anillos de 1 in
j) rejilla de carbón

1. Molstad, McKin
(1943); *Chem. Eng. Pr*
2. Carey y Williams
3. Mehta y Parekh,
4. Norman, *Trans. I*

NOTA: Para convertir
do-metro cuadrado, m
milímetros, multipliqu

indicando que, con
efectos terminales, s
el comportamiento e

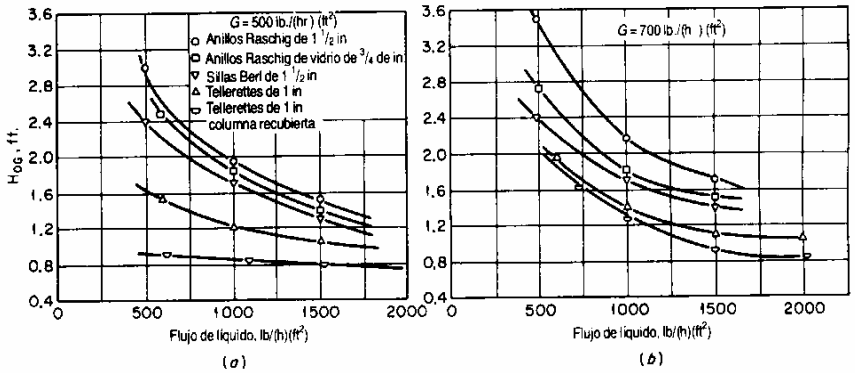


FIG. 18-70 Comparación de empaques de columnas, sistema de NH_3-aire-H_2O. Para convertir libras por hora-pie cuadrado en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multipliquese por 0.001356; para convertir pies en metros, multipliquese por 0.3048; y para convertir pulgadas en milímetros, multipliquese por 25.4. [Teller, *Chem. Eng. Prog.*, **50**, 70 (1954)].

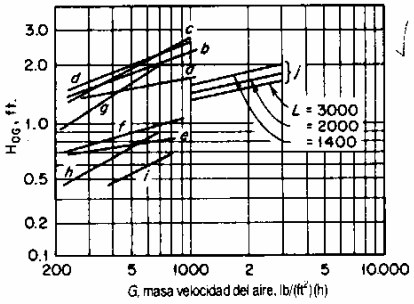


FIG. 18-71 Comparación de empaques de columnas, sistema de aire-H_2O.

Curva de empaque	Refer.	Flujo de líquido, lb/(h)(ft²)
a) rejilla 6295	1	3000
b) rejilla 6146	1	3000
c) rejilla 6897	1	3000
d) rejilla de madera	2	3000
e) anillos de 1 in	1	3000
f) sillas de 1 in	1	3000
g) anillos de 1 in	2	500
h) anillos de 1 in	3	1500
i) anillos de 1 in	3	3000
j) rejilla de carbón	4	3000

1. Molstad, McKinney y Abbey, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **39**, 605 (1943); *Chem. Eng. Progress*, **46**, 17 (1950).
2. Carey y Williamson, *Proc. Inst. Mech. Eng. (London)*. **163**, 41 (1950).
3. Mehta y Parekh, M. S. Thesis, M.I.T., 1939.
4. Norman, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **29**(2), 226 (1951).

NOTA: Para convertir libras por pie cuadrado-hora en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multipliquese por 0.001356; para convertir pulgadas en milímetros, multipliquese por 25.4.

indicando que, con una buena distribución y tomando en cuenta los efectos terminales, se pueden utilizar datos de laboratorio para estimar el comportamiento en las plantas.

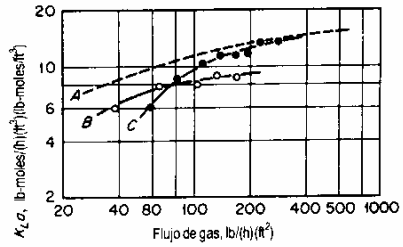


FIG. 18-72 Comparación de coeficientes globales, absorción de dióxido de azufre en agua (*A*) anillos de 1 in [Whitney y Vivian, *Chem. Eng. Prog.*, **45**, 335 (1949).] (*B*) 3 in espiral [Haslam, Ryan y Weber, *Trans. Am. Inst. Chem.Eng.*, **15**, 177 (1923).] (*C*) 1 in, coque [Haslam, Ryan y Weber, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **15**, 177 (1923)]. Para convertir libras por hora-pie cuadrado en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multipliquese por 0.001356; para convertir libra-moles por [(hora-pie cúbico)(libra-mol/pie cúbico)] en kilogramos-moles por [(segundo-metro cúbico)(kilogramo-mol)/(metro cúbico)], divídase entre 3600.

Sistema dióxido de carbono-aire-agua Sherwood y Holloway (*op. cit.*) Koch, Stutzman, Blum y Hutchings [*Chem. Eng. Prog.*, **45**, 677 (1949)]; Cooper, Christl y Perry (*op. cit.*) presentaron datos sobre el comportamiento de columnas empacadas para este sistema. Se observó que H_t era independiente del flujo de gas para valores de $U_t/U_g < 1$. En valores $U_t/U_g > 1$, el reflujo del gas provocaba una disminución de la velocidad eficaz de transferencia de masa. Sherwood y Holloway señalaron que H_t era proporcional a $L^{0.22\text{-}0.46}$ como función de la geometría del empaque y su tamaño.

Koch y colaboradores (*op. cit.*) investigaron el comportamiento de anillos Raschig 9, 13, 19 y 25 mm ($^3/_8$, $^1/_2$, $^3/_4$ y 1 in) en columnas de 150 y 250 mm (6 y 10 in) de diámetro, empacadas a una altura de 1.2 m (4 ft). En contradicción con los datos de Sherwood y Holloway, los autores propusieron que H_t era independiente del tamaño del empaque y que

$$k_t a = 0.25L^{0.96} \qquad (18\text{-}77)$$

o bien

$$H_t \propto L^{0.04} \qquad (18\text{-}77a)$$

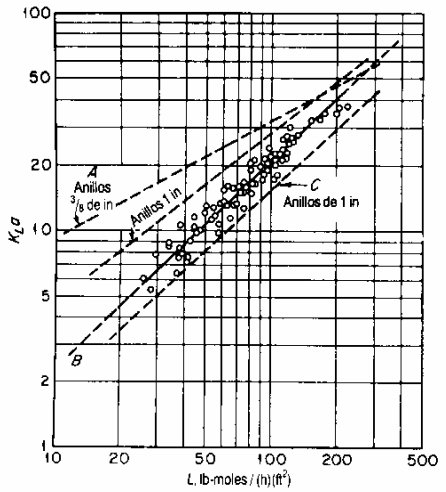


FIG. 18-73 $K_L a$ en función de L para la absorción de dióxido de carbono. (*A*) Sherwood y Holloway, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **36**, 39 (1940). (*B*) Koch *et. al., Chem. Eng. Prog.*, **45**, 681 (1949). (*C*) Draemel y Ruckman *et. al., Chem. Eng. Prog.*, **45**, 677 (1949). Para convertir libras-moles por hora-pie cuadrado en kilogramos-moles por segundo-metro cuadrado, multipliquese por 0.001356.

en donde, en *unidades usuales en Estados Unidos*,

$k_L a$ = coeficiente de transferencia de masa, fase líquida, (lb · mol)/[(h)(ft³)(lb · mol)/(ft³)]
L = flujo de líquido, (lb · mol)/(h)(ft²)
H_L = altura de la unidad de transferencia, ft

En la figura 18-73 se comparan los datos de esos investigadores con los obtenidos por otros.

Aplicaciones en destilación A pesar de que los empaques de los tipos vaciado y acomodado estaban limitados antes a columnas con diámetros de 1 m (3 ft) o menores, en la actualidad se utilizan para columnas mucho más grandes. Una aplicación especial es en columnas de destilación al vacío, para las cuales los empaques pueden tener razones teóricas de caídas de presión en los platos, que son más favorables que las de los platos convencionales. Eckert [*Chem. Eng. Prog.*, **59**(5), 76 (1963)] y Dolan y Strigle [*Chem. Eng. Prog.*, **76**(11), 78 (1980)] analizan el empleo de empaques en columnas con diámetro hasta de 4 m (12 ft) o más.

El desarrollo de métodos generales para el cálculo de la eficiencia de destilación en columnas empacadas sólo ha tenido un éxito limitado. Se han propuesto varias correlaciones [Perry y Chilton (eds.), *Chemical Engineer's Handbook*, 5th ed., McGraw-Hill, New York, 1973, p. 18-49] para obtener la HETP (altura del empaque equivalente a un plato teórico), pero no se han aplicado a diseños de columnas más grandes y se piensa que, en general, son poco confiables, porque el concepto de la HETP no tiene una base fundamental de transferencia de masa. El concepto de la unidad de transferencia es más útil para las correlaciones generalizadas, con la obra de Cornell y cols. [ecuaciones (18-56) y (18-70)], Onda y cols. [ecuaciones (18-60) y (18-69)] y Bravo y Fair [ecuaciones (18-71), (18-72) y (18-73)], que proporcionan una buena base para el cálculo de las alturas de las unidades de transferencia, para las destilaciones en las que se utilizan empaques vaciados. Bravo y Fair [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **21**(1), (1982)] y Bolles y Fair [*Ind. Eng. Chem. Symp. Ser.*, no. 56, 3.3/35 (1979)] proporcionan comparaciones de las unidades de transferencia, basadas en estos trabajos y las medidas en las columnas más grandes. Para cada caso, las unidades totales de transferencia se obtienen a partir de

$$H_{og} = H_g + m(G_m/L_m)\, H_L \qquad (18\text{-}78)$$

donde H_{og} = altura de una unidad total de transferencia, basada en la fuerza impulsora de la concentración en la fase gaseosa, m
H_g = altura de una unidad de transferencia en la fase gaseosa, m
m = pendiente de la curva de equilibrio
G_m, L_m = velocidades del gas y el líquido (kg · mol)/(s · m²)
H_L = altura de una unidad de transferencia en la fase líquida, m

Para la sección de la columna empacada en la que las líneas de operación y equilibrio se pueden considerar rectas, las etapas teóricas se pueden convertir en números de unidades de transferencia como sigue (véase la Secc. 14):

$$N_{og} = N_t \frac{\ln \lambda}{\lambda - 1} \qquad (18\text{-}79)$$

donde N_t = número de etapas teóricas
$\lambda = m(G_m/L_m)$

Por último, la altura empacada requerida Z_P se obtiene a partir de

$$Z_P = (\text{HETP})\,(N_t) = (H_{og})(N_{og}) \qquad (18\text{-}80)$$

CONTACTORES DE LÍQUIDO DISPERSO

Introducción Los dispositivos de aspersión son los tipos más comunes de contactores de líquido disperso en sistemas gas-líquido. Otro tipo es el de la columna de platos con deflectores o plataforma de aspersión (Fig. 18-6). Las columnas de aspersión son analizadas también en el estudio que sobre las mismas se realiza en la sección 20.

Los contactores aspersores se utilizan para la transferencia de masa cuando el gas es muy soluble o cuando la caída de presión tiene que ser muy baja. No obstante, su aplicación normal es en servicio de transferencia de calor y el análisis que sigue se hará en función de las propiedades térmicas y del comportamiento.

Aplicaciones de transferencia de calor Las analogías de transferencia de calor de los términos comunes de transferencia de masas son

No. de unidades de transferencia de la fase de gas

$$= \frac{T_{g,\text{sal}} - T_{g,\text{ent}}}{(T_g - T_i)_{\text{media}}} = N_g \qquad (18\text{-}81)$$

No. de unidades de transferencia de la fase líquida

$$= \frac{T_{L,\text{sal}} - T_{L,\text{ent}}}{(T_L - T_i)_{\text{media}}} = N_L \qquad (18\text{-}82)$$

Rapidez volumétrica de transferencia de la fase de gas

$$= \frac{G c_p}{H_g} = h_g a \qquad (18\text{-}83)$$

$$\text{Difusividad} = \frac{k}{\rho c_p} = \alpha_T \qquad (18\text{-}84)$$

en donde T_g = temperatura del gas
T_L = temperatura del líquido
T_i = temperatura de la interfase
H_g = altura de una unidad de transferencia de la fase gaseosa
G = flujo de gas/área
c_p = calor específico

ρ = densidad
k = conductividad térmica
α_T = difusividad térmica

Obsérvese que el comportamiento relativo de un dispositivo se puede convertir de una base de transferencia de masa a otra de transferencia de calor, mediante la introducción de estas analogías junto con las ecuaciones de rapidez.

Esta conversión es más sencilla cuando $K_g a$ y $K_\ell a$ se definen en términos de fuerza impulsora en función de fracciones molares.

$$\frac{h_g a}{K_g a} \text{ o } \frac{h_\ell a}{K_\ell a} = \frac{c_p}{M}\left(\frac{\alpha_T}{D}\right)^{0.5} \tag{18-85}$$

en donde $h_\ell a, h_g a$ = velocidad volumétrica de transferencia de calor
$K_\ell a, K_g a$ = velocidad volumétrica de transferencia de masa
c_p = capacidad calorífica
M = peso molecular
α_T/D = relación de la difusividad térmica a D molecular (adimensional)

Para los gases, α_T/D suele acercarse a 1, puesto que existe el mismo mecanismo básico de transferencia. Para líquidos, α_T/D es invariablemente mucho mayor que 1. Un modelo simplificado da la relación

$$\alpha_T/D = 1.9 \times 10^7(\mu/T) \tag{18-86}$$

en donde μ está en Pa · s y T en K. Para 1 cP (10^{-3} · Pa · s) líquido a 310 K, esto da un valor de 61. Esto quiere decir que las enormemente altas velocidades volumétricas de transferencia de calor pueden ser obtenidas para dispositivos de limitación líquida, como en un condensador de vapor puro.

Modelo teórico de transferencia La transferencia de gotitas simples está teóricamente bien definida para el lado del gas. Si se puede presuponer un tamaño dado de gotitas que se desplazan en dirección contraria a un gas, el área interfacial es (en unidades congruentes)

$$a = \frac{G_\ell}{\rho_\ell(U_\ell - U_g)}\frac{6}{D_d} \tag{18-87}$$

en donde a = área interfacial/volumen
G_ℓ = flujo de líquido (peso)/(área de sección transversal)
ρ_ℓ = densidad del líquido
U_ℓ = velocidad del líquido en relación con el gas, con frecuencia aproximadamente la velocidad terminal de las gotitas (véase la Secc. 5 para la estimación)
U_g = velocidad superficial del gas
D_d = diámetro de gotitas

El coeficiente de transferencia se define por medio de (unidades congruentes)

$$h_g = (k/D_d)\,(2 + 0.6N_{Re}^{0.5}N_{Pr}^{0.33}) \tag{18-88}$$

en donde h_g = coeficiente de transferencia
k = conductividad térmica del gas
N_{Re} = número de Reynolds = $D_d U_t \rho_g / \mu_g$
N_{Pr} = número de Prandtl = $(c_p \mu / k)g$

El coeficiente volumétrico $h_g a$ de la combinación de las ecuaciones (18-87) y (18-88) es útil para definir el efecto de los cambios de variable; pero es limitativo en valor debido a su dependencia de D_d. El producto del área y del coeficiente obtenido de una masa dada de líquido es proporcional a $1/D_d^{\frac{2}{3}}$ para los diámetros pequeños. De modo similar, el tiempo para la evaporación de una gota pequeña, hasta la sequedad, es proporcional a $1/D_d^{\frac{3}{2}}$. El principal problema es que los procedimientos de estimación del tamaño de las gotitas no son, con frecuencia, mejores de ±50% para las toberas de aspersión y no existen para dispositivos como los platos de plataforma de aspersión. Un problema secundario es el de que no hay ningún valor de D_d que represente verdaderamente el movimiento del proceso de transferencia para el espectro completo de los tamaños de partículas presentes.

La teoría correspondiente para la transferencia en la fase líquida es todavía menos segura. Si se tuvieran gotas estáticas, la transferencia sería

$$N_\ell = 0.5 + \frac{4(k/\rho c_p)\pi^2 t}{D_d^2} \text{ (dimensionless)} \tag{18-89}$$

en donde N_ℓ = unidades de transferencia de la fase líquida [ecuación (18-82)]
k = conductividad térmica del líquido
ρ = densidad del líquido
c_p = calor específico del líquido
D_d = diámetro de gotitas
t = tiempo de contacto

Sin embargo, raramente se justifica la suposición de gotas estáticas. Por ejemplo, la alta velocidad interfacial en la aspersión desde toberas puede esperarse que dé un grado elevado de mezcla interna y una transferencia mucho mayor.

Otro inconveniente del método fundamental para estimar el comportamiento de la aspersión es la desviación del flujo a contracorriente. El retromezclado es difícil de impedir, más difícil de definir y, con frecuencia, limitado. El resultado de estos límites es que el cálculo ideal a contracorriente de rapidez volumétrica de transferencia, raramente puede definir adecuadamente el comportamiento.

Para el caso de operación a corriente paralela, como en una línea de enfriamiento, se supone que el líquido se acelera con rapidez a la velocidad del gas. Como resultado de ello, las ecuaciones (18-87) y (18-88) se simplifican a

$$a = \frac{G_\ell}{\rho_\ell}\frac{1}{U_g}\frac{6}{D_d} \tag{18-90}$$

$$h_g = 2k/D_a \tag{18-91}$$

Además, puesto que este tipo de operación incluye por lo común pocas elevaciones de temperatura en el líquido (debido al enfriamiento por evaporación), la resistencia de la fase líquida no suele ser importante y con una velocidad elevada y en operación a corriente paralela, el retromezclado no constituye un problema. No obstante, la mayor variación de las predicciones que se observó para dos correlaciones de tamaños de gotas de atomización de fluidos (tabla 18-14), reduce todavía más la utilidad de las ecuaciones anteriores. El punto clave es que todas las correlaciones coinciden en cuanto a la importancia primordial de la velocidad elevada para obtener una atomización fina. Esto se ve reforzado por la regla empírica común para este tipo de operación que requiere una velocidad mínima relativa de inyección de 60 m/s (200 ft/s).

Los lavadores venturi son similares en el sentido de que necesitan una velocidad elevada para lograr gotitas pequeñas. Se utilizan primordialmente para recoger neblinas y polvo y se verán más adelante en la parte de recolección de neblina de esta sección.

Método empírico: rocíos El retromezclado en un rocío simple es tan importante que muchos diseñadores limitan simplemente la operación de la cámara de aspersión a una etapa simple en equilibrio, sea cual fuere su altura. Para un dispositivo de transferencia de calor por contacto directo, esto quiere decir que las temperaturas del gas y el líquido de salida son iguales.

La causa principal del grado elevado de retromezclado es que no hay caída de presión de estabilización, debido a los empaques, platos, etc. En consecuencia, la principal resistencia al flujo de gas es la lluvia de gotas. Cualquier distribución de líquido que sea menos que perfecta inducirá una acción de evasión en el flujo de vapor opuesto. El resultado es el desarrollo de grandes torbellinos y corrientes de desviación. Otras causas de retromezclado son:

1. El hecho de que las gotas mayores caen con mayor rapidez que las pequeñas
2. El hecho de que el líquido golpea las paredes

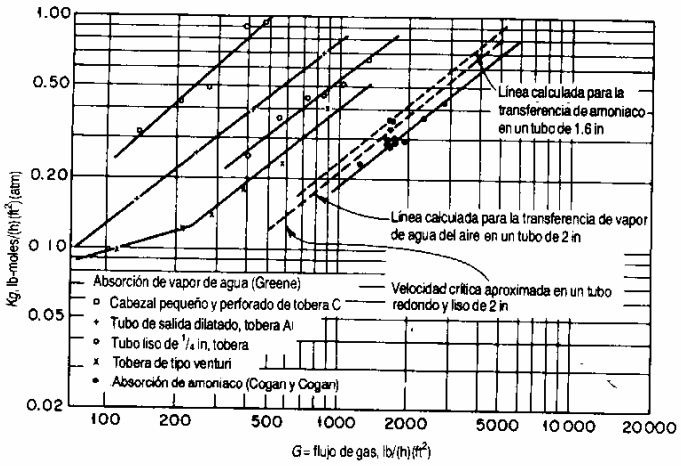


FIG. 18-74 Velocidades de transferencia de masa en columnas de pared mojada con promotores de turbulencia. Para convertir libra-moles por hora-pie cuadrado-atmósfera, en kilogramos-moles por segundo-metro cuadrado-atmósfera, multipliquese por 0.00136; para convertir libras por hora-pie cuadrado en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multipliquese por 0.00136; y para convertir pulgadas en milímetros, multipliquese por 25.4. (Datos de Greenewalt y Cogan y Cogan, Sherwood y Pigford, *Absorption and Extraction*, 2a. ed., McGraw-Hill, New York, 1952.)

En la actualidad, lo único que se puede hacer prácticamente es tener especial cuidado para obtener un patrón uniforme de rocío, con colección mínima en las paredes y, después, limitar el comportamiento a una etapa de equilibrio. La velocidad de flujo de líquido y la viscosidad deben ser tales que las toberas de rocío operen con su patrón propuesto.

Para el cálculo de la altura de la unidad de transferencia en las columnas de rocío, la mejor guía son los datos de Pigford y Pyle [*Ind. Eng. Chem.*, **43**, 1949 (1951)]. Estos datos dan por resultado alturas relativamente cortas para la unidad de transferencia en la fase líquida [0.5 a 1 m (1.5 a 3 ft)], en la desorción del oxígeno a partir del agua, en la zona de rocío, con una altura de 1.3 m (4 ft). Las elevadas velocidades de transferencia son resultado de la transferencia mejorada en el momento de la formación de la gotita. Sympson y Lynn [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **23**(5), 666 (1977)] indican el mismo comportamiento general.

La altura de la unidad de transferencia en la fase gaseosa es mayor [1 a 3 m (3 a 12 ft)] y se incrementa a medida que aumenta la velocidad de flujo de gas.

Método empírico; platos con deflectores Los datos de comportamiento para deflectores son muy escasos. El resumen de Fair [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **68**(118), 1, 1972)] de datos de transferencia de calor limitados a la fase gaseosa indica un rendimiento ligeramente más bajo que el de las cachuchas de burbujeo (1 a 2 N_g por plato). Los datos escasos de transferencia de calor sobre la resistencia de fase líquida indican $h_f a\, h_g a < 3$ a 1, incluso para el sistema aire-agua. En contraste, la relación de los platos de burbujeo suele ser casi siempre de, aproximadamente, 100 a 1. La explicación es la del bajo nivel de mezcla interna de gotitas, generada por el flujo de un deflector al siguiente (esto difiere considerablemente de un plato de burbujeo, donde se disipa una potencia importante en la fase líquida por el gas). Una de las consecuencias es que, en las operaciones de transferencia de masa, este dispositivo se limita a los líquidos y el número de unidades totales de transferencia desarrolladas es mucho menor. Esto se debe a la baja relación de difusividad molecular respecto a la difusividad térmica (para la fase líquida), como se vio antes.

COLUMNAS DE PARED MOJADA

Las columnas de pared mojada o de película descendente se han llegado a aplicar en problemas de transferencia de masa, donde los requisitos de rapidez elevada de transferencia de calor son concomitantes con el proceso de absorción. Se dispone de áreas grandes de superficie abierta para la transferencia de calor para una transferencia dada de masa en este tipo de equipos, debido a la lenta transferencia de masa inherente a los equipos de pared mojada. Además, este tipo de equipo se presta a los dispositivos de enfriamiento de tipo anular.

Gilliland y Sherwood [*Ind. Eng. Chem.*, **26**, 516 (1934)] encontraron que, para la vaporización de líquidos puros en corrientes de aire,

$$\frac{k_g D}{D_g}\frac{P_{BM}}{\pi} = 0.023 N_{Re}^{0.83} N_{Sc}^{0.44} \qquad (18\text{-}92)$$

en donde D_g = coeficiente de difusión
D = diámetro interno del tubo
k_g = coeficiente de transferencia de masa, fase gas

Obsérvese que el grupo del lado izquierdo de la ecuación (18-92) es adimensional.

Cuando se utilizan promotores de turbulencia en la sección de entrada de gas, Greenewalt [*Ind. Eng. Chem.*, **18**, 1291 (1926)] observó un mejoramiento del coeficiente de transferencia de masa del gas para la absorción de vapor de agua por ácido sulfúrico. Cogan y Cogan (M.I.T. thesis, 1932) observaron una disminución de la transferencia de masa por debajo del valor indicado mediante la ecuación (18-92), cuando una zona de calma precede a la entrada de gas en la absorción de amoniaco (Fig. 18-74).

Al trabajar con el sistema de cloruro de hidrógeno-aire-agua, Dobratz, Moore, Barnard y Meyer [*Chem. Eng. Prog.*, **49**, 611 (1953)], utilizando un sistema de flujo a corriente paralela encontraron que $k_g \propto G^{1.8}$ (Fig. 18-75) en lugar de la potencia de 0.8 que indica la ecuación de Gilliland. En este estudio se determinaron también coeficientes de transferencia de calor. El aumento radical de la transferencia de calor en el intervalo de $G = 30$ kg/(s · m^2) [(20 000 lb/(h)(ft^2)]fue simi-

lar al observado po
(1947)] en tubos inte
Gaylord y Mirand
do un absorbedor de
múltiples y flujo a co
hidrógeno, encontra

en donde k_g = coe
(kg
M_m = pes
trad
D = diá
G = ma
kg/
μ = visc
Obsérvese que el gru
también los datos ob
simple de película d
Eng. Prog., **45**, 506 (
La transferencia d
mojadas es muy depe
de prevalecen condic
mación de agua, pr
obstante, cuando se
ducir con un número
rápida regeneración
en la transferencia d
Si no hay formaci
la transferencia de m
Katori [*J. Soc. Chem*

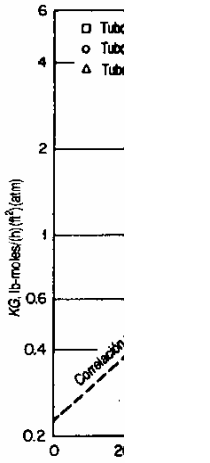


FIG. 18-75 Coeficien
promedio del gas; absor
libra-moles por hora-pie
metro cuadrado-atmósfi
hora-pie cuadrado en ki
por 0.00136; para conve
vertir pulgadas en milí
Eng. Prog., **49**, 611 (195

lar al observado por Tepe y Mueller [*Chem. Eng. Prog.*, **43**, 267 (1947)] en tubos internos de condensación.

Gaylord y Miranda [*Chem. Eng. Prog.*, **53**, 139M (1957)], utilizando un absorbedor de ácido clorhídrico de película descendente, tubos múltiples y flujo a corriente paralela, para la absorción de cloruro de hidrógeno, encontraron que

$$K_g = \frac{1.66(10^{-5})}{M_m^{1.75}} \left(\frac{DG}{\mu}\right) \tag{18-93}$$

en donde k_g = coeficiente global de transferencia de masa, (kg · mol)/(s · m^2 · atm)
M_m = peso molecular medio de la corriente de gas a la entrada del tubo
D = diámetro del tubo, m
G = masa velocidad de gas a la entrada al tubo, kg/(s · m^2)
μ = viscosidad del gas, P · as

Obsérvese que el grupo DG/μ es adimensional. Esta relación satisface también los datos obtenidos para este sistema con una unidad de tubo simple de película descendente, por Coull, Bishop y Gaylor [*Chem. Eng. Prog.*, **45**, 506 (1949)].

La transferencia de masa en la fase líquida en columna de paredes mojadas es muy dependiente de las condiciones de la superficie. Donde prevalecen condiciones de flujo laminar sin la presencia de una formación de agua, prevalece la teoría de la penetración laminar. No obstante, cuando se forman ondas en la superficie, que se pueden producir con un número de Reynolds que sobrepase 4, se desarrolla una rápida regeneración superficial que da como resultado un incremento en la transferencia de masa.

Si no hay formaciones de ondas, el análisis del comportamiento de la transferencia de masa de película líquida, desarrollado por Hatta y Katori [*J. Soc. Chem. Ind.*, **37**, 280B (1934)] indica que

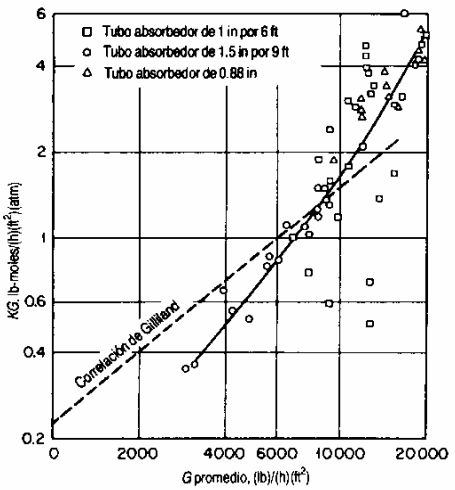


FIG. 18-75 Coeficiente de transferencia de masa en función de la velocidad promedio del gas; absorción de HCl, columna de pared mojada. Para convertir libra-moles por hora-pie cuadrado-atmósfera en kilogramo-moles por segundo-metro cuadrado-atmósfera, multipliquese por 0.00136; para convertir libras por hora-pie cuadrado en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multipliquese por 0.00136; para convertir pies en metros, multipliquese por 0.305; y para convertir pulgadas en milímetros, multipliquese por 25.4. [Dobratz *et al., Chem. Eng. Prog.*, **49**, 611 (1953).]

$$k_\ell = 0.422 \sqrt{\frac{D_\ell \Gamma}{\rho B_F^2}} \tag{18-94}$$

en donde B_F = $(3u\Gamma/\rho^2 g)^{1/3}$
D_ℓ = coeficiente de difusión de la fase líquida, m^2/s
ρ = densidad de líquido, kg/m^3
Z = longitud de la superficie, m
k_l = coeficiente de transferencia de película líquida, (kg · mol)/[(s · m^2)(kg · mol)/m^3]
Γ = flujo de líquido, kg/(s · m) basado sobre perímetro mojado
μ = viscosidad del líquido, Pa · s
g = aceleración de la gravedad, 9.81 m/s^2

En donde Z es grande o $\Gamma/\rho B_F$ es tan pequeño que la penetración de líquido es completa

$$k_\ell = 11.800\, D_\ell / B_F \tag{18-95}$$

y

$$H_\ell = 0.95\, \Gamma B_F / D_\ell \tag{18-96}$$

Sherwood y Pigford (*Absorption and Extraction*, McGraw-Hill, New York, 1952) efectuaron una comparación de datos experimentales para la absorción de dióxido de carbono, obtenidos por Hatta y Katori (*op. cit.*), Grimley [(*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **23**, 228 (1945)], y Vyazov [(*Zh. Tekh. Fiz. (U.R.S.S.)*, **10**, 1519 (1940)] y para la absorción de oxígeno e hidrógeno por Hodgson (S.M. thesis, M.I.T. 1949), Henley (B.S. thesis, University of Delaware, (1949), Miller (B.S. thesis, University of Delaware, 1949), y Richards (B.S. tesis, University of Delaware, 1950) y se muestra en la figura 18-76.

En general, la transferencia de masa observada es mayor que la que predice la teoría y se puede relacionar con el desarrollo de ondas superficiales, que es un fenómeno que aumenta en intensidad al incrementarse la trayectoria de líquido.

Vivian y Peaceman [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2**, 437 (1956)] investigaron las características del sistema de CO_2—H_2O y Cl_2—HCl, H_2O en una columna de pared mojada y descubrieron que el flujo de gas no tenía efectos sobre el coeficiente de fase líquida en números de Reynolds por debajo de 2200. Más allá de este flujo, el efecto de las ondas resultantes consistía en hacer aumentar significativamente la transferencia de la fase líquida. Los autores propusieron una relación de comportamiento basada en un análisis dimensional, pero recomendaron precaución en las aplicaciones en que se utilice este tipo de relación. Los autores tomaron en cuenta los efectos de la longitud de columna, que son: inducir ondas e incrementar la transferencia y aumentar el tiempo de exposición que, mediante la teoría de penetración, reduce la transferencia de masa promedio de la fase líquida. La ecuación es

$$\frac{k_\ell h}{D_\ell} = 0.433 \left(\frac{\mu_\ell}{\rho_\ell D_\ell}\right)^{1/2} \left(\frac{\rho_\ell^2 g h^3}{\mu_\ell^2}\right)^{1/6} \left(\frac{4\Gamma}{\mu_\ell}\right)^{0.4} \tag{18-97}$$

en donde D_ℓ = coeficiente de difusión del soluto en el líquido
g = constante de aceleración de la gravedad
h = longitud de pared mojada
k_ℓ = coeficiente de transferencia de masa, fase líquida
Γ = flujo masivo de líquido
μ_ℓ = viscosidad del líquido
ρ_ℓ = densidad del líquido

La ecuación es adimensional.

Gilliland, Baddour y White [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **4**, 323 (1958)] ilustraron el efecto de reacción química al reducir el efecto de la variación del flujo de líquido sobre la velocidad de absorción, en el régimen de flujo laminar, mediante la evaluación de la absorción de cloro en soluciones de cloruro ferroso, en una columna de pared mojada.

Inundación en columnas de pared mojada Cuando el gas y el líquido están a contracorriente en columnas de pared mojada, se puede producir una inundación con flujos elevados de gas. Diehl y Koppany

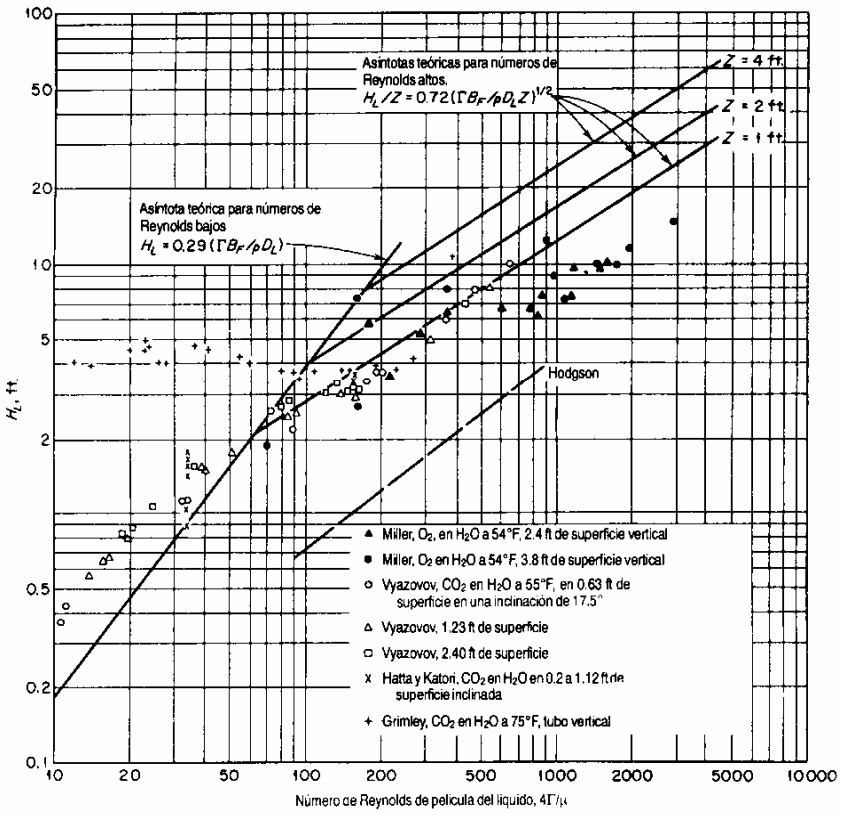


FIG. 18-76 Resistencia de la película de líquido en la absorción de gases en columnas de pared mojada. Se calculan líneas teóricas para la absorción de oxígeno en agua a 55°F. Para convertir pies en metros, multipliquese por 0.3048; °C = 5/9 (°F − 32). (Sherwood y Pigford, *Absorption and Extraction*, 2a. ed., McGraw-Hill, New York, 1952.)

[*Chem. Eng. Prog.*, **65**, *Symp. Ser.*, 42, 77 (1969)] correlacionaron datos de inundación de cierto número de fuentes, incluyendo sus propias obras y desarrollaron la expresión:

$$U_f = F_1 F_2 \left(\frac{\sigma}{\rho_g}\right)^{1/2} \qquad (18\text{-}98)$$

en donde U_f = velocidad de inundación del gas, m/s
F_1 = 1.22 cuando $3.2\,d_i/\sigma > 1.0$
F_1 = $1.22(3.2\,d_i/\sigma)^{0.4}$ cuando $3.2\,d_i/\sigma < 1.0$
F_2 = $(L/G)^{0.25}$
L/G = relación de masa líquido/masa de gas
d_i = diámetro interno de la columna, mm
σ = tensión superficial, mN/m (dina/cm)
ρ_g = densidad de gas, kg/m^3

Los datos cubrieron tamaños de columnas hasta de 50 mm (2 in) de diámetro y se deben utilizar con mucho cuidado para los tamaños mayores.

FACTORES ECONÓMICOS DE COLUMNAS GAS-LÍQUIDO

La estimación de los costos de columnas para evaluaciones preliminares de procesos requiere que se tome en consideración no sólo el tipo básico de elementos internos, sino también sus efectos sobre el costo del sistema en general. Por ejemplo, para un sistema de destilación, el sistema general puede incluir el recipiente (columna), estructuras accesorias, soportes y cimentaciones, dispositivos auxiliares como rehervidores, condensadores, precalentadores de la alimentación e instrumentos de control y tuberías de conexión. La elección de los componentes internos influye en todos esos costos, pero hay otros factores que los afectan también. Una optimización completa del sistema requiere un modelo completo de simulación de procesos, que puede cubrir todas las variables pertinentes que influyen en la economía.

Costo de componentes internos Los costos instalados de los platos (charolas) se pueden estimar en la figura 18-77, con las correccio-

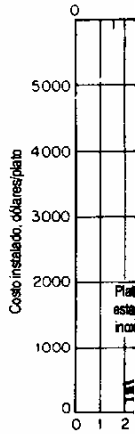


FIG. 18-77 Costo de
del plato, las válvulas,
acero estructural. El ac
merhaus, *Plant Desi*
McGraw-Hill, New Yo

FIG. 18-78 Costo de
dores. *c*) Distribuidore

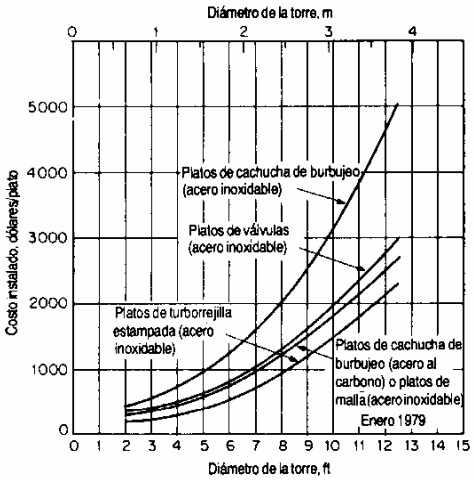


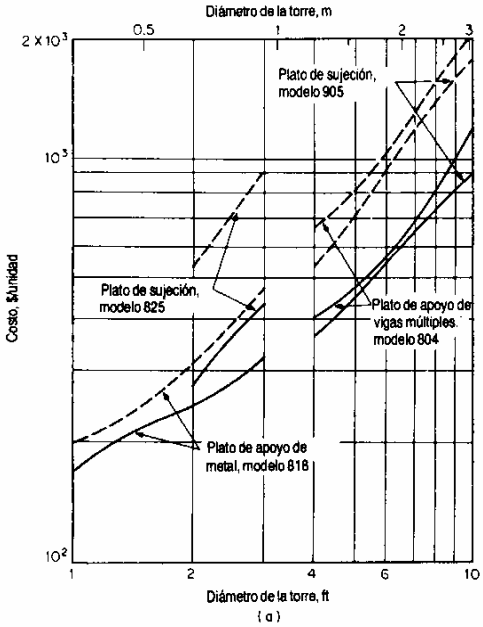
FIG. 18-77 Costo de los platos de las columnas. El costo incluye la plataforma del plato, las válvulas, las cachuchas de burbujeo, los vertederos y las partes de acero estructural. El acero inoxidable designado es del tipo 410. (Peters y Timmerhaus, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3a ed., McGraw-Hill, New York, 1980.)

nes para el material de los platos tomadas de la tabla 18-12. Para platos de dos pasos, el costo es 15 a 20% más elevado. Los costos aproximados de los materiales de empaque vaciados se pueden obtener de la tabla 18-13, pero debe considerarse que debido a la competencia pueden existir variaciones significativas en estos costos según el fabricante. Además, los empaques que se venden en grandes cantidades tienen descuento. Obsérvese que en la figura 18-77 y en la tabla 18-12 la fecha de costos corresponde a 1979, con el índice de costo de Marshall y Swift tomado como 560.

TABLA 18-12 Costo relativo de fabricación para los metales utilizados en la construcción de una torre de platos*

Materiales de construcción	Costo relativo por ft^2 de área del plato (basado en acero al carbono = 1)
Platos de placas de metal	
Acero	1
Acero aleado con 4 - 6% de cromo 1/2 molibdeno	2
Acero aleado tipo 410, con 11–13% de cromo	2.5
Bronce rojo	3
Acero inoxidable tipo 304	4
Acero inoxidable tipo 347	4.8
Monel	7.0
Acero inoxidable tipo 316	5.2
Inconel	8.2

* Peters y Timmerhaus, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1980. Para convertir costo por pie cuadrado en costo por metro cuadrado, multiplíquese por 10.76.



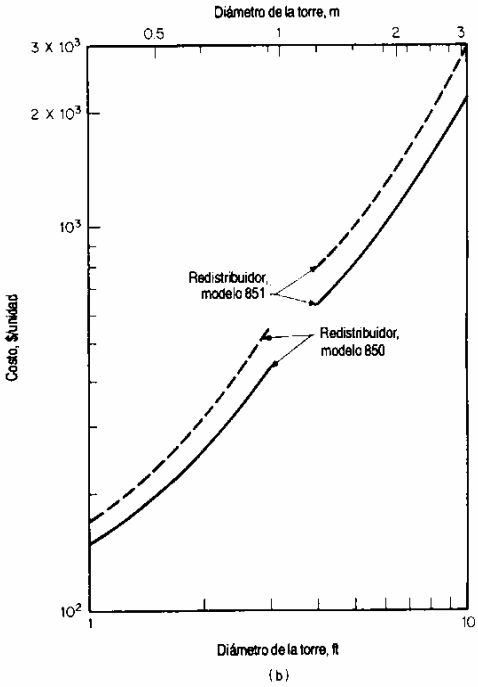


FIG. 18-78 Costo de los dispositivos internos para columnas empacadas que contienen empaques vaciados. *a*) Platos de sujeción y platos de apoyo. *b*) Redistribuidores. *c*) Distribuidores de líquido. [Pikulik y Diaz, *Chem. Eng.*, **84**(21), 106 (octubre 10, 1977).]

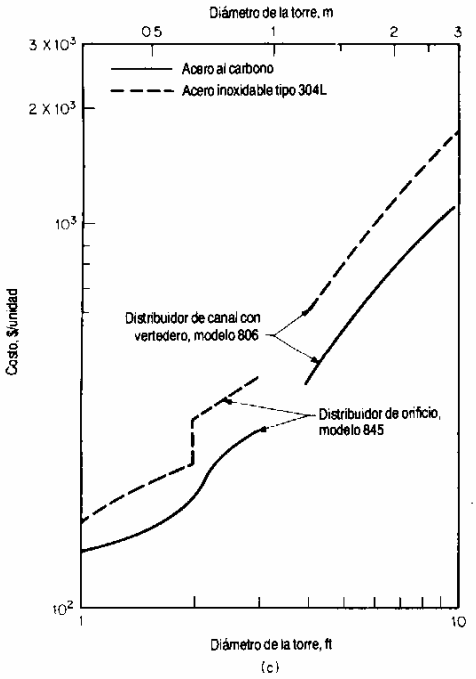


FIG. 18-78 (*Continuación*)

Los componentes internos de una columna empacada incluyen los distribuidores de líquido, los platos de apoyo para el empaque, los redistribuidores (si son necesarios) y los platos de sujeción (para evitar el movimiento del empaque en condiciones de flujo). Los costos de estos componentes internos aparecen en la figura 18-78, basados en los precios de principios de 1976 y el índice de costos de Marshall y Swift de 460.

Costo de la columna El costo del recipiente, que incluye los cabezales, la falda, las toberas y las escaleras laterales, se estima por lo general con base en el peso. En la figura 18-79 aparecen los datos de costos en 1979 para la cubierta y los cabezales, y en la figura 18-80 aparecen los datos de costos en 1979 para las conexiones. La figura 18-81 se puede utilizar para estimaciones muy aproximadas de las columnas completas, que incluyen los componentes internos. Al igual que para las figuras 18-79 y 18-80, el índice de costos es 560.

Platos en comparación con empaques Se han dado bases para el empleo de empaques en lugar de platos (véase la subsección "Columnas empacadas"). En algunas circunstancias, se puede escoger cualquiera de esos tipos de dispositivos; por ejemplo, para las destilaciones al vacío. Fair [*Chem. Eng. Prog.*, **66**(3), 45 (1970)] investigó el caso de la destilación al vacío y concluyó que los anillos Pall son superiores a los demás empaques, pero tienen todavía una desventaja de costo de capital en comparación con los platos. Por tanto, los empaques se deben justificar sobre la base de sus ventajas de costo de operación, ya que pueden proporcionar temperaturas y presiones más bajas de los fondos; esa justificación es posible con frecuencia. Billet [*Proc. Intern. Symp. Dist.* (Brighton), 1970)] demuestra que los anillos Pall son superiores a dispositivos muy diversos, cuando se evalúan para el sistema de etilbenceno-estireno, a una presión absoluta de 100 mm de Hg.

TABLA 18-13 Costos de empaques para torre, no instalados, enero, 1979*

	Tamaño-in			
	1	1 1/2	2	3
Anillos Raschig				
Porcelana química	10.3	8.3	7.6	6.3
Acero al carbono	23.7	15.5	13.3	10.9
Acero inoxidable	85.5	64.6	57.0	
Carbono	32.3	28.5	20.9	19.0
Sillas Intalox:				
Barro químico	14.2	10.4	9.5	8.6
Porcelana química	15.2	11.4	10.4	9.5
Polipropileno	17.1	...	10.6	5.5
Sillas Berl:				
Barro químico	22.0	17.0		
Porcelana química	27.0	20.0		
Anillos Pall:				
Acero al carbono	19.0	12.9	11.8	
Acero inoxidable	72.0	55.0	47.5	
Polipropileno	17.1	11.6	10.6	

* Peters y Timmerhaus, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3d. ed., McGraw-Hill, New York, 1980. Precios en dólares por pie cúbico, pedidos por 100 ft³, LAB planta manufacturera. Para convertir pies cúbicos en metros cúbicos, multiplíquese por 0.0283; para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; y para convertir dólares por pie cúbico en dólares por metro cúbico, multiplíquese por 35.3.

Optimización Como se indicó antes, los estudios de optimización deben incluir todo el sistema. Este tipo de estudio lo hicieron Fair y Bolles [*Chem. Eng.*, **75**(9), 156 (1968)] utilizando un sistema de hidrocarburos ligeros y con el fin de definir la relación de reflujo óptima. Los enfriadores utilizados estaban a –87, –40 y +30°C (–125, –40 y +85°F) en correspondencia con las diferentes presiones de operación y las diferentes temperaturas de condensación asociadas. Los resultados aparecen en la figura 18-82; la relación óptima de reflujo es muy cercana a la relación mínima de reflujo calculada.

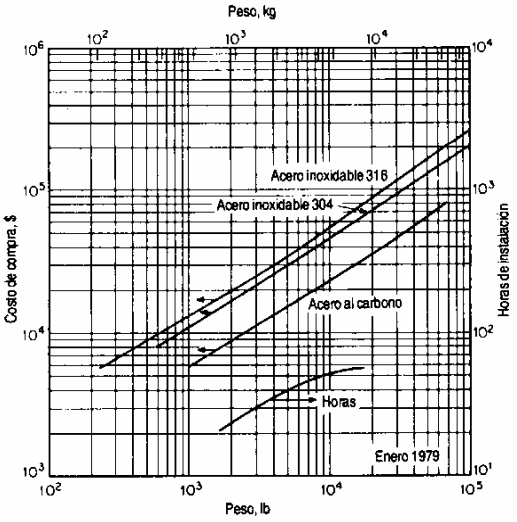


FIG. 18-79 Costos de fabricación y tiempo de instalación de las torres. Los costos de la cubierta son con dos cabezales y el faldón, pero no incluyen los platos, el empaque o las conexiones. (Peters y Timmerhaus, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3a. ed., McGraw-Hill, New York, 1980).

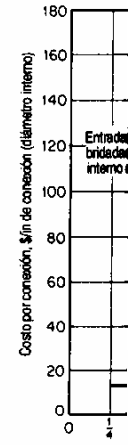


FIG. 18-80 Costo ap
acero. Los valores se a
costos por 0.9 para las
xiones de 4 140 kPa (60
se por 25.4; para con
multiplíquese por 0.394
Chemical Engineers, 3

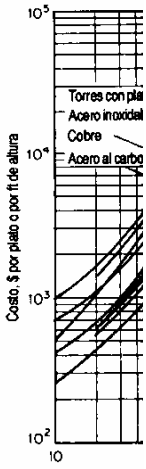


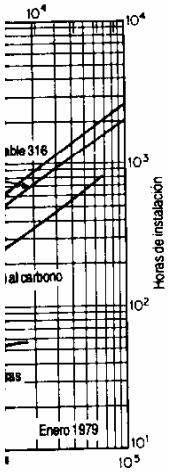
FIG. 18-81 Costo de
convertir pulgadas en
metros, multiplíquese
metro, multiplíquese p
mics for Chemical Eng

a torre,

año-in	
2	3
7.6	6.3
13.3	10.9
57.0	
20.9	19.0
9.5	8.6
10.4	9.5
10.6	5.5
11.8	
47.5	
10.6	

nics for Chemical Engi-
en dólares por pie cúbico.
convertir pies cúbicos en
rtir pulgadas en milíme-
por pie cúbico en dólares

adios de optimización
dio lo hicieron Fair y
o un sistema de hidro-
ón de reflujo óptima.
+30°C (–125, –40 y
resiones de operación
sociadas. Los resulta-
ima de reflujo es muy
a.



alación de las torres. Los
lón, pero no incluyen los
rhaus, *Plant Design and*
-Hill, New York, 1980).

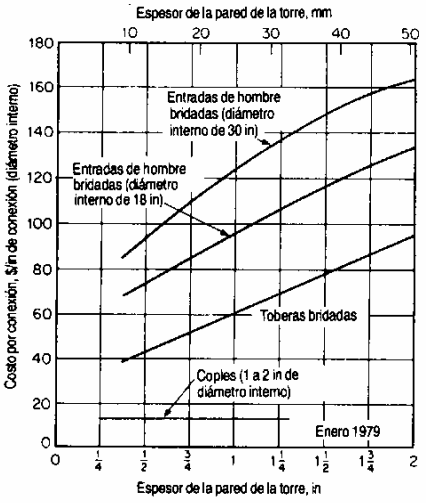


FIG. 18-80 Costo aproximado de instalación de las conexiones de las torres de acero. Los valores se aplican a las conexiones de 2070 kPa. Multiplíquense los costos por 0.9 para las conexiones de 1035 kPa (150 lb) y por 1.2 para las conexiones de 4140 kPa (600 lb). Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir dólares por pulgada en dólares por centímetro, multiplíquese por 0.394. (Peters y Timmerhaus, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3d. ed., McGraw-Hill, New York, 1980.)

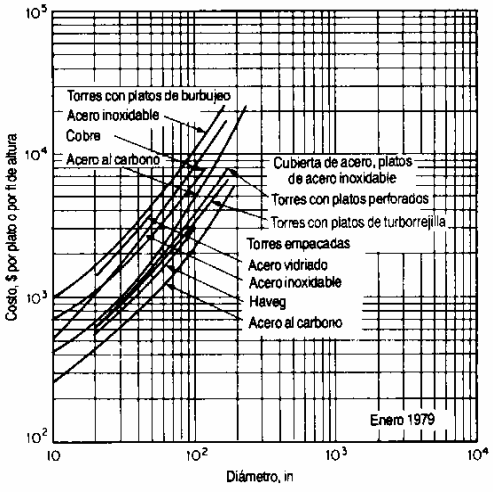


FIG. 18-81 Costo de las torres, que incluye la instalación y los accesorios. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.305, y para convertir dólares por pie en dólares por metro, multiplíquese por 3.28. (Peters y Timmerhaus, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3d. ed., McGraw-Hill, New York, 1980.)

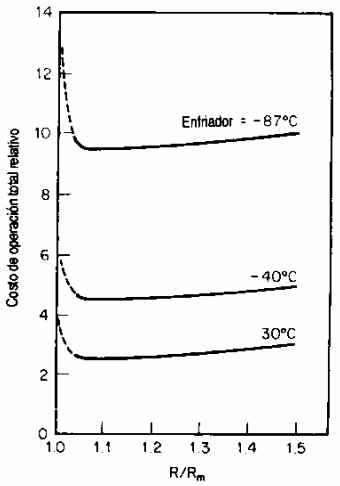


FIG. 18-82 Determinación de reflujo óptimo. °F = $^9/_5$ °C + 32. [Fair y Bolles, *Chem. Eng.*, **75**(4), 156 (1968)].

Colburn (Chemical Engineering Lecture Notes, University of Delaware, 1943) propuso que la relación óptima de reflujo es

$$R_{opt} = \frac{N + [(C_2/hG_b + C_3)/C_1] + (dN/dR)}{dN/dR} \qquad (18\text{-}99)$$

en donde R = reflujo externo = L/D
N = número de platos teóricos
G_b = velocidad aceptable del vapor en intercambiadores de calor, lb · mol/(h)(ft^2)
h = horas de funcionamiento
C_1 = índice de amortización para la torre, dólares/(ft^2)(plato)(año)
C_2 = índice de amortización para intercambiadores de calor, dólares/(ft^2) (año)
C_3 = costo de servicios de utilidad pública por mol de destilado, dólares/mol

Happel [*Chem. Eng.*, **65**(14), 144 (1958)], utilizando una modificación de la relación de Colburn, encontró que el número óptimo de platos varía de 2 a 3 veces el número correspondiente al reflujo total. Gilliland [*Ind. Eng. Chem.*, **32**, 1220 (1940)], a partir del establecimiento de una relación empírica entre la relación de reflujo y platos teóricos basada en un estudio de columnas existentes, indicó que

$$0.1 < \frac{R_{opt} - R_{min}}{R_{min} + 1} < 0.3$$

y, de modo correspondiente,

$$0.35 < \frac{N_{opt} - N_{min}}{N_{min} + 1} < 0.62$$

El efecto de los costos de los servicios de utilidad pública sobre el funcionamiento óptimo lo observaron Kiguchi y Ridgway [*Petroleum Refiner*, **35** (12), 179 (1956)], e indicaron que, en las columnas de destilación de petróleo, la relación óptima de reflujo varía entre 1.1 y 1.5 veces la mínima. Cuando se incluye la refrigeración, $1.1R_{min} < R_{opt} < 1.2R_{min}$ y cuando se utiliza agua en una torre de enfriamiento, en los condensadores, $1.2R_{min} < R_{opt} < 1.4R_{min}$.

Universidad de Carabobo
BIBLIOTECA
Facultad Experimental de Ciencias y Tecnología

DISPERSIÓN DE FASES

DISPERSIONES DE LÍQUIDO EN GAS

REFERENCIAS GENERALES: Para un análisis general de los procesos de dispersión gas líquido consúltese Brodkey, *The Phenomena of Fluid Motions*, Addison-Wesley, Reading, Mass., 1967. Para un análisis de los dispositivos de dispersión y su operación, véase Dombroski y Munday, *Biochemical and Biological Engineering Science*, vol. 2, Academic, London, 1968, p. 209; Marshall, *Chem. Eng. Prog. Monogr. Ser.*, **50**(2), 1954; y Masters, *Spray Drying*, 3d ed., Wiley, New York, 1979. Para un estudio general de la formación de la neblina, véase Amelin, *Theory of Fog Formation*, Israel Program for Scientific Translations, Jerusalem, 1967.

Hay tres dispersiones distintas de líquido en gas que tienen un interés práctico en las industrias de proceso:

1. Aspersiones producidas por toberas y otros sistemas de atomización para la combustión, la transferencia de masa y calor o el recubrimiento de superficies.
2. El arrastre generado por el burbujeo de gas a través de un líquido, como en un rehervidor de caldera o una torre de destilación.
3. Nieblas generadas de gases que están supersaturados.

Las dos primeras comparten la dependencia de la dispersión física. Esta división física, en la práctica, suele ser un proceso de combinación que incluye la producción y la desintegración de columnas de líquido, láminas y gotas. Sin embargo, para mayor claridad, los procesos de división para esas tres dispersiones se verán por separado en seguida.

Fraccionamiento en columna de líquido Debido a la mayor presión en los puntos de diámetro reducido, la columna de líquido es inherentemente inestable. De modo ideal, formará una serie de gotas espaciadas uniformemente, como se muestra en la figura 18-83*a*. El espaciamiento de las gotas se establece naturalmente por la onda de crecimiento más rápido. En 1879, Rayleigh calculó que esto daría un espaciamiento de gotas de 4.5 veces el diámetro de la columna. Esto significa que el diámetro de las gotitas será de 1.89 veces el diámetro inicial del chorro. Como se muestra en la figura 18-83*b* y *c*, la dispersión o fraccionamiento de un líquido de baja viscosidad se acerca mucho a la predicción de Rayleigh; aunque se forman también gotas satélites más pequeñas (la frecuencia natural se puede superar mediante la alimentación de pulsaciones externas a la columna).

Para líquidos de alta viscosidad, las gotas son mayores. Weber, en 1931, modificó la relación para líquidos de viscosidad más alta.

$$D = 1.89 D_j \left\{ 1 + \frac{3\,\mu_\ell}{(\sigma \rho_\ell D_j)^{1/2}} \right\} \qquad (18\text{-}100)$$

en donde D = diámetro de gotitas
D_j = diámetro del chorro
μ_ℓ = viscosidad del líquido
ρ_ℓ = densidad del líquido
σ = tensión superficial del líquido

(dimensionalmente congruente; se puede utilizar cualquier conjunto de unidades congruentes).

Este tipo de fraccionamiento se utiliza cuando se requiere una población de gotas de tamaño aproximadamente uniforme y en algunas torres de selección de minerales. Sin embargo, la principal importancia del mecanismo de fraccionamiento de Rayleigh-Weber es proceso secundario en otros tipos de atomizaciones.

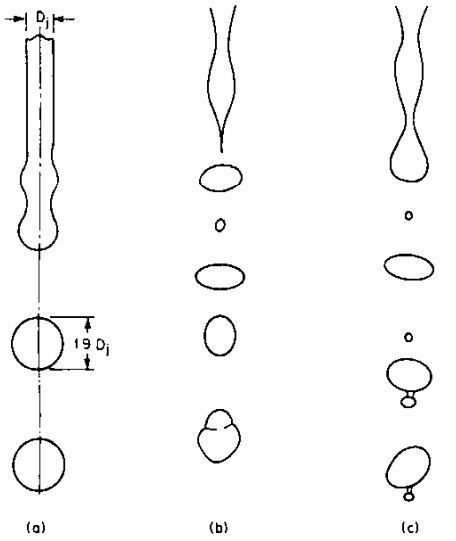


FIG. 18-83 *a*) Fraccionamiento idealizado del chorro, que sugiere un diámetro uniforme de las gotas, sin satélites. *b*) y *c*) Fraccionamiento real de un chorro de agua, según demuestran las fotografías tomadas a alta velocidad. [de W. R. Marshall, "Atomization and Spray Drying", *Chem. Eng. Prog. Monogr. Ser.*, número 2 (1954)].

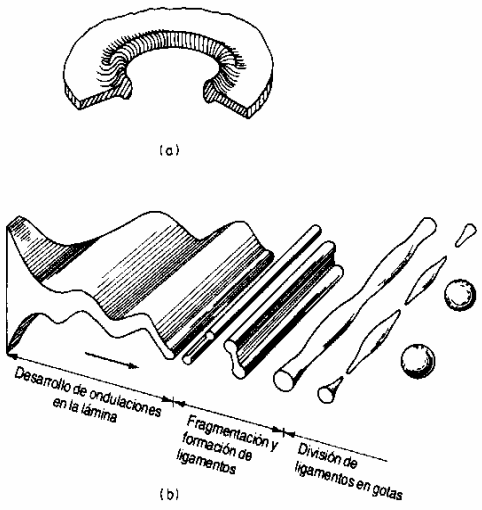


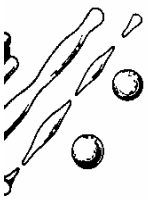
FIG. 18-84 Fraccionamiento de una lámina. *a*) Por perforación [según Fraser, y colaboradores., *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**(5), 672 (1962)]. *b*) Por crecimiento sinusoidal de una onda [según Dombrowski y Johns, *Chem. Eng. Sci.*, **18**, 203 (1963).]

la figura 18-83*a*. El
nente por la onda de
uló que esto daría un
de la columna. Esto
89 veces el diámetro
18-83*b* y *c*, la disper-
osidad se acerca mu-
rman también gotas
ede superar median-
dumna).
mayores. Weber, en
sidad más alta.

] (18-100)

ır cualquier conjunto

o se requiere una po-
niforme y en algunas
a principal importan-
igh-Weber es proceso



ión de
intos en gotas

erforación [según Fraser,
962)]. *b*) Por crecimiento
Chem. Eng. Sci., **18**, 203

Cuando aumenta la velocidad interfacial de un chorro simple, cambia el proceso de fraccionamiento. La velocidad refuerza las ondas superficiales que existen, haciendo disminuir la presión en las crestas, a causa de una mayor velocidad local en las crestas que en los valles.

Debido al proceso complejo de fraccionamiento, no existen criterios simples sobre la longitud del fraccionamiento y el tamaño final de las gotas. Al hacer aumentar la velocidad de descarga, se han distinguido tres regímenes generales.

1. *Varicoso (oscilación simétrica)* En este caso, el chorro se parece al de Rayleigh con contracciones y protuberancias simétricas. El chorro no fraccionado se prolonga al aumentar la velocidad y las gotas se hacen más pequeñas y menos uniformes.

2. *Senoidal (oscilación transversal)* El chorro se configura regularmente en una curva en S. El chorro se hace más corto y las gotas más grandes.

3. *Atomización* El chorro se fracciona en pequeñas gotitas, que se inician por lo común a una distancia de 15 diámetros del chorro desde el orificio. El fraccionamiento es muy caótico y no se entiende del todo, pero el proceso predominante parece ser la rotura de ligamentos de las crestas de las ondas. Los ligamentos rotos forman a continuación gotas en un proceso que se describe mediante la ecuación (18-100). Esta etapa corresponde a la condición normal y se emplea cuando se utiliza un orificio simple para la atomización. En 1936, Ohnesorge proporcionó un criterio para la transición a la atomización:

$$\frac{D_l U \rho_\ell}{\mu_\ell} > 2.8 \times 10^2 \left[\frac{\mu_\ell}{(\sigma \rho_\ell D_l)^{1/2}} \right]^{-0.82} \qquad (18\text{-}101)$$

en donde U es la velocidad del chorro en relación con el gas circundante. Cualquier juego de unidades congruentes puede ser utilizado.

El chorro mismo se utiliza raramente en aplicaciones de proceso, porque se puede obtener una atomización más fina con otros dispositivos con un consumo igual de energía. Tiene la ventaja de dar un ángulo de aspersión muy estrecho (5 a 20 grados) y una alta penetración. Como guía para el efecto de la velocidad relativa y las propiedades físicas sobre el tamaño de las gotitas, se pueden utilizar los valores que se dan más adelante, bajo el encabezado de "Atomizadores de dos fluidos".

Se puede producir una erupción violenta de vapor dentro del chorro y, por tanto, una atomización más fina cuando se inyecta un líquido al sistema por debajo de su presión de vapor. Esto lo analizaron Brown y York [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**, 149 (1962)].

Fraccionamiento en lámina de líquido El principio básico de la mayor parte de los atomizadores es formar una lámina delgada que se puede fraccionar mediante una gran variedad de mecanismos, para formar hilos de líquido que, a su vez, producen cadenas de gotitas por el proceso que se describe mediante la ecuación (18-100). Por la naturaleza aleatoria de la formación de esos hilos, se obtiene como resultado un espectro amplio de tamaños de gotitas.

A diferencia de las columnas líquidas, las láminas son básicamente estables. No obstante, el fraccionamiento se puede producir mediante cuatro mecanismos.

1. *Desintegración en el borde* El borde libre de la lámina se contrae para formar un cilindro que se fracciona a continuación de la superficie en forma de gotas mayores, seguidas por chorritos delgados de líquido. La posición del borde se fija mediante el balance de las fuerzas de tensión superficial y la energía cinética de la lámina en expansión.

2. *Desintegración de lámina perforada* El choque de gotas pequeñas o las depresiones debidas a la turbulencia perforan la lámina. Los orificios se amplian con rapidez y sus bordes se unen para formar chorritos que, a continuación, se fraccionan (véase la Fig. 18-84*a*).

3. *Desintegración de ondas* El refuerzo de las ondas superficiales por fuerzas de arrastre se acumula hasta que la lámina se rompe en los nódulos. De manera ideal, esto produce franjas de líquido paralelas al borde delantero. A su vez, esas franjas forman cilindros y gotitas despedidas.

4. *Desintegración en láminas gruesas* En este caso, las crestas de las ondas se desprenden, como ligamentos, directamente de la lámina. El proceso resulta estrechamente análogo a la atomización del chorro que se vio antes y al tipo de fraccionamiento en gotitas de "separación" que se analiza bajo "Fraccionamiento en gotitas", para el fraccionamiento de gotitas. El análisis de Mayer [*ARS. J.*, **31**(12), 1783 (1963)] de la división de las láminas recomienda para velocidades elevadas (> 200 m/s):

$$D = 21.4 \left[\frac{\mu_\ell (\sigma/\rho_\ell)^{1/2}}{\rho_g U_g^2} \right]^{2/3} \qquad (18\text{-}102)$$

(dimensionalmente congruentes) en donde U_g = velocidad del gas en relación con el líquido.

Fraccionamiento en gotitas Las gotitas mismas se fraccionan en gotas más finas. La mayor parte de los estudios sobre fraccionamiento de gotitas se han centrado en la definición de las condiciones en que se fraccionará una gota (el tamaño mayor estable de las gotas). El criterio más importante de estabilidad es la relación de fuerzas aerodinámicas respecto a las fuerzas de tensión superficial que define el número de Weber (adimensional):

$$N_{We} = U^2 \rho_g D_{máx} / \sigma g_c$$

Sin embargo, el número crítico de Weber $N_{We,crit}$ depende también del tiempo de contacto, la viscosidad del líquido y el historial de velocidades relativas.

Comúnmente, el $N_{We,crit}$ (para fluidos de baja viscosidad) va de 10 a 20. Hinze [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 289-295 (1953)] sugiere que se aplique el número más bajo para un proceso de choque y, para una aceleración lenta, por ejemplo una gota en caída, el número más alto. La viscosidad del líquido, medida por medio de un grupo de viscosidad, incrementa también el número crítico de Weber. Brodkey (*The Phenomena of Fluid Motions*, Addison-Wesley, Reading, Mass., 1967) da una relación empírica que muestra este efecto.

$$N_{We,crit} = (N_{We,crit})_{\mu_\ell = 0} + 14 N_{V_l}^6 \qquad (18\text{-}103)$$

en donde N_{Vl} = grupo de viscosidad = $\dfrac{\mu_\ell}{(\sigma \rho_\ell D_{máx})^{1/2}}$

$(N_{We,crit})_{\mu_\ell = 0}$ = 10 a 20, dependiendo del tiempo de contacto, como se vio antes,

El fraccionamiento da por lo común un espectro amplio de tamaños de gotitas y una gran reducción del tamaño medio. En la figura 18-85 se muestra la distribución de gotitas en dos modalidades diferentes de contacto breve. El fraccionamiento "en bolsa" que se mencionó en la figura 18-85, se produce con una velocidad diferencial relativamente baja. En este caso, la gota se aplana primero y, luego, estalla como un globo que se hace inestable y revienta. Las gotas mayores de $^1/_5$ a $^1/_{10}$ del diámetro de la original, proceden del anillo circular que forma la base del globo. El fraccionamiento "de agotamiento" se produce con velocidades diferenciales más altas. Para el "agotamiento" el proceso se invierte esencialmente, se separan gotas finas de los bordes y no se inflan. Wolfe y Andersen (*Proc. 5th. Intern. Shock Tube Symp.*, abril de 1965. pp. 1145-1169) desarrollaron una ecuación teórica para esta modalidad "de agotamiento". La ecuación correlaciona sus datos para la mediana de diámetro-masa para las modalidades de fraccionamiento, tanto "de agotamiento" como "de bolsa".

$$D_{vm} = \left(\frac{136 \mu_\ell \sigma^{3/2} D_l^{1/2}}{\rho_g^6 \rho_l^{1/2} U^4} \right)^{1/3} \qquad (18\text{-}104)$$

en donde D_{vm} = mediana de diámetro de volumen de las gotitas
D_l = diámetro inicial de gotitas
U = velocidad relativa

La ecuación es dimensionalmente congruente.

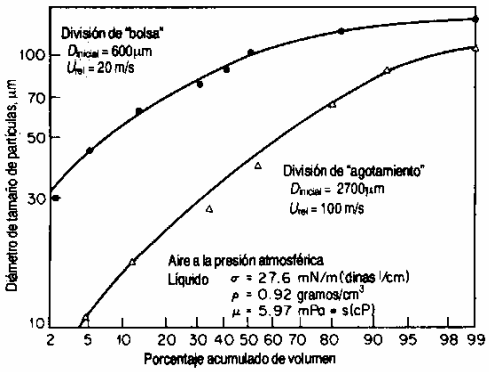


FIG. 18-85 Distribución de tamaño de gotitas por la división de gotas que sufren una aceleración repentina. Para convertir gramos por centímetro cúbico en libras por pie cúbico, multiplíquese por 62.43; para convertir metros por segundo en pies por segundo, multiplíquese por 3.281. [Wolfe y Andersen. *Proc. 5th Intern. Shock Tube Symp.*, abril de 1965, pp. 1145-1169).

Las ecuaciones simples, como las anteriores, ofrecen una guía útil, pero no llegan a dar una descripción completa. El proceso real de fraccionamiento es complejo y también hay que tomar en cuenta la interrelación de variables como el tiempo de contacto y la turbulencia.

Por ejemplo, a una velocidad relativa cero, se puede producir todavía un fraccionamiento en las regiones de turbulencia elevada. En este caso, el fraccionamiento se ajusta a las variaciones locales de presión, provocando distorsiones de las gotitas. Hinze [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 289-295 (1953)] aplicó la teoría de la turbulencia para obtener la ecuación (18-105)

$$D_{máx} \alpha \left(\frac{\sigma}{\rho_g}\right)^{3/5} \varepsilon^{-2/5} \qquad (18\text{-}105)$$

en donde ε = potencia disipada/masa.

Se puede obtener otro tipo de fraccionamiento mediante el choque contra las paredes de los equipos, como en los codos de las tuberías o las aspas de los compresores. Wachters y Westerling [*Chem. Eng. Sci.*, **21**, 1047 (1966)] estudiaron el choque de gotitas de 2000 μm con paredes calentadas. Encontraron dos modalidades de fraccionamiento para esas superficies no mojadas. Para números de Weber (definidos con ρ_f) de 30 a 80, las gotas se expanden al chocar y, a continuación, se vuelven a reunir debido a la tensión superficial, rebotando en forma columnar. En seguida, la columna sigue un fraccionamiento del tipo de Rayleigh y da dos a tres gotitas. Por encima de un N_{We} de aproximadamente 80, las gotas se rompen al chocar. Harvey (Ph. D. thesis, McMaster University, 1967) observó fenómenos similares, pero con números más bajos de Weber para gotas de 500 μm. Virtualmente, no existen guías cuantitativas para los choques sobre superficies mojadas. En general, hay menos tendencia a la ruptura en superficies mojadas; aunque Hobbs y Kezweeny [*Science*, **155**, 112 (1967)] demostraron que esto puede constituir de todos modos una fuente importante de aspersiones. [Una gotita de agua de 3000 μm que cae 46 cm (18 in), salpica 10 partículas de rociado; la mayor altura da aumentos proporcionales del número de partículas rociadas.]

Toberas de aspersión (atomizadores) La necesidad común de dispersar un líquido en un gas dio origen a una enorme variedad de dispositivos mecánicos. Los diferentes diseños realzan ventajas distintas, como libertad en el atascamiento, patrón de rociado, tamaño pequeño de gotitas, uniformidad de la aspersión, razón elevada de disminución o bajo consumo de energía.

Como se muestra en la tabla 18-13*a*, la mayor parte de las toberas caen en una de tres categorías:

1. Toberas de presión ("hidráulicas")
2. Toberas de dos fluidos ("neumáticas")
3. Dispositivos giratorios ("copas rotatorias, discos o ruedas con aletas")

Todas ellas comparten ciertas características:

1. Eficiencia relativamente baja. La energía que se requiere para producir el aumento de área suele ser de menos del 1% del consumo total de energía. Esto se debe a que la atomización es un proceso secundario a causa de un elevado cizallamiento interfacial. Desgraciadamente, conforme disminuye el tamaño de las gotitas, esta eficiencia suele caer todavía más abajo.
2. Dependencia del mecanismo de división que se vio antes.
3. Distribución amplia de tamaños de gotitas (véase la Fig. 18-87).
4. Bajo costo (en relación con la mayor parte de los equipos de proceso).

Otros tipos que utilizan energía sónica (de corriente de gas), ultrasónica (electrónica) y electrostática ofrecen un potencial elevado, pero no se utilizan comúnmente en las industrias de proceso. Masters (*Spray Drying*, Wiley, New York, 1979) proporciona una descripción más detallada de la variedad de toberas existentes y sus diversas aplicaciones especiales. Los requisitos especiales, como la uniformidad de tamaños en las torres de selección de minerales pueden dictar otros métodos para abordar la dispersión. En este caso, se perforan los platos o cilindros giratorios con muchos orificios, para desarrollar columnas casi uniformes que producen gotas por el mecanismo que describe la ecuación (18-100).

Por lo común, la característica más importante de una tobera es el tamaño de gotitas que produce. Como se mostró antes, la transferencia de calor o masa que puede producir una dispersión dada suele ser proporcional a $(1/D)^2$. Como resultado de ello, se fomenta la formación de gotas finas. Al otro extremo, las gotas que son demasiado finas no se asentarán y una de las preocupaciones más comunes es la que se refiere a la cantidad de líquido que se verá arrastrado en una operación dada de aspersión. Por ejemplo, si se utilizan aspersiones para entrar en contacto con el aire atmosférico que fluye a 1.5 m/s, se verán arrastradas las gotas menores de 350 μm [velocidad final = 1.5 m/s (4.92 ft/s)]. Incluso para las aspersiones de gotas relativamente gruesas, de las toberas de cono hueco que se muestran en la figura 18-86, se verá arrastrado el 7.5% de la masa total de líquido.

Toberas de presión Se dispone de datos de fabricantes, como los que se muestran en la figura 18-87, para la mayor parte de las toberas, en relación con el sistema aire-agua; pero es muy raro que existan para otros sistemas. La dependencia del tamaño de las gotas de la geometría, la velocidad y las propiedades, se ve complicada por los cambios en la naturaleza del proceso de división, al modificarse esas variables. Esto explica la gran divergencia de los descubrimientos hechos en relación con la importancia de la tensión superficial, la viscosidad y las densidades. Se supone que todos los descubrimientos son válidos para las condiciones de prueba, pero fracasan en su extrapolación con otros sistemas y otros tipos de formas geométricas. Obsérvese en la figura 18-87 la aspersión más densa del tipo de cono sólido; esto origina una transferencia de masa y calor más lenta.

Efecto de las propiedades físicas Debido a la gran variedad de formas geométricas disponibles, no se analizará aquí esta variable. El procedimiento de predicción que se recomienda parte de datos sobre el sistema aire-agua, dados por los fabricantes, al flujo deseado. A continuación, ese tamaño de las gotas se corrige mediante la ecuación (18-106) para tomar en cuenta diferentes propiedades físicas:

$$\frac{D_{vm,\,sistema}}{D_{vm,\,agua}} = \left(\frac{\sigma_{sistema}}{73}\right)^{0.5} \left(\frac{\mu_\ell}{1.0}\right)^{0.2} \left(\frac{1.0}{\rho_\ell}\right)^{0.3} \qquad (18\text{-}106)$$

en donde D_{vm} = mediana de diámetro de volumen de las gotitas
σ = tensión superficial mN/m (dinas/cm)
μ_ℓ = viscosidad del líquido, mPa · s (cP)
ρ_ℓ = densidad del líquido, g/cm³

Las dependencias exponenciales en la ecuación (18-106) representan simplemente promedios de valores señalados en cierto número de estudios. Esta ecuación tiene como fin servir sólo como guía apro-

TABLA 18-13*a*

Tipos de atom

Presión

1. Cono hueco

a) Cámara de turbul (véase la Fig. 18-

b) Núcleo ranurado

2. Cono sólido (véase

3. Aspersión en abani

a) Orificio ovalado (véase la Fig. 18- muchas variante refiere a la cavid

b) Deflector (véase

c) Chorros de impa (véase la Fig. 18-

4. Toberas de regulaci más amplio

a) De difusión (des (véase la Fig. 18-

b) De disco con mo (véase la Fig. 18-

c) Orificio doble

De dos fluidos (véase

Sónico

Ruedas giratorias (véase la Fig. 18-86

ximada, puesto que la ecuación (18-10 midge [*Brit. J. Appl*

TABLA 18-13*a* Resumen de atomizadores

Tipos de atomizadores	Características de diseño	Ventajas	Desventajas
Presión	Flujo $\propto(\Delta P/\rho_\ell)^{1/2}$. La única fuente de energía procede del fluido que se atomiza	Sencillez y bajo costo	Tolerancia limitada para los sólidos; aspersión insegura con líquidos de viscosidad elevada; propensos a la erosión. Se necesitan diseños especiales para obtener regulación (por ejemplo, desviación, difusión o un orificio doble)
1. Cono hueco	El líquido sale como lámina cónica, debido al movimiento centrífugo del líquido. El núcleo de aire se extiende al interior de la tobera.	Alta eficiencia de atomización	Patrón concentrado de aspersión en los límites del cono
a) Cámara de turbulencia (véase la Fig. 18-86*a*)	Movimiento centrífugo desarrollado por la entrada tangencial a la cámara, corriente arriba del orificio.	Probabilidades mínimas de atascamiento	
b) Núcleo ranurado	Movimiento centrífugo desarrollado por las inserciones que hay en la cámara	Ángulo de aspersión menor que 1*a* y capacidad para manejar flujos menores que los de 1*a*	
2. Cono sólido (véase la Fig. 18-86*b*)	Similar al cono hueco, pero con inserciones para proporcionar una distribución uniforme	Patrón espacial más uniforme que el cono hueco	Gotas más gruesas para flujos y caídas de presión comparables. No produce el mismo patrón con fluidos distintos
3. Aspersión en abanico (plano)	El líquido sale como lámina plana o elipse aplanada	El patrón plano es útil para recubrir superficies y para la inyección a la corriente	
a) Orificio ovalado o rectangular (véase la Fig. 18-86*c*). Existen muchas variantes en lo que se refiere a la cavidad y las ranuras	La combinación de cavidad y orificio produce dos corrientes que chocan dentro de la tobera	.....	Claros
b) Deflector (véase la Fig. 18-86*d*)	El líquido procedente del orificio circular plano choca con el deflector curvo	Atascamiento mínimo	Gotas más gruesas
c) Chorros de impacto (véase la Fig. 18-86*e*)	Dos chorros chocan fuera de la tobera y producen una lámina perpendicular a su plano	Se aíslan los líquidos diferentes hasta que se mezclan fuera del orificio. Pueden producir una lámina circular plana cuando los chorros chocan a 180 grados	Se necesita un gran cuidado para alinear los chorros
4. Toberas de regulación con intervalo más amplio			
a) De difusión (desviación) (véase la Fig. 18-86*f*)	Una porción del líquido vuelve a circular, después de pasar por la cámara de agitación	Logra un patrón uniforme de atomización de cono hueco con una relación muy alta (50 a 1)	Desperdicio de energía en la corriente de desviación (*by-pass*). Se agregan tuberías para el flujo de dispersión
b) De disco con movimiento vertical (véase la Fig. 18-86*g*)	Se desarrolla una lámina cónica por el flujo entre el orificio y la válvula. La mayor presión hace que la válvula se retire y aumente el área de flujo	Tiene el control más simple para el intervalo más amplio	Es difícil mantener los claros adecuados
c) Orificio doble	Dos orificios concéntricos, cada uno de ellos con su propio sistema de suministro de líquido. Las láminas cónicas chocan de modo que la corriente a alta velocidad proporciona energía de atomización	Ángulo uniforme de aspersión en todo el intervalo	Pasajes pequeños para el flujo. Falta de uniformidad en los tamaños de las gotitas
De dos fluidos (véase la Fig. 18-86*h*)	Un gas choca con el flujo interno de líquido (coaxial) y proporciona energía para la división	Se pueden alcanzar velocidades más altas a presiones más bajas, porque la corriente de alta velocidad es la del gas. Los pasajes para el flujo de líquido pueden ser grandes y, en consecuencia se puede reducir al mínimo el atascamiento.	Puesto que también se acelera el gas, la eficiencia es inherentemente más baja que en las toberas de presión
Sónico	El gas genera un intenso campo de sonido dentro del cual el líquido es dirigido	Similar al de dos fluidos, pero con una tolerancia mayor para sólidos	Similar al de dos fluidos
Ruedas giratorias (véase la Fig. 18-86*i*), discos y tazas	Se alimenta líquido a una superficie giratoria y se dispersa en una película uniforme. Se utilizan discos planos, discos con aletas y copas en forma de tazones. El líquido sale a 90 grados en relación con el eje	La velocidad que determina el tamaño de las gotas es independiente del flujo. Por tanto, pueden manejar un intervalo amplio de velocidades. También pueden tolerar materiales muy viscosos y lechadas. Puede lograr gran capacidad en una sola unidad; no requiere una bomba de alta presión	Complejidad mecánica de los equipos giratorios. Descarga radial

ximada, puesto que las relaciones exponenciales simples, como las de la ecuación (18-106) no definen la realidad. Por ejemplo, Ford y Furmidge [*Brit. J. Appl. Phys.*, **18**, 335 (1967)] muestran que en la tobera de ventilador hay cuatro regiones en que la viscosidad ejerce efectos diferentes. De modo similar, aunque todas las correlaciones muestran que el tamaño de las gotas aumenta con la tensión superficial, su efecto

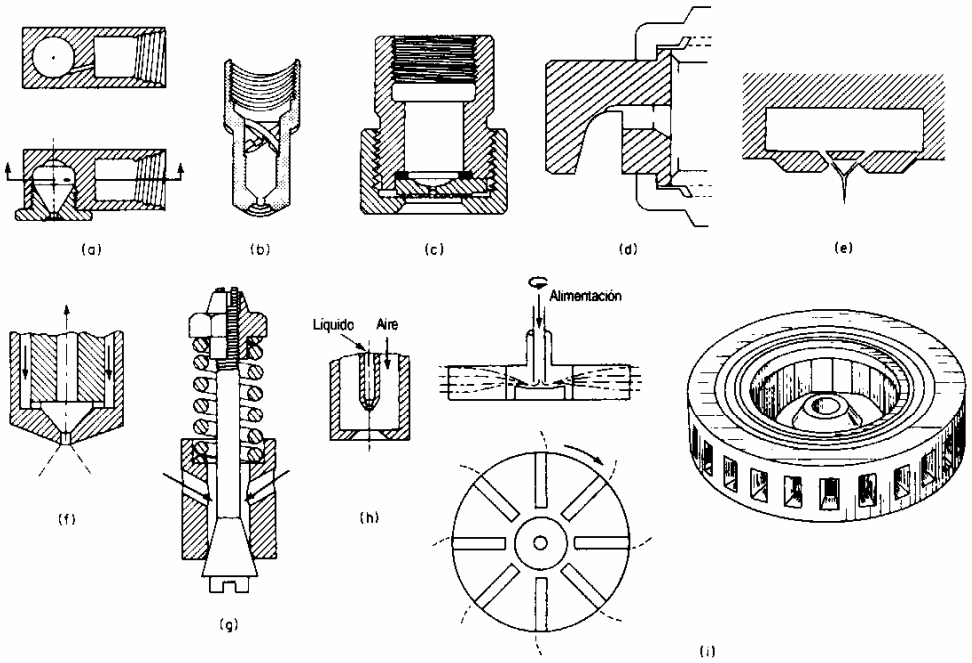


FIG. 18-86 Toberas rociadoras características. *a*) Cono hueco de cámara de remolino. *b*) Cono sólido. *c*) Ventilador de orificio ovalado. *d*) Chorro deflector. *e*) Chorro de impacto. *f*) Derivación (*by pass*). *g*) Caballete. *h*) De dos fluidos. *i*) Disco rotatorio con paletas. *a*), *b*), *e*), *f*), *h*), e *i*) de Dombrowski y Munday, *Biochem. Biol. Eng. Sci.*, 1968. *d*) y *g*) Delavan Corporation. *c*) Schutte y Koerting Division, Ametek, Inc.

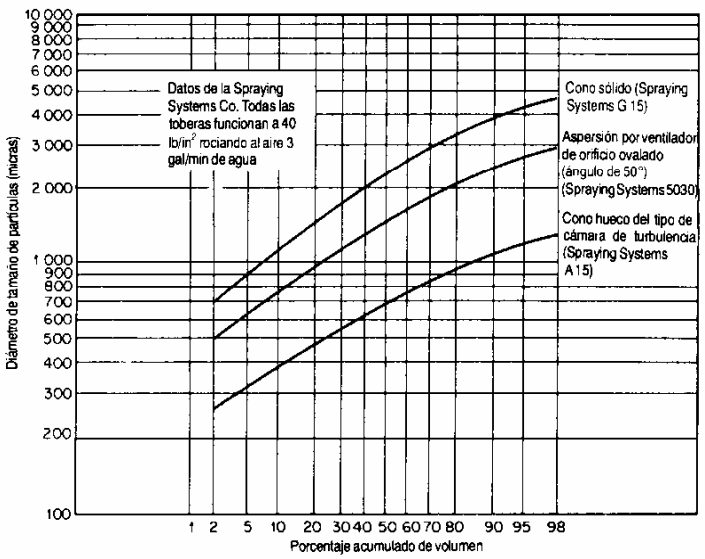
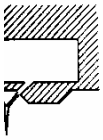


FIG. 18-87 Distribución de tamaños de gotas para tres tipos diferentes de toberas. Para convertir libras por pulgada cuadrada manométrica en kilopascales, multiplíquese por 6.89; para convertir galones por minuto en metros cúbicos por hora, multiplíquese por 0.227. (*Spraying Systems Inc.*)



e)

horro deflector. *e*) Chorro
ıday, *Biochem. Biol. Eng.*

no es simple. Se opone a la deformación de una lámina, pero ayuda a la formación de gotas una vez que la lámina se rompe. Al incrementarse la densidad del vapor se puede aumentar o disminuir el tamaño de las gotas, dependiendo del régimen de operación. Debido a esta incertidumbre, se excluyó la densidad de gas de la ecuación (18-106).

En la práctica, la viscosidad ejerce el efecto más importante entre todas las propiedades físicas a pesar del bajo exponente de la ecuación (18-106) porque puede variar dentro de un intervalo más amplio. Por ejemplo, no es raro encontrar un aceite que tenga mil veces la viscosidad del agua, mientras que la mayor parte de los líquidos caen dentro de un factor de 2 de la densidad del agua y un factor de 3 de su tensión superficial.

En algún flujo bajo, las toberas de presión no desarrollan su patrón normal, sino que tienden a acercarse a las corrientes sólidas. El flujo que se requiere para obtener el patrón normal aumenta con la viscosidad.

Efecto del gasto, la caída de presión y el diámetro del orificio Para una tobera con un patrón desarrollado, el volumen del diámetro medio de la gota se puede estimar que disminuye al incrementar la ΔP (caída de presión) por medio de la ecuación (18-107):

$$\frac{D_{vm,}\ \Delta P_1}{D_{vm,}\ \Delta P_2} = \left(\frac{\Delta P_2}{\Delta P_1}\right)^{1/3} \tag{18-107}$$

Para toberas similares y ΔP constante, el diámetro de la gota se incrementa a medida que aumenta el diámetro de la tobera, como indica la ecuación (18-108):

$$\frac{D_{vm1}}{D_{vm2}} = \left(\frac{\text{diámetro del orificio}_1}{\text{diámetro del orificio}_2}\right)^{2/3} \tag{18-108}$$

El efecto de la ΔP y el diámetro del orificio se puede calcular también en términos del flujo y la velocidad volumétrica. Para toberas similares:

$$\frac{D_{vm1}}{D_{vm2}} = \left(\frac{\text{flujo volumétrico}_1}{\text{flujo volumétrico}_2}\right)^{1/3}\left(\frac{\text{velocidad}_2}{\text{velocidad}_1}\right) \tag{18-109}$$

Estas relaciones se apoyan en las relaciones de Dietrich (*Proc. 1st Intn. Conf. Liq. Atomization Spray Syst.*, Tokyo, 1978) y Dombrowski y Wolfson [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **50**, 259 (1972)].

Efecto del ángulo de rocío El cambio a una tobera con un ángulo menor da gotas ligeramente más grandes, para un tipo dado de tobera, se debe a la tendencia reducida de la película a adelgazarse. Los datos de Dietrich para los rocíos con ventilador muestran lo siguiente:

Ángulo	25°	50°	65°	80°	95°
D_{vm}, μm	1459	1226	988	808	771

El ángulo de rocío en sí puede ser importante. Los ángulos citados en las toberas se reducen bruscamente a medida que se incrementa la viscosidad del líquido y, en menor grado, a medida que se incrementa la densidad del gas. Además, el arrastre de gas hace que el ángulo de rocío se cierre a medida que se incrementa la distancia de la tobera.

Atomizadores giratorios Para ruedas giratorias, discos sin paletas y tazas hay tres regímenes de funcionamiento. A flujos bajos, el líquido se desprende directamente en forma de gotas procedentes de los bordes. A flujos intermedios, el líquido sale de los bordes como hilos y al flujo más alto (condición normal de operación), el líquido se extiende desde el borde como lámina delgada que se divide hacia abajo en forma similar a un ventilador o a una tobera de aspersión de cono hueco.

Para la transición a la formación de láminas, Dombrowsky [*Biochem. Biol. Eng. Sci.*, **2**, 209 (1968)] da

$$\frac{(\operatorname{sen}\alpha)^{1/3}\rho_\ell^{0.81}n^{0.67}Q_V^{1.14}\mu_\ell^{0.19}}{\sigma D_{\text{cup}}^{0.81}} < 0.286 \tag{18-110}$$

(adimensional), en donde Q_v es el flujo volumétrico de líquido; n la velocidad de rotación; α el ángulo del labio al eje, y D_{taza}, el diámetro de la taza. El efecto de las propiedades físicas sobre los tamaños de las gotas formadas a partir de esas láminas no es muy evidente. Pueden ser menos sensibles a la tensión superficial y la viscosidad que lo que indica la ecuación (18-106).

Para el atomizador de volante con aletas, Masters y Moeller (*Proc. 1st Intn. Conf. Liq. Atomization Spray Syst.*, Tokyo, agosto 1978) sugiere

$$D_{vm} \propto \frac{Q_v^a}{n^{0.8}\,(\text{diámetro del volante})^{0.6}}$$

donde el exponente a disminuye de 0.24 a 0.12 a medida que la velocidad en el borde se incrementa a 150 m/s (490 ft/s). Los discos o cubetas sin aletas dan un rocío más grueso que los volantes para un conjunto determinado de condiciones.

Atomizadores de dos fluidos Esta categoría general incluye aplicaciones diversas, como las de atomizadores venturi y sistemas de enfriamiento de efluente de reactor, además de las toberas de aspersión de dos fluidos. Dependiendo del modo en que se reúnan los dos fluidos, se pueden aplicar varios de los mecanismos de división que se vieron antes. El proceso de división es una combinación de rotura de ligamentos, inflado de fragmentos y, hasta cierto punto, rotura turbulenta de alto nivel. La característica común de esta categoría es la dependencia de la elevada velocidad relativa de gas para proporcionar energía de atomización. Conceptualmente, este tipo de división se acerca a la del chorro de líquido.

En su forma más simple, un gas choca contra un chorro sólido de líquido. Se han hecho muchos estudios experimentales de este sistema, como los de Weiss y Worsham [*ARS J.*, **29**, 252 (1959)] e Ingebo

TABLA 18-14 Dependencia del diámetro de la gota sobre diferentes parámetros en la atomización de dos fluidos, según los cálculos de varios estudios, exponentes eficaces de las ecuaciones simplificadas

	Velocidad relativa	Tensión superficial	Viscosidad del líquido	Densidad del gas
Weiss y Worsham (chorro en un ducto grande)	−1.33	0.41	0.33	−0.7 para −1.0
Ingebo (chorro en flujo concurrente, empírico para el caso de no aceleración)	−1.6	0.66	−0.1	−0.3
Mayer (teórico para placas)	−1.33	0.33	0.67	−0.67
Adelberg (teórico para chorros)	−1.33 para −0.67	0.17 para 0.33	0.33 para 0.67	−0.67 para −0.33
Nukiyama y Tanasawa (empírico para toberas pequeñas)	−1	0.5	0	0
Jasuja (empírico para toberas pequeñas)	−0.9	0.45	0	0.45
El-Shanawany y Lefebvre (empírico para toberas pequeñas)	−1.2	0.6	0	−0.7
Rizkalla y Lefebvre (empírico para toberas pequeñas)	−1.0	0.5	0	−1.0
Kim y Marshall (empírico para toberas pequeñas)	−1.14	0.41	0.32	−0.57
Tatterson, Dallman y Hanratty (flujo en tuberías)	−0.9	0.5	0	−0.4
Hinze (teoría de la turbulencia)	−1.2	0.6	0	−0.6

ıda
por

(*NASA Tech. Note D* 4640, julio 1968) que se han complementado con modelos teóricos de Mayer [*ARS J.*, **31**, 12, 1783 (1963)] y Adelberg [*AJAA J.*, **6**(6) (1968)]. Se resumen en la tabla 18-14 para el caso de relaciones muy altas de gas a líquido. Los investigadores están de acuerdo al atribuir una importancia mayor a la velocidad relativa que se sugiere para otros atomizadores. También en forma diferente al lado de otros atomizadores, los atomizadores de doble fluido descubren en general una disminución fuerte del tamaño de las gotas, al aumentar la densidad del gas. Además, varias de las correlaciones de tamaños de gotas muestran una dependencia de la relación de gas a líquido y la mayor parte de ellas son mucho más complejas que la dependencia exponencial simple. Por ejemplo, el estudio de Nukiyama y Tanasawa [*Defence Res. Board. Dept. Nal. Defence*. Otawa (Canada), Rep., **4**, 18 de marzo de 1950. Traducido de *Trans. Soc. Mech. Engr. (Japón)* **5**, 18, 68-75, febrero (1939)] que se cita con frecuencia (hecho en toberas pequeñas, con un orificio máximo de líquido de sólo 2 mm), da el diámetro medio de Sauter:

$$D_{32} = \frac{585}{U}\left(\frac{\sigma}{\rho_\ell}\right)^{0.50} + 1683\left(\frac{\mu_\ell}{\sqrt{\sigma\rho_\ell}}\right)^{0.45}\left(1000\,\frac{L}{G}\,\frac{\rho_g}{\rho_\ell}\right)^{1.5} \qquad (18\text{-}111)$$

en donde D_{32} = diámetro medio de Sauter, μm
σ = tensión superficial, mN/m) (dinas/cm)
ρ_ℓ, ρ_g = densidad de líquido y gas, g/cm^3
μ_ℓ = viscosidad del líquido, Pa · s
U = velocidad relativa, m/s
L/G = relación de masas de líquido/gas, adimensional

Jasuja [*Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **103**, 514 (1981)] da una relación para el atomizador prepelicular

$$D_{32} = 0.17\left[\left(\frac{\sigma}{\rho_g U^2}\right)^{0.45} D^{0.55}\left(1+\frac{L}{G}\right)^{0.5} + 0.1\left(\frac{\mu_\ell^2}{\rho_\ell\sigma}\right)^{0.375} D^{0.625}\left(1+\frac{L}{G}\right)^{0.8}\right] \qquad (18\text{-}112)$$

El término adicional D es el diámetro prepelicular en μm. El-Shanawany y Lefebvre [*J. Energy*, **4**, 184 (1980)], Rizkally y Lefebvre [*Trans. ASME J. Fluids*, **316** (1975)] y Kim y Marshall [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **17**(3), 575 (1971)] desarrollaron otras correlaciones similares. El efecto de L/G sobre el diámetro de la gota, que observaron todos, es pequeño, siempre que el valor de L/G sea inferior a 0.2.

La atomización dentro del flujo de la tubería es otra variante de este tipo de atomizador. Tatterson, Dallman y Hanratty [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **23**(1), 68 (1977)] sugieren

$$D_{vm} = 0.023\left[\frac{D_{pipe}\,\sigma}{U^2\rho_g f}\right]^{1.2} \qquad (18\text{-}113)$$

La relación es dimensionalmente congruente. Cualquier conjunto congruente de unidades en el miembro derecho da por resultado unidades de longitud en el miembro izquierdo.

D_{vm} = diámetro del volumen medio de la gotita
D_{tubo} = diámetro del tubo
f = factor de fricción = 0.046/(Núm. de Reynolds)$^{0.2}$
U = velocidad del gas

El intervalo que se muestra en la tabla 18-14 es característico de los otros tipos de atomización. Existen buenas razones para dicha variación; por ejemplo, cambios sutiles en la geometría y diferencias considerables en las condiciones de prueba. Sin embargo, toda correlación debe extrapolarse con cuidado y, cuando sea posible, debe verificarse con los datos, como en la ecuación (18-106).

Distribución de tamaños de gotitas En lugar del tamaño simple de gotitas implícito en la mayor parte de las ecuaciones que se dan, se produce un espectro de tamaño de gotitas. Además, hay muchos modos posibles de describir los tamaños de las gotitas. Los más comunes son:

1. *Mediana de volumen (mediana de masa)* D_{vm} No tiene significado fundamental, pero se puede determinar con facilidad, puesto que se encuentra en el punto medio de una gráfica de volúmenes acumulativos. Da el tamaño mayor de los diversos tamaños "promedio" de las gotas.
2. *La media de Sauter* D_{32}. Tiene la misma relación de superficie a masa que la población total de gotas. Suele ser de 70 a 90% de D_{vm}. Se utiliza con frecuencia en procesos de transporte.
3. *Máximo* $D_{máx}$. Es la partícula de tamaño mayor en la población. Por lo común, suele ser de dos a tres veces D_{vm}. Su utilización proporciona el cálculo más conservador para los procesos de transporte.

Hay muchas otras combinaciones posibles que incluyen la longitud, la superficie, el volumen o relaciones de esas variables, según se desee. Sin embargo, cualquier tamaño promedio de gotas es ficticio y ninguno resulta completamente satisfactorio. Por ejemplo, no es posible que los elevados coeficientes de superficie y transferencia de las gotas pequeñas puedan alcanzarse en las mayores. Por tanto, un cálculo de proceso basado en un tamaño determinado de gotitas describe sólo lo que le ocurre a este tamaño y, cuando mucho, proporciona una aproximación a la masa total. Además, el tiempo de residencia de las gotas mayores y menores es muy diferente, debido a las distintas velocidades de asentamiento.

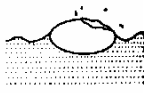
El único método apropiado consiste en dividir la población en varios agrupamientos más pequeños y calcular su comportamiento. Las computadoras de alta velocidad hacen que esto resulte posible en la actualidad.

Además de las otras opciones, hay también gran variedad de métodos para describir la población de gotitas en función de la curva de tamaños. En las figuras 18-85 y 18-87 se ilustra uno de los métodos más comunes, la gráfica del volumen acumulativo en función del tamaño de gotitas en papel gráfico logarítmico normal. Esto satisface la restricción de que no haya extrapolación a un tamaño negativo de las gotas. Sus otras ventajas son las de que resulta fácil de trazar, los resultados se pueden observar con facilidad y da una línea casi recta en los tamaños más bajos de las gotas. Su inconveniente principal es que se desvía mucho de una relación lineal por encima de D_{mv}. Todas las gráficas tienden a doblarse hacia arriba, debido a los límites físicos sobre los tamaños disponibles de las gotas.

Otro método similar que supera esta objeción consiste en utilizar $D/(D_{máx} - D)$ en lugar de D, en el papel logarítmico normal. Mugele [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **6**, 3-8 (1960)] analiza los inconvenientes de la aplicación de otras descripciones analíticas a poblaciones de gotas.

Arrastre debido al burbujeo de gas a través de un líquido El arrastre es un problema común en los vaporizadores y, en general, limita la capacidad de los platos de destilación. Esto se puede deber a varias causas.

1. Espumación excesiva. Se trata de una dispersión de gas en líquido (que se verá en la subsección que sigue).
2. Gotas formadas debido al choque de la cúpula de burbujeo (véase la Fig. 18-88*a*). Son virtualmente inevitables. Se encuentran en general por debajo de 25 μm lo que quiere decir que sus velocidades finales son bajas y sufrirán un arrastre. Afortunadamente, debido a su tamaño pequeño, contribuyen muy poco sobre una base de peso (< 0.001 kg, líquido/kg vapor) aun cuando predomina sobre la base del número.
3. Gotitas del chorro debidas a la elevación del líquido para llenar las cavidades que dejan las burbujas (véase la Fig. 18-88*d*). Esas gotitas llegan a 1000 μm y su tamaño depende del de las burbujas. En ciertos estudios se ha encontrado que las burbujas de más de 0.5 cm (0.2 in) dan un chorro que es demasiado corto y grueso como para dividirse. Esto es importante cuando se trata de cargas moderadas. Una vez que se forma la espuma sobre la superficie, la liberación de la gota a partir de esta modalidad tiende a disminuir notablemente.
4. Con cargas más altas de vapor, la energía cinética del vapor, más que el rompimiento de las burbujas, proporciona el impulso para los chorros y las láminas de líquido que se lanzan en un patrón irregular.



(*a*)

FIG. 18-88 Mecanis

Esta modalidad "de
de arrastre y, a fin de
destilación.

Hay dos agrupami
se ocupa de los evap
valo muy amplio de
dades físicas es m
Standiford (Fig. 11-
4a. ed. McGraw-Hill

En el régimen de v
de vapor) es proporc
se observa un paso a
cidad)[3-5].

La transición entr
cambio en el mecani
tante de aumento de
lación de tamaño d
proporcional al (tam
y al (tamaño de las g
que la fracción acu
varía como (tamaño
fracción (gotas arra
dad)[1] a baja velocid
Este efecto se comb
una dependencia mu
dación.

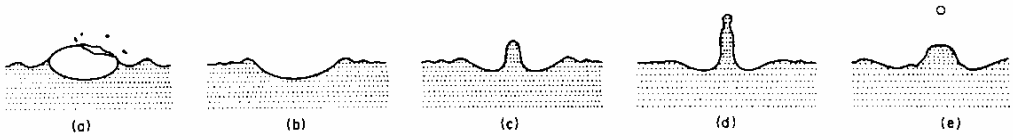


FIG. 18-88 Mecanismo de rompimiento de una burbuja de aire en la superficie del agua. [Newitt, Dombrowski y Knellman, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **32**, 244 (1954)].

Esta modalidad "de salpicaduras" puede dar niveles mucho más altos de arrastre y, a fin de cuentas, provoca una inundación en los platos de destilación.

Hay dos agrupamientos claros de datos de arrastre. El primer grupo se ocupa de los evaporadores y la generación de vapor. Cubre un intervalo muy amplio de velocidades de vapor, pero su intervalo de propiedades físicas es muy limitado. Los datos comunes los define Standiford (Fig. 11-31, pp. 11-35 en *Chemical Engineers Handbook*, 4a. ed. McGraw-Hill, New York, 1963).

En el régimen de velocidad más baja, E (kg de líquido arrastrado/kg de vapor) es proporcional a la velocidad. Para valores de $E = 0.0001$, se observa un paso a una región en que la dependencia es de la (velocidad)$^{3.5}$.

La transición entre esas dos zonas corresponde probablemente a un cambio en el mecanismo de producción de gotitas. Otra causa importante de aumento del exponente en la velocidad es el cambio de la relación de tamaño de gotas/velocidad final. La velocidad final es proporcional al (tamaño de las gotas)$^{1/2}$ en la región de la ley de Stokes y al (tamaño de las gotas)$^{1/2}$ en la región de la ley de Newton. Puesto que la fracción acumulativa por debajo de un tamaño dado de gotas varía como (tamaño de gotas)^2 (véase la Fig. 18-89), se predice que la fracción (gotas arrastradas/gotas producidas) se eleva con la (velocidad)^1 a baja velocidad y con la (velocidad)^4 a velocidades elevadas. Este efecto se combina con la producción mayor de gotitas, para dar una dependencia muy pronunciada de la velocidad, cerca de la inundación.

El segundo agrupamiento de datos se ocupa de platos de destilación de formas geométricas diversas. Cubre un intervalo más limitado de velocidades, pero suele dar una variación de E como la (velocidad)$^{3-4}$. Cerca del punto de inundación, se muestra a veces una mayor dependencia de la velocidad. Los datos muestran también una dependencia muy pronunciada del arrastre con respecto al espaciamiento entre los platos. Esto es el resultado de la disminución marcada de la altura a la que se arrojan las gotas mayores (o se salpican). Es improbable que esta fuerte dependencia vaya mucho más allá del espaciamiento de 1.0 m (3.3 ft). Este segundo grupo de datos cubre también un intervalo más amplio de propiedades físicas. Además de la dependencia de parámetro $\rho_g/(\rho_\ell - \rho_g)$, que se podría esperar a partir de un balance de fuerzas sobre las partículas arrastradas, los datos muestran que el arrastre disminuye al aumentar la tensión superficial. Esto se conforma con el descubrimiento analizado antes de que la mayor tensión superficial da gotas mayores (que también son más difíciles de arrastrar).

Manning [*Ind. Eng. Chem.*, **56**(4), 14 (1964)] combinó los conceptos del balance de fuerzas en la gotita y el diámetro máximo estable de la misma, con objeto de obtener una relación para la máxima velocidad superficial del gas (donde E tiende a 1):

$$U_{máx} = 0.9 \frac{[g\,(\rho_\ell - \rho_g)\,\sigma]^{1/4}}{\rho_g^{1/2}} \qquad (18\text{-}114)$$

(La relación es congruente dimensionalmente, y cualquier conjunto de unidades congruentes en el miembro derecho da por resultado unidades de velocidad en el miembro izquierdo.)

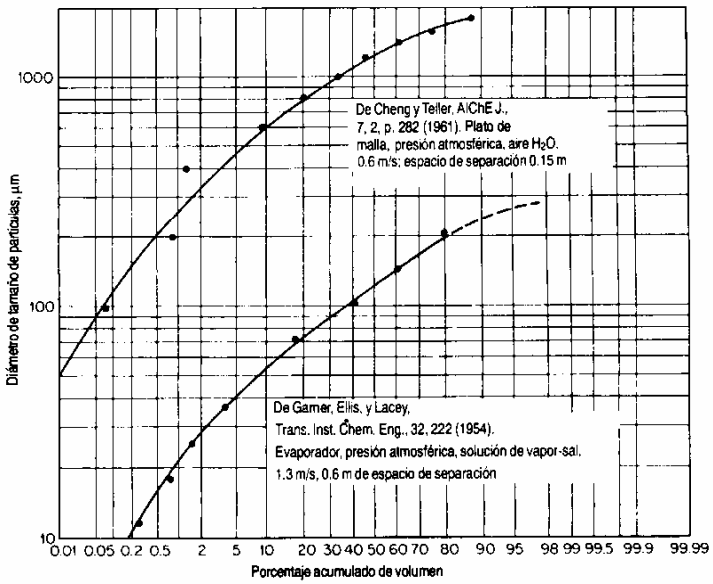


FIG. 18-89 Distribución de tamaños de gotas en el arrastre. Para convertir metros por segundo en pies por segundo, multiplíquese por 3.281; para convertir metros en pies, multiplíquese por 3.281.

La correlación de Fair para los platos perforados y con cachucha de burbujeo, que aparece en la figura 18-22, considera implícitamente estos factores, porque el parámetro principal se expresa como un porcentaje de la inundación, que a su vez depende del claro entre platos, la velocidad del vapor y las propiedades físicas (véase la Fig. 18-10). Obsérvese que en la figura 18-22 se incorpora implícitamente una dependencia mayor de la velocidad que V^{3-4}, arriba de 90% de inundación, en especial para los sistemas de densidad elevada. Esta correlación se puede ampliar a los evaporadores, al utilizar las curvas de los platos perforados y establecer el valor de $L/G = 1$. Esto significa que la ordenada de la figura 18-22 tiene como unidades "kg de líquido/kg de vapor" o E, como se definió anteriormente.

Para velocidades que dan menos de 30% de inundación

$$E = E_{30\%}\left(\frac{\%\ \text{inundación}}{30}\right)^3 \qquad (18\text{–}115)$$

Si E en la ecuación (18-115) es menor que 0.0001

$$E = 0.0001\left[\frac{\%\ \text{inundación}}{30}\right]\left[\frac{E_{30\%}}{0.0001}\right]^{1/3} \qquad (18\text{–}116)$$

La geometría detallada del contacto vapor-líquido también es importante, como lo muestra la figura 18-22, en la que el arrastre en los platos con cachucha de burbujeo es mucho mayor que en los perforados. Pinczewski y Fell [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **55**, 46 (1977)] demuestran, por ejemplo, que el parámetro clave en la distribución del asentamiento de la gotita es la velocidad a la que el vapor choca contra el plato, en vez de la velocidad superficial en el mismo. Kister, Pinczewski y Fell [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **20**, 528 (1981)] demuestran, además, que incluso con velocidades idénticas del chorro de vapor y superficial, un incremento de tres veces el diámetro del orificio puede producir un incremento de cinco veces en el arrastre. Esto sugiere que sólo se puede confiar en una correlación como la que aparece en la figura 18-22, para una estimación de un orden de magnitud.

La predicción precisa de los tamaños para el arrastre no es posible más allá de la definición del máximo. Este máximo se puede establecer por criterios del número crítico de Weber o mediante el ajuste de la velocidad, para que se equipare a la del gas. Para el ajuste de la velocidad, con el fin de limitar el tamaño, se requiere por lo común, por lo menos, 0.8 m (30 in) de espacio de separación. Como se muestra mediante la figura 18-89, el arrastre real cubre un intervalo amplio. La razón para los tamaños mucho mayores de gotas en la curva superior es el espacio corto de desenganche. Para esta curva, más del 99% del arrastre tiene una velocidad final mayor que la del vapor. En contraste, en la curva inferior la velocidad final de la partícula mayor que se da es la misma que la del vapor. Obsérvese que, incluso en la curva más baja, menos del 10% del arrastre es de gotas de menos de 50 μm. Esto quiere decir que resulta relativamente fácil retirarlas. Más del 50% se suele capturar en el lado inferior del siguiente plato o en una curva de la tubería que sale de un evaporador (en la Fig. 18-89 se muestra el arrastre "libre", más que el que pasa, en realidad, por el plato siguiente o una tubería de salida). A la inversa, aunque pequeñas sobre la base de la masa, las gotas menores son extremadamente numerosas. Sobre la base numérica, más de la mitad de las gotas en la curva inferior son de menos de 5 μm. Pueden servir como núcleos para la condensación de niebla en equipos de corrientes descendentes, además de su valor de estorbo.

Condensación de niebla Se trata de un modo totalmente distinto de formar dispersiones. En este caso, la dispersión se produce como resultado de la condensación de vapor, más que por división mecánica. Los tamaños de partículas suelen ser mucho más finos (0.1 a 30 μm) y se designan como neblina o niebla.

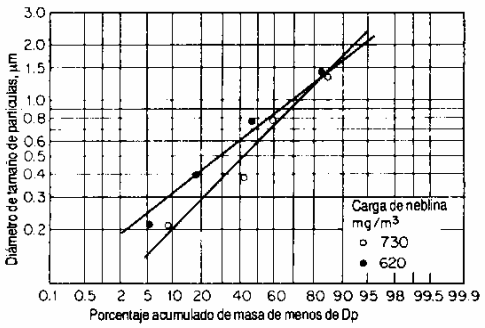


FIG. 18-90 Distribución de partículas y carga de niebla de una torre de absorción en una planta de H_2SO_4 de contacto. [Gillespie y Johnstone, *Chem. Eng. Prog.*, **51**(2), 74 (1955)].

Las partículas de niebla crecen, debido a la saturación excesiva en el gas. A veces, esto significa que el gas se encuentra sobresaturado (o sea, por debajo de su punto de rocío). Otras veces, la niebla se puede desarrollar en núcleos solubles extraños, a presiones parciales por debajo de la saturación. En cualquier forma, la formación de niebla se debe a un aumento en la saturación relativa. Este incremento se puede producir debido a diferentes procesos.

1. Mezcla de dos corrientes saturadas a temperaturas diferentes. Por lo general, esto se ve como una pluma que sale de la chimenea o el vaho en un día frío. Puesto que la presión de vapor es una función exponencial de la temperatura, la mezcla resultante estará sobresaturada a la temperatura de mezclado. Los patrones irregulares de flujo y el enfriamiento en los intercambiadores de calor hacen que este proceso de sobresaturación sea difícil de evitar.
2. Mayor presión parcial, debido a una reacción. Un buen ejemplo es el de la reacción de SO_3 y H_2O para dar H_2SO_4, que tiene una presión de vapor mucho más baja que sus componentes.
3. Expansión isoentrópica (enfriamiento) de un gas, como en una tobera de vapor.
4. Enfriamiento de un gas que contenga un vapor condensable. En este caso, el problema es que el gas se enfría con mayor rapidez que aquella con que se puede retirar el vapor condensable mediante la transferencia de masa. El problema se debe a dos razones. En primer lugar, el vapor condensable suele estar diluido y tener un peso molecular más elevado que el gas no condensable. Esto quiere decir que la difusividad molecular del vapor será mucho menor que la difusividad térmica del gas. En otras palabras, la relación de N_{Sc}/N_{Pr} es mayor que 1. El resultado es que un enfriador dé más unidades de transferencia de calor $\int dT_g/(T_g - T_i)$ que de transferencia de masa $\int dY/(Y_g - Y_i)$. En segundo lugar, los dos procesos de transferencia obtienen su fuerza impulsora de la diferencia de temperaturas entre el gas T_g y la entrecara T_i. Cada disminución de incremento en la temperatura de la entrecara da el mismo aumento relativo de la fuerza impulsora de temperatura. No obstante, la presión de vapor en la entrecara sólo se puede acercar al límite de cero. Debido a esto, se puede demostrar que para difusividades térmicas y moleculares iguales, una mezcla saturada se sobresaturará al enfriarse. La tendencia a formar gases sobresaturados aumenta en general con el mayor peso molecular del condensable, el aumento de las diferencias de temperatura, las temperaturas reducidas y el sobrecalentamiento inicial reducido. Sin embargo, para evaluar si una etapa determinada de condensación produce o no sobresaturación, se requiere una evaluación rigurosa de los procesos acoplados de transferencia de calor y masa en toda la condensación (una vez más, esto se puede hacer en forma práctica mediante computadoras de alta velocidad). Steinmeyer [*Chem. Eng. Prog.*, **68**(7), 64 (1972)] ejemplifica lo anterior al demostrar el efecto de la concentración de un núcleo extraño en la formación calculada de la niebla. Véase la tabla 18-15.

TABLA 18-15 Si
calor con variacl

Fracción en peso a la e
Entrada
Salida
Peso molecular
Inerte
Condensable
Diferencia de temperat
líquido, K
Entrada
Salida
Porcentaje de líquido q
de niebla
Concentración del núc
entrada/cm³
100
1 000
10 000
1 000 000
10 000 000
∞
Diámetro de la partícu
concentración de 10
entrada, μm

Afortunadamente
ra la formación de ni
(y quizá todos ellos)
Para poder obtene
cleación homogéne
se asocia con la cre
proceso cinético, en
ciada de la relación d
sable/presión de va
aumento de S de 3.4
locidad de nucleaci
ración crítica S_{crit},
lenta como para pod
sobresaturación que
cm³ por segundo. Se
teoría "clásica" (*Tr*
Scientific Translatio
sigue:

$$S_{cr}$$

en donde σ = ter
ρ_ℓ = de
T = ter
M = pe

La tabla 18-16 m
tomados de la obra c
Puesto que la rela
homogénea suele se
en los equipos de p
extraños, que perm
más baja. Por ejemp
1. *Sólidos.* La
tiene miles de partíc
do para los núcleo
generadas en el océ
ción es más elevada
Cuando los núcleos
produce a valores d

90 95 98 99.5 99.9
e Dp

bla de una torre de absor-
Johnstone, *Chem. Eng.*

aturación excesiva en
ntra sobresaturado (o
es, la niebla se puede
ones parciales por de-
rmación de niebla se
incremento se puede

peraturas diferentes.
ile de la chimenea o el
por es una función ex-
e estará sobresaturada
egulares de flujo y el
acen que este proceso

ión. Un buen ejemplo
, que tiene una presión

e un gas, como en una

rapor condensable. En
on mayor rapidez que
densable mediante la
os razones. En primer
tener un peso molecu-
to quiere decir que la
nor que la difusividad
Nsc/NPr es mayor que
ades de transferencia
masa $fdY/(Y_G - Y_i)$.
ferencia obtienen su
as entre el gas T_g y la
en la temperatura de
erza impulsora de tem-
ntrecara sólo se puede
le demostrar que para
na mezcla saturada se
gases sobresaturados
ular del condensable.
emperaturas reducidas
nbargo, para evaluar si
e o no sobresaturación,
los acoplados de trans-
n (una vez más, esto se
tadoras de alta veloci-
(1972)] ejemplifica lo
ón de un núcleo extra-
e la tabla 18-15.

TABLA 18-15 Simulación de tres intercambiadores de calor con variación del núcleo extraño

	1	2	3
Fracción en peso a la entrada			
Entrada	0.51	0.42	0.02
Salida	0.80	0.80	0.32
Peso molecular			
Inerte	28	29	29
Condensable	86	99	210
Diferencia de temperatura, en la interfase de gas y líquido, K			
Entrada	14	24	67
Salida	4	10	4
Porcentaje de líquido que sale de la unidad en forma de niebla			
Concentración del núcleo en las partículas de entrada/cm³			
0.05	1.1	2.2	
100	0.44	5.6	3.9
1 000	3.2	9.8	4.9
10 000	9.6	11.4	5.1
1 000 000	13.3	11.6	
10 000 000	14.7		
∞	14.7	11.8	5.1
Diámetro de la partícula de niebla, basado en una concentración de 10 000 núcleos/cm³, a la entrada, μm	28	25	4

Afortunadamente, la sobresaturación no es un criterio suficiente para la formación de niebla. Si lo fuera, muchos condensadores parciales (y quizá todos ellos) se verían obstaculizados por la niebla.

Para poder obtener niebla debe haber primeramente núcleos. La nucleación homogénea es muy difícil, debido a la barrera de energía que se asocia con la creación de la interfase. Se puede considerar como proceso cinético, en donde la velocidad es una función muy pronunciada de la relación de sobresaturación (S = presión parcial del condensable/presión de vapor a la temperatura del gas). Para el agua, un aumento de S de 3.4 a 3.8 provoca un aumento de 10 000 veces la velocidad de nucleación. Como resultado, por debajo de una sobresaturación crítica S_{crit}, la nucleación homogénea es lo suficientemente lenta como para poder pasarla por alto. En general, se define como la sobresaturación que limita la nucleación a una partícula producida por cm³ por segundo. Se puede estimar aproximadamente por medio de la teoría "clásica" (*Theory of Fog Condensation*, Israel Program for Scientific Translations, Jerusalén, 1967), utilizando la ecuación que sigue:

$$S_{crit} = \exp\left[0.56\,\frac{M}{\rho_\ell}\left(\frac{\sigma}{T}\right)^{3/2}\right] \qquad (18\text{-}117)$$

en donde σ = tensión superficial, mN/m (dinas/cm)
ρ_ℓ = densidad del líquido, g/cm³
T = temperatura, K
M = peso molecular del condensable.

La tabla 18-16 muestra los valores experimentales típicos de S_{crit}, tomados de la obra de Russell [*J. Chem. Phys.*, **50,** 1809 (1969)].

Puesto que la relación crítica de sobresaturación para la nucleación homogénea suele ser mayor que 3, no se suele alcanzar con frecuencia en los equipos de proceso. Desgraciadamente, abundan los núcleos extraños, que permiten la nucleación a una sobresaturación mucho más baja. Por ejemplo:

1. *Sólidos.* Las investigaciones han demostrado que el aire contiene miles de partículas por cm³ en el intervalo de 0.1 a 1 μm, adecuado para los núcleos. Las fuentes van de las aspersiones de sales generadas en el océano a los procesos de combustión. La concentración es más elevada en las ciudades grandes y las regiones industriales. Cuando los núcleos extraños son solubles en la niebla, la nucleación se produce a valores de S muy cercanos a 1. Este es el mecanismo que

TABLA 18-16 Relaciones experimentales de sobresaturación crítica

	Temperatura, K*	S_{crit}
H_2O	264	4.91
C_2H_5OH	275	2.13
CH_4OH	264	3.55
C_6H_6	253	5.32
CCl_4	247	6.5
$CHCl_3$	258	3.73
C_6H_5Cl	250	9.5

* °R = $^9/_5$ K.

controla la condensación del agua atmosférica. Incluso cuando no sea soluble, una partícula extraña es un núcleo eficaz cuando el líquido la humedece. Así, una partícula insoluble de 1 μm con un ángulo de contacto de 0 grados, requiere un valor de S de sólo 1.001 para poder servir como sitio de condensación para el agua.

2. *Iones.* Amelin (*Theory of Fog Condensation*), Israel Program for Scientific Translations, Jerusalén, 1967) señala que el aire ordinario contiene una concentración todavía más alta de iones. Estos últimos reducen también la sobresaturación crítica que se requiere; pero sólo en, aproximadamente, 10 a 20%, a menos que se encuentren presentes cargas múltiples. Russell [*J. Chem. Phys.*, **50,** 4, 1809 (1969)] compara la teoría clásica y la revisada con datos para la nucleación iónica.

3. *Arrastre de líquidos.* Como se muestra en la figura 18-88, la producción de pequeñas gotas de líquido es inherente a los procesos de burbujeo. Los valores varían desde casi cero hasta 10 000/cm³ de vapor y dependen de la forma como el vapor corta el líquido y de la oportunidad de evaporación de las gotitas después del arrastre.

Por tanto, aunque es raro encontrar la fuerte sobresaturación que se necesita para sostener la nucleación homogénea, la mayor parte de las corrientes de proceso contienen suficientes núcleos extraños para provocar la formación de niebla. Aunque la formación de niebla se ha señalado en sólo un porcentaje relativamente bajo de condensadores parciales de proceso, raramente se busca y sólo se observa su presencia cuando la contaminación o las pérdidas en rendimiento son intolerables.

Aunque se pueden formar nieblas monodispersas (de tamaño de gotitas casi uniforme), mediante la nucleación limitadora y al proporcionar un tiempo prolongado de retención para el desarrollo sobre esos núcleos, es más común que las nieblas industriales muestren una distribución más amplia, como en la figura 18-90. Obsérvese que los tamaños son varios órdenes de magnitud menores que los que se mostraron antes para el arrastre, para los atomizadores e, incluso, para la ruptura de gotas a altas velocidades. El resultado, como se verá en una sección posterior, es la necesidad de diferentes dispositivos de eliminación para partículas de tamaños micrométricos.

Aunque, en general, la formación de niebla es un problema, puede ser también un proceso útil para una dispersión de área superficial elevada de líquido y gas, como en el caso de las aplicaciones de insecticidas.

DISPERSIONES GAS EN LÍQUIDO

Referencias Generales: Estudios extensos de las burbujas o espumas se encuentran en Akers, *Foams: Symposium 1975*, Academic, New York, 1973; Bendure, *TAPPI*, **58**, 83 (1975); Benfratello, *Energ. Elettr.*, **30**, 80, 486 (1953); Berkman y Egloff, *Emulsions and Foams*, Reinhold, New York, 1941, pp. 112-152; Bikerman, *Foams*, Springer-Verlag, New York, 1975; *Encyclopedia of Chemical Technology*, vol. II, secs. "Foamed Plastics" and "Foams", Wiley, New York, 1980, pp. 82-145; Haberman y Morton, Rep. 802, David W. Taylor Model Basin, Washington, 1953; Levich, *Physicochemical Hydrodynamics*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1962; y Soo, *Fluid Dynamics of Multiphase Systems*, Blaisdell, Waltham, Mass., 1967. La formación de burbujas se trata en

forma amplia por Clift, Grace y Weber, *Bubbles, Drops and Particles*, Academic, New York, 1978; y Kumar y Kuloor, *Adv. Chem. Eng.*, **8**, 255-368 (1970). Los métodos de diseño para la operación de unidades de columnas de burbujeo y recipientes agitados se cubren por Atika y Yoshida, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **13**, 84 (1974); Calderbank, *Chem. Eng.*, CE209 (octubre 1967); y *Mixing*, vol. II, Academic, New York, 1967, pp. 1-111; Fair, *Chem. Eng.*, **74**, 67 (julio 3, 1967); Jackson, *Chem. Eng.*, CE107 (mayo 1964); Jordan, *Chemical Process Development*, Interscience, New York, 1968, part 1, pp. 111-175; Mersmann, *Ger. Chem. Eng.*, **1**, 1 (1978); Resnick y Gal-Or, *Adv. Chem. Eng.*, **7**, 295-395 (1968); y Valentin, *Absorption in Gas-Liquid Dispersions*, E. & F.N. Spon, London, 1967. La influencia de agentes tensoactivos en burbujas y espumas se resume en capítulos seleccionados de Schwartz y Perry, *Surface Active Agents*, vol. I, Interscience, New York, 1949; y de Schwartz, Perry y Berch, *Surface Active Agents and Detergents*, vol. II, Interscience, New York, 1958. Véase también Elenkov, *Theor. Found. Chem. Eng.*, **1**, 1, 117 (1967); y Rubel, *Antifoaming and Defoaming Agents*, Noves Data Corp. Park Ridge, N.J., 1972. Un resumen de la estabilidad de espumas se encuentra en de Vries, *Meded, Rubber Sticht. Delft*, no. 328, 1957. La metodología para la separación de espuma se analiza en Aguoyo y Lemlich, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **13**, 153 (1974); y Lemlich, *Ind. Eng. Chem.*, **60**, 16 (1968). Se recomiendan los siguientes resúmenes de aplicaciones específicas de las dispersiones gas-líquido: Industrial fermentations: Aiba, Humphrey y Millis, *Biochemical Engineering*, Academic, New York, 1965, Finn, *Bacteriol. Rev.*, **18**, 254 (1954). Oldshue, "Fermentation Mixing Scale-Up Techniques", en *Biotechnology and Bioengineering*, vol. VIII, 1966, pp. 3-24. Aerobic oxidation of wastes: Dickey, "Turbine Agitated Gas Dispersion-Power, Flooding and Hold-Up." Pap. No. 116d, AIChE 72d annual meeting, San Francisco, 1979, Eckenfelder y McCabe, *Advances in Biological Waste Treatment*, Macmillan, New York, 1963, Eckenfelder y O'Connor, *Biological Waste Treatment*, Pergamon, New York, 1961. McCabe y Eckenfelder, *Biological Treatment of Sewage and Industrial Wastes*, vol. I, Reinhold, New York, 1955, part 2. *Proceedings of Industrial Waste Treatment Conference*, Purdue University, annually. Zlokarnik, *Adv. Biochem. Eng.*, **11**, 158-180 (1979). Cellular elastomers: Fling, *Natural Rubber Latex and Its Applications*, no. 4: *The Preparation of Latex Foam Products*, British Rubber Development Board, London, 1954. Gould, in *Symposium on Application of Synthetic Rubbers*, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, 1944, pp. 90-103. Skochdopole, "Foamed Plastics", *Encyclopedia of Chemical Technology*, vol. 9, Wiley, New York, 1966, pp. 847-888. Fire-fighting foams: Perri, in Bikerman, op. cit., chap. 12. Ratzer, *Ind. Eng. Chem.*, **48**, 2013 (1956). Froth-flotation methods and equipment: Booth, en Bikerman, *op. cit.*, chap. 13. Gaudin, *Flotation*, McGraw-Hill, New York, 1957. Taggart, *Handbook of Mineral Dressing*, Wiley, New York, 1945, sec. 12, pp. 52-81.

Objetivos de la dispersión de gas La dispersión de gas en forma de burbujas en un líquido o una masa plástica se efectúa con uno de los fines siguientes: **1)** contacto gas-líquido (para fomentar la absorción o la separación, con reacción química o sin ella), **2)** agitación de la fase líquida, o **3)** producción de espuma. Las dispersiones gas-líquido se pueden producir también o encontrarse en forma inesperada y, a veces, indeseable.

Contacto gas-líquido Por lo común, esto se logra mediante columnas tradicionales o con absorbedores de aspersión (véase la subsección anterior "Contacto gas-líquido"). Para sistemas que contengan sólidos o alquitranes que tengan probabilidades de atascar las columnas, para las absorciones acompañadas por reacciones exotérmicas fuertes o para tratamientos que incluyan un vapor condensable o un gas muy soluble, se pueden utilizar dispersores de gas con buenos resultados.

Agitación La agitación por una corriente de burbujas de gas (por lo común aire) que se elevan a través de un líquido se emplea en tanques de volúmenes tan grandes o formas tan asimétricas que hagan que la agitación mecánica sea ineficaz o costosa. Los aspersores de gas pueden reemplazar los agitadores mecánicos para operaciones simples de mezcla que incluyen un líquido de baja volatilidad o para aplicaciones en que sea difícil el sellado en torno a un eje agitador.

Producción de espuma Esto es importante en las separaciones de flotación de espuma, en la fabricación de elastómeros celulares, plásticos y vidrios y en algunas aplicaciones especiales (p. ej., productos alimenticios, extintores de incendios, etc.). Se puede presentar una espuma indeseable en las columnas de proceso, los recipientes agitados y los reactores en que se forman productos gaseosos; esa espuma se puede evitar, destruir o controlar. Berkman y Egloff (*Emulsions and Foams*, pp. 112-152, Reinhold, New York, 1941) señalaron que sólo se produce espuma en los sistemas que poseen la combinación adecuada de tensión interfacial, viscosidad, volatilidad y concentración del soluto o sólidos suspendidos. Desde el punto de vista de la pulverización de gas, la producción de espuma requiere la creación de burbujas pequeñas en un líquido capaz de sostener la espuma.

Teoría de la formación de burbujas y espuma Una **burbuja** es un glóbulo de gas o vapor rodeado por una masa de película delgada de líquido. Por extensión, los espacios vacíos globulares de los sólidos se suelen denominar también burbujas. La **espuma** es un grupo de burbujas separadas una de otra por películas delgadas; el conjunto tiene una vida estática finita. Aun cuando los diccionarios no técnicos no distinguen entre espuma (*foam*) y nata (*froth*), se suele hacer con frecuencia una distinción técnica. Una dispersión muy concentrada de burbujas en un líquido se considera como *nata*, aun cuando su vida estática sea sustancialmente nula (o sea, se debe mantener dinámicamente); así pues, todas las espumas son también natas, mientras que la inversa no es cierta. El término **crema** (*lather*) implica una nata que se desarrolla por agitación mecánica sobre una superficie sólida; es raro que se utilice en estudios técnicos. Las paredes delgadas de las burbujas que constituyen una espuma se denominan **laminillas**.

Las burbujas en un líquido se deben a una de tres causas generales: **1)** se pueden formar por sobresaturación de una solución del gas o por la descomposición de un componente del líquido; **2)** se pueden introducir directamente al líquido por un aspersor o burbujeador o mediante un arrastre mecánico; **3)** puede ser el resultado de la desintegración de burbujas mayores que se encuentren ya en el líquido.

Generación La generación espontánea de burbujas de gas o vapor de un líquido homogéneo es teóricamente imposible (Bikerman, *Foams: Theory and Industrial Applications*, p. 10, Reihnhold, New York, 1953). El aspecto de una burbuja requiere un núcleo de gas como vacío en el líquido. El núcleo puede tener la forma de una burbuja pequeña o un sólido que tenga gas absorbido; como ejemplos de este último tenemos las partículas de polvo, las partículas en ebullición y una pared sólida. Un espacio vacío se puede deber a la cavitación, inducida en forma mecánica o acústica. Blander y Katz [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **21**, 833 (1975)] han hecho un estudio muy concienzudo sobre la nucleación de burbujas en líquidos.

La teoría permite la determinación aproximada del tamaño máximo de una burbuja que se puede adherir a una superficie horizontal sumergida, si se conoce el ángulo de contacto entre la burbuja y el sólido (ángulo formado por las entrecaras de sólido-líquido y líquido-gas) [Wark, *J. Phys. Chem.*, **37**, 623 (1933) Jakob, *Mech. Eng.*, **58**, 643 (1936)]. Puesto que las burbujas que se elevan en realidad en una superficie son siempre considerablemente menores que las calculadas y, ya que es raro que se conozca el ángulo de contacto, la teoría no resulta directamente útil.

Formación en un orificio simple La formación de burbujas en un orificio o un capilar sumergido en un líquido ha sido objeto de muchos estudios, tanto experimentales como teóricos. (Bikerman, *op. cit*, secciones 3 a 7 y, más recientemente, Valentin *op. cit.*, capítulo 2), Jackson (*op. cit.*), Soo (*op. cit.*, capítulo 3), Fair (*op. cit.*) y Kumar y colaboradores (*op. cit.*) presentaron revisiones y análisis sobre este tema.

Hay tres regímenes de producción de burbujas (Silberman, en *Proceedings of the Fifth Midwestern Conference on Fluid Mechanics*, pp. 263-284, University of Michigan Press, Ann Arbor, 1957): **1)** burbujeo simple, **2)** intermedio y **3)** de chorro.

Régimen de burbujeo simple Las burbujas se producen de una en una y su tamaño se determina primordialmente por el diámetro del orificio D, la sección interfacial de la película gas-líquido σ, las densidades del líquido ρ_l y el gas ρ_g, y la aceleración gravitacional g, según la relación:

$$D_b/D = [6\sigma/D^2(\rho_l - \rho_g)]^{1/3} \qquad (18\text{-}118)$$

en donde D_b es el
es independiente
directamente pro

en donde f es la fr
lumétrico de gas,
Las ecuaciones
de flotabilidad en
tos de la inercia c
sultan muy satis
Prog., **46**, 29 (19
(1943)], señalaro
los calculados m
una frecuencia de
aceite de transfor
tros de los orifici
orificios se desc
del orificio es de
queño que el del
resultado inestab
cionarias y estabi
Para el caso en
ficio que permite
calcula como de
Inst. Chem. Eng.
observación de q
cio de 0.64 cm; p
Para los líquid
ciones (18-118)
de 200 (Valentin
100 centipoises,
14 (1950)], y Sie
mostraron que la
volumen de las b
Eng., **38**, 144 (1
Chem. Fundame
del líquido puede
ma considerable,
viscosidades del
Davidson y colab
formaban muy b
fuerza de flotaci
del ecuador de la

en donde v es la
métrico de gas.
efecto relativo d
rar diámetros de
118) y (18-120)
convendrá utiliz
Krishnamurthi y
tanto las fuerzas
Régimen inte
te, de los número
el flujo de gas a t
régimen de burb
burbujas con m
de tamaño. Entre
gas en el cual el
debido al establ
bujas prematura
diámetro mínim

doff (*Emulsions and*
) señalaron que sólo
ombinación adecua-
y concentración del
vista de la pulveriza-
creación de burbujas
ma.

Una burbuja es
de película delgada
bulares de los sólidos
a es un grupo de bur-
las; el conjunto tiene
arios no técnicos no
suele hacer con fre-
muy concentrada de
, aun cuando su vida
mantener dinámica-
natas, mientras que la
plica una nata que se
erficie sólida; es raro
elgadas de las burbu-
minillas.
res causas generales:
solución del gas o por
o; 2) se pueden intro-
rbujeador o mediante
e la desintegración de
uido.
rbujas de gas o vapor
nposible (Bikerman,
10, Reihnhold, New
n núcleo de gas como
na de una burbuja pe-
mo ejemplos de este
ículas en ebullición y
ber a la cavitación, in-
Katz [*Am. Inst. Chem.*
uy concienzudo sobre

la del tamaño máximo
icie horizontal sumer-
la burbuja y el sólido
líquido y líquido-gas)
Mech. Eng., **58**, 643
en realidad en una su-
s que las calculadas y,
cto, la teoría no resulta

ción de burbujas en un
sido objeto de muchos
Bikerman, *op. cit*, sec-
t., capítulo 2), Jackson
) y Kumar y colabora-
sobre este tema.
s (Silberman, en *Pro-*
Fluid Mechanics, pp.
bor, 1957): 1) burbujeo

se producen de una en
te por el diámetro del
as-líquido σ, las densi-
gravitacional g, según

$^{1/3}$ (18-118)

en donde D_b es el diámetro de las burbujas. El tamaño de las burbujas es independiente del flujo de gas; por consiguiente, la frecuencia es directamente proporcional al flujo. La ecuación (18-118) lleva a

$$f = \frac{Qg(\rho_l - \rho_g)}{\pi D\sigma} \tag{18-119}$$

en donde f es la frecuencia de formación de burbujas, y Q, el flujo volumétrico de gas, en unidades congruentes.

Las ecuaciones (18-118) y (18-119) son el resultado de un balance de flotabilidad en función de la tensión interfacial. No reconocen efectos de la inercia o la viscosidad. A velocidades de burbujeo bajas, resultan muy satisfactorias. Van Krevelen y Hoftijzer [*Chem. Eng. Prog.*, **46**, 29 (1950)] y Guyer y Peterhaus [*Helv. Chim. Acta*, **26**, 1099 (1943)], señalaron diámetros de burbujas de aire de 0.84 a 1.02 veces los calculados mediante la ecuación (18-118), al formarse burbujas a una frecuencia dentro del intervalo de 0.3 a 1.0 por segundo, en agua, aceite de transformadores, éter y tetracloruro de carbono. Los diámetros de los orificios iban de 0.004 a 0.95 cm (0.0016 a 0.37 in), y los orificios se descargaban verticalmente hacia arriba. Si el diámetro del orificio es demasiado grande, el diámetro de la burbuja es más pequeño que el del orificio, como indica la ecuación (18-118) y da por resultado inestabilidad, por lo que no se pueden obtener burbujas estacionarias y estables.

Para el caso en que se forman burbujas en agua, el diámetro de orificio que permite burbujas de, aproximadamente, su propio tamaño, se calcula como de 0.66 cm o cerca de 0.25 in. Davidson y Amick [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, 2, 337, (1956)] confirmaron esta estimación en su observación de que se formaban burbujas estables en agua en un orificio de 0.64 cm; pero no se podían formar en otro de 0.79 cm.

Para los líquidos muy delgados, se espera que sean válidas las ecuaciones (18-118) y (18-119) hasta un número de Reynolds para el gas de 200 (Valentin, *op. cit.*, p. 8). Para viscosidades de líquidos de hasta 100 centipoises, Datta, Napier y Newitt [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **28**, 14 (1950)], y Siems y Kauffman [*Chem. Eng. Sci.*, **5**, 127 (1956)], demostraron que la viscosidad del líquido tiene pocos efectos sobre el volumen de las burbujas; pero Davidson y Schuler [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **38**, 144 (1960)] y Krishnamurthi y colaboradores [*Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, **7**, 549 (1968)] demostraron que la viscosidad del líquido puede hacer que el tamaño de las burbujas aumente en forma considerable, por encima del que predice la ecuación (18-118) para viscosidades del líquido por encima de 1000 centipoises. De hecho, Davidson y colaboradores (*loc. cit.*) descubrieron que sus datos se conformaban muy bien con una ecuación teórica obtenida al equiparar la fuerza de flotación al arrastre basada en la ley de Stokes y la velocidad del ecuador de las burbujas en la división.

$$D_b^3 = \frac{6}{\pi}\left(\frac{4\pi}{3}\right)^{1/4}\left(\frac{15\nu Q}{2g}\right)^{3/4} \tag{18-120}$$

en donde ν es la viscosidad cinemática del líquido y Q es el flujo volumétrico de gas. Esta ecuación es dimensionalmente congruente. El efecto relativo de la viscosidad del líquido se puede obtener al comparar diámetros de burbujas calculadas mediante las ecuaciones (18-118) y (18-120). Si la viscosidad del líquido parece significativa, convendrá utilizar el método prolongado y tedioso que desarrollaron Krishnamurthi y colaboradores (*loc. cit.*), que toma en consideración tanto las fuerzas de tensión superficial como las de arrastre viscoso.

Régimen intermedio Este régimen se extiende, aproximadamente, de los números de Reynolds de 200 a los de 2100. Cuando aumenta el flujo de gas a través de un orificio sumergido, más allá del límite del régimen de burbujeo simple, aumenta la frecuencia de formación de burbujas con mayor lentitud y las burbujas comienzan a aumentar de tamaño. Entre los dos regímenes puede haber un intervalo de flujo de gas en el cual el tamaño de las burbujas disminuya al aumentar el flujo, debido al establecimiento de corrientes líquidas que arrancan las burbujas prematuramente. El resultado neto debe ser la aparición de un diámetro mínimo de burbujas en algún flujo determinado de gas (Maier, *U. S. Bur. Mines Bull.* 260, 1927. Bikerman, *op. cit.* p. 4). En la parte superior de esta región, la frecuencia se hace muy aproximadamente constante con respecto al flujo de gas y, en correspondencia, el tamaño de las burbujas aumenta con el flujo de gas. El tamaño de las burbujas se ve afectado primordialmente por **1)** el diámetro del orificio, **2)** efectos de inercia del líquido, **3)** viscosidad del líquido, **4)** densidad del líquido y **5)** la relación entre la constancia del flujo de gas y la de la presión en el orificio.

Kumar y colaboradores realizaron recientemente trabajos experimentales y teóricos amplios que se señalan en *Ind. Eng. Chem. Fundamentals*, 7, 549 (1968): *Chem. Eng. Sci.*, **24**, part I, 731; part II, 749; part III, 1711 (1969), y se resumen en *Advan. Chem. Eng.*, **8**, 255 (1970). Ellos, en conjunción con los investigadores Swope [*Can. J. Chem. Eng.*, **44**, 169 (1972)], Tsuge y Hibino [*J. Chem. Eng.* Japón, **11**, 307 (1972)], Pinczewski [*Chem. Eng. Sci.*, **36**, 405 (1981)], Tsuge e Hibino [*Int. Chem. Eng.*, **21**, 66 (1981)], y Takahashi y Miyahara (*ibid.*, p. 224) resolvieron las ecuaciones resultantes de un balance de fuerzas sobre la burbuja en formación, tomando en cuenta la flotabilidad, tensión superficial, inercia y fuerzas de arrastre viscoso, para condiciones de flujo constante a través del orificio y presión constante en la cámara de gas. Los resultados de los trabajos teóricos son extremadamente complejos y tediosos por lo que respecta a las ecuaciones algebraicas y diferenciales. A pesar de que Mersmann [*Ger. Chem. Eng.*, **1**, 1 (1978)] asegura que los resultados de Kumar y cols. (*loc. cit*) se ajustan bien a los datos experimentales, Lanauze y Harn [*Chem. Eng. Sci.*, **29**, 1663 (1974)] afirman lo contrario: "Además, se ha demostrado que la formulación matemática del modelo de Kumar, que incluye la condición de desunión, no describe en forma adecuada la situación experimental pues ese modelo tiene varias debilidades fundamentales, la simplicidad de cálculo se logra a expensas de la realidad física". En lugar de las verificaciones cuidadosas e independientes de la precisión del cálculo, los resultados del trabajo teórico comprensivo no se presentarán en esta *Biblioteca del Ingeniero Químico*, pero sí aparecen los métodos de cálculos más sencillos y fáciles de comprender para algunos casos límite importantes. Como una verificación de la precisión de estos métodos más sencillos, quizá sea prudente calcular el diámetro de la burbuja, con base en la representación gráfica de Mersmann (*loc. cit.*) de los resultados de Kumar y cols. (*loc. cit.*).

Para las condiciones que se acercan al flujo constante a través del orificio, una relación deducida al igualar la fuerza de flotación con la fuerza de inercia del líquido [Davidson y colaboradores, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **38**, 335 (1960)] dimensionalmente congruentes

$$D_b^3 = 1.378\frac{6Q^{6/5}}{\pi g^{3/5}} \tag{18-121}$$

se ajusta razonablemente bien a los datos experimentales. La tensión superficial y la viscosidad del líquido tienden a aumentar el tamaño de las burbujas con números bajos de Reynolds. El efecto de la tensión superficial es mayor para diámetros grandes de orificios. La magnitud del aumento del diámetro que se debe a la alta viscosidad del líquido se puede obtener mediante la ecuación (18-120).

Para condiciones que se aproximan a la presión constante a la entrada del orificio, que probablemente simulan la mayor parte de las aplicaciones industriales, no existe un método de cálculo, verificado en forma independiente. Para aire o casi presión atmosférica, rociado en líquidos relativamente no viscosos [$\mu \leq 100$ mPa · s (cP)] la correlación de Kumar, Degaleesan, Ladda y Hoelscher [*Can. J. Chem. Eng.*, **54**, 503 (1976)] se ajusta bien a los datos experimentales. Esta correlación se presenta aquí en la figura 18-91.

Se recomienda precaución al utilizar la correlación para densidades y viscosidades muy diferentes a las del aire atmosférico, porque Kumar y cols., no variaron las propiedades de los gases y ningún investigador ha descubierto o sospechado que el diámetro de la burbuja cambia en forma significativa a medida que cambia la viscosidad del gas y el efecto de la densidad aún no se ha definido.

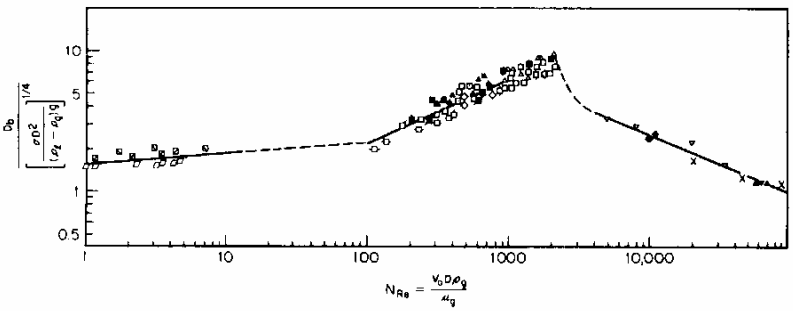


FIG. 18-91 Correlación burbuja-diámetro, para aire aspersado en líquidos relativamente no viscosos. D_b = diámetro de la burbuja, D = diámetro del orificio, V_0 = velocidad del gas a través del orificio de rocío, P = densidad del líquido, y μ = viscosidad del fluido. [Fuente: *Can. J. Chem. Eng.*, **54**, 503 (1976).]

Régimen de chorro Al aumentar cada vez más la velocidad se produce turbulencia en el orificio y la corriente de gas se acerca al aspecto de un chorro continuo que se divide a una distancia de 7.6 a 10.2 cm (3 a 4 in) por encima del orificio. En realidad, la corriente consiste en burbujas grandes, irregulares y estrechamente espaciadas, con un movimiento rápido de oscilación. Esas burbujas se desintegran en una nube de otras más pequeñas, con una distribución aleatoria de tamaños de entre 0.025 cm (0.01 in) o menores y cerca de 1.27 cm (0.5 in) con tamaño medio para aire en agua de aproximadamente 0.4 cm (0.16 in) (Leibson y colaboradores, *loc. cit.*). Hay muchos informes contradictorios sobre este régimen y la teoría, aunque útil (véase, por ejemplo, Silberman, *loc. cit.*), no se encuentra todavía disponible para describir los fenómenos observados. La correlación de Kumar y colaboradores (Fig. 18-91) se recomienda para sistemas aire-líquido.

Formación en orificios múltiples A velocidades elevadas, se produce una coalescencia de las burbujas formadas en orificios individuales; Helsby y Tuson [*Research* (London), **8**, 270 (1955)] observaron la coalescencia frecuente de burbujas formadas por pares o cuartetos en un orificio. Los orificios múltiples, espaciados según el orden de magnitud de sus diámetros, hacen que aumenten las probabilidades de coalescencia y cuando la magnitud es pequeña (como en un plato sinterizado) hay siempre cierta coalescencia. Se puede suponer que las líneas interrumpidas de la figura 18-95 representan zonas de coalescencia mayor y de dispersión relativamente menos eficiente, al incrementar el flujo de gas a través de tubos de carbón poroso. Savitskaya [*Kolloidn. Zh.*, **13**, 309, (1951)] descubrió que el tamaño promedio de burbujas formadas en la superficie de un plato poroso era de tal índole que mantenía la constancia del producto de superficie específica de burbujas y tensión interfacial, al hacer variar esta última mediante la adición de un surfactante. Konig, Buchholz, Lucke y Schugerl [*Ger. Chem. Eng.*, **1**, 199 (1978)] produjeron diámetros de burbujas que varían desde 0.5 hasta 4 mm, por medio de dos rociadores de platos porosos y un rociador de plato perforado, con velocidades superficiales de gas de 1 a 8 cm/s (0.033 a 0.26 ft/s). Las burbujas con diámetros pequeños se estabilizaron con la adición de hasta 0.5% de diferentes alcoholes al agua.

Con flujos elevados a través de platos perforados, como los que se presentan en las columnas de destilación, Calderbank y Rennie [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **40**, T3 (1962)]; Porter, Davies y Wong [*ibid*, **45**, T265 (1967)]; Rennie y Evans [*Brit. Chem. Eng.*, **7**, 498 (1962)] y Valentin (*op. cit.*, capítulo 3), investigaron y analizaron los efectos de las condiciones de flujo a través de orificios simples sobre las natas y las espumas que se producen por encima de los platos perforados.

Arrastre y desintegración mecánica El gas se puede ver arrastrado al interior de un líquido mediante un sólido o una corriente de líquido que cae de la fase de gas al líquido, por medio de ondas superficiales y por el giro oscilatorio vertical de cierta masa de líquido agitado en torno al eje de un agitador giratorio. Las burbujas pequeñas se forman probablemente cerca de la superficie del líquido y se ven atraídas a la trayectoria de remolinos turbulentos, cuya velocidad sobrepasa la velocidad final de las burbujas. La desintegración de una masa sumergida de gas tiene lugar mediante el desgarre turbulento de las burbujas menores lejos del exterior de la masa mayor o por la influencia de la tensión superficial sobre la masa, donde se atenúa por fuerzas de inercia y cortantes, en forma cilíndrica o de disco. Un cilindro de fluido que tiene mayor longitud que circunferencia es inestable y tiende a dividirse espontáneamente en dos o más esferas. Esos efectos explican la acción de atrición del fluido y de un agitador en la desintegración de un gas suspendido. Más adelante se verán correlaciones cuantitativas para el arrastre de gas por chorros de líquido y en recipientes agitados.

Espumas Se han publicado dos revisiones excelentes (Shedlovsky, *loc. cit.* y Lemlich, *loc. cit.*) que cubren los libros de texto pertinentes para las espumas. Se forma una espuma cuando las burbujas se elevan a la superficie de un líquido y persisten en ella durante cierto tiempo, sin coalescencia de una con la otra y sin ruptura en el espacio de vapor. Así pues, la formación de espuma consiste simplemente en la formación, la elevación y la agregación de burbujas en un líquido en que la espuma puede existir. La vida de las espumas varía a lo largo de muchas magnitudes —de segundos a años—; pero, en general, es finita. Por consiguiente, el mantenimiento de una espuma es un fenómeno dinámico.

La fuerza gravitacional favorece la separación de un gas del líquido en un sistema disperso, haciendo que se eleven burbujas a la superficie del líquido y que el líquido contenido en las paredes de la burbuja se drene hacia abajo, hacia el cuerpo principal del líquido. La tensión interfacial favorece la coalescencia y la desaparición final de las burbujas, de hecho, es la causa de la destrucción de las burbujas, al romperse las laminillas.

La viscosidad del líquido en una película se opone al drenaje de la película y su desplazamiento, debido al acercamiento de burbujas en coalescencia. Cuanto más alta sea la viscosidad, tanto más lento será el proceso de adelgazamiento de las películas; además, si aumenta la viscosidad conforme se van haciendo más delgadas las películas, el proceso se autorretrasa. La viscosidad de las películas parece ser mayor que la del cuerpo principal del líquido madre, en muchos casos. A veces, se trata de un efecto simple de temperatura, puesto que la película está más fría debido a la evaporación; en otras ocasiones, es un efecto de concentración, puesto que los sólidos suspendidos, finos o disueltos, emigran a la entrecara para producir aumentos clásicos o anómalos de la viscosidad. Todavía en otras ocasiones, el efecto parece producirse sin explicación.

Si se pueden convertir las laminillas de líquido de un sistema de espumación en membranas sólidas impermeables, la viscosidad de la película se puede considerar que se hace infinita y que la "espuma só-

lida" resultante será permanente. De modo similar, si las laminillas se componen de un tixotropo o un plástico de Bingham, la espuma será permanentemente estable para burbujas cuya flotabilidad no les permita sobrepasar el esfuerzo de rendimiento. Sin embargo, para otros fluidos no newtonianos y para todos los newtonianos, por viscosos que sean, la viscosidad sólo puede retrasar, pero no impedir la desaparición de la espuma. La teoría popular, aceptada desde los días de Plateau, de que la vida de la espuma es proporcional a la viscosidad superficial e inversamente proporcional a la tensión interfacial, no es correcta, según Bikerman (*op. cit.*, p. 161), que señala que la contradicen los experimentos.

Bikerman rechaza también la idea de que las películas de espuma se drenan a un espesor crítico en que revientan espontáneamente. En lugar de ello, la estabilidad de la espuma se basa en la existencia de una piel superficial de baja tensión interfacial, que se encuentra inmediatamente por encima de una masa de solución de tensión más alta, latente hasta que se ve expuesta a la ruptura de la capa superficial [Maragoni, *Nuovo cimento*, No. 2, **5-6**, 239 (1871)]. Ese fenómeno de elasticidad superficial, que se debe a diferencias de concentración entre la masa y la superficie del líquido, explica la capacidad que tienen las burbujas para que las atraviesen partículas sin causar daños. En relación con esto, es concebible que las películas por debajo de cierto espesor que no lleven ya ninguna masa de solución y, por tanto, no tendrán capacidad para "sanar" las roturas superficiales, por lo que se hacen vulnerables a los daños mecánicos que las destruirán. El fenómeno de Maragoni es congruente también con la observación de que ni los líquidos puros ni las soluciones saturadas pueden tener espuma, puesto que ninguno de esos extremos permite la diferencia necesaria de concentración entre la superficie y la masa de la solución.

La capacidad específica de ciertos sólidos insolubles, finamente divididos, para estabilizar la espuma, se conoce desde hace mucho tiempo (Berkman y Egloff, *op. cit.*, p. 133. Bikerman, *op. cit.*, capítulo 11). Bartsch [*Kolloidchem. Beih.*, **20,** 1 (1925)] descubrió que la presencia de galena fina ampliaba considerablemente la duración de las espumas de aire en alcohol isoamílico acuoso y que cuanto más finos eran los sólidos, tanto mayor resultaba la estabilidad. Las partículas del orden de 50 μm prolongaban la vida de 17 segundos a varias horas. Este comportamiento es congruente con la teoría que indica que una partícula sólida de ángulo medio de contacto con el líquido evita la coalescencia de dos burbujas con las que esté en contacto simultáneamente. Son escasas las observaciones cuantitativas de este fenómeno.

Berkman y Egloff explican que algunos aditivos incrementan la flexibilidad o la resistencia de las paredes de burbujas, más que su viscosidad, para hacerlas más duraderas. Citan como ejemplos la adición de pequeñas cantidades de jabón a soluciones de saponina o de glicerina a soluciones jabonosas, para dar una espuma mucho más estable. La estabilidad mayor que se obtiene con los aditivos iónicos se debe, probablemente, a la repulsión electrostática entre superficies cargadas y aproximadamente paralelas de las películas de líquido, que retrasan el drenaje y, por tanto, la ruptura.

Características de la dispersión

Propiedades de las fases componentes Como se vio en la sección anterior, las dispersiones de gases en líquidos se ven afectadas por la viscosidad del líquido, la densidad del líquido y el gas y la tensión interfacial entre las dos fases. También se pueden ver afectadas directamente por la composición de la fase líquida. Tanto la formación de burbujas como su comportamiento durante su vida, se ven afectadas por esas cantidades, así como también por los aspectos mecánicos de sus alrededores.

La viscosidad y la densidad de las fases componentes se pueden medir con confianza por métodos tradicionales, al igual que la tensión interfacial entre un líquido puro y un gas. La tensión interfacial de un sistema que incluye una solución de dispersiones mixcelares resulta menos satisfactoria, puesto que la energía libre interfacial depende de la concentración de soluto en la entrecara. Los métodos dinámicos, e incluso algunos de los denominados estáticos, implican la creación de una nueva superficie. Puesto que el establecimiento del equilibrio entre esta superficie y el soluto en el cuerpo de la solución requiere una cantidad finita de tiempo, el valor medido será erróneo si la medición se realiza con mayor rapidez que aquella con que el soluto se puede difundir a la superficie nueva. Eckenfelder y Barnhart (AIChE 42d National Meeting, *Reprint* 30, Atlanta, Ga., 1960) descubrieron que las mediciones de la tensión superficial de soluciones de sulfato laurílico de sodio mediante la presión máxima de las burbujas, eran más altas que las obtenidas por el tensiómetro DuNuoy en un 40 a un 90%, correspondiendo el factor más alto a una concentración de, aproximadamente, 100 ppm y el más bajo, a una concentración de 2500 ppm de sulfato.

Incluso si se logra medir con precisión la tensión interfacial, habrá dudas sobre su aplicabilidad a la superficie de las burbujas que se forman con rapidez en una solución de un agente superficial activo, puesto que la superficie de las burbujas puede no tener tiempo para equilibrarse con la solución. Coppock y Meiklejohn [*Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **29**, 75 (1951)] señalaron que las burbujas formadas en un régimen de burbujeo simple en un orificio, de una solución de un detergente comercial, tenían un diámetro mayor que el calculado en función de la tensión superficial medida de la solución [ecuación (18-118)]. La disparidad refleja, probablemente, la falta de equilibrio entre las laminillas de las burbujas.

Quienes estén interesados en la medición de la tensión interfacial de gas-líquido deben consultar los análisis útiles de los métodos que prepararon Harkins (en Weissberger, *Techniques of Organic Chemistry*, vol. I parte II, 2d. ed., chap. 9, Interscience, New York, 1949), por Schwartz y coautores (*Surface Active Agents*, vol. I, pp. 263-271, Interscience, New York, 1949; *Surface Active Agents and Detergents*, vol. II, pp. 389-391, 417-418, Interscience, New York, 1958), y Adamson (*Physical Chemistry of Surfaces*, Interscience, New York, 1960).

Características de la dispersión Las características principales de las dispersiones de gas en líquido, como las de las suspensiones de líquido en gas, son la heterogeneidad y la inestabilidad. La composición y la estructura de una dispersión inestable se puede ver en la situación dinámica, observando la mezcla con dispositivos ópticos o sin ellos, o al fotografiarle, de preferencia en un estado nominal constante; por lo común, se requieren fotografías para los estudios cuantitativos. Las espumas estables se pueden examinar después de su creación, si son suficientemente robustas o si se emplea una técnica de inmovilización, como la congelación [Chang, Schoen y Grove, *Ind. Eng. Chem.*, **48**, 2035 (1956)].

La velocidad de elevación de burbujas se analizó en muchos artículos, incluyendo dos que presentan análisis apropiados del sujeto [Benfratello, *Energ. Electr.*, **30**, 80 (1953); Haberman y Morton, *Rept.* 802, David W. Taylor Model Basin, Washington, septiembre de 1953)] (Jackson, *loc. cit.*; Valentin, *op. cit.*, chap. 2; Soo, *op. cit.*, chap. 3; y Calderbank, *loc. cit.*, p. CE220; y Levich, *op. cit.*, chap. VIII). Las burbujas pequeñas (de diámetro de menos de 0.2 mm) son esencialmente esferas rígidas y se elevan a través del agua con velocidades finales que las sitúan claramente en la región de flujo laminar; por tanto, su velocidad de elevación se puede calcular a partir de la ley de Stokes. Conforme aumenta el tamaño de las burbujas a cerca de 2 mm, se retrasa la forma esférica y el número de Reynolds sigue siendo suficientemente pequeño (< 10) para obedecer casi a la ley de Stokes.

No obstante, se presentan dos efectos que modifican la velocidad. A aproximadamente $N_{Re} = 100$, se inicia una onda que se puede desarrollar en una trayectoria helicoidal si no se liberan las burbujas muy cerca unas de otras [Houghton, McLean y Ritchie, *Chem. Eng. Sci.*, 7, 40 (1957); y Houghton, Ritchie y Thompson, *ibid.*, p. 111]. Además, para las burbujas en el intervalo de 1 mm y mayores (hasta que la distorsión se hace importante), se puede iniciar una circulación interna [Garner y Hammerton, *Chem. Eng. Sci.*, **3**, (1954); y según el análisis teórico de Hadamard y Rybczynski, dado por Levich (*op. cit.*), el coeficiente de arrastre para una fase dispersa de baja viscosidad y una fase continua de alta viscosidad se determinan como de, aproximadamente, $^2/_3$ del coeficiente de arrastre para esferas rígidas, o sea, $C_D = 16/N_{Re}$. La velocidad de elevación de una gota que circula será de 1.5 veces la de una esfera rígida. Redfield y Hougton [*Chem. Eng. Sci.*, **20,** 131 (1965)]

descubrieron que las burbujas de CO_2 que se elevan en agua pura son congruentes con la solución teórica para una gota circulante por debajo de $N_{Re} = 1$. Muchos investigadores (véase Valentin, *op. cit.*) descubrieron que las cantidades extremadamente pequeñas de impurezas pueden retrasar o detener esta circulación interna. Este comportamiento puede explicar el hecho de que la adición de ácidos grasos de cadena larga al agua para producir una concentración de 1.5×10^{-4} molar reduce considerablemente el índice de elevación de burbujas [Stuke, *Naturwissenschaften*, **39**, 325 (1952)].

Por encima de, aproximadamente, 2 mm, las burbujas comienzan a transformarse en elipsoides y por encima de 1 cm se hacen lenticulares, según Davies y Taylor [*Proc. Roy. Soc. (London)* **A200**, 379 (1950)]. Haberman y Morton (*op. cit.*); Davenport, Richardson y Bradshaw [*Chem. Eng. Sci.*, **22**, 1221 (1967)], señalaron que la velocidad de elevación en líquidos delgados para el intervalo de tamaños de 1 mm $< D_B <$ 20 mm es de 20 a 30 cm/s. Schwerdtfeger [*ibid.*, **23**, 937 (1968)] descubrió incluso lo mismo para las burbujas de argón que se elevan en mercurio. Los agentes activos en la superficie no tienen efectos sobre la velocidad de elevación de las burbujas mayores de 4 mm en líquidos delgados (Davenport y colaboradores, *loc. cit.*).

Por encima de un número de Reynolds del orden de magnitud de 1000, las burbujas toman forma de casco, con fondo plano (Eckenfelder y Barnhart, *loc. cit.*, Leibson y colaboradores, *loc. cit.*). Después que las burbujas se hacen suficientemente grandes como para alejarse de la ley de Stokes en su velocidad terminal, el comportamiento se suele hacer generalmente complejo y errático y los datos señalados tienen una dispersión considerable. Además, la elevación se puede hacer más lenta debido a un efecto de la pared, si el diámetro del recipiente no es de más de 10 veces el de las burbujas, como lo muestran Uno y Kintner [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2**, 420 (1956); y Collins, *J. Fluid. Mech.*, **28**(1), 97 (1967)]. Recientemente, se hicieron trabajos teóricos para predecir la velocidad de elevación de burbujas grandes [Rippin y Davidson, *Chem. Eng. Sci.*, **22**, 217 (1967); Grace y Harrison, *ibid.*, 1337; Mendelson, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **13**, 250 (1967); Cole, *ibid.* Lehrer, *J. Chem. Eng. Japan*, **9**, 237 (1976); y Lehrer (*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **26**, 170 (1980)]. Los trabajos de Lehrer presentan las correlaciones con las que se calculan en forma precisa el incremento de velocidades para un amplio intervalo de las propiedades del sistema. Una excelente revisión de la literatura técnica relacionada con la elevación de las burbujas y gotas fue publicada por Clift, Grace y Weber (*Bubbles, Drops and Particles*, Academic, New York, 1978). Mendelson utilizó una teoría de ondas para predecir la velocidad final, y Cole verificó la teoría con datos adicionales. Los otros autores que se citaron resolvieron alguna forma simplificada de las ecuaciones de Navier-Stokes.

Cuando se producen burbujas en nubes, por ejemplo, mediante un dispersor poroso, su comportamiento durante la elevación se complica todavía más por la interacción entre ellas. Además de la tendencia que tienen las burbujas pequeñas a la coalescencia y la que tienen las grandes a desintegrarse, hay dos influencias opuestas adicionales sobre el índice de elevación de burbujas de cualquier tamaño: **1**) un efecto "de chimenea" se puede desarrollar, de modo que aparece una fuerte corriente ascendente en el eje de la corriente de burbujeo, lo que lleva a una velocidad neta mayor de las burbujas, y **2**) la proximidad de las burbujas entre sí puede dar como resultado una condición de obstrucción al asentamiento, que produce una velocidad promedio de burbujas más baja. En la figura 18-92 se muestran los datos de Houghton, McLean y Ritchie (*loc. cit.*) para nubes de burbujas comparadas con los datos de burbujeo simple de Houghton, Ritchie y Thompson (*loc. cit.*) para agua pura y agua de mar y de Peebles y Garber [*Chem. Eng. Prog.*, **49**, 88 (1953)] para ácido acético y acetato etílico. Las nubes de burbujas se produjeron con un plato de vidrio sinterizado de tamaño medio de poros (inferido a partir de datos de permeabilidad húmeda en aire) de 81 μm.

La diferencia entre las curvas para el agua pura y el agua de mar ilustra, una vez más, la importancia de las pequeñas concentraciones de solutos con respecto al comportamiento de las burbujas. En las columnas comerciales de burbujeo y los recipientes agitados, la coalescencia y la división son tan rápidas y violentas que la velocidad de elevación de una burbuja simple carece de significado. Sin embargo, la velocidad promedio de elevación se puede calcular con facilidad a partir de correlaciones de retención que se darán más adelante.

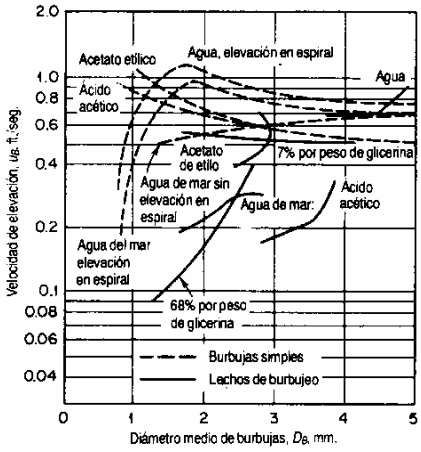


FIG. 18-92 Velocidad de ascenso de burbujas, solas y en nubes. Para convertir pies por segundo en metros por segundo, multipliquese por 0.305. [De *Chem. Eng. Sci.*, 7, 48 (1957).]

El examen cuantitativo de los sistemas de burbujeo resulta más fácil mediante la utilización de la fotografía y una iluminación adecuada. La formación de burbujas en fuentes simples suele ser con frecuencia suficientemente periódica para "detenerse" mediante la luz estroboscópica. Las nubes de burbujas que se elevan son más difíciles de evaluar y requieren una técnica cuidadosa. Vermeulen, Williams y Langlois [*Chem. Eng. Prog.*, **51**, 85 (1955)] y Calderbank [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **36**, 443 (1958)] desarrollaron y describieron métodos fotográficos satisfactorios. La técnica de Calderbank dio como resultado mediciones particularmente precisas que permitieron una buena estimación del área superficial de las burbujas dispersas.

Métodos de la dispersión de gas El problema de la dispersión de un gas en un líquido se puede abordar de varias formas: **1**) se pueden introducir burbujas de gas del tamaño deseado o que crezcan hasta llegar a él directamente al líquido; **2**) se puede vaporizar un líquido volátil reduciendo la presión del sistema o elevando su temperatura; **3**) una reacción química puede producir un gas, y **4**) se desintegra una burbuja masiva o una corriente de gas mediante el corte del fluido o la turbulencia en el líquido.

Aspersores burbujeadores simples El método más simple de dispersión de gas en un líquido contenido en un tanque es introducir el gas por una tubería de extremo abierto, una tubería perforada horizontal o un plato perforado en el fondo del tanque. A velocidades ordinarias de gasificación (correspondientes al régimen de chorro), se producirán burbujas relativamente grandes, sea cual fuere el tamaño de los orificios.

Por lo común, los aspersores de plato perforado o tubería perforada tienen orificios de 3 a 12 mm ($^1/_8$ a $^1/_2$ in) de diámetro. Los métodos eficientes de diseño para minimizar la mala distribución se presentan en el *Chemical Engineers' Handbook*, (5th ed., 1973, pp. 5-47) y en Knaebel [*Chem Eng.*, 116 (marzo 9, 1981)]. De acuerdo con la experiencia del autor, para condiciones de flujo turbulento dentro del rociador, la siguiente relación permite el diseño de un rociador de tubo perforado para un grado determinado de mala distribución, siempre y cuando $N > 5$ y $L/D < 300$.

$$D_p = 0.95(NC)^{1/2} D_h/(\Delta V_h/V_h)^{1/4} \qquad (18\text{-}122)$$

nubes. Para convertir
lor 0.305. [De *Chem.*

ue la velocidad de
ado. Sin embargo,
ılar con facilidad a
ás adelante.
po resulta más fácil
inación adecuada.
ser con frecuencia
nte la luz estrobos-
ás difíciles de eva-
tulen, Williams y
rbank [*Trans. Inst.*
bieron métodos fo-
dio como resultado
ron una buena esti-
as.
de la dispersión de
rmas: 1) se pueden
e crezcan hasta lle-
ar un líquido volátil
emperatura; 3) una
integra una burbuja
el fluido o la turbu-

más simple de dis-
es introducir el gas
forada horizontal o
idades ordinarias de
rro), se producirán
amaño de los orifi-

o tubería perforada
metro. Los métodos
bución se presentan
973, pp. 5-47) y en
cuerdo con la expe-
nto dentro del rocia-
n rociador de tubo
tribución, siempre

1/4 (18-122)

donde D_p = diámetro de la tubería, D_h = diámetro del agujero de rocío, N = número de agujeros en el rociador, C = coeficiente del orificio, para el agujero del rociador (véase *Chemical Engineers' Handbook*, 5th ed., pp. 5-13, 5-34), V_h = velocidad promedio a través de los agujeros del rociador, ΔV_h = diferencia entre las velocidades máxima y mínima a través de los agujeros del rociador y $\Delta V_h/V_h$ = la mala distribución del flujo en porcentaje, a través de los agujeros del rociador.

Se utilizan aspersores simples como agitadores para tanques grandes, sobre todo en la industria petrolera y la del cemento. Kauffman [*Chem. Met. Eng.*, **37**, 178-180 (1930)] informó sobre los siguientes flujos de aire para dar los grados de agitación en un tanque que contiene 2.7 m (9 ft) de líquido:

Grado de agitación	Velocidad del aire, $ft^3/(ft^2$ de sección transversal del tanque · min)
Moderada	0.65
Completa	1.3
Violenta	3.1

NOTA: Para convertir pies por minuto en metros por segundo, multipliquese por 0.0051.

Para la profundidad de líquido de 0.9 m (3 ft) recomendó que se duplicaran los flujos anteriores.

Heiser [*Chem. Eng.*, **55**, (1), 135 (1948)] recomendó un elevador de aire que consiste en un rociador que lanza un chorro a un tubo de tiro con orificios que se descargan a varias alturas, para mantener la agitación en una suspensión pesada y gruesa, cuyo nivel varía considerablemente. El diseño se muestra en la figura 18-93.

La capacidad de un aspersor para combinar líquidos miscibles se puede describir en función de una difusividad ficticia. Siemens lo hizo así, señalando que la agitación producida por una corriente de burbujas que se elevan en un tubo con una velocidad superficial de, aproximadamente, 8.24 cm/s (0.27 ft/s) correspondía a un coeficiente aparente de difusión de hasta 75 cm^2/s [*Chem. Ing. Tech.*, **29**, 727 (1957)]. Así, la velocidad de combinación es de varios órdenes de magnitud superior a la que sería en la acción difusiva natural.

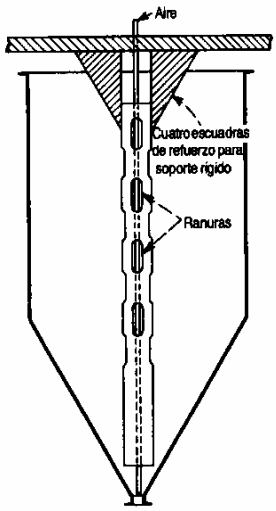


FIG. 18-93 Elevador ranurado de aire para la agitación de cargas de nivel variable. [De *Chem. Eng.*, **55**(1), 135 (1948)].

Esos resultados son comunes en las investigaciones posteriores sobre el retromezclado, que se darán a conocer en forma más detallada más adelante.

Lehrer [*Ind. Eng. Chem. Process, Design Develop.*, 7, 226 (1968)] realizó pruebas de combinación de líquidos con aire rociado en un recipiente de 0.61 m (2 ft) de diámetro y 0.61 m (2 ft) de altura y descubrió que un volumen de aire igual que, aproximadamente, la mitad del volumen de líquido proporcionaba una combinación completa de líquidos no viscosos de viscosidades iguales. Al utilizar una analogía con recipientes agitados mecánicamente en donde los movimientos iguales de los tanques dan tiempos iguales de mezclado, se podría esperar que el criterio anterior fuera aplicable a otros tamaños de recipientes. Los líquidos de densidades desiguales requerirán probablemente un poco más de aire.

Se utilizan tuberías de extremo abierto, platos perforados y burbujeadores de tuberías perforadas en forma cruzada o en anillo, sin agitación mecánica, para fomentar la transferencia de masa, como en los cloradores y el tratamiento biológico de aguas negras. En el "régimen en calma" [velocidad superficial del gas de menos de 4.51 a 6.1 cm/s (0.15 a 0.2 ft/s)], los rociadores mencionados se suelen manejar con números de orificio de Reynolds de más de 6000, con el fin de obtener burbujas pequeñas para incrementar el área interfacial y hacer aumentar la transferencia de masa. En el "régimen turbulento" (velocidad superficial de gas de más de 4.57 a 6.1 cm/s (0.15 a 0.2 ft/s)] el diseño del rociador no es crítico porque se establece un balance entre la coalescencia y la división con mucha rapidez, según Towell, Strand y Ackerman [*Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **10**, 97 (1965)]. No obstante, es conveniente una distribución razonablemente uniforme de orificios sobre la sección transversal de la columna y, según Fair [*Chem. Eng.*, **74**, 67 (3 de julio de 1967); 207 (17 de julio de 1967)], la velocidad del orificio debe ser de menos de 75 a 90 m/s (250 a 300 ft/s).

Septos porosos En el "régimen en calma" se utilizan con frecuencia tubos porosos, tubos, discos u otras formas que se hacen mediante la sinterización o la unión de partículas cuidadosamente seleccionadas por tamaños, de carbón, cerámica, polímeros o metales, que se emplean frecuentemente para la dispersión de gases, sobre todo en fraccionadores de espuma. Los septos resultantes se pueden utilizar como rociadores para producir burbujas mucho más pequeñas que las que se obtendrían con un burbujeador simple. En la figura 18-94 se da una comparación de las burbujas emitidas por un rociador de tubería perforada [0.16 cm (0.062 in) de diámetro de orificios] y un septo de carbón poroso (poros de 120 μm). El flujo de gas por un septo poroso está limitado en el lado inferior por la necesidad de que, para un buen rendimiento, todas las superficies del radiador deben burbujear en forma más o menos uniforme y, del lado más alto, por la aparición de una coalescencia importante en la superficie del septo, que da como resultado una mala dispersión. En el intervalo práctico de flujos, el tamaño de las burbujas producidas depende tanto del tamaño de los poros en el septo como de la caída de presión que se le impone y es una función directa de ambas cosas.

En la tabla 18-17 se dan grados usuales de carbón poroso, sílice, alúmina, acero inoxidable (tipo 316) y polímeros disponibles comercialmente. Los medios porosos se fabrican también de porcelana, vidrio, carburo de silicio y cierto número de metales: Monel, Inconel, níquel, bronce, Hastelloy C, Stellite L605, oro, platino y muchos tipos de aceros inoxidables. Las permeabilidades al aire de la tabla 18-17 indican la resistencia relativamente baja de los diversos grados al fluido homogéneo; pero no se pueden utilizar para diseñar un dispersor para operación sumergida puesto que la resistencia de un septo al flujo de gas aumenta cuando está húmedo. En la figura 18-95 se muestran permeabilidades al aire para carbón poroso sumergido en agua de algunos de los grados que se incluyen en la tabla. Los datos se determinaron con septos de 0.625 in de espesor, en agua, a 70°F. En la tabla 18-18 se dan datos comparables de permeabilidad en mojado para platos de Alundum de 1 in de dos grados de finura.

El flujo de gas al que la coalescencia comienza a reducir la eficiencia de la dispersión, parece depender no sólo del tamaño de los poros y la estructura porosa del medio de dispersión, sino también de las propie-

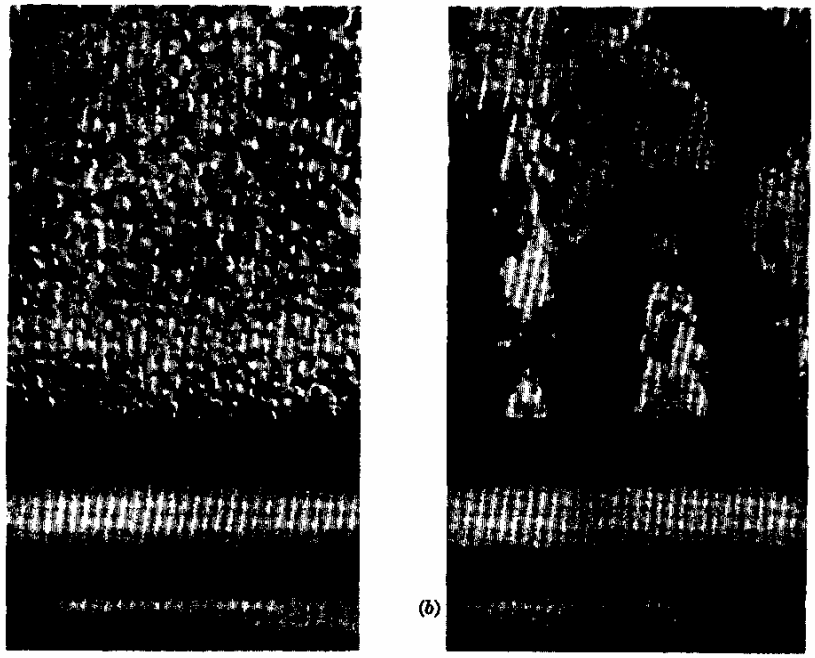


FIG. 18-94 Comparación de burbujas de una fosa séptica porosa y de un aspersor de tubería perforada. Aire en agua a 70°F. *a*) Difusor de carbono poroso de grado 25 que funciona bajo un diferencial de presión de 13.7 in de agua. *b*) Tubería Karbate perforada con orificios de $^1/_{16}$ in sobre centros de 1 in (*National Carbon Co.*). Para convertir pulgadas en centímetros, multipliquese por 2.54; °C = $^5/_9$(°F − 32).

dades del líquido, la profundidad, la agitación y otras características del medio de burbujeo; la coalescencia es muy dependiente de la concentración de surfactantes capaces de formar una capa eléctrica doble, produciendo en esa forma burbujas iónicas; ejemplos excelentes son alcoholes de cadenas largas en agua. Para los medios de carbono poroso, el fabricante recomienda que se obtendrá el mejor desempeño de dispersión si se evitan las regiones marcadas con líneas interrumpidas en la figura 18-95. Para rociadores de acero inoxidable poroso, que se extienden a un tamaño más bajo de poros que el carbono, la Micro Metallic Division, Pall Corporation, recomienda (Release 120A, 1959) un límite de trabajo de 8 ft/min (0.044 m/s) para evitar una coalescencia importante. Esto concuerda con los datos informados por Konig y cols. (*loc. cit.*), en los cuales se produjeron burbujas tan pequeñas como 1 mm (0.04 in) y se utilizó una velocidad de 0.08 m/s (0.26 ft/s) a partir de un rociador poroso de 5 μm.

Se instalan fosas de material poroso, mediante soldaduras o lechada de cemento, para formar un diafragma, por lo común horizontal. Los tubos tienen probabilidades de producir gases de coalescencia con velocidades suficientemente altas para provocar el burbujeo de sus caras inferiores; sin embargo, poseen la ventaja de que son desmontables para la limpieza o el reemplazamiento (Patente de Estados Unidos 2 328 655). Roe [*Sewage Works J.*, **18**, 878 (1945)] sostuvo que los tubos de carburo de silicio son superiores a los platos horizontales debido principalmente a la acción de limpieza del líquido que circula por el tubo. Señaló capacidades máximas respectivas de 2.5 y 1.5 cm^3/gas ($cm^2 \cdot s$) [5 y 3 ft^3 de gas/(ft^2)(min)] para un tubo horizontal y un plato horizontal del mismo material (de grado no especificado). El montaje de un rociador poroso de plato plano en posición vertical, en lugar de horizontal, reduce de manera importante la eficiencia del rociador, por tres razones: 1) el gas se distribuye en una sección transversal reducida, 2) con velocidades normales, la parte inferior del aspersor no puede funcionar, por la diferencia de carga hidrostática, 3) hay una tendencia marcada de las burbujas a la coalescencia a lo largo de la superficie del aspersor Bone (M.S. thesis de Ingeniería Química, University of Kansas, 1948), encontró que el coeficiente de solución de oxígeno en sulfito identificado con un aspersor rectangular de carbón poroso de 3.2 por 10 cm ($1\ ^1/_8$ por 4 in), era de 26 a 41% menor para el funcionamiento en posición vertical que para la posición horizontal del burbujeador, produciéndose la mayor reducción cuando la dimensión más larga se encontraba en el plano vertical.

Métodos de generación y precipitación Para una comprensión completa del fenómeno incluido se debe considerar la nucleación de las burbujas. Un análisis del fenómeno de nucleación está fuera del alcance de este *Manual*; sin embargo, Blander y Katz [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **21**, 833 (1975)] y Attar [*ibid.*, **24**, 106 (1978)] cubren el tema perfectamente. La precipitación de un gas a partir de una solución sobresaturada da como resultado, en general, una dispersión fina de burbujas a través del líquido [Bateman y Lang, *Can. J. Research*, **23E**, 22 (1945)]. La precipitación se utiliza, sobre todo, en la fabricación de polímeros celulares. Skochdopole (*op. cit.*) proporcionó un buen análisis general de los polímeros productores de espumas con muchas referencias pertinentes. El polímero que se debe espumar se calienta hasta temperaturas elevadas, se eleva a presiones altas, por lo común mediante un extrusor y, simultáneamente, se satura con un gas inerte. La espuma resultante de la precipitación del gas al dilatarse a la presión atmosférica, se estabiliza totalmente por el proceso físico de enfriamiento que es común para los termoplásticos o, en forma parcial, mediante el enfriamiento y la reacción química, que es común para los

TABLA 18-17

Grado	% promed de porosid
P2220	...
P2120	36
P260	35
P236	34
P216	...
60	48
45	48
25	48
Extra fino	26.0
Fino	28.8
M. fino	31.1
Mediano	33.7
M. coarse	33.8
Coarse	34.5
Extra c.	36.5
Teflon	....
Kel-F	....
	Ace
H	45
G	50
F	50
E	50
D	50
C	55

* Datos por cortes
entre los extremos m
† Datos por cortes
‡ Datos por cortes
§ Datos por cortes
¶ Existen septos si

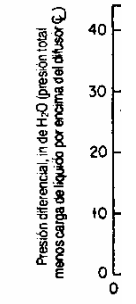


FIG. 18-95 Caída
agua a 70°F. Para conv
por 0.0051; para conv
$^5/_9$(°F − 32). (*Nationa*

TABLA 18-17 Características de septos porosos

Grado	% promedio de porosidad	Diám. promedio de poros	Datos de permeabilidad al aire: Espesor del diafragma in	Diferencial de presión, in de agua	Flujo de aire, $ft^3/(ft^2)$ (min)
Alúmina porosa Alundum*					
P2220	...	25	1	2	0.35
P2120	36	60	1	2	2
P260	35	164	1	2	15
P236	34	240	1	2	40
P216	...	720	1	2	110
Carbono poroso National †					
60	48	33	1	2	
45	48	58	1	2	2
25	48	120	1	2	13
Sílice poroso Filtros ‡					
Extra fino	26.0	55	1.5	2	1-3
Fino	28.8	110	1.5	2	4-8
M. fino	31.1	130	1.5	2	9-12
Mediano	33.7	150	1.5	2	13-20
M. coarse	33.8	200	1.5	2	21-30
Coarse	34.5	250	1.5	2	31-59
Extra c.	36.5	300	1.5	2	60-100
Plástico poroso §					
Teflon	....	9	0.125	1.38	5
Kel-F	....	15	0.125	1.38	13
Acero inoxidable poroso Micro Metallic §, ¶					
H	45	5	0.125	1.38	1.8
G	50	10	0.125	1.38	3
F	50	20	0.125	1.38	5
E	50	35	0.125	1.38	18
D	50	65	0.125	1.38	60
C	55	165	0.125	27.7	990

* Datos por cortesía de Norton Co., Worcester, Mass. Existen otros grados entre los extremos mencionados.

† Datos por cortesía de la National Carbon Co., Cleveland, Ohio.

‡ Datos por cortesía de Filtros Inc., East Rochester, N.Y.

§ Datos por cortesía de la Pall Corp., Glen Cove, N.Y.

¶ Existen septos similares, hechos de otros metales.

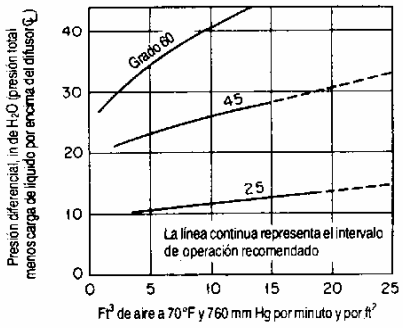


FIG. 18-95 Caída de presión en difusores de carbono poroso sumergido en agua a 70°F. Para convertir pies por minuto en metros por segundo, multiplíquese por 0.0051; para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; °C = $^5/_9$ (°F − 32). (*National Carbon Co.*)

TABLA 18-18 Permeabilidad a la humedad de placas porosas de Alundum de 1 in de espesor*

Permeabilidad en seco a 2 in de diferencial de agua, $ft^3/(min)(ft^2)$	Diferencial de presión a través de la placa mojada, in de agua.	Flujo de aire a través de la placa mojada $ft^3/(min)(ft^2)$
4.3	20.67	2.0
	21.77	3.0
	22.86	4.0
	23.90	5.0
55.0	4.02	1.0
	4.14	2.0
	4.22	3.0
	4.27	4.0
	4.30	5.0

* Datos por cortesía de Norton Co. Para convertir pulgadas en centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir pies por minuto en metros por segundo, multiplíquese por 0.0051.

cauchos vulcanizados y los plásticos termofraguados. Gould [*Rubber Age (N.Y.)* **54**, 526; **55**, 65 (1944)] explica el modo como se hace la espuma de caucho, mediante la saturación con un gas inerte a temperaturas altas y 3.1×10^4 kPa (4500 lbf/in^2), y Taylor (Patente de Estados Unidos 2 372 695) produjo termoplásticos espumados mediante la saturación con un disolvente volátil a 210°C y una presión de 2.1×10^4 kPa (3000 lbf/in^2). Los productos domésticos de espuma, como las espumas para afeitar, se forman mediante la precipitación del propulsor disuelto al producirse la dilatación a la presión atmosférica (véase "Foams and Aerosols" en la *Encyclopedia of Chemical Technology, op. cit.*).

La precipitación es el principio que se encuentra como base de dos diseños de celdas de flotación de natas. En uno de ellos, se hace que la pulpa preaireada forme espuma mediante la aplicación de vacío. Un buen ejemplo es la celda de Clemens. En el otro, la pulpa se satura con aire a presión superatmosférica y se arroja al interior de la celda, que funciona a la presión atmosférica. Un buen ejemplo es la celda de Juell. Ninguna de las celdas de flotación se utiliza mucho en la actualidad en las industrias de minerales.

La saturación a presión, seguida por la vaporización y la precipitación de burbujas es el principio activo en una unidad de flotación y espesamiento combinados, el Eimco-Process Flotator utilizado en las industrias de proceso sobre todo para el pretratamiento de desechos y su recuperación (Fig. 18-96). La unidad es un tanque circular con el mecanismo espesador y raspador sostenido sobre vigas a lo largo del tanque. Este último puede tener un diámetro de 2 a 12 m (6 a 40 ft). La mezcla de alimentación se satura con agua a presión elevada, por lo

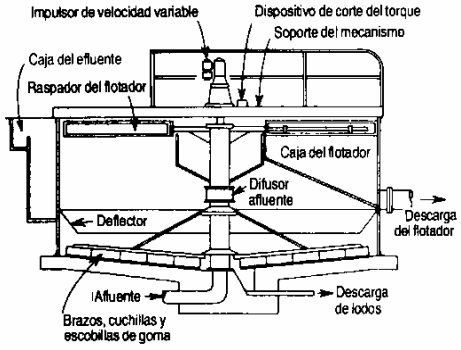


FIG. 18-96 Espesador de flotación de aire disuelto Flotator. (*Process Engineers, Inc., una division de Eimco Corp., ahora Envirotech Corporation.*)

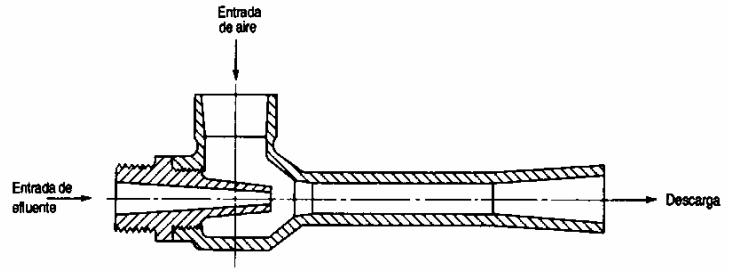


FIG. 18-97 Eyector de aireación. (*Penberthy, una división de Houdaille Industries., Inc.*)

común de, aproximadamente, 308 kPa (30 lb/in^2 monométrica). Después de pasar por una válvula de retropresión, el afluente se introduce a la unidad por debajo del nivel de líquido, mientras que se libera una masa de burbujas finas que llevan sólidos finos hacia arriba, donde se pueden desnatar hacia la artesa de recuperación. Mientras tanto, los sólidos gruesos y pesados se depositan como en el espesador tradicional. El método de introducción de afluente se dice que es crítico para el éxito del funcionamiento del flotador y se debe especificar para cada problema que se aborde. Como ejemplos de aplicación del flotador se tienen el espesamiento de lechadas de aguas negras, la recuperación de grasas de desechos de empacadoras de carne, la eliminación de aceites de las aguas de desecho de las refinerías y la recuperación de fibras en la industria papelera y de la pulpa de madera.

Generación Se producen burbujas finas y bien dispersas, si se descompone un material disuelto o suspendido y dividido finamente, para producir un gas.

Se utilizan métodos de generación para preparar elastómeros celulares o termoplásticos, para los cuales los productos resultantes de la descomposición no son dañinos. Se emplean ciertos "agentes sopladores", entre los cuales los más comunes son el bicarbonato de sodio y amonio, el carbonato de calcio, el nitrato de amonio, los derivados diazo y los diisocianatos. Colin-Russ [*Chem. Trade J.*, **115**, 631 (1944)] recomendó como agente soplador carbón animal saturado de gas. En el proceso de Talaly para el caucho espumoso, la fuente de gas es peróxido de hidrógeno liberándose oxígeno mediante la acción de la catalasa y de la levadura (Winspear y Waterman, en la obra de Morton, *Introduction to Rubber Technology*, capítulo 18, Reinhold, New York, 1959). En todos los casos el agente soplador se forma como látex, luego constituye un gel o una masa elastomérica, antes de la cura, con el material uniformemente disperso por la masa plástica, antes de que se produzca la generación de gas.

Los agentes fermentadores son fuentes de generación de gas que se utilizan para producir la estructura celular ligera de los panes y los pasteles. Como ejemplos, se tiene el polvo para cocinar y la levadura; esta última lleva a cabo una descomposición de los carbohidratos.

Las espumas de poliuretano y epoxi se hacen mediante la combinación íntima (se pueden encontrar varios ejemplos en las patentes sobre los equipos pertinentes de mezclado en la obra de Rendolph, *Mixing in the Chemical and Allied Industries*, Noyes Data Corp., Park Rigde. N.J., 1967), el polímero líquido sin enlaces transversales, un catalizador de enlaces transversales y un líquido volátil (por lo común, uno de los freones): el calor generado por la reacción química vaporiza el líquido volátil, produciendo en esa forma espuma. La reacción de termofraguado hace también que la espuma se vuelva rígida.

Sistemas de frotación de fluidos. Toberas y contactores de líneas de tuberías La turbulencia que se desarrolla mediante el flujo rápido de un fluido por una tobera o una tubería se utiliza, a veces, para dispersar un gas en un líquido. Hay varias compañías que fabrican mezcladores de agua y vapor del tipo de tobera venturi. Se pueden obtener dispersiones excelentes con esos dispositivos, aunque para una dispersión de gas en agua, la relación de gas a líquido es relativamente baja. En un diseño de tobera, tanto el aire como el vapor se dispersan en el agua, para reducir todavía más la vibración y el ruido que se deben a la reducción de las burbujas de vapor.

Se utilizan difusores de chorro (Fig. 18-97) y aireadores de colisión (Fig. 18-98) para airear las lagunas de tratamiento de desechos. Los dos dispositivos se instalan en configuración múltiple sobre cabezales adyacentes de aire y licor. En el difusor de chorro, el aire se aspira al interior del líquido, que se encuentra en el cabezal a una presión de menos de 239 a 308 kPa (20 a 30 lb/in^2 manométrica). Para los aireadores de choque, el licor se eleva generalmente al cabezal mediante un elevador de aire. Se emplean mucho los difusores de chorro y los contactores de línea de tuberías para producir espumas para combatir incendios [Ratzer, *Ind. Eng. Chem.*, **48**, 2013 (1956); Rivikind y Myerson, *Ibid.*, 2017 y "Foams" en *Encyclopedia of Chemical Technology, op. cit.*].

Por lo común, los contactores de línea de tuberías para mezclas gas-líquido, incluyen orificios o deflectores para redistribuir periódicamente el gas. Pfirrmann (patente alemana 740 674) describió un dispersor de línea de tuberías con restricciones cortas y ocasionales de sección transversal, de tal índole que la velocidad del fluido a través de ellos sobrepasara 1 m/s (3 ft/s). Tell [*Chem. Met. Eng.*, **52**, (6), 115 (1945)] recomendó un orificio de dimensiones no señaladas para la dispersión continua de pequeñas cantidades de un gas en un hidrocarburo.

Nordell (patente de Estados Unidos 2 374 772) desarrolló un dispersor de línea de tuberías de flujo descendente para aire y aguas negras. La dispersión inicial se efectuó mediante un vórtice por encima del tubo descendente al que se arrastraba el aire en forma de burbujas pequeñas.

Se pueden utilizar toberas y mezcladores de flujos para el contacto gas-líquido, sólo en los casos en que sea tolerable el flujo a corriente paralela.

Sistemas en cascada Una corriente de líquido que cae a través de un gas a un depósito arrastrará, en las condiciones apropiadas, aproximadamente su propio volumen de gas y dispersará el gas arrastrado en el depósito. Este principio se utilizó, sobre todo, en las máquinas de flotación de espuma del tipo de cascada.

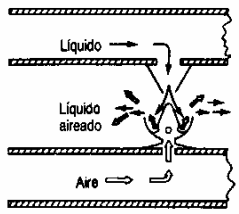


FIG. 18-98 Aireador de impacto.

Cooper (patente d
de cascada por grave
cascada. Mertes (pat
solución que conten
mente hacia abajo co
de una tobera a un
debajo de ella, arras
sal ferrosa.

De Frate y Rusch
New Orleans, marat
a chorros de líquido
métrica de gas arras
se correlacionaron a

en donde Q_g/Q_t es l
del chorro; ρ_f la den
tensión interfacial.

Agitadores mecá
dispersiones de gas
de masa, 2) para ca
existen muchos agit
cantes que sirven a
látigo de alambre,
se muestra en la fi
superficie libre y
[*Am. Inst. Chem. E*
de agitadores (disc
dispersión líquido-
mental para produc
cubrieron, para un
larga duración (bu
agitador, pero la de
(burbujas) era muy
agitador. Los propu
ban al tamaño de go
los de velocidad de
tante con fines de e

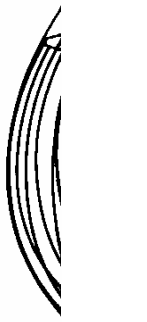


FIG. 18-99 Agitad

Cooper (patente de Estados Unidos 2 398 345) describió un sistema de cascada por gravedad, diseñado para lavar un gas con el líquido en cascada. Mertes (patente de Estados Unidos 2 128 311) señaló que una solución que contenía un compuesto ferroso, al descargarse verticalmente hacia abajo con una velocidad de 12 m/s (40 ft/s) a través de aire, de una tobera a un depósito, situado a menos de $7^1/_2$ cm (3 in) por debajo de ella, arrastraba suficiente aire para la oxidación rápida de la sal ferrosa.

De Frate y Rusch (AIChE Preprint 39D, 64th National Meeting, New Orleans, marzo de 1969) midieron el arrastre de gas que se debe a chorros de líquido que entran a la superficie libre. La relación volumétrica de gas arrastrado al flujo líquido variaba de 1 a 20. Sus datos se correlacionaron aproximadamente por medio de

$$\frac{Q_g}{Q_\ell} = 0.0316\left(\frac{V^2\rho_\ell L}{\sigma g_c}\right)^{1/2} \qquad (18\text{-}123)$$

en donde Q_g/Q_ℓ es la relación de arrastre volumétrico: V, la velocidad del chorro; ρ_ℓ la densidad del líquido, L, la longitud del chorro, y σ, la tensión interfacial.

Agitadores mecánicos Se utilizan primordialmente: 1) para las dispersiones de gas en líquidos con el fin de fomentar la transferencia de masa, 2) para crear una espuma. Para la producción de espumas existen muchos agitadores diferentes, sobre todo producidos por fabricantes que sirven a la industria alimentaria. Se utilizan agitadores de látigo de alambre, que se presentan en varios tipos, uno de los cuales se muestra en la figura 18-99. Para airear un líquido a través de la superficie libre y producir una espuma uniforme, Fundy y Bates [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **9**, 338 (1963)] probaron varios otros tipos de agitadores (disco dentado, disco, turbina, etc.) para producir una dispersión líquido-líquido. Su trabajo tiene una importancia fundamental para producir las dispersiones más estables gas-líquido. Descubrieron, para un sistema sin coalescencia, que el tamaño de gotas de larga duración (burbujas) dependía sólo de la velocidad de punta del agitador, pero la dependencia de tiempo del tamaño de gotas promedio (burbujas) era muy fuerte con respecto a la velocidad de bombeo del agitador. Los propulsores de velocidad elevada de bombeo se acercaban al tamaño de gotas de larga duración con mucha mayor rapidez que los de velocidad de bombeo baja. Su descubrimiento fue muy importante con fines de escalonamiento, puesto que se sabe que el escalonamiento, sobre la base de velocidad constante de la punta, dará un tiempo mucho más bajo de giro de los recipientes en los sistemas grandes, lo que produce un método mucho más lento para acercarse al tamaño de equilibrio de las gotas (burbujas).

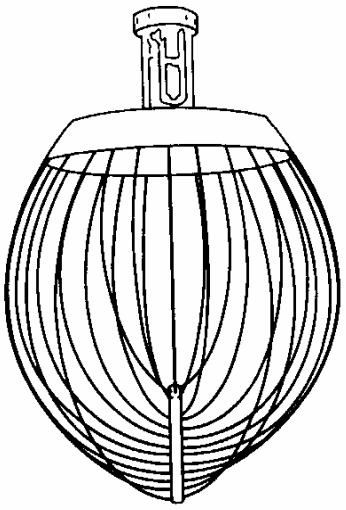


FIG. 18-99 Agitador de alambre (*Wire whip*).

Para la dispersión de gases en recipientes del tipo de ollas, con el fin de realzar la transferencia de masa, se utiliza en la actualidad, casi en forma exclusiva, la turbina de tipo de disco de 4 o 6 aspas. El disco evita que el gas escape hacia arriba sin pasar por la zona de corte alto de las puntas de las aspas del propulsor. Un aspersor simple de tubería abierta, directamente bajo el propulsor, produce la misma operación que los aspersores más costosos [véase Valentin, *Brit. Chem. Eng.*, **12**, 1213 (1967)]. Sobre todo en los reactores de hidrogenación, un segundo propulsor, con frecuencia una turbina de flujo axial o una hélice, se sitúa cerca de la superficie libre para reintroducir gas del espacio de margen libre hacia el líquido. Como ejemplos de los equipos que se pueden utilizar en recipientes cerrados se tiene el absorbedor de gas Turbo, que se muestra en la figura 18-100 para arrastrar el gas a partir del espacio de la cabeza del recipiente dentro del líquido. En la tabla 18-19 se dan capacidades de arrastre de gas del absorbedor de gas Turbo.

Tsao y Cramer (AIChE Prepr. 37D, 61st Annual Meeting, Los Angeles, 1968), Zlokarnik [*Chem. Ing. Tech.*, **38**, 357 (1966)], Martin [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **11**, 397 (1972)], y Topiwala y Hamer [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **52**, 113 (1974)] midieron la velocidad de bombeo de gas de un propulsor tipo "Waldhof" de eje hueco. Zlokarnik (*op. cit.*) presentó una correlación comprensiva para la capacidad de arrastre de gas de un agitador con eje hueco. La correlación completa no se presenta aquí; sin embargo, con un diseño cuidadoso, el mínimo de gas que puede ser arrastrado se calcula mediante la siguiente correlación:

$$Q/ND^3 = 0.075 \qquad (18\text{-}124)$$

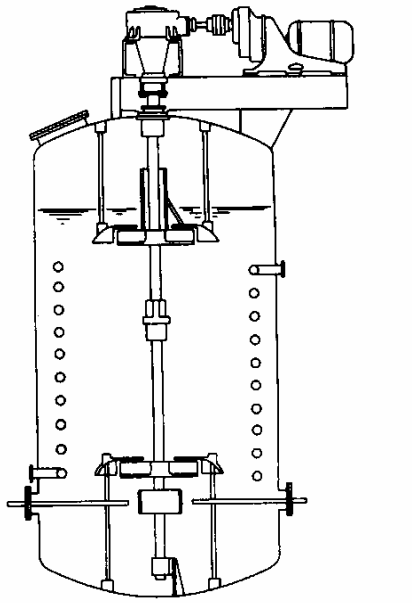


FIG. 18-100 Absorbedor de turbina de gas que combina propulsores de presión y autoinducción en un recipiente de hidrogenación. El propulsor superior es el de arrastre de gas. (*Turbo-Mixer Division, General American Transportation Corp.*).

TABLA 18-19 Capacidad de arrastre de gas de un absorbedor de turbo-gas*

Diámetro de propulsor, in	Capacidad máxima de arrastre de gas ft³/min	Gasto máximo de gas para funcionamiento con alimentación a presión ft³/min
4	2	3
6	10	15
9	15	20
12	25	40
18	60	100
22	100	180
27	160	300
34	...	600
42	...	1200
60	...	2500
72	...	3800
84	...	5000+

* Datos por cortesía de la *Turbo-Mixer Division, General American Transportation Corp.* Para convertir pulgadas en centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir pies cúbicos por minuto en metros cúbicos por segundo, multiplíquese por 4.72×10^{-4}.

para un impulsor con cuatro brazos, con cada brazo construido de tubo hueco, cuando $d/D = 7$ y $(ND)^2/gH > 2$, donde Q = capacidad de bombeo de gas del agitador con eje hueco. N = velocidad del agitador, D = diámetro del impulsor, d = diámetro interno del brazo hueco, g = aceleración de la gravedad y H = inmersión en el líquido del impulsor.

Boerma y Lankester [*Chem. Eng. Sci.*, **23,** 799 (1968)] midieron la capacidad de aireación superficial de una turbina del tipo de disco de 6 aspas. En un recipiente equipado completamente con deflectores, la profundidad óptima para obtener la dispersión máxima de gas era de 15% de la profundidad del líquido. En un recipiente con deflectores que se extienden sólo a la mitad de camino hasta la superficie del líquido, la inmersión óptima del propulsor aumentaba con la velocidad del agitador debido al vórtice formado. A la profundidad óptima, se recomienda la correlación que sigue para los recipientes mayores:

$$V\,(\mathrm{m^3/s}) = 0.30\left(\frac{\text{velocidad del agitador rpm}}{500}\right)^{2.5} \times \left(\frac{\text{diámetro impulsor, cm}}{25.4}\right)^{4.5} \qquad (18\text{-}125)$$

La dispersión de gas a través de superficies libres, por aireadores mecánicos, está prevaleciendo mucho en las lagunas aeróbicas de tratamiento de desechos. En general, los aireadores superficiales son de dos tipos: **1)** turbinas de baja velocidad y diámetro elevado, que funcionan inmediatamente por debajo de la superficie libre del líquido, con frecuencia montadas en pontones, y **2)** propulsores de diámetro pequeño y alta velocidad (normalmente a velocidad de motor), que funcionan en tubos de tiro, con unidades montadas siempre en pontones. En la figura 18-101 se muestra un ejemplo del tipo de turbina y el de propulsor aparece en la figura 18-102. Hay otros estilos del tipo de turbina, por ejemplo, la Mixing Equipment Co. utiliza una turbina de flujo axial de 45 grados y no sellada [véase Dykman y Michel, *Chem. Eng.*, **117** (10 de marzo de 1969)]. La Infilco fabrica una unidad que tiene un disco de aletas de diámetro grande que funciona inmediatamente por debajo de la superficie libre, con una turbina de disco de diámetro menor, sumergida para la suspensión adicional de sólidos, y la Yocmans Brothers Inc., produce una unidad Hi-Cone que tiene 6 aspas triangulares, montadas por separado, que funcionan sobre un tubo de tiro.

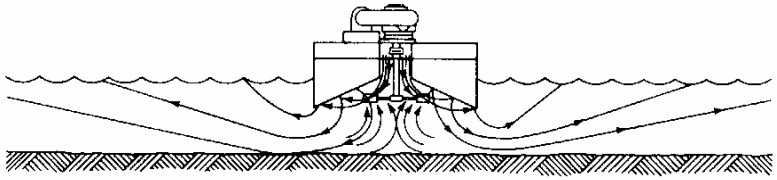


FIG. 18-101 Aireador superficial "Cyclox". (*Cleveland Mixer Co.*).

Selección de equipos De manera ideal, la selección de equipos para producir una dispersión de gas en líquido se debe hacer sobre la base de un análisis económico completo. El ingeniero de diseño y, sobre todo, el ingeniero de una planta piloto, raramente dispone de información suficiente o tiempo para poder efectuar un análisis económico completo. En el análisis que sigue se dan algunas indicaciones respecto a los equipos que serán viables y los que resultarán más económicos.

Para producir espuma para procesos de separación de espumas se utilizan por lo común aspersores de plato perforado o poroso. Con frecuencia, los agitadores mecánicos no son eficientes en las espumas ligeras que se necesitan para el fraccionamiento de espumas. Se ha demostrado que la flotación de aire disuelto, basada en la liberación de un flujo a presión en el que se disuelve oxígeno, es eficaz, a veces, para el retiro de partículas, cuando el aire rociado no da buenos resultados, porque las burbujas que se forman en la precipitación son menores —de hasta 80 μm— que las burbujas que pueden obtenerse en la aspersión (por lo común de 1000 μm) [Grieves y Ettelt, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **13,** 1167 (1967)]. Se utilizan ampliamente para la flotación de minerales los aireadores superficiales de agitación mecánica, como la unidad de flotación de Wemco-Fagergren.

Para producir espuma por procesos en lotes, se utilizan casi exclusivamente agitadores mecánicos. El gas se puede introducir a través de la superficie libre por la acción de arrastre del propulsor o rociarse, en forma alternativa, por debajo de la hélice. En esas operaciones por lotes, el nivel del líquido se eleva gradualmente a medida que se genera espuma; por tanto, los propulsores elevados, como las turbinas, se cubren rápidamente con espuma, por lo cual casi siempre es preciso rociarlos por debajo. Los propulsores más altos, como los látigos de alambre mencionados antes, son especialmente apropiados para el arrastre de gas del espacio de vapor. Para una nueva aplicación, se requiere por lo común cierta experimentación con propulsores diferentes, para obtener el tamaño fino final que se desea de burbujas sin producir inicialmente un exceso de espuma. Para la producción continua de espumas, lo más económico suele ser una tobera venturi de aspiración y restricciones en las tuberías, como deflectores y mallas metálicas.

Para la absorción de gas, las posibilidades de equipos incluyen en general columnas empacadas, torres de destilación de platos, quizá con agitación mecánica en cada plato, contactores de lecho profundo (columnas de burbujeo o lagunas rociadas) y depósitos o recipientes con agitación mecánica. Las torres empacadas y las columnas de destilación de platos se analizan en otro punto. En general, estos dispositivos se utilizan cuando se requiere un número relativamente grande de etapas (más de dos o tres) para obtener en forma práctica el resultado que se desea en el proceso.

Houghton y colal
raron los coeficient
ras de las unidades
de burbujeo, para l
bujeo, tolera veloc
superposición (vel
(0.03 a 0.06 ft/s), la
ferencia de masa ap
de tres veces mayor
líquido en una colu
se pueden efectuar
y separaciones de c
tipo tapón del líquid
tados son los equipo
gas absorbida no ti
recircular y se requi
en las columnas de
líquido y, con frec
producirá un flujo t
dos también la fase

La elección de un
pende primordialm
sividad del líquido (
gas de materiales p
tiene que ser de mat
química, en compa
se utilicen columna
de gases, excepto e
velocidad de reacci
rencia de masa, en
cánico será más eco
material considerab

En las columnas
elección de un aspe
En el régimen "turb
4.6 a 6 cm/s (0.15
perforadas poco co
en el fondo de la t
drenaje libre. En el
frecuencia coeficie
más altos que las t

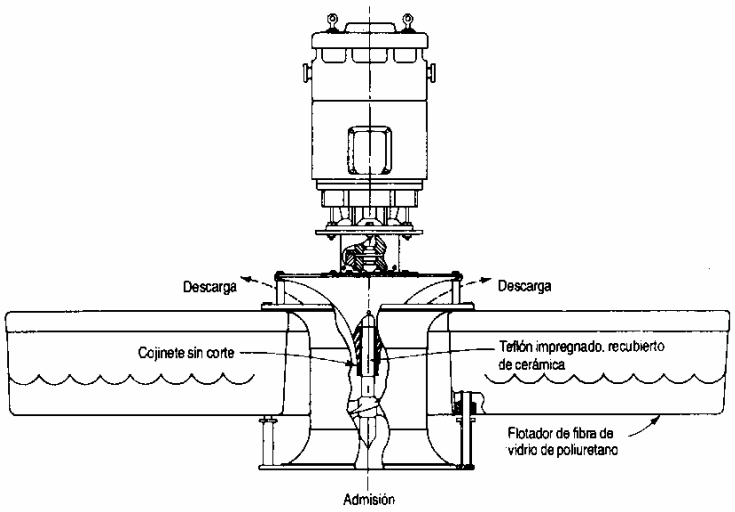


FIG. 18-102 Aireador superficial de tipo de hélice. (*Ashbrook-Simon-Hartley Corp.*)

Houghton y colaboradores [Chem. Eng. Sci., 7, 26 (1957)] compararon los coeficientes volumétricos de transferencia de masa y las alturas de las unidades de transferencia para torres empacadas y columnas de burbujeo, para la absorción de CO2 en agua. La columna de burbujeo, tolera velocidades de vapor mucho más altas en la región de superposición (velocidades superficiales de gas de 0.9 a 1.8 cm/s (0.03 a 0.06 ft/s), la columna de burbujeo tiene un coeficiente de transferencia de masa aproximadamente tres veces mayor y una altura cerca de tres veces mayor de unidad de transferencia. Para fines prácticos, el líquido en una columna de burbujeo está muy bien mezclado; así, no se pueden efectuar en las columnas de burbujeo reacciones químicas y separaciones de componentes que requieren un flujo significativo de tipo tapón del líquido. Las columnas de burbujeo y los recipientes agitados son los equipos ideales para procesos en los cuales la fracción de gas absorbida no tiene que ser grande, es posible que el gas se pueda recircular y se requiere que el líquido esté bien mezclado. La fase gas en las columnas de burbujeo no está tan bien retromezclada como el líquido y, con frecuencia, se puede suponer en forma lógica que se producirá un flujo tapón de gas; sin embargo, en los recipientes agitados también la fase de gas se encuentra bien mezclada.

La elección de una columna de burbujeo o un recipiente agitado depende primordialmente de la solubilidad del gas en el líquido, la corrosividad del líquido (con frecuencia, se puede fabricar un compresor de gas de materiales poco costosos, mientras que un agitador mecánico tiene que ser de materiales exóticos y caros), y la velocidad de reacción química, en comparación con la de transferencia de masa. Es raro que se utilicen columnas de burbujeo y recipientes agitados para absorción de gases, excepto en los reactores químicos. Por regla general, si la velocidad de reacción global es cinco veces mayor que la de transferencia de masa, en una columna de burbujeo simple, un agitador mecánico será más económico, a menos que se tenga que construir con un material considerablemente más costoso que el del compresor de gas.

En las columnas de burbujeo y los depósitos rociados simples, la elección de un aspersor es una consideración sumamente importante. En el régimen "turbulento" (velocidad superficial del gas de más de 4.6 a 6 cm/s (0.15 a 0.2 ft/s) se deben utilizar aspersores de tuberías perforadas poco costosos. Con frecuencia, los orificios se deben situar en el fondo de la tubería, para que la operación del aspersor sea de drenaje libre. En el régimen "en calma", los septos porosos darán con frecuencia coeficientes generales en transferencia de masas mucho más altos que las tuberías o los platos perforados, debido a la formación de burbujas diminutas que no entran en coalescencia. Chain y colaboradores (*First International Symposium on Chemical Microbiology*, World Health Organization, Monograph Series 10, Ginebra, 1952) sostuvieron que los discos porosos son casi dos veces más eficaces que los aspersores de anillos y tuberías abiertas, para la oxidación al aire de sulfito de sodio. Eckenfelder [*Chem. Eng. Prog.*, **52**(7), 290 (1956)] comparó las capacidades de transferencia de oxígeno de varios equipos sobre la base de la energía operacional que se requiere para absorber una cantidad dada de O_2.

El costo instalado de los diversos equipos probablemente no variará lo suficiente como para merecer su inclusión en un análisis económico. Obsérvese que los aireadores mecánicos superficiales no se incluyen en esta comparación. De entre las unidades comparadas, parece ser que los tubos porosos proporcionan la utilización más eficiente de la energía. Kalinske (*Advan. Biol. Waste Treatment*, 1963, p. 157) comparó aireadores rociados sumergidos con aireadores superficiales mecánicos. Resumió esta comparación en *Water Sewage Works*, **33** (enero de 1968). Además, Kalinske indica que los aireadores de superficie son mucho más eficientes que la aireación subsuperficial, tanto para las operaciones de absorción de oxígeno como para la reparación de gas.

Zlokarnik y Mann (paper at Mixing Conf., Rindge, N. H., agosto, 1975) han descubierto lo opuesto a Kalinske; es decir, los difusores de subsuperficie, las turbinas con rocío de subsuperficie y los aireadores de superficie guardan una relación de 4:2:1, respectivamente, en términos de la eficiencia de transferencia de O_2; sin embargo, Zlokarnik [*Adv. Biochem. Eng.*, **11**, 157 (1979)] indica después que la correlación para el escalamiento utilizada antes puede ser imprecisa. Cuando se considera toda la información disponible, se observa que con un diseño cercano al óptimo de cualquier sistema de aireación (difusores, turbina inmersa o impulsor de superficie) debe obtenerse una eficiencia mínima de transferencia de 2.25 kg de O_2/kWh (5 lb de O_2/kWh). Por consiguiente, la selección final se hace básicamente considerando la confiabilidad de la operación, el mantenimiento y los costos de capital.

Transferencia de masa La transferencia de masa en contactores de platos y empacados gas-líquido se vio antes, en esta misma sección. En este punto, la atención se enfocará sólo en los contactores de lecho profundo (recipientes agitados y columnas de burbujeo). En la sección 14 se presentó la teoría básica de la transferencia de masa.

Para diseñar contactores de lecho profundo para la transferencia de masa, es preciso tener, en general, métodos de predicción para los siguientes parámetros de diseño:

Coeficiente de transferencia de masa de la fase gas
Area interfacial
Coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida
Resistencia interfacial
Retención de la fase gaseosa
Fuerza impulsora media para la transferencia

En la mayor parte de los casos, los métodos disponibles son incompletos o poco seguros, por lo que se requieren trabajos experimentales de respaldo. Los métodos que se proponen permitirán realizar estudios teóricos de la viabilidad, ayudarán a minimizar la experimentación y permitirán cierta optimización en el diseño final.

El **coeficiente de transferencia de masa de la fase gaseosa** es muy elevado en los contactores de lecho profundo, lo cual conduce a una resistencia despreciable en la fase gas. Por lo común, se incluyen gases poco solubles y otros factores, como la capacidad de eliminación de calor, la velocidad de reacción química y el equilibrio termodinámico tienden a limitar las velocidades de producción.

La **área interfacial** en recipientes agitados la revisaron y resumieron Sridhar y Potter [*Chem. Eng. Sci.*, **35**, 683 (1980)] y descubrieron que se puede aplicar la correlación de Calderbank [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **36**, 443 (1958)]. Para líquidos puros, el área interfacial se obtiene por medio de [la nomenclatura y unidades se dan a partir de la ecuación (18-133)]

$$a = 215\left(\frac{\text{hp}}{V}\right)^{0.4}\frac{\gamma^{0.2}}{\sigma^{0.6}}\left(\frac{U_{gt}}{U_r}\right)^{0.5} \tag{18-126}$$

en donde la aireación superficial es despreciable, en general, cuando

$$\left(\frac{Nd_i^2\rho_\ell}{\mu_\ell}\right)^{0.7}\left(\frac{Nd_i}{U_{gt}}\right)^{0.3} < 25{,}000$$

cuando la aireación superficial es importante,

$$a' = a \times 10^{-4}\left[\left(\frac{Nd_i^2\rho_\ell}{\mu_\ell}\right)^{0.7}\left(\frac{Nd_i}{U_{gt}}\right)^{0.2} - 25{,}000\right] \tag{18-127}$$

Sridhar y Potter [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **19**, 21 (1980)] también estudiaron recientemente la **retención de gas** y los **diámetros de las burbujas** en recipientes agitados. Se recomiendan las correlaciones de Calderbank (*loc. cit.*). La retención fraccionaria de gas ε y el diámetro medio de burbujas de Sauter D_{32} se obtiene por medio de

$$\varepsilon = \left(\frac{U_{gt}}{U_r}\right)^{1/2}\varepsilon^{1/2} + 0.015a \tag{18-128}$$

$$D_{32} = 0.0279\frac{\sigma^{0.6}}{(\text{hp}/V)^{0.4}\gamma^{0.2}}\varepsilon^{1/2} + 0.09 \tag{18-129}$$

Para soluciones de electrólitos

$$\varepsilon = 470\left(\frac{\text{hp}}{V}\right)^{0.4}\frac{U_{gt}^{0.6}}{\gamma^{0.4}} \tag{18-130}$$

$$D_{32} = 0.0153\frac{\sigma^{0.6}}{(\text{hp}/V)^{0.4}\gamma^{0.2}}\varepsilon^{0.4}\left(\frac{\mu_g}{\mu_\ell}\right)^{0.25} \tag{18-131}$$

Para soluciones acuosas de alcoholes

$$D_{32} = 0.013\frac{\sigma^{0.6}}{(\text{hp}/V)^{0.4}\gamma^{0.2}}\varepsilon^{0.65}\left(\frac{\mu_g}{\mu_\ell}\right)^{0.25} \tag{18-132}$$

En algunos casos se puede desear estimar el área interfacial específica a partir de valores medidos o calculados de retención de gas y diámetro medio de burbujas de Sauter. Para burbujas **esféricas**

$$a = 6(\varepsilon/D_{32}) \tag{18-133}$$

La nomenclatura para las ecuaciones (18-120) a la (18-133) es:

a = área interfacial específica, cm^{-1}, a falta de una aireación superficial significativa
hp/V = caballos de fuerza del agitador por volumen del recipiente, hp/ft^3
γ = peso específico del líquido
σ = tensión superficial, dinas/cm
U_{gt} = velocidad superficial del gas, ft/s
U_r = velocidad final de elevación de burbujas, 0.87 ft/s para fines prácticos
N = velocidad del propulsor
d_i = diámetro del propulsor
ρ_ℓ = densidad del líquido
μ_ℓ = viscosidad del líquido
μ_g = viscosidad del gas
D_{32} = Diámetro medio de burbujas de Sauter (diámetro de tal índole que representa la relación superficie/volumen de toda la población de burbujas), cm.

Los fenómenos interfaciales pueden afectar de manera significativa la transferencia total de masa; esto resulta muy común y se utilizan en muchos procesos industriales. En los reactores de fermentación, las pequeñas cantidades de agentes activos en la superficie (sobre todo, agentes antiespumantes) pueden reducir en forma violenta la transferencia total de oxígeno (Aiba y colaboradores, *op. cit.*, pp. 153, 154) y en los depósitos aeróbicos de tratamiento de desechos, aireados mecánicamente, se ha descubierto que es de 0.5 a 3 veces la del agua pura, en pruebas con corrientes típicas de aguas negras (Eckenfelder y colaboradores, *op. cit.*, p. 105).

No se puede predecir cuantitativamente el efecto de los diversos fenómenos interfaciales, por lo cual en este punto no se tomarán en consideración detalladamente esos fenómenos. Los artículos que siguen contienen una buena revisión general de los efectos de los fenómenos interfaciales sobre la transferencia de masa: Goodridge y Robb, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **4**, 49 (1965); Calderbank, *Chem. Eng.*, **CE 205** (1967); Gal-Or y colaboradores, *Ind. Eng. Chem.*, **61**(2), 22 (1969); Kintner, *Advan. Chem. Eng.*, **4** (1963); Resnick y Gal-Or, *op. cit.* p. 295; Valentin, *loc. cit.*; y Elenkov, *loc. cit.*, *Ind. Eng. Chem. Ann. Rev. Mass. Transfer*, **60**(1), 67 (1968); **60**(12), 53 (1968); **62**(2), 41 (1970). En el bosquejo que sigue se dan los efectos de los diversos fenómenos interfaciales sobre los factores que influyen en la transferencia total de masa.

Efectos posibles de los fenómenos interfaciales

1. Efectos sobre el coeficiente de transferencia de masas en fase continua.
   a) Se concentran impurezas en la entrecara. El movimiento de las burbujas produce gradientes de tensión superficial circunferencial, que retrasan la circulación y la vibración, reduciendo de ese modo el coeficiente de transferencia de masa.
   b) Los gradientes elevados de concentración y los efectos importantes de calor (gases muy solubles) pueden provocar una turbulencia interfacial (efecto de Marangoni), que incrementa el coeficiente de transferencia de masa.
2. Efectos sobre el área interfacial.
   a) Las impurezas reducen la tensión superficial estática y producen burbujas más pequeñas.
   b) Los surfactantes pueden cargar eléctricamente la superficie de las burbujas (producir burbujas iónicas) y retrasar la coalescencia (un buen ejemplo de este fenómeno es la estabiliza-

ción jabonos
en esa forma
c) Los gradien
micos impo
3. Efecto sobre la
masa.
a) Se concent
lubles, que
fenómeno s
sitos de agu
b) La variació
mediante c
modifica la
de masa.

La retención de g
de coalescencia se p
mark [*Ind. Eng. Che*
ducida aquí en la fig
burbujas considerabl
mo 0.6, a $U_{SG} = 0.0$
Eng., **1**, 1-11 (1978)]

A menudo, es útil
cial del gas (U_{SG}) y la
con la velocidad de
positivo):

Las velocidades de
mente.

Para una mejor co
parámetros suele se
las burbujas U_r a pa
datos de Mersmann
(0.16 ft/s), lo que da
los datos informado
de las nubes de burb
ja, para un $d_b \geq 1$ m
líquidos con viscosi
este valor en la ecua
descubre que, para b
las burbujas es inferi
en especial para los
rre para valores elev

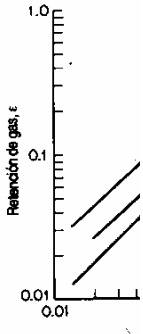


FIG. 18-103 Corre
Develop., **6**, 218 (196

ción jabonosa de una emulsión de aceite-agua), incrementando en esa forma el área interfacial.

c) Los gradientes elevados de concentración y los efectos térmicos importantes pueden provocar la rotura de las burbujas.

3. Efecto sobre la fuerza impulsora promedio de transferencia de masa.
   a) Se concentran en la entrecara impurezas relativamente insolubles, que proporcionan cierta resistencia interfacial. Este fenómeno se utilizó para retrasar la evaporación de los depósitos de agua.
   b) La variación de la condensación axial se puede modificar mediante cambios de la coalescencia. Por consiguiente, se modifica la fuerza impulsora promedio para la transferencia de masa.

La retención de gas (ε) en las columnas de burbujeo con sistemas de coalescencia se puede estimar con base en la correlación de Hughmark [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **6**, 218-220 (1967)], reproducida aquí en la figura 18-103. Para sistemas sin coalescencia, con burbujas considerablemente más pequeñas, ε puede ser tan grande como 0.6, a U_{SG} = 0.05 m/s (0.16 ft/s) según Mersmann [*Germ. Chem. Eng.*, **1**, 1-11 (1978)].

A menudo, es útil utilizar la relación entre ε y la velocidad superficial del gas (U_{SG}) y la velocidad de elevación de la burbuja, en relación con la velocidad del líquido ($U_r + U_\ell$)definida como un ascendente positivo):

$$\varepsilon = U_{SG}/(U_r + U_\ell) \tag{18-134}$$

Las velocidades de elevación de las burbujas se analizaron previamente.

Para una mejor comprensión de la interacción que existe entre los parámetros suele ser útil calcular la velocidad eficaz de elevación de las burbujas U_r a partir de los valores medidos de ε; por ejemplo, los datos de Mersmann (*loc. cit.*) indican que ε = 0.6, para U_{SG} = 0.05 m/s (0.16 ft/s), lo que da una U_r = 0.083 m/s (0.27 ft/s), que concuerda con los datos informados en la figura 18-92 para la velocidad de elevación de las nubes de burbujas. La velocidad de elevación de una sola burbuja, para un $d_b \geq 1$ mm es aproximadamente de 0.3 m/s (0.8 ft/s), para líquidos con viscosidades no muy diferentes a las del agua. Al utilizar este valor en la ecuación (18-125) y comparar con la figura 18-103 se descubre que, para bajos valores de U_{SG}, la velocidad de elevación de las burbujas es inferior a la velocidad de elevación de una sola burbuja, en especial para los tubos con diámetro pequeño, pero lo opuesto ocurre para valores elevados de U_{SG}.

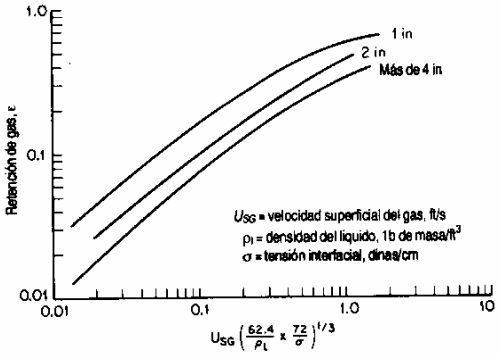


FIG. 18-103 Correlación de retención de gas. [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, **6**, 218 (1967)].

Los coeficientes de transferencia de masa en las columnas de burbujeo fueron revisados por Calderbank ["Mixing", *loc. cit.*], Mersmann [*Ger. Chem. Eng.*, **1**, 1 (1978)]; Dakwar, Hallensleben y Popovic [*Can. J. Chem. Eng.*, **58**, 190 (1980)], y Hikita, Asai, Tanigawa, Segawa y Kito [*Chem. Eng. J.*, **22**, 61 (1981)].

Para el cálculo de la velocidad global de transferencia de masa con una resistencia despreciable de la fase gaseosa, son necesarios el *producto del coeficiente local de transferencia de masa en la fase líquida* y el *área de la entrecara por unidad de volumen* ($k_\ell a$). Se han utilizado dos métodos: 1) se obtienen correlaciones separadas para k_ℓ y a, y 2) se obtiene una correlación para el coeficiente total volumétrico $k_\ell a$. Se han propuesto correlaciones adimensionales para el coeficiente local [Calderbank, *Mixing, loc. cit.*]. Para burbujas pequeñas con $d_b \leq 0.5$ mm,

$$\frac{k_\ell D_b}{D_\ell} = 2 + 0.31 \left[D_b \frac{3g\Delta\rho}{D_\ell \rho_\ell} \right]^{1/3} \tag{18-135}$$

y para $d_b \geq 2.5$ mm

$$\frac{k_\ell D_b}{D_\ell} = 0.42 \left[D_b \frac{3g\Delta\rho}{D_\ell \rho_\ell} \right]^{1/3} \left[\frac{\nu}{D_\ell} \right]^{1/6} \tag{18-136}$$

donde k_ℓ = coeficiente local de transferencia de masa, en la fase líquida, D_b = diámetro de la burbuja, D_ℓ = difusividad de masa en la fase líquida, g = aceleración de la gravedad, ρ_ℓ = densidad del líquido, $\Delta\rho$ = densidad del líquido menos densidad del gas y ν = velocidad cinemática del líquido.

La interpolación lineal con base en D_b es adecuada si $0.5 \leq D_b \leq 2.5$ mm. El cálculo de D_b se analizó previamente para varios tipos de rociadores. En los sistemas de coalescencia, o bien, en los de líquidos puros, el tipo de rociador no afecta mucho el diámetro de equilibrio de la burbuja; para dichos sistemas, se recomienda la correlación de Hughmark [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **6**, 218-220 (1967)]:

$$D_b/0.63 = (\sigma/72)^{0.6} (1000/\rho_\ell)^{0.2} \tag{18-137}$$

donde D_b = diámetro del equivalente esférico de la burbuja, cm; σ = tensión de entrecara, dina/cm y ρ_ℓ = densidad del líquido, kg/m^3.

Cuando se conocen la retención del gas ε y el diámetro de la burbuja D_b, se puede calcular el área de la entrecara por unidad de volumen a:

$$a = 6\varepsilon/D_b \tag{18-138}$$

Los métodos para el cálculo de ε se analizaron con anterioridad.

Hikita y cols. (*loc. cit.*) presentaron una correlación adimensional para el coeficiente volumétrico de transferencia de masa en la fase líquida, $k_\ell a$

$$\frac{k_\ell a}{g} = 14.9 \left(\frac{U_{SG}\mu_\ell}{\sigma} \right)^{1.76} \left(\frac{\mu_\ell g}{\rho_\ell \sigma^3} \right)^{-0.248} \left(\frac{\mu_g}{\mu_\ell} \right)^{0.243} \left(\frac{\mu_\ell}{\rho_\ell D_\ell} \right)^{-0.604} \tag{18-139}$$

para sistemas de coalescencia, o bien, de líquidos puros. Además, investigaron el efecto de los electrólitos sobre $k_\ell a$, y descubrieron que para concentraciones menores a 1% en peso, se obtienen valores incrementados de $k_\ell a$ hasta en 50%. Los investigadores atribuyeron este incremento al aumento del área de la entrecara a, causado por la presencia de pequeñas burbujas de gas, debida a las propiedades que impiden la coalescencia en las soluciones electrolíticas.

Como se mencionó anteriormente, se tienen dos métodos para la determinación de $k_\ell a$. El procedimiento recomendado es utilizar ambos métodos y evaluar con cuidado las razones de las diferencias.

La **dispersión axial en las columnas de burbujeo** se ha estudiado ampliamente. Un excelente artículo que revisa este fenómeno es el de Shah, Stiegel y Sahrma [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **24**, 369 (1978)], en el que se resumen los trabajos anteriores a 1978. Los trabajos de Konig, Buchholz, Lucke y Schugerl [*Ger. Chem. Eng.*, **1**, 199 (1978)], Field y Davidson [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **58**, 228 (1980)] y Riquarts [*Ger. Chem. Eng.*, **4**, 18 (1981)] son referencias particularmente útiles, posteriores al trabajo de Shah y cols.

La dispersión axial ocurre en ambas fases, la líquida y la gaseosa. El grado de dispersión axial se ve muy afectado por el diámetro del recipiente, los componentes internos del mismo, la velocidad superficial del gas y los agentes tensoactivos, que retrasan la coalescencia. Para los sistemas con agentes tensoactivos que retrasan la coalescencia, el diámetro inicial de la burbuja producida por el rociador de gas también es muy significativo. Las propiedades físicas del gas y del líquido tienen sólo un efecto ligero sobre el grado de dispersión axial, salvo que la viscosidad del líquido adquiera importancia a medida que el régimen de flujo se vuelva laminar. Con líquidos puros, sin agentes tensoactivos que inhiben la coalescencia, la naturaleza del rociador tiene poco efecto sobre la dispersión axial y los resultados experimentales concuerdan bastante bien con el modelo de dispersión. Para la fase líquida, Requarts (*loc. cit.*) obtuvo la siguiente correlación adimensional para los recipientes sin componentes internos:

$$D_\ell/U_g d_t = 0.068[(U_g d_t/\nu_\ell)/(U_g^2/d_t g)^3] \qquad (18\text{-}140)$$

donde D_ℓ = coeficiente de dispersión axial en la fase gaseosa, U_g = velocidad superficial de la fase gaseosa, d_t = diámetro del recipiente, ν_ℓ = viscosidad cinemática de la fase líquida, y g = aceleración de la gravedad. La correlación recomendada para el coeficiente de dispersión axial en la fase gaseosa lo dan Field y Davidson (*loc. cit.*):

$$D_g = 56.4\ d_t^{1.33}\ (U_g/\varepsilon)^{3.56} \qquad (18\text{-}141)$$

donde D_g = coeficiente de dispersión axial en la fase gaseosa, m^2/s; d_t = diámetro del recipiente, m; U_g = velocidad superficial del gas, m/s, y ε = porcentaje de retención de gas, % en volumen.

Las correlaciones que aparecen en los párrafos anteriores se aplican a los recipientes cilíndricos verticales, con líquidos puros sin inhibidores de coalescencia. Se recomienda la consulta de la obra de Shah y cols. (*loc. cit.*) para otras geometrías de recipientes como, por ejemplo, columnas de sección transversal rectangular, columnas empacadas y tubos en espiral. Para los sistemas que contienen agentes tensoactivos que inhiben la coalescencia, la dispersión axial puede ser considerablemente diferente a la de los sistemas en los que la coalescencia es despreciable. Konig y cols. (*loc. cit.*) han demostrado los efectos de los agentes tensoactivos y el tipo de rociador, al realizar pruebas con soluciones débiles de alcohol utilizando tres tipos diferentes de rociadores porosos. Con agua pura, el rociador y, en consecuencia, el diámetro inicial de la burbuja tuvo poco efecto sobre el retromezclado, porque la coalescencia produjo un diámetro de burbuja en equilibrio dinámico, a corta distancia sobre el rociador. Con agentes tensoactivos, el diámetro promedio de la burbuja es más pequeño que el de equilibrio dinámico. Las burbujas pequeñas se producen con el retromezclado mínimo, hasta de $\varepsilon \approx 40\%$, sin embargo, arriba de $\varepsilon > 40\%$, el retromezclado se incrementa rápidamente a medida que aumenta U_g. El incremento rápido en el retromezclado, cuando ε excede a 40%, se supone que ocurre indirectamente, porque las burbujas acarrean un volumen de líquido aproximadamente de 70% del volumen de la burbuja y para $\varepsilon \geq 40\%$ las burbujas acarrean tanto líquido que la elevación continua y uniforme de las burbujas no puede mantenerse y se desarrolla un flujo viscoso y oscilante que produce variaciones de presión en el distribuidor de gas y la formación de corrientes parásitas grandes que, a su vez, incrementan el retromezclado. Para el sistema aire-alcohol-agua, el diámetro mínimo de la burbuja para evitar condiciones inestables fue aproximadamente 1, 1.5 y 2 mm, para una U_g = 1, 3 y 5 cm/s, respectivamente. Toda burbuja producida con un diámetro menor incrementa el retromezclado. Los resultados de Konig y cols. (*loc. cit.*) indican claramente que la interacción de los agentes tensoactivos y el rociador puede ser muy compleja y, en consecuencia, se debe ser muy precavido al diseñar sistemas en los cuales los agentes tensoactivos retardan la coalescencia en forma significativa. Se recomienda especial precaución porque los tensoactivos pueden producir mucho más o mucho menos retromezclado que los sistemas libres de agentes tensoactivos, dependiendo del diámetro de la burbuja, que a su vez depende del rociador utilizado.

El **coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida** para recipientes agitados ha sido medido y correlacionado por varios investigadores. Sideman, Hortacsu y Fulton [*Ind. Eng. Chem.*, **58**(7), 32 (1966)] y Valentin [*Br. Chem. Eng.*, **12**, 1213 (1967)] presentan las revisiones de los primeros trabajos. Yagi y Yoshida [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **14**, 488 (1975)], Zlokarnik [*Adv. Biochem. Eng.*, **8**, 133 (1978)], Van't Riet [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **18**, 357 (1979)], y Hocker, Langer y Udo [*Ger. Chem. Eng.*, **4**, 51 (1981) han publicado los trabajos más amplios y útiles, que aparecieron recientemente. Van't Riet recomienda las siguientes correlaciones para el sistema aire-agua.

Para los sistemas aire-agua puros:

$$k_\ell a = 0.026\ (P/V_\ell)^{0.4}\ V_g^{0.5} \qquad (18\text{-}142)$$

y para las soluciones de aire iónico en agua,

$$k_\ell a = 0.002\ (P/V_\ell)^{0.7} V_g^{0.2} \qquad (18\text{-}143)$$

donde $k_\ell a$ = coeficiente total volumétrico de transferencia de masa en la fase líquida, s^{-1}; P = consumo de potencia del impulsor, W; V_ℓ = volumen del líquido, m^3; y V_g = velocidad superficial del gas, m/s. Las ecuaciones (18-142) y (18-143) se desarrollaron utilizando los datos tomados en el intervalo $500 < P/V < 10\,000$ W/m^3.

Para sistemas de baja viscosidad diferentes al de aire-agua, el método recomendado por Fair [*Chem. Eng.*, **74**, 67-74 (julio 3, 1967)] es el siguiente:

$$Ka_{\text{sistema}} = Ka_{O_2-H_2O}\left(\frac{D_{\ell\,\text{sistema}}}{D_{\ell\,O_2-H_2O}}\right)^{1/2} \qquad (18\text{-}144)$$

Hocker y cols. (*loc. cit.*) desarrollaron una correlación adimensional para el coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida:

$$k_\ell a/(Q/V) = 0.105\ [(P/Q)\rho_\ell(\nu/g)^{2/3}]^{0.58} Sc^{0.5} \qquad (18\text{-}145)$$

donde $k_\ell a$ = coeficiente de transferencia de masa, s^{-1}; Q = velocidad del gas, m^3/s; V volumen del líquido, m^3; P = potencia de entrada al agitador de líquido con gas, W [es decir, (kg · m)/s(m/s^2)]; ρ_ℓ = densidad del líquido, kg/m^3; ν = viscosidad cinemática del líquido, m^2/s; g = aceleración de la gravedad, m/s^2 y Sc = número de Schmidt. El procedimiento recomendado para obtener una estimación razonable de la transferencia de masa es utilizar ambos métodos presentados aquí y verificar después con cuidado los datos de la literatura. Se deben considerar con precaución los posibles efectos de los agentes tensoactivos.

Para los recipientes horizontales con impulsores múltiples, montados en ejes horizontales, deben consultarse los trabajos de Hoshi y Sharma [*Can. J. Chem. Eng.*, **54**, 460 (1976)] y Fukuda, Idogawa, Ikeda y Endoh [*J. Chem. Eng. Japan*, **13**, 298 (1980)]. El *requerimiento de potencia del agitador es menor para un líquido aireado* que para uno no tratado. Yung, Wong y Chang [*Can. J. Chem. Eng.*, **59**, 672 (1979)] y Dickey (Paper 116d, *Am. Inst. Chem. Eng.*, 72d annual meeting, San Francisco, noviembre 25-29, 1979) han publicado trabajos

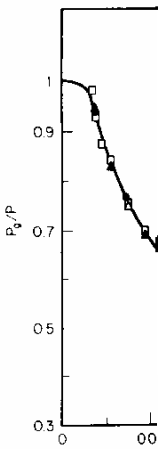


FIG. 18-104 Efecto d
en una turbina de disco d

Los gases y líquidos
en la absorción y des
intención, como en
miento accidental o
pendencia del orig
separación final de l
ración ocurre casi sie
inadecuada desde el
de separación para a

SISTEMAS CONT

Analizaremos las téc
líquidas en los gase
incluyen tanto partíc
utilizados para la rec
20 "Separación de ga
de las partículas líqu
básico de la mecánic
las partículas líquida
plo, en el contacto p
líquido en el gas red
separación antes de
para evitar la corros
cionamiento inadecu
gases a la atmósfera
contaminación y par

REFERENCIAS: *General Pollution Control*, Ann
Gas Purification Proc
London, 1972. Stern, *A*
Strauss, *Industrial Gas*

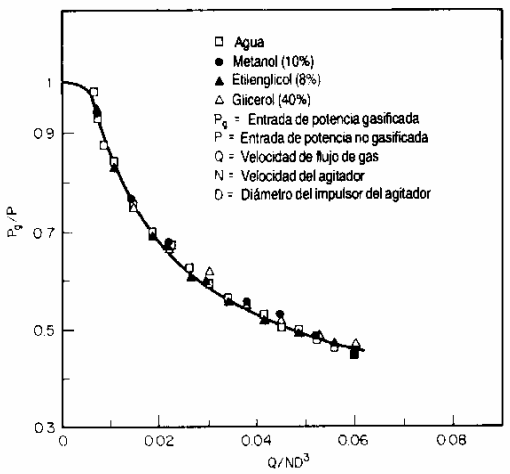


FIG. 18-104 Efecto del flujo de gas sobre la entrada de potencia del agitador, en una turbina de disco con seis álabes. [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **25**, 893 (1979).]

que incluyen amplias investigaciones de la literatura. Dickey descubrió que todas las correlaciones matemáticas tienen deficiencias graves. La figura 18-104, tomada del documento publicado por Luong y Volesky [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **25**, 893 (1979)], se recomienda para la estimación de la potencia gasificada. Con base en los resultados del trabajo de Dickey (*op. cit.*) esta correlación debe ser suficientemente precisa, para los sistemas de coalescencia, con $P_g/V > 0.5$ kW/m^3. Para potencias de entrada inferiores, la potencia gasificada puede ser mucho menor que la estimada en la figura 18-104. Para sistemas sin coalescencia, con pequeñas burbujas y gran retención de gas, la potencia gasificada puede ser bastante inferior a la estimada en la figura 18-104. Para estimaciones más precisas debe consultarse el trabajo de Dickey (*loc. cit.*).

A velocidades de gas suficientemente elevadas, una parte significativa del gas se desvía del impulsor sin dispersarse y se dice que el impulsor está "inundado". Dickey (*loc. cit.*) revisó el trabajo desarrollado con motivo de este fenómeno importante y presentó la siguiente correlación (en forma adimensional): $Q/NH^3 \leq 1.9\,(N^2/D/\,g)^{1.2}\,(D/\,T)^{1.5}$, donde Q = velocidad de flujo del gas, N = velocidad del agitador, D = diámetro del agitador, g = aceleración de la gravedad y T = diámetro del tanque. Mediante esta correlación se calculan los flujos elevados de gas que a menudo se utilizan en las aplicaciones prácticas $Q/ND^3 \leq 0.06$ como una correlación más conservadora. Se debe proceder con cuidado al diseñar las velocidades de flujo de gas que exceden a la calculada con esta última correlación; en especial, las referencias presentadas por Van't Riet (*loc. cit.*) deben considerarse con cuidado.

SEPARACIÓN DE FASES

Los gases y líquidos pueden estar intencionalmente en contacto, como en la absorción y destilación, o una mezcla de fases puede ocurrir sin intención, como en la condensación del vapor, mediante un enfriamiento accidental o por arrastre de líquido de una película. Con independencia del origen es deseable o necesario por lo general la separación final de las dispersiones gas-líquido. En tanto que la separación ocurre casi siempre en forma natural, la velocidad es, a menudo, inadecuada desde el punto de vista económico y se utilizan procesos de separación para acelerar esta etapa.

SISTEMAS CONTINUOS EN FASE GASEOSA

Analizaremos las técnicas prácticas de separación para las partículas líquidas en los gases. Ya que las partículas transportadas por el gas incluyen tanto partículas líquidas como sólidas, muchos dispositivos utilizados para la recolección de polvo en seco (analizados en la Secc. 20 "Separación de gas y sólidos") se pueden adaptar para la separación de las partículas líquidas. Además, en la Sección 5 se cubre el tema básico de la mecánica de la partícula. Con frecuencia, la separación de las partículas líquidas es deseable en los procesos químicos, por ejemplo, en el contacto por etapas a contracorriente, porque el arrastre de líquido en el gas reduce parcialmente la verdadera contracorriente. La separación antes de entrar a otra etapa del proceso puede ser necesaria para evitar la corrosión, la pérdida de rendimiento o el daño y/o funcionamiento inadecuado del equipo. La separación antes de liberar los gases a la atmósfera puede ser necesaria para prevenir problemas de contaminación y para cumplir con los reglamentos.

REFERENCIAS: *General:* Hesketh, *Fine Particles in Gaseous Media*, 1977; *Air Pollution Control*, Ann Arbor Science Pubs., Ann Arbor, Mich., 1979. Nonhebel, *Gas Purification Processes for Air Pollution Control*, Newnes-Butterworth, London, 1972. Stern, *Air Pollution*, 3d ed., vol. IV, Academic, New York, 1977. Strauss, *Industrial Gas Cleaning*, 2d ed., Pergamon, New York, 1975; *Air Pollution Control*, 2 vols., Wiley, New York, 1971-1972. Theodore y Buonicore, *Industrial Air Pollution Control Equipment for Particulates*, CRC Press, Cleveland, 1976.

Muestreo: (R-1) *Federal Register*, **41**, 23059 (1976). (R-2) Cheremisinoff y Young, *Air Pollution Control and Design Handbook*, Marcel Dekker, New York, 1977, part 1, pp. 65-121 (R-3). Cooper y Rossano, *Source Testing for Air Pollution Control*, Environmental Science Services, Wilton, Conn., 1970. (R-4) *Industrial Guide for Air Pollution Control*, U.S. EPA Publ. EPA 625/6-78-004, 1978. (R-5) Stern, *Air Pollution*, 3d ed., vol. III, Academic, New York, 1976, pp. 525-587. (R-6) *Methods of Air Sampling and Analysis*, 2d ed., American Public Health Association, Washington 1977. (R-8) Stockham y Fochtman, *Particles Size Analysis*, Ann Arbor Science Pubs., Ann Arbor, Mich., 1977.

Específica: (R-9) Calvert, Goldshmid, Leith y Mehta, NTIS Publ. PB-213016, 213017, 1972. (R-10) Calvert, *J. Air Pollut. Control Assoc.*, **24**, 929 (1974). (R-11) Calvert, *Chem. Eng.*, **84**(18), 54 (1977). (R-12) Calvert, Yung y Leung, NTIS Publ. PB-248050, 1975. (R-13) Calvert y Lundgren, *J. Air Pollut. Control Assoc.*, **18**, 677 (1968). (R-14) Calvert, Lundgren y Mehta, *J. Air Pollut. Control Assoc.*, **22**, 529 (1972). R-15 Yung, Barbarika y Calvert, *J. Air Pollut. Control Assoc.*, **27**, 348 (1977). (R-16) Katz, M.S. thesis, Pennsylvania State University, 1958. (R-17) York y Poppele, *Chem. Eng. Prog.*, **59**(6), 45 (1963). (R-18) York, *Chem. Eng. Prog.*, **50**, 421 (1954). Las referencias con notación (R-) se citan en el texto.

Definiciones: neblina y rocío Existe poca normalización en las definiciones de las partículas líquidas transportadas por el aire y, con frecuencia, esto conduce a confusión en la selección, diseño u operación del equipo de recolección. El término **aerosol** se aplica a las partículas en suspensión, tanto líquidas como sólidas, que se asientan lentamente por gravedad y a las partículas del intervalo submicrónico de 10 a 20 μm. Las **neblinas** son dispersiones de líquido finamente suspendido, que por lo general resultan de la condensación y el diámetro de partículas de aproximadamente 0.1 μm. El **rocío** se refiere a las gotitas de líquido arrastrado. El arrastre de las gotitas puede deberse a los procesos de atomización previamente analizados en "Dispersiones gas-líquido" en esta sección. En dichos casos el diámetro variará desde

las partículas más finas producidas hasta las partículas cuya velocidad de asentamiento final es igual a la velocidad de arrastre del gas, si se proporciona un volumen de asentamiento. A menudo, los procesos de rocío se crean sin intención como, por ejemplo, la condensación de vapores en las paredes de los ductos fríos y su subsecuente rearrastre, o el flujo en dos fases dentro de tuberías, el burbujeo de gas a través de líquidos y el arrastre de líquidos en ebullición. Cheng y Teller [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, 7(2), 282 (1961)] dan la distribución del diámetro de arrastre en platos perforados y Garner y cols. [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **32**, 222 (1954)] en evaporadores de rocío. En general, el rocío puede darse en diámetros de partícula inferiores a 5000 μm. Puede haber traslapes en el diámetro entre las partículas más gruesas de una neblina y las partículas más finas de un rocío, pero los investigadores han descubierto que conviene establecer un límite arbitrario de 10 μm entre ambos. En realidad, existe un traslape considerable en la región de 5 a 40 μm. En la tabla 18-19*a* aparece una lista de los intervalos característicos del diámetro de las partículas creadas por los diferentes mecanismos. Los diámetros que en realidad se arrastran se ven afectados por la velocidad local del gas. En la figura 18-105 se comparan el intervalo aproximado de diámetros de las partículas líquidas con los demás materiales en forma de partícula y el intervalo de diámetros aplicable a los dispositivos de recolección. En la figura 20-102 aparece una gráfica ampliada por Lapple para las partículas sólidas. La formación de nieblas y neblinas se analizó previamente.

Muestreo de gases Puede ser necesario el muestreo de los gases que contienen neblinas y rocíos para obtener datos con objeto de diseñar el dispositivo de recolección, en cuyo caso se puede necesitar la distribución del diámetro de partícula, la carga total de masa, el volumen, la temperatura y la presión del gas, así como la composición. Otros motivos para el muestreo son la determinación del funcionamiento del equipo, la medición de la pérdida de rendimiento o la determinación del cumplimiento con los reglamentos.

La ubicación de la sonda de muestreo en la corriente del proceso es básica, especialmente cuando se deben muestrear partículas más grandes. La carga de masa en una parte del ducto puede ser varias veces mayor que en otra parte, según la afecten los patrones de flujo. Por consiguiente, la corriente debe muestrearse en varios puntos. La U.S. Environmental Protection Agency (R-1) ha especificado 8 puntos para ductos entre 0.3 y 0.6 m (12 y 24 in) y 12 puntos para ductos más grandes, siempre y cuando no haya perturbaciones del flujo ocho diámetros corriente arriba y dos corriente abajo del punto de muestreo. Cuando sólo se van a muestrear partículas menores de 3 μm, la ubicación y el número de puntos de muestreo es menos importante, porque dichas partículas se encuentran bien dispersadas por el movimiento browniano. Sin embargo, se ha observado asentamiento por gravedad de estas partículas e incluso gases de elevada densidad, en grandes recámaras horizontales. Es necesario el muestreo isocinético (la velocidad a la entrada de la sonda es igual a la velocidad local del ducto) para obtener una muestra representativa de partículas mayores a 3 μm (el error es pequeño para partículas de 4 y 5 μm). Los métodos y procedimientos de muestreo para la carga de masa han sido desarrollados (R-1 a R-8).

Análisis del tamaño de partícula Muchos de los métodos adecuados para el análisis del tamaño o diámetro de partícula son inadecuados para líquidos, por la coalescencia y la recolección después del drenado. Uno de los mejores medios es la medición del tamaño de las partículas en los flujos de aerosoles por medio de un **impactor en cascada**. El principio de impactación fue descrito por Ranz y Wong [*Ind. Eng. Chem.*, **44**, 1371 (1952)] y Gillespie y Johnstone [*Chem. Eng. Prog.*, **51**, 75F (1955)]. Se pueden utilizar los impactores de Andersen, Sierra y la Universidad de Washington si el periodo de muestreo se mantiene corto, de tal manera que no se sature la recolección del sustrato. Brink, Kennedy y Yu [*Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **70**(137), 333 (1974)] describen un impactor diseñado específicamente para la recolección de líquidos.

Mecanismos de recolección Los mecanismos que se pueden utilizar para separar las partículas líquidas de los gases son **1)** asentamiento por gravedad, **2)** impacto por inercia (incluyendo el centrífugo), **3)** intercepción de la línea de flujo, **4)** deposición por difusión (browniana), **5)** atracción electrostática, **6)** precipitación térmica, **7)** fuerzas de flujo (termoforesis, difusioforesis, flujo de Stefan y **8)** técnicas de aglomeración de las partículas (nucleación). Las ecuaciones y parámetros para estos mecanismos aparecen en la tabla 20-23. La mayor parte de los dispositivos de recolección ocasionalmente operan con base en más de un mecanismo, aunque ese mecanismo puede ser tan predominante que se conocería, por ejemplo, como un **dispositivo de impactación por inercia**.

Después de la recolección, ocurre coalescencia de las partículas líquidas y deben drenarse, de preferencia sin rearrastre. Calvert (R-12) ha estudiado el mecanismo de rearrastre en varios recolectores de partículas líquidas. Se observaron, en forma característica, cuatro tipos de rearrastre: **1)** transición de flujo separado de gas y líquido a una región de dos fases de flujo separado y arrastrado, **2)** ruptura de las burbujas, **3)** arrastre de líquido sobre la superficie del separador, y **4)** rompimiento de las gotitas de líquido y salpicadura. Por lo general, el rearrastre se incrementa al aumentar la velocidad del gas. Por desgracia, en los dispositivos de recolección a base de fuerza centrífuga e impactación por inercia, la eficiencia primaria de recolección se incrementa con la velocidad del gas; por consiguiente, la eficiencia total puede pasar por un máximo, a medida que el rearrastre alcanza el aumento incrementado de eficiencia. El cálculo de la eficiencia de recolección debe considerar tanto la recolección primaria como el rearrastre.

Procedimientos para el diseño y selección de dispositivos de recolección Calvert y cols. (R-9 a R-12) han sugerido procedimientos para el diseño y selección de los dispositivos de recolección de partí-

TABLA 18-19*a* Diámetros de partículas producidos por diversos mecanismos

Mecanismo o proceso	Intervalo del diámetro de la partícula, μm
Tobera de aspersión de líquido a presión	100 –5000
Tobera de aspersión para atomizar el gas	1 – 100
Burbujeo de gas en el líquido o líquido en ebullición	20 –1000
Procesos de condensación con niebla	0.1– 30
Flujo anular en dos fases en la tubería o el ducto	10 –2000

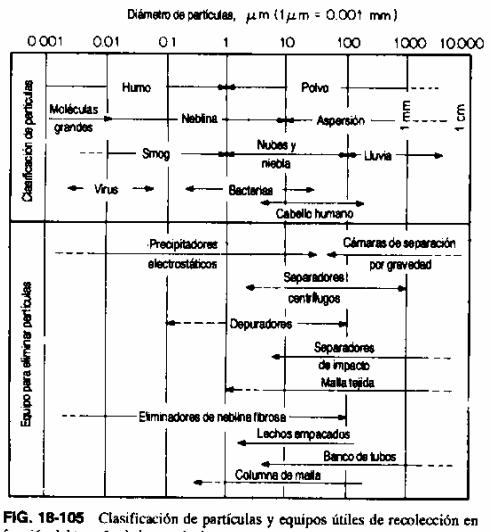


FIG. 18-105 Clasificación de partículas y equipos útiles de recolección en función del tamaño de las partículas.

culas, en los que el cho
mecanismos predomin
el diámetro aerodinám
medida significativa d
líquidas y que el diám
(definido como el diám
con 50% de eficienci
del dispositivo de recol
tícula es el diámetro d
trariamente asignada d
del mismo modo que
esféricas con diámetr
se puede obtener con
representa la densidad
el factor de corrección
partícula, todo en unid
culas se expresan en m
de aproximar por med
una constante, que dep
del gas (A_c = 0.86 par
media libre de las mol
a 20°C). Para las partí
sición de una forma es
madamente igual a la
la temperatura ambie
ciones ambientales pa
cuencia, a menudo, e
metro aerodinámico e

Cuando se dispone
tículas a recolectar, la
en distribución de ma
frecuencia, la distribu
una distribución loga
log-log del porcentaje
del diámetro), que se
media de la partícula
partículas de la media
log-log mediante σ_g =

El grado de eficien
puede expresar en fun
en forma de una ecua
ecuación en términos
culas no recolectadas]
cuando η es el porcen
recolección es:

donde A_a y B son fun
(R-12) determinó que
nismos básicos de rec
tación por inercia, c
recolectores de malla
colectores de blanco, c
perforados y los depur
te igual a 2.0. Para los
madamente igual a 0.
dispositivo que manej
puede obtener por

donde (dW/W) represe
estrecha de diámetros
valo de diámetros. Cu

culas, en los que el choque directo y la impactación por inercia son los mecanismos predominantes. El concepto se basa en la premisa de que el diámetro aerodinámico de la masa media de la partícula d_{p50} es una medida significativa de la dificultad de recolección de las partículas líquidas y que el diámetro de corte del dispositivo de recolección d_{pc} (definido como el diámetro aerodinámico de la partícula, recolectado con 50% de eficiencia) es una medida significativa de la capacidad del dispositivo de recolección. El **diámetro aerodinámico** de una partícula es el diámetro de una partícula esférica (con una densidad arbitrariamente asignada de 1 g/cm^3) que se comporta en una corriente de aire del mismo modo que la partícula real. Para las partículas realmente esféricas con diámetro d_p, el diámetro aerodinámico equivalente d_{pa} se puede obtener con base en la ecuación $d_{pa} = dp(\rho_p C')^{1/2}$, donde ρ_p representa la densidad aparente de la partícula (masa/volumen) y C' es el factor de corrección de Stokes-Cunningham, para el diámetro de la partícula, todo en unidades congruentes. Si los diámetros de las partículas se expresan en micrómetros, ρ_p puede estar en g/cm^3 y C' se puede aproximar por medio de $C' = 1 + A_c(2\lambda/D_p)$, donde A_c representa una constante, que depende de la composición, temperatura y presión del gas ($A_c = 0.86$ para aire atmosférico a 20°C) y λ es la trayectoria media libre de las moléculas de gas ($\lambda = 0.10$ µm, para aire atmosférico a 20°C). Para las partículas líquidas transportadas por el aire, la suposición de una forma esférica es razonablemente precisa y ρ_p es aproximadamente igual a la unidad para partículas acuosas de diluciones, a la temperatura ambiente. C' es aproximadamente igual a 1 en condiciones ambientales para partículas mayores que 1 a 5 µm. En consecuencia, a menudo, el diámetro real de la partícula líquida y el diámetro aerodinámico equivalente son idénticos.

Cuando se dispone de una distribución de los diámetros de las partículas a recolectar, la distribución real de diámetros debe convertirse en distribución de masa por medio del diámetro aerodinámico. Con frecuencia, la distribución se puede representar o aproximar mediante una distribución logarítmica normal (una línea recta en una gráfica log-log del porcentaje de masa acumulado de las partículas en función del diámetro), que se puede caracterizar por el diámetro de la masa media de la partícula d_{p50} y la desviación estándar estadística de las partículas de la media σ_g. A su vez, σ_g se puede obtener de la gráfica log-log mediante $\sigma_g = D_{pa50}/D_{pa}$ a 15.87% = D_{pa} a 84.13%/D_{pa50}.

El grado de eficiencia η de la mayor parte de los recolectores se puede expresar en función del diámetro aerodinámico de la partícula en forma de una ecuación exponencial. Es más sencillo expresar la ecuación en términos de la penetración de la partícula P_t (de las partículas no recolectadas), donde el porcentaje de penetración $P_t = 1 - \eta$, cuando η es el porcentaje de eficiencia. La ecuación característica de recolección es:

$$P_t = e^{(-A_a D_{pa}{}^B)} \qquad (18\text{-}146)$$

donde A_a y B son funciones del dispositivo de recolección. Calvert (R-12) determinó que para muchos dispositivos en los que los mecanismos básicos de recolección son la intercepción directa y la impactación por inercia, como, por ejemplo, los lechos empacados, los recolectores de malla tejida, las placas desviadoras en zig-zag, los recolectores de blanco, como los bancos de tubos, las columnas de platos perforados y los depuradores venturi, el valor de B es aproximadamente igual a 2.0. Para los recolectores de ciclón, el valor de B es aproximadamente igual a 0.67. La penetración total integrada $\bar{P}_t$ para un dispositivo que maneja una distribución de diámetros de partícula se puede obtener por

$$\bar{P}_t = \int_0^W \left(\frac{dW}{W}\right) P_t \qquad (18\text{-}147)$$

donde (dW/W) representa la masa de las partículas en una distribución estrecha de diámetros y P_t es la penetración promedio para dicho intervalo de diámetros. Cuando las partículas a recolectar tienen una distribución logarítmica normal y la eficiencia del dispositivo de recolección se puede expresar por medio de la ecuación (18-146), la eficiencia total de recolección integrada que se requiere, $\bar{P}_t$, se puede relacionar con la relación del diámetro de corte aerodinámico del dispositivo D_{pc} respecto al diámetro de la masa media aerodinámica de la partícula D_{pa50}. Esta relación necesaria para una distribución y recolección determinada se designa como R_r, y estas relaciones se muestran gráficamente en la figura 18-106. Para muchos dispositivos en los que B es igual a 2.0, se obtuvo una gráfica simplificada (Fig. 18-107). Con base en estas figuras y una vez que se conoce la eficiencia total de recolección y la distribución de las partículas, se puede leer el valor de R_r. Al sustituir el diámetro de la masa media de la partícula se obtiene el diámetro de corte aerodinámico requerido para el dispositivo de recolección que se considera. Por consiguiente, una gráfica experimental del diámetro de corte aerodinámico, para cada dispositivo en función de

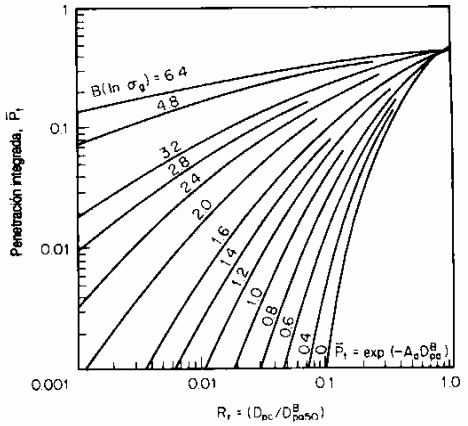


FIG. 18-106 Penetración total integrada en función de la distribución del tamaño de partícula y los parámetros del colector. (Calvert, Yung y Leung, NTIS Publ. PB-248050, 1975.)

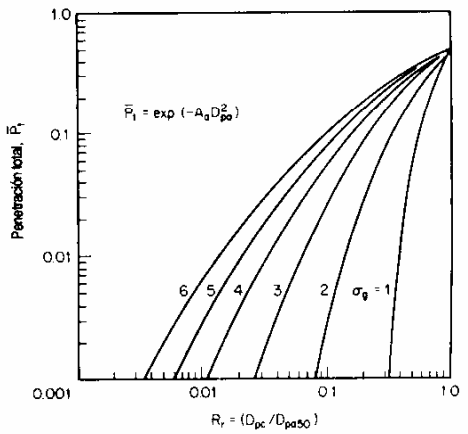


FIG. 18-107 Penetración total integrada en función de la distribución del tamaño de partícula y el diámetro de corte del colector, cuando $B = 2$ en la ecuación (18-146). (Calvert, Goldshmid, Leith y Mehta, NTIS Publ. PB-213016, 213017, 1972.)

los parámetros de operación, puede utilizarse para determinar lo adecuado del dispositivo.

Equipos de recolección

Sedimentadores por gravedad La gravedad puede actuar para la eliminación de las gotas más grandes. Es muy útil un espacio para la sedimentación de desunión encima de los líquidos aireados o en ebullición en el tanque o zona de rocío de la torre. Si se mantiene baja la velocidad del gas, todas las partículas con velocidades de asentamiento terminal (véase la Fig. 5-80) mayores a la velocidad del gas se asentarán con el tiempo. Es útil el incremento de la sección transversal del recipiente en la zona de asentamiento. Las velocidades terminales para las partículas más pequeñas a 50 μm son muy bajas y, en general, no son atractivas para la eliminación de las partículas. Otro medio eficaz de utilizar la gravedad es el flujo laminar de gas en trayectorias largas horizontales entre las bandejas o repisas en las que se asientan las gotas. Las ecuaciones de diseño se dan en la Sección 20 bajo "Separaciones gas-sólido". La caída de presión del sedimentador es muy baja, y por lo general está limitada por las pérdidas a la entrada y salida.

Separación por centrifugación La fuerza centrífuga se puede utilizar para mejorar cientos de veces la recolección de partículas, en comparación con la gravedad. El diseño de los separadores de ciclón para eliminar el polvo se trata detalladamente en la Sección 20 bajo "Separaciones gas-sólido" y los diseños característicos de los ciclones aparecen en la figura 20-108. Las razones dimensionales para una familia de ciclones aparecen en la figura 20-106. Los ciclones, si se diseñan con cuidado, pueden ser más eficientes para la recolección de líquidos que de sólidos, ya que los líquidos coalescen al capturarlos y son fáciles de drenar de la unidad. Sin embargo, algunas precauciones que no se requieren para los ciclones de sólidos son necesarias en los ciclones de líquidos para evitar el rearrastre.

Las pruebas realizadas por Calvert (R-12) demuestran una elevada eficiencia de recolección primaria en las gotas con diámetros de hasta 10 μm y de acuerdo con las ecuaciones de eficiencia de Leith y Licht [*Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **68**(126), 196-206 (1972)] para la geometría específica del ciclón de prueba, si se desea evitar el rearrastre. Los puntos característicos de arrastre son **1**) por deslizamiento a lo largo de la tubería de salida del gas, **2**) arrastre por corte de la película de líquido, que se forma en las paredes, y **3**) colección por vórtice del líquido acumulado en el fondo (Fig. 18-108*a*). El rearrastre debido al deslizamiento de líquido a lo largo de la parte superior del ciclón y abajo de la tubería de salida se puede evitar, al proporcionar un tubo de salida con un faldón cónico acampanado (véase la Fig. 18-108*b*), que suministra un punto del que el líquido puede gotear, sin ser atrapado por el gas de salida. El faldón debe ser ligeramente más corto que el tubo de salida de gas, pero debe ampliarse abajo del fondo de la entrada de gas. La entrada de gas al ciclón no debe chocar con este faldón. A menudo, la orilla del fondo del faldón está cortada en V o aserrada.

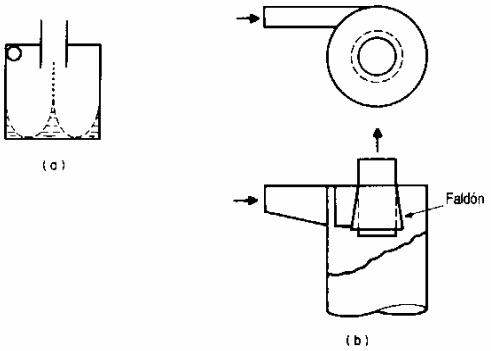


FIG. 18-108 *a*) Arrastre de líquido desde el fondo de un recipiente por flujo centrífugo. (Rietema y Verner, *Cyclones in Industry*, Elsevier, Amsterdam, 1961). *B*) Faldón a la salida de gas para los ciclones de líquido. (Stern et al., *Cyclone Dust Collectors*, American Petroleum Institute, New York, 1955.)

Por lo general, el rearrastre se reduce por medio de velocidades menores de entrada de gas. Calvert (R-12) revisó la literatura para calcular el comienzo del arrastre y descubrió que el más confiable es el de Chien e Ibele (ASME Paper 62-WA170). Calvert aplica su corrección al número de Reynolds del líquido sobre la pared del ciclón, $N_{Re,L} = 4Q_L/h_i\nu_L$, donde Q_L representa la velocidad volumétrica de flujo de líquido, cm^3/s; h_i es la altura de la entrada del ciclón, cm y ν_L es la viscosidad cinemática del líquido, cm^2/s. Calvert descubrió que el inicio del arrastre ocurre a la velocidad de entrada del gas al ciclón V_{ci}, m/s, de acuerdo con la relación $V_{ci} = 6.516 - 0.2865 \ln N_{Re,L}$.

El rearrastre desde el fondo del ciclón se puede prevenir de varios modos. Si se utiliza un ciclón característico que funciona en seco y tiene un cono largo, el líquido se mantiene continuamente drenado y el rearrastre por vórtice es poco probable. Sin embargo, es deseable la colocación de una placa desviadora para romper el vórtice a la salida, y quizás sería benéfico un disco plano en la parte superior, que se extienda de 2 a 5 cm (0.8 a 2.0 in) de las paredes. A menudo, los ciclones para líquidos se construyen sin conos y tienen los fondos en forma de disco. Las modificaciones descritas antes son necesarias en tales situaciones. Stern, Caplan y Bush (*Cyclone Dust Collectors*, American Petroleum Institute, New York, 1955) y Rietema y Verver (en Tengbergen, *Cyclones in Industry*, Elsevier, Amsterdam, 1961, chap. 7) han analizado los ciclones para la recolección de líquidos.

Al igual que respecto a los ciclones para polvo, no existen ecuaciones confiables para la caída de presión (véase la Secc. 20), a pesar de que se han publicado muchas. Parte del problema es que no existe una geometría estándar del ciclón. Calvert (R-12) obtuvo experimentalmente la ecuación $\Delta P = 0.000513\, \rho_g\, (Q_g/h_i W_i)^2 (2.8\, h_i w_i/d_o^2)$, donde ΔP se expresa en cm de agua; ρ_g representa la densidad del gas, en g/cm^3; Q_g es la velocidad volumétrica de flujo del gas, cm^3/s; h_i y w_i son la altura de la entrada del ciclón y el ancho, respectivamente, cm, y d_o es el diámetro de la salida de gas, cm. Esta ecuación tiene la misma forma que la propuesta por Shepherd y Lapple [*Ind. Eng. Chem.*, **31**, 1246 (1940)], pero sólo se obtienen caídas de presión de 37%.

La eficiencia de los ciclones de líquidos se puede mejorar al introducir un rocío grueso de líquido a la entrada del ciclón. Las gotas grandes, que se pueden recolectar fácilmente, chocan con las partículas finas a medida que barren la corriente de gas en su desplazamiento hacia la pared. (Véase la subsección "Depuradores en húmedo", en relación con el diámetro óptimo del rocío.) Los ciclones se pueden también operar en húmedo para mejorar su funcionamiento sobre el polvo seco. La eficiencia se puede mejorar mediante una reducción de las pérdidas por arrastre, ya que las partículas de polvo se atrapan en la película de agua. Los choques entre las partículas de polvo y las gotas ayudan a la recolección, y una irrigación adecuada puede eliminar los problemas de incrustación y ensuciamiento de la pared. La operación más eficiente se obtiene por medio de rocío a contracorriente del flujo de gas, en el ducto de entrada al ciclón, con velocidades de líquido de 0.7 a 2.0 l/m^3 de gas. Además, existen muchos diseños de separadores de líquidos que utilizan la fuerza centrífuga, algunos de los cuales se muestran en la figura 18-109. Muchos de estos diseños fueron desarrollados originalmente como separadores de vapor, para eliminar el condensado arrastrado. En algunos diseños, la separación se mejora por medio de placas desviadoras, para el choque y la formación de remolinos.

Separación por choque La separación por choque utiliza el impacto directo y las fuerzas de inercia entre partículas, las corrientes de gas y los cuerpos de blanco para proporcionar la captura. El mecanismo se analiza en la Sección 20, bajo "Separaciones gas-sólido". En los

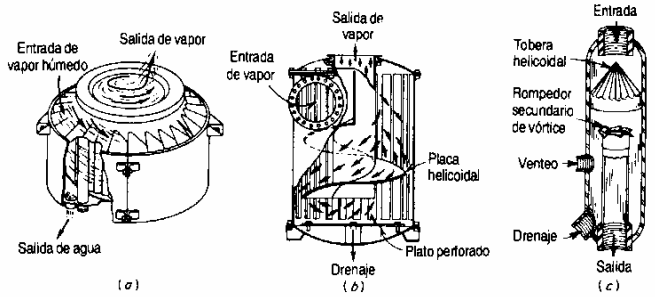


FIG. 18-109 Separadores característicos que utilizan la fuerza de choque además de la centrífuga. *a*) Purificador Hi-eF. (*V. D. Anderson Co.*) *b*) Separador Flick. (*Wurster & Sanger, Inc.*) *c*) Separador en línea, tipo RA. (*Centrifix Corp., Bull. 220*).

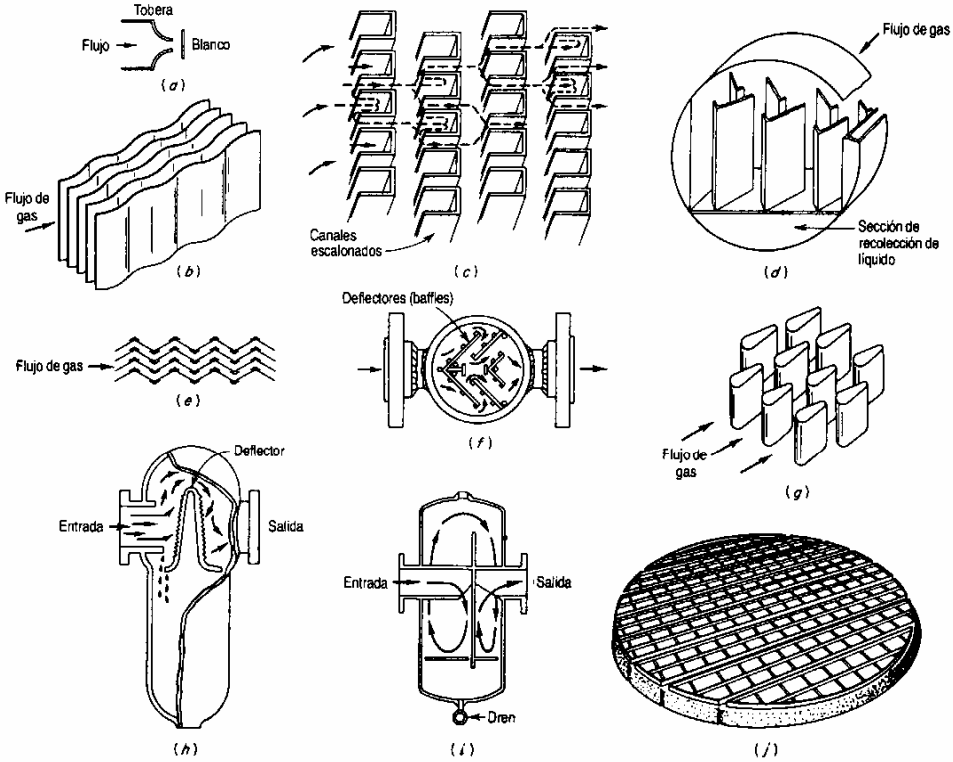


FIG. 18-110 Separadores comunes de impacto. *a*) Golpeador de chorro. *b*) Plato ondulado. *c*) Canales escalonados. (*Blaw-Knox Food & Chemical Equipment, Inc.*) *d*) Extractor de neblina de "tipo de paletas". (*Maloney-Crawford Tank and Mfg. Co.*). *e*) Separador de líneas Peerless (*Peerless Mfg. Co.*). *f*) Separador Strong (*Strong Carlisle y Hammond*). *g*) Separador de líneas Karbate (*Union Carbide Corp.*). *h*) Separador horizontal tipo E (*Wright-Austin Co.*) *i*) Separador PL (*Ingersoll Rand Co*). *j*) Desneblinizador de malla de alambre (*Otto H. York Co.*).

líquidos, la coalescencia de la gota ocurre sobre la superficie del blanco y se deben tomar las medidas adecuadas para drenar sin rearrastre. Calvert (R-12) ha estudiado la recolección por choque contra blancos que consisten en bancos de tubos, placas desviadoras en zig-zag y lechos empacados y de malla. En la figura 18-110 aparecen otros diseños de separadores por choque.

En su forma más sencilla, un separador por choque no es otra cosa que un blanco colocado frente a un canal de flujo, por ejemplo, un disco al final de un tubo. Para mejorar la eficiencia de recolección se incrementa la velocidad del gas, de manera que al final forme una tobera (véase la Fig. 18-110*a*). Para estimar la recolección de partículas como una función del diámetro puede utilizarse la correlación de eficiencia del blanco, que aparece en la figura 20-105. Ya que dicha eficiencia será más baja para los sistemas con números de separación inferiores a 5 o 10 (partículas pequeñas, bajas velocidades de gas), con frecuencia la neblina se hace chocar con varios blancos en serie, como en las figuras 18-110*c*, *d* y *g*.

La penetración total de la gota es el producto de la penetración por cada conjunto de blancos en serie. Es obvio que se requiere un procedimiento de integración para una distribución de diámetros de partícula, con objeto de obtener la eficiencia global de recolección. Este método de eficiencia del blanco es adecuado para el cálculo de la eficiencia cuando en el diseño se evita, en forma eficaz, la desviación de la corriente gaseosa de los blancos y se suministra un periodo adecuado para acelerar las gotas de líquido hasta alcanzar la velocidad del gas. Katz (R-16) investigó el diseño de un separador de arrastre de placa y chorro y descubrió que la caída de presión es inferior a la esperada, para suministrar la energía cinética, tanto para la aceleración de la gotita como para la fricción del gas. Una estimación basada en sus resultados indica que el promedio de las partículas de líquido se aceleraron sólo hasta 60% de la velocidad del gas. Las gotas grandes, que son la más fáciles de recolectar, se acelerarán menos que las partículas más pequeñas. Este factor tiene un efecto de nivelación en la eficiencia de recolección en función del diámetro de partícula, de manera que los resultados experimentales en dichos dispositivos pueden no mostrar una reducción brusca en la eficiencia, con respecto al diámetro de partícula, como la estimada por medio del cálculo. Estos resultados indican que, en muchos casos, la falta de capacidad para estimar los resultados no constituye una imperfección en el tratamiento teórico, sino que es una falta de conocimiento sobre las distribuciones de las velocidades dentro del sistema.

Katz (R-16) estudió también los *separadores por choque con placas onduladas* (Fig. 18-110*b*), hechos por arcos de 90°, con un radio de 11.1 mm (0.44 in) y 3.8 mm (0.15 in) de claro entre placas. La caída de presión es función de la geometría del sistema. La caída de presión para el sistema de Katz y la eficiencia de recolección para siete ondas aparece en la figura 18-111. Katz utilizó la expresión de Souders-Brown, con objeto de definir la velocidad de diseño para el gas entre las ondas:

$$U = K\sqrt{(\rho_l - \rho_g)/\rho_g} \qquad (18\text{-}148)$$

K tiene un valor de 0.12, para expresar U en ms^{-1} (0.4 para ft/s) y ρ_l y ρ_g representan las densidades del líquido y gas, expresadas en cualquier conjunto congruente de unidades. Katz no descubrió cambio en la eficiencia para velocidades de gas que van desde la mitad hasta tres veces más que las terminadas con la ecuación.

Calvert (R-12) investigó las *placas desviadoras en zig-zag* con un diseño parecido al de la figura 18-110*e*. Las placas desviadoras pueden tener espacios entre los cambios de dirección o estar conectadas como se muestra en la figura. Calvert descubrió cerca de 100 por recolección para las gotas de agua de 10 μm o más. Algunos diseños tenían eficiencias elevadas para las gotas hasta de 5 u 8 μm. Las velocidades deseables del gas son de 2 a 3.5 m/s (6.6 a 11.5 ft/s), con una caída de presión para la placa desviadora de seis pasos de 2 a 2.5 cm (0.8 a 1.0 in) de agua. Con base en un mezclado turbulento, se desarrolló una ecuación para el cálculo de la eficiencia primaria de recolección en relación con el diámetro de la partícula y la geometría del colector:

$$\eta = 1 - \exp\left[-\frac{u_{tc} n W \theta}{57.3\, U_g b \tan\theta}\right] \qquad (18\text{-}149)$$

donde η representa el porcentaje de eficiencia primaria de recolección; u_{tc} es la caída de velocidad centrífuga terminal, en dirección perpendicular, cm/s; U_g es la velocidad superficial del gas, cm/s; n es el número de hileras de placas desviadoras o vueltas; θ es el ángulo de inclinación de la placa desviadora, respecto a la trayectoria de flujo, °; W es el ancho de la placa desviadora, cm, y b es el espacio entre placas, en la misma hilera, cm. Para un número de Reynolds bajo ($N_{Re,D} < 0.1$), en la región donde se aplica la ley de Stokes, Calvert obtiene el valor para la caída de velocidad centrífuga terminal de $u_{tc} = d_p^2 \rho_p a/18\,\mu_g$ donde d_p y ρ_p representan el diámetro de caída de la partícula, cm y la densidad de la partícula, g/cm^3, respectivamente; μ_g es la viscosidad del gas, P; y a es la aceleración debida a la fuerza centrífuga, que está definida por la ecuación $a = 2U_g^2 \operatorname{sen}\theta/W\cos^3\theta$. Para los casos en que no se aplica la ley de Stokes, Calvert recomienda la sustitución en la derivación de la ecuación (18-149) de u_{tc} por los coeficientes de arrastre, obtenidos a partir de los datos de coeficientes de arrastre de Foust y cols. (*Principles of Unit Operations*, Toppan Co., Tokyo, 1959).

Calvert descubrió que la velocidad del gas afecta el rearrastre, a partir de las placas desviadoras, así como la relación líquido a gas y la

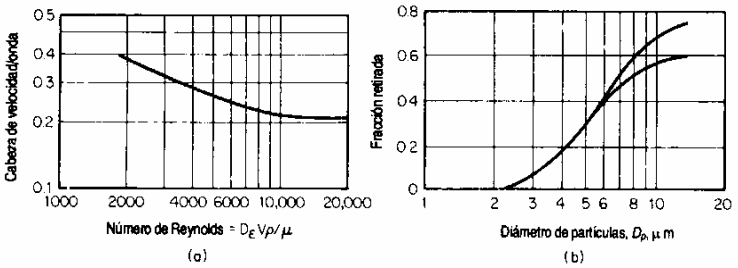


FIG. 18-111 Caída de presión y eficiencia de recolección de un separador de platos ondulados. *a*) Caída de presión. *b*) Eficiencia D_E = claro entre láminas. (Katz, M.S. thesis, Pennsylvania State University, 1958).

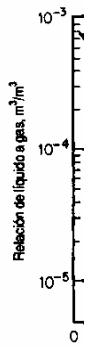


FIG. 18-112 Región
te de placas desviadora
vert, Yung y Leung, NT

orientación de las pl
pasa un flujo horizo
rearrastre mínimo.
desviadoras vertical
tales proporcionaro
y las placas inclina
ecuación (18-150)
la caída de presión a
indicada debe hacer
viadoras presentes.

ΔP =

ΔP representa la
del gas, g/cm^3; A_p
placas desviadoras,
es el área de la secci
coeficiente de arrast
nas inclinadas y se
velocidad real del g
ficial del gas U_g por
incidencia θ para la

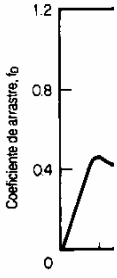


FIG. 18-113 Coefici
inclinadas, que se utiliz
Publ. PB-248050; basa
(1927).]

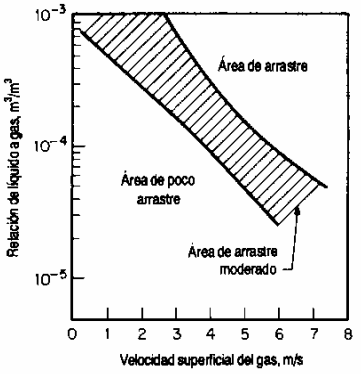


FIG. 18-112 Región de operación segura para prevenir el rearrastre procedente de placas desviadoras verticales y en zig-zag, con flujo de gas horizontal. (Calvert, Yung y Leung, NTIS Publ. PB-248050, 1975.)

orientación de las placas. Las placas desviadoras verticales por las que pasa un flujo horizontal de gas proporcionaron el mejor drenado y el rearrastre mínimo. Las regiones de operación segura con las placas desviadoras verticales aparece en la figura 18-112. Las placas horizontales proporcionaron el drenado más deficiente y el máximo rearrastre, y las placas inclinadas tuvieron un comportamiento intermedio. La ecuación (18-150) desarrollada por Calvert se utiliza para calcular la caída de presión a través de placas desviadoras en zig-zag. La suma indicada debe hacerse sobre todo el número de hileras de placas desviadoras presentes.

$$\Delta P = \sum_{i=1}^{i=n} 1.02 \times 10^{-3} f_D \rho_g \frac{U'_g A_p}{2A_t} \qquad (18\text{-}150)$$

ΔP representa la caída de presión en cm de agua; ρ_g es la densidad del gas, g/cm^3; A_p es el área total proyectada de toda una hilera de placas desviadoras, en dirección del flujo de entrada de gas, cm^2; y A_t es el área de la sección transversal del ducto, cm^2. El valor de f_D es un coeficiente de arrastre para el flujo de gas que pasa por las placas planas inclinadas y se toma de la figura 18-113, en tanto que U'_g es la velocidad real del gas, la cual está relacionada con la velocidad superficial del gas U_g por $U'_g = U_g/\cos\theta$. Debe observarse que el ángulo de incidencia θ para la segunda hilera de placas desviadoras y las sucesivas es igual al doble del valor para la primera hilera. La mayor parte del trabajo de Calvert se realizó con placas desviadoras a 30°, pero el método se correlaciona bien con los demás datos para placas desviadoras a 45°.

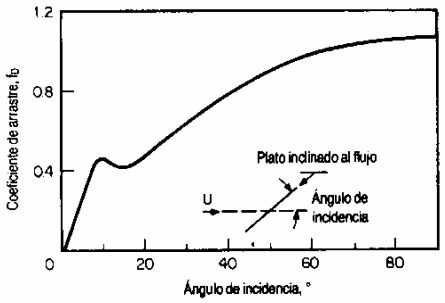


FIG. 18-113 Coeficiente de arrastre para el flujo que pasa por placas planas inclinadas, que se utiliza en la ecuación (18-150). [(Calvert, Yung y Leung, NTIS Publ. PB-248050; basado en Fage y Johansen, Proc. R. Soc. (London). 116A, 170 (1927).]

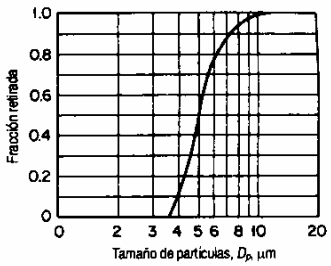


FIG. 18-114 Eficiencia de recolección de un separador de líneas Karbate. Basada en partículas con un peso específico de 1.0, suspendidas en aire, con una caída de presión de 2.5 cm de agua manométrica. (*Union Carbide Corp., Catalog Section S-6900*, 1960).

El separador de Karbate en la línea (véase la Fig. 18-110*g*) está compuesto de varias capas de blancos en forma de lágrima hechos de varillas de Karbate. El fabricante recomienda el empleo de una constante de flujo de diseño K, con un valor de 0.035 m/s (1.0 ft/s), en la ecuación (18-148). La caída de presión es de 5 $^1/_2$ cabezas de velocidad, basadas en la velocidad superficial del gas. Este valor probablemente se incremente a cargas elevadas del líquido. En la figura 18-114 aparece la curva de eficiencia informada por el fabricante a la velocidad de diseño del aire.

Calvert (R-12) estudió también el empleo de un **banco múltiple de tubos** como un colector de gotas e informa que la eficiencia de recolección para los tubos íntimamente empacados sigue las ecuaciones para la impactación con chorro rectangular, que se pueden obtener gráficamente en la figura 18-115 al utilizar un parámetro dimensional ß, que está basado en la geometría del tubo; $\beta = 2l_i/b$, donde b es la distancia abierta entre tubos adyacentes en la misma hilera (ancho del orificio) y l_i es la longitud de impactación (distancia entre el orificio y el plano de choque), o aproximadamente la distancia entre centros de las hileras sucesivas de tubos. Obsérvese que el parámetro de impactación K_p se grafica a la mitad de la potencia en la figura 18-115 y que se utiliza el radio de la gota, en lugar del diámetro. La eficiencia total de recolección para un tamaño de partícula determinado se calcula para todo el banco de tubos por medio de

$$\eta = 1 - (1 - \eta_b)^N \qquad (18\text{-}151)$$

donde η_b representa la eficiencia de recolección para un determinado diámetro de partícula, en una etapa de un impactor rectangular de chorro (Fig. 18-115) y N es el número de etapas en el banco de tubos (igual al número de hileras menos uno). Para tubos muy espaciados, la eficiencia del blanco η_g se puede calcular a partir de la figura 20-105 o con base en los datos de impactación de Golovin y Putnam [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **1**, 264 (1962)]. La eficiencia del banco total de tubos para un diámetro de partícula específico se puede calcular a partir de la ecuación $\eta = 1 - (1 - \eta_t\, a'/A)^n$, donde a' es el área de la sección transversal de todos los tubos en una hilera, A representa el área total de flujo, y n es el número de hileras de tubos.

Calvert informa que la caída de presión a través del banco de tubos no se ve muy afectada por la carga de líquido y señala que la correlación de Grimison, en la sección 5 ("Bancos de tubos") para un flujo de gas perpendicular al banco de tubos o los datos para el flujo de gas a través de los haces de tubos de un intercambiador de calor se pueden utilizar para el cálculo. Sin embargo, sugiere la siguiente ecuación:

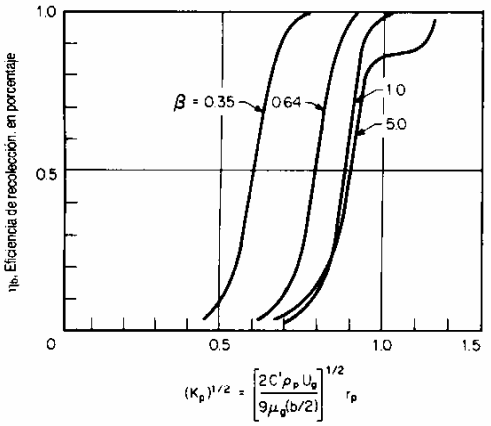


FIG. 18-115 Eficiencias experimentales de recolección de los impactores rectangulares. C' representa el factor de corrección de Stokes-Cunningham; ρ_p es la densidad de la partícula, g/cm^3; U_g es la velocidad superficial del gas, que se aproxima a las aberturas del impactor, cm/s; y μ_g es la viscosidad del gas. P. [Calvert, Yung y Leung, NTIS Publ. PB-248050; basado en Mercer y Chow, *J. Coll. Interface Sci.*, **27**, 75 (1968).]

donde ΔP está en cm de agua, n representa el número de hileras de tubos; ρ_g es la densidad del gas, g/cm^3; y U'_g es la velocidad real del gas entre los tubos en una hilera, cm/s. Calvert descubrió un incremento en la caída de presión de aproximadamente 80 a 85% más alto que el calculado por la ecuación (18-152) en flujo ascendente vertical de gas, a través de bancos de tubos, debido a la retención de líquido, para velocidades de gas superiores a 4 m/s. El inicio del rearrastre de líquido en los bancos de tubos se puede calcular a partir de la figura 18-116. El rearrastre ocurre a velocidades mucho menores en flujo ascendente vertical que en flujo horizontal de gas, a través de bancos verticales de tubos. En tanto que la parte superior de la línea sombreada en la figura 18-116*a* predice el rearrastre para velocidades de gas superiores a 3 m/s (9.8 ft/s) con cargas elevadas de líquido, la mayor parte del arrastre se asentó en el fondo del ducto, en 1 a 2 m (3.3 a 6.6 ft) y el arrastre no recorrió distancias significativas hasta que la velocidad del gas excedió 7 m/s (23 ft/s).

Recolectores de lecho empacado Muchos materiales diferentes, que incluyen carbón, coque, sólidos rotos de varios tipos, como, por ejemplo, ladrillo, azulejo, roca y piedra, así como los tipos normales de empaques de torres, como son los anillos, las sillas y las formas especiales de plástico se han utilizado durante años en los lechos empacados, para eliminar los líquidos arrastrados en la impactación y filtración. No se dispone de separadores que utilizan materiales naturales, como unidades estándar comerciales, pero sí se diseñan para aplicaciones específicas. Las cajas de coque se utilizaron ampliamente de 1920 a 1940 como separadores del ácido sulfúrico arrastrado (véase *Manual del Ingeniero Químico* 5th ed., pp. 18-87), pero en la actualidad han sido sustituidos por dispositivos más complicados y eficientes.

Jackson y Calvert [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **12**, 1075 (1966)] estudiaron la recolección de partículas finas de neblina de aceite combustible en lechos de esferas de vidrio de ½ in, anillos de Raschig y sillas de Berl e Intalox. La neblina tenía un diámetro de la masa media de la

$$\Delta P = 8.48 \times 10^{-5}\, n \rho_g U'^2_g \qquad (18\text{-}152)$$

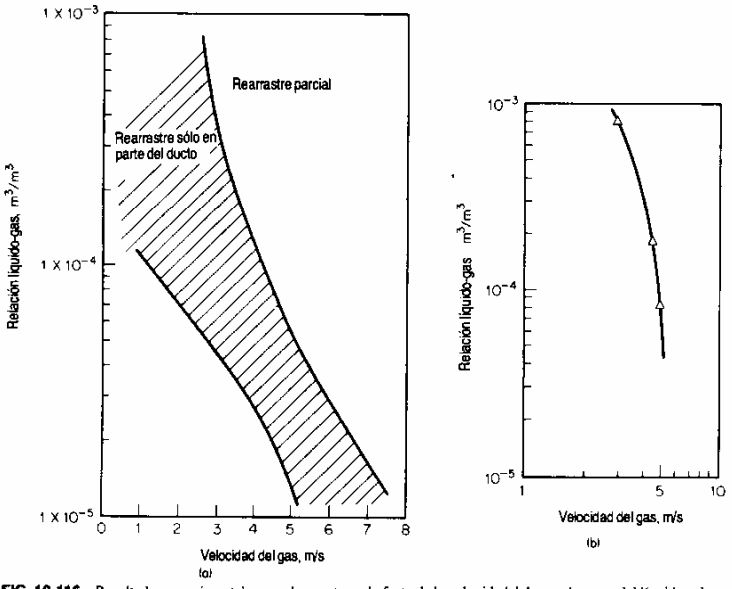


FIG. 18-116 Resultados experimentales que demuestran el efecto de la velocidad del gas y la carga del líquido sobre el arrastre, en *a*) un banco de tubos verticales con flujo horizontal de gas, y *b*) un banco de tubos horizontales con flujo ascendente. Para convertir metros por segundo en pies por segundo, multiplíquese por 3.281. (Calvert, Yung y Leung, NTIS Publ. PB-248050.)

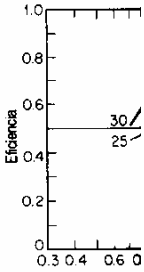


FIG. 18-117 Eficien
Para convertir pies po
0.3048; para convertir c
convertir gramos por c
por 62.43. [Jackson y C

partícula de 6 μm y
recolección en funci
en un lecho de sillas
(6 in) de espesor apa
sido generalizados p
recolección de las p
Las suposiciones en
sobre la gota está da
semicirculares a los
longitud del lecho, Z
del empaque, d_c (cm
manera que $\eta_1 = Z/($
les, U_{gb} (cm/s), es i
lecho, de manera qu
velocidad superficia
la fracción de espac
lecho ocupada por el
de retención de líqui
les semicirculares b
tro de los element
suposiciones llevan
un tamaño determin
empacado:

$$P_t = 1 -$$

donde

Los valores de ρ_p
metro de la misma, c
los demás términos
aparecen los valores
tales de Jackson y C
los empaques fabri
0.19. El bajo valor c
dad misma del coqu

Calvert (R-12) ha
flujo transversal, que
lechos a contracorrie
flujo de gas es insign
hasta cierto punto m
con flujo ascendente

úmero de hileras de
la velocidad real del
cubrió un incremen-
a 85% más alto que
endente vertical de
ción de líquido, para
rearrastre de líquido
la figura 18-116. El
en flujo ascendente
bancos verticales de
mbreada en la figura
e gas superiores a 3
yor parte del arrastre
,6 ft) y el arrastre no
ocidad del gas exce-

ateriales diferentes.
os tipos, como, por
os tipos normales de
s y las formas espe-
los lechos empaca-
la impactación y
zan materiales natu-
o sí se diseñan para
izaron ampliamente
ico arrastrado (véase
), pero en la actuali-
licados y eficientes.
, 1075 (1966)] estu-
a de aceite combus-
s de Raschig y sillas
la masa media de la

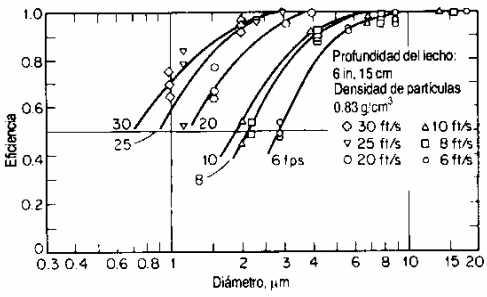


FIG. 18-117 Eficiencia experimental de recolección, sillas Intalox de ½ in. Para convertir pies por segundo en metros por segundo, multiplíquese por 0.3048; para convertir centímetros en pulgadas, multiplíquese por 0.394; y para convertir gramos por centímetro cúbico en libras por pie cúbico, multiplíquese por 62.43. [Jackson y Calvert, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **12**, 1075 (1966).]

partícula de 6 μm y una desviación estándar de 2.0. La eficiencia de recolección en función del diámetro de partícula y la velocidad del gas, en un lecho de sillas Intalox de 355 mm (14 in) de diámetro y 152 mm (6 in) de espesor aparece en la figura 18-117. Este y otros trabajos han sido generalizados por Calvert (R-12) para calcular las eficiencias de recolección de las partículas líquidas en cualquier lecho empacado. Las suposiciones en el desarrollo teórico son que la fuerza de arrastre sobre la gota está dada por la ley de Stokes y que el número de codos semicirculares a los que está sujeto el gas, η_1, está relacionado con la longitud del lecho, Z (cm), en la dirección del flujo de gas, el diámetro del empaque, d_c (cm) y el ancho del canal de flujo de gas, b (cm), de tal manera que $\eta_1 = Z/(d_c + b)$. La velocidad del gas a través de los canales, U_{gb} (cm/s), es inversamente proporcional al volumen libre del lecho, de manera que $U_{gb} = U_g[1/(\varepsilon - h_b)]$; donde Ug representa la velocidad superficial del gas, cm/s, que se aproxima al lecho; ε es la fracción de espacios vacíos y h_b es la fracción del volumen total de lecho ocupada por el líquido, que se puede obtener a partir de los datos de retención de líquido en los lechos empacados. El ancho de los canales semicirculares b se puede expresar como una fracción j del diámetro de los elementos de empaque, de manera que $b = j\,d_c$. Estas suposiciones llevan a una ecuación para el cálculo de la penetración de un tamaño determinado de la partícula líquida a través de un lecho empacado:

$$P_t = 1 - \exp\left[\frac{-\pi}{2(j+j^2)(\varepsilon - h_b)}\left(\frac{Z}{d_c}\right)K_p\right] \qquad (18\text{-}153)$$

donde

$$K_p = \frac{\rho_p d_p^2 U_g}{9\,\mu_g d_c} \qquad (18\text{-}154)$$

Los valores de ρ_p y d_p son la densidad de la gota, g/cm³, y el diámetro de la misma, cm; μ_g representa la viscosidad del gas, P. Todos los demás términos se definieron con anterioridad. En la tabla 18-20 aparecen los valores calculados de j a partir de los datos experimentales de Jackson y Calvert. Los valores de j para la mayor parte de los empaques fabricados se encuentran en el intervalo de 0.16 a 0.19. El bajo valor de 0.03 para el coque puede deberse a la porosidad misma del coque.

Calvert (R-12) ha probado la correlación en lechos empacados con flujo transversal, que tienden a proporcionar un mejor drenado que los lechos a contracorriente y descubrió que el efecto de la orientación del flujo de gas es insignificante. Sin embargo, el inicio del rearrastre fue hasta cierto punto menor en un lecho de 2.5 cm (1 in) de anillos de Pall con flujo ascendente de gas [6 m/s (20 ft/s)] que con flujo transversal

TABLA 18-20 Valores experimentales de *j*, el ancho del canal en el empaque, como un porcentaje del diámetro del empaque

Tamaño del empaque			
cm	in	Tipo de empaque	
1.27	0.5	Sillas Berl e Intalox, canicas, anillos Raschig	0.192
2.54	1.0	Sillas Berl e Intalox, anillos Pall	0.190
3.8	1.5	Sillas Berl e Intalox, anillos Pall	0.165
7.6 –12.7	3-5	Coque	0.03

horizontal de gas. El inicio del rearrastre fue independiente de la carga de líquido (todos los lechos eran no irrigados) y el arrastre ocurrió a valores superiores al punto de inundación de los lechos empacados, como indican las ecuaciones convencionales. En los lechos con más de 3 cm (1.2 in) de agua de caída de presión, la caída experimental con flujo de gas, tanto horizontal como vertical, fue menor que la calculada mediante las correlaciones generalizadas de caída de presión para lechos empacados. Sin embargo, Calvert recomienda el empleo de estas correlaciones para un diseño conservador.

Los datos de Calvert indican que los lechos empacados que se irrigan exclusivamente con el líquido recolectado pueden tener eficiencias de recolección de 80 a 90% en partículas de neblina hasta de 3 μm, pero tienen una eficiencia escasa con las partículas de neblina más finas. Con frecuencia, en las torres empacadas e irrigadas y las torres con componentes internos se utiliza un líquido que tenga capacidad de humedecer las partículas finas de la neblina que se va a recolectar. Los experimentos de la Tennessee Valley Authority (TVA) en la recolección de partículas de una neblina de ácido fosfórico con una masa media de 1.0 μm en torres empacadas han demostrado que la concentración del ácido fosfórico que circula es muy importante [véase Baskerville, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **37**, 79 (1941); y p. 18-87, 5th ed., *Manual del Ingeniero Químico*]. Hesketh [*J. Air Pollut. Control Assoc.*, **24**, 942 (1974)] informó de hasta el 50% de mejora en la eficiencia de recolección de partículas finas si se utilizan depuradores venturi, a los que se agrega solamente 0.10% de un tensoactivo no iónico de baja espuma al líquido lavador, y otros han experimentado resultados similares con diferentes dispositivos de contacto gas-líquido.

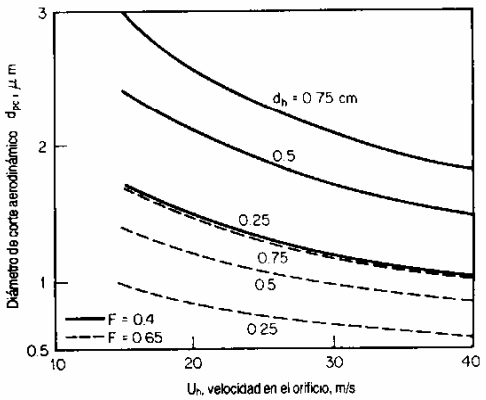


FIG. 18-118 Diámetro de corte aerodinámico para un depurador (scrubber) con un solo plato perforado, en función del diámetro del orificio, la velocidad del gas en el orificio y la densidad de la espuma, F, g/cm³. Para convertir metros por segundo en pies por segundo, multiplíquese por 3.281; para convertir gramos por centímetro cúbico en libras por pie cúbico, multiplíquese por 62.43. [Calvert, *J. Air Pollut. Control Assoc.*, **24**, 929 (1974).]

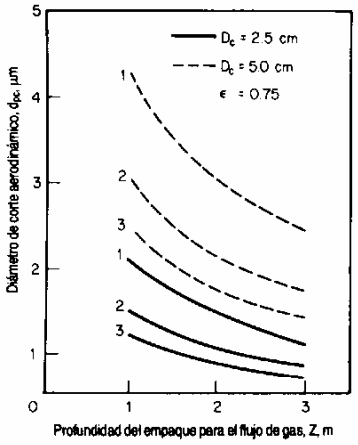


FIG. 18-119 Diámetro de corte aerodinámico para un separador característico de arrastre, con lecho empacado, en función del diámetro del empaque, la profundidad del lecho y tres velocidades no identificadas: 1, 2 y 3. Para convertir metros en pies, multiplíquese por 3.281; para convertir centímetros en pulgadas, multiplíquese por 0.394. [Calvert, *J. Air Pollut. Control Assoc.*, **24**, 929 (1974).]

Calvert (R-9 y R-10) informa acerca de la eficiencia de varios dispositivos de contacto gas-líquido para partículas finas. En la figura 18-118 aparece el diámetro del corte aerodinámico de la partícula, para un depurador de gas con un solo plato perforado, en función del diámetro del agujero de la perforación d_h, cm; la velocidad del gas en el agujero, u_h, m/s, y la densidad de la espuma F, g/cm^3. Esta curva se basa en las propiedades estándar del aire y del agua y las partículas humedecibles (hidrofílicas). El diámetro de corte disminuye al incrementarse la densidad de la espuma, que debe calcularse con base en las correlaciones para el comportamiento de las placas perforadas (véase la Fig. 18-15). La ecuación (18-153) se puede utilizar para el cálculo de las curvas generalizadas de diseño para la recolección en las columnas empacadas, al calcular los parámetros del empaque, la longitud del lecho y la velocidad del gas, que proporcionan eficiencias de recolección de 50% para varios diámetros de partículas. En la figura 18-119 se muestra esta gráfica para tres velocidades no identificadas del gas y dos diámetros del empaque.

Recolectores de neblina de malla de alambre Para los separadores de arrastre se utiliza mucho la malla de alambre de diferente densidad y espacios vacíos. Tiene la ventaja de eliminar cerca de 100% de las gotas mayores a 5 µm, con velocidades superficiales de gas de aproximadamente 0.2 m/s (0.6 ft/s) a 5 m/s (16.4 ft/s), dependiendo del diseño de la malla. Por lo general, la caída de presión no es mayor a 2.5 cm (1 in) de agua. Su principal desventaja es la facilidad con que los alquitranes y los sólidos insolubles tapan la malla. El separador se puede hacer para adaptarse a los recipientes de cualquier forma y puede construirse de cualquier material con el que se pueda hacer alambre. Los más comunes son el acero inoxidable y las fibras de plástico, pero en ocasiones se utilizan otros materiales. Por lo general, se utilizan tres tipos básicos de mallas: 1) las capas con rizado en la misma dirección (cada capa es en realidad una capa doble anidada); 2) las capas con rizado en direcciones alternas, con lo que se incrementan los espacios vacíos, se reduce la protección, se incrementa la eficiencia del blanco por capa y se proporciona una caída de presión menor por unidad de longitud; y 3) las capas de espiral arrollada que reducen la caída de presión en un tercio, pero el deslizamiento del fluido puede dar lugar a un mayor arrastre. Algunos pequeños fabricantes de mallas de plástico pueden ofrecer otros tejidos, que pretenden ser superiores. El diámetro del filamento puede variar desde aproximadamente 0.15 mm (0.006 in) para almohadillas de alambre fino hasta 3.8 mm (0.15 in) para algunas fibras plásticas. Los espesores característicos de la almohadilla varían de 100 a 150 mm (4 a 6 in), pero en ocasiones se utilizan almohadillas hasta de 300 mm de espesor (12 in). El diámetro característico de las mallas estándar de acero inoxidable es de 0.28 mm (0.011 in) con una densidad de acabado de la malla de 0.15 g/cm^3 (9.4 lb/ft^3). Se puede producir una densidad menor de la malla con alambre estándar, que proporciona velocidades de flujo 15 a 20% más elevadas.

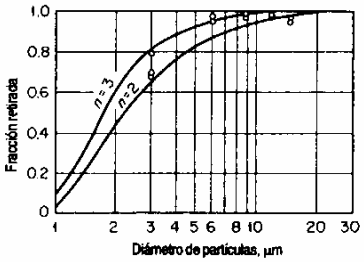


FIG. 18-120 Eficiencia de recolección de un separador de malla de alambre, 6 in de espesor, 98.6% de espacios libres; para los puntos experimentales se utilizó alambre de un diámetro de 0.006 in. Curvas calculadas para áreas libres iguales de dos a tres veces el volumen de sólidos del empaque. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

En la figura 18-120 se presenta una estimación calculada de la eficiencia de la malla, como un porcentaje del diámetro de las partículas de neblina. Los experimentos de Calvert (R-12) confirman la precisión de la ecuación de Bradie y Dickson [*Joint Symp. Proc. Inst. Mech. Eng./Yorkshire Br. Inst. Chem. Eng.*, 1969, pp. 24-25] para la eficiencia primaria de los separadores de malla:

$$\eta = 1 - \exp(-2/3)\pi a\, l \eta_t \qquad (18\text{-}155)$$

donde η representa la eficiencia total de recolección para una partícula con un diámetro determinado; l es el espesor de la malla, cm, en la dirección del flujo de gas; a es el área superficial de los alambres por unidad de volumen de la almohadilla de malla, cm^2/cm^3; y η_t es la eficiencia de recolección del blanco para alambre cilíndrico, que se puede calcular con base en la figura 20-105 o a partir de los datos de impactación de Golovin y Putnam [*Ind. Chem. Eng.*, **1**, 264 (1962)]. El factor 2/3, introducido por Carpenter y Othmer [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 549 (1955)] hace la corrección necesaria, ya que no todos los alambres están colocados en forma perpendicular al flujo de gas, y proporciona el área perpendicular proyectada. Si no se dispone del área específica de la superficie de la malla a, se puede calcular con base en el área de espacios vacíos ε y el diámetro del alambre d_w, en cm, $a = 4(1-\varepsilon)/d_w$.

York y Poppele (R-17) establecen que los factores que gobiernan la velocidad máxima permitida del gas a través de la malla son: 1) las densidades del gas y líquido; 2) la tensión superficial del líquido; 3) la viscosidad del líquido; 4) el área específica de la superficie de alambre; 5) la carga de entrada del líquido, y 6) el contenido de sólidos en suspensión. York (R-18) propuso la aplicación de la ecuación de Souders-Brown [Ec. (18-148)] para correlacionar la velocidad máxima permitida del gas con los valores de K, que para la mayor parte de los casos es igual a 0.1067, con objeto de obtener U en m/s (0.35 para ft/s). Cuando la viscosidad del líquido en la carga de entrada es elevada o el líquido está sucio, debe reducirse el valor de K. Schroeder (M.S. thesis,

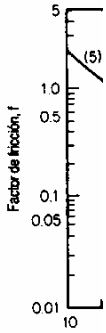


FIG. 18-121 Valor d
ción (18-156). Los valc
que se dan en la curva 1
2 aparecen los valores
Bradie y Dickson (*Join
Eng.*, 1969, pp. 24-25)
para las mallas de espir
(M.S. thesis, Brookly
Leung. NTIS Publ. PB

Newark College of
K, necesarios cuan
mo, por ejemplo, p
Ludwig (*Applied F
Plants*, 2d ed., vol. 1
reducidos de K de 0.

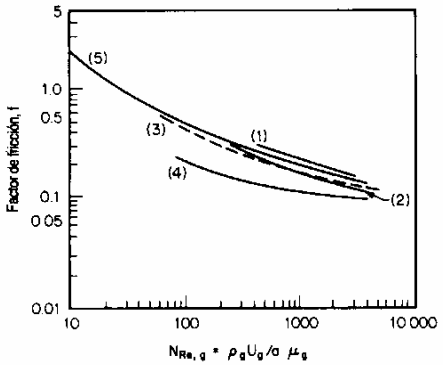


FIG. 18-121 Valor del factor de fricción f para mallas secas tejidas de la ecuación (18-156). Los valores de York y Poppele [*Chem. Eng. Prog.*, 50,421 (1954)] que se dan en la curva 1 son para la malla rizada en dirección alterna y en la curva 2 aparecen los valores para la malla rizada en la misma dirección. Los datos de Bradie y Dickson (*Joint Symp. Proc. Inst. Mech. Eng./Yorkshire, Br. Inst. Chem. Eng.*, 1969, pp. 24-25) se dan en la curva 3 para la malla en capas y en la curva 4 para las mallas de espiral arrollada. La curva 5 se basa en los datos de Satsangee (M.S. thesis, Brooklyn Polytechni Institute, 1946). (Fuente: Calvert, Yung y Leung, NTIS Publ. PB-248050, 1975.)

Newark College of Engineering, 1962) descubrió valores más bajos de K, necesarios cuando la tensión superficial del líquido se reduce, como, por ejemplo, por la presencia de agentes tensoactivos en el agua. Ludwig (*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, 2d ed., vol. I, Gulf, Houston, 1977, p. 157) recomienda valores reducidos de K de 0.061, para vacío, a una presión absoluta de 6.77 kPa (0.98 lbf/in^2) y de 0.082, a 54 kPa (7.83 lbf/in^2) para obtener U en m/s. La mayoría de los fabricantes sugieren establecer la velocidad de diseño en tres cuartos de la velocidad máxima, para acomodar las ondas irruptivas en el flujo de gas.

York y Poppele (R-17) sugieren que la caída total de presión a través de la malla es igual a la suma de la caída de presión en la malla seca más un incremento, debido a la presencia del líquido. Estos investigadores consideran que la malla es equivalente a varios canales circulares pequeños y utilizan la ecuación de D'Arcy, con el número de Reynolds modificado, para corregir el factor de fricción (véase la Fig. 18-121), con objeto de que la ecuación (18-156) dé la caída de presión en seco.

$$\Delta P_{seco} = fla\rho_g U_g^2 / 981\ \varepsilon^3 \qquad (18\text{-}156)$$

donde ΔP está en cm de agua; f se obtiene de la figura 18-121; ρ_g representa la densidad del gas, g/m^3; U_g es la velocidad superficial del gas, cm/s; ε es la porosidad de la malla o el porcentaje de espacios vacíos; l y a se definen en la ecuación (18-155). En la figura 18-121 aparecen los datos de York y Poppele para las mallas rizadas en dirección alterna y también incluye los datos de Satsangee, de Schuring y los de Bradie y Dickson.

La caída de presión incrementada para la malla húmeda no está disponible para todas las condiciones de operación o para mallas de diferentes estilos. Los datos de York y Poppele para el incremento de la caída de presión en la malla húmeda, ΔP_L, en cm de agua, aparece en la figura 18-122 para los parámetros de la velocidad del líquido L/A, definida como la velocidad volumétrica de flujo del líquido, cm^3/min por unidad de área de la sección transversal de la malla, en cm^2, y la densidad del líquido ρ_L que se expresa en g/cm^3.

En términos generales, York recomienda la instalación de la malla en forma horizontal con el flujo ascendente de gas, como se muestra en la figura 18-110f. Calvert (R-12) probó la malla en forma horizontal con flujo ascendente, y en forma vertical con flujo horizontal e informa

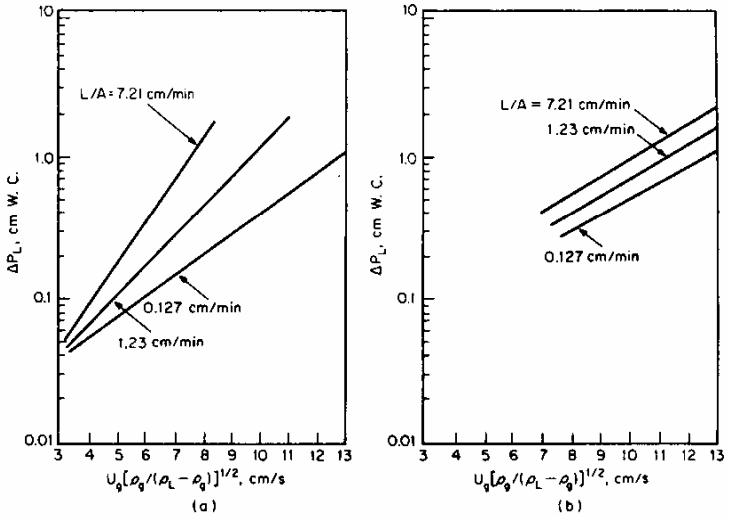


FIG. 18-122 Caída de presión en las mallas tejidas debida a la presencia de líquido. *a*) con la malla rizada en la misma dirección, y *b*) con los rizos en dirección alterna. Basada en los datos de York y Poppele [*Chem. Eng. Prog.*, 50, 421 (1954)]. Para convertir centímetros por minuto en pies por minuto, multiplíquese por 0.0328; para convertir centímetros por segundo en pies por segundo, multiplíquese por 0.0328. (Fuente: Calvert, Yung y Leung, NTIS Publ. PB-248050, 1975.)

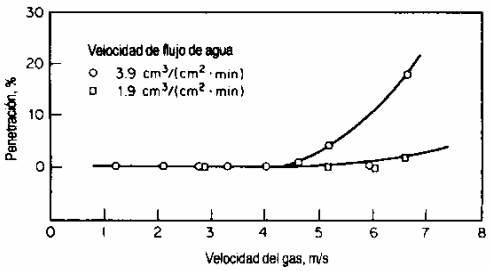


FIG. 18-123 Datos experimentales de Calvert, con el sistema aire y agua, en una malla con flujo ascendente, que demuestra el efecto de la carga del líquido sobre la eficiencia y el arrastre. Para convertir metros por segundo en pies por segundo, multiplíquese por 3.281; para convertir centímetros cúbicos por centímetro cuadrado-minuto en pies cúbicos por pie cuadrado-minuto, multiplíquese por 0.0328. (Calvert, Yung y Leung, NTIS Publ. PB-248050, 1975.)

que existe un mejor drenado con la malla vertical y en cierto modo velocidades más elevadas permitidas para el gas, sin rearrastre, que es lo opuesto a la práctica pasada. Con flujo horizontal a través de una malla vertical, Calvert descubrió que la eficiencia de recolección sigue los cálculos de la ecuación (18-155) hasta 4 m/s (13 ft/s) con aire y agua. Algo de rearrastre se obtiene con velocidades más elevadas, pero no parece ser grave hasta que la velocidad excede 6 m/s (20 ft/s). Con flujo ascendente vertical de gas ocurre arrastre a velocidades superiores e inferiores a 4 m/s (13 ft/s), dependiendo de la cantidad de entrada de líquido (véase la Fig. 18-123). En la figura 18-124 se muestra el inicio del arrastre a partir de la malla, en función de la carga del líquido y la velocidad del gas y el área de operación segura recomendada por Calvert. Las mediciones de la caída de presión en seco realizadas por Calvert dan valores de aproximadamente un tercio de los calculados a partir de la ecuación (18-156). Calvert descubrió que la caída de presión se ve afectada considerablemente por la carga del líquido. La caída de presión de la malla húmeda se puede correlacionar en función de $U_g^{1.65}$ y los parámetros de la carga del líquido L/A, como se muestra en la figura 18-125.

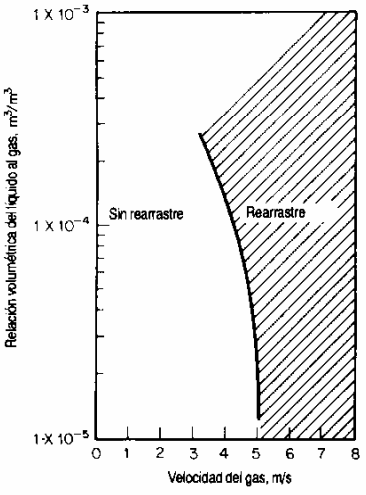


FIG. 18-124 Efecto de las velocidades del gas y del líquido sobre las regiones de rearrastre de la malla y de operación segura. Para convertir metros por segundo en pies por segundo, multiplíquese por 3.281. (Calvert, Yung y Leung, NTIS Publ. PB-248050, 1975).

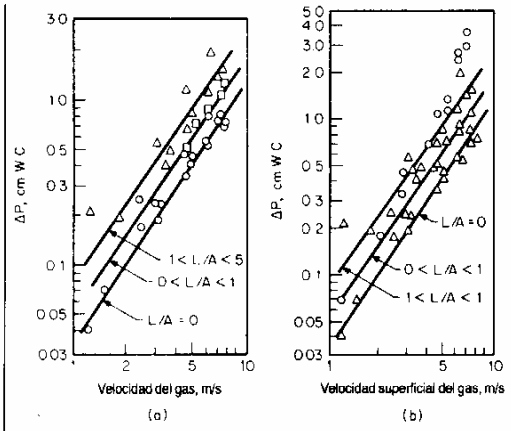
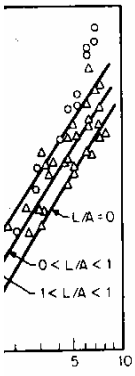


FIG. 18-125 Mediciones experimentales de presión, realizadas por Calvert, en función de la velocidad del gas y la carga de líquido, para *a*) flujo horizontal de gas a través de una malla vertical, y *b*) flujo ascendente de gas a través de una malla horizontal. El espesor de la malla es 10 cm, con alambre de 2.8 mm y una fracción de espacios vacíos de 98.2%, con los rizos en direcciones alternas. Para convertir metros por segundo en pies por segundo, multiplíquese por 3.281; para convertir centímetros en pulgadas, multiplíquese por 0.394. (Calvert, Yung y Leung, NTIS Publ. PB-248050, 1975.)

Como se indicó antes, la eficiencia de la malla disminuye rápidamente a medida que el diámetro de las partículas disminuye por debajo de 5 μm. Una opción consiste en utilizar dos almohadillas de malla colocadas en serie. La primera malla está hecha de alambre fino y se opera más allá del punto de inundación, lo que da por resultado la coalescencia de la gota. La segunda malla utiliza alambre estándar y cuando se opera por debajo del punto de inundación atrapa el arrastre procedente de la primera malla. La coalescencia e inundación de la primera malla puede estar apoyada con rocío o irrigación de agua. Massey [*Chem. Eng. Prog.*, **55**(5), 114 (1959)] y Coykendall y cols. [*J. Air Pollut. Control Assoc.*, **18**, 315 (1968)] analizaron estas aplicaciones. Calvert (R-12) presenta datos sobre los diámetros de partícula de las gotas arrastradas en las mallas, en función de la velocidad del gas, que se puede utilizar para obtener las dimensiones del colector secundario. La principal desventaja de este método es la caída de presión elevada que puede estar en el intervalo de 25 cm (10 in) de agua, hasta un valor tan alto como 85 cm (33 in) de agua, si la neblina es principalmente submicrométrica.

Depuradores en húmedo Los depuradores no se han utilizado mucho para la recolección de partículas líquidas, probablemente porque, por lo general, son más complejos y costosos que los dispositivos de impactación de los tipos analizados anteriormente. Además, los depuradores no son más eficientes que los dispositivos anteriores, para el mismo consumo de energía. Sin embargo, los tipos de depuradores analizados en la Sección 20 y mostrados en las figuras 20-120 a 20-122 se pueden utilizar para capturar partículas líquidas en forma eficaz. Su empleo está indicado básicamente cuando se desea realizar en forma simultánea otra función, como, por ejemplo, la absorción de gas o la recolección de una mezcla de partículas sólidas y líquidas.



ıd superficial del gas, m/s

(b)

realizadas por Calvert,
ıra *a*) flujo horizontal de
ıas a través de una malla
e 2.8 mm y una fracción
alternas. Para convertir
ıor 3.281; para conver-
Calvert, Yung y Leung.

ıresión en seco reali-
ente un tercio de los
ert descubrió que la
le por la carga del lí-
puede correlacionar
el líquido L/A, como

ıa disminuye rápida-
lisminuye por debajo
mohadillas de malla
de alambre fino y se
por resultado la coa-
abre estándar y cuan-
ín atrapa el arrastre
a e inundación de la
irrigación de agua.
Coykendall y cols. [*J.*
aron estas aplicacio-
ietros de partícula de
la velocidad del gas,
s del colector secun-
a la caída de presión
[10 in) de agua, hasta
neblina es principal-

no se han utilizado
, probablemente por-
a que los dispositivos
ente. Además, los de-
ivos anteriores, para
tipos de depuradores
uras 20-120 a 20-122
s en forma eficaz. Su
ıea realizar en forma
ıbsorción de gas o la
líquidas.

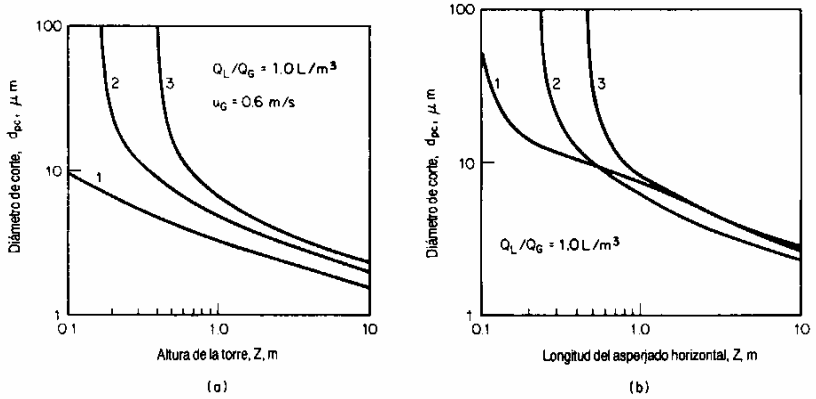


FIG. 18-126 Diámetro de corte calculado para una torre de aspersión en función de la longitud asperjada y el diámetro de la gota de rocío, para *a*) torres verticales a contracorriente y *b*) torres con flujo transversal horizontal por Calvert [*J. Air Pollut. Control Assoc.*, **24,** 929 (1974)]. La curva 1 es para las gotas de aspersión de 200 μm; la curva 2, para un rocío de 500 μm, y la curva 3 para un rocío de 1000 μm. Q_L/Q_G representa la relación volumétrica de líquido a gas, litro de líquido/m³ de gas, y u_G es la velocidad superficial del gas en la torre. Para convertir litros por metro cúbico en pies cúbicos por pie cúbico, multiplíquese por 10^{-3}.

En la tabla 20-41 (*Manual del Ingeniero Químico*, 5th ed.) aparece el diámetro mínimo de las partículas recolectables, en los diferentes tipos de depuradores con eficiencias razonablemente elevadas y es una buena guía de selección. Las torres ciclónicas de rocío (Fig. 20-120) pueden eliminar en forma eficaz las partículas líquidas con diámetros de aproximadamente 2 a 3 μm. En las figuras 20-112 y 20-113 (*Manual del Ingeniero Químico*, 5th ed.) aparece la eficiencia del blanco entre el diámetro de la gota de rocío y el de la partícula, calculado por Stairmando por Johnstone y Roberts, y debe considerarse en la selección de la atomización por rocío, para la operación más eficiente de la torre. En la figura 18-126 aparece el diámetro calculado de corte de la partícula en función de la altura de la torre (o su longitud), para torres de rocío verticales a contracorriente y para torres de rocío con flujo horizontal de gas y flujo vertical de líquido, con parámetros para el diámetro de la gota de líquido. Estas curvas se basan en las propiedades físicas del aire y el agua estándar y deben utilizarse en las condiciones en que éstas proporcionan aproximaciones razonables. La falta de una distribución o flujo uniforme del líquido por las paredes puede afectar el comportamiento y requiere factores empíricos de corrección. Calvert (R-10) sugiere que se utilice un factor de 0.2 en los depuradores con diámetro pequeño para considerar la distribución del líquido sobre las paredes, es decir, $Q_L/Q_g = 0.2\ (Q_L/Q_g)_{real}$. Otros depuradores más complicados utilizan una combinación de rocío o atomización del líquido, acción ciclónica, placas desviadoras y blancos. Estas combinaciones no parecen ser más eficientes que los dispositivos similares analizados previamente, que operan con una caída de presión equivalente. La mayor parte de los depuradores en húmedo operan con caídas de presión moderadas [8 a 15 cm (3 a 6 in) de agua o 18 a 30 cm (7 a 12 in) de agua] y no tienen una eficiencia elevada sobre partículas menores a 10 μm. Las partículas finas y submicrónicas sólo pueden capturarse en forma eficaz en los depuradores en húmedo que tienen una alta entrada de energía, como, por ejemplo, los depuradores venturi, los depuradores de eductor en dos fases y los depuradores de condensación por la fuerza del flujo.

Depuradores venturi En la figura 20-121 aparece un tipo de depurador venturi. Estos depuradores se han utilizado mucho para la recolección de partículas sólidas finas y submicrónicas, la condensación de alquitranes y neblinas y mezclas de líquidos y sólidos. También se han utilizado, pero en menor proporción, para la absorción simultánea de gas, aunque Lundy [*Ind. Eng. Chem.*, **50,** 293 (1958)] indica que, por lo general, están limitados a tres unidades de transferencia. Los depuradores venturi se han empleado para la recolección de partículas submicrónicas de humo y niebla procedentes de un incinerador químico, así como para la recolección de neblinas de ácidos fosfórico y sulfúrico. La eficiencia de recolección de un depurador venturi depende considerablemente de la velocidad en la garganta o de la caída de presión, la relación gas-líquido y la naturaleza química o el humedecimiento de la partícula. La velocidad en la garganta puede variar de 60 a 150 m/s (200 a 500 ft/s). Las velocidades características de inyección del líquido son 0.67 a 1.4 m^3/1000 m^3 de gas. Por lo general, una velocidad del líquido de 1.0 m^3/1000 m^3 de gas está cerca del óptimo, pero se han utilizado velocidades de líquido tan altas como 2.7 m^3 (95 ft^3). La eficiencia mejora al incrementarse la velocidad del líquido, pero a expensas de una caída de presión y un consumo de energía mayores. Los cálculos de caída de presión para una eficiencia determinada son arriesgados si no se determina la naturaleza de la partícula y la relación líquido-gas. En general, las partículas con diámetros mayores a 1 μm se pueden recolectar en forma eficiente con caídas de presión de 25 a 50 cm de agua. Generalmente, se requieren caídas de presión de 75 a 100 cm (30 a 40 in) de agua para una recolección apreciable de partículas submicrónicas. Para partículas más finas que 0.5 μm se han utilizado caídas de presión de 175 a 250 cm (70 a 100 in) de agua.

Uno de los problemas para calcular la eficiencia y la caída de presión requerida por un venturi es la naturaleza química o el humedecimiento de la partícula que, para diámetros de partícula de 0.5 μm, triplican la caída de presión requerida para su eficiente recolección. Calvert (R-9 y R-10) representó este efecto mediante un factor empírico f, que se basa en la naturaleza hidrofóbica (f = 0.25) o hidrofílica (f = 0.50) de las partículas. En la figura 18-127 aparece el diámetro de corte de un depurador venturi en función de sus parámetros de operación (la velocidad en la garganta, la caída de presión y la relación líquido-gas) para partículas hidrofóbicas. En la figura 18-129 se compara el diámetro de corte, en función de la caída de presión, para los diferentes depuradores venturi, que operan en forma idéntica sobre partículas hidrofóbicas e hidrofílicas. Calvert (R-9) proporciona las ecuaciones que se pueden utilizar para trazar las curvas de diámetros de corte similares a las de la figura 18-127, para otros valores del factor empírico f. La mayor parte de las partículas reales no son completamente hidrofóbicas o hidrofílicas, sino que tienen valores de f que se encuentran entre los dos extremos. Las neblinas de ácido fosfórico, con base en los datos de Brink y Contant [*Ind. Eng. Chem.*, **50,** 1157 (1958)], tienen un valor de f = 0.46. Por desgracia, aún no se han inventado los métodos químicos para la determinación adecuada de los valores de f en el laboratorio.

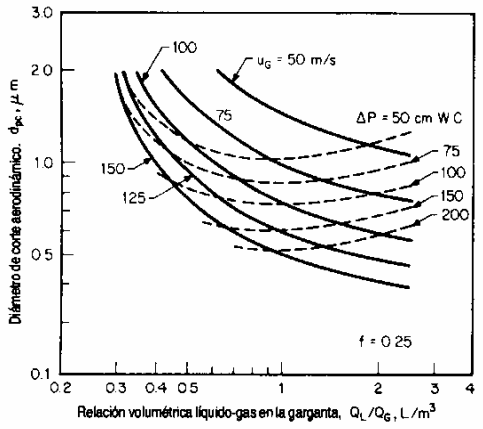


FIG. 18-127 Cálculo del diámetro de corte de un depurador-venturi para partículas hidrofóbicas, en función de los parámetros de operación según las mediciones realizadas por Calvert [Calvert, Goldschmid, Leith y Mehta, NTIS Publ. PB-213016, 213017, 1972; y Calvert, *J. Air Pollut. Control Assoc.*, **24,** 929 (1974)]. u_G representa la velocidad superficial en la garganta y ΔP es la caída de presión de la sección de convergencia con la de divergencia. Para convertir metros por segundo en pies por segundo, multiplíquese por 3.281; para convertir litros por metro cúbico en pies cúbicos por pie cúbico, multiplíquese por 10^{-3}; y para convertir centímetros en pulgadas, multiplíquese por 0.394.

La caída de presión en un depurador venturi está controlada por la velocidad en la garganta. A pesar de que algunos venturi tienen gargantas fijas, muchos se diseñan con obturadores variables para cambiar las dimensiones de la garganta y controlar el funcionamiento para los cambios en el flujo de gas. Las ecuaciones de la caída de presión han sido desarrolladas por Calvert (R-13, 14, 15), Boll [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **12,** 40 (1973)] y Hesketh [*J. Air Pollut. Control Assoc.*, **24,** 939 (1974)]. Hollands y Goel [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **14,** 16 (1975)] desarrollaron una ecuación generalizada para la caída de presión.

La ecuación de Hesketh es empírica y se basa en un análisis de regresión de los datos, para varios depuradores venturi industriales:

$$\Delta P = U_{gt}^2 \rho_g A_t^{0.133} L^{0.78}/1270 \qquad (18\text{-}157)$$

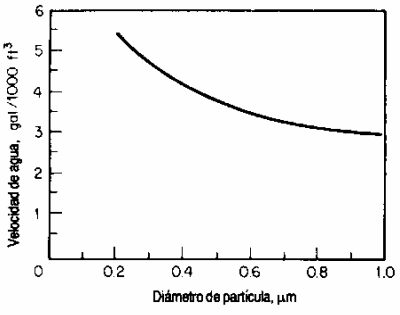


FIG. 18-128 Requerimientos de agua caliente a alta presión y sobrecalentada para una recolección de 99%, en función del tamaño de partícula, en un depurador con eductor de chorro en dos fases. Para convertir galones por 1000 pies cúbicos en metros cúbicos por 1000 metros cúbicos, multiplíquese por 0.134. [Gardenier, *J. Air Pollut. Control Assoc.*, **24,** 954 (1974).]

donde ΔP representa la caída de presión, en in de agua; U_{gt} es la velocidad del gas en la garganta, ft/s; ρ_g es la densidad del gas, lb/ft^3; A_t es el área de la garganta, ft^2; y L es la razón líquido-gas, gal/1000 scf.

Calvert (R-15) criticó las diferentes ecuaciones de caída de presión y sugirió la siguiente ecuación simplificada con una exactitud de ± 10%:

$$\Delta P = \frac{2\,\rho_\ell U_g^2}{981\,g_c}\left(\frac{Q_\ell}{Q_g}\right)[1 - x^2 + \sqrt{(x^4 - x^2)^{0.5}}] \qquad (18\text{-}158)$$

donde

$$x = (3\,l_t C_{Di}\rho_g/16\,d_\ell\,\rho_\ell) + 1 \qquad (18\text{-}159)$$

ΔP representa la caída de presión, cm de agua; ρ_ℓ y ρ_G son las densidades del líquido de lavado y el gas, respectivamente, g/cm^3; U_g es la velocidad del gas a la entrada de la garganta, cm/s; Q_ℓ/Q_g es la razón en volumen de líquido a gas a la entrada de la garganta, adimensional; l_t es la longitud de la garganta, cm; C_{Di} es el coeficiente de arrastre, adimensional, para el diámetro medio del líquido, evaluado a la entrada de la garganta y d_ℓ es el diámetro medio de Sauter, cm, para el líquido atomizado, que debe evaluarse por medio de la ecuación de Nukiyama y Tanasawa [*Trans. Soc. Mech. Eng. (Japan)*, **4, 5, 6** (1937-1940)].

$$d_\ell = \frac{0.0585}{U_g}\left(\frac{\sigma_\ell}{\rho_\ell}\right)^{0.5} + 0.0597\left[\frac{\mu_\ell}{(\sigma_\ell\rho_\ell)^{0.5}}\right]^{0.45}\left(\frac{Q_\ell}{Q_g}\right)^{1.5} \qquad (18\text{-}160)$$

donde σ_ℓ representa la tensión superficial del líquido, dina/cm; y μ_ℓ es la viscosidad del líquido, P. El coeficiente de arrastre C_{Di} debe evaluarse con base en la correlación de Dickinson y Marshall [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **14,** 541 (1968)] $C_{Di} = 0.22 + (24/N_{Rc_i})(1 + 0.15N_{Rc_i}^{0.6})$. El número de Reynolds se evalúa de acuerdo con las consideraciones de entrada de la garganta como $d_\ell G_g/\mu_g$.

Todos los depuradores venturi deben estar seguidos por un colector de arrastre, para el rocío de líquido. Estos recolectores suelen ser centrífugos y tienen una caída de presión adicional de varios centímetros de agua, que deben sumarse a los del venturi.

Otros depuradores Un venturi eyector de líquido (Fig. 20-121) en el que un chorro de agua a alta presión induce el flujo de gas se utilizó para la recolección de partículas de neblina en el intervalo de 1 a 2 μm, pero las partículas submicrónicas pasan por lo general a través del eductor. Los costos de potencia para el bombeo del líquido son elevados si se quiere impartir al gas una apreciable fuerza motriz, porque la eficiencia de una bomba de chorro suele ser inferior a 10%. Harris [*Chem. Eng. Prog.*, **42**(4), 55 (1966)] describe su aplicación. Los eductores de dos fases son mucho más satisfactorios para la captura de partículas submicrónicas de neblina y pueden ser atractivos en situaciones en las que se dispone de grandes cantidades de energía térmica de desperdicio. Sin embargo, el consumo equivalente de energía es igual al requerido para los depuradores venturi de alta energía y probablemente los primeros dispositivos son más atractivos que los depuradores venturi cuando la energía térmica se evalúa adecuadamente. Sparks [*J. Air Pollut. Control Assoc.*, **24,** 958 (1974)] ha analizado los eyectores de vapor que proporcionan un 99% de recolección de partículas de 0.3 a 10 μm. Los requerimientos de energía fueron de 311 000 J/m^3 (8.25 Btu/scf). Gardenier [*J. Air Pollut. Control Assoc.*, **24,** 954 (1974)] operó un eductor de líquido con alta presión (6900 a 27 600 kPa) (1000 a 4000 lbf/in^2) de agua caliente [200°C (392°F)], que se evaporó instantáneamente a medida que salió del chorro, obteniendo una eficiencia de recolección de partículas submicrónicas de 95 a 99%. En la figura 18-128 se muestra la razón agua-gas requerida, en función del diámetro de partícula, para obtener 99% de eficiencia de recolección.

Efecto de la saturación del gas en la depuración Si se introduce gas no saturado y caliente a un depurador en húmedo, las partículas de rocío se evaporarán para enfriar y saturar el gas. Las moléculas del líquido evaporado que se alejan de las gotas que sirven como blanco repelen las partículas que podrían chocar con ellas. Esto da por resultado fuerzas de difusioforesis, que se oponen a la recolección de las partículas. Semrau y Witham (Air Pollution Control Assoc. Prepr. 75-30.1) investigaron el efecto de la temperatura en un depurador en húmedo y descubrieron que existe una disminución definitiva en la eficiencia de un depurador con evaporación y un mejoramiento de ésta, cuando un gas saturado y caliente se depura con agua fría en vez de recircular agua caliente. Se obtuvo una mejora pequeña al enfriar un gas saturado y caliente por debajo de 50°C del punto de rocío.

Requerimientos de energía para la eficiencia de la impactación por inercia Semrau [*J. Air Pollut. Control Assoc.*, **13**, 587 (1963)] propuso un principio de "potencia de contacto" en el que se estipula que la eficiencia de recolección de un diámetro determinado de partícula es proporcional a la potencia consumida y que cuanto más pequeña es la partícula, mayor será la potencia requerida. Expresado matemáticamente: $N_T = \propto P_T^{\gamma}$, donde N_T representa el número de unidades de transferencia de partículas logrado y P_T es la energía total consumida en el dispositivo de recolección, que incluye la caída de presión del gas y líquido y las energías térmica y mecánica suministradas a los atomizadores. N_T se define como $N_T = \ln [1/(1 - \eta)]$, donde η representa el porcentaje total de eficiencia de recolección. Esto tenía intenciones de ser un principio universal, pero se ha descubierto que las constantes $\propto$ y γ son función de la naturaleza química del sistema. Otros investigadores han señalado que el principio sólo es aplicable cuando el mecanismo primario de recolección es la impactación y la intercepción directa. Calvert (R-10, 12) descubrió que al graficar el diámetro de corte de la partícula contra la caída de presión (o la potencia consumida), como se muestra en la figura 18-129, es un método más adecuado para desarrollar una curva generalizada de los requerimientos de energía para los dispositivos de impactación. Las diferentes curvas están muy cercanas entre sí y trazan una curva imaginaria que indica la magnitud de la caída de presión requerida, a medida que disminuye el diámetro de la partícula entre los dos límites de partículas hidrofóbicas e hidrofílicas. Una vez calculado el diámetro de corte requerido para una eficiencia determinada de recolección, la figura 18-129 también se puede utilizar como guía para la selección del dispositivo de recolección.

Recolección de neblinas finas Los dispositivos de recolección por impactación, analizados previamente, proporcionan una eficiencia elevada para las partículas con un diámetro mayor a 5 μm, a menudo, una eficiencia razonable para la recolección de partículas hasta de 3 μm de diámetro, con una caída de presión moderada. Sin embargo, este mecanismo se vuelve ineficaz para partículas menores a 3 μm, debido a la inmovilidad de las partículas de tipo gaseoso. Sólo los dispositivos de impactación que tienen una energía de entrada muy elevada, como, por ejemplo, los depuradores venturi y una almohadilla de malla inundada (los intersticios de la almohadilla son en realidad depuradores venturi en miniatura en paralelo y en serie) pueden proporcionar una eficiencia elevada de recolección de las partículas finas de 2.5 o 3 μm o menos, incluyendo el intervalo submicrónico. Las partículas finas están sujetas al movimiento browniano en los gases y puede utilizarse la deposición por difusión para su recolección. La deposición por difusión se vuelve muy eficiente a medida que la partícula es más pequeña, especialmente para valores inferiores a 0.2-0.3 μm. En la tabla 18-21 se muestra la velocidad característica de desplazamiento de las partículas. Los lechos de fibras orientadas al azar que tienen pasajes tortuosos y estrechos de gas son dispositivos adecuados para utilizar este mecanismo de recolección. (El mecanismo de recolección por difusión se analiza en la Sección 20 en "Separaciones gas-sólidos".) Otros mecanismos de recolección que son eficientes para las partículas finas son las fuerzas electrostáticas y las fuerzas de flujo, como, por ejemplo, la termoforesis y la difusioforesis. También se aplican los métodos de crecimiento y nucleación de la partícula. La

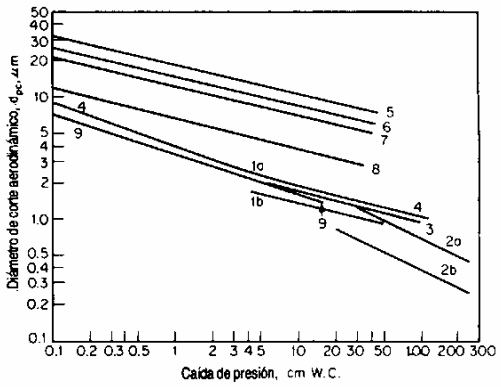


FIG. 18-129 Diámetro de corte característico en función de la caída de presión para diferentes recolectores de partículas líquidas. Las curvas 1*a* y *b* son de los platos con una sola perforación y una densidad de la espuma de 0.4 g/cm^3; 1*a* tiene orificios de 0.5 cm y 1*b* orificios de 0.3 cm. Las curvas 2*a* y *b* son para un depurador-venturi con partículas hidrofóbicas (2*a*) e hidrofílicas (2*b*). La curva 3 es una placa de choque y la 4 es la correspondiente a una columna empacada, con empaques de 2.5 cm de diámetro. La curva 5 es un colector de placas desviadoras en zig-zag con seis placas a $\theta = 30°$. La curva 7 es para seis hileras de tubos escalonados, con 1 cm de claro entre las paredes de los tubos adyacentes, en una hilera. La curva 8 es similar, excepto que el claro de la pared del tubo en la hilera es de 0.3 cm. La curva 9 es para almohadillas de malla de alambre. Para convertir gramos por centímetros cúbicos en libras por pie cúbico, multiplíquese por 62.43; para convertir centímetros en pulgadas, multiplíquese por 0.394. [Calvert, *J. Air Pollut. Control Assoc.*, **24**, 929 (1974); y Calvert, Yung y Leung, NTIS Publ. PB-248050, 1975.]

recolección eficiente de partículas finas es importante porque las partículas en el intervalo de 2.0 hasta aproximadamente 0.2 μm son las que penetran y se depositan en los pulmones más fácilmente. Por consiguiente, las partículas en este intervalo son las que constituyen el riesgo máximo para la salud.

Eliminadores de neblina a base de fibras Estos dispositivos se fabrican en varias configuraciones. Por lo general, las fibras de polipropileno o vidrio orientadas al azar se empacan densamente entre las pantallas de refuerzo y producen lechos de fibra, cuyo espesor varía, generalmente, entre 25 y 75 mm (1 a 3 in), aunque se pueden fabricar lechos más gruesos. Se han desarrollado unidades con eficiencias tan elevadas como 99.9% para partículas finas (véase *Manual del Ingeniero Químico*, 5th ed., p. 18-88). Para proporcionar una eficiencia total de recolección elevada interactúan una combinación de mecanismos. Las partículas mayores a 2-3 μm se depositan sobre las fibras por impactación por inercia e intercepción directa, en tanto que las partículas pequeñas se recolectan por difusión browniana. Cuando el dispositivo se diseña para utilizar este último mecanismo como medio primario, los problemas de reducción de la eficiencia se eliminan, ya que la efi-

TABLA 18-21 Movimiento browniano de las partículas*

Diámetro de partícula, μm	Desplazamiento browniano de partículas, μm/s
0.1	29.4
0.25	14.2
0.5	8.92
1.0	5.91
2.5	3.58
5.0	2.49
10.0	1.75

*Basado en partículas esféricas de agua en aire a 21°C y 1 atm, Brink, *Can. J. Chem. Eng.*, **41**, 134 (1963).

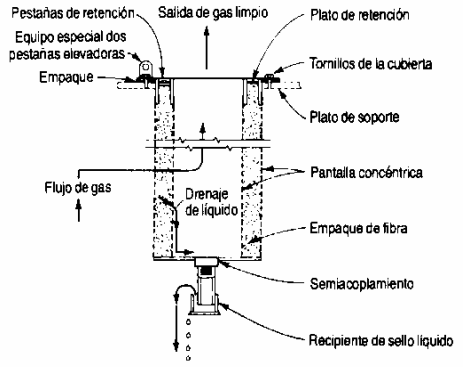


FIG. 18-130 Elemento eliminador de neblina fibrosa Monsanto (alta eficiencia). (*Monsanto Co.*)

ciencia de recolección por difusión aumenta con el tiempo de residencia. La caída de presión a través de los lechos se incrementa con la velocidad a la primera potencia, ya que el flujo de gas es laminar. Esta da por resultado compensaciones en la capacidad de diseño. A medida que se reduce la caída de presión y se conserva energía, el capital se incrementa, porque se requiere más área de filtración para obtener la misma eficiencia.

Por lo general, se dispone de tres series de eliminadores de neblina a base de fibra. La serie de capturadores por rocío se diseña básicamente para capturar 100% de las gotas mayores de 3 μm. El tipo de alta velocidad se fabrica para proporcionar eficiencias moderadamente elevadas para partículas hasta de 1.0 μm. Estos dos tipos se suelen fabricar en forma de tableros planos de 25 a 50 mm (1 a 2 in) de espesor. El tipo de alta eficiencia se muestra en la figura 18-130. A medida que se recolectan las partículas de neblina, coalescen en una película líquida que humedece las fibras. El líquido se desplaza horizontalmente a través del lecho por la fuerza de arrastre del gas y hacia abajo por gravedad, drenando la pantalla de retención aguas abajo hasta el fondo del elemento y regresa al proceso a través de un sello de líquido. En la tabla 18-22 aparecen las características de operación de los tres tipos de colectores. La aplicación de estos dispositivos a los gases de las plantas de ácido sulfúrico y otros procesos ha sido analizado por Brink (véase *Chemical Engineers' Handbook*, 5th ed., pp. 18-89, 18-90).

Las partículas sólidas se capturan tan fácilmente como las líquidas en los lechos de fibra, pero si son insolubles pueden tapar rápidamente el lecho. Con frecuencia, los lechos de fibra se utilizan para las mezclas de líquidos y sólidos solubles, y con los sólidos solubles en casos de condensación. Se atomiza la cantidad de disolvente suficiente (por lo general, agua) en la corriente gaseosa que entra al colector, para irrigar los elementos de las fibras y disolver las partículas recolectadas. Estos lechos de fibra se han utilizado para recolectar vapores finos como, por ejemplo, los humos de nitrato y cloruro de amonio.

Precipitadores electrostáticos Los principios y la operación de los precipitadores electrostáticos se analizan en la Sección 20 bajo "Separaciones gas-sólidos". Los precipitadores son excelentes para la recolección de neblinas finas y mezclas de partículas sólidas y neblinas. Durante años, se han utilizado los precipitadores tipo tubo para la recolección de neblinas ácidas y para eliminar el alquitrán del gas de un horno de coque. La primera instalación práctica de un precipitador que realizó Cottrell fue para una neblina de ácido sulfúrico, en 1907. La mayor parte de las instalaciones antiguas de precipitadores eran del tipo de tubo en lugar del tipo de plato. Sin embargo, recientemente, Mikropul Corporation [Bakke, *J. Air Pollut. Control Assoc.*, **25**, 163 (1975)] y Fluid Ionics han introducido dos precipitadores en húmedo del tipo de plato en los que se utilizan rocíos de agua o vertederos de sobreflujo. Estos precipitadores operan según el principio de hacer, hasta donde sea posible, a todas las partículas conductoras, con lo cual se incrementa la velocidad de emigración y la eficiencia de recolección de la partícula. En estas condiciones, la resistencia dieléctrica de la partícula se vuelve una variable muy importante y las partículas con baja constante dieléctrica, como, por ejemplo, las neblinas de hidrocarburos condensados son más difíciles de recolectar que las partículas que se pueden humedecer con agua. Bakke (U.S.- U.S.S.R. Joint Work, Group Symp.: Fine Particle Control, San Francisco, 1974) desarrolló ecuaciones para la carga de la partícula y la eficiencia relativa de recolección, en precipitadores húmedos, que demuestra el efecto de la constante dieléctrica. Los precipitadores en húmedo se pueden también utilizar para absorber, en forma simultánea, los gases solubles mediante el ajuste del pH o la composición química del rocío de líquido. La presencia de un campo eléctrico mejora en apariencia la absorción. Hasta la fecha, los precipitadores en húmedo tienen su principal aplicación en el manejo de mezclas de contaminantes gaseosos y partículas submicrónicas (líquidas, sólidas, o ambas), por ejemplo, los vapores de las líneas de crisoles de aluminio, el horneado de los ánodos de carbón, el control de los vapores de fibra de vidrio, las operaciones metalúrgicas y con hornos de coque, la incineración química y las operaciones con los fertilizantes a base de fosfatos. Con más frecuencia, se utilizan los precipitadores de dos etapas para corrientes con un volumen moderado de gas que contienen neblinas líquidas no conductoras, que deben eliminarse en los platos colectores. Su aplicación a las neblinas de hidrocarburos ha sido muy satisfactoria, pero se debe dar una cuidadosa atención a los riesgos de fuego y explosión.

Recolectores mejorados eléctricamente Una nueva era para mejorar la eficiencia de recolección y reducir el costo es la combinación de las fuerzas electrostáticas con los dispositivos que utilizan otros mecanismos de recolección, como, por ejemplo, la impactación y la difusión. Cooper (Air Pollut. Control Assoc. Prepr., 75-02.1) evaluó la magnitud de las fuerzas que operan entre las partículas cargadas y no cargadas y concluyó que la atracción electrostática es la más fuerte de las fuerzas de recolección para las partículas más finas que 2 μm. Nielsen y Hill [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **15**, 149 (1976)] han cuantificado estas relaciones y demostrado varios dispositivos prácticos. Pilat y Meyer (NTIS Pub. PB-252653, 1976) demostraron hasta un 99% de recolección de par-

TABLA 18-22 Características de operación de varios tipos de eliminadores de neblina de fibras, tal como se utilizan en las plantas de ácido sulfúrico*

	Alta eficiencia	Alta velocidad	Colector de aspersión
Mecanismo de control para la recolección de neblina	Movimiento browniano	Choque	Impacto
Velocidad superficial m/s	0.075–0.20	2.0–2.5	2.0–2.5
Eficiencia en partículas de más de 3 μm %	Esencialmente 100	Esencialmente 100	Esencialmente 100
Eficiencia en partículas de 3 μm y menores %	95–99 +	90–98	15–30
Caída de presión, en cm H_2O.	12–38	15–20	1.0–2.5

* Brink, Burggrabe y Greenwell, *Chem. Eng. Prog.*, **64**(11), 82 (1968). Para convertir centímetros en pulgadas, multiplíquese por 0.394.

tículas finas en una
las que entran y el r
principio se ha aplic
tes con objeto de m
Klugman y Shepp
sarrollaron un depur
tículas de neblina c
con flujo transversal
diámetro inferior a 1
al utilizar dos unidac
trol Assoc. Prepr. 78
eléctricamente y de
proporcionó de 95
submicrónicas.
Crecimiento y m
pueden estar sujetas
partículas por medi
con agua de una corr
de las partículas que
den incrementar el t
adición de vapor pu
del gas húmedo con
difusioforesis. La i
reducción de la pre
fría. El gradiente de
dinámico hacia la g
movimiento de las
masa molecular del
la diferencia de den
la suma de estas fue
y Sparks y Pilat [*Am*
ción matemática de
portador y las partíc
la recolección por n
Pollut. Control Ass
1973] investigaron l
perforados múltiple
Las gotitas submi
na si se da el tiempo
metros 50 a 100 vec
se aconseja la adició
Una turbulencia inc
guiente, pueden ser
pasajes estrechos y t
gía sónica también g
ducción de ondas p
estrechos. La adició
ayudar a la coagulac
ser, *Chem. Eng.*, **57**(
Eng. Progr., **46**, 42
con energía sónica.
insatisfactoria debic
de los generadores s
energía muy escasa.
004C, 1979, p. 233)
kov (U.R.R.S. Akad
sónica junto con la p
rablemente el tamañ

ticulas finas en una torre rociada de dos etapas, en la que las partículas que entran y el rocío de agua se cargan con polaridad opuesta. El principio se ha aplicado para retroadaptar las torres de rocío existentes con objeto de mejorar la recolección.

Klugman y Sheppard (Air Pollut. Control Assoc. Prepr. 75-30.3) desarrollaron un depurador en húmedo con ionización, en el que las partículas de neblina cargadas se recolectan en un lecho puesto a tierra con flujo transversal irrigado y empaque de Tellerette. Las partículas con diámetro inferior a 1 μm se han recolectado con una eficiencia de 98% al utilizar dos unidades en serie. Dembinsky y Vicard (Air Pollut. Control Assoc. Prepr. 78-17.6) utilizaron un depurador venturi, mejorado eléctricamente y de baja presión [5 a 10 cm (2 a 4 in) de agua], que proporcionó de 95 a 98% de eficiencia de recolección en partículas submicrónicas.

Crecimiento y nucleación de la partícula Las partículas finas pueden estar sujetas a condiciones que favorecen el crecimiento de las partículas por medio de condensación o coalescencia. La saturación con agua de una corriente caliente de gas, seguida por la condensación de las partículas que actúan como núcleos cuando el gas se enfría pueden incrementar el tamaño de la partícula y facilitar su recolección. La adición de vapor puede producir los mismos resultados. El depurado del gas húmedo con un líquido frío puede iniciar el mecanismo de la difusioforesis. La introducción de gotas de líquido frío produce una reducción de la presión de vapor del agua en la superficie de la gota fría. El gradiente de presión de vapor resultante causa un flujo hidrodinámico hacia la gota, conocido como flujo de Stefan, que mejora el movimiento de las partículas de neblina hacia la gota de rocío. Si la masa molecular del vapor difundido es distinta de la del gas portador, la diferencia de densidades produce también una fuerza de impulso y la suma de estas fuerzas se conoce como difusioforesis. Calvert (R-9) y Sparks y Pilat [*Atmos. Environ.*, **4**, 651 (1970)] presentan la descripción matemática de estas fuerzas. Las diferencias térmicas entre el gas portador y las partículas frías de depuración pueden mejorar aún más la recolección por medio de la termoforesis. Calvert y Jhaseri [*J. Air. Pollut. Control Assoc.*, **24**, 946 (1974)]; y NTIS Publ. PB-227307, 1973] investigaron la depuración por condensación en torres de platos perforados múltiples.

Las gotitas submicrónicas se pueden coagular por difusión browniana si se da el tiempo suficiente. La introducción de partículas de diámetros 50 a 100 veces mayores puede mejorar la coagulación, pero no se aconseja la adición de un intervalo amplio de diámetros de partícula. Una turbulencia incrementada ayudará a la coagulación y, por consiguiente, pueden ser benéficos los ventiladores que agitan el gas o los pasajes estrechos y tortuosos como los de un lecho empacado. La energía sónica también puede producir coagulación, especialmente la producción de ondas permanentes en los confines de los tubos largos y estrechos. La adición de agua y neblinas de aceite puede, en ocasiones, ayudar a la coagulación sónica. Las neblinas de ácido sulfúrico [Danser, *Chem. Eng.*, **57**(5), 158 (1950)] y el negro de humo [Stokes, *Chem. Eng. Progr.*, **46**, 423 (1950)] se han aglomerado satisfactoriamente con energía sónica. Con frecuencia, la aglomeración sónica ha sido insatisfactoria debido al alto requerimiento de energía. La mayor parte de los generadores sónicos tienen una eficiencia de transformación de energía muy escasa. Wegrzyn y cols. (U.S. EPA Publ. EPA-600/7-79-004C, 1979, p. 233) revisaron las aglomeraciones acústicas. Mednikov (U.R.R.S. Akad Soc. Moscow, 1963) sugirió que la aglomeración sónica junto con la precipitación electrostática puede reducir considerablemente el tamaño del precipitador.

Otros recolectores Las partículas de alquitrán y otros líquidos difíciles de manejar se han recolectado en seco mediante emparrillados enrollados de fibra de vidrio, unida con fenol formaldehído [Goldfield, *J. Air Pollut. Control Assoc.*, **20**, 466 (1970)], que avanza en forma intermitente hacia el interior del marco de un filtro. Las velocidades superficiales de gas varían entre 2.5 y 3.5 m/s (8.2 y 11.5 ft/s) y la caída de presión característica es de 41 a 46 cm (16 a 18 in) de agua. Se han obtenido eficiencias de recolección de 99% en partículas submicrónicas. Brady [*Chem. Eng. Prog.*, **73**(8), 45 (1977)] ha analizado una modificación a este método en la que el gas pasa a través de un filtro de espuma en forma de red, que gira lentamente y se limpia con disolvente.

SISTEMAS CONTINUOS EN FASE LÍQUIDA

En esta subsección se analizan las técnicas prácticas de separación de gases dispersos en líquidos. Los procesos y métodos para la dispersión de gas en líquido se analizaron con anterioridad en esta sección, junto con la información para calcular el diámetro de la burbuja producida. Las dispersiones de gas en líquido también se generan en las reacciones químicas y las celdas electroquímicas en las que se libera gas. Estas dispersiones son probablemente mucho más finas que las producidas por la dispersión de un gas. Las dispersiones pueden crearse también sin intención en la evaporación de un líquido.

REFERENCIAS GENERALES: Adamson, *Physical Chemistry of Surfaces*, 2d ed., Wiley-Interscience, New York, 1967. Akers, *Foams*, Academic, New York, 1976. Bikerman, *Foams*, Springer-Verlag, New York, 1973. Bikerman et al., *Foams: Theory and Industrial Applications*, Reinhold, New York, 1953. Kerner, *Foam Control Agents*, Noyes Data Corp., Park Ridge, N. J., 1976. Kitchener, en Danielli, Pankhurst y Riddiford (eds.,) *Recent Progress in Surface Science*, vol. 1, Academic, New York, 1964. Rubel, *Antifoaming and Defoaming Agents*, Noyes Data Corp., Park Ridge, N.J., 1972. Sonntag y Strenge, *Coagulation and Stability of Disperse Systems*, Halsted-Wiley, New York, 1972.

Tipos de dispersiones de gas en líquido Existen dos tipos de dispersiones. En una, las burbujas de gas producen una **dispersión inestable** que se separa fácilmente por efecto de la gravedad una vez que en la mezcla se ha eliminado la influencia de la fuerza de dispersión. Los medios de contacto gas-líquido, como, por ejemplo, las torres de burbujas y los agitadores para la dispersión de gas son ejemplos característicos del equipo que produce estas dispersiones. Sin embargo, es más difícil la separación cuando el gas se dispersa en forma de burbujas de sólo unas micras de diámetro. Un ejemplo es la producción de un gas a partir de un líquido en el que se ha disuelto o liberado por reacción química, como la electrólisis. La coalescencia de la fase dispersa puede ser útil en estas circunstancias.

El segundo tipo es una **dispersión estable** o espuma. En algunos casos, la separación puede ser extremadamente difícil. Un sistema de dos componentes puros de gas y líquido no puede producir dispersiones del segundo tipo. Las espumas estables sólo se producen cuando una sustancia adicional se adsorbe en la entrecara de la superficie del líquido. La sustancia adsorbida puede estar en solución verdadera, pero con una tendencia química a concentrarse en la entrecara, como la de un agente tensoactivo, o puede ser un sólido finamente dividido que se concentra en la entrecara porque está muy poco humedecido por el líquido. Los agentes tensoactivos y las proteínas son ejemplos de materiales solubles, mientras que las partículas de polvo y la suciedad, incluyendo las trazas de líquidos no miscibles, son ejemplos de materiales poco humedecidos.

TABLA 18-23 Velocidad final de burbujas de aire estándar que ascienden en agua a 20°C*

Diámetro de burbujas, μm	10	30	50	100	200	300
Velocidad final, mm/s	0.061	0.488	1.433	5.486	21.95	49.38

* Calculada a partir de la ley de Stokes. Para convertir milímetros por segundo en pies por segundo, multipliquese por 0.003281.

La separación de gases y líquidos siempre incluye la coalescencia y sólo se requiere un incremento de la velocidad de coalescencia en las separaciones difíciles.

Separación de sistemas inestables Con frecuencia, la flotabilidad de las burbujas suspendidas en un líquido hace que se eleven hasta la superficie y se separen. Este es un caso especial de asentamiento por gravedad: se permite que la mezcla esté en reposo o que se desplace a lo largo de una trayectoria de flujo, en forma laminar, hasta que las burbujas se han elevado a la superficie. En la tabla 18-23 se muestra la velocidad de elevación calculada para las burbujas de aire, a presión atmosférica, en agua a 20°C (68°F) en función del diámetro. Se observa que la velocidad de elevación para una burbuja de 10 μm es muy baja; por consiguiente, se requieren periodos prolongados de separación para los gases que se encuentran finamente dispersos.

Para los líquidos diferentes al agua, la velocidad de elevación se puede aproximar, con base en la tabla 18-23, al multiplicar por la gravedad específica del líquido y el recíproco de su viscosidad (en centipoises). Para burbujas mayores a 100 μm este procedimiento es erróneo, pero el error es menor a 15% para las burbujas con un diámetro hasta de 1000 μm. Más importante es la suposición en que se basa la tabla 18-23, en la que se establece que las burbujas son esferas rígidas. La circulación de la burbuja causa un incremento notable de la velocidad de elevación en el intervalo de 100 μm a 1 mm y el aplanamiento de las burbujas de 1 cm y mayores disminuye considerablemente su velocidad. Sin embargo, en este último intervalo de diámetros, la velocidad es tan elevada que hace de la separación un problema poco importante.

En el diseño de las cámaras de separación se pueden utilizar recipientes estáticos o tanques de flujo continuo, pero debe tenerse cuidado de proteger el flujo contra la turbulencia, que puede causar un retromezclado de los fluidos parcialmente separados o puede acarrear rápidamente los líquidos no separados a la salida de líquido separado. En ocasiones se utilizan placas desviadoras verticales para evitar la elevación de las burbujas de las corrientes de flujo. Los fluidos no separados se deben distribuir en la región de separación en forma uniforme y con la menor velocidad posible. Cuando la velocidad de elevación de la burbuja es bastante baja, se deben utilizar tanques o canales de flujo poco profundo para minimizar el tiempo de residencia requerido.

Las velocidades bastante bajas de elevación de las burbujas, debidas a un diámetro pequeño de la burbuja a una elevada viscosidad del líquido, pueden causar situaciones difíciles. Con líquidos de baja viscosidad, las posibilidades para mejorar la separación, aparte de las ya mencionadas, son el rocío de líquido con burbujas de gas de mayor diámetro o la atomización de la mezcla, en forma de rocío, dentro de la torre. Las grandes burbujas de gas que se elevan rápidamente a través del líquido chocan con las burbujas pequeñas y ayudan a su coalescencia, mediante la captura. La atomización de la fase continua reduce la distancia que deben recorrer las burbujas pequeñas para alcanzar la entrecara del gas. La evacuación de la zona de rocío también puede beneficiar la promoción del crecimiento de las burbujas pequeñas, en especial por la promoción de la generación de gas cuando éste tiene una solubilidad apreciable en el líquido. El calentamiento del líquido reduce también la solubilidad.

Son benéficas las superficies en la zona de asentamiento para la coalescencia de las burbujas, por ejemplo, los platos o tubos inclinados o verticales e íntimamente espaciados. Cuando se incluyen fluidos limpios de baja viscosidad, el paso del líquido subgasificado a través de almohadillas de malla o fibras empacadas en forma compacta da por resultado una coalescencia eficiente de las burbujas. Spielman y Goren [*Ind. Eng. Chem.*, **62**(10), (1970)] revisaron la literatura sobre coalescencia con medios porosos e informan sobre sus propios resultados experimentales [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **11**(1), 73 (1972)] sobre la coalescencia de las emulsiones líquidas de agua y aceite. Estos principios se aplican al sistema gas en líquido. Los emparrillados de fibra de vidrio compuestos de fibras de 3.5, 6 o 12 μm de diámetro, cuyo espesor varía de 1.3 a 3.3 mm, coalescen satisfactoriamente y separan las gotitas de aceite de 1 a 7 μm con velocidades superficiales del lecho de 0.02 a 1.5 cm/s (0.00067 a 0.049 ft/s).

En la desaireación de fluidos de alta viscosidad, por ejemplo, los polímeros, el material se hace fluir en capas delgadas a lo largo de las superficies sólidas. Se aplica vacío para incrementar el diámetro de la burbuja y acelerar la separación. El Versator (Cornell Machine Co.) desgasifica los líquidos viscosos al diseminarlos en una película delgada por medio de la acción centrífuga, a medida que el líquido fluye a través de un tazón giratorio al vacío.

Separación de la espuma La espuma es un sistema coloidal que contiene volúmenes relativamente grandes de gas dispersado en un volumen relativamente pequeño de líquido. Las espumas son termodinámicamente inestables con respecto a la separación en sus componentes de gas y vapor y se libera una cantidad apreciable de energía al reventarse las burbujas de espuma. Las espumas son sistemas dinámicos en los que un tercer componente produce una capa superficial, cuya composición es diferente a la del resto del líquido. El efecto de estabilización de estos componentes, que suelen estar presentes en cantidades mínimas, pueden producir espuma cuya persistencia causa problemas en muchas operaciones. (Se han producido espumas que duran años cuando se dejan en reposo.) Bendure [TAPPI, **58**(2). 83, (1975)], Keszthelyi [*J. Paint, Technol.*, **46**(11), 31 (1974)], Ahmad [*Sep. Sci.* **10**, 649 (1975)], y Shedlovsky ["Foams", *Encyclopedia of Chemical Technology*, 2d ed., Wiley, New York, 1966)] han presentado artículos concisos sobre las características y propiedades de las espumas, además de las referencias citadas al principio de esta subsección.

Las espumas pueden ser un problema grave en las etapas de procesamiento químico, que incluyen interacción líquido-gas, por ejemplo, la destilación, absorción, evaporación, reacción química y separación y asentamiento de partículas. También puede ser un problema importante en las fábricas de pulpa y papel, en los fluidos de perforación de pozos petroleros, en la producción de pinturas a base de agua, en el empleo de lubricantes y fluidos hidráulicos, en el teñido y apresto de los textiles, en la operación de las calderas de vapor, en las operaciones de fermentación y polimerización, en los procesos en húmedo para la concentración de ácido fosfórico, en la producción de adhesivos y en el control de la espuma en productos como detergentes, ceras, tintas para impresión, café instantáneo y los anticongelantes a base de glicol.

Las espumas de generación reciente son emulsiones de gas con burbujas esféricas, separadas por películas de líquido de unos cuantos milímetros de espesor, que envejecen rápidamente, al drenar el líquido y forman poliedros en los que tres burbujas se intersecan en las orillas con ángulos de aproximadamente 120°. Durante el drenado, la película se vuelve mucho más delgada, especialmente en el centro (sólo unas cuantas micras de espesor) y más quebradiza. Esta característica indica que, en algunas espumas, si se puede tolerar una capa de espuma, puede ser autolimitante, ya que se agrega espuma fresca al fondo de la capa y se drena la espuma que colapsa en la parte superior. (Una espuma de rompimiento rápido puede alcanzar su ciclo de vida máximo en 6 s. Una espuma moderadamente estable puede persistir hasta 140 s.) Durante el drenado, el gas de las pequeñas burbujas de espuma, que está a alta presión, se difundirá en las burbujas más grandes, de manera que los micelos de espuma se incrementan con el tiempo. A medida que prosigue el drenado, se pueden desarrollar áreas débiles en la película. Sin embargo, la presencia de una concentración más elevada de agentes tensoactivos en la superficie produce una reducción de la tensión superficial. A medida que la película comienza a fallar, permitiendo la exposición de líquido masivo con una tensión superficial mayor, la superficie se renueva y se compone. Esto se conoce como *efecto de Marangoni*. Si el drenado ocurre con más rapidez que la renovación de la superficie puede desarrollarse un agujero en la película. Las fuerzas incluidas son tales que el colapso ocurrirá en milisegundos, sin importar la propagación de la ruptura. Sin embargo, en espumas muy estables, las fuerzas electrostáticas superficiales (el potencial zeta) evitan el drenado y el colapso total. En algunos casos se han medido espesores estables de la película de sólo unas cuantas moléculas.

La velocidad de drenado está afectada por la viscosidad de la superficie, que es muy sensible a la temperatura. A una temperatura crítica, que es función del sistema, un cambio de temperatura de unos cuantos grados puede cambia
Este cambio en la vel
factor de 100 o más y
tura de la espuma pu
temperatura también
gace la película. A m
más frágil y quebradi
cambios de presión, q
de gas, también pued
Bendure señala la
tabilidad de la espum
2) incrementar la vi
gruesas (elevar la rel
cial del líquido, 5) in
mentar la concentrac
adsorción de agentes
9) evitar los esfuerz
espuma. Es evidente
sible) constituye la m
Técnicas físicas a
cas para evitar la espu
esfuerzos en la espum
miento y los métodos
ción de estos métod
mantes químicos. A
cuando se presentan
se, por ejemplo, el
líquido en ebullición
tratarla por separado
fuente de energía qu
Métodos térmicos
adecuado para destr
peratura de la espum
determinarse en fo
mente la viscosidad
tencia de una espum
empleo conjunto de
ejemplo, la producci
ción de la espuma, d
efectos del calentam
espuma, que increm
según requiere su m
del disolvente cause
suficientemente elev
ción de las sustancia
en colocar un banco
ximo nivel de la esp
serpentín, las burbu
que el serpentín, a m
También se utiliza
espuma. Dependien
lámparas eléctricas,
operados con gas. L
secado de la película
medio de un chorro
procedimiento es en
chorro produce un e
la dilución y el caml
También el enfria
el punto de congelac
vente destruye la est
enfriamiento menos
liente con agua fría
burbujas de espuma
con los efectos de es
mente. En general,
calentamiento, por
dirección a una espu

grados puede cambiar la espuma de drenado lento a drenado rápido. Este cambio en la velocidad de drenado puede estar afectado por un factor de 100 o más y, por consiguiente, el incremento de la temperatura de la espuma puede causar su destrucción. Un incremento en la temperatura también puede hacer que el líquido se evapore y se adelgace la película. A medida que la película se vuelve más delgada, es más frágil y quebradiza. Por lo tanto, la deformación mecánica o los cambios de presión, que causan un cambio en el volumen de la burbuja de gas, también pueden causar la ruptura.

Bendure señala la existencia de 10 métodos para incrementar la estabilidad de la espuma: **1)** aumentar la viscosidad masiva del líquido, **2)** incrementar la viscosidad de la superficie, **3)** mantener paredes gruesas (elevar la relación líquido-gas), **4)** reducir la tensión superficial del líquido, **5)** incrementar la elasticidad de la superficie, **6)** aumentar la concentración de la superficie, **7)** reducir la velocidad de adsorción de agentes tensoactivos, **8)** evitar la evaporación del líquido, **9)** evitar los esfuerzos mecánicos, y **10)** eliminar los inhibidores de espuma. Es evidente que lo contrario a estas acciones (cuando sea posible) constituye la manera de controlar y romper la espuma.

Técnicas físicas antiespumantes Las técnicas físicas características para evitar la espuma incluyen los métodos mecánicos para producir esfuerzos en la espuma, los métodos térmicos con calentamiento o enfriamiento y los métodos eléctricos. También se puede utilizar una combinación de estos métodos, o bien, se pueden emplear junto con antiespumantes químicos. Algunos métodos sólo tienen un éxito moderado cuando se presentan condiciones para que la espuma vuelva a formarse, por ejemplo, el rompimiento de la espuma en la superficie de un líquido en ebullición. En algunos casos, conviene extraer la espuma y tratarla por separado. La espuma siempre se puede evitar al eliminar la fuente de energía que la genera, pero a menudo esto no es práctico.

Métodos térmicos Con frecuencia, el calentamiento es un medio adecuado para destruir la espuma. Como ya se indicó, al elevar la temperatura de la espuma por encima de una temperatura crítica (que debe determinarse en forma experimental) se disminuye considerablemente la viscosidad de la superficie de la película y cambia la consistencia de una espuma de drenado lento a una de drenado rápido. El empleo conjunto de este calentamiento y una fuerza mecánica, por ejemplo, la producida por una paleta giratoria que causa la deformación de la espuma, da por resultado una operación satisfactoria. Otros efectos del calentamiento son la expansión del gas en las burbujas de espuma, que incrementa los esfuerzos sobre las paredes de la película, según requiere su movimiento y flexión. Es posible que la evaporación del disolvente cause el adelgazamiento de la película. A temperaturas suficientemente elevadas puede ocurrir la desorción o la descomposición de las sustancias estabilizadoras. Un método de control consiste en colocar un banco de serpentines de vapor a alta temperatura al máximo nivel de la espuma. A medida que la espuma se acerca o toca el serpentín, las burbujas se revientan. En el diseño se debe considerar que el serpentín, a menudo, se recubrirá de soluto.

También se utiliza la aplicación de calor radiante a una superficie de espuma. Dependiendo de la situación, la fuente radiante pueden ser lámparas eléctricas, unidades Glowbar o quemadores de calor radiante operados con gas. Los gases calientes de los quemadores mejoran el secado de la película de espuma. El calor también se puede aplicar por medio de un chorro o el rociado de agua caliente sobre la espuma. Este procedimiento es en realidad una combinación de métodos, porque el chorro produce un esfuerzo de corte mecánico y el agua proporciona la dilución y el cambio en la composición de la película de espuma.

También el enfriamiento puede destruir la espuma si se lleva hasta el punto de congelación, porque la formación de los cristales de disolvente destruye la estructura de la espuma. También puede ser eficaz un enfriamiento menos drástico, por ejemplo, el rocío de una espuma caliente con agua fría. El enfriamiento reduce la presión del gas en las burbujas de espuma y puede causar su encogimiento. Esto se asocia con los efectos de esfuerzo cortante y dilución, mencionados anteriormente. En general, un enfriamiento moderado es menos eficaz que el calentamiento, porque se modifica la viscosidad de la superficie en dirección a una espuma más estable.

Métodos mecánicos En ocasiones, da resultados satisfactorios el empleo de un rompedor estático o giratorio de barras o de paletas que giran lentamente. Con frecuencia, estos dispositivos se aplican junto con otros métodos. Como indica la teoría de las espumas, estos equipos trabajarán mejor si se instalan a un nivel en el que la espuma ha tenido tiempo suficiente para envejecer y drenarse. El rompedor giratorio funciona al producir una deformación de la espuma, que causa la ruptura de las paredes de la película. Ondas de movimiento rápido arrojan la espuma contra las paredes del tanque y pueden causar impacto en otra espuma, fuera del alcance de la onda. En algunos casos, las barras estacionarias o las placas muy cercanas limitan la elevación de espuma. El mecanismo consiste aquí en suministrar superficie para la coalescencia de la espuma. Con frecuencia, es importante el humedecimiento de la superficie en movimiento o estacionaria. Por lo general, es mejor una superficie no humedecida por el líquido, como es el caso de los medios porosos para la coalescencia de la espuma. Sin embargo, en ambos casos existen excepciones, en las cuales se prefiere una superficie humedecida. Shkodin [*Kolloidn. Zh.*, **14,** 213 (1952)] descubrió espumas de melazas que se destruían por contacto con una varilla recubierta de cera y no las afectaba el contacto con una varilla de vidrio limpia.

Goldberg y Rubin [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **6,** 195 (1967)] demostraron en pruebas con un disco que giraba perpendicularmente a la capa de espuma, que la mayor parte de los procedimientos mecánicos (centrifugación, mezclado o soplado) a través de una tobera consisten básicamente en la aplicación de un esfuerzo cortante. Someter la espuma al impacto de un chorro de aire puede proporcionar también una fuente para el secado y evaporación de la película, en especial si el aire está caliente. Otros medios eficaces para destruir las burbujas son el descendimiento periódico de un marco con puntas metálicas dentro de la espuma o el rocío de ésta con partículas sólidas.

Vibraciones de presión y acústicas Estos métodos para el rompimiento de la espuma son, en realidad, formas especiales de tratamiento mecánico. Los cambios de presión en el recipiente que contiene la espuma produce esfuerzos en las paredes de la película por medio de la expansión y contracción del gas dentro de las burbujas de espuma. La variación de la presión del recipiente hace que la espuma esté sujeta a una flexión repetida de la película. Parlow [*Zucker*, **3,** 468 (1950)] controló la espuma en evaporadores de miel de azúcar mediante pulsos de aire con alta frecuencia. Por ningún motivo es seguro que se necesiten pulsos de alta frecuencia en todos los casos, pues una amplitud mayor y menor frecuencia puede ser igualmente ventajoso. La vibración acústica es un fenómeno similar que causa una variación localizada de presión mediante las ondas sonoras. Se ha descubierto que los impulsos a 6 kHz pueden romper la espuma en la flotación del carbón [Sun, *Min. Eng.*, **3,** 865 (1958)]. Sonntag y Strenge (*Coagulation and Stability of Disperse Systems*, Halsted-Wiley, New York, 1972, p. 121) informan sobre la eliminación de la espuma por medio de ondas sonoras de gran intensidad (11 kHz, 150 dB), pero indican que el procedimiento es demasiado costoso para su aplicación industrial. El Sontrifuge (Teknika Inc., subsidiaria de Chemineer Inc.) es una centrífuga de baja velocidad que utiliza la energía del sonido para romper la espuma. Walsh (*Chem. Process*, **29,** 91 (1966)], Carlson [*Pap. Trade J.*, **151,** 38 (1967)] y Thorhildsen y Rich [TAPPI, **49,** 95A (1966)] han descrito esta unidad.

Métodos eléctricos Como todos los coloides, la mayor parte de las espumas tienen capas eléctricas dobles de iones cargados, que contribuyen a la estabilidad de la espuma. En tal virtud, las espumas se pueden romper debido a la influencia de un campo eléctrico externo. A pesar de que se han desarrollado pocas aplicaciones comerciales, Sonntag y Strenge (*op. cit.*, p. 114) indican que las espumas se pueden romper al pasar a través de la espuma dispositivos similares a los precipitadores electrostáticos de polvo. Son especialmente útiles los dispositivos similares a los precipitadores de dos etapas, que tienen placas muy cercanas de polaridad opuesta. Sonntag y Strenge, en experimentos con emulsiones líquido-líquido, indican que la estructura del coloide se puede romper con una intensidad de campo del orden de 8 a 9×10^4 V/cm.

TABLA 18-24 Tipos y aplicaciones principales de los desespumantes

Clasificación	Ejemplos	Aplicaciones
Siliconas	Dimetil silicón, trialquil y tetraquil silanos	Aceites lubricantes; destilación; fermentación; fabricación de jamón y vino; procesamiento de alimentos
Ácidos o ésteres alifáticos	En su mayor parte, compuestos de alto peso molecular: dietil ftalato, ácido láurico	Fabricación de papel; suspensiones de madera en pulpa; pintura base agua, procesamiento de alimentos
Alcoholes	Compuestos de moderado a alto peso molecular: alcoholes monohídricos y polihídricos; alcohol octílico, alcoholes G-12 a G-20, alcohol laurílico	Destilación; fermentación; fabricación de papel; gomas y adhesivos
Sulfatos o sulfonatos	Sales de metales alcalinos de alcoholes sulfatados, sales del ácido sulfónico, sulfonatos de alquil-aril, sulfato láurico de sodio	Sistemas no acuosos; sistemas acuosos y no acuosos mezclados; lodos de perforación de pozos petroleros; recuperación de ácido sulfúrico gastado; fritura de la grasa profunda
Aminas o amidas	Alquil aminas (undeciloctil y diamil metil amina); poliamidas (derivados acílicos de la piperazina)	Espuma de las calderas; espuma de las aguas negras; fermentación; baños de teñido
Compuestos halogenados	Hidrocarburos fluoroclorados, con 5 a 50 átomos de C; hidrocarburos clorados	Aceites lubricantes y destilación de grasa, pegamentos de proteína vegetal
Productos naturales	Aceites vegetales, ceras, aceites minerales y sus derivados sulfatados (incluyendo los de grasas y aceites animales)	Extracción de azúcar, fabricación de pegamentos, aceites de corte
Jabones de ácidos grasos	Álcalis, tierras alcalinas y otros jabones de metales; estearato de sodio; estearato de aluminio	Aceites para engranes; troncos para papel; apresto de papel; soluciones de pegamentos
Compuestos inorgánicos	Fosfato monosódico mezclado con ácido bórico y carbonato de etilo; fosfato disódico; aluminato de sodio; bentonita y otros sólidos.	Destilación; café instantáneo; agua de alimentación de la caldera; extracción de azúcar
Fosfatos	Difosfatos alquil-alcalenos; fosfatos de tributilo en isopropanol	Sistemas de petróleo y aceite; control de la espuma en soluciones de jabón
Sílice hidrofóbica	Sílice finamente dividida en polidimetil siloxano	Sistemas acuosos espumantes
Sulfuros o tio-derivados	Derivados metálicos de los tioéteres y disulfuros, por lo general, mezclados con ésteres orgánicos fosfatados; o cetonas de alquil tienil de cadena larga	Aceites lubricantes; agua de la caldera

Técnicas químicas antiespumantes Sonntag y Strenge (*op. cit.*, p. 111) indican que existen dos métodos químicos para romper la espuma. Uno de los métodos consiste en hacer que las sustancias estabilizadoras se desorban de la entrecara, por ejemplo, mediante el desplazamiento con otros compuestos más tensoactivos, pero sin propiedades estabilizadoras. El calor también puede causar la desorción. El segundo método consiste en realizar cambios químicos en la capa de adsorción que den por resultado una nueva estructura. Algunos antiespumantes actúan exclusivamente por medios mecánicos, pero se analizarán en esta subsección, ya que su acción, por lo general, se considera de naturaleza química. A menudo, los antiespumantes químicos actúan en más de una forma.

Antiespumantes químicos La adición de antiespumantes químicos es el modo más elegante de romper la espuma. Los antiespumantes eficaces causan una desintegración rápida de la espuma y, con frecuencia, sólo necesitan estar presentes en partes por millón. La gran variedad de compuestos utilizados como antiespumantes y los diferentes sistemas en los que se aplican dificultan un análisis breve y ordenado de su selección. Los compuestos necesarios para romper la espuma de soluciones acuosas pueden ser diferentes a los que se necesitan para los sistemas libres de agua. La mayor parte de los antiespumantes son insolubles o no miscibles en la fase continua de espuma, pero algunos funcionan mejor debido a su facilidad de entrar en solución. Lichtman (*Defoamers*, 3d ed., Wiley, New York, 1979) presentó un resumen conciso de la aplicación y el empleo de los antiespumantes. Rubel (*Antifoaming and Defoaming Agents*, Noyes Datas Corp., Park Ridge, New Jersey, 1972) revisó la amplia literatura de las patentes sobre antiespumantes. Los antiespumantes también se analizan en forma amplia en las referencias generales, al principio de esta subsección.

Un método útil para eliminar las espumas acuosas consiste en agregar un agente tensoactivo estabilizador no productor de espuma que sea más tensoactivo que la sustancia estabilizadora de la espuma. Por consiguiente, una espuma estabilizada por un agente tensoactivo iónico se puede romper con la adición de un aceite de silicón muy tensoactivo, pero no estabilizante. El silicón desplaza el estabilizador de la espuma en la entrecara debido a su insolubilidad. Sin embargo, no estabiliza la espuma, porque sus películas de espuma tienen una elasticidad escasa y se rompen con facilidad.

Un requerimiento importante de los antiespumantes es que sean eficaces desde el punto de vista económico. En consecuencia, algunas características útiles son una baja volatilidad (para evitar que el antiespumante se separe del sistema, antes de dispersarse y realizar su función), facilidad de dispersión, gran poder de diseminación y una orientación con atracción hacia la superficie. Los antiespumantes químicos deben seleccionarse también de acuerdo con su posible efecto sobre la calidad del producto y sobre el medio ambiente y la salud. Por ejemplo, los agentes antiespumantes a base de silicón son eficaces para el teñido con churro de las telas, pero reducen la dificultad a incendiarse de las mismas. En la evaporación de azúcar se han reemplazado los desespumantes a base de aceite mineral por otros materiales aprobados específicamente. La tendencia ya no es a emplear un solo antiespumante sino a utilizar una formulación diseñada en forma específica para la aplicación que incluya portadores, agentes antiespumantes secundarios, emulsificadores y agentes estabilizadores, además del desespumante primario. Los **portadores**, por lo general aceites de hidrocarburos o agua, sirven como vehículo para apoyar la liberación y diseminación del antiespumante primario. Los **desespumantes secundarios** pueden proporcionar un efecto sinergístico al antiespumante primario, o modificar sus propiedades, por ejemplo, la capacidad de diseminación o la solubilidad. Los **emulsificadores** pueden mejorar la velocidad de dispersión, en tanto que los **agentes estabilizadores** pueden mejorar la estabilidad del desespumante o su vida en el almacén.

Los antiespumantes de sílice hidrofóbica funcionan sobre una base que puede no ser química. Son partículas de sílice sólidas, finamente divididas y dispersadas en aceite de hidrocarburo o silicón, que sirve como vehículo de diseminación. Kulkarni [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **16**, 472 (1977)] supone que esta mezcla desespuma mediante la penetración de la partícula de sílice dentro de la burbuja con el consiguiente rompimiento de la pared. En la tabla 18-24 aparece una lista de los diferentes tipos de desespumantes y sus aplicaciones características.

Otros métodos químicos Estos métodos se basan principalmente en la destrucción del estabilizador de la espuma o la neutralización de sus efectos por métodos distintos al desplazamiento y se utilizan cuando el proceso permite cambiar el medio químico. Las espumas estabilizadas con ésteres alcalinos se pueden romper por acidificación, ya que los ácidos libres equivalentes no estabilizan la espuma. Las espu-

mas que contienen de
den romper mediante
calcio. Se han propu
agente tensoactivo es
calcio, tanto del sulfo
nes de calcio orientac

Los agentes tensoa
la espuma, se orienta
y sus colas no cargad
que se drena la pelíc
tienden a desplazarse
entre cargas semejan
adición de una sal o
repulsión, permite el
de la espuma.

Prevención de la
difiere del proceso d
se agregan a la corrie
espuma durante el pr
conocidos a veces co
ral la misma categor
están formulados es
plos característicos d
pumantes son los de

mas que contienen detergentes iónicos sulfatados o sulfonados se pueden romper mediante la adición de jabones de ácidos grasos y sales de calcio. Se han propuesto varias teorías. Una de ellas sugiere que el agente tensoactivo está unido a la espuma en forma de sales dobles de calcio, tanto del sulfonado como del jabón. Otra sugiere que los jabones de calcio orientados dentro de la película la hacen no elástica.

Los agentes tensoactivos iónicos, que se adsorben en la entrecara de la espuma, se orientan con sus grupos cargados inmersos en la película y sus colas no cargadas apuntando hacia la corriente de gas. A medida que se drena la película, los grupos cargados, que se repelen entre sí, tienden a desplazarse en forma más cercana. Las fuerzas de repulsión entre cargas semejantes impiden el drenado y estabiliza la película. La adición de una sal o un electrólito a la espuma elimina el efecto de repulsión, permite el drenaje adicional y puede reducir la estabilidad de la espuma.

Prevención de la espuma La prevención química de la espuma difiere del proceso de despumación en que los compuestos o mezclas se agregan a la corriente antes del proceso, para evitar la formación de espuma durante el proceso o cuando lo utiliza el cliente. Estos aditivos, conocidos a veces como **agentes antiespumantes**, tienen por lo general la misma categoría química que los despumantes. Sin embargo, están formulados específicamente para la aplicación. Algunos ejemplos característicos de productos formulados a base de agentes antiespumantes son los detergentes de lavandería (para controlar el exceso de espuma), los anticongelantes automotrices, el café instantáneo y el combustible para aviones de propulsión a chorro. La formación de espuma en algunos procesos, por ejemplo, la destilación o la evaporación, puede deberse a huellas de impurezas como agentes tensoactivos. Una opción a los agentes antiespumantes consiste en eliminarlos antes del proceso, por ejemplo, mediante un tratamiento con carbón activado [Pool, *Chem Process.*, **21**(9), 56 (1958)].

Control automático de la espuma En el procesamiento de materiales que pueden acumular espuma conviene medir con frecuencia, en forma continua, la altura de la capa de espuma y dosificar automáticamente el desespumante, según se requiera para el control de la espuma. Otra medida de corrección también se puede tomar en forma automática. Los métodos para detectar el nivel de espuma incluyen electrodos, que cierran el circuito cuando la espuma toca el electrodo [Nelson, *Ind. Eng. Chem.*, **48**, 2183 (1956); y Browne, U.S. Patent 2 981 693, 1961], flotadores diseñados para elevarse con la capa de espuma (Carter, U.S. Patent 3 154 577, 1964) y dispositivos para cambiar la potencia de entrada y encender un impulsor para romper la espuma cuando se eleva el nivel de ésta (Yamashita, U.S. Patent 3 317 435, 1967). También se han utilizado cronómetros para controlar la duración de la adición de desespumante. Browne ha sugerido la adición automática de desespumante mediante un pabilo poroso, cuando el nivel de espuma llega al nivel del pabilo. Kroll [*Ind. Eng. Chem.*, **48**, 2190 (1956)] también ha analizado el control de la espuma.

Sistemas líquido-sólido

Shelby A. Miller, Ph.D., *Senior Chemical Engineer, Argonne National Laboratory; Member, American Association for the Advancement of Science (Honorario), American Chemical Society, American Institute of Chemical Engineers (Honorario), American Institute of Chemists (Honorario), Filtration Society, New York Academy of Sciences, Society of Chemical Industry; Registered Professional Engineer, New York. (Editor de la sección Lixiviación)*

Charles M. Ambler, B.S.Ch.E. (fallecido), *Consultant; former Director of Chemical Engineering, Sharples Division, Pennwalt Corporation. (Centrífugas)*

Richard C. Bennett, B.S.Ch.E., *Division Manager, Swenson Division, Whiting Corp.; Member, American Chemical Society, American Institute of Chemical Engineers; Registered Professional Engineer, Illinois. (Cristalización a partir de la solución)*

Donald A. Dahlstrom, Ph.D., *Senior Vice President, Research and Development, Eimco Process Equipment Company; Member, American Chemical Society, American Institute of Chemical Engineers, American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Canadian Institute of Mining and Metallurgy, Mining and Metallurgical Society of America, Filtration Society, Air Pollution Control Association, Water Pollution Control Federation. (Operaciones de sedimentación por gravedad)*

J. D. Darji, M.S.Ch.E., *Senior Technical Consultant, Infilco Degremont Inc., Member, American Institute of Chemical Engineers, American Society of Mechanical Engineers. (Equipos de intercambio de iones y adsorción)*

Robert C. Emmett, Jr., B.S.Ch.E., *Senior Process Consultant, Technology and Development, Eimco Process Equipment Company; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers. (Operaciones de sedimentación por gravedad)*

Joseph B. Gray, Ph.D., *Senior Consultant (Retirado), Engineering Department, E. I. du Pont de Nemours & Co.; Member, American Chemical Society, American Institute of Chemical Engineers; Registered Professional Engineer, Delaware. (Agitación de suspensiones de partículas de baja viscosidad)*

C. Fred Gurnham, D.Eng.Sc., *Consultant; Member, American Academy of Environmental Engineers, American Chemical Society, American Institute of Chemical Engineers (Honorario), American Society of Civil Engineers, Water Pollution Control Federation; Registered Professional Engineer, Illinois, Indiana. (Exprimido)*

Louis J. Jacobs, Jr., M.S.Ch.E., *Director of Corporate Engineering Division, A.E. Staley Manufacturing Company; Member, American Institute of Chemical Engineers; Registered Professional Engineer, Missouri. (Filtración)*

Ronald P. Klepper, B.S.Ch.E., *Manager, Process Technology, Eimco Process Equipment Company; Member, American Institute of Chemical Engineers; Registered Professional Engineer, Utha. (Operaciones de sedimentación por gravedad)*

A. W. Michalson, B.S.Min.E., *President, A. W. Michalson Company; Member, American Water Works Association. (Equipos de intercambio de iones y adsorción)*

James Y. Oldshue, Ph.D., *Vice President, Mixing Technology, Mixing Equipment Company, Inc.; Member, American Chemical Society, American Institute of Chemical Engineers (Honorario), American Institute of Chemists (Honorario); Registered Professional Engineer, New York. (Agitación de suspensiones de partículas de baja viscosidad)*

Charles E. Silverblatt, M.S.Ch.E., *Vice President, Technology and Development, Eimco Process Equipment Company; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, Filtration Society, Technical Association of the Pulp and Paper Industry. (Operaciones de sedimentación por gravedad)*

Julian C. Smith, B.Chem., Ch.E., *Professor of Chemical Engineering, Cornell University; Member, American Chemical Society, American Institute of Chemical Engineers (Honorario). (Selección de un separador sólido-líquido)*

David B. Todd, Ph.D., *Technical Director, Plastics Equipment Division, Baker Perkins Inc.; Member, American Association for the Advancement of Science, American Chemical Society, American Institute of Chemical Engineers (Honorario), American Institute of Chemists (Honorario), American Oil Chemists Society, Society of Plastics Engineers, Society of the Plastics Industry; Registered Professional Engineer, Michigan. (Mezcla de pastas y materiales viscosos)*

CONTACTO

AGITACIÓN DE S

Equipos de mezclado
Comportamiento de l
mezcladores . . .
Diseño de equipos de
Mezclas para obtener
Suspensión de sólidos
Reducción del tamañ
Transferencia de mas

MEZCLA DE

Mezcladores por lotes
Mezcladoras continua
Consideraciones de di

CRISTALI

Principios de cristaliz
Ejemplo 1 . . .
Ejemplo 2 . . .
Ejemplo 3 . . .
Equipos para cristaliz
Información requerid
cristalizador . . .
Operación del cristali
Costos del cristalizad

EQUIPOS DE I

Operaciones de interc
Equipos de adsorción

Definición . . . . .
Equipos de lixiviació

CONTACTOS DE FASES Y PROCESAMIENTO DE LÍQUIDO-SÓLIDO

AGITACIÓN DE SUSPENSIONES DE PARTÍCULAS DE BAJA VISCOSIDAD

Equipos de mezclado 19-5
Comportamiento de los fluidos en recipientes mezcladores 19-8
Diseño de equipos de agitación 19-10
Mezclas para obtener uniformidad 19-11
Suspensión de sólidos 19-11
Reducción del tamaño de partículas en dispersiones 19-13
Transferencia de masa sólido-líquido 19-13

MEZCLA DE PASTAS Y MATERIALES VISCOSOS

Mezcladores por lotes 19-14
Mezcladoras continuas 19-19
Consideraciones de diseño de procesos 19-23

CRISTALIZACIÓN A PARTIR DE SOLUCIÓN

Principios de cristalización 19-25
Ejemplo 1 19-26
Ejemplo 2 19-27
Ejemplo 3 19-32
Equipos para cristalización 19-35
Información requerida para especificar un cristalizador 19-39
Operación del cristalizador 19-39
Costos del cristalizador 19-40

EQUIPOS DE INTERCAMBIO DE IONES Y ADSORCIÓN

Operaciones de intercambio de iones 19-40
Equipos de adsorción 19-45

LIXIVIACIÓN

Definición 19-48
Equipos de lixiviación 19-48
Selección o diseño de un proceso de lixiviación 19-51

SEPARACIÓN DE FASES

OPERACIONES DE SEDIMENTACIÓN POR GRAVEDAD

Clasificación de sólidos sedimentables: pruebas de sedimentación 19-53
Espesadores 19-56
Clarificadores 19-57
Componentes y accesorios para las unidades de sedimentación 19-60
Decantación continua a contracorriente 19-63
Diseño o estipulación de una unidad de sedimentación 19-65

FILTRACIÓN

Definiciones y clasificación 19-65
Teoría de la filtración 19-66
Pruebas a pequeña escala 19-69
Medios filtrantes 19-71
Ayudas para la filtración 19-72
Equipos para filtración 19-73
Selección del equipo para filtración 19-87

CENTRÍFUGAS

Principios generales 19-89
Centrífugas de sedimentación 19-91
Filtros centrífugos 19-96
Costos 19-100
Selección de centrífugas 19-103

EXPRIMIDO

Equipos de exprimido 19-104
Teoría del exprimido 19-106

SELECCIÓN DE UN SEPARADOR SÓLIDO-LÍQUIDO

Definición y selección preliminares 19-107
Muestras y pruebas 19-108

Nomenclatura y unidades

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
A	Área	m^2	ft^2
A	Amplitud de la variación de las ondas senoidales de una propiedad o característica	Las unidades de la propiedad que se varía, m	Las unidades de la propiedad que se varía, in
a	Relación de aceleración	m/s^2	ft/s^2
a	Exponente que define una función de potencia	Adimensional	Adimensional
B	Velocidad específica de formación del cristal (número de cristales formados en una unidad de volumen de solución por unidad de tiempo)	$m^{-3} \cdot s^{-1}$	$mL^{-1} \cdot s^{-1}$
b	Longitud o altura	mm	in
C	Intervalo del claro	cm	in
C	Concentración de los sólidos en suspensión	g/L	Porcentaje en peso, g/L
C	Concentración de los sólidos disueltos	g/L	g/L
C	Coeficiente, general		
c	Composición, fracción de masa	Adimensional	Adimensional
c	Coeficiente, general		
D	Diámetro	m, mm, μm	in, μm, malla
d	Diámetro	μm	malla, μm
E	Energía	J	ft·lbf
F	Fuerza	N	lbf
G	Velocidad de crecimiento del cristal	m/s	mm/h
G	Fuerza centrífuga relativa	Adimensional	Adimensional
g	Aceleración	m/s^2	ft/s^2
H	Altura o carga	m	in, cm
H	Masa	g	lb
I	Dimensión característica	m, mm	in, mm
I	Velocidad	m/s	ft/s
I	Momento de inercia	$kg \cdot m\mu^2$	$lb \cdot ft^2$
i	Número de superficies	Adimensional	Adimensional
i	Exponente	Adimensional	Adimensional
j	Exponente	Adimensional	Adimensional
K	Coeficiente, general		
k	Coeficiente, general		
L	Espesor o dimensión característica	m	in, mm
M	Densidad	kg/m^3	lb/ft^3, g/mL
m	Masa	kg	lb
m	Relación de masa	Adimensional	Adimensional
m	Par motor	$N \cdot m$	$lb \cdot ft$
m	Distribución del momento de cuarto orden o mayor		
m	Exponente	Adimensional	Adimensional
N	Velocidad de giro	s^{-1}	min^{-1} (r/min)
N	Número, incluyendo un numérico (grupo adimensional)	Adimensional	Adimensional
n	Velocidad de giro	s^{-1}	min^{-1} (r/min), s^{-1} (r/s)
n	Densidad de la población de cristales (número por incremento de la dimensión característica)	m^{-1}	in^{-1}
n	Número de unidades (es decir, etapas en una serie)	Adimensional	Adimensional
n	Exponente	Adimensional	Adimensional
O	Volumen de líquido por unidad de masa de sólidos (sobreflujo)	m^3/kg	ft^3/lb
p	Presión	Pa	lbf/in^2 (psi), atm
P	Potencia	W	hp
P	Masa de los cristales	kg	lb
P	Transferencia (relación del volumen del cristalizador respecto a la velocidad volumétrica de circulación)	s	min, s
p	Presión	Pa	lbf/in^2 (psi)
PD	Diámetro de partícula	mm, μm	in, μm
Q	Velocidad volumétrica de flujo	L/s, m^3/s	gal/min
q	Relación volumétrica del líquido respecto al sólido seco	Adimensional	Adimensional
R	Fracción masa	Adimensional	Adimensional
R	Relación molar	Adimensional	Adimensional
R	Resistencia del medio filtrante	m^{-1}	ft^{-1}
r	Radio	m	in, ft
r	Resistencia del medio filtrante	m^{-1}	ft^{-1}
RCF	Fuerza centrífuga relativa (múltiplos de la aceleración gravitacional estándar)	Adimensional	Adimensional
S	Solubilidad (relación de masa)	Adimensional	Adimensional
S	Coeficiente de sobresaturación (relación de las concentraciones de soluto en la sobresaturación con la saturación)	Adimensional	Adimensional
S	Velocidad de giro	s^{-1}	min^{-1} (r/min)
S	Esfuerzo	Pa	lbf/in^2 (psi)
s	Espesor	m	in
s	Sobresaturac (concentra soluto, en de solubili		
s	Gravedad es		
s	Índice de con		
T	Torque (par		
t	Tiempo		
Área unitaria	Área plana p velocidad sedimenta masa		
U	Volumen de unidad de sólidos (si		
U	Consolidaci de longitu		
V	Volumen		
V	Volumen po velocidad sedimenta masa		
v	Velocidad		
W	Masa ("pesc		
w	Masa de sól unidad de del filtrad		

NOTA: Algunos térmi

Nomenclatura y unidades (*Continuación*)

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
			Unidades usuales en Estados Unidos
			Adimensional
			min^{-1} (r/min)
			Adimensional
			min^{-1} (r/min), s^{-1} (r/s)
			in^{-1}
			Adimensional
			Adimensional
			ft^3/lb
			lbf/in^2 (psi), atm
			hp
			lb
			min, s
			lbf/in^2 (psi)
			in, μm
			gal/min
			Adimensional
			Adimensional
			Adimensional
			ft^{-1}
			in, ft
			ft^{-1}
			Adimensional
			Adimensional
			Adimensional
			min^{-1} (r/min)
			lbf/in^2 (psi)
			in
s	Sobresaturación (concentración de soluto, en exceso de solubilidad)	g/L	g/L
s	Gravedad específica	Adimensional	Adimensional
s	Índice de compresibilidad	Adimensional	Adimensional
T	Torque (par motor)	N · m	lbf · in
t	Tiempo	s	s, min, h
Área unitaria	Área plana por unidad de velocidad de sedimentación de la masa	$m^2/(Mg \cdot día)$	$ft^2/(ton \cdot día)$
U	Volumen de líquido por unidad de masa de sólidos (subflujo)	m^3/kg	ft^3/lb
U	Consolidación (fracción de longitud)	Adimensional	Adimensional
V	Volumen	m^3, L	gal, in^3
V	Volumen por unidad de la velocidad de sedimentación de la masa	$m^3/(Mg \cdot día)$	$ft^3/(ton \cdot día)$
v	Velocidad	m/s, cm/s	ft/s
W	Masa ("peso")	g	lb
w	Masa de sólidos por unidad de volumen del filtrado	g/L	g/L, lb/gal
X	Longitud	m, mm	in
x	Fracción mol	Adimensional	Adimensional
x	Concentración	g/m^3	Opcional
x	Exponente	Adimensional	Adimensional
y	Fracción mol	Adimensional	Adimensional
y	Exponente	Adimensional	Adimensional
	Símbolos griegos		
α	Ángulo	radio	
α	Resistencia específica de la torta del filtro	m/g	ft/lb
α	Coeficiente, general		
γ	Velocidad de corte	s^{-1}	s^{-1}
γ	Exponente	Adimensional	Adimensional
δ	Espesor	m, mm	in, mm
ΔL	Cambio de longitud	m, mm	in, mm
θ	Tiempo	s	Opcional
θ	Período, frecuencia	s^{-1}	s^{-1}
θ	Ángulo	radio	°
ν	Viscosidad	Pa · s	P
ω	Viscosidad cinemática	m^2/s	St
ρ	Densidad	g/m^3	lb/ft^3
Σ	Área	m^2	ft^2
ω	Velocidad angular	s^{-1}	s^{-1}

NOTA: Algunos términos muy especializados que se encuentran en el texto no aparecen en la lista.

CONTACTOS DE FASES Y PROCESAMIENTO DE LÍQUIDO-SÓLIDO

En los libros de texto de ingeniería química es habitual tratar la agitación, la mezcla de pastas, el flujo de dos fases (incluyendo el transporte de suspensiones espesas o lechadas) y las aspersiones como operaciones discretas, con fines múltiples, para las cuales se pueden enunciar en general los principios de diseño y funcionamiento de equipos y adaptarse, a continuación, a fines específicos de procesamiento. Así es como se presentan en este *Manual del Ingeniero Químico*: la agitación y la mezcla de pastas en esta sección, el flujo de dos fases en la sección 5 y la aspersión en la sección 18. También se acostumbra tomar en cuenta algunas metas de procesamiento dependientes de contactores de sólido-líquido, en función de operaciones de un solo propósito, en que se pueden utilizar muchos equipos opcionales. Entre esas operaciones se incluyen la adsorción, la formación de coloides, la cristalización, la floculación, el intercambio iónico y la lixiviación. Una vez más, se sigue la costumbre en esta *Biblioteca del Ingeniero Químico*: los equipos para cada uno de esos campos se analizan en una subsección individual de la sección 19, con excepción de dos de ellos, que se omiten. Se dejó a un lado la formación de coloides, debido a su carácter estrecho y especial, que hace que tenga menos interés que los otros campos para los ingenieros químicos y porque, en lo que se refiere a los equipos, concierne, con mayor frecuencia, a las emulsiones de líquido-líquido que a las suspensiones de líquido-sólido. Se recomienda a los lectores interesados que consulten los muchos textos y la gran cantidad de monografías que existen sobre la formación y química de los coloides. No se incluyó la floculación, porque, en general, se hace menos hincapié en los equipos que en la aplicación de principios mediante procedimientos y la selección de agentes de floculación. Los asentadores por gravedad, que se describen más adelante en esta misma sección, son con frecuencia, al mismo tiempo, floculadores y separadores. A este respecto, se analiza brevemente la floculación en la subsección "Floculación"; ésta la analiza también Gale (en Purchas, *Solid/Liquid Separation Equipment Scale-Up*, Uplands Press, Croydon, England, 1977, pp. 46 ff.) y por Stevenson (*ibid*, pp. 127 ff.). Porter, Flood y Rennier [*Chem. Eng.*, **73**(13), 141 (1966)] resumen algunas implicaciones de la floculación en la ingeniería química.

AGITACIÓN DE SUSPENSIONES DE PARTÍCULAS DE BAJA VISCOSIDAD

REFERENCIAS GENERALES: Holland y Champan, *Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks*, Reinhold, New York, 1966. Jordon, *Chemical Process Development*, part 1, Interscience, New York, 1968, p. 111. Nagata, *Mixing Principles and Applications*, Wiley, New York, 1975. Oldshue y Todd, in *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*, 3d ed., vol. 15, Wiley, New York, 1981, p. 604. Parker, Chem. Eng., 71(12), 165 (1964). Quillen, *Chem. Eng.*, **61**(12), 179 (1954). Uhl y Gray (eds), *Mixing: Theory and Practice*, vol. 1, Academic, New York, 1966; vol. 2, 1967. Sterbacek y Tausk, *Mixing in the Chemical Industry*, trans. by Mayer and ed. by Bourne, Pergamon, London, 1965. Zlokarnik, in *Ullmann's Encyklopädie der technischen Chemie*, 4th ed., vol. 2, Verlag Chemie, Weinheim, Germany, 1972, p. 259.

Hay gran cantidad de funciones de procesamiento que se llevan a cabo en recipientes agitados mediante impulsores giratorios.* Algunos ejemplos son: 1) mezcla de líquidos miscibles; 2) puesta en contacto o dispersión de líquidos no miscibles; 3) dispersión de un gas en un líquido; 4) fomento de la transferencia de calor entre el líquido agitado y una superficie de intercambio de calor; 5) suspensión o dispersión de partículas sólidas en un líquido para producir uniformidad, fomentar la transferencia de masas (como la disolución) o iniciar una reacción química y ayudarla, y 6) reducir el tamaño de partículas aglomeradas. En esta sección sólo se verán los dos últimos de esos procesos, pero se encontrarán temas sobre algunos de los otros en las secciones 10, 18 y 21. En este análisis se hace hincapié en los recipientes agitados, pero algunas operaciones de mezcla se pueden llevar a cabo continuamente por medio de la turbulencia o dispositivos mecánicos en tuberías, con muy poca recirculación, cuando el tiempo de mezclado sea corto.

EQUIPOS DE MEZCLADO

Los impulsores se pueden dividir, aproximadamente, en dos clases amplias: de flujo axial y de flujo radial. La clasificación depende del ángulo que forman las aspas con el plano de rotación del impulsor.

Impulsores de flujo axial Los impulsores de flujo axial incluyen todos los que tienen aspas que forman un ángulo de menos de 90° con el plano de rotación. Las hélices y las ruedas de paletas o turbinas de aspas inclinadas, que se ilustran en las figuras 19-1 y 19-2, son representativas de los impulsores de flujo axial.

Con frecuencia se utilizan hélices para la agitación en tanques de menos de 3.8 m3 (1000 gal) o menos de 1.8 m (6 ft) de diámetro, cuando resultan satisfactorios menos de 2.2 kW (3 hp) para obtener los resultados deseados en el procesamiento.

Las mezcladoras de hélice se pueden sujetar en la parte lateral de un recipiente abierto, en la posición angular y excéntrica que se muestra en la figura 19-10 o sujetarse con pernos a una brida o a una placa, en la parte superior de un recipiente cerrado, con el eje en la misma posición angular y excéntrica. Este montaje da como resultado una fuerte circulación de la parte superior hacia el fondo.

Existen dos gamas básicas de velocidades: 1150 a 1750 rpm con transmisión directa, y 350 o 420 rpm con transmisión de engranes. Las unidades de alta velocidad producen velocidades y razones de corte más elevadas en la corriente de descarga de la hélice, además de una rapidez más baja de circulación en todo el recipiente que las unidades de baja velocidad. Para la suspensión de sólidos, es común utilizar las unidades de transmisión de engranes, mientras que para reacciones rápidas o de dispersión rápida son más apropiadas las unidades de alta velocidad.

También se pueden montar hélices cerca del fondo de la pared cilíndrica de un recipiente, como se muestra en la figura 19-3. Esos agita-

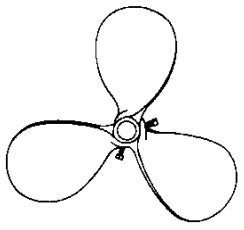


FIG. 19-1 Hélice mezcladora de tipo marino.

*Los impulsores (*impellers*) son los aparatos generales, de los que las hélices (*propellers*) son un tipo particular. (Nota del R.T.)

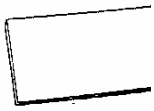


FIG. 19-2 Turbina d

dores de entrada late
sidad [< 0.1 Pa·s (1
asentamiento lento s
La mezcla de la pulp
hélices de entrada late

Las turbinas de as
agitadores de entrad
se desea una velocid
energía es mayor de
cerca de la superfici
eficaz para la inmers

Impulsores de flu
raletas al eje de la flec

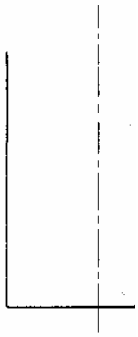


FIG. 19-3 Mezclado

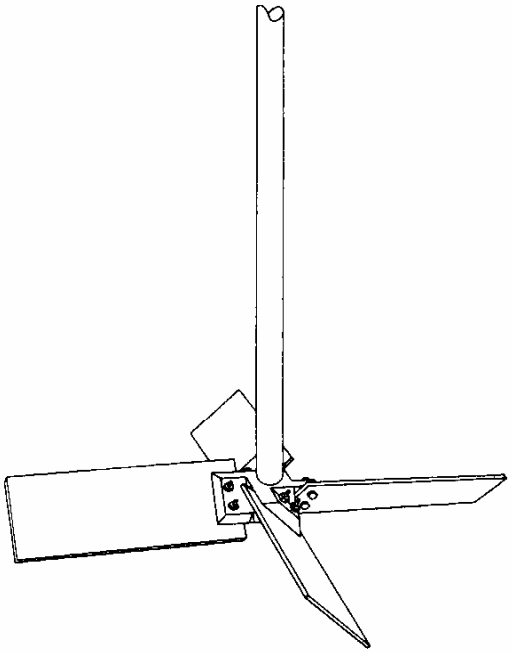


FIG. 19-2 Turbina de aspas inclinadas.

dores de entrada lateral se utilizan para mezclar fluidos de baja viscosidad [< 0.1 Pa·s (100 centipoises)] o para mantener sedimentos de asentamiento lento suspendidos en tanques de hasta 4000 m^3 (106 gal). La mezcla de la pulpa de papel se lleva a cabo con frecuencia mediante hélices de entrada lateral.

Las turbinas de aspas inclinadas (Fig. 19-2) se emplean en ejes de agitadores de entrada por la parte superior, en lugar de hélices, cuando se desea una velocidad elevada de circulación axial y el consumo de energía es mayor de 2.2 kW (3 hp). Una turbina de aspas inclinadas, cerca de la superficie superior del líquido de un recipiente, es muy eficaz para la inmersión rápida de partículas sólidas en flotación.

Impulsores de flujo radial Este tipo de impulsores tienen aspas paralelas al eje de la flecha motriz. Los más pequeños de aspas múltiples, se

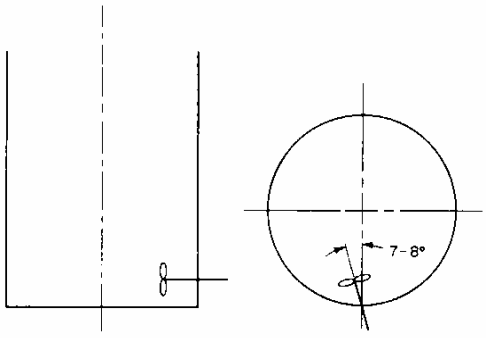


FIG. 19-3 Mezcladora de hélice de entrada lateral.

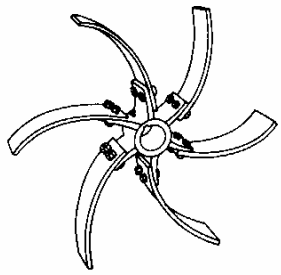


FIG. 19-4 Turbina de aspas curvas.

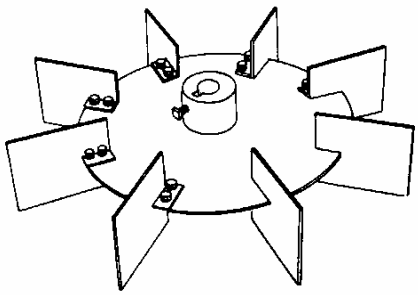


FIG. 19-5 Turbina de aspas planas.

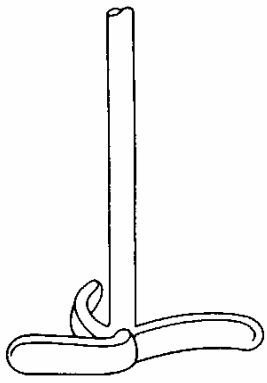


FIG. 19-6 Impulsor de acero vidriado. (*The Pfaudler Co.*)

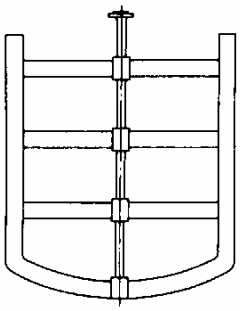


FIG. 19-7 Impulsor de anclaje.

conocen como "turbinas", los mayores, de velocidades más bajas, con dos o cuatro aspas, se denominan ruedas de paletas. El diámetro de una turbina se encuentra normalmente entre 0.3 y 0.6 del diámetro del tanque. Los propulsores de turbina existen en muchos tipos, como los de aspas curvas y los de aspas planas, que se ilustran en las figuras 19-4 y 19-5. Las aspas curvas ayudan en el arranque de un impulsor entre sólidos sedimentados. Un agitador de rueda de paletas tiene un diámetro que, por lo común, es de más de 0.6 del diámetro del tanque y gira con una velocidad baja. Con frecuencia, la construcción es similar a la que se muestra en la figura 19-4; pero con dos o cuatro aspas rectas y un centro relativamente más pequeño.

La mayor parte de las operaciones de agitación en gran escala de suspensiones de sólido-líquido se hacen con ruedas de paletas o turbinas que se introducen por la parte superior. La potencia puede ir de 750 W a 750 kW (1 a 1000 hp). La velocidad del impulsor suele ser de entre 50 y 150 rpm; no obstante, según las condiciones de proceso, puede llegar hasta 400 o a sólo 15 rpm.

Para los procesos en que la corrosión de los metales que se utilizan habitualmente constituye un problema, pueden resultar económicos los impulsores recubiertos de vidrio. En la figura 19-6 se muestra una turbina modificada de aspas curvas de este tipo.

Agitadores de claro cerrado Para algunos sistemas de fluidos seudoplásticos, se puede encontrar fluido estancado cerca de las paredes del recipiente, en zonas alejadas de las hélices de turbina o propulsor. En esos casos, se puede utilizar un impulsor "de ancla" (Fig. 19-7). El flujo del fuido es principalmente circular en la dirección de rotación del ancla. El hecho de que se produzca un movimiento axial o radial importante del fluido depende de la viscosidad de este último y el diseño de los radios que soportan a las aspas superiores. Los agitadores de ancla se utilizan, sobre todo, para obtener una mejor transferencia de calor en los fluidos de consistencia elevada.

Tanques sin desviadores Si se agita un líquido de baja viscosidad en un tanque sin desviadores (o bafles) mediante un agitador montado en forma axial, habrá tendencia a que se desarrolle un patrón de flujo de

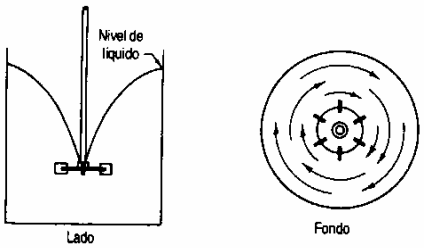


FIG. 19-8 Patrón usual de flujo para impulsores de flujo axial o radial en tanques sin desviadores.

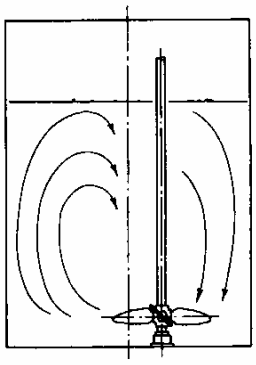


FIG. 19-9 Patrón de flujo con hélice de láminas delgadas, sin desviadores, en posición vertical excéntrica.

remolino, sea cual sea el tipo de impulsor que se utilice. En la figura 19-8 se muestra un patrón usual de flujo. Se produce un vórtice debido a la fuerza centrífuga que actúa sobre el líquido que gira. A pesar de la presencia de un remolino, se obtiene a menudo un proceso satisfactorio en un recipiente sin desviadores, sin embargo, hay límites para la velocidad de rotación que se puede utilizar, puesto que, una vez que el remolino llega al impulsor, se puede producir un arrastre importante de aire. Además, la masa del remolino de líquido genera con frecuencia una onda oscilante en el tanque, que, unida al remolino profundo, puede crear una gran fuerza fluctuante que actúa sobre el eje de la mezcladora.

Las velocidades verticales en un líquido de baja viscosidad con remolinos son bajas en relación con las velocidades circunferenciales del recipiente. Se pueden obtener velocidades más elevadas de circulación vertical al montar al impulsor fuera del centro, como se ilustra en la figura 19-9. Esta posición se puede utilizar con turbinas o con hélices. La posición es fundamental, puesto que una excentricidad excesiva o demasiado pequeña en una dirección o la otra provocará remolinos erráticos y giros mayores, además de tensiones peligrosamente elevadas sobre el eje. Los

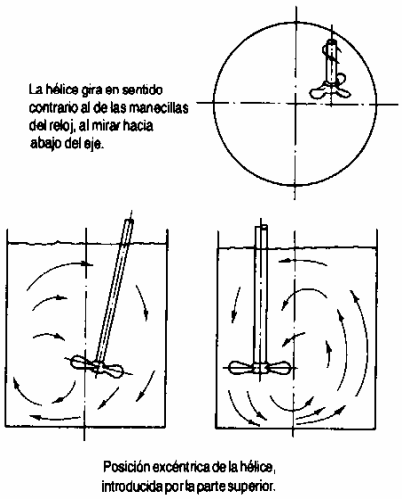


FIG. 19-10 Patrón de flujo para hélice en posición angular excéntrica, sin desviadores.

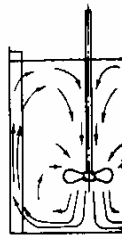


FIG. 19-11 Patrón usu
o una turbina de flujo ax

cambios de la viscos
patrón de flujo en es
sultado particularmer
Con impulsores de
excéntrica. La hélice
vertical, como se ilus
La posición angul
hélices se limita, por
2.2 kW (3 hp) o men
radas por este monta
más altas.
Las ruedas de pale
mente en forma coax
pueden tener un clar
Tanques con desv
siones delgadas se in
son bandas planas v
pared del tanque, co
siempre son adecuad
nes de los desviador
mensión radial). Par
frecuencia a una mita
con el fin de minimiz
Para números de
utilizan comúnment
axial sobre la línea c
figuras 19-11 y 19-12
la utilización de des
de la parte superior a
fuerzas muy desequi
En la región de tra
10 000], se puede rec
mitad de la estándar.
el tanque no tiene de
se pueden utilizar de
tándar y se extienden
damente, 1/3 del vol

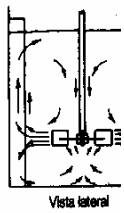


FIG. 19-12 Patrón d
situada en el centro.

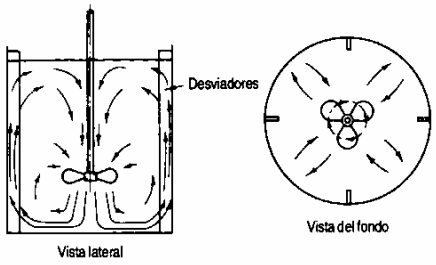


FIG. 19-11 Patrón usual de flujo en un tanque con desviadores, con una hélice o una turbina de flujo axial situada en el centro.

cambios de la viscosidad y el tamaño del tanque afectan también al patrón de flujo en esos recipientes. Los montajes excéntricos han resultado particularmente eficaces en la suspensión de pulpa de papel.

Con impulsores de flujo axial se puede utilizar una posición angular excéntrica. La hélice se monta a, aproximadamente, 15° a partir de la vertical, como se ilustra en la figura 19-10.

La posición angular excéntrica que se utiliza con las unidades con hélices se limita, por lo común, a las hélices que realizan un trabajo de 2.2 kW (3 hp) o menos. Las fuerzas desequilibradas del fluido, generadas por este montaje, pueden llegar a ser importantes con potencias más altas.

Las ruedas de paletas y los impulsores de ancla funcionan normalmente en forma coaxial dentro de tanques sin desviadores, puesto que pueden tener un claro estrecho con la pared del tanque.

Tanques con desviadores Para la agitación vigorosa de suspensiones delgadas se instalan desviadores (o bafles) en los tanques, que son bandas planas verticales, colocadas radialmente a lo largo de la pared del tanque, como se ilustra en las figuras 19-11 y 19-12. Casi siempre son adecuados cuatro desviadores. Una de las anchuras comunes de los desviadores es de 1/10 a 1/12 del diámetro del tanque (dimensión radial). Para agitar lechadas, los desviadores se sitúan con frecuencia a una mitad de su anchura separados de la pared del recipiente, con el fin de minimizar la acumulación de sólidos sobre ellos o tras ellos.

Para números de Reynolds de más de 10 000, los desviadores se utilizan comúnmente con impulsores de turbina y propulsores de flujo axial sobre la línea central. Los patrones de flujo que se ilustran en las figuras 19-11 y 19-12 son muy diferentes; no obstante, en ambos casos, la utilización de desviadores da como resultado una gran circulación de la parte superior al fondo, sin que se formen remolinos ni se ejerzan fuerzas muy desequilibradas del fluido sobre el eje del impulsor.

En la región de transición [números de Reynolds (Ec. 19-1), de 10 a 10 000], se puede reducir la anchura del desviador, con frecuencia a la mitad de la estándar. Si el patrón de circulación es satisfactorio cuando el tanque no tiene desviadores pero un remolino crea algún problema, se pueden utilizar desviadores de longitud parcial. Son de anchura estándar y se extienden hacia abajo desde la superficie hasta, aproximadamente, 1/3 del volumen de líquido.

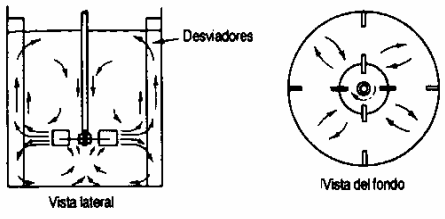


FIG. 19-12 Patrón de flujo usual en un tanque con desviadores, con la turbina situada en el centro.

En la región de flujo laminar ($N_{Re} < 10$), el impulsor consume la misma energía, con o sin desviadores, que se utilizan raramente. El patrón de flujo se puede ver afectado por los desviadores, pero no siempre en forma ventajosa. Cuando se necesitan, se suelen colocar a una o dos anchuras de la pared del tanque, en dirección radial, para permitir que circule fluido entre ellos y, al mismo tiempo, producir cierta desviación axial del flujo.

COMPORTAMIENTO DE LOS FLUIDOS EN RECIPIENTES MEZCLADORES

Número de Reynolds del impulsor La presencia o ausencia de turbulencia en un recipiente agitado mediante un impulsor se puede correlacionar con un número de Reynolds del impulsor, que se define como sigue:

$$N_{Re} = D_a^2 N\rho/\mu \qquad (19\text{-}1)$$

en donde N = velocidad de rotación, r/s; D_a = diámetro del impulsor, m (ft); ρ = densidad del fluido, kg/m^3 (lb/ft^3); y μ = viscosidad, Pa·s [(lb/(ft·s)]. El flujo en el tanque es turbulento cuando $N_{Re} > 10\,000$. Así pues, la viscosidad, por sí sola, no constituye una indicación válida del tipo de flujo que se puede esperar. Entre números de Reynolds de 10 000 y, aproximadamente, 10, hay un intervalo de transición en el cual el flujo es turbulento en el impulsor y laminar en las partes alejadas del recipiente; cuando $N_{Re} < 10$, el flujo sólo es laminar.

No sólo se relaciona con el número de Reynolds del impulsor este tipo de flujo, sino también algunas características de rendimiento del proceso, como el tiempo de mezclado, el índice de bombeo del impulsor, el consumo de energía del impulsor y los coeficientes de transferencia de calor y masa, que se pueden correlacionar con ese grupo adimensional.

Relación entre el movimiento del fluido y el rendimiento del proceso Durante el movimiento del fluido se producen varios fenómenos en un recipiente, que se pueden utilizar para fomentar varios objetivos de procesamiento.

1. Se desarrollan esfuerzos cortantes en un fluido cuando una capa de él se desplaza con mayor o menor rapidez que otra capa adyacente o una superficie sólida. En el flujo laminar, el esfuerzo cortante es igual al producto de la viscosidad del fluido y el gradiente de velocidad o esfuerzo cortante. En condiciones de flujo laminar, las fuerzas cortantes son mayores que las de inercia en el fluido.

Con flujo turbulento, el esfuerzo cortante se produce también debido al comportamiento de las corrientes parásitas (de remolino) aleatorias y transitorias, incluyendo los remolinos en gran escala, que se descomponen en ondas o fluctuaciones pequeñas. La escala de los remolinos grandes depende del tamaño del equipo. Por otra parte, la de los remolinos pequeños, que disipan energía principalmente mediante el corte viscoso, es casi independiente del tamaño del agitador y el tanque.

El esfuerzo cortante en el fluido es mucho mayor cerca del impulsor que junto a la pared del tanque. La diferencia es más grande en los tanques de mayor tamaño que en los pequeños.

2. Se desarrollan fuerzas de inercia cuando un fluido cambia de dirección o de velocidad. Con flujo turbulento, las fuerzas de inercia son mayores que las de viscosidad. El fluido en movimiento tiende a seguir desplazándose, hasta que se encuentra con una superficie sólida o algún otro fluido que se mueve en dirección diferente. Se desarrollan fuerzas durante la transferencia de cantidad de movimiento que tiene lugar. Las fuerzas que actúan sobre las aspas de los impulsores fluctúan de manera aleatoria, en relación con la escala y la intensidad de la turbulencia en el impulsor.

3. El área interfacial entre gases y líquidos, líquidos inmiscibles y sólidos y líquidos, se puede ampliar o reducir mediante esas fuerzas de viscosidad y de inercia cuando interactúan con fuerzas interfaciales, como la tensión superficial.

4. Las diferencias de concentración y temperatura se reducen mediante el flujo masivo o circulación volumétrica dentro del recipiente. Las regiones de fluido de diferente composición o temperatura se reducen en espesor mediante el movimiento masivo, en el cual existen gradientes de velocidad. Este proceso se denomina difusión masiva o

de Taylor (Brodkey, en Uhl y Gray, *op. cit.*, vol. I, p. 48). La difusión turbulenta y molecular reduce la diferencia entre esas regiones. Con flujo laminar, la difusión de Taylor y la molecular son los mecanismos de reducción de las diferencias de concentración y temperatura.

5. Las concentraciones de equilibrio, que tienden a desarrollarse en las interfases de sólido-líquido, gas-líquido o líquido-líquido, se desplazan o modifican debido a la difusión molecular y turbulenta entre el fluido masivo y el fluido adyacente a la interfase. El movimiento masivo (difusión de Taylor) contribuye también a este mecanismo de transferencia de masa.

Flujo turbulento en recipientes agitados Se han medido en recipientes agitados parámetros de turbulencia, como la intensidad y la escala de la turbulencia, los coeficientes de correlación y los espectros de energía; sin embargo, esas características no se utilizan directamente en el diseño de recipientes agitados. Si se desean más detalles al respecto, véase Cutter, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **12**, 35 (1966).

Velocidades del fluido en los equipos mezcladores Las velocidades del fluido se han medido en diversas turbinas, en recipientes con desviadores o sin ellos. Los datos usuales se resumen en la obra de Uhl y Gray (*op. cit.*, cap. 4). Se han utilizado datos de velocidad para calcular la velocidad de circulación y de descarga del impulsor, pero no se usan directamente en el diseño de equipos mezcladores.

Velocidad de descarga del impulsor y carga de fluido para un flujo turbulento Cuando la viscosidad del fluido es baja y el flujo turbulento, un impulsor mueve los fluidos mediante un aumento de la cantidad de movimiento de las aspas, que ejercen una fuerza sobre el fluido. Las aspas de las turbinas y las hélices giratorias modifican la dirección e incrementan la velocidad de los fluidos.

La velocidad de bombeo o de descarga de un impulsor es la velocidad de flujo perpendicular al área de descarga del impulsor. El fluido que pasa por esa área tiene velocidades proporcionales a la velocidad periférica del impulsor y cargas de velocidad proporcionales al cuadrado de esas velocidades en cada punto de la corriente de descarga del impulsor, en condiciones de flujo turbulento. Las ecuaciones que siguen relacionan la carga de velocidad, la velocidad de bombeo y la potencia para impulsores geométricamente similares, en condiciones de flujo turbulento:

$$Q = N_Q N D_a^3 \tag{19-2}$$

$$H = N_p N^2 D_a^2 / N_Q g \tag{19-3}$$

$$P = N_p \rho N^3 (D_a^5 / g_c) \tag{19-4}$$

$$P = \rho H Q g / g_c \tag{19-5}$$

en donde Q = velocidad de descarga del impulsor, m^3/s (ft^3/s); N_Q = coeficiente de descarga, adimensional; H = carga de velocidad, m (ft); N_p = número de potencia, adimensional; P = potencia, (N·m)/s [(ft·lbf)/s]; g_c = constante dimensional, 32.2 (ft·lb)/(lbf·s^2) (g_c = 1 cuando se utilizan unidades SI) y g = aceleración gravitacional, m/s^2 (ft/s^2).

La velocidad de descarga Q se midió para diversos tipos de impulsores y se calcularon coeficientes de descarga. Los datos aportados por muchos investigadores los revisaron Uhl y Gray (*op. cit.*, vol. 1, cap. 4). N_Q es de 0.4 a 0.5 para una hélice con una inclinación igual que el diámetro para un $N_{Re} = 10^5$. Para las turbinas, N_Q va de 0.7 a 2.9, según el número de aspas, la relación de la altura de las aspas en relación con el diámetro de la hélice y la relación del diámetro de la hélice con el del recipiente. No se han definido bien los efectos de estas variables geométricas.

También se ha medido el consumo de potencia y se ha correlacionado con el número de Reynolds del impulsor. A continuación, se puede calcular la carga de velocidad para un impulsor mezclador, a partir de los datos de flujo y de potencia, mediante las ecuaciones (19-3) o (19-5).

La carga de velocidad de la corriente de descarga del impulsor es una medida de la fuerza máxima que puede ejercer este fluido, cuando cambian su velocidad o su dirección. Esas fuerzas de inercia son más altas en las corrientes con velocidades más elevadas de descarga. Las rapideces y los esfuerzos de corte son también más elevados en esas condiciones, en los remolinos más pequeños. Si se desea una velocidad más alta de descarga con el mismo consumo de potencia, se debe utilizar un impulsor de diámetro menor con una mayor velocidad de rotación. Según la ecuación (19-4), a un nivel dado de potencia $N \alpha D_a^{-5/3}$ y $ND_a \alpha D_a^{-2/3}$. Entonces, $H \alpha$ y $D_a^{4/3}$ y $Q \alpha D_a^{4/3}$.

Un impulsor con una carga elevada de fluido es el que tiene una alta velocidad periférica y de descarga. Esos impulsores son útiles para 1) reducción rápida de las diferencias de concentración en la corriente de descarga del impulsor (mezcla rápida), 2) producción de una gran zona interfacial y gotitas pequeñas en los sistemas de gas-líquido y líquidos inmiscibles, 3) desaglomeración de sólidos y 4) fomento de la transferencia de masa entre fases.

La velocidad de descarga del impulsor se puede aumentar al mismo consumo de potencia incrementando el diámetro del impulsor y reduciendo la velocidad rotacional y periférica, de modo que $N^3 D_a^5$ es constante [Ec. (19-4)]. El flujo aumenta, la carga de velocidad y la velocidad periférica disminuyen; pero se incrementa el par de fuerza del impulsor TQ. Con el mismo par de fuerza, $N^2 D_a^5$ es constante, $P \alpha D_a^{5/2}$, y $Q \alpha D_a^{1/2}$. Por consiguiente, al incrementar el diámetro del impulsor con un par de fuerza constante, aumenta la velocidad de descarga con un consumo más bajo de potencia. Con la misma velocidad de descarga, $N D_a^3$ es constante, $P \alpha D_a^4$, y $T_Q \alpha D_a^{-1}$. Por consiguiente, la potencia y el par de fuerza disminuyen conforme aumenta el diámetro del impulsor con valores constantes de Q.

Se utiliza un impulsor de diámetro grande con una velocidad elevada de descarga para 1) periodos breves, con el fin de completar la mezcla de un líquido miscible en todo el recipiente, 2) el fomento de la transferencia de calor, 3) una reducción de las diferencias de concentración y temperatura en todas las partes de los recipientes utilizados para reactores de ambiente constante y continuos en promedio y 4) la suspensión de partículas de velocidad de asentamiento relativamente baja.

Movimiento laminar del fluido en los recipientes Cuando el número de Reynolds del impulsor es menor de 10, el flujo inducido por él es laminar. En estas condiciones, el impulsor arrastra fluido con él en un patrón predominantemente circular. Si las aspas del impulsor tienen una curva hacia atrás, habrá un flujo viscoso de arrastre hacia las puntas de esas aspas. En condiciones de viscosidad moderada y flujo laminar, la fuerza centrífuga actúa sobre la capa de líquido arrastrada en una trayectoria circular por el impulsor giratorio, y el fluido se desplazará en dirección radial. Este efecto centrífugo hace que cualquier gas acumulado tras un aspa giratoria se desplace hacia el eje de rotación del impulsor. Esos componentes de velocidad radial son pequeños, en relación con la velocidad tangencial.

Para turbinas con número de Reynolds menor de 100, existen zonas estancadas toroidales por encima y por debajo de la periferia de la turbina. El intercambio de líquido entre esas regiones y el resto del recipiente se efectúa principalmente por medio de la difusión molecular.

Las suspensiones de sólidos finos pueden tener propiedades de flujo plástico o seudoplástico. Cuando se encuentran en un flujo laminar, en un recipiente agitado, el movimiento en las partes alejadas del recipiente, donde las rapideces de corte son bajas puede hacerse despreciable o cesar por completo. Para compensar este comportamiento de las lechadas, se utilizan ruedas de paletas o hélices de diámetros mayores, con $(D_a/D_T) > 0.6$, donde D_T es el diámetro del tanque. Por ejemplo, en algunos casos, con algunas anclas, $D_a > 0.95\,D_T$. Se pueden utilizar dos o más ruedas de paletas en tanques profundos para evitar regiones de estancamiento en las suspensiones.

En flujo laminar ($N_{Re} < 10$), $N_p \alpha 1/N_{Re}$ y $P \alpha \mu N^2 D_a^3$. Puesto que el esfuerzo cortante es proporcional a la velocidad de rotación, dicho esfuerzo se puede incrementar con el mismo consumo de potencia al aumentar N en forma proporcional a $D_a^{-3/2}$ conforme disminuye el diámetro del impulsor, D_a.

Probablemente se pueda aumentar la circulación de fluido con el mismo consumo de potencia, y la viscosidad en el flujo laminar, al incrementar el diámetro del impulsor y reducir la velocidad de rotación; pero no se han determinado las relaciones entre Q, N y D_a para el flujo laminar de turbinas.

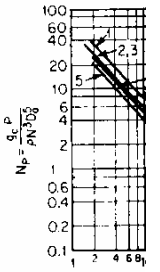


FIG. 19-13 Correlacio
seis aspas, $D_a/W_i = 5$, co
res, cada uno de $D_T/12$; c
figura 19-4, pero con sei
con $D_T/12$; curva 3: turb
pero con seis aspas, $D_a/$
inclinación igual que 2L
misma hélice en posició
inclinación igual a D_a, c
hélice en posición angul
D_a = diámetro del impul
de conversión, N = velo
el eje del impulsor, W_i =
agitado y ρ = densidad d
de unidades congruente
nes) por unidad de tiemp
vas 4 y 5 de Rushton Cot
Con autorización; curva
Design Develop., **2**, 310
de autor, la American Ch

Así, en gran parte,
res de diámetro pequ
de partículas secas e
desaglomeración de
cia de masa entre las
estancadas constituy
grandes e incrementa
de obtener los resulta
equipos de procesam
que las unidades por

De modo similar,
útiles para **1)** evitar
ríodos breves de mez
piente, **3)** el fomento
continuo laminar de

Profundidad de
un impulsor que gira
el fluido hace que se
da a lo largo del eje.
ger, Ditl y Novak, *C*
dimensiones del imp
rotación.

Consumo de pote
se relaciona con la d
rotación y el diámet
potencia($g_c P/\rho N^3 D_a^5$
En la figura 19-13 se
pulsores que se utili
contenidos en recipi
pueden utilizar tamb
vas en tanques sin de
300 o menos. Cuand
más bajo en un reci
figura 19-13. Por eje

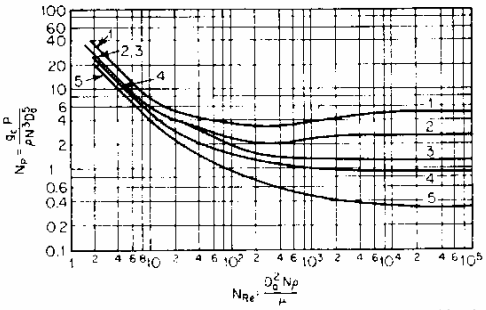


FIG. 19-13 Correlaciones de potencia de los impulsores: curva 1, turbina de seis aspas, $D_a/W_i = 5$, como la figura 19-5, pero con seis aspas y cuatro desviadores, cada uno de $D_T/12$; curva 2, turbina abierta de aspas verticales, como la de la figura 19-4, pero con seis aspas rectas, $D_a/W_i = 8$, cuatro desviadores, cada uno con $D_T/12$; curva 3: turbina de aspas inclinadas a 45° como la de la figura 19-2, pero con seis aspas, $D_a/W_i = 8$, cuatro desviadores, con $D_T/12$; curva 4: hélice, inclinación igual que $2D_a$, cuatro desviadores, cada uno de $0.1\ D_T$, también la misma hélice en posición angular y excéntrica, sin desviadores; curva 5: hélice, inclinación igual a D_a, cuatro desviadores cada uno de $0.1\ D_T$, también la misma hélice en posición angular y excéntrica, como en la figura 19-10, sin desviadores. D_a= diámetro del impulsor, D_T = diámetro del tanque, g_c = factor gravitacional de conversión, N = velocidad de giro del impulsor, P = potencia transmitida por el eje del impulsor, W_i = altura del álabe del impulsor, μ = viscosidad del líquido agitado y ρ = densidad de la mezcla agitada. Se puede utilizar cualquier conjunto de unidades congruentes, pero N debe estar en revoluciones (en vez de en radianes) por unidad de tiempo. En el sistema SI, g_c es adimensional y unitaria. [Curvas 4 y 5 de Rushton Costich, y Everett, *Chem. Eng. Progr.*, **46**, 395, 467 (1950). Con autorización; curvas 2 y 3 de Bates, Fondy y Corpstein, *Ind. Chem. Process Design Develop.*, **2**, 310 (1963); con autorización del propietario de los derechos de autor, la American Chemical Society.]

Así, en gran parte, como en el caso de flujo turbulento, los impulsores de diámetro pequeño ($D_a < D_T/3$) son útiles para **1)** mezcla rápida de partículas secas en líquidos, **2)** dispersión de gas en lechadas, **3)** desaglomeración de partículas sólidas y **4)** el fomento de la transferencia de masa entre las fases sólidas y las líquidas. Cuando las regiones estancadas constituyen un problema, se deben utilizar impulsores grandes e incrementar la potencia y la velocidad de rotación, con el fin de obtener los resultados que se requieren. En esos casos, los pequeños equipos de procesamiento continuo pueden resultar más económicos que las unidades por lotes.

De modo similar, las hélices de diámetro grande ($D_a > D_T/2$) son útiles para **1)** evitar regiones de estancamiento en las lechadas, **2)** períodos breves de mezclado para obtener uniformidad en todo el recipiente, **3)** el fomento de la transferencia de calor y **4)** el promediado continuo laminar de las lechadas.

Profundidad de vórtices En un recipiente sin desviadores, con un impulsor que gira en el centro, la fuerza centrífuga que actúa sobre el fluido hace que se eleve el nivel de este último en la pared y descienda a lo largo del eje. La profundidad y la forma de ese remolino [(Rieger, Ditl y Novak, *Chem. Eng. Sci.*, **34**, 397 (1978)] dependen de las dimensiones del impulsor y del recipiente, así como de la velocidad de rotación.

Consumo de potencia de los impulsores El consumo de potencia se relaciona con la densidad del fluido, la viscosidad, la velocidad de rotación y el diámetro del impulsor mediante gráficas del número de potencia($g_c P/\rho N^3 D_a^5$) en función del número de Reynolds ($D_a^2 N\rho/\mu$). En la figura 19-13 se presentan líneas típicas de correlación para impulsores que se utilizan, con frecuencia, con líquidos newtonianos contenidos en recipientes cilíndricos con desviadores. Esas curvas se pueden utilizar también para las operaciones con impulsores respectivas en tanques sin desviadores, cuando el número de Reynolds sea de 300 o menos. Cuando N_{Re} es mayor de 300, el consumo de potencia es más bajo en un recipiente sin desviadores que el que se indica en la figura 19-13. Por ejemplo, para una turbina de discos de 6 aspas, con $D_T/D_a = 3$ y $D_a/W_i = 5$, $N_P = 1.2$, cuando $N_{Re} = 10^4$. Esto es, aproximadamente, sólo la quinta parte del valor de N_P cuando se utilizan desviadores.

Se pueden encontrar datos adicionales de potencia para otros tipos de impulsores, como las de ancla, las turbinas de aspas curvas y las ruedas de paletas, en recipientes con desviadores o sin ellos, en las obras que siguen: Holland y Chapman (*Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks*, chaps. 2, 4, Reinhold, New York, 1966) y Bates, Fondy y Fenic (en Uhl y Gray, *op. cit.*, vol. 1, chap. 3).

El consumo de potencia para impulsores, en fluidos no newtonianos que se dilatan, plásticos de Bingham y seudoplásticos, se puede calcular utilizando las líneas de correlación de la figura 19-13 si se obtiene la viscosidad a partir de curvas de viscosidad-rapidez de corte como se describió antes. Para un fluido seudoplástico, la viscosidad disminuye conforme aumenta la rapidez de corte. Un fluido plástico de Bingham es similar a otro seudoplástico, pero requiere que se sobrepase cierto esfuerzo cortante mínimo para que haya flujo. En el caso de un fluido que se dilata, la viscosidad aumenta al hacerlo la rapidez de corte.

La rapidez de corte apropiada que se debe utilizar para calcular la viscosidad lo da una de las ecuaciones que siguen, cuando se utiliza una hélice o una turbina (Bates *et al.*, en Uhl y Gray, *op. cit.*, p. 149):

Para líquidos que se dilatan

$$\dot{\gamma} = 13N(D_a/D_T)^{0.5} \tag{19-6}$$

Para fluidos seudoplásticos y plásticos de Bingham,

$$\dot{\gamma} = 10N \tag{19-7}$$

en donde $\dot{\gamma}$= rapidez promedio de corte s^{-1}.

La rapidez de corte calculada a partir de la velocidad de rotación del impulsor se utiliza para identificar una viscosidad a partir de una gráfica de viscosidad en función de la rapidez de corte determinada con un viscosímetro capilar o de rotación. A continuación, se calcula N_{Re} y se lee N_P de una gráfica como la que aparece en la figura 19-13.

DISEÑO DE EQUIPOS DE AGITACIÓN

Selección de los equipos Los factores principales que influyen en la elección de equipos mezcladores son: **1)** los requisitos del proceso, **2)** las propiedades de flujo de los fluidos utilizados en el procesamiento, **3)** los costos de los equipos y **4)** los materiales de construcción que se requieren.

De modo ideal, el equipo escogido debe ser el de costo total más bajo, que satisfaga los requisitos de procesamiento. El costo total incluye la depreciación sobre la inversión, el costo operacional, como el de energía, y los costos de mantenimiento. Sin embargo, raramente se justifica algo más que una evaluación superficial basada en este principio, porque el costo de esa evaluación sobrepasa con frecuencia los ahorros que se pueden obtener. La optimización se suele basar en la experiencia con operaciones similares de mezclado. A menudo, los requisitos de procesamiento se pueden comparar con los de una operación similar; no obstante, a veces, se necesitan pruebas para identificar un diseño satisfactorio y determinar la potencia y la velocidad mínima de rotación.

No existen guías específicas satisfactorias para la selección de equipos de mezclado, puesto que las gamas de aplicación de los diversos tipos de equipos se yuxtaponen y los efectos de las propiedades de flujo sobre el rendimiento del proceso no se han definido de manera adecuada. De todos modos, lo que se hace con frecuencia al escoger equipos se describe en los párrafos que siguen.

Hélices de entrada superior Para recipientes de menos de 1.8 m (6 ft) de diámetro (o menos de 1000 galones), la elección inicial para satisfacer una gama amplia de requisitos de procesamiento (Fig. 19-10) debe ser una hélice excéntrica y angular, montada mediante una brida o una abrazadera, sin desviadores. La relación de la altura del lado recto del recipiente con el diámetro tiene que ser de 0.75 a 1.5, y el volumen del líquido agitado no deberá exceder de 4 m^3 (aprox. 1000 gal).

Para la suspensión de partículas de asentamiento libre, la circulación de lechadas seudoplásticas y la transferencia de calor o la mezcla de líquidos miscibles, para obtener uniformidad, se debe estipular una velocidad de 350 a 420 rpm. Para la dispersión de partículas secas en líquido o para la mezcla inicial rápida de reactivos líquidos en un recipiente, se debe utilizar una hélice de 1750 rpm a una distancia de $D_T/4$ por encima del fondo del recipiente. Se puede agregar otra hélice a una profundidad de D_a por debajo de la superficie del líquido cuando la velocidad superficial sea demasiado baja para la inmersión adecuada de las partículas de sólidos o los líquidos flotantes. Esas mezcladoras de hélice se pueden obtener con facilidad hasta de 2.2 kW (3 hp) para montajes excéntricos y con ejes inclinados.

El tamaño de la hélice, la inclinación y la velocidad de rotación se pueden escoger mediante pruebas con modelos, experiencias obtenidas en otras operaciones similares, o bien, en algunos casos, mediante datos de rendimiento o correlaciones publicadas, como el tiempo de mezclado o la transferencia de calor. El diámetro de la hélice y la potencia del motor deben ser los mínimos que satisfagan las necesidades de procesamiento.

Cuando se requiera agitación en un recipiente de menos de 6 ft de diámetro y, a fin de cuentas, la misma operación pase a un recipiente mayor, el tipo de equipo tendrá que ser el mismo que el utilizado en el recipiente mayor.

Turbinas Para volúmenes de recipientes, de 4 a 200 m^3 (1000 a 50 000 gal), la elección inicial será una mezcladora de turbina montada coaxialmente dentro del recipiente, con cuatro o más desviadores. También en este caso, la relación de la altura del lado recto del recipiente con el diámetro tiene que ser de 0.75 a 1.5. Se tienen que sujetar cuatro desviadores verticales, perpendiculares a la pared del recipiente con un hueco entre ellos y la pared igual que $D_T/24$ y una anchura radial de los desviadores igual que $D_T/12$. Se debe utilizar un impulsor de turbina de cuatro a seis aspas como la que se muestra en la figura 19-5 (o la 19-4, pero con aspas rectas). La relación de la altura de las aspas con el diámetro de la turbina debe ser de 1 a 5 a 1 a 8.

Para la suspensión de partículas que se sedimentan con rapidez, el diámetro de la turbina tiene que ser de $D_T/3$ a $D_T/2$. Se tiene que utilizar un claro de menos de la séptima parte de la profundidad del fluido en el recipiente entre el borde inferior de las puntas de las aspas de la turbina y el fondo del recipiente. Al aumentar la viscosidad de una suspensión, es preciso incrementar el diámetro del impulsor. Este diámetro se puede aumentar hasta 0.7 D_T y agregar otro impulsor para evitar regiones de estancamiento en las lechadas seudoplásticas. Al desplazar los desviadores a mitad de camino entre la periferia del impulsor y la pared del recipiente, se contribuye a evitar el fluido estancado cerca de los desviadores.

Como se demostró, el consumo de potencia disminuye y la velocidad de descarga de la turbina aumenta al incrementarse el diámetro de la turbina con par de fuerzas constante (en el régimen completamente turbulento). Esto quiere decir que, para una velocidad estipulada de descarga, se obtiene un funcionamiento más eficiente (par de fuerzas y potencia más bajos), con una turbina relativamente grande que funcione con una velocidad relativamente baja ($N \alpha D_a^{-3}$). A la inversa, si se mantiene constante la potencia, la disminución del diámetro de la turbina da como resultado un aumento de la velocidad periférica y una disminución del par de fuerzas. Así, a un nivel estipulado de potencia, se puede lograr la mezcla inicial eficiente de los reactivos que se identifica con una velocidad periférica elevada con una turbina relativamente pequeña que funcione con una velocidad relativamente alta ($N \alpha D_a^{-5/3}$).

Para la circulación y el mezclado, con el fin de obtener uniformidad, el impulsor se debe situar a una tercera parte de la profundidad del líquido, por encima del fondo del recipiente, a menos que haya material que se deposite con rapidez o que sea preciso revolver un recipiente casi vacío, para lo cual se necesitará situar el impulsor más abajo.

Hélices de entrada lateral Para recipientes de más de 4 m^3 (1000 gal), puede ser más económico un agitador de hélice de entrada lateral (Fig. 19-3) que una turbina montada desde arriba en un eje vertical centrado. Para recipientes de más de 38 m^3 (10 000 gal), aumenta el atractivo económico de las hélices de entrada lateral. Para recipientes de más de 380 m^3 (100 000 gal) se pueden instalar en un tanque 1, 2 o 3 unidades de hasta 56 kW (75 hp) cada una. Para la suspensión de partículas de asentamiento lento y el mantenimiento de la uniformidad en una lechada viscosa de partículas pequeñas, es preciso escoger el diámetro y la velocidad de rotación de un agitador de entrada lateral, sobre la base de pruebas con modelos o la experiencia obtenida en otras operaciones similares.

Cuando se deben suspender partículas sólidas abrasivas, los costos de mantenimiento para el sellador del eje sumergido de una hélice de entrada lateral pueden hacerse suficientemente altos como para que este tipo de mezclador resulte una elección antieconómica.

Mezcladoras de chorro El reciclaje continuo del contenido de un tanque mediante una bomba externa, dispuesta de tal modo que su corriente de descarga vuelva a entrar de manera apropiada al recipiente, puede dar como resultado un patrón de flujo en el tanque que producirá una acción de mezclado lento [Fossett, *Trans. Inst. Chem. Eng.* (London), **29,** 322 (1951)]. La agitación a chorro de los recipientes se restringe a la mezcla de líquidos miscibles o al mantenimiento en suspensión de los sedimentos de asentamiento lento. El método no se puede escoger para la suspensión de partículas de asentamiento rápido o para la mezcla de lechadas seudoplásticas.

Selección de la potencia y la velocidad de rotación del impulsor Las velocidades de rotación para un impulsor se basan por lo común en pruebas o correlaciones de resultados de pruebas. Más adelante, en esta misma sección, se dan ejemplos de correlaciones de un criterio de rendimiento del proceso, como el tiempo de mezcla por lotes o el coeficiente de transferencia de masas.

La teoría de los modelos, que utilizan grupos adimensionales, es aplicable a los recipientes agitados (Johnstone y Thring, *Pilot Plants, Models and Scale-up Methods in Chemical Engineering*, McGraw-Hill, New York, 1957). Es raro que todos los grupos adimensionales que sean pertinentes se puedan mantener iguales al cambiar las dimensiones del equipo; de todos modos, las correlaciones de grupos no dimensionales se utilizan a veces con buenos resultados para predecir, dentro de límites satisfactorios de ingeniería, el rendimiento de equipos en gran escala para pruebas con modelos. Un ejemplo notable de esto es la correlación del número de potencia (Fig. 19-13).

En algunos casos, se utiliza la misma potencia por unidad de volumen para una operación similar de mezclado en equipos de diferentes tamaños, como base para escoger la potencia y, en seguida, se calcula la velocidad de rotación a partir de una correlación como la que se presenta en la figura 19-13. Este método se debe utilizar con cuidado, puesto que conduce con frecuencia a una potencia más alta que la que se necesita al incrementarse la escala de las operaciones y, en ocasiones, predice una potencia demasiado baja.

Diseño mecánico Un agitador y su medio circundante constituyen un sistema mecánico de partes móviles y fijas, en el cual se encuentran esfuerzos de torsión, doblado, corte y fatiga. Los engranes, los soportes de cojinetes, los ejes, los acoplamientos, las llaves, los cubos de los impulsores, las aspas, los desviadores, los pozos para termómetros y los miembros estructurales de soporte, experimentan sus propios esfuerzos y se tienen que diseñar en consecuencia. Un diseño satisfactorio implica no sólo que cada miembro sea suficientemente fuerte, sino también que las deflexiones sean lo bastante pequeñas para permitir el comportamiento adecuado de los sellos, los impulsores de claro estrecho y los recubrimientos de protección. El problema de un material adecuadamente resistente a la corrosión para la construcción de los equipos puede realzar las dificultades del diseño mecánico, como en el caso del acero con esmalte vidriado.

La velocidad de rotación de un eje de agitador tiene que estar suficientemente alejada de las frecuencias de vibración natural del conjunto del agitador y otras partes del sistema, con el fin de evitar la excitación de esas frecuencias naturales. Por lo común, sólo interesa la primera velocidad crítica, aun cuando algunos agitadores funcionan más allá de su segunda velocidad crítica. Leedom y Parker (en Uhl y Gray, *Mixing Theory and Practice*, vol. II, chap. 11), resumieron métodos para estimar las velocidades críticas de ensamblajes de eje e impulsor.

Leedom y Parker se ocuparon también del tema general del diseño mecánico de sistemas de agitadores del tipo de impulsores. Estudiaron los impulsores, los ejes, los engranes reductores, los sellos y las cajas portaestopas, además de los desviadores.

MEZCLAS PARA OBTENER UNIFORMIDAD

Con frecuencia, se establecen límites admisibles de la composición o los valores de propiedades para los productos hechos en procesos continuos o por lotes y operaciones que incluyen mezclas. Existen métodos estadísticos para describir la uniformidad de esos valores y controlar esas operaciones. Se pueden encontrar métodos de muestreo, cálculo e interpretación de datos de uniformidad en operaciones de mezclado (incluyendo partículas sólidas, líquidos y lechadas) en un procedimiento de pruebas de equipos de la AIChE (*Dry Solids, Paste and Dough Mixing Equipment Testing Procedure*, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1979).

Esos métodos complejos se suelen simplificar en la práctica. Por ejemplo, se puede utilizar una gama de composiciones o propiedades como medida de la uniformidad, en lugar de la desviación estándar. En una operación por lotes, se utiliza con frecuencia el tiempo necesario para hacer que la composición o las propiedades lleguen a un intervalo de valores, como medida de rendimiento del mezclado.

Mezclado por lotes Los tiempos de mezclado por lotes se han estudiado para líquidos miscibles en varios tipos de recipientes agitados por impulsores, que se utilizan comúnmente. Los resultados de esos estudios los resumieron Brennan y Lehrer [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **54**, 139 (1976)] y Gray (Uhl y Gray, *op. cit.*, vol. I, chap. 4). No obstante, estas correlaciones no son aplicables a suspensiones de partículas de asentamiento rápido o a lechadas seudoplásticas. En el último caso, las viscosidades son más elevadas en las partes alejadas del fluido circulante que en el impulsor, y los tiempos de mezclado son mayores [Blasinski y Rzyski, *Inst. Chem. Eng.*, **12**, 24 (1972)]. Para fluidos seudoplásticos, se pueden obtener tiempos más breves de mezclado en los recipientes sin desviadores que en los que los contengan.

Promediado en recipientes agitados de flujo continuo Cuando una corriente de fluido entra y sale de un recipiente agitado, cada incremento de la alimentación se mezcla hasta cierto punto con el fluido en el recipiente. Si cambian la composición o las propiedades de la corriente de alimentación, el recipiente promediará las variaciones que se produzcan dentro de intervalos más breves del tiempo de residencia promedio del fluido en el recipiente. La reducción de amplitud de las variaciones (promediado) que se produce, depende del patrón de flujo y las velocidades del fluido en el recipiente, el tiempo de residencia (volumen dividido entre la velocidad de flujo de alimentación) y el modo como cambian con el tiempo las propiedades o la composición.

Para una velocidad constante de alimentación en una serie de recipientes en cascada, de volúmenes iguales, todos ellos con volumen constante y suficientemente bien agitados para que su contenido sea uniforme (aun cuando sus propiedades pueden variar con el tiempo), la relación de la amplitud de la propiedad de salida con la de entrada para una variación de alimentación de onda senoidal, se da mediante la ecuación siguiente (Buckley, *Techniques of Process Control*, p. 24, Wiley, New York, 1964):

$$\frac{A_o}{A_i} = \left[\left(\frac{2\pi\theta_r}{n\theta_s}\right)^2 + 1\right]^{-n/2} \tag{19-8}$$

en donde θ_r = tiempo total promedio de residencia de n recipientes de tamaños iguales, min; θ_s = periodo de onda senoidal, min. Cuando $2\pi\theta_r/n\theta_s \gg 1$, una gráfica log-log de A_o/A_i en función de θ_r/θ_s es una línea recta de pendiente $-n$.

Las variaciones de la composición en la salida se pueden calcular a partir de las composiciones de la alimentación para un recipiente perfectamente mezclado, mediante balances de material transitorio en forma de una ecuación diferencial

$$V\,dc = Qc'\,d\theta - Qc\,d\theta \tag{19-9}$$

en donde V = volumen del recipiente, m^3 (ft^3); c = concentración, composición o propiedad del fluido en el recipiente y la corriente de salida; Q = gasto volumétrico de la alimentación y de la corriente de salida, m^3/s (ft^3/s); y c' = concentración, composición o propiedad del fluido en la corriente de alimentación. Para variaciones con el tiempo de c', como ondas senoidales, ondas cuadradas o una pulsación simple, esta ecuación se puede resolver mediante métodos analíticos clásicos por medio de transformadas de Laplace [Walker y Cholette, *Pulp Paper Mag. Can.*, **59**, 113 (1958)], con una computadora análogica o mediante una simulación análoga en una computadora digital.

Para variaciones alcatorias de la entrada o de algún otro tipo, que son difíciles de describir en forma matemática, se puede utilizar una forma de diferencia finita de la ecuación (19-9) para calcular las variaciones del efluente.

Se pueden utilizar métodos estadísticos para calcular la variancia de la corriente de salida en relación con una función de autocorrelación y la variancia de la corriente de entrada [Danckwerts y Sellers, *Ind. Chem.*, **27**, 395 (1951)].

SUSPENSIÓN DE SÓLIDOS

Definiciones del grado de suspensión Las definiciones de las suspensiones de sólidos no se han normalizado y es preciso tener cuidado para distinguir, en las obras de texto, las definiciones de las suspensiones dadas por los autores y los métodos que se utilizaron para recoger muestras. En esta subsección se presentan definiciones útiles para la suspensión en tanques opacos. Algunas definiciones basadas en observaciones en tanques transparentes no son útiles en el caso de lechadas y tanques opacos.

1. El *porcentaje de suspensión* se calcula como sigue:

$$100 \times \frac{\%\text{ por peso de sólidos en el punto de muestra}}{\%\text{ por peso de sólidos en el tanque}} = \%\text{ de suspensión}$$

El porcentaje de suspensión puede tener valores mayores, iguales o menores que 100%. También se puede basar en una fracción específica de tamaños de partículas.

2. La *uniformidad completa* implica que el porcentaje de suspensión en cada punto es del 100%. Por supuesto, la región más alta del líquido agitado es la más resistente a la uniformidad. Es muy difícil lograr que las partículas con velocidades de asentamiento por encima de 0.03 m/s (0.1 ft/s) se suspendan uniformemente en el 2% del volumen superior del tanque, puesto que el patrón de flujo primordialmente horizontal en esta capa no puede mantener en suspensión los sólidos de alta velocidad de asentamiento.

3. La *suspensión completa desde el fondo* se define como todas las partículas que se desplazan verticalmente desde el fondo del tanque. No implica nada sobre el valor del porcentaje de suspensión en cualquier punto del tanque. A veces, el *movimiento completo en el fondo del tanque* (todas las partículas no suspendidas sobre el fondo del tanque) es una condición adecuada. Para sólidos de alta velocidad de asentamiento, es mucho más realista que la suspensión completa desde el fondo, con la cual se puede confundir con facilidad.

4. *Altura de la suspensión.* La altura del líquido en el tanque a la que se suspenden los sólidos se puede utilizar para describir el grado de suspensión. La altura de suspensión se expresa comúnmente como porcentaje de sólidos de cada una de las diversas fracciones de tamaños de partículas a diversas alturas de líquido desde el fondo.

5. *Perfiles de concentración, mezclas de tamaños de partículas.* Virtualmente no se han señalado datos experimentales sobre perfiles de concentraciones de mezclas de tamaños de partículas. Por otra parte, casi todas las aplicaciones industriales tienen una mezcla de tamaños de partículas.

Tanque de alimentación continua Oldshue [en Wadsworth y Davis, *Unit Processes in Hydrometallurgy* (Metall. Soc. Conf. 24), p. 33, Gordon y Breach, New York, 1964)], propusieron un método para describir y analizar las condiciones de una suspensión agitada de partículas de tamaños distribuidos, particularmente aplicable a un tanque de flujo continuo. Se divide un tanque que contiene una suspensión en

zonas para el muestreo. A continuación, se puede describir el comportamiento de la suspensión mediante perfiles de concentración verticales de las fracciones de tamaño de partículas y de los sólidos totales en todo el tanque, utilizando como parámetro de ubicación los números de las zonas.

Las partículas que ocupan cualquier región dada del tanque no deben tener la distribución de tamaños de la alimentación, con una excepción: en un tanque de flujo continuo y estado estacionario, la suspensión en el punto de retiro de la salida debe tener la misma composición promedio, con respecto al total de sólidos y a la distribución de tamaños que la alimentación,* puesto que las corrientes de salida y alimentación tienen que ser idénticas en promedio. De hecho, la composición en todos los puntos del tanque se ajustará de modo que esto sea cierto, conforme se establezca el estado estacionario. Si el agitador no puede mantener la composición interna en el punto de retiro, aparecerán composiciones irregulares en todo el tanque y la corriente de salida, de modo que la salida promedio será la misma que la entrada.

Muestreo El muestreo de una suspensión agitada de sólidos de una distribución de tamaños y formas es difícil e inseguro [Randolph, documento presentado ante la AIChE, Los Angeles, diciembre 1968: Rushton, *Am. Inst. Chem. Eng.-Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **10,** 3 (1965)]. Cualquier instrumento de medición o tubo de extracción interfiere en el patrón de velocidades del líquido agitado y hace que el muestreo exacto resulte virtualmente imposible.

Suspensión intermitente de partículas con tamaño semejante La velocidad de rotación necesaria para cubrir el criterio deseado de la suspensión de partículas es una función compleja de las dimensiones del impulsor, la placa desviadora y el recipiente, la distribución del diámetro de partícula, la densidad y concentración de las partículas y la densidad y viscosidad del líquido. Las correlaciones publicadas de estas variables son de alcance limitado y no siempre satisfactorias para el cálculo de la velocidad de rotación necesaria para cubrir los requerimientos del proceso [Bohnet y Niesmak, *Ger. Chem Eng. (Engl. Transl.)* **3,** 57 (1980); y Herringe, *Proc. 3d Eur. Conf. Mixing*, Univ. of York, England (abril 4-6, 1979), British Hydromechanics Research Association, Cranfield, Bedford, 1979, pp. 199-216].

El método general para el diseño de un agitador para suspender un precipitado consiste en seleccionar el tipo y la geometría del impulsor y el tanque, especificar la velocidad de rotación requerida para un funcionamiento aceptable y la determinación de la potencia del eje necesaria para operar el impulsor a esa velocidad. Para la mayor parte de las operaciones de suspensión de partículas se recomiendan los impulsores de flujo axial con bombeo hacia abajo. Los valores de D_a/D_T entre 0.3 y 0.5 y de C/D_T entre 0.25 y 0.50 son adecuados. En este caso C representa el claro entre el impulsor y el fondo del tanque. El procedimiento de Gates, Morton y Fondy [*Chem. Eng.*, **83**(11), 144 (1976)] se recomienda en forma tentativa para la selección de la velocidad de rotación, que depende de las proporciones del sistema (especialmente D_a/D_T) y de la magnitud absoluta de D_a. Con base en lo anterior, se puede calcular la potencia del eje a partir de una curva en función de la potencia, para la combinación del impulsor y tanque (p. ej., la Fig. 19-13). Debe observarse que las tablas de selección del impulso de Gates y colaboradores tienen un carácter más explicativo que general, ya que la geometría y las dimensiones de una instalación específica constituyen parámetros implícitos que afectan los valores listados de velocidad y potencia.

Para agitar suspensiones de líquidos y sólidos, se puede utilizar un impulsor de flujo radial, pero es probable que la potencia requerida sea mayor que la necesaria para un impulsor de flujo axial, que cubre el mismo criterio de suspensión (Oldshue, *Proc. 1st. Pacific Chem. Eng. Congr.*, Kioto, Society of Chemical Engineers of Japan and American Institute of Chemical Engineers, octubre 10-14, 1972, pp. 294-300).

Cuando los tanques e impulsores son geométricamente similares, la potencia requerida para producir el mismo estado de suspensión de las partículas en cualquier tanque de diámetro mayor a 0.5 m es proporcional a aD_T^x. El valor de x se aproxima a 3, como límite superior (lo cual implica una potencia constante por unidad de volumen), cuando están incluidos porcentajes bajos de partículas discretas de asentamiento libre. Para el mezclado de los sólidos que impiden el asentamiento, con baja velocidad de sedimentación y alto porcentaje de sólidos, x se puede aproximar a 2 como límite inferior.

La potencia para obtener el mismo comportamiento de la suspensión, con impulsores de diferentes diámetros, en el mismo tanque (diferentes valores de D_a/D_T con D_T constante) son proporcionales a D_a^y. En las aplicaciones características, y varía desde cero hasta −2.5. Para propósitos de estimación se puede utilizar un valor de −1 si no se dispone de datos experimentales reales.

Velocidad de asentamiento libre de las partículas Para algunas correlaciones de suspensión de sólidos se requiere la velocidad de asentamiento libre de las partículas sólidas. Si se desea la suspensión completa de una población mixta de partículas, se debe diseñar el agitador para las partículas de asentamiento más rápido; si la mezcla se compone de partículas de la misma forma y la misma densidad, pero de tamaños diferentes, esto implica el diseño para las mayores. En general, las velocidades de asentamiento se deben medir; pero si se dispone de información suficiente sobre el tamaño y la forma de una partícula típica, se podrá calcular la velocidad de asentamiento libre. Los métodos para realizar esto se resumieron en la sección 5. Oldshue [*Ind. Eng. Chem.*, **61**(9), 83 (1969)] subraya un método útil para inferir factores de forma de las velocidades de asentamiento de partículas similares de dos tamaños.

Asentamientos obstaculizados En las concentraciones mayores de sólidos que se encuentran con frecuencia en las prácticas de procesamiento existen condiciones de asentamiento obstaculizado para las cuales no se aplican las correlaciones basadas en el asentamiento libre. A concentraciones suficientemente altas, el comportamiento de la suspensión es similar al de un fluido seudoplástico homogéneo. De hecho, el porcentaje de partículas finas, del orden de malla 100 y menores, determina el acercamiento a la seudoplasticidad. En muchos minerales naturales, la presencia de arcilla hace también que la lechada sea similar a un fluido seudoplástico homogéneo.

Pueden necesitarse varias horas o, incluso días, para que se complete el asentamiento obstaculizado y para que los sólidos se aglutinen hasta su consistencia máxima. En aplicaciones de almacenamiento de alta densidad, en que se puede producir ese asentamiento, son importantes la uniformidad de los materiales de alimentación que entran y salen del sistema, así como también la cantidad de volumen del tanque que constituye un almacenamiento activo, en el caso de una detención del suministro de alimentación. Puesto que el nivel de sólidos sedimentados es mucho mayor que el nivel del impulsor, es preciso tomar en consideración lo que ocurrirá si se produce una falla de energía y el impulsor está "enarenado". En esos casos, la puesta en marcha de los impulsores enterrados dependerá de la duración del asentamiento producido y de las características de los sólidos, y puede llegar a ser una de las consideraciones más importantes de diseño práctico en una instalación real.

Altura de la suspensión En tanques grandes de almacenamiento de lechadas que incluyen del 5 al 70% por peso de sólidos, a veces no resulta práctico ni necesario tener una suspensión completa y uniforme de todas las partículas en el recipiente completo.

A niveles bajos de potencia de la mezcladora, puede haber una zona en el tanque en la cual la concentración de sólidos sea muy uniforme, pero en la parte superior puede haber líquido libre de sólidos. La predicción del comportamiento se puede basar en el volumen de la porción uniforme de sólidos y la capa superior de líquido no afecta a la acción de mezclado en la parte inferior del sistema. En otras condiciones, como una concentración más baja de sólidos o niveles más bajos de lechada, el líquido sobrenadante se puede incluir en la lechada y utilizarse todo el volumen del tanque.

Efecto de la relación del diámetro del impulsor al del recipiente Para obtener una uniformidad completa en toda la lechada, se ha descubierto que, por lo común, cuanto mayor sea el impulsor en un tanque dado, tanto menor será la potencia que se requiere. Los impulsores grandes y de baja velocidad requieren un menor caballaje de fuerza para una capacidad determinada de bombeo y las suspensiones de sólidos se rigen usualmente por la rapidez de circulación en el tanque.

*Por supuesto, con ajustes para cualquier proceso pertinente que tenga lugar dentro del tanque: por ejemplo, disolución, crecimiento de cristales o reacción química.

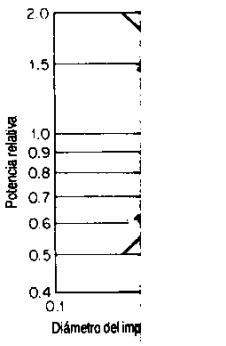


FIG. 19-14 Efectos
diámetro fijo, sobre la
a una suspensión de s
79 (1969), con permi
Chemical Society.]

En la figura 19-
ilustración. Las pe
según la concentra
así como también s

A primera vista,
sor y menor el cab
cladora; sin embarg
mayor par de torsió
to que el costo inic
torsión que requier

En la tabla 19-1
costos. Para un pe
nos costosa, es la
prolongados, la u
es más cara, requi

Agitación de al
apropiado para co
sólido-líquido. Se
años en las industri
tall. Eng., **37,** 178 (
con aspersión de ai
moderado a violen
$m^3/(m^2$ de sección

TABLA 19-1 A
cladora y durac

Costos de mezcla
mediante la identific

Fuente del ahorr

Precio de compra†	
Costo de la energía‡	
Total	
Efecto neto para la mezcladora de 56 k	

*Adaptada de Ol
†Una mezcladora
velocidad de tamañ
de 456 kW de este eje
‡Se supone que la
do al 15%, esto equi
watt-año para 10 año

tas de asentamiento li-
n el asentamiento, con
ıje de sólidos, x se pue-

amiento de la suspen-
n el mismo tanque (di-
n proporcionales a D_a^x.
le cero hasta −2.5. Para
'alor de −1 si no se dis-

tículas Para algunas
quiere la velocidad de
se desea la suspensión
, se debe diseñar el agi-
rápido; si la mezcla se
misma densidad, pero
a las mayores. En gene-
dir; pero si se dispone de
a de una partícula típica,
libre. Los métodos para
lshue [*Ind. Eng. Chem.*,
enir factores de forma de
nilares de dos tamaños.
ncentraciones mayores
las prácticas de proce-
obstaculizado para las
n el asentamiento libre.
nportamiento de la sus-
homogéneo. De hecho,
malla 100 y menores,
ad. En muchos minera-
bién que la lechada sea

las, para que se comple-
los sólidos se aglutinen
de almacenamiento de
entamiento, son impor-
mentación que entran y
de volumen del tanque
el caso de una detención
l nivel de sólidos sedi-
pulsor, es preciso tomar
una falla de energía y el
puesta en marcha de los
del asentamiento produ-
llegar a ser una de las con-
en una instalación real.

ides de almacenamiento
o de sólidos, a veces no
lón completa y uniforme
ito.
a, puede haber una zona
lidos sea muy uniforme,
libre de sólidos. La pre-
n el volumen de la por-
de líquido no afecta a la
tema. En otras condicio-
idos o niveles más bajos
incluir en la lechada y

pulsor al del recipiente
ida la lechada, se ha des-
el impulsor en un tanque
equiere. Los impulsores
enor caballaje de fuerza
y las suspensiones de só-
rculación en el tanque.

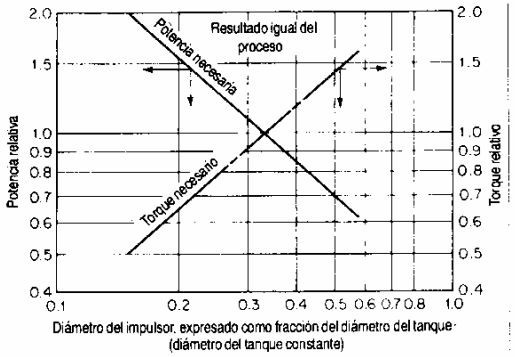


FIG. 19-14 Efectos de la variación del tamaño del impulsor, en un tanque de diámetro fijo, sobre las necesidades de potencia y torque de una aplicación usual a una suspensión de sólidos de baja viscosidad. [Oldshue, *Ind. Eng. Chem.*, **61**, 79 (1969), con permiso del propietario de los derechos de autor, la American Chemical Society.]

En la figura 19-14 se muestra una curva típica, sólo con fines de ilustración. Las pendientes y los límites reales de esas curvas varían según la concentración y la velocidad de asentamiento de los sólidos, así como también según la definición de la uniformidad que se requiera.

A primera vista, se puede suponer que cuanto mayor sea el impulsor y menor el caballaje de fuerza, tanto más económica será la mezcladora; sin embargo, se ha descubierto que, más allá de cierto punto, el mayor par de torsión que se requiere predomina en la economía, puesto que el costo inicial del agitador se rige en gran parte por el par de torsión que requiere la propulsión.

En la tabla 19-1 se muestran los resultados de un análisis típico de costos. Para un periodo breve, la mezcladora de 56 kW (75 hp), menos costosa, es la más conveniente; sin embargo, para periodos más prolongados, la unidad de 45 kW (60 hp), aun cuando inicialmente es más cara, requiere un costo total menor.

Agitación de aire En ocasiones se utiliza aire o algún otro gas apropiado para combinar líquidos o para la agitación de sistemas de sólido-líquido. Se han utilizado aspersores simples durante muchos años en las industrias del cemento y los aceites. Kauffman [*Chem. Metall. Eng.*, **37**, 178 (1930)] señaló que el grado de agitación en un tanque con aspersión de aire, que contenía 2.7 m (9 ft) de líquido, aumentaba de moderado a violento, al incrementarse el flujo de aire de (0.2 a 1 $m^3/(m^2$ de sección transversal del tanque · min)[0.65 a 3.1 ft/min].

TABLA 19-1 Análisis usual de costos: tamaño de mezcladora y duración del servicio*

Costos de mezcladoras de 45 kW (60 hp) y 56 kW (75 hp) comparados mediante la identificación de los ahorros obtenidos con la instalación de 56 kW

	Ahorros por duración del servicio indicado			
Fuente del ahorro	1 año 8 h/día	1 año 24 h/día	5 años 24 h/día	10 años 24 h/día
Precio de compra†	$3900	$3900	$3900	$3900
Costo de la energía‡	−800	2400	−9400	−14000
Total	$3100	$1500	−$5500	−$10100
Efecto neto para la mezcladora de 56 kW	Ahorro	Ahorro	Pérdida	Pérdida

*Adaptada de Oldshue, *Ind. Eng. Chem.*, **61**(9), 82 (1969). En dólares.

†Una mezcladora de 56 kW tiene turbinas más pequeñas y un reductor de velocidad de tamaño menor que la de 45 kW. Por consiguiente, la mezcladora de 456 kW de este ejemplo cuesta $3900.00 menos que una mezcladora de 45 kW.

‡Se supone que la electricidad cuesta $254.00 por kilowatt-año. Descontando al 15%, esto equivale a $170 por kilowatt-año para 5 años y $128 por kilowatt-año para 10 años.

Para la suspensión de sólidos, un gas no suele resultar eficiente cuando las partículas son de asentamiento libre, a menos que la velocidad de asentamiento sea muy baja. No obstante, se puede utilizar para lechadas de alta densidad en las cuales el asentamiento está obstaculizado. Una técnica común consiste en inyectar aire al centro del tubo de extracción, de modo que la pulpa se eleve por el tubo hasta el derrame y regrese hacia abajo en el espacio anular exterior. Los recipientes que emplean este principio, denominados tanques Pachuca, se describen en otro lado de esta sección bajo el encabezado de "Lixiviación".

Celdas de flotación Las celdas de flotación son recipientes especiales agitados, comunes en la industria minera y en las separaciones mecánicas. Su función consiste en dispersar aire a través de la lechada y fomentar la adhesión preferencial de burbujas de aire a partículas sólidas, con el fin de que los sólidos escogidos se eleven hasta la espuma que se forma en la parte superior del tanque. La flotación se analiza en la sección 21.

Procedimientos de pruebas de equipos del AIChE El American Institute of Chemical Engineers publicó (1959) *Equipment Test Procedures, Impeller Type Mixers*, para probar un agitador en un proceso. Esos procedimientos cubren equipos para el contacto de líquidos con sólidos y describen las técnicas apropiadas para medir tanto la potencia como el rendimiento del proceso.

REDUCCIÓN DEL TAMAÑO DE PARTÍCULAS EN DISPERSIONES

La reducción del tamaño se logra tanto por la reducción del tamaño básico de las partículas de la fase sólida como por el rompimiento de aglomerados de partículas. En cualquiera de esos casos, uno de los factores primordiales es la magnitud de corte de fluido que se requiere. Cuanto más elevada es la velocidad periférica del impulsor, mayor es la velocidad y el esfuerzo cortante del fluido. Es necesario realizar pruebas comunes para determinar la geometría del equipo y la velocidad requerida del impulsor. Los impulsores de turbina con una relación baja Da/DT o impulsores especiales como, por ejemplo, discos planos o dentados se pueden utilizar para velocidades elevadas de rotación. En algunos procesos, la reducción del tamaño no es deseable y es necesario asegurarse de que no llega demasiado lejos.

Las operaciones características que incluyen reducción de tamaño son las dispersiones de pigmentos en pinturas, la producción de arcillas y materiales de recubrimiento y la dispersión de los metales de litio y sodio para reaccionar químicamente.

TRANSFERENCIA DE MASA SÓLIDO-LÍQUIDO

La transferencia de masa entre las partículas y los líquidos agitados en los que las partículas son libres de moverse, se realiza en tanques utilizados para operaciones como lixiviación, adsorción, cristalización y disolución (con o sin reacción química). Este análisis trata principalmente con la disolución. Los cristalizadores, adsorbedores con tanque agitado y el equipo de lixiviación se analizan en otra parte de esta sección.

La mayor parte de la investigación sobre la disolución promovida por la agitación se ha realizado con partículas de geometría simple y tamaño semejante de un soluto de disolución lenta. Se han propuesto muchas correlaciones de los coeficientes de velocidad de disolución, con propiedades fisicoquímicas y parámetros mecánicos (geometría y velocidad o potencia de agitador), que por lo general incluyen a los números de Reynolds, Sherwood, Schmidt y factores de forma. Estas correlaciones no suelen ser confiables para utilizarse en el diseño. Además, en los problemas industriales, los líquidos y sólidos están predominantemente en forma impura y las difusividades y solubilidades son inciertas o desconocidas.

Los métodos para las correlaciones de transferencia de masa fueron descritos por Batchelor, *J. Fluid Mech.*, **98**, 609 (1978); Boon-Long *et al.*, *Chem. Eng. Sci.*, **33**, 816 (1978); Levins y Glastonbury, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, **50**, 132 (1972); Miller, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **10**, 365 (1971); Nienow, *Chem. Eng. J.*, **9**, 153 (1975); y Nienow y Miles, *Chem. Eng. J.*, 15, 13 (1978).

En forma tentativa, se recomienda una potencia constante por unidad de volumen como base para el escalamiento de los coeficientes de transferencia de masa entre sólidos y líquidos en un tanque agitado. La base para el escalamiento son las pruebas realizadas con modelos geométricamente similares. Las velocidades de rotación del impulsor utilizadas en el modelo y escaladas al diseño no deben ser inferiores a las necesarias para mantener a la suspensión alejada del fondo. Con velocidades más elevadas que éstas, la velocidad de transferencia de masa es proporcional a la potencia del impulsor, elevada a un exponente que varía entre 0.1 y 0.15 [Kneule, *Chem. Ing. Tech.*, **28**, 221 (1956); y Harriot, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**, 93 (1962)].

Los tipos de equipo adecuados para la suspensión de partículas en líquidos son también adecuados para las operaciones de transferencia de masa líquido-sólido. Sin embargo, para esta aplicación no se han definido bien las geometrías óptimas del recipiente e impulsor (Nienow y Miles, *loc. cit.*). Al igual que en los diseños para la suspensión de partículas, una selección común es un impulsor con álabes inclinados que produzcan una desviación hacia abajo de 30 a 45°, en un recipiente con placas desviadoras, en el que $0.25 < D_a/D_T < 0.5$ y $0.25 < C/D_T < 0.5$. Los impulsores con álabes verticales se utilizan con valores de D_a/D_T tan grandes como 0.6 y valores de C/D_T tan bajos como 0.05.

MEZCLA DE PASTAS Y MATERIALES VISCOSOS

REFERENCIAS GENERALES: *Dry Solids, Paste and Dough Mixing Equipment Testing Procedure*, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1979. Fischer, *Chem. Eng.*, **69**(3), 52 (1962). Irving y Saxton, "Mixing of High Viscosity Materials," in Uhl y Gray, *Mixing Theory and Practice*, vol. II, Academic, New York, 1967, chap. 8. Mohr, in Bernhardt, *Processing of Thermoplastic Materials*, Reinhold, New York, 1967, chap. 3. Parker, *Chem. Eng.*, **71**(12), 166 (1964).

MEZCLADORAS POR LOTES

Mezcladoras de tanques cambiables Las mezcladoras de tanques cambiables son verticales y para operaciones por lotes, y el recipiente es una unidad separada que se coloca o retira con facilidad del marco de la máquina. Existen en capacidades de 4 a 1200 l (1 a 300 gal). El tipo más común es la mezcladora de rieles. Los recipientes separados permiten que los lotes se pesen o midan cuidadosamente antes de introducirse a la mezcladora propiamente dicha. Esta última puede servir también para transportar el lote acabado a la siguiente operación o al almacenamiento. Se preserva la identidad de cada lote y se realizan con facilidad verificaciones del peso.

Los recipientes cambiables son relativamente poco costosos. Un buen suministro de esos recipientes permite que se realice la limpieza en un departamento separado, dispuesto para efectuarla de modo eficiente. En las plantas de pinturas y tintas, donde la mezcla precede a la molienda y donde puede haber operaciones prolongadas de las mismas fórmulas y el mismo color, los recipientes se pueden utilizar durante un periodo prolongado sin limpieza, en tanto no se produzca oxidación o desecación de la superficie.

En la mayor parte de las mezcladoras de recipiente cambiable, los elementos mezcladores se elevan del recipiente mediante un elevador vertical o una cabeza basculante; en otros, el recipiente desciende, alejándose de los elementos mezcladores. Después de la separación, los elementos mezcladores se drenan al interior del recipiente y se pueden limpiar las aspas. Una vez retirado el recipiente, resulta simple la limpieza completa de las aspas y sus soportes. Si es necesario, las aspas se pueden limpiar haciéndolas girar dentro de un disolvente.

La mezcla íntima se realiza en mezcladoras de recipientes cambiables en dos formas distintas. Uno de los métodos consiste en hacer girar el montaje de la unidad mezcladora con un movimiento planetario, de tal modo que las aspas rotatorias barran toda la circunferencia del recipiente (Fig. 19-15). El otro consiste en montar el recipiente sobre una tornamesa giratoria, de modo que todas las partes de la pared del recipiente pasen por hojas raspadoras fijas o las aspas del agitador en un punto de claro mínimo.

Se ha utilizado una mezcladora de recipiente cambiable con movimiento planetario, para usos pesados, para el procesamiento de materiales críticos de combustibles sólidos. En un diseño presentado por la Baker Perkins, Inc., las aspas de la mezcladora pasan por todas las porciones del volumen del recipiente y las dos aspas se frotan una con la otra, asegurando que no queden porciones sin mezclar. Se evita un punto muerto bajo las aspas de la mezcladora haciendo que las dos se

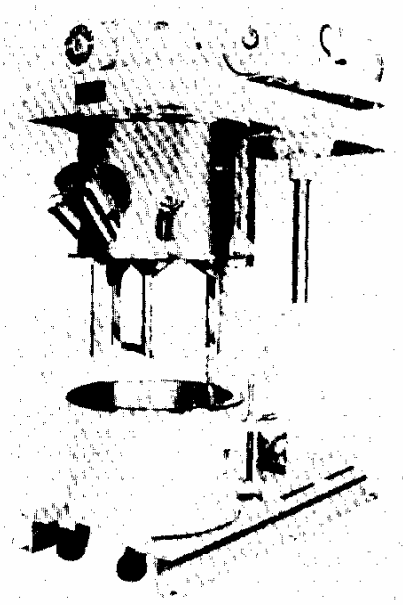


FIG. 19-15 Mezcladora de tanque cambiable. (*Charles Ross & Son Co.*)

encuentren excéntricas en relación con la línea central del recipiente. Los recipientes se ajustan en forma bastante precisa, de modo que la mezcla se puede lograr a presión o al vacío. No hay contacto entre el collarín y el material que se mezcla. Los orificios de carga situados en el alojamiento, directamente por encima del recipiente de mezclado, hacen posible cargar materiales a la mezcladora con el recipiente en la posición operacional. Este tipo de mezcladora existe en tamaños que van de 0.5 l (aproximadamente 1 pt) a 1.6 m^3 (420 gal), y requiere una potencia de entrada de 0.2 a 75 kW (0.25 a 100 hp).

Mezcladoras de tanque estacionario Se recomiendan las mezcladoras de tanque estacionario cuando no se obtiene ninguna ventaja al poder cambiar el recipiente, para el transporte o el almacenamiento, cuando el tamaño de los lotes es de más de 600 l (150 gal) y cuando la alimentación y el producto se pueden manejar de manera conveniente por medio de canalones o tuberías. Se deben producir las mismas acciones de mezclado en las mezcladoras de tanque que en las de recipientes cambiables. El contenido del tanque se debe desplazar

progresivamente a la zona activa de acción intensa, con claros estrechos. Sin embargo, si el tanque y los cojinetes que sostienen los elementos mezcladores forman parte de la misma estructura, se pueden mantener claros muy estrechos para obtener un esfuerzo de corte intenso.

Se emplean tanques estacionarios con gran variedad de agitadores para trabajos con fluidos delgados, como se vio anteriormente en esta misma sección, al analizar la agitación de sistemas de baja viscosidad. Sin embargo, los equipos de procesamiento de pastas se limitan a los tipos que siguen:

Mezcladoras de compuerta Una de las mezcladoras de tanque estacionario más antiguas es la de compuerta. Una estructura giratoria plana de barras horizontales y verticales corta la pasta a diferentes niveles y en la pared del tanque, donde hay barras estacionarias que se pueden sujetar, para dar puntos de corte intenso. La velocidad se mantiene baja para evitar el giro de toda la masa completa del tanque. La mezcla lenta de la masa se produce por la acción centrífuga ligera de las aspas giratorias. El movimiento se puede incrementar al inclinar las aspas. Las mezcladoras de compuerta procesan adecuadamente pinturas, pastas de almidón, recubrimientos y aprestos.

En lugar de una compuerta, se puede utilizar un **agitador de herradura o ancla** (Fig. 19-7). El ensamblaje de barrido externo se puede ajustar con aspas raspadoras para limpiar la pared del recipiente y mejorar la transferencia de calor. En esas unidades se manejan muy bien los adhesivos, las grasas, los cosméticos y las pastas que requieren un calentamiento o un enfriamiento rápido durante la operación de mezclado.

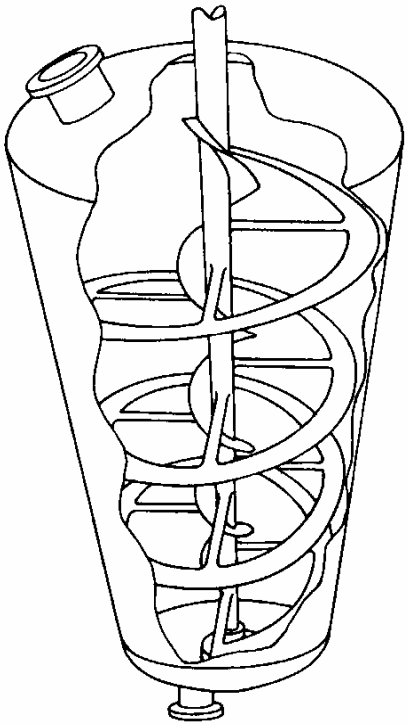


FIG. 19-16 Mezcladora de listón helicoidal.

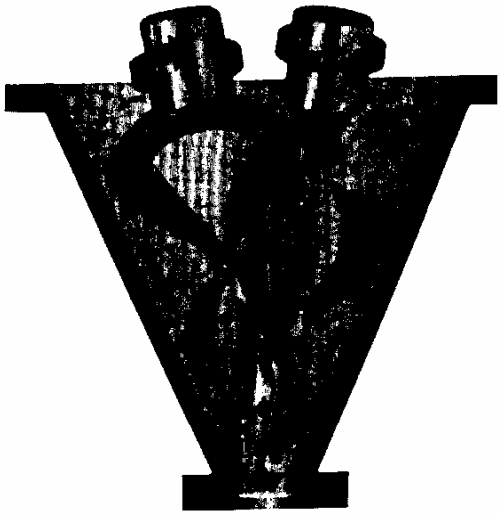


FIG. 19-17 Mezcladora cónica de aspas gemelas. (*Atlantic Research Corp.*)

Mezcladoras de barra cizalladora Una mezcladora de compuerta modificada es la de barras cizalladoras, que contiene una serie de paletas verticales que pasan entre dedos estacionarios verticales. Esta construcción hace aumentar la superficie de corte y produce circulación mayor. Se puede obtener en una mezcladora horizontal el mismo entrelazado de barras móviles y estacionarias. Con este diseño, las aspas del rotor se pueden escalonar uniformemente en torno al eje para obtener una carga de potencia más uniforme y una mejor mezcla. Los extremos de las aspas se moldean en forma adecuada para desplazar el material hacia el centro del tanque.

Mezcladoras de aspas helicoidales En la actualidad existen mezcladoras helicoidales de muchas configuraciones distintas. El elemento de mezclado puede ser una hélice cónica o cilíndrica, con un listón espaciado radialmente del eje, por medio de rayos o un tornillo, que tiene una superficie helicoidal continua, desde el eje hasta la periferia de la hélice. Un ejemplo de este último tipo es el triturador de jabón, en el cual el tornillo está montado dentro del tubo de succión. El claro estrecho entre el tubo y el tornillo y una velocidad de rotación dan como resultado el movimiento rápido del material y un cizallamiento elevado. El tornillo eleva el material por el tubo y la gravedad lo hace volver al fondo del tanque. Si el depósito tiene esquinas bien redondeadas, se podrá utilizar esta mezcladora para materiales fibrosos. La pulpa de papel pesado, que contiene de 16 a 18% de sólidos, se blanquea uniformemente en grandes mezcladoras de este tipo.

Una doble hélice reduce el tiempo de mezclado, pero requiere más potencia. Las desventajas de un requerimiento más elevado de par de torsión se ven compensadas por un mezclado y una transferencia de calor mejores.

El mezclador de listón helicoidal vertical se puede combinar con un tornillo axial de menor diámetro (Fig. 19-16). Estos mezcladores se utilizan en las reacciones de polimerización, en las que se requiere un mezclado uniforme pero la dispersión con efecto cortante elevado no es necesaria. La adición de la paleta interna contribuye un poco más al movimiento en el mezclado de fluidos newtonianos, pero reduce en forma significativa el tiempo de mezclado en los sistemas no newtonianos con una cantidad adicional despreciable de potencia en el impulsor [Coyle y cols. *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **15**, 903 (1970)].

Otra variante del mezclador helicoidal consiste en una unidad cónica de aspas gemelas según se ilustra en la figura 19-17. Este mezclador tiene la ventaja de contar con claros ajustables de aspa a aspa y de aspa a pared.

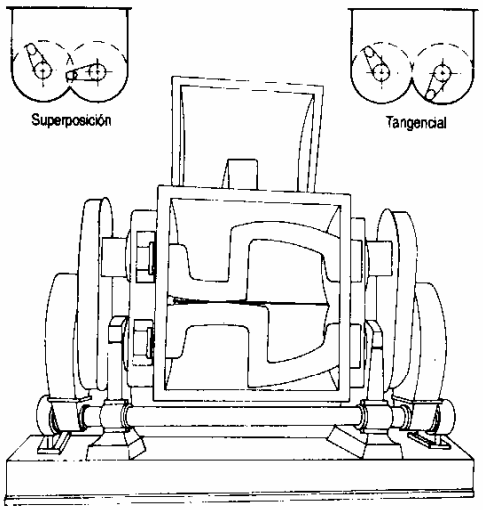


FIG. 19-18 Mezcladora-amasadora de brazo doble. (*Baker Perkins Inc.*)

Bourne y Butler [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, (London) **47**, T11 (1969)] propusieron un método de aumento de escala para la velocidad de circulación y la profundidad del vórtice producido por las hélices de banda helicoidal, basado en un análisis de los patrones de flujo. La banda hace que circule todo el fluido, utilizando sólo el 5% de la potencia necesaria para una turbina. Proporciona también una región de esfuerzo elevado de corte cerca de la pared, logrando en esa forma tanto una combinación masiva como una mezcla de dispersión. Las correlaciones de las necesidades de potencia y los coeficientes de transferencia de calor en la pared relacionados con los impulsores de listón helicoidal fueron desarrolladas por Nagata y cols. [Nagata, *Mixing Principles and Applications*, Tokyo, 1975, p. 99]. Estos métodos y correlaciones para el escalamiento son guías útiles, pero deben utilizarse con precaución.

Mezcladoras amasadoras de brazo doble La máquina universal de mezclado y amasado consiste en dos aspas de rotación contraria, en una artesa rectangular con curva en el fondo, para formar dos semicilindros longitudinales y una sección de cojinete (Fig. 19-18). Las aspas se impulsan mediante engranes en cualquiera de los extremos o en ambos. El tipo más antiguo de este dispositivo se vacía a través de una compuerta en el fondo y se utiliza todavía cuando la descarga al 100% o la limpieza profunda entre lotes no constituye un requisito esencial. No obstante, en forma más común, se inclinan para la descarga las mezcladoras de brazo doble. El mecanismo basculante puede ser manual, mecánico o hidráulico.

En la actualidad hay gran variedad de formas de aspas. La acción de mezclado es una combinación de movimiento masivo, embarrado, de extensión, doblado y recombinación conforme se impulsa y retira el material contra las aspas, el cojinete y las paredes laterales. Las aspas se inclinan para lograr una circulación de extremo a extremo. Por lo común, la rotación es de tal índole que se hace que descienda material sobre el cojinete. Los franqueos suelen ser de sólo 1 mm (0.04 in).

Las aspas pueden ser tangenciales o de superposición. Las aspas tangenciales funcionan con velocidades diferentes, con las ventajas de una mezcla más rápida debido al cambio constante de la posición relativa, una mayor área limpia de transferencia de calor por unidad de volumen y menos acumulación de materiales sobre las aspas. Las aspas superpuestas se pueden diseñar para evitar la acumulación de materiales pegajosos sobre ellas.

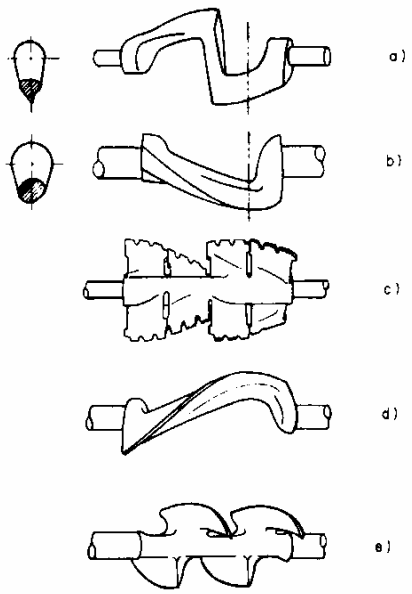


FIG. 19-19 Aspas de agitador para amasadoras de brazo doble. *a*) Sigma. *b*) Dispersión. *c*) Yuxtaposición de enjuague múltiple. *d*) Curva simple. *e*) Rótula doble. (*Baker Perkins Inc.*)

El diseño de agitador que más se utiliza es el de las aspas sigma (Fig. 19-19*a*). La mezcladora de aspas sigma puede ponerse en marcha y funcionar con líquidos o sólidos o con una combinación de ambos. Se han presentado modificaciones de diseño de las caras de las aspas para incrementar algunos efectos particulares, como el de limpiado o de desfibrado. Las aspas sigma tienen buena acción de mezclado, descargan con facilidad materiales que no se pegan a las aspas y son relativamente fáciles de limpiar cuando se procesan materiales pegajosos.

Las aspas de dispersión (Fig. 19-19*b*) se desarrollaron, sobre todo, para proporcionar un corte de compresión más elevado que el que se alcanza con las aspas sigma estándar. La cara de las aspas comprime materiales entre ella misma y la artesa, en lugar de raspar esta última, y son particularmente apropiadas para la dispersión de partículas finas en una masa viscosa. Los materiales gomosos tienen tendencia a aglutinarse sobre las aspas y se utiliza con frecuencia un ariete para mantener el material en la zona de mezclado.

Las aspas superpuestas de limpiado múltiple (MWOL)(Fig. 19-19*c*) se emplean comúnmente para mezclas que se inician con dificultad y son similares al caucho, puesto que las aspas cortan material en pedazos pequeños, antes de plastificarlo.

El aspa de curva simple (Fig. 19-19*d*) se desarrolló para incluir refuerzos de fibras en los plásticos. En esta aplicación, las fibras individuales (p. ej., sisal o vidrio) se deben humedecer con polímeros sin romperlas en forma excesiva.

Se han desarrollado muchos otros diseños de aspas para aplicaciones específicas. Las aspas de rótula doble (Fig. 19-19*e*) son buenas para mezclas que "se pegan", o sea, que forman un terrón que cubre las aspas sigma.

Se pueden obtener mezcladoras de brazos dobles de varios abastecedores (p. ej., Paul O. Abbe, Inc.; Baker Perkins Inc.; Day Mixing; Jaygo, Inc.; Charles Ross & Son Co.; Teledyne Readco). Entre las opciones se incluyen el diseño al vacío, aspas de núcleo, artesas encamisadas, una selección de diseños de cubiertas y gran variedad de sellos y collarines de empaque. Los requisitos de potencia van de $^1/_6$ a 2

TABLA 19-2 C amasadoras de

Número de tamaño	Ca galor De trabajo
4	0.7
6	2.3
8	4.5
11	10
12	20
14	50
15	100
16	150
17	200
18	300
20	500
21	600
22	750
23	1000

*Datos de la Bak
por 0.3048; para co
10^{-3}; y para convert

hp/gal de capacid
sitos de espacio p
nable y con propu
encuentra, en gen
capacidad total es
a nivel con la parti
En la figura 19-
les. Los cambios i
potencia que lo qu
121 (1965)] descri
seleccionar las me
Mezcladoras d
lidad una variante
descarga de extru
ciclo de mezclado

FIG. 19-20 Aplica
Para convertir caball
tiplíquese por 197.3.
especial del propieta

a)

b)

c)

d)

e)

brazo doble. *a*) Sigma. *b*)
) Curva simple. *e*) Rótula

le las aspas sigma (Fig.
ponerse en marcha y
binación de ambos. Se
caras de las aspas para
o el de limpiado o de
n de mezclado, descar-
as aspas y son relativa-
ateriales pegajosos.
arrollaron, sobre todo,
elevado que el que se
de las aspas comprime
r de raspar esta última.
sión de partículas finas
ienen tendencia a aglu-
a un ariete para mante-

ple (MWOL)(Fig. 19-
se inician con difícul-
pas cortan material en

arrolló para incluir re-
ación, las fibras indivi-
ecer con polímeros sin

e aspas para aplicacio-
g. 19-19*e*) son buenas
un terrón que cubre las

obles de varios abaste-
kins Inc.; Day Mixing;
Readco). Entre las op-
núcleo, artesas encami-
gran variedad de sellos
otencia van de $^1/_6$ a 2

TABLA 19-2 Características de las mezcladoras amasadoras de brazo doble*

Número de tamaño	Capacidad, galones de E.U.		Hp proporcionados normalmente		Espacio de piso, f
	De trabajo	Máxima	Aspa sigma, aspa MWOL	Aspas de dispersión	
4	0.7	1	1	2	1 × 3
6	2.3	3.5	2	5	2 × 3
8	4.5	7	5	7.5	3 × 4
11	10	15	15	20	5 × 6
12	20	30	25	40	6 × 6
14	50	75	30	60	6 × 8
15	100	150	50	100	8 × 10
16	150	225	60	150	9 × 11
17	200	300	75	200	9 × 13
18	300	450	100	–	10 × 14
20	500	750	150	–	11 × 16
21	600	900	175	–	12 × 16
22	750	1125	225	–	12 × 17
23	1000	1500	300	–	14 × 18

*Datos de la Baker Perkins Inc. Para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048; para convertir galones en metros cúbicos, multiplíquese por 3.78×10^{-3}; y para convertir caballos de fuerza en kilowatts, multiplíquese por 0.746.

hp/gal de capacidad. En la tabla 19-2 se dan especificaciones y requisitos de espacio para las mezcladoras de brazos dobles, del tipo inclinable y con propulsión de extremo doble. La capacidad de trabajo se encuentra, en general, en la punta de las aspas o cerca de ellas y la capacidad total es el volumen contenido cuando la mezcladora se llena a nivel con la parte superior de la artesa.

En la figura 19-20 se proporciona una guía para aplicaciones usuales. Los cambios individuales de formulaciones pueden requerir más potencia que lo que se indica en la figura. Parker [*Chem. Eng.*, **72**(18), 121 (1965)] describió en forma muy detallada el modo como se deben seleccionar las mezcladoras de brazos dobles.

Mezcladoras de descarga de tornillo por lotes Existe en la actualidad una variante de la mezcladora de aspas sigma, con un tornillo de descarga de extrusión situado en la sección del cojinete. Durante el ciclo de mezclado, el tornillo desplaza el material hasta el alcance de

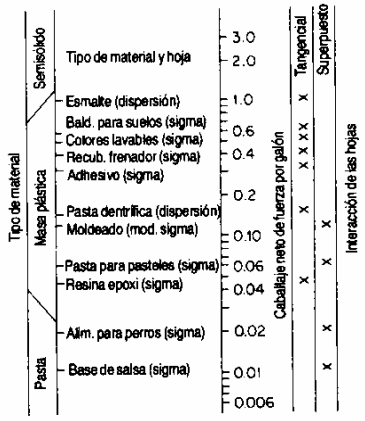


FIG. 19-20 Aplicaciones y potencias típicas para amasadoras de brazo doble. Para convertir caballos de fuerza por galón en kilowatts por metro cúbico, multiplíquese por 197.3. [Parker, *Chem. Eng.*, *72(18), 125 (1965)*; con autorización especial del propietario del derecho de autor, McGraw-Hill, Inc.]

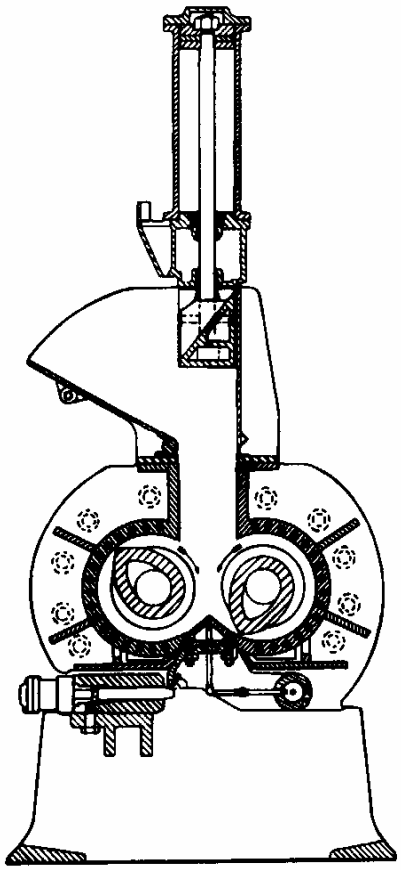


FIG. 19-21 Mezclador Banbury. (*Farrel Co.*)

las aspas mezcladoras, acelerando el proceso. En el momento de la descarga, se invierte la dirección de rotación del tornillo y se extruye el material mezclado a través de aberturas apropiadas en el cojinete en el lado de la máquina. El gusano o tornillo de descarga se impulsa independientemente de las aspas de la mezcladora, mediante una trasmisión separada.

Las capacidades de trabajo van de 4 a 3800 l (1 a 1000 gal), con potencias hasta de 300 kW (400 hp). Este tipo de amasadora la ofrecen la mayoría de los fabricantes de amasadoras de brazos dobles. Resulta particularmente adecuada cuando se pueda dejar un resto del lote anterior sin detrimento para los subsiguientes.

Mezcladoras intensivas

Mezclador Banbury En el campo de las mezcladoras de alta intensidad, con un consumo de potencia de hasta 6000 kW/m^3 (30 hp/gal), predomina la mezcladora Banbury, fabricada por la Farrel Company (Fig. 19-21). Se utiliza principalmente en las industrias del hule y los materiales plásticos. La parte superior de la carga se confina mediante una cubierta de ariete impulsado por aire, que se monta de modo que se pueda oprimir hacia abajo, sobre la carga. El claro entre los rotores y las paredes es extremadamente pequeño y es allí donde se produce la acción de mezclado. El funcionamiento de los rotores de una mezcla-

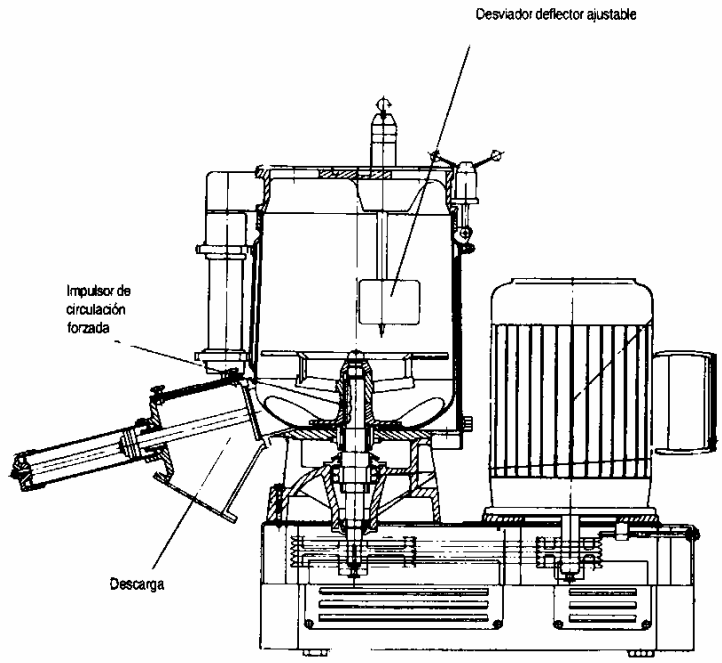


FIG. 19-22 Mezcladora Welex-Papenmeir. (*Welex, Inc.*)

dora Banbury a diferentes velocidades, permite que un rotor impulse el material contra la parte posterior del otro, contribuyendo a la limpieza de ingredientes de esa zona.

El consumo extremadamente alto de potencia de las máquinas que funcionan con velocidades de 40 rpm o menos, exige ejes de rotores de diámetros grandes. La combinación de ejes pesados, aspas calzadas, claros estrechos y cargas confinadas, limitan la mezcladora Banbury a lotes pequeños. El índice de producción aumenta tanto como es posible mediante la utilización de propulsores poderosos y la rotación de las aspas con la velocidad más alta que pueda soportar el material que se esté procesando. La fricción producida en el espacio confinado es muy grande y cuando se manejan materiales sensibles al calor, el enfriamiento puede constituir un factor limitante. Las innovaciones recientes incluyen una compuerta de caída, rotores de cuatro aletas, que pueden proporcionar 30% más de potencia que los rotores más antiguos de dos aletas y cajas separables de engranes. Esos equipos se encuentran disponibles desde el tamaño de laboratorio a mezcladoras capaces de manejar una carga de 450 kg (1000 lb) y aplicar 2240 kW (3000 hp).

Mezcladoras Prodex-Henschel y Welex-Papenmeir Estos mezcladores de Purnell, Inc., y Welex, Inc., respectivamente, son de gran potencia y combinan un corte elevado con un flujo de remolinos. Las aspas situadas en el fondo del recipiente barren los materiales hacia arriba con velocidades periféricas de, aproximadamente, 40 m/s (130 ft/s). El esfuerzo elevado de corte (hasta 20 000 s^{-1}) y el impacto de las aspas reducen con facilidad los aglomerados y contribuyen a que se produzca una dispersión íntima. Puesto que el consumo de energía es elevado [200 kW/m^3 (8 hp/ft^3)] hasta los materiales en polvo se calientan con rapidez.

Existen mezcladores de este tipo en tamaños de 6 a 800 l (1.5 a 200 gal) que consumen de 1.5 a 150 kW (2 a 200 hp).

El impulsor Welex-Papenmeir (Fig. 19-22) incluye también una superficie aerodinámica secundaria, situada más arriba en el recipiente, que proporciona energía adicional a las partículas que se elevan cerca de la pared y reduce el material de regreso hacia las aspas de la primera etapa del fondo.

Estas mezcladoras son particularmente apropiadas para la mezcla rápida de polvos y materiales granulados con líquidos, para la disolución de resinas o sólidos en líquidos o para retirar materiales volátiles de pastas, al vacío. El aumento de escala se hace, por lo común, sobre la base del mantenimiento de una velocidad periférica constante del impulsor.

Molinos de rodillos Los molinos de rodillos pueden proporcionar un corte localizado y extraordinariamente alto, conservando una superficie extendida para el control de la temperatura.

Molinos de dos rodillos Estos molinos contienen dos rodillos paralelos, montados sobre un armazón pesado, con disposiciones para regular de manera precisa la presión y la distancia entre los rodillos. Puesto que una pasada entre los rodillos logra muy poca combinación y sólo una pequeña cantidad de trabajo, se emplean prácticamente siempre como mezcladoras por lotes. En cualquier momento, hay sólo una pequeña cantidad de material en la zona de corte elevado.

Para incrementar la acción de limpieza, los rodillos funcionan, por lo común, con diferentes velocidades. El material que pasa entre los rodillos regresa al punto de alimentación debido a la rotación de los cilindros. Si los rodillos están a temperaturas diferentes, el material se adherirá por lo común al más caliente y regresará al punto de alimentación como capa gruesa.

FIG. 19-23 Mezcla

Al cabo del peri
puede descargar,
las mezclas delga
raspadora que se
de los rodillos.

Las mezcladoras
parar pastas de colo
turas. Se aplican
pesada de material
rodillos corrugados

Molinos de tres
que contienen tres
en un armazón rígi
de modo que el rod
rápido. Los claros
pueden ajustar inde

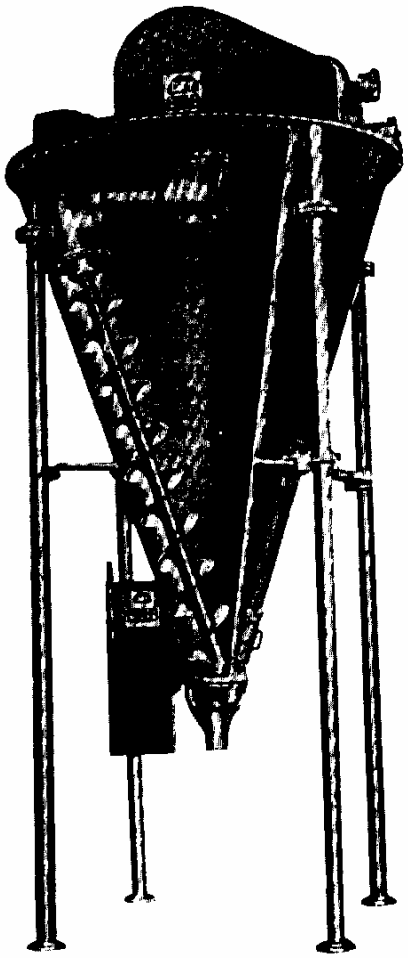


FIG. 19-23 Mezcladora Nauta. (*Day Mixing*).

Al cabo del periodo de mezcla por lotes, el material pesado se puede descargar, dejándolo caer entre los rodillos, mientras que las mezclas delgadas se pueden retirar por medio de una barra raspadora que se oprima contra la superficie descendente de uno de los rodillos.

Las mezcladoras de dos rodillos se utilizan principalmente para preparar pastas de color para las industrias de recubrimientos, tintas y pinturas. Se aplican también, en algunos casos, para la combinación pesada de materiales de hule, para los que se utilizan con frecuencia rodillos corrugados y picadores.

Molinos de tres rodillos Estos molinos son unidades continuas que contienen tres rodillos paralelos de diámetros iguales, montados en un armazón rígido. Los rodillos giran con diferentes velocidades, de modo que el rodillo receptor es el más lento y el de descarga el más rápido. Los claros entre el rodillo frontal y el posterior y el mediano se pueden ajustar independientemente. La alimentación penetra entre el primer y el segundo rodillos y se produce una película de espesor apreciable en la primera pasada, donde se trituran los grumos y las partículas. A continuación, se produce una acción de raspado por la fricción de los rodillos que giran con diferentes velocidades; pero, ya que la película es gruesa, probablemente no habrá corte hidráulico. En el segundo tramo, un claro menor produce una película más delgada y la velocidad del rodillo de salida aumenta, para compensar la reducción del área de sección transversal. En la película más delgada hay más trituración, menos fricción interna y —debido a la velocidad más alta— una mayor fricción externa contra los rodillos. La velocidad más alta produce cierto corte hidráulico en la película delgada. En los dos tramos hay un movimiento giratorio del material que reposa en la contracción y se produce cierta mezcla masiva. El producto acabado se retira del último rodillo mediante un canalón cónico de descarga, equipado con una barra raspadora. La principal aplicación de las mezcladoras de tres rodillos es la dispersión y la molienda de pastas de tintas y pigmentos, pero se pueden utilizar también siempre que se desee una dispersión extremadamente uniforme.

Diversas mezcladoras por lotes

Mezcladoras por volumen Muchas de las mezcladoras utilizadas para mezclar sólidos (Secc. 21) también son apropiadas para algunos sistemas de líquido-sólido. Las **mezcladoras de listón o cinta** se pueden utilizar para tareas como el humedecimiento o el recubrimiento de un polvo. Cuando el producto final, en forma de pasta, no está demasiado fluido, se utilizan con frecuencia otros equipos de manejo de sólidos.

Mezcladores tipo guillotina Los mezcladores tipo guillotina, como los **Littleford** (Littleford Bros., Inc.) y las máquinas **Marion** (Rapids Machinery Co.) se pueden utilizar para mezclas por lotes o continuas. Las cabezas en forma de guillotina dispuestas sobre el eje horizontal giran con velocidades altas y arrojan el material a través del espacio libre del recipiente. Se produce una mezcla mayor a medida que los impulsores mezclan el lecho de sólidos. Se pueden instalar picadores especiales de alta velocidad (3600 rpm) para romper los terrones y contribuir a la incorporación del líquido. Los picadores dispersan también las partículas finas a través de los materiales viscosos para proporcionar una suspensión uniforme. La mezcladora existe también en tamaños de 40 l a 40 m^3 (10 a 10 000 gal) de capacidad de trabajo.

Mezcladoras de cono y gusano La mezcladora Nauta de la figura 19-23 (Day Mixing) utiliza la acción orbi de un tornillo helicoidal que gira sobre su propio eje para llevar materiales hacia arriba mientras gira también en torno a la línea central del casco cónico, cerca de la pared, para la circulación desde arriba hasta el fondo. La inversión del sentido de giro del tornillo contribuye a facilitar la descarga de los materiales en forma de pastas. Otra variante de ese equipo, la mezcladora **Vert-O-Mix** (Tower Iron Works, Inc.) utiliza una acción epicíclica para proporcionar una cubierta más completa de todo el volumen del casco. En los tipos de mezcladoras Nauta y Vert-O-Mix se procesan los lotes parciales en forma tan eficiente como las cargas completas. Estas mezcladoras, que existen en tamaños de 40 l a 40 m^3 (10 a 10 000 gal) logran excelentes mezclas mediante poco consumo de energía, con cierta dispersión de corte hidráulico. Con velocidad constante, tanto el tiempo de mezclado como la potencia aumentan con la raíz cuadrada del volumen.

Mezcladoras de bandeja y mazas trituradoras (Pan Muller) Estas mezcladoras se pueden utilizar cuando la pasta no es demasiado fluida o pegajosa. La principal aplicación de las mezcladoras de mazas trituradoras es en la industria de la fundición, en la mezcla de pequeñas cantidades de humedad y materiales aglutinantes con partículas de arena, para la nucleación y el moldeo de arena. En el procesamiento de pastas, las mezcladoras de bandeja y guillotina se utilizan primordialmente para mezclar pastas arcillosas y de masilla, mientras que las mezcladoras de masas trituradoras manejan materiales como arcilla, pasta para almacenamiento de pilas, recubrimientos de electrodos para soldar y recubrimientos de chocolate.

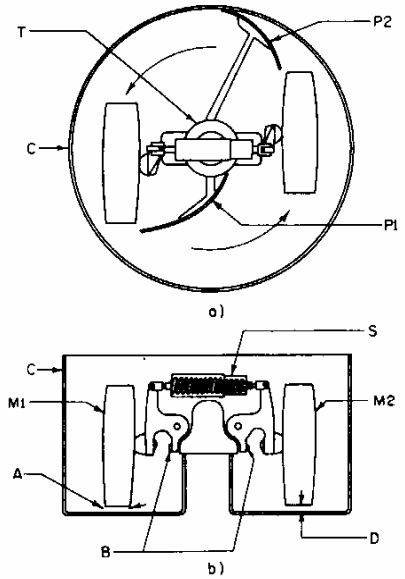


FIG. 19-24 Trituradora Pan. *a*) Vista plana. *b*) Elevación de sección. [Bullock, *Chem. Eng. Prog., 51, 243 (1955)*, con autorización.]

En las mezcladoras de mazas trituradoras, la rotación de la bandeja circular o de las guillotinas lleva el material progresivamente a la trayectoria de las mazas trituradoras, donde se produce la acción más intensa. En la figura 19-24 se muestra un tipo de mezcladora en que las mazas trituradoras y las guillotinas giran en torno a una torreta estacionaria en una bandeja también estacionaria. La guillotina exterior desplaza material del muro encofrado a la trayectoria de la maza trituradora siguiente; la guillotina interna lo desplaza de la torreta central a la trayectoria de la otra maza. Las mazas trituran el material, rompiendo los terrones y los grumos.

Las mezcladoras estándares de mazas trituradoras van en capacidad de una fracción de ft cúbico a más de 1.8 m^3 (60 ft^3), con requisitos de potencia de 0.2 a 56 kW (1/3 a 75 hp). Un diseño continuo de mazas trituradoras emplea dos enconfrados que se intersecan y se comunican cada uno de ellos con sus propias guillotinas y mazas trituradoras. En el punto de intersección de los dos cuerpos encofrados, las rejas exteriores proporcionan un intercambio aproximadamente igual de materiales de un enconfrado al otro, pero se acumulan materiales en el primer encofrado hasta que la velocidad de alimentación y el de descarga de materiales de la compuerta en el segundo sean iguales. El tiempo de residencia se regula al ajustar la compuerta de salida.

MEZCLADORAS CONTINUAS

Extrusores de tornillo simple El extrusor de gusano simple se utiliza con frecuencia como dispositivo mezclador en la industria de los plásticos. Los estabilizadores, los concentrados de colores, etc., se pueden mezclar con polímeros brutos granulares, fundirse y extruirse en fibras, láminas o varillas. Se pueden encontrar en otros libros de texto descripciones detalladas de extrusores y procedimientos para calcular el grado de mezcla que se puede alcanzar [Irving y Saxton (*op. cit.*); Paton y colaboradores, en la obra de Bernhardt, (*Processing of Thermoplastic Materials*, chap. 4, Reinhold, New York, 1967)]. En esencia, se logra un movimiento "de circulación" al trabajar contra una presión de descarga, de modo que hay un flujo a presión que se opone al flujo de arrastre hacia adelante del tornillo. Los extrusores de tornillo simple se pueden equipar con engranes grandes y cojinetes de empuje para funcionar con un par de fuerza elevado y con gran potencia.

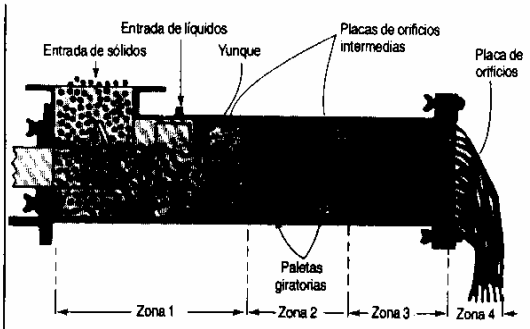


FIG. 19-25 Extrusora Rietz. (*Bepex Corporation.*)

Extrusor Rietz Este extrusor, ilustrado esquemáticamente en la figura 19-25, tiene placas perforadas y desviadores a lo largo del recipiente. El rotor lleva aspas múltiples, inclinadas hacia adelante, que generan la carga de extrusión a través de las placas con orificios, además de golpear el material para romper los grumos que se forman entre los desviadores. Entre sus aplicaciones usuales se incluyen la granulación húmeda de productos farmacéuticos, la mezcla de color en el jabón en barras y la mezcla y extrusión de materiales de celulosa. El extrusor Rietz existe en diámetros de rotores de hasta 600 mm (24 in) y en una gama de potencias que va de 5 a 112 kW (7 a 150 hp).

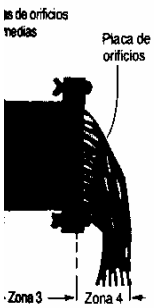
Amasadora Ko-Kneader de la Baker Perkins Mostrada en la figura 19-26, es una mezcladora de tornillo simple, con aspas interrumpidas y tres hileras de dientes que sobresalen hacia adentro de la pared del cuerpo. El tornillo gira y, además, tiene un movimiento alternante, mientras que los dientes estacionarios pasan por las interrupciones de la rosca del tornillo. En esencia, cada diente sirve como mezclador para agitar el material en el canal de las aspas, una vez en cada rotación. En esa forma, es posible lograr un grado elevado de mezclado en un tiempo relativamente breve de retención. Las amasadoras Ko-Kneader existen en tamaños que van de 50 a 600 mm (2 a 24 in) de diámetro, con potencias de hasta 1100 kW (1500 hp). En la tabla 19-3 se muestran los usos comunes y los datos de rendimiento de una máquina Ko-Kneader de 100 mm (4 in).

Transfer-Mix Esta mezcladora (Sterling Extruder Corp.) es similar a un extrusor de tornillo simple, con la excepción de que tanto el gusano como el barril se dividen en secciones cónicas truncadas y tienen canales helicoidales. Los canales helicoidales son de rosca

TABLA 19-3 Datos de rendimiento de la amasadora Ko*

Compuesto mezclado	Producción		Tiempo de residencia, s	Entrada neta de energía	
	kg/h	lb/h		kWh/kg	(hp · h)/lb
Pasta para electrodos de carbono	500	1100	50	0.01	0.006
Cargas propulsoras (carburante)	400	880	100	0.02	0.012
Arcilla de caolinita	750	1650	60	0.10	0.061
Pasta de baterías	1000	2200	60	0.01	0.006
Polietileno					
Baja densidad	750	1650	20	0.10	0.061
Alta densidad	600	1320	20	0.13	0.079
Cloruro de polivinilo					
Flexible	1240	2730	20	0.06	0.037
Rígido	750	1650	30	0.10	0.061
Polipropileno	570	1250	20	0.13	0.079

*Datos proporcionados por la Baker Perkins, Inc., para una amasadora Ko-Kneader de 100 mm (4 in) de diámetro.



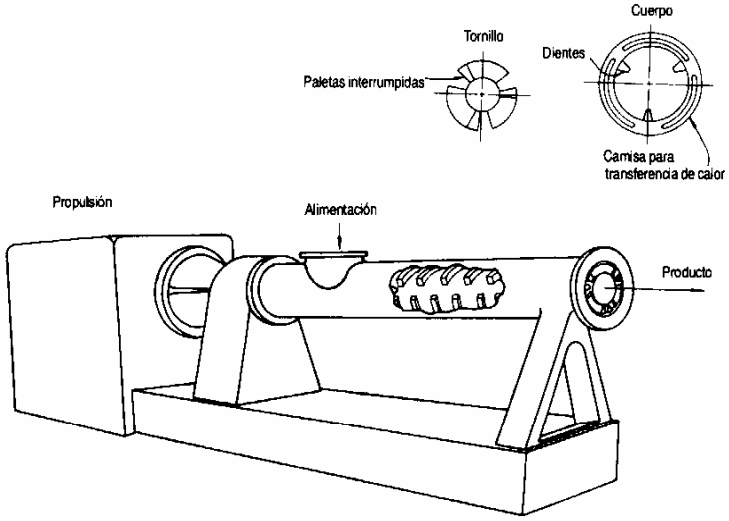


FIG. 19-26 Amasadora Ko. (*Baker Perkins Inc.*)

opuesta. Al girar el gusano, el material se desplaza hacia adelante en las dos hélices; pero también se oprimen parcialmente uno contra el otro. Este intercambio supera el mal mezclado que se produce dentro de las aspas de un extrusor común de tornillo simple.

Rotofeed de la Baker Perkins Este extrusor (Fig. 19-27) es una mezcladora ligera, útil para formar pastas y lechadas o para materiales resinosos o masas premezcladas. El material en polvo entra por el orificio superior, mientras que el líquido se puede inyectar a través de los dientes que se proyectan en la sección cónica del gusano. El área grande de desenganche en el extremo de carga, hace que la unidad sea particularmente eficiente como dispositivo continuo de exclusión del aire.

Mezcladoras continuas de tornillos gemelos Las mezcladoras continuas de tornillos o gusanos gemelos pueden ser tangenciales o entrelazadas. Los diseños tangenciales permiten diámetros mayores del eje y entradas más altas de energía. Las aspas pueden funcionar con diferentes velocidades para provocar el desplazamiento del material de una sección del cuerpo a otra. Los tornillos que se entrelazan proporcionan una superficie adicional de corte de aspa contra aspa. Esta característica les permite autoenjugarse. Las máquinas de tornillos gemelos se utilizan para fusiones, mezclas, coloreado y homogenización de diferentes polímeros. Las operaciones de mezclado que requieren la incorporación de rellenos, agentes de refuerzo, fibra de vidrio, etc., se pueden efectuar continuamente en esas mezcladoras.

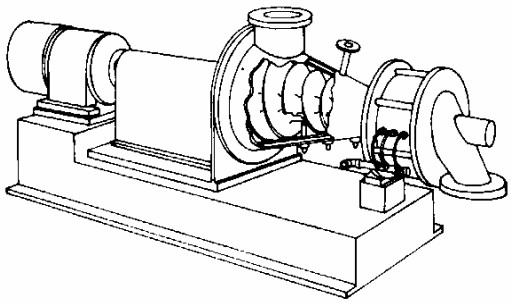


FIG. 19-27 Mezcladora Rotofeed. (*Baker Perkins Inc.*)

Máquinas de tornillos gemelos ZSK Estas mezcladoras (Werner & Pfleiderer Corp.) están equipadas con tornillos corrotativos que se componen individualmente de diferentes elementos amasadores y de tornillos que se deslizan sobre ejes (Fig. 19-28). Los tornillos se lim-

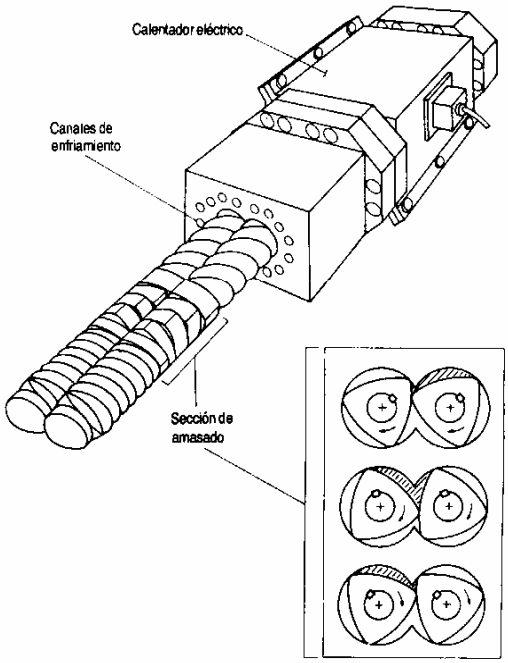


FIG. 19-28 Extrusora mezcladora de tornillos gemelos ZSK. (*Werner & Pfleiderer Corp.*)

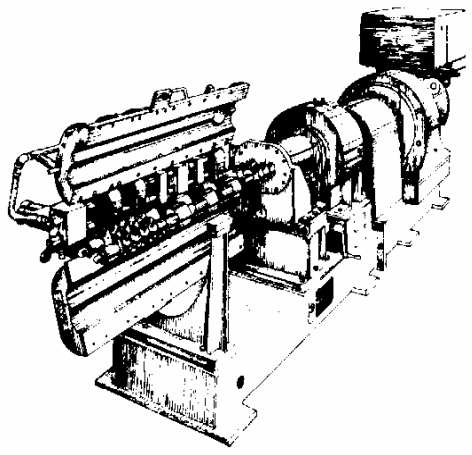


FIG. 19-29 Mezcladora M-P para fines múltiples. (*Baker Perkins Inc.*)

pian ellos mismos y producen un transporte positivo del material. Mediante disposiciones diferentes de los tornillos y los elementos amasadores, se puede ajustar la distribución de tiempo de residencia y lograr una rapidez de corte y una acumulación de presiones controladas. Debido a las aspas bastante poco profundas, se pueden llevar a cabo procesos de desvolatilización e intercambio de calor, que resultan factibles debido a la renovación continua de las superficies del material. El alojamiento de la sección de procesamiento se compone de diferentes secciones del cuerpo, que se pueden disponer en números distintos, según el proceso que se vaya a realizar. Las secciones del cuerpo están encamisadas; se pueden calentar eléctricamente o por medio de vapor o enfriarse por medio de agua o aceite. Existen tres mezcladoras con una relación de longitud máxima a diámetro de 36, en tamaños de 28 a 300 mm (1.1 a 12 in). Funcionan con velocidades de hasta 300 rpm, que requieren hasta 3000 kW (4000 hp).

Mezcladora para usos múltiples Esta mezcladora (Baker Perkins, Inc.) que es hasta cierto punto similar, se muestra en la figura 19-29. Cada par de elementos del agitador provoca compresión y expansión alternas, dos veces en cada revolución. El escalonamiento de los elementos lenticulares a lo largo del eje expulsa el material de la fase de compresión de un par de elementos del agitador a la fase de expansión de otro par adyacente. El área de asiento en las puntas de las aspas proporciona una región de corte intenso, análoga a la contracción de una mezcladora de dos rodillos. Estas mezcladoras para usos múltiples se construyen en tamaños de 30 a 890 mm (1.2 a 35 in), aplicando hasta 1500 kW (2000 hp). Los agitadores se pueden perforar para duplicar el área de transferencia de calor. Las aspas se limpian una a otra, además de limpiar las paredes del cuerpo, mejorando la transferencia de calor e impidiendo que haya puntos muertos.

Mezcladora continua Farrel Esta mezcladora (Fig. 19-30) consiste en rotores similares en sección transversal a la mezcladora Banbury, por lotes. La primera sección del rotor actúa como transportador de gusano, impulsando los ingredientes de alimentación hacia la sección de mezclado. La acción de mezclado es una combinación de corte intenso entre el rotor y la pared de la cámara, amasado entre los rotores y una acción de laminado del material mismo. La cantidad y la calidad del mezclado se controlan mediante el ajuste de la velocidad, los índices de alimentación y la abertura de los orificios de descarga. Hay unidades en cinco tamaños con volúmenes de cámara de mezclado que van hasta 0.12 m^3 (4.2 ft^3). A 200 rpm, la gama de potencia va de 5 a 2200 kW (7 a 3000 hp).

Mezcladoras continuas diversas

Mezcladoras de artesa y gusano Estas mezcladoras consisten por lo común en un rotor simple o dos gemelos, que hacen girar continuamente el material de alimentación conforme avanza hacia el extremo de descarga. Se han diseñado algunas de estas máquinas con un área extensa de transferencia de calor. La mezcladora **Holo-Flite Proces-**

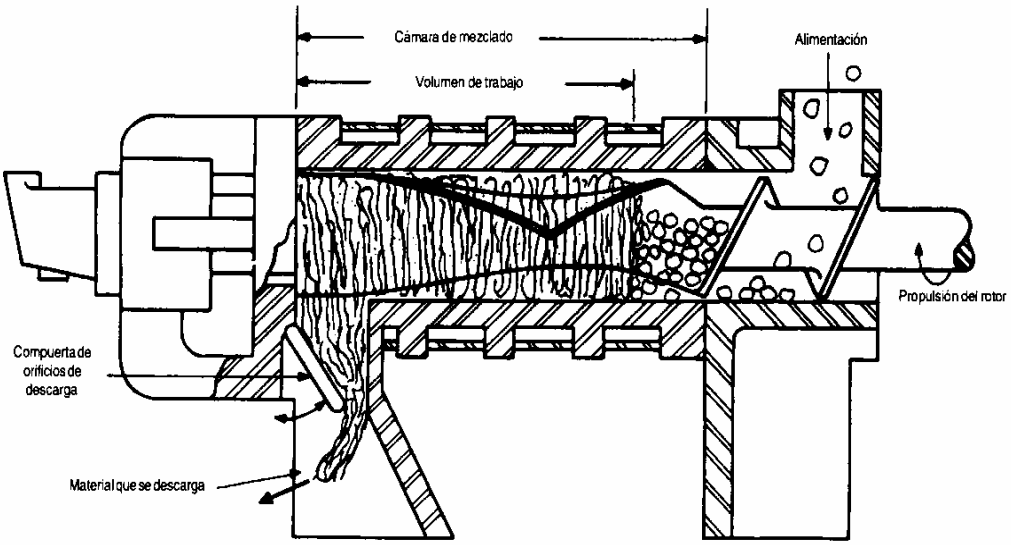
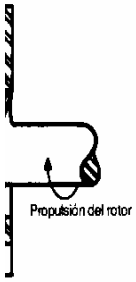


FIG. 19-30 Mezcladora continua Farrel. (*Farrel Co.*)

ıa a diámetro de 36,
ıan con velocidades
000 hp).
ladora (Baker Per-
nuestra en la figura
ra compresión y ex-
l escalonamiento de
lsa el material de la
gitador a la fase de
) en las puntas de las
náloga a la contrac-
zcladoras para usos
m (1.2 a 35 in), apli-
se pueden perforar
aspas se limpian una
ıejorando la transfe-
rtos.
ra (Fig. 19-30) con-
la mezcladora Ban-
como transportador
ıtación hacia la sec-
ombinación de corte
ado entre los rotores
antidad y la calidad
velocidad, los índi-
descarga. Hay uni-
ra de mezclado que
e potencia va de 5 a

ıdoras consisten por
ıcen girar continua-
ıza hacia el extremo
quinas con un área
Holo-Flite Proces-



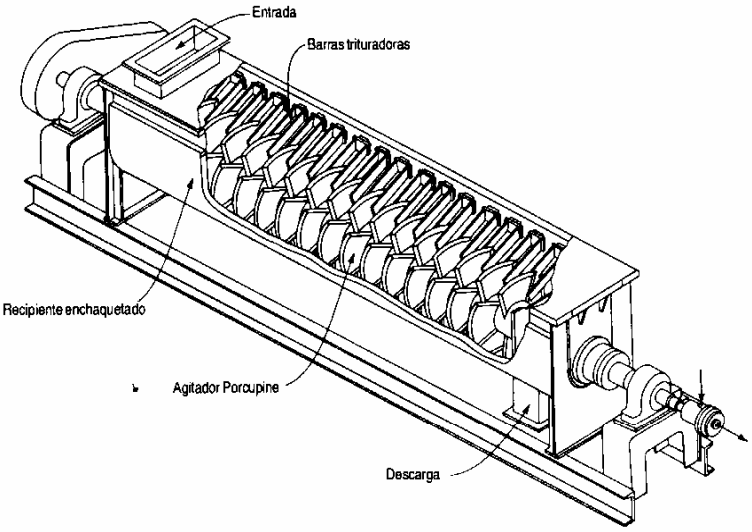


FIG. 19-31 Procesadora Porcupine. (*Bethlehem Corp.*)

sor de gusano continuo (Western Precipitation Div., Joy Mfg. Co.) se utiliza primordialmente para la transferencia de calor, puesto que los gusanos huecos presentan una superficie amplia, sin contribuir mucho al corte. Se pueden utilizar de dos a cuatro gusanos. La mezcladora **Porcupine Processor** de la Bethlehem Corp. (Fig. 19-31) tiene también medios de transferencia de calor que atraviesan las aspas del rotor, pero las aspas del agitador se cortan para proporcionar una acción de repliegue en la masa que se procesa. Para mejorar la agitación, se utilizan con frecuencia montajes de barra raspadora, que consisten en dedos que se extienden hacia el eje.

Malaxadoras Una malaxadora o amasadora contiene uno o dos ejes equipados con paletas pequeñas y cortas, montadas en un cilindro o una artesa que contiene el material que se procesa. En las amasadoras de dos ejes, éstos son paralelos y pueden ser horizontales o verticales; las paletas se pueden entrelazar o no. Los claros son amplios, por lo cual se produce un mezclado considerable de la masa. Los ingredientes no mezclados o combinados parcialmente se alimentan a un extremo de la máquina, que por lo común se encuentra totalmente cerrada. Las paletas impulsan el material hacia adelante, al tiempo que lo cortan, y llevan la carga hacia el extremo de descarga, mientras se mezcla. El producto se puede descargar a través de uno o dos orificios abiertos o una o más toberas de extrusión, que presentan bandas continuas de formas de conformación tosca. Se pueden utilizar cuchillas automáticas para formar bloques con las bandas. Las malaxadoras se utilizan, sobre todo, para mezclar productos minerales y arcillosos.

Kneadermaster Esta mezcladora (Patterson Industries, Inc.) es una adaptación de una mezcladora de aspas sigma para funcionamiento continuo. Cada dos pares de aspas establecen una zona de mezclado, en donde el primer par empuja los materiales hacia el extremo de descarga de la artesa y el segundo, hacia atrás. El paso a la zona siguiente se hace mediante el desplazamiento con más material de alimentación. El control de la intensidad de mezclado se hace mediante la variación de la velocidad del rotor. Las aspas de núcleos suplementan al área de transferencia de calor de la artesa encamisada.

Mezcladoras sin movimiento Un desarrollo bastante reciente en el mezclado continuo de sustancias viscosas incluye el empleo de placas desviadoras estacionarias dentro de conductos, que fuerzan los medios fluidos a mezclarse entre sí, mediante una progresión de divisiones y recombinaciones que formen estrías de espesor decreciente hasta lograr la uniformidad. Las placas desviadoras sencillas como, por ejemplo, las de la **mezcladora estática Kenics** (Chemineer, Inc.; Fig. 19-32) proporcionan 2^n capas por n placas desviadoras.

FIG. 19-32 Mezclador estático Kenics. (*Chemineer, Inc.*)

La potencia consumida por una mezcladora estática para producir la acción de mezclado es la suministrada al fluido por una bomba que se mueve contra la resistencia del conducto desviador. Para una velocidad de bombeo determinada, dicha potencia es sustancialmente proporcional a la resistencia. Cuando el desviador consta de varios pasajes, como en la **mezcladora estática Sulzer** (Koch Engineering Co., Inc.) mostrada en la figura 19-33, el número de capas (y por consiguiente, la velocidad de mezclado) por desviador se incrementa, pero a expensas de una mayor caída de presión que, por lo general, se expresa como un múltiplo del valor de K respecto al ducto vacío y depende considerablemente del radio hidráulico del pasaje de flujo dividido. El valor de K, que se obtiene del proveedor de mezcladoras, puede variar desde 6 hasta varios cientos, dependiendo del número de Reynolds y de la geometría de la mezcladora.

Las mezcladoras estáticas intercambian, en forma continua, elementos del fluido entre las paredes y el centro del conducto y, por consiguiente, proporcionan una transferencia de calor mejorada y tiempos relativamente uniformes de residencia.

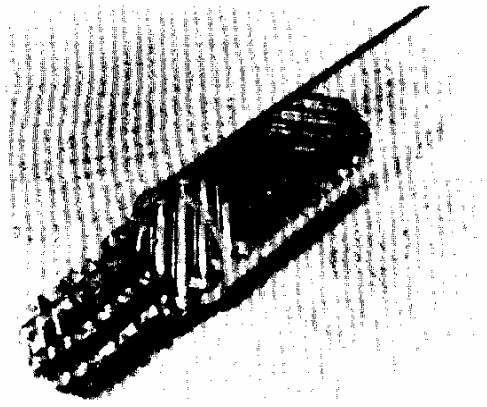


FIG. 19-33 Mezclador estático Sulzer. (*Koch Engineering Co., Inc.*)

CONSIDERACIONES DE DISEÑO DE PROCESOS

Escalamiento del rendimiento de mezclado

Escalamiento de las mezcladoras por lotes La principal base del aumento de escala de las mezcladoras por lotes ha sido el de la potencia igual por unidad de volumen, aun cuando el criterio práctico más conveniente es el de mezclado igual por unidad de tiempo. Al aumentar el tamaño, los requisitos de diseño mecánico pueden limitar las mezcladoras mayores a velocidades más bajas de los agitadores; si es así, el tiempo de mezclado será más prolongado en las mezcladoras grandes que en los prototipos de menor tamaño. Si la potencia es alta, la relación menor de superficie a volumen, al incrementarse el tamaño, puede hacer que la acumulación de calor sea un factor limitante. Puesto que el impulsor en una mezcladora de pastas se acerca en general a la pared del recipiente, no es posible agregar serpentines de enfriamiento. En algunos casos, las aspas del impulsor se pueden ahuecar para tener un área adicional de transferencia de calor.

Las experiencias obtenidas con mezcladoras de brazo doble indican que la potencia es proporcional al producto del radio de las aspas. La profundidad de aletas de las aspas, la longitud de la artesa y el promedio de las velocidades de las dos aspas (Irving y Saxton, *loc. cit.*). El tiempo de mezclado se eleva en escala en proporción inversa a la velocidad de las aspas. Lo adecuado del mezclado depende primordialmente del número de revoluciones de las aspas. Como se indicó antes, el tiempo de mezclado puede llegar a ser dependiente de la velocidad de transferencia de calor.

Con frecuencia, las propiedades físicas de una pasta varían considerablemente durante el ciclo de mezclado. Incluso si se sabe exactamente cómo depende la potencia de la densidad y la viscosidad, puede resultar mejor predecir los requisitos para una mezcladora grande de pastas, a partir de la curva observada de potencia-tiempo en la mezcladora prototipo, en lugar de tratar de calcular o medir todas las propiedades intermedias durante la secuencia de procesamiento (o sea, la mezcladora de prototipo puede ser el mejor instrumento para medir la viscosidad real).

Escalamiento de las mezcladoras continuas Aunque el aumento de escala sobre la base de valores constantes de potencia por unidad de velocidad de alimentación [kWh/kg o (hp·h)/lb] suele ser una primera estimación bastante buena, hay varios otros factores que se deben tomar en consideración. Al aumentar la escala del equipo, cuando la similitud geométrica sea por lo menos aproximada, habrá una disminución de la relación de superficie a volumen. Al aumentar el tamaño, puede resultar necesario modificar la rapidez de corte o la relación de longitud a diámetro por razones de fabricación. Además, incluso si existe un método seguro de aumento de la escala, la determinación de la potencia neta en los equipos de pruebas de escala pequeña suele ser difícil e inexacta, debido a la potencia sin carga relativamente alta.

En realidad, la similitud geométrica no se suele poder mantener exactamente al aumentar el tamaño del modelo. Por ejemplo, en los extrusores de gusano simple, la profundidad del canal en las aspas no se puede incrementar en proporción con el diámetro del gusano, puesto que la distribución del calor generado por fricción en la pared del cuerpo requiere más tiempo, conforme se incrementa la profundidad del canal. Por consiguiente, con un tiempo constante de retención, se descargará un producto no homogéneo del modelo de escala superior. Como resultado del alejamiento de la similitud geométrica, la relación de rendimiento de los extrusores de gusano simple aumenta con el diámetro a la potencia de 2.0 a 2.5 (en lugar del diámetro al cubo) a valores constantes de *L/D* y velocidad del gusano. La máquina Ko-Kneader (Fig. 19-26) se puede mantener geométricamente similar y su índice de rendimiento aumenta en escala con el cubo del diámetro, a velocidad constante.

La relación de rendimiento de los extrusores de gusanos gemelos que se entrelazan (Fig. 19-28) y la mezcladora continua Farrel (Fig. 19-30) aumenta en escala con el diámetro a, aproximadamente, la potencia 2.6. La capacidad de producción de la mezcladora *M-P* (Fig. 19-29) aumenta en escala como el cubo del diámetro, puesto que se pueden mantener constantes tanto la geometría como la rapidez de corte, el tiempo de residencia y el consumo de potencia por unidad de volumen.

Distribuciones del tiempo de residencia Para el flujo a través de un ducto, el grado de la dispersión axial se puede describir mediante un coeficiente de difusión axial o por analogía con cierto número de etapas en serie, bien mezcladas. El tiempo de retención puede controlar el rendimiento de un sistema mezclador. Al aumentar el número de etapas aparentes, hay mayor seguridad de que todos los materiales tendrán el tiempo necesario de residencia. En condiciones que requieren un tiempo uniforme de retención, es imperativo que las corrientes de alimentación se apliquen en la relación correcta a una escala de tiempo más breve que el tiempo promedio de residencia de la mezcladora; de otro modo, una perturbación en la alimentación producirá una perturbación comparable en el producto. Los impulsores en las mezcladoras continuas se pueden diseñar para cubrir toda la gama de mezcla axial mínima (flujo tapón o pistón) a máxima (para amortiguar las irregularidades de la alimentación). Las distribuciones de tiempo de residencia y los números eficaces de Peclet, se determinaron para gran variedad de configuraciones de gusanos gemelos [Todd e Irving, *Chem. Eng. Prog.*, **65**(9), 84 (1969)]. Las mezcladoras extrusoras de gusano simple tradicional tienen números de Peclet aproximadamente iguales que la relación de longitud/diámetro o un número equivalente de etapas iguales que la mitad de la relación *L/D*.

Calentamiento y enfriamiento de las mezcladoras

Transferencia de calor Las pastas se calientan o enfrían con frecuencia debido a la transferencia de calor a través de las paredes del recipiente o los brazos mezcladores huecos. Para obtener velocidades elevadas de transferencia de calor, es esencial contar con una buena agitación, una relación grande de superficie de transferencia a volumen de mezcla y el retiro frecuente del material de la superficie. A veces, se utiliza para el enfriamiento la evaporación de parte de esta mezcla.

En la mayor parte de las mezcladoras, la pared metálica tiene una resistencia térmica despreciable; sin embargo, la película de pasta suele tener una resistencia elevada. Por tanto, es importante, mientras se minimiza la resistencia del medio calentador o enfriador, acercar o retirar la pasta de la superficie lisa de la pared en forma tan constante y rápida como sea posible. Esto se logra mejor al hacer que el flujo de pasta siga a una raspadora de ajuste cerrado que retire la película de la pared en cada rotación. Los coeficientes usuales de transferencia general de calor están entre 25 y 200 J/(m^2·s·K) [4 a 35 Btu/(h·ft^2·°F)].

Métodos de calentamiento El método más económico de calentamiento varía con la ubicación de la planta y las instalaciones disponibles. Raramente se utiliza el encendido directo, puesto que no permite un buen control de la temperatura superficial y puede provocar la quema del material en las paredes del recipiente. El calentamiento con vapor es el método que más se emplea. Resulta económico, seguro y de control sencillo. En las mezcladoras de paredes delgadas debe haber una liberación automática del vacío que se produce al reducirse la presión y condensarse el vapor en la camisa; de otro modo, las secciones débiles se hundirán. El calentamiento de líquido de transferencia, utilizando agua, aceite, líquidos orgánicos especiales o sales inorgánicas fundidas permite un buen control de la temperatura y proporciona seguridad contra el calentamiento excesivo del material procesado. Por lo común, las camisas para el calentamiento con líquido de transferencia deben tener desviadores para proporcionar una buena circulación. Se pueden alcanzar temperaturas más elevadas sin requerir la construcción pesada de recipientes, que se necesita en otros casos, para poder utilizar el vapor.

El calentamiento eléctrico se logra con cintas o bandas de resistencia que se deben aislar eléctricamente del cuerpo de la máquina, pero permanecer en buen contacto térmico con él. Los calentadores se deben espaciar cuidadosamente para evitar una sucesión de áreas calientes y frías. A veces se montan en bloques de aluminio que se diseñan de modo que se conformen a las paredes del recipiente. Su intervalo eficaz de temperaturas va de 150 a 500°C (300 a 930°F). El control de la temperatura es preciso, los costos de mantenimiento y supervisión bajos y la conversión de energía eléctrica en calor útil, casi del 100%. Sin embargo, el costo de la energía eléctrica suele ser elevado y puede resultar prohibitivo.

En algunas unidades, como las mezcladoras Banbury, se desarrolla con rapidez calor de fricción. La primera elevación de temperatura puede ser provechosa para ablandar los materiales y acelerar las reacciones químicas; no obstante, se pueden alcanzar con facilidad temperaturas elevadas que sean perjudiciales para el producto y es preciso tomar disposiciones para lograr el enfriamiento o la detención frecuente de la máquina. El calentamiento de fricción se puede controlar al reducir el número de elementos de trabajo, su área y su velocidad. Esto incrementa el tiempo de mezclado, pero facilita el enfriamiento de la carga.

Métodos de enfriamiento En el enfriamiento por aire, éste se puede soplar sobre las superficies de la máquina, que conviene extender mediante aletas. También se puede soplar aire o gas inerte enfriado sobre las superficies expuestas de la mezcla, a condición de que se tenga cuidado de evitar la contaminación o la oxidación de la carga. La evaporación del agua o del disolvente en exceso al vacío o a presión atmosférica, proporciona un buen enfriamiento. Una cantidad pequeña de evaporación produce una cantidad grande de enfriamiento. Sin embargo, el retiro de un exceso de disolvente puede dañar la carga. La adición directa de hielo a la mezcladora proporciona un enfriamiento rápido y conveniente, a condición de que la dilución resultante de la mezcla sea admisible. La adición de hielo seco es más costosa, pero da como resultado temperaturas más bajas, la mezcla no se diluye y el gas CO_2 que se desprende proporciona una buena atmósfera inerte. Muchas mezcladoras se enfrían haciendo circular agua o refrigerantes por agitadores huecos o camisas. En general, éste es el método más barato; pero se ve limitado por la magnitud del coeficiente de transferencia de calor que se puede obtener.

Selección de equipos Si se está tomando en consideración un producto nuevo, el estudio preliminar deberá ser muy detallado. Será preciso realizar trabajos en laboratorios de plantas piloto para establecer los factores de control. A continuación, el problema consiste en seleccionar e instalar un equipo que funcione para la producción en grandes cantidades y con los mínimos costos generales. La mayoría de los distribuidores de equipos tienen equipos pilotos disponibles, que se alquilan, o pueden realizar operaciones de prueba en sus propias instalaciones de demostración a clientes.

Un buen método para abordar la especificación adecuada de un equipo es el de la analogía. ¿Qué producto actual es más similar al nuevo? ¿Cómo se produce este material? ¿Qué dificultades se experimentan?

En otras situaciones, se recomienda el procedimiento que sigue:

1. Se hace una lista cuidadosa de todos los materiales que se deben manejar en el punto de procesamiento y se describen sus características, como sigue:
   - *a*) ¿Cómo se reciben en la unidad de procesamiento: en sacos, barriles, bidones, a granel, por líneas de tuberías, etc.?
   - *b*) ¿Es preciso el almacenamiento y/o el pesado en el sitio?
   - *c*) Forma física.
   - *d*) Características volumétricas y peso específico.
   - *e*) Tamaño o gama de tamaños de partículas.
   - *f*) Viscosidad.
   - *g*) Punto de fusión o ebullición.
   - *h*) Propiedades corrosivas.
   - *i*) Características abrasivas.
   - *j*) ¿Se trata de un material venenoso?
   - *k*) ¿Es explosivo?
   - *l*) ¿Se trata de un material irritante para la piel, los ojos o los pulmones?
   - *m*) ¿Es sensible el material a la exposición al aire, la humedad o el calor?
2. Se incluyen los datos pertinentes relativos a la producción:
   - *a*) Cantidad que se debe producir por turno de trabajo de ocho horas.
   - *b*) Formulación del producto acabado.
   - *c*) ¿Qué exactitud de análisis se requiere?
   - *d*) ¿Requerirán la limpieza frecuente del equipo los cambios de color, sabor, olor o grado de calidad?
   - *e*) ¿Se trata de una operación independiente o se aplica a otras etapas del procesamiento con las que se tiene que sincronizar?
   - *f*) ¿Se produce un cambio del estado físico durante el procesamiento?
   - *g*) ¿Se produce una reacción química? ¿Es endotérmica o exotérmica?
   - *h*) ¿Cuáles son los requisitos de temperatura?
   - *i*) ¿Qué forma tiene el producto acabado?
   - *j*) ¿Cómo se retirará el material del aparato (por bombeo, flujo libre por un canalón o una tubería, caída, etc.)?
3. Se describen detalladamente las características de control del producto acabado:
   - *a*) Permanencia de la emulsión o la dispersión.
   - *b*) Grado de combinación de agregados o partículas finales.
   - *c*) Desarrollo final de color que se requiere.
   - *d*) Uniformidad de la dispersión de ingredientes activos, como en los productos farmacéuticos.
   - *e*) Grado de control del contenido de humedad para el bombeo, extrusión, etc.

Preparación y adición de materiales Para asegurar la producción máxima de materiales mezclados de grado elevado, la preparación preliminar de los ingredientes tiene que ser correcta y las adiciones se deben hacer en el orden apropiado. Estas consideraciones tienen implicaciones para los equipos.

Algunos materiales de polvo fino, como el negro de carbón, contienen mucho aire. Si es posible, se deben compactar o humedecer antes de agregarse a la mezcla. Si forma parte de la fórmula una cantidad suficiente de disolvente ligero, se puede utilizar para humedecer el polvo y sacar el aire. Si el polvo no se puede humedecer, quizá sea posible aumentar la densidad por medios mecánicos. En ocasiones, es necesario retirar el gas adsorbido al vacío.

No es de extrañarse que, cuando ingredientes críticos como vulcanizadores, antioxidantes y antiácidos se encuentren presentes en cantidades pequeñas, esas sustancias tiendan, con frecuencia, a formar agregados cuando se secan. Antes de entrar a la mezcladora, se deben mullir, ya sea haciendo pasar el material por una malla, si los grumos son blandos, o por una mezcladora de mazas trituradoras, rodillos o martillos, si son duros. El tiempo de mezclado disminuye y el producto resulta más uniforme si se liberan todos los ingredientes de grumos antes de iniciarse el mezclado.

Si los sólidos presentes en cantidades pequeñas son solubles en una porción líquida de la mezcla, conviene agregarlos como solución tomando disposiciones para distribuir el líquido uniformemente por toda la masa. Cuando se debe agregar una traza de material sólido no soluble en ningún otro ingrediente, será conveniente agregarlo como solución en un disolvente neutro, tomando disposiciones para evaporar el disolvente al final del ciclo de mezclado.

Puede que resulte aconsejable tomar en cuenta la utilización de lotes maestros, en que se mezcla por separado un ingrediente de baja proporción con parte de algún otro ingrediente de la mezcla y, en seguida, esa combinación previa se agrega al resto de la mezcla para la dispersión final. Los lotes maestros son especialmente valiosos para agregar colores de tintorería, antioxidantes, etc. Los lotes maestros se pueden preparar con precisión de laboratorio, al mismo tiempo que se reducen los errores de pesado en el lugar en que se realiza la mezcla, mediante la dilución del ingrediente más importante.

Las consideraciones de este tipo pueden hacer que sea conveniente sopesar la conveniencia de utilizar la acumulación por lotes y el pesado automático, la medición de los ingredientes líquidos y el control automático de los diversos ciclos de tiempo.

CRISTALIZACIÓN A PARTIR DE SOLUCIÓN

Referencias Generales: *AIChE Testing Procedures: Crystallizers*, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1970; *Evaporators*, 1961. Bennett, *Chem. Eng. Prog.*, **58**(9), 76 (1962). Buckley, *Crystal Growth*, Wiley, New York, 1951. Campbell y Smith, *Phase Rule*, Dover, New York, 1951. De Jong y Jancic (eds.), *Industrial Crystallization*, North-Holland Publishing Company, Amsterdam, 1979. Faraday Society, *Crystal Growth*, Butterworth, London, 1949 Larson (ed.), "Crystallization from Solution: Factors Influencing Size Distribution," *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **67**(110), (1971). Mullin (ed.), *Industrial Crystallization*, Plenum, New York, 1976. Mullin, in *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*, 3d ed., vol. 7, Wiley, New York, 1979, p. 243. Newman y Bennett, *Chem. Eng. Prog.*, **55**(3), 65 (1959). Palermo y Larson (eds.), "Crystallization from Solutions and Melts," *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **65**(95), (1969). Randolph (ed.), "Design, Control and Analysis of Crystallization Processes," *Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **76**(193), (1980). Randolph y Larson, *Theory of Particulate Processes*. Academic, New York, 1971. Reed, *Dislocation in Crystals*, McGraw-Hill, New York, 1953. Rousseau y Larson (eds.), "Analysis and Design of Crystallization Processes," *Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **72**(153), (1976). Seidell, *Solubilities of Inorganic and Metal Organic Compounds*, American Chemical Society, Washington, 1965. Van Hook, *Crystallization*, Reinhold, New York, 1961.

La cristalización es importante como proceso industrial por los diferentes materiales que son y pueden ser comercializados en forma de cristales. Su empleo tan difundido se debe probablemente a la gran pureza y la forma atractiva del producto químico sólido, que se puede obtener a partir de soluciones relativamente impuras en un solo paso de procesamiento. En términos de los requerimientos de energía, la cristalización requiere mucho menos para la separación que lo que requiere la destilación y otros métodos de purificación utilizados comúnmente. Además, se puede realizar a temperaturas relativamente bajas y a una escala que varía desde unos cuantos gramos hasta miles de toneladas diarias.

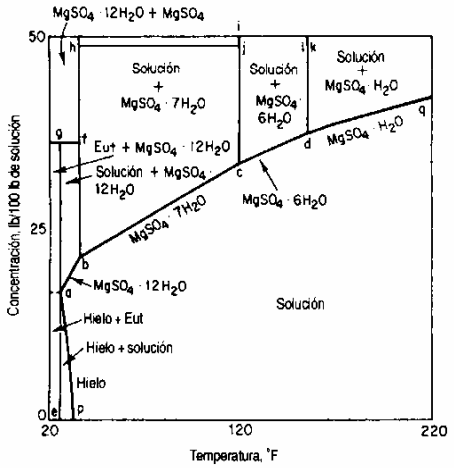


FIG. 19-34 Diagrama de fase, $MgSO_4 \cdot H_2O$. Para convertir libras en kilogramos, divídase entre 2.2; K = (°F + 459.7)/1.8.

La cristalización se puede realizar a partir de un vapor, una fusión o una solución. La mayor parte de las aplicaciones industriales de la operación incluyen la cristalización a partir de soluciones. Sin embargo, la solidificación cristalina de los metales es básicamente un proceso de cristalización y se ha desarrollado gran cantidad de teoría en relación con la cristalización de los metales. Sin embargo, este tema es tan especializado que queda fuera del alcance de esta subsección, que está limitada a la cristalización a partir de la solución.

PRINCIPIOS DE LA CRISTALIZACIÓN

Cristales Un cristal se puede definir como un sólido compuesto de átomos dispuestos en forma ordenada y repetida. Las distancias interatómicas en un cristal de cualquier material definido son constantes y características de ese material. Ya que el patrón o arreglo de los átomos se repite en todas direcciones, existen restricciones definidas sobre los tipos de simetría que pueden tener los cristales.

Existen cinco tipos principales de cristales, que se han clasificado en siete sistemas cristalográficos basados en los ángulos interfaciales de los cristales y la longitud relativa de sus ejes. La **cristalografía** se define como el tratamiento de la descripción y el arreglo de la estructura atómica de los cristales. El material en este análisis está limitado al tratamiento del desarrollo y la producción de los cristales, considerado como una operación unitaria.

Solubilidad y diagramas de fase Las relaciones de equilibrio para los sistemas de cristalización se expresan mediante datos de solubilidad que están graficados en diagramas de fase o curvas de solubilidad. Los datos de solubilidad se dan por lo general como partes en peso de material anhidro, por 100 partes en peso de disolvente total. En algunos casos, estos datos se informan como partes en peso de material anhidro, por 100 partes en peso de solución. Si en los cristales está presente agua de cristalización, se indica como una fase separada. Por lo general, la concentración se grafica en función de la temperatura y no tiene forma general o pendiente. También puede graficarse en función de la presión, mas para la mayor parte de los materiales, el cambio de solubilidad con el cambio de presión es muy pequeño. Si hay dos componentes en la solución, es común graficar la concentración de los dos componentes en los ejes X y Y y representar la solubilidad por medio de isotermas. Cuando están presentes tres o más componentes, existen varias técnicas para describir la solubilidad y las relaciones de fase en modelos de dos y tres dimensiones. Para una descripción de estas técnicas consúltese Campbell y Smith (*loc. cit.*). En la figura 19-34 aparece un diagrama de fase para el sulfato de magnesio en agua. La línea *p-a* representa los puntos de congelación del hielo (agua) a partir de las soluciones de sulfato de magnesio. El punto *a* es el eutéctico, y la línea *a-b-c-d-q* es la curva de solubilidad de los diferentes hidratos. La línea *a-b* es la curva de solubilidad del $MgSO_4 \cdot 12H_2O$, *b-c* es la curva de solubilidad del $MgSO_4 \cdot 7H_2O$, *c-d* es la curva de solubilidad del $MgSO_4 \cdot 6H_2O$ y *d-q* es la porción de la curva de solubilidad para el $MgSO_4 \cdot H_2O$.

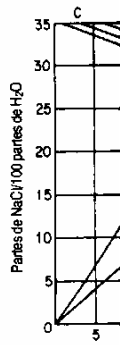


FIG. 19-35 Diagram

Como se muestra
sales se puede grafi
líneas isotermas. En
la solución, que corr
sodio en la fase sólid
nes de la solución er
por medio de la líne
NaCl y KCl, la comp
representar por el pu
tante). La conexión
la línea de sal mezcl
sideración importan

En la literatura ex
ferencia estándar es
dichos datos son vali
bilidad de los comp
presencia de otras i
reducir la solubilida
los valores exactos
medio de las medici
reproducir estos diag
obtener datos que se
fuerzos para asegur
brio y, con frecu
temperatura constan
ras. A pesar de que la
soluciones reales de
de la curva de solub
dobles.

Efectos del calo
del calor en un proc
dio de dos métodos:
los efectos individ
sensibles, latentes y
para obtener los efe
en el cual la entalpí
la entalpía total de
absorbido por el pro
do del balance de c
diente de masa, por
la cantidad de sólid
ventaja del método
tanto los efectos del
ción simultáneame
dificultad para obte
información se ha p

Para los compuest
en la temperatura ex

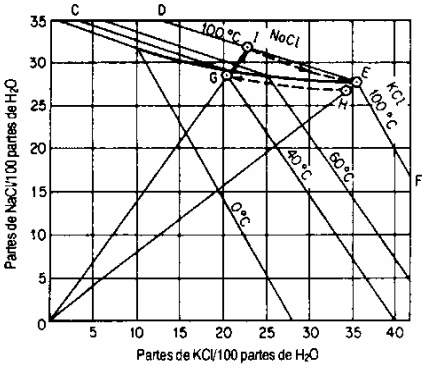


FIG. 19-35 Diagrama de fase, KCl–NaCl–H_2O. K = °C + 273.2.

Como se muestra en la figura 19-35, la solubilidad mutua de dos sales se puede graficar en los ejes *X* y *Y* con las temperaturas como líneas isotermas. En el ejemplo mostrado, todas las composiciones de la solución, que corresponden a 100°C, con la presencia de cloruro de sodio en la fase sólida aparecen en la línea *DE*. Todas las composiciones de la solución en equilibrio con el KCl en fase sólida se muestran por medio de la línea *EF*. Si están presentes las dos fases sólidas de NaCl y KCl, la composición de la solución en equilibrio sólo se puede representar por el punto *E*, que es un punto no variante (a presión constante). La conexión de todos los puntos no variantes da por resultado la línea de sal mezclada. El lugar geométrico de esta línea es una consideración importante al realizar las separaciones de las fases.

En la literatura existen gran variedad de datos de solubilidad; la referencia estádar es de Seidell (loc. cit.) Sin embargo, a pesar de que dichos datos son valiosos, deben utilizarse con cuidado ya que la solubilidad de los compuestos, a menudo, se ve afectada por el pH y/o la presencia de otras impurezas solubles que, por lo general, tienden a reducir la solubilidad de los componentes principales. A pesar de que los valores exactos para cualquier sistema se determinan mejor por medio de las mediciones reales de la composición, la dificultad para reproducir estos diagramas de solubilidad no debe subestimarse. Para obtener datos que sean fácilmente reproducibles se deben realizar esfuerzos para asegurarse de que el sistema muestreado está en equilibrio y, con frecuencia, esto significa mantener la muestra a temperatura constante, durante un periodo que varía entre 1 y 100 horas. A pesar de que las curvas publicadas pueden no ser exactas para las soluciones reales de interés, generalmente son indicadoras de la forma de la curva de solubilidad y muestran la presencia de hidratos o sales dobles.

Efectos del calor en un proceso de cristalización Los efectos del calor en un proceso de cristalización se pueden calcular por medio de dos métodos: **1)** se puede hacer un balance de calor, en el que los efectos individuales del calor como, por ejemplo, los calores sensibles, latentes y de cristalización se combinan en una ecuación para obtener los efectos totales de calor, o **2)** un balance de entalpía en el cual la entalpía total de todas las corrientes que salen, menos la entalpía total de todas las corrientes que entran, es igual al calor absorbido por el proceso de las fuentes externas. Al utilizar el método del balance de calor, es necesario realizar el balance correspondiente de masa, porque los efectos del calor están relacionados con la cantidad de sólidos producidos por el calor de cristalización. La ventaja del método del diagrama de concentración-entalpía es que tanto los efectos del calor como los de masa se toman en consideración simultáneamente. Este método tiene un empleo limitado por la dificultad para obtener los datos de concentración y entalpía. Esta información se ha publicado para unos cuantos sistemas.

Para los compuestos cuya solubilidad se incrementa con un aumento en la temperatura existe un calor de absorción cuando se disuelve el compuesto. Para los compuestos cuya solubilidad disminuye a medida que se incrementa la temperatura existe una generación de calor cuando ocurre la solución. Cuando no se presenta cambio en la solubilidad con respecto a la temperatura no existen efectos del calor. La curva de solubilidad será continua mientras la sustancia sólida en una fase determinada esté en contacto con la solución, y cualquier cambio súbito en la pendiente de la curva estará acompañado por un cambio en el calor de solución y un cambio en la fase sólida. Por lo general, los calores de solución se informan como el cambio de entalpía relacionado con la disolución de gran cantidad de soluto en un exceso de disolvente puro. En la sección 3 aparecen las tablas en que se muestran los calores de solución para varios compuestos.

En el equilibrio, el calor de cristalización es igual al calor de solución pero con signo contrario. Utilizar el calor de solución a dilución infinita como igual pero de signo contrario al calor de cristalización, es equivalente a despreciar el calor de dilución. En muchos materiales, el calor de dilución es pequeño en comparación con el calor de solución y se justifica la aproximación; sin embargo, existen excepciones. Por lo general, existen efectos relativamente grandes del calor en la cristalización de sales hidratadas. En estos casos, el calor total liberado por este efecto puede ser una parte sustancial de los efectos totales del calor en un cristalizador del tipo de enfriamiento. En los cristalizadores del tipo de evaporación, el calor de cristalización suele ser despreciable al compararlo con el calor de evaporación del disolvente.

Rendimiento de un proceso de cristalización En la mayor parte de los casos, el proceso de cristalización es lento y el licor madre final está en contacto con una superficie lo suficientemente grande del cristal para que la concentración del licor madre sea en esencia la de una solución saturada a la temperatura final del proceso. Si está incluida la cristalización por evaporación, se debe considerar la eliminación del disolvente para determinar el rendimiento final. Si los cristales extraídos de la solución están hidratados, se debe tomar en cuenta el agua de cristalización en los cristales, porque el agua no está disponible para retener el soluto en la solución. En la mayor parte de las plantas, el rendimiento se ve afectado también por la eliminación de parte del licor madre, con los cristales separados del proceso. En forma característica, con un producto separado por filtración o centrifugación, el licor madre adherido variará entre 2 y 10% del peso de los cristales.

El rendimiento real se puede obtener a partir de cálculos algebraicos o por el método de prueba y error cuando se utilizan los efectos de calor del proceso y la evaporación resultante para corregir las suposiciones iniciales del rendimiento calculado. Cuando los cálculos se realizan a mano, suele ser preferible utilizar el sistema de prueba y error, porque permite ajustes fáciles para las desviaciones relativamente pequeñas que se encuentran en la práctica como, por ejemplo, la adición de agua de lavado o las adiciones de agua para los instrumentos y de purga. Los cálculos siguientes son característicos para un cristalizador por evaporación en el que se precipita una sal hidratada. Si se desea utilizar unidades SI, kilogramos = libras × 0.454; K = (°F + 459.7)/1.8.

Ejemplo 1 Un lote de 10 000 lb con 32.5% de solución de $MgSO_4$ a 120°F se enfría sin evaporación apreciable hasta 70°F. Calcúlese el peso de los cristales de $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ que se forman (si se supone que el licor madre que sale está saturado).

Del diagrama de solubilidad que aparece en la figura 19-34, a 70°C, la concentración de la solución es 26.3 lb de $MgSO_4$ por 100 lb de solución.

El peso molecular del $MgSO_4$ es 120.38.

El peso molecular del $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ es 246.49.

Para los cálculos que incluyen sales hidratadas, conviene basar al cálculo en el soluto hidratado y el "agua libre".

$$0.325 \text{ a fracción en peso} \times \frac{246.94}{120.38} = 0.662 \text{ } MgSO_4 \cdot 7H_2O \text{ en la solución de alimentación}$$

$$0.263 \times \frac{246.94}{120.38} = 0.538 \text{ } MgSO_4 \cdot 7H_2O \text{ en el licor madre}$$

Como el agua libre permanece constante (excepto cuando hay evaporación), la cantidad final de $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ se puede calcular por medio de la relación

$$\frac{0.538 \text{ lb } MgSO_4 \cdot 7H_2O}{(1 - 0.538) \text{ de lb de agua libre}}$$

	Total	$MgSO_4 \cdot 7H_2O$	Agua libre	$\frac{MgSO_4 \cdot 7H_2O}{\text{Agua libre}}$
Alimentación	10,000	6620	3380	0.662/0.338
Licor madre	7,280	3900*	3380	0.538/0.562
Rendimiento	2,720	2720		

*3380 × (0.538/0.462) = 3900.

En este caso, se utiliza en ocasiones una ecuación para el cálculo:

$$P = R\,\frac{100W_0 - S(H_0 - E)}{100 - S(R - 1)}$$

donde P = peso de los cristales en el magma final, lb
R = peso molecular del hidrato/peso molecular del anhidro = 2.04
S = solubilidad a la temperatura del licor madre (base anhidra) en lb por 100 lb de disolvente. [0.263/(1 − 0.263)] × 100 = 35.7
W_0 = peso del soluto anhidro en el lote original 10 000 (0.325) = 3250 lb
H_0 = peso total del disolvente al principio de la corrida 10 000 − 3250 = 6750 lb
E = evaporación = 0

$$P = 2.04\,\frac{(100)(3250) - 35.7(6750)}{100 - 35.7(2.04 - 1)} = 2700 \text{ lb}$$

Obsérvese que, tomando la diferencia entre números grandes, con este método pueden incrementarse las posibilidades de error.

Cristalización fraccionada Cuando dos o más solutos se disuelven en un disolvente, a menudo es posible **1)** separarlos y obtener sus componentes puros, o **2)** separar uno y dejar el otro en la solución. Que esto se pueda hacer o no, depende de la solubilidad y de las relaciones de fase del sistema en consideración. Por lo general, la opción 2 sólo se puede lograr cuando uno de los componentes tiene un cambio mucho más rápido de solubilidad con la temperatura que el otro. Un ejemplo característico, que se practica a gran escala, es la separación de KCl y NaCl de una solución acuosa. En la figura 19-35 aparece el diagrama de fase para este sistema. En este caso, la solubilidad del NaCl se grafica en el eje Y en partes por 100 partes de agua y la solubilidad del KCl se grafica en el eje X. Las isotermas muestran una disminución marcada de la solubilidad para cada componente a medida que la cantidad del otro se incrementa. Esto es característico en la mayor parte de las sales inorgánicas. Como se explicó antes, la línea de la sal mezclada en CE y para realizar una separación de los solutos en los componentes puros es necesario estar en un lado o en el otro de esta línea. Por lo general, se puede lograr una aproximación a esta línea de 95 a 98%. Cuando ocurre evaporación durante un enfriamiento o proceso de concentración, este fenómeno se puede representar por un movimiento que se aleja del origen sobre una línea recta que pasa a través del origen. La dilución con agua se representa por un movimiento en dirección opuesta.

Una separación característica se puede representar como sigue: comenzando en el punto E con una salmuera saturada a 100°C, se agrega una pequeña cantidad de agua para disolver cualquier huella de fase sólida presente y asegurarse de que los sólidos precipitados inicialmente son de KCl. El enfriamiento con evaporación a lo largo de la línea HG da por resultado la precipitación del KCl. Durante este enfriamiento, parte del agua evaporada debe devolverse a la solución para evitar la coprecipitación del NaCl. La composición final en G se puede calcular por las relaciones NaCl/KCl/H_2O y la cantidad conocida de NaCl en la solución que entra en E. La solución en el punto G puede concentrarse por evaporación a 100°C. Durante este proceso, la solución incrementará su concentración con respecto a ambos componentes hasta llegar al punto I. En este punto se precipita el NaCl y en la solución aumentará la concentración de KCl, como indica la línea IE, hasta llegar al punto original E. Si la concentración se lleva más allá del punto E, se precipita una mezcla de NaCl y KCl.

Ejemplo 2 El diagrama de solubilidad de la figura 19-35 se inicia con 1000 lb de agua en una solución en el punto H. Calcúlese el rendimiento con enfriamiento por evaporación y concentración de la solución, hasta regresar nuevamente al punto H, de tal manera que el ciclo se pueda repetir, e indíquese la cantidad de NaCl precipitada y la evaporación y dilución requerida en las diferentes etapas del proceso.

Al resolver problemas de este tipo, es conveniente hacer una lista del balance de materia y las relaciones de solubilidad. Los diferentes puntos del balance de materia se calculan al multiplicar la cantidad del componente que no se precipita de la solución durante la transición de un punto a otro (por lo general, el NaCl en el paso de enfriamiento y el KCl en el paso de evaporación) por la relación de solubilidad en el siguiente paso, ejemplificado como sigue:

Base. 1000 lb de agua en las condiciones iniciales.

				Radio de solubilidad		
Componentes de solubilidad	KCl	NaCl	Agua	KCl	NaCl	Agua
H	343	270	1000	34.3	27.0	100
$G(a)$	194	270	950	20.4	28.4	100
KCl frío	149					
Evaporación	...	...	50			
$I(b)$	194	270	860	22.6	31.4	100
$E(c)$	194	153	554	35.0	27.5	100
NaCl	...	117				
Evaporación	...	...	306			
Diluir	...	...	11			
H'	194	153	565	34.3	27.0	100

Los cálculos para estos pasos son:

a. 270 lb NaCl (100 lb de agua/28.4 lb NaCl) = 950 lb de agua
950 lb de agua (20.4 lb KCl/100 lb de agua) = 194 lb KCl
b. 270 lb NaCl (100 lb de agua/31.4 lb NaCl) = 860 lb de agua
860 lb de agua (22.6 lb KCl/100 lb de agua) = 194 lb KCl
c. 194 lb KCl (100 lb de agua/35.0 lb KCl) = 554 lb de agua
554 lb de agua (27.5 lb NaCl/100 lb de agua) = 153 lb NaCl

Obsérvese que, durante la etapa de enfriamiento, la cantidad máxima de evaporación que permite el balance de materia es de 50 lb para el paso mostrado. Sin embargo, en el paso de enfriamiento por evaporación, la evaporación real que es resultado del enfriamiento adiabático es mayor que esta cantidad. Por consiguiente, se debe agregar agua para evitar que la concentración del NaCl se incremente demasiado, o de otra manera ocurrirá coprecipitación del NaCl.

Ya que en estos cálculos sólo están incluidas la relación de masa, los kilogramos o cualquier otra unidad de masa se pueden sustituir por libras sin afectar la validez del ejemplo.

A pesar de que las cifras dadas son para un proceso paso por paso, es obvio que la misma técnica se aplicará a un proceso continuo si la alimentación fresca que contiene KCl y NaCl se agrega en una porción adecuada del ciclo como, por ejemplo, entre los pasos G e I para el caso de las soluciones diluidas de alimentación.

En ocasiones se utiliza otro método de cristalización fraccionada en que se aprovechan las diferentes velocidades de cristalización. Por consiguiente, una solución saturada con bórax y cloruro de potasio sometida a un enfriamiento rápido precipitará exclusivamente cloruro de potasio, en ausencia de cristales de simiente de bórax. El bórax se queda atrás como una solución sobresaturada, y los cristales de cloruro de potasio se pueden eliminar antes de que se inicie la cristalización más lenta del bórax.

Formación del cristal Obviamente existen dos pasos en la precipitación de los cristales a partir de una solución. Los cristales deben formarse primero y crecer después. La formación de una nueva fase sólida sobre una partícula inerte en la solución o dentro de la solución en sí, se conoce como nucleación. El incremento de tamaño de este núcleo mediante la adición capa por capa de soluto se llama crecimiento. Tanto la nucleación como el crecimiento de los cristales tienen en la sobresaturación una fuerza impulsora común. A menos que la solución esté sobresaturada, los cristales no se forman ni crecen. La sobresaturación se refiere a la cantidad de soluto presente en la solución, en comparación con la cantidad que podría estar presente si la solución se mantuviera mucho tiempo en contacto con la fase sólida. Este último valor es la solubilidad de equilibrio a la temperatura y presión que se consideran. El coeficiente de sobresaturación se puede expresar como

$$S = \frac{\text{partes de soluto/100 partes de disolvente}}{\text{partes de soluto en equilibrio/partes de disolvente}} \geq 1.0 \quad (19\text{-}10)$$

Las soluciones varía
cidad para mantener
algunos materiales,
rrollar un coeficient
sin peligro de nucle
nes, como, por ejem
sobresaturación que
que es difícil o impo

Ciertos hechos cu
crecimiento y el ren
servables fácilment
licor madre final est
tales estará determi
la distribución del ta
ción entre los dos p
derar una cantidad
intervalo fijo y si al p
el producto consist
precipitación sólo s
tante ocurre en form
secundaria, se obtie
evidente que puede
velocidades de nucl
naturaleza de los m
la agitación y otros

Cuando un proce
en presencia de una
estímulo mecánico
cleación heterogén

TABLA 19-4 A

Material cristali
$Ba(NO_2)_2$
$LiCl \cdot H_2O$
NaCl
$NaClO_3$
$Na_2CO_3 \cdot H_2O$
$Na_2B_4O_7$
Na_2SO_4
NH_4Cl
$(NH_4)_2HPO_4$
$(NH_4)_2SO_4$
$MgSO_4 \cdot 7H_2O$
$NaCO_3 \cdot NaHCO_3 \cdot 2H_2$
KH_2PO_4
$NH_4H_2PO_4$
NH_4F
$ZnSO_4 \cdot 7H_2O$
Acido adípico
Pentaeritritol
Urea
Naftaleno
KCl
KNO_3
KNO_2
K_2SO_4

1. Gillman, *The Ar*
2. Mullin, *Crystali*
3. Buckley, *Cryst*

Las soluciones varían considerablemente en lo que respecta a su capacidad para mantener cantidades mensurables de sobresaturación. Con algunos materiales, como, por ejemplo, la sacarosa, es posible desarrollar un coeficiente de sobresaturación que varía entre 1.4 y 2.0, casi sin peligro de nucleación. Con algunas soluciones inorgánicas comunes, como, por ejemplo, el cloruro de sodio en agua, la cantidad de sobresaturación que se puede generar en forma estable es tan pequeña que es difícil o imposible medirla.

Ciertos hechos cualitativos relacionados con la sobresaturación, el crecimiento y el rendimiento en los procesos de cristalización son observables fácilmente. Si la concentración de la solución inicial y el licor madre final están determinados, el peso total del cultivo de cristales estará determinado también si se logra el equilibrio. Sin embargo, la distribución del tamaño de partícula de este peso depende de la relación entre los dos procesos: la nucleación y el crecimiento. Al considerar una cantidad determinada de solución, enfriada a través de un intervalo fijo y si al principio del cual existe una nucleación considerable, el producto consiste en muchos cristales pequeños. Si al iniciarse la precipitación sólo se forman unos cuantos núcleos y el producto resultante ocurre en forma uniforme sobre estos núcleos, sin una nucleación secundaria, se obtiene un cultivo de cristales grandes y uniformes. Es evidente que pueden ocurrir también muchos casos intermedios con velocidades de nucleación y crecimiento variables, dependiendo de la naturaleza de los materiales manejados, la velocidad de enfriamiento, la agitación y otros factores.

Cuando un proceso es continuo, ocurre con frecuencia la nucleación en presencia de una solución sembrada por los efectos combinados de estímulo mecánico y nucleación causados por la sobresaturación (nucleación heterogénea). Si dicho sistema está mezclado total y uniformemente (es decir, la corriente de producto representa el magma característico que circula dentro del sistema) y si el sistema está operando a régimen permanente, la distribución del tamaño de partícula tiene límites definidos que se pueden predecir matemáticamente con un alto grado de precisión, como se mostrará posteriormente en esta sección.

Geometría del crecimiento del cristal Desde el punto de vista geométrico, un cristal es un sólido limitado por planos. La forma y tamaño de este sólido son funciones de los ángulos interfaciales y de la dimensión lineal de las caras. Como resultado de la constancia de sus ángulos interfaciales, cada cara de un cristal que crece o se disuelve, a medida que se aleja o acerca al centro del cristal, siempre es paralela a su posición original. Este concepto es conocido como "principio de desplazamiento paralelo de las caras". La velocidad a la que se mueve una cara en dirección perpendicular a su posición original se conoce como velocidad de traslación de esa cara o la velocidad de crecimiento de esa cara.

Desde el punto de vista industrial, el término "hábito del cristal" se refiere a los tamaños relativos de las caras de un cristal. No se ha descubierto una ley general que controle el hábito del cristal. Sin embargo, el hábito de varios productos tiene gran importancia. Los cristales largos tipo aguja tienden a romperse con facilidad durante la centrifugación y el secado. Los cristales planos tipo placa son difíciles de lavar durante la filtración o centrifugación y dan por resultado bajas velocidades de filtración. Los cristales complejos o de tipo gemelos tienden a romperse más fácilmente durante el transporte que los cristales gruesos y compactos. Los cristales esféricos (causados casi siempre por frotación durante el crecimiento) tienden a ser considerablemente menos difíciles de manejar en la formación de la torta que los cúbicos u otros con tamaños compactos.

TABLA 19-4 Algunas impurezas que se sabe son modificadoras de hábitos

Material cristalizado	Aditivo o aditivos	Efecto	Concentración	Referencias
$Ba(NO_2)^2$	Mg, Te^{+4}	Ayuda al crecimiento	.....	1
$LiCl{\cdot}H_2O$	Cr, Mn^{+2}, Sn^{+2}, Co, Ni, Fe^{+3}	Ayuda al crecimiento	Pequeña	1
NaCl	Pb, Mn^{+2}, Bi, Sn^{+2}, Ti, Fe, Hg	Ayuda al crecimiento	Pequeña	1
	Urea	Forma octaedros	Pequeña	2
	Sales de tetraalquil amonio	Ayuda al crecimiento y la dureza	1-100 ppm	Patente U.S. 3,095,281
	Compuestos de oxi-polietileno	Ayuda al crecimiento y la dureza	.....	Patente U.S. 3,000,708
$NaClO_3$	Na_2SO_4, $NaClO_4$	Tetraedros	.....	3
$Na_2CO_3{\cdot}H_2O$	SO_4	Reduce la relación *L/D*	0.1-1.0%	Patente canadiense 812,685
	Ca^{+2} y Mg^{+2}	Incrementa la densidad de la masa	400 ppm	Patente U. S. 3,459,497
$Na_2B_4O_7$	Caseína, gelatina	Cristales planos	.....	2
Na_2SO_4	Alquil aril sulfonatos	Ayuda al crecimiento	.....	2
NH_4Cl	Mn, Fe, Cu, Co, Ni, Cr	Ayuda al crecimiento	Pequeña	1
$(NH_4)_2HPO_4$	H_2SO_4	Reduce la relación *L/D*	7%	
$(NH_4)_2SO_4$	Cr^{+3}, Fe^{+3}, Al^{+3}	Agujas	50 ppm	
	H_2SO_4	Agujas	2-6%	
	Acido oxálico, ácido cítrico	Cristales gruesos	1000 ppm	Patente U. S. 2,092,073
	H_3PO_4, SO_2	Cristales gruesos	1000 ppm	Patente U. S. 2,228,742
$MgSO_4{\cdot}7H_2O$	$Na_2B_4O_7$	Ayuda al crecimiento	5%	1
$NaCO_3{\cdot}NaHCO_3{\cdot}2H_2O$	Detergente D-40	Ayuda al crecimiento	20 ppm	Patente U. S. 3,233,983
KH_2PO_4	$Na_2B_4O_7$	Ayuda al crecimiento	.....	1
$NH_4H_2PO_4$	Fe^{+3}, Cr, Al, Sn	Ayuda al crecimiento	Trazas	1
NF_4F	Ca	Ayuda al crecimiento	Pequeña	1
$ZnSO_4{\cdot}7H_2O$	Bórax	Ayuda al crecimiento	.....	1
Acido adípico	Agente surfactante SDBS	Ayuda al crecimiento	50-100 ppm	2
Pentaeritritol	Sacarosa	Ayuda al crecimiento	.....	1
	Disolvente de acetona	Forma placas	.....	2
Urea	Biuret	Reduce *L/D* y ayuda al crecimiento	2-7%	
	NH_4Cl	Reduce *L/D* y ayuda al crecimiento	5-10%	
Naftaleno	De ciclohexano	Forma agujas	.....	2
	De metanol	Forma placas		
KCl	Pb, Bi, Sn^{+2}, Ti, Zr, Th, Cd, Fe, Hg, Mg	Ayuda al crecimiento	Pequeña	1
KNO_3	Pb, Th, Bi	Ayuda al crecimiento	Pequeña	1
KNO_2	Fe	Ayuda al crecimiento	Pequeña	1
K_2SO_4	Cl, Mn, Fe, Fe, Cu, Al, Mg, Bi	Ayuda al crecimiento	Pequeña	1

1. Gillman, *The Art and Science of Growing Crystals*, Wiley, New York, 1963.
2. Mullin, *Crystallization*, Butterworth, London, 1961.
3. Buckley, *Crystal Growth*, Wiley, New York, 1951.

Con frecuencia, la adición de pequeñas cantidades de sustancias extrañas cambia completamente el hábito del cristal. La adsorción selectiva de tintes en las diferentes caras del cristal o el cambio de un medio alcalino a otro ácido produce cambios pronunciados en el hábito del cristal. A menudo, la presencia de otros aniones o cationes solubles tiene un efecto similar. En la cristalización del sulfato de amonio, la reducción del hierro soluble por debajo de 50 ppm de ion férrico es suficiente para cambiar significativamente el hábito del cristal de sulfato de amonio de una forma larga y estrecha a una forma relativamente gruesa y compacta. Buckley (*loc. cit.*) da una lista de los aditivos que tienen influencia sobre varios sistemas de cristalización. En la literatura se dispone de información adicional. En la tabla 19-4 aparece una lista de algunos de los más conocidos aditivos y sus efectos.

Ya que los tamaños relativos de las caras individuales de un cristal varían entre límites amplios, se deduce que caras diferentes deben tener distintas velocidades de translación. Una ley geométrica del crecimiento del cristal, conocida como **principio de traslape**, se basa en estas diferencias de velocidades: en el crecimiento de un cristal, sólo las caras que tienen las velocidades de traslación más bajas son las que sobreviven; y al disolver un cristal, sólo sobreviven las caras que tienen las velocidades de traslación más altas.

Por ejemplo, considérese la sección transversal de un cristal en crecimiento, como aparece en la figura 19-36. Los polígonos mostrados en la figura representan las etapas de variación en el crecimiento del cristal. Las caras marcadas con *A* son caras de crecimiento lento (velocidades de traslación bajas) y las caras marcadas *B* son las de crecimiento rápido (velocidades de traslación altas). Como se aprecia en la figura 19-36, las caras *B* más rápidas tienden a desaparecer a medida que se ven traslapadas por las caras *A* más lentas.

Pureza del producto Si un cristal se produce en la región del diagrama de fase, en la que se precipita la composición de un solo cristal, el cristal mismo, será puro por lo general, siempre y cuando el crecimiento sea con velocidades relativamente bajas y en condiciones constantes. En muchos productos, estas purezas se aproximan a un valor de 99.5 a 99.8%. La diferencia entre este valor y una pureza de 100% es, generalmente, el resultado de pequeñas bolsas de licor madre llamadas oclusiones atrapadas dentro del cristal. A pesar de que con frecuencia son lo suficientemente grandes para observarlas con un microscopio óptico, estas oclusiones pueden ser submicroscópicas y representan dislocaciones en la estructura interna del cristal. Las oclusiones pueden ser resultado de la frotación o rompimiento durante el proceso de crecimiento, o del deslizamiento de los planos dentro de la estructura del cristal, causado por interferencia entre las dislocaciones tipo tornillo y el resto de las caras del cristal. Para incrementar la pureza del cristal más allá del punto en que por lo general se esperan estas oclusiones (aproximadamente 0.1 a 0.5% en volumen) es necesario reducir las impurezas en el mismo licor madre, hasta un nivel aceptable para que el licor madre contenido en estas oclusiones no contengan suficientes impurezas para causar la formación de un producto impuro. Por lo general, es necesario recristalizar el material de una solución que es relativamente pura para superar este tipo de problema de pureza.

Además de las impurezas dentro de la estructura misma del cristal, existe por lo general una película de licor madre adherida a la superficie del cristal, que queda después de la separación en una centrífuga o un filtro. En forma característica, una centrífuga puede dejar aproximadamente de 2 a 10% del peso de los cristales, como licor madre adherido a la superficie. Esto varía considerablemente con el tamaño y la forma o el hábito de los cristales. Los cristales grandes y uniformes precipitados de licores madre de baja viscosidad retienen el mínimo de licor madre, en tanto que los cristales pequeños o no uniformes precipitados de soluciones viscosas retienen una proporción considerablemente mayor. Afirmaciones comparables se aplican a la filtración de los cristales a pesar de que, por lo general, las cantidades de licor madre adheridas a los cristales son considerablemente mayores. Es una práctica común, al precipitar materiales a partir de soluciones que contienen cantidades apreciables de impurezas, lavar los cristales en la centrífuga o el filtro con disolvente fresco o solución de alimentación. En principio, este lavado puede reducir sustancialmente las impurezas. También, en muchos casos, se pueden reprecipitar los cristales en disolvente fresco y recentrifugar el producto, en un esfuerzo por lograr un tiempo de residencia más largo durante la operación de lavado y mejorar el mezclado de los licores de lavado con los cristales.

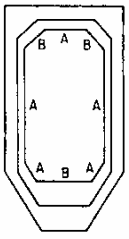


FIG. 19-36 Principio de sobreposición.

Coeficiente de variación Uno de los problemas que enfrentan el usuario o el diseñador del equipo de cristalización es la distribución esperada del tamaño de partícula y la forma para describir adecuadamente esta distribución. La mayor parte de las distribuciones de productos cristalinos, al graficarlas en papel aritmético-probabilístico son rectas en buena parte de la distribución graficada. En este tipo de gráfica, el diámetro de partícula se grafica en las ordenadas y el porcentaje acumulado en la escala logarítmica de probabilidad, es decir, las abscisas.

Es práctica común el empleo de un parámetro que caracteriza la distribución del diámetro del cristal, conocido como coeficiente de variación, que se define como sigue:

$$CV = 100\,\frac{PD_{16\%} - PD_{84\%}}{2PD_{50\%}} \tag{19-11}$$

donde CV = coeficiente de variación, en porcentaje
PD = diámetro de la partícula, que se obtiene en la intersección del eje de las ordenadas con el porcentaje indicado

Para ser congruente con el empleo normal, cuando se utiliza la distribución del diámetro de partícula, debe ser una línea recta aproximadamente entre 10 y 90% acumulativo en peso. Al proporcionar el coeficiente de variación y el diámetro medio de partícula, se obtiene una descripción de la distribución del diámetro de partícula que, por lo general, es satisfactoria para la mayor parte de las aplicaciones industriales. Si el producto se extrae de un cristalizador de suspensión mezclada, el coeficiente de variación debe tener un valor de aproximadamente 50% (Randolph y Larson, *op. cit.*, cap. 2).

Nucleación y crecimiento del cristal

Velocidad de crecimiento El crecimiento del cristal es un proceso capa por capa y, ya que el crecimiento sólo puede ocurrir en la cara del cristal, es necesario transportar material a la cara, desde la solución. Por consiguiente, debe considerarse la resistencia de difusión al desplazamiento de las moléculas (o iones) hacia la cara creciente del cristal y la resistencia a la integración de estas moléculas a la cara. Como se analizó antes, caras diferentes pueden tener velocidades de crecimiento distintas y éstas se pueden alterar en forma selectiva mediante la adición o eliminación de impurezas.

Si L es la dimensión característica de un cristal de material y forma seleccionados, la velocidad de crecimiento de una cara de cristal perpendicular a L es por definición:

$$G \equiv \lim_{\Delta L \to o} \frac{\Delta L}{\Delta t} = \frac{dL}{dt} \tag{19-12}$$

donde G representa la velocidad de crecimiento en el tiempo interno t. Se acostumbra medir G en las unidades prácticas de milímetros por

hora. Debe observar
son, en realidad, el d
La *ley delta L* McC
tró que todos los cri
terial, suspendidos e
si la velocidad de cr
La velocidad es inde
do todos los cristale
manera. Esta general
existen algunas exc
neral cuando los cris
los mismos en la sol
tanciales en el creci
Se recalca que la l
lares se da un tratam
da resultados errón
ficie alteran, en form
cara del cristal. Sin
precisa para gran nú
portante porque sim
de los cristalizadores
metro del cristal en n
Las excepciones in
McCabe han sido obs
se analizan en Cannin
Nucleación El
solución ha sido estu
sugieren que, al men
cidad de nucleación
homogénea, y 2) la
otros cristales, *b*) las
Si B^0 es el número
volumen de solución

donde B_e representa
del impulsor con lo
cristal y B_{ss} es la vel
za impulsora de s
impulsora de sobres
forma precisa; sin e
núcleo no sólo tien
verse, sino que debe
nada. El número de
de cristal ha sido es
de que resulte un n
número es muy baj
elevado o la soluci
En el equipo comer
es baja y se utiliza a
que crecen, el meca
o, en casos extremo
Con objeto de tr
como continuamen
puede correlaciona
saturación y/o la ve
cimiento es más fáci
no lineal en las regi
talización industria

donde s, la sobresat
concentración del s
ponente i y el coefic
material.
A pesar de que la
correlacionar la vel

en una centrífuga o
puede dejar aproxi-
, como licor madre
iente con el tamaño
grandes y uniformes
tienen el mínimo de
no uniformes preci-
considerablemente
iltración de los cris-
le licor madre adhe-
es. Es una práctica
ones que contienen
tales en la centrífu-
mentación. En prin-
mpurezas. También,
tales en disolvente
or lograr un tiempo
avado y mejorar el

las que enfrentan el
n es la distribución
describir adecuada-
tribuciones de pro-
-probabilístico son
En este tipo de grá-
enadas y el porcen-
bilidad, es decir, las

e caracteriza la dis-
oeficiente de varia-

(19-11)

je
e en la intersección
ntaje indicado
ido se utiliza la dis-
nea recta aproxima-
Al proporcionar el
artícula, se obtiene
partícula que, por lo
aplicaciones indus-
de suspensión mez-
le aproximadamente

ristal es un proceso
currir en la cara del
, desde la solución.
de difusión al des-
a creciente del cris-
las a la cara. Como
locidades de creci-
selectiva mediante

le material y forma
cara de cristal per-

(19-12)

el tiempo interno t.
de milímetros por

hora. Debe observarse que las velocidades de crecimiento medidas así son, en realidad, el doble de la velocidad de crecimiento de la cara.

La *ley delta L* McCabe [*Ind. Eng. Chem.*, **21**, 30, 112 (1929)] demostró que todos los cristales geométricamente similares, del mismo material, suspendidos en la misma solución crecen a la misma velocidad si la velocidad de crecimiento se define como en la ecuación (19-12). La velocidad es independiente del diámetro del cristal, siempre y cuando todos los cristales suspendidos en la solución se traten de la misma manera. Esta generalización se conoce como ley delta L. A pesar de que existen algunas excepciones bien conocidas, éstas ocurren por lo general cuando los cristales son muy grandes o cuando el movimiento de los mismos en la solución es tan rápida que se presentan cambios sustanciales en el crecimiento de las caras, limitado por la difusión.

Se recalca que la ley delta L no se aplica cuando a los cristales similares se da un tratamiento preferencial, basado en el tamaño. También da resultados erróneos cuando los defectos o dislocaciones de la superficie alteran, en forma significativa, la velocidad de crecimiento de la cara del cristal. Sin embargo, es una generalización razonablemente precisa para gran número de casos industriales. Cuando es así, es importante porque simplifica el tratamiento matemático en el modelado de los cristalizadores reales y es útil para calcular la distribución del diámetro del cristal en muchos tipos de equipo de cristalización industrial.

Las excepciones importantes al modelo de la velocidad de crecimiento de McCabe han sido observadas por Bramson, por Randolph y por Abegg. Estas se analizan en Canning y Randolph, [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **13**, 5 (1967)].

Nucleación El mecanismo de nucleación del cristal a partir de una solución ha sido estudiado por muchos científicos y los trabajos recientes sugieren que, al menos en el equipo de cristalización comercial, la velocidad de nucleación es la suma de las contribuciones de **1)** la nucleación homogénea, y **2)** la nucleación debida al contacto entre los cristales y *a)* otros cristales, *b)* las paredes del recipiente y *c)* el impulsor de la bomba. Si B^0 es el número total de cristales nuevos formados en una unidad de volumen de solución por unidad de tiempo, entonces

$$B^0 = B_n + B_s + B_c \tag{19-13}$$

donde B_c representa la velocidad de nucleación debida a los contactos del impulsor con los cristales, B_c es la debida a los contactos cristal-cristal y B_{ss} es la velocidad de nucleación homogénea debida a la fuerza impulsora de sobresaturación homogénea debida a la fuerza impulsora de sobresaturación. Este último mecanismo no se conoce en forma precisa; sin embargo, es obvio que las moléculas que forman un núcleo no sólo tienen que coagularse y resistir la tendencia a redisolverse, sino que deben orientarse también en una red cristalina determinada. El número de moléculas requeridas para formar un núcleo estable de cristal ha sido estimado entre 80 y 100 (con hielo) y la probabilidad de que resulte un núcleo estable del choque simultáneo de ese gran número es muy baja, a menos que el nivel de sobresaturación sea muy elevado o la solución esté sobresaturada, sin necesidad de agitación. En el equipo comercial de cristalización, en el que la sobresaturación es baja y se utiliza agitación para mantener en suspensión los cristales que crecen, el mecanismo predominante es la nucleación por contacto o, en casos extremos, por frotación.

Con objeto de tratar los sistemas de cristalización tanto dinámica como continuamente se ha desarrollado un modelo matemático que puede correlacionar la velocidad de nucleación con el nivel de sobresaturación y/o la velocidad de crecimiento. Ya que la velocidad de crecimiento es más fácil de determinar y como la nucleación es drásticamente no lineal en las regiones en que generalmente se encuentran en la cristalización industrial, es común suponer que

$$B^0 = ks^i \tag{19-14}$$

donde s, la sobresaturación, se define como $(C - C_s)$, en donde C es la concentración del soluto y C_s es la concentración de saturación; el exponente i y el coeficiente dimensional k son valores característicos del material.

A pesar de que la ecuación (19-14) es popular entre los que intentan correlacionar la velocidad de nucleación y la sobresaturación, recientemente se ha vuelto más común el empleo de una relación derivada entre la velocidad de nucleación y de crecimiento, al suponer que

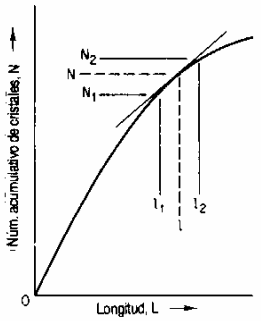


FIG. 19-37 Determinación de la densidad de población de los cristales.

$$G = k's \tag{19-15}$$

de donde, en consideración con la ecuación (19-14),

$$B^0 = k''G^i \tag{19-16}$$

donde el coeficiente dimensional K' es característico del material y las condiciones de cristalización y $k'' = k/(k')^i$. Al considerar que un modelo en el cual la nucleación depende exclusivamente de la sobresaturación o la velocidad de crecimiento es simplemente deficiente, se ha propuesto que la velocidad de nucleación por contacto es también una función exponencial de la densidad de la lechada y que

$$B^0 = k_nG^iM_T^j \tag{19-17}$$

donde M_T es la densidad de la lechada de cristales, en g/l.

A pesar de que las ecuaciones (19-16) y (19-17) han sido adoptadas por muchos investigadores por razones de conveniencia, en realidad son sobresimplificaciones de relaciones muy complejas, sugeridas por la ecuación (19-13). En la ecuación (19-17) se combinan en forma implícita y bastante arbitraria los efectos de la nucleación homogénea y los debidos a la nucleación por contacto y deben utilizarse con precaución.

En un trabajo iniciado por Clontz y McCabe [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **67**(110), 6 (1971)] y ampliado después por otros, se descubrió que la velocidad de nucleación por contacto es proporcional al suministro de energía de contacto, además de ser una función del área de contacto y la sobresaturación. Esta observación es importante para el escalamiento de los cristalizadores: a escala de laboratorio, el nivel de energía de contacto es relativamente bajo y la nucleación homogénea puede contribuir, en forma significativa, a la velocidad total de nucleación. Por otra parte, en el equipo comercial, el suministro de energía de contacto es elevado y, por lo tanto, el mecanismo predominante es la nucleación por contacto. En consecuencia, el escalamiento del modelo de un cristalizador debe incluir sus características mecánicas, así como la fuerza de impulso fisicoquímico.

Nucleación y crecimiento De lo anterior se deduce que ningún análisis de un sistema de cristalización puede ser verdaderamente útil a menos que se consideren los efectos simultáneos de las velocidades de nucleación y crecimiento, así como los balances de calor y materia. El tratamiento más amplio de este tema lo desarrollaron Randolph y Larson *(op. cit.)*, quienes crearon un modelo matemático para los cristalizadores continuos del tipo de suspensión mezclada o magma en circulación [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**, 639 (1962)] y posteriormente examinaron las variaciones de este modelo, que incluían todas las aberraciones descubiertas en el equipo comercial. Randolph y Larson demostraron que cuando el número total de cristales en un volumen dado de suspensión se grafica en función de la longitud característica, como se aprecia en la figura 19-37, la pendiente de la línea se identifica como la densidad de la población de cristales, n:

TABLA 19-5 Ecuaciones comunes para los cálculos del balance de población

Nombre	Símbolo	Unidades	Sistemas sin eliminación de finos	Sistemas con eliminación de finos: Corriente de finos	Sistemas con eliminación de finos: Corriente del producto	Referencias
Tiempo de retención	t	h	$t = V/Q$	$t_F = V^{2\alpha_F/\alpha_F}/Q_F$	$t = V/Q$	
Velocidad de crecimiento	G	mm/h	$G = dL/dt$	$G = dL/dt$	$G = dL/dt$	
Coeficiente de volumen	K_v	1/núm. de cristales	$k = \frac{\text{volumen de un cristal}}{L^3}$	$k = \frac{\text{volumen de un cristal}}{L^3}$	$k = \frac{\text{volumen de un cristal}}{L^3}$	
Densidad de población	n	Núm. de cristales/mm	$n = dN/dL$	$n = dN/dL$	$n = dN/dL$	1
Densidad de los núcleos de población	n^i	Núm. de cristales/mm	$n^o = K_M M^i G^{i-1}$			2
Densidad de población	n	Núm. de cristales/mm	$n = n^o e^{-L/Gt}$	$n_F = n^o e^{-L/Gt_F}$	$n = n^{o-L_e/Gt_F} e^{-L/Gt}$	1,3
Velocidad de nucleación	B_0	Núm. de cristales/h	$B_0 = Gn^o = K_M M^j G^t$	$B_0 = G_n^o$		4
Longitud adimensional	x	Ninguna	$x = \frac{L}{Gt}$	$x_F = \frac{L}{Gt_F}, L_0 \to L_f$	$x = \frac{L}{Gt}, L_f \to L$	1
Masa/unidad de volumen (densidad del precipitado)	M_1	g/L	$M_1 = K_v\rho \int_0^\infty nL^3\,dL$ $M_1 = K_v\rho 6\, n^o (Gt)^4$	$M_{T_F} = K_v\rho \int_0^{L_f} n^o e^{-L/Gt_F} L^3 dL$	$M_T = K_v\rho \int_{L_f}^\infty n^o e^{-L/Gt_F} e^{-L/Gt} L^3 dL$	1
$\frac{\text{masa acumulativa de } x}{\text{masa total}}$	W_x	Ninguna	$W_x = 1 - e^{-x}\left(\frac{x^3}{6} + \frac{x^2}{2} + x + 1\right)$	$W_F = \frac{e^{-x}(x^3 + 3x^2 + 6x + 6) - 6}{e^{-xC}(x_c^3 + 3x_c^2 + 6x_c + 6) - 6}$	$W = \frac{6K_v\rho n^o e^{-L_e/Gt_F}(Gt)^4\left[1 - e^{-x}\left(\frac{x^3}{6} + \frac{x^2}{2} + x + 1\right)\right]}{\text{densidad del precipitado } M, g/L}$ cuando $L_c \approx 0$, comparado con L_a	5
Partícula predominante	L_d	mm	$l_d = 3Gt$			
Partícula promedio, peso	L_a	nn	$l_a = 3.67\ Gt$			6
Número total de cristales	N_T	No./L	$N_T = \int_0^\infty n\,dl$	$N_F = \int_0^{L_f} n_F dL$	$N_T = \int_{L_f}^\infty n\,dL$	1,3

1. Randolph y Larson, *Am. Inst. Chem. J.*, **8**, 639 (1962).
2. Timm y Larson, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **14**, 452 (1968).
3. Larson, comunicación privada.
4. Larson, Timm y Wolff, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **14**, 448 (1968).
5. Larson y Randolph, *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **65**(95), 1 (1969)
6. Schoen, *Ind. Eng. Chem.*, **53**, 607 (1961).

$$n = \lim_{\Delta L \to o} \frac{\Delta N}{\Delta L} = \frac{dN}{dL} \tag{19-18}$$

donde N = número total de cristales hasta el tamaño L por unidad de volumen de magma. Por consiguiente, la densidad de la población definida es útil, porque caracteriza el comportamiento de la nucleación y el crecimiento de un proceso o cristalizador particular.

Los datos para obtener una gráfica como la que aparece en la figura 19-37 se obtienen fácilmente a partir de un análisis de malla del contenido total de cristales, en un volumen conocido (p. ej., 1 litro de agua) de magma. El análisis se hace con un conjunto cercanamente espaciado de mallas de prueba, como el listado en la tabla 21-6, y el número acumulativo de partículas menores de cada malla en el nido, se grafica contra la dimensión de la abertura de esa malla. La fracción retenida en cada malla se pesa y la masa se convierte en el número equivalente de partículas al dividir entre la masa calculada de una partícula cuyas dimensiones sean la media aritmética de los diámetros de la malla en la cual están retenidas y de la malla inmediatamente arriba de ésta.

En la práctica industrial, la curva de distribución vs. tamaño no se suele construir. En su lugar, se determina en forma directa, como $\Delta N/\Delta L$, Δ el valor medio de la densidad de la población para cualquier fracción de malla de interés (esencialmente, la densidad de población de la partícula de dimensiones promedio es esa fracción). ΔN es el número de partículas retenidas en la malla y ΔL es la diferencia entre los diámetros de la malla de retención y su predecesora inmediata. Por lo general, se utilizan para n las unidades de $(\text{mm}\cdot\text{L})^{-1}$.

Para un cristalizador de régimen permanente que recibe una alimentación libre de sólidos y contiene una suspensión bien mezclada de cristales que experimentan un rompimiento despreciable, el balance de material se convierte en un balance de la partícula (el balance general de población de Randolph y Larson) que, a su vez, se simplificaa:

$$dn/dL + n/Gt = 0 \tag{19-19}$$

si se aplica la ley delta L (es decir, G es independiente de L) y el tiempo de retención se supone que no varía y se calcula como $t = V/Q$. Al integrar entre los límites de n^0, la densidad de población del núcleo (para el que se supuso que $L = 0$) y n, de cualquier tamaño seleccionado del cristal L la ecuación (19-19) se transforma en

$$\int_{n^0}^{n} \frac{dn}{n} = -\int_{0}^{L} \frac{dL}{Gt} \tag{19-20}$$

$$\ln n = \frac{-L}{Gt} + \ln n^0 \tag{19-21a}$$

o

$$n = n^0 e^{-L/Gt} \tag{19-21b}$$

Una gráfica de ln n contra L es una línea recta, cuya intersección está en ln n^0 y cuya pendiente es $-1/Gt$. (Para gráficas en papel logarítmico base 10 se debe hacer la corrección adecuada de la pendiente.) Por consiguiente, para una muestra dada de producto, la densidad de cuya lechada y tiempo de retención son conocidos, se puede obtener la velocidad de nucleación y crecimiento para las condiciones de la prueba si la muestra satisface las suposiciones de la derivación y da por resultado una línea recta. En la tabla 19-5 se resumen varias relaciones derivadas que describen la velocidad de nucleación, la distribución del tamaño de partícula y las propiedades promedio.

Si *no* se obtiene una línea recta (Fig. 19-38), al menos parte de la explicación infringe la ley delta L (Canning y Randolph, *loc. cit.*). La mejor teoría actual sobre lo que causa el crecimiento dependiente del

TABLA 19-6 Velocidades de crecimiento y ecuaciones cinéticas para algunos productos industriales cristalizados*

Material cristalizado	G, m/s × 10^8	Intervalo de t, h	Intervalo de M_T, g/L	Temperatura, °C	Escala†	Ecuación cinética para B^0, no./(L · s)	Referencias
Sulfato de amonio	1.67	3.83	150	70	P	$B^0 = 6.62 \times 10^{-25}\, G^{0.82}\, p^{-0.92}\, m_2^{8.05}$	Bennett y Wolf, American Institute of Chemical Engineers, SFC, 1979
Sulfato de amonio	0.20	0.25	38	18	B	$B^0 = 2.94(10^{10}) G^{1.03}$	Larsen y Mullen, *J. Cryst. Growth*, **20**, 183 (1973)
Sulfato de amonio	.....	0.20	.....	34	B	$B^0 = 6.14(10^{-11})\, S_R^{7.84}\, M_T^{0.96} G^{1.22}$	Youngquist y Randolph, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **18**, 421 (1972)
Acido cítrico	1.1-3.7	.....	.....	16-24	B	$B^0 = 1.09(10^{10}) m_4^{0.084} G^{0.84}$	Sikdar y Randolph, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **22**, 110 (1976)
Sulfato de magnesio	3.0-7.0	.....	.....	25	B	$B^0 = 9.65(10^{12}) M_T^{0.67}\, G^{1.24}$	Sikdar y Randolph, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **22**, 110 (1976)
Cloruro de potasio	2-12	.....	200	32	P	$B^0 = 7.12(10^{39}) M_T^{0.14}\, G^{4.99}$	Randolph *et al.*, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **23**, 500 (1977)
Dicromato de potasio	1.2-9.1	0.25-1	14-42	.....	B	$B^0 = 7.33(10^4) M_T^{0.6}\, G^{0.5}$	Desari *et al.*, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **20**, 43 (1974)
Dicromato de potasio	2.6-10	0.15-0.5	20-100	26-40	B	$B^0 = 1.59(10^{-3}) S_R^3 M_T G^{0.45}$	Janse, Ph.D. thesis, Delft Technical University, 1977
Nitrato de potasio	8-13	0.25-0.50	10-40	20	B	$B^0 = 3.85(10^{16}) M_T^{0.5}\, G^{2.06}$	Juzaszek y Larson, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **23**, 460 (1977)
Sulfato de potasio		0.03-0.17	1-7	30	B	$B^0 = 2.62(10^3) S_R^{2.5} M_T^{0.5} G^{0.54}$	Randolph y Sikdar, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **15**, 64 (1976).
Cloruro de potasio	3.3	1-2	100	37	B	$B^0 = 5.16(10^{22}) M_T^{0.91}\, G^{2.77}$	Randolph *et al.*, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **20**, 496 (1981)
Cloruro de sodio	4-13	0.2-1	25-200	50	B	$B^0 = 1.92(10^{10}) S_R^2 M_T G^2$	Asselbergs, Ph.D. thesis, Delft Technical University, 1978
Cloruro de sodio	0.5	1-2.5	70-190	72	P	$B^0 = 1.47(10^6) \left(\frac{I^2}{P}\right) m_4^{0.84}\, G^{0.98}$	Bennett *et al.*, *Chem. Eng. Prog.*, **69**(7), 86 (1973)
Urea	0.4-4.2	2.5-6.8	350-510	55	P	$B^0 = 5.48(10^{-1})\, M_T^{-3.87} G^{-1.66}$	Bennett y Van Buren, *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **95**(7), 65 (1973)
Urea	.....	.....	.....	3-16	B	$B^0 = 1.49(10^{-31})\, S_R^{9.3}\, M_T^{1.07}\, G^{-3.54}$	Lodaya *et al.*, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **16**, 294 (1977)

*Los datos adicionales de muchos componentes se encuentran en Garside y Shah [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **19**, 509 (1980)].
†B = escala de laboratorio; P = planta piloto.

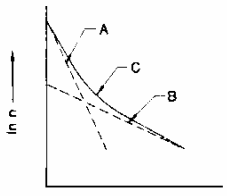


FIG. 19-38 Densidad de la población de cristales, resultado del comportamiento de Bujacian.

tamaño sugiere lo que se conoce como dispersión del crecimiento o el "comportamiento de Bujacian" [Mullen (ed), *op. cit.*, p. 23]. En el mismo medio, cristales diferentes del mismo tamaño pueden crecer con velocidades distintas debido a diferencias de dislocaciones u otros efectos de superficie. Las gráficas de los que se desarrollan "lentamente" (Fig. 19-38, curva *A*) y de los cristales que se desarrollan "rápidamente" (curva *B*) suman una línea resultante (curva *C*), cóncava hacia arriba, que está descrita por la ecuación (19-22) (Randolph en deJong y Jancic, *op. cit.*, p. 295):

$$n = \sum \frac{B^0_i}{G_i} e^{(-L/Gt)} \qquad (19\text{-}22)$$

La ecuación (19-19) no contiene información sobre el efecto del cristalizador en la velocidad de nucleación. Si el cristalizador es del tipo de suspensión mezclada con eliminación del producto mezclado (MSMPR), satisface el criterio de la ecuación (19-19) y es válido el modelo de Clontz y McCabe, la contribución a la velocidad de nucleación debida a la bomba de circulación se puede calcular por medio de la ecuación (19-23) [Bennet, Fiedelman y Randolph, *Chem. Eng. Prog.*, **69**(7), 86 (1973)]:

$$B_e = K_e \left(\frac{l^2}{P}\right) \rho G \int_0^\infty nL^4 dL \qquad (19\text{-}23)$$

donde l = velocidad de la punta del propulsor o impulsor, m/s
ρ = densidad del cristal, g/cm^3
P = volumen del cristalizador/velocidad de circulación (volteo), m^3/(m^3/s) = s

Ya que el término de la integral es del cuarto momento de la distribución (m_4), la ecuación (19-23) se transforma en

$$B_e = K_e \rho G \left(\frac{l^2}{P}\right) m_4 \qquad (19\text{-}24)$$

La ecuación (19-24) es la expresión general para la nucleación inducida por el impulsor. En un sistema de geometría determinada, en el que sólo cambia la velocidad de la bomba de circulación y en el que el flujo es aproximadamente proporcional a la velocidad de bombeo, la ecuación (19-24) se puede reemplazar en forma satisfactoria por

$$B_e = K''_e \rho G (S_R)^3 m_4 \qquad (19\text{-}25)$$

donde S_R = velocidad de rotación del impulsor, rpm. Esta ecuación no se aplica a algunos sistemas en los que el esfuerzo máximo del impacto del impulsor sobre el cristal es una función no lineal de la energía cinética.

En el caso específico de una distribución exponencial de los cristalizadores MSMPR, el cuarto momento de la distribución se puede calcular como:

$$m_4 = 4! n^0 (Gt)^5 \qquad (19\text{-}26)$$

La sustitución de esta expresión en la ecuación (19-24) da por resultado:

$$B_e = kn^0 G (S_R)^3 L_D^5 \qquad (19\text{-}27)$$

donde $L_D = 3Gt$, el tamaño del cristal (modalidad) dominante.

En la ecuación (19-27) se muestran los factores de concurrencia, que estabilizan la nucleación secundaria en un cristalizador en operación cuando la nucleación se debe básicamente al contacto del impulsor y el cristal. Todo aumento en el diámetro de partícula produce un incremento a la quinta potencia de la velocidad de nucleación, que tiende a oponerse a la dirección del cambio y, por consiguiente, estabiliza la distribución del tamaño del cristal. Desde un punto de vista exclusivamente dimensional, el tamaño producido en un cristalizador de mezclado para una velocidad de nucleación (determinada), varía en función de $(B^0)^{1/3}$. En consecuencia, esta respuesta de quinto orden de la nucleación por contacto no perturba en forma considerable la distribución del tamaño del cristal, sino que actúa como un efecto retroalimentador de estabilización.

La nucleación debida al contacto cristal con cristal es mayor para energías iguales de impacto que el contacto cristal con metal. Sin embargo, el arrastre viscoso del líquido sobre los diámetros de partícula que normalmente se encuentran, limita la velocidad del impacto a valores extremadamente bajos. Esta suposición, que establece que sólo los tamaños más grandes de cristales que contribuyen en forma significativa a la velocidad de nucleación por contacto del cristal con cristal, permite un cálculo sencillo de la velocidad:

$$B_c = K_c \rho G m_j^2 \qquad (19\text{-}28)$$

donde m_j = al cuarto, quinto, sexto o más momentos de la distribución.

Se han investigado varios sistemas diferentes de cristalización en los que se utiliza la técnica de Randolph y Larson y en la tabla 19-6 aparecen algunas de las velocidades publicadas de nucleación y crecimiento. A pesar de que la utilidad de estos datos está limitada a las condiciones de prueba, la tabla proporciona un intervalo de valores que son de esperarse y permite la resolución de la información obtenida por análisis simple de malla para obtener los factores fundamentales de las velocidades de crecimiento y nucleación. En consecuencia, se pueden realizar experimentos para determinar los efectos independientes de operación y diseño del equipo sobre estos parámetros.

A pesar de que este procedimiento requiere cálculos laboriosos por el número de muestras que normalmente se necesitan, estos cálculos y la determinación del mejor ajuste a la línea recta de los datos se pueden programar fácilmente en las computadoras digitales.

Ejemplo 3 Calcúlese la densidad de población y las velocidades de crecimiento y nucleación para una muestra de cristales de urea respecto a los cuales se dispone de la siguiente información. Estos datos son de Bennett y Van Buren [*Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **65**(95), 44 (1969)].

Densidad del precipitado = 450 g/L
Densidad del cristal = 1.335 g/cm^3
Tiempo de residencia t = 3.38 h
Factor de forma k_v = 1.00
Tamaño del producto:

−14 malla, + 20 malla	4.4 %
−20 malla, + 28 malla	14.4 %
−28 malla, + 35 malla	24.2 %
−35 malla, + 48 malla	31.6 %
−48 malla, + 65 malla	15.5 %
−65 malla, + 100 malla	7.4 %
−100 malla	2.5 %

n = número de partículas por litro de volumen
Malla 14 = 1.168 mm, malla 20 = 0.833 mm, abertura promedio = 1.00 mm
Tamaño del claro = 0.335 mm = ΔL

$$n_{20} = \frac{(450\text{g/L})(0.044)}{(1.335/1000)\text{g/mm}^3(1.00^3\text{mm}^3/\text{partícula})(0.335\text{mm})(1.0)}$$

n_{20} = 44,270
ln n_{20} = 10,698

Al repetir para cada incremento de la malla:

Diámetro de la malla

100
65
48
35
28
20

Al graficar el ln n contra
línea recta cuya intersecc
una pendiente de −9.127.
velocidad de crecimiento
pendie
o
y B_0
y L_a
Una verificación adic
medio de la relación
$M_T = 6k_v\rho n$
$M_T = (6)(1.$
$M_T = 455$ g
Si sólo se hubiera co
tamaño de los sólidos se
W_f
donde W_f es la fracción e

Diámetro de la malla	L_i, mm	
20	0.833	7.
28	.589	5.
35	.417	3.
48	.295	2.
65	.208	1.
100	.147	1.

*Los valores de W_f e
de Wick.

Obsérvese que la dist
valores medidos, debido
y el coeficiente teórico d
Con base en las dife
construir una tabla de va

Muestra No.	
191	
192	
193	
194	

Como se muestra en l
trazada a través de estos

la cantidad $(i-1) = -4.4$
$n^0 = K_n M^{j}$
y $B_0 = K_n M^{j}$
Aquí se puede apreci
ciente de la velocidad d

Diámetro de la malla	Peso, %	k_v	ln n	L, diámetro promedio, mm
100	7.4	1.0	18.099	0.178
65	15.5	1.0	17.452	0.251
48	31.6	1.0	16.778	0.356
35	24.2	1.0	15.131	0.503
28	14.4	1.0	13.224	0.711
20	4.4	1.0	10.698	1.000

Al graficar el ln n contra L, como se muestra en la figura 19-39, se obtiene una línea recta cuya intersección con longitud igual a cero tiene un valor de 19.781 y una pendiente de –9.127. Como se mencionó al analizar la ecuación (19-12), la velocidad de crecimiento se puede calcular mediante

$$\text{pendiente} = -1/Gt \text{ o } -9.127 = -1/[G(3.38)]$$

o $$G = 0.0324 \text{ mm/h}$$

y $$B_0 = Gn^0 = (0.0324)(e^{19.781}) = 12.65 \times 10^6 \frac{n^0}{\text{L} \cdot \text{h}}$$

y $$L_a = 3.67(0.0324)(3.38) = 0.40 \text{ mm}$$

Una verificación adicional de la precisión de los datos se puede obtener por medio de la relación

$$M_T = 6k_v\rho n^0(Gt)^4 = 450 \text{ g/L}$$

$$M_T = (6)(1.0)\frac{1.335 \text{ g/cm}^3}{1000 \text{ mm}^3/\text{cm}^3} e^{19.78}[(0.0324)(3.38)]^4$$

$$M_T = 455 \text{ g/L} \approx 450 \text{ g/L}$$

Si sólo se hubiera conocido la velocidad de crecimiento, la distribución del tamaño de los sólidos se puede calcular con base en la ecuación:

$$W_f = 1 - e^{-x}\left(\frac{x^3}{6} + \frac{x^2}{2} + x + 1\right)$$

donde W_f es la fracción en peso, hasta el tamaño L y $x = L/Gt$.

$$x = \frac{L}{(0.0324)(3.38)} = \frac{L}{0.1095}$$

Diámetro de la malla	L, mm	x	Wf*	% acumulativo, retenido 100 $(1 - Wf)$	Acumulativo medido, % retenido
20	0.833	7.70	0.944	5.6	4.4
28	.589	5.38	.784	21.6	18.8
35	.417	3.80	.526	47.4	43.0
48	.295	2.70	.286	71.4	74.6
65	.208	1.90	.125	87.5	90.1
100	.147	1.34	.048	95.2	97.5

*Los valores de W_f en función de x se pueden obtener de la tabla de funciones de Wick.

Obsérvese que la distribución calculada muestra algunas desviaciones de los valores medidos, debido a que existen pequeñas diferencias entre la muestra real y el coeficiente teórico de variación (p. ej., 47.5 contra 52%).

Con base en las diferentes muestras tomadas en el mismo equipo se puede construir una tabla de valores diferentes:

Muestra No.	ln n^0	G	ln G
191	18.81	0.0330	–3.41
192	19.78	.0324	–3.43
193	18.70	.0317	–3.45
194	20.51	.0200	–3.91

Como se muestra en la gráfica de la figura 19-40, la pendiente de la mejor línea trazada a través de estos puntos es –4.45. Con base en la ecuación

$$n^0 = K_m M^j G^{j-1}$$

la cantidad $(j - 1) = -4.45$, o $j = -3.45$; por consiguiente,

$n^0 = K_m M^j G^{-4.45}$ (densidad del núcleo de población)

y $B_0 = K_m M^j G^{-3.45}$ (velocidad de nucleación)

Aquí se puede apreciar que la velocidad de nucleación es una función decreciente de la velocidad de crecimiento (y la sobresaturación). Se supone que la

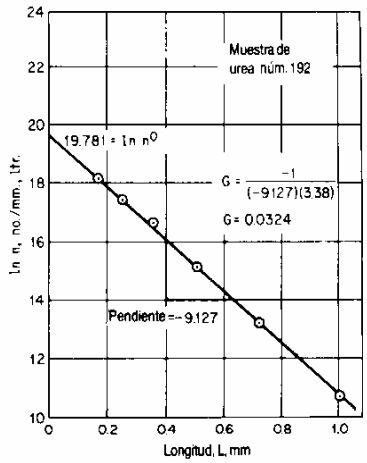


FIG. 19-39 Gráfica de la densidad de población para el ejemplo 3.

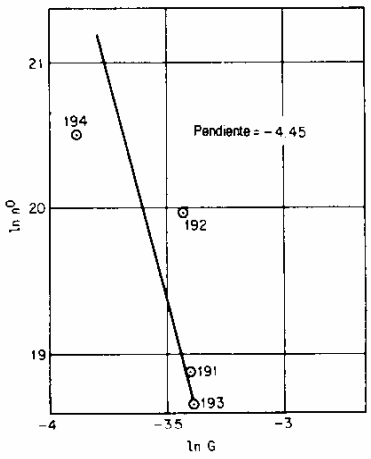


FIG. 19-40 Velocidad de crecimiento contra velocidad de nucleación, ejemplo 3.

explicación física es la influencia mecánica del cristalizador en la suspensión en crecimiento y/o el efecto del comportamiento de Bujacian.

Si se dispone de datos suficientes que indiquen un cambio en n^0, para los diferentes valores de M, a G constante, una gráfica del ln n^0 contra el ln M, a los valores de G que corresponden, permite la determinación de la potencia j.

Cristalizadores con eliminación de finos En el ejemplo 3, el producto se obtuvo en un cristalizador con circulación forzada del tipo MSMPR. En muchos casos, el producto obtenido en estos equipos es demasiado pequeño para su empleo comercial. Por consiguiente, se agrega una placa desviadora, dentro del cristalizador, para eliminar el material indeseable de cristales finos contenido en el magma y, en consecuencia, controlar la densidad de población en el equipo, de tal manera que se obtenga un producto con cristales más gruesos. De realizarse lo antes mencionado, la muestra del producto colocada en una gráfica del ln n contra L da por resultado la línea P, como se mues-

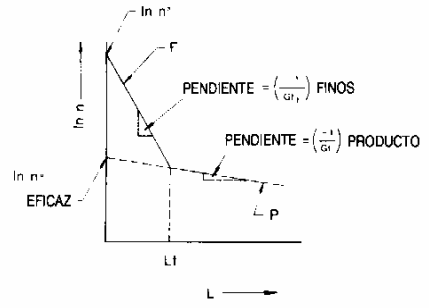


FIG. 19-41 Gráfica del ln n contra L, para un cristalizador con eliminación de finos.

tra en la figura 19-41. La línea con pendiente más inclinada, línea F, representa la distribución del tamaño de partícula del material fino y las muestras que siguen esta distribución se pueden tomar del líquido que sale de la placa desviadora de separación de finos. Los cristales del producto tienen una pendiente de menor valor y, en forma característica, debería haber una cantidad mínima o ninguna de material más pequeño que L_f, es decir, el tamaño mínimo de separación para el cual fue diseñada la placa desviadora. La velocidad eficaz de nucleación para el producto es la intersección de la extensión de la línea P con el tamaño cero.

Mientras que la partícula mayor separada por la placa de desviación de finos es pequeña, comparada con el tamaño medio de partícula de producto, la semilla para el producto puede ser considerada como la distribución del tamaño de partícula correspondiente al material fino y cuyo tamaño varía de cero a L_f, el tamaño máximo separado por la placa desviadora.

El producto extraído del cristalizador se caracteriza por la integral de la distribución, desde el tamaño L_f hasta infinito:

$$M_T = k_\omega \rho \int_{L_f}^{\infty} n^0 \exp(-L_f/Gt_f) \exp(L/GT)\, L^3 dL \qquad (19\text{-}29)$$

El resultado de la integral de esta ecuación aparece en la tabla 19-5.

Para un conjunto determinado de suposiciones se pueden calcular las curvas características del producto procedente del cristalizador cuando éste se opera a varios niveles de eliminación de finos, caracterizados por L_f. Lo anterior se ha realizado en un cristalizador de sulfato de amonio, como el que aparece en la figura 19-42. También se muestra en esa figura la distribución real del diámetro que se obtuvo. Al calcular las distribuciones teóricas de diámetros de acuerdo con la ecuación (19-29) se supuso que la velocidad de crecimiento es constante cuando, de hecho, los valores más grandes de L_f interactúan con la fuerza de impulso del sistema para incrementar la velocidad de crecimiento y la de nucleación. Sin embargo, en la figura 19-42 se muestra claramente el resultado empírico de la operación de dicho equipo, que demuestra que la variable más significativa en el cambio de la distribución del tamaño de partícula del producto es el tamaño eliminado por la placa desviadora. Por el contrario, los cambios en el tiempo de retención para un tamaño determinado de partícula de eliminación L_f dan por resultado un cambio relativamente pequeño en la distribución del tamaño del producto.

Está implícito que al incrementarse el valor de L_f se aumentará la sobresaturación y la velocidad de crecimiento hasta niveles en los que la nucleación homogénea de masa puede ocurrir, lo que da por resultado perturbaciones periódicas del sistema o recirculación [Randolph, Beer y Keener, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **19**, 1140 (1973)]. La ocurrencia real de esto fue demostrada experimentalmente por Randolph, Beckman y Kraljevich [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **23**, 500 (1977)], y la posibilidad de controlar en forma dinámica este fenómeno mediante la regulación del sistema de destrucción de finos fue demostrada por Beckman y Randolph [*Ibid.*, 1977]. En la patente U.S. 4 263 010 se describe el control dinámico de un cristalizador con placa desviadora de destrucción de finos y equipo de detección de partículas finas, en el que se utiliza un instrumento de dispersión de luz (lasser), para la medición del tamaño de partícula.

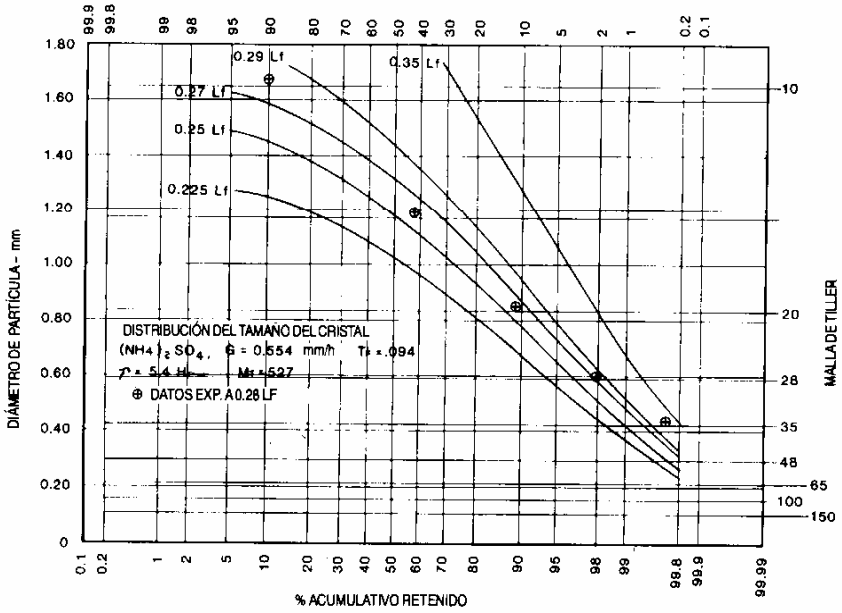


FIG. 19-42 Distribución calculada del tamaño del producto, para la operación de un cristalizador con diferentes tamaños de separación de los cristales finos.

EQUIPOS PARA CR

El hecho de que se le
cristalizador depende
para determinar su tan
de sales, la clasificac
liberación de vapor. E
ños se realiza normalr
ra la cristalización
requieren para obtene
go, en su aspecto exteri
poradores se vieron en

En el análisis siguie
cado de acuerdo al me
Esta técnica reduce el
ga aquellas que atañen

Cristalizadores de tos combinados Est
de magma circulante,
actualidad. En la mayo
la uniformidad de la su
po del cristalizador es
[ecuaciones (19-19) a
racterísticas y variedad
que funciona a la capa
por lo común la vapor

Aunque existen tip
res de suspensión mix
la mayoría de los usu
la vaporización de di
dial para esta prefere
crítica de sobresatura
llición-gas, evitando
pueden formar en un

Cristalizador de ev
19-43 se muestra este
bombea a través de un
de calor de coraza y t
(3 a 10°F). Puesto qu
los materiales de solu
ción en los tubos. El
una línea de recircula
ratura localmente, cer
ción en la superficie d
y la vaporización para
la sobresaturación qu
de remolino de los cr
por la tubería de circu
lación, el tamaño del
circulación son conoc
tados predecibles. Be
55(3), 65 (1959); *Che*
presentan un análisis
tipos de equipos.

Si el cristalizador
enfriamiento adiabáti
to, se omitirá el eleme
de circulación, después
temente por debajo de
rización instantánea d

Cristalizador coni
tra en la figura 19-4
cristalizador que apa
entrada de recirculac
diseña de tal modo q
llega en forma unifor
Las precipitaciones q
ran a la salida del pro

$T) L^3 dL$ (19-29)

ce en la tabla 19-5.
s se pueden calcular
nte del cristalizador
ión de finos, caracte-
istalizador de sulfato
2. También se mues-
o que se obtuvo. Al
s de acuerdo con la
crecimiento es cons-
de L_f interactúan con
r la velocidad de cre-
gura 19-42 se muestra
de dicho equipo, que
l cambio de la distri-
el tamaño eliminado
ibios en el tiempo de
ala de eliminación L_f
ño en la distribución

le L_f se aumentará la
sta niveles en los que
lo que da por resulta-
culación [Randolph,
(1973)]. La ocurren-
ente por Randolph,
23, 500 (1977)], y la
nómeno mediante la
fue demostrada por
te U.S. 4 263 010 se
con placa desviadora
partículas finas, en el
(lasser), para la me-

10

20

28

35

48

65

100

150

años

MALLADE TILLER

EQUIPOS PARA CRISTALIZACIÓN

El hecho de que se le dé a un recipiente el nombre de evaporador o cristalizador depende primordialmente de los criterios utilizados para determinar su tamaño. En un evaporador del tipo de exclusión de sales, la clasificación por tamaños se hace sobre la base de la liberación de vapor. En un cristalizador, la clasificación por tamaños se realiza normalmente sobre la base del volumen necesario para la cristalización o de las características especiales que se requieren para obtener tamaños apropiados de productos. Sin embargo, en su aspecto exterior, los recipientes pueden ser idénticos. Los evaporadores se vieron en la sección 11.

En el análisis siguiente, el equipo para cristalización ha sido clasificado de acuerdo al medio de suspensión del producto en crecimiento. Esta técnica reduce el número de clasificaciones importantes y segrega aquellas que atañen a la ecuación (19-19).

Cristalizadores de suspensión mezclada y de retiro de productos combinados Este tipo de equipo, llamado a veces cristalizador de magma circulante, es el más importante de los que se utilizan en la actualidad. En la mayor parte de los equipos comerciales de este tipo, la uniformidad de la suspensión de los sólidos del producto en el cuerpo del cristalizador es suficiente para que se pueda aplicar la teoría [ecuaciones (19-19) a (19-21*b*)]. Aun cuando se incluyen ciertas características y variedades diferentes en esta clasificación, el equipo que funciona a la capacidad más elevada es del tipo en que se produce por lo común la vaporización de un disolvente, casi siempre agua.

Aunque existen tipos de enfriamiento superficial de cristalizadores de suspensión mixta y retiro de productos mezclados (MSMPR); la mayoría de los usuarios prefieren los cristalizadores que emplean la vaporización de disolventes o de refrigerantes. La razón primordial para esta preferencia es que el calor transferido durante la etapa crítica de sobresaturación pasa por una superficie de líquido en ebullición-gas, evitando la sedimentación molesta de sólidos que se pueden formar en una superficie metálica de transferencia de calor.

Cristalizador de evaporación de circulación forzada En la figura 19-43 se muestra este cristalizador. La lechada que sale del cuerpo se bombea a través de una tubería de circulación y por un intercambiador de calor de coraza y tubo, donde su temperatura se eleva de 2 a 6°C (3 a 10°F). Puesto que este calentamiento se realiza sin vaporización, los materiales de solubilidad normal no deberán producir sedimentación en los tubos. El licor calentado, que regresa al cuerpo mediante una línea de recirculación, se mezcla con la lechada y eleva su temperatura localmente, cerca del punto de entrada, lo que provoca la ebullición en la superficie del líquido. Durante el enfriamiento subsiguiente y la vaporización para alcanzar el equilibrio entre el líquido y el vapor, la sobresaturación que se crea provoca sedimentaciones en el cuerpo de remolino de los cristales suspendidos, hasta que vuelven a alejarse por la tubería de circulación. La cantidad y la velocidad de la recirculación, el tamaño del cuerpo y el tipo y la velocidad de la bomba de circulación son conceptos críticos de diseño, para poder obtener resultados predecibles. Bennett, Newman y Van Buren [*Chem. Eng. Prog.*, **55**(3), 65 (1959): *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **65**(95), 34, 44 (1969)] presentan un análisis adicional de los parámetros que afectan a estos tipos de equipos.

Si el cristalizador no es del tipo de evaporación y depende sólo del *enfriamiento adiabático de evaporación* para lograr un buen rendimiento, se omitirá el elemento calentador. La alimentación se admite a la línea de circulación, después de retirar la lechada, en un punto situado suficientemente por debajo de la superficie libre del líquido, para evitar la vaporización instantánea durante el proceso de mezclado.

Cristalizador coni-esférico de magma Este cristalizador se muestra en la figura 19-44. Aunque se trata del mismo tipo básico que el cristalizador que aparece en la figura 19-43, esta unidad emplea una entrada de recirculación radial en vez de tangencial. La entrada *LI* se diseña de tal modo que favorezca la distribución de la solución que llega en forma uniforme, a través de la superficie líquida del recipiente. Las precipitaciones de cristales durante la acción de ebullición se retiran a la salida del producto *P* y el licor sale por el orificio *LO* detrás del desviador, en la porción inferior de la coniesfera. Como se muestra, este recipiente funcionará a la densidad de la lechada natural o por debajo de ella, debido a la acción del asentador cónico situado bajo la salida de la lechada de recirculación *LO*.

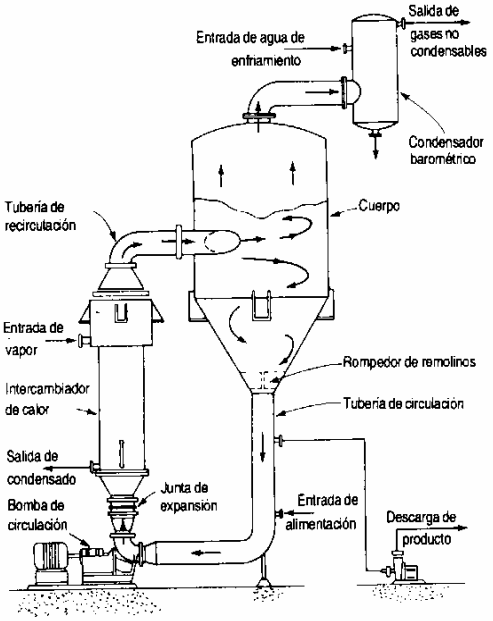


FIG. 19-43 Cristalizador de circulación forzada (de evaporación). (*Swenson Division, Whiting Corp.*)

El tamaño del material cristalino producido en los cristalizadores de circulación forzada varía con los parámetros operacionales y las características de los materiales que se manejan. Con cloruro de sodio, urea, ácido cítrico y muchos otros productos químicos similares, tanto inorgánicos como orgánicos, el producto cristalino se encuentra en la gama de malla 20 a 150.

Cristalizador evaporador de desviador y tubo de extracción (DTB) Puesto que la circulación mecánica influye considerablemente en el nivel de nucleación dentro del cristalizador, se han desarrollado muchos diseños que utilizan circuladores situados dentro del cuerpo del cristalizador, reduciendo en esa forma la carga de bombeo que se ejerce sobre el circulador. Esta técnica reduce el consumo de potencia y la velocidad de punta del circulador y, por ende, la rapidez de nucleación. Un ejemplo típico es el del cristalizador evaporador de desviador y tubo de extracción (DTB) (Swenson Div., Whiting Corp.), que se muestra en la figura 19-45. La suspensión de los cristales de productos se mantiene mediante una hélice grande y de movimiento lento, rodeada por un tubo de extracción dentro del cuerpo. La hélice dirige la lechada hacia la superficie del líquido, para evitar que los sólidos pongan en cortocircuito la zona de sobresaturación más intensa. La lechada enfriada regresa al fondo del recipiente y vuelve a recircular a través de la hélice. En esta última, la solución calentada se mezcla con la lechada de recirculación.

El diseño de la figura 19-45 contiene una característica de destrucción de partículas finas que comprende la zona de asentamiento que rodea al cuerpo del cristalizador, la bomba de circulación y el elemento calentador. Este último proporciona suficiente calor para satisfacer los requisitos de evaporación y elevan la temperatura de la solución retirada del asentador, con el fin de destruir todas las partículas cristalinas pequeñas que se retiran. Los cristales gruesos se separan de las partículas finas en la zona de asentamiento por

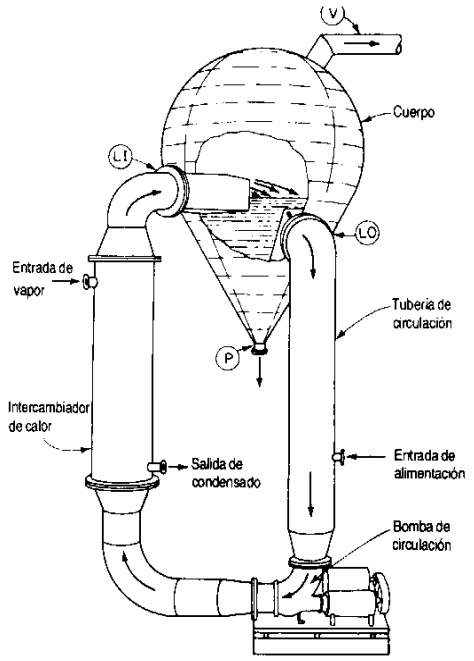


FIG. 19-44 Cristalizador cónico-esférico de magma.

sedimentación gravitacional y, por consiguiente, esta característica de destrucción de partículas finas sólo es aplicable a sistemas en los cuales hay una diferencia sustancial de densidad entre los cristales y el licor madre.

Este tipo de equipo se puede utilizar también para aplicaciones en las cuales el único calor retirado es el que se requiere para el enfriamiento adiabático de la solución de alimentación de entrada. Al hacer esto, si se debe utilizar la característica de destrucción de partículas finas, es preciso retirar una corriente de líquido de la zona de asentamiento del cristalizador y separar o destruir los cristales finos por algún medio que no sea la de adición de calor, por ejemplo, dilución o espesamiento y separación física.

En algunas aplicaciones de la cristalización es conveniente incrementar el contenido de sólidos de la lechada dentro del cuerpo, por encima de la consistencia natural, que es la desarrollada por el enfriamiento en equilibrio de la solución de alimentación de entrada a la temperatura final. Esto se puede hacer al retirar una corriente de licor madre de la zona del desviador, espesando en esa forma la lechada dentro de la zona de crecimiento del cristalizador. Este licor madre se encuentra también disponible para el retiro de cristales finos para el control de tamaño del producto.

Cristalizador de tubo de extracción (DT) Este cristalizador se puede emplear en sistemas en que no se desea ni se necesita la destrucción de las partículas finas. En esos casos se omite el desviador y se determina el tamaño del circulador interno para que tenga una influencia mínima de nucleación sobre la suspensión.

En los cristalizadores DTB y DT, la velocidad de circulación que se alcanza suele ser mucho mayor que la que se obtiene en un cristalizador similar de circulación forzada. Por tanto, el equipo se aplica cuando sea necesario hacer circular grandes cantidades de lechada, para minimizar los niveles de sobresaturación dentro del equipo. En general, este método se requiere para tener ciclos operacionales prolongados con materiales capaces de crecer en las paredes del cristalizador.

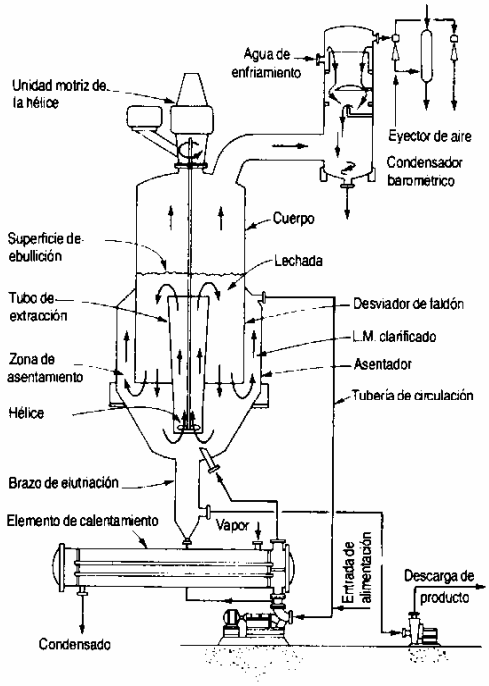


FIG. 19-45 Cristalizador de desviador y tubo de extracción (DTB). (*Swenson Division Whiting Corp.*)

Los diseños de tubo de extracción y desviador y tubo de extracción se utilizan comúnmente para la producción de materiales granulares, como sulfato de amonio, cloruro de potasio, hiposulfito fotográfico y otros cristales inorgánicos y orgánicos para los que se requieren productos en la gama de malla 8 a la 30.

Cristalizadores de enfriamiento superficial Para algunos materiales, como el clorato de sodio, es posible utilizar un intercambiador

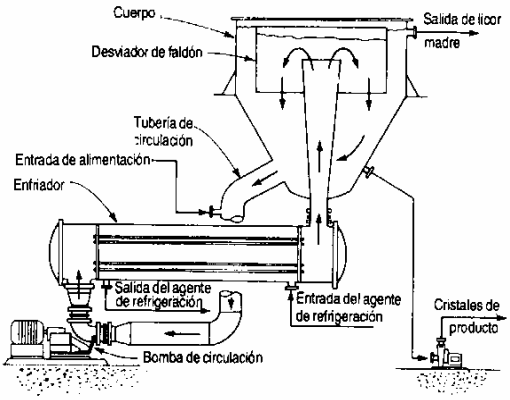


FIG. 19-46 Cristalizador de circulación forzada, con desviadores y enfriamiento superficial. (*Swenson Division, Whiting Corp.*)

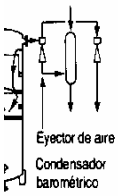
de tubo y coraza de ci
un cuerpo de cristaliz
la figura 19-46. Es pre
cia de temperatura ent
los tubos del intercam
flujo de la lechada de
índole que el volumen
decir que puede haber
a la turbulencia y que
da por la reducción de
cambiador. Evidente
sistema de cristalizaci
este tipo y sus parám
bidas de la nucleació

El empleo del desv
talizador a una consi
naturalmente median
la temperatura inicia
desviador permite tar
tículas finas.

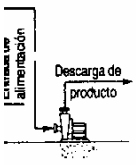
En el caso de la ma
equipos produce cris
basa en las velocidad
ción que se requiere

Cristalizador de r
aplicaciones, como l
necesario llegar a ter
to mediante el emple
ca. En esos sistemas,
enfriamiento superfic
ra es tan baja (menos
se hace excesiva o p
mecánica aplicada p
dad de eliminación

FIG. 19-47 Cristaliz
(*Swenson Division, Wh*



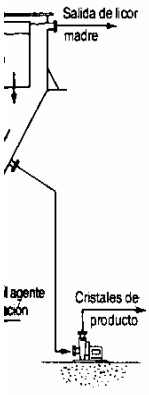
Desviador de faldón
L.M. clarificado
Asentador
Tubería de circulación



ción (DTB). (*Swenson*

ubo de extracción se
iales granulares, co-
sulfito fotográfico y
ue se requieren pro-

Para algunos mate-
r un intercambiador



desviadores y enfria-

de tubo y coraza de circulación forzada, en combinación directa con un cuerpo de cristalizador de tubo de extracción, como se muestra en la figura 19-46. Es preciso prestar una atención cuidadosa a la diferencia de temperatura entre el medio enfriador y la lechada que circula por los tubos del intercambiador. Además, la trayectoria y la velocidad de flujo de la lechada dentro del cuerpo del cristalizador deben ser de tal índole que el volumen contenido en el cuerpo sea "activo". Esto quiere decir que puede haber cristales suspendidos dentro del cuerpo debido a la turbulencia y que son eficaces para aliviar la sobresaturación creada por la reducción de temperatura de la lechada, al pasar por el intercambiador. Evidentemente, la bomba de circulación es parte del sistema de cristalización y es preciso prestar una atención cuidadosa a este tipo y sus parámetros operacionales para evitar influencias indebidas de la nucleación.

El empleo del desviador interno permite el funcionamiento del cristalizador a una consistencia de lechada distinta de la que se obtiene naturalmente mediante el enfriamiento de la alimentación a partir de la temperatura inicial hasta la temperatura final del licor madre. El desviador permite también la eliminación y la destrucción de las partículas finas.

En el caso de la mayoría de los materiales inorgánicos, este tipo de equipos produce cristales en la gama de malla 30 a 100. El diseño se basa en las velocidades admisibles de intercambio de calor y la retención que se requiere para el crecimiento de los cristales de producto.

Cristalizador de refrigeración de contacto directo Para algunas aplicaciones, como la obtención de hielo a partir del agua de mar, es necesario llegar a temperaturas tan bajas que hagan que el enfriamiento mediante el empleo de refrigerantes sea la única solución económica. En esos sistemas, a veces no resulta práctico emplear equipos de enfriamiento superficial, porque la diferencia admisible de temperatura es tan baja (menos de 3°C), que la superficie de intercambio de calor se hace excesiva o porque la viscosidad es tan elevada que la energía mecánica aplicada por el sistema de circulación requiere una velocidad de eliminación de calor mayor que el que se puede obtener con diferencias razonables de temperatura. En esos sistemas, es conveniente mezclar el refrigerante con la lechada que se enfría en el cristalizador, como se muestra en la figura 19-47, de modo que el calor de vaporización del refrigerante enfríe la lechada por contacto directo. La aplicación adecuada de esos sistemas requiere que el refrigerante sea relativamente inmiscible con el licor madre y capaz de sufrir separación, compresión, condensación y un reciclaje subsiguiente en el sistema de cristalización. Las presiones operacionales y las temperaturas escogidas tienen una influencia importante sobre el consumo de potencia.

Esta técnica resultó muy adecuada para reducir los problemas que se asocian con la acumulación de sólidos sobre una superficie de enfriamiento. El empleo de la refrigeración de contacto directo reduce también las necesidades generales de energía del proceso, puesto que en un proceso de refrigeración que incluye dos fluidos se requiere una diferencia mayor de temperaturas, sobre una base general, cuando el refrigerante debe enfriar primeramente alguna solución intermedia, como la salmuera de cloruro de calcio, y esa solución, a su vez, enfría al licor madre en el cristalizador.

Los equipos de este tipo han funcionado adecuadamente a temperaturas tan bajas como –59°C (–75°F).

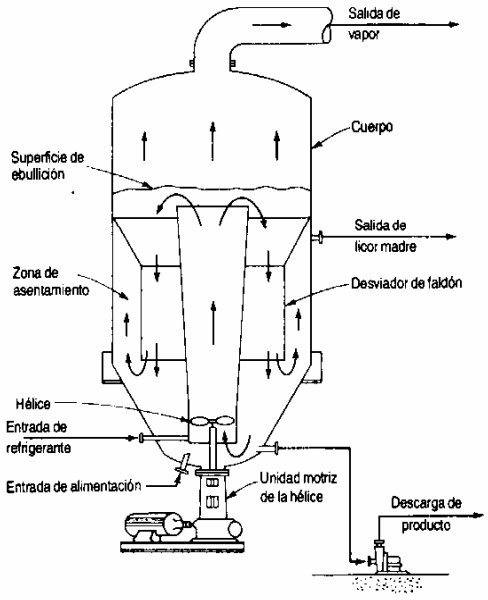


FIG. 19-47 Cristalizador por refrigeración de contacto directo (tipo DTB) (*Swenson Division, Whiting Corp.*)

Cristalizadores del tipo reacción En las reacciones químicas en las que el producto terminal es un material en la fase sólida, como, por ejemplo, un cristal o un sólido amorfo, se puede utilizar el equipo descrito en las subsecciones precedentes o el mostrado en la figura 19-47. Al mezclar los reactivos en una corriente con gran circulación de licor madre, que contiene los sólidos en suspensión de la fase de equilibrio, se puede minimizar la fuerza impulsora creada durante la reacción y extraer el calor de reacción mediante la evaporación de un disolvente, que por lo general es agua. Dependiendo del tamaño final de partícula requerido, es posible incorporar una placa desviadora de destrucción de finos, como la mostrada en la figura 19-47 y aprovechar el control del diámetro de partícula que proporciona esta técnica. En el caso de la cristalización del sulfato de amonio a partir de amoniaco gaseoso y ácido sulfúrico concentrado, es necesario evaporar el agua para eliminar el calor de reacción y el agua así eliminada se puede reinyectar después de la condensación a la corriente de destrucción de finos, para obtener una alta capacidad de disolución.

Otros ejemplos de esta técnica son la absorción de CO_2 y la neutralización de ácido sulfúrico para precipitar el sulfato de calcio dihidratado (yeso)

Cristalizadores de suspensión mezclada y retiro de productos clasificados Muchos de los cristalizadores que se acaban de describir se pueden diseñar para la descarga de productos clasificados. La clasificación del producto se hace normalmente por medio de un brazo de elutriación suspendido bajo el cuerpo de cristalización, como se muestra en la figura 19-45. La introducción de licor madre clarificado a la porción inferior del brazo fluidifica las partículas antes de la descarga y regresa selectivamente los cristales más finos al cuerpo para un crecimiento adicional. Por lo común, se produce una distribución relativamente amplia de materiales, a menos que el brazo sea extremadamente largo. Las condiciones de entrada en el brazo son determinantes para lograr una acción clasificadora o lavadora óptima.

Si se agrega un brazo de elutriación u otro dispositivo para la clasificación del producto a un cristalizador del tipo MSMPR, la gráfica de la densidad de población contra L está deformada en la región de los tamaños más grandes. Además, la incorporación de un brazo de elutriación desestabiliza la distribución del tamaño del cristal y en ciertas condiciones puede llevar a la recirculación interna. El tratamiento teórico tanto del modelo del cristalizador como de las relaciones de recirculación interna fue analizado por Randolph, Beer y Keener (*loc. cit.*). Aunque esa característica se pueda incluir en muchos tipos de máquinas de suspensión mezclada o clasificada, se utiliza en forma más común en los cristalizadores de evaporación de circulación forzada y los DTB.

Cristalizador de suspensión clasificada Este equipo se conoce también como **cristalizador Oslo** o **de crecimiento** y se caracteriza por la producción de la sobresaturación en una corriente circulante de licor. La sobresaturación se desarrolla en una parte

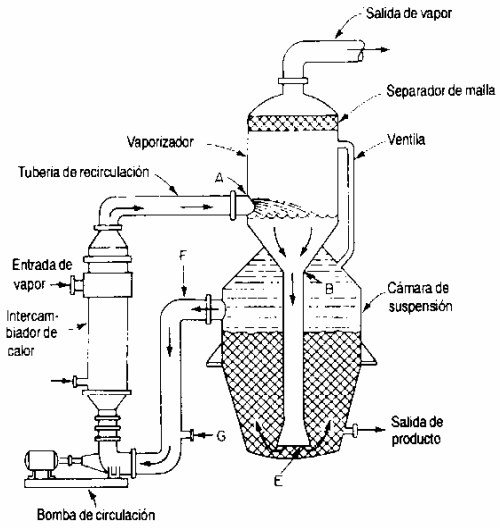


FIG. 19-48 Cristalizador de evaporación Oslo. (*Unitech Division, Union Tank Car Co.*)

del sistema mediante el enfriamiento por evaporación o en un intercambiador de calor, y se reacondiciona haciendo pasar el licor por un lecho fluidizado de cristales. El lecho puede estar en un tanque simple o en un recipiente más elaborado, dispuesto para obtener una clasificación pronunciada de los tamaños de los cristales. De manera ideal, este equipo funciona dentro del campo metaestable de sobresaturación que descubrieron Miers e Isaac (*J. Chem. Soc.*, **1906**, 413).

En el **cristalizador de evaporación** de la figura 19-48, la solución que sale de la cámara de vaporización en *B* está ligeramente sobresaturada dentro de la zona metaestable, de modo que no se forman nuevos núcleos. El licor que entra en contacto con el lecho en *E* reacondiciona su sobresaturación en los cristales en crecimiento y sale por la tubería

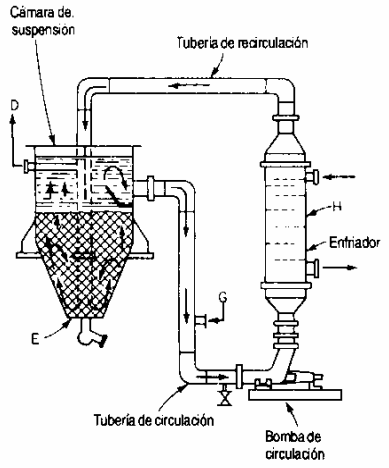


FIG. 19-49 Cristalizador de enfriamiento superficial Oslo. (*Unitech Division, Union Tank Car Co.*)

de circulación *F*. En una cristalización de tipo de enfriamiento, la alimentación caliente se introduce en *G* y el licor mezclado se vaporiza cuando llega a la cámara de vaporización en *A*. Si se requiere una evaporación mayor para producir la fuerza impulsora, se instala un intercambiador de calor entre la bomba de circulación y la cámara de vaporización, para proporcionar el calor necesario para la velocidad de vaporización que se requiere.

La transferencia de licor sobresaturado desde el vaporizador (punto *B*, Fig. 19-48) hace que, con frecuencia, se acumule sal en las turbinas y se reduzca el ciclo operacional de los equipos de este tipo. La rapidez de acumulación se puede reducir al hacer circular una suspensión delgada de sólidos por la cámara de vaporización; sin embargo, la presencia de esos pequeños cristales de simiente tiende a reducir la sobresaturación que se desarrolla en el vaporizador, haciendo disminuir en esa forma la eficacia del sistema de recirculación.

Un **cristalizador Oslo de enfriamiento superficial** se muestra en la figura 19-49. La sobresaturación se desarrolla en el licor que circula mediante la congelación en el enfriador *H*. Este licor sobresaturado se pone en contacto con la suspensión de cristales en la cámara de suspensión situada en *E*. En la parte superior de la cámara de suspensión se puede retirar una corriente de licor madre *D*, que se utiliza para retirar y destruir partículas finas. Esta misma característica se puede agregar a cualquiera de los tipos de equipos. Los cristales finos retirados de la parte superior de la suspensión se destruyen, reduciendo de ese modo el número total de cristales que hay en el sistema e incrementando el tamaño de las partículas de los cristales restantes del producto.

Cristalizador de superficie raspada Para aplicaciones en escala relativamente pequeña, se han desarrollado muchos diseños de cristalizadores que emplean el intercambio directo de calor entre la lechada y una camisa o una pared doble que contiene un medio enfriador. La superficie de transferencia de calor se raspa o agita de tal modo que no se pueden acumular sedimentos. El cristalizador de superficie raspada proporciona un método eficaz y poco costoso para producir lechadas en equipos que no requieren de instalación costosa o estructuras de soporte.

Cristalizador de superficie raspada y tubería doble Este tipo de equipo consiste en un intercambiador de calor de tubería doble con un agitador interno equipado con raspadores de resorte, que mojan la superficie de la pared interior del tubo. El líquido enfriador pasa entre las tuberías y el anillo se dimensiona de tal modo que puedan existir velocidades razonables del lado del casco. Los raspadores evitan la acumulación de sólidos y mantienen un buen coeficiente de película de transferencia de calor. El equipo puede funcionar en forma continua o por lotes de recirculación.

Esas unidades se suelen construir en longitudes de unos 12 m (40 ft). Se pueden disponer en serie o en paralelo para obtener las velocidades necesarias del líquido para las diversas capacidades. Se ha informado de coeficientes de transferencia de calor en el intervalo 170 a 850 W/(m^2·K) [30 a 150 Btu/(h·ft^2·°F)] a diferenciales de temperatura de 17°C (30°F) y mayores [Garret y Rosenbaum, *Chem. Eng.*, **65**(16), 127 (1958)]. Los equipos de este tipo se venden en el mercado con el nombre de **Votator** o **cristalizador Armstrong.**

Cristalización en tanques

Cristalizador de tanque estático La práctica común en las plantas de capacidad muy pequeña que manejan soluciones concentradas y materiales de solubilidad normal consiste en bombear la solución caliente de alimentación a un tanque no agitado y permitir que se produzca el enfriamiento por convección natural e irradiación o por enfriamiento superficial a través de serpentines en el tanque o una camisa situada al exterior del tanque. A veces, se suspenden varillas o alambres en el tanque para proporcionar centros para la cristalización. Se puede utilizar aislamiento en el tanque para reducir la velocidad de enfriamiento en la primera parte del ciclo y evitar la formación de una cantidad excesiva de núcleos.

Aunque el equipo necesario para ese sistema es poco costoso y sencillo, su funcionamiento no tiene nada de simple. La nucleación es

difícil de controlar o pr
siderablemente en un
de aire. Por la falta de
del sistema causada p
saturación se elevan
la formación de cristal
des considerables de
observar la formació
también "lodo", que
madamente finos.

El retiro de los cris
ta costoso, puesto qu
de las paredes del tan
licor. A veces se inse
los que se pueden for
final del lote, los serp
hacer con mayor com

En la actualidad, es
ciones especializadas
ponjas sintéticas o pa
subdesarrolladas, don
bajo.

Cristalizador de ta
na y un sistema de en
considerablemente la
lleva a un sistema de
tación suficiente para
de incrementar la nucl
cristalización y dura
mulación mecánica
contacto: aunque se u
este tipo de equipo ti
producción a velocid
ductos químicos fino
ción que impide una
de materiales cristali
la agitación vigorosa
elimina. Para una ca
debe templar median
temperaturas a través
tible. Para los materia
cristalizador y las su
raturas debe estar en
una limitación impo
coeficiente general d
valo de 285 a 1135 W

La aplicación de in
cristalizadores de tan
tedora. Se instalan ha
tos, y el movimient
sistema provoca el
transferencia de calo
mas se encuentran e
W/(m^2·K) [20 a 65 B

INFORMACIÓN R CRISTALIZADOR

Debe disponerse de
ducto, las propiedad
requeridos de constr
cación a un cristaliz
do. ¿Es la materia
anhidro? ¿Cuál es la
ventes considerados
ra? ¿Están en solu
producto a cristaliza
la concentración ha

difícil de controlar o predecir y la velocidad de enfriamiento varía considerablemente en un tanque abierto, según la humedad y la velocidad de aire. Por la falta de agitación, hay sólo una circulación lenta dentro del sistema causada por diferencias de densidad y los niveles de sobresaturación se elevan normalmente a valores muy altos. El resultado es la formación de cristales dendríticos y cristales que contienen cantidades considerables de oclusiones del licor madre. También es común observar la formación de cristales singulares muy grandes, así como también "lodo", que consiste en grandes cantidades de cristales extremadamente finos.

El retiro de los cristales requiere casi siempre mucho tiempo y resulta costoso, puesto que se deben desprender los depósitos de cristales de las paredes del tanque y sacarse con palas, después del drenaje del licor. A veces se insertan serpentines de enfriamiento de platos sobre los que se pueden formar costras pesadas de materiales cristalinos. Al final del lote, los serpentines se retiran mediante una grúa, para poder hacer con mayor comodidad la tarea de descargar los cristales.

En la actualidad, esos sistemas se utilizan sólo para algunas aplicaciones especializadas, como la producción de sal de Glauber para esponjas sintéticas o para operaciones en escala muy pequeña o en áreas subdesarrolladas, donde el costo de la mano de obra es extremadamente bajo.

Cristalizador de tanque agitado La adición de una hélice o turbina y un sistema de enfriamiento (camisa o serpentines) hará aumentar considerablemente la capacidad de un cristalizador de tanque, pero lleva a un sistema de cristalización sustancialmente diferente. La agitación suficiente para suspender los cristales introduce la posibilidad de incrementar la nucleación cuando la solución llega a su punto inicial de cristalización y durante el proceso de enfriamiento a partir de la estimulación mecánica de la solución sobresaturada y la nucleación de contacto: aunque se utiliza en forma más amplia que el tanque estático, este tipo de equipo tiene capacidades limitadas y se aplica sólo para la producción a velocidades relativamente bajas de artículos como productos químicos finos y algunos productos farmacéuticos. La limitación que impide una aplicación más amplia suele ser la acumulación de materiales cristalizados en los serpentines de enfriamiento. Aunque la agitación vigorosa tiende a reducir esta tendencia, por lo común no la elimina. Para una capacidad máxima de producción, el enfriador se debe templar mediante la recirculación, de modo que la diferencia de temperaturas a través del serpentín sea tan pequeña como resulte factible. Para los materiales que se adhieren con facilidad a las paredes del cristalizador y las superficies de enfriamiento, la diferencia de temperaturas debe estar en el intervalo de 3 a 6°C (5 a 10°F), lo que impone una limitación importante a la capacidad del equipo. En general, el coeficiente general de transferencia de calor se encontrará en el intervalo de 285 a 1135 W/(m^2·K) [50 a 200 Btu/(h·ft^2·°F)].

La aplicación de **intercambiadores de calor de tubo de teflón** a los cristalizadores de tanque del tipo de enfriamiento parece muy prometedora. Se instalan haces de tubos de teflón, de modo que queden sueltos, y el movimiento de los tubos debido a la agitación dentro del sistema provoca el desincrustamiento continuo de la superficie de transferencia de calor. Los coeficientes de transferencia en esos sistemas se encuentran en la gama de 115 (orgánicos) a 370 (inorgánicos) W/(m^2·K) [20 a 65 Btu/(h·ft^2·°F)].

INFORMACIÓN REQUERIDA PARA ESPECIFICAR UN CRISTALIZADOR

Debe disponerse de la siguiente información relacionada con el producto, las propiedades de la solución de alimentación y los materiales requeridos de construcción antes de evaluar en forma adecuada la aplicación a un cristalizador e identificar las opciones del equipo apropiado. ¿Es la materia cristalina producida un hidrato o un material anhidro? ¿Cuál es la solubilidad del compuesto en agua u otros disolventes considerados y cómo cambia esta solubilidad con la temperatura? ¿Están en solución otros compuestos que coprecipitan con el producto a cristalizar, o bien, permanecen en solución incrementando la concentración hasta que ocurre un cambio en la fase del producto? ¿Cuál es el efecto de las impurezas en solución sobre el hábito del cristal y las velocidades de crecimiento y nucleación? ¿Cuáles son las propiedades físicas de la solución y su tendencia a formar espuma? ¿Cuál es el calor de cristalización del producto cristalino? ¿Cuál es la velocidad de producción y cuál es la base sobre la que se calcula esta velocidad de producción? ¿Cuál es la tendencia del material a crecer sobre las paredes del cristalizador? ¿Qué materiales de construcción se pueden utilizar en contacto con la solución a diferentes temperaturas? ¿Qué instalaciones están disponibles en la ubicación del cristalizador y cuáles son los costos asociados con el empleo de estas instalaciones? ¿Debe mezclarse el producto final con otros materiales o sólidos cristalinos? ¿Cuál es el tamaño y la forma del producto requeridos para cubrir estos requerimientos? ¿Cómo puede separarse el material cristalino del licor madre y secarse? ¿Existen requerimientos de temperatura o lavado que deben cubrirse? ¿Cómo pueden manejarse estos sólidos o mezcla de sólidos y qué se requiere para su almacenamiento sin que se rompan o formen tortas?

Otra consideración básica es si la cristalización se lleva a cabo mejor en una forma intermitente o continua. La tendencia actual en la mayor parte de las plantas de procesamiento es utilizar un equipo continuo, siempre que sea posible. Este equipo permite el ajuste de las variables de operación hasta un grado relativamente fino, con objeto de lograr los mejores resultados en términos del consumo de energía y las características del producto. Además, reduce la mano de obra y da por resultado una demanda continua de la planta que minimiza el tamaño de las calderas, torres de enfriamiento e instalaciones de generación de potencia. También se reduce la inversión de capital requerida en el cristalizador y en las instalaciones para el almacenamiento de la alimentación y del licor del producto.

Los materiales que tienden a crecer fácilmente sobre las paredes del cristalizador requieren un lavado periódico y, en consecuencia, lo que de otra manera hubiera sido una operación continua se ve interrumpida una o dos veces a la semana para la eliminación de estos depósitos. Los efectos que esta contingencia puede tener sobre el equipo de procesamiento que sigue al cristalizador deben considerarse cuidadosamente.

El manejo intermitente de los materiales cristalinos húmedos o semisecos es considerablemente más difícil que el almacenamiento y manejo de los materiales cristalinos secos. Una operación por lotes o intermitente sólo tiene aplicación económica en una escala relativamente pequeña o cuando las temperaturas o las características del producto requieren precauciones poco comunes.

OPERACIÓN DEL CRISTALIZADOR

El crecimiento de cristales es un proceso de capa por capa y el tiempo de retención que se requiere en la mayor parte de los equipos comerciales para producir cristales de los tamaños que se desean normalmente es del orden de 2 a 6 h. Por otra parte, la nucleación en una solución sobresaturada se puede generar en una fracción de segundo. La influencia de cualquier perturbación en las condiciones operacionales, en lo que se refiere a los núcleos producidos en exceso, es de muy corto plazo en comparación con el periodo total de crecimiento del producto retirado del cristalizador. En un sentido práctico, esto quiere decir que la constancia de la operación es mucho más importante en el equipo de cristalización que en muchos otros tipos de equipos de procesamiento.

Se puede esperar que transcurran de cuatro a seis periodos de retención antes que se amortigüen los efectos de una perturbación. Así, pues, el periodo de recuperación puede durar de ocho a 36 horas.

La rapidez de formación de núcleos que se requiere para sostener un tamaño dado de producto disminuye exponencialmente con el incremento de tamaño del producto. Aunque, cuando se producen cristales en la gama de malla 100 a 50, el sistema puede reaccionar con rapidez, la respuesta del sistema al generar cristales grandes en la gama de tamaños de malla 14, es muy lenta. Esto se debe a que una libra simple de cristales de simiente de malla 150 es suficiente para proporcionar el número total de partículas en una tonelada de cristales de producto de malla 14. En cualquier sistema que produzca cristales relativamente

grandes se debe controlar cuidadosamente la nucleación con respecto a todas las fuentes internas y externas. Es preciso prestar una atención particular para evitar que los cristales de simiente entren con la corriente de llegada de la alimentación o regresen al cristalizador con las corrientes de reciclaje del licor madre que sale del filtro o la centrífuga.

La experiencia ha demostrado que, en cualquier cuerpo dado que funcione a una velocidad de producción determinada, el control de la densidad de magma (lechada) es importante para controlar el tamaño de los cristales. Aun cuando, en algunos sistemas, un cambio en la densidad de la lechada no da como resultado un cambio en la velocidad de nucleación, el caso más general es que un incremento en la densidad de magma hace aumentar el tamaño del producto mediante la reducción de la nucleación y un tiempo mayor de retención de los cristales en el lecho de crecimiento. La reducción en la sobresaturación con tiempos más prolongados de retención junto con la distancia menor entre los cristales en crecimiento, que reduce la fuerza impulsora necesaria para transportar el material de la fase líquida a los sólidos en crecimiento (**efecto de propincuidad**), parece ser la causante de los productos mayores.

Una reducción de la densidad de la lechada hará aumentar en general la nucleación y reducirá el tamaño de las partículas. Esta técnica tiene la desventaja de que la formación de cristales en la superficie del equipo aumenta, debido a que las densidades más bajas de la lechada crean niveles más altos de sobresaturación dentro del equipo, sobre todo en la superficie de ebullición crítica en un cristalizador del tipo de vaporización.

Los niveles elevados de sobresaturación en la superficie del líquido o las paredes del tubo, en un cristalizador de enfriamiento superficial, son la causa predominante de la formación de sales en las paredes. Aun cuando hay algunos tipos de cristalizadores que pueden funcionar durante varios meses en forma continua, cuando se cristaliza KCl o $(NH_4)_2SO_4$, la mayor parte de las máquinas tienen ciclos operacionales mucho más cortos. En segundo lugar, sólo para controlar el tamaño de las partículas, la extensión de los ciclos de operación es el problema operacional más difícil de resolver en la mayor parte de las instalaciones.

En el cristalizador del tipo de circulación forzada (Fig. 19-43), el control primario sobre el tamaño de partículas lo ejerce el diseñador al escoger el sistema de circulación y el volumen del cuerpo. Desde el punto de vista operacional, se puede hacer muy poco para una unidad existente aparte de proporcionar semillas externas, clasificar los cristales de descarga o controlar la densidad de la lechada. De todos modos, las máquinas de este tipo se controlan con frecuencia en forma cuidadosa mediante esas técnicas y producen una distribución predecible y conveniente de tamaños de productos.

Cuando no se pueden hacer crecer los cristales suficientemente grandes en el equipo de circulación forzada para satisfacer los requisitos de tamaño de los productos, es común emplear uno de los diseños que permiten ejercer cierta influencia sobre la densidad de la población de los cristales más finos. En el diseño DTB (Fig. 19-45) esto se logra regulando el flujo en la tubería de circulación para retirar una porción de las partículas finas en el cuerpo en la cantidad de, aproximadamente, 0.05 a 0.5% por volumen sedimentado. La cantidad exacta de sólidos depende del tamaño de los cristales de producto y la capacidad del sistema de disolución de partículas finas. Si la máquina no funciona de modo estable, esta cantidad de sólidos aparecerá y, luego, desaparecerá, indicando cambios en el índice de nucleación dentro del circuito. En la operación de estado estacionario, la cantidad de sólidos de sobreflujo permanecerá relativamente constante, de modo que aparecerán algunos sólidos en todo momento. En el caso de que la densidad de la lechada de cristales de producto que circula dentro de la máquina se eleve a un valor más alto que el de, aproximadamente, 50% del volumen sedimentado, aparecerán grandes cantidades de cristales del producto en el sistema de sobreflujo impidiendo que funcione el equipo de destrucción de partículas finas. Una velocidad demasiado alta de circulación a través de la trampa para partículas finas producirá el mismo resultado. El flujo demasiado bajo a través del circuito de partículas finas retirará una cantidad insuficiente de partículas y dará como resultado cristales de tamaños menores como producto. Para que el funcionamiento sea eficiente, un cristalizador del tipo que emplea técnicas de destrucción de partículas finas requiere un control más elaborado que la operación de un equipo más simple de circulación forzada.

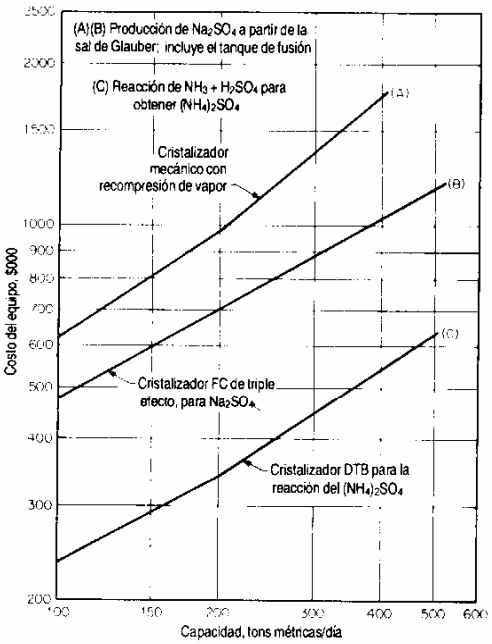


FIG. 19-50 Costos del equipo, punto LAB de fabricación para los sistemas característicos de cristalización. Los costos son para el cristalizador y sus accesorios, e incluyen el equipo de vacío. (*Datos proporcionados por Swenson Division, Whiting Corporation, válidos a partir de agosto de 1983.*)

El cristalizador de clasificación (Fig. 19-48) requiere aproximadamente el mismo control de la corriente de retiro de partículas finas y, además, el control del flujo de fluidificación que hace circular la bomba principal. Este flujo se debe ajustar para alcanzar el grado adecuado de fluidificación en la cámara de suspensión y esta cantidad de flujo varía al hacerlo el tamaño de los cristales entre la operación inicial y la normal. Al igual que en el caso de la máquina de desviador y tubo de extracción, se requiere una competencia mucho más alta para manejar estos equipos que la necesaria para los tipos de circulación forzada.

Aun cuando la mayor parte de los diseños industriales que se utilizan en la actualidad se construyen con el fin de reducir los problemas debidos a la nucleación en exceso, en algunos sistemas de cristalización es cierto que se produce una deficiencia de cristales de simiente y los cristales del producto son mayores que lo que se requiere o desea. En esos sistemas, la nucleación se puede incrementar aumentando el estímulo mecánico creado por los dispositivos de circulación o la implantación de semillas mediante la adición de cristales finos de alguna fuente externa

COSTOS DEL CRISTALIZADOR

Puesto que los cristalizadores pueden tener gran variedad de accesorios, muchas capacidades, materiales de construcción y diseños, es muy difícil presentar un cuadro preciso de los costos para cualquiera de ellos, con excepción de algunos tipos específicos de equipos que cristalizan compuestos específicos. Esto se muestra en la figura 19-50, en la que aparecen los precios del equipo para la cristalización de dos

compuestos diferente
de los compuestos se
cristalizador. Los cost
po y los accesorios, lo
la planta y del proceso
trumentación y la ma
son aproximadamente

REFERENCIAS GENERALE
sorbent Resins", paper pr
Society, Minneapolis, Ag
change, Academic, New
Plenum, New York, 1968
CRC Press, Boca Raton,
(1967). Gilwood, *Chem. I*
Eng. Prog. Symp. Ser., Si
llurgy of Uranium, Colo
Michalson y Reents, *Pro*
1967. Nachod y Schubert,
Nordell, *Water Treatmen*
1961. Roberts, *Developm*
Applications, Oak Ridge
y Reents, *Proc. Am. Pow*
change, *Kirk-Othmer En*
1981, p. 678. Wirth, *Proc*

Las operaciones que i
entre un líquido y la su
tante de purificación
separación de solutos
raciones: 1) intercam
retenidos en un adsor
adsorbente con la car
de la misma carga, y 2
se ven atraídas hacia s
bente microcristalino
tud de la acción de fu
que se efectúan esas
embargo, debido a las
aplicaciones, se verán

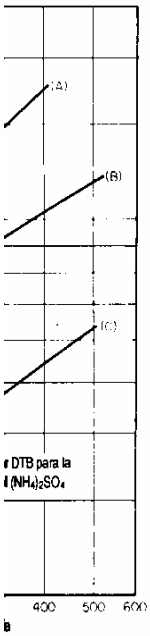
OPERACIONES DI

Diseño general I
lechos fijos, columna
llama continuas) y un
más comunes. Consist

TABLA 19-7 Dat

Tipo de resina
Cationes de ácidos débiles
Cationes de ácidos fuertes
Aniones de bases débiles e intermedias
Aniones de bases fuertes
Mezcla de cationes y aniones fuertes (mezcla químicamente

*Estas cifras representan l
en general, un poco más baja
†Para convertir en la capa
‡Para convertir en libras d



DTB para la
$(NH_4)_2SO_4$

cación para los sistemas
cristalizador y sus acce-
tados por Swenson Divi-
le 1983.)

no producto. Para que
r del tipo que emplea
uiere un control más
imple de circulación

equiere aproximada-
de partículas finas y,
hace circular la bom-
tar el grado adecuado
sta cantidad de flujo
operación inicial y la
: desviador y tubo de
más alta para manejar
irculación forzada.
triales que se utilizan
cir los problemas de-
mas de cristalización
les de simiente y los
requiere o desea. En
r aumentando el esti-
culación o la implan-
ales finos de alguna

variedad de acceso-
ucción y diseños, es
stos para cualquiera
ficos de equipos que
ra en la figura 19-50,
cristalización de dos

compuestos diferentes con distintas velocidades de producción. Uno de los compuestos se produce con dos modalidades opcionales del cristalizador. Los costos de instalación (que incluyen el costo del equipo y los accesorios, los cimientos y los apoyos de acero, la tubería de la planta y del proceso, las bombas, los interruptores eléctricos, la instrumentación y la mano de obra, pero excluyen el costo del edificio) son aproximadamente el doble de las cifras dadas.

Pero el lector debe recordar siempre que es preciso consultar a los fabricantes en cualquier caso específico. La mayor parte de los equipos de cristalización se diseñan sobre pedido y los costos para una aplicación dada pueden ser muy diferentes de los que aparecen en la figura 19-50. Una estimación realista de los costos de instalación requiere también información sobre las tasas de mano de obra locales, factores específicos del sitio y otros casos específicos.

EQUIPOS DE INTERCAMBIO DE IONES Y ADSORCIÓN

Referencias Generales: Abrams, "Color Removal from Sugar Solution by Adsorbent Resins", paper presented at 157th national meeting, American Chemical Society, Minneapolis, Apr. 15, 1969. Applebaum, *Demineralization by Ion Exchange*, Academic, New York, 1968. Arden, *Water Purification by Ion Exchange*, Plenum, New York, 1968. Calmon y Golds, *Ion Exchange for Pollution Control*, CRC Press, Boca Raton, Fla., 1979. Frazer, *Proc. Am. Power Conf.*, **29**, 815 (1967). Gilwood, *Chem. Eng.*, **74**(26), 83 (1967). Hiester, Cohen y Phillips, *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **50**(14), 23, 51, 63 (1954). Merritt, *The Extractive Metallurgy of Uranium*, Colorado School of Mines Research Institute, Golden, 1971. Michalson y Reents, *Proc. 28th Int. Water Conf., Eng. Soc. West. Pa.*, December 1967. Nachod y Schubert, *Ion Exchange Technology*, Academic, New York, 1956. Nordell, *Water Treatment for Industrial and Other Uses*, Reinhold, New York, 1961. Roberts, *Developments in Continuous Ion Exchange Equipment for AEC Applications*, Oak Ridge Nat. Lab. Rep. ORNL-2504, May 21, 1958. Thompson y Reents, *Proc. Am. Power Conf.*, **21**, 699 (1959). Wheaton y Lefevre, "Ion Exchange, *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*, 3d ed., vol. 13, 1981, p. 678. Wirth, *Proc. Int. Water Conf., Eng. Soc. West. Pa.*, **41**, 1 (1980).

Las operaciones que implican una transferencia de masa por adsorción entre un líquido y la superficie activa de un sólido son un medio importante de purificación de líquidos, recuperación de solutos disueltos y separación de solutos. En general, hay dos clases amplias de esas operaciones: **1)** intercambio de iones en el cual una capa de iones libres, retenidos en un adsorbente resinoso mediante grupos de enlaces en el adsorbente con la carga opuesta, se pueden desplazar por otros iones de la misma carga, y **2)** la adsorción, en la cual las moléculas de soluto se ven atraídas hacia sitios activos vacíos en la superficie de un adsorbente microcristalino o resinoso, condensándose en esos sitios en virtud de la acción de fuerzas físicas o enlaces químicos. El aparato en el que se efectúan esas dos operaciones es normalmente el mismo; sin embargo, debido a las diferencias en los métodos de regeneración y las aplicaciones, se verán individualmente los equipos para cada caso.

OPERACIONES DE INTERCAMBIO DE IONES

Diseño general Las resinas de intercambio de iones se utilizan en lechos fijos, columnas a contracorriente intermitentes (aunque se les llama continuas) y unidades de lechada. Las primeras de ellas son las más comunes. Consisten simplemente en columnas de presión equipadas con tuberías, válvulas y equipos accesorios para permitir la regeneración de las resinas en el sitio. El diseño de esas columnas se basa en la velocidad necesaria de flujo, el tamaño del lote que se va a tratar entre regeneraciones y la capacidad de la resina en condiciones operacionales. En general, la velocidad de flujo determina el diámetro mínimo y máximo permisible de la columna; la profundidad del lecho de resina tiene que ser suficiente para incluir el volumen necesario de resina (profundidad mínima del lecho), y proporcionar el tiempo de contacto suficiente para que el intercambio de iones sea completo. Se han determinado empíricamente las profundidades mínimas del lecho que se requieren. Si un lecho es demasiado poco profundo, la distribución del líquido se hace difícil y el intercambio completo no se puede lograr en un ciclo. Los 5 a 10 cm más bajos de resina no se utilizarán plenamente debido a la distribución irregular, que representa un desperdicio apreciable en un lecho poco profundo. La distribución resulta particularmente difícil si el equipo debe funcionar sobre un intervalo amplio de velocidad de flujo. Por lo común, en las unidades de tratamiento de agua se admite un intervalo de 4 a 1. Resulta mejor un intervalo más pequeño cuando se tratan productos valiosos o cuando se intercambian concentraciones relativamente altas de iones.

Si el volumen de resina que se requiere es mucho mayor que el que se puede acomodar en una columna apropiada para la velocidad deseada de flujo, puede resultar conveniente almacenar el producto para permitir el funcionamiento a una velocidad mínima aceptable. Si la velocidad deseada de flujo requiere una columna mayor que la que se necesita para el volumen requerido de resina, se deberá encontrar una solución de término medio. Este problema y el que surge debido al intercambio de iones, una operación inherentemente intermitente, debe satisfacer casi siempre una demanda del producto que es continua y se puede resolver mediante un diseño adecuado del proceso. Por ejemplo, las columnas múltiples más pequeñas, equipadas con regeneración automática, pueden dimensionarse de tal manera que cuando una columna esté en regeneración, la unidad restante pueda manejar la velocidad total de flujo. Cuando se dispone de producto almacenado, las unidades de intercambio iónico se pueden diseñar para obtener una descarga mayor que los flujos requeridos y almacenar el excedente. Posteriormente, el producto almacenado puede utilizarse en el ciclo de regeneración.

TABLA 19-7 Datos de diseño para un intercambiador iónico de lecho fijo*

Tipo de resina	Flujo máximo y mínimo, m/h [gal/(min·ft²)]	Profundidad mínima del lecho, m (in)	Temperatura operacional máxima, °C (°F)	Capacidad utilizable, g-equivalente/L†	Resina g/L regenerante‡
Cationes de ácidos débiles	20 máx. (8) 3 mín. (1)	0.6 (240	120 (248)	0.5-2.0	110% teórica (HCl o H_2SO_4)
Cationes de ácidos fuertes	30 máx. (12) 3 mín. (1)	0.6 (24)	120 (248)	0.8-1.5 0.5-1.0 0.7-1.4	80-250 NaCl 35-200 66° Bé, H_2SO_4 80-500 20° Bé, HCl
Aniones de bases débiles e intermedias	17 máx. (7) 3 mín. (1)	0.75 (30)	40 (104)	0.8-1.4	35-70 NaOH
Aniones de bases fuertes	17 máx. (7) 3 mín. (1)	0.75 (30)	50 (122)	0.35-0.7	70-140 NaOH
Mezcla de cationes y aniones de bases fuertes (mezcla químicamente equivalente)	40 máx. (16)	1.2 (47)	50 (122)	0.2-0.35 (basado en la mezcla)	Lo mismo que los cationes y los aniones, individualmente

*Estas cifras representan los intervalos habituales de diseño para aplicaciones de tratamiento de aguas. Para aplicaciones de procesos químicos, las velocidades de flujo aceptables suelen ser, en general, un poco más bajas que el máximo que se muestra y las profundidades de los lechos suelen ser un poco mayores.

†Para convertir en la capacidad en términos de kilogramos de $CaCO_3$ por ft cúbico de resina, multiplíquese por 21.8.

‡Para convertir en libras de regenerante por ft cúbico de resina, multiplíquese po 0.625.

Antes de poder estimar los tamaños de los equipos de intercambio de iones es necesario realizar un análisis completo del agua u otra solución que se vaya a tratar. Se deben conocer las capacidades de las resinas para los iones que se van a intercambiar. Las resinas de intercambio iónico que se encuentran disponibles comúnmente son relativamente poco selectivas, por lo cual todos los iones similares se intercambiarán mediante una resina dada, tanto si el proceso requiere esa operación como si no es así. Se dispone de grandes cantidades de datos en los libros publicados y en los folletos de ventas sobre las capacidades y las aplicaciones de las diversas resinas; pero, generalmente no son específicos para una aplicación práctica determinada y sólo deberán utilizarlos los especialistas, con fines de diseño. Para cualquier proceso que no se haya demostrado ya en forma completa en otras plantas, en condiciones similares y para todos los proyectos importantes, es aconsejable realizar trabajos de laboratorio y planta piloto para determinar las capacidades utilizables de las resinas, las cantidades de regenerante, la duración de la resina y la calidad del producto. Las empresas que fabrican equipos de intercambio de iones cooperarán en esas pruebas; tienen experiencia en el aumento de escala de los equipos a partir de columnas pequeñas de laboratorio. Por lo común, resulta factible elevar la escala a casi cualquier tamaño de planta, a partir de los resultados obtenidos en columnas de 12.7 o 25.4 mm (1 o 2 in) de diámetro pero ese incremento de la escala sólo lo deberán intentar los especialistas.

En la tabla 19-7 se presentan datos usuales de diseño. Sólo se podrán utilizar con fines de evaluación preliminar. Applebaum (*Demineralization by Ion Exchange*, p. 226, Academic, New York, 1968) presentó e ilustró cálculos característicos de diseño.

Columnas típicas de intercambio de iones Un intercambiador iónico común de lecho fijo consiste en un recipiente cilíndrico y vertical de presión, de acero inoxidable o recubrimiento. Los recubrimientos son casi siempre de caucho natural o sintético. En la parte superior y el fondo se instalan rociadores y, con frecuencia, se utiliza un distribuidor separado para la solución regenerante. El lecho de resina, que consiste en un metro más de partículas o cuentas de resina de intercambio de iones, lo sostiene la pantalla del distribuidor inferior. Se puede diseñar un distribuidor para evitar el escape de las partículas de resina envolviendo tramos laterales de tubería perforada con tamiz de Sarán o acero inoxidable o mediante la colocación de un tamiz similar entre placas perforadas, montadas en la parte superior o la inferior de la columna. Exteriormente, la unidad posee un múltiple de válvula para permitir el funcionamiento de flujo descendente, el retroceso de flujo ascendente, la inyección de regenerante y el enjuagado del regenerante

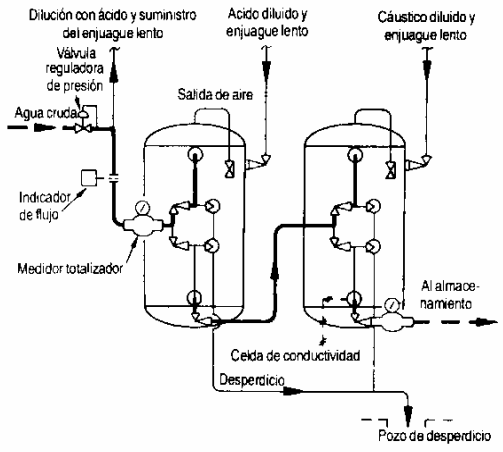


FIG. 19-51 Sistema característico de desionización con dos lechos. (*Infilco Degremont Inc.*)

en exceso. Un montaje de dos intercambiadores, que comprenden un lecho catiónico y otro aniónico, colocados en serie y cada uno contenido en su propio recipiente es una configuración muy común (Fig. 19-51).

Si la unidad va a tratar un producto de mayor valor que el agua, se tomarán disposiciones para eliminar el producto tan completamente como sea posible antes de la regeneración y para desplazar el agua de enjuague en forma completa antes de volver a llenar el equipo con el fluido valioso. Estas etapas se conocen comúnmente como "retiro" y "adición", respectivamente. Puesto que las cuentas de resina son porosas, es inevitable cierta dilución del producto con agua. Esto se puede reducir al mínimo utilizando aire para llegar a desplazar el agua o el producto de la resina, o bien, recogiendo producto diluido obtenido durante la etapa de retiro y utilizándolo para la adición.

Se necesita un espacio libre por encima del lecho de resina para permitir la dilatación del lecho durante el lavado. Por lo común, la profundidad de ese espacio libre va de 50 a 100% de la profundidad de la resina, según el tipo de resina.

Regeneración a contraflujo Muchos intercambiadores de iones funcionan con flujo descendente y se regeneran en la misma dirección (Fig. 19-52*a*). No obstante, en general se puede lograr una mejor regeneración mediante la operación a contracorriente al flujo de servicio. Por ejemplo, los iones monovalentes (principalmente el sodio) son más difíciles de eluir y son la causa de la fuga de iones en los intercambiadores de cationes. Esos iones se concentran en la parte inferior del lecho. En la regeneración de flujo ascendente, entran en contacto con el regenerante nuevo y más concentrado y se desplazan hacia arriba, de tal modo que, después de la regeneración, la parte inferior del lecho se regenera de manera más completa. El resultado es una reducción práctica de las dos terceras partes del escape subsiguiente, durante la operación de servicio, que lo que se encontrará en la regeneración de flujo descendente. Sin embargo, la regeneración a contraflujo requiere que el lecho de resina esté en condición compactada, que no se puede alcanzar en los equipos comunes, en los que hay espacio para la dilatación por encima del lecho y con el regenerante en circulación ascendente hacia el distribuidor superior. Para resolver el problema de la dilatación de la resina durante la regeneración a contraflujo, es preciso proporcionar algún medio para evitar la elevación del lecho. Arden (*op. cit.*), describe varios métodos que se han utilizado en Europa con ese fin.

El método que previene mejor el movimiento del lecho de resina durante la regeneración a contraflujo utiliza una capa seca de resina encima de la capa normal. La capa seca se produce al aplicar vacío a

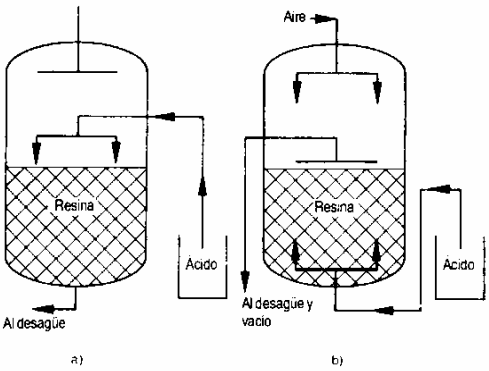
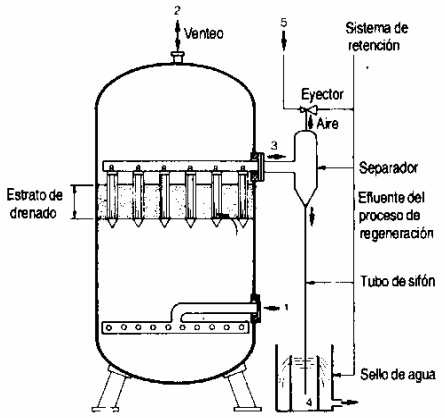


FIG. 19-52 Regeneración por intercambio iónico. *a*) Tradicional. Se hace pasar ácido en flujo descendente por el lecho de resina de intercambio de cationes. *b*) Contracorriente. La solución regenerante se introduce en flujo ascendente, manteniendo en su lugar el lecho de resina mediante una capa de resina seca.



1 - Entrada del regenerante
2 - Venteo a la atmósfera
3 - Salida de aire + efluente del ciclo de regeneración
4 - Salida del efluente del ciclo de regeneración
5 - Entrada de agua inyectada

FIG. 19-53 Componentes internos de una unidad regenerada con flujo ascendente. (*Infilco Degremont Inc.*)

través del colector en la parte superior de la resina (Fig. 19-52*b*). En la figura 19-53 aparecen los accesorios internos de dicha unidad.

La regeneración a contraflujo es esencial para la operación eficiente de los "lechos por capas" que constan de dos resinas con diferente disociación iónica. Algunos investigadores han recomendado el empleo de estos lechos, pero en muchas instalaciones se han obtenido resultados no satisfactorios, debido al mezclado indeseable de las dos resinas durante el retrolavado y la regeneración, así como por la dificultad de lograr una concentración óptima de regenerante para ambas resinas (problemas que, a menudo, se pasan por alto).

Intercambiadores iónicos de lecho mixto El intercambiador iónico usual contiene sólo un tipo iónico de resina, ya sea catiónica o aniónica, y la regeneración se realiza normalmente por una solución química, ya sea de ácido fuerte o base fuerte. No obstante, en un intercambiador de iones "de lecho mixto" hay en la misma columna una resina catiónica y otra aniónica, por lo común es una proporción aproximadamente equimolar. Durante la etapa de servicio (carga) se mezclan íntimamente. Para la regeneración, el retrolavado separa la resina aniónica más ligera de la catiónica, más densa. La unidad tiene un distribuidor de tamizado en el plano o la interfase entre las dos resinas, de modo que se pueden regenerar por separado sin necesidad de retirarlas de la columna.

El método más común de regeneración (Fig. 19-54) permite la regeneración secuencial de las dos resinas primero con un álcali que fluye hacia abajo a través de la resina aniónica hasta el distribuidor de la interfase y después con ácido que fluye hacia abajo a partir del distribuidor de interfase a través de la resina catiónica. Después de la regeneración y el enjuague, se vuelven a mezclar las resinas mediante aire comprimido. Por lo común, el distribuidor del fondo es del tipo de tamiz, por la dificultad para introducir aire comprimido en un lecho de soporte sin modificar las capas graduadas y para evitar las probabilidades de contaminar el producto. Para permitir el agotamiento columnar uniforme de la resina, el tanque tiene con frecuencia un fondo plano; en las columnas de diámetro grande, esto se logra soldando un plato falso en un tanque convencional de cabeza de plato.

Es difícil prevenir el intermezclado de las resinas y parte de la penetración química a través de la incorrecta. Este problema se ve aligerado por el empleo de resinas inertes, con una densidad entre las densidades de las resinas aniónica y catiónica. Durante el retrolavado y la separación, el material inerte forma una zona de amortiguación entre las capas catiónica y aniónica.

Con frecuencia, los desionizadores de lecho mixto son los seleccionados para producir agua de proceso con elevada pureza. Por lo común, el agua a purificar se pasa, en primer término, por lechos sucesivos de cationes y aniones y después por un lecho mixto. Ya que la entrada al lecho mixto tiene una cantidad relativamente baja de sólidos disueltos, la salida se puede aproximar a la pureza total. Para suministrar el agua de elevada calidad, que requiere la industria de semiconductores, el efluente de la unidad de lecho mixto se puede limpiar aún más mediante el empleo de intercambiadores más pequeños de lecho mixto, tipo cartucho. Muchos otros ejemplos respecto a la utilización del lecho mixto para mejorar el agua desionizada que se emplea en el proceso se encuentran en las industrias química, electrónica y de acabado de metales.

Las unidades de lecho mixto también se utilizan para la limpieza de condensado (el agua de alimentación a la caldera) en las centrales de generación eléctrica. Salvo en una operación anormal, el condensado contiene muy pocas impurezas (del orden de microgramos por litro). Sin embargo, incluso estas pequeñas cantidades de contaminantes pueden ser inaceptables para el agua de alimentación de las calderas supercríticas. En tales aplicaciones, la velocidad de flujo superficial puede ser tan elevada como 100 m/h [41 gal/(min·ft^2)], con una profundidad de resina no mayor a 0.9 m (aproximadamente 3 ft). Las mejoras recientes en la detección de iones de baja concentración (menos de 1 μg/L) indican que esta velocidad elevada puede no permitir el suficiente tiempo de contacto para la eliminación requerida de las es-

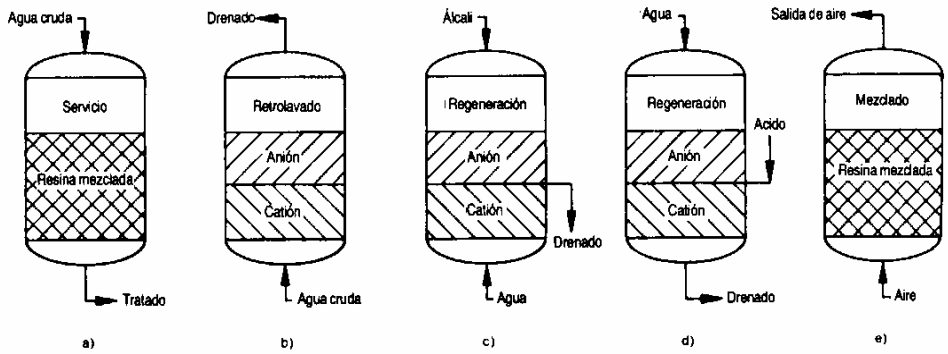
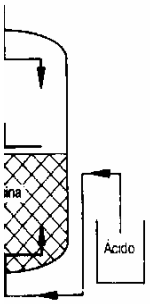


FIG. 19-54 Principios del intercambio de iones con lecho mixto. *a*) Periodo de servicio. *b*) Periodo de retrolavado. *c*) Regeneración caústica. *d*) Regeneración ácida. *e*) Mezclado de la resina.



b)

) Tradicional. Se hace pa-
intercambio de cationes.
luce en flujo ascendente,
na capa de resina seca.

pecies aniónicas monovalentes. Esta preocupación ha dado por resultado el incremento de la profundidad del lecho de resina (1.2 m) y velocidades de flujo cercanas a 40 m/h [16 gal/(min·ft^2)].

Las resinas se extraen mediante enjuague de las columnas de servicio, a un equipo separado de regeneración, puesto que las velocidades relativamente bajas de flujo de regeneración complicarán considerablemente el diseño si se alojan en el mismo recipiente con los distribuidores de flujo de servicio intenso. Asimismo, muchas de esas instalaciones funcionan de 1.4 a 5.0 MPa (14 a 50 atm), mientras que se pueden diseñar equipos separados de regeneración para presiones relativamente bajas incluyendo múltiples de válvulas.

La calidad del efluente del sistema de limpieza de condensado depende, en forma crítica, del diseño mecánico del sistema, mucho más que en otras unidades de intercambio iónico. A pesar de que es difícil de detectar, la distribución no uniforme de condensado a través de los lechos de resinas debe evitarse a cualquier precio. Deben suministrarse distribuidores de cabezal lateral tanto para la entrada como para la salida. Cualquier cantidad de resina que se quede atrás en las columnas de servicio (después del lavado y la regeneración) puede degradar la calidad del efluente y causar ciclos más cortos de servicio. La selección de la resina es muy importante y las resinas especiales, cuyos gránulos son anormalmente grandes y contienen pocos finos, son las utilizadas para este propósito.

Automatización de los intercambiadores iónicos Como en el caso de otros tipos de equipos, el término "automático" está sujeto a diversas interpretaciones. Un desionizador completamente automático tiene las características que siguen: **1)** almacenamiento a granel de los regeneradores; **2)** bombeo automático y dilución de los regenerantes, a partir del almacenamiento a granel, hacia las unidades de intercambio de iones; **3)** controladores de la conductividad u otro método para detectar la calidad del efluente y tomar medidas de corrección cuando se necesiten; **4)** un método para distinguir entre la necesidad de regeneración y una disminución transitoria de la calidad del efluente; **5)** un procedimiento completamente automático de regeneración, incluyendo el control automático de los flujos y la dilución de los regenerantes; **6)** regreso completamente automático al servicio o condición de espera, según se necesite; **7)** protección contra fallas, para eliminar cualquier riesgo de contaminación del efluente con soluciones regenerantes, el drenaje descendente de las columnas de intercambio de iones o el retroceso del agua o el producto al almacenamiento de regenerante; **8)** alarmas para indicarle al operador cualquier funcionamiento inadecuado y disposiciones para advertir al operador sobre la naturaleza y la ubicación de la falla.

Puesto que la regeneración se realiza mediante el funcionamiento secuencial de cierto número de válvulas, es particularmente adaptable para el funcionamiento automático. Se utilizan comúnmente unidades múltiples para permitir el flujo ininterrumpido y que se retiren del servicio unidades individuales y se regeneren en forma completamente automática. Las unidades se controlan comúnmente mediante mediciones de la conductividad y el contenido de sílice del efluente. Cuando es esencial una elevada pureza del agua, también se miden otros iones (como, p. ej., sodio y cloruros). Los controladores programables son únicamente adecuados para el control de la operación de una planta desmineralizadora. Estos dispositivos de estado sólido reemplazan la mayor parte del equipo hardware mecánico (como los distribuidores de encendido y relevadores) de los antiguos tableros de control. A pesar de que los microprocesadores y las computadoras pueden controlar en forma eficaz los procesos complicados, no son particularmente convenientes para la automatización del desmineralizador.

Intercambio iónico continuo y casi continuo: Columnas a contracorriente No hay lechos empacados de diseño verdaderamente continuo y a contracorriente en funcionamiento comercial adecuado; pero el término general de "continuo" se aplica a los equipos de intercambio de iones en los que la resina y las soluciones de contacto fluyen a contracorriente, pero de manera intermitente. Es usual que el flujo de la solución se realice a través de un lecho empacado de resina durante varios minutos o más y se detiene menos de un minuto, para permitir el flujo de una cantidad medida de resina. Este periodo de interrupción es lo suficientemente corto para la provisión económica de tanques de amortiguación, lo cual permite una aproximación cercana a la operación continua. Adicionalmente, el flujo de la resina se hace en incrementos que representan una fracción pequeña de la columna total de resina en la sección de carga o en la de extracción, por lo que se pueden obtener, aproximadamente, las ventajas químicas del funcionamiento real a contracorriente. Cuando se conoce la velocidad de carga de la resina, se pueden dimensionar en forma independiente las otras secciones, para que se ajusten a esa velocidad. Esto está en contraste con el lecho fijo, donde la velocidad de carga afecta al tamaño de la columna y a la cantidad de resina; pero la longitud del servicio entre regeneraciones y el tiempo necesario para la regeneración limitan la capacidad diaria de la unidad y establecen el número de unidades paralelas que se requieren para mantener una operación continua. Si la velocidad de carga es muy alta, se requieren lechos múltiples fijos para mantener uno de ellos en servicio; así, se puede diseñar una unidad continua simple para proporcionar la misma capacidad diaria, con un ahorro de requisitos de espacio y costos de capital.

Si no se contrarrestan estas ventajas, es obvio que una sola unidad continua no proporciona el repuesto de emergencia necesario para el mantenimiento en tanto que los lechos fijos dobles o múltiples incorporan en forma automática cierta capacidad de repuesto, cuya cantidad queda sujeta al juicio del diseñador. Esta diferencia, combinada con el hecho de que la tecnología de lecho fijo está mejor establecida y utiliza equipo que requiere poco mantenimiento ha llevado el mercado de tratamiento de agua a la selección de los sistemas de lecho fijo para algunas instalaciones extremadamente grandes, en las cuales la consideración general favorece la operación continua. Incluso en el medio clásico de procesamiento continuo complicado, por ejemplo, el de los complejos de petróleo o petroquímicos grandes, las plantas de tratamiento de agua tienden a ser intermitentes de lecho fijo. Sin embargo, es en la industria química donde los intercambiadores continuos tienen sus mayores aplicaciones.

Como resultado de ello, desde 1960 se han comercializado varios diseños continuos y su principal aplicación ha sido en el procesamiento de productos químicos. El diseño de **Higgins** se desarrolló originalmente para recuperar uranio de las lechadas lixiviadas de sulfato residual de reducción en la planta Y-12 de Oak Ridge (Roberts, *op. cit.*), plutonio de soluciones de nitrato en la planta de Hanford Purex y uranio en solución de cloruro en la planta de producción de metal de uranio en la Japan Atomic Fuel Corporation. Más recientemente, se adaptó a gran variedad de aplicaciones, incluyendo el ablandamiento de agua en gran volumen. El diseño se muestra gráficamente en la figura 19-55. Las unidades mayores tienen secciones de carga y extrac-

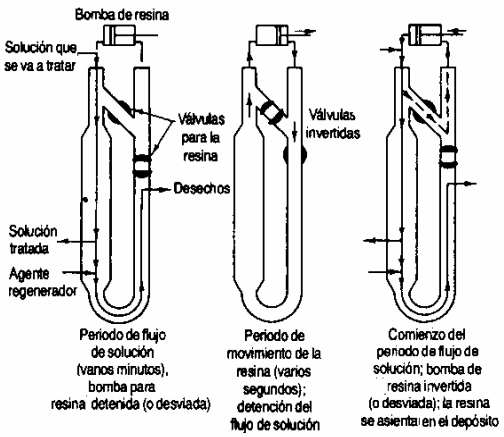
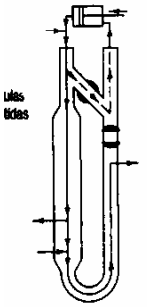


FIG. 19-55 Modo de funcionamiento del contactor Higgins. (ORNL-LR-Dwg. 27857R.)

nómica de tanques de
in cercana a la opera-
ina se hace en incre-
e la columna total de
, por lo que se pueden
s del funcionamiento
ocidad de carga de la
ndiente las otras sec-
está en contraste con
l tamaño de la colum-
ervicio entre regene-
neración limitan la
mero de unidades pa-
ración continua. Si la
os múltiples fijos para
le diseñar una unidad
acidad diaria, con un
al.

) que una sola unidad
acia necesario para el
les o múltiples incor-
puesto, cuya cantidad
cia, combinada con el
r establecida y utiliza
ado el mercado de tra-
lecho fijo para algunas
ales la consideración
en el medio clásico de
lo, el de los complejos
tas de tratamiento de
Sin embargo, es en la
continuos tienen sus

omercializado varios
do en el procesamien-
se desarrolló original-
lixiviadas de sulfato
k Ridge (Roberts, *op.*
ta de Hanford Purex y
oducción de metal de
Más recientemente, se
ndo el ablandamiento
gráficamente en la fi-
nes de carga y extrac-



ulas
tidas

Comienzo del periodo de flujo de solución; bomba de resina invertida (o desviada); la resina se asienta en el depósito

or Higgins. (ORNL-LR-

ción con diámetros relativamente grandes, con válvulas de resina y secciones de transferencia de resina disminuidas en escala a un área de corte de sección transversal de sólo 5% de la sección de mayor contacto. Para proporcionar un flujo uniforme de resina, se utilizan secciones cónicas entre esos extremos. La resina se desplaza mediante un impulso hidráulico combinado con una operación de las válvulas.

El proceso **Asahi** (Fig. 19-56), un desarrollo japonés disponible en Estados Unidos, se utiliza principalmente para el tratamiento de aguas en gran volumen [Gilwood, *loc. cit.*; y Newman, *Chem. Eng.*, **74**(26), 72 (1967)]. El líquido que se debe tratar se pasa hacia arriba a través de una columna de resina en el tanque de adsorción. El flujo ascendente va de 30 a 40 m/h [12 a 16 gal/(min·ft^2)] mantiene el lecho empacado contra la parte superior. Después de un tiempo establecido (10 a 60 minutos), se interrumpe el flujo durante cerca de 30 segundos y cae todo el lecho. Se retira una pequeña porción de la resina (10% o menos) del fondo del tanque de adsorción y se transfiere hidráulicamente a la tolva que alimenta el tanque de regeneración. Simultáneamente, se introduce al tanque de adsorción una cantidad igual de resina regenerada. Luego, se reanuda el proceso. Mientras tanto, se lleva a cabo la regeneración mediante un sistema similar de flujo en el tanque de regeneración del cual la resina regenerada y parcialmente reutilizada se transfiere periódicamente a la tolva, situada por encima del tanque de lavado y enjuagado. En este último, los lechos de resina se fluidifican mediante agua de enjuague, para retirar las partículas finas y las materias extrañas antes de regresar la resina a la tolva del tanque de adsorción.

Se han desarrollado varios esquemas para proporcionar el contacto entre la resina y la solución, por medio de agitación de los gránulos de resina en el precipitado y separación de la resina cargada, por desorción o elución. El U.S. Bureau of Mines creó una columna vertical de adsorción dividida en compartimientos mediante platos de orificio especialmente diseñados (Ross y George, U.S. Bur. Mines, Rep. Invest. 7471, enero 1971)]. De este modo, cada uno de los compartimientos actúa como una etapa separada de contacto y la resina en cada cámara se aproxima a la carga de equilibrio con el líquido dentro de la cámara. El flujo es ascendente, lo que fluidifica la resina y permite que los sólidos en suspensión (p. ej., en el lixiviado del mineral de uranio) pasen a través del lecho. En forma periódica se detiene el flujo, mientras se extrae del fondo la resina cargada para su separación. Al mismo tiempo, el flujo descendente creado por la extracción de la resina hace que descienda la resina de la cámara superior. De esta manera se obtiene la operación a contracorriente. La separación y elución de la resina se efectúa de manera similar.

Himsley y Farkas (*Soc. Chem. Ind. Conf.*, Cambridge, England, julio 1976) describieron otro sistema fluidificado de intercambio iónico continuo, disponible en forma comercial (Himsley Engineering Ltd., Toronto). Este sistema (Fig. 19-57) para el tratamiento de 1590 m^3/h (7000 gal/min) de un licor de lixiviación de cobre que contiene uranio, utiliza columnas de fibra de vidrio con 3.7 m (12 ft) de diámetro

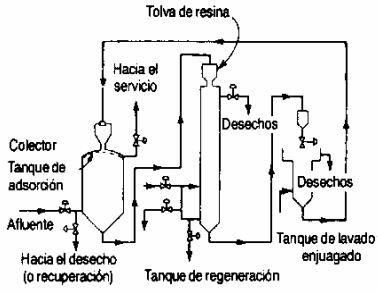


FIG. 19-56 Proceso Asahi de intercambio iónico a contracorriente. [Gilwood, *Chem. Eng.*, *74 (26), 86 (1967)*, con autorización y copyright, 1967 por McGraw-Hill, Inc., New York.]

y fue descrito por Krist y Brost (Paper presented at AIME annual meeting, Chicago, February 1981). La columna está dividida verticalmente en etapas pero difiere de otras en que opera verdaderamente en forma continua, por medio de la transferencia de lotes medidos de resina de etapa a etapa, hacia abajo de la columna, sin interrupción alguna del flujo de alimentación. Esto se logra mediante el bombeo de solución de alimentación de una etapa (*A*) a otra (*B*) inmediatamente superior, por medio de una tubería externa, de tal manera que el flujo total a través de la etapa *B* sea hacia abajo y acarree toda la resina en dicha etapa. Cuando se transfiere totalmente la resina, la resina de la etapa *C* colocada encima se transfiere hacia abajo en forma similar. El proceso continúa hasta que se vacía la última etapa (*F*). Posteriormente, la resina regenerada se transfiere de la columna de elución a la etapa vacía (*F*).

La separación de la resina cargada en el sistema de Himsley utiliza un lecho empacado de resina en movimiento. Cada lote es introducido al fondo de una columna alta que contiene varios lotes de resina y la solución eluante o de separación se pasa a través de todo el lecho de resina. Esta elución en serie y a contracorriente da por resultado un eluado fuerte, con el consumo mínimo de solución eluante.

Dichos sistemas pueden tener cámaras de enjuagado para tratar químicamente la resina eluida, para cambiar su forma iónica o eliminar la sílice u otro material indeseable. El inventario de resina en estos sistemas continuos en los que se tratan licores de alimentación con un contenido bajo de sólidos en suspensión es considerablemente menor que el necesario para las columnas convencionales de intercambio iónico, que tratan licores filtrados de la misma composición iónica.

Las desventajas de las columnas a contracorriente son esencialmente las mismas que las de los equipos de adsorción continua, que se verán a continuación. Puesto que las resinas de intercambio de iones son costosas, las pérdidas debidas al transporte de la resina son especialmente importantes y se tienen que evaluar. Quizá no se deberían utilizar en este equipo algunas resinas relativamente frágiles. Hasta ahora, los procesos que requieren una serie de resinas como, por ejemplo, los lechos mixtos de ácido débil, ácido fuerte, base débil, base fuerte, parecen adaptarse mejor a los diseños de lecho fijo.

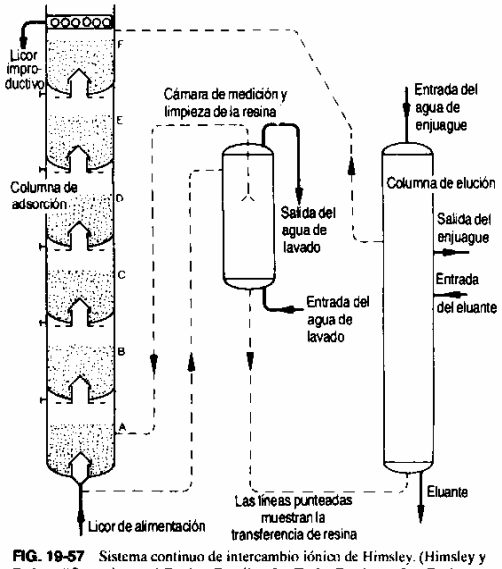


FIG. 19-57 Sistema continuo de intercambio iónico de Himsley. (Himsley y Farkas, "Operating and Design Details of a Truly Continous Ion Exchange System," Soc. Chem. Ind. Conf., Cambridge, England, July 1976. Con autorización de la Society of Chemical Industry.)

Costos del intercambiador de iones Como ayudas para la estimación, Downing [*Chem. Eng.*, **72**(25) 170 (1965)] y Prater [*Petrol. Refiner.*, **39**(11), 261 (1960)] ofrecen fórmulas útiles, nomogramas y gráficas para dimensionar y poner precio a los intercambiadores de iones. Evidentemente, se deben dejar márgenes para la inflación subsiguiente de los precios. Existen muchos índices económicos para actualizar y situar sobre una base congruente esos precios desactualizados para los equipos de procesamiento químico; uno de los mejores es el índice de Marshall y Stevens (publicado quincenalmente en *Chemical Engineering*).

Por regla general, los lechos fijos son más económicos para velocidades de flujo de menos de 20 L/s (317 gal/min) [Dallman, *Combustion*, **40**(7), 17 (enero 1969)] y para circunstancias en que las unidades dúplex proporcionarán un flujo continuo de producto. Las unidades continuas son más económicas para flujos por encima de 20 L/s cuando la velocidad de carga es de tal índole que se necesitan tres o más lechos fijos paralelos para mantener el servicio continuo. En la gama de capacidades de 50 a 100 L/s (800 a 1600 gal/min), por ejemplo, los procesos continuos, como el Asahi, requirieron en 1967 una inversión de capital de 25 a 30% menos y una erogación de 25 a 40% menos para los productos químicos de regeneración de los procesos de lecho fijo, según Gilwood (*op. cit.*).

En la figura 19-58 se muestran costos usuales para productos químicos de regeneración, tanto de desmineralizadores de agua continuos y a contracorriente como de lecho fijo. Se deben hacer previsiones para la inflación de precios subsiguientes. Un factor de 3 se sugiere para actualizar los costos a 1983, factor válido para Estados Unidos de América.

EQUIPOS DE ADSORCIÓN

La resina de intercambio iónico, así como también algunos adsorbentes similares, sin capacidades importantes de intercambio de iones, se utilizan con frecuencia en operaciones de adsorción en las cuales no se produce intercambio de iones; pero donde la secuencia de las operaciones y, por ende, el diseño de los equipos es esencialmente igual que las operaciones de intercambio de iones. Por ejemplo, se pueden utilizar adsorbentes apropiados para retirar color orgánico de las soluciones de azúcar, glicerina o agua; se pueden

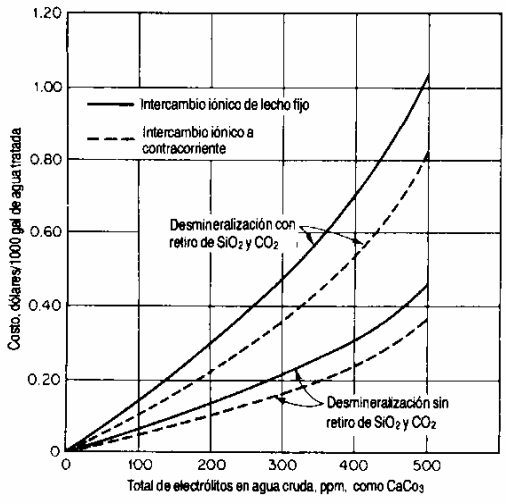


FIG. 19-58 Costos de productos químicos que se requieren para desmineralizar agua en intercambiadores iónicos típicos de lecho fijo y contracorriente [Gilwood, *Chem. Eng.*, **74** (26), 84 (1967), con autorización y copyright, 1967 por McGraw-Hill, Inc., New York.]

regenerar con sosa cáustica, ácido, o bien, en algunos casos, disolventes orgánicos, como el metanol. Los adsorbentes de color se incluyen con frecuencia en un tren de intercambiadores de iones para esas aplicaciones y no se distinguen de los equipos de intercambio de iones tanto en el aspecto como en el diseño.

También se utiliza carbón granular activado en las aplicaciones de adsorción como las que se mencionaron; pero el sistema es muy distinto del equipo de intercambio de iones, puesto que el carbón se tiene que regenerar térmicamente. Ese sistema se muestra en la figura 19-59. En este caso, la elección de la regeneración *in situ* no es aplicable, puesto que se debe realizar en un horno a, aproximadamente, 925°C (1700°F).

Se utilizan tres tipos principales de equipos de adsorción de sólido-líquido: 1) Unidades por lotes, 2) lechos fijos de adsorbentes por los que pasa el fluido de procesamiento, con interrupción periódica para la regeneración y 3) sistemas que proporcionan el movimiento a contracorriente o en corriente en paralelo de adsorbente y fluido, en una operación continua o casi continua (intermitente).

Operaciones por lotes Con frecuencia es conveniente efectuar contacto de adsorbente-líquido en equipos por lotes; estos métodos se emplean con menor frecuencia para el tratamiento de gases. Los métodos por lotes se adaptan muy bien al empleo en laboratorios y se han aplicado también en mayor escala en algunos casos específicos.

Método de laboratorio Al purificar los productos de la síntesis química orgánica, con frecuencia se utilizan arcillas y carbones decolorantes como **adsorbentes de contacto** (o sea, se revuelven directamente en una solución o una mezcla de fase líquida) y, en seguida, se separan mediante la filtración.

Las pruebas o las mediciones por lotes se realizan con frecuencia de porciones de adsorbentes o materiales de intercambio de iones destinados a la utilización en gran escala. Por ejemplo, se puede determinar de este modo ya sea la admisión adsortiva en equilibrio de un sólido o su capacidad final de adsorción. El sólido se presatura con solución que contenga el soluto a un nivel especificado de concentración, o se preequilibra con un par de solutos, cuyas concentraciones finales de la fase de solución se determinan por separado. A continuación, el sólido se puede drenar, centrifugar o enjuagar, para que esté totalmente libre de la solución inicial. Después se suspende en cierta cantidad de una solución o un líquido diferente para la titulación u otros análisis similares.

Filtración por contacto de aceites lubricantes Este proceso se utiliza para retirar materiales coloreados y de formación de carbono de los materiales lubricantes, así como también las trazas de productos formados en el tratamiento con ácido sulfúrico. En algunos casos, ya sea los destilados al vacío o las fracciones residuales del petróleo crudo pueden requerir sólo un tratamiento con ácido y arcilla para satisfacer las especificaciones de los productos. En otros, el medio principal de tratamiento será el de extracción con disolvente, seguida por la refinación con ácido y arcilla.

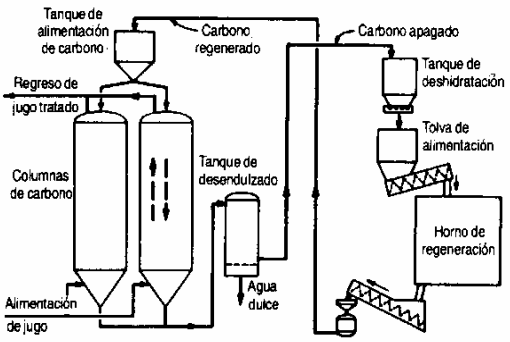


FIG. 19-59 Sistema Pittsburgh de lecho móvil para tratamiento de azúcar. (*Calgon Corp.*)

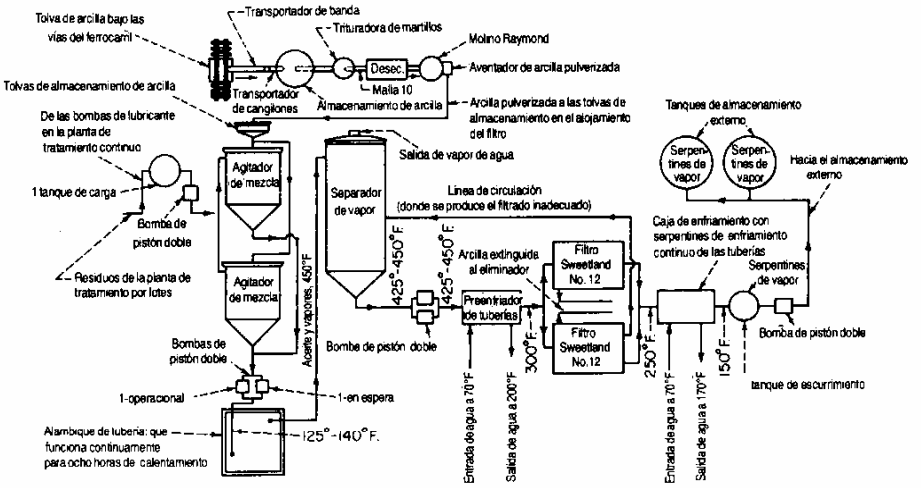


FIG. 19-60 Diagrama de flujo para la filtración por contacto.

En la figura 19-60 se muestra una planta de filtración y contacto, utilizada para un "gran residuo" o "material cilíndrico" que tiene un punto de vaporización de 227 a 232°C (440 a 450°F) y una viscosidad cinemática de 15.4 a 16.6 mm^2/s (viscosidad Saybolt Universal de 80 a 85 s) a 99°C (210°F) [Kauffman, *Chem Metall. Eng.*, **34**, 155 (1927)]. Este residuo se trata primero con ácido sulfúrico en la proporción de 115 a 130 g/L (40 a 45 lb/bbl) de aceite, de 60 a 66°C (140 a 150°F). Después de este tratamiento se deposita el lodo en el fondo del agitador y se extrae. El aceite, con una pequeña cantidad de arcilla agregada, se filtra para retirar el ácido emulsionado. A continuación se mezcla con aproximadamente 60 g de arcilla/L (0.5 lb/gal) y se bombea a un alambique de tuberías o una unidad similar de calentamiento, donde se hace que llegue a aproximadamente 232°C (450°F). Se mantiene a esta temperatura durante varios minutos y, a continuación, se enfría a 150°C (302°F) y se filtra.

El tamaño de partículas de la arcilla suele ser de malla 80 a 100, sustancialmente más fino que el que se puede utilizar en el método del tratamiento de percolación en lechos fijos. Se pueden utilizar como precubrimiento de filtración tierras diatomáceas, o mezclarse con la lechada para mejorar sus propiedades de filtración. La torta de arcilla del filtro se lava por lo común con nafta y se sopla con gas inerte (gas de combustión), antes de descartarla; se puede reactivar calentándola al aire entre 540 y 750°C (aproximadamente 1000 y 1400°F).

Operaciones de mezcla y sedimentación La mezcla y la filtración se pueden realizar en el mismo recipiente, utilizando materiales adsorbentes de partículas grandes (de malla 50 y mayores) por los que se puede drenar un líquido con facilidad. El adsorbente sólido se reutiliza un número considerable de veces antes de reemplazarlo o regenerarlo. Con el recipiente lleno con una carga de licor de procesamiento, se obtiene por lo común una agitación suave mediante el rociamiento de la lechada con aire. A continuación, se apresura el drenaje del licor utilizando un flujo inverso de gas que sirve para expulsar la solución intersticial del lecho depositado (Fig. 19-61).

Hiester y colaboradores [*Ind. Eng. Chem.*, **45**, 2402 (1953)] describieron una combinación de mezcladoras-asentadoras para proporcionar un funcionamiento intermitente a contracorriente.

Contacto de lechada-adsorbente granular Cuando el licor de procesamiento es una lechada en vez de un líquido claro, se prefiere en general el contacto con materiales adsorbentes al contacto de tipo de infiltración. Este último incluye menos agitación y tiene menos probabilidades de dar una acumulación progresiva de las partículas de

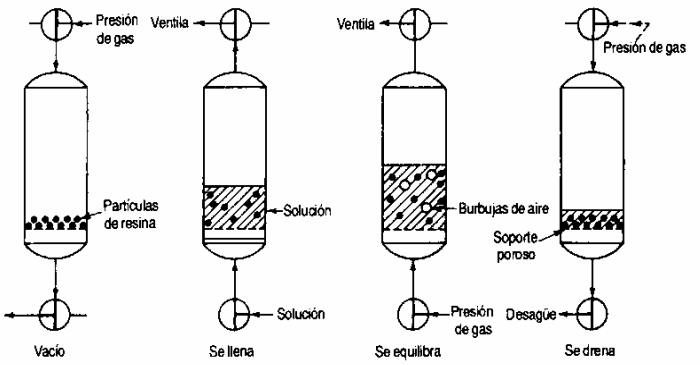
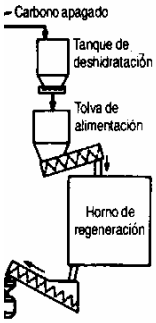


FIG. 19-61 Secuencia de operaciones en un sedimentador mezclador por lotes.



tratamiento de azúcar.

lechada en el cuerpo del adsorbente. Si las partículas de la lechada tienen un tamaño diferente o una velocidad distinta de asentamiento en comparación con el adsorbente, este último se podrá incorporar a la lechada. Después de un contacto suficiente, el licor de procesamiento se puede centrifugar o filtrar. Subsecuentemente, se recupera el adsorbente mediante la clasificación hidráulica o por tamizado húmedo.

Gran parte de los trabajos de desarrollo de intercambio de iones en los últimos años se realizaron para resolver problemas de procesamiento químico de la U.S. Atomic Energy Commission. Uno de los ejemplos iniciales y más importantes de ese desarrollo es la planta de uranio de "Resina en pulpa" de la Anaconda en Grants, N. M., que procesa 1000 toneladas métricas (1100 toneladas cortas) de mineral al día.

El método de resina en pulpa se desarrolló para utilizar resina relativamente gruesa de intercambio de aniones con una lechada de mineral de uranio finamente molido en el licor de lixiviación de ácido [Hollis y McArthur, *Proc. Intern. Conf. Peaceful Uses Atomic Energy*, **8**, 54 (1955)]. Para evitar la filtración que sería necesaria en los lechos comunes de intercambio de iones, la resina de malla larga se coloca suelta en "cestos" de malla de acero inoxidable, que oscilan hacia arriba y hacia abajo en artesas por las que fluye la pulpa. La acción vertical mantiene a la resina fluidificada y evita que los limos ensucien la resina. La pulpa se alimenta a través de 10 artesas conectadas en serie [cada una de ellas de 15 m por 15 cm por 15 cm (50 ft por 6 in por 6 in)], equipadas con diez cestos y en donde cada cesto contiene 425 L (15 ft^3) de resina. La desorción del uranio se lleva a cabo simultáneamente en cuatro artesas adicionales en serie. Los cestos oscilan a cinco ciclos por minuto en una corrida de 38 cm (15 in). La resina no se desplaza en realidad a contracorriente con las soluciones, pero el efecto del flujo continuo o contracorriente se produce, aproximadamente, mediante el cambio de los puntos de alimentación y extracción de una artesa a la siguiente, en un ciclo de tiempo de 14 artesas.

Una variación de este tipo de operación implica la alimentación semicontinua de fluido a un recipiente agitado, con descarga de fluido a través de una malla que retiene la resina (Davis, Ward y Klinger, 1st. Inter-American Congress on Chemical Engineering, Puerto Rico, 1961).

Lechos fijos El método de contacto de fluido-sólido que se utiliza con mayor frecuencia para las operaciones de adsorción son las unidades de tipo columna con las partículas sólidas empacadas en una disposición relativamente fija. Los tamaños de partículas de adsorbente en esos equipos se encuentran por lo común en una gama estrecha, pero pueden tener un promedio de malla 4 hasta malla 250. Con frecuencia se considera la **caída de presión** como un factor determinante para la especificación del tamaño de partículas; por otra parte, el rendimiento de las columnas de adsorbente se suele mejorar con rapidez al disminuir el tamaño de las partículas. Así, en el procesamiento de fase líquida, el costo total de la etapa de adsorción se puede reducir a veces, diseñado para caídas de presión generales del orden de 3 a 6 bar (300 a 600 kPa, o 50 a 100 lbf/in^2). El cálculo de la caída de presión en lechos empacados se describió en la sección 5.

Para la regeneración de un adsorbente, conviene por lo común un cambio en el equilibrio, para que el retiro de soluto sea más rápido y completo. Esto puede incluir un cambio de temperatura, un cambio del fluido portador o ambas cosas. El regenerante puede ser un gas, en vez de un líquido —por ejemplo, vapor o aire caliente— que vaporiza el adsorbente y se lo lleve. Si es así, el gas de salida pasa a través de un condensador, donde se recupera disolvente; el gas fijo remanente no estará completamente libre de disolvente y se puede enviar a una unidad de adsorción gaseosa, antes de descargarse a la atmósfera.

Utilización conjunta de adsorbentes Cuando se necesita un adsorbente costoso para lograr la purificación completa que se requiere, a veces es posible reducir los costos combinando su empleo con el de materiales menos costosos. Por ejemplo:

1. Los materiales coloidales suspendidos en una alimentación acuosa se deben conglutinar en grava o en un adsorbente poco costoso, en vez de permitir que ensucien la superficie de las partículas de resina de intercambio de iones, de costo elevado. Sin embargo, en algunos casos se pueden utilizar resinas desarrolladas recientemente como adsorbentes para coloides y se pueden regenerar con éxito y utilizarse en muchos ciclos (Kunin y Hetherington, *Proc. 30th Intern. Water Conf. Eng. Soc. West. Pa.*, octubre 1969).
2. Para una corriente de aire rica en disolvente, que contenga también proporciones importantes de vapor de agua, puede ser conveniente desecar el aire con un adsorbente selectivo separado (p. ej., alúmina o gel de sílice), antes de la etapa de adsorción de disolvente.
3. Con frecuencia se puede efectuar hasta el 90% del retiro total deseado con un adsorbente menos selectivo (y más barato), ya sea en un lecho simple o en una cascada de lechos de funcionamiento cíclico. Así, el empleo de un material más costoso se limita a la purificación final en un lecho compensador relativamente pequeño.

Operaciones cíclicas Con frecuencia se proporcionan unidades adsorbentes o intercambiadoras de dos lechos fijos, que permiten que uno esté en funcionamiento, mientras el otro se regenera. Si la curva de rendimiento es muy poco profunda y deja gran proporción de capacidad no utilizada cuando se alcanza el punto crítico, puede ser conveniente utilizar dos o más lechos en serie, introduciendo un nuevo lecho en el extremo de corriente abajo cada vez que se retire del servicio un lecho completamente agotado corriente arriba. De este modo, mediante una disposición de válvulas que prevea la sucesión adecuada de corrientes de saturante y regenerante en cada lecho, un conjunto de lechos fijos puede simular un sistema completamente a contracorriente.

En la figura 19-62 se muestra la secuencia de condiciones operacionales en **una cascada de tres etapas** o un "carrusel" [Bulkeley, *Chem. Metall. Eng.*, **45**, 300 (1938)]. En cualquier etapa simple, el primer adsorbente en la línea es la unidad parcialmente cargada que se encontraba en segundo lugar de la línea de la etapa precedente, mientras que el segundo adsorbente es la unidad que se estaba regenerando en la etapa anterior. Mientras tanto, el tercer adsorbente se somete a la regeneración (y, si es necesario, al enfriamiento). Por este método cada unidad se utiliza por turnos, a través de tres etapas de regeneración, adsorción de segunda y primera etapas.

Mientras que este ejemplo se ocupa sólo de la adsorción de la fase de vapor y de una cascada en tres etapas, los principios que abarca se pueden ampliar con facilidad a otras operaciones de lecho fijo y a cascadas que contienen un número mayor de etapas.

Operaciones continuas y casi continuas Se han propuesto, tanto para operaciones de adsorción de gas como de líquido, unidades de flujo continuo que incluyen el transporte de partículas sólidas. Aun cuando se ha demostrado la viabilidad de varios diseños disponibles, no se han establecido bien sus ventajas económicas relativas (en comparación con las operaciones de lecho fijo). Los problemas primarios que se deben resolver en las operaciones de adsorción continua a contracorriente son las siguientes:

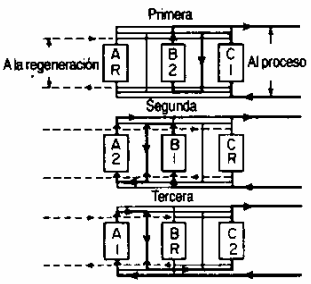


FIG. 19-62 Diagrama de flujo de cascada de lecho fijo con tres etapas.

1. Complejidad
2. Desgaste gra
3. Limitaciones

la clasificación o la

4. Encauzamie
5. Contaminaci

a la estructura gran

Un análisis de lo
demuestra que, en
ferir un sistema a c
y colaboradores, *Ch*
embargo, esta concl
nalmente favorable
damiento de agua)
regeneración sea fa
centrado. Otra consi
quieren generalmen

Sistema de trata
bón activado granu

REFERENCIAS GENER
Nordisk Forlag, Arn
Encyclopedia of Ch
1980, p. 721. Lerma
logy, 1st ed., vol. 6
McCabe y Smith,
McGraw-Hill, New
book of Separation T
les, Chem. Eng., **72**(

DEFINICIÓN

Lixiviación es el r
partir de una fase
separación implica
o sin ella; pero en
el desplazamiento
por otro, con el q
sólido o líquido y
sorbido, o bien, m
material insoluble
mayor frecuencia
abiertos, de celdas
o con superficies a

Es práctica com
solutos adsorbidos
ello, como un casc
mismo, por lo con
in situ o mediante

Debido a su gr
varias industrias a
Entre los que se en
tán la extracción,
infusión, el lavado

Mecanismo E
lución física simpl
ca. La velocidad
lixiviar o de la frac
to del material ins
pueden ser import
nosa. Asimismo,
lixiviación.

intercambio de iones, de
utilizar resinas desarro-
se pueden regenerar con
gton, *Proc. 30th Intern.*

e contenga también pro-
nveniente desecar el aire
gel de sílice), antes de la

l retiro total deseado con
un lecho simple o en una
mpleo de un material más
mpensador relativamente

oporcionan unidades
s fijos, que permiten
tro se regenera. Si la
deja gran proporción
l punto crítico, puede
rie, introduciendo un
cada vez que se retire
corriente arriba. De
llas que prevea la su-
regenerante en cada
r un sistema comple-

de condiciones ope-
"carrusel" [Bulkeley,
lquier etapa simple,
parcialmente cargada
a línea de la etapa
ite es la unidad que se
ras tanto, el tercer ad-
necesario, al enfria-
ta por turnos, a través
e segunda y primera

la adsorción de la fase
incipios que abarca se
s de lecho fijo y a cas-
s.
ie han propuesto, tanto
líquido, unidades de
artículas sólidas. Aun
s diseños disponibles,
icas relativas (en com-
s problemas primarios
orción continua a con-

fijo con tres etapas.

1. Complejidad mecánica del equipo
2. Desgaste gradual del adsorbente sólido
3. Limitaciones de la gama de tamaños de partículas, para evitar la clasificación o la caída excesiva de presión
4. Encauzamiento (flujo no uniforme) del fluido o el sólido
5. Contaminación entre secciones funcionales del equipo, debido a la estructura granular y porosa del sólido

Un análisis de los factores técnicos y económicos que se incluyen demuestra que, en general, no hay ninguna base importante para preferir un sistema a contracorriente a las unidades de lecho fijo [Hiester y colaboradores, *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **50**(14), 23, (1954)]. Sin embargo, esta conclusión se modifica si existe un equilibrio excepcionalmente favorable para el proceso de eliminación (como en el ablandamiento de agua) o incluso más, si se puede hacer que la etapa de regeneración sea favorable utilizando un eluyente relativamente concentrado. Otra consideración adicional es que las unidades continuas requieren generalmente más espacio de carga, pero menos espacio de piso.

Sistema de tratamiento con carbón El adsorbente típico de carbón activado granular, que se incluye en un sistema diseñado para permitir la regeneración térmica del carbón, se puede clasificar como unidad continua a contracorriente sobre la misma base que los intercambiadores iónicos continuos que se describieron antes. En la figura 19-59 se ilustra ese sistema.

El tanque de adsorbente suele ser un recipiente vertical cilíndrico a presión, con distribuidores de fluido en la parte superior y la inferior, similar a la disposición de un intercambiador iónico. La columna se llena de carbón granular. El flujo de fluido es ascendente y el carbón se desplaza intermitentemente hacia abajo, abriendo una válvula en el fondo e inyectando una carga medida de carbón en la parte superior del recipiente. La porción agotada (una fracción pequeña de la carga total, con el fin de acercarse mucho al funcionamiento completamente a contracorriente) se transfiere al tanque de "retiro", en donde se desplaza el producto residual. A continuación se deshidrata y, luego, se alimenta al horno de regeneración, de donde regresa finalmente al adsorbente.

El flujo de fluido se interrumpe brevemente para permitir la transferencia de carbón, como en los intercambiadores continuos de iones.

LIXIVIACIÓN

Referencias Generales: Brunische-Olsen, *Solid Liquid Extraction*, NYT Nordisk Forlag, Arnold Busch, Copenhagen, 1962. Hamm, in *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*, 3d ed., vol. 9, Wiley, New York, 1980, p. 721. Lerman, in Kirk y Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 1st ed., vol. 6, Interscience Encyclopedia, New York, 1951, p. 91. McCabe y Smith, *Unit Operations of Chemical Engineering*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1976, p. 607. Prabhudesai, in Schweitzer, *Handbook of Separation Techniques*, McGraw-Hill, New York, 1979, p. 5-3. Rickles, Chem. Eng., **72**(6), 157 (1965).

DEFINICIÓN

Lixiviación es el retiro de una fracción soluble en forma de solución a partir de una fase sólida permeable e insoluble con que se asocia. La separación implica, por lo común, la disolución selectiva, con difusión o sin ella; pero en el caso extremo del lavado simple, consiste sólo en el desplazamiento (con cierta combinación) de un líquido intersticial por otro, con el que es miscible. El constituyente soluble puede ser sólido o líquido y estar incorporado, combinado químicamente o adsorbido, o bien, mantenido mecánicamente en la estructura porosa del material insoluble. El sólido insoluble puede ser masivo y poroso; con mayor frecuencia es de partículas y estas últimas pueden ser de poros abiertos, de celdas, con paredes celulares selectivamente permeables o con superficies activadas.

Es práctica común excluir del estudio de la lixiviación la elución de solutos adsorbidos superficialmente. Este proceso se verá, en lugar de ello, como un caso especial de la operación inversa, la adsorción. Asimismo, por lo común, se excluye el lavado de tortas de filtros, ya sea in situ o mediante la formación de una nueva lechada y la refiltración.

Debido a su gran variedad de aplicaciones y su importancia para varias industrias antiguas, la lixiviación tiene varios otros nombres. Entre los que se encuentran en la práctica de la ingeniería química están la extracción, la extracción de sólido-líquido, la percolación, la infusión, el lavado y la decantación por sedimentación.

Mecanismo El mecanismo de la lixiviación puede incluir una solución física simple o la disolución facilitada por una reacción química. La velocidad de transporte de disolvente en la masa que se va a lixiviar o de la fracción soluble en el disolvente o la solución de extracto del material insoluble, o alguna combinación de esas velocidades, pueden ser importantes. Es posible que haya una resistencia membranosa. Asimismo, una reacción química puede afectar a la rapidez de la lixiviación.

Ya que las corrientes de sobreflujo y subflujo no son fases inmiscibles, sino corrientes basadas en el mismo disolvente, el concepto de equilibrio de lixiviación no es el mismo que se aplica en otras separaciones con transferencia de masa. Si el soluto no se adsorbe en el sólido inerte, sólo se logra el equilibrio verdadero cuando todo el soluto se disuelve y distribuye en forma uniforme en todo el disolvente, tanto en la corriente de subflujo como de sobreflujo (o cuando el disolvente se satura uniformemente con el soluto, situación que nunca se presenta en un extractor diseñado en forma adecuada). La interpretación práctica del equilibrio de lixiviación es el estado en que las corrientes de subflujo y sobreflujo tienen la misma composición. En un diagrama x-y, la línea de equilibrio es una recta que pasa a través del origen con una pendiente de uno. Se acostumbra calcular el número de etapas ideales (de equilibrio) requeridas para una lixiviación determinada y ajustar dicho número por medio de la aplicación de un factor de eficiencia de la etapa.

Sin embargo, por lo general no es posible establecer una eficiencia de la etapa o generar ni un índice de la velocidad de lixiviación (es decir, un coeficiente general) sin probar los modelos a pequeña escala de aparatos probables. De hecho, los resultados de dichas pruebas tienen que escalarse en forma empírica, sin una evaluación explícita de los índices de velocidad o cuasi-equilibrio.

Métodos de operación Los sistemas de lixiviación se distinguen por el ciclo de operación (intermitente, continuo o intermitente con lotes múltiples); por la dirección de las corrientes (concurrente, a contracorriente, o flujo híbrido); por el número de etapas (una sola etapa, etapas múltiples o etapa diferencial) y por el método de contacto (percolación por rociada, percolación por inmersión o dispersión de sólidos). En general, las cuatro categorías deben aplicarse para estipular completamente un sistema de lixiviación (p. ej., el extractor tipo Bollman es un percolador continuo, con etapas múltiples rociadas y flujo híbrido).

Sea cual sea el mecanismo y el método de operación, resulta evidente que el proceso de la lixiviación se verá favorecido por el aumento de la superficie por unidad de volumen de sólidos que se deban lixiviar y por la disminución de las distancias radiales que se deben atravesar al interior de los sólidos. La disminución del tamaño de las partículas contribuye a ambas cosas. Por otra parte, los sólidos finos provocan una velocidad lenta de percolación, dificultan la separación de sólidos y producen quizá un sólido de mala calidad. Esas características establecen las bases para un tamaño óptimo de partículas.

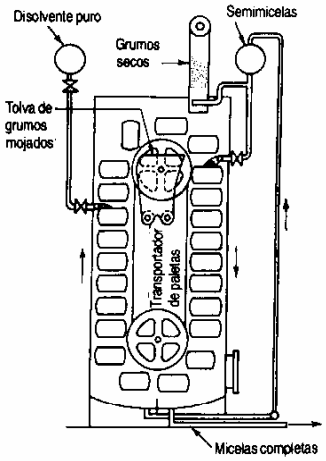


FIG. 19-63 Extractor Bollman (McCabe y Smith, *Unit Operations of Chemical Engineering*, 3a. ed., p. 609. Copyright 1976 por McGraw-Hill, Inc., New York. Con permiso de McGraw-Hill Book Company.)

EQUIPOS DE LIXIVIACIÓN

Es a través de la clasificación mediante el método de contacto que se proporcionan las dos categorías principales en las que se divide el equipo de lixiviación: **1)** los que realizan la lixiviación por percolación y **2)** aquellos en que los sólidos de partículas se dispersan en un líquido y posteriormente se separan de él. Cada una de esas clases tiene unidades continuas y por lotes. Los materiales que se desintegran durante la lixiviación se incluyen en los equipos de la segunda clase.

Unos cuantos diseños de máquinas continuas no se clasifican en ninguna de esas clases principales.

Percolación Además de aplicarse a los minerales y las rocas *in situ* y mediante la técnica simple de la lixiviación en montones, la percolación se lleva a cabo en tanques por lotes y en extractores continuos.

Percoladores por lotes El **tanque por lotes** no es diferente de un gran filtrador de succión; se trata de un gran tanque circular o rectangular de fondo falso. Los sólidos que se van a lixiviar se dejan caer al tanque hasta una profundidad uniforme. Se rocían con disolvente hasta que su contenido de soluto se reduce a un mínimo económico y, a continuación, se excavan. El flujo a contracorriente del disolvente a través de una serie de tanques es común, entrando nuevo disolvente al tanque que contiene el material más agotado. En una operación típica de preparación de minerales, los tanques son de 53 por 20 por 5.5 m (175 por 67 por 18 ft) y manejan 8200 Mg (9000 toneladas cortas) de minerales en un ciclo de 13 días. Algunos tanques funcionan a presión, para contener disolventes volátiles o incrementar el índice de percolación. Una serie de tanques a presión que funcionan con flujo de disolvente a contracorriente se denomina **batería de difusión**.

Percoladores continuos Los sólidos gruesos se lixivian también mediante la percolación en equipos de lecho móvil, incluyendo clasificadores de rastrillo de plataforma simple y múltiple, contactores de elevador de cangilones y transportadores horizontales de banda.

El **extractor de Bollman** que se muestra en la figura 19-63 es una unidad elevadora de cangilones diseñada para manejar de 2000 a 20 000 kg/h (50 a 500 toneladas cortas al día) de sólidos grumosos (p. ej., frijol de soya). Los cangilones con fondos perforados se fijan en una banda de movimiento sin fin. Los granos secos, alimentados a los cangilones descendentes, se rocían con disolvente parcialmente enriquecido. Al elevarse los cangilones al otro lado de la unidad, los sólidos se rocían con una corriente de disolvente puro a contraflujo. Los granos agotados se dejan caer de los cangilones en la parte superior de la unidad a un transportador de paletas; se bombea disolvente enriquecido, "el micelio completo", del fondo de la caja. Puesto que los sólidos no están agitados y que los micelios finales se desplazan a contracorriente, el extractor de Bollman permite la utilización de granos delgados, produciendo un extracto de buena claridad. Sin embargo, se trata sólo parcialmente de un dispositivo a contracorriente y permite a veces el encauzamiento y la baja eficiencia consiguiente por etapas.

En el **diseño de canasta horizontal**, mostrado mediante el **extractor Rotocel** que aparece en la figura 19-64, los compartimientos emparedados, en forma de sectores anulares, con pisos permeables al líquido se giran alrededor de un eje central. Los compartimientos pasan en forma sucesiva por el punto de alimentación, varios rocíos de disolventes, una sección de drenaje y una estación de descarga (donde se abre el piso para descargar los sólidos extraídos. La estación de des-

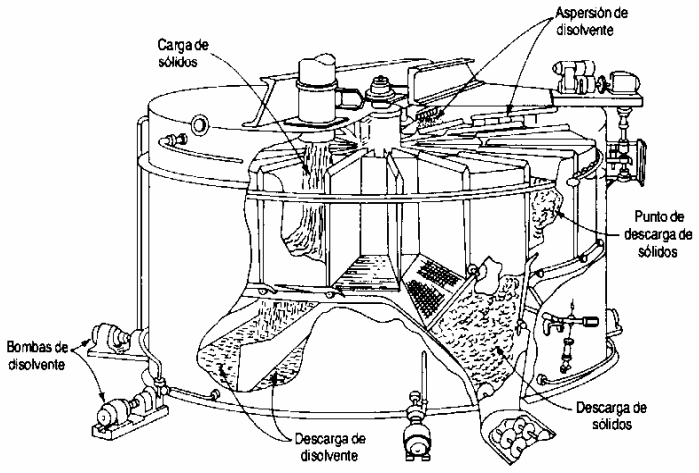


FIG. 19-64 Extractor Rotocel. [*Rickles*, Chem. Eng., 72(6) 164 (1965)] *Con permiso de McGraw-Hill, Inc.*]

o es diferente de un
ıe circular o rectan-
viar se dejan caer al
ɔn disolvente hasta
ɔconómico y, a con-
l disolvente a través
disolvente al tanque
ıación típica de pre-
) por 5.5 m (175 por
ɔortas) de minerales
a presión, para con-
de percolación. Una
de disolvente a con-

se lixivian también
il, incluyendo clasi-
iple, contactores de
ales de banda.
figura 19-63 es una
anejar de 2000 a 20
los grumosos (p. ej.,
ados se fijan en una
mentados a los can-
rcialmente enrique-
nidad, los sólidos se
traflujo. Los granos
e superior de la uni-
lvente enriquecido,
o que los sólidos no
ran a contracorrien-
de granos delgados,
abargo, se trata sólo
y permite a veces el
or etapas.
mediante el **extrac-**
ompartimientos em-
ɔisos permeables al
ompartimientos pa-
ón, varios rocíos de
de descarga (donde
. La estación de des-

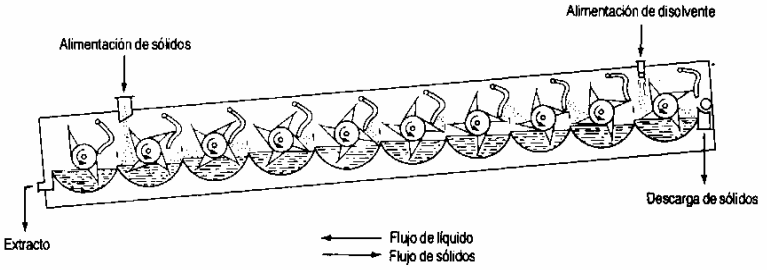


FIG. 19-65 Extractor Kennedy. (*Vulcan Cincinnati, Inc.*)

carga está continua, en forma de circunferencia, al punto de alimentación. La extracción a contracorriente se logra mediante la alimentación de disolvente fresco, exclusivamente en el último compartimiento, con el efluente que procede del que sigue. El Rotocel es simple y económico y requiere poco espacio. Este tipo de equipo lo manufacturan varios fabricantes. Los filtros al vacío de mesa horizontal y recipiente inclinado (figuras 19-104 y 19-105), de los cuales la contraparte es la gravedad, se utilizan como extractores para los procesos de lixiviación que incluyen una separación difícil de la solución y el residuo.

El **percolador de banda sin fin** (Hamm, *loc. cit.*) es en principio similar, pero la alimentación sucesiva, el rocío de disolvente, el drenaje y las estaciones de descarga son lineales en vez de circulares. Algunos ejemplos son el **extractor de banda de Smet** (sin compartimientos) y **la banda de marco de Lurgi** (con compartimientos). Esta última es una especie de equivalente lineal del Rotocel. Los filtros al vacío de banda horizontal (Fig. 19-106), que se asemejan a los extractores de banda sin fin, se utilizan en ocasiones para las operaciones de lixiviación.

El **extractor de Kennedy** (Fig. 19-65), que también requiere poco espacio, opera básicamente como un percolador, en el que el lecho de sólidos se desplaza a través del disolvente en vez de ser en la dirección convencional opuesta. Está compuesto por una línea horizontal de cámaras a través de cada una de las cuales se desplazan, en sucesión, los sólidos a lixiviar, por medio de un impulsor lento encerrado en esa sección. Existe una oportunidad para el drenaje entre etapas cuando el impulsor eleva los sólidos arriba del nivel de líquido antes de vaciarlos en la siguiente cámara. El disolvente fluye por gravedad de cámara a cámara, a contracorriente con el movimiento de los sólidos. Los sólidos están sujetos a una acción mecánica, en cierta forma más intensa que en otros tipos de percoladores continuos.

Lixiviación de sólidos dispersos Los equipos para lixiviar sólidos finos mediante la dispersión y la separación incluyen tanques por lotes agitados por medio de impulsores giratorios o aire y gran variedad de dispositivos continuos.

Tanques agitados por lotes Los tanques agitados mediante impulsores coaxiales (turbinas, paletas o hélices) se utilizan comúnmente para la disolución por lotes de sólidos en líquidos y se pueden utilizar para la lixiviación de sólidos finos. Hasta donde la velocidad controlante en la transferencia de masa es la de transferencia de materiales que entran o salen del interior de las partículas sólidas, en vez de la velocidad de transferencia a o de la superficie de las partículas, la función principal del agitador es proporcionar disolvente no agotado a las partículas mientras se encuentran en el tanque un tiempo suficiente para que se complete el proceso de difusión. El agitador realiza esto en forma muy eficiente si se limita a hacer circular suavemente los sólidos a través del fondo del tanque o los suspende simplemente por encima del fondo. El diseño de agitadores de sólidos en suspensión es objeto de análisis en la subsección "Suspensión intermitente de partículas con tamaño semejante".

Después de que se haya producido la lixiviación hasta el grado deseado se pueden separar los sólidos mediante la deposición y la decantación del extracto sobrenadante, o mediante filtros externos, centrífugas o espesadores, que se estudian en otros puntos de la sección 19. La dificultad de la separación de sólidos y extractos y el hecho de que proporcionan una etapa simple en equilibrio son las principales desventajas de los tanques agitados por lotes.

Tanques Pachuca Los minerales de oro, uranio, y otros metales se lixivian con frecuencia por lotes en recipientes grandes agitados por aire, que se conocen como tanques Pachuca. Un tanque típico es un cilindro vertical con una sección de fondo cónico, por lo común con un ángulo incluido de 60°, de 7 m (23 ft) de diámetro y 14 m (46 ft) de altura total. En algunos diseños, el aire se admite de una tubería abierta cerca del fondo del cono y se eleva libremente a través del tanque; sin embargo, es más usual que éste entre a través de un tubo vertical central, con dimensiones características de 46 cm (18 in) de diámetro, que se extiende desde el fondo del tanque hasta un nivel arriba de la sección cónica y, en algunos casos, casi hasta la superficie del líquido (Fig. 19-66). Antes de salir a la superficie del líquido, el aire induce dentro y encima del tubo axial un flujo sustancial de pulpa, que posteriormente desciende por la parte exterior del tanque y reentra ocasionalmente al elevador. Lamont [*Can J. Chem. Eng.*, **36**, 153 (1958)] analiza la velocidad de circulación en los tanques Pachuca.

Lixiviación continua de sólidos dispersos

El *extractor de plato vertical* como, por ejemplo, el **extractor Bonotto** (Fig. 19-67) consiste en una columna dividida en compartimientos cilíndricos mediante platos horizontales espaciados a distancias iguales. Cada plato tiene una abertura radial escalonada a 180° de las aberturas de los platos inmediatamente por encima y por debajo de él y esas aberturas se limpian mediante una hoja radial giratoria. Los sólidos, alimentados al plato superior, caen a cada uno de los platos inferiores en sucesión. Los sólidos caen como una cortina en disolvente que fluye hacia arriba por la torre. Se descargan mediante un transportador de gusano y un compactador.

Los *tanques de sedimentación por gravedad*, que funcionan como espesadores, pueden servir como dispositivos continuos de contacto y separación, en que se pueden lixiviar continuamente los sólidos finos.

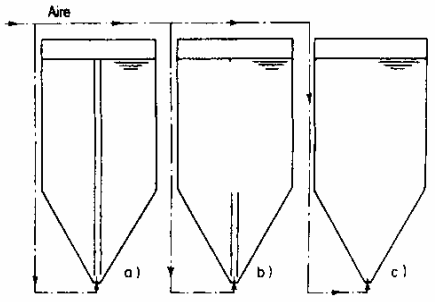


FIG. 19-66 Tres diseños de tanques Pachuca. *a*) Tanque Komata-Reefs (columna completa al centro). *b*) Tanque de columna parcial. *c*) Tanque de elevación al aire libre. [*Lamont*, Can. J. Chem. Eng., **36**, 156 (1958), con autorización.]

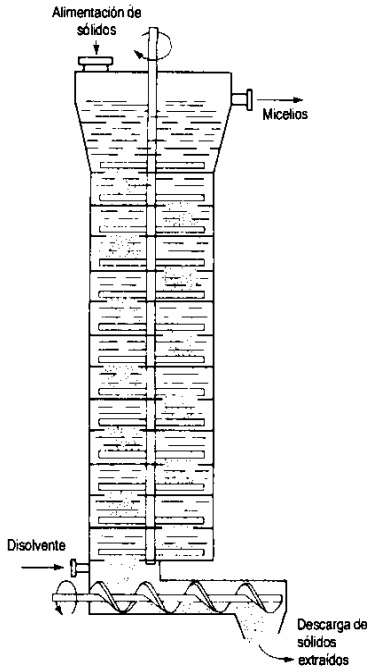


FIG 19-67 Extractor Bonotto. [Rickles, Chem. Eng., **72**(6), 163 (1965). Copyright 1965 por McGraw-Hill, Inc., New York. Con autorización de McGraw-Hill.]

Una serie de esas unidades, conectadas adecuadamente, permite el lavado de los sólidos finos en una operación verdaderamente continua y a contracorriente. Si es apropiado, se puede asociar un tanque de mezclado a cada espesador para mejorar el contacto entre los sólidos y el líquido que se alimenta a cada etapa. Los espesadores por sedimentación de gravedad se describen en "Operaciones de sedimentación por gravedad". Los espesadores por gravedad son, entre todos los equipos de lixiviación continua, los que requieren un área mayor y se limitan a los sólidos relativamente finos.

Los *tanques agitados por medio de impulsores* pueden funcionar como tanques de lixiviación continua, solos o en serie. Si la alimentación de sólidos es una mezcla de partículas con diferentes velocidades de asentamiento y si es conveniente que todas las partículas residan en el tanque de lixiviación durante los mismos periodos, será difícil e inseguro el diseño de un tanque agitado de lixiviación continua.

Extractores de transportador de gusano Un tipo de equipo de lixiviación continua que emplea el principio del transportador de tornillo o gusano no es, en términos estrictos, percolador ni extractor de sólidos dispersos. Aunque se clasifica con frecuencia junto con los percoladores, puede haber una agitación suficiente de los sólidos durante su transporte por medio del gusano para que la acción sea distinta de la percolación ortodoxa.

En la figura 19-68 se muestra esquemáticamente el **extractor Hildebrandt de inmersión total**. La superficie helicoidal se perfora, para que el disolvente pueda atravesar la hélice a contracorriente. Los gusanos están diseñados de modo que compacten los sólidos durante su paso por la unidad. El diseño ofrece las ventajas evidentes de la acción a contracorriente y la compactación continua de sólidos, pero hay posibilidades de que se produzcan ciertas pérdidas de disolvente y flujo excesivo de alimentación, por lo que el funcionamiento adecuado se ve limitado a los sólidos ligeros y permeables.

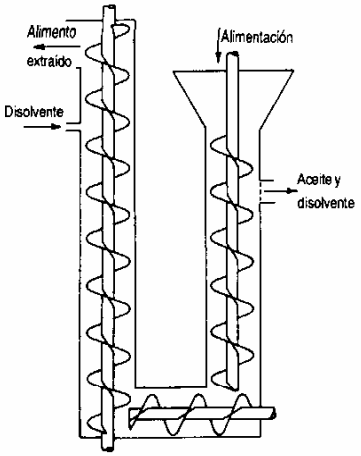


FIG. 19-68 Extractor Hildebrant de transportador en espiral. (McCabe y Smith, [*Unit Operations of Chemical Engineering*]. 3a. ed., p. 609. Copyright 1976 por McGraw-Hill, Inc., New York. Con autorización de McGraw-Hill Book Company.)

Un diseño bastante similar, pero más sencillo, utiliza una sección de gusano horizontal para la lixiviación y un segundo gusano en una sección inclinada para el lavado, el drenaje y la descarga de los sólidos extraídos.

En el **De Danske Sukkerfabriker**, el eje del extractor está inclinado aproximadamente 10° respecto a la horizontal, con lo que se elimina la necesidad de dos tornillos con ángulos de inclinación diferentes.

La remolacha se transporta satisfactoriamente hacia arriba, dentro de una torre vertical, por medio de un arreglo de platos o aletas inclinadas, unidas a un eje axial, con la ayuda de platos guía en forma de "s" sobre la pared de la torre. La cubierta se llena con agua, que desciende a medida que las remolachas se desplazan hacia arriba. Esta configuración se utiliza en la **torre de difusión BMA** (Hamm, *loc. cit.*).

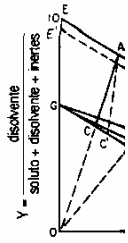
SELECCIÓN O DISEÑO DE UN PROCESO DE LIXIVIACIÓN*

En el corazón del diseño de una planta de lixiviación, a cualquier nivel —conceptual, preliminar, de una empresa de ingeniería, etc.— está el diseño de las operaciones unitarias y el proceso de la unidad o línea de extracción. Los principales aspectos que corresponden a la operación de lixiviación son la selección del proceso y las condiciones de operación, así como el cálculo de las dimensiones del equipo de extracción.

El proceso y las condiciones de operación Los principales parámetros a determinar o identificar son el disolvente a utilizar, la temperatura, las composiciones y cantidades de las corrientes finales, el ciclo de lixiviación (intermitente o continuo), el método de contacto y la selección específica del extractor.

Selección del disolvente El disolvente seleccionado ofrecerá el mejor balance de varias características deseables: alto límite de saturación y selectividad respecto al soluto por extraer, capacidad para producir el material extraído con una calidad no alterada por el disolvente, estabilidad química en las condiciones del proceso, baja viscosidad, baja presión del vapor, baja toxicidad e inflamabilidad, baja

*Partes del texto que aparece en "Design Calculation Methods" en la sección 17 del *Chemical Engineers' Handbook*, 5a. ed., fueron incorporados dentro de esta sección sin cambios significativos. Nuestro pleno reconocimiento a E.K. Prabhudesai, como autor de los mismos



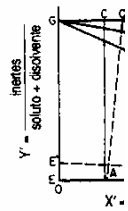


FIG. 19-69 Diagr
Diagrama del triángu

densidad, baja ten
ción de la corrient
aproximado decre
ficos de cada apli
cancia relativa, y
combinación adec

Temperatura
tal manera que se
vapor del disolvent
sensibilidad del pr
sibilidad a la temp
con el ataque por o

Composiciones
ligadas básicamer
pacidad de produc
ducción de extract
que se debe extrae
del soluto y la cor
son los parámetro
mantengan la con

Ciclo de lixivia
ción entre una ope
del tamaño y natu
La elección de un
depende principal
una percolación e

Tipo de reacto
tible (o menos in
los parámetros pr
quívoca sin difici
verdad es siempr
utilidad.

Cálculos para
dad de carga dete
y/o el número de
ducen al número
el cálculo, esto da

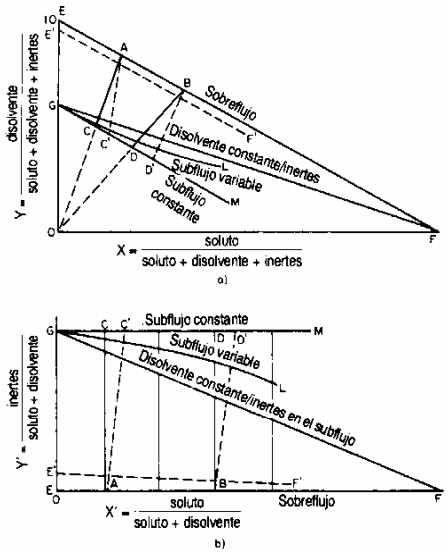


FIG. 19-69 Diagramas de composición para los cálculos de lixiviación. *a*) Diagrama del triángulo recto. *b*) Diagrama modificado de Ponchon-Savarit.

densidad, baja tensión superficial, facilidad y economía de recuperación de la corriente de extracto y costo. Estos factores se listan en orden aproximado decreciente de importancia, pero son los aspectos específicos de cada aplicación los que determinan su interacción y significancia relativa, y cualquiera puede controlar la decisión con la combinación adecuada de las condiciones del proceso.

Temperatura La temperatura de la extracción debe seleccionarse de tal manera que se obtenga el mejor balance de solubilidad, presión de vapor del disolvente, difusividad del soluto, selectividad del disolvente y sensibilidad del producto. En algunos casos puede ser significativa la sensibilidad a la temperatura de los materiales de construcción, relacionada con el ataque por corrosión o erosión.

Composiciones y cantidades de las corrientes finales Estas están ligadas básicamente con una cantidad dada en forma arbitraria: la capacidad de producción de la planta de lixiviación (la velocidad de producción de extracto o la velocidad de purificación de la materia prima que se debe extraer). Cuando existen opciones, el grado de eliminación del soluto y la concentración de la corriente de extracto seleccionada son los parámetros que maximizan la economía del proceso, mientras mantengan la conformidad con el estándar reglamentario.

Ciclo de lixiviación y método de contacto Por lo general, la selección entre una operación intermitente y continua depende básicamente del tamaño y naturaleza del proceso del cual forma parte la extracción. La elección de un percolador o una técnica de dispersión de sólidos depende principalmente de la docilidad de la extracción para realizar una percolación eficaz y suficientemente rápida.

Tipo de reactor El tipo específico de reactor que es más compatible (o menos incompatible) con la combinación seleccionada de los parámetros precedentes rara vez se percibe en forma clara e inequívoca sin dificultad. Sin embargo, al final, éste es el objetivo. La verdad es siempre que los últimos criterios son la confiabilidad y la utilidad.

Cálculos para dimensionar el extractor Para cualquier velocidad de carga determinada (que indica el área de la sección transversal y/o el número de extractores), las dimensiones de las unidades se reducen al número de etapas requeridas, reales o equivalentes. Durante el cálculo, esto da por resultado la determinación del número de etapas requeridas y la aplicación de las eficiencias adecuadas de las etapas. Los métodos de cálculo se asemejan a los de otras operaciones de transferencia de masa (véanse las secciones 13, 14 y 15), que incluyen datos de equilibrio y condiciones de contacto, están basados en los balances de materia. Estos métodos se analizan brevemente en esta subsección en relación con el contacto a contracorriente.

Diagramas de composición En su forma elemental, un sistema de lixiviación consta de tres componentes: un sólido insoluble inerte; un solo soluto no adsorbido, que puede ser líquido o sólido y un solo disolvente.* Por lo tanto, se trata de un sistema ternario, aunque sea poco común, como ya se mencionó antes, debido a la "insolubilidad" total mutua de dos de las fases y a la naturaleza simple del equilibrio.

La composición de un sistema característico se puede representar en forma satisfactoria mediante un diagrama. Los diagramas que con más frecuencia se utilizan son el del triángulo rectángulo, en el que se grafica la fracción de masa del disolvente contra la fracción de masa del soluto (Fig. 19-69*a*) y una gráfica con la forma del diagrama de Ponchon-Savarit, en la que los inertes toman el lugar de la entalpía (Fig. 19-69*b*). Un tercer diagrama que se utiliza con menos frecuencia es la gráfica modificada de McCabe-Thiele, en la que la solución de sobreflujo (libre de inertes) y la solución de subflujo (que sale de la etapa con inertes) se tratan como pseudofases y la fracción masa de soluto en el sobreflujo, *y*, se grafica contra la fracción masa de soluto en el subflujo, *x*. (Una representación adicional, el diagrama de triángulo equilátero, que a menudo se utiliza para los sistemas ternarios líquido-líquido, raras veces se emplea aquí, porque el área de los datos de lixiviación está confinada a una pequeña parte del triángulo.)

En relación con la figura 19-69 (ambas gráficas), *EF* representa el lugar geométrico de las composiciones de sobreflujo, para el caso en que la corriente de sobreflujo no contiene sólidos inertes. *E'B'* representa la corriente de sobreflujo que contienen algunos sólidos inertes, ya sea por arrastre o solubilidad parcial en la solución de sobreflujo. Las líneas *GF*, *GL* y *GM* representan los lugares geométricos de las composiciones de subflujo para tres condiciones diferentes indicadas en el diagrama. En la figura 19-69*a* la línea de subflujo constante *GM* es paralela a *EF*, o sea, la hipotenusa del triángulo, en tanto que *GF* pasa a través del vértice derecho, que representa 100% de soluto. En la figura 19-69*b*, la línea de subflujo *GM* es paralela a la abscisa y *GF* pasa a través del punto en la abscisa que representa la composición de la solución clara adherida a los sólidos inertes.

Las composiciones de las corrientes de sobreflujo y subflujo que salen de la misma etapa están representadas por la intersección de las líneas de composición, para las corrientes con una línea de unión (*AC, AC', BD, BD'*). Las líneas de unión de equilibrio (*AC, BD*) pasan por el origen (que representa 100% de inertes) en la figura 19-69*a* y son verticales (lo cual representa la misma composición de la solución libre de inertes, en ambas corrientes) en la figura 19-69*b*. Para condiciones de equilibrio no lineal, con o sin adsorción o para las condiciones en que existe adsorción selectiva, las líneas de unión se encuentran desplazadas y están representadas por *AC'* y *BD'*. El punto *C'* está a la derecha de *C* si la concentración de soluto en la solución de sobreflujo es menor que en la solución de subflujo adherida a los sólidos. Concentraciones desiguales en las dos soluciones indican un tiempo de contacto insuficiente y/o adsorción preferencial de uno de los componentes sobre los sólidos inertes. Las líneas de unión, como, por ejemplo, *AC'* se pueden considerar como "líneas de unión prácticas" (es decir, representan las etapas reales en lugar de ideales) si los datos de las composiciones de subflujo y sobreflujo se obtuvieron experimentalmente en condiciones que simulan la operación real, sobre todo en relación con el tiempo de contacto, la agitación y el tamaño de partícula de los sólidos.

*La solubilidad del inerte, la adsorción del soluto en el inerte, y la complejidad del disolvente y la materia extraída pueden ser tomados en cuenta si se estima necesario. Su consideración queda fuera del alcance de este tratamiento.

Cálculos algebraicos Este método comienza con el cálculo de las cantidades y composiciones de todas las corrientes finales, utilizando como base de cálculo una cantidad conveniente de una de las corrientes. Después, se calculan el balance de material y las composiciones de las corrientes para una etapa final ideal, en cualquier extremo de la batería de extracción utilizando los datos de equilibrio y de retención de solución. Los cálculos se repiten para cada etapa sucesiva ideal de un extremo del sistema al otro, hasta que se obtiene una etapa ideal que corresponde a las condiciones deseadas. Cualquier problema de extracción sólido-líquido se puede resolver por este método, pero es una operación tediosa si se intenta con una calculadora manual. Su aplicación al lixiviado continuo a contracorriente se muestra mediante un ejemplo en la quinta edición del *Chemical Engineers' Handbook* (p. 17-4).

Para ciertos casos simplificados se puede calcular directamente el número de etapas requerido para lograr una composición deseada del producto para un conjunto dado de condiciones de alimentación. Por ejemplo, si se alcanza el equilibrio en todas las etapas y si la velocidad de masa de subflujo es constante, ambas líneas de equilibrio y operación en un diagrama de McCabe-Thiele modificado son rectas y es posible calcular directamente el número de etapas ideales requerido para acomodar cualquier conjunto racional de flujos y composiciones finales (McCabe y Smith, *op. cit.*).

$$N = \frac{\log [(y_b - x_b)/(y_a - x_a)]}{\log [(y_b - y_a)/(x_b - x_a)]} \qquad (19\text{-}30)$$

Incluso cuando se logran las condiciones de equilibrio en cada etapa y un sobreflujo constante, por lo general, no es válida la ecuación (19-30) para la primera etapa, porque los sólidos no extraídos que entran a esta etapa no suelen estar premezclados con la solución para producir la masa de subflujo que sale. Esto se puede comprobar fácilmente por medio del cálculo de las corrientes de salida para la primera etapa, utilizando los valores de la ecuación (19-30) para calcular el número de etapas requeridas después de la etapa 1.

Método gráfico Este método de cálculo consiste simplemente en una representación diagramática de todas las composiciones posibles en un sistema de lixiviación, que incluyen los valores de equilibrio con base en los cuales se pueden evaluar los balances de materia a través de las etapas ideales (o, en algunos casos, no ideales), mediante el equivalente gráfico de los cálculos algebraicos de etapa por etapa. Por lo general, es más sencillo que el cálculo manual de la solución algebraica y es considerado por muchos una ayuda útil, porque permite visualizar las variables del proceso y su efecto sobre la operación. Cualquiera de los cuatro tipos de diagramas de composición descritos antes puede utilizarse, pero el diagrama modificado de Ponchon-Savarit o el del triángulo recto (Fig. 19-69) son los más convenientes para los cálculos de lixiviación.

Las técnicas de solución gráfica son semejantes a las de los problemas de destilación y adsorción (binarias) que utilizan los diagramas de McCabe-Thiele, Ponchon-Savarit y triángulo recto y son muy similares a las descritas en la sección 15 para los sistemas de extracción con disolvente (ternarios) que utilizan las coordenadas de Janecke. Para una exposición y ejemplos más detallados véase Brown y cols. (*Unit Operations*, Wiley, New York, 1950); McCabe y Smith, (*loc. cit.*), también el cap. 18 y Treybal (*Mass Transfer Operations*, 2d. ed., McGraw-Hill, New York, 1968).

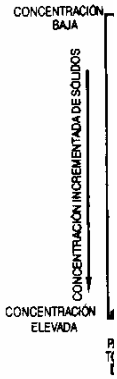


FIG. 19-70 Efecto c
ción de los sólidos sob

logre los objetivos d
prueba a utilizar pa
En la figura 19-7
tración de sólidos, l
ción que puede ocu
muchas partículas
20 μm), los cristale
la cohesión es pequ
mente las partículas
estado disperso deb
tálicos, muchos pre
cias orgánicas, disti
A concentracione
noce como asentam
naturaleza, las partí
tarse libremente. L
den chocar con la
continúan su desce
no se adhieren form
a una velocidad má
Existe una transi
régimen de la zona
a asentarse como u
que la velocidad de
pruebas intermiten
(para cualquier co
partícula, etc.).
Por último, la co
descenso de la parti
dinámicas, sino tam
de las partículas qu
las partículas en co
mentación a esos ni
una concentración
flóculos individual
flóculos mediante
dad de sedimentaci
la concentración de
zona particular. Co
nulares que no form
xima de sólidos sin
Como ejemplo, l
ducidas en el proc
quierdo de la figu
particular, o sea, s
asentamiento y lleg

SEPARACIÓN DE FASES

Los equipos por medio de los cuales se realizan las separaciones de sólido-líquido se clasifican por la fuerza propulsora que exige la separación. Por tanto, el tema se suele dividir en los campos de sedimentación por gravedad, separación magnética, filtración, excluyendo la filtración centrífuga, centrifugación (tanto de filtración como de sedimentación) y para exprimir. Estos temas se verán en el resto de la sección 19; sólo se dedican unas cuantas líneas a la separación magnética, puesto que tiene una importancia primordial para las industrias mineralógicas y metalúrgicas, más que para la química. Se incluye también un párrafo resumido sobre la selección competitiva de un separador de sólido-líquido. No se verá la elutriación de líquidos y la clasificación por métodos de velocidad de asentamiento. Aun cuando esas operaciones se llevan a cabo en sistemas de líquido-sólido, son separaciones logradas entre grupos de partículas, más que de partículas a partir de líquidos suspendidos. Por consiguiente, se presentan en la sección 21 y los principios básicos en la sección 5.

OPERACIONES DE SEDIMENTACIÓN POR GRAVEDAD

Referencias Generales: Coe y Clevenger, *Trans. Am. Inst. Min. Eng.*, **55**, 356 (1916). Comings, Pruiss, y DeBord. *Ind. Eng. Chem.*, **46**, 1164 (1954). Counselmann, *Trans. Am. Inst. Min. Eng.*, **187**, 223 (1950). Fitch. *Ind. Eng. Chem.*, **58**(10), 18 (1966). *Trans. Soc. Min. Eng. AIME*, **223**, 129 (1962). Kynch, *Trans. Faraday Soc.*, **48**, 166 (1952). Pearse, *Gravity Thickening Theories: A Review*, Warren Spring Laboratory, Hertfordshire, 1977. Purchas, *Solid/Liquid Separation Equipment Scale-Up*, Uplands Press, Croydon, England, 1977. Talmage y Fitch, *Ind. Eng. Chem.*, **47**, 38 (1955). Wilhelm y Naide, *Min. Eng. (Littleton, Colo.)*, **33**, 1710 (1981).

La sedimentación es la separación parcial o la concentración de las partículas sólidas suspendidas en un líquido, mediante asentamiento por gravedad. Este campo se puede dividir en las operaciones funcionales de espesamiento y clarificación. El objetivo principal del espesamiento es incrementar la concentración de los sólidos en suspensión en la corriente de alimentación, en tanto que el de la clarificación es eliminar una cantidad relativamente pequeña de partículas suspendidas y obtener un efluente claro. Estas dos funciones son similares y ocurren en forma simultánea y la terminología sólo hace distinción entre los resultados deseados del proceso primario. Por lo general, los mecanismos de espesamiento están diseñados para los requerimientos de trabajo más pesados impuestos por una gran cantidad de pulpa relativamente concentrada, en tanto que, por lo general, los clarificadores incluyen aspectos que aseguran esencialmente la eliminación completa de los sólidos en suspensión, como, por ejemplo, mayor profundidad, provisiones especiales para la coagulación o floculación de la suspensión de alimentación y una longitud mayor del vertedero de sobreflujo.

CLASIFICACIÓN DE SÓLIDOS SEDIMENTABLES; PRUEBAS DE SEDIMENTACIÓN

Los tipos de sedimentación que se encuentran en la tecnología de un proceso se ven considerablemente afectados no sólo por los factores obvios—el tamaño de partícula, la viscosidad del líquido, las densidades de la solución y el sólido— sino también por las características de las partículas en el precipitado. Estas propiedades, así como los requerimientos del proceso, ayudan a determinar tanto el tipo de equipo que

traídos que entran a
ución para producir
obar fácilmente por
a la primera etapa,
calcular el número

ste simplemente en
posiciones posibles
es de equilibrio con
de materia a través
s), mediante el equi-
pa por etapa. Por lo
a solución algebrai-
rque permite visua-
obre la operación.
nposición descritos
ido de Ponchon-Sa-
s convenientes para

; a las de los proble-
an los diagramas de
o y son muy simila-
s de extracción con
as de Janecke. Para
Brown y cols. (*Unit*
y Smith, (*loc. cit.*),
Operations, 2d. ed.,

Se incluye también
a de un separador de
os y la clasificación
iando esas operacio-
o, son separaciones
artículas a partir de
tan en la sección 21

s los requerimientos
ntidad de pulpa rela-
ıl, los clarificadores
liminación comple-
lo, mayor profundi-
o floculación de la
del vertedero de so-

ABLES;

la tecnología de un
ólo por los factores
líquido, las densida-
as características de
así como los reque-
l tipo de equipo que

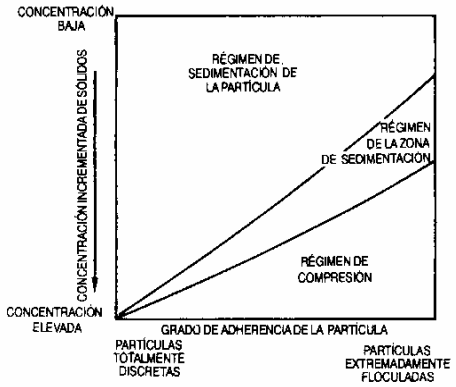


FIG. 19-70 Efecto combinado de la adherencia de la partícula y la concentración de los sólidos sobre las características de sedimentación de una suspensión.

logre los objetivos deseados en forma más eficaz como los métodos de prueba a utilizar para la selección del equipo.

En la figura 19-70 se muestra la relación que existe entre la concentración de sólidos, la cohesión entre partículas y el tipo de sedimentación que puede ocurrir. Las partículas "totalmente discretas" incluyen muchas partículas minerales (por lo general, de un diámetro mayor a 20 μm), los cristales de sales y sustancias similares, cuya tendencia a la cohesión es pequeña. Las sustancias que floculan incluyen generalmente las partículas menores a 20 μm (a menos que estén presentes en estado disperso debido a las cargas de superficie), los hidróxidos metálicos, muchos precipitados químicos y la mayor parte de las sustancias orgánicas, distintas a los coloides verdaderos.

A concentraciones bajas, el tipo de sedimentación encontrado se conoce como asentamiento de la partícula. Independientemente de su naturaleza, las partículas están lo suficientemente apartadas para asentarse libremente. Las partículas que se asientan con más rapidez pueden chocar con las de sedimentación lenta y, si no se adhieren continúan su descenso a su propia velocidad específica. Aquellas que no se adhieren forman flóculos de un diámetro mayor, que se asientan a una velocidad más elevada que la de las partículas individuales.

Existe una transición gradual del asentamiento de las partículas al régimen de la zona de asentamiento, donde las partículas son forzadas a asentarse como una masa. La principal característica de esta zona es que la velocidad de asentamiento de la masa, como se observa en las pruebas intermitentes, es una función de la concentración de sólidos (para cualquier condición particular de floculación, densidad de la partícula, etc.).

Por último, la concentración de sólidos llega a un nivel en el que el descenso de la partícula se ve restringida no sólo por las fuerzas hidrodinámicas, sino también, aunque sólo en parte, por el apoyo mecánico de las partículas que se encuentran abajo. Por consiguiente, el peso de las partículas en contacto mutuo puede afectar la velocidad de sedimentación a esos niveles más bajos. Esta compresión da por resultado una concentración aún mayor de sólidos, por la compactación de los flóculos individuales y el relleno parcial de los espacios vacíos interflóculos mediante flóculos deformados. En consecuencia, la velocidad de sedimentación en el régimen de compresión es función tanto de la concentración de sólidos como de la profundidad de la pulpa en esta zona particular. Como se indica en la figura 19-70, las partículas granulares que no forman flóculos pueden alcanzar la concentración máxima de sólidos sin pasar por este régimen.

Como ejemplo, las partículas de óxido de aluminio trihidratado producidas en el proceso Bayer están localizadas cerca del extremo izquierdo de la figura 19-70. Estos sólidos se asientan de manera particular, o sea, sólo pasan brevemente por el régimen de la zona de asentamiento y llegan a una densidad o concentración final de sólidos sin efectos significativos de compresión. En este punto, la concentración de sólidos puede ser tan alta como 80% en peso. Se ha precipitado el mismo compuesto, pero de naturaleza gelatinosa en el tratamiento de agua, como hidróxido de aluminio y está en el extremo derecho de la figura. Este material floculado entra al régimen de la zona de asentamiento con una concentración baja (en relación con la concentración máxima que puede alcanzar) y se espesa en forma gradual. Cuando se encuentra presente una profundidad suficiente de pulpa, de preferencia ayudada por una agitación o vibración suave, ocurre el efecto de la zona de compresión, que es esencial para que el precipitado alcance su máxima concentración de sólidos, es decir, aproximadamente 10%. Ciertos precipitados de tamaño fino (1 a 2 μm) de este compuesto tienen características intermedias entre los dos extremos.

La corriente de alimentación a clarificar o espesar puede existir en cualquier estado representado en este diagrama y a medida que se concentra debido a la sedimentación puede pasar por todos los regímenes, y la velocidad de asentamiento en cualquiera de ellos puede ser el factor determinante del tamaño o dimensión, para el equipo requerido.

Procedimiento de las pruebas de sedimentación

Determinación de los requerimientos de la zona de clarificación En el tratamiento de las suspensiones de sólidos que están en un régimen particular de asentamiento, el objetivo usual es la producción de un efluente claro y los métodos de prueba limitados a este tipo de asentamiento son el procedimiento normal de dimensionado, a pesar de que debe verificarse la demanda de área para el espesamiento. Con las partículas o la materia que flocula ligeramente, cualquier método que mida la reducción de velocidad de la partícula es adecuado y se pueden utilizar los procedimientos de tubo largo o corto, que se describirán después. Si los sólidos se floculan en forma considerable y durante la sedimentación las partículas se adhieren con facilidad, el procedimiento de tubo largo dará por resultado datos erróneos y se observará mayor claridad en las muestras tomadas de las llaves inferiores (es decir, la claridad parece mejorar con velocidades más elevadas de asentamiento). En estos casos, el tiempo es la principal variable en la clarificación y se recomienda una prueba simple de retención.

Método del tubo largo En esta prueba se utiliza un tubo transparente de 2 a 4 m de longitud y al menos 100 mm de diámetro (de preferencia mayor), adaptado con llaves de muestreo cada 200 o 300 mm. El tubo está montado en forma vertical y se llena con una muestra representativa de la suspensión de alimentación. A intervalos periódicos, se extraen de las llaves sucesivas muestras de aproximadamente 100 ml. El muestreo se inicia en la llave más alta. Los intervalos de tiempo están determinados básicamente por la velocidad de sedimentación de las partículas y se seleccionan de tal manera que, al menos, una serie de cuatro produzca muestras que engloben la meta deseada de eliminación de sólidos. Este procedimiento indica también si el tiempo de retención es o no un factor importante en la velocidad de clarificación. En forma característica, los intervalos pueden tener una duración de 30 min y la última serie de muestras, que representan los resultados a obtener, se extraen con un tiempo de retención de 2 h. Las muestras se analizan para determinar la concentración de sólidos en suspensión, por los medios adecuados, por ejemplo, filtración en crisoles Gooch, o centrifugación con tubos calibrados.

Se grafica la concentración de sólidos en suspensión en cada una de las muestras en función de la velocidad de sedimentación nominal de la muestra, que se determina con base en la profundidad correspondiente de la llave de muestreo dividida entre el tiempo que transcurrió desde que se inició la prueba y el tiempo de muestreo. Para cada serie de muestras, después de la primera, la profundidad cambia debido a la eliminación de las muestras precedentes, aspecto que debe considerarse. Con las partículas de sólidos que presentan poca o ninguna tendencia a adherirse, los puntos de datos forman por lo general una línea, independientemente del tiempo de retención. Esto indica que las áreas de sedimentación disponibles en el estanque determinan el grado de eliminación de sólidos y que la profundidad afecta poco los resultados.

Ya que la concentración de sólidos en las muestras de 100 ml, extraídas a profundidades diferentes, no corresponden a la concentración promedio del fluido arriba del punto de muestreo (equivalente al sobreflujo del clarificador a la velocidad específica de diseño), se hace un ajuste en el cálculo del área requerida. En consecuencia, el promedio aproximado de la concentración de sólidos en toda la columna de líquido arriba de una llave de muestreo determinada se puede obtener mediante la suma de los valores obtenidos en todas las llaves superiores y en la que se extrae la muestra y dividir entre el número total de llaves muestreadas. Después se utiliza este valor en una gráfica de la concentración de sólidos suspendidos en el sobreflujo contra la velocidad nominal de sedimentación.

Las eficiencias de área para los clarificadores diseñados en forma adecuada, en los que el tiempo de retención no es un factor importante, varían entre 65 y 80% y el área de la superficie debe incrementarse en forma concordante para reducir la velocidad de sobreflujo.

Si las partículas tienden a adherirse ligeramente durante la sedimentación, cada tiempo de muestreo, que representa un tiempo nominal de retención diferente en el clarificador, produce concentraciones distintas de sólidos en suspensión con velocidades similares. Estos datos se pueden graficar como un conjunto de curvas de concentración contra la velocidad de sedimentación, para cada tiempo de retención, por los medios antes descritos. El escalamiento es similar salvo que el tiempo de retención sea un factor importante y tanto el área como la profundidad del clarificador afecten los resultados. En la mayor parte de los casos, más de una combinación de diámetro y profundidad producen el mismo resultado de clarificación.

Los datos se pueden evaluar en forma conveniente al seleccionar diferentes velocidades nominales de sobreflujo (equivalentes a velocidades de sedimentación) para cada tiempo de retención y graficar luego las concentraciones de sólidos en suspensión para cada velocidad nominal de sobreflujo (como parámetro) contra el tiempo de retención. Para una concentración especificada de sólidos suspendidos en el efluente se prepara, a partir de esta gráfica, una curva de la velocidad de sobreflujo contra el tiempo de retención.

Método del tubo corto Esta prueba es adecuada cuando el tiempo de retención no cambia el grado de floculación de las partículas y, en consecuencia, no afecta significativamente la velocidad de sedimentación de ellas. También es útil para las pruebas del hidroseparador cuando el dispositivo de sedimentación se utiliza para la clarificación (véase la Secc. 21). En esta prueba se utiliza un tubo de 50 a 75 mm de diámetro y 300 a 500 cm de longitud. La muestra colocada dentro del tubo se mezcla para asegurar la uniformidad y se permite que ocurra la sedimentación, para un intervalo medido. Transcurrido este tiempo, el líquido de la superficie se saca con un sifón hasta lograr el nivel deseado y la muestra recolectada se analiza, para determinar la concentración de sólidos en suspensión. La profundidad seleccionada se basa por lo general en los volúmenes esperados de sobreflujo y subflujo. La concentración de sólidos suspendidos, que se determinó en la muestra sacada con sifón, es equivalente a los valores "promediados" obtenidos en la prueba del tubo largo a la velocidad de sedimentación correspondiente.

En las pruebas del hidroseparador es necesario determinar las concentraciones de sólidos y las distribuciones de tamaño, tanto en la muestra flotante extraída, como en la fracción restante del cilindro. El volumen de esta última muestra debe producir una concentración de sólidos característica del precipitado bombeado de subflujo.

Prueba de retención En esta prueba se utiliza un recipiente de boca ancha con capacidad de 1 a 4 l. La muestra se coloca en el recipiente; si se requiere, se flocula por los medios adecuados y se permite que asiente. Se extraen del recipiente pequeñas muestras para el análisis de sólidos en suspensión, por lo general en la región inmediatamente inferior al punto medio y tomada con la suficiente precaución para que los sólidos asentados no vuelvan a suspenderse. Los tiempos de muestreo pueden ser con intervalos consecutivos más largos, por ejemplo, 5, 10, 20, 40 y 80 min.

La concentración de sólidos en suspensión se puede graficar en papel log-log en función del tiempo de muestreo (retención). Por lo general, se obtiene una línea recta y el tiempo de retención estático requerido t, para lograr una concentración determinada de sólidos en suspensión C en el sobreflujo de un estanque ideal, se puede leer directamente de la gráfica. Si la gráfica da una línea recta, los datos están descritos por la ecuación:

$$C = Kt^m \tag{19-31}$$

donde el coeficiente K y el exponente m son característicos de la suspensión particular.

Si la suspensión contiene una fracción de sólidos que se pueden considerar como "no asentables", los datos se representan más fácilmente al utilizar el procedimiento conocido como de segundo orden. Esto depende de que los datos estén razonablemente representados mediante la ecuación

$$Kt = [1/(C - C_\infty)] - [1/C_0 - C_\infty)] \tag{19-32}$$

donde C_∞ es la concentración de sólidos no asentables y C_0 representa la concentración de sólidos suspendidos en la muestra no asentada (de alimentación). La concentración de sólidos residuales que permanecen en suspensión después de un tiempo de retención suficientemente largo (C_∞) se debe determinar primero y graficarse después en un papel lineal, como una función del recíproco de la concentración $1/(C - C_\infty)$ contra el tiempo.

Pruebas de sedimentación masiva En los casos que incluyen exclusivamente el tiempo de retención, la velocidad de sobreflujo debe considerarse por otros medios. Esto se realiza efectuando una prueba de sedimentación en la que los sólidos se concentren, en primer lugar, hasta el nivel en que se inicie la zona de asentamiento. Por lo general, dicho nivel está caracterizado por una interfase muy difusa y apenas discernible, que ocurre durante la etapa inicial de sedimentación y cuya velocidad de descenso se mide con una probeta graduada de tamaño adecuado, de preferencia, de 1 litro por lo menos. La porción inicial de la línea recta se utiliza para especificar la velocidad de sedimentación masiva. El diseño de la velocidad de sobreflujo no debe exceder la mitad del valor de la velocidad de sedimentación masiva.

Eficiencia de retención La conversión de las dimensiones del estanque ideal, determinada por medio de los procedimientos del tiempo de retención con un clarificador real requiere la incorporación de un factor de eficiencia para considerar los efectos de la turbulencia y el flujo no uniforme. Las eficiencias varían en forma considerable y dependen no sólo de las dimensiones del clarificador y los medios de alimentación, sino también de las características de las partículas. La curva mostrada en la figura 19-71 se puede utilizar para el escalamiento de los datos de laboratorio en la obtención de las dimensiones para los clarificadores circulares. El tiempo estático de retención, determinado a partir de una prueba para producir una concentración específica de sólidos en el efluente, se divide entre la eficiencia (expresada en porcentaje) para determinar el tiempo nominal de retención, que a su vez representa el volumen del clarificador, arriba de la interfase de la pulpa asentada, dividido entre la velocidad de sobreflujo. Se consideran diferentes combinaciones de profundidad-diámetro al utilizar el factor de eficiencia correspondiente. En la mayor parte de los casos, el

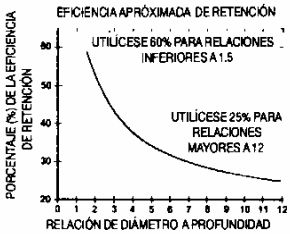


FIG. 19-71 Curva de eficiencia para el escalamiento de los datos de clarificación intermitente, para determinar el tiempo de retención nominal en un clarificador continuo.

área se puede determinar mediante factores distintos a la velocidad de sedimentación masiva, por ejemplo, las limitaciones prácticas de profundidad del tanque.

La claridad en el espesador para el que la concentración de alimentación está en el régimen de la zona de sedimentación puede depender de la modalidad de operación del espesador. Si la alimentación está bien sumergida en la pulpa (es decir, abajo de la interfase pulpa-agua), la claridad del sobreflujo será mejor que la producida cuando el nivel de pulpa es inferior a la salida del pozo de alimentación.

Area del estanque del espesador Los requerimientos de área para los espesadores se basan con frecuencia en las velocidades de flujo de los sólidos, medidas en el régimen de la zona de sedimentación. La teoría sostiene que, para cualquier condición de sedimentación específica, existe en el espesador una concentración crítica que limita la velocidad de carga de sólidos. Esta concentración crítica se muestra como un lecho de pulpa de profundidad variable en el que la concentración de sólidos es bastante uniforme, desde la parte superior hasta el fondo del lecho. Ya que, por lo general, la concentración de subflujo es mayor que ésta, se tienen concentraciones que se incrementan gradualmente a medida que progresa la profundidad en la región bajo esta zona de concentración constante. Como la concentración en esta zona crítica representa una condición de régimen permanente, su extensión vertical puede variar continuamente en respuesta a cambios menores en la velocidad de concentración de la alimentación o el subflujo. En espesadores que operan con concentraciones relativamente elevadas de subflujo, con tiempos largos de retención de sólidos y menor carga, esta zona puede no estar presente.

Se han desarrollado muchos métodos de prueba por lotes, que se basan en la determinación de la velocidad de flujo de los sólidos con esta concentración crítica. En la mayor parte de estos métodos se reconoce que, a medida que los sólidos entran al régimen de compresión, el comportamiento de espesamiento ya no es sólo una función de la concentración de sólidos. En consecuencia, en estos métodos se intenta utilizar el punto "crítico" que divide a las dos zonas y obtener las dimensiones del estanque, con base en la velocidad de sedimentación de una capa de pulpa, de esta concentración. La dificultad está en discernir dónde se localiza este punto en la curva de sedimentación.

Se han desarrollado muchos procedimientos, pero dos en particular se utilizan con más frecuencia: el método de Coe y Clevenger y la técnica de Kynch, definida por Talmage y Fitch (al principio de esta subsección se citan las referencias).

El método de Coe y Clevenger requiere la medición de la velocidad inicial de asentamiento de la pulpa con diferentes concentraciones de sólidos, que varían desde la concentración de alimentación hasta el valor final de subflujo. El requerimiento de área para cada concentración de sólidos ensayada se calcula al dividir la velocidad en volumen de sobreflujo del licor entre la velocidad correspondiente de sedimentación de la interfase. Para una concentración de subflujo determinada se alcanzará un valor máximo que determina el área del estanque, expresada casi siempre como el área unitaria, una cantidad con las dimensiones del área plana del espesador por unidad de velocidad másica de asentamiento de los sólidos. La ecuación para calcular el área unitaria con varias concentraciones de sólidos es:

$$\text{Área unitaria} = (1/C_i - 1/C_u)/s_L v_i \qquad (19\text{-}33)$$

donde C_i es la concentración de sólidos a la velocidad de sedimentación de la interfase v_i, C_u es la concentración de subflujo y s_L es la gravedad específica del líquido libre de sólidos en el espesador. Las dimensiones de C_i y C_u son la masa de sólidos en suspensión por unidad de volumen de líquido libre de sólidos en el precipitado. Cualquier conjunto congruente de unidades se puede utilizar en la ecuación (19-33), pero las unidades prácticas usuales atribuidas al área unitaria son metros cuadrados por tonelada métrica (es decir, por megagramos) por día o ft cuadrado por tonelada corta por día.

En el método de Kynch se utiliza generalmente una sola curva de sedimentación, que es preferible cuando se utiliza la floculación con polímeros. El tamaño del flóculo se ve afectado considerablemente por la concentración inicial de sólidos y esto puede dar resultados erróneos si se utiliza el procedimiento de Coe y Clevenger. La curva es una gráfica del nivel de la pulpa en una probeta graduada contra el tiempo de sedimentación. La prueba debe continuar hasta obtener la concentración deseada de subflujo. En el cálculo del área unitaria, con base en esta teoría, el método de Talmage y Fitch consiste en resolver la ecuación

$$\text{Área unitaria} = t_u/C_0H_0 \qquad (19\text{-}34)$$

donde t_u representa el tiempo, días; C_0 es la concentración inicial de sólidos en la alimentación, Mg/m^3 y H_0 es la altura inicial, m, del precipitado, en la probeta de prueba. El término t_u se toma de la intersección de una tangente con la curva en el punto crítico y una línea horizontal que representa la profundidad de la pulpa, a la concentración de subflujo. Existen varios medios para seleccionar este punto crítico, todos empíricos, y el valor del área unitaria determinada no se puede considerar preciso.

Profundidad del estanque del espesador La profundidad de la pulpa requerida en el espesador se ve afectada considerablemente por el papel que desempeña la compresión en la determinación de la velocidad de sedimentación. Si las condiciones de la zona de asentamiento definen el área necesaria, la profundidad de la pulpa no es un factor importante y puede ignorarse, ya que con la profundidad "normal" de la pulpa en el espesador es más que suficiente. En cambio, cuando controla la zona de compresión, la profundidad de la pulpa es significativa y esencial para la medición de la velocidad de asentamiento en estas condiciones.

Para determinar los requerimientos de la zona de compresión en un espesador debe hacerse una prueba en un cilindro profundo, en el que la profundidad promedio de la pulpa se aproxime a la profundidad prevista en el estanque a escala completa. Es necesario calcular la densidad promedio de la pulpa en la compresión y utilizarla en la ecuación (19-35) para determinar el volumen requerido de la zona de compresión:

$$V = \theta_c(\rho_s - \rho_L)/\rho_s(\rho_{sL} - \rho_L) \qquad (19\text{-}35)$$

donde V representa el volumen, m^3, requerido por tonelada métrica (o Mg) por día; θ_c es el tiempo de compresión, días, requerido en la prueba, para llegar a la concentración de subflujo y ρ_s, ρ_L y ρ_{sL} denotan las densidades de los sólidos, el líquido y el precipitado (promedio), respectivamente, toneladas métricas/m^3. Este valor, dividido entre la profundidad promedio de la pulpa durante el tiempo de prueba representa el área unitaria, definida por los requerimientos de compresión. Si aquélla excede al valor determinado con base en las pruebas de la zona de sedimentación, ésta será la cantidad a utilizar.

La **profundidad lateral** de espesador se determina como la suma de la profundidad necesaria para la zona de compresión y la requerida para la zona clara. Generalmente, son suficientes de 1 a 2 m de profundidad de zona clara, arriba del nivel esperado de pulpa, en el espesador, para una operación estable y efectiva. Cuando no se puede predecir de antemano el nivel de pulpa o se espera que sea relativamente bajo, suele ser adecuado utilizar un valor de 2 a 3 m para la profundidad de la pared lateral del espesador. También se puede emplear una profundidad mayor para proporcionar una mejor claridad. Sin embargo, en la mayor parte de las aplicaciones de los espesadores la mejora obtenida por este medio es marginal.

En los otros dos métodos se evita el empleo del punto crítico, al obtener los requerimientos de área a partir de las condiciones de sedimentación que existen a la concentración de subflujo. Uno de estos métodos, que es una extensión de la teoría de la zona de sedimentación, se basa en la velocidad de asentamiento de la capa de pulpa a la concentración de subflujo; en el otro, se utiliza la ecuación (19-34), en la que se reemplaza t_u por t_x, es decir, el valor de tiempo en la curva de sedimentación, representado por la altura de pulpa, por la concentración de subflujo. Ambos métodos dan valores equivalentes y, para utilizarlos en forma adecuada, los dos se deben basar en los datos obtenidos en cilindros con una profundidad correspondiente a la esperada para la pulpa, en el espesador a escala total. Si

se utiliza una probeta de laboratorio debe aplicarse un factor de corrección de profundidad.

Cuando es probable que la compresión sea el factor que controla, es deseable que las pruebas se realicen en cilindros de al menos 1 m de profundidad, aunque también se han utilizado en forma satisfactoria cilindros de 1 a 2 l. Cuando se utiliza un tubo profundo, el diámetro debe ser por lo menos de 150 mm, para reducir el efecto de la pared. Es esencial utilizar un rastrillo a baja velocidad (aproximadamente 0.1 rpm) en todas las pruebas de cilindro, para evitar el puenteo de las partículas y permitir que la muestra se aproxime a la densidad de subflujo que se obtiene en un espesador a gran escala.

Los factores de escalamiento que se utilizan en el espesamiento varían considerablemente pero, en forma característica, un multiplicador de 1.2 a 1.3 aplicado al área unitaria calculada con base en los datos de laboratorio es suficiente, siempre y cuando se hayan seguido los procedimientos adecuados de prueba y las muestras sean representativas.

Floculación El empleo de floculantes se ha convertido en una práctica común por la reducción considerable de las dimensiones del equipo y los costos de capital que se pueden lograr con dosis nominales de reactivo. En general, los floculantes dan por resultado sobreflujos más claros y subflujos con una concentración más elevada, para unidades de sedimentación más pequeñas que las que se requerirían para obtener el comportamiento mínimo deseado sin su uso. La selección del agente suele incluir pruebas simples de comparación a escala de laboratorio, realizadas sobre pequeñas muestras de pulpa, para obtener una determinación aproximada, seguidas de pruebas a mayor escala en cilindros o espesadores continuos de planta piloto con los floculantes y las dosis que resultaron satisfactorias. La determinación de la dosis óptima es complicada, ya que incluye varios factores económicos, por ejemplo, los costos del agente de floculación y los de capital, el costo de paro debido a la formación de islas y la influencia de la concentración de subflujo sobre el costo.

Se dispone de floculantes a base de polímeros en varios intervalos de peso molecular, que pueden ser de carácter no iónico o modificados y tener cargas predominantemente aniónicas o catiónicas. El campo de aplicación varía pero, en general, los no iónicos son adecuados para suspensiones ácidas, los floculantes aniónicos trabajan bien en medios neutros o alcalinos y los catiónicos son más eficaces en materiales orgánicos y coloidales.

Los sólidos coloidales (p. ej., los que se encuentran en el tratamiento de los desperdicios) pueden requerir un tratamiento inicial con un agente químico que tenga propiedades iónicas fuertes, como los ácidos, la cal, el alumbre o el sulfato férrico. Estos dos últimos precipitan a pH neutro y producen una estructura con flóculos gelatinosos que ayuda aún más a la recolección de partículas extremadamente pequeñas. Algunos polímeros catiónicos también pueden ser eficaces para la floculación de partículas de este tipo. (Esta acción se conoce generalmente como "coagulación".) Una agitación suave y prolongada mejora el grado y la velocidad de floculación en estas condiciones. A menudo, la concentración de sólidos debe incrementarse en forma artificial mediante recirculación del material parcialmente sedimentado, para mejorar aún más la velocidad de crecimiento del flóculo.

Sin embargo, con la floculación a base de polímeros, una agitación extensa después de la adición del polímero puede tener efectos perjudiciales. El reactivo debe agregarse a una muestra en condiciones que promuevan una dispersión rápida y un mezclado uniforme y completo, con adición continua de polímero en forma característica durante 3 a 15 s. En las pruebas de cilindro, esto se logra mediante la inyección de floculante a la pulpa con un aparato que consta de una jeringa, un tubo y un tapón invertido de hule. El tapón, que debe cubrir aproximadamente tres cuartas partes del diámetro del cilindro, proporciona una turbulencia suficiente a medida que se mueve suavemente hacia arriba y hacia abajo a través de la solución, para producir un buen mezclado de la pulpa y el reactivo.

Esta diferencia en el comportamiento es característica de estos dos tipos de estructura del floculante. El flóculo más pequeño es resultado de la coagulación y se vuelve a formar fácilmente después de someterlo a un esfuerzo cortante suave. Por otra parte, los flóculos grandes formados por los polímeros se rompen fácilmente de manera irreversible y sólo se pueden volver a formar mediante la adición de más polímero.

Requerimientos de torque Se debe disponer del torque o par motor suficiente en el mecanismo de los rastrillos de un espesador a gran escala para permitir que dicho mecanismo se mueva a través del precipitado y, cuando se requiera, arrastre los sólidos a la salida de subflujo. Los sólidos granulares, que se sedimentan rápidamente y alcanzan la concentración final de sólidos sin pasar por los regímenes de compresión o de la zona de asentamiento, requieren la carga máxima de arrastre, ya que sólo este mecanismo debe desplazarlos hasta la salida. Por el contrario, los materiales extremadamente finos, por ejemplo, las arcillas y precipitados, requieren de un arrastre mínimo, ya que la mayor parte de los sólidos llegan a la salida de subflujo en forma hidrodinámica. Los rastrillos evitan una acumulación gradual de sólidos en el fondo; sin embargo, una agitación lenta suele ser conveniente en los procesos de espesamiento. A medida que la concentración de subflujo se aproxima a su límite máximo, la consistencia se incrementa considerablemente, lo que da por resultado un requerimiento mayor de arrastre y un incremento en la demanda de torque.

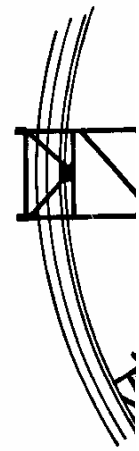
La mayor parte de los materiales se encuentran entre estos dos extremos, pero el par motor suministrado en dos espesadores diseñados en forma adecuada y del mismo tamaño pero en aplicaciones diferentes puede variar en forma considerable. Por desgracia, los métodos de prueba para especificar el torque en pruebas a pequeña escala tienen un valor cuestionable, porque es difícil duplicar las condiciones reales. Los fabricantes del equipo de sedimentación seleccionan los valores nominales del torque con base en la experiencia con sustancias similares y recomiendan la capacidad de par motor sobre estas bases. Por lo general, los espesadores y clarificadores deben operar en un intervalo de torque que no exceda de 20% el intervalo de diseño, para minimizar el paro cuando ocurre alguna perturbación.

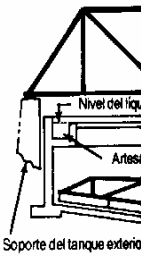
Requerimientos de la bomba de subflujo Muchas suspensiones espesan a una concentración mayor que la que pueden manejar las bombas convencionales de precipitados. Las pruebas de espesamiento se deben realizar teniendo esto en cuenta para que, en general, el área unitaria produzca la máxima concentración que se puede bombear. La determinación de esta concentración máxima "de bombeo" es, básicamente, una cuestión de juicio que requiere algo de experiencia en el bombeo de precipitados. Sin embargo, el comportamiento de las suspensiones espesadas se puede utilizar como una guía aproximada de la capacidad de bombeo. Después de la prueba, el líquido que sobrenada debe decantarse y los sólidos asentados deben remezclarse dentro del cilindro hasta obtener una consistencia uniforme. El remezclado se realiza fácilmente utilizando un tapón de hule sujeto al extremo de una varilla rígida. Si la masa de precipitado remezclado se puede vaciar del cilindro, cuando está inclinado de 10 a 30°, con respecto a la horizontal, el subflujo correspondiente del espesador lo pueden manejar la mayor parte de los tipos de bombas para precipitados. Pero si el precipitado requiere que se agite el cilindro, o se utiliza otro medio mecánico para su eliminación, debe diluirse hasta obtener una condición más fluida.

ESPESADORES

La función principal de un espesador continuo es concentrar los sólidos en suspensión mediante asentamiento por gravedad, para lograr un balance de materia a régimen permanente con extracción continua de sólidos, especialmente en el subflujo a la velocidad con que entran con la alimentación. Por consiguiente, una vez que se ha logrado un inventario de pulpa, ésta permanecerá constante si la alimentación también se mantiene constante. Los espesadores continuos se utilizan en la mayor parte de las aplicaciones en las que se deben concentrar o eliminar grandes cantidades de sólidos de grandes volúmenes de precipitados líquido-sólido.

Un espesador tiene varios componentes básicos: un tanque para contener el precipitado, la tubería de alimentación y un pozo de ali-





Soporte del tanque exterio

FIG. 19-72 Espesac

mentación para per
que, un mecanism
miento de los sóli
sistema de subflujo
sobreflujo.

Los espesadores
sultado del desarrol
gánicos. En consec
espesadores contin

Espesadores co
tres tipos, que se di
en un puente, 2) ap
tracción. Estos tip
"Componentes y ac
mo se indica en est
puede ser para un es
grande como 120 n
de apoyo del mecar

El diseño básico
19-72, que muestra
mentación se lleva

os flóculos grandes
nte de manera irre-
te la adición de más

del torque o par mo-
un espesador a gran
va a través del pre-
a la salida de subflu-
damente y alcanzan
regímenes de com-
la carga máxima de
arios hasta la salida.
os, por ejemplo, las
nimo, ya que la ma-
lo en forma hidrodi-
dual de sólidos en el
conveniente en los
ntración de subflujo
se incrementa con-
rimiento mayor de

entre estos dos ex-
esadores diseñados
licaciones diferen-
cia, los métodos de
queña escala tienen
condiciones reales.
ccionan los valores
n sustancias simila-
e estas bases. Por lo
erar en un intervalo
ño, para minimizar

uchas suspensiones
ueden manejar las
as de espesamiento
, en general, el área
puede bombear. La
ombeo" es, básica-
le experiencia en el
amiento de las sus-
ía aproximada de la
uido que sobrenada
ezclarse dentro del
. El remezclado se
lo al extremo de una
se puede vaciar del
specto a la horizon-
eden manejar la ma-
itados. Pero si el
utiliza otro medio
obtener una condi-

concentrar los sóli-
edad, para lograr un
tracción continua de
l con que entran con
a logrado un inven-
mentación también
se utilizan en la ma-
ncentrar o eliminar
nes de precipitados

os: un tanque para
n y un pozo de ali-

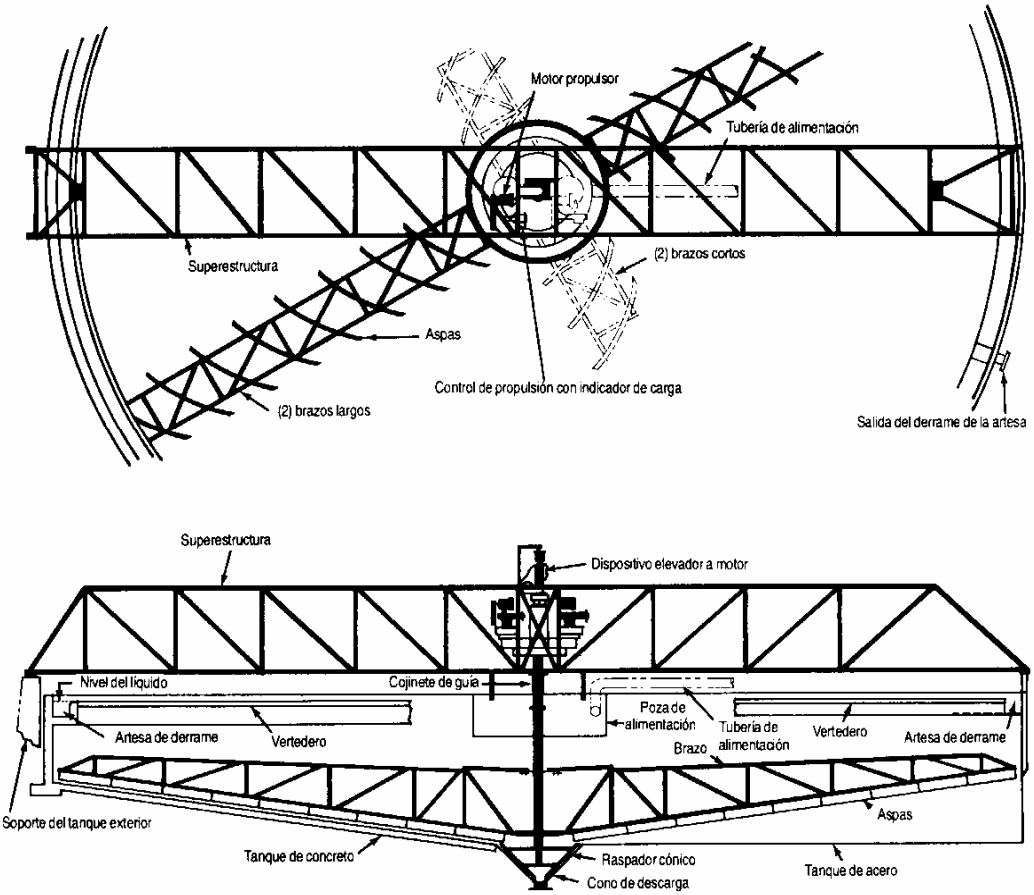


FIG. 19-72 Espesador unitario con mecanismo apoyado en un puente. (*Eimco Process Equipment, Co.*)

mentación para permitir que la corriente de alimentación entre al tanque, un mecanismo de rastrillos giratorios para ayudar al desplazamiento de los sólidos concentrados hasta los puntos de salida, un sistema de subflujo con extracción de sólidos y un sistema vertedor de sobreflujo.

Los espesadores continuos han sufrido varias modificaciones, resultado del desarrollo de gran variedad de floculantes poliméricos orgánicos. En consecuencia, existen actualmente dos tipos básicos de espesadores continuos: el **convencional** y el de **alta velocidad**.

Espesadores convencionales Estos espesadores se dividen en tres tipos, que se distinguen por el mecanismo de impulso: **1**) apoyado en un puente, **2**) apoyado en una columna central y **3**) con impulso de tracción. Estos tipos se describen posteriormente en la subsección "Componentes y accesorios para las unidades de sedimentación". Como se indica en esta subsección, el diámetro del tanque seleccionado puede ser para un espesador convencional tan pequeño como 3 m o tan grande como 120 m (10 a 400 ft) y está relacionado con la estructura de apoyo del mecanismo, y viceversa.

El diseño básico del espesador convencional aparece en la figura 19-72, que muestra el tipo apoyado en un puente. La corriente de alimentación se lleva al centro del espesador mediante una tubería o un canal abierto y entra al pozo de alimentación, que está diseñado para minimizar la turbulencia producida por la velocidad de entrada de la alimentación y forzar la entrada de la pulpa abajo de la superficie de líquido claro. El flujo de sólidos espesados fluyen o se arrastran hacia el centro del espesador y se eliminan. El líquido de sobreflujo se extrae del espesador por medio de un vertedero periférico.

El espesador convencional se puede utilizar con o sin floculantes, dependiendo de la aplicación. Si se utilizan floculantes, por lo general se agregan en el canal o el pozo de alimentación y la floculación ocurre como producto de la turbulencia resultante.

Espesadores de alta velocidad Estos espesadores están diseñados específicamente para maximizar la eficiencia de floculación de los floculantes y difieren de los espesadores convencionales en el diseño del pozo de alimentación, las dimensiones y la forma de control. A diferencia de las unidades convencionales, los espesadores de alta velocidad *deben* utilizar floculantes.

Los pozos de alimentación de los espesadores de alta velocidad se diseñan para una dispersión completa del floculante en la alimentación y para admitir la pulpa floculada en la zona de sedimentación de espesador sin destruir los flóculos recientemente formados. La alimentación puede entrar directamente al lecho de pulpa si el contacto de los

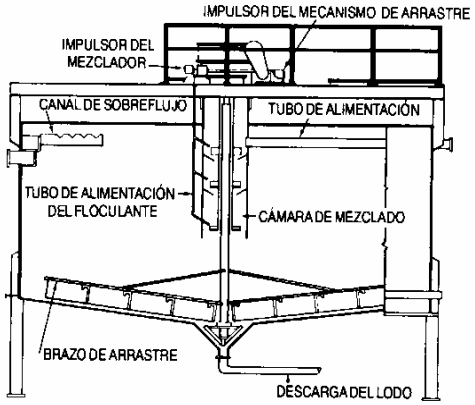


FIG. 19-73 Esquema del espesador Hi-Capacity. (*Eimco Process Equipment Co.*)

sólidos es el mecanismo por el que debe completarse la floculación, o puede entrar arriba del nivel de pulpa si ésta se encuentra lo suficientemente floculada para producir la claridad deseada y la densidad de subflujo requerida. Por lo general, ambas modalidades de operación se pueden probar en unidades a escala total y se utiliza la que produce los mejores resultados.

En la figura 19-73 se muestra un espesador de alta velocidad, el diseño **Hi-Capacity** de Eimco. En este equipo debe utilizarse una etapa de deareación para eliminar el aire que entra con la alimentación, de manera que no genere turbulencia dentro del espesador o cause la flotación de los sólidos. La corriente de alimentación entra al pozo de alimentación, donde se agrega el floculante en varios lugares para optimizar el mezclado con la corriente de alimentación. En el diseño que aparece en la figura 19-73 se utiliza un mezclador mecánico para dispersar el floculante, en tanto que otros diseños dependen de la turbulencia creada por la corriente de alimentación. La floculación puede ocurrir tanto en el pozo de alimentación como en el lecho de pulpa; la cantidad de floculación en el pozo de alimentación depende del tiempo de residencia y de la turbulencia existente en dicho pozo.

El incremento en la eficiencia de floculación logrado en un espesador de alta velocidad puede aumentar la velocidad de sedimentación masiva de 2 a 10 veces respecto a la obtenida en un espesador convencional y, por consiguiente, reducir en un factor similar el requerimiento de área unitaria. El volumen correspondiente puede ser de 4 a 15 veces más pequeño que en los espesadores convencionales, para la misma aplicación. En consecuencia, un cambio en la velocidad de alimentación de los sólidos o en las características de sedimentación de los mismos produce un cambio rápido en el nivel de pulpa y, por lo tanto, los espesadores de alta velocidad requieren alguna forma de control automático. Los parámetros de control utilizados para mantener una operación estable en los espesadores de alta velocidad son la densidad de los sólidos de subflujo, la velocidad de extracción de subflujo, la dosis de floculante, el inventario de sólidos en el tanque, la velocidad de alimentación de sólidos y las restricciones que limitan el torque mecánico del mecanismo giratorio de rastrillos.

CLARIFICADORES

Los clarificadores continuos se utilizan por lo general con suspensiones diluidas, principalmente en las corrientes de procesos industriales y en los desperdicios industriales locales, y su propósito primario es producir un sobreflujo relativamente claro. Los clarificadores son esencialmente idénticos a los espesadores en lo que respecta a diseño y arreglo, salvo que utilizan un mecanismo de construcción más ligero y una cabeza de impulso con una capacidad de torque menor. Estas diferencias se permiten porque en las aplicaciones de clarificación la pulpa espesada producida tiene un volumen menor y una concentración de sólidos en suspensión mucho más reducida, debido al alto porcentaje de sólidos relativamente pequeños (menores de 10 μm). Por consiguiente, el costo instalado de un clarificador es aproximadamente 5 a 10% inferior al de un espesador con un tanque de las mismas dimensiones, como se puede apreciar en la tabla 19-9.

Clarificadores rectangulares En la figura 19-74 aparece el diseño característico de un clarificador rectangular. El mecanismo de arrastre utilizado en este diseño es una draga de tipo cadena. La draga desplaza la pulpa depositada hacia una tolva de precipitado, localizada en un extremo, por medio de raspadores colocados en cadenas sin fin. Mientras regresan a su posición de raspado del sedimento, estas paletas se desplazan cerca del nivel del agua y, por consiguiente, actúan como dispositivos de desnatado para la eliminación de la espuma superficial. Los clarificadores rectangulares están disponibles en anchos de 2 a 10 m (6 a 33 ft) y la longitud, por lo general, es 3 a 5 veces el ancho. Los clarificadores con anchos más grandes tienen mecanismos múltiples de arrastre, cada uno con su motor aparte.

Este tipo de clarificador se utiliza en aplicaciones como las separaciones preliminares de agua y petróleo en las refinerías, la clarificación de los efluentes de los molinos de rodillos y la recuperación de escoria en las acerías. Dada la forma rectangular del tanque, tiene una ventaja económica cuando se emplean unidades múltiples que pueden compartir las paredes. Sin embargo, por lo general, la claridad del sobreflujo no es tan buena como en los otros tipos.

Clarificadores circulares Las unidades circulares están disponibles en diámetros de 3 hasta 130 m (10 a 425 ft). Existen en los tres tipos básicos como espesadores de un solo compartimiento: el de tipo puente, el de columna central y el de tracción periférica. El tipo con el mecanismo

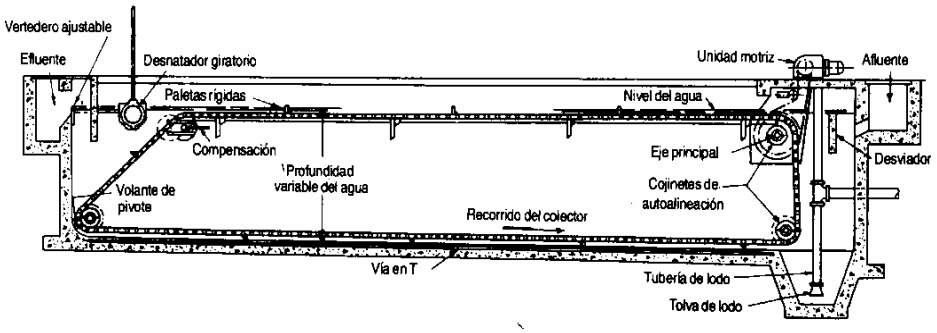


FIG. 19-74 Clarificador rectangular. (*Rexnord Inc.*)

ción de los mismos
or lo tanto, los espe-
de control automáti-
ntener una operación
densidad de los só-
subflujo, la dosis de
la velocidad de ali-
an el torque mecáni-

neral con suspensio-
rocesos industriales
ropósito primario es
s clarificadores son
ue respecta a diseño
strucción más ligero
torque menor. Estas
s de clarificación la
or y una concentra-
a, debido al alto por-
ores de 10 μm). Por
es aproximadamen-
nque de las mismas
9-9.
9-74 aparece el dise-
. El mecanismo de
po cadena. La draga
cipitado, localizada
s en cadenas sin fin.
dimento, estas pale-
onsiguiente, actúan
ón de la espuma su-
sponibles en anchos
al, es 3 a 5 veces el
tienen mecanismos
e.
omo las separaciones
clarificación de los
de escoria en las ace-
a ventaja económica
ompartir las paredes.
no es tan buena como

lares están disponi-
isten en los tres tipos
to: el de tipo puente,
po con el mecanismo

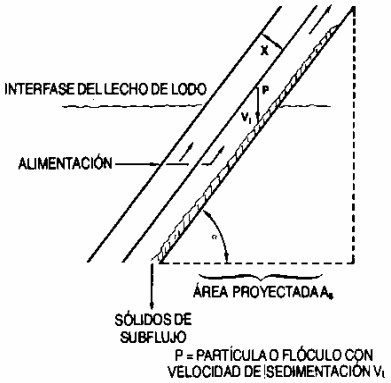


FIG. 19-75 Concepto básico del clarificador tipo película.

de impulso apoyado en un puente suele estar limitado a tanques con un diámetro inferior a 20 m, por consideraciones económicas.

A menudo, los clarificadores circulares están equipados con un dispositivo desnatador de superficie, que incluye un desnatador giratorio, una placa desviadora de espuma y un montaje para la caja de espuma. En las aplicaciones de tratamiento de aguas negras y de desperdicios orgánicos, se proporcionan por lo general rodillos de hule en las cuchillas de raspado de los brazos de arrastre, ya que es deseable que el fondo esté limpio al ras para evitar la acumulación de sólidos orgánicos, con el consiguiente mal olor y la flotación de material descompuesto.

Los mecanismos circulares también se instalan en tanques cuadrados, pero difieren del mecanismo circular estándar en que se suministra una cuchilla con bisagras en la esquina para barrer las esquinas que quedan fuera de la trayectoria del mecanismo principal.

Clarificadores-espesadores Otra variación del diseño básico del clarificador circular es el clarificador-espesador, que se utiliza para clarificar suspensiones diluidas hasta el mismo grado de un clarificador normal, así como para suministrar capacidad adicional de espesamiento y producir una concentración de subflujo considerablemente mayor que la disponible en un clarificador normal. Este diseño tiene una capacidad adicional de espesamiento debido a un resumidero profundo de sedimento, adyacente a la columna central, que se extiende radialmente una distancia corta y proporciona un tiempo de retención y profundidad de pulpa adecuados para compactar los sólidos, hasta obtener una densidad elevada. La compactación se mejora mediante la construcción de la cuchilla raspadora y el poste extendido que alcanzan el foso de sedimento desde los brazos de arrastre.

Los clarificadores-espesadores tienen muchas aplicaciones para el tratamiento de los desperdicios industriales y domésticos. Una característica principal de estos equipos en el tratamiento de los desperdicios orgánicos es su capacidad para recircular aproximadamente 10% del volumen de efluente en forma de un licor oxidante hasta un punto justo arriba del lecho de sedimento. Esto mantiene un sedimento fresco y elimina los malos olores. Los clarificadores-espesadores están disponibles en diámetros de aproximadamente 10 a 60 m (30 a 200 ft).

Clarificadores de placa inclinada Se ha incrementado el empleo de los separadores de película o de placa inclinada para clarificación. Estos separadores contienen una variedad de placas inclinadas 45 a 60° con respecto a la horizontal. Se utilizan varios métodos de alimentación para que la entrada pase por cada canal inclinado con aproximadamente un tercio de la altura vertical, desde el fondo. Esto da por resultado que los sólidos tengan que sedimentarse sólo en una pequeña distancia de cada canal antes de deslizar la base hacia abajo para darles paso a la zona de recolección, que se encuentra debajo de las placas. El líquido claro pasa en dirección opuesta, bajo el límite superior de cada canal, hacia la conexión de sobreflujo.

El área que en teoría está disponible para la separación es igual a la suma de las proyecciones de todos los canales, en el plano horizontal. En la figura 19-75 se muestra el área proyectada horizontalmente A_s, de un solo canal, en un clarificador de ancho unitario. Si X es la distancia uniforme entre placas (medida perpendicularmente a la superficie de la placa), el clarificador contiene seno α/X canales por unidad de longitud y un área eficaz de recolección por unidad de longitud del clarificador de A_s seno α/X, donde α representa el ángulo de inclinación de las placas con respecto a la horizontal. En consecuencia, el área total de las placas, proyectadas horizontalmente por unidad de volumen de sedimento en el clarificador, A_{st} es

$$A_{st} = \cos \alpha / X \tag{19-36}$$

A medida que α y X disminuyen, se incrementa A_s. Sin embargo, α debe ser mayor que el ángulo de reposo del sedimento para que pueda deslizarse hacia abajo de la placa y el intervalo más común es 55 a 60°. El claro entre placas debe ser bastante grande para alojar los flujos opuestos de líquido y sedimento, en tanto reduce la interferencia y evita el taponamiento, al igual que proporciona un tiempo de residencia suficiente para que los sólidos se sedimenten en el fondo de la placa. Por lo general, los valores de X varían entre 50 y 75 mm (2 a 3 in).

Se fabrican muy diversas unidades y la principal diferencia la constituyen los métodos de distribución de la alimentación. Las capacidades de operación varían de 1 a 3 m^3 de alimentación/($h \cdot m^2$) de área horizontal proyectada [0.4 a 1.2 gal/(min·ft^2)].

La ventaja principal del clarificador de placas inclinadas es su capacidad incrementada por unidad de área plana. Las desventajas más importantes son la concentración variable de los sólidos de subflujo, que es menor que en otros clarificadores por gravedad, y la dificultad para limpiarlo cuando ocurren incrustaciones o depósitos. La composición variable de subflujo se debe principalmente al volumen reducido de la zona de compresión, en relación con el área grande de sedimentación. Cuando se utilizan floculantes, se requieren equipo y tanques de floculación antes del separador, ya que la geometría no permite la floculación interna.

Clarificadores por contacto de sólidos Cuando se desea obtener en una sola operación el mezclado, la floculación y la sedimentación, todo se puede lograr en un solo tanque. De los varios diseños disponibles, los más eficientes son los que utilizan mezclado mecánico en la zona de reacción. Por lo general, estos clarificadores permiten las velocidades máximas de sobreflujo, con una dosis mínima de productos químicos, para producir un efluente de la mejor calidad. La unidad que aparece en la figura 19-76 consta de una combinación de motor doble, que mueve el mecanismo de arrastre con una velocidad muy baja, al mismo tiempo que hace girar una turbina de bajo esfuerzo cortante y alta velocidad de bombeo, ubicada en la parte superior del pozo central de reacción. Esta turbina gira a velocidad mucho mayor. La entrada, con su dosis de productos químicos, se pone en contacto con los sólidos previamente sedimentados en un tubo de succión de recirculación, dentro del pozo de reacción, por medio de la acción de bombeo de la turbina, que da por resultado un mezclado total de estas corrientes. Debido a la concentración más elevada de los sólidos que se recirculan, todas las reacciones químicas son más rápidas y casi completas, lo que mejora la floculación. La mezcla sale del pozo de contacto y reacción y entra al área de clarificación, donde se sedimentan las partículas floculadas, que después son arrastradas hacia el centro para utilizarse de nuevo en el proceso de recirculación con una pequeña cantidad que se descarga a través de la bomba de sedimento. Cuando los flóculos son demasiado pesados para subir por el tubo de sección (como es el caso de las pulpas metalúrgicas) se selecciona un diseño modificado que utiliza recirculación externa de una parte del subflujo espesado. Estas unidades emplean un impulsor especial de mezclado, en un pozo grande de alimentación, con una salida central de diámetro reducido.

Los clarificadores por contacto de sólidos son ventajosos en la clarificación de sedimentos o aguas turbias que requieren coagulación y

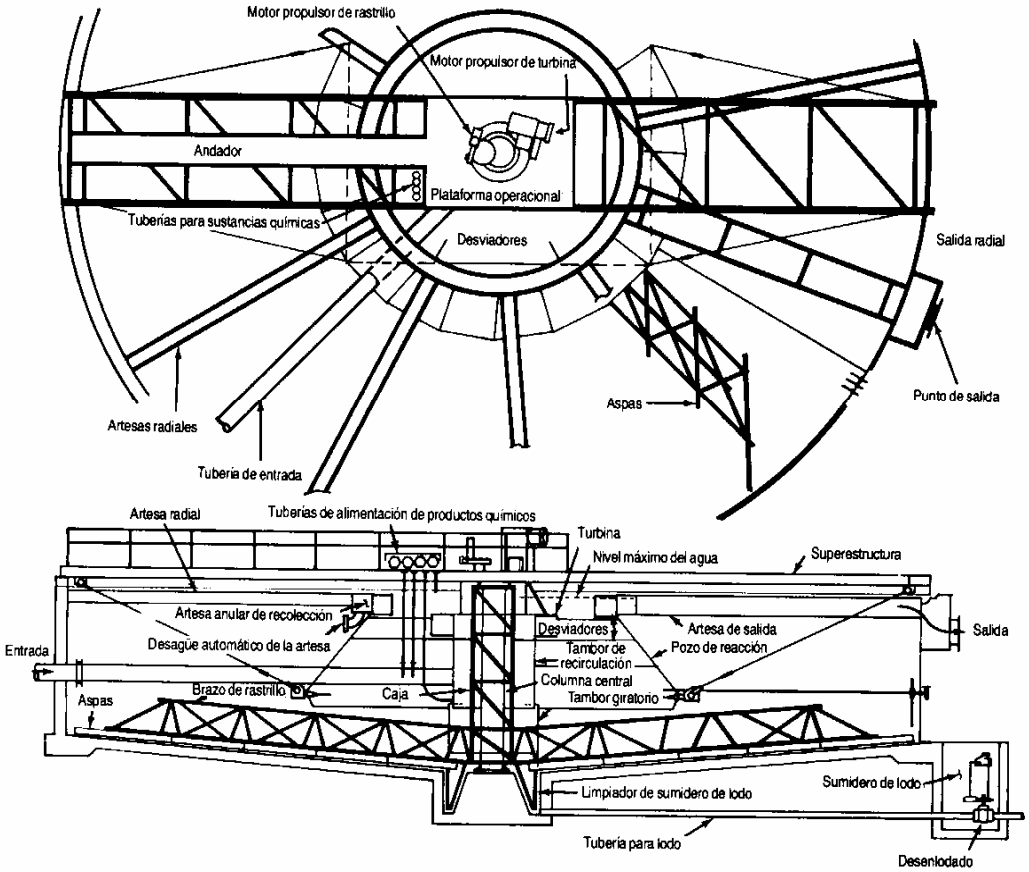


FIG. 19-76 Clarificador-reactor del tipo de velocidad elevada con contacto de sólidos. (*Eimco Process Equipment Co.*)

floculación para eliminar las bacterias, los sólidos suspendidos o el color. Las aplicaciones incluyen el ablandamiento de agua mediante la adición de cal, la clarificación de las corrientes de los procesos industriales, las aguas negras y las aguas de desperdicios industriales, el tratamiento terciario para la eliminación de fosfatos, BOD_5 y la turbiedad, así como la eliminación de sílice de las salmueras geotérmicas o de las aguas de superficie que se utilizan en el repuesto de las torres de enfriamiento.

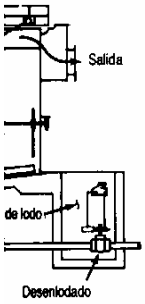
COMPONENTES Y ACCESORIOS PARA LAS UNIDADES DE SEDIMENTACIÓN

Los sistemas de sedimentación constan de varios componentes, cada uno de los cuales se pueden suministrar en diversas variantes. Los componentes básicos son los mismos, ya sea que el sistema se utilice para espesamiento o clarificación: el tanque, la estructura de apoyo del motor, la unidad de impulso y el dispositivo de elevación, la estructura de arrastre, el pozo de alimentación, el arreglo de sobreflujo y subflujo, la instrumentación y las instalaciones para la floculación.

Tanques Los tanques o estanques se construyen con materiales como acero, concreto, madera, tierra compactada, lámina de plástico y cemento con tierra. La selección de los materiales de construcción se basa en el costo, la disponibilidad, la topografía, la capa freática, las condiciones del terreno, el clima, la temperatura de operación y la resistencia a la corrosión. En forma característica, los tanques industriales hasta de 30 m (100 ft) de diámetro están hechos de acero. El concreto se suele utilizar en las aplicaciones municipales e industriales más grandes. Se ha demostrado que son económicas las unidades extremadamente grandes en las que se utilizan estanques de tierra con recubrimientos impermeables.

Estructuras de apoyo de las unidades motrices Existen tres mecanismos de unidad motriz básicos, que son: **1**) el mecanismo apoyado en un puente, **2**) el mecanismo apoyado en una columna central y **3**) el espesador de impulso por tracción, que contiene un mecanismo apoyado en una columna central con el brazo de arrastre unido a un carro motorizado en la periferia del tanque.

Espesadores con el mecanismo apoyado en un puente Estos espesadores (véase la Fig. 19-72) son comunes en diámetros hasta de 30 m (100 ft), con un máximo de aproximadamente 45 m (150 ft). Ofrecen las siguientes ventajas sobre el diseño apoyado en una columna central: **1**) capacidad para transferir cargas a la periferia del tanque, **2**) capacidad para dar una concentración de subflujo más consistente y densa con un solo punto de extracción, **3**) un dispositivo de elevación menos complicado, **4**) menos miembros estructurales sujetos a acu-



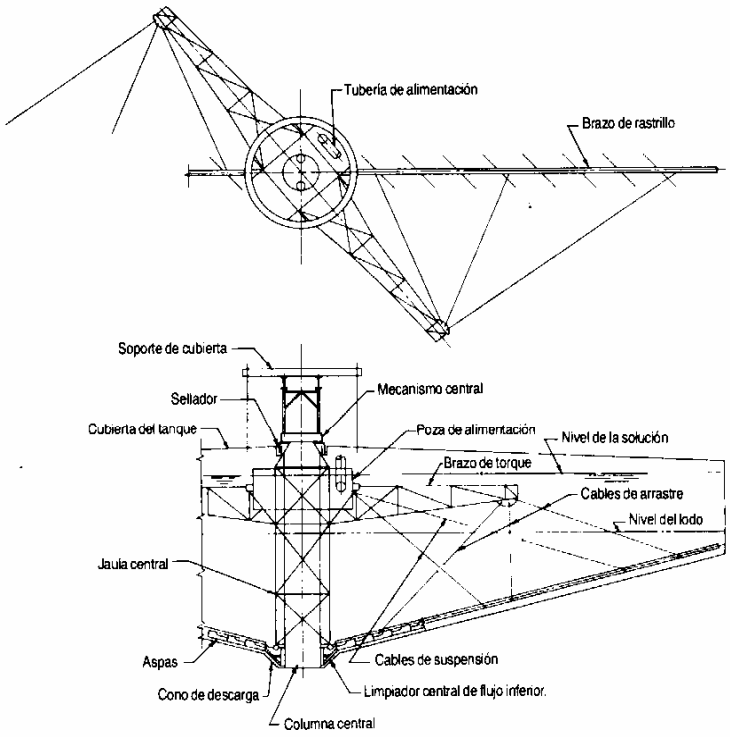


FIG. 19-77 Diseño de brazo de cable. (*Dorr-Oliver, Inc.*)

mulación de sedimento, **5)** acceso al mecanismo de impulso por ambos extremos, y **6)** menor costo para las unidades con un diámetro inferior a 30 m.

Espesadores con el mecanismo apoyado en una columna central Estos espesadores tienen, por lo general, 20 m de diámetro (65 ft) o más. El mecanismo está apoyado en una columna central estacionaria de acero o concreto y los brazos de arrastre están unidos a una jaula de impulso, que gira alrededor de la columna central.

Espesadores por tracción Estos espesadores se adaptan mejor a tanques mayores de 60 m (200 ft) de diámetro. Por lo general, el mantenimiento es más fácil que en los otros tipos de espesadores, lo cual es ventajoso en lugares remotos. El costo instalado del espesador por tracción puede ser mayor que el de una unidad con impulso central, por el costo de construcción del muro de concreto reforzado que se requiere para apoyar el carro de impulso. Las desventajas del espesador por tracción son que **1)** no se puede utilizar un dispositivo de elevación práctico, **2)** la operación puede ser difícil en climas donde ocurren nevadas o heladas, y **3)** el esfuerzo del torque de impulso debe transmitirse de la periferia del tanque al centro, donde se presentan las condiciones más pesadas de rastrilleo.

Montajes de unidad motriz El montaje de unidad motriz o impulso es el componente clave de una unidad de sedimentación. El montaje de impulso proporciona **1)** la fuerza necesaria para mover los rastrillos a través de la pulpa espesada y para desplazar los sólidos sedimentados hasta el punto de descarga, **2)** el apoyo para el mecanismo mediante el cual gira, **3)** una capacidad adecuada de reserva para soportar perturbaciones y sobrecargas temporales, y **4)** un control confiable que protege al mecanismo de daño cuando se presenta una sobrecarga importante.

Los mecanismos de impulso tienen por lo general engranes cilíndricos rectos con los principales de hierro o acero, piñones de acero aleado y una espiral de bronce operada por una espiral de acero endurecido. Para obtener una vida de servicio máxima, los componentes del engranaje suelen estar encerrados. En forma característica, los mecanismos de impulso proporcionan la medición de torque indicada en el mecanismo, que puede ser transmitida a un indicador a distancia. Si el par motor se vuelve excesivo puede activar automáticamente los dispositivos de seguridad, como una alarma sonora, la elevación de los rastrillos, o bien, detener el mecanismo.

Mecanismos de elevación de los rastrillos Estos mecanismos deben suministrarse cuando existe la probabilidad de una operación anormal del espesador. Esta operación o un torque excesivo pueden ser el resultado de un bombeo insuficiente de subflujo, ondas irruptivas en la velocidad de alimentación de los sólidos, cantidades excesivas de partículas grandes, formación de lodo por los sólidos acumulados entre los rastrillos y el fondo del tanque o sobre los miembros estructurales del mecanismo de arrastre, o bien, obstrucciones diversas que caen dentro del espesador. El mecanismo de elevación puede ajustarse para que eleve automáticamente los rastrillos cuando ocurre un nivel específico de torque o par motor (p. ej., 40% del torque de diseño) y seguir elevándolos hasta que el torque vuelve a su valor normal o hasta que se alcanza la altura máxima de elevación. Generalmente, deben tomarse las medidas correctivas necesarias para eliminar la causa de la perturbación. Una vez que el valor del torque regresa a su nivel normal, el mecanismo de los rastrillos se baja lentamente, para "arrastrar" gradualmente el exceso de sólidos acumulados hasta extraerlos del tanque.

Los dispositivos de elevación de los rastrillos pueden ser manuales para los espesadores de diámetro pequeño, o motorizados para los

grandes. Los dispositivos manuales de elevación constan de un volante y un tornillo sin fin para elevar o bajar el mecanismo de rastrillos en una distancia que, por lo general, varía entre 30 y 60 cm (1 a 2 ft). Los mecanismos de elevación motorizados están diseñados para permitir una elevación vertical del mecanismo de rastrillos hasta de 90 cm (3 ft). El dispositivo de elevación tipo plataforma eleva todo el mecanismo de rastrillos e impulsor hasta 2.5 m (8 ft) y se utiliza para las aplicaciones en las que se espera un valor excesivo del torque o cuando se desea almacenar los sólidos en el espesador.

En la figura 19-77 aparece el diseño del brazo de cable, en el que se utilizan cables unidos a un armazón colocado sobre o cerca de la superficie del líquido, para mover los brazos de rastrillos que están embisagrados a la estructura impulsora, lo cual permite elevar los rastrillos cuando se presenta un torque excesivo. La principal ventaja de este diseño es el área superficial relativamente pequeña del mecanismo de rastrillos, que reduce la acumulación de sólidos y el tiempo muerto en las aplicaciones en que puede ocurrir incrustación o formación de islas.

Una desventaja de este diseño o cualquiera con brazos embisagrados y autoelevable es que en el centro existe una elevación muy pequeña y, por lo general, es en este lugar donde ocurren las sobrecargas. Otra desventaja es la dificultad que existe para regresar los rastrillos a la posición más baja en los espesadores que contienen sólidos que se compactan firmemente.

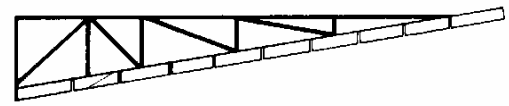
Mecanismo de arrastre El mecanismo de arrastre o de rastrillos ayuda a desplazar los sólidos sedimentados hasta el punto de descarga y también ayuda en el espesamiento de la pulpa al romper los flóculos puenteados, lo que permite escapar al fluido atrapado y la consolidación de los flóculos. Los mecanismos de arrastre se diseñan para aplicaciones específicas y suelen tener dos brazos largos, con rastrillos y, en forma opcional, dos brazos cortos para las unidades con el mecanismo apoyado en un puente o una columna central. Las unidades de tracción tienen generalmente un brazo largo y tres cortos.

En la figura 19-78 aparecen los tres tipos de diseños de brazos de arrastre. De manera característica, el diseño convencional se utiliza en las unidades apoyadas en un puente, en tanto que el diseño de doble pendiente se emplea para las unidades de mayor diámetro. El diseño "thixo post" utiliza cuchillas de arrastre sobre los postes verticales, que se extienden por abajo del armazón para mantenerlo fuera de la pulpa más espesa y, en consecuencia, evitar la recolección de sólidos que pueden causar la formación de "islas" o "lodo". Una isla es una masa semisolidificada que se acumula sobre el mecanismo de arrastre y gira con él. Por lo general, las islas son producto de un exceso de floculante o un tiempo de retención excesivo. Las islas reducen la capacidad del espesador e incrementan la carga del torque sobre el mecanismo de impulso. Si no se verifica su presencia, pueden hacer que el espesador se atasque, lo que requiere el lavado de los sólidos acumulados. En la mayor parte de los casos se pueden evitar las islas al levantar periódicamente los rastrillos, para deshacerse de los sólidos acumulados.

Las cuchillas de arrastre pueden tener unidos fondos en forma de pico o sierra, para penetrar los sólidos que tienden a compactarse. En estas aplicaciones se utilizan los dispositivos de elevación.

Los requerimientos de velocidad de arrastre dependen del tipo de sólidos que entran al espesador. Para los sólidos de sedimentación lenta se utilizan velocidades periféricas que varían entre 3 y 8 m/min (10 a 26 ft/min) para los sólidos de sedimentación rápida, 8 a 12 m/min (26 a 40 ft/min) para los sólidos gruesos o los materiales cristalinos y 12 a 30 m/min (40 a 100 ft/min).

Pozo de alimentación El pozo de alimentación se diseña para permitir que la alimentación entre a un espesador convencional con la turbulencia mínima y una distribución uniforme, mientras disipa la mayor parte de su energía cinética. La pulpa entra al pozo de alimentación, que por lo general está localizado en el centro del espesador a través de un tubo o canal suspendido del puente. Para evitar un exceso de velocidad, el canal abierto suele tener una pendiente no mayor a 2%. La pulpa debe entrar al canal con una velocidad que evite la acumulación de arena en la entrada. Con las pulpas que no acumulan arena, la alimentación también puede ascender por la columna central.



Diseño tradicional (acción hacia adentro)

Diseño utilizado para fondos con pendientes

Brazos utilizados para lodos tixotrópicos para evitar la formación de aros y alcanzar las densidades máximas

FIG. 19-78 Diseños de mecanismos de rastrillo que se emplean para servicios específicos. (*Eimco Process Equipment Co.*)

El pozo de alimentación estándar en los espesadores convencionales se diseña para obtener la velocidad nominal máxima de flujo vertical, con un valor de 1.5 m/min (5 ft/min). La alta turbiedad causada por la desviación de la alimentación hacia el sobreflujo se puede reducir al incrementar la profundidad del pozo de alimentación. Cuando la claridad del sobreflujo es importante o el valor de la gravedad específica de los sólidos es cercano a la del líquido, se utilizan pozos profundos de alimentación con un diámetro grande. Los pozos poco profundos se pueden utilizar cuando la claridad del sobreflujo no es importante, la velocidad del sobreflujo es baja y/o la densidad de los sólidos es considerablemente mayor que la del agua. Algunos diseños especiales de los pozos de alimentación utilizados para disipar la velocidad de entrada y crear condiciones tranquilas para la sedimentación dividen la corriente de alimentación y la dejan que entre al pozo de alimentación en forma tangencial, por lados opuestos. Con un entrepaño anular intermedio, las dos corrientes se cortan entre sí para disipar la energía cinética.

Arreglos de sobreflujo En forma característica, el efluente clarificado se elimina por medio de un canal periférico, localizado dentro o fuera del tanque. El efluente entra al canal al sobrefluir un vertedero plano o con muescas en V, o mediante orificios sumergidos en el fondo del canal. Las velocidades no uniformes de sobreflujo, causadas por el paso del viento sobre la superficie del líquido en los espesadores grandes se pueden controlar mejor si se utilizan vertederos sumergidos con orificios o muescas en V. Los canales radiales se emplean cuando se desea un flujo de líquido ascendente y uniforme. Este arreglo proporciona una ventaja adicional que consiste en reducir el efecto del viento, el cual puede perjudicar seriamente la claridad en las aplicaciones que utilizan estanques de gran diámetro.

La capacidad hidráulica del canal debe ser suficiente para evitar la inundación, que puede causar la desviación de la alimentación, con el consecuente deterioro en la claridad del sobreflujo. En ocasiones, se imponen normas a las velocidades de sobreflujo de los vertederos para los clarificadores utilizados en las aplicaciones municipales; las velocidades características son de 3.5 a 15 $m^3/(h \cdot m)$ [7000 a 30 000 gal/(día·ft)] y dependen considerablemente de la profundidad del cla-

rificador en el lado
tener velocidades de
ción y la claridad des
en varias configuraci
da. Dos opciones en
dero por unidad de ár
dentro del tanque (el
diales, conectados a
muy largo, que pue
sobreflujo anormal
importante).

Por otra parte, en
quieren canales peri
claridad de sobreflu
área disponible para
afectada por la confi
puede utilizar una ve
25 $m^3/(h \cdot m)$ [10 00
utilizan en las pulpas
canal de sobreflujo
tro y estar confinad
uniforme alrededor

Arreglos de subf
espesador mediante
una bomba de despl
carga por gravedad
da para utilizarse
diseñarse de tal ma
blemas de taponam
espesador. Se deben
viar la tubería tapa
sólidos del espesad
nismo. En algunas
mentación para ayu
espesador y manten
te los periodos en q

Existen cuatro ar
adyacente al espesa
descarga, 2) la bomb
con la tubería del c
subflujo adyacente
de la pared lateral
centro del espesado

Bomba adyacen
arreglo, con la tub
es el menos costo
utiliza exclusivam
grado de formar u
fácilmente si ocur
talan dos o más t
bomba de subflujo
caso de taparse un
mitan el lavado co
para eliminar los

Dentro de un tú
dor para proporcio
tados de subflujo
que causan taponar
bajo del espesador
colocan sobre pata
de un túnel de acce
más costoso que lo
tajas de operación
los reglamentos de
dentro de un túnel

Descarga perif
para permitir una
fondo plano sobre

rificador en el lado del agua. Los clarificadores industriales pueden tener velocidades de sobreflujo mayores, que dependen de la aplicación y la claridad deseada de sobreflujo. Los canales se pueden colocar en varias configuraciones para lograr la velocidad de sobreflujo deseada. Dos opciones en dirección de la longitud incrementada del vertedero por unidad de área superficial del clarificador son un canal anular, dentro del tanque (el líquido fluye por ambos lados) y los canales radiales, conectados a un canal periférico (que proporciona un vertedero muy largo, que puede ser necesario cuando ocurren velocidades de sobreflujo anormalmente elevadas y la claridad del sobreflujo es importante).

Por otra parte, en muchas aplicaciones de los espesadores no se requieren canales periféricos y no se obtiene ninguna diferencia en la claridad de sobreflujo o en su concentración. Estos sistemas utilizan el área disponible para concentrar los sólidos y esta operación no se ve afectada por la configuración del canal. Para propósitos de diseño, se puede utilizar una velocidad de carga del vertedero que varía entre 5 y 25 $m^3/(h \cdot m)$ [10 000 a 50 000 gal/(h·ft)]; los valores más elevados se utilizan en las pulpas bien floculadas, que sedimentan rápidamente. El canal de sobreflujo requerido puede ocupar sólo una parte del perímetro y estar confinado en un segmento en vez de espaciarlo en forma uniforme alrededor del tanque.

Arreglos de subflujo Los sólidos concentrados se eliminan del espesador mediante una bomba centrífuga para precipitados, o bien, una bomba de desplazamiento positivo (en ocasiones, mediante descarga por gravedad a través de una válvula de control de flujo, adecuada para utilizarse con precipitados). El arreglo de subflujo debe diseñarse de tal manera que elimine los sólidos del espesador sin problemas de taponamiento, a la máxima velocidad con la que entran al espesador. Se deben tomar las medidas necesarias para destapar o desviar la tubería tapada de manera que siempre se puedan extraer los sólidos del espesador y se evite su llenado y el atascamiento del mecanismo. En algunas aplicaciones, se recircula el subflujo al pozo de alimentación para ayudar a la floculación, almacenar los sólidos en el espesador y mantener el funcionamiento adecuado de la unidad durante los periodos en que la alimentación se reduce o se interrumpe.

Existen cuatro arreglos básicos de subflujo: **1)** la bomba de subflujo adyacente al espesador, con la tubería enterrada, procedente del cono de descarga, **2)** la bomba de subflujo debajo del espesador o adyacente a él, con la tubería del cono de descarga dentro de un túnel, **3)** la bomba de subflujo adyacente al espesador, con una descarga periférica procedente de la pared lateral del tanque, y **4)** la bomba de subflujo ubicada en el centro del espesador o en el perímetro, con bombeo de la columna central.

Bomba adyacente al espesador con la tubería enterrada Este arreglo, con la tubería que procede del cono de descarga enterrada, es el menos costoso, pero el más susceptible al taponamiento. Se utiliza exclusivamente cuando los sólidos no se compactan hasta el grado de formar un precipitado no bombeable, y se puede retrolavar fácilmente si ocurre taponamiento. En forma característica, se instalan dos o más tuberías de subflujo, del cono de la descarga a la bomba de subflujo, para que la extracción de sólidos sea continua en caso de taparse una de las líneas. Deben instalarse válvulas que permitan el lavado con agua o aire comprimido, en ambas direcciones, para eliminar los tapones.

Dentro de un túnel Se puede construir un túnel debajo del espesador para proporcionar acceso al cono de descarga cuando los precipitados de subflujo son difíciles de bombear y tienen las características que causan taponamiento. La bomba de subflujo se puede instalar debajo del espesador y en el perímetro. En ocasiones, los espesadores se colocan sobre patas o pilares, lo cual hace innecesaria la construcción de un túnel de acceso en el centro. Un espesador con túnel o elevado es más costoso que los otros arreglos de subflujo, pero tiene ciertas ventajas de operación y mantenimiento. Obviamente, deben considerarse los reglamentos de seguridad relacionados con los riesgos de trabajar dentro de un túnel (p. ej., inundación y ventilación interrumpida).

Descarga periférica En ocasiones se utiliza la descarga periférica para permitir una reducción en el costo de instalación de un tanque de fondo plano sobre el terreno compactado. Ya que se requiere más torque para arrastrar los sólidos hasta el perímetro del tanque, este arreglo no es adecuado para el servicio que incluye el manejo de sólidos gruesos o los que se vuelven no fluidos a altas concentraciones. Sin embargo, si se utiliza, es bastante eficiente, ya que utiliza la profundidad total del tanque.

Bombeo por la columna central Este arreglo se puede utilizar en vez del túnel. Se dispone de varios diseños, el más común de los cuales consiste en una bomba montada sobre un puente, con la línea de succión dentro de una columna central húmeda o seca. La selección de la bomba puede ser el factor limitante y se requiere especial atención al cebado, la carga neta de succión positiva y la densidad máxima que puede manejar la bomba. En uno de los diseños, la bomba de subflujo está dentro de un cuarto, colocada abajo del mecanismo del espesador y conectada a las aberturas de la columna. El acceso es por el engranaje de impulso, en la parte superior de la columna.

Instrumentación En la mayor parte de los espesadores se utilizan instrumentos para medir el torque, con objeto de evitar un daño mecánico al mecanismo de impulso o arrastre mediante la operación de un dispositivo para elevar los rastrillos o interrumpir la potencia al mecanismo de impulso en caso de una sobrecarga. En algunas aplicaciones también se requiere un control automático de la alimentación o descarga del espesador, para mantener un funcionamiento aceptable cuando ocurren desviaciones de la operación normal. Un ejemplo es el espesador de alta velocidad, que debe estar automatizado hasta cierto grado para una operación normal eficiente. Esto no es difícil de proporcionar, ya que el espesador de alta velocidad se caracteriza por un retraso de tiempo relativamente corto entre el cambio del proceso y el efecto de este cambio. Por consiguiente, este control es factible por medio de los instrumentos convencionales o las minicomputadoras. Por otra parte, el control automático de los espesadores convencionales es más difícil debido al retardo más prolongado entre el cambio y el efecto sobre el proceso.

Además del torque de impulso y las velocidades de alimentación y subflujo se pueden controlar otras variables del proceso, que en algunas aplicaciones son la dosis de floculante, la concentración de sólidos de subflujo, la altura de la interfase líquido-sólido y la claridad del sobreflujo. En ocasiones, se utiliza el control del bombeo de subflujo para controlar dos de éstas: el nivel de pulpa y la concentración de sólidos del subflujo. Alrededor del espesador se debe mantener un balance de materia aproximado al régimen permanente. A pesar de que se puede permitir que el volumen de pulpa en el espesador se incremente o disminuya sin un límite peligroso, es necesario controlarlo para evitar, por una parte, que los sólidos salgan con el sobreflujo y por la otra, que el nivel de pulpa descienda a tal grado que el subflujo se vuelva demasiado diluido. La concentración de sólidos en el subflujo también debe mantenerse en el nivel deseado, particularmente a un nivel en el cual se prevenga que la compactación se transforme en una condición no fluida, cuyo resultado sería un torque excesivo sobre el mecanismo de arrastre. Mediante el empleo de válvulas de control de flujo o bombas de velocidad variable se pueden obtener velocidades variables de bombeo. Las mediciones de la densidad de subflujo mediante dispositivos sensores de la radiación gamma o sónicos, pero dichos dispositivos tienden a perder precisión y es muy deseable utilizar un dispositivo simple de lectura directa, por ejemplo, una escala Marcy para la densidad de la pulpa, en los procedimientos rutinarios, que utiliza el operador del espesador.

Floculación: práctica e instalaciones de la planta Los floculantes se fabrican en forma de sólidos secos, líquidos, emulsiones y suspensiones. Los sólidos secos requieren sistemas diseñados adecuadamente para obtener una disolución total, con una concentración característica de aproximadamente 0.5 a 1% en peso. Las formas fluidas de los floculantes son más fáciles de dispersar. Las soluciones preparadas se diluyen por lo general hasta 0.1 a 0.01% antes de agregarlas a la pulpa de alimentación del espesador. En algunos casos puede ser necesario diluirlas aún más, hasta el equivalente de 1 a 2% del volumen de alimentación, para obtener una floculación eficiente.

En los espesadores convencionales, el floculante se agrega en forma característica al canal de alimentación, al pozo de alimentación o en

otros lugares diversos, de tal manera que se obtenga una distribución relativamente uniforme del reactivo. Sin embargo, en muchas aplicaciones es necesario un mezclado cuidadosamente controlado del floculante y la corriente de alimentación, para mantener una eficiencia de floculación y velocidad de sedimentación altas. Esto es especialmente válido para los espesadores de alta velocidad.

La dosificación de floculante en relación con la concentración de sólidos suspendidos en la alimentación controla el tamaño de los flóculos y, en consecuencia, la velocidad de sedimentación de los sólidos. Sin embargo, el empleo excesivo de floculante puede llevar a la formación de islas y debe evitarse, debido a los problemas de operación resultantes y al incremento en los gastos de operación.

DECANTACIÓN CONTINUA A CONTRACORRIENTE

El sistema de separación de un material con fase sólida de una solución asociada mediante etapas repetidas de dilución y sedimentación por gravedad se adapta, en la mayor parte de las aplicaciones industriales, mediante una operación conocida como decantación continua a contracorriente (DCC). El flujo de sólidos es a contracorriente con respecto a la solución diluyente (por lo general, agua) y cada etapa está compuesta de un paso de mezclado, seguido por la sedimentación de los sólidos en suspensión. El número de etapas varía desde 2 hasta más de 10, dependiendo del grado de separación requerido, la cantidad de fluido de lavado agregado (que afecta la concentración final de soluto en el sobreflujo de la primera etapa) y la concentración lograda de sólidos de subflujo. En la mayor parte de los diseños se utilizan de 3 a 7 etapas. Las aplicaciones incluyen los procesos en los que la solución es el componente valioso (como en la extracción de alúmina) o bien aquellos en que los sólidos purificados son el objetivo (como en la obtención de hidróxido de magnesio a partir del agua de mar), o ambos (como a menudo se encuentra en la industria de procesamiento químico y en la hidrometalurgia de un metal base).

Aplicaciones Otras opciones del sedimentador por DCC para la separación de los sólidos que existen en una solución incluyen los filtros continuos e intermitentes, los sistemas intermitentes de decantación, las centrífugas y los sistemas especiales de adsorción (como, p. ej., el de carbón en pulpa). Los factores que pueden hacer de la DCC la selección preferida incluyen los sólidos que sedimentan rápidamente ayudados por la floculación, una razón relativamente elevada de la concentración de sólidos entre el subflujo y la alimentación, las razones moderadamente elevadas de lavado (2 a 4 veces el volumen de licor en los subflujos espesados), una gran cantidad de sólidos a procesar y la presencia de cantidades significativas de sólidos finos, que son difíciles de concentrar por otros medios. Con objeto de lograr una selección óptima, se recomienda realizar un estudio de factibilidad técnica y económica.

Diseño del diagrama de flujo Las pruebas para obtener las dimensiones del espesador, como las descritas anteriormente, determinan las áreas unitarias, las dosis de floculante y las densidades de subflujo para las diferentes etapas. En la mayor parte de los casos, las áreas unitarias no varían en forma significativa en todo el circuito. Asimismo, las concentraciones de subflujo deben ser relativamente constantes. En la práctica, el área unitaria máxima del circuito se utiliza para todos los espesores, con objeto de simplificar la construcción.

Equipo El equipo seleccionado para los circuitos de DCC consta de espesadores con platos de lavado de compartimientos múltiples o una serie de espesadores unitarios. El espesador con platos de lavado consiste en un arreglo vertical de platos coaxiales, conectados en serie y contenidos en un solo tanque. Las ventajas de este diseño son requerimientos de área de piso más pequeños, menos equipo de bombeo y tubería y pérdidas de calor reducidas en los circuitos que operan a temperaturas elevadas. Sin embargo, existen varias desventajas: en general, el diseño es más difícil de operar y experimenta más problemas operacionales, la densidad deseada de subflujo no se obtiene en forma adecuada y es menor que en los espesadores unitarios y los problemas que se presentan en un compartimiento del sistema pueden detener todo el circuito de lavado. La preferencia de los usuarios ha cambiado casi por completo, a pesar de que requieren un área de piso mayor y un costo inicial más elevado, ya que las desventajas se ven sustancialmente compensadas por un funcionamiento mejorado y una recuperación mayor del producto.

Bombeo del subflujo Este es uno de los factores más importantes que afectan el funcionamiento de todo el sistema y la selección de la bomba es una decisión fundamental. En muchos casos se prefieren las bombas de diafragma con descarga abierta, debido principalmente a que las densidades de subflujo se pueden controlar fácilmente con estas unidades. Las desventajas incluyen el costo relativamente elevado, en términos de la capacidad volumétrica; generalmente, requieren más mantenimiento y los costos iniciales son más altos en comparación con los otros tipos y por último, su incapacidad para transferir el precipitado a grandes distancias. Las bombas de diafragma tipo presión y otras bombas de desplazamiento positivo superan esta última objeción. A menudo, los grandes flujos se manejan mejor con bombas centrífugas recubiertas de hule con un diámetro grande y baja velocidad. Es necesario un control automático de la velocidad de flujo en estas unidades.

La descarga de subflujo a través de una válvula para precipitados de abertura variable controlada automáticamente y de preferencia colocada en el nivel más bajo del espesador o cerca de él es un medio eficaz para el control de subflujo. El precipitado se debe descargar en un sumidero, donde se pueda mezclar con el sobreflujo antes de transferirlo a la siguiente etapa.

Bombas de sobreflujo Estas bombas se pueden omitir si los espesadores están colocados a alturas incrementadas, desde la primera hasta la última etapas, para que los sobreflujos se transfieran por gravedad o si la mezcla de subflujo y sobreflujo se va a bombear. Sin embargo, las bombas son necesarias cuando se requiere flexibilidad y control máximos. Por lo general, se utilizan bombas centrífugas estándar.

Velocidad uniforme de alimentación Uno de los requerimientos esenciales de cualquier circuito de DCC es una velocidad relativamente uniforme de alimentación. Si la velocidad de los sólidos alimentados a la primera unidad del circuito varía considerablemente, es difícil mantener una relación adecuada de lavado en cada espesador. Si es posible, se debe suministrar un almacenamiento de ondas irruptivas antes del circuito para amortiguar las variaciones de alimentación. Una opción menos conveniente es un circuito de DCC que tenga una capacidad para las ondas irruptivas del licor de sobreflujo en cada tanque, lo cual se puede lograr mediante el incremento de la distancia libre. Esta técnica permite un control de la relación de lavado a medida que varían los volúmenes de subflujo, pero esto requiere una atención especial por parte del operador o incluso un control automático total del sistema.

Eficiencias de mezclado entre etapas Estas eficiencias rara vez se aproximan al 100% ideal, que significaría que las concentraciones de los licores de subflujo y sobreflujo en cada espesador fueran idénticas. Parte de la deficiencia se debe a un mezclado insuficiente de las dos corrientes y a que su equilibrio se ve impedido por los sólidos floculados. En sistemas en los que se utilizan floculantes, las eficiencias entre etapas se reducen a menudo gradualmente desde la primera hasta la última etapas del espesador y los valores característicos varían desde 98% hasta un valor tan bajo como 70%. Muchos casos de eficiencia baja se pueden mejorar por los métodos descritos en los siguientes párrafos.

En algunos casos, los operadores pueden agregar floculante a la solución de sobreflujo que va a mezclarse con el subflujo correspondiente. Esto da por resultado una refloculación de los sólidos antes de que la solución arrastrada tenga oportunidad de mezclarse completamente con el licor de sobreflujo. Si se utilizan estos métodos muy eficaces de floculación, el procedimiento preferido es la recirculación de parte del sobreflujo a la línea de alimentación del mismo espesador y la adición del reactivo a este licor. El volumen incrementado no disminuirá la capacidad del espesador y probablemente el costo adicional de bombeo se verá compensado por una mejora en el funcionamiento y una reducción en el consumo de floculante.

El método usual de mezclado entre etapas consiste en un arreglo relativamente sencillo, en el cual los flujos de las etapas anterior y posterior se agregan a una caja de alimentación, en la periferia del espesador. La turbulencia en la caja de alimentación y en el tubo o canal que

va al pozo de aliment
para llegar casi al equ
jo. Sin embargo, los
flóculos pueden requ
diseño adecuado. El
debe ser suficiente pa

TABLA 19-

Proceso Bayer
Lodo rojo, pri
Lodo rojo, lav
Hidrato, fino
Purificación de
Carbón, rechaz
Carbón, medio
Cianuro, miner
Polvo de gas de
Polvo de-gas de
Sedimento de l
Hidróxido de n
Hidróxido de n
Metalúrgicos
Concentrado
Residuos de c
Mineral de hi
Concentrado
Concentrado
Concentrado
Residuos (m
Residuos (no
Concentrados
Concentrados
Níquel, residu
Níquel, residu
Concentrados
Residuo de la
Desperdicios m
Clarificador p
Espesamiento
Sedimento p
Sedimento a
Sedimento d
Lodos de fosfa
Licor agrio y a
Desperdicio de
Lodos de potas
Desperdicio de
Pulpa y papel
Clarificador d
Clarificador d
Desperdicio d
Desperdicio l
Desperdicio d
Purificación de
Carbonatación
Uranio
Mineral lixivi
Mineral lixivi
Precipitado d
Tratamiento de
Clarificación
Ablandamien
contacto de s
Ablandamient

*$m^2/(Mg \cdot d$
†Los espesa
‡Base, 1 Mg

va al pozo de alimentación suele proporcionar el suficiente mezclado para llegar casi al equilibrio entre las corrientes de subflujo y sobreflujo. Sin embargo, los subflujos viscosos o una estructura durable de flóculos pueden requerir un mezclador mecánico entre etapas con un diseño adecuado. El suministro de energía procedente del mezclador debe ser suficiente para romper parcialmente los flóculos, pero no tan grande como para destruir la estructura del floculante por completo. Se requerirá agregar más reactivo para restaurar la velocidad de sedimentación de diseño a la pulpa. Un tiempo de retención nominal en el tanque de mezcla de 30 a 60 s y un suministro de energía equivalente a 0.2 a 0.4 kW/m^3 (1 a 2 hp/kgal) de volumen de tanque debe dar por resultado eficiencia entre capas superiores al 95%.

TABLA 19-8 Criterios característicos de diseño del espesador y clarificador y condiciones de operación

	Porcentaje de sólidos		Área unitaria, $(m^2 \cdot día)/Mg$*	Velocidad de sobreflujo, $m^3/(m^2 \cdot h)$*
	Alimentación	Subflujo		
Proceso Bayer para alúmina				
Lodo rojo, primario	3 - 4	10 -25	2 - 5	
Lodo rojo, lavadores	6 - 8	15 -35	1 - 4	
Hidrato, fino o sembrado	1 -10	20 -50	1.2 - 3	0.07-0.12
Purificación de salmuera	0.2 - 2.0	8 -15	.....	0.5 -1.2
Carbón, rechazo	0.5 - 6	20 -40	0.5 - 1†	0.7 -1.7
Carbón, medio pesado (magnético)	20 -30	60 -70	0.05- 0.1†	
Cianuro, mineral lixiviado	16 -33	40 -60	0.3 - 1.3†	
Polvo de gas de combustión, alto horno	0.2 - 2.0	40 -60	.....	1.5 -3.7
Polvo de gas de combustión, BOF	0.2 - 2.0	30 -70	.....	1 -3.7
Sedimento de la desulfurización del gas de combustión	3 -12	20 -45	0.3 - 3	
Hidróxido de magnesio de las salmueras	8 -10	25 -40	5 -10	
Hidróxido de magnesio del agua de mar	1 - 4	15 -20	3 -10	0.5 -0.8
Metalúrgicos				
Concentrado de cobre	14 -50	40 -75	0.2 - 2	
Residuos de cobre	10 -30	45 -65	0.4 - 1	
Mineral de hierro				
Concentrado (magnético)	20 -35	50 -70	0.01- 0.08	
Concentrado (no magnético), grosor: 40-65%-325	25 -40	60 -75	0.02- 0.1	
Concentrado (no magnético), finura: 65-100%-325	15 -30	60 -70	0.15- 0.4	
Residuos (magnéticos)	2 - 5	45 -60	0.6 - 1.5	1.2 -2.4
Residuos (no magnéticos)	2 -10	45 -50	0.8 - 3	0.7 -1.2
Concentrados de plomo	20 -25	60 -80	0.5 - 1	
Concentrados de molibdeno	10 -35	50 -60	0.2 - 0.4	
Níquel, residuo de la lixiviación del $(NH_4)_2CO_3$	15 -25	45 -60	0.3 - 0.5	
Níquel, residuo de la lixiviación ácida	20	60	0.8	
Concentrados de zinc	10 -20	50 -60	0.3 - 0.7	
Residuo de la lixiviación del zinc	5 -10	25 -40	0.8 - 1.5	
Desperdicios municipales				
Clarificador primario	0.02- 0.05	0.5 - 1.5	.....	1 -1.7
Espesamiento				
Sedimento primario	1 - 3	5 -10	8	
Sedimento activado del desperdicio	0.2 - 1.5	2 - 3	33	
Sedimento digerido en forma anaerobia	4 - 8	6 -12	10	
Lodos de fosfatos	1 - 3	5 -15	1.2 -18†	
Licor agrio y agua de enjuague	1 - 8	9 -18	3.5 - 5	
Desperdicio de galvanoplastia	2 - 5	5 -30	.....	1.2
Lodos de potasio	1 - 5	6 -25	4 -12	
Desperdicio del procesamiento de la papa	0.3 - 0.5	5 - 6	.....	1
Pulpa y papel				
Clarificador del licor verde	0.2	5	.....	0.8
Clarificador del licor blanco	8	35 -45	0.8 - 1.6	
Desperdicio de pulpa Kraft	0.01 - 0.05	2 - 5	.....	0.8 -1.2
Desperdicio Deinking desentintado	0.01 - 0.05	4 - 7	.....	1 -1.2
Desperdicio del molino de papel	0.01 - 0.05	2 - 8	.....	1.2 -2.2
Purificación de la caña de azúcar	.....	.....	0.05‡	
Carbonatación de la remolacha	2 - 5	15 -20	0.03- 0.07†‡	
Uranio				
Mineral lixiviado con ácido	10 -30	25-65	0.02-1	
Mineral lixiviado con álcali	20	60	1†	
Precipitado de uranio	1 - 2	10 -25	5-12.5	
Tratamiento de agua				
Clarificación (después de 30 min de floculación)	.....	.....	.....	1 -1.3
Ablandamiento con carbonato (clarificadores por contacto de sólidos y alta velocidad)	.....	.....	.....	3.7
Ablandamiento con sedimento de cal	5 -10	20 -45	0.6 - 2.5	

*$m^2/(Mg \cdot día) \times 9.79 = ft^2/(ton\ corta \cdot día)$; $m^3/(m^2 \cdot h) \times 0.41 = gal/(ft^2 \cdot min)$; 1 Mg = 1 tonelada métrica.
†Los espesadores de alta velocidad que utilizan las dosis requeridas de floculante operan entre 10 y 50% de estas áreas unitarias.
‡Base, 1 Mg de caña o remolacha.

En los circuitos de DCC que utilizan floculantes, por lo general, se necesita aproximadamente la mitad del consumo total de floculante en la primera unidad, ya que la pulpa de las etapas posteriores se flocula más fácilmente. La sobrefloculación debe evitarse porque los subflujos se vuelven más difíciles de repulpar y la eficiencia de la etapa puede reducirse en forma significativa.

Instrumentación En la actualidad, la instrumentación y el control automático parcial de los circuitos de DCC es cosa común. El registro simultáneo de datos, como la velocidad de alimentación, la velocidad del agua de lavado, la velocidad y la densidad del subflujo, el torque del mecanismo de impulso del espesador y la dosis de floculante proporcionan los medios para elevar al máximo el funcionamiento del sistema.

El funcionamiento de un circuito DCC se puede estimar por medio de las siguientes ecuaciones:

$$R = O/U[(O/U)^N - 1]/[(O/U)^{N+1} - 1] \quad (19\text{-}37a)$$

$$R = 1 - (U/O')^N \quad (19\text{-}37b)$$

para $O/U = 1$ y $U/O' = 1$. R representa la fracción del valor disuelto en la alimentación, que se recupera en el licor de sobreflujo procedente del primer espesador, O y U son los volúmenes de los licores de sobreflujo y subflujo por unidad de peso de los sólidos del subflujo y N es el número de etapas. La ecuación (19-37*b*) se aplica a un sistema en el que el circuito recibe los sólidos secos con los que se mezcla el segundo sobreflujo para extraer los componentes solubles. En este caso, O' denota el volumen de sobreflujo de cualquier espesador, excepto el primero.

Para valores más precisos se pueden utilizar calculadoras o computadoras programables, en las que se determina la recuperación de solubles y las composiciones de la solución para las condiciones que son características de un circuito de DCC con concentraciones de subflujo, eficiencias de etapas y densidades de la solución variables en cada una de las etapas. La secuencia de cálculo se realiza fácilmente al utilizar las ecuaciones de balance de materia en cada espesador, comenzando con un contenido de soluto en el líquido de subflujo del espesador final de x y procediendo hacia adelante hasta la cantidad de soluto en la entrada de la alimentación de la primera unidad, expresada en unidades de x. Para acomodar las eficiencias de mezclado entre etapas diferentes a 100%, la cantidad de soluto que contribuye a una concentración más elevada en el licor de subflujo se puede considerar como una desviación de este componente, directamente de un subflujo al siguiente. La eficiencia de mezclado se define aquí como la relación de la concentración de soluto en los licores de sobreflujo y subflujo procedentes del mismo espesador. Por ejemplo, si la concentración de solubles en el sobreflujo de una etapa fuera 9 g/l y la eficiencia de mezclado fuera 90%, la concentración de solubles en el licor de subflujo de la misma etapa sería 10 g/l.

DISEÑO O ESTIPULACIÓN DE UNA UNIDAD DE SEDIMENTACIÓN

Selección La selección del tipo de un espesador o clarificador unitario o de compartimiento simple depende primordialmente de la instalación y los costos de operación. La mayoría de los fabricantes tienen tamaños que se superponen en los tipos de soporte de puente, soporte de columna central y de tracción, aun cuando existan ciertas gamas de tamaños económicos. Por ejemplo, si se debe cubrir una unidad para conservar el calor, el tipo de soporte de puente puede ser más económico hasta 45 m (150 ft) de diámetro, aunque el límite para una unidad no cubierta puede ser de 30 m (100 ft). Con frecuencia, las unidades de tracción son menos costosas en tamaños de más de 75 m (250 ft) si las condiciones del terreno permiten la instalación de muros apropiados de soporte para sostener las cargas.

Materiales de construcción Existe gran variedad de materiales de construcción para tanques, como se indicó antes. La mayor parte de los mecanismos se producen de acero; sin embargo, las partes sumergidas pueden ser de madera, acero inoxidable, acero con recubrimiento de hule o acero recubierto, o bien, aleaciones especiales.

Criterios de diseño para obtener las dimensiones Como un ejemplo o estimación preliminar se presenta la tabla 19-8, en la que se listan los criterios característicos de diseño para obtener las dimensiones y las condiciones de operación respecto a varias aplicaciones de espesadores y clarificadores. Los diseños finales deben basarse en pruebas a escala de laboratorio que incluyan los métodos analizados con anterioridad.

Si se requiere un clarificador por contacto de sólidos, el requerimiento de área superficial debe excluir el área ocupada por la cámara de reacción, la cual se dimensiona por lo general para un tiempo de retención de 15 a 45 min, dependiendo del tipo de tratamiento y del diseño de la unidad. Normalmente, los diseños de contacto de sólidos a alta velocidad sólo requieren de 15 min en la cámara de reacción.

Valor nominal del torque La selección del valor nominal del torque o par motor se analizó anteriormente y es una función de factores como la cantidad y calidad del subflujo (y, en consecuencia, de parámetros como, p. ej., las características de la partícula y la dosis de floculante, que afectan el carácter del subflujo), el área unitaria y la velocidad de arrastre; pero en el análisis final, como se señaló, el torque debe especificarse con base en la experiencia modificada por estos factores. A menos que se tenga experiencia en una aplicación determinada, conviene consultar a un fabricante de espesadores o clarificadores.

Costos de espesadores

Equipos Los costos varían mucho para un diámetro dado debido a los muchos tipos de construcción. Por regla general, el costo total instalado será de, aproximadamente, 2 a 4 veces el costo del mecanismo de rastrillo (incluyendo el elevador y el cabezal de transmisión), además de los pasillos y el puente o jaula de estribo central, rieles y lavadores de sobreflujo. En la tabla 19-9 se dan los costos instalados aproximados para espesadores de hasta 120 m (400 ft) de diámetro. Estos costos se deben utilizar sólo como guía y no incluyen los de las modificaciones especiales de diseño. Se incluye la erección del mecanismo del tanque más la preparación normal y no elaborada del sitio, la excavación, la colocación de la barra de refuerzo, el túnel para el flujo inferior, el relleno y los planos topográficos. El precio no incluye instrumentación, tuberías, bombas ni trabajos eléctricos.

Costos operacionales El costo de energía para un espesador continuo es un renglón casi insignificante. Por ejemplo, un espesador unitario de 60 m (200 ft) de diámetro con una estimación nominal de torque de 1.0 MN·m (8.8 Mlbf·in) necesitará por lo común un motor de 12 kW (16 hp). El bajo consumo de energía se debe a las velocidades

TABLA 19-9 Costo instalado aproximado de los espesadores de un solo compartimiento*

Diámetro		Costo	
m	ft	$/m²	$/ft²
3	10	3400-5500	315-510
10	30	1100-1700	100-160
15	50	800-1000	74-93
20	65	700-780	65-72
30	100	430-520	40-48
45	150	320-380	30-35
60	200	250-260	23-24
75	250	240-250	22-23
90	300	215-225	20-21
105	350	215	20
120	400	205	19

*Costo total, que incluye la instalación; basado en mecanismos de acero, tanque y fondo de acero hasta 30 m y tanque de acero con fondo de concreto de 30 a 120 m. Consúltese al fabricante para obtener costos precisos y tamaños superiores a 120 m. Los costos se basan en dólares de 1981.

muy bajas de rotación. En general, se diseñará un mecanismo para una velocidad periférica de, aproximadamente, 9 m/min (0.5 ft/s), que corresponde a sólo 3 r/h para una unidad de 60 m (200 ft). Esa velocidad baja significa también pocos costos de mantenimiento. La mano de obra operacional es baja, porque normalmente no se necesita prestar mucha atención a los equipos después de que la operación inicial haya equilibrado la alimentación y el subflujo. Si se agregan productos químicos para la floculación, el costo de estos productos hace que, con frecuencia, todos los demás costos de operación resulten en comparación muy pequeños.

FILTRACIÓN

REFERENCIAS GENERALES: Moir, *Chem. Eng.*, **89**(15), 46 (1982); Brown, *ibid.*, 58; also published as McGraw-Hill Repr. A078. Cheremisinoff y Azbel, *Liquid Filtration*, Ann Arbor Science, Woburn, Mass., 1983. Orr (ed.), *Filtration: Principles and Practice*, part I, Marcel Dekker, New York, 1977; part II, 1979. Purchas (ed.), *Solid/Liquid Separation Equipment Scale-Up*, Uplands Press, Croydon, England, 1977. Schweitzer (ed.), *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*, part 4, McGraw-Hill, New York, 1979. Shoemaker (ed.), "What the Filter Man Needs to Know about Filtration," *Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **73**(171), (1977). Talcott *et al.*, in *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*, 3d ed., vol. 10, Wiley, New York, 1980, p. 284. Tiller *et al.*, *Chem. Eng.*, **81**(9), 116-136 (1974); also published as McGraw-Hill Repr. R203.

DEFINICIONES Y CLASIFICACIÓN

La filtración es la separación de una mezcla de sólidos y fluidos que incluye el paso de la mayor parte del fluido a través de un medio poroso, que retiene la mayor parte de las partículas sólidas contenidas en la mezcla. Esta subsección trata exclusivamente de la filtración de sólidos contenidos en líquidos; la filtración de gases se trata en la sección 20. Filtración es el nombre de la operación unitaria. Un filtro es un equipo de las operaciones unitarias por medio del que se realiza la filtración. El medio filtrante es la barrera que permite que pase el líquido, mientras retiene la mayor parte de los sólidos. Dicho medio puede ser una pantalla, tela, papel o un lecho de sólidos. El líquido que pasa a través del medio filtrante se conoce como filtrado.

La filtración y los filtros se pueden clasificar en varias formas:

1. *Por la fuerza impulsora.* Se induce el flujo del filtrado por el medio filtrante mediante la carga hidrostática (gravedad), presión sobreatmosférica o vacío aplicada corriente arriba del medio filtrante, presión subatmosférica aplicada corriente abajo del citado medio o fuerza centrífuga a través de este último. La filtración centrífuga se asocia por lo común a la sedimentación centrífuga, y ambas son objeto de estudio bajo el título "Centrífugas".

2. *Por el mecanismo de filtración.* Aunque el mecanismo para la separación y acumulación de sólidos no se comprende claramente, dos modelos suelen ser considerados y constituyen la base para la aplicación de la teoría al proceso de filtración. Cuando los sólidos quedan detenidos en la superficie de un medio de filtración y se amontonan unos sobre otros para formar una torta de creciente espesor, la separación es conocida como **filtración de torta**. Cuando los sólidos quedan atrapados dentro de los poros o cuerpo del medio de filtración, se le denomina medio **filtrante de profundidad**, o **filtración clarificadora**.

3. *Por la función.* La meta del proceso de filtración puede ser la obtención de sólidos secos (la torta es el producto de valor), líquido clarificado (el filtrado es el producto valioso) o ambas cosas. La recuperación de buenos sólidos se obtiene mejor mediante la filtración de la torta, mientras que la clarificación del líquido se logra ya sea por la filtración de profundidad o de torta.

4. *Por ciclo operacional.* Los filtros pueden ser intermitentes (por lotes) o continuos y los filtros por lotes se pueden manejar con una fuerza impulsora de presión constante, a velocidad constante o en ciclos variables, con respecto tanto a la presión como a la velocidad. El ciclo por lotes puede variar grandemente, dependiendo del área de filtrado y la carga de sólidos.

5. *Por la naturaleza de los sólidos.* La filtración de tortas puede incluir una acumulación de sólidos o sustancialmente incompresibles, que corresponden, más o menos, en la filtración de medio de filtro, a partículas deformables y rígidas. El tamaño de partículas o de agregados de partículas puede ser del mismo orden de magnitud que el tamaño de poros mínimos de la mayor parte de los medios de filtración (1 a 10 micras y mayores) o más pequeños (de 1 micra hasta las dimensiones de las bacterias o, incluso, las moléculas grandes). La mayor parte de las filtraciones incluyen sólidos de la primera gama de tamaños; los de la última se pueden filtrar sólo mediante la ultrafiltración o la filtración del tipo de medio de filtro, a menos que se conviertan a la primera gama mediante la agregación, antes de la filtración.

Estos métodos de clasificación no se excluyen mutuamente. Así, por lo común, los filtros se dividen primero en los dos grupos de equipos de torta y clarificación, a continuación en grupos de máquinas que utilizan la misma fuerza impulsora y, luego, en las clases por lotes y continuas. Este es el patrón de clasificación que se encuentra en la base del estudio de los filtros en esta sección. Dentro de él se verán explícita o implícitamente los otros aspectos del ciclo operacional, la naturaleza de los sólidos y otros factores adicionales (p. ej., los tipos y las clasificaciones de los medios de filtro).

TEORÍA DE LA FILTRACIÓN

La filtración ha evolucionado como un arte práctico, en vez de desarrollarse como una ciencia teórica. Sin embargo, la teoría de la filtración ha recibido una atención continua desde los primeros trabajos de Carman y Ruth, hace medio siglo. Los esfuerzos teóricos han consistido, principalmente, en la cuantificación de la relación común de velocidad.

$$\text{Velocidad} = \text{fuerza de impulso/resistencia}$$

donde, para el caso general de la filtración, la resistencia es la suma de la resistencia del medio filtrante y la de la torta. En años recientes se ha incrementado la aplicación de la teoría a los problemas industriales con el estímulo de varios científicos, en especial Tiller [Filtr. Sep., 12, 368 (1975)] y Purchas (op. cit.).

La teoría de la filtración, aunque nunca se utilizó como base exclusiva para el diseño de un filtro para una operación dada, es valiosa para interpretar análisis de laboratorios, buscar las condiciones óptimas de filtración y predecir los efectos de los cambios en las condiciones operacionales. El empleo de la teoría de la filtración está limitado por el hecho de que las características de filtración se deben determinar siempre en la lechada real de que se trate, puesto que los datos obtenidos con una lechada no son aplicables a otra. Esto es cierto si consideramos la naturaleza y el historial de las partículas sólidas y su interacción, cuya complejidad empieza a recibir la atención necesaria.

Una vez que se forma la capa de partículas sólidas en el medio filtrante, su superficie actúa como medio filtrante, de modo que los sólidos se depositan y se agregan al espesor de la torta, mientras que el licor claro pasa por ella. Por consiguiente, la torta se compone de una masa a granel de partículas de formas irregulares, por entre las cuales corren canales pequeños. El flujo de licor a través de los canales es siempre aerodinámico y, por tanto, se puede representar por medio de la ecuación de Poiseuille, que se adapta en la forma:

$$\frac{dV}{A\,d\theta} = \frac{P}{\mu[\alpha(W/A) + r]} \qquad (19\text{-}38)$$

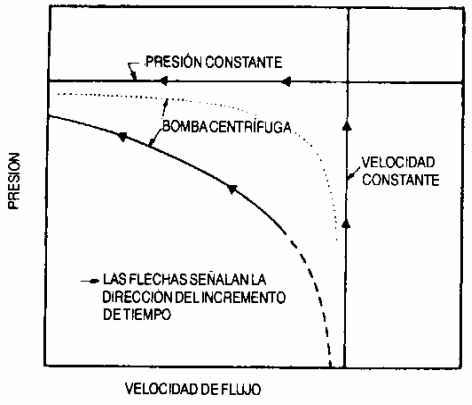


FIG. 19-79 Ciclos característicos de filtración. [Tiller y Crump, *Chem. Eng. Prog.*, **73**(10), 72 (1977), con autorización.]

[Carman, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **16**, 174 (1938); también McCabe y Smith, *Unit Operations of Chemical Engineering*, 3d. ed., McGraw-Hill, New York, 1976, p. 937], que expresa la velocidad diferencial o instantánea de filtración por unidad de área, como la relación de una fuerza impulsora, la presión, al producto de la viscosidad por la suma de la resistencia de la torta y la resistencia del medio de filtración.

La velocidad de filtración se expresa adecuadamente en función del volumen de filtrado recogido V, el área de la superficie de filtración A y el tiempo θ. P es la caída total de presión en el medio de filtro y la torta depositada en él. La viscosidad es la del filtrado.

La velocidad se puede expresar también en términos de W, la masa de sólidos acumulados en la torta seca, correspondiente a V. W se relaciona con V mediante un balance simple de materiales,* de modo que:

$$W = wV = \frac{\rho c}{1 - mc} V \tag{19-39}$$

en donde w es la masa de sólidos de la torta seca por unidad de volumen de filtrado; ρ, la densidad del filtrado; c, la fracción de masa de los sólidos de la torta en la lechada (o suspensión), y m, la relación de masas de la torta húmeda respecto a la seca.

El símbolo α representa la resistencia específica promedio de la torta, que es constante para la torta particular en sus condiciones inmediatas. En la gama habitual de condiciones de operación, se relaciona con la presión mediante la expresión

$$\alpha = \alpha' P^s \tag{19-40}$$

en donde α' es una constante determinada en gran parte por el tamaño de las partículas que forman la torta; s, la compresibilidad de la torta, que varía de cero para las tortas e incompresibles, como las de diatomita y arena fina, a 1.0 para las tortas muy compresibles. Para la mayor parte de las lechadas industriales, s se encuentra entre 0.1 y 0.8. El símbolo r representa la resistencia del área unitaria del medio de filtración; pero incluye otras pérdidas (aparte de las que se producen a través de la torta y el medio) en el sistema, donde P es la caída de presión.

Para utilizar la ecuación (19-38) es necesario conocer el patrón del proceso de filtración, es decir, la variación de la velocidad de flujo y la presión con respecto al tiempo. Por lo general, el mecanismo de bombeo determina las características del flujo de filtración y sirve de base a las tres categorías siguientes* [Tiller y Crump, *Chem. Eng., Prog.*, **73**(10), 65 (1977)]:

1. *Filtración a presión constante* El mecanismo de impulso es gas comprimido, que se mantiene a una presión constante.
2. *Filtración a velocidad constante* Se utilizan varios tipos de bombas de desplazamiento positivo.
3. *Filtración a presión y velocidad variables* El empleo de una bomba centrífuga da por resultado este patrón: la velocidad de descarga disminuye al incrementarse la contrapresión.

En la figura 19-79 aparece el comportamiento de la velocidad de flujo y la presión para estos tres tipos de filtración. Dependiendo de las características de la bomba centrífuga, se obtienen curvas que difieren ampliamente, como lo sugiere la figura.

Filtración a presión constante La ecuación (19-38) se puede integrar como sigue para filtración a presión constante, dando la relación entre las mediciones de filtrado y el tiempo total.

$$\frac{\theta}{V/A} = \frac{\mu\alpha}{2P}\frac{W}{A} + \frac{\mu r}{P} \tag{19-41a}$$

$$\frac{\theta}{V/A} = \frac{\mu\alpha w}{2P}\frac{V}{A} + \frac{\mu r}{P} \tag{19-41b}$$

$$\frac{\theta}{V/A} = \frac{\mu\alpha\rho c}{2P(1 - mc)}\frac{V}{A} + \frac{\mu r}{P} \tag{19-41c}$$

Para una filtración dada a presión constante, esto se puede simplificar a

$$\frac{\theta}{V/A} = K_p\frac{W}{A} + C = K'_p\frac{V}{A} + C \tag{19-41d}$$

en donde K_p, K'_p, C son constantes para las condiciones empleadas. Se debe observar que K_p, K'_p, y C dependen de la presión de filtración no sólo del modo explícito evidente, sino también en el sentido implícito de que α, m y r son, generalmente, dependientes de P.

Filtración a velocidad constante Para tortas sustancialmente incompresibles, se puede integrar la ecuación (19-38) para una velocidad constante de alimentación de lechada al filtro, con el fin de obtener las siguientes ecuaciones, en las cuales se considera la resistencia del medio filtrante como el componente equivalente de presión constante que se debe deducir de la caída total creciente de presión para dar la presión variable a través de la torta de filtro [Ruth, *Ind. Eng. Chem.*, **27**, 717 (1935)]:

$$\frac{\theta}{V/A} = \frac{1}{\text{velocidad por unidad de área}} = \frac{\mu\alpha}{P - P_1}\frac{W}{A} \tag{19-42a}$$

que se puede escribir también como:

$$\frac{\theta}{V/A} = \frac{\mu\alpha w}{P - P_1}\frac{V}{A} = \frac{\mu\alpha\rho c}{(P - P_1)(1 - mc)}\frac{V}{A} \tag{19-42b}$$

En esas ecuaciones, P_1 es la caída de presión en el medio de filtro

$$P_1 = \mu r(V/A\theta)$$

Para una operación dada a velocidad constante, las ecuaciones se pueden simplificar a

$$V/A = P/K_r + C' \tag{19-42c}$$

en donde K_r y C' son constantes para las condiciones dadas.

Filtración a velocidad y presión variables El modelo de esta categoría complica la utilización de la ecuación de velocidad básica. El método de Tiller y Crump (*loc. cit.*) puede ser utilizado para integrar la ecuación cuando existe la curva característica de alimentación de la bomba.

En la filtración de cantidades pequeñas de partículas finas a partir de líquidos, por medios de filtración a granel (como el fieltro o el algodón absorbente), se ha descubierto que las ecuaciones anteriores, basadas

*Este enunciado de balance de materiales depende para su validez de la premisa de que la torta es incompresible o está compactada uniformemente en todo su espesor. Las tortas compresibles no están compactadas uniformemente y, de hecho, para ellas, en el balance, la suposición de la resistencia promedio constante de la torta y las ecuaciones dependientes resultantes son erróneas. Sin embargo, el error casi es despreciable para la mayor parte de los materiales que se encuentran en la práctica, en las plantas normales. Para lechadas de consistencia muy alta, se debe seguir el análisis más exacto de Tiller y Huang [(*Ind. Eng. Chem.*, **53**, 529(1961)].

*Una combinación de las categorías 1 y 2 como partes de la misma filtración es considerada, en ocasiones, como una cuarta categoría. Para una descripción del método de combinación de las ecuaciones de presión y velocidad constantes en dicho ciclo, véase Brown (*loc. cit.*).

en la resistencia de una torta de sólidos, no son válidas, puesto que no se forma ninguna torta. Para esos casos, en que la filtración se produce en la superficie o dentro de los intersticios del medio, se han desarrollado ecuaciones análogas [Hermans y Bredée, *J. Soc. Chem. Ind.*, **55T**, 1 (1936)]. Se resumen por lo común, tanto para las condiciones de velocidad constante como de presión constante, en la obra de Grace [*Am. Inst. Chem. Eng., J.*, **2**, 323 (1956)]. Estas ecuaciones se aplican con frecuencia a la clarificación de materiales como las soluciones de azúcar, la viscosilla y otras soluciones de hilados y las soluciones de vaciado de películas.

Importancia práctica de las ecuaciones de filtración La forma diferencial [ecuación (19-38)] de la ecuación de filtración proporciona información interesante sobre los efectos mutuos de las variables operacionales.

Cuando la torta se compone de partículas granulares duras, que la hacen rígida e incompresible, un aumento de la presión no da como resultado ninguna deformación de las partículas o sus intersticios, de modo que $s = 0$ y, al despreciar la resistencia del medio filtrante, la ecuación (19-38) se hace

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{AP}{\mu\alpha'(W/A)} \qquad (19\text{-}38a)$$

Por consiguiente, para tortas incompresibles, la velocidad de flujo es directamente proporcional al área y la presión e inversamente proporcional a la viscosidad, a la cantidad total de torta (o filtrado) y a α'.

Cuando la torta consiste en partículas extremadamente blandas y que se deforman con facilidad, como el hidróxido férrico y otros hidróxidos metálicos, s se acerca a 1.0, de modo que la ecuación (19-38), despreciendo una vez más el medio filtrante, se reduce a

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{A}{\mu\alpha'(W/A)} \qquad (19\text{-}38b)$$

Por consiguiente, para tortas muy compresibles, la velocidad es independiente de la presión.

El **efecto de la presión** que se mostró antes se modifica en la mayor parte de las filtraciones industriales, en donde la compresibilidad de la torta se encuentra por lo común entre 0.1 y 0.8. Además, la resistencia del medio de filtración reduce los efectos de las variables respectivas. Sin embargo, se ha descubierto que es válido el hecho de que, en la filtración de sólidos granulares o cristalinos, un aumento de la presión provoca un incremento casi proporcional de la velocidad de flujo. Los precipitados floculentos o limosos, por su parte, tienen velocidades de filtración que sólo aumentan ligeramente al incrementarse la presión. Algunos materiales tienen una presión crítica por encima de la que un aumento adicional produce una disminución real de la velocidad de flujo.

En la filtración de ciertas lechadas no homogéneas, como las de sólidos arcillosos a los cuales se agregan materiales de ayuda para la filtración, se ha descubierto que una velocidad constante de flujo durante la filtración es más satisfactoria que una presión constante, puesto que la última da como resultado una claridad inicial baja del filtrado y una acumulación rápida de resistencia de la torta. En realidad, la filtración de todas las lechadas, con excepción de las más incompresibles, es más satisfactoria cuando se utiliza una presión baja al comienzo de la operación. Esto resulta especialmente importante al filtrar lechadas de bajo contenido de sólidos.

La mayor parte de los filtros a presión se alimentan por medio de bombas centrífugas y la operación se realiza en la modalidad de velocidad variable y presión variable, como se muestra en la figura 19-79. Por lo general, se aconseja estrangular la bomba de alguna manera hasta que se forma totalmente la torta, como indica la parte quebrada de la curva inferior de la bomba centrífuga.

El **espesor de la torta** es un factor importante para determinar la capacidad y el diseño de un filtro y el ciclo de operación depende de ella. La teoría de filtración demuestra que, desdeñando la resistencia de las telas, la velocidad promedio de flujo durante una filtración es inversamente proporcional a la cantidad de torta depositada. También es directamente proporcional al cuadrado del área de filtración. Se debe observar, como consecuencia de estas dos relaciones, que la velocidad promedio de filtración para una cantidad dada de filtrado o torta es inversamente proporcional al cuadrado del espesor de la torta al final de la filtración.

Si la resistencia específica de la torta es tan elevada que incluso una torta muy delgada muestra una resistencia alta al flujo en relación con la del medio filtrante, se obtiene una productividad máxima de filtración ($W/A\theta$) con una torta de espesor infinitesimal. Sin embargo, en este argumento se pasan por alto varios factores: la resistencia del medio filtrante, el tiempo necesario para retirar la torta de producto y preparar el medio para el ciclo siguiente, la dificultad de descarga de las tortas extremadamentre delgadas y la inversión mayor que se requiere para un filtro de área mayor. Por consiguiente, en la práctica, la elección más económica es una torta de espesor apreciable. Cuanto mayor sea la resistencia del medio filtrante y más prolongado el tiempo de detención para la preparación, tanto mayor será el espesor óptimo de la torta.

El **efecto de la viscosidad** es como lo indican las ecuaciones de velocidad: la velocidad de flujo de filtrado en cualquier instante es inversamente proporcional a la viscosidad de filtrado. La viscosidad elevada de algunos filtrados (p. ej., aceites o soluciones concentradas) se puede reducir mediante la dilución del material prefiltrado con disolvente de baja viscosidad, a veces con una ganancia neta de la velocidad de filtración, a pesar del mayor volumen de filtrado [Reeves, *Ind. Eng. Chem.*, **39**, 203 (1947); *Petrol Processing*, **4**, 885 (1949); y Göttner, Erdöl Kohle, 7, 287 (1954)]. Si el filtrado se necesita en una concentración elevada para tratamientos subsiguientes o como producto, la dilución sólo será factible si el costo de reconcentración no hace que la economía de la filtración sea desfavorable.

El **efecto de la temperatura** sobre la velocidad de filtración de sólidos incompresibles es evidente, sobre todo, mediante su efecto sobre la viscosidad. La viscosidad de la mayor parte de los líquidos disminuye notablemente al elevarse la temperatura. Por ende, las temperaturas más altas permiten velocidades más elevadas de filtración; si el filtrado fuera agua, un aumento de 20 a 60°C duplicaría la velocidad de flujo. Los lodos compresibles se ven afectados en formas más complejas por el aumento de temperatura; pero el efecto general es, casi siempre, una velocidad de filtración mayor. El costo del calentamiento y, en la filtración al vacío, la presión de vapor del filtrado establecen límites para el punto hasta el cual se puede calentar el material de prefiltración.

El **efecto del tamaño de partículas** sobre la resistencia de la torta y la tela es muy notable. Incluso los cambios pequeños en el tamaño de partículas afectan al coeficiente en la ecuación para la resistencia de la torta [ecuación (19-40)], y los cambios mayores afectan la compresibilidad s. El tamaño menor de partículas da como resultado velocidades más bajas de filtración y contenido más alto de humedad de la torta; pero, a veces, también una mayor eficiencia de lavado. Por tanto, es importante que se ejerza un control estrecho del tamaño de partículas en la alimentación al filtro. Por una parte, se debe evitar la degradación del tamaño de partículas, por acción violenta de bombeo y agitación. El pretratamiento de la lechada tanto por medios químicos como físicos facilita la separación, al incrementar el tamaño de la partícula. Se pueden utilizar varias técnicas. La adición de determinados electrólitos, por ejemplo, alúmina, cal y sales de hierro, puede afectar los cambios en la superficie de la partícula y actuar como coagulantes o floculantes. El control del pH puede afectar la carga de superficie o el potencial zeta de las partículas. A menudo, la adición de polielectrólitos de alto peso molecular constituye un pretratamiento satisfactorio para atrapar las partículas finas que forman la estructura de floculación. En ocasiones, el cambio de temperatura, la recristalización, el añejamiento y la congelación son técnicas físicas eficaces. Tiller y cols. [*Chem. Eng.*, **81**(9), 123 (1974)] y Thomas [*Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **73**(171), 18 (1977)] proporcionan una información más detallada sobre el pretratamiento.

El **efecto del tipo de medio filtrante** no se reconoce con frecuencia en forma completa. En la selección del medio para una filtración dada, se debe alcanzar un equilibrio entre un tejido tan abierto como sea factible, para reducir los atascamientos y tan apretado como sea necesario, para evitar la "purga" excesiva de las partículas finas. Después de que se haya formado sobre el medio un espesor de torta, la purga se suele detener, puesto que las partículas finas quedan atrapadas en la torta misma.

Entre los tejidos de telas de filtros que se describen en una sección posterior, las lonas son las que tienen mayor capacidad para retener sólidos finos, seguidas en capacidad decreciente por las telas de cadena (sarga rota), las sargas y los satines. Sin embargo, la tendencia a atascarse es inversa. Las telas gruesas y rígidas tienden a atascarse con mayor facilidad que las delgadas y flexibles. El efecto del atascamiento de la tela sobre la velocidad de filtración es tan apreciable que será con frecuencia la causa del reemplazamiento de la tela. También da como resultado la necesidad de utilizar un factor de seguridad para predecir las capacidades de filtración.

El **efecto explícito de la concentración de sólidos** en la lechada se muestra en las ecuaciones (19-41*b*, 19-41*c* y 19-42*b*). Estas ecuaciones indican que, con un valor despreciable de r, el tiempo para depositar una masa dada de sólidos es inversamente proporcional a la relación de masa de sólidos a filtrado. Puede haber también efectos implícitos. Los cambios de concentración de la lechada pueden afectar a α y a la velocidad de atascamiento del medio. En diluciones extremas, los mismos sólidos que, cuando se depositan de lechadas más concentradas, siguen la modalidad de filtración de torta pueden pasar incluso a la modalidad de filtración de medio filtrante [Heertjes y Haas, *Rec. Trav. Chim.*, **68**, 361 (1949)], primordial para el atascamiento extremadamente rápido del medio filtrante. Todos estos efectos implícitos favorecen una mayor concentración de la lechada que, de justificarse, se puede efectuar utilizando alguno de los diversos espesadores que existen en el mercado, por ejemplo, de gravedad, tipo filtro, o hidrociclón.

Cuando se lava una torta de filtro, la velocidad del lavado es generalmente igual que la velocidad final de filtración si **1)** la presión de lavado es la misma que la presión final de filtración, **2)** si el líquido de lavado y el filtrado tienen propiedades físicas similares, **3)** si el licor de lavado no interactúa con el filtrado, y **4)** si no hay una redisposición de la torta. Tiller y Crump (*loc. cit.*) proporcionan el modelo de un mecanismo de lavado que aparece en la figura 19-80, en el cual el proceso se divide en tres etapas: **1)** *desplazamiento*, durante el cual hasta el 50% del licor en la torta se puede eliminar sin dilución, **2)** *rompimiento*, durante el cual una cantidad sustancial y adicional de filtrado se desplaza con alta eficiencia, pero ésta se encuentra muy diluida con el lavado de rompimiento, y **3)** *por difusión*, durante la cual el desplazamiento está prácticamente terminado y el soluto se elimina exclusivamente por difusión a partir de las cavidades. Por lo general, el lavado no se debe continuar más allá de la etapa de rompimiento, que normalmente termina cuando el volumen de lavado es igual al doble de espacios vacíos de la torta. Si se requiere mayor eliminación del soluto, probablemente el repulpado y filtrado sean más económicos que el lavado por difusión. La eficacia del lavado, que no se puede predecir teóricamente, se debe determinar en forma experimental. Un método útil para reducir los datos experimentales aparece en la figura 19-81 y consiste en graficar la fracción del contenido original de soluto, que permanece en la torta contra la relación de lavado (relación de volumen de lavado a volumen vacío de torta) [Silverblatt *et.al.*, *Chem. Eng.*, **81**(9), 127 (1974)]. La línea quebrada, que representa la máxima eficiencia posible constituye un desplazamiento perfecto y completo. La curva *A* representa un comportamiento excelente de lavado, cercano al ideal, que rara vez se encuentra, pero en ocasiones caracteriza a las tortas densas de baja porosidad y resistencia relativamente elevada. La curva *C* indica un lavado malo y los datos que caen sobre o arriba de dicha curva pueden indicar una desviación del lavado debido a una torta agrietada o mal formada. La curva *B* es característica de la mayor parte de las tortas, con el límite práctico del lavado indicado por la eliminación de aproximadamente 90% del filtrado.

La subsecuente eliminación mecánica del líquido intraporos (filtrado o licor de lavado) de las tortas del filtro se realiza por desplazamiento con gas o aire comprimido a través de la torta ("soplado" o "secado") o mediante alguna forma de compactación mecánica.

Aplicaciones de la teoría de filtración a la interpretación de datos Las ecuaciones de filtración son útiles para predecir los efectos de un cambio en cualquier variable, si se determinan las constantes a partir de datos tomados de la lechada en cuestión. Por ejemplo, los datos de pruebas al vacío se pueden extrapolar para mostrar las velocidades aproximadas de filtración que se podrían obtener si se filtrara la lechada a presión. Otro problema que resulta frecuentemente interesante es el efecto del espesor de la torta o el ciclo de tiempo sobre la velocidad general de filtración. Tiene mucha mayor importancia la utilización de la teoría para interpretar resultados de filtraciones de planta piloto o a escala de banco de trabajo, con el fin de estimar el tamaño, el ciclo operacional y el tipo de filtro que se utilizarán en un procesamiento que se diseñe o modifique. En la sección que sigue se analizan las pruebas de aumento de escala.

Si se lleva a cabo una **prueba a presión constante** con una lechada, se debe tener cuidado de que no sólo la presión permanezca constante durante toda la operación, sino también la temperatura y el contenido de sólidos y que las lecturas de tiempo se inician al comienzo exacto de la filtración, de modo que se pueden observar valores de volumen o peso de filtrado y el tiempo transcurrido correspondiente. Mediante el área conocida de filtración, se pueden calcular valores de $\theta/(V/A)$ para diversos valores de V/A cuando se trazan gráficamente con $\theta/(V/A)$ como ordenada y V/A como abscisa (Fig. 19-82*a*), dan como resultado

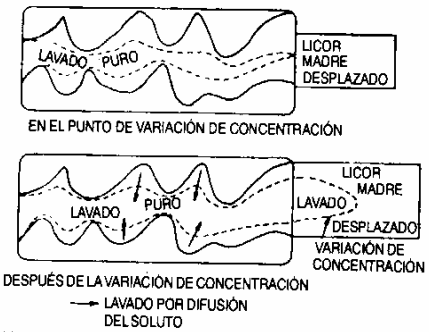


FIG. 19-80 Mecanismo de lavado de la torta del filtro. [Tiller y Crump, *Chem. Eng. Prog.*, 73(10), 75 (1977), con autorización.]

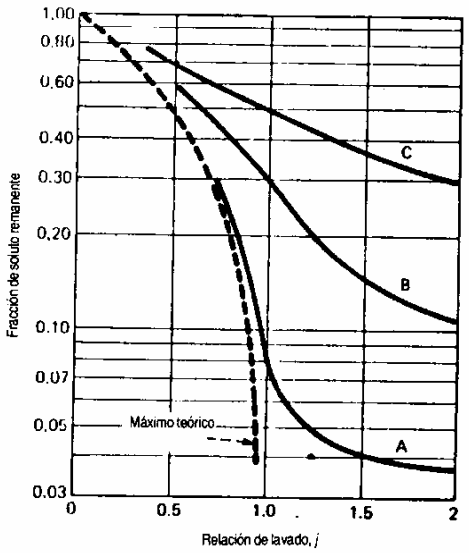


FIG. 19-81 Eficacia del lavado de la torta. [Silverblatt y cols., *Chem. Eng.*, **81**(9), 131 (1974), con autorización.]

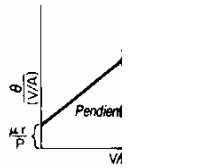


FIG. 19-82 Gráficas

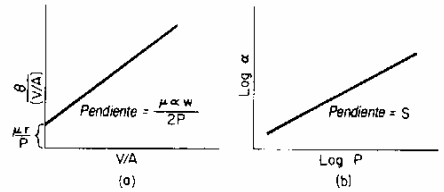


FIG. 19-82 Gráficas típicas de datos de filtración.

una línea recta con pendiente $\mu\alpha w/2P$ y una intercepción en el eje vertical de $\mu r/P$. Puesto que se conocen, μ, w y P, α y r se pueden calcular a partir de

$$\alpha = 2P/\mu w \times (\text{pendiente})$$

y

$$r = P/\mu \times (\text{ordenada al origen})$$

El efecto del cambio en cualquier variable que no afecte a α ni a r se puede estimar a continuación. Es preciso recordar que α y r dependen por lo común de P y se pueden ver afectadas por w.

Se debe observar también que la intercepción es difícil de determinar con precisión debido al gran error experimental potencial al observar el tiempo de comienzo de la filtración y la correspondencia de tiempo y volumen durante los primeros momentos, cuando la velocidad de filtración es elevada. El valor de r calculado a partir de la intercepción puede variar considerablemente de unas pruebas a otras y casi siempre será distinto del valor medido con un medio limpio, en una prueba de permeabilidad.

Para determinar el efecto de un cambio en la presión, es necesario efectuar pruebas a tres o más presiones que cubran de preferencia la gama que interesa. El trazado de la gráfica de α o r en función de P en papel log-log (o log α o log r en función de log P, en coordenadas cartesianas) da como resultado una línea recta aproximada (Fig. 19-82*b*) a partir de la cual se pueden estimar valores de α o r en magnitudes interpoladas o razonablemente extrapoladas de P. La pendiente de la línea es el índice de una relación de potencia entre α y P o r y P.

No es raro que se descubra que r depende sólo ligeramente de la presión. Cuando esto es cierto y, sobre todo, cuando la resistencia del medio filtrante es, como tiene que ser, relativamente pequeña, se puede utilizar un valor promedio para todas las presiones.

Es aconsejable iniciar una prueba de filtración a presión constante, como una operación comparable en una planta a baja presión e incrementar ligeramente esta última hasta el nivel operacional que se desee. En esos casos, los datos de tiempo y cantidad de filtrado no se deberán tomar hasta alcanzar la presión operacional constante. El valor de r, calculado a partir de la intercepción extrapolada, reflejará entonces la resistencia tanto del medio filtrante como de la parte de la torta depositada durante el periodo de aumento de la presión. Cuando se mide sólo la masa total de la torta seca para el tiempo de ciclo total, como sucede por lo común en las pruebas con hojas al vacío, se deben hacer al menos tres corridas de duraciones diferentes, para permitir el trazado de una gráfica confiable de θ/V en función de W. Si la rectificación de los tres puntos resultantes es dudosa, serán precisas otras corridas adicionales.

Se deben evitar las **pruebas de filtración de tortas a velocidad constante**, porque los datos son difíciles de interpretar. Cuando se deban tratar esos datos, se sugiere utilizar el procedimiento experimental y el método de correlación de Bonilla [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **34,** 243 (1938)] que incluye la determinación de P_1 y α_0 en la ecuación

$$\alpha = \alpha_0 + \alpha'(P - P_1)^s \qquad (19\text{-}43)$$

y el trazado de la gráfica de $(\alpha - \alpha_0)$ en función de $(P - P_1)$, para determinar α' y s.

PRUEBAS A PEQUEÑA ESCALA

No se pueden obtener las dimensiones exactas de los filtros a partir de la teoría debido a la naturaleza desconocida y al comportamiento aparentemente impredecible de las partículas en el precipitado. Por consiguiente, a menos que ya se hayan establecido los datos exactos deben realizarse pruebas a pequeña escala para ayudar a la selección del filtro adecuado y determinar las dimensiones. Los métodos de prueba más comunes son la prueba de hoja al vacío, las pruebas del embudo y las pruebas del filtro-bomba a presión. Estos dispositivos son relativamente sencillos y se pueden comprar, alquilar o pedir prestados a los principales fabricantes de filtros, que incluso pueden realizar las pruebas necesarias para los clientes potenciales. Se requiere gran cuidado para asegurar que la lechada de la prueba se forme y maneje del mismo modo que la lechada de producción. Las muestras que se han almacenado durante varios días o deben embarcarse filtran en forma muy diferente a las muestras frescas. Todas las pruebas deben realizarse en las condiciones de operación más cercanas posibles a las que se esperan en la operación a gran escala que se desea.

Pruebas al vacío

Pruebas de hojas Para las pruebas de hojas se utilizan equipos como los que se muestran en la figura 19-83. Una pequeña válvula de aguja, como la que se utiliza en los quemadores bunsen de válvula en la base, constituye una adición útil al receptor para permitir el ajuste fino del nivel de vacío mediante una fuga controlada de aire. Un espécimen de medio filtrante selecto se sujeta a la hoja que tiene normalmente cerca de 11 cm (4.3 in) de diámetro de la cara [93 cm^2 (0.1 ft^2) de área de filtración]. Se pueden utilizar medios distintos en pruebas sucesivas, con fines de comparación.

Las pruebas de hojas se utilizan para predecir el rendimiento de filtros de discos o tambor giratorio y se deben realizar tomando en cuenta el funcionamiento de esos equipos. El ciclo continuo más simple se divide en periodos: recolección (formación de la torta), desecación y descarga. A veces, a la recolección sigue un periodo de lavado de desplazamiento, con o sin desecación intermedia; en otras ocasiones la torta se debe compactar mecánicamente durante la desecación. Durante las pruebas de hojas se pueden llevar a cabo operaciones correspondientes y es preciso establecer un plan que se vaya a seguir en todo el ciclo, antes de iniciar las pruebas.

Mientras está al vacío, la hoja de prueba se desliza al interior del material que se va a filtrar y se mantiene totalmente sumergida en la lechada de agitación suave durante un periodo predeterminado de acumulación (de no más de 4 minutos o menor que el tiempo suficiente para que se formen 6 mm de torta). Entonces se retira la hoja y se mantiene con la tubería de drenaje hacia abajo, para el tiempo de desecación que se permita. Con el vacío todavía conectado, se puede sumergir en un tanque de agua u otro licor de lavado si se espera un lavado de desplazamiento y, a continuación, se vuelve a desecar. La descarga se puede probar desconectando la hoja y soplando con la boca por la tubería de drenaje; se puede utilizar una espátula para retirar la torta.

Por lo común, unas cuantas pruebas preliminares aproximadas a un nivel escogido de vacío indicarán el intervalo apropiado de tiempo sobre el cual se formarán tres tortas de diferentes espesores. A continuación, se pueden realizar pruebas cuidadosas explorando las variaciones de temperatura, concentración de la lechada y el preacondicionamiento del nivel de vacío, el lavado o las condiciones que interesen. Durante estas pruebas, los datos primarios son el tiempo total de filtración, el volumen de filtrado, el espesor y la uniformidad de la torta, la masa de la torta formada (tanto húmeda como seca) y las lecturas de vacío. Es preciso conocer siempre la concentración y la temperatura de la lechada. Otras observaciones importantes son la velocidad de lavado y su eficiencia, el comportamiento en la desecación si se agrieta o no la torta, las características de descarga, el pH y la tendencia del filtrado a formar espuma.

Pruebas con embudos Para las pruebas con embudos la hoja de prueba de la figura 19-83 se reemplaza con un embudo pequeño de Büchner, en el cual se pone un trozo apropiado de medio filtrante, de modo que se minimicen las fugas en torno a él. Con el vacío conectado, se vierte rápidamente en el embudo lechada en la cantidad predeterminada para producir una torta del espesor deseado. La lechada se debe agregar de modo que no se seque durante la filtración ni sufra daños mecánicos debidos a la cascada de líquido. Se pueden hacer observa-

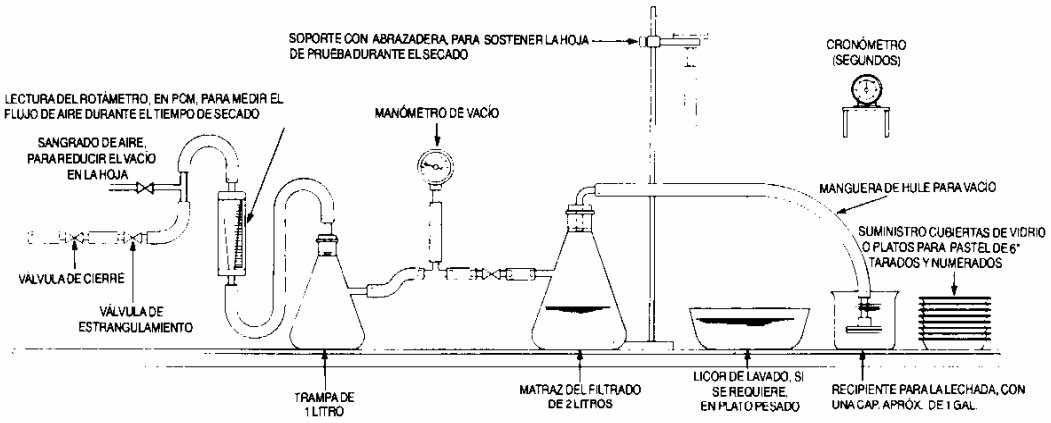


FIG. 19-83 Conjunto de prueba a pequeña escala, que consta de un filtro de hoja al vacío. (*Dorr-Oliver Inc.*)

ciones del lavado, la desecación y la descarga, al igual que en las pruebas con hojas.

Las pruebas de embudo simulan el desempeño de filtros continuos al vacío de superficie horizontal (bandas, mesas y bandejas).

Pruebas a presión

Pruebas de hojas Se utiliza un filtro bomba para pruebas de hojas en pequeña escala para simular el comportamiento de los filtros de hojas a presión (envolvente de hojas). El equipo utilizado es una hoja pequeña de [50.8 por 50.8 mm (2 por 2 in)] cubierta con un medio filtrante apropiado, suspendida en una celda suficientemente grande para contener una cantidad adecuada de lechada que permita formar la torta deseada (Fig. 19-84). La lechada se puede agitar con suavidad, por ejemplo, mediante un rociador de aire.

Aunque se pueden tomar el tiempo de incremento y el volumen de filtrado durante un ciclo de formación de torta a una presión escogida para permitir una gráfica como la de la figura 19-82*a* mediante una corrida simple, quizá sea más satisfactorio efectuar varias corridas rápidas y sucesivas a la misma presión pero con duraciones distintas, y anotar sólo los valores finales del volumen de filtrado, el tiempo y la masa de la torta. Se debe tomar en cuenta el funcionamiento de la unidad comercial cuando se planean los ciclos de la prueba. El lavado de desplazamiento y el soplado de la torta con aire se pueden intentar en el caso de que sean apropiados. La descarga húmeda se puede simular abriendo la celda y proyectando un chorro de agua sobre la torta, la descarga en seco, al aplicar un chorro suave de aire al tubo de descarga del filtrado. Se deben efectuar pruebas a diversas presiones para determinar la compresibilidad de los sólidos de la torta.

Pruebas de placas y marcos Si se espera utilizar en la planta un filtro-prensa, estas pruebas deberán ser corridas cuando menos unas cuantas pruebas de verificación después de las pruebas preliminares de hojas, a menos que la lechada se filtre con mucha rapidez. Se puede utilizar una prensa de filtración de tamaño de laboratorio, que consiste en dos placas y un solo marco. Esto permitirá observar el asentamiento de sólidos, la compactación de la torta y el comportamiento de lavado, que pueden ser muy diferentes para un marco que para una hoja.

Pruebas de permeabilidad y compresión En lugar de las pruebas de hojas modelo, se pueden utilizar experimentos de permeabilidad y compresión, en forma conveniente para los sólidos bastante compresibles. Como en el caso de la filtración a velocidad constante, una corrida simple proporciona datos equivalentes a los obtenidos mediante una serie de corridas a presión constante, pero evita la complejidad del tratamiento de los datos en las pruebas a velocidad constante.

El equipo consiste en una celda cilíndrica con un fondo permeable y una parte superior abierta, a la cual se ajusta un pistón cilíndrico, hueco y de claro cerrado con fondo permeable. Se vierte lechada en la celda y se forma una torta, aplicando un vacío suave a la línea de descarga de filtrado. A continuación, se llena la celda con filtrado y se permite que el pistón de contrapeso baje al nivel de la torta. Se aplican

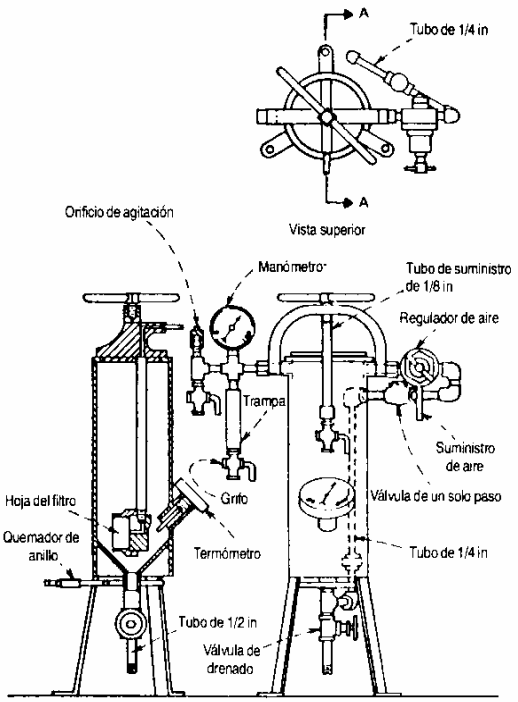


FIG. 19-84 Filtro-bomba para pruebas de filtración a presión y pequeña escala. [Silverblatt *et al.*, *Chem. Eng.*, **81**(9), 132 (1974), con autorización.]

incrementos sucesiv
mina la permeabilid
filtrado por el pistón
Grace [*Chem. En*
miento experimenta
meabilidad y compr

TABLA 19-10 C

Nombre genéric

Acetato: acetato de c
menos del 92% de
hidroxilo estén ace
se puede utilizar el
genérico "triacetat

Acrílico: cualquier poli
dena larga compues
en peso por unidade

Vidrio: la sustancia q
es vidrio.

Metálico: compuest
recubierto de met
de plástico o un m
de metal.

Modacrílico: la susta
fibra es cualquier
de cadena larga co
menos del 85%, pe
en peso de unidad

Nylon: cualquier po
cadena larga con g
repetidos como pa
de la cadena polim

Poliéster: cualquier
de cadena larga c
en un 85% en pes
alcohol dihídrico
(p-HOOC-C_6H_4-

Polietileno: polímer
larga compuesto
en peso por etilen

Polipropileno: Polí
cadena larga com
un 85% en peso p

Rayón: compuesto
regenerada y fibr
celulosa regenera
sustituyentes han
a no más del 15%
hidroxilo.

Sarán: la sustancia
cualquier polímer
larga compuesto
en peso por unida
vinilideno (—CH

Algodón: fibras nat

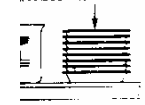
Fluorocarbono: pol
cadena larga com
de tetrafluoroetil

*Adaptada de M
†C = (°F − 32)/1.
‡Polímero de ba
§Tela solidificad
¶Requiere ventil

IETRO
IDOS)

IA DE HULE PARA VACÍO

MINISTRO CUBIERTAS DE VIDRIO
PLATOS PARA PASTEL DE 6"
TARADOS Y NUMERADOS

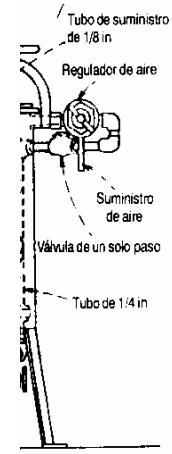


ENTE PARA LA LECHADA, CON
P. APRÓX. DE 1 GAL

un fondo permeable
un pistón cilíndrico,
e vierte lechada en la
ave a la línea de des-
lda con filtrado y se
le la torta. Se aplican

A

A
lor



presión y pequeña esca-
n autorización.]

incrementos sucesivos de esfuerzos mecánicos a los sólidos y se determina la permeabilidad de la torta en cada uno de ellos haciendo pasar filtrado por el pistón, con carga baja.

Grace [*Chem. Eng. Prog.*, **49**, 303, 427 (1953)] explicó el procedimiento experimental y el método de tratamiento de los datos de permeabilidad y compresión, demostrando que los valores medidos de α en esa celda y en un filtro a presión eran los mismos, y también lo hizo Tiller [*Filtr. Sep.*, **12**, 386 (1975)].

Escalamiento de los resultados de pruebas Los resultados de pruebas en pequeña escala se determinan como el peso en seco de los sólidos o el volumen de filtrado por unidad de área y por ciclo. Esta cantidad multiplicada por el número de ciclos al día permite calcular

TABLA 19-10 Características de materiales de filtros*

Nombre genérico y descripción	Resistencia a la ruptura g/denier	Resistencia al desgaste	Resistencia a los ácidos	Resistencia a los álcalis	Resistencia a los agentes oxidantes	Resistencia a los disolventes	Peso específico	Temperatura operacional máxima, °F†
Acetato: acetato de celulosa. Cuando no menos del 92% de los grupos hidroxilo estén acetilados, se puede utilizar el término genérico "triacetato".	1.2-1.5	G	F	P	G	G	1.33	210
Acrílico: cualquier polímero sintético de cadena larga compuesto al menos en un 85% en peso por unidades de acrilonitrilo.	2.0-4.8	G	G	F	G	E	1.18	300
Vidrio: la sustancia que forma las fibras es vidrio.	3.0-7.2	P	E	P	E	E	2.54	600
Metálico: compuesto de metal, plástico recubierto de metal, metal recubierto de plástico o un núcleo cubierto todo de metal.	.....	G						
Modacrílico: la sustancia que forma la fibra es cualquier polímero sintético de cadena larga compuesto por menos del 85%, pero al menos el 35%, en peso de unidades de acrilonitrilo.	2.5-3.0	G	G	G	G	G	1.30	180
Nylon: cualquier poliamida sintética de cadena larga con grupos amida repetidos como parte integrante de la cadena polimérica	3.8-9.2	E	F-P	G	F-P	G	1.14	225
Poliéster: cualquier polímero sintético de cadena larga compuesto al menos en un 85% en peso por un éster de un alcohol dihídrico y ácido tereftálico (p-HOOC-C_6H_4-COOH).	2.2-7.8	E-G	G	G-F	G	G	1.38	300
Polietileno: polímero sintético de cadena larga compuesto al menos en un 85% en peso por etileno.	1.0-7.0	G	G	G	F	G	0.92	165‡
Polipropileno: Polímero sintético de cadena larga compuesto al menos en un 85% en peso por propileno.	4.8-8.5	G	E	E	G	G	0.90	250§
Rayón: compuesto por celulosa regenerada y fibras fabricadas con celulosa regenerada en las que las sustituyentes han reemplazado a no más del 15% de los grupos hidroxilo.	1.5-5.7	G	P	F-P	F	G	1.52	210
Sarán: la sustancia que forma la fibra es cualquier polímero sintético de cadena larga compuesto al menos en un 80% en peso por unidades de cloruro de vinilideno (—CH_2—CCl_2—).	1.0-2.3	G	G	G	F	G	1.70	160
Algodón: fibras naturales.	3.3-6.4	G	P	F	G	E-G	1.55	210
Fluorocarbono: polímero sintético de cadena larga compuesto por unidades de tetrafluoroetileno.	1.0-2.0	F	E	E	E	G	2.30	550¶

*Adaptada de Mais [*Chem. Eng.*, **78**(4), 51(1971)]. Los símbolos tienen los significados que siguen: E = excelente, G = bueno, F = regular, P = pobre.
†C = (°F − 32)/1.8, K = (°F + 459.7)/1.8.
‡Polímero de baja densidad. Hasta 230°F para alta densidad.
§Tela solidificada térmicamente. De otro modo, más baja.
¶Requiere ventilación, porque libera gases tóxicos por encima de 400°F.

ya sea el área de filtro que se requiere para una capacidad diaria estipulada o la capacidad diaria de un filtro específico de planta. El área de filtración aumentada en escala se debe incrementar en un 25% como factor de incertidumbre. En el cálculo de la duración del ciclo es preciso tomar en cuenta el tiempo de detención de un filtro por lotes o el "área muerta" (entre la descarga de la torta y la deposición de la nueva torta) de un filtro continuo.

Los resultados obtenidos mediante pruebas de hojas para la capacidad son irregulares y poco dignos de confianza para los materiales de filtración extremadamente libre, como un magma o cristales grandes. Para esa lechada es mejor realizar pruebas con equipos de planta piloto. De todos modos, antes de realizar pruebas de filtración —sea cual sea el material— es aconsejable consultar a uno o más fabricantes de filtros, proporcionando toda la información que sea posible sobre la lechada y los objetivos de la filtración. La ayuda de un especialista puede ser muy valiosa para las personas sin experiencia, que tengan que realizar toda una serie de pruebas de filtración en pequeña escala.

MEDIOS FILTRANTES

Todos los filtros requieren un medio filtrante para la retención de sólidos, ya sea que el filtro esté adaptado para la filtración de torta, medio de filtración o filtración de profundidad. La especificación de un medio de filtración está basado en la retención de un tamaño mínimo de partícula y eficiencia de separación, así como también en un término aceptable de vida del medio filtrante dentro del medio ambiental del filtro. La elección del medio de filtración es, con frecuencia, la consideración más importante para asegurar el funcionamiento satisfactorio de un filtro. Para la filtración de la torta, la selección del medio filtrante incluye la optimización de los siguientes factores:

1. Capacidad para detener los sólidos sobre sus poros con rapidez, después de que se inicia la alimentación (o sea, propensión mínima a las purgas).
2. Velocidad baja de arrastre de sólidos dentro de sus intersticios (o sea, propensión mínima a los atascamientos).
3. Resistencia mínima al flujo de filtrado (o sea, velocidad elevada de producción).
4. Resistencia a los ataques químicos.
5. Suficiente resistencia para sostener la presión de filtración.
6. Resistencia aceptable al desgaste mecánico.
7. Capacidad para descargar la torta con facilidad y limpieza.
8. Capacidad para conformarse mecánicamente al tipo de filtro con el cual se utilizará.
9. Costo mínimo.

Para la filtración con medios filtrantes, se aplican los atributos 3, 4, 5, 8 y 9 de la lista anterior y es preciso agregarles *a*) capacidad para retener los sólidos que se requieren, *b*) libertad de descarga de pelusa o algún otro material adulterador en el filtrado, y *c*) capacidad para no atascarse con rapidez (o sea, larga duración).

En la selección del medio filtrante se incluyen innumerables tipos de telas, tejidos de fibras, fieltro o fibras no tejidas, y sólidos porosos o perforados, membranas poliméricas o sólidos particulados en forma de un lecho permeable. Todos los tipos de medios filtrantes se encuentran disponibles en gran variedad de materiales.

Telas de fibras tejidas Para la filtración de torta estas telas son el tipo más usual de medio filtrante. Existe gran variedad de materiales y los tipos más usuales se encuentran enumerados en la tabla 19-10), con sus factores de resistencia química y temperatura. Aparte del material de las fibras, ciertas características de construcción describen la tela filtrante, a saber: **1**) tejido, **2**) estilo, **3**) peso, **4**) cuenta, **5**) pliegues, y **6**) número de hilaza. De los muchos tipos de tejidos disponibles sólo cuatro son utilizados en forma amplia como medios filtrantes: lisos (cuadrados), tejido, sarga, tejido de cadena y satín.

Todos estos tejidos se pueden confeccionar a partir de cualquier fibra textil, natural o sintética. Se pueden tejer de hilazas de multifilamentos o monofilamentos continuos. El desempeño de la tela para filtros depende del tejido y del tipo de hilaza, y sus graduaciones se indican en la tabla 19-11.

Telas metálicas o cedazos Existen en varios tipos de tejidos en níquel, cobre, latón, bronce, aluminio, acero, acero inoxidable, Monel y muchas otras aleaciones. En el tejido liso, el espaciamiento más cerrado del alambre que existe es el de malla 400, lo cual limita el empleo de este tejido con las pulpas, las lechadas cristalinas gruesas, etc. Los llamados "tejidos holandeses" emplean alambres largos y rectos, relativamente anchos y de espaciamiento recto que permiten que el relleno, torcido y relativamente pequeño, se pueda tejer en forma mucho más cerrada, proporcionando un buen medio para la filtración de pulpas y cristales finos. Sin embargo, este tipo de tejido tiende a atascarse con facilidad cuando se filtran partículas suaves y amorfas; utilizando la filtración conveniente se simplifica este problema. La gran resistencia a la corrosión y a la alta temperatura mediante la selección adecuada de metales, hace que en filtraciones hechas con medios filtrantes metálicos sean recomendables, sobre todo por su larga vida. Esta ventaja se acentúa muy especialmente cuando se manejan materias tóxicas en filtros cerrados en que es menester una exposición mínima del personal de mantenimiento.

Fieltros prensados y borra de algodón Estos materiales se utilizan para filtrar partículas gelatinosas de pinturas, soluciones de hilados y otros líquidos viscosos. La filtración se produce mediante la deposición de las partículas sobre las fibras a través de la trama.

Tramas no tejidas Están hechas de fibras sintéticas como poliéster, nylon, o poliolefinas. Estas tramas son autoadheribles en capas que preceden a la extrusión de la fusión; son más ligeras y más delgadas que los fieltros y a menudo se utilizan en multicapas. El peso de la trama puede variar entre 14 a 369 g/m^2 (0.4 a 10.9 oz/yd^2). En la gama de bajo peso se emplean para la filtración por gravedad de aceites ligeros, mientras que las de mayor peso son utilizadas para fluidos muy viscosos y para separar partículas tan pequeñas como de 5 μm de diámetro.

Papeles de filtro Estos papeles se suministran en una amplia gama de permeabilidad, espesor y resistencia. Por lo que se refiere a las características de este material, poseen baja resistencia; sin embargo, requieren una placa de fondo como soporte.

Medios porosos rígidos Estos medios se encuentran disponibles en hojas o placas y en tubos. Los materiales utilizados incluyen acero inoxidable sinterizado y otros metales, grafito, óxido de aluminio, sílice, porcelana y algunos plásticos, gama que permite un amplio intervalo de resistencia a la temperatura y a los productos químicos. La mayor parte de las aplicaciones son para la clarificación.

Membranas poliméricas Estas membranas se utilizan en las aplicaciones de filtración para la separación de partículas finas, por ejemplo, en la microfiltración y ultrafiltración (la clarificación incluye la eliminación de partículas de 1 μm y menores). Las membranas se fabrican con diversos materiales y los más comunes son los acetatos de celulosa y las poliamidas. La filtración con membranas, que se analiza en la sección 17, ha sido descrita por Porter (en Schweitzer, *op. cit.*, Secc. 2.1).

Lechos granulares de sólidos particulados Los lechos de sólidos, por ejemplo, arena o carbón, se utilizan como medio filtrante para

TABLA 19-11 Efectos de los tipos de tejidos e hilazas sobre los medios filtrantes*

	Velocidad más alta de flujo	Mayor retención	Mejor descarga de torta	Menor humedad en las tortas	Resistencia a la aglutinación
Tejidos:					
Burdo o liso	4	1	4	4	4
Cruzado	2	3	2	2	2
Cadena	3	2	3	3	3
Satín	1	4	1	1	1
Hilaza:					
De un hilo	1	3	1	1	1
De hilos múltiples	2	2	2	2	2
Embobinada	3	1	3	3	3

*Adaptada de French [*Chem. Eng.*, **70**(21), 189 (1963)]. En la tabla, 1 es lo mejor y 4, lo peor.

s tipos de tejidos en
o inoxidable, Monel
paciamiento más ce-
cual limita el empleo
nas gruesas, etc. Los
largos y rectos, rela-
ermiten que el relle-
jer en forma mucho
la filtración de pul-
do tiende a atascarse
'amorfas; utilizando
ma. La gran resisten-
la selección adecua-
on medios filtrantes
larga vida. Esta ven-
nejan materias tóxi-
posición mínima del

s materiales se utili-
, soluciones de hila-
roduce mediante la
és de la trama.
téticas como poliés-
ieribles en capas que
eras y más delgadas
capas. El peso de la
'oz/yd^2). En la gama
gravedad de aceites
lizadas para fluidos
eñas como de 5 μm

n en una amplia ga-
o que se refiere a las
lencia; sin embargo,

uentran disponibles
ados incluyen acero
tido de aluminio, si-
nite un amplio inter-
luctos químicos. La
cación.
s se utilizan en las
partículas finas, por
(la clarificación in-
ores). Las membra-
ás comunes son los
ón con membranas,
rita por Porter (en

Los lechos de sóli-
medio filtrante para

idos e hilazas

Menor humedad en las tortas	Resistencia a la aglutinación
4	4
2	2
3	3
1	1
1	1
2	2
3	3

3)]. En la tabla, 1 es lo

la clarificación de agua o soluciones químicas que contienen pequeñas cantidades de partículas en suspensión. Se pueden adquirir los gránulos para filtro con el diámetro de partícula deseado. Con frecuencia, los lechos se fabrican en capas de diferentes materiales y varios tamaños de partícula.

Purchas (*Industrial Filtration of Liquids*, CRC Press, Cleveland, 1967, chap. 3) estudió en forma extensa los diferentes tipos de medios filtrantes y los materiales con que se fabrican. Por lo que respecta a las mediciones que caracterizan a dichos medios (p. ej., el diámetro del poro y la permeabilidad) fueron analizadas en detalle por Rushton y Griffiths (en Orr, *op. cit.*, chap. 3). Shoemaker (*op. cit.* p. 26) y Purchas (*Filtr. Sep.*, **17**, 253, 372 (1980)] presentan resúmenes breves de la clasificación de los medios filtrantes y los criterios para la selección de éstos.

AYUDAS PARA LA FILTRACIÓN

El empleo de ayudas para la filtración o ayudafiltros es una técnica que se aplica con frecuencia para las filtraciones en que surgen problemas de baja velocidad de filtración, taponamiento rápido del medio o claridad no satisfactoria del filtrado. Las ayudas para la filtración son sólidos granulares o fibrosos capaces de formar una torta de alta permeabilidad en la que se pueden retener los flóculos deformables y los sólidos muy finos y pastosos. El empleo de ayudafiltros permite utilizar un medio filtrante mucho más permeable que el requerido para la clarificación, con objeto de producir un filtrado de la misma calidad por filtración profunda.

Las ayudas para la filtración deben ser de baja densidad global, para minimizar su tendencia al asentamiento y ayudar a la buena distribución sobre la superficie de un medio filtrante que no sea horizontal. Deben ser porosas y capaces de formar una torta porosa para minimizar la resistencia al flujo, y deben ser químicamente inertes al filtrado. Esas características tienen las dos ayudas comerciales de filtración que más se emplean: la sílice diatomácea (denominada también diatomita y tierra diatomácea), una sílice casi pura, preparada a partir de yacimientos de esqueletos diatomáceos y perlita dilatada, partículas de lava "hinchada", que son principalmente de silicato alcalino de aluminio. En ocasiones se utilizan fibras de celulosa (pulpa de madera molida) cuando no se pueden utilizar los materiales a base de sílice, pero son mucho más compresibles. El empleo de otras ayudas para la filtración menos eficaces (p. ej., carbón y yeso) se justifica en casos especiales. A veces, una combinación de carbón y sílice de diatomáceas permite la adsorción además de ser ayuda para la filtración.

Sílice de diatomáceas Las ayudas para la filtración de sílice de diatomáceas tienen una densidad global en seco de 128 a 320 kg/m^3 (8 a 20 lb/ft^3), contienen partículas que en su mayor parte son menores de 50 m y producen una torta con una porosidad de alrededor de 0.9 (volumen de espacios vacíos/volumen total de la torta filtrante). La elevada porosidad (en comparación con una porosidad de 0.38 para las esferas uniformes empacadas al azar, y 0.2 a 0.3 para las tortas filtrantes características) indica su capacidad para comportarse como ayuda para el filtrado. Los diferentes métodos de procesamiento de la diatomácea natural da por resultado una serie de ayudas para filtración que tienen un amplio intervalo de permeabilidad.

Perlita Las ayudas para el filtrado a base de perlita tienen, hasta cierto punto, una densidad global menor (48 a 96 kg/m^3 o 3 a 6 lb/ft^3) que la sílice de diatomáceas y contienen una fracción mayor de partículas en el intervalo de 50 a 150 μm. La perlita también se encuentra disponible en varios grados, que difieren en permeabilidad y costo. Dichos grados son aproximadamente semejantes a los de la sílice de diatomáceas. Sin embargo, la sílice de diatomáceas soporta niveles de pH ligeramente más extremos que la perlita y se dice que hasta cierto punto es menos compresible.

Los ayudafiltros se utilizan de dos maneras: 1) como una precapa y 2) mezclados con la lechada como una "alimentación agregada". En la filtración con precapa se utiliza una capa delgada de aproximadamente 0.5 a 1 kg/m^2 (0.1 a 0.2 lb/ft^2) depositada sobre el medio

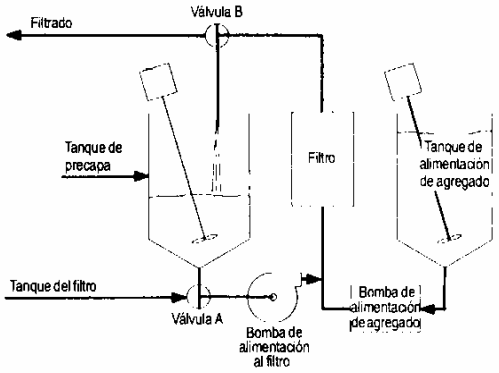


FIG. 19-85 Sistema de filtración con ayudafiltro, para precapa o alimentación agregada. (Schweitzer, *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*, p. 4-12, Copyright 1979 de McGraw-Hill, Inc. Con autorización de McGraw-Hill Book Company.)

filtrante antes de iniciar la alimentación al filtro, y se emplea principalmente para proteger dicho medio del ensuciamiento, producido por los sólidos atrapados antes de que lleguen al medio filtrante. También proporcionan una matriz más fina para retener los sólidos finos y asegurar la claridad del filtrado. La aplicación de la alimentación agregada consiste en una adición continua de ayudas para el filtrado a la alimentación del filtro, para incrementar la porosidad de la torta. La cantidad agregada se determina mediante pruebas, más puede ser igual al doble de la cantidad de sólidos a eliminar. Para cargas de sólidos mayores a 1000 ppm, esto puede ser un factor significativo de costo. Una opción aceptable es el empleo de un filtro rotatorio al vacío con precapa [Smith, *Chem. Eng.*, **83**(4), 84 (1976)], Cain (en Schweitzer, *op. cit.*, Secc. 4.2) y Hutto [*Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **73**(171), 50 (1977)] proporcionan mayores detalles sobre la filtración con ayudafiltros. En la figura 19-85 aparece un diagrama de flujo que indica los arreglos para las aplicaciones tanto de precapa como de alimentación agregada. La mayor parte de las ayudas para filtración se utilizan sólo una vez; sin embargo, se han demostrado algunas técnicas para reutilizar la precapa de ayudafiltro en los filtros a presión de tubos verticales.

EQUIPOS PARA FILTRACIÓN

Filtros de torta Los filtros en los que se acumulan cantidades apreciables y visibles de sólidos sobre la superficie del medio filtrante se conocen como filtros de torta. La lechada de alimentación puede tener una concentración de sólidos que varía desde 1% hasta más de 40%. El medio filtrante en que se forma la torta es relativamente abierto, para minimizar la resistencia al flujo ya que, una vez que se forma la torta, ésta se vuelve un medio filtrante eficaz. Por consiguiente, el filtrado inicial puede contener cierta cantidad inaceptable de sólidos, hasta que se logra la formación de la torta. Esta situación se puede tolerar debido a la recirculación del filtrado hasta obtener una claridad aceptable, o bien, mediante la instalación de un filtro de pulido, aguas abajo (del tipo de clarificación).

Los filtros de torta se utilizan cuando el producto deseado de la filtración son los sólidos, el filtrado o ambos. Cuando el filtrado constituye el producto deseado, el grado de eliminación del líquido en la torta por lavado o soplado con aire o gas comprimido se convierte en una optimización económica. Cuando la torta constituye el producto deseado, el incentivo es la obtención de una torta pura por lavado, soplado o, en ocasiones, el prensado mecánico para la extracción del líquido residual.

En la filtración de la torta está implícita la eliminación y el manejo de los sólidos, ya que por lo general la torta está relativamente seca y compactada. Las tortas pueden ser pegajosas y difíciles de manejar; en

consecuencia, la capacidad del filtro para descargar la torta limpiamente es un criterio importante en la selección del equipo.

Desde el punto de vista de la operación, algunos filtros son dispositivos intermitentes, pero otros son continuos. Esta diferencia proporciona la base principal para la clasificación de los filtros de torta en el análisis que se presenta a continuación. La fuerza impulsora por medio de la cual funciona el filtro —carga hidrostática ("gravedad"), presión proporcionada por una bomba o un colchón de gas, o presión atmosférica ("vacío")— se utiliza como un criterio secundario.

Filtros intermitentes de torta

Filtros nutsche El nutsche es uno de los filtros intermitentes más simples y consiste en un tanque con un fondo falso, perforado o poroso, sobre el que se apoya el medio filtrante, o bien, actúa como el medio filtrante. La lechada alimenta al recipiente del filtro y la separación ocurre mediante flujo por gravedad, presión, vacío o una combinación de estas fuerzas. El término "nutsche" es la expresión en alemán para succión y el vacío es la modalidad común de operación.

El diseño de la mayor parte de los filtros nutsche es muy sencillo y, a menudo, los puede fabricar el usuario a bajo costo. Este filtro se utiliza con frecuencia en el laboratorio, la planta piloto o la operación de una planta pequeña. Sin embargo, para el procesamiento a gran escala, el área excesiva de piso que involucra la unidad de filtración, y la dificultad para eliminar la torta son factores disuasivos. Para las operaciones a pequeña escala, la torta se puede eliminar manualmente. Para las aplicaciones a gran escala, la torta puede someterse a un procesamiento posterior por medio de su reprecipitación o redisolución, o bien, puede eliminarse manualmente (mediante una pala) o a través de dispositivos para su descarga mecánica; que en ocasiones son complicados.

En un nutsche, es posible el desplazamiento total por lavado si el disolvente de lavado se agrega antes de que la torta se exponga al desplazamiento con aire, para eliminar el filtrado. Si es necesario que el lavado sea más eficaz, se puede colocar un agitador dentro del recipiente del nutsche, para reprecipitar la torta y permitir una difusión adecuada del soluto contenido en los sólidos.

Filtro Rosenmund Este filtro es un ejemplo de un nutsche a gran escala, disponible en forma comercial. El filtro se fabrica en tamaños de 1 a 10 m^2 (11 a 108 ft^2) y está diseñado para operar en forma totalmente cerrada, lo que permite el manejo de disolventes peligrosos. El filtro Rosenmund está equipado con un diseminador y alisador de la torta, un tornillo para la descarga automática y un agitador para reprecipitar la torta para el lavado, todo lo cual se puede controlar en secuencia. El medio filtrante puede ser tela, placa sinterizada, estructura de cerámica porosa, malla de alambre o platos perforados.

Nutrex Una variación reciente del filtro nutsche es el *Nutrex*, fabricado por Bertrams Ltd. de Suiza y disponible en Estados Unidos a través de Rosenmund Inc. El Nutrex combina en un solo recipiente un reactor, un filtro y un secador. Este equipo consta de un recipiente cilíndrico a presión, con platos en un extremo y una hoja filtrante plana, con una sola superficie, en el otro. El recipiente está encamisado en la mayor parte de su superficie y puede girar alrededor de un eje diamétrico central, sobre muñones. Montado en el extremo con platos está un agitador de claro ajustable con forma de ancla, pero con una barra superior recta, operado por la parte inferior y sellado con un doble sello mecánico. La reacción o cristalización se efectúa a cualquier presión deseada, hasta 448 kPa (50 psig), con la cabeza del plato hacia abajo. Cuando termina este paso, todo el recipiente se gira 180°, de tal manera que la superficie del filtro quede en la parte inferior y se realice la filtración, ya sea con presión o al vacío. La torta del filtro se puede alisar, exprimir, reprecipitar y lavar mediante la variación del claro entre el miembro recto del agitador y el medio filtrante. El secado se puede realizar empleando el agitador para desprender la torta del filtro y girar el recipiente sobre su eje, como un secador de cono doble.

El Nutrex es especialmente adecuado para las operaciones que incluyen el manejo de materiales tóxicos o requieren condiciones estériles y se encuentra disponible con una área superficial de filtración, que varía entre 0.5 y 6 m^2 (5.4 y 64.6 ft^2) y un volumen del reactor entre 0.4 y 16.8 m^3 (14 a 593 ft^3).

Filtro de placas horizontales El filtro horizontal a presión con placas múltiples consta de varias placas horizontales con un drenado circular y guías, apiladas dentro de una cubierta cilíndrica (Fig. 19-86). En la práctica normal, la presión de filtración está limitada a 448 kPa (50 psig); sin embargo, existen filtros especiales diseñados para operar a presiones de 2.2 MPa (300 psig) o mayores.

En cada placa se coloca una tela o papel filtrante y se aplica, si es necesario, una precapa de ayuda para filtrado. El precipitado se distribuye en las placas por medio de un manifold de alimentación central o anular. La filtración se continúa hasta alcanzar la capacidad de torta de la unidad o hasta que la velocidad del filtrado se vuelve demasiado lenta, debido a la resistencia de la torta. El montaje del filtro puede incluir una placa de barrido en el fondo para extraer la porción inferior de un ciclo. A la torta se puede aplicar un lavado o un soplado con aire. La torta se extrae manualmente al abrir el recipiente, sacar las placas y raspar o utilizar una manguera para eliminar los sólidos.

El filtro es compacto, tiene una buena distribución de la torta y un lavado eficaz de la misma. La unidad se puede limpiar y esterilizar fácilmente. Sin embargo, está limitada por su tamaño pequeño, los elevados requerimientos de mano de obra y la necesidad de abrir la unidad para eliminar la torta.

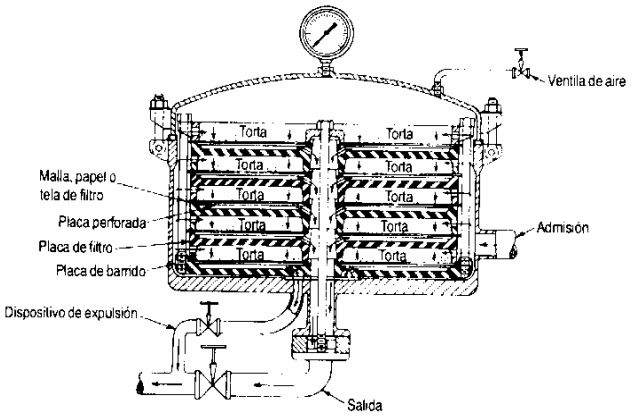


FIG. 19-86 Sección de elevación del filtro de placas horizontales Sparkler. (*Sparkler Filters, Inc.*)

FIG. 19-87 Filtro p

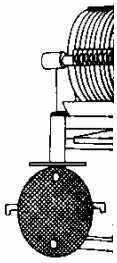


FIG. 19-88 Filtro p
tion Division.)

El filtro horizo
están incluidas vel
des de torta y las c
por ejemplo, en la
particularmente út
especialidades, do
para manejar una
que implica, entre
piar en forma rápi
a 0.84 m (8 a 33 in
por pila.

Filtro prensa
frecuencia se utili
aún se emplea amp

Placa si

FIG

e es el *Nutrex*, fabrí-
stados Unidos a tra-
ı solo recipiente un
de un recipiente ci-
hoja filtrante plana,
tá encamisado en la
lor de un eje diamé-
mo con platos está
pero con una barra
lo con un doble sello
a cualquier presión
l plato hacia abajo.
,180°, de tal manera
or y se realice la fil-
iltro se puede alisar,
in del claro entre el
El secado se puede
orta del filtro y girar
o doble.
eraciones que inclu-
iciones estériles y se
ación, que varía en-
:tor entre 0.4 y 16.8

ontal a presión con
tales con un drena-
rta cilíndrica (Fig.
ación está limitada
especiales diseña-
g) o mayores.
ıte y se aplica, si es
recipitado se distri-
nentación central o
ıpacidad de torta de
vuelve demasiado
aje del filtro puede
r la porción inferior
ın soplado con aire.
e, sacar las placas y
ılidos.
sión de la torta y un
limpiar y esterilizar
ño pequeño, los ele-
ıd de abrir la unidad

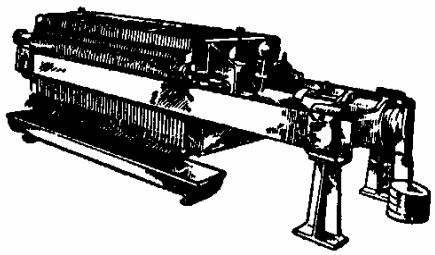


FIG. 19-87 Filtro prensa de placas y marcos. (*Eimco Process Equipment Co.*)

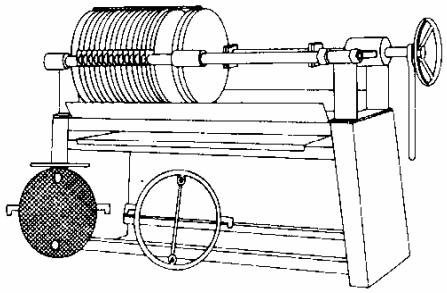


FIG. 19-88 Filtro prensa de placas circulares metálicas. (*Star Systems Filtration Division.*)

El filtro horizontal es adecuado para las aplicaciones en las que están incluidas velocidades intermitentes de flujo o pequeñas cantidades de torta y las condiciones de limpieza o esterilidad son esenciales, por ejemplo, en la industria alimentaria y farmacéutica. También es particularmente útil en las plantas piloto y en las pequeñas plantas de especialidades, donde el equipo debe ser lo suficientemente flexible para manejar una sucesión de productos y corrientes del proceso (lo que implica, entre otras características, un equipo que se pueda limpiar en forma rápida y confiable entre ciclos). El tamaño varía de 0.2 a 0.84 m (8 a 33 in) en el diámetro de la placa, con hasta 42 placas por pila.

Filtro prensa El filtro prensa, uno de los filtros que con más frecuencia se utilizaban en los primeros años de la industria química, aún se emplea ampliamente. A menudo se le conoce, en forma genérica y errónea, como filtro de placas y marcos, del que probablemente existen más de 100 variaciones de diseño. Los dos diseños básicos más populares son el diseño de placa de lavado o placas y marcos y el filtro prensa de placas huecas. Ambos se encuentran disponibles en gran variedad de materiales: metales con o sin recubrimiento, plásticos y de madera.

Filtro prensa de placas y marcos Estos filtros son un montaje alternado de placas cubiertas en ambos lados con un medio filtrante que, por lo general, es tela, y marcos huecos, que proporcionan el espacio necesario para la acumulación de la torta durante la filtración (véase la Fig. 19-87). En los marcos existen agujeros para la alimentación y el lavado, en tanto que las placas tienen agujeros para el drenado del filtrado. Por lo general, los marcos y placas son rectangulares; sin embargo, también se utilizan las circulares y de otras formas (véase la Fig. 19-88). Los marcos y placas están colgados en un par de barras de apoyo horizontales y se prensan, durante la filtración, para formar un cierre a prueba de agua entre las dos placas terminales, una de las cuales es estacionaria. La prensa se puede cerrar manualmente, en forma hidráulica o por medio de un motor. Existen varias disposiciones para la alimentación y la descarga del filtrado. En la más común, la alimentación y la descarga de los diferentes elementos de la prensa desembocan en un múltiple a través de algunos de los agujeros que están en las cuatro esquinas de cada uno de los marcos y placas (y de la tela filtrante), para formar canales longitudinales continuos desde la placa terminal estacionaria hasta el otro extremo del filtro prensa. En forma opcional, el filtrado se puede drenar de cada placa por medio de una válvula y un grifo individuales (para descarga abierta) o un tubo (para descarga cerrada). La alimentación por la parte superior y la descarga por el fondo de las cámaras proporcionan recuperación máxima del filtrado y el secado máximo de la torta. Este arreglo es adecuado, sobre todo, para los sólidos pesados que se sedimentan rápidamente. En la mayor parte de los precipitados, la alimentación por la parte interior y la descarga de filtrado por la superior permiten un rápido desplazamiento del aire y producen una torta más uniforme.

En los filtros prensa de placas y marcos se utilizan dos técnicas de lavado, que aparecen en la figura 19-89. En el lavado simple, el licor de lavado sigue la misma trayectoria que el filtrado. Si la torta no es muy uniforme y altamente permeable, este tipo de lavado no es eficaz en un filtro prensa bien lleno. Una técnica mejor consiste en un lavado completo en el cual el lavado se introduce a las caras de las placas alternadas (con las válvulas de los canales de descarga cerradas). El lavado cruza toda la torta y sale a través de las caras. Esta técnica mejorada requiere un diseño especial y el montaje de las placas en el orden adecuado. El lavado completo sólo debe utilizarse cuando los marcos están bien llenos; un llenado incompleto de la torta permitirá que esta

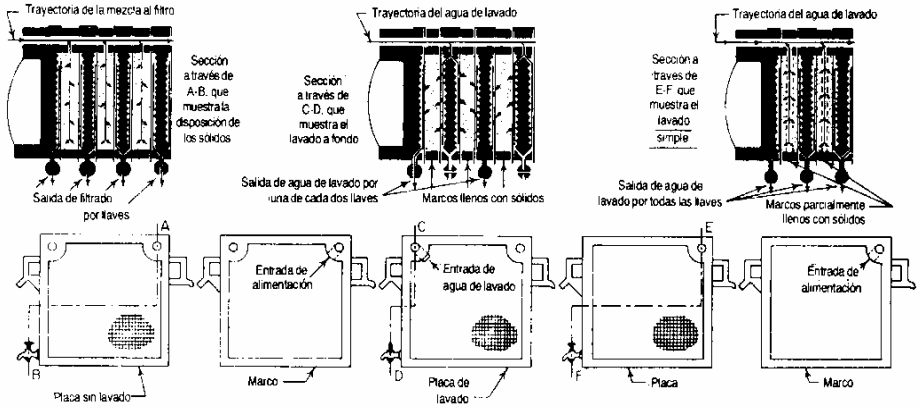


FIG. 19-89 Patrones de llenado y flujo de lavado en un filtro prensa (*D.R. Sperry & Co.*)

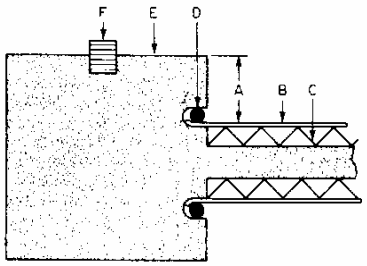


FIG. 19-90 Detalle de sección de placa filtradora calafateada y con empaques y recesos. *a*) Receso de aglutinación. *b*) Tela filtradora. *c*) Superficie de desagüe de la placa. *d*) Banda de calafateo. *e*) Junta de la placa. *f*) Empaque sellador. (*Eimco Process Equipment Co.*)

se caiga durante la entrada del lavado. El resto del flujo de lavado se desviará por las grietas o canales abiertos en la torta.

Los filtros prensa se fabrican en tamaños de placas que varían desde 10 por 10 cm (4 por 4 in) hasta 1.5 por 1.8 m (61 por 71 in). El espesor de los marcos varía desde 0.3 hasta 20 cm. (0.125 a 8 in). Son comunes las presiones de operación hasta de 780 kPa (100 psig), pero existen algunos filtros prensa diseñados para operar a 7.8 MPa (1000 psig). Algunas unidades de metal tienen placas centrales para vapor o refrigerante. La presión máxima de operación para los marcos de plástico o madera es 500 a 600 kPa (60 a 70 psig).

Las ventajas del filtro prensa son su sencillez, el bajo costo de capital, la flexibilidad y la capacidad para operar a alta presión en las aplicaciones como filtro de torta o filtro de clarificación. Los requerimientos de área de piso y altura por unidad de área del filtro son pequeños y la capacidad se puede ajustar mediante la adición o eliminación de las placas y marcos. Los filtros prensa se limpian fácilmente y el medio filtrante se puede reemplazar con facilidad. Con una operación adecuada se obtiene una torta más seca y densa, en comparación con la que se obtiene con la mayor parte de los otros filtros.

Existen varias desventajas serias que incluyen un lavado imperfecto, debido a la densidad variable de la torta, y una duración relativamente corta de la tela filtrante, debida al desgaste mecánico al vaciar y limpiar el filtro prensa (que a menudo incluye el raspado de la tela). Además, los requerimientos de mano de obra son elevados. Con frecuencia, estos filtros gotean o tienen fugas y en consecuencia crean problemas de limpieza, pero el mayor problema es la necesidad de abrir el filtro para descargar la torta. Por consiguiente, el operador está expuesto en forma rutinaria al contenido del filtro y esto es una gran desventaja, ya que más y más materiales, que antes se creían seguros, en la actualidad están sujetos a límites restringidos de exposición.

Filtro prensa de placas huecas Estos filtros son similares en apariencia a los de placas y marcos, pero sólo constan de placas. Las dos caras de cada placa son huecas, para formar una cámara en la que se acumula la torta entre las placas adyacentes. Este diseño tiene la ventaja de utilizar aproximadamente la mitad de las uniones de un filtro de placas y marcos, lo que hace que el cierre a presión sea más seguro. En la figura 19-90 aparecen algunas de las características de un tipo de filtro con placas huecas que tiene un empaque para minimizar aún más las fugas. Se puede introducir aire a presión detrás de la tela, en ambos lados de cada placa, para ayudar a la eliminación de la torta.

Algunas variaciones interesantes de los diseños estándar incluyen la capacidad de hacer girar el filtro para cambiar la entrada o la salida de la parte inferior a la superior, así como la capacidad de agregar divisores vacíos para convertir el filtro en una prensa de etapas múltiples, con objeto de clarificar aún más el filtrado o realizar dos filtraciones simultáneas y separadas en el mismo filtro. Algunos diseños tienen diafragmas entre las placas, que se pueden expander cuando termina la filtración para exprimir la humedad adicional. Algunos diseños se caracterizan por una operación automatizada de abertura y descarga de la torta para reducir los requerimientos de mano de obra.

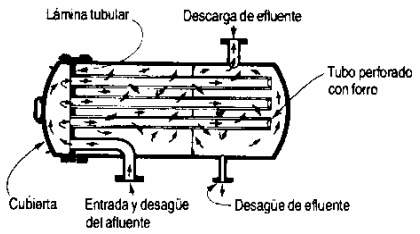


FIG. 19-91 Sección esquemática del filtro tubular horizontal Industrial. (*Industrial Filter & Pump Mfg. Co.*)

Filtro tubular industrial Este producto de la Industrial Filter and Pump Manufacturing Co., consiste en uno o más tubos perforados con soporte horizontal o vertical sobre una lámina tubular transversal, dentro de un casco cilíndrico cuyos ejes son paralelos a los de los tubos. En la figura 19-91 se ilustra una unidad horizontal. El extremo de cada tubo más alejado del cabezal se cierra mediante una cúpula invertida. Se enrolla una lámina de papel de filtro y se inserta en cada tubo, para formar un recubrimiento de medio filtrante que se mantiene contra la pared del tubo por medio de la cúpula invertida del extremo muerto y un anillo sellador cónico insertado en el extremo de la entrada.

Se admite lechada a presión a la cámara entre el cabezal del casco y la lámina tubular, de modo que entre y llene los tubos. La filtración se produce conforme el filtrado pasa radialmente hacia el exterior por el filtro de papel y la pared de cada tubo al casco y sale por la línea de descarga, depositando tortas en el papel. El ciclo de filtración concluye cuando los tubos se llenan de torta o cuando los medios filtrantes se atascan. La torta se puede lavar (si no se permite que llene los tubos por completo) y retirar mediante chorros de aire. El filtro tiene un cabezal de bisagras para facilitar el acceso a la lámina tubular y la boca de los tubos; de ese modo, se pueden retirar "salchichas" de torta, sacando los anillos selladores y extrayendo el papel de filtro de cada tubo. Los tubos mismos se pueden retirar con facilidad para inspección y limpieza, puesto que cada uno de ellos se sella en el interior del cabezal mediante un anillo en O.

Las ventajas del filtro tubular son las de que utiliza un medio de filtración desechable, poco costoso y que se reemplaza con facilidad; su ciclo de filtración se puede interrumpir y el casco se puede vaciar de material para filtrar en cualquier momento sin pérdida de la torta. Esta última se recupera con facilidad en forma seca y se puede llegar sin dificultad al interior del filtro . Las desventajas son la necesidad de vaciar y reemplazar a mano los medios de filtración, con los requisitos correspondientes de mano de obra y la tendencia a que los sólidos se asienten en la cámara del cabezal. Se aplica como filtro barredor para retirar partículas finas no extraídas en una etapa anterior de filtración, con un tipo distinto de equipo, para manejar el desbordamiento de otros filtros y en operaciones pequeñas de plantas piloto, en las que su tamaño, adaptabilidad y limpieza hacen que resulte sumamente conveniente.

Cada tubo proporciona un área de filtración de 0.22 m^2 (2.4 ft^2). El área máxima disponible en un filtro simple es de 8.3 m^2 o 197 ft^2 (82 tubos) en una unidad horizontal y 47.5 m^2 o 511 ft^2 (213 tubos) en una unidad vertical.

Filtros tubulares con formación externa de la torta Se dispone de varios diseños de filtros con los tubos verticales apoyados en una placa para tubos en la cámara del filtrado, dentro de un recipiente cilíndrico vertical (véase la Fig. 19-92). Los tubos pueden ser de tela de alambre, cerámica porosa, carbón, plástico, metal o alambre arrollado y pueden tener una tela filtrante en la parte exterior. Con frecuencia se aplica una precapa de ayuda para filtrado a los tubos. La lechada se alimenta por la parte inferior del recipiente vertical. El filtrado pasa del exterior al interior de los tubos y descarga en una cámara de filtrado, colocada en la parte superior o inferior del recipiente. Los sólidos for-

Salida
Tubo
Flujo
Entrada

FIG. 19-92 Filtro tu
Pump Mfg. Co.)

man una torta en la
incrementa a medid
resistencia increme
filtración continúa,
específico, o hasta
madamente 25 mm
Los métodos de
distintiva en los div
Shoc, fabricado po
tubos por un retrola
que" producida por
mara del filtrado er
la salida del filtrado
gina la compresión
piente, hasta que
acción rápida cierr
gas comprimido se
a través del medio
parte inferior junto
puede utilizar cuan
Todos los filtros tu
operar en forma aut
estrictas de control
tiva facilidad.
Filtros de hojas
y consisten en elem
a presión. Las hoja
tangulares, y tienen
es un tanque cilíndr
y el tipo de filtro se
Una hoja de filtro
donde se ajusta un
Se emplean con m
químicos y se aplic
cerrar con cremalle
telas de malla de ala
se aplica un prerre
remachado, con pe
a 180° de la tela de
de la Multi-Metal.

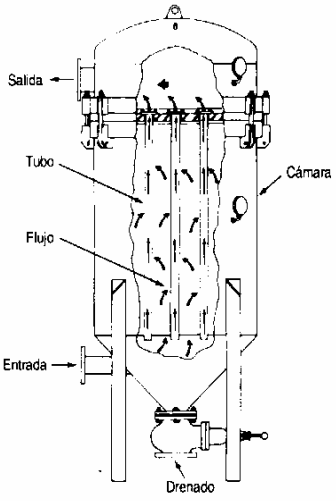


FIG. 19-92 Filtro tubular con salida en la parte superior. (*Industrial Filter & Pump Mfg. Co.*)

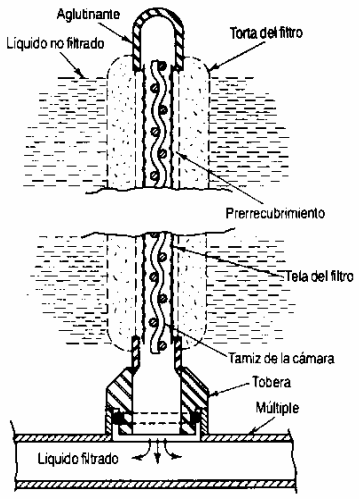


FIG. 19-93 Sección de hoja filtradora de alambre prerrecubierto. (*Multi-Metal Wire Cloth Inc.*)

man una torta en la parte exterior de los tubos y el área del filtro se incrementa a medida que se acumula la torta, compensando en parte la resistencia incrementada de flujo en la torta más gruesa. El ciclo de filtración continúa, hasta que la presión diferencial alcanza un nivel específico, o hasta que se obtiene una torta con un espesor de aproximadamente 25 mm (1 in).

Los métodos de descarga de la torta son la principal característica distintiva en los diversos diseños. Por ejemplo, el método del **Hydro-Shoc**, fabricado por Industrial Filter & Pump, elimina la torta de los tubos por un retrolavado con el filtrado, ayudado por la acción de "choque" producida por un colchón de gas comprimido formado en la cámara del filtrado en la parte superior del recipiente vertical. Al cerrar la salida del filtrado, mientras se continúa alimentando el filtro, se origina la compresión del volumen de gas, atrapado en el domo del recipiente, hasta que con una presión deseada del gas, las válvulas de acción rápida cierran la alimentación y abren el drenaje del fondo. El gas comprimido se expande rápidamente y hace que el filtrado regrese a través del medio filtrante y desprenda la torta, que se drena por la parte inferior junto con el líquido. Obviamente, esta técnica sólo se puede utilizar cuando se permite una descarga de la torta en húmedo. Todos los filtros tubulares con formación externa de la torta pueden operar en forma automática y totalmente cerrados, para que las normas estrictas de control del medio ambiente se puedan mantener con relativa facilidad.

Filtros de hojas a presión A veces se les denomina filtros tanque y consisten en elementos planos (hojas) sostenidas dentro de un casco a presión. Las hojas son circulares, con lados en forma de arco o rectangulares, y tienen superficies de filtración en ambas caras. El casco es un tanque cilíndrico o cónico y su eje puede ser horizontal o vertical, y el tipo de filtro se describe con base en la orientación del eje del casco.

Una hoja de filtro consiste en una malla pesada o una placa ranurada, donde se ajusta un medio filtrante de tela tejida o tela fina de alambre. Se emplean con mayor frecuencia las telas de textiles para servicios químicos y se aplican casi siempre como bolsas que se pueden coser, cerrar con cremallera, engrapar o empotrar. Con frecuencia se utilizan telas de malla de alambre como ayudas de filtración, sobre todo cuando se aplica un prerrecubrimiento. Se pueden fijar mediante soldadura, remachado, con pernos o calafateo, o con el engrapado de dos pestañas a 180° de la tela de alambre, bajo tensión, como en la hoja **Rim-Lok** de la Multi-Metal. Las hojas también pueden ser completamente de plástico. El medio filtrante, sea cual sea el material, debe estar tan tenso como sea posible, para minimizar el pandeo cuando se carga con una torta; el pandeo excesivo puede hacer que la torta se resquebraje o se desprenda. Las hojas pueden apoyarse en la parte superior, el fondo o el centro y descargarse desde cualquiera de esas ubicaciones. En la figura 19-93 se muestra la sección de elevación de una hoja de alambre prerrecubierta, con soporte en el fondo.

Los filtros de hojas a presión funcionan por lotes. El casco está cerrado y la lechada que se va a filtrar se admite desde una fuente a presión (bomba o montajugos). La lechada entra de tal modo que se minimice el asentamiento de los sólidos suspendidos. Se llena el casco y la filtración tiene lugar en la superficie de las hojas, descargándose el filtrado por una línea individual o a un múltiple interno, según sea el diseño. Se permite que la filtración se produzca sólo hasta que se forme una torta del espesor deseado, puesto que el llenado excesivo provocará la consolidación de la torta, con las dificultades consiguientes para el lavado y la descarga. La decisión de cuándo incluir el ciclo de filtración depende, en gran parte, de la experiencia, guiada, aproximadamente, por la velocidad de formación de la torta en un filtro a presión constante o la caída de presión en un filtro a velocidad constante. Este criterio se puede reemplazar mediante un detector que "sienta" el espesor de la torta sobre una hoja representativa.

Si se va a lavar la torta, se podrá retirar del filtro por medio de soplado la sedimentación que quede, e introducirse licor de lavado para rellenar el casco. Si la torta tiende a resquebrajarse durante el soplado de aire, quizá sea necesario desplazar la lechada gradualmente con líquido de lavado, para no permitir nunca que se seque la torta. Al completarse la filtración y el lavado, se descarga la torta por uno de los varios métodos, dependiendo de la configuración del casco y la hoja.

Filtros horizontales de hojas a presión En estos filtros, las hojas pueden ser hojas rectangulares que corren paralelas al eje y son de tamaños variables, ya que forman cuerdas de la cubierta, o pueden ser elementos circulares o cuadrados paralelos a la cabeza de la cubierta y todos de la misma dimensión. Las hojas pueden estar colgadas de la cubierta por medio de un bastidor independiente, en forma individual de la cubierta, o suspendidas del múltiple del filtrado. Los filtros horizontales son especialmente adecuados para la descarga de la torta en seco.

La mayor parte de los filtros horizontales a presión que actualmente están disponibles en forma comercial tienen las hojas paralelas a la

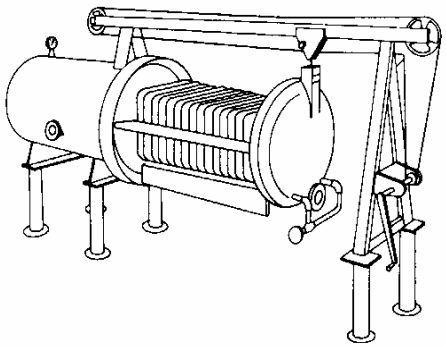


FIG. 19-94 Filtro de hojas a presión, de tanque horizontal. (*Ametek, Inc. Process Equipment Division.*)

cabeza de la cubierta. La descarga de la torta puede ser en seco o en húmedo y se realiza mediante el rociado de líquido, la vibración de las hojas o la rotación de las mismas contra una cuchilla, alambre o cepillo. Si se permite la descarga de la torta en húmedo, los filtros se riegan con líquido a alta presión. Si el filtro tiene un múltiple de filtrado en la parte superior o inferior, las hojas se encuentran por lo general en una posición fija y el cabezal de rocío se gira para que esté en contacto con todas las superficies del filtro. Si el cabezal de filtrado está montado en el centro, generalmente son las hojas las que giran a aproximadamente 3 rpm y el cabezal de rocío está fijo. Algunas unidades pueden descargar la torta en húmedo mediante vibración mecánica de las hojas, con el filtro lleno de líquido. Normalmente, la descarga de la torta en seco se realiza por vibración si las hojas están colgadas de un múltiple en la parte superior o inferior y por rotación de las hojas contra una cuchilla, alambre o cepillo, si el múltiple se encuentra en el centro.

En muchos diseños el filtro se abre para la descarga de la torta y el montaje de hojas se separa de la cubierta, al mover una u otra sobre rieles (véase la Fig. 19-94). Para los procesos que incluyen materiales tóxicos o inflamables se puede mantener un sistema cerrado de filtración, al inclinar el fondo del cilindro horizontal hasta la tobera de drenado para la descarga en húmedo o utilizando un transportador de tornillo en el fondo de la cubierta, para la descarga en seco (Fig. 19-95).

Filtros verticales de hojas a presión Estos filtros tienen hojas verticales, paralelas y rectangulares, montadas en un tanque de presión cilíndrico vertical. Por lo común, las hojas suelen ser de anchuras diferentes, que les permiten conformarse a la curvatura del tanque y llenarlo sin desperdicio de espacio. Con frecuencia, las hojas reposan en un múltiple de

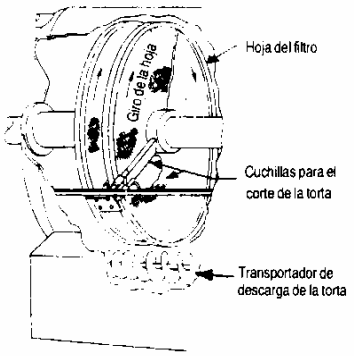


FIG. 19-95 Corte transversal de un filtro de tanque horizontal con descarga de torta seca. (*United States Filter: Fluid Systems Corp.*)

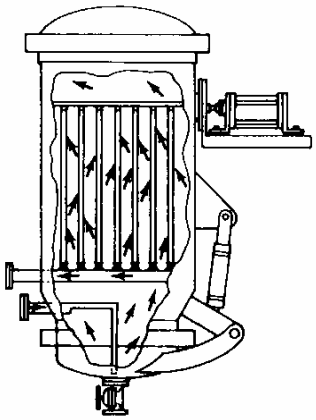


FIG. 19-96 Filtro de hojas verticales con "descarga seca" y un vibrador mecánico para las hojas. (*Industrial Filter & Pump Mfg. Co.*)

filtrado, sellándose la conexión mediante un anillo en O, de modo que se pueden levantar individualmente de la parte superior del filtro para la inspección y las reparaciones. Con frecuencia se instala una hoja barredora en la parte del fondo del casco para permitir filtración virtualmente completa del remanente de lechada cuando se llega al final del ciclo.

Los filtros verticales no son convenientes para retirar la torta seca, aun cuando se pueden utilizar en este servicio si tienen un fondo que se pueda hacer retroceder para permitir que caiga la torta a una tolva o en un recipiente situado por debajo (Fig. 19-96). Se adaptan mejor a la descarga de sólidos húmedos, en un proceso que se puede facilitar mediante la vibración de hojas, la aspersión de aire o vapor desde un filtro lleno de agua, del desfogue por medio de boquillas fijas, oscilantes o con desplazamiento y el soplo inverso de aire. Los fabrican muchas compañías y se emplean, sobre todo, para la filtración de ayudas de filtración con prerrecubrimiento.

Ventajas y usos Las ventajas de los filtros de hojas a presión son su considerable flexibilidad (hasta el máximo permisible, se pueden formar sucesivamente tortas de diversos espesores), sus costos bajos de mano de obra, sobre todo cuando se puede rebanar la torta o descargarse tortas secas con limpieza mediante un soplo de aire, la sencillez básica de muchos diseños y su adaptabilidad a un lavado eficaz de desplazamiento. Sus desventajas son el requisito de una supervisión excepcionalmente inteligente y cuidadosa, para evitar la consolidación o el desprendimiento de las tortas, su incapacidad para formar una torta tan seca como la de los filtros prensa, su tendencia a la clasificación vertical durante la filtración y a formar tortas no uniformes y de formas raras, a menos que giren las hojas, y la limitación de la mayor parte de los modelos a 610 kPa (75 psig) o menos.

Se utilizan filtros de hojas a presión para separar los mismos tipos de lechadas que en los filtros prensa y se utilizan mucho más que estas últimas para las filtraciones de ayudas de filtración. Es preciso tomarlas en cuenta siempre que la uniformidad de la producción permita un funcionamiento durante mucho tiempo, en condiciones de filtración esencialmente constantes, cuando se desea un lavado completo con un mínimo de licor o cuando los vapores o los humos hagan que la construcción cerrada resulte conveniente. En esas condiciones, si el medio filtrante no requiere un cambio frecuente, pueden tener ventajas considerables en la economía de mano de obra y ciclo, sobre un filtro prensa, que tiene un costo inicial más bajo y ventajas de economía y flexibilidad sobre los filtros continuos al vacío, que tienen un costo inicial más elevado.

Existen filtros de hojas a presión con áreas de filtración de 930 cm^2 (1 ft^2) (tamaño de laboratorio) hasta cerca de 79 m^2 (850 ft^2) para fil-

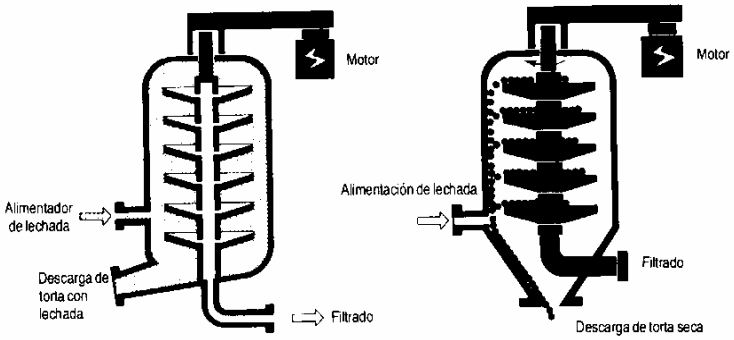


FIG. 19-97 Diagrama esquemático de filtro de descarga centrífuga. (*Chemapec, Inc.*)

tros verticales y 158 m^2 (1700 ft^2) para los horizontales. Los espaciamientos de las hojas son de 5 a 15 cm (2 a 6 in) pero raramente son de menos de 7.5 cm (3 in), puesto que es preciso dejar una abertura de 1.3 a 2.5 cm (0.5 a 1 in) entre las superficies.

Filtro de descarga centrífuga Se pueden montar placas de filtro horizontal de superficie superior sobre un eje hueco conectado a un motor, que sirva tanto como múltiple de descarga de filtrado como eje de transmisión para permitir el retiro centrífugo de la torta. Un buen ejemplo es el **filtro Funda** (que se fabrica en Suiza y lo vende en Estados Unidos Chemapec, Inc., y que se ilustra esquemáticamente en la figura 19-97.) La superficie de filtración puede ser una tela o una malla de alambre y es opcional el empleo de un prerrecubrimiento. El filtro Funda se impulsa desde arriba, dejando el fondo sin obstrucciones para las líneas de entrada y drenaje. Otra máquina bastante similar, que utiliza propulsión en el fondo y proporciona un centro más bajo de masa y un acceso al nivel del terreno al sistema de transmisión, es el **filtro Schenk** de fabricación alemana (que vende en Estados Unidos la Votator Division, Chemetron Process Equipment Co.).

Durante la filtración, el recipiente que contiene coaxialmente el conjunto de placas de filtración se llena con material para filtrar a presión. El filtrado pasa por las placas y sale por el eje hueco y se forma una torta en las superficies superiores de las placas. Después de la filtración se drena el recipiente o se filtra el remanente mediante la recirculación a través de un anillo en cascada en la parte superior del filtro. La torta se puede lavar o extraer, someter a vapor, soplo de aire o desecación por medio de gas caliente. Se descarga, húmeda o seca, por rotación del eje con una velocidad suficientemente alta para producir el desprendimiento de los sólidos. Si se permite el enjuague, se facilita la descarga mediante un lavado con un líquido apropiado.

Las ventajas operacionales del filtro de descarga centrífuga son las de un filtro de platos horizontales y, además, posee capacidad para descargar la torta sin necesidad de abrirse. Se caracteriza por una baja mano de obra, la facilidad de adaptación al control automático y al procesamiento de materiales peligrosos, perjudiciales o estériles. Sus desventajas son su complejidad, sus necesidades de mantenimiento (cajas prensaestopas y transmisión con altas velocidades) y su costo. El filtro Funda se produce en tamaños que cubren la gama de áreas de filtración de 1 a 50 m^2 (11 a 537 ft^2). El filtro Schenk más grande proporciona 100 m^2 de área (1075 ft^2).

Filtro Idrex HLF En este filtro se combinan las características de un filtro con descarga centrífuga y de un filtro horizontal de placas, en una unidad que tiene una cubierta vertical al eje con hojas filtrantes circulares colocadas horizontalmente. La torta se forma exclusivamente en la parte superior y el filtrado se recolecta a través de un eje central. En la torta se pueden realizar las operaciones de lavado, secado u otras relacionadas. La eliminación de la torta se realiza mediante el giro de las hojas montadas sobre el eje a 1.5 rpm, que pasan por cepillos curvos, los cuales fuerzan la torta hacia la orilla de las hojas y hacen que caiga al fondo del recipiente para su descarga. La acción de los cepillos proporciona una eliminación completa de la torta sin un taponamiento progresivo del medio filtrante. El Idrex tiene todas las ventajas de un filtro con descarga centrífuga, salvo la descarga centrífuga, que la compensa con una velocidad de rotación baja, para minimizar los problemas mecánicos de mantenimiento.

Filtros con formación continua de la torta Los filtros de torta continua se aplican cuando la formación de la torta es bastante rápida como, por ejemplo, las situaciones en las que el flujo de la lechada es mayor a 5 l/min (1 a 2 gal/min), la concentración de la lechada es superior a 1% y las partículas son mayores a 100 μm de diámetro. Por lo general, se requiere una viscosidad del líquido inferior a 0.1 Pa·s (100 cP) para mantener un flujo rápido de líquido a través de la torta. Algunos diseños de filtros continuos pueden comprometer parte de estas guías al sacrificar el empleo de la ayuda para el filtrado cuando la torta no constituye el producto deseado.

Filtros de tambor giratorio Este filtro es el más utilizado de los filtros continuos. Existen muchas variaciones de diseño, que incluyen la operación como un filtro a presión o al vacío. La principal diferencia entre los diseños está en la técnica para la descarga de la torta, que se analizará posteriormente. Todas las opciones se caracterizan por un tambor montado sobre un eje horizontal, cubierto en la porción cilíndrica por un medio filtrante, sobre una estructura de apoyo constituida por una rejilla que permite el drenado a los múltiples. Los materiales básicos de construcción pueden ser metálicos o de plástico. Las dimensiones (en términos de las áreas de filtración) varían desde 0.37 hasta 93 m^2 (4 a 1000 ft^2).

Todos los filtros de tambor (salvo el de un solo compartimiento) utilizan un arreglo de válvula giratoria en el muñón de apoyo del eje del tambor, para facilitar la eliminación del filtrado y del líquido de lavado y permitir la entrada de aire o gas, en caso necesario, para el retrosoplado de la torta. Por medio de la válvula se controla la duración de cada ciclo y se proporcionan las posiciones "muertas" del ciclo mediante el empleo de bloques de puente. En la figura 19-98 aparece el diseño característico de la válvula. Por medio de múltiples internos de tubería se conecta la válvula con las diferentes secciones del tambor.

La mayor parte de los filtros de tambor se alimentan al operar el tambor con aproximadamente 35% de su circunferencia sumergida en el precipitado. Sin embargo, la inmersión se puede ajustar a cualquier nivel deseado, desde cero hasta casi el total de la circunferencia. Algunas unidades tienen un agitador de rastrillos que oscilan dentro de la cuba para ayudar a la suspensión de los sólidos. Otros utilizan propulsores, paletas o no tienen agitador.

Las lechadas de sólidos con filtración libre, que son difíciles de mantener en suspensión, en ocasiones se filtran en un filtro de tambor alimentado por la parte superior o un filtro-secador. Un ejemplo de esta aplicación es la producción de la sal de mesa. Una opción para los precipitados de sólidos muy densos y gruesos es el filtro con tambor inter-

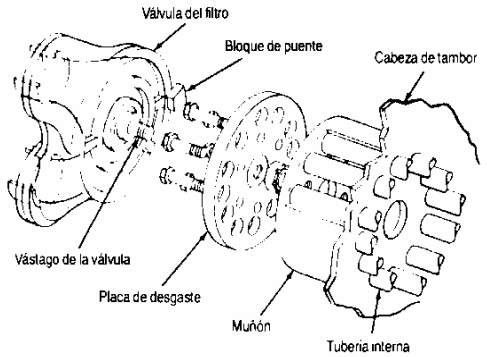


FIG. 19-98 Arreglo de los componentes de una válvula para filtración continua. (*Eimco Process Equipment Co.*)

no. En la industria química de proceso, tanto los tambores internos como los de alimentación por la parte superior (que describe brevemente Emmett en Schweitzer, *op. cit.*, p. 4-41) han sido sustituidos por el filtro horizontal al vacío.

La mayor parte de los filtros de tambor operan con una velocidad de rotación que varía de 0.1 a 10 rpm. Por lo general, se proporcionan impulsores de velocidad variable con objeto de permitir los ajustes necesarios para los cambios en la formación de la torta y las velocidades de drenado.

Los filtros de tambor se clasifican de acuerdo con el arreglo de alimentación y la técnica de descarga de la torta, que también se consideran en esta subsección. Por lo general, las características de la lechada y de la torta del filtro determinan el método de descarga de la torta.

Filtros con descarga por cuchilla Por lo general, el medio filtrante está calafateado dentro de las ranuras de la rejilla del tambor y la torta se elimina mediante una cuchilla colocada justo antes de que se vuelva a sumergir el tambor (Fig. 19-99). La cuchilla sirve, principalmente, para dirigir la torta, desprendida por medio de retrosoplado con aire, a la rampa de descarga, ya que el contacto real con el medio causaría su desgaste rápidamente. En algunos casos, el medio filtrante se mantiene por medio de alambres arrollados en forma circunferencial y espaciados 50 mm (4 in), con una cuchilla flexible que puede descansar ligeramente contra el arrollamiento de alambre. En vez de la cuchilla se puede utilizar un alambre tirante en algunas aplicaciones en las que es necesario desprender físicamente las tortas pegajosas y adherentes.

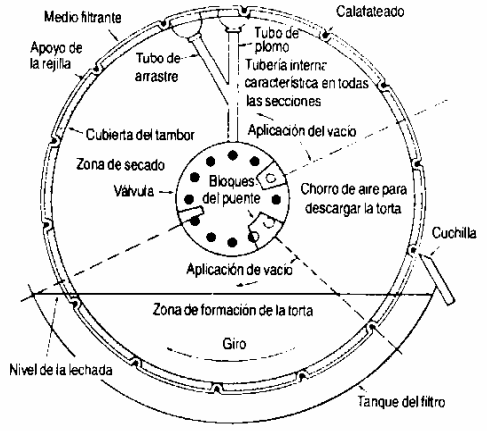


FIG. 19-99 Esquema de un filtro al vacío de tambor giratorio, con descarga de cuchilla, en el que se muestran las zonas de operación. (Schweitzer, *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*, p. 4-38. Copyright 1979 de McGraw-Hill, Inc. Con autorización de McGraw-Hill Book Company.)

Para una lechada determinada, la velocidad máxima de filtración se determina por el espesor mínimo de torta que se puede eliminar; cuanto más delgada es la torta, tanto menor será la resistencia al flujo y mayor la velocidad. El espesor mínimo es aproximadamente de 6 mm (0.25 in) para tortas relativamente rígidas y adherentes de materiales como concentrados de minerales y lechadas gruesas, por ejemplo, el yeso o el citrato de calcio. Los sólidos que forman tortas desmenuzables compuestas de materiales menos adherentes, por ejemplo, las sales o el carbón, requieren por lo general un espesor de la torta de 13 mm (0.5 in) o más. Las tortas de lechadas finas, como los pigmentos y el hidróxido de magnesio, que a menudo producen tortas que se agrietan o adhieren al medio filtrante requieren generalmente un espesor de por lo menos 10 mm (0.38 in).

Filtros con descarga por medio de cuerdas Este sistema de cuerdas o alambres sin fin, espaciadas aproximadamente 13 mm (0.5 in), pasan alrededor del tambor del filtro, se separan de éste en forma tangencial en el punto de descarga de la torta y la desprenden cuando las cuerdas dejan de hacer contacto con el tambor. Los alambres regresan a la superficie del tambor guiados por dos rodillos y la torta se separa de los alambres cuando pasa sobre los rodillos. Si la torta tiene el cuerpo requerido, una torta más delgada (5 mm o aproximadamente 3/16 in) puede ser manejada por los filtros de tambor, lo que permite la filtración de materiales más difíciles. Esto se realiza a expensas de un área muerta mayor sobre el tambor. El éxito depende de la capacidad de la torta para ser eliminada por medio de las cuerdas y debe determinarse en forma experimental. Las aplicaciones corresponden básicamente a las industrias del almidón y farmacéutica y, en parte, al área metalúrgica.

Filtros con medios eliminables Algunos filtros de tambor proporcionan un medio filtrante que se puede eliminar y reaplicar a medida que el tambor gira. Esta característica permite la descarga completa de una torta delgada o pegajosa y proporciona el lavado regenerativo del medio, para reducir el taponamiento. Se pueden obtener velocidades más elevadas de filtración debido a la delgadez de la torta y al medio limpio, pero a expensas de un filtrado menos puro que el que normalmente se produce en los filtros con medio no eliminable.

Filtro con descarga por medio de banda Estos son filtros de tambor que transportan una tela que se traslada, pasa sobre unos rodillos, se lava y regresa al tambor. En la figura 19-100 se muestra la trayectoria que sigue el medio filtrante cuando se separa del tambor. Un dispositivo especial de alineación mantiene el medio libre de arrugas y con la alineación adecuada durante su desplazamiento. Se aplica a las tortas delgadas que pueden ser ligeramente solubles. Cuando es acepta-

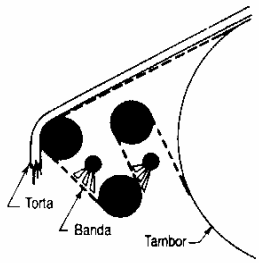


FIG. 19-100 Descarga de la torta y lavado del medio en un filtro Eimco-Belt de descarga por banda. (*Eimco Process Equipment Co.*)

ble, una descarga por
mo 1.5 a 2 mm (aprox
cionan estos filtros.

Coilfilter El Co
neering Corp., consi
capas de resortes de
aproximadamente
patrón de pana alre
durante la filtración
teriormente, los resq
y se someten a lavad
mientos de cada cap
sobre varios conjun
forma de resortes p
que se puede limpia
claridad del filtrado
requiere una bomba
fugas de aire, caract
palmente a los mati
emparrillado (p. ej.,

Filtros con descar
rodillo colocado cer
que gira en direcció
geramente mayor a
sobre el tambor tien
de descarga, se pegi
tambor. Por medio
material del rodillo
do para las tortas de
porcionar un ligero
la torta del tambor.
10 mm (0.04 a 0.4 i

Filtros de tambo

Filtro Bird-Youn
fiere de la mayor pa
compartimientos y
el interior del tambo
pasa el filtrado. La t
a través de un "zapa
superficie interna d

FIG. 19-101 Princi
(Schweitzer, *Handbo*
4-40. Copyright 1979
Book Company.)

ble, una descarga por medio de rocíos produce tortas tan delgadas como 1.5 a 2 mm (aproximadamente 1/16 in). Varios fabricantes proporcionan estos filtros.

Coilfilter El **Coilfilter** fabricado por Komline-Sanderson Engineering Corp., consta de un tambor con un medio que tiene una o dos capas de resortes de acero inoxidable arrollados helicoidalmente, de aproximadamente 10 mm (0.4 in) de diámetro, colocados con un patrón de pana alrededor del tambor. Los resortes siguen al tambor durante la filtración y la torta se forma sobre los arrollamientos. Posteriormente, los resortes se separan del tambor para descargar la torta y se someten a lavado. Si se utilizan dos capas de resortes, los arrollamientos de cada capa sufren una separación adicional entre sí y pasan sobre varios conjuntos de rodillos. El empleo de acero inoxidable en forma de resortes proporciona un medio relativamente permanente que se puede limpiar fácilmente por medio de lavado y flexión. La claridad del filtrado es inferior a la obtenida con otros medios y se requiere una bomba de vacío relativamente grande para manejar las fugas de aire, características de este medio filtrante. Se aplica principalmente a los materiales que forman una torta lodosa en forma de emparrillado (p. ej., las aguas negras no tratadas).

Filtros con descarga por medio de rodillos Estos filtros tienen un rodillo colocado cerca del tambor, en el punto de descarga de la torta, que gira en dirección opuesta con una velocidad periférica igual o ligeramente mayor a la del tambor (Fig. 19-101). Si la torta depositada sobre el tambor tiene la adherencia adecuada para utilizar esta técnica de descarga, se pega a la torta del tambor más pequeño y se separa del tambor. Por medio de una cuchilla o un alambre tirante se elimina el material del rodillo de descarga. Este diseño es especialmente adecuado para las tortas delgadas y pegajosas. Si es necesario, se puede proporcionar un ligero chorro de aire para ayudar al desprendimiento de la torta del tambor. El espesor característico de la torta varía entre 1 y 10 mm (0.04 a 0.4 in).

Filtros de tambor con un solo compartimiento

Filtro Bird-Young Este filtro, fabricado por Bird Machine Co., difiere de la mayor parte de los filtros de tambor en que el tambor no tiene compartimientos y no existen tubos internos ni válvula giratoria. Todo el interior del tambor se somete a un vacío y por la superficie perforada pasa el filtrado. La torta se descarga por retrosoplado con aire, aplicado a través de un "zapato" que cubre una zona estrecha de descarga en la superficie interna del tambor, para interrumpir el vacío. La superficie interior del tambor debe estar maquinada para proporcionar un claro mínimo en el zapato y evitar fugas. El filtro se diseña para obtener velocidades de filtración elevadas con tortas delgadas. Se pueden proporcionar velocidades de giro hasta de 40 rpm con tortas cuyo espesor varía entre 3 y 6 mm (0.12 a 0.24 in). El tamaño de los filtros varía de 930 cm^2 a 13 m^2 (1 a 140 ft^2), con 93% de área activa. El precipitado se alimenta a un tanque cónico, diseñado especialmente para evitar que los sólidos se sedimenten sin usar agitadores mecánicos. El nivel adecuado de líquido se mantiene por sobreflujo y la inmersión varía de 5 a 70% de la circunferencia del tambor.

El cilindro perforado del tambor está dividido en secciones de aproximadamente 50 a 60 mm (2 a 2.5 in) de ancho. El medio filtrante se coloca dentro de los tubos entre las secciones y se fija en su lugar por medio de varillas redondas. No se necesitan alambres, calafateado u otros dispositivos de sujeción.

A la torta se pueden aplicar rocíos de lavado, con canales o platos de recolección colocados abajo del tambor, para mantener el lavado separado del filtrado. El filtrado se elimina de la sección inferior del tambor por medio de un tubo que pasa a través de los muñones.

Las principales ventajas del filtro Bird-Young son su capacidad para manejar tortas delgadas y operar a velocidades elevadas, su eficacia de lavado y su baja resistencia interna al flujo de aire y al filtrado. Una ventaja adicional es la posibilidad de construir un filtro que opera con presiones hasta de 1.14 MPa (150 psig), para manejar líquidos volátiles. Las principales desventajas son su costo elevado y la flexibilidad limitada, debido a que no tiene una válvula giratoria ajustable. Las aplicaciones óptimas son en el manejo de materiales con drenado libre que no ocluyen el medio filtrante, por ejemplo, la pulpa de papel y las sales cristalizadas.

Filtro Fest El **filtro Fest BHS** lo ofrece en Estados Unidos Black Clawson Co. y consiste en un filtro a presión con tambor giratorio, que tiene los siguientes elementos principales: **1)** el tambor giratorio está dividido en celdas rectangulares de filtración por medio de barras laterales y anillos circunferenciales, **2)** está provisto de una cubierta anular cerrada a presión, que rodea al tambor, **3)** los prensaestopas circunferenciales sellan el espacio entre la cubierta y el tambor, **4)** tiene sellos laterales de zonificación, en forma de zapatas de nylon, contra los que rozan las barras y los anillos del tambor, que dividen los espacios anulares existentes entre el tambor y la cubierta en sectores cerrados a presión, **5)** la válvula giratoria está conectada a las celdas del filtro por medio de tuberías y múltiples, y **6)** tiene las provisiones necesarias para la eliminación de la torta y el lavado del medio filtrante. Estas características permiten a los diferentes sectores del tambor operar bajo diferentes presiones y con sistemas fluidos independientes (p. ej., fluidos de lavado distintos).

El tamaño de los filtros varía de 0.12 a 7.7 m^2 (1.3 a 83 ft^2) con velocidades de filtración tan altas como 0.011 $m^3/(m^2 \cdot s)$ [1000 $gal/(ft^2 \cdot h)$]. El filtro Fest se utiliza para una amplia variedad de productos orgánicos e inorgánicos y sus principales ventajas son la posibilidad de manejar fluidos volátiles con presiones de operación de aproximadamente 405 kPa (45 psig), la capacidad de obtener un excelente lavado y secado de la torta y la descarga atmosférica de la misma. Por otra parte, sus desventajas son su complejidad, los problemas de operación y mantenimiento, relacionados con los sellos de presión en presencia de los sólidos y un costo de capital muy elevado.

Filtros continuos con precapa Estos filtros se pueden operar a presión o vacío, aunque la operación predominante es al vacío. En realidad, los filtros no son continuos, pero tienen un ciclo intermitente extremadamente largo (3 a 4 días). Se aplican para la clarificación continua de líquidos, con lechadas que contienen de 50 a 5000 ppm de sólidos, cuando la formación de tortas muy delgadas son inaceptables en los otros filtros.

La construcción es similar a los demás filtros de tambor, excepto que el vacío se aplica en todo el giro. Antes de alimentar la lechada, se aplica una precapa de ayuda para el filtro u otros sólidos adecuados, con un espesor de 75 a 125 mm (3 a 5 in). La lechada se alimenta y queda atrapada en la superficie externa de la precapa, donde se elimina por medio de un escalpelo, que avanza y recorta la capa delgada de

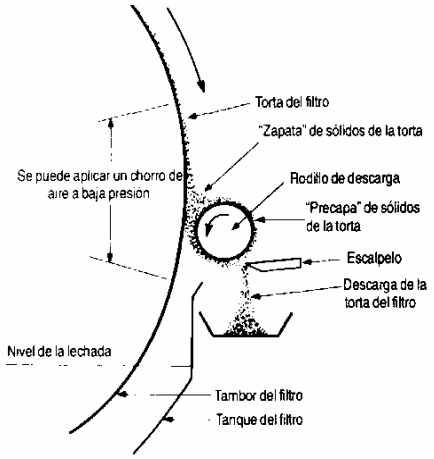


FIG. 19-101 Principio de operación del mecanismo de descarga con rodillo. (Schweitzer, *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*, p. 4-40. Copyright 1979 de McGraw-Hill, Inc. Con autorización de McGraw-Hill Book Company.)

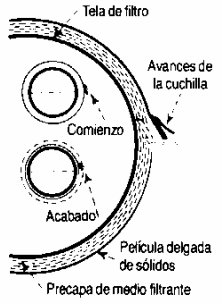


FIG. 19-102 Método operacional del filtro de prerrecubrimiento al vacío. (*Dorr-Oliver, Inc.*)

sólidos y la precapa (Fig. 19-102). El avance del escalpelo varía entre 0.05 y 0.2 mm (0.002 y 0.008 in) por revolución del tambor. Cuando la precapa ha sido recortada con un espesor mínimo predeterminado, el filtro se saca de servicio, se lava y se aplica una precapa fresca. El tiempo de giro puede ser de 1 a 3 h.

Filtros de disco Estos filtros operan al vacío y constan de varios discos verticales, unidos a intervalos sobre un eje central hueco y horizontal que gira continuamente (Fig. 19-103). La rotación se realiza por medio de un engranaje. Cada disco tiene de 10 a 30 sectores de metal, plástico o madera, con nervios en ambos lados para soportar la tela filtrante y proporcionar el drenado por medio de un niple conectado al eje central. Cada sector se puede recolocar en forma individual. Por lo general, el medio filtrante es una bolsa de tela que se desliza sobre los sectores y se sella con el niple de descarga. Para algunas aplicaciones de trabajo pesado, especialmente con minerales, se pueden utilizar pantallas de acero inoxidable.

Los discos suelen tener inmerso del 40 a 45% en un recipiente en forma de canal que contiene el precipitado. Otro eje horizontal colocado debajo de los discos tiene paletas de agitador para mantener los sólidos en suspensión, por ejemplo, en el **filtro Agidisc** de Eimco. En algunos diseños, la alimentación se distribuye por medio de toberas colocadas debajo de cada disco. Se suministra vacío a cada uno de los sectores a medida que giran dentro del líquido, para permitir la formación de la torta. El vacío se mantiene en los sectores que salen del líquido y se exponen a la atmósfera. Se puede aplicar un lavado con rociadores, pero la mayor parte de las aplicaciones son exclusivamente

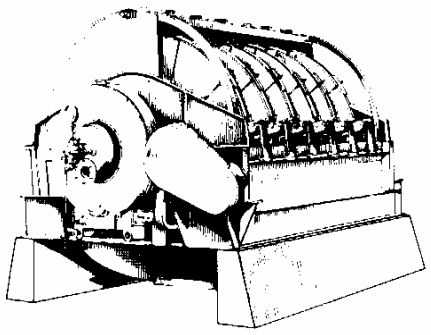


FIG. 19-103 Filtro de discos rotatorios. (*Dorr-Oliver, Inc.*)

para eliminar el agua. A medida que giran los sectores hasta el punto de descarga, se corta el vacío y se utiliza un ligero chorro de aire para aflojar la torta. Esto permite que las cuchillas envíen la torta hasta las rampas de descarga, colocadas entre los discos. El vacío y retrosoplado con aire se controlan mediante una válvula automática, como en los filtros de tambor giratorio.

De todos los filtros continuos, el de discos al vacío es el que tiene menor costo por unidad de área de filtración cuando se pueden utilizar materiales de construcción como acero dulce, hierro fundido o similares. Este filtro proporciona una área de filtración grande con el área mínima de piso y se utiliza principalmente en las aplicaciones de alto tonelaje para eliminar el agua, con tamaños de hasta 300 m^2 (3300 ft^2) de área de filtración.

Las principales desventajas son la incapacidad para realizar un lavado eficaz y la dificultad para cerrar totalmente el filtro en las operaciones que manejan materiales peligrosos.

Filtros horizontales al vacío Estos filtros se dividen generalmente en dos categorías: las unidades circulares giratorias y las tipo banda. Independientemente de su geometría, tienen ventajas y limitaciones similares, ya que proporcionan flexibilidad en la selección del espesor de la torta, el tiempo de lavado y el ciclo de secado. Además, pueden manejar en forma eficaz sólidos densos y pesados, permiten la inundación de la torta con el licor de lavado y están diseñados para realizar el lavado o la lixiviación a contracorriente. Las desventajas son que tienen un costo de construcción más elevado que los filtros de

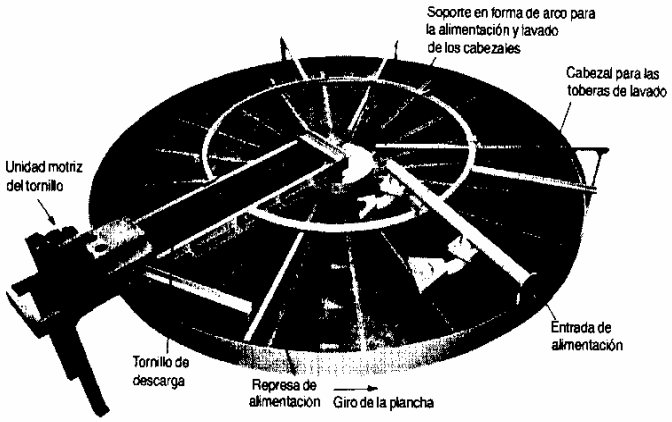


FIG. 19-104 Filtro continuo horizontal al vacío tipo plancha. (*Dorr-Oliver Inc.*)

tambor o discos, u
área de filtración y
peligrosas.

Filtros horizonta ***cha*** Todos estos fi
rias con un medio fi
plancha está dividid
un compartimiento
de drenado colocad
giratoria grande. La
torta se elimina, de
círculo, por medio d
encima de la orilla d
(0.4 in) se mantiene
el medio. La torta q
dio de un chorro de
a alta velocidad de
ventaja peculiar en
el medio filtrante pu
limpieza total. Los
(3 a 24 ft), con aprox
la filtración.

Filtros de pailas tro de pailas o planc
individual, pivotea
la descarga de la tort
figura 19-105 apare
pesor de la torta del
parte de las aplicaci
gánicas con drenad
munes a todos los
inclinables tiene las
buena descarga de
muy grandes, hast
área disponible par
to de capital (espec
res costos de mante

Filtro de banda forada o ranurada
de banda y lleva en
dos bandas están a
formar cámaras de
tiples. Varios fabric
yas principales dif

tambor o discos, utilizan un espacio de piso considerable por área de filtración y son difíciles de encerrar en caso de aplicaciones peligrosas.

Filtros horizontales tipo paila, con descarga de tornillo y de plancha Todos estos filtros son, básicamente, planchas anulares giratorias con un medio filtrante en la superficie superior (Fig. 19-104). La plancha está dividida en secciones, cada una de las cuales constituye un compartimiento separado. El vacío se aplica a través de una cámara de drenado colocada debajo de la plancha y conectada a una válvula giratoria grande. La lechada se alimenta en un punto determinado y la torta se elimina, después de completar más de tres cuartas partes del círculo, por medio de un transportador de tornillo que eleva la torta por encima de la orilla del filtro. Un espacio de aproximadamente 10 mm (0.4 in) se mantiene entre el tornillo y el medio filtrante para no dañar el medio. La torta que queda en el medio se puede desprender por medio de un chorro de aire en la parte inferior o mediante rocíos de líquido a alta velocidad desde arriba. Esta torta residual representa una desventaja peculiar en este tipo de filtro. Con los materiales que ocluyen el medio filtrante pueden requerirse paros frecuentes para realizar una limpieza total. Los diámetros de las unidades varían entre 0.9 y 7 m (3 a 24 ft), con aproximadamente 80% de la superficie disponible para la filtración.

Filtros de pailas inclinables Se trata de una modificación del filtro de pailas o planchas en el que cada uno de los sectores es una paila individual, pivoteada sobre un eje radial que permite su inversión para la descarga de la torta, ayudada generalmente por un chorro de aire. En la figura 19-105 aparece la secuencia de operación característica. El espesor de la torta del filtro varía entre 50 y 100 mm (2 a 4 in). La mayor parte de las aplicaciones incluyen la eliminación del agua de sales inorgánicas con drenado libre. Además de las ventajas y desventajas comunes a todos los filtros horizontales continuos, el filtro de pailas inclinables tiene las ventajas relativas del lavado completo por sector, buena descarga de la torta y posibilidad de construirlo en diámetros muy grandes, hasta de aproximadamente 25 m (80 ft), con 75% del área disponible para la filtración. Las desventajas incluyen un alto costo de capital (especialmente en los diámetros más pequeños) y mayores costos de mantenimiento debidos a la complejidad mecánica.

Filtro de banda horizontal Estos filtros constan de una banda perforada o ranurada de elastómero, que opera como un transportador de banda y lleva encima una banda de tela filtrante (Fig. 19-106). Las dos bandas están apoyadas en una plataforma que está dividida para formar cámaras de vacío, para recolectar el filtrado y los lavados múltiples. Varios fabricantes proporcionan filtros de banda horizontal cuyas principales diferencias radican en la construcción de la banda de

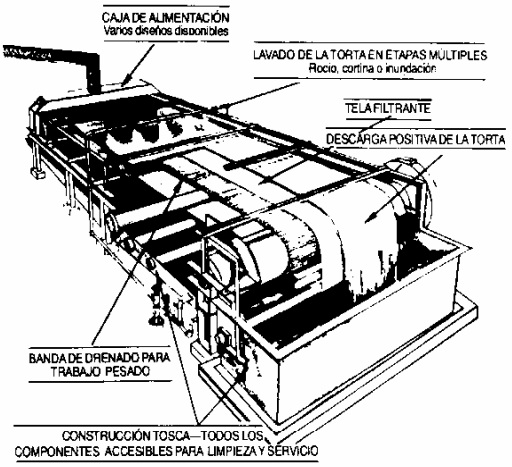


FIG. 19-106 Filtro de banda horizontal. (*Eimco Process Equipment Co.*)

drenado, el método de retención de la torta sobre la banda y la técnica para la alineación del medio filtrante. En el **filtro Pannevis** se reemplaza la banda de drenado por una serie de pailas de vacío, que evitan el problema del ataque de los hidrocarburos a las bandas de elastómeros. Los filtros se clasifican de acuerdo con el área disponible de la banda de drenado expuesta al vacío. La lechada se alimenta en un extremo por medio de vertederos de sobreflujo o una rampa en forma de abanico y el licor de lavado se aplica mediante rocíos o vertederos, en uno o más puntos, a medida que las bandas se desplazan a lo largo de la plataforma. La torta se descarga cuando la banda pasa sobre la polea terminal, donde se separa la banda del medio filtrante de la banda elastomérica de drenado. A partir de este punto, cada banda regresa a la zona de alimentación sobre una polea separada. Este procedimiento permite lavar completamente la banda del medio filtrante con rocíos, antes de volverla a unir a la banda de drenado. Algunas unidades tienen diques de enjuague, montados sobre la torta, para separar las zonas de lavado y filtración. Se pueden utilizar velocidades de las bandas hasta de 0.5 m/s (1.6 ft/s) con variaciones en la velocidad de operación, que

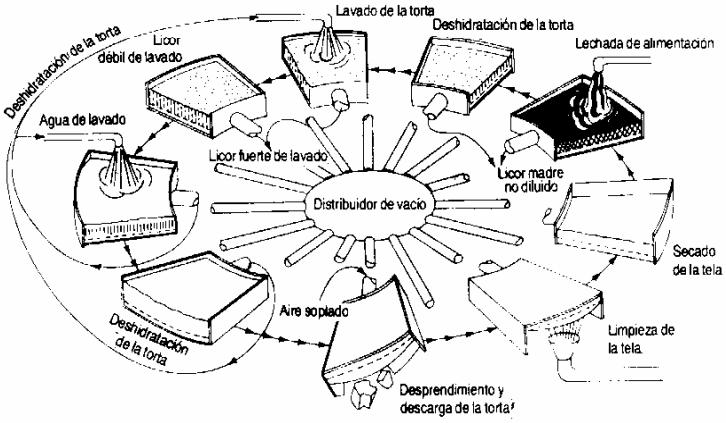


FIG. 19-105 Diagrama esquemático que ilustra el ciclo del filtro de pailas inclinables Bird-Prayon. (*Bird Machine Co.*)

dependen de la velocidad de drenado de la torta. Algunos materiales de drenado rápido producen tortas cuyo espesor varía entre 100 y 150 mm (4 a 6 in). Los filtros de bandas horizontales tienen las ventajas de una eliminación completa de la torta y un lavado eficaz del medio filtrante. La desventaja principal es que al menos la mitad del área de filtración siempre se encuentra ociosa en el circuito de regreso. Los filtros de bandas horizontales están disponibles con áreas de filtración que varían de 0.18 a 61 m^2 (2 a 655 ft^2).

Algunos filtros de bandas horizontales tienen integradas configuraciones adicionales de bandas, para obtener una mayor eliminación de agua por compresión de la torta entre dos bandas. Este tipo de equipo se describe posteriormente en la subsección "Exprimido".

Espesadores del filtro Los espesadores son dispositivos que eliminan una parte del líquido contenido en la lechada para incrementar la concentración de sólidos en suspensión. El espesamiento se hace para preparar la lechada diluida, con objeto de obtener una filtración más económica o para cambiar la consistencia o concentración de la lechada por motivos propios del proceso. El método más común de espesamiento es la sedimentación por gravedad, analizada antes en esta sección. Sin embargo, hay ocasiones en que el filtro se utiliza como espesador. Muchos de los filtros examinados anteriormente como filtros de torta se pueden operar como espesadores: el de discos giratorios con inmersión total, en el que la torta se descarga en el canal del precipitado; el filtro prensa con platos especiales, que contienen canales de flujo para mantener la velocidad lo suficientemente elevada y evitar la acumulación de la torta, y el filtro de hojas cíclicas con descarga de la torta dentro del tanque del filtro.

Los métodos más recientes para los filtros espesadores incluyen varios filtros con flujo transversal, algunos de los cuales se analizan en la sección 17. Un ejemplo de filtro mecánico con flujo transversal es el **filtro continuo Artisan**, que consta de un recipiente de eje horizontal, con las placas del medio filtrante en forma de rosquilla unidas a la pared del recipiente. Una serie de discos giratorios con cuchillas rozantes mantienen la velocidad a través del medio filtrante para minimizar la acumulación de la torta. El filtrado clarificado pasa a través del medio, en tanto aumenta el grosor de la lechada a medida que pasa por las diferentes rosquillas antes de salir al recipiente en el extremo opuesto a la alimentación.

Varios dispositivos tubulares de alta velocidad concentran el precipitado y producen un filtrado clarificado. Estas unidades constan de varias membranas de ultrafiltración, como placas de fibras huecas o espiral arrollada, o tubos porosos, como en el sistema **Dyna-Sep**, fabricado por **Giha Corp**. Cada uno de estos métodos depende de la velocidad del fluido para minimizar la capa límite de sólidos en el medio filtrante y mantener un buen flujo de filtración. En caso necesario se puede aplicar un retrolavado con el filtrado para mantener el flujo. Estos dispositivos también se analizan en la sección 17.

Filtros de clarificación Los filtros de clarificación se utilizan para hacer mezclas líquidas que contienen sólo cantidades muy pequeñas de sólidos. Cuando los sólidos están finamente divididos de modo que sólo se ven como una especie de neblina, el filtro que los separa se denomina a veces filtro purificador. La lechada anterior a la filtración no contiene en general más del 0.10% de sólidos, cuyo tamaño puede variar mucho (de 0.01 a 100 μm). Por lo común, el filtro no produce una torta visible, debido a veces a lo reducido de la cantidad de sólidos separados, y en otras ocasiones a causa de que las partículas se extraen al quedar atrapadas en el medio de filtración en lugar de acumularse sobre él. En comparación con los filtros de torta, los clarificadores tienen menor importancia en los trabajos de procesamientos químicos y sus aplicaciones más sobresalientes se asocian con los campos de las bebidas y la purificación de aguas, la filtración farmacéutica, la clarificación de aceites, combustibles y lubricantes, el condicionamiento de soluciones de electrodeposición y la recuperación de disolventes para la limpieza en seco. Sin embargo, son esenciales para los procesos de extrusión de películas y devanado de fibras; la solución de hilado o devanado debe estar libre de partículas mayores que cierto tamaño, a fin de mantener la calidad del producto y evitar que se taponeen los rodillos.

La mayor parte de los filtros de torta pueden funcionar como clarificadores, aunque no necesariamente con una gran eficiencia. Por otra parte, se han desarrollado muchos filtros clarificadores que se pueden emplear sólo para la clarificación o la agitación. En general, esta clase de filtros son menos costosos que los de torta. Dichos filtros clarificadores se clasifican como prensas de disco y placa, filtros de presión de prerrecubrimiento, clarificadores de cartucho y varios otros tipos. Los ultrafiltros constituyen una clase especial de prensas de placas y filtros de cartucho. A veces se utilizan coladeras simples como clarificadores de líquidos que contienen partículas muy grandes. Puesto que se parecen más a mallas húmedas que a filtros y tienen pocas aplicaciones en el procesamiento primario, no se analizarán en este punto.

Prensas de placas y filtros de discos Se utilizan con gran frecuencia los filtros a base de discos de pulpa de asbesto, tortas de fibras de algodón (masas de filtro) o láminas de papel u otros medios para limpiar bebidas, soluciones de deposición y otros líquidos de poca viscosidad que contienen pequeñas cantidades de materia suspendida. El término filtro de disco se aplica a los conjuntos de disco para pulpa hechos de asbesto y fibra de celulosa y sellados en una caja a presión. Los discos se pueden premontar en una unidad de autosoporte (Fig. 19-107), o bien, cada uno de los discos puede reposar en una placa o una pantalla individual contra la cual se sella al cerrarse el filtro (Fig. 19-108). El líquido fluye por los discos y pasa a un múltiple central o periférico de descarga. Las velocidades de flujo son del orden de 122 l/(min·m^2) [3 gal/(min·ft^2)], y la presión de operación no suele sobrepasar 446 kPa (50 psig) (por lo común es menor). Los filtros de disco funcionan casi siempre como filtros a presión. Las unidades individuales proporcionan hasta 378 l/min (6000 gal/h) de líquido de baja viscosidad.

Los conjuntos de disco y placa se parecen a los filtros de placa horizontal a presión que, de hecho, se utilizan para la purificación. En un diseño (**filtro Sparkler VR**) se emplean los dos lados de cada placa como superficies de filtración, con papel u otros medios sujetos a ellas.

Los filtros de pulpa emplean uno o más paquetes de masa de filtración (fibras de celulosa comprimidas en un cilindro compacto), apiladas en una caja de presión. Las placas se sostienen a veces en bandejas individuales, que proporcionan canales de drenaje y, en otras ocasiones, reposan unos sobre otros con una placa espaciadora suelta entre cada dos de ellos y una malla de drenaje en el centro de cada placa. El líquido que se aclara fluye a una presión de 440 kPa (50 psig), o menos a través de los paquetes de pulpa y llega a un múltiple de drenaje. Las velocidades de flujo son generalmente menores que en los filtros de

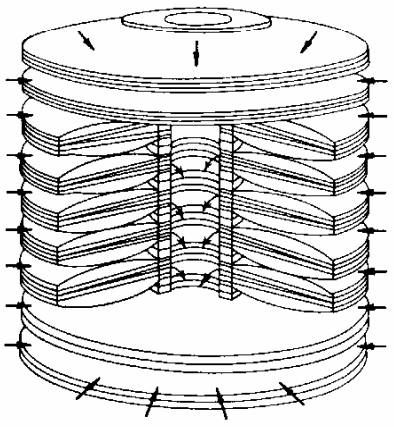


FIG. 19-107 Pila prensamblada de discos filtrantes aclaradores. (*Alsop Engineering Corp.*)

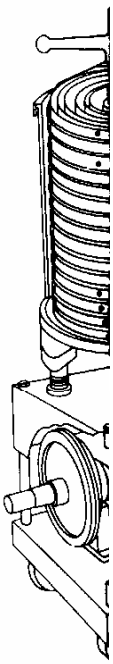


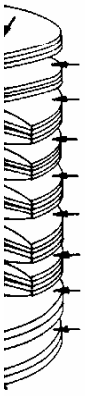
FIG. 19-108 Monti
ring Corp.)

disco, del orden de
se emplean primor
ción se lava en lavi
tortas.

Las *prensas de*
conjuntos de placa
marcos o mallas.
filtración que care
de torta. Una pren
simple de filtració
rectangulares o cir
horizontal o vertic
filtración y las velo

ncionar como clari-
eficiencia. Por otra
dores que se pueden
n general, esta clase
hos filtros clarifica-
filtros de presión de
rios otros tipos. Los
as de placas y filtros
como clarificadores
Puesto que se pare-
icas aplicaciones en
e punto.
tilizan con gran fre-
esto, tortas de fibras
a otros medios para
os líquidos de poca
materia suspendida.
de disco para pulpa
una caja a presión.
le autosoporte (Fig.
osar en una placa o
rrarse el filtro (Fig.
un múltiple central
jo son del orden de
operación no suele
enor). Los filtros de
in. Las unidades in-
gal/h) de líquido de

iltros de placa hori-
la purificación. En
lados de cada placa
edios sujetos a ellas.
s de masa de filtra-
o compacto), apila-
a veces en bandejas
y, en otras ocasio-
ciadora suelta entre
ro de cada placa. El
a (50 psig), o menos
iple de drenaje. Las
ue en los filtros de



daradores. (*Alsop En-*

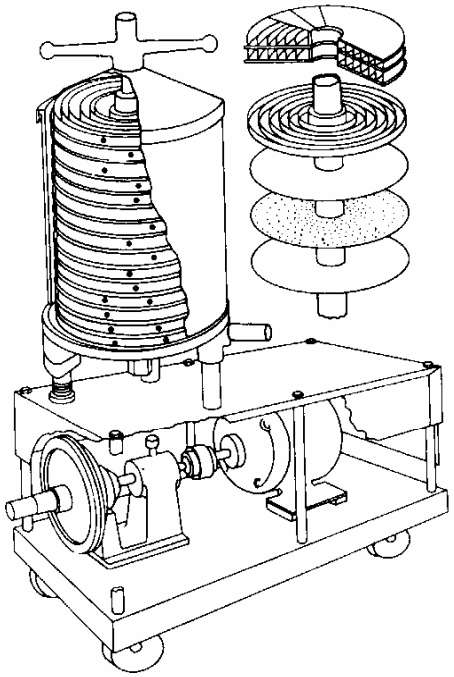


FIG. 19-108 Montaje de filtro clarificador de discos y placas. (*Alsop Engineering Corp.*)

disco, del orden de 20 l/min·m^2 [0.5 gal/(min·ft^2)]. Los filtros de pulpa se emplean primordialmente para limpiar bebidas. La masa de filtración se lava en lavadoras especiales y se reforma para obtener nuevas tortas.

Las *prensas de placas* denominadas a veces filtros laminados, son conjuntos de placas, láminas de medios de filtración y, en ocasiones, marcos o mallas. Se trata esencialmente de prensas modificadas de filtración que carecen casi por completo de capacidad de retención de torta. Una prensa puede constar de muchas placas o de una lámina simple de filtración entre dos placas, y estas dos últimas pueden ser rectangulares o circulares, en tanto que las hojas reposan en un plano horizontal o vertical. El funcionamiento es similar al de una prensa de filtración y las velocidades de flujo son, aproximadamente, las mismas que las de los filtros de disco. Por lo común, la presión de operación no sobrepasa de 235 kPa (20 psig). Las prensas se emplean con mayor frecuencia para líquidos de escasa viscosidad, pero se usa comúnmente una prensa ordinaria de filtración con marcos delgados como clarificador, para una solución de devanado de rayón de 100 Pa · s (1000 poises). En este caso, la presión de filtración puede ser de 6900 kPa (1000 psig).

Los filtros de discos, pulpa y láminas realizan una clarificación extrema. No es poco frecuente que realicen una separación completa de partículas de tamaño mayor que una dimensión estipulada, que puede ser muy inferior a 1 μm. Funcionan en una gama dada de tamaños, de 4 a 5 órdenes de magnitud, en contraste con los dos órdenes de magnitud de la mayor parte de los otros filtros. Por consiguiente, no es sorprendente el hecho de que incluyan gran variedad de tipos y grados de medios de filtración, con frecuencia en etapas sucesivas. Se emplean, además de los paquetes o los discos de fibra de celulosa, polimérica o de asbesto, láminas de pulpa, papel, asbesto, fibras cardadas, telas tejidas y polímeros o celofán poroso. Se han utilizado compuestos en emparedado, de varios materiales, para filtrar suspensiones viscosas.

El empleo de asbesto se ha reducido en forma considerable, por los peligros que este material implica para la salud. Se han propuesto materiales que lo reemplazan, por ejemplo, el medio filtrante **Zeta Plus**, fabricado por AMF Cuno Division, que consta de un compuesto de celulosa y ayudas inorgánicas para filtración con carga positiva y proporciona una atracción electrocinética para retener los coloides (que por lo general están cargados negativamente). Por consiguiente, estos medios suministran un esfuerzo mecánico y una adsorción electrocinética.

Clarificadores de cartucho Los clarificadores de cartucho son unidades que consisten en uno o más cartuchos reemplazables o renovables que contienen el elemento activo de filtración, o bien, que emplean esa clase de cartuchos. Por lo común, la unidad se coloca en una línea que lleva el líquido que se va a clarificar; por ende, la clarificación tiene lugar mientras el líquido se encuentra en movimiento.

Filtros mecánicos o de borde Estos consisten en pilas de discos separados a intervalos precisos por medio de placas espaciadoras o un devanado de alambre sobre una jaula, en ranuras de paso preciso, o bien, una combinación de ambas cosas. El líquido que se va a filtrar fluye radialmente entre los discos, los alambres o las capas de papel y se separan las partículas mayores que el espaciamiento. Los filtros de borde pueden retirar partículas de hasta 0.001 in (25 μm); pero lo más frecuente es que tengan un espaciamiento mínimo de dos veces este valor. Tienen poca capacidad de retención de sólidos y, por consiguiente, se deben limpiar a menudo para evitar los taponamientos. En algunos filtros se prevé la limpieza continua. Por ejemplo, el Cuno Flo-Klean (Fig. 19-109), una unidad de devanado de alambre, emplea una boquilla de giro lento que lava el elemento con líquido filtrado, y el Cuno Auto-Klean está equipado con un raspador que se ajusta a las ranuras entre los discos, para retirar los sólidos acumulados. En cual-

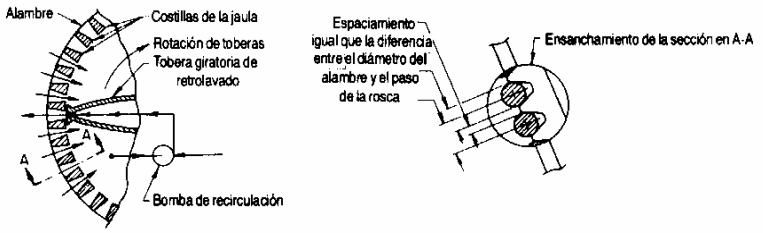


FIG. 19-109 Vista seccional del filtro de reborde de retrolavado Cuno Flo-Klean. El fluido bombeado por la tobera suelta los sólidos de la superficie del filtro y limpia la zona de filtración. La bomba toma fluido filtrado de la descarga del filtro y lo regresa al sistema por la tobera. De ese modo, no hay pérdidas de fluido de enjuague. (*Cuno, Div. American Machine and Foundry Incorporated.*)

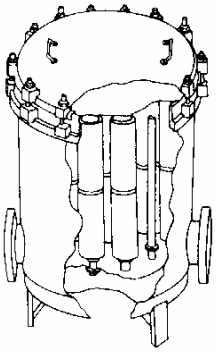


FIG. 19-110 Clarificador de cartucho de elementos múltiples. (*Commercial Filters Division, Kennecott Corp.*)

quiera de estos casos, los sólidos desalojados caen a un resumidero que se puede drenar a intervalos.

El mayor número de clarificadores de cartucho son de la clase micrónica, con elementos de fibra, papel filtro impregnado con resinas, piedra porosa o acero inoxidable de porosidad controlada. También existen otros metales inoxidables. Los elementos se pueden escoger para separar partículas mayores que una fracción de micra, aún cuando se produce n muchos para dejar pasar sólidos de 10 μm y menores. Mediante la elección adecuada de los cartuchos de cilindros múltiples o los cartuchos múltiples en paralelo, se puede obtener cualquier velocidad deseada de flujo con una caída razonable de presión [con frecuencia, de menos de 235 kPa (20 psig)]. En la figura 19-110 se muestra un filtro de elementos múltiples que utiliza tubos de hilaza devanada.

Cuando la presión se eleva al máximo admisible, el cartucho se debe abrir para reemplazar el elemento. Los elementos micrónicos del tipo de fibras no se pueden limpiar y tienen un precio que permite desecharlos o reemplazar el medio filtrante en forma económica. Por lo común, los elementos de fibra se deben limpiar en un proceso que se realiza mejor en las instalaciones del fabricante de la cerámica porosa o siguiendo sus indicaciones. Los usuarios pueden limpiar los elementos de acero inoxidable por medio de un tratamiento químico.

Flexibilidad Los filtros de cartucho son flexibles; los cartuchos de diferentes capacidades y materiales de construcción se pueden intercambiar, lo que permite un ajuste rápido al cambio de condiciones, pero tienen la desventaja de una capacidad muy limitada para el manejo de sólidos y, en consecuencia, la concentración máxima de sólidos en la alimentación está limitada a aproximadamente 0.01%. La mayor limitación en la operación de las plantas de proceso modernas es la necesidad de abrir el filtro para reemplazar los cartuchos, lo que hace indeseable su empleo para el procesamiento de materiales peligrosos. Algunos fabricantes, por ejemplo, Hydraulic Research Division de Textron Inc. y Fluid Dynamics Division de Brunswick Corp., han creado cartuchos fabricados con fibras metálicas ligadas, que se pueden retrolavar o limpiar químicamente sin abrir la unidad. Estos filtros, que pueden operar a temperaturas de 482°C (900°F) y presiones de 33 MPa (325 atm) o mayores, son particularmente útiles para la filtración de polímeros.

El filtro Cyclamatic a presión (Industrial Filter and Pump Manufacturing Co.) es un aclarador semicontinuo de cartucho de superficie renovable. Su principio de funcionamiento se presenta en la figura 19-111. Un tanque vertical a presión contiene cierto número de cartuchos verticales dispuestos en un círculo concéntrico con el tanque y un carrete de devanado coaxial con el tanque. Cada cartucho es un rodillo de papel o una lámina no tejida devanada en torno a un núcleo de plástico o metal perforado y que avanza al interior del carrete de devanado. La filtración se hace radialmente hacia adentro a través de los cartu-

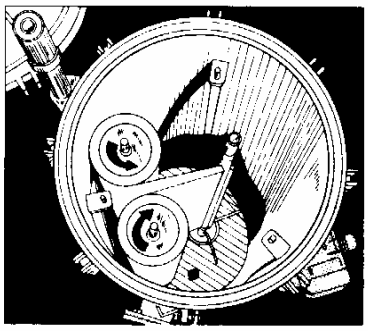


FIG. 19-111 Principio del filtro clarificador continuo Cyclamatic. (*Industrial Filter & Pump Mfg. Co.*)

chos y el filtrado pasa por todas las capas del rodillo de papel y hacia afuera, a través de un múltiple situado en el fondo al que van conectados los núcleos del cartucho. Los sólidos principales que se separan se reúnen fuera de los cartuchos, aunque las partículas muy finas pueden quedar atrapadas dentro del rodillo de papel, por lo común, en unas cuantas capas superficiales. Cuando la caída de presión en los cartuchos alcanza un nivel predeterminado, se activa automáticamente una propulsión externa para el carrete devanador y se desarrolla una cantidad suficiente de medio filtrante de los cartuchos sobre el carrete, para proporcionar a cada cartucho una superficie limpia y sin atascamientos. La duración de cada cartucho suele ser de 1 a 4 semanas, después de lo cual suena una alarma y es preciso reemplazar los cartuchos y el carrete de devanado. Esta operación requiere cerca de 30 minutos.

El filtro Cyclamatic tiene 61 cm (24 in) de diámetro y lleva un máximo de 4 cartuchos, cada uno de los cuales mide 91 cm (36 in) de longitud y con una superficie efectiva promedio de filtración de, aproximadamente, 0.37 m^2 (4 ft^2). Se pueden construir sobre pedido especial filtros de tamaños mayores, de hasta 122 cm (48 in) de diámetro y hasta con 12 tubos. Es posible conservar una velocidad de filtración de agua de procesamiento de 163 l/(min · m^2) con una presión de 21 kPa (3 $psig^2$).

Filtros a presión con precapa Los filtros a presión con precapa constan de una o más hojas, placas o tubos, sobre los que se deposita una capa de tierra diatomácea u otra para filtración o ayudafiltro con objeto de formar una superficie filtrante para clarificación. El papel filtro se puede sustituir por una precapa. Con el líquido a filtrar se puede mezclar más ayuda para filtración (para darle cuerpo a la alimentación), especialmente si los sólidos son gelatinosos o pegajosos, con objeto de mantener una velocidad promedio de filtración más elevada. Los filtros de clarificación a presión con precapa no difieren esencialmente de los filtros de torta a presión, excepto por el propósito a que se destinan. Cuando operan como "filtro purificador", la precapa se considera como parte del medio filtrante, en vez de considerarse parte de la torta.

Al operar los filtros de precapa debe depositarse una capa uniforme y completa de ayudafiltro sobre el elemento antes de iniciar la filtración. De otra manera, la capacidad del filtro se reduce mucho o permite el paso de los sólidos a través del medio filtrante.

La ayuda para filtración, aunque es económica con base en el peso, puede agregar un gasto significativo a las operaciones de clarificación. Se han desarrollado técnicas como, por ejemplo, los **filtros regenerativos DE Ultra-kleen**, fabricados por Xodar Corporation, para reutilizar la ayuda para filtración en varios ciclos por medio de un retrolavado de éste y los desechos del exterior de un medio filtrante tubular, reprecipitando los sólidos para formar una mezcla uniforme y redepositando la mezcla como una precapa, para filtraciones posteriores. Este proceso se puede repetir hasta que los sólidos filtrados, procedentes de la corriente sucia del proceso, se conviertan en una

fracción significativ
una nueva carga de
Filtros de lecho p
fundo constan de u
de profundidad, de
se clasifica por el ta
fondo hasta la parte
de un material (p. e
se introduce la alim
del lecho. Un fondo
dos cerca del fondo
eliminación del filt

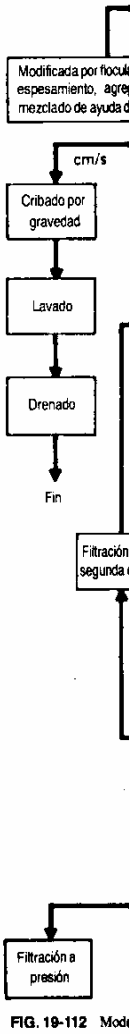


FIG. 19-112 Modi

yclamatic. (*Industrial*

llo de papel y hacia
al que van conecta-
es que se separan se
s muy finas pueden
lo común, en unas
resión en los cartu-
tomáticamente una
lesarrolla una canti-
obre el carrete, para
a y sin atascamien-
l semanas, después
ar los cartuchos y el
a de 30 minutos.
etro y lleva un má-
le 91 cm (36 in) de
filtración de, apro-
sobre pedido espe-
18 in) de diámetro y
idad de filtración de
a presión de 21 kPa

resión con precapa
los que se deposita
n o ayudafiltro con
ificación. El papel
iido a filtrar se puc-
acrpo a la alimenta-
s o pegajosos, con
ración más elevada.
o difieren esencial-
l propósito a que se
', la precapa se con-
nsiderarse parte de

una capa uniforme
de iniciar la filtra-
ce mucho o permite

son base en el peso,
ies de clarificación.
s filtros regenera-
oration, para reuti-
por medio de un
un medio filtrante
mezcla uniforme y
ltraciones posterio-
lidos filtrados, pro-
convierten en una

fracción significativa de la mezcla de precapa, lo que hace necesario una nueva carga de ayudafiltro.

Filtros de lecho profundo Los filtros característicos de lecho profundo constan de un medio de arena o antracita, por lo menos de 1 m de profundidad, dentro de un tanque vertical. Por lo general, el lecho se clasifica por el tamaño decreciente de las partículas sólidas desde el fondo hasta la parte superior y, en ocasiones, está compuesto por más de un material (p. ej., arena y antracita). En las variaciones de diseño se introduce la alimentación por la parte superior, inferior o en el centro del lecho. Un fondo falso perforado o unos tubos con orificios colocados cerca del fondo del lecho sirven como dispositivos de entrada o de eliminación del filtrado. Los diseños con flujo ascendente tienen mayor capacidad de manejo de sólidos que los de flujo descendente, porque las partículas grandes contenidas en la alimentación se eliminan mediante los sólidos gruesos del lecho y sólo las partículas finas se pulen, por medio de las capas superiores de granos finos. En los diseños de flujo descendente, estos sólidos de las capas superiores tienden a cargarse rápidamente y se requieren retrolavados más frecuentes. Los retrolavados con líquido y, en ocasiones, con un rociador de aire elevan los sólidos filtrados del lecho. Este retrolavado concentrado, si no se permite su descarga al drenaje, puede filtrarse en un filtro más convencional.

Los filtros de lecho profundo están indicados estrictamente para la clarificación, generalmente en aplicaciones de alto flujo, como el tra-

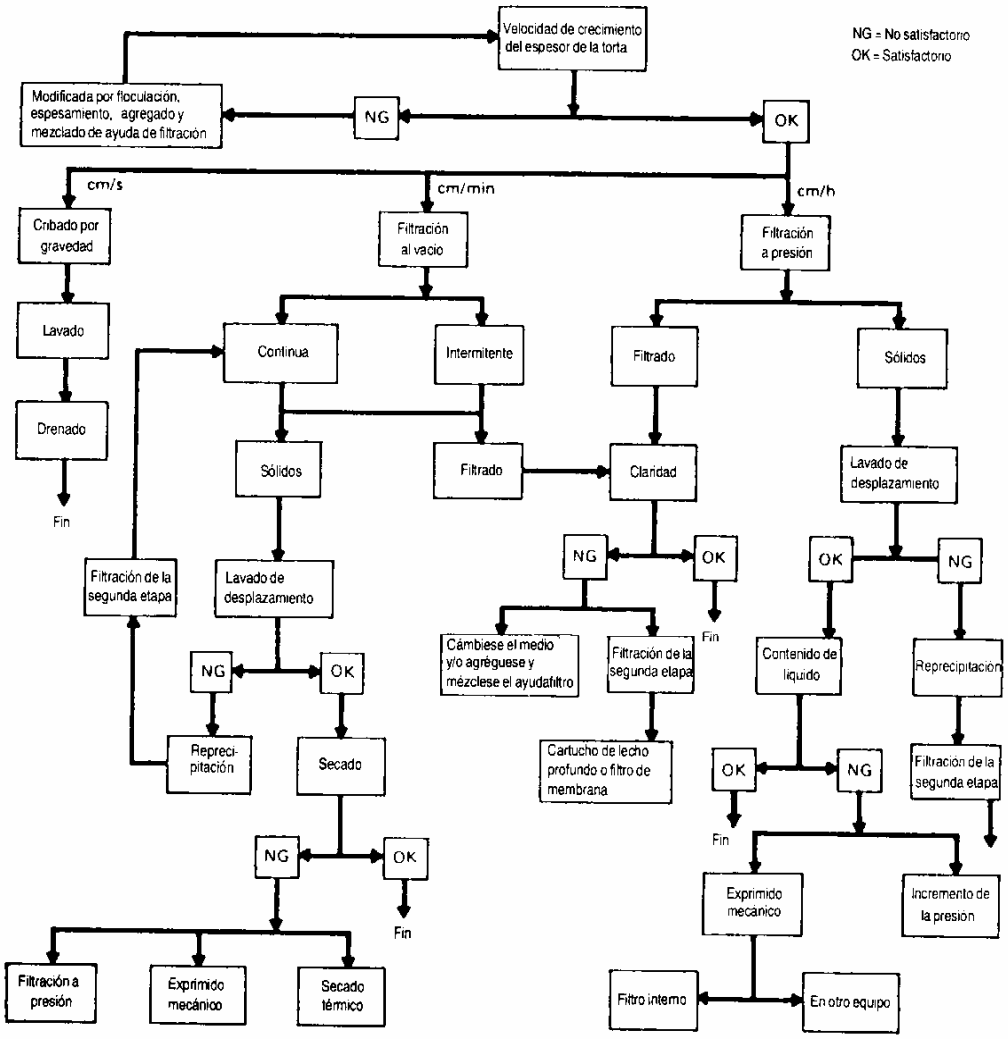


FIG. 19-112 Modelo de decisión para la resolución de un problema de filtración. [Tiller, *Chem. Eng.*, *81(9), 118 (1974)*, con autorización.]

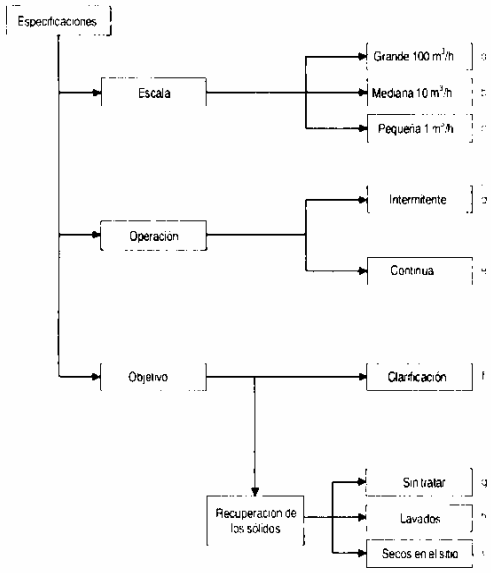


FIG. 19-113 Código para la especificación del problema. (Purchas, *Solid Liquid Separation Equipment Scale-Up*, Uplands Press, Croydon, England, 1977, p. 10, con autorización.)

tamiento de agua. Usualmente, la alimentación a un filtro de lecho profundo conduce menos de 1000 ppm de sólidos si la floculación y el asentamiento por gravedad han sido utilizados como un pretratamiento de rutina. El equipo puede estar compuesto por grandes recipientes abiertos de concreto, similar a los de las plantas de tratamiento de agua o vasijas cerradas verticales de proceso que pueden operar bajo presión.

Filtro Maxi-Flo, fabricado por United States Filter Corp. El **filtro Maxi-Flo** es un ejemplo del diseño de flujo ascendente en recipiente cerrado, con velocidades de filtración hasta de 0.0081 $m^3/m \cdot s$) [12 gal/($ft^2 \cdot min$)] y áreas de la sección transversal del filtro hasta de 10.5 m^2 (113 ft^2). La filtración de lecho profundo ha sido revisada por Tien

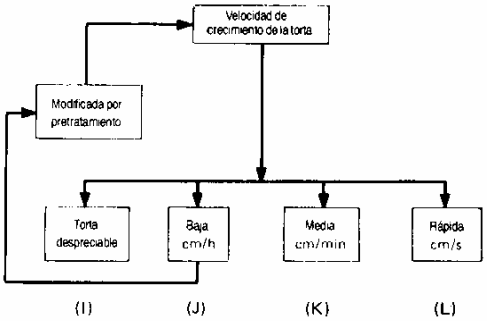


FIG. 19-115 Código de las características de filtración de una lechada. (Purchas, *Solid/Liquid Separation Equipment Scale-Up*, Uplands Press, Croydon, England, 1977, p. 12, con autorización.)

y Payatakes [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **25**, 737 (1979)] y por Outman y Baumann [*Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **73**(171), 76 (1977)].

Filtro Dyna Sand Parkson Corporation fabrica el **filtro Dyna Sand**, que es un desarrollo reciente en el cual se evitan los retrolavados intermitentes para su limpieza. El lecho se limpia en forma continua y se regenera mediante la recirculación interna de los sólidos por medio de un tubo elevador de aire y un lavador de arena. Por consiguiente, a través del lecho se mantiene una caída constante de presión y se evita la necesidad de filtros paralelos, para permitir una operación continua como en los diseños convencionales.

Ultrafiltros Estos son filtros de membrana, por lo general, de acetato de celulosa u otros polímeros, en forma de hojas de fibra hueca o espiral arrollada. Los ultrafiltros son la última palabra en el tamizado de partículas y clarificación de líquidos. Se pueden eliminar sólidos con diámetros tan pequeños como 0.001 μm. La ultrafiltración se analiza en la sección 17 de esta obra; véase también Porter (en Schweitzer, *op. cit.*, Secc. 2.1).

Clarificadores diversos

Filtros de bolsa Por lo general, los filtros de bolsa se fabrican con telas de fieltro de diferentes fibras naturales o sintéticas, unidas con un anillo de retención en el extremo de un tubo o dentro de una caja, como en los filtros de cartucho. El fieltro sirve como un medio profundo para atrapar los sólidos, cuyo diámetro, por lo general, varía entre 20 y 200 μm, y las aplicaciones características son la filtración de pinturas o aceites lubricantes. Wrotnowski (en Schweitzer, *op. cit.*, p. 4-95) pro-

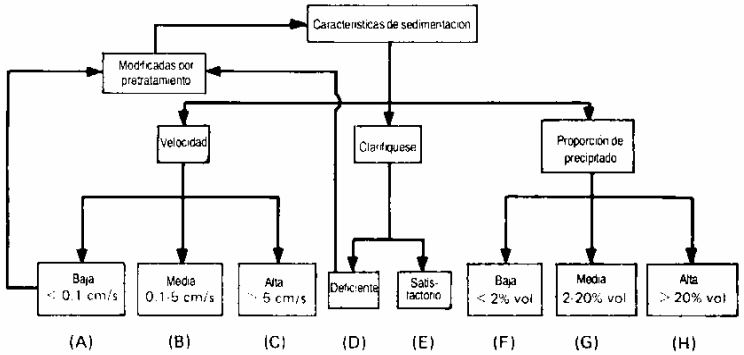


FIG. 19-114 Codificación de las características de sedimentación de la lechada. (Purchas, *Solid-Liquid Separation Equipment Scale-Up*, Uplands Press, Croydon, England, 1977, p. 11, con autorización.)

porciona un análisis detallado de los filtros de bolsa. La desventaja de tener que reemplazar la bolsa y exponer el personal al material del proceso da por resultado una restricción importante en el empleo de los filtros de bolsa.

Filtros magnéticos Para la separación selectiva de hierro u otras partículas magnéticas de un líquido existen varios separadores magnéticos; el **Frantz Ferro–filter** consiste en una columna de rejillas de acero blando, muy magnetizado gracias a una bobina de corriente continua o con un imán permanente. El líquido que se debe filtrar fluye sobre las rejillas que recogen los sólidos magnéticos presentes. Se sostiene que se pueden separar partículas de sólo una micra. Las rejillas se limpian mediante la desmagnetización y enjuague. El filtro **Stearns de pantalla o criba magnética** y el **filtro ferroso Eriez** emplean el mismo principio general.

Separador electro-filtro Este filtro (fabricado por Petreco División de Petrolite Corp.) es un clarificador especializado. Por medio de un campo electrostático con voltaje elevado (generalmente 460 V) se polariza el medio filtrante (el lecho de sólidos), lo que hace que atraiga a los sólidos suspendidos en el líquido. Ya que se obtiene esencialmente una eliminación total de los sólidos finos, el dispositivo se recomienda para la recuperación de partículas con valor elevado como, por ejemplo, algunos catalizadores y otros metales. Sin embargo, su aplicación está limitada a corrientes de hidrocarburos no acuosos. Cuando se carga el filtro, se suprime el suministro de corriente y el flujo de fluido a través de la unidad vuelve a poner en suspensión los sólidos recolectados, con lo que en forma simultánea se regenera el lecho y se obtiene una lechada concentrada de sólidos, del cual se pueden recuperar si se desean. Este filtro es totalmente cerrado y puede operar en un amplio intervalo de temperatura y presión.

SELECCIÓN DEL EQUIPO PARA FILTRACIÓN

Si el diseñador de un proceso que debe proporcionar la separación mecánica de los sólidos contenidos en un líquido ha decidido que la filtración es la forma de realizar el trabajo (véase la subsección final de la sección 19, "Selección de un separador líquido-sólido") o considera que debe esperar hasta que se hayan establecido los detalles de selección del equipo, la elección del filtro y las condiciones de filtración adecuadas aún pueden ser difíciles. A pesar de que hay bastante libertad para la determinación más amplia respecto a la operación unitaria que se debe utilizar, la selección del equipo de filtración incluye un balance de las especificaciones y objetivos del proceso en relación con la capacidad y características de las diferentes selecciones del equipo disponible (que incluyen el medio filtrante). Los factores importantes relacionados con el proceso son el carácter de la lechada, la capacidad de producción, las condiciones del proceso, los requerimientos de funcionamiento y los materiales de construcción aceptables. Los factores fundamentales relacionados con el equipo son el tipo de ciclo (intermitente o continuo), la fuerza de impulso, las velocidades de producción de las unidades más pequeñas y más grandes, la finura de la separación, la capacidad de lavado, la confiabilidad, los materiales adecuados de construcción y el costo. En la estimación de costos deben considerarse los gastos de instalación, la vida del equipo, la mano de obra de operación, el mantenimiento, el reemplazo del medio filtrante y los costos asociados con la pérdida de rendimiento del producto (si existe). Entre los factores del proceso y equipo se debe considerar el preacondicionamiento de la lechada y el empleo de ayuda para la filtración.

Las características de la lechada determinan si es adecuado un filtro de clarificación o de torta, y si se opta por este último dichas características determinan la velocidad de formación y naturaleza de la torta. Asimismo, afectan la selección de la fuerza de impulso y el ciclo, así como el diseño específico del equipo.

No existen técnicas absolutas de selección para llegar a la elección "óptima", porque están incluidos demasiados factores, muchos de ellos difíciles de cuantificar y no es raro que algunos sean contradictorios en sus demandas. Sin embargo, se dispone de algunas sugerencias

TABLA 19-12 Clasificación de los filtros de acuerdo con el trabajo y las características de separación de la lechada*

Tipo de equipo	Adecuado para la especificación del trabajo†	Características requeridas para la separación de la lechada‡: Características de sedimentación de la lechada	Características de filtración de la lechada
Filtros de lecho profundo	a o b	A	*T*
	c	D	
	f	F	
Cartuchos	b o c	A o B	
	d	D o E	
	f	F	
Filtros intermitentes			
Recipiente a presión, con elementos verticales	a, b, o c	A o B	I o J
	d	D o L	
	f, g, h o i	F o G	
Recipiente a presión, con elementos horizontales	b o c	A o B	J o K
	d	D o E	
	g o h	F o G	
Filtros prensa	a, b, o c	A (o B)	I o J
	d	D o E	
	f, g, h, o i	F, G, o H	
Filtros de volumen variable	a, b, o c	A (o B)	J o K
	d o e	D o E	
	g (o h)	G o H	
Filtros continuos			
Tambor con alimentación en la parte inferior o tambor de banda	a, b, o c	**A o B**	I, J o K
	e	**D o E**	
	f, g, h, o i	**F, G, o H**	
Tambor con alimentación por la parte superior	a, b o c	C	L
	e	E	
	g, i (o h)	G o H	
De discos	a, b, o c	**A o B**	J o K
	e	D o E	
	g	G o H	
De plancha o paila con banda horizontal	a, b, o c	**A, B, o C**	J, K, o L
	d o e	D o E	
	g o h	F, G, o H	

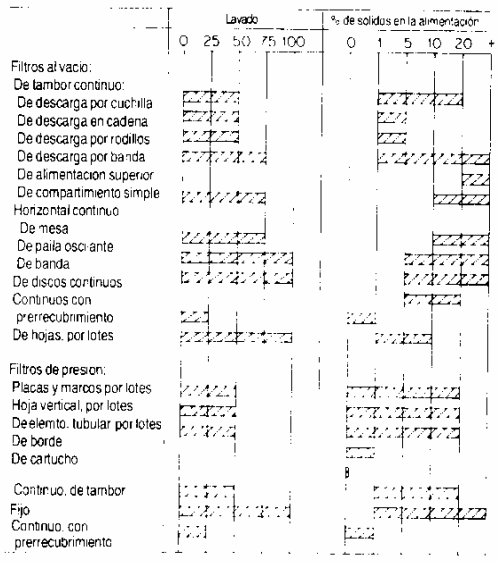
*Adaptado de Purchas (*Solid/Liquid Separation Equipment Scale-Up*, Uplands Press, Croydon, England, p. 13, con autorización).
†Los símbolos se identifican en la figura 19-113.
‡Los símbolos se identifican en las figuras 19-114 y 19-115.

generales para guiar al ingeniero que se enfrenta a la selección del equipo de filtración. En la figura 19-112 aparece un árbol de decisión diseñado por Tiller [*Chem. Eng.*, **81**(9), 118 (1974)] que muestra los pasos a seguir en la solución de un problema de filtración y se basa en la premisa de que la velocidad de formación de la torta es el factor más importante para la selección del equipo. Un proceso de selección del filtro propuesto por Purchas (*op. cit.*, pp. 10-14) utiliza criterios adicionales y se basa en una combinación de las especificaciones del proceso y los resultados de pruebas sencillas. Su aplicación está codificada por el empleo de las figuras 119-113, 9-114 y 19-115 y los códigos resultantes se comparan en la tabla 19-12 para identificar los filtros posibles. La información necesaria para la figura 19-114 se puede obtener mediante la observación de la sedimentación de una muestra de la lechada (sugerencia, de Purchas) en una probeta graduada. La velocidad de crecimiento de la torta del filtro (Fig. 19-115) se determina por medio de las pruebas a pequeña escala, en un filtro de hoja o embudo, descritas con anterioridad.

Los requerimientos de lavado de la torta también pueden afectar en forma significativa la selección del equipo, ya que la capacidad varía considerablemente con el tipo de filtro. En la tabla 19-13 aparece la eficacia relativa del lavado para varios tipos de filtros.

Los filtros continuos son más atractivos cuando la aplicación del proceso es continua con régimen permanente, pero en ocasiones la velocidad de formación de la torta y la magnitud de la velocidad de producción son los factores que predominan. Por ejemplo, un filtro

TABLA 19-13 Selección de filtros: capacidad de lavado y contenido de sólidos de la alimentación*



*Adaptada de Van Note y Weems [*Ind. Eng. Chem.*, **53**, 849 (1961)], con la autorización de American Chemical Society, propietaria de los derechos de autor].

giratorio al vacío puede ser una selección dudosa si una torta de 3 mm (0.12 in) no se forma, con vacío normal, en menos de 5 min y si no se producen menos de 1.4 m^3/h (50 ft^3/h) de torta húmeda. Los límites superiores a la velocidad de producción para las unidades intermitentes son más difíciles de establecer, pero en cualquier tipo de operación superior a 5.7 m^3/h (200 ft^3/h) de torta húmeda debe considerarse la filtración continua, si es factible. Sin embargo, otros factores como la flexibilidad o la necesidad de una presión elevada pueden dictaminar un equipo intermitente.

Para la estimación de la velocidad de filtración (y, en consecuencia, de la presión de operación y el tamaño del filtro), las características de lavado y otros aspectos importantes, suelen ser esenciales las pruebas a pequeña escala como, por ejemplo, las del filtro de hoja o la bomba de presión, descritas con anterioridad. En la realización e interpretación de dichas pruebas y para la recomendación de los requerimientos de mano de obra, el programa de mantenimiento y la selección del equipo accesorio, se aconseja acudir a un fabricante confiable del equipo.

Costos de los filtros Como se señaló anteriormente, uno de los factores que afectan la selección de un filtro es el costo total para realizar la separación con el equipo seleccionado. Un componente importante de esta partida de costo es el gasto de instalación del filtro, que comienza con el precio de compra.

En un estudio realizado a principios de 1982, Hall y cols. [*Chem. Eng.*, **89**(7), 80(1982)] recopilaron los costos de varios tipos de procesos de filtración ampliamente utilizados. Estos datos se muestran en la figura 19-116 y tienen una precisión de 10%, pero sólo se deben utilizar con confianza en las estimaciones de costos al nivel del estudio (25%). El costo de entrega en la planta se puede aproximar como 3% del precio FOB [Pikulik y Díaz, *Chem. Eng.*, **84**(21), 106 (1977)].

El costo de la estación de filtración incluye no sólo el gasto de instalación del filtro en sí, sino el de todos los accesorios dedicados a la

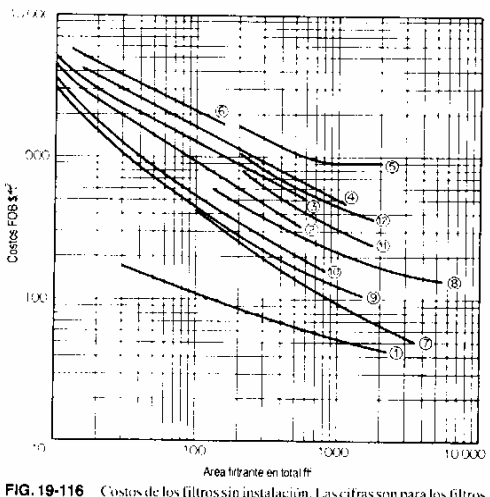
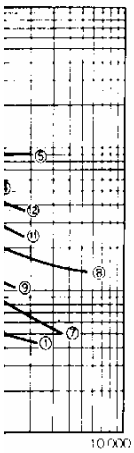


FIG. 19-116 Costos de los filtros sin instalación. Las cifras son para los filtros sin accesorios (excepto los indicados). I.AB fábrica. **1)** Filtros tubulares y de hojas a presión, tipo intermitentes, verticales y horizontales; de acero al carbono, con elementos filtrantes de acero inoxidable. **2)** Filtros horizontales al vacío tipo plancha; de acero al carbono. **3)** Filtros horizontales al vacío, tipo plancha; de acero inoxidable 316. **4)** Filtro resistente a la corrosión, horizontal y al vacío, tipo banda. **5)** Filtro al vacío, tipo paila inclinable; de acero inoxidable 316. **6)** Filtro giratorio al vacío, tipo discos, con agitador; de acero al carbón, para trabajo pesado y servicio general industrial y metalúrgico. **7)** Filtro giratorio al vacío tipo discos, con caja de alimentación, cubierta y repulpador, pero sin agitador; de acero inoxidable 304; para las aplicaciones de pulpa y papel. Para acero inoxidable 316, multiplíquese por 1.19 (la unidad más pequeña) y por 1.24 (la más grande), dependiendo del tamaño del filtro. **8)** Filtro de tambor giratorio al vacío, con un solo compartimiento; de acero inoxidable 316. **9)** Filtro de tambor giratorio al vacío y compartimientos múltiples, con cuchilla de descarga; de acero al carbono; para servicio industrial general, químico y metalúrgico. Para acero inoxidable 316, multiplíquese por 1.15 a 1.7, dependiendo del tamaño del filtro. **10)** Filtro de tambor giratorio al vacío y compartimientos múltiples, con descarga por banda y precapa continua al vacío; de acero al carbono. Para acero inoxidable 316 utilícense los mismos multiplicadores que en la curva 9. **11)** Filtro de tambor giratorio al vacío con compartimientos múltiples, caja de alimentación, rocíos de lavado y repulpador, de acero al carbono; para servicio de pulpa y papel. **12)** Igual a la curva 11, excepto que está construido de acero inoxidable 304. Para acero inoxidable 316, multiplíquese por 1.1 a 1.16, dependiendo del tamaño del filtro. (Adaptado de Hall et al. *Chem. Eng.*, **89**(7), 108, 109, 114, 115 (1982); copyrigh 1982 de McGraw-Hill, Inc., New York. Publicado con autorización especial de McGraw-Hill.)

operación de filtración como, por ejemplo, las bombas de alimentación y las instalaciones para almacenamiento, los tanques de precapa, los sistemas de vacío (que, a menudo, son un factor importante de las estaciones de filtración al vacío) y los sistemas de aire comprimido. El costo de entrega de los accesorios más los gastos de instalación del filtro y accesorios suelen tener el mismo orden de magnitud que el costo de entrega del filtro y comúnmente es varias veces mayor. Los gastos de instalación deben estimarse en relación con los costos de la mano de obra local y las consideraciones específicas del lugar.

Los precios relativamente elevados de la pulpa y los papeles filtro reflejan las características de construcción que requiere una capacidad hidráulica muy elevada. La ausencia de datos para algunos tipos comunes de filtros, en especial los filtros de prensa, se debe según Hall, a la variedad compleja de características individuales y a los materiales de construcción. Para obtener la información sobre los filtros faltantes y para lograr estimaciones más firmes de los tipos presentados se debe consultar a los vendedores. En todos los casos de interés, la consulta debe realizarse antes del procedimiento de evaluación para que sea útil en las pruebas, selección y precio.



10 000

lfras son para los filtros
Filtros tubulares y de
es; de acero al carbono,
rizontales al vacío tipo
vacío, tipo plancha; de
rizontal y al vacío, tipo
oxidable 316. 6) Filtro
arbón, para trabajo pe-
giratorio al vacío tipo
, pero sin agitador; de
el. Para acero inoxida-
por 1.24 (la más gran-
rgiratorio al vacío, con
ro de tambor giratorio
scarga; de acero al car-
gico. Para acero inoxi-
l tamaño del filtro. **10)**
iples, con descarga por
a acero inoxidable 316
). **11)** Filtro de tambor
limentación, rocíos de
ulpa y papel. **12)** Igual
idable 304. Para acero
o del tamaño del filtro.
,115 (1982); copyrigh
torización especial de

ombas de alimenta-
lanques de precapa,
or importante de las
ire comprimido. El
s de instalación del
le magnitud que el
s veces mayor. Los
con los costos de la
as del lugar.
y los papeles filtro
uiere una capacidad
a algunos tipos co-
se debe según Hall,
ales y a los materia-
obre los filtros fal-
s tipos presentados
casos de interés, la
de evaluación para

CENTRÍFUGAS

REFERENCIAS GENERALES: Ambler, in McKetta, *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, vol. 7, Marcel Dekker, New York, 1978; also in Schweitzer, *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, New York, 1979, sec. 4. Ambler y Keith, in Perry y Weissberger, *Separation and Purification Techniques of Chemistry*, 3d ed., vol. 12, Wiley, New York, 1978. Flood, Porter y Rennier, *Chem. Eng.*, **73**(13), 190 (1966). Hultsch y Wilkesmann, in Purchas, *Solid/Liquid Separation Equipment Scale-Up*, Uplands Press, Croydon, England, 1977, chap. 12. Lavanchy y Keith, in *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*, 3d ed., vol. 5, Wiley, New York, 1979, p. 194. Moyers, *Chem. Eng.*, **73**(13), 182 (1966). Records, in Purchase, *op. cit.*, chap. 6. Smith, *Ind. Eng. Chem.*, **43**, 439 (1961). Sullivan y Erikson, *ibid.*, p. 434.

Las centrífugas para la separación de sólidos contenidos en líquidos son generalmente de dos tipos: **1)** centrífugas de sedimentación, en las que se requiere una diferencia de densidades entre las dos fases, y **2)** centrífugas de filtración, en las que la fase sólida está soportada y se retiene en una membrana permeable a través de la cual pasa libremente la fase líquida. Los separadores centrífugos líquido-líquido se pueden considerar como una extensión del primer tipo. Las partículas de una fase líquida dispersa muestran las mismas características que las partículas de los sólidos dispersados.

Las centrífugas abarcan gran variedad de aplicaciones, que incluyen desde las separaciones de gases con diferentes pesos moleculares hasta la eliminación del agua de 0.25 in (aproximadamente 6 mm) de carbón.

PRINCIPIOS GENERALES

Cuando un cuerpo de masa m sobre el que se ejerce una fuerza F se acelera, en dirección de la fuerza, con una velocidad a, ésta es inversamente proporcional a la masa:

$$a = F/m \tag{19-44}$$

Al eliminarse la fuerza, el cuerpo continúa su movimiento, en la misma dirección, con una velocidad constante v. Su aceleración es cero hasta que se ejerce otra vez una fuerza. Si el movimiento del cuerpo se restringe a una trayectoria circular, su velocidad escalar sigue siendo v, pero su velocidad vectorial cambia continuamente. El cambio en la velocidad vectorial es la **aceleración centrífuga**, a_c:

$$a_c = v \cdot v \cdot r = \omega^2 r \tag{19-45}$$

en donde r es el radio de la trayectoria circular y ω representa la velocidad angular. Si este cuerpo se encuentra unido al extremo de una cuerda, la fuerza ejercida sobre la cuerda es la **fuerza centrífuga** F_c, que se calcula por medio de la ecuación:

$$F_c = m\omega^2 r \tag{19-46}$$

En el otro extremo de la cuerda se debe ejercer una fuerza igual, pero de sentido contrario, para mantener el cuerpo en su trayectoria circular y evitar que se aleje en forma tangencial a esta trayectoria. Esta fuerza es la **fuerza centrípeta** F_{cp}:

$$F_{cp} = -m\omega^2 r \tag{19-47}$$

Todos los componentes de un sistema que comprende una o más partículas suspendidas en una fase líquida continua y que están encerradas en un recipiente cilíndrico giratorio experimentan una fuerza centrífuga. Esta fuerza es la que causa que las partículas sólidas más densas que el líquido emigren radialmente hacia las paredes del cilindro giratorio (sedimentación), y las partículas menos densas que el líquido emigren en forma radial hacia el eje de giro, hasta alcanzaar la entrecara aire-líquido (flotación). El líquido pasa a través de los sólidos sedimentados y a través de las paredes del recipiente, si están perforadas o son permeables.

Estos principios se muestran en la figura 19-117. En la figura 19-117*a*, un recipiente cilíndrico estacionario contiene una emulsión de líquido y sólidos más densos que el líquido. La superficie del líquido es horizontal y con el tiempo, los sólidos llegan al reposo en el fondo del recipiente. En la figura 19-117*b* el recipiente gira sobre su eje vertical. En este caso, sobre el líquido y los sólidos se ejercen dos fuerzas: una fuerza gravitacional hacia abajo y una fuerza centrífuga horizontal. En las centrífugas comerciales, la componente centrífuga es mucho mayor que la gravitacional y prácticamente se puede despreciar esta última. El líquido asume la posición mostrada con una superficie interna casi vertical. Los sólidos se sedimentan en forma horizontal para formar una capa compacta en la pared del recipiente. En la figura 19-117*c*, la pared del recipiente está perforada y recubierta con un medio filtrante capaz de retener las partículas. Casi todo el líquido sale y deja atrás una torta de sólidos relativamente seca.

Cualquier equipo giratorio en el que se aplica una fuerza centrífuga con propósitos útiles (p. ej., la separación de fase) se conoce como una **centrífuga** y por lo general consta de **1)** un tazón o rotor, en el que el material a tratar se acelera en forma centrífuga, **2)** un tubo de alimentación por el que entra el material, **3)** un eje de impulso, **4)** los cojinetes del eje de impulso, **5)** un mecanismo impulsor (por lo general, un motor eléctrico) para girar el eje y el rotor, **6)** una cubierta para segregar los productos separados, **7)** una estructura para soportar y alinear estos elementos, y **8)** los sellos entre la cubierta y el eje (cuando se desea una contención a presión).

Magnitud de la fuerza centrífuga Es conveniente referir la aceleración centrífuga a la aceleración estándar de la gravedad g mediante el concepto de "fuerza centrífuga relativa" (FCR), que describe la aceleración centrífuga en términos del número de *g*'s:

$$\text{FCR} = w^2 r/g \tag{19-48}$$

La FCR se puede calcular directamente a partir de parámetros familiares en unidades inglesas:

$$\text{FCR} = 0.00001142 n^2 D_i \tag{19-49}$$

donde n representa la velocidad de rotación del recipiente, rpm y D_i es el diámetro interno del mismo, in.

La fuerza centrífuga relativa desarrollada en las centrífugas industriales varía aproximadamente desde 200, en las unidades grandes de canasta, hasta más de 125 000 en las centrífugas especiales de sedimentación. En las ultracentrífugas analíticas, la FCR puede ser de 250 000.

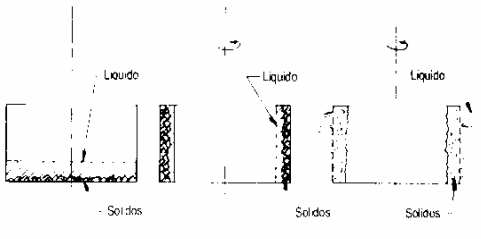


FIG. 19-117 Principios de filtración y separación centrífuga. *a*) Recipiente estacionario. *b*) Sedimentación en recipiente giratorio no perforado. *c*) Filtración en cesto giratorio perforado.

Esfuerzos en los rotores centrífugos El análisis exacto de todos los refuerzos en el rotor de una centrífuga es un problema complejo que concierne principalmente a los expertos y queda fuera del alcance de esta *Biblioteca del Ingeniero Químico*. Pero las relaciones (o su aproximación) con los parámetros principales incluidos en el diseño de una centrífuga puede contribuir para que el usuario comprenda los límites de operación y las opciones que existen en el equipo de centrifugación. En consecuencia, se presenta un resumen breve y simplificado de estas relaciones.

La rotación de un objeto cilíndrico como, por ejemplo, el rotor vacío de una centrífuga crea un autoesfuerzo Ss en la pared del recipiente. Si el espesor de la pared es una pequeña fracción del radio,

$$S_s = \omega^2 r_i^2 \rho_m \qquad (19\text{-}50)$$

donde ρ_m es la densidad del material de construcción de la cubierta del recipiente y $r_i = D_i/2$.

El material centrifugado ejerce presión sobre la pared interna del recipiente y produce un incremento de esfuerzo S_c sobre dicha pared:

$$S_c = \omega^2 r_2 (r_2^2 - r_1^2)\rho_c / 4\delta \qquad (19\text{-}51)$$

donde r_1 y r_2 representan, respectivamente, el radio interno y externo del contenido del recipiente (sólidos y líquido), ρ_c es la densidad promedio de estos contenidos y δ es el espesor de la pared del recipiente. Por lo general, se permite la suposición de que $r_2 = r_i$.

El esfuerzo total experimentado por la pared del recipiente es la suma de S_c y S_s:

$$S_t = S_s + S_c = \omega^2 r_2 \left[r_2 \rho_m + \frac{(r_2^2 - r_1^2)\rho_c}{4\delta} \right] \qquad (19\text{-}52)$$

o, en términos y unidades comunes de ingeniería,

$$S_t = 4.11 \times 10^{-9} n^2 D_i \left[D_i \rho_m + \frac{D_i^2 - D_1^2)\rho_c}{4\delta} \right] \qquad (19\text{-}53)$$

Con pocas excepciones, las centrífugas industriales se diseñan de tal manera que S_s sea 45 a 65% de S_t.

En la ecuación (19-53), las unidades que se deben utilizar son D_i, D_1 y δ, in; n, r/min; S_t, lbf/in^2; y ρ_c y ρ_m, lb/ft^3. *El empleo de cualesquiera otras unidades requiere un coeficiente distinto.* Sin embargo, en las ecuaciones (19-50) a (19-52) inclusive, se *requieren unidades congruentes*. Se puede utilizar cualquier conjunto de unidades consistentes.

La eficacia incrementada de las separaciones por centrifugación (p. ej., un incremento de la aceleración centrífuga) se puede obtener al aumentar el diámetro o la velocidad de rotación del recipiente de la centrífuga [Ec. (19-49)]. Al incrementar cualquiera de estos dos parámetros también se aumenta el autoesfuerzo y el esfuerzo causado por la carga del proceso. En consecuencia, el esfuerzo máximo permitido por el material con que está construido el rotor de la centrífuga es el que limita la aceleración centrífuga que puede producir el equipo. Sin embargo, está claro que para un esfuerzo determinado del recipiente, la aceleración centrífuga es inversamente proporcional al diámetro del recipiente; por ejemplo, al duplicar la velocidad del rotor y reducir a la mitad su diámetro, se duplica la aceleración sin producir un cambio en el esfuerzo del recipiente vacío y con una reducción en el esfuerzo del recipiente cargado. El campo centrífugo máximo que se puede obtener se logra en los rotores de menor diámetro y, por el contrario, los equipos con recipientes grandes sólo se pueden utilizar cuando se requiere un campo centrífugo relativamente pequeño.

En la figura 19-118 se muestran los diferentes diámetros de las centrífugas comerciales y la variación de la FCR máxima desarrollada en cada tipo.

Materiales para construcción Los recipientes de centrífugas se construyen con casi todas las aleaciones labrables a máquina que tengan una resistencia razonablemente elevada. Se da preferencia a aleaciones que tienen por lo menos 1% de elongación para minimizar los riesgos de resquebrajamiento en los puntos de concentración del esfuerzo. Usualmente, esta lista incluye el acero al carbono, los aceros inoxidables de los tipos 304, 316 y 317, el acero inoxidable de aleación 20 (Carpenter), el metal Monel, el Inconel, el níquel, el Hastelloy B, el titanio y las aleaciones de aluminio. Con frecuencia se construyen centrífugas de cesto o canasta vertical de acero al carbono o acero inoxidable recubierto de caucho, Neopreno, Penton o Kynar. Los alojamientos y las líneas de alimentación, enjuague y descarga que sean estacionarias y reciban un esfuerzo ligero se pueden construir de cualquier material rígido apropiado, resistente a la corrosión.

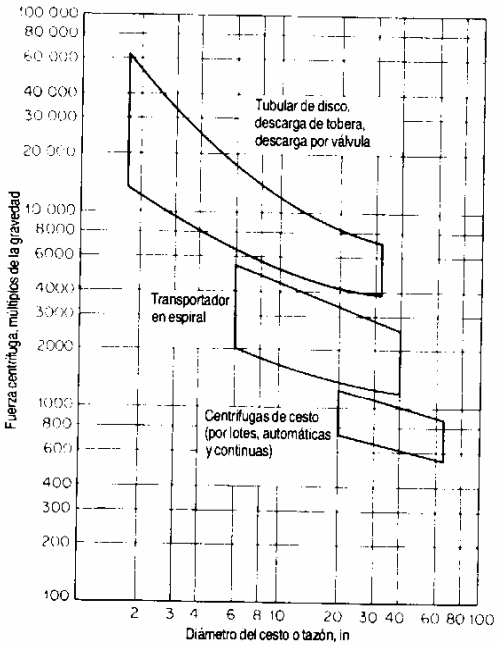


FIG. 19-118 Variación de la fuerza centrífuga con el diámetro en las centrífugas industriales.

Velocidad crítica En el diseño de cualquier maquinaria que gira con una velocidad elevada, se debe prestar atención al fenómeno de la velocidad crítica. Se trata de la velocidad a la cual la frecuencia de rotación coincide con la frecuencia natural de la pieza rotatoria. A esta velocidad, cualquier vibración inducida por un desequilibrio ligero del rotor se ve firmemente reforzada, lo que da como resultado desviaciones grandes, esfuerzos elevados e incluso la falla del equipo. Las velocidades correspondientes a armónicos de la frecuencia natural también son críticas, pero producen desviaciones relativamente pequeñas y son mucho menos problemáticas que la frecuencia fundamental. La velocidad crítica de las formas simples se calcula partiendo del momento de inercia; en el caso de los elementos complejos como los recipientes centrífugos cargados, es mejor determinar esa velocidad mediante un experimento.

Casi todas las centrífugas funcionan con velocidades muy superiores a la primaria crítica y, por consiguiente, deben pasar por esa velocidad durante la aceleración y la desaceleración. Para permitir que lo hagan con seguridad, es preciso proporcionar cierto amortiguamiento en su montaje. Esto puede ser el resultado del diseño del husillo del eje impulsor, resortes en los cojinetes del husillo más cercanos al rotor, la carga elástica de la suspensión o una combinación de estos procedimientos. Las centrífugas de tamaños pequeños y medianos con un diseño de separador de cremas y centrífuga de botella se montan con frecuencia sobre cojines elásticos.

CENTRÍFUGAS DE

Las centrífugas de sed
sólidos en un líquido l
rección radial hacia el
rencia de densidades
diferencia en la densid
la separación. La desc
el caso de las centrífu
comerciales, la descar
sólida pesada se depo
tracción intermitente,
corte, para la extracci
rencial de gusano o pa
porción de la fase líqu
la periferia del tazón (
los sólidos puede ser l
manuales, o de sólo un
mitentes totalmente a
nen una densidad mer
superficie del líquido

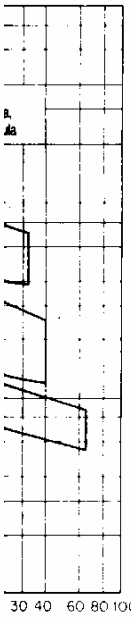
Equipos de labora
ción que manejan lot
fines analíticos o de l
tipos representativos
de ensayo.

Centrífugas de ti
se utiliza mucho par
aceites industriales,
mica y farmacéutica
de 102 a 127 mm (4 a

TABLA 19-14 Es
desempeño de c

Tipo	Diám. del tazón
Tubular	$1^3/_4$
	$4^1/_8$
	5
De discos	7
	13
	24
Descarga por toberas	10
	16
	27
	30
Helicoidal	6
De transportador	14
	18
	25
	32
	40
	54
De descarga de cuchilla	20
	36
	68

*Propulsión de turb
equivalente de aire co
†Sumamente variab
‡Volumen máximo
NOTA: Para convert
convertir revolucione
0.105; para convertir
por 0.063; para conve
pliquese por 0.253; y
quese por 0.746.



lámetro en las centrifu-

carbono, los aceros
oxidable de aleación
el, el Hastelloy B, el
a se construyen con-
bono o acero inoxi-
lon o Kynar. Los
gue y descarga que
pueden construir de
a corrosión.
maquinaria que gira
in al fenómeno de la
ual la frecuencia de
eza rotatoria. A esta
equilibrio ligero del
resultado desviacio-
del equipo. Las velo-
ncia natural también
iente pequeñas y son
ndamental. La velo-
iendo del momento
omo los recipientes
locidad mediante un

ocidades muy supe-
en pasar por esa ve-
n. Para permitir que
r cierto amortigua-
el diseño del husillo
illo más cercanos al
mbinación de estos
ños y medianos con
botella se montan con

CENTRÍFUGAS DE SEDIMENTACIÓN

Las centrífugas de sedimentación separan o concentran partículas de sólidos en un líquido haciendo que emigren a través del fluido en dirección radial hacia el eje de rotación o alejándose de él, según la diferencia de densidades entre las partículas y el líquido. Si no hay diferencia en la densidad de las fases, la centrífuga no logrará efectuar la separación. La descarga del líquido puede ser intermitente, como en el caso de las centrífugas de botella o de laboratorio. En centrífugas comerciales, la descarga de la fase líquida suele ser continua. La fase sólida pesada se deposita sobre las paredes del recipiente para su extracción intermitente, ya sea en forma manual o con una cuchilla de corte, para la extracción continua por medio de un transportador diferencial de gusano o para la descarga intermitente o continua con una porción de la fase líquida continua, mediante aberturas apropiadas en la periferia del tazón (Tabla 19-14). El tiempo necesario para extraer los sólidos puede ser hasta de 1 h para las operaciones completamente manuales, o de sólo unos cuantos segundos para las operaciones intermitentes totalmente automatizadas. Cuando los sólidos separados tienen una densidad menor que la fase continua, se pueden extraer de la superficie del líquido con un tubo desnatador.

Equipos de laboratorio por lotes Las centrífugas de sedimentación que manejan lotes discretos de líquidos son, casi siempre, para fines analíticos o de laboratorio y raramente para la producción. Los tipos representativos son las ultracentrífugas y las centrífugas de tubo de ensayo.

Centrífugas de tazón tubular La centrífuga de tazón tubular se utiliza mucho para la purificación de lubricantes usados y otros aceites industriales, y en las industrias de la alimentación, bioquímica y farmacéutica. Los modelos comerciales vienen con tazones de 102 a 127 mm (4 a 5 in) de diámetro y 762 mm (30 in) de longitud (Tabla 19-14). El tamaño menor 44 por 229 mm (1.75 × 9 in) es un modelo de laboratorio que se emplea también para la recolección de virus.

El tazón se suspende de un ensamblaje de impulsor y cojinete superior por medio de un husillo propulsor flexible. Cuelga libremente, con sólo una guía floja en un ensamblaje de amortiguación controlada, en el fondo. De este modo, puede encontrar su eje natural de rotación en caso de que se desequilibre levemente debido a la carga de procesamiento.

La alimentación entra por el fondo del tazón a través de una boquilla estacionaria de alimentación a presión. La presión y el tamaño de la boquilla se escogen para proporcionar un chorro limpio que entre en la parte superior del tazón a la velocidad de flujo que se desee. El líquido que llega se acelera con la velocidad del rotor, asciende a lo largo del recipiente en forma de anillo y se descarga por la parte superior. Los sólidos se desplazan hacia arriba con el líquido y, al mismo tiempo, reciben una velocidad radial proporcional a su tamaño y peso en el campo de la fuerza centrífuga. Si la trayectoria de la partícula dada interseca la pared del tazón la partícula se retirará del líquido; de no ser así, aparecerá en el efluente. El rendimiento adecuado de procesamiento depende del equilibrio correcto de muchos factores, como se vio en la sección de "Teoría de sedimentación centrífuga".

La profundidad de la capa de líquido se regula mediante la posición radial del orificio de desbordamiento en la parte superior del recipiente. Para acelerar y mantener el líquido a la velocidad de rotación del tazón, se proporciona un conjunto de aletas internas, muy a menudo en forma de Y o de hoja de trébol. También sirve para amortiguar las ondas y minimizar los desequilibrios en el curso de la desaceleración.

El líquido centrifugado sale por la parte superior del tazón con la velocidad periférica del orificio de desbordamiento. En este punto, no sólo se somete a fuerzas importantes de corte, sino que también choca con la cubierta de la caja o el recolector con una fuerza considerable y se divide en gotitas pequeñas. Si su tensión superficial es baja, se puede producir espuma. Si esto es perjudicial para el producto, como en el caso de los jugos de fruta, quizá sea conveniente retirar el líquido de la parte superior del tazón mediante una bomba "centrípeta" o un desnatador. En otra configuración, el principio de "tazón lleno", los orificios de alimentación y descarga están equipados con sellos radiales o de cara y no hay una interfase aire-líquido ni en el tazón ni en su descarga.

Al suministrar dos salidas de líquido con radios diferentes y a elevaciones distintas en la parte superior del tazón, se pueden separar en forma continua dos líquidos inmiscibles de densidades diferentes mientras se recogen las partículas de sólidos de cualquiera de esas fases, o las dos. La ubicación de la interfase dentro del tazón entre los líquidos separados se controla casi siempre, para un rendimiento óptimo, por medio del ajuste de la salida de la fase pesada con una arandela intercambiable o una "roldana de anillo" de diámetro interno escogido. Hay centrífugas de tazón tubular con una gran variedad de cajas y cubiertas para contener vapores dañinos y fluidos volátiles o inflamables.

Los sólidos que se sedimentan contra la pared del tazón se retiran en forma manual de este tipo de centrífuga cuando la cantidad reunida es suficiente para perjudicar a la calidad de la clarificación o la separación. Su extradición se facilitará recubriendo el recipiente con una capa de papel pergamino para que los sólidos, las paletas del acelerador y el papel se eliminen como un paquete cilíndrico, dejando sólo trazas en el recipiente, y se deberán extraer mediante lavado.

La capacidad de manejo de líquidos de la centrífuga de tazón tubular varía mucho con las aplicaciones específicas. En los tamaños comerciales, va desde 38 a 57 l/h (10 a 15 gal/h) para la extracción de bacterias pequeñas de medios de cultivo, hasta 4500 l/h (1200 gal/h), para la purificación de aceite de transformadores y la restauración de su valor dieléctrico. La capacidad de retención de sólidos de esta centrífuga es pequeña, limitada por lo común a 4.5 kg (10 lb) o menos. Puesto que la limpieza del recipiente requiere por lo común 0.25 horas-hombre, la utilidad principal es para sistemas que contienen 1% o menos de sólidos sedimentables.

TABLA 19-14 Especificaciones y características de desempeño de centrífugas típicas de sedimentación

Tipo	Diám. del tazón	Velocidad, rpm	Fuerza centrífuga máxima × gravedad	Rendimiento		Tamaño típico del motor, hp
				Líquido, gal/min	Sólidos, ton/h	
Tubular	$1^3/_4$	50,000*	62,400	0.05-0.25	.....	†
	$4^1/_8$	15,000	13,200	0.1-10	.....	2
	5	15,000	15,900	0.2-20	.....	3
De discos	7	12,000	14,300	0.1-10	.....	$^1/_3$
	13	7,500	10,400	5-50	.....	6
	24	4,000	5,500	20-200	.....	$7^1/_2$
Descarga por toberas	10	10,000	14,200	10-40	0.1-1	20
	16	6,250	8,900	25-150	0.4-4	40
	27	4,200	6,750	40-400	1-11	125
	30	3,300	4,600	40-400	1-11	125
Helicoidal	6	8,000	5,500	hasta 20	0.03-0.	5
De transportador	14	4,000	3,180	hasta 75	0.5-1.5	20
	18	3,500	3,130	hasta 50	0.5-1.5	15
	25	3,000	3,190	hasta 250	2.5-12	150
	32	1,800	1,470	hasta 250	3-10	60
	40	1,600	1,450	hasta 375	10-18	100
	54	1,000	770	hasta 750	20-60	150
De descarga de cuchilla	20	1,800	920	†	1.0‡	20
	36	1,200	740	†	4.1‡	30
	68	900	780	†	20.5‡	40

*Propulsión de turbinas 45 kg/h (100 lb/h) de vapor a 372 kPa (40 lbf/in) equivalente de aire comprimido.

†Sumamente variable.

‡Volumen máximo en el tazón para sólidos, ft^3.

NOTA: Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir revoluciones por minuto en radianes por segundo, multiplíquese por 0.105; para convertir galones por minuto en litros por segundo, multiplíquese por 0.063; para convertir toneladas por hora en kilogramos por segundo, multiplíquese por 0.253; y para convertir caballos de fuerza en kilowatts, multiplíquese por 0.746.

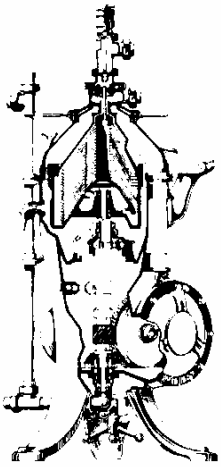


FIG. 19-119 Centrífuga de disco hermético con alimentación y descarga cerradas.

Centrífugas de cámaras múltiples Este diseño, una modificación de la centrífuga de tazón tubular, se impulsa desde abajo en la misma forma que un separador común de discos. Tiene un rotor de diámetro grande y relativamente corto. El tazón consiste en una serie de secciones tubulares cortas de diámetro creciente, colocadas de manera que formen un pasaje tubular continuo de diámetro creciente por etapas, para el flujo del líquido. La alimentación se introduce al tubo de diámetro menor, la zona de menor fuerza centrífuga, y se somete a zonas sucesivas de fuerza centrífuga cada vez mayor al pasar por los tubos de diámetro más elevado. Las partículas más pesadas se depositan en el tubo de diámetro menor y las más pequeñas y ligeras en la región de diámetro mayor y fuerza centrífuga más alta. El rendimiento se puede mejorar espaciando los tubos exteriores a menores distancias entre sí, para reducir la distancia que deben recorrer las partículas más pequeñas hasta llegar a la pared del tubo. Esto sirve también para sostener una velocidad constante de flujo entre tubos adyacentes. Este tipo de tazón puede contener hasta 6 cámaras anulares, con una capacidad de retención de hasta 0.064 m^3 (17 gal) de sólidos. El volumen total de retención de sólidos no cambia mediante la división en cámaras, pero se realza considerablemente la eficiencia de la clarificación. Se emplea sobre todo para clarificar jugo de frutas, mostos y cervezas. Para estos servicios se equipa con una descarga de efluente de bomba centrípeta con objeto de minimizar la formación de espuma y el contacto con el aire.

Centrífugas de disco El tipo más común de centrífuga clarificadora es la máquina de discos que se muestra en la figura 19-119. La alimentación se admite al centro del tazón cerca de su fondo, y se eleva a través de una pila o un montón de "discos" de lámina metálica —que son en realidad conos truncados— espaciados a distancias de 0.4 a 3 mm (0.015 a 0.125 in). El medio ángulo formado por los discos con el plano vertical es, casi siempre, del orden de 35 a 50°. Cada disco cuenta con varios orificios de 6 a 13 mm (1/4 a 1/2 in) de diámetro, que forman, cuando se montan en el tazón, varios canales por los cuales se eleva el líquido. Dicha pila puede tener 100 discos o más.

La finalidad de los discos es primordialmente reducir la distancia de sedimentación, puesto que una partícula sólida debe recorrer sólo una distancia corta antes de llegar a la parte inferior de uno de los discos. Una vez ahí, se extrae el líquido, porque la probabilidad de que vuelva a entrar en el efluente es muy pequeña. Sin embargo, sigue desplazándose hacia el exterior debido a la fuerza centrífuga y, asimismo, a la corriente del líquido, hasta que se deposita en la pared del recipiente.

En la máquina simple de discos que se muestra en la figura 19-119, los sólidos acumulados se deben extraer periódicamente en forma manual, como en una centrífuga tubular; esto requiere detener y desmontar el tazón y sacar la pila de discos. Aun cuando los discos individuales raramente necesitan limpieza, la separación manual de los sólidos sólo resulta económica cuando el porcentaje de ellos en la alimentación es muy reducido. En las máquinas que se describen más adelante, los sólidos se extraen de manera automática sin reducir la velocidad del tazón.

Se puede descargar un líquido del tazón a través de orificios de desbordamiento, como en una centrífuga tubular. Se han inventado otros métodos para extraer el líquido con el propósito de evitar la formación de espuma y el contacto con el aire, y permitir que se elimine líquido a presión. En la "centrífuga hermética", que se ilustra en la figura 19-119, entra alimentación al tazón por un husillo hueco en el fondo y el líquido clarificado sale por la tubería central de la parte superior. Los sellos rotatorios entre el tazón y las tuberías estacionarias de alimentación y descarga permiten el funcionamiento a presiones de 644 a a 780 kPa (80 a 100 psig). Una válvula en la línea de descarga mantiene constante esta presión. Otros diseños comprenden una bomba centrípeta o "un anillo emparejador", con un impulsor de bomba de paletas montada en la tubería estacionaria de alimentación. El líquido entra en rotación en la parte exterior del impulsor y fluye hacia adentro, entre las paletas estacionarias, hacia la cámara anular que rodea la tubería de alimentación y de ésta a la descarga. En el impulsor, la energía cinética del líquido se convierte en gran parte en energía de presión, por lo cual el líquido sale del tazón a presiones de hasta 780 kPa (100 psig).

Las centrífugas de discos van de 102 a 762 mm (4 a 30 in de diámetro y desarrollan de 4000 a 14 000 veces la fuerza de la gravedad. Su eficiencia de sedimentación es muy cercana a la de una centrífuga tubular, a pesar de la fuerza centrífuga más baja. Con algunos sólidos son un poco menos eficientes, y con otros un poco más que las máquinas tubulares. También son eficientes como separadores de líquido-líquido y, sobre todo, para la concentración de emulsiones. Por mucho, el mayor número de centrífugas vendidas con un fin son las del tipo de "separadores de cremas" para concentrar las grasas de la leche. Todas estas máquinas son del tipo de discos.

La mayor parte de los rotores de centrífugas de discos, sobre todo en los tamaños menores, se montan sobre un husillo rígido y se impulsan por debajo. Un cojinete de empuje en el fondo soporta el peso del conjunto giratorio y proporciona un punto de pivote para el husillo. El cojinete principal se encuentra inmediatamente por debajo del rotor. Se carga radialmente con resortes o cojines elásticos para prestarle el grado necesario de flexibilidad y amortiguamiento. El tren de propulsión es casi único. Suministra un escalonamiento ascendente de velocidades, desde un eje horizontal, hasta el husillo vertical, a través de una rueda dentada que va en el eje de baja velocidad, a una carcaza roscada en el husillo de alta velocidad. En forma convencional, se ajusta una rueda dentada de bronce para cojinetes a un gusano de acero y el sistema se lubrica por salpicación. Este género de propulsión se limita casi siempre a la transmisión de alrededor de 19 kW (25 hp) como máximo. Para los tamaños mayores que consumen más energía, el rotor se puede suspender e impulsar mediante bandas con un motor excéntrico, o propulsarlo desde abajo con bandas o un tren más común de engranes.

Centrífugas de disco con descarga periférica Como se indica en la figura 19-120, la altura vertical relativamente pequeña del tazón de centrífuga de discos hace que se puedan inclinar las paredes del tazón para dirigir los sólidos sedimentados hacia un anillo estrecho situado en la periferia, y lograr esto sin incrementar indebidamente el nivel de esfuerzo ejercido en el recipiente. A partir de ahí, los sólidos se descargan de modo continuo con boquillas, o bien, en forma intermitente utilizando cualquiera de una gran variedad de dispositivos. Se puede demostrar que cuando la inclinación de las paredes del tazón controlan la altura de la pila de discos y su diámetro, se obtiene un rendimiento óptimo de la centrífuga cuando dicho diámetro equivale a 3/4 del diámetro interno máximo de la carcaza del tazón.

FIG. 19-120 Tazones
Clarificador de reciclaje.

Centrífugas de de
continuamente junto
ilustrada en la figura
dor de la periferia de
mentados determina
funcionamiento satis
máxima admisible e
boquillas que se debe
cia de clarificación s
mulación de sólidos
diámetro de las boqu
ticula más grande qu
ma que se va a centri
los sólidos extraños
mente de 0.6 a 3 m
mayores llegan a co
casi siempre en form
ción, para recuperar
reduce la demanda d

Muchas centrifug
solo paso de los sólid
resultante de sólidos
alimentación, y del
funcionamiento de
1.3 mm (0.050 in) d
centrífugas de una s
aceite-agua, en dond
desperdicio tiene po
nes directas de clarif

Para la clarificaci
controlada de la lech
porciona recirculaci

a en la figura 19-119,
amente en forma ma-
re detener y desmon-
os discos individuales
ual de los sólidos sólo
en la alimentación es
más adelante, los só-
ucir la velocidad del

és de orificios de des-
e han inventado otros
le evitar la formación
e se elimine líquido a
ra en la figura 19-119,
n el fondo y el líquido
superior. Los sellos
ias de alimentación y
s de 644 a a 780 kPa
a mantiene constante
mba centrípeta o "un
a de paletas montada
El líquido entra en
ye hacia adentro, en-
ular que rodea la tu-
. En el impulsor, la
n parte en energía de
esiones de hasta 780

(4 a 30 in de diámetro
la gravedad. Su efi-
una centrífuga tubu-
algunos sólidos son
ás que las máquinas
ores de líquido-líqui-
iones. Por mucho, el
in son las del tipo de
as de la leche. Todas

discos, sobre todo en
rígido y se impulsan
porta el peso del con-
le para el husillo. El
por debajo del rotor.
icos para prestarle el
to. El tren de propul-
ascendente de velo-
vertical, a través de
cidad, a una carcaza
onvencional, se ajus-
in gusano de acero y
de propulsión se li-
19 kW (25 hp) como
n más energía, el ro-
las con un motor ex-
un tren más común

Como se indica en
pequeña del tazón de
las paredes del tazón
illo estrecho situado
idamente el nivel de
los sólidos se descar-
forma intermitente
positivos. Se puede
s del tazón controlan
iene un rendimiento
quivale a 3/4 del diá-

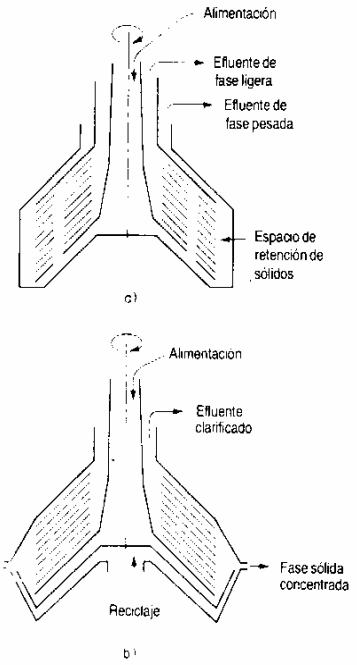


FIG. 19-120 Tazones de centrífuga de discos. *a*) Separador, pared sólida. *b*) Clarificador de reciclaje, descarga por tobera.

Centrífugas de descarga por boquilla Los sólidos se descargan continuamente junto con una porción de la fase líquida de la centrífuga ilustrada en la figura 19-120*b*, a través de boquillas espaciadas alrededor de la periferia del tazón. El ángulo de reposo de los sólidos sedimentados determina la inclinación de las paredes del tazón para un funcionamiento satisfactorio. Este ángulo regula también la distancia máxima admisible entre boquillas y, por consiguiente, el número de boquillas que se deben utilizar en un tazón de tamaño dado. La eficiencia de clarificación se ve perjudicada de manera grave cuando la acumulación de sólidos entre las boquillas llega a la pila de discos. El diámetro de las boquillas debe ser por lo menos el doble del de la partícula más grande que se encuentra normalmente presente en el sistema que se va a centrifugar y se recomienda el pretamizado para filtrar los sólidos extraños de tamaños mayores. Las boquillas van normalmente de 0.6 a 3 mm (0.025 a 0.125 in) de diámetro, y los tazones mayores llegan a contener hasta 24 de ellas. Las boquillas se dirigen casi siempre en forma tangencial y hacia atrás, en la dirección de rotación, para recuperar la energía cinética del flujo a través de ellas. Esto reduce la demanda de energía de esa centrífuga hasta en un 50%.

Muchas centrífugas de descarga por boquillas se diseñan para un solo paso de los sólidos por el campo centrífugo. Así, la concentración resultante de sólidos depende de la velocidad y la concentración de la alimentación, y del número y tamaño de boquillas necesarias para un funcionamiento de estado estacionario. Usualmente, cada tobera de 1.3 mm (0.050 in) descargará cerca de 8.3 l/min (2.2 gal/min). Estas centrífugas de una sola pasada se emplean para separar emulsiones de aceite-agua, en donde la concentración de sólidos en la fase acuosa de desperdicio tiene poca importancia, al igual que en muchas operaciones directas de clarificación.

Para la clarificación de una fase líquida simple con concentración controlada de la lechada descargada, se utiliza una centrífuga que proporciona recirculación. En la figura 19-120*b* se presenta el método habitual. Una porción de la descarga de lodos regresa al tazón por un sistema de reciclaje que dirige ese material a un área inmediatamente adyacente a las toberas. Esto tiene el efecto de precargar las boquillas con lodos que se han separado ya y reducir el flujo neto del líquido con los sólidos recién sedimentados de la alimentación. Se puede obtener una mayor concentración mediante el reciclaje de una porción de los lodos a la alimentación; pero esto incrementa la carga de sólidos en la pila de discos, con un sacrificio correspondiente de la claridad del efluente a una velocidad dada de alimentación. El ciclo de reciclaje se puede construir dentro del sistema de tuberías de la centrífuga o en la parte exterior, con un tanque intermedio de almacenamiento. El primer método ofrece una respuesta rápida no siempre conveniente a los cambios en las velocidades de alimentación y su concentración, el último método responde a esos cambios con mayor lentitud y deja más tiempo para los ajustes necesarios.

La concentración máxima de sólidos que es factible obtener en la descarga depende mucho de su naturaleza. Se acerca al 50% por peso para la arcilla de caolinita, 40% para el almidón de maíz y puede llegar a ser de sólo 15% para los sólidos hidrofílicos, como la levadura y el gluten de maíz.

La descarga de efluente se puede hacer por una presa anular o a través de una bomba centrípeta. La energía cinética de la descarga de la boquilla de flujo inferior de algunos modelos es suficiente para elevarla unos cuantos metros; la cubierta se puede encerrar y ajustar con sellos mecánicos del casco a la caja para admitir presiones de hasta 1.1 MPa (150 psig) o mayores. Son posibles las temperaturas operacionales de hasta 315°C (600°F) con cierto límite máximo de velocidad del rotor.

El acero inoxidable del tipo 316/317 es el material más común de construcción para los discos y los tazones, y el carburo de tungsteno para las boquillas. Los tazones se impulsan desde abajo o bien, se suspenden, y van de unos cuantos centímetros de diámetro exterior a más de 1 m (40 in). El tamaño mayor, capaz de clarificar hasta 32 l/s (500 gal/min) requiere 112 kW (150 hp).

Centrífugas de "autodescarga" La configuración de un recipiente con descarga automática tiene un sello anular alrededor de la periferia del rotor, que está en contacto con un anillo de elastómero colocado en la parte superior del recipiente y un manguito móvil en la sección de fondo del mismo. En los varios diseños disponibles, el cierre se mantiene por medio de **1**) un resorte a presión, **2**) la presión del flujo constante de un fluido hidráulico auxiliar, que se drena a través de un agujero, o **3**) la poceta residual del fluido hidráulico de operación. Para descargar los sólidos acumulados, el manguito se aparta del anillo de sello y deja expuesta una ranura anular, a través de la cual la fuerza centrífuga hace que se descarguen los sólidos de una consistencia adecuada. Esto se logra en el diseño 1 mediante la introducción del fluido de operación a una cámara inferior donde, bajo la acción de la fuerza centrífuga, vence la presión del resorte; en el diseño 2, por medio de la interrupción del fluido de operación, y en el diseño 3 mediante la introducción del fluido de operación a un compartimiento con un radio interno más pequeño que el de la poceta residual. Los tres diseños tienen un orificio para el drenado del fluido de operación. La operación de descarga puede realizarse en forma manual o por medio de un control automático de tiempo, o bien, la señal de descarga puede ser iniciada por una reducción en la transmisión de luz a través del efluente o por la resistencia debida a la acumulación de la torta a una porción recirculada del efluente.

La utilización de estas centrífugas está limitada a sólidos que tienen el grado de fluidez o plasticidad requerida para moverse por las aberturas periféricas expuestas. Se producen en tamaños capaces de manejar hasta 14 l/s (220 gal/min) con un volumen de retención de lodos de hasta 0.023 m^3 (6 gal). Se recomienda que los intervalos de alimentación entre extracciones de lodos sea de 60 segundos por lo menos. Los tazones se impulsan desde abajo con engranajes en ángulo recto para 15 kW (20 hp) y bandas en V, desde un motor vertical, hasta 45 kW (60 hp).

Centrífugas decantadoras continuas (con transportador helicoidal) La centrífuga decantadora continua consiste en un tazón de paredes sólidas con un eje de rotación horizontal o vertical. El

tazón puede ser cónico o cilíndrico, o bien, lo que sucede con mayor frecuencia, una combinación de ambas clases (Fig. 19-121). La fuerza centrífuga hace que la superficie del líquido sea esencialmente paralela al eje de rotación, tanto si es horizontal como si es vertical. Los orificios de descarga de sólidos localizados en un extremo del tazón son normalmente de radio menor que los orificios de descarga del líquido que se encuentran en el otro extremo. Estos últimos se pueden ajustar para controlar el nivel o la profundidad del estanque y, asimismo, la longitud de la sección de "playa" de desecación. La alimentación se introduce por medio de un tubo concéntrico hasta un punto apropiado del tazón. La fase líquida busca el nivel de los orificios en el radio mayor y se descarga continuamente por ellos. Los sólidos pesados que se sedimentan contra las paredes del tazón se transportan en forma continua al otro extremo del recipiente mediante un transportador de gusano helicoidal que se extiende a todo lo largo del tazón. Si los sólidos sedimentados son de una consistencia apropiada, el transportador de gusano los llevará a lo largo del tazón, hacia arriba de la sección del extremo cónico y a la playa de desecación, donde tendrán la oportunidad de drenarse y, a continuación, hasta los orificios de descarga de sólidos. La velocidad diferencial necesaria entre el tazón y el transportador se alcanza usualmente por medio de una caja de engranes planetarios de dos etapas, cuyo alojamiento gira a la velocidad del tazón con un eje de piñón fijo de primera etapa. Esto proporciona la transmisión del torque o par motor necesario para hacer girar el transportador con velocidades de 20 a 80 rpm menos que la del tazón mismo. Si se permite que el eje de piñón gire en la dirección de rotación del tazón con una velocidad intermedia apropiada, el diferencial del transportador se podrá reducir a una magnitud inferior a la resultante de la razón de engranaje. Esto se logra impulsando el eje del piñón con un motor de velocidad variable o permitiendo que gire contra un freno limitador. El torque en el eje del piñón se puede utilizar para controlar la velocidad de alimentación o señalar las condiciones de sobrecarga.

Con frecuencia, los sólidos blandos que no se pueden transportar o se vuelven a suspender mediante velocidades diferenciales más elevadas del transportador, se pueden separar mediante el uso de velocidades diferenciales más bajas. La prefloculación de la alimentación rara vez es eficiente; el cambio de la energía de rotación desintegra los grumos; sin embargo, la adición controlada de un agente floculante (p. ej., un polielectrólito) directamente corriente abajo del tazón en relación con la zona de alimentación, mejora a menudo tanto la claridad del efluente como la sequedad de los sólidos descargados, como en el caso de los lodos de tratamiento secundario de desechos, y la separación de las arcillas finamente divididas de las salmueras de potasa.

La centrífuga decantadora continua horizontal funciona por debajo de su velocidad crítica. El tazón se monta entre cojinetes fijos que, a su vez, se sujetan a un armazón rígido. La caja de engranes se acartela sobre uno de esos cojinetes y el tubo de alimentación entra al tazón a través del otro. Sobre todo en los tamaños mayores, el armazón se conecta a tierra mediante aisladores de vibraciones. En la configuración vertical, el tazón y la caja de engranes se suspenden del cabezal propulsor que, a su vez, se conecta al armazón y la caja por medio de aisladores de vibración. Un buje de libramiento al fondo limita el desplazamiento del tazón durante el arranque y la detención; pero no proporciona la restricción radial de un cojinete en condiciones operacionales normales.

Las centrífugas de transportador de gusano con sellos mecánicos del eje a la cubierta existen para presiones de hasta 1.1 MPa (150 psig). Se pueden construir para que funcionen a temperaturas de −87 a +260°C (−125 a +500°F).

Cuando se procesan sólidos abrasivos, los puntos de desgaste se protegen con superficies duras reemplazables de Colmonoy, Hastelloy o carburo de tungsteno. Estos puntos de fricción incluyen la zona de alimentación, el borde y la cara delantera del transportador, la playa, los orificios de descarga de sólidos y, con menos frecuencia, el extremo de descarga de sólidos de la caja y la sección cilíndrica del tazón mismo. El transporte axial de sólidos se fomenta en algunas aplicaciones mediante costillas o ranuras en el casco, sobre todo en la sección de la playa cónica y con aspas pulidas de transportador.

El lavado en un decantador continuo es bastante eficiente sobre partículas sólidas de no menos de 80 μm (malla 200), a condición de que la torta compactada centrífugamente sea más o menos porosa. Si no lo es, el flujo de lavado a través de la superficie de la torta tendrá poca penetración. El líquido de lavado fluye hacia abajo de la playa y hasta el estanque. No se puede segregar del licor madre efluente. La eficiencia de enjuague, la proporción de impurezas solubles desplazadas de los sólidos se ubica en el intervalo de 50 a 80% según la porosidad de la torta y la velocidad de transferencia de masa. Se requiere una relación en peso de lavado de sólidos de hasta 0.25.

Existen diversas configuraciones de tazones con una gama amplia de relaciones de longitud a diámetro de menos de 1 a más de 3.5, para aplicaciones especiales, según que la finalidad principal sea la clarificación máxima, la clasificación o la desecación de los sólidos. En general, el movimiento del líquido y el de los sólidos se realiza en sentidos opuestos; pero una variación de diseño proporciona el flujo paralelo desde un extremo, con la separación por desnatado del líquido aclarado, cerca del centro del tazón. Se utilizan playas de ángulo compuesto en aplicaciones específicas, como el lavado y la desecación de las cuentas o los grumos de poliestireno. El nivel del estanque se mantiene en la intersección de los dos ángulos de la playa con el ángulo más pronunciado bajo el líquido y el largo y poco profundo para proporcionar tiempo adicional para el drenaje de los sólidos. El lavado se aplica en el lado del estanque de la intersección del ángulo de la rampa, y funciona como anillo de relleno continuo de líquido de lavado a través del cual se transportan los sólidos.

Los parámetros de control para la clarificación son la fuerza centrífuga, el radio del tazón y la longitud eficaz. La cantidad de sólidos manejados es función del diámetro del tazón, el paso del transportador y la velocidad diferencial.

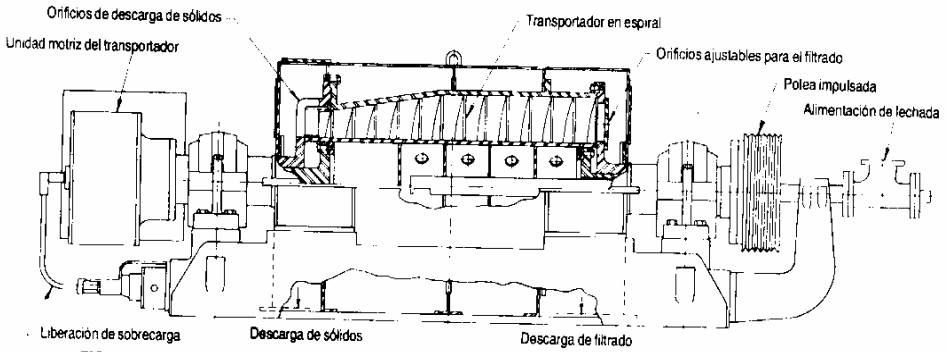


FIG. 19-121 Centrífuga cilíndrica y cónica de transportador helicoidal. (*Bird Machine Co.*)

Existen decantador
ma de tamaños (tabla
Centrífugas decan
talla La decantador
tazón sólido al que se
extremo menor. El tri
las dos secciones. La
cilíndrica y el efluent
tremo mayor. Los sól
continuación, por la s
tremo menor. La crib
minimizar el taponam
ción del movimiento
el torque en el transp
malla o criba proporc
lidos bajo la influenc
ciente para el lavado
decantador común.
Clarificadores cen
fugas de descarga de
centrífugos, pero con
plean como centrífug
continuo hasta que se
la clarificación poste
extremo del cubo, de
velocidad del tazón. L
labio superior o se de
diseños se necesita u
ondas y el desequilibr
carga apropiada de só
zando radialmente la
continuación, los sól
se hace en los filtros
común en sistemas qu
tación. Cuando es pr
ción, la operación se
prolongada de cada
es baja, se podrán c
se el licor sobrenad
recogidos.
Las centrífugas co
96 in) de diámetro de
aplicaciones especia
ción del carbón, y se l
rrollo de, aproximad
servicios de procesam
señala en la tabla 19-
Características d
tación Las centrífu
capacidad de manejo
ciones implícitas ese
corrientes separadas
centrífuga depende d
trifugar, así como tar
En la tabla 19-14 se e
gunas centrífugas usa
plias, pero no cubren
respecta a aplicacione
ca habitual de un tazó
5 gal/min) de líquido
didos entre 0.75 l/mi
pequeñas, a 75 l/min
ple. Del mismo modo
mm (12.5 in) de diám
llas, concentrará sa
gal/min), mientras q
rotación todavía may
tex de caucho natural

Existen decantadoras de transportador helicoidal en una amplia gama de tamaños (tabla 19-14).

Centrífugas decantadoras continuas de tazón de tamiz o pantalla La decantadora de tazón de pantalla consiste en un aparato de tazón sólido al que se agrega una sección cilíndrica de tamizado en el extremo menor. El transportador helicoidal de gusano es continuo en las dos secciones. La alimentación se introduce en la sección sólida cilíndrica y el efluente se descarga sobre platos o vertederos en el extremo mayor. Los sólidos se transportan hacia arriba de la rampa y, a continuación, por la sección de la criba, antes de descargarse en el extremo menor. La criba suele estar construida con barras de cuña para minimizar el taponamiento. Esta construcción reduce también la fricción del movimiento de los sólidos a través de la malla, minimizando el torque en el transportador y la caja de engranes. La sección de la malla o criba proporciona tiempo adicional para que se drenen los sólidos bajo la influencia de la fuerza centrífuga y un ambiente más eficiente para el lavado que lo que es posible en la sección de la rampa del decantador común.

Clarificadores centrífugos de descarga de cuchillas Las centrífugas de descarga de cuchilla, como se describió en la sección de filtros centrífugos, pero con tazones sólidos en lugar de perforados, se emplean como centrífugas de sedimentación. El flujo de líquidos suele ser continuo hasta que se acumula una cantidad de sólidos que obstaculice la clarificación posterior. La alimentación se admite al tazón por el extremo del cubo, donde hay aceleradores que la conducen hasta la velocidad del tazón. El efluente aclarado se desborda por el anillo del labio superior o se descarga por una tubería desnatadora. En algunos diseños se necesita una desviación interna para evitar la formación de ondas y el desequilibrio resultante. Cuando se acumula en el tazón una carga apropiada de sólidos, el líquido sobrenadante se desnata desplazando radialmente la tubería desnatadora hacia el casco del tazón. A continuación, los sólidos se extraen por medio de una cuchilla, como se hace en los filtros centrífugos. Estas centrífugas se emplean por lo común en sistemas que comprenden sólidos gruesos, de fácil sedimentación. Cuando es preciso asegurar una mayor eficiencia de clarificación, la operación se hace totalmente por lotes, con centrifugación prolongada de cada lote. Si la carga de sólidos de la alimentación es baja, se podrán cargar sucesivamente varios lotes y desnatarse el licor sobrenadante resultante, antes de descargar los sólidos recogidos.

Las centrífugas comerciales de esta índole van de 0.3 a 2.4 m (12 a 96 in) de diámetro de tazón. Los tamaños muy grandes se emplean en aplicaciones especiales para servicios pesados, como la deshidratación del carbón, y se limitan, por consideraciones de esfuerzo, al desarrollo de, aproximadamente, 300 g. Los tamaños intermedios para servicios de procesamiento químico desarrollan hasta 1000 g, como se señala en la tabla 19-14.

Características de rendimiento de las centrífugas de sedimentación Las centrífugas se clasifican con frecuencia en función de la capacidad de manejo de líquidos o sólidos; pero una de las consideraciones implícitas esenciales es la de los requisitos de calidad de las corrientes separadas que se generan. De hecho, el rendimiento de la centrífuga depende de las características del sistema que se va a centrifugar, así como también de los parámetros de la centrífuga misma. En la tabla 19-14 se especifican las características de operación de algunas centrífugas usuales. Las gamas de capacidad indicadas son amplias, pero no cubren todavía la gama operacional, sobre todo en lo que respecta a aplicaciones especializadas. La gama operacional económica habitual de un tazón tubular de 102 mm (4 in) es de 4 a 20 l/min (1 a 5 gal/min) de líquido; pero esto se puede ampliar a valores comprendidos entre 0.75 l/min (0.2 gal/min) para la recolección de bacterias pequeñas, a 75 l/min (20 gal/min) para trabajos de clarificación simple. Del mismo modo, un tazón equipado con una pila de discos de 318 mm (12.5 in) de diámetro y en la configuración de descarga con boquillas, concentrará satisfactoriamente almidón a 530 l/min (140 gal/min), mientras que la misma pila de discos con una velocidad de rotación todavía mayor, concentrará sólo unos cuantos galones de látex de caucho natural por minuto. La energía requerida varía también en un factor de 2 en relación con el que se indica en la tabla 19-14, según la capacidad de líquidos y sólidos y la presión necesaria.

Se han hecho aplicaciones adecuadas de centrífugas continuas de sedimentación a temperaturas de −73 a 316°C (−100 a 600°F) y a presiones inferiores a 132 Pa (1 mm Hg absoluta) a 1.1 MPa (150 psig). Por supuesto, la alimentación debe ser lo suficientemente fluida como para que circule a la centrífuga y los productos separados deben tener características que les permitan descargarse de la máquina. La viscosidad de la fase líquida afecta considerablemente la capacidad de la centrífuga, y el calentamiento de la alimentación para reducir la gran viscosidad permitirá mejorar considerablemente el rendimiento. Las centrífugas tubulares mantienen su eficiencia en sistemas muy viscosos, como los de chicle derretido e "impurezas" de nitrocelulosa, mucho mejor que las centrífugas de disco o de transportación helicoidal. El límite práctico superior de viscosidad es de aproximadamente 100 Pa·s (1000 P).

Se ha obtenido un buen rendimiento en centrífugas de tazón tubular y de discos de alta velocidad, con diferencias de gravedad específica de sólo 0.02 entre las fases. Las centrífugas comerciales logran separar partículas de 1 μm cuando existe una diferencia de peso específico de, aproximadamente, 0.1. La relación del tamaño de las partículas, la diferencia de densidad y la viscosidad con el rendimiento de la centrífuga, se indica en la subsección que sigue.

Teoría de la sedimentación centrífuga Una partícula sólida que se sedimenta a través de un líquido en un campo de fuerza centrífuga se encuentra sometida a una fuerza constantemente creciente al alejarse del eje de rotación. Por consiguiente, nunca alcanza una velocidad "terminal" verdadera; sin embargo, a cualquier distancia radial dada, r, la velocidad de asentamiento u_t de una partícula lo suficientemente pequeña se puede obtener en forma muy aproximada mediante la relación de la ley de Stokes.

$$v_t = \frac{\omega^2 r(\rho_p - \rho)D_p^2}{18\mu} \tag{19-54}$$

en donde ω es la velocidad angular, ρ_p y ρ, las densidades del sólido y el líquido, respectivamente, D_p, el diámetro equivalente de una partícula sólida esférica, y μ la viscosidad del líquido.

Si se produce una sedimentación de Stokes de una suspensión diluida de partículas uniformes en un tazón tubular de radio r, que contenga una capa delgada de líquido de espesor s, la velocidad de flujo a la cual se separará la mitad de las partículas sólidas del líquido se obtiene por medio de

$$Q_c = \frac{(\rho_p - \rho)D_p^2 V\omega^2 r}{9\mu s} \tag{19-55}$$

en donde Q_c es la velocidad de flujo volumétrico de líquido a través del tazón, y V el volumen del líquido retenido en el tazón. Con una velocidad de flujo dado Q, el **diámetro crítico** o "punto de corte" D_{pc}, se obtiene mediante la expresión:

$$D_{pc} = \sqrt{\frac{9Q\mu s}{(\rho_p - \rho)V\omega^2 r}} \tag{19-56}$$

La mayor parte de las partículas con diámetros superiores a D_{pc} se eliminarán en la centrífuga. Casi todas las partículas con diámetros menores aparecerán en el efluente, y las que tienen diámetros D_{pc} se dividirán por igual entre la corriente del efluente y la fase de sólidos asentados.

Cuando el espacio para la sedimentación no sea cilíndrico o la capa del líquido sea gruesa, la ecuación (19-55) se debe escribir como sigue:

$$Q_c = \frac{(\rho_p - \rho)D_p^2 V\omega^2 r_e}{9\mu s_e} \tag{19-57}$$

en donde r_e y s_e son valores promedio apropiados del radio y el espesor de la capa, para las condiciones dadas. La ecuación (19-57) se puede escribir como sigue:

$$Q_c = \frac{2(\rho_p - \rho)D_p^2 g}{18\mu}\,\frac{V\omega^2 r_e}{g s_e} = 2v_g\Sigma \qquad (19\text{-}57a)$$

en donde v_g es la velocidad terminal de asentamiento de una partícula dispersada en un campo gravitacional y Σ es el área de un tanque de asentamiento por gravedad en el mismo campo con características equivalentes de sedimentación a las de la centrífuga. Para una centrífuga de botella, esto lo da en forma aproximada la ecuación:

$$\Sigma = \omega^2 V/2g \ln [2r_3^2/(r_3^2 - r_1^2)] \qquad (19\text{-}58)$$

donde r_3 es el radio final de la interfase entre el líquido y los sólidos sedimentados y r_1 es el radio de la superficie del líquido. Para una centrífuga con recipiente tubular de longitud b, una expresión precisa complicada en forma similar para Σ se simplifica con ±4% de precisión y da por resultado la aproximación

$$\Sigma = \pi b\omega^2(3r_2^2 + r_1^2)/2g \qquad (19\text{-}59)$$

en donde r_2 es el radio de la pared interna del tazón, r_1 el radio de la superficie del líquido y b la longitud del recipiente. Para la centrífuga de discos de la figura 19-120,

$$\Sigma = \frac{2\pi(N - 1)(r_b^3 - r_a^3)\omega^2}{3g \tan\theta} \qquad (19\text{-}60)$$

en donde N es el número de discos que hay en la pila, r_a y r_b el radio interior y el exterior de la pila de discos, respectivamente, y θ el semiángulo cónico.

Los valores típicos de Σ para tres tipos de centrífugas de sedimentación se presentan en la tabla 19-15. Al aumentar la escala basándose en análisis de laboratorio, el rendimiento de sedimentación será el mismo si el valor de Q/Σ es igual para las dos máquinas.

TABLA 19-15 Factores de escalamiento para centrífugas de sedimentación

Tipo de centrífuga	Diámetro interior, in	Diámetro de disco, in / número de discos	Velocidad, rpm	ΣValor de Unidades de 10⁴ ft²	Factores recomendados de escalamiento*
Tubular	1.75	.....	23,000	0.32	1†
Tubular	4.125	.....	15,000	2.7	21
Tubular	4.90	.....	15,000	4.2	33
De disco	....	4.1/33	10,000	1.1	1
De disco	....	9.5/107	6,500	21.5	15
De disco	....	12.4/98	6,250	42.5	30
De disco	....	13.7/132	4,650	39.3	25
De disco	....	19.5/144	4,240	105	73
De transportador helicoidal	6	.....	6,000	0.27	1
De transportador helicoidal	14	.....	4,000	1.34	5
De transportador helicoidal	14‡	.....	4,000	3.0	10
De transportador helicoidal	20	.....	3,500	4.0	13.3
De transportador helicoidal	25	.....	3,000	6.1	22
De transportador helicoidal	25‡	.....	2,700	8.6	31

*Estos factores de escalamiento son capacidades relativas de las centrífugas del mismo tipo, pero de distintos tamaños, cuando funcionan al mismo nivel de separación (por ejemplo, algún grado de clarificación). Estos factores no se deben utilizar para comparar las capacidades de diferentes tipos de centrífugas.

†Se aproxima a 2.5 en índices inferiores a 100 ml/min.

‡Configuración de recipiente largo

NOTA: Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4; para convertir revoluciones por minuto en radianes por segundo, multiplíquese por 0.105; y para convertir 10^4 pies cuadrados en metros cuadrados, multiplique por 929.

Este es un criterio digno de confianza para comparar centrífugas de formas geométricas y proporciones similares que desarrollen la misma fuerza centrífuga. Se debe utilizar con cuidado al hacer cálculos de escala entre distintas clases de centrífugas o cuando la fuerza centrífuga desarrollada varíe por un factor de más de 2. El motivo de esto es que en el concepto de Σ se supone **1)** un patrón idealizado de flujo de líquido, y **2)** la sedimentación de las partículas no obstaculizadas y la velocidad de asentamiento de Stokes.

Se obtiene una comparación más precisa al multiplicar Σ por un factor de eficiencia, que es característico del tipo de centrífuga. El factor es casi 100% para la centrífuga de botella, aproximadamente 80%, para las centrífugas de recipiente tubular y menos de 55% para las de disco. Este factor varía ampliamente en las centrífugas con transportador de tornillo y depende de la facilidad con que las partículas se compactan hasta la consistencia "transportable". El comportamiento de cualquier centrífuga se puede desviar del teórico por factores como la distribución del diámetro de partícula, la forma de la partícula, la desaglomeración en flóculos en el sistema de alimentación, la reaglomeración en flóculos dentro de la centrífuga y los efectos de asentamiento obstaculizado, debidos al cambio de concentración de los sólidos que se sedimentan. Los ajustes de los índices de escalamiento para estos factores, sólo se pueden lograr por medio de la experiencia o mediante pruebas de la aplicación específica en una centrífuga de configuración seleccionada.

FILTROS CENTRÍFUGOS

Las centrífugas con filtros —o sea, las que hacen que el líquido fluya a través de un lecho de sólidos detenidos en una malla— se denominan **filtros centrífugos**. A veces se les dan otros nombres, como "agitadores", "extractores" o "desecadores". Incluyen máquinas por lotes (frecuentemente diseñadas para ajustarse a procesos continuos) y máquinas continuas. En principio, todas son iguales: en cada tipo se deposita una torta de sólidos granulares sobre un medio de filtración mantenido en un cesto en rotación, se lava y se centrifuga "hasta desecación". Difieren en el hecho de que la alimentación sea por lotes, intermitente o continua, y en el módulo de extracción de los sólidos del cesto.

Centrífugas de cesto (o canasta) de velocidad variable Las centrífugas de cesto de velocidad variable giran sobre un eje vertical. El cesto se puede impulsar desde abajo o suspenderse del eje propulsor. El casco del cesto está casi siempre perforado y tiene forma cilíndrica. Se conecta al eje propulsor a través de un cubo y se cubre con un anillo de boquilla. El cubo puede ser sólido (como en la Fig. 19-122) o abierto. Si es sólido, el cesto se podrá alimentar mientras gira con una velocidad apropiada desde cero hacia arriba, y debe ponerse en reposo para descargar los sólidos centrifugados en la parte superior. Si el cubo es abierto, el cesto puede girar durante la carga con una velocidad suficiente para evitar que la alimentación se salga por el fondo. La descarga se hace por el fondo, ya sea en forma manual mientras el cesto está en reposo, o con una cuchilla descargadora cuando gira con baja velocidad (menos de 100 rpm). El medio filtrante puede ser malla o tela de alambre con un respaldo.

Centrífugas de cesto de fondo sólido por lotes Estas centrífugas se utilizan para operaciones a pequeña escala: cuando se desea preservar la integridad de un lote de sólidos del tamaño del cesto, cuando los sólidos deshidratados no toleran el manejo mecánico, o cuando las trazas de sólidos que quedan en una centrífuga más automatizada, se verían sometidos a descomposición o putrefacción.

Centrífugas de cojinete de base En los tamaños menores, la cubierta y la base se conectan entre sí y a tierra sin ninguna flexibilidad (Fig. 19-122). El husillo se sostiene desde abajo sobre un cojinete de empuje, apoyado con frecuencia en una punta esférica que proporciona un punto de pivote. El husillo se centra mediante resortes radiales o caucho comprimido. Esto proporciona una libertad de movimiento amortiguado del eje de rotación, para compensar en parte el desequilibrio de una carga en el cesto.

El motor propulsor es vertical y su eje de rotación está fijo con respecto a la base. El eje de la centrífuga pivotea sobre la punta esférica o

el cojinete de empuje
con este punto de pivo
nes entre sus líneas c
excesivo de la banda a
a las cargas normales
Centrífugas de ces
de 762 mm (30 in) d
cubierta de esta últim
pendido en forma fle
guarnición y su cubi
cesto y la propulsión.
labones de cadena o
con resortes. El conj
oscilar a fin de comp
se transfiere a la estr
desequilibrio. El eje
entre éste y el eje pro
más eficiente que el
Esas centrífugas s
la cubierta se levant
de la guarnición, por
anillo de boquilla de
vante la cubierta mi
tanto la tapa esté leva
el manejo o simplen
los sólidos se deben
quilibrio. Se cierra l
se mantiene en ese p
en el fondo de la gu
la cubierta para des
cuando el medio fil
ajuste al interior del
Las centrífugas s
en tamaños que van
de cesto.
Al limitar las per
perior del casco, el c

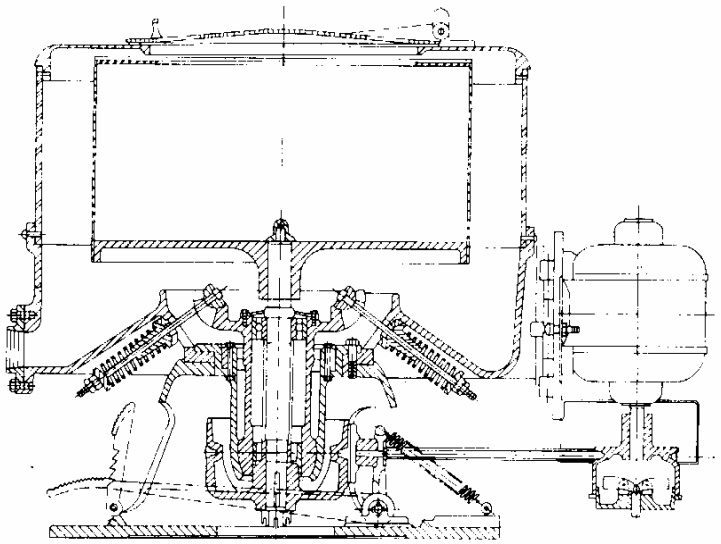


FIG. 19-122 Filtro centrífugo de fondo sólido y cojinete de bancada.

el cojinete de empuje. La polea impulsada y la impulsora se alinean con este punto de pivote para minimizar la variación en las dimensiones entre sus líneas centrales, que daría como resultado un desgaste excesivo de la banda al producirse trastornos en el eje propulsor debido a las cargas normales desequilibradas.

Centrífugas de cesto suspendido por eslabones En los tamaños de 762 mm (30 in) de diámetro y mayores, el cesto, la guarnición, la cubierta de esta última y la propulsión forman un conjunto rígido suspendido en forma flexible de tres puntales fijos. En una variación, la guarnición y su cubierta se fijan a los postes y sólo se suspenden el cesto y la propulsión. Los tres miembros de suspensión pueden ser eslabones de cadena o varillas rígidas en juntas de esferas y casquillos, con resortes. El conjunto suspendido tiene una libertad limitada para oscilar a fin de compensar el desequilibrio normal, de modo que sólo se transfiere a la estructura de soporte una fracción de las fuerzas de desequilibrio. El eje del motor es vertical y la distancia de línea central entre este y el eje propulsor es fija, proporcionando un tren de potencia más eficiente que el tipo de base de cojinete.

Esas centrífugas se cargan por lo común a la velocidad 0. La tapa de la cubierta se levanta para dejar expuesta una abertura en la cubierta de la guarnición, por lo menos tan grande como el diámetro interno del anillo de boquilla del cesto. Un cierre de seguridad impide que se levante la cubierta mientras gira el cesto o que se inicie la rotación en tanto la tapa esté levantada. La carga se puede preembalar para facilitar el manejo o simplemente dejarse caer en el cesto. En cualquier caso, los sólidos se deben distribuir uniformemente para minimizar el desequilibrio. Se cierra la cubierta, se impulsa el cesto a plena velocidad y se mantiene en ese punto hasta drenar el líquido libre por una abertura en el fondo de la guarnición. En seguida, el cesto se detiene y se abre la cubierta para descargar. La descarga de sólidos a granel se facilita cuando el medio filtrante tenga la forma de bolsa de contorno que se ajuste al interior del cesto.

Las centrífugas sostenidas por eslabones con fondos sólidos existen en tamaños que van de 305 a 2743 mm (12 a 108 in) de diámetro interno de cesto.

Al limitar las perforaciones a un área pequeña cerca de la parte superior del casco, el cesto de fondo sólido se suele emplear también para la extracción sucesiva de un lote simple de sólidos. Los sólidos no se descargan hasta completar la etapa final de extracción.

Centrífugas de cesto de fondo abierto Estas centrífugas se producen en configuraciones de parte superior suspendida y con suspensión de eslabón. En ambos tipos, el cubo del fondo consta de tres componentes funcionales contenidos en una pieza vaciada o fabricada simple: **1**) el cubo central, mediante el cual se sujeta el cesto al eje propulsor, **2**) un anillo exterior, en que se fija el casco cilíndrico y cuyo diámetro interno es menor que el del anillo de boquilla, y **3**) costillas o radios, que conectan el cubo al anillo exterior. El espacio entre las costillas sirve para descargar por gravedad los sólidos centrifugados. Las etapas del ciclo de operación son: 1) aceleración con velocidad de carga, 2) enjuague de la malla, **3**) carga, **4**) aceleración con la velocidad de purga, **5**) lavado de la torta (una o varias veces), **6**) centrifugación para desecar, 7) desaceleración con la velocidad de carga y **8**) descarga. En muchos casos, el enjuague de la malla y el lavado de la torta se pueden combinar en el periodo precedente de aceleración. El ciclo puede controlarse en forma manual, ser semiautomático o completamente automático. La propulsión puede ser de motor eléctrico de velocidad variable, ya sea en directo o a través de bandas en V, un motor hidráulico de volumen fijo a alta presión, que recibe su energía de una bomba de volumen variable y velocidad constante, o bien, en casos raros en la práctica moderna, de una turbina de vapor o agua.

La descarga se efectúa en forma manual con una reja manual o una cuchilla montada en la cubierta de la guarnición, o bien, automáticamente, con una cuchilla de acción doble o simple con impulsores de pistón hidráulico o neumático. Las esclusas de seguridad evitan que la cuchilla de descarga funcionen excepto cuando el cesto se ha desacelerado hasta alcanzar una velocidad reducida de descarga. En algunos diseños la baja velocidad de descarga se controla por medio de un motor auxiliar de cabezal de engranaje. Hay, por lo menos, un diseño en que la dirección de rotación del tazón se invierte durante la descarga, con el fin de que la reja que se arrastra durante la rotación normal no pueda entrar a la torta excepto en la dirección y con la velocidad de descarga estipuladas. En algunos diseños, la abertura en el fondo del cesto se cubre con una placa que se levanta durante la descarga.

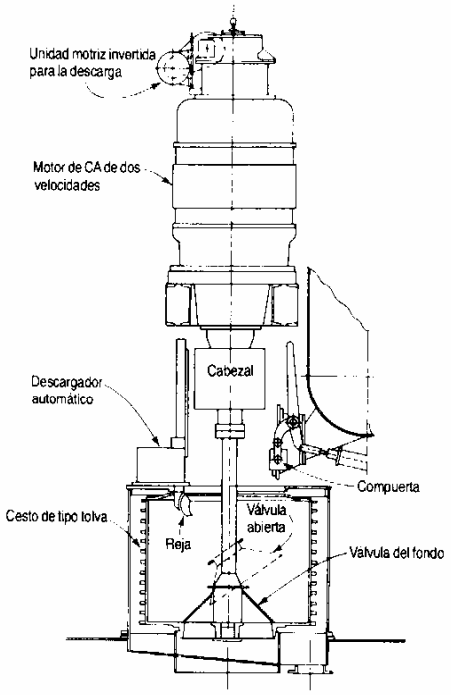


FIG. 19-123 Filtro centrífugo suspendido en la parte superior. (*Western States Machine, Co.*)

Centrífuga suspendida en la parte superior Esta centrífuga (Fig. 19-123) se emplea con mucha frecuencia para purgar melazas de azúcar cristalizado, y para muchas otras aplicaciones. Normalmente, consta de dos armazones en A conectados en la parte superior mediante una barra transversal. Esta última sostiene el motor propulsor y el cabezal de transmisión, que está conectado al motor o a una polea impulsada mediante un acoplamiento flexible, lleva los cojinetes de empuje y los radiales para sostener el eje y su carga. El eje tiene un grado controlado de flexibilidad. El casco del tazón es cilíndrico con un anillo de boquilla en la parte superior. La caja que recibe el filtrado y lo encauza hacia una salida adecuada, se fija en la base entre los armazones en A.

El peso total del motor se apoya en el armazón sin que haya otro componente que su movimiento rotatorio que reaccione sobre la centrífuga propiamente dicha. Esto permite utilizar motores especiales muy grandes para un ciclaje rápido. En servicios con azúcar blanca, se suministran hasta 24 ciclos/h con 364 kg (800 lb) de azúcar por carga, mediante motores de corriente alterna de velocidad variable y rotor devanado, con un torque equivalente a más de 112 kW (150 hp).

Los cestos suspendidos en la parte superior de una planta piloto tienen diámetros de 305 mm (12 in) × 127 mm (5 in) de profundidad; las máquinas comerciales se ofrecen en tamaños de 508 mm (20 in) de diámetro, 305 mm (12 in) de profundidad, hasta 1524 mm (60 in) de diámetro por 1016 mm (40 in) de profundidad, y desarrollan hasta 1800 g en los tamaños más pequeños e intermedios. Excepto en aplicaciones para el azúcar, lo usual es un funcionamiento con motor de dos velocidades (velocidad media para la carga y plena para la purga). En la industria química se suelen emplear transmisiones hidráulicas con diversas velocidades.

Para elevar al máximo el número de ciclos por hora, se emplea una combinación de frenos eléctricos y mecánicos durante el periodo de desaceleración. Este periodo no tiene valor de procesamiento, pero es necesario para la transición de la velocidad de rotación a la de descarga.

Centrífugas de descarga por el fondo, suspendidas por eslabones Con el diseño de suspensión por la parte superior, el único límite para el tamaño y el peso del motor propulsor es la resistencia de la estructura de soporte, y ésta se puede hacer tan firme como sea necesario. En la centrífuga de descarga por el fondo, suspendida por eslabones, el peso del motor montado lateralmente constituye un momento de volteo y este peso se limita a una proporción de los componentes suspendidos restantes. Este límite corresponde a un motor eléctrico especialmente ligero de 45 kW (60 hp) en un cesto de 762 mm (30 in) de profundidad y 1219 mm (48 in) de diámetro, para trabajos pesados. Normalmente, en motores propulsores de centrífugas suspendidos por eslabón son de dos velocidades, media velocidad para la carga y velocidad completa para la purga y la desecación. No obstante, las transmisiones hidráulicas permiten una mayor transmisión del torque y una flexibilidad más amplia en el control de las velocidades.

Ciclo operacional En la figura 19-124 se ilustra un ciclo operacional típico para una centrífuga automática de cesto, de velocidad variable. La pendiente de la porción de aceleración de la curva es función del momento de inercia del cesto y su contenido, así como del torque propulsor que se tiene a partir del motor primario. La pendiente de la porción de desaceleración es una función de la velocidad de absorción de energía del montaje giratorio por el motor primario y el sistema de frenos. El tiempo de descarga depende del torque disponible para hacer girar el cesto a la velocidad de descarga, las características de la torta que se va a descargar y el diseño de la cuchilla de descarga. El resto del ciclo depende de las características de procesamiento del sistema que se va a centrifugar, la concentración de la lechada y la velocidad de drenaje del licor madre durante la carga, el licor de lavado que se requiere y su velocidad de drenaje, y el tiempo de rotación necesario para llegar a la desecación final que se requiera.

El ciclo operacional puede estar bajo control manual o ser completamente automático, mediante una secuencia de medidores de tiempo de reajuste automático, sensores de la velocidad e interruptores limitadores.

Centrífugas de cesto de velocidad constante Algunos filtros centrífugos por lotes funcionan con una velocidad constante del tazón durante toda la secuencia de la carga, el drenaje del licor y la descarga,

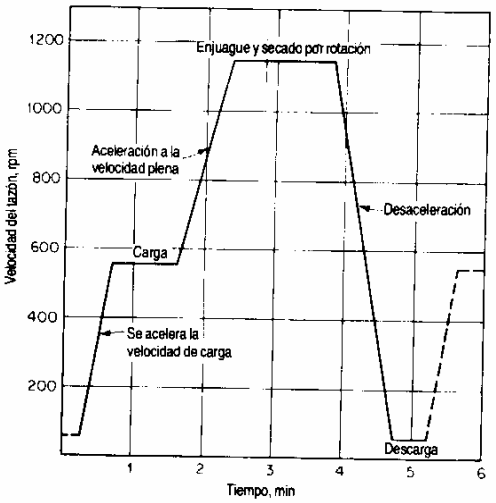


FIG. 19-124 Ciclo operacional típico, filtro centrífugo por lotes.

procesamiento, pero
le rotación a la de des-

ndidas por eslabones
or, el único límite para
itencia de la estructura
o sea necesario. En la
por eslabones, el peso
momento de volteo y
ponentes suspendidos
éctrico especialmente
30 in) de profundidad
sados. Normalmente,
dos por eslabón son de
y velocidad completa
ansmisiones hidráuli-
y una flexibilidad más

ilustra un ciclo opera-
e cesto, de velocidad
ión de la curva es fun-
ntenido, así como del
rimario. La pendiente
de la velocidad de ab-
l motor primario y el
de del torque disponi-
scarga, las caracterís-
eño de la cuchilla de
cterísticas de procesa-
oncentración de la le-
rante la carga, el licor
enaje, y el tiempo de
al que se requiera.
manual o ser comple-
medidores de tiempo
e interruptores limi-

ıte Algunos filtros
ıd constante del tazón
lel licor y la descarga.

o por lotes.

por lo cual no se pierde tiempo de procesamiento en la aceleración y la desaceleración. Los filtros de centrífugas de esta índole funcionan casi siempre en forma totalmente automática o en un ciclo preprogramado, y se conocen como filtros centrífugos automáticos por lotes o centrífugas "mondadoras". El ciclo operacional es: enjuague de la malla, carga, revolución en húmedo (si se requiere), lavado de la torta, revolución en seco y descarga.

Las centrífugas automáticas con velocidad constante, por lotes, funcionan casi siempre sobre un eje horizontal de rotación con el eje de transmisión sostenido por cojinetes fijos. El cesto puede estar acartelado a un extremo del eje de transmisión con la polea propulsora al otro extremo. En otro diseño, el eje de transmisión se extiende a través del cesto y se sostiene también por medio de un cojinete exterior. El diseño del eje total puede llevar dos cestos con un cubo común para permitir alimentar uno de ellos mientras el otro gira para reducir la demanda de energía. Todavía en otra variación, el cubo del cesto es lo suficientemente grande (como el filtro de centrífuga sostenido por eslabón) para situar el cojinete interno cerca del centro de gravedad del cesto cargado.

Se puede proporcionar un distribuidor de torta para nivelar la carga durante la alimentación, indicar la profundidad de la torta y activar el cierre de la válvula de alimentación cuando se llega a la profundidad deseada. Después de que la carga se somete a rotación para su desecación, la torta se desprende mediante la rotación de una cuchilla de descarga sobre ella, con el fin de descargar los sólidos por una caída que se extiende a través de la abertura en el anillo de boquilla situado en la parte frontal del cesto. En otros diseños, la cuchilla de descarga es más pequeña y de acción doble, y en los tamaños muy grandes, la descarga de la torta por el frente del cesto se facilita con un transportador horizontal de gusano. Puesto que no se puede permitir que la cuchilla descargadora entre en contacto con el medio de filtración, queda un remanente de producto en el cesto después de cada descarga. Esto sirve como prerrecubrimiento para evitar la pérdida de partículas finas a través de la malla en el ciclo siguiente. Puede vidriarse y hacerse impermeable debido a la acción de fricción de la cuchilla y a menudo se requiere el enjuague de la malla para devolverle su permeabilidad.

Aun cuando estas centrífugas se emplean para deshidratar sólidos insolubles como el carbón y el almidón, se aplica sobre todo para deshidratar y lavar cristales que tengan velocidades de drenaje mediano a rápido, por lo común, con un tamaño de malla 50 a 200 (–297 a 74 μm). El dispositivo motriz primario, casi siempre un motor eléctrico, tiene que ser suficientemente grande para que el cesto vacío alcance la velocidad operacional y también para acelerar la lechada de alimentación. En general, para lograr un rendimiento óptimo, la velocidad de alimentación se debe equiparar a la de drenaje, con el fin de que quede un mínimo de licor madre libre en la superficie de la torta al cerrarse la válvula de alimentación.

Centrífugas de filtración continua La tendencia al procedimiento continuo y la reducción de la mano de obra operacional dio como resultado que se exijan cada vez más equipos de procesamiento continuo, incluyendo las centrífugas. Hay varios tipos de centrífugas de filtración verdaderamente continuas y la principal distinción entre ambas es el método de desplazamiento de los sólidos. Como en el caso de otros equipos de operaciones unitarias, la centrífuga de filtración continua es menos flexible que su equivalente por lotes y se debe especificar en forma más precisa para su aplicación a determinados procesos.

Filtros centrífugos de malla cónica Cuando se hace girar sobre su eje una malla cónica, la fuerza centrífuga impulsará a un líquido a través de las aberturas de la malla y proporcionará también un componente para fomentar el avance de los sólidos retenidos del diámetro menor al mayor. El deslizamiento de los sólidos sobre el cono se ve estimulado por placas perforadas y lisas o secciones de alambre de cuña con las ranuras paralelas de los ejes de rotación, en lugar de las telas de alambre tejidas.

Filtros centrífugos de ángulo amplio Si el medio ángulo de la malla cónica es mayor que el ángulo de reposo de los sólidos, estos últimos se deslizarán por ella con una velocidad independiente de la velocidad de alimentación. Si el ángulo es demasiado grande, esta velocidad será elevada y el tiempo de retención bajo la fuerza centrífuga será demasiado breve para que la filtración sea eficaz. Por consiguiente, el ángulo escogido es muy importante en lo que respecta al rendimiento en aplicaciones específicas. Se emplean centrífugas de ángulo amplio y ángulo compuesto para deshidratar carbón y migas de caucho, y para deshidratar y lavar azúcar bruto y fibras vegetales, como las de maíz y papas.

Filtros centrífugos de ángulo poco profundo Al seleccionar un semiángulo para la malla cónica que sea menor que el ángulo de reposo de la fracción de sólidos, y proporcionar medios complementarios para el avance controlado de los sólidos del diámetro menor al mayor, se puede obtener un tiempo más prolongado de retención para el drenaje de la fracción líquida. Se emplean por lo común tres métodos para el avance de los sólidos.

1. *Avance de vibración*, en donde se superpone una fuerza a una frecuencia relativamente alta al ensamble en rotación. Esto se puede hacer en línea con el eje de rotación o en forma de torsión alrededor del eje de transmisión. En cualquier caso, los sólidos se fluidifican, al menos en parte, y se separan de la malla por agitación. Aun cuando la fuerza de vibración sea simétrica, la fuerza centrífuga combinada con el ángulo de la malla proporciona un avance constante de los sólidos que se deshidratan hacia el extremo mayor del cono por el que se descargan.
2. *Avance oscilante*, en donde el eje de transmisión se apoya en su extremo inferior en un punto de pivote. Una fuente complementaria de potencia hace que el eje y la ménsula giratoria que lleva oscilen en torno al pivote con una amplitud controlada y una frecuencia más baja que la de velocidad de rotación de la canasta. Esto proporciona también una fluidificación parcial del lecho de sólidos en el cesto, haciendo que avancen en forma controlada a través de la malla hacia su diámetro mayor, como en el tipo de avance de vibración.
3. *Avance medido*, en que el desplazamiento de los sólidos del diámetro menor al mayor del miembro de filtro, se controla mediante un transportador, casi siempre en forma de gusano o hélice modificada cuyo paso disminuye en la dirección del movimiento de los sólidos del extremo menor al mayor de la malla.

Los diversos tipos de filtros centrífugos de malla cónica se construyen con eje vertical y horizontal de rotación para diversas aplicaciones y requisitos de instalación. Sus necesidades de enegía son bajas: por ejemplo, de sólo 792 J/kg (0.2 kW/ton) de material para deshidratar carbón de – 19 + 6 mm (–3/4 +1/4 in) a razón de 38 kg/s (150 ton/h), hasta un 6% de humedad superficial en el tipo grande de avance oscilante. Su capacidad de manejo de líquidos es limitada y se aconsejan las concentraciones de lechada de alimentación del 50% para asegurar mayor capacidad y rendimiento más marcado. Por esta razón, la cantidad de lavado de torta que es factible aplicar está restringida y la eficiencia de enjuague es relativamente baja. Al igual que en el caso de todos los demás filtros centrífugos, el rendimiento se optimiza también manejando partículas grandes y de tamaños uniformes. El espesor de la malla y, por tanto, su duración, es una función del tamaño de las aberturas que soporten sólidos de los tamaños centrifugados.

El tipo de avance medido es un poco más flexible que los otros en lo que respecta a su capacidad de manejar lechadas de alimentación con concentraciones más bajas, y proporcionar una eficiencia de enjuague de regular a buena. Tanto el tipo de ángulo amplio como el de avance medido se utilizan para deshidratar fibras de celulosa.

Filtros centrífugos "de empuje" (de movimiento reciprocante o alterno)

Etapa simple En la forma común, estas maquinarias consisten en un rotor cilíndrico perforado en rotación, recubierto con malla de alambre de cuña, con las ranuras paralelas al eje de rotación. El cilindro está abierto sin anillo de boquilla en el extremo de descarga de sólidos y acartelado al otro extremo por medio de su cubo hasta un eje de transmisión hueco (Fig. 19-125). Dentro del cesto y de modo que se ajuste estrechamente a la malla cilíndrica, se tiene una placa circular de em-

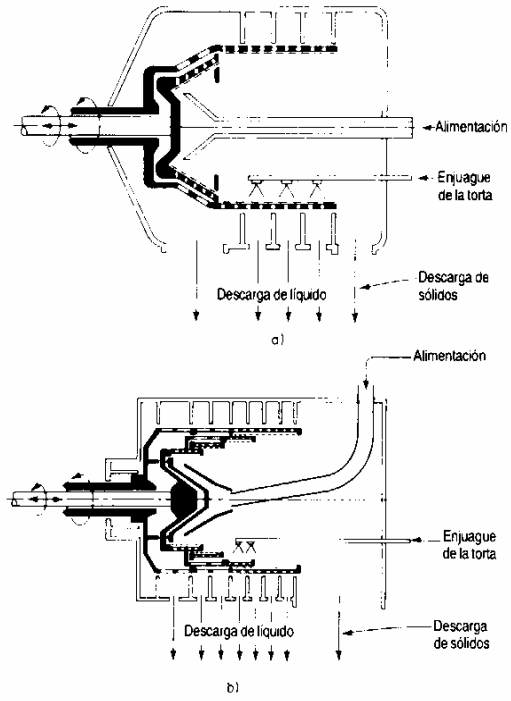


FIG. 19-125 Centrífugas de empuje (rotor y caja). *a*) Etapa simple con pantalla cónica de empuje. *b*) Etapas múltiples. (De Kirk-Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 2a. ed. Wiley, New York, 1964, p. 230, también la 3a. ed., vol. 5, 1979, p. 751; con autorización.)

puje que va montada sobre su propio eje dentro del eje de transmisión. Gira con la misma velocidad que el rotor cilíndrico y recibe también un movimiento alterno de un pistón concéntrico que, por lo común, se impulsa hidráulicamente. La alimentación penetra en la línea central y se distribuye y acelera en el cono de alimentación en rotación. Al retirarse la placa de empuje, queda expuesta una superficie limpia de la máquina para el drenaje en masa de la lechada de alimentación que llega. Al avanzar la placa de empuje, el anillo de incremento de la torta que se forma transmite su presión al anillo de torta contenido ya en el cesto, provocando una cantidad equivalente de descarga por el rotor en el extremo abierto. Se aplica lavado de la torta en forma de una aspersión conforme avanza la torta por etapas. La frecuencia y la amplitud del empuje se controlan casi siempre desde el exterior para optimizar el rendimiento, con amplitudes de empuje de hasta 0.1 veces el diámetro del cesto y una frecuencia de empuje en ciclos/s de hasta 20/in diámetro del cesto [8 ciclos/(cm·s)].

La construcción de malla de barras de cuña minimiza la fricción entre ésta y la torta que avanza, para permitir el empleo de una malla relativamente larga y un tiempo correspondientemente prolongado de retención para la torta, sin pandeo.

En una modificación, la placa de empuje consiste en una malla cónica con un ángulo ligeramente mayor que el de reposo de los sólidos. Esto acelera la lechada de alimentación y suministra un área adicional para el drenaje en masa, permitiendo el funcionamiento en una gama más amplia de concentraciones de alimentación.

Etapas múltiples En una variación de etapas múltiples, el cesto consiste en una serie de etapas cilíndricas concéntricas que aumentan en diámetro en dirección de la descarga de los sólidos (Fig. 19-125*b*). La primera etapa (de diámetro menor) y cada una de las etapas alternas se fijan al eje interno y giran, además de recibir un movimiento de vaivén. La etapa final y las etapas menores alternas se fijan en el eje exterior y giran, pero no se les imparte un movimiento de vaivén. Cada sección de la malla es relativamente corta y tiene su propia acción de empuje de la etapa precedente, de manera que haya menos tendencia al pandeo de la torta, incluso en los recipientes relativamente largos. Se produce el drenaje en masa en la sección de diámetro menor con un consumo mínimo de energía, y se genera un drenaje de película en las secciones de diámetro mayor en donde se desarrolla la máxima fuerza centrífuga.

Usos Se utilizan centrífugas del tipo de empuje para deshidratar y lavar cristales y otros sólidos en partículas, incluyendo fibras cortas. El tamaño de los cristales para la alimentación debe ser por lo menos de malla 100 (149 μm) o mayor para un buen funcionamiento, con el fin de minimizar la pérdida de sólidos de filtración. La concentración de la lechada de alimentación debe estar por encima del 35% por peso para las centrífugas de empuje tradicionales. Se pueden aceptar concentraciones un poco más bajas en los tipos de malla cónica y etapas múltiples. La eficiencia de enjuague de las centrífugas de empuje puede ser excelente, con frecuencia de más del 95% de desplazamiento de impurezas del licor madre con una relación de únicamente 1:10 de peso de lavado de cristales. Las centrífugas de empuje funcionan en la gama de 400 a 600 g.

Teoría de la filtración centrífuga Las predicciones teóricas del comportamiento de las mezclas de sólidos-líquido en un filtro centrífugo han tenido poco éxito. El problema es más complejo que el de filtración por gravedad o bajo una diferencia de presiones aplicadas, puesto que el área para el flujo y la fuerza propulsora aumentan en función de la distancia radial al eje de la centrífuga, y la resistencia de la torta específica y su porosidad se pueden modificar también de manera notable dentro de la torta misma. Los filtros centrífugos se escogen casi siempre a través de un aumento a escala a partir de pruebas realizadas en máquinas de laboratorio con los materiales que se desea procesar. Los valores que se necesitan con mayor frecuencia son la velocidad de filtración, el de lavado, el tiempo de rotación y el contenido residual de humedad.

Velocidad de filtración Cuando se sumerge la torta centrifugada a una profundidad conocida del líquido, la velocidad de flujo a través de la torta corresponde muy de cerca al que se encuentra en la filtración a una presión correspondiente. Con tortas incompresibles o casi incompresibles, la velocidad de filtración lo da la ecuación [*Grace, Chem. Eng. Prog.*, **49**, 427 (1953)].

$$Q = \frac{\rho\omega^2(r_2^2 - r_1^2)}{2\mu(\alpha m_c/\overline{A}_L\overline{A}_a + R_m/A_2)} \tag{19-61}$$

en donde Q es la velocidad volumétrica de flujo de filtrado, r_1 y r_2 son los radios de la superficie del líquido y la pared interna del recipiente, α es el promedio de resistencia específica de la torta, m_c es la masa de la torta sólida en el cesto, A_L y A_a son, respectivamente, la media logarítmica y la aritmética de las áreas de la torta, definidas por las ecuaciones (19-62) y (19-63). R_m es la resistencia del medio filtrante, y A_2 es el área del medio filtrante. Cualquier juego congruente de unidades puede ser utilizado. Las dimensiones de α y R_m son, respectivamente, la longitud de la masa (es decir, m/kg) y la longitud recíproca (es decir, m^{-1}).

Las áreas medias de la torta se definen por medio de la expresión:

$$\overline{A}_L = \frac{2\pi b(r_2 - r_3)}{\ln r_2/r_3} \tag{19-62}$$

$$\overline{A}_a = (r_2 + r_3)\pi b \tag{19-63}$$

en donde b es la altura del cesto, y r_3 el radio de la superficie interna de la torta.

Incluso con tortas no compresibles, la ecuación (19-61) se aplica sólo cuando la torta es de espesor uniforme. Con las tortas compresibles o las partículas deformables, la velocidad relativa de filtración en una centrífuga es más baja que en un filtro; la resistencia específica de

TABLA 19-16 Costos de las centrífugas de alta velocidad (base 1981)

Tipo	Diámetro del recipiente	Valor aproximado de Σ, unidades de 10^4 ft² (10^3 m²)	Designación	Precio de venta, $	Observaciones
Tubular	4 (102)	2.7 (2.5)	Purificadora de aceite	5 000-12 000	Acero
	4 (102)	2.7 (2.5)	Separación química	13 800-22 000	Acero inoxidable
	5 (127)	4.2 (3.9)	Fraccionamiento de sangre	22 000	Acero inoxidable
De disco	13.5 (343)	21 (20)	Hermética	26 500-31 000	Acero inoxidable
	24 (610)	95 (88)	Bomba centrípeta	62 000-77 000	Acero inoxidable
Con descarga por tobera	12 (305)	12 (11)	Clarificador	24 500-28 700	Acero inoxidable
	18 (457)	25 (23)	Separadora	44 000-48 500	Acero inoxidable
	30 (762)	100 (93)	Clarificadora con recirculación	88 400-97 000	Acero inoxidable
De apertura automática	14 (356)	13 (12)	Bomba centrípeta	28 700-33 200	Acero inoxidable
	18 (457)	22 (20)	Bomba centrípeta	46 500-51 000	Acero inoxidable
	24 (610)	38 (35)	Bomba centrípeta	71 000-77 500	Acero inoxidable

la torta en la centrífuga puede ser mayor que la prevista basándose en las pruebas de filtración a presión, hasta en un orden de magnitud. Para una aplicación determinada, se deben establecer variaciones de la resistencia específica con el espesor de la torta para calcular con exactitud el aumento a escala del rendimiento de la centrífuga.

Drenaje y contenido residual de humedad de película La predicción de la relación entre el tiempo de rotación y el contenido de humedad residual de las tortas centrifugadas es todavía más compleja y está sujeta a más errores que la predicción de la velocidad de filtración en masa. La estimación de la porosidad a partir de los datos del filtro es incierta, puesto que la fuerza de compresión en la centrífuga aumenta con el radio a través de la profundidad de la torta y a que el peso específico de una partícula individual, que es proporcional a $\rho_s - \rho$ al comienzo de la filtración, aumenta hasta acercarse a ρ_s durante el drenaje de película.

Como primera aproximación, las fórmulas que siguen tienen cierta utilidad:

$$q \propto \frac{1}{d^{0.5}\zeta^{0.5}\rho^{0.25}} \tag{19-64}$$

en donde q es la razón del volumen de líquido al volumen de sólidos después de la rotación durante un tiempo infinito, en condiciones en que no se produce desecación al aire, d es el diámetro equivalente de la partícula sólida y G, la fuerza centrífuga relativa; y

$$q_t - q \propto \frac{\nu^{0.5}(r_2 - r_3)^{0.5}}{dG^{0.5}t^{0.3}} \tag{19-65}$$

en donde q_t es la relación de volumen de líquido a volumen de sólido en el tiempo t y ν es la viscosidad cinemática del licor madre. Experimentalmente se ha descubierto que el exponente de $(r_2 - r_3)$ se acerca a 0.8 con las tortas compresibles, y el exponente de t va de 0.3 a 0.5 con tipos diferentes de sólidos.

En los campos centrífugos del orden de 1000 g, los sólidos gruesos se someten a rotación en forma sustancial, para condicionar q en unos cuantos segundos, mientras que los sólidos finamente divididos pueden requerir una hora o más. El contenido residual de humedad en una torta centrifugada es considerablemente más bajo que en una de filtro. Se consideran normales los valores comprendidos entre 1/3 y 2/3 del de la torta de un filtro.

Para predecir con precisión el rendimiento de una centrífuga comercial, lo mejor es recabar datos sobre una centrífuga con una forma geométrica similar y tamaño suficientemente grande para evaluar Q, q_t y q en una gama razonable de G y t, para el sistema que se va a centrifugar.

COSTOS

Ni el costo de inversión (incluyendo la instalación) ni el operacional de una centrífuga se pueden correlacionar con precisión mediante una característica por sí sola, cualquiera que sea su tipo. Estos costos dependen también de la naturaleza física y química de los materiales que se separan, el ambiente en que se encuentra la maquinaria, el equipo auxiliar necesario para completar la instalación y muchos otros factores, como las dificultades para efectuar la separación al grado deseado. Las cifras de costos que se presentan en esta sección sólo son representativas de centrífugas para aplicaciones en las industrias de procesamiento químico, en 1981. En instalaciones particulares, los costos pueden ser un poco menores o mucho mayores que los estipulados aquí.

El parámetro útil para los análisis de valor es el costo instalado del número de centrífugas que se requieren para producir el efecto de separación que se necesita a la capacidad particular de la planta. Los beneficios posibles de los ajustes de los componentes de corriente arriba y corriente abajo de la planta y el procesamiento, se deben examinar con cuidado para minimizar los costos generales totales de la planta. Conviene emplear el método de sistemas.

Precio de compra Los precios usuales de compra, incluyendo los motores de propulsión, de las centrífugas tubulares y de sedimentación de discos se especifican en la tabla 19-16. El precio de compra aumentará con el empleo de materiales de construcción más raros, la necesidad de engranes eléctricos a prueba de explosiones, el tipo de alojamiento necesario para contener el vapor y el grado hasta el cual los equipos deben ser portátiles. Esto es válido para todas las clases de centrífugas. Los valores Σ se incluyen para ofrecer una aproximación de la cantidad relativa de trabajo útil de separación que se puede obtener con cada tipo. Al comparar diferentes tipos de centrífugas, esos valores de Σ

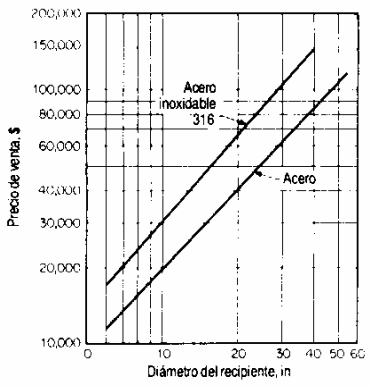


FIG. 19-126 Costos de las centrífugas con transportador helicoidal.

deben corregirse para la eficiencia de cada tipo en sus condiciones operacionales, como se vio en la subsección de "Teoría de la sedimentación centrífuga".

Los precios promedio de compra de centrífugas de sedimentación con transportador helicoidal y un mínimo de accesorios se especifican en la figura 19-126; de centrífugas de filtración suspendidos en su parte superior y las de cesto impulsado por la base, en la figura 19-127; de las centrífugas automáticas por lotes, en la figura 19-128 y los de las centrífugas de empuje y de filtración oscilante, en la figura 19-129. Estos precios no incluyen las transmisiones y los motores, que pueden añadir del 20 al 30% al precio indicado; menos en el caso de centrífugas con velocidad constante y más en el de las centrífugas verticales automáticas de velocidades variables y alto rendimiento.

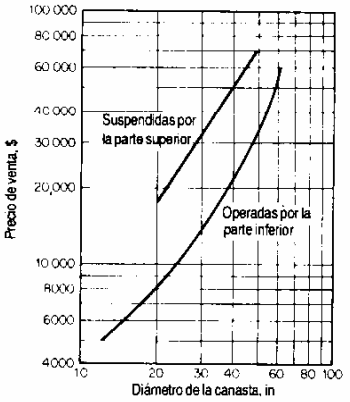


FIG. 19-127 Costos de las centrífugas intermitentes de canasta (acero inoxidable 316)

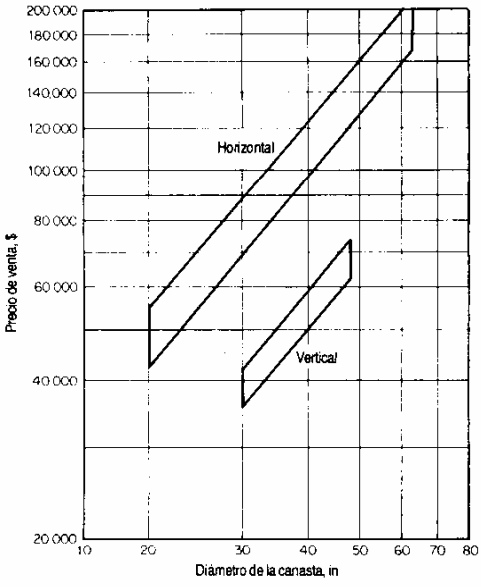


FIG. 19-128 Costos de las centrífugas intermitentes automáticas (acero inoxidable 316).

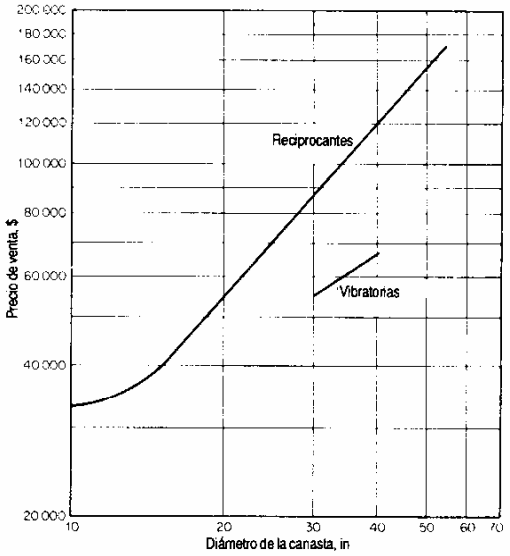
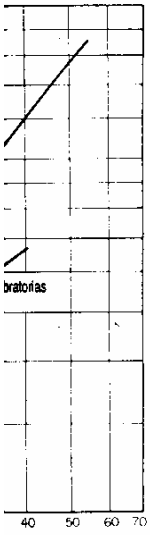


FIG. 19-129 Costos de las centrífugas reciprocantes (de empuje) y vibratorias (acero inoxidable 316).

Costo de instalación Los costos de instalación de centrífugas varían en una gama extremadamente amplia, según la clase de centrífuga, el área y el tipo de estructura en que se va a instalar y según lo que entienda exactamente por "costos de instalación". Algunas centrífugas, como las tubulares portátiles y las purificadoras de disco para aceites, se envían como unidades embaladas y requieren un mínimo de tubería de conexión y cableado eléctrico, sin necesidad de cimentaciones. Otras unidades, como las centrífugas continuas de tipo de transportador y las automáticas por lotes grandes, requieren a veces cimentaciones importantes e incluso el refuerzo de los edificios, tuberías largas de interconexión con flexibilidad, tanques auxiliares de alimentación y descarga, bombas, otras instalaciones y equipos eléctricos complejos y de control de procesamiento. Los costos mínimos de instalación que cubren una cimentación simple y tuberías y conexiones eléctricas básicas, son de, aproximadamente: 5 a 10% del precio de compra para las centrífugas tubulares y de discos, 10 a 25% para las centrífugas continuas de transportador, las automáticas por lote y las impulsadas por el fondo, y hasta el 30% para las centrífugas de cesto suspendidas por lo alto. Si se incluye el costo de todas las unidades auxiliares —cimientos especiales, tanques, bombas, transportadores, equipos eléctricos y de control, etc.— el costo de instalación puede llegar a 100 a 400% del precio de compra de la centrífuga propiamente dicha.

Costos de mantenimiento Debido al cuidado con que se diseñan y construyen las centrífugas, sus costos de mantenimiento coinciden con los de otros tipos de separación de menor velocidad, en el intervalo del 5 al 10% anuales del precio de compra para las centrífugas de servicios ligeros y moderados. Para las centrífugas sometidas a servicios intensos y con fluidos muy corrosivos, el costo de mantenimiento puede ser de varias veces ese valor. Las centrífugas están sujetas a erosión causada por los sólidos abrasivos; cuando estos últimos no se pueden separar de la alimentación, es preciso proteger con materiales reemplazables de superficie dura que sean adecuados, todas las piezas sujetas a desgaste, como los orificios de alimentación y descarga de sólidos, las cuchillas de descarga y los transportadores de gusano helicoidal. Las fuerzas excesivas de desequilibrio contribuyen a las necesidades de mantenimiento y se deben evitar.



de empuje) y vibratorias

ón de centrífugas va-
la clase de centrífu-
stalar y según lo que
". Algunas centrífu-
doras de disco para
uieren un mínimo de
sidad de cimentacio-
uas de tipo de trans-
, requieren a veces
los edificios, tuberías
auxiliares de alimen-
y equipos eléctricos
stos mínimos de ins-
uberías y conexiones
a 10% del precio de
s, 10 a 25% para las
utomáticas por lote
ra las centrífugas de
o de todas las unida-
ombas, transportado-
de instalación puede
otrífuga propiamente

o con que se diseñan
enimiento coinciden
cidad, en el intervalo
s centrífugas de ser-
ometidas a servicios
mantenimiento pue-
stán sujetas a erosión
últimos no se pueden
on materiales reem-
, todas las piezas su-
ación y descarga de
dores de gusano he-
contribuyen a las ne-

TABLA 19-17 Características de centrífugas comerciales

Método de separación	Tipo de rotor	Tipo de centrífuga	Método de descarga del líquido	Modo de retiro a descarga de sólidos	Velocidad de la centrífuga para la descarga de sólidos	Capacidad*
Sedimentación	Por lotes	Ultracentrífuga	.....	.....		1 ml
		De laboratorio, clínica	Por lotes	Por lotes, manual	Cero	Hasta 6 l
	Tubular	Supercentrífuga	Continua†	Por lotes, manual	Cero	Hasta 1 200 gal/h
		Clarificador de pasadas múltiples	Continua†	Por lotes, manual	Cero	Hasta 3000 gal/h
	De discos	De pared sólida	Continua†	Por lotes, manual	Cero	Hasta 30 000 gal/h
		Desnatadora de fase ligera	Continua	Continua, para sólidos de fase ligera	Suficiente	Hasta 1200 gal/h
		Toberas periféricas	Continua	Continua	Suficiente	Hasta 24 000 gal/h
		Válvulas periféricas	Continua	Intermitente	Suficiente	Hasta 3000 gal/h
		Anillo periférico	Continua	Intermitente	Suficiente	Hasta 12 000 gal/h
	Tazón sólido	Horizontal, de velocidad constante	Continua†	Cíclica	Suficiente (usualmente)	Hasta 60 ft^3
		Vertical, de velocidad variable	Continua†	Cíclica	Cero o reducida	Hasta 16 ft^3
		Decantador, continua	Continua	Continua, transportador de tornillo	Suficiente	Hasta 18 000 gal/h Hasta 75 ton/h de sólidos
Sedimentación y filtración	.....	Decantador, de tazón con pantalla	Continua	Continua	Suficiente	Hasta 16 000 gal/h Hasta 75 ton/h de sólidos
Filtración	Pantalla cónica	Pantalla de ángulo ancho	Continua	Continua	Suficiente	Hasta 40 ton/h de sólidos
		Transportador diferencial	Continua	Continua	Suficiente	Hasta 40 ton/h de sólidos
		Mallas vibratorias, oscilantes y basculantes	Continua	Esencialmente continua	Suficiente	Hasta 100 ton/h de sólidos
		Propulsor recíprocante	Continua	Esencialmente continua	Suficiente	Datos limitados
	Pantalla cilíndrica	Propulsor recíprocante de etapa simple y etapas múltiples	Continua	Esencialmente continua	Suficiente	Hasta 30 ton/h de sólidos
		Horizontal	Cíclica	Intermitente, automática	Suficiente (usualmente)	Hasta 25 ton/h de sólidos
		Vertical, propulsada por abajo	Cíclica	Intermitente, automática o manual	Cero o reducida	Hasta 6 ton/h de sólidos
		Vertical, suspendida	Cíclica	Intermitente, automática o manual	Cero o reducida	Hasta 10 ton/h de sólidos

*Para convertir galones por hora en litros por segundo, multipliquese por 0.00105; para convertir toneladas por hora en kilogramos por segundo, multipliquese por 0.253; y para convertir ft cúbicos en metros cúbicos, multipliquese por 0.0283.

†Interrupción de la descarga de alimentación y líquidos mientras se descargan los sólidos.

Mano de obra operacional Las centrífugas van desde las de control completamente manual hasta las de funcionamiento totalmente automático. Para las primeras, un hombre maneja casi siempre de 1 a 5 centrífugas, según el tipo y sus aplicaciones. Por lo común, las centrífugas completamente automatizadas requieren poca atención operacional directa. Para fines de estimación, la mano de obra directa más la atención de supervisión se ubican en el intervalo de 0.05 a 0.2 horas-hombre por hora de funcionamiento de la centrífuga.

Necesidades de energía y potencia La energía necesaria para que la centrífuga giratoria llegue a la velocidad operacional o para cambiar su velocidad y la potencia necesaria para vencer la fricción y acelerar la corriente de procesamiento alimentada a la centrífuga, se deben tomar en cuenta al escoger el tamaño apropiado del motor para su propulsión, y al evaluar costos de funcionamiento.

La energía necesaria para cambiar la velocidad angular de un cuerpo en rotación, de ω_1 a ω_2, es

$$E = 0.5I(\omega_2^2 - \omega_1^2) \tag{19-66}$$

en donde I es el momento de inercia del ensamblaje en rotación en torno a su eje. Si la centrífuga se pone en movimiento a partir del reposo, $\omega_1 = 0$ y

$$E = 0.5I\omega^2 \tag{19-67}$$

La energía proporcionada por el motor para llevar el conjunto con su velocidad operacional es:

$$E_m = \int_0^t m\omega_m \, dt \tag{19-68}$$

en donde t es el tiempo necesario para que el conjunto alcance la velocidad operacional y m el torque transmitido al mismo, con la velocidad angular instantánea ω_m. La relación entre m y ω_m es una función del diseño del motor; si se conoce, se puede calcular t. En una centrífuga de alta velocidad o de mucha inercia, t será relativamente largo. Mientras que el motor alcanza su velocidad nominal, su eficiencia de conversión de la energía eléctrica a la mecánica es baja, y una porción importante de la energía eléctrica aplicada se convierte en calor en el motor. Puesto que t es una función del tamaño del motor, así como también del diseño, quizá sea necesario escoger un motor mayor que el indicado por el proceso operacional y los requisitos de fricción y resistencia del aire, para lograr que el conjunto alcance la velocidad operacional antes que el calor generado durante el arranque pueda dañar al motor. Con frecuencia es necesario, en las centrífugas mayores, limitar el número de arranques admisibles por hora a uno o dos.

La potencia P consumida al acelerar una corriente de líquido de velocidad de flujo Q y densidad ρ desde el reposo con una velocidad ω y su descarga en un radio r es

$$P = Q\rho\omega^2 r^2 \tag{19-69}$$

Esto indica que un recipiente que descarga líquido a $r = 0$ no requiere potencia en el caso ideal; sin embargo, el arrastre viscoso del fluido en los pasajes del recipiente se tiene que vencer mediante una presión externa, como la de una bomba de alimentación, y se necesitan sellos entre el tubo estacionario de alimentación y el tazón para facilitar la transferencia de esta presión.

Los cojinetes, las bandas o los engranes y los sellos consumen potencia que se convierte en calor y se debe tomar en cuenta al escoger el tamaño del motor.

Una fuente importante de consumo de potencia en una centrífuga es la resistencia del aire, y el arrastre viscoso de la atmósfera que envuelve al rotor. Ya que esta potencia es proporcional a la densidad de la atmósfera circundante, la resistencia del aire llega a ser un factor importante cuando se necesita un contenido a presión elevada.

Otra fuente de consumo de potencia en algunas centrífugas es el empleo de una bomba centrípeta en el lado de descarga del líquido, para minimizar el arrastre de vapor y suministrar energía para transferir el líquido. Incluso con los mejores diseños disponibles, la eficiencia de estas bombas está en el intervalo de 25 a 30%.

Finalmente, las centrífugas del tipo de descarga de tornillo utilizan potencia para desplazar los sólidos sedimentados a lo largo del recipiente hasta el área de descarga. La demanda de potencia varía enormemente con el tipo de sólidos que se manejan, y va de baja con los materiales blandos y limosos, como las proteínas animales, hasta 50% de la potencia total necesaria con algunos sólidos cristalinos, por ejemplo, con el cloruro de sodio.

Los valores usuales para centrífugas de sedimentación que manejan lechadas diluidas en kWh/1000 gal de alimentación son, para las centrífugas tubulares y de disco, 1 a 10; para las de disco de descarga de boquilla, 2 a 12, y para las decantadoras con transportador helicoidal, 3 a 15. Por lo común, las centrífugas de descarga por boquillas consumen de 15 a 40 kWh/ton de sólidos descargados por las boquillas.

Los valores representativos para los filtros centrífugos que manejan alimentaciones moderadamente concentradas, en kWh/ton de sólidos secos, son: para las automáticas por lotes (velocidad constante) 3 a 10; para las automáticas por lotes (velocidad variable), 5 a 25; para centrífugas de "empuje", 2 a 7.5, y para las máquinas de malla cónica oscilante y de vibración, 0.3 a 1.0. Para convertir estos requerimientos de energía en unidades de joules por litro, multiplíquese por 952.

SELECCIÓN DE CENTRÍFUGAS

En la tabla 19-17 se resumen los diversos tipos de centrífugas comerciales, su modo de descarga de líquidos y sólidos, su velocidad de descarga y capacidades máximas (bombeo) relativas. Cuando la descarga de líquido o sólidos no es continua, la operación es cíclica. A menudo se emplean centrífugas cíclicas o por lotes en procesos continuos, proporcionando una capacidad adecuada de amortiguamiento corriente arriba y corriente abajo.

Centrífugas de sedimentación Frecuentemente, estas centrífugas se seleccionan basándose en pruebas a pequeña escala efectuadas con centrífugas tubulares, de discos o de transportador helicoidal. La centrífuga de prueba deberá tener una configuración similar a la centrífuga comercial que se propone utilizar. Los resultados, en términos de capacidad para un rendimiento dado (concentración de sólidos y claridad del efluente), se calculan a escala mayor utilizando el concepto Σ de las ecuaciones (19-57) y (19-57*a*). Se pueden utilizar pruebas de centrífuga de botella [véase la Ec. (19-58)] para obtener información sobre sistemas que contienen sólidos bien dispersos. Estas pruebas no son fidedignas en sistemas que contienen una fase dispersa que se aglomera o se flocula durante el tiempo de la centrifugación.

Filtros centrífugos Con frecuencia, estos filtros se pueden seleccionar sobre la base de pruebas por lotes en una unidad de laboratorio, de preferencia que tenga por lo menos 12 in (305 mm) de diámetro. Moyers [*Chem. Eng.*, **73**(13), 182 (1966)] y Ambler [*Ind. Eng. Chem.*, **53**, 430 (1961)] describieron detalladamente diversos métodos.

A menos que se disponga de datos operacionales sobre materiales similares, procedentes de otras fuentes, las centrífugas continuas se deben escoger y dimensionar sólo después de efectuar pruebas con configuraciones idénticas de centrifugación.

Parece innecesario, pero frecuentemente se pasa por alto, indicar que los resultados de las pruebas son válidos sólo hasta el punto en que las condiciones dupliquen las que existirán en la planta operacional, aunque con frecuencia esto se pasa por alto. Esto puede implicar pruebas en escala pequeña o mayor, con una corriente ligera de una unidad existente pero la seguridad de los datos justifica a menudo el esfuerzo adicional. La mayoría de los fabricantes de centrífugas proporcionan instalaciones de demostración y servicio de prueba en sus propias plantas y mantienen existencias de equipos para las pruebas prácticas en las instalaciones de los clientes.

EXPRIMIDO

Definición El exprimido es la separación de líquido de un sistema de dos fases de sólidos-líquido mediante la compresión, en condiciones que permiten que el líquido escape al mismo tiempo que se retiene el sólido entre las superficies de compresión. El exprimido se distingue de la filtración en que la presión se aplica mediante el movimiento de las paredes de retención en vez de emplear el bombeo del material a un espacio fijo.

Finalidad El exprimido tiene la misma finalidad que la filtración: separar fases líquidas y sólidas de una mezcla mecánica de las dos. En la filtración, la mezcla original es lo suficientemente fluida para poderse bombear; en el exprimido, no suele ocurrir lo mismo y el material parece a veces completamente sólido. Por tanto, el exprimido se utiliza para separar sistemas que no se pueden bombear con facilidad. También se emplea en vez de la filtración cuando se desea una extracción más completa del líquido de la torta, o como una operación postfiltrante.

En algunas aplicaciones, como la deshidratación del papel, el exprimido compite con la desecación. Por lo común, la extracción mecánica del agua es más barata que cualquier método térmico. Por ende, el exprimido se emplea casi universalmente para una etapa de extracción de agua. En la producción de aceites vegetales, el exprimido y la extracción con disolventes compiten entre sí. En la recuperación de los jugos de la caña de azúcar, el exprimido en las prensas de tres rodillos se combina con la extracción con disolventes utilizando agua, en una serie de operaciones alternas o simultáneas. La utilización de prensas de banda para la separación de agua de lodos y lechadas está ganando adeptos.

EQUIPOS DE EXPRIMIDO

Las prensas hidráulicas del tipo por lotes, utilizadas con pequeñas modificaciones fundamentales durante siglos, están siendo gradualmente desplazadas. Sin embargo, éstas siguen siendo utilizadas mucho en pequeñas o tradicionales aplicaciones, ya que por su sencillez, el costo relativamente bajo y la familiaridad tienen gran aceptación. Las principales prensas por lotes son la de caja, la de placas, la de olla, la de guarnición y la de jaula. Para una operación continua, se emplean más la prensa de tornillo y diversos tipos de molinos de rodillos. Un desarrollo más reciente lo constituye la prensa de banda, que es una máquina que puede combinar las operaciones de filtración continua y la extracción.

Prensas por lotes

Prensa de caja El material que se va a exprimir se envuelve en lonas y se pone en una serie de cajas de acero que se ajustan entre el cabezal fijo y el móvil de una prensa hidráulica vertical. Cada bolsa

reposa sobre una esfera perforada arriba de una rejilla de canales de drenaje, y se cubre y encierra mediante la caja inmediatamente superior. La serie de cajas cargadas se comprime en forma unitaria bajo presión hidráulica.

Una prensa de 15 cajas maneja 7000 kg (8 ton) de alimentos condicionados de semillas de algodón en un periodo de 24 horas, reduciendo el contenido de aceite de 30 a más o menos 6%. El ciclo operacional es de 20 a 30 min por lote. La prensa se cierra primero con rapidez a baja presión, hasta que se inicia el flujo de aceite a, aproximadamente 1.4 MPa (200 lbf/in^2) de presión sobre la torta; en seguida, se usa fluido a alta presión para cerrar la prensa con lentitud hasta el máximo de 11 MPa (1600 lbf/in^2) de presión sobre la torta, con 27.6 MPa (4000 lbf/in^2) en el fluido hidráulico. La presión máxima se sigue aplicando durante unos cuantos minutos para permitir el drenaje.

Prensas de placas La prensa de placa es similar a la de cajas; pero las bolsas de lona no se encierran por los lados durante la compresión. Las placas tienen a veces un núcleo central para el calentamiento y, por lo común, canales que permiten recoger el líquido exprimido. Toda la prensa se puede incluir un poco hacia atrás para facilitar el drenaje. Este género de prensas se construye también en forma horizontal. Con placas calentadas por vapor, es factible obtener primero un aceite comprimido en frío, de calidad superior, seguido por un rendimiento posterior de aceite comprimido en caliente, de calidad menor.

Prensa de olla El material que se va a exprimir se encierra en una olla cilíndrica con mallas o marcos de filtro en las porciones inferior y superior, y se comprime mediante un ariete que penetra desde arriba. El medio de filtración es plano y cubre sólo la cara superior y la inferior del material; por tanto, no se somete a estiramiento ni a desgarre, como sucede en las prensas de placas y cajas. Puesto que el material está totalmente encerrado, puede extraerse más fluido que en otras clases de prensas. En la práctica se emplea una serie de ollas en cada prensa, de tal modo que el fondo de cada una de ellas sirve como ariete para la que se encuentra debajo.

La utilización más amplia de las prensas de ollas es en la industria del chocolate, pero también se aplican para comprimir aceitunas, palmas y otros frutos similares, y para separar líquidos de materiales lodosos, como algunos productos químicos. En un ciclo habitual, se bombean de 225 a 275 kg (500 a 600 lb) de licor de chocolate producido por la molienda de semillas de cacao a las prensas de la cámara que se cierran a continuación a una presión de 41.4 MPa (6000 lbf/in^2). Se exprime crema de cacao dejando una torta de polvo de cacao.

Una de las evoluciones de la prensa de olla es la prensa hidráulica y de filtración de Carver, que se emplea como maquinaria tradicional de filtración hasta llenar las cámaras y, entonces, se cierra a presión hidráulica para derivar un mayor rendimiento de licor y una torta más seca. Esta prensa se emplea para obtener cacao y crema de cacao, recuperar cristales de otros licores y separar precipitados químicos. La alimentación a la prensa tiene que ser bombeable; pero parte del filtrado se puede refiltrar en caso necesario para llenar esta condición.

Prensa de guarnición En la prensa de guarnición, el material que se va a exprimir se encierra en un cilindro de duelas de madera o barras de acero biseladas, o incluso de placas de acero perforadas. La compresión por medio de un ariete hace que el líquido escape por las paredes del cilindro y fluya a los canales de recolección ubicados en la base. Puesto que no se utilizan telas de filtro, esta clase de prensa es más apropiada para exprimir materiales fibrosos y no aceitosos, y el líquido exprimido puede contener algunos sólidos. Las prensas de guarnición se emplean para la producción de sidra y otros jugos de frutas y verduras, a veces con un mecanismo de tornillo en lugar de la presión hidráulica. Se han utilizado para exprimir aceite de oliva, aceite de pescado y otros que no requieren presiones elevadas, así como para la deshidratación y la recuperación de grasas de la basura, antes de la incineración.

Prensa de jaula La prensa de jaula es similar a la de guarnición con la excepción de que la parte interna del cilindro tiene ranuras longitudinales finas que conducen a lo largo de las paredes del cilindro canales de drenaje mayores. Es apropiada para materiales más oleaginosos y menos fibrosos que los que se exprimen en la prensa de guarnición. A veces se colocan dentro de la torta telas y placas intermedias de drenaje. Las prensas de jaula no se emplean mucho en Estados Unidos; pero en Europa se utilizan para exprimir copra y semillas de ricino.

Prensas continuas

Prensas de tornillo Las prensas continuas de tornillo, de las cuales puede servir como ejemplo la Anderson Expeller (Fig. 19-130), consisten en un tornillo de rotación que tiene un ajuste estrecho dentro de una guarnición ranurada o perforada. La guarnición y el tornillo pueden tener una conicidad hacia el extremo de descarga, con el fin de incrementar la presión ejercida sobre el material. Esto se logra también haciendo variar el paso del tornillo o el diámetro del husillo en un cilindro uniforme. El extremo de descarga de la guarnición está cerrado parcialmente mediante un cono ajustable u otro dispositivo para modificar el tamaño de la abertura y hacer variar en esa forma la presión ejercida sobre el material. La rotación del tornillo desplaza al material hacia adelante y, al aumentar la presión, se expulsa líquido que escapa por las aberturas de la guarnición. La operación es continua y los costos de funcionamiento y de mano de obra son más bajos que en las prensas hidráulicas. Existen prensas de tornillo de diseño tanto horizontal como vertical.

Esta clase de equipo se utiliza mucho en las industrias de aceites animales y vegetales, y se aplica a la deshidratación de materiales como pulpa papelera, los plásticos, el caucho sintético, la basura y el estiércol para abonos. Durante la deshidratación, el agua de lavado o dilución se puede inyectar en uno o más puntos de la jaula. La acción de corte sobre la masa desintegra realmente los sólidos sin dañar las fibras individuales. La capacidad de las prensas comerciales de tornillo para aceites van de 2.7 a 910 toneladas métricas (3 a 1000 toneladas cortas) de material bruto cada 24 h. El contenido residual de aceite puede variar de 2 a 18%, según las semillas oleaginosas que se compriman y el tipo de prensa de que se trate.

Costos de las prensas de tornillo Las prensas continuas de tornillo se clasifican como de presión alta, media o baja. Sus costos varían con la presión, la capacidad y los materiales de construcción. Las unidades de baja capacidad y presión alta 225 a 450 kg (500 a 1000 libras de torta comprimida por hora) para la industria de aceites animales y vegetales se venden a, aproximadamente, 50 000 dólares, una unidad del doble de esta capacidad y que opera a una presión un poco más alta (menos contenido de aceite residual) cues-

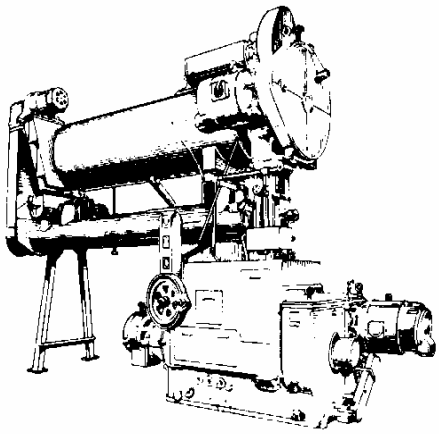


FIG. 19-130 Prensa Anderson Expeller con unidad de templado de semilla de aceite. (*V.D. Anderson Co.*)

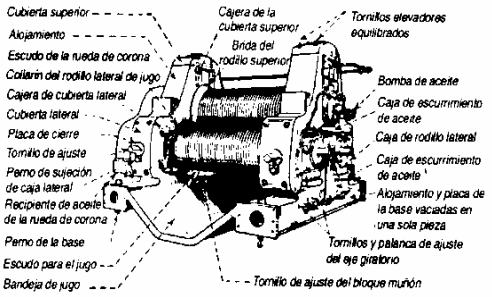


FIG. 19-131 Molino de azúcar de tres rodillos. (*The Farrel* Co.)

ta de 60 000 a 100 000 dólares. Las prensas de una capacidad mayor, de hasta 5.5 toneladas métricas/hora (12 000 lb/h), pueden costar 140 000. Una prensa de deshidratación de papel en dos etapas que maneja hasta 5.5 toneladas métricas/hora de fibra seca por peso cuesta de 100 000 a 120 000 dólares, según los materiales de construcción. Las prensas desecadoras de caucho y polímeros se fabrican por lo común con acero inoxidable y cuestan de 40 000 dólares para un modelo de planta piloto a 125 000 dólares la de tamaño comercial popular, y 220 000 dólares el modelo de alta capacidad. Los precios de las prensas continuas de tornillo verticales son semejantes; para aplicaciones de extracción de jugos de verduras y otras aplicaciones similares de la industria de la alimentación (acero inoxidable en contacto con el producto), los precios se elevan de 50 000 dólares para una unidad de laboratorio a 750 000 dólares para un complejo deshidratador y desecador de máquinas gemelas, con una capacidad de 4.5 toneladas métricas por hora (5 ton/h). Los precios que se dan corresponden a septiembre de 1980.

Molinos de rodillos Los molinos continuos de rodillos (Fig. 19-131) que se utilizan en la industria de azúcar de caña combinan una acción mecánica de ruptura y trituración con la aplicación de presión para exprimir el jugo. Los molinos de tres rodillos son comunes; en ellos el rodillo superior está encima y entre los otros dos, y se comprime sobre ellos por medio de arietes hidráulicos situados en los extremos. El material se comprime entre el rodillo superior y el primero y, a continuación, una tornamesa lo dirige al hueco entre el rodillo superior y el segundo, para una nueva compresión. Los rodillos son de hierro colado, corrugados y ranurados en diversos patrones. A veces se emplea un rodillo de alimentación para obligar al material a entrar forzado al primer par de rodillos, lo cual permite utilizar una abertura menor o una velocidad más alta de alimentación.

En la industria de la caña de azúcar se emplean trenes de cuatro a siete de estos molinos, con la cubierta de caña triturada desplazada entre ellos por medio de transportadores de banda articulada. Primero, se tritura la caña en seco; sin embargo, en puntos escogidos de los molinos siguientes, se agrega agua o licor débil como baño o aspersión para mejorar la recuperación de azúcar. Este proceso se conoce como maceración y es equivalente a la lixiviación de la caña combinada con el exprimido en los molinos.

Los molinos de dos rodillos realizan el exprimido del líquido sin la acción de desgarramiento y trituración de las unidades de tres rodillos. Los rodillos dobles se emplean muy a menudo para la deshidratación de papel, apoyados por lo común sobre fieltro en las máquinas papeleras. Otras unidades similares de dos rodillos, con frecuencia con superficies acojinadas en vez de acero, exprimen agua o líquidos de procesamiento de los artículos textiles, después de la cocción, la aplicación de tinte, el blanqueo y otras operaciones relacionadas. En el proceso de aplicación de tintes, la tela se impregna por completo con pequeñas cantidades de tinte por medio de compresiones sucesivas con rodillos acojinados.

Prensas de bandas El filtro prensa de bandas encierra al precipitado o sedimento entre dos bandas sin fin en movimiento y exprime el líquido mediante presión aplicada por rodillos. La aplicación comercial de las prensas de bandas se desarrolló durante la década de 1970-80 y actualmente se utiliza en las industrias de la pulpa, el papel y los minerales, así como para la eliminación del agua en muchos tipos de desperdicios sólidos industriales y municipales.

Un filtro de banda para el desaguado incluye, por lo general, tres zonas: una región de drenado por gravedad, para la eliminación del agua libre; una zona de baja presión, que se incrementa gradualmente, para exprimir el agua superficial y la que se encuentra en los intersticios, y una zona de alta presión, para continuar estas acciones y quizás inducir la separación del agua de unión o celular (Fig. 19-132). Los precipitados alimentados contienen de 2 a 8% de sólidos y pueden ser deshidratados hasta un 12 a 40% de sólidos o incluso más, como en el caso de los materiales minerales, cuyo contenido de agua celular es pequeño. La pérdida de sólidos hacia el líquido exprimido se puede mantener por lo general en un nivel inferior a 2%. A menudo es benéfico y, en ocasiones, necesario al preacondicionamiento del precipitado por medio de policlectrólitos.

La operación de las prensas de bandas es básicamente automática. El reemplazo del medio filtrante se vuelve necesario en última instancia debido a picaduras, desgaste o falla de las costuras, pero con una operación cuidadosa una banda puede durar en servicio continuo 3 o 4

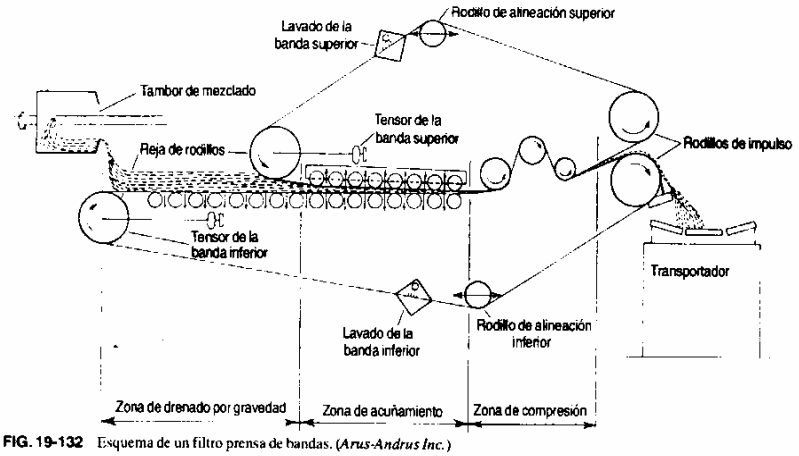


FIG. 19-132 Esquema de un filtro prensa de bandas. (*Arus-Andrus Inc.*)

meses. Generalmente se incluye en el sistema un rocío para el lavado de las bandas. Se utilizan bandas hasta de 3 m (10 ft) de ancho para obtener gran capacidad, con precipitados de drenado lento como, por ejemplo, los lavados de carbón.

TEORÍA DEL EXPRIMIDO*

El exprimido es una operación complicada que muestra, principalmente, los fenómenos de la mecánica de los sólidos agregados y semiagregados, pero también incluye la mecánica del líquido a separar de los sólidos. Por consiguiente, no causa sorpresa que la teoría del exprimido esté incompleta. Esta teoría consiste básicamente en hipótesis semiteóricas, mediante las que se trata de racionalizar las observaciones de planta y laboratorio. La mayor parte del trabajo experimental informado se realizó con materiales específicos estudiados para su aprovechamiento propio y ha dado por resultado ecuaciones empíricas inadecuadas para una aplicación generalizada. (Las investigaciones de Gurnham y Masson y de Shirato y colaboradores, que se resumen posteriormente, son excepciones a este patrón.)

Ya que las relaciones empíricas formuladas por la mayoría de los investigadores del exprimido racionalizan en forma útil los casos específicos y considerando que ofrecen el único conocimiento cuantitativo de la operación, se revisarán en forma breve.

Condiciones de equilibrio El conocimiento del equilibrio obtenido en una prensa —es decir, la forma y composición de la masa comprimida de líquido-sólido, después de que se ha sometido a una presión constante hasta que no ocurre más deformación ni flujo— es, supuestamente, fundamental para la comprensión del proceso de exprimido y la investigación de la velocidad a la que ocurre. Uno de los primeros intentos para describir, en forma cuantitativa, el estado de equilibrio fue el de Deerr, para el exprimido del bagazo y la caña de azúcar, en el equivalente de prensas pequeñas de olla [*Hawaii Sugar Plant. Assoc. Exp. Sta., Agric. Chem. Ser., Bull.* 22(1908); 30(1910); 38(1912)]:

$$V_c = C/p^n \tag{19-70}$$

donde V_c representa el volumen de equilibrio de la torta (la fibra más el jugo exprimido), bajo la presión p, el coeficiente C tiene las dimensiones requeridas por las seleccionadas para V_c y p, y el exponente n puede variar con p. Totalmente empírica, la ecuación (19-70) se ajusta bastante bien a los datos de Deerr.

En el primer estudio definitivo del equilibrio de exprimido los experimentos clásicos de Gurnham y Masson [*Ind. Eng. Chem.*, **38**, 1309 (1946)] se realizaron en un cilindro de prueba [equivalente a una prensa de olla de 6.5 cm^2 (1 in^2) de área] y en una prensa de jaula, con una superficie de 64.5 cm^2 (10 in^2), a presiones que varían aproximadamente entre 1.7 y 136 MPa (250 y 20 000 lbf/in^2). Los investigadores concluyeron que al incrementarse la presión de compactación de una masa fibrosa, la densidad de equilibrio de la porción de sólidos de la masa debe incrementarse, en forma proporcional, respecto al incremento fraccionario de la presión que causa más compactación:

$$dp/p = Kd\rho'_c = K'd(1/V_c) \tag{19-71}$$

o, en forma integrada,

$$\log p = k + k'/V_c \tag{19-72}$$

donde ρ'_c representa la densidad de la masa de torta libre de líquido. Los valores de K, K', k y k' dependen del material a comprimir, las condiciones de exprimido y las dimensiones seleccionadas para p, V_c y ρ'_c.

La ecuación (19-72) correlacionó las observaciones Gurnham y Masson para materiales como fibra de algodón, hilo de lana, fieltro de lana, fibra de asbesto, pulpa de papel y aserrín, seco y humedecido con agua, aceite u otro líquido. También correlacionó la mayor parte de los datos de Deerr (*loc. cit.*).

Velocidad de exprimido Para el diseño de una planta de exprimido, los datos de equilibrio no son suficientes: el tamaño o la capacidad de las prensas depende de la velocidad a la que se llega en el equilibrio, es decir, la velocidad con que se exprime el líquido de la torta.

En una serie de pruebas de laboratorio, Koo y colaboradores [*Ind. Res.* (*China*), **6**, 9 (1937); **1**. *Chem. Eng. China*, **4**, 15, 107 (1937); **5**, 47, 69 (1938); **7**, 1, 23 (1940); *Ind. Eng. Chem.*, **34**, 342 (1942)] observaron que el tiempo de compresión θ para producir una recuperación fraccionaria de aceite de semilla W/W_0 (donde W es la masa del aceite exprimido en el tiempo θ y W_0 representa la masa de aceite en el material original) depende principalmente de la presión de compactación y la viscosidad del aceite exprimido:

$$W/W_0 = C'p^{1/2}\theta^{1/6}/\nu^a \tag{19-73}$$

donde ν es la viscosidad cinemática del aceite a la temperatura de la prensa, el exponente a depende del tipo y la condición de la semilla de aceite y el coeficiente C' se conoce como la constante de la prensa, que depende del tipo y condición del material a exprimir y de las unidades seleccionadas para las variables. Koo desarrolló la ecuación (19-73) a partir de experimentos en los que la presión variaba desde 6.8 hasta 30.6 MPa (1000 a 4500 lbf/in^2), la temperatura de 288 a 398 K (15 a 125°C), que corresponde a una variación de 15 veces de ν y el tiempo de compresión de 0.5 a 9 h.

En el más fundamental y extenso de los estudios de la velocidad de exprimido, realizado por Shirato y sus colaboradores, se analizó la compactación del terreno producido por las vigas en voladizo (Terzaghi y Peck, *Soil Mechanics in Engineering Practice*, Wiley, New York, 1947) y la de la filtración [Tiller y Huang, *Ind. Eng. Chem.*, **53**, 529 (1961)] entre sí, para puentear, al menos tentativamente, el intervalo de exprimido, como se aplica a los precipitados y las tortas del filtro.

Al definir la relación de consolidación U_c como

$$U_c = (L_0 - L)/(L_0 - L_\infty) \tag{19-74}$$

donde L_0, L y L_∞ representan los espesores de la torta en los tiempos de compresión respectivos de 0, θ_c e_∞ (es decir, L_∞ es el espesor de equilibrio), Shirato y Cols. (en Orr, *Filtration: Principles and Practices*, part I, Marcel Dekker, New York, 1977, p. 433) demostraron que el modelo de Terzaghi lleva a la evaluación de U_c como

$$U_c = 1 - \exp\left[-\pi^2 i^2 C_e \theta_c / 4w_c^2\right] \tag{19-75}$$

donde

$$C_e = \rho_s p/\mu c_c \alpha \tag{19-76}$$

e i representa el número de superficies de drenado por torta, w_c es la masa de la torta seca, por unidad de área, ρ_s es la densidad verdadera de los sólidos en la torta, α es la viscosidad absoluta del filtrado, c_c es el índice de compresión de Terzaghi-Peck (*Soil Mechanics in Engineering Practice*, 2d ed., Wiley, New York, 1967, art. 13) y α es la resistencia promedio de filtración de la torta específica (véase el análisis en "Teoría de la filtración").

La aplicación de la ecuación (19-75) enfrenta al usuario a dos dificultades, una fundamental y la otra práctica. Por lo que respecta a la primera, la ecuación implica una respuesta a la expresión de equilibrio en U_c para θ_c. De hecho, en la realidad existe una respuesta lenta y retrasada (llamada "arrastre"), que no se reconoce en el modelo de Terzaghi. La dificultad práctica surge de la necesidad de una instalación experimental para determinar y c_c (es decir, la capacidad de medición de la permeabilidad y la compresión).

Para evitar estos obstáculos se ha sugerido el empleo de un sustituto semiempírico de la ecuación (19-75):

$$U_c = (4i^2 C_e \theta_c/\pi w_0^2)^{1/2}/[1 + (4i^2 C_e \theta_c/\pi w_0^2)^{\gamma}]^{1/(2\gamma)} \tag{19-77}$$

En esta ecuación, γ se conoce como el índice del comportamiento de consolidación y refleja el comportamiento de arrastre de la torta. Además, la evaluación de C_e y γ se puede realizar a partir de los resultados del experimento de expresión, sin recurrir a la determinación complementaria de la permeabilidad de la compresión. Para valores bajos de θ_c, U_c es aproximadamente proporcional a $\theta_c^{0.5}$; en consecuencia, una gráfica de U_c contra $\theta_c^{0.5}$ permite una eva-

* El editor agradece a J. C. Yingst, de Fimco Process Equipment Company, sus valiosos comentarios respecto a la teoría del exprimido.

luación adecuada de $4i^2C_e/\pi w^3$ y, por consiguiente, de C_e en el extremo lineal de la curva. Al sustituir C_e en la ecuación (19-77), se puede evaluar y por ajuste de la curva. Shirato y cols. obtuvieron los valores de y, que varían desde 2.85 para las tortas que no muestran arrastre [*J. Chem. Eng. Japan*, 13, 397 (1980)] hasta 0.4 para tortas con un arrastre considerable (*Proc. World Filtr. Congr.* III, vol.I, Sept. 13-17, 1982, p. 280).

Las correlaciones de Shirato no se han comprobado fuera del laboratorio o para materiales diferentes a los precipitados filtrables y las tortas por ellos depositadas. En tanto que, como señala Purchas (*Solid/Liquid Separation Equipment Scale-Up, Uplands Press, Croydon, England*, 1977, p. 568), las tortas filtrantes, que son literalmente incompresibles (*s*, el exponente de compresibilidad, es cero) no pueden desaguarse por medio de exprimido posterior a la filtración. A medida que se incrementa la compresibilidad, también aumenta la practicabilidad del exprimido y, con determinado valor del umbral de *s*, la operación se vuelve atractiva. Este valor depende del material y de la aplicación concreta, pero un valor conservador sugerido por Purchas es 0.2.

Exprimido continuo No se ha desarrollado ninguna teoría completa para el exprimido en prensas continuas de tornillo, aun cuando existe cierta similitud con las prensas de extrusión y tornillos de alimentación. La eficiencia del gusano o el movimiento hacia adelante de los sólidos en relación con el área proyectada de un gusano va de 25 a 80%. La discrepancia en el desplazamiento parece ser debida a un movimiento de corte dentro de la masa y quizá a un movimiento de giro cerca de la periferia o la pared de la jaula.

Mientras que una torta que tiene resistencia interna a la tensión (p. ej., la pulpa de papel o el carbón) se deshidrata con facilidad por medio de una prensa de tornillo, los precipitados de lodo o arcilla pueden deslizarse, en forma poco eficaz, después del tornillo. Para desaguar dichos precipitados es necesario operar el tornillo a una velocidad inferior al valor límite, que depende de la naturaleza del material de alimentación y las dimensiones de la prensa. Tomar las medidas necesarias respecto al molde del tipo de tornillo y la selección del paso adecuado del tornillo pueden ser importantes para el comportamiento favorable de la prensa [Shirato y cols., *Kagaku Kogaku Rombunshu*, **3**, 303 (1977); *Proc. World Filtr. Congr. III*, vol. I, Sept. 13-17, 1982, p. 286].

Las presiones en el interior de la prensa de tornillo ascienden de 136 a 272 MPa (20 000 a 40 000 lbf/in^2) en algunos puntos, pero son mucho más bajas en muchas aplicaciones, por ejemplo, de 6.8 a 13.6 MPa (1000 a 2000 lbf/in^2) en la deshidratación de pulpas.

El exprimido de líquidos mediante movimiento continuo en una prensa de rodillos se estudió con papel y fieltros de papelería. Las variables principales se definieron, aun cuando las conclusiones cuantitativas son en parte empíricas. La presión total aplicada por medio del rodillo superior es una variable importante, pero su efecto no es sencillo. La mayor presión hace que se incremente la fuerza provocando la deshidratación, pero se puede ver ampliamente contrarrestada por la compactación y la elongación de los canales de flujo. La dureza de los rodillos es un factor vital, puesto que los blandos provocan un aumento del área de contracción, reduciendo así la fuerza por unidad de área que se aplica al material y, asimismo, una distancia mayor del flujo; en esta forma, los rodillos blandos permiten obtener una deshidratación menos completa que los duros. Del mismo modo, los rodillos de diámetros mayores distribuyen la fuerza de compresión e incrementan la distancia de recorrido del flujo, por lo que son menos eficientes que los pequeños. Con una velocidad periférica elevada de los rodillos, el tiempo en la zona de contracción disminuye y la deshidratación resulta menos completa.

Una variable importante, pero que no se ha entendido del todo bien, es la resistencia al flujo dentro del material. Esta propiedad varia muchas veces conforme avanza el material por la zona de contracción de los rodillos y se comprime. Se necesita un flujo transversal para extraer líquido del interior de la masa; el flujo paralelo a la trama, aunque de dirección opuesta, es el único movimiento posible para el líquido en la zona de contracción propiamente dicha. La estructura del material y la variación de la misma en función de la presión, son factores de control. El empleo de un rodillo perforado, a veces con succión desde el interior, permite el flujo transversal incluso en la zona de contracción e incrementa de modo notable el nivel de extracción del líquido. Se necesitan más investigaciones de estas variables. Se puede suponer que los molinos de tres rodillos actúan como dos compresiones sucesivas en molinos de dos rodillos; se produce una deshidratación mayor en la segunda zona de contracción debido a que nunca se llega al equilibrio en una sola pasada.

TABLA 19-18 D

1. Proceso
   - *a*) Se describe el nes que muest lidos-líquido
   - *b*) ¿Qué objecio
   - *c*) En pocas pala rador?
   - *d*) ¿Es el proces
   - *e*) Numérense l problema: *a*) ción de sólid rior.....; *c*); inferior espe dos.....; *e*) pieza" de liqu
   - *f*) Elabórese un tuales
2. Alimentación
   - *a*) Cantidad de Proceso co secos. Proceso por ..... b.
   - *b*) Propiedades cosidad .....
   - *c*) ¿Cuál es la te
   - *d*) Composició
   - *e*) Composició
   - *f*) Porcentaje d
   - *g*) Análisis de
   - *h*) Composició alimentación
   - *i*) Impurezas: f
   - *j*) ¿Hay algún ei separador sión?.....
3. Indices de filtraci
   - *a*) Velocidad de de área de fil para la forma

*En estos datos se centímetros = in × 2.54 litros por segundo-met

SELECCIÓN DE UN SEPARADOR SÓLIDO-LÍQUIDO

La selección de un separador de sólidos contenidos en líquidos se inicia con una elección preliminar de los dispositivos posibles y termina con la compra de un equipo particular de un tamaño, tipo y material de construcción específicos. Las metas son: una operación satisfactoria y la confiabilidad del equipo; la máquina debe cubrir, día tras día, las especificaciones de funcionamiento y no necesitar un mantenimiento ni reparaciones constantes.

Al escoger un separador mecánico de sólidos y líquidos, es importante tomar en consideración las capacidades y las limitaciones de los dispositivos que se tienen a disposición en el comercio. Entre la gran multitud de equipos que existen en el mercado, muchos se diseñan para aplicaciones muy específicas y los intentos realizados para aplicarlos a otras situaciones pueden conducir al fracaso. Ese riesgo es más insidioso, puesto que a menudo el fracaso no se define con gran claridad; por el contrario, puede adoptar los rasgos de una subproducción, productos inferiores a lo que estipulan las especificaciones u operaciones excesivamente costosas, tipos de fallas ligeras que se detectan con lentitud y cuyas causas resultan difíciles de analizar. Además, es preciso reconocer que el rendimiento de los separadores mecánicos —quizá más aún que en el caso de la mayor parte de los equipos de procesamiento químico— depende en gran parte de las etapas anteriores de dicho proceso. Un cambio relativamente pequeño efectuado en el proceso corriente arriba, que incluso podría pasarse por alto, llegaría a modificar la elección óptima del separador.

DEFINICIÓN Y SELECCIÓN PRELIMINARES

Las etapas para resolver un problema de separación sólidos-líquido en general son:

1. Definición del problema general.
2. Establecimiento de las condiciones del procesamiento
3. Relación de selecciones preliminares.
4. Toma de muestras representativas.
5. Realización de pruebas sencillas.
6. Modificación de las condiciones de procesamiento, en caso necesario.
7. Consulta con los fabricantes de equipos.
8. Selección final.

Definición del problema La selección inteligente de un separador requiere un enunciado cuidadoso y completo de la naturaleza del problema de separación. Sin embargo, el enfoque estrecho de la atención sobre el problema específico no es suficiente, especialmente si la separación debe ser uno de los pasos dentro del nuevo proceso. Por el contrario, el problema se debe definir con tanta amplitud como sea

posible, partiendo d
deba separar y conc
final deseada. De es
las etapas anteriores
de separación. Por s
reemplazar a una un
tar entonces al proc
de características m
mente una unidad m
funcionar en forma

Debe buscarse ay
al desarrollo de un p
riencia en el campo
separaciones de este
sería conveniente er
especiales pueden a
por medio de una gu
la debida anticipaci
separación, poco pu
en ocasiones desasti

Establecimiento
siste en definir el pr
materiales que se va

illo ascienden de 136
ntos, pero son mucho
), de 6.8 a 13.6 MPa
pas.
niento continuo en
fieltros de papelería.
ndo las conclusiones
otal aplicada por me-
ite, pero su efecto no
iente la fuerza provo-
lamente contrarresta-
canales de flujo. La
ue los blandos provo-
ndo así la fuerza por
no, una distancia ma-
permiten obtener una
Del mismo modo, los
erza de compresión e
por lo que son menos
periférica elevada de
disminuye y la deshi-

tendido del todo bien,
Esta propiedad varía
a zona de contracción
flujo transversal para
ralelo a la trama, aun-
posible para el líqui-
ha. La estructura del
le la presión, son fac-
o, a veces con succión
uso en la zona de con-
extracción del líqui-
variables. Se puede
como dos compresio-
duce una deshidrata-
lebido a que nunca se

ie por alto, llegaría a

IES

ión sólidos-líquido en

ocesamiento

samiento, en caso ne-

ligente de un separa-
o de la naturaleza del
ie estrecho de la aten-
e, especialmente si la
nuevo proceso. Por el
a amplitud como sea

TABLA 19-18 Datos para la selección de un separador de sólido-líquido*

1. Proceso
   - *a*) Se describe el proceso brevemente. Trácese un diagrama de operaciones que muestre los puntos en los que se requieren separadores de sólidos-líquido.
   - *b*) ¿Qué objeciones existen en contra del proceso actual?
   - *c*) En pocas palabras, ¿cuáles son los resultados que se esperan del separador?
   - *d*) ¿Es el proceso continuo o por lotes?
   - *e*) Numérense los objetivos que siguen, por orden de importancia en su problema: *a*) Separación de dos sólidos diferentes.....; *b*) Eliminación de sólidos para recuperar un licor valioso como flujo superior.....; *c*) Retiro de los sólidos para recuperarlos en forma de flujo inferior espesado..... o como torta seca.....; *d*) Lavado de sólidos.....; *e*) Clarificación de sólidos.....; *f*) Clarificación o "limpieza" de líquido.....; *g*) Concentración de sólidos.....
   - *f*) Elabórese una lista de la potencia disponible y las características actuales
2. Alimentación
   - *a*) Cantidad de alimentación:
     Proceso continuo .....gal/min; .....h/día; .....lb/h de sólidos secos.
     Proceso por lotes: volumen por lote: .....; ciclo total por lotes: ..... h.
   - *b*) Propiedades de la alimentación: Temperatura .....; pH .....; Viscosidad .....
   - *c*) ¿Cuál es la temperatura máxima permisible de la alimentación?
   - *d*) Composición química y peso específico del líquido portador.
   - *e*) Composición química y peso específico de los sólidos.
   - *f*) Porcentaje de sólidos en la lechada de alimentación.
   - *g*) Análisis de malla de los sólidos: Mojados..... Secos.....
   - *h*) Composición química y concentración de los materiales solubles en la alimentación.
   - *i*) Impurezas: forma y efectos probables sobre la separación.
   - *j*) ¿Hay algún componente volátil en la alimentación?..... ¿Debe ser el separador hermético al vapor?..... ¿Tiene que encontrarse a presión?..... Si es así, ¿a qué presión?.....
3. Índices de filtración y asentamiento
   - *a*) Velocidad de filtración en el embudo de Buchnel .....gal/(min)(ft^2) de área de filtración con un vacío de .....in de Hg. Tiempo necesario para la formación de una torta de .....in de espesor .....S.
   - *b*) ¿A qué velocidad se depositan los sólidos por gravedad?
   - *c*) ¿Qué porcentaje del volumen total de la alimentación ocupan los sólidos asentados, después que se completa la sedimentación? ¿Al cabo de cuánto tiempo?
4. Preparación de la alimentación
   - *a*) Si la alimentación tiende a formar espuma, ¿se pueden utilizar agentes antiespumantes? Si es así, ¿de qué tipo?
   - *b*) ¿Se pueden utilizar agentes de floculación? Si es así, ¿qué agentes?
   - *c*) ¿Se puede emplear un ayudafiltro?
   - *d*) ¿Cuáles son las etapas de procesamiento que preceden inmediatamente a la separación? ¿Se pueden modificar para facilitar la separación?
   - *e*) ¿Se podría utilizar algún otro líquido portador?
5. Lavado
   - *a*) ¿Es necesario el lavado?
   - *b*) ¿Cuáles son la composición química y el peso específico del líquido de lavado?
   - *c*) Finalidad del líquido de lavado: ¿el desplazamiento del licor madre residual o la disolución de materiales solubles de los sólidos?
   - *d*) Temperatura del líquido de lavado
   - *e*) Cantidad de lavado aceptable, en lb/lb de sólidos
6. Sólidos separados
   - *a*) ¿Qué porcentajes de sólidos se desean en la torta o el fluido inferior espesado?
   - *b*) ¿Es importante la división de partículas?
   - *c*) Cantidad de materiales solubles residuales en los sólidos
   - *d*) ¿Qué otros tipos de procesamientos deberán sufrir los sólidos?
7. Líquidos separados
   - *a*) Claridad del licor: ¿Qué porcentaje de sólidos es admisible?
   - *b*) ¿Es preciso mantener separados el filtrado y el líquido de lavado gastado?
   - *c*) ¿Qué otros procesamientos sufrirán el filtrado y o el líquido de lavado gastado?
8. Materiales de construcción
   - *a*) ¿Qué metales parecen ser más apropiados?
   - *b*) ¿Qué metales no se deben utilizar?
   - *c*) ¿Qué materiales de juntas y empaques son apropiados?

*En estos datos se utilizan las unidades de ingeniería usuales en Estados Unidos. En su lugar, se pueden utilizar las siguientes unidades SI o SI modificadas; centímetros = in × 2.54; kilogramos por kilogramo = libras por libra × 1.0; kilogramos por hora = libras por hora × 0.454; litros por minuto = galones por minuto × 3.785; litros por segundo-metro cuadrado = galones por minuto - pie cuadrado × 0.679, y pascales = pulgadas de mercurio × 3377.

posible, partiendo del reactor químico u otra fuente de material que se deba separar y concluyendo con los materiales separados en su forma final deseada. De este modo, se verán con claridad las influencias de las etapas anteriores y subsiguientes de procesamiento sobre la etapa de separación. Por supuesto, a veces el nuevo separador tiene como fin reemplazar a una unidad existente; el nuevo separador se deberá ajustar entonces al proceso en curso y aceptar materiales de alimentación de características más o menos fijas. Otras veces el separador es solamente una unidad más de un tren de equipos nuevos cuyas partes deben funcionar en forma armónica para que éste resulte eficaz.

Debe buscarse ayuda para la definición de los problemas y respecto al desarrollo de un programa de prueba con personas que tengan experiencia en el campo. Si en la organización hay un consultor sobre las separaciones de este tipo, se debe recurrir a su consejo experto. Si no, sería conveniente emplear un consultor externo, cuyos conocimientos especiales pueden ahorrar mucho tiempo, dolores de cabeza y dinero, por medio de una guía adecuada. También es importante hacer esto con la debida anticipación. Después de que se ha instalado el equipo de separación, poco puede hacer el consultor para remediar los efectos, en ocasiones desastrosos, de una selección deficiente.

Establecimiento de las condiciones del proceso La etapa 2 consiste en definir el problema en forma detallada. Las propiedades de los materiales que se van a separar, las cantidades de alimentación y productos que se requieren, la gama de variables operacionales y las restricciones sobre los materiales de construcción, se deben establecer con toda precisión, o bien, formularse suposiciones razonables. Los datos precisos sobre el diámetro de la partícula, la distribución del tamaño, las densidades, viscosidades y otras propiedades físicas deben obtenerse antes de hacer la selección y no después de que el separador instalado falla en su funcionamiento. Además, las consideraciones cualitativas afectan la selección del separador. ¿Es el líquido o el sólido la fase valiosa (o quizá ambos)? ¿Se puede aceptar una separación parcial o incompleta, o el líquido debe estar completamente claro? ¿Es importante el diámetro o la apariencia del cristal? ¿Constituye una buena separación un paso clave del proceso o, en ocasiones, se pueden tolerar pequeños lapsos?

En la tabla 19-18 se da la información básica pertinente que es preciso recabar. Se trata de los datos que suelen pedir los fabricantes cuando se les solicita que recomienden y coticen un separador de líquido-sólidos. Cuanto mayor sea la exactitud con que se responda a tales preguntas, tanto mayores probabilidades tendrán para que sea la elección final.

Selecciones preliminares La reunión de información básica permite seleccionar en forma provisional equipos prometedores y excluir los que no parecen ser adecuados. El reconocimiento de que una separación es mecánica y no química o de difusión es inmediato, al igual

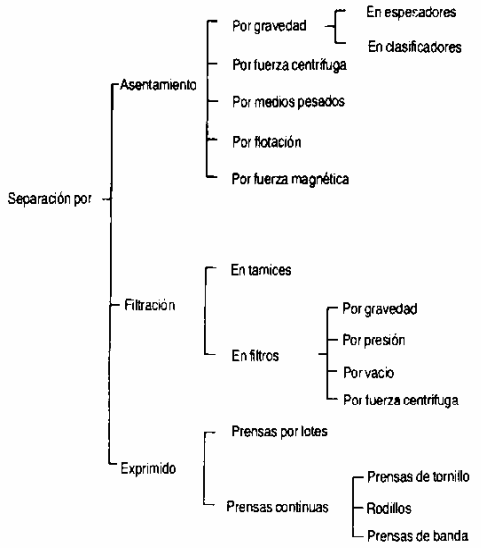


FIG. 19-133 Trayectorias principales para la separación de sólidos-líquidos.

que la identificación de las necesidades de exprimido por oposición a la separación más sencilla de sólidos de partículas de un fluido asociado. En esta última clase, casi todos los separadores funcionan por medio de sedimentación o filtración y es preciso elegir entre las clases de equipos disponibles en cada una de las categorías. En la figura 19-133 se ilustra la naturaleza de las opciones disponibles. En general, la sedimentación no genera una separación tan completa entre sólidos y líquidos como la filtración, puesto que en general da sólidos concentrados que contienen cantidades apreciables de líquido, en comparación con las tortas "más secas" de los filtros. No obstante, se pueden utilizar para la clasificación de partículas de sólidos por tamaños o densidades, mientras que la filtración no permita tales aplicaciones.

MUESTRAS Y PRUEBAS

Una vez que se hace la elección inicial de los tipos prometedores de separadores, es necesario recoger muestras representativas de líquido-sólidos para realizar pruebas preliminares.

Muestras representativas Para obtener resultados significativos, es preciso realizar pruebas con muestras representativas. En los sistemas de líquido-sólidos es difícil obtener buenas muestras. Con frecuencia, una mezcla de líquido-sólidos en un proceso químico varía considerablemente de una hora a otra, de lote a lote o de una semana a otra. Será necesario formular un programa bien establecido de muestreo en un periodo prolongado, tomando muestras en forma aleatoria y espaciada, con una separación suficiente. Se deben tomar muestras de todos los turnos de trabajo en proceso continuo y de muchos lotes sucesivos, en el caso de que el procesamiento sea intermitente. Es preciso investigar la influencia de las variaciones de las materias primas sobre las características de separación, para conocer los efectos de la temperatura del reactor o el cristalizador, la intensidad de la agitación u otras variables de procesamiento.

Una vez que se toman las muestras se deben preservar sin cambios hasta realizar los ensayos. Desgraciadamente, el enfriamiento, el calentamiento de las muestras o la adición de preservativos tienden a modificar en forma apreciable la facilidad con que se pueden separar los sólidos del líquido. A veces facilitan la separación y, en otras ocasiones, la complican; en cualquier caso, las pruebas realizadas con muestras deterioradas dan una imagen falsa de la capacidad de los equipos de separación. Incluso el transporte de las mismas puede tener efectos significativos. Con frecuencia resulta tan difícil preservar sin deterioros las muestras de líquido-sólidos, que sólo se obtendrán resultados precisos incluyendo en la corriente de procesamiento en forma directa una unidad de prueba de separación.

Pruebas simples A veces es conveniente llevar a cabo pruebas preliminares, reconociendo que los resultados pueden requerir una confirmación mediante estudios subsiguientes en gran escala.

Se realizan pruebas preliminares de asentamiento por gravedad en un gran cilindro graduado en el que se deja asentar una muestra bien agitada de lechada. Se toma nota de la altura de la interfase del líquido claro sobrenadante y la lechada concentrada, en función del tiempo de sedimentación. Las pruebas de sedimentación por centrifugación se realizan casi siempre en una centrífuga de botella en que se hace girar la muestra de lechada a diversas velocidades y durante varios periodos, tomando nota del volumen y la consistencia de los sólidos asentados. En particular, en las pruebas de asentamiento por gravedad es importante evaluar los efectos de los agentes de floculación sobre las velocidades de sedimentación.

Se pueden realizar pruebas preliminares de filtración con un embudo de Büchner o con una pequeña hoja de filtro cubierta con lona o algún otro medio apropiado, y conectada a un sistema de vacío. Por lo común, la suspensión se vierte con cuidado en el embudo conectado al vacío, mientras que la hoja se sumerge en una muestra de la lechada y se aplica vacío para extraer el filtrado a un matraz de recolección. Se toma nota del tiempo necesario para formar diversas tortas en la gama de 3 a 25 mm (1/8 a 1 in) de espesor, con un vacío dado, al igual que el volumen de filtrado recogido. Las pruebas que se realizan con cuidado con una hoja al vacío o un embudo de Büchner simulan muy de cerca la acción de los filtros giratorios al vacío de la variedad de alimentación por la parte superior y el fondo, respectivamente, y dan a los observadores experimentados suficiente información respecto a la especificación completa para un filtro de tamaño fabril. Por el contrario, pueden indicar la conveniencia de realizar pruebas con filtros a presión o una investigación de alguna alternativa a la filtración. Se efectúan pruebas con filtros centrífugos en una centrífuga de canasta perforada de 254 o 305 mm (10 o 12 in) de diámetro, recubierta con un medio filtrante adecuado. Se vierte lechada en la canasta en rotación hasta que se forma una torta de espesor apropiado, por ejemplo, 25 mm (1 in). Se recicla filtrado a la canasta a una velocidad que haga que apenas sea visible una capa delgada de líquido sobre la superficie de la torta. La velocidad de descarga de licor en tales condiciones es la misma de drenaje. La prueba se repite con tortas de otros espesores para establecer la capacidad de producción del filtro centrífugo.

En otras partes de esta sección se presentan descripciones más detalladas de las pruebas a pequeña escala de sedimentación y filtración. La interpretación de los resultados y su conversión en estimaciones preliminares de cantidades como las dimensiones del espesor, la capacidad de la centrífuga, el área del filtro, la densidad de la lechada, la sequedad de la torta y los requerimientos de lavado también se analizan en forma detallada. Tanto las pruebas como el tratamiento de los datos deben estar en manos experimentadas, si quiere evitarse el error.

Modificación de las condiciones de proceso Con frecuencia, los cambios relativamente pequeños de las condiciones de procesamiento afectan notablemente el rendimiento de separadores específicos de sólidos-líquido haciendo posible su aplicación en los casos en que los resultados de las pruebas iniciales indiquen lo contrario. Los agentes de floculación son un buen ejemplo; muchas operaciones de sedimentación por gravedad sólo resultan económicamente factibles cuando se agregan floculantes a la corriente de procesamiento. Los cambios en la precipitación o las etapas de cristalización realzan o reducen considerablemente las velocidades de filtración y, por tanto, la capacidad del filtro. Los cambios de temperatura de las corrientes de procesamiento, el contenido de solutos o la naturaleza química del líquido en suspensión influyen también en las velocidades de asentamiento de sólidos. A veces es conveniente agregar un sólido pesado y finamente dividido para constituir un medio pseudo-líquido de suspensión en que las partículas del sólido que se desea se elevarán a la superficie. La adhesión de burbujas de aire a partículas sólidas en una celda de flota-

ción, con un agente a
para modificar las de
Consultas al fabri
—desde luego, no de
conviene pedir ayuda
tedores. Se pueden re
bas del fabricante; u
obtener y preservar m
información sobre el
para aprovechar plen
res. Las pruebas en pl
tifican antes de realiz

ción, con un agente adecuado de flotación, es otro método apropiado para modificar las densidades relativas del líquido y el sólido.

Consultas al fabricante A comienzos de la campaña de selección —desde luego, no después de concluir con las pruebas preliminares— conviene pedir ayuda a los fabricantes de los separadores más prometedores. Se pueden realizar pruebas adicionales en un centro de pruebas del fabricante; una vez más, uno de los principales problemas es obtener y preservar muestras representativas. Se debe compartir tanta información sobre el proceso como sea posible con los fabricantes, para aprovechar plenamente su experiencia en sus equipos particulares. Las pruebas en plantas a escala completa, aunque costosas, se justifican antes de realizar la selección final. Estas pruebas demuestran el funcionamiento con alimentaciones verdaderamente representativas, muestran los problemas operacionales que pueden surgir a largo plazo y suministran una experiencia operacional valiosa.

En resumen, la elección de un separador exige una definición clara del problema en términos amplios, un catálogo completo de información sobre el procesamiento y la selección preliminar y provisional de equipos, seguida por la reconsideración de las selecciones iniciales mediante pruebas a una escala cada vez mayor. La seguridad, la flexibilidad de la operación y la facilidad de mantenimiento deben pesar mucho en la evaluación económica final. Es raro que el precio de compra por sí solo sea un factor importante para determinar lo adecuado de un separador de líquido-sólidos.

Desecación de sólidos y sistemas gas-sólido

Harold F. Porter, B.S., *Principal Division Consultant, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Jubilado); Fellow, American Institute of Chemical Engineers; Registered Professional Engineer (Delaware). (Editor de la sección)*

George A. Schurr, Ph.D., *Consultant, E. I. du Pont de Nemours & Co.; Member, American Institute of Chemical Engineers. (Desecación de sólidos)*

David F. Wells, B.S., *President, David F. Wells & Associates; Member, American Institute of Chemical Engineers; Registered Professional Engineer (Delaware). (Sistemas de lecho fluidificado)*

Konrad T. Semrau, M.S., *Senior Chemical Engineer, SRI International; Member, American Chemical Society, American Institute of Chemical Engineers, Air Pollution Control Association. (Separaciones gas-sólidos)*

INTRODUCCIÓN

FUNDAMENTOS SOBRE LA DESECACIÓN DE SÓLIDOS

Definiciones 20-4
Terminología 20-5
Aplicación de la psicrometría a la desecación 20-5
Gráficas de humedad para vapores disolventes 20-9
Condiciones generales para la desecación 20-9
Mecanismo interno de la circulación del líquido 20-9
Períodos de desecación 20-10
Período de velocidad constante 20-10
Período de velocidad decreciente 20-11
Difusión del líquido 20-11
Teoría capilar 20-12
Contenido crítico de humedad 20-12
Contenido de humedad de equilibrio 20-13
Estimaciones para el tiempo total de desecación 20-14
Análisis de datos 20-14
Pruebas con secadores de fábrica 20-15

EQUIPO PARA LA DESECACIÓN DE SÓLIDOS

Clasificación de secadores 20-16
Selección del equipo de desecación 20-18
Pruebas de desecación 20-18
Bandejas y compartimientos por lotes 20-18
Secadores de bandejas con calor directo 20-22
Predicción de coeficientes de transferencia de calor y masa 20-23
Determinación de la temperatura de la superficie de evaporación 20-23
Datos de operación 20-24
Equipo de compartimientos de circulación directa 20-25
Secadores de parrillas al vacío 20-25
Hornos por lotes 20-27
Túneles continuos 20-28
Secadores continuos con circulación directa 20-29
Hornos continuos 20-32
Secadores rotatorios 20-33
Secadores rotatorios de calor directo 20-34
Hornos rotatorios de calor directo 20-39
Secadores rotatorios de tubo de vapor y calor indirecto 20-44
Calcinadores de calor indirecto 20-46
Secador de persianas giratorias y calor directo 20-47
Secadores agitados 20-48
Secadores rotatorios al vacío 20-48
Secadores de turbobandeja 20-50
Hornos de hogar 20-52
Hornos de hogares múltiples 20-52
Secadores por gravedad 20-53
Hornos de cubilote 20-54
Enfriadores y secadores de gránulos 20-55
Lechos borbotados 20-56
Secadores de transportador vibratorio con calor directo 20-57
Secadores de transportador neumático y por aspersión 20-58
Secadores de transportador neumático 20-58
Secadores por aspersión 20-62

SISTEMAS DE LECHO FLUIDIFICADO

Sistemas gas-sólido 20-67
Tipos de sólido 20-67

Diagrama de fase (Zens y Othmer) 20-67
Diagrama de fase (Reh) 20-68
Diagrama de fase (Yerushalmi, Turner y Squires) 20-68
Concentración de sólidos en función de la altura 20-68
Tipos de equipo 20-69
Velocidad mínima de fluidificación 20-69
Fluidificación particulada 20-69
Diseño de sistemas de lecho fluidificado 20-69
Recipiente de fluidificación 20-70
Escalamiento 20-73
Transferencia de calor 20-74
Control de temperatura 20-74
Mezclado de sólidos 20-75
Mezclado de gas 20-75
Aumento de tamaño 20-75
Reducción de tamaño 20-75
Alimentadores de sólidos y control de flujo de sólidos 20-75
Descarga de sólidos 20-76
Separación de polvo 20-77
Instrumentación 20-78
Empleos de los lechos fluidificados 20-79
Reacciones químicas 20-79
Contacto físico 20-83

SEPARACIONES GAS-SÓLIDOS

Propósito de la recolección de polvo 20-87
Propiedades de coloides de partículas 20-88
Mediciones de las partículas 20-88
Mediciones de la contaminación atmosférica 20-88
Muestreo de gases de proceso 20-88
Análisis del tamaño de la partícula 20-90
Mecanismos para la recolección de polvo 20-90
Rendimiento de los recolectores de polvo 20-91
Diseño del recolector de polvo 20-92
Equipos de recolección de polvo 20-92
Cámaras de sedimentación por gravedad 20-92
Separadores por choque 20-93
Separadores de ciclón 20-94
Separadores mecánicos de centrífuga 20-100
Depuradores de partículas 20-101
Filtros de tela 20-110
Filtros de lecho granular 20-116
Filtros de aire 20-119
Precipitadores eléctricos 20-124

Nomenclatura y unidades

En esta tabla, los símbolos utilizados en esta sección se definen de una manera general. Se listan las unidades SI y usuales en Estados Unidos. Los símbolos especializados se definen en el punto de aplicación o en una tabla aparte de nomenclatura.

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
A	Área	m^2	ft^2
a	Área	m^2	ft^2
C	Capacidad calorífica	J/kg	Btu/lbm
D	Diámetro	m	ft
D	Difusividad	m^2/s	ft^2/s
d	Espesor	m	ft
E	Arrastre	kg/kg	lbm/lbm
E	Diferencia de potencial	V	V
F	Fracción de espacios vacíos	Adimensional	Adimensional
G	Velocidad de masa	$k/(m^2 \cdot s)$	$lbm/(ft^2 \cdot s)$
H	Humedad	kg/kg	lbm/lbm
h	Coeficiente de transferencia de calor	$J/(m^2 \cdot s \cdot K)$	$Btu/(ft^2 \cdot h \cdot °F)$
k	Coeficiente de transferencia de masa	$kg/(m^2 \cdot s \cdot atm)$	$lbm/(h \cdot ft^2 \cdot atm)$
K	Conductividad térmica	$W/(m \cdot K)$	$Btu/(ft \cdot h \cdot °F)$
L	Longitud	m	ft
M	Peso molecular	kg/mol	lbm/mol
N	Velocidad de rotación	l/s	l/min
P	Presión	Pa	lbf/in^2
P	Caída de presión	Pa	lbf/ft^2
Q	Velocidad de flujo	m^3/s	ft^3/s
Q	Flujo total de calor	J/s	Btu/h
S	Pendiente	m/m	ft/ft
t	Tiempo	s	s, h
t	Temperatura	°C	°F
T	Temperatura absoluta	K	°R
U	Coeficiente de transferencia de calor	$J/(m^2 \cdot s \cdot K)$	$Btu/(ft^2 \cdot h \cdot °F)$
u	Velocidad	m/s	ft/s
V	Velocidad	m/s	ft/s
V	Volumen	m^3	ft^3
W	Masa	kg	lbm
w	Carga de la tela	kg/m^2	lbm/ft^2
	Símbolos griegos		
ε	Fracción de espacios vacíos	Adimensional	Adimensional
θ	Tiempo	s	s, h
λ	Calor latente	J/kg	Btu/lbm
μ	Viscosidad	Pa·s	lbm/(s·ft)
ρ	Densidad	kg/m^3	lbm/ft^3
σ	Tensión superficial	N/m	dyn/cm

Esta sección está d
damentos sobre la
de sólidos," "Siste
dos." En esta parte
elementales. En el
estar en cualquiera

Estático Este
descansa sobre otra
tación de la fase s
relativo entre las p

Móvil Este es
en el cual las partíc
o deslizarse unas s
acción de la fuerz
movimiento ascen
generadas dentro d
de sólidos se logra
cia de la fase gasec
un lecho móvil qu
petróleo y, según e
por agitación mec

Fluidificado S
la cual las partícul
tre provocadas po
partículas, con un
porque la velocid
velocidad final de
lidas; la velocidad
continua todos los
gas se registran t
elevar transitorian
tidamente ascend
y la fase gaseosa e
fluido en ebullició

Diluido Esta
sólidas están tan s
na influencia unas
dispersa dentro de
talmente la de la fa
esta situación se p
tos del sistema sob
dos, y las partícula
no obstante, no sie
ción por gravedad
aspersión con fluj
locidad del gas es

Contacto gas-s
para describir el
lecho de sólidos s

1. *Flujo para*
superficie de la fa
la entrecara com
una leve penetrac
lidos cercanos a l
mente en una con
2. *Flujo perp*
normal a la entre
dos y, también en
una condición est
3. *Circulació*
sando por los inte

ción se definen de una
itados Unidos. Los sim-
ón o en una tabla aparte

	Unidades usuales en Estados Unidos
SI	
	ft^2
	ft^2
	Btu/lbm
	ft
	ft^2/s
	ft
	lbm/lbm
	V
nal	Adimensional
	$lbm/(ft^2 \cdot s)$
	lbm/lbm
;)	$Btu/(ft^2 \cdot h \cdot °F)$
atm)	$lbm/(h \cdot ft^2 \cdot atm)$
	$Btu/(ft \cdot h \cdot °F)$
	ft
	lbm/mol
	l/min
	lbf/in^2
	lbf/ft^2
	ft^3/s
	Btu/h
	ft/ft
	s, h
	°F
	°R
;)	$Btu/(ft^2 \cdot h \cdot °F)$
	ft/s
	ft/s
	ft^3
	lbm
	lbm/ft^2

nal	Adimensional
	s, h
	Btu/lbm
	lbm/(s·ft)
	lbm/ft^3
	dyn/cm

INTRODUCCIÓN

Esta sección está dividida en cuatro subsecciones principales: "Fundamentos sobre la desecación de sólidos," "Equipo para la desecación de sólidos," "Sistemas de lecho fluidificado" y "Separación gas-sólidos." En esta parte introductoria se proporcionan algunas definiciones elementales. En el equipo de contacto gas-sólidos, los sólidos pueden estar en cualquiera de las cuatro condiciones siguientes.

Estático Este es un lecho denso de sólidos en el cual cada partícula descansa sobre otras, esencialmente a la densidad de masa de sedimentación de la fase sólida. Dicho de otra manera, *no existe movimiento relativo entre las partículas sólidas* (véase Fig. 20-1).

Móvil Este es un tipo de lecho de sólidos ligeramente restringido en el cual las partículas están separadas apenas lo suficiente para fluir o deslizarse unas sobre otras. Por lo común, el flujo es descendente por acción de la fuerza de gravedad; pero también se puede registrar un movimiento ascendente debido a la elevación mecánica o a la agitación, generadas dentro del equipo de proceso. En algunos casos, la elevación de sólidos se logra en equipos independientes y éstos fluyen en presencia de la fase gaseosa sólo en sentido descendente. Este último caso es un lecho móvil que generalmente se define dentro de la industria del petróleo y, según esta definición, el *movimiento de los sólidos se logra por agitación mecánica o por la fuerza de gravedad* (Fig. 20-2).

Fluidificado Se trata de una condición menos restringida aun en la cual las partículas sólidas se sostienen por medio de fuerzas de arrastre provocadas por la fase gaseosa que pasa por los intersticios de las partículas, con un velocidad crítica dada. Es una condición inestable, porque la velocidad superficial ascendente del gas es menor que la velocidad final de asentamiento o sedimentación de las partículas sólidas; la velocidad del gas no basta para arrastrar y transportar en forma continua todos los sólidos. Al mismo tiempo, dentro de la corriente de gas se registran turbulencias con velocidades bastante grandes para elevar transitoriamente las partículas. El movimiento de éstas es repetidamente ascendente y descendente. En realidad, la fase de los sólidos y la fase gaseosa están entremezcladas y *se comportan juntas como un fluido en ebullición* (Fig. 20-3).

Diluido Esta es una condición irrestricta en la cual las partículas sólidas están tan separadas entre sí que prácticamente no ejercen ninguna influencia unas en otras. A decir verdad, la fase de los sólidos está tan dispersa dentro del gas que la *densidad de la suspensión es fundamentalmente la de la fase gaseosa en lo individual* (Fig. 20-4). Por lo común, esta situación se presenta cuando la velocidad del gas en todos los puntos del sistema sobrepasa la velocidad final de asentamiento de los sólidos, y las partículas ascienden y son arrastradas continuamente por el gas; no obstante, no siempre será éste el caso. En las cámaras de sedimentación por gravedad como las torres de granulación y los secadores por aspersión con flujo a contracorriente, son dos excepciones en que la velocidad del gas es insuficiente para arrastrar por completo a los sólidos.

Contacto gas-sólido Los términos que se utilizan en esta sección para describir el método por el cual el gas entra en contacto con un lecho de sólidos se definen a continuación:

1. *Flujo paralelo* La dirección del flujo de gas es paralela a la superficie de la fase sólida. El contacto se registra primordialmente en la entrecara comprendida entre dos fases, en donde se produce quizá una leve penetración del gas en los vacíos comprendidos entre los sólidos cercanos a la superficie. El lecho de sólidos se encuentra generalmente en una condición estática (Fig. 20-5).

2. *Flujo perpendicular* La dirección de la corriente de gas es normal a la entrecara de las fases. El gas choca contra el lecho de sólidos y, también en este caso, dicho lecho se encuentra casi siempre en una condición estática (Fig. 20-6).

3. *Circulación directa* El gas penetra y fluye directamente pasando por los intersticios de los sólidos, circulando de una manera más

FIG. 20-1 Lecho de sólidos en condición estática (secador de bandeja).

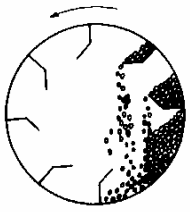


FIG. 20-2 Lecho de sólidos móviles dentro de un secador rotatorio con elevadores.

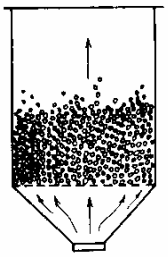


FIG. 20-3 Lecho de sólidos fluidificados.

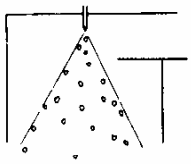


FIG. 20-4 Sólidos en condición diluida cerca de la parte superior de un secador por aspersión.

FIG. 20-5 Flujo paralelo de gas sobre un lecho estático de sólidos.

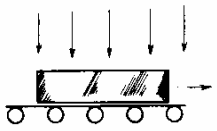


FIG. 20-6 Gas circulante que choca contra un objeto sólido de gran tamaño, siguiendo un flujo perpendicular, dentro de un horno con transportador de rodillos.

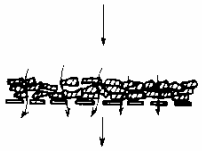


FIG. 20-7 Circulación de gas en flujo directo a través de un lecho de sólidos preconformados, sobre un transformador de plataforma perforada.

o menos libre en torno a las partículas individuales (Fig. 20-7). Esto ocurre cuando los sólidos están en condiciones estáticas, móviles, fluidificadas o diluidas.

Hay tres términos más que es preciso definir:

1. *Flujo de gas en corriente paralela* La fase gaseosa y las partículas sólidas se desplazan en la misma dirección (Fig. 20-8).
2. *Flujo de gas a contracorriente* La dirección de flujo del gas es exactamente opuesta a la que sigue el movimiento de los sólidos.
3. *Flujo transversal de gas* La dirección de la corriente de gas se realiza en ángulos rectos en relación con el movimiento de los sólidos, a través del lecho de sólidos (Fig. 20-9).

Puesto que en una operación de contacto entre gases y sólidos la transferencia o transmisión de calor y masa se desarrolla en las superficies de estos últimos, se puede esperar una máxima eficiencia de proceso con una máxima exposición de la superficie de los sólidos a la fase gaseosa, junto con un mezclado minucioso de gas y sólidos. Estos dos aspectos son de primordial importancia. En cualquier disposición de sólidos en forma de macropartículas, el gas está presente en los vacíos generados entre partículas y entra en contacto con todas las superficies, excepto en los puntos en que las partículas se tocan entre sí. No obstante, cuando el lecho de sólidos se encuentra en una condición estática o de movimiento muy sutil, el gas que se introduce en los vacíos queda separado del cuerpo principal de la fase gaseosa. Es posible que se registre cierta transferencia de energía y masa por difusión, pero por lo general es insignificante.

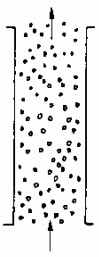


FIG. 20-8 Flujo de corrientes paralelas de gas-sólidos en un transportador neumático de fase diluida y ascenso vertical.

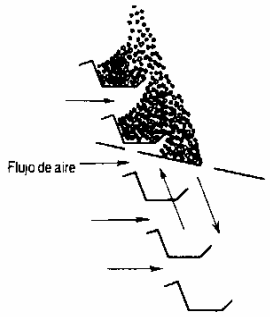


FIG. 20-9 Flujo transversal de gas y sólidos en un secador por gravedad tipo cascada. (*Link-Belt Company, principio Multi-Louvre.*)

El diseño y la selección del equipo están regidos por dos factores.

1. Las consideraciones de índole mecánica.
2. El flujo de sólidos y las características de la superficie.

El primero comprende en general la temperatura o el aislamiento del proceso. Las características superficiales de los sólidos son importantes en el sentido de que controlan el grado al que una operación tiene restricciones de difusión, es decir, se difunde dentro o fuera de los poros de una partícula dada, y no a través de los vacíos comprendidos entre las partículas individuales. El tamaño de las partículas sólidas y la razón entre la superficie y la masa son también factores vitales en la evaluación de las características superficiales y el problema de difusión.

Separaciones gas-sólido Una vez que los sólidos y el gas se han juntado y mezclado dentro de un contactor gas-sólido, es necesario separar ambas fases. Si los sólidos son lo suficientemente ásperos y la velocidad del gas bastante baja, es factible una separación gravitacional completa dentro del contactor primario. Sin embargo, son raras las aplicaciones de este tipo y, por lo común, se requiere un equipo complementario para recolectar el polvo. El paso de recuperación puede llegar a dictar incluso el tipo de dispositivo de contacto primario que se debe seleccionar. Por ejemplo, cuando se trata de un material sólido extremadamente frágil, puede suceder que un contactor profundo de sólidos fluidificados sobrecarguen el sistema de recolección con polvos finos, mientras que un contactor más suave de pantalla o criba deslizable producirá un mínimo de polvos finos por atrición. Por lo tanto, aunque la separación gas-sólidos se considera en general como algo independiente y diferente de la operación primaria de contacto, casi siempre se cree conveniente evaluar el problema de separación al mismo tiempo que se determinan los métodos de contacto.

En esta sección se estudiarán métodos y equipos utilizados para recuperar sólidos arrastrados en una corriente gaseosa y los medios para separar coloides finos del aire atmosférico, así como recolectores de polvos húmedos, lavadores y diversos equipos para separar neblinas líquidas a partir de gases.

FUNDAMENTOS SOBRE LA DESECACIÓN DE SÓLIDOS

REFERENCIAS GENERALES: Hall, *Dictionary of Drying*, Marcel Dekker, New York, 1979. Keey, *Drying Principles and Practice*, Pergamon, New York, 1972.

DEFINICIONES

El **desecado** o **secado** de sólidos se refiere generalmente a la separación de un líquido de un sólido, por **evaporación**. Los métodos mecánicos para separar un líquido de un sólido no se consideran por lo común como una operación de desecado o secado, aunque a menudo proceden a una operación de esta naturaleza, ya que es menos costoso y, muchas veces, más fácil utilizar métodos mecánicos que térmicos.

En esta subsección se presentan la teoría y los conceptos fundamentales de la desecación de sólidos.

El equipo que se emplea comúnmente para desecar sólidos se describe tanto en esta subsección como en la sección 11. En esta última se ofrece información sobre dispositivos para la transmisión indirecta de calor. Esta subsección contiene básicamente las descripciones del equipo de trasmisión directa de calor, e incluye también algunas unidades indirectas, por ejemplo, secadores al vacío, hornos, secadores de

tubo al vapor y calci
se la sección 16.

Terminología
mente aceptadas.

Humedad ocluid
sión de vapor inferi
líquido puede queda
solución en celdas
largo del sólido y p
sólido.

Flujo capilar es
superficie de un sól
sólido.

Periodo de velo
cual la velocidad d
secada es constante

Contenido crít
medio cuando conc

Base de peso sec
lidos mojados en k
pletamente secos.

Contenido de h
cual un material da
temperatura y hum

Periodo de velo
rante el cual la velo
continua.

Punto de satur
riales celulares (p.
completamente sat
pleto de líquido. S
equilibrio conform
a la saturación.

Contenido de h
una temperatura y
humedad ocluida

Estado funicul
po poroso en que l
los poros.

Material higr
ocluida.

Distribución in
medad en todo un

Difusión intern
por a través de un
tración.

El contenido de
la cantidad de hun

El gradiente de
de un sólido en un

Material no hi
dad ocluida.

Estado pendul
poroso cuando ya
partículas discreta
flujo por capilarid

Cambio de hu
libre presente en c
mente presente.

Humedad no
excesiva en relaci
pondiente a la hu
un material no hig

Base de peso h
como porcentaje
base de peso sec
constante para to
de peso húmedo

tubo al vapor y calcinadores rotatorios. Para el desecado de gases, véase la sección 16.

Terminología A continuación se dan las definiciones generalmente aceptadas.

Humedad ocluida en un sólido es aquel líquido que ejerce una presión de vapor inferior a la del líquido puro, a una temperatura dada. El líquido puede quedar ocluido por retención en capilares diminutos, por solución en celdas o paredes fibrosas, por solución homogénea a lo largo del sólido y por adsorción química o física en las superficies del sólido.

Flujo capilar es el paso de un líquido por los intersticios y sobre la superficie de un sólido provocado por la atracción molecular líquido-sólido.

Periodo de velocidad constante es el lapso de desecado durante el cual la velocidad de eliminación de agua por unidad de superficie desecada es constante o uniforme.

Contenido crítico de humedad es el contenido de humedad promedio cuando concluye el periodo de velocidad constante.

Base de peso seco es la expresión del contenido de humedad de sólidos mojados en kilogramos de agua por kilogramos de sólidos completamente secos.

Contenido de humedad de equilibrio es la humedad limitante a la cual un material dado se puede desecar en condiciones específicas de temperatura y humedad del aire.

Periodo de velocidad decreciente es un lapso de desecación durante el cual la velocidad instantánea de desecado disminuye en forma continua.

Punto de saturación de fibra es el contenido de humedad de materiales celulares (p. ej., la madera) al cual las paredes celulares están completamente saturadas, en tanto que las cavidades carecen por completo de líquido. Se puede definir como el contenido de humedad de equilibrio conforme la humedad de la atmósfera circundante se acerca a la saturación.

Contenido de humedad libre es el líquido que se puede separar a una temperatura y humedad dadas. Este valor llega a incluir tanto la humedad ocluida como la no ocluida o retenida.

Estado funicular es aquella condición en la desecación de un cuerpo poroso en que la succión capilar hace que se absorba aire dentro de los poros.

Material higroscópico es aquel que puede contener humedad ocluida.

Distribución inicial de humedad se refiere a la distribución de humedad en todo un sólido al iniciarse el proceso de desecado.

Difusión interna se define como el movimiento del líquido o el vapor a través de un sólido, como resultado de una diferencia de concentración.

El contenido de humedad de un sólido se expresa por lo común como la cantidad de humedad por unidad de peso de sólido seco o húmedo.

El gradiente de humedad se refiere a la distribución de agua dentro de un sólido en un momento determinado del proceso de desecación.

Material no higroscópico es aquel que no contiene alguna humedad ocluida.

Estado pendular es aquel estado de un líquido dentro de un sólido poroso cuando ya no existe una película continua de líquido en torno a partículas discretas, y entre ellas, de modo que no se puede producir un flujo por capilaridad. Este estado sigue al funicular.

Cambio de humedad no realizado es la relación entre la humedad libre presente en cualquier instante dado y la que se encontraba inicialmente presente.

Humedad no ocluida en un material higroscópico es la humedad excesiva en relación con el contenido de humedad de equilibrio correspondiente a la humedad de saturación. Todo el contenido de agua de un material no higroscópico es agua no ocluida o retenida.

Base de peso húmedo es la que expresa la humedad de un material como porcentaje del peso del sólido mojado. Se recomienda utilizar la base de peso seco, ya que la variación del porcentaje de humedad es constante para todos los niveles de la misma. Cuando se emplea la base de peso húmedo para expresar el contenido de humedad, un cambio de

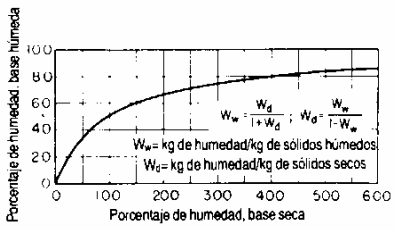


FIG. 20-10 Relación entre las bases de peso húmedo y peso seco.

2 o 3% a grandes contenidos de humedad (por encima del 70%) representa en realidad un cambio del 15 al 20% en carga evaporativa. Véase la figura 20-10, en donde se ilustra la relación entre las bases de peso seco y húmedo.

APLICACIÓN DE LA PSICROMETRÍA A LA DESECACIÓN

En cualquier proceso de desecado, suponiendo un suministro adecuado de calor, la temperatura y la velocidad a las cuales se produce la vaporización del líquido dependen de la concentración de vapor en la atmósfera circundante.

En el desecado al vacío u otros procesos que implican atmósferas con 100% de vapor, la temperatura de vaporización del líquido será igual o mayor que la temperatura de saturación del mismo, a la presión del sistema. (Cuando está presente líquido libre o una superficie mojada, el desecado ocurre a la temperatura de saturación, al igual que el agua libre a 101.325 kPa de presión absoluta se vaporiza en una atmósfera de vapor al 100%, a 100°C.)

Por otro lado, cuando el vapor desprendido se purga del medio del secado utilizando un segundo gas (inerte), la temperatura a la que se produce la vaporización dependerá de la concentración del vapor en el gas que lo rodea. En efecto, el líquido se debe calentar a una temperatura a la que su presión de vapor sea igual o exceda a la presión parcial de vapor en el gas de purga. En la situación opuesta se producirá una condensación.

En casi todas las operaciones de desecación, el agua es el líquido evaporado y el aire es el gas de purga que se emplea comúnmente. Para fines de desecación, se ha encontrado una carta psicrométrica de gran utilidad, la cual se reproduce en la figura 20-11.

1. La **línea de temperatura de bulbo húmedo o de saturación** da el peso máximo de vapor de agua que puede llevar un kilogramo de aire seco en la intersección con la **temperatura de bulbo seco** mostrada en la abscisa a la humedad de saturación. La presión parcial del agua en el aire es igual que la presión de vapor a esa temperatura. La humedad de saturación se define por medio de la ecuación

$$H_s = p_s/(P - p_s)18/28.9 \qquad (20\text{-}1)$$

en donde H_s = humedad de saturación (kg/kg de aire seco); p_s = presión de vapor de agua a la temperatura t_s; P = presión absoluta, y 18/28.9 = relación de los pesos moleculares del agua (18) respecto al aire (28.9). Del mismo modo, la humedad en cualquier condición menor que el nivel de saturación se expresa como sigue:

$$H = p/(P - p)18/28.9 \qquad (20\text{-}2)$$

2. El porcentaje de humedad relativa se define mediante la expresión

$$H_R = 100(p/p_s) \qquad (20\text{-}3)$$

en donde p = presión parcial del vapor de agua en el aire; p_s = presión de vapor de agua a la misma temperatura, y H_R = porcentaje de humedad relativa.

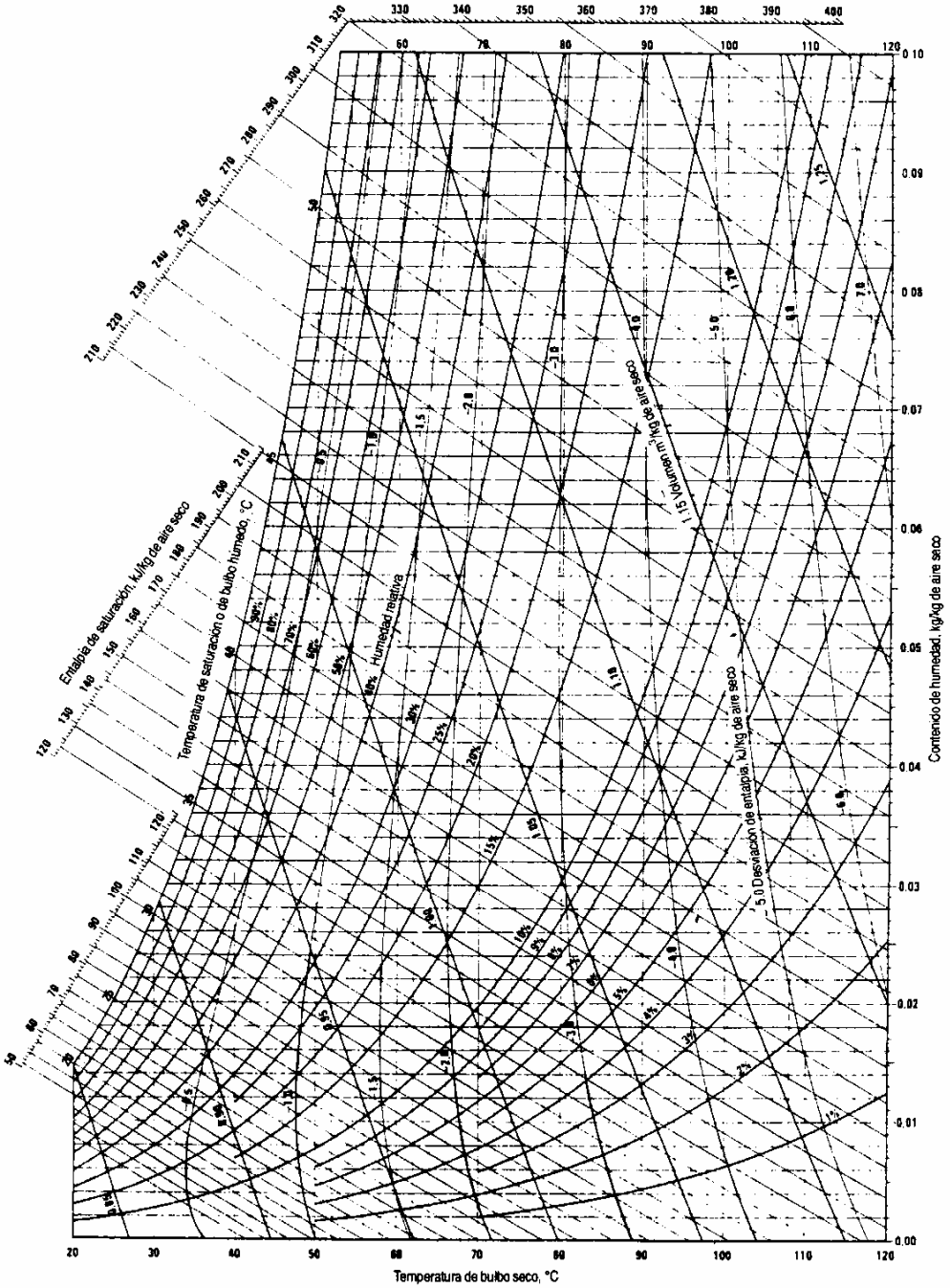
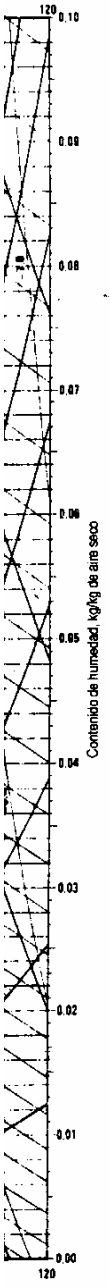


FIG. 20-11 Gráfica psicrométrica: propiedades de las mezclas de aire y vapor de agua de 20 a 120°C. (*Carrier Corporation.*)



3. Los volúmenes húmedos se identifican por medio de las curvas que se titulan: "Volumen m^3/kg aire seco." Los volúmenes se representan gráficamente como funciones de humedad y temperatura absolutas. La diferencia entre el volumen específico de aire seco y el volumen de aire húmedo a un temperatura determinada, es el volumen de vapor del agua.

4. Los datos de entalpía se estipulan sobre la base de kilojoules por kilogramo de aire seco. Los **datos de entalpía de saturación** resultan precisos únicamente cuando se encuentran dentro de la humedad y temperatura de saturación. Las curvas de corrección de entalpía permiten las correcciones de entalpía para humedades debajo de la saturación, y muestran cómo las líneas de temperatura de bulbo húmedo no coinciden precisamente con las líneas de enfriamiento adiabático de entalpía constante.

5. En la figura 20-11 no aparecen líneas para los calores húmedos. Éstos se calculan por medio de la expresión

$$C_s = 1.0 + 1.87H \tag{20-4}$$

en donde C_s = calor húmedo de aire húmedo, kJ/(kg·K); 1.0 = calor específico del aire seco, kJ/(kg·K), 1.87 = calor específico del vapor de agua, kJ/(kg·K); y H = humedad absoluta, kg/kg de aire seco.

6. Las líneas de temperaturas de bulbo húmedo representan también las líneas de saturación adiabática para el aire y el vapor de agua. Éstas se basan en la relación

$$H_s - H = (C_s/\lambda)(t - t_s) \tag{20-5}$$

en donde H_s y t_s = humedad y temperatura de saturación adiabática, respectivamente, correspondientes a las condiciones del aire, representadas por H y t, y C_s = calor húmedo a la humedad H. La pendiente de la curva de saturación adiabática es C_s/λ, en donde λ = calor latente de evaporación a t_s. Estas líneas denotan la relación entre la temperatura y la humedad del aire que pasa por un secador continuo que funciona en forma adiabática.

La temperatura de bulbo húmedo se establece gracias al equilibrio dinámico entre la transmisión de calor y la transferencia de masa, cuando el líquido se evapora de una masa pequeña, por ejemplo, el bulbo húmedo de un termómetro, hacia una masa de gas muy grande, de tal suerte que esta última no sufre ningún cambio de temperatura o humedad. Este se expresa por medio de la relación siguiente:

$$h_c(t - t_w) = k'_g\lambda(H_w - H_a) \tag{20-6}$$

en donde h_c = coeficiente de transmisión de calor por convección, en J/(m^2·s·K) [Btu/(h)(ft^2)(°F)]; t = temperatura del aire, en K; t_w = temperatura de bulbo húmedo del aire, en K; k'_g = coeficiente de transferencia de masa, en kg/(s·m^2)(kg/kg) [lb/(h)(ft^2)(lb/lb)]; λ = calor latente de evaporación a t_w, en J/kg [Btu/lb]; H_w = humedad saturada a t_w = kg/kg de aire seco y H_a = la humedad del aire circundante en kg/kg de aire seco.

Para mezclas de aire y vapor de agua, sucede que $h_c/k'_g = C_s$, aproximadamente, aunque no existe alguna razón teórica para ello. Por tanto, en vista de que la razón $(H_w - H_a)/(t_w - t)$ es igual que $h_c/k'_g/\lambda$, que representa la pendiente de las líneas de temperatura de bulbo húmedo, también es igual que C_s/λ, la pendiente de las líneas de saturación adiabática, como se indicó antes.

Una gráfica de humedad en particular es precisa sólo a la presión para la cual se evaluó. La mayor parte de las gráficas de aire-vapor de agua se basan en una presión de 1 atm. Las humedades tomadas de estas gráficas para ciertos valores de temperaturas de bulbo húmedo y seco se aplican sólo a una presión atmosférica de 760 mm de Hg. Si la presión total es diferente de 760 mm de Hg, la humedad a una temperatura de bulbo húmedo y bulbo seco en particular se debe corregir aplicando la correlación:

$$H_a = H_o + 0.622p_w\left(\frac{1}{P - p_w} - \frac{1}{760 - p_w}\right) \tag{20-7}$$

en donde H_a = humedad del aire a la presión P, en kg/kg de aire seco; H_o = humedad del aire tal como se lee en una gráfica de humedad basada en 760 mm de Hg de presión a las temperaturas de bulbo húmedo y seco observadas, en kg/kg de aire seco; p_w = presión de vapor del

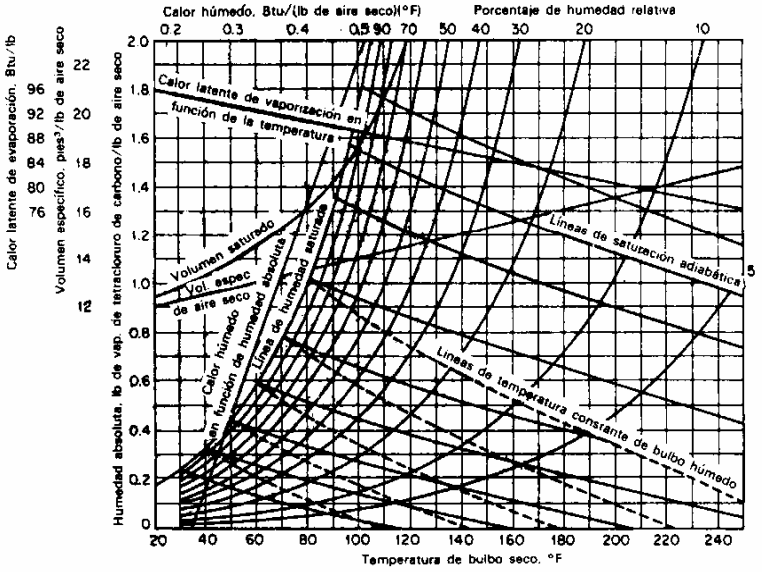


FIG. 20-12 Gráfica de humedad para mezclas de aire y vapor de tetracloruro de carbono. Para convertir unidades térmicas británicas por libra en joules por kilogramo, multiplíquese por 2326; para convertir unidades térmicas británicas por libra aire seco-grados Fahrenheit en joules por kilogramo-kelvin, multiplíquese por 4186.8; y para convertir pies cúbicos por libra en metros cúbicos por kilogramo, multiplíquese por 0.0624.

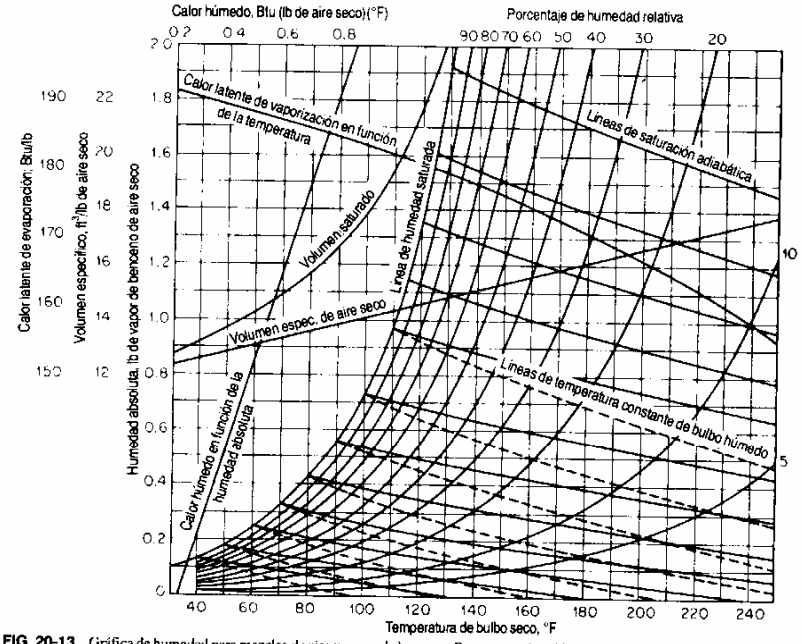


FIG. 20-13 Gráfica de humedad para mezclas de aire y vapor de benceno. Para convertir unidades térmicas británicas por libra en joules por kilogramo, multiplíquese por 2326; para convertir unidades térmicas británicas por libra aire seco-grados Fahrenheit en joules por kilogramo-kelvin, multiplíquese por 4186.8; y para convertir pies cúbicos por libra en metros cúbicos por kilogramo, multiplíquese por 0.0624.

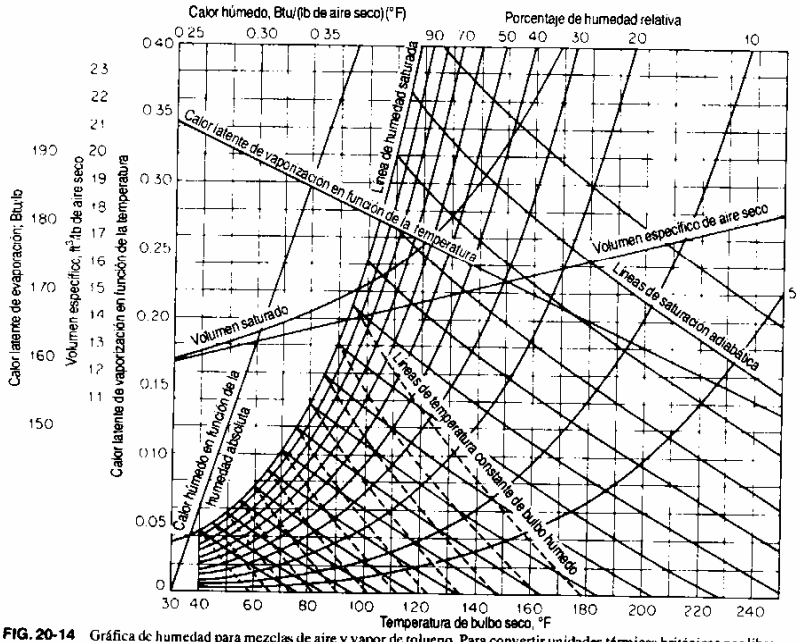


FIG. 20-14 Gráfica de humedad para mezclas de aire y vapor de tolueno. Para convertir unidades térmicas británicas por libra en joules por kilogramo, multiplíquese por 2326; para convertir unidades térmicas británicas por libra de aire seco-grados Fahrenheit en joules por kilogramo-kelvin, multiplíquese por 4186.8; y para convertir pies cúbicos por libra en metros cúbicos por kilogramo, multiplíquese por 0.0624.

agua a la temperatu
P = presión a la cual
seco. Hay correccio
al volumen específic
de humedades relati

GRÁFICAS DE DISOLVENTES

Las gráficas de hum
en forma análoga. Si
en el sentido de que
ablemente de las te
que no sean de agua
En las figuras 20-
tetracloruro de carb
cas se calcularon en
de agua, excepto en
ratura de bulbo hún
los datos correspon
dica la ecuación (20
de temperatura de b

$$H_w$$

en donde α = factor
utilizó en estas gráf
res de $h_c/k'_g C_s$ que
(*Principles of Che*
York, 1937), en don
comprendido, y qu

Material	Tetr
$h_c/k'_g C_s$	

En la sección 12
ción entre h_c y k'_g. P
h_c/k'_g que se aplica
líneas de temperatu
se busca una expos
efectuar determina
bajas temperaturas
vapor de agua, véa
Inst. Chem. Eng., 2

CONDICIONES DESECACIÓN

El desecado de sóli
neos: 1) se transm
masa en forma de l
la superficie. Los f
sos determinan la
Los desecadores
todos de transferer
cadores", figura 2
utilizar transferen
o una combinació
fluir hacia la super
excepción es el d
electricidad de alt
temperatura eleva
La masa se tran
vapor dentro del s

agua a la temperatura de bulbo húmedo observada en mm de Hg, y P = presión a la cual se tomaron las lecturas de bulbo húmedo y bulbo seco. Hay correcciones similares que se pueden derivar para aplicarse al volumen específico, la curva de humedad de saturación y las curvas de humedades relativas.

GRÁFICAS DE HUMEDAD PARA VAPORES DISOLVENTES

Las gráficas de humedad para otros vapores de disolventes se preparan en forma análoga. Sin embargo, se presenta una diferencia importante en el sentido de que la temperatura de bulbo húmedo difiere considerablemente de las temperaturas de saturación adiabática para vapores que no sean de agua.

En las figuras 20-12 a 20-14 se ilustran gráficas de humedad para tetracloruro de carbono, benceno y tolueno. Las líneas de estas gráficas se calcularon en la forma indicada para la mezcla de aire y vapor de agua, excepto en el caso de las líneas correspondientes a la temperatura de bulbo húmedo. La determinación de tales líneas depende de los datos correspondientes a la razón psicrométrica h_c/k'_g como lo indica la ecuación (20-6). En el caso de las gráficas ilustradas, las líneas de temperatura de bulbo húmedo se basan en la siguiente ecuación:

$$H_w - H = (\alpha h_c/\lambda_w k'_g)(t - t_w) \qquad (20\text{-}8)$$

en donde α = factor de corrección de radiación, un valor de 1.06 que se utilizó en estas gráficas. Los valores de h_c/k'_g se derivaron de los valores de $h_c/k'_g C_s$ que presentaron Walker, Lewis, McAdams y Gilliland (*Principles of Chemical Engineering*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1937), en donde C_s = calor húmedo del aire con respecto al vapor comprendido, y que son como sigue:

Material	Tetracloruro de carbono	Benceno	Tolueno
$h_c/k'_g C_s$	0.51	0.54	0.47

En la sección 12 se presenta una explicación de la teoría de la relación entre h_c y k'_g. Puesto que hay valores teóricos y experimentales de h_c/k'_g que se aplican sólo a mezclas diluidas de gas, se omitieron las líneas de temperaturas de bulbo húmedo a grandes concentraciones. Si se busca una exposición sobre las precauciones que deben tomarse al efectuar determinaciones psicrométricas de vapores de disolventes a bajas temperaturas de bulbo húmedo del disolvente, en presencia de vapor de agua, véase el artículo de Sherwood y Comings [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **28,** 88 (1932)].

CONDICIONES GENERALES PARA LA DESECACIÓN

El desecado de sólidos incluye dos procesos fundamentales y simultáneos: **1)** se transmite calor para evaporar el líquido y **2)** se transmite masa en forma de líquido o vapor dentro del sólido y como vapor desde la superficie. Los factores que regulan las velocidades de estos procesos determinan la rapidez o el índice de desecación.

Los desecadores comerciales difieren fundamentalmente en los métodos de transferencia de calor utilizados (véase "Clasificación de secadores", figura 20-20). Estas operaciones de secado industrial podrán utilizar transferencia de calor por convección, conducción, radiación o una combinación de éstos. Sin embargo, en cada caso, el calor debe fluir hacia la superficie externa y luego al interior del sólido. La única excepción es el desecado dieléctrico y de microondas, en donde la electricidad de alta frecuencia genera calor internamente creando una temperatura elevada dentro del material y en su superficie.

La masa se transfiere durante la desecación en forma de líquido o vapor dentro del sólido, y como vapor que se desprende de las superficies expuestas. El movimiento dentro del sólido se debe a un gradiente de concentración que depende de las características del mismo. Un sólido a desecar puede ser poroso o no poroso. También puede ser higroscópico o no higroscópico. Muchos sólidos caen entre estos dos extremos, pero comúnmente se considera que el sólido puede ser lo uno o lo otro.

Un estudio de la forma como se deseca un sólido se puede basar en el mecanismo **interno** de flujo del líquido o en el efecto de las condiciones **externas** de temperatura, humedad, flujo de aire, estado de subdivisión, etc., en la velocidad de desecación del sólido. El primer procedimiento requiere por lo común un estudio básico de las condiciones internas. Aun cuando el segundo procedimiento es menos fundamental, generalmente es el más utilizado debido a que los resultados tienen una mayor aplicabilidad inmediata en el diseño y la evaluación de equipos.

MECANISMO INTERNO DE LA CIRCULACIÓN DEL LÍQUIDO

La estructura del sólido determina el mecanismo por el cual puede ocurrir la circulación o flujo interno del líquido. Estos mecanismos pueden incluir: **1) difusión** en sólidos homogéneos continuos, **2) flujo capilar** en sólidos granulados y porosos, **3)** flujo provocado por gradiente de **contracción** y **presión**, **4)** flujo producido por **gravedad** y **5)** flujo originado por una secuencia de **vaporización y condensación**.

En general, durante la desecación se tiene un mecanismo que predomina en un lapso dado, dentro del sólido; pero no es extraño encontrar diferentes mecanismos que predominan en tiempos distintos durante el ciclo de desecado.

El mecanismo particular que ejerce control durante la desecación de un sólido se determina por medio de un estudio de los gradientes internos de humedad. Es extremadamente difícil hacer la determinación experimental de gradientes de humedad dignos de confianza.

Hougen, McCauley y Marshall [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **36,** 183 (1940)] analizaron las condiciones en que se puede separar un flujo capilar y de difusión de un sólido en vías de desecación, y analizaron los datos experimentales publicados sobre el gradiente de humedad para ambos casos. Sus curvas revelan que el flujo capilar se caracteriza por un gradiente de humedad que comprende una doble curvatura y un punto de inflexión (Fig. 20-15*a*), mientras que el flujo de difusión es una curva suave, cóncava hacia abajo (Fig. 20-15*b*), como se prevé basándose en las ecuaciones de difusión. También demostraron que el coeficiente de difusión de líquidos es por lo común una función del contenido de humedad que decrece conforme ésta disminuye. El efecto de la difusividad variable se ilustra en la figura 20-15*b*, en donde la línea punteada se calcula para la difusividad constante, y la línea continua es experimental para el caso en que el coeficiente de difusión depende de la humedad. Por lo tanto, las ecuaciones de difusión inte-

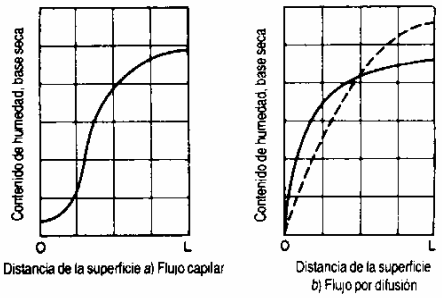


FIG. 20-15 Dos tipos de gradientes de humedad interna obtenidos en la desecación de sólidos.

gradas, suponiendo una difusividad constante, constituyen apenas una aproximación al comportamiento real.

Estos autores clasificaron los sólidos basándose en el flujo capilar y de difusión de la siguiente manera:

Flujo capilar La humedad contenida en los intersticios de los sólidos, como líquido en la superficie o como humedad libre en las cavidades celulares, se desplaza por gravedad y capilaridad, a condición de que existan pasadizos para un flujo continuo. En la desecación, el flujo de líquido debido a la capilaridad se aplica a líquidos que no están en solución y a toda humedad por encima del punto de saturación de fibra, como sucede en textiles, papel y pieles, y a toda humedad por encima del contenido de la humedad de equilibrio a la saturación atmosférica, como sucede en polvos finos y sólidos granulares, como pigmentos de pintura, minerales, arcillas, suelos y arena.

Difusión de vapor La humedad se desplaza por acción de la difusión de vapor a través del sólido, a condición de que se establezca un gradiente de temperatura por calentamiento, creando así un gradiente de presión de vapor. La vaporización y la difusión de vapor ocurren en cualquier sólido en el cual se realice el calentamiento en una superficie y la desecación en la otra, y en donde el líquido quede aislado entre los gránulos del sólido.

Difusión de líquidos El movimiento de líquidos por difusión en sólidos se restringe al contenido de humedad de equilibrio por debajo del punto de saturación atmosférica, y a sistemas en que la humedad y los sólidos son mutuamente solubles. El primer caso se aplica a las últimas etapas de la desecación de arcillas, almidones, harina, textiles, papel y madera; la segunda clase incluye el desecado de jabones, gomas, gelatinas y pastas.

Condiciones externas Las principales variables externas comprendidas en cualquier estudio de desecación son temperatura, humedad, flujo de aire, estado de subdivisión del sólido, agitación del mismo, método de sustentación de éste y el contacto entre las superficies calientes y el sólido mojado. No siempre se encontrará que en un problema aparecen todas estas variables.

PERIODOS DE DESECACIÓN

Cuando un sólido se deseca experimentalmente, casi siempre se obtienen datos que asocian el contenido de humedad con el tiempo. A continuación, estos datos se representan gráficamente como el contenido de humedad (base seca) W en función del tiempo θ, como se ilustra en la figura 20-16*a*. Esta curva representa el caso general en que los sólidos mojados pierden humedad, primero por evaporación desde una superficie saturada del sólido, a lo cual sigue un periodo de evaporación de la superficie saturada que tiene un área gradualmente decreciente y, por último, cuando el agua se evapora en el interior del sólido.

La figura 20-16*a* indica que la velocidad de desecación está sujeta a variación en función del tiempo o el contenido de humedad. Esta variación se ilustra con mayor claridad diferenciando gráfica o numéricamente la curva y haciendo una representación gráfica de $dW/d\theta$ en función de W, como se muestra en la figura 20-16*b*, o como $dW/d\theta$ en función de θ, como se señala en la figura 20-16*c*. Estas **curvas de velocidad** demuestran que el desecado no es un proceso suave y continuo en el cual un solo mecanismo ejerce el control a lo largo de toda su duración. En la figura 20-16*c* se indica con claridad lo que dura cada periodo de desecación.

La sección AB de cada curva representa un periodo de **calentamiento** de los sólidos. La sección BC de cada curva representa el periodo de **velocidad constante**. El punto C, en donde concluye la velocidad constante y comienza a descender el índice de desecación, se conoce como contenido **crítico de humedad**. La porción curvada CD de la figura 20-16*a* se denomina periodo de **velocidad decreciente** y, como se señala en la figura 20-16*b* y *c*, se caracteriza por una velocidad constantemente variable a lo largo del resto del ciclo de desecación. El punto E (Fig. 20-16*b*) representa el punto en que toda la superficie expuesta se hace completamente insaturada y marca el principio de la porción

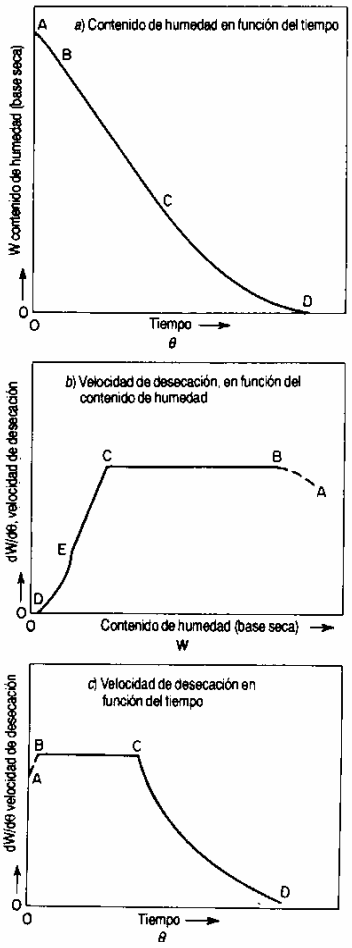


FIG. 20-16 Periodos de la desecación.

del ciclo de desecado durante el cual la velocidad del movimiento de la humedad interna controla la velocidad de desecación. La porción CE de la figura 20-16*b* se define usualmente como el primer periodo de desecación con velocidad decreciente, y la porción DE como el segundo periodo de velocidad decreciente.

PERIODO DE VELOCIDAD CONSTANTE

En este periodo el movimiento de la humedad dentro del sólido es lo bastante rápido para mantener una condición saturada en la superficie, y la velocidad de desecación se controla por medio de la velocidad de transmisión de calor a la superficie de evaporación. El desecado se desarrolla por difusión de vapor desde la superficie saturada del material, pasando por una capa de aire estancado hasta el medio que lo rodea. La velocidad de transferencia de masa se equilibra con la velocidad de transmisión de calor, y la temperatura de la superficie saturada permanece constante. El mecanismo de supresión de humedad equivale a la

evaporación de un cuerpo de agua* y es esencialmente independiente de la naturaleza de los sólidos.

Si el calor se transfiere exclusivamente por convección, y en ausencia de otros efectos caloríficos, la temperatura de la superficie se acerca a la de bulbo húmedo. No obstante, cuando el calor se transmite por radiación, conducción o por una combinación de ambas y por convección, la temperatura de la superficie saturada se ubica entre la de bulbo húmedo y la del punto de ebullición del agua. En tales condiciones, la velocidad de transmisión de calor se incrementa y se obtiene mayor velocidad de desecación.

Cuando el calor se transmite a un sólido húmedo, por conducción a través de superficies calientes, y la transmisión de calor por convección es depreciable, los sólidos se acercan a la temperatura del punto de ebullición más que a la de bulbo húmedo. Este método de transmisión de calor se utiliza en secadores indirectos (véase Clasificación de secadores, Fig. 20-20). La radiación también es eficaz para aumentar la velocidad constante incrementando la transmisión de calor por convección y elevando la temperatura de la superficie más allá del nivel de la de bulbo húmedo.

Cuando el calor para evaporación durante el periodo de velocidad constante se suministra a través de un gas caliente, se establece un equilibrio dinámico entre la velocidad de transmisión de calor al material y la velocidad de eliminación de vapor desde la superficie:

$$dw/d\theta = h_t A\,\Delta t/\lambda = k_g A\,\Delta p \qquad (20\text{-}9)$$

en donde $dw/d\theta$ = velocidad de desecado en kg de agua/s; h_t = coeficiente de la transmisión total de calor, J/(m^2·s·k) [Btu/(h·ft^2·°F)]; A = área para la transmisión de calor y evaporación, en m^2; λ = calor latente de evaporación a t'_s, J/kg (Btu/lb); k_g = coeficiente de transferencia de masa, kg/(s·m^2·atm) [(lb/(h·ft^2·atm)]; $\Delta t = t - t'_s$, donde t = temperatura de gas (bulbo seco), K; $\Delta p = p_s - p$, donde p_s = presión de vapor del agua a la temperatura de la superficie t'_s, atm; y p = presión parcial del vapor de agua en el gas, atm.

La magnitud de la velocidad constante depende de tres factores:

1) El coeficiente de transmisión de calor o transferencia de masa
2) El área expuesta al medio de desecado
3) La diferencia de temperatura o humedad entre la corriente de gas y la superficie mojada del sólido.

Todos estos factores son variables externas. El mecanismo interno del flujo al líquido no afecta la velocidad constante.

Para hacer cálculos de desecación conviene expresar la ecuación (20-9) en términos de la reducción del contenido de humedad más que en la cantidad de agua evaporada. En el caso de evaporación desde una bandeja de material húmedo, suponiendo que no hay ningún cambio de volumen durante la desecación, la ecuación (20-9) se convierte en la siguiente expresión

$$dw/d\theta = (h_t/\rho_s\, d\lambda)(t - t'_s) \qquad (20\text{-}10)$$

en donde $dw/d\theta$ = velocidad de desecación, en kg de agua/(s·kg de sólidos secos); h_t = coeficiente de transmisión total de calor, J/(m^2·s·K) [Btu/(h·ft^2·°F)]; ρ_s = densidad volumétrica de material seco, en kg/m^3; d = espesor del lecho, m; λ = calor latente de vaporización, en J/kg(Btu/lb); t = temperatura del aire, K; y t'_s = temperatura de superficie de evaporación, en K. (Se observará que $dw/d\theta$ es inherentemente negativa.)

Se puede escribir una ecuación similar para el caso de circulación directa.

$$dW/d\theta = (h_t a/\rho_s \lambda)(t - t'_s) \qquad (20\text{-}11)$$

en donde a = m^2 de área de transmisión de calor/m^3 de lecho, 1/m; los demás símbolos son los mismos que se especifican en la ecuación (20-10).

Es preciso conocer los valores de ρ_s y/o a para poder utilizar las ecuaciones (20-10) y (20-11). El valor de a es difícil de calcular si no se cuenta con datos experimentales. Cuando se conoce la fracción de vacío, hay ocasiones en que a se determina partiendo de las siguientes relaciones:

En el caso de partículas esféricas,

$$a = \frac{6(1 - F)}{(D_p)_m} \qquad (20\text{-}12)$$

En el caso de partículas cilíndricas uniformes,

$$a = \frac{4(0.5D_0 + Z)(1 - F)}{D_0 Z} \qquad (20\text{-}13)$$

en donde F = fracción de vacío; $(D_p)_m$ = diámetro armónico medio de las partículas esféricas, m; D_0 = diámetro del cilindro, en m; y Z = altura del cilindro, en m. Para partículas cilíndricas que son largas en relación con su diámetro, se puede omitir el término $0.5D_0$ en la ecuación (20-13).

* El término "agua" se utiliza por conveniencia, aunque estas explicaciones se aplican de igual manera a otros líquidos.

PERIODO DE VELOCIDAD DECRECIENTE

Los periodos de velocidad decreciente principian en el contenido crítico de humedad al concluir los periodos de velocidad constante. Cuando el contenido decreciente de humedad es superior al contenido crítico, todo el proceso de desecado se desarrollará en condiciones de velocidad constante. Por otro lado, si el contenido inicial de humedad es inferior al crítico, todo proceso de desecación se desarrollará en el periodo de velocidad decreciente. Por lo común, este periodo se divide en dos zonas: 1) la de la **desecación de superficie no saturada** y 2) aquella en que el **movimiento interno de la humedad** es el que ejerce el control. En la primera zona, no toda la superficie de evaporación se puede mantener saturada por el movimiento de humedad dentro del sólido. La velocidad de desecación disminuye en la porción no saturada y, por ende, la velocidad de la superficie total se reduce. En general, la velocidad de desecación depende de factores que afectan la difusión de humedad en una dirección que se aleja de la superficie de evaporación, y los que afectan la velocidad de movimiento interno de la humedad.

Conforme prosigue la desecación, se llega a un punto en que la superficie de evaporación es insaturada. El punto de evaporación se desplaza dentro del sólido y el proceso de desecado entra al segundo periodo de velocidad decreciente. La velocidad de desecación está regida ahora por la velocidad del movimiento interno de la humedad, y la influencia de las variables externas va en disminución. Cuando se efectúa una desecación a contenidos reducidos de humedad, este periodo predomina casi siempre en la determinación del tiempo total de desecación.

DIFUSIÓN DEL LÍQUIDO

Se supone que la transferencia de masa está controlada por la difusión cuando el flujo de líquido o vapor está de acuerdo con la segunda ley de la difusión de Fick, que se estipula en la ecuación de difusión a régimen no permanente, al utilizar una notación de transferencia de masa como

$$\delta c/\delta\theta = D_{AB}(\delta^2 C/dx) \qquad (20\text{-}14)$$

donde c = concentración de un componente, en una fase de dos componentes A y B, θ = tiempo de difusión, x = distancia en dirección de la difusión, y D_{AB} = difusividad binaria de la fase AB. Esta ecuación se aplica a la difusión en sólidos y líquidos y gases estacionarios.

La ecuación de difusión en el periodo de desecado con velocidad decreciente para una placa se puede obtener de la ecuación de difusión, si se supone que la superficie está seca o tiene un contenido de humedad de equilibrio y la distribución inicial de humedad es uniforme. En estas condiciones, se obtiene la siguiente ecuación:

$$\frac{W - W_e}{W_c - W_e} = \frac{8}{\pi^2}\left[\sum_{n=0}^{n=\infty} \frac{1}{(2n+1)}\, e^{-(2n+1)^2 D\theta(\pi/2d)^2}\right] \qquad (20\text{-}15)$$

donde W, W_e y W_c representan el contenido promedio de humedad (base seca), en cualquier momento, θ, al iniciarse el periodo de velocidad decreciente y en equilibrio con el medio circundante respectivamente, en kg/kg; D_ℓ = es la difusividad del líquido, en m^2/s; θ es el tiempo desde el comienzo del periodo de velocidad decreciente, s; y d es la mitad del espesor de la capa de sólido a través de la que ocurre la difusión, en m. Cuando la evaporación se presenta en una sola cara, d representa el espesor total, en m.

En la ecuación (20-15) se supone que D_ℓ es constante; sin embargo, D_ℓ es constante en raras ocasiones, ya que varía con el contenido de humedad, la temperatura y la humedad. Para tiempos largos de secado, la ecuación (20-15) se simplifica en una expresión límite de la ecuación de difusión de la forma

$$\frac{W - W_e}{W_c - W_e} = \frac{8}{\pi^2}[e^{-D_\ell\theta(\pi/2d)^2}] \qquad (20\text{-}16)$$

La ecuación (20-16) se puede diferenciar para obtener la velocidad de secado como

$$-\frac{dW}{d\theta} = \frac{\pi^2 D_\ell}{4d^2}(W - W_e) \qquad (20\text{-}17)$$

donde $dW/d\theta$ representa la velocidad de secado, kg/s.

Cuando se grafica la ecuación (20-15) en papel semilogarítmico, se obtiene una línea recta para valores de $(W - W_e)/(W_c - W_e) < 0.6$. Es en esta parte de la línea recta donde se aplica la forma aproximada [ecuación (20-17)].

Las ecuaciones (20-15), (20-16) y (20-17) son válidas exclusivamente para sólidos en forma de placa, cuyo espesor es relativamente pequeño con respecto a las otras dos dimensiones. Para otras formas, se recomienda referirse a Crank (*The Mathematics of Diffusion*, Oxford, London, 1956).

Al integrar la ecuación (20-17) se obtiene una ecuación aproximada para el periodo de velocidad decreciente, que proporciona una ecuación para los materiales, en los que el movimiento de la humedad está controlado por la difusión:

$$\theta_f = \frac{4d^2}{D_\ell \pi^2} \ln \frac{W_c - W_e}{W - W_e} \qquad (20\text{-}18)$$

donde θ_f representa el tiempo de desecado en el periodo de velocidad decreciente.

Las ecuaciones de difusión se pueden utilizar también para el estudio de la difusión de vapor en materiales porosos. Debe quedar claro que todas las estimaciones basadas en las relaciones que suponen una difusividad constante son aproximaciones. Por lo general, la difusividad de líquido en los sólidos disminuye con la concentración de humedad. La difusividad del vapor y líquido cambia también y los materiales se encogen durante el secado.

TEORÍA CAPILAR

Si el tamaño de poro de un material granular es apropiado, la humedad se puede desplazar de una región de gran concentración a otra de menor magnitud, como resultado de la acción capilar, más que por difusión. La teoría capilar presupone que un lecho de esferas no porosas se compone de partículas que rodean un espacio denominado poro. Estos poros se conectan por medio de pasajes de varios tamaños. Conforme el agua se separa progresivamente del lecho, la curvatura de la superficie del agua en los intersticios de la capa superior de esferas aumenta y se establece una presión de succión que resulta de dicha curvatura. Al continuarse la separación o eliminación de agua, la presión de succión adquiere un valor al cual el aire es atraído dentro de los espacios de los poros entre las capas sucesivas de esferas.

Esta succión de entrada o potencial de succión es una medida de las fuerzas resultantes que tienden a extraer agua del interior del lecho hacia la superficie. Para un poro formado por esferas no porosas en un relleno regular, el potencial de succión está dado por

$$P_s = x\sigma/r\rho g \qquad (20\text{-}19)$$

donde P_s = potencial de succión, en m de agua; σ = tensión superficial, en dinas/m; ρ = densidad del agua, en kg/m^3; $g = 9.8\ m/s^2$; r = radio de la esfera, en m; y x es un factor de relleno equivalente a 12.9 para un relleno romboédrico y 4.8 para un relleno cúbico.

Al proseguir el desecado, la humedad de la superficie se evapora provocando el retiro de los meniscos de la superficie, hasta que el potencial de succión llega a un valor especificado por la ecuación (20-19). En este punto, los poros de la superficie se abren, el aire penetra y la humedad se redistribuye con una leve reducción del potencial de succión. Al proseguir la evaporación, el potencial de succión aumenta una vez más hasta alcanzar un valor de admisión o entrada ligeramente mayor, momento en que se produce una redistribución subsecuente.

La curva de la velocidad de desecación (Fig. 20-16*b*) se puede analizar desde el punto de vista de la teoría capilar. En la región BC se tiene una pérdida de humedad con un aumento gradual de la succión y el vaciamiento de la mayor parte de los poros de mayor tamaño del sólido. En la región CE se registra un aumento de succión conforme el contenido de humedad disminuye y se abren los poros más finos. La sección ED representa una condición en la cual la humedad se elimina por difusión de vapor desde el interior del cuerpo, aunque existe todavía el agua suficiente en el lecho para ocasionar las fuerzas capilares.

Una ecuación aproximada utilizable en el caso de materiales en que el movimiento de la humedad se controla por medio del flujo capilar está dada por

$$\theta_f = \frac{\rho_s\, d\lambda(W_c - W_e)}{h_t(t - t_s')} \ln \frac{W_c - W_e}{W - W_e} \qquad (20\text{-}20)$$

en donde θ_f = tiempo de desecación en el periodo de velocidad decreciente.

En la tabla 20-1 se da una clasificación aproximada de materiales que obedecen las ecuaciones (20-18) y (20-20).

CONTENIDO CRÍTICO DE HUMEDAD

Para utilizar las ecuaciones anteriores con el fin de calcular los tiempos de desecado en el periodo de velocidad decreciente, es necesario conocer los valores del contenido crítico de humedad W_c. Estos valores son difíciles de obtener sin llevar a cabo pruebas de desecado reales que, por sí solas, darían el tiempo de desecación necesario y obviarían con ello la resolución de las ecuaciones. No obstante, en los casos en que no es factible realizar tales pruebas, se debe hacer una estimación del contenido crítico de humedad.

Los valores de los contenidos críticos de humedad para algunos materiales se estipulan en la tabla 20-2, en el caso de una desecación por circulación transversal, y en la tabla 20-10 para desecaciones por circulación directa. Los valores tabulados son sólo aproximaciones, ya que el contenido crítico de humedad depende del historial de desecación. Parece ser que el periodo de velocidad constante concluye cuan-

TABLA 20-1 Materiales que obedecen a las ecuaciones (20-18) y (20-22)

Materiales que obedecen a la ecuación (20-18)	Materiales que obedecen a la ecuación (20-22)
1. Sistemas sólidos de una sola fase como, por ejemplo, jabón, gelatina, pegamento.	1. Sólidos granulares gruesos como arena, pigmentos de pinturas, minerales.
2. Madera y sólidos similares por debajo del punto de saturación de fibra.	2. Materiales en que el flujo de humedad ocurre a concentraciones superiores al contenido de humedad de equilibrio a la saturación atmosférica o por encima del punto de saturación de fibra.
3. Últimas etapas de almidones, textiles, papel, arcilla, sólidos, hidrofílicos en desecación, así como otros materiales, cuando se les está extrayendo el agua captada.	

TABLA 20-2 Cont aproximados que s de diversos materi de agua en la base

Mat
Nitrato de bario, cristales
Cartón de fibra para pare
Arcilla para ladrillos . .
Carbón, pigmento de . .
Celotex . . . . .
Cuero curtido al cromo .
Carbonato de cobre (en b
Caolín inglés . . . . .
Mezcla de arcilla de pedi
Gelatina, inicialmente co
Azul de hierro, pigmento
Caolín. . . . .
Rojo de litol. . . . .
Litopón, torta de prensa
Nitro, pinos de torta (en
Papel, cáscara de huevo
De libro fino . . . .
Encolado . . . . .
De periódico . . . .
Mezcla de arcilla-plásti
Madera de álamo . . .
Azul de Prusia . . . .
Plomo blanco, pulpa, in agua. . . . .
Sal gema (en bandejas)
Arena, malla 50-150 .
Arena, malla 200-325.
Arena que pasa por ma
Arena de mar (en band
Mezcla de ladrillos de
Vaqueta . . . . .
Tetracloruro estánico,
Fracción de arcilla de t
Subsuelo con un mayo
Pulpa de sulfito . . . .
Pulpa de sulfito (pulin
Plomo blanco . . . .
Blanco de España (ye
Tela de lana, estambre
Lana, sarga sin teñir.

do el contenido de h
Puesto que el conte

(20-19)

= tensión superficial, 9.8 m/s^2; r = radio de alente a 12.9 para un

uperficie se evapora ficie, hasta que el po- por la ecuación (20- ren, el aire penetra y ción del potencial de l de succión aumenta entrada ligeramente ución subsecuente. 0-16*b*) se puede ana- la región BC se tiene al de la succión y el yor tamaño del sóli- succión conforme el poros más finos. La humedad se elimina , aunque existe toda- as fuerzas capilares. de materiales en que dio del flujo capilar

$$\frac{W_e}{W_c} \qquad (20\text{-}20)$$

de velocidad decre-

imada de materiales

calcular los tiempos nte, es necesario co- ad W_c. Estos valores de desecado reales ecesario y obviarían nte, en los casos en acer una estimación

ad para algunos ma- una desecación por esecaciones por cir- aproximaciones, ya historial de deseca- nte concluye cuan-

las ecuaciones

que obedecen a la ción (20-22)

granulares gruesos na, pigmentos de , minerales. es en que el flujo dad ocurre a aciones superiores ido de humedad de o a la saturación ica o por encima o de saturación de

TABLA 20-2 Contenidos críticos de humedad aproximados que se obtuvieron en la desecación al aire de diversos materiales, expresados como el porcentaje de agua en la base seca

Material	Espesor, in	Húmedad crítica, % de agua en base seca
Nitrato de bario, cristales en bandejas	1.0	7
Cartón de fibra para paredes	0.17	Superior a 120
Arcilla para ladrillos	.62	14
Carbón, pigmento de	1	40
Celotex	0.44	160
Cuero curtido al cromo	.04	125
Carbonato de cobre (en bandejas)	1-1.5	60
Caolín inglés	1	16
Mezcla de arcilla de pedernal y ladrillo refractario	2.0	13
Gelatina, inicialmente con 400% de agua	0.1-0.2 (mojada)	300
Azul de hierro, pigmento (en bandejas)	0.25-0.75	110
Caolín		14
Rojo de litol	1	50
Litopón, torta de prensa (en bandejas)	0.25	6.4
	.50	8.0
	.75	12.0
	1.0	16.0
Nitro, pinos de torta (en bandejas)		Superior a 16
Papel, cáscara de huevo	0.0075	41
De libro fino	.005	33
Encolado	.004	34
De periódico		60-70
Mezcla de arcilla plástica y ladrillo	2.0	19
Madera de álamo	0.165	120
Azul de Prusia		40
Plomo blanco, pulpa, inicialmente con 140% de agua		Inferior a 15
Sal gema (en bandejas)	1.0	7
Arena, malla 50-150	2.0	5
Arena, malla 200-325	2.0	10
Arena que pasa por malla 325	2.0	21
Arena de mar (en bandejas)	0.25	3
	.5	4.7
	.75	5.5
	1.0	5.9
	2.0	6.0
Mezcla de ladrillos de sílice	2.0	8
Vaqueta	0.25	Superior a 90
Tetracloruro estánico, lodo	1	180
Fracción de arcilla de subsuelo, 55.4%		21
Subsuelo con un mayor contenido de arcilla		35
Pulpa de sulfito	0.25-0.75	60-80
Pulpa de sulfito (pulimento de pulpa)	0.039	110
Plomo blanco		11
Blanco de España (yeso blanco)	0.25-1.5	6.9
Tela de lana, estambre		31
Lana, sarga sin teñir		8

do el contenido de humedad en la superficie llega a un valor específico. Puesto que el contenido crítico de humedad es la humedad promedio a lo largo del material, su valor depende de la velocidad de desecación, el espesor del material y los factores que influyen en el movimiento de la humedad, así como de los gradientes resultantes dentro del sólido. Como resultado, el contenido crítico de humedad aumenta al incrementar la velocidad de desecación y al aumentar también el espesor de la masa del material que se está secando.

CONTENIDO DE HUMEDAD DE EQUILIBRIO

En la desecación de los sólidos, es importante establecer una diferencia entre los materiales higroscópicos y los no higroscópicos. Si un material higroscópico se mantiene en contacto con aire a temperatura y humedad constantes hasta llegar al equilibrio, el material adquirirá un contenido de humedad específico. Esta humedad se denomina contenido de humedad de equilibrio para las condiciones especificadas. La humedad de equilibrio se puede adsorber como una película superficial, o bien, condensarse dentro de los capilares finos del sólido a presión reducida, y su concentración variará con la temperatura y la humedad del aire que lo rodea. Sin embargo, a temperaturas bajas, por ejemplo, de 15 a 50°C, la representación gráfica del contenido de humedad de equilibrio en función del porcentaje de humedad relativa es, en esencia, independiente de la temperatura. A una humedad cero, el contenido de humedad de equilibrio de todos los materiales es cero.

El contenido de humedad de equilibrio depende fundamentalmente de la naturaleza del sólido. En el caso de materiales no porosos, es decir, no higroscópicos, dicho contenido es prácticamente cero a todas las temperaturas y humedades. En caso de materiales orgánicos, como madera, papel y jabón, los contenidos de humedad de equilibrio varían regularmente a lo largo de gamas amplias conforme cambia la temperatura y la humedad. En el caso especial de la deshidratación de sales inorgánicas hidratadas, como sulfato de cobre, sulfato de sodio o cloruro de bario, el control de la temperatura y la humedad adquieren una importancia especial para asegurar el grado deseado de eliminación de humedad y las condiciones apropiadas se deben determinar basándose en los datos del agua de hidratación o cristalización como función de la temperatura y la humedad del aire.

El contenido de humedad de equilibrio de un sólido es especialmente importante en la desecación, porque representa el contenido de humedad limitante en ciertas condiciones de humedad y temperatura. Si el material se seca a un contenido de humedad inferior al que posee normalmente en equilibrio con el aire atmosférico, volverá a su valor de equilibrio al almacenarse, a menos que se tomen precauciones especiales.

El contenido de humedad de equilibrio de un material higroscópico se determina de diferentes maneras, y el único requisito consiste en una fuente de temperatura constante y aire a una humedad constante. La determinación se puede realizar en condiciones estáticas o dinámicas, aunque casi siempre se prefiere esta última situación. Un procedimiento estático sencillo consiste en colocar varias muestras en desecadores de laboratorio ordinarios que contengan soluciones de ácido sulfúrico de concentraciones conocidas, que produzcan atmósferas de humedades relativas también conocidas. La muestra de cada desecador se pesa periódicamente hasta obtener un peso constante. El contenido de humedad a este peso final representa el contenido de humedad de equilibrio para tales condiciones particulares.

En el caso de muchos materiales, el valor del contenido de humedad de equilibrio depende de la dirección a la cual se tienda en dicho equilibrio. Se llega a un valor distinto cuando un material mojado pierde humedad por desorción, como sucede en el desecado, del valor que se obtiene cuando un material seco la adquiere por adsorción. Para hacer cálculos de desecación se prefiere utilizar valores de desorción. En el caso general, el contenido de humedad de equilibrio alcanzado al perder humedad es superior al que se logra cuando se adsorbe.

El contenido de humedad de equilibrio se mide dinámicamente colocando una muestra en un tubo en U por el cual se extrae un flujo continuo de aire de humedad controlada. Una vez más, la muestra se

pesa periódicamente hasta llegar a un peso constante. El aire debidamente humidificado para este tipo de procedimiento se obtiene burbujeando aire seco a través de un volumen grande de solución salina saturada que produce un grado definido de saturación de aire. Es preciso asegurarse de que el aire y la solución salina lleguen al equilibrio. En la tabla 20-3 se encontrarán valores de humedad en varias soluciones salinas.

TABLA 20-3 Mantenimiento de la humedad constante

Fase sólida	Temp. máx., °C	% de humedad
$H_3PO_4.{}^1/_2H_2O$	24.5	9
$ZnCl_2.{}^1/_2H_2O$	20	10
$KC_2H_2O_2$	168	13
$LiCl.H_2O$	20	15
$KC_2H_2O_2$	20	20
KF	100	22.9
NaBr	100	22.9
$CaCl_2.6H_2O$	24.5	31
$CaCl_2.6H_2O$	20	32.3
$CaCl_2.6H_2O$	18.5	35
CrO_3	20	35
$CaCl_2.6H_2O$	10	38
$CaCl_2.6H_2O$	5	39.8
$K_2CO_3.2H_2O$	24.5	43
$K_2CO_3.2H_2O$	18.5	44
$Ca(NO_3)_2.4H_2O$	24.5	51
$NaHSO_4.H_2O$	20	52
$Mg(NO_3)_2.6H_2O$	24.5	52
$NaClO_3$	100	54
$Ca(NO_3)_2.4H_2O$	18.5	56
$Mg(NO_3)_2.6H_2O$	18.5	56
$NaBr.2H_2O$	20	58
$Mg(C_2H_3O_2).4H_2O$	20	65
$NaNO_2$	20	66
$(NH_4)_2SO_4$	108.2	75
$(NH_4)_2SO_4$	20	81
$NaC_2H_2O_2.3H_2O$	20	76
$Na_2S_2O_3.5H_2O$	20	78
NH_4Cl	20	79.2
NH_4Cl	25	79.3
NH_4Cl	30	79.5
KBr	20	84
Tl_2SO_4	104.7	84.8
$KHSO_4$	20	86
$Na_2CO_3.10H_2O$	24.5	87
K_2CrO_4	20	88
$NaBrO_3$	20	92
$Na_2CO_3.10H_2O$	18.5	92
$Na_2SO_4.10H_2O$	20	93
$Na_2HPO_4.12H_2O$	20	95
NaF	100	96.6
$Pb(NO_3)_2$	20	98
$TlNO_3$	100.3	98.7
TlCl	100.1	99.7

Si se busca una lista de sales más completa y referencias adicionales, véase "International Critical Tables," vol. 1, p. 68.

ESTIMACIONES PARA EL TIEMPO TOTAL DE DESECACIÓN

Se requieren las estimaciones de los dos periodos, tanto el de velocidad constante como el de velocidad decreciente, con objeto de evaluar el tiempo total de desecado para una determinada operación de desecación. Si se dispone de las estimaciones para estos periodos, el tiempo total de secado se calcula al suponer

$$\theta_t = \theta_c + \theta_f \tag{20-21}$$

donde θ_t es el tiempo total de desecado, h; θ_c representa el tiempo de secado para el periodo de velocidad constante, h; y θ_f es el tiempo de secado para el periodo de velocidad decreciente, también en h. La dificultad para la estimación del contenido crítico de humedad reduce, en forma considerable, el número de casos de desecación en los que es posible obtener una buena estimación.

ANÁLISIS DE DATOS

Cuando se llevan a cabo experimentos con el fin de seleccionar un secador adecuado y para obtener datos de diseño, se estudia el efecto de los cambios en las diferentes variables externas. Estos experimentos se deben realizar en una unidad experimental que simule al secador a gran escala, tanto en los aspectos térmicos como en los del manejo del material, y sólo se debe emplear el material que sea realmente representativo de la producción a escala completa.

Es preciso obtener datos que expresen el contenido de humedad en función del tiempo transcurrido, y tales resultados se representarán gráficamente como se señala en la figura 20-17. Para los fines del análisis, la curva de humedad-tiempo se debe derivar gráfica o numéricamente, y las velocidades de desecación así obtenidas se representan en forma gráfica para determinar la naturaleza y la extensión de los periodos de desecado que hay en el ciclo. En general, se acostumbra representar gráficamente la velocidad de desecación en función del contenido de humedad, como se muestra en la figura 20-16*b*. Aunque este tipo de gráfica es instructivo, no da mayores datos sobre la duración de los periodos de desecación. Estos aspectos se ilustran mejor por medio de gráficas similares a las de la figura 20-16*c*, en donde la velocidad de desecación se graficó como una función del tiempo, ya sea en coordenadas aritméticas o logarítmicas. Las gráficas logarítmicas permiten una fácil lectura a contenidos reducidos de humedad o en tiempos más prolongados.

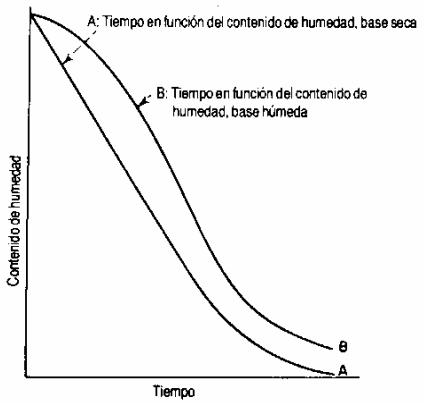


FIG. 20-17 Curvas del tiempo de desecación.

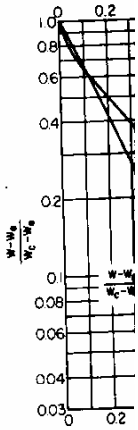


FIG. 20-18 Análisis de

Para determinar si
cidad decreciente, el
la relación entre la hu
dad libre total que es
decreciente $(W-W_e)/$
en papel semilogarítm
curva *B* de la figura 2
se puede aplicar ya se
les la humedad se det
para materiales en los
por flujo capilar. Si se
te de la curva de dese
con la velocidad de
sándose en la ecuaci
las pendientes concu
flujo capilar; pero si
sión y la pendiente d
La dependencia d
del material se debe e
a continuación, una
terial, la difusividad
culo se necesitan los

$\frac{D_t\theta}{d^2}$	0.02	0.0
$\frac{W-W_c}{W_c-W_e}$	0.84	0.7

En la figura 20-18
como la curva *A*.
Si una línea recta
datos experimentale
ción varía inversam
promedio del líquid
$W_c)/(W_c-W_e)$, léas
la ecuación (20-16)
W_e), léase el valor
(escala superior). E

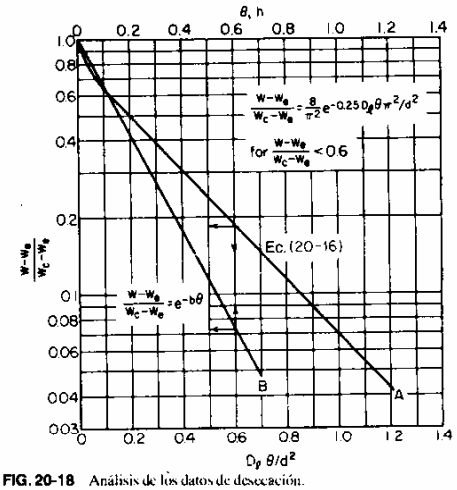


FIG. 20-18 Análisis de los datos de desecación.

Para determinar si existe una relación simple en el periodo de velocidad decreciente, el cambio de humedad no logrado, definido como la relación entre la humedad libre del sólido en el tiempo θ y la humedad libre total que está presente al iniciarse el periodo de velocidad decreciente $(W-W_e)/(W_c-W_e)$, se traza como una función del tiempo en papel semilogarítmico. Si se obtiene una línea recta semejante a la curva *B* de la figura 20-18 utilizando la escala superior de la abscisa, se puede aplicar ya sea la ecuación (20-18), para materiales en los cuales la humedad se desplaza por difusión, o bien, la ecuación (20-20), para materiales en los cuales el movimiento de la humedad se efectúa por flujo capilar. Si se aplica la ecuación (20-20), K_1, que es la pendiente de la curva de desecación con velocidad decreciente, se relaciona con la velocidad de desecación constante. Esta última se calcula basándose en la ecuación (20-10) y se compara con el valor medido. Si las pendientes concuerdan, el movimiento de la humedad se realiza por flujo capilar; pero si no es así, el movimiento de humedad es por difusión y la pendiente de la línea debe ser igual que $\pi^2 D_\ell/4d^2$.

La dependencia de la velocidad de desecación respecto al espesor del material se debe establecer en forma experimental. Como se indica a continuación, una vez que se determina el efecto del espesor del material, la difusividad del líquido se puede calcular. Para hacer este cálculo se necesitan los valores teóricos de una plancha infinita, que son

$D_\ell\theta/d^2$	0.02	0.05	0.10	0.15	0.20	0.30	0.50	1.0
$\frac{W-W_e}{W_c-W_e}$	0.84	0.75	0.642	0.563	0.496	0.387	0.238	0.069

En la figura 20-18 se ilustra una gráfica de estos valores, identificada como la curva *A*.

Si una línea recta como la curva *B* de la figura 20-18 representa los datos experimentales y si se ha determinado que el tiempo de desecación varía inversamente como el cuadrado del espesor, la difusividad promedio del líquido se obtiene como sigue: a un valor dado de $(W-W_e)/(W_c-W_e)$, léase el valor correspondiente de $D_\ell\theta/d^2$ en la curva *A*, la ecuación (20-16), figura 20-18. Al mismo valor de $(W-W_e)/(W_c-W_e)$, léase el valor experimental correspondiente de θ en la curva *B* (escala superior). Entonces,

$$D_{\ell_{\text{prom}}} = \frac{(D_\ell\theta/d^2)\ \text{teórico}}{(\theta/d^2)\ \text{experimental}} \qquad (20\text{-}22)$$

En donde $D_{\ell\,\text{prom}}$ = valor experimental promedio de la difusividad del líquido en m^2/h.

El valor de difusividad calculado basándose en la ecuación (20-22) se debe reconocer como un valor promedio en toda la gama de cambios de humedad, desde $(W-W_e)/(W_c-W_e) = 1$ hasta el valor $(W-W_c)/(W_c-W_e)$ al cual se evaluó θ/d^2. Más aún, en la ecuación (20-22) se supone que la curva teórica es una línea recta para todos los valores del tiempo. Esto no es verdad para valores de $(W-W_e)/(W_c-W_e)$ menores que 0.6.

Se obtendrá un valor más exacto de $D_{\ell\,\text{prom}}$ tomando una relación de las pendientes de las curvas de la figura 20-18. Por consiguiente, la relación de la pendiente de la curva experimental de un cambio de humedad no realizado en función del tiempo de desecación, trazada sobre una gráfica semilogarítmica [ecuación (20-16)], con la pendiente de la curva teórica al mismo cambio de humedad no realizado, trazada también en gráfica semilogarítmica, es igual que la cantidad D_ℓ/d^2. Si se conoce *d*, D_ℓ se puede evaluar.

Pruebas con secadores de fábrica Las pruebas con secadores a escala fabril se efectúan, por lo común, con objeto de obtener datos de diseño para un material específico, para seleccionar un tipo de desecador adecuado o para corroborar el buen funcionamiento actual de un secador en uso, con el fin de determinar su potencial de capacidad. En estas pruebas se derivan datos generales de rendimiento y los resultados se emplean para hacer balances de calor y material, así como para estimar las velocidades globales de desecación o los coeficientes de transmisión de calor.

Por lo común, el mínimo de datos que se deben considerar para calcular el rendimiento de un secador son:

1. Contenidos de humedad en la entrada y la salida
2. Temperatura del gas en la entrada y la salida
3. Temperaturas del material en la entrada y la salida
4. Velocidad de alimentación
5. Velocidad del gas
6. Humedades en la entrada y la salida
7. Tiempo de retención o tiempo de paso por el secador
8. Consumo de combustible

Siempre que sea posible, los contenidos de humedad y las temperaturas se deben medir en diferentes puntos del interior del secador.

En la figura 20-19 se ilustran los resultados experimentales y calculados habituales en una prueba de desecación para un secador por convección, adiabático y continuo. Los datos de prueba tan completos como los aquí estipulados no se justifican generalmente desde el punto de vista económico, excepto como estudios básicos encaminados a es-

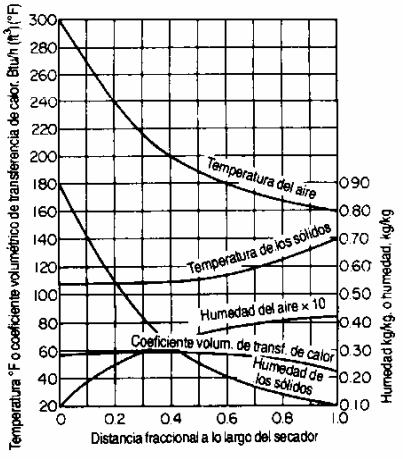


FIG. 20-19 Resultados usuales de pruebas de funcionamiento de secadores. Para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cúbico-grados Fahrenheit en joules por metro cúbico-segundo-kelvin, multiplíquese por 1.73.

tablecer con claridad el efecto de las variables de operación que se llevan a cabo con el propósito de formular un procedimiento de diseño digno de confianza. Lo completa que pueda ser la información buscada en cualquier prueba particular depende del empleo final que se le vaya a dar a dichos datos. En cualquier caso, se requieren datos para dos conjuntos de condiciones de operación por lo menos, si se espera lograr un buen análisis del funcionamiento del secador.

Los resultados de las pruebas de desecado se correlacionan empíricamente en lo que respecta al **coeficiente general de transmisión de calor** o la **longitud de una unidad de transferencia** o **transmisión**, como una función de las variables de operación. El primer aspecto se aplica usualmente a todos los tipos de secadores, en tanto que el último sólo se aplica al caso de los secadores continuos. A continuación se explica la relación entre estas cantidades.

El número de unidades de transferencia en cualquier secador directo está dado por

$$N_t = (t_1 - t_2)/\Delta t_m \qquad (20\text{-}23)$$

en donde N_t = número de unidades de transferencia; t_1 = temperatura del gas en la entrada, en K; t_2 = temperatura del gas de salida; y Δt_m = diferencia media de temperatura entre el gas y los sólidos en todo el secado, en K.

El coeficiente volumétrico de transmisión de calor está dado por la ecuación

$$U_v = \frac{q_d}{V_d\,\Delta t_m} = \frac{wc_s(t_2 - t_1)}{A_d L_d\,\Delta t_m} \qquad (20\text{-}24)$$

en donde U_v = coeficiente volumétrico de transmisión de calor en $J/(m^3 \cdot s \cdot K)$ [$Btu/(h \cdot ft^3 \cdot °F)$]; q = área de corte transversal del secador, m^2; y L_d = longitud del secador, m.

Los coeficientes volumétricos de transmisión de calor a lo largo del secador son menores en el extremo de descarga (Fig. 20-19), debido a la resistencia interna al movimiento de la humedad en las etapas posteriores de desecación. Cuando los datos de desecación se expresan en función de los resultados generales, se debe tener cuidado y aplicar un juicio estricto en la extrapolación de los resultados a otras condiciones, sobre todo en aquellas en que se tengan diferencias de alimentación y humedad del producto. Por ejemplo, si los coeficientes globales de transmisión de calor, a partir de los datos de la figura 20-19, se utilizaran para prever un diseño de secador para reducir la humedad del producto por debajo del 10%, el diseño sería erróneo. Evidentemente, este problema se resuelve tomando las medidas necesarias para asegurar-se de que la humedad final en los experimentos sea menor que la que se desea en el producto.

En cualquier prueba de capacidad para determinar el potencial de un secador de fábrica, es preciso estudiar los efectos de las siguientes variables:

1. **Efecto del aumento de temperatura**. Con frecuencia, esta es la forma más sencilla para lograr una mayor capacidad.
2. **Efecto del aumento de la humedad final.** A causa del aumento notable en el tiempo de desecación requerido para desecar hasta contenidos de humedad reducidos, la humedad máxima final permisible se debe estipular en todos los casos.
3. Se debe determinar el **efecto del aumento de velocidad del aire**. A menudo se necesitan velocidades de aire superiores para proporcionar el calor adicional necesario a mayores capacidades.
4. Se debe establecer la **uniformidad del flujo del aire.** La distribución deficiente de esta circulación puede reducir de un modo acentuado la capacidad y la eficiencia del secador.
5. Se deben tomar en cuenta los beneficios posibles de la **recirculación del aire**.

EQUIPO PARA LA DESECACIÓN DE SÓLIDOS

CLASIFICACIÓN DE SECADORES

Hay varias maneras de clasificar los equipos de desecación. Las dos clasificaciones más útiles se basan en: **1)** el método de transmisión de calor a los sólidos húmedos, o **2)** las características de manejo y las propiedades físicas del material mojado. El primer método de clasificación revela las diferencias en el diseño y el funcionamiento del secador, mientras que el segundo es más útil para seleccionar entre un grupo de secadores que se someten a una consideración preliminar en relación con un problema de desecación específico.

En la figura 20-20 se muestra una gráfica de clasificación de los equipos de desecación basada en la transmisión o transferencia de calor. Esta gráfica agrupa los secadores clasificándolos como directos o indirectos, estipulando subclases de operación continua o en lotes.

Secadores directos Las características generales de operación de los secadores directos son:

1. El contacto directo entre los gases calientes y los sólidos se aprovecha para calentar estos últimos y separar el vapor.
2. Las temperaturas de desecación varían hasta 1000 K, que es la temperatura limitante para casi todos los metales estructurales de uso común. A mayores temperaturas, la radiación se convierte en un mecanismo de transmisión de calor de suma importancia.
3. A temperaturas de gases inferiores al punto de ebullición, el contenido de vapor de un gas influye en la velocidad de desecación y el contenido final de humedad del sólido. Con temperaturas de gas superiores al punto de ebullición en todos los puntos, el contenido de vapor del gas tiene sólo un ligero efecto de retraso en la velocidad de desecación y el contenido final de humedad. Por lo tanto, los vapores supercalentados del líquido que se está separando pueden servir para desecar.
4. Para desecaciones a temperaturas bajas y cuando las humedades atmosféricas son excesivamente elevadas, quizá sea necesario deshumidificar el aire de desecación.
5. Un secador directo consume más combustible por libra de agua evaporada cuanto más bajo sea el contenido de humedad.
6. La eficiencia mejora al aumentarse la temperatura del gas de entrada, para una temperatura de salida constante.
7. Debido a las grandes cantidades de gas que se necesitan para abastecer todo el calor de desecación, el equipo de recuperación del polvo puede ser muy grande y costoso cuando se trata de desecar partículas muy pequeñas.

Los **secadores indirectos** difieren de los directos en la transmisión de calor y la separación del vapor:

1. El calor se transfiere al material húmedo por conducción a través de una pared de retención de sólidos, casi siempre de índole metálica.
2. Las temperaturas de superficie pueden variar desde niveles inferiores al de congelación en el caso de secadores de congelación hasta mayores que 800 K en el caso de secadores indirectos calentados por medio de productos de combustión.
3. Los secadores indirectos son apropiados para desecar a presiones reducidas y en atmósferas inertes, para poder recuperar los disolventes y evitar la formación de mezclas explosivas o la oxidación de materiales que se descomponen con facilidad.
4. Los secadores indirectos que utilizan fluidos de condensación como medio de calentamiento son en general económicos, desde el punto de vista del consumo de calor, ya que suministran calor sólo de acuerdo con la demanda hecha por el material que se está desecando.
5. La recuperación de polvos y materiales finamente pulverizados se maneja de un modo más satisfactorio en los secadores indirectos que en los directos.

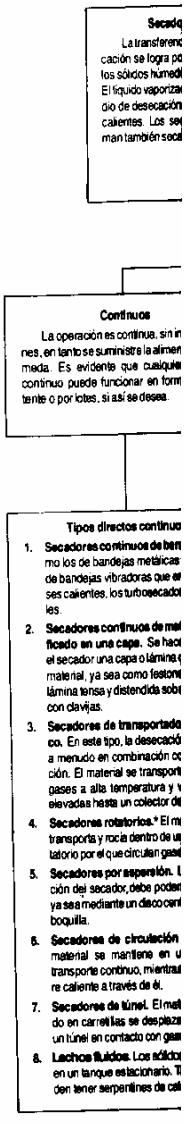


FIG. 20-20 Clasificaci

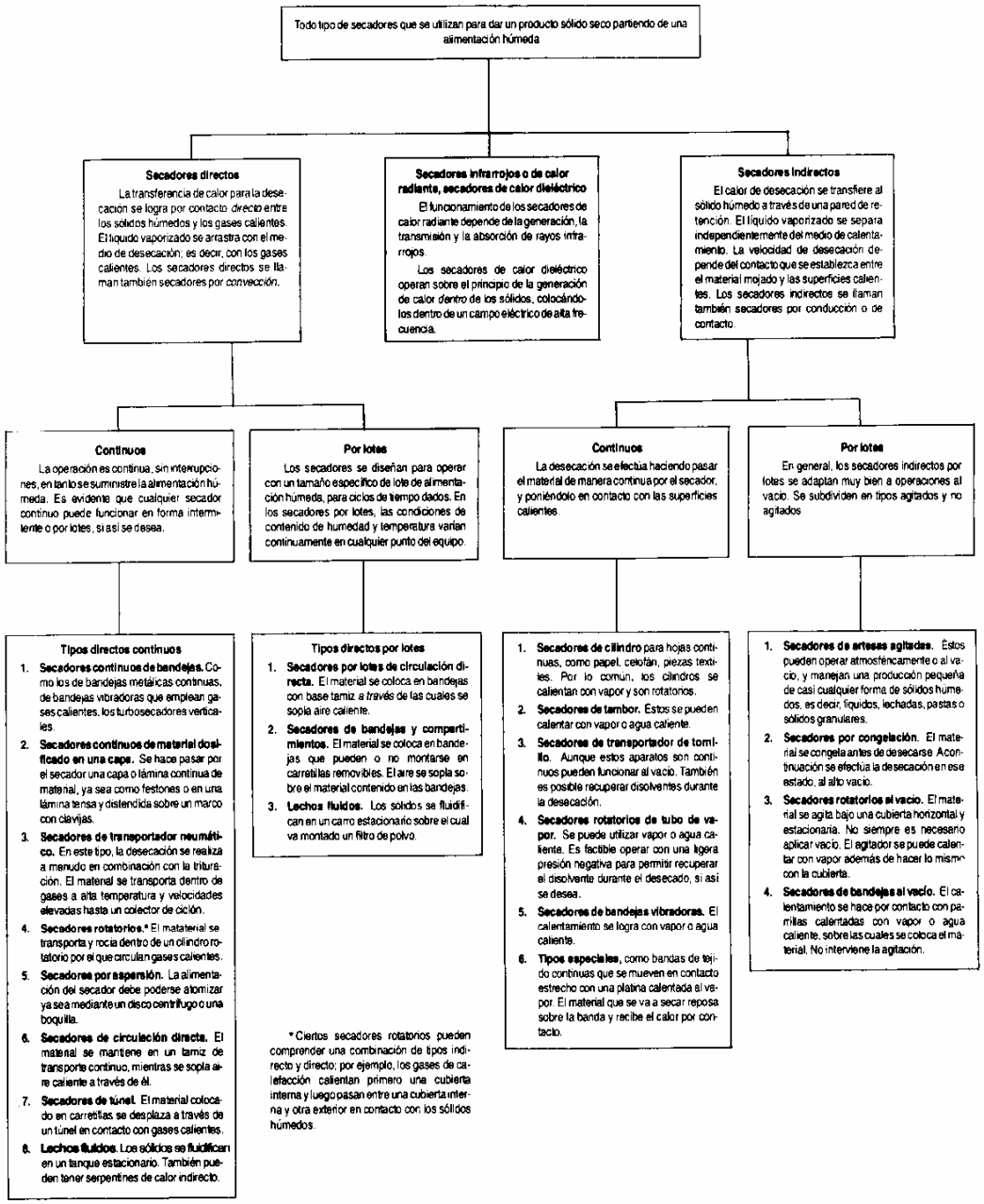


FIG. 20-20 Clasificación de secadores basada en el método de transferencia de calor. [Revisión de Marshall, *Heating, Piping, Air Conditioning*, **18**, 71 (1946).]

Secadores diversos Los **secadores infrarrojos** dependen de la transmisión de energía radiante para evaporar la humedad. La energía radiante se suministra eléctricamente por medio de lámparas infrarrojas, resistencias eléctricas o refractarios incandescentes calentados por gas. Este último método ofrece la ventaja adicional del calentamiento por convección. El calentamiento infrarrojo no se utiliza comúnmente en la industria química para eliminar la humedad, y su aplicación principal es el horneado o la desecación de capas de pintura y en el calentamiento de capas delgadas de materiales.

Los **secadores dieléctricos** no han encontrado hasta ahora un campo muy amplio de aplicación. Su característica fundamental de generación de calor dentro de los sólidos revela potencialidades para desecar objetos geométricos masivos, como madera, diferentes formas de hule espuma y objetos de cerámica. Los costos de energía aumentan hasta diez veces el costo de combustible por métodos tradicionales.

SELECCIÓN DEL EQUIPO DE DESECACIÓN

1. *Selección inicial de los secadores* Se deben seleccionar los secadores que sean más adecuados para manejar el material mojado y el producto seco que se adapten a la continuidad del proceso como un todo y generen un producto de las propiedades físicas deseadas. Esta selección preliminar se puede realizar con la ayuda de la tabla 20-4, que clasifica a los diversos tipos de secadores basándose en los materiales manipulados.

2. *Comparación inicial de los secadores* Los secadores seleccionados de esta manera se evaluarán en forma aproximada, basándose en los datos de costo y funcionamiento. Partiendo de esta evaluación, los secadores que parezcan ser menos económicos o poco apropiados desde el punto de vista de su funcionamiento no se deberán someter a consideraciones subsecuentes.

3. *Pruebas de desecación* Estas pruebas se deben llevar a cabo en los secadores que aún estén en estudio. Dichas pruebas determinarán las condiciones óptimas de operación y las características del producto, y constituirán la base para obtener cotizaciones de los distribuidores de este tipo de equipo.

4. *Selección final del secador* Una vez que se hayan recopilado los resultados de las pruebas de desecación y las cotizaciones sobre los equipos, se hará la selección final del secador más apropiado para el caso.

Los factores importantes que se deben tomar en cuenta para la selección preliminar de un secador son los siguientes:

1. Propiedades del material que se va a manejar
   - *a*) Características físicas en mojado
   - *b*) Características físicas en seco
   - *c*) Corrosividad
   - *d*) Toxicidad
   - *e*) Inflamabilidad
   - *f*) Tamaño de la partícula
   - *g*) Abrasividad
2. Características de desecación del material
   - *a*) Tipo de humedad (ocluida, no ocluida, o ambas)
   - *b*) Contenido inicial de humedad
   - *c*) Contenido final de humedad (máxima)
   - *d*) Temperatura permisible de desecación
   - *e*) Tiempo probable de desecación para diferentes secadores
3. Circulación del material que entra y sale del secador
   - *a*) Cantidad que se va a tratar por hora
   - *b*) Operación continua o por lotes
   - *c*) Proceso anterior a la desecación
   - *d*) Proceso subsecuente a la desecación
4. Cualidades del producto
   - *a*) Contracción
   - *b*) Contaminación
   - *c*) Uniformidad del contenido final de humedad
   - *d*) Descomposición del producto
   - *e*) Desecación excesiva
   - *f*) Estado de subdivisión
   - *g*) Temperatura del producto
   - *h*) Densidad a granel
5. Problemas de recuperación
   - *a*) Recuperación de polvos
   - *b*) Recuperación de disolvente
6. Instalaciones disponibles en el sitio de ubicación propuesto
   - *a*) Espacio
   - *b*) Temperatura, humedad y limpieza del aire
   - *c*) Combustibles disponibles
   - *d*) Energía eléctrica disponible
   - *e*) Ruido, vibración, polvo o pérdidas de calor permisibles
   - *f*) Fuente de la alimentación mojada
   - *g*) Salidas de gases de escape

Uno de los aspectos de primordial importancia es la naturaleza física del material que se va a manejar. Cuando se trata de una lechada, se requiere un tipo distinto de secador que el que se utiliza cuando se tiene un sólido cristalino áspero que, a su vez, diferirá del requerido por un material en hojas (tabla 20-4).

Después de hacer la selección preliminar de las clases adecuadas de secadores, debe realizarse una evaluación minuciosa del tamaño y el costo para eliminar los que sean evidentemente poco económicos. La información de esta evaluación se obtiene del material presentado para estudiar los diferentes tipos de secadores. Cuando los datos son inadecuados, se acostumbra solicitar a los fabricantes de equipos informaciones preliminares sobre el costo y el resultado de funcionamiento de los mismos. Al comparar éstos, se deben evaluar con sumo cuidado todos los factores antes mencionados que afectan el desempeño del secador. También se debe analizar con gran cuidado la posibilidad de suprimir o simplificar pasos del procesamiento que anteceden o siguen a la desecación, como filtración, trituración o transporte.

PRUEBAS DE DESECACIÓN

Estas pruebas deben establecer las condiciones de operación óptima, la capacidad del secador para manejar físicamente el material, la calidad y las características del producto y el tamaño del secador. Por lo común, los principales fabricantes de equipos de desecación están dispuestos a efectuar las pruebas requeridas en secadores simulando su equipo. De vez en cuando es factible realizar experimentos de laboratorio de naturaleza sencilla, que contribuyen a reducir más aún la cantidad de secadores sometidos a estudio.

Una vez que se ha instalado un tipo determinado y un tamaño específico de secador, las características del producto y la capacidad de desecación se pueden alterar sólo dentro de límites más o menos reducidos. Por tanto, es más económico y mucho más satisfactorio experimentar en unidades a escala pequeña en lugar de hacerlo en el secador que se instala finalmente.

Basándose en los resultados de las pruebas de desecación que determinaron el tamaño y las características de operación, conviene solicitar de los fabricantes de secadores cotizaciones formales y garantías. De esta manera, en la evaluación y selección finales se tasarán con justeza aspectos como costos iniciales, de instalación, de operación, calidad del producto, operabilidad del secador y flexibilidad del mismo.

BANDEJAS Y COMPARTIMIENTOS POR LOTES

Descripción Un secador de bandejas o compartimientos es un equipo totalmente cerrado y aislado en el cual los sólidos se colocan en grupos de bandejas en el caso de sólidos particulados, o amontonados en pilas o en repisas, en el caso de objetos grandes. La transmisión de calor puede ser *directa* del gas a los sólidos, utilizando la circulación de grandes volúmenes de gas caliente, o *indirecta*, utilizando repisas o bases calentadas, serpentines de radiador o paredes refractarias en el

TABLA 20-4 Clasificación de secadores comerciales basada en los materiales manejados

	Líquidos	Lechadas	Pastas y lodos	Polvos de movimiento libre	Sólidos granulares, cristalinos o fibrosos	Sólidos grandes, formas y contornos especiales	Láminas continuas	Láminas discontinuas
Tipo de secador	Soluciones verdaderas y coloidales: emulsiones. Ejemplos: soluciones de sales inorgánicas, ex-	Suspensiones bombeables. Ejemplos: lechadas de pigmentos, jabón y detergentes, carbonato de	Ejemplos: tortas de prensa de filtrar, lodos de sedimentación, sólidos centrifugados, almidón, etc.	Malla de tamiz 100 o menores. De movimiento relativamente libre en estado húmedo. Polvorien-	Mayores que malla 100. Ejemplos: fibras de rayón, cristales de sales, arena, minerales, tiras de	Ejemplos: alfarería, ladrillos, tortas de rayón, casquillos de escopeta, sombreros, objetos pin-	Ejemplos: papel, telas impregnadas, paños, celofán, láminas de plástico	Ejemplos: chapa de madera, láminas de cartón comprimido,

bicación propuesto

el aire

le calor permisibles

a es la naturaleza física
ata de una lechada, se
utiliza cuando se tiene
á del requerido por un

as clases adecuadas de
uciosa del tamaño y el
poco económicos. La
aterial presentado para
do los datos son inade-
s de equipos informa-
de funcionamiento de
ıar con sumo cuidado
tan el desempeño del
dado la posibilidad de
que anteceden o siguen
ansporte.

de operación óptima,
nte el material, la cali-
ño del secador. Por lo
desecación están dis-
cadores simulando su
perimentos de labora-
educir más aún la can-

ado y un tamaño espe-
jeto y la capacidad de
ites más o menos redu-
ls satisfactorio experi-
e hacerlo en el secador

desecación que deter-
ación, conviene solici-
formales y garantías.
ales se tasarán con jus-
ón, de operación, cali-
xibilidad del mismo.

POR LOTES

ompartimientos es un
s sólidos se colocan en
ılados, o amontonados
les. La transmisión de
ilizando la circulación
ía, utilizando repisas o
edes refractarias en el

TABLA 20-4 Clasificación de secadores comerciales basada en los materiales manejados

Tipo de secador	Líquidos	Lechadas	Pastas y lodos	Polvos de movimiento libre	Sólidos granulares, cristalinos o fibrosos	Sólidos grandes, formas y contornos especiales	Láminas continuas	Láminas discontinuas
	Soluciones verdaderas y coloidales: emulsiones. Ejemplos: soluciones de sales inorgánicas, extractos, leche, sangre, látex de caucho, etc.	Suspensiones bombeables. Ejemplos: lechadas de pigmentos, jabón y detergentes, carbonato de calcio, bentonita, suspensión flu..da de arcilla, concentrados de plomo, etc.	Ejemplos: tortas de prensa de filtrar, lodos de sedimentación, sólidos centrifugados, almidón, etc.	Malla de tamiz 100 o menores. De movimiento relativamente libre en estado húmedo. Polvorientos cuando están secos. Ejemplos: precipitados, centrifugados, pigmentos, arcilla, cemento	Mayores que malla 100. Ejemplos: fibras de rayón, cristales de sales, arena, minerales, tiras de papa, hule sintético	Ejemplos: alfarería, ladrillos, tortas de rayón, casquillos de escopeta, sombreros, objetos pintados, madejas de rayón, madera	Ejemplos: papel, telas impregnadas, paños, cojín, láminas de plástico	Ejemplos: chapa de madera, láminas de cartón comprimido, impresiones fotográficas, cuero, lámina de hule espuma
De bandejas y compartimientos. Tipo directo, operación por lotes	No es aplicable	Para una producción por lotes muy pequeña. Desecación en laboratorio	Apropiado para operaciones por lotes. A grandes capacidades, los costos de inversión y operación son elevados. Tiempos de desecación prolongados.	La formación de polvo puede constituir un problema. Véanse las observaciones bajo "Pastas y lodos"	Apropiado para operaciones por lotes. A grandes capacidades, los costos de inversión u operación son elevados. Tiempos de desecación prolongados	Véanse las observaciones bajo "Sólidos granulados"	No es aplicable	Véanse los comentarios bajo "Sólidos granulados"
Por lotes, de circulación directa. Tipo directo, operación por lotes.	No es aplicable	No es aplicable	Apropiado sólo si el material se puede preconformar. Adecuado para operaciones por lotes. Tiempos de desecación más cortos que los secadores de bandejas	No es aplicable	Por lo general, no es apropiado para materiales más pequeños que la malla 30. Adecuado a capacidades reducidas y operación por lotes	Útil primordialmente para objetos pequeños	No es aplicable	No es aplicable
De túnel. Continuo, de bandejas. Tipo directo, operación continua	No es aplicable	No es aplicable	Apropiado para producciones a pequeña y gran escala	Véanse las observaciones bajo "Pastas y lodos". El turbosecador vertical es aplicable	Esencialmente a gran escala, la desecación semi-continua en bandejas	Apropiado para una amplia variedad de formas y contornos. La operación puede ser continua. Tiene un uso muy difundido	No es aplicable	Apropiado para cuero, láminas de cartón comprimido, chapa de madera
Continuo de circulación directa. Tipo directo, funcionamiento continuo	No es aplicable	Sólo el secador de filtro para cristales es adecuado	Apropiado para materiales que se pueden preconformar. Maneja grandes capacidades. El Roto-Louvre requiere la recirculación del producto seco	En general no es aplicable, excepto el Roto-Louvre en ciertos casos	Por lo común, no es aplicable para materiales con tamaños menores que malla 30. El material no se somete a volteo excepto en el secador Roto-Louvre. Este último funciona a temperaturas más elevadas	Apropiado para objetos más pequeños que se pueden cargar unos sobre otros. Se utiliza para transportar materiales a través de zonas calentadas. El Roto-Louvre no es apropiado	No es aplicable	Se requieren diseños especiales. Apropiado para chapa de madera. El Roto-Louvre no es apropiado
Rotatorio directo. Tipo directo, operación continua	Aplicable con recirculación del producto seco	Aplicable con recirculación del producto seco	Apropiado sólo si el producto no se adhiere a las paredes y no forma polvo. Es probable que la recirculación del producto evite su adhesión	Apropiado para la mayoría de los materiales y las capacidades a condición de que la producción de polvo no sea demasiado notable	Apropiado para la mayoría de los materiales y las capacidades. La abrasión de polvo o cristales reduce su utilidad	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable
De transportador neumático. Tipo directo, de operación continua	Véanse los comentarios bajo "Lechadas"	Sólo se puede usar si el producto se recircula para hacer manejable la alimentación	En general, requiere la recirculación del producto seco para obtener una alimentación adecuada. Muy apropiado para grandes capacidades. Casi siempre, se necesita desintegración	Apropiado para materiales que se suspenden fácilmente en una corriente de gas y pierden humedad sin mayores problemas. Muy apropiado para grandes capacidades	Apropiado para materiales que se suspenden fácilmente en una corriente de gas. Muy apropiado para grandes capacidades. Puede ser que el producto sufra cierta degradación física	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable

TABLA 20-4 Clasificación de secadores comerciales basada en los materiales manejados (*Continuación*)

Tipo de secador	Líquidos Soluciones verdaderas y coloidales: emulsiones. Ejemplos: soluciones de sales inorgánicas, extractos, leche, sangre, licores de desecho, látex de caucho, etc.	Lechadas Suspensiones bombeables. Ejemplos: lechadas de pigmentos, jabón y detergentes, carbonato de calcio, bentonita, suspensión fluida de arcilla, concentrados de plomo, etc.	Pastas y lodos Ejemplos: tortas de prensa de filtrar, lodos de sedimentación, sólidos centrifugados, almidón, etc.	Polvos de movimiento libre Malla de tamiz 100 o menores. De movimiento relativamente libre en estado húmedo. Polvorientos cuando están secos. Ejemplos: precipitados, centrifugados, pigmentos, arcilla, cemento	Sólidos granulares, cristalinos o fibrosos Mayores que malla 100. Ejemplos: fibras de rayón, cristales de sales, arena, minerales, tiras de papa, hule sintético	Sólidos grandes, formas y contornos especiales Ejemplos: alfarería, ladrillos, tortas de rayón, casquillos de escopeta, sombreros, objetos pintados, madejas de rayón, madera	Láminas continuas Ejemplos: papel, telas impregnadas, paños, celofán, láminas de plástico	Láminas discontinuas Ejemplos: chapa de madera, láminas de cartón comprimido, impresiones fotográficas, cuero, lámina de hule espuma
De rocío. Tipo directo, operación continua	Apropiado para grandes capacidades. Por lo común, el producto es polvoriento, esférico y de libre movimiento. Es factible usar temperaturas elevadas con materiales sensibles al calor. El producto puede tener una densidad a granel reducida	Véanse las observaciones bajo Líquidos. Atomizadores de boquilla a presión sujetos a erosión	Requiere equipos especiales de bombeo para alimentar el atomizador. Véanse las observaciones bajo "Líquidos"	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable
En láminas o capas continuas de material. Tipo directo, operación continua	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable	Existen diferentes tipos para distintos requisitos. Apropiado para la desecación sin contacto con superficies calientes	No es aplicable
De parrillas al vacío. Tipo indirecto, operación por lotes	No es aplicable	Aplicable para producciones pequeñas por lotes	Apropiado para operaciones de lotes a pequeñas cantidades. Útil para materiales sensibles al calor o fácilmente oxidables. Los disolventes se pueden recuperar	Véanse las observaciones bajo "Pastas y lodos"	Apropiado para operaciones por lotes a capacidades reducidas. Útiles para materiales sensibles al calor o fácilmente oxidables. Los disolventes se pueden recuperar	Véanse las observaciones bajo "Sólidos granulados"	No es aplicable	Véanse las observaciones bajo "Sólidos granulados"
Por congelación al vacío. Tipo indirecto, operación por lotes o continua	Por lo común, sólo se usa para productos farmacéuticos, como penicilina y plasma sanguíneo. Es costoso. Se emplea con materiales sensibles al calor o fácilmente oxidables	Véanse las observaciones bajo "Líquidos"	Véanse las observaciones bajo "Líquidos"	Véanse las observaciones bajo "Líquidos"	Es costoso. Casi siempre se utiliza con productos farmacéuticos y relacionados, difíciles de desecar por otros medios. Es aplicable a compuestos químicos finos	Véanse las observaciones bajo "Sólidos granulados"	Se aplica en casos especiales, como en películas recubiertas de emulsión	Véanse las observaciones bajo "Sólidos granulados"
De artesa. Tipo indirecto, operación por lotes	Atmosférico o al vacío. Adecuado para lotes pequeños. Se limpia con facilidad. Los disolventes son recuperables. El material se agita durante el secado	Véanse las observaciones bajo "Líquidos"	Véanse las observaciones bajo "Líquidos"	Véanse las observaciones bajo "Líquidos"	Apropiado para lotes pequeños. Se limpia con facilidad. El material se agita durante la desecación generando cierta degradación	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable
Rotatorio al vacío. Tipo indirecto, operación por lotes	No es aplicable excepto cuando se bombea lentamente sobre una "base" seca	Puede tener aplicaciones en casos especiales cuando se bombea sobre una "base" seca	Su empleo es cuestionable. Por lo común, el material se aglutina en tortas sobre las paredes del secador y el agitador. Los disolventes son recuperables	Apropiado para materiales no adhesivos. Útil para lotes grandes de materiales sensibles al calor y para la recuperación de disolventes	Útil para lotes grandes de materiales sensibles al calor o cuando se deben recuperar los disolventes. El producto se somete a cierto grado de trituración. Es probable que se necesiten colectores de polvo	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable

TABLA 20-4 Clasificación de secadores comerciales basada en los materiales manejados (*Continuación*)

Tipo de secador	Líquidos Soluciones verdaderas y coloidales: emulsiones. Ejemplos: soluciones de sales inorgánicas, ex-	Lechadas Suspensiones bombeables. Ejemplos: lechadas de pigmentos, jabón y detergentes, carbonato de	Pastas y lodos Ejemplos: tortas de prensa de filtrar, lodos de sedimentación, sólidos centrifugados, almidón, etc.	Polvos de movimiento libre Malla de tamiz 100 o menores. De movimiento relativamente libre en estado húmedo. Polvorien-	Sólidos granulares, cristalinos o fibrosos Mayores que malla 100. Ejemplos: fibras de rayón, cristales de sales, arena, minerales, tiras de	Sólidos grandes, formas y contornos especiales Ejemplos: alfarería, ladrillos, tortas de rayón, casquillos de escopeta, sombreros, objetos pintados,	Láminas continuas Ejemplos: papel, telas impregnadas, paños, celofán, láminas de plástico	Láminas discontinuas Ejemplos: chapa de madera, láminas de cartón comprimido, impresiones fo-

Rotatorio al vacío. Tipo indirecto, operación por lotes	No es aplicable excepto cuando se bombea lentamente sobre una "base" seca	Puede tener aplicaciones en casos especiales cuando se bombea sobre una "base" seca	Su empleo es cuestionable. Por lo común, el material se aglutina en tortas sobre las paredes del secador y el agitador. Los disolventes son recuperables	Apropiado para materiales no adhesivos. Útil para lotes grandes de materiales sensibles al calor y para la recuperación de disolventes	Útil para lotes grandes de materiales sensibles al calor o cuando se deben recuperar los disolventes. El producto se somete a cierto grado de trituración. Es probable que se necesiten colectores de polvo	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable

TABLA 20-4 Clasificación de secadores comerciales basada en los materiales manejados (*Continuación*)

Tipo de secador	Líquidos	Lechadas	Pastas y lodos	Polvos de movimiento libre	Sólidos granulares, cristalinos o fibrosos	Sólidos grandes, formas y contornos especiales	Láminas continuas	Láminas discontinuas
	Soluciones verdaderas y coloidales: emulsiones. Ejemplos: soluciones de sales inorgánicas, extractos, leche, sangre, licores de desecho, látex de caucho, etc.	Suspensiones bombeables. Ejemplos: lechadas de pigmentos, jabón y detergentes, carbonato de calcio, bentonita, suspensión fluida de arcilla, concentrados de plomo, etc.	Ejemplos: tortas de prensa de filtrar, lodos de sedimentación, sólidos centrifugados, almidón, etc.	Malla de tamiz 100 o menores. De movimiento relativamente libre en estado húmedo. Polvorientos cuando están secos. Ejemplos: precipitados, centrifugados, pigmentos, arcilla, cemento	Mayores que malla 100. Ejemplos: fibras de rayón, cristales de sales, arena, minerales, tiras de papa, hule sintético	Ejemplos: alfarería, ladrillos, tortas de rayón, cascarillos de escopeta, sombreros, objetos pintados, madejas de rayón, madera	Ejemplos: papel, telas impregnadas, paños, celofán, láminas de plástico	Ejemplos: chapa de madera, láminas de cartón comprimido, impresiones fotográficas, cuero, lámina de hule espuma
Rotatorio indirecto y transportador de tornillo. Tipo indirecto de operación continua	Aplicable con recirculación del producto seco	Aplicable con recirculación del producto seco	Requiere casi siempre recirculación del producto seco. Se genera poco polvo	Su principal ventaja es la baja pérdida de polvo. Es muy apropiado para la mayor parte de los materiales y capacidades, sobre todo cuando se requiere una desecación a la temperatura del vapor	Pocas pérdidas de polvo. El material no debe adherirse ni ser sensible a la temperatura	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable
Lechos fluidos. Por lotes continuos, directos e indirectos	Es aplicable sólo con un lecho inerte o un recirculador de sólidos secos	Véanse las observaciones bajo "Líquidos"	Véanse las observaciones bajo "Líquidos"	Es apropiado si no hay demasiado polvo	Es adecuado para cristales, gránulos y fibras cortas	No es aplicable	Utiliza partículas inertes calientes para el contacto	Utiliza partículas inertes calientes para el contacto
De bandejas vibradoras. Tipo indirecto, operación continua	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable	Apropiado para materiales de movimiento libre	Apropiado para materiales de movimiento libre que se pueden transportar en una bandeja vibradora	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable
De tambor. Tipo indirecto, operación continua	De uno, dos o tambores gemelos. Operación atmosférica o al vacío. El producto es en forma de escamas y generalmente polvoriento. Los costos de mantenimiento pueden ser elevados	Véanse las observaciones bajo "Líquidos". Los secadores de tambores gemelos se emplean profusamente	Se utiliza sólo cuando la pasta o los lodos pueden fluir. Véanse las observaciones bajo "Líquidos"	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable
De cilindro. Tipo indirecto de operación continua	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable	No es aplicable	Apropiado para láminas delgadas o mecánicamente débiles que se pueden secar en contacto con una superficie calentada. Se pueden obtener efectos superficiales especiales	Adecuado para materiales que no requieren una desecación plana y que no se dañarán al entrar en contacto con el tambor caliente
Infrarrojo. Operación por lotes o continua	Sólo para películas delgadas	Véanse las observaciones bajo "Líquidos"	Véanse las observaciones bajo "Líquidos" (sólo para capas delgadas)	Sólo para capas delgadas	Apropiado sobre todo para desecar la humedad superficial. No es adecuado para capas gruesas	Apropiado sobre todo para desecar y hornear pinturas y esmaltes	Se emplea comúnmente en combinación con otros métodos. Es útil cuando se tienen limitaciones de espacio	Útil para trabajos de laboratorio o en combinación con otros métodos
Dieléctrico. Operación por lotes o continua	Muy costoso	Véanse las observaciones bajo "Líquidos"	Véanse las observaciones bajo "Líquidos"	Muy costoso	Muy costoso	La desecación rápida de objetos grandes es apropiada para este método	Aplicaciones para las etapas finales de secadores para papel	Muy apropiado para hule espuma. No se ha desarrollado por completo para otros materiales

interior de la cubierta. En unidades de calor indirecto, exceptuando los equipos de parrillas o repisas al vacío, casi siempre se necesita la circulación de una pequeña cantidad de gas para eliminar el vapor de humedad del compartimiento y evitar la saturación y condensación del gas. Las unidades de compartimientos se emplean para calentar y secar madera, cerámica, materiales en hojas (sostenidas en postes), objetos pintados y metálicos, y todas las formas de sólidos particulados.

Campo de aplicación Debido a los grandes requisitos de mano de obra que se asocian casi siempre con la carga y descarga de los compartimientos, el equipo de compartimientos por lotes rara vez resulta económico, excepto en las siguientes situaciones:

1. Se necesita un ciclo de calentamiento prolongado porque el tamaño de los objetos sólidos o la temperatura de calentamiento permisible requiere una sustentación prolongada para la difusión interna de calor o humedad. Este caso se aplica cuando el ciclo sobrepasa de 12 a 24 horas.

2. La obtención de varios productos diferentes requiere una identificación por lotes muy estricta y la limpieza minuciosa del equipo entre un lote y el siguiente. Esta es una situación que prevalece en muchas fábricas pequeñas de desecación de pigmentos para colores.

3. La cantidad del material que se va a procesar no justifica la inversión de un equipo continuo más costoso. Este caso se aplica a muchas operaciones farmacéuticas de desecado.

Más aún, debido a la naturaleza del contacto entre los sólidos y el gas, que se logra casi siempre por flujo paralelo y rara vez por circulación directa, la transmisión de calor y la transferencia de masa son comparativamente ineficaces. Por esta razón, el empleo de equipos de bandejas y compartimientos se restringe, sobre todo, a operaciones ordinarias de desecación y tratamientos térmicos. A pesar de estas limitaciones sobresalientes en las cuales existen las situaciones antes citadas, es difícil encontrar otras alternativas económicas.

Equipos auxiliares Si durante la operación se desprenden gases, humos o polvos dañinos, será necesario instalar en el sistema de expulsión de gases un equipo de recuperación de polvos o humos. En ocasiones se utilizan lavadores por vía húmeda para recuperar disolventes valiosos de los secadores. Con el fin de reducir al mínimo las pérdidas de calor, a veces es necesario un aislamiento completo del compartimiento con ladrillos, asbesto u otros compuestos aislantes. Los separadores prefabricados para secadores de compartimientos de tipo moderno tienen por lo común de 7.5 a 15 cm de recubrimientos aislantes, colocados entre las paredes interna y externa de placas metálicas. Las puertas y cualquier otra abertura de acceso deben tener empaques y cerrarse herméticamente. En el caso de equipos de bandejas y carretillas, casi siempre se busca contar con bandejas y carretillas adicionales para que se puedan cargar previamente, a fin de vaciar y cargar con rapidez el compartimiento entre uno y otro ciclos. En ocasiones se emplean filtros de aire y secadores de gas en el sistema de entrada del aire, cuando se trata de unidades de calor directo.

Los secadores de parrillas o repisas al vacío requieren eyectores de corrientes auxiliares y otros dispositivos generadores de vacío, intercondensadores para eliminar el vapor y, de vez en cuando, lavadores por vía húmeda o bien, colectores de polvo tipo bolsa (con calentamiento).

Es esencial tener una profundidad uniforme de carga en los secadores y los hornos, en los cuales se tratan sólidos particulados para lograr un funcionamiento adecuado, ciclos mínimos de calentamiento o el control de la humedad final. Después de cargar la bandeja, el lecho se debe nivelar para asegurar una profundidad uniforme. Ocasionalmente se emplean dispositivos de preconformación especiales, como extrusoras de filamentos, granuladoras, etc., para preparar pastas y tortas de filtro, a fin de utilizar bandejas de base perforada y aprovechar las ventajas de la circulación directa.

El control del equipo de bandejas y compartimientos se mantiene por lo común regulando la temperatura del aire circulante (así como la humedad) y rara vez a través de la temperatura de los sólidos. En unidades al vacío se utilizan el control de la presión absoluta y la temperatura del medio de calentamiento. En secadores directos, con frecuencia se emplean controladores de ciclo para cambiar la temperatura o la velocidad del aire a través de los sólidos durante el ciclo. Por ejemplo, se emplean altas temperaturas de aire durante el periodo de desecación con velocidad constante, en tanto que las superficies de los sólidos se mantienen cerca de la temperatura de bulbo húmedo del aire. Durante los periodos de velocidad decreciente, esta temperatura se reduce para evitar el endurecimiento superficial u otros efectos de degradación provocados por el sobrecalentamiento de las superficies de los sólidos. Además, durante las etapas iniciales de desecación es factible emplear velocidades de aire más elevadas para mejorar la transmisión de calor; sin embargo, una vez que ha concluido la desecación de la superficie, dicha velocidad se debe reducir, con el fin de evitar la formación de polvo. Para esto se acostumbra utilizar ventiladores de circulación de dos velocidades.

Secadores de bandejas con calor directo El funcionamiento satisfactorio de los secadores de bandejas depende del mantenimiento de una temperatura constante y una velocidad de aire uniforme sobre todo el material que se esté secando.

Conviene tener una circulación de aire con velocidades de 1 a 10 m/s para mejorar el coeficiente de transmisión de calor en la superficie y con el propósito de eliminar bolsas de aire estancado. La corriente de aire adecuada para este género de secadores depende de que el ventilador tenga una capacidad suficiente, del diseño de la red de ductos para modificar cambios repentinos de dirección y de desviadores correctamente ubicados. *La corriente de aire no uniforme es uno de los problemas más graves que se presentan en el funcionamiento de los secadores de bandejas.*

Los secadores de bandejas pueden ser del tipo de carretillas de bandejas o de bandejas estacionarias. En el primer caso, las bandejas se cargan sobre carretillas que se empujan hasta el interior del secador y, en el segundo, las bandejas se cargan directamente en bastidores fijos dentro del secador. Las carretillas están provistas de ruedas con pestaña que corren sobre carriles, o bien, de ruedas planas giratorias. También se pueden suspender de monorrieles sobre los cuales se desplazan. Las carretillas cuentan por lo común con dos hileras de bandejas, cada una de las cuales tiene de 18 a 48 bandejas, según sean las dimensiones de éstas.

Las bandejas pueden ser cuadradas o rectangulares, con una superficie de 0.5 a 1 m^2/bandeja y se fabrican de cualquier material que sea compatible con las condiciones de corrosión y temperatura prevalecientes. Cuando se amontonan en una carretilla, debe dejarse un espacio libre de no menos de 4 cm entre el material que contienen y la base de la que está inmediatamente encima. Cuando las características del material y el manejo lo permitan, las bandejas deben tener fondos perforados para proporcionar una mayor superficie de desecación. En general, se prefieren las bandejas metálicas, ya que conducen el calor con mayor facilidad. Las cargas de las bandejas varían comúnmente de 1 a 10 cm de profundidad.

El medio de calentamiento usual es el vapor, y la configuración estándar del calentador consta de un calentador principal anterior al ventilador de circulación. Cuando no se dispone de vapor o la carga de desecación es pequeña, se puede utilizar calor generado eléctricamente. Para temperaturas superiores a 450 K, es factible utilizar productos de combustión o calentadores de aire de encendido indirecto.

El aire se hace circular por medio de ventiladores de hélice o centrífugos; por lo común, el ventilador se monta dentro o directamente arriba del secador. A temperaturas superiores a 450 K, es necesario emplear cojinetes externos o enfriados con agua. La caída total de presión por las bandejas, los calentadores y los ductos es, casi siempre, del orden de 2.5 a 5 cm de agua. La recirculación del aire es usualmente del orden del 80 al 95%, excepto durante la etapa inicial de desecación de evaporación rápida. El ventilador de circulación atrae aire fresco que entra casi siempre a través de los filtros de polvo. En la mayor parte de las instalaciones, el aire se expele mediante un pequeño ventilador de expulsión independiente que cuenta con un amortiguador para controlar las velocidades de recirculación del aire.

PREDICCIÓN DE COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA

En fenómenos de convección, los coeficientes de transmisión de calor dependen de la geometría del sistema, la velocidad del gas sobre la superficie de evaporación y las propiedades comunes del gas desecante. Para calcular las velocidades de desecación, casi siempre se prefiere utilizar los coeficientes de transmisión de calor, debido a que usualmente son más seguros que los coeficientes de transferencia de masa. Cuando se calculan los coeficientes de transferencia de masa en experimentos de desecado, se acostumbra inferir la presión parcial en la superficie tomando como base la temperatura medida o calculada de la superficie de evaporación. Los errores pequeños en la temperatura tienen efectos despreciables en el coeficiente de transmisión de calor, pero introducen errores relativamente grandes en la presión parcial y, por tanto, en el coeficiente de transferencia de masa.

En muchos casos de desecación, el coeficiente de transmisión de calor se expresa como sigue:

$$h_c = \alpha G^n / D_r^p \qquad (20\text{-}25)$$

en donde h_c = coeficiente de transferencia de calor, en J/(m^2·s·K) [Btu/(h)(ft^2)(°F)]; G = velocidad de masa del gas desecante, en kg/(s·m^2) [lb/(h)(ft^2)]; D_r = dimensión característica del sistema, en m; y α, n y p son constantes empíricas. Cuando los efectos de radiación y conducción son despreciables, la velocidad constante de desecación desde una superficie está dada por la siguiente expresión de transmisión de calor derivada de las ecuaciones (20-10) y (20-25):

$$dw/d\theta = (\alpha G^n A/\lambda D_r^m)(t \quad t_s') \qquad (20\text{-}26)$$

Cuando el líquido es agua y el gas desecante aire, t_s' es la temperatura de bulbo húmedo.

Para calcular las velocidades de desecación basándose en la ecuación (20-26), se necesitan valores de las constantes empíricas para la geometría particular de que se trate. En el caso de una corriente paralela a las placas planas, se ha encontrado que el exponente n varía de 0.35 a 0.8 [Chu, Lane y Conklin, *Ind. Eng. Chem.*, **45**, 1856 (1953). Wenzel y White, *Ind. Eng. Chem.*, **51**, 275 (1958)]. Las diferencias de los exponentes se han atribuido a las desigualdades observadas en el patrón de flujo en el espacio que queda sobre la superficie de evaporación. En ausencia de datos específicos que puedan aplicarse al coeficiente de tranferencia de calor para el caso de flujo paralelo se tomará, para fines de cálculo, como se indica a continuación:

$$h = 8.8G^{0.8}/D_r^{0.2} \qquad (20\text{-}27)$$

en donde los datos experimentales se evaluaron en favor de un exponente de 0.8, en conformidad con el factor de Colburn j acostumbrado, y en donde se incorporaron valores promedio de las propiedades del aire a 370 K.

Los datos experimentales para desecar en superficies planas se correlacionaron utilizando el diámetro equivalente del canal de flujo o la longitud de la superficie de evaporación como la dimensión característica de longitud en el número de Reynolds. No obstante, no se ha logrado precisar la validez de uno en comparación con el otro. El diámetro equivalente apropiado quizá depende, por lo menos, de la geometría del sistema, la aspereza de la superficie y las condiciones de flujo corriente arriba de la superficie de evaporación. Para la mayor parte de los cálculos de desecación en bandeja, se debe emplear el diámetro equivalente (que es cuatro veces el área de corte transversal dividido entre el perímetro del canal de flujo).

En el caso de aire que choca en sentido normal a la superficie, proveniente de rendijas, boquillas o placas perforadas, el coeficiente de transmisión de calor se obtiene basándose en los datos de Friedman y Mueller (*Proceedings of the General Discussion on Heat Transfer*, Institution of Mechanical Engineers, London, y American Society of Mechanical Engineers, New York, 1951, pp. 138-142.) Estos investigadores dan el siguiente valor:

$$h_c = \alpha G^{0.78} \qquad (20\text{-}28)$$

en donde la velocidad de masa del gas, G, se basa en el área total de transmisión de calor, y depende del área abierta de la placa, el tamaño de las perforaciones o las rendijas y el espaciamiento entre la placa, boquilla o rendija, y la superficie de transmisión de calor.

La mayor eficiencia de funcionamiento se obtiene cuando se cuenta con placas con superficies abiertas equivalentes al 2 o 3% del área total para la transmisión de calor. La placa se debe colocar a una distancia igual que 4-6 diámetros de hueco (o su equivalente) en relación con la superficie de transmisión de calor.

Korger y Kizek [*Intern. J. Heat Mass Transfer*, London, **9**, 337 (1966)] presentaron datos de pruebas en que se utilizaron muchas rendijas, incluyendo una corrección calculada para la anchura de rendija.

Cuando se trata de desecar hojas, películas, planchas delgadas y recubrimientos, se acostumbra utilizar el choque de aire. Otra aplicación en la cual se utiliza es como una fuente secundaria de calor en desecadores de tipo tambor y vasija (véase la Fig. 20-21).

DETERMINACIÓN DE LA TEMPERATURA DE LA SUPERFICIE DE EVAPORACIÓN

Cuando la radiación y la conducción son despreciables, la temperatura de la superficie de evaporación se acerca a la de bulbo húmedo, y se obtiene con suma facilidad partiendo de la temperatura de bulbo seco y la humedad. Sin embargo, sucede a menudo que la radiación y la conducción hacen que la temperatura de la superficie de evaporación sobrepase a la de bulbo húmedo y, cuando esto ocurre, es preciso calcular la verdadera temperatura de la superficie.

En condiciones de estado estacionario o uniforme, la temperatura de la superficie de evaporación aumenta hasta que la velocidad de transmisión de calor sensible a la superficie es igual que la velocidad de eliminación de calor por evaporación de la superficie. Para calcular esa temperatura conviene modificar la ecuación (20-10) en función de la humedad y no de la diferencia de presión parcial, como sigue:

$$k_g(p_s - p) = k'(H_s - H) \qquad (20\text{-}29)$$

en donde k' = coeficiente de transferencia de masa, en kg/(s·m^2) (diferencia unitaria de humedad), y $k' = pk_g(M_a/M_w)$ es una aproximación adecuada a humedades reducidas; k_g = coeficiente de transferencia de masa, en kg/(s·m^2·atm); M_a = peso molecular del aire; M_w = peso molecular del vapor de difusión; p_s = presión de vapor del líquido a la temperatura de la superficie de evaporación, en atm; p = presión par-

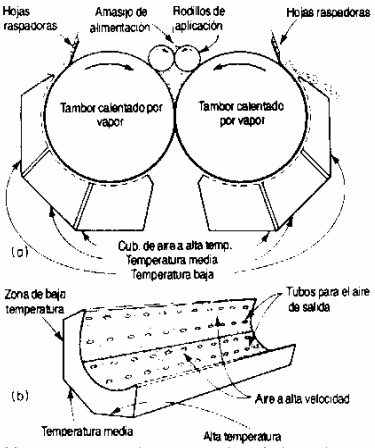


FIG. 20-21 Ejemplo del uso del choque de aire en la desecación, como fuente secundaria de calor en un secador de doble tambor. (*Chem. Eng.*, 197 (junio 19, 1967).]

cial del vapor en el aire, en atm; H_s = humedad de saturación del aire a la temperatura de la superficie que se está secando, en kg/kg de aire seco; H = humedad del aire desecante, en kg/kg de aire seco; y p = presión total, en atm. Para mezclas de aire y agua, k' es aproximadamente 1.6 k_g a la presión atmosférica.

Se puede escribir un balance de velocidad entre la evaporación y la transmisión de calor cuando hay una radiación presente, que puede ser modificado por medio de una relación psicrométrica para mezclas de aire-vapor de agua, para dar

$$\frac{\lambda}{C_s}(H_s - H) = (t - t'_s) + \frac{h_r \varepsilon}{h_c}(t_r - t'_s) \qquad (20\text{-}30)$$

en donde λ = calor latente de evaporación, J/kg a t'_s; $C_s = h_c/k'$ donde h_c = coeficiente de transmisión de calor por convección, J/(s·m²·K), y C_s = capacidad calorífica de aire húmedo, J/(kg aire seco·K), como se define en la subsección "Aplicación de la psicrometría a la desecación"; t = temperatura de los gases desecantes, K; t'_s = temperatura de la superficie húmeda, K; h_c = coeficiente de transmisión de calor por radiación, J/(s·m²·K); h_c = coeficiente de transmisión de calor por convección, J/(s·m²·K); t_r = temperatura de la fuente de calor radiante hacia la superficie húmeda, K; y ε = emisividad de la superficie que recibe la radiación.

La ecuación (20-30) se resuelve por tanteos o bien, aplicando un método gráfico con el fin de calcular los valores verdaderos de H_s y t'_s y, por tanto, la velocidad real de desecación. Los valores de λ y h_r dependen del valor de t'_s pero en general se consideran constantes en la gama de temperaturas que se encuentran usualmente en la desecación con aire.

Con frecuencia, sobre todo en el desecado en bandejas, el calor llega a la superficie de evaporación a través de las paredes de la bandeja por conducción, atravesando el material mojado. En este caso, en que tanto la radiación como la conducción son importantes, el coeficiente total de transmisión de calor fue propuesto por Shepherd, Brewer y Hadlock [*Ind. Eng. Chem.*, **30**, 388 (1938)] como se indica a continuación:

$$h_t = (h_c + h_r)\left[1 + \frac{A_u}{1 + d(h_c + h_r)/k}\right] \qquad (20\text{-}31)$$

en donde h_t = coeficiente total de transmisión de calor, en J/(s·m²·K); A_u = relación de la superficie exterior no humedecida respecto al área de la superficie de evaporación; d = profundidad del material en la bandeja, en m; y k = conductividad térmica del material húmedo, en J/[(s·m²)(K/m)]. Se observará que h_c se debe corregir en lo que respecta a la emisividad de la superficie. Para bandejas aisladas, es preciso utilizar el promedio aritmético del área no mojada tanto interna como externa.

En la ecuación (20-31) se presupone que todas las fuentes de calor se encuentran a la misma temperatura y que los coeficientes de convección hacia la superficie de evaporación y las porciones no humedecidas de la bandeja son iguales. Cuando una fuente genera radiación a una temperatura diferente, el coeficiente de radiación se corrige en la misma base multiplicándolo por la razón $(t - t'_s)/(t_r - t'_s)$, en donde t, t'_s, y t_r son, respectivamente, las temperaturas del gas desecante, de la superficie de evaporación y el radiador.

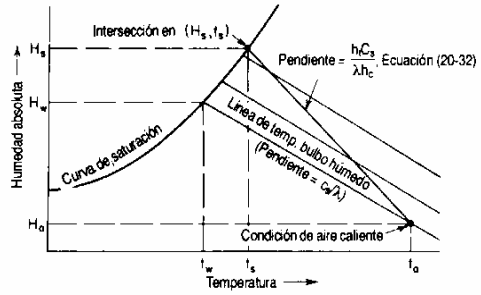


FIG. 20-22 Estimación gráfica de la temperatura superficial durante el período de velocidad constante.

En seguida se da una relación para calcular la temperatura de superficie t'_s, basada en la ecuación (20-31) para determinar el valor de h_t:

$$(H_s - H) = (h_t C_s/\lambda h_c)(t - t'_s) \qquad (20\text{-}32)$$

La ecuación (20-32) se resuelve numérica o gráficamente. En la figura 20-22 se señala la forma como H_s y t'_s se determinan por un método gráfico utilizando una gráfica de humedad, por el punto de intersección en la curva de humedad de saturación de una línea recta, cuya pendiente $h_t C_s/\lambda h_c$ pasa por el punto (H_s, t_s).

DATOS DE OPERACIÓN

En la figura 20-23 se ilustra un secador estándar de dos carretillas. Normalmente se utilizan desviadores ajustables o una placa perforada de distribución para desarrollar una caída de presión de 0.3 a 1.3 cm de agua en una pared por la cual el aire penetra en la cubierta en donde se colocan las carretillas. Esto acrecienta la uniformidad de la distribución de aire, de la parte superior a la base, entre las bandejas. En tres (o más) hornos de carretillas, es factible colocar serpentines de recalentamiento del aire entre éstas, si la carga evaporativa es grande. También se pueden proporcionar medios para invertir la dirección de flujo del aire en unidades de muchas carretillas.

En la tabla 20-5 se presenta la tabulación de algunos datos de operación de varios secadores típicos, tanto de bandejas como de compartimientos. Éstos revelan que se puede esperar un índice general de evaporación de 0.0025 a 0.025 kg agua/(s·m²) de área de bandeja en los secadores de bandejas y carretillas de bandejas. La eficiencia térmica de este tipo de secador oscila entre el 20 y 50%, según la temperatura de desecación utilizada y la humedad del aire de expulsión. Cuando se desecan contenidos de humedad muy bajos con restricciones de temperatura, la eficiencia térmica llega a ser del orden del 10%. El principal costo de operación del secador de bandejas es la mano de obra que se requiere para efectuar la carga y la descarga. En general se necesitan dos hombres-hora para cargar y descargar un secador de dos carretillas de bandejas estándares. Además, se necesita, aproximadamente, de $^1/_3$ a $^1/_5$ del tiempo de un hombre para supervisar el secador durante el período de desecado. La potencia necesaria para los secadores de bandejas y compartimientos es del orden de 1.1 kW/carretilla, aproximadamente, y el mantenimiento representa entre el 3 y el 5% del costo instalado, por año.

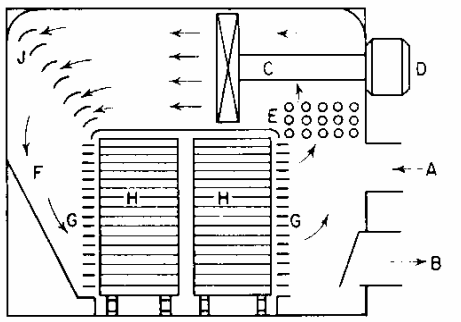


FIG. 20-23 Secador de carretilla doble. *A*) Ducto de admisión del aire. *B*) Ducto de salida del aire con amortiguador. *C*) Ventilador de espaciamiento ajustable de 1 a 15 hp. *D*) Motor del ventilador. *F*) Calentadores de aletas. *F*) Cámara plena. *G*) Boquillas ajustables de chorro de aire. *H*) Carretillas y bandejas. *J*) Paletas giratorias. (*National Drying Machinery Co.*)

ción se corrige en la
$'(t_r - t_i')$, en donde t_r
gas desecante, de la

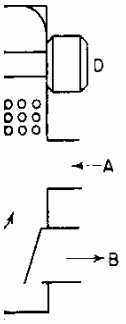
mperatura de super-
minar el valor de h_i:

$$\frac{}{}) \qquad (20\text{-}32)$$

áficamente. En la fi-
rminan por un méto-
el punto de intersec-
na línea recta, cuya

dos carretillas. Nor-
a placa perforada de
n de 0.3 a 1.3 cm de
cubierta en donde se
nidad de la distribu-
s bandejas. En tres (o
pentines de recalen-
tiva es grande. Tam-
la dirección de flujo

unos datos de opera-
s como de compartí-
ndice general de eva-
ea de bandeja en los
La eficiencia térmica
según la temperatu-
de expulsión. Cuan-
con restricciones de
el orden del 10%. El
ndejas es la mano de
descarga. En general
escargar un secador
ás, se necesita, apro-
re para supervisar el
cia necesaria para los
orden de 1.1 kW/ca-
epresenta entre el 3 y



misión del aire, *B*) Duc-
espaciamiento ajustable
aletas. *F*) Cámara plena.
s y bandejas. *J*) Paletas

TABLA 20-5 Datos de los resultados de operación proporcionados por el fabricante para secadores de bandejas y carretillas con bandejas*

Material	Color	Amarillo cromo	Rojo de toluidina	Titona semiacabada	Color
Tipo de secador	2 carretillas	Secador de 16 bandejas	16 bandejas	3 carretillas	2 carretillas
Capacidad, kg de producto/h	11.2	16.1	1.9	56.7	4.8
Número de bandejas	80	16	16	180	120
Espaciamiento entre bandejas, cm	10	10	10	7.5	9
Tamaño de la bandeja, cm	60×75×4	65×100×2.2	65×100×2	60×70×3.8	60×70×2.5
Profundidad de la carga, cm	2.5 a 5	3	3.5	3	
Humedad inicial, % en base seca	207	46	220	223	116
Humedad final, % en base seca	4.5	0.25	0.1	25	0.5
Temperatura del aire, °C	85-74	100	50	95	99
Carga, kg de producto/m^2	10.0	33.7	7.8	14.9	9.28
Tiempo de desecación, h	33	21	41	20	96
Velocidad del aire, m/s	1.0	2.3	2.3	3.0	2.5
Desecación, kg de agua evaporada/(h·m^2)	0.59	65	0.41	1.17	0.11
Consumo de vapor, kg/kg de agua evaporada	2.5	3.0		2.75	
Potencial total instalada, kW	1.5	0.75	0.75	2.25	1.5

* Por cortesía de Proctor & Schwartz, Inc.

EQUIPO DE COMPARTIMIENTOS DE CIRCULACIÓN DIRECTA

En un tipo de secador por lotes de circulación directa, el aire calentado pasa por un lecho permeable estacionario de material mojado que se coloca sobre bandejas removibles de fondo perforado sostenidas en forma adecuada dentro del secador. Esta clase es similar al secador de bandejas estándar, excepto que el aire caliente atraviesa el sólido humedecido en lugar de deslizarse sobre él. La caída de presión por el lecho de material no sobrepasa usualmente de 2 cm de agua, más o menos. En otro tipo se colocan bandejas profundas de bases perforadas en la parte superior de las cámaras de pleno en un sistema de circuito cerrado con circulación de aire caliente. En algunas plantas de deseca-

TABLA 20-6 Datos de operación de secadores por lotes con circulación directa*

Tipo de material	Polímero granulado	Vegetal	Semillas vegetales
Capacidad, kg de producto/h	122	42.5	27.7
Número de bandejas	16	24	24
Espaciamiento entre bandejas, cm	43	43	43
Tamaño de la bandeja, cm	91.4×104	91.4×104	85×98
Profundidad de la carga, cm	7.0	6	4
Forma física del producto	Moronas	Cubitos de 0.6 cm	Semillas lavadas
Contenido inicial de humedad, % en base seca	11.1	669.0	100.0
Contenido final de humedad, % en base seca	0.1	5.0	9.9
Temperatura del aire, °C	88	77 de bulbo seco	36
Velocidad superficial de aire, m/s	1.0	0.6 a 1.0	1.0
Carga de la bandeja, kg producto/m^2	16.1	5.2	6.7
Tiempo de desecación, h	2.0	8.5	5.5
Velocidad total de desecación kg de agua evaporada/(h·m^2)	0.89	11.86	1.14
Consumo de vapor, kg/kg de agua evaporada	4.0	2.42	6.8
Potencia instalada, kW	7.5	19	19

* Por cortesía de Proctor & Schwartz, Inc.

ción de alimentos el material se coloca en depósitos de acabado con bases perforadas; el aire caliente se hace pasar por el material y se extrae por la parte superior del depósito, se recalienta y se hace circular una vez más. Estos últimos tipos implican una caída de presión en el lecho de material de 1 a 8 cm de agua con velocidades de aire relativamente bajas. En la tabla 20-6 se dan los datos de operación de tres aplicaciones de secadores por lotes de circulación directa. En lo que respecta a su aplicación, los secadores por lotes de circulación directa se restringen a materiales granulares que permiten la libre circulación del aire. Los tiempos de desecación son, en general, mucho más cortos que en los secadores de bandejas de flujo paralelo. En la subsección "Secadores continuos con circulación directa" se incluyen métodos de diseño.

Secadores de parrillas al vacío Los secadores de parrillas al vacío son del tipo por lote con calentamiento indirecto, que constan de una cámara hermética al vacío construida casi siempre de hierro colado o placas de acero con parrillas de soporte calentadas dentro de la cámara, una fuente de vacío y, por lo común, un condensador. Según el tamaño de la cámara, se tienen una o dos puertas selladas con empaques elásticos de hule o un material similar (Fig. 20-24).

Las parrillas huecas hechas con placas planas de acero se sujetan permanentemente en el interior de la cámara al vacío y se conectan en paralelo a los cabezales de entrada y salida. El medio de calentamiento que penetra por un cabezal y pasa por las parrillas huecas hasta llegar al cabezal de salida, es por lo común vapor, cuya presión oscila de 700 kPa manométricos, hasta presiones subatmosféricas para operaciones a temperatura baja. Las temperaturas bajas se suministran haciendo circular agua caliente, y las altas se obtienen mediante la circulación de aceite caliente o Dowtherm. Algunos secadores pequeños utilizan parrillas con calentamiento eléctrico. El material que se va a desecar se coloca en charolas o bandejas sobre las parrillas calentadas. En general, las bandejas son metálicas para asegurar una buena transmisión de calor entre la parrilla y la bandeja.

El tamaño de los secadores de parrillas al vacío varía de 1 a 24 parrillas, y las dimensiones generales de los más grandes son de 3 m de ancho, 6 m de largo y 2.5 m de altura.

El vacío se aplica a la cámara y el vapor se extrae a través de una tubería larga, que se conecta a la cámara de tal manera que, si el vacío se interrumpe repentinamente, la entrada abrupta del aire no perturbe el lecho de material en vías de desecación. Esta línea se conecta al condensador en donde se condensa la humedad o el disolvente que se ha vaporizado. El gas de expulsión no condensable pasa a la fuente de vacío, que puede ser una bomba en húmedo o en seco, o bien, un eyector de chorro de vapor.

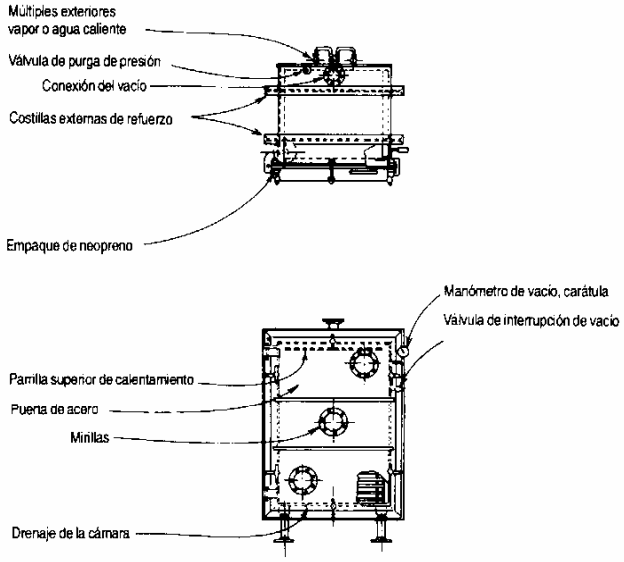


FIG. 20-24 Secador de parrillas al vacío. (*Stokes Equipment Division, Pennwalt Corporation.*)

Los secadores de parrillas al vacío se emplean mucho para desecar materiales farmacéuticos, materiales sensibles a la temperatura o fácilmente oxidables y materias tan valiosas que el costo de mano de obra utilizado se considere insignificante. Tienen una utilidad muy especial para manejar lotes pequeños de materiales húmedos con disolventes tóxicos o valiosos. La recuperación se logra con facilidad sin correr el peligro de pasar por una gama explosiva. Los materiales en forma de polvo se pueden desecar con pérdidas despreciables. Los materiales higroscópicos se desecan por completo a temperaturas menores a las que se requieren en secadores atmosféricos. El equipo se emplea también para realizar procesos de desecación por congelación (Sec. 17), para operaciones de metalización en humo y para la fabricación de partes de semiconductores en atmósferas controladas. Todos estos procesos requieren presiones de operación mucho más bajas que las operaciones ordinarias de desecación.

Métodos de diseño El calor se transmite al material húmedo por conducción, a través de la parrilla y el fondo de la bandeja, y por radiación desde la parrilla superior. El contenido crítico de humedad no será necesariamente el mismo que para la desecación atmosférica en bandejas [Ernst, Ridgway y Tiller, *Ind. Eng. Chem.*, **30,** 1122 (1938)].

Durante el periodo de velocidad constante, la humedad se elimina con gran rapidez. Con frecuencia se evapora el 50% de la humedad durante la primera hora de un ciclo de 6 a 8 horas. Se ha encontrado que el tiempo de desecación es proporcional a la primera o segunda potencia de la profundidad de la carga. Los secadores de parrillas al vacío operan en la gama de 1 a 25 mm de Hg de presión. Cuando se hacen estimaciones del tamaño, se puede emplear un coeficiente de transmisión de calor de 20 J/(m^2·s·K). El área empleada en este caso debe ser la superficie de parrilla que está en contacto directo con las bandejas. Las bandejas se mantendrán tan planas como sea posible, a fin de asegurar la máxima superficie de contacto con las parrillas calentadas. Por la misma razón, las parrillas se deben mantener siempre libres de escamas o moho. También es preciso instalar ventiladores en las parrillas calentadas con vapor para expulsar los gases no condensables. El medio de calefacción no se aplicará a las parrillas sino hasta después de haber extraído el aire de la cámara, a fin de reducir la posibilidad de sobrecalentar el material o que se produzca una ebullición al principio del proceso de desecado. En ocasiones es factible evitar el endurecimiento superficial reduciendo la velocidad de desecación en la parte inicial del ciclo.

Datos de operación El precio de compra de un secador de parrillas al vacío depende del tamaño de la cámara y de la cantidad de parrillas con que cuente. En la tabla 20-7 se dan algunos precios usuales y requisitos de equipos auxiliares para poder hacer un cálculo más preciso. El costo instalado del equipo es, aproximadamente, el 100% del costo de compra del acero al carbono.

La eficiencia térmica de un secador de parrillas al vacío es, casi siempre, del orden del 60 al 80%. En la tabla 20-8 se presentan datos de operación para un color orgánico y dos compuestos inorgánicos. La mano de obra puede constituir el 50% de los costos de operación, y el mantenimiento, el 20%. Los costos anuales de mantenimiento representan del 5 al 10% del costo total instalado. Los costos reales de mano

TABLA 20-7 Secadores estándar de parrillas al vacío*

Área de parrilla, m^2	Espacio de piso, m^2	Peso promedio, kg	Capacidad de bombeo, m^3/s	Motor de bombeo, kW	Área del condensador, m^2	Precio dólar EU/m^2	
						Acero al carbono	Acero inoxidable 304
0.4-1.1	4.5	540	0.024	1.12	1	$60	$95
1.1-2.2	4.5	680	0.024	1.12	1	40	60
2.2-5.0	4.6	1130	0.038	1.49	4	25	35
5.0-6.7	5.0	1630	0.038	1.49	4	20	35
6.7-14.9	6.4	3900	0.071	2.24	9	15	25
16.7-21.1	6.9	5220	0.071	2.24	9	15	20

* Stokes Equipment Division, Pennwalt Corp.

TABLA 20-8 Dat parrillas al vacío

Material	
Carga, kg de material s	
Presión de vapor, kPa q	
Vacío, mmHg	
Contenido inicial de hu (base húmeda)	
Contenido final de hum (base húmeda)	
Tiempo de desecación,	
Velocidad de evaporac	

de obra dependerán
gar y descargar las b
cadores es sólo la ne
a 735 mmHg, el co
kW/m^2 de superfici
Hornos por lote
mientos térmicos de
miento", y para la de
Se han diseñado mu
operan por lotes o ci
en el procesamient
que los secadores d
ratura del proceso
paredes metálicas n
lante sobrepasa 60
carretillas rara vez s
lotes pequeños, des
cas, que son las mis
rotatorios de hogar
En la sección 11
la información asoc
se incluyen tablas q
ción en varios horn
En las figuras 20-2
de hornos por lotes,
ellos se calientan p
de los **hornos están**
cerámica ilustrado
ra de cocido.
Descripción L
plean para el tratam
ñas. Éstas se suspe
mayor tamaño se
efectúa por medio d
paredes refractaria
de alta velocidad d
tado que asciende p
atravesando la can
terna de la canasta,
directa del gas circ
Los **hornos con**
que la carga se colo
hasta el interior del
un material refracta
parte superior se e
de la base se proteg
de agua en los lad
enfriamiento alred
En situaciones en
emplear **hornos de**
El **horno de hog**
to recubierta con la
gar rotatorio de for

TABLA 20-8 Datos de operación de secadores de parrillas al vacío

Material	Negro de azufre	Carbonato de calcio	Fosfato de calcio
Carga, kg de material seco/m²	25	17	33
Presión de vapor, kPa manométrica	410	410	205
Vacío, mmHg	685-710	685-710	685-710
Contenido inicial de humedad, % (base húmeda)	50	50.3	30.6
Contenido final de humedad, % (base húmeda)	1	1.15	4.3
Tiempo de desecación, h	8	7	6
Velocidad de evaporación, kg/(s·m²)	8.9×10^{-4}	7.9×10^{-4}	6.6×10^{-4}

de obra dependerán del tiempo de desecado, las instalaciones para cargar y descargar las bandejas, etc. La potencia requerida para estos secadores es sólo la necesaria para el sistema de vacío; para vacíos de 680 a 735 mmHg, el consumo de potencia es del orden de 0.06 a 0.12 kW/m² de superficie de bandeja.

Hornos por lotes Estos se emplean primordialmente para tratamientos térmicos de metales como templado, normalización y "estiramiento", y para la desecación y la calcinación de artículos de cerámica. Se han diseñado muchos hornos especializados para estos fines, y se operan por lotes o en forma continua. Los hornos por lotes se emplean en el procesamiento de compuestos químicos para los mismos fines que los secadores de bandejas y carretillas por lotes, donde la temperatura del proceso o desecación sobrepasa a la que pueden tolerar las paredes metálicas no revestidas. Cuando la temperatura del gas circulante sobrepasa 600 a 700 K, los secadores comunes de bandejas y carretillas rara vez se utilizan. Éstos se emplean para la calcinación en lotes pequeños, descomposiciones térmicas y otras reacciones químicas, que son las mismas que se realizan a mayor escala en los hornos rotatorios de hogar o de tiro.

En la sección 11 se especifican los procedimientos de diseño y toda la información asociada con la liberación de calor en hornos. También se incluyen tablas que estipulan las temperaturas normales de operación en varios hornos de calentamiento y los de proceso más comunes. En las figuras 20-25 a 20-28 se ilustran varios diseños especializados de hornos por lotes, y en seguida se describen en forma somera. Todos ellos se calientan por medio de gas, petróleo o electricidad. El diseño de los **hornos estándares** es similar al del pequeño horno de cocido de cerámica ilustrado en la figura 20-28, aunque se ha eliminado la cámara de cocido.

Descripción Los **hornos de tiro por convección forzada** se emplean para el tratamiento térmico a granel de piezas metálicas pequeñas. Éstas se suspenden en una canasta de malla, en tanto que las de mayor tamaño se colocan en estantes. El calentamiento del aire se efectúa por medio de bobinas eléctricas de Nichrome insertadas en las paredes refractarias alrededor del tiro o el cubo. Se tiene un ventilador de alta velocidad debajo de la canasta que hace circular el aire calentado que asciende por las bobinas o los serpentines, para después bajar atravesando la canasta. Parte del calor se irradia hacia la cubierta externa de la canasta, pero la mayor parte se transfiere por convección directa del gas circulante a los sólidos.

Los **hornos con base de carro** difieren de los tipos estándares en que la carga se coloca en carros o en carretillas móviles, que se deslizan hasta el interior del horno. La parte superior del carro se recubre con un material refractario, con lo cual se forma el hogar del horno. Sólo la parte superior se expone al calor, mientras que la estructura metálica de la base se protege por medio de ladrillos refractarios, arena y sellos de agua en los lados y los extremos, y por la circulación de aire de enfriamiento alrededor de la estructura del carro por debajo del hogar. En situaciones en que el espacio del piso es limitado, se acostumbra emplear **hornos de ascensor** para fines similares.

El **horno de hogar rotatorio** consta de una cámara de calentamiento recubierta con ladrillos refractarios dentro de la cual se tiene un hogar rotatorio de forma anular, revestido con material refractario. Alrededor de la periferia del hogar rotatorio se utilizan sellos de líquido circulante o arena, para evitar la infiltración del aire. En estos hornos se realizan operaciones semicontinuas, y la velocidad del hogar se altera para satisfacer los requisitos variables de tamaño, peso y carga del material. Cuando el calentamiento se hace con gas o petróleo, los quemadores se encienden a los lados de la cámara en sentido tangencial al hogar.

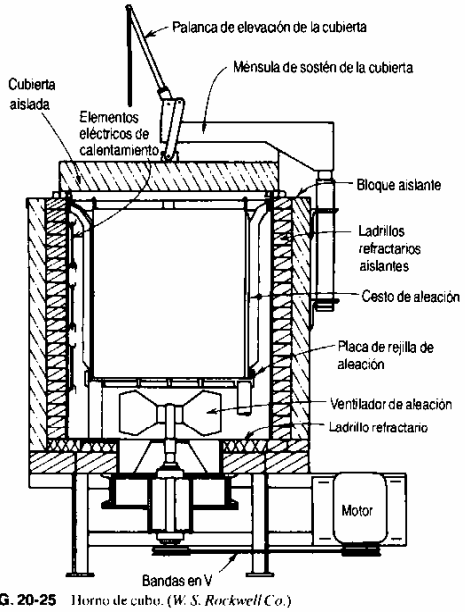


FIG. 20-25 Horno de cubo. (*W. S. Rockwell Co.*)

Los hornos estándares son, casi siempre, de fuego directo, en el sentido de que los gases de combustión de los quemadores circulan directamente sobre la carga; en ocasiones se permite que las llamas toquen la carga. Cuando se deben realizar trabajos que requieren la protección de la carga por medio de atmósferas especiales, como el templado brillante, el templado de herramientas, la sinterización de metales en polvo, etc., casi siempre se emplean **hornos de tipo mufla**. En éstos, la carga se separa de los quemadores y los gases de combustión mediante un arco refractario, y el calor se transmite por radiación del gas caliente y por convección al arco, así como por radiación de éste a la carga.

Cuando se emplean para el **calentamiento de cerámica**, se conocen como hornos de cuba. Las operaciones realizadas en ellos incluyen desecación, oxidación, calcinación y vitrificación. Estos hornos de cu-

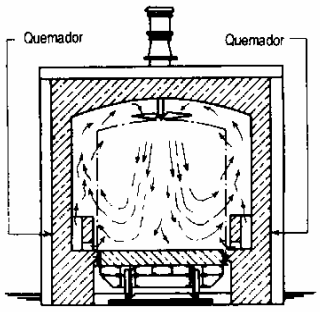


FIG. 20-26 Horno con base de carro. (*W. S. Rockwell Co.*)

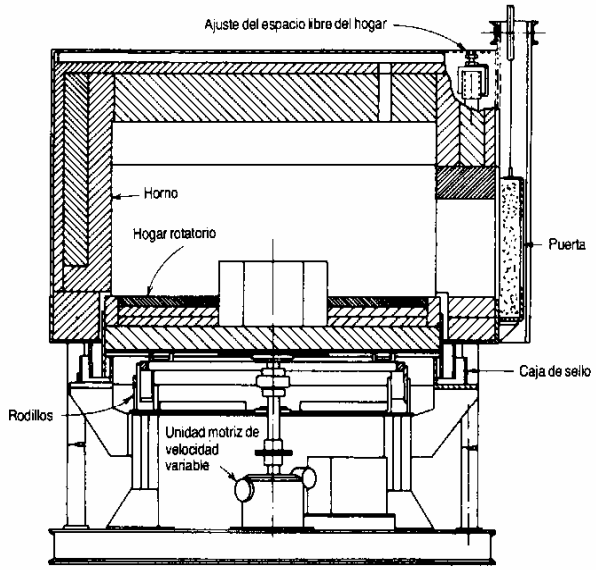


FIG. 20-27 Horno de hogar rotatorio. (*W. S. Rockwell Co.*)

ba utilizan quemadores horizontales y el combustible puede ser gaseoso, líquido o sólido. Cuando la calidad del producto no peligra, los utensilios de cerámica se exponen a las llamas y a los gases de combustión; de otra manera se emplean los hornos de cocido. Con frecuencia se emplean hornos holandeses para generar calor.

Los **hornos de cuba de tiro descendente** constituyen el tipo más común y se utilizan para ladrillos, tubos, losetas y cerámica. Su nombre se deriva de la dirección de flujo del gas de combustión cuando entra en contacto con la carga. Luego, los gases ascienden al interior de las paredes hasta la parte superior del horno y a la chimenea. Los **hornos de cuba de tiro ascendente** son similares, excepto en lo que respecta a la dirección del flujo de gas, que es ascendente más allá de la carga. Se utilizan comúnmente para cocer utensilios de barro. Los **hornos de estufa** representan una variación de los hornos de cuba de tiro ascendente que sirven para cocer ladrillo común. El horno se construye de ladrillo sin cocer y está cubierto con una capa de ladrillo quemado. Se desmantela totalmente después de cada hornada. Los **hornos de cuba de tipo abrazadera** constituyen otra variación de los hornos de tiro ascendente que sirven para cocer ladrillo común, pero son temporales dada su naturaleza. No tienen cubiertas superiores o sistema para conducir los humos, sino que cuentan sólo con paredes laterales con espacios arqueados para la combustión.

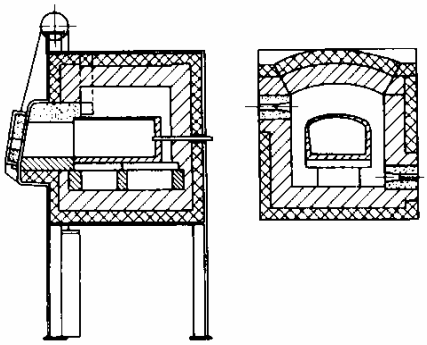


FIG. 20-28 Horno pequeño de mufla. (*W. S. Rockwell Co.*)

TÚNELES CONTINUOS

Los túneles continuos son, en muchos casos, **compartimientos por lotes de carretillas o bandejas operados en serie**. Los sólidos que se van a procesar se colocan en bandejas o carretillas que se desplazan progresivamente a lo largo del túnel, en donde están en contacto con gases calientes. El funcionamiento es **semicontinuo** y, cuando el túnel está lleno, una de las carretillas se extrae por el extremo de descarga al mismo tiempo que se introduce otra por el extremo de admisión. En algunos casos las carretillas se desplazan sobre carriles o monorrieles y usualmente se transportan por medios mecánicos usando propulsores de cadena conectados a la base de cada carretilla. En la figura 20-29 se ilustran diagramas esquemáticos de tres configuraciones comunes de túnel. Los **túneles de transportador de banda y transportador de criba o pantalla tienen un funcionamiento realmente continuo**, puesto que arrastran una capa de sólidos en un transportador sin fin.

La circulación del aire puede ser totalmente a **contracorriente** o de **corriente paralela**, o bien, una combinación de estas dos formas, como se ilustra en la figura 20-29. Además, con frecuencia se emplean diseños de **flujo transversal**, en donde el aire de calentamiento circula en uno y otro sentido sobre las carretillas colocadas en serie. Se pueden instalar bobinas o serpentines de recalentamiento después de cada paso de flujo transversal, con el fin de mantener una temperatura constante durante la operación: en cada etapa se instalan ventiladores de circulación del tipo de hélices grandes, y el aire se introduce o extrae en cualquier punto conveniente. Los equipos de túnel poseen la máxima flexibilidad para cualquier combinación de corriente de aire y escalonamiento de temperaturas. Cuando se trata del manejo de sólidos particulados granulados, que no ofrecen resistencia poderosa al flujo del aire, se emplean transportadores de banda perforada o tipo criba con **circulación directa** de gas, con objeto de mejorar las velocidades de transferencia de calor y masa.

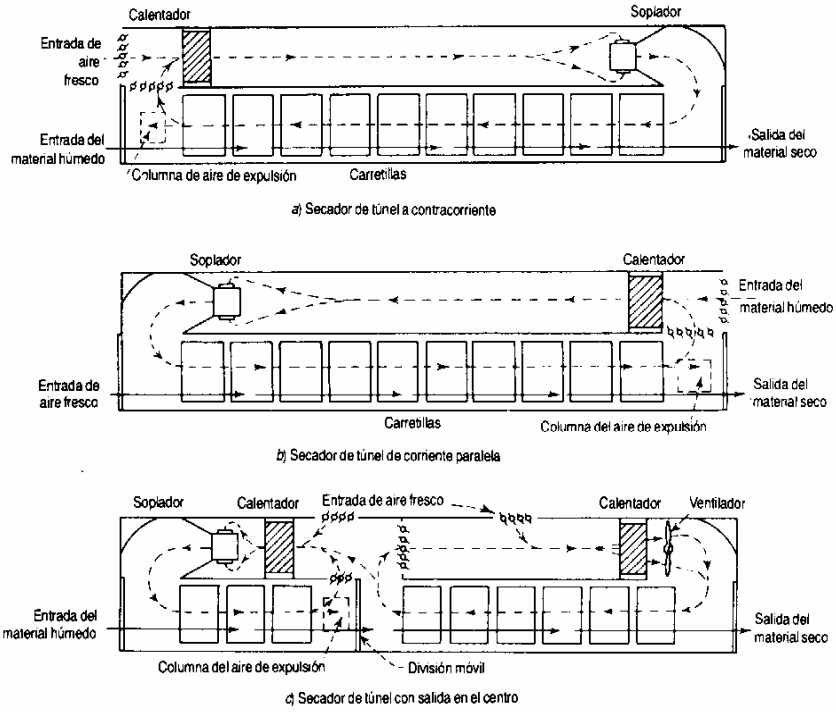


FIG. 20-29 Tres tipos de secadores de túnel. [Van Arsdal, *Food Ind.*, **14**(10), 43 (1942).]

En los equipos de túnel, los sólidos se calientan usualmente por contacto directo con los gases calientes. En operaciones a temperaturas elevadas, la radiación de la pared y el recubrimiento refractario adquieren una importancia especial. El aire que está dentro de la unidad de calor directo se calienta en forma directa o indirecta por combustión o bien, a temperaturas inferiores a 475 K, por medio de serpentines de vapor con aletas.

Las aplicaciones de los equipos de túnel son esencialmente las mismas que las de las unidades de bandejas y compartimientos por lotes descritas en párrafos anteriores, es decir, prácticamente todas las formas de sólidos conglomerados y objetos sólidos de mayor tamaño. En lo que respecta al funcionamiento, son más apropiados para producciones a mayor escala y representan por lo común ahorros de inversión e instalación en comparación con los compartimientos por lotes (múltiples). En el caso de túneles de carretillas y bandejas, los ahorros logrados en la carga y descarga no son importantes en comparación con el equipo por lotes. Los transportadores de banda y criba, que son realmente continuos, representan ahorros de mano de obra importantes en comparación con las operaciones por lotes, pero requieren una inversión adicional para los dispositivos automáticos de alimentación y descarga.

Los equipos auxiliares y las consideraciones especiales de diseño que se expusieron en relación con los equipos por lotes, de bandejas y compartimientos también se aplican a los de túnel. En lo que respecta al cálculo del tamaño, los túneles y los hornos de bandejas y carretillas se pueden tratar de la misma manera para el equipo por lotes.

Secadores continuos con circulación directa Los secadores continuos de circulación directa operan basándose en el principio del soplado de aire caliente a través de un lecho permeable del material mojado, que pasa en forma continua por el secador. Las velocidades de desecado son altas debido a la amplia superficie de contacto y a la distancia corta de desplazamiento para la humedad interna.

El tipo más utilizado es el **secador horizontal de transportador de criba o pantalla** en el cual se transporta el material mojado formando una capa de 2 a 15 cm de profundidad sobre una banda horizontal perforada o de malla, mientras se hace pasar aire calentado, en sentido ascendente o descendente, por el lecho de material. Marshall y Hougen [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **38**, 91 (1942)] estudiaron sus características de desecación. Este secador consta generalmente de varias secciones individuales, junto con el ventilador y los serpentines de calentamiento, montados en serie para constituir una cubierta o túnel a través del cual se mueve la malla transportadora. Como se ilustra en la vista transversal de la figura 20-30, el aire circula atravesando el material mojado y se recalienta antes de volver a entrar al lecho. En mu-

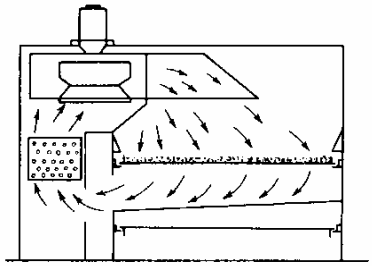


FIG. 20-30 Vista en corte transversal de un secador continuo de transportador con circulación directa. (*Proctor & Schwartz Inc.*)

chas ocasiones el gas caliente se hace circular en sentido ascendente en el extremo húmedo y en sentido descendente en el extremo seco. Una porción del aire se expulsa continuamente mediante uno o dos ventiladores de escape que no se muestran en el dibujo y que toman aire de varias secciones. Puesto que cada sección funciona de manera independiente, se logran operaciones extremadamente flexibles en donde las temperaturas elevadas se aplican, por lo común, en el extremo húmedo; las temperaturas menores se dejan para las secciones subsiguientes. En algunos casos se emplea una unidad con aire enfriado o especialmente humidificado para el acondicionamiento final. La **máxima caída de presión** aceptable a lo largo del lecho de sólidos, sin que se desarrollen fugas o desviaciones de aire, es 50 mm de agua, aproximadamente.

La desecación por circulación directa requiere que el material húmedo se encuentre en un estado de subdivisión granular, para que el aire caliente pueda soplarse fácilmente a través de él. Muchos materiales satisfacen este requisito sin necesidad de preparaciones especiales, mientras que otros necesitan un pretratamiento especial y a menudo elaborado para poder someterse a una desecación por circulación directa. El proceso mediante el cual un sólido húmedo se convierte en una forma más apropiada para la circulación directa del aire se conoce con el nombre de **preconformación** y, a menudo, el éxito o el fracaso de este método de contacto depende de la etapa de preconformación. Por lo común, los materiales fibrosos, en forma de hojuelas o en granos gruesos se someten a desecación sin necesidad de preconformarlos. Este tipo de materiales se carga directamente sobre la malla transportadora empleando dosificadores diseminadores apropiados del tipo de banda oscilante o vibradora, o bien, por medio de tambores dentados o bandas que se alimentan desde depósitos o tolvas. Cuando los materiales se deben preconformar, se dispone de varios métodos que dependen del estado físico del sólido húmedo.

1. Los materiales relativamente secos, como aglomerados de centrífuga, se granulan en ocasiones para producir un lecho poroso en la malla transportadora.

2. Los materiales pastosos se preconforman, con frecuencia, en una operación de extrusión dándoles la forma filamentada de 6 mm de diámetro, aproximadamente, y varios cm de largo.

3. Las pastas húmedas que no se pueden granular o extruir se someten a un desecado previo y luego se preconforman en un tambor de aletas calentado con vapor. En ocasiones conviene realizar la preconformación en un tambor de aletas, ya que también se hace una desecación previa.

4. Los aglomerados de filtro tixotrópicos provenientes de filtros rotatorios al vacío, que no es factible preconformar por ninguno de los métodos antes citados, a veces se raspan con cuchillas sobre el filtro, y el material raspado se descarga en trozos adecuados para el desecado por circulación directa.

5. Los materiales que se contraen o encogen de un modo notable durante la desecación se cargan a menudo nuevamente durante el ciclo de desecación hasta 2 a 6 veces la profundidad original de la carga. Esto se hace, por lo común, después de un grado determinado de contracción que haya destruido la eficiencia del contacto entre el aire y los sólidos, debido a la apertura del lecho.

6. En unos cuantos casos, los polvos se convierten en gránulos o pequeñas plaquitas, para evitar que se formen polvos y permitir la desecación por circulación directa. En la tabla 20-9 se listan materiales clasificados según el método de preconformación que sea más adecuado para el desecado por circulación directa.

En estos secadores, el medio usual de transmisión de calor es el aire calentado por vapor, aunque también se emplean gases de combustión. En general no se alcanzan temperaturas superiores a 600 K, debido a problemas de lubricación del transportador, la cadena y los propulsores de rodillo. La recirculación del aire se hace en un orden del 60 al 90% y los transportadores pueden ser de malla metálica o placas de acero perforadas. El tamaño mínimo de abertura práctica es de malla 30, aproximadamente.

Métodos de diseño En la práctica, el diseño de un secador continuo de circulación directa requiere datos obtenidos en pruebas de planta piloto. En vista de que la carga y la distribución de sólidos sobre la malla rara vez llega a ser tan uniforme en las instalaciones comerciales como lo es en los secadores de prueba, al tiempo de desecación de la prueba se debe agregar entre el 50 y el 100% para un diseño comercial.

Thygeson [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **16**(5), 749 (1970)] desarrolló un método matemático para un secador de circulación directa. Los resultados obtenidos por Gamson, Thodos y Hougen [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **39, I** (1943)] y por Wilke y Hougen [*ibid*, **41**, 444 (1945)] para las velocidades de evaporación adiabática del agua en lechos empacados con sólidos porosos, se aplican cuando el flujo de los gases de secado es de la parte superior a la inferior. El empleo de las propiedades aditivas promedio del gas de secado conduce a

$$h_c = 0.11 \frac{G^{0.59}}{D_p^{0.41}} \quad \text{para} \quad \frac{D_p G}{\mu} > 350 \qquad (20\text{-}33)$$

$$\text{y} \quad h_c = 0.15 \frac{G^{0.49}}{D_p^{0.51}} \quad \text{para} \quad \frac{D_p G}{\mu} < 350 \qquad (20\text{-}34)$$

donde μ = viscosidad del gas, lb/(ft·h); D_p = diámetro de una esfera que tiene la misma área superficial que la partícula, ft; y G = velocidad másica del gas de secado, lb/(h·ft²) [para convertir libras por pie-hora en newtons por segundo-metro cuadrado, multiplíquese por 4.133×10^{-4}; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048, y para convertir libras por hora-pie cuadrado en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multiplíquese por 1.3562×10^{-3}].

Datos de operación y costos En la tabla 20-10 se especifican algunos datos experimentales de operación para muchos materiales comunes, y en la tabla 20-11 se señalan los datos de operación de varios secadores de transportador con circulación directa, de tipo comercial. Los requisitos de mano de obra varían según sea el tiempo necesario

TABLA 20-9 Métodos para preconformar algunos materiales para la desecación por circulación directa

No se requiere preconformación	Ranurado sobre el filtro	Granulación	Extrusión	Tambor con aletas	Formación de escamas en tambor enfriado	Briqueteado y exprimido
Acetato de celulosa	Almidón	Caolín	Carbonato de calcio	Litopón	Escamas de jabón	Sosa comercial
Gel de sílice	Hidrato de aluminio	Criolita	Plomo blanco	Amarillo de zinc		Almidón de maíz
Lana lavada		Arseniato de plomo	Litopón	Carbonato de calcio		Hule sintético
Aserrín		Almidón de maíz	Dióxido de titanio	Carbonato de magnesio		
Desechos de rayón		Acetato de celulosa	Carbonato de magnesio			
Espato flúor		Intermedios de tinturas	Estearato de aluminio			
Tapioca			Estearato de zinc			
Cereales						
Fibra de asbesto						
Borra de algodón						
Fibras de rayón						

TABLA 20-10 D

Material
Almidón (maíz)
Almidón (maíz)
Almidón (maíz)
Almidón (papa)
Almidón (papa)
Alúmina, hidrato de
Alúmina, hidrato de
Alúmina, hidrato de
Aluminio, estearato de
Arcilla
Arcilla
Asbesto, fibra de
Asbesto, fibra de
Asbesto, fibra de
Calcio, carbonato de
Calcio, carbonato de
Calcio, carbonato de
Calcio, carbonato de
Calcio, estearato de
Calcio, estearato de
Calcio, estearato de
Caolín
Caolín
Caolín
Caolín
Caolín
Celulosa, acetato de
Celulosa, acetato de
Celulosa, acetato de
Celulosa, acetato de
Criolita
Fluorita
Gel de sílice
Gel de sílice
Gel de sílice
Litopón
Litopón (acabado)
Litopón (crudo)
Magnesio, carbonato
Magnesio, carbonato
Mercurio, óxido de
Plomo, arseniato de
Plomo, arseniato de
Plomo, arseniato de
Plomo, arseniato de
Plomo blanco
Plomo blanco
Sal de sosa
Titanio, dióxido de
Titanio, dióxido de
Zinc, estearato de

nal de la carga. Esto
ninado de contrac-
› entre el aire y los

erten en gránulos o
'os y permitir la de-
se listan materiales
ıue sea más adecua-

in de calor es el aire
ases de combustión.
s a 600 K, debido a
lena y los propulso-
ı un orden del 60 al
ıetálica o placas de
ráctica es de malla

un secador continuo
ı pruebas de planta
de sólidos sobre la
iciones comerciales
de desecación de la
n diseño comercial.
1970)] desarrolló un
ı directa. Los resul-
ı [*Trans. Am. Inst.*
bid, **41**, 444 (1945)]
lagua en lechos em-
flujo de los gases de
o de las propiedades

$\cdot 350$ (20-33)

< 350 (20-34)

tro de una esfera que
ft; y G = velocidad
r libras por pie-hora
líquese por 4.133 ×
e por 0.3048, y para
ios por segundo-me-

se especifican algu-
os materiales comu-
peración de varios
a, de tipo comercial.
el tiempo necesario

ıas b	Briqueteado y exprimido
	Sosa comercial
	Almidón de maíz
	Hule sintético

TABLA 20-10 Datos experimentales para la desecación por circulación directa, para varios materiales

Material	Forma física	Contenido de humedad kg/kg de sólido seco			Temperatura de entrada del aire, K	Profundidad del lecho, cm	Carga, kg de producto/m²	Velocidad del aire, m/s × 10¹	Tiempo experimental de secado, s × 10⁻²
		Inicial	Crítico	Final					
Almidón (maíz)	Torta clasificada del filtro	0.776	0.48	0.084	345	7.0	26.4	7.4	54.0
Almidón (maíz)	Torta clasificada del filtro	0.78	0.56	0.098	380	7.0	27.4	7.6	24.0
Almidón (maíz)	Torta clasificada del filtro	0.76	0.30	0.10	345	1.9	7.7	6.7	15.0
Almidón (papa)	Torta clasificada del filtro	0.866	0.55	0.069	400	7.0	26.3	10.2	27.0
Almidón (papa)	Torta clasificada del filtro	0.857	0.42	0.082	400	5.1	17.7	9.4	15.0
Alúmina, hidrato de	Plaquetas	0.105	0.06	0.00	453	6.4	60.0	6.0	18.0
Alúmina, hidrato de	Torta clasificada de filtro	9.60	4.50	1.15	333	3.8	1.6	11.0	90.0
Alúmina, hidrato de	Torta clasificada de filtro	5.56	2.25	0.42	333	7.0	4.6	11.0	108.0
Aluminio, estearato de	Extrusiones de 0.7 cm	4.20	2.60	0.003	350	7.6	6.5	13.0	36.0
Arcilla	Extrusiones de 1.5 cm	0.28	0.18	0.0	375	12.7	100.0	10.7	43.8
Arcilla	Granulado	0.277	0.175	0.0	375	7.0	46.2	10.2	19.2
Asbesto, fibra de	Hojuelas de los rodillos de compresión	0.47	0.11	0.008	410	7.6	13.6	9.0	5.6
Asbesto, fibra de	Hojuelas de los rodillos de compresión	0.46	0.10	0.0	410	5.1	6.3	9.0	3.6
Asbesto, fibra de	Hojuelas de los rodillos de compresión	0.46	0.075	0.0	410	3.8	4.5	11.0	2.7
Calcio, carbonato de	Preformado en tambor con aletas	0.85	0.30	0.003	410	3.8	16.0	11.5	12.0
Calcio, carbonato de	Preformado en tambor con aletas	0.84	0.35	0.0	410	8.9	25.7	11.7	18.0
Calcio, carbonato de	Extruido	1.69	0.98	0.255	410	1.3	4.9	14.3	9.0
Calcio, carbonato de	Extruido	1.41	0.45	0.05	410	1.9	5.8	10.2	12.0
Calcio, estearato de	Extruido	2.74	0.90	0.0026	350	7.6	8.8	5.6	57.0
Calcio, estearato de	Extruido	2.76	0.90	0.007	350	5.1	5.9	6.0	42.0
Calcio, estearato de	Extruido	2.52	1.00	0.0	350	3.8	4.4	10.2	24.0
Caolín	Formado en tambor con aletas	0.28	0.17	0.0009	375	7.6	44.0	9.2	21.0
Caolín	Formado en tambor con aletas	0.297	0.20	0.005	375	11.4	56.3	12.2	15.0
Caolín	Extruido	0.443	0.20	0.008	375	7.0	45.0	10.16	18.0
Caolín	Extruido	0.36	0.14	0.0033	400	9.6	40.6	15.2	12.0
Caolín	Extruido	0.36	0.21	0.0037	400	19.0	80.7	10.6	30.0
Celulosa, acetato de	Granulado	1.14	0.40	0.09	400	1.3	1.4	12.7	1.8
Celulosa, acetato de	Granulado	1.09	0.35	0.0027	400	1.9	2.7	8.6	7.2
Celulosa, acetato de	Granulado	1.09	0.30	0.0041	400	2.5	4.1	5.6	10.8
Celulosa, acetato de	Granulado	1.10	0.45	0.004	400	3.8	6.1	5.1	18.0
Criolita	Granulado	0.456	0.25	0.0026	380	5.1	34.2	9.1	24.0
Fluorita	Capsulado	0.13	0.066	0.0	425	5.1	51.4	11.6	7.8
Gel de sílice	Granular	4.51	1.85	0.15	400	3.8-0.6	3.2	8.6	15.0
Gel de sílice	Granular	4.49	1.50	0.215	340	3.8-0.6	3.4	9.1	63.0
Gel de sílice	Granular	4.50	1.60	0.218	325	3.8-0.6	3.5	9.1	66.0
Litopón	Extruido	0.72	0.28	0.0013	400	5.7	28.9	11.7	18.0
Litopón (acabado)	Extruido	0.35	0.065	0.0004	408	8.2	63.6	10.2	18.0
Litopón (crudo)	Extruido	0.67	0.26	0.0007	400	7.6	41.1	9.1	51.0
Magnesio, carbonato de	Extruido	2.57	0.87	0.001	415	7.6	11.0	11.4	17.4
Magnesio, carbonato de	Formado en tambor con aletas	2.23	1.44	0.0019	418	7.6	13.2	8.6	24.0
Mercurio, óxido de	Extruido	0.163	0.07	0.004	365	3.8	66.5	11.2	24.0
Plomo, arseniato de	Extruido	1.34	0.64	0.024	405	5.1	18.1	9.4	36.0
Plomo, arseniato de	Extruido	1.31	0.60	0.0006	405	8.4	26.9	9.2	42.0
Plomo, arseniato de	Granulado	1.23	0.45	0.043	405	5.1	18.1	11.6	18.0
Plomo, arseniato de	Granulado	1.25	0.55	0.054	405	6.4	22.0	10.2	24.0
Plomo blanco	Extruido	0.49	0.17	0.0	365	3.8	33.8	10.2	27.0
Plomo blanco	Formado en tambor con aletas	0.238	0.07	0.001	355	6.4	76.8	11.2	30.0
Sal de sosa	Extruido	0.36	0.24	0.008	410	3.8	22.8	5.1	51.0
Titanio, dióxido de	Extruido	1.2	0.60	0.10	425	3.0	6.8	13.7	6.3
Titanio, dióxido de	Extruido	1.07	0.65	0.29	425	8.2	16.0	8.6	6.0
Zinc, estearato de	Extruido	4.63	1.50	0.005	360	4.4	4.2	8.6	36.0

TABLA 20-11 Datos de operación de los secadores continuos con circulación directa*

Tipo de material	Pigmento inorgánico	Almidón de maíz	Texturas fibrosas		Plaquetas de carbón	Gelatina	Químico inorgánico
Capacidad, kg de producto seco/h	712	4536	1724		5443	295	862
			Etapa A,	Etapa B,			
Área aproximada del secador, m^2	22.11	66.42	57.04	35.12	52.02	104.05	30.19
Profundidad de carga, cm	3	4	...	...	16	5	4
Temperatura del aire, °C	120	115 a 140	130 a 100	100	135 a 120	32 a 52	121 a 82
Carga, kg de producto/m^2	18.8	27.3	3.5	3.3	182.0	9.1	33
Tipo de transportador, mm	Ranuras de 1.59 por 6.35	Ranuras de 1.19 por 4.76	Placa perforada, con un diámetro de los agujeros de 2.57		Criba de malla de 8.5 × 8.5	Criba de malla de 4.23 × 4.23	Ranuras de 1.59 × 6.35
Método de preformación o alimentación	Extrusor de rodillos	Filtrado y rayado	Alimentación de la fibra		Comprimido	Extrusión	Extrusor de rodillos
Tipo y tamaño de la partícula preformada, mm	Extrusiones con un diámetro de 6.35	Torta clasificada del filtro	Fibra cortada		64 × 51 × 25	Extrusiones con un diámetro de 2	Extrusiones con un diámetro de 6.35
Contenido inicial de humedad, % de hueso base seca	120	85.2	110		37.3	300	111.2
Contenido final de humedad, % de hueso base seca	0.5	13.6	9		5.3	11.1	1.0
Tiempo de secado, min	35	24	11		105	192	70
Velocidad de secado, kg de agua evaporada/($h \cdot m^2$)	38.39	42.97	17.09		22.95	9.91	31.25
Velocidad del aire (superficial), m/s	1.27	1.12	0.66		1.12	1.27	1.27
Fuente de calor por kg de agua evaporada, kg de vapor/kg de gas (m^3/kg)	Gas 0.11	Vapor 2.0	Vapor 1.73		Calor de desperdicio	Vapor 2.83	Gas 0.13
Potencia instalada, kW	29.8	119.3	194.0		82.06	179.0	41.03

* Cortesía de Proctor & Schwartz, Inc.

para hacer los ajustes de la alimentación, la inspección, etc. Estos secadores consumen entre 0.9 a 1.1 kg de vapor/kg de agua evaporada. La eficiencia térmica es una función de la humedad final requerida y el porcentaje de recirculación de aire.

Los secadores de malla transportadora se fabrican con anchuras de transportador de 0.3 a 4.4 m, en secciones de 1.6 a 2.5 m de longitud. Cada sección consta de una cubierta de hojas metálicas, paredes laterales y techo aislados, serpentines de calentamiento, ventilador de circulación, desviadores para la distribución del aire de entrada, bandejas para la recolección de polvos finos bajo el transportador y la malla de este último (Fig. 20-31). En la tabla 20-12 se estipulan los costos aproximados de compra para un equipo con mallas de transportador articuladas de acero inoxidable tipo 304, incluyendo calentadores de serpentín de vapor, ventiladores, motores y una unidad motriz de velocidad variable para el transportador. Los gabinetes y los equipos auxiliares se fabrican de acero aluminizado y materiales de acero inoxidable. Los precios no incluyen los reguladores de temperatura, las unidades de arranque del motor, el equipo de preconformación o los transportadores auxiliares de alimentación y descarga. Este último representa una cantidad adicional entre 30 000 y 75 000 dólares en relación con el costo de compra del secador (costos 1981).

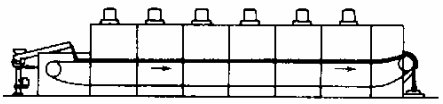


FIG. 20-31 Ensamblaje de secciones de un secador continuo de transportador con circulación directa. (*Proctor & Schwartz, Inc.*)

TABLA 20-12 Costos de secadores de transportador de malla* (dólares EU)

Transportador de 2.4 m de ancho		Transportador de 3.0 m de ancho
$5200/$m^2$	(6-9 m de largo)	$4400/$m^2$
$4800/$m^2$	(9-12 m de largo)	$4000/$m^2$
$4400/$m^2$	(12-15 m de largo)	$3600/$m^2$
$4000/$m^2$	(15-18 m de largo)	$3200/$m^2$

* National Drying Machinery Company, octubre, 1981.

En la figura 20-32 se muestra un secador de transportador continuo que utiliza una combinación de choque de aire y circulación directa.

Hornos continuos Los hornos continuos se utilizan para los mismos trabajos generales que se citaron en la sección de los hornos de funcionamiento por lotes. Las unidades se calientan con gas, petróleo o electricidad y utilizan circulación directa de los gases de combustión o muflas para transmitir el calor. Los hornos continuos tienen con frecuencia una extensión adicional para **enfriar** la carga antes de exponerla al aire atmosférico.

Los transportadores pueden ser de cadenas paralelas, de emparrillado, de franjas o tablillas, de banda de malla de alambre o del tipo de aleación fundida. Se emplean dispositivos automáticos para tensar, con objeto de mantener la tensión de banda durante el calentamiento y el enfriamiento. El producto puede descansar directamente sobre el transportador o sobre soportes de construcción especial que se adapten al mismo. Los transportadores de rodillo se emplean para las piezas de mayor tamaño. En otras ocasiones se utilizan **cortinas contra llamas** para sellar los extremos y proteger las atmósferas para tratamientos especiales.

Los hornos llamados de empuje casi no presentan algún problema de tipo mecánico, ya que todas sus partes mecánicas se localizan fuera de la zona caliente. Por lo común, emplean un transportador de rodillo

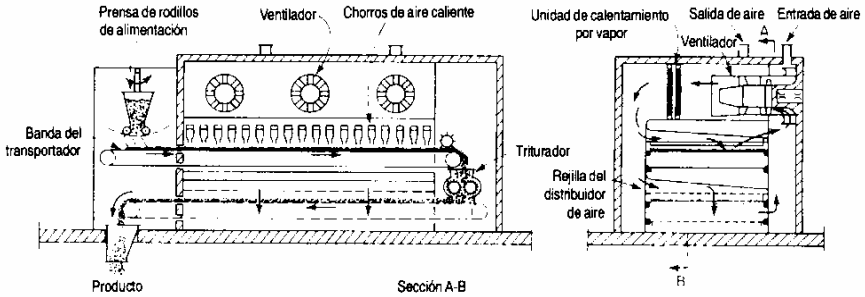


FIG. 20-32 Secador de transportador especial con chorros de aire que chocan contra la superficie del lecho en la primera pasada. El material desecado se tritura y se hace pasar nuevamente por el secador, con una circulación de aire que atraviesa el lecho ya permeable. [*Chem. Eng.*, 192 (junio 19, 1967).]

y manejan cargas que pesan considerablemente más por metro cuadrado que un horno de transportador de banda. Los impulsores se manejan por medio de motores eléctricos, aire comprimido o sistemas hidráulicos, y se sincronizan automáticamente con los relojes que abren las puertas. Cuando los sólidos son de menor tamaño, se emplean bandejas perforadas de aleaciones metálicas para transportar el producto. Estos transportadores se deslizan a través del túnel sobre rodillos, rieles y, de vez en cuando, sobre correderas refractarias, en donde una bandeja empuja a la que le sigue. La carga se mueve en línea recta o siguiendo un movimiento a contraflujo en una sola cámara o en varias.

En el movimiento a contraflujo, el calor proveniente de los sólidos que van saliendo se transmite directamente a los sólidos fríos que van entrando, reduciendo así las pérdidas y el consumo de combustible. Los hornos de transportador continuo sirven también para desecar formas refractarias y para el desecado y recocido de artículos esmaltados. En muchos casos de esta última índole, las piezas se suspenden de transportadores de cadena elevados.

Los **hornos de túnel para cerámica** que manejan objetos grandes de formas irregulares deben estar equipados con lo necesario, para tener un control preciso de las condiciones de temperatura y humedad con objeto de evitar cuarteamientos y condensación en el producto. Se ha estudiado con toda minuciosidad el mecanismo interno que provocan las cuarteaduras, cuando los productos de arcilla y cerámica se desecan. Hay algunas publicaciones que presentan toda la información necesaria sobre el funcionamiento de hornos de túnel para cerámica, como, por ejemplo, *The American Ceramic Society Bulletin*, *Ceramic Industry* y *Transactions of the British Ceramic Society*.

SECADORES ROTATORIOS

Descripción Un secador rotatorio consiste en un cilindro que gira sobre cojinetes apropiados y, por lo común, tiene una leve inclinación en relación con la horizontal. La longitud del cilindro varía de 4 a más de 10 veces su diámetro, que oscila entre menos de 0.3 hasta más de 3 m. Los sólidos que se introducen por un extremo del cilindro se desplazan a lo largo de él, debido a la rotación, el efecto de la carga y la pendiente del cilindro, y se descargan por el otro extremo como producto acabado. Los gases que circulan por el cilindro pueden reducir o aumentar la velocidad de movimiento de los sólidos, según que la circulación del gas sea a contracorriente o siga una corriente paralela con la circulación de los sólidos.

Los secadores rotatorios se clasifican como **directos, indirectos-directos, indirectos** y **tipos especiales**. Estos nombres se refieren al método de transmisión de calor, que es "directo" cuando el calor se aplica o elimina de los sólidos por intercambio directo entre éstos y el gas circulante, e "indirecto" cuando el medio de calentamiento no tiene un contacto físico con los sólidos y se separa de ellos por medio de un tubo o una pared metálica.

Esta sección se limita a exponer con amplitud sólo los tipos totalmente directos y totalmente indirectos, ya que es imposible cubrir la cantidad infinita de variaciones posibles entre ambas clases. Cuando se trata de operaciones de transmisión de calor y transferencia de masa, sus características de operación los hacen adecuados para lograr diversos procesos como desecación, reacciones químicas, recuperación de disolventes, descomposiciones térmicas, mezclado, sinterización y aglomeración de sólidos. A continuación se incluyen los tipos específicos más sobresalientes:

Secador rotatorio directo (enfriador) Se trata por lo común de un cilindro metálico ordinario con o sin paletas o aspas. Es apropiado para operaciones a temperaturas bajas e intermedias en donde la temperatura de operación está limitada primordialmente por las características de resistencia del metal que se haya empleado en la fabricación.

Horno rotatorio directo Este es un cilindro metálico revestido en el interior con bloques aislantes y/o ladrillos refractarios, y es apropiado para operaciones a temperaturas elevadas.

Secador indirecto de tubos de vapor Se trata de un cilindro metálico desnudo, provisto de una o más hileras de tubos metálicos instalados longitudinalmente sobre la cubierta. Sirve para operaciones a las temperaturas de vapor disponibles o para procesos en que los tubos se deben enfriar con agua.

Calcinadores rotatorios indirectos Este es un cilindro metálico simple rodeado, en el exterior, por un horno encendido o con calefacción eléctrica. Es adecuado para operaciones a temperaturas intermedias hasta el máximo que pueda tolerar la pared metálica del cilindro, que casi siempre es del orden de 650 a 700 K, en el caso de acero al carbono, y de 800 a 1025 K para acero inoxidable.

Secador directo de persianas giratorias Este es uno de los tipos especiales más importantes y difiere de la unidad rotatoria directa en que, en este caso, se suministra una verdadera *circulación directa* de gas a través del lecho de sólidos. Al igual que el rotatorio directo, éste es apropiado para operaciones a temperaturas bajas e intermedias.

Campo de aplicación Los equipos rotatorios se aplican al procesamiento de sólidos tanto por lotes como en continuo, que tienen un flujo relativamente libre, y el producto que descargan es granular. Los materiales que no poseen un flujo completamente libre en la forma como se alimentan se manejan de una manera especial, ya sea reciclando una porción del producto final y premezclándola con la alimentación en una mezcladora externa para obtener una alimentación granular uniforme para el proceso, o bien, manteniendo un lecho de producto de flujo libre dentro del cilindro, en el extremo de admisión de la alimentación, y en esencia, realizando la operación de premezclado dentro del cilindro propiamente dicho. Si se tiene un proceso de reciclaje debidamente formulado, se podrán procesar en depósitos rotatorios muchas clases de lechadas y de alimentaciones en solución. Los hornos rotatorios directos y los calcinadores indirectos sin aspas internas u otras obstrucciones, a menudo están provistos de **cadenas de enlace colgantes**. Éstas pueden servir como superficies en las cuales se acumula el material hasta que deja de ser pegajoso, momento en que se

desprende convertido en sólido granular y continúa su movimiento por el cilindro. Las **cadenas de raspado** se pueden utilizar también en calcinadores indirectos, para mantener limpias las paredes interiores de los mismos.

Como regla general, las unidades de calor directo son las más sencillas y económicas en lo que respecta a su construcción, y se emplean cuando se puede tolerar el contacto directo entre los sólidos y los gases de combustión y el aire. Puesto que la carga calorífica total se debe introducir o eliminar en la corriente de gas, casi siempre se necesitan grandes volúmenes de gas y altas velocidades del mismo. Estas últimas rara vez son menores que 0.5 m/s en un diseño económico. Por tanto, es probable que el empleo de equipos rotatorios directos con sólidos que contienen partículas extremadamente finas genere pérdidas de arrastre excesivas en la corriente de gas de salida.

Las formas indirectas sólo precisan del flujo de gas por el cilindro que baste para eliminar los vapores o concluya en cualquier otra forma el proceso interno. Además, pueden estar selladas para procesos que requieren atmósferas especiales de gas y excluir el aire del exterior.

Equipo auxiliar En los equipos rotatorios de calor directo se necesita una cámara de combustión para temperaturas elevadas, y serpentines de vapor con aletas para temperaturas bajas. Si se desea evitar la contaminación del producto con los gases de combustión en las unidades de calor directo, se pueden utilizar calentadores de aire indirectos que empleen gas o petróleo para alcanzar las temperaturas que excedan la de vapor disponible.

El *método de alimentación o dosificación* para los equipos rotatorios depende de las características del material, de la ubicación y tipo del equipo de procesamiento corriente arriba. Cuando la alimentación proviene de arriba, se acostumbra utilizar un canalón que se extiende hasta el interior del cilindro. Cuando es necesario que el sistema esté sellado o si no es conveniente llevar a cabo la alimentación por gravedad, se utiliza en general un alimentador de tornillo. En unidades de calor directo de corriente paralela, conviene a veces tener una cubierta de agua fría en el canal o el transportador de alimentación, si es que está en contacto con la corriente de gas caliente de la entrada. Esto evitará el sobrecalentamiento de la pared metálica que puede causar el desprendimiento de escamas o el sobrecalentamiento de materiales de alimentación sensibles al calor.

Cualquier clase de transportador de sólidos es apropiado para el mezclado de **reciclaje**; sin embargo, el que se aplica de manera universal es el mezclador de paletas de doble eje (véase la Fig. 20-67). Este transportador o mezclador se debe aislar para evitar pérdidas de calor excesivas en productos secos y calientes de reciclaje. Para asegurar la uniformidad de la operación de reciclaje, se debe instalar una reserva de **almacenamiento de compensación** de sólidos reciclados para fines de arranque, y para casos en que el cilindro interrumpa la descarga de producto. En muchos casos se ha descubierto que en las operaciones de reciclaje, la recirculación del 50 al 60% del producto representa un nivel económico.

Un método de alimentación para equipos directos de desecación en corriente paralela utiliza los gases de expulsión del secador para transportar, mezclar y presecar la alimentación húmeda. Esta última se agrega a los gases de expulsión a alta velocidad, desde el secador, y la alimentación húmeda mezclada con polvo arrastrado desde éste se separa de los gases de escape en un ciclón y cae dentro del extremo de alimentación del cilindro. La técnica combina el desecado neumático y el rotatorio. También se obtienen grandes eficiencias térmicas cuando dos etapas de flujo con corriente paralela operan a contracorriente.

Con frecuencia se emplean transportadores neumáticos como medio tanto de transporte como de enfriamiento para productos secos. Entre los equipos adicionales de enfriamiento que se emplean a menudo están los transportadores de tornillo, los vibradores y los enfriadores rotatorios directos e indirectos.

El **polvo** arrastrado en la corriente de gas de salida se separa comúnmente por medio de recolectores de ciclón. Este polvo se descarga nuevamente al proceso, o bien, se recoge por separado. En el caso de materiales costosos o partículas extremadamente finas, después del colector de ciclón, se pueden poner recolectores de bolsa, suponiendo que la estabilidad de la temperatura de la tela no sea restrictiva. Cuando hay gases o sólidos tóxicos presentes, cuando el gas de salida tiene una temperatura muy elevada, cuando el gas está cerca de su nivel de saturación como cuando sale de un secador de tubo de vapor o cuando la recirculación de gas se realiza dentro de un sistema sellado, es posible emplear lavadores por vía húmeda, ya sea de manera independiente o después del ciclón. Los ciclones y los recolectores de bolsas en aplicaciones de desecación requieren con frecuencia aislamiento y rastreo de vapor. El ventilador de expulsión debe ubicarse corriente abajo en relación con el sistema de recolección.

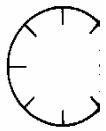
El equipo giratorio, excepto los depósitos revestidos con ladrillo, que operan por arriba de la temperatura ambiente, está casi siempre aislado, con el fin de evitar las pérdidas de calor. Como caso excepcional están las unidades de calor directo, en cuya construcción se emplean metales sin recubrimiento y funcionan a altas temperaturas, en donde las pérdidas de calor a través de la cubierta son necesarias, para evitar el sobrecalentamiento del metal. El aislamiento se convierte en un aspecto particularmente necesario en las unidades de calor directo con corriente paralela. Cuando el cilindro no está bien aislado, no es extraño que el enfriamiento o la condensación del producto en la cubierta ocurra en el último 10 a 50% de longitud del mismo.

Para asegurar una mejor operación, la velocidad de alimentación para los equipos rotatorios se debe regular de una manera muy minuciosa, como también se debe uniformar la cantidad y la calidad. Puesto que las temperaturas de los sólidos son difíciles de medir y los cambios se detectan con cierta lentitud, la mayor parte de las operaciones en equipos rotatorios se controlan por medios indirectos. En las unidades de calor directo, las temperaturas del gas de entrada y salida se miden y regulan como si se tratara de secadores y hornos directos. En las unidades de tubos de vapor, lo que se regula es la temperatura y presión del vapor y la temperatura y la humedad del gas de salida, y en los calcinadores de calor indirecto se mide directamente la temperatura de la cubierta. En la mayor parte de los casos, las mediciones de la temperatura del producto se toman sólo con fines de control secundario.

El equipo que se impulsa eléctricamente y opera con temperaturas de metal que sobrepasan de 425 K deben estar provistos de unidades motrices o fuentes de potencia auxiliares. La pérdida de rotación de un calcinador calentado, o de un secador de alta temperatura que conduce un lecho pesado de sólidos calientes, generará cierto hundimiento o flexión del cilindro, debido al enfriamiento no uniforme.

Secadores rotatorios de calor directo El secador rotatorio de calor directo está equipado comúnmente con **aspas** en el interior, para levantar y dejar caer los sólidos a través de la corriente de gas a su paso por el cilindro. Estas aspas tienen, casi siempre, una ubicación alterna cada 0.6 a 2 m para asegurar una cortina de sólidos más continua y uniforme en el gas. La forma de las aspas depende de las características de manejo de los sólidos. En el caso de materiales de flujo o movimiento libre, se utiliza un aspa radial con un reborde de 90°. Cuando se trata de materiales pegajosos, se emplea un aspa radial plana. Cuando el material cambia de características durante el desecado, el diseño de las aspas varía a lo largo de la extensión del secador. Muchos diseños de secadores estándar emplean aspas planas sin ningún reborde en el primer tercio de la longitud del secador, medido éste desde el extremo por donde entra la alimentación, aspas con rebordes de 45° en el tercio intermedio y con rebordes de 90° en el tercio final del cilindro. En el primer metro de distancia en relación con la entrada de alimentación, casi siempre se instalan **aspas espirales** para acelerar el movimiento de entrada bajo el canalón de alimentación o el transportador, y evitar fugas en el anillo de retén del extremo de alimentación en dirección de los sellos para gas.

Cuando se utiliza un flujo en paralelo de gas y sólidos, las aspas se pueden omitir en el último metro cercano a la salida para reducir el arrastre de producto seco en el gas de salida. Por otro lado, la aspersión de la alimentación mojada en el extremo de entrada de un secador a contracorriente sirve a menudo como medio eficaz para lavar los sólidos secos arrastrados en la corriente de gas, antes de que ésta salga del cilindro. Algunos secadores están provistos de aspas en diente de sierra para obtener un lanzamiento uniforme, mientras que otros emplean



Aspas radiales

Aspas de borde a

FIG. 20-33 Secador ro
de aspas.

tramos de cadenas un
golpear las paredes de
que puedan adherirse
las cadenas contribuy
obstante, su uso repres
do los secadores direc
las aspas y las paredes
golpeadores externo
transversales, a veces
sirven para aumentar
cir la formación de pol
de miembros internos
nimiento, a menos qu
amplios entre las subd
acceso a ellas. En la fi
configuraciones más
las configuraciones de
contracorriente, y los
la figura 20-35.

El flujo a contracor
cia de transferencia
determinada; pero el f

Cabezal de
(sólo a cont

Anillo co

FIG. 20-3
Snow Co.)

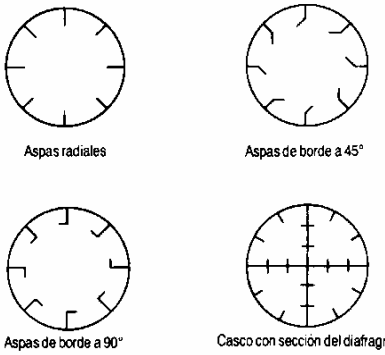


FIG. 20-33 Secador rotatorio de calor directo, con diferentes configuraciones de aspas.

tramos de cadenas unidas al lado inferior de las aspas para raspar y golpear las paredes del cilindro, eliminando así los sólidos pegajosos que puedan adherirse a las mismas. En el caso de los hornos de cuba, las cadenas contribuyen notablemente en la transmisión de calor; no obstante, su uso representa costos adicionales de mantenimiento cuando los secadores directos tienen aspas. Los sólidos que se adhieren a las aspas y las paredes se desprenden con mayor eficacia por medio de **golpeadores externos de casco**. En secadores con grandes secciones transversales, a veces se emplean elementos internos o divisiones, que sirven para aumentar la eficiencia de distribución del material y reducir la formación de polvos finos y la trituración por impacto. El empleo de miembros internos aumenta la dificultad de la limpieza y el mantenimiento, a menos que se proporcionen espacios lo suficientemente amplios entre las subdivisiones para que los trabajadores tengan fácil acceso a ellas. En la figura 20-33 se presentan algunos ejemplos de las configuraciones más comunes de aspas. En la figura 20-34 se muestran las configuraciones de componentes de secadores rotatorios directos a contracorriente, y los de las unidades de corriente paralela aparecen en la figura 20-35.

El flujo a contracorriente del gas y los sólidos genera mayor **eficiencia de transferencia de calor** con una temperatura de gas de entrada determinada; pero el flujo en corrientes paralelas se utiliza con mayor frecuencia para desecar materiales sensibles al calor a temperaturas de gas de entrada superiores, debido al rápido enfriamiento que sufre el gas durante la evaporación inicial de la humedad de la superficie.

Hay varios métodos que se aplican para sellar el cilindro rotatorio y evitar fugas de gas por las aberturas anulares entre el cilindro rotatorio y las piezas estacionarias de la garganta. *Ninguno de ellos es un sello de sólidos eficaz* ni tampoco funcionará satisfactoriamente como sello de gas, si se permite la fuga de sólidos sobre el anillo de retención del cilindro. En la figura 20-36 se ilustran tres ejemplos de sellos de gas ordinarios. En secadores rotatorios directos se encuentran muy pocos sellos de gas que sean totalmente herméticos; pero con el control minucioso de la presión interna, que casi siempre oscila entre 0.25 y 2.5 mm de agua por debajo de la atmósfera, se evita la emanación de polvos al exterior y se reduce al mínimo la entrada de aire del exterior.

En la figura 20-36 se presentan también tres tipos básicos de **montajes de rodillos y cojinetes con muñón**. En los secadores modernos se emplean, con mayor frecuencia, las cajas de cojinetes antifricción; sin embargo, cuando la carga del secador requiere un cojinete de diámetro mayor que 12.7 a 15.2 cm sobre el eje del estribo, se sustituye el cojinete antifricción de eje fijo. Esto representa un ahorro considerable en los costos en comparación con las cajas de cojinete de mayor tamaño. Están completamente selladas y se encuentran continuamente sumergidas en un baño de lubricante. En ocasiones menos frecuentes se utilizan bujes de caja de cojinetes. Es difícil sellar herméticamente las arandelas de empuje axial para evitar el paso del polvo y consumen más potencia. En la figura 20-36 se describen también algunos montajes de rodillo de empuje axial que son, casi siempre, de eje fijo.

Los gases se hacen pasar por el cilindro ya sea mediante un extractor o una combinación de extractor y ventilador. En este último caso, es posible mantener un control muy preciso de la presión interna, incluso cuando la caída de presión total del sistema es importante. No obstante, cuando se emplea un calentador de aire con una caída de presión limitada, casi siempre basta utilizar un simple extractor ya que las principales pérdidas de presión del gas se localizan en los ductos de salida de aire y en los recolectores de polvo. En muy raras ocasiones se emplea sólo un ventilador para forzar el paso del gas por el cilindro, debido a que la presión interna es superior a la atmosférica, y el aire caliente y el polvo pueden impulsarse hacia los sellos de gas o fugarse a las zonas de trabajo circundantes.

Existen algunos diseños especiales de secadores rotatorios directos, como el Renneburg DehydrO-Mat (Edward Renneburg & Sons Co.) que se construyen a propósito para suministrar menor retención duran-

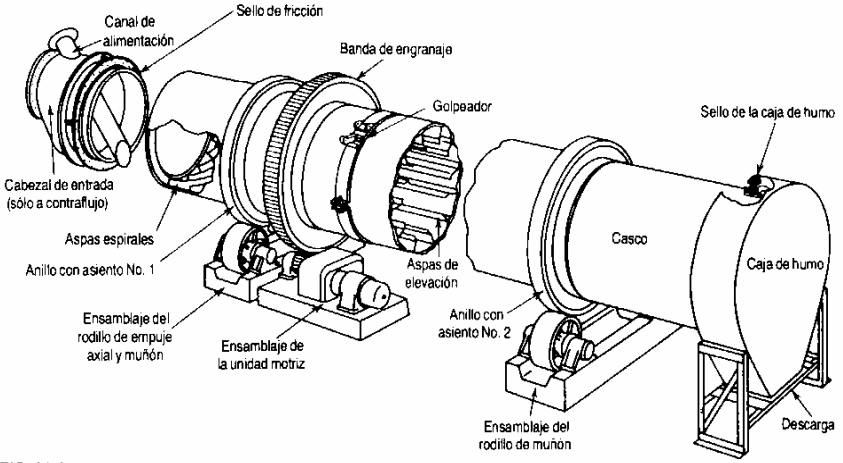


FIG. 20-34 Configuración de los componentes de un secador rotatorio a contracorriente y de calor directo. (*CE Raymond/Bartlett-Snow Co.*)

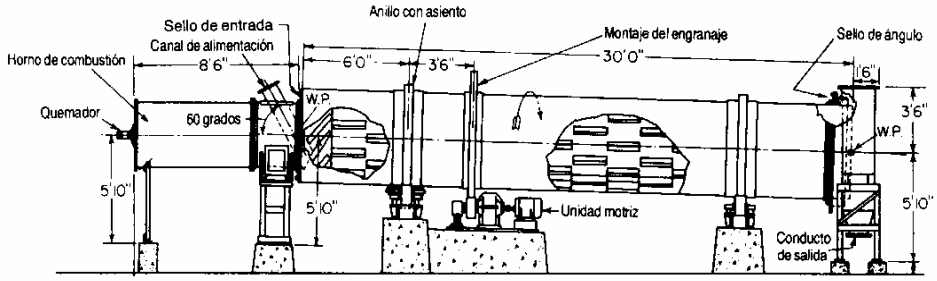


FIG. 20-35 Elevación de un secador rotatorio de corriente paralela y calor directo, de 60 in de diámetro y 30 ft de largo. Para convertir pulgadas en centímetros, multiplíquese por 2.54; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048. (*CE Raymond/Bartlett-Snow Co.*)

te el periodo de desecación con velocidad decreciente, para favorecer la liberación de la humedad interna de los sólidos. El DehydrO-Mat es un secador de corriente paralela, que tiene una cubierta de diámetro menor en el extremo de alimentación, en donde la evaporación rápida de la humedad superficial dentro de la corriente del gas inicialmente caliente se logra con una mínima retención. En el extremo de salida de los sólidos y el gas, el diámetro de la cubierta se incrementa, con el fin de reducir las velocidades del gas y asegurar una mayor retención de los sólidos, en tanto estén expuestos a la corriente de gas parcialmente enfriada.

El secador Louisville tipo P es de corrientes paralelas y se desarrolló para desecar polímeros sensibles al calor. Se diseñó para tratar materiales muy finamente divididos o muy voluminosos, que se arrastran con facilidad en una corriente de aire, ya que su diseño básico comprende un cono de descarga que permite el transporte neumático de los sólidos desecados a la salida del secador. Su diseño interno permite un

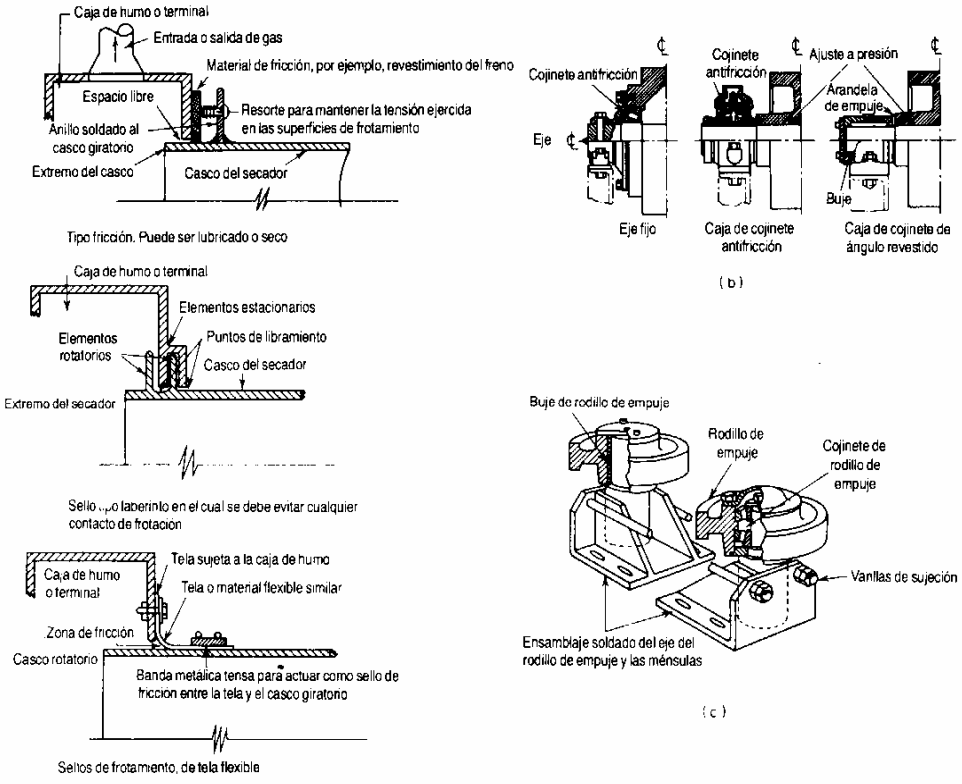


FIG. 20-36 Componentes de un secador rotatorio. *a*) Sellos de gas rotatorios alternos. *b*) Cojinetes alternos de rodillos de muñón. *c*) Ensamblaje del rodillo de empuje axial. (*CE Raymond/Bartlett-Snow Co.*)

tiempo adicional de r
miento del material a
dad comparativamen
de aire excesivo.

El secador Louisvi
tes paralelas, que ofre
configuración interna
velocidades diferenc
lidos procesados, co
calor y, por lo tanto, l

Métodos de diseño

de calor directo se ex
de calor, como sigue:

en donde Q_t = calor t
trico de transmisión
m^3; y $(\Delta t)_m$ = diferei
calientes y el materi
erable de humedad s
peraturas de éstos, s
en la media logaritm
desecante en la entra

Los datos que se u
Miller [*Trans. Am.*
Marshall [*Chem. En*
[*Chem. Eng. Prog.*,
relaciones que se pue
constante de proporc
metro, y n = una con

P. Y. McCormick
todos los datos dispo
metría de las aspas y
en cuenta en la eval
de la cubierta y la c
balance general; sin
variables por separa
el efecto de la veloc
cula superficial que

TABLA 20-13 D

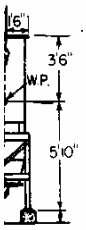
Tamaño del secado, m	
Evaporación, kg/h	
Trabajo, 10^6 J/h	
Vapor, kg/h a kg/m^2 m	
Descarga, kg/h	
Velocidad de salida, m	
Volumen de salida, m	
Ventilador de salida, h	
Unidad motriz del sec	
Peso de envío, kg	
Precio, LAB, Chicag	

* Cortesía de Swe

NOTA

Caída de presión su
El sistema incluye
Los precios son po
Para fabricación co

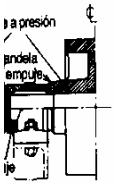
llo de ángulo



convertir
Bartlett-

de gas parcialmente

alelas y se desarrolló
eñó para tratar mate-
sos, que se arrastran
diseño básico com-
orte neumático de los
io interno permite un



Caja de cojinete de
ángulo revestido

jinete de
xdillo de
mpuje

– Varillas de sujeción

c) Ensamblaje

tiempo adicional de retención reduciendo la velocidad del desplazamiento del material a lo largo del cilindro, lo cual asegura una velocidad comparativamente elevada del medio de desecación sin un paso de aire excesivo.

El secador Louisville tipo H es una máquina modificada de corrientes paralelas, que ofrece características de "desecado instantáneo". Su configuración interna comprende discos y ruedas interiores, que dan velocidades diferenciales elevadas entre el medio desecante y los sólidos procesados, con el propósito de incrementar la transmisión de calor y, por lo tanto, la velocidad de eliminación de la humedad.

Métodos de diseño La desecación directa en un secador rotatorio de calor directo se expresa mejor como un mecanismo de transmisión de calor, como sigue:

$$Q_t = UaV(\Delta t)_m \tag{20-35}$$

en donde Q_t = calor total transmitido, en J/s; Ua = coeficiente volumétrico de transmisión de calor, J/(s·m^3·K); V = volumen de secador, en m^3; y $(\Delta t)_m$ = diferencia de la temperatura media real entre los gases calientes y el material, en K. Cuando se elimina una cantidad considerable de humedad superficial de los sólidos y se desconocen las temperaturas de éstos, se obtendrá una aproximación aceptable de $(\Delta t)_m$ en la media logarítmica entre las depresiones de bulbo húmedo del aire desecante en la entrada y la salida del secador.

Los datos que se utilizan para evaluar Ua fueron desarrollados por Miller [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **38,** 841 (1942)], Friedman y Marshall [*Chem. Eng. Prog.*, **45,** 482, 573 (1949)] y Seaman y Mitchell [*Chem. Eng. Prog.*, **50,** 467 (1954)]. Todos estos autores emplearon relaciones que se pueden reducir a la forma $Ua = KG^n/D$, en donde K = constante de proporcionalidad; G = velocidad de masa del gas, D = diámetro, y n = una constante.

P. Y. McCormick [*Chem. Eng. Prog.*, **58**(6), 57 (1962)] comparó todos los datos disponibles. Las comparaciones mostraron que la geometría de las aspas y la velocidad de la cubierta deberían ser tomadas en cuenta en la evaluación de K. Sugirió que la velocidad de rotación de la cubierta y la cantidad y la forma de las aspas deben afectar el balance general; sin embargo, no se dispone de datos para evaluar estas variables por separado. Del mismo modo, no se piensa en general que el efecto de la velocidad del gas tiende a reducir el espesor de la película superficial que rodea a cada partícula; más bien, un incremento en la velocidad del gas tiende a interrumpir con mayor eficacia la cortina de sólidos en caída y, con ello, expone una mayor superficie de sólidos; dicho de otra manera, el efecto consiste en aumentar el valor de a en Ua, en lugar del de U.

En el caso de los secadores comerciales que se fabrican actualmente en Estados Unidos se tienen, por lo común, de 2.4 a 3.0 D aspas por círculo y funcionan con velocidades periféricas de 60 a 75 ft/min, se recomienda la siguiente relación:

$$Q_t = (0.5G^{0.67}/D)V\,\Delta t_m \tag{20-36}$$

$$= 0.4LDG^{0.67}\,\Delta t_m \tag{20-37}$$

en donde Q_t = calor total transmitido, en Btu/h; L = longitud del secador, en ft; D = diámetro del secador, en ft; G = velocidad de masa del gas, en lb/(h·ft^2 de corte transversal) y Δt_m = media logarítmica de la depresión de bulbo húmedo del gas desecante en el extremo de la entrada y la salida de la cubierta del secador.

En la tabla 20-13 se estipulan datos típicos de operación para secadores rotatorios de corriente paralela. (Obsérvese que la fuerza impulsora ΔT_m se debe basar en la depresión de bulbo húmedo y no en las temperaturas del material. El empleo de estas últimas, sobre todo cuando los sólidos secos se someten a un sobrecalentamiento después de la desecación, da resultados conservadores.)

En la mayor parte de los casos, los secadores rotatorios de calor directo se clasifican por tamaños basándose en las pruebas de planta piloto, porque raramente toda la humedad que se desea eliminar es realmente "libre", y con frecuencia se necesita tiempo de residencia para una difusión. Si se desea obtener una eficiencia máxima de transmisión de calor en un secador, el llenado del secador debe ser suficiente para cargar por completo las aspas de elevación, como se explicará en párrafos subsecuentes.

A menos que las características del material limiten la temperatura del gas, la temperatura de entrada se fija, casi siempre, de acuerdo con el medio de calentamiento empleado; en otras palabras, de 400 a 450 K para el vapor o de 800 a 1100 K para quemadores de gas y petróleo. La temperatura apropiada para el gas de salida es, por lo general, una función de índole económica y su valor se determina como sigue:

$$N_t = (t_1 \quad t_2)\,(\Delta t)_m \tag{20-38}$$

TABLA 20-13 Datos típicos de rendimiento de secadores rotatorios de calor directo y corriente paralela, con aire tibio*

Material: sólidos sensibles al calor
Temperatura máxima de los sólidos: 65°C
Condiciones de la alimentación: 25% de humedad, 27°C
Condiciones del producto: 0.5% de humedad, 65°C
Temperatura del aire de entrada: 165°C
Temperatura del aire de salida: 71°C

Tamaño del secado, m × m	1.269 × 7.62	1.372 × 7.621	1.524 × 9.144	1.839 × 10.668	2.134 × 12.192	2.438 × 13.716	3.048 × 16.767
Evaporación, kg/h	136.1	181.4	226.8	317.5	408.2	544.3	861.8
Trabajo, 10^6 J/h	3.61	4.60	5.70	8.23	1.12	1.46	2.28
Vapor, kg/h a kg/m^2 manométrica	317.5	408.2	521.6	725.7	997.9	1315	2041
Descarga, kg/h	408	522	635	953	1270	1633	2586
Velocidad de salida, m/min	70	70	70	70	70	70	70
Volumen de salida, m^3/min	63.7	80.7	100.5	144.4	196.8	257.7	399.3
Ventilador de salida, kW	3.7	3.7	5.6	7.5	11.2	18.6	22.4
Unidad motriz del secador, kW	2.2	5.6	5.6	7.5	14.9	18.6	37.3
Peso de envío, kg	7700	10 900	14 500	19 100	35 800	39 900	59 900
Precio, LAB, Chicago (dólar EU)	$100 000	$125 000	$140 000	$170 000	$210 000	$245 000	$320 000

* Cortesía de Swenson Division, Whiting Corporation.
NOTA:
Caída de presión supuesta en el sistema: 200 mm.
El sistema incluye calentadores de aire con aletas, pieza de transición, secador, unidad motriz, recolector de producto, ducto y ventilador.
Los precios son por construcción en acero al carbono e incluyen todo el sistema del secador (enero de 1982).
Para fabricación con acero inoxidable 304, multipliquense los precios citados por un factor de 1.5.

en donde N_t = número de unidades de transmisión de calor, basado en el gas; t_1 = temperatura inicial del gas, en K; t_2 = temperatura del gas de salida, dando margen para las pérdidas de calor, en K; y $(\Delta t)_m$ es tal como se definió en la ecuación (20-35). La ecuación (20-38) se puede utilizar para seleccionar una temperatura del gas de salida, ya que se ha descubierto (empíricamente) que los secadores rotatorios son más económicos cuando funcionan entre $N_t = 1.5$ y $N_t = 2.5$.

La razón L/D (longitud/diámetro), que resulta más eficiente en la práctica comercial, oscila entre 4 y 10. Si la longitud calculada antes no queda dentro de esos límites, se puede calcular otro valor de N_t, que coloque a L/D en la gama correcta.

Los secadores rotatorios operan usualmente llenando su *volumen con material* entre el 10 y el 15%. Un llenado menor será insuficiente para utilizar plenamente los elevadores, mientras que un llenado mayor crea la posibilidad de provocar interrupciones de los sólidos de alimentación en la parte superior del lecho. En condiciones de llenado normal, casi siempre se logra que el secador contenga los sólidos el tiempo suficiente para completar la eliminación de la *humedad interna*. Si la retención en el secador no es lo suficientemente grande, el tiempo de paso puede ser muy breve para eliminar toda la humedad interna, o bien, si el llenado de los elevadores es incompleto, el funcionamiento puede ser errático. El efecto del llenado en el tiempo de retención y la uniformidad en los secadores rotatorios fue analizado por Miskell y Marshall [*Chem. Eng. Prog.*, **52**, 1 (1956)].

El tiempo de paso se define como la retención dividida por la velocidad de alimentación. Se puede medir directamente en secadores rotatorios, si la retención y la velocidad de alimentación son directamente mensurables. No obstante, la retención no siempre se puede medir en forma conveniente en grandes secadores de fábrica, a menos que ocurra un periodo de suspensión de labores en que el secador se pueda descargar y pesarse su contenido. Se ha recurrido a otros métodos, uno de los cuales consiste en agregar una o dos libras de sólidos inertes detectables o un radioisótopo de uno de los constituyentes de la alimentación, para analizarlo en el producto de descarga. El tiempo requerido para que se produzca la máxima concentración representa el tiempo promedio de paso.

El tiempo de paso en los secadores rotatorios se calcula aplicando las relaciones que desarrollaron Friedman y Marshall (*op. cit.*), como se explica a continuación:

$$\theta = \frac{0.23L}{SN^{0.9}D} \pm 0.6\frac{BLG}{F} \qquad (20\text{-}39)$$

$$B = 5(D_p)^{-0.5} \qquad (20\text{-}40)$$

en donde B = una constante que depende del material que se está manejando y que se define, aproximadamente, mediante la ecuación (20-40); D_p = tamaño de la partícula de peso promedio del material que se maneja, en μm; F = velocidad de alimentación al secador en lb de material seco/(h)(ft² de sección transversal del secador); θ = tiempo de paso, en min; S = pendiente, en ft/ft; N = velocidad, en rpm; L = longitud del secador, en ft; G = velocidad de masa del aire, en lb/(h)(ft²) y D = diámetro del secador, en ft. El signo positivo (+) se refiere al flujo a contracorriente y el negativo (−) a la circulación en paralelo. Para convertir unidades térmicas británicas por hora en watts, multiplíquese por 0.293; para convertir libras por hora-pie cuadrado de sección transversal en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multiplíquese por 0.00135.

Las velocidades de masa del aire en secadores rotatorios varían por lo común de 0.5 a 5.0 kg/(s·m²). Se acostumbra utilizar la mayor velocidad de aire posible sin producir una cantidad apreciable de polvo. La cantidad de polvo que se produce durante una operación es una función compleja del material sometido a desecación, su estado físico, la velocidad de aire utilizada, la retención dentro del secador, la cantidad de aspas, la velocidad de rotación y la construcción de la cámara para humos en el extremo secador. Su predicción exacta sólo se logra por medio de pruebas experimentales. En general, se puede utilizar con seguridad una velocidad del aire de 1.4 kg/(s·m²) con sólidos de malla 35. Friedman y Marshall (*ibid*) suministraron informaciones sobre la producción de polvo de varios materiales en un secador rotatorio de 0.3 por 2 m. Los secadores rotatorios funcionan con velocidades periféricas de 0.25 a 0.5 m/s. Las pendientes de las cubiertas de los secadores rotatorios varían de 0 a 8 cm/m y, en algunos casos de operación de corrientes paralelas, se han usado pendientes negativas. La altura de aspa radial en un secador directo varía de 1/12 a 1/8 del diámetro del secador. El número de aspas oscilará de 0.6 D a D, donde D = diámetro, m, para secadores con diámetros mayores que 0.6 m, y se deben diseñar para transportar y diseminar todo el contenido, reduciendo al mínimo cualquier acción de horno.

Datos de funcionamiento y costos En la tabla 20-13 se estipulan datos para calcular el precio de secadores rotatorios directos que utilizan aire calentado a vapor. Las operaciones a temperaturas más altas, que requieren cámaras de combustión y quemadores de combustible, tendrán un costo mayor. El costo total instalado de los secadores rotatorios, incluyendo instrumentación, auxiliares, espacio de la construcción asignado, etc., representará del 150 al 300% del costo de compra. Los simples costos de erección o construcción promedian del 10 al 20% del costo de compra.

Los costos de operación incluyen del 5 al 10% del tiempo de un hombre más la energía y el combustible necesarios. Los costos anuales de mantenimiento oscilan entre el 5 y el 10% de los costos totales instalados. El caballaje total para ventiladores, unidades motrices del secador, transportadores de alimentación y productos, será del orden de 0.5 D^2 a 1.0 D^2. La eficiencia térmica de un secador rotatorio de calor directo para temperaturas elevadas variará del 55 al 75% y, en el caso de aire calentado a vapor, del 30 al 55%.

En la tabla 20-14 se consigna una lista representativa de materiales desecados en secadores rotatorios de calor directo.

TABLA 20-14 Materiales representativos desecados en secadores rotatorios de calor directo*

Material desecado	Contenido de humedad, % (base húmeda) Inicial	Final	% eficiencia calorífica
Alta temperatura:,			
Arena	10	0.5	61
Piedra	6	0.5	65
Espato flúor	6	0.5	59
Cloruro de sodio (sal al vacío)	3	0.04	70-80
Sulfato de sodio	6	0.1	60
Mineral de ilmenita	6	0.2	60-65
Temperatura intermedia:,			
Caparrosa	7	1 (moles)	55
Sulfato de amonio	3	0.10	50-60
Acetato de celulosa	60	0.5	51
Cloruro de sodio (sal mordiente)	25	0.06	35
Limaduras de hierro colado	6	0.5	50-60
Estireno	5	0.1	45
Baja temperatura:,			
Ácido oxálico	5	0.2	29
Resinas vinílicas	30	1	50-55
Rocíos de nitrato de amonio	4	0.25	30-35
Rocíos de urea	2	0.2	20-30
Cristales de urea	3	0.1	50-55

* Tomado de *Chem. Eng.*, junio 19, 1967, p. 190, tabla III.

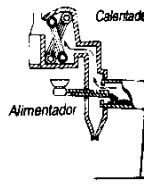


FIG. 20-37 Hornos r

Hornos rotatorio
directo es uno de los
yor importancia. Su
temperatura de pare
metálica no revestid
tas o los cascos de h
o en toda su longitud
lentamiento del acer
to. Ocasionalmente
rido a la cubierta es
con mucha frecuenc
ciones para no sobre
namiento. Cuando s
de cuba recubierto e
tos de líquido por el
si el líquido es corro

La alimentación
varios métodos, es d
nillo de suspensión
acostumbra instalar
refractario dentro d
o varios puntos, can
se descarga desde e
friamiento o inmers
miento que puedan
positivos de enfrian
rotatorios inclinado
llas de sacudimient

Algunos hornos t
tiene un diámetro
incrementa la capac

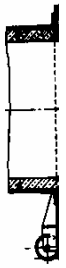


FIG. 2
con pa

lecador rotatorio de
on velocidades peri-
abiertas de los seca-
s casos de operación
negativas. La altura
1/8 del diámetro del
donde D = diámetro,
n, y se deben diseñar
duciendo al mínimo

a 20-13 se estipulan
os directos que utili-
peraturas más altas,
ires de combustible,
e los secadores rota-
pacio de la construc-
del costo de compra.
promedian del 10 al

% del tiempo de un
s. Los costos anuales
os costos totales ins-
ides motrices del se-
os, será del orden de
or rotatorio de calor
al 75% y, en el caso

ltativa de materiales
).

s desecados en

nido de l, % (base neda) Final	% eficiencia calorífica
0.5	61
0.5	65
0.5	59
0.04	70-80
0.1	60
0.2	60-65
1 (moles)	55
0.10	50-60
0.5	51
0.06	35
0.5	50-60
0.1	45
0.2	29
1	50-55
0.25	30-35
0.2	20-30
0.1	50-55

a III.

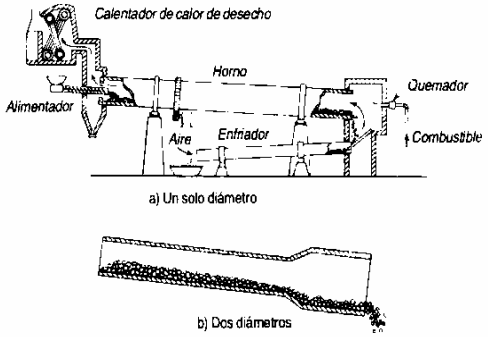


FIG. 20-37 Hornos rotatorios.

Hornos rotatorios de calor directo El horno rotatorio de calor directo es uno de los hornos de proceso para altas temperaturas de mayor importancia. Sustituye al secador rotatorio ordinario, cuando la temperatura de pared sobrepasa a la que puede tolerar una cubierta metálica no revestida (650 a 700 K para acero al carbono). Las cubiertas o los cascos de hornos rotatorios de cuba están revestidos en parte o en toda su longitud con **ladrillos refractarios** para evitar el sobrecalentamiento del acero, que traería como consecuencia su debilitamiento. Ocasionalmente se utilizan dos revestimientos; el que queda adherido a la cubierta es de **ladrillo aislante**. El aislamiento no se utiliza con mucha frecuencia en el exterior del casco y se deben tomar precauciones para no sobrecalentar el metal del mismo, debido a este confinamiento. Cuando se emplean alimentaciones mojadas para un horno de cuba recubierto en el extremo frío se pueden producir escurrimientos de líquido por el recubrimiento del casco, que causará problemas si el líquido es corrosivo.

La alimentación se introduce en el extremo superior del horno por varios métodos, es decir, vertedores inclinados, transportadores de tornillo de suspensión superior, tuberías de lechadas, etc. En ocasiones se acostumbra instalar **anillos de estancamiento** o cortina de un material refractario dentro del horno para lograr un lecho más profundo en uno o varios puntos, cambiando así el patrón de flujo. El producto caliente se descarga desde el extremo inferior del horno hacia tanques de enfriamiento o inmersión, hacia transportadores o dispositivos de enfriamiento que puedan o no recuperar su contenido calorífico. Estos dispositivos de enfriamiento y recuperación calorífica incluyen cilindros rotatorios inclinados, parrillas inclinadas de movimiento lento, parrillas de sacudimiento, etcétera.

Algunos hornos tienen dos o tres diámetros; una parte de la longitud tiene un diámetro y el resto, el otro. Se afirma que esta disposición incrementa la capacidad del horno, reduce el consumo de combustible y mejora la calidad del producto. En la figura 20-37 se describen dos tipos de hornos de cuba. Cuando el corte transversal se amplía cerca del extremo de descarga (y la entrada del gas caliente), esto reduce la velocidad del gas y proporciona mayor retención para un periodo de "recalentamiento" a altas temperaturas.

Los primeros hornos rotatorios que se emplearon en Estados Unidos fueron muy pequeños, de 2 por 20 m. Los tamaños aumentaron en forma gradual y se detuvieron durante cierto tiempo en un tamaño máximo de 4 por 150 m. En años recientes se han instalado unidades mucho mayores para la producción de cemento.

Las cubiertas de los hornos rotatorios modernos tienen una construcción totalmente soldada. Los anillos de asiento son de acero forjado o vaciado; los rodillos de soporte son de acero forjado o fundido y, en raras ocasiones, de acero para herramientas. Los cojinetes principales son de manguito y normalmente se fabrican de bronce. Los cojinetes antifricción se utilizan a menudo en hornos muy pequeños, pero nunca en las unidades de gran tamaño. Sin embargo, los cojinetes que van sobre los ejes del piñón son, casi siempre, del tipo antifricción.

El engranaje es helicoidal simple sobre dientes rectos y la lubricación de los engranes es del tipo de aspersión automática. Las unidades motrices individuales se utilizan hasta 150 kW y los hornos que requieren más de este caballaje se pueden equipar con unidades motrices dobles, es decir, dos piñones propulsores y dos motores que mueven un engranaje de giro. De esta manera, la carga de potencia se divide en dos mecanismos propulsores por separado que se combinan en un solo engrane.

La *inclinación del horno* varía según el proceso de 2 a 6 cm/m. La *velocidad de rotación* oscila también desde muy lenta, es decir, una velocidad periférica de 0.15 m/s para un horno de pigmentos de TiO_2 o 0.22 m/s para un horno de cemento, hasta 0.64 m/s para una unidad que sirve para calcinar materiales de fosfato.

Las características especiales incluyen el diseño del extremo de descarga para enfriamiento por aire en hornos que operan a temperaturas elevadas, como los de cemento, de dolomita completamente calcinada y magnesia. Las cubiertas de ignición se diseñan con frentes retraíbles, puertas laterales de gran tamaño y de montaje sobre ruedas. Los *recuperadores de calor interno* tienen muy diversos diseños y se están popularizando enormemente conforme aumenta el precio del combustible. Los *anillos colectores de termopar* se sitúan en varios puntos sobre la cubierta para indicar y registrar las temperaturas internas.

También se proporcionan **sistemas de alimentación especiales** para introducir el polvo recogido o, en algunos casos, un componente de alimentación a través de la cubierta, en algún punto o puntos intermedios. Se instalan aberturas en la cubierta para admitir aire de combustión en puntos que quedan más allá de la zona caliente y éstos se emplean en hornos de reducción para quemar monóxido de carbono y volátiles de los materiales que se están procesando.

El encendido se efectúa en cualquier extremo, según que se desee establecer una circulación de la carga y los gases en sentido paralelo o

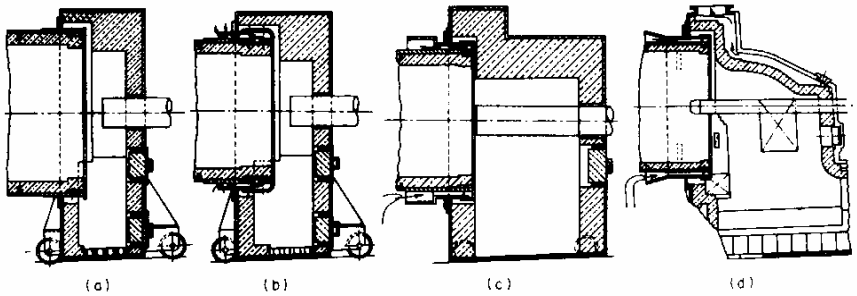


FIG. 20-38 Cubiertas de encendido de hornos alternos. *a*) Cubierta de encendido normal. *b*) Cubierta para altas temperaturas. *c*) Cubierta con pasaje agrandado para el aire de combustión. *d*) Cubierta con conexión a un enfriador. (*Allis-Chalmers Corporation.*)

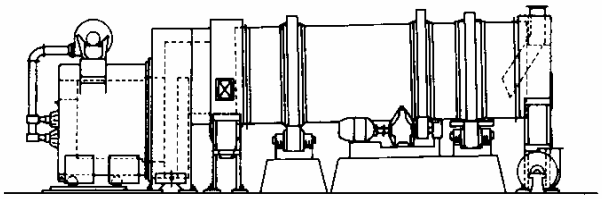


FIG. 20-39 Cubierta de encendido de un secador con cámara para templar el aire. (*CE Raymond/Burtlett-Snow Co.*)

a contracorriente. En algunas ocasiones se mezcla un combustible sólido con la carga y se quema, al tiempo que se desplaza por el horno. También se pueden utilizar combustibles gaseosos, líquidos o en polvo. El quemador se instala directamente en el extremo del horno si la combustión se desarrolla en el interior del mismo. En este caso, la cubierta del extremo de descarga consiste casi siempre en un casco de horno fijo o móvil por el cual entra al horno la tubería de combustible. Cuando se desea que la llama no llegue a la carga, la tubería de combustible se encuentra en una posición central. Algunos usuarios prefieren una ubicación excéntrica hacia la artesa que se encuentra entre la cuerda de descarga y el recubrimiento descendente del horno. El horno y la cubierta (cámara de combustión) tienen casi siempre extremos abiertos que coinciden entre sí y con la abertura que se cierra con un sello corredizo (Fig. 20-38). Hay ocasiones en que se tiene una cámara de compensación especial para introducir aire templado secundario en secadores y hornos (Fig. 20-39).

Por lo común, los gases de expulsión se descargan dentro de un equipo amortiguador de polvos y humos, con el fin de evitar la contaminación de la atmósfera. Los equipos para purificar gases incluyen ciclones, cámaras de sedimentación, torres de lavado y precipitadores eléctricos. Los dispositivos de recuperación de calor se utilizan tanto dentro como fuera del horno y generan un aumento en la capacidad del mismo, o bien, una reducción en el consumo de combustible. Para este fin, se emplean calderas de calor de desecho, rejillas, sistemas de serpentines y cadenas.

El extremo de alimentación de un horno rotatorio se cierra parcialmente por medio de un **cabezal de alimentación** en forma de anillo que retiene el ladrillo del extremo y desempeña una labor de estancamiento del reflujo de sólidos. En el extremo de la descarga se coloca una pieza moldeada anular de retención para el ladrillo, que será apropiada para cada aplicación. Para temperaturas bajas, se acostumbra emplear anillos segmentados de aleación de hierro. En el caso de procesos a altas temperaturas, se utilizan anillos segmentados de aleación de acero o terminales de horno del tipo de enfriamiento por aire; estos

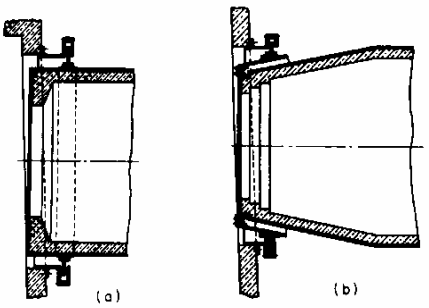


FIG. 20-40 Disposiciones de sellos de horno. *a*) Sello de aire simple de tipo flotante para el extremo de alimentación. *b*) Sello de aire simple de tipo flotante para extremo de alimentación ahusado y con enfriamiento por aire (*Allis-Chalmers Corporation.*)

últimos aseguran una vida más prolongada tanto para el extremo del horno como para el anillo de ladrillos.

Los **sellos neumáticos** eficientes son esenciales para el funcionamiento controlado y económico de los hornos. Reducen la admisión de aire del exterior y ciertos tipos evitan por completo y con gran eficacia la entrada del aire. El tipo más simple de sello neumático es el de anillo flotante de sección T, que se monta sobre un cojín de desgaste alrededor del extremo de alimentación del horno, y que queda libre para deslizarse siguiendo la expansión de la cubierta del horno. La red del anillo T se confina dentro de placas circulares de retención. En la figura 20-40 se ilustran dos segmentos de este tipo. Los sellos neumáticos de tipo flotante, que se emplean en el extremo de descarga, constan de una barra circular que flota sobre un cojín de desgaste y que se mueve para proporcionar el libramiento de operaciones deseado entre el sello neumático y la cubierta de encendido. Al anillo flotante y la porción fija de esos sellos se les pueden adaptar superficies de desgaste renovables. La infiltración de aire por este tipo de sellos es casi siempre menor que el 10% (Allis-Chalmers Corporation). Para reducir aún más la infiltración de aire se utilizan sellos flotantes tipo anillo de cierre hidráulico presurizado con gas inerte o gases de columna. La desecación acelerada de lechadas en el extremo de alimentación de los hornos rotatorios, en operaciones por vía húmeda, se logra instalando *cadenas colgantes*. Las espirales de transporte sostienen los tramos de cadena suspendidos que se acomodan de tal manera que formen un patrón eficaz para la desecación. Con el sistema de cadenas, la lechada se calienta de tres maneras: por transferencia directa de las cadenas después de la suspensión en gases calientes, elevando el material hasta la trayectoria de la corriente de gases calientes y por flujo directo del gas caliente sobre el fondo de la lechada en el espacio que queda debajo de las cadenas suspendidas. Con frecuencia, el producto se conforma en gránulos de tamaño uniforme que se desplazan a través de la porción restante del horno en esa forma, originando un mejoramiento en la transmisión de calor y una reducción en las pérdidas de polvo (Fig. 20-41).

Métodos de diseño En los hornos rotatorios, el material no se disemina por la corriente de aire, sino que se retiene en la parte inferior del cilindro. El contacto entre gases y sólidos es mucho menos eficaz que en las unidades con aspas. La transmisión de calor se hace por radiación y convección del gas en movimiento hacia el ladrillo del horno y la superficie expuesta del lecho, y por radiación del ladrillo hacia el lecho. Para unidades que utilizan cámaras de combustión por separado, se supone que, a temperaturas elevadas, la resistencia de la pelí-

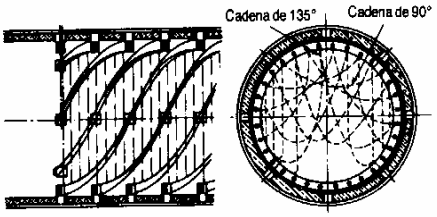


FIG. 20-41 Instalación de cadenas de horno (patentada). (*Allis-Chalmers Corporation.*)

cula de pared a la tran
llo es limitante y que,
muy semejante a la de
de calor es la misma q
que funcionan en esta
relación empírica par
vección del gas al lad

en donde U_S = coef
[(Btu/(h·ft^2 de superfi
kg/(s·m^2 de sección t
La ecuación (20-4
peraturas elevadas cu
llama del quemador;
vador. Cuando un hor
transmisión de calor
Esto ocurre de maner
mo en la pared y de e
cierta cantidad de co
En general, un hor
calentamiento y el de
1. La zona de des
humedad.
2. La zona de cal
la temperatura de rea
para la piedra caliza
3. La zona de rea
reduce, oxida, etcéte
4. Zona de recal
se somete a un sobre
se desea, se enfría a
misión de calor de ca
Los hornos rotato
longitud total. En la
turas aproximadas d
por vía húmeda. La
K; para los gases, es
misión del calor se c
dose en el volumen
En la tabla 20-15
tipo comercial para
A continuación se
cipales aplicaciones
Calcinación Lo
prender azufre y arsé
hierro, etc. Las temp

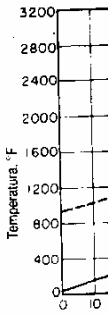


FIG. 20-42 Tempera
to por el proceso de vía

cula de pared a la transmisión de calor por convección del gas al ladrillo es limitante y que, en cualquier punto del lecho, la temperatura es muy semejante a la de la pared. Por tanto, el área eficaz de transmisión de calor es la misma que la superficie interna del horno. Para los hornos que funcionan en estas condiciones se recomienda utilizar la siguiente relación empírica para el coeficiente de transmisión de calor por convección del gas al ladrillo:

$$U_S = 23.7G^{0.67} \qquad (20\text{-}41)$$

en donde U_S = coeficiente de transmisión de calor, en J/(m^2·s·K) [(Btu/(h·ft^2 de superficie del horno·°F)]; y G = gasto masa del gas, en kg/(s·m^2 de sección transversal del horno) [lb/(h·ft^2)].

La ecuación (20-41) no da margen para la radiación del gas a temperaturas elevadas cuando la carga del horno está en contacto con la llama del quemador; por tanto, el método generará un diseño conservador. Cuando un horno tiene encendido interno, la principal fuente de transmisión de calor es la radiación de las llamas y los gases calientes. Esto ocurre de manera directa, tanto en la superficie de los sólidos como en la pared y de esta última al producto, por una rerradiación (con cierta cantidad de conducción).

En general, un horno de alimentación seca cuenta con tres zonas de calentamiento y el de alimentación húmeda tiene cuatro:

1. La zona de desecación en el extremo de alimentación elimina la humedad.
2. La zona de calentamiento que es donde la carga se calienta hasta la temperatura de reacción, es decir, la temperatura de descomposición para la piedra caliza o la de "calcinación" para el cemento.
3. La zona de reacción, en donde la carga se quema, descompone, reduce, oxida, etcétera.
4. Zona de recalentamiento, en donde la carga que ha reaccionado se somete a un sobrecalentamiento o "recalentamiento", o bien, si así se desea, se enfría antes de efectuar la descarga. Los índices de transmisión de calor de cada zona variarán entre sí.

Los hornos rotatorios operan a varias temperaturas a lo largo de su longitud total. En la figura 20-42 se ilustra una gráfica de las temperaturas aproximadas del gas y la carga, para la elaboración de cemento por vía húmeda. La máxima temperatura de la carga es de 1700 a 1800 K; para los gases, es de 1800 a 1925 K. Los índices generales de transmisión del calor se calcularon en la gama de 25 a 60 KJ/(s·m^3), basándose en el volumen total del horno.

En la tabla 20-15 se presentan algunos datos de funcionamiento de tipo comercial para hornos de cemento y cal.

A continuación se citan algunos procesos que constituyen las principales aplicaciones de los hornos rotatorios directos.

Calcinación Los hornos rotatorios se emplean para oxidar y desprender azufre y arsénico de diversos minerales, incluyendo oro, plata, hierro, etc. Las temperaturas empleadas varían de 800 a 1600 K.

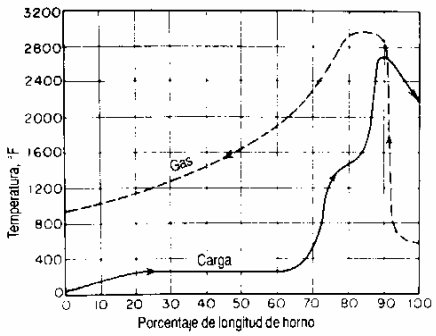


FIG. 20-42 Temperaturas de un horno rotatorio para la elaboración de cemento por el proceso de vía húmeda.

Cloración Los minerales de plata se cloran en hornos rotatorios con excelentes resultados. Las temperaturas se deben regular en forma minuciosa y se ubican en la gama de 1030 y 1090 K.

Cenizas negras El sulfuro de bario (BaS) se produce calcinando una mezcla de barita ($BaSO_4$) y carbono a una temperatura de 1350 K, en hornos rotatorios continuos.

Espodumeno Una mezcla de cuarzo, feldespato y espodumeno se calcina en hornos rotatorios a 1475 K para producir silicato de litio y aluminio.

Vermiculita Un mineral micáceo se calcina para producir una exfoliación para aplicaciones de aislamiento.

Revivificación Se utilizan temperaturas de 800 a 1030 K para revivificar tierras de Fuller y diatomáceas, aunque en el caso de algunas tierras se emplean temperaturas inferiores.

Zinc Los minerales oxidados se calcinan para desprender agua de hidratación y dióxido de carbono. El mineral del sulfuro se calcina siempre antes de la fundición.

Oxido de titanio (TiO_2) Se produce a partir del mineral llamado ilmenita, mezclándolo con carbono y calentándolo en un horno rotatorio. Asimismo, el horno rotatorio se emplea en el proceso de recuperación del óxido de titanio a partir de precipitados de titanio hidratado, a aproximadamente 1250 K.

Gránulos para techos El cuarzo o la arena triturados, de tamaños definidos, se tratan con diversos minerales, bórax, sosa comercial, etcétera, y se calcinan a temperaturas que varían de 1250 a 1600 K. A varias temperaturas se forman vidrios de diferentes colores en la superficie de los gránulos. Se utiliza una llama oxidante o reductora para dar la coloración final.

Alúmina (Al_2O_3) Se produce calcinando bauxita o hidróxido de aluminio en hornos rotatorios, a temperaturas que oscilan entre 1250 a 1600 K. Para obtener alúmina de la más alta pureza, la bauxita se digiere con álcalis para eliminar las impurezas; el hidróxido de aluminio resultante [$Al_2(OH)_3$], con un tamaño de malla 200, aproximadamente, se calcina posteriormente en un horno rotatorio a 1350 K.

Sales de potasio En esta operación se introduce cloruro de potasio (KCl) en un horno rotatorio con una finura de malla de -100 y con un contenido de agua del 9%. La sal se somete a una temperatura de fusión de 1048 K.

Oxido de magnesio Los minerales naturales, es decir, la magnesita ($MgCO_3$), la brucita [$Mg(OH)_2$], etcétera, se trituran a un tamaño predeterminado y, luego, se calcinan a temperaturas que van de 1055 a 2000 K, según que se desee obtener un producto cáustico o completamente calcinado (periclasa). El hidróxido de magnesio recuperado del agua de mar o de salmueras se trata también de un modo similar, excepto que se agrega en forma de un lodo.

Sulfato de aluminio y sodio Este producto se calcina actualmente con éxito en hornos rotatorios. En este proceso, el aglomerado salino se tritura inmediatamente antes de entrar al horno. La calcinación tiene por objeto desprender el agua combinada (45%) y el ácido sulfúrico (3%). Las temperaturas empleadas son de 800 K, aproximadamente.

Roca fosfórica En esta aplicación, el horno rotatorio sirve para nodulizar el polvo fino del mineral y prepararlo para la operación del horno eléctrico. El mineral que tiene un tamaño inferior a 5 cm y contiene 50% o más de partículas de tamaño de malla -100 se somete a calcinación. El material se noduliza a temperaturas que van de 1475 a 1500 K, aproximadamente.

Mercurio Para recuperar mercurio de los minerales de cinabrio, el mineral se tritura a menos de 1.5 cm y se alimenta a hornos rotatorios en donde se calcina a una temperatura superior a 800 K. Puesto que el mercurio existe como sulfuro mercúrico (HgS), el azufre se oxida a SO_2 y el mercurio se vaporiza. Los gases se hacen pasar por cámaras de enfriamiento en donde el mercurio se condensa y recoge. El mercurio se vaporiza a 625 K.

Yeso El horno rotatorio está reemplazando con gran rapidez al reactor de marmita, para producir yeso mate. Se requiere un cuidado minucioso, ya que las temperaturas de reacción son bajas y su margen permisible muy limitado, de 382 a 403 K. El yeso ($CaSO_4 \cdot 2H_2O$) se calienta para desprender $^3/_4$ del contenido de agua de cristalización, a

TABLA 20-15 Instalaciones usuales de hornos rotatorios*

Tamaño, diám. × longitud	No. usual de sostenes	Gama de hp del motor para operar†	Capacidades nominales de 24 h‡			
			Cemento Portland, barriles de 376 lb		Cal, ton netas	
			Proceso seco	Proceso húmedo	Lechada de cal	Piedra caliza
5×80 ft.	2	5-75	140	100	10	16
6×70 ft.	2	7.5-15	190	135	15	24
7×70 ft.	2	15-20	275	200	20	35
5 ft. 6 in.×180 ft.	4	15-20	285	250	30	45
7×120 ft.	2	15-25	475	340	35	55
7 ft. 6 in.×125 ft.	2	20-30	575	415	40	70
6×220 ft.	4	20-30	420	375	45	65
8×140 ft.	2	25-30	750	540	55	90
9×160 ft.	2	30-50	1100	800	80	130
8 ft. 6 in.×185 ft.	4	30-50	1125	810	80	135
10×150 ft.	2	40-75	1300	950	...	145
10×175 ft.	2	50-75	1500	1100	...	155
8×300 ft.	5	50-75	1150	1000	110	160
7 ft. 6 in.×8 ft. 6 in.×320 ft.	5	50-75	1175	1020	115	165
7 ft. 6 in.×10 ft.×8 ft. 6 in.×300 ft.	5	50-75	1175	1020		
10×11×175 ft.	2	50-75	1650	1200	120	180
10 ft. 6 in.×185 ft.	2	50-75	1800	1300	130	190
11×175 ft.	2	60-100	1850	1375	...	205
8 ft. 6 in×10 ft.×8 ft. 6 in.×300 ft.	5	50-75	1400	1200		
8×10×300 ft.	5	50-75	1425	1225	140	200
9 ft. 6 in.×265 ft.	4	60-100	1500	1300	150	215
9×10 ft. 6 in.×9 ft.×325 ft.	5	60-100	1700	1500		
10 ft. 6 in.×250 ft.	4	60-100	1750	1525	175	240
9 ft. 6 in.×11 ft.×9 ft. 6 in.×300 ft.	5	60-100	1800	1550		
10×300 ft.	5	75-125	1900	1650	190	250
9 ft. 6 in.×11 ft.×9 ft. 6 in.×375 ft.	6	75-125	2025	1800		
11×300 ft.	5	75-125	2400	2100	225	300
11 ft. 6 in.×300 ft.	4	100-150	2600	2250	240	320
10 ft. 6 in.×375 ft.	5	100-150	2700	2400	250	325
11 ft. 3 in.×360 ft.	5	125-175	2900	2500	275	350
11 ft. 6 in.×475 ft.	7	150-250	4000	3500	375	450
12×500 ft.	8	200-300	4600	4000	425	500

* Allis-Chalmers Manufacturing Co.

† Las necesidades de potencia varían según el tamaño del horno, la naturaleza del material manejado y el método de operación.

‡ Las capacidades indicadas son conservadoras y se aplican al funcionamiento normal al nivel del mar. Las correcciones se aplican a mayores altitudes y para otros métodos diferentes de operación.

fin de producir yeso mate [$(CaSO_4)_2{\cdot}H_2O$)]. Cualquier sobrecalentamiento hará que toda el agua se desprenda y se obtendrá yesoide ($CaSO_4$), que no es tan satisfactorio.

Arcilla Para producir un conglomerado de concreto de peso ligero, la arcilla se calcina en hornos rotatorios. Las temperaturas empleadas varían de 1350 a 1600 K y la densidad aparente de la arcilla se reduce entre el 50 y el 75%.

Minerales de hierro Los minerales de hierro triturados se reducen parcialmente en hornos rotatorios, para obtener nódulos que se utilizan después en las cargas de altos hornos.

Manganeso El mineral de manganeso, rodocrosita o carbonato de manganeso ($MnCO_3$), se calcina a, aproximadamente, 1525 K, para producir el óxido (Mn_3O_4). Cuando se dispone de este óxido, pero se encuentra en un estado finamente dividido, el horno rotatorio se emplea sólo para la nodulización.

Coque de petróleo Para eliminar la materia volátil excesiva que contiene, el coque de petróleo se calcina a temperaturas que oscilan entre 1475 a 1525 K. Se trata de un material sensible y es difícil mantener un control firme de la temperatura.

Cuando se desea incrementar la capacidad de una instalación de horno ya existente, se deben tomar en cuenta los siguientes cambios:

1. Aumentar el volumen de carga contenida dentro del horno.
2. Aumentar la temperatura y la cantidad de los gases de combustión.
3. Reducir la cantidad de aire en exceso, en relación con las necesidades de combustión.
4. Aumentar la velocidad de rotación del horno.
5. Instalar anillos de estancamiento en puntos intermedios y en el de descarga.
6. Incrementar la capacidad de los mecanismos de alimentación y descarga.
7. Reducir el contenido de humedad del material de alimentación.
8. Aumentar la temperatura del material alimentado o de carga.
9. Instalar cadenas o aspas, etc., en el extremo de alimentación.
10. Precalentar todo el aire de combustión.
11. Reducir la entrada de aire frío al horno en el extremo caliente.
12. Aumentar el tiro de la columna, incrementando su altura o utilizando chiflones.
13. Instalar la instrumentación necesaria para controlar el horno en condiciones de capacidad máxima.

El tiempo de paso en los hornos rotatorios (a partir del cual se puede calcular la retención) se determina aplicando la siguiente fórmula (U. S. Bur. Mines. Tech. Paper 384, 1927):

$$\theta = 0.19L/NDS \qquad (20\text{-}42)$$

en donde θ = tiempo de paso por el horno, en min; L = longitud del horno, en ft; N = velocidad de rotación, en rpm; S = pendiente del horno, en ft/ft; y D = diámetro interno del ladrillo, en ft. Bayard [*Chem. Metall. Eng.*, **52**(3), 100-102 (1945)] propuso otras ecuaciones para calcular el tiempo de paso, utilizando los medios de estancamiento internos y la contención de descarga.

La potencia total requerida para mover un horno rotatorio o un secador con aspas se calcula aplicando las siguientes fórmulas (cortesía de

CE Raymond Division
rotatorio o un calcinad

$$bhp = \frac{N\,[18.85y\,($$

Para un secador rotato

$$bhp = \frac{N\,(}{}$$

donde bhp = a la potei
velocidad de rotación,
horno y el centro de g
de reposo del material;
en lb; w = carga viva (t
to, en ft; d = diámetro
$D = (d + 2)$.

Los motores transi
de alto arranque y sele
de rotación. Para horn
freno para los varios
sumarse. Se deben sur
tener la rotación de la
unidades motrices sol

Eficiencia térmica
es un factor primordia
tienen una relación el
una mayor eficiencia
cadenas dentro del ho
gases y el producto q
eficiencia térmica de
de eficiencias alcanza
gama razonablemen
bustible y los costos
sería del 65 al 75% d
fico del combustible,
de el punto de vista
diferencia entre el cal
(o emplea) fuera del
gases de combustión
te largo dará grandes
principios sanos de e
más corto, con una ca
con objeto de obtene
versión menor. El cal
casi siempre, en form

Segregación de p
en un cilindro se hace
sometieron a un criba
ma lunar, como la qu
grave segregación se
se sedimentan en la
calientes. Las partíc
la masa agitada y, co
drillo expuesto en la
masa de gas. Cuand

FIG. 20-43 Separaci

CE Raymond Division, Combustion Engineering Inc.). Para un horno rotatorio o un calcinador, sin aspas,

$$\text{bhp} = \frac{N\,[18.85y\,(\text{sen}\,B)w + 0.1925DW + 0.33W]}{100{,}000} \quad (20$$

Para un secador rotatorio o la sección de un horno, con aspas:

$$\text{bhp} = \frac{N\,(4.75du + 0.1925DW + 0.33W)}{100{,}000} \quad (20\text{-}44)$$

donde bhp = a la potencia al freno requerida (1 bhp = 0.75 kW); N = velocidad de rotación, en rpm; y = distancia entre la línea central del horno y el centro de gravedad del lecho de material, en ft; B = ángulo de reposo del material; W = carga rotatoria total (equipo más material), en lb; w = carga viva (material), en lb; D = diámetro del anillo en asiento, en ft; d = diámetro de la cubierta, en ft. Para los fines de cálculo, sea $D = (d + 2)$.

Los **motores transmisores o de impulsión** deben ser del tipo de par de alto arranque y seleccionarse para 1.33 veces la máxima velocidad de rotación. Para hornos con 2 o 3 diámetros diferentes, la potencia al freno para los varios diámetros se debe calcular por separado y luego sumarse. Se deben suministrar unidades motrices auxiliares para mantener la rotación de la cubierta en caso de alguna falla de energía. Estas unidades motrices son, casi siempre, motores de gasolina o diesel.

Eficiencia térmica de los hornos rotatorios La longitud de horno es un factor primordial para determinar la eficiencia térmica y los que tienen una relación elevada de la longitud respecto al diámetro poseen una mayor eficiencia térmica que los de relaciones bajas. El empleo de cadenas dentro del horno y equipos de recuperación calorífica para los gases y el producto que salen del horno aumentan sustancialmente la eficiencia térmica de una instalación de esta índole. Se ha informado de eficiencias alcanzadas que varían entre el 45 y más del 80%. Una gama razonablemente satisfactoria, basada en los precios de combustible y los costos de construcción que predominan hoy en día, sería del 65 al 75% de utilización y recuperación del contenido calorífico del combustible, más cualquier calor de reacción de la carga. Desde el punto de vista del cálculo de la eficiencia, no se hace ninguna diferencia entre el calor utilizado dentro del horno y el que se recupera (o emplea) fuera del mismo. Con la circulación a contracorriente de los gases de combustión y el material de carga, un horno excepcionalmente largo dará grandes eficiencias dentro de sí mismo; sin embargo, los principios sanos de economía pueden dictar la instalación de un horno más corto, con una caldera de calor de desecho para los gases calientes, con objeto de obtener una eficiencia térmica equivalente con una inversión menor. El calor contenido en el producto caliente se recupera, casi siempre, en forma de precalentamiento para el aire de combustión.

Segregación de partículas por tamaños, en los hornos Cuando en un cilindro se hace girar un conjunto de partículas sólidas que no se sometieron a un cribado minucioso, el lecho de sólidos adopta una forma lunar, como la que se muestra en la figura 20-43. Esto genera una grave segregación según el tamaño, en la cual las partículas más finas se sedimentan en la base y permanecen en contacto con los ladrillos calientes. Las partículas más gruesas constituyen la capa superior de la masa agitada y, conforme el horno completa una revolución, el ladrillo expuesto en la posición superior, absorbe calor sensible de la masa de gas. Cuando el ladrillo calentado concluye su circuito, pasa por debajo y entra en contacto conductivo con las partículas finas. Este polvillo se calienta entonces con gran eficacia gracias a la transmisión directa de sólido a sólido. Las partículas más grandes se calientan por radiación directa del gas del ladrillo y se calcinan de manera adecuada. Las partículas de tamaño intermedio, comprendidas entre los finos y la materia más gruesa, permanecen, a lo largo de toda la revolución completa, "atrapadas" entre las dos capas antes citadas y quedan protegidas del calor por las excelentes propiedades aislantes de dichas capas, escapando a veces de la calcinación completa. Este factor de segregación se contrarresta cuando los operadores del horno clasifican o pasan por un tamiz la alimentación del mismo, para dosificar a la vez una sola gama reducida de tamaño de partículas. Asimismo, se acostumbra emplear velocidades de horno mayores para asegurar una mejor agitación de la carga.

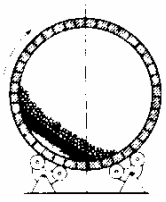


FIG. 20-43 Separación de sólidos por tamaños en un horno rotatorio.

En general, los hornos rotatorios operan entre el 3 y el 12% de su volumen lleno con el material, y el 7% se considera como un nivel normal.

Datos de costos En la tabla 20-16 se especifican los precios de compra, los pesos y la potencia necesaria para las unidades comunes. Los costos instalados representan del 300 al 500% del costo de compra. El mantenimiento suma un promedio del 5 al 10% del costo total instalado por año, pero depende enormemente de la vida del revestimiento refractario.

Para calcular el revestimiento refractario para un horno con un diámetro de 2.7 a 3.4 m, se sugiere un costo instalado de 6000 a 15 000

TABLA 20-16 Costos de compra y pesos aproximados de hornos rotatorios*

Tamaño del horno, diámetro por longitud	Precio total de compra que incluye motor, quemador y controles (no incluye el ladrillo)
8'0" × 80'0"	$ 448 000
8'0" × 140'0"	600 000
8'0" × 200'0"	960 000
8'0" × 300'0"	1 240 000
9'0" × 250'0"	1 373 000
9'0" × 300'0"	1 545 000
10'0" × 100'0"	682 000
10'0" × 150'0"	965 000
10'0" × 250'0"	1 502 000
10'0" × 300'0"	1 682 000
10'0" × 350'0"	1 779 000
10'6" × 175'0"	1 182 000
10'6" × 250'0"	1 677 000
10'6" × 350'0"	1 942 000
11'0" × 160'0"	1 213 000
11'0" × 250'0"	1 670 000
11'0" × 300'0"	1 858 000
11'0" × 350'0"	2 344 000
11'0" × 400'0"	2 544 000
11'6" × 160'0"	1 251 000
11'6" × 250'0"	1 768 000
11'6" × 350'0"	2 393 000
11'6" × 425'0"	2 676 000
12'0" × 250'0"	1 837 000
12'0" × 325'0"	2 598 000
12'0" × 400'0"	2 645 000
12'0" × 450'0"	3 570 000
13'0" × 500'0"	4 388 000
14'0" × 400'0"	4 155 000
16'6" × 600'0"	8 190 000

* Cortesía de Fuller Co., General American Transportation Corp.

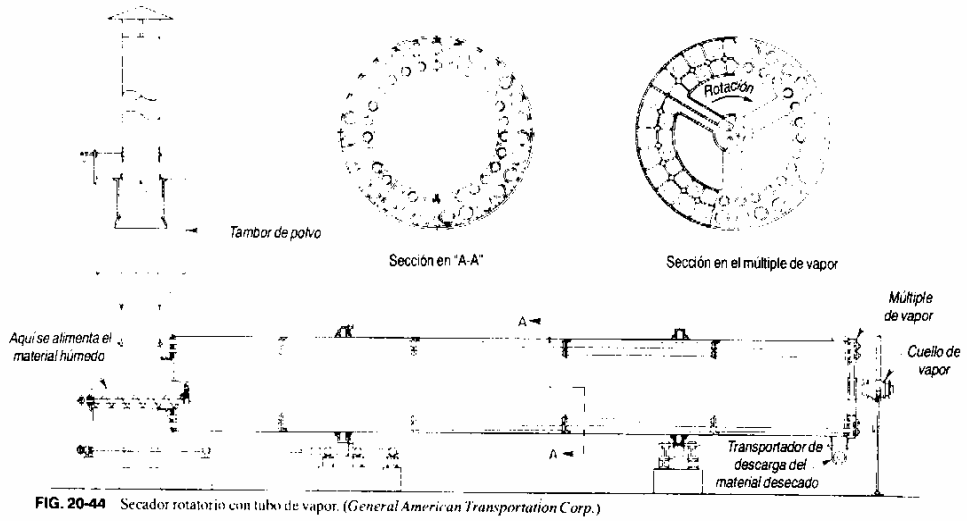


FIG. 20-44 Secador rotatorio con tubo de vapor. (*General American Transportation Corp.*)

dólares por metro de longitud de horno (50% de material y 50% de mano de obra).

En *Brit. Chem. Eng.*, pp. 27-29 (enero 1966) se presenta un análisis del tiempo de retención en hornos rotatorios. Bauer [*Chem. Eng.*, 193-200 (mayo 1954)] y Zubrzycki [*Chem. Can.*, 33-37 (febrero 1957)] exponen detalladamente el control calorífico en hornos rotatorios. La reducción del mineral de hierro en hornos rotatorios la describió Stewart [*Min. Congr. J.*, 34-38 (diciembre 1958)]. El empleo de bolas para mejorar el flujo de sólidos se expone en *Chem. Eng.*, 120-222 (marzo 1956)]. Brisbane examinó los problemas de la deformación de las cubiertas [(*Min. Eng.*, 210-212 (febrero 1956)]. Dixon [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 1436-1441 (julio 1954)], se ocupó de la instrumentación, y Sass [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 532-535 (octubre 1967)] desarrolló una simulación matemática para un horno rotatorio. Este último artículo utilizó el coeficiente empírico de transmisión de calor por convección, que se citó antes y su uso se detalla en una correspondencia posterior (*ibid*, abril 1968, 318-319).

Secadores rotatorios de tubo de vapor y calor indirecto Es probable que el tipo más común de secador rotatorio de calor indirecto sea el de tubo de vapor (Fig. 20-44). Los tubos calentados con vapor, que corren a lo largo de la longitud completa del cilindro, están sujetos simétricamente en una, dos o tres hileras concéntricas, dentro del cilindro, con el que giran. Los tubos son simples tuberías con condensado que escurre por gravedad hasta el múltiple de descarga, o bien, son de tipo bayoneta. Estos últimos se emplean también cuando las unidades se utilizan como enfriadores de tubos de agua. Cuando se manejan materiales pegajosos, se prefiere emplear una hilera de tubos. De vez en cuando éstos se cubren o protegen en el extremo de alimentación del secador para evitar la acumulación de sólidos detras de ellos. Habitualmente se emplean aspas de elevación, que se insertan detrás de los tubos para promover la agitación de los sólidos.

La alimentación mojada penetra en el secador por un canal o un alimentador de tornillo. El producto se descarga por las aberturas periféricas de la cubierta de los secadores ordinarios. Esas aberturas sirven también para admitir el aire de purga, para barrer la humedad o los demás gases desprendidos de la cubierta. Prácticamente en todos los casos el gas circula a contracorriente en relación con el flujo de los sólidos. Para conservar un lecho profundo de material dentro del secador, casi siempre del 10 al 20% de llenado, las aberturas de descarga están provistas de canales o vertederos removibles, que se extienden radialmente dentro del secador. Cuando éstos se quitan, permiten vaciar por completo el secador.

El vapor se admite a los tubos a través de una junta rotatoria a prueba de vapor hacia el lado de vapor del múltiple (Fig. 20-45). El condensado se separa continuamente por gravedad a través de una junta a prueba de vapor hasta un receptáculo de condensado, por medio de elevadores en el lado de condensado del múltiple. Si se emplean tubos simples, los elementos no condensables se dejan salir de manera continua en los otros extremos de los tubos por medio de válvulas de escape tipo Sarco, montadas sobre un anillo múltiple auxiliar que gira también con el cilindro.

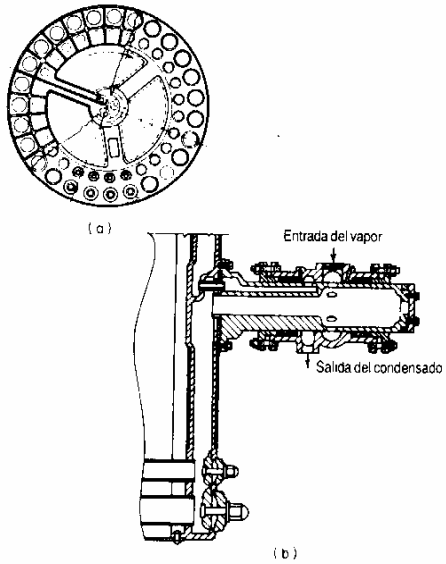


FIG. 20-45 Junta rotatoria de vapor para un secador estándar de tubo de vapor. *a*) Sección del múltiple colado para el vapor. *b*) Sección del múltiple y junta de vapor. (*Patentado, General American Transportation Corp.*)

Los vapores (de dese
ción del secador para lil
de tiro natural y una cár
da. Cuando se emplean
10^5 a 10×10^5 Pa de pre
amortiguador para adm
rior, con el fin de barrer
peraturas de 340 a 365
esta manera, se reducen
y la producción de polv
tes o en otros proceso
barrido se recircula po

Los múltiples de vap
a 10×10^5 Pa se fabric
el múltiple se fabrica c
Los tubos se fijan rígid
tienen dentro de una p
otro extremo, para dar
en el cuello de vapor e
de los sellos rotatorios
en la figura 20-36, da
queñas de aire del exte
terna ligeramente neg

Los secadores de tu
tinua, el calentamient
forma de polvo, que n
mosféricos o de com
partículas finas de polv
se necesitan para purg
tubo, se emplean med
etc., como se describi
debido al paso de sóli
para el funcionamient

TABLA 2

Tamaño, di longitud,
0.965 × 4.5
0.965 × 6.0
0.965 × 7.6
0.965 × 9.1
0.965 × 10.
1.372 × 6.0
1.372 × 7.6
1.372 × 9.1
1.372 × 10.
1.372 × 12.
1.372 × 13.
1.829 × 7.6
1.829 × 9.1
1.829 × 10.
1.829 × 12.
1.829 × 13.
1.829 × 15.
1.829 × 16.
1.829 × 18.
2.438 × 12
2.438 × 15
2.438 × 18
2.438 × 21
2.438 × 24

* Cortes
para acero

Los vapores (de desecación) se separan en el extremo de alimentación del secador para liberarlos a la atmósfera a través de una columna de tiro natural y una cámara de sedimentación o lavador por vía húmeda. Cuando se emplean en operaciones de desecación simple con 3.5×10^5 a 10×10^5 Pa de presión de vapor, el tiro se controla por medio de un amortiguador para admitir sólo la cantidad suficiente de aire del exterior, con el fin de barrer la humedad del cilindro, descargándolo a temperaturas de 340 a 365 K con un margen de 80 a 90% de saturación. De esta manera, se reducen al mínimo las velocidades de gas de la cubierta y la producción de polvo. Cuando se utilizan para recuperar disolventes o en otros procesos que requieren un sistema sellado, el gas de barrido se recircula por medio de un lavador de gases y un ventilador.

Los múltiples de vapor para presiones manométricas que ascienden a 10×10^5 Pa se fabrican de hierro colado. Para presiones superiores, el múltiple se fabrica con placas de acero, sujeto con pernos y soldado. Los tubos se fijan rígidamente a la placa frontal del múltiple y se sostienen dentro de una placa anular perfectamente bien adaptada en el otro extremo, para dar margen a la expansión. El relleno que se emplea en el cuello de vapor es, casi siempre, de grafito y asbesto. El diseño de los sellos rotatorios ordinarios es similar al de los que se describen en la figura 20-36, dando margen para la admisión de cantidades pequeñas de aire del exterior, cuando el secador opera a una presión interna ligeramente negativa.

Los secadores de tubo de vapor se emplean para la desecación continua, el calentamiento o el enfriamiento de sólidos granulares o en forma de polvo, que no se pueden exponer a los gases ordinarios atmosféricos o de combustión. Son particularmente apropiados para partículas finas de polvo, debido a las velocidades de gas reducidas que se necesitan para purgar el cilindro. Para evitar o reducir la adhesión al tubo, se emplean medios como el reciclaje, golpeadores de cubierta, etc., como se describió antes; la formación de escamas en los tubos, debido al paso de sólidos pegajosos, es uno de los riesgos principales para el funcionamiento eficiente. Los secadores son adecuados para

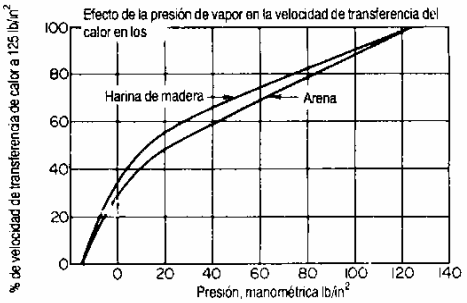


FIG. 20-46 Efecto de la presión de vapor en la velocidad de transferencia de calor en secadores de tubo de vapor. (*General American Transportation Corp.*)

desecar, recuperar disolventes y efectuar reacciones químicas. Las unidades de tubo de vapor han demostrado ser eficaces en la producción de sosa comercial, reemplazando a los calcinadores rotatorios de calor indirecto, que son más costosos.

Los tipos especiales de secadores de tubo de vapor emplean sellos rellenos y purgados en todas las uniones giratorias, y cuentan con un múltiple central de descarga de sólidos que se instala en el cuello de vapor, para reducir el diámetro del sello. Este múltiple contiene un transportador de descarga de productos y un pasaje para la admisión del gas depurador o de barrido. Los sólidos se separan de la cubierta por medio de ascensores helicoidales especiales y se dejan caer dentro del transportador de descarga. Se han fabricado unidades para operar a una presión interna de cubierta de 76 mm de agua, sin ninguna fuga detectable de aire.

TABLA 20-17 Secadores estándares de tubo de vapor*

Tamaño, diám. × longitud, m	Tubos		m^2 de área libre	Velocidad del secador, rpm	Potencia del motor, hp	Peso de embalaje, kg	Precio estimado (dólar EU)
	No. d.e. (mm)	No. d.e. (mm)					
0.965 × 4.572	14 (114)		21.4	6	2.2	5 500	$120 000
0.965 × 6.096	14 (114)		29.3	6	2.2	5 900	130 000
0.965 × 7.620	14 (114)		36.7	6	3.7	6 500	138 000
0.965 × 9.144	14 (114)		44.6	6	3.7	6 900	145 000
0.965 × 10.668	14 (114)		52.0	6	3.7	7 500	155 000
1.372 × 6.096	18 (114)	18 (63.5)	58.1	4.4	3.7	10 200	160 000
1.372 × 7.620	18 (114)	18 (63.5)	73.4	4.4	3.7	11 100	170 000
1.372 × 9.144	18 (114)	18 (63.5)	88.7	5	5.6	12 100	180 000
1.372 × 10.668	18 (114)	18 (63.5)	104	5	5.6	13 100	192 000
1.372 × 12.192	18 (114)	18 (63.5)	119	5	5.6	14 200	205 000
1.372 × 13.716	18 (114)	18 (63.5)	135	5.5	7.5	15 000	215 000
1.829 × 7.62	27 (114)	27 (76.2)	118	4	5.6	19 300	190 000
1.829 × 9.144	27 (114)	27 (76.2)	143	4	5.6	20 600	200 000
1.829 × 10.668	27 (114)	27 (76.2)	167	4	7.5	22 100	210 000
1.829 × 12.192	27 (114)	27 (76.2)	192	4	7.5	23 800	220 000
1.829 × 13.716	27 (114)	27 (76.2)	217	4	11.2	25 700	230 000
1.829 × 15.240	27 (114)	27 (76.2)	242	4	11.2	27 500	240 000
1.829 × 16.764	27 (114)	27 (76.2)	266	4	14.9	29 300	250 000
1.829 × 18.288	27 (114)	27 (76.2)	291	4	14.9	30 700	260 000
2.438 × 12.192	90 (114)		394	3	11.2	49 900	430 000
2.438 × 15.240	90 (114)		492	3	14.9	56 300	510 000
2.438 × 18.288	90 (114)		590	3	14.9	63 500	580 000
2.438 × 21.336	90 (114)		689	3	22.4	69 900	660 000
2.438 × 24.387	90 (114)		786	3	29.8	75 300	730 000

* Cortesía de Swenson Division, Whiting Corporation (precios de enero de 1982). Fabricación de acero al carbono. Multiplíquese por 1.75 para acero inoxidable 304

unta rotatoria a prueba
, 29-45). El condensa-
s de una junta a prueba
r medio de elevadores
plean tubos simples,
nanera continua en los
s de escape tipo Sarco,
gira también con el ci-

)

estándar de tubo de vapor.
5n del múltiple y junta de
Corp.)

Métodos de diseño Los coeficientes de transmisión de calor para secadores de tubo de vapor varían de 30 a 85 $J/(m^2 \cdot s \cdot K)$. Estos coeficientes aumentan al incrementarse la temperatura del vapor, debido al aumento de transferencia calorífica por radiación. En unidades que arrastran vapor saturado a temperaturas comprendidas entre 420 a 450 K, el flujo de calor $U\Delta T$ oscila entre 3400 a 6800 $J/(m^2 \cdot s \cdot K)$, cuando se trata de sólidos orgánicos difíciles de desecar y hasta 11 350 $J/(m^2 \cdot s \cdot K)$ para materiales inorgánicos finamente divididos. El efecto de la presión de vapor en las velocidades de transmisión del calor hasta 8.6×10^5 Pa, se ilustra en la figura 20-46.

Datos de funcionamiento y costos En la tabla 20-17 se dan los datos para varios secadores de tubo de vapor de tamaño estándar. Los precios tabulados corresponden a la construcción ordinaria de acero al carbono. Los costos instalados representan entre el 150 y el 300% del costo de compra.

La eficiencia térmica de las unidades de tubo de vapor varía del 70 al 90%, suponiendo un cilindro bien aislado. Sin embargo, esto no permite un margen para la eficiencia de calderas y por ende, no se puede comparar directamente con las unidades de calor directo, como sucede con el secador rotatorio de calor directo o el calcinador de calor indirecto.

Los costos de operación de estos secadores incluyen del 5 al 10% del tiempo de un hombre y el mantenimiento constituye un promedio del 5 al 10% del costo total instalado por año.

La tabla 20-18 comprende un bosquejo de los datos típicos de funcionamiento de tres aplicaciones de desecación en secadores de tubo de vapor.

Calcinadores de calor indirecto Los calcinadores de calor indirecto, ya sea por lotes o de funcionamiento continuo, sirven para el tratamiento térmico o calorífico y el desecado a temperaturas más elevadas que las que se obtienen en los equipos rotatorios calentados a vapor. Estos calcinadores requieren un flujo mínimo de gas para purgar el cilindro que, cuando maneja sólidos granulados, reduce la producción de polvo; además son adecuados para operaciones con sellos de gas y atmósferas oxidantes, inertes o reductoras. Los calcinadores indirectos se emplean profusamente y con muy buenos resultados en las siguientes aplicaciones específicas:

1. Para activar carbón vegetal.
2. Para reducir minerales de óxidos mayores a óxidos menores.
3. Para desecar precipitados de fluoruro en una atmósfera de fluoruro de hidrógeno.
4. Para calcinar gel de sílice (o sílice gelatinosa).
5. Para desecar y separar el azufre de polvos de cobalto, cobre y níquel.
6. Para reducir óxidos metálicos.
7. Para oxidar y "desprender por calcinación" impurezas orgánicas.
8. Para recuperar la arena de fundición de los procesos de moldeado de cubierta.

Esta unidad consta esencialmente de una retorta cilíndrica que gira dentro de un horno cilíndrico estacionario con revestimiento refractario. Este último tiene tal configuración que la quema del combustible ocurre dentro de la pieza anular que va entre la retorta y el horno. El cilindro de retorta se extiende en ambos extremos más allá de las dimensiones del horno y estas extensiones son las que tienen los anillos de asiento y el engranaje propulsor. El material se alimenta continuamente en un extremo y se descarga de la misma manera en el otro. La alimentación y la descarga de sólidos se realiza por lo común con alimentadores de tornillo u otros alimentadores positivos, para evitar el paso de gases dentro o fuera de la retorta, con los sólidos.

En casos en que es conveniente enfriar el producto antes de sacarlo a la atmósfera exterior, la terminal de descarga del cilindro está provista de una extensión adicional, cuyo exterior se enfría por medio de un rocío de agua. En calcinadores de flujo en paralelo, los gases calientes del interior de la porción calentada del cilindro se extraen por medio de un tubo de salida especial. Este tubo se extiende centralmente pasando por la sección enfriada para evitar el paso del gas cerca de la superficie de la cubierta enfriada y prevenir una posible condensación. Con frecuencia se utiliza un enfriador independiente, aislado del calcinador por medio de una esclusa de aire.

Las temperaturas de funcionamiento de los calcinadores de calor indirecto están limitadas sólo por consideraciones estructurales y son del orden de 700 K para acero al carbono y 920 K para los aceros inoxidables. El empleo de metales especiales llega a permitir operaciones con temperaturas del orden de 1365 K.

Para evitar el deslizamiento de sólidos sobre el interior liso de la cubierta, se acostumbra soldar a la pared interna barras de elevación que corren longitudinalmente. Por lo común, éstas no diseminan los sólidos, como sucede en los depósitos de calor directo, sino que simplemente evitan que se deslicen, y hacen que el lecho se revuelva y exponga constantemente una cara nueva para la transferencia de calor y masa. Para evitar la formación de escamas en el interior de la cubierta, cuando se manejan sólidos pegajosos, de vez en cuando se emplea una "cadena" raspadora. Por ejemplo, ésta puede consistir en una serie de secciones de barras en I, unidas entre sí. Estas partes se sujetan por

TABLA 20-18 Datos de rendimiento para secadores de tubo de vapor

	Clase 1	Clase 2	Clase 3
Clase de materiales manejados	Orgánico con alto contenido de humedad, granos para destilación, granos para fermentación, pulpas cítricas	Tortas de filtro de pigmento, sulfato de bario, carbonato de bario, granos para fermentación, pulpas cítricas	Sólidos inorgánicos, finamente divididos, mica molida en agua, sílice molido en agua, concentrados de flotación.
Descripción de la clase	La alimentación mojada es granular y húmeda pero no pegajosa o lodosa y se deseca convirtiéndose en alimento granulado	La alimentación mojada es pastosa, lodosa o resbalosa. El producto sale, casi siempre, en gránulos duros	La alimentación mojada es desmoronable y friable. El producto es polvo con muy pocos grumos.
Contenido normal de humedad de la alimentación mojada, % base seca	233	100	54
Contenido normal de humedad del producto, % base seca	11	0.15	0.5
Temperatura normal de la alimentación mojada, K	310-320	280-290	280-290
Temperatura normal del producto, K	350-355	380-410	365-375
Evaporación por kg de producto	2	1	0.53
Carga calorífica por lb de producto, kj	2250	1190	625
Presión de vapor utilizada normalmente, kPa manométrica	860	860	860
Superficie de calentamiento requerida por kg de producto, m^2	0.34	0.4	0.072
Consumo de vapor por kg de producto, kg	3.33	1.72	0.85

TABLA 20-19 Tan

Diam, ft.	Longitud tota del cilindro
4	37 ft 6 in
5	44 ft 4 in
6	45 ft 0 in
7	60 ft 0 in

* CE Raymond Divisi

cada extremo a monta
bonadas, que les perm
sí misma. Estas secci
hundirse en el lecho
cubierta y la raspen al
ras no se pueden utiliz
la cadena. El empleo
por ejemplo, en los c
cial. Con el fin de co
tendencia del flujo es
rales continuas en el i

Puesto que los calc
sellos mecánicos de
todas las piezas en un
1.25 m de diámetro p
calentamiento eléctri
quemadores bajo la
me. El control del pr
peratura de cubierta,
debe mantener dent
se utilizan sellos pos
anulares presurizada
Raymond (Bartlett-S
cm de agua, sin fuga

En general, el inter
dores con calentamie
extremo inferior de 4
de 1400 K. Se utiliz
carbono, acero inoxi
mientos de temperat
dros fabricados con
peratura; sin embarg
esfuerzos de las alea
caciones de tempera

Métodos de diseño
misión de calor se el
del cilindro al lecho
65%. Los factores re

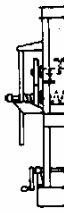


FIG.
alime

os de cobalto, cobre y

" impurezas orgánicas.
s procesos de moldea-

orta cilíndrica que gira
evestimiento refracta-
uema del combustible
l retorta y el horno. El
nos más allá de las di-
s que tienen los anillos
se alimenta continua-
l manera en el otro. La
por lo común con ali-
ositivos, para evitar el
s sólidos.
ducto antes de sacarlo
el cilindro está provis-
enfría por medio de un
elo, los gases calientes
se extraen por medio
ende centralmente pa-
so del gas cerca de la
posible condensación.
liente, aislado del cal-

calcinadores de calor
ues estructurales y son
K para los aceros ino-
a permitir operaciones

e el interior liso de la
la barras de elevación
stas no diseminan los
directo, sino que sim-
el lecho se revuelva y
transferencia de calor
el interior de la cubier-
r en cuando se emplea
e consistir en una serie
s partes se sujetan por

Clase 3
icos, finamente
ica molida en agua.
en agua, concentrados

l mojada es
le y friable. El producto
muy pocos grumos.

54

0.5

280-290

365-375

0.53

625

860

0.072

0.85

TABLA 20-19 Tamaños y costos de compra de calcinadores rotatorios de calor indirecto*

Diam, ft.	Longitud total del cilindro	Longitud calentada del cilindro	Hp del motor basado en 2 rpm de cilindro, 10% de carga, 100 lb/ft³ de materia	Peso de embalaje, lb exclusivo del material refractario	Precio aprox. de venta en construcción de acero al carbono	Precio aprox. de venta en construcción de acero inoxidable No. 316
4	37 ft 6 in	31 ft 0 in	5	25 000	$145 000	$185 000
5	44 ft 4 in	36 ft 8 in	7.5	50 000	180 000	240 000
6	45 ft 0 in	37 ft 4 in	10	55 000	225 000	285 000
7	60 ft 0 in	52 ft 3 in	25	85 000	290 000	360 000

* CE Raymond Division, Combustion Engineering Inc. (Bartlett-Snow).

cada extremo a montajes giratorios rígidos por medio de cadenas eslabonadas, que les permiten girar y evitar que la cadena se enrolle sobre sí misma. Estas secciones deben ser lo suficientemente pesadas para hundirse en el lecho de sólidos, de manera que se arrastren sobre la cubierta y la raspen al mismo tiempo. En este caso, las barras elevadoras no se pueden utilizar si la agitación se eleva con el movimiento de la cadena. El empleo de una cadena raspadora es una práctica común, por ejemplo, en los calcinadores de calor indirecto para sosa comercial. Con el fin de controlar de manera precisa la retención, cuando la tendencia del flujo es en forma de tapón, se pueden adaptar aspas espirales continuas en el interior de la cubierta.

Puesto que los calcinadores de calor indirecto requieren a menudo sellos mecánicos de ajuste preciso para gas, se acostumbra sostener todas las piezas en una base de acero integral, en tamaños que van hasta 1.25 m de diámetro por 9.5 m de largo, aproximadamente. Se emplea calentamiento eléctrico, de gas o petróleo con montajes de muchos quemadores bajo la cubierta, para asegurar un calentamiento uniforme. El control del proceso se logra normalmente por medio de la temperatura de cubierta, medida con pirómetros de radiación. Cuando se debe mantener dentro del cilindro una atmósfera de gas especial, se utilizan sellos positivos rotatorios de gas, con una o más cámaras anulares presurizadas y purgadas. El cierre de fuelle tipo diafragma CE Raymond (Bartlett-Snow) es apropiado para presiones del orden de 5 cm de agua, sin fugas detectables.

En general, el intervalo de la temperatura de operación para calcinadores con calentamiento indirecto puede variar ampliamente, desde un extremo inferior de 425 a 475 K hasta un extremo superior aproximado de 1400 K. Se utilizan en la construcción todos los tipos de acero al carbono, acero inoxidable y aleaciones, que dependen de los requerimientos de temperatura, proceso y corrosión. Se pueden utilizar cilindros fabricados con aleaciones en la mayor parte del espectro de temperatura; sin embargo, la mayor capacidad para el deslizamiento de esfuerzos de las aleaciones fundidas las hace deseables para las aplicaciones de temperatura máxima en el cilindro del calcinador.

Métodos de diseño En los calcinadores de calor indirecto, la transmisión de calor se efectúa primordialmente por radiación de la pared del cilindro al lecho de sólidos. La eficiencia térmica oscila entre 35 y 65%. Los factores restrictivos en la transmisión de calor se asocian con las constantes de conductividad y radiación del metal de la cubierta y el lecho de sólidos. Cuando se conocen las características de éstos, el tamaño del equipo se determina con precisión aplicando la ecuación de radiación de Stenfan-Boltzmann. Los coeficientes aparentes de transmisión de calor van de 17 J/(m²·s·K) en operaciones a temperaturas bajas, hasta 85 J/(m²·s·K) en procesos a alta temperatura.

Datos de costos Los costos de energía, operación y mantenimiento son similares a los que se delincaron con anterioridad respecto a los secadores rotatorios de calor directo e indirecto. La estimación de los costos de compra para calcinadores rotatorios continuos con cilindros de acero al carbono y acero inoxidable tipo 316 aparecen en la tabla 20-19, junto con datos sobre tamaño, peso y requisitos del motor. Los precios de venta incluyen cilindro, sellos de ángulo ordinarios, hornos, unidad motriz, transportadores de alimentación y descarga, quemadores, etc. El costo ya instalado se calcula entre 200 y 300% del costo de compra. En la figura 20-47 se ilustra el diseño de un calcinador continuo típico en una sección adicional de enfriamiento.

Las retortas pequeñas para trabajos por lotes, calentadas eléctricamente o por combustión, tienen un uso muy difundido como hornos de carburación y también se aplican a procesos químicos que comprenden el tratamiento térmico de sólidos particulados. Aquéllas se montan sobre una base de acero estructural, incluyendo cilindro, horno, motor, quemador, etcétera. Las unidades de aplicación comercial se encuentran en diámetros de 0.24 a 1.25 m y longitudes de 1 a 2 m. Las retortas continuas con espirales internas helicoidales sirven también para el tratamiento térmico de metales. En estas operaciones se logra un control de retención preciso; los diámetros estándar son 0.33, 0.5 y 0.67 m con longitudes efectivas hasta de 3 m. Estos recipientes se emplean en muchas operaciones de procesos químicos a pequeña escala que requieren un control exacto de la retención. Sus características de operación y aplicación son idénticas a las de los calcinadores de calor indirecto de mayor tamaño.

Secador de persianas giratorias y de calor directo Uno de los tipos especiales de equipos rotatorios de mayor importancia es el secador Roto-Louvre de persianas rotatorias. Como se ilustra en la figura 20-48, se hace soplar aire caliente (o aire de enfriamiento) a través de las persianas o rejillas, dentro de un cilindro rotatorio de pared doble para ascender a través del lecho de sólidos. Este último se desplaza

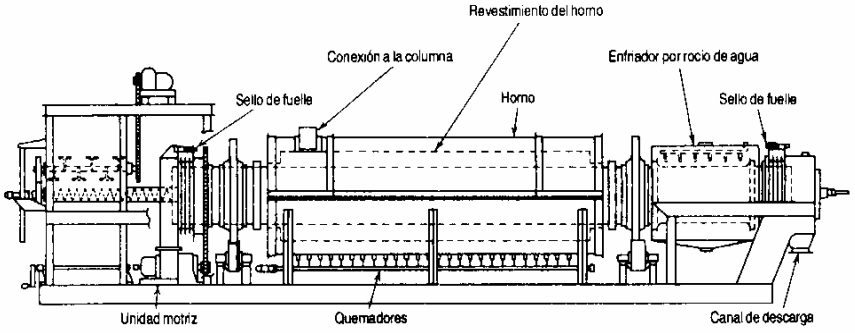


FIG. 20-47 Calentador rotatorio de calor indirecto, encendido con gas, con enfriador extendido de rocío de agua y ensamblaje del alimentador. (*CE Raymond Bartlett-Snow Co.*)

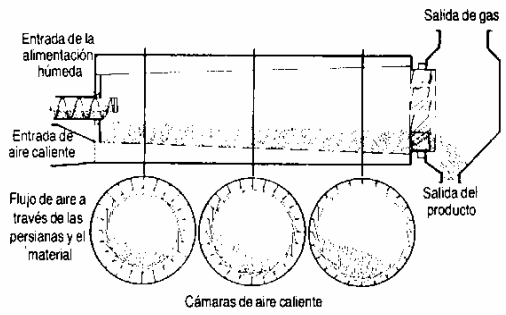


FIG. 20-48 Secador Roto-Louvre de banda eslabonada. (*Material Handling Systems Division, FMC Corporation.*)

continuamente por el cilindro conforme gira, y el vuelco constante del lecho asegura un contacto uniforme con el gas, para la transferencia de calor y masa. El pasaje anular de gas que está tras las persianas está dividido de tal manera que el aire de contacto penetra en el cilindro sólo debajo del lecho de sólidos. La cantidad de persianas cubiertas en cualquier momento dado es, aproximadamente, el 30%. Puesto que el aire circula por el lecho, se utilizan llenados del 13 al 15% o mayores.

El tamaño de los secadores Roto-Louvre varía de 0.8 a 3.6 m de diámetro y de 2.5 a 11 m de longitud. Se afirma que la unidad más grande es capaz de evaporar 5500 kg/h de agua. Se pueden emplear gases calientes entre 400 a 865 K. Puesto que la circulación de gas se realiza a través del lecho de sólidos, se puede encontrar dentro de la cubierta una gran caída de presión, de 7 a 50 cm de agua. Por esta causa, en la mayor parte de las aplicaciones se emplea un ventilador de presión de entrada y otro de expulsión o extractor, con el fin de mantener una presión estática dentro del equipo, tan cercana como sea posible a la atmosférica. Esto evita la entrada excesiva o la fuga de gas caliente y polvo al exterior. Para controlar la presión, casi siempre se maneja un ventilador en condiciones fijas, con un control automático de amortiguamiento en el otro, regulados mediante un detector-controlador de presión.

En aplicaciones de calentamiento o desecación, cuando se desea enfriar el producto antes de descargarlo a la atmósfera, se hace pasar aire frío por el segundo espacio anular, fuera del anillo de entrada del aire caliente y liberándolo por las persianas o rejillas en el extremo de descarga de sólidos de la cubierta.

Los secadores de persiana son apropiados para procesar sólidos granulares gruesos que no ofrecen gran resistencia al paso del aire, que requieren un contacto íntimo con el gas y no contienen cantidades importantes de polvo.

La transferencia de calor y masa del gas a la superficie de los sólidos es extremadamente eficiente: por lo tanto, el tamaño del equipo necesario para un trabajo en particular es, con frecuencia, menor que el que se necesita cuando se utiliza un depósito rotatorio de calor directo, común y corriente, con aspas de elevación. Sin embargo, los ahorros en el precio de compra se contrarresta, debido en parte a la construcción más compleja que caracteriza a la unidad Roto-Louvre. Un secador de persiana tendrá una capacidad aproximada de 1.5 veces la de un secador rotatorio de una sola cubierta del mismo tamaño, en condiciones de operación equivalentes. Debido al método de flujo transversal de intercambio de calor, el valor promedio de Δt no es una función simple de los Δt de entrada y salida. En la actualidad no se dispone de datos publicados que permitan determinar el tamaño del equipo sin llevar a cabo pruebas piloto, como lo recomienda el fabricante. En la tabla 20-20 se delinean tres aplicaciones de secadores Roto-Louvre. Los costos de instalación, operación, energía y mantenimiento son similares a los que se encuentran en secadores rotatorios comunes de calor directo. La *eficiencia térmica* oscila entre el 30 y el 70%.

TABLA 20-20 Datos de rendimiento de los secadores Roto-Louvre, Link-Belt, proporcionados por el fabricante*

Material desecado	Sulfato de amonio	Arena de fundición	Coque metalúrgico
Diámetro del secador	2 ft 7 in	6 ft 4 in	10 ft 3 in
Longitud del secador	10 ft	24 ft	30 ft
Humedad en la alimentación, % en base húmeda	2.0	6.0	18.0
Humedad en el producto, % en base húmeda	0.1	0.5	0.5
Velocidad de producción, lb/h	2500	32 000	38 000
Velocidad de evaporación, lb/h	50	2130	8110
Tipo de combustible	Vapor	Gas	Petróleo
Consumo de combustible	255 lb/h	4630 ft^3/h	115 gal/h
Poder calorífico del combustible	837 Btu/lb	1000 Btu/ft^3	150 000 Btu/gal
Eficiencia, Btu, proporcionada por lb de evaporación	4370	2170	2135
Potencia total requerida, hp	4	41	78

* Material Handling Systems Division, FMC Corp. Para convertir unidades térmicas británicas en kilojoules, multipliquese por 1.06; para convertir caballos de fuerza en kilowatts, multipliquese por 0.746.

SECADORES AGITADOS

Descripción El secador agitado se define como aquel en el cual la cubierta que encierra al proceso es estacionaria, en tanto que el movimiento de los sólidos se logra por medio de un agitador mecánico interno. Aunque existen hoy muchas formas en uso, en este estudio sólo se tocarán tres tipos básicos.

Campo de aplicación Los secadores agitados se aplican al procesamiento de sólidos que tienen una libertad de movimiento relativa y granulados cuando se descargan como producto. Los materiales que no tienen libertad de movimiento en su condición de alimentación, se tratan por métodos de reciclaje, como los que se describieron en la subsección "Secadores rotatorios". En general, los secadores agitados tienen similares aplicaciones que los depósitos rotatorios. Sus principales ventajas, en comparación con estos últimos, residen en el hecho de que: 1) no se necesitan sellos rotatorios de diámetro grande en los puntos de admisión y salida de los sólidos y el gas, ya que la cubierta es estacionaria y, por esta razón, los problemas de fuga del gas se reducen al mínimo. Los sellos rotatorios sólo son necesarios en los puntos de entrada del eje del agitador mecánico. 2) El empleo de un agitador mecánico para mezclar sólidos introduce fuerzas cortantes que son de gran utilidad para subdividir grumos y conglomerados. Se evita la formación de bolas y grumos de sólidos pegajosos, que ocurre ocasionalmente en depósitos rotatorios, utilizando un diseño de agitador especial. Los problemas que se refieren a la formación de polvos de partículas finas en aquellas unidades de calor directo son idénticos a los que se consideraron bajo el título de "Secadores rotatorios".

Secadores rotatorios al vacío Los secadores rotatorios al vacío son equipos que operan por lotes, por lo menos en las formas comerciales disponibles en la actualidad. El diseño de equipos continuos aguarda aún el desarrollo de dispositivos continuos para la descarga (y la alimentación) de sólidos, que transporten ininterrumpidamente los sólidos particulados a través de una barrera de presión de 100 kPa, sin ninguna fuga inversa de aire hacia el depósito. El equipo llamado continuo de que se dispone hoy lo es en la etapa de desecación, pero requiere dos o más tolvas de revoltura que sirvan como esclusas de aire; la salida del producto sigue siendo por lotes.

El tipo más común de secador rotatorio al vacío consiste en una cubierta cilíndrica estacionaria, montada horizontalmente, en la cual hay un conjunto de aspas de agitador montadas en un eje central revolven-

los secadores
i por el

a de ción	Coque metalúrgico
	10 ft 3 in
	30 ft
	18.0
	0.5
	38 000
	8110
	Petróleo
^{3}/h	115 gal/h
tu/ft^3	150 000 Btu/gal
	2135
	78

Para convertir unidades
)6; para convertir caba-

mo aquel en el cual la
en tanto que el movi-
gitador mecánico in-
), en este estudio sólo

is se aplican al proce-
ovimiento relativa y
). Los materiales que
n de alimentación, se
se describieron en la
os secadores agitados
otatorios. Sus princi-
s, residen en el hecho
ámetro grande en los
as, ya que la cubierta
is de fuga del gas se
on necesarios en los
). 2) El empleo de un
ace fuerzas cortantes
os y conglomerados.
lidos pegajosos, que
utilizando un diseño
ren a la formación de
de calor directo son
lo de "Secadores ro-

es rotatorios al vacío
en las formas comer-
le equipos continuos
os para la descarga (y
terrumpidamente los
esión de 100 kPa, sin
equipo llamado con-
desecación, pero re-
omo esclusas de aire;

lo consiste en una cu-
lmente, en la cual hay
eje central revolven-

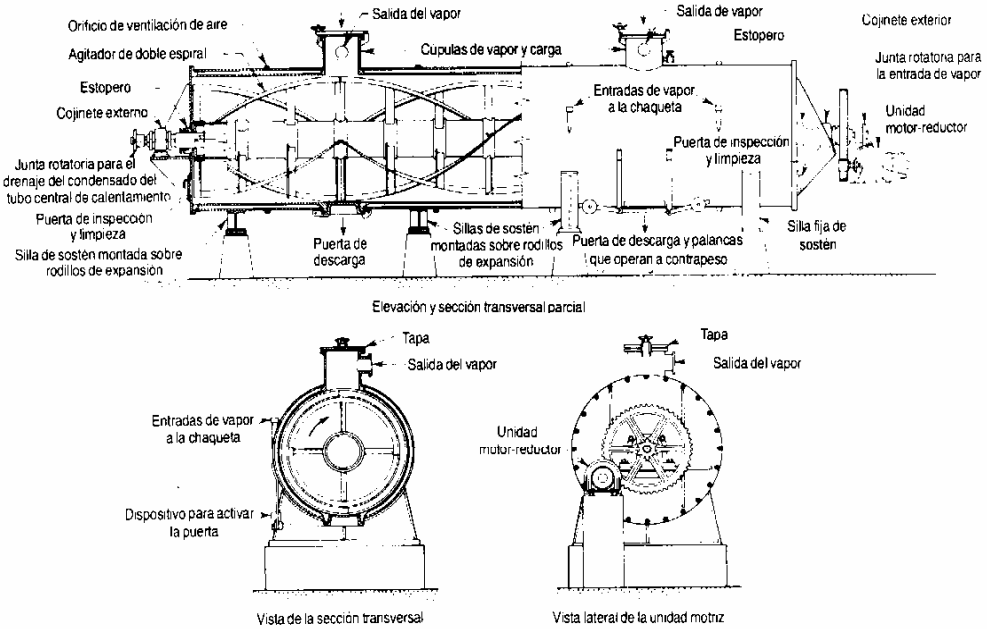


FIG. 20-49 Ejemplo típico de secador rotatorio al vacío. (*Blaw-Knox Food & Chemical Equipment Inc.*)

te, que agita los sólidos que se están tratando. El calor se suministra por circulación de agua caliente, vapor o Dowtherm por un encamisado que rodea al casco y, en unidades de mayor tamaño, por el eje central hueco. El agitador es una sola espiral no continua o una doble espiral continua. Las aspas externas se ubican tan cerca como sea posible de la pared, sin llegar a tocarla, dejando siempre un espacio libre de 0.3 a 0.6 cm. Las unidades modernas utilizan de vez en cuando raspadores de cubierta de resorte que se montan sobre las aspas. El secador se carga a través de una abertura en la parte superior y se vacía por una o más boquillas de descarga, localizadas en la base. El vacío se aplica y mantiene por cualquiera de los métodos tradicionales, esto es, chorros de vapor, bombas de vacío, etcétera.

Hay otro tipo de secador rotatorio al vacío que consta de una cubierta cilíndrica horizontal rotatoria, con una sobrecubierta o encamisado apropiado. El vacío se aplica a esta unidad por medio de muñones huecos que cuentan con casquillos de prensaestopas adecuados. Estos sellos de tipo rotatorio se deben utilizar también para admitir y expulsar el medio de calentamiento del encamisado. El interior de la cubierta puede tener barras de elevación soldadas longitudinalmente, para contribuir en la agitación de los sólidos.

El secador rotatorio al vacío de cono doble es de un diseño más común. Aunque tiene un diseño de operación idéntico, las paredes inclinadas de los conos permiten vaciar con mayor rapidez los sólidos, cuando el secado se encuentra en una posición estacionaria. La antigua norma cilíndrica requería una rotación continua durante la etapa de vaciado, para desplazar el producto hasta las boquillas de descarga. Como resultado, se necesitaba a menudo una cubierta circular para el polvo, a fin de encerrar bajo ella el círculo giratorio de la boquilla de descarga y evitar pérdidas graves de polvo hacia la atmósfera durante la descarga. Varios diseños nuevos del tipo de doble cono utilizan tubos o serpentines de placa internos para proporcionar una superficie de calentamiento adicional.

Todos los secadores rotatorios tienen estacionario el tubo de salida del vapor; éste penetra bajo la cubierta a través de un collarín de prensaestopas rotatorio y se ajusta con un codo y una extensión vertical para que la entrada de vapor, que generalmente se protege con un filtro de fieltro para polvo, quede cerca de la parte superior de la cubierta en todo momento.

En la figura 20-49 se ilustra un secador rotatorio común al vacío y en la figura 20-50, un secador al vacío de doble cono.

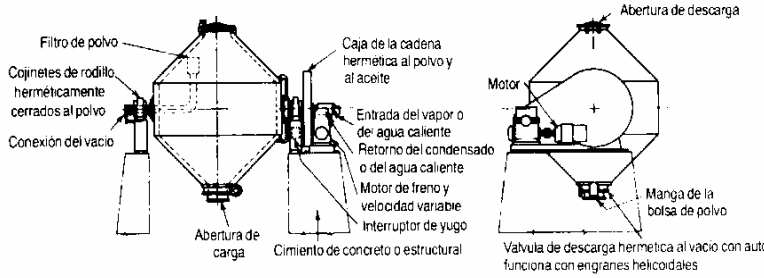


FIG. 20-50 Secador rotatorio al vacío (de doble cono). (*Stokes Equipment Division, Pennwalt Corp.*)

TABLA 20-21 Datos de operación de secadores rotatorios al vacío*

Material	Diám. × longitud, m	Humedad inicial, % base seca	Presión de vapor, Pa × 10^3	Velocidad del agitador, rpm	Peso seco del lote, kg	Humedad final, % base seca	Vacío Pa × 10^3	Tiempo, h	Evaporación, kg/(h·m²)
Acetato de celulosa	1.5×9.1	87.5	97	5.25	610	6	90-91	7	1.5
Almidón	1.5×9.1	45-48	103	4	3630	12	88-91	4.75	7.3
Negro de azufre	1.5×9.1	50	207	4	3180	1	91	6	4.4
Tierra de Fuller/espíritu mineral	0.9×3.0	50	345	6	450	2	95	8	5.4

* Stokes Equipment Division, Pennwalt Corporation.

TABLA 20-22 Secadores rotatorios al vacío, tipo estándar*

Diámetro, m	Longitud, m	Superficie de calentamiento, m^2	Capacidad de trabajo, m^3†	Velocidad del agitador, rpm	Unidad motriz, kW	Peso, kg	Costo de adquisición (dólar EU)	
							Acero al carbono	Acero inoxidable (304)
0.46	0.49	0.836	0.028	$7\frac{1}{2}$	1.12	540	$ 22 500	$ 27 900
0.61	1.8	3.72	0.283	$7\frac{1}{2}$	1.12	1 680	55 000	68 000
0.91	3.0	10.2	0.991	6	3.73	3 860	77 000	95 000
0.91	4.6	15.3	1.42	6	3.73	5 530	95 000	108 000
1.2	6.1	29.2	3.57	6	7.46	11 340	140 000	200 000
1.5	7.6	48.1	6.94	6	18.7	15 880	160 000	230 000
1.5	9.1	57.7	8.33	6	22.4	19 050	175 000	245 000

* Stokes Equipment Division, Pennwalt Corp. (diciembre de 1981). El costo incluye la cubierta, la chaqueta de 50 lb/in² manométricas, el agitador, la unidad motriz y el motor, los recolectores auxiliares de polvo y los condensadores.
† Carga con el nivel de producto del agitador del eje o alrededor de él.

El vacío se emplea en combinación con la desecación u otras operaciones químicas cuando es preciso mantener temperaturas bajas en los sólidos, debido a que el calor puede causar daños en el producto o transformar su naturaleza cuando el aire se combina con el producto al ser calentado, provocando su oxidación o creando una condición explosiva, cuando se requiere la recuperación del disolvente y cuando los materiales se deben desecar a niveles de humedad extremadamente bajos.

En el procesamiento y la desecación al vacío, el objetivo es crear una gran fuerza impulsora de la temperatura entre la chaqueta o cubierta de calentamiento y el producto. Para lograr este propósito a temperaturas de cubierta más o menos bajas, es necesario reducir la presión interna de proceso, de tal modo que el líquido que se está separando hierva a una presión de vapor menor. Sin embargo, no siempre resulta económico reducir la presión interna a niveles extremadamente bajos, debido a los grandes volúmenes de vapor que se origina con ello. Es necesario llegar a un término medio en lo que respecta a la presión de operación, tomando en cuenta las fugas, los problemas de condensación y el tamaño de las líneas de vapor, así como el sistema de bombeo. Hay muy pocos secadores al vacío que operan por debajo de 5 mm de Hg de presión a escala comercial. La infiltración del aire por las superficies del empaque es del orden de 0.2 kg/(h·m lineal de superficie cubierta con empaque) en esta condición.

Métodos de diseño La velocidad de transferencia de calor del medio de calentamiento a través de la pared del secador hasta los sólidos se expresa como sigue:

$$Q = UA\Delta t_m \qquad (20\text{-}45)$$

en donde Q = flujo calorífico en J/s(Btu/h); U = coeficiente global de transmisión de calor, en J/(m²·s·K)[Btu/(h)(ft² de superficie recubierta·°F)]; A = área total de la cubierta, en m²; y Δt_m = media logarítmica de la fuerza impulsora de la temperatura del medio de calentamiento a los sólidos, en K.

La velocidad global de transmisión de calor depende casi por completo del coeficiente de la película entre la pared de la cubierta interna y los sólidos, que dependen en gran parte de las características de los sólidos. Los coeficientes globales varían de 30 a 200 J/(m²·s·K); con base en la superficie total si las paredes del secador se mantienen razonablemente limpias. Se obtendrán coeficientes reducidos del orden de 5 o 10 si se forman capas de depósito en las paredes.

Para fines de cálculo sin realizar pruebas, se puede suponer que un coeficiente razonable para una operación ordinaria de desecación sin llevar el producto hasta una sequedad absoluta, sería $U = 50$ J/(m²·s·K) para secadores de agitador rotatorio y 35 J/(cm²·s·K) para unidades rotatorias.

Los secadores al vacío se llenan usualmente hasta el 50 y 65% del volumen total de cubierta. Las velocidades del agitador oscilan entre 3 y 8 rpm y las velocidades más elevadas mejoran ligeramente la transferencia de calor, aunque consumen algo más de energía.

Datos de funcionamiento y costos En la tabla 20-21 se presentan datos comunes de funcionamiento de secadores rotatorios al vacío. En la tabla 20-22 se especifican los datos de tamaño y costos para unidades de agitador rotatorio y los datos de las unidades de cono doble aparecen en la tabla 20-23.

Secadores de turbobandeja El secador de turbobandeja es una unidad continua que consta de una columna de parrillas anulares rotatorias en cuyo centro giran ventiladores de tipo de turbina para hacer circular el aire por encima de las parrillas o repisas. El material húmedo penetra por la parte superior y cae sobre la parrilla más alta, conforme gira bajo la abertura de alimentación. Después de completar una revolución, el material se lanza con un barredor estacionario por las rendijas radiales sobre la parrilla inferior, en donde se extiende en un montón uniforme por medio de un nivelador estacionario. Esta acción se repite en cada parrilla y las transferencias ocurren una vez cada revolución. Cuando el material llega a la última parrilla, se descarga por la base del secador (Fig. 20-51). La cubierta de acero consta de tableros aislados retirables, para tener acceso al interior de la cámara. Todos los cojinetes y las partes lubricadas son exteriores y las unidades motrices se ubican bajo la cubierta. Las partes que están en contacto con el producto deben ser de acero o de aleaciones especiales. Las bandejas se

TABLA 20

Capacidad de trabajo, m^3
0.285
0.283
0.708
1.42
2.83
4.25
7.08
9.20
11.3

* Stokes E
interno y los
material, con

pueden fabricar de cual
cartón de cemento y as

La velocidad con qu
alterar cambiando el e
últimas etapas de desec
o el producto es ligero
culación es considerat
prevalecen índices de
caciones, el aire circul
flujo con el material. E
requerida dictamina qu

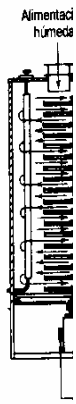


FIG. 20-51 Secador de

Tiempo, h	Evaporación, kg/(h·m²)
7	1.5
4.75	7.3
6	4.4
8	5.4

ón (dólar EU) ·
ero inoxidable (304)
$ 27 900
68 000
95 000
108 000
200 000
230 000
245 000

anométricas, el

las características de los
30 a 200 J/(m²·s·K); con
cador se mantienen razo-
es reducidos del orden de
aredes.
se puede suponer que un
dinaria de desecación sin
a, sería $U = 50$ J/(m²·s·K)
(cm²·s·K) para unidades

nte hasta el 50 y 65% del
del agitador oscilan entre
oran ligeramente la trans-
s de energía.
l tabla 20-21 se presentan
res rotatorios al vacío. En
maño y costos para unida-
idades de cono doble apa-

r de turbobandeja es una
de parrillas anulares rota-
tipo de turbina para hacer
episas. El material húme-
a parrilla más alta, confor-
lespués de completar una
redor estacionario por las
h donde se extiende en un
estacionario. Esta acción
s ocurren una vez cada re-
a parrilla, se descarga por
de acero consta de tableros
ior de la cámara. Todos los
tes y las unidades motrices
tán en contacto con el pro-
speciales. Las bandejas se

TABLA 20-23 Secadores rotatorios al vacío, tipo estándar (cono doble)*

Capacidad de trabajo, m³	Volumen total, m³	Superficie de calentamiento, m²	Unidad motriz, kW	Área de piso, m²	Peso, kg	Costo de adquisición (dólar EU)	
						Acero al carbono	Acero inoxidable
0.285	0.130	1.11	.373	2.60	730	$ 18 000	$ 21 000.00
0.283	0.436	2.79	.560	2.97	910	21 000	24 000.00
0.708	1.09	5.30	1.49	5.57	1 810	28 000	31 500.00
1.42	2.18	8.45	3.73	7.15	2 040	54 000	59 000.00
2.83	4.36	13.9	7.46	13.9	3 860	110 000	120 000.00
4.25	6.51	17.5	11.2	14.9	5 440	125 000	135 000.00
7.08	10.5	*38.7	11.2	15.8	9 070	180 000	195 000.00
9.20	13.9	*46.7	11.2	20.4	9 980	195 000	215 000.00
11.3	16.0	*56.0	11.2	26.0	10 890	210 000	245 000.00

* Stokes Equipment Division, Pennwalt Corp. El costo incluye el secador, la chaqueta de 15 lb/in², la unidad motriz con motor, el filtro interno y los apoyos de los muñones para las cimentaciones de concreto o acero. El caballaje se establece sobre 65% del volumen de carga del material, con una densidad masiva de 50 lb/ft³. Los modelos de 250 ft³, 325 ft³ y 400 ft³ tienen un área superficial extendida.

pueden fabricar de cualquier material en hojas, como acero esmaltado, cartón de cemento y asbesto o laminados de vidrio plástico.

La velocidad con que cada ventilador hace circular al aire se puede alterar cambiando el espaciamiento de las hojas del ventilador. En las últimas etapas de desecación, en las cuales la difusión ejerce el control o el producto es ligero y finamente pulverizado, la velocidad de circulación es considerablemente menor que en la etapa inicial en que prevalecen índices de evaporación altos. En la mayor parte de las aplicaciones, el aire circula por el secador en sentido ascendente, a contraflujo con el material. En casos especiales, la condición de desecación requerida dictamina que la circulación del aire sea en corriente paralela, o bien, a contracorriente, en combinación con corriente paralela, en donde el aire de salida abandona el receptáculo en algún nivel intermedio entre la entrada de los sólidos y la descarga. Cuando el producto se debe enfriar antes de descargarlo, se proporciona un ventilador alimentador de aire frío.

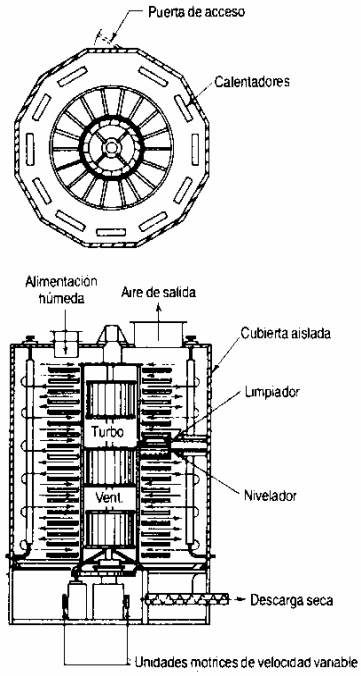


FIG. 20-51 Secador de turbobandejas. (*Wyssmont Company, Inc.*)

Debido a su construcción vertical, el secador de bandejas de tipo turbina tiene un efecto de columna y la corriente resultante es, con frecuencia, suficiente para hacer funcionar el secador con un tiro natural. La presión en todos los campos internos del secador se mantiene cerca del valor atmosférico, y a veces desciende hasta 0.1, aunque, por lo común, es menor que 0.5 mm de agua. Casi toda la superficie de la tapa superior sirve como cámara de humo, reduciendo la velocidad de salida, para sedimentar el polvo nuevamente en el secador.

Se puede ubicar calentadores en el espacio comprendido entre las bandejas y la cubierta del secador, en donde no estén en contacto directo con el producto, y se pueden obtener eficiencias térmicas que ascienden a 3500 kJ/kg (1500 Btu/lb) de agua evaporada, recalentando el aire dentro del secador. El vapor es el medio habitual de calentamiento. El alto costo del calentamiento eléctrico restringe por lo común su empleo a equipos relativamente pequeños. Para materiales que tienden a dañar la superficie de calentamiento interno, se emplea un sistema de calentamiento externo.

El secador de turbobandejas puede manejar materiales que varían de lechadas espesas (100 000 cP y más) hasta polvos finos. No es apropiado para materiales fibrosos que se compactan o para materiales adherentes o pegajosos. Las lechadas delgadas se manejan a menudo reciclando el producto seco. Los aglomerados de filtros-prensa se granulan antes de introducirlos. Los materiales tixotrópicos se alimentan directamente del filtro rotatorio, rayando el aglomerado conforme sale el tambor. Los aglomerados se someten a extrusión sobre la parrilla superior y también a una emisión de aire caliente para darles mayor firmeza y libertad de flujo después de una revolución.

El secador de turbobandejas se fabrica en varios tamaños, que van de unidades de 2 m de altura y 2 m de diámetro, hasta grandes instalaciones exteriores, cuyas dimensiones son del orden de 20 m de altura y 11 m de diámetro. La superficie de las bandejas oscila entre 5.5 y 1675 m², en una sola unidad. El número de parrillas del rotor de bandejas varía de acuerdo con el espacio disponible y la velocidad mínima de transferencia que se requiere, desde 12 parrillas hasta 58 en las unidades de mayor tamaño. La construcción estándar permite temperaturas de operación hasta de 615 K.

Métodos de diseño Los mecanismos de transferencia de calor y masa son similares a los que se encuentran en los secadores de bandejas por lotes, excepto que el giro y la mezcla constantes de los sólidos mejoran notablemente los índices de desecación. Por lo común, el diseño se debe basar en instalaciones previas o en pruebas de plantas

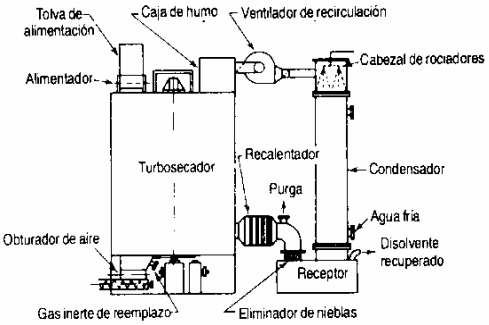


FIG. 20-52 Secador de turbobandejas en circuito cerrado para la desecación continua con recuperación de disolventes. (*Wyssmont Company, Inc.*)

piloto realizadas por el fabricante; los coeficientes aparentes de transmisión de calor varían entre 28 a 55 J/(m²·s·K) para sólidos secos, hasta 68 a 115 J/(m²·s·K) en el caso de sólidos húmedos. Se han utilizado con éxito secadores de turbobandejas para desecar y enfriar hipoclorito de calcio, cristales de urea, hojuelas de cloruro de calcio y cristales de cloruro de sodio. El sistema Wyssmont "de circuito cerrado", como el que se ilustra en la figura 20-52, consta de un secador de turbobandejas con calentadores internos o sin ellos, un ventilador de recirculación, un condensador con receptor y eliminadores de neblina, y un recalentador. La alimentación y la descarga se llevan a cabo a través de un alimentador por vía húmeda y un cierre sellado, respectivamente. Este método se emplea para la desecación continua, sin fugas de humos, vapores o polvo a la atmósfera.

Datos de funcionamiento y costos En la tabla 20-24 se incluyen los datos de funcionamiento de tres aplicaciones de desecación en circuito cerrado. Los costos de operación, mano de obra y mantenimiento se comparan favorablemente con los de los equipos rotatorios de calentamiento directo.

Hornos de hogar El **horno Mannheim** representa un diseño especial de los hornos circulares de hogar, en el cual el ácido sulfúrico reacciona con cloruro de sodio para producir un conglomerado salino y ácido clorhídrico. Consta de un hogar refractario, cuyo diámetro llega a ser de 6 m, y cuenta con un arco de carburo de silicio. En el horno de cocido se hacen circular gases de combustión calientes, y la porción

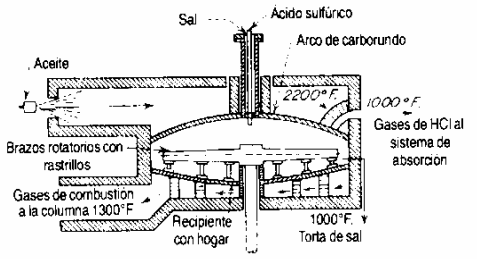


FIG. 20-53 Horno mecánico tipo Mannheim para ácido clorhídrico.

principal del calor se transmite por el arco y se irradia al producto en el hogar. Los materiales de alimentación se mezclan y cargan en forma continua en el centro del hogar, en donde se agitan por medio de brazos agitadores de bajo mando. La carga se mueve en forma gradual hacia la periferia conforme la reacción genera gas de cloruro de hidrógeno. El gas se extrae por un ducto separado hasta el sistema de absorción. El conglomerado de sal se descarga en la periferia. En la figura 20-53 se ilustra un corte transversal diagramático de un horno Mannheim. En la cámara de combustión, las temperaturas de calentamiento son del orden de 1475 K. El congelamiento de sal se descarga del horno a una temperatura aproximada de 800 K.

Hornos de hogares múltiples Los hornos de hogares múltiples se conocen con diferentes nombres: Herreshoff, McDougall, Wedge, Pacific, etcétera. En la figura 20-54 se presenta un diseño general. Estos equipos constan de una cantidad determinada de hogares de forma anular que van montados uno sobre otro. En cada hogar se tienen brazos agitadores que salen del eje central común y la alimentación se carga en el centro del hogar más elevado. Los brazos mueven la carga hacia afuera, hasta la periferia, por donde caen al siguiente hogar. Una vez ahí, se vuelve a mover hacia el centro, de donde se precipita hacia el siguiente hogar y esta operación se continúa horno abajo. El eje central hueco se enfría interiormente por medio de una circulación forzada de aire.

Los quemadores se pueden montar en cualquiera de los hogares y el aire que circula sirve para la combustión. Estos hornos manejan materiales granulados y proporcionan una trayectoria a contracorriente prolongada entre los gases de combustión y el material de carga. Los tamaños industriales van de 2 a 7 m de diámetro e incluyen de 4 a 16

TABLA 20-24 Datos de operación de un secador de turbobandejas, en operaciones Wyssmont de circuito cerrado*

Material desecado	Antioxidante	Polímero soluble en agua	Torta antibiótica de filtro	Coque de petróleo
Producto desecado, kg/h	500	85	2400	227
Composición de volátiles	Metanol y agua	Xileno y agua	Alcohol y agua	Metanol
Volátiles de la alimentación, % base húmeda	10	20	30	30
Volátiles del producto, % base húmeda	0.5	4.8	3.5	0.2
Velocidad de evaporación, kg/h	53	16	910	302
Tipo de sistema de calentamiento	Externo	Externo	Externo	Externo
Medio de calentamiento	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
Medio de desecación	Gas inerte	Gas inerte	Gas inerte	Gas inerte
Consumo de calor, J/kg	0.56×10^6	2.2×10^6	1.42×10^6	1.74×10^6
Potencia del secado, kW	1.8	0.75	12.4	6.4
Potencia del ventilador de recirculación, kW	5.6	5.6	37.5	15
Materiales de construcción	Interior de acero inoxidable	Interior de acero inoxidable	Interior de acero inoxidable	Acero al carbono
Altura del secador, m	4.4	3.2	7.6	6.5
Diámetro del secador, m	2.9	1.8	6.0	4.5
Sistema de recuperación	Condensador de tubos y cubierta	Condensador de tubos y cubierta	Condensador de contacto directo	Condensador de tubos y cubierta
Medio de enfriamiento del condensador	Salmuera	Agua enfriada	Agua de torre	Agua enfriada
Ubicación	Exterior	Interior	Interior	Interior
Costo aprox. del secador (1980)	$140 000	$70 000	$390 000	$140 000
Montaje del secador	Unidades empacadas	Unidades empacadas	Erigido en el campo	Erigido en el campo

* Cortesía de Wyssmont Company, Inc.

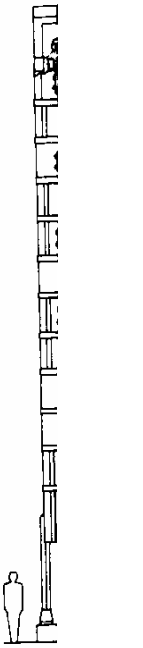


FIG. 20-54 Horno P

hogares. Las superf
Estas instalaciones
cal, magnesita y lod
y para la quema de
nuación se presenta
1. Cal, *a*) prove
chas marinas, *c*) de
2. Plomo y zinc
3. Mercurio der
4. Oro y plata, *a*
ta, *b*) separación de
5. Ácido sulfúr
6. Pigmentos p
7. Arcillas refr
ducir la contracció

TABLA 20-25

Producto
Mercurio del mineral de cinabrio
Cal a partir de concha de ostra
Óxido de magnesio a partir de hidróxido de magnesio

* BSP, Envirotech

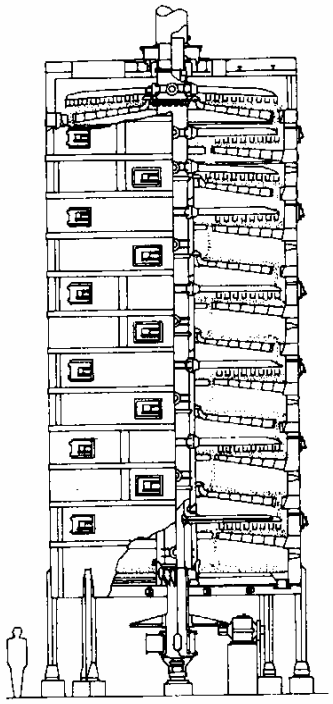


FIG. 20-54 Horno Pacific de hogares múltiples.

hogares. Las superficies totales de hogar oscilan entre 6.5 a 335 m^2. Estas instalaciones sirven para calcinar minerales, desecar y calcinar cal, magnesita y lodos de carbonatos, reactivar tierras de decoloración y para la quema de sulfuros para producir dióxido de azufre. A continuación se presenta una lista parcial de aplicaciones.

1. Cal, *a*) proveniente de piedra caliza triturada, *b*) de ostras o conchas marinas, *c*) de piedra caliza dolomítica.
2. Plomo y zinc, calcinación de sulfuros.
3. Mercurio derivado de los minerales de cinabrio por volatilización.
4. Oro y plata, *a*) calcinación clorurante de minerales de oro y plata, *b*) separación de arsénico.
5. Ácido sulfúrico a partir de piritas de hierro.
6. Pigmentos para pinturas, calcinación de óxidos metálicos.
7. Arcillas refractarias, calcinación de arcillas refractarias para reducir la contracción.
8. Arena de fundición, separación de carbono de la arena de fundición usada.
9. Tierra de batán, calcinación de material de las tierras de batán.
10. Eliminación de las aguas negras, calcinación de lodos de albañal.

En la tabla 20-25 se incluyen tres aplicaciones específicas con una breve descripción de los hornos en lo concerniente al diseño y las condiciones de operación.

SECADORES POR GRAVEDAD

Descripción Cualquier cuerpo de sólidos en que las partículas ya sean gránulos, bolitas, glóbulos o briquetas, se desplazan en sentido descendente por gravedad, sustancialmente a su densidad de masa con un asentamiento normal, por un depósito y en contacto con gases, se define a menudo como un **lecho móvil**. Los equipos de lecho móvil se utilizan en altos hornos, en hornos de cubilote y en la refinación del petróleo.

Un secador por gravedad consiste en una cubierta cilíndrica estacionaria, casi siempre vertical, con aberturas que sirven para introducir los sólidos (en la parte superior) y la extracción de los mismos (en la base). El flujo de gas se efectúa a través del lecho de sólidos y puede ser de corriente paralela o a contracorriente y, en algunos casos, de circulación transversal. Por definición, la velocidad de circulación del gas en dirección ascendente debe ser menor que la que se requiere para la fluidificación.

Campos de aplicación Una de las principales ventajas de la técnica de lecho por gravedad es que se presta muy bien para establecer un contacto realmente íntimo a contracorriente entre sólidos y gases, y esto asegura una eficiente transferencia de calor y masa. El contacto en un lecho por gravedad también permite emplear los sólidos como medio de transmisión de calor, como sucede en los calentadores de piedras.

Los depósitos por gravedad se aplican a sólidos granulares gruesos de flujo libre que carecen prácticamente de polvo. Los sólidos deben poseer propiedades físicas de tamaño y características superficiales de tal suerte que no se aglutinen, unan o segreguen durante su paso por el depósito. La presencia de cantidades importantes de finos o polvo cerrará los pasos entre las partículas de mayor tamaño por los que el gas debe penetrar, incrementando la caída de presión. También es posible que los finos se segreguen cerca de los lados del lecho o en otras zonas en donde las velocidades del gas son reducidas, y taponan por completo en un momento dado estas porciones del depósito. La gran eficacia de contacto entre gases y sólidos en los lechos por gravedad se debe a la distribución uniforme del gas a través del lecho de sólidos; por tanto, la elección de la alimentación y su preparación son factores vitales para lograr una operación satisfactoria. A menudo se emplean técnicas de preconformación, como la producción de gránulos o briquetas para preparar los materiales apropiados de alimentación.

Los depósitos por gravedad son adecuados para operaciones a temperaturas bajas, intermedias y altas; en este último caso, el hogar se

TABLA 20-25 Aplicaciones de hornos de hogares múltiples*

Producto	Índice de producción	Tamaño del horno	Características especiales
Mercurio del mineral de cinabrio	225 ton de mineral/día (recuperación del 95%)	(2) hornos de 8 hogares de 18.0 ft, de diám.	Los hornos se encienden en los hogares 3 a 7, inclusive; tiempo de retención, 1.0 h; los hornos se encienden con aceite, con quemadores de aire atomizado de baja presión; todo el aire, tanto primario como secundario, se introduce por los quemadores: el control de tiro se ejerce con ventiladores de gas frío monel, corriente abajo de los condensadores de mercurio.
Cal a partir de conchas de ostra	240 ton/día, conchas (120 ton/día, cal)	(1) horno de 12 hogares 22 ft, 3 in de diám.	
Óxido de magnesio a partir de hidróxido de magnesio	100 ton/día, lechada de hidróxido de magnesio al 50%: rinde 50 ton/día de óxido de magnesio	(2) hornos de 10 hogares, 22 ft, 3 in	Las paredes del horno son de ladrillos refractarios de 4.5 in, aislamiento de 9 in para las temperaturas de operaciones de 1550°F. El horno se enciende en los hogares 4 a 10, inclusive.

* BSP, Envirotech.

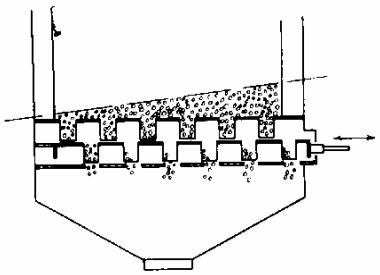


FIG. 20-55 Reactor de lecho por gravedad; mecanismo de descarga de sólidos.

debe revestir por completo con ladrillo refractario. En este tipo de operación, el equipo de recuperación del polvo se reduce al mínimo, ya que el lecho ejecuta en realidad las funciones de colector de polvo, y en una aplicación bien hecha no se encontrarán grandes cantidades de polvo en el lecho.

Otras ventajas de los lechos por gravedad incluyen la flexibilidad en las velocidades de circulación del gas y los sólidos, así como sus capacidades, tiempos de retención variables que van de unos cuantos minutos a varias horas, economía de espacio, facilidad de iniciación y suspensión de labores, el número potencialmente grande de etapas de contacto y la facilidad de control por medio de las temperaturas de entrada y salida del gas.

Uno de los problemas importantes de operación que se encuentran es el mantenimiento de un movimiento descendente de los sólidos con velocidad uniforme en toda la sección transversal del lecho. Por esta razón los lechos por gravedad se diseñan tan altos y angostos como sea práctico. En un depósito que tenga una sección transversal amplia, la descarga por una base cónica y una salida central dan margen casi siempre a la creación de pequeños "túneles" en el centro del lecho. La circulación por el centro es rápida, en tanto que se forman bolsas estancadas en los lados. Para contrarrestar este problema se proporcionan salidas múltiples en el centro y alrededor de la periferia; también se recurre al empleo de descargadores de mesa, arados rotatorios, rejillas anchas y móviles, y descargadores de varios tornillos. Otro método que contribuye también a mejorar la uniformidad del movimiento de sólidos consiste en insertar desviadores cónicos invertidos en la sección inferior del lecho, espaciados de tal modo que se retrase la inundación en el centro. En la figura 20-55 se ilustra una bandeja móvil con muchos conductos descendentes que sirven para mover una cantidad precisa de sólidos de cada incremento de área, en la base del reactor de un lecho por gravedad. Los diferentes recesos se llenan en uno de los extremos de su movimiento y se vacían en el otro. Este sistema es apropiado sobre todo para sólidos finos no abrasivos. En la figura 20-56 se describe un diseño de placa perforada que aprovecha las característi-

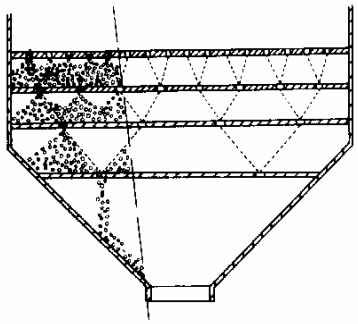


FIG. 20-56 Control de descarga de reactor tipo bandeja perforada.

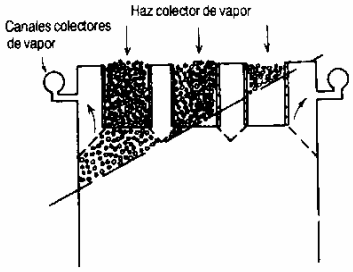


FIG. 20-57*a* Flujo de gas-sólidos a contracorriente en la sección superior de separación de un reactor catalítico de lecho móvil.

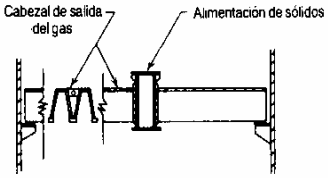


FIG. 20-57*b* Bandeja de separación de vapor en la parte superior de un reactor catalítico con lecho por gravedad. Este diseño se puede usar también para agregar gas a un lecho de sólidos.

cas de flujo y el ángulo de reposo de los sólidos para controlar la velocidad de descarga. Existe otro diseño de este tipo general, que comprende el empleo de un nido de tuberías inclinadas que se descargan dentro de un cabezal común, y se coloca de tal modo que dé paso a los sólidos en puntos geométricamente espaciados en la base del reactor.

El gas que se separa de los sólidos puede presentar otro grave problema de operación en el lecho por gravedad. Uno de los métodos utiliza conductos descendentes en la parte superior de la alimentación de sólidos, al mismo tiempo que deja un espacio abierto en el depósito encima de la salida de dichos conductos, para separar el gas, como se muestra en la figura 20-57*a*. Otro sistema utiliza una serie de canales en forma de V invertida, que se insertan en la parte superior del lecho de sólidos. El gas y el vapor se recogen y separan debajo de las V, mientras que los sólidos se desplazan por encima y alrededor de los canales (Fig. 20-57*b*). Estos métodos para separar gases y sólidos se desarrollaron originalmente para reactores catalíticos, como los que se emplean para la refinación del petróleo.

Hornos de cubilote La aplicación más antigua e importante del horno de cubilote son los **altos hornos**, en los cuales se producen lingotes de hierro. Otra de sus aplicaciones frecuentes es la obtención de fósforo a partir de roca fosfórica. En épocas pasadas, la cal se calcinaba exclusivamente en este tipo de horno. Los hornos de cubilote se emplean con mucha frecuencia también como productores de gas. Asimismo, hay muchos compuestos químicos que se elaboran en hornos de cubilote partiendo de mezclas preconformadas de los componentes de reacción.

Un horno de cubilote se compone de un cilindro vertical revestido con material refractario, en el que se mantiene una columna estacionaria o descendente de sólidos, a través de la cual se hace pasar una corriente ascendente de gas caliente. Hay tres métodos de aplicación de combustible: **1)** uno en el que el combustible sólido se agrega por sí solo o mezclado con los sólidos de reacción, **2)** otro en el que el combustible se quema en una cámara de combustión por separado y los gases calientes se hacen pasar al horno a un nivel específico de la columna, y **3)** otro más en el que el combustible se introduce y quema en la base del cubilote.

Para lograr una economía de calor máxima, el calor de salida recuperado sirve para precalentar los sólidos que están listos para introdu-

en la sección superior de

ıtación de sólidos

ırte superior de un reactor
usar también para agregar

para controlar la velo-
ipo general, que com-
ıdas que se descargan
ıodo que dé paso a los
en la base del reactor.
sentar otro grave pro-
no de los métodos uti-
de la alimentación de
ıbierto en el depósito
ɛparar el gas, como se
a una serie de canales
ırte superior del lecho
debajo de las V, mien-
rededor de los canales
s y sólidos se desarro-
como los que se em-

igua e importante del
uales se producen lin-
ıtes es la obtención de
das, la cal se calcinaba
ios de cubilote se em-
ıductores de gas. Asi-
se elaboran en hornos
ıs de los componentes

dro vertical revestido
ıa columna estaciona-
se hace pasar una co-
odos de aplicación de
ólido se agrega por sí
otro en el que el com-
ón por separado y los
el específico de la co-
introduce y quema en

l calor de salida recu-
án listos para introdu-

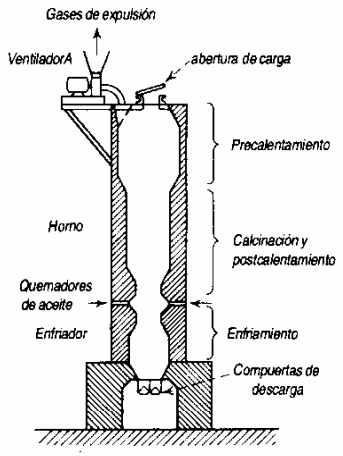


FIG. 20-58 Horno de cubilote para la producción de cal.

cirse, al igual que el aire de combustión. El combustible puede ser gas, petróleo o carbón pulverizado.

Para efectuar la alimentación superior del horno se utilizan elevadores de cangilones, montacargas de cajón y grúas. La retención y el flujo descendente se controlan midiendo el tiempo de la descarga en la base. Los gases se impulsan por medio de un ventilador o un tiro inducido desde una columna o por medio de un ventilador de descarga. En operación normal, la corriente descendente de los sólidos y el flujo ascendente del gas son constantes con el tiempo, con lo cual se mantienen condiciones ideales de estado estacionario.

En la figura 20-58 se ilustra un horno de cubilote para cal.

Métodos de diseño El tamaño y la forma de las partículas de la carga controlan la cantidad de superficie sobre la cual es factible transmitir calor a la partícula, así como la profundidad de penetración a la que el calor debe llegar para alcanzar el centro de cada partícula. Asimismo, este tamaño y esta forma controlan la naturaleza del relleno aleatorio dentro del cubilote y la magnitud de los vacíos para el paso del gas. Al reducirse el tamaño de las partículas, el área superficial de las mismas va en aumento y, al mismo tiempo, la profundidad de penetración del calor disminuye. Estos dos factores tienden a mejorar el rendimiento del horno. No obstante, cuando el tamaño de la partícula es pequeño, la columna de carga ofrece una gran resistencia al paso del gas.

Cuando el material se criba en forma minuciosa, el porcentaje de vacío (casi siempre del orden del 37%) es independiente del tamaño de la partícula. Cuando se trata de partículas no cribadas que comprenden gran variedad de tamaños, el volumen del vacío se reduce generando una circulación irregular del gas.

Existe una diferencia importante entre la superficie total de las partículas (como se determina según su tamaño y forma) y la "superficie eficaz" que se expone realmente al paso de la corriente de gas. En la práctica, se ha calculado que apenas del 10 al 25% de la superficie total es eficaz para la transferencia de calor cuando se tratan partículas no cribadas.

Las partículas de forma irregular presentan un área superficial mayor que los cubos y las esferas de formas regulares, y es probable que la cantidad de este aumento equivalga al 25%. En la figura 20-59 se ilustra el efecto del tamaño de la partícula y la distribución del mismo en las superficies eficaces en un cubilote que sirve para calcinar piedra caliza. La curva *A* indica la superficie calculada basada en un volumen de vacío supuesto del 50%, siendo las partículas de forma cúbica. El conjunto de curvas *B* se aplica a partículas de forma irregular no cribadas, como las que se emplean comúnmente en la práctica.

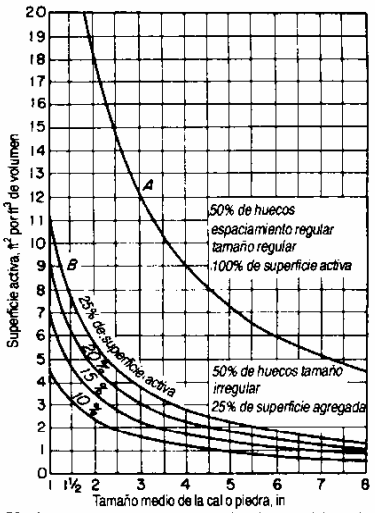


FIG. 20-59 La curva *A* representa la variación de superficie en función del tamaño de piedra, con una superficie 100% activa. Las curvas del grupo *B* representan el efecto del tamaño irregular de la piedra.

Las leyes que gobiernan el flujo de fluidos por lechos empacados, que se especificaron en la sección 5, se aplican también a los hornos de cubilote. Puesto que la caída de presión en un lecho se ve afectada por el tamaño y la forma de los vacíos intersticiales, la falta de uniformidad horizontal y vertical del lecho, los cambios en la composición del gas durante su paso y otros factores de operación, es preciso recabar datos de ensayo para un material particular a fin de lograr un diseño apropiado. Para el caso de la piedra caliza, en la figura 20-60 se muestra el efecto del tamaño de la partícula en la fricción del flujo de gas a través del lecho, suponiendo que la fricción varía como el cuadrado del gasto masa del gas inversamente con el tamaño de la partícula, utilizando los puntos de base establecidos durante operaciones reales en un horno. En la sección 10 se incluye una información amplia sobre el manejo matemático de la transferencia de calor en lechos empacados.

Enfriadores y secadores de gránulos Los lechos por gravedad se utilizan para enfriar y desecar gránulos y plaquitas extruidas por medio de procesos de aumento de tamaño. En la figura 20-61 se ilustra un enfriador rotatorio, que consta de un tanque de acero estacionario con un cilindro de desgaste en la parte superior para la entrada del gas y los sólidos (casi siempre por medio de un transportador neumático), con orificios para aire escalonados en torno a la pared externa, que sirven para admitir el aire adicional necesario para una circulación óptima. El tanque encierra una jaula rotatoria para la retención del lecho de sóli-

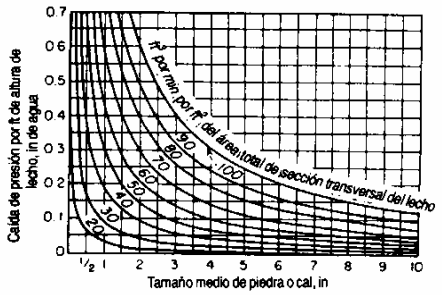


FIG. 20-60 Variación en la fricción del gas con el tamaño de la piedra.

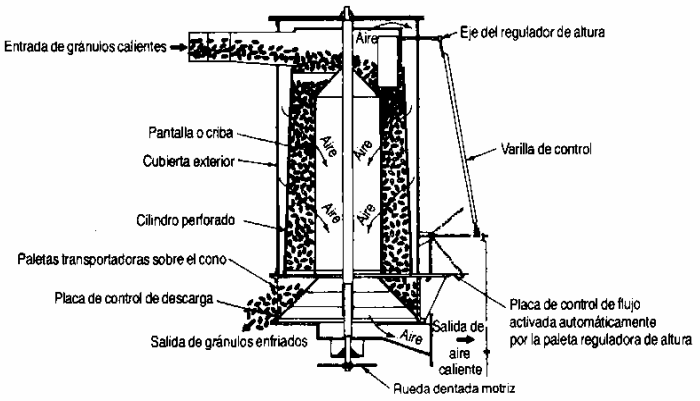


FIG. 20-61 Enfriador rotatorio Sprout Waldron. (*Sprout, Waldron Companies.*)

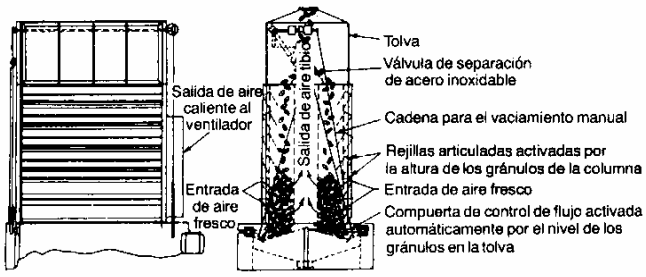


FIG. 20-62 Enfriador vertical de lecho por gravedad con rejillas. (*Sprout, Waldron Companies.*)

dos. Esta jaula consiste en un cilindro interno de tela de alambre y una cubierta externa perforada. El aire que penetra en el tanque se hace circular siguiendo un flujo transversal por el lecho de gránulos y se descarga por la columna central. Por lo común, se tiene una compuerta rotatoria de descarga y una esclusa de aire ubicados debajo de la jaula.

Hay otro diseño de flujo transversal, que utiliza una cubierta rectangular dividida en tres secciones verticales (Fig. 20-62). En este caso, los sólidos se desplazan en sentido descendente en las dos secciones de fuera, mientras el aire de enfriamiento o de desecación se hace pasar por las paredes externas con persianas o rendijas, atravesando el lecho de sólidos para descargarse por la sección central. Los sólidos se descargan sobre una zapata vibradora con deflectores. Las unidades de este tipo general sirven para desecar trigo y otros productos de gramíneas, así como también gran cantidad de formas de materiales granulados. Los secadores de lecho por gravedad son muy apropiados para desecar productos granulares sensibles al calor mediante temperaturas de aire moderadas. Estos requieren una retención más amplia durante el periodo de desecación de velocidad decreciente.

Lechos borbotados La técnica de los lechos de este tipo se desarrolló principalmente para sólidos demasiado gruesos para manejarse en forma de lechos fluidificados. Aunque sus aplicaciones coinciden en muchos puntos, los métodos para la mezcla de gas y sólido son totalmente distintos. En la figura 20-63 se presenta una vista esquemática de un lecho borbotado. La mezcla y el establecimiento de contacto entre el gas y los sólidos se logra inicialmente en un "conducto" del fluido que se desplaza en sentido ascendente por el centro de un lecho empacado de sólidos poco apretados. Las partículas son arrastradas por medio del fluido y se conducen a la parte superior del lecho. A continuación, fluyen en sentido descendente en el anillo que lo rodea, como sucede en un lecho ordinario por gravedad, a contracorriente con la circulación del gas. Mathur y Gishler [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 2, 157-164 (1955)] fueron los primeros que describieron el mecanismo del flujo de gas y el de los sólidos en los lechos borbotados. Cowan [*Eng. J.*, **41**, 5, 60-64 (1958)] llevó a cabo diversos estudios de desecación, y Madonna y Lama [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **4**, 4, 497 (1958)] desarrollaron una ecuación teórica para predecir la velocidad mínima del fluido que se requiere para iniciar la actividad en los conductos. Lefroy [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **47**(5), T120-128 (1969)] y Reddy [*Can. J. Chem. Eng.*, **46**(5), 329-334 (1968)] realizaron investigaciones para determinar las profundidades máximas a las cuales se pueden formar los conductos y para desarrollar relaciones teóricas basadas en la geometría de los depósitos y las variables de operación.

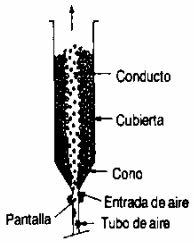


FIG. 20-63 Diagrama esquemático de un lecho borbotado. [Mathur y Gishler, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 2, 157 (1955).]

El flujo del gas en un lecho borbotado o con conductos se realiza, en parte, a través de los conductos y, en parte, por el anillo que lo rodea. Aproximadamente el 30% del gas que penetra en el sistema se difunde al instante dentro del anillo de flujo descendente. Cerca de la parte superior del lecho, la cantidad en el anillo se acerca al 66% del flujo total del gas; la circulación del gas por el anillo en cualquier punto del lecho es igual que la que se tendría por un lecho empacado de sólidos poco apretado, en las mismas condiciones de caida de presión. El desplazamiento de los sólidos dentro del anillo es tanto descendente como ligeramente hacia adentro. Conforme el conducto de fluido eleva el lecho, arrastra cada vez más partículas, perdiendo velocidad y gas dentro de la sección anular. El volumen de los sólidos desplazados por el conducto es más o menos el 6% del lecho total.

Basándose en estudios experimentales, Mathur y Gishler dedujeron una correlación empírica para describir la circulación mínima de fluido necesaria para la formación del conducto en columnas de 3 a 12 in de diámetro

$$u = \frac{D_p}{D_c}\left(\frac{D_o}{D_c}\right)^{0.33}\left[\frac{2gL(p_s - p_f)}{p_f}\right]^{0.5} \qquad (20\text{-}46)$$

en donde u = velocidad superficial del fluido a través del lecho, en ft/s; D_p = diámetro de la partícula, en ft; D_c = diámetro de la columna (o el lecho), en ft; D_o = diámetro del orificio de entrada del fluido, en ft; L = altura del lecho, en ft; p_s = densidad absoluta de los sólidos, en lb/ft^3, p_f = densidad del fluido, en lb/ft^3; y g = 32.2 ft/s^2, aceleración de la gravedad. Para convertir pies por segundo en metros por segundo, multiplíquese por 0.305; para convertir libras por pie cúbico en kilogramos por metro cúbico, multiplíquese por 16. g = 9.8 m/s^2 en unidades SI. El diámetro del orificio de entrada, la velocidad del aire, el diámetro del lecho y la profundidad del mismo resultaron ser básicos e interdependientes:

1. En un lecho con diámetro determinado, los lechos más profundos permiten la formación de conductos, al reducirse el tamaño del orificio de entrada del gas. Cuando se utiliza aire en un lecho de 12 in de diámetro que contiene trigo de 0.125 por 0.250 in, se establecen conductos con una profundidad de más de 100 in con un orificio de 0.8 in, pero a sólo 20 in con un orificio de 2.4 in.

2. Al aumentar el diámetro del lecho se incrementa la profundidad a la que se pueden producir los conductos. Con una relación de diámetro de lecho/orificio de 12 para conductos de aire, se produjeron conductos en un lecho de 9 in de diámetro a una profundidad de 65 in, mientras que en un lecho de 12 in de diámetro se obtuvieron conductos de 95 in.

3. Como especifica la ecuación (20-46), la velocidad superficial del fluido necesaria para los conductos aumenta con la profundidad del lecho y el diámetro del orificio y disminuye al incrementarse el diámetro del lecho.

En los estudios de desecación realizados por Cowan utilizando trocitos de madera, se demostró que el coeficiente volumétrico de transferencia de calor que se puede obtener en un lecho borbotado es, por lo menos, el doble del que se tiene en un secador rotatorio de calor directo. Se hizo una comparación entre lechos fluidificados y lechos borbotados empleando arena de Ottawa de malla 20 a 30. Los coeficientes volumétricos del lecho fluidificado fueron cuatro veces mayores que los que se obtuvieron en un lecho con conductos. Mathur desecó trigo continuamente en un lecho borbotado de 12 in de diámetro, seguido por un enfriador de lecho borbotado de 9 in de diámetro. Se obtuvo una velocidad de desecación de, aproximadamente, 100 lb/h de agua, con una temperatura de aire de entrada de 450 K. El contenido de humedad de 600 libras de trigo por hora se redujo del 16 al 26% hasta el 4%. En el enfriador se produjo también una evaporación utilizando el calor sensible presente en el trigo. La máxima temperatura del lecho de desecación fue 118°F y la eficiencia térmica total del sistema se evaluó, aproximadamente, en un 65%. Algunos aspectos de la técnica de lechos borbotados están cubiertos por patente (U. S. Patent 2 786 280).

Cowan afirmó que, cuando se desecaba acetato de celulosa en un lecho borbotado, ocurría una reducción importante de tamaño de los sólidos, lo cual indicaba algunas limitaciones posibles para el manejo de otras partículas frágiles.

SECADORES DE TRANSPORTADOR VIBRATORIO CON CALOR DIRECTO

En la sección 7 se presentó la información correspondiente a los transportadores vibratorios y su construcción mecánica. El secador de transportador vibratorio es una versión modificada de equipo de lechos fluidificados en el cual la fluidificación se mantiene mediante una combinación de fuerzas neumáticas y mecánicas. El gas de calentamiento se introduce en un pleno debajo de la cubierta de transporte por medio de ductos y conexiones de mangueras flexibles, atraviesa por una malla perforada o una cubierta transportadora de rendijas y, luego, por el lecho fluidificado de sólidos y llega, finalmente, a la cubierta de expulsión (Fig. 20-64). Si se emplea el aire del ambiente para enfriar, los lados del pleno se deben abrir y utilizarse un sistema simple de expulsión o extracción; sin embargo, puesto que la placa de distribución del gas se puede diseñar para varias in de agua de caída de presión, con objeto de generar una distribución uniforme de velocidades en el lecho de sólidos, conviene tener un sistema combinado de soplador a presión y ventilador de expulsión para equilibrar la presión que queda

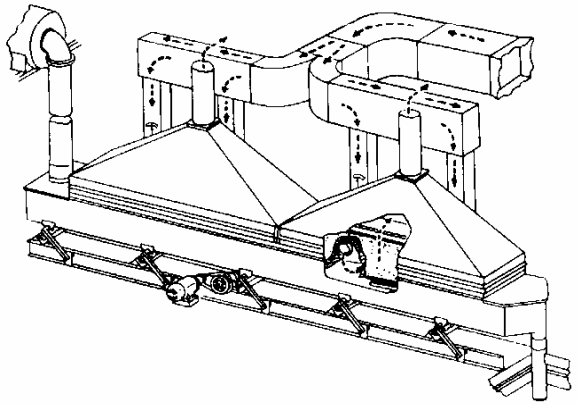


FIG. 20-64 Secador de transportador vibratorio. (*Carrier Division, Rexnord Inc.*).

sobre la cubierta con la atmósfera del exterior, y evitar así la infiltración o soplado de gas en los puntos de alimentación de los sólidos y la salida.

Las unidades se fabrican con anchuras que van de 0.3 a 1.5 m y las longitudes varían de 3 a 50 m; sin embargo, la mayor parte de las unidades comerciales no sobrepasan 10 a 16 m de longitud por sección. La potencia requerida para la unidad motriz vibratoria es 0.4 kW/m^2 de cubierta, aproximadamente.

En general, este equipo ofrece una superficie económica para la transferencia de calor, tanto para el costo inicial como para el de operación. La capacidad se limita, primordialmente, debido a la velocidad del aire que se puede utilizar sin arrastrar una cantidad excesiva de polvo. En la tabla 20-26 se presentan las velocidades de aire restrictivas, adecuadas para diferentes partículas de sólidos. Por lo común, el equipo es satisfactorio para partículas cuyo tamaño es mayor que el de malla 100. [El empleo de transportadores de calentamiento indirecto elimina el problema del arrastre de polvo, pero la capacidad se restringe debido a los coeficientes de transferencia de calor que se obtienen en la cubierta (véase la Secc. 11)].

Cuando se utiliza un depósito estacionario para la fluidificación todos los sólidos que se tratan deben ser fluidificables; las fracciones no fluidificables caen a la base del lecho y, finalmente, pueden llegar a bloquear el distribuidor de gas. La adición de un medio mecánico de vibración al sistema fluidificado ofrece las siguientes ventajas:

1. El equipo puede manejar fracciones de sólidos no fluidificables. Aunque estas fracciones pueden caer por el lecho hasta la criba o pantalla, la vibración de desplazamiento direccional hará que se conduzcan al extremo de descarga del transportador. La operación previa de cribado o clasificación por tamaño del material de alimentación es menos importante que en el caso de un lecho fluidificado estacionario.

2. Debido a la vibración mecánica, se reduce la producción incipiente de canales.

3. La fluidificación se puede lograr a presiones y velocidades de gas menores. Esto se ha demostrado en unidades vibratorias gracias al hecho de que la fluidificación se detiene cuando la unidad motriz de vibración deja de funcionar.

Los secadores de transportador vibratorio son apropiados para sólidos de movimiento libre que contienen primordialmente humedad superficial. La retención se limita a través de las velocidades de transporte que oscilan entre 0.02 a 0.12 m/s. La profundidad del lecho rara vez excede de 7 cm, aunque las unidades son fabricadas para arrastrar lechos de 30 a 46 cm de profundidad; éstas utilizan también placas y serpentines de tubería suspendidos en el lecho, para proporcionar mayor superficie de transferencia de calor. Los secadores vibratorios no son adecuados para materiales fibrosos que se aglutinan, o para sólidos pegajosos que se aglomeran en bolas o se adhieren a la cubierta.

Para fines de cálculo en aplicaciones de desecación con calor directo, se puede suponer que la temperatura promedio del gas de salida que se desprende del lecho de sólidos se acerca a la temperatura final de descarga de los sólidos en una unidad común que soporta un lecho de 5 a 15 cm de profundidad. Así, pues, el cálculo de la carga calorífica y la selección de una temperatura del aire de entrada así como la velocidad superficial (tabla 20-26) permitirán un cálculo aproximado del tamaño, a condición de que el tiempo mínimo de retención necesario también se pueda determinar.

TABLA 20-26 Tabla para calcular las máximas velocidades superficiales de aire a través de tamices de transportadores vibratorios*

	Velocidad, m/s	
Tamaño de malla	2.0 grav. esp.	1.0 grav. esp.
200	0.22	0.13
100	0.69	0.38
50	1.4	0.89
30	2.6	1.8
20	3.2	2.5
10	6.9	4.6
5	11.4	7.9

* Carrier Division, Rexnord Inc.

Los transportadores vibratorios que utilizan el contacto directo entre los sólidos y el aire húmedo caliente se han empleado también para aglomerar polvos finos, sobre todo en la preparación de productos alimenticios aglomerados y dispersos en agua. El control de la temperatura del aire de entrada y el punto de condensación permiten añadir de un modo uniforme cantidades pequeñas de líquidos a los sólidos por medio de la condensación en las superficies frías de las partículas que van entrando. La sección de humedecimiento del transportador va seguida inmediatamente por una sección de desecación con aire tibio y el cribado de las partículas.

SECADORES DE TRANSPORTADOR NEUMÁTICO Y POR ASPERSIÓN

La operación para establecer contacto entre el gas y los sólidos en el cual la fase sólida existe en una condición diluida se denomina **sistema neumático**. Recibe este nombre porque, en la mayor parte de los casos, la cantidad y la velocidad del gas son suficientes para levantar y transportar los sólidos en contra de la fuerza de gravedad. Los sistemas neumáticos se distinguen por dos características.

1. La retención de una partícula determinada de sólidos en el sistema es, en promedio, muy breve, casi siempre con una duración no mayor de unos cuantos segundos. Esto significa que cualquier proceso realizado en un sistema neumático no se puede controlar por difusión. La reacción debe ser primordialmente un fenómeno de superficie, o bien, las partículas de los sólidos deberán ser muy pequeñas para que la transferencia de calor y la transferencia de masa desde los interiores sean fundamentalmente instantáneas.

2. Basándose en el aspecto del contenido de energía, el sistema está equilibrado en todo momento; dicho de otra manera, existe la suficiente energía en el gas (o los sólidos) presente en el sistema en cualquier instante determinado para completar el trabajo en todos los sólidos (o el gas) presentes en dicho instante. Esto es vital en el sentido de que no existe una demora de respuestas a los cambios de control o para poner en marcha y detener el sistema; es decir, no es necesario retener entre corridas alguna cantidad residual de sólidos parcialmente procesados o de gas.

Por estas razones, el equipo neumático es muy apropiado para procesar materiales *sensibles al calor, fácilmente oxidables, explosivos o inflamables* que no se puedan exponer durante largos periodos de tiempo a las condiciones del proceso. Más aún, las instalaciones neumáticas funcionan satisfactoriamente con equipos por lotes o de proceso continuo.

La circulación del gas y los sólidos es, por lo común, de corriente paralela, aunque se encuentra una excepción en el secador por rocío de flujo a contracorriente. El método de contacto entre el gas y los sólidos se describe mejor si se especifica que se trata de una circulación directa; sin embargo, en condiciones de dilución, las partículas sólidas están tan dispersas en el gas que aparentemente no manifiestan ningún efecto las unas en las otras, y no ofrecen casi ninguna resistencia al paso del gas entre ellas.

Secadores de transportador neumático

Descripción Un secador de transportador neumático consta de un tubo o conducto largo que lleva un gas con alta velocidad, un ventilador para impulsar dicho gas, un dosificador apropiado para agregar y dispersar los sólidos particulados en la corriente de gas y un colector de ciclón u otro equipo de separación para la recuperación final de los sólidos del gas.

Se pueden utilizar varias clases de alimentadores de sólidos; los de tornillo sin fin, secciones venturi, trituradores de alta velocidad y molinos de dispersión, etc. Para transportadores neumáticos, la elección

del alimentador correc
cial de los sólidos en e
tancia. Por ejemplo, s
de aire en una operac
95% del calor total de
se hace pasar por él.
forzado. Casi siempre
puede entonces ser op
el gas caliente no esca
también separadores
obligatoria una recup
al ciclón debe seguir
un recolector de bols

En operaciones co
las cuales no hay algu
cia la recirculación co
raciones de recuperac
circula en forma conti
gas, desarrollando tal

Los transportadore
nulados y de movim
corriente de gas, de m
tador ni se aglomeran
dos o tortas de filtro
desecándolos parcial
otra manera, el prod
alimentación fresco
sintegrador. El mater
se somete a una tritu
principal en todas la
forma instantánea; l
factor limitante en l
partícula serán lo sul
térmica de los sólido
ciones de calentami
ticos rara vez son a
transporte está en c
del tamaño de las pa
cristalinos o frágiles

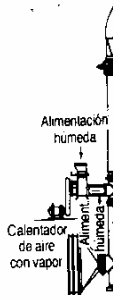


FIG. 20-65 Secado
de aire y molino de ja

del alimentador correcto, para asegurar una minuciosa dispersión inicial de los sólidos en el gas, constituye un factor de primordial importancia. Por ejemplo, si se emplea un molino de martillos con barrido de aire en una operación de desecación, se puede transmitir del 65 al 95% del calor total dentro del molino mismo si todo el gas desecante se hace pasar por él. Los ventiladores pueden ser de tiro inducido o forzado. Casi siempre se prefiere utilizar el primero, porque el sistema puede entonces ser operado con una leve presión negativa. El polvo y el gas caliente no escapan por las fugas del equipo. Se prefiere utilizar también separadores de ciclón para lograr una inversión menor. Si es obligatoria una recuperación máxima de polvo o humos perjudiciales, al ciclón debe seguir un lavador o depurador por vía húmeda, o bien, un recolector de bolsa.

En operaciones comunes de calentamiento y enfriamiento durante las cuales no hay alguna captación de humedad, se emplea con frecuencia la recirculación continua del gas portador. Del mismo modo, las operaciones de recuperación de disolventes emplean un gas inerte que recircula en forma continua, con intercondensadores y recalentadores del gas, desarrollando tales operaciones en transportadores neumáticos.

Los transportadores neumáticos son apropiados para materiales granulados y de movimiento libre cuando se encuentran dispersos en la corriente de gas, de manera que no se adhieren a las paredes del transportador ni se aglomeran. Los materiales pegajosos, como los conglomerados o tortas de filtro, se manejan en muchos casos dispersándolos y desecándolos parcialmente en un desintegrador con barrido de aire. De otra manera, el producto seco se recicla, se mezcla con material de alimentación fresco y luego se dispersa en forma combinada en un desintegrador. El material grueso o áspero que contiene humedad interna se somete a una trituración fina en un molino de martillos. El requisito principal en todas las aplicaciones es que la operación se complete en forma instantánea; la difusión interna de la humedad no debe ser un factor limitante en las operaciones de desecación, y los tamaños de partícula serán lo suficientemente pequeños para que la conductividad térmica de los sólidos no sea la que ejerza el control durante las operaciones de calentamiento y enfriamiento. Los transportadores neumáticos rara vez son apropiados para sólidos abrasivos, y esta clase de transporte está en condiciones de generar una reducción importante del tamaño de las partículas, sobre todo cuando se manejan materiales cristalinos o frágiles. Puede ser que ésta sea una característica deseable o indeseable, pero se debe tomar en cuenta siempre que se elija tal sistema. Su acción es similar a la de un triturador de energía de fluido.

Los transportadores neumáticos pueden contar con una o varias etapas. El primero sirve para evaporar cantidades pequeñas de humedad superficial. Las instalaciones de etapas múltiples se utilizan en procesos difíciles de desecación, por ejemplo, el desecado de productos sensibles al calor que tienen grandes cantidades de humedad y la desecación de materiales que contienen inicialmente humedad tanto interna como superficial. En las figuras 20-65, 20-66*a* y *b*, y 20-67, se ilustran

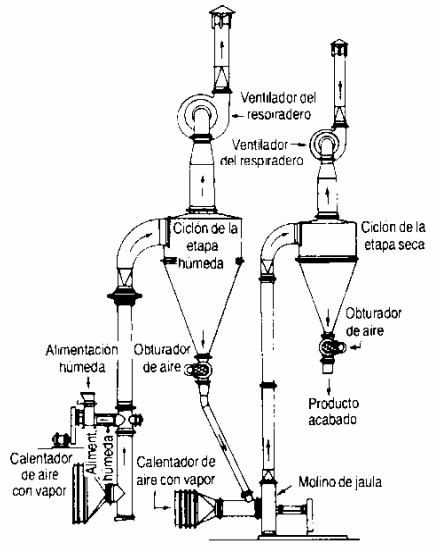


FIG. 20-65 Secador de transportador neumático de dos etapas, con corriente de aire y molino de jaula. (*Ruymond Division, Combustion Engineering, Inc.*)

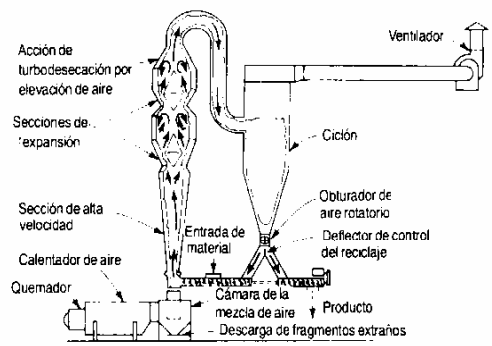


FIG. 20-66*a* Secador de transportador neumático con elevación por aire, incluye el reciclaje parcial del producto seco y secciones de expansión cónicas y de tubo para proporcionar una retención mayor para partículas más gruesas. (*Bepex Corporation.*)

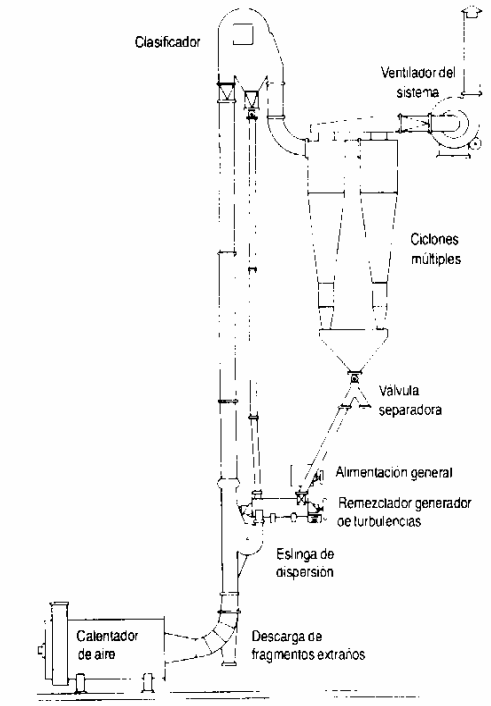


FIG. 20-66*b* Secador por condensación Strong-Scott con clasificador integral para la fracción de material grueso, para separar partículas no desecadas para su reciclaje. (*Bepex Corporation.*)

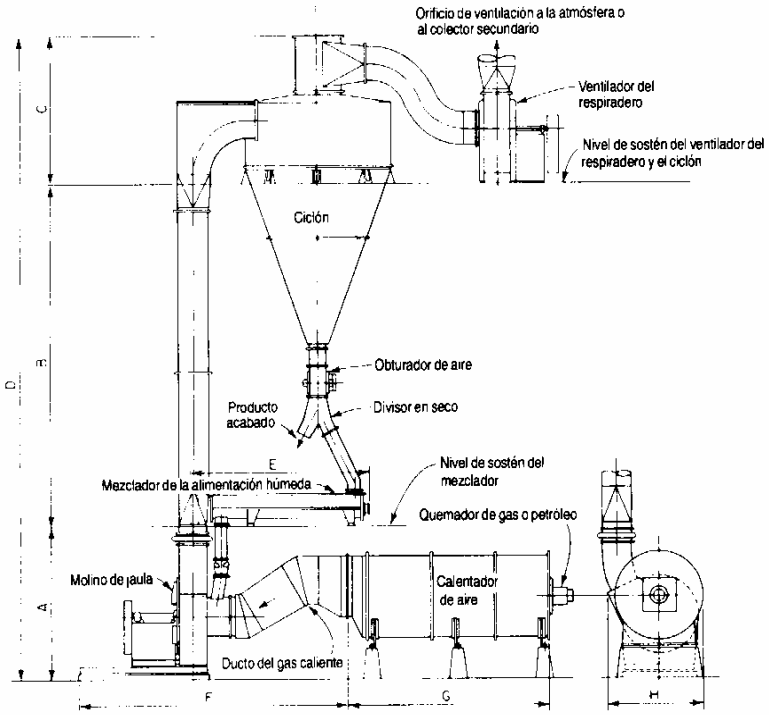


FIG. 20-67 Secador de transportador neumático de una sola etapa. (*Raymond Division, Combustion Engineering Inc.*)

varios sistemas comunes de una y dos etapas de desecación. En la figura 20-65 se incorpora un secador de una sola etapa con otra secundaria que comprende un desintegrador de molino de jaula. La segunda etapa asegura una desecación completa después de una dispersión minuciosa de los grumos y los conglomerados. Si es necesario desintegrar el material para dispersar la alimentación húmeda, las etapas se invierten, o bien, se aplica la desintegración en ambos pasos. Los sistemas del tipo ilustrado se emplean para desecar resinas sintéticas, de las cuales el polietileno y el polipropileno a baja presión son dos ejemplos.

En la figura 20-67 se muestra un secador de una sola etapa que emplea un mezclador de paletas, un reciclaje y un molino de jaula CE-Raymond para la trituración fina y la dispersión del material mixto de alimentación en la corriente de aire. Estas unidades están diseñadas

TABLA 20-27 Tamaño y capacidades de los sistemas CE-Raymond de desecación instantánea con molino de jaula*

Basados en temperaturas de entrada de 1200°F†

Ciclón	*A*	*B*	*C*	*D*	*E*	*F*	*G*	*H*	Capacidad de evaporación, lb de agua/h	Precio,‡ LAB tiendas
18 ft 0 in	18 ft 0 in	38 ft 0 in	20 ft 0 in	76 ft 0 in	19 ft 6 in	27 ft 0 in	22 ft 6 in	10 ft 0 in	20 000	$365 000
16 ft 0 in	15 ft 0 in	34 ft 0 in	17 ft 4 in	66 ft 4 in	17 ft 0 in	25 ft 0 in	20 ft 6 in	9 ft 9 in	15 700	311 000
14 ft 0 in	14 ft 0 in	31 ft 0 in	14 ft 4 in	59 ft 4 in	16 ft 6 in	24 ft 0 in	19 ft 4 in	9 ft 6 in	12 000	270 000
12 ft 0 in	13 ft 0 in	29 ft 0 in	12 ft 6 in	54 ft 6 in	15 ft 3 in	23 ft 0 in	17 ft 4 in	8 ft 2 in	8 850	246 000
10 ft 0 in	11 ft 6 in	26 ft 0 in	10 ft 9 in	48 ft 3 in	13 ft 3 in	22 ft 0 in	15 ft 8 in	7 ft 1 in	6 150	204 000
9 ft 0 in	11 ft 0 in	24 ft 0 in	10 ft 3 in	45 ft 3 in	13 ft 3 in	21 ft 0 in	15 ft 8 in	6 ft 11 in	5 000	190 000
8 ft 0 in	10 ft 6 in	24 ft 0 in	9 ft 6 in	44 ft 0 in	12 ft 6 in	20 ft 6 in	13 ft 5 in	6 ft 6 in	3 940	179 000
7 ft 0 in	10 ft 0 in	23 ft 0 in	8 ft 9 in	41 ft 9 in	12 ft 6 in	20 ft 0 in	12 ft 3 in	6 ft 3 in	3 000	171 000
6 ft 0 in	9 ft 6 in	22 ft 0 in	8 ft 0 in	39 ft 6 in	11 ft 0 in	19 ft 6 in	11 ft 3 in	5 ft 7 in	2 220	160 000
5 ft 0 in	9 ft 0 in	20 ft 0 in	7 ft 3 in	36 ft 3 in	10 ft 9 in	18 ft 0 in	10 ft 4 in	5 ft 5 in	1 540	144 000
4 ft 0 in	8 ft 6 in	19 ft 0 in	6 ft 3 in	33 ft 9 in	10 ft 9 in	18 ft 0 in	9 ft 1 in	4 ft 0 in	985	135 000

* CE Raymond Division, Combustion Engineering Inc.

† Con temperaturas de entrada de 600 a 700°F, considérese que la evaporación del agua es la mitad de lo que se indica en la tabla. Para muchos materiales se utilizan también con frecuencia temperaturas de entrada considerablemente más bajas.

‡ El precio se basa en la construcción de acero al carbono (motores y colectores de polvo secundarios por otros).

TABLA 20-28 Productos típicos desecados en secadores de transportador neumático*

Material	Humedad inicial, % base húmeda	Humedad final, % base húmeda	Velocidad, kg/s producto	Observaciones
Arcilla tratada con ácido	60	18	64	Tipo molino de jaula
Carbón mineral, 1 cm × 0	11.5	1.5	1 200	Tipo corriente de aire
Alimentación de gluten de maíz	65	20	90	Tipo molino de jaula
Caolín (lavado con H_2O y parcialmente desecado)	10	0.5	120	Tipo molino de impacto, muele al 99.9%: malla 325
Gluten (de trigo)	70	10	4	Tipo molino de impacto, muele a malla 80
Arcilla en bola	25	0.5	60	Tipo molino de impacto, muele al 95%: malla 100
Yeso crudo	25 Total	5	53	Tipo molino de impacto, muele y calcina a estuco
Productos farmacéuticos	15	4	8	Tipo corriente de aire
Catalizador de gel de sílice	53	10	80	Tipo molino de jaula
Resina sintética	50	0.5	16	Sistema de dos etapas
Carboximetilcelulosa	40	3	7	Tipo molino de impacto, muele al 80%: malla 200
Lodos de albañales	82	0	140	Sistemas tipo molino múltiple de jaulas, deseca e incinera

* CE-Raymond Division. Combustion Engineering Inc.

para manejar conglomerados de filtro o centrífuga y otros materiales pegajosos o pastosos. En la tabla 20-27 se estipulan las capacidades.

En la tabla 20-28 se describen varios productos usuales de desecación en transportadores neumáticos. El tipo de corriente de aire que se menciona es para un secador ordinario de una sola etapa, como la primera que se muestra en la figura 20-65.

Métodos de diseño Según sea la sensibilidad del producto en relación con la temperatura, se utilizan temperaturas del aire de entrada que oscilan entre 400 y 1000 K. Cuando se trata de sólidos sensibles al calor, un alto contenido inicial de humedad debe permitir el empleo de una temperatura más elevada del aire de entrada. La evaporación de la humedad superficial se lleva a cabo básicamente a la temperatura de bulbo húmedo del aire. Cuando esta operación concluye, que es el momento en que el aire se habrá enfriado de un modo notable, la película de humedad superficial evita que la temperatura de los sólidos sobrepase la de bulbo húmedo del aire. Los transportadores neumáticos se utilizan para sólidos que tienen contenidos iniciales de humedad que varían de 3 a 90%, en una base húmeda. La cantidad de aire necesario y la carga de sólidos a gas se fijan de acuerdo con la carga de humedad, la temperatura del aire de entrada y, con frecuencia, la humedad del aire de salida. Si este último valor es demasiado grande para permitir una desecación completa, es decir, si la humedad del aire de salida sobrepasa a la que está en equilibrio con el producto a la sequedad requerida, la carga de sólidos a gas se deberá reducir junto con la temperatura del aire de entrada.

La velocidad del gas en el ducto portador debe ser suficiente para transportar la partícula más grande. Esto se calcula con precisión aplicando los métodos especificados en la sección 5. Para fines de cálculo, a menudo se utiliza una velocidad de 25 m/s calculada a la temperatura del aire de salida. Si lo que prevalece es la humedad superficial, la fuerza impulsora de la temperatura para desecar se acercará a la media logarítmica de las depresiones de bulbo húmedo del gas, en la entrada y la salida. (La temperatura de los sólidos de salida se acercará a la de bulbo seco del gas de salida.)

La observación de los transportadores en funcionamiento indica que los sólidos rara vez se dispersan de un modo uniforme en la fase gaseosa. Con muy pocas excepciones, las partículas se desplazan en un patrón laminar, siguiendo una línea aerodinámica a lo largo de la pared del ducto, en donde la velocidad del flujo es mínima. Rara vez se experimenta una difusión completa e incluso parcial en la fase gaseosa, hasta en el caso en que se trata de partículas de gravedad específica reducida. Las velocidades del aire llegan a veces a valores de 20 a 30 m/s. Sin embargo, es de dudar que incluso los materiales más finos y ligeros alcancen más del 80% de esta velocidad, mientras que las fracciones más pesadas y de mayor tamaño hacen el recorrido con velocidades mucho menores [Fischer, ***Mech. Eng.***, **81,** 11, 67-69 (1959)]. Hasta ahora se ha publicado muy poca información y escasos datos de operación sobre secadores de transportador neumático que permitan establecer una base teórica bien fundada para su diseño. Por lo tanto, para lograr un diseño digno de confianza siempre se requerirán pruebas o ensayos piloto. No obstante, se cree que el efecto importante de la velocidad en un transportador neumático es la diferencia entre las velocidades del gas y los sólidos, que es una de las razones por las cuales la porción más importante de la desecación total ocurre en la sección de alimentación.

Una de las maneras como se puede calcular el tamaño, para fines de estimación, consiste en aplicar el concepto de la transferencia volumétrica de calor, como se hace en los secadores rotatorios. Si se supone que la eficiencia de contacto es del mismo orden que la que ofrecen los ascensores eficaces de un secador rotatorio y que la diferencia de velocidad entre el gas y los sólidos es el factor de control, se puede utilizar la ecuación (20-36) para calcular el coeficiente volumétrico de transferencia de calor. Suponiendo un diámetro de ducto de 0.3 m (D) y una velocidad de gas de 23 m/s, si la velocidad de los sólidos se toma como el 80% de este valor, la diferencia entre ambas será 4.6 m/s. Si el gas de salida posee una densidad de 1 kg/m^3, el gasto masa relativo del gas, G, es 4.8 kg/(s·m^2); el coeficiente volumétrico de transferencia de calor es 2235 J/(m^3·s·K). Este valor no difiere mucho de los que se encuentran en instalaciones comerciales; sin embargo, generalmente no es posible predecir con exactitud la diferencia real de velocidad entre el gas y los sólidos. Aún más, el coeficiente se ve afectado por la carga de sólidos a gas y el tamaño de partícula, que controlan la superficie total de sólidos expuesta al gas. Por tanto, lo anterior representa sólo una aproximación.

Para fines de cálculo, la sección transversal del transportador se fija de acuerdo con la velocidad del aire y la cantidad supuestas. El volumen y, por ende, la longitud, se calculan aplicando el método mencionado, utilizando la media logarítmica de la depresión de bulbo húmedo para la fuerza impulsora de la temperatura. Sólo en raras ocasiones se necesitan longitudes de transportador mayores que 50 diámetros.

La caída de presión en el sistema se calcula aplicando los métodos descritos en la sección 5. Para evitar infiltraciones excesivas, tanto hacia adentro como hacia afuera del sistema, que puedan representar una caída de presión total de 20 a 38 cm de agua, se utilizan obturadores rotatorios de aire o alimentadores de tornillo en la entrada de los sólidos y el punto de descarga.

Las piezas del transportador y el colector están perfectamente aisladas para reducir las pérdidas de calor durante la desecación y otras operaciones de calentamiento. El control de operación se mantiene habitualmente regulando la temperatura del gas de salida, alterando la temperatura del gas de entrada para compensar las condiciones variables de alimentación. Se debe conservar una velocidad constante de alimentación de los sólidos.

Datos de costos Los costos de compra varían enormemente; muchas instalaciones de transportador neumático son unidades ensambladas y cada uno de sus componentes se adquiere de diferente proveedor. En la tabla 20-27 se señalan algunos precios representativos, que incluyen un molino de jaula para desintegración y un colector primario de ciclón. En general, los transportadores neumáticos para trabajos similares compiten en costo con los secadores rotatorios de corriente paralela. Las economías de espacio pueden reducir la inversión total instalada un poco por debajo de la usual de una unidad rotatoria. Los costos de operación, la eficiencia térmica, etcétera, son similares a los de las unidades rotatorias de corrientes paralelas que tienen un tamaño adecuado para realizar el mismo trabajo. Cuando se ejecutan en forma simultánea otras operaciones, como transporte, trituración o clasificación, los costos de inversión y operación se reducen en el caso de procesos de desecación neumática, si se reducen parcialmente en la función secundaria. En este caso, el transportador neumático sugiere ventajas muy especiales.

Secadores por aspersión

Descripción El secador por aspersión consta de una cámara cilíndrica grande, casi siempre vertical, en la cual el material que se va a desecar se atomiza en forma de pequeñas gotitas y dentro de la cual se alimenta un gran volumen de gas caliente que basta para abastecer el calor necesario para completar la evaporación del líquido. La transferencia de calor y la transferencia de masa se logran mediante el contac-

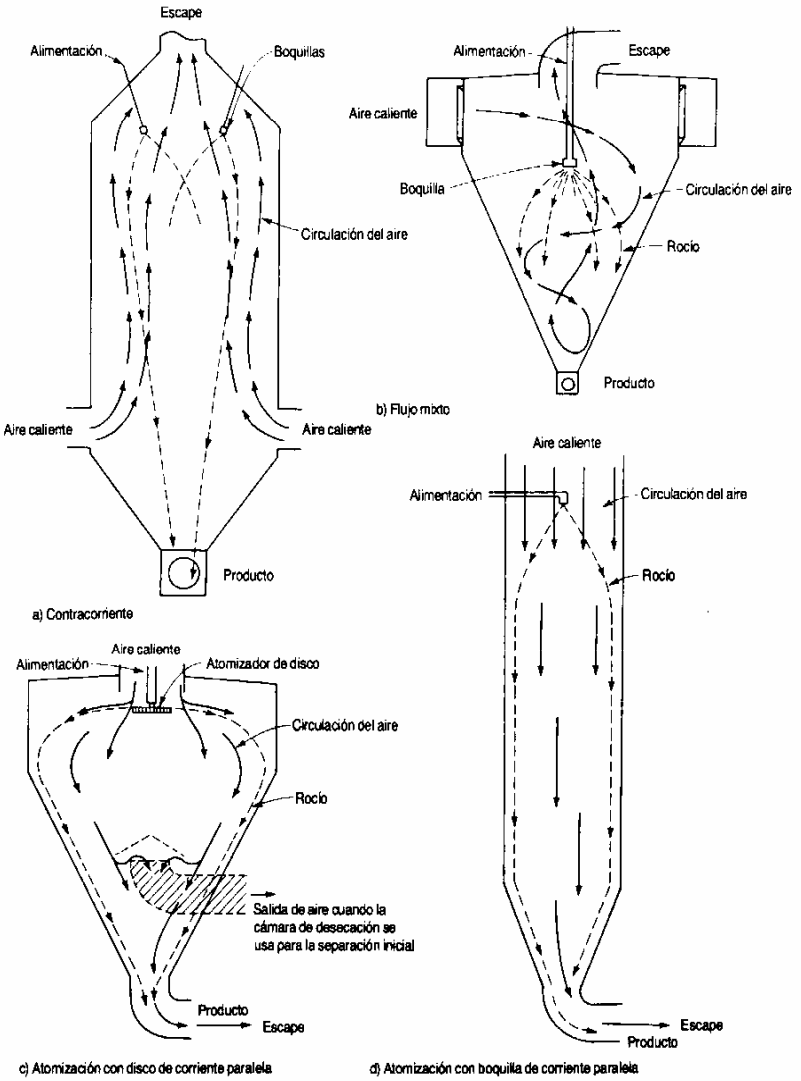


FIG. 20-68 Método de contacto gas-sólidos y cámaras alternativas en secadores de rocío.

to directo del gas cali
cluir la desecación, e
logra de un modo par
ficando y separando l
culas finas se separa
bolsa. Cuando se bus
ción de partículas gru
húmeda. El líquido d
ción del secador. Tan
en donde se tiene un t
base de la cámara de
partículas gruesas se

El empleo principa
desecación común de
bién en combinación
lorífico y para la fusi
ejemplo, el "rociami
siempre, que este últi
Los secadores de roc
vía húmeda, con el fi
productos alimentici
de un proceso de aur
de contacto, el desec
neumático. Su aplica
por lo común, una s
dispersarse en un ro
particulados de mov

La desecación po
mentales: 1) la atom
3) la desecación de l
siempre, por cualqui
a alta presión, 2) bo
alta velocidad. Con
delgadas en gotitas
tamaño de las gotas
Debido a la gran sup
ñísimos de las gotit
secador de rocío se
tícula dentro del s
segundos. Marshall
Prog. Monograph S
de desecación por a
operación de los s
Chem., **60**(10), 53-
de la desecación po
lente al trabajo de M
atomización y la di
en forma somera, lo
desecadores de roci

Existen diseños e
la entrada de aire
cerrados para la re
rastrillos mecánico
base de la cámara.
cos como se ilustra
se diluye con aire fi
Los secadores de n
corrientes paralelas
gas de entrada varí

1. Las boquillas
quido bajo una pres
de un pequeño ori
kPa/m^2, según el gr
físicas. El tamaño
mm de diámetro, s
ticular y el grado d
cuando los sólidos
boquilla está sujet

to directo del gas caliente con las gotitas dispersadas. Después de concluir la desecación, el gas enfriado y los sólidos se separan. Esto se logra de un modo parcial en la base de la cámara de desecación, clasificando y separando las partículas secas de mayor tamaño. Las partículas finas se separan del gas en ciclones externos o recolectores de bolsa. Cuando se busca que el producto acabado conste sólo de la fracción de partículas gruesas, los finos se recuperan en lavadores por vía húmeda. El líquido del lavador se concentra y devuelve a la alimentación del secador. También se fabrican cámaras horizontales de rocío en donde se tiene un transportador de tornillo sin fin longitudinal en la base de la cámara de desecación, para extraer en forma continua las partículas gruesas sedimentadas.

El empleo principal de los secadores por aspersión o rocío es para la desecación común de soluciones acuosas y lechadas. Se emplean también en combinación con operaciones de desecación y tratamiento calorífico y para la fusión y el enfriamiento de materiales fundidos, por ejemplo, el "rociamiento" de nitrato de amonio. Se considera, casi siempre, que este último proceso es de aumento de tamaño de sólidos. Los secadores de rocío se emplean para procesos de aglomeración por vía húmeda, con el fin de producir formas rápidamente dispersables de productos alimenticios concentrados, lo cual constituye otra variación de un proceso de aumento de tamaño. En lo que respecta a la función de contacto, el desecador por aspersión es similar a un transportador neumático. Su aplicación difiere en que el material de alimentación es, por lo común, una solución líquida, una lechada o una pasta capaz de dispersarse en un rocío casi fluido (en lugar de componerse de sólidos particulados de movimiento libre).

La desecación por rocío comprende tres procesos unitarios fundamentales: **1)** la atomización de líquido, **2)** la mezcla de gotitas y gas, y **3)** la desecación de las gotitas del líquido. La atomización se logra, casi siempre, por cualquiera de los tres dispositivos siguientes: **1)** boquillas a alta presión, **2)** boquillas de dos fluidos, y **3)** discos centrífugos de alta velocidad. Con estos atomizadores se pueden dispersar soluciones delgadas en gotitas que llegan a tener tamaños del orden de 2 μm. El tamaño de las gotas mayores raramente excede de 500 μm (malla 35). Debido a la gran superficie de desecación total y a los tamaños pequeñísimos de las gotitas creadas, el tiempo de desecación real en un desecador de rocío se mide en segundos. La residencia total de una partícula dentro del sistema rara vez sobrepasa un promedio de 30 segundos. Marshall [Atomization and Spray Drying, *Chem. Eng. Prog. Monograph Ser.*, **50**, 2 (1954)] expuso detalladamente la teoría de desecación por aspersión así como las características de diseño y operación de los secadores de rocío modernos. Masters [*Ind. Eng. Chem.*, **60**(10), 53-63 (1968)] publicó una investigación actualizada de la desecación por aspersión que constituye un complemento excelente al trabajo de Marshall. En la sección 18 se expuso con detalle la atomización y la dispersión de líquidos. A continuación se describen, en forma somera, los atomizadores que se emplean por lo común en los desecadores de rocío.

Existen diseños especiales de secadores por aspersión que permiten la entrada de aire de enfriamiento alrededor de la cámara, sistemas cerrados para la recuperación de disolventes, y barredores de aire o rastrillos mecánicos para separar el producto seco de las paredes y la base de la cámara. Algunos van seguidos de transportadores neumáticos como se ilustra en la figura 20-68, en los cuales el aire desecante se diluye con aire frío, para enfriar el producto antes de la separación. Los secadores de rocío pueden operar con flujos de gas y sólidos en corrientes paralelas, mixtas o a contracorriente. Las temperaturas del gas de entrada varían de 425 a 1100 K.

1. Las boquillas de presión efectúan la atomización, forzando el líquido bajo una presión elevada y con un grado alto de rotación, a través de un pequeño orificio. Las presiones oscilan entre 2700 a 69 000 kPa/m^2, según el grado de atomización, la capacidad y las propiedades físicas. El tamaño de los orificios de las boquillas varía de 0.25 a 0.4 mm de diámetro, según la presión deseada para una capacidad en particular y el grado de atomización requerido. Para presiones elevadas y cuando los sólidos están en suspensión en el líquido, el orificio de la boquilla está sujeto a desgaste por erosión por lo que debe fabricarse con una aleación dura, del tipo de carburo de tungsteno o estelita. El mantenimiento de las boquillas de presión constituye siempre un problema, ya que hay una erosión notable, incluso con las piezas más duras, y una vez que el orificio se raya o pierde su uniformidad, no es posible lograr una buena atomización. De la misma manera, la incrustación y el taponamiento con partículas de materia extraña provocan problemas. Las bombas de pistón suministran los líquidos a alta presión y la erosión de las válvulas en estas bombas constituye otro problema de mantenimiento.

Las características de la aspersión en las boquillas de presión dependen de la presión y el tamaño del orificio de la boquilla. La presión afecta no sólo las características de aspersión sino también su capacidad. Si se desea reducir la cantidad de líquido rociado, limitando la presión, entonces el rocío puede hacerse más grueso. Para corregir esto, se debe insertar un orificio más pequeño que puede requerir, a su vez, una presión más elevada para generar la capacidad deseada y es probable que se obtenga un rocío más fino del que se desea. Las boquillas múltiples tienden a contrarrestar esta característica inflexible de la atomización a presión, aunque varias boquillas en un secador complican el diseño de la cámara y el patrón de flujo de aire y originan cierto riesgo de colisión de las partículas, dando como resultado un rocío y tamaños de partículas poco uniformes.

2. Las boquillas de dos fluidos no operan con eficacia a grandes capacidades y, en consecuencia, no se emplean muy a menudo en secadores de rocío de tamaño comercial. Su principal ventaja es que funcionan a presiones relativamente bajas, del orden de 0 a 400 kPa/m^2, en tanto que el fluido atomizante rara vez sobrepasa una presión de 700 kPa/m^2. El fluido atomizante puede ser vapor o aire. Las boquillas de dos fluidos se han utilizado para la dispersión de pastas espesas y tortas de filtro que no se podían manejar anteriormente en atomizadores ordinarios [Baran, *Ind. Eng. Chem.*, **56**(10), 34-36 (1964); y Turba, *Brit. Chem. Eng.*, **9**(7), 457-460 (1964)].

3. Los discos centrífugos atomizan líquidos diseminándolos en hojas delgadas las cuales se descargan a alta velocidad desde la periferia de un disco especialmente diseñado que gira con gran rapidez. Los objetivos principales del diseño del disco son asegurar que el líquido llegue al mismo con su velocidad y obtenga una distribución uniforme de tamaños de gotas en el líquido atomizado. El diámetro de los discos oscila de 5 cm en los modelos pequeños de laboratorio, hasta 35 cm para secadores de tamaño de fábrica o comerciales. Las velocidades de disco oscilan entre 3000 y 50 000 rpm, y las altas velocidades se emplean por lo común en los secadores de diámetros pequeños. Las velocidades habituales de secadores de tamaño comercial varían de 4000 a 20 000 rpm, según sea el diámetro del disco y el grado de atomización deseado. Este último aspecto constituye una función de la velocidad del disco y se ve afectado por el producto de su diámetro por la velocidad, es decir, la velocidad periférica por oposición a la velocidad angular. Por tanto, un disco de 13 cm que funciona a 30 000 rpm se espera que atomice con mayor finura que un disco de 5 cm del mismo diseño que gira a 50 000 rpm.

La atomización con disco centrífugo tiene ventajas especiales para atomizar suspensiones y pastas que erosionan y taponan las boquillas. Las pastas espesas se pueden manejar si se utilizan bombas de presión positiva para alimentarlas al disco. Los discos son capaces de funcionar en un intervalo amplio de velocidades de alimentación y velocidades de disco, sin generar un producto demasiado variable. Los discos centrífugos se mueven por medio de bandas, con transmisiones directas y con un motor eléctrico de alta velocidad movido por un cambiador de frecuencia, o bien impulsarse con una turbina de vapor. La propulsión directa mediante un motor eléctrico tiene ventajas cuando se requieren velocidades extraordinariamente elevadas y cuando es preciso ejercer un control muy minucioso de las variaciones de velocidad. La duración de los cojinetes para altas velocidades en atomizadores de discos centrífugos depende de las condiciones de funcionamiento. Se considera que una vida promedio equivale, más o menos, a 2000 horas. Es conveniente contar con una máquina de rociada adicional como el tipo estándar.

La distribución de los tamaños de las partículas obtenida por cualquiera de los tres métodos de atomización depende de varios factores.

En general, la distribución de tamaños depende del diseño del atomizador, las propiedades del líquido y el grado de atomización. Si se intenta la atomización más fina posible, se establece una condición limitante y el intervalo de los tamaños de partículas, sea cual fuere el método de atomización, será muy reducido. Esto se aplica, sobre todo, a las boquillas de presión en que la uniformidad del tamaño aumenta con la presión. Por otro lado, para obtener un producto grueso con un alto porcentaje de partículas grandes, el método de atomización tendrá un efecto notable en la distribución de los tamaños de partículas. La producción de partículas gruesas y uniformes con discos centrífugos se logra por lo común gracias a un diseño cuidadoso.

Una de las ventajas principales de la desecación de rocío es que se generan **partículas esféricas**, lo cual rara vez se puede obtener por cualquier otro método de desecación. Esta partícula esférica puede ser sólida o hueca según el material, la condición de alimentación y las condiciones que prevalecen durante el desecado. En general, las soluciones acuosas de materiales como jabón, gelatina y polímeros solubles en agua, que forman capas externas tenues y resistentes al desecarse, dan origen a partículas esféricas huecas cuando se desecan por aspersión. Esto se atribuye a la formación de una superficie externa endurecida sobre la partícula, que evita que el líquido llegue a la superficie desde el interior de la partícula. Debido a las grandes velocidades de transferencia de calor a las gotas, el líquido del centro de las partículas se vaporiza a fin de que la capa externa se expanda y forme una esfera hueca. En algunas ocasiones, la velocidad de generación de vapor dentro de la partícula basta para soplar un hueco a través de la pared de la cubierta esférica. Las partículas esféricas se obtienen de soluciones verdaderas o lechadas y se pueden producir aplicando cualquiera de los atomizadores antes descritos.

Las propiedades físicas de los materiales desecados por aspersión están sujetos a considerables variaciones, según la dirección del flujo del gas de entrada y su temperatura, el grado de uniformidad de atomización, el contenido de sólidos de la alimentación, la temperatura de ésta y el grado de aireación de la misma. Las propiedades del producto que despiertan el mayor interés, en general, son: **1) tamaño de la partícula, 2) densidad volumétrica y 3) grado de polvo que contiene**. El tamaño de la partícula es una función de las condiciones de funcionamiento del atomizador y, al mismo tiempo, del contenido de sólidos, la viscosidad del líquido, la densidad del mismo y la velocidad de alimentación. En general, el tamaño de partículas aumenta con el contenido de sólidos, la viscosidad, la densidad y la velocidad de alimentación.

La densidad a granel o volumétrica de los sólidos desecados por aspersión es, a menudo, la propiedad fundamental que debe someterse a un control riguroso. La densidad a granel del material que sale del secador de rocío se incrementa casi siempre aplicando los cambios de operación que se indican en seguida: **1)** reducción del tamaño de la gotita, **2)** reducción de la temperatura del aire de entrada, **3)** incremento del caudal existente de aire, **4)** incremento de la turbulencia de aire, **5)** empleo del flujo de gas a contracorriente en lugar de la corriente paralela, y **6)** asegurar un intervalo amplio de distribución de tamaño del atomizador. Chaloud y colaboradores evaluaron cualitativamente los efectos de las variables de operación en la densidad a granel de las partículas, basándose en secadores de rocío para detergentes [*Chem. Eng. Prog.*, **53**, 12, 593-596 (1957)].

Se obtienen productos polvorientos cuando se hacen atomizaciones finas o degradaciones de partículas después de la desecación. Las partículas huecas de pared delgada tienden a romperse durante la recolección. La atomización fina y las temperaturas elevadas del gas contribuyen a obtener altas velocidades de producción en cámaras de desecación pequeñas; asimismo, generan partículas finas y esferas de paredes delgadas. Las instalaciones de desecación por aspersión que generan productos finos y polvorientos son, a menudo, el resultado de un esfuerzo honesto por diseñar equipos para una capacidad máxima con una inversión mínima. Las partículas de sólidos de gran tamaño o las esferas de paredes gruesas requieren ciclos de desecación más prolongados, a esto se debe que se tengan cámaras de desecación mayores. Es necesario llevar a cabo un estudio cuidadoso de la planta piloto. En instalaciones comerciales, la clasificación de las partículas y la separación de una fracción fina del producto más grueso se logra mediante un flujo a contracorriente de gas y sólidos. También existen cámaras de flujo mixto que se pueden adaptar para este fin (Fig. 20-69).

La mayor parte de los desecadores de rocío de empleo comercial utilizan el flujo de gas y sólidos en corrientes paralelas. Los secadores de flujo a contracorriente se emplean primordialmente para desecar jabones y detergentes. Su capacidad de clasificación es útil en estas aplicaciones. El flujo de aire es ascendente y conduce los finos que se arrastran desde la parte superior de la cámara. El producto más grueso se sedimenta y se extrae por separado de la base de la cámara. Los secadores de rocío de tipo horizontal siempre utilizan flujo de corriente paralela de gas y sólidos. Se imparte un movimiento giratorio al aire para mejorar el mezclado. Los secadores de flujo mixto adoptan una gran variedad de formas que combinan desecaciones a contracorriente y en corriente paralela. Los patrones de flujo son complejos y tienen un alto grado de turbulencia en la cámara de desecación. En uno de los tipos, la corriente de aire es similar a la que prevalece en un ciclón. Se introduce en forma tangencial a la parte superior de la cámara cónica, se desplaza siguiendo un patrón espiral, desciende por la pared de la cámara, retorna en una columna en sentido ascendente por el centro y es expulsado en la parte superior. La alimentación se introduce en el centro de la parte superior, se desplaza hacia afuera y abajo a contracorriente, hasta llegar a la circulación del gas de salida y, luego, conforme se acerca a la pared, se recoge y lleva en corriente paralela en sentido descendente con la corriente del gas de entrada. Comercialmente se utilizan muchas variaciones de patrones de circulación de aire y la mayor parte de ellos tienen por objeto generar turbulencia y lograr un mezclado minucioso del gas y las gotitas, así como el empleo más eficaz del volumen de la cámara.

Aplicaciones Las principales aplicaciones de desecación y aquellas en que se ha logrado un mayor éxito utilizando secadores de rocío

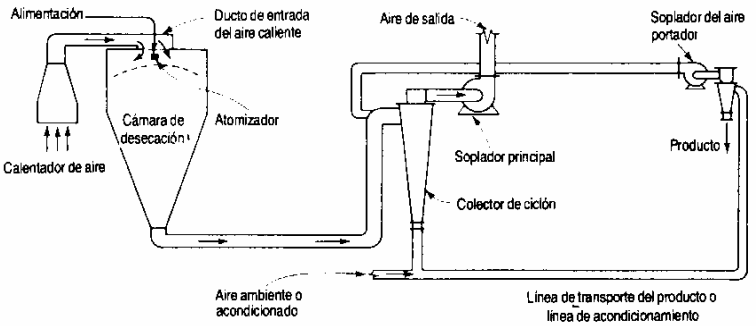


FIG. 20-69 Instalación típica de un secador de rocío, del tipo de disco, incluyendo enfriador neumático del producto.

se asocian con soluci
hidratar mecánicame
poner a atmósferas d
o **3)** contienen partíc
se desecan en condic
nes, la desecación po
de vista de los costos
y desecación de sóli
recuperación de sóli
duplicar el costo de
adicionales se deben
algún mejoramiento
la partícula, tamaño,
por aspersión se apli
lácteos y otros alime
tiempo de contacto e
agua en la gota de l
elevadas del gas. La
peratura de bulbo hú
lores son ejemplos d
tener tanto como se
originales. En la tab
que se han desecad
clase de productos q
de rocío son las lech
damente finas, las c
y permanecen en es
humedad. Hay varia
ría. Del mismo mod
procesos de encapsu
y perfumes en form
Spec., **34**, 1, 135-14

**TABLA 20-29 A
por rocío con to
diámetro por 6 m
disco centrífugo**

Material
Sangre animal
Levadura
Sulfato de zinc
Lignina
Hidróxido de aluminio
Gel de sílice
Carbonato de magnes
Extracto curtiente
Extracto de café
Detergente *A*
Detergente *B*
Detergente *C*
Sulfato de manganes
Sulfato de aluminio
Resina ureica *A*
Resina ureica *B*
Sulfuro de sodio
Pigmento

* Cortesía de Bowe

NOTA: El ventilador
condiciones de salida
aire frío; por tanto, el
poración se debe calc

se asocian con soluciones, lechadas y pastas que: **1**) no se pueden deshidratar mecánicamente, **2**) son sensibles al calor y no se pueden exponer a atmósferas de alta temperatura durante periodos prolongados, o **3**) contienen partículas ultrafinas que se aglomeran y funden cuando se desecan en condiciones que no sean de dilución. En otras aplicaciones, la desecación por aspersión rara vez es competitiva desde el punto de vista de los costos, con los procesos de deshidratación en dos etapas y desecación de sólidos. El costo de los recolectores de bolsas para la recuperación de sólidos de volúmenes grandes de gas de salida llega a duplicar el costo de una instalación de secador de rocío. Los costos adicionales se deben justificar casi siempre desde el punto de vista de algún mejoramiento en la calidad del producto, por ejemplo, forma de la partícula, tamaño, sabor, color o estabilidad térmica. La desecación por aspersión se aplica a productos sensibles al calor, como los polvos lácteos y otros alimentos y productos farmacéuticos, debido al breve tiempo de contacto en la zona caliente del secador. Más aún, la capa de agua en la gota de líquido protege a los sólidos de las temperaturas elevadas del gas. La desecación se lleva a cabo prácticamente a la temperatura de bulbo húmedo del aire desecante. Los pigmentos para colores son ejemplos de la clase de productos en los cuales se desea mantener tanto como sea posible el tamaño de partículas de los sólidos originales. En la tabla 20-29 se presentan varios materiales comunes que se han desecado por aspersión con muy buenos resultados. Otra clase de productos que es factible aplicar con ventajas en los secadores de rocío son las lechadas de sólidos que contienen partículas extremadamente finas, las cuales tienen características de flujo no newtoniano y permanecen en estado fluido, incluso con contenidos muy bajos de humedad. Hay varias clases de arcillas que se clasifican en esa categoría. Del mismo modo se han construido secadores por aspersión para procesos de encapsulación, para convertir líquidos, sabores volátiles y perfumes en formas de sólidos particulados [Maleeny, *Soap. Chem. Spec.*, **34**, 1, 135-141 (1958)].

TABLA 20-29 Algunos materiales que se han desecado por rocío con todo éxito en una cámara de 6 metros de diámetro por 6 metros de altura, con un atomizador de disco centrífugo*

Material	Temperatura del aire, K		% de agua en la alimentación	Velocidad de evaporación, kg/s
	Entrada	Salida		
Sangre animal	440	345	65	5.9
Levadura	500	335	86	8.2
Sulfato de zinc	600	380	55	10.0
Lignina	475	365	63	6.9
Hidróxido de aluminio	590	325	93	19.4
Gel de sílice	590	350	95	16.9
Carbonato de magnesio	590	320	92	18.2
Extracto curtiente	440	340	46	5.2
Extracto de café	420	355	70	3.8
Detergente *A*	505	395	50	5.0
Detergente *B*	510	390	63	6.2
Detergente *C*	505	395	40	2.6
Sulfato de manganeso	590	415	50	5.5
Sulfato de aluminio	415	350	70	1.7
Resina ureica *A*	535	355	60	3.8
Resina ureica *B*	505	360	70	1.9
Sulfuro de sodio	500	340	50	2.0
Pigmento	515	335	73	13.2

* Cortesía de Bowen Engineering, Inc.

NOTA: El ventilador de este secador maneja, aproximadamente, 5.2 m^3/s en condiciones de salida. La temperatura del aire de salida incluye la infiltración de aire frío; por tanto, el verdadero descenso de temperatura producido por la evaporación se debe calcular basándose en un balance calorífico.

Si el producto no se adhiere de alguna manera a las piezas del secador y hasta con colectores de ciclón comunes para la separación del gas y los sólidos, se puede prever una operación por lotes en un secador de rocío. En cualquier otra situación, el tiempo y los costos para limpiar las grandes piezas de equipo indicarán que se trata de operaciones no favorables desde el punto de vista económico para procesamientos de un solo material que no sean del tipo continuo.

En la figura 20-68 se ilustra un secador de rocío estándar con corriente paralela. Incluye un ciclón primario para separar los finos del gas de salida del secador, y un transportador neumático que sigue al secador utilizado para enfriar el producto. Cuando se trata de la atomización por disco, se necesitan cámaras de desecación de diámetros amplios. Las cámaras verticales elevadas de diámetros pequeños se utilizan con atomizadores de dos fluidos con atomizadores a presión. La forma de la cámara se debe conformar al patrón de aspersión del atomizador, con el fin de que las partículas rociadas no entren en contacto con las paredes antes de estar completamente secas.

Métodos de diseño Las variables de diseño se deben establecer por medio de pruebas experimentales antes de efectuar el diseño final de una cámara. En general, el tamaño de la cámara, la selección del atomizador y los medios auxiliares de separación se determinan de acuerdo con las características físicas del producto que se busquen. La desecación rara vez representa un problema por sí misma. Un secador de rocío instalado es más o menos inflexible para satisfacer los requisitos variables de operación al mismo tiempo que mantiene una velocidad de producción constante. Entre las variables más sobresalientes que se deben precisar antes de diseñar un secador comercial están las siguientes:

1. La forma y el tamaño de partículas que se busca en ese producto.

2. Las propiedades físicas de la alimentación: humedad, viscosidad, densidad, etc.

3. Las temperaturas máximas del gas de entrada y el producto.

Las correlaciones teóricas del funcionamiento de los secadores de rocío que publicara Gluckert [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**(4), 460-466 (1962)] pueden servir para el escalamiento de los secadores de laboratorio y, en algunos casos, para calcular los requisitos del desecador en ausencia de cualquier otro tipo de pruebas.

Es necesario establecer varias suposiciones.

1. Las gotitas de mayor tamaño, que se secan con mayor lentitud, constituyen la porción limitante del rocío. Son ellas las que determinan las dimensiones finales de la cámara y sirven para efectuar la evaluación.

2. La gotita de mayor tamaño en la población del rocío tiene tres veces el diámetro del tamaño promedio de gota [véase la ecuación (20-50)].

3. Para evaluar el coeficiente de transferencia de calor se utiliza un número de Nusselt de gotita = 2, que corresponde a la conducción pura (número de Reynolds = 0) a infinito.

4. Debido a la turbulencia y a la mezcla de gases, las condiciones de desecación son uniformes en todos los puntos de la cámara; dicho de otra manera, toda la cámara se encuentra a la temperatura de salida del gas; esto se ha establecido con toda claridad en muchas cámaras, excepto en la zona inmediata de la entrada de gas y la atomización del rocío.

5. La fuerza impulsora de la temperatura para la desecación es la diferencia entre la temperatura de salida del gas desecante y, en el caso de utilizar agua pura, la temperatura de bulbo húmedo del gas. En el caso de una solución, se utiliza la temperatura de saturación adiabática de la solución pura saturada, en lugar de la temperatura de bulbo húmedo.

Marshall (*op. cit.*) delineó los métodos para calcular los tamaños de gota promedio y máximo, basándose en diferentes atomizadores. En el caso de boquillas neumáticas, se recomienda aplicar una expresión desarrollada por Nukiyama y Tanasawa:

$$\overline{X}_{ta} = \frac{1920\sqrt{\alpha}}{V_a\sqrt{\rho_l}} + 597\left(\frac{\mu}{\sqrt{\alpha\rho_l}}\right)^{0.45}\left(\frac{1000Q_l}{Q_a}\right)^{1.5} \qquad (20\text{-}47)$$

en donde $\overline{X}_{vs}$ = diámetro promedio de gota, en μm (una gota con la misma relación volumen-superficie expresada como la suma total de todas las gotas formadas)
α = tensión superficial, en dinas/cm
μ = viscosidad de líquido, en poises
V_a = velocidad relativa entre el aire y el líquido, en ft/s
ρ_l = densidad del líquido, en g/cm^3
Q_L = gasto volumétrico de líquido
Q_a = gasto volumétrico de aire

Para boquillas de presión con un solo fluido, se acostumbra utilizar una regla empírica:

$$\overline{X}_{vs} = 500/\sqrt[3]{\Delta P} \qquad (20\text{-}48)$$

en donde ΔP = caída de presión en la boquilla, en lb/in^2.

Para discos centrífugos, se utiliza la relación de Friedman, Gluckert y Marshall [*Chem. Eng. Prog.*, **48**, 181 (1952)]:

$$\frac{D_{vs}}{r} = 0.4\left(\frac{\Gamma}{\rho_l N r^2}\right)^{0.6}\left(\frac{\mu}{\Gamma}\right)^{0.2}\left(\frac{\alpha\rho_l L_w}{\Gamma^2}\right)^{0.1} \qquad (20\text{-}49)$$

en donde D_{vs} = diámetro promedio de gotas, en ft
r = radio del disco, en ft
Γ = velocidad de masa del rocío, en lb/(min)(ft de periferia de disco humedecido)
ρ_l = densidad del líquido, en lb/ft^3
N = velocidad del disco, en rpm
μ = viscosidad del líquido, en lb/(ft)(min)
α = tensión superficial, en lb/(min)^2
L_w = periferia de disco humedecido, en ft

NOTA: Todos los grupos carecen de dimensiones. Para convertir dinas por centímetro cuadrado en joules por metro cuadrado, multiplíquese por 10^{-3}; para convertir poises en newton segundo por metro cuadrado, multiplíquese por 10^{-1}; para convertir pies por segundo en metros por segundo, multiplíquese por 0.3048; para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048; para convertir libras por minuto-pie en kilogramos por segundo-metro, multiplíquese por 0.025; para convertir libras por pie cúbico en kilogramos por metro cúbico, multiplíquese por 16.019; para convertir libras por minuto cuadrado en kilogramos por segundo cuadrado, multiplíquese por 1.26×10^{-4}; para convertir unidades térmicas británicas por hora en kilojoules por segundo, multiplíquese por 2.63×10^{-4}; y para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie cuadrado-grado Fahrenheit por pie en joules por metro cuadrado-segundo-kelvin por metro, multiplíquese por 1.7307.

Al examinar estas relaciones se observará que las variables son difíciles de especificar cuando no se cuenta con pruebas, excepto cuando se manejan líquidos puros; lo que, a decir verdad, sucede en muy raras ocasiones en la desecación por aspersión. El método más útil para utilizar estas ecuaciones consiste en efectuar pruebas de desecación a pequeña escala, dentro de una cámara, en condiciones en que los choques y la adhesión a las paredes sean incipientes. El máximo de tamaño de partícula se calcula en forma retrospectiva utilizando las relaciones citadas a continuación, y los efectos de las variables de atomización cambiantes se evalúan por medio de las ecuaciones anteriores:

$$\overline{X}_m = 3\overline{X}_{vs} \qquad (20\text{-}50)$$

en donde $\overline{X}_m$ = diámetro máximo de gota, μm.

Gluckert sugiere las siguientes relaciones para calcular la transferencia de calor en varias condiciones de atomización:

Boquillas neumáticas con dos fluidos:

$$Q = \frac{6.38K_f v^{2/3}\,\Delta t}{D_m^2}\,\frac{w_s}{\rho_s}\sqrt{\frac{\rho_a}{w_a V_a}\,\frac{w_a + w_s}{w_a}} \qquad (20\text{-}51)$$

Boquillas de presión con un solo fluido:

$$Q = \frac{10.98K_f v^{2/3}\,\Delta t}{D_m^2}\,D_s\sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_s}} \qquad (20\text{-}52)$$

Atomizadores de discos centrífugos:

$$Q = \frac{4.19K_f(R_c - r/2)^2\,\Delta t}{D_m^2\rho_s}\sqrt{\frac{w_s\rho_l}{rN}} \qquad (20\text{-}53)$$

en donde Q = velocidad de transferencia de calor al rocío, en Btu/h
K_f = conductividad térmica de la película de gas que rodea a la gotita, en Btu/(h)(ft^2)(°F/ft), evaluada a un nivel promedio entre las temperaturas del gas desecante y la gota
v = Volumen de la cámara de desecación, en ft^3
Δt = fuerza impulsora de la temperatura (en las condiciones terminales especificadas antes), en °F
D_m = diámetro máximo de gota, en ft
w_s = velocidad másica del flujo de líquido, en lb/h
ρ_s = densidad del líquido, en lb/ft^3
w_a = velocidad másica del flujo de aire de atomización, en lb/h
ρ_a = densidad del aire de atomización, en lb/ft^3
V_a = velocidad del aire de atomización en el atomizador, en ft/h
D_s = diámetro del orificio de descarga de la boquilla a presión, en ft
ρ_l = densidad del gas desecante en las condiciones de salida, en lb/ft^3
R_c = radio de la cámara de desecación con disco centrífugo, en ft
r = radio del disco, en ft
N = velocidad de rotación del disco, en rph

Para utilizar correctamente estas ecuaciones, la forma de la cámara debe conformarse al patrón de aspersión. En el caso de un flujo de corriente paralela de gas y rocío, el ángulo de diseminación de las boquillas a presión de un solo fluido y las boquillas neumáticas de dos fluidos es tal, que el choque contra la pared ocurrirá a una distancia equivalente, más o menos, a cuatro veces el diámetro de la cámara por debajo de la boquilla; por consiguiente, las cámaras que utilizan estos atomizadores deben tener razones de altura vertical a diámetros de, por lo menos cuatro y, más comúnmente, de cinco. El cono de descarga que queda debajo de la porción vertical debe tener una pendiente de, por lo menos, 60°, para reducir al mínimo las acumulaciones por sedimentación, y se aprovecha por completo para acelerar el gas y los sólidos para su entrada dentro del ducto de salida.

La dimensión crítica de una cámara de disco centrífugo es el diámetro. Por lo general, la altura vertical es, casi siempre, 0.5 a 1.0 veces el diámetro; el cono grande se necesita primordialmente para acelerar el material hacia el ducto de descarga y evitar su sedimentación, y su contribución a la capacidad de desecación es muy reducida.

Datos de costos Las cámaras de desecación, los conductos y los separadores de ciclón se construyen habitualmente de acero inoxidable. Se pueden lograr ahorros del 20%, aproximadamente, sobre el total del costo de compra, utilizando acero al carbono. Debido a la tendencia creciente a utilizar recubrimientos plásticos resistentes al calor y la corrosión (resinas epoxi) el futuro se antoja más prometedor en lo que respecta a un mayor empleo de acero al carbono en su construcción. En la selección de equipos básicos se encontrarán grandes diferencias de costo. El precio de los calentadores de aire varía de acuerdo con la selección que se haga de calentadores de vapor, electricidad y petróleo o gas, tanto directos como indirectos. El equipo de recolección de polvos suele consistir en recolectores de ciclón o filtros tipo bolsa y puede incluir un lavador por vía húmeda. Los costos de los atomizadores de boquilla y los del tipo centrífugo casi siempre son semejantes. Aunque el atomizador centrífugo requiere un engranaje mecánico y un motor, las boquillas de alta presión necesitan una bomba de alta presión que compensa casi siempre el costo del engranaje o la transmisión y el motor para el atomizador centrífugo. Entre los equipos auxiliares que se incluyen, en general se encuentran filtros de aire, aislamiento de cámaras de desecación y transportadores mecánicos o neumáticos para enfriamiento. El mínimo de instrumentación consta de termómetros indicadores y de registro para las temperaturas de entrada y salida de aire, un amperímetro para el motor del atomizador (o un manómetro para la atomización de boquilla), medidores de flujo,

manómetros, una alarm
estaciones y botones d
desecación se puede co
cierta instrumentación

La fluidificación o flui
das en una masa suspe
piedades de un líquid
cero, busca su propio n
tiene.

Los lechos fluidifica
procesos, tanto catalíti
encuentran la desinteg
carburos, la oxidación
ción del propileno a ac
el tostado de los mine
del petróleo, la calcina
nio y los minerales de
tualidad, se realiza un
áreas del carbón y los
así como en la gasifica

El tamaño de las p
considerablemente, d
general, se concluye
varían entre 150 y 10
ción más uniforme (m
culas grandes produc
tadas que golpean con
μm), incluso secas, s
man aglomerados, fis
partículas de un tama
bien, la adición de pa
tado, por lo general, u

La velocidad ascer
(0.5 ft/s) y 6 m/s (20 f
un recipiente vacío y

Para detalles fuera
Zenz y Othmer, *Flui*
New York, 1960; Ku
ger, Huntington, N.Y
zed Bed Drying, Lec
(eds.), *Fluidization*,
número de document

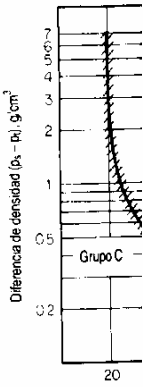


FIG. 20-70 Diagram
diciones ambientales).

$$\sqrt{\frac{w_s \rho_t}{rN}} \qquad (20\text{-}53)$$

or al rocío, en Btu/h
ula de gas que rodea a
valuada a un nivel pro-
gas desecante y la gota
ción, en ft^3
ra (en las condiciones
en °F

uido, en lb/h

le atomización, en lb/h
, en lb/ft^3
n en el atomizador, en

l de la boquilla a pre-

condiciones de salida,

con disco centrífugo,

n rph
la forma de la cámara
l caso de un flujo de
seminación de las bo-
as neumáticas de dos
urrirá a una distancia
metro de la cámara por
ras que utilizan estos
cal a diámetros de, por
cono de descarga que
a pendiente de, por lo
siones por sedimenta-
r el gas y los sólidos

entrífugo es el diáme-
pre, 0.5 a 1.0 veces el
nente para acelerar el
sedimentación, y su
y reducida.
, los conductos y los
nte de acero inoxida-
dablemente, sobre el to-
ono. Debido a la ten-
os resistentes al calor
más prometedor en lo
bono en su construc-
ntrarán grandes dife-
aire varía de acuerdo
vapor, electricidad y
El equipo de recolec-
e ciclón o filtros tipo
da. Los costos de los
igo casi siempre son
equiere un engranaje
n necesitan una bom-
costo del engranaje o
rífugo. Entre los equi-
ientran filtros de aire,
rtadores mecánicos o
strumentación consta
s temperaturas de en-
tor del atomizador (o
, medidores de flujo,

manómetros, una alarma para temperaturas elevadas y un tablero con estaciones y botones de activación para todo el equipo. El proceso de desecación se puede controlar por completo en forma automática con cierta instrumentación adicional.

Los secadores por aspersión funcionan con presiones positivas, negativas o neutras. En general, la caída de presión en un sistema completo variará de 15 a 50 cm de agua, según el tamaño del ducto y el equipo de separación utilizado.

SISTEMAS DE LECHO FLUIDIFICADO

La fluidificación o fluidización convierte un lecho de partículas sólidas en una masa suspendida y expandida que posee muchas de las propiedades de un líquido. Esta masa tiene un ángulo de reposo igual a cero, busca su propio nivel y adopta la forma del recipiente que la contiene.

Los lechos fluidificados se utilizan en forma satisfactoria en varios procesos, tanto catalíticos como no catalíticos. Entre los catalíticos se encuentran la desintegración catalítica y la reformación de los hidrocarburos, la oxidación del naftaleno a anhídrido ftálico y la amoxidación del propileno a acrilonitrilo. Algunos empleos no catalíticos son el tostado de los minerales de sulfuro, la coquización de los residuos del petróleo, la calcinación de la piedra caliza, del hidróxido de aluminio y los minerales de fosfatos, el secado y la clasificación. En la actualidad, se realiza un esfuerzo considerable y existe gran interés en las áreas del carbón y los desperdicios combustibles para generar vapor, así como en la gasificación del carbón.

El tamaño de las partículas sólidas que se pueden fluidificar varía considerablemente, desde menos de 1 μm hasta 6 cm (2 1/2 in). En general, se concluye que las partículas distribuidas en tamaños que varían entre 150 y 10 μm son las que dan por resultado una fluidificación más uniforme (menos formación de burbujas grandes). Las partículas grandes producen inestabilidad y dan por resultado ondas abultadas que golpean con fuerza. Las partículas pequeñas (inferiores a 20 μm), incluso secas, se suelen comportar como amortiguadores y forman aglomerados, fisuras o canalizaciones en el lecho. La adición de partículas de un tamaño más fino a un lecho de partículas gruesas, o bien, la adición de partículas gruesas a un lecho de finos da por resultado, por lo general, una mejor fluidificación.

La velocidad ascendente del gas varía generalmente entre 0.15 m/s (0.5 ft/s) y 6 m/s (20 ft/s). Esta velocidad se basa en el flujo a través de un recipiente vacío y se conoce como **velocidad superficial**.

Para detalles fuera del alcance de esta subsección se recomiendan Zenz y Othmer, *Fluidization and Fluid Particle Systems*, Reinhold, New York, 1960; Kunii y Levenspiel, *Fluidization Engineering*, Krieger, Huntington, N.Y., 1977; Vanecek, Markvart y Drbohlav, *Fluidized Bed Drying*, Leonard Hill, London, 1966; Davidson y Harrison (eds.), *Fluidization*, Academic, London and New York, 1971; y el gran número de documentos publicados en revistas, transcripciones de simposios y las series de símposios del American Institute of Chemical Engineers.

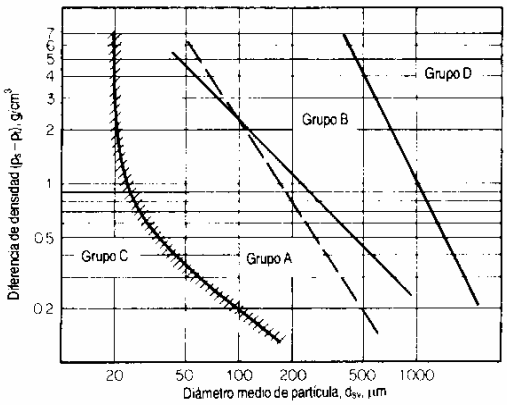


FIG. 20-70 Diagrama de clasificación de polvos para fluidificación con aire (condiciones ambientales). [Fuente: Geldart, *Powder Technol.*, 7, 285-292 (1973).]

SISTEMAS GAS-SÓLIDO

Varios investigadores en esta área han sistematizado los diferentes tipos de fluidificación, que se analizan en las siguientes subsecciones, porque cada uno agrega otro aspecto a la comprensión de los fenómenos.

Tipos de sólidos Geldart [*Powder Technol.*, 7, 285-292 (1973)] ha caracterizado cuatro grupos de sólidos, que muestran propiedades diferentes al fluidificarse con gas. En la figura 20-70 aparece la división de las clases en función del diámetro medio de partícula $\bar{d}_{sv}$, μm, y la diferencia de densidades $(\rho_s - \rho_f)$, g/cm³, donde ρ_s = densidad de la partícula y ρ_f = densidad del fluido, $d_{sv} = 1/\Sigma(x/d_{si})$ d_{si} = diámetro del volumen de la superficie de la partícula, y x = fracción en peso de las partículas en cada intervalo de diámetro.

Cuando el gas pasa en dirección ascendente a través de un lecho de partículas de los grupos *A*, *B* o *D*, la fricción causa una caída de presión, que se expresa por la correlación para lecho fijo de Carman-Koseny. A medida que se incrementa la velocidad del gas, aumenta la caída de presión hasta que se iguala al peso del lecho dividido entre el área de la sección transversal. Esta velocidad se conoce como velocidad mínima de fluidificación, U_{mf}. Cuando se llega a este punto, el lecho de las partículas del grupo *A* se expande uniformemente, hasta que a determinada velocidad más elevada del gas se forman burbujas (la velocidad mínima de burbujeo, U_{mb}). Para las partículas de los grupos *B* y *D*, U_{mf} y U_{mb} son esencialmente las mismas. Las partículas del grupo *C* muestran una tendencia a adherirse y a medida que se incrementa el flujo de gas, por lo general un "agujero de rata", el gas abre canales que se extienden desde el distribuidor de gas hasta la superficie. Si no se forman estos canales, todo el lecho se eleva como un émbolo. A velocidades más elevadas o con agitación mecánica o vibración, este tipo de partículas se fluidifican, pero en forma de racimos o aglomerados. Para todos los grupos de polvos (*A*, *B*, *C* y *D*), si la velocidad del gas se incrementa aún más, la densidad del lecho disminuye y aumenta la turbulencia. En lechos de diámetro más pequeño, especialmente con los polvos de los grupos *C* y *D* se presenta un alentamiento, cuando el diámetro de las burbujas aumenta hasta más de la mitad del diámetro del lecho. Las burbujas crecen al unirse en forma vertical y lateral. Las burbujas también aumentan de diámetro al incrementarse la velocidad del gas [Whitehead, en Davidson y Harrison (eds.), *Fluidization*, Academic, London y New York, 1971]. A medida que la velocidad del gas se incrementa aún más y las burbujas tienden a desaparecer, con la presencia de corrientes de sólidos y gas, las variaciones de presión en el lecho se reducen considerablemente. Un mayor incremento en la velocidad del gas da por resultado un transporte neumático en fase diluida.

Diagrama de fase (Zenz y Othmer) Zenz y Othmer (*op. cit.*) han representado en forma gráfica (Fig. 20-71) todos los sistemas gas-sólido, en los que el gas fluye contra la gravedad, como una función de la caída de presión por unidad de altura con respecto a la velocidad. Obsérvese que la línea *OAB* en la figura 20-71 representa la curva de la caída de presión contra la velocidad del gas para un lecho empacado y la curva *BD* es para un lecho fluido. Zenz señala la existencia de una inestabilidad entre *D* y *H*, porque sin flujo de sólidos, todas las partículas son arrastradas del lecho; sin embargo, si se agregan sólidos para reemplazar a los arrastrados, prevalece el sistema *H*. El área *DHIJ* se analizará posteriormente.

Diagrama de fase (Reh) Reh [*Ger. Chem. Eng.*, 1, 3(9-329(1978); Fig. 20-72] ha correlacionado los diferentes tipos de sistemas gas-só-

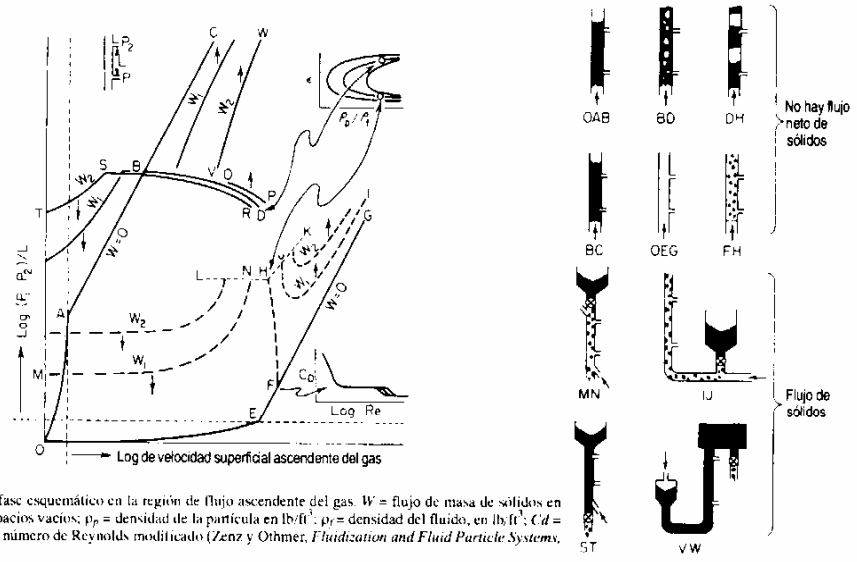


FIG. 20-71 Diagrama de fase esquemático en la región de flujo ascendente del gas. W = flujo de masa de sólidos en lb/(h·ft²); ε = fracción de espacios vacíos; ρ_p = densidad de la partícula en lb/ft³; ρ_f = densidad del fluido, en lb/ft³; Cd = coeficiente de arrastre; Re = número de Reynolds modificado (Zenz y Othmer, *Fluidization and Fluid Particle Systems, Reinhold*, New York, 1960).

Clave

OAB = lecho empacado
BD = lecho fluidificado
DH = lecho arrastrado
IJ = flujo paralelo (fase diluida)
ST = flujo a contracorriente
AC = lecho empacado (restringido en la parte superior)
OEG = sólo el fluido (sin sólidos)
FH = fase diluida
MN = flujo a contracorriente (fase diluida)
VW = flujo paralelo (fase densa)

lido en los que el gas fluye contra la gravedad en una gráfica de estado, en la cual utiliza los parámetros del número de Reynolds de la partícula (Re_p), el recíproco del coeficiente de la fuerza de arrastre ($1/C_D$), el número de Arquímedes (Ar) y el número de similaridad (M). Por medio de esta gráfica se puede calcular el régimen de fluidificación.

Diagrama de fase (Yerushalmi, Turner y Squires) Yerushalmi, Turner y Squires [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **15**, 1, 47-53 (1976)] han caracterizado (Fig. 20-73) los diferentes regímenes de fluidificación en una gráfica similar a la de Zenz y Othmer; es decir, el logaritmo del gradiente de presión contra el logaritmo de la velocidad. En esta gráfica han hecho la distinción entre los regímenes de burbujeo y turbulento en los lechos fluidificados y dan una importancia considerable al área que Zenz y Othmer consideran discontinua, llamándola el régimen rápido de lecho fluidificado. Este último régimen es similar o el mismo que el lecho fluido turbulento de Reh.

Concentración de sólidos en función de la altura De lo anterior se deduce que existen varios regímenes de fluidificación. Estos son, en orden del incremento de la velocidad del gas, la fluidificación de las partículas (Geldert, grupo *A*), el de burbujeo (adicionado), el turbulento, el rápido y el de transporte. Cada uno de estos regímenes, como se muestra en la figura 20-74, tiene perfiles característicos de concentración de sólidos.

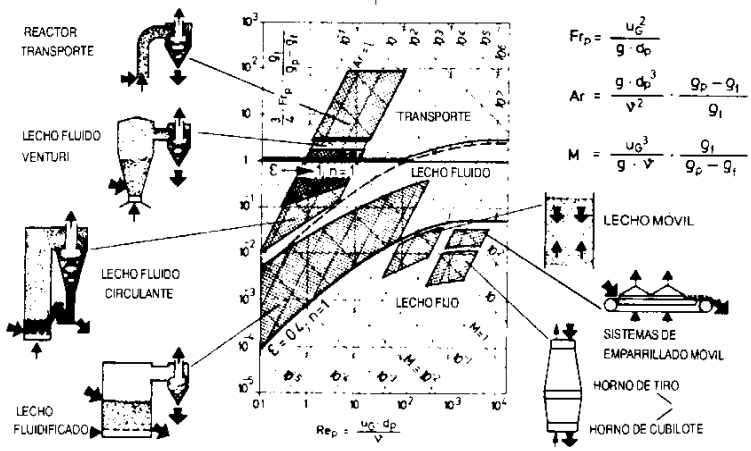
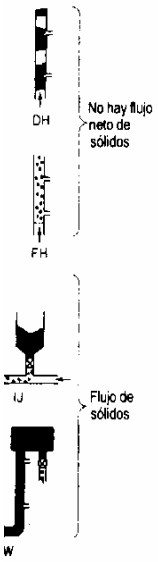


FIG. 20-72 Gráfica simplificada del estado de un lecho fluido. [Fuente: *Reh, Ger. Chem. Eng.*, 1, 319-329 (1978).]



importancia consid-
ontinua, llamándola
o régimen es similar

ura De lo anterior
cación. Estos son, en
fluidificación de las
onado), el turbulen-
regímenes, como se
sticos de concentra-

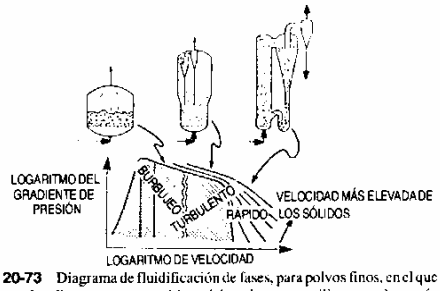


FIG. 20-73 Diagrama de fluidificación de fases, para polvos finos, en el que se muestran los diagramas esquemáticos del equipo, para utilizarse en los regímenes de fluidificación por burbujeo, turbulento y rápido. [Fuente: Yerushalmi, Turner y Squires, *Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **15**, 1, 47-53 (1976).]

Tipos de equipo Los sistemas de lecho fluidificado tienen muchas formas. En la figura 20-75 se muestran algunos de los conceptos predominantes, con los intervalos aproximados de velocidades de gas.

Velocidad mínima de fluidificación U_{mf}, la velocidad mínima de fluidificación, se utiliza con frecuencia en los cálculos de lecho fluido y en la cuantificación de una de las propiedades de las partículas. Este parámetro se mide mejor en un equipo a pequeña escala. Sin embargo, si esto representa un inconveniente, existen varias correlaciones que se pueden utilizar para el cálculo de U_{mf}. La relación establecida por C.Y. Wen y Y.H. Yu *AIChEJ*, 12, (3) 610-612, (1966) proporciona una aproximación satisfactoria en un amplio intervalo de las propiedades del gas y sólido:

$$(N_{Re})_{mf} = \sqrt{(33.7)^2 + 0.0408\,N_{Ga}} - 33.7 \qquad (20\text{-}54)$$

donde $(N_{Re})_{mf}$ = número de Reynolds de la partícula a la velocidad mínima de fluidificación $= \bar{d}_p \cdot \rho_f \cdot U_{mf} / \mu$ y N_{Ga} = número de Galileo $= \bar{d}_p^3 \cdot \rho_f (\rho_s - \rho_f) g / \mu^2$ cuando $\bar{d}_p = \dfrac{1}{N_t}$, m; $\Sigma\left(\dfrac{i}{d_p}\right)$

U_{mf} = velocidad mínima de fluidificación, m/s
ρ_f = densidad del fluido, kg/m^3
ρ_s = densidad aparente de la partícula, kg/m^3
g = aceleración debida a la gravedad, m/s^2
μ = viscosidad del fluido, kg/(m·s)

El flujo requerido para mantener un lecho de sólidos completamente homogéneo, en el cual las partículas gruesas o pesadas no se segregan de la parte fluidificada, es muy diferente a la velocidad mínima de fluidificación. Véase Rowe, Nienow y Aghim, [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **50**(4), 310-323, 324-333 (1972)] para un análisis de los mecanismos de segregación o mezclado y el cálculo de éstos; véase también Geldart y Abrahamson [*Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **205**, 77 (1981)].

Fluidificación particulada Los lechos fluidos de los polvos clase *A* de Geldart, que se operan a velocidades del gas superiores a la velocidad mínima de fluidificación, U_{mf}, pero inferiores a la velocidad mínima de burbujeo (U_{mb}) se dice que están fluidificados particularmente. A medida que la velocidad del gas se incrementa a valores mayores a U_{mf}, el lecho se expande aún más. Al disminuir $(\rho_s - \rho_f)$, d_p y/o incrementar μ_f, aumenta la distancia entre U_{mf} y U_{mb}, hasta que un punto, por lo general a alta presión, el lecho está totalmente fluidificado particularmente. [Richardson y Zakis [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **32**, 35 (1954)] demostraron que $U/U_t = \varepsilon^n$, donde n es una función de las propiedades del sistema, ε representa la fracción de espacios vacíos, U es la velocidad fluida superficial, y U_t denota la velocidad superficial teórica, que se obtiene de la gráfica de Richardson y Zakis, cuando $\varepsilon = 1$.

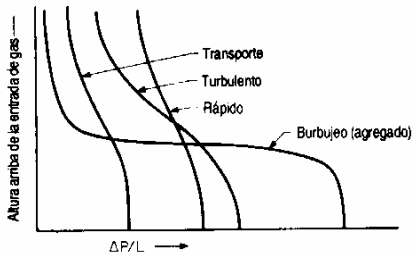


FIG. 20-74 Gráfica de la concentración de sólidos en función de la altura que está encima del distribuidor, para los regímenes de fluidificación.

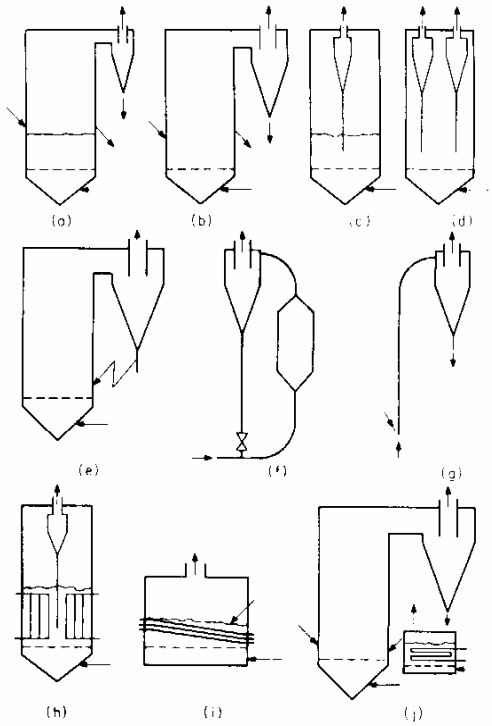


FIG. 20-75 Sistemas de lecho fluidificado. *a*) Lecho de burbujeo con ciclón externo, $U < 20 \times U_{mf}$ *b*) Lecho turbulento con ciclón externo, $20 \times U_{mf} < U < 200 \times U_{mf}$ *c*) Lecho de burbujeo con ciclones internos, $U < 20 \times U_{mf}$ *d*) Lecho turbulento con ciclones internos, $20 \times U_{mf} < U < 200 \times U_{mf}$ *e*) Lecho de circulación (rápido) con ciclones externos, $U > 200 \times U_{mf}$ *f*) Lecho de circulación, $U > 200 \times U_{mf}$ *g*) Transporte, $U > U_t$ *h*) Lecho de burbujeo o turbulento con transferencia interna de calor, $2 \times U_{mf} < U < 200 \times U_{mf}$ *i*) Lecho de burbujeo o turbulento con transferencia interna de calor, $2 \times U_{mf} < U < 100 \times U_{mf}$ *j*) Lecho de circulación con transferencia externa de calor, $U > 200 \times U_{mf}$

DISEÑO DE SISTEMAS DE LECHO FLUIDIFICADO

El empleo de la técnica de fluidificación requiere, en casi todos los casos, la utilización de un sistema de lecho fluidificado en vez de un equipo aislado. En la figura 20-76 se muestra el arreglo de los componentes de un sistema.

Las partes más importantes de un sistema de lecho fluidificado son las siguientes:

1. El recipiente de fluidificación
   a. La porción del lecho fluidificado
   b. El espacio de separación o margen libre
   c. Distribuidor de gas
2. El alimentador de sólidos o control de flujo
3. La descarga de sólidos
4. El separador de polvo, para los gases de salida

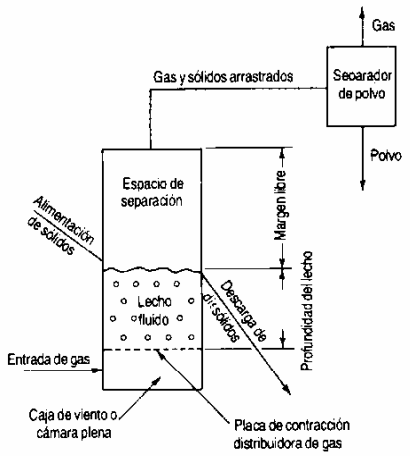


FIG. 20-76 Sistema de lecho fluidificado no catalítico.

5. La instrumentación
6. El suministro de gas

Recipiente de fluidificación La forma más común es un cilindro vertical. Al igual que en un recipiente diseñado para hervir un líquido, se debe suministrar espacio para la expansión vertical de los sólidos y para la separación del material salpicado y arrastrado. El volumen arriba del lecho se conoce como espacio de separación. El área de la sección transversal se determina mediante el flujo volumétrico de gas y la velocidad del gas permitida o requerida para efectuar la fluidificación, en las condiciones de operación. En algunos casos se utiliza la velocidad mínima permitida del gas y en otros se utiliza la máxima. El flujo máximo se determina, casi siempre, basándose en el acarreo o el arrastre de los sólidos y esto se relaciona con las dimensiones del espacio de separación (área de la sección transversal y altura).

Lecho La altura del lecho se determina por medio de varios factores, ya sea en forma individual o colectiva como, por ejemplo,

1. Tiempo de contacto con el gas
2. Razón L/D requerida para asegurar una formación de etapas
3. Espacio necesario para los intercambiadores internos de calor
4. Tiempo de retención de los sólidos

Por lo común, las alturas de lecho son de no menos de 0.3 m (12 in) o más de 15 m (50 ft).

No obstante que el reactor es, casi siempre, un cilindro vertical, no existe una limitación real en lo que respecta a la forma. Las características de diseño específicas varían según las condiciones de operación, el espacio disponible y la aplicación que se le va a dar. La falta de partes móviles favorece un diseño sencillo y directo.

Muchas unidades de lecho fluidificado operan a altas temperaturas. Para este tipo de aplicaciones, el acero recubierto con un material refractario constituye el diseño más económico posible. El material refractario desempeña dos funciones principales: **1)** aísla la cubierta de metal de las temperaturas elevadas, y **2)** la protege de la abrasión producida por el lecho y, sobre todo, por los sólidos que se salpican en la parte superior del lecho, debido al estallido de las burbujas. Según Van Dyck [*Chem. Eng. Prog.*, 46-51 (diciembre 1979)], se pueden utilizar varias clases de recubrimientos refractarios, de acuerdo con las condiciones específicas. En general, para las temperaturas moderadas que se encuentran en la reformación catalítica del petróleo, se ha encontrado que un recubrimiento reforzado de gunita da resultados satisfactorios. Esto permite también construir unidades de mayor tamaño que lo que sería permisible si tuvieran que usarse domos de cerámica autosostenidos para la cubierta del reactor.

Cuando se necesitan materiales refractarios más pesados, debido a las condiciones de operación, se instalan ladrillos aislantes cerca de la cubierta y, luego, ladrillos refractarios para proteger los anteriores. La experiencia industrial en muchos campos de aplicación ha demostrado que este tipo de recubrimientos soporta perfectamente las condiciones abrasivas durante muchos años sin necesidad de ser reemplazado. El desgaste más grave del material refractario ocurre con partículas ásperas con grandes velocidades de gas y, en general, es más pronunciado cerca del nivel operacional de los lechos fluidificados.

La fuga de gas detrás del material refractario ha constituido un problema grave en muchas unidades. Se debe ejercer un cuidado minucioso en el diseño y la instalación del material refractario para reducir la posibilidad de la formación de "chimeneas" en los refractarios. Un flujo pequeño de sólidos y gas puede erosionar con gran rapidez pasajes de ladrillo aislante suave y aún en el refractario macizo. Con frecuencia se utilizan tapones especiales para gas, que se sujetan a la cubierta y se proyectan hacia el interior del recubrimiento refractario. También es necesario tener mucho cuidado en el diseño y la instalación de aberturas en la cubierta y el recubrimiento.

En muchos casos, los puntos fríos en la cubierta del reactor darán origen a cierto grado de condensación y altos índices de corrosión. Es necesario proporcionar el aislamiento suficiente para mantener la cubierta y las aberturas por encima del punto de condensación de los gases de reacción.

El movimiento violento de un lecho fluidificado requiere cimientos amplios y una estructura de soporte muy resistente para el reactor. Incluso el relativamente pequeño diferencial de movimiento de la cubierta del reactor con el recubrimiento, acortará materialmente la vida del material refractario. Así pues, el recubrimiento y la cubierta se deben diseñar como una sola unidad.

Margen libre El margen libre o altura de separación, o liberación, es la distancia comprendida entre la parte superior del lecho fluidificado y la boquilla de salida del gas, en unidades de lecho burbujeante o de turbulencia. La distinción entre el lecho y el margen libre no es fácil de determinar tratándose de unidades veloces y de transporte (véase la Fig. 20-74).

Hay, por lo menos, dos acciones que se pueden efectuar en el margen libre (clasificación de sólidos y reacción de sólidos y gases, gases, o gases catalizados con los sólidos).

Cuando las burbujas llegan a la superficie superior de un lecho fluidificado, el gas rompe la delgada cubierta superior, compuesta de partículas sólidas arrastrando algunas de estas partículas. El vacío en forma de cráter que se constituye se llena rápidamente con los sólidos en movimiento y, cuando estos sólidos llegan al centro del vacío, son lanzados hacia arriba, como si se tratara de un géiser. La atracción de la gravedad y la potencia en sentido ascendente de la fuerza de arrastre de la corriente vertical del gas actúan sobre las partículas. Las partículas más grandes y densas regresan a la parte superior del lecho y las más finas y ligeras son arrastradas en sentido ascendente. Aparentemente, las partículas lanzadas hacia el margen libre tienen una distribución aleatoria de la velocidad ascendente inicial y de la dirección. Como resultado, la clasificación que se lleva a cabo en el margen libre de un lecho fluidificado se describe y predice matemáticamente, de acuerdo con la correlación del índice de agudeza desarrollado y descrito por W.F. Carey y C.H. Bosanquet de Imperial Chemical Industries, Ltd., que se puede utilizar para todos los clasificadores. $(C/F = (D_p/D_{pc})^{SI}$, en donde C = relación del peso de partículas de tamaño D_p que quedan en el lecho, F = relación del peso de partículas de tamaño D_p arrastradas del lecho, SI = índice de agudeza, y D_{pc} = tamaño de corte o tamaño de partícula, equivalente a la partícula cuya velocidad terminal es igual a la velocidad del gas.

El índice de agudeza es proporcional a $(U^2/gz)^{-0.594}(\mu_c/\mu_0)$. o SI = $0.30(U^2/gz)^{-0.594}(\mu_c/\mu_0)$, donde U = velocidad superficial, m/s; g = aceleración de la gravedad, m/s^2; z = altura de la separación, m; μ_c = viscosidad del gas en las condiciones de operación; y μ_0 = viscosidad del gas a 25°C. Esta relación no es válida para partículas inferiores a aproximadamente 80 μm. Estas partículas pequeñas no se arrastran tan fácilmente como es de esperar.

En la literatura se
arrastre en los lechos
cit.; Gugnoni y Zenz,
New York and Londc
ge University, 1982;
(julio 1960); Yagi y A
vera, 1955; y Merri
70(137), 366-378 (1
vierte que el arrastre
Varias conclusiones
tura son erróneas, del
de reproducibilidad
ignoran el efecto de
El arrastre se incre
cosidad del gas, el d
nos". Por otra parte,
separación, la densi
El arrastre (masa
(U = velocidad super
m/s^2; z = altura de se
aproximadamente i
de sólidos de distint
cit). Lo mismo es vá
bimodal. El arrastre
cit.) que tienen una
de calcular mediant
rregido para el caso
recipiente con 1 m
gm/cm^3, y una distr
tado una velocidad

$E = 0.154(U$

donde E, V, g y z se
tro del recipiente, n
operación, kg/s·m;
la densidad de los
fluidificación, m/s.
Otro método se p
los deben estar apo
que se considera.

FIG. 20-77 Correl
distribuidores de tan

En la literatura se han presentado varios métodos para calcular el arrastre en los lechos de burbujeo y turbulentos [Zenz y Othmer, *op. cit.*; Gugnoni y Zenz, en Grace y Matson (eds.), *Fluidization*, Plenum, New York and London, 1980; S.T. Pemberton, Ph.D. thesis, Cambridge University, 1982; Wen y Hashinger, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **6**, 220 (julio 1960)); Yagi y Aochi, *Soc. Chem. Eng. (Japan)* reunión de primavera, 1955; y Merrick y Highley, *Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.* **70**(137), 366-378 (1974)]. Cuando se mide cuidadosamente, se advierte que el arrastre no es consistente en periodos cortos (minutos). Varias conclusiones respecto al arrastre que se encuentran en la literatura son erróneas, debido a la escasez de los datos utilizados y a la falta de reproducibilidad de dichos datos. Además, la mayor parte de ellos ignoran el efecto de la altura de separación.

El arrastre se incrementa a medida que aumenta la velocidad y viscosidad del gas, el diámetro del recipiente y la concentración de "finos". Por otra parte, el arrastre disminuye al incrementarse la altura de separación, la densidad de la partícula y la gravedad.

El arrastre (masa de sólidos/masa de gas) es proporcional a $(U^2/gz)^n$ (U = velocidad superficial del gas, m/s; g = aceleración de la gravedad, m/s^2; z = altura de separación, m; n = exponente, que por lo general es aproximadamente igual a 1.5). El arrastre es diferente para los lechos de sólidos de distintos tipos (*A*, *B* o *D*), según lo define Geldart (*loc. cit*). Lo mismo es válido si la distribución del diámetro de partícula es bimodal. El arrastre de los lechos de polvos clase *A* de Geldart (*loc. cit.*) que tienen una distribución de diámetro amplia y continua se puede calcular mediante la ecuación (20-55). El término (U^2/gz) se ha corregido para el caso base de un gas en las condiciones atmosféricas, un recipiente con 1 m de diámetro, partículas con una densidad de 1.0 gm/cm^3, y una distribución del diámetro de partícula que da por resultado una velocidad mínima de fluidificación (U_{mf}) de 1.0 m/s.

$$E = 0.154(U^2/gz)^{1.53}\,(D)^{0.75}\,(\mu_c/\mu_0)^{1.78}\,(1/\rho_s)^{2.5}\,(1/U_{mf})^{1.5}$$

donde E, V, g y z se definieron con anterioridad; D representa el diámetro del recipiente, m; μ_c es la viscosidad del gas en las condiciones de operación, kg/s·m; μ_0 es la viscosidad del gas a 25°C, kg/s·m; ρ_s denota la densidad de los sólidos, gm/cm^3; y U_{mf} es la velocidad mínima de fluidificación, m/s.

Otro método se presenta en los siguientes párrafos. Todos los cálculos deben estar apoyados en los datos del sistema particular gas-sólido que se considera.

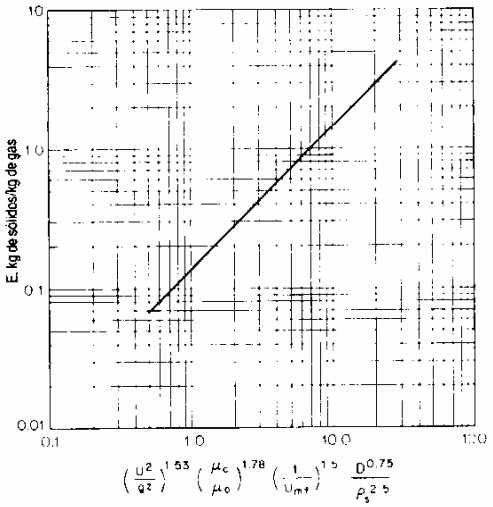


FIG. 20-77 Correlación de arrastre para los sólidos clase A de Geldart, con distribuidores de tamaño amplios y continuos.

En la clasificación por lotes, la separación de finos (partículas de un tamaño menor que cualquier valor arbitrario) se correlaciona tratándola como una reacción de segundo orden $K = (F/\theta)[1/x(x - F)]$, en donde K = constante de velocidad, F = finos separados en el tiempo θ, y x =concentración original de finos.

Distribuidor de gas El distribuidor del gas tiene un efecto considerable en el funcionamiento correcto del lecho fluidificado. Básicamente, existe en dos tipos: **1)** para utilizarse en los casos en que el gas de entrada contiene sólidos, **2)** para emplearse cuando el gas de entrada es limpio. En el último de los casos, el distribuidor se diseña de tal modo que evite el flujo en sentido inverso de los sólidos durante el funcionamiento normal y en muchos otros se diseña para evitar el reflujo durante el periodo de suspensión del funcionamiento. Para efectuar la distribución, es necesario restringir el flujo del gas o del gas y los sólidos, de tal modo que las caídas de presión en la restricción equivalgan de 0.5 kPa (2 in de agua) a 20 kPa (3 lbf/in^2). Como se acostumbra por regla general, no se emplean caídas de presión que sobrepasen de 15 kPa (2 lbf/in^2).

Una escuela de pensamiento afirma que la caída de presión en el distribuidor debe ser, por lo menos, el 30% de la caída de presión del lecho. Otra escuela de pensamiento sostiene que lo anterior es cierto, pero que se requiere un máximo de 2.5 kPa (10 in de agua). Probablemente, el diseño real del distribuidor, ya sea de disparo ascendente, descendente, de orificio ranurado, de tobera, etc., tiene mucho que ver con la caída de presión que se requiere para lograr una buena distribución del gas.

En los casos en que tanto los sólidos como los gases pasan por el distribuidor, como sucede en las unidades de craqueo o reformación catalítica, se utilizan o se han utilizado ciertas variaciones, como anillos concéntricos en el mismo plano, en donde el espacio anular queda abierto (Fig. 20-78*a*), anillos concéntricos en la forma de un cono (Fig.

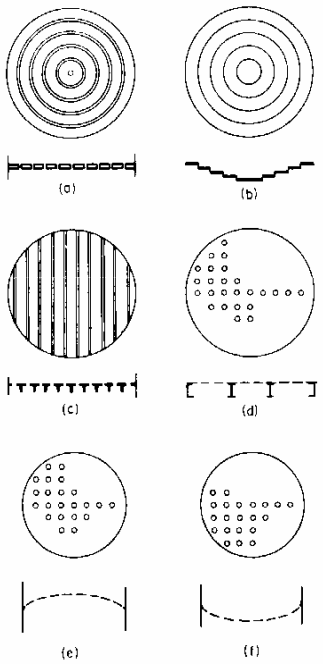


FIG. 20-78 Distribuidores de gas para gases que contienen sólidos.

20-78*b*), rejillas de barras en T u otras formas estructurales (Fig. 20-78*c*); placas metálicas planas perforadas, sostenidas o reforzadas con miembros estructurales (Fig. 20-78*d*); placas curvas y perforadas, cóncavas hacia arriba y hacia abajo (Fig. 20-78*e* y *f*). Estas dos últimas formas son, en general, más económicas.

La experiencia ha demostrado que el tipo cóncavo hacia arriba es una configuración más apropiada que el cóncavo hacia abajo, ya que tiende a incrementar el flujo de los gases en la región de las orillas del lecho. Esto contrarresta la tendencia normal a que se tengan mayores flujos de gas en el centro del lecho.

Desde un punto de vista estructural, los distribuidores deben soportar la presión diferencial que se registra en la restricción durante el flujo normal y anormal. Además, durante un paro, todo o una porción del lecho quedará sostenido por el distribuidor hasta que se tenga un reflujo suficiente de los sólidos, tanto para reducir el peso de los mismos arriba del distribuidor como para soportar parte del peso restante, transmitiendo la fuerza a las paredes y la base del reactor. Durante el arranque, se puede ejercer un empuje considerable hacia arriba contra el distribuidor, ya que los sólidos asentados bajo el distribuidor se transportan hacia arriba, hasta el lecho normal del reactor.

Cuando el gas de alimentación carece de sólidos finos o los contiene en muy pequeñas cantidades, es factible utilizar diseños de distribuidores de gas más complejos para lograr economías en el costo inicial y el mantenimiento. Esto es más pronunciado, aun cuando el gas de entrada es frío y no corrosivo. Cuando ésta es la situación prevaleciente, la cámara de pleno, el distribuidor de gas y los soportes de este último se fabrican con acero dulce, utilizando factores de temperatura de diseño normales. El primer calcinador de minerales con lecho fluidificado de tipo comercial [Mathews, *Trans. Can. Inst. Min. Metall.*, **LII**, 97 (1949)], producido por la Dorr Co. (ahora, Dorr-Oliver, Inc.) en 1947, para Cochenour-Willans, de Red Lake, Ontario, se diseñó con una placa de constricción de acero dulce, cubierta de concreto refractario, para aislarla del lecho de calcinar y también para proporcionar conos en los que se colocaban bolas refractarias que actuaban como retenes de bola. Las bolas se erosionaban en forma desigual y el concreto refractario se fisuraba. Sin embargo, cuando la unidad se apagaba cerrando la válvula del control del aire, el retroceso de los sólidos era despreciable, debido al reforzamiento. No obstante, si la unidad se detenía desenergizando el motor del soplador centrífugo, la presión más alta del reactor se liberaba a través del soplador y el gas fluidificante más los sólidos retrocedían por la placa de constricción. En la figura 20-79 se ilustran dos diseños de entrada de gas que han dado excelentes resultados para evitar el retroceso de los sólidos. Para mejores resultados, sea cual fuere el diseño, el flujo de gas debe detenerse y aliviarse la presión desde la base hacia arriba, atravesando por el lecho.

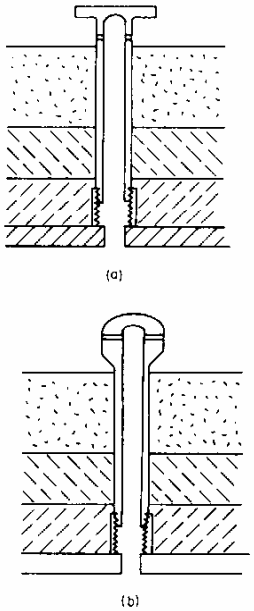


FIG. 20-79 Entradas de gas diseñadas para evitar el retroflujo de sólidos. *a*) Tabla de mortero. *b*) Cabeza de bola. (*Dorr-Oliver, Inc.*)

Se han construido y operado con éxito varias unidades con distribuidores sencillos de tipo ranurado, fabricados con acero resistente al calor. Esto requiere una cámara de pleno resistente al calor; pero elimina el frecuente problema de corrosión provocado por la condensación de ácidos y vapor de agua sobre el metal frío del distribuidor.

En los casos en que el gas de entrada es caliente, por ejemplo, como sucede en los secadores o en los distribuidores superiores de unidades de varios lechos, casi siempre se utilizan arcos de cerámica o rejillas metálicas resistentes al calor.

Los domos de cerámica autosostenidos han tenido gran éxito durante muchos años como distribuidores de gas a temperaturas que ascienden hasta 1400 K (1100°C). Algunos de estos domos se han adaptado con orificios de aleación de acero, para regular la distribución del aire. Sin embargo, el arco de cerámica presenta el mismo problema que el cabezal en forma de plato que se coloca cóncavo hacia abajo. En este caso, es preciso que los orificios del centro sean más pequeños, de tal modo que la suma de las caídas de presión a lo largo del distribuidor más el lecho sea constante en toda la sección transversal, o bien, la parte superior del arco deberá ser plana, para que la profundidad del lecho en el centro y las orillas sea igual. Esto adquiere una importancia especial cuando se utilizan lechos poco profundos.

Cuando la atmósfera dentro del lecho es lo suficientemente benigna, se podrá utilizar un distribuidor de tipo rociador. Véase la Fig. 20-80.

En algunos casos, no es práctico utilizar una cámara de pleno bajo la placa de constricción. Esta condición se presenta cuando se introduce al reactor una mezcla de gases inflamables o explosivos. Una solución para esta situación consiste en entubar los gases para llevarlos a una multitud de entradas individuales de gas en el piso del reactor. De esta manera, quizá sea posible mantener las velocidades del gas en las tuberías por encima de la velocidad de la llama, o bien, reducir el volumen del gas en cada tubería hasta el punto en que se pueda reprimir con seguridad cualquier explosión. Otra solución sería proporcionar entradas independientes para los diferentes gases y efectuar la mezcla en el lecho fluidificado. Las entradas deben estar más o menos cerca unas de otras, ya que la mezcla lateral de gases dentro de los lechos fluidificados es deficiente.

Se ha prestado gran atención al efecto de la distribución de gas en el desarrollo de burbujas dentro del lecho y al efecto de esto en la utilización del catalizador, el rendimiento de espacio-tiempo, etc. Parece ser

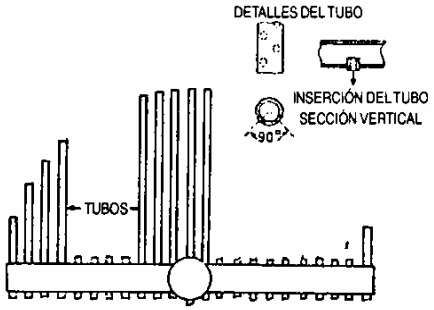


FIG. 20-80 Distribuidor de gas con tubos múltiples. [Fuente: Stemerding, de Groot y Kuypert, *Soc. Chem. Ind. J. Symp. Fluidization Proc.*, 35-46, London (1963).]

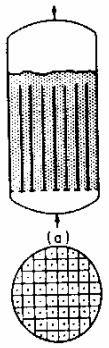


FIG. 20-81 Métodos

que el mejor distrib
de distribuidor rarar
do tanto a las limitac
absolutamente limp
ciamiento de los hu
lidos, los materiale
emplean metales qu
quelado, perforació
grandes cantidades
bujas permite hacer
una cantidad reduci
una buena distribuc
sólo se podrá emple
siones del ladrillo d

Escalamiento

Lechos de burbu
fluidificados no ca
ejemplo en el tosta
realiza con base en
la para determinar l
meración, tiempo r
ciones catalíticas
requieren varios in
varios pasos, desde
hidrodinámica del
tes en los lechos flu
ración con los lech
lechos con diámetr
metro mayor que el
aproxima al del re
eleva en forma libr
lenta que una burbu
tiempo de retenció
mayores que en el f
y los sólidos es bas
lentos o de burbuje
baja. Por consiguie
grandes sin etapas
se obtiene en las u
algunos problemas
(véase la Fig. 20-8
sin etapas de 1 m (
aproximada que en
esta conclusión dej
dad del lecho, tam
peratura y presión

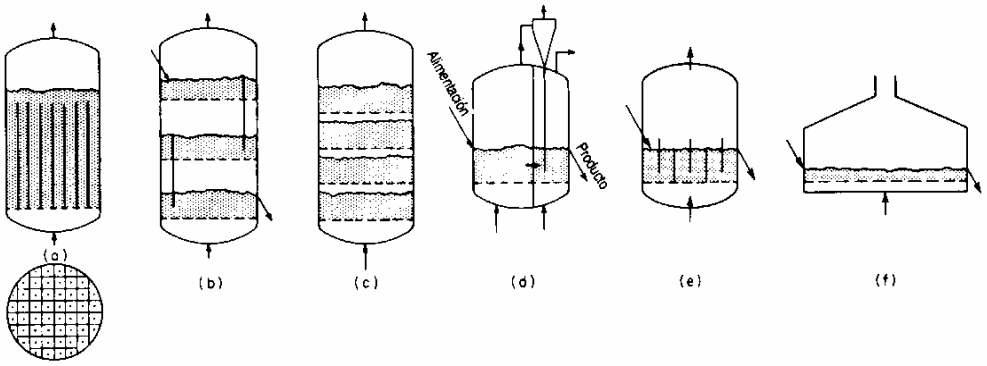


FIG. 20-81 Métodos para proporcionar escalonamiento en lechos fluidificados.

que el mejor distribuidor de gases es una membrana porosa. Este tipo de distribuidor raramente es práctico para unidades comerciales debido tanto a las limitaciones estructurales como a la necesidad de un gas absolutamente limpio. Casi todas las limitaciones impuestas al espaciamiento de los huecos dependen del tamaño de partículas de los sólidos, los materiales de construcción y el tipo de distribuidor. Si se emplean metales que se trabajan con facilidad, las operaciones de troquelado, perforación y soldadura no son costosas y permiten utilizar grandes cantidades de orificios. El empleo de toberas o tapas de burbujas permite hacer una distribución horizontal del gas, de manera que una cantidad reducida de orificios para la entrada del gas puede lograr una buena distribución del mismo. Si se emplea un arco de cerámica, sólo se podrá emplear por lo común un hueco por ladrillo y las dimensiones del ladrillo deberán ser razonables.

Escalamiento

Lechos de burbujeo o turbulentos El escalamiento de los lechos fluidificados no catalíticos cuando la reacción es rápida, como por ejemplo en el tostado o la calcinación, es directa y por lo general se realiza con base en el área. Es necesario hacer pruebas a pequeña escala para determinar las limitaciones físicas, como la sinterización, aglomeración, tiempo requerido de retención de sólidos, etc. En las reacciones catalíticas más lentas (k < 1/s) complejas, en las que se requieren varios intercambios de gases, su escalamiento suele ser en varios pasos, desde el tamaño de laboratorio hasta el comercial. La hidrodinámica del flujo gas-sólidos y el contacto son bastante diferentes en los lechos fluidos con L/D alta y diámetro pequeño, en comparación con los lechos con L/D moderada y diámetro grande. En los lechos con diámetro pequeño, las burbujas no pueden crecer a un diámetro mayor que el del recipiente; cuando el diámetro de la burbuja se aproxima al del recipiente, la burbuja cambia de una burbuja que se eleva en forma libre a una perezosa, que asciende a una velocidad más lenta que una burbuja del mismo volumen. El contacto gas-sólidos y el tiempo de retención del gas en el flujo lento son considerablemente mayores que en el flujo de burbujeo. Además, el retromezclado del gas y los sólidos es bastante inferior en los lechos con L/D elevada, ya sea lentos o de burbujeo, en comparación con los lechos en los que L/D es baja. Por consiguiente, la conversión o rendimiento en los reactores grandes sin etapas es, en ocasiones, considerablemente menor a la que se obtiene en las unidades pequeñas, con L/D elevada. Para superar algunos problemas de escalamiento, se utilizan unidades con etapas (véase la Fig. 20-81). Generalmente, se concluye que en una unidad sin etapas de 1 m (40 in) de diámetro se obtiene la misma conversión aproximada que en una unidad grande de tipo industrial. La validez de esta conclusión depende de muchas variables, que incluyen: profundidad del lecho, tamaño de la partícula, distribución de diámetros, temperatura y presión. Una breve historia de la fluidificación, el escalamiento de los lechos fluidificados y el modelado mostrará los problemas que se presentan.

Los lechos fluidificados se utilizaron en Europa en la década de 1920 para la gasificación de carbón. Los problemas de escalamiento fueron insignificantes o no se publicaron. Durante la Segunda Guerra Mundial, el craqueo o desintegración catalítica del petróleo para producir gasolina se comercializó con éxito mediante el escalamiento de las plantas piloto (de unos cuantos centímetros de diámetro) al tamaño comercial (de varios metros de diámetro). Por fortuna, la cinética de las reacciones de desintegración catalítica es rápida, la relación del petróleo crudo respecto al catalizador está determinada por un balance térmico y por las velocidades requeridas de circulación del catalizador, y el punto de alimentación del crudo se encuentra en el elevador de flujo tapón. La primera experiencia problemática con el escalamiento se relacionó con la producción de gasolina a partir del gas natural, al utilizar el proceso Fischer-Tropsch. Algunas plantas piloto de 0.10, 0.20 y 0.30 m (4, 8 y 12 in, respectivamente) de diámetro se escalaron a una unidad comercial de 7 m de diámetro, en la que el rendimiento fue sólo el 50% del obtenido en las unidades piloto. La síntesis Fischer-Tropsch es una reacción relativamente lenta y, en consecuencia, el contacto gas-sólido es muy importante. A partir de esta experiencia desafortunada, o quizá, a causa de ella, se han realizado muchos esfuerzos para el escalamiento adecuado de los lechos fluidificados. Se han desarrollado muchos modelos que, básicamente, son de dos tipos: el modelo de dos fases [May, *Chem. Eng. Prog.*, **55**, 12, 5, 49-55 (1959); y Van Deemter, *Chem. Eng. Sci.*, **13**, 143-154 (1961)] y el modelo de burbuja (Kunii y Levenspiel, *Fluidization Engineering*, Wiley, New York, 1969). En la figura 20-82 se muestra el modelo de dos fases según May y Van Deemter. En estos modelos, todo el gas o la mayor parte de él, pasa a través del lecho en flujo tapón en

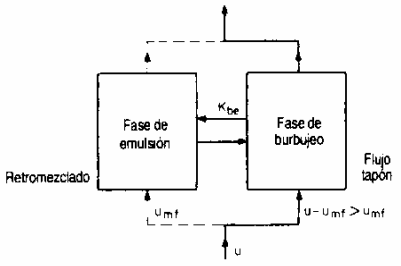


FIG. 20-82 Modelo de dos fases, según May [*Chem. Eng. Proc.*, **55**, 12, 5, 49-55 (1959)] y Van Deemter [*Chem. Eng. Sci.*, **13**, 143-154 (1961)]. U = velocidad superficial, U_{mf} = velocidad mínima de fluidización, E = coeficiente de dispersión axial, y K_{be} = coeficiente de transferencia de masa.

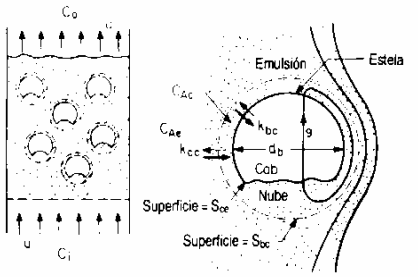


FIG. 20-83 Modelo de lecho de burbujeo de Kunii y Levenspiel. d_b = diámetro eficaz de la burbuja, C_{Ab} = concentración de A en la burbuja, C_{Ae} = concentración de A en la nube, C_{Ac} = concentración de A en la emulsión, q = flujo volumétrico de gas hacia y fuera de la burbuja, k_{be} = coeficiente de transferencia de masa entre la burbuja y la nube, y k_{ce} = coeficiente de transferencia de masa entre la nube y la emulsión. (Fuente: Kunii y Levenspiel, *Fluidization Engineering*, Wiley, New York, 1969, y Krieger, Malabar, Fla. 1977.)

forma de burbujas que no contienen sólidos (catalizador). Los sólidos constituyen una fase densa de emulsión-suspensión, en la que el gas y los sólidos se mezclan de acuerdo con un coeficiente de dispersión axial (E). El flujo transversal entre las dos fases se puede calcular mediante un coeficiente de transferencia de masa. Los refinamientos del modelo básico y los cálculos de los coeficientes de transferencia de masa y dispersión axial son tema de muchos documentos [Van Deemter, *Proc. Symp. Fluidization*, Eindhoven (1967); de Groot, *ibid*; Van Swaaij; y Zuidiweg, *Proc. 5th Eur. Symp. React. Eng., Amsterdam*, B9-25 (1972); DeVries, Van Swaaij, Mantovani, y Heijkoop, *ibid.*, B9-59 (1972); y Werther, *Ger. Chem. Eng.*, **1**, 243-251 (1978)].

En el modelo de burbuja (Kunii y Levenspiel, *Fluidization Engineering*, Wiley, New York, 1969; figura 20-83) se suponen burbujas de diámetro constante (el diámetro eficaz de la burbuja d_b) que se elevan a través de la fase en suspensión. El gas se transfiere del espacio vacío de la burbuja a la cubierta y la estela con el coeficiente de transferencia de masa K_{bc}; y de la cubierta y la estela a la fase emulsionada con el coeficiente de transferencia de masa K_{ce}. Los resultados experimentales se han ajustado a la teoría mediante el ajuste del diámetro eficaz de la burbuja. Como ya se mencionó, el diámetro de la burbuja cambia desde el fondo hasta la parte superior del lecho y, por consiguiente, este modelo no es realista, a pesar de que se utiliza mucho para evaluar el comportamiento del reactor. Por otra parte, se han propuesto varios modelos de burbuja en los que se utilizan burbujas con un diámetro que aumenta desde el distribuidor hasta la parte superior del lecho y en los cuales existe un intercambio de gas entre las burbujas y la fase emulsificada de acuerdo con Kunii y Levenspiel [Kato y Wen, *Chem. Eng. Sci.*, **24**, 1351-1369 (1969); y Fryer y Potter, en Keairns (ed.), *Fluidization Technology*, vol. 1. Hemisphere, Washington, 1975, pp. 171-178].

El empleo de modelos para interpretar y comprender los datos de lechos fluidificados pequeños, intermedios y grandes es sumamente útil. La construcción de una planta a escala total, con base en los resultados obtenidos en una unidad de laboratorio mediante el empleo de un modelo para el escalamiento puede crear problemas como los ocurridos en el escalamiento de la síntesis Fischer-Tropsch de lecho fluido denso. La experiencia con reacciones y sistemas gas-sólido similares es útil para la comprensión de la hidrodinámica, que es muy importante.

Lechos de circulación o rápidos La transferencia de masa en el régimen de circulación o rápido se supone que es mayor que en el lecho de burbujeo o turbulento y se puede calcular al suponer partículas dispersas con una velocidad de deslizamiento igual a la velocidad del gas. La concentración de sólidos contra la altura por arriba de la entrada del gas (Fig. 20-74) no se puede calcular en forma precisa (Yerushalmi, Turner y Squires, *op. cit.*), ya que hasta la fecha no se han publicado los datos de las unidades con un diámetro más grande.

El arrastre de las unidades rápidas, de circulación o de transporte, se basa en los balances de materia con régimen permanente. La velocidad

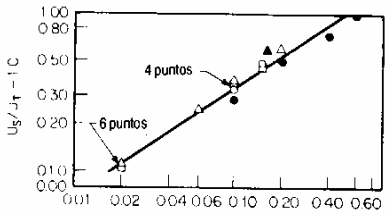


FIG. 20-84 Gráfica de $U_s/U_T - 1$ en función de la razón de carga. U_s = velocidad de deslizamiento en el centro de la tubería, $(U_{go} - U_{po})$, L/T; U_{go} = velocidad media axial del gas en el centro de la tubería, L/T; U_{po} = velocidad media axial de la partícula en el centro de la tubería, L/T; U_T = velocidad terminal de la partícula, L/T; G_s = velocidad de masa de los sólidos, m/L^{2}T; y G_s = velocidad de masa del gas, m/L^{2}T. (Reproducida con autorización de Reddy y Pei, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **8**(3), 490-497 (1969).)

de alimentación o circulación controla la retención de sólidos debido al efecto de la concentración de los sólidos sobre la velocidad de deslizamiento [Fig. 20-84; Reddy y Pei, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **8**(3), 420 (agosto 1969)]. La concentración de sólidos precisada mediante la $\Delta P/L$ (véase la Fig. 20-74) es diferente de la velocidad de arrastre o circulación. La $\Delta P/L$ es una medida de los sólidos en una ranura determinada de la sección transversal de la unidad y no una medida de la velocidad de entrada y salida de esta ranura.

Transporte Las unidades de transporte se pueden escalar con base en los principios de transporte neumático. La transferencia de masa y calor se calcula a partir de la velocidad de deslizamiento durante la aceleración y la velocidad de deslizamiento a aceleración total. Esta velocidad se incrementa a medida que aumenta la concentración de sólidos.

Transferencia de calor Se han utilizado superficies de intercambio de calor que suministran los medios para la eliminación o adición de calor a los lechos fluidificados. Por lo general, estas superficies están constituidas por tubos verticales con múltiples en la parte superior y en el fondo o en forma de trombón, con múltiples exteriores al recipiente.

También se han utilizado otras formas, como por ejemplo, bayonetas horizontales. En cualquiera de estas instalaciones es necesario tomar las medidas adecuadas para evitar la abrasión de la superficie exterior del intercambiador, producida por el lecho.

El cálculo del coeficiente de transferencia de calor se analiza en las secciones 10 y 11. Por lo general, la velocidad de transferencia es de 5 a 25 veces la del gas solo. Véase Davidson y Harrison (*loc. cit.*).

La transferencia de calor de los sólidos al gas, y viceversa, generalmente da por resultado un coeficiente que varía entre 6 y 20 J/(m^2·s·K) [3 a 10 Btu/(h·ft^2·°F)]. Sin embargo, el área grande de sólidos por unidad de volumen de lecho, 5000 m^2/m^3 (15 000 ft^2/ft^3), para partículas de 60 μm, con una densidad a granel de 600 kg/m^3 (40 lb/ft^3) da por resultado una igualación rápida de las temperaturas del gas y los sólidos. Con un distribuidor suficientemente bueno, esta igualación de temperaturas ocurre a los 2 a 6 cm (1 a 3 in) arriba del distribuidor.

Las conductividades térmicas del lecho en dirección vertical se han medido en el laboratorio y varían entre 40 y 60 kJ/(m^2·s·K) [20 000 a 30 000 Btu/(h·ft^2·°F/ft)]. En experimentos a gran escala se han medido las conductividades horizontales para partículas de 3 mm (1/8 in), en el intervalo de 2 kJ/(m^2·s·K) [1000 Btu/(h·ft^2·°F/ft)].

Excepto cuando se tienen razones L/D extremas, la temperatura en los lechos fluidificados es uniforme por lo general, y la temperatura en cualquier punto se encuentra dentro de 5 K (10°F) con respecto a cualquier otro punto.

Control de temperatura Debido a la igualación rápida de temperaturas en los lechos fluidificados, el control de la misma se puede realizar de varias maneras:

1. *Adiabática* Controla el flujo de gas y/o la velocidad de alimentación de los sólidos, para que el calor de reacción se elimine como

calor sensible en los g
calor mediante los gas
2. *Circulación de*
circulación de los sóli
3. *Circulación de*
dores de calor, para en
4. *Inyección de lí*
calor latente de evapo
5. *Enfriamiento o*
Mezclado de sólid
cados se mezclan por
rior de las burbujas y
la burbuja (Rowe y Pa
in a Fluidized Bed," T
mical Engineering. Lo
rre mezclado en la flu
dida que aumenta la
arrastradas hacia la pa
hacia el fondo del mis
es mayor en el centro
Con razones elevad
velocidad mínima de
alta de sólidos, de la
asegura un mezclado
los lechos con razon
considerar como rec
mezclados, en lo que
En muchas indust
mezclado intermiten
ción práctica a las dit
Todo lo anterior es
mas características fi
sólidos con caracterís
a determinadas veloc
van de Wijer, "Segre
ties," *Powder Techn*
chos fluidificados un
inferior estático con
último ocurre con fre
a la fusión dentro del
pegajosos de alimen
aumentar los flujos d
ción de técnicas mej
diciones de operació
lecho los aglomerad
Mezclado de gas
forma vertical a trav
Sin embargo, el mez
tribuidores eficiente
cado.
En los lechos de b
a 5 a 11 veces la U_{mf}
sión o de burbuja. A
velocidad descender
trar hacia abajo el ga
crementa al aumenta
lación o rápido, donc
velocidad.
Aumento de tam
que las partículas de
y en otras presenta d
licuefacción o el abl
(es decir, la adición
en el retostado de la
fluidificados o el to
las partículas secas
en los granuladores
roce de una contra c

calor sensible en los gases y sólidos de salida, o bien, se suministre calor mediante los gases y sólidos.

2. *Circulación de sólidos* Elimina o adiciona calor mediante la circulación de los sólidos.

3. *Circulación de gas* Se recircula el gas a través de intercambiadores de calor, para enfriar o calentar el lecho.

4. *Inyección de líquido* Se agrega un líquido volátil, para que el calor latente de evaporación iguale al exceso de energía.

5. *Enfriamiento o calentamiento de las superficies dentro del lecho.*

Mezclado de sólidos Los sólidos presentes en los lechos fluidificados se mezclan por medio de los sólidos arrastrados en la parte inferior de las burbujas y el derramamiento de estos sólidos al reventarse la burbuja (Rowe y Patridge, "Particle Movement Caused by Bubbles in a Fluidized Bed," Third Congress of European Federation of Chemical Engineering, Londres, junio 2, 1962). Por consiguiente, no ocurre mezclado en la fluidificación incipiente y éste se incrementa a medida que aumenta la velocidad del gas. Naturalmente, las partículas arrastradas hacia la parte superior del lecho deben desplazar partículas hacia el fondo del mismo. Por lo general, el flujo ascendente de sólidos es mayor en el centro del lecho y hacia abajo en la pared del recipiente.

Con razones elevadas de la velocidad de fluidificación respecto a la velocidad mínima de fluidificación se obtiene una circulación muy alta de sólidos, de la parte superior al fondo del lecho, con lo cual se asegura un mezclado rápido de los sólidos. Para propósitos prácticos, los lechos con razones L/D que varían desde 4 hasta 0.1 se pueden considerar como recipientes de reacción continua completamente mezclados, en lo que concierne a los sólidos.

En muchas industrias se utiliza la fluidificación para obtener un mezclado intermitente satisfactorio. En estos casos no existe limitación práctica a las dimensiones del recipiente.

Todo lo anterior es para los sólidos con aproximadamente las mismas características físicas. Por otra parte, existe evidencia de que los sólidos con características muy diferentes se clasificarán uno del otro, a determinadas velocidades de flujo de gas [Geldart, Baeyens, Pope y van de Wijer, "Segregation in Beds of Large Particles at High Velocities," *Powder Technol.*, **30**(2), 195 (1981)]. Se pueden formar dos lechos fluidificados uno encima de otro, o bien, puede resultar un lecho inferior estático con un lecho fluidificado en la parte superior. Esto último ocurre con frecuencia cuando se produce aglomeración, debido a la fusión dentro del lecho o a una dispersión defectuosa de los sólidos pegajosos de alimentación. En ocasiones, el problema se resuelve al aumentar los flujos de gas; sin embargo, puede ser necesaria la aplicación de técnicas mejoradas de alimentación o un cambio en las condiciones de operación. Otra solución consiste en eliminar del fondo del lecho los aglomerados, en forma continua o periódica.

Mezclado de gas El mezclado de los gases a medida que pasan en forma vertical a través del lecho nunca se ha considerado un problema. Sin embargo, el mezclado horizontal es muy deficiente y requiere distribuidores eficientes si se van a mezclar dos gases en el lecho fluidificado.

En los lechos de burbujeo, que se operan con velocidades inferiores a 5 a 11 veces la U_{mf}, los gases fluyen hacia arriba en las fases de emulsión o de burbuja. A velocidades mayores que 5 a 11 veces la U_{mf}, la velocidad descendente de la fase de emulsión es suficiente para arrastrar hacia abajo el gas contenido. El retromezclado de los gases se incrementa al aumentar la razón U/U_{mf}, hasta llegar al régimen de circulación o rápido, donde el retromezclado disminuye al incrementarse la velocidad.

Aumento de tamaño En condiciones adecuadas, se puede hacer que las partículas de sólidos crezcan. En ocasiones, esto es ventajoso, y en otras presenta desventajas. El crecimiento está relacionado con la licuefacción o el ablandamiento de una porción del material del lecho (es decir, la adición de sosa a la alimentación de carbonato de calcio, en el retostado de la cal, los alquitranes en el coquizado de los lechos fluidificados o el tostado de plomo o zinc causan la aglomeración de las partículas secas de la misma manera que actúan los aglomeradores en los granuladores giratorios). El movimiento de las partículas y el roce de una contra otra dentro del lecho da por resultado gránulos esféricos. Si no se controla el diámetro de estas partículas, ocurre la segregación de las partículas grandes contenidas en el lecho.

En el desecado de soluciones o suspensiones, la ubicación de la tobera de alimentación (tobera de rocío) influye mucho en el diámetro de la partícula formada en el lecho. Además, son importantes la temperatura de operación, la humedad relativa del gas de salida y la velocidad del gas. El crecimiento de la partícula puede ocurrir en forma de aglomeración o como un "despellejamiento de cebolla."

Reducción de tamaño En los lechos fluidificados se presentan tres mecanismos principales de reducción de tamaño, que son: rozamiento, impacto y decrepitación térmica.

Debido al movimiento aleatorio de los sólidos, se provoca una abrasión de la superficie que generalmente es pequeña, del orden de 0.25 a 1% de los sólidos por día.

En las áreas con velocidades elevadas de gas ocurren velocidades mayores de fricción o rozamiento, al igual que fractura de las partículas por impacto. Este tipo de molienda por chorro se utiliza en algunas de las unidades de coquizado para controlar el diámetro de partícula (Griffin *et. al.*, presentado en el American Institute of Chemical Engineers national meeting, diciembre 1957). Este mecanismo se presenta también, aunque en menor grado, en el punto de introducción del gas cuando la caída de presión, para asegurar la distribución del gas, se mide a través de un orificio o tubo que descarga directamente en el lecho.

La decrepitación térmica ocurre con frecuencia cuando se reacomodan los cristales debido a la transición de una forma a otra, o cuando se forman compuestos nuevos (es decir, la calcinación de la piedra caliza). En ocasiones los esfuerzos en casos como éstos son suficientes para reducir la partícula al diámetro básico del cristal.

Todos estos mecanismos hacen que se completen las fracturas iniciadas antes de introducir los sólidos al lecho fluidificado.

Alimentadores de sólidos y control de flujo de sólidos En el caso de unidades de craqueo o desintegración catalítica en que la adición del catalizador es limitada y no es necesario que sea constante, el catalizador de reposición se alimenta por medio de tolvas presurizadas, hacia una de las líneas transportadoras. El principal problema del control de flujo de sólidos consiste en mantener existencias balanceadas de catalizador en el punto de admisión y regular el flujo que entra y sale del reactor y el generador. Esta corriente de sólidos, proveniente de una atmósfera oxidante a otra reductora, o viceversa, requiere a menudo la extracción de gases de los intersticios de los sólidos, al igual que los gases adsorbidos por las partículas. Casi siempre se emplea vapor para este fin. El punto de separación de los sólidos del lecho fluidificado es, por lo común, bajo una presión menor que la que existe en el punto en que se introduce la alimentación al gas portador. La presión aumenta en la base de la tubería de arrastre de los sólidos o la columna reguladora, introduciendo gas en la base o a intervalos a lo largo de su longitud, de tal modo que la caída de presión del gas que fluye hacia arriba en sentido opuesto a la corriente descendente de sólidos genere una presión mayor en la base, en comparación con la que prevalece en la parte superior. Esta columna reguladora o de equilibrio se puede fluidificar o que los sólidos fluyan sin ninguna expansión apreciable. En cualquier caso, la presión ejercida arriba de la válvula de control de los sólidos se debe mantener al mismo valor, o mayor, que la del punto de introducción de los sólidos en la corriente del gas portador. Véase Judd y Rowe, en Davidson y Keairns (eds.), *Fluidization*, Cambridge, New York, 1978, p. 110; y Leung, Jones y Knowlton, *Powder Technol.*, **19**, 7-15 (1976).

Se utilizan varios diseños de válvulas para regular el flujo de sólidos. Éstas se deben elegir con cuidado, de tal modo que sean adecuadas para las condiciones específicas. En general, las válvulas de bloque se utilizan en combinación con válvulas de control. En la figura 20-85 se ilustran varios diagramas esquemáticos de los dispositivos empleados para regular el flujo de sólidos. En la figura 20-85 no aparece el dispositivo de control de flujo que se emplea en las unidades de disociación catalítica modelo IV de la Exxon Research and Engineering Co. Se trata de un dispositivo en forma de U en el cual se tiene una porción variable de aire de regeneración que se inyecta en el brazo del elevador.

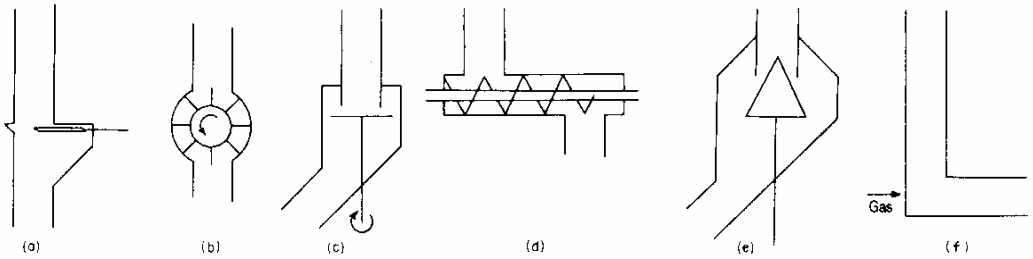


FIG. 20-85 Dispositivos para el control del flujo de sólidos. *a*) Válvula de deslizamiento. *b*) Válvula en estrella. *c*) Alimentador de mesa. *d*) Alimentador de tornillo. *e*) Válvula cónica. *f*) Válvula en L.

Los cambios en la velocidad de inyección del aire hacen variar la densidad del fluido en el elevador y, con ello, se logra controlar la velocidad de flujo de los sólidos. Se ha informado que a veces se han obtenido velocidades de circulación del catalizador del orden de 1200 kg/s (70 toneladas por minuto).

Cuando el sólido es uno de los reactivos, por ejemplo, en la calcinación de minerales, la corriente debe ser continua y precisa para mantener condiciones constantes dentro del reactor. La alimentación de sólidos granulares de movimiento libre dentro de un lecho fluidificado no presenta ningún problema. Se pueden utilizar equipos de pesado y transporte de sólidos de tipo comercial estándar para controlar la velocidad y la emisión de sólidos al alimentador. Por lo común, se emplean transportadores de tornillo sin fin, tubos de inmersión, brazos de cierre e inyectores para introducir los sólidos al reactor (Fig. 20-85). Cuando los sólidos no tienen un movimiento libre, como sucede en la mayor parte de los casos de conglomerados de filtro, se presentan dificultades y es necesario emplear técnicas especiales. Cochenour-Willans encontraron una solución para resolver este problema. Después de enfrentarse a tremendas dificultades al intentar alimentar conglomerados de filtro húmedos y, a veces, congelados en el reactor, por medio de un alimentador de tornillo sin fin, se intentó una alimentación experimental de una lechada acuosa de concentrados de flotación. Esta prueba tuvo éxito y se ha convertido en el método que se utiliza en casi todos los casos en que diversas consideraciones de balance de calor, tamaño de la partícula de los sólidos y otras diferentes lo permiten. Gilfillan y colaboradores (*J. Chem. Metall. Min. Soc. S. Afr.*, mayo 1954), y Soloman y Beal (*Uranium in South Africa*, 1946-56) presentan detalles completos sobre el empleo de este sistema para la dosificación.

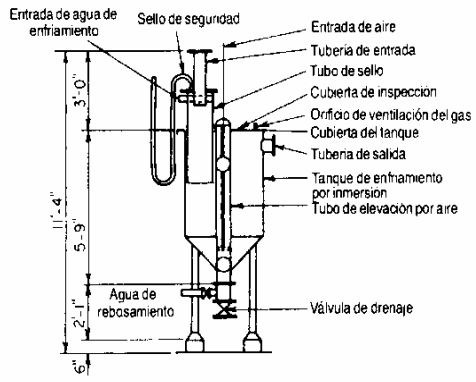


FIG. 20-86 Tanque de enfriamiento por inmersión para la descarga de sólidos por rebosamiento o ciclón. [Gilfillan *et al.*, "*The Fluosolids Reactor as a Source of Sulphur Dioxide*", *J. Chem. Metall. Min. Soc. S. Afr.* (mayo 1954).]

En los casos en que la alimentación de lechada no resulta práctica, se ha intentado con éxito efectuar un **reciclaje** del producto de sólidos, para mezclarlo con el material de dosificación, tanto para la desecación como para lograr un material de manejo más sencillo. Asimismo, se han obtenido buenos resultados utilizando un alimentador de mesa rotatoria montado en la parte superior del reactor, y haciendo la descarga a través de un desintegrador mecánico. Por lo común, los sólidos húmedos se deben subdividir en partículas discretas o en conglomerados muy finos, ya sea por acción mecánica antes de entrar al lecho o vaporizando rápidamente el agua. Si los grumos de sólidos secos o semisecos se alimentan en tales condiciones, los conglomerados no se subdividen y tienden a aglutinarse todavía más. Puesto que el tamaño del conglomerado es muchas veces la dimensión de la partícula individual más grande, aquéllos se segregan fuera del lecho y, con el tiempo, todo el lecho fluidificado quedará sustituido con un lecho estático de conglomerados.

Descarga de sólidos El tiempo de mecanismo de descarga que se utiliza depende de la necesidad de sellar la atmósfera dentro del reactor de lecho fluidificado y del tratamiento subsecuente de los sólidos. El método de descarga de sólidos más simple es un vertedero de inundación o rebosamiento. Éste se utiliza sólo cuando el escape del gas fluidificante no presenta ningún peligro debido a su naturaleza o al contenido de polvo, o cuando se permite la descarga de la salida de gas hacia

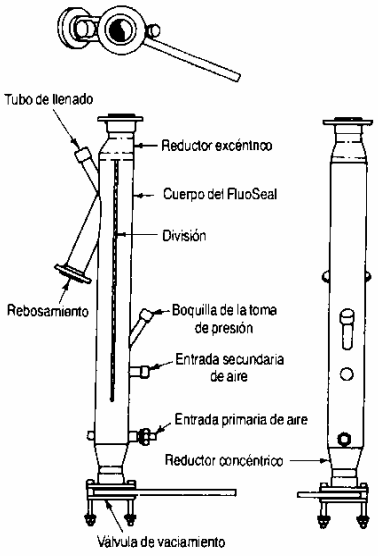


FIG. 20-87 FluoSeal Dorreo tipo UA. (*Dorr-Oliver, Inc.*)

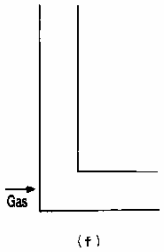
la cámara de lecho flui
se descarga. Los sólido
una abertura, incluso a
se mantiene a un nivel
necesario restringir el f
cuencia una simple vál
bosamiento a los tanq
sión (Fig. 20-86) cual
conveniente eliminar
dos en forma de lechad
sellar y purgar el gas d
rebosamiento (Fig. 20-

Con frecuencia se e
válvulas de control de
siones y separar los ga
figura 20-88 se presen
un brazo de sellado. L
prenden del lecho flui
reguladora. El gas de s
del brazo. Este gas tie
y las presiones indica
sino que sólo son relat
dos fluidificados com

La válvula "ICI", q
89 da un mejor servici
de control de flujo de
mal de sólidos y arrib
ascendente y descend
regula según la presi
los sólidos y el de des
La longitud y el diám
tal modo que el ángul
la descarga de los mis

Gas de
y extrac

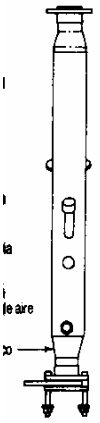
FIG. 20-88 Brazo de



d) Alimentador de tornillo.

hada no resulta práctica,
del producto de sólidos,
ón, tanto para la deseca-
más sencillo. Asimismo,
un alimentador de mesa
ictor, y haciendo la des-
Por lo común, los sólidos
icretas o en conglomera-
ntes de entrar al lecho o
mos de sólidos secos o
los conglomerados no se
is. Puesto que el tamaño
ión de la partícula indi-
del lecho y, con el tiem-
do con un lecho estático

ismo de descarga que se
ósfera dentro del reactor
cuente de los sólidos. El
un vertedero de inunda-
do el escape del gas flui-
su naturaleza o al conte-
de la salida de gas hacia



, Inc.)

la cámara de lecho fluidificado, desde la atmósfera en la que el lecho se descarga. Los sólidos se derraman del lecho fluidificado a través de una abertura, incluso a pesar de que la presión ejercida sobre el mismo se mantiene a un nivel ligeramente menor que la exterior. Cuando es necesario restringir el flujo del gas por la abertura, se emplea con frecuencia una simple válvula de chapaleta. Se acostumbra utilizar el rebosamiento a los tanques de combinación y enfriamiento por inmersión (Fig. 20-86) cuando es factible mojar los sólidos y cuando es conveniente eliminar o someter a un tratamiento subsecuente los sólidos en forma de lechada. El FluoSeal es una forma simple y eficaz para sellar y purgar el gas de los sólidos, cuando se emplea una descarga de rebosamiento (Fig. 20-87).

Con frecuencia se emplean brazos de sellado en combinación con válvulas de control de la corriente de sólidos, para equilibrar las presiones y separar los gases atrapados o adsorbidos en los sólidos. En la figura 20-88 se presenta un dibujo esquemático del funcionamiento de un brazo de sellado. Los sólidos se sedimentan por gravedad, y se desprenden del lecho fluidificado dentro del brazo de sellado o columna reguladora. El gas de sellado o separación se introduce cerca de la base del brazo. Este gas tiene un flujo tanto ascendente como descendente y las presiones indicadas en la ilustración no tienen un valor absoluto, sino que sólo son relativas. Los brazos están diseñados tanto para sólidos fluidificados como sedimentados o asentados.

La válvula "ICI", que se muestra esquemáticamente en la figura 20-89 da un mejor servicio como dispositivo de sellado que como válvula de control de flujo de sólidos. El gas introducido debajo del nivel normal de sólidos y arriba del orificio de descarga tendrá un movimiento ascendente y descendente. El flujo relativo en cada dirección se autoregula según la presión diferencial entre el punto de alimentación de los sólidos y el de descarga y del nivel de los sólidos dentro del brazo. La longitud y el diámetro del conducto de descarga se seleccionan de tal modo que el ángulo no perturbado de reposo de los sólidos evitará la descarga de los mismos. Conforme los sólidos penetran en el brazo,

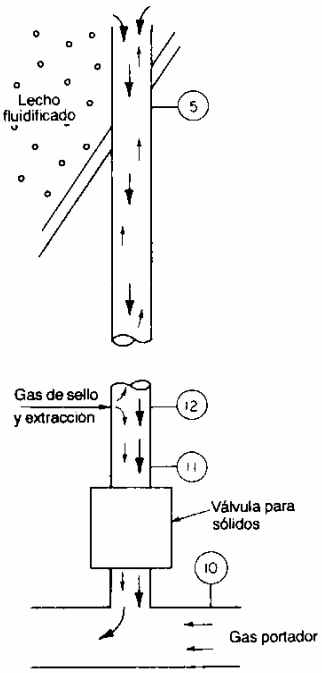


FIG. 20-88 Brazo de sello de un lecho fluidificado.

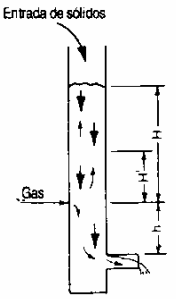


FIG. 20-89 Válvula ICI. (*Imperial Chemical Industries Ltd.*, British Patent 607 723.)

la altura H de los sólidos se eleva y esto, a su vez, reduce el paso del gas en dirección ascendente y aumenta su corriente en sentido descendente. Cuando el flujo de gas descendente y a través del orificio de descarga de los sólidos llega a una velocidad determinada, el ángulo de reposo de los sólidos se trastorna y se inicia la descarga de los sólidos. Por lo común, el nivel de los sólidos arriba del punto de introducción del gas oscilará entre H y H'. Los cambios en condiciones como temperatura o presión generan, a menudo, una descarga no controlada de los sólidos y la pérdida del hermetismo. La abertura fija favorece también la formación de taponamientos, debido a grumos dispersos, etc. Cuando se enfrenta a la posibilidad de segregación en el lecho se acostumbra utilizar fondos de decantación.

En la mayor parte de los sistemas de reactores catalíticos no es necesario extraer sólidos, ya que el catalizador se retiene dentro del sistema y la pérdida de sólidos ocurre en la forma de finos, que no se recogen por medio del sistema de recuperación de polvos.

Separación de polvo Habitualmente es necesario recuperar los sólidos arrastrados por el gas que sale del espacio de separación o margen libre del lecho fluidificado. En general, se emplean ciclones para separar la mayor porción de esos sólidos (véase "Separaciones gas-sólido"). Sin embargo, en unos cuantos casos, y casi siempre en unidades a escala pequeña, se emplean filtros sin recurrir al empleo de ciclones para reducir la carga de sólidos en el gas. Para usos a altas temperaturas, se emplea cerámica porosa o metal sinterizado. Deben proporcionarse unidades múltiples, de tal modo que una de las mismas se pueda soplar con gas limpio, mientras que varias otras están filtrando.

En la figura 20-90 se ilustran diferentes configuraciones de ciclones, que son las que se emplean más a menudo. El efecto de la disposición del ciclón en la altura del depósito y la altura general del sistema es evidente. En otra parte de esta sección se explican con mayor amplitud los detalles concernientes al diseño del ciclón y las eficiencias de recolección.

La descarga del ciclón en el lecho fluidificado requiere cierto cuidado. Es necesario sellar la base del ciclón para que la eficiencia de recolección del mismo no se vea disminuida por el paso de cantidades apreciables de gas por el orificio de descarga de los sólidos. Esto se logra, casi siempre, sellando el brazo de inmersión dentro del lecho de fluido. La experiencia ha demostrado, sobre todo en el caso de lechos profundos, que la base de la tubería de inmersión debe protegerse de la acción de burbujas grandes de gas que, si se dejan pasar por dicho brazo, arrastrarán cantidades notables de sólidos finos dentro del ciclón, con lo que se provocarían pérdidas momentáneamente elevadas. Esto se logra adaptando a la base una placa con un diámetro mayor que el de la tubería (véase la Fig. 20-91*e*). La longitud del brazo de sellado se calcula como se indica en el siguiente ejemplo:

Dados: Densidad de fluido del lecho a 0.3 m/s (1 ft/s) de velocidad superficial del gas = 1100 kg/m^3 (70 lb/ft^3).

Densidad del fluido del producto del ciclón a 0.15 m/s (0.5 ft/s) = 650 kg/m^3 (40 lb/ft^3).

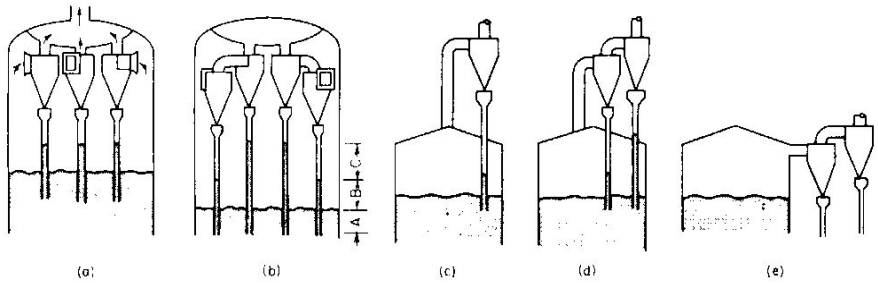


FIG. 20-90 Configuración de ciclones de lechos fluidificados. *a*) Ciclón interno de una sola etapa. *b*) Ciclón interno de dos etapas. *c*) Ciclón externo de una sola etapa, en donde el polvo retorna al lecho. *d*) Ciclón externo de dos etapas en donde el polvo retorna al lecho. *e*) Ciclón externo de dos etapas en donde el polvo se recoge externamente

Profundidad del lecho sedimentado = 1.8 m (6 ft)
Profundidad del lecho fluidificado = 2.4 m (8 ft)
Caída de presión en el ciclón = 1.4 kPa (0.2 lbf/in^2)

Para asegurar un sellado en el momento de arranque, la base del brazo de sellado se encuentra a 1.5 m (5 ft) por encima de la placa de constricción o se sumerge a 0.9 m (3 ft) dentro del lecho fluidificado.

La presión en la salida de los sólidos de un ciclón de gas es, casi siempre, del orden de 0.7 kPa (0.1 lbf/in^2) menor que la presión ejercida en la descarga del brazo. La presión total que se debe equilibrar por medio del brazo de fluido dentro del brazo de inmersión del ciclón es

$(0.9 \times 1100 \times 9.81)/1000 = 1.9$ m

$[(3 \times 70)/144 + 0.2 + 0.1 = 1.7$ lb/in$^2]$

Altura de los sólidos en el brazo de inmersión = $(11.8 \times 1000)/(650 \times 9.81) = 1.9$ m $[(1.7 \times 144)/40 = 6.1$ ft]; por lo tanto, la base del recipiente separador del ciclón debe estar por lo menos a 1.9 + 1.5 o 3.4 m (6.1 + 5 o 11.1 ft) por encima del distribuidor de gas. Para dar margen a alteraciones, cambios en la distribución del tamaño, etc., utilícese 4.6 m (15 ft).

Además del simple brazo de inmersión, hay otros dispositivos que se han utilizado para sellar el retorno de sólidos en un ciclón, sobre todo para los de segunda etapa. En la figura 20-91 se ilustran varios de ellos. Uno de los dispositivos que se emplean con mayor frecuencia es la válvula de chapaleta (20-91*a*). No existe un consenso común en cuanto a que esa válvula se deba descargar debajo del nivel del lecho o dentro del margen libre. Todos los demás se descargan por encima del nivel del lecho. En cualquier caso, los brazos deben ser lo suficiente grandes para soportar momentáneamente las altas velocidades de sólidos, y proporcionar el cierre necesario para contrarrestar las caídas de presión del ciclón, al mismo tiempo que se permite el margen suficiente para las diferencias en la densidad de fluido del lecho y los productos del ciclón. Se ha informado que, en el caso de catalizadores de desintegración catalítica, la densidad de fluido de los sólidos recogidos por el ciclón primario es esencialmente la misma que la del lecho fluidificado. Sin embargo, como regla general, la densidad fluidificada de los sólidos recogidos por el primer ciclón es menor que la densidad fluidificada del lecho. Cada ciclón sucesivo recoge sólidos cada vez más finos y menos densos. La velocidad del gas hasta el tubo de cola de un ciclón es menor que la velocidad prevaleciente en el lecho; con frecuencia es la mitad de la de este último.

Puesto que los ciclones son menos eficaces al reducirse el tamaño de la partícula, a menudo se necesitan unidades secundarias de recolección, por ejemplo, filtros, precipitadores electrostáticos y lavadores. En casos en que la recolección en seco no es necesaria, se pueden omitir los ciclones si se da el margen suficiente para las cargas de sólidos pesados, dentro del lavador (véase "Separaciones gas-sólido"; véase también en la sección 18, la subsección "Lavadores").

Instrumentación

Medición de la temperatura Por lo común, ésta es una operación sencilla y los elementos sensores de temperatura de tipo estándar son adecuados para un uso continuo. Debido al gran desgaste por abrasión que sufren los tubos horizontales de protección, casi siempre se prefieren las instalaciones verticales. En atmósferas muy corrosivas, en las que no se pueden emplear tubos metálicos de protección, se han empleado con éxito tubos cortos de cerámica pesada.

Medición de la presión Aunque se han fabricado terminales o sondas para medir presiones con buenos resultados utilizando materiales porosos, la toma de presión más aceptada consta de un tubo purgado que se proyecta dentro del lecho, en una posición tan vertical como sea

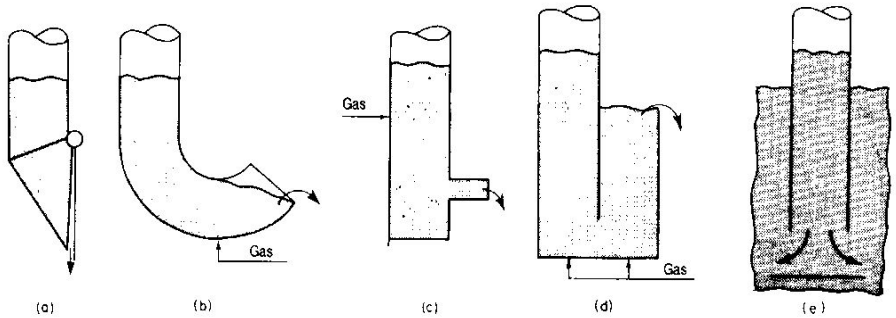


FIG. 20-91 Sellos de ciclón para el retorno de sólidos. *a*) Válvula de chapaleta (*Ducon Co. Inc.*). *b*) Válvula en J. *c*) Válvula ICI (*Imperial Chemical Industries Ltd.; British Patent 607723*). *d*) Depósito de sello de fluido (véase la Fig. 20-62). *e*) Placa "dólar". *a*, *b*, *c*, y *d* se pueden utilizar arriba del lecho; la *a* y la *e* se utilizan abajo del lecho.

posible. Los diámetros
a 1 ft). Habitualmente,
0.005 m^3/s (1 ft^3/min).
alturas dentro del lecho
se hace trazando una g
puntos dentro del lecho
nivel al que se colocará
a una presión diferenc
nal del lecho para la
zona de salpicado o bo
luida que este último,
a elevaciones mayores

Debido a las pulsac
cia se necesita amorti
indicador de tiro, etc.)
a menudo problemas
movimiento del instru

Medición del flujo
flujo de gases limpios
evita medir el flujo d
sólidos se controla ca
externos al sistema. L
casi siempre sobre un
actividad catalítica, a
de calcinación, el cok
cidad de alimentació

EMPLEOS DE L

Los empleos posibles
riados. Hay varias apl
ciales, en tanto que c
otras más en la de lab

FIG. 20-
Cracking
cortesía d

posible. Los diámetros internos mínimos son del orden de 1 a 2 cm ($^1/_2$ a 1 ft). Habitualmente, se necesita un índice de purga de, por lo menos, 0.005 m^3/s (1 ft^3/min). Las mediciones de presión tomadas a diferentes alturas dentro del lecho sirven para determinar el nivel del mismo. Esto se hace trazando una gráfica de la presión diferencial entre dos o más puntos dentro del lecho y la presión en el margen libre, en función del nivel al que se colocaron las tomas de presión, para después extrapolar a una presión diferencial de cero. El punto de corte será el nivel nominal del lecho para la densidad constante del fluido. Sin embargo, la zona de salpicado o borboteo en la parte superior del lecho es más diluida que este último, de donde los sólidos se encontrarán en realidad a elevaciones mayores que lo que indica la gráfica.

Debido a las pulsaciones registradas dentro del lecho, con frecuencia se necesita amortiguar el instrumento de medición (manómetro, indicador de tiro, etc.). Los operadores experimentados pueden prever a menudo problemas de funcionamiento observando simplemente el movimiento del instrumento de medición.

Medición del flujo La medición de las velocidades de corriente o flujo de gases limpios no presenta ningún problema. Por lo general se evita medir el flujo de gases contaminados o sucios. La corriente de sólidos se controla casi siempre pero no se mide, excepto en puntos externos al sistema. Los flujos de sólidos dentro del sistema se ajustan casi siempre sobre una base inferencial (temperatura, nivel de presión, actividad catalítica, análisis de los gases, etc.). En muchas operaciones de calcinación, el color del material calcinado es un indicio de la velocidad de alimentación de los sólidos.

EMPLEOS DE LOS LECHOS FLUIDIFICADOS

Los empleos posibles de los lechos fluidicados son increíblemente variados. Hay varias aplicaciones que se han convertido en éxitos comerciales, en tanto que otras se encuentran en la etapa de planta piloto y otras más en la de laboratorio. En general, el lecho fluidificado se emplea para establecer contactos entre gases y sólidos; sin embargo, en algunos casos, la presencia del gas o el sólido se utiliza sólo para proporcionar un lecho fluidificado, con el fin de alcanzar un resultado final. Los usos o las características especiales se indican a continuación:

- I. Reacciones químicas
  - A. Catalíticas
  - B. No catalíticas
    1. Homogéneas
    2. Heterogéneas
- II. Contacto físico
  - A. Transferencia de calor
    1. Hacia y desde el lecho fluidificado
    2. Entre gases y sólidos
    3. Control de temperatura
    4. Entre puntos dentro del lecho
  - B. Mezcla de sólidos
  - C. Mezcla de gases
  - D. Desecación
    1. Sólidos
    2. Gases
  - E. Aumento de tamaño
  - F. Reducción de tamaño
  - G. Clasificación
    1. Separación de finos de los sólidos
    2. Separación de finos del gas
  - H. Adsorción-desorción
  - I. Tratamiento térmico
  - J. Recubrimiento

Reacciones químicas

Reacciones catalíticas Esta aplicación ha proporcionado el ímpetu más impresionante para el empleo, el desarrollo y la investigación en el campo de los sólidos fluidificados. Algunos detalles concernien-

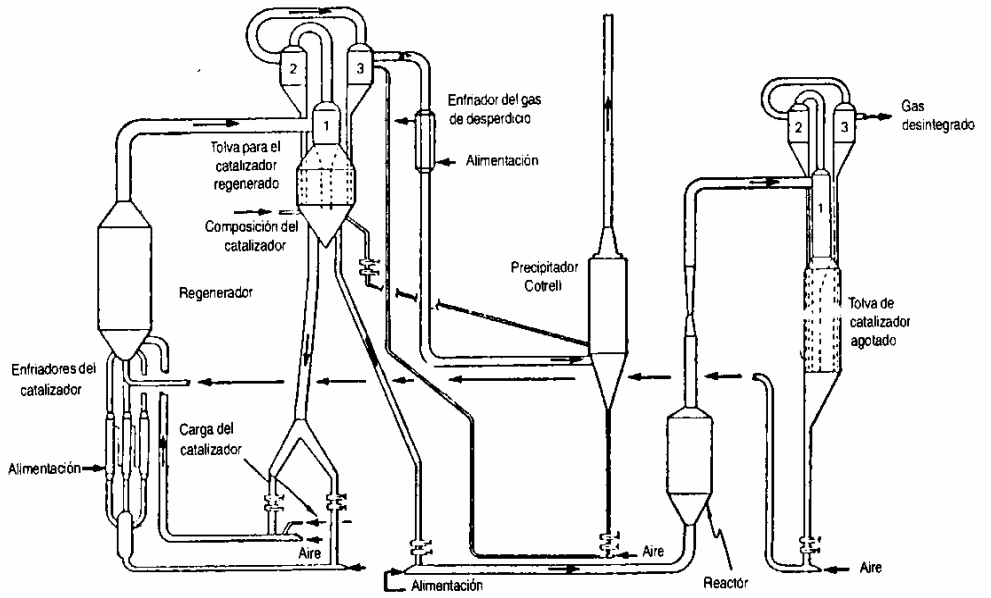


FIG. 20-92 Modelo I de la unidad de desintegración catalítica. [Reproducido de Luckenbach, Reichle, Gladrow y Worley, "*Catalytic Cracking*," en McKetta (ed.) *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, vol. 13, Marcel Dekker, New York, 1981, pp. 1-132, por cortesía de Marcel Dekker, Inc.)

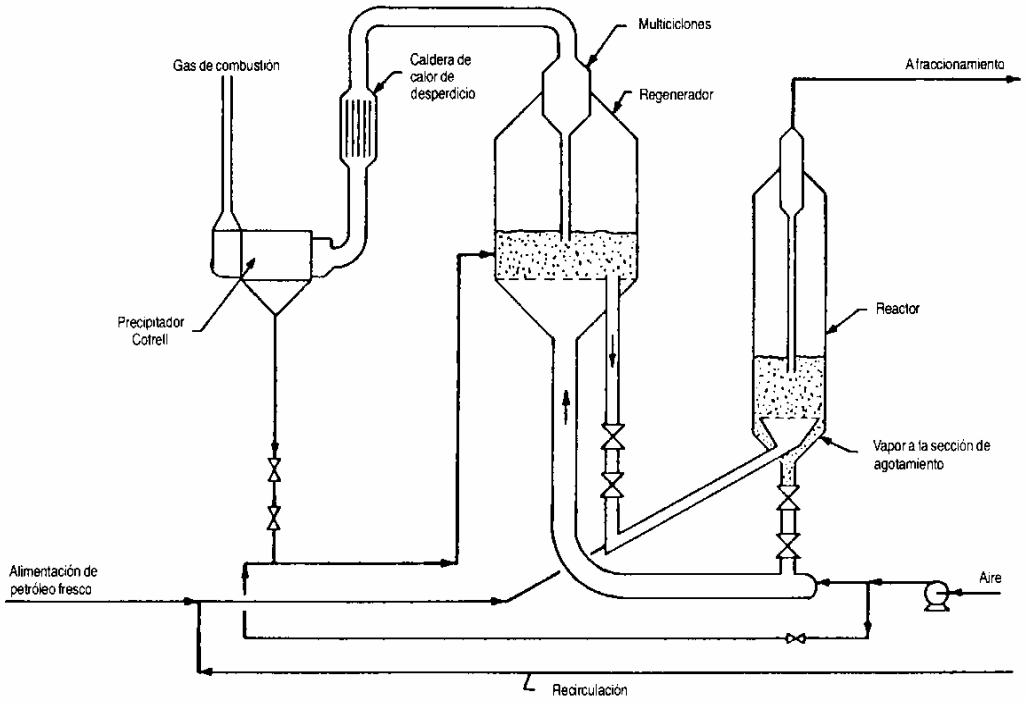


FIG. 20-93 Modelo II con flujo descendente de la unidad de desintegración catalítica. [Reproducido de Luckenbach, Reichle, Gladrow y Worley, "*Catalytic Cracking*," en McKetta (ed.), *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, vol. 13, Marcel Dekker, New York, 1981, pp. 1-132, por cortesía de Marcel Dekker, Inc.]

tes a esta aplicación se especificaron en páginas anteriores de esta sección. También conviene consultar la sección 4.

Desintegración catalítica La evolución del craqueo o desintegración catalítica fluidificada (FCC) desde principios de la década de 1940 ha dado por resultado varias configuraciones, que dependen del empleo y diseñador particular. En la figura 20-92 aparece un ejemplo.

El alto índice de transferencia de sólidos entre el regenerador y el reactor permite equilibrar la combustión exotérmica de carbono y alquitranes dentro del regenerador y la desintegración endotérmica del petróleo dentro del reactor, de manera que la temperatura en ambas unidades se controla casi siempre sin recurrir a mecanismos auxiliares para el control térmico. El alto índice de circulación del catalizador permite también mantener a éste en una actividad constantemente elevada. Se debe observar que se considera que el regenerador de unidades de desintegración catalítica da en general resultados que concuerdan con bastante fidelidad con los que se esperan en un reactor completamente mixto. El empleo del reactor elevador (lecho fluido de transporte o rápido) da por resultado un menor retromezclado del gas y los sólidos y una aproximación al flujo tapón.

La primera unidad fluidificada de desintegración catalítica se puso en operación en Baytown, Texas, en 1942 y fue una unidad de baja presión, 115 a 120 kPa (2 a 3 psig), que operaba en lo que ahora se conoce como modalidad de fluidificación turbulenta, con una velocidad de 1.2 a 1.8 m/s (4 a 6 ft/s) (véase la Fig. 20-92). Incluso antes del arranque del primer modelo I se reconoció que, al reducir la velocidad, se formaba un lecho fluidificado agregado y denso de 300 a 400 kg/m^3 (20 a 25 lb/ft^3), por lo que permitía la consumación de la reacción y la regeneración. La presión se incrementó entre 240 y 320 kPa (20 a 30 psig) (Fig. 20-93). En la década de 1960, catalizadores más activos dieron por resultado el empleo de un craqueo por elevación, como se muestra en la figura 20-94. Muchas compañías participaron en el desarrollo de la desintegración catalítica, incluyendo a Exxon Research & Engineering Co., Universal Oil Products Companies, Kellogg Co., Texaco Development Corp., Shell Oil Company y Gulf Research Development Co. La mayor parte de estas compañías proporcionaron diseños y/o licencias de operación a otras empresas. Para más detalles, véase Luckenbach, Reichle, Gladrow y Worley, "Cracking, Catalytic," en McKetta (ed.), *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, vol. 13, Marcel Dekker, New York, 1981, pp. 1-132.

Cloruros de alquilo Las olefinas se cloran para obtener cloruros de alquilo en un lecho fluidificado simple. El HCl reacciona con el O_2 con un catalizador de cloruro de cobre para producir cloro, que reacciona con la olefina para obtener el cloruro de alquilo. En este proceso, desarrollado por Shell Development Co., se utiliza la recirculación de los finos del catalizador en solución acuosa de HCl, para controlar la temperatura [*Chem. Proc.*, **16,** 42 (1953)].

Anhídrido ftálico El naftaleno se oxida por medio de aire para producir anhídrido ftálico, en un reactor fluidificado de burbujeo. A pesar de que la alimentación del naftaleno es en forma líquida, la reacción es fuertemente exotérmica. El control de la temperatura se logra mediante la eliminación de calor a través de tubos verticales dentro del lecho, para generar vapor [Graham y Way, *Chem. Eng. Prog.*, **58,** 96 (enero 1962)].

Acrilonitrilo El acrilonitrilo se produce al hacer reaccionar propileno, amoniaco y oxígeno (aire) en un lecho fluidificado simple de un catalizador complejo. Este proceso conocido como SOHIO se operó por primera vez en forma comercial en 1960. Además de obtenerse acrilonitrilo, también se producen cantidades significativas de HCN y acetonitrilo. El proceso es exotérmico y el control de la temperatura se logra mediante la generación de vapor por medio de tubos verticales

FIG. 20-94 Unidad
línea. [Reproducido d
Cracking," en McKett
vol. 13, Marcel Dekke
ker, Inc.]

inmersos en el lech
18 (noviembre 196
Síntesis Fischer-
de burbujeo para pr
torio (véase "Diseñ
to"). Sin embargo, l
ra la síntesis de Fi
diluida o reactor de
viación del gas al ut
de la temperatura d
intercambiadores
tenido mucho éxit
Synthetic Oil Limi
las condiciones pol
bón en gasolina y
U. S. Patent 2 543
Procesos catalí
para obtener anilin
lonitrilo se produc
Badger ha anuncia
diante la oxidació
"Fluidized Bed Ca
presentado en el
1981). Mobil Oil
para convertir met
Reacciones no
Reacciones hom
cas se desarrollan

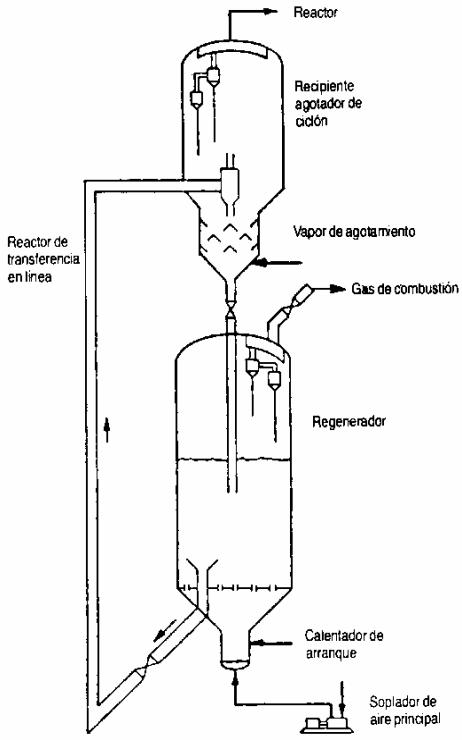


FIG. 20-94 Unidad Exxon de desintegración catalítica con transferencia en línea. [Reproducido de Luckenbach, Reichle, Gladrow y Worley, "*Catalytic Cracking*," en McKetta (ed), *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, vol. 13, Marcel Dekker, New York, 1981, pp. 1-132, por cortesía de Marcel Dekker, Inc.]

inmersos en el lecho [Veáse, *Hydrocarbon Process. Pet. Refiner.* **41**, 18 (noviembre 1962)].

Síntesis Fischer-Tropsch El escalamiento de un reactor con lecho de burbujeo para producir gasolina a partir de CO y H_2 no fue satisfactorio (véase "Diseño de Sistemas de lecho fluidificado: Escalamiento"). Sin embargo, Kellogg Co., desarrolló un reactor satisfactorio para la síntesis de Fischer-Tropsch, basado en el concepto de la fase diluida o reactor de transporte. En el diseño de Kellogg se evitó la desviación del gas al utilizar un reactor de transporte y mantener el control de la temperatura de la reacción exotérmica mediante la instalación de intercambiadores de calor en la línea de transporte. Este proceso ha tenido mucho éxito y se ha instalado una planta de South African Synthetic Oil Limited (SASOL) en la República de Sudáfrica, donde las condiciones políticas y económicas favorecen la conversión de carbón en gasolina y otros hidrocarburos. Refiérase a Jewell y Johnson, U. S. Patent 2 543 974, marzo 6, 1951.

Procesos catalíticos adicionales El nitrobenceno se hidrogena para obtener anilina (U. S. Patent 2 891 094). La melamina y el isoftalonitrilo se producen en reactores catalíticos de lecho fluidificado. Badger ha anunciado un proceso para producir anhídrido maleico mediante la oxidación parcial del butano (Schaffel, Chen y Graham, "Fluidized Bed Catalytic Oxidation of Butane to Maleic Anhydride," presentado en el Chemical Engineering World Congress, Montreal, 1981). Mobil Oil Corp., anunció la construcción de una planta piloto para convertir metanol en gasolina.

Reacciones no catalíticas

Reacciones homogéneas Las reacciones homogéneas no catalíticas se desarrollan normalmente en un lecho fluidificado para lograr el

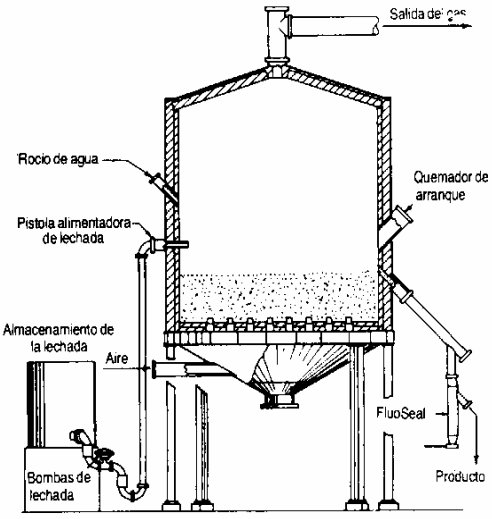


FIG. 20-95 Reactor Dorrco FluoSolids de un solo compartimiento y alimentación de lechada. (*Dorr-Oliver, Inc.*)

mezclado de los gases y el control de la temperatura. Los sólidos del lecho actúan como escape térmico o fuente, y facilitan la transferencia de calor desde el gas o hacia éste, o bien, de las superficies de intercambio calorífico o hacia ellas. Las reacciones de esta índole incluyen la cloración de hidrocarburos o la oxidación de combustibles gaseosos.

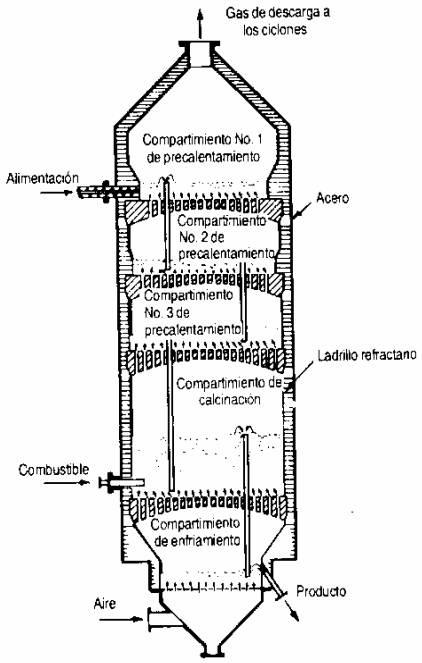


FIG. 20-96 Horno FluoSolids para cal. (*Dorr-Oliver, Inc.*)

Reacciones heterogéneas Esta categoría cubre el empleo comercial más importante de lechos fluidificados que no sea el craqueo del petróleo. La **calcinación de minerales sulfurados, arsenicales y/o antimoniales** para facilitar la liberación de valores de oro o plata, la calcinación de la pirita, la pirrotita o los minerales de azufre naturales para obtener SO_2 para la elaboración del ácido sulfúrico, y la calcinación de minerales de sulfuro de cobre, cobalto y zinc, para solubilizar los valores metálicos, son ejemplos de las principales aplicaciones metalúrgicas. En la figura 20-95 se ilustran los aspectos básicos del sistema.

La **calcinación** de cal y dolomita y arcilla en una unidad comercial ha sido demostrada con todo éxito (Fig. 20-96). Los combustibles se queman dentro de un lecho fluidificado del producto para generar el calor requerido. En las unidades comerciales se utilizan combustible Bunker C, gas natural y carbón. El control de temperatura es lo bastante exacto para permitir la producción de cal de muy alto rendimiento, con un control fino de las características de fragilidad. Asimismo, la semicalcinación de la dolomita es una práctica aceptada. El requisito de tener grandes tamaños de cristales para la piedra caliza limita su aplicación. Los cristales de tamaño pequeño en la piedra caliza dan como resultado rendimientos bajos, debido a grandes pérdidas de polvo.

La roca fosfórica se calcina para eliminar el material carbonáceo antes de pasar a la digestión con ácido sulfúrico. Se han comercializado varios procesos de fluidificación para la reducción directa de la hematita a productos con un alto contenido de hierro y bajos en óxido. La arena para fundición también se calcina, con objeto de eliminar los aglomeradores orgánicos y liberar los finos.

La calcinación del $Al(OH)_3$ a Al_2O_3 en un proceso fluidificado con circulación da lugar a un producto de alta calidad. En este proceso se combina el empleo de lechos de transporte, burbujeo y circulación para lograr una eficiencia térmica elevada (véase la Fig. 20-97).

Un aspecto interesante de estas aplicaciones de calcinación a alta temperatura es la inyección directa de aceite pesado, gas natural o finos de carbón al lecho fluidificado. La combustión se realiza a temperaturas de llama inferiores sin atomización. Se requiere un cuidado considerable en el diseño del sistema de suministro de aire y combustible para obtener ventajas del lecho fluidificado que sirve para mezclar el aire y combustible.

El carbón se puede quemar en lechos fluidificados de manera adecuada para no contaminar el medio ambiente, mediante la adición de piedra caliza o dolomita al lecho, que reaccionan con el SO_2 para formar $CaSO_4$. Dada la temperatura moderada de combustión, aproximadamente 800 a 900°C, se mantienen a un bajo nivel los NO_x que

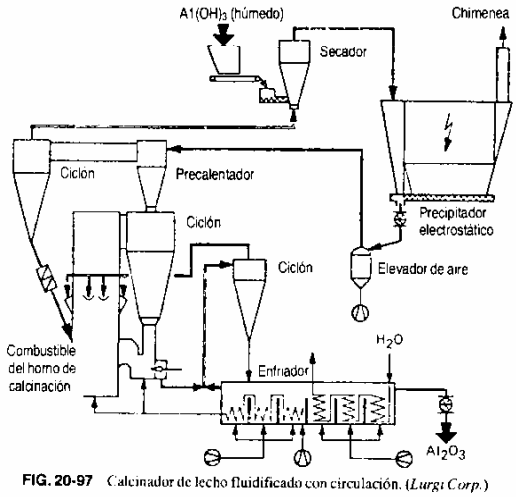


FIG. 20-97 Calcinador de lecho fluidificado con circulación. (*Lurgi Corp.*)

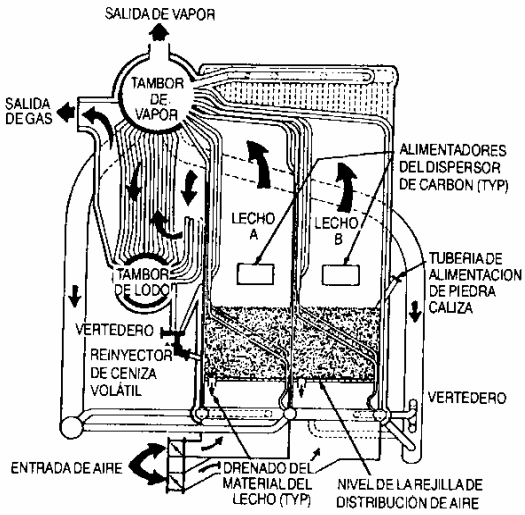


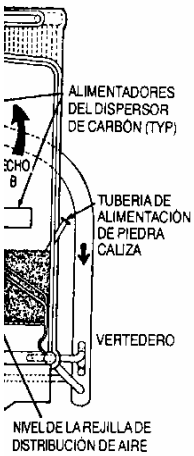
FIG. 20-98 Generador de vapor con lecho fluidificado, en la Universidad de Georgetown, con una capacidad de 12.6 kg/s (100 000 lb/h) de vapor, a una presión de 4.75 MPa (675 psig). (Fuente: Georgetown Univ. Q. Tech. *Prog. Rep.* METC/DOE/10381/135, julio-septiembre, 1980.)

resultan de la oxidación de los compuestos nitrogenados contenidos en el carbón. Los NO_x se incrementan mediante temperaturas más elevadas y mayor exceso de oxígeno. La adición de aire en dos etapas reduce los NO_x.

Se han desarrollado o están en vías de desarrollo varios conceptos de combustión en lecho fluidificado. La **combustión atmosférica en lecho fluidificado (AFBC)**, en la que la mayor parte de los tubos de intercambio de calor se localizan dentro del lecho, aparece en la figura 20-98. La **combustión a presión en lecho fluidificado (PFBC)**, como indica su nombre, se opera a presiones superiores a la atmosférica. Los lechos y la superficie de transferencia de calor están apilados, para conservar espacio y reducir el diámetro del recipiente a presión. Por lo general, este tipo de unidad se concibe como una unidad de cogeneración. El vapor generado en las calderas se utiliza para operar las turbinas o para otros usos, y los gases calientes a presión, después de una limpieza, se pasan a través de un expansor asociado con un compresor, para suministrar el aire comprimido de combustión y/o alimentar el generador eléctrico. Los **combustores de circulación en lecho fluidificado** tienen muchas ventajas y la principal es la ausencia de una superficie de transferencia de calor en la zona de combustión. Este concepto se ha comercializado en diversas formas, que se muestran en la figura 20-99.

Incineración La mayor parte de las 300 unidades que se encuentran en operación se utilizan para la incineración de sedimentos biológicos. Estas unidades se pueden diseñar para operar en forma autógena con sedimentos húmedos cuyo valor de calentamiento es tan pequeño como 6 MJ/kg (2600 Btu/lb). Dependiendo del valor calorífico de la alimentación, el calor se puede recuperar como vapor por medio de calderas de desperdicio de calor o mediante una combinación de estas calderas y una superficie de intercambio de calor dentro del lecho fluido.

Varias unidades se utilizan para la eliminación del licor de desperdicio de los molinos de papel a base de sulfito. Al menos, seis unidades se utilizan para los desperdicios de las refinerías de petróleo que, en ocasiones, incluyen una mezcla de sedimentos líquidos, emulsiones y desperdicio cáustico [Flood y Kernel, *Chem. Proc.*, (septiembre 8, 1973)]. Los empleos diversos incluyen la incineración de aserrín, del desperdicio de negro de humo, los desechos de la industria farmacéutica, la grasa del drenaje doméstico, los pasos de café y la basura doméstica.



cado, en la Universidad de
0 lb/h) de vapor, a una pre-
Univ. O. Tech. *Prog. Rep.*

ıgenados contenidos en
ımperaturas más eleva-
ire en dos etapas reduce

ırrollo varios conceptos
ustión atmosférica en
ır parte de los tubos de
ho, aparece en la figura
ldificado (PFBC), co-
eriores a la atmosférica.
lor están apilados, para
piente a presión. Por lo
ta unidad de cogenera-
ta para operar las turbi-
resión, después de una
lado con un compresor,
ıstión y/o alimentar el
ulación en lecho flui-
l es la ausencia de una
a de combustión. Este
tas, que se muestran en

ıidades que se encuen-
n de sedimentos bioló-
rar en forma autógena
miento es tan pequeño
alor calorífico de la ali-
or por medio de calde-
binación de estas cal-
entro del lecho fluido.
ón del licor de desper-
l menos, seis unidades
as de petróleo que, en
líquidos, emulsiones y
Proc., (septiembre 8,
teración de aserrín, del
la industria farmacéu-
le café y la basura do-

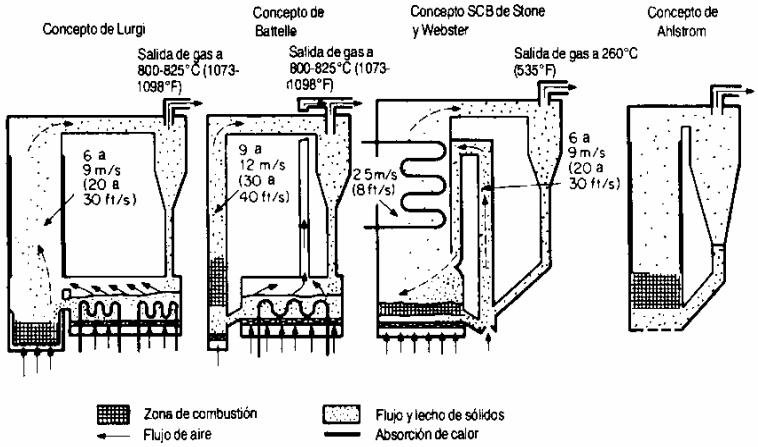


FIG. 20-99 Combustores de lecho fluidificado con circulación de sólidos. (Comunicación privada de Charles H. Rice, *Conoco Inc.*)

Los desperdicios tóxicos o peligrosos se pueden eliminar en lechos fluidificados mediante captura química o destrucción completa. En el primer caso, el material del lecho como, por ejemplo, piedra caliza, reacciona con los haluros, sulfuro, metales, etc., para formar compuestos estables que se pueden colocar como relleno del terreno. Tiempos de contacto de 5 a 10 s, a 1200 K (900°C) y 1300 K (1000°C) aseguran la destrucción completa de la mayor parte de los compuestos.

Contacto físico

Desecación Las unidades de lecho fluidificado para desecar sólidos, sobre todo carbón, cemento, rocas y piedra caliza, tienen una aceptación muy generalizada. Las consideraciones de índole económica hacen que estas unidades tengan un atractivo especial cuando se deben manejar grandes tonelajes de sólidos (Fig. 20-100). Las necesidades de combustible son del orden de 3.3 a 4.2 MJ/kg (1500 a 1900 Btu/lb de agua eliminada), y los requisitos totales de potencia para ventiladores, alimentadores, etc., equivalen, aproximadamente, a 0.08 kWh/kg de agua eliminada. El tamaño máximo de la alimentación que se emplea hasta la fecha es de 4 cm (1 $\frac{1}{2}$ in) × 0 de carbón. Una de las principales ventajas de este tipo de secador es el control exacto de las condiciones, de tal manera que una cantidad predeterminada de humedad libre se puede dejar en los sólidos con el fin de evitar la formación de polvo del producto durante las operaciones subsecuentes de manejo del material. El secador de lecho fluidificado se emplea también como clasificador, de manera que las operaciones de desecación y clasificación se ejecutan en forma simultánea.

Wall y Ash [*Ind. Eng. Chem.*, **41**, 1247 (1949)] afirman que, al desecar dolomita de 4.8 mm (malla –4) con gases de combustión, con una velocidad superficial de 1.2 m/s (4 ft/s), se logró la siguiente eliminación de finos:

Tamaño de partículas	% separado
Malla - 65+100	60
Malla –100+150	79
Malla –150+200	85
Malla –200+325	89
Malla –325	89

Clasificación La separación de partículas finas de las de mayor tamaño se efectúa utilizando un lecho fluidificado (véase "Deseca-

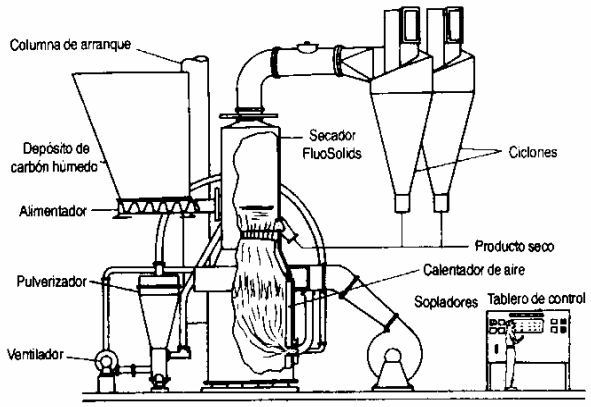


FIG. 20-100 Secador de carbón mineral con lecho fluidificado. (*Dorr-Oliver, Inc.*)

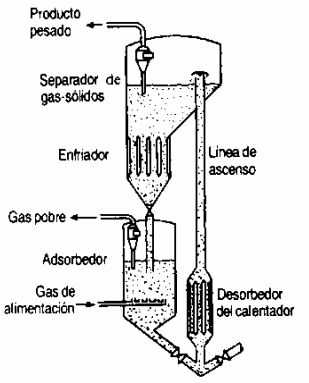


FIG. 20-101 Lecho fluidificado para el fraccionamiento de gas [Sittig, *Chem. Eng.* (mayo 1953).]

ción"). No obstante, por razones económicas (es decir, costo inicial, requisitos de energía para la compresión del gas fluidificante, etc.) es de dudarse que se construya para este solo propósito un clasificador de lecho fluidificado, excepto en casos muy especiales.

Se ha propuesto el empleo de lechos fluidificados para separar sólidos finos de una corriente de gas, y esto es posible en ciertas condiciones.

Adsorción y desorción En la figura 20-101 se ilustra un dispositivo para el fraccionamiento de gas.

Los efectos de adsorción y desorción en el desempeño de los lechos fluidificados se analizan en "Reacciones catalíticas". La adsorción de vapores de disulfuro de carbono de corrientes de aire que llegan a tener magnitudes de 300 m^3/s (540 000 ft^3/min) en una unidad de 17 m (53 ft) de diámetro, fue analizada y presentada por Avery y Tracey ("The Aplication of Fluidized Beds of Activated Carbon to Recover Solvent from Air or Gas Streams," Tripartate Chemical Engineering Conference, Montreal, septiembre 24, 1968).

Tratamiento térmico El tratamiento térmico se puede dividir en dos tipos: el tratamiento de los sólidos fluidificables y el tratamiento de los objetos grandes, por lo general, metálicos, en un lecho fluido. El primero se realiza normalmente en unidades de compartimientos múltiples para conservar el calor (Fig. 20-96). El tratamiento térmico de objetos metálicos grandes se realiza en lechos calentados largos y estrechos. Los objetos se pasan a través de estos lechos por medio de un sistema transportador aéreo. Se utilizan lechos fluidos por la velocidad elevada de transferencia de calor y la temperatura uniforme. Véase Reindl, "Fluid Bed Technology," *American Society for Metals*, Cincinnati, septiembre 23, 1981; Fennell, *Ind. Heat.*, **48,** 9, 36 (septiembre 1981).

Recubrimiento Los lechos fluidificados de resinas termoplásticas se han utilizado para facilitar el recubrimiento o el revestimiento de piezas metálicas. Una pieza de metal calentado debidamente preparada se sumerge en un lecho fluidificado que permite la inmersión completa dentro de los sólidos secos. El metal calentado funde el termoplástico, formando un recubrimiento uniforme y continuo.

SEPARACIONES GAS-SÓLIDOS

Esta subsección se ocupa de la mecánica de la partícula (véase la Sec. 5, "Dinámica de fluidos y partículas") para el diseño y la aplicación de sistemas de recolección de polvo. Incluye recolectores o depuradores por vía húmeda para la recolección de partículas. Los depuradores diseñados para fines de transferencia de masa se estudian en las secciones 14 y 18. El equipo para separar de los gases la neblina del líquido arrastrado se describe en la Sec. 18.

Nomenclatura

Excepto cuando se indique otra cosa, en esta tabla o en el texto, se puede utilizar un sistema de unidades congruentes (SI o Usuales en Estados Unidos). Sólo se pueden utilizar unidades SI para las cantidades eléctricas, ya que no existen unidades eléctricas equivalentes en el sistema usual en Estados Unidos. Cuando se utilizan unidades especiales, se indican en el lugar de empleo.

Símbolos	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos	Unidades especiales
A_c	Área de la entrada del ciclón = B_cH_c, para ciclones con entrada rectangular	m^2	ft^2	
A_e	Área del electrodo de recolección (exclusivamente del lado donde se recolectan las partículas)	m^2	ft^2	
B_c	Ancho del ducto rectangular de entrada al ciclón	m	ft	
B_e	Claro entre el alambre y la placa o entre la varilla y la cortina, o entre las placas paralelas de los precipitadores eléctricos	m	ft	
B_s	Ancho de la cámara de asentamiento por gravedad	m	ft	
c_d	Concentración de polvo en la corriente de gas	g/m^3		gr/ft^3
c_h	Calor específico del gas	J/(kg·K)	Btu/(lbm·°F)	
c_{hb}	Calor específico del cuerpo de recolección	J/(kg·K)	Btu/(lbm·°F)	
c_{hp}	Calor específico de la partícula	J/(kg·K)	Btu/(lbm·°F)	
D_b	Diámetro u otra dimensión representativa del dispositivo o cuerpo recolector	m	ft	
D_{b1},D_{b2}	Otras dimensiones características del dispositivo o cuerpo recolector	m	ft	
D_c	Diámetro del ciclón	m	ft	
D_d	Diámetro exterior del alambre o electrodo de descarga del precipitador eléctrico del tipo de cilindro concéntrico	m	ft	
D_e	Diámetro del ducto de salida del gas del ciclón	m	ft	
D_o	Relación del volumen/superficie media de la gota			μm
D_p	Diámetro de la partícula	m	ft	μm
D_{pc}	Diámetro de corte, diámetro de las partículas de las cuales se recolectan 50% de las presentes	m	ft	μm
D_p,min	Diámetro mínimo de una partícula que se recolecta completamente	m	ft	μm

se ilustra un dispositi-

ıempeño de los lechos
icas". La adsorción de
aire que llegan a tener
ıa unidad de 17 m (53
Avery y Tracey ("The
on to Recover Solvent
hgineering Conferen-

:o se puede dividir en
ables y el tratamiento
, en un lecho fluido. El
compartimientos múl-
atamiento térmico de
alentados largos y es-
chos por medio de un
uidos por la velocidad
tura uniforme. Véase
ciety for Metals, Cin-
, **48**, 9, 36 (septiembre

esinas termoplásticas
o el revestimiento de
debidamente prepara-
ite la inmersión com-
ntado funde el termo-
r continuo.

Unidades usuales en Estados Unidos	Unidades especiales
tu/(lbm·°F)	
tu/(lbm·°F)	
tu/(lbm·°F)	

μm

μm
μm

μm

Símbolos	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos	Unidades especiales
D_t	Diámetro interno del tubo de recolección de un precipitador eléctrico del tipo de cilindro concéntrico	m	ft	
D_v	Coeficiente de difusión de la partícula	m^2/s	ft^2/s	
DF	Factor de descontaminación = $1/(1-\eta)$	Adimensional	Adimensional	
DI	Índice de descontaminación = $\log_{10}[1/(1-\eta)]$	Adimensional	Adimensional	
e	Base logarítmica natural (neperiana)	2.718. . .	2.718. . .	
E	Diferencia de potencial	V		
E_c	Diferencia de potencial, para que se inicie la descarga por efecto corona	V		
E_d	Voltaje a través de la capa de polvo	V		
E_s	Diferencia de potencial requerida para que se inicie el chispazo	V		
F_{fc}	Pérdida por fricción en el ciclón, expresada como el número de cargas de las velocidades de entrada al ciclón, basadas en el área A_c	Adimensional	Adimensional	
F_E	Pérdida real por fricción a través del equipo húmedo en los depuradores	kPa		in de agua
g_c	Factor de conversión		32.17 (lbm/lbf)(ft/s²)	
g_L	Aceleración local debida a la gravedad	m/s^2	ft/s^2	
h_{vi}	Carga de la velocidad de entrada al ciclón			in de agua
H_c	Altura del ducto rectangular de entrada al ciclón	m	ft	
H_3	Altura de la cámara de asentamiento por gravedad	m	ft	
I	Corriente eléctrica por unidad de longitud del electrodo	A/m		
j	Densidad de corriente del efecto corona en la capa de polvo	A/m^2		
k_ρ	Densidad del gas relativa a su densidad a 0°C y 1 atm	Adimensional	Adimensional	Adimensional
k_f	Conductividad térmica del gas	W/(m·K)	Btu/(s·ft·°F)	
k_{fb}	Conductividad térmica del cuerpo de recolección	W/(m·K)	Btu/(s·ft·°F)	
k_{fp}	Conductividad térmica de la partícula	W/(m·K)	Btu/(s·ft·°F)	
K	Constante empírica de proporcionalidad, para la caída de presión o pérdida por fricción del ciclón	Adimensional	Adimensional	

Símbolos	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos	Unidades especiales
K_1	Coeficiente de resistencia para la tela "acondicionada" del filtro	kPa/(m/min)		in de agua/(ft/min)
K_2	Coeficiente de resistencia para la torta de polvo sobre la tela del filtro	kPa / (m·min)(g·m⁻²)	in de agua / (ft·min)(lbm·ft⁻²)	
K_a	Constante de proporcionalidad para la eficiencia de blanco de una sola fibra, en un lecho de fibras	Adimensional	Adimensional	
K_c	Coeficiente de resistencia para la tela "acondicionada" del filtro			in de agua (ft·min)(cP)
K_d	Coeficiente de resistencia para la torta de polvo sobre la tela del filtro			in de agua (ft·min)(gr·ft⁻²)(cP)
K_e	Constante del precipitador eléctrico	s/m	s/ft	
K_F	Coeficiente de resistencia para una tela filtrante limpia			in de agua (ft·min)(cP)
K_0	Constante de "energía-distancia" para la descarga eléctrica en los gases	m		
K_m	Factor de corrección de Stokes-Cunningham	Adimensional	Adimensional	Adimensional
K_s	Factor de proporcionalidad en el factor de corrección del "flujo por deslizamiento"	Adimensional	Adimensional	Adimensional
L	Espesor del filtro de fibra o de la capa de polvo sobre la superficie filtrante	m	ft	
L_e	Longitud del electrodo de recolección en la dirección del flujo de gas	m	ft	
L_3	Longitud de la cámara de asentamiento por gravedad en la dirección del flujo de gas	m	ft	
ln	Logaritmo natural (logaritmo base e)	Adimensional	Adimensional	Adimensional
M	Peso molecular	kg/mol	lbm/mol	
n	Exponente	Adimensional	Adimensional	Adimensional
N	Número de moléculas de gas en una mol	6.06×10^{26} Moléculas/(kg·mol)	2.76×10^{26} Moléculas/(lb·mol)	
N_e	Número "efectivo" de vueltas que realiza la corriente de gas en un separador de ciclón	Adimensional	Adimensional	Adimensional

Símbolos	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos	Unidades especiales
N_{Kn}	Número de Knudsen = λ_m/D_b	Adimensional	Adimensional	
N_{Ma}	Número de Mach	Adimensional	Adimensional	
N_o	Número de cargas eléctricas elementales adquiridas por una partícula	Adimensional	Adimensional	
N_{Pr}	Número de Prandtl = $c_{pf}\mu/k_f$	Adimensional	Adimensional	
N_{Re}	Número de Reynolds = $(D_f\rho V_o/\mu)$ o $(D_p\rho u_t/\mu)$	Adimensional	Adimensional	
N_{sc}	Número de interacción = $18\mu/K_m\rho_p D_c$	Adimensional	Adimensional	
N_{sd}	Número de separación por difusión	Adimensional	Adimensional	
N_{sec}	Número de separación, por atracción electrostática	Adimensional	Adimensional	
N_{sei}	Número de separación, por inducción electrostática	Adimensional	Adimensional	
N_{sf}	Número de separación de la línea de flujo	Adimensional	Adimensional	
N_{sg}	Número de separación por gravedad	Adimensional	Adimensional	
N_{si}	Número de separación por inercia	Adimensional	Adimensional	
N_{sic}	Número modificado de separación por inercia, para el campo centrífugo en los ciclones	Adimensional	Adimensional	
N_{st}	Número de separación térmica	Adimensional	Adimensional	
N_t	Número de unidades de transferencia = ln $[1/(1-\eta)]$	Adimensional	Adimensional	
N_{tr}	Número de vueltas que realiza la corriente de gas en un separador de ciclón	Adimensional	Adimensional	
Δp	Caída de presión del gas	kPa	lbf/ft^2	in de agua
Δp_t	Caída de presión del gas, dentro del ciclón o filtro			in de agua
Δp_{vi}	Caída de presión, expresada como el número de cargas de las velocidades de entrada al ciclón, basadas en el área A_c	Adimensional	Adimensional	Adimensional
p_F	Presión manométrica del agua de alimentación a un depurador	kPa		lbf/in^2
p_G	Potencia de contacto en la fase gaseosa	MJ/1000m^3		hp/(1000 ft^3/min)
p_L	Potencia de contacto en la fase líquida	MJ/1000m^3		hp/(1000 ft3/min)
p_M	Potencia de contacto mecánico	MJ/1000m^3		hp/(1000 ft3/min)
p_T	Potencia de contacto total	MJ/1000m^3		hp/(1000 ft3/min)
q	Velocidad de flujo de gas	m^3/s	ft^3/s	
Q_G	Velocidad de flujo de gas		ft^3/s	ft^3/min
Q_L	Velocidad de flujo del líquido		ft^3/s	gal/min

Símbolos	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos	Unidades especiales
Q_p	Carga eléctrica sobre la partícula	C		
r	Radio; distancia desde la línea central del separador eléctrico con cilindro concéntrico	m	ft	
R	Constante del gas	8.3143 J/(mol·K)	1546 $\frac{(ft)(lbf)}{(lb\cdot mol)°F}$	
Tiempo	s	s		
t_m	Tiempo			min
T	Temperatura absoluta del gas	K	°R	
T_b	Temperatura absoluta del cuerpo de recolección	K	°R	
T_p	Temperatura absoluta de la partícula	K	°R	
u_e	Velocidad de migración de la partícula hacia el electrodo de recolección	m/s	ft/s	
u_t	Velocidad final de asentamiento de la partícula por acción de la gravedad	m/s	ft/s	ft/s
V_c	Velocidad promedio a la entrada del ciclón, basada en el área A_c	m/s	ft/s	ft/s
V_e	Velocidad promedio del gas que fluye a través de un precipitador eléctrico	m/s	ft/s	
V_f	Velocidad de filtración (velocidad superficial del gas a través del medio filtrante)	m/min		
V_G	Velocidad del gas	m/s	ft/s	
V_s	Velocidad promedio del gas en la sedimentación por gravedad	m/s	ft/s	
V_{ct}	Componente tangencial de la velocidad del gas dentro del ciclón	m/s	ft/s	
w	Carga de polvo recolectado sobre el medio filtrante	g/m^2	lbm/ft^2	gr/ft^2

Símbolos griegos

α	Constante empírica en la ecuación de la curva de rendimiento del depurador	$\left[\frac{MJ}{1000\ m^3}\right]^{\gamma}$		$\left[\frac{hp}{(100 ft^3/min)}\right]^{\gamma}$
γ	Constante empírica en la ecuación de la curva de rendimiento del depurador	Adimensional	Adimensional	
δ	Constante dieléctrica	Adimensional		
δ_g	Constante dieléctrica a 0°C y 1 atm	Adimensional		
δ_0	Permitividad del espacio libre	F/m		

Símbolos	Defin
δ_b	Constante del cuerpo recolecció
δ_p	Constante de la partíc
Δ	Área libre (para panta perforadas
ε	Carga eléct elemental
ε_b	Caracterís gradiente d en la superf recolecció
ε_v	Fracción d vacíos en el sólidos
ξ	$=1+2\frac{(\delta-}{(\delta+}$ varía desde de 1, para con una co dieléctrica un valor de conductore
η	Eficiencia recolecció en peso del dispersoid recolectad
η_b	Eficiencia de un cuerp recolecció fracción de dispersoid volumen d colectado s cuerpo
η_t	Eficiencia de un solo recolecció arreglo de de recolec fracción de dispersoid volumen d recolectad cuerpo
λ_m	Movilidad gas
λ_m	Trayectori libre de las de gas
λ_p	Movilidad partículas
μ	Viscosidad
μ_L	Viscosidad
ρ_d	Resistivid capa de pol
ρ_L	Densidad d
ρ_s	Densidad (*no* masiva sólidos o la líquido
ρ'	Densidad relativa a s a 25°C y 1
σ	Densidad d
σ_{prom}	Densidad del ión
σ_L	Tensión su del líquido

ades es en dos dos	Unidades especiales
1546 $\frac{(ft)(lbf)}{(lb\text{-}mol)(°R)}$	
min	
ft/s	
ft/s	
gr/ft^2	
$\left[\frac{hp}{(100 ft^3/min)}\right]^{-2}$	
sional	

Símbolos	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos	Unidades especiales
δ_b	Constante dieléctrica del cuerpo de recolección	Adimensional		
δ_p	Constante dieléctrica de la partícula	Adimensional		
Δ	Área libre fraccional (para pantallas, placas perforadas y rejillas)	Adimensional	Adimensional	
ε	Carga eléctrica elemental	$1.602 10\times 10^{-19}$ C		
ε_b	Características del gradiente de potencial en la superficie de recolección	V/m		
ε_v	Fracción de espacios vacíos en el lecho de sólidos	Adimensional	Adimensional	Adimensional
ζ	$=1+2\frac{(\delta-1)}{(\delta+2)}$ varía desde un valor de 1, para materiales con una constante dieléctrica de 1, hasta un valor de 3 para los conductores	Adimensional		
η	Eficiencia de recolección; fracción en peso del dispersoide de entrada recolectado	Adimensional	Adimensional	Adimensional
η_b	Eficiencia de blanco de un cuerpo de recolección aislado, fracción del dispersoide en el volumen de barrido colectado sobre el cuerpo	Adimensional	Adimensional	Adimensional
η_t	Eficiencia de blanco de un solo cuerpo de recolección, en un arreglo de los cuerpos de recolección; fracción del dispersoide en el volumen de barrido recolectado sobre el cuerpo	Adimensional	Adimensional	Adimensional
λ_i	Movilidad iónica del gas	(m/s)(V/m)		
λ_m	Trayectoria media libre de las moléculas de gas	m	ft	
λ_p	Movilidad de las partículas =	(m/s)(V/m)		
μ	Viscosidad del gas	Pa·s	lbm/(s·ft)	cP
μ_L	Viscosidad del líquido			cP
ρ_d	Resistividad de la capa de polvo	Ω·m		
ρ_L	Densidad del líquido		lbm/ft^3	lbm/ft^3
ρ_s	Densidad verdadera (*no* masiva) de los sólidos o las gotas de líquido	kg/m^3	lbm/ft^3	lbm/ft^3
ρ'	Densidad del gas relativa a su densidad a 25°C y 1 atm	Adimensional	Adimensional	Adimensional
σ	Densidad del ión	Número/m^3		
σ_{prom}	Densidad promedio del ión	Número/m^3		
σ_L	Tensión superficial del líquido			dina/cm

Símbolos	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos	Unidades especiales
ϕ	Fracción acumulativa de peso más grande que el diámetro	Adimensional	Adimensional	Adimensional
ϕ_s	Factor de forma de la partícula = (superficie de la esfera)/ (superficie de una partícula con el mismo volumen)	Adimensional	Adimensional	Adimensional

Símbolos de la escritura

$\mathcal{G}$	Gradiente de potencial	V/m
$\mathcal{G}_c$	Gradiente de potencial requerido para que se inicie la descarga por efecto corona	V/m
$\mathcal{G}_i$	Gradiente promedio de potencial en la etapa de ionización	V/m
$\mathcal{G}_o$	Constante eléctrica de derrumbamiento para el gas	V/m
$\mathcal{G}_p$	Gradiente promedio de potencial en la etapa de recolección	V/m
$\mathcal{G}_s$	Gradiente de potencial requerido para que se inicie el chispazo	V/m

Referencias Generales: Burchsted, Kahn y Fuller, *Nuclear Air Cleaning Handbook*, ERDA 76-21, Oak Ride, Tenn., 1976. Cadle, *The Measurement of Airborne Particles*, Wiley, New York, 1975. Davies, *Aerosol Science*, Academic, New York, 1966. Davies, *Air Filtration*, Academic, New York, 1973. Dennis, *Handbook on Aerosols*, ERDA TID-26608, Oak Ridge, Tenn., 1976. Drinker y Hatch, *Industrial Dust*, 2d. ed., McGraw-Hill, New York, 1954. Friedlander, *Smoke, Dust, and Haze*, Wiley, New York, 1977. Fuchs, *The Mechanics of Aerosols*, Pergamon, Oxford, 1964. Green y Lane, *Particulate Clouds: Dusts, Smokes, and Mists*, Van Nostrand, New York, 1964. Lapple, *Fluid and Particle Mechanics*, University of Delaware, Newark, 1951. Licht, *Air Pollution Control Engineering-Basic Calculations for Particle Collection*, Marcel Dekker, New York, 1980. Liu, *Fine Particles-Aerosol Generation, Measurement, Sampling, and Analysis*, Academic, New York, 1976. Lunde y Lapple, *Chem. Eng. Prog.*, **53**, 385 (1957). Lundgren *et al.*, *Aerosol Measurement*, University of Florida, Gainesville, 1979. Mercer, *Aerosol Technology in Hazard Evaluation*, Academic, New York, 1973. Nonhebel, *Processes for Air Pollution Control*, CRC Press, Cleveland, 1972. Shaw, *Fundamentals of Aerosol Science*, Wiley, New York, 1978. Stern, *Air Pollution: A Comprehensive Treatise*, vols. 3 y 4, Academic, New York, 1977. Strauss, *Industrial Gas Cleaning*, 2d ed., Pergamon, New York, 1975. Theodore y Buonicore, *Air Pollution Control Equipment: Selection, Design, Operation, and Maintenance*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1982. White, *Industrial Electrostatic Precipitation*, Addison-Wesley, Reading, Mass., 1963. White y Smith, *High-Efficiency Air Filtration*, Butterworth, Washington, 1964.

PROPÓSITO DE LA RECOLECCIÓN DE POLVO

La recolección de polvo se ocupa de la separación o la reunión de dispersoides o coloides de sólidos en los gases, para los siguientes fines:

1. Control de la contaminación del aire, como sucede en la separación de cenizas muy finas suspendidas en los gases de combustión de una planta generadora de energía.

2. Reducción del mantenimiento de equipo; como en la filtración del aire de entrada de un motor o el tratamiento del gas de hornos para piritas, antes de su entrada a una planta de ácido sulfúrico de contacto.

3. Eliminación de riesgos contra la seguridad, o la salud; como en la recolección de polvos silíceos y metálicos, en las cercanías de equipos de trituración y perforación y en algunas operaciones metalúrgicas, y polvos de harina que se desprenden al efectuarse operaciones de molienda o embolsado.

4. Mejoramiento de la calidad del producto; como en la limpieza o la purificación del aire en la producción de artículos farmacéuticos y películas fotográficas.

5. Recuperación de un producto valioso; como en la recolección de polvos de secadores y fundidoras.

6. Recolección de productos en forma de polvo; como en el transporte neumático; la desecación por rocío de la leche, huevos y jabón, y la elaboración de óxido de zinc y negro de humo de alta pureza.

PROPIEDADES DE LOS COLOIDES DE PARTÍCULAS

Una comprensión de las propiedades y características fundamentales de los dispersoides o coloides de gas es esencial para el diseño del equipo industrial de control de polvo. En la figura 20-102 se muestran las características de los dispersoides y de otras partículas, junto con los tipos de equipos para la limpieza de gases que se aplican en su control. Se muestran dos tipos de coloides de sólidos: **1)** el de polvo que está compuesto de partículas mayores de 1 μm; y **2)** el de humos, que por lo general consta de partículas menores a 1 μm. Los polvos son generalmente el resultado de la desintegración mecánica de la materia y se pueden redispersar a partir de la condición masiva o sedimentada por medio de un chorro de aire. Los humos son coloides submicrométricos formados por procesos como la combustión, sublimación y condensación. Una vez recolectados, los humos no se pueden volver a dispersar a partir de la condición sedimentada a su estado original de dispersión, por medio de chorros de aire o equipo mecánico de dispersión.

La característica principal para distinguir los coloides de gas es el diámetro de partícula. La unidad generalmente aceptada para el diámetro de partícula es el micrómetro, μm. (Antes de la adopción del sistema SI, la misma unidad se conocía como micra y se designaba por la letra μ). Por lo general, el diámetro de partícula de un coloide iodo de gas, se toma como el diámetro de una esfera que tiene la misma masa y densidad que la partícula en cuestión. Algunos autores especifican en ocasiones el diámetro de partícula por medio del radio, especialmente en la literatura europea antigua. Otro método común consiste en designar la malla que tiene una abertura que corresponde al diámetro de la partícula; también debe especificarse la escala del tamiz, para evitar confusiones.

Desde el punto de vista del diseño y funcionamiento del colector, la propiedad más importante relacionada con el diámetro de una partícula de polvo es su comportamiento dinámico. Las partículas mayores a 100 μm se pueden recolectar fácilmente mediante métodos simples de inercia o gravitacionales. Para las partículas con diámetros inferiores a 100 μm, el intervalo de principal dificultad en la recolección del polvo, la resistencia al movimiento en un gas es viscosa (véase la Sec. 5: "Dinámica de la partícula") y para este tipo de partículas la especificación más útil del diámetro es, por lo general, el diámetro de una partícula esférica de la misma densidad, con la misma velocidad terminal en flujo viscoso que la partícula en cuestión. Sin embargo, en muchas circunstancias conviene más utilizar el "diámetro aerodinámico", que es el diámetro de una partícula con densidad unitaria (1 g/cm^3) y que tiene la misma velocidad terminal de sedimentación. El empleo del diámetro aerodinámico permite la comparación directa del comportamiento dinámico de las partículas, que en realidad tienen densidades, formas y tamaños diferentes [Raabe, *J. Air Pollut. Control Assoc.*, **26,** 856 (1976)].

Cuando el diámetro de una partícula se aproxima al mismo orden de magnitud de la trayectoria media libre de las moléculas de gas, la velocidad de sedimentación es mayor que la calculada por medio de la ley de Stokes debido al deslizamiento molecular. La corrección de flujo con deslizamiento es apreciable para partículas menores a 1 μm y se considera en la corrección de Cunningham a la ley de Stokes (Lapple, *op. cit.*; Licht, *op. cit.*). La corrección de Cunningham se aplica en el cálculo de los diámetros aerodinámicos de las partículas que se encuentran en el intervalo adecuado de tamaño.

A pesar de que las partículas de humo pueden variar en tamaño hasta quizás 0.001 μm, las partículas finas menores a aproximadamente 0.1 μm no tienen mucha importancia en las fuentes industriales de polvo y humo, porque su masa agregada es sólo una fracción muy pequeña de la emisión total de masa. A las concentraciones presentes en dichas fuentes (p. ej., en la producción de negro de humo), la velocidad de coagulación o floculación de las partículas ultrafinas es extremadamente elevada y las partículas crecen con rapidez hasta diámetros de 0.1 μm o más. En consecuencia, las partículas más difíciles de recolectar son las que se encuentran en el intervalo de 0.1 a 2 μm, en el que las fuerzas de deposición por inercia son pequeñas. Para la recolección de partículas con diámetros inferiores a 0.1 μm, la deposición por difusión adquiere gran importancia a medida que disminuye el diámetro de la partícula.

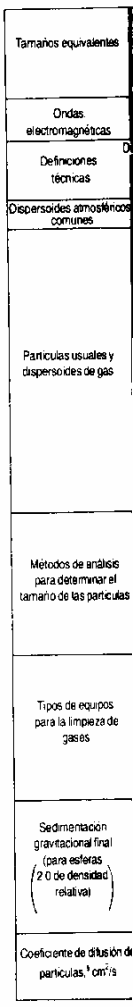
En una corriente de gas que contiene polvo o humo existe cierto grado de floculación de las partículas y, en consecuencia, están presentes tanto partículas discretas como aglomerados de partículas adherentes. Las partículas discretas que forman los aglomerados sólo se pueden soltar unidas entre sí, ya que sobre ellas actúan las fuerzas de van der Waals [Lapple, *Chem. Eng.*, **75**(11), 149 (1968)]. La floculación tiende a incrementarse al aumentar la concentración de las partículas y puede afectar mucho el rendimiento del colector.

MEDICIONES DE LAS PARTÍCULAS

La medición de la concentración y las características del polvo disperso en aire y otros gases puede ser necesaria **1)** para determinar el requerimiento de medidas de control, **2)** para cumplir con los requerimientos legales, **3)** para recabar información con objeto de diseñar el recolector, y **4)** para determinar el rendimiento del colector.

Mediciones de la contaminación atmosférica La medición de la precipitación de polvos es uno de los métodos más comunes para obtener una evaluación relativa en un periodo prolongado de la contaminación del aire por partículas. Las densidades de los humos de chimenea o columna se clasifican a menudo por un método visual que utiliza la gráfica de Ringelmann. La opacidad de los penachos de humo de chimeneas se puede determinar en forma continua y registrarse por medio de un dispositivo fotoeléctrico que mide la cantidad de luz transmitida a través del penacho de humo. El equipo para efectuar mediciones locales de la concentración de polvo atmosférico se clasifica en cinco tipos generales: **1)** el medidor de incidencia o choque, **2)** el precipitador térmico o de hilo caliente, **3)** el precipitador electrostático, **4)** el filtro y **5)** impactores y ciclones. El filtro es el que se emplea con mayor frecuencia, en forma de una cinta continua o un cierto número de discos de filtro dispuestos en un orden de secuencia automática, o bien, un muestreador de alto volumen de plazos cortos. Los muestreadores de este tipo se emplean comúnmente para determinar las emisiones de masas y la distribución de tamaño de las partículas. Los impactores y ciclones pequeños se utilizan como muestreadores para la discriminación del tamaño y, por lo general, están seguidos por filtros para la determinación de la fracción más fina del polvo (Lundgren *et. al.*, *Aerosol Measurement*, University of Florida, Gainesville, 1979; y Dennis, *Handbook on Aerosols*, U.S. ERDA TID-26608, Oak Ridge, Tenn., 1976).

Muestreo de gases de proceso En el muestreo de gases de proceso para determinar la concentración de polvos o para obtener una muestra de polvo representativa, es necesario tomar precauciones es-



* Diámetros mole
† Indica el diámet
‡ La distribución
§ Se incluye el fac

FIG. 20-102 Carac

na al mismo orden de
léculas de gas, la ve-
lada por medio de la
La corrección de flu-
s menores a 1 μm y se
ey de Stokes (Lapple,
gham se aplica en el
partículas que se en-

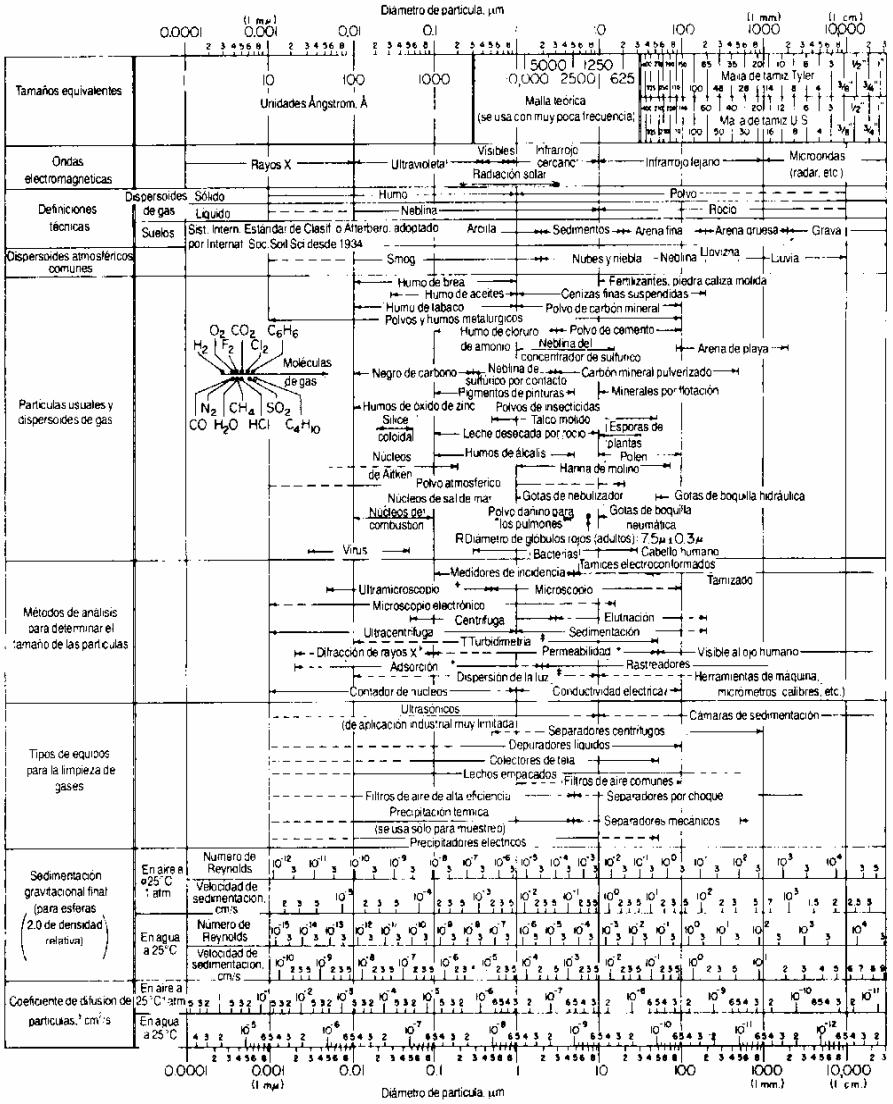
ariar en tamaño hasta
proximadamente (0.1
industriales de polvo
acción muy pequeña
s presentes en dichas
mo), la velocidad de
afinas es extremada-
z hasta diámetros de
s difíciles de recolec-
l a 2 μm, en el que las
ara la recolección de
deposición por difu-
sminuye el diámetro

o humo existe cierto
uencia, están presen-
le partículas adheren-
merados sólo se pue-
an las fuerzas de van
968)]. La floculación
ción de las partículas
or.

icas del polvo disper-
determinar el reque-
on los requerimientos
le diseñar el recolec-
tor.

■ La medición de la
ás comunes para ob-
ngado de la contami-
los humos de chime-
odo visual que utiliza
enachos de humo de
ua y registrarse por
e la cantidad de luz
ipo para efectuar me-
nosférico se clasifica
encia o choque, 2) el
ipitador electrostáti-
o es el que se emplea
ntinua o un cierto nú-
le secuencia automá-
e plazos cortos. Los
ente para determinar
año de las partículas.
como muestreadores
al, están seguidos por
ina del polvo (Lund-
Florida, Gainesville,
DATID-26608. Oak

eo de gases de proce-
o para obtener una
nar precauciones es-



* Diámetros moleculares calculados basándose en datos de viscosidad a 0°C
† Indica el diámetro promedio de partícula, pero no la distribución de tamaño.
‡ La distribución de tamaño se puede obtener por calibración especial.
§ Se incluye el factor de Stokes-Cunningham en los valores estipulados para el aire pero no para el agua.

FIG. 20-102 Características de las partículas y dispersoides de partícula. (Por cortesía del *Stanford Research Institute*, preparada por C.E. Lapple.)

peciales para evitar la segregación de las partículas por inercia. Para evitar este tipo de clasificación, quizá se requiera un ducto transversal y, en cada punto, la boquilla de muestreo puede dar la cara directamente a la corriente de gas y la velocidad en la entrada de la boquilla deberá ser igual que la velocidad normal del gas en dicho punto. Este proceso es lo que se conoce como "muestreo isocinético". Si la velocidad de muestreo es demasiado alta, la muestra de polvo contendrá una concentración menor de polvo que la que existe en la corriente principal y el mayor porcentaje corresponderá a partículas finas; si la velocidad de muestreo es demasiado baja, la muestra de polvo contendrá una mayor concentración de polvo y el mayor porcentaje corresponderá a partículas gruesas [Lapple, *Heat. Piping Air Cond.*, **16,** 578 (1944); *Manual of Disposal of Refinery Wastes*, vol. V, American Petroleum Institute, New York, 1954; y Dennis, *op. cit.*].

Análisis del tamaño de la partícula En la figura 20-102 se presentan métodos para efectuar análisis de tamaños de partículas, y ejemplos de métodos de análisis de tamaño se dan en la tabla 20-30. Si se desean mayores informes al respecto, deberán consultarse las siguientes referencias: Irani y Callis (*Particle Size: Measurement; Interpretation and Application*, Wiley, New York, 1963), Dallavalle y Orr, (*Fine Particle Measurement: Size, Surface and Pore Volume*, Macmillan, New York, 1959); Green y Lane (*Particulate Clouds; Dusts, Smokes and Mists*, 2a. ed., Van Nostrand, New York, 1964); Lapple, *Chem. Eng.*, **75**(11), 140 (1968); Lapple, "Particle-Size Analysis", en *Encyclopedia of Science and Technology*, 5th ed., McGraw-Hill, New York, 1982; y Cadle, *The Measurement of Airborne Particles*, Wiley, New York, 1975. La distribución del tamaño de la partícula se presenta ya sea según una base de frecuencia, o bien acumulativa; los diferentes métodos se analizan en las referencias antes citadas. El método más común consiste en hacer una gráfica del tamaño de la partícula en función del porcentaje de peso acumulativo de material mayor o menor que dicho tamaño, utilizando papel de gráfica para probabilidades logarítmicas.

Para la determinación del diámetro aerodinámico de las partículas, los métodos que con más frecuencia se aplican para el análisis del diámetro de partículas son los basados en la inercia: centrífugas de aerosoles, ciclones e impactores por inercia (Lundgren *et. al*, *Aerosol Measurement*, University of Florida, Gainesville, 1979; y Liu, *Fine Particles-Aerosol Generation, Measurement, Sampling and Analysis*, Academic, New York, 1976). Los impactores son los que más comúnmente se utilizan. Sin embargo, las mediciones de los impactores están sujetas a numerosos errores [Rao and Whitby, *Am. Ind. Hyg. Assoc. J.*, **38,** 174 (1977); Marple and Willeke, "Inertial Impactors," en Lundgren *et. al.*, *Aerosol Measurement*; y Fuchs, "Aerosol Impactors," en Shaw, *Fundamentals of Aerosol Science*, Wiley, New York, 1978]. El rearrastre producido por el soplado y el rebote de las partículas depositadas hace que el polvo parezca más fino de lo que en realidad es, al igual que el rompimiento de las partículas floculadas. Los datos de procesamiento de los impactores en cascada también presentan posibilidades de errores sustanciales (Fuchs, *The Mechanics of Aerosols*, Pergamon, Oxford, 1964) y son igual de laboriosos. Lawless (Rep. No. EPA-600/7-78-189, U.S. EPA, 1978) examina los problemas para el análisis y ajuste de los datos de los impactores en cascada para obtener las eficiencias de los recolectores de polvo, para los diámetros de las partículas discretas.

Los diámetros medidos de las partículas deben representar, hasta donde sea posible, el diámetro eficaz de la partícula de un polvo en la forma en que existe en la corriente de gas. Cuando se presenta una floculación significativa, es posible a veces utilizar los métodos de medición basados en el asentamiento por gravedad.

Para el control de polvo se recomienda que primero se haga un examen cualitativo preliminar del polvo, sin un conteo detallado de las partículas. Una estimación visual de la distribución del diámetro de partícula proporciona a menudo una guía suficiente para una determinación preliminar de los requerimientos del equipo de recolección.

TABLA 20-30 Ejemplos de métodos de análisis y equipos para determinar el tamaño de partículas*

Tamaño de partículas, μ	Método general	Ejemplos† de instrumentos específicos
37 y mayores	Análisis de tamiz por vía seca	Tyler Ro-Tap, tamiz Alpine Jet
10 y mayores	Análisis de tamiz por vía húmeda	Tamices Buckbee-Mears
1-100	Microscopio óptico	Zeiss, Bausch & Lomb, microscopios Nikon
	Microscopio con rastreador y contador	Sistema Millipore HMC
	Sedimentación por gravedad en seco	Analizador de rodillos, micromerógrafo Sharples
	Sedimentación por gravedad en húmedo	Pipeta Andreasen
	Cambio de resistividad del electrólito	Contador Coulter
0.2-20	Dispersión de la luz	Royco
	Impactor en cascada	Impactores Brink, Anderson, Casella, Lundgren
	Sedimentación por centrífuga en húmedo	Analizador M.S.A.- Whitby
0.01-10	Ultracentrífuga	Espectrómetro de aerosoles Goetz
	Microscopio electrónico de transmisión	Microscopios Phillips, RCA, Hitachi, Zeiss, Metropolitan-Vickers, Siemens
	Microscopio electrónico de exploración	Sistema Reist & Burgess‡

* Krockta y Lucas, *Air Pollution Control Assoc. J.*, **22,** 461 (1972).

† En esta tabla se dan ejemplos de equipos específicos. No se trata de una lista exhaustiva, ni tiene por objeto respaldar ningún instrumento en particular.

‡ Reist y Burgess, *Development of an Automatic Particle Assaying Instrument Utilizing a Scanning Microscope*, Artículo No. 69-124 Air Pollution Control Association Meeting, New York, 1969.

MECANISMOS PARA LA RECOLECCIÓN DE POLVO

Las operaciones básicas en la recolección de polvo por medio de cualquier dispositivo son **1)** la separación de las partículas transportadas por el gas de la corriente gaseosa por deposición sobre una superficie de recolección, **2)** la retención del depósito sobre la superficie, y **3)** la eliminación del depósito recolectado sobre la superficie para su recuperación o desecho. El paso de separación requiere **1)** la aplicación de una fuerza que produzca un movimiento diferencial de la partícula con relación al gas, y **2)** un tiempo suficiente de retención del gas para que la partícula emigre hasta la superficie de recolección. Los principales mecanismos de la deposición de aerosoles que se aplican en los recolectores de polvo son **1)** deposición por gravedad, **2)** intercepción en la línea de flujo, **3)** deposición por inercia, **4)** deposición por difusión, y **5)** deposición electrostática. La deposición térmica es sólo un factor menor en el equipo práctico de recolección de polvo, porque la fuerza termoforética es pequeña. En la tabla 20-31 aparecen estos seis mecanismos y los parámetros característicos de su operación [Lunde y Lapple, *Chem. Eng. Prog.*, **53,** 385 (1957)]. Las acciones de los mecanismos de deposición por inercia, intercepción en la línea de flujo y deposición por difusión se muestran en la figura 20-103 para el caso de un cuerpo recolector inmerso en una corriente de gas cargada de partículas.

Otros dos mecanismos de deposición, además de los seis listados, se pueden poner en operación en determinadas circunstancias. Algunas partículas de polvo se pueden recolectar en filtros, por medio de mallas, cuando el diámetro del poro es inferior al diámetro de la partícula. A excepción de los pequeños filtros de membrana, el empleo de mallas está probablemente limitado a los filtros de superficie, en los cuales la capa de polvo colectado es en sí el medio filtrante principal.

ando papel de gráfica

ico de las partículas,
ra el análisis del diá-
: centrífugas de aero-
lgren *et. al*, *Aerosol*
le, 1979; y Liu, *Fine*
mpling and Analysis,
los que más común-
los impactores están
Ind. Hyg. Assoc. J.,
mpactors," en Lund-
rosol Impactors," en
New York, 1978]. El
las partículas depo-
que en realidad es, al
uladas. Los datos de
bién presentan posi-
chanics of Aerosols,
s. Lawless (Rep. No.
os problemas para el
cascada para obtener
los diámetros de las

en representar, hasta
ula de un polvo en la
ndo se presenta una
lizar los métodos de
ad.
mero se haga un exa-
nteo detallado de las
ción del diámetro de
te para una determi-
po de recolección.

TABLA 20-31 Resumen de mecanismos y parámetros de la deposición de aerosoles

Mecanismo de deposición	Origen del campo de fuerza	Mecanismo de deposición mensurable en términos de: Parámetro básico	Parámetros específicos de modificación	Parámetros de sistema
Intercepción de la línea de flujo*	Gradiente físico*	$N_{sf} = \left(\frac{D_p}{D_b}\right)$		
Deposición por inercia	Gradiente de velocidad	$N_{st} = \left(\frac{K_m \rho s D_p^2 V_o}{18 \mu D_b}\right)$	$N_{sc} = \left(\frac{N_{sf}^2}{N_{st} N_{sd}}\right) = \left(\frac{18\mu}{K_m \rho_p D_p}\right)$	Geometría: (D_{b1}/D_b), (D_{b2}/D_b), etc. ϵ_v Δ
Deposición por difusión	Gradiente de concentración	$N_{sd} = \left(\frac{D_v}{V_o D_b}\right)$		
Sedimentación por gravedad	Gradiente de elevación	$N_{sg} = \left(\frac{u_t}{V_o}\right)$		Patrón de flujo N_{Re} N_{Ma} N_{Kn}
Precipitación electrostática	Gradiente de campo eléctrico§ *a*. Atracción *b*. Inducción	$N_{sec} = \left(\frac{K_m Q_p U_b}{\mu D_p V_o}\right)$ / $N_{sei} = \left(\frac{\delta_p - 1}{\delta_p + 2}\right)\left(\frac{K_m D_p^2 \delta_o U_b^2}{\mu D_b V_o}\right)$	δ_p, δ_b¶	Acomodamiento superficial
Precipitación térmica	Gradiente de temperatura	$N_{st} = \left(\frac{T - T_b}{T}\right)\left(\frac{\mu}{K_m \rho D_b V_o}\right)\left(\frac{k_t}{2k_t + k_{tp}}\right)$	(T_b/T), (T_p/T),† (N_{Pr}), (k_{tp}/k_t), (k_{tb}/k_t),¶ (c_{hp}/c_h), (c_{hb}/c_h)¶	

FUENTE: Lunde y Lapple, *Chem. Eng. Prog.*, **53**, 385 (1957).

* Esto se ha denominado también "intercepción directa" y en análisis normales constituye una condición física limitante impuesta en la trayectoria de la partícula, por acción de otras fuerzas. Por sí misma, refleja la deposición que se produce con una partícula hipotética que tiene un tamaño finito, pero carente de masa y elasticidad.

† Este parámetro es una alternativa de N_{sf}, N_{st} o N_{sd} y es útil como medida del efecto interactivo de uno en los otros dos. Es semejante al número de Schmidt.

‡ Cuando se aplica al mecanismo de deposición por inercia, otra expresión conveniente es $(K_m \rho_s / 18\rho) = N_{st}/(N_{sf}^2 N_{Re})$.

§ En casos en que la distribución de carga del cuerpo es fija y se conoce, ϵ_b se reemplaza con $Q_{bs}/\delta o$.

¶ No tienden a efectuar contribuciones sustanciales.

;IÓN

polvo por medio de
artículas transporta-
ión sobre una super-
sobre la superficie, y
la superficie para su
equiere 1) la aplica-
diferencial de la par-
de retención del gas
de recolección. Los
soles que se aplican
r gravedad. 2) inter-
ercia, 4) deposición
eposición térmica es
colección de polvo,
abla 20-31 aparecen
ticos de su operación
7)]. Las acciones de
epción en la línea de
figura 20-103 para el
iente de gas cargada

de los seis listados, se
unstancias. Algunas
s, por medio de ma-
metro de la partícula.
, el empleo de mallas
ficie, en los cuales la
e principal.

El otro mecanismo se aplica en los depuradores. Cuando se difunde vapor de agua existente en una corriente de gas hasta una superficie fría y se condensa, hay un flujo hidrodinámico total del gas incondensable, que se dirige hacia la superficie. Este flujo, conocido como flujo de Stefan, transporta las partículas de aerosol hacia la superficie de condensación [Goldsmith y May, en Davies, *Aerosol Science*, Academic, New York, 1966] y puede mejorar en forma sustancial el funcionamiento del depurador. Sin embargo, existe un flujo de Stefan correspondiente que se aleja de la superficie en la que se evapora el agua y tiende a repeler las partículas de aerosol de la superficie.

Además de los mecanismos de deposición en sí, se pueden utilizar métodos para el acondicionamiento preliminar de los aerosoles, que incrementan la eficiencia de los mecanismos de deposición, que se aplican posteriormente. Uno de estos métodos de acondicionamiento consiste en imponer al gas vibraciones acústicas de alta intensidad, para provocar choques y floculación de las partículas de aerosol y producir partículas más grandes que se pueden separar por medio de dispositivos simples de inercia, como, por ejemplo, los ciclones. Este proceso, conocido como "aglomeración sónica (o acústica)" no ha tenido aceptación comercial.

Otro método de acondicionamiento, adaptable a los sistemas de depuración, consiste en inducir la condensación del vapor de agua sobre las partículas de aerosol como núcleos, para incrementar el tamaño de las partículas y hacer más fácil su recolección mediante deposición por inercia.

En la mayor parte del equipo de recolección de polvo se utiliza más de un mecanismo de recolección y en algunos casos el mecanismo de control puede cambiar cuando el recolector se opera en un intervalo amplio de condiciones. En consecuencia, los recolectores se clasifican en forma más conveniente por su tipo en vez de por el mecanismo de recolección con el que operan.

RENDIMIENTO DE LOS RECOLECTORES DE POLVO

El rendimiento de un recolector de polvo se expresa, en forma más común, por medio de la eficiencia de recolección η, es decir, la razón en peso de polvo recolectado respecto al polvo que entra al aparato. Sin embargo, la eficiencia de recolección se relaciona por lo general, exponencialmente con las propiedades del polvo y gas y con las condiciones de operación de casi todos los tipos de recolectores y, por consiguiente, a medida que su valor se aproxima a 1.0, es una función insensible a las condiciones de operación del recolector. El rendimiento en el intervalo de alta eficiencia se expresa mejor mediante la penetración $1 - \eta$, o sea, la razón en peso del polvo que escapa respecto al polvo que entra. En especial, con referencia a la recolección de aerosoles radiactivos, es común expresar el funcionamiento en términos del recíproco de la penetración $1/(1 - \eta)$, que se conoce como "factor de descontaminación" y se designa por medio de las letras DF. Blasewitz y Judson [*Chem. Eng. Prog.*, **51**, 6-J (1955)] utilizaron el $\log_{10}[1/(1-\eta)]$, al que también llamaron factor de descontaminación. Licht (*Air Pollution Control Engineering*, Marcel Dekker, New York, 1980) propone el término "índice de descontaminación", simbolizado por DI, para el $\log_{10}[1/(1 - \eta)]$ para evitar confusión con $1/(1 - \eta)$. El número de unidades de transferencia N_t, que para el caso de la recolección de polvo es igual al $\ln[1/(1 - \eta)]$, fue propuesto por primera vez por Lapple (Wright, Stasny y Lapple, "High Velocity Air Filters," WADC Tech. Rep. 55-457, ASTIA No. AD-142075, octubre 1957) y se emplea con más frecuencia que el DI. Debido a la forma exponencial de la relación entre la eficiencia y las variables del proceso, para la mayor parte de los recolectores de polvo, el empleo de N_t (o DI) es especialmente adecuado para la correlación de los datos de funcionamiento del recolector.

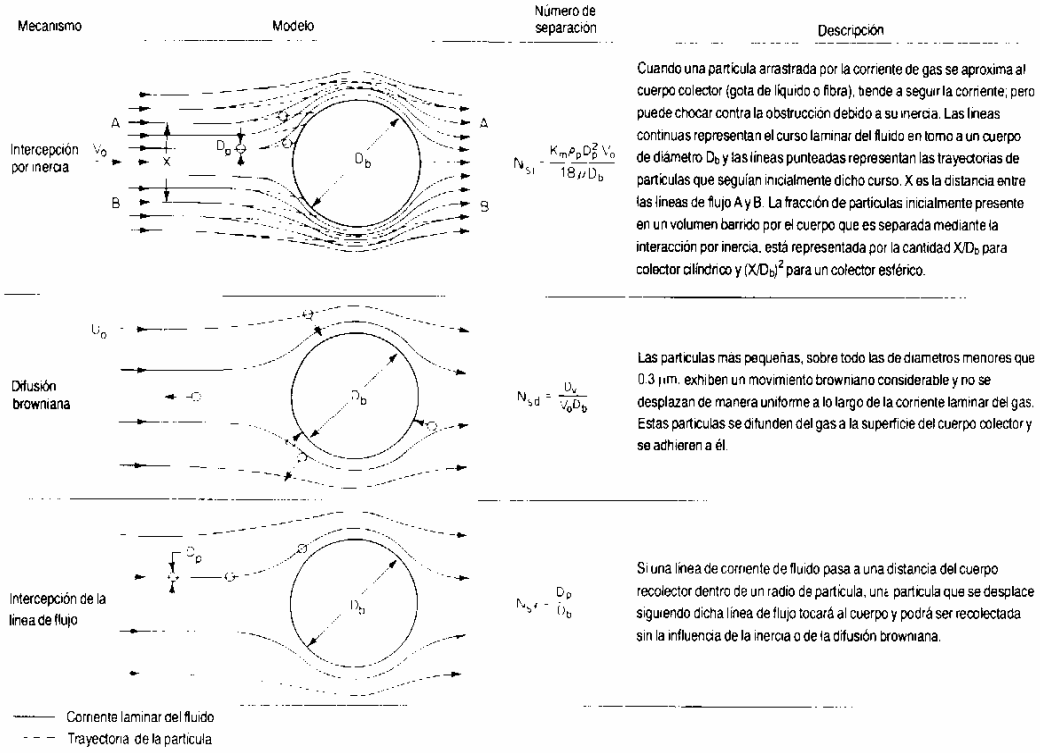


FIG. 20-103 Deposición de las partículas sobre cuerpos recolectores.

En la comparación de las diferentes opciones de recolectores para un servicio determinado, es deseable una cifra de mérito, con objeto de categorizar los distintos dispositivos. Ya que el consumo de potencia es una de las características más importantes de un recolector, un criterio útil es la razón de N_t respecto a dicho consumo. Otro criterio es la razón de N_t respecto a la inversión de capital.

DISEÑO DEL RECOLECTOR DE POLVO

En el equipo de recolección de polvo, la mayor parte de los mecanismos de recolección, o todos, pueden operar en forma simultánea y su importancia relativa se determina mediante las características del gas y la partícula, la geometría del equipo y el patrón de flujo del fluido. A pesar de que el caso general es extremadamente complejo por lo común, en casos específicos es posible determinar qué mecanismo o mecanismos ejercen el control. Sin embargo, la dificultad del tratamiento teórico de los fenómenos de recolección de polvo hace necesario el empleo de suposiciones para simplificar, con la introducción de las incertidumbres correspondientes. Los estudios teóricos han sido obstaculizados por la falta de técnicas adecuadas de experimentación para verificar los cálculos. A pesar de que el tratamiento teórico del rendimiento del recolector se ha ampliado considerablemente desde 1960, sólo unos cuantos modelos resultantes de comportamiento se han verificado experimentalmente en forma adecuada, debido a las limitaciones experimentales.

Los modelos mejor establecidos del rendimiento o comportamiento de los recolectores son los de filtros fibrosos y los filtros granulares con lecho fijo, en los cuales las estructuras y los patrones del flujo del fluido están bien definidos. Estos dispositivos también se adaptan a pruebas de pequeña escala en condiciones controladas de laboratorio. El modelo realista de los precipitadores electrostáticos y depuradores a gran escala es mucho más difícil. La verificación de los modelos se ha limitado aún más por la falta de aerosoles monodispersados, que se puedan generar a una escala adecuada, para las pruebas del equipo con tamaños sustanciales. Cuando se utiliza un polvo polidisperso para la prueba se deben determinar, con extremada precisión, las distribuciones de los diámetros de las partículas del polvo que entra y sale del recolector, para evitar errores serios en la evaluación de la eficiencia de recolección para un diámetro determinado de partícula.

El diseño de recolectores a escala industrial aún se encuentra basado esencialmente en métodos empíricos o semiempíricos, no obstante que está guiado, cada vez más, por conceptos obtenidos de la teoría. Los modelos teóricos existentes incorporan con frecuencia constantes, que se deben evaluar en forma experimental y que en realidad pueden compensar las deficiencias de los modelos.

EQUIPOS DE RECOLECCIÓN DE POLVO

Cámaras de sedimentación por gravedad La cámara de sedimentación o asentamiento por gravedad es, quizá, el equipo de recolección de polvo más simple y antiguo que se conoce y consta de una cámara en que la velocidad del gas se reduce para permitir que el polvo se asiente por acción de la gravedad. Su sencillez le permite ser muy apropiado para cualquier tipo de construcción. Sin embargo, en la práctica, su utilidad industrial está limitada a la separación de partículas con tamaños superiores a una malla 325 (43 μm de diámetro). Para

separar partículas más pequeñas, el tamaño de cámara necesario es, casi siempre, excesivo.

Los recolectores por gravedad se construyen generalmente en forma de cámaras rectangulares horizontales, de gran longitud y vacías, con una entrada en uno de los extremos y una salida en el lado o la parte superior del otro extremo. Suponiendo un grado reducido de turbulencia en relación con la velocidad de sedimentación de las partículas de polvo en cuestión, el rendimiento de una cámara de sedimentación por gravedad está dado por

$$\eta = \frac{u_t L_x}{H_x V_x} = \frac{u_t B_x L_x}{q} \qquad \text{(for } \eta \leq 1.0\text{)} \qquad (20\text{-}56)$$

en donde V_x = promedio de velocidad del gas. Si se expresa μ_t en función del tamaño de la partícula (diámetro esférico equivalente), la partícula más pequeña que se puede separar por completo corresponde a $\eta = 1.0$ y, suponiendo que se aplique la ley de Stokes, está dada por

$$D_{p,\min} = \sqrt{\frac{18\mu H_x V_x}{g_L L_x(\rho_s - \rho)}} = \sqrt{\frac{18\mu q}{g_L B_x L_x(\rho_s - \rho)}} \qquad (20\text{-}57)$$

en donde ρ = densidad del gas y ρ_s = densidad de la partícula. Para un gasto volumétrico de aire en particular, la eficiencia de recolección depende del corte transversal total del plano de la cámara y es independiente de la altura. Sólo es necesario que la altura sea suficiente para que la velocidad del gas V_x dentro de la cámara no sea tan alta que vuelva a arrastrar el polvo ya separado. En general, V_x no debe sobrepasar 3 m/s (10 ft/s), aproximadamente.

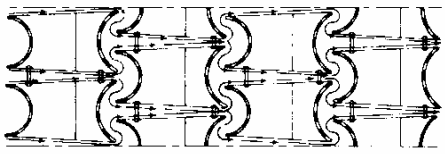
Las placas horizontales dispuestas en forma de anaqueles dentro de la cámara mejorarán notablemente la recolección. Esta configuración se conoce como cámara de polvo de Howard (Fume Arrester, U.S. Patent 896 111, 1908). La desventaja de la unidad es la dificultad para limpiarla, debido al espaciamiento corto que hay entre los anaqueles y al torcimiento que se produce a temperaturas elevadas.

La caída de presión en la cámara de sedimentación es pequeña y consta primordialmente de las pérdidas de entrada y salida. Ya que se utilizan bajas velocidades de gas, la cámara no está sujeta a abrasión y, en consecuencia, puede utilizarse como un prelavador para eliminar las partículas muy gruesas y, por consiguiente, minimizar la abrasión en el equipo subsecuente.

Separadores por choque Estos separadores son del tipo de los separadores por inercia, en los que las partículas se separan del gas por choque y recolección en armazones colocados a través de la trayectoria de la corriente gaseosa. En general, los separadores por choque se diseñan para caídas de presión que varían entre 0.25 y 0.40 kPa (0.1 a 1.5 in de agua), dependiendo del tipo y la aplicación y están limitados a la eliminación de polvos, con partículas con diámetros predominantes mayores de 10 a 20 μm. La principal ventaja de estas unidades sobre los otros tipos de recolectores es que se adaptan mejor a los conductos o ductos existentes. En ocasiones, se suministran martillos para sacudir el polvo recolectado de los cuerpos o armazones recolectores a intervalos seleccionados. Una descripción más amplia de estos recolectores se encuentra en Powers [*Rock Prod.*, **46**, 70, 72, (1943)] y Roberts [*Power*, **83**, 345, 392 (1939)]. En la figura 20-104 aparece un recolector característico por choque que ya no se fabrica en forma comercial.

Los separadores por choque funcionan de acuerdo con los principios mostrados en la figura 20-103. Sin embargo, en el intervalo de los tipos de construcción de los separadores y las condiciones de operación utilizadas, la influencia del mecanismo de deposición por difusión es despreciable, y los mecanismos eficientes de recolección son la deposición por inercia y la intercepción en la línea de flujo. La recolección mediante un cuerpo o armazón como el cilindro mostrado en la figura 20-103, se presenta en términos de la llamada eficiencia del blanco. En consecuencia, todas las partículas que por inercia son transportadas en el fluido entre las corrientes *A* y *B* son recolectadas sobre el cuerpo y la eficiencia del blanco será igual a X/D_b. Esta eficiencia, η_o, es función del número de separación por inercia. Para las formas sencillas de armazones de recolección y condiciones simples de flujo del fluido se puede calcular la relación a partir de la hidrodinámica clásica. En la figura 20-105 se presentan las eficiencias del blanco para bandas, esferas y cilindros, según los cálculos de Langmuir y Blodgett [U.S. Army Air Forces Tech. Rep. 5418, febrero 19, 1946 (U.S. Dept. of Commerce, Office of Technical Services PB-27565); General Electric Res. Lab. Rep. No. RL-225, diciembre 1944-julio 1945, reissued junio 1949]. Estas curvas se aplican para las condiciones en las que es válida la ley de Stokes, en relación con el movimiento de la partícula. Aunque estas relaciones se derivan para condiciones de flujo potencial (aerodinámico) alrededor del cuerpo, deben mantenerse tan cerca como sea posible, si la corriente en torno al cuerpo es turbulenta, ya que las condiciones en el lado de corriente arriba del cuerpo deben acercarse a las del flujo potencial en cualquier caso. Conviene notar que estas relaciones se deben aplicar ya sea que el cuerpo se mueva por el líquido o si es éste el que rodea al cuerpo, siempre y cuando V_0 se tome como la velocidad relativa entre el cuerpo y la masa del fluido.

Aunque las curvas de la figura 20-105 se aplican a cuerpos recolectores en un fluido infinito, también se aplican al cálculo directo de la eficiencia de recolección de unidades que emplean este tipo de cuerpos en paralelo y en serie, a condición de que los miembros recolectores adyacentes no estén tan cerca unos de otros que causen una distorsión apreciable del patrón de circulación. Este es sustancialmente el caso que se presenta en muchas clases de filtros de aire. Cuando los miembros colectores están relativamente cerca, estas curvas darán una aproximación conservadora de la eficiencia de recolección. Para miembros recolectores cuyas formas difieren enormemente de las que aparecen en la figura 20-105, conviene contar con determinaciones experimen-



Vista diagramática de plano para ilustrar el movimiento del gas a través del equipo

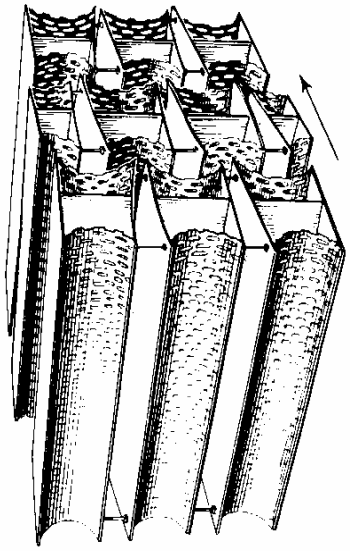


FIG. 20-104 Separador por choque de boquilla invertida (*By-Products Recoveries, Inc.*)

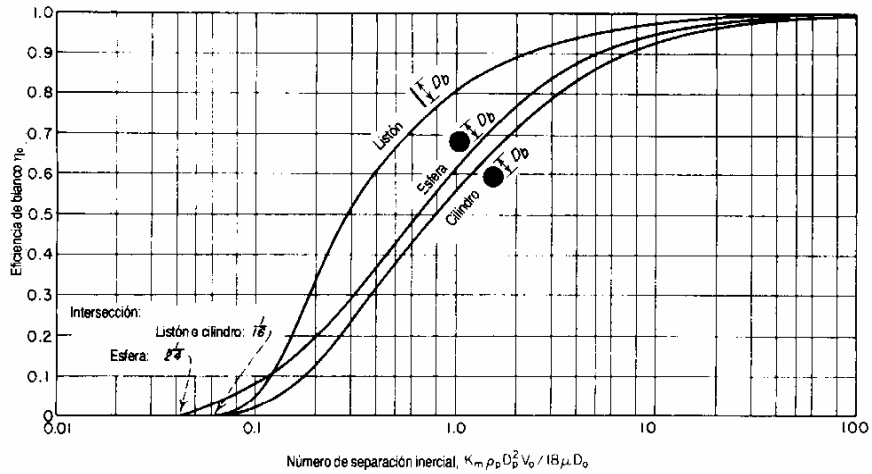


FIG. 20-105 Eficiencia de blanco de esferas, cilindros y listones. Las curvas se aplican a condiciones en que la ley de Stokes gobierna el movimiento de la partícula. [Langmuir y Blodgett, *U. S. Army Air Forces Tech. Rep.* 5418, febrero 19, 1946 (U. S. Department of Commerce, Office of Technical Services PB 27565).]

tales adicionales de relaciones de eficiencia del blanco, aunque las estimaciones del orden de magnitud se pueden derivar mediante la interpolación minuciosa de estas curvas mostradas. Ranz (Penn. State Univ. Eng. Res. Bull. B-66 diciembre 1956) presenta las eficiencias del blanco para un armazón deprimido o en forma de copa y para un medio cuerpo rectangular, así como curvas adicionales para bandas, cilindros y esferas. También se proporcionan los métodos para estimar las eficiencias de algunos separadores característicos por choque.

Separadores de ciclón El equipo de recolección de polvo que se emplea con mayor frecuencia es el ciclón, en el cual el gas cargado de polvo penetra tangencialmente en una cámara cilíndrica o cónica, en uno o más puntos, y sale de la misma a través de una abertura central (Fig. 20-106). En virtud de su inercia, las partículas de polvo tienden a desplazarse hacia la pared exterior del separador, desde la cual son conducidas a un receptor. El ciclón es esencialmente una cámara de sedimentación en que la aceleración gravitacional se sustituye con la aceleración centrífuga. En las condiciones de operación utilizadas comúnmente, la fuerza o aceleración centrífuga de separación varía de cinco veces la gravedad, en los ciclones de baja resistencia y diámetro muy grande, hasta 2500 veces la gravedad en las unidades muy pequeñas de alta resistencia. La entrada inmediata a un ciclón es casi siempre rectangular.

Campos de aplicación Dentro del intervalo de sus capacidades de funcionamiento, los recolectores de ciclón son uno de los medios menos costosos para la recolección de polvo desde el punto de vista de la inversión y de la operación. Su limitación principal es que, a menos que se utilicen unidades muy pequeñas, la eficiencia de recolección es muy baja para partículas menores de 5 μm y, en especial, para partículas menores de 2 o 3 μm. A pesar de que los ciclones se pueden utilizar para la recolección de partículas mayores a 200 μm, las cámaras de asentamiento por gravedad o los separadores sencillos por inercia (p. ej., las cámaras de gas inverso) suelen dar resultados satisfactorios y están sujetos a una abrasión menor. En casos especiales, en los que el polvo está altamente floculado o se tienen elevadas concentraciones de polvo (más de 230 g/m^3, o 100 gr/ft^3), los ciclones eliminan el polvo con diámetros pequeños de partícula. En ciertos casos se han obtenido eficiencias tan altas como 98% en polvos cuyos diámetros de partícula varían entre 0.1 y 2.0 μm por el efecto predominante de la floculación.

Los ciclones se utilizan para eliminar tanto sólidos como líquidos presentes en los gases y se han operado a temperaturas tan elevadas como 1000°C y presiones tan altas como 50 700 kPa (500 atm).

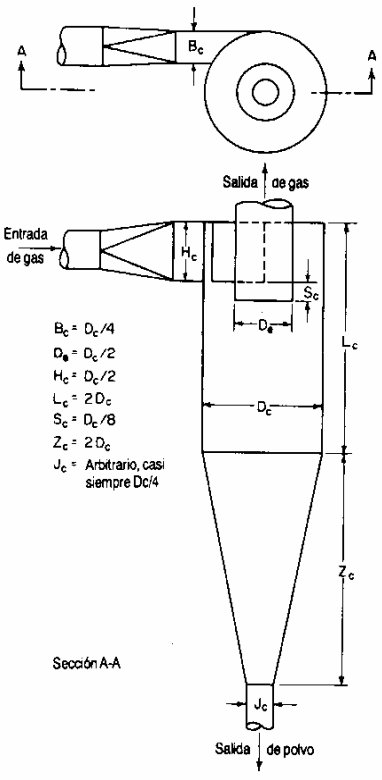


FIG. 20-106 Proporciones de un separador de ciclón.

FIG. 20-107 Variac
tos de un ciclón. [Ter

Patrón de flujo
doble vórtice, en dc
de fuera y ascende
ciclón, su velocida
ponente tangencial
indica la expresión
puede alcanzar un
del gas de entrada.
que 1.0 en ausenci
reales [Shepherd y
(1940)] señalan qu
del radio del ciclón
encontró que n es
porción cilíndrica
bería de salida del
acerca a cero junto
delgada para que l
tangenciales relati
figura 10-107. La
todas las porciones
hacia afuera.

Es probable que
lencia doble" [Van
Feuerungstechnik
los serpentines de
tipo que aparece e
doble turbulencia
velocidad espiral (

Caída de presió
pérdida de presión
te en términos de
inmediata del ciclo
pulgadas de agua,
entrada y la densid

en donde $\rho = lb/ft^3$
medida directa de
un ventilador y se
sión

F_c

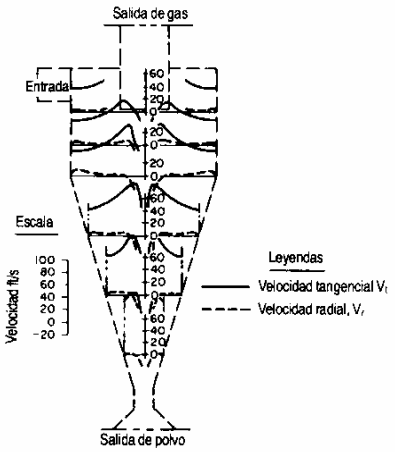


FIG. 20-107 Variación de la velocidad tangencial y la radial en diferentes puntos de un ciclón. [Ter Linden, *Inst. Mech. Eng. J.*, **160,** 235 (1949).]

Patrón de flujo En un ciclón, la trayectoria del gas comprende un doble vórtice, en donde el gas dibuja una espiral descendente en el lado de fuera y ascendente en el lado interior. Cuando el gas penetra en el ciclón, su velocidad sufre una redistribución de tal modo que la componente tangencial de la velocidad aumenta al reducirse el radio, como indica la expresión $V_c \cdot r^n$. La velocidad espiral dentro de un ciclón puede alcanzar un valor varias veces mayor que la velocidad promedio del gas de entrada. Los análisis teóricos revelan que n debe ser igual que 1.0 en ausencia de fricción de pared. No obstante, las mediciones reales [Shepherd y Lapple, *Ind. Eng. Chem.*, **31,** 972 (1939); **32,** 1246 (1940)] señalan que n puede variar de 0.5 a 0.7 en una porción grande del radio del ciclón. Ter Linden [*Inst. Mech. Eng. J.*, **160,** 235 (1949)] encontró que n es 0.52 para velocidades tangenciales medidas en la porción cilíndrica del ciclón, en posiciones que van del radio de la tubería de salida del gas al radio del recolector. Aunque la velocidad se acerca a cero junto a la pared, la capa limítrofe es lo suficientemente delgada para que las mediciones del tubo pitot muestren velocidades tangenciales relativamente altas en ese punto, como se ilustra en la figura 10-107. La velocidad radial V_r se dirige hacia el centro en casi todas las porciones del ciclón, excepto en el centro, en donde se dirige hacia afuera.

Es probable que sobre la "espiral doble" se superponga una "turbulencia doble" [Van Tongeran, *Mech. Eng.*, **57,** 753 (1935), y Wellmann, *Feuerungstechnik.*, **26,** 137 (1938)] similar a la que se encuentra en los serpentines de tubería. No obstante, las mediciones en ciclones del tipo que aparece en la figura 20-106 indican que las velocidades de doble turbulencia de esta índole son pequeñas en comparación con la velocidad espiral (Shepherd y Lapple, *op. cit.*).

Caída de presión La caída de presión en un ciclón, así como la pérdida de presión por fricción, se expresa de un modo más conveniente en términos de la carga de velocidad basada en el área de entrada inmediata del ciclón. La carga de velocidad de entrada, expresada en pulgadas de agua, se relaciona con la velocidad promedio del gas de entrada y la densidad mediante la ecuación

$$h_{vi} = 0.0030\rho V_c^2 \tag{20-58}$$

en donde ρ = lb/ft^3 y V_c = ft/s. La pérdida de fricción en el ciclón es una medida directa de la presión estática y la potencia que debe desarrollar un ventilador y se relaciona con la caída de presión mediante la expresión

$$F_{cv} = \Delta p_{cv} + 1 - (4A_c/\pi D_e^2)^2 \tag{20-59}$$

Aunque se han realizado varios intentos para calcular la pérdida por fricción o la caída de presión, basándose en consideraciones fundamentales [Feifel, *Forsch. Geb. Ingenieurwes.*, **9,** 68, 306 (1938); **10,** 212 (1939); *Arch. Wärmewirtsch.*, **20,** 15 (1939)], no se han obtenido resultados muy satisfactorios, debido a que las suposiciones de simplificación que se han hecho no han tomado en cuenta la compresión de entrada, la fricción de pared y la contracción de salida, aspectos que tienen un efecto importante. En consecuencia, no se dispone aún de una correlación general en los datos de caída de presión del ciclón.

La pérdida por fricción en los ciclones que se encuentra en la práctica varía de 1 a 20 cargas de velocidad de entrada, según las proporciones geométricas (Alden, *Design of Industrial Exhaust System*, 3a. ed., chap. VII. Industrial Press, New York, 1959; Shepherd y Lapple, *op. cit.*). Sin embargo, para un ciclón de proporciones geométricas específicas F_{cv} y Δp_{cv} son esencialmente constantes e independientes del tamaño real del ciclón. La exposición que sigue se ocupa de las ecuaciones presentadas para la caída de presión o la pérdida de fricción de un ciclón, cuando se manejan gases libres de polvo.

Miller y Lissman ["*Calculation of Cyclone Pressure Drop*", artículo presentado en diciembre de 1940 en las reuniones de la ASME, New York (sin publicar)] investigaron ciclones con una entrada espiral y obtuvieron la siguiente expresión empírica:

$$\Delta p_{cv} = K(D_c/D_e)^2 \tag{20-60}$$

El valor de K ha resultado sustancialmente constante con un valor de 3.2 en la siguiente gama de proporciones: $(B_c/D_c) = {}^1/_8$ a ${}^3/_8$; $(H_c/D_c) \approx 1.0$; $(D_e/D_c) = {}^1/_4$ a ${}^3/_4$. Para valores menores que (D_e/D_c), el valor de K aumenta, en tanto que para valores más pequeños de (B_c/D_c), disminuye. En estas pruebas, D_c, D_e, y B_c variaron; pero no así H_c.

Shepherd y Lapple (*op. cit.*) investigaron los ciclones del tipo general que se muestra en la figura 20-106 y obtuvieron la expresión empírica que se indica a continuación:

$$F_{cv} = KB_cH_c/D_e^2 \tag{20-61}$$

Estas pruebas cubren la siguiente gama de proporciones: $(B_c/D_c) = {}^1/_{12}$ a ${}^1/_4$; $(H_c/D_c) = {}^1/_4$ a ${}^1/_2$; $(D_e/D_c) = {}^1/_4$ a ${}^1/_2$. Con la configuración normal en la cual la entrada rectangular termina en los elementos exteriores del cuerpo o el cilindro del ciclón, se encontró que K tiene un valor de 16.0. Si el lado interno del ducto de entrada se extendía más allá de la pared del cilindro del ciclón y penetraba en el espacio anular más o menos hasta la mitad de la distancia a la pared opuesta, para formar una "paleta de entrada", la pérdida por fricción se reducía a más del 50% y se encontró que K era del orden de 7.5. Los valores de caída de presión calculados con la ecuación (20-61) para un valor de K = 13.0 coinciden con los datos de Miller y Lissman dentro de un margen de ±30%, casi en su totalidad. Para las proporciones específicas indicadas en la figura 20-106, F_{cv} = 8.0.

Los datos presentados en los textos especializados para el tipo de ciclón que aparece en la figura 20-108*b* se representan de una manera más exacta, por medio de la ecuación (20-61) para un valor de K = 18.4. Las proporciones que cubre este diseño son $(B_c/D_c) = {}^5/_8$; $(H_c/D_c) = {}^5/_8$; $(D_e/D_c) = {}^1/_2$ a 1. Como se especifica aquí, el término D_c es el diámetro del cilindro principal o superior. El diámetro más grande del cono superior es $1{}^5/_8$ veces mayor. Se ha informado que el ciclón que aparece en la figura 20-108*a* (publicaciones especializadas o comerciales) tiene la siguiente caída de presión:

$$\Delta p_i = 0.013\rho V_c^2 \tag{20-62}$$

en donde Δp_i = in de agua. Iinoya [*Mem. Fac. Eng., Nagoya Univ.*, **5**(2), (septiembre 1953)] investigó el efecto de la aspereza de la pared en la caída de presión y descubrió que ésta *disminuye* al incrementarse la aspereza de la superficie. Iinoya adhirió partículas de arena de diferentes tamaños a las paredes del ciclón y obtuvo los datos de caída de presión que se dan en la tabla 20-32. En primer término ("Fundamental Factors in the Design of Cyclone Dust Collectors," tesis de doctorado, Harvard University, mayo de 1950), llegó a la conclusión independiente de que la fricción de pared era una parte despreciable de la

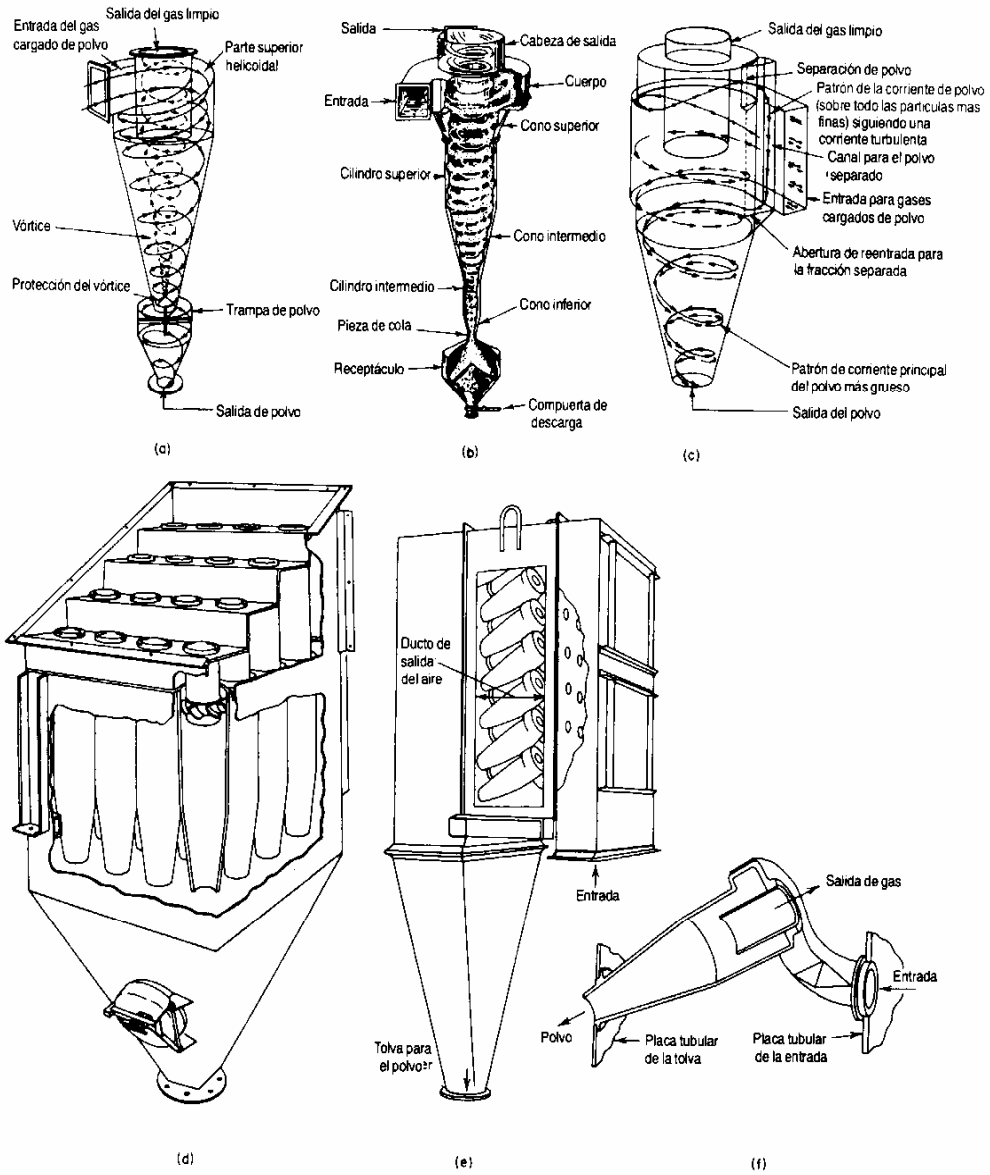


FIG. 20-108 Ciclones comerciales típicos. *a*) Colector Duclone (*Ducon Co., Inc.*). *b*) Colector Sirocco tipo D (*American Blower Co.*) *c*) Ciclón Van Tongeren (*Buell Engineering, Co.*). *d*) Colector Multiclone (*Western Precipitation Division, Joy Manufacturing Company*). *e*) Montaje del colector miniatura Dustex (*Dustex Corp.*) *f*) Corte del tubo de ciclón Dustex.

TABLA 20-32 Efecto de la aspereza de la superficie en la caída de presión del ciclón

Tamaño de las partículas de arena en la pared	Caída de presión, No. de cargas de velocidad de entrada
Ninguno	8.0
147 a 175 micras, recubrimiento ligero	5.8
147 a 175 micras, recubrimiento pesado	4.9
500 a 1000 micras	4.1

caída de presión total. Parece ser que la fricción de pared reduce la intensidad de vórtice, lo cual hace que disminuya la caída de presión.

Eficiencia de recolección A pesar de los diversos esfuerzos para producir un cálculo teórico del rendimiento de los ciclones, aún no existe una relación que haya recibido una aceptación general. Se han realizado varios intentos para calcular el "diámetro crítico de partícula", es decir, el diámetro de la partícula más pequeña que teóricamente se separa de la corriente de gas con una eficiencia de 100%. Todos estos métodos incorporan varias suposiciones, relacionadas con el patrón de flujo de gas y la trayectoria de la partícula dentro del ciclón. Rosin, Rammler e Intelmann [*Z. Ver. Dtsch. Ing.*, **76,** 433 (1932)] supusieron que la corriente de gas da un número determinado de vueltas a una velocidad espiral constante e igual a la velocidad promedio a la entrada del ciclón, sin ninguna turbulencia o acción de mezclado, y que la ley de Stokes es válida para el movimiento de una partícula en el campo centrífugo. Otros investigadores [Davies, *Proc. Inst. Mech. Eng.*, **1B,** 185 (1952), y Barth, *Brennst. Wärme Kraft*, **8,** 1 (1956)] han hecho deducciones similares, pero utilizando suposiciones diferentes relacionadas con el patrón de flujo.

Rosin, Rammler e Intelmann obtuvieron la siguiente ecuación para el diámetro crítico de la partícula:

$$D_{p,\min} = \left[\frac{9\mu B_c}{\pi N_{tc} V_c(\rho_s - \rho)}\right]^{0.5} \tag{20-63}$$

donde N_{tc} representa el número de vueltas que realiza la corriente de gas dentro del ciclón, ρ_s es la densidad de la partícula y ρ es la densidad del gas. Las partículas menores se eliminan hasta una extensión proporcional a la distancia inicial de las partículas respecto a la pared. El diámetro de corte D_{pc}, que es el diámetro de partícula correspondiente a una eficiencia fraccionaria de 50%, está dado por

$$D_{pc} = \left[\frac{9\mu B_c}{2\pi N_e V_c(\rho_s - \rho)}\right]^{0.5} \tag{20-64}$$

donde N_e representa el número "eficaz" de vueltas que realiza la corriente de gas dentro del ciclón. Si N_e es igual que N_{tc}, la ecuación (20-64) da el diámetro teórico de corte. En la figura 20-109 aparece la curva de eficiencia teórica fraccionaria obtenida, con base en las relaciones de Rosin, Rammler e Intelmann. Esta curva se muestra como una línea punteada y es una forma generalizada de la gráfica de eficiencia fraccionaria, en la que la eficiencia de recolección para un diámetro determinado de partícula es función de la razón D_p/D_{pc}, es decir, el diámetro de partícula respecto al diámetro de corte.

En realidad, como se describió previamente, el patrón de flujo es más complejo que el supuesto y no existe en realidad un diámetro crítico de partícula. Las partículas mayores a $D_{p,\,min}$ pasan a través del ciclón y la recolección de las partículas más finas es mayor que la calculada. El diámetro real de corte y la curva de eficiencia fraccionaria se deben determinar experimentalmente. En consecuencia, la ecuación (20-64) se puede utilizar como una definición de N_e, que se convierte en una constante empírica a evaluar en forma experimental. En ausencia de rearrastre, la curva de eficiencia fraccionaria determinada experimentalmente y el valor de N_e deben ser únicos para un ciclón de proporciones geométricas dadas. El valor de N_e se puede considerar también como una medida aproximada de la eficacia para un tipo determinado de diseño del ciclón.

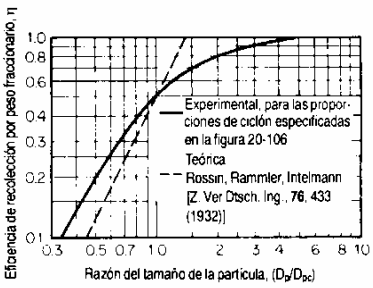


FIG. 20-109 Eficiencia de separación de ciclones.

La curva empírica de eficiencia fraccionaria que aparece como una línea continua en la figura 20-109 se aplica a los ciclones con las proporciones dadas en la figura 20-106 y está representada por la ecuación

$$\eta = \frac{(D_p/D_{pc})^2}{1 + (D_p/D_{pc})^2} \tag{20-65}$$

que se ajusta dentro de la precisión de la cantidad limitada de datos de planta y laboratorio utilizados en la correlación (C.E. Lapple, comunicación privada). El rearrastre es, en apariencia, menor en estos experimentos y se descubrió que N_e es aproximadamente igual a 5.0. Aunque estos datos no eran muy exactos, el valor obtenido es quizá conservador, ya que algunos datos señalaron que el valor de N_e ascendía incluso a 10. Si, como se describió antes, se utiliza una paleta de entrada con este ciclón, el rearrastre se hace apreciable y el valor aparente de N_e viene a ser, aproximadamente, 2 para las velocidades de entrada de ciclón del orden de 15 m/s (50 ft/s), cuando el aire se encuentra a la presión atmosférica. Los valores antes mencionados de N_e se determinaron en condiciones en que se puede esperar muy poca floculación del polvo en la corriente de gas.

Para el ciclón, el número modificado de separación por inercia para la deposición de partículas en el campo centrífugo se puede definir por

$$N_{stc} = \frac{(\rho_s - \rho)D_p^2 V_c}{18\mu B_c} \tag{20-66}$$

Por consiguiente,

$$(D_p/D_{pc})^2 = (4\pi N_e)N_{stc} \tag{20-67}$$

En la figura 20-109 se indica la eficiencia de separación que se puede esperar para un tamaño de partícula dado, mientras que cualquier polvo o neblina que se encuentre en la práctica se compone de partículas que cubren una gran variedad de tamaños. Por consiguiente, la eficiencia global de recolección es una suma de la eficiencia de cada tamaño de partícula prorrateada según la fracción del dispersoide total en esta gama de tamaño. Si se conoce la distribución de tamaños de partículas, la eficiencia total de recolección se calcula gráficamente, representando los valores de η y ϕ, correspondientes al mismo tamaño de partícula, marcándolos respectivamente en la ordenada y la abscisa, en papel de gráficas aritméticas, como se muestra en la figura 20-110. La eficiencia total de recolección está dada, entonces, por la ordenada media de la gráfica, es decir, la ordenada para la cual las dos regiones sombreadas son iguales.

En muchos casos se logra una aproximación aceptable si se considera que la eficiencia global de recolección es igual que el porcentaje acumulativo de material, ϕ, mayor que el tamaño de corte D_{pc} en la alimentación de polvo que entra al ciclón. La ecuación (20-64) incluye la temperatura de operación en el término de la viscosidad, lo que significa que, para una velocidad de entrada particular, cualquier aumento de temperatura genera un tamaño de corte mayor, lo cual corresponderá a una eficiencia menor. Conviene hacer notar, como otra aproximación adecuada, que el tamaño dado del ciclón tendrá sustancialmente

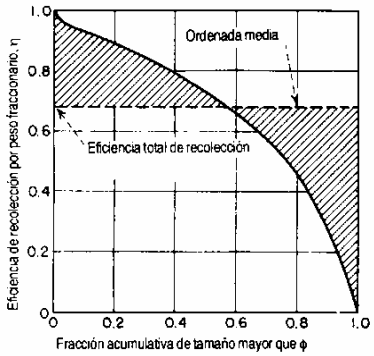


FIG. 20-110 Cálculo de la eficiencia total de recolección.

la misma eficiencia de recolección a cualquier temperatura, a condición de que la caída de presión sea la misma, debido a los efectos de contraequilibrio de la densidad y la viscosidad del gas.

Lapple [*Chem. Eng.*, **58,** 144 (mayo 1951)] presenta las curvas de diseño para un ciclón con las proporciones mostradas en la figura 20-106, basadas en los datos de la figura 20-109. En la tabla 20-33 aparecen los datos experimentales de eficiencia de recolección informados por Anderson para ciclones con una geometría similar al tipo mostrado en la figura 20-108*d*, que sirven para mostrar el orden de magnitud de la eficiencia de recolección que es de esperarse para diferentes diámetros de partícula.

Leith y Licht [*Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **68**(126), 196 (1972)] intentaron producir un modelo teórico del rendimiento de un ciclón que se pueda aplicar en forma general a los ciclones con entrada tangencial del tipo mostrado en la figura 20-106. En la relación obtenida, la eficiencia de recolección es una función exponencial del número modificado de separación por inercia, el "número de diseño del ciclón", adimensional, calculado a partir de la geometría del mismo y el exponente del vórtice en la ecuación que relaciona la componente tangencial de la velocidad del gas respecto a la posición radial. El modelo de Leith-Licht se basa en la suposición de un retromezclado radial continuo de las partículas no recolectadas, junto con el cálculo de un tiempo de residencia promedio para el gas. En relación con el patrón

TABLA 20-33 Eficiencias experimentales de recolección en un ciclón*

Velocidad de entrada al ciclón: 13.4 m/s (44 ft/s)
Caída de presión del ciclón: 1.0 kPa (4 in de agua)
Concentración de polvo en la entrada: 4.6 a 11.5 g/m³ (2-5 gr/ft³)
Densidad relativa del polvo: 3.0
Proporciones del ciclón: $B_c = D_c/6$
Gas: aire atmosférico

Análisis de tamaño de partícula del polvo en la entrada

	Diámetro partícula, μm	% acumulativo mayor que tamaño
	5	74
	10	64
	20	43

Diám. del ciclón, in	Polvo recolectado, %		
6	Total 90	5 μm 66	+ 5 μm 98
9	Total 83	10 μm 60	+10 μm 99
24	Total 70	20 μm 47	+20 μm 98

* Datos presentados por Anderson en Perry, *Chemical Engineers Handbook*, 2a. ed., p. 1860, McGraw-Hill, New York, 1941.

de flujo, también se hacen varias suposiciones de simplificación. Dietz [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **27,** 888 (1981)] analiza brevemente algunas suposiciones y las deficiencias del modelo. Los cálculos del número de diseño del ciclón y el exponente del vórtice dependen de relaciones empíricas dadas por Alexander [*Proc. Australas. Inst. Min. Metall.* (N.S.), **152-153**, 203 (1949)], pero los valores de estos factores se pueden calcular también a partir de los datos de eficiencia fraccionaria determinados experimentalmente. El modelo de Leith-Litch se ha ajustado a algunos datos experimentales de Stairmand [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, **29,** 356 (1951)] y Peterson y Whitby [*ASHRAE J.*, 7(5), 42 (1965)], pero no ha sido objeto de una verificación experimental independiente y extensiva.

Con unas cuantas excepciones [Beeckmans y Kim, *Can J. Chem. Eng.*, **55,** 640 (1977)], las pruebas de las eficiencias de los ciclones se han realizado con polvos de prueba polidispersados y redispersados o con polvos industriales. El estado real de la dispersión de los polvos a la entrada es desconocido. Es probable que la floculación de los polvos sea la causa principal de muchas incongruencias y discrepancias en los datos informados sobre el rendimiento de los ciclones.

Factores de diseño de un ciclón Los ciclones se diseñan habitualmente de tal modo que se satisfagan ciertas limitaciones bien definidas de caída de presión. Para instalaciones comunes que operan más o menos a la presión atmosférica, las limitaciones del ventilador dictaminan, casi siempre, una caída de presión máxima permisible correspondiente a una velocidad de entrada al ciclón dentro de la gama de 6 a 21 m/s (20 a 70 ft/s). Por consiguiente, los ciclones se suelen diseñar para una velocidad de entrada de 15 m/s (50 ft/s), aunque no es necesario apegarse estrictamente a este valor.

En la separación de polvos, la eficiencia de recolección puede cambiar sólo en una cantidad relativamente pequeña mediante una variación en las condiciones operacionales. El factor de diseño primario que se utiliza para controlar la eficiencia de recolección es el diámetro del ciclón. Una unidad de diámetro más pequeño que funciona con una caída de presión fija alcanza la eficiencia más alta [Anderson, *Chem. Metall.*, **40,** 525 (1933). Drijver, *Wärme*, **60,** 333 (1937); y Whiton, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **63,** 213 (1941)]. El diseño final implica llegar a un término medio entre la eficiencia de recolección y la complejidad del equipo. Se acostumbra diseñar un ciclón simple para una capacidad particular, recurriendo a varias unidades en paralelo sólo cuando la eficiencia de recolección prevista es inadecuada para una sola unidad.

Cuando se reduce el diámetro del ducto de salida del gas se incrementan la eficiencia de recolección y la caída de presión. Al aumentar la longitud del ciclón, casi siempre se observa un incremento en la eficiencia de recolección, aunque no hay datos seguros que corroboren este hecho. Tampoco se cuenta con información segura sobre el efecto de las proporciones de la entrada. Es esencial que la transición de entrada sea relativamente gradual para evitar una caída excesiva de presión debida al chorro de gas que entra a la cámara del ciclón. Existe desacuerdo entre los diseñadores de ciclones respecto al ángulo óptimo del cono, pero la mayor parte de los ciclones de "alta eficiencia" tienen longitudes del cono que varían entre 1.6 y 3.0 diámetros del ciclón.

Por lo general, la eficiencia de recolección se incrementa al aumentar la carga de gas (Drijver, *op. cit.*). Sin embargo, si el polvo de entrada está floculado, el incremento de las velocidades del gas puede producir una desfloculación dentro del ciclón. Por consiguiente, la eficiencia es la misma, o en realidad disminuye. Además, las variaciones en las proporciones de diseño, que dan por resultado una eficiencia de recolección más elevada, de polvos dispersados, puede ser perjudicial para los polvos floculados. Kalen y Zenz [*Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **70**(137), 388 (1974)] informan que la eficiencia de recolección aumenta al incrementarse la velocidad de entrada de gas hasta una velocidad tangencial mínima a la que el polvo puede rearrastrarse o no de-

positarse, debido a la tr
(1977)] estiman que pi
transición es congruen
intervalo de 15 a 27 m/
los experimentos de l
datos sugieren que los
ban floculados y se des
tó la velocidad de entr
vada) informó que en l
de recolección de polv
la velocidad de entrad
Con polvo de ilmenita,
en el mismo intervalo
posteriores con polvo
lección siguió increm
la máxima utilizada, 8

Los ciclones en seri
tancias:

1. El polvo tiene u
yen las partículas infer
y posiblemente abrasi
velocidad para elimin
unidad con tubos múl
2. El polvo está c
culado o tiende a floc
nes. Las eficiencias c
tícula pueden ser altas
3. El polvo es rela
la segunda etapa no es
4. La operación c
yo ciclones con segur

Un ciclón operará
del ventilador si el re
probable que la caus
miento deficiente del
del ciclón. Una fuga l
ción muy notable en l
trata de polvos finos.
punto es inconvenien
polvo local que se cre
tolva o un receptor h
recolectado se acost
una válvula de doble
sólo se utiliza para pc
sión ligeramente neg
table de extremo abie
de chapaleta y brazos
fluidificado: Descarg
positivos de descarg
quier caso, es esencia
ga y recepción para
dentro del ciclón.

En general, los de
de guía, etc., que se p
taja para el buen fun
positivos tienen cier
una paleta de entrad
ción mayor corresp
cación se recomiend
ción sea normalme
consideración de ord
cia de un sistema de
dad de manejo de ai
libramiento vertical
una paleta de entrad
salida del gas dentr
cono colocado bajo
sible evitar la entrad

positarse, debido a la transición. Koch y Licht [*Chem. Eng.*, **84**(24), 80 (1977)] estiman que para los ciclones característicos, la velocidad de transición es congruente con las velocidades de entrada al ciclón en el intervalo de 15 a 27 m/s (50 a 90 ft/s). Las condiciones que confirman los experimentos de Kalen y Zenz no están bien descritas, pero los datos sugieren que los polvos de entrada utilizados en la prueba estaban floculados y se desflocularon en gran medida cuando se incrementó la velocidad de entrada del gas. C.E. Lapple (en comunicación privada) informó que en las pruebas de los ciclones con talco, la eficiencia de recolección de polvo se incrementó en forma continua a medida que la velocidad de entrada aumentó hasta un máximo de 52 m/s (170 ft/s). Con polvo de ilmenita, que está más floculado, la eficiencia disminuyó en el mismo intervalo de la velocidad de entrada. En experimentos posteriores con polvo de talco bien dispersado, la eficiencia de recolección siguió incrementándose con las velocidades de entrada, hasta la máxima utilizada, 82 m/s (270 ft/s).

Los ciclones en serie se pueden justificar en determinadas circunstancias:

1. El polvo tiene una amplia distribución de diámetros, que incluyen las partículas inferiores a 10 y 15 μm, así como partículas mayores y posiblemente abrasivas. Se puede utilizar un ciclón grande con baja velocidad para eliminar las partículas gruesas, colocado antes de una unidad con tubos múltiples de diámetro pequeño.
2. El polvo está compuesto de partículas finas, pero está muy floculado o tiende a flocularse en el equipo anterior y dentro de los ciclones. Las eficiencias calculadas con base en el diámetro último de partícula pueden ser altamente conservadoras.
3. El polvo es relativamente uniforme y la eficiencia del ciclón de la segunda etapa no es muy inferior a la de la primera.
4. La operación confiable es crítica. Se pueden utilizar como apoyo ciclones con segunda o incluso tercera etapa.

Un ciclón operará igualmente bien en el lado de succión o presión del ventilador si el receptor del polvo es hermético. Sin embargo, es probable que la causa individual más importante para un funcionamiento deficiente del ciclón sea la fuga de aire hacia la salida del polvo del ciclón. Una fuga ligera de aire en este punto provocará una reducción muy notable en la eficiencia de recolección, sobre todo cuando se trata de polvos finos. Para un ciclón a presión, la fuga de aire en este punto es inconveniente, debido, sobre todo, al molesto problema del polvo local que se crea. Para operaciones en lotes, se puede utilizar una tolva o un receptor hermético. Para la extracción continua del polvo recolectado se acostumbra emplear una válvula rotatoria de estrella, una válvula de doble cierre o un transportador de tornillo. Este último sólo se utiliza para polvos finos. Para ciclones que operan con una presión ligeramente negativa, se puede utilizar un tubo de hule desmontable de extremo abierto, o también válvulas mecánicas de compuerta de chapaleta y brazos de cierre fluidificados (véase "Sistemas de lecho fluidificado: Descarga de sólidos"). También es factible emplear dispositivos de descarga neumática especiales con los polvos. En cualquier caso, es esencial proporcionar la suficiente capacidad de descarga y recepción para evitar que el material recolectado se acumule dentro del ciclón.

En general, los deflectores de cono y disco, las paletas helicoidales de guía, etc., que se ponen dentro de un ciclón, constituyen una desventaja para el buen funcionamiento. Sin embargo, algunos de estos dispositivos tienen ciertas ventajas en circunstancias especiales. Aunque una paleta de entrada reduce la caída de presión, provoca una reducción mayor correspondiente en la eficiencia de recolección. Su aplicación se recomienda sólo en los casos en que la eficiencia de recolección sea normalmente tan grande que se pueda tener como una consideración de orden secundario, y cuando se desea reducir la resistencia de un sistema de ciclón existente con el fin de aumentar la capacidad de manejo de aire, o cuando los requisitos de espacio de piso y el libramiento vertical se convierten en factores de control. Si se emplea una paleta de entrada, es ventajoso aumentar la longitud del ducto de salida del gas dentro de la cámara del ciclón. Un deflector de disco o cono colocado bajo el ducto de salida del gas será benéfico si es imposible evitar la entrada de aire en la salida del polvo. Se ha descubierto que también es conveniente suspender una cadena pesada del conducto de salida del gas para reducir al mínimo la deposición del polvo sobre las paredes del ciclón. Este tipo de cadena se debe suspender de un montaje giratorio, de tal modo que quede libre para girar sin torcerse. En la actualidad no se cuenta con dispositivos conocidos que recuperen la energía de velocidad espiral del gas dentro del ducto de salida del mismo. Básicamente, todos los dispositivos de los que se ha afirmado que reducen la caída de presión lo hacen limitando las velocidades espirales dentro de la cámara del ciclón, provocando en consecuencia una reducción en la eficiencia de recolección.

Con cargas reducidas de polvo, la presión en el receptor de polvo de un solo ciclón será, casi siempre, menor que en el conducto de salida del gas. Al aumentar las cargas de polvo se incrementará la presión dentro del receptor. Los dispositivos como conos, discos y paletas de entrada originan casi siempre que la presión en el receptor de polvo sea mayor que la que existe en el ducto de salida de gas. Un ciclón opera tan bien en posición horizontal como en la vertical; sin embargo, la desviación de la posición vertical norma generalmente una tendencia creciente a producir taponamientos en la salida de polvo. Si la salida de polvo se tapona, es evidente que la eficiencia de recolección será muy baja. Si el conducto de salida del ciclón se debe reducir para coincidir con los tamaños de ducto propuestos, la transición se debe hacer a, por lo menos, cinco diámetros corriente abajo desde el ciclón, de preferencia después de un acodamiento. En el caso de que la transición se deba hacer en un punto más cercano al ciclón, es preciso instalar una cruz griega en la pieza de transición, para evitar una caída de presión excesiva.

Las cargas de polvo de mayor magnitud generarán una disminución en la caída de presión y aumentarán la eficiencia de recolección (Drijver, *op. cit.*; y Shepherd y Lapple, *op. cit.*). Con cargas de polvo superiores a 460 g/m^3 (200 g/ft^3), la caída de presión puede ser tan baja como la mitad de la que se calculó en ausencia de polvo.

Equipos comerciales Existen ciclones simples en una gran variedad de formas que van desde unidades largas y delgadas, similares a la que se ilustra en la figura 20-106, hasta las unidades cortas de diámetros grandes. El cuerpo puede ser cónico o cilíndrico y las entradas espirales o tangenciales y redondas o rectangulares.

En la figura 20-108 se presentan algunos tipos especiales de ciclones comerciales. En el Multiclone se imparte un movimiento helicoidal al gas por medio de paletas anulares y se surte en unidades múltiples de 15.2 y 22.9 cm (6 y 9 in) de diámetro. Su campo de aplicación más grande ha sido la recolección de cenizas en suspensión de calderas de vapor. Los tubos se contruyen, casi siempre, de hierro colado y otras aleaciones resistentes a la abrasión. El ciclón Ducon utiliza una entrada en espiral y una cubierta o techo helicoidal, que deben reducir la caída de presión. Uno de los principales campos de aplicación han sido las instalaciones en serie y paralelo en combinación con contactores de sólidos fluidificados, en las industrias del petróleo y metalúrgica. Por lo común, se fabrican de acero soldado o acero inoxidable y se recubren con materiales de cerámica. El fabricante afirma que se logra un mejoramiento en la eficiencia debido al deflector cónico que se pone, a veces, en la base del cono. Este dispositivo se emplea sólo para polvos de movimiento libre, ya que se ha encontrado que provoca taponamientos cuando se manejan materiales pegajosos. El ciclón Van Tongeran pretende utilizar la "turbulencia doble" para incrementar la eficiencia de recolección, proporcionando una desviación que va de la parte superior a la porción cónica del ciclón. Se fabrica con acero soldado y placas de aleaciones, y son muchas sus aplicaciones. El ciclón Sirocco tipo D tiene un collar de ducto de salida que se puede cambiar para aumentar o reducir la eficiencia de recolección con un aumento o una disminución correspondientes en la caída de presión. Su construcción es a base de acero soldado o aleaciones, y se le puede adaptar un cono de hierro colado para aplicaciones abrasivas. Se dispone de gran variedad de tamaños y tipos para aplicaciones que requieren diversos tamaños de corte. La unidad Dustex utiliza ciclones múltiples de 12.7 cm (5 in) de diámetro conectados en paralelo, para aplicaciones en que la carga de polvo no sobrepasa 23 g/m^3 (10 g/ft^3). Los esfuerzos realizados para evitar la acumulación de polvo, el taponamiento y la subsi-

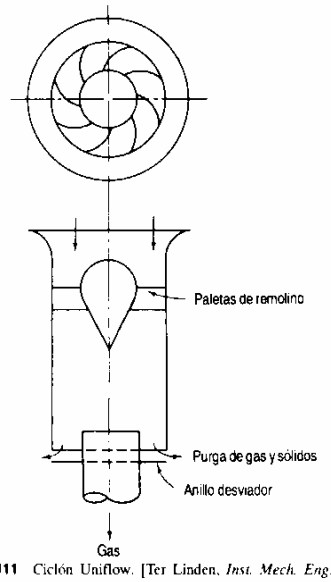


FIG. 20-111 Ciclón Uniflow. [Ter Linden, *Inst. Mech. Eng. J.*, **160**, 233 (1949).]

guiente distribución deficiente de la corriente de gas en este colector incluyen el empleo de hojas tubulares verticales, entradas tangenciales individuales y un diseño que permita la circulación de los gases ya limpios en torno a la parte exterior de los ciclones, para minimizar la condensación de gases a temperaturas cercanas al punto de condensación o de rocío. Los materiales estándar de construcción son hierro colado, aluminio colado y aceros inoxidables soldados.

Además de los ciclones convencionales con flujo inverso mostrados en las figuras 20-106 y 20-108 se utilizan, en parte, los ciclones de flujo único o directos, en los que la descarga de gas y sólidos se encuentra en el mismo extremo (Fig. 20-111). Estos dispositivos funcionan como concentradores y el polvo concentrado, junto con 5 a 20% del gas de entrada, se descarga en la periferia, en tanto que el gas limpio sale en forma axial. La purga de gas y el polvo concentrado entran a un ciclón convencional para su separación final. Los ciclones directos suelen ser unidades de tubos múltiples.

El ciclón de flujo giratorio consta de un cuerpo cilíndrico al que se introducen dos corrientes separadas de gas. El flujo primario de gas sucio que debe limpiarse entra cerca del fondo a través de un elemento de aleta giratoria y se desplaza hacia arriba en espiral, a lo largo del eje del cilindro, hasta llegar a la salida de gas limpio. El gas secundario entra por la parte superior de la unidad y se desplaza hacia abajo en espiral, a lo largo de la pared del cilindro, con el consiguiente incremento del momento angular de toda la corriente gaseosa y acarreando hacia abajo el polvo separado, hasta la tolva colocada en la parte inferior. En la forma original del recolector (Fig. 20-112), el gas secundario entraba por una serie de chorros tangenciales con ángulo hacia abajo, en la parte superior de la pared del cilindro. En los desarrollos posteriores [Alt y Schmidt, *Staub*, English trans., **29** (7), 1 (1969)], el gas secundario se introduce a través de una sola entrada tangencial o por medio de aletas giratorias anulares colocadas entre el cilindro exterior y la salida del gas limpio. El gas secundario puede ser aire limpio, gas parcialmente limpio o parte de gas sucio que se debe limpiar.

El ciclón de flujo giratorio lo desarrolló Siemens AG y, en Estados Unidos, se concedió el permiso a Aerodyne Development Corp. En Gran Bretaña, la concesión es de Clarke Chapman Co. Ltd. En los primeros informes proporcionados por los permisionarios se señalan deficiencias muy elevadas de recolección para las partículas con diámetros inferiores a 5 μm teniendo un diámetro de corte D_{pc} de aproximadamente 0.5 μm para un polvo con una gravedad específica de 2.6, que se puede comparar con el funcionamiento de un depurador de alta energía. Sin embargo, las pruebas realizadas por Dunson ("Dust Collector Performance Evaluation by Midget Impinger and Coulter Counter," Pap. No. 5E, AIChE annual meeting, Chicago, 1970) con un colector cuya capacidad era de 200 ft³/min (340 m³/h) proporcionaron mediciones del diámetro de corte de 2 a 3 μm, dependiendo del polvo probado. Esto es congruente con el funcionamiento de un ciclón convencional (Fig. 20-106) con una capacidad y caída de presión comparables. Análisis posteriores por Ciliberti y Lancaster [*Chem. Eng. Sci.*, **31**, 499 (1976); *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **22**, 394 (1976)] confirmaron, en general, las observaciones de Dunson. Los primeros informes optimistas fueron tal vez el resultado del empleo de polvos de prueba floculados.

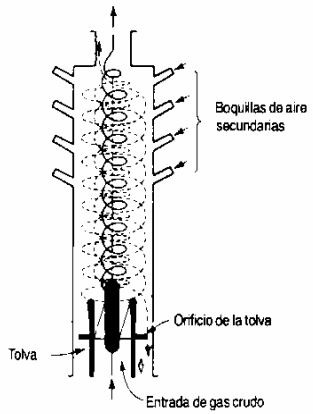


FIG. 20-112 Ciclón de flujo rotatorio. [Teske, *Staub. English ed.*, **30**, 35 (1970)].

Separadores mecánicos de centrífuga Hay varios colectores de tipo comercial en los cuales el campo centrífugo se crea por medio de un miembro rotatorio. En la unidad típica mostrada en la figura 20-113, el extractor o ventilador y el recolector de polvo se combinan en una sola unidad. Las hojas tienen una forma especial, para que dirijan el polvo separado hacia una ranura anular que conduce a la tolva de recolección, mientras que el gas limpio sigue por la espiral.

Aunque no se dispone de datos comparativos, la eficiencia de recolección de las unidades de este género es quizá comparable con la de

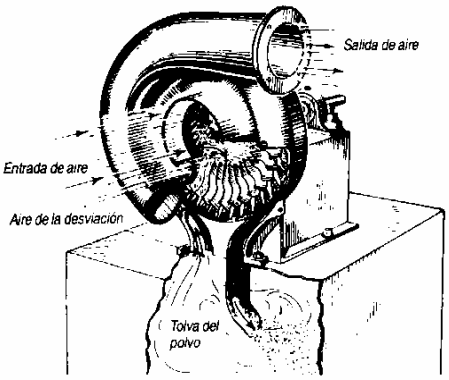


FIG. 20-113 Separador mecánico de centrífuga usual. Tipo D Rotoclone (vista de corte). (*American Air Filter Co., Inc.*)

la instalación de cicl
una sola unidad. Los
centrífugo mayor que
queden compensadas
grado de turbulencia.
La principal ventaja
tructura, que es una d
so de instalaciones
número de colectore
cuando se intente apl
una tendencia notabl
alto costo de mantem
ponamientos y el des

Depuradores de
radores, constituyen.
neralmente agua) se
neblinas, o lograrla. L
100 años y hay un g
comercial, o bien, lo
lícula húmeda consti
dispositivos. Éstos c
una película de líqui
rearrastre de las parti
ciclones con paredes
tores [Stairmand, *Tr*
lectores de película l
mas puede esperarse
lente, es decir, a los
taja que tienen los p

En los depuradore
te de gas en forma d
lector de las partícu
condiciones de ope
adaptar para la reco
ción de las partícula
mostrado en la figu
ciones de los diferen
el mecanismo predo
ción en la línea de fl
de las partículas fin
intervalos de diáme
sión es un mecanism
res a 0.1 μm, que so
sitivos. La deposici
gravedad no es efic
tiempos cortos de r
deposición electros
que las partículas de
deliberada mediant
recolección. La dep
significativa cuando

A pesar de las m
que el humedecimi
de depuración dese
lección, no existe ev
a analizar es si el hu
rencia de una partíc
en la experiencia ge
se pueden recolecta
mo diámetro. Sin er
se han adecuado pa
ma. El cambio de u
ble o de un líquido
(posiblemente desc
dios experimentale
son los de Weber [S
12 (julio 1969)], qu
con partículas de po

ciales de esa índole.
o es el cortocircuito

ente alterna a altos
ctrica. La descarga
lición de que no se
tador. Sin embargo,
considerablemente
más, se pueden en-
das de alta frecuen-
a permitido la adap-
muestreo [Drinker,
te 1923)].
cabo varios trabajos
English ed., **29**, 10
ipitadores de ca que
pitadores de cc con
Ω·cm. El empleo de
tor permitió el fun-
eran chispas.

Sección 21

Sistemas sólido-sólido y líquido-líquido

W. M. Goldberger, D.Ch.E., P.E. *Director of Research and Development, Superior Graphite Company, Chicago. (Editor de la Sección)*

Lanny A. Robbins, Ph.D., *Research Scientist, Dow Chemical Company; Member, American Institute of Chemical Engineers, Sigma Xi. (Co-editor de la sección, Sistemas líquido-líquido)*

R. A. Fiedler, B.S., Ch.E., *Manager of Applications-Sedimentation Technology, Dorr-Oliver Inc., Stamford, Connecticut. (Clasificación en húmedo)*

T. L. B. Jepsen, M.Sc., Min. Proc., *Metallurgical Process Engineer, Basic, Inc., Gabbs, Nevada. (Separación de medios densos)*

Frank S. Knoll, M.Sc., Min. Proc., *President, Carpco, Inc., Jacksonville, Florida. (Separación electrostática)*

James O. Maloney, Ph.D., P.E., *Professor of Chemical Engineering, University of Kansas; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Chemical Society, American Society for Engineering Education. (Sistemas líquido-líquido)*

D. W. Mitchell, Ph.D., Met. Eng., P.E., *Technical Director, Carpco, Inc., Jacksonville, Florida. (Separación electrostática)*

Bhupendra K. Parekh, Ph.D., Min. Sci., *Research Specialist, Exxon Minerals Company, Houston. (Separación de sólidos ultrafinos)*

Thomas C. Sorenson, M.B.A., Min. Eng., *President, Gallgher Ash (Canada) Ltd. (Flotación)*

Paul L. Stavenger, M.S., Ch.E., *Director of Technology, Dorr-Oliver Inc., Stamford, Connecticut. (Clasificación en húmedo)*

Rich L. Thelen, B.S., M.E., *Vice President, EIE Company, Inc., Lisle, Illinois. (Muestreo de sólidos)*

Robert E. Treybal, Ph.D., P.E. *(difunto) (Sistemas líquido-líquido)*

Ionel Wechsler, M.S., Min. and Met., *Vice President, Sala Magnetics, Inc. Cambridge, Massachusetts. (Separación magnética)*

SISTEMAS SÓLIDO-SÓLIDO

PROCESAMIENTO DE SÓLIDOS A GRANEL

Mezclado . . . 21-3
Fundamentos . . . 21-4
Equipo . . . 21-5
Características de funcionamiento . . . 21-8
Selección del equipo . . . 21-10
Muestreo de sólidos . . . 21-11
Muestreo de materiales secos . . . 21-11
Muestreo de lechadas . . . 21-12
Tamaño de las muestras . . . 21-12
Tipos de muestreadores mecánicos . . . 21-13
Sistemas de muestreo . . . 21-13
Control autoproporcional . . . 21-14
Costos . . . 21-14
Introducción al cribado y la clasificación en húmedo . . . 21-14
Cribado . . . 21-14
Definiciones . . . 21-14
Equipo . . . 21-15
Superficies de las cribas . . . 21-18
Factores a considerar en la selección de los equipos de cribado . . . 21-18
Variables en las operaciones de cribado . . . 21-18
Fórmulas de rendimiento . . . 21-19
Principio de probabilidad del cribado . . . 21-19
Espesor constante del lecho de cribado . . . 21-20
Ruido y seguridad . . . 21-20
Cribas de prueba . . . 21-20
Clasificación en húmedo . . . 21-21
Introducción . . . 21-21
Clasificadores no mecánicos . . . 21-21
Clasificadores mecánicos . . . 21-23
Clasificadores hidráulicos . . . 21-25

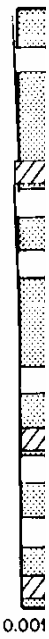
SEPARACIÓN FÍSICA SELECTIVA DE SÓLIDOS MEZCLADOS

Separación por agitación y lavados . . . 21-26
Introducción . . . 21-26
Tipos de separadores . . . 21-27
Alimentación a los separadores . . . 21-27
Capacidad . . . 21-27
Requisitos de potencia . . . 21-28
Consumo de agua . . . 21-28
Costos . . . 21-28
Clasificación sobre mesas . . . 21-28
Mesas húmedas . . . 21-28
Mesas secas . . . 21-29
Clasificación en mesas por aglomeración . . . 21-30
Concentración en espiral . . . 21-30
Principio de funcionamiento . . . 21-30
Requisitos básicos para la concentración en espiral . . . 21-31
Características de operación . . . 21-31
Separación de medios densos . . . 21-32
Preparación y tamaño de la alimentación . . . 21-33
Preparación de los medios . . . 21-33
Recipientes de separación . . . 21-34
Control del proceso . . . 21-36
Costos . . . 21-37
Separación magnética . . . 21-37
Principios de la separación magnética . . . 21-37
Equipo . . . 21-39
Separación electrostática . . . 21-45
Principios generales . . . 21-45
Mecanismos de carga . . . 21-46
Máquinas para la separación electrostática . . . 21-47
Suministro de potencia . . . 21-48
Capacidades y costos de las máquinas . . . 21-48
Aplicaciones de la separación electrostática . . . 21-48
Condiciones características de operación . . . 21-51
Flotación . . . 21-51
Descripción general . . . 21-51
Reactivos de flotación . . . 21-51
Aplicaciones en minerales . . . 21-52
Otras aplicaciones . . . 21-52
Máquinas de flotación . . . 21-52
Operación de las plantas . . . 21-53
Aspectos económicos de la flotación . . . 21-54
Técnicas para la separación selectiva de sólidos ultrafinos . . . 21-55
Ultraflotación . . . 21-57
Floculación selectiva . . . 21-57
Separación con líquidos inmiscibles . . . 21-57
Separación dieléctrica . . . 21-58
Separación electroforética . . . 21-58
Clasificación automática . . . 21-59

SISTEMAS LÍQUIDO-LÍQUIDO

Introducción . . . 21-62
Objetivos . . . 21-62
Equipos por etapas: mezcladores-sedimentadores . . . 21-62
Equipos mezcladores-sedimentadores . . . 21-62
Mezcladores en línea o de flujo . . . 21-62
Mezclado en recipientes agitados . . . 21-65
Sedimentadores . . . 21-70
Combinaciones de mezcladores-sedimentadores . . . 21-72
Gotas simples sumergidas en líquidos inmiscibles . . . 21-74
Formación de gotas . . . 21-74
Coalescencia . . . 21-76
Equipos de contacto continuo (diferencial) . . . 21-76
Características generales . . . 21-76
Dispersión axial . . . 21-76
Clasificación del equipo . . . 21-77
Torres de aspersión . . . 21-77
Torres empacadas . . . 21-78
Torres de platos perforados (platos de malla) . . . 21-81
Dispositivos por gravedad con agitación mecánica . . . 21-83
Extractores centrífugos . . . 21-89

El procesamiento de
miento de los sólidos
por tamaños y la clasi
nes para la separació
partir de una mezcla.
como se aplican a los
tamaños del sistema.



0.001

FIG. 2
Bowe

PROCESAMIEI

MEZCLADO

REFERENCIAS GENI
1. *AIChE Standard Te*
Institute of Chemical E
2. Bullock, *Chem. Eng*
3. Danckwerts, *Resear*
4. Fischer, *Chem Eng.*
5. Kirk y Othmer (eds.
science, New York: R
vol. 9, 1st ed., pp. 133
13, 2d ed., pp. 577-61
ed., pp. 604-637.
6. Lacey, *J. Appl. Che*

. 21-33
. 21-34
. 21-36
. 21-37
. 21-37
. 21-37
. 21-39
. 21-45
. 21-45
. 21-46
. 21-47
. 21-48
. 21-48
. 21-48
. 21-51
. 21-51
. 21-51
. 21-51
. 21-52
. 21-52
. 21-52
. 21-53
. 21-54

. 21-55
. 21-57
. 21-57
. 21-57
. 21-58
. 21-58
. 21-59

)O
. 21-62
. 21-62
. 21-62
. 21-62
. 21-62
. 21-65
. 21-70
. 21-72
. 21-74
. 21-74
. 21-76
. 21-76
. 21-76
. 21-76
. 21-77
. 21-77
. 21-78
. 21-81
. 21-83
. 21-89

SISTEMAS SÓLIDO-SÓLIDO

El procesamiento de sólidos particulados mezclados implica el tratamiento de los sólidos a granel para la mezcla, el muestreo, la selección por tamaños y la clasificación. También son importantes las operaciones para la separación selectiva o la concentración de ciertos sólidos a partir de una mezcla. Los métodos utilizados para esas operaciones, tal como se aplican a los sistemas sólido-sólido, dependen de la gama de tamaños del sistema. En la figura 21-1, basada en la obra de Roberts y colaboradores, se presenta una guía conveniente para la aplicación de diversos medios para la clasificación y separación sólido-sólido en relación con las gamas de tamaños de aplicación general.

En esta subsección se analizan las consideraciones básicas implícitas en esas diversas operaciones unitarias y se describen las prácticas industriales actuales y los equipos en general.

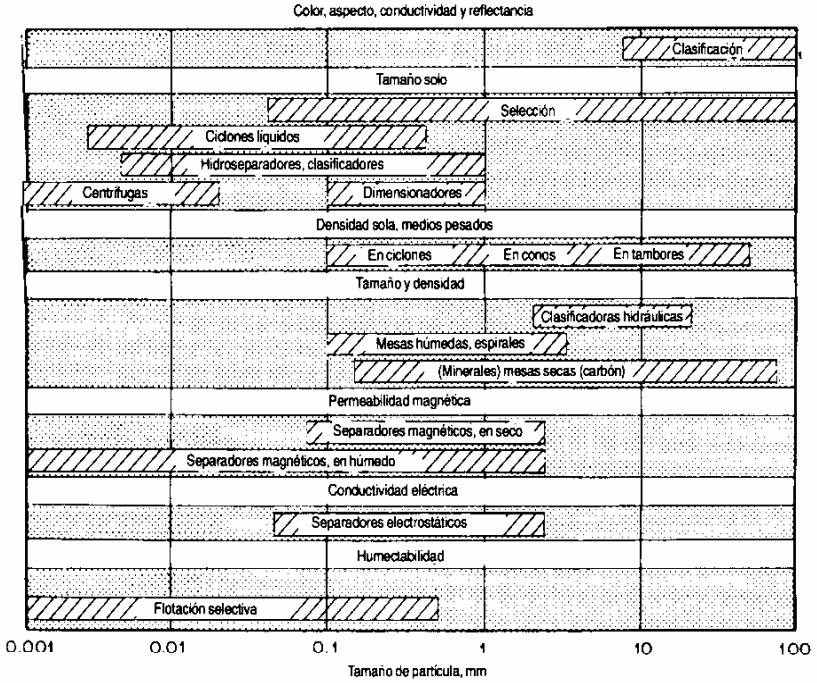


FIG. 21-1 Tamaño de partículas como guía para la gama de aplicaciones de varias operaciones sólido-sólido [Roberts, Stavenger, Bowersox, Walton y Mehta, *Chem. Eng.*, **78**(4), 89 (Feb. 15, 1971.)]

PROCESAMIENTO DE SÓLIDOS A GRANEL

MEZCLADO

REFERENCIAS GENERALES:

1. *AIChE Standard Testing Procedure for Solids Mixing Equipment*, American Institute of Chemical Engineers, New York.
2. Bullock, *Chem. Eng.*, **66**, 177 (Abr. 20, 1959).
3. Danckwerts, *Research*, **6**, 355-361 (1953).
4. Fischer, *Chem Eng.*, **67**, 107 (Agos. 8, 1960).
5. Kirk y Othmer (eds.) *Encyclopedia of Chemical Technology*, Wiley-Interscience, New York: Rushton, Boutros y Selheimer, "Mixing and Agitating," vol. 9, 1st ed., pp. 133-166; Rushton y Boutros, "Mixing and Blending," vol. 13, 2d ed., pp. 577-613; Oldshue y Todd, "Mixing and Blending," vol. 15, 3d ed., pp. 604-637.
6. Lacey, *J. Appl. Chem.*, **4**, 257-268 (1954).
7. Ouillen, *Chem. Eng.*, **61**, 178 (junio 1954).
8. Scott, in Cremer y Davies (eds.), *Chemical Engineering Practice*, vol. 3, Butterworth, London, 1957, p. 362.
9. Weidenbaum, in Drew y Hoopes (eds.), *Advances in Chemical Engineering*, vol. II, Academic, New York, 1958, chap. on mixing of solids.
10. Work, *Chem. Eng. Prog.*, **50**(9), (septiembre 1954).
11. Vance, "Statistical Properties of Dry Blends," *Ind. Eng. Chem.*, **58**, 37-44 (1966).
12. Gren, "Solids Mixing: A Review of Theory," *Br. Chem. Eng.*, **12**, 1733-1738 (1967).
13. Ashton y Valentin, "Mixing of Powders and Particles in Industrial Mixers," *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **44**, t165-t188 (1966).
14. Valentin, "Mixing of Powders and Pastes: Basic Concepts," *Chem. Eng. (London)*, **45**, CE99-CE106 (1967).

15. Uhl y Gray (eds.) *Mixing*, vols. I and II, Academic, New York, 1966-1967.
16. Bhatia y Cheremisinoff (eds.), *Solids Separation and Mixing*, vol. 1, Technomic Publishing Co., Westport, Conn., 1979.
17. Beddow, *Particulate Science and Technology*, Chemical Publishing, New York, 1980.

En la obra que aparece como número 9 en esta bibliografía se da una lista amplia de publicaciones apropiadas para este tema, mientras que en las obras 2, 4, 5, 7, 8 y 10 se dan detalles y fotografías de equipos. En las obras 3 y 6 se presentan trabajos teóricos excelentes. En la obra 5 se da una tabulación y un resumen de muchos tipos de mezcladores y sus aplicaciones. Las obras 8 y 9 son capítulos de libros que se ocupan de las mezclas de sólidos y cubren tanto los aspectos teóricos como los equipos. En la obra 9 se incluyen resúmenes de interpretación de las publicaciones sobre varios campos (estado de mezclado, distribuciones teóricas de frecuencias, ecuaciones de velocidad y equipos). En la obra 1 se presenta un procedimiento para probar equipos mezcladores de sólidos.

Fundamentos

Objetivos Los equipos en que se mezclan materiales sólidos se pueden utilizar para muchas operaciones. La combinación de ingredientes puede ser el objetivo principal como, por ejemplo, en la preparación de alimentos, insecticidas, fertilizantes, lotes de vidrios, alimentos empaquetados y cosméticos. Otros objetivos incluyen el enfriamiento o el calentamiento, como en el enfriamiento de la piedra caliza o el azúcar, o el precalentamiento del material plástico antes del satinado. En ocasiones se desea lograr la desecación o el tostado de los sólidos. En algunas aplicaciones, como la polimerización de plásticos, la fabricación de catalizadores o la preparación de cereales, se puede hacer reaccionar la mezcla de sólidos. En algunos casos se desea lograr un recubrimiento, como en la fabricación de pigmentos, tintes, minerales, dulces y otros productos alimenticios y la preparación de alimentos. En algunos de esos casos se pueden agregar pequeñas cantidades de líquidos, pero el producto final es una mezcla sólida. En algunas ocasiones se desea obtener aglomerados, como en la preparación de productos alimenticios, artículos farmacéuticos, detergentes y fertilizantes. Con frecuencia se desea una reducción del tamaño mientras se mezclan los sólidos. En todos los casos se lleva a cabo la mezcla de sólidos. No obstante, en algunas de esas operaciones, los detalles de los equipos para efectuar operaciones distintas al mezclado puede convertirse en un problema importante. Esta porción de la sección 21 se ocupará de equipos cuya función principal es proporcionar una mezcla de sólidos. Los equipos especializados para realizar las otras funciones se analizan en otras secciones de este *Manual del Ingeniero Químico* y no será necesario incluirlos aquí. Así, por ejemplo, la sección 8 se ocupa de la reducción y el aumento de tamaño, aunque los equipos que se mencionan ahí también pueden efectuar mezclas.

Propiedades que afectan a la mezcla de sólidos Las grandes diferencias entre propiedades (como la distribución del tamaño de partícula, la densidad, la forma y las características superficiales como la carga electrostática) pueden hacer que el mezclado resulte muy difícil. De hecho, las propiedades de los ingredientes dominan la operación de mezclado. Las características de los sólidos que se observan con mayor frecuencia son:

1. *Distribución del tamaño de la partícula.* Esto indica los porcentajes del material en distintas gamas de tamaños.

2. *Densidad a granel* que es el peso por unidad de volumen de una cantidad dada de partículas de sólido; por lo común, se expresa en kilogramos por metro cúbico (lb/ft^3). No se trata de una constante y se puede reducir mediante la aireación e incrementarse por vibración o compactación mecánica.

3. *Densidad real.* La densidad real del material sólido, se suele expresar en kilogramos por metro cúbico (lb/ft^3). Ésta, dividida entre la densidad del agua, es igual a la gravedad específica.

4. *Forma de partículas.* Algunos tipos son gránulos, grumos ovalados, bloques, esferas, copos, virutas, varillas, filamentos, cristales o formas irregulares.

5. *Características superficiales.* Incluyendo el área superficial y la tendencia a retener carga estática.

6. *Características de flujo.* El ángulo de reposo y la fluidez son características mensurables para las que existen pruebas estándar (p. ej., prueba de la ASTM B213-48 sobre el índice de flujo de polvos metálicos, etc.). Un ángulo de reposo muy pronunciado indica poca fluidez. A veces se ha utilizado el término de "lubricidad" para las partículas sólidas, en correspondencia aproximada con la viscosidad de un fluido.

7. *Friabilidad* (véase también "Molibilidad," Sección 8). Es la tendencia que tiene el material a dividirse en tamaños menores durante el manejo. Hay pruebas cuantitativas destinadas especialmente a ciertos materiales, como el carbón, que se pueden utilizar para estimar esta propiedad. También es preciso tomar en cuenta la abrasividad de un ingrediente sobre otro.

8. *Estado de aglomeración.* Esto se refiere a que las partículas existen independientemente o se adhieren unas a otras en grupos. El tipo y el grado de energía que se emplea durante el mezclado y la friabilidad de los aglomerados afectarán la amplitud de la división de los aglomerados y la dispersión de las partículas.

9. *Humedad o contenido de líquido de los sólidos.* Con frecuencia se agrega una pequeña cantidad de líquido para la reducción del polvo o requisitos especiales (como aceites para cosméticos). El material resultante puede tener todavía el aspecto de un sólido seco, más que de una pasta.

10. *Densidad, viscosidad y tensión superficial.* Estas propiedades son a la temperatura de operación de cualquier líquido agregado.

11. *Limitaciones térmicas de los ingredientes.* Los efectos poco comunes que se pueden presentar debido a cambios de la temperatura (como el calor de reacción) se deben anotar cuidadosamente.

La observación de las propiedades anteriores de los ingredientes que se van a mezclar, constituye un primer paso para la selección del equipo mezclador.

Medición de uniformidad Con excepción de los casos en que se produce el recubrimiento de un ingrediente con otro, el resultado final teórico del mezclado no será una disposición en la cual un tipo de partículas está directamente junto a otro tipo de partícula diferente. En lugar de ello, el resultado final teórico cuando se produzca una mezcla al azar es una mezcla aleatoria, como se muestra en la figura 21-2. Con partículas claramente distinguibles que se puedan contar, la variación entre muestras locales de un tamaño determinado (o sea, número de partículas) se puede predecir teóricamente para una mezcla aleatoria y utilizarse como guía para determinar hasta qué punto se produce el mezclado aleatorio de los ingredientes. Cuando las partículas individuales no se puedan distinguir con facilidad y no resulte práctico el conteo, se pueden realizar varios tipos de análisis de muestras locales para determinar la uniformidad de los lotes. Debido a los avances recientes en el análisis instrumental, resulta mucho más fácil aplicar análisis rápidos y numerosos, muy convenientes para los procedimientos estadísticos. Algunos de esos métodos son la fluorescencia de rayos X, la espectrometría de llama, la polarografía y la espectroscopia de emisión. Asimismo, se han utilizado métodos de trazadores radiactivos. Sea cual sea el método analítico que se escoja, ya sea gravimétrico, volumétrico, electrométrico, de conteos de partículas, ópticos o de otro tipo, es muy importante que se analicen objetivamente los datos, por métodos estadísticos, cuando haya alguna duda sobre la suficiencia de la mezcla. El error analítico debe ser muy pequeño en comparación con la variación en la composición (u otra propiedad) entre muestras locales.

En la obra que se cita en el punto 9 de la bibliografía se describen muchos modos de medir la uniformidad.

Evaluación El hecho de que el producto final deseado sea o no satisfactorio se puede utilizar como criterio práctico de la suficiencia

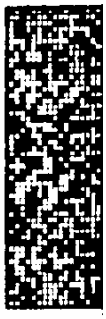


FIG. 21-2 Disposición a
Inst. Chem. Eng. (London

de la mezcla de sólidos.
la mezcla de sólidos so
ción. Los estudios del ti
formar parte de esa eva
ma directamente en un
ticias o las tabletas far
artículos hablarán por s
se deba procesar más,
eficiencia y los costos
cionar, con frecuencia,
preciso conocer la hor
minar sus efectos sobr

Sea cual sea el mét
procedimiento de mue
dor o algún otro dispos
sin trastornar en exces
treo más sencillo y pr
conveniente aplicarlo.

El método de mue
muestras, el método d
se retira, contribuyen
fleja bien o no las con

Existe un procedim
cladores de sólidos (re
tinentes para el muest
lotes y continuos.

Problemas de segr
rencias entre propie
muy difícil. Por ejem
gregación cuando ha
forma de los material
lisas y redondas tienc
con formas más irreg
preparación de los n
esas propiedades de
segregación.

También hay otros

Las cargas electros
lan unas a otras. En
hacer que se acumu
tiempo preciso de m
los ingredientes.

Las pérdidas de m
como medios posibl
succión demasiado f

Si hay partículas re
apenas fluyen (ángul
por fricción de esas p
buena combinación.

FIG. 21-2 Disposición aleatoria de partículas blancas y negras. [Lacey, *Trans. Inst. Chem. Eng.* (London), **21**, 52 (1943)].

de la mezcla de sólidos. Otra consideración importante es la del efecto de la mezcla de sólidos sobre la economía general del proceso de fabricación. Los estudios del tipo mencionado en la subsección anterior *pueden* formar parte de esa evaluación. Cuando la mezcla de sólidos se transforma directamente en un producto, como en el caso de las píldoras alimenticias o las tabletas farmacéuticas, las pruebas de uniformidad de esos artículos hablarán por sí mismas. En los casos en que la mezcla de sólidos se deba procesar más, como en la fabricación de vidrio y plásticos, la eficiencia y los costos de las operaciones subsiguientes se pueden relacionar, con frecuencia, con la mezcla inicial de sólidos. En esos casos es preciso conocer la homogeneidad de la mezcla de sólidos para determinar sus efectos sobre el proceso de fabricación.

Sea cual sea el método de evaluación de la mezcla de sólidos, el procedimiento de muestreo es vital. A menudo se utiliza un muestreador o algún otro dispositivo especial para retirar muestras de la mezcla, sin trastornar en exceso el lote. Si resulta evidente un método de muestreo más sencillo y produce una menor contaminación del lote, será conveniente aplicarlo.

El método de muestreo, la ubicación, el tamaño y el número de muestras, el método de análisis de muestras y la fracción del lote que se retira, contribuyen al punto hasta el cual el estudio de muestreo refleja bien o no las condiciones reales.

Existe un procedimiento estándar de prueba para los equipos mezcladores de sólidos (referencia 1). Contiene detalles y referencias pertinentes para el muestreo de mezclas de sólidos para los mezclados por lotes y continuos.

Problemas de segregación Ya se indicó que las grandes diferencias entre propiedades pueden hacer que el mezclado resulte muy difícil. Por ejemplo, se observarán tendencias naturales de segregación cuando haya diferencias extremas de gravedad, tamaño o forma de los materiales. Las partículas más pesadas, menores o más lisas y redondas tienden a pasar a través de las más ligeras, mayores con formas más irregulares, respectivamente. En algunos casos, la preparación de los materiales para evitar diferencias extremas en esas propiedades de los ingredientes puede evitar los problemas de segregación.

También hay otros factores que pueden provocar segregación.

Las cargas electrostáticas pueden hacer que las partículas se repelan unas a otras. En los casos en que el mezclado continuo pueda hacer que se acumulen esas cargas, es importante determinar el tiempo preciso de mezclado que se requiere y no mezclar en exceso los ingredientes.

Las pérdidas de materiales en forma de polvo se deben considerar como medios posibles de segregación y no agravarse mediante una succión demasiado fuerte en el aparato recolector de polvo.

Si hay partículas remoldeadas que se comporten casi como pastas y apenas fluyen (ángulo elevado de reposo), se puede requerir el anclaje por fricción de esas partículas en otras de la mezcla para obtener una buena combinación.

Cuando un ingrediente de la mezcla esté en forma de aglomerado, se debe utilizar algún dispositivo para romper los grumos, con el fin de evitar que se segreguen del resto de la mezcla y para asegurar la dispersión íntima de ese ingrediente por toda la mezcla.

El empleo de un líquido como el agua (quizá con un agente tensoactivo) puede tener efectos notables para evitar la segregación que, de otro modo, podría resultar inevitable.

Aunque lo anterior se aplica a la operación real de **mezcla de sólidos**, es preciso pensar también en las etapas subsiguientes de procesamiento. Por tanto, la operación de mezclado de sólidos se debe verificar desde el punto de vista de la entrega de un lote bien mezclado en determinado punto. Se debe observar el sistema para ver si no hay sitios de segregación, como puntos de transferencia, caídas largas, flujo a través de silos y equipos vibratorios. Cuando se emplea un líquido, es preciso determinar la cantidad que se puede agregar sin crear problemas de formación de tortas que pueden obstruir el procesamiento subsecuente de la mezcla de sólidos.

Equipo

Mecanismos mezcladores Hay varios mecanismos básicos, mediante los cuales se mezclan partículas sólidas. Entre ellos se incluyen el movimiento aleatorio en pequeña escala (difusión), el movimiento aleatorio en gran escala (convección) y el cizallamiento o corte.

Los movimientos que incrementan la movilidad de las partículas individuales fomentan el mezclado por difusión. Si no hay efectos contrarios de segregación, esta mezcla por difusión tendrá, con el tiempo, un grado elevado de homogeneidad. La mezcla por difusión se produce cuando las partículas se distribuyen sobre una superficie recién desarrollada y cuando se imprime una movilidad interna mayor a las partículas individuales. Un volteador simple proporciona lo primero, en tanto que un molino de impacto da lo último.

Para un mezclado más rápido, además de la mezcla por difusión, en escala fina, debe haber un medio que permita entremezclar grandes grupos de partículas. Esto se puede realizar por el mecanismo de convección o por el de corte o cizallamiento. Una mezcladora de cinta da lugar a lo primero, mientras que un volteador siempre proporciona lo último.

Tipos de máquinas mezcladoras de sólidos Hay varios tipos de máquinas para mezclar sólidos. En algunas de ellas, el recipiente se mueve, en tanto que en otras hay un dispositivo que gira dentro de un recipiente estacionario.

En algunos casos, se utiliza una combinación de recipiente giratorio y dispositivo interno en rotación. A veces, el mezclador tiene desviadores o aspas. En la tabla 21-1 se clasifican las máquinas para mezclar sólidos mediante las características que se proporcionan en los encabezados de las columnas. En la figura 21-3 se muestran detalles de varias de las máquinas que se incluyen. Los diversos tipos que se dan en la tabla 21-1 se analizarán brevemente más adelante, de tal modo que los números de párrafos se refieren a las columnas.

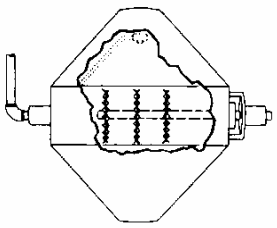
1. *Volteador* Es adecuado para el mezclado suave; puede manejar grandes volúmenes; se limpia con facilidad y es adecuado para materiales abrasivos y polvos densos. No sirve para romper aglomerados.

En la figura 21-3*a* y *b* (sin porciones de línea interrumpida) se muestran algunos volteadores o revolvedoras sin placas desviadoras.

En la figura 21-3*c* y *d* aparecen los volteadores con placas desviadoras.

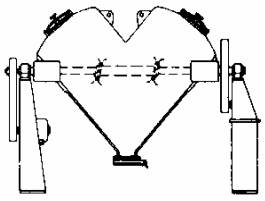
2. *Volteadores con rompedor de aglomerados* Véase la sección 8: "Molinos rompedores", para molinos de bolas de rodillos, vibratorios y de guijarros, que realizan el mezclado junto con la reducción de tamaño.

Existen diversos volteadores o revolvedoras con dispositivos giratorios internos, impulsados por separado, para el rompimiento de los



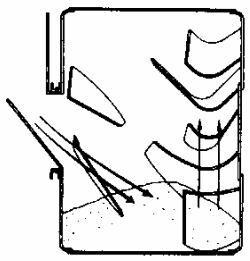
a) Cono doble

El dispositivo de división de aglomerados aparece marcado con guiones. La tobera de aspersión se muestra con línea de puntos. Existen volteadores de este tipo solos, con ambas o con cualquiera de las características anteriores.

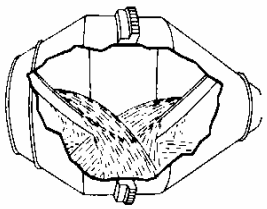


b) Cascos gemelos (V)

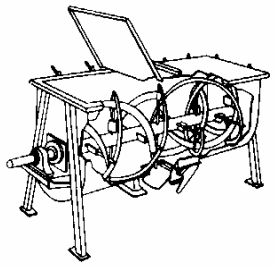
El dispositivo de división de agregados y alimentación de líquidos se muestra mediante la línea de guiones. Cuando no es necesaria la alimentación de líquido, se utiliza un rompedor de aglomerados del tipo de pasador. Hay volteadores de este tipo solos o con cualquiera de las características mencionadas.



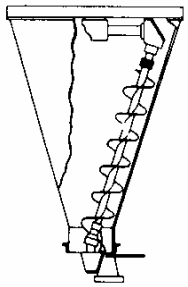
c) Tambor horizontal (con desviadores)



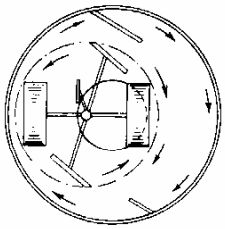
d) Cono doble que gira en torno al eje largo (con desviadores)



e) De cinta

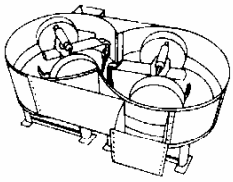


f) De gusano vertical (tipo de órbita)

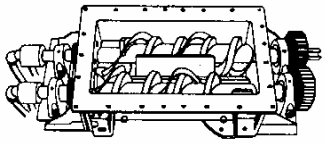


g) Maza trituradora por lotes

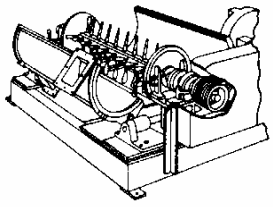
Existen tres tipos: 1. la plataforma es estacionaria y la torreta de la maza trituradora gira 2. la torreta de la maza trituradora es estacionaria y la plataforma gira 3. la plataforma gira en el sentido de las manecillas del reloj, mientras que la torreta de la maza trituradora gira en sentido contrario. El tipo 3 se ilustra arriba.



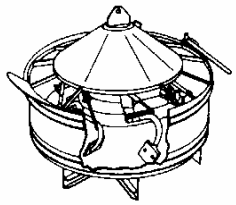
h) Maza trituradora continua (casco estacionario)



i) De rotores gemelos (adaptada con cuerpo encamisado para transferencia de calor y los gusanos huecos)



j) De rotor simple



k) De turbina

FIG. 21-3 Varios tipos de máquinas mezcladoras de sólidos (véase la Tabla 21-1).

TABLA 21-1 Tipo

Volteador

(1)

Sin desviadores:
Tambor horizontal o inclinado
Cono doble.....

Cascos gemelos.....
Cubo
Tipo de hongo.....

Con desviadores:
Tambor horizontal...
Cono doble en rotación en torno al eje largo

* En la figura 21-3 se
† También hay una m
‡ Aunque estas etapa pueden tener tendencia a

aglomerados. El volt suave, cuando no se r

Las porciones de li tran algunos tipos de volteadores.

En la tabla 21-2 se i dispositivos internos cladores. Los proble positivos internos gi ticas de funcionamie

3. *Artesa o casco* en las cuales el recip materiales se logra m tivos mezcladores in

a. Mezclador de b diversos tipos. Algun ajustarlas a material densidad, que se aire requieren una ayuda ción transversal de l caso y el número de construcción son la paletas o aspas de co amplia para elevar y material mientras lo lotes o continuo.

b. Mezclador de g versas variaciones. este tipo, el gusano g bién una órbita en to ción, el gusano no tanque cónico, inclin tantemente conform central está contenid de mezclador es ap que fluyen libremen

c. Mezclador de forma estacionaria y de mazas trituradora plataforma y la torre plataforma giratoria

El rodillo pesado y zamiento en el punto

TABLA 21-1 Tipos de máquinas mezcladoras de sólidos*

Volteador (1)	Volteador con rompedor interno de aglomerados (2)	Artesa o casco estacionario (3)	Tanto el casco como el dispositivo interno giran (4)	Mezclado por impacto (5)	Etapas de procesamiento que pueden afectar a la mezcla de sólidos (6)
Sin desviadores:			A contracorriente, la torreta de la maza trituradora y la plataforma giran en direcciones opuestas		
Tambor horizontal o inclinado	Molino de bolas Molino de guijarros	Cinta		Molino de martillos	Llenado de tolvas
Cono doble	Molino de barras	Plataforma estacionaria, torreta giratoria de maza trituradora†		Molino de impacto	Fluidificación
Cascos gemelos Cubo	Molino vibratorio de guijarros	Tornillo vertical	Tipos planetarios	Molino de jaula	Alimentadores de gusano
Tipo de hongo	Cono doble Cascos gemelos Cubo	Rotor simple Rotores gemelos		Molino de chorro	Carga con transportador de banda
		Turbina Mezcladora de paletas		Molino de fricción	Carga por elevador Transportador neumático Vibraciones
Con desviadores:					
Tambor horizontal Cono doble en rotación en torno al eje largo		Tamizador (turboatomizador)			

* En la figura 21-3 se muestran diagramas esquemáticos de muchas de estas máquinas.

† También hay una maza trituradora en la cual la torreta es estacionaria y la plataforma gira.

‡ Aunque estas etapas, cuando se escogen cuidadosamente, pueden facilitar la mezcla, se debe tener cuidado con el transporte neumático y las vibraciones porque pueden tener tendencia a separar los materiales.

aglomerados. El volteador mismo se puede utilizar para una mezcla suave, cuando no se requiere romper los aglomerados.

Las porciones de líneas interrumpidas de la figura 21-3*a* y *b* muestran algunos tipos de dispositivos rompedores de aglomerados para los volteadores.

En la tabla 21-2 se incluyen las velocidades de impacto para algunos dispositivos internos giratorios en volteadores, además de otros mezcladores. Los problemas de la contaminación y el desgaste de los dispositivos internos giratorios se analizan en la subsección "Características de funcionamiento".

3. *Artesa o casco estacionario* Hay ciertos tipos de mezcladoras en las cuales el recipiente es estacionario y el desplazamiento de los materiales se logra mediante la rotación simple o múltiple de dispositivos mezcladores internos.

a. *Mezclador de banda* (Fig. 21-3*e*) Dentro de este subgrupo hay diversos tipos. Algunas de las características que se pueden variar para ajustarlas a materiales que van de los finamente divididos y de baja densidad, que se airean con rapidez, hasta los fibrosos o pegajosos que requieren una ayuda positiva de descarga, son la inclinación y la sección transversal de la banda, los franqueos entre la cinta exterior y el caso y el número de espiras sobre la banda. Otras variaciones de la construcción son la descarga central o en el extremo y el montaje de paletas o aspas de corte sobre el eje central. Se puede utilizar una banda amplia para elevar y transportar, mientras que una estrecha cortará el material mientras lo transporta. La banda es adaptable al mezclado por lotes o continuo.

b. *Mezclador de gusano vertical* Este subgrupo tiene también diversas variaciones. Uno de los tipos se muestra en la figura 21-3*f*. En este tipo, el gusano gira sobre su propio eje, mientras que describe también una órbita en torno al eje central del tanque cónico. En otra variación, el gusano no describe una órbita y permanece en el centro del tanque cónico, inclinado de modo que el área de barrido aumenta constantemente conforme se incrementa la altura. En otro tipo, el tornillo central está contenido en un alojamiento cilíndrico interno. Este tipo de mezclador es apropiado, primordialmente, para los sólidos secos que fluyen libremente.

c. *Mezclador de maza trituradora* La maza trituradora de plataforma estacionaria y torreta giratoria es uno de varios tipos. Otros tipos de mazas trituradoras son las de contracorriente, en la cual giran la plataforma y la torreta de la maza en direcciones opuestas, y el tipo de plataforma giratoria, en el cual la torreta de la maza es estacionaria.

El rodillo pesado y ancho va sobre el material. Hay cierta acción de deslizamiento en el punto en que los rodillos entran en contacto con la masa de materiales. Esto proporciona un esfuerzo de corte local más un mezclado a escala gruesa, al que contribuyen las rejas y los raspadores.

La maza trituradora es útil para problemas de mezclado que requieren cierto grado de rompimiento de agregados, el anclaje por fricción de las partículas, unas a otras, y la densificación de la mezcla final. Es preciso evitar los materiales excesivamente fluidos o pegajosos. El mezclador de maza trituradora se emplea en general para operaciones por lotes (Fig. 21-3*g*), aunque en la figura 21-3*h* se muestra una maza trituradora continua.

d. *Rotores gemelos* (Fig. 21-3*i*) Consiste en dos ejes con paletas o gusanos alojados en un casco cilíndrico. Existen varios tipos con velocidades del eje que van desde moderadamente baja hasta relativamente elevada (véase la Tabla 21-2). El rotor gemelo es útil para el mezclado continuo de sólidos que no fluyen con libertad; se pueden agregar líquidos, hay un desgaste menor del producto y se pueden añadir materiales más allá de la entrada. Es de fácil adaptación para el calentamiento o el enfriamiento. Algunas máquinas están diseñadas específicamente para la transferencia de calor durante el mezclado. La malaxadora es una máquina del tipo de rotores gemelos.

e. *Rotor simple* (Fig. 21-3*j*) Consiste en un eje simple con paletas alojado en un casco cilíndrico. Este tipo existe con velocidades relativamente elevadas (véase la tabla 21-2); aunque, en algunos casos, se emplean velocidades más bajas. Un rotor simple de alta velocidad proporciona el máximo impacto corto de un molino triturador. El rotor simple se utiliza para la desintegración y la dispersión intensa; existe con alojamientos divididos y es apropiado para el calentamiento o el enfriamiento y para la adición de pequeñas cantidades de líquido.

f. *Mezclador de turbina* (Fig. 21-3*k*) Este mezclador tiene una artesa circular con un alojamiento en el centro, en torno al cual gira una estrella o una serie de brazos con rejas o vertederas en cada uno de los brazos. Las vertederas o rejas giran en torno a la artesa circular. Este mezclador es adecuado para materiales secos que fluyen con libertad o materiales semihúmedos que no fluyen bien; también se puede adaptar para los problemas de recubrimiento y mezclado de líquido-sólido.

4. *El casco y el dispositivo interno giran* La maza trituradora a contracorriente (Fig. 21-3*g*), que se encuentra en esta categoría, se mencionó en el punto que se ocupa del mezclador de maza trituradora. Esta máquina tiene una plataforma de mezclado que gira en el sentido de las manecillas del reloj, con un cabezal mezclador que gira en sentido contrario, montado excéntrico en relación con la plataforma, para proporcionar un patrón de mezclado planetario. Para la mezcla de sólidos que fluyen con libertad y no requieren la acción de corte y de compresión de las mazas trituradoras, se utilizan en ocasiones rejas solas. Cuando se utilizan mazas tritu-

radoras, las rejas desvían el material hacia su trayectoria. También existen instrumentos especiales de mezclado.

5. *Mezclado por impacto* Este proceso que incluye la reducción de tamaño se analiza en la sección 8.

A veces se pueden utilizar las etapas de procesamiento que se indican en la tabla 21-1 para fomentar el mezclado. Sin embargo, son primordialmente para desempeñar funciones distintas de la mezcla de sólidos (obsérvense las precauciones para la vibración y el transporte neumático, que se dan en la tabla 21-1.)

Puesto que la mezcla de pastas no está dentro del alcance de esta sección, las mezcladoras de pastas que se utilizan ampliamente, como la de aspas sigma y la del tipo banbury, no se analizarán aquí, puesto que se presentan en la sección 19: "Mezcladores intermitentes".

TABLA 21-2 Velocidades aproximadas de impacto de algunos dispositivos giratorios internos en las mezcladoras*

Tipo de mezcladora (véase la Tabla 21-1)	Velocidad de la punta, ft/min
Cinta	280
Turbina	600
Volteador de cascos gemelos con:	
Intensificador del tipo de pasador	1700
Barra de alimentación de líquido	3300
Rotores gemelos	Hasta 1300
Rotor simple	6000-9000
Molinos de varios tipos	2500-20000

* Para convertir pies por minuto en metros por segundo, multipliquese por 0.00508.

Características de funcionamiento Antes de seleccionar equipos para la mezcla de sólidos, es preciso efectuar un estudio cuidadoso de diversas características de funcionamiento u operación que se dan a continuación.

Uniformidad de la mezcla Se debe escoger el tipo apropiado de mezclador para asegurar el grado deseado de homogeneidad de los lotes. Esta característica no se puede abandonar para poder obtener otras posibilidades. Se proporciona información bajo el encabezado "Tipos de máquinas mezcladoras de sólidos", sobre las capacidades especiales de los diversos tipos de máquinas, para combinar distintos tipos de materiales.

Es preciso tener cuidado para evitar un mezclado demasiado prolongado, puesto que, en algunos casos, esto daría como resultado una mezcla peor. Es preciso preparar una gráfica del grado de mezcla en función del tiempo, para seleccionar cuantitativamente el tiempo apropiado de mezclado.

Tiempo de mezclado El tiempo real durante el cual el lote se está mezclando suele ser de menos de 15 minutos, si se escogen el tipo adecuado de máquina y la capacidad de trabajo apropiada. En algunos casos se toleran tiempos de mezclado mucho más prolongados, para evitar el costo de adquisición de equipos más eficientes. Sin embargo, por lo común hay una máquina que puede homogeneizar adecuadamente casi cualquier tipo de mezcla en menos de 15 minutos, a condición de que se acepte pagar el precio necesario. De hecho, en la mayor parte de los casos, el diseño apropiado del mezclador producirá la combinación que se desea en unos cuantos minutos.

No obstante, además del tiempo real de mezclado, es preciso optimizar el tiempo del ciclo total.

Carga y descarga Es preciso tomar en cuenta todo el sistema de manejo para obtener las condiciones óptimas de carga y descarga. Esto incluye el empleo eficiente de tolvas pesadoras y de almacenamiento, el premezclado de los ingredientes menores, la buena ubicación de las compuertas de descarga, etc.

Potencia En general, los requisitos de potencia no son una consideración primordial al escoger un mezclador de sólidos, puesto que, por lo común, predominan otros requisitos; sin embargo, es preciso proporcionar una potencia suficiente para cubrir las necesidades máximas, en caso de que se produzcan cambios durante las operaciones de mezclado. Asimismo, cuando se necesiten diversas mezclas, la potencia tiene que ser suficiente para los materiales de densidad volumétrica mayor. Si el mezclador cargado tiene que arrancar a partir del reposo, se debe contar con una potencia suficiente para lograrlo. Cuando sea conveniente una variación de las velocidades, es preciso tomar en cuenta esta característica al hacer planes para los requisitos de potencia.

En la tabla 21-3 se dan requisitos de caballos de potencia para diversos tipos de mezcladores.

Limpieza La facilidad, frecuencia e intensidad de la limpieza pueden ser consideraciones cruciales cuando se tengan que mezclar lotes incompatibles en momentos distintos y en la misma máquina. Los recipientes de volteo simples son fáciles de limpiar, a condición de que tengan aberturas adecuadas. Las zonas que pueden presentar problemas de limpieza son: **1)** los sellos o las cajas prensaestopas, **2)** las grietas en los soportes de los desviadores, **3)** los rincones, y **4)** los dispositivos de descarga. Cuando la limpieza entre lotes diferentes requiere mucho tiempo, debe considerarse el empleo de varios mezcladores pequeños. Por lo común, se puede proporcionar con un costo extra una construcción sanitaria especial.

Desgaste y rompimiento de aglomerados Los dos métodos de producción de desgaste y rotura de aglomerados son:

1. *Impacto.* El factor principal es la velocidad periférica del dispositivo interno giratorio. En la tabla 21-3 se dan datos de la velocidad de impacto de diversos mezcladores.

2. *Acción de cizallamiento y compresión.* En las mazas trituradoras esta acción depende del franqueo entre la maza y la artesa y el peso de la maza trituradora o carga del resorte, respectivamente.

Cuando se necesita un dispositivo de fricción para romper aglomerados, que puede producir también una reducción excesiva del tamaño en otros ingredientes del lote, será preciso determinar por medio de pruebas el desgaste tolerable.

Formación de polvo Las pérdidas de polvo pueden afectar de manera importante la composición de los lotes, sobre todo cuando se pierden ingredientes vitales menores. Los métodos de minimizar la formación de polvo son: **1)** el empleo de ingredientes menos polvorientos e igualmente satisfactorios. A veces, se puede conseguir un material extremadamente polvoriento en forma granulada. **2)** La ventilación apropiada para permitir la filtración del aire desplazado, en lugar de la pérdida no regulada del aire cargado de polvo. **3)** Dispositivos herméticos al polvo, para la carga y descarga del mezclador. **4)** Adición de líquidos, cuando sea posible. El agua no sólo es eficiente para minimizar el polvo en la descarga del mezclador, sino que, además, si se agrega de manera adecuada, hará que el lote produzca menos polvo en las etapas subsiguientes de manejo. La adición de una pequeña cantidad de un agente tensoactivo permitirá mejorar la penetración de agua en todo el lote y el humedecimiento de los materiales, como el polvo de carbón. El método de adición de agua es importante (véase "Métodos de adición de líquidos").

Es preciso tener cuidado para evitar la succión poderosa o el flujo de aire en el mezclador o la tolva pesadora de la cual se alimentan ingredientes al mezclador. Si la succión de recolección de polvo en el mezclador es demasiado fuerte, se podrán eliminar ingredientes vitales. Si la succión de recolección de polvo en el sistema de pesado es excesivamente fuerte, habrá errores en el peso.

Carga electrostática Algunos materiales del lote, como los plásticos, tienden fácilmente a acumular una carga. La entrada de trabajo afectará la carga del lote. En ocasiones, la carga electrostática puede dar por resultado el recubrimiento interno del mezclador o de los elementos giratorios. Esto puede ocasionar un problema de limpieza. Las medidas posibles para superar esto son: **1)** la adición de materiales sólidos especiales, con razones muy elevadas de área superficial a peso, **2)** la adición de líquidos (véanse "Formación de polvo" y "Métodos de adición de líquido"), **3)** la elección adecuada del material de construcción de los mezcladores, **4)** el control de la humedad, **5)** la preparación de los ingredientes del lote para minimizar la carga acumulada.

Desgaste del equipo Los mezcladores de volteo simple son los que sufren menos desgaste. Los dispositivos de fricción en los volteadores o revolvedoras pueden presentar problemas graves de abrasión con ciertos materiales, como la arena y los granos abrasivos de las ruedas

**TABLA 21-3 Nec
sólidos [de aproxi**

| Tipo de máquina mezcl
de sólidos |
|---|
| 1. Volteador |
| Sin desviadores |
| Cono doble |
| Cascos gemelos |
| Con desviadores |
| Tambor horizontal |
| Fabricante E |
| Fabricante F |
| Cono doble que gir
eje horizontal |
| 2. Volteador con rompe
aglomerados: |
| Cono doble |
| Cascos gemelos |
| 3. Artesa o casco estaci |
| Cinta: |
| Fabricante C |
| Fabricante A |
| Fabricante D |
| Cinta de tres ejes |
| Gusano vertical |
| Maza trituradora: |
| Por lotes: platafon
estacionaria, torn |
| Continua: platafor
estacionaria, torn |
| Rotor simple |
| Rotor doble |

potencia tiene que ser
métrica mayor. Si el
reposo, se debe con-
ndo sea conveniente
ar en cuenta esta ca-
potencia.
potencia para diver-

d de la limpieza pue-
an que mezclar lotes
ma máquina. Los re-
r, a condición de que
ien presentar proble-
aestopas. 2) las gric-
nes, y 4) los disposi-
s diferentes requiere
rios mezcladores pe-
n un costo extra una

dos métodos de pro-

periférica del dispo-
os de la velocidad de

s mazas trituradoras
la artesa y el peso de
mente.
ara romper aglome-
excesiva del tamaño
minar por medio de

en afectar de manera
uando se pierden in-
izar la formación de
rientos e igualmente
rial extremadamente
propiada para permi-
dida no regulada del
polvo, para la carga
tando sea posible. El
la descarga del mez-
lecuada, hará que el
ntes de manejo. La
ctivo permitirá me-
nedecimiento de los
adición de agua es
).
derosa o el flujo de
se alimentan ingre-
de polvo en el mez-
edientes vitales. Si
e pesado es excesi-

te, como los plásti-
entrada de trabajo
lectrostática puede
plador o de los ele-
ia de limpieza. Las
n de materiales só-
superficial a peso,
vo" y "Métodos de
terial de construc-
4, 5) la preparación
acumulada.
simple son los que
en los volteadores
s de abrasión con
tivos de las ruedas

TABLA 21-3 Necesidades de caballos de fuerza y velocidades de rotación para algunas mezcladoras comerciales de sólidos [de aproximadamente 1.5 m^3 (50 ft^3) de capacidad de trabajo]

Tipo de máquina mezcladora de sólidos	Cap. aprox. de trabajo, ft^3	Caballos de fuerza, hp: Casco	Caballos de fuerza, hp: Dispositivo interno	Velocidad de rotación, rpm: Casco	Velocidad de rotación, rpm: Velocidad del eje del dispositivo interno	Observaciones
1. Volteador						
Sin desviadores						
Cono doble	54	7½	.....	18	.....	Basado en materiales de 100 lb/ft^3
Cascos gemelos	50	5	.....	13.7	.....	Densidad máxima a granel de material = 55 lb/ft^3
Con desviadores						
Tambor horizontal						
Fabricante E	50	20	.....	11.1	.....	De servicio pesado (material de 100 lb/ft^3). Para servicios extremadamente pesados (material de 150-200 lb/ft^3), la capacidad máxima de trabajo, motor de 20 hp, es de 35 ft^3
Fabricante F	50	10	.....	14	.....	Para materiales de densidad a granel máxima de 40 lb/ft^3
Cono doble que gira en torno al eje horizontal	56	25	.....	11.5	.....	La mezcladora se puede inclinar. Cargador en el extremo posterior. Capacidad basada en concreto mezclado.
2. Volteador con rompedor de aglomerados:						
Cono doble	54	7½	Véanse las observaciones	18	Véanse las observaciones	Las necesidades de hp para el dispositivo interdependen de la naturaleza del material, el tipo y la velocidad del agitador. Se deben determinar mediante pruebas apropiadas.
Cascos gemelos	50	5	5 (barras intensificadoras del tipo de pasador) 7½ (barra intensificadora de líquido-sólidos)	13.7	945 (Velocidad de punta de 1730 ft/min) 1055 (velocidad de punta de 3320 ft/min)	Densidad a granel máxima del material = 55 lb/ft3
3. Artesa o casco estacionario						
Cinta:						
Fabricante C	50	.....	12	.....	28	Hp necesarios sobre la base de material de 50-60 lb/ft^3 de densidad a granel, de flujo semilibre, utilizando 10 hp/ton para ciclo de mezclado de 3-10 min (según el material, la gama puede ser de 3-18 hp/ton)
Fabricante A	46	.....	10	.....	37	Basado en materiales de 30 lb/ft^3 de densidad a granel
Fabricante D	50	.....	15	.....	45	Basado en materiales de 40-50 lb/ft^3 de densidad a granel
Cinta de tres ejes	50		Eje mezclador 20 Eje alimentador 7½ (total)	.....	Transmisiones de velocidad variable en todos los ejes	Esta mezcladora tiene un valor nominal de 300 ft^3/h sobre la base del mezclado por lotes; 900 ft^3/h sobre la base de mezcla continua. Materiales clasificados a 70 lb/ft^3 de densidad a granel
Gusano vertical	52.9	.....	5	.....	Gusano, 64.4 Órbita, 2.2	Hp basados en 37 lb/ft^3 de densidad a granel. Esto puede variar para materiales distintos. Hp máx = 10, peso máximo = 4410 lb
Maza trituradora:						
Por lotes: plataforma estacionaria, torreta giratoria	40	.....	60	.....	24 (velocidad de la torreta)	Basado en materiales de 60-75 lb/ft^3 de densidad a granel
Continua: plataforma estacionaria, torreta giratoria	Básicamente, las mazas trituradoras continuas son simplemente dos mazas por lotes unidas en los encontrados, de modo que forman una figura en forma de 8. Así la maza trituradora por lotes de 40 ft^3 de capacidad nominal de 60 hp, se convierte en maza trituradora continua de 80 ft^3 de capacidad de trabajo, que requiere 125 hp. Esto daría 125 tons/h, con un tiempo de residencia de 2½ min. Las velocidades de la torreta son de 24 rpm.					
Rotor simple		Véanse las observaciones		.....	.....	En esta unidad *continua*, la producción puede ir de 25 a 600 lb/min, con hp de 5 a 100 y 500-4000 rpm, según los materiales mezclados
Rotor doble		Véanse las observaciones		.....	.....	En esta unidad *continua*, la producción puede ir de 200 a 800 lb/min, con hp de 5 a 40 y 200-300 rpm según los materiales mezclados

TABLA 21-3 Necesidades de caballos de fuerza y velocidades de rotación para algunas mezcladoras comerciales de sólidos [de aproximadamente 1.5 m³ (50 ft³) de capacidad de trabajo] *(Continuación)*

Tipo de máquina mezcladora de sólidos	Cap. aprox. de trabajo, ft³	Caballos de fuerza, hp		Velocidad de rotación, rpm		Observaciones
		Casco	Dispositivo interno	Casco	Velocidad del eje del dispositivo interno	
Mezcladora intercambiadora de calor de dos rotores	49.2	.....	5-15	.....	20-100	La magnitud de la acción de transporte y mezcla es afectada por la cantidad de paso y el tipo de cintas montadas al exterior de los gusanos huecos
Turbina	50	.....	50	.....	Velocidad periférica de 600 ft/min	
4. Tanto el casco como el dispositivo interno giran						
Maza trituradora a contracorriente	45	*	*	6.75-8.75	28-35	
	60-90†	20	25	6.65	20	

* Un motor de 25 hp impulsa tanto el casco (plataforma mezcladora) como el dispositivo interno (estrella mezcladora).

† La gama de capacidades por lotes depende de la naturaleza de los materiales que se van a mezclar.

NOTA: Para convertir pies cúbicos en metros cúbicos, multipliquese por 0.02832; para convertir caballos de fuerza en kilowatts, multipliquese por 0.7457; para convertir libras por pie cúbico en kilogramos por metro cúbico, multipliquese por 16.02; para convertir toneladas por hora en kilogramos por segundo, multipliquese por 0.252; para convertir revoluciones por minuto en radianes por segundo, multipliquese por 0.1047; para convertir libras por minuto en kilogramos por minuto, multipliquese por 0.4535; y para convertir caballos de fuerza por tonelada en kilowatts por tonelada métrica, multipliquese por 0.8352.

de molinos. Para estos casos se deben tomar en cuenta los recubrimientos resistentes a la abrasión, como los de caucho, aleaciones especiales o electrodeposiciones. El agitador interno se puede desgastar, incluso aunque su velocidad sea baja. Sobre todo cuando se tienen que mezclar materiales muy abrasivos, hay que sopesar los beneficios de un dispositivo rompedor de aglomerados en función de la contaminación potencial y los costos de reemplazamiento y mantenimiento.

Contaminación del producto Esto se vio parcialmente en las subsecciones "Limpieza" y "Desgaste del equipo". Otras fuentes de contaminación son los lubricantes y los materiales de reparación. Se deben evitar los tipos que no sean compatibles con los lotes que se vayan a mezclar.

Calentamiento o enfriamiento Casi todos los mezcladores comerciales se pueden calentar o enfriar. Algunos pueden tener agitadores calentados o enfriados. Cuando la elevación de la temperatura durante la mezcla sea perjudicial, será preciso contar con instalaciones de enfriamiento. Los diversos fabricantes pueden proporcionar detalles sobre los medios de calentamiento de sus máquinas. Los medios más comunes de calentamiento son: **1)** agua o vapor en la chaqueta y en el agitador interno de tipo de paletas o gusano hueco, **2)** aceites calientes, **3)** vapor o líquido Dowtherm, **4)** calentadores eléctricos, de contacto o radiante, **5)** aire caliente en contacto directo con el producto (sólo apropiado para las mezcladoras del tipo de tambor giratorio), **6)** calentamiento exterior del tambor por encendido directo o indirecto. Para el enfriamiento, los medios más comunes son: **1)** agua o líquido refrigerado en la chaqueta y en el agitador interno del tipo de paletas o gusano hueco, **2)** un evaporante que puede ser amoniaco líquido, **3)** contacto directo con el aire (para los mezcladores de casco giratorio), y **4)** aceite o Dowtherm (o un equivalente) para el enfriamiento de materiales a altas temperaturas.

Flexibilidad Cuando se deben mezclar lotes de tamaños muy distintos, la flexibilidad de la capacidad de operación puede permitir el empleo de menos mezcladores. Ciertas características pueden requerir una capacidad no flexible; por ejemplo, un dispositivo de agitación interna en un mezclador de volteo no funcionará eficientemente, a menos que el lote se cargue hasta cierto nivel. La necesidad de esas características se debe sopesar contra las limitaciones debidas a una gama estrecha en la capacidad de operación, al escoger los equipos para una operación en la cual el tamaño de los lotes puede variar considerablemente.

En general, se debe considerar el efecto del porcentaje de volumen del mezclador que ocupa el lote sobre la suficiencia del mezclado, sobre todo cuando se considera un cambio en el porcentaje de volumen recomendado.

Vacío o presión La mayor parte de los mezcladores de volteo puede operar a vacío o presión. Los mezcladores que no se pueden adaptar a estas condiciones son las mazas trituradoras con plataformas giratorias, y los continuos presentan problemas de sellado en los extremos de carga y descarga.

Métodos de adición de líquidos Cuando sea conveniente la adición de líquidos (véanse "Formación de polvo" y "Carga electrostática", esto se debe tomar en cuenta al diseñar el sistema de mezclado, en lugar de improvisarlo. La finalidad del líquido se debe considerar, ya sea para **1)** supresión de polvo, **2)** producto, o **3)** calentamiento y enfriamiento. Si se debe distribuir bien un líquido viscoso, este requisito se debe tomar en cuenta al escoger el mezclador.

El líquido se debe dirigir hacia los materiales del lote y no a la superficie desnuda del mezclador, puesto que esto podría provocar una acumulación. La presión de aspersión de la boquilla tiene que ser suficiente para que penetre en el lote, pero no tan alta como para que se produzcan muchas salpicaduras. El líquido se debe agregar al lote bien mezclado. Sobre todo en los casos en que la adición prematura de líquido pueda ser perjudicial para un mezclado adecuado, es importante tanto el momento de la adición durante el ciclo de mezclado como el tiempo necesario para esa adición de líquido.

En casos necesarios, se pueden agregar equipos automáticos para la adición de líquidos en las plantas de mezclado. Para reducir el polvo, resulta satisfactorio un método volumétrico de dosificación; sin embargo, cuando un ingrediente crítico del lote se tenga que agregar en forma líquida, puede requerirse un método más preciso de dosificación.

Otras consideraciones importantes a este respecto son: **1)** cubiertas adecuadas de ventilación y descarga, **2)** disposiciones para aliviar las explosiones internas, **3)** aislamiento contra las vibraciones (amortiguadores), **4)** manejo de la carga y la descarga a control remoto, y **5)** el ruido durante el funcionamiento.

Selección del equipo

Ya se mencionaron los tipos de mezcladores y sus características de funcionamiento. También se describieron las tendencias de segregación de los materiales sólidos. Un buen método de selección de mezcladores de sólidos parte del examen cuidadoso de estas áreas; sin embargo, en la selección del mezclador también se debe tomar en cuenta el lugar que ocupa en el proceso general. En ese momento vale la pena examinar la posible consolidación de muchas etapas de procesamiento de sólidos o lo opuesto (la división de una operación en varias). Si no hay alguna máquina estándar que posea todos los requisitos necesarios, será preciso averiguar qué máquina se puede modificar mejor para realizar la combinación más conveniente de las características necesarias. Al escoger un mezclador de sólidos, es preciso analizar los objetivos generales del proceso además de los detalles de los equipos.

Pruebas piloto En algunos casos es posible realizar pruebas piloto a pequeña escala del equipo que se va a utilizar en la producción. Se

puede obtener mucha información útil, a condición de que se tome en cuenta lo que sigue:

1. En general, cuanto mayor sea la unidad piloto, tanto más confiable será la predicción del funcionamiento en gran escala. La unidad piloto tiene que ser un prototipo con todas las dimensiones apropiadamente a escala.

2. No hay muchos datos publicados para el escalamiento del mezclado de sólidos. Los distribuidores de equipos pueden proporcionar información del escalamiento de sus equipos, basándose en experiencias previas. Con los volteadores geométricamente similares, si se ajustan las velocidades para proporcionar un movimiento comparable y la fracción volumétrica ocupada del mezclador es la misma, el escalamiento de los resultados será directo. La presencia de un dispositivo interno giratorio presenta problemas para el escalamiento de los franqueos, el área de las aspas al volumen del mezclador y los tamaños y las velocidades de los dispositivos giratorios. Para los rompedores de aglomerados, el factor clave para el escalamiento es la velocidad de impacto. El escalamiento en los cilindros se analiza en las páginas 290-292 de la obra de consulta número 9; el escalamiento de procesamiento de sólidos se analiza en un artículo de Sterret (*Chem. Eng.*, Sept. 21, 1959).

3. Siempre que sea posible, se deben utilizar los materiales reales del proceso. Si se van a utilizar materiales sustitutos, deben poseer las mismas características de mezclado. Las pruebas hechas con cuentas idénticas, aunque de colores diferentes, pueden ser engañosas, al igual que las efectuadas con rastreadores. La razón es que las propiedades de flujo de los materiales específicos que se van a mezclar en la planta no pueden ser iguales que las de materiales de demostración. Sea cual sea el modo como parezcan moverse los contenidos de los mezcladores, las propiedades de los ingredientes reales de los lotes pueden provocar segregación u otros problemas.

4. Es preciso tomar en cuenta las diferencias en los materiales de construcción entre las unidades piloto y las de producción, que pueden influir en la formación de tortas, la abrasión y los efectos electrostáticos.

Mezclado continuo Aunque el mezclado intermitente ha sido el método predominante de mezcla de sólidos, se está tomando en cuenta la utilización del mezclado continuo en muchas industrias. Hay dos tipos de operaciones de mezclado continuo. El primero tiene un bajo volumen de retención y proporciona una combinación a escala fina de las partículas por medio de elementos de corte e impacto, como los que se emplean en las máquinas de molienda. Algunas máquinas de este tipo son los molinos de martillos, impacto, jaula y chorro. Es esencial que la alimentación a esas máquinas se proporcione adecuadamente y se premezcle, para obtener un producto uniforme.

El segundo tipo de mezclador continuo incluye máquinas de retención elevada, que contienen mecanismos de agitación y transporte. Estos redisponen las partículas individuales y desplazan grandes volúmenes de materiales al pasar el lote por la máquina. Los mezcladores de este tipo pueden producir combinaciones en escala fina y gruesa. Con frecuencia se emplea el mezclador tipo banda para el mezclado continuo, aunque también se emplea para la mezcla intermitente. Como se muestra en la figura 21-3*h*, se ha desarrollado un mezclador continuo de maza trituradora.

La composición promedio de la corriente que sale de un mezclador continuo es la misma que el promedio de las corrientes agregadas que entran. Las variaciones en las porciones de las corrientes de entrada se amortiguan mediante la acción de mezclado de una máquina continua. Esas variaciones de las corrientes de efluente se harán menores, conforme aumente el tiempo promedio de residencia de los sólidos y se haga mayor la frecuencia de las variaciones.

Se pueden utilizar ciertos criterios generales para determinar si es conveniente o no el flujo continuo. Este último se debe tomar en cuenta si **1)** se puede aplicar una formulación simple durante un periodo largo, **2)** las fluctuaciones del producto de salida se encuentran dentro de los requisitos del proceso, **3)** se puede lograr una dosificación precisa de los ingredientes, **4)** el resto del proceso merece un mezclado continuo. El flujo continuo no es conveniente si **1)** se esperan cambios frecuentes de las formulaciones, **2)** las fluctuaciones de la composición de los productos está fuera de la gama permitida, **3)** los ingredientes no se pueden dosificar con el nivel necesario de precisión, **4)** se incluyen ciclos complejos de temperatura o presión.

A veces, un sistema de mezcla y dispersión se compone de una o más unidades por lotes, que alimentan a una unidad continua de dispersión intensa. Otra posibilidad es un mezclador por lotes y una tolva de almacenamiento intermedio, que proporcionan una alimentación continua a una unidad de dispersión final. Se pueden utilizar diversas combinaciones de este tipo con un muestreo adecuado en los puntos apropiados, cuando el flujo continuo sea conveniente, a condición de que se puedan superar ciertas características.

MUESTREO DE SÓLIDOS

REFERENCIAS GENERALES: Beddow, *Particulate Science and Technology*, Chemical Publishing, New York, 1980, pp. 392-402. "Economics of Automatic Sampling," 3d Stevens Symposium on Statistical Methods in the Chemical Industry, American Society for Quality Control, Jan. 24, 1959. Gy *Sampling of Particulate Materials*, Elsevier, New York, 1979. Mular y Bhappu (eds.), *Mineral Processing Plant Design*, 2d ed., Society of Mining Engineers, AIME, New York, 1980. Pryor, *Mineral Processing*, 3d ed., Elsevier, New York, 1965. Taggart, *Handbook of Mineral Dressing*, 2d ed., Wiley, New York, 1945.

Por lo general, el control de los procesos que incluyen el tratamiento de sólidos requiere medios para el muestreo y análisis de éstos en varios puntos de la operación. A diferencia de los líquidos, los sólidos no son homogéneos. La composición de las partículas individuales varía con el diámetro y la densidad de las partículas. En consecuencia, se deben tomar las medidas necesarias para extraer una muestra representativa de toda la mezcla de sólidos en el punto de interés del proceso. Si los sólidos no se muestrean de manera representativa, el control del producto y del proceso no será confiable. Las muestras tomadas y el empleo de cortadores que no toman una porción uniforme de la corriente llevan a resultados no representativos.

Existen varias razones para la segregación de los sólidos, tanto por tamaño como por gravedad, dentro de un sistema de manejo de sólidos. La vibración como, por ejemplo, la que puede ocurrir en las bandas y transportadores es una causa de variación en la composición de la muestra. La segregación también puede ocurrir cuando los sólidos granulares se apilan o se almacenan en silos. Por consiguiente, la mejor técnica consiste en desplazar el cortador de muestras, con una velocidad uniforme, a través de toda la corriente, mientras ésta se encuentra en un estado de caída libre. La dirección del movimiento del cortador debe ser en ángulos rectos respecto a la dirección de flujo de la corriente.

La práctica inicial de muestreo manual se ha reemplazado por los dispositivos automáticos de muestreo mecánico, que requieren poco mantenimiento, tienen un costo relativamente bajo, son impersonales y estadísticamente confiables. Este análisis se relaciona con la selección del tamaño de la muestra, el tipo de dispositivos de muestreo disponibles y su arreglo y costo.

Muestreo de materiales secos El muestreo de sólidos granulares secos es una práctica común. Los sellos de polvo hacen que se pueda tomar la muestra dentro de los sistemas de transporte neumático. Se debe tener cuidado de colocar el cortador de muestras en un punto de la trayectoria de caída libre, donde las velocidades de las partículas no son tan altas como para que el arrastre de aire pueda ocasionar una segregación de los finos.

Muestreo para el análisis de diámetros Éste se puede realizar en forma manual o automática al extraer un incremento de muestra periódicamente y descargarlo en un dispositivo de cribado. Si el muestreo se efectúa en forma automática, las fracciones cribadas se descargan en silos, montados en básculas (Fig. 21-4). La distribución de diámetros se puede calcular manual o electrónicamente. Por lo general, este procedimiento se utiliza para los sólidos con tamaños grandes y cuando se requiere gran cantidad de muestra, para que sea representativa. Dicha muestra no se puede manejar prácticamente mediante un cribado y pesado manual.

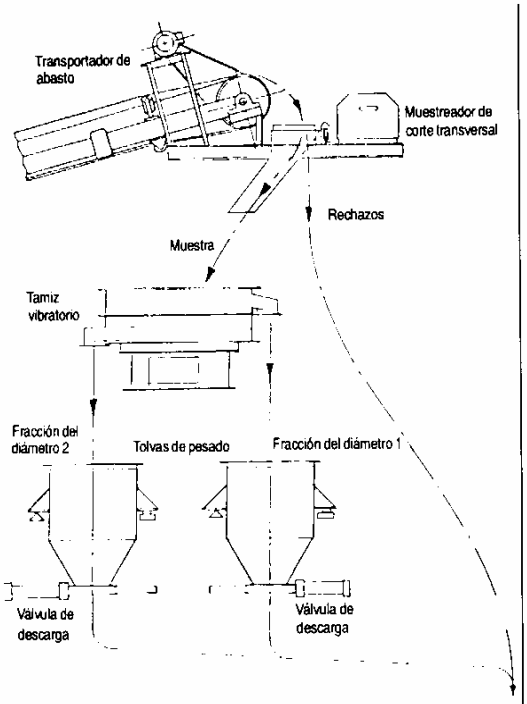


FIG. 21-4 Colocación del equipo para el muestreo del análisis de diámetros. (*Cortesía de Denver Equipment Co.*)

Muestreo para el análisis de humedad Éste se debe realizar de un modo tal, que se evite el cambio en el contenido de humedad después del punto de muestreo y antes de que se efectúe el análisis. Deben considerarse los recipientes sellados para las muestras o los de rampa cerrada. Una de las causas de pérdida de humedad puede ser el calentamiento de los sólidos en equipos como, por ejemplo, un triturador. También los materiales con un contenido de humedad alto pueden perder parte de la humedad en las rampas, transportadores y arreglos con caída libre larga, utilizados en el muestreo.

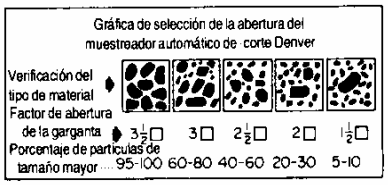


FIG. 21-5 Gráfica de selección de la abertura de garganta para un muestreador automático. (*Cortesía de Denver Equipment Company.*)

Muestreo para el análisis químico Este procedimiento, realizado en el laboratorio o sobre la línea mediante analizadores nucleares o de rayos X, requiere el diseño de un sistema de muestreo con autolimpieza. No deben existir áreas donde se puedan adherir los sólidos.

Muestreo de lechadas Por lo general, el muestreo de lechadas es muy confiable; sin embargo, el manejo de la muestra después del cortador puede causar problemas. Los sólidos se pueden separar del líquido por asentamiento o centrifugación, o bien, el material se puede acumular en la entrecara de la pared seca y el líquido. Si el análisis del líquido no es básico, pueden utilizarse rocíos líquidos para lavar el cortador y las zonas clave del sistema de muestreo.

Tamaño de las muestras No existen fórmulas para determinar la cantidad de muestra, el porcentaje de material a tomar en el muestreo o la frecuencia de los intervalos de muestreo. En algunas industrias se han establecido normas de muestreo, pero las prácticas suelen diferir de una planta a otra. Los factores a considerar para la selección del tamaño de la muestra son:

1. *El tamaño de lote* Se debe tomar una muestra mayor de un lote grande que la que se toma de un lote pequeño.

2. *El análisis* La muestra tomada para el análisis de diámetros debe ser adecuada para representar la distribución real de diámetros. El análisis de composición y contenido de humedad requiere una muestra final suficiente para la realización de todas las pruebas.

3. *La variabilidad* La variabilidad de los componentes analizados es un factor importante. Se puede tomar una muestra más pequeña para los casos que incluyen una distribución uniforme en comparación con los casos con alta variabilidad.

4. *Tolerancias en el control de calidad* Para tolerancias muy pequeñas se debe tomar una muestra grande que considere la elevada precisión requerida. Este procedimiento se necesita cuando el producto es costoso.

Incremento del tamaño de la muestra Este incremento está determinado como sigue:

1. *Velocidad de alimentación al proceso* Por lo general, está determinada por el proceso y no varía, debido a conveniencias del muestreo.

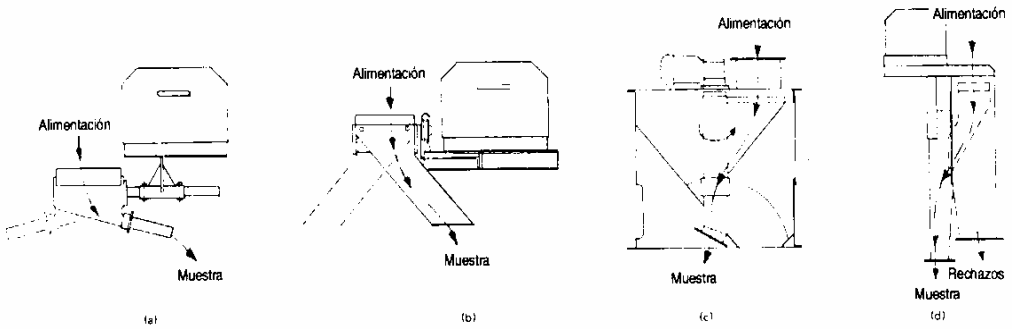


FIG. 21-6 Tipos comunes de muestreadores mecánicos: (*a*) Lechada con muestreo automático; (*b*) para sólidos secos con muestreo automático; (*c*) tipo Vezin; (*d*) tipo rampa.

del
nver

2□ 1½□
1-30 5-10

unta para un muestreador
)

:edimiento, realizado
adores nucleares o de
streo con autolimpie-
rir los sólidos.
estreo de lechadas es
estra después del cor-
eden separar del líqui-
material se puede acu-
ido. Si el análisis del
líquidos para lavar el
eo.
las para determinar la
tomar en el muestreo
algunas industrias se
rácticas suelen diferir
para la selección del

stra mayor de un lote

isis de diámetros debe
de diámetros. El aná-
requiere una muestra
ruebas.
mponentes analizados
stra más pequeña para
e en comparación con

olerancias muy peque-
idere la elevada preci-
cuando el producto es

incremento está deter-

lo general, está deter-
niencias del muestreo.

(d)

mático; (c) tipo Vezin; (d)

2. *Ancho de la abertura del cortador* Es el ancho mínimo, basado en el diámetro de las partículas presentes en la corriente. Véase la figura 21-5.

3. *Velocidad del cortador a través de la corriente* Esta variable se utiliza para controlar el volumen de muestra. Por consiguiente,

$$I = mW_c/S_c$$

donde I = tamaño del incremento
m = velocidad de flujo
W_c = ancho del cortador
S_c = velocidad del cortador
Las unidades deben ser congruentes.

Cada incremento debe ser suficiente para representar la distribución de diámetros del lote. En consecuencia, las partículas con diámetros más grandes requieren incrementos mayores.

Tamaño bruto de la muestra Éste se puede determinar mediante:

1. *Frecuencia de los incrementos* Se puede utilizar un cronómetro para establecer la masa bruta de la muestra.

2. *Tamaño del lote* Los lotes grandes requieren más incrementos que los lotes pequeños. Un lote puede consistir en la cantidad de material contenida en un embarque, un silo o un tanque, el resultado de un proceso intermitente o el periodo durante el cual se ajusta el proceso.

3. *Variabilidad* Si se tienen dos lotes de igual tamaño, aquel que tiene componentes más variables requiere un número mayor de incrementos. La variabilidad puede fluctuar a medida que varía el proceso de control de calidad. Por lo general, el número de incrementos por lote está determinado por el estándar específico de la industria o por consideraciones de control de calidad.

Tamaño final de la muestra En muchos casos, el tamaño final de la muestra es de un solo incremento. Sin embargo, a menudo una muestra bruta es mucho más grande que la requerida para el análisis final y debe dividirse como sigue:

1. La conificación y la división en cuartos o el peinado a mano es una práctica establecida para reducir la muestra a un tamaño conveniente.

2. Se puede requerir la reducción automática mediante un muestreo secundario (o terciario), cuando la muestra bruta es demasiado grande para su manejo en forma conveniente en el laboratorio. En el muestreo de sólidos por etapas múltiples, cada incremento se debe alimentar a una velocidad constante al muestreador subsecuente, en un periodo de tiempo igual al periodo que existe entre los cortes originales de las muestras.

3. La trituración anterior a la reducción de la muestra permite la extracción de incrementos más pequeños (cada uno representativo de la distribución de tamaños triturados) y una reducción subsecuente a tamaños convenientes de la muestra. Por supuesto que esto no se puede utilizar para las aplicaciones del análisis del diámetro de partícula.

Tipos de muestreadores mecánicos En la figura 21-6 aparecen algunos de los muestreadores mecánicos más comunes. Los muestreadores automáticos en línea directa ofrecen tanto el costo más bajo como la flexibilidad máxima de operación. Los muestreadores tipo Vezin son muestreadores de arco que operan generalmente en forma continua y pueden muestrear tanto sólidos secos como lechadas; estos muestreadores son inherentemente a prueba de polvo.

Los muestreadores automáticos en línea directa están disponibles con mecanismos de accionamiento eléctricos o hidráulicos. Por lo general, las unidades electromecánicas tienen una velocidad fija. Los mecanismos hidráulicos, ya sea del tipo de motor hidráulico o de cilindro, permiten las revisiones en el campo con respecto a la velocidad del cortador. Generalmente se prefieren los mecanismos hidráulicos respecto a los tipos neumáticos ya que son capaces de mantener una velocidad constante del cortador, a pesar de los cambios que afectan la resistencia de la corriente de sólidos.

Las velocidades bajas de alimentación requieren cortadores pequeños y ligeros, que se deben operar mediante una máquina de trabajo estándar. Las velocidades más elevadas de alimentación y los cortadores con desplazamiento mayor requieren una máquina que pueda suministrar más potencia. Los cortadores montados en las placas desviadoras de polvo son muy pesados y pueden requerir mecanismos para trabajo extrapesado. Por lo general, estos mecanismos son del tipo electromecánico.

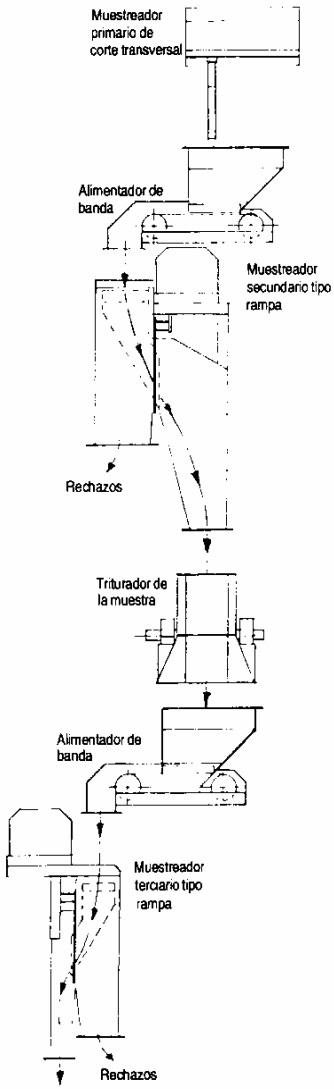


FIG. 21-7 Muestreo de etapas múltiples, con trituración entre etapas, para una operación de alta capacidad.

Las velocidades enormes de flujo que se utilizan en la carga de barcos o trenes unitarios requieren un muestreador hidráulico para operar el cortador extremadamente pesado y la placa desviadora, a través de la corriente descendente.

Sistemas de muestreo En las operaciones de gran tonelaje o cuando se manejan muestras brutas grandes, conviene considerar el empleo de torres de muestreo separadas con reducción de tamaño y etapas de muestreo múltiples (Fig. 21-7).

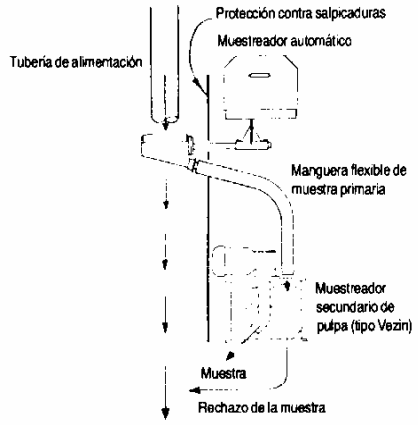


FIG. 21-8 Muestreador secundario del tipo de Vezin, con cuatro cortadores de muestras. (*Cortesía de Denver Equipment Co.*)

Control autoproporcional Las variaciones en la carga del transportador de suministro causan fluctuaciones en la cantidad de la muestra primaria extraída. Por lo general, el muestreo se realiza en una base cronometrada y, a su vez, esto hace que varíe la velocidad de flujo del sistema de muestreo, enviando un volumen variable de muestra al cortador secundario. Si el volumen enviado es demasiado pequeño, el cortador secundario puede extraer un volumen muy pequeño que, en consecuencia, no será representativo de la distribución de diámetros.

El control autoproporcional se utiliza junto con una báscula de banda para controlar la velocidad del cortador primario, en relación directa con la carga sobre la banda y, por consiguiente, para mantener un incremento primario de tamaño constante. Sobre una base cronometrada de los incrementos primarios, el flujo a través del sistema de muestreo se mantiene constante.

El muestreo secundario de lechadas o suspensiones requiere que se realicen varios cortes secundarios durante el corto periodo en el que el cortador primario se encuentra dentro de la corriente. Este puede ser de sólo 2 a 4 s, dependiendo del ancho de la corriente y la velocidad del cortador. Un muestreador tipo Vezin equipado con cuatro cortadores se utiliza a menudo para esta aplicación (Fig. 21-8).

Costos Los costos de varios tipos y tamaños del equipo de muestreo, así como para las torres y los sistemas de muestreo aparecen en la tabla 21-4.

TABLA 21-4 Costos del equipo de muestreo, 1981

Desplazamiento del cortador in*	Dimensiones y tipo de muestreador	Costo aproximado, $	Costo adicional por cortador, $
18	Automático en línea directa (trabajo estándar)	2 875	550 (tipo húmedo)
30	Automático en línea directa (trabajo pesado)	4 000	1 100 (tipo seco, con desplazamiento frontal)
42	Automático en línea directa (trabajo pesado)	4 200	1 200 (tipo seco, con desplazamiento terminal)
55	Automático en línea directa (trabajo extra pesado)	11 400	6 800 (tipo seco, con placa deslizante)
75	Automático en línea directa (trabajo extra pesado)	14 900	8 400 (tipo seco, con placa deslizante)
20, diámetro	Simple tipo Vezin (continuo)	4 900	Cortador incluido
$16\frac{1}{2}$, diámetro	Tipo rampa (hidráulico)	8 200	Cortador incluido
36, diámetro	Tipo rampa (hidráulico)	11 900	Cortador incluido
...	Tipo rifle con abertura de 18 × 18	400	

* Para convertir pulgadas en metros, multiplíquese por 0.0254

INTRODUCCIÓN AL CRIBADO Y LA CLASIFICACIÓN EN HÚMEDO

La **clasificación** de los sólidos por diámetros de la partícula se realiza por varios motivos. La clasificación por diámetros puede facilitar las etapas subsecuentes de procesamiento. Un ejemplo es la separación del material de gran tamaño para evitar el taponamiento de un equipo de proceso. En forma similar, se logra una eficiencia mejor mediante la eliminación de finos, antes de la reducción de tamaño en trituradores o molinos de bolas o rodillos. Por lo general, se requiere que los productos terminados cubran los límites de tamaño de las partículas. La separación por tamaño se realiza tanto en condiciones secas como con los sólidos en suspensión en una lechada. La clasificación en húmedo permite velocidades más elevadas del proceso, en especial para los materiales con diámetros muy finos. A menudo, la clasificación es parte integral de una operación unitaria, como, por ejemplo, en la molienda de circuito cerrado. Los métodos de clasificación por aire, para la clasificación de tamaños en seco, junto con las operaciones de reducción de tamaño se cubren en la sección 8. La separación de tamaños en seco mediante el **cribado** y los diferentes métodos de **clasificación en húmedo** se analizan en esta sección.

CRIBADO

REFERENCIAS GENERALES: Beddow, "Dry Separation Techniques," *Chem. Eng.*, **88**, 70 (Agos, 10, 1981). Colman, "Selection Guidelines for Size and Type of Vibrating Screens in Ore Crushing Plants," en Mular y Bhappu (eds.) *Mineral Processing Plant Design*, 2d ed., Society of Mining Engineers, AIME, New York, 1980. Kuenhold, "Factors to Consider in Vibrating Screen Instalations," *Min. Eng.*, 650-653 (junio 1957). Matthews, *Chem. Eng.*, deskbook issue, 99 (Feb. 15, 1971). Matthews, "Screening," *Chem. Eng.*, **79**, 76 (julio 10, 1972). Moir, "Recent Developments in Mineral Processing and Their Implications," *Economics of Mineral Engineering Mining Journal*, Books Ltd., London, 1976, p. 125. Mular, *Mineral Processing Equipment Costs and Preliminary Capital Cost Estimations*, spec. vol. 18, Canadian Institute of Mining and Metallurgy, Montreal, 1978. Pryor, *Mineral Processing*, 3d ed. Elsevier, New York, 1965, Reed, "The Story behind the New Sieve Specifications," *Test. World*, octubre 1959. Taggart, *Handbook of Mineral Dressing*, 2d ed., Wiley, New York, 1945.

Definiciones

Selección (cribado) Es la separación de una mezcla de diversos tamaños de granos en dos o más porciones por medio de una superficie de tamiz que actúa como medidor múltiple de aceptación y rechazo, y las porciones finales consisten en granos de tamaños más uniformes que los de la mezcla original.

El material que permanece sobre una superficie de tamiz determinado es el de mayor tamaño, el material que pasa por la superficie de tamiz es el de menor tamaño y el material que pasa por una superficie cribadora y queda retenido en otra subsiguiente es el intermedio.

La superficie de tamiz puede ser de alambre tejido, seda o tela de plástico, placas perforadas u horadadas, rejas de barras o secciones de alambre de cuña.

Matthews (*op. cit.*, 1971) dio en forma concisa la clasificación de las operaciones de selección y la gama de separaciones que se pueden obtener con varios tamices. Véase la tabla 21-5. En la subsección "Equipo" se dan más detalles al respecto. En la figura 21-9 se indica la aplicabilidad del intervalo de tamaños de diversos tipos de mallas o cribas.

Mallas y telas espaciadas Las telas de alambre se especifican, en general, por medio de la "malla", que es el número de aberturas por

streo, 1981

Costo adicional por cortador, $
550 (tipo húmedo)
1 100 (tipo seco, con desplazamiento frontal)
1 200 (tipo seco, con desplazamiento terminal)
6 800 (tipo seco, con placa deslizante)
8 400 (tipo seco, con placa deslizante)
Cortador incluido
Cortador incluido
Cortador incluido

ior 0.0254

métodos de **clasifica-**

m Techniques," *Chem.* Guidelines for Size and a Mular y Bhappu (eds.) of Mining Engineers, lder in Vibrating Screen latthews, *Chem. Eng.*, ening," *Chem. Eng.*, 79, Mineral Processing and ering Mining Journal, *Processing Equipment* c, vol. 18, Canadian In- ryor, *Mineral Process-* y behind the New Sieve , *Handbook of Mineral*

nezcla de diversos ta- idio de una superficie eptación y rechazo, y naños más uniformes

e de tamiz determina- l por la superficie de isa por una superficie es el intermedio. tejido, seda o tela de barras o secciones de

la clasificación de las hes que se pueden ob- la subsección "Equi- 21-9 se indica la apli- os de mallas o cribas. ore se especifican, en ero de aberturas por

TABLA 21-5 Tipos de operación de selección

Funcionamiento y descripción	Tipo de criba que se utiliza comúnmente
Separación preliminar: En términos estrictos, retiro de una pequeña cantidad de partículas gruesas a partir de una alimentación en la que predominan las partículas finas. Típicamente, retiro de partículas gruesas de una alimentación con un máximo aproximado de 5% de partículas gruesas y un mínimo de 50% de partículas de tamaño mediano.	Gruesa (criba): fina, igual que separación fina; ultrafina, igual que separación ultrafina.
Separación (gruesa): Una separación de malla 4 o mayor.	Criba vibratoria, horizontal o inclinada.
Separación (fina): Una separación de tamaños menores que la malla 4 y mayores que la malla 48.	Criba vibratoria, horizontal o inclinada; cribas vibratorias de baja amplitud y alta velocidad; cribas de tamiz fino; tamices estáticos, mallas centrífugas.
Separación (ultrafina): Una separación de tamaños menores que la malla 48.	Cribas vibratorias de alta velocidad y baja amplitud; cribas de tamiz fino; tamices estáticos; cribas centrífugas.
Deshidratación: Separación del agua libre de una mezcla de sólidos-agua. Se limita en general a malla 4 o más.	Criba vibratoria horizontal; criba vibratoria inclinada (aproximadamente 10°); criba centrífuga.
Retiro de basuras: Retiro de materias extrañas de un material procesado. Esencialmente, se trata de una operación de separación preliminar. El tipo de criba que se usa dependerá de la gama de tamaños del material procesado: grueso, fino o ultrafino.	Criba vibratoria, horizontal o inclinada; cribas de tamiz fino; tamices estáticos; cribas centrífugas.
Otras aplicaciones: deslamado: Retiro de partículas extremadamente finas a partir de un material mojado, haciéndolo pasar por una superficie de cribado. *Transporte*: en algunos casos el transporte del material puede ser tan importante como la operación misma. *Recuperación de medios*: Una combinación de operación de lavado y deshidratación.	Cribas vibratorias, inclinadas u horizontales; cribas oscilantes; cribas centrífugas.

pulgada lineal a partir del centro de cualquier alambre hasta un punto situado exactamente a 25.4 mm (1 in) de distancia, o por una abertura especificada en pulgadas o milímetros, que es la abertura o el espacio libre entre los alambres. La "malla" se emplea en general para las telas de malla 2 y más finas y la abertura libre para las telas espaciadas con aberturas de 12.7 mm ($^1/_2$ in) o mayores.

Paso El paso, o tamaño de abertura de la malla, es el espacio libre mínimo entre los bordes de la abertura en la superficie de cribado y se expresa, por lo general, en pulgadas o milímetros.

Área abierta El área abierta de una malla es el porcentaje de aberturas reales contra el área total de la malla y se puede determinar mediante las ecuaciones que aparecen en la figura 21-16.

Distribución del tamaño de la partícula Ésta se define como el porcentaje relativo en peso de los granos de cada una de las distintas fracciones de tamaños representadas en la muestra. Es uno de los factores más importantes para evaluar una operación de cribado y se determina mejor mediante un análisis completo de tamaños, al utilizar tamices de prueba.

Escala de cribado Una escala de cribado es una serie de tamices de prueba que tienen aberturas en un sucesión fija; por ejemplo, en la escala básica estándar original de criba de Tyler, las anchuras de las aberturas sucesivas tienen una razón constante de la raíz cuadrada de 2 o 1.414, mientras que las áreas de las aberturas sucesivas tienen una razón constante de 2. La escala de Tyler se amplió para incluir aberturas sucesivas según la raíz cuarta de 2, o sea, 1.189. La serie de cribas adoptadas por el National Bureau of Standards, la American Society for Testing and Material, el American National Standards Institute y muchos países aplican el principio de la raíz cuarta de 2 y las aberturas son totalmente compatibles con la escala estándar de Tyler, aun cuando varíen las designaciones de las cribas (tabla 21-6).

Equipo Las máquinas cribadoras se pueden dividir en cinco clases principales: rejillas, cribas giratorias, cribas o tamices con agitación, tamices vibratorios y tamices oscilantes. Las rejillas se emplean primordialmente para las separaciones de partículas de 0.05 m (2 in) y mayores, mientras que las cribas giratorias y con agitación se emplean en general para separaciones por encima de 0.013 m ($^1/_2$ in). Los tamices vibratorios cubren esta gama gruesa y descienden hasta las mallas más finas. En general, los tamices oscilantes se limitan a las mallas más finas, por debajo de la 4.

Cribas de rejillas Consisten en un conjunto de barras paralelas, mantenidas alejadas unas de otras mediante espaciadores, con aberturas predeterminadas. Las barras se producen con frecuencia de acero al manganeso, con el fin de reducir el desgaste. Las rejillas se utilizan ampliamente antes de las trituradoras primarias en las plantas de trituración de rocas o minerales para eliminar las partículas finas, antes que el mineral o las rocas entren a la trituradora y pueden ser un conjunto estacionario de barras o una rejilla vibratoria.

Rejilla estacionaria Este es el más sencillo de todos los dispositivos de separación y el menos costoso, en lo que se refiere a la instalación y el mantenimiento. Normalmente se limita a la separación de materiales secos de 0.05 m (2 in) y más gruesos y no resulta satisfactoria para los materiales húmedos y pegajosos. La pendiente o el ángulo con respecto al plano horizontal varía entre 20 y 50°. Las rejillas estacionarias no requieren energía y muy poco mantenimiento. Por supuesto, es difícil cambiar la abertura entre las barras y la separación puede no ser suficientemente completa.

Rejillas planas Estas, en las cuales las barras paralelas se encuentran en el plano horizontal, se utilizan en las partes superiores de las tolvas de minerales y carbón y los caballetes de descarga. Este tipo de rejilla se emplea para retener los trozos demasiado grandes para los equipos subsecuentes de la planta. Esos terrones se deben romper o retirar a continuación en forma manual.

Rejillas vibratorias Estas son simplemente rejillas de barras montadas en excéntricas para que todo el conjunto reciba un movimiento hacia adelante y hacia atrás o un impulso circular positivo. Entre las compañías que producen estos dispositivos se encuentran Allis-Chalmers, Hewitt Robins, Nordberg, Link-Belt, Simplicity y Tyler.

Cribas giratorias Las cribas giratorias o de zaranda, que se utilizaban mucho, se están viendo reemplazadas en gran parte por los tamices vibratorios. Consisten en un marco cilíndrico rodeado de tela de alambre o una placa perforada, abierto en los dos extremos e inclinado en un ángulo

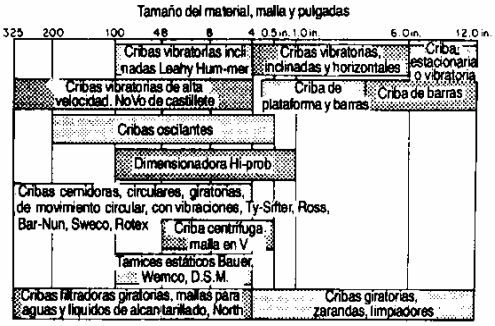


FIG. 21-9 Gama de separaciones que se pueden obtener con varios tipos de cribas [Matthews, *Chem. Eng.*, (Feb. 15, 1971)]. Para convertir pulgadas en metros, multiplíquese por 0.0254.

TABLA 21-6 Serie de tamices de Estados Unidos y equivalentes de Tyler (ASTM—E-11-61)

Designación del tamiz		Abertura de la malla		Diámetro nominal del alambre		Designación equivalente de Tyler
Estándar	Alternativa	mm.	in (equiv. aproxs.)	mm.	in (equiv. aprox.)	
107.6 mm.	4.24 in.	107.6	4.24	6.40	0.2520	
101.6 mm.	4 in.†	101.6	4.00	6.30	.2480	
90.5 mm.	$3\frac{1}{2}$ in.	90.5	3.50	6.08	.2394	
76.1 mm.	3 in.	76.1	3.00	5.80	.2283	
64.0 mm.	$2\frac{1}{2}$ in.	64.0	2.50	5.50	.2165	
53.8 mm.	2.12 in.	53.8	2.12	5.15	.2028	
50.8 mm.	2 in.†	50.8	2.00	5.05	.1988	
45.3 mm.	$1\frac{3}{4}$ in.	45.3	1.75	4.85	.1909	
38.1 mm.	$1\frac{1}{2}$ in.	38.1	1.50	4.59	.1807	
32.0 mm.	$1\frac{1}{4}$ in.	32.0	1.25	4.23	.1665	
26.9 mm.	1.06 in.	26.9	1.06	3.90	.1535	1.050 in.
25.4 mm.	1 in.†	25.4	1.00	3.80	.1496	
22.6 mm.*	$\frac{7}{8}$ in.	22.6	0.875	3.50	.1378	0.883 in.
19.0 mm.	$\frac{3}{4}$ in.	19.0	.750	3.30	.1299	.742 in.
16.0 mm.*	$\frac{5}{8}$ in.	16.0	.625	3.00	.1181	.624 in.
13.5 mm.	0.530 in.	13.5	.530	2.75	.1083	.525 in.
12.7 mm.	$\frac{1}{2}$ in.†	12.7	.500	2.67	.1051	
11.2 mm.*	$\frac{7}{16}$ in.	11.2	.438	2.45	.0965	.441 in.
9.51 mm.	$\frac{3}{8}$ in.	9.51	.375	2.27	.0894	.371 in.
8.00 mm.*	$\frac{5}{16}$ in.	8.00	.312	2.07	.0815	$2\frac{1}{2}$ malla
6.73 mm.	0.265 in.	6.73	.265	1.87	.0736	3 malla
6.35 mm.	$\frac{1}{4}$ in.†	6.35	.250	1.82	.0717	
5.66 mm.*	No. $3\frac{1}{2}$	5.66	.223	1.68	.0661	$3\frac{1}{2}$ malla
4.76 mm.	No. 4	4.76	.187	1.54	.0606	4 malla
4.00 mm.	No. 5	4.00	.157	1.37	.0539	5 malla
3.36 mm.	No. 6	3.36	.132	1.23	.0484	6 malla
2.83 mm.*	No. 7	2.83	.111	1.10	.0430	7 malla
2.38 mm.	No. 8	2.38	.0937	1.00	.0394	8 malla
2.00 mm.*	No. 10	2.00	.0787	0.900	.0354	9 malla
1.68 mm.	No. 12	1.68	.0661	.810	.0319	10 malla
1.41 mm.*	No. 14	1.41	.0555	.725	.0285	12 malla
1.19 mm.	No. 16	1.19	.0469	.650	.0256	14 malla
1.00 mm.*	No. 18	1.00	.0394	.580	.0228	16 malla
841 micras	No. 20	0.841	.0331	.510	.0201	20 malla
707 micras*	No. 25	.707	.0278	.450	.0177	24 malla
595 micras	No. 30	.595	.0234	.390	.0154	28 malla
500 micras*	No. 35	.500	.0197	.340	.0134	32 malla
420 micras	No. 40	.420	.0165	.290	.0114	35 malla
354 micras*	No. 45	.354	.0139	.247	.0097	42 malla
297 micras	No. 50	.297	.0117	.215	.0085	48 malla
250 micras*	No. 60	.250	.0098	.180	.0071	60 malla
210 micras	No. 70	.210	.0083	.152	.0060	65 malla
177 micras*	No. 80	.177	.0070	.131	.0052	80 malla
149 micras	No. 100	.149	.0059	.110	.0043	100 malla
125 micras*	No. 120	.125	.0049	.091	.0036	115 malla
105 micras	No. 140	.105	.0041	.076	.0030	150 malla
88 micras*	No. 170	.088	.0035	.064	.0025	170 malla
74 micras	No. 200	.074	.0029	.053	.0021	200 malla
63 micras*	No. 230	.063	.0025	.044	.0017	250 malla
53 micras	No. 270	.053	.0021	.037	.0015	270 malla
44 micras*	No. 325	.044	.0017	.030	.0012	325 malla
37 micras	No. 400	.037	.0015	.025	.0010	400 malla

* Estos tamices corresponden a las propuestas como estándar internacional (I.S.O.) Se recomienda que siempre que sea posible, se incluyan estos tamices en todos los datos de análisis de tamices o cribas o los informes que se vayan a publicar a nivel internacional.

† Estos tamices no se encuentran en la serie de la raíz cuarta de 2; pero se incluyen por su uso común.

ligero. El material que se debe seleccionar entra en el extremo superior y las partículas de tamaños demasiado grandes descargan en la parte inferior. El producto deseado cae por las aberturas de la malla. Las cribas giran con velocidades relativamente bajas de 15 o 20 rpm. Su capacidad no es muy grande y su eficiencia relativamente baja.

Cribas con agitación mecánica Estas cribas o tamices consisten en un marco rectangular que sostiene una tela de alambre o una placa perforada; tiene una inclinación ligera y se suspende mediante varillas o

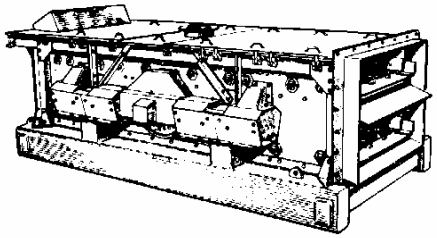


FIG. 21-10 Criba "Ty-Rock", con cierre hermético al aire. (*W. S. Tyler Inc.*)

cables sueltos o se apoya en un marco de base, mediante resortes planos y flexibles. El marco recibe un movimiento de vaivén. El material que se debe seleccionar se alimenta al extremo superior y avanza debido al movimiento hacia adelante de la criba, mientras que las partículas más finas pasan por las aberturas. En muchas operaciones de selección, esos dispositivos han sido reemplazados por las cribas vibratorias.

Las cribas con agitación, como la del tipo de transportador mecánico que produce Syntron Co., se pueden utilizar tanto para la selección como para el transporte.

Las ventajas de este tipo de máquina son los bajos requisitos de potencia y espacio superior. Las desventajas son el costo elevado de mantenimiento del tamiz y la estructura de soporte, debido a la vibración, y su baja capacidad en comparación con las cribas vibratorias inclinadas de alta velocidad.

Tamices vibratorios Estos tamices se utilizan generalmente cuando se desea gran capacidad y eficiencia elevada. La capacidad, sobre todo en los tamaños más finos, es mucho mayor que en cualquiera de las otras cribas, por lo que han reemplazado prácticamente todos los otros tipos, en los casos en que la eficiencia de la criba es un factor importante. Entre las ventajas se incluye la exactitud de la selección de tamaños, el aumento de la capacidad por unidad de área, el bajo costo de mantenimiento por tonelada de material manejado y ahorros en el espacio de instalación y el peso.

Hay en el mercado gran número de tamices o cribas vibratorias, pero se pueden dividir básicamente en dos clases principales: 1) tamices con vibración mecánica y 2) tamices con vibración eléctrica.

Tamices con vibración mecánica En general se acepta que la vibración más adecuada para seleccionar tamaños medios a gruesos es el círculo vertical producido por un eje excéntrico o desequilibrado; sin embargo, hay otros tipos de vibraciones que pueden ser más adecuados para ciertas operaciones de selección, sobre todo en los tamaños más finos. La Ty-Rock (Fig. 21-10) es una *criba de vibración mecánica montada sobre cuatro cojinetes*, muy conocida, que se instala en posi-

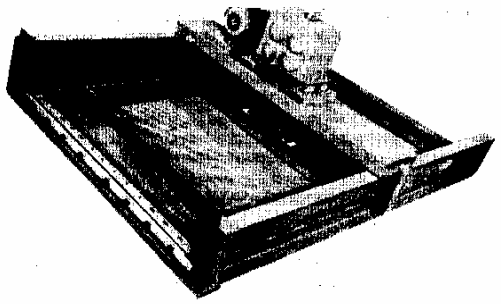
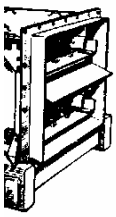


FIG. 21-11 Criba horizontal con vibración mecánica. (*Cortesía de Diester Concentrator Company, Inc.*)



ıire. (*W. S. Tyler Inc.*)

ɔdiante resortes pla-
ɔ vaivén. El material
ıperior y avanza de-
ientras que las partí-
ɔhas operaciones de
ɔs por las criba vi-

ısportador mecánico
to para la selección

jos requisitos de po-
ısto elevado de man-
ɔbido a la vibración,
ı vibratorias inclina-

ıeneralmente cuando
ıpacidad, sobre todo
ɛn cualquiera de las
ıente todos los otros
. es un factor impor-
ɛ la selección de ta-
irea, el bajo costo de
o y ahorros en el es-

bas vibratorias, pero
ɔcipales: 1) tamices
ın eléctrica.
ı acepta que la vibra-
dios a gruesos es el
ı desequilibrado; sin
ın ser más adecuados
en los tamaños más
ibración mecánica
ıe se instala en posi-

. (*Cortesía de Diester*

ción inclinada. Se trata de una máquina de impulso circular balanceado, montada en un armazón de base que tiene un cuerpo de flotación completa montado sobre unidades de caucho que absorben los impactos de los materiales pesados y permiten que gire el eje en torno a su propio centro natural de rotación.

Las *cribas de dos cojinetes*, que existen en muchos tipos, tienen el mismo cuerpo de criba que las de cuatro cojinetes; pero sin los dos cojinetes exteriores y el armazón de la base. El movimiento giratorio se debe a pesos excéntricos sobre el eje y la criba misma se apoya en cables superiores o resortes sobre el piso.

Las máquinas cribadoras impulsadas mediante pesos giratorios desequilibrados tienen un eje simétrico a través del cuerpo de la criba con un volante desequilibrado en cada extremo. Los contrapesos situados en cada volante, que se puedan desplazar en relación con el eje, permiten el ajuste de la amplitud de la vibración. En algunas marcas de máquinas, todo el conjunto del eje se encuentra en una unidad sujeta con pernos a la parte superior del cuerpo de la criba.

La criba de tipo horizontal se impulsa mediante un mecanismo encerrado que consiste en pesos excéntricos, engranados juntos sobre ejes horizontales cortos. Por lo común, el mecanismo se monta entre las placas laterales y por encima del cuerpo de la criba (Fig. 21-11).

Tamices con vibración eléctrica Estas cribas resultan muy útiles en la industria química. Manejan en forma bastante adecuada muchos materiales ligeros, finos y secos, y polvos metálicos de, aproximadamente, malla 4 hasta malla 325. La mayor parte de estas cribas tienen una vibración intensa, de alta velocidad (25 a 120 vibraciones/s) y baja amplitud, proporcionada por medio de un electroimán.

Es muy representativa de ellas la criba Hum-mer, utilizada en toda la industria química. En la figura 21-12 se muestra una de ellas, utilizada en la industria de los fertilizantes para el manejo de fertilizantes químicos mezclados.

Tamices oscilantes Estos tamices se caracterizan por oscilaciones a baja velocidad [5 a 7 oscilaciones/seg (300 a 400 rpm)] en un plano esencialmente paralelo a la tela de la criba.

Las cribas de este grupo se suelen emplear para partículas de 0.013 m ($^1/_2$ in) a malla 60. Sin embargo, algunos materiales ligeros y que fluyen con libertad se pueden separar hasta la malla 200 a 300. Con frecuencia se utilizan telas de seda.

Tamices oscilantes o de movimiento alternativo Estos tamices tienen muchas aplicaciones en trabajos químicos. Una excéntrica bajo la criba proporciona la oscilación, que va de giratoria [aproximadamente 0.05 m (2 in) de diámetro], en el extremo de alimentación, hasta un movimiento de vaivén en el extremo de descarga. La frecuencia es de 8 a 10 oscilaciones por segundo (500 a 600 rpm) y, puesto que la criba tiene una inclinación de cerca de 5 grados, se establece una vibración normal secundaria de alta amplitud, de aproximadamente 0.0025 m ($^1/_{10}$ de in). Se provoca una vibración adicional mediante esferas que saltan sobre la superficie inferior de la tela de la malla.

Estos tamices se emplean mucho en Estados Unidos y son equipos estándar en muchas plantas químicas y de proceso para el manejo de separaciones finas hasta de malla 300. Se emplean para manejar gran cantidad de productos químicos, por lo común materiales voluminosos, ligeros y secos, polvos metálicos ligeros, alimentos en polvo y materiales granulares. No se diseñan para el manejo de grandes tonelajes de materiales, como grava o rocas. En la figura 21-13 se muestran máquinas de este tipo.

Tamices giratorios Éstos son máquinas de caja, ya sea redondas o cuadradas, con una serie de telas de cribas colocadas unas sobre otras. La oscilación, proporcionada por medio de excéntricas o contrapesos, se lleva a cabo en una órbita circular o casi circular. En algunas máquinas se aplica una acción suplementaria de látigo. La mayor parte de los tamices giratorios tiene una vibración auxiliar, provocada por esferas que saltan sobre la superficie inferior de la tela de la malla. Una máquina usual se muestra en la figura 21-14. Las máquinas de este tipo funcionan continuamente y se encuentran en la línea de producción de sistemas transportadores neumáticos, desempeñando el papel de cribas separadoras. Los tamaños fluctúan entre 0.6 a 1.5 m (24 a 60 in).

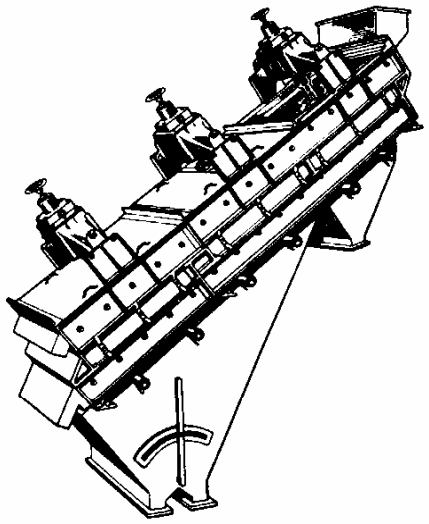


FIG. 21-12 Criba "Hum-mer" tipo 38. (*W. S. Tyler Company*).

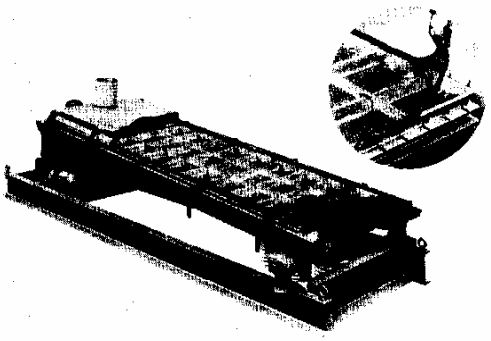


FIG. 21-13 Criba de vaivén. (*Cortesía de Rotex Corp.*)

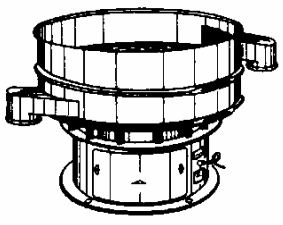


FIG. 21-14 Criba Vibro-energy (*Southwestern Engineering Company.*)

Cedazos giratorios Estas cribas están impulsadas en una trayectoria oscilante por medio de un motor fijo al eje de soporte de la criba. El cedazo giratorio es el tamiz menos costoso que existe y se utiliza, normalmente, para la selección por lotes.

Superficies de las cribas La selección de la superficie de tamiz apropiada es muy importante y es preciso tomar en consideración la abertura, el diámetro del alambre y el área abierta. Los cuatro tipos generales de superficie de tamiz son tela de alambre tejido, tela de seda, placas perforadas y rejillas de barras o varillas.

Tela de alambre tejido Este tipo tiene la mayor variedad de abertura de criba, diámetro de alambres y porcentajes de áreas o zonas abiertas. Hay millares de especificaciones para aberturas libres de 0.10 m (4 in) hasta malla 500. Se pueden obtener cribas de alambre tejido en gran variedad de metales y aleaciones. En general, se prefieren acero y acero con alto contenido de carbono para las aberturas mayores, debido a sus cualidades de resistencia a la abrasión; otros materiales, como bronce al fósforo, Monel y acero inoxidable se utilizan por sus cualidades anticontaminantes y de resistencia a la corrosión.

La tela de malla cuadrada es el tipo común de tela de tamiz, pero hay muchos tipos de telas con tejido oblongo. Esta última construcción proporciona una mayor zona abierta y mayor capacidad, además de que es posible utilizar alambres más fuertes para el mismo tamaño de aberturas de tamiz y el mismo porcentaje de área abierta.

Al escoger una especificación de tela de alambre, es preciso llegar a un término medio entre la precisión de la separación, la capacidad, la falta de atascamientos y la duración de la tela de alambre. Las telas de malla cuadrada permiten un control más estrecho del tamaño máximo de las partículas en los materiales de tamaños inferiores; pero se reduce el tamaño eficiente de las aberturas, debido al acortamiento cuando se utilizan en un ángulo de inclinación, con una reducción consiguiente de la capacidad. Es preciso entender que, con frecuencia, es necesario utilizar una especificación de tela con una abertura mayor que el material de tamaño menor aceptable en el tamaño superior, con el fin de asegurar la eliminación completa de las partículas menores. Un tamiz con una abertura rectangular incrementa la capacidad con poca pérdida de precisión al manejar granos cúbicos o redondeados. Los materiales planos o en forma de losas se pueden manejar en telas de aberturas rectangulares, si las especificaciones de los productos finales permiten en el tamaño inferior cierto porcentaje de trozos planos, con una dimensión mayor que la del tamiz especificado de aberturas cuadradas. En otras palabras, los trozos que pueden caer por una tela rectangular y se permiten en el producto, pueden no pasar por el tamiz limitador de malla cuadrada en que se base la especificación. Si los productos que caen se deben moler o procesar, no será objetable una pequeña cantidad de este material.

Las especificaciones de telas de tamiz que tengan una razón relativamente grande de longitud a anchura son convenientes en los casos en que la humedad o los materiales pegajosos tiendan a provocar atascamientos en las aberturas cuadradas o rectangulares cortas.

Cuanto más fino sea el diámetro del alambre empleado para producir una malla de una especificación determinada, tanto mayor será su capacidad de tamizado, aun cuando su duración sea menor. Puesto que la capacidad de producción suele ser más importante que el costo de la superficie de tamiz, es preciso tener cuidado para evitar la utilización de especificaciones demasiado pesadas que pueden restringir la capacidad de la unidad seleccionadora en que se utiliza, provocando un cuello de botella en el flujo.

Conviene consultar los catálogos de los fabricantes de telas de alambre para analizar los diferentes tipos de especificaciones de las mallas.

Telas de seda Estos materiales se originaron en Suiza y se tejen, en general, con seda natural retorcida y de hilos múltiples. El sistema de números y grados para las telas de mallas y las gasas se derivan de los tejedores suizos originales. En los últimos años se han introducido el nylon y otros materiales sintéticos similares, tejidos en gran parte a partir de monofilamentos. Los grados de nylon se designan en general por su abertura en micrómetros y existen en pesos ligeros, estándar y pesados.

Aberturas comparativas de las telas cribadoras Al tamizar cualquier material, el tamaño de las partículas que pasan por la malla se determina por la abertura real y no por el número de mallas por unidad lineal. Por regla general, los grados más ligeros de telas de malla de alambre, con porcentajes mayores de área o zona abierta efectúan el cribado con mayor facilidad y precisión y se deben utilizar siempre que permitan obtener una duración satisfactoria de servicio. Se dispone de tablas de aberturas comparativas para seleccionar una especificación de tamiz con una abertura específica o para escoger una especificación que tenga un alambre más pesado o más ligero, con la misma abertura.

Placas perforadas Existen placas perforadas en gran variedad de formas que incluyen las de aberturas redondas, cuadradas, hexagonales y alargadas. En general, los metales perforados resisten más el desgaste que las telas de alambre y poseen mayor rigidez, lo cual constituye una ventaja en ciertas aplicaciones; sin embargo, por lo común no proporcionan la capacidad por área unitaria de la malla de alambre y, en general, son más pesadas. Su utilización se limita normalmente a las separaciones de partículas más gruesas.

Rejillas de barras En general las rejillas de barra se emplean para el manejo de partículas grandes y pesadas de materiales; estas rejillas se forman a partir de rieles, varillas o barras de formas adecuadas, se fabrican con acero laminado o vaciado y se fijan en posiciones paralelas, sostenidas mediante barras transversales y espaciadores. Se recomienda el uso de barras con conicidad en el espesor de la parte superior a la inferior y también en anchura, de un extremo al otro, debido a que tienden a evitar los atascamientos.

También existen mallas de varillas que se componen de varillas de resorte de acero de aproximadamente 0.6 m (2 ft) de longitud, colocadas entre bloques moldeados de caucho y sostenidas por medio de espaciadores de caucho.

Factores a considerar en la selección de los equipos de cribado. Al tratar de escoger una máquina seleccionadora para un problema específico de cribado, debe enfatizarse que las ecuaciones y gráficas generalizadas utilizadas para predecir la capacidad de cribado pueden dar solo una aproximación, puesto que existen demasiadas variables que pueden afectar el rendimiento. Los asesores de cribado admiten con facilidad que, en gran parte, tienen que basarse en pruebas de laboratorio y experiencias anteriores en ese campo. Sin embargo, vale la pena mencionar dos factores: en general, la anchura de la criba se relaciona con la capacidad y la longitud con la eficiencia. La anchura es necesaria para reducir el espesor del lecho a un máximo práctico y la longitud, para permitir que se retiren las partículas de tamaños menores, sin que haya cantidades desordenadas de partículas finas en los materiales de tamaños mayores. El tratar de escoger una máquina de cribado para una aplicación determinada, el cliente y el fabricante deben tomar en cuenta lo que sigue: **1)** Descripción completa del material de que se trata, incluyendo el nombre y tipo de material, la densidad a granel y las características físicas, como dureza, forma de las partículas, características de flujo (flujo libre, lento o pegajoso), porcentaje de humedad y temperatura. **2)** Velocidad total normal y máxima de alimentación a la criba. **3)** Análisis completo de la alimentación a la criba, incluyendo el tamaño máximo de los terrones y el análisis del tamizado del producto deseado. **4)** Las separaciones que se requieren y la finalidad de la selección; la posibilidad de utilizar aberturas ranuradas o rectangulares en lugar de las cuadradas. **5)** Si se va a efectuar la selección en seco o en húmedo y la cantidad de agua disponible. **6)** Otros factores importantes incluyen el método de distribución de la alimentación a la criba, circuito abierto o cerrado, los tamices abiertos o cerrados, las experiencias anteriores de selección del material de que se trate, el diagrama de flujo o la descripción de los equipos relacionados, las horas de funcionamiento al día, la energía disponible y las limitaciones de espacio.

Variables en las operaciones de cribado Se puede ver con facilidad que hay muchas variables en una operación de selección que se pueden modificar fácilmente sobre el terreno y los operarios hábiles tratarán siempre de mejorar sus operaciones o adaptarse a procesos o productos nuevos. La capacidad y la eficiencia en las operaciones de selección se relacionan estrechamente. La capacidad puede ser mayor si no es ob-

jetable una eficiencia
tación a una criba, se
Método de alimen
adecuadamente para
mas. La alimentación
de la tela de la malla
al eje longitudinal de
sea posible.
Superficies de tam
jores resultados de t
plataforma simple. E
cribas con pantalla m
se utiliza y, para obte
quiere una combinac
vibración.
Ángulo de pendie
inclinadas es la que p
ños mayores y retirar
las normas de la oper
fracciones gruesas y f
que la vibración pued
finas se abran paso h
turas. Naturalmente,
locidad de desplazan
el espesor del lecho.
En las cribas oscil
con la velocidad y la
Dirección de rota
obtener una eficienc
flujo; o sea, al hacer
la rotación. Las crib
tonelajes mayores y
Frecuencia y am
tud de vibración se
cuadamente y evitar
penden hasta cierto
se manejan y se rela
superficie cribadora
tación se estratifiqu
más eficiente.

Fórmulas de rendi

Eficiencia del tam
ciencia del tamizado
uniforme para calcul
Sieve Handbook, nú
evaluar el rendimient
terial que pasa por la
es la razón de la canti
nen respecto a la cant
de alimentación.

donde E = eficiencia,
la criba, d = porcenta
en la selección, y b =
diseñado, en la alime
Cuando el objeti
de la criba, la eficie
tidad de partículas
cantidad real de par

jetable una eficiencia más baja. Por lo común, al aumentar la alimentación a una criba, se reduce la eficiencia.

Método de alimentación La máquina cribadora se debe alimentar adecuadamente para poder obtener la eficiencia y la capacidad máximas. La alimentación se debe extender uniformemente a todo lo ancho de la tela de la malla y llegar a la superficie en una dirección paralela al eje longitudinal de la criba, con una velocidad práctica tan baja como sea posible.

Superficies de tamiz En general, se acepta que se obtienen los mejores resultados de tamizado cuando se utiliza una serie de cribas de plataforma simple. Esto se debe a que las plataformas inferiores de las cribas con pantalla múltiple no se alimentan, de modo que toda su área se utiliza y, para obtener un rendimiento máximo, cada separación requiere una combinación diferente de ángulo, velocidad y amplitud de vibración.

Ángulo de pendiente La pendiente óptima de las cribas vibratorias inclinadas es la que permite manejar el volumen de partículas de tamaños mayores y retirar las partículas de tamaños menores que requieran las normas de la operación de que se trate. Para separar un material en fracciones gruesas y finas, el espesor del lecho se debe limitar, de modo que la vibración pueda estratificar la carga y permitir que las partículas finas se abran paso hasta la superficie de la criba y pasen por las aberturas. Naturalmente, la mayor pendiente hace que se incremente la velocidad de desplazamiento y, a una velocidad determinada, se reduce el espesor del lecho.

En las cribas oscilantes, el ángulo de inclinación se debe coordinar con la velocidad y la carrera para obtener mejores resultados.

Dirección de rotación En las cribas con impulso circular se puede obtener una eficiencia un poco mayor mediante la rotación a contraflujo; o sea, al hacer que el material descienda por la criba en contra de la rotación. Las cribas que giran con el flujo de material manejarán tonelajes mayores y funcionarán a un ángulo más bajo.

Frecuencia y amplitud de la vibración La velocidad y la amplitud de vibración se deben diseñar para transportar el material adecuadamente y evitar que se atasque la tela. Estas características dependen hasta cierto punto del tamaño y el peso de los materiales que se manejan y se relacionan con el ángulo de instalación y el tipo de superficie cribadora. Por supuesto, el objetivo es ver que la alimentación se estratifique en forma adecuada, para que la separación sea más eficiente.

Fórmulas de rendimiento

Eficiencia del tamizado Hay algunas deficiencias respecto a la eficiencia del tamizado, puesto que nunca se ha establecido un método uniforme para calcularla; la W. S. Tyler Inc., de Mentor, Ohio, en su *Sieve Handbook*, número 53, proporciona un método adecuado para evaluar el rendimiento de los tamices. En esta fórmula, cuando el material que pasa por la malla es el producto que se desea, la "eficiencia" es la razón de la cantidad de productos de tamaño inferior que se obtienen respecto a la cantidad de tamaños pequeños que hay en el material de alimentación.

$$E = (R \times d)/b \qquad (21\text{-}1)$$

donde E = eficiencia, R = porcentaje de partículas finas que pasan por la criba, d = porcentaje de partículas más finas que el tamaño diseñado en la selección, y b = porcentaje de partículas más finas que el tamaño diseñado, en la alimentación de la criba.

Cuando el objetivo es recuperar un producto de tamaño mayor de la criba, la eficiencia se puede expresar como la razón de cantidad de partículas de tamaños mayores obtenidas respecto a la cantidad real de partículas de tamaños mayores:

$$E = (O \times c)/a \qquad (21\text{-}2)$$

en donde O = porcentaje de partículas de tamaños grandes sobre la criba, c = porcentaje más grueso que el tamaño diseñado en las partículas mayores de la criba, y a = porcentaje más grueso que el tamaño diseñado en la alimentación de la criba.

Se utilizan otras fórmulas para deducir la eficiencia del tamizado. Taggart (*Handbook of Mineral Dressing*) da la fórmula:

$$E = 100 \times \frac{100(e - v)}{e(100 - v)}$$

en donde E es la eficiencia, e, es el pocentaje de partículas de tamaños menores en la alimentación y v, el porcentaje de tamaños pequeños entre los tamaños mayores de la criba.

Se utilizan también métodos gráficos para evaluar la eficiencia, haciendo un análisis de tamizados y se recomiendan al realizar investigaciones serias de la selección.

Cálculo de la capacidad de cribado Se han propuesto varios métodos para calcular la capacidad de cribado y cada uno tiene sus limitaciones. En el método de flujo directo de Matthews se utiliza la siguiente ecuación:

$$A = 0.4C_t/C_uF_{oa}F_s \qquad (21\text{-}3)$$

donde A = área de la malla
C_t = velocidad de flujo directo
C_u = capacidad de la unidad
F_{oa} = factor de área abierta
F_s = factor de área ranurada

La capacidad de la unidad, C_u, se puede determinar con base en la figura 21-15. La figura 21-16 se puede utilizar para determinar el factor de área abierta, F_{oa}, y el factor F_s de área ranurada para varios tipos de cribas aparece en la tabla 21-7.

Principio de probabilidad del cribado En la estimación de la probabilidad de cribado se utiliza el hecho de que las partículas se desplazan casi en ángulos rectos respecto a la superficie de la malla, y no es probable que pasen a través de ella cuando el diámetro de la partícula es mayor que la mitad de la distancia, aproximadamente, que separa los elementos de la criba. Las mallas en las que se utiliza este principio

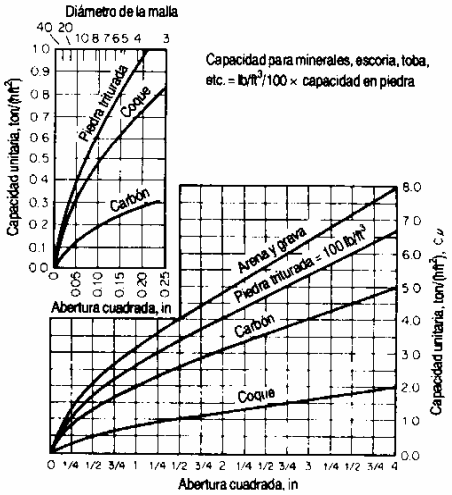


FIG. 21-15 Capacidad unitaria (C_u) para los tamices con abertura cuadrada. Para convertir pulgadas en metros, multipliquese por 0.0254; para convertir toneladas por hora-pie cuadrado en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multiplíquese por 2.7182.

de probabilidad son fabricadas por Dutch State Mines (DSM), Bartles (CTS) y Morgensen. Este último incorpora plataformas múltiples. Una capacidad mayor, vida más larga de la malla y costos de capital más bajos se atribuyen a estos sistemas de cribado. El rendimiento de los diferentes tipos de mallas fue revisado por Moir (*op. cit.*).

Espesor constante del lecho de cribado Otro método de diseño de la malla, para mejorar el rendimiento del cribado, está patentado (British Patent 124 904, 1970) y se utiliza en el sistema HCC-Burstlein. En lugar de la disminución gradual del espesor del lecho a partir de la alimentación hacia la descarga del sistema convencional de cribado, en el sistema Burstlein se divide la superficie de la malla en varios elementos inclinados, cada uno con diferentes ángulos y vibrando en forma distinta, para adelgazar el extremo de alimentación y espesar el extremo de descarga, lo que en consecuencia permite que las partículas más finas penetren en el lecho y lleguen a la superficie de tamiz en forma más uniforme. Se atribuyen ventajas en la capacidad y en los costos de capital y de operación.

Ruido y seguridad El ruido se genera en las plantas de cribado por el impacto del material de alimentación sobre las superficies de las cribas. El mecanismo motriz también genera ruido. Las plataformas de hule y los recubrimientos con hule pueden reducir en forma sustancial el ruido del impacto de la alimentación, con el beneficio adicional de una vida más larga de las plataformas. El ruido de los mecanismos motrices se puede reducir al encerrar el mecanismo en una caja o mediante la adición de material a las placas de los lados, para amortiguar el ruido.

Paso	Fórmula
Aberturas rectangulares	$F_{oo} = \frac{a_1 a_2}{(a_1 + d_1)(a_2 + d_2)} \times 100$ F_{oo} es el área abierta, %; d es el diámetro del alambre o el ancho horizontal de la barra (para placa); a es la dimensión de la abertura libre (21-4)
Aberturas cuadradas Especificadas por el diámetro de la abertura	$F_{oo} = 100\left(\frac{a}{a+d}\right)^2 \quad a_1 = a_2 = a \quad d_1 = d_2 = d$ (21-5)
Aberturas cuadradas Especificadas en mallas, m	$F_{oo} = 100a^2m^2 \quad m = \frac{1}{a+d}$ (21-6)
Plataformas de varillas paralelas	$F_{oo} = \frac{100a}{(a+d)}$ (21-7)
Tejidos especiales	Al suponer que $a_3 = a_1$, $F_{oo} = 100\left[\frac{a_1(a_2 + 2a_1)}{(a_2 + 2a_1 + 3d_2)(a_1 + d_1)}\right]$ (21-8)

FIG. 21-16 Factor de área abierta (F_{oo}) para el cálculo de la capacidad de las cribas con flujo directo.

TABLA 21-7 Factores para las aberturas ranuradas

Tipo de criba	Razón longitud a ancho	Factor de la abertura ranurada, F_s
Aberturas cuadradas y ligeramente rectangulares	Menor que 2	1.0
Aberturas rectangulares	Igual o mayor que 2, pero menor que 4	1.1
Aberturas ranuradas	Igual o mayor que 4, pero menor que 25	1.2
Plataformas de varillas paralelas	Igual o mayor que 25	1.4

Dependiendo de los materiales de la alimentación, el polvo generado en la operación de cribado puede ser peligroso debido a su toxicidad y a los riesgos de explosión. Estos riesgos se deben evaluar cuidadosamente antes de fijar el diseño de la instalación y seleccionar el aparato.

Cribas de prueba Muchas especificaciones de productos exigen tamaños definidos de materiales en función de porcentajes determinados que pasan o quedan retenidos en cribas específicas de prueba. Estas últimas se utilizan también, en general, para determinar la eficiencia de los dispositivos cribadores y el trabajo de la maquinaria trituradora y de molienda.

Para los análisis de cribados, es esencial que se utilicen tamices estándar con aberturas normalizadas. El tiempo de cribado y el método de agitación sobre el tamiz tienen que ser también estándar y, en muchas industrias, se sigue la práctica de especificar la designación de la criba de prueba y el tiempo y el método de tamizado. En la obra *Testing Sieve Handbook*, No. 53, publicada por la W. S. Tyler Inc., Mentor, Ohio, aparece un folleto excelente sobre la teoría y la utilización de cribas de prueba estándar.

Serie de tamices U.S. La American Society for Testing and Materials, en cooperación con el National Bureau of Standards y el American National Standards Institute, refinó todavía más la serie de tamices U.S. combinando las antiguas series gruesas y finas en una serie simple, con una razón de raíz cuarta de 2 (Tabla 21-6). Las aberturas en los tamices individuales han permanecido sin cambios, con excepción de los ajustes menores en las cribas más gruesas que 0.00673 m (6.73 mm). En la serie revisada se identifican cribas de 1 mm y más gruesas, por sus aberturas en milímetros y las más finas que 1 mm, por sus aberturas en micrómetros.

Serie estándar de tamices de Tyler Muchos usuarios basan sus normas y pruebas en los tamices de prueba de cribado de escala estándar de Tyler (Tabla 21-6). La única diferencia entre los tamices U. S. y los de la escala de cribado de Tyler es el método de identificación por las mallas nominales por pulgada lineal, mientras que los tamices U.S. se identifican por medio de milímetros o micrómetros o bien, mediante un número arbitrario que no significa necesariamente el conteo de mallas. La serie de escala de cribado estándar de Tyler tiene como base una criba de malla 200 en la cual la abertura es de 7.37×10^{-5} m (0.0029 in) y el diámetro del alambre, 5.35×10^{-5} m (0.0021 in).

Serie internacional de cribas de prueba La International Organization for Standardization (ISO) ha intensificado sus esfuerzos para establecer una serie internacional de cribas de prueba. En una reunión realizada en La Haya en octubre de 1959, la ISO recomendó provisionalmente la adopción, como estándar internacional, de 19 cribas, que se muestran en la tabla 21-6 mediante un asterisco. Esos tamices corresponden a todas las posibles cribas de la serie de tamices U.S. de raíz cuarta de 2, desde 0.022 m ($^7/_8$ de in) de abertura hasta malla 325. La ISO preparó recientemente un manual de procedimiento de cribado que se puede obtener por mediación de la American Society for Testing and Materials.

El **agitador de tamiz** de prueba Ro-Tap (Fig. 21-17), fabricado por la W. S. Tyler Inc., es la máquina estándar para efectuar automáticamente, pruebas de cribado con exactitud y seguridad. Este dispositivo está construido para recibir una serie de cribas de prueba de la escala estándar de Tyler, de 0.203 m (8 in) de diámetro y les proporciona movimiento circular y de golpeo que se les aplica a los cedazos de prueba en el cribado a mano, pero lo hace con una acción mecánica uniforme. Una de las características importantes del Ro-Tap es que tanto la velocidad como el golpe están fijos y no se pueden ajustar. Esto asegura la comparabilidad entre muchas pruebas de tamizado, no sólo en la planta del fabricante, sino también entre pruebas del proveedor y el cliente.

El Ro-Tap está equipado para manejar de uno a trece tamices al mismo tiempo y va equipado con un cronómetro que pone fin automáticamente a la prueba después de un periodo predeterminado.

FIG. 21-17 Agitador de

Otro agitador mecá
Wire Cloth Co. Los ta
fabricados para que se
Se pueden encontra
menos costosos, como
el Cenco-Meinzer de
ble, de W. S. Tyler Inc
vibratorios electroma
no se requiera una co
que es difícil asegurar
ción en las pruebas co

CLASIFICACIÓN E

Referencias Generale
Liquid Cyclone," *Chem.*
Calculating Terminal Set
(agosto 7, 1972). Fitch, "*
tion," *Proc. Int. Conf. F*
Mineral Dressing, McG
Proper Application of Cl
y Locke, *Textbook of O*
Somasundaran (ed.), *Fin*
gineers. AIME, New Yo
ed., Wiley, New York, 1

Introducción La cl
de separar las partícul
fracciones, según el ta
distintos del cribado. I
fracción parcialmente
nado arena), y 2) una fr
líquido (que se denomi

La operación de cla
fluida, delimitado den
asienten los sólidos gru
mecánicos o una presió
bordan del estanque. L
es el tamaño de criba q

Todos los clasificac
en la rapidez de asentu
pesadas y las ligeras e
máquina. Las velocid
diante una agitación li
culizado y la potencia
de centrifugación.

Algunas de las leye

1. Las partículas g
lativamente más rápid

2. Las partículas de
mayor de asentamient

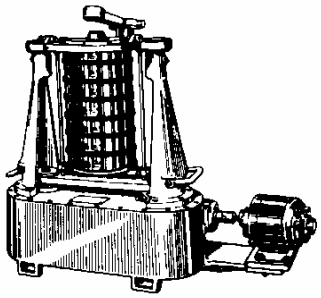


FIG. 21-17 Agitador de tamices de prueba "Ro-Tap". (*W. S. Tyler Inc.*)

Otro agitador mecánico es el End-Shak, producido por la Newark Wire Cloth Co. Los tamices utilizados son cribas de prueba Newark, fabricados para que se conformen a la serie estándar U.S.

Se pueden encontrar en el mercado muchos agitadores de tamices menos costosos, como el Dynamic de Soiltest Inc., Chicago, Illinois, el Cenco-Meinzer de Central Scientific Co., Chicago, el Tyler portable, de W. S. Tyler Inc., Mentor, Ohio y, asimismo, ciertos agitadores vibratorios electromagnéticos. Los últimos se deben utilizar cuando no se requiera una comparabilidad estricta con otras pruebas, puesto que es difícil asegurar que se utilice una intensidad idéntica de vibración en las pruebas comparadas.

CLASIFICACIÓN EN HÚMEDO

Referencias Generales: Dahlstrom, "Fundamentals and Application of the Liquid Cyclone," *Chem. Eng. Prog.*, **50**, *Symp. Ser.*, no. 15, 41 (1954). Fitch, Calculating Terminal Settling Rates in Sedimentation," *Chem. Eng.*, **79**(17), 96 (agosto 7, 1972). Fitch, "A Generalized Phenomenological Model for Classification," *Proc. Int. Conf. Particle Technol.*, agosto 1973. Gaudin, *Principles of Mineral Dressing*, McGraw-Hill, New York, 1939. Hitzrot, "A Guide to the Proper Application of Classifiers," *Min. Eng.*, **199**, 534 (mayo, 1954). Richards y Locke, *Textbook of Ore Dressing*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1940. Somasundaran (ed.), *Fine Particle Processing*, vol. 1, Society of Mining Engineers. AIME, New York, 1980. Taggart, *Handbook of Mineral Dressing*, 2d ed., Wiley, New York, 1945.

Introducción La clasificación en húmedo se define aquí como el arte de separar las partículas sólidas en una mezcla de sólidos y líquido en fracciones, según el tamaño de las partículas o la densidad, por métodos distintos del cribado. En general, los productos resultantes son: **1)** una fracción parcialmente drenada que contiene el material grueso (denominado arena), y **2)** una fracción fina, junto con la porción restante del medio líquido (que se denomina sobreflujo o desbordamiento).

La operación de clasificación se lleva a cabo en un tanque de pulpa fluida, delimitado dentro de un tanque dispuesto para permitir que se asienten los sólidos gruesos, con el fin de retirarlos por gravedad, medios mecánicos o una presión inducida. Los sólidos que no se asientan se desbordan del estanque. La malla de separación, como se cita en este texto, es el tamaño de criba que retiene $1\frac{1}{2}\%$ de los sólidos de desbordamiento.

Todos los clasificadores por vía húmeda dependen de la diferencia en la rapidez de asentamiento entre las partículas gruesas y finas o las pesadas y las ligeras en el estanque delimitado dentro del tanque de la máquina. Las velocidades se pueden controlar hasta cierto punto mediante una agitación ligera, proporcionada por el asentamiento obstaculizado y la potencia en contra de la gravedad en los tipos de unidades de centrifugación.

Algunas de las leyes fundamentales de la clasificación son:

1. Las partículas gruesas tienen una velocidad de asentamiento relativamente más rápida que las finas del mismo peso específico.

2. Las partículas de mayor peso tienen una velocidad relativamente mayor de asentamiento que las partículas ligeras del mismo tamaño.

3. Las velocidades de asentamiento de las partículas sólidas se hacen progresivamente más lentas, conforme aumenta la viscosidad o la densidad del medio fluido.

a. Hay un punto (denominado de dilución crítica), en que la disminución de la densidad o la viscosidad en el estanque por adición de más líquido crea un efecto de velocidad que supera la velocidad normal de asentamiento de clasificación, por lo cual la separación es menos precisa.

b. A la inversa, en ese punto, una cantidad menor de líquido provocará un efecto de viscosidad y flotación que hará que la separación sea también menos exacta.

Los problemas usuales por resolver por los medios de clasificación en húmedo son de diversas categorías, como: **1)** efectuar una separación simple de arena y lodo que dé como resultado dos productos; **2)** efectuar una concentración de partículas pesadas menores en un producto que contenga partículas ligeras mayores; **3)** realizar una operación para obtener un efecto de lavado, mediante la deshidratación sucesiva, la nueva formación de pulpa en solución más débil y, otra vez, la deshidratación; **4)** clasificar sólidos con una gama completa de tamaños de cribas en cierto número de partes, cada una de las cuales tiene una gama más corta de tamaños de criba, y **5)** lograr el control en circuito cerrado de los molinos.

Por definición, la clasificación se utiliza preponderantemente para el tratamiento de materias primas; sin embargo, estas últimas se abren paso al procesamiento químico propiamente dicho y, por tanto, resultan interesantes para los ingenieros químicos, sobre todo cuando los productos que se van a tratar reaccionan mejor cuando tienen una limpieza, tamaño, peso o contenido de humedad específicos.

Los tipos de clasificadores son de tres clases básicas: **1)** no mecánicos, **2)** mecánicos, y **3)** hidráulicos. Desde el punto de vista funcional, los tipos 1) y 2) son similares y difieren sólo en los medios de retiro de la arena. En los tipos hidráulicos, el carácter de la separación es diferente, debido al asentamiento obstaculizado que induce el agua hidráulica.

Existen muchas máquinas y tipos de dispositivos para efectuar las separaciones de los productos de que se trate y muchas superposiciones en las posibilidades. Por lo común, un tipo proporcionará la economía óptima para el problema específico que se analiza.

Consultar la tabla 21-8 permite la eliminación rápida de las posibilidades poco adecuadas. Después, las ilustraciones y los comentarios breves ayudan a descubrir las opciones más convenientes. Se recomienda un estudio profundo de los datos más elaborados que aparecen en las obras de consulta y ponerse en contacto con los proveedores habituales, puesto que hay muchas modificaciones posibles de los equipos que permiten mejorar los resultados de operación de cualquier tipo de máquina que se escoja finalmente.

Clasificadores no mecánicos

Tipo cónico Los clasificadores cónicos son uno de los tipos más antiguos pero se emplean todavía para trabajos relativamente poco precisos, debido a su bajo costo de instalación. Tienen limitaciones de diámetro, debido a los requisitos elevados de espacio superior, causados por los lados inclinados ± 60 grados. Las unidades son sencillas y se fabrican con frecuencia localmente, con instalaciones ingeniosas que disponen la abertura en el vértice para el ajuste o el control de la arena o producto final. Los clasificadores cónicos no son apropiados para las pulpas que tienden a permanecer suspendidas o acumularse en montones de lodo. Con frecuencia se necesita mayor atención operacional que en el caso de los tipos mecánicos más positivos. No se dispone de cifras de costos. Véase la figura 21-18.

Ciclón líquido El clasificador de ciclón húmedo ha destacado con rapidez desde la década de 1950s y sigue ganando popularidad en la industria química y de preparación de minerales. Sus principales ventajas son su bajo costo de capital y su capacidad para efectuar separaciones extremadamente finas y proporcionar una separación determinada con un porcentaje elevado de sólidos en el sobreflujo. Véase la figura 21-19.

En los términos más simples, la unidad tiene una sección cilíndrica superior y una sección cónica inferior que termina en una abertura en

TABLA 21-8 Tamaños, limitaciones y aplicaciones principales de las máquinas se clasificación en húmedo

Figura	Tipo de clasificador	Gama normal de tamaños, ft			Malla normal de la gama de separación*	Gama normal de tonelajes de alimentación	Máximo de partículas gruesas en la alimentación	Sobreflujo normal, gama de % de sólidos	Densidad normal de la alimentación, gama de % de sólidos	Producto normal de arena, gama de % de sólidos	Gama de motores, hp	Aplicaciones usuales
		Anchura	Diámetro	Longitud máxima								
	No mecánico:											
21-60	Clasificador cónico	.....	2-12	.....	28-325	2-100 tons/hr	$^1/_4$ in	5-30	No crítica	35-60	Ninguno	Para el deslamado y la separación preliminar del agua
21-61	Ciclón para líquidos	.....	10 mm. a 4 ft.	9	malla 35 a 5 μ	$^1/_2$-1500 gal/min.	14-325 mesh	5-30	10-60	55-70	Potencia para la carga de presión, 5-60 lb/in^2	Para separaciones de partículas medianas o finas y molienda en circuito cerrado
	Mecánicos:											
21-62	Clasificador de arrastre	1-10	.....	No crítica	28-200	5-350 tons/hr	$1^1/_2$ in.	5-30	No crítica	70-83	1-10	Para deslamado, transporte y molienda en circuito cerrado
21-63 y 21-64	Clasificadores de rastrillo y espiral	1-20	.....	40	20-200	5-350 tons/hr	1 in.	5-30	No crítica	75-83	$^1/_2$-25	Molienda en circuito cerrado, lavado y retiro del agua, deslamado, control de alimentación de procesamiento
21-65	Deslamador de tazón	$1^1/_2$-20	4-28	40	100-325	5-200 tons/hr	$^1/_2$ in.	5-25	No crítica	75-80	Tazón 1-7$^1/_2$ Rastrillo: 1-25	Molienda en circuito cerrado, por lo común en circuitos secundarios
21-66	Bowl desiltor	4-16	20-50	40	100-325	5-250 tons/hr	$^1/_2$ in.	1-15	No crítica	75-83	Tazón: 1-10 Rastrillo: 5-25	Recuperación de arena fina, piedra caliza, carbón y roca fosfórica fina a partir de volúmenes elevados de flujo
21-67	Hidroseparador	.....	10-150	.....	100-325	5-700 tons/hr	$^1/_4$ in.	1-20	No crítica	30-50	1-15	Para la separación de partículas finas, cuando se emplean volúmenes elevados de alimentación y el drenaje no es crítico
21-68	Centrífuga de tazón sólido	.....	18-54 in.	70 in.	malla 200 a 1 μ	10-600 gal/min.	$^1/_4$ in.	1-40	5-50	10-70	15-150	Para el fraccionado de tamaños finos
21-69	Clasificador a contracorriente	.....	$1^1/_2$-10	40	35-100	1-600 tons/hr	3 in.	5-30	No crítica	75-83	$^1/_4$-25	Separaciones de arena y limo, lavado y molienda en circuito cerrado
	Hidráulicos::											
21-70	Dimensionador a chorro	$1^1/_2$-20	.....	5-20	8-150	2-100 tons/hr	$^5/_{16}$ in.	1-10	30-60	40-60	1-2 para la presión de aire	Unidad de productos múltiples para arenas excepcionalmente limpias, fraccionadas en gamas estrechas de tamaños. Mínimo 3 ton de agua hidráulica por tonelada de arena.
21-71	SuperSorter †	6	.....	40	8-150	4-150 tons/hr	$^3/_8$ in.	1-10	30-60	40-60	1 para hacer funcionar las válvulas de estrangulamiento	Unidad de productos múltiples para arenas excepcionalmente limpias, fraccionadas en gamas estrechas de tamaños. Mínimo 3 ton de agua hidráulica por tonelada de arena
21-72	SiphonSizer ‡	.....	3-30	.....	14-150	1-100 tons/hr	1 in.	1-10	30-60	40-60	Ninguno	Unidad de dos productos, eficiente para el deslamado y las arenas excepcionalmente limpias, lavado y molienda en circuito cerrado. Mínimo 2 ton de agua hidráulica por tonelada de arena

NOTA: El equipo se puede suministrar en acero inoxidable y en acero con recubrimiento de hule para resistir la corrosión. Para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048; para convertir toneladas por hora en kilogramos por segundo, multiplíquese por 0.2520; para convertir pulgadas en metros multiplíquese por 0.0254; y para convertir caballos de fuerza en kilowatts, multiplíquese por 0.7457.

*Tamaño de malla que retenga 1% de los sólidos de sobreflujo

†Marca registrada de Deister Concentrator Co., Inc.

‡Marga registrada de Dorr-Oliver Inc.

FIG. 21-22 Clasificad

FIG. 21-21 Clasificad

FIG. 21-20 Conjunto

FIG. 21-19 Ciclón lí

FIG. 21-18 Clasificad
S = producto de arena.

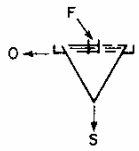


FIG. 21-18 Clasificador cónico, F = alimentación, O = producto de sobreflujo, S = producto de arena.

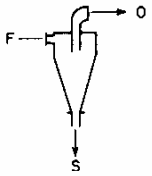


FIG. 21-19 Ciclón líquido.

FIG. 21-20 Conjunto de ciclones para líquido. (*Cortesía de Dorr-Oliver Inc.*)

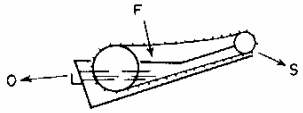


FIG. 21-21 Clasificador de arrastre.

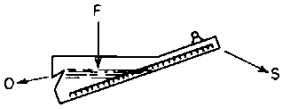


FIG. 21-22 Clasificador de rastrillo.

el vértice, frecuentemente ajustable. La unidad funciona a una presión inducida por carga hidráulica estática o por medio de una bomba que obliga a entrar nueva alimentación a la porción cilíndrica, en forma tangencial, que produce remolinos y una acción de centrifugación. La cubierta tiene una tubería que se extiende hacia abajo, para cortar el remolino y retirar el producto de sobreflujo. Los sólidos más gruesos se desplazan hacia abajo por los lados de la sección cónica de costados muy pendiente, y se retiran en forma parcialmente deshidratada en el vértice.

Los ciclones líquidos existen en muchos tamaños y tipos, que van desde el tamaño lápiz de 10 mm de diámetro, fabricados en plásticos u óxido de aluminio, a los diámetros de 1.2 m (48 in), de acero inoxidable o dulce, protegido con caucho. Las unidades de porcelana de 25 a 100 mm (1 a 4 in) de diámetro se están popularizando y en el tamaño de 150 mm (6 in) la industria del almidón normalizó varios tipos especiales de nylon moldeado. Las unidades pequeñas para las separaciones de tamaños finos se distribuyen por lo común en unidades múltiples en paralelo, con ciclones hasta de 480 decenas de mm en una sola caja. Se pueden utilizar tamaños mayores en forma simple o múltiple, mediante la instalación de tuberías exteriores, como se ilustra en la figura 21-20.

El ciclón líquido está reemplazando a los clasificadores en la molienda de circuito cerrado.

Los usos característicos que más se acercan a las aplicaciones químicas son el retiro de grumos de las emulsiones de cal y el barro rojo en la producción de alúmina, la eliminación de materiales carbonáceos en la purificación de yeso producido en la obtención de ácido fosfórico, el lavado en circuito abierto de pulpas finas de uranio, la clasificación de magma cristalino, como el de lactosa y disulfito de sodio, y la clasificación de pigmentos y cuentas de plásticos en gamas de tamaños.

Los costos van de unos cuantos dólares cada una para las unidades simples de 10 mm a muchos miles de dólares para las múltiples, en alojamientos cerrados, y de unos cuantos cientos a 6000 dólares para los tipos de preparación de minerales de 76, 152, 305 y 610 mm (3, 6, 12 y 24 in) de diámetro. A menos que se disponga de una carga estática, será preciso agregar el costo del sistema de bombeo.

Clasificadores mecánicos

Clasificadores de arrastre Se han utilizado para el drenaje y la clasificación de suspensiones de banda simple o cadena sin fin, con paletas transversales que circulan en una artesa inclinada. Las unidades construidas localmente han introducido muchos estilos y tamaños, además de innumerables formas, y son escasos los resultados de operación sobre bases científicas. En general, han servido para fines congruentes con el tipo de ingeniería y los costos incluidos. Véase la figura 21-21.

La clasificadora Hardinge Overdrain*, es del tipo banda; pero incluye la innovación de que permite que escapen los lodos y el agua atrapada por orificios en la banda, inmediatamente por encima de las paletas transversales, en dirección ascendente, y, a continuación, en flujo descendente por la parte superior de la banda, hasta el estanque, sin volverse a mezclar con el producto de arena que hacen avanzar las paletas transversales. Esta acción produce arenas con un contenido más bajo de humedad y partículas finas. El diseño moderno y los materiales de construcción que se emplean en la actualidad permiten tamaños de hasta 3 m (10 ft) de ancho y 12.5 m (41 ft) de longitud, con inclinaciones mayores que el promedio y para tonelajes muy elevados.

Los costos aproximados FOB en la fábrica van de 10 000 a 15 000 dólares por pie de ancho de banda incluyendo tanques; pero sin accesorios ni unidades motrices.

Clasificadores de rastrillo y espiral (Figs. 21-22 y 21-23) Las clasificadoras del tipo de rastrillo, como la Dorr†, (Fig. 21-24) y los tipos en espiral, como el Akins ‡ han sido los más utilizados para afrontar los problemas de clasificación general durante más de medio siglo y sus nombres describen los mecanismos instalados en tanques de fon-

* Marca registrada de Koppers Co., Inc.
† Marca registrada de Dorr-Oliver, Inc.
‡ Marca registrada de Mine & Smelter

dos inclinados. Desde el punto de vista económico, las máquinas son de construcción sólida y, en lo que se refiere al funcionamiento, son sumamente adaptables y flexibles. Fueron las primeras clasificadoras utilizadas con buenos resultados para la molienda en circuito cerrado. Se pueden lograr separaciones de hasta malla 325 con índices reducidos de tonelaje.

El control de la entrada de agua a las clasificadoras es importante puesto que la separación en productos de sobreflujo y arena se realiza en gran parte, mediante la flotación, la viscosidad y el grado de agitación en el estanque.

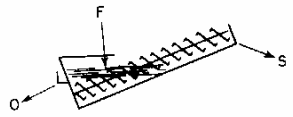


FIG. 21-23 Clasificador de espiral.

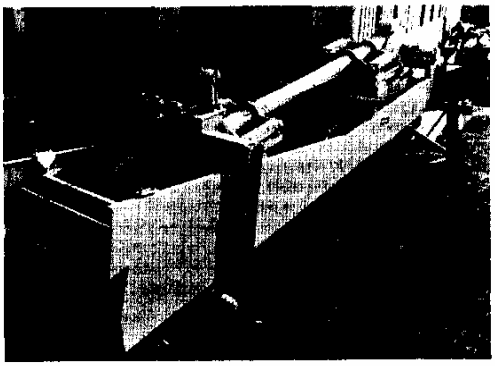


FIG. 21-24 Clasificador de rastrillos. (*Cortesía de Dorr-Oliver Inc.*)

Los dos tipos de máquinas producirán artículos rastrillados con un contenido congruente de humedad, incluso cuando haya variaciones considerables en el volumen o el tonelaje de alimentación. Los costos de operación que incluyen el mantenimiento y la mano de obra, van de 2 a 15 mil/ton de arena rastrillada, según lo abrasivo que sea el material. En la tabla 21-9 se dan datos adicionales de costos y funcionamiento.

Clasificadores de tazón Los clasificadores de tazón (Fig. 21-25) se desarrollaron para proporcionar más área de estanque que para las separaciones finas, congruentes con un tonelaje elevado. En esencia, se superpone un tazón poco profundo sobre una sección de deshidratación de rastrillo o gusano. La alimentación entra al centro del tazón y los sólidos finos se desbordan por la periferia. Los sólidos gruesos reunidos en el fondo del tazón se rastrillan hacia el centro para su descarga en el compartimiento de deshidratación situado por debajo, donde se puede agregar agua de lavado a contraflujo.

Los ciclones líquidos están sustituyendo las funciones desempeñadas anteriormente por las clasificadoras de tazón, debido a los costos más bajos de capital y las necesidades menores de área de piso. Sin embargo, cuando se desean productos de arena drenados, se utilizan todavía los tazones para la preparación de minerales.

Los costos, incluyendo tanques y unidades matrices, van de 6000 a 9000 dólares por pie de diámetro del tazón, según la capacidad de rastrilleo que se necesita.

Deslamador de tazón El deslamador de tazón (Fig. 21-26) proporciona áreas superficiales de estanques muy por encima de las que se pueden obtener en las clasificadoras de tazón, donde los tamaños mayores se limitan, debido al diseño mecánico. Este deslamador se utiliza

TABLA 21-9 Datos operacionales y de costos, aproximados, para clasificadores de rastrillo y espiral*

Características	Servicio ligero	Servicio pesado
Tamaño típico, ft	4 por 20	8 por 30
Capacidad de rastrilleo, sólidos de 2.7 de peso específico, ton/día por carrera/min.	25	320
Velocidad máxima, carrera/min.	30	25
Peso aproximado, lb.	1250	3200
Costo aproximado por pie de anchura, acero dulce, libre a bordo en la fábrica.	$10 000	$15 000

* Costos de 1981. Para convertir pies en metros, multipliquese por 0.3048; para convertir toneladas/día por carrera/minuto en toneladas/día por carrera/segundo, multipliquese por 66.08; para convertir carreras por minuto en carreras por segundo, multipliquese por 0.0167; y para convertir libras en kilogramos, multipliquese por 0.454.

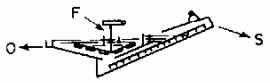


FIG. 21-25 Clasificador de tazón.

en operaciones que requieren grandes volúmenes de flujo y separaciones finas. Los tonelajes de rastrilleo pueden ser mayores o menores con un compartimiento de deshidratación para ajustar las condiciones.

En el deslamador de tazón, las aspas giratorias en el tazón se extienden hacia el exterior y descargan el material grueso asentado en la periferia, desde donde cae al compartimiento de drenaje. Esta configuración permite eliminar la construcción de rastrillos largos a cantilever que se requieren en las clasificadoras de tazón.

La aplicación más amplia ha sido la recuperación y drenaje de materiales muy finos, que se desbordan de unidades gruesas de lavado de las arenas de vidrio, las arenas de concreto, el carbón y las plantas de procesamiento de cal.

Los costos, que incluyen unidades motrices y tanques de acero, van de 5000 a 7500 dólares por pie de diámetro de tazón, según la capacidad de rastrilleo que se requiera.

Hidroseparador El hidroseparador (Fig. 21-27) es simplemente una máquina del tipo de espesador que recibe más flujo que el que se puede clarificar en el área proporcionada. Así, el derrame contiene sólidos finos y cuanto mayor sea la velocidad de alimentación por unidad de área, tanto más gruesos serán los sólidos del derrame.

La eficiencia de clasificación del hidroseparador se compara con la de la clasificadora cónica y es mucho más baja que la que se obtiene en las unidades mecánicas o hidráulicas. La ventaja principal del hidroseparador es su capacidad para recibir y tratar grandes cantidades de agua a un bajo costo por unidad de volumen.

Entre las aplicaciones características se incluyen la deshidratación primaria de fosfato de roca matricial y los productos de arena de sílice, después del cribado por vía húmeda. En la preparación de minerales, se usa el hidroseparador primordialmente para proteger a los espesadores de diámetro, al retirar los materiales de malla +65.

Los costos del mecanismo van de $110 a $270 por metro cuadrado ($1000 a $2500 dólares por 100 ft^2) de área de estanque, sin incluir los tanques, que pueden ser de acero, madera o concreto.

Centrífuga de tazón sólido La centrífuga Bird de tazón sólido (Fig. 21-28) utiliza energía eléctrica en lugar de gravedad y puede desarrollar fuerzas centrífugas de hasta 1800 veces la de la gravedad. Por consiguiente, es un tipo singular en las prácticas de clasificación.

La unidad consiste esencialmente en dos elementos giratorios: el exterior, que es un tazón de forma cónica y casco sólido, y el interior, que comprende un transportador de gusano helicoidal que gira con una velocidad ligeramente más baja que la del tazón. La lechada se alimenta por una tubería estacionaria al transportador, de donde, por la fuerza centrífuga, se transfiere al tazón giratorio. Se forma un estanque re-

dondo de clasificaci
nico. Los orificios p
más cerca del eje de
fin de obtener un dr
La fuerza centrífu
las paredes del tazó
Las fracciones del d
cios de descarga de l
la velocidad de alim
Algunas caracter
cerrada son su capa
men pequeño del m
y la acción de corte
usuales son el desla
ficación por tamaño
de reactivos y la cla
Los costos y los
1500 kg (3300 libra
FOB en la fábrica,
Clasificadora a
(Fig. 21-29) es un t
paletas continuas en
helicoidales. La dire
se ve impulsado hac
está cerrado, con ex
extremo superior va
con el casco. El agu
drena de las paletas
avanza a contracorri

O

FIG. 21-26 Deslam

FIG. 21-27 Hidrose

FIG. 21-28 Centrífi

F
O

FIG. 21-29 Clasific

costos, aproxi- espiral*

Servicio ligero	Servicio pesado
4 por 20	8 por 30
25	320
30	25
1250	3200
$10 000	$15 000

ltiplíquese por 0.3048; adas/día por carrera/se- por minuto en carreras r libras en kilogramos,

s

de flujo y separacio- yores o menores con las condiciones. n el tazón se extien- o asentado en la pe- laje. Esta configura- s largos a cantilever

ión y drenaje de ma- gruesas de lavado de bón y las plantas de

nques de acero, van ón, según la capaci-

27) es simplemente s flujo que el que se lerrame contiene só- entación por unidad rrame.
r se compara con la la que se obtiene en principal del hidro- ndes cantidades de

n la deshidratación s de arena de sílice, ación de minerales, oteger a los espesa- a +65.
por metro cuadrado nque, sin incluir los to.
le tazón sólido (Fig. ad y puede desarro- gravedad. Por con- sificación.
entos giratorios: el ólido, y el interior, dal que gira con una lechada se alimen- donde, por la fuerza ma un estanque re-

dondo de clasificación, contenido en el diámetro mayor del casco cónico. Los orificios para el material de tamaños mayores se encuentran más cerca del eje de rotación que los orificios para el derrame, con el fin de obtener un drenaje y una línea de playa.

La fuerza centrífuga deposita las partículas de mayor tamaño contra las paredes del tazón, de las cuales se desprenden mediante la hélice. Las fracciones del derrame fluyen en torno a la hélice, hasta los orificios de descarga de líquido. El tamaño de la separación se controla por la velocidad de alimentación y el grado de fuerza centrífuga.

Algunas características primordiales de esta unidad totalmente encerrada son su capacidad elevada por unidad de área de piso, el volumen pequeño del material en proceso, el grado elevado de separación y la acción de corte para la dispersión de los sólidos. Sus aplicaciones usuales son el deslamado para purificar las rocas de cemento, la clasificación por tamaño de los abrasivos, la fragmentación para el control de reactivos y la clasificación de pigmentos.

Los costos y los pesos, que incluyen los motores, van de $75 000 y 1500 kg (3300 libras) a $275 000 dólares y 11 000 kg (22 000 libras) FOB en la fábrica, con construcción de acero normal.

Clasificadora a contracorriente La clasificadora a contracorriente (Fig. 21-29) es un tambor cilíndrico inclinado y de rotación lenta con paletas continuas en espiral, fijas al interior del casco, para formar artesas helicoidales. La dirección de rotación es tal que el material en las artesas se ve impulsado hacia el extremo superior. El centro inferior del casco está cerrado, con excepción de una abertura para derrame central. En el extremo superior va fijo un elevador deshidratador de arena que gira junto con el casco. El agua de lavado introducida en el extremo superior se drena de las paletas elevadoras por encima del nivel normal de agua y avanza a contracorriente con la arena, hacia el derrame.

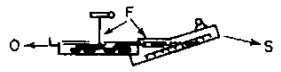


FIG. 21-26 Deslamador de tazón.

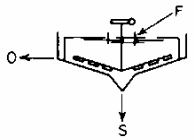


FIG. 21-27 Hidroseparador.

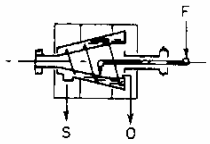


FIG. 21-28 Centrífuga de tazón sólido.

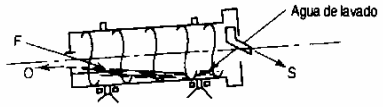


FIG. 21-29 Clasificadora a contracorriente.

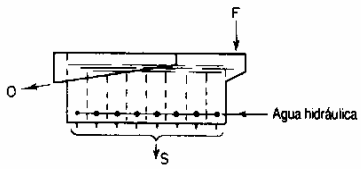


FIG. 21-30 Dimensionador a chorro.

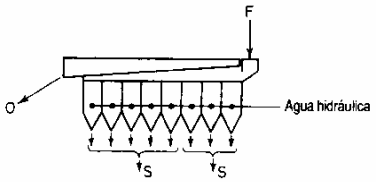


FIG. 21-31 SuperSorter.

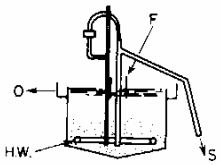


FIG. 21-32 SiphonSizer D-0.

Este clasificador se aplica generalmente a las separaciones de limo y arena y el lavado. Sus ventajas son su construcción cerrada que impide el escape del calor y humos químicos, la facilidad de arranque después de la detención y su sencillez general.

Los pesos van de 500 a 55 000 kg (1100 a 120 000 libras) y los costos aproximados, FOB en la fábrica, van de $4.50 a $1.60 por kilogramo ($10 a $3.50 por libra), incluyendo las unidades motrices.

Clasificadores hidráulicos

Jet Sizer* y SuperSorter.† El Jet Sizer (Fig. 21-30) y el SuperSorter (Fig. 21-31) son clasificadoras de compartimientos múltiples y, por tanto, de productos múltiples, que funcionan sobre la base del asentamiento obstaculizado. Los bolsones de clasificación se disponen en serie para el flujo completo con bolsas paralelas que manejan las fracciones de alto tonelaje en las gamas de tamaños. Cada compartimiento recibe agua hidráulica a baja presión.

La clasificación hidráulica asegura la mayor eficiencia de separación obtenible por medios de clasificación por vía húmeda. La cantidad de agua hidráulica se controla de modo que en cada compartimiento sucesivo, las partículas más gruesas se mantienen en condiciones de asentamiento obstaculizado y las fracciones más finas siguen adelante, para recibir un tratamiento similar. Dos compartimientos capturarán normalmente el 90% de una fracción de dos tamaños de criba. La descarga de arena está controlada por válvulas accionadas por aire en el Jet Sizer y válvulas del tipo de estrangulación accionadas con motor en el SuperSorter. Las fracciones de arena se pueden tomar de compartimientos simples o de una combinación de compartimientos, según se desee.

Entre las aplicaciones usuales se incluye la clasificación cuidadosa por tamaños de arenas de vidrio de sílice, el lavado de roca fosfórica, la distribución en tamaños de abrasivos, polvo sin humo, aluminato de sodio, etc.

* Marca registrada de Dorr-Oliver, Inc.
† Marca registrada de Deister Concentrator Co., Inc.

Los costos del Jet Sizer son, en promedio, de aproximadamente 10 000 dólares por compartimiento.

SiphonSizer D-O* El SiphonSizer (Fig. 21-32) D-O es un clasificador hidráulico de alta eficiencia, desarrollado originalmente para lavar y clasificar por tamaños la roca fosfórica. En el trabajo de preparación de minerales, se trata de una unidad de dos productos; sin embargo, mediante la utilización de una columna sellada en la parte superior y abierta en el fondo, pueden obtenerse tres productos: fracciones gruesas, intermedias y finas.

La alimentación que se debe distribuir por tamaños se pone en condiciones de asentamiento obstaculizado por medio de agua hidráulica en cantidad suficiente para hacer oscilar la partícula más pequeña que se desee en el producto de arena. De ese modo, la arena contendrá todos los sólidos de tamaño más grueso, mientras que las fracciones más finas irán en el sobreflujo o pasarán a la columna superior, para su eliminación en una unidad de tres productos.

Las arenas se descargan por medio de sifones que se extienden del fondo de la zona de asentamiento obstaculizado. El control de sifón se logra mediante una válvula nueva, de acción hidrostática, que forma o divide el sifón para que sólo haya flujo cuando la zona de agitación se encuentre en la condición correcta. La descarga por una fracción intermedia de la columna superior se hace por medio de sifones adicionales. El consumo de agua hidráulica es considerablemente menor que el que se requiere para las clasificadoras de bolsas múltiples.

Los SiphonSizers tienen configuraciones tan diferentes, que los datos de costos generales carecen de sentido.

SEPARACIÓN FÍSICA SELECTIVA DE SÓLIDOS MEZCLADOS

Se dispone de varias técnicas de separación para los diferentes tipos de partículas que pueden estar presentes en una mezcla de sólidos. La selección depende de la naturaleza físico-química de los sólidos y de las consideraciones específicas del sitio (p. ej., métodos húmedos contra secos). Una consideración clave es la extensión de la "liberación" de las partículas individuales a separar; obviamente, las partículas unidas entre sí no se pueden separar por métodos mecánicos directos, salvo después de romper la unión. En el procesamiento de minerales, los valores minerales se liberan generalmente por trituración; raras veces, la liberación de un tamaño es total y un diagrama de flujo de la separación física incorporará una secuencia de operaciones que, a menudo, se diseñan primero, para rechazar tanto material indeseable como sea posible de un tamaño grueso y recuperar después los valores tras de una futura reducción de tamaño. Cualquier diferencia en las propiedades físicas de los sólidos individuales se puede utilizar como base para la separación. Diferencias de densidad, tamaño, forma, color y propiedades eléctricas y magnéticas se utilizan en los procesos satisfactorios de separación comercial. Un factor importante en la determinación de las técnicas que se pueden aplicar prácticamente es el intervalo del diámetro de partícula de la mezcla. Una guía para la selección de los métodos generalmente utilizados en la separación se dio anteriormente en la figura 21-1; en ella se puede observar que la mayor parte de los métodos de separación física pierden su eficacia a medida que el diámetro de la partícula disminuye. Para diámetros de partícula inferiores a aproximadamente 0.10 mm (10 mallas), hay pocas técnicas convencionales de separación selectiva. Las diferencias químicas de superficie son una base importante para la separación (flotación); las diferencias en las propiedades magnéticas se utilizan también en forma eficaz en las partículas más finas de los sistemas de sólidos.

Los métodos de separación física se utilizan principalmente para el procesamiento del carbón y los materiales minerales y su desarrollo básico fue diseñado para tal propósito. Enormes cantidades de sólidos se procesan en forma rutinaria a costos, a menudo, inferiores a $1 por tonelada de material separado. Los métodos son aplicables a otros procesamientos diferentes a los de los minerales y la tecnología de separación de los sólidos se ha convertido en parte integral de las operaciones de los procesos químicos. Los requerimientos recientes para recuperar los valores de varios desperdicios sólidos han acentuado la necesidad de adaptar las técnicas físicas de separación con un costo relativamente bajo del procesador de minerales, y como las necesidades para tratar nuevos tipos de materiales y para mejorar la eficiencia de recuperación se incrementan en forma constante, se están desarrollando nuevos diseños. Los métodos más utilizados se presentan primero; un breve análisis de los métodos más especializados también se proporciona.

La **concentración por gravedad** es una de las técnicas más antiguas de separación de sólidos y el método más importante de desgaste de minerales por el que se obtienen sus concentrados. La concentración por gravedad se utiliza principalmente para la limpieza del carbón. Sin embargo, Mills ["Process Design, Scale-Up and Plant Design for Gravity Concentration," en Mular y Bhappu (eds), *Mineral Processing Plant Design*, 2d. ed., Society of Mining Engineers, AIME, New York, 1980] observa que un mayor tonelaje y más valores de materiales se concentran por los métodos de gravedad que por un método como, por ejemplo, la flotación por espuma. Las principales operaciones unitarias que comprende la separación por gravedad son la separación por agitación y lavado, la clasificación sobre mesas, la concentración en espiral y la separación con medios densos. Para el tratamiento de alta capacidad de los minerales de bajo grado con diámetros más finos, en especial las arenas de minerales pesados, el estándar industrial es el cono de Reichert [Ferree, "An Expanded Role in Minerals Processing Is Seen for the Reichert Cone," *Min. Eng.*, **25**(3), 29 (1973)].

La clave para un empleo eficaz de los métodos de concentración por gravedad es el conocimiento de la asociación inherente de las partículas sólidas a separar. Ya que los diferentes métodos y aparatos se comportan mejor en distintos intervalos de tamaños, es necesario conocer el grado de liberación, en función del diámetro del material alimentado. Además, existen limitaciones debidas a las diferencias de peso específico. La prueba de flotación-hundimiento de laboratorio, realizada con líquidos pesados que cubren el intervalo de pesos específicos y utilizando fracciones de distintos diámetros, es esencial para determinar las limitaciones de cualquier sistema propuesto de separación por gravedad (véase "Separación con medios densos").

SEPARACIÓN POR AGITACIÓN Y LAVADO

Referencias Generales: Aplan, "Gravity Concentration," en Kirk y Othmer (eds.), *Encyclopedia of Chemical Technology*, vol. 12, 3d ed., Wiley, New York, 1980, pp. 1-29. Bogert, "Fine Coal Cleaning with the Feldspar Jig," *Min. Congr. J.*, **46**, 42 (julio, 1960). Gaudin, *Principles of Mineral Dressing*, McGraw-Hill, New York, 1939. Kirchberg y Hentzschel, "A Study of the Behavior of Particles in Jigging," *Trans. Int. Miner. Dressing Congr.*, 1957, Almquiste, Wiksell, Stockholm, 1958, pp. 193-215. Marincel "Use of Jigs in the Concentration of Iron Ores," 14th Annual Mining Symposium, University of Minnesota, Minneapolis, 1953. Mayer, "Fundamentals of Potential Theory of Jigging," 7th International Mineral Processing Congress, New York, 1964. Pryor, *Mineral Processing*, 3d ed., Elsevier, New York, 1965. Taggart, *Handbook of Mineral Dressing*, 2d ed., Wiley, New York, 1945.

Introducción Un separador y lavador de minerales es un dispositivo mecánico utilizado para la separación de materiales de diferentes pesos específicos, mediante las pulsaciones de una corriente de líquido que fluye por un lecho de materiales. El líquido tiene pulsaciones o vibraciones, que hacen que el material pesado se deposite en el fondo del lecho y el más ligero pase a la parte superior. En seguida, se retira cada producto por separado.

La separación por agitación y lavado es uno de los procesos más antiguos que se utilizan para la concentración de minerales pesados a partir de minerales ligeros. En la figura 21-33 se muestra un dispositivo manual primitivo de agitación y lavado que se emplea todavía en algunas operaciones sobre el terreno. La separación por agitación y lavado es más apropiada para materiales gruesos sueltos, en la gama de tamaños de malla 20 y mayores y cuando haya diferencias considerables entre el peso específico o densidad relativa eficaz (densidad relativa del mineral menos densidad relativa del agua) del material va-

lioso y el de desecho, lavado son de funcion y las pérdidas en los altas. Asimismo, deb disponibles que teng ra la separación por a principalmente para tos minerales de plom sados, como la barit lavado se utiliza muc en Estados Unidos s carbón mediante apa tivos de agitación y minerales pesados d oro, estaño y tungste licos gruesos liberad ración por agitación raciones de molienda y por la molienda fin

Tipos de separad ellos el tamiz es esta

Una forma moder de agitación y lavado aparece en la figura 2 En este aparato, las alternos de presión d desde la cámara de p se controla en forma desechos se expulsa mediante una compu nete. Por lo común, mientos. Cada celda junto con ciertas cant pueden triturar y reci

Otra ventaja de la se eleva la densidad de un proceso de me ración. Uno de los s se ha utilizado much emplea primordialm minerales de hierro y pizarra y lignito, de l nes, porque utilizan 2 Hz (150 rpm) con una carrera de 1.6 m

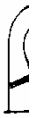


FIG. 21-34 Clasifica

lioso y el de desecho. Los aparatos para la separación por agitación y lavado son de funcionamiento simple. El consumo de agua es elevado y las pérdidas en los desechos de los minerales metálicos suelen ser altas. Asimismo, debido a la escasez de depósitos minerales todavía disponibles que tengan una mineralización gruesa, los dispositivos para la separación por agitación y lavado se emplean en forma limitada, principalmente para el tratamiento de minerales de hierro, unos cuantos minerales de plomo y zinc y algunos minerales no metálicos y pesados, como la barita y los diamantes. La separación por agitación y lavado se utiliza mucho para la concentración de carbón. Anualmente en Estados Unidos se concentran más de 50 millones de toneladas de carbón mediante aparatos de agitación y lavado. Se emplean dispositivos de agitación y lavado del tipo de alta velocidad para recuperar minerales pesados de granos finos, a partir de depósitos de placeres, oro, estaño y tungsteno y para recuperar una porción de valores metálicos gruesos liberados en los circuitos de molinos de bolas. La separación por agitación y lavado se ha visto reemplazada en muchas operaciones de molienda por la adopción del proceso con medios densos y por la molienda fina, seguida por la flotación.

Tipos de separadores Hay dos tipos principales. En el primero de ellos el tamiz es estacionario y el agua asciende por la malla.

Una forma moderna del dispositivo del tipo de criba fija es el aparato de agitación y lavado de Jeffrey, accionado por aire, de tipo Baum, que aparece en la figura 21-34 y se utiliza mucho para el lavado de carbón. En este aparato, las pulsaciones se deben a la aplicación y el retiro alternos de presión de aire a, aproximadamente, 17.2 kPa (2.5 lbf/in^2) desde la cámara de pulsaciones. La cantidad de desechos rechazados se controla en forma automática mediante un "flotador rápido" y esos desechos se expulsan positivamente del compartimiento de la malla mediante una compuerta en estrella accionada por medio de un molinete. Por lo común, esos aparatos se construyen con varios compartimientos. Cada celda o compartimiento rechaza el material de desecho junto con ciertas cantidades de carbón. Estos productos intermedios se pueden triturar y recircular para recuperar parte del carbón.

Otra ventaja de la circulación de esos productos intermedios es que se eleva la densidad del material en el lecho del aparato, con el efecto de un proceso de medio pesado que hace que sea más precisa la separación. Uno de los separadores mecánicos por agitación y lavado que se ha utilizado mucho desde 1950 es el Wemco-Remer. Este aparato se emplea primordialmente para la concentración de materiales, como minerales de hierro y barita, y para eliminar impurezas, como madera, pizarra y lignito, de la arena y la grava. Estos aparatos son poco comunes, porque utilizan una carrera de aproximadamente 9.5 mm ($^3/_8$ in) a 2 Hz (150 rpm) con un movimiento secundario superpuesto que tiene una carrera de 1.6 mm ($^1/_{16}$ in), con una frecuencia de 6 a 7 Hz (400 golpes/min). En la actualidad se utilizan poco los aparatos del tipo en que la criba asciende y desciende, como los agitadores y lavadores Hancock. Un tipo de aparato de alta velocidad que se emplea mucho es el separador Denver para minerales. Se trata, por lo común, de un separador de dos compartimientos que funciona por medio de un diafragma totalmente de acero. Este aparato se emplea a veces en circuitos de molienda para recuperar minerales pesados en cuanto se liberan. Estos minerales se recuperan como productos de cuba. Este separador se utiliza primordialmente para el tratamiento de minerales de oro, tungsteno y cromita.

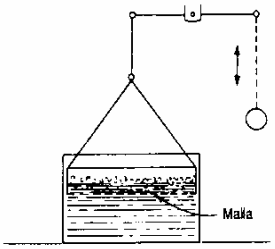


FIG. 21-33 Clasificadora manual por agitación y lavado.

Alimentación a los separadores En el lavado de carbón, la separación por agitación se lleva a cabo con materiales no clasificados por tamaños, de hasta 175 mm (7 in) de diámetro. En las prácticas de molinos de metales, la separación por agitación y lavado se emplea poco en materiales de más de 20 mm ($^3/_4$ in). Los métodos de flotación y hundimiento han reemplazado en gran parte a los aparatos separadores por agitación y lavado para la concentración de minerales metálicos en la gama de −75 a +10 mm (3 a + $^1/_2$ in). Por lo común, se considera que las mesas con agitación son más eficientes que los aparatos de separación por agitación y lavado para el tratamiento de minerales de menos de 2 mm (malla 10). En algunas plantas se utilizan separadores por agitación y lavado para obtener mayor sencillez en las operaciones, ya que pueden manejar una gama amplia de tamaños. Los separadores por agitación y lavado, excepto cuando se tratan minerales extremadamente pesados, como oro, galena, casiterita o minerales de tungsteno, recuperan sólo un porcentaje pequeño de los tamaños más finos que la malla 65 ($^1/_4$ mm).

Capacidad El aparato Jeffrey-Baum trata carbón de 100 mm (4 in) a razón de 8 kg/(s·m^2) [3 tons/(h·ft^2)] de área activa de criba. Para los tamaños finos, la capacidad disminuye. Un separador Wemco-Remer

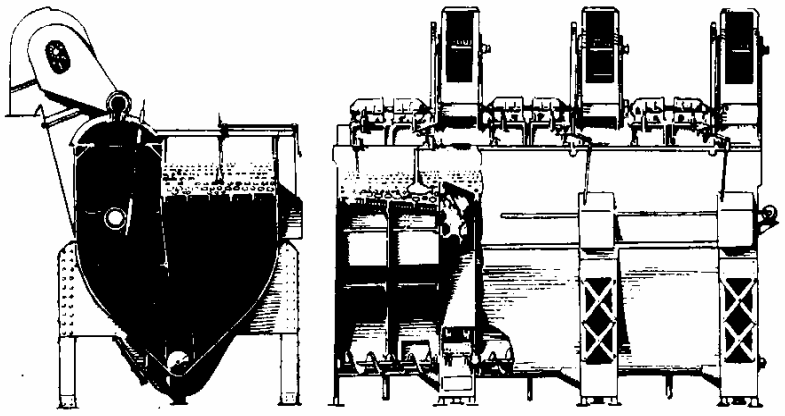


FIG. 21-34 Clasificadora hidráulica Jeffrey de carbón (tipo Baum).

estándar, de 1.52 por 4.87 m (5 por 16 ft), trata mineral de hierro de -9.5 mm ($^3/_8$ in) a razón de 7.5 a 11.3 kg/s (30 a 45 tons/h). Un aparato Cooley, que es una variación del Harz, que consiste en seis compartimientos de 1.07 x 1.22 m (42 x 48 in), maneja de 6 a 7.5 kg/s (25 a 30 tons/h) de mineral de zinc Mid-Continent de -19 mm ($^1/_2$ in). El dispositivo comercial más grande que existe para efectuar la separación por agitación y lavado es el IHC Cleveland 25, que es un separador circular de 7.5 m (24.6 ft) de diámetro, con un intervalo nominal de capacidad de 30 a 60 kg/s (130 a 260 tons/h) de carbón.

Requisitos de potencia La potencia necesaria para la separación por agitación y lavado depende del área de la criba, el tamaño del material que se trata, el porcentaje de abertura en la criba del separador, la profundidad del lecho, la longitud de la carrera y la frecuencia de inmersiones. La potencia necesaria para los separadores del tipo de émbolo, que tratan materiales de 12.7 mm ($^1/_2$ in) es de, aproximadamente, 7 W/m (0.1 hp/ft^2) de superficie de criba del separador.

Consumo de agua Los separadores por agitación y lavado necesitan grandes cantidades de agua. En la mayor parte de las instalaciones, el aparato del tipo Harz utiliza de 0.006 a 0.01 m^3 de agua/kg (1500 a 2500 gal de agua/ton) de material tratado. Las necesidades de agua para tratar mineral de hierro de -10 mm ($^3/_8$ in) en un circuito limpiador separador por agitación y lavado Wemco-Remer son de aproximadamente, 0.005 m^3 agua/kg (1200 gal de agua/ton) de material procesado.

Costos Los costos de operación directos de la separación por agitación y lavado dependen de la naturaleza y el tamaño de los materiales que se tratan, el número de etapas de separación que se requieren y el tamaño de la planta. En las plantas de gran tonelaje que tratan carbón y mineral de hierro, el costo de esta unidad irá de 10 a 50 centavos de dólar por tonelada de alimentación.

CLASIFICACIÓN SOBRE MESAS

Referencias Generales: "Automation Keys Two Stage Precision Washing at Moss No. 3," *Coal Age*, **64**, 80 (julio, 1959). Burdick, "Beneficiation of Scheelite Ores by Gravity Concentration," *Min. Technolog.*, **6**(6), 1 (1942). Coghill, DeVaney, Clemme, and Cooke, *Concentration of Potash Ores of Carlsbad, N.M., by Ore Dressing Methods*, U.S. Bur. Mines Rep. Invest. 3271, 1935. Dickson, Trepp y Nichols, "Virginia Plant Concentrates Sulphide Ore with Air Tables," *Eng. Min. J.*, **160**(4), (abril, 1959). Gaudin, *Principles of Mineral Dressing*, McGraw-Hill, New York, 1939. Kirchberg y Berger. *Trans. Int. Miner. Process. Congr.*, London, 1960. p. 537. "Linka Mill Added to Nevada WO_3 Output," *Min. World*, **18**, 52 (junio, 1956). McLeod, "Tungsten Milling and Current Metallurgy at Canadian Exploration Limited," *Can. Min. Metall. Bull.*, **50**, 137 (marzo, 1957). Mitchell, "The Recovery of Pyrite from Coal Mine Refuse," *Min. Technol.*, **8**(4), 2 (1944). Norman y O'Meara, *Froth Flotation and Agglomerate Tabling of Mica*, U.S. Bur. Mines Rep. Invest. 3558, 1941. O'Meara, Norman y Hammond, "Froth Flotation and Agglomerate Tabling of Feldspars," *Bull. Am. Ceram. Soc.*, **18**, 286 (1939). Stockett, "Milling Practice of the St. Joseph Lead Co.," *Min. Technol.*, **7**(3), 1 (1943). Taggart, *Handbook of Mineral Dressing*, 2d ed., Wiley, New York, 1945. "Upgrading Fragile Coal to Premium Metallurgical Product," *Coal Age*, **64**, 94 (julio, 1959).

Mesas húmedas La clasificación de minerales sobre mesas es un proceso de concentración en el cual se logra la separación entre dos o más minerales, haciendo fluir una pulpa por una superficie plana, inclinada ligeramente a partir del plano horizontal, que se agita diferencialmente en la dirección del eje largo y se lava con un flujo regular de agua, perpendicular a la dirección del movimiento. La separación entre dos o más minerales depende principalmente de la diferencia entre los pesos específicos de los minerales y, en menor grado, de la forma y el tamaño de las partículas. El proceso es más adecuado para la concentración de minerales y carbón, en donde haya diferencias considerables entre los pesos específicos o densidad relativa eficaz (densidad relativa del mineral menos densidad relativa del agua) del material valioso y el de desecho. Las mesas tratan minerales metálicos con eficiencia en la gama de tamaños de malla 6 a 150, pero se pueden utilizar para el tratamiento de materiales más ligeros, como el carbón, de tamaños considerablemente mayores.

La clasificación sobre mesas es más adecuada para el tratamiento de materiales que contienen sólo un mineral valioso que se encuentra libre en un tamaño granular y cuando existe una diferencia considerable entre los pesos específicos eficaces de los minerales constituyentes. Se ha descubierto que la flotación es mejor para tratar minerales complejos que tienen diversos minerales valiosos, aquellos que requieren una molienda fina para la liberación y aquellos con pequeñas diferencias en el peso específico.

Las partículas más pesadas en una alimentación de mesa son las menos afectadas por la corriente de agua que se deslava sobre las mesas y se recoge en los rabiones, a lo largo de los cuales se desplazan hasta el extremo de la mesa. Los materiales más ligeros van sobre los minerales pesados y tienden a deslavarse sobre los rabiones, hacia el lado inferior de la mesa. Se colocan artesas adecuadas en el extremo del lado inferior de la mesa para recoger los diversos productos conforme se descargan. Esas artesas poseen dispositivos divisores móviles para separar los concentrados de los productos intermedios y estos últimos de los desechos. Raramente es posible en la clasificación sobre mesas lograr una separación precisa de la alimentación entre un concentrado de grado elevado y un desecho de grado bajo, en un solo paso. Casi siempre hay ciertas cantidades de material de grado intermedio en forma de banda entre esos productos y es habitual regresar esos productos intermedios, ya sea con molienda adicional a la cabeza del circuito o sin ella, para efectuar nuevamente el tratamiento. La cantidad de materiales intermedios que se recirculan puede llegar a ser de 25% por peso de la alimentación que recibe la mesa.

Por lo común, las mesas tienen superficies de caucho o linóleo pesado naval. Los rabiones pueden ser un grado claro de pino dulce o de bandas de caucho. Esos rabiones tienen, por lo común, conicidad desde el extremo de alimentación de la mesa hasta el extremo de descarga. Casi todos los molineros emplean tipos distintos de mesas de separación, que creen son mejores para sus separaciones particulares. El método habitual de separación de minerales se muestra en la figura 21-35.

Si el objeto de la clasificación sobre mesas es la producción de un concentrado tan limpio como sea posible, se dejará sin rabiones un área diagonal en la esquina superior del lado de la descarga. Esta zona se conoce como plataforma de limpieza. Si se va a utilizar la mesa para obtener un concentrado aproximado y un producto final acabado, muchos operarios extienden los rabiones. Hay mesas con dispositivos inclinadores ajustables, para poder variar la pendiente transversal. El movimiento de la cabeza es de tal índole que la plataforma invierte su dirección con una velocidad máxima en un extremo del golpe y mínima en el otro. La rapidez del regreso es la que hace que el material se desplace hacia el extremo de descarga. Se puede ajustar la longitud de la carrera. Ésta varía de 0.03 m ($1^1/_4$ in) para materiales gruesos, a 0.01 m ($^1/_2$ in) para los finos. Las mesas modernas funcionan de 4 Hz (270 golpes/min) para materiales gruesos, a 6 Hz (350 golpes/min) para los finos.

Las prácticas actuales en las mesas consisten en utilizar plataformas múltiples. Las mesas de plataformas múltiples se componen de dos a tres plataformas con un ahorro de espacio proporcional al número de plataformas empleadas. Tienen también la ventaja de que no es preciso utilizar soportes pesados de piso, puesto que esas mesas se apoyan en montajes suspendidos. Las instalaciones de plataformas múltiples reducen los gastos de capital, puesto que se requiere un motor simple y menos tuberías y artesas que en un número comparable de instalaciones de plataforma simple. Una mesa de concentración de dos plataformas aparece en la figura 21-36.

En la tabla 21-10 se da información general para las mesas de tamaños estándar que funcionan con alimentaciones de tamaños diversos. La mesa número 6 de la Deister Concentrator Co. (Fort Wayne, Indiana) tiene una plataforma diagonal de, aproximadamente, 1.83 m (6 ft) de anchura por 4.27 m (14 ft) de longitud. La mesa número 7, utilizada primordialmente para trabajos con carbón, es de aproximadamente 2.44 m (8 ft) de anchura y 4.88 m (16 ft) de longitud. Las cifras que se dan se aplican a instalaciones de plataforma simple. En las prácticas modernas, cada mesa, tanto si se trata de una instalación de plataforma simple como de plataformas múltiples, se impulsa mediante un motor simple, conectado al mecanismo impulsor por medio de una transmisión de banda en V. El caballaje de fuerza instalado para la plataforma número 7 es de 1120 W (1.5 hp). La cifra comparable para la plataforma menor, número 6, es de 746 W (1 hp) por plataforma. La potencia real que se consume en el funcionamiento es un poco menor.

FIG. 21-35 Mesa
forma diagonal con s
forma diagonal con s

FIG. 21-36 Tabla
ter Concentrator Co

TABLA 21-10 D

Tabla No.	Alim ci
6	Mín
6	Mín
6	Mín
7	Car
7	Car
7	Car
7	Car
7	Car

NOTA: Para conver
hertz, multiplíquese por

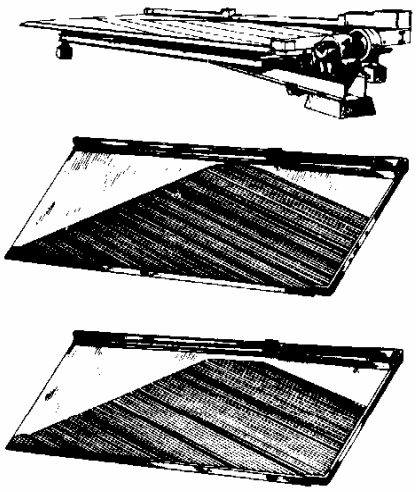


FIG. 21-35 Mesa de plataforma diagonal Deister-Overstrom. Centro: Plataforma diagonal con sistema de lavado de minerales, para la arena. Abajo: plataforma diagonal con sistema de lavado de minerales para arena fina y limo.

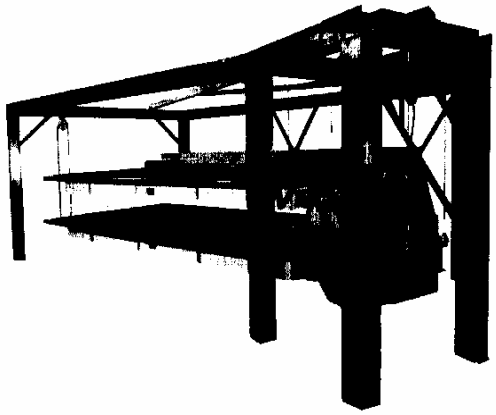


FIG. 21-36 Tabla para concentración con dos plataformas. (*Cortesía de Deister Concentrator Company, Inc.*)

Un factor esencial para un buen funcionamiento de las mesas es que la velocidad de alimentación sea uniforme, tanto en tonelaje como en sus propiedades físicas. Ningún factor provocará más dificultades al operario de una mesa que el de una acumulación repentina de la alimentación. La alimentación a las mesas puede no estar clasificada por tamaño o bien, haber sufrido un cribado o una clasificación hidráulica. Para el tratamiento de carbones finos, uno de los procedimientos comunes es utilizar hidrociclones, tanto para deslamar el material como para dar un subflujo de ciclón de aproximadamente 40% de sólidos, que constituye la alimentación para la mesa.

La separación o clasificación sobre mesas es una operación relativamente poco costosa. Si la alimentación es uniforme, un operario puede ocuparse de muchas mesas. En una planta moderna de carbón con mesas de plataformas múltiples un solo operario puede manejar la separación en mesas de hasta 300 kg/s (1200 tons/h). En una planta de separación de minerales en mesas, como las operaciones de plomo o zinc, un operario puede vigilar hasta 50 mesas, con una capacidad total del orden de 50 kg/s (200 tons/h). La mano de obra es el principal renglón de costos. El mantenimiento y los requisitos de energía son bajos. El costo instalado de una mesa, que incluye los soportes y artesas, va de 8000 a 15 000 dólares por plataforma. En el pasado, una de las desventajas de la instalación de mesas era el espacio de piso relativamente grande que se requería para el tonelaje tratado. Esta desventaja se ha superado en la actualidad, en gran parte, mediante la utilización de mesas de plataformas múltiples. Su principal ventaja es que en la gama de tamaños para los cuales son apropiadas, las mesas constituyen un método barato y eficiente de concentración de carbón y minerales simples.

Mesas secas La separación de minerales en mesas secas puede hacerse tanto en seco como en húmedo y para ello, se emplean mesas de diseños especiales. La mesa Sutton, Steel y Steel es un buen ejemplo de este tipo de equipo. Tiene un movimiento de agitación similar, hasta cierto punto, al de una mesa húmeda, con excepción de que la dirección del movimiento se inclina hacia arriba a partir del plano horizontal y en lugar de que actúe el agua como medio de distribución, se hace pasar un chorro de aire por una plataforma perforada. La mesa tiene aplicaciones en los casos en que conviene tratar el material en seco, ya sea debido a la escasez de agua o a la inconveniencia de que se humedezcan los materiales. Una de las ventajas de esta mesa es la capacidad para manejar materiales más gruesos que los tratados en la mayor parte de las mesas húmedas. Se pueden tratar minerales de hasta 0.006 m ($^1/_4$ in) y carbón de hasta 0.076 m (3 in).

La clasificación estrecha por tamaños es necesaria para obtener buenos resultados y, hasta hace poco tiempo, esto se opuso a la adopción de las mesas para los tamaños más finos, debido a las dificultades de cribado de la mayor parte de los minerales secos por debajo de, aproximadamente, la malla 40. El desarrollo de métodos mejorados en seco para la distribución de tamaños de materiales finos, en los que se utilizan varios dispositivos similares a los ciclones, ha tenido tendencia al aumento del empleo de estos aparatos en los tamaños más finos.

Las mesas secas se utilizan comercialmente para separar muchos tipos de minerales. Su empleo primordial es en el tratamiento de carbón; pero se manejan también la ilmenita, diversos minerales de tungsteno e incluso minerales de cobre. Otro empleo importante es la limpieza de materiales industriales, como semillas, corchos, bagazos, fibras, nueces, virutas de madera y café. Uno de sus empleos más interesantes es la clasificación de carburo de silicio por formas de granos.

TABLA 21-10 Datos generalizados de funcionamiento, mesa de concentración de plataforma diagonal, para servicios especiales

Tabla No.	Alimentación	Tamaño de la alimentación	Capacidad de alimentación, tons/h	Velocidad, rpm	Carrera, in	Agua con la alimentación, gal./min.	Agua de preparación, gal./min.	Tamaño de la plataforma
6	Mineral	$^1/_4$ in.-malla 35	2.0 –10.0	275	1.25	30–150	10–100	6'5" × 14' 1"
6	Mineral	malla 35-150	1.0 2.5	285	0.75	16 - 40	5– 20	6'5" × 14' 1"
6	Mineral	Menos de malla 150	0.25– 1.0	300	.50	3– 12	3 - 10	6'5" × 14' 1"
7	Carbón	1 $^1/_2$ in.	15.0–25.0	270	1.25	125–210	55– 90	8'$^1/_4$" × 16'9$^1/_4$"
7	Carbón	$^3/_4$ in.	10.0 15.0	280	1.00	60– 85	20– 35	8'$^1/_4$" × 16'9$^1/_4$"
7	Carbón	$^1/_2$ in.	7.5–12.0	285	1.00	42– 65	18– 31	8'$^1/_4$" × 16'9$^1/_4$"
7	Carbón	$^1/_8$ in.	5.0– 7.5	290	0.75	28– 42	12– 18	8'$^1/_4$" × 16'9$^1/_4$"
7	Carbón	$^1/_{16}$ in.	3.0 5.0	290	.75	15 - 28	9– 12	8'$^1/_4$" × 16'9$^1/_4$"

NOTA: Para convertir pulgadas en metros, multipliquese por 0.0254; para convertir toneladas por hora en kilogramos por segundo, multipliquese por 0.252; para convertir revoluciones por minuto en hertz, multipliquese por 0.0167; para convertir galones por minuto en metros cúbicos por segundo, multipliquese por 6.309×10^{-5}; y para convertir pies en metros, multipliquese por 0.3048.

Los granos planos y astillados se retiran de los demás, que tienen dimensiones más similares.

Clasificación en mesas por aglomeración La separación o clasificación en mesas por aglomeración es un proceso en que se provoca la aglomeración o la floculación selectiva de los granos de un mineral en un agregado mediante la adición de un agente aglomerante en una celda de acondicionamiento o en el circuito de molinos de bolas, de modo que la lechada que contenga los granos aglomerados se alimente, a continuación, a mesas por gravedad. El tamaño mayor, la superficie de película de aceite y la textura plumosa de los flóculos hacen que se deslaven sobre el lado de la mesa, mediante la corriente de agua transversal, mientras que las partículas discretas y no floculadas permanecen sobre la mesa y se transportan por el extremo en la posición que sigue normalmente el concentrado en la alimentación habitual de las mesas. Una partícula aceitada tiende a ir sobre la superficie del agua y por tanto, se transporta con mayor facilidad por el costado de la mesa que una partícula no aceitada. La separación o clasificación en mesas por aglomeración se ha aplicado sobre todo, a la concentración de minerales de fosfato, más que en cualquier otro campo, aun cuando se han efectuado pruebas con buenos resultados en piedra caliza, potasa, mica y otros minerales.

TABLA 21-11 Datos de operación para la clasificación en mesas de aglomerados de minerales de fosfatos y potasa

Tipo de mesa	Tamaño de la alimcnt.	Capac. de alimcnt. tons/h	Veloc. de la mesa, rpm	Carrera de la mesa, in	Agua con la alimcnt., gal/min	Agua con la alimcnt., gal/min	Tamaño de la plataforma
Plataforma diagonal núm. 6; para servicios especiales	Malla 10–48	2.5–3.5	295	1.0	20–40	8–15	6'5" × 14'1"

NOTA: Véase tabla 2-10 para conversión en unidades SI.

El proceso se limita a materiales granulares en la gama de tamaños de malla 10 a 100. A este respecto difiere de la flotación que funciona mejor con materiales de malla 48 y más finos. Para obtener mejores resultados, el material se debe deslamar bien y acondicionarse con los reactivos aglomerantes con un porcentaje elevado de sólidos de 65% o más. Se emplea un colector que forma películas selectivas del mineral que se va a aglomerar. En la producción de fosfatos y cal, este colector suele ser un ácido graso barato como el aceite de resina. En la separación de potasa, se utilizan aminas de cadena larga para obtener películas de silvita (KCl).

Se emplea un aceite a granel, además del colector, para darle cuerpo a la película y contribuir a la formación de aglomerados. En Florida es habitual utilizar 0.14 a 0.23 kg/ton (0.3 a 0.5 lb/ton) de aceite de resina y 1.8 a 2.3 kg/ton (4 a 5 lb/ton) de aceite combustible de 22°Bé. En la Tabla 21-11 se dan datos operacionales para la separación en mesas por aglomeración de minerales de fosfato y potasa.

La separación en mesas por aglomeración funciona mejor con minerales simples, que consisten en dos materiales libres. Estas mesas tienen diversas ventajas sobre la clasificación habitual en mesas, puesto que pueden utilizarse para separar dos minerales, con una diferencia tan pequeña de pesos específicos que no pueda realizarse una separación eficiente mediante la gravedad sola. Las mesas en las que se tratan alimentaciones aglomeradas tienen una capacidad considerablemente mayor que las que utilizan alimentaciones no tratadas, puesto que la capacidad de una mesa que trata una alimentación aglomerada está limitada solamente por la capacidad de transporte de los rabiones. La desventaja del método es que deben tomarse en consideración los costos de los reactivos utilizados y el hecho de que, si la fracción de mineral que se forma en películas es la que va a venderse, las películas aceitosas pueden ser objetables y deben eliminarse.

CONCENTRACIÓN EN ESPIRAL

Referencias Generales: Adair, "New method for Recovery of Flake Mica," *Min. Eng.*, **3**, 252 (1951). Brown, "Humphreys Spiral Concentration on Mesabi Range Ores," *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng., Min. Branch*, **184**, 187 (1949). Gleeson, "Why the Humphreys Spiral Works," *Eng. Min. J.*, **146**(3), 85 (1945). Humphreys, "Where Spirals Replaced Tables, Flotation Cells," *Eng. Min. J.*, **146**(3), 82 (1945). Jacobs, "Long Range Iron Project," *Eng. Min. J.*, **168**(4), 100 (1967). Lenhart, "Spiral concentrators for Gravity Separation of Minerals," *Rock Prod.*, **54**(12), 92, 131 (1951). "Otto, Preparation of Anthracite Silt for Boiler Fuel in a Humphreys Spiral Test Plant," *Trans. 5th Ann. Anthracite Conf.*, Lehigh University, mayo, 1947. Roberts, "How New Highland Plant Recovers Titaniferous Minerals," *Min. World*, **17**(11), 52, 72 (1955). Roe, *Iron Ore Beneficiation*, Minerals Publishing Company, Lake Bluff, Ill., 1957. Thompson, "The Humphreys Spiral: Some Present and Potential Applications," *Eng. Min. J.*, **151**(8), 87 (1950). Thompson, "The Humphreys Spiral Concentrator: Its Place in Ore Dressing," *Min. Eng.*, **10**(1), 84 (1958).

Principio de funcionamiento La concentración en espiral de minerales y materiales industriales se basa primordialmente en las diferencias en los pesos específicos o densidades relativas entre los materiales que se van a separar. El factor de la forma del material de alimentación es también muy importante y la utilización de alimentación reactivada puede modificar el peso específico aparente de los minerales componentes, mediante la adhesión forzada de burbujas de aire a los grumos de minerales. El más conocido de los concentradores en espiral es el Humphreys, que demostró por primera vez su viabilidad comercial en 1943. En ese año, una planta de Oregon demostró adecuadamente su capacidad para recuperar minerales de cromo de depósitos de arena de playa de grado bajo.

El concentrador en espiral de Humphreys es una artesa o un canalón en forma de espiral, con una sección transversal semicircular modificada, como se muestra en la figura 21-37. La espiral estándar consiste en cinco vueltas completas, pero se utilizan unidades de tres vueltas en algunos casos, cuando se desea una separación desacostumbradamente rápida y limpia, como en las espirales limpiadoras o de segunda etapa. Hay una caída de 0.34 m (13.5 in) por vuelta, conforme la pulpa avanza de la parte superior al fondo de la espiral. Un concentrador en espiral ocupa, aproximadamente, 0.37 m^2 (4 ft^2) de espacio de piso y cerca de 2.1 m (7 ft) de espacio superior medido desde la alimentación a la caja de descarga. La gama óptima de tamaños de partículas de la alimentación para las espirales va, de aproximadamente malla 10 a 200 (2 a 0.074 mm).

Conforme la lechada o suspensión de alimentación desciende por el canal en espiral, las partículas con el peso específico o densidad relativa más elevada se hunden al fondo y se desplazan hacia el interior del

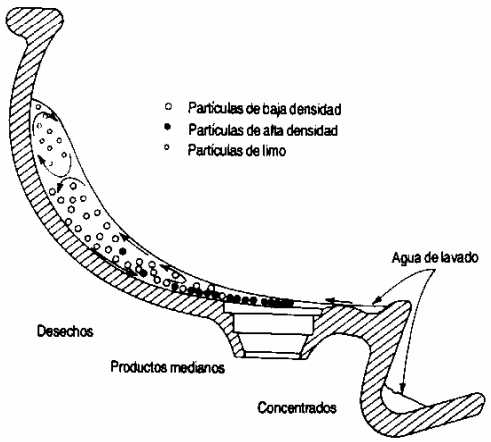


FIG. 21-37 Separación de minerales pesados en el concentrador en espiral de Humphreys.

canal. Las partículas de peso más ligero se desplazan hacia el exterior y las lleva la corriente de pulpa más diluida y rápida. En el intervalo de 120° aparecen en el fondo del canal aberturas u orificios circulares de concentrado, cerca del borde interno, como se muestra en la figura 21-38. Hay 15 orificios en una espiral de cinco vueltas; pero por lo común, más de la mitad de ellos están bloqueados con discos lisos de acero inoxidable, para permitir la configuración adecuada de la corriente de concentrado y un buen lavado del concentrado. Hay agua de lavado a lo largo de todo el borde interno de la espiral, donde fluye a razón de 0.2 a 0.6 L/s (3 a 10 gal/min) en un canal separado de agua de lavado. De ese modo la espiral proporciona etapas repetidas de lavado conforme avanza la pulpa por el canal. En general, el concentrado más rico se retira de los orificios de concentrado cercanos al extremo superior de la espiral. Los orificios de concentrado están equipados con "divisores de disco y banda" de acero inoxidable, muy sencillos, que pueden dividir la porción deseada de la corriente de concentrado. Conforme la pulpa cada vez más empobrecida desciende por la espiral, se proporciona agua de lavado del canal de agua mediante una serie de muescas y se dirige para producir el lavado repetido a través de la banda de concentrado y el barrido de las partículas indeseables de ganga. Los sólidos de peso específico más bajo se deslavan hacia el exterior y las partículas más finas ascienden en realidad por la pared inclinada de la pulpa, sobre la parte exterior del canal. El concentrado que se retira de los orificios cercanos al extremo del fondo de la espiral suele ser de grado bajo y si se libera puede recircularse para obtener una recuperación adicional de valores y un grado más alto de concentrado.

Aun cuando el concentrador en espiral es mecánicamente una unidad muy simple, la acción de separación que tiene lugar es compleja. Incluye la fuerza centrífuga, fricción en contra de la superficie de la espiral, la gravedad y el arrastre del agua.

Requisitos básicos para la concentración en espiral Por lo común, se pueden concentrar en espirales minerales o materiales de diferentes pesos específicos, si las partículas pesadas no sobrepasan un tamaño de malla 10 (2 mm) o no son más finos que la malla 200 (0.074 mm). El tamaño del componente de peso específico bajo no es fundamental cuando los valores que se deben recuperar están en la fracción de partículas más pesadas. En este caso, el tamaño de las partículas ligeras puede ir de malla 4 (4.76 mm) a cero. La cantidad de componentes de granos cerrados (que se denominan materiales intermedios en la industria de los minerales), presentes en una pulpa determinada puede ser básica, puesto que este material se recircula con frecuencia y puede acumularse finalmente hasta un punto que inhiba las operaciones de separación. Una de las soluciones para ese problema es el retiro continuo de toda la corriente de productos intermedios o parte de ella, a un molino, seguido por la recuperación separada de valores en un circuito en espiral u otras máquinas concentradoras.

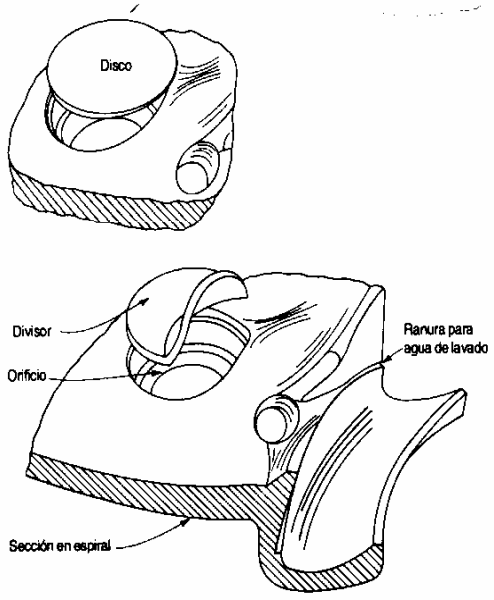


FIG. 21-38 Discos y divisores que se utilizan en el concentrador en espiral de Humphreys.

Como ejemplos de buenos materiales de alimentación para la concentración en espiral se tienen los siguientes: **1)** arenas de playa procesadas para la recuperación de minerales de cromita, ilmenita, rutilo, circonio, estaño y minerales de hierro; **2)** minerales de hierro en rocas duras, en que se produce una buena liberación de valores de hierro en la gama de tamaños de malla 10 a 200; **3)** algunos minerales de fosfato y mica; **4)** desechos de plantas de concentración que contienen componentes de minerales pesados no recuperados mediante la flotación y otros métodos de concentración; y **5)** algunas fracciones de carbón [del tamaño de -6 mm ($^1/_4$-in)] que se pueden purificar mediante la concentración en espiral. La espiral utilizada para la limpieza de carbón tiene seis vueltas completas, con una pendiente más gradual [una inclinación de 0.25 m (10 in)]. Las seis vueltas requieren, aproximadamente, el mismo espacio superior que la espiral común de 5 vueltas.

El concentrador en espiral ha demostrado tener una capacidad desacostumbrada en el procesamiento por gravedad de corrientes de desecho de las plantas procesadoras de minerales del tipo magnético tradicional y el de flotación de espuma. Hay muchas plantas de minerales en las cuales se recuperan primero algunos valores de hierro mediante espirales y, a continuación, se envían los desechos a los separadores magnéticos. Hay también plantas de hierro en que se utiliza un procesamiento de orden inverso. En las espirales, los minerales de hierro no magnéticos se pueden recuperar con eficiencia como producto de grado elevado. Una planta de tratamiento de minerales de molibdeno, de Colorado, proporciona un ejemplo extraordinario del procesamiento de desechos en espirales. Cada 24 horas, las espirales recuperan concentrados comerciales de tungsteno, pirita y estaño, de miles de toneladas de desechos de las plantas de flotación. No existe ningún otro método conocido de procesamiento de minerales que permita recuperar económicamente valores de estaño y tungsteno de esta fuente. El mineral bruto contiene sólo 0.03% de tungsteno y trazas de estaño. El estaño se encuentra presente como mineral casiterita y el tungsteno, como mineral hubnerita.

Característica de operación La **capacidad** de la espiral puede ir de 0.12 a más de 0.5 kg/s (0.5 a más de 2 tons/h) de alimentación. El grado de concentrado que se produce se puede ver afectado adversamente por una velocidad de alimentación demasiado baja o muy elevada. Una buena velocidad promedio de alimentación para la mayor parte de las instalaciones de espirales es de 1.5 tons de nueva alimentación por hora, la densidad de pulpa de alimentación de la espiral puede ir de 10 a 50% de sólidos. Si los valores se encuentran en minerales pesados y gruesos, se prefiere una densidad alta de la pulpa, mientras que si los valores están en minerales pesados y tamaños finos, es mejor utilizar densidades bajas de pulpa. En general, una buena alimentación de pulpa es la de 20 a 30% de sólidos por peso.

Requerimientos de agua Las necesidades de agua por espiral pueden ir de 1.0 a 2.5 L/s (15 a 40 gal/min); esto incluye 0.2 a 0.6 L/s (3 a 10 gal/min) de agua utilizada en el canal de lavado. Una de las características atractivas de la espiral es que el agua recuperada se puede utilizar, en general, en todas las etapas, con excepción de la purificación final.

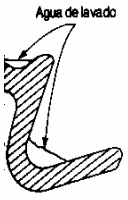
Mantenimiento Las únicas partes móviles en los concentradores en espiral son las de las bombas que proporcionan la alimentación y hacer recircular los productos intermedios. Sin embargo, se presentan a veces problemas sencillos de mantenimiento, asociados a la artesa misma en espiral. Algunos minerales contienen partículas afiladas de minerales muy abrasivos. La presencia de esos minerales en algunos

covery of Flake Mica,"
ncentration on Mesabi
Min. Branch*, **184**, 187
ng. Min. J.*, **146**(3), 85
Flotation Cells," *Eng.*
Project," *Eng. Min. J.*,
Gravity Separation of
paration of Anthracite
ns. 5th Ann. Anthracite
New Highland Plant
2, 72 (1955). Roe, *Iron*
ake Bluff, Ill., 1957.
otential Applications,"
mphreys Spiral Con-
(1958).

ón en espiral de mi-
almente en las dife-
ivas entre los mate-
na del material de
tación de alimenta-
aparente de los mi-
la de burbujas de ai-
los concentradores
nera vez su viabili-
e Oregon demostró
erales de cromo de

artesa o un canalón
micircular modifi-
al estándar consiste
es de tres vueltas en
acostumbradamen-
os o de segunda eta-
conforme la pulpa
Jn concentrador en
e espacio de piso y
de la alimentación
de partículas de la
ente malla 10 a 200

ón desciende por el
co o densidad rela-
hacia el interior del



ntrador en espiral de

materiales provoca la formación rápida de ranuras profundas en la superficie de las espirales de hierro colado. Las ranuras producidas por desgaste se pueden reparar con gran variedad de cementos plásticos y metálicos. La mayor parte de las espirales que se utilizan en la actualidad son de hierro colado con recubrimientos moldeados y vulcanizados. Esos recubrimientos han permitido resolver adecuadamente casi todos los problemas de desgaste.

Aparte de estos últimos, el mantenimiento en la planta incluye por lo común el retiro de la madera, pedazos de alambre y otras basuras de los orificios. Cuando se utiliza una alimentación reactivada, se pueden acumular capas de reactivos aceitosos en la superficie de la espiral, que requieren a veces el raspado para su limpieza. Con las alimentaciones que contienen reactivos aceitosos que atacan al caucho, se utilizan secciones de espiral en aleaciones resistentes a la abrasión.

Se han fabricado espirales de concreto, plástico, caucho sólido, hierro y aleaciones especiales de hierro.

Costos de operación El costo de operación de una planta concentradora en espiral se encuentra entre los más bajos de cualquier planta de procesamiento de minerales que maneje materiales similares de alimentación. Las únicas piezas móviles del equipo son las bombas incluidas en el diagrama de flujo, con el fin de elevar la alimentación y el agua para las espirales. Una bomba grande puede alimentar a 100 o más espirales en una planta grande. En una planta canadiense de minerales de hierro, 12 bombas de 0.14 m^3/s (2200 gal/min) proporcionan alimentación para 1152 espirales de primera etapa. En muchas plantas, las espirales de segunda y tercera etapa se alimentan por medio de la gravedad. Por tanto, el mantenimiento se limita en gran parte a la reparación de las bombas. Cuando se procesan minerales desacostumbradamente abrasivos, el mantenimiento de las secciones desgastadas de las espirales puede ser muy amplio, a menos que se utilicen recubrimientos de caucho u otros materiales resistentes a la abrasión en las superficies de desgaste.

Las necesidades de mano de obra para una planta de espiral son bajas y se rigen primordialmente por el tipo de material alimentado a las espirales. Por ejemplo, un mineral de fosfato que contenga raíces, hojas y otras basuras tendrá suficiente material fibroso para bloquear los orificios de concentrado y, en general, para impedir un buen funcionamiento de la espiral. Cuando se procesan esos tipos de minerales, se necesita considerablemente más mano de obra para la limpieza y los ajustes. En general, los minerales metálicos están libres de materiales fibrosos que puedan quedarse suspendidos en las espirales y un solo hombre puede manejar un centenar o más de espirales.

Los requisitos de energía para las plantas de espirales son bajos y consisten primordialmente en la energía de bombeo y, quizá, de un equipo espesador o de manejo de pulpas, asociado al diagrama de flujo.

En la tabla 21-12 se da un resumen característico de una gama aproximada de costos directos de una planta de concentración en espiral.

TABLA 21-12 Gama aproximada de costos directos para la concentración en espiral

Elemento de costo	Centavos por tonelada corta de alimentación a la espiral
Mano de obra	3.0–5.0
Potencia	1.6–3.0
Mantenimiento	2.0–3.0
Depreciación	2.8–4.0
Total	9.4–15.0

SEPARACIÓN DE MEDIOS DENSOS

REFERENCIAS GENERALES: Aplan y Spedden, "Viscosity Control in Heavy Media Suspension," *Proc. 7th Int. Miner. Process. Congr.*, New York, septiembre 20, 1964, Gordon y Breach, New York, 1965, p. 103. Browning, *Heavy Liquids and Procedures for Laboratory Separation of Minerals*, U.S. Bur. Mines Inf. Circ. 8007. *Chemical Engineers' Handbook*, 5th ed., McGraw-Hill, New York, 1973, sec. 21. Deurbrouck y Hudy, *Performance Characteristics of Coal-Washing Equipment: Dense-Medium Cyclones*, U.S. Bur. Mines Rep. Invest. 7673. Doyle, "The Sink-Float Process in Lead-Zinc Concentration," *AIME Symp. Lead Zinc*, St. Louis, 1970. Gaudin, *Principles of Mineral Dressing*, McGraw-Hill, New York, 1939. *MBI Patented Sink and Float Process*, brochure, American Zinc, Lead and Smelting Co., 1940. "Mineral Engineering Techniques," *Chem. Eng. Prog. Symp. Ser.*, **50**(15), (1954). Mular y Bhappu (eds.), *Mineral Processing Plant Design*, 2d ed., Society of Mining Engineers, AIME, New York, 1980. Ore Dressing Notes, 11, 14, and 16, American Cyanamid Co. Oss y Erickson, "Instrumentation and Control of the Heavy Media Process," *Min. Eng.*, **14**, 41 (mayo, 1962). Richards y Locke, *Textbook of Ore Dressing*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1940. Rodis y Cremer, "Why an Atomized Ferrosilicon?" *Min. World*, **22**(3), 36 (marzo, 1960). Taggart, *Handbook of Mineral Dressing*, 2d ed., Wiley, New York, 1945. Tippin y Browning, *Heavy Liquid Cyclone Concentration of Minerals*, U.S. Bur. Mines Rep. Invest. 6969 and 7134. Volin y Valentyik, "Control of Heavy Media Plants," *Pit Quarry*, **62**, 111 (diciembre, 1969). Walker y Allen, "Beneficiation of Industrial Minerals by Heavy Media Separation," *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng., Min. Branch*, **184**, 17 (1949).

La separación de medios densos, también conocida como procesamiento de medios pesados o por flotación-hundimiento es una adaptación del procedimiento común de laboratorio para la separación de sólidos con diferentes pesos específicos relativas al introducirlos en un líquido pesado, con una densidad relativa intermedia a la de los sólidos por separar, lo que hace que las partículas ligeras floten, en tanto que las más pesadas se hunden; sin embargo, en la separación de medios densos, el líquido que realiza la separación se produce al dispersar sólidos con una finura de molienda relativa y peso específico elevado, en agua y mantener esta pulpa en suspensión mediante una agitación ligera. Este método es muy eficaz y puede utilizarse para la separación de sólidos con diferencias de peso específico o densidad relativa tan pequeñas como 0.005. A menudo, es el único proceso que se requiere para la eliminación de los desperdicios perjudiciales existentes en el carbón. Este método se utiliza mucho para el beneficio de los minerales y se está descubriendo un empleo mayor para el procesamiento del desperdicio fragmentado de automóviles y la recuperación de los valores presentes en los desperdicios sólidos municipales.

La separación de medios densos se puede utilizar para producir un concentrado acabado o una alimentación mejorada, para el procesamiento subsecuente. En este último caso, proporciona un medio de bajo costo para rechazar una cantidad significativa de desperdicio esencialmente improductivo, en un tamaño grueso.

Por lo general, las plantas de flotación-hundimiento se diseñan a petición del usuario para cada aplicación individual; sin embargo, se dispone de unidades modulares para el beneficio del carbón. En la mayor parte de las aplicaciones grandes de procesamiento de minerales, las plantas se colocan de tal modo que, en forma permanente, faciliten el acceso de la alimentación y la eliminación de los desperdicios, pero a menudo, para las operaciones más pequeñas de carbón y agregado, las plantas se construyen con la anticipación de la reubicación, una vez que los depósitos de carbón se han agotado.

La respuesta de una alimentación determinada a un proceso de flotación y hundimiento se puede establecer con precisión en el laboratorio mediante las pruebas realizadas con varios líquidos pesados. Por lo general, los líquidos que aparecen en la tabla 21-13 se utilizan para este propósito; estos hidrocarburos halogenados son mutuamente miscibles, lo cual permite la preparación de casi cualquier pulpa, con la densidad deseada, en una planta comercial. Los trabajos de prueba con líquidos pesados proporcionan la base para especificar el diámetro óptimo de la malla, para preparar la alimentación.

Las corridas de prueba continuas realizadas en plantas piloto, generalmente se recomiendan con objeto de verificar los resultados de laboratorio y establecer los criterios para el diseño de las plantas. Se

TABLA 21-13 I
nes de las pruel

Nomb
Yoduro de metileno
Tetrabromoetano
Bromoformo
Tribromoetano
Bromuro de metileno
Dibromuro de etileno
Clorobromuro de met
Pentacloroetano
Tetracloruro de carbo
Tricloroetileno
Dicloruro de etileno

dispone de instalaci
tigación para el pro

Preparación y

lograr una separac
de densidad depen
que se encuentran
liberación se pued
produzca su fractu
tituyentes que se v
de lograr a través
de liberación de lo

Existe una redu
ción para el proces
de depender de los
plo, si el proceso
separación, como
rechazo del materi
lativamente grues

TABLA 21-13 Líquidos utilizados para las alimentaciones de las pruebas

Nombre	Densidad relativa, 25°C
Yoduro de metileno	3.33
Tetrabromoetano	2.96
Bromoformo	2.89
Tribromoetano	2.61
Bromuro de metileno	2.48
Dibromuro de etileno	2.17
Clorobromuro de metileno	1.92
Pentacloroetano	1.67
Tetracloruro de carbono	1.59
Tricloroetileno	1.46
Dicloruro de etileno	1.26

dispone de instalaciones para estas corridas en varios centros de investigación para el procesamiento de los minerales.

Preparación y tamaño de la alimentación La capacidad para lograr una separación de partículas sólidas diferentes sobre la base de densidad depende, como en toda separación física, del grado en que se encuentran liberadas (desunidas) las partículas entre sí. La liberación se puede lograr rompiendo el material, de manera que se produzca su fractura y se liberen los granos individuales de los constituyentes que se van a recuperar. El grado de separación que se puede lograr a través del proceso con medios densos depende del grado de liberación de los granos individuales.

Existe una reducción óptima de tamaño del material de alimentación para el proceso con medios densos; este intervalo de tamaños puede depender de los objetivos generales para su utilización. Por ejemplo, si el proceso se utiliza junto con un método subsecuente de separación, como la flotación, el intento puede ir más allá del simple rechazo del material improductivo de desperdicio, con un tamaño relativamente grueso y una alta recuperación de los valores aunque el grado resultante de esta operación con medios densos aún puede ser bajo; por otra parte, si el grado de concentración ha de ser elevado, se necesitará un grado de liberación más fino a expensas de una pequeña pérdida en la recuperación. El trabajo inicial de prueba puede establecer el llamado grado en función de las limitaciones de la recuperación, en las operaciones con medios densos, para el material específico en cuestión. En esta prueba se debe reconocer que el proceso con medios densos no es eficaz para el tratamiento de un material que contenga una cantidad sustancial de partículas con un diámetro menor que, aproximadamente, 0.5 mm (20 a 28 mallas de Tyler).

El diámetro más grande que se puede someter a tratamiento depende, básicamente, de las dimensiones del recipiente para llevar a cabo la separación; un carbón hasta de 0.3 m (12 in) se ha procesado en forma satisfactoria dentro de un separador de tambor como el que se muestra en la figura 21-41. Generalmente, es necesaria la eliminación completa de las partículas finas, con objeto de asegurar la viscosidad adecuada de los medios. Los finos incrementan la viscosidad y reducen la velocidad del proceso de separación.

El tamizado para la preparación de la alimentación entre el triturador y el recipiente del separador puede ser del tipo giratorio o por vibración. Sólo se aplica agua de lavado en el extremo de alimentación de la malla, con objeto de que la alimentación al proceso entre al separador en forma húmeda, pero exenta de agua libre, que reduciría la densidad de la pulpa. En algunos casos, se ha descubierto que es conveniente utilizar un recipiente para el almacenamiento de las ondas de presión, colocado entre la criba y el separador, con objeto de drenar cualquier posible exceso de agua.

En la figura 21-39 se muestra un diagrama característico de flujo.

Preparación de los medios Se han utilizado varios materiales sólidos para la preparación de los medios. En el desarrollo inicial del proceso se utilizaron mezclas de barita y arcilla y una suspensión de arena para la separación del carbón y el esquisto. También se utilizó

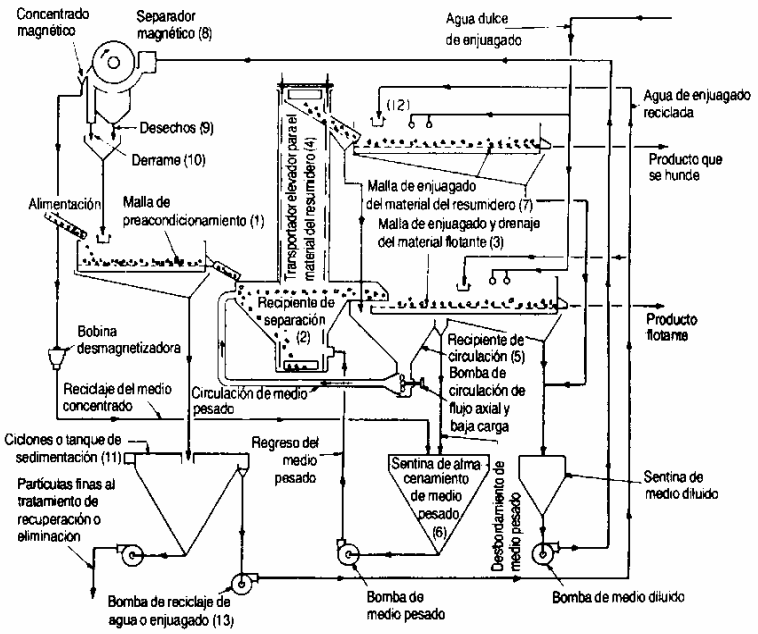


FIG. 21-39 Diagrama característico de flujo de medios densos para una planta limpiadora de carbón. *(Cortesía de Process Machinery Division, Arthur G. McKee Co.)*

galena (mineral de sulfuro de plomo) para lograr una densidad más elevada de la pulpa. En el procesamiento actual se prefieren las partículas con una base de hierro como, por ejemplo, la magnetita y el ferrosilicio, porque ofrecen densidad adecuada, resistencia más elevada al rozamiento y mayor facilidad de recuperación por métodos magnéticos. Con la magnetita se puede obtener una pulpa con densidad 2.5 veces más elevada que la del agua: el ferrosilicio puede proporcionar un factor de densidad de 3.3, que es eficaz para la separación de la mayor parte de los componentes de la ganga de los minerales metálicos. Ambos materiales se pueden utilizar para obtener densidades intermedias de los medios.

Diámetro de partícula del medio Es importante el diámetro de partícula del medio. Un medio relativamente grueso (menos de 100 mallas) se suele utilizar en los separadores de gran tamaño tipo estático, como, por ejemplo, los conos; sin embargo, en los separadores dinámicos es deseable un diámetro mucho menor. En esta aplicación se recomienda utilizar la magnetita molida o el ferrosilicio atomizado, producto que se fabrica al vaciar ferrosilicio fundido dentro de una cámara de atomización, donde un chorro de vapor da la forma de partículas esféricas a la aleación; estas partículas son más resistentes al desgaste que las partículas de un producto molido y causan menos abrasión al equipo. El ferrosilicio atomizado permite la obtención de densidades de pulpa superiores, con un factor de densidad de 3.4, aproximadamente.

TABLA 21-14 Distribución característica de diámetros de la magnetita natural molida*

	Porcentaje en peso retenido para el diámetro de la malla				
Grado del producto	100	200	325	Menos de 325	Costo 1978
A	0.6	12.0	17.8	69.6	$72
B	0.1	1.0	7.6	91.4	$74
C	5.0	22.0	23.0	50.0	$72
D	6.0	29.5	22.9	36.3	$71
E	0.1	0.4	1.9	97.7	$85
G	0.2	6.2	15.5	78.1	$74

*Foote Mineral Co.

La magnetita natural, molida con la finura solicitada por el usuario, se encuentra disponible en muchos diámetros. En la tabla 21-14 aparece una hoja característica de especificaciones. El costo se basa en cargas de camión, con bolsas de papel de 45.4 kg (100 lb), FOB Frazer, Pennsylvania.

Las empresas Foote Mineral Company y Carborundum Co. disponen de ferrosilicio pulverizado, que contiene aproximadamente 15% de silicio, en los diámetros y con los precios mostrados en la tabla 21-15. El costo se basa en una carga de camión, con tambores de acero de 227 kg (500 lb), FOB Keokuk, Iowa, y Niagara Falls, Ontario.

En la actualidad, sólo se dispone de ferrosilicio atomizado procedente de la República Federal Alemana, a través de American Hoechst Corp., en los diámetros mostrados en la tabla 21-16. El costo varía según la tarifa de intercambio del dólar de Estados Unidos respecto al marco alemán, pero es aproximadamente de $770 por tonelada métrica, FOB Alemania (estimación de 1978).

Aditivos químicos El empleo de aditivos químicos en el procesamiento de flotación-hundimiento no es común, con excepción de la cal, para evitar la oxidación y descomposición del medio; en ocasiones, se agrega una pequeña cantidad de arcilla para mejorar la estabilidad cinética de la suspensión.

Una cantidad considerable de trabajo de laboratorio indica que el empleo de un dispersante, como, por ejemplo, hexametafosfato de sodio, puede ayudar a la estabilización del medio; un informe de datos más recientes señala los efectos benéficos de la adición de polímeros, que reducen la viscosidad del medio, en tanto que en forma simultánea producen una velocidad de asentamiento muy baja de los compuestos ferrosos; esto, sin duda, es de gran valor en las separaciones difíciles, pero hasta el momento no se dispone de datos de operaciones comerciales.

Recipientes de separación Se han propuesto y utilizado muchos tipos diferentes de recipientes de separación para el proceso de flotación-hundimiento. Para la aplicación con diámetros gruesos, que incluyen una razón elevada de la flotación respecto al hundimiento o una diferencial alta de peso específico como, por ejemplo, el caso del carbón, es común el empleo de recipientes en forma de cubeta (como el que se muestra en la figura 21-40) o separadores de volante giratorio; sin embargo, para la separación o beneficio de la mayor parte de los minerales, los otros tipos de separadores tienen buena aceptación. El diseño óptimo para un mineral determinado depende de muchas variables, como, por ejemplo, la velocidad de alimentación, el diámetro de las partículas alimentadas, la razón de flotación respecto al hundimiento, y la diferencial de peso específico entre los sólidos que se van a separar. Los separadores se clasifican como estáticos o dinámicos, dependiendo de que se aplique o no la fuerza centrífuga.

TABLA 21-15 Distribución característica de diámetros del ferrosilicio pulverizado

Diámetro de partícula; tamaño de la malla inferior a	Intervalo de costo, 1978
48	$245–279
65	$248–282
100	$252–291
200	$289–400

Separadores de tambor A menudo, se procesan sólidos muy gruesos, hasta de 0.3 m (12 in), en un separador de tambor del tipo mostrado en la figura 21-41. Este separador es similar a la cubierta de un molino de bolas, con elevadores unidos a la pared, en forma permanente. El medio y la alimentación entran en un extremo y el producto de la flotación fluye a través del muñón de descarga, en tanto que el producto hundido se eleva por medio de la rotación del tambor hasta un vertedero estacionario, a través del cual se saca. Las modificaciones a este tipo incluyen la división de la cubierta en dos compartimientos, lo cual permite la operación simultánea con dos densidades diferentes de pulpas, lo que da por resultado diversos grados de productos. Los dos compartimientos que giran dentro del tambor se muestran en la figura 21-41.

Los separadores de tambor tienen capacidades hasta de 250 kg/s (900 ton/h), los separadores de cono tienen capacidades de aproximadamente 125 kg/s (500 ton/h) y los separadores dinámicos se limitan a un máximo de 28 kg/s (100 ton/h); sin embargo, éstos se pueden unir por medio de un múltiple, para obtener fácilmente el tonelaje requerido. Los aspectos económicos determinan el tonelaje mínimo, para el cual se debe justificar la planta; se han construido varias plantas con una capacidad de 2.8 kg/s (10 ton/h).

Separadores de cono Los materiales de alimentación con diámetros intermedios, que varían entre 0.1 y 0.01 m (4 a 0.5 in) se pueden procesar en separadores de cono como el que se muestra en la figura 21-42. Estos separadores tienen un área grande de superficie y un volumen incrementado para la pulpa, lo que permite un mayor tiempo de retención que en la mayor parte de los otros tipos de separadores, lo cual constituye una gran ventaja cuando se trata de separar sólidos con una diferencial pequeña de peso específico. La alimentación se introduce al cono en un punto inferior al nivel de pulpa y tan lejos como sea posible de la placa desviadora de sobreflujo. El movimiento lento de los rastrillos evita la acumulación del medio en las paredes, proporciona la agitación necesaria para evitar el asentamiento del mismo y empuja las partículas producto de la flotación hacia el vertedero de sobreflujo. El producto del hundimiento se elimina del fondo del cono por medio de una bomba de vaivén, o mediante elevación con aire interna o externa. Los elevadores mecánicos del tipo tornillo o cangilón se han utilizado también, pero requieren más mantenimiento.

FIG. 21-40 Recipient

FIG. 21-41 Recipien

Separadores de ci
de 0.04 hasta 0.0005
dores dinámicos del
los separadores de ci
forma tangencial al
sección cilíndrica co
impide los cortocirc

TABLA 21-16 Distribución de diámetro del ferrosilicio atomizado

Diámetro de partícula, mayor que el de la malla de Tyler	Distribución de los grados del fabricante					
	Extra grueso	Grueso	Fino	Ciclón 60	Ciclón 40	Ciclón 20
48	15– 0	5– 0				
65	25– 7	8– 2	4– 0			
100	42–20	22– 7	8– 2	3–0		
150	55–35	35–17	22– 5	8–0	3–0	
200	70–50	50–35	30–15	20–5	8–3	2–0
Diámetro de partícula, menor que el de la malla de Tyler						
200	30–50	50–65	70–85	80–95	92–97	98–100
325				40–60	70–85	90–100
625				10–20	40–55	70– 80

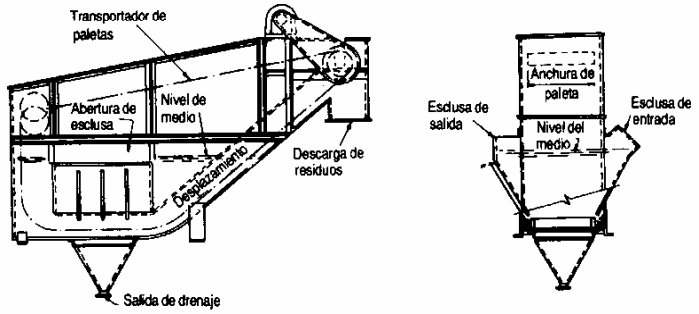


FIG. 21-40 Recipiente separador de medios densos del tipo de tanque de arrastre. (*Cortesía de Link-Belt Co.*)

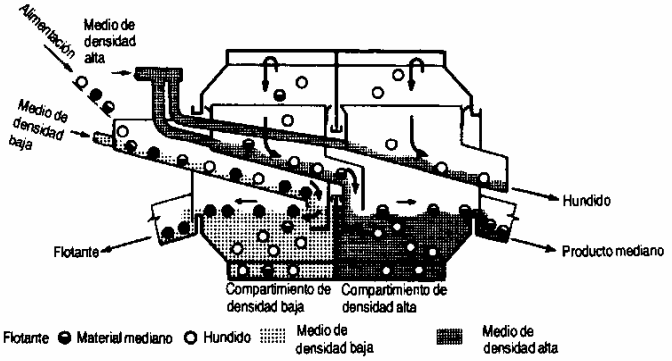


FIG. 21-41 Recipiente separador de medios densos del tipo de tambor giratorio. (*Cortesía de Western Machinery Co.*)

Separadores de ciclón. Los sólidos de alimentación más finos, desde 0.04 hasta 0.0005 m (1.5 in a 28 mallas) se pueden tratar en separadores dinámicos del tipo ciclón, de Dutch State Mines (Fig. 21-43). En los separadores de ciclón, el medio y la alimentación entran juntos en forma tangencial al separador, por la entrada de alimentación **1**); la sección cilíndrica corta **2**) lleva el "detector de vórtice" central **3**), que impide los cortocircuitos dentro del ciclón. La separación se hace en la parte de forma cónica del ciclón **4**) mediante la acción de las fuerzas centrífuga y centrípeta. La porción más pesada de la alimentación sale del ciclón en la abertura del vértice **5**), y la porción más ligera por el orificio superior del derrame **6**).

La precisión de la separación entre el mineral y la ganga depende de **1**) la estabilidad de la suspensión, que se ve afectada por el tamaño del medio, **2**) la densidad relativa del medio, **3**) la limpieza del medio, **4**)

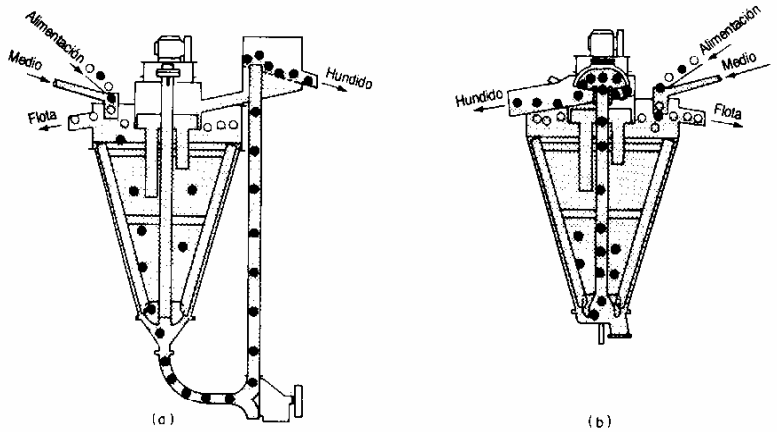


FIG. 21-42 Disposiciones de recipiente cónico de medios densos. *a*) Sistema simple, por gravedad, para dos productos con extracción de resumidero con bomba. *b*) Sistema simple, por gravedad, para dos productos con extracción de resumidero con aire comprimido. (*Cortesía de Process Machinery Division, Arthur G. McKee Co.*)

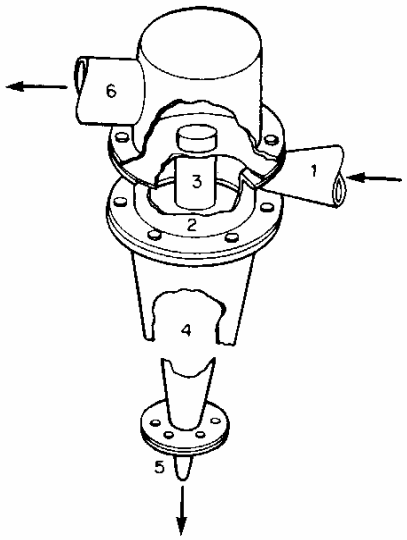


FIG. 21-43 Separador ciclónico Dutch State Mines.

el ángulo del cono, **5**) el tamaño y las razones de las aberturas internas en el ciclón (entrada, vértice y vórtice), y **6**) la presión a la que se introduce la pulpa en el ciclón. El ángulo de cono de 20 grados es el más común. El diámetro del ciclón se determinará mediante la separación que se va a hacer, al igual que la capacidad que se requiere. En las plantas de carbón, los más comunes son los ciclones de 0.5 y 0.6 m (20 y 24 in), mientras que en las separaciones de densidad más altas, se utilizan conos múltiples de 0.25 o 0.3 m (10 a 12 in) de diámetro.

En general, los ciclones con medios densos funcionan en la gama de (0.7-1.0) x 10^6 Pa (10 a 15 lbf/in^2). No es aconsejable ir por debajo de (0.4-0.56) x 10^6 Pa, debido a que a presiones más altas, se mejora la recuperación del material de peso específico bajo y el rechazo de las impurezas, sobre todo en el caso de los tamaños más finos. Se han utilizado presiones de hasta 2.5 x 10^6 Pa (36 lbf/in^2) que hacen aumentar la capacidad, pero aceleran el desgaste. El tiempo de residencia de las partículas de minerales es muy breve en el ciclón y se hace circular un gran volumen de medio por cada tonelada de alimentación tratada en el cono. La pérdida de medios es más alta en las plantas de ciclones debido a los medios más finos que se requieren y los volúmenes adicionales que se encuentran en esas plantas. La pérdida de medio puede ser de 2 a 5 kg/ton (5 a 10 lb/ton) de mineral tratado, en las plantas de ciclones, en comparación con 0.2 a 0.8 kg/ton (0.5 a 1.5 lb/ton) en los circuitos de medios densos estáticos gruesos. Las necesidades de mano de obra en las plantas de ciclones son bajas y la eficiencia elevada. Un ciclón de medio pesado de 0.6 m (24 in) puede manejar 75 ton/h de carbón.

Separador Dyna Whirlpool American Zinc Co., desarrolló un diseño de recipiente único para capacidades de hasta 100 ton/h. La separación se produce en un recipiente separador de forma cilíndrica, mantenido en posición inclinada respecto al plano horizontal. Este sistema, que se conoce como proceso Dyna Whirlpool (DWP), permite la entrada por separado del medio y los sólidos de la alimentación, como se muestra en la figura 21-44. Uno de los rasgos evidentes de este separador es que la alimentación entra al separador mediante flujo por gravedad. El tamaño de la alimentación puede ir de 0.05 a 0.0002 m (2 in a malla 65). En general, se ha utilizado magnetita o ferrosilicio.

Control del proceso Como sucede con todos los procesos de concentración, los resultados óptimos se obtienen en condiciones de operación de régimen permanente; dada la sencillez del proceso con medios densos, estas condiciones se pueden mantener fácilmente.

La uniformidad de la velocidad de alimentación se puede asegurar por medio de un alimentador de peso constante; el control de la densidad puede obtenerse en forma automática con una probeta de medición, colocada en la línea de retorno del medio, que ajusta el suministro del volumen necesario del medio, de acuerdo con los resultados del dispositivo medidor de densidades o los del espesador del medio, la viscosidad se puede controlar también en forma automática por medio de una prueba continua de un volumen predeterminado del medio de retorno y el ajuste del divisor, colocado debajo de la malla de drenado, para la limpieza del medio, según sea necesario. El control del pH se puede automatizar por los métodos convencionales.

No obstante la posibilidad de esta automatización, muchas operaciones satisfactorias dependen casi por completo del muestreo manual. Las determinaciones de densidad de la pulpa en la línea de retorno del medio y en cada una de las mallas de drenado se hace a intervalos programados y el operador ajusta el flujo del medio según sea necesario.

FIG. 21-44 Separador

Costos Ya que el p
a partículas relativan
los costos de capital y
menores a los que se
de la misma capacid
paración de la alimen
ble una recuperación
se requiere un mínim
su trabajo, para que
quiera que sea su vel

Las estimaciones
ton/h), en la que se u
mente 350 000 dólar
mido, trituradoras, ci
una planta como ésta

Por lo regular, los
tavos a 1 dólar por t
ducción en tonelada
mente, las pérdida
comparación con ot
requieren partículas
ser entre 2 y 20 kg/to
con ciclones, en com
ra con pérdidas men

SEPARACIÓN M

REFERENCIAS GENERA
netic Separation," *Sc*

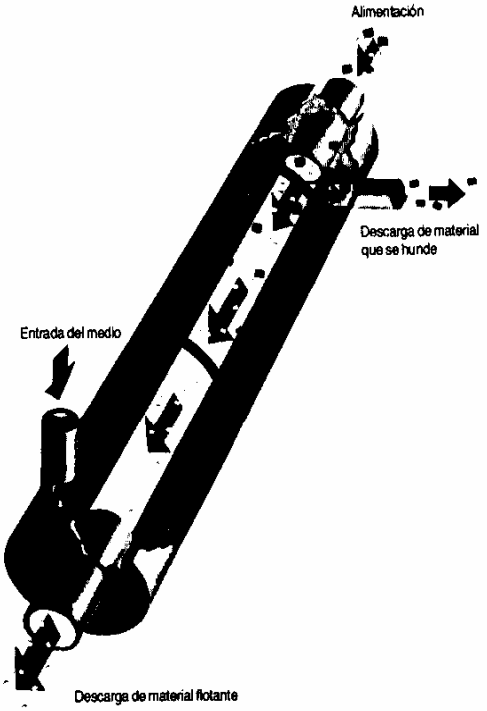


FIG. 21-44 Separador Dyna-Whirlpool. (*Cortesía de American Zinc Co.*)

Costos Ya que el procesamiento de hundimiento-flotación se aplica a partículas relativamente gruesas y es una operación de un solo paso, los costos de capital y operación son por lo general, considerablemente menores a los que se requerirían en un molino de flotación o gravedad de la misma capacidad. Se necesita un gran flujo de agua para la preparación de la alimentación y la recuperación del medio, pero es posible una recuperación casi total del medio para la recirculación. Por ley, se requiere un mínimo de dos operadores por turno, bien entrenados en su trabajo, para que puedan encargarse de varios separadores, cualquiera que sea su velocidad de alimentación.

Las estimaciones para una planta con una capacidad de 30 kg/s (100 ton/h), en la que se utiliza un separador dinámico, son de aproximadamente 350 000 dólares (1978), sin incluir energía, agua, aire comprimido, trituradoras, cimentaciones y edificio; la potencia instalada para una planta como ésta sería de aproximadamente 298 kW (400 hp).

Por lo regular, los costos directos de operación varían entre 30 centavos a 1 dólar por tonelada de alimentación, dependiendo de la producción en toneladas por hora y la recuperación del medio. Generalmente, las pérdidas del medio en un separador dinámico, en comparación con otro estático, son mayores, básicamente porque se requieren partículas de un diámetro más fino; estas pérdidas pueden ser entre 2 y 20 kg/tm (5 a 50 lb/ton) de mezcla procesada en una planta con ciclones, en comparación con una estática que, por lo general, opera con pérdidas menores del medio.

SEPARACIÓN MAGNÉTICA

Referencias Generales: Kolm, Oberteuffer y Kelland, "High-Gradient Magnetic Separation," *Sci. Am.*, **233**(5), 46-54 (noviembre, 1975). Lawyer y Hopstock, "Wet Magnetic Separation of Weakly Magnetic Materials," *Min. Sci. Eng.*, **6**(3). 154-172 (julio, 1974). Marston, "The Use of Electromagnetic Fields for the Separation of Minerals," World Electrical Congress, Moscow, 1977. Taggart, *Handbook of Mineral Dressing*, 2d ed., Wiley, New York, 1945.

Los principios de la separación magnética se han aplicado, en forma comercial, durante más de 100 años; estas aplicaciones van desde la eliminación de hierro grueso atrapado hasta las separaciones más complicadas, como, por ejemplo, la eliminación de las partículas débilmente magnéticas que dejan manchas de hierro en las arcillas para el recubrimiento de los papeles. La aplicación de los métodos de separación magnética a las partículas débilmente magnéticas se ha logrado por los avances recientes en el diseño del separador. Actualmente, los separadores magnéticos se utilizan en muy diversas industrias y su tamaño varía desde el modelo de laboratorio hasta los dispositivos capaces de procesar cientos de toneladas por hora.

La selección del mejor separador para una aplicación determinada requiere la comprensión de los principios básicos del magnetismo y la evaluación de la capacidad del separador sobre la base de las variables de aplicación y diseño, como, por ejemplo, el tipo de material que se va a procesar, procesamiento húmedo o en seco, intervalo del diámetro de la partícula, características magnéticas de la alimentación, velocidad deseada de la carga, etc.

Principios de la separación magnética Cualquier partícula colocada dentro de un campo magnético se magnetiza hasta cierto punto y actúa como un dipolo magnético. Dependiendo de las características magnéticas del material, las partículas se pueden clasificar como ferromagnéticas, paramagnéticas (que se atraen magnéticamente) o diamagnéticas (que se repelen por un campo magnético). Las sustancias ferromagnéticas (como el hierro, el níquel y el cobalto) pueden magnetizarse en forma permanente y poseer fuertes momentos magnéticos por unidad de volumen. Las sustancias paramagnéticas se clasifican en fuerte o débilmente magnéticas, según la intensidad del momento magnético producido por unidad de volumen en el campo magnético externo.

El campo magnético y los gradientes de este campo se producen de muchas formas y varían tanto con la geometría del campo como con su intensidad. El campo magnético de un imán es el espacio a través del cual se siente su influencia y está trazado por las líneas de fuerza magnética; se considera uniforme u homogéneo cuando estas líneas son paralelas y se encuentran igualmente espaciadas. En las figuras 21-45*a* y *b* se puede observar que ni la barra de imán (permanente) ni las bobinas con el núcleo de hierro característico del tipo de imanes con estructura en "C" pueden producir un campo magnético uniforme.

La intensidad del campo magnético H se mide en amperes por metro. Para un solenoide de una sola capa, en cualquier punto a lo largo de su eje, la intensidad del campo magnético es

$$H = \tfrac{1}{2}NI(\cos\theta_2 - \cos\theta_1) \qquad (21\text{-}4)$$

donde H está medido en amperes por metro, A/m
N es el número de vueltas por unidad de longitud o el número de vueltas por metro
I representa la corriente por vuelta en amperes, A
θ_1 y θ_2 son los ángulos incluidos entre el eje y las líneas trazadas desde el punto medido a sus extremos más cercano y lejano

La densidad de flujo magnético es

$$B = \mu_0(H + M) \qquad (21\text{-}5)$$

La densidad de flujo se calcula como la permeabilidad del espacio libre multiplicada por la suma de la intensidad del campo magnético y la magnetización inducida, observada cuando un material magnético se coloca dentro de un campo magnético, y se mide en teslas, T.

La intensidad de la magnetización inducida es equivalente a M dipolos por metro cúbico, donde μ_0 representa la permeabilidad del espacio libre, que es igual a $4\pi \times 10^{-7}$, N/A^2; y M es la magnetización, A/m.

Otro método para calcular B es

$$B = \mu H \tag{21-6}$$

donde μ es la permeabilidad del material.

La susceptibilidad magnética de un material (χ, susceptibilidad en volumen) es adimensional y se define como la relación de la magnetización inducida respecto a la intensidad del campo magnético. Esta razón se expresa como

$$\chi = M/H \tag{21-7}$$

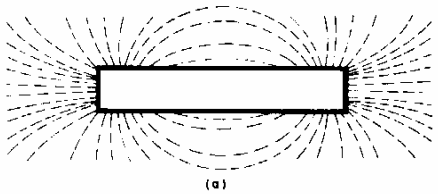
Por consiguiente,

$$B = \mu_0 H(1 + \chi) \tag{21-8}$$

La susceptibilidad magnética específica (ψ) es

$$\psi = \chi/\rho \tag{21-9}$$

donde ρ es la densidad del material.



(a)

FIG. 21-45a Líneas de fuerza alrededor de un imán tipo barra.

Las sustancias paramagnéticas tienen susceptibilidades positivas y la magnetización inducida incrementa la densidad de flujo magnético en el interior de la sustancia. Los materiales diamagnéticos tienen susceptibilidades negativas y un campo magnético inducido, en este caso, cancela parte de la intensidad del campo magnético.

La permeabilidad (μ) que a menudo se utiliza, aunque en forma poco precisa, para designar a las sustancias ferromagnéticas es la relación de la densidad de flujo magnético respecto a la densidad del campo magnético:

$$\mu = B/H \tag{21-10}$$

La permeabilidad relativa es igual a μ/μ_0

En unidades cgs,

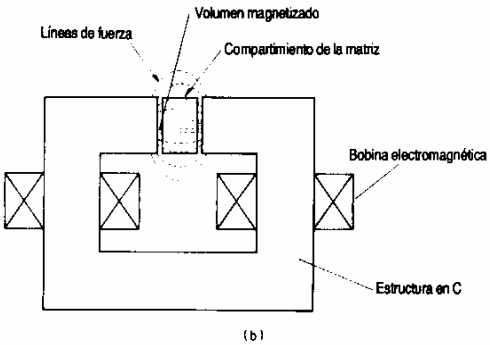
$$B = H + 4\pi I \tag{21-11}$$

$$K = I/H \tag{21-12}$$

$$K = \chi/4\pi \tag{21-13}$$

En la tabla 21-17 se muestran las susceptibilidades magnéticas de los minerales y elementos; la magnetización de diversos materiales depende directamente de dos factores: 1) el grado de susceptibilidad magnética, y 2) la intensidad del campo magnético aplicado. Como se puede observar en la figura 21-46, en los materiales ferromagnéticos la saturación magnética es rápida y un incremento en la intensidad del campo no tiene efecto alguno, después de determinado punto. Para los materiales paramagnéticos (como la hematita), que son más difíciles de magnetizar, la densidad de flujo magnético es directamente proporcional a la intensidad del campo magnético y algunas de estas sustancias, hablando francamente, no se pueden saturar.

Además, las características magnéticas de un material pueden cambiar en función del esfuerzo (p. ej., las series no recocidas del acero inoxidable 316 pueden convertirse en magnéticas después del maquinado), la temperatura, la presión y los tratamientos físico y químico; en consecuencia, cuando dos materiales paramagnéticos con susceptibilidades magnéticas similares se someten a un proceso de separación, la posibilidad de realizar un pretratamiento que facilite la separación subsecuente debe analizarse.



(b)

FIG. 21-45b Líneas de fuerza producidas por un imán con estructura en C (bobinas y superficies de hierro magnético).

TABLA 21-17 Susceptibilidad magnética de elementos y minerales

Sustancia	Susceptibilidad 10^{-6} cgs	Sustancia	Susceptibilidad 10^{-6} cgs
Aluminio	+ 10.5	Ferberita	+ 39.3
Al_2O_3	− 37.0	Galena	− 0.4
Apatita	+ 1.0 a + 18.0	Garnierita	+ 30.7
Aragonita	− 0.4	Oro	− 28.0
Asbolan	+ 150.0	Ilmenita	+ 15.45 a 70.0
Azurita	+ 12.2 a + 19.0	Plomo	− 23
Anatasia	+ 0.96 a + 5.60	Malaquita	+ 10.5 a + 14.5
Berilio	+ 0.4	Milerita	+ 0.21 a + 3.85
Braunita	+ 35.0 a + 150.0	Molibdenita	+ 4.93 a + 7.07
Biotita	+ 40.0	Molibdeno	+ 89.0
Barita	+ 10.0	Platino	+ 201.9
Barita (pura)	− 71.3	Rutilo	+ 0.85 a + 4.78
Branerita	+ 3.5	Scheelita	+ 0.13 a + 0.27
Cromo	+ 180.0	Siderita	+ 65.19 a + 103.81
Cromita	+ 125.6 a + 450.0	Titanio	+ 150.0
Cobalto	Ferromagnético	Tungsteno	+ 59.0
Cobaltina	+ 2.0	Uranio	+ 395.0
Cobaltita	+ 0.34 a + 0.64	Vanadio	+ 255.0
Columbita	+ 32.55 a + 37.20	Vanadita	− 0.2 a + 0.27
Cobre	− 0.1	Wolframita	+ 42.2
Calcopirita	+ 1.0 a + 5.0		

NOTA: Una lista más amplia de las susceptibilidades magnéticas de los elementos y los compuestos orgánicos e inorgánicos se puede encontrar en G. Foex, *Tables de constantes et donnes numériques*, Massou et Cie., París, 1957.

Un campo magnético ejerce una fuerza sobre cada uno de los dos polos de un dipolo (partícula), obligando a dicho dipolo a alinearse con las líneas de fuerza magnética. Estas fuerzas se ejercen con direcciones opuestas y, si el campo magnético es uniforme, serán iguales. Por lo tanto, la fuerza neta sobre el dipolo será cero. Sin embargo, si el campo varía con respecto al espacio (es decir, si hay un gradiente), la fuerza

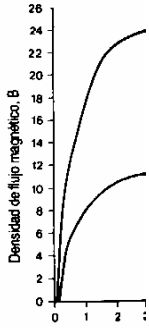


FIG. 21-46 Curvas d
magnéticos.

FIG. 21-47 Modelo

que se ejerce sobre e
elevado y será prop
magnitud del gradie
En la figura 21-4
este caso, en el que

donde F_m = fuerza n
F_d = fuerza h
F_g = fuerza d
m = caracter
$(m = \chi H$
H = intensid
dB/dz = gradient
η = viscosid
b = diámetr
v = velocid
V = volume
χ = permeal
Con objeto de ma
lumen de recolecció

En el análisis pre
importante que no

material pueden cam-
o recocidas del acero
as después del maqui-
ntos físico y químico;
agnéticos con suscep-
un proceso de separa-
o que facilite la sepa-

la matriz

Bobina electromagnética

Estructura en C

nán con estructura en C

ca de elementos

Susceptibilidad 10^{-6} cgs
+ 39.3
− 0.4
+ 30.7
− 28.0
+ 15.45 a 70.0
− 23
+ 10.5 a + 14.5
+ 0.21 a + 3.85
+ 4.93 a + 7.07
+ 89.0
+ 201.9
+ 0.85 a + 4.78
+ 0.13 a + 0.27
+ 65.19 a + 103.81
+ 150.0
+ 59.0
+ 395.0
+ 255.0
− 0.2 a + 0.27
+ 42.2

agnéticas de los elemen-
ontrar en G. Foex, *Tables*
, 1957.

cada uno de los dos
dipolo a alinearse con
rcen con direcciones
serán iguales. Por lo
mbargo, si el campo
gradiente), la fuerza

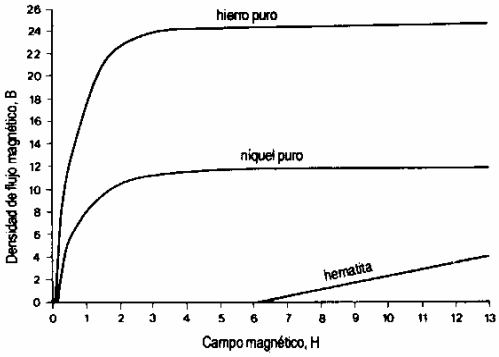


FIG. 21-46 Curvas de magnetización para materiales ferromagnéticos y paramagnéticos.

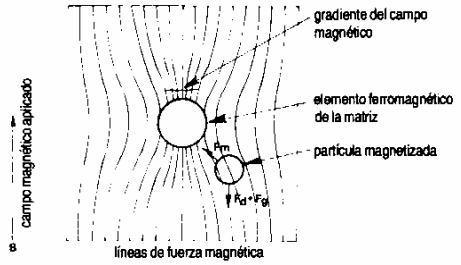


FIG. 21-47 Modelo de las fuerzas que capturan las partículas.

que se ejerce sobre el dipolo será mayor en la dirección del campo más elevado y será proporcional al momento del dipolo magnético y a la magnitud del gradiente del campo magnético.

En la figura 21-47 aparece un modelo de las fuerzas que operan en este caso, en el que

$$F_m = m\, dB/dz \qquad (21\text{-}14)$$

$$F_d = 3\pi\eta b v \qquad (21\text{-}15)$$

donde F_m = fuerza magnética de tracción
F_d = fuerza hidrodinámica de arrastre
F_g = fuerza de la gravedad
m = caracterización de la magnetización de la partícula ($m = \chi HV$)
H = intensidad del campo magnético
dB/dz = gradiente del campo magnético
η = viscosidad del fluido
b = diámetro de la partícula
v = velocidad del fluido
V = volumen de la partícula
χ = permeabilidad magnética de la partícula

Con objeto de mantener la fracción magnética del material en el volumen de recolección del separador, es necesario que:

$$F_m \geq F_d + F_g \qquad (21\text{-}16)$$

En el análisis precedente se demuestra que la densidad es un factor importante que no se puede afectar y que el diámetro de la partícula tiene gran importancia, ya que la fuerza magnética F_m es directamente proporcional al valor de b^3 de la partícula, en tanto que la fuerza de arrastre F_d depende de b. Esto significa que la separación de partículas con susceptibilidades magnéticas cercanas sólo se puede lograr en forma satisfactoria si la distribución de diámetro de las partículas se encuentra dentro de una gama relativamente estrecha. La influencia de la fuerza de la gravedad depende de la dirección relativa del flujo de la lechada. [Las fuerzas de flotación se desprecian en la relación expresada en la ecuación (21-16).]

Debe observarse que una separación magnética eficaz requiere que las partículas de especies diferentes se puedan liberar entre sí. También es importante que se utilicen las matrices más finas posibles (del tipo filamento), ya que producen los gradientes más elevados de campo magnético. La utilización de estas matrices productoras de gradientes elevados puede reducir sustancialmente la intensidad del campo magnético (la resistencia magnética) requerida para obtener los mismos resultados de separación y, en consecuencia, con una disminución tanto del capital invertido como de los costos del proceso. Los resultados más económicos se logran cuando los diámetros de los filamentos de las matrices se igualan con el diámetro de las partículas que se someten a procesamiento.

Los factores que afectan adversamente la separación de los sistemas de partículas muy finas son el movimiento browniano y las fuerzas de London; sin embargo, es posible contrarrestar estos factores con el empleo de dispersantes, el control de la temperatura, etc.

Equipo El diseño de los separadores difiere según los distintos tipos de materiales que se van a separar; en general, los dispositivos de separación magnética se pueden agrupar como sigue:

Imanes tipo rejilla Este tipo de dispositivo consta de una serie de tubos (por lo general, de acero inoxidable) que están empacados con imanes de cerámica e instalados en una trampa perpendicular al flujo del fluido. Los imanes de rejilla se utilizan para la eliminación en seco o en húmedo de las partículas de hierro gruesas o finas acumuladas en la trampa. Los diferentes diseños disponibles de equipo incluyen las rejillas con autolimpieza, las rejillas magnéticas del tipo ala y cajón, las rejillas magnéticas permanentes, las rejillas vibratorias y las rejillas giratorias. Cada uno de estos diseños se fabrica en varios tamaños, con hileras sencillas o múltiples (bancos) de tubos magnéticos. Las aplicaciones incluyen las trampas de material ferroso para lechadas como, por ejemplo, los detergentes (en el caso de las fábricas de productos químicos), el azúcar y el dulce (en las fábricas de alimentos), la recirculación de la tinta (en las operaciones de impresión) o la pulpa en las fábricas de papel.

Las rejillas se pueden instalar en todos los circuitos de material pulverizado y seco, donde la contaminación o los accidentes pueden ocurrir a causa de las partículas de hierro finas o atrapadas.

Imanes tipo placa y gibas magnéticas Estos dispositivos se utilizan para eliminar las partículas de hierro que contienen los materiales transportados en forma neumática o con un flujo descendente producido por la fuerza de gravedad. Las partículas de hierro se eliminan al ser atrapadas por una placa magnetizada que debe limpiarse en forma periódica. Se recomienda un ángulo de la rampa de 45°. El imán de placa debe estar cerca del punto de alimentación para eliminar el efecto de la velocidad. Diversos fabricantes ofrecen líneas completas de imanes de placa y gibas magnéticas.

Los imanes de placa que se utilizan en rampas pueden ser imanes permanentes o electroimanes. Para el tipo de imán permanente, el ancho del mismo se extiende hasta 1.23 m, con un ancho máximo de 2.85 m para los electroimanes. Las capacidades son aproximadamente de 250 m^3/h por cada metro de ancho, con un ángulo de 45°, con el imán colocado en el fondo de la rampa aproximadamente a 0.6 m de la parte superior y el material introducido a baja velocidad. La capacidad varía de acuerdo con el diámetro de las partículas de hierro atrapadas que es necesario eliminar y con el ángulo de la rampa (véase la tabla 21-18).

TABLA 21-18 Eliminación de hierro atrapado, con un imán de placa a 0.6 m de la parte superior*

Tamaño de partícula	Capacidad relativa %: Ángulo de la rampa, 35°	Ángulo de la rampa, 45°	Ángulo de la rampa 60°
Más de 30 g (1 oz)	125	100	75
Más de 8 mallas (2.38 mm), hasta 30 g	100	75	45
Menos de 8 mallas (2.38 mm)	33	25	10

**Cortesía de Eriez Magnetics.*

Imanes de elevación Estos dispositivos operan en forma continua o cíclica. Por lo general, los imanes continuos tienen una banda que se desplaza sobre los polos del imán de elevación para transportar las partículas magnetizadas hacia una región donde el campo magnético es bajo, o bien tiene un valor igual a cero y donde se descargan. Dependiendo del diseño de los polos, estas unidades pueden ser dispositivos de alta o baja intensidad. En la figura 21-48 se muestran los métodos dentro de la línea o tipo banda transversal, para la instalación de un imán de elevación sobre un transportador de banda.

Los separadores magnéticos tipo banda transversal se basan en el mismo principio de los imanes de elevación. A pesar de que estas unidades tienen capacidades relativamente bajas, la misma unidad puede producir separaciones selectivas, con diferentes productos, al utilizar diferentes intervalos en los polos e intensidades de campo distintas (véase la Fig. 21-49).

El diseño de los imanes mostrado en las figuras 21-48 y 21-49 se utiliza para la eliminación de hierro atrapado. Los imanes suspendidos se colocan entre 5 y 10 cm arriba del punto más elevado del material sobre el transportador y pueden diseñarse de tal modo que sean autolimpiables. Las dimensiones para los dispositivos de este tipo varían desde 2.8/1.6 m. A menudo, se prefiere la instalación mostrada en la figura 21-48*a* porque requiere imanes menos poderosos y puede limpiar el material contenido en un transportador de banda de alta velocidad (superior a 1.75 m/s). Para las unidades equipadas con autolimpieza, la velocidad de la banda es hasta 2.5 m/s.

Imanes de tambor y polea Desde que Thomas Edison inventó y desarrolló la polea magnética para la concentración de mineral de níquel, los tambores y poleas se han convertido en el tipo más común de separadores magnéticos. Estos dispositivos se pueden construir con un imán permanente o con un electroimán y el separador de tambor puede operar con alimentaciones secas o húmedas. En la figura 21-50 aparece un diagrama esquemático para el montaje de una polea magnética.

Los tambores magnéticos que operan en seco se pueden diseñar para funcionar como imanes o como poleas de elevación. Los dispositivos con tambores magnéticos tienen imanes estacionarios, en tanto giran

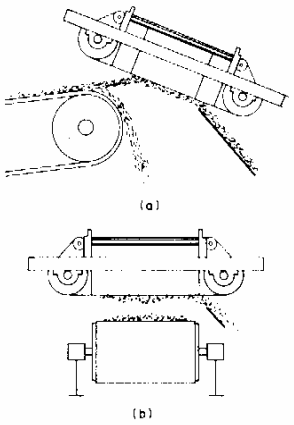


FIG. 21-48 Tipos de imanes de elevación. *a*) Imán de elevación en la línea. *b*) Imán de elevación con banda transversal. (*Cortesía de Eriez Magnetics.*)

los tambores de las poleas. En la figura 21-51 se presentan otros diagramas de posibles arreglos.

En la categoría del separador de tambor vale la pena mencionar varios dispositivos especializados.

Separador de tambor con polaridad alterna Este dispositivo se utiliza para el tratamiento de material grueso (de menos de 40 mm a más de 0.15 mm) que contiene partículas fuertemente magnéticas, cuando se requiere un concentrado de alto grado. La capacidad de este dispositivo varía con el diámetro de la partícula alimentada, hasta 100 ton/(h•m).

Separador de tambor Unigap Este dispositivo se utiliza para materiales más finos que 6 mm y con velocidades de alimentación hasta de 10 t/(h•m).

Separador magnético de tambor con baja intensidad y alta velocidad Este dispositivo está diseñado para manejar materiales muy finos (menos de 0.15 mm y más finos) para producir un concentrado magnético de alto grado.

Dependiendo de los resultados requeridos (alta recuperación de productos magnéticos o concentrados de grado elevado, es decir, limpios de productos magnéticos), los separadores de tambor en húmedo están diseñados para operar con flujo en paralelo, a contracorriente o a contrarrotación, al utilizar uno o más tambores en cualquier combinación posible. En la figura 21-52 aparecen los esquemas de estos separadores magnéticos de tambor, en húmedo.

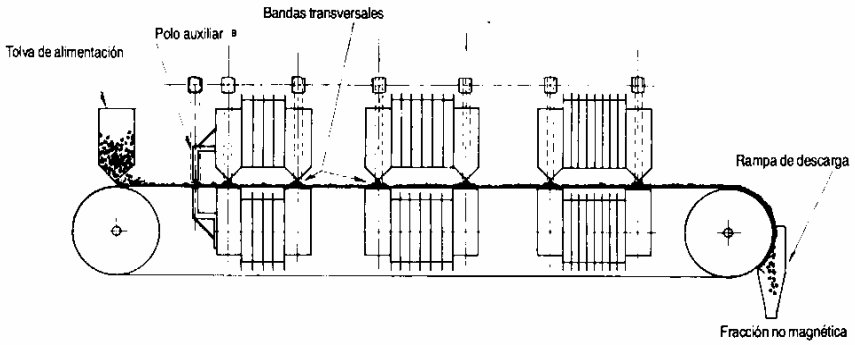


FIG. 21-49 Separador magnético de seis polos con siete bandas transversales. (*Cortesía de Readings, Inc.*)

Fracción no magnética

FIG. 21-50 Polea mag

Poleas magnéticas
entre 0.203 y 1.219 m
fundidad aceptable d
pende del diámetro
(véase la tabla 21-19
ma de estas unidades
corrección a utilizar
dimensiones y la efic
material a manejar pc

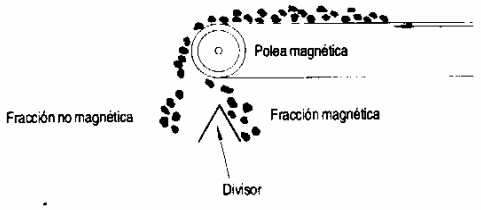


FIG. 21-50 Polea magnética.

Poleas magnéticas Estos dispositivos tienen un tamaño que varía entre 0.203 y 1.219 m de diámetro y 2.03 a 1.526 m de ancho. La profundidad aceptable del material sobre la banda del transportador depende del diámetro de la polea y de la velocidad lineal de la banda (véase la tabla 21-19). En la tabla 21-20 se indica la capacidad máxima de estas unidades. Dependiendo de la aplicación, los factores de corrección a utilizar aparecen en la tabla 21-21. Para el cálculo de las dimensiones y la eficiencia máxima, se multiplica el volumen real de material a manejar por el factor de corrección mostrado y se selecciona la polea magnética que tenga una capacidad igual o mayor que el volumen resultante.

Separadores magnéticos con tambor en húmedo Estos dispositivos se utilizan para la concentración de partículas gruesas fuertemente magnéticas. Las dimensiones del separador están afectadas por diversas variables: el volumen de la lechada, el porcentaje de sólidos en la lechada, el porcentaje de partículas magnéticas en la lechada, la recuperación requerida de partículas magnéticas y la concentración requerida del producto magnético. Este tipo de separador lo construyen varios fabricantes; las dimensiones de los tambores varían desde 0.023 hasta 1.2 m de diámetro, con anchos hasta de 3.0 m. En el tipo con flujo en paralelo se pueden procesar lechadas con 20% de sólidos en peso para los separadores con un solo tambor, y 35 a 45% para las unidades con dos tambores. El diámetro máximo de partícula que se recomienda es de 6 mm ($^1/_4$ in), pero con tanques especiales estos dispositivos pueden manejar materiales más gruesos. Los separadores del tipo a contracorriente pueden manejar partículas más finas que 0.8 mm (malla 20) y se obtienen resultados óptimos con lechadas que contienen aproximadamente 30% de sólidos. Este diseño tiene la ventaja de que se pueden manejar amplias variaciones de carga. El separador a contrarrotación se recomienda para las aplicaciones en las que la recuperación es más importante que el grado. Estas unidades pueden manejar

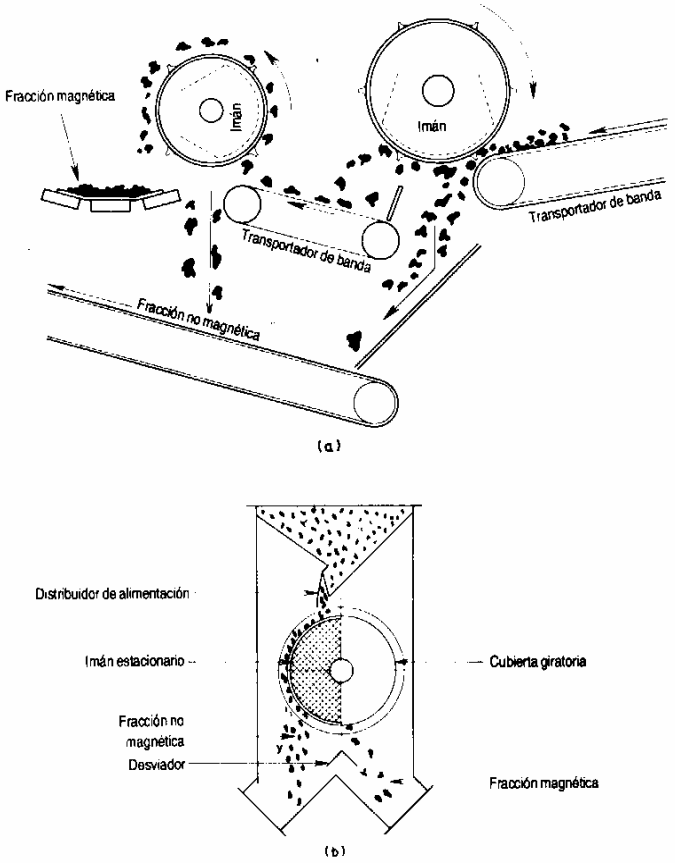


FIG. 21-51 Instalación de los separadores de tambor magnético. *a*) El tambor magnético opera como un imán de elevación. *b*) El tambor magnético opera como una polea. (*Adaptado del diseño cortesía de Eriez Magnetics.*)

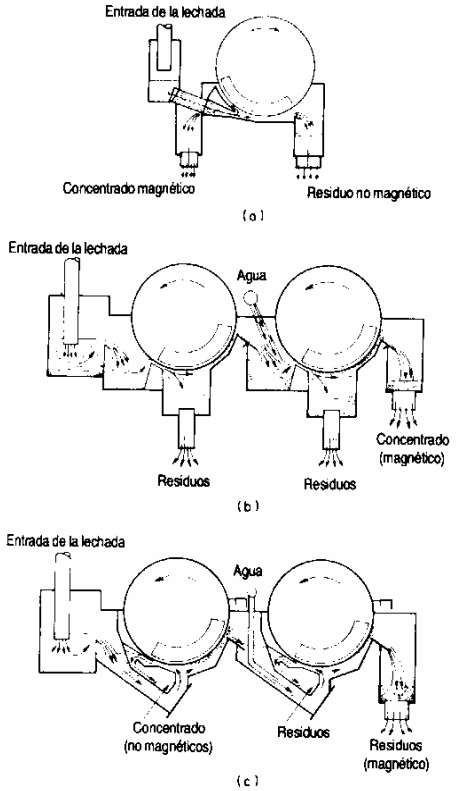


FIG. 21-52 Arreglos de los separadores magnéticos con tambor húmedo. *a*) Separador magnético de tambor en húmedo, tipo contrarrotación. (*Cortesía de Sala International, Inc.*) *b*) Separador magnético con doble tambor en húmedo, tipo en paralelo. *c*) Separador magnético con doble tambor en húmedo, tipo contracorriente.

partículas hasta de 3 o 4 mm ($^1/_8$ in) de diámetro, pero con resultados menos satisfactorios para las partículas más finas que 0.5 mm y lechadas que contienen 30 a 40% en peso de sólidos. La figura 21-53 es una gráfica de gauss (tesla) para un separador de tambor en húmedo con un diámetro de 1.2 m. El efecto del diámetro del tambor en la separación aparece en la tabla 21-22 y en la figura 21-54. Estos datos son el resultado del procesamiento de la magnetita parcialmente triturada, molida

TABLA 21-19 Profundidad máxima del material para el separador con polea magnética, basado en el diámetro de la polea y una banda de velocidad lineal

Diámetro de la polea, mm	Velocidad lineal de la banda, m/s	Profundidad del material, mm
203	0.584	38
305	0.890	70
380	1.017	89
508	1.271	121
610	1.448	140
762	1.678	165
914	1.855	191
1067	2.033	210
1219	2.211	235

TABLA 21-20 Capacidad máxima de los separadores con polea magnética*

Diámetro de la polea, mm	Ancho de la banda, mm	Velocidad de la banda, m/s	Capacidad, m^3/h
203	203	0.585	12.2
	406		24.9
	610		62.3
	914		133.0
381	305	1.017	38.0
	406		50.0
	610		113.0
	914		255.0
	1219		515.0
457	305	1.143	47.0
	406		59.0
	610		130.0
	914		300.0
	1219		623.0
610	406	1.448	88.0
	610		170.0
	914		374.0
	1219		755.0
	1524		1133.0
914	457	1.855	153.0
	610		218.0
	914		481.0
	1219		935.0
	1529		1500.0

**Cortesía de Eriez Magnetics.*

hasta 75% menos 0.044 mm (malla 325). La influencia del diámetro del tambor y el grado de molienda en la capacidad del separador se resume en la tabla 21-23. En la figura 21-55 se muestra el efecto del diámetro del tambor en la inversión. El **costo instalado** de un separador magnético con un solo tambor puede variar entre 25 000 a 75 000 dólares por metro de anchura del imán, que depende del diseño, las dimensiones y el fabricante. Los costos de los tambores múltiples se incrementan aproximadamente en proporción directa con el número de tambores requerido. Los **costos de mantenimiento** por año varían entre 3 y 5% de la inversión inicial.

Separadores de rodillos inducidos Estos dispositivos, que se han utilizado en forma comercial desde 1890, manejan exclusivamente material seco y granulado. Estos separadores son similares a los de tambor, con la diferencia de que el cilindro gira en el claro de un electroimán. Los gradientes del campo magnético se obtienen al crear rebordes con orillas agudas sobre la superficie del cilindro o mediante la construcción de un cilindro con discos alternados del tipo magnético y no magnético. En la figura 21-56 se muestra el esquema de un separador con rodillos inducidos. La distribución óptima del diámetro de partícula para la separación es menos 2 mm, más 0.074 mm (menos

TABLA 21-21 Factores de corrección para las capacidades de las poleas magnéticas*

Tipo de aplicación	Tipo de hierro atrapado a eliminar	Factor de corrección
Protección del triturador y del molino primario	Grande y medio, más de 30 g (1 oz)	1.0
Molino secundario, pulverizador y separación general	Grande, más de 30 g.	1.0
	Medio, 30 a 240 g.	1.3
	Pequeño, malla 8 (2.38 mm) a 30 g	2.0
Purificador del producto	Contaminación ferrosa con una finura superior a malla 8 (2.38 mm)	4.0

**Cortesía de Eriez Magnetics.*

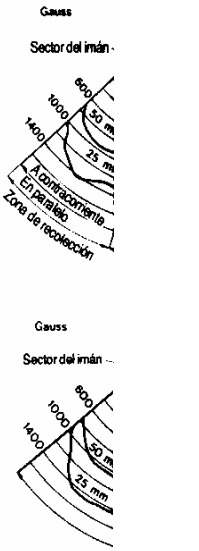


FIG. 21-53 Gráficas
magnético de tambor en
m de diámetro. *b*) Separ
y con un diámetro de 1.

TABLA 21-22 El
co en la separaci

Diámetro del separador, m	Número etapa
0.600	6
0.916	6
1.200	4

**Cortesía de Sala In*

TABLA 21-23 El

Descripción	
Grueso	
Medio	
Fino	

**Cortesía de Sala In*

s separadores

la	Capacidad, m^3/h
	12.2
	24.9
	62.3
	133.0
	38.0
	50.0
	113.0
	255.0
	515.0
	47.0
	59.0
	130.0
	300.0
	623.0
	88.0
	170.0
	374.0
	755.0
	1133.0
	153.0
	218.0
	481.0
	935.0
	1500.0

uencia del diámetro
ad del separador se
uestra el efecto del
nado de un separa-
ntre 25 000 a 75 000
nde del diseño, las
nbores múltiples se
ecta con el número
ento por año varían

sitivos, que se han
an exclusivamente
similares a los de
el claro de un elec-
btienen al crear re-
índro o mediante la
del tipo magnético
quema de un sepa-
na del diámetro de
0.074 mm (menos

a las capacida-

di-	Factor de corrección
	1.0
	1.0
	1.3
	2.0
	4.0

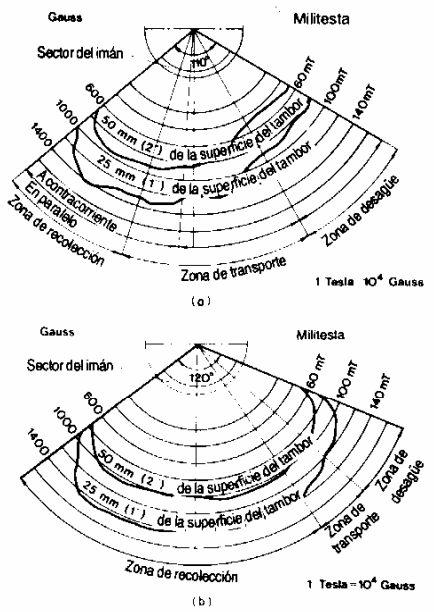


FIG. 21-53 Gráficas de las distribuciones del campo magnético. *a*) Separador magnético de tambor en húmedo, con flujo en paralelo y a contracorriente y 1.2 m de diámetro. *b*) Separador magnético de tambor en húmedo, a contrarrotación y con un diámetro de 1.2 m. (*Cortesía de Sala International Inc.*)

TABLA 21-22 Efecto del diámetro del tambor magnético en la separación*

Diámetro del separador, m	Número de etapas	Composición de los concentrados SiO_2, %	Fe, %	Recuperación de Fe, %	Velocidad de alimentación t/(h·m)
0.600	6	1.1–1.3	70.0	92	10–12
0.916	6	0.9–1.0	70.0	98	28–33
1.200	4	0.9–1.0	70.0	98	62–85

**Cortesía de Sala International Inc.*

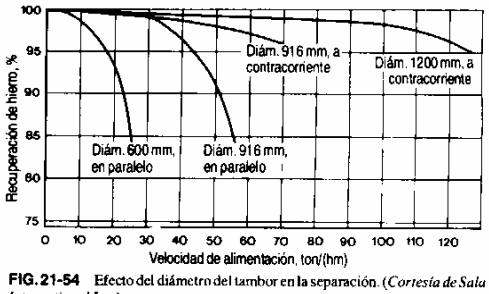


FIG. 21-54 Efecto del diámetro del tambor en la separación. (*Cortesía de Sala International Inc.*)

malla 10, más malla 200). Los dispositivos industriales se construyen con rodillos múltiples que operan en serie o en paralelo y pueden utilizarse como concentradores o purificadores (véase la Fig. 21-57). Los anchos estándar de los rodillos son 0.25, 0.5 y 0.75 m; las capacidades varían entre 1.5 y 18 t/(h·m). Los separadores con rodillos inducidos se utilizan exclusivamente para el procesamiento de materiales debilmente magnéticos. Los **costos de capital** para este tipo de dispositivos son relativamente bajos en comparación con otros separadores magnéticos de alta intensidad, pero los **costos totales del proceso** son elevados, debido a los requerimientos de una alimentación libre de humedad. En la U.R.S.S. se desarrolló un separador con rodillos inducidos para el procesamiento en húmedo; al principio de la década de los sesenta se informó que dicho separador tiene una capacidad de 100 t/h. En 1964, un fabricante australiano introdujo un separador con rodillos inducidos, tipo húmedo, diseñado con un rotor ranurado y laminado que gira en torno a un eje vertical (polo). Estos dispositivos se construyen hasta con 10 polos y se utilizan principalmente para la concentración de arenas de ilmenita. La capacidad es aproximadamente de 0.8 t/h por polo magnético.

Separaciones similares a las obtenidas con los dispositivos en seco con rodillos inducidos se pueden obtener con los separadores de banda transversal (véase la Fig. 21-49). Estas unidades se construyen hasta con ocho polos, cada uno de los cuales puede operar a diferentes intensidades de campo magnético para permitir una producción simultánea de concentrados distintos; sin embargo, la capacidad es baja y los costos instalados por tonelada de capacidad son elevados, en comparación con las unidades de rodillos inducidos.

Separadores de polos inducidos En los dispositivos de este tipo, los gradientes del campo magnético se producen mediante la aplicación de un campo magnético de apoyo a una matriz ferromagnética que, en consecuencia, induce los polos magnéticos alrededor de las orillas de la matriz. La correlación de la orilla y las direcciones del campo determinan si el separador es una unidad con flujo paralelo al campo o una unidad con flujo perpendicular al campo. En esta categoría sólo existen dos tipos prácticos de construcciones del separador, el de estructura en C y el de solenoide. La uniformidad del campo magnético de apoyo depende del diseño.

1. ***Imanes de estructura en C*** Como se muestra en la figura 21-45*b*, estos imanes utilizan una matriz ferromagnética colocada entre los po-

TABLA 21-23 Efecto del diámetro del tambor y la molienda sobre la capacidad del separador*

Alimentación			Capacidades recomendadas, t/(h·m)		
			Diámetro del tambor, m		
Descripción	Porcentaje de alimentación menor a 74 μm	Arreglo del separador	0.60	0.90	1.20
Grueso	15–25	Concurrente	15–25	70–90	120–160
Medio	50	Concurrente o a contracorriente total	10–15	35–50	60–90
Fino	75–95	A semicontracorriente	6–10	30–50	60–90

**Cortesía de Sala International Inc.*

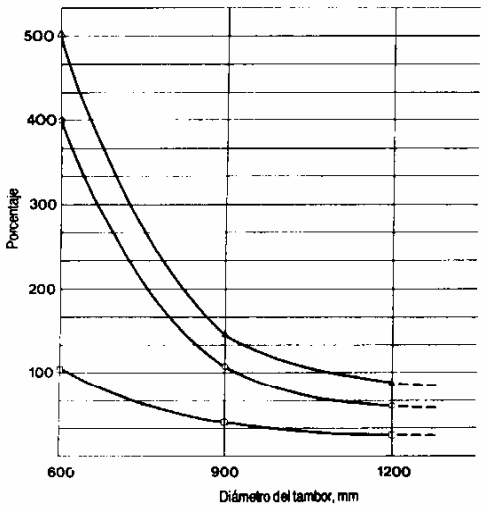


FIG. 21-55 Efecto del diámetro del tambor sobre el costo de la separación △ separación gruesa con dos etapas; ○ separación fina con tres etapas; □ suma de las separaciones gruesa y fina (*Cortesía de Sala International Inc.*)

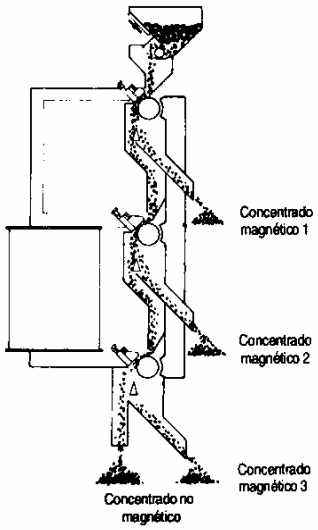


FIG. 21-57 Diagrama esquemático de un separador con rodillo inducido múltiple.

los de un electroimán; sin embargo, con este diseño, el campo magnético de apoyo no es uniforme. Además, generalmente se observan elevados campos magnéticos marginales en la región de barrido de estos separadores, y éstos pueden provocar el taponamiento de la matriz, incluso cuando estén presentes en la lechada o emulsión cantidades relativamente pequeñas de partículas ferromagnéticas. El material ferromagnético utilizado para transferir las líneas de flujo magnético de polo a polo ocupa entre 40 y 80% del volumen magnetizado.

2. *Imanes de solenoide* Estos dispositivos se pueden diseñar para alimentación en seco o en húmedo. Dependiendo del diseño, los imanes de solenoide pueden tener un campo magnético de apoyo relativamente uniforme. Como se observa en la figura 21-58, la utilización de la estructura de retorno es importante para la generación de un campo magnético uniforme. Las matrices del tipo de filamento, que ocupan menos del 10% del volumen magnetizado y aun así proporcionan gradientes muy elevados de campo, se pueden utilizar con estos tipos de imanes.

Los separadores magnéticos industriales más comunes con estructura en C y tipo matriz son los dispositivos Carpco, Eriez, Readings y Jones. El separador Carpco utiliza bolas de acero como matriz; el Eriez emplea una combinación de matrices metálicas expandidas, y los separadores Readings y Jones tienen matrices de placas ranuradas. Se ha informado de capacidades, para este tipo de unidades, hasta de 180 t/h (como en el caso del proceso de la hematita brasileña).

Los separadores de imanes de solenoide se diseñan para una operación intermitente cíclica o continua; se han diseñado dispositivos que pueden utilizar matrices de metal expandido, placas ranuradas, bolas de acero o filamentos metálicos. Se dispone en forma comercial (Sala International Inc.) de separadores continuos con capacidades de 600 t/h, para mineral de hierro (similar a la hematita brasileña). La selección del método de operación depende de la aplicación y se basa en variables como, por ejemplo, temperatura, presión, volumen de material magnético en la alimentación, etc.

Un tipo común de electroimán de solenoide que opera en forma cíclica es el separador de Franz, un tipo bien conocido de separador con solenoide, fabricado por Krupp-Sol. Un diseño de solenoide con estructura de retorno y flujo encerrado para utilizarse en forma cíclica y

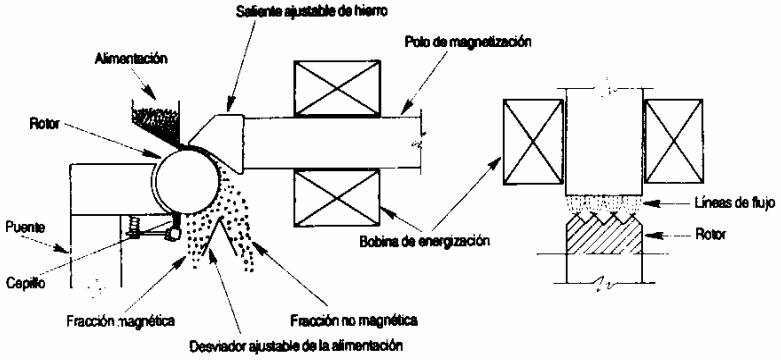
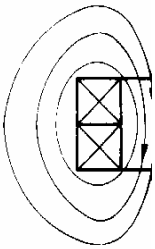


FIG. 21-56 Diagrama esquemático de un separador con rodillo inducido.



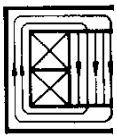


FIG. 21-58 Imanes tipo so
uniforme, mediante el emple

continua lo fabrica Sala I
tra el esquema de un sep
elevado, fabricado por Sa

Dependiendo del tipo
cos de polos inducidos se
alta intensidad, los cuale
como material para la mat
diente elevado en los que

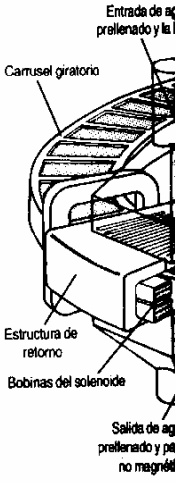


FIG. 21-59 Esquema de u
vado. (*Cortesía de Sala Inter*

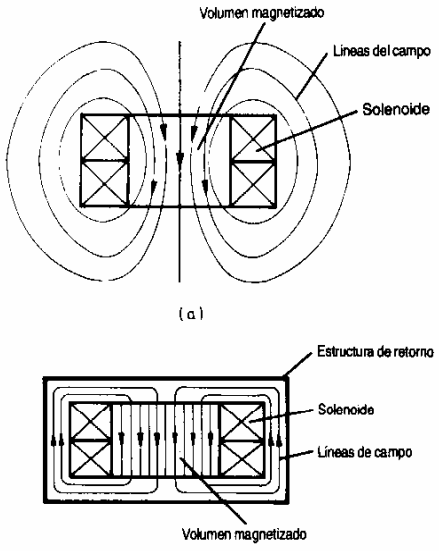


FIG. 21-58 Imanes tipo solenoide. *a*) Con campo no uniforme. *b*) Con campo uniforme, mediante el empleo de una estructura de retorno.

continua lo fabrica Sala International Inc. En la figura 21-59 se muestra el esquema de un separador magnético continuo con un gradiente elevado, fabricado por Sala.

Dependiendo del tipo de matriz utilizado, los separadores magnéticos de polos inducidos se clasifican como separadores magnéticos de alta intensidad, los cuales utilizan placas ranuradas o bolas de acero como material para la matriz, o como separadores magnéticos con gradiente elevado en los que se emplean matrices de filamento como, por ejemplo, lana de acero o metal expandido; se ha comprobado que las matrices de filamento son más convenientes.

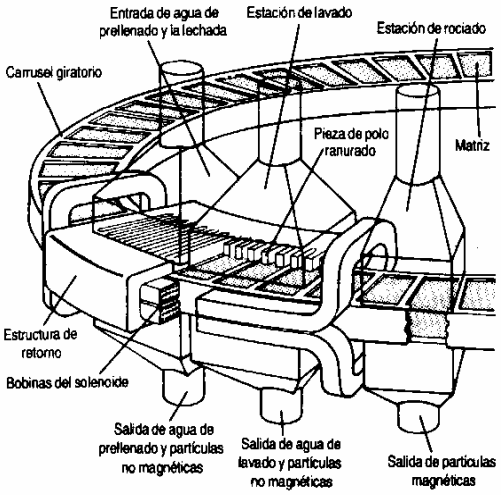


FIG. 21-59 Esquema de un separador magnético continuo con gradiente elevado. (*Cortesía de Sala International Inc.*)

El máximo campo magnético producido por un dispositivo tipo C es 2 T. Para solenoides, el diseño convencional produce una intensidad de campo magnético hasta de 2 T. Por otra parte, las unidades superconductoras se pueden construir con capacidades hasta de 8 T.

En todos los dispositivos de polos inducidos, las partículas más magnéticas se retienen sobre la matriz, en tanto que la fracción menos magnética es transportada en la lechada.

Dispositivos dinámicos (o desviadores) El tipo más antiguo de dispositivo dinámico de separación es el separador Isodynamic de Franz. Este dispositivo de laboratorio tiene una configuración dipolar, con polos en forma tal que el valor de $H\ dB/dz$ sea constante en todo el volumen de trabajo de separación. El material a separar se puede alimentar por una rampa vibratoria o dejarse caer entre los polos, con lo cual se produce una separación basada exclusivamente en la susceptibilidad magnética relativa.

Existe gran número de desarrollos nuevos en el campo de la separación magnética que quizá sean interesantes, pero su aplicabilidad comercial no está garantizada aún; entre ellos se incluyen los separadores con cuatro polos y un dispositivo de flujo en espiral.

En la tabla 21-24 aparecen las aplicaciones potenciales para todos los tipos de separadores magnéticos.

SEPARACIÓN ELECTROSTÁTICA

Referencias Generales: Fraas, *Electrostatic Separation of Granular Materials*, U.S. Bur. Mines Bull. 603, 1962. Gaudin, "The Principles of Electrical Processing with Particular Applications to Electrostatic Separation," *Min. Sci. Eng.*, 3(2), 46-57 (1961). Moore, *Electrostatics and Its Applications*, Wiley Interscience, New York, 1973. Ralston, *Electrostatic Separation of Mixed Granular Solids*, Elsevier, Amsterdam, 1961.

Principios generales La separación electrostática (de partículas), también conocida como separación con alta tensión, es un método basado en la diferencia de atracción o repulsión de las partículas cargadas por influencia de un campo eléctrico. La aplicación de una carga electrostática a las partículas es un paso necesario antes de que se pueda realizar su separación. Se pueden utilizar varias técnicas para la carga de las partículas: electrificación por contacto, inducción conductiva y bombardeo con iones.

Independientemente del método de carga, la cantidad de carga que se puede acumular sobre una partícula está limitada por la densidad de carga máxima que se puede lograr y el área superficial de la partícula; se puede alcanzar una separación electrostática de partículas mezcladas cuando la fuerza electrostática que actúa sobre algunas de ellas es bastante grande para superar las fuerzas de gravedad o de inercia. Ya que el área superficial de un sólido varía en función del cuadrado de la dimensión lineal, en tanto que la masa varía en función del cubo de dicha dimensión, las fuerzas de gravedad e inercia, que actúan sobre las partículas sólidas se incrementan con más rapidez con el tamaño de la partícula que las fuerzas electrostáticas para las partículas cargadas dentro de un campo eléctrico. Por consiguiente, existen límites máximos de tamaño más allá de los cuales no es factible la separación electrostática de partículas con una forma determinada. Para materiales granulares, este límite superior es aproximadamente 1.5 mm; para pedazos pequeños con un área grande de sección transversal y para trozos largos con un área pequeña de sección transversal, el límite puede ser mayor que 25 mm.

El movimiento de las partículas finas inmersas en un fluido en movimiento se ve afectado considerablemente por las fuerzas de arrastre del fluido, no así las partículas grandes similares. Para partículas muy pequeñas dentro de un fluido, el movimiento de la partícula se aproxima al movimiento del fluido envolvente. La separación electrostática industrial de partículas sólidas, que en forma general se realiza en aire (u otro gas fácilmente ionizable), es difícil con diámetros de partículas inferiores a aproximadamente 0.074 mm (malla 200) y casi imposible con diámetros de partícula inferiores a 0.044 mm (malla 325).

TABLA 21-24 Aplicaciones potenciales de los separadores magnéticos

Tipo de dispositivo	Tipo de construcción	Campo magnético máximo de apoyo, Oe	Tipo de matriz que se puede utilizar	Gradiente del campo máximo obtenible, G/cm	Susceptibilidad magnética requerida para las partículas	Diámetro de partículas a tratar, 0 mm	Materiales que se pueden tratar; áreas de empleo
Rejilla	Imán permanente	500	Varillas	500	Ferro	< 12	Hierro atrapado y fino
Polea	Imán permanente y electroimán	10 200	....	100–1000	Ferro, fuertemente	< 50	Ferromagnético y fuertemente magnético
Banda	Electroimán	100–1000	....	100–1000	Fuertemente	0.15–30	Fuertemente magnético
Tambor	Imán permanente y electroimán	500–1000	....	500–1000	Fuertemente	0.02–20	Procesamiento de la magnetita
Franz Isodynamic	Electroimán	10 000	....	2000	Fuerte, débilmente	> 0.01	Exclusivamente para laboratorio
Solenoide; ferro-filtro de Franz	Electroimán	20 000	Cintas de acero, bolas	200 000	Fuerte, débilmente	> 0.01	Hierro atrapado y fino; lechadas de cerámica, minerales industriales, industria química
Rodillos inducidos	Electroimán	20 000	....	200 000	Fuertemente	0.03–3	Partículas secas, despolvadas y débilmente magnéticas
Tipo estructura en C; Jones	Electroimán	20 000	Placas ranuradas	200 000	Fuerte, débilmente	0.01–2	Menas de hierro, minerales industriales
Carpco	Electroimán	20 000	Bolas de acero	45 000	Débilmente	0.01–1	Menas de hierro, minerales industriales
Separador Marston Sala tipo magnético con un gradiente elevado	Electroimán, superconducción	20 000 50 000	Lana de acero, metal extendido, bolas de acero	25×10^6	Fuerte a muy débil	0.0001–2	Menas de hierro, minerales industriales, carbón, carbón licuado, aguas de desperdicio, purificadores, recuperación de catalizadores, industria química

Mecanismos de carga

Electrificación por contacto (Fig. 21-60*a*) Cuando materiales no similares se tocan entre sí, es posible la transferencia de cargas eléctricas. La extensión de la transferencia de carga puede ser tal que se desarrolle una carga superficial significativa de signo opuesto al separar posteriormente los materiales. Las altas temperaturas y la baja humedad favorecen el desarrollo de cargas superficiales elevadas mediante el mecanismo de electrificación por contacto. El frotamiento de los materiales entre sí incrementa el área eficaz de contacto y también puede conducir a cargas superficiales elevadas.

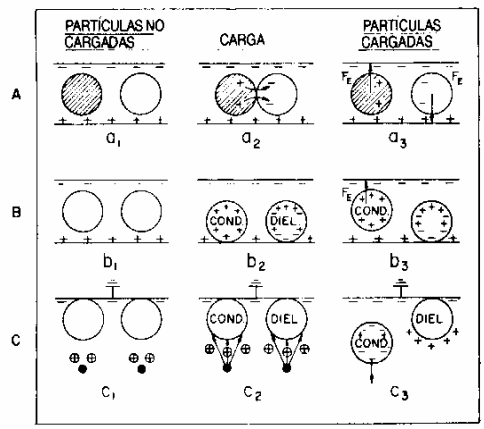


FIG. 21-60 Representación esquemática de los mecanismos de carga. *A*) Electrificación por contacto. *B*) Inducción conductiva. *C*) Bombardeo con iones. Cond = partícula conductora; diel = Partícula dieléctrica; ● = electrodo de alto voltaje; ⊕ = iones producto de la descarga corona en el electrodo de alto voltaje.

Las partículas que transportan cargas de polaridad opuesta debido a la electrificación por contacto, serán atraídas por electrodos opuestos al atravesar un campo eléctrico y, en consecuencia, podrán ser separadas una de otra.

Inducción conductiva (Fig. 21-60*b*) El término "inducción conductiva" describe el proceso por el cual una partícula que inicialmente no estaba cargada y que se pone en contacto con una superficie cargada asume la polaridad y, con el tiempo, el potencial de la superficie. Una partícula de un buen conductor eléctrico asumirá la polaridad y el potencial de la superficie cargada muy rápidamente; sin embargo, una partícula dieléctrica se polarizará de tal manera que en el lado de la partícula alejado de la superficie cargada se desarrollará la misma polaridad de la superficie. Las partículas de conductividad intermedia se pueden polarizar en forma inicial, pero se aproximarán al potencial de la superficie cargada con una velocidad que depende de su conductividad.

Si una partícula de un buen conductor y una partícula de un buen dieléctrico sólo están separadas del contacto con una placa cargada, la partícula del conductor será repelida por la placa cargada y la partícula dieléctrica no será atraída o repelida por esta placa.

La placa cargada debe estar equilibrada por otro cuerpo con carga opuesta (opuesto a tierra), para mantener la neutralidad total. En la separación electrostática esto se suele lograr por medio de un solo electrodo con carga de signo opuesto al de la placa cargada. Posteriormente, la partícula conductora se coloca en el campo eléctrico entre los dos electrodos y recibe una fuerza electrostática neta en dirección del segundo electrodo. La partícula dieléctrica, que no tiene carga neta, no experimenta la fuerza electrostática en un campo eléctrico uniforme. La separación electrostática de las partículas conductoras y no conductoras (dieléctricas) se puede lograr por medio del movimiento de las conductoras en el campo eléctrico.

Bombardeo con iones (Fig. 21-60*c*) El método más positivo y fuerte para la carga de las partículas en la separación electrostática es el bombardeo con iones. Su utilización en la carga de materiales con propiedades no similares se puede comprender al considerar las partículas conductoras y no conductoras (dieléctricas) que tocan la superficie conductora puesta a tierra de la figura 21-60*c*. Ambas partículas son bombardeadas por medio de los iones de gases atmosféricos, generados por una descarga eléctrica del tipo corona desde un electrodo de

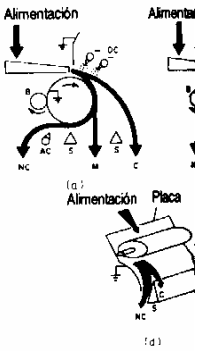


FIG. 21-61 Principios de op
tores, *NC* = no conductores, *M*
limpiador de ca de alto voltaje

alto voltaje (por lo gener
teno a ± 20 a 30 kV, con
distancia de las partícula
partículas conductoras pi
y no experimentan fuerza
las unidas a la superficie
léctricas recubiertas en su
iones de carga opuesta a l
mentan una fuerza electr
superficie. Si esta fuerza
dad, u otras fuerzas que ti
la superficie conductora,
superficie y se dice que e

Máquinas para la sep
nas electrostáticas que se
principio de electrificaci
caída libre que incorporal
mantenía un campo elect
mas elaborados de alime
cación por contacto. Ade
interno de humedad y ci
eficaz. La aplicación con
descontinuó al final de la
y los elevados costos de

Los tipos más comune
que se utilizan en la actua
bombardeo con iones, pa
muestran los principios d

Máquinas de inducci
cos en los que se explota
por lo general los siguien

Separadores de placas
rial por gravedad sobre u
que se coloca un electrod
trificación por contacto
electrostáticos con caída
riores al utilizar el princi
21-62*a* se muestra el sepa
rre gracias a las partícula
inducida, procedente de l
atraídas en dirección del

Separadores de placa y r
de los separadores de placa
de tierra que se extiende con
da para permitir el paso fáci
estacionario se coloca sobr
muestra en las figuras 21-6

lateriales que se pueden tra-
tar; áreas de empleo

:rro atrapado y fino
romagnético y
ertemente magnético

ertemente magnético
ocesamiento de la magnetita

clusivamente para laboratorio
rro atrapado y fino; lecha-
as de cerámica, minerales
dustriales, industria química

rtículas secas, despolvadas
débilmente magnéticas
nas de hierro, minerales
dustriales
nas de hierro, minerales
dustriales
nas de hierro, minerales
dustriales, carbón, carbón
cuado, aguas de
sperdicio, purificadores,
ecuperación de
talizadores, industria
uímica

olaridad opuesta debido a
as por electrodos opuestos
uencia, podrán ser separa-

mino "inducción conducti-
ula que inicialmente no es-
a superficie cargada asume
la superficie. Una partícula
laridad y el potencial de la
bargo, una partícula dieléc-
lo de la partícula alejado de
a polaridad de la superficie.
e pueden polarizar en forma
superficie cargada con una

una partícula de un buen
o con una placa cargada, la
placa cargada y la partícula
a placa.
por otro cuerpo con carga
la neutralidad total. En la
r por medio de un solo elec-
ga cargada. Posteriormen-
mpo eléctrico entre los dos
a neta en dirección del se-
ue no tiene carga neta, no
campo eléctrico uniforme.
las conductoras y no con-
medio del movimiento de

étodo más positivo y fuer-
ración electrostática es el
arga de materiales con pro-
al considerar las partículas
s) que tocan la superficie
50c. Ambas partículas son
ases atmosféricos, genera-
ona desde un electrodo de

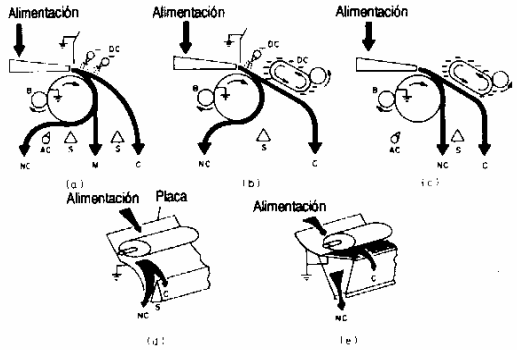


FIG. 21-61 Principios de operación de los separadores electrostáticos. *C* = conductores, *NC* = no conductores, *M* = mediano, *DC* = electrodos de cc de alto voltaje, *AC* = limpiador de ca de alto voltaje (electrodos), *B* = cepillo, *S* = desviador.

alto voltaje (por lo general, un alambre fino de una aleación de tungsteno a ± 20 a 30 kV, con respecto a tierra y a varios centímetros de distancia de las partículas). Cuando cesa el bombardeo con iones, las partículas conductoras pierden rápidamente a tierra su carga adquirida y no experimentan fuerza electrostática alguna que tienda a mantenerlas unidas a la superficie conductora. Sin embargo, las partículas dieléctricas recubiertas en su lado alejado de la superficie conductora con iones de carga opuesta a la polaridad eléctrica de la superficie, experimentan una fuerza electrostática que tiende a mantenerlas unidas a la superficie. Si esta fuerza electrostática es mayor a la fuerza de gravedad, u otras fuerzas que tiendan a separar las partículas dieléctricas de la superficie conductora, la partícula se mantiene en contacto con la superficie y se dice que está "sujeta."

Máquinas para la separación electrostática Las primeras máquinas electrostáticas que se utilizaron en forma comercial empleaban el principio de electrificación por contacto. Estos eran dispositivos de caída libre que incorporaban grandes placas verticales entre las que se mantenía un campo electrostático. Estos separadores requerían sistemas elaborados de alimentación para la carga, por medio de electrificación por contacto. Además, los separadores necesitaban un control interno de humedad y cinco o más etapas para lograr una separación eficaz. La aplicación comercial de los separadores con caída libre se descontinuó al final de la década de 1940 por estos aspectos complejos y los elevados costos de operación.

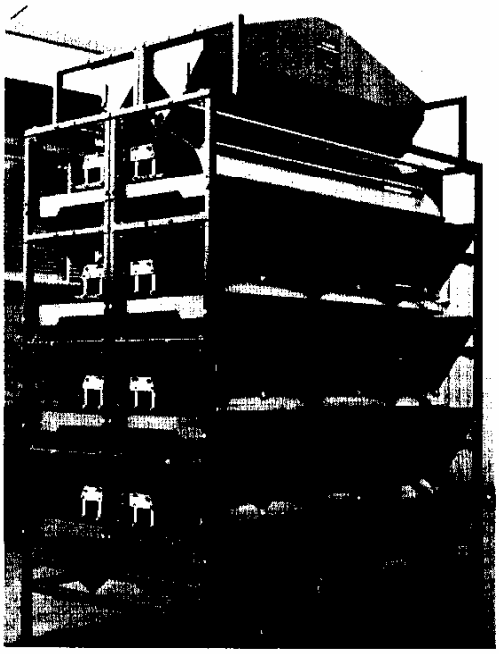
Los tipos más comunes de separadores electrostáticos industriales que se utilizan en la actualidad emplean la inducción conductiva y/o el bombardeo con iones, para cargar las partículas; en la figura 21-61 se muestran los principios de aplicación.

Máquinas de inducción conductiva Los separadores electrostáticos en los que se explota el principio de inducción conductiva, utilizan por lo general los siguientes diseños del electrodo:

Separadores de placas En estos separadores se introduce el material por gravedad sobre un deslizador de metal puesto a tierra, frente al que se coloca un electrodo estático con gran área superficial. La electrificación por contacto que se utilizaba en los primeros separadores electrostáticos con caída libre se ha evitado en los dispositivos posteriores al utilizar el principio de deslizamiento. En las figuras 21-61*b* y 21-62*a* se muestra el separador de placa inclinada. La separación ocurre gracias a las partículas que en forma selectiva adquieren una carga inducida, procedente de la placa puesta a tierra para posteriormente ser atraídas en dirección del electrodo cargado.

Separadores de placa y malla Estos separadores representan una mejora de los separadores de placa, e incluyen un deslizador de metal al potencial de tierra que se extiende con una malla conductora, con una abertura adecuada para permitir el paso fácil de los granos más grandes a tratar. Un electrodo estacionario se coloca sobre las secciones del deslizador y la malla, como se muestra en las figuras 21-61*e* y 21-62*b*. Las partículas capaces de adquirir una carga inducida procedente del deslizador, son atraídas por el electrodo y se evita que pasen a través de la rejilla de la malla; las otras partículas atraviesan la malla sin sufrir cambio.

Separadores con electrodo giratorio En principio, estos separadores son similares a los de placas excepto que se puede utilizar un deslizador de metal o un tambor grande de metal, puesto a tierra y giratorio, junto con un electrodo rotatorio con un área superficial grande y potencial opuesto. Este electrodo puede tener una sección transversal circular o elíptica y poseer un dispositivo para la autolimpieza. En las figuras 21-61*b* y 21-61*c* se muestra este tipo de dispositivo.



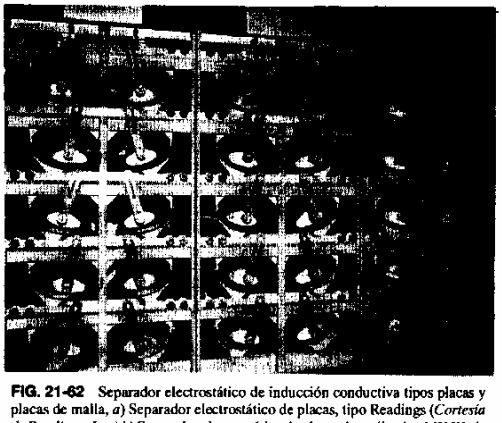


FIG. 21-62 Separador electrostático de inducción conductiva tipos placas y placas de malla, *a*) Separador electrostático de placas, tipo Readings (*Cortesía de Readings, Inc.*) *b*) Separador electrostático de placas de malla, tipo MK III, de Mineral Deposits Limited. (*Cortesía de Mineral Deposits Limited*).

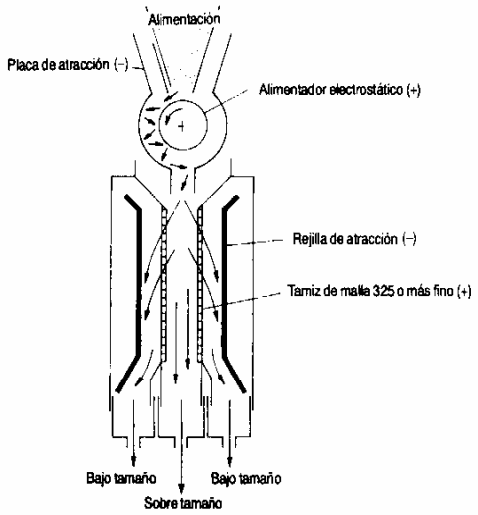


FIG. 21-63 Criba electrostática para polvos finos de metal.

Mallas electrostáticas La separación por medio de mallas electrostáticas evolucionó de las investigaciones sobre el tratamiento en seco de las partículas más pequeñas que 0.074 mm (malla 200). La naturaleza fina del material tratado por este método determina que las técnicas de alimentación vibratorias o gravitacionales sean reemplazadas por un método electrostático, conocido como "bombeo", para superar las fuerzas de superficie que ocurren en forma natural y tienden a causar la aglomeración de las partículas. El material es transportado electrostáticamente hacia una cámara con pantallas, que consta de mallas paralelas electrificadas y las correspondientes placas de atracción con polaridad opuesta. Se pueden incorporar juegos múltiples de mallas. En la figura 21-63 se muestra el principio de operación de una de estas máquinas.

Bombardeo con iones

Separadores de tambor (rodillo) conductor Estos separadores son las máquinas de tipo industrial más utilizadas. Los elementos electrostáticos de estas máquinas constan de un tambor giratorio conductor al potencial de tierra y acoplado con uno o más electrodos de alto voltaje de ionización. A menudo se utilizan electrodos sin descarga (estáticos) colocados adecuadamente junto con un electrodo de ionización, para crear un campo estático que ayuda a la fuerza centrífuga en la eliminación de las partículas conductoras de la superficie del tambor.

En forma característica, la construcción del tambor es de acero al carbono o acero inoxidable cuando se tratan materiales granulares de menos de 1 mm de diámetro. Recientemente, materiales conductores no metálicos, como, por ejemplo, el hule impregnado con negro de humo se han utilizado para la construcción del tambor al tratar materiales de más de 1 mm de grueso. Las superficies conductoras con un coeficiente elevado de fricción están ampliando el tratamiento de los materiales mediante la separación electrostática a partículas hasta de 25 mm y en algunos casos hasta de 50 mm de diámetro, punto en el que se pueden explotar los factores favorables de forma. El diámetro del tambor varía desde 0.150 hasta 0.360 m, en tanto que la longitud del tambor varía de 0.460 a 3.050 m en las máquinas industriales para el bombardeo de iones con alta tensión.

La alimentación de estos separadores se hace por métodos vibratorios, de banda, de ranura rotatoria o por gravedad, dependiendo del diámetro de la partícula a tratar. Las técnicas de alimentación vibratoria o con banda se prefieren para los diámetros más gruesos; los métodos de ranura rotatoria o por gravedad se utilizan por lo general para los materiales más finos. En la práctica de planta se pueden observar excepciones a esta generalización. Los electrodos de ionización utilizados en estas máquinas varían considerablemente en apariencia, pero todos producen un efecto corona.

Un sistema de electrodos de corriente alterna, conocido industrialmente como "limpiador", se suele instalar en la sección de recolección del producto no conductor, detrás de cada tambor. La función del limpiador consiste en utilizar un efecto corona de corriente alterna para neutralizar la carga en las partículas no conductoras sujetas a la superficie del tambor, y reducir así la carga de trabajo para el sistema de cepillos operados mecánicamente.

Se dispone de máquinas para el bombardeo con iones en configuraciones horizontales y verticales (apiladas). Las unidades horizontales se prefieren para las aplicaciones de gran tonelaje en las que las máquinas se colocan en hileras para facilitar su mantenimiento y operación. Se han utilizado las unidades apiladas hasta con cuatro rodillos para reducir los costos de manejo de material en los esquemas de tratamiento con pasos múltiples, en donde el material puede pasar en forma vertical, de un rodillo a otro por gravedad. En la figura 21-64 aparecen los separadores grandes y pequeños tipo rodillo y los detalles internos.

Separadores con rodillo (tambor) no conductor Estos separadores se clasifican en la categoría de separadores de forma. El llamado separador de forma no depende de la fuga preferencial proporcionada por los conductores de la carga suministrada a todas las partículas que entran. La separación se logra por una elección selectiva de las partículas con mayor área superficial, en comparación con las demás, o sea, las partículas más redondas. La construcción de la máquina es similar a la de los separadores con bombardeo de iones y rodillo conductor grande, excepto para la construcción del tambor. Los diámetros de los tambores varían entre 0.250 y 1.200 m; si se requieren diámetros mayores para el tratamiento de partículas más gruesas, también se pueden construir.

Suministro de potencia Por lo general, las fuentes de potencia de ca y cc de alto voltaje para los separadores electrostáticos son de estado sólido, con salidas variables que van desde 0 hasta 30 000 V para el transformador de limpiador, y hasta 0 a 50 000 V para el suministro de corriente continua. El requerimiento máximo de corriente es aproximadamente de 1.0 a 1.5 mA/m de electrodo. Los suministros de potencia para los separadores industriales están aislados en aceite, en tanto que los suministros más pequeños aislados con resina epóxica seca y con intervalos menores de voltaje están disponibles para las máquinas de laboratorio.

Los aspectos comunes a la mayor parte de los suministros de potencia de corriente continua de alto voltaje incluyen polaridad reversible, protección para limitar la corriente, el cortocircuito y la disipación automática de la carga residual a tierra.

Los controladores de alto voltaje regulan el voltaje primario de entrada al rectificador y al transformador del limpiador y alojan la protección primaria del límite de corriente, los medidores y la instrumentación están diseñados para operación local o a distancia.

Capacidades y costos de las máquinas (1979) En la tabla 21-25 se presenta la información sobre los costos de capital en relación con la capacidad de la máquina, para los separadores electrostáticos con bombardeo de iones e inducción conductiva.

Aplicaciones de la separación electrostática

Beneficio de minerales Los métodos electrostáticos se utilizan ampliamente en el procesamiento de las menas con concentrados minerales; generalmente, la separación electrostática se utiliza como parte de un diagrama general de flujo que comprende varias combinaciones de procedimientos físicos de separación. Este tipo de separación es particularmente adecuado en el procesamiento de las arenas con minerales pesados, de las cuales se recuperan ilmenita, rutilo, zirconio, silicatos de moazita y cuarzo. Los concentrados de hematita especular de alto grado se han recuperado en Labrador, con velocidades de 300 kg/s (1000 tons/h). Las aplicaciones también incluyen el procesamiento de minerales de estaño para separar la caseterita de los compuestos de columbina e ilmenita.

FIG. 21-64 Sepa
electrostático Carp
(*Cortesía de Carpc*

TABLA 21-2

Separadores ele
Separador de
1.42 m; capa
Versus
Electrodo gira
1.42 m; capa
Separadores ele
Unidades con
arranque, 2.5
Unidades con
arranque, 1.4
Base, 3 pasos
1600 kg/(h
NOTA: Las cap
los suministros d
equipo no se han
toneladas métrica

trodos de ionización utili-
mente en apariencia, pero

erna, conocido industrial-
la sección de recolección
mbor. La función del lim-
de corriente alterna para
luctoras sujetas a la super-
rabajo para el sistema de

o con iones en configura-
Las unidades horizontales
elaje en las que las máqui-
ntenimiento y operación.
con cuatro rodillos para
os esquemas de tratamien-
puede pasar en forma ver-
figura 21-64 aparecen los
y los detalles internos.
uctor Estos separadores se
rma. El llamado separador
proporcionada por los con-
partículas que entran. La
de las partículas con mayor
ás, o sea, las partículas más
nilar a la de los separadores
ande, excepto para la cons-
abores varían entre 0.250 y
ara el tratamiento de partí-
ir.

las fuentes de potencia de
ectrostáticos son de estado
0 hasta 30 000 V para el
00 V para el suministro de
no de corriente es aproxi-
Los suministros de poten-
áislados en aceite, en tanto
con resina epóxica seca y
onibles para las máquinas

los suministros de poten-
uyen polaridad reversible,
circuito y la disipación au-

el voltaje primario de en-
limpiador y alojan la pro-
medidores y la instrumen-
o a distancia.
1979) En la tabla 21-25 se
capital en relación con la
dores electrostáticos con
.

lca

trostáticos se utilizan am-
s con concentrados mine-
ática se utiliza como parte
nde varias combinaciones
éste tipo de separación es
lto de las arenas con mine-
nenita, rutilo, zirconio, si-
dos de hematita especular
r, con velocidades de 300
incluyen el procesamien-
peterita de los compuestos

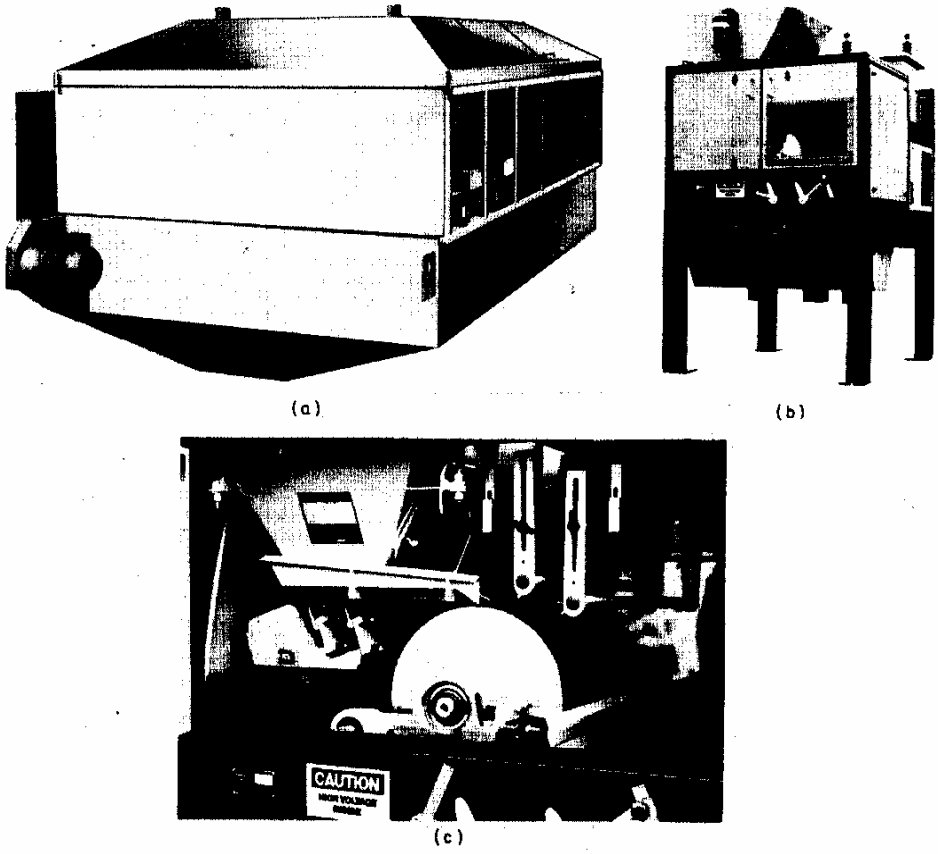


FIG. 21-64 Separadores electrostáticos tipo rodillo de bombardeo con iones. *a*) Separador electrostático Carpco de rodillo con alta capacidad. *b*) Separador electrostático Carpco de rodillo para planta piloto industria. *c*) Separador electrostático International de configuración tipo rodillo en la modalidad de ionización. (*Cortesía de Carpco, Inc.*)

TABLA 21-25 Costos de capital para los separadores electrostáticos

	Capacidad, t/h	Costos de capital; incluye los suministros de potencia, $	$/(t/h)
Separadores electrostáticos con inducción conductiva	2.6	19 500	7500
Separador de placa: base, 5 pasos × 2 arranques; longitud por arranque 1.42 m; capacidad, 900 kg/(h · m)			
Versus			
Electrodo giratorio; base, 2 pasos × 2 arranques, longitud por arranque, 1.42 m; capacidad, 1800 kg/(h · m)	5.1	30 500	6000
Separadores electrostáticos con bombardeo de iones			
Unidades con rodillos de 3 m: base, 1 paso × 6 o 12 arranques; longitud por arranque, 2.92 m; capacidad, 2150 kg/(h · m)	37.6 por 6 arranques 75.2 por 12 arranques	94 500 por 6 arranques 144 000 por 12 arranques	2500 1900
Unidades con rodillos de 1.5 m; base, 1 paso por 4 arranques; longitud por arranque, 1.42 m; capacidad, 1600 kg/(h · m)	9.1	25 000	2800
Base, 3 pasos × 8 arranques; longitud por arranque 1.42 m; capacidad, 1600 kg/(h · m)	18.3	79 000	4300

NOTA: Las capacidades y los costos en 1979 se basan en el tratamiento de minerales industriales que tienen una densidad relativa de 2.6 a 4.0. Se incluyen los suministros de potencia de alto voltaje y los controles. Las opciones de materiales especiales de construcción, controles automáticos y ariaciones de equipo no se han considerado. Para convertir kilogramos por hora-metro en kilogramos por segundo-metro, multipliquese por 2.778×10^{-4}; para convertir toneladas métricas por hora en kilogramos por segundo, multipliquese por 0.2778.

TABLA 21-26 Condiciones características de operación para las separaciones electrostáticas

Tipo de carga de la partícula	Alimentación	Separación	Tipo de separador	Temperatura de alimentación, °C	Diámetro de la alimentación, mm	Velocidad de alimentación, toneladas métricas por hora por arranque*	Número de etapas de separación
Inducción conductiva	Concentrado de zirconio (este de Australia)	Residuos de sílice y minerales conductores del zirconio, mejoramiento del concentrado desde 98.95 hasta 99.35% de zirconio con 92% de recuperación	Placa de malla	50–80	−0.21 + 10 074	0.6–0.7	2
	Concentrado por flotación del fosfato en gránulos de Florida	Residuos de sílice de los gránulos de fosfato	Rodillo con electrodo estático giratorio	70–90	−1.0 + 0.10	2.7	2
Bombardeo de iones	Concentrado de mineral pesado	Minerales conductores (ilmenita, rutilo) de minerales no conductores (zirconio, monacita, silicatos de aluminio, cuarzo y otros)	Rodillo	120	−1.0 + 0.04	2.5	3
	Mineral de hierro	Óxidos de hierro, de cuarzo y silicatos	Rodillo	120	−1.0	6–7	2–4
	Concentrado de tungsteno	Scheelita de óxidos de hierro y otros minerales conductores	Rodillo	150	−0.6	1.0–1.5	3
	Mineral de cromo	Cromita de sílice y silicatos	Rodillo	120	−0.85		
	Productos alimenticios	Eliminación de pequeñas cantidades de impurezas	Placa o rodillo	Ambiente	−25	0.3–1.0	2
	Alambre en trozos	Metal de aislamiento de plástico	Rodillo	Ambiente	−12.5	1.5–2.0	2
	Polvo de metal	Eliminación de impurezas no metálicas	Rodillo	Ambiente a 120	−0.20	1–2	2

*Para convertir toneladas métricas por hora por arranque en kilogramos por segundo por arranque, multiplíquese por 0.2778.

En la mayor parte de las separaciones de minerales se utiliza la técnica de carga por bombardeo con iones. También se han utilizado los separadores de tipo inducción conductiva, es decir, los de no ionización; las aplicaciones de este tipo de dispositivo en la industria de los minerales incluyen la separación de rutilo y zirconio, biotita y feldespato, cuarzo y guijarros de fosfato, carbón y silicio, minerales de ganga y diamante, cuarzo y dianita-silimanita, muscovita y feldespato, talco y magnesita y asbesto y roca que los albergan.

Por lo general, los separadores del tipo inducción conductiva tienen menor capacidad por unidad de longitud de electrodo que los aparatos del tipo de bombardeo con iones (de ionización), y con frecuencia se requiere la operación en pasos múltiples. Esta desventaja se ve compensada por la capacidad de estos separadores para 1) producir concentrados de alto grado a partir de materiales minerales, que de otro modo son difíciles de procesar, y 2) procesar materiales más gruesos que los procesos competitivos, como, por ejemplo, el de flotación con espuma. La separación electrostática se está probando como una opción al proceso que actualmente se utiliza para la flotación de guijarros de fosfato para fracciones de mayor diámetro. Las ventajas buscadas incluyen un costo más reducido de los reactivos, menos requerimientos de agua y menos problemas para el desecho de las colas cuando se elimina parte del circuito de flotación.

Procesamiento de metal pulverizado La eliminación de las impurezas no metálicas contenidas en los metales pulverizados mediante la separación electrostática por bombardeo con iones, se realiza con facilidad en el intervalo de diámetros de menos de 0.300 hasta más 0.074 mm. Algunos ejemplos de los polvos metálicos tratados son el metal pulverizado de alta pureza o sus aleaciones utilizadas para la fabricación de partes de metal en polvo y el polvo residual del metal, procedente de operaciones, como, por ejemplo, la molienda y el chorro de arena.

Procesamiento de alimentos La mayor parte de los productos alimenticios contienen suficiente agua para comportarse como conductores en la separación electrostática. Se pueden eliminar las piedras de productos como los frijoles y las lentejas, en tanto que las varas y hojas secas se pueden separar de los materiales con hojas, siempre y cuando el tamaño máximo de partícula esté en el intervalo de 15 a 30 mm. La separación de las cáscaras de almendras y nueces también se puede lograr por medios electrostáticos.

Procesamiento de desperdicios Los desperdicios industriales y municipales se pueden procesar para la separación y recuperación de los recursos; por ejemplo, muchos tipos de alambre de desperdicio se pueden separar para obtener productos de metal y de plástico de elevada pureza, mediante la granulación mecánica, hasta liberar el metal del alambre de su aislamiento, seguido por una separación electrostática, con objeto de concentrar el metal y el aislamiento en productos de alta pureza. El vidrio de desecho se puede separar de las impurezas metálicas y las piedras mediante separación electrostática por bombardeo con iones.

Otras aplicaciones Los separadores electrostáticos se han utilizado para separar diversos tipos de materiales, no sólo con base en las diferencias de propiedades dieléctricas, sino también en combinación con las diferencias en la conductividad superficial y los factores de forma. Entre estas operaciones se encuentran la clasificación de semillas, la limpieza de especias, la separación de los recubrimientos de píldoras de los materiales de base, la eliminación de las telas contenidas en los plásticos y la separación de papel y plástico. La separación electrostática también se ha adaptado para utilizarse en la clasificación y la distribución de diámetros cuando las partículas alargadas o los tamaños extremadamente finos causan dificultades en las aplicaciones convencionales de cribado en seco.

idad de ıtación, das mé- por hora ranque*	Número de ctapas de separación
–0.7	2
	2
	3
–7	2–4
–1.5	3
–1.0	2
–2.0	2
–2	2

le los productos ali- tarse como conduc- minar las piedras de que las varas y hojas s, siempre y cuando) de 15 a 30 mm. La s también se puede

licios industriales y n y recuperación de re de desperdicio se de plástico de eleva- a liberar el metal del ación electrostática, en productos de alta las impurezas metá- tica por bombardeo

icos se han utilizado con base en las dife- en combinación con s factores de forma. ación de semillas, la mientos de píldoras as contenidas en los paración electrostá- lasificación y la dis- padas o los tamaños plicaciones conven-

Condiciones características de operación En la tabla 21-26 se presentan algunos valores característicos de las condiciones importantes de operación para la separación de varios tipos diferentes de materiales de alimentación. Al considerar los procesos adecuados para un trabajo de separación determinado, la tabla 21-26 puede ser útil para demostrar qué materiales de propiedades similares y/o valor económico se pueden tratar por medio de separación electrostática.

FLOTACIÓN

REFERENCIAS GENERALES: *Froth Flotation*, 50th anniversary vol., AIME., New York, 1962. Fuerstenau (ed.), *Flotation*, A. M. Gaudin Memorial Vols. I and II. Society of Mining Engineers, AIME, New York, 1976. Gaudin, *Principles of Mineral Dressing*, McGraw-Hill, New York, 1939. Gaudin, *Flotation*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1957. Glembotskii, Klassen y Plaksin, *Flotation*, Primary Sources, New York, 1972. Mular y Bhappu (eds.), *Mineral Processing Plant Design*, 2d ed., Society of Mining Engineers, AIME, New York, 1980. Sorensen, "Large Agitair Flotation Machines Design and Operation," paper presented at 14th International Mineral Processing Congress, Toronto, octubre, 17-23, 1982. Sutherland y Wark, *Principles of Flotation*, Australasian Institute of Mining and Metallurgy, Melbourne 1955. Taggart, *Handbook of Mineral Dressing*, 2d ed., Wiley, New York, 1945. Taggart, *Elements of Ore Dressing*, Wiley, New York, 1951.

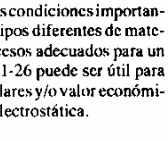
Descripción general Las partículas liberadas y mezcladas se pueden separar entre sí por flotación si existe una diferencia suficiente en su humectabilidad; el proceso de flotación opera mediante la preparación de una suspensión en agua de una mezcla de sólidos con diámetros relativamente finos. Por lo general, esto se realiza en una cámara abierta en la parte superior y provista de agitación; posteriormente, se dispersan burbujas finas de aire a través de la suspensión agitada para formar una espuma que se eleva a la parte superior de la cámara (celda). Las partículas que se humectan fácilmente con agua (hidrofílicas) tienden a permanecer en la suspensión de agua, y las que no lo hacen (hidrofóbicas) tienden a recolectarse en la entrecara burbuja aire-agua y se elevan a la superficie, unidas a las burbujas de aire. Por consiguiente, las diferencias en las propiedades químicas de superficie de los sólidos son la base para la separación. Las superficies que no tienen uniones químicas de superficie fuertes y que se han roto tienden a ser no polares y no se pueden humedecer fácilmente. Las sustancias como, por ejemplo, el grafito y el talco son ejemplos de sólidos que se pueden romper fácilmente a lo largo de los planos de las placas con uniones débiles sin romper las uniones químicas fuertes; naturalmente, estos sólidos son flotables.

La humectabilidad relativa de los sólidos en una mezcla se puede mejorar mediante la adición de varios agentes que se adsorben en forma selectiva sobre las superficies de determinadas especies que existen en la mezcla. También se agregan agentes espumantes para generar una burbuja estable y una acción concordante de la espuma. Además, se utilizan reactivos para prevenir la floculación y mantener un grado apropiado de dispersión de los sólidos suspendidos. Se pueden utilizar otros reactivos para modificar la selectividad del agente recolector y para deprimir (evitar la flotación de ciertas especies).

El proceso de flotación se utiliza ampliamente en la industria de procesamiento de minerales para concentrar los valores en la mena de mineral; la flotación de varios sulfuros minerales a partir de los constituyentes de la ganga es una práctica común en todo el mundo y millones de toneladas de minerales mezclados se procesan diariamente. Aunque la diferencia en las densidades relativas no constituye la base de la separación, por lo general, los minerales metálicos se muelen a una finura superior a malla 48, lo que permite que las partículas permanezcan en suspensión activa. Las partículas no metálicas; por ejemplo, el carbón, que tiene una densidad relativa menor, se pueden procesar a una molienda menos fina (malla 10 a 28).

Reactivos de flotación

Promotores o colectores Estos reactivos proporcionan a los minerales que van a flotar un recubrimiento repelente al agua y ávido de aire, que se adhiere a una burbuja de aire. Los colectores típicos para la flotación de sulfuros metálicos y metales nativos son los xantatos



y los ditiofosfatos,

donde R es un grupo alquílico de dos a seis átomos de carbono. El colector ionizado se adsorbe en una superficie de un mineral de sulfuro con enlace a través de los átomos de azufre. El grupo alquílico proporciona el recubrimiento repelente al agua. En general, se utilizan cantidades del orden de (0.05 a 1.0) x 10^{-4} kg reactivo/kg de mineral (0.01 a 0.2 lb de reactivo/ton de mineral).

Se utilizan ácidos grasos crudos o refinados y sus jabones, sulfonatos de petróleo y ácidos grasos sulfonatados como colectores en la flotación de espatoflúor, roca fosfórica, mineral de hierro y otros materiales no metálicos. En esas operaciones, las dosificaciones de los reactivos son mucho más altas, del orden de (1.0 a 10.0) x 10^{-4} kg reactivo/kg de mineral (0.2 a 2 lb/ton de mineral).

Se utilizan mucho los colectores catiónicos, como aminas grasas y sales de aminas, para la flotación de cuarzo, potasa y minerales de silicatos, en cantidades de (0.5 a 5) x 10^{-4} kg/kg (0.1 a 1.0 lb/ton).

El combustóleo y el queroseno se emplean como colectores para carbón, grafito, azufre y molibdenita, puesto que los adsorben con facilidad esos materiales naturalmente hidrofóbicos. De hecho, con frecuencia se puede utilizar un espumador para la flotación de esos minerales. Esos hidrocarburos se emplean también como expansores o diluyentes en la flotación de materiales no metálicos, con sulfonatos, ácidos grasos y aminas grasas.

Espumadores Los espumadores que se utilizan con frecuencia son el aceite de pino, el ácido cresílico, el éter de polipropilén glicol y alcoholes alifáticos de 5 a 8 carbonos, como metilisobutilcarbinol y alcohol metilamílico. Las cantidades de espumadores que se requieren suelen ser de (0.05 a 1.0) x 10^{-4} kg/kg (0.01 a 0.2 lb/ton).

Modificadores Los modificadores de la flotación incluyen varias clases de productos químicos, a saber:

1. *Activadores* Se utilizan para lograr que la superficie de un mineral se preste al recubrimiento con el colector; por ejemplo, se utiliza el ion de cobre para activar la esfalerita (ZnS), haciendo que su superficie sea capaz de adsorber un xantato o un colector de ditiofosfato. Se emplea sulfuro de sodio para recubrir minerales oxidados de cobre y plomo, para que floten mediante un colector de mineral de sulfuro.
2. *Reguladores de la alcalinidad* Se emplean reguladores como cal, sosa cáustica, cenizas de sosa y ácido sulfúrico para controlar o ajustar el pH, que es un factor importante en muchas separaciones por flotación.
3. *Depresivos* Los reactivos depresivos ayudan en la selectividad (la precisión de la separación) o impiden que floten minerales que no se desean. Son característicos el cianuro de sodio o de calcio para deprimir pirita (FeS_2), mientras que se hacen flotar la galena (PbS), la esfalerita (ZnS) o los sulfuros de cobre y el sulfato de zinc para deprimir ZnS, y flotar el PbS; ferrocianuro de sodio para deprimir sulfuros de cobre, mientras flota la molibdenita (MoS_2); cal para deprimir pirita; silicato de sodio para deprimir cuarzo; quebracho para deprimir la calcita ($CaCO_3$) durante la flotación de fluorita (CaF_2); sulfonatos de lignina y dextrinas para deprimir grafito y talco durante la flotación de sulfuro.
4. *Dispersores o defloculantes* Son importantes para controlar lodos que a veces obstaculizan la selectividad y aumentan el consumo de reactivos. Con este fin se utilizan cenizas de sosa, cal, silicato de sodio y sulfonatos de lignina.

Las cantidades de agentes modificadores que se utilizan varían entre 0.25 x 10^{-4} kg/kg (0.05 lb/ton) y (25 o 50) x 10^{-4} kg/kg (5 o 10 lb/ton), dependiendo del reactivo y el problema metalúrgico.

Aplicaciones en minerales Una investigación del U.S. Bureau of Mines, que abarcó 202 plantas de flotación en Estados Unidos, demostró que en 1960 se trataron 198 millones de toneladas de materiales por flotación, para recuperar 20 millones de toneladas de concentrados que contenían, aproximadamente, mil millones de dólares de productos recuperables. La mayor parte del cobre, plomo, zinc, molibdeno y níquel del mundo se produce a partir de minerales que primero se concentran por medio de la flotación. La mayor parte de los fosfatos y la potasa que se necesitan para los fertilizantes se concentra por flotación. Además, la flotación se utiliza comúnmente para recuperar carbón fino y para concentrar gran cantidad de productos minerales como espatoflúor, barita, arena de vidrio, óxido de hierro, pirita, mineral de manganeso, arcilla, feldespato, mica, espodumeno, bastnaesita, calcita, granate, cianita y talco.

Otras aplicaciones Además de su principal aplicación para separar unos minerales de otros, la flotación por espuma y las modificaciones del proceso de flotación tienen muchas aplicaciones en otros campos. Entre ellos se incluye la recuperación de aceite de las arenas aceitosas, el destintado de los papeles de desecho, la flotación de sólidos a partir del agua blanca en la producción de papel, la flotación de impurezas de los chícharos, la flotación de granzas de trigo y la eliminación del aceite o contaminantes orgánicos del agua o de las soluciones acuosas.

Máquinas de flotación Las máquinas que más se utilizan en la actualidad en operaciones de flotación de sulfuros, carbón y minerales no metálicos son la Fagergren,* la D-R Denver,* y la Agitair.* Con frecuencia se utiliza un tipo de máquina para la preparación y otra para la depuración.

Esas máquinas proporcionan aireación y agitación mecánica por medio de una hélice giratoria sobre un eje vertical. Además, las celdas Agitair y Denver utilizan también aire de un soplador para contribuir en airear la pulpa.

En la máquina Fagergren (Fig. 21-65), la pulpa se impulsa hacia arriba a un rotor *A* mediante la porción inferior del rotor *B*. Simultáneamente, el extremo superior del rotor *C* adsorbe aire y lo hace descender por la tubería vertical *D* para que se mezcle bien con la pulpa, dentro del rotor *E*. A continuación, la pulpa aireada se expulsa mediante una gran fuerza centrífuga *F*. La acción de corte del estator *G*, una jaula estacionaria que se ajusta estrechamente en torno al rotor, divide el aire en burbujas diminutas. Esta acción distribuye uniformemente un gran volumen de aire en forma de burbujas diminutas en todas las partes de la celda.

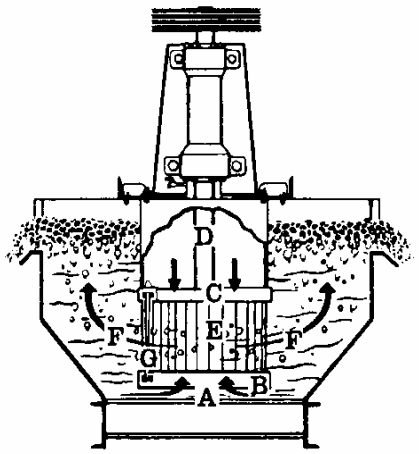


FIG. 21-65 Máquina de flotación Fagergren.

*Las máquinas de flotación Agitair las vende Galigher Ash Company, las DR Denver las distribuye Denver Equipment Company, división de Joy Manufacturing Company y las máquinas Fagergren son de WEMCO Division, Envirotech Corporation.

En la máquina D-R Denver (Fig. 21-66), la pulpa entra por la parte superior de la artesa de recirculación *A*, mientras que entra aire a baja presión por el pasaje de aire *B*. La pulpa y el aire se mezclan íntimamente y se expulsan hacia el exterior mediante la hélice giratoria *C* a través del difusor estacionario *D*. Las partículas de mineral recubiertas de colector se adhieren a las burbujas que se elevan y llegan a la parte superior de la celda, de donde se retiran en el producto de la espuma.

En la máquina de flotación Agitair (Fig. 21-67), el propulsor es un disco plano, cubierto de caucho, con dedos de acero que se extienden hacia abajo desde la periferia. Un estabilizador recubierto de caucho elimina los puntos muertos en la zona de agitación y mejora el contacto entre las burbujas y el mineral. El grado de aireación se controla mediante la regulación del volumen de aire en cada celda, con una válvula de aire individual. Se proporciona aire a razón de 10×10^3 Pa (1.5 lbf/in^2).

En las plantas antiguas pueden encontrarse muchos otros tipos de celdas de flotación. La Callow carece de partes mecánicas. La pulpa de mineral se suspende y airea por medio de burbujas de aire que atraviesan un medio poroso (casi siempre una estera de tejido) que forma el fondo de la celda. En la celda MacIntosh, el aire se introduce a través de un medio poroso arrollado sobre una tubería giratoria cerca del fondo de una artesa en forma de V. La celda Forrester es una artesa en forma de V con aire introducido por tuberías verticales de 0.013 a 0.025 m (0.5 a 1 in), espaciadas a intervalos longitudinales de 0.10 a 0.15 m (4 a 6 in).

Capacidades Los tonelajes manejados por los equipos de flotación varían con la densidad de la pulpa de alimentación y el tiempo de flotación (tiempo de residencia) que se requiere para la preparación y la depuración. El número de celdas que se requieren para un trabajo específico se puede calcular como sigue:

$$\text{No. de celdas} = (T \times G \times P)/V \qquad (21\text{-}17)$$

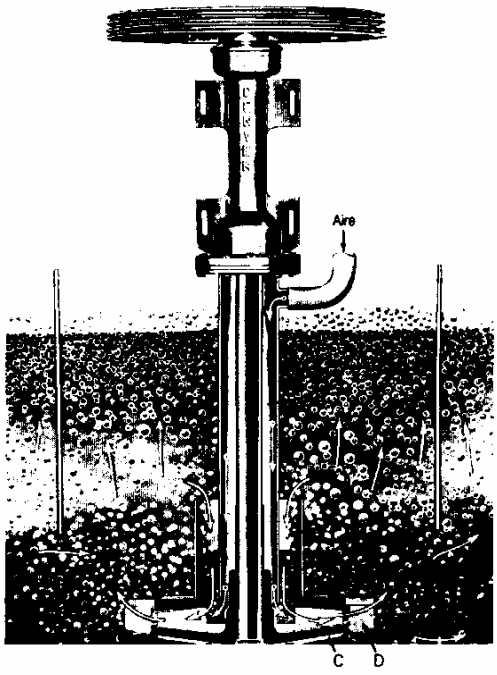


FIG. 21-66 Máquina de flotación D-R Denver.

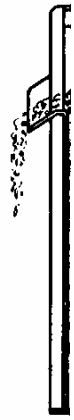


FIG. 21-67 M

en donde T =
G =
P =
V =

En la tabla
máquinas.

Dimension
calcular el nú
flotación para
to real se pue
ral y cada fu
existe un tiem
racterístico d
cuperación o
tiempos de fl
minado el tie
cionan las di

Las plantas
pacidades de
pacidades un
actualidad so
años (véase l
ofrecen las v
así como los
sin embargo,
permiten la
celdas más gr
en consecuen
beo, tubería y

Operación
punto de libe
de lograr qui
casos la moli

tan volumen de aire
i de la celda.
pa entra por la parte
que entra aire a baja
se mezclan íntima-
hélice giratoria C a
mineral recubiertas
n y llegan a la parte
ucto de la espuma.
propulsores un disco
se extienden hacia
o de caucho elimina
el contacto entre las
la mediante la regu-
lvula de aire indivi-
lbf/in^2).
os otros tipos de cel-
cas. La pulpa de mi-
ire que atraviesan un
forma el fondo de la
través de un medio
l fondo de una artesa
forma de V con aire
m (0.5 a 1 in), espa-
a 6 in).
quipos de flotación
y el tiempo de flo-
la preparación y la
para un trabajo es-

(21-17)

D

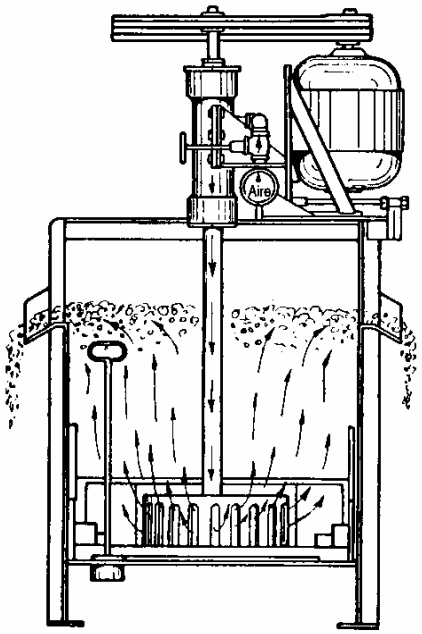


FIG. 21-67 Máquina de flotación Agitair.

en donde T = tiempo de flotación

G = velocidad de masa

P = volumen de pulpa por unidad de masa de sólidos secos

V = volumen de celda (todas las unidades son congruentes)

En la tabla 21-27 se dan datos característicos para varios tipos de máquinas.

Dimensiones máximas de la celda El empleo de la fórmula para calcular el número de celdas necesita conocer el tiempo requerido de flotación para el caso específico; de otra manera, en el comportamiento real se pueden encontrar deficiencias sustanciales. Para cada mineral y cada función de la máquina (preparación, lavado, depuración) existe un tiempo característico de flotación requerido y un número característico de celdas que se deben operar en serie para lograr una recuperación económica. En la tabla 21-28 aparecen ejemplos de los tiempos de flotación y las celdas que operan en serie. Una vez determinado el tiempo requerido y el número de celdas a utilizar, se seleccionan las dimensiones máximas de la celda.

Las plantas de procesamiento de minerales están diseñadas para capacidades del orden de 500 a 1000 kg/s (2000 a 4000 tons/h). Las capacidades unitarias de las máquinas de flotación que se fabrican en la actualidad son 10 veces mayores que las que se utilizaban hace 5 o 7 años (véase la Fig. 21-69). Las máquinas de flotación a mayor escala ofrecen las ventajas de reducir los costos de instalación y operación, así como los requerimientos de espacio de piso (véase la Fig. 21-68); sin embargo, debe observarse que las celdas grandes de flotación no permiten la reducción del número de celdas en serie. El empleo de celdas más grandes permite reducir el número de hileras en paralelo y, en consecuencia, también permite reducir los requerimientos de bombeo, tubería y otros accesorios.

Operación de las plantas Los minerales se deben moler hasta el punto de liberación completa o casi completa. Aun cuando esto se puede lograr quizá mediante la trituración gruesa, se requiere en todos los casos la molienda hasta la malla 10 y hasta un punto más fino que la malla 48, en la mayor parte de las operaciones, antes de la flotación. La molienda se hace en circuitos cerrados con clasificadoras.

TABLA 21-27 Capacidades aproximadas de celdas de flotación, toneladas de alimentación seca por hora con la pulpa con un contenido de 33% de sólidos, minerales de densidad relativa de 3.0

Celda	Volumen de celda, ft^3	Hp de motor por celda	8 celdas, Tiempo de flotación, min: 4	8	12	12 celdas, Tiempo de flotación, min: 4	8	12
Agitair No. 120A, 120 por 120 in	375	30* o 40*	594	297	198	891	445	297
D-R Denver No. 300, 78 por 78 in	300	25*	475	238	158	713	357	238
Fagergren No. 120, † 120 por 120 in	400	30	634	317	211	950	475	317
Booth No. 120, 120 por 120 in	430	60	681	341	227	1022	512	341
Agitair No. 165A × 1500, 144 por 166 in	1500	75	2360	1180	790	1770	1180	890

*Excluyendo la potencia para el soplador de aire auxiliar.

†Existe también en un tamaño de 120 por 90 in, con un volumen de 300 ft^3 para aplicaciones de trabajos pesados.

NOTA: Para convertir pies cúbicos en metros cúbicos, multiplíquese por 0.0283; para convertir minutos en segundos, multiplíquese por 60; y para convertir caballos de fuerza en watts, multiplíquese por 746.

En muchos casos se obtienen mejores resultados en la flotación al acondicionar el mineral con los reactivos antes de la flotación propiamente dicha. A veces se agregan colectores aceitosos al circuito de molienda, para asegurar la dispersión. Para una selectividad apropiada, se requiere a veces un tiempo definido de contacto entre el reactivo y el mineral y esto se logra, por lo común, al mezclar el reactivo y la pulpa de mineral en un "acondicionador", que consiste en un tanque cilíndrico con una hélice vertical.

Las máquinas de flotación se construyen en unidades múltiples y el flujo de la pulpa por varias unidades se ajusta para obtener mejores resultados. La práctica común consiste en alimentar la pulpa a varias celdas que se conocen como "iniciadoras" y que producen un residuo improductivo y un concentrado de grado bajo. En ocasiones este concentrado se vuelve a tratar, después de molerlo, en celdas "limpiadoras" y "refinadoras", para obtener la concentración final. Los residuos de las celdas limpiadoras y refinadoras se recirculan por el sistema o se concentran por separado en celdas adicionales. En el caso de muchos minerales, es preciso volver a moler los productos intermedios.

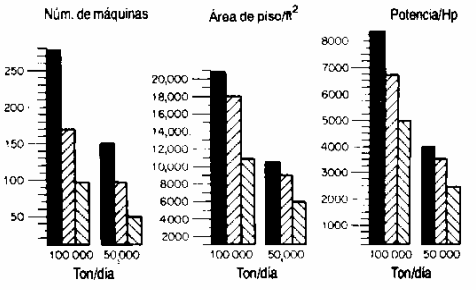


FIG. 21-68 Comparación del número de máquinas, área de piso (que excluye los pasillos, cajas de conexión y de unión) y requerimientos de potencia, basada en concentradores de cobre con una capacidad promedio de 100 000 tons/día y 50 000 tons/día. ■ máquina de 300 ft^3; ▨ = máquina de 500 ft^3; ▧ = máquina de 1000 ft^3

TABLA 21-28 Tiempo característico de flotación y número de celdas en serie para diferentes minerales

Mineral*	Porcentaje común de sólidos para la alimentación bruta†	Tiempos de retención intermitentes de laboratorio, min	Tiempos de retención comunes para el desbastado‡	Número de celdas en serie		
				Mínimo	Intervalo usual	Satisfactorio
Barita	30–40	4–5	8–10	4–6	6–9	8–10
Carbón	4–8	2–3	3–5	3–4	4–5	5–6
Cobre	32–42	6–8	13–16	11–14	14–17	18–20
Desperdicio industrial	Como se reciba	4–5	6–12	4–5	5–8	9–11
Espatoflúor	25–32	4–5	8–10	5–6	6–10	10–12
Feldespato	25–35	3–4	8–10	4–6	6–8	8–10
Plomo	25–35	3–5	6–8	4–6	6–8	8–10
Molibdeno	35–45	6–7	14–20	12–14	14–17	17–20
Níquel	28–32	6–7	10–14	10–12	12–16	16–20
Agua aceitosa	Como se reciba	2–3	4–6	.....	4–6	6–8
Fosfato	30–35	2–3	4–6	3–4	4–5	5–6
Potasa	25–35	2–3	4–6	.....	4–6	6–8
Arena (después de hacer flotar las impurezas)	30–40	3–4	7–9	4–6	6–8	
Sílice (mineral de hierro)	40–50	3–5	8–10	8–10	10–14	
Sílice (fosfato)	30–35	2–3	4–6	.....	4–6	
Tungsteno	25–32	5–6	8–12	.....	6–10	10–12
Zinc	25–32	5–6	8–12	.....	6–9	9–12

*Forma flotable.
†Para aplicaciones de limpieza, utilícese 50 a 65% del porcentaje normal de sólidos de desbastado.
‡Para aplicaciones de limpieza, el tiempo de retención requerido es entre 60 y 75% del tiempo de desbastado para un mineral particular.

Entre los equipos auxiliares importantes en una planta de flotación se encuentran: controles y alimentadores de reactivos, dispositivos de muestreo y pesado, bombas de lechadas, filtros y espesadores para deshidratar sólidos, almacenamiento para reactivos y equipos de preparación y dispositivos de análisis para el control de procesos.

En la figura 21-70 se muestra un diagrama de flujo para una planta de flotación simple.

Aspectos económicos de la flotación

Costos de los equipos El costo (1980) de las celdas de flotación de los tamaños que se incluyen en la tabla 21-27 es de, aproximadamente, 880 a 1060 dólares por metro cúbico (25 a 30 por pie cúbico), FOB la fábrica, para las celdas que están dentro del tamaño de 28 a 42 m^3 (1000 a 1500 ft^3). Las celdas más pequeñas tienen un costo unitario mayor. Por ejemplo, las celdas de 2.8 m^3 (100 ft^3) implican aproximadamente el doble del costo por unidad de volumen de celda. Este costo aproximado es para construcción en acero maleable y partes de desgaste con protección de hule, incluye motores y transmisiones, pero excluye las cajas de alimentación, cajas de empalme, cajas de descarga, artesas y sopladores de aire.

Costo de plantas En general, las plantas de flotación de espuma son operaciones de concentración completamente integradas, con equipos instalados para trituración, molienda, clasificación por tamaños, manejo de materiales y recuperación de agua. Por consiguiente, el costo real de la sección de flotación de una planta es una parte pequeña del costo general de capital. Las grandes plantas de sulfuro (10 000 tons/día y más) cuestan, aproximadamente, 2000 dólares por ton y por día para una planta de un solo producto, o bien, 2500 dólares para una planta de productos múltiples (1980). Las plantas menores tienen costos más elevados. Esta aproximación incluye un margen para una instalación completa de molienda con cableado, tuberías, equipos auxiliares, tolvas de minerales y tanque de agua de molino; pero sin talleres ni almacenes. Del total de 2000 dólares por ton y por día, unos 50 dólares por ton/día es el costo de los equipos de flotación, en las plantas mayores. En las plantas pequeñas (de hasta 1000 tons/día), el costo total puede llegar a ser de hasta 4000 a 5000 dólares por ton/día, mientras que el costo de las máquinas de flotación es de unos 100 dólares por ton/día. Por lo común, el renglón más elevado de costos de capital en una planta corresponde al equipo de molienda.

El costo de capital estimado para un molino hipotético de flotación, para concentrar mineral de cobre pórfido, con una capacidad diaria de 9070 toneladas métricas (10 000 toneladas cortas) aparece en la tabla 21-29, basado en el análisis de Henderson y Crowell ["Comparison of Estimated vs. Actual Capital Cost and Operating Data for a Copper Concentrator," en Mular y Bhappu (eds.), *Mineral Processing Plant Design*, 2a. ed., Society of Mining Engineers, AIME, New York, 1980). Debe observarse que los costos mostrados en la tabla 21-29 sólo

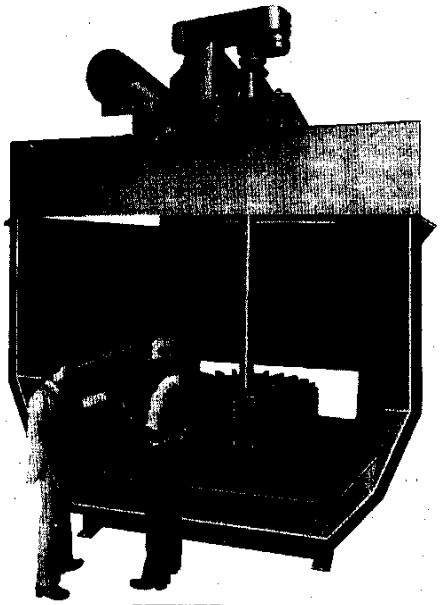


FIG. 21-69 Celda grande de flotación Núm. 165 AX 1500 Agitair, con 42.5 m^3 (1500 ft^3) de capacidad. (*Cortesía de Galigher Ash Co.*)

son estimaciones; los costos reales del molino variarán de acuerdo con los siguientes factores:

1. La dureza del mineral y las asociaciones mineralógicas (determinan la facilidad y la finura de la molienda)
2. El contenido metálico del mineral (p. ej., los materiales no metálicos requieren una inversión mucho mayor en manejo de materiales para los concentrados que los sulfuros de base metálica)
3. La complejidad del proceso (p. ej., la flotación selectiva de diversos minerales dará como resultado un costo más elevado que la flotación de un mineral simple)
4. Ubicación del molino
5. Topografía de la zona
6. Condiciones de los suelos en el sitio del molino
7. Consideraciones de eliminación de residuos
8. Condiciones meteorológicas
9. Vida estimada de la planta
10. Grado de instrumentación y control
11. Factores de diseño para la capacidad

Para obtener un costo máximo estimado para una planta de concentración de sulfuros, una buena práctica consiste en multiplicar el costo total de los equipos del molino (FOB fábrica) por cuatro. Las plantas menos elaboradas pueden costar tres veces el costo del equipo FOB fábrica.

TABLA 21-29 Estimación aproximada de los costos de capital*

Descripción	Costo
Alimentador Grizzly	$ 32,600
Trituradora de quijada	182,415
Alimentadores vibratorios (5)	17,407
Imán para hierro atrapado (2)	11,362
Pesómetros (3)	16,201
Detector de metales	9,950
Tamices (3)	66,785
Trituradores de cono (2)	300,512
Alimentadores de banda (6)	33,990
Molinos de pulverización (3)	841,559
Bombas horizontales para la lechada	43,259
Bombas verticales para la lechada	33,919
Ciclones	30,279
Distribuidores	22,891
Celdas de flotación (todas)	213,368
Espesadores (3)	143,255
Filtros (2)	60,956
Báscula para ferrocarril	25,930
Descarga de cal	12,809
Bombas de cal	2,128
Apagador de cal	16,700
Compresor de aire	48,408
Secador de aire, instalado	2,310
Bombas de agua	5,244
Todos los motores eléctricos	300,000
Costo total del equipo de proceso	$2,474,237
Equipo diverso	275,000
Partes de repuesto	200,000
Total	$2,949,237 (o $2,950,000)
Costo del concentrador (el costo del concentrador es igual a un factor de 3.5 veces el costo del equipo principal, o sea)	$10,325,000
Partidas adicionales	
Suministro de potencia	65,000
Suministro de agua	800,000
Instalaciones auxiliares (taller, laboratorio, bodega, oficina principal)	1,000,000
Presa de colas	500,000
Subtotal	$12,690,000
Contingencias al 15%	1,900,00
Costo total de la planta de molienda	$14,590,000

*Basado en un análisis realizado por Henderson y Crowell, en Mular y Bhappu (eds), *Mineral Processing Plant Design*, 2a. ed., Society of Mining Engineers, AIME, New York, 1980.

Costos de operación

Necesidades de energía El consumo de energía para la mayor parte de los minerales de sulfuro va de 2 a 3 kWh/ton de alimentación (sólo para la flotación). Los minerales de flotación fácil, como los minerales de fosfato de Florida, bien deslamados, pueden flotarse 1 kWh/ton. Un mineral típico de sulfuro de cobre necesitará $2^1/_2$ a 3 kWh/ton.

Los principales factores que influyen en el consumo de energía son: **1**) tiempo de flotación, **2**) densidad de la pulpa (dilución) de alimentación, **3**) número de etapas de limpieza, y **4**) necesidades de bombeo de la espuma y materiales intermedios.

Necesidades de mano de obra En las plantas modernas de flotación de sulfuros las necesidades de mano de obra son bajas: un operario puede manejar con facilidad las secciones de flotación que permiten tratar hasta 30 000 tons/día de alimentación, a condición de que el mineral no sea demasiado complejo y que el tratamiento sea bastante simple.

Los costos totales directos de molienda (1980) para plantas de flotación de sulfuros va de 1 a 4 dólares por tonelada de mineral procesado, y dependen del tamaño de la operación. Generalmente, del 15 al 20% de este total se destina para mantenimiento y el resto para los costos de operación. Una aproximación de los costos directos de operación se da en la tabla 21-30.

TÉCNICAS PARA LA SEPARACIÓN SELECTIVA DE SÓLIDOS ULTRAFINOS

Referencias Generales: Aplan y Fuerstenau, "Principles of Nonmetallic Mineral Flotation," *Froth Flotation*, 50th anniversary vol., AIME, New York, 1962. Banks, "Selective Flocculation-Flotation of Slimes from Sylvinite Ores," in Somasundaran (ed.), *Proc. Int. Symp. Fine Particle Process.*, vol. 2: *Fine Particle Processing*, Society of Mining Engineers, AIME, New York, 1980, pp. 1104-1111. Buller, "The Recovery of Ultrafine Mineral Particles from Flotation Tailings and Other Waste Products," M.S. thesis, University of Washington, 1975. Goldberger, "Process for Removing Gangue from Sulfur Bearing Materiales," U.S. Patent 3 647 398, marzo 10, 1972. Green, Duke y Hunter, "Froth Flotation Method," U.S. Patent 2 990 958, julio 4, 1961. Jordan, Sullivan, Davis y Weaver, *A Continuous Dielectric Separator for Mineral Beneficiation*, U.S. Bur. Mines Rep. Invest. 8437, 1980. Lai y Fuerstenau, "Liquid-Liquid Extraction of Ultrafine Particles," *Trans. Am. Inst. Min. Metall. Pet. Eng.*, **241**, 549-556 (1968). Mellgren y Shergold, "Method for Recovering Ultrafine Mineral Particles by Extraction with an Organic Phase," *Trans. Inst. Min. Metall.*, **75**, C267-268 (1966). Parekh y Goldberger, "Removal of Suspended Solids from Coal Liquefaction Oils," in Somasundaran (ed), *Proc. Int. Symp. Fine Particle Process.*, vol. 2: *Fine Particle Processing*, Society of Mining Engineers, AIME, New York, 1980, pp. 1687-1706. Parekh y Goldberger, "Recovery of Silicon Carbide Whiskers from Coked, Converted Rice Hulls by Liquid-Liquid Separation," U.S. Patent 4 249 700, febrero 10, 1981. Puddington y Sparks, "Spherical Agglomeration Process," *Min. Sci. Eng.*, **7**(4), 282 (1975). Read y Hollick, "Selective Flocculation Techniques for Recovery of Fine Particles," *Min. Sci. Eng.*, **8**(3), 202 (1976). Villar y Dawe, "The Tilden Mine-A New Processing Technique for Iron Ore," *Min. Congr. J.*, **61**, 40 (octubre, 1975).

La separación física de partículas sólidas en el intervalo de diámetros inferior al necesario para la flotación convencional con espuma (es decir, menor a 10 o 20 μm) es extremadamente difícil y se dispone de pocas opciones, desde el punto de vista comercial. El problema en la separación selectiva de partículas ultrafinas es su elevada área superficial específica, que reduce sustancialmente la selectividad en los reactivos adsorbidos, del tipo utilizado en el proceso de flotación; además, las partículas ultrafinas, debido a su alto grado de actividad superficial, tienden a adherirse entre sí en forma no selectiva. Sin embargo, debido a la importancia creciente del aspecto económico relacionado con el tratamiento de menas más finamente diseminadas y la recuperación de los valores contenidos en los desperdicios de lodo y productos vaporizados, se han desarrollado métodos avanzados para separar en forma selectiva las partículas ultrafinas; estos métodos se basan en las diferencias de carácter químico y electroquímico de las superficies de las partículas e inclu-

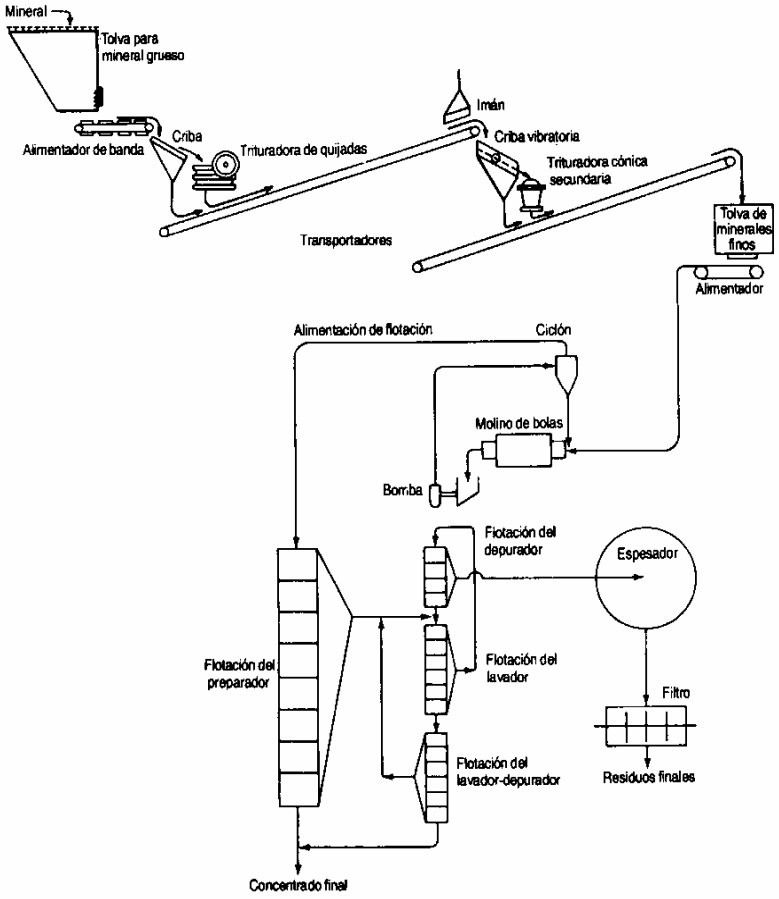


FIG. 21-70 Diagrama de flujo de una planta de flotación simple.

TABLA 21-30 C
de la planta de fl

Partid
Potencia
Mano de obra de opera
Mano de obra de mant
Suministros de operaci
Suministros de mantes
Supervisión
Total
Costos indirectos, el 3
Costos totales de o

yen: floculación sel
puma y procedimie
miscibles.

Ultraflotación P
ultrafinas a adherir
el proceso convenci
mete a un proceso pa
del circuito de flota
vecha en la ultrafiltr
cial, mejora la brilla
purezas titaníferas
ultraflotación se uti
selectiva de un tipo
auxiliar o portador
convencional.

El mineral portad
caliza, que se limpia
La ultraflotación req
perficie específica m
menor para lograr un
misma capacidad. Se
más elevado que el d
mentado de material

Floculación sele
aglomeración selec
nente, en una susp
componente perma
capacidad para enc
vidad adecuada par
agregar el agente d
dición estable de
coagulación selecti
ción selectiva ha si
que se utiliza el alm
ral de hematita, en
riales de ganga de
ejemplo, la sosa cá
mercial ha sido la fl
las menas de silvin
nos de arcilla que
sobre la silvinita.

Las aplicacione
yen: eliminación
los minerales de
lo, con poliacrilat
nerales de fosfato
del mineral de apa
la dispersión de l
mediante el emple
9.0. Los compone
de una dispersión
sa con carboxime
aniónico de bajo p
las de carbón. Se a

TABLA 21-30 Costo aproximado de operación directa de la planta de flotación

Partida de costo	Costo de tonelada métrica
Potencia	$0.34
Mano de obra de operación	0.16
Mano de obra de mantenimiento	0.09
Suministros de operación	0.30
Suministros de mantenimiento	0.15
Supervisión	0.03
Total	$1.07
Costos indirectos, el 30% de los costos directos	.32
Costos totales de operación	$1.39

yen: floculación selectiva, electroforesis, formación de coloides, espuma y procedimientos de ultraflotación, y el empleo de líquidos inmiscibles.

Ultraflotación Por lo general, la tendencia de las partículas sólidas ultrafinas a adherirse a partículas más gruesas causa ineficiencias en el proceso convencional de flotación y por este motivo la pulpa se somete a un proceso para eliminar el lodo y las partículas ultrafinas, antes del circuito de flotación; sin embargo, esta misma tendencia se aprovecha en la ultrafiltración, un proceso que, aplicado en forma comercial, mejora la brillantez del caolín mediante la eliminación de las impurezas titaníferas de diámetro micrométrico. En el proceso de ultraflotación se utiliza un sólido auxiliar para efectuar la adhesión selectiva de un tipo de mineral ultrafino sobre su superficie. El mineral auxiliar o portador se elimina después de la suspensión por flotación convencional.

El mineral portador utilizado en el beneficio del caolín es la piedra caliza, que se limpia de las partículas y reactivos adsorbidos y se recircula. La ultraflotación requiere el incremento de los reactivos debido a la superficie específica más elevada. Por lo general, la densidad de la pulpa es menor para lograr una dispersión eficaz y se necesitan más celdas para la misma capacidad. Se informa que el costo de la ultrafiltración es bastante más elevado que el de la flotación convencional, debido al manejo incrementado de materiales sólidos y al costo de los reactivos.

Floculación selectiva Este método comprende por lo general la aglomeración selectiva y la eliminación subsecuente de un componente, en una suspensión acuosa de una mezcla de sólidos; el otro componente permanece disperso. El éxito del método depende de la capacidad para encontrar un reactivo de floculación con la selectividad adecuada para un componente de la mezcla. Además, antes de agregar el agente de floculación, el sistema debe llevarse a una condición estable de dispersión, sin tendencia a la floculación o a la coagulación selectiva. El principal empleo industrial de la floculación selectiva ha sido el beneficio de las menas de hematita, en las que se utiliza el almidón como agente de floculación, para el mineral de hematita, en tanto que se mantienen en suspensión los materiales de ganga de silicio con reactivos de dispersión como, por ejemplo, la sosa cáustica y el silicato de sodio. Otra aplicación comercial ha sido la flotación y la floculación selectiva de los lodos de las menas de silvinita (potasa); estos lodos constan de minerales finos de arcilla que ocultan la adsorción eficaz de los recolectores sobre la silvinita.

Las aplicaciones propuestas con importancia comercial incluyen: eliminación de impurezas, como, por ejemplo, el rutilo de los minerales de arcilla mediante floculación selectiva del rutilo, con poliacrilamida aniónica de alto peso molecular. Los minerales de fosfato se pueden beneficiar por floculación selectiva del mineral de apatita con un almidón aniónico después de lograr la dispersión de los minerales de ganga asociados a la arcilla, mediante el empleo de hidróxido de sodio y el control del pH en 9.0. Los componentes que forman ceniza se pueden separar bien de una dispersión de carbón finamente molido al utilizar celulosa con carboximetilo de sodio como dispersante y un polímero aniónico de bajo peso molecular como floculante de las partículas de carbón. Se sabe que el beneficio de la magnetita se efectúa mediante la floculación selectiva con sílice con un pH de 13.0 al utilizar como floculante un polímero aniónico.

Aglomeración esférica Un aceite de bajo costo, como el aceite comestible, se puede utilizar como agente de floculación o recolección en condiciones que hagan que las partículas recolectadas formen esferas y que se puedan eliminar por varios métodos físicos. El proceso Trent, patentado en 1922 (U.S. Patents 1 420 164 y 1 421 862), aplica aceite a las suspensiones acuosas de carbón para aglomerar selectivamente el carbón en gránulos de carbón y aceite y dejar las partículas de ganga que forman ceniza en la suspensión acuosa. La separación del fosfato por clasificación aglomerativa sobre mesas fue descrita bajo "Clasificación sobre mesas". Puddington y colaboradores (véanse las referencias) estudiaron más recientemente el proceso de aglomeración esférica con detalle y observaron que, además de la condición inicial de las superficies, el carácter del producto aglomerado que se formó al agitar la suspensión acuosa de sólidos finos mezclados con aceites inmiscibles, depende en forma básica de las cantidades relativas de los dos líquidos, el grado y el método de agitación y la distribución del diámetro de las partículas en la suspensión. El proceso se ha aplicado en forma experimental para el beneficio de carbón, casiterita, azufre y otros sistemas sólido-sólido.

Separación con líquidos inmiscibles La diferencia en la humectabilidad de sólidos diferentes por medio de dos líquidos inmiscibles distintos es la base para la separación de mezclas de partículas ultrafinas en una suspensión líquida. El sistema de líquidos inmiscibles está compuesto generalmente de agua y un líquido orgánico insoluble en ella o un hidrocarburo líquido (aceite). Cuando una cantidad suficiente de aceite se ha dispersado, en forma de gotas finas, en una suspensión acuosa de una mezcla de sólidos, las gotas recolectan las partículas hidrofóbicas en forma selectiva; después, los sólidos recolectados pueden emigrar de la superficie de la gota hacia la fase de aceite si la tendencia a humectar del aceite es suficiente. Esta técnica, mencionada antes como flotación volumétrica en aceite, se describió en las patentes otorgadas a Cattermole a principios del siglo XX (U.S. Patents 763 259, 763 260, 727 273 y 777 274).

TABLA 21-31 Valores del ángulo de contacto para el isooctano sobre alúmina y hematita, en soluciones de dodecil sulfonato de sodio, con diferentes pH*

Sólido	Concentración de SDS, molar	pH	Ángulo de contacto del isooctano,°
Alúmina	5×10^{-5}	3.0	125
	5×10^{-5}	6.0	90
	5×10^{-5}	9.0	40
Hematita	1×10^{-3}	3.0	120
	1×10^{-3}	6.0	48
	1×10^{-3}	9.0	18

*Fuente: Mellgren y Shergold, *Trans. Inst. Min. Metall.*, **75**, C267-C268 (1966) y Lai y Fuerstenau, *Trans. Am. Min. Metall. Pet. Eng.*, **241**, 549-556 (1968).

La técnica de separación con líquidos inmiscibles, que es análoga a la extracción líquido-líquido (Sec. 15), requiere dos fases líquidas distintas. Las partículas emigran en forma selectiva a una u otra fase, dependiendo de su afinidad superficial con el líquido. Desde el punto de vista teórico, la dirección de la emigración se puede predecir mediante la ecuación de Young:

$$\sigma_{so} - \sigma_{sw} = \sigma_{wo} \cos \theta \qquad (21\text{-}18)$$

donde θ representa el ángulo de contacto de una gota de aceite formada sobre el sólido sumergido en agua. Los valores de estos ángulos de contacto para el isooctano líquido sobre las superficies de alúmina y hematita sumergidas en soluciones acuosas de un agente tensoactivo, aparecen en la Tabla 21-31. Las σ_{sw}, σ_{wo} y σ_{so} son las tensiones de la

entrecara sólido-agua, agua-aceite y sólido-aceite, respectivamente. Para cada sólido ocurrirá una de las tres situaciones siguientes:

1. Si $\theta < 90°$ ($o\ \sigma_{sw} < \sigma_{so}$), las partículas tienden a ser arrastradas por la fase acuosa.

2. Si $\theta = 90°$ ($o\ \sigma_{sw} = \sigma_{so}$), las partículas tienden a permanecer concentradas en la entrecara de agua y aceite.

3. Si $\theta > 90°$ ($o\ \sigma_{sw} > \sigma_{so}$), las partículas tienden a ser arrastradas hacia la fase de aceite.

La aplicación eficaz del método de separación con líquidos inmiscibles requiere generalmente que se satisfaga la condición 3. El ángulo de contacto se puede controlar mediante el control del pH y el empleo de agentes tensoactivos como se observa en la tabla 21-31. Otros factores que determinan la eficiencia de la separación incluyen el tipo de aceite utilizado, la concentración del aceite y el grado de dispersión que afecta el diámetro de las gotas de aceite, así como la extensión del área de la entrecara entre las fases de agua y aceite. La influencia de la concentración del agente tensoactivo y la longitud de sus moléculas también afectan la eficiencia de la separación, como se muestra en la figura 21-71.

En otras aplicaciones de la separación de líquidos inmiscibles, las partículas submicrómicas de ganga silícea presentes en los minerales de azufre, se eliminaron mediante la fusión del concentrado de mineral y, después la introducción de agua, como la segunda fase líquida, para recolectar los minerales hidrofílicos por el proceso de Goldberger. Las partículas ultrafinas de los minerales que forman ceniza suspendidas en aceites obtenidos por licuefacción del carbón, también se pueden eliminar por el método de separación con líquidos inmiscibles al utilizar el proceso de Goldberger y Faulkner (U.S. Patent 4 012 314); en este caso, la tendencia de las partículas hidrofóbicas e hidrofílicas a separarse entre las fases de agua y aceite que se mantienen en contacto una con otra, se mejora con la aplicación de la fuerza centrífuga.

Separación dieléctrica Las partículas sólidas se pueden separar al utilizar las diferencias en sus propiedades dieléctricas. Una partícula colocada dentro de un líquido con una constante dieléctrica menor (K) será atraída hacia un electrodo colocado en un campo eléctrico con un gradiente elevado, en tanto que una partícula con un valor de K inferior al del líquido será repelida. El U.S. Bureau of Mines diseñó un separador dieléctrico continuo para las partículas minerales en el intervalo de diámetros de malla 65 a 400. Se descubrió que el proceso perdía eficacia a medida que el diámetro de las partículas disminuía. Los estudios realizados sobre una mezcla de rutilo (TiO_2) y cuarzo (SiO_2) indicaron que el grado

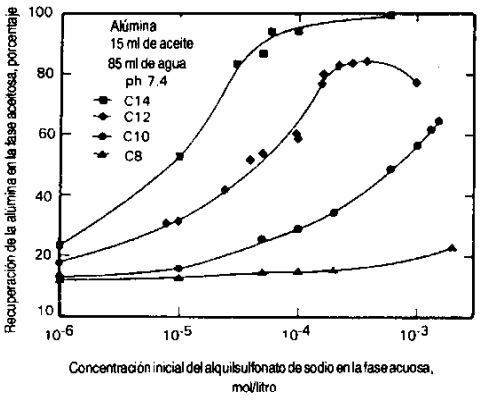


FIG. 21-71 Recuperación de alúmina en la fase aceitosa, en función de la concentración de C_8, C_{10}, C_{12}, y C_{15} alquil sulfonato, con un pH de 7.4 y 15% en volumen de isooctano. (*Fuente: Lai y Fuerstenau, 1968.*)

del concentrado de rutilo disminuía de 65 a 42%, y que la recuperación del rutilo descendía de 97 a 83% a medida que el diámetro de las partículas se reducía desde malla 65 a malla 400. La separación en dos etapas dio por resultado la recuperación de rutilo y un grado mayor. Otras mezclas minerales tratadas mostraron también una capacidad adecuada de separación al duplicar el grado del producto contenido en la alimentación. En la figura 21-72 aparece un diagrama del equipo de separación.

Separación electroforética La separación electroforética es similar a la separación electrostática en seco y se basa en las diferencias de cargas superficiales de las partículas sólidas en una suspensión líquida, que hace que las partículas se desplacen con distintas velocidades en el medio líquido por influencia de un campo eléctrico. El signo y la magnitud de la carga superficial dependen de las propiedades superficiales del sólido partícular y del pH del líquido de suspensión. Para los sólidos tipo sal, que tienen una solubilidad apreciable (es decir, $BaSO_4$, $CaSO_4$, etc.), el signo de la carga depende no solo del pH de la solución sino también de la concentración de los iones del constituyente en la solución; por ejemplo, en el caso de la barita ($BaSO_4$) puede

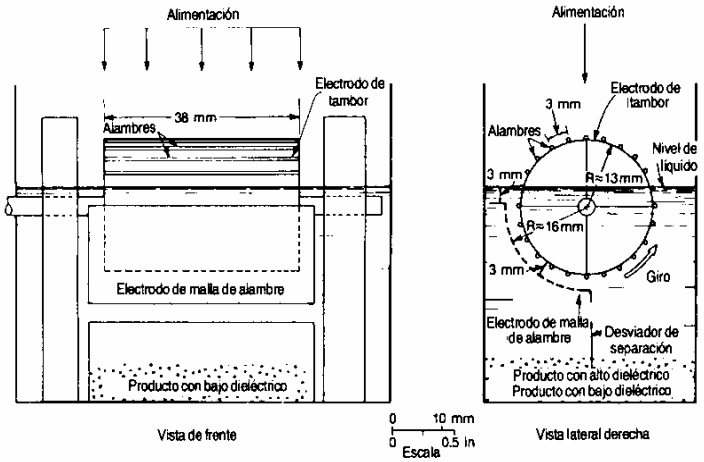


FIG. 21-72 Separador dieléctrico continuo con tambor giratorio. (*Cortesía del U.S. Bureau of Mines.*)

lograrse que la superf
positivamente media
hacerse que se cargue
a la suspensión. Para
signo de la carga depe
determinan el potenci
un "punto de carga ce
tivamente y debajo de
cero de varios minera
nica de separación el
nivel de laboratorio.

CLASIFICACIÓN

Las diferencias en
base para separar los
incluyen el color, la r
excitada por los rayos
cia eléctrica también
positivo sensor adecu
cuentran en una corri
u otros medios para c
(véase la Fig. 21-73)
aproximadamente 0.
del proceso puede se
rablemente.

En una instalación
cla de partículas se a
torio. El polvo se pu
o por rocío con agua;
banda transportador
las partículas se proy
trayectoria de caída
servadas en una cám
de tal manera que ol
color o la reflectivid
un patrón caracterís
tomultiplicador sens
nicamente y compar
Cuando sea apropiad
mente, activa un ch
rriente principal.

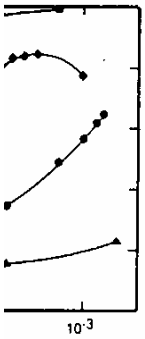
En la figura 21-74
respecta a la máquina
de inspeccionar 80 p

La clasificación p
vidrio a partir de m
municipales sólidos

**TABLA 21-32 Pu
yos iones que de
nerales tipo óxid**

M
Cuarzo, SiO_2
Corindón, Al_2O_3
Rutilo, TiO_2
Casiterita, SnO_2
Magnetita, Fe_3O_4
Hematita, Fe_2O_3
Goetita, $Fe_2O_3 \cdot 2H_2O$
Cumingtonita, (Mg,Fe)
Caolinita, arcilla
Bentonita, arcilla

* Fuente: Aplan y Fue
Froth Flotation, AIME,



en la fase acuosa,

osa, en función de la con-
a un pH de 7.4 y 15% en
8.)

%, y que la recupera-
que el diámetro de las
. La separación en dos
ilo y un grado mayor.
mbién una capacidad
producto contenido en
iagrama del equipo de

lectroforética es simi-
a en las diferencias de
na suspensión líquida,
ntintas velocidades en
léctrico. El signo y la
propiedades superfi-
e suspensión. Para los
eciable (es decir, Ba-
no solo del pH de la
iones del constituyen-
barita ($BaSO_4$) puede

lograrse que la superficie del mineral en suspensión acuosa se cargue positivamente mediante la adición en exceso de iones de Ba^{++} o puede hacerse que se cargue negativamente agregando en exceso iones SO_4^- a la suspensión. Para óxidos no solubles (p. ej., SiO_2, TiO_2, etc.), el signo de la carga depende exclusivamente del pH, porque los iones que determinan el potencial son H^+ y OH^-. Cada superficie del sólido tiene un "punto de carga cero" por arriba del cual la partícula se carga negativamente y debajo del cual lo hace positivamente. Los puntos de carga cero de varios minerales tipo óxido aparecen en la tabla 21-32. La técnica de separación electroforética ha sido ensayada exclusivamente a nivel de laboratorio.

CLASIFICACIÓN AUTOMÁTICA

Las diferencias en las propiedades ópticas se pueden utilizar como base para separar los sólidos de una mezcla; las propiedades ópticas incluyen el color, la refracción de la luz, la opacidad y la fluorescencia excitada por los rayos ultravioleta o X; las diferencias en la conductancia eléctrica también se pueden utilizar para la separación. Con un dispositivo sensor adecuado se pueden clasificar las partículas que se encuentran en una corriente en movimiento utilizando un chorro de aire u otros medios para desviar ciertas partículas de la corriente principal (véase la Fig. 21-73). El límite inferior del diámetro de partícula es aproximadamente 0.003 m ($^1/_8$ in); debajo de este límite, la velocidad del proceso puede ser lenta y los costos del equipo se elevan considerablemente.

En una instalación característica de **clasificación óptica**, la mezcla de partículas se alimenta desde una tolva a un alimentador vibratorio. El polvo se puede eliminar por medio de un tamizado en seco o por rocío con agua; posteriormente, los sólidos se introducen a una banda transportadora rugosa donde se alinea el flujo y se hace que las partículas se proyecten en una corriente continua a lo largo de su trayectoria de caída libre. A medio camino, estas partículas son observadas en una cámara óptica por una serie de cámaras colocadas de tal manera que observen toda la superficie de cada partícula. El color o la reflectividad de la superficie de cada partícula establece un patrón característico de voltaje en el circuito de salida de un fotomultiplicador sensor de luz. Los patrones son analizados electrónicamente y comparados con un nivel de reflexión preestablecido. Cuando sea apropiado, una señal de rechazo, retrasada electrónicamente, activa un chorro de aire para desviar la partícula de la corriente principal.

En la figura 21-74 aparece un ejemplo de rendimiento. Por lo que respecta a la máquina de la figura 21-73, el sensor electrónico es capaz de inspeccionar 80 partículas por segundo.

La clasificación por color se ha utilizado para la recuperación de vidrio a partir de materiales no transparentes en los desperdicios municipales sólidos; la separación de vidrios mezclados y opacos

TABLA 21-32 Punto de carga cero de los minerales cuyos iones que determinan el potencial son H^+ y OH^- (minerales tipo óxido)*

Mineral	pH
Cuarzo, SiO_2	2 a 3.7
Corindón, Al_2O_3	9.4
Rutilo, TiO_2	6.0
Casiterita, SnO_2	4.5
Magnetita, Fe_3O_4	6.5
Hematita, Fe_2O_3	6.7
Goetita, $Fe_2O_3 \cdot 2H_2O$	6.7
Cumingtonita, $(Mg,Fe)SiO_3$	5.2
Caolinita, arcilla	3.4
Bentonita, arcilla	< 3.0

*Fuente: Aplan y Fuerstenau, "Principles of Nonmetallic Mineral Flotation," *Froth Flotation*, AIME, New York, 1962.

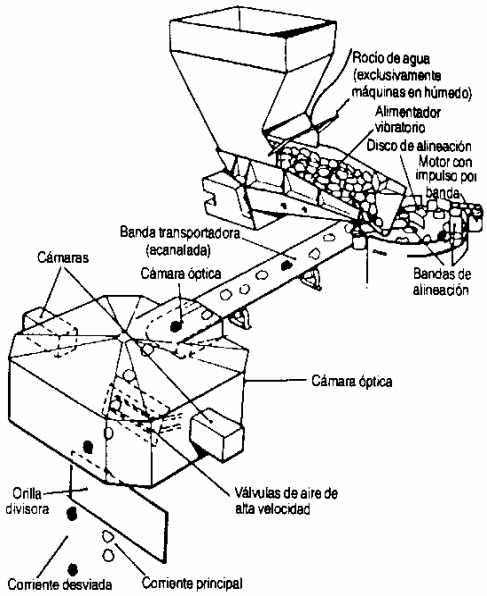


FIG. 21-73 Separador óptico Sortex 711M. (*Cortesía de Gunson's Sortex Ltd.*)

aparece en la figura 21-75. A medida que se incrementa el rendimiento, la recuperación de vidrio disminuye y para una instalación determinada hay un punto de equilibrio para el número óptimo de máquinas contra la cantidad de vidrio recuperado. Con la clasificación por color se pueden separar también vidrios mezclados de colores y obtener productos ámbar o verdes que cubran una especificación máxima de 10% de contaminación de un tipo de vidrio en el otro.

Cuando se utiliza la **conductividad eléctrica** como base del proceso de clasificación, el contacto de las partículas se hace por medio de un electrodo tipo cepillo, para generar la señal de análisis. Los materiales que tienen una diferencia de resistencia de 2000 kΩ se pueden separar fácilmente del material con una resistencia de 100 kΩ.

Sin embargo, la separación entre niveles de resistencia de 1000 a 300 kΩ puede ser marginal. Una aplicación característica de la clasificación por conductividad es la separación de ilmenita contenida en el seno de la anortosita; ambas son rocas compactas, pero la ilmenita es buen conductor de la electricidad, en tan-

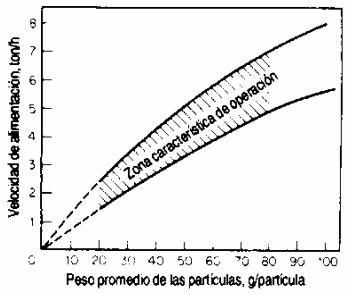


FIG. 21-74 Características de velocidad de alimentación del separador Sortex 711M. (*Cortesía de Gunson's Sortex Ltd.*)

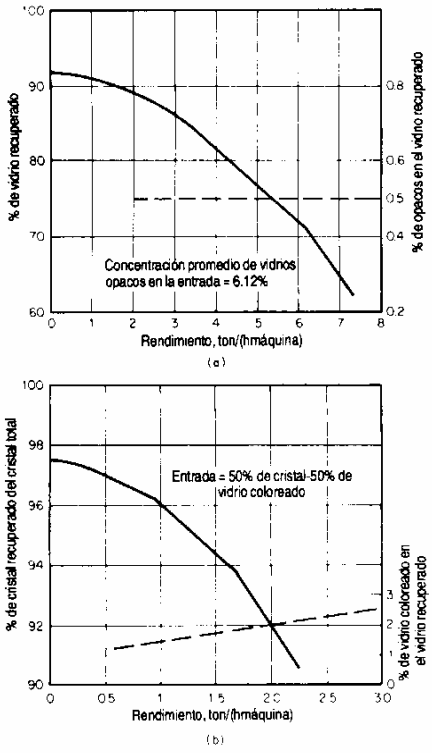


FIG. 21-75 Separación óptica de vidrios mezclados. *a)* Separación de los vidrios opacos; *b)* Separación del cristal y el vidrio coloreado. (*Cortesía de Gunson's Sortex Ltd.*)

to que la anortosita es un aislante. Las dimensiones y la información de operación, para el clasificador por conductividad Sortex CS-03, que es capaz de procesar hasta aproximadamente 25 000 kg/h (27.5 tons/h) de partículas con un diámetro de malla 0.05 a 0.15 (2 a 6 in) aparecen en la tabla 21-33.

TABLA 21-33 Especificaciones para el clasificador por conductividad Sortex CS-03*

Dimensiones	Altura (excluyendo el alimentador), 1.7 m (70 in) Ancho, 1.9 m (76 in) Longitud, 2.5 m (100 in) Diámetro del disco, 1.50 m (49 in)
Potencia eléctrica	380-440 V, trifásico 50/60 Hz; consumo, 2 kW (excluyendo el alimentador vibratorio)
Consumo de aire (dependiendo de la velocidad de rechazo)	7 m^3/min, a 6 bar (250 ft^3/min, a 80 lbf/in^2)
Suministro de agua	4 L/min (1 gal/min), para la limpieza de la fuente de luz
Peso neto	560 kg (22 cwt) aproximadamente

**Cortesía de Gunson's Sortex Ltd.*

Las diferencias en la absorción de energía radiante de las diferentes sustancias también se puede utilizar para la separación de materiales. Si una mezcla de materiales se expone a la energía radiante, por ejemplo, infrarroja, dependiendo de las propiedades del material, algunas partículas se calentarán más que otras. Las partículas más opacas se calentarán más por la acción del calentamiento con rayos infrarrojos que las partículas claras; en consecuencia, las más opacas estarán más calientes. Al diseminar el material irradiado sobre una superficie recubierta con una resina termoplástica con un bajo punto de fusión o un polímero sensible al calor, las partículas con temperatura más elevada se adherirán al recubrimiento, en tanto que no lo harán las partículas más frías. Ésta es la base para el método de **separación termoadhesiva** de Brison ("Separation of Materials," U.S. Patent 2 907 456, 1959), utilizado por la International Salt Co., para la eliminación de las impurezas contenidas en la sal de roca minada. La resina sensible al calor que se utiliza es una mezcla de resinas de estireno polimerizado, Piccolastic A-25 y Piccolastic A-50. La proporción de cada componente se ajusta para dar el punto de reblandecimiento requerido, para lograr los resultados deseados. En la práctica, la resina se puede aplicar en forma continua a una banda en movimiento por medio de un cepillo o un rocío en caliente; se requiere un raspado y reacondicionamiento periódico de la banda para mantenerla en condiciones adecuadas de operación.

El empleo de formas específicas de energía radiante, infrarroja, ultravioleta, calentamiento dieléctrico, etc., permite separaciones específicas. La separación de las cuentas de vidrio claras y coloreadas y la separación de diferentes metales son algunas aplicaciones del método termoadhesivo, que se consideran en el área del procesamiento de desperdicios sólidos.

SISTEMAS LÍQUIDO-LÍQUIDO

REFERENCIAS GENERALES: *Libros.* Astarita, *Mass Transfer with Chemical Reactions*, Elsevier, New York, 1967. Calderbank, "Mass Transfer," in Uhl y Gray (eds.), *Mixing*, vol. 2, Academic, New York, 1967. p. 2. Cremer y Davies, *Chemical Engineering Practice*, vol. 5, Academic, New York, 1958. Davies, "Mass Transfer and Interfacial Phenomena," in Drew, Hoopes y Vermeulen (eds.), *Advances in Chemical Engineering*, vol. 4, Academic, New York, 1963. p. 3. Hanson (ed.), *Recent Advances in Liquid-Liquid Extraction*, Pergamon, New York, 1971. Hyman, "Mixing and Agitation," *ibid.*, vol. 3, 1962, p. 120. Kalichevsky y Kobe, *Petroleum Refining with Chemicals*, Van Nostrand, Princeton, N.J., 1965. Kintner, "Drop Phenomena Affecting Liquid Extraction," in Drew *et al.* (eds.) *Advances in Chemical Engineering*, vol. 4, Academic, New York, 1963. p. 52. Lo, Baird y Hanson (eds.), *Handbook of Solvent Extraction*, Wiley-Interscience, New York, 1983. Molyneux, *Chemical Plant Design*, vol. 1, Butterworth, Washington, 1965. Olney y Miller, "Liquid Extraction," in Acrivos (ed.), *Modern Chemical Engineering*, vol. 1, Reinhold, New York, 1963, p. 89. Olson y Stout, "Mixing and Chemical Reactions, in Uhl y Gray (eds.), *Mixing*, vol. 2, Academic, New York, 1967, p. 115. Rietema, "Segregation in Liquid-Liquid Dispersions," in Drew *et al.* (eds.), *Advances in Chemical Engineering*, vol. 5, Academic, New York, 1964. p. 237. Rod, Misek y Sterbacek, *Liquid Extraction*, Statne Nakladatelstor Technikl Literatury, Prague, 1964. Schweitzer (ed.) *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, New York, 1979. Sideman, "Direct-Contact Heat Transfer between Immiscible Liquids," in Drew *et al.* (eds.), *Advances in Chemical Engineering*, vol. 6, Academic, New York, 1966. p. 207. Treybal, "Mechanically Aided Liquid Extraction," *ibid*, vol. 1, 1956, p. 289. Treybal, *Liquid Extraction*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1963. Ziolkowski, *Liquid Extraction in the Chemical Industry*, Gos. Nauchn. Tekln. Izd. Khim. Lit., Leningrad, 1963.

Revistas. Akell, *Chem. Eng. Prog.*, **62**(9), 50 (1966). Brown y Hanson, *Br. Chem. Eng.*, **11**, 695 (1966). Davis, Hicks y Vermeulen, *Chem. Eng. Prog.*, **50**,

Nomenclatura

Símbolo	
A_c	Área de un
a	Superficie ra entre liqu
a_i	Superficie e
B	Razón de lo tud caracte
b	Constante
C	Constante
C_D	Coeficiente
c	Concentrac
D	Difusivida
D'	Difusivida
d	Operador d
d_t	Tamaño del
d_{tc}	Tamaño bás
d_c	Diámetro d
d_{or}	Diámetro d u orificio
d_p	Diámetro d esfera del n superficie
d_{pl}	Diámetro d un chorro, a
d_s	Diámetro d lño del estan
d_t	Diámetro d
E	Eficiencia fi pa simple (n tadores)
E	Coeficiente longitudina renciales)
E_{MD}	Eficiencia d persa de Mu
E_O	Eficiencia g de una casc
e	2.7183 (bas perianos)
f_t	Factor de pe
f_w	Factor de pe
g	Aceleración gravedad
g_c	Factor de co nal
H_{te}	Altura globa transferenci
HETS	Altura equiv teórica
h	Pérdida de c cion
h_C	Contribució continua
h_D	Contribució dispersa
h_n	Contribució ficio
h_σ	Contribució tensión inter
K	Coeficient ferencia de
k	Coeficient cia de mas vidual
k_t	Conductivi

clasificador por

el alimentador), 1.7 m

)
)0 in)
, 1.50 m (49 in)
50/60 Hz; consumo,
el alimentador

250 ft³/min, a 80

), para la limpieza de la

roximadamente

diante de las diferen-
separación de mate-
la energía radiante,
opiedades del mate-
otras. Las partículas
el calentamiento con
onsecuencia, las más
naterial irradiado so-
ermoplástica con un
l calor, las partículas
cubrimiento, en tanto
s la base para el mé-
son ("Separation of
ilizado por la Inter-
impurezas conteni-
sible al calor que se
olimerizado, Piccо-
ión de cada compo-
cimiento requerido,
ráctica, la resina se
en movimiento por
e requiere un raspa-
anda para mantener-

adiante, infrarroja, ul-
ite separaciones espe-
laras y coloreadas y la
licaciones del método
procesamiento de des-

ng, vol. 2, Academic,
in Liquid-Liquid Dis-
hemical Engineering,
d, Misek y Sterbacek,
iki Literatury, Prague,
ation Techniques for
ork, 1979. Sideman,
ible Liquids," in Drew
ng, vol. 6, Academic,
y Aided Liquid Extrac-
uid Extraction, 2d ed.,
quid Extraction in the
Chim. Lit., Leningrad,

6). Brown y Hanson, *Br.*
en, *Chem. Eng. Prog.*, **50**.

Nomenclatura

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
A_p	Área de una gota	m^2	ft^2
a	Superficie específica de entrecara entre líquidos	m^2/m^3	ft^2/ft^3
a_p	Superficie específica de empaque	m^2/m^3	ft^2/ft^3
B	Razón de longitud total a longitud característica		
b	Constante		
C	Constante		
C_O	Coeficiente de orificio	Adimensional	Adimensional
c	Concentración	kmol/m³	(lb·mol)/ft³
D	Difusividad del soluto	m^2/s	ft^2/h
D'	Difusividad mejorada	m^2/s	ft^2/h
d	Operador diferencial		
d_p	Tamaño del empaque	m	ft
d_{pe}	Tamaño básico del empaque	m	ft
d_s	Diámetro de la hélice	m	ft
d_O	Diámetro de tobera, perforación u orificio	m	ft
d_p	Diámetro de gota, diámetro de esfera del mismo volumen por superficie	m	ft
d_{pt}	Diámetro de gota al establecer un chorro, si no se forma solo	m	ft
d_s	Diámetro de la abertura del anillo del estator	m	ft
d_t	Diámetro del tubo o tubería	m	ft
E	Eficiencia fraccionaria de una etapa simple (mezcladores-sedimentadores)		
E	Coeficiente de dispersión longitudinal (extractores diferenciales)	m^2/s	ft^2/h
E_{MP}	Eficiencia de etapa con fase dispersa de Murphree, fraccionaria		
E_O	Eficiencia global de las etapas de una cascada, fraccionaria		
e	2.7183 (base de logaritmos neperianos)		
f_i	Factor de peso		
f_R	Factor de peso		
g	Aceleración local debida a la gravedad	9.83 m/s²	4.18 E08 ft/h²
g_c	Factor de conversión gravitacional	1(kg·m)/(N·s)	4.18 E08 (lbm·ft)/(lbf·h²)
H_{to}	Altura global de una unidad de transferencia	m	ft
HETS	Altura equivalente a una etapa teórica	m	ft
h	Pérdida de carga debida a la fricción	m	ft
h_c	Contribución a h debida a la fase continua	m	ft
h_D	Contribución a h debida a la fase dispersa	m	ft
h_o	Contribución a h_D debida al orificio	m	ft
h_σ	Contribución a h_D debida a tensión interfacial	m	ft
K	Coeficiente global de transferencia de masa	kmol/(s·m²)(k mol/m³)	(lb·mol)/(h·ft²)[(lb·mol)/ft³]
k	Coeficiente de transferencia de masa de la fase individual	kmol/(s·m²)(kmol/m³)	(lb·mol)/(h·ft²)[(lb·mol)/ft³]
k_t	Conductividad térmica	W/(m·K)	Btu/[h·ft²·°F)/ft]

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en EE.UU.
L	Velocidad superficial de masa	kg/(s·m²)	lbm/(h·ft²)
L	Velocidad superficial molar de masa	kmol/(s·m²)	(lb·mol)/(h·ft²)
m	Pendiente de la curva de la distribución de equilibrio, dy/dx		
m'	Pendiente de la curva de distribución de equilibrio, dc_T/dc_R	(kmol/m³)/(kmol/m³)	[(lb·mol)/ft³]/[(lb·mol)/ft³]
m_{CD}	Pendiente de la curva de equilibrio, dc_C/dc_D	(kmol/m³)/(kmol/m³)	[(lb·mol)/ft³]/[(lb·mol)/ft³]
N	Velocidad de la hélice	r/s	r/h
N_A	Flujo de transferencia de masa	kmol/(s·m²)	(lb·mol)/(h·ft²)
N_{Pe}	Número de Péclet para la dispersión axial, Vd_t/E para el empaque	Adimensional	Adimensional
N_{Po}	Número de potencia, $Pg_c/\rho N^3 d_s^5$	Adimensional	Adimensional
N_{Re}	Número de Reynolds; para el flujo en tuberías, $d_t V_{\rho prom}/\mu_{prom}$; para una hélice $d_s^2 N \rho_{prom}/\mu_{prom}$; para gotas, $d_p V_{dc} \cdot \rho C$	Adimensional	Adimensional
N_{Sc}	Número de Schmidt, $\mu/\rho D$	Adimensional	Adimensional
N_{Tou}	Número de unidades globales de transferencia	Adimensional	Adimensional
$N_{We,s}$	Número del impulsor de Weber, $\rho d_s^3 N^2/\sigma g_c$	Adimensional	Adimensional
$N_{We,t}$	Número de tuberías de Weber, $\rho d_t V^2/\sigma g_c$	Adimensional	Adimensional
n	Número de orificios o perforaciones por placa		
P	Número de gotas		
P	Potencia para una etapa real	W	(ft·lbf)/h
Q	Velocidad total de flujo	m³/s	ft³/h
T	Diámetro del recipiente mezclador o la torre de extracción	m	ft
U	Coeficiente global de transferencia de calor	W/(m²·K)	Btu/(h·ft²·°F)
V	Velocidad superficial	m/s = m³/(s·m²)	ft/h = ft³/(h·ft²)
V_d	Velocidad en un ducto descendente	m/s	ft/h
V_K	Velocidad característica	m/s	ft/h
V_O	Velocidad a través de un orificio o una tobera	m/s	ft/h
V_O	Velocidad a través de un orificio o una tobera	m/s	ft/h
V_{Ch}	Velocidad de chorro	m/s	ft/h
V_S	Velocidad de deslizamiento	m/s	ft/h
V_t	Velocidad final de asentamiento	m/s	ft/h
v	Volumen del líquido	m³	ft³
v_p	Volumen de la gota	m³	ft³
Z	Altura de líquido en el recipiente o la mezcladora; para torres, altura de la sección empacada	m	ft
Z_t	Distancia entre platos	m	ft
Z_t	Distancia entre platos	m	in
z	Distancia	m	ft

Símbolos griegos

Δp	Caída de presión	Pa	lbf/ft²
$\Delta\rho$	Diferencia de densidades	kg/m³	lbm/ft³
δ	Amplitud adimensional para gotas vibratorias		

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
ε	Volumen de la fracción de espacios vacíos en la sección empacada		
θ	Tiempo de contacto	s	h
θ_C	Tiempo entre coalescencias	s	h
θ_F	Tiempo de formación de las gotas	s	h
λ	Valor propio		
μ	Viscosidad	Pa•s	lbm/(ft•h)
μ'	Viscosidad	Pa•s	cP
ν	Frecuencia de la coalescencia, fracción de gotas que coalescen por unidad de tiempo	L/s	L/h
π	3.1416		
ρ	Densidad	kg/m^3	lbm/ft^3
Σ	Suma		
σ	Tensión de la entrecara	N/m	lbf/ft
σ'	Tensión de la entrecara	N/m	din/cm
φ	Fracción volumétrica de un líquido en un recipiente o volumen de espacios vacíos en un extractor		
ω	Frecuencia de vibración para gotas vibratorias	L/s	L/h

Subíndices adicionales

av	Promedio
C	Fase continua
D	Fase dispersa
E	Extracto
F	Inundación
H	Líquido pesado
L	Líquido ligero
máx	Máximo
o	Orgánico
Tapón	Flujo taponado
R	Refinado
w	Agua o líquido acuoso
1	Extremo concentrado
2	Extremo diluido

188 (1954). Hanson, *Br. Chem. Eng.*, **10**, 34 (1965). Jackson, *Chem. Eng. Prog.*, **62**(9), 82, (1966). Miller, *Ind. Eng. Chem.*, **56**(10), 18 (1964). Morello y Poffenberger, *ibid.*, **42**, 1021 (1950). Pratt, *Ind. Chem.*, **30**, 437, 475, 597 (1954); **31**, 63, 505, 552 (1955). Reman, *Chem. Eng. Prog.*, **62**(9), 56 (1966). Thornton, *Nucl. Eng.*, **1**, 156, 204 (1956). Treybal, *Chem. Eng. Prog.*, **62**(9), 67 (1966).

Publicaciones anuales: Elgin, *Ind. Eng. Chem.*, **38**, 26 (1946); **39**, 23 (1947); **40**, 53 (1948); **41**, 35 (1949); **42**, 47 (1950). Teybal, *ibid.*, **43**, 79 (1951); **44**, 53 (1952); **45**, 55 (1953); **46**, 91 (1954); **47**, 536 (1955); **48**, 518 (1956); **49**, 514 (1957); **50**, 463 (1958); **51**, 378 (1959); **52**, 262 (1960); **53**, 161 (1961). Beckmann *et al.*, *ibid.*, **57**(11), 103, 108 (1965); **58**(11), 97 (1966); **59**(11), 71 (1967); **60**(11), 43 (1968).

Introducción Los líquidos insolubles pueden ponerse en contacto directo para provocar la transferencia de las sustancias disueltas, permitir la transferencia de calor y fomentar las reacciones químicas. Esta subsección se ocupa del diseño y selección de equipos utilizados para efectuar este tipo de operaciones de contacto líquido-líquido.

Objetivos Hay cuatro finalidades principales de las operaciones que incluyen el contacto directo de líquidos inmiscibles. La finalidad de una operación particular de contacto puede incluir cualquiera de los objetivos que siguen o alguna combinación de ellos:

1. *Separación de componentes en solución* Se incluyen los objetivos ordinarios de la extracción de líquido para separar los constituyentes de una solución, provocando su distribución desigual entre dos líquidos insolubles, el lavado de un líquido con otro para retirar pequeñas cantidades de impureza disuelta, etc. Los principios teóricos que rigen las relaciones de fase, los balances de materiales y el número de etapas ideales o unidades de transferencia que se requieren para provocar los cambios que se desean, pueden encontrarse en la sección 15. El diseño de los equipos se basa en las cantidades de líquidos, la eficiencia y las características operacionales del tipo de equipo escogido.

2. *Reacción química* Los reactivos pueden ser líquidos o estar disueltos en los líquidos insolubles. La cinética de este tipo de reacción se trata en la sección 4.

3. *Enfriamiento o calentamiento de un líquido por contacto directo con otro* Aunque las operaciones de contacto líquido-líquido no se han utilizado en forma extensa para la transferencia de calor, esta técnica está despertando un interés creciente. Entre las aplicaciones se incluyen también casos en que se producen reacciones químicas o extracción líquida en forma simultánea.

4. *Creación de emulsiones permanentes* El objetivo es dispersar un líquido en otro en forma tan finamente dividida que la separación mediante el asentamiento no se realiza o se lleva a cabo en forma extremadamente lenta. La finalidad es preparar la emulsión. Por lo común, no se desea ni la extracción ni la reacción química de los líquidos.

En general, los equipos de contacto líquido-líquido pueden clasificarse en dos categorías: de contacto **por etapas** y **continuo (diferencia)**.

EQUIPOS POR ETAPAS: MEZCLADORES-SEDIMENTADORES

La función de una etapa es poner los líquidos en contacto, permitir la aproximación al equilibrio y efectuar su separación mecánica. El contacto y la separación corresponden a la mezcla de los líquidos y a la sedimentación de la dispersión resultante, por lo que a esos dispositivos se les llama **mezcladores-sedimentadores**. Las operaciones pueden llevarse a cabo en forma intermitente o con un flujo continuo. Si es intermitente, será probable que el mismo recipiente sirva para el mezclado y la sedimentación, en tanto que en las operaciones continuas se suelen utilizar recipientes separados.

Equipos mezcladores-sedimentadores Los equipos para extracción o reacción química se pueden clasificar como sigue:

- I Mezcladores
  - *A.* Mezcladores en línea o de flujo
    1. Con agitación mecánica
    2. Sin agitación mecánica
  - *B.* Recipientes agitados
    1. Con agitación mecánica
    2. Con agitación por gas
- II Sedimentadores
  - *A.* No mecánicos
    1. Por gravedad
    2. Centrífugos (ciclones)
  - *B.* Mecánicos (centrífugos)
  - *C.* Accesorios para sedimentadores
    1. Coalescedores
    2. Membranas separadoras
    3. Equipos electrostáticos

En principio, cualquier mezclador se puede acoplar a un sedimentador para proporcionar la etapa completa. Hay varias combinaciones especialmente populares. Por lo común, en los dispositivos de funcionamiento continuo las funciones de mezcla y asentamiento se realizan en recipientes separados; en los dispositivos que funcionan en forma intermitente, se puede utilizar el mismo recipiente para las dos funciones.

Mezcladores en línea o de flujo

Definición Los mezcladores en línea o de flujo son dispositivos por los que pasan los líquidos que se van a poner en contacto y se caracterizan, principalmente, por un tiempo muy breve de contacto para los líquidos. Sólo se usan para operaciones continuas o semiintermitentes (donde un líquido fluye en forma continua y el otro recircula constantemente). Si se requiere un tiempo de retención para la extracción o la reacción, se debe proporcionar al pasar los líquidos mezclados por un recipiente del volumen necesario. Puede tratarse de una tubería larga de diámetro grande, equipada con desviadores segmentales; pero con frecuencia se utiliza el sedimentador que sigue al mezclador. La energía para la mezcla y la dispersión procede por lo común de la caída de presión resultante del flujo.

FIG. 21-76 Mezcla
Liquid Extraction 2a.

Hay muchos tipo
importantes. [Véas
leum. Dunstan (ed.
Estos mezcladores
miento de destilado
la extracción de lic
nas extracciones d
fining with Chemic
ciones detalladas e

Mezcladores a c
otro para obtener u
una boquilla o un o
líquidos se someter
para líquidos de ba
mismo, Hunter y N
(*Liquid Extraction*
un dispositivo más
ción de antibióticos
kova y Boiko [*Me*
con ultrasonidos de
de metanol con un r
ferencia de masa, p
significativo son g
J., **6**, 296 (1960)].

Trice (U.S. AEC
cos. $T = Z$, $T = 0.1C$
líquidos insolubles
rro. El tamaño de la
mitancia lumínica
$(TV_D\rho_C/\mu_C)(TV_D$
sa para la fase cont

$k_C'T$

Inyectores El fl
otro, de tal modo
velocidad relativa
positivo usual, util
te con un líquido l
en el tambor sedin
2 091 709, 1933), S
Patent 2 665 975, 1
proporciona una b
más completo para
Prikl. Khim., **31**, 37
Con un inyector q
garganta con un di
ácido acético de ag

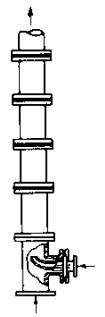


FIG. 21-76 Mezclador de chorro acodado con columna de orificio. (*Treybal, Liquid Extraction 2a. ed., McGraw-Hill, New York, 1963, con autorización.*)

Hay muchos tipos de mezcladores y sólo se mencionan aquí los más importantes. [Véase también la obra de Hunter en *Science of Petroleum*, Dunstan (ed.), vol. 3, Oxford, New York, 1938, pp. 1779-1797]. Estos mezcladores se utilizan en forma bastante amplia para el tratamiento de destilados del petróleo, en la refinación de aceites vegetales, la extracción de licores de coquización portadores de fenoles, en algunas extracciones de metales, etc. Kalichevsky y Kobe [*Petroleum Refining with Chemicals*, Elsevier, New York, 1956] analizan las aplicaciones detalladas en la refinación de petróleo.

Mezcladores a chorro Dependen del choque de un líquido contra otro para obtener una dispersión y uno de los líquidos se bombea por una boquilla o un orificio pequeño, sobre la corriente del otro. Los dos líquidos se someten al bombeo. Sólo se emplean con buenos resultados para líquidos de baja tensión interfacial. Véase la figura 21-76 y, asimismo, Hunter y Nash [*Ind. Chem.* **9**, 245, 263, 317 (1933)]. Treybal (*Liquid Extraction*, 2a. ed., McGraw-Hill, New York, 1963) describe un dispositivo más elaborado. Si se desea un estudio sobre la extracción de antibióticos con mezcladores a chorro, véase la obra de Anneskova y Boiko [*Med. Prom.* URSS, **13**(5), 26 (1959)]. La insonación con ultrasonidos de una mezcla de tolueno y agua durante la extracción de metanol con un mezclador simple a chorro mejora el índice de transferencia de masa, pero los requisitos de energía para un mejoramiento significativo son grandes [Woodle y Vilbrandt, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **6**, 296 (1960)].

Trice (U.S. AEC. ANL-5741, 1957) utilizó dos recipientes cilíndricos, $T = Z$, $T = 0.10$ y 0.15 m (0.333 y 0.5 ft), por los que bombeó dos líquidos insolubles. La instalación era una especie de mezclador a chorro. El tamaño de las gotitas se midió por medio de un patrón de transmitancia lumínica y para ambos sistemas, $d_p V_D \rho_C/\mu_C$ fue función de $(TV_D\rho_C/\mu_C)(TV_D^2\rho_C/\sigma)^{2/3}\varphi_D^{5}$. El coeficiente de tranferencia de masa para la fase continua en los dos sistemas k_C' está dado por

$$k_C'T/D_C = 0.03(TV_D\rho_C/\mu_C)^{0.88}N_{ScC}^{0.5} \qquad (21\text{-}19)$$

Inyectores El flujo de un líquido se induce mediante el flujo del otro, de tal modo que sólo el líquido principal se bombea con una velocidad relativamente alta. En la figura 21-77 se muestra un dispositivo usual, utilizado en forma semiintermitente, para lavar aceite con un líquido lavador que se recircula. Se instala directamente en el tambor sedimentador. Véanse también Hampton (U.S. Patent 2 091 709, 1933), Sheldon (U.S. Patent 2 009 347, 1935) y Ng (U.S. Patent 2 665 975, 1954). Folsom [*Chem. Eng. Prog.*, **44**, 765 (1948)] proporciona una buena revisión de los principios básicos. El estudio más completo para la extracción lo dan Kafarov y Zhukovskaya [*Zh. Prikl. Khim.*, **31**, 376 (1958)], que utilizaron inyectores muy pequeños. Con un inyector que medía 73 mm de la garganta a la salida y una garganta con un diámetro de 2.48 mm, extrajeron ácido benzoico y ácido acético de agua con tetracloruro de carbono, con una velocidad de 58 a 106 litros/h para obtener una eficiencia de etapa $E \approx 0.8$ a 1.0. También proporcionan datos sobre las características del flujo. Boyadzhiev y Elenkov [*Collect. Czech. Chem. Commun.* **31**, 4072 (1966)] señalan que la presencia de agentes activos en la superficie ejerce una profunda influencia sobre el tamaño de las gotas en esos dispositivos.

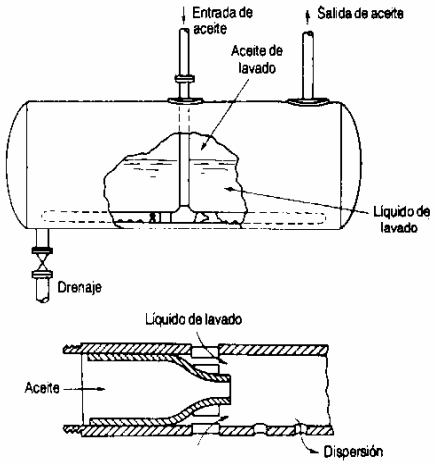


Fig. 21-77 Mezclador inyector (*Ayres, U.S. Patent 2 531 547, 1950.*)

Orificios y toberas mezcladoras Ambos líquidos se bombean por estrangulamientos de la tubería, cuya caída de presión se utiliza parcialmente para crear la dispersión (véase la Fig. 21-78). Se pueden usar toberas simples o varias de ellas en serie. Para los mezcladores de orificios se pueden utilizar en serie hasta 20 placas perforadas, cada una de ellas con una caída de presión de 13.8 kPa (2 lb/in^2) [Morell y Bergman, *Chem. Metall. Eng.* **35**, 211 (1928)]. En el proceso de Dualayer para separar mercaptanos de la gasolina, 258 m^3/h (39 000 bbl/día) de aceite y solución de tratamiento se ponen en contacto con 68.9 kPa (10 lb/in^2) de caída de presión por etapa [Greek *et al., Ind. Eng. Chem.*, **49**, 1938 (1957)]. Holland *et al.* [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **4**, 346 (1958); **6**, 615 (1960)] informan del área de entrecara producida entre dos líquidos inmiscibles que entran a una tubería (diámetro de 0.8 a 2.0 in) desde un orificio, $\varphi_D = 0.02$ a 0.20 con velocidades de flujo de 0.23 a 4.1 m^3/h (1 a 18 gal/min). A una distancia del orificio de 17.8 cm (7 in) corriente abajo,

$$a_{av} = \frac{0.179}{\sigma g_c}(C_O^2\,\Delta p)^{0.75}\left(\frac{\sigma\sqrt{g_c\rho_{av}}}{\mu_D}\right)^{0.156}\left[\left(\frac{d_t}{d_O}\right)^4 - 1\right]^{0.117}\varphi_D^{0.878} \qquad (21\text{-}20)$$

donde a_{prom} representa la superficie de la entrecara, cm^2/cm^3; C_O es el coeficiente del orificio, adimensional; d_t es el diámetro de la tubería, in; d_o es el diámetro del orificio, in; g_c es el factor de conversión de la gravedad, (32.2 lbm·ft)/(lbfs^2); Δ_p es la caída de presión a través del orificio, lbf/ft^2; μ_D es la viscosidad de la fase dispersa, lbm/(ft·s); ρ_{av} es la densidad de la fase dispersa, lbm/ft^3, y s representa la tensión de la entrecara, lbf/ft. Véase también Shirotsuka *et al.* [*Kagaku Kogaku*, **25**, 109 (1961)].

Válvulas Las válvulas pueden considerarse como mezcladores de orificios ajustables. Al desalar el petróleo crudo mezclándolo con agua, Hayes y colaboradores [*Chem. Eng. Prog.* **45**, 235 (1949)] utilizaron un mezclador de válvula de globo que funciona con una caída de

presión de 110 a 221 kPa (16 a 32 lb/in^2), para mezclar 66 m^3/h (416 bbl/h) de petróleo con 8 m^3/h (50 bbl/h) de agua, con los mejores resultados en el nivel más bajo. Simkin y Olney [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2,** 545 (1956)] mezclaron queroseno y petróleo diáfano con agua utilizando una caída de presión de 0.35 a 0.62 kPa (0.05 a 0.09 lb/in^2) mediante una válvula de compuerta de 1 in con una velocidad de flujo de 22 m^3/h (10 gal/min), para las condiciones óptimas de separación de un ciclón; pero se necesitaron caídas de presión más elevadas para obtener buenas eficiencias en el extractor.

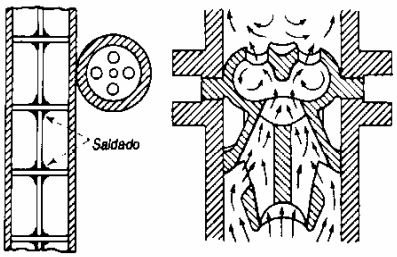


FIG. 21-78 Mezcladoras de orificios y de toberas

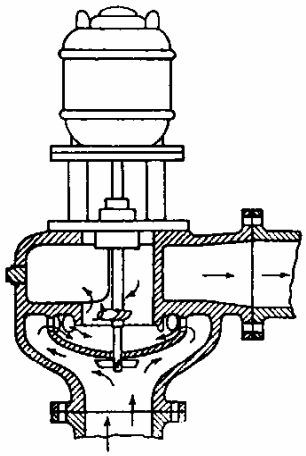


FIG. 21-79 Nettco Corp. "Flomix". (Chase, U.S. Patent 2 183 859, 1939).

Bombas Se han utilizado mucho las bombas centrífugas, en las cuales los dos líquidos se alimentan en la succión y ofrecen las ventajas de que, al mismo tiempo, proporcionan bombeo entre etapas. Se han utilizado comúnmente en la extracción de fenoles a partir de licores de coquización con aceite ligero [Gollmar, *Ind. Eng. Chem.*, **39,** 596 (1947); Carbone, *Sewage Ind. Wastes*, **22,** 200 (1950)], pero la acción intensa de corte hace que se formen emulsiones en ese sistema de baja tensión interfacial. En las plantas modernas se utilizan otros tipos de extractores. Las bombas útiles para la extracción de emulsiones o lechadas, como en el caso de la extracción de nitrato de uranilo de lechadas de ácido y mineral de uranio [*Chem. Eng.*, **66,** 30 (Nov. 2, 1959)]. Shaw y Long [*Chem. Eng.*, **64**(11), 251 (1957)] obtuvieron una eficiencia de etapa de 100% (E = 1.0) en una extracción de lechada de mineral de uranio con una bomba de impulsor abierto. Para evitar las dificultades provocadas por la emulsificación en estas extracciones, es necesario mantener la fase orgánica continua, en caso necesario mediante la recirculación de una porción del líquido orgánico sedimentado al mezclador.

Mezclador agitado en línea Véase la figura 21-79. Este dispositivo, que combina las características de los mezcladores de orificios y los agitadores, se emplea mucho para el tratamiento de petróleo y aceites vegetales. Existe en tamaños que se ajustan a tuberías de $^1/_2$ a 10 in. El dispositivo que aparece en la figura 21-80, con dos hélices en etapas separadas, existe en tamaños para tuberías de 4 a 20 in.

Tubos empacados El flujo en corrientes paralelas de líquidos in-

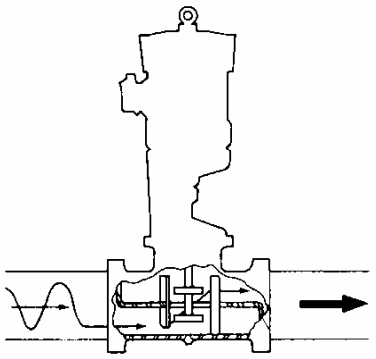


FIG. 21-80 Mezclador de línea "Lightnin". (*Mixing Equipment Co.*, con autorización.)

miscibles por un tubo empacado produce un contacto de una etapa, característico de los mezcladores en línea. Para el flujo de isobutanol-agua* por un tubo de 0.5 in de diámetro, empacado con 6 in de cuentas de vidrio de 3 mm, Leacock y Churchill [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7,** 196 (1961)] descubrieron que

$$k_C a_{av} = c_1 L_C^{0.5} L_D \qquad (21\text{-}21)$$

$$k_D a_{av} = c_2 L_C^{0.75} L_D^{0.75} \qquad (21\text{-}22)$$

donde C_1 = 0.00178 al utilizar unidades SI y 0.00032 al utilizar unidades usuales en Estados Unidos, y c_2 = 0.0037 al utilizar unidades SI y 0.00057 al utilizar unidades usuales en Estados Unidos. Esto indica una eficiencia de etapa de aproximadamente 100%. También se dispone de datos para la retención de la fase orgánica y la caída de presión para tuberías mayores con un relleno similar [Rigg y Churchill, *ibid.*, **10,** 810 (1964)].

Tuberías En este punto, el interés se centra en el flujo en el cual un líquido se dispersa en otro, conforme circulan en corrientes paralelas por una tubería (el flujo estratificado produce un área de la entrecara demasiado pequeña para poder utilizarla en la extracción líquida o la reacción química entre líquidos). El tamaño de las gotas de la fase dispersa, aunque inicialmente muy fino a concentraciones elevadas, aumenta conforme se incrementa la distancia corriente abajo, debido a la coalescencia [Véase Holland, *loc. cit.*, Ward y Knudsen, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **13,** 356 (1967)]; o bien, si es grande inicialmente, disminuye por el fraccionamiento en las regiones de esfuerzo elevado de corte [Sleicher, *ibid.*, **8,** 471 (1962); *Chem. Eng. Sci.*, **20,** 57 (1965)]. El tamaño máximo de las gotas está dado por (Sleicher, *loc. cit.*):

* Isobutanol disperso: L_D = 3500 a 27,000, agua continua; L_C = 6000 a 32,000, en libras-masa por hora-ft cuadrado. (Para convertir en kilogramos por segundo-metro cuadrado, multipliquese por 1.36 × 10^{-3}).

$$\frac{d_{p,\text{máx}}\rho_C V^2}{\sigma g_c}\sqrt{\frac{\mu_C V}{\sigma g_c}} = C\left[1 + 0.7\left(\frac{\mu_D V}{\sigma g_c}\right)^{0.7}\right] \quad (21\text{-}23)$$

donde $C = 43$ ($d_t = 0.013$ m o 0.0417 ft) o 38 ($d_t = 0.038$ m o 0.125 ft), con $d_{p,\text{prom}} = d_{p,\text{máx}}/4$ para velocidades elevadas de flujo y $d_{p,\text{máx}}/13$ para bajas velocidades.

Watkinson y Cavers [*Can. J. Chem. Eng.*, **45**, 258 (1967)], en una serie de gráficas de reproducción difícil, informan sobre mediciones amplias de la rapidez de transferencia de masa entre *n*-butanol y agua que fluyen en una tubería horizontal con un diámetro interno de 0.008 m (0.314 in). La longitud de una unidad de transferencia para cualquiera de las fases depende del gasto y pasa por un máximo pronunciado con una razón de fases orgánico/agua = 0.5. Respecto a las necesidades de energía (caída de presión) y volumen, la tubería se comparó favorablemente con otros tipos de extractores. Boyadzhiev y Elenkov [*Chem. Eng. Sci.*, **21**, 955 (1966)] llegaron a la conclusión de que, para extraer yodo de una mezcla de tetracloruro de carbono y agua en flujo turbulento, la coalescencia y el fraccionamiento en gotas no efectan la rapidez de extracción. Yoshida *et. al.* [*Coal Tar* (Japan), **8**, 107 (1956)] proporcionan detalles del tratamiento de benceno crudo con ácido sulfúrico en una tubería de 1 in de diámetro, $N_{Re} = 37\,000$ a $50\,000$. Fernández y Sharma [*Chem. Eng. Sci.*, **23**, 9 (1968)] utilizaron el flujo en corrientes paralelas y descendentes de dos líquidos en una tubería, con la agitación que proporciona una corriente ascendente de aire.

Las tuberías se han utilizado también para la transferencia de calor entre dos líquidos inmiscibles en flujos paralelos. Para aceites de hidrocarburos-agua, el coeficiente de transferencia de calor está dado por

$$\frac{Ua_v d_t^2}{vk_{to}} = \frac{\varphi_D N_{We,t}^{6/5}}{\dfrac{k_{to}}{0.415k_{tC}} + \dfrac{k_{to}}{0.173k_{tD}}} \quad (21\text{-}24)$$

para $\varphi_D = 0$ a 0.2. Se dan también datos adicionales para $\varphi_D = 0.4$ a 0.8 para el flujo estratificado, proporcionan datos Wilke *et. al.* [*Chem. Eng. Prog.*, **59**, 69 (1963)] y Grover y Knudsen [*Chem. Eng. Prog.*, **51**, *Symp. Ser.*, 17, 71 (1955)].

Mezclado en recipientes agitados Con frecuencia se pueden utilizar recipientes agitados para servicio intermitente o continuo y para este último se pueden dimensionar para que proporcionen el tiempo de retención que se desee; son útiles para líquidos de cualquier viscosidad hasta 750 Pa•s (750 000 centipoises), aunque al poner en contacto dos líquidos con fines de reacción o extracción es raro que se encuentren viscosidades que sobrepasen 0.1 Pa•s (100 centipoises).

Agitación mecánica En este tipo de agitación se utiliza una hélice giratoria sumergida en el líquido para obtener la mezcla y la dispersión. Existen cientos de dispositivos que utilizan este principio y las mayores variaciones se encuentran en los casos en que se llevan a cabo reacciones químicas. Los requisitos básicos en lo que se refiere a la forma y disposición del recipiente, el tipo y la disposición de la hélice, etc., son, en esencia, los mismos que los correspondientes a la dispersión de sólidos finamente divididos en líquidos que se analizan plenamente en la sección 19. En la figura 21-81 se muestra un recipiente usual de comportamiento simple para extracciones o reacciones químicas. El retromezclado se puede reducir y, de ese modo, aumentar la eficiencia de la etapa de extracción, dividiendo el recipiente en cierto número de compartimientos por medio de separadores horizontales, de tal modo que cada compartimiento contenga un agitador o bien, para reacciones químicas, del modo como se muestra en la figura 21-82. En la figura 21-83 aparece un ejemplo de recipiente de reacción, en el cual se requiere también una superficie amplia de transferencia de calor.

El resumen que sigue sobre las características operacionales de recipientes agitados mecánicamente se limita a los datos disponibles sobre los contactos líquido-líquido.

Fase dispersa Hay un límite superior mal definido para la fracción volumétrica de líquido disperso que se puede mantener en una dispersión agitada. Para las dispersiones de líquidos orgánicos en agua [Quinn y Sigloh, *Can. J. Chem. Eng.*, **41**, 15 (1963)],

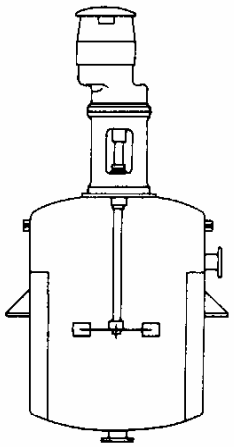


FIG. 21-81 Recipiente mezclador con desviadores.

$$\varphi_{D\sigma,\text{máx}} = \varphi' + (C/N^3) \quad (21\text{-}25)$$

donde φ' un valor asintótico constante y C es una constante; las dos dependen de modo no establecido de la geometría y las propiedades físicas del sistema. De ese modo puede producirse la inversión de una dispersión, al aumentar la velocidad del agitador. Con sistemas de baja tensión interfacial ($\sigma' = 2$ a 3 mN/m o 2 a 3 dinas/cm), φ_D puede mantenerse a un nivel de hasta 0.8. Selker y Sleicher [*Can. J. Chem. Eng.*, **43**, 298 (1965)] y Yeh *et. al.* [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **10**, 260 (1964)] consideran que es importante, por sí sola, la razón de viscosidades de los líquidos. Dentro de los límites entre los cuales puede dispersarse cualquiera de las fases, para *operaciones intermitentes* en recipientes con desviadores, la fase en que está sumergida la hélice, en reposo, será normalmente continua [Rodger, Trice y Rushton, *Chem. Eng. Prog.*, **52**, 515 (1956); Laity y Treybal, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **3**, 176 (1957)]. Con agua dispersa son posibles las *emulsiones dobles* (fase continua encontrada como pequeñas gotitas dentro de gotas mayores de la fase dispersa). En *operación continua*, primero el recipiente se llena con el líquido que vaya a ser continuo y entonces, comienza la agitación, después de la cual se introduce el líquido que se tiene que dispersar.

Uniformidad del mezclado Esto se refiere a la uniformidad general en el recipiente y no al tamaño de las gotitas producidas. Para *recipientes sin desviadores, intermitentes y con una entrecara de aire-líquido*, Miller y Mann [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **40**, 709 (1944)] mezclaron agua con varios líquidos orgánicos y midieron la uniformidad de la mezcla mediante el muestreo del tanque en diversos puntos, comparando los porcentajes de fase dispersa encontrados con los del tanque en su conjunto. Una aplicación de potencia de 200 a 400 W/m^3 [(250 a 500 ft·lb)/(min·ft^3)] dio por resultado un rendimiento máximo y uniforme para todos los casos. Véase también la obra de Nagata *et al.* [*Chem. Eng. (Japan)*, **15**, 59 (1951)].

Para *recipientes con desviadores de funcionamiento continuo, sin entrecara de aire-líquido*, con flujo ascendente y el líquido ligero disperso [Treybal, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **4**, 202 (1958)], la fracción promedio de fase dispersa en el recipiente, $\varphi_{D,\text{prom}}$, es menor que la fracción de líquido disperso en la mezcla de alimentación, a menos que la velocidad de la hélice esté por encima de cierto valor crítico que depende de la geometría del recipiente y las propiedades del líquido. Thornton y Bouyatiotis [*Ind. Chem.*, **39**, 298 (1963); *Inst. Chem. Eng.*

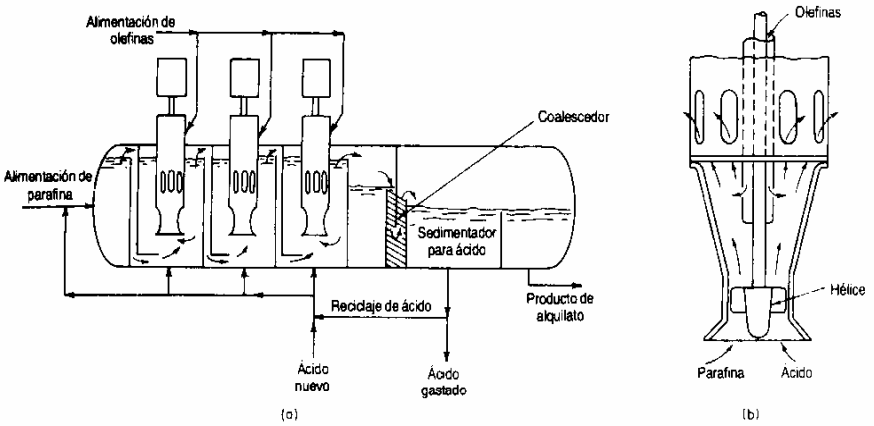


FIG. 21-82 *a*) Alquilador en cascada de la M.W. Kellogg Co., para la alquilación con ácido sulfúrico de parafinas y olefinas, simplificado. *b*) Detalle de mezcladora, simplificado (*Stiles et al, U.S. Patents 2 852 581, 1958, y 2 920 124, 1960*).

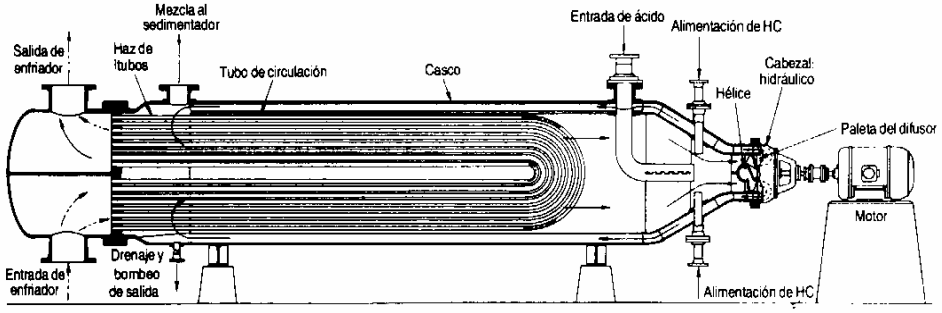


FIG. 21-83 Contactor "Stratco" para la alquilación con HF de hidrocarburos (*Cortesía de Stratford Engineering Co.*)

Symp. Liquid Extraction,. Newcastle-upon-Tyne, abril 1967] presentaron correlaciones de datos para un recipiente de 17.8 cm (7 in); pero no coinciden con las observaciones hechas en el laboratorio por Treybal con recipientes de 15.2 y 30.5 cm (6 y 12 in). Véase Kovalev y Kagan [*Zh. Prikl. Khim.*, **39,** 1513 (1966)] y Trambouze [*Chem. Eng Sci.*, **14,** 161 (1961)]. Stemerding *et al.* [*Can. J. Chem. Eng.* **43,** 153 (1965)] presentan datos sobre un gran tanque mezclador [15 m^3 (530 ft^3)] equipado con una hélice de tipo marino y un tubo de extracción.

Tamaño de gota y área interfacial Las gotas producidas tienen una gama de tamaños [Sullivan y Lindsey, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **1,** 87 (1962); Sprow, *Chem. Eng. Sci.*, **22,** 435 (1967); y Chen y Middleman, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **13,** 989 (1967)]. El tamaño promedio de las gotas se puede expresar como sigue:

$$d_{p,av} = \Sigma n_i d_{pi}^3 / \Sigma n_i d_{pi}^2 \qquad (21\text{-}26)$$

y, si las gotas son esféricas,

$$a_{av} = 6\varphi_{D,av}/d_{p,av} \qquad (21\text{-}27)$$

El tamaño de las gotas varía localmente con la ubicación en el recipiente, siendo menores en la hélice y mayores en las zonas más alejadas de ella, debido a la coalescencia en las regiones de intensidad relativamente baja de turbulencia [Schindler y Treybal, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **14,** 790 (1968); Vanderveen, U.S. *AEC* **UCRL-8733**, 1960]. El área interfacial y, por tanto, el tamaño promedio de las gotas se han medido por medio de la transmitancia lumínica, la dispersión de la luz, la fotografía directa y otros medios. De entre las correlaciones resultantes es usual la de Thornton y Bouyatiotis (*Inst. Chem. Eng. Symp. Liquid Extraction*, Newcastle-upon-Tyne, abril 1967) para un recipiente de 17.8 cm (7 in) de diámetro con desviadores, con una turbina de aspa plana de 6 paletas $d_i = 6.85$ cm (0.225 ft), en operación plena, para líquidos orgánicos ($\sigma' = 8.5$ a 34, $\rho_D = 43.1$ a 56.4, $\mu_D = 1.18$ a 1.81) dispersos en agua, sin transferencia de masa y en condiciones que dan casi el $d_{p,av}$ promedio del recipiente.

$$\frac{d_{p,av}}{d_p^0} = 1 + 1.18\phi_D \left(\frac{\sigma^2 g_c^2}{d_p^0 \mu_C^2 g}\right)\left(\frac{\mu_C^4 g}{\Delta\rho\ \sigma^3 g_c^3}\right)^{0.62}\left(\frac{\Delta\rho}{\rho_C}\right)^{0.05} \qquad (21\text{-}28)$$

donde d_p^0 se obtiene mediante

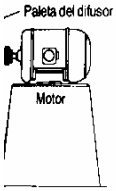
$$\frac{(d_p^0)^3 \rho_C^2 g}{\mu_C^2} = 29.0\left(\frac{P^3 g_c^3}{v^3 \rho_C^2 \mu_C R^4}\right)^{-0.32}\left(\frac{\rho_C \sigma^3 g_c^3}{\mu_C^4 g}\right)^{0.14} \qquad (21\text{-}29)$$

Es preciso tener cuidado al emplear esas correlaciones, puesto que en general, las que se encuentran disponibles no son congruentes entre sí. Por ejemplo, la ecuación (21-28) da $d_{p,av} = 4.78(10^{-4})$, ft para un par de líquidos de propiedades $\sigma' = 30$, $\rho_C = 62.0$, $\rho_D = 52.0$, $\mu_C = 2.42$, $\mu_D = 1.94$, $\varphi_{D,av} = 0.20$ en un recipiente $T = Z = 0.75$ y una hélice de turbina $d_i = 0.25$ que gira a 400 rpm. Otras correlaciones proporcionan $3.28(10^{-4})$ [Thornton y Bouyatiotis, *Ind. Chem.*, **39,** 298 (1963)],

Olefinas

ido

ficado. *b*) Detalle de



gotas se han medido
sión de la luz, la foto-
iciones resultantes es
. *Eng. Symp. Liquid*
ara un recipiente de
una turbina de aspa
peración plena, para
.4, μ_D = 1.18 a 1.81)
condiciones que dan

$$\left(\frac{\Delta\rho}{\rho_C}\right)^{0.05} \qquad (21\text{-}28)$$

$$\left(\frac{\rho^3 g_c^3}{\mu g}\right)^{0.14} \qquad (21\text{-}29)$$

iones, puesto que en
congruentes entre sí.
D^{-4}), ft para un par de
12.0, μ_C = 2.42, μ_D =
una hélice de turbina
iones proporcionan
t., **39,** 298 (1963)].

$8.58(10^{-4})$ [Calderbank, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **36,** 443 (1958)], $6.1(10^{-4})$ [Kafarov y Babinov, *Zh. Prikl. Khim.* **32,** 789 (1959)], y $2.68(10^{-3})$ (Rushton y Love, ensayo en *AIChE* México, septiembre, 1967). Véanse también Vermeulen *et al.* [*Chem. Eng. Prog.*, **51,** 85F (1955)], Rodgers *et al.* [*ibid.* **52,** 515 (1956); U.S. *AEC* **ANL-5575** (1956)], Rodríguez *et. al.* [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7,** 663 (1961)], Sharma *et al.* [*Chem. Eng. Sci.*, **21,** 707 (1966); **22,** 1267 (1967)], y Kagan y Kovalev [*Khim. Prom.* **42,** 192 (1966)]. Si se desea conocer el efecto a falta de desviadores, véase Fick *et. al.* (U.S. *AEC* **UCRL-2545**, 1954) y Schindler y Treybal [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **14,** 790 (1968)]. Los últimos dan observaciones hechas durante la transferencia de masa.

Velocidades de coalescencia Las gotitas se coalescen y redispersan a velocidades que dependen de la geometría del recipiente, N, $\varphi_{D,av}$, y las propiedades del líquido. Las pocas mediciones disponibles, tomadas con una gran variedad de técnicas, no permiten realizar estimaciones cuantitativas de la frecuencia de coalescencia, v Madden y Damarell [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8,** 233 (1962)] descubrieron que para recipientes con desviadores, v variaba como $N^{2.2}\varphi_{D,av}^{0.5}$, y esto lo confirmaron en general Groothius y Zuiderweg [*Chem. Eng. Sci.*, **19,** 63 (1964)], Miller *et al.* [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **9,** 196 (1963)], y Howarth [*ibid*, **13,** 1007 (1967)], aunque no se relacionan bien los valores absolutos de v en los diversos estudios. Hillestad y Rushton (ensayo en AIChE Columbus, Ohio, mayo, 1966), por otra parte, descubrieron que v variaba como $N^{0.73}\varphi_{D,av}$ para números de hélice de Weber N_{We} por debajo de cierto valor crítico y como $N^{-3.5}\varphi_{D,av}^{1.58}$ para números de Weber más altos. La influencia de las propiedades de los líquidos es muy fuerte. Hay evidencias claras [Groothius y Zuiderweg, *loc. cit.*, *Chem. Eng. Sci.*, **12,** 288 (1960)] de que las velocidades de coalescencia se ven acrecentadas por la transferencia de masa de una gota a un continuo medio circundante y se retrasan mediante la transferencia en sentido opuesto. Véase también Howarth [*Chem. Eng. Sci.*, **19,** 33 (1964)]. Para un análisis teórico del fraccionamiento y coalescencia de las gotas, véase: Valentas y Amundsen [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **5,** 271, 533 (1966); **7,** 66 (1968)], Gal-Or y Walatka [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **13,** 650 (1967)], y Curl [*ibid.*, **9,** 175 (1963)].

Potencia para la agitación Los datos para líquidos simples en recipientes con desviadores o sin ellos y con una entrecara aire-líquido son muy amplios y los resumen Rushton, Costich y Everett [*Chem. Eng. Prog.*, **46,** 395, 467 (1950)]. Véase también la sección 19. En general, para recipientes desviadores, N_{Po} es función de N_{Re}; mientras que para los recipientes sin desviadores, que funcionan con un vórtice, N_{Po} es función de N_{Re} y N_{Fr}. Los datos para mezclas líquidas bifásicas son muy limitados.

Recipientes sin desviadores, con entrecara aire-líquido. Miller y Mann, [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **40,** 709 (1944)] trabajaron con tanques, T = 0.15 a 0.46 m (0.5 a 1.5 ft) y turbinas de aspas planas e inclinadas, una hélice de dos aspas y una turbina en espiral. Para cada hélice, a falta de un vórtice o remolino ($N_{Re} < 10^4$), la potencia para agitar líquidos simples y mezclas de dos fases (agua continua) se correlacionan mediante la misma relación, $N_{Po} = f(N_{Re})$. Esto exigió que la densidad y la viscosidad para mezclas de dos fases se calcularan por medio de

$$\rho_{av} = \rho_C\varphi_C + \rho_D\varphi_D \qquad (21\text{-}30)$$

$$\mu_{av} = \mu_C^{\varphi_C}\mu_D^{\varphi_D} \qquad (21\text{-}31)$$

Recipientes con desviadores y con entrecara aire-líquido o sin ella. En la figura 21-84 se muestra una correlación de la potencia para líquidos bifásicos y simples, utilizando una turbina de paletas planas de seis aspas [Laity y Treybal, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **3,** 176 (1957)]. Los datos para los dos líquidos se correlacionan mediante la curva del líquido simple, a condición de que la densidad se calcule mediante la ecuación (21-30) y la viscosidad por medio de [Vermeulen *et al.*, *Chem. Eng. Prog.*, **51,** 85F (1955)].

$$\mu_{av} = \frac{\mu_C}{\varphi_C}\left(1 + \frac{1.5\mu_D\varphi_D}{\mu_D + \mu_C}\right) \qquad (21\text{-}32)$$

Esencialmente, el gasto del líquido no tiene ningún efecto cuando se hace funcionar el recipiente en forma continua. Olney y Carlson [*Chem. Eng. Prog.*, **43,** 473 (1947)] dan datos de potencia para un dispersador de punta de flecha que se utiliza con desviadores de pared y para una turbina en espiral (Turbo-Mixer) con un desviador de anillo del estator pero sin desviadores de pared, con líquidos simples y de dos fases. Estos datos se pueden correlacionar también mediante las ecuaciones (21-30) y (21-32).

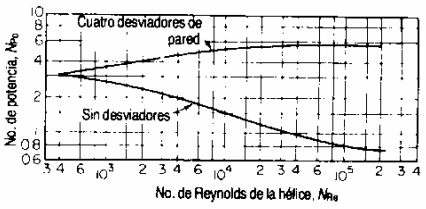


FIG. 21-84 Potencia de agitador para mezclas de dos líquidos, recipientes con desviadores o sin ellos, sin entrecara aire-líquido. T = 1.0 a 1.5 ft, d_i/T = 0.333, turbinas de seis aspas planas. Para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048. [Laity y Treybal, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **3,** 176 (1959).]

Al menos hasta que se obtengan más datos, se recomienda emplear las correlaciones generales para líquidos simples en recipientes con desviadores (Sec. 19) para las mezclas de dos líquidos calculando la densidad y la viscosidad por medio de las ecuaciones (21-30) y (21-32), respectivamente.

Recipientes sin desviadores, sin entrecara de aire-líquido. En la figura 21-84 se muestran los resultados de la agitación intermitente de un líquido simple y mezclas de dos líquidos en recipientes de 0.305 y 0.457 m (12 y 18 in) de diámetro, con una turbina de paletas planas y seis aspas (Laity y Treybal, *loc. cit*). La correlación que se muestra requiere que las densidades para los dos líquidos se calculen mediante la ecuación (21-30) y las viscosidades por medio de

$$\mu_{av} = \frac{\mu_w}{\varphi_w}\left(1 + \frac{6\varphi_o\mu_o}{\mu_w + \mu_o}\right) \qquad (21\text{-}33)$$

para $\varphi_w > 0.40$, y

$$\mu_{av} = \frac{\mu_o}{\varphi_o}\left(1 - \frac{1.5\varphi_w\mu_w}{\mu_w + \mu_o}\right) \qquad (21\text{-}34)$$

para $\varphi_w < 0.40$. La viscosidad de la mezcla puede exceder a la de cualquier constituyente. (La μ_{av} no es la misma, cuando se calcula a φ_w = 0.40. Nota del editor.) Por debajo de $N_{Re} = 10^4$ los líquidos no se mezclaron en forma uniforme. No hay efecto de la altura de la hélice de d_i a $2d_i$ desde el fondo del recipiente y se observó un ligero efecto del gasto de líquido con gastos muy altos de líquido, con funcionamiento continuo. Debido a la falta de datos, no se pueden hacer generalizaciones para otros tipos de hélices. Wingard y colaboradores (Ala. Polytech, Inst. Eng. Exp. Sta. Bull. 17, p. 3, 1952) proporcionan datos adicionales sobre la potencia.

Velocidades de transferencia de masa Las mediciones simples de la amplitud de la extracción en un recipiente agitado llevaron a los coeficientes globales "volumétricos" de transferencia de masa, K_Ca_{av} o K_Da_{av}, o la eficiencia de etapa equivalente. Los coeficientes K_C y K_D se establecen a partir de los coeficientes para los líquidos individuales, k_C y k_D:

$$\frac{1}{K_D} = \frac{1}{k_D} + \frac{1}{m'_C k_C} \qquad \frac{1}{K_C} = \frac{1}{k_C} + \frac{m'_C}{k_D} \qquad (21\text{-}35)$$

Las evidencias indican que los coeficientes k_C y k_D, así como también el área interfacial a_{av}, dependen en forma diferente de las variables de

operación. Por tanto, con fines de diseño, es necesario, a fin de cuentas, tener información separada sobre las cantidades k_C, k_D y a_{av}. El papel de la resistencia superficial adicional lo realizan los estudios hechos por Kishinevsky y Mochalova [*Zh. Prikl. Khim.*, **33**, 2049 (1960)].

La información sobre los coeficientes se ha desarrollado relativamente poco. Los coeficientes se ven afectados por la velocidad de coalescencia y división de las gotas, la presencia de agentes activos en la superficie, la "turbulencia interfacial" (efecto de Marangoni), la distribución de tamaños de las gotas, etc. Por el momento, no es posible evaluar eficazmente estos datos.

Coeficientes de fase continua Existe un gran número de mediciones de k_C para partículas sólidas y burbujas de gas suspendidas en líquidos agitados [si se desea una revisión, véase Miller, *Ind. Eng. Chem.*, **56**(10), 18 (1964)]. Una correlación característica de estos datos es la de Calderbank y Moo-Young (*Chem. Eng. Sci.*, **16**, 39 (1961)]:

$$k_C N_{Sc}^{2/3} = 0.13\,(P\mu_C g_c/\upsilon\rho^2)^{1/4} \qquad (21\text{-}36)$$

Sin embargo, Schindler y Treybal [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **14**, 790 (1968)], descubrieron que para las dispersiones líquidas de acetato de etilo saturado con agua, agitadas en agua mediante hélices de turbina de aspas planas, k_C, los resultados eran apreciablemente mayores que lo que da la ecuación (21-36) para recipientes con desviadores e incluso más elevados para los recipientes sin desviadores (sin entrecara aire-líquido). El aumento se atribuyó a la velocidad de coalescencia de las gotitas, conforme la dispersión salía de la hélice, recirculaba por el tanque y volvía a dispersarse en la hélice. Este fenómeno se describió mediante una expresión de la forma:

$$k_C = k_S + C(D_C/\theta_C)^{0.5} \qquad (21\text{-}37)$$

donde k_S se calculó a partir de datos de Harriott para sólidos de diámetro pequeño [Harriott, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**, 93 (1962)]. Se descubrió que la fase continua estaba completamente retromezclada y tenía una composición uniforme, en los recipientes tanto con desviadores como sin ellos.

Coeficientes de fase dispersa No existen mediciones directas de k_D para dispersiones líquidas en recipientes agitados. Si las gotas son pequeñas (como lo son casi siempre), la circulación interna hace que se comporten como esferas rígidas con una difusividad acrecentada D_D'. En recipientes agitados, se ha estimado que la razón D_D'/D_D se encuentra en la gama de, aproximadamente, 1 a 2 [Olney, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7**, 348 (1961); Treybal, *Liquid Extraction*, 2a. ed., McGraw-Hill, New York, 1963]. Por otra parte, en una hélice Pump-Mix (Fig. 21-91), Coughlin y von Berg [*Chem. Eng. Sci.*, **21**, 3 (1966)], estimaron que k_D es de un valor mayor que el de gotas circulantes, pero no tan grande como las gotas oscilantes (véase más adelante). Estas estimaciones no toman en cuenta la coalescencia de las gotas, la turbulencia interfacial, etc.; se basan en un valor supuesto para k_C y coeficientes globales medidos.

Coeficientes globales y eficiencia de etapas Suponiendo que pueden estimarse en alguna forma valores de a_{av}, k_C y k_D (así como por supuesto, K_D), la eficiencia de etapas se puede calcular a partir de

$$E_{MD} = 1 - \exp\left(-\frac{K_D a_{av} Z}{V_D}\right) = 1 - \exp\left[-\frac{K_D a_{av}\theta(V_C + V_D)}{V_D}\right] \qquad (21\text{-}38)$$

Véase Treybal [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **4**, 202 (1958); **6**, 5M (1960)] y Olander [*Chem. Eng. Sci.*, **18**, 47 (1963); **19**, 275 (1964)]. El análisis restante se limita a valores medidos de la eficiencia de etapas o los coeficientes volumétricos globales. Éstos, en gran parte, sólo tienen valor para los sistemas particulares que se estudian. Por esta razón, se dará un estudio bastante completo y sólo se mencionarán los demás.

En la figura 21-85 se resumen los resultados para la extracción de *n*-butilamina a partir de queroseno en agua, en un mezclador de funcionamiento continuo [T = 0.37 m (1.23 ft); Z = 0.48 m (1.562 ft)], alimentado con corrientes paralelas ascendentes, con cuatro desviadores de pared o sin ellos y con gran variedad de hélices [Overcashier, Kingsley y Olney, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2**, 529 (1956)]. Sin desviadores, el recipiente se encuentra lleno y sin una entrecara de aire líquido. E_O representa la eficiencia global a contracorriente de una etapa simple. E_O a la velocidad cero del agitador es de 0.18 con un tiempo de residencia del líquido de 1.08 min. El mejor rendimiento sin desviadores puede atribuirse a la reducción del retromezclado y a la necesidad reducida de potencia para una velocidad dada de la hélice. Sin desviadores, la ubicación vertical de la hélice carece de importancia. Con desviadores, el mejor rendimiento se obtiene con la hélice a 0-667 Z del fondo y el peor a 0.25 Z del fondo. Para la turbina en espiral, los desviadores de pared y los de anillo de estator producen la misma relación de eficiencia de potencia. El funcionamiento excéntrico de una hélice sin desviadores fue intermedio entre las operaciones centradas con desviadores y las centradas sin desviadores. Los datos para las hélices, turbinas en espiral y turbinas de aspas planas se correlacionan empíricamente para d_i = 0.10 a 0.25 m (0.333 a 0.833 ft), en tanques tanto con desviadores como sin ellos con una velocidad de flujo para producir un tiempo de residencia θ = 0.18 h, y una razón queroseno/agua = 1.57 por volumen, por medio de

$$E_O = 1 - \frac{0.318(10^{15})(d_i/T)^a}{N_{Re}^{3.2} N_{Fo}^{1.37}} \qquad (21\text{-}39)$$

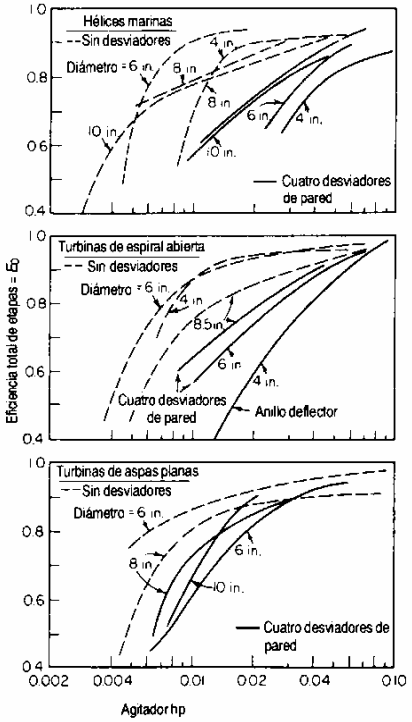


FIG. 21-85 Extracción continua de *n*-butilamina de queroseno en agua. T = 1.23 ft, Z = 1.56 ft, sin entrecara aire-líquido, hélices centradas, V_B/V_E × 1.57, tiempo de residencia × 1.08 min. Para convertir pies en metros, multipliquese por 0.3048; para convertir pulgadas en centímetros, multipliquese por 2.54; y para convertir caballos de fuerza en kilowatts, multipliquese por 0.746. [Overcashier, Kingsley y Olney, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2**, 529 (1956), con autorización).]

0.48 m (1.562 ft)], on cuatro desviado- llices [Overcashier, 1956)]. Sin desvia- recara de aire líqui- riente de una etapa 18 con un tiempo de iiento sin desviado- ido y a la necesidad ı hélice. Sin desvia- : importancia. Con la hélice a 0-667 *Z* bina en espiral, los ducen la misma re- o excéntrico de una eraciones centradas Los datos para las ias se correlacionan .833 ft), en tanques icidad de flujo para ma razón querose-

(21-39)

seno en agua. $T = 1.23$ $g/V_E \times 1.57$, tiempo de iquese por 0.3048; para para convertir caballos ier, Kingsley y Olney.

donde $\alpha = 0$ para el funcionamiento con desviadores y 1.6 para las operaciones sin desviadores. Para la ecuación (21-39), la viscosidad y la densidad se calcularon mediante las ecuaciones (21-30) y (21-31).

Otros estudios detallados son los que siguen:

1. Hixson y Smith [*Ind. Eng. Chem.*, **41**, 973 (1949)]. Extracción intermitente de yodo a partir de agua en tetracloruro de carbono; recipientes sin desviadores, agitados por medio de hélices. Log $(1 - E)$ es lineal con el tiempo.

2. Karr y Scheibel [*Chem. Eng. Prog., Symp. Ser.* 10, 73 (1954)]. Extracción continua de ácido acético entre metilisobutilcetona y agua y xileno y agua, y de acetona entre xileno y agua; recipientes sin desviadores que consistían en la sección no empacada del extractor de la figura 21-108. La rapidez de extracción es mayor cuando se dispersa líquido orgánico en el extractante que con otras configuraciones.

3. Flynn y Treybal [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 324 (1955)]. Extracción continua de ácido benzoico a partir de tolueno y queroseno en agua; recipientes con desviadores, agitadores de turbina. La eficiencia de etapa se correlaciona con la energía del agitador por unidad de líquido tratado.

4. Mottel y Colvin (U.S. *AEC* **DP-254**, 1957). La transferencia continua de calor entre queroseno y agua; recipiente de diseño Pump-Mix (Fig. 21-91).

5. Ryon, Daley y Lowrie [*Chem. Eng. Prog.*, **55**(10), 70, (1959); U.S. *AEC* **ORNL-2951**, 1960)]. Extracción continua de uranio a partir de licores de lixiviación de minerales de sulfato de queroseno + fosfato tributílico y ácido di(2-etilhexil)-fosfórico; recipientes con desviadores y agitación por turbina. Hay evidencias de la influencia de una reacción química lenta.

6. Ryon y Lowrie (U.S. *AEC* **ORNL-3381**, 1960). Extracción intermitente y continua de uranio a partir de soluciones acuosas de sulfato en queroseno + aminas; extracción del extracto con carbonato sódico acuoso; recipientes con desviadores, agitación con turbina. Estudio detallado del proceso.

7. David y Colvin [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7**, 72 (1961)]. Transferencia continua de calor entre queroseno y agua; recipiente sin desviadores. Las hélices abiertas (paletas y hélices) son mejores que las cerradas (impulsores centrífugos y de discos), con la misma velocidad de la punta.

8. Simard *et al. [Can. J. Chem. Eng.* **39**, 229 (1961)]. Extracción continua de uranio a partir de soluciones acuosas de nitrato en queroseno + fosfato tributílico y a partir de soluciones de sulfato que contienen tricaprilamina; recipiente sin desviadores, agitador por hélice. Detalles de procesamiento para una elevada recuperación y costos bajos de reactivos.

9. Rushton, Nagata y Rooney [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **10**, 298 (1964)]. Extracción intermitente de ácido octanoico a partir de agua y jugo de maíz en xileno, aceite de parafina y sus mezclas; recipiente con desviadores, hélice de turbina $Kc a_a$ proporcional a utilizar a $N^{2.1} \mu_c^{0.6} \mu_d^{0.55}$.

10. Coughlin y von Berg [*Chem. Eng. Sci.*, **21**, 3 (1966)]. Transferencia de calor y extracción continuas de ácido etilbutírico entre queroseno y agua; recipientes sin desviadores, diseño Pump-Mix (Fig. 21-91). Área interfacial medida.

Escalamiento Treybal [*Chem. Eng. Prog.*, **62**(9), 67 (1966)] demostró que para recipientes agitados geométricamente iguales, con igual tiempo de retención y la misma potencia por unidad de volumen en las dos escalas, la eficiencia de etapa para la extracción simple aumenta con el escalamiento; sin embargo, éste no es necesariamente el método más económico de escalamiento [véase Treybal, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **5**, 474 (1959)]. Véase también Hills [*Br. Chem. Eng.*, **6**, 104 (1961)].

Recirculación entre etapas La recirculación de parte de uno de los líquidos asentados al recipiente agitado hace que mejore la sedimentación de la dispersión. Además, la eficiencia de etapa de un recipiente agitado puede incrementarse considerablemente al recircular el líquido favorecido por la distribución del soluto, en tanto que la recirculación del otro reduce la eficiencia de etapa. Cuando la distribución del soluto favorece la fase dispersa y las velocidades de transferencia de masa son bajas, la recirculación de la fase dispersa asentada puede reducir al mínimo el volumen de una cascada de recipientes de extracción [Treybal, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **3**, 185 (1964)] véase también Gel'perin *et al. [Khim, Neft. Mashinostr.*, **1966**, 23].

Velocidades de reacciones químicas heterogéneas Casi no hay estudios detallados sobre el papel que desempeña la agitación. En la mayor parte de los estudios cinéticos se indica simplemente que se utilizó una "agitación eficiente", sin otros detalles al respecto. En el caso de un estudio más detallado [McKinley y White, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **40**, 143 (1944)], se midió el efecto de la velocidad del agitador en la nitración continua de tolueno con ácidos mezclados en un recipiente agitado de tamaño de laboratorio. Por debajo de 800 rpm, el grado de agitación fue insuficiente para producir una superficie interfacial apreciable para la transferencia rápida de masa de los reactivos al sitio de la reacción, mientras que por encima de 1200 rpm, el equilibrio de transferencia de masa se alcanzó tan rápidamente que otros aumentos adicionales de la velocidad del agitador no afectaron de modo apreciable la velocidad de la reacción. Los datos son específicos para el aparato particular utilizado; pero se puede suponer que son del tipo que se obtiene para la mayor parte de las reacciones líquidas heterogéneas. Por ejemplo, Otake y Komasawa [*Kagaku Kogaku*, **32**, 475 (1968)], para la misma nitración, señalan una información similar. En este estudio se incluyó también una variación de la fase dispersa y la concentración de ácido nítrico. Engel y Hougen [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **9**, 724 (1963)] hidrolizaron acetato de isoamilo disperso en un gran volumen de agua (normalmente una reacción de dos fases), catalizado por una resina ácida de intercambio de iones en un recipiente con desviadores. La resistencia global a la hidrólisis, que es la suma de las resistencias del líquido que rodea al catalizador mismo, se vio afectada por el grado de agitación sólo para partículas del catalizador de un diámetro de menos de 100 μm. Molony y Millrain [*Benzole Prod. Ltd.* (London) *Res. Paper* I-1967] dan datos amplios sobre el lavado ácido de reacción lenta de tiofeno a partir de benceno en recipientes de laboratorio y lavadores de planta de una capacidad de hasta 45.5 m^3 (10 000 gal. UK).

Kircher, Miller y Geiser [*Ind. Eng. Chem.*, **46**, 1925 (1954)] especifican que los recipientes agitados para reacciones de sulfonación deben equiparse con agitadores de turbina, $d_i/T = 0.35$ a 0.5, manejados con una velocidad periférica de 3.30 a 3.56 m/s (650 a 700 ft/min). En lo relativo a muchos detalles prácticos sobre el empleo del aparato de la figura 21-83, véase *Hydrofluoric Acid Alkylation*, Phillips Petroleum Co., Bartlesville, Okla., 1946. Si se desean detalles sobre reacciones heterogéneas en general, véase Groggins, *Unit Processes in Organic Synthesis*, 5a. ed., McGraw-Hill, New York, 1958.

Hay muchos análisis teóricos en las publicaciones especializadas [por ejemplo: Hofmann, *Chem. Eng. Sci.*, **8**, 113 (1958); Olander, *ibid.*, **6**, 233 (1960); Scriven, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7**, 524 (1963); Spalding, *Chem. Ing. Tech.*, **32**, 91 (1960); Trambouze, *Chem. Eng. Sci.*, **14**, 161 (1961) y para los efectos de la coalescencia y la redispersión, Curl, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **9**, 175 (1963); Shain, *ibid.*, **12**, 806 (1966); y Rietema, en *Advances in Chemical Engineering*, vol. 5, Drew *et al.* (eds), p. 237, Academic Press, New York, 1964]; pero es notable los escasos que son los estudios experimentales. La reacción de extracción, en la cual un disolvente extrae uno de los productos para mejorar el rendimiento, la analizaron Piret, Trambouze *et al. [Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **6**, 394, 574 (1960); **7**, 138 (1961)]. Véase también Schmitz y Amundsen [*Chem. Eng. Sci.*, **18**, 265, 415, 447 (1963)].

Agitación con gas El gas puede ser un vapor como el de agua, que se genera en el sitio al hacer entrar en ebullición líquidos que deben ponerse en contacto o pueden aplicarse por medio de aspersores situados en el fondo del recipiente. También pueden utilizarse gases permanentes, como el aire. Por ejemplo, se ha utilizado mucho el aire para la mezcla de reactivos, como el ácido sulfúrico con todos los líquidos del petróleo, excepto los más volátiles. El aire puede proporcionar una agitación más suave, como en el lavado de nitroglicerina con agua o una agitación muy vigorosa. Hay riesgos de que el producto se oxide con el aire y con cualquier gas que se utilice se producirá necesariamente cierta volatilización de los líquidos que se mezclan. La agitación con gas en la extracción de líquidos radiactivos ofrece las ventajas de que no hay partes móviles que requieren mantenimiento; pero puede ser necesaria la descontaminación del aire de salida.

Aunque se ha considerado la agitación con gas como un método antieconómico de aplicación de potencia de mezclado, hay pocos datos cuantitativos que permitan juzgar su eficiencia para el contacto de líquidos inmiscibles. Mathers y Winter [*Can. J. Chem. Eng.*, **37**, 99 (1959)] describen un mezclador-sedimentador en que se emplea aire como tipo de mezclador de elevación por aire. Con un mezclador de un volumen de 5 litros, se extrajo ácido acuoso (3.48 L/min) con hexona (6.9 L/min), utilizando 8.5 L/min (0.3 ft^3/min) de aire. La eficiencia promedio de etapas (incluyendo el efecto de un sedimentador de 10

litros) fue de $E_{MR} = 0.93$, y la potencia para el aire fue de 0.001 hp, lo cual corresponde a 90 ft·lb de energía consumida/ft^3 de líquido tratado. Thornton [*Nucl. Eng.*, **1**, 156, 204 (1956)] describe un mezclador similar, agitado por aire.

Sedimentadores

Emulsiones y dispersiones La mezcla de líquidos que sale de un mezclador es una dispersión turbia, la que se debe asentar, coalescer y separar en sus fases líquidas con objeto de retirarlas como líquidos separados de una etapa. Para que una dispersión "se rompa" en fases separadas se requiere la sedimentación y la coalescencia de las gotas de la fase dispersa. Las dispersiones inestables, por lo común, tienen diámetros de gotitas de 1 mm o mayores y se asientan con rapidez. Las dispersiones estables o emulsiones, se caracterizan por diámetros de gotitas de 1 μm o menos. Se prefieren las dispersiones inestables en las operaciones de extracción líquido-líquido y en sistemas de reacción química con dos fases líquidas que, posteriormente, necesitan separarse. Por lo general, las dispersiones y emulsiones se describen mediante los términos **agua en aceite** (que significa gotitas de un líquido acuoso dispersas en una fase continua de un líquido orgánico) y **aceite en agua** (gotitas de un líquido orgánico en un líquido acuoso). Las **emulsiones dobles** y **sistemas de membrana líquida** son aquellas en que la fase continua se encuentra también presente como gotitas muy pequeñas dispersas en gotas mayores del otro líquido. Véase Becher, *Emulsions Theory and Practice*, ACS Monograph 175, Reinhold, New York, 1957; y Li y Shrier, en Li (ed.) *Recent Developments in Separation Science*, vol. I, CRC Press, Cleveland, 1972, p. 163.

La "ruptura" de una dispersión en un sedimentador intermitente puede clasificarse en dos periodos: **1)** ruptura primaria o asentamiento rápido y coalescencia rápida de gran parte de la masa dispersa, que suele dejar una neblina de gotitas muy pequeñas suspendidas como partes por millón en la fase mayoritaria y **2)** ruptura secundaria que representa el asentamiento lento de la neblina. La mayor parte de los sedimentadores industriales han sido diseñados para la ruptura primaria, ya que la ruptura secundaria lenta requiere de tiempos de residencia mayores. La pequeña cantidad de arrastre a una etapa subsecuente no siempre influye en la eficiencia de etapa en una cascada de etapas múltiples; sin embargo, con el fin de conservar el disolvente, quizá sea necesario aclarar los efluentes de las etapas finales de una cascada, incluyendo la utilización de coalescedores para eliminar la neblina secundaria.

Sedimentación Las gotitas aisladas que se asientan o emergen por la fuerza de la gravedad en líquidos estancados, se desplazan con mayor rapidez que esferas sólidas. La velocidad de asentamiento o ascenso es más rápida cuanto mayor sea el tamaño de las gotas, mayor la diferencia de densidad entre las fases y baja viscosidad de la fase continua. Felix y Holder [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 296 (1955)] demostraron tiempos de asentamiento considerablemente menores para dispersiones de aceite de petróleo en agua y fenol al reducir la viscosidad de la fase continua mediante un aumento de la temperatura.

Coalescencia La coalescencia de las gotitas puede ocurrir cuando dos o más chocan y permanecen en contacto el tiempo suficiente para que la película de la fase continua se vuelva tan delgada que se desarrolle un agujero y permita la incorporación del líquido. En un sistema limpio, con una tensión interfacial elevada, la coalescencia se realizará con bastante rapidez. Las partículas y las películas de polímeros tienden a acumularse en las superficies de las gotitas y, en consecuencia, reducen la velocidad de coalescencia. En un extractor esto puede dar por resultado la acumulación de una capa de "gránulos", en la entrecara líquido-líquido. Un rompimiento rápido de las gotas y una coalescencia rápida pueden mejorar considerablemente la velocidad de transferencia de masa entre las fases.

Sedimentadores por gravedad; decantadores Estos son tanques en los que una dispersión líquido-líquido se sedimenta y coalesce en forma continua y de los cuales los líquidos asentados se extraen continuamente. Los tanques pueden ser horizontales o verticales. En la figura 21-86 aparecen algunos decantadores horizontales característicos. Para un decantador no instrumentado, la altura de la pata de líquido de la fase pesada, arriba de la entrecara, está equilibrada por la altura de la fase líquida ligera, también arriba de la entrecara, ecuación (21-40).

$$(Z_h - Z_i)\rho_h = (Z_L - Z_i)\rho_L \qquad (21\text{-}40)$$

La velocidad del líquido que entra al decantador debe mantenerse baja, para minimizar la perturbación de la entrecara. En ocasiones se ha utilizado una placa desviadora de choque, o "barda de tablas"; en otros casos, se han utilizado entradas opuestas, como las que se muestran en las figuras 21-86*c* y *d*. Para una pierna o derivación externa, como la mostrada en la figura 21-86*a*, el arrastre del líquido pesado requiere un dispositivo para romper el sifón con objeto de evitar que el recipiente se vacíe por causa de él. Se pueden presentar algunos problemas debidos a la caída de presión a través de la tubería de salida y los niveles variables, en las condiciones de flujo. Los vertedores horizontales que aparecen en la figura 21-86*b*, o los circulares de la figura 21-86*c* se pueden diseñar para alturas reducidas de la cresta a las máximas velocidades de flujo de diseño. En ocasiones, cuando se acumulan impurezas en la entrecara, ésta puede purgarse mediante la extracción de una corriente pequeña, el filtrado de los sólidos y el regreso de los líquidos al decantador; éste también puede instrumentarse con un detector de la entrecara y una válvula de control automático en el flujo de la fase pesada, para que la ligera pueda sobrefluir del recipiente.

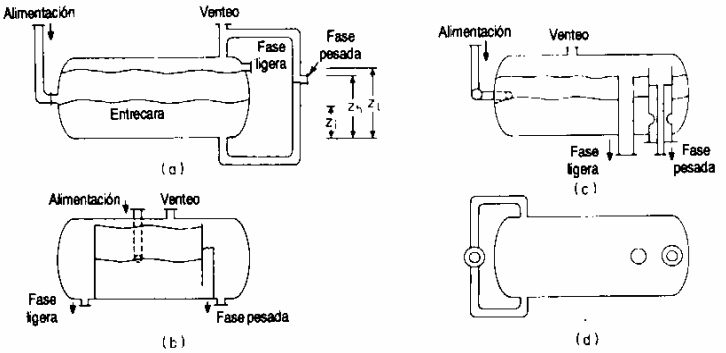


FIG. 21-86 Decantadores por gravedad. *a*) Pierna externa, vista lateral. *b*) Tipo vertederos rectos, vista lateral. *c*) Tipo vertederos circulares, vista lateral. *d*) Tipo vertederos circulares, vista superior

296 (1955)] demos-
le menores para dis-
educir la viscosidad
peratura.
ede ocurrir cuando
mpo suficiente para
lgada que se desa-
quido. En un sistema
scencia se realizará
s de polímeros tien-
y, en consecuencia,
ctor esto puede dar
ulos", en la entreca-
gotas y una coales-
te la velocidad de

Estos son tanques en
ta y coalesce en for-
se extraen continua-
ticales. En la figura
característicos. Pa-
pata de líquido de la
la por la altura de la
ecuación (21-40).

(21-40)

or debe mantenerse
ra. En ocasiones se
barda de tablas"; en
mo las que se mues-
derivación externa,
del líquido pesado
jeto de evitar que el
sentar algunos pro-
a tubería de salida y
Los vertedores hori-
rculares de la figura
le la cresta a las más
s, cuando se acumu-
mediante la extrac-
idos y el regreso de
strumentarse con un
tomático en el flujo
uir del recipiente.

Si se desean revisiones generales, véase Ingersoll [*Pet. Refiner*, **30**(6) (1951) y Hart [*Pet. Process.*, **2**, 282, 471, 513, 632 (1947)]. En la industria petrolera, los volúmenes de sedimentadores han sido con frecuencia suficientemente grandes para proporcionar un tiempo de retención de 0.5 a 1.0 h, que en la mayor parte de los casos es probablemente excesivo y costoso. Para líquidos más delgados, donde no se producen problemas desacostumbrados de emulsificación, es suficiente con 5 a 10 min. El tamaño del sedimentador parece que se establece por medio del gasto por unidad de área de corte transversal horizontal, además del tiempo de retención [Williams *et al.*, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **36**, 464 (1958)]. Ryon, Daley y Lowrie [*Chem. Eng. Prog.*, **55**(10), 70 (1959)] para el asentamiento de soluciones acuosas de uranio y disolventes de queroseno-fosfato alquílico, utilizaron decantadores del tipo que se muestra en la figura 21-86*b*. Una vez escogida la profundidad del decantador, estos autores recomiendan que la sección transversal horizontal para el gasto que prevalece se ajuste en dos veces el valor que daría un espesor de banda de dispersión igual que la profundidad del tanque. De este modo se asentaron adecuadamente dispersiones de 9.08 m^3/h acuoso + 15.90 m^3/h de disolvente (40 gal/min de líquido acuoso + 70 gal/min de disolvente), en un decantador con un tiempo de retención de 1.4 min.

Wilke *et al.* (**UCRL-10625**; 1963; **UCRL-11182**, 1964) utilizaron sedimentadores por gravedad del tipo que aparece en la figura 21-86*a* para el asentamiento de agua y Aroclor (peso específico de 1.36). La dispersión puede ocupar un volumen en forma de cuña en la región de la entrecara con gastos bajos, en lugar de cubrir toda la entrecara como con gastos más altos. Las variables importantes que influyen en el rendimiento son: **1**) el valor de p_D en la mezcla líquida de entrada, **2**) la introducción de la dispersión por encima o por debajo de la entrecara y **3**) la distancia de un desviador de impacto a la tubería de entrada. La longitud de la cuña de dispersión para queroseno-agua (dispersa) es proporcional a V_D/d_p^3 (Jeffreys y Pitt, artículo presentado en la reunión de la AIChE, Salt Lake City, Utah, mayo de 1967). Las temperaturas más altas (para reducir la viscosidad) y los tiempos más prolongados de residencia dentro de cada fase mejoran el asentamiento del agua (dispersa)-ácidos grasos de coco [Manchanda y Woods, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **7**, 182 (1968)].

En la extracción de uranio a partir de licores de lixiviación de minerales con disolventes de queroseno-reactivo, se obtienen ahorros en el costo de espesadores y filtros si no se aclaran los licores acuosos antes de la extracción. Sin embargo, si se extraen esas lechadas, es necesario incrementar la razón de disolvente/solución acuosa en el extractor para que la fase orgánica sea continua o, de lo contrario, se producirán emulsiones no sedimentables. En la tabla 21-34 se dan los datos de Shaw y Long [*Chem. Eng.*, **64**(11), 251 (1957)] sobre las zonas de asentamiento que se requieren para esas extracciones. Las razones elevadas de material orgánico/material acuoso se obtienen mediante la recirculación de la fase orgánica sedimentada del sedimentador al mezclador. El arrastre de disolvente orgánico con los sólidos asentados representa un problema grave en esas operaciones.

Ciclones Se han recomendado los ciclones como medios sencillos para mejorar, mediante las fuerza centrífuga, la rapidez de asentamiento de las dispersiones líquida. Tepe y Woods (U.S. *AEC* **AECD-2864**, 1943) dan unos cuantos datos sobre la separación de dispersiones de isobutanol-agua en esos dispositivos; pero los resultados fueron escasos. Los estudios más completos son los de Simkin y Olney [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2**, 545 (1956) y de Hitchon [At. Energy Res. Estab. (Gran Bretaña)] **CE/R-2777**, 1959)], que llegaron a la conclusión de que no es posible obtener en una sola etapa eficiencias altas de extracción (que requieren grados elevados de dispersión) y una buena clarificación de los dos efluentes. Tepe y Woods (*loc. cit.*) probaron también *espiras helicoidales de tubería* para separar mezclas de isobutanol-agua con malos resultados.

Centrífugas Las centrífugas mecánicas, que son máquinas de alta velocidad, se han utilizado durante muchos años para separar dispersiones líquido-líquido; por ejemplo, en la separación de soluciones cáusticas y aceites en el proceso de fabricación de jabón, más recientemente en las extracciones de uranio y en muchos otros procesos. Al aumentar la rapidez de asentamiento (sin influir en la coalescencia), reducen el tiempo de sedimentación en forma considerable. Por ejemplo, véase Landis [*Chem. Eng. Prog.*, **61**(10), 58 (1965)]. Para más detalles véase la sección 19.

TABLA 21-34 Sedimentación de licores acuosos de lixiviación de uranio con disolvente de queroseno-fostato alquílico*

Naturaleza de la alimentación acuosa	Razón de material orgánico a material acuoso que se requiere	Gasto admisible en el sedimentador, gal/min por ft^2 de área horizontal
Licor claro	4	1.4-1.6
Limos (5% de sólidos)	8	0.6
Pulpas densas (50-60% de sólidos)	10	0.3

*Shaw y Long, *Chem. Eng.*, **64**(11), 251 (1957).

Para convertir galones por minuto-pie cuadrado en metros cúbicos por hora-metro cuadrado, multiplíquese por 2.44

Accesorios de sedimentadores Incluyen el uso de coalescedores, membranas separadoras, dispositivos eléctricos y la adición de reactivos para romper las emulsiones. Estos últimos se emplean para tratar emulsiones permanentes y no se analizarán.

Coalescedores Puede hacerse que las gotas pequeñas de una dispersión fina coalescan y aumenten en tamaño al hacer pasar la dispersión por un coalescedor. A continuación, las gotas mayores se asientan con mayor rapidez. Los coalescedores son esteras, lechos o capas de sólidos porosos o fibrosos, cuyas propiedades son especialmente apropiadas para la finalidad que se persigue. En un estudio amplio, Sareen *et al.* [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **12**, 1045 (1966)] descubrieron, en parte, que **1**) la coalescencia se fomenta al reducirse el diámetro de las fibras, **2**) se requiere una densidad mínima del lecho para lograr una coalescencia completa, según las características del sistema, **3**) el humedecimiento de las fibras por medio de gotitas de la fase dispersa no es necesario para una buena coalescencia, **4**) se puede hacer un lecho fibroso de algodón médico para coalescer casi cualquier tipo de líquido disperso en otro, excepto si $\sigma' < 3$ mN/m (dina/cm), **5**) las fibras de algodón se sostienen mejor, al mezclarlas con fibras de vidrio o Dynel [véase también Langdon *et al.*, *Petro/Chem. Eng.*, **1963**(11), 35], **6**) el espesor óptimo de un lecho mixto depende de la razón de algodón a fibras de apoyo (0.75 in para un 50% de algodón), **7**) la velocidad máxima a través del lecho con coalescencia eficiente aumenta con la profundidad del lecho; pero el aumento de la caída de presión provoca redispersión a valores que dependen del sistema líquido, **8**) algunos agentes tensoactivos obstaculizan la coalescencia. Si se desean pruebas en emulsiones de petróleo-salmuera y fibra de vidrio, véase Burtis y Kirkbride [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **42**, 413 (1946)] y Hayes *et al.* [*Chem. Eng. Prog.*, **45**, 235 (1949)]. También se han utilizado lechos de sólidos granulares, como arena, etc. y esteras de paja de madera, lana de acero, etcétera.

Membranas separadoras Si el tamaño capilar de una sustancia porosa es muy pequeño, el líquido que moje de manera preferente al sólido puede fluir con facilidad por los capilares; pero fuertes películas interfaciales bloquean los capilares para el flujo del líquido no humedecedor. Una presión suficiente provocará el trastorno de las películas y permitirá el paso del líquido no humedecedor; pero la regulación de la presión ajustada al tamaño de los poros permite una separación perfecta de las fases. Las membranas separadoras de este tipo se hacen de muchos materiales, como porcelana, papel recubierto con resinas especiales, etc., y pueden tener un carácter hidrofílico o hidrofóbico. Se hacen delgadas, para permitir el paso máximo del líquido humedecedor [véase Jordan, *Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **77**, 393 (1955) y Belk, *Chem. Eng. Prog.*, **61**(10), 72 (1965)]. En la práctica, la dispersión se pasa primero por un coalescedor, con el fin de permitir el asentamiento del volumen de fase dispersa, antes de introducir la mezcla a la membrana separadora, para minimizar la carga de la membrana.

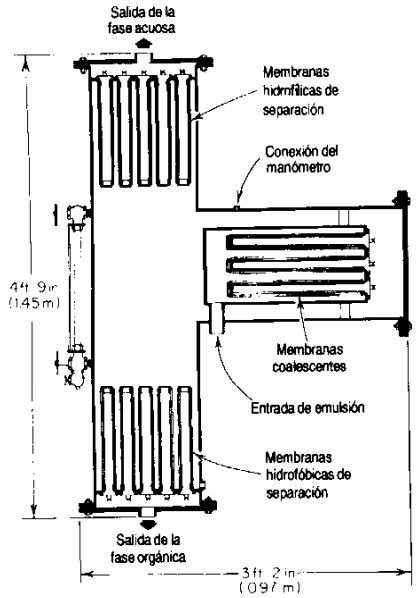


FIG. 21-87 Combinación de coalescedor, sedimentador y separador de membrana. (*Por cortesía de Selas Corporation of America.*)

En la figura 21-87 se muestra una combinación de dispositivos que contiene coalescedores y membranas separadoras didrofóbicas e hidrofílicas. Los coalescedores y las membranas separadoras se presentan como cilindros huecos y el flujo es radial, a través de la pared. Después de pasar por los coalescedores, el volumen de los líquidos se asienta en el miembro vertical del dispositivo y, a continuación, las fases sedimentadas pasan por sus respectivas membranas separadoras. Los dispositivos de este tipo se diseñan para manejar 0.57 a 6.81 m^3/h (150 a 1800 gal/h) y que proporcionan fases completamente separadas que hacen innecesario el asentamiento adicional. En la figura 21-88 se muestra otro diseño para retirar agua dispersa a partir de combustible para aviones a reacción o gasolina, disponible en tamaños para manejar de 68 a 250 m^3/h (300 a 1100 gal/min) y proporcionar efluentes claros. En este caso, sólo se necesita una membrana hidrofóbica [Redmon, *Chem. Eng. Prog.*, **59**(9), 87 (1963)].

Dispositivos eléctricos Al someter emulsiones o dispersiones conductoras de la electricidad a campos eléctricos de alto voltaje se provoca la rotura de la película protectora en torno a las gotitas, induciendo la coalescencia. En un campo eléctrico, las dispersiones de baja conductividad se someten a fuerzas entre partículas resultantes de dipolos inducidos adquiridos que inducen la coalescencia. Estos fenómenos se han empleado sobre todo, para desalar petróleo emulsificado con salmuera y para otras aplicaciones similares. Se han construido dispositivos para manejar 828 m^3/h (125 000 bbl/día) de petróleo crudo, a un costo de aproximadamente, 0.1 a 0.5 centavos de dólar/bbl [Waterman, *Chem. Eng. Prog.*, **61**(10), 51 (1965)]. Si se desea un estudio detallado, véase Sjoblom y Goren [*Ind. Eng. Chem Fundam.*, **5**, 519 (1966)] y Brown y Hanson [*Trans. Faraday Soc.*, **61**, 1754 (1965)]. En la figura 21-89 se muestra esquemáticamente el flujo por un dispositivo característico.

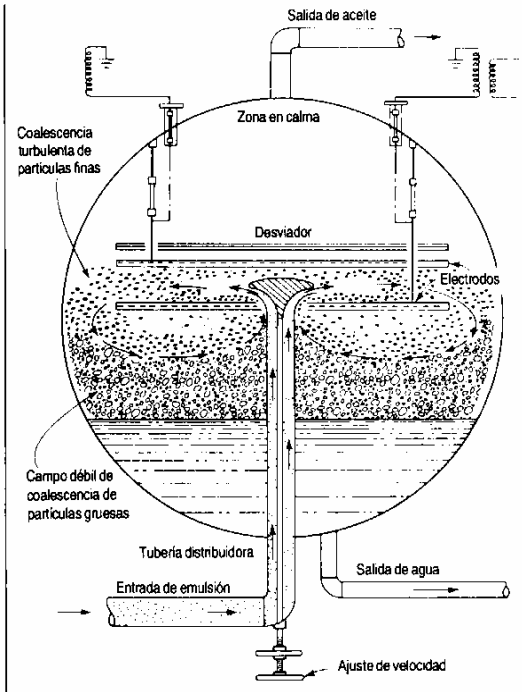


FIG. 21-89 Circulación interna y campo eléctrico. Coalescedor Petreco Cylectric (diagrama esquemático). [*Waterman, Chem. Eng. Prog.*, **61**(10), 51 (1965), con autorización.]

Combinaciones de mezcladores-sedimentadores Cualquier mezclador y sedimentador puede combinarse para producir una etapa y las etapas, a su vez, se sitúan en una configuración en cascada múltiple. En la figura 21-90 se muestra esa disposición con recipientes divididos en compartimientos.

Se han desarrollado otras muchas configuraciones de empleo común tratando de reducir o eliminar el bombeo entre etapas y reducir

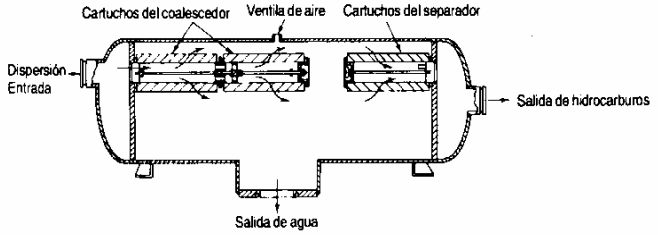


FIG. 21-88 Separador de combustible y agua. (*Por cortesía de Warner-Lewis Co., Division, Fram Corp.*)

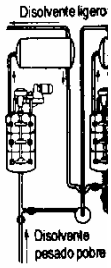


FIG. 21-90 Cascada
fraccionaria. Mezclado
xer. (*Por cortesía de Tu*

los costos en gener
ción más común.

Se ha adoptado
res y sedimentado
sarrollados origina
tivas, pero que se
docenas de modif
mentador Pump-M
paredes comunes.
50, 403 (1954)]. E
e impulsan el líqui
y lo descargan a un
tores o variantes d
vamente grandes,
laboratorio.

Fase acu

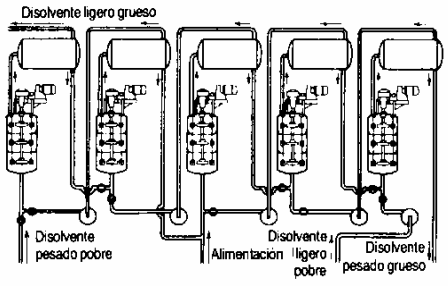


FIG. 21-90 Cascada de cinco etapas a contracorriente, dispuesta para la extracción fraccionaria. Mezcladoras con compartimientos, equipadas con agitadores Turbo-Mixet. (*Por cortesía de Turbo-Mixer Division, General American Transportation Corp.*)

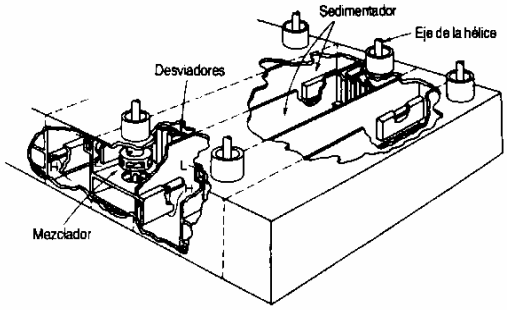


FIG. 21-91 Mezclador-sedimentador "Pump-Mix" [Coplan, Davidson y Zebroski, *Chem. Eng. Prog.*, **50**, 403 (1954), con autorización].

los costos en general. Sólo se mencionan aquí algunos tipos de utilización más común.

Se ha adoptado una configuración compacta y alterna de mezcladores y sedimentadores en muchos de los extractores del "tipo caja" desarrollados originalmente para el procesamiento de soluciones radiactivas, pero que se emplean en la actualidad para muchos fines con docenas de modificaciones. Un buen ejemplo es el mezclador-sedimentador Pump-Mix (Fig. 21-91), donde las etapas adyacentes tienen paredes comunes. [Coplan, Davidson y Zebroski, *Chem. Eng. Prog.*, **50,** 403 (1954)]. En este caso las hélices bombean, además de mezclar, e impulsan el líquido pesado hacia arriba por el eje hueco de la hélice y lo descargan a un nivel más elevado por la hélice hueca. Estos extractores o variantes de ellos se han construido no sólo en tamaños relativamente grandes, sino también en miniatura, para trabajos a escala de laboratorio.

En la figura 21-92 se presenta otra modificación adicional para obtener un bajo costo [Hazen y Henrickson, *Min. Eng.*, 994 (1957); Quinn, Trefoil (Denver Equipment Company) Bull. M4-B90, 1957]. En *a* y *b* en la figura, el sedimentador es un tanque circular $T = 4.9$ m (16 ft), $Z = 2.1$ m (7 ft), con el recipiente mezclador en su interior, de 1.2 por 1.2 m (4 por 4 ft). Los agitadores son turbinas, $d_i = 0.46$ m (1.5 ft) que funcionan a 150 rpm (1.12 kW) y 200 rpm (2.02 kW). La alimentación acuosa es de 22.7 m^3/h (100 gal/min) de licor de lixiviación de mineral de uranio, y la de disolvente orgánico es de 4.5 m^3/h (20 gal/min) de soluciones de fosfato alquílico en queroseno. Las etapas adyacentes tienen una diferencia de elevación de 0.3 m (1 ft), que permite el flujo por gravedad del licor acuoso, mientras que la fase orgánica se bombea a contracorriente mediante elevadores de aire. Se toman disposiciones para la recirculación de la fase orgánica sedimentada mediante el desbordamiento al mezclador, cuya cantidad puede ajus-

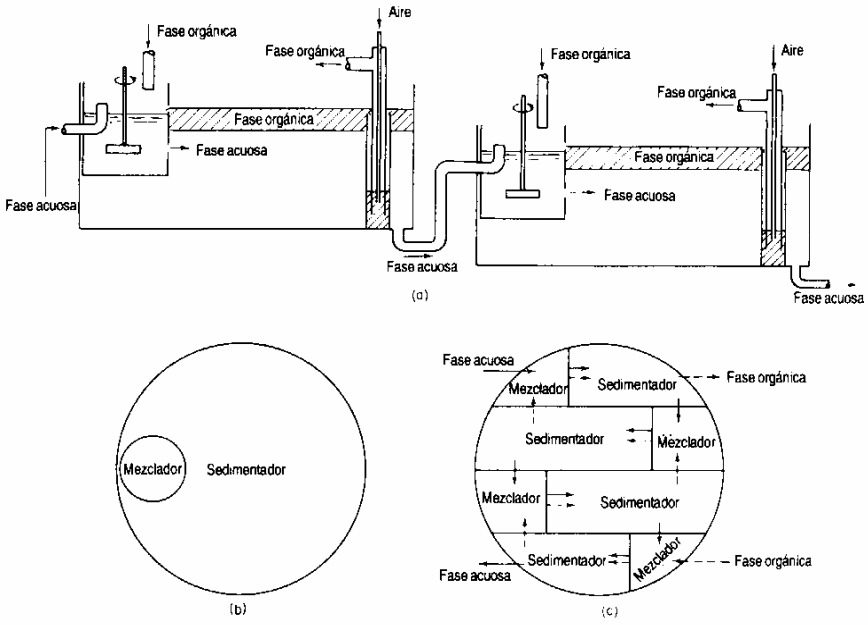


FIG.21-92 Mezclador-sedimentador de etapas múltiples Kerr-McGee: *a*) y *b*) para uranio, *c*) para extracción de vanadio.

tarse modificando la altura de la tubería de sobreflujo orgánico. El extractor de vanadio que aparece en *c*, en la figura, es del tipo caja construido en el interior de un tanque circular, $T = 9.8$ m (32 ft), $Z = 2.1$ m (7 ft). Las turbinas de 0.46 m (18 in) de diámetro consumen 5.6 kW (7.5 hp). Se han utilizado muchas otras modificaciones del mezclador-sedimentador de tipo caja (Denver Equipment Co., Denver, Bull Al-B6), con capacidades de 0.23 a 5700 m^3/h (1 a 25 000 gal/min) de líquido, para varias separaciones de metales en la metalurgia de procesamiento. En estos equipos se prevé la recirculación de líquidos intraetapas, que resulta muy conveniente cuando deben utilizarse razones muy bajas de disolvente/alimentación, comunes en los buenos disolventes y cuando se desea hacer que el líquido minoritario sea continuo, para mejorar las características de sedimentación. Véase también Williams *et al.* [*Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **36,** 464 (1958)] y Hanson y Kaye [*Chem. Process Eng.*, **44,** 27, 654 (1963); **45,** 413 (1964)].

Es conveniente la disposición vertical de las etapas ya que, en ese caso puede utilizarse una unidad motriz simple para los agitadores y las necesidades de espacio de piso para una cascada pueden reducirse a las correspondientes a una sola etapa. Por ejemplo, véase Hanson y Kaye, *loc. cit.* En el extractor de Lurgi, los mezcladores y los sedimentadores se encuentran en cubiertas verticales separadas que están interconectadas por medio de tuberías (Guccione, *Chem. Eng.*, julio 4, 1966, p. 78).

Se conocen muchos otros dispositivos. El extractor Fenske [Fenske y Long, *Chem. Eng. Prog.*, **51,** 194 (1955); *Ind. Eng. Chem.*, **53,** 791 (1961); *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **1,** 152 (1962)] es una pila vertical de etapas de mezclador-sedimentador donde el mezclado se lleva a cabo por medio de una placa reciprocante de desplazamiento vertical, en cada mezclador. Un dispositivo muy apropiado, sobre todo para la extracción de soluciones radiactivas, utiliza una centrífuga, en lugar de un sedimentador para la separación de los líquidos mezclados y la bomba mezcladora y la centrífuga de cada etapa funcionan montadas sobre un eje común [Clark, U.S. *AEC* **DP-752** (1962); Kisbaugh, *ibid.*, **DP-841** (1963)]. Véase también Goncharenko *et al.* (*Tr. Vses. Khemosorbtsii Nauchn-Tekhn. Sovesch. Protessy Zhidkostnoi Ekstraktsii Khemosorbtsii* 2a. Leningrado, **1964,** 75) y Berestovoi *et al.* (*ibid.*, 171). otros dispositivos emplean un ciclón (hydroclone) para la separación [Whatley y Woods, U.S. *AEC* **ORNL-3533** (1964); Finsterwalder, *ibid*, **ORNL-4088** (1967)]. El extractor Graesser (Coleby, U.S. Patent 3 017 253, 1962) es una cubierta horizontal rellena con los líquidos estratificados y sedimentados, con una serie de cubetas que giran en torno a la periferia interna y hacen que se derramen gotas de uno de los líquidos sobre el otro. Se ha utilizado primordialmente en Europa para líquidos de fácil emulsificación.

En la figura 21-93 se muestra una hélice mezcladora encerrada y situada en un recipiente que sirve simultáneamente para el mezclado en la parte superior y la sedimentación en la inferior [Lash, *Min. Eng.* **10,** 1161 (1958)] y se emplea para extraer uranio del sobreflujo no clarificado del espesador. Los principales problemas en la extracción de lechadas son la sedimentación de la dispersión y la pérdida de disolvente en el sólido descargado. La sedimentación requiere que la fase orgánica sea continua lo cual, en este caso, exige la recirculación del disolvente y un área apropiada para el asentamiento. El tubo de extracción permite la recirculación del material orgánico. Los recipientes de tamaño de planta tienen 6.10 m (20 ft) de diámetro y van equipados con turbinas de 0.46 m (18 in) de diámetro que funcionan entre 100 y 150 rpm. La capacidad de flujo es de 100 m^3/h (440 gal/min) de alimentación acuosa en donde la razón del material orgánico/acuoso = 3 en el mezclador determinada por las velocidades de sedimentación.

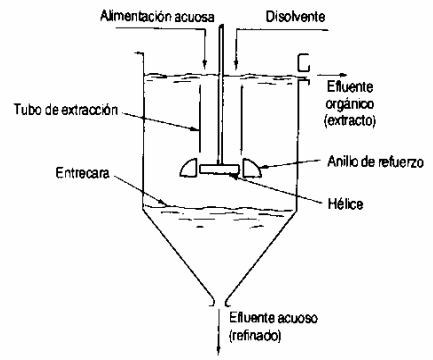


FIG. 21-93 Mezclador-sedimentador de uranio, de vidrio.

Eficiencias globales de etapas Los extractores de mezclador-sedimentador que se describieron han producido, casi siempre, eficiencias globales de etapas de más del 80% y por lo común, de 90 a 95%.

GOTAS SIMPLES SUMERGIDAS EN LÍQUIDOS INMISCIBLES

Formación de gotas Las gotas que se forman en perforaciones de placas o a partir de toberas de modo que el líquido de las gotas humedezca el material de la placa o la tobera serán relativamente grandes y de tamaño incontrolable. Ese humedecimiento se puede evitar para cualquier material de construcción biselando la punta de la tobera en un borde agudo o perforando el orificio en una placa en la dirección de flujo del líquido en gotas, lo cual permite que permanezcan las rebabas. Lo que sigue se limita estrictamente a dichas configuraciones en las cuales la abertura del orificio o la tobera horizontal, sin que haya transferencia de masa (cuyo efecto todavía no se ha logrado establecer en forma adecuada).

A velocidades relativamente bajas a través de la abertura, se forman gotas de tamaño uniforme en el orificio. Con velocidades más altas, de la abertura se proyecta un chorro de gotas de líquido y las gotas se forman mediante la división del chorro, de tal modo que en general, son de tamaños no uniformes. Con velocidades muy elevadas, se produce directamente en la abertura una "atomización" en gotitas muy pequeñas y no uniformes.

Sobre *las gotas que se forman lentamente en la abertura*, la obra más reciente es la de Scheele y Meister [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **14,** 9, 15 (1968)] y cubre las siguientes condiciones experimentales: $d_O = 0.081$ a 0.78 cm (0.00266 a 0.0255 ft), toberas largas para asegurar perfiles de velocidades laminares plenamente desarrollados, $\rho_D = 680$ a 985 kg/m^3 (42.5 a 61.5 lbm/ft^3) $\Delta\rho = 10$ a 570 kg/m^3 (0.623 a 35.6 lbm/ft^3), $\mu_C = 0.001$ a 0.5166 Pa·s [(2.32 a 1250 lbm/ft·h)], $\mu_D = 0.0004$ a 0.12 Pa·s (0.95 a 2.93 lbm/ft·h), $\sigma' = 1.79$ mN/m o dinas/cm. El tamaño de las gotas lo da

$$v_p = \frac{\pi d_p^3}{6} = F\left[\frac{\pi\sigma g_c d_O}{g\,\Delta\rho} + \frac{20\mu_c Q d_O}{d_p^2 g\,\Delta\rho} - \frac{4\rho_D Q V_O'}{3g\,\Delta\rho} + 4.5\left(\frac{Q^2 d_O^2 \rho\sigma g_c}{(g\,\Delta\rho)^2}\right)^{1/3}\right] \quad (21\text{-}41)$$

La ecuación no se debe utilizar con velocidades por encima de las que se forman chorros, lo que constituye los valores menores que dan las ecuaciones (21-42) y (21-43):

$$V_{OJ}' = 2\left[\frac{\sigma g_c}{\rho d_O}\left(1 - \frac{d_O}{d_{pJ}}\right)\right]^{1/2} \quad (21\text{-}42)$$

$$V_{OJ}' = \frac{2d_{pJ}^2 V_t'}{3d_O^2} \quad (21\text{-}43)$$

donde d_{pJ} es el diámetro de las gotas, si no se forma un chorro. Deben consultarse los artículos originales para poder estimar los errores probables. Para utilizar la ecuación (21-41) se debe obtener F de la figura 21-94. Los cálculos son de tanteo: como primera aproximación, se desprecia el segundo término entre corchetes de la derecha de la ecuación (21-41), lo que permite estimar F/v_p y d_p. A continuación, la figura 21-94 proporciona F y puede repetirse el cálculo, sin despreciar el término indicado. Los resultados están frecuentemente en conflicto con

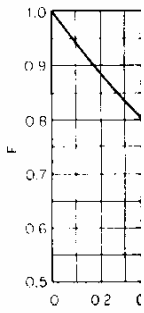


FIG. 21-94 Factor d
[Scheele y Meister, *Am.*

dos correlaciones ar
42, 1174 (1950); **N**
(1958)]. También se
se forma un chorro p
to o la disminución
Eng. Sci., **21,** 867 (19
Para las *gotas que s*
Christiansen y Hixs
Transferencia de
caciones respecto al
pletamente en este
buena revisión del
Lightfoot y Howard
(1968)]; Heertjes y
[*Collect. Czech. Ch*
Trass [*Chem. Eng.*
Khim., **40,** 870 (196
K_D se emplea como

donde el flujo N_f es
si K_D se basa en el t
A_p de la gota en el d
ferido es $N_f A_p \theta_F$. La
las gotas que entra,
cia es hacia afuera d
gota si ese valor es n
resistencia y que el
para ambas fases,

$$K_D =$$

En general, las diver
de transferencia de

en donde C depende
miento del volumen
bién del proceso de
superficial, teoría de
Para k_D basada en
tienen siempre form
de C en el intervalo d
parte de los datos d

as en la extracción de
y la pérdida de disol-
n requiere que la fase
e la recirculación del
nto. El tubo de extrac-
co. Los recipientes de
o y van equipados con
ionan entre 100 y 150
gal/min) de alimenta-
nico/acuoso = 3 en el
edimentación.
s de mezclador-sedi-
siempre, eficiencias
in, de 90 a 95%.

IIDOS

en perforaciones de
lo de las gotas hume-
tivamente grandes y
se puede evitar para
punta de la tobera en
ica en la dirección de
rmanezcan las reba-
s configuraciones en
izontal, sin que haya
ha logrado establecer

a abertura, se forman
cidades más altas, de
quido y las gotas se
odo que en general,
uy elevadas, se pro-
ión" en gotitas muy

abertura, la obra más
g. J., **14,** 9, 15 (1968)]
d_O = 0.081 a 0.78 cm
erfiles de velocidades
15 kg/m^3 (42.5 a 61.5
:=0.001 a 0.5166 Pa•s
5 a 2.93 lbm/ft•h), σ' =

$$\left.\frac{\sigma g_c}{)^2}\right)^{1/3}\Bigg] \qquad (21\text{-}41)$$

or encima de las que
menores que dan las

(21-42)

(21-43)

a un chorro. Deben
mar los errores pro-
otener F de la figura
roximación, se des-
recha de la ecuación
tinuación, la figura
in despreciar el tér-
te en conflicto con

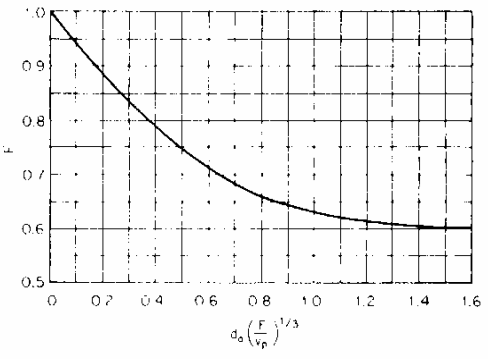


FIG. 21-94 Factor de corrección para emplearlo en la ecuación (21-41) [Scheele y Meister, *Am. Inst. Chem., Eng. J.*, **14,** 9 (1968), con autorización.]

dos correlaciones anteriores [Hayworth y Treybal, *Ind. Eng. Chem.*, **42,** 1174 (1950); Null y Johnson, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **4,** 273 (1958)]. También se ha observado que la velocidad más baja a la que se forma un chorro puede depender de si se alcanza mediante el aumento o la disminución de la velocidad. Véase también Rao *et al.* [*Chem. Eng. Sci.*, **21,** 867 (1966)] y Siemes [*Chem. Ing. Tech.*, **28,** 727 (1956)]. Para las *gotas que se forman mediante la división del chorro*, véase Christiansen y Hixson [*Ind. Eng. Chem.*, **49,** 1017 (1957)].

Transferencia de masa durante la formación de gotas Las publicaciones respecto al tema son muchas y no es posible analizarlas completamente en este punto. Las obras recientes que proporcionan una buena revisión del pensamiento moderno son, entre otras: Angelo, Lightfoot y Howard [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **12,** 751 (1966); **14,** 531 (1968)]; Heertjes y de Nie [*Chem. Eng. Sci.*, **21,** 755 (1966)]; Ilkovic [*Collect. Czech. Chem. Commun.*, **6,** 498 (1934)]; Popovich, Jevis y Trass [*Chem. Eng. Sci.*, **19,** 357 (1964)]; y Zheleznyak [*Zh. Prikl. Khim.*, **40,** 870 (1967)]. El coeficiente global de transferencia de masa K_D se emplea como sigue:

$$N_f = K_D\left(c_D - \frac{c_C}{m'_{CD}}\right) \qquad (21\text{-}44)$$

donde el flujo N_f es un valor promedio de tiempo y área. Por ejemplo, si K_D se basa en el tiempo total θ_F de formación de las gotas y el área A_p de la gota en el desprendimiento, el total de moles de soluto transferido es $N_f A_p \theta_F$. La concentración c_D es la del soluto en el líquido en las gotas que entra, y c_C en el seno del líquido continuo. La transferencia es hacia afuera de la gota si N_f es positivo, y hacia el interior de la gota si ese valor es negativo. Al suponer que se aplica la teoría de doble resistencia y que el mecanismo de la transferencia de masa es el mismo para ambas fases,

$$K_D = k_D\left[\frac{1}{1 + (1/m'_{CD})(D_D/D_C)^{0.5}}\right] \qquad (21\text{-}45)$$

En general, las diversas teorías para el tratamiento de los mecanismos de transferencia de masa dan como resultado una ecuación de la forma

$$k_D = C(D_D/\pi\theta_F)^{0.5} \qquad (21\text{-}46)$$

en donde C depende de la naturaleza supuesta de la rapidez de crecimiento del volumen de la gota y la superficie interfacial, así como también del proceso de transferencia de masa (penetración, renovación superficial, teoría de estiramiento superficial, etc.).

Para k_D basada en θ_F y A_p y suponiendo que las gotas en crecimiento tienen siempre forma esférica, las diversas teorías conducen a valores de C en el intervalo de 0.857 a 3.43 (Popovich *et al., loc. cit.*). La mayor parte de los datos disponibles parecen ajustarse a valores de C en el intervalo de 1.3 a 1.8. Hay excepciones notables, que se atribuyen en forma variada a la presencia de agentes activos en la superficie y la turbulencia interfacial.

Angelo *et al (loc. cit.)* han observado que la superficie de la gota crece linealmente con el tiempo y mediante la aplicación de la teoría de estiramiento superficial, han deducido resultados que parecen ser muy prometedores. Desgraciadamente, los parámetros adicionales requeridos (p. ej., la superficie residual que queda en el orificio después del desprendimiento) no pueden predecirse todavía sin mediciones específicas para cada situación.

Velocidad final En general, las gotas de líquido que se elevan o caen en un líquido bajo la fuerza de gravedad, se desplazan con velocidades diferentes que las de esferas rígidas del mismo volumen e igual densidad. Para diámetros pequeños, aunque las gotas son esencialmente esféricas, la circulación interna de la sustancia que las forma produce un movimiento superficial que da como resultado velocidades finales mayores. Conforme aumenta el diámetro, la forma se va haciendo menos esférica [Wellek *et al., Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **12,** 854 (1966)]; y finalmente, tienen lugar oscilaciones de la forma, que llevan a velocidades considerablemente más bajas que las que alcanzarían las esferas rígidas y por lo común, disminuyen hasta cierto punto al incrementarse el diámetro. En las dos regiones, la velocidad de las gotas puede modificarse mediante la presencia de agentes activos en la superficie. Si se desea un análisis a fondo, véase Kintner [*Advances in Chemical Engineering*, Drew, *et al.* (eds.), vol. **4,** p. 51. Academic Press, New York, 1963]. La figura 21-95 es una correlación general que da la velocidad final V_t de las gotas de líquidos sumergidas en un líquido continuo y en calma [$\mu'_C \leq 0.005$ Pa•s (5 cP) en ausencia de efectos de pared. La velocidad máxima se obtiene en la ordenada 70 de la figura, aproximadamente. Véanse las ecuaciones convenientes en la obra de Klee y Treybal [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2,** 444 (1956)]. Para μ'_C = 0.005 a 0.020 Pa•s (5 a 20 cP), la ordenada de la figura se debe multiplicar por $\mu_{H_2O}/\mu_C)^{0.14}$ [Johnson y Braida, *Can. J. Chem. Eng.*, **35,**

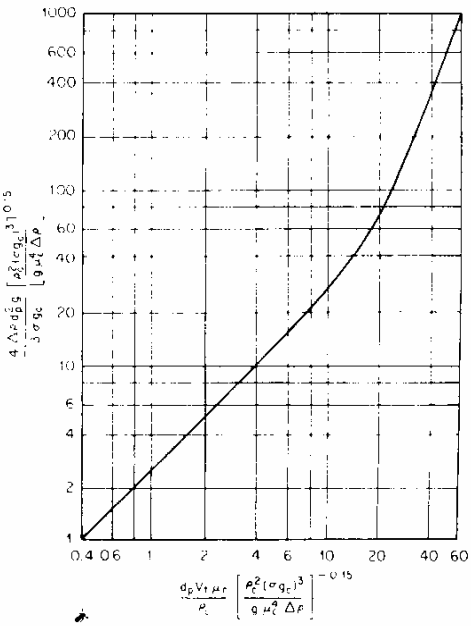


FIG. 21-95 Velocidad final, gotas de líquidos de baja viscosidad [Hu y Kintner, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1,** 42 (1955), con autorización.]

165 (1957)]. Para valores más altos de μ_C', véase Warshay *et al.* [*ibid.*, **37,** 29 (1959)]. Para efectos de pared ($d_p/T > 0.18$), véase Harmathy [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **6,** 281 (1960), Salami, Vignes y Le Goff [*Genie Chim.*, **94,** 67 (1965)], y Strom y Kintner [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **4,** 153 (1958)]. Sobre la influencia de la inestabilidad de Marangoni, véase Linde y Sehrt [*Z. Phys. Chem.* (Leipzig), **231,** 151 (1966)].

Transferencia de masa durante la elevación o el descenso de la gota Hay gran número de datos para las velocidades de transferencia de masa difíciles de interpretar por las complicaciones que representa la presencia posible de la turbulencia interfacial (que conduce a velocidades desacostumbradamente altas de transferencia de masa) y la contaminación de la entrecara de la gota con agentes activos en la superficie (lo cual suele disminuir las velocidades). Los diversos regímenes de movimiento producen distintos regímenes de transferencia de masa y se han dedicado a estos últimos muchos estudios teóricos. No será posible analizarlos aquí en forma detallada. Las recomendaciones que siguen se consideran como estimaciones razonables de los efectos que pueden esperarse a falta de turbulencia interfacial y agentes activos en la superficie; pero es preciso recalcar que los datos disponibles dan con frecuencia resultados muy diferentes.

Para **gotas que circulan** (ordenada de la Fig. 21-95 < 70), k_C puede estimarse aplicando una corrección empírica F a los valores correspondientes a esferas sólidas, para tomar en cuenta la circulación [Hughmark, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **6,** 408 (1967)]:

$$\frac{k_C d_p}{D_C} = \left[2 + 0.463 N_{Re}^{0.484} N_{Sc,C}^{0.339} \left(\frac{d_p g^{1/3}}{D_C^{2/3}}\right)^{0.072}\right] F \qquad (21\text{-}47)$$

en donde $$F = 0.281 + 1.615\kappa + 3.73\kappa^2 - 1.874\kappa^3 \qquad (21\text{-}48)$$

$$\kappa = N_{Re}^{1/8} \left(\frac{\mu_C}{\mu_D}\right)^{1/4} \left(\frac{\mu_C V_t}{\sigma g_c}\right)^{1/6} \qquad (21\text{-}49)$$

y N_{Re} es el número de Reynolds de la gota. Para el goteo del líquido, suponiendo que haya una circulación del tipo de Hadamard que se ha observado se extiende más allá de la región de flujo laminar,

$$k_D = -\frac{d_p}{6\theta} \ln\left[\frac{3}{8}\sum_{n=1}^{\infty} B_n^2 \exp\left(-\frac{\lambda_n 64 D_D \theta}{d_p^2}\right)\right] \qquad (21\text{-}50)$$

en donde los coeficientes B y los valores propios λ (eigenvalores) se dan en la tabla 21-35. Pueden interpolarse valores para $k_C d_p/D_C$, obtenidos a partir de la ecuación (21-47). Los coeficientes pueden combinarse para formar un coeficiente global por medio de

$$\frac{1}{K_D} = \frac{1}{k_D} + \frac{1}{m_C' k_C} \qquad (21\text{-}51)$$

Para las **gotas oscilantes** (ordenada de la Fig. 21-95 > 70), se recomienda la teoría del estiramiento superficial de Angelo *et al.* [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **12,** 751 (1966); **14,** 531 (1968)] y una modificación de la de Rose y Kintner [*ibid.*, **12,** 530 (1966)]:

$$k_D = \sqrt{\frac{4 D_D \omega}{\pi}\left(1 + \delta + \frac{3}{8}\delta^2\right)} \qquad (21\text{-}52)$$

en donde

$$\omega = \frac{1}{2\pi}\sqrt{\frac{192\sigma g_c b}{d_p^3(3\rho_D + 2\rho_C)}} \qquad (21\text{-}53)$$

$$b = 1.052 d_p^{0.225} \text{ para } d_p \text{ en metros} \qquad (21\text{-}54)$$

$$b = 0.805 d_p^{0.225} \text{ para } d_p \text{ en pies}$$

Puede considerarse que el valor de δ es de 0.2 a falta de información específica. La ecuación (21-52), cuando se combina con la (21-51) con k_C obtenido mediante el mismo mecanismo, produce K_D, como se da mediante la ecuación (21-45).

Debe considerarse que lo anterior sólo son estimaciones. Para mayores detalles al respecto y otros puntos de vista, entre las publicaciones recientes que resultan útiles se encuentran Cheh y Tobias [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, 7, 48 (1968)], Griffith [*Chem. Eng. Sci.*, **12,** 198 (1960)], Handlos y Baron [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **3,** 127 (1957)], Johns y Beckmann [*ibid.*, **11,** 10 (1966)], Johnson y Hamielec [*ibid.* **6,** 145 (1960)], Kornienko [*Tr. Kishinev, Politekh. Inst.*, **5,** 16 (1966)], Olander [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **12,** 1018 (1966)], Sideman y Shabtai [*Can. J. Chem. Eng.*, **42,** 107, 238 (1964)], Skelland y Wellek [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **10,** 491, 798 (1964); **11,** 557 (1965)], y Thorsen y Terjesen [*Chem. Eng. Sci.*, **17,** 137 (1962)].

Coalescencia La coalescencia de una gota simple en el seno de un volumen del mismo líquido, a través de una entrecara plana, es un fenómeno muy complejo. Normalmente, la gota permanecerá en reposo sobre la superficie durante cierto tiempo antes de coalescerse con el volumen y, cuando lo hace, se puede expulsar una gotita que se verá sometida al mismo proceso. La amplitud de la extracción durante ese proceso es aproximadamente igual que durante la formación de las gotas [Licht y Conway, *Ind. Eng. Chem.*, **42,** 1151 (1950)], pero se dispone de muy pocos datos al respecto. Véase también Johnson y Hamielec [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **6,** 145 (1960)].

TABLA 21-35 Valores propios y coeficientes para gotas circulantes*

$k_C d_p/D_C$	λ_1	λ_2	λ_3	B_1	B_2	B_3
3.20	0.262	4.24	....	1.49	0.107	
5.33	0.386					
8.00	0.534					
10.7	0.680	4.92	....	1.49	0.300	
16.0	0.860	5.26	....	1.48	0.382	
21.3	0.982	5.63	....	1.47	0.428	
26.7	1.082	5.90	15.7	1.49	0.495	0.205
53.3	1.324	7.04	17.5	1.43	0.603	0.298
107	1.484	7.88	19.5	1.39	0.603	0.384
213	1.560	8.50	20.8	1.31	0.588	0.396
320	1.600	8.62	21.3	1.31	0.583	0.391
∞	1.656	9.08	22.2	1.29	0.596	0.386

*Elzinga y Banchero, *Chem. Eng. Prog.*, **55,** *Symp. Ser.* 29, 149 (1959), con autorización.

EQUIPOS DE CONTACTO CONTINUO (DIFERENCIAL)

Los equipos de esta categoría se suelen disponer para contacto a contracorriente, en etapas múltiples, de los líquidos insolubles, sin separación completa repetida de los líquidos, uno del otro, entre etapas o su equivalente. En lugar de ello, los líquidos permanecen en contacto continuo durante todo su paso por el equipo.

Características generales Se mantiene el flujo a contracorriente gracias a la diferencia de densidades de los líquidos y la fuerza de gravedad (torres verticales) o una fuerza centrífuga (extractores centrífugos). Sólo uno de los líquidos se puede bombear por el equipo con cualquier velocidad deseada. Luego se fija la velocidad máxima para el segundo líquido; si se intenta sobrepasar este límite, será rechazado el segundo líquido y el extractor se **inundará**.

Es preciso recalcar que los conocimientos sobre las características de esos equipos se han desarrollado muy poco. El número de parámetros que influyen en la velocidad de extracción es muy grande y muchos de ellos no se entienden del todo bien. La mayor parte de los datos disponibles se tomaron de pequeños dispositivos de laboratorio, que con frecuencia sólo tienen unas cuantas pulgadas de diámetro y unos pocos pies de altura. Por estas razones, las generalizaciones que se presentan se deben utilizar sólo para estimaciones poco aproximadas, dejando margen para factores amplios de seguridad.

Dispersión axial Los dispositivos que se encuentran en esta categoría están sujetos a una dispersión axial (longitudinal) dentro de los dos líquidos o al alejamiento del flujo a contracorriente estrictamente taponado. Como resultado, las torres deben ser más altas que lo que indicaría la aplicación simple de los números de unidades de transfe-

n y Hamielec [*ibid.* 6, . *Inst.*, 5, 16 (1966)],)], Sideman y Shabtai elland y Wellek [*Am.* (1965)], y Thorsen y

mple en el seno de un ecara plana, es un fe- rmanecerá en reposo le coalescerse con el na gotita que se verá tracción durante ese : la formación de las 151 (1950)], pero se mbién Johnson y Ha-

entes para go-

B_2	B_3
0.107	
0.300	
0.382	
0.428	
0.495	0.205
0.603	0.298
0.603	0.384
0.588	0.396
0.583	0.391
0.596	0.386

ker. 29, 149 (1959), con

FERENCIAL)

para contacto a con- insolubles, sin sepa- otro, entre etapas o su panecen en contacto

ujo a contracorriente os y la fuerza de gra- extractores centrífu- ar por el equipo con ocidad máxima para mite, será rechazado

re las características l número de paráme- s muy grande y mu- yor parte de los datos s de laboratorio, que s de diámetro y unos lizaciones que se pre- co aproximadas, de-

uentran en esta cate- adinal) dentro de los riente estrictamente más altas que lo que unidades de transfe-

rencia de flujo taponado (véase la Sec. 15). El problema lo estudiaron ampliamente Sleicher [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **5**, 145 (1959) y Vermeulen y colaboradores [*U.S. AEC* **UCRL-3911**, 1958; suppl., 1958; **10928**, 1963; *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **2**, 113, 304 (1963); *Chem. Eng. Prog.*, **62**(9), 95 (1966)]. Los dos estudios produjeron esencialmente los mismos resultados, aunque se expresan de modos diferentes. Si se desea una revisión, véase Li y Zeigler [*Ind. Eng. Chem.*, **59**(3), 30 (1967). No será posible subrayar en forma detallada todas las consideraciones que se toman en cuenta; para eso, es preciso consultar las obras y los artículos originales. Para los fines presentes, se bosquejará el procedimiento de diseño que desarrollaron Vermeulen y colaboradores. Este procedimiento se limita a los casos en que los gastos, los coeficientes de distribución y los coeficientes de transferencia de masa son constantes en el extractor.

1. Se obtiene $N_{tOR,tapón}$ a partir de la ecuación de Colburn [*Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **35**, 211 (1938)]:

$$N_{tOR,tapón} = \frac{1}{1 - V_R/m'V_E} \ln \left[\left(\frac{c_{R1} - c_{E2}/m'}{c_{R2} - c_{E2}/m'} \right) \left(1 - \frac{V_R}{m'V_E} \right) + \frac{V_R}{m'V_E} \right] \tag{21-55}$$

2. Se obtiene H_{tOR} (mediante correlaciones de datos, etc.) y $Z_{tapón}$

$$Z_{tapón} \quad N_{tOR,\,tapón} H_{tOR} \tag{21-56}$$

3. Se resuelven simultáneamente las ecuaciones (21-57) a (21-59) con la figura 21-96, por medio de tanteos, para obtener N_{tOR}:

$$1/N_{tOR} = 1/N_{tOR,tapón} - 1/N'_{tOR} \tag{21-57}$$

$$N'_{tOR} = (N_{Pe}B)_E + \frac{\ln (V_R/m'V_E)}{V_R/m'V_E - 1} \tag{21-58}$$

La ecuación (21-58) sólo es aplicable en los casos en que $N_{tOR}V_R/m'V_E$ y $(N_{Pe}B)_E \geq 1.0$.

$$(N_{Pe}B)_E = \left(\frac{V_R/m'V_E}{f_R N_{Pe,R} B} + \frac{1}{f_E N_{Pe,E} B} \right)^{-1} \tag{21-59}$$

4. Entonces la altura final de la porción eficaz de la torre, Z, es

$$Z = Z_{tapón} (N_{tOR}/N_{tOR,tapón}) \tag{21-60}$$

En estas expresiones, $B = Z/d$, $N_{Pe,E} = dV_E/E_E$, $N_{Pe,R} = dV_R/E_R$, en donde d = alguna longitud característica, como d_t para torres empacadas o T para torres de aspersión. E_E y E_R, son los coeficientes de dispersión longitudinal que, a fin de cuentas, se tienen que determinar experimentalmente. Por lo común se les denomina E_C, E_D, $N_{Pe,C}$ y $N_{Pe,D}$ puesto que son más característicos de la naturaleza continua o dispersa del líquido que de si el líquido es extracto o refinado. Para el flujo taponado, $E = 0$; para mezcla completa, $E = \infty$. Al utilizar estas expresiones, H_{tOR} debe representar datos corregidos para la dispersión axial. Desgraciadamente, se han corregido de ese modo muy pocos datos. Rod [*Br. Chem. Eng.*, **9**, 300 (1964)] presenta un cálculo gráfico adecuado incluso para las curvas de equilibrio no lineales.

Quizá sean mejor explicados los dispositivos del tipo de etapas (platos de malla, extractores con compartimientos, etc.) mediante un procedimiento un poco distinto, que debido al espacio, no se presenta en este punto. Véanse Sleicher [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **6**, 529, (1960)], Miyauchi y Vermeulen [*Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **2**, 304 (1963)] y Van der Laan [*Chem. Eng. Sci.*, **7**, 187, (1958)].

Clasificación del equipo Los equipos se pueden clasificar, en forma amplia, en las siguientes categorías, en general en orden de complejidad creciente de la construcción interna. Los que se emplean con mayor frecuencia son:

- **I.** Extractores que funcionan por gravedad
  - *A.* Sin agitación mecánica
    1. Torres de aspersión (rocío)
    2. Torres empacadas
    3. Torres de platos perforados (platos de malla)

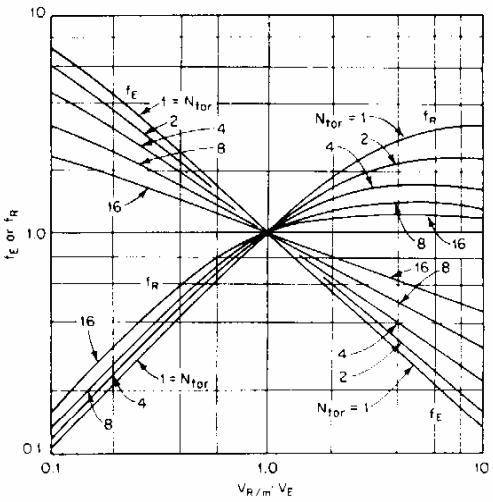


FIG. 21-96 Factores para la ecuación (21-64) [Vermeulen et al., *Chem. Eng. Prog.*, **62**(9), 95 (1966), con autorización.]

  - *B.* Extractores con agitación mecánica
    1. Torres con agitadores giratorios
    2. Torres pulsadas
       - *a*). Contenido de líquido sujeto a pulsaciones
       - *b*). Platos reciprocantes
- **II.** Extractores centrífugos

Torres de aspersión Se trata simplemente de extractores por gravedad que consisten en torres vacías con dispositivos para introducir y retirar los líquidos por los extremos (véase la Fig. 21-97). La entrecara se puede correr por encima de la parte superior del distribuidor, por debajo del fondo del distribuidor o en la mitad, dependiendo del sitio donde se logra el mejor rendimiento. Dado el gran retromezclado axial, es difícil lograr el equivalente de más de una o dos etapas teóricas o unidades de transferencia en un lado de la entrecara.

Distribuidores Los orificios o las toberas para la introducción de la fase dispersa no suelen ser menores de 0.13 cm (0.05 in) de diámetro, para evitar los atascamientos, ni más grandes que 0.64 cm (0.25 in), para evitar la formación de gotas excesivamente grandes. Se deben diseñar para eliminar el humedecimiento por el líquido disperso (véase la subsección "Formación de gotas").

Retención de la fase dispersa En condiciones en que la velocidad de coalescencia de las gotas dispersas en el seno del líquido disperso respecto al líquido disperso de salida sobrepase la rapidez de su llegada a ese punto, la retención de líquido disperso en la torre es relativamente baja. Al restringir la zona de la superficie de coalescencia [Woodward, *Chem. Eng. Prog.*, **57**(1), 52 (1961); y Kehat y Letan, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **7**, 385 (1968)] o al incrementar el gasto del líquido disperso, las gotas se reúnen para formar una región de elevada retención ($\varphi_D = 0.65$ o más), que se extiende a la columna propiamente dicha. Finalmente, si esta región se extiende hasta el fondo de la torre, las gotas se ven rechazadas a la entrada y la torre se inunda. La velocidad de deslizamiento V_S es la velocidad relativa de los dos líquidos y, para el flujo a contracorriente, se tiene

$$V_S = \frac{V_D}{\varphi_D} + \frac{V_C}{1 - \varphi_D} \tag{21-61}$$

Para regiones en la torre de retención baja y constante *y en ausencia de coalescencia rápida entre gotitas, fomentada por la transferencia de masa de las gotas al líquido continuo* (que puede hacer descender φ_D

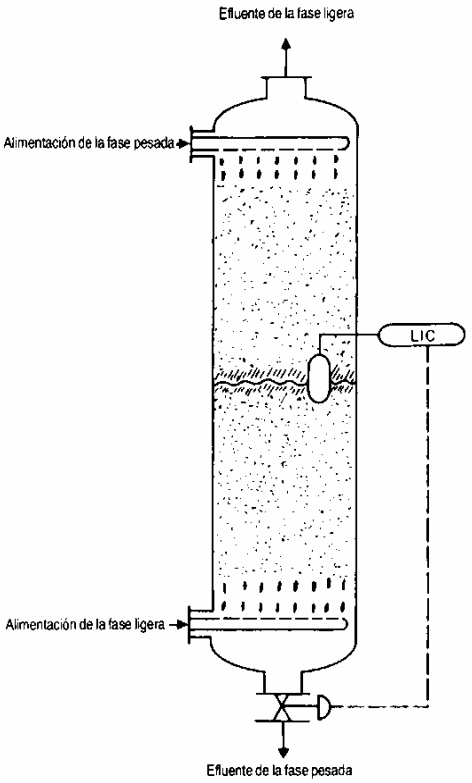


FIG. 21-97 Torre de rocío con ambas fases dispersas.

hasta en un 50%). Elgin y colaboradores [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **3**, 63 (1957); **5**, 533 (1959); **11**, 158 (1965)] encontraron que la razón V_S/V_t para el diámetro promedio de las gotas se puede estimar a partir de la correlación de Zenz para sistemas con partículas de fluido-sólido [*Pet. Refiner*, **36**(8), 147 (1957)], que permite, en seguida, obtener una estimación de φ_D. Por el contrario, Letan y Kehat (*ibid.*, **13**, 443 (1967)] correlacionaron empíricamente condiciones de baja y alta retención, por medio de

$$V_S = V_{S,\varphi D=0} \exp(-C\varphi_D) \qquad (21\text{-}62)$$

en donde, $V_{S,\varphi D=0}$ es un poco menor que V_t, y C depende de las propiedades del líquido. Véase también Harmathy [*Acta Tech. Acad. Sci. Hung.*, **12**, 209 (1955) en inglés] y Johnson y Lavergne [*Can. J. Chem. Eng.*, **39**, 37 (1961)]. En seguida, la ecuación (21-27) proporciona el área interfacial específica.

Inundación Esto puede estimarse teóricamente al hacer $\partial V_C/\partial\varphi_D = \partial V_D/\partial\varphi_D = 0$, [Thornton, *Chem. Eng. Sci.*, **5**, 201 (1956)], con la ecuación (21-61). Sobre la base de una comparación puramente estadística de los datos observados y los calculados, se recomienda la correlación empírica ligeramente modificada de Minard y Johnson [*Chem. Eng. Prog.*, **48**, 62 (1952)].

$$V_{CF} = \frac{10{,}000\Delta\rho^{0.28}}{[0.453\mu_C^{0.075}\rho_C^{0.5} + d_p^{0.56}\rho_D^{0.5}(Q_D/Q_C)^{0.5}]^2} \qquad (21\text{-}63)$$

Para esta ecuación, utilícense únicamente unidades usuales en Estados Unidos.

Transferencia de masa A falta de coalescencia entre gotitas, para las gotas *circulantes*, pueden estimarse k_D a partir de la ecuación (21-50) y k_C para $\mu_C/\mu_D < 1$ mediante la correlación de Ruby y Elgin [*Chem. Eng. Prog.*, **51**, *Symp. Ser.* 16, 17 (1955)]:

$$k_C = 0.725\left(\frac{d_p V_S \rho_C}{\mu_C}\right)^{-0.43}\left(\frac{\mu_C}{\rho_C D_C}\right)^{0.58} V_S(1-\varphi_D) \qquad (21\text{-}64)$$

Esto concuerda razonablemente con los coeficientes calculados por medio de la ecuación (21-47), reemplazando V_t con V_S. Para $\mu_C/\mu_D > 1$, k_C para grupos de gotas es menor que lo que indicaría la ecuación (21-47), por factores que pueden ser tan grandes como 3 (Hughmark, *loc. cit.*). Para gotas *oscilantes*, hay escasez de datos. Provisionalmente, se recomienda la ecuación (21-52) con la (21-45). Para otros datos recientes a ese respecto, véanse Heertjes [*Chem. Eng. Sci.*, **3**, 122 (1954)], Smith y Beckmann [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **5**, 533 (1959)], Astarita [*Chim. Ind.* (Milán), **43**, 10 (1961)], Kuznetsov y Smirnov [*Zh. Prikl. Khim.*, **34**, 2111 (1961)], Rao y Rao [*J. Sci. Ind. Res.* (India), **20D**, 101 (1961)]; *Indian J. Technol.*, **4**, 68 (1966); y *J. Appl. Chem.*, **16**, 218 (1966)]. Para datos anteriores, véanse Treybal (*Liquid Extraction*, 1a. ed., 1951; 2a. ed., 1963, McGraw-Hill, New York).

Extracción con reacción química Luss y Amundsen [*Ind. Eng. Chem. Fundam.* **6**, 436 (1967)], ofrecen un análisis teórico.

Transferencia de calor Las velocidades de transferencia de calor suelen ser generalmente grandes, a pesar de la fuerte dispersión axial, con Ua_v observada frecuentemente en la gama de 18.6 a 74.5 e incluso, hasta 130 kW/(m³·K) [1000 a 4000 e incluso, hasta 7000 Btu/(h·ft³·°F)]. Para datos recientes, véanse Bauerle y Ahlert [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **4**, 225 (1965)]; y Greskovich *et al.*, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **13**, 1160 (1967); Sideman, *Advances in Chemical Engineering*, vol. 6; Drew *et al.* (eds.) p. 207, Academic, New York, 1966, revisó obras anteriores]. A falta de correlaciones específicas de transferencia de calor, se sugiere que se estimen las velocidades a partir de correlaciones de transferencia de masa por medio de la analogía de la transferencia de calor y la de masa.

Dispersión axial Para valores bajos de φ_D y en ausencia de coalescencia entre gotas, la dispersión axial para la fase dispersa es, evidentemente, muy baja ($E_D \sim 0$). Para la fase continua y valores bajos de μ_C y φ_D, Vermeulen *et al.* [*Chem. Eng. Prog.*, **62**(9), 95 (1966)] analizaron los datos disponibles y llegaron a la conclusión de que para $T = 3.6$ a 15.2 cm (0.117 a 0.5 ft), E_C lo da empíricamente.

$$E_C = c(V_D T)^{1/2} \qquad (21\text{-}65)$$

en donde $c = 23.6$ para unidades usuales en Estados Unidos y 7.2 para unidades SI. Para el tratamiento de la transferencia de calor, sobre todo para valores altos de φ_D donde el factor de control es, evidentemente, la dispersión axial, véanse Letan y Kehat [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **11**, 804 (1965); **14**, 398 (1968)] y Mixon *et al.* [*ibid.*, **13**, 21 (1967)].

Torres empacadas Para un extractor líquido-líquido tipo torre empacada, la cubierta vacía de una torre de rocío se llena con empaques para reducir la circulación vertical de la fase continua. Los empaques comerciales estándar que se utilizan en los sistemas vapor-líquido se utilizan también en los sistemas líquido-líquido; éstos incluyen anillos Raschig y pall, monturas Intalox y Berl y otros tipos de empaques vaciados al azar, así como los empaques modernos estructurados. El empaque reduce el espacio libre disponible para el flujo, pero también reduce en forma significativa la altura requerida para la transferencia de masa; sin embargo, Nemunaitis, Eckert, Foote y Rollinson [*Chem. Eng. Prog.*, **67**(11), 60 (1971)] informaron que se obtiene muy poco beneficio de una altura empacada mayor a 3.05 m (10 ft) y recomendaron la redistribución de la fase dispersa aproximadamente cada 1.52 a 3.05 m (5 a 10 ft), para generar nuevas gotitas y superficies de transferencia de masa. Desde este punto de vista, el empaque permite un

mayor espaciamiento entre los platos perforados que el descrito para una torre convencional de platos perforados.

Las piezas de empaque vaciadas al azar no deben ser mayores que un octavo del diámetro de la torre para minimizar el efecto de pared que produce en ella grandes espacios vacíos. El apoyo del empaque puede ser un emparrillado abierto o apoyado en arcos múltiples si la fase dispersa se distribuye en la parte superior del lecho; pero el apoyo del empaque también puede ser un plato perforado con elevadores múltiples del líquido ligero si la fase pesada se va a redispersar sobre un lecho inferior; o bien, el apoyo del empaque puede ser un plato perforado con vertederos múltiples para la fase pesada, si la fase ligera se va a dispersar en la parte superior del lecho. Las corrientes de la fase dispersa deben estar tan alejadas como sea posible para evitar la coalescencia en la placa de dispersión, y la fase dispersa, de preferencia, no debe humedecer el empaque, pues si esto sucede, las gotitas coalescerán y correrán a lo largo del empaque como arroyos. Eckert [*Hydrocarbon Process.*, 117 (marzo, 1976)] recomienda el empleo de torres empacadas cuando la tensión interfacial es inferior a 10 mN/m (dinas/cm).

Retención Se reconoce que la retención de la fase dispersa se puede situar en dos categorías: una porción menor que es permanente y una porción mayor, libre, que se desplaza a través del empaque y entra a las operaciones de transferencia de masa, cuando se transfiere un soluto entre fases. Vignes [*Chem. Ind. Genie Chim.*, **95**, 307 (1966)] clasifica además la retención móvil entre "libre" y "semilibre". El total es φ_D que se refiere, en este caso, al volumen de fase dispersa expresado como fracción del espacio vacío en la sección empacada. Véase Beckmann y colaboradores [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 426 (1955); **3**, 223 (1957)].

Lo que sigue es un resumen muy breve de los trabajos amplios de Pratt y colaboradores. Dell, Gayler, Lewis, Jones, Roberts y White [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, (London), **29**, 89, 110, 126 (1951); **31**, 57, 69 (1953); *Chem. Ind.* (London), 1952, p. 358]. Para los empaques comerciales estándar de 1.27 cm ($^1/_2$ in) de tamaño y mayores, a valores bajos de V_D, φ_D varía linealmente con V_D hasta valores de $\varphi_D = 0.10$. Al aumentar todavía más V_D, φ_D se eleva bruscamente hasta "un punto de transición más bajo", que se parece a la "carga" en el contacto gas-líquido. A valores todavía más altos de V_D se presenta un punto de transición más alto, las gotas de la fase dispersa tienden a coalescer y V_D se puede incrementar sin un aumento correspondiente de φ_D. Este régimen concluye en la inundación. Las gotas de la fase dispersa alcanzan un tamaño característico después de salir de las toberas del distribuidor, sea cual sea su tamaño inicial. Para cada sistema hay un tamaño crítico del empaque, por encima del cual el tamaño medio de las gotas es mínimo. Para empaques menores, el tamaño de las gotas es mayor (y el área interfacial menor). El tamaño crítico del empaque, casi siempre de 1.27 cm ($^1/_2$ in) o más, se obtiene por medio de

$$d_{FC} = 2.42(\sigma g_c/\Delta\rho g)^{0.5} \tag{21-66}$$

Para empaques mayores que d_{FC}, el diámetro característico de las gotas y líquidos que se encuentran en equilibrio de concentración, lo da

$$d_p = 0.92(\sigma g_c/\Delta\rho g)^{0.5}(V_K\epsilon\varphi_D/V_D) \tag{21-67}$$

Para líquidos que no están en equilibrio de concentración y en los cuales hay un soluto no equilibrado, el tamaño característico de las gotas será en general mayor. Si las gotas que se forman en la tobera distribuidora son menores que esto, puede haber tendencia a la inundación hasta que crezcan de tamaño. Thornton [*Ind. Chem.*, **39**, 632 (1963)] encontró que las gotas grandes se descomponen en forma exponencial hasta llegar a su tamaño final. Por consiguiente, lo mejor es diseñar toberas para obtener tamaños de gotas que sean mayores que los que se dan mediante la ecuación (21-67). V_K es una velocidad característica de las gotas (en $V_C = 0$, cuando V_D tiende a cero) y la da la figura 21-98. Por debajo del punto superior de transición, la retención se obtiene por medio de

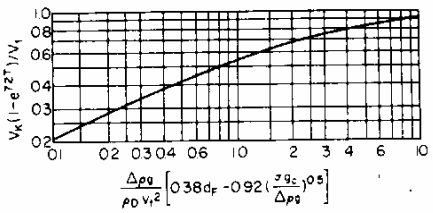


FIG. 21-98 Velocidad característica de las gotas para torres empacadas para líquidos en equilibrio $d_F > d_{FC}$ y $T > 0.25$ ft. [Pratt, *Ind. Chem.*, **31**, 552 (1955), con autorización.]

$$\frac{V_D}{\varphi_D} + \frac{V_C}{1-\varphi_D} = \epsilon V_K(1-\varphi_D) \tag{21-68}$$

Pueden obtenerse correlaciones adicionales de la retención en las obras de Sitarmayya y Laddha [*Chem. Eng. Sci.*, **13**, 263 (1961)] y Ghosal *et al.* [*Trans. Indian Inst. Chem. Eng.*, **11**, 23 (1958-1959)]. El área interfacial se obtiene por medio de

$$a = 6\epsilon\varphi_D/d_p \tag{21-69}$$

En general, es conveniente diseñar para φ_D en la gama de 0.15 a 0.25 (el valor más bajo para $V_D/V_C < 0.5$).

Inundación Existen muchas correlaciones. Mediante una comparación de las velocidades observadas y calculadas en la inundación para todos los datos disponibles, las de Crawford y Wilke [*Chem. Eng. Prog.*, **47**, 423 (1951)] y Hoffing y Lockhart [*Chem. Eng. Prog.*, **50**, 94 (1954)] son las mejores y casi igualmente eficientes. La correlación de Crawford-Wilke es la más sencilla y se muestra en la figura 21-99. Nemunaitis, Eckert, Foote y Rollinson [*Chem. Eng. Prog.*, **67**(11), 60 (1971)] actualizaron la correlación mediante el empleo de factores de empaque. Véanse también Dell y Pratt [*Trans. Inst. Chem. Eng.* (London), **29**, 89, 270 (1951)], Fujita *et al.* [*Chem. Eng.*, (Japón), **17**, 230 (1957)], Sakiadis y Johnson [*Ind. Eng. Chem.*, **46**, 1229 (1954)], y Kafarov y Dytnerskii [*Zh. Prikl.* Khim., **30**, 1968 (1957)]. Para empaques muy pequeños, véanse Rao y Rao [*Chem. Eng. Sci.*, **9**, 170 (1958)] y Venkatoramen y Laddha [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **6**, 355 (1960)]. Se recomienda que los gastos se establezcan en no más de 50% de los valores de inundación y menos, si la tensión interfacial de los líquidos es alta.

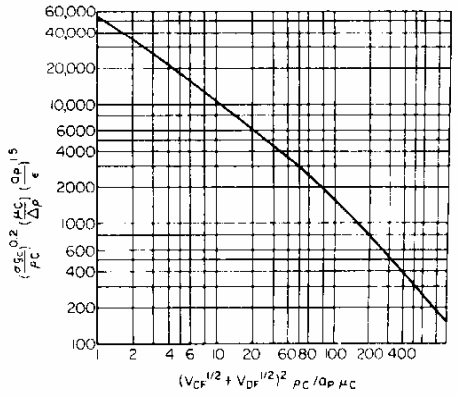


FIG. 21-99 Inundación en torres empacadas. Utilícense únicamente unidades usuales en Estados Unidos en las variables. [Crawford y Wilke, *Chem. Eng. Prog.*, **47**, 423 (1951), con autorización.]

Transferencia de masa Las velocidades de extracción para torres empacadas se suelen correlacionar de modo excelente para una situación dada en el sistema de coordenadas de la figura 21-100. Treybal [*Chem. Eng. Prog.*, **62**(9), 67 (1966)] recomendó medios que permiten resolver los H_{OD}'s globales en H_t's de constituyentes. En relación con los datos que aparecen en esta figura, debe observarse que los valores económicos de $m'V_E/V_R$ se encontrarán habitualmente en el intervalo entre 1 y 2, de tal modo que las alturas globales de las unidades de transferencia no son demasiado irrazonables ni siquiera para este sistema de alta tensión interfacial. Para las tensiones interfaciales más bajas, H_{OC} será casi siempre considerablemente menor.

El número de variables que se sabe influyen en la velocidad de extracción es extraordinariamente grande e incluye, cuando menos, lo que sigue:

Tamaño, forma y material del empaque
Diámetro de la torre
Profundidad del relleno
Diseño del distribuidor de la fase dispersa
El líquido que se dispersa
La dirección de la extracción, si va del líquido disperso al continuo, del líquido orgánico al agua, o viceversa
Retención de la fase dispersa
Velocidades de flujo y razones de flujo de los líquidos
Propiedades físicas de los líquidos
Presencia o ausencia de agentes activos en la superficie

Aunque se han hecho muchos intentos para establecer un método para estimar las velocidades de extracción (p. ej., véanse Ellis, *Ind. Chem.*, **28**, 483 (1952); Jeffreys y Ellis, *Congr. Chem. Eng. Des.*, **1962**, 65; y Treybal, *Liquid Extraction*, 2a. ed., McGraw-Hill, New York, 1963] es más importante todavía para probar procesos nuevos en plantas piloto. Casi lo único que se puede decir, para un sistema, un empaque y un método de operación dados, es que H_{OD} debe ser casi constante para todos los gastos hasta la transición y H_{OC} debe variar aproximadamente como $C(V_C/V_D)^n$, en donde C y n son constantes y a los dos se tiene que aplicar la corrección de H_t's en los aumentos de escala, para la dispersión axial [Treybal, *Chem. Eng. Prog.*, **62**(9), 67 (1966)]. En la tabla 21-36 se dan algunas fuentes adicionales y escogidas de datos.

Dispersión axial Vermeulen y colaboradores [*Chem. Eng. Prog.*, **62**(9), 95 (1966)] resumieron muchos datos para empaquetamiento. Su correlación para la fase continua se muestra en la figura 21-101. Para la fase dispersa, su correlación es dada por:

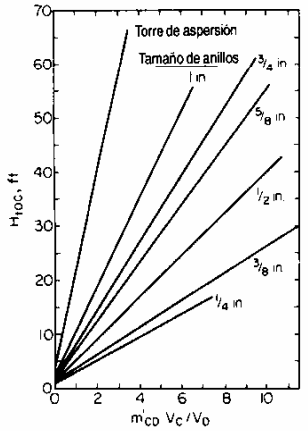


FIG. 21-100 Extracción de dietilamina del agua en tolueno (disperso), en torres empacadas con anillos Raschig de porcelana no vidriada. Para convertir pies en metros, multipliquese por 0.3048; para convertir pulgadas en centímetros, multipliquese por 2.54 [Leibson y Beckmann, *Chem. Eng. Prog.*, **49**, 405 (1953), con autorización.]

TABLA 21-36 Fuentes escogidas de datos de transferencia de masas en torres empacadas

Sistema	Diámetro de la torre, in	Empaque	Obras de consulta
Agua-ácido acético-acetato etílico, ciclohexano, metilciclohexano, acetato etílico + benceno	1	Albardillas de 0.25 in	*b*
Agua-ácido acético-metilisobutil-cetona	1.95	Anillos de 0.23 in	*g*
	3	Esferas de plástico de 0.375 in	*j*
		Anillos de plástico o cerámica de 0.375 in	*k*
		Albardillas de plástico o cerámica de 0.5 in	*k*
Agua-acetona-hidrocarburo	1.88	Anillos de 0.25, 0.375 in, cuentas de 6 mm	*o*
	2-4	Anillos de 0.5, 0.75 in	*a*
Agua-ácido adíptico-éter etílico	6	Anillos de 0.5, 0.75 in, esferas de 0.375 in	*c*
Agua-ácido benzoico-tetracloruro de carbono	1.95	Anillos de 0.25 in	*f*
Agua-dietilamina-tolueno	3, 4, 6	Anillos de 0.25-1.0 in	*i*
	3	Anillos de 0.375 in	*m*
Agua-acetato etílico	4	Anillos de 0.5 in	*c*
Agua-metilisobutil-carbinol	4	Anillos de 0.5 in	*n*
Agua-metilacetona	4	Anillos de 0.5 in	*n*
Agua-ácido propiónico-metilisobutilcetona	1.88	Anillos de 0.25, 0.375 in, cuentas de 6 mm	*o*
Acetona (aq.)-aceite de soya aceite de linaza	2	Albardillas de 0.25 in, anillos de 0.5 in	*p*
Petróleo-furfural	2	Anillos de 0.25 in	*d*
	1.2	Anillos de 0.16 in	*l*
Tolueno-heptano-dietilenglicol	1.4, 2.25	Anillos de vidrio y latón	*h*

a Degaleesan y Laddha, *Chem. Eng. Sci.*, **21**, 199 (1966); *Indian Chem. Eng.*, **8**(1), 6 (1966).
b Eaglesfield, Kelly y Short, *Ind. Chem.*, **29**, 147, 243 (1953).
c Gaylor y Pratt, *Trans. Inst. Chem. Eng.* (London), **31**, 78 (1953).
d Garwin y Barber, *Pet. Refiner*, **32**(1), 144 (1953).
e Gier y Hougen, *Ind. Eng. Chem.*, **45**, 1362 (1953).
f Guyer, Guyer y Mauli, *Helv. Chim. Acta*, **38**, 790 (1955).
g Guyer, Guyer y Mauli, *Helv. Chim. Acta*, **38**, 955 (1955).
h Kishinevskii y Mochalova, *Zh. Prikl. Khim.*, **33**, 2344 (1960.
i Liebson y Beckmann, *Chem. Eng. Prog.*, **49**, 405 (1953).
j Moorhead e Himmelblau, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **1**, 68 (1962).
k Osmon e Himmelblau, *J. Chem. Eng. Data.*, **6**, 551 (1961).
l Sef y Moretu, *Nafta* (Zagreb), **5**, 125 (1954).
m Shih y Kraybill, *Ind. Eng. Chem. Process. Des. Dev.*, **5**, 260 (1966).
n Smith y Beckmann, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **4**, 180 (1958).
o Rao y Rao, *J. Chem. Eng. Data*, **6**, 200 (1961).
p Young y Sullans, *J. Am. Oil Chem. Soc.*, **32**, 397 (1955).
NOTA: Para convertir pulgadas en centímetros, multipliquese por 2.54.

1. Anillos de carbón no mojados y monturas Berl mojadas:

$$\log \frac{E_D}{V_D d_F} = 0.046 \frac{V_C}{V_D} + 0.301 \qquad (21\text{-}70)$$

2. Anillos de cerámica mojados:

$$\log \frac{E_D}{V_D d_F} = 0.161 \frac{V_C}{V_D} + 0.347 \qquad (21\text{-}71)$$

Las medidas se tomaron con queroseno o disobutilcetona dispersos en agua. Dan uniformación sobre otros trabajos adicionales: Komasawa y colaboradores [*Kagaku Kogaku.*, **30**, 237, 450, 928, 1103 (1966); versión en inglés, **4**, 288, 363 (1966); **5**, 125, 182 (1967)], y Olbrich y colaboradores [*Trans. Inst. Chem. Eng.* (London), **44**, T207 (1966)].

REFERENCIAS GENERALES: Bussolari, Schiff y Treybal, *Ind. Eng. Chem.*, **45**, 2413 (1953). Fujita y Tanizawa, *Chem. Eng. (Japan)*, **17**, 111 (1953). Garner,

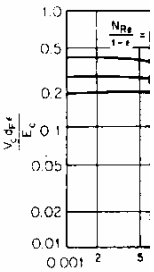


FIG. 21-101 Dispersi
feras (0.75 in, ε = 0.32 a
0.62; 0.75 in, ε = 0.65).
usuales en Estados Unid
62(9), 95 (1966) con aut

Ellis y Hill, *Am. Inst. C*
(London), **34**, 223 (195
Mayfield y Church, *Ind*
Khim. Mashinostr., **196**
42, 1042 (1950).

Torres de platos p
se presenta un diagra
torres de platos perfo
ligeros dispersos. El
plato y, de ese mod
continua. El líquido
pasa al plato inferior
es el que se dispersa
abajo. Los platos sirv
tical de la fase contin
Además, las velocid
coalescencia repetid
Se han utilizado con
la figura 21-102, en g
nación petrolera se h
3.66 m (12 ft). Con u
excelente capacidad
características de tra

Se han recomenda
ejemplo, el empleo
para evitar el arrastre
los dos líquidos tiene
figuraciones con pla
cientes de esas suge
1953), Williams (U.

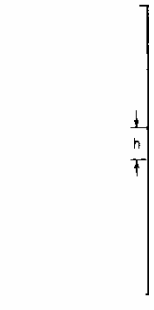


FIG. 21-102 Porción
ligero disperso.

atos de transfe-

npaque	Obras de consulta
s de 0.25 in	*b*
0.23 in	*g*
plástico de	*j*
plástico o de 0.375 in	*k*
s de plástico o de 0.5 in	*k*
0.25, 0.375 in, e 6 mm	*o*
0.5, 0.75 in	*a*
0.5, 0.75 in, 10 375 in	*c*
0.25 in	*f*
0.25-1.0 in	*i*
0.375 in	*m*
0.5 in	*c*
0.5 in	*n*
0.5 in	*n*
0.25, 0.375 in, e 6 mm	*o*
s de 0.25 in, 0.5 in	*p*
0.25 in	*d*
0.16 in	*l*
vidrio y latón	*h*

166); *Indian Chem. Eng.*,

3 (1953).
51, 78 (1953).

1955).
1955).
144 (1960.
1953).
s., I, 68 (1962).
(1961).

ev., 5, 260 (1966).
) (1958).

955).
pliquese por 2.54.

lerl mojadas:

1 (21-70)

7 (21-71)

llcetona dispersos en cionales: Komasawa), 928, 1103 (1966); (1967)], y Olbrich y), 44, T207 (1966)].

l, *Ind. Eng. Chem.*, **45**, 17, 111 (1953). Garner,

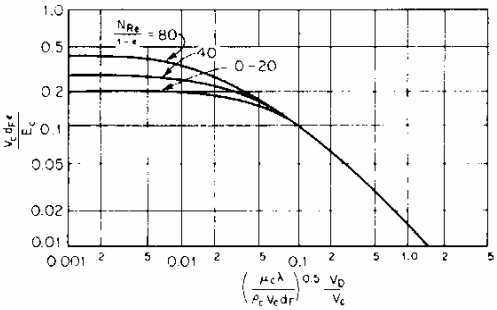


FIG. 21-101 Dispersión axial para la fase continua en torres empacadas. Esferas (0.75 in, ϵ = 0.32 a 0.41; 0.50 in, ϵ = 0.62). Anillos Raschig (0.50 in, ϵ = 0.62; 0.75 in, ϵ = 0.65). Monturas Berl (1.0 in, ϵ = 0.67). Utilícense unidades usuales en Estados Unidos en las variables. [Vermeulen *et al.*, *Chem. Eng. Prog.*, **62**(9), 95 (1966) con autorización.]

Ellis y Hill, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**, 185 (1955); *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **34**, 223 (1956). Major y Hertzog, *Chem. Eng. Prog.*, **51**, 17 (1955). Mayfield y Church, *Ind. Eng. Chem.*, **44**, 2253 (1952). Planovskii y Bulatov, *Khim. Mashinostr.*, **1960**(2), 10; (3), 9, Pyle, Duffey y Colburn, *Ind. Eng. Chem.*, **42**, 1042 (1950).

Torres de platos perforados (platos de malla) En la figura 21-102 se presenta un diagrama esquemático para el diseño más común de las torres de platos perforados o platos de malla dispuestas para líquidos ligeros dispersos. El líquido ligero fluye por las perforaciones de cada plato y, de ese modo, se dispersa en gotas que se elevan por la fase continua. El líquido continuo fluye horizontalmente por cada plato y pasa al plato inferior por el tubo de descenso. Cuando el líquido pesado es el que se dispersa, puede utilizarse el mismo diseño, pero cabeza abajo. Los platos sirven para eliminar totalmente la recirculación vertical de la fase continua, que es característica de las torres de aspersión. Además, las velocidades de extracción se ven incrementadas por la coalescencia repetida y la redispersión en gotitas de la fase dispersa. Se han utilizado con éxito torres del diseño simple, recomendado por la figura 21-102, en gran variedad de servicios y para procesos de refinación petrolera se han construido comúnmente en diámetros de hasta 3.66 m (12 ft). Con un diseño cuidadoso, esas torres pueden tener una excelente capacidad de flujo y con sistemas de baja tensión interfacial, características de transferencia de masa igualmente excelentes.

Se han recomendado y probado muchas variaciones de diseño, por ejemplo, el empleo de relleno de la torre en los tubos descendentes, para evitar el arrastre de la fase dispersa, configuraciones en las cuales los dos líquidos tienen que pasar por perforaciones en cada plato, configuraciones con platos perforados verticales, etc. Como ejemplos recientes de esas sugerencias, véanse Bradley (U.S. Patent 2 642 341, 1953), Williams (U.S. Patent 2 652 316, 1953), Maycock y Hartwig (U. S. Patent 2 729 550, 1956), y Pohlenz (U.S. Patent 2 872 295, 1959). Sólo se dispone de datos para configuraciones del tipo que se muestra en la figura 21-102. En general, los platos de tamiz de cubierta, las cubiertas de burbujeo y las placas perforadas verticales no han resultado tan satisfactorias como los platos horizontales.

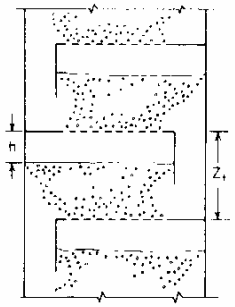


FIG. 21-102 Porción de una torre de platos perforados dispuesta para líquido ligero disperso.

Diseño de platos perforados Para obtener la mejor eficiencia de los platos se ha establecido claramente que la fase dispersa debe salir limpiamente de las perforaciones. Esto requiere que el material de los platos se moje de preferencia con la fase continua (que requiere el empleo de platos de plástico o con recubrimiento de plástico, en algunos casos) o que la fase dispersa salga de toberas que se proyectan más allá de la superficie de los platos. Estas se pueden formar perforando los orificios y dejando las rebabas en su lugar formando de otro modo los chorros (véase Mayfield y Church, *loc. cit.*). Se debe dispersar el líquido que fluya con la mayor velocidad volumétrica.

Las perforaciones suelen ser de 0.32 a 0.64 cm ($^1/_8$ a $^1/_4$ in) de diámetro, con un espaciamiento de 1.27 a 1.81 cm ($^1/_2$ a $^3/_4$ in), en un paso triangular o cuadrado. Parece ser que el tamaño de los orificios tiene poco efecto sobre la rapidez de extracción, con excepción de que, en los sistemas de alta tensión interfacial, los orificios menores producirán velocidades un poco mejores. El área total de los orificios se ajusta adecuadamente del 15 al 25% de la sección transversal de la columna, sujeto a verificaciones efectuadas por medio de cálculos, como se subraya más adelante. La velocidad a través de los orificios debe ser tal, que no se formen gotas con lentitud en las perforaciones, sino que la fase dispersa corra por las aberturas para dividirse en gotitas a una distancia pequeña del plato. En general, esto requiere velocidades lineales promedio por los orificios de 15.2 a 30.5 cm/s (0.5 a 1.0 ft/s). El área del plato directamente opuesta al tubo descendente se mantiene sin perforaciones. Se puede incluir en los platos una desviación de espuma o "arrastre de la entrecara" (véase la obra de Mayfield y Church, *op. cit.*), a expensas de la eficiencia de plato, o bien, se pueden tomar disposiciones para el retiro periódico de las acumulaciones por el lado de la torre, entre los platos.

Los tubos descendentes (o ascendentes) se sitúan mejor al ras con el plato del que parten, sin vertedero como en el contacto gas-líquido. La velocidad de la fase continua en el tubo descendente V_d, que establece la sección de corte transversal del tubo descendente, se debe fijar en un valor más bajo que la velocidad final de alguna gotita arbitrariamente pequeña de la fase dispersa, por ejemplo, de 0.08 a 0.16 cm ($^1/_{32}$ o $^1/_{16}$ in) de diámetro; de otro modo, la recirculación de la fase dispersa arrastrada en torno a un plato dará como resultado una inundación. Los tubos descendentes se deben extender más allá de la capa acumulada de fase dispersa, sobre el plato.

La profundidad del líquido disperso h, que se acumula en cada plato, se determina por la caída de presión que se requiere para el flujo de los líquidos,

$$h = h_C + h_D \tag{21-72}$$

Para la fase dispersa,

$$h_D = h_\sigma + h_O \tag{21-73}$$

Los datos disponibles indican que, para el efecto de orificio,

$$h_O = \frac{(V_O^2 - V_D^2)\rho_D}{2g(0.67)^2\,\Delta\rho} = \frac{V_O'^2\rho_D}{28.9\,\Delta\rho} \tag{21-74}$$

y que h_σ para superar los efectos de la tensión interfacial, se puede estimar para la formación de gotas a una velocidad menor por los orificios,

$$h_\sigma = 6\sigma g_c/d_{p0.1}\,\Delta\rho g \tag{21-75}$$

en donde $d_{p0.1}$ = el diámetro de gotas producidas por el flujo de la fase dispersa en V_O = 109 m/h (V_O' = 0.03 m/s) [360 ft/h (V_O' = 0.1 ft/s)] a

través de las perforaciones. Con velocidades de orificio de 0.3 m/s (1100 m/h) [1 ft/s (3600 ft/(h)] o más, h_O se debe omitir y $h_D = h_O$.

La carga que se requiere para el flujo de la fase continua h_C incluye pérdidas debidas a **1)** la fricción en el tubo descendente que tiene que ser despreciable, **2)** la contracción y la expansión al entrar al tubo descendente y salir de él, y **3)** dos cambios bruscos de la dirección. El total es de 4.5 cargas de velocidad.

$$h_C = 4.5V_{dC}^2\rho_C/2g\,\Delta\rho \qquad (21\text{-}76)$$

La distancia entre platos Z_t tiene que ser mayor que h, lo suficiente para que **1)** los "regueros" de líquido disperso de los orificios se dividan en gotas antes de coalescer en la capa de líquido del plato siguiente, **2)** la velocidad lineal del líquido continuo no es mayor que la del tubo descendente para evitar el arrastre excesivo, y **3)** se pueda entrar al interior de la torre por orificios en los lados, con el fin de efectuar su limpieza.

Transferencia de masa Las velocidades de transferencia de masa se pueden expresar en términos de las alturas totales de las unidades de transferencia, correlacionadas adecuadamente para cualquier torre y sistema, como en la figura 21-103. No se debe dar a la pendiente a la intersección de esas líneas ningún significado relacionado con alturas individuales de las unidades de transferencia para las fases separadas. Es evidente la ventaja que se obtiene al dispersar el líquido que fluye con la velocidad mayor, lo que da como resultado valores bajos para la abscisa de la figura 21-103 y, en consecuencia, alturas más bajas de las unidades de transferencia. Por el contrario, puesto que los platos se parecen y se comportan básicamente como etapas, el rendimiento se expresa con frecuencia en función de la eficiencia de etapa, ya sea en E_O global para toda la torre, o bien, de modo más satisfactorio, en eficiencias de Murphree para cada plato.

El sistema de la figura 21-103 es de alta tensión interfacial, por lo cual las alturas de las unidades de transferencia son relativamente elevadas con la eficiencia de etapa baja. Para sistemas de baja tensión

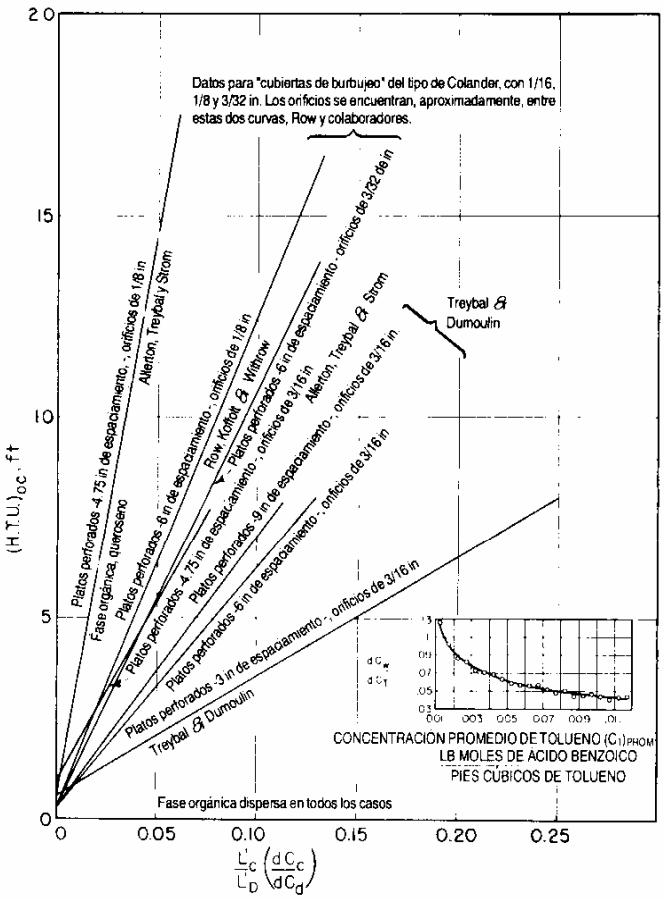


FIG. 21-103 Velocidades de extracción para columnas de platos de malla y platos de burbujeo modificados. Sistema: ácido benzoico-agua-tolueno, excepto cuando se indica otra cosa. Para convertir pies en metros, multiplíquese por 0.3048; para convertir pulgadas en centímetros, multipliquese por 2.54. [Allerton, Strom y Treybal, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **39**, 361 (1941); Row, Koffolt y Withrow, *ibid.*, **37**, 559 (1941); Treybal y Dumoulin, *Ind. Eng. Chem.*, **34**, 709 (1942).]

interfacial, se pueden mejorar mucho las eficiencias de etapa. En la tabla 21-37 se dan fuentes de datos de transferencia de masa.

Treybal [*Liquid Extraction*, 2a. ed., McGraw-Hill, New York, (1963)] demostró que se pueden obtener buenas estimaciones de la velocidad de extracción o la eficiencia de etapa, las velocidades de extracción para la formación de gotas, la elevación de gotas (calculando la retención de la fase dispersa y la velocidad de las gotas y considerando que la fase continua es, verticalmente, de concentración uniforme) y la coalescencia de gotas (véanse las subsecciones "Gotas simples sumergidas en líquidos inmiscibles" y "Torres de aspersión". Véase también, de Skelland y Cornish [*Can. J. Chem. Eng.*, **43**, 302 (1965)]. Específicamente, Angelo y Lightfoot [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **14**, 531 (1968)] lograron buenos resultados al aplicar la teoría de estiramiento superficial a la formación de gotas y su elevación, para las gotas oscilantes en un extractor de platos perforados. Zheleznyak y Brounshtein [*Zh. Prikl, Khim.*, **40**, 584, 689 (1967)] demostraron que, si la resistencia de transferencia de masa se encuentra dentro de la fase de gotas, la aproximación al equilibrio de esta fase producida por un extractor se relaciona simplemente con el acercamiento logrado en una sección.

TABLA 21-37 Datos de transferencia de masas para torres de platos perforados

Sistema	Diámetro de la torre, in	Espaciamiento de platos, in	Obras de consulta
Benceno ácido acético-agua	1.97	3.9-6.3	*t*
	1.97	3.2 6.3	*s*
	2.2	2.8-6.3	*r*
	1.6 × 3.2	5.9	*p*
Benceno-acetona-agua	3	4, 8	*m*
Benceno-ácido benzoico-agua	3	4	*m*
Benceno-ácido monocloracético-agua	1.97	3.9-6.3	*t*
Benceno-ácido propiónico-agua	1.97	3.2-6.3	*s*
Tetracloruro de carbono-ácido propiónico-agua	1.97	3.9-6.3	*t*
Acetato etílico ácido acético-agua	2	8-24	*j*
Éter etílico-ácido acético-agua	8.63	4-7.2	*n*
Gasolina-metiletilcetona-agua	3.75	4.5, 6	*k*
Queroseno acetona agua	3	4, 8	*m*
Queroseno-ácido benzoico-agua	3.63	4.75	*a*
Isopar H-alcohol bencílico, alcohol metilbencílico, acetofenona-agua	2 × 12	24	*b*
Metilisobutilcarbinol-ácido acético-agua	3	6	*l*
Metilisobutilcetona-ácido adípico-agua	4.18	6	*e*
Metilisobutilcetona-ácido butírico agua	4.8	6-23	*g*
Pegasol-ácido propiónico agua	4.8	6-11	*g*
Tolueno ácido benzoico-agua	8.75	6	*o*
	3.63	4.75	*a*
	3.56	3-9	*q*
	3	6	*l*
	2.72	9	*f*
	2	24	*j*
Tolueno-dietilamina-agua	4.18	6	*c, d*
2,2,4-trimetilpentano-metilcetilcetona agua	3.75	4.5, 6	*k*

a Allerton, Strom y Treybal, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **39**, 361 (1943).
b Angelo y Lightfoot, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **14**, 53 (1968).
c Garner, Ellis y Fosbury, *Trans. Inst. Chem. Eng.* (London), **31**, 348 (1953).
d Garner, Ellis y Hill, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **1**. 185 (1955).
e Garner, Ellis y Hill, *Trans. Inst. Chem. Eng.* (London), **34**, 223 (1956).
f Goldberger y Benenati, *Ind. Eng. Chem.*, **51**, 641 (1959).
g Krishnamurty y Rao, *Indian J. Technol.*, **5**, 205 (1967).
h Krishnamurty y Rao, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **7**, 166 (1968).
i Lodh y Rao, *Indian J. Technol.*, **4**, 163 (1966).
j Mayfield y Church, *Ind. Eng. Chem.*, **44**, 2253 (1952).
k Moulton y Walkey, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **40**, 695 (1944).
l Murali y Rao, *J. Chem. Eng. Data*, **7**, 468 (1962).
m Nandi y Ghosh, *J. Indian Chem. Soc. Ind. News Ed.*, **13**, 93, 103, 108 (1950).
n Pyle, Duffley y Colburn, *Ind. Eng. Chem.*, **42**, 1042 (1950).
o Row, Koffolt y Withrow, *Trans. Am. Inst. Chem. Eng.*, **37**, 559 (1941).
p Shirotsuka y Murakami, *Kagaku Kogaku*, **30**, 727 (1966).
q Treybal y Dumoulin, *Ind. Eng. Chem.*, **34**, 709 (1942).
r Ueyama y Koboyashi, *Bull. Univ. Osaka Prefect.*, **A7**, 113 (1959).
s Zheliznyak, *Zh. Prikl. Khim.*, **40**, 689 (1967).
t Zheliznyak y Brounshtein, *Zh. Prikl. Khim*, **40**, 584 (1967).
NOTA: Para convertir pulgadas en centímetros, multipliquese por 2.54.

Se ha descubierto que la expresión empírica que sigue (Treybal, *Liquid Extraction*, 2a. ed., McGraw-Hill, New York, 1963) representa razonablemente bien todos los datos disponibles, tomando en cuenta la gran variedad de circunstancias y la considerable dispersión en muchos de los datos originales:

$$E_O = \frac{89{,}500 Z_t^{0.5}}{\sigma g_c}\left(\frac{V_D}{V_C}\right)^{0.42} = \frac{0.9 Z_t^{0.5}}{\sigma'}\left(\frac{V_D}{V_C}\right)^{0.42} \qquad (21\text{-}77)$$

En esta ecuación, utilícense únicamente unidades usuales en Estados Unidos. Krishnamurty y Rao [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **7**, 166 (1968)] sugieren que se mejora la ecuación (21-77) si se multiplica el lado derecho por $0.1123/d_O^{0.35}$.

Dispositivos por gravedad con agitación mecánica Debido a las pequeñas diferencias habituales de densidad entre los líquidos que se ponen en contacto, la energía disponible mediante el contraflujo simple bajo la fuerza de la gravedad es insuficiente para dispersar un líquido en el otro y establecer niveles de turbulencia hasta el punto necesario para la transferencia rápida de masa, sobre todo para sistemas de elevada tensión interfacial. Se utiliza como ayuda la energía aplicada mecánicamente por medio de dispositivos agitadores, pulsaciones, etc. Los dispositivos de mayor importancia se verán más adelante, en orden de complejidad creciente del diseño.

Contactores de discos giratorios (RDC)

REFERENCIAS GENERALES: Logsdail, Thornton y Pratt, *Trans. Inst. Chem. Eng. (London)*, **35**, 301 (1957). Misek, *Collect. Czech. Commun.*, **28**, 426, 570, 1631 (1963); **32**, 4018 (1967) (in English); *Ratacni Diskove Extraktory a Jejich Vypocty*, SNTL, Prague, 1964. Onley *et al.*, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**, 252 (1962); **10**, 827 (1964). Reman *et al.*, U.S. Patent 2 601 674 (1952); *Chem. Eng. Prog.*, **51**, 141 (1955); **62**(9), 56 (1966); *Joint Symposium: Scaling-Up Chemical Plant and Processes*, London, 1957, p. 26.

Véase la figura 21-104. La torre se divide en compartimientos mediante desviadores horizontales, en forma de donas o anulares, y dentro de cada compartimiento se proporciona agitación mediante un disco horizontal giratorio, situado en posición central. Se conocen desde hace tiempo otros dispositivos prácticamente similares. En este caso, lo característico es que el disco giratorio es liso y plano, de un diámetro menor que el de la abertura en los desviadores estacionarios, lo cual facilita la fabricación y mejora aparentemente las velocidades de extracción. Las proporciones usuales son: diámetro de torre/diámetro de disco giratorio = 1.5 a 3; diámetro de torre/distancia entre discos = 2 a 8. Las proporciones generales pueden variar de un extremo de la torre al otro, para dar acomodo a los cambios de los volúmenes de líquidos y las propiedades físicas. Esas torres se han utilizado en diámetros que van de unas cuantas pulgadas para trabajos de laboratorio hasta 2.4 m (8 ft) de diámetro por 12.2 m (40 ft) de altura, para desasfaltar el petróleo. Otros servicios comerciales incluyen la extracción de furfural de aceites lubricantes, la desulfurización de la gasolina, la recuperación de fenol de las aguas de desecho y muchos otros.

Todavía no se ha establecido un procedimiento seguro de diseño para nuevos sistemas, sin necesidad de trabajos de laboratorio. Los datos disponibles indican que la capacidad de flujo aumenta con **1**) la menor velocidad del rotor, **2**) la disminución del diámetro de los discos giratorios, **3**) el aumento del diámetro de las aberturas en los desviado-

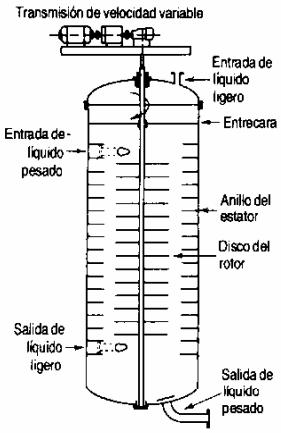


FIG. 21-104 Extractor de discos giratorios (RDC). (Por cortesía de *General American Transportation Corp.*)

res estacionarios, y **4**) el incremento de la altura de los compartimientos. Logsdail y colaboradores (*loc. cit.*) han propuesto que la velocidad de deslizamiento de la ecuación (21-61) en ausencia de transferencia de masa, se puede hacer igual que $V_K(1-\varphi_D)$, en donde V_K es una velocidad "característica" que puede relacionarse con las propiedades del líquido, la velocidad de la agitación y la geometría de la torre. Kung y Beckmann [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **7**, 319 (1961)] y Olney y colaboradores (*loc. cit.*) lo utilizaron también. Sin embargo, Misek (*loc. cit.*) logró resultados bastante apropiados al igualar la velocidad de desplazamiento a $V_K(1-\varphi_D)\exp[\varphi_D(z-4.1)]$, en donde z es un "coeficiente de coalescencia", que depende de las propiedades del líquido. Evidentemente, la transferencia de masa tiene efectos profundos debido a la coalescencia de las gotas. Se ha observado una variación de -15 a +200% en la velocidad de inundación, en la extracción de acetona del, y hacia el agua, respectivamente, con disolventes orgánicos. Véase también Kagan y colaboradores, *Izv. Vyssh. Uchebn. Zaved. Khim. Khim. Tekhnol.*, **9**, 836 (1966). Misek y Olney (*loc. cit.*) estudiaron la distribución de los tamaños de gotas que tienen una influencia importante sobre la dispersión axial en la fase dispersa.

El valor de HETS se hace menor con **1**) el aumento de la velocidad del rotor, pero pasa por un mínimo, **2**) el incremento del diámetro de los discos giratorios, **3**) la disminución del diámetro de las aberturas de los desviadores estacionarios, y **4**) la reducción de la altura de los compartimientos. Reman y Olney [*Chem. Eng. Prog.*, **51**, 141 (1955)] muestran una correlación de altura de etapas para dos tamaños de RDC con el sistema de agua-queroseno-butilamina, como en la figura 21-105. El hecho de que esas correlaciones no pueden ser generales se indica mediante los datos de esos autores para la extracción cáustica de gasolina, que producen curvas muy diferentes. Logsdail, Thornton y Pratt (*loc. cit.*) sugieren, provisionalmente, que los datos se pueden correlacionar por medio de

$$\frac{H_{tOC}}{V_C}\left(\frac{g^2\rho_C}{\mu_C}\right)^{1/3}\varphi_D = C\left[\frac{\mu_C g}{V_K^3(1-\varphi_D)^3\rho_C}\right]^{2\beta/3}\left(\frac{\Delta\rho}{\rho_C}\right)^{2(\beta-1)/3} \qquad (21\text{-}78)$$

y las constantes C y β se deben determinar para cada sistema. Para tolueno-agua-acetona, $\beta = 0.13$; para acetato butílico-agua-acetona, $\beta = 0.4$; en ambos casos, la transferencia se hizo del agua al disolvente orgánico. Para la transferencia en el sentido inverso, no se podría calcular V_K (véase antes).

Se han efectuado muchos estudios sobre el mezclado axial [Gel'perin *et al., Teor. Osn. Khim. Tekhnol.*, **1**, 666 (1967); Kagan *et al. Zh. Prikl, Khim.*, **39**, 88 (1966); Miyauchi *et al., Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **12**, 508 (1966); Stainthorp y Sudall, *Trans. Inst. Chem. Eng.*, (London), **42**, 198 (1964); Stemerding y Zuiderweg, *Chem. Ing. Tech.*, **35**, 844 (1963); y Strand *et al., Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**, 252 (1962)]. Reman [*Chem. Eng. Prog.*, **62**(9), 56 (1966)], recomienda para la fase continua, en columnas de 0.08 a 2.13 m (3 in a 7 ft) de diámetro,

$$E_C = 0.5Z_tV_C + 0.012d_tNZ_t(d_s/T)^2 \qquad (21\text{-}79)$$

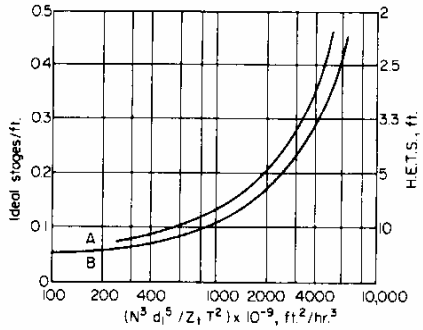


FIG. 21-105 Extracción en columnas RDC, agua, butilamina-queroseno (continua). $T = 0.33$ y 1.33 ft. Curva *A*: $V_D = 50.7$, $V_C = 78.9$ ft/h. Curva *B*: $V_D = 25.4$, $V_C = 78.9$ ft/h. Utilícense unidades usuales en Estados Unidos en las variables. [Datos de Reman y Olney, *Chem. Eng. Prog.*, **51**, 141 (1955).]

Para la fase dispersa no se han establecido relaciones firmes; pero con las velocidades elevadas del rotor, E_D puede ser de una a tres veces E_C. De todos modos, la mezcla axial para el líquido que fluye a la velocidad inferior se hace muy importante para las velocidades extremas de flujo (> 10).

Clerk (*Chem. Eng.*, Oct. 12, 1964, p. 232), proporciona costos.

Se han hecho varias modificaciones en el diseño. Entre las modificaciones de los rotores se encuentran la perforación de los discos [Krishnara *et al. Br. Chem. Eng.*, **12**, 719 (1967)] y platos de arco de soporte radial [Nakamura e Hiratsuka, *Kagaku Kogaku*, **30**, 1003 (1966)]. En Europa se ha hecho una modificación "asimétrica" en la que se tienen rotores excéntricos y una disposición de espacios de asentamiento para los líquidos entre dispersiones (Misek, *loc. cit.*).

Torre mezcladora Lightnin (Columna Oldshue-Rushton)

Referencias Generales: Bibaud y Treybal, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **12**, 472 (1966). Dykstra, Thompson y Clouse, *Ind. Eng. Chem.*, **50**, 161 (1958). Gustison, Treybal y Capps, *Chem. Eng. Prog.*, **58**, *Symp. Ser.* 39, 8 (1962). Gutoff, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **11**, 712 (1965). Oldshue y Rushton, *Chem. Eng. Prog.*, **48**, 297 (1952). Miyauchi *et al., Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **12**, 508 (1966).

Véase la figura 21-106. El extractor es una extensión del recipiente simple de mezclado con desviadores en una columna de etapas múltiples. Aunque se han hecho aplicaciones comerciales, escasean los datos al respecto y los que existen se limitan a torres de diámetro pequeño. Las proporciones que se prefieren son $Z_t = 0.5T$, $d_s > d_i$.

Para agua (continua) y tolueno o queroseno (disperso) en una torre con $T = 0.152$ m (0.5 ft), $Z_t = 0.082$ m (0.27 ft), $d_i = 0.051$ m (0.1667 ft), la retención de la fase dispersa la da la ecuación (21-66) con $V_S = V_K(1-\varphi_D)$ y la siguiente relación de Wong (Tesis M.Ch.E., University, New York 1963):

FIG. 21-106 Extract

$V_K\mu_C/\sigma g$

Para los mismos líq
(Bibaud y Treybal,

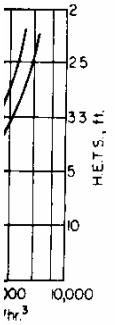
$E_C\varphi_C/V_CZ_t$

$\frac{d_t^2N}{E_D} = 0.393(10^$

Véase también Miy
mezcla axial en func
flujo de fase dispers
En la figura 21-10
(*loc. cit*), que dan un
ración estudiada. Se
las propiedades físic
de HETS mejora, au
más pequeñas en los
fícil (debido a la alta
dos en queroseno y
cit.) mostraron tambi
Gustison y colabora
cionar la eficiencia d
te de distribución, qu
la extracción de urani
de 0.152 a 0.305 m
suposición de que l
compartimiento mec
de volumen de líquid
lizar las mismas velo
brió que, para butila
velocidades de extra
de las fases se descr
con la correlación de
ño de gotas.

zclado axial [Gel'pe-
57); Kagan *et al. Zh.*
, Inst. Chem. Eng. J.,
t. Chem. Eng., (Lon-
Chem. Ing. Tech., **35,**
g. J., **8,** 252 (1962)].
omienda para la fase
ft) de diámetro,

$T)^2$ (21-79)



butilamina-queroseno
'8.9 ft/h. Curva *B*: V_D =
los Unidos en las varia-
41 (1955).]

nes firmes; pero con
: una a tres veces E_C.
: fluye a la velocidad
les extremas de flujo

orciona costos.

diseño. Entre las
la perforación de
12, 719 (1967)] y
Hiratsuka, *Kagaku*
cho una modifica-
excéntricos y una
los líquidos entre

r-Rushton)

Chem. Eng. J., **12,** 472
50, 161 (1958). Gus-
: 39, 8 (1962). Gutoff.
on, *Chem. Eng. Prog.*,
12, 508 (1966).

nsión del recipiente
na de etapas múlti-
es, escascan los da-
de diámetro peque-
f, $d_s > d_i$.

perso) en una torre
= 0.051 m (0.1667
n (21-66) con V_S =
I.Ch.E., University,

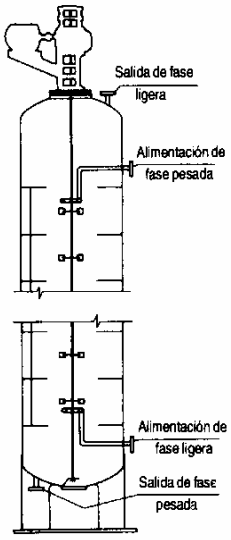


FIG. 21-106 Extractor Mixco (Oldshue-Rushton).

$$V_K\mu_C/\sigma g_c = 1.77(10^{-4})(g/d_i N^2)(\Delta\rho/\rho_C)^{0.9} \qquad (21\text{-}80)$$

Para los mismos líquidos, la mezcla axial se describe por medio de (Bibaud y Treybal, *loc. cit.*)

$$E_C\varphi_C/V_C Z_t = -0.1400 + 0.0268(d_t N\varphi_C/V_C) \qquad (21\text{-}81)$$

$$\frac{d_i^2 N}{E_D} = 0.393(10^{-8})\left(\frac{d_i^3 N^2\rho_C}{\sigma g_c}\right)^{1.54}\left(\frac{\rho_C}{\Delta\rho}\right)^{4.18}\left(\frac{d_i^2 N\rho_C}{\mu_C}\right)^{0.61} \qquad (21\text{-}82)$$

Véase también Miyauchi y colaboradores (*loc. cit.*), que expresan la mezcla axial en función del flujo interetapas. Para la fase continua, sin flujo de fase dispersa, véase Bibaud y Treybal, y Gutoff (*loc. cit.*).

En la figura 21-107 se presentan algunos datos de Oldshue y Rushton (*loc. cit*), que dan una velocidad óptima del agitador para cada configuración estudiada. Se podría esperar que la velocidad óptima variara con las propiedades físicas de los líquidos que se ponen en contacto. El valor de HETS mejora, aunque disminuye la capacidad debido a las aberturas más pequeñas en los desviadores estacionarios. En la extracción más difícil (debido a la alta tensión interfacial) de uranio entre disolventes diluidos en queroseno y soluciones acuosas, Dykstra y colaboradores (*loc. cit.*) mostraron también el desarrollo de una velocidad óptima de la hélice. Gustison y colaboradores (*loc. cit.*) descubrieron que es posible correlacionar la eficiencia de etapa con la razón de gastos (V_D/V_C) y el coeficiente de distribución, que varía considerablemente con la concentración en la extracción de uranio. También pudieron elevar en escala el rendimiento de 0.152 a 0.305 m (6 a 12 in) de diámetro, geométricamente, sobre la suposición de que la fase continua se mezclaba por completo en cada compartimiento mediante la aplicación de una potencia igual por unidad de volumen de líquidos tratado en la escala grande y la pequeña y al utilizar las mismas velocidades de flujo de masas. Bibaud (*loc. cit.*) descubrió que, para butilamina extraída de queroseno (disperso) en agua, las velocidades de extracción corregidas para la mezcla axial en cualquiera de las fases se describían suponiendo que las gotas eran esferas rígidas con la correlación de Thornton [*Ind. Chem.*, **39,** 298 (1963)] para el tamaño de gotas.

Nagata, Eguchi y colaboradores [*Chem. Eng. (Japan)*, **17,** 20 (1953); **20,** 2 (1956); *Mem. Fac. Eng. Kyoto Univ.*, **19,** 102 (1957); *Kagaku Kogaku*, **22,** 483 (1958)] estudiaron un diseño que, hasta cierto punto, estaba correlacionado. Esta columna se caracteriza por las aberturas relativamente pequeñas y separadas entre compartimientos para el paso de líquidos y la ubicación excéntrica del eje de la hélice. En una columna de planta piloto, $T = 0.3$ m (0.983 ft), se extrajo fenol de agua [$V_C = 11.6$ m/h (38.1 ft/h)] en benceno [$V_D = 6.4$ m/h (21 ft/h)] con una eficiencia de etapas de 0.618.

Torres de extracción de Scheibel En el diseño original de la torre de Scheibel [*Chem. Eng. Prog.*, **44,** 681, 771 (1948); U.S. Patent 2 493 265 (1950)] se utilizan secciones empacadas de malla tejida en la torre para favorecer la coalescencia con un impulsor o hélice colocado en el centro, entre las secciones empacadas, para el rompimiento de las gotas. Scheibel y Karr [*Ind. Chem. Eng.*, **42,** 1048 (1950)] presentaron datos sobre una columna con 0.305 m (1 ft) de diámetro, de este diseño (Fig. 21-109) para los sistemas en los que es difícil la extracción debido a la alta tensión de la entrecara, o fácil a causa de la baja tensión interfacial. Excelentes valores de HETS se obtuvieron con diversas condiciones. Las cargas bajas y las razones de velocidades de flujo considerablemente diferentes a la unidad requieren agitadores de alta velocidad para obtener mejores resultados; tanto la dirección de la extracción como la fase que fue dispersada, afectan las velocidades. También se utilizaron los líquidos que aparecen en la figura 21-109, en las pruebas que incluyen exclusivamente las secciones de mezclado (véase "Características de operación de recipientes agitados mecánicamente"). Honekamp y Burkhart [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **1,** 176 (1962)] descubrieron cambios muy pequeños en el diámetro de la gota, que ocurren dentro de la malla de alambre trenzado, y midieron las velocidades de extracción en la zona de la malla, para un sistema.

En un segundo diseño de la torre de Scheibel [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2,** 74 (1956); U.S. Patent 2 850 362, 1958] se reduce el valor de HETS, lo que permite un escalamiento más directo. Las hélices están rodeadas por desviadores estacionarios con pestaña para dirigir el flujo de gotitas a medida que son descargadas de las puntas de las hélices. Los datos tomados de una torre de 0.305 m (1 ft) de diámetro aparecen en la figura 21-111 y se correlacionan en términos de la potencia apli-

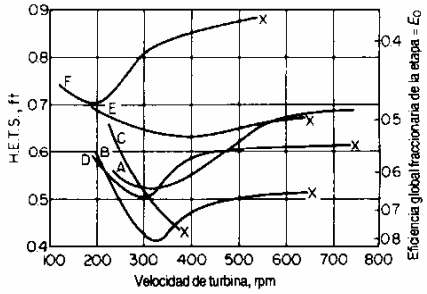


FIG. 21-107 Extracción en columnas Mixco, metilisobutil cetona-ácido acético-agua (continua). $T = 0.5$ ft, $Z_t = 0.333$ ft, *X* = condición de inundación. Para convertir pies a metros, multipliquese por 0.3048; para convertir pies por hora en metros por hora, multipliquese por 0.3048.

Curva	d_i, ft	d_S, ft	V_D, ft/h	V_C, ft/h
A	0.1667	0.1775	15.2	7.1
B	0.1667	0.1775	26.8	12.8
C	0.1667	0.1775	26.8	18.6
D	0.1667	0.270	38.2	17.7
E	0.1667	0.270	26.8	12.8
F	0.250	0.270	15.2	7.1

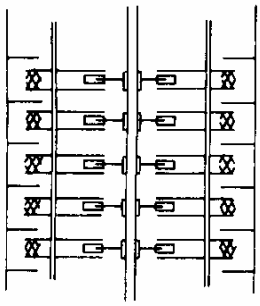


FIG. 21-108 Segundo extractor de Scheibel, con placas desviadoras horizontales y sin empaque de malla de alambre entre etapas. [Reproducido con autorización de *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2**, 74 (1956).]

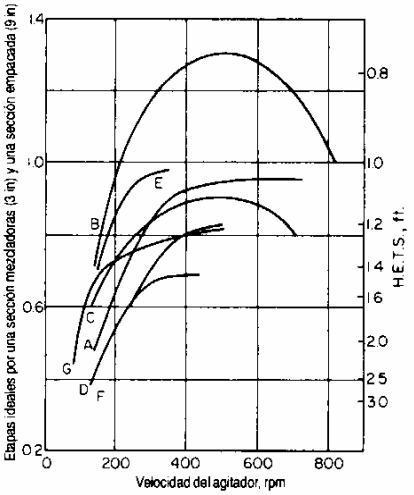


FIG. 21-109 Extracción en la primera columna Scheibel. $T = 0.94$ ft, $d_i = 0.333$ ft, altura de la sección mezcladora = 3 in, altura de la sección empacada = 9 in. Para convertir pulgadas en centímetros, multipliquese por 2.54; para convertir pies en metros, multipliquese por 0.3048; y para convertir pies por hora en metros por hora, multipliquese por 0.3048. [Datos de Scheibel y Karr, *Ind. Eng. Chem.*, **42**, 1048 (1950).]

Curva	Sistema	V_D, ft/h	V_C, ft/h
A	**MIBK** (C)-agua(**D,E**)-ácido acético	41.7	41.7
	MIBK (D)-agua(**C,E**)-ácido acético		
B	**MIBK** (**C,E**)-agua(**D**)-ácido acético	41.7	41.7
C	**MIBK** (C)-agua(**D,E**)-ácido acético	23.2	23.2
	MIBK (**C,E**)-agua(**D**)-ácido acético		
	MIBK (D)-agua(**C,E**)-ácido acético		
D	*o*-Xyleno(**D**)-agua(**C,E**)-acetona	25.9	17.3
E	*o*-Xyleno(**D,E**)-agua(**C**)-acetona	22.1	21.2
F	*o*-Xyleno(**C**)-agua(**E,E**)-acetona	25.9	17.3
G	*o*-Xyleno(**C,E**)-agua(**D**)-acetona	21.1	22.1

MIBK = methyl isobutyl ketone; C = continua; D = disperso; E = extractant.

cada por unidad de volumen de líquido manejado por compartimiento. Para la hélice utilizada, el número de potencia con números de Reynolds turbulentos es $N_{Po} = 1.85$; los datos demuestran que, a pesar de que el empaque en secciones alternadas puede incrementar las velocidades de transferencia de masa, disminuye la capacidad de flujo. Para muchos sistemas industriales, las mallas trenzadas no se utilizan debido a la suciedad (véase la Fig. 21-108); en la actualidad, están en servicio torres hasta de 2.13 m (7 ft). En un tercer diseño de Scheibel (U.S. Patent 3 389 970, 1968) se utilizan hélices más cerradas junto con desviadores horizontales dentro de la torre.

Torre de Kühni En las torres de extracción diseñadas en Kühni [véase, Mögli y Bühlmann en Lo, Baird y Hanson (eds.) *Handbook of Solvent Extraction*, Wiley-Interscience, New York, 1983, Sec. 13.5], se utilizan hélices con pestaña, instaladas cerca, sobre un eje central en la torre (véase la Fig. 21-110). El diámetro de la gotita se puede controlar mediante la velocidad y el diámetro de la hélice, en tanto que la velocidad de circulación se puede controlar con el diseño del ancho de la hélice. Por medio de una placa perforada entre cada etapa se puede controlar la retención de las gotitas mediante el porcentaje de área abierta en la placa.

Torre de Treybal Treybal [U.S. Patent 3 325 255, (1967); *Chem. Eng. Prog.*, **60**,(5), 77 (1964)] adaptó un mezclador-sedimentador de cascada en forma de columna, de modo que se permite que los líquidos se asienten completamente entre etapas.

Torre con placas reciprocantes de Karr El extractor de placas recíprocas desarrollado por Karr [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **5**, 446 (1959)], es una torre agitada mecánicamente en la que se utilizan platos de flujo doble, con 50 a 60% de área abierta, montados sobre un eje central y reciprocados verticalmente (Fig. 21-112). Una longitud característica de la carrera es de 2.54 cm (1 in), con una velocidad de 10 a 400 golpes por minuto y un espacio entre platos de 5 a 15 cm (2 a 6 in). Las relaciones de escalamiento de Karr [*Sep. Sci. Technol.*, **15**(4), 877 (1980)] demuestran que el valor de HETS se incrementa con el diámetro de la

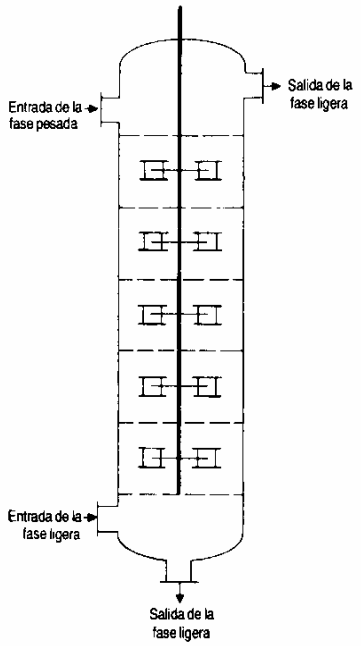


FIG. 21-110 Torre de Kühni.

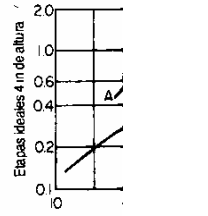


FIG. 21-111 Extracci
ft, altura de la sección e
cense unidades usuales
Am. Inst. Chem. Eng. J.

Curva	
*A, B**	
*C**	
D†	

*Mezcla alternada y
†Se omite el empaqu
sección.

torre elevado a una p
nas de laboratorio d
para el escalamiento
de diámetro. Se logr
diante la carga total
dividida entre el HE

Columnas pulsa
tenido líquido un m
ha descubierto que l
las velocidades de
(U.S. Patent 2 011 1
reducir la altura de l
ciones sólidas, y pue
agitación que no req
con líquidos muy co
lizado mucho las col
las soluciones proc
muy pocas excepcio
a este campo. Hay
ordinarios (de asper
ciones, y 2) un discñ
son muy diferentes.

Dispositivos puls
espacio que contien
de movimiento alter
ción. Esta configura
rrosivo puede estar
nes demasiado rápic
líquidos orgánicos v
sador puede ser de
de protección, las b
tubería de transferer
la cavitación. En *b*,
utiliza una pulsació
Ser. **13**, 39 (1954);
líquidos corrosivos
elimina el problema
sibilidad del gas, se
te para lograr los m
Knight [*Ind. Eng.*
(1968)]. Para pulsa
[*Proc. Am. Inst. Ch*

por compartimiento.
on números de Rey-
stran que, a pesar de
crementar las veloci-
acidad de flujo. Para
as no se utilizan debi-
palidad, están en ser-
eño de Scheibel (U.S.
radas junto con des-

adas en Kühni [véase,
Handbook of Solvent
Sec. 13.5], se utilizan
entral en la torre (véa-
controlar mediante la
velocidad de circula-
a hélice. Por medio de
olar la retención de las
placa.

255, (1967); *Chem.*
dor-sedimentador de
mite que los líquidos

ractor de placas recí-
g. J., **5**, 446 (1959)],
tilizan platos de flujo
obre un eje central y
ngitud característica
ad de 10 a 400 golpes
n (2 a 6 in). Las rela-
l., **15**(4), 877 (1980)]
con el diámetro de la

Salida de la
fase ligera

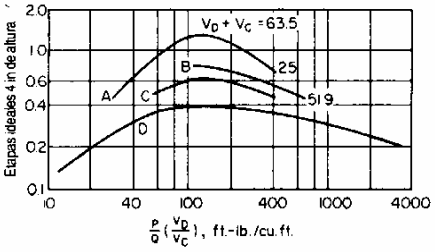


FIG. 21-111 Extracción en la segunda columna Scheibel. $T = 0.94$ ft; $d_i = 0.333$ ft, altura de la sección empacada = altura de la sección mezcladora = 2 in. Utilícense unidades usuales en Estados Unidos en las variables. [Datos de Scheibel, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2**, 74 (1956).]

Curva	Sistema
A, *B**	Metilisobutilcetona-agua-ácido acético
*C**	*o*-Xileno-agua-ácido acético
D†	*o*-Xileno-agua-fenol
	Metilisobutilcetona-agua-ácido acético
	o-Xileno-agua-ácido acético

*Mezcla alternada y secciones empacadas

†Se omite el empaque. Agitadores en secciones alternadas y también en toda sección.

torre elevado a una potencia de 0.38, en el caso más difícil. Las columnas de laboratorio de 2.54 y 5.08 cm (1 y 2 in) de diámetro se utilizan para el escalamiento de torres tan grandes como 0.9 a 1.2 m (3 a 4 ft) de diámetro. Se logra una alta eficiencia volumétrica al medirla mediante la carga total volumétrica por área de la sección transversal, dividida entre el HETS.

Columnas pulsadas Son extractores en los cuales se aplica al contenido líquido un movimiento rápido de vaivén de poca amplitud. Se ha descubierto que la agitación producida de ese modo hace mejorar las velocidades de extracción. El principio es original de van Dijck (U.S. Patent 2 011 186, 1935). Puesto que se necesitaba agitación para reducir la altura de las torres y, en consecuencia, los gastos en protecciones sólidas, y puesto que las pulsaciones proporcionan un medio de agitación que no requiere piezas móviles, cojinetes, etc., en contacto con líquidos muy corrosivos y peligrosamente radiactivos, se han utilizado mucho las columnas pulsadas para extraer y separar metales de las soluciones procedentes de operaciones de energía atómica. Con muy pocas excepciones, las aplicaciones parecen limitarse hasta ahora a este campo. Hay dos tipos principales de columnas: **1)** extractores ordinarios (de aspersión, empacados, etc.) a los que se aplican pulsaciones, y **2)** un diseño de platos de tamiz especiales. Sus características son muy diferentes.

Dispositivos pulsantes Véase la figura 21-113. En *a*, se conecta al espacio que contiene la fase continua, una bomba de pistón o émbolo de movimiento alterno, de la cual se han retirado las válvulas de retención. Esta configuración tiene las desventajas de que **1)** el líquido corrosivo puede estar en contacto directo con el pistón y **2)** las pulsaciones demasiado rápidas pueden provocar cavitación, sobre todo con los líquidos orgánicos volátiles. La tubería que conecta la columna al pulsador puede ser de cualquier longitud para pasar por los dispositivos de protección, las barreras, etc.; pero las altas caídas de presión en la tubería de transferencia son factores que aumentan las dificultades de la cavitación. En *b*, en la figura, se muestra otra configuración que utiliza una pulsación de aire [Thornton, *Chem. Eng. Prog.*, **50**, *Symp. Ser.* **13**, 39 (1954); U.S. Patent 2 818 324, 1957)]. Esto evita que los líquidos corrosivos entren en contacto con el dispositivo pulsador y elimina el problema de la cavitación; sin embargo, debido a la compresibilidad del gas, se requiere una mayor aplicación de potencia pulsante para lograr los mismos resultados. Sobre el diseño, véase Week y Knight [*Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **6**, 480 (1967); **7**, 156 (1968)]. Para pulsaciones a la frecuencia natural de la columna, Baird [*Proc. Am. Inst. Chem. Eng.-Inst. Chem. Eng. Joint Meeting*, London,

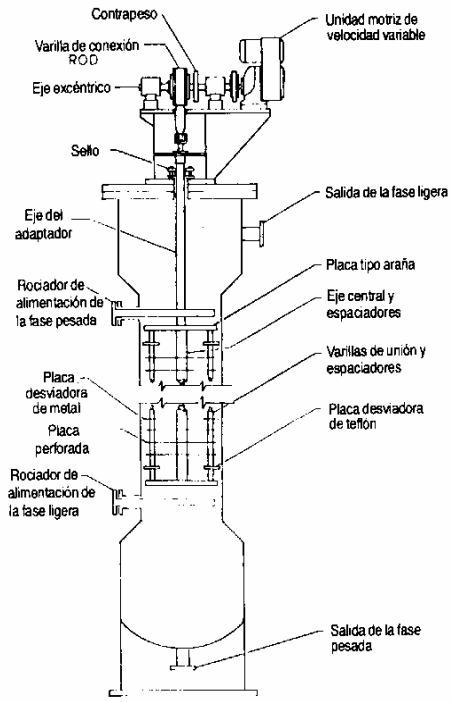


FIG. 21-112 Arreglo esquemático de la columna de platos reciprocantes de 900 mm (36 in). (*Cortesía de Chem-Pro Corp.*)

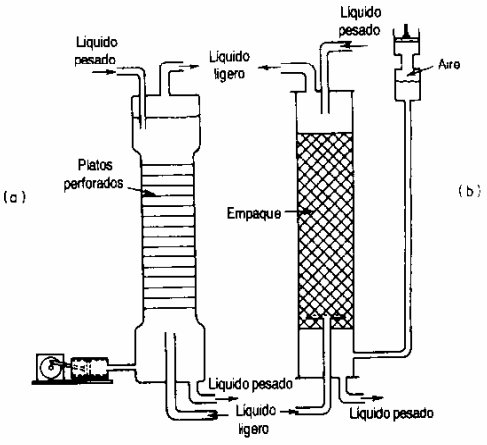


FIG. 21-113 Columnas pulsadas: *a*) Columna de platos perforados con generador de pulsaciones de bombeo. *b*) Columna con pulsador de aire.

1965(6), 53] conectó el espacio de líquido a un volumen de gas que actúa como muelle. Pueden flexionarse mecánicamente o por medio de un transductor electromagnético, fuelles flexibles o diafragmas de caucho reforzado, plástico o metal en contacto con los líquidos (Thornton, *loc. cit.*). Si estos fuelles o diafragmas se activan hidráulicamente, pueden tener una vida de hasta 30 000 000 de ciclos o más [Jealous y Johnson, *Ind. Eng. Chem.*, **47**, 1159 (1955)]. Con mecanismos apropiados de leva, son posibles pulsaciones cuyas características de amplitud y tiempo aparecen en forma de ondas senoidales, cuadradas o en dientes de sierra.

La presión en el dispositivo pulsador y las condiciones para la cavitación y el "ariete hidráulico" pueden estimarse por los métodos de Williams y Little [*Trans. Inst. Chem. Eng.* (London), **32**, 174 (1954)], a condición de que se conozcan las características de caídas de presión de los elementos internos de la torre. Jealous y Johnson (*loc. cit.*) lograron calcular en forma adecuada la potencia necesaria para las pulsaciones. Puesto que las necesidades de potencia son alternas, se recomienda el empleo de un volante en el mecanismo pulsador como reserva de energía, como un medio para reducir los requisitos de potencia. Por el contrario, se podrían aplicar pulsaciones a dos columnas, 180 grados fuera de fase, con un generador de pulsaciones (Griffith, Jasney y Tupper, U.S. *AEC*, **AECD-3440**, (1952). Irvine (U.S. *AEC* **ORNL-2377**, 1957) diseñó una bomba pulsante para utilizar parte de la energía del pulsador. Pueden pulsarse columnas concatenadas (largos extractores construidos como varias columnas cortas, con líquidos que van de una a otra estrictamente en contracorriente) mediante un generador simple de pulsaciones, puesto que así se requiere menos energía, debido a la carga estática reducida [Jealous y Lieberman, *Chem. Eng. Prog.*, **52**, 366 (1956)].

Para describir la acción pulsante se suelen utilizar los términos que siguen: **frecuencia** es la velocidad de aplicación de la acción pulsante, ciclos/tiempo. **Amplitud** es la distancia lineal entre posiciones extremas del líquido en la columna (no en el pulsador), producida por las pulsaciones. **Volumen pulsado** = amplitud X frecuencia X área de corte transversal de columna = gasto volumétrico de movimiento del líquido, expresado como volumen/tiempo o volumen/(tiempo)(área).

Columnas pulsadas de aspersión Billerbeck *et al.* [*Ind. Eng. Chem.*, **48**, 183 (1956)] aplicaron pulsaciones a una columna de laboratorio de 3.8 cm (1.5 in) de diámetro. Con una amplitud de pulsaciones de 1.11 cm ($^7/_{16}$ in), las velocidades de transferencia de masa mejoraron ligeramente al aumentar la frecuencia hasta 400 ciclos/min; pero el efecto fue relativamente pequeño. Shirotsuka [*Kagaku Kogaku*, **22**, 687 (1958)] proporciona datos adicionales. No se cree que haya aplicaciones comerciales.

Columnas pulsadas empacadas Puede utilizarse cualquiera de los empaques comunes, aunque los empaques aleatorios tienden a orientarse con las pulsaciones, lo cual puede producir una canalización. Por esta razón, Thornton [*Chem. Eng. Prog.*, **50**, *Symp. Ser.* **13**, 39 (1954); *Br. Chem. Eng.*, **3**, 247 (1958)] recomienda empaques fijos hechos con placas de metal dilatado y corrugado. El empaque de polietileno, que no se humedece con las soluciones acuosas, proporciona mayores capacidades de flujo y velocidades de transferencia de masa que los empaques de cerámica (mojados) [Jackson, Holman y Grove, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **8**, 659 (1952)]. Las pulsaciones reducen el tamaño de las gotitas de la fase dispersa, aumentan la retención e incrementan el área interfacial para la transferencia de masa. Hay mayor tendencia a la emulsificación y se reduce el rendimiento al máximo, pero el valor de HETS disminuye considerablemente, debido a las pulsaciones. Pueden aplicarse pulsaciones a torres empacadas existentes, no pulsadas, con ventajas de transferencia de masa, a condición de no sobrepasar los gastos limitadores.

En la figura 21-114 se presentan los resultados típicos que pueden obtenerse, aunque no se han establecido generalizaciones para estimar las velocidades de transferencia de masa a falta de experimentos. Para datos adicionales al respecto, véanse Crico [*Genie Chim.*, **73**, 57 (1955)]; Feich y Anderson [*Ind. Eng. Chem.*, **44**, 404 (1952)]; Karpacheva *et al.* [*Khim. Masinostr.*, **1959**(3), 6; **1960**(2), 13; *Khim. Prom*, **1960**, 469]; Honda *et al.* [*Kagaku Kikai*, **21**, 645 (1957); *Kagaku Kogaku*, **22**, 97 (1958)]; Oyama y Yamaguchi [*Kagaku, Kogaku*, **22**, 668 (1958)]; Potnis *et al.* [*Ind. Eng. Chem.*, **51**, 645 (1959)]; Widmer [*Chem. Ing. Tech.*, **39**, 900 (1967)]; Worall y Thwaites [*Br. Chem. Eng.*, **10**, 158 (1965)]; Ziolkowski y Naumowicz [*Chem. Stosow.*, **2**, 457 (1958); **3**, 475 (1959); **5**, 363 (1961)].

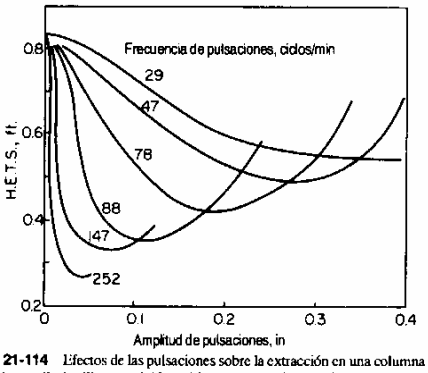


FIG. 21-114 Efectos de las pulsaciones sobre la extracción en una columna empacada; metilisobutilcetona-ácido acético-agua (continua). Diámetro de la torre = 1.58 in, 27 in de profundidad de anillos Raschig de $^1/_4$ in. $V_D = V_C = 7.5$ a 10. Para convertir pulgadas en centímetros, multiplíquese por 2.54. [Datos de Chantry von Berg y Wiegandt, *Ind. Eng. Chem.* **47**, 1153 (1955), *con autorización.*]

Goldberger y Benenati [*Ind. Eng. Chem.*, **51**, 641 (1959)] aplicaron pulsaciones a una pequeña columna de platos perforados de diseño ordinario y obtuvieron una mejora notable de las velocidades de transferencia de masa.

Columnas de platos perforados con pulsaciones La configuración estándar (véase la Fig. 21-113*a*) consiste en una torre equipada con platos horizontales perforados que ocupan toda la sección transversal de la columna. No hay *tubos descendentes* como en las columnas ordinarias de platos de malla. En las configuraciones usuales se utilizan perforaciones de 0.32 cm ($^1/_8$ in) de diámetro, suficientes para proporcionar de 20 a 25% de espacio libre, con un espaciamiento de platos de 5.08 cm (2 in), amplitudes de pulsación en la gama de 0.64 a 2.5 cm (0.25 a 1 in) y frecuencias de 100 a 250 ciclos/min; aunque las características de la pulsación dependerán del sistema y los gastos que se consideran. Los platos son habitualmente metálicos; pero Sobotik e Himmelblau [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **6**, 619 (1960)] indican que para ciertos servicios, pueden ser más convenientes los platos no humedecidos por el agua (de polietileno).

Sege y Woodfield [*Chem. Eng. Prog.*, **50**, *Symp. Ser.* **13**, 179 (1954)] proporcionan una buena descripción de las características de operación. Véase la figura 21-115. Puesto que, en muchos casos, las perforaciones son demasiado pequeñas para permitir el flujo, debido a la tensión interfacial de los líquidos, el volumen pulsado total se debe aproximar, por lo común, al gasto volumétrico de flujo de los líquidos. Edwards y Beyer (*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2**, 148 (1956) demostraron que se pueden obtener gastos ligeramente más altos que $V_D + V_C =$

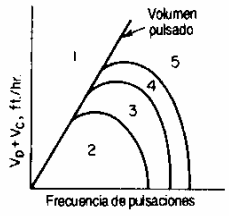


FIG. 21-115 Características de columna con pulsaciones [Sege y Woodfield, *Chem. Eng. Prog.*, **50**, *Symp. Ser.*, **13**, 179 (1954).]

volumen pulsado. En
debido a que el volu
cen capas discretas
calma del ciclo de pu
ga al líquido ligero a
elevan al plato supe
pesado se comporta
cidades de transfere
poco cambio de la d
siste una dispersión
gión proporciona las
región 4 se caracteri
grandes e inversion
cal). Las velocidade
cional de frecuenci
emulsificación (reg
sino gradual y contin
Ann. Combust. Liq.
tes de estos fenóme

La cantidad de p
mente grande. Pues
casi sólo a procesos
senta aquí una lista

Inundación y retenc
AEC **ORNL-3890**, 19
Chem., **51**, 1005 (195
Gel'perin *et al.* [*Khim.*
Chem. Eng., (London)
Mezclado longitudi
Eng. Chem. Process. I
29010, 1953); Miyauc
Kogaku, **30**, 895 (196
Velocidades de tran
51, 1005 (1959); *Ind.*
bica [*Chem. Stosow. S*

Circulación con
lumnas de platos pe
mente bien para est
positivos. [Cannon
et al., *Chem. Eng. P*
Chem. Process Des
binson y Engel, *In*
Eng. Chem. Proce
mediante la secuen
la fase ligera, durar
coalescencia, duran
de flujo de la fase pe
repetición del perio
mayor capacidad de
malla) y la eficienci
el efecto de 2*N* etap
la retención total de

Extractores cen
a contracorriente d
plazar e increment
máquinas centrífug

TABLA 21-38

Número de modelo	Anch
A-1	16
B-10	55.
D-18	76
D-36	94
E-48	113

**Por Cortesía de*
para convertir caball

volumen pulsado. En la región 1 de la figura, la columna está inundada, debido a que el volumen pulsado es insuficiente. En la región 2 aparecen capas discretas de líquidos entre los platos, durante la porción en calma del ciclo de pulsación. Durante la pulsación ascendente, se obliga al líquido ligero a pasar por las perforaciones y forma gotas que se elevan al plato superior. Durante la pulsación descendente, el líquido pesado se comporta de modo similar. El flujo es estable, pero las velocidades de transferencia de masa suelen ser bajas. En la región 3 hay poco cambio de la dispersión de fase en el ciclo de pulsaciones y persiste una dispersión bastante uniforme de gotitas pequeñas. Esta región proporciona las mejores velocidades de transferencia de masa. La región 4 se caracteriza por la coalescencia irregular en gotas bastante grandes e inversiones periódicas de la fase continua (inundación local). Las velocidades de extracción suelen ser bajas. El aumento adicional de frecuencia da como resultado una inundación, debido a la emulsificación (región 5). La transición entre regiones no es brusca, sino gradual y continua. Defives, Durandet y Gladel [*Rev. Inst. Fr. Pet. Ann. Combust. Liq.* **11,** 231 (1956)] proporcionan fotografías excelentes de estos fenómenos.

La cantidad de publicaciones a este respecto es desacostumbradamente grande. Puesto que la aplicación de estos extractores se limita casi sólo a procesos relacionados con la energía atómica, sólo se presenta aquí una lista breve de fuentes de datos.

Inundación y retención de la fase dispersa Groenier, McAllister y Ryon [*U.S. AEC* **ORNL-3890,** 1966; *Chem. Eng. Sci.*, **22,** 931 (1967)]; Babb *et al.* [*Ind. Eng. Chem.*, **51,** 1005 (1959); *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **2,** 38 (1963)]; Gel'perin *et al.* [*Khim. Prom.*, **42,** 607 (1966)]; Thornton y Logsdail [*Trans. Inst. Chem. Eng.*, (London), **35,** 316, 331 (1957)].

Mezclado longitudinal Babb *et al.* [*Ind. Eng. Chem.*, **51,** 1011 (1959); *Ind. Eng. Chem. Process. Des. Dev.*, **3,** 210 (1964)]; Burger y Swift (*U.S. AEC* **HW-29010,** 1953); Miyauchi *et al.*, [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **11,** 395 (1965); *Kagaku Kogaku*, **30,** 895 (1966)]; Otake y Komasawa [*ibid.*, **32**(6), 19 (1968)].

Velocidades de transferencia de masa. Smoot, Mar y Babb [*Ind. Eng. Chem.*, **51,** 1005 (1959); *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, **1,** 93 (1962), y Zwolkowski y Kubica [*Chem. Stosow. Ser.* **B2,** 392 (1965)].

Circulación controlada El carácter compartimentado de las columnas de platos perforados, que se indicó antes, se presta particularmente bien para esta técnica que, sin embargo, no se limita a esos dispositivos. [Cannon, *Oil Gas J.*, **51,** 268 (1952); **55,** 68 (1956); Szabo *et al.*, *Chem. Eng. Prog.*, **60**(1), 66 (1964); Belter y Speaker, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **6,** 36 (1967); Horn, *ibid*, **6,** 30 (1967); Robinson y Engel, *Ind. Eng. Chem.*, **59**(3), 22 (1967); y Lövland, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **7,** 65 (1968)]. Un ciclo se completa mediante la secuencia de eventos que sigue: **1**) un periodo de flujo de la fase ligera, durante el cual no fluye la fase pesada; **2**) un periodo de coalescencia, durante el cual no fluye ninguna de las fases; **3**) un periodo de flujo de la fase pesada, durante el cual no fluye la fase ligera, y **4**) una repetición del periodo de coalescencia. El resultado neto puede ser una mayor capacidad de flujo (en el caso de columnas pulsadas de platos de malla) y la eficiencia mejorada de etapas, de modo que se puede obtener el efecto de 2*N* etapas con una columna de *N* etapas, a condición de que la retención total de cada fase se desplace durante cada ciclo.

Extractores centrífugos La fuerza de gravedad para la circulación a contracorriente de líquidos de densidades diferentes se puede reemplazar e incrementar hasta varios miles de veces, si así se desea, con máquinas centrífugas. Estas últimas resultan especialmente útiles para manejar líquidos de baja diferencia de densidad y los que tienen tendencia a formar emulsiones.

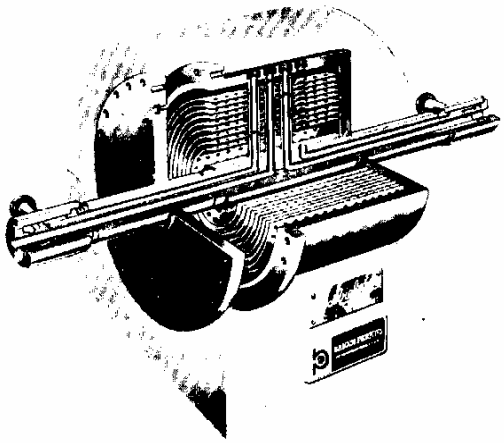


FIG. 21-116 Extractor centrífugo de Podbielniak. (*Por cortesía de Baker Perkins, Inc.*)

Extractor Podbielniak (Podbielniak, U.S. Patent 2 044 996, 1935, y otras patentes). Es el tipo más importante del grupo. Véase la figura 21-116. La rotación tiene lugar sobre un eje horizontal. El cuerpo del extractor es un tambor cilíndrico que contiene cilindros perforados concéntricos. Los líquidos se introducen por el eje giratorio con la ayuda de sellos mecánicos especiales; el líquido ligero se conduce por el interior hacia la periferia del tambor y el pesado hacia el eje del tambor. La rotación rápida (hasta varios miles de rpm, según el tamaño) provoca un contraflujo radial de los líquidos, que se sacan a continuación por el eje. Entre los materiales de construcción se incluyen acero, acero inoxidable, Hastelloy y otras aleaciones resistentes a la corrosión. Las máquinas se distinguen, sobre todo, por la retención extremadamente baja de líquido por etapa y esto condujo a su empleo intenso para la extracción de antibióticos, como la penicilina, donde la extracción de etapas múltiples y la separación de fases se deben hacer con rapidez para evitar la destrucción química del producto, en las condiciones de extracción. Se han utilizado mucho en todas las fases de producción de artículos farmacéuticos y se emplean cada vez más en otros campos: procesamiento del petróleo, refinación con disolventes y tratamientos con ácidos, desfenolización de las aguas de desperdicio, extracción de uranio a partir de licores de lixiviación de minerales y en trabajos de clarificación y separación de fases. Véanse Kaiser, *Sewage Ind. Wastes*, **27,** 311 (1955); Podbielniak, Gavin y Kaiser, *J. Am. Oil Chem. Soc.*, **36,** 238 (1959); Doyle y Rauch, *Pet. Eng.*, **27**(5), C-49 (1955); Anderson y Lau, *Chem. Eng. Prog.*, **51,** 507 (1955); Todd y Podbielniak, *ibid.*, **61**(5), 69 (1965); y Todd, *ibid.*, **62**(8). 119 (1966). En la última obra se dan datos sobre el retromezclado entre etapas. En la tabla 21-38 se dan algunas características de las máquinas.

TABLA 21-38 Extractores centrífugos de Podbielniak*

Número de modelo	Dimensiones generales, in			Peso total, lb	Caballos de fuerza		Capacidad de flujo, gal/min	
	Anchura	Altura	Longitud (incluyendo transmisión)		Conectado	Continuo	Extracción en etapas múltiples	Neutralización, tratamiento con ácido, extracción de caldos de fermentación
A-1	16	12	30	150	3.0	2.5	1.0	0.5
B-10	55.5	33	67.5	2,700	7.5	6.7	30	30
D-18	76	45	85	8,600	15	10	150	75
D-36	94	45	85	10,250	25	15	300	150
E-48	113	59	107	21,500	40	22	500	300

* *Por Cortesía de Baker Perkins, Inc.* Para convertir pulgadas en centímetros, multipliquese por 2.54; para convertir libras en kilogramos, multipliquese por 0.454; para convertir caballos de fuerza en kilowatts, multipliquese por 0.746; y para convertir galones por minuto en metros cúbicos por hora, multipliquese por 0.227.

Con un modelo de laboratorio [de 0.55 m (18 in) de diámetro, 5.08 cm (2 in) de anchura y 18 cilindros concéntricos, ranurados a intervalos de 180°), Barson y Beyer [*Chem. Eng. Prog.*, **49**, 243 (1953)] obtuvieron de dos a ocho etapas ideales con alcohol isoamílico-ácido bórico-agua a 5000 rpm. El número de etapas aumentó con la razón de flujos del líquido ligero al pesado; pero con una posición variable de la entrecara y, en consecuencia, una fracción variable de la máquina para el líquido ligero disperso. A una velocidad constante de flujo, el número de etapas era esencialmente independiente de la velocidad de rotación. Jacobson y Beyer [*Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **2**, 283 (1956) obtuvieron, aproximadamente, los mismos resultados. De modo similar, Alexandre y Gentilini [*Rev. Inst. Fr. Pet. Ann. Combust. Liq.*, **11**, 389 (1956)] obtuvieron cinco etapas ideales con benceno-ácido acético-agua y de 3.4 a 12.5 etapas ideales con metiliso-butilcetona-ácido acético-agua. Anderson y Lau [*Chem. Eng. Prog.*, **51**, 507 (1955)] describieron un modelo que manejaba de 10 a 15% de sólidos suspendidos en los líquidos e informaron de una fracción a dos etapas ideales al extraer penicilina y cloromicetina, con una velocidad total de flujo de 7.04 a 8.71 m^3/h (1860 a 2300 gal/h).

Extractor Quadronics (Liquid Dynamics) (Doyle *et al.*, U.S. Patent 3 114 707, 1963 y otras; documento presentado en la reunión de la *AIChE*, St. Louis, Mo., febrero de 1968). Es un dispositivo que gira horizontalmente, una variante del extractor de Podbielniak, en el cual pueden insertarse orificios fijos o ajustables, radialmente, como paquete, que permiten controlar la intensidad del mezclado conforme pasan radialmente los líquidos por el extractor. Las capacidades de flujo, según el tamaño de la máquina, van de 0.34 a 340 m^3/h (1.5 a 1500 gal/min).

Extractor Luwesta (Centriwesta) Es un desarrollo de Coutor (U.S. Patent 2 036 924, 1936). Véanse también Eisenlohr [*Ind. Chem.*, **27**, 271 (1951); *Chem. Ing. Tech.*, **23**, 12 (1951); *Pharm. Ind.*, **17**, 207 (1955); *Trans. Indian Inst. Chem. Eng.*, **3**, 7 (1949-1950)]; y Husain *et al.* [*Chim. Ind.* (Milán), **82**, 435 (1959)]. Esta centrífuga gira sobre un eje vertical y contiene tres etapas reales. Funciona a 3800 rpm y maneja, aproximadamente, 4.92 m^3/h (1300 gal/h) de flujo total de líquido con una necesidad de potencia de 12 kW. Se deja margen en la máquina para la acumulación de sólidos separados de los líquidos, para la extracción periódica. Se utiliza más en Europa que en Estados Unidos, para la extracción de ácido acético, artículos farmacéuticos y otros productos similares.

Extractor De Laval (Palmqvist y Beskow, U.S. Patent 3 108 953, 1959). Esta máquina contiene cierto número de cilindros perforados, que giran en torno a un eje vertical. Los líquidos siguen una trayectoria en espiral de unos 25 m (82 ft) de longitud, radialmente, a contracorriente y se mezclan al pasar por las perforaciones. No se han publicado datos sobre el rendimiento.

TABLA 1-5 Factores métricos de conversión como múltiplos numéricos exactos de las unidades SI.
Los dos primeros dígitos de cada valor numérico representan una potencia de 10. Por ejemplo, el valor "—02 2.54" expresa el hecho de que 1 pulg = 2.54×10^{-2} metro.

Para convertir de	*a*	*multipliquese por*
abampere	ampere	+01 1.00
abcoulomb	coulomb	+01 1.00
abfarad	farad	+09 1.00
abhenry	henry	−09 1.00
abmho	mho	+09 1.00
abohm	ohm	−09 1.00
abvolt	volt	−08 1.00
acre	metro^2	+03 4.046 856
ampere (internacional de 1948)	ampere	−01 9.998 35
angstrom	metro	−10 1.00
area	metro^2	+02 1.00
atmosfera	newton/metro^2	+05 1.013 25
año (calendario)	segundo (solar medio)	+07 3.1536
año (sideral)	segundo (solar medio)	+07 3.155 81[illegible]
año (tropical)	segundo (solar medio)	+07 3.155 692
año 1900, tropical, enero, dia 0, hora 12	segundo (efemérides)	+07 3.155 692
año 1900, tropical, enero, dia 0, hora 12	segundo	+07 3.155 692
año luz	metro	+15 9.460 55
bar	newton/metro^2	+05 1.00
barn	metro^2	−28 1.00
barril (petróleo, 42 galones)	metro^3	−01 1.589 873
barya	newton/metro^2	−01 1.00
braza	metro	+00 1.828 8
British thermal unit (unidad térmica británica)(ISO/TC 12)	joule	+03 1.055 06
British thermal unit (media)	joule	+03 1.055 87
British thermal unit (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 1.055 04
British thermal unit (termoquímica)	joule	+03 1.054 350
British thermal unit (39° F)	joule	+03 1.059 67
British thermal unit (60° F)	joule	+03 1.054 68
bushel (E.U.)	metro^3	−02 3.523 907
caballo de potencia (550 pie-lbf/segundo)	watt	+02 7.456 998
caballo de potencia (agua)	watt	+02 7.460 43
caballo de potencia (caldera)	watt	+03 9.809 50
caballo de potencia (electrico)	watt	+02 7.46
caballo de potencia (metrico)	watt	+02 7.354 99
caballo de potencia (R.U.)	watt	+02 7.457
cable	metro	+02 2.194 56
cadena (del agrimensor o gunter)	metro	+01 2.011 68
cadena (del ingeniero o ramden)	metro	+01 3.048
calibre	metro	−04 2.54
caloria (media)	joule	+00 4.190 02
caloria (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+00 4.1868
caloria (termoquímica)	jeule	+00 4.184
caloria (15° C)	joule	+00 4.185 80
caloria (20° C)	joule	+00 4.181 90
caloria (kilogramo, media)	joule	+03 4.190 02
caloria (kilogramo, Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 4.186 8
caloria (kilogramo, termoquímica)	joule	+03 4.184
Celsius (temperatura)	kelvin	$t_K = t_C + 273.15$
centimetro de agua (4° C)	newton/metro^2	+01 9.806 38
centimetro de mercurio (0° C)	newton/metro^2	+03 1.333 22
circular mil	metro^2	−10 5.067 074
codo	metro	−01 4.572
coulomb (internacional de 1948)	coulomb	−01 9.998 35
cuarto (E.U., áridos)	metro^3	−03 1.101 220
cuarto (E.U., liquidos)	metro^3	−04 9.463 529
cuchara	metro^3	−05 1.478 676
cucharita	metro^3	−06 4.928 921
cuerda	metro^3	+00 3.624 556
curie	desintegración/seg	+10 3.70
denier (internacional)	kilogramo/metro	−07 1.00
dia (sideral)	segundo (solar medio)	+04 8.616 409
dia (solar medio)	segundo (solar medio)	+04 8.64
dina	newton	−05 1.00
dracma (avoirdupois)	kilogramo	−03 1.771 845
dracma (E.U., fluidos)	metro^3	−06 3.696 691
dracma (troy o del boticario)	kilogramo	−03 3.887 934
electrón volt	joule	−19 1.602 10
erg	joule	−07 1.00
escrúpulo (pennyweight)	kilogramo	−03 1.555 173
escrúpulo (del boticario)	kilogramo	−03 1.295 978
eslabón (del agrimensor o gunter)	metro	−01 2.011 68
eslabón (del ingeniero o ramden)	metro	−01 3.048
estéreo	metro^3	+00 1.00
Farenheit (temperatura)	Celsius	$t_C = (5/9)(t_F - 32)$
Farenheit (temperatura)	kelvin	$t_K = (5/9)(t_F + 459.67)$
farad (internacional de 1948)	farad	−01 9.995 05
faraday (basado en el carbono 12)	coulomb	+04 9.648 70
faraday (fisico)	coulomb	+04 9.652 19
faraday (quimico)	coulomb	+04 9.649 57
fermi (femtometro)	metro	−15 1.00
furlong	metro	+02 2.011 68
gal (galileo)	metro/segundo^2	−02 1.00
galón (E.U., áridos)	metro^3	−03 4.404 883
galón (E.U., liquidos)	metro^3	−03 3.785 411
galon (R.U., liquidos)	metro^3	−03 4.546 087
gamma	tesla	−09 1.00
gauss	tesla	−04 1.00
gilbert	ampere-vuelta	−01 7.957 747
gill (E.U.)	metro^3	−04 1.182 941
gill (R.U.)	metro^3	−04 1.420 652
grad	grado (angular)	−01 9.00
grad	radián	−02 1.570 796
grado (ángulo)	radián	−02 1.745 329
gramo	kilogramo	−03 1.00
grano	kilogramo	−05 6.479 891
nectarea	metro^2	+04 1.00
henry (internacional de 1948)	henry	+00 1.000 495
hora (sideral)	segundo (solar medio)	+03 3.590 170
hora (solar media)	segundo (solar medio)	+03 3.60
joule (internacional de 1948)	joule	+00 1.000 165
kayser	1/metro	+02 1.00
kilocaloria (media)	joule	+03 4.190 02
kilocaloria (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 4.186 74
kilocaloria (termoquimica)	joule	+03 4.184
kilogramo fuerza (kfg)	newton	+00 9.806 65
kilogramo masa	kilogramo	+00 1.00
kilopond fuerza	newton	+00 9.806 65
kip	newton	+03 4.448 221
lambert	candela/metro^2	+04 1/π
lambert	candela/metro^2	+03 3.183 098

TABLA 1-5 Factores m
Los dos primeros dígitos
pulg. = 2.54×10^{-2} m

Para convertir de
langley
lbf (libra fuerza, avoirdupois)
lbm (libra masa, avoirdupois)
legua (británica náutica)
legua (internacional náut
legua (terrestre)
libra fuerza (lbf avoirdupois)
libra masa (lbm avoirdupois)
libra masa (troy o del boticario
litro
lux
mano
maxwell
mes (calendario medio
metro
micra
mil
milibar
milimetro de mercuri
milla (E.U., náutica)
milla (E.U., terrestre)
milla (náutica interna
milla (R.U., náutica)
milla náutica (E.U.)
milla náutica (internac
milla náutica (R.U.)
milla terrestre (E.U.)
minuto (ángulo)
minuto (sideral)
minuto (solar medio)
nudo (internacional)
oersted
ohm (internacional de
onza (E.U., fluidos)
onza fluida (E.U.)
onza fuerza (avoirdup
onza masa (avoirdupo
onza masa (troy o boticario)
palmo
parsec
pascal
paso
peck (E.U.)
percha
pértiga
phot
pica (impresores)
pie
pie (E.U., agrimensu
pie (E.U., agrimensu
pie de agua (39.2°F)

echo de que 1

ltipliquese por
5.067 074
4.572
9.998 35
1.101 220
9.463 529
1.478 676
4.928 921
3.624 556
3.70
1.00
8.616 409
8.64
1.00
1.771 845
3.696 691
3.887 934
1.602 10
1.00
1.555 173
1.295 978
2.011 68
3.048
1.00
9) (t_F − 32)
$_F$ + 459.67)
9.995 05
9.648 70
9.652 19
9.649 57
1.00
2.011 68
1.00
4.404 883
3.785 411
4.546 087
1.00
1.00
7.957 747
1.182 941
1.420 652
9.00
1.570 796
1.745 329
1.00
6.479 891
1.00
1.000 495
3.590 170
3.60
1.000 165
1.00
4.190 02
4.186 74
4.184
9.806 65
1.00
9.806 65
4.448 221
1/π
3.183 098

TABLA 1-5 Factores métricos de conversión como múltiplos numéricos exactos de las unidades SI (*Continuación*).
Los dos primeros dígitos de cada valor numérico representan una potencia de 10. Por ejemplo, el valor "—02 2.54" expresa el hecho de que 1 pulg = 2.54×10^{-2} metro.

Para convertir de	*a*	*multipliquese por*
langley	joule/metro^2	+04 4.184
lbf (libra fuerza, avoirdupois)	newton	+00 4.448 221
lbm (libra masa, avoirdupois)	kilogramo	−01 4.535 923
legua (británica náutica)	metro	+03 5.559 552
legua (internacional náutica)	metro	+03 5.556
legua (terrestre)	metro	+03 4.828 032
libra fuerza (lbf avoirdupois)	newton	+00 4.448 221
libra masa (lbm avoirdupois)	kilogramo	−01 4.535 923
libra masa (troy o del boticario)	kilogramo	−01 3.732 417
litro	metro^3	−03 1.00
lux	lumen/metro^2	+00 1.00
mano	metro	−01 1.016
maxwell	weber	−08 1.00
mes (calendario medio)	segundo (solar medio)	+06 2.628
metro	longitudes de onda de Kr 86	+06 1.650 763
micra	metro	−06 1.00
mil	metro	−05 2.54
milibar	newton/metro^2	+02 1.00
milímetro de mercurio (0°C)	newton/metro^2	+02 1.333 224
milla (E.U., náutica)	metro	+03 1.852
milla (E.U., terrestre)	metro	+03 1.609 344
milla (náutica internacional)	metro	+03 1.852
milla (R.U., náutica)	metro	+03 1.853 184
milla náutica (E.U.)	metro	+03 1.852
milla náutica (internacional)	metro	+03 1.852
milla náutica (R.U.)	metro	+03 1.853 184
milla terrestre (E.U.)	metro	+03 1.609 344
minuto (ángulo)	radián	−04 2.908 882
minuto (sideral)	segundo (solar medio)	+01 5.983 617
minuto (solar medio)	segundo (solar medio)	+01 6.00
nudo (internacional)	metro/segundo	−01 5.144 444
oersted	ampere/metro	+01 7.957 747
ohm (internacional de 1948)	ohm	+00 1.000 495
onza (E.U., fluidos)	metro^3	−05 2.957 352
onza fluida (E.U.)	metro^3	−05 2.957 352
onza fuerza (avoirdupois)	newton	−01 2.780 138
onza masa (avoirdupois)	kilogramo	−02 2.834 952
onza masa (troy o del boticario)	kilogramo	−02 3.110 347
palmo	metro	−01 2.286
parsec	metro	+16 3.083 74
pascal	newton/metro^2	+00 1.00
paso	metro	−01 7.62
peck (E.U.)	metro^3	−03 8.809 767
pecha	metro	+00 5.0292
pértiga	metro	+00 5.0292
phot	lumen/metro^2	+04 1.00
pica (impresores)	metro	−03 4.217 517
pie	metro	−01 3.048
pie (E.U., agrimensura)	metro	+00 1200/2937
pie (E.U., agrimensura)	metro	−01 3.048 006
pie de agua (39.2°F)	newton/metro^2	+03 2.988 98
pie-bujía	lumen/metro^2	+01 1.076 391
pie-lambert	candela/metro^2	+00 3.426 259
pinta (E.U., áridos)	metro^3	−04 5.506 104
pinta (E.U., líquidos)	metro^3	−04 4.731 764
poise	newton-segundo/metro^2	−01 1.00
polo unitario	weber	−07 1.256 637
poundal	newton	−01 1.382 549
pulgada	metro	−02 2.54
pulgada de agua (39.2°F)	newton/metro^2	+02 2.490 82
pulgada de agua (60°F)	newton/metro^2	+02 2.4884
pulgada de mercurio (32°F)	newton/metro^2	+03 3.386 389
pulgada de mercurio (60°F)	newton/metro^2	+03 3.376 85
punto (impresores)	metro	−04 3.514 598
quilate (métrico)	kilogramo	04 2.00
quintal (corto)	kilogramo	+01 4.535 923
quintal (largo)	kilogramo	+01 5.080 234
rad (dosis de radiación absorbida)	joule/kilogramo	−02 1.00
Rankine (temperatura)	kelvin	$t_K = (5/9)t_R$
rayleigh (rapidez de emisión de fotones)	1/segundo-metro^2	+10 1.00
rhe	metro^2/newton-segundo	+01 1.00
roentgen	coulomb/kilogramo	−04 2.579 76
rutherford	desintegración/segundo	+06 1.00
sacudida	segundo	−08 1.00
sección	metro^2	+06 2.589 988
segundo (ángulo)	radián	−06 4.848 136
segundo (efemérides)	segundo	+00 1.000 000
segundo (sideral)	segundo (solar medio)	−01 9.972 695
segundo (solar medio)	segundo (efemérides) Consúltese *American Ephemeris* y el *Nautical Almanac*	
skein	metro	+02 1.097 28
slug	kilogramo	+01 1.459 390
statampere	ampere	−10 3.335 640
statcoulomb	coulomb	−10 3.335 640
statfarad	farad	−12 1.112 650
stathenry	henry	+11 8.987 554
statmho	mho	−12 1.112 650
statohm	ohm	+11 8.987 554
statvolt	volt	+02 2.997 925
stilb	candela/metro^2	+04 1.00
stoke	metro^2/segundo	−04 1.00
taza	metro^3	−04 2.365 882
tonel (E.U.)	metro^3	−01 2.384 809
tonelada (corta, 2000 libras)	kilogramo	+02 9.071 847
tonelada (de ensayo)	kilogramo	−02 2.916 666
tonelada (equivalente nuclear de TNT)	joule	+09 4.20
tonelada (larga)	kilogramo	+03 1.016 046
tonelada (métrica)	kilogramo	+03 1.00
tonelada (registrada)	metro^3	+00 2.831 684
tonne	kilogramo	+03 1.00
torr (0°C)	newton/metro^2	+02 1.333 22
township	metro^2	+07 9.323 957
unidad astronómica	metro	+11 1.495 978
vara	metro	+00 5.0292
volt (internacional de 1948)	volt	+00 1.000 330
watt (internacional de 1948)	watt	+00 1.000 165
yarda	metro	−01 9.144

Universidad de Carabobo
BIBLIOTECA

PERRY

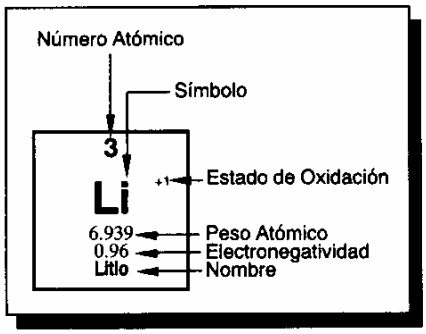
MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO

SEXTA EDICIÓN

McGraw Hill

TOMO VI

TABLA PERIÓDICA DE LOS ELEMENTOS



Periodo	Grupo IA 1	IIA 2	IIIB 3	IVB 4	VB 5	VIB 6	VIIB 7	VIII 8	VIII 9	VIII 10	IB 11
1	1 **H** +1 1.00797 2.20 **Hidrógeno**										
2	3 **Li** +1 6.939 0.96 **Litio**	4 **Be** +2 9.0122 1.50 **Berilio**									
3	11 **Na** +1 22.9898 0.96 **Sodio**	12 **Mg** +2 24.305 1.29 **Magnesio**									
4	19 **K** +1 39.102 0.84 **Potasio**	20 **Ca** +2 40.08 1.02 **Calcio**	21 **Sc** +3 44.956 1.28 **Escandio**	22 **Ti** +2 +3 +4 47.90 1.44 **Titanio**	23 **V** +2 +3 +4 +5 50.942 1.54 **Vanadio**	24 **Cr** +2 +3 +6 51.996 1.62 **Cromo**	25 **Mn** +2 +3 +4 +6 +7 54.938 1.57 **Manganeso**	26 **Fe** +2 +3 55.847 1.74 **Hierro**	27 **Co** +2 +3 58.9332 1.79 **Cobalto**	28 **Ni** +2 +3 58.71 1.83 **Níquel**	29 **Cu** 63.546 1.67 **Cobre**
5	37 **Rb** +1 85.47 0.85 **Rubidio**	38 **Sr** +2 87.62 0.97 **Estroncio**	39 **Y** +3 88.905 1.16 **Itrio**	40 **Zr** +4 91.22 1.27 **Circonio**	41 **Nb** +3 +5 92.906 1.23 **Niobio**	42 **Mo** +2 +3 +4 +5 +6 95.94 1.73 **Molibdeno**	43 **Tc** +7 (97) 1.36 **Tecnecio**	44 **Ru** +2 +3 +4 +6 +8 101.07 1.42 **Rutenio**	45 **Rh** +3 102.905 1.87 **Rodio**	46 **Pd** +2 +4 106.4 1.78 **Paladio**	47 **Ag** 107.868 1.57 **Plata**
6	55 **Cs** +1 132.905 0.82 **Cesio**	56 **Ba** +2 137.34 0.82 **Bario**	57-71 ✲ **Serie del Lantano**	72 **Hf** +4 178.49 1.23 **Hafnio**	73 **Ta** +5 180.948 1.33 **Tántalo**	74 **W** +2 +3 +4 +5 +6 183.85 1.88 **Volframio**	75 **Re** +3 +4 +6 186.2 1.46 **Renio**	76 **Os** +2 +3 +4 190.2 1.52 **Osmio**	77 **Ir** +3 +4 +6 192.2 1.88 **Iridio**	78 **Pt** +2 +4 195.09 1.86 **Platino**	79 **Au** 196.967 1.98 **Oro**
7	87 **Fr** +1 (223) 0.86 **Francio**	88 **Ra** +2 (226) 0.97 **Radio**	89-103 ✱ **Serie del Actinio**	104 **Unq**⁻ (261) **Unniquadio**	105 **Unp**⁻ (262) **Unnilpentio**	106 **Unh**⁻ (263) **Unnilhexio**	107 **Uns**⁻ (262) **Unnilseptio**				

✲ Lantánidos	6	57 **La** +3 138.91 1.09 **Lantano**	58 **Ce** +3 +4 140.12 1.09 **Cerio**	59 **Pr** +3 +4 140.907 1.1 **Praseodimio**	60 **Nd** +3 144.24 1.1 **Neodimio**	61 **Pm** +3 (147) 1.07 **Promecio**	62 **Sm** +2 +3 150.35 1.12 **Samario**	63 **Eu** +2 +3 151.96 1.01 **Europio**	64 **Gd** 157.25 1.15 **Gadolinio**
---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
✱ Actínidos	7	89 **Ac** +3 227.0278 1.00 **Actinio**	90 **Th** +4 232.0381 1.11 **Torio**	91 **Pa** +4 +5 231.0359 1.14 **Protactinio**	92 **U** +3 +4 +5 +6 238.03 1.30 **Uranio**	93 **Np** +3 +4 +5 +6 238.029 1.29 **Neptunio**	94 **Pu** +3 +4 +5 +6 (244) 1.25 **Plutonio**	95 **Am** +3 +4 +5 +6 (243) 1.20 **Americio**	96 **Cm** (247) 1.20 **Curio**

Los valores del peso atómico entre paréntesis corresponden al valor

UNIVERSIDAD DE CARABOBO
FACULTAD DE INGENIERIA
Escuela de Química
Biblioteca Central
R5087

					IIIA 13	IVA 14	VA 15	VIA 16	VIIA 17	VIIIA 18	
					5 **B** ±3 10.811 2.02 **Boro**	6 **C** ±4 12.01115 2.36 **Carbono**	7 **N** +1 +2 +3 +4 +5 14.0067 2.81 **Nitrógeno**	8 **O** −2 15.9994 3.37 **Oxígeno**	9 **F** −1 18.9984 4.00 **Flúor**	2 **He** 0 4.0026 0.00 **Helio**	1
					13 **Al** +3 26.9815 1.63 **Aluminio**	14 **Si** +4 +2 −4 28.086 1.94 **Silicio**	15 **P** ±3 +5 30.9738 2.04 **Fósforo**	16 **S** ±2 +4 +6 32.064 2.46 **Azufre**	17 **Cl** ±1 +3 +5 +7 35.453 3.00 **Cloro**	10 **Ne** 0 20.179 0.00 **Neón**	2
VIII 8	VIII 9	VIII 10	IB 11	IIB 12	31 **Ga** +3 69.72 1.83 **Galio**	32 **Ge** +2 +4 72.59 1.93 **Germanio**	33 **As** ±3 +5 74.9216 2.12 **Arsénico**	34 **Se** −2 +4 +6 78.96 2.45 **Selenio**	35 **Br** ±1 +3 +5 +7 79.904 2.82 **Bromo**	18 **Ar** 0 39.948 0.00 **Argón**	3
26 **Fe** +2 +3 55.847 1.74 **Hierro**	27 **Co** +2 +3 58.9332 1.79 **Cobalto**	28 **Ni** +2 +3 58.71 1.83 **Níquel**	29 **Cu** +1 +2 63.546 1.67 **Cobre**	30 **Zn** +2 65.38 1.60 **Zinc**	31 **Ga** +3 69.72 1.83 **Galio**	32 **Ge** +2 +4 72.59 1.93 **Germanio**	33 **As** ±3 +5 74.9216 2.12 **Arsénico**	34 **Se** −2 +4 +6 78.96 2.45 **Selenio**	35 **Br** ±1 +3 +5 +7 79.904 2.82 **Bromo**	36 **Kr** 0 83.80 0.00 **Kriptón**	4
44 **Ru** +2 +3 +4 +6 +8 101.07 1.42 **Rutenio**	45 **Rh** +3 102.905 1.87 **Rodio**	46 **Pd** +2 +4 106.4 1.78 **Paladio**	47 **Ag** +1 107.868 1.57 **Plata**	48 **Cd** +2 112.40 1.62 **Cadmio**	49 **In** +3 114.82 1.69 **Indio**	50 **Sn** +2 +4 118.69 **Estaño**	51 **Sb** ±3 +5 121.75 1.83 **Antimonio**	52 **Te** −2 +4 +6 127.60 2.03 **Telurio**	53 **I** ±1 +3 +5 +7 126.904 2.48 **Yodo**	54 **Xe** 0 131.30 0.00 **Xenón**	5
76 **Os** +2 +3 +4 190.2 1.52 **Osmio**	77 **Ir** +3 +4 +6 192.2 1.88 **Iridio**	78 **Pt** +2 +4 195.09 1.86 **Platino**	79 **Au** +1 +3 196.967 1.98 **Oro**	80 **Hg** +1 +2 200.59 1.72 **Mercurio**	81 **Tl** +1 +3 204.37 1.74 **Talio**	82 **Pb** +2 +4 207.19 1.87 **Plomo**	83 **Bi** +3 +5 208.980 1.76 **Bismuto**	84 **Po** ±2 +4 (209) 1.76 **Polonio**	85 **At** ±1 +5 +7 (210) 1.96 **Astatinio**	86 **Rn** 0 (222) 0.00 **Radón**	6

61 **Pm** +3 (147) 1.07 **Promecio**	62 **Sm** +2 +3 150.35 1.12 **Samario**	63 **Eu** +2 +3 151.96 1.01 **Europio**	64 **Gd** +3 157.25 1.15 **Gadolinio**	65 **Tb** +3 +4 158.924 1.1 **Terbio**	66 **Dy** +3 162.50 1.16 **Disprosio**	67 **Ho** +3 164.930 1.16 **Holmio**	68 **Er** +2 +3 167.26 1.27 **Erbio**	69 **Tm** +2 +3 168.934 1.16 **Tulio**	70 **Yb** +2 +3 173.04 1.06 **Yterbio**	71 **Lu** +3 174.97 1.2 **Lutecio**	6
93 **Np** +3 +4 +5 +6 238.029 1.29 **Neptunio**	94 **Pu** +3 +4 +5 +6 (244) 1.25 **Plutonio**	95 **Am** +3 +4 +5 +6 (243) 1.20 **Americio**	96 **Cm** +3 +4 +5 +6 (247) 1.20 **Curio**	97 **Bk** +3 +4 (247) 1.20 **Berkelio**	98 **Cf** +3 (251) 1.20 **Californio**	99 **Es** +3 (254) 1.20 **Elstenio**	100 **Fm** +3 (257) 1.20 **Fermio**	101 **Md** +3 (258) 1.20 **Mendelevio**	102 **No** +2 +3 (259) 1.20 **Nobelio**	103 **Lr** +3 (260) – **Lawrencio**	7

atómico entre paréntesis corresponden al valor del isótopo más estable.

RECIBIDO
15 OCT 2001
UNIVERSIDAD DE CARABOBO FACULTAD DE INGENIERIA Escuela de Química
Universidad de Carabobo BIBLIOTECA Facultad de Ingeniería 010610
COMPRA
U.C. CATALOGADO Y CLASIFICADO
INGBC
Melero 482 Pl. 205 400 Gral.
Fecha 10 OCT 2001

PERRY MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO

Sexta edición
(Tercera edición en español)

Tomo VI

Preparado por un equipo de especialistas bajo la dirección editorial de

Robert H. Perry
Editor (fallecido)

Don W. Green
Editor
Conger-Gabel Professor of Chemical and Petroleum Engineering
University of Kansas

James O. Maloney
Editor Asistente
Professor of Chemical Engineering
University of Kansas

McGRAW-HILL

MÉXICO • BUENOS AIRES • CARACAS • GUATEMALA • LISBOA • MADRID • NUEVA YORK
PANAMÁ • SAN JUAN • SANTAFÉ DE BOGOTÁ • SANTIAGO • SÃO PAULO
AUCKLAND • HAMBURGO • LONDRES • MILÁN • MONTREAL • NUEVA DELHI • PARÍS
SAN FRANCISCO • SINGAPUR • ST. LOUIS • SIDNEY • TOKIO • TORONTO

Contenido

Si desea el contenido más detallado, véase la página del inicio de cada sección. También puede remitirse al índice alfabético al final de este Manual del Ingeniero Químico.

Sección

Tomo I

Factores de conversión y tablas diversas *Don W. Green* 1

Matemáticas *Arthur E. Hoerl* 2

Datos físicos y químicos *Peter E. Liley, Robert C. Reid, Evan Buck* 3

Tomo II

Cinética de las reacciones, diseño de reactores y termodinámica *Kuang-Hui Lin, Hendrick C. Van Ness, Michael M. Abbott* 4

Mecánica de fluidos y de partículas *Byron C. Sakiadis* 5

Transporte y almacenamiento de fluidos *Raymond P. Genereaux* 6

Manejo de sólidos a granel y embalaje de sólidos y líquidos *Grantges J. Raymus* 7

Reducción y aumento de tamaño *Richard H. Snow* 8

Tomo III

Utilización, conversión y conservación de los recursos energéticos *Richard C. Corey, Ezekail L. Clark* 9

Transmisión de calor *James G. Knudsen* 10

Equipos de transferencia de calor *Frank L. Rubin* 11

Psicrometría, enfriamiento por evaporación, refrigeración y proceso criogénicos *Eno Bagnoli, Robert W. Norris, Thomas M. Flynn, Klaus D. Timmerhaus* 12

Tomo IV

Destilación *J. D. Seader* 13

Transferencia de masa y absorción de gas *William M. Edwards* 14

Extracción de líquido-líquido *Lanny A. Robbins* 15

Adsorción e intercambio iónico *Theodore Vermeulen, M. Douglas LeVan* 16

Procesos modernos de separación *Joseph D. Henry, Jr.* 17

Tomo V

Sistemas líquido-gas *J. R. Fair* 18

Sistemas líquido-sólido *Shelby A. Miller* 19

Desecación de sólidos y sistemas gas-sólido *Harold F. Porter* 20

Sistemas sólido-sólido y líquido-líquido *William H. Goldberger, Lanny A. Robbins* 21

Tomo VI

Control de procesos *T. C. Wherry, Jerry R. Peebles* 22

Materiales de construcción *Albert S. Krisher, Oliver W. Siebert* 23

Motores eléctricos y auxiliares *Frank L. Evans, Jr.* 24

Factores económicos de los procesos *F. A. Holland* 25

Manejo de los desperdicios *Anthony J. Buonicore, Louis Theodore* 26

Ingeniería bioquímica *Henry R. Bungay* 27

Índice vii

Lista de colaboradores

Michael M. Abbott, Ph.D., Department of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute (Sección 4, Termodinámica)

Charles M. Ambler, B.S.Ch.E. (fallecido), Consultant; Director of Chemical Engineering, Sharples Division, Pennwalt Corporation (Sección 19, Centrífugas)

Robert C. Amero, B.S. (jubilado), Staff Engineer, Gulf Science and Technology Company (Sección 9, Combustibles líquidos, Combustión)

Eno Bagnoli, M.S., Senior Research Associate, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 12, Psicrometría)

Richard Barrett, M.S., Projects Manager, Battelle Memorial Institute, Columbus Laboratories (Sección 9, Sistemas de vapor)

Kenneth J. Bell, Ph.D., Regents Professor of Chemical Engineering Oklahoma State University (Sección 10, Diseño térmico de intercambiadores de calor, Condensadores, Recalentadores)

Richard C. Bennett, B.S.Ch.E., Division Manager, Swenson Division, Whiting Corp. (Sección 19, Cristalización a partir de solución)

Evan Buck, M.S.Ch.E., Manager-Process Design Data and Thermodynamics, Central Engineering Department, Union Carbide Corporation (Sección 3, Predicción y Correlación de propiedades físicas)

Henry R. Bungay, Ph.D., Professor of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute (Sección 27, Ingeniería bioquímica)

Anthony J. Buonicore, M.Ch.E., Diplomate, AAEE, President Buonicore-Cashman Associates, Inc. (Sección 26, Manejo de la contaminación del aire)

C. Edward Capes, Ph.D., Senior Research Officer and Head, Chemical Engineering Section, National Research Council, Ottawa, Canada (Sección 8, Aumento de tamaño)

Harold F. Chambers, Jr., Ph.D., Supervisory Mechanical Engineer, Pittsburgh Energy Technology Center, U.S. Department of Energy (Sección 9, Licuefacción del carbón)

Ezekail L. Clark, B.S., Consultant (Sección 9, Gasificación del carbón)

Neil H. Coates,B.S., Department Head, Energy Systems Engineering Department, The MITRE Corporation, Metrek Division (Sección 9, Combustión en lechos fluidificados)

William Corder, M.S., Assistant Vice President, Consolidation Coal Company (Sección 17, Sublimación)

Richard C. Corey, B.S., Department Staff (jubilado) Energy Systems Engineering Department, The MITRE Corporation, Metrek Division (Sección 9, Combustibles sólidos y gaseosos, Combustión, Costos de combustible y energía, Conversión del carbón, Equipos de combustión o cal para procesos, Transporte y regeneración de calor)

B. B. Crocker, S.M., Distinguished Fellow -Engineering, Corporate Engineering Department, Monsanto Company (Sección 18, Separación de fases)

Bruce F. Curran, S.B., Project Manager, Design Division, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Recipientes de almacenamiento y proceso)

Donald A. Dahlstrom, Ph.D., Senior Vice President, Research and Development, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

J. D. Darji, M.S.Ch.E., Senior Technical Consultant, Infilco Degremont Inc. (Sección 19, Equipos de intercambio de iones y adsorción)

William M. Edwards, Ph.D., Senior Staff Research Engineer, Shell Development Company (Sección 14, Transferencia de masa y absorción de gases)

Robert C. Emmett, Jr., B.S.Ch.E., Senior Process Consultant, Technology and Development, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

Frank L. Evans, Jr., B.S.M.E., L.L.B. (fallecido), Editor, *Hydrocarbon Processing*, Gulf Publishing Co. (Sección 24, Unidades motrices para maquinaria de proceso)

J. R. Fair, Ph.D., Professor of Chemical Engineering University of Texas (Sección 18, Contacto gas-líquido)

R. A. Fiedler, B.S.,Ch.E., Manager of Applications-Sedimentation Technology, Dorr-Oliver Inc. (Sección 21, Clasificaciones en húmedo)

Thomas M. Flynn, Ph.S., Consultant, Cryogenic Engineering (Sección 12, Procesos criogénicos)

Willard E. Fraize, Sc.D., Senior Energy Systems Engineer, Energy and Resources Division, The MITRE Corporation, Metrek Division (Sección 9, Cogeneración)

Yuan C. Fu, Ph.D., Proyect Manager, Pittsburgh Energy Technology Center, U.S. Department of Energy (Sección 9, Licuefacción del carbón)

Raymond P. Genereaux, Ch.E. (jubilado), Chemical Engineer, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Transporte y almacenamiento de fluidos)

W. M. Goldberger, D.Ch.E., Director of Research and Development, Superior Graphite Company (Sección 21, Sistemas sólido-sólido)

H.A. Grabowski, B.S., Senior Engineering Consultant, C-E Environmental Systems, Combustion Engineering Inc. (Sección 9, Generadores de vapor)

Joseph B. Gray, Ph.D. (jubilado), Senior Consultant Engineering Department, E. I. du Pont de Nemours and Co. (Sección 19, Agitación de suspensiones de partículas de baja viscosidad)

Don W. Green, Ph.D., Conger-Gabel Distinguished Professor of Chemical and Petroleum Engineering, University of Kansas (Sección 1, Factores de conversión y tablas diversas)

C. Fred Gurnham, D. Eng. Sc., Consultant (Sección 19, Exprimido)

C. Addison Hempstead, B.M.E. (jubilado), Senior Design Consultant, E.I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Tubería de plantas de proceso)

Joseph D. Henry, Jr., Ph.D., Professor and Chairman of Chemical Engineering, West Virginia University (Sección 17, Cristalización a partir de la fusión, Procesos de separación basados principalmente en la acción en un campo, Procesos modernos)

Nevin K. Hiester, Ph.D., Associate Director, Business Intelligence Program, SRI International (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

W. S. Winston Ho, Ph.D., Engineering Associate, Exxon Research and Engineering Company (Sección 17, Procesos por medio de membranas)

Arthur E. Hoerl, M.A., Professor Department of Mathematical Sciences, University of Delaware (Sección 2, Matemáticas y estadísticas)

Richard L. Hoglund, M.S., Chemical Engineer, Union Carbide Corporation-Nuclear Division (Sección 17, Procesos de separación por difusión)

F.A. Holland, D.Sc., Ph.D., Chairman, Department of Chemical Engineering, University of Salford, Salford, England; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers (Sección 25, Factores económicos de los procesos)

Arthur D. Holt, Formerly Consultant, Processing Equipment Division, The Jeffrey Manufacturing Co. (Sección 10, Diseño térmico para el procesamiento de sólidos; (Sección 11, Intercambiadores de calor para sólidos)

Hoyt C. Hottel, S.M., Professor Emeritus of Chemical Engineering, Massachussets Institute of Technology (Sección 10, Radiación)

Arthur E. Humprey, Ph. D., Provost, Lehigh University (Sección 27, Ingeniería bioquímica)

Louis J. Jacobs, Jr., M.S.Ch.E., Director of Corporate Engineering Division, A. E. Staley Manufacturing Company (Sección 19, Filtración)

Eric Jenett, M.S.Ch.E., Manager Process Engineering, Brown & Root, Inc. (Sección 24, Recuperación de potencia de corrientes de líquidos)

T.L.B. Jepsen, M.S., Min.Proc., Mettallurgical Process Engineer, Basic, Inc. (Sección 21, Separación de medios densos)

Brian H. Kaye, Ph.D., Professor of Physics and Director of Institute for Fine Particles Research, Laurentian University (Sección 8, Análisis del tamaño de las partículas)

Gerhard Klein, M.S., Research Engineer, Water Technology Center, University of California, Berkeley (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

Ronald P. Klepper, B.S.Ch.E., Manager, Process Technology, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

Frank S. Knoll, M.S., Min.Proc., President, Carpco, Inc. (Sección 21, Separación electrostática)

James G. Knudsen, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, Oregon State University (Sección 10, Conducción y convección)

Albert S. Krisher, B.S.Ch.E., Senior Fellow, Monsanto Company (Sección 23, Materiales de construcción)

Zdzislaw M. Kurtyka, D.Sc. (fallecido) Formerly, Department of Chemical Engineering. The University of the West Indies, St. Augustine, Trinidad (Sección 13, Azeotropía)

Robert Lemlich, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of Cincinnati (Sección 17, Métodos de separación mediante burbujas de adsorción)

M. Douglas Le Van, Ph.D., Associate Professor of Chemical Engineering, University of Virginia (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

Norman N. Li, Sc.D., Director, Separations Research, UOP, Inc. (Sección 17, Procesos por medio de membranas)

Peter E. Liley, Ph.D., D.I.C., Professor, School of Mechanical Engineering and Center for Information and Numerical Data Analysis and Syntesis, Purdue University (Sección 3, Datos físicos y químicos)

Kuan-Hui Lin, Ph.D., Research Staff Chemical Technology

John J. McKetta, Ph.D., Joe C. Walter Chair, Chemical Engineering, University of Texas (Sección 2, Análisis dimensional)

Ross E. McKinney, Sc.D., N.T. Veatch Professor of Environmental Engineering, University of Kansas (Sección 26, Manejo del agua de desperdicio industrial)

Patrick M. McNeese, B.S., General Manager of Purchasing, Cities Service Oil and Gas Company (Sección 22, Control de procesos)

James O. Maloney, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of Kansas (Sección 21, Sistemas líquido-líquido)

Eugene Mezey, Ph.D., Senior Chemist, Battelle Memorial Institute, Columbus Laboratories (Sección 9, Calentamiento eléctrico)

A. W. Michalson, B. S. Min.E., President, A. W. Michalson Company (Sección 19, Equipos de intercambio de iones y adsorción)

Shelby A. Miller, Ph. D., Senior Chemical Engineer, Argonne National Laboratory (Sección 19, Lixiviación)

Charles J.B. Mitchell, B.S. (jubilado), Principal Consultant, Engineering Service Division, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 6, Bombeo de líquidos y gases)

D. W. Mitchell, Ph.D., Technical Director, Carpco, Inc. (Sección 21, Separación electrostática)

Herbert A. Moak, B.S., Project Engineer, E.I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 11, Aislamiento térmico)

Charles G. Moyers, Jr., Ph.D., Principal Engineer, Union Carbide Corporation-Engineering and Technical Services Division (Sección 17, Cristalización a partir de la fusión)

M. Zuhair Nashed, Ph.D., Professor of Mathematics and Professor of Electrical Engineering, University of Delaware (Sección 2, Generalidades sobre matemáticas)

John Newman, Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of California, Berkeley (Sección 17, Separaciones basadas principalmente en la acción en un campo, Teoría de las raciones)

Robert W. Norris, B.S., President Robert W. Norris and Associates, Inc. (Sección 12, Enfriamiento por evaporación, refrigeración)

James Y. Oldshue, Ph.D., Vice President, Mixing Technology, Mixing Equipment Company, Inc. (Sección 19, Agitación de suspensiones de partículas de baja viscosidad)

Carl R. Olson, M.S.E.E., Staff Planning Manager, Industrial Projects Marketing, Westinghouse Electric Corp. (Sección 24, Motores eléctricos y controles de motores)

Bhupendra K. Parekh, Ph.D., Research Specialist, Exxon Minerals Company (Sección 21, Separación de sólidos ultrafinos)

Jerry R. Peebles, M.S., Engineering Associate, Cities Service Oil and Gas Company (Sección 22, Procesos de control)

W.R. Penney, Ph.D., Director of Corporate Process Engineering, A. E. Staley Manufacturing Company (Sección 18, Dispersión de gas en líquido)

Herbert A. Pohl, Ph.D., Professor of Physics, Oklahoma State University (Sección 17, Procesos de separación basados principalmente en la sección en un campo, Electroforesis)

Kent Pollock, Ph.D., Professor of Physics, Oklahoma State University (Sección 17, Procesos de separación, basados principalmente en la acción en un campo, Electroforesis)

Harold F. Porter, B.S. (jubilado), Principal Division Consultant, E.I. du Pont de Nemours and Co. (Sección 20, Desecación de sólidos y sistemas gas-sólido)

Michael E. Prudich, Ph.D., Research Engineer, Gulf Research and Development Company (Sección 17, Procesos modernos de separación sólido-líquido)

Grantges J. Raymus, M.E., M.S., President, Raymus Associates Incorporated, Packaging Consultants; Adjunct Professor and Assistant Director, Center for Packaging Engineering, Rutgers, The State University of New Jersey (Sección 7, Manejo de sólidos a granel y embalaje de sólidos y líquidos)

Robert C. Reid, Sc. D., Professor, Department of Chemical Engineering, Massachusetts Institute of Technology (Sección 3, Predicción y correlación de propiedades físicas)

Lanny A. Robbins, Ph.D., Research Scientist, Dow Chemical Company (Sección 15, Extracción de líquidos; Sección 21, editor de la parte: Sistemas líquido-líquido)

Frank L, Rubin, B.A., B.Ch.E., Engineering Consultant, Practical Heat Transfer Consultants (Sección 11, Intercambiadores de calor de casco y tubo)

Byron C. Sakiadis, Ph.D., Senior Research Fellow, Engineering Technology Laboratory, E. I. du Pont de Nemours & Co. (Sección 5, Mecánica de fluidos y de partículas)

Adel F. Sarofim, Sc. D., Professor of Chemical Engineering and Assistant Director, Fuels Research Laboratory, Massachusetts Institute of Technology (Sección 10, Radiación)

George A. Schurr, Ph. D., Consultant E.I. du Pont de Nemours and Co. (Sección 20, Desecación de sólidos)

J. D. Seader; Ph.D., Professor of Chemical Engineering, University of Utah (Sección 13, Destilación)

Konrad T. Semrau, M.S.; Senior Chemical Engineer, SRI International (Sección 20, Separaciones gas-sólido)

Oliver W. Siebert, B.S.M.E., Senior Fellow, Monsanto Company; Adjunct Professor of Mechanical Engineering, Washington University (Sección 23, Materiales de construcción)

J. H. Silberberg, Ph.D., Assistant Director, Texas Petroleum Research Committee, University of Texas (Sección 2, Análisis dimensional)

Charles E. Silverblatt, M.S.Ch.E., Vice President, Technology and Development, Eimco Process Equipment Company (Sección 19, Operaciones de sedimentación por gravedad)

Julian C. Smith, B.Chem., Ch.E., Professor of Chemical Engineering, Cornell University (Sección 19, Selección de un separador sólido-líquido)

Richard H. Snow, Ph.D., Director, National Institute for Petroleum and Energy Research (Sección 8, Reducción y aumento de tamaño)

Thomas C. Sorenson, M.B.A., Min.Eng., President, Galigher Ash Ltd. (Canada) (Sección 21, Flotación)

K.S.Spiegler, Ph.D., Professor of Mechanical Engineering Emeritus, University of California, Berkeley (Sección 17, Procesos de separación basados principalmente en la acción en un campo, Electroforesis)

Guggilam C. Sresty, M.S., Senior Engineer, IIT Research Institute(Sección 8, Equipo de trituración y molienda)

F.C. Standiford, M.S., President E. L. Badger Associates, Inc. (Sección 10, Diseño térmico de evaporadores; (Sección 11, Evaporadores)

Paul L. Stavenger, M.S.Ch.E., Director of Technology, Dorr-Oliver Inc. (Sección 21, Clasificaciones en húmedo)

H. Steen-Johnson, M.S.M.E. (jubilado), Chief Staff Engineer, Elliot Co. (Sección 24, Turbinas de vapor)

D. E. Steinmeyer, M.A., M.S., Manager Engineering, Corporate Engineering Department, Monsanto Company (Sección 18, Dispersiones de líquido en gas)

David Stuhlbarg, Ch.E., Heat-Transfer Consultant (Sección 10, Diseño térmico de evaporadores; Sección 11, Serpentines de tanques)

David E. Stutz, B.S., Research Scientist, Batelle Memorial Institute, Columbus Laboratories (Sección 9, Calentamiento eléctrico)

George Tchobanoglous, Ph.D., Professor of Environmental Engineering, University of California at Davis (Sección 26, Manejo de los desperdicios sólidos industriales)

Philip O. Teter, Jr., B.S., Electrical Engineer, Corps of Engineers (Sección 22, Control de procesos)

Rich L. Thelen, B.S., M.E., Vice President, EIE Company, Inc. (Sección 21, Muestreo de sólidos)

Louis Theodore, Sc.D., Professor of Chemical Engineering, Manhattan College (Sección 26, Manejo de los desperdicios)

Klaus D. Timmerhaus, Ph.D., Associate Dean of Engineering, Director of Engineering Research Center, University of Colorado (Sección 12, Procesos criogénicos)

David B. Todd, Ph.D., Technical Director, Plastics Equipment Division, Baker Perkins Inc. (Sección 19, Mezcla de pastas y materiales viscosos)

Robert E. Treybal, Ph.D. (fallecido), Professor and Chairman, Department of Chemical Engineering, University of Rhode Island (Sección 21, Sistema líquido-líquido)

George T. Tsao, Ph.D., Director, Laboratory of Renewable Resource Engineering, Purdue University (Sección 27, Ingeniería bioquímica)

Vincent W. Uhl, Ph. D., Professor of Chemical Engineering, University of Virginia (Sección 10, Recipientes agitados)

Hendrick C. Van Ness, D. Eng., Department of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute (Sección 4, Termodinámica)

Theodore Vermeulen, Ph.D. (fallecido), Professor of Chemical Engineering, Faculty Scientist, Lawrence Berkeley Laboratory, and Director of the Water Technology Center, University of California, Berkeley (Sección 16, Adsorción e intercambio iónico)

Edward Von Halle, Ph.D., Chemical Engineer, Union Carbide Corporation-Nuclear Division (Sección 17, Procesos de separación por difusión)

F.A. Watson, M.Sc., Senior Lecturer, Department of Chemical Engineering, University of Salford, Salford, England; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers, (Sección 25, Factores económicos de los procesos)

Ionel Wechsler, M.S.Min. and Met., Vice President, Sala Magnetics, Inc. (Sección 21, Separación magnética)

David F. Wells, B.S., President, David F. Wells and Associates (Sección 20, Sistema de lechos fluidificados)

T.C. Wherry, B.S.E.E., B.S.Ch.E. (jubilado), Vice President, Director of Systems Research, Applied Automation, Inc.; Member Board of Directors (Sección 22, Control de procesos)

J. K. Wilkinson, M.Sc., Senior Lecturer, Department of Chemical Engineering, University of Salford, Salford, England; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers (Sección 25, Factores económicos de los procesos)

Richard E. Worsham, B.S., Region Engineer, Cities Service Oil and Gas Company (Sección 22, Control de procesos)

Roy M. Young, B.S.Ch.E., Process Automation Consultant, R & M Associates, Inc. (Sección 22, Control de procesos)

Prefacio de la sexta edición

En el decenio pasado, la ingeniería química contribuyó, en diversas e importantes maneras, al progreso industrial de todo el mundo. En los métodos de diseño de equipos y procesos se lograron avances considerables. Este progreso se debe, en parte, a factores como el uso cada vez mayor de las computadoras y la disponibilidad de mejores materiales de construcción. El enfoque sobre el aumento de valor de la energía y la necesidad de una mejor administración de los desperdicios fueron factores que también afectaron las decisiones de diseño. Sin embargo, la buena práctica de la ingeniería química aún se basa fundamentalmente en dos aspectos: el empírico y el teórico. Desde la publicación de la quinta edición se realizaron contribuciones importantes en los dos aspectos anteriores. Por este motivo, cada una de las 25 secciones de la quinta edición se revisaron y actualizaron y, en algunas áreas (como por ejemplo, economía, destilación, extracción y absorción), las secciones se volvieron a escribir en su totalidad. Por otra parte, se agregaron dos secciones nuevas para incorporar las tecnologías que surgieron en dicho decenio, es decir, la bioingeniería y la administración de desperdicios.

En el *Manual del Ingeniero Químico* se modificó el método de manejo de unidades. La mayoría de los ingenieros están conscientes que en gran parte del mundo se utilizan las unidades SI; sin embargo, en Estados Unidos todavía se usan las unidades U.S. (pero existe una tendencia definitiva en este país hacia una mayor aplicación de las unidades SI). Con objeto de complacer a los diferentes usuarios, este *Manual del Ingeniero Químico* se ha escrito, hasta donde ha sido posible, en ambos sistemas. Las tablas y figuras que se revisaron de ediciones anteriores, no se volvieron a redactar o dibujar, porque hacerlo no sería práctico. Por lo general, las tablas y figuras nuevas se presentan en unidades SI y, en algunos casos, en ambos sistemas de unidades. Sin embargo, en todos los casos, junto con las figuras y tablas se proporcionan los factores de conversión necesarios. Los números que aparecen en el texto se dan tanto en unidades SI como U.S. y las constantes dimensionales que aparecen en varias ecuaciones empíricas también se especifican en ambos sistemas de unidades. En general, los editores consideran que el *Manual del Ingeniero Químico* lo pueden utilizar las personas que trabajan con cualquiera de los dos sistemas de unidades.

Numerosas personas colaboraron en la preparación de esta edición. Los editores agradecen en particular la asistencia de Wanda S. Dekat, Georgea L. de Medina y Guy L. Green, quienes realizaron la tediosa tarea de preparar el índice. La asistencia secretarial de mecanografía estuvo a cargo de Jill A. Schoeling y Ruth R. Sleeper.

Los editores agradecen especialmente las contribuciones de Raymond Genereaux, editor de la sección 6, "Transporte y almacenamiento de fluidos", quien ha sido la única persona que ha participado en la preparación de las seis ediciones del *Manual del Ingeniero Químico*. Se aprecian sus esfuerzos y compromisos en todos estos años de colaboración con el *Manual del Ingeniero Químico*.

La muerte repentina de Bob Perry, durante la preparación de esta edición, fue una pérdida irreparable. Él estaba profundamente comprometido con la continuación del *Manual del Ingeniero Químico* y la calidad representada por la tradición de este libro. Se le extraña.

De igual manera lamentamos la pérdida de Frank L. Evans Jr. y Theodore Vermeulen, editores de las secciones 24 y 16, respectivamente, quienes realizaron contribuciones invaluables al *Manual del Ingeniero Químico*.

DON W. GREEN

Control de procesos *

T. C. Wherry, B.S.E.E., B.S.Ch.E., *Vice President (Retirado), Director of Systems Research, Applied Automation, Inc.; Member, Board of Directors; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Automatic Control Council; Fellow, Instrument Society of America; Fellow, American Institute of Chemists; Registered Professional Engineer (Oklahoma), (Editor de la sección)*

Jerry R. Peebles, M.S., P.E., *Engineering Associate, Cities Service Oil and Gas Company. (Editor asistente de la sección)*

Patrick M. McNeese, B.S., *General Manager of Purchasing, Cities Service Oil and Gas Company*

Philip O. Teter, Jr., B.S., P.E., *Electrical Engineer, Corps of Engineers*

Richard E. Worsham, B.S., *Region Engineer, Cities Service Oil and Gas Company*

Roy M. Young, B.S., Ch.E., *Process Automation Consultant, R & M Associates, Inc.*

FUNDAMENTOS DEL CONTROL AUTOMÁTICO

Sistema general de control 22-4
Sistema de circuitos abierto y cerrado 22-4
Control de retroalimentación 22-4
Control de alimentación directa 22-4
Diagramas de bloques 22-6
Funciones de transferencia utilizando las transformadas de Laplace 22-6
Definiciones y restricciones 22-6
Funciones de transferencia 22-7
Combinación de funciones de transferencia 22-7
Características del proceso 22-8
Elemento proporcional 22-7
Elemento de capacitancia 22-9
Elemento de retraso de primer orden (elemento de la constante de tiempo) 22-9
Elemento de retraso de segundo orden (elemento cuadrático u oscilatorio) 22-10
Retraso distancia-velocidad (elemento de tiempo muerto) 22-12
Retrasos de más alto orden 22-12
Características del sistema de control de retroalimentación 22-13
Cierre del circuito 22-14
Control de encendido-apagado (*on-off*) 22-14
Control proporcional 22-15
Control proporcional más reajuste (Control PI) 22-18
Control proporcional más reajuste más rapidez de cambio (PID) 22-20

*Agradecemos a las siguientes personas sus aportaciones a la quinta edición: E. C. Miller, B. O. Ayers, E. N. Fuller, D. A. Jewett, D. W. Lane, R. D. McCoy, R. S. Moser, F. T., Ogle, T. J. Pemberton, W. G. Ragains, R. C. Richardson, O. E. Ririe, R. A. Sanford, H. W. Staten, W. S. Stewart, y E. D. Tolin.

Sistemas de más alto orden 22-21
Ajustes del controlador 22-21
Criterios de rendimiento del controlador 22-22
Métodos de ajuste basados en modelos de procesos conocidos 22-23
Procedimientos de ajuste cuando se desconoce el modelo del proceso 22-27
Temas adicionales sobre el control 22-29
Grados de libertad y control 22-29
Control en cascada 22-31
Control de alimentación directa 22-32
Sistemas combinados de alimentación directa e inversa 22-33
Compensación del tiempo muerto 22-33
Control de encendido-apagado, sin atenuación (*on-off*) 22-34
Sistemas de control no lineales 22-34

MEDICIONES DEL PROCESO

Mediciones de temperatura 22-35
Escala internacional de temperatura 22-35
Termopares 22-35
Termómetros de resistencia 22-36
Termómetros de sistema lleno 22-37
Termómetros bimetálicos 22-38
Termómetros de líquido en capilares de vidrio 22-38
Pirómetros 22-38
Mediciones de presión 22-39
Estándares (patrones) y calibración 22-39
Métodos de columnas de líquido 22-40
Métodos de elemento elástico 22-40
Métodos eléctricos 22-42
Mediciones de flujo 22-43
Medidores de flujo por el derramamiento en remolino 22-43
Medidores de flujo ultrasónicos 22-43
Medición de nivel 22-44
Dispositivos visuales 22-44
Dispositivos activados por flotador 22-44
Dispositivos de desplazador 22-45
Dispositivos de carga 22-46
Métodos diversos 22-48
Medición de propiedades físicas 22-49
Densidad y densidad relativa (gravedad específica) 22-49
Viscosidad y consistencia 22-51
Analizadores del índice de refracción 22-51
Conductividad térmica 22-52
Analizadores de punto de ebullición 22-52
Analizadores del punto de inflamación (*flash point*) 22-52
Analizadores de la composición química del proceso 22-52
Analizadores cromatográficos 22-52
Analizadores del infrarrojo 22-53
Analizadores del ultravioleta y de radiación visible 22-53
Turbidimetría 22-53
Paramagnetismo 22-53
Nefelometría 22-53
Instrumentos electroanalíticos 22-53
Análisis conductimétrico 22-53
Mediciones conductimétricas sin electrodos 22-54
Análisis oscilométrico 22-54
Análisis potenciométrico 22-54
Mediciones de pH 22-54
Electrodos de iones específicos 22-54
Análisis coulombimétrico 22-54
Análisis polarográfico 22-54
Medición de la humedad 22-54
Método del punto de condensación o rocío 22-54
Método de eletrólisis 22-55
Método de Karl Fischer 22-55
Método del punto de condensación o rocío (transición de la fase salina) 22-55
Métodos analíticos generales 22-55
Método piezoeléctrico 22-55
Método de capacitancia 22-56
Método de calor de sorción 22-56
Método psicrométrico 22-56
Método de resistencia (conductancia) 22-56
Sistemas de muestreo para analizadores de proceso 22-56
Selección del punto de muestreo 22-56
Toma de la muestra del proceso 22-56
Transporte de la muestra 22-57
Muestreo de varias corrientes 22-58
Punto de retorno de la muestra 22-58
Muestra de calibración 22-58
Acondicionamiento de la muestra 22-58
Ejemplo 1 22-59

INSTRUMENTOS INDICADORES Y DE REGISTRO

Requisitos de presentación de la información sobre la operación 22-60
Exactitud 22-60
Repetibilidad 22-60
Facilidad de lectura 22-60
Velocidad de respuesta 22-61
Transductores de la medición al indicador 22-61
Movimiento rotatorio o posición angular 22-61
Posición lineal 22-61
Fuerza o distorsión 22-62
Balanza de movimiento 22-65
Balance nulo o de cero 22-65
Mediciones eléctricas 22-65
Conversiones analógicas y digitales 22-66
Instrumentos indicadores 22-66
Analógicos 22-66
Digitales 22-68
Instrumentos de registro 22-69
Analógicos 22-69
Digitales 22-70
Centro de control 22-70
Requisitos de información 22-70
Funciones del equipo 22-71
Presentación del sistema 22-71
Estaciones de control 22-71
Nuevo centro de control: Algunas consideraciones de diseño 22-72

CONTROLADORES AUTOMÁTICOS

Controladores autooperados 22-73
Controladores de encendido-apagado (*on-off*) 22-73
Controladores proporcionales 22-73
Controladores electrónicos 22-73
Amplificador operacional 22-73
Entradas y salidas del controlador electrónico 22-74
Modo de control de dos posiciones (encendido-apagado, *on-off*) 22-74
Modo de control proporcional (P) 22-75
Controladores proporcional-integral (PI) 22-75
Controladores proporcional-integral-derivada (PID) 22-76
Controladores neumáticos 22-77
Amplificadores y relevadores neumáticos 22-78
Control de dos posiciones (encendido-apagado, *on-off*) 22-78
Control proporcional (P) 22-79
Control proporcional y de reajuste (PI) 22-79
Control proporcional más rapidez de cambio (PD) 22-79
Control proporcional más reajuste más rapidez de cambio (PID) 22-80
Controlador tipo estantería 22-81
Controladores de microprocesador 22-82
Conceptos generales 22-82
Algoritmos 22-83
Ajuste adaptable 22-83
Control más sensible y estricto 22-84
Control sobreamortiguado 22-84
Cambios de ganancia basados en fuentes externas 22-84
Ganancia en procesos no lineales 22-84
Aplicaciones adicionales 22-84
Simplificación lógica de sistemas de control 22-84
Álgebra booleana 22-84
Control programable 22-85

22-56

22-56
22-56
22-56
22-57
22-58
22-58
22-58
22-58
22-59

REGISTRO

22-60
22-60
22-60
22-60
22-61
22-61
22-61
22-61
22-62
22-65
22-65
22-65
22-66
22-66
22-66
22-68
22-69
22-69
22-70
22-70
22-70
22-71
22-71
22-71

22-72

COS

22-73
22-73
22-73
22-73
22-73
22-74

22-74
22-75
22-75
22-76
22-77
22-78

22-78
22-79
22-79
22-79

22-80
22-81
22-82
22-82
22-83
22-83
22-84
22-84
22-84
22-84
22-84
22-84
22-84
22-84
22-85

ELEMENTOS DE CONTROL FINAL

Válvulas de control 22-86
Cuerpos de válvula 22-86
Obturador de válvula 22-87
Selección de la válvula 22-90
Accionadores de posición lineal 22-91
Accionadores neumáticos 22-91
Accionadores hidráulicos 22-94
Accionadores eléctricos 22-94
Accionadores mecánicos 22-94
Posicionadores y reforzadores (*Boosters*) 22-94
Principios de operación 22-95
Dinámica de los posicionadores y reforzadores 22-95
Lineamientos de las aplicaciones 22-95
Válvulas para alimentación de sólidos 22-96
Otros elementos de control final 22-96
Unidades motrices de velocidad variable 22-96
Accionadores de energía eléctrica variable 22-96
Bombas de salida variable 22-96

TELEMETRÍA Y TRANSMISIÓN

Transmisión de señales analógicas 22-97
Transmisión de señales neumáticas 22-97
Métodos electrónicos de transmisión analógica 22 98
Transmisión de señales digitales 22-100
Telemetría digital y transmisión de datos 22-100
Transmisión de datos de computadora a computadora 22-102
Organización del equipo para control de procesos 22-102
Sistemas de control analógico 22-102
Sistemas de control por computadora digital 22-103
Sistemas de control distribuido por microprocesador 22-104

CONTROL DE PROCESOS POR COMPUTADORA

Jerarquía del control por computadora 22-105
Control de procesos 22-105
Dominio del control de procesos 22-105
Configuraciones computador-operador-proceso 22-106
Jerarquía funcional de un sistema de control por computadora de una compañía 22-106
Control de las operaciones unitarias por computadora 22-107
Reducción de los grados de libertad 22-107
Simplificación de las ecuaciones de control 22-107
Selección y diseño de los circuitos de control 22-107
Configuración operación unitaria-operador-computador 22-108
Optimización de las operaciones unitarias 22-108
Control adaptable 22-109
Ejemplos de control de operaciones unitarias por computadora 22-109
Control de los procesos unitarios por computadora 22-109
Sistema de fraccionamiento 22-109
Proceso de polimerización 22-111
Control de plantas de proceso por computadora 22-112
Desarrollo del proyecto de control 22-112
Simplificación de un sistema de control para un complejo industrial 22-114
Optimización del proceso 22-115
Ejemplo de una planta de etileno 22-116
Ecuaciones y modelos de control 22-116
Controladores convencionales computarizados 22-116
Controladores convencionales computarizados con entrada de múltiples variables 22-116
Modelos de estado estacionario 22-117
Modelos dinámicos 22-117
Computadoras para el control de procesos 22-117
Requisitos generales de equipos (*hardware*) 22-118
Equipos analógicos 22-118
Equipos digitales 22-118
Programas y sistemas de programación (*software*) 22-119

CONTROL DE OPERACIONES UNITARIAS

Control de intercambiadores de calor 22-120
Control directo del vapor 22-120
Control del condensado 22-120
Control de la presión de vapor 22-120
Métodos de control por derivación del flujo (*bypass*) 22-120
Control de alimentación directa 22-120
Control de la entalpía por medio de la alimentación directa 22-122
Control de columnas de destilación 22-125
Controles básicos 22-125
Controles de la calidad del producto 22-126
Controles de entrada de calor 22-127
Control predictivo 22-127
Control de la velocidad de producción de un reactor químico 22-128
Sistema de un reactor usual 22-128
Balance de calor del reactor 22-129
Control de operaciones de secado 22-130
Secadores rotatorios 22-130
Secadores de tambor 22-131
Secadores de rocío 22-131
Control de operaciones por lotes o de arranque y detención 22-131
Criterios para la eficiencia de arranque y detención 22-132
Arranque de procesos continuos 22-133
Control de reactores por lotes 22-134
Maximización de la eficiencia en operaciones unitarias continuas 22-135

ANÁLISIS DEL SISTEMA DE CONTROL

Desarrollo de un sistema de control 22-137
Establecimiento de los objetivos de operación del proceso 22-137
Definición de los objetivos del sistema de control 22-137
Determinación de las restricciones del proceso 22-137
Identificación de fuentes y características de las perturbaciones 22-137
Determinación de las características dinámicas del proceso 22-137
Examen de la factibilidad técnica y económica 22-138
Consideración de soluciones alternativas 22-138
Finalización del diseño del sistema de control 22-138
Conclusión del desarrollo del sistema de control 22-138
Recursos para el análisis de sistemas de control 22-138
Análisis de la respuesta a la frecuencia 22-138
Verificación de pulsos 22-139
Análisis mediante la reducción de los grados de libertad 22-140
Modelos matemáticos 22-142
Simulación 22-143
Costos de instrumentación 22-147
Instrumentación en el punto de medición 22-147
Instrumentación en un cuarto de control 22-147
Control de la planta por computadora 22-148
Análisis de la composición del proceso 22-148

FUNDAMENTOS DEL CONTROL AUTOMÁTICO

REFERENCIAS GENERALES: Caldwell, Coon y Zoss, *Frequency Response for Process Control*. McGraw-Hill, New York, 1959. Considine, *Process Instruments and Control Handbook*, McGraw-Hill, New York, 1957. Considine y Ross, *Handbook of Applied Instrumentation*, McGraw-Hill, New York, 1964. Coughanouer y Koppel, *Process Systems Analysis and Control*, McGraw-Hill, New York, 1965. Eckman, *Automatic Process Control*, Wiley, New York 1958. Gibson, *Nonlinear Automatic Control*, McGraw-Hill, New York, 1963. Harriott, *Process Control*, McGraw-Hill, New York, 1964. Liptak, *Instrument Engineers Handbook*, Chilton, Philadelphia, 1969. Murrill, *Automatic Control of Processes*, International Textbook, Scranton, Pa., 1967. Shinskey, *Process Control System*, McGraw-Hill, New York, 1967. Williams y Lauher, *Automatic Control of Chemical and Petroleum Processes*, Gulf, Houston, 1961.

Los procesos se controlan con mayor precisión para dar productos más uniformes y de más alta calidad, mediante la aplicación del control automático, lo cual representa con frecuencia mayores ganancias. Además, los procesos que responden con demasiada rapidez al control realizado por operadores humanos se pueden regular de manera automática. El control automático tiene también grandes ventajas en ciertas operaciones remotas, peligrosas o rutinarias. Después de un periodo de experimentación, las computadoras se están utilizando ahora para operar y controlar en forma automática sistemas de procesamiento, muchos de los cuales son demasiado grandes o complejos para que se puedan regular de un modo eficaz por medio del control humano.

Puesto que el beneficio del proceso es por lo común la ventaja más importante que se busca al aplicar el control automático, la calidad del control y su costo se deben comparar con los beneficios económicos esperados y los objetivos técnicos del proceso. Los beneficios económicos incluyen la reducción de los costos de operación, mantenimiento y producto fuera de especificaciones, junto con el mejoramiento de la funcionabilidad del proceso y una mayor producción.

Los costos de inversión pueden verse afectados si las consecuencias del control se reflejan en la selección del equipo de procesamiento. Esto requiere una interacción entre las personas que llevan a cabo el diseño del proceso y las que realizan el diseño del sistema de control. Si no se da una atención especial a esta interacción, ello conducirá al concepto de "adaptación" del diseño del sistema de control según el cual éste se suma simplemente al diseño del proceso para hacerlo operable.

SISTEMA GENERAL DE CONTROL

Los diferentes aspectos del control automático se comprenderán mejor si se describen con un ejemplo. Véase, por ejemplo, el proceso que se muestra en la figura 22-1. El líquido en movimiento se va a calentar a una temperatura deseada por medio de vapor que fluye por los serpentines de calentamiento. La temperatura del flujo de salida es afectada por factores (variables de proceso) como temperatura del líquido entrante, gasto del líquido, temperatura del vapor, gasto del vapor, capacidades caloríficas de los fluidos, pérdida de calor del depósito y velocidad de la mezcladora.

Sistemas de circuito abierto y cerrado El sistema ilustrado en la figura 22-1 se clasifica normalmente como de "circuito abierto". Los sistemas de control de *circuito abierto* son aquellos en que la información sobre la variable controlada (en este caso, la temperatura) no se emplea para ajustar cualquiera de las entradas del sistema, con el fin de compensar las variaciones de las variables del proceso. El término "circuito abierto" se encuentra con frecuencia en las exposiciones que tratan de sistemas de control, para indicar que se está estudiando la dinámica no controlada del proceso.

Un sistema de control de *circuito cerrado* implica que la variable controlada es la que se mide, y el resultado de esta medición sirve para manipular cualquiera de las variables de proceso, por ejemplo, el flujo de vapor.

Control de retroalimentación En el sistema de control de circuito cerrado, la información sobre la variable controlada se vuelve a alimentar como base para controlar una variable de proceso, de donde se le designa como "control de retroalimentación o alimentación inversa de circuito cerrado". Esta retroalimentación se logra a través de la acción de un operador (control manual) o por medio de instrumentos (control automático).

En el caso de *control manual*, según la figura 22-1, el operador mide periódicamente la temperatura; si ésta es, por ejemplo, inferior al valor deseado, el operador aumenta la circulación de vapor abriendo levemente la válvula. Cuando se trata de un *control automático*, se emplea un dispositivo sensible a la temperatura para producir una señal (eléctrica, neumática, etc.) proporcional a la temperatura medida. Esta señal se alimenta a un controlador que la compara con un valor deseado preestablecido, o punto de ajuste. Si existe una diferencia, el controlador cambia la abertura de la válvula de control de vapor para corregir la temperatura como se indica en la figura 22-2.

Control de alimentación directa El control de alimentación directa es de empleo general. Las perturbaciones de proceso se miden y compensan sin esperar a que un cambio en la variable controlada indique que ha ocurrido una perturbación. El control de alimentación directa es muy útil también en los casos en que la variable controlada final no se puede medir. En el ejemplo ilustrado en la figura 22-3, el controlador de alimentación directa tiene la capacidad de computar y utilizar el gasto medido de líquido de entrada y su temperatura, para calcular el gasto de vapor necesario para mantener la temperatura deseada en el líquido de salida.

La ecuación que resuelve el controlador relacionando el contenido calorífico del líquido de entrada, el flujo de vapor y la temperatura del líquido de salida, se designa usualmente como *modelo de proceso*. Es muy raro encontrar modelos y controladores perfectos, de manera que es más conveniente utilizar una combinación de control de retroalimentación y alimentación directa (véase la Fig. 22-4). La configuración de un controlador que proporciona el punto de ajuste para otro

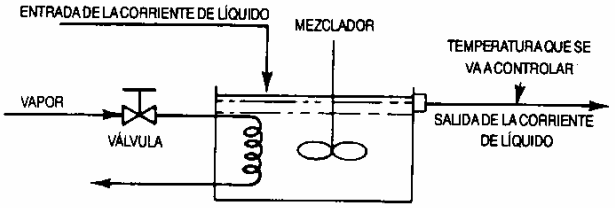


FIG. 22-1 Proceso sencillo de intercambio de calor.

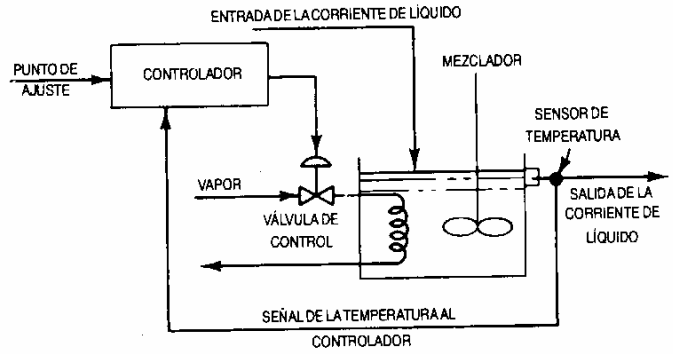


FIG. 22-2 Control automático de retroalimentación de un proceso de intercambio de calor.

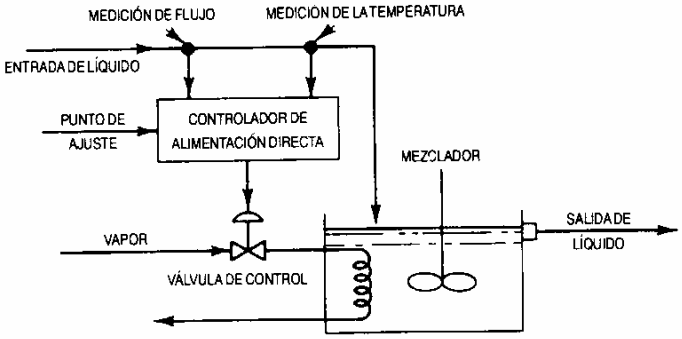


FIG. 22-3 Control de alimentación directa de un proceso de intercambio de calor.

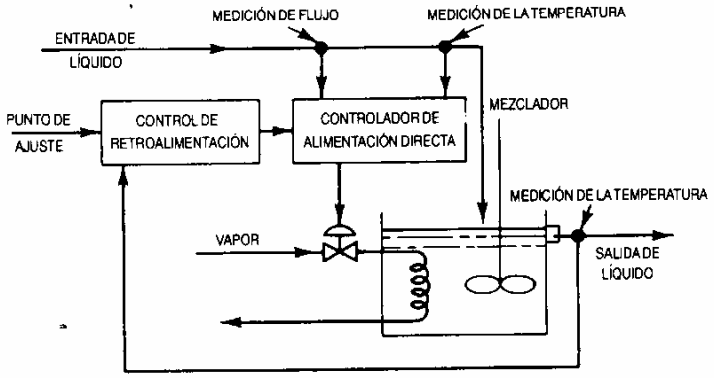


FIG. 22-4 Control combinado con alimentación directa y retroalimentación de intercambio de calor.

controlador se conoce como *control en cascada* y se emplea comúnmente en el control de retroalimentación.

Diagramas de bloques Estos diagramas muestran las relaciones entre las variables del sistema y constituyen el método estándar para representar sistemas para fines de análisis o estudio. Hay acuerdos ya establecidos para la construcción o el diseño de diagramas de bloques. Las líneas representan señales que pueden ser flujos o corrientes de información, material o energía. Una unión o juntura circular de totalización representa una suma algebraica de las señales de entrada en ese punto. Al lado de la flecha que va a la junta totalizadora se coloca un signo algebraico, (+) o (-), para indicar una suma o una resta, respectivamente. Un punto de ramificación o bifurcación de otra línea representa la división de una señal en más de una trayectoria sin modificaciones. Los rectángulos representan una modificación de la señal entrante y se utilizan para los elementos del sistema. En general, los rectángulos contienen notaciones que describen las características dinámicas del sistema que representan. Estas notaciones pueden incluir la ecuación diferencial, la constante para la conversión de unidades o la función de transferencia que relaciona la entrada y la salida del elemento.

El diagrama de bloques se obtiene directamente del sistema físico, dividiéndolo en secciones funcionales no interactuantes, cuyas entradas y salidas se identifican con facilidad. Los bloques se conectan en el mismo orden en que aparecen en el sistema físico.

El circuito de control de flujo neumático que se muestra en la figura 22-5 comprende seis secciones principales que se deben considerar; controlador, línea de transmisión *a*, válvula, placa de orificio, transmisor de presión diferencial y línea de transmisión *b*. Para este caso, las características de las válvulas representan el proceso que se está controlando, la circulación por la válvula es la salida de proceso *C* y el diagrama de bloques de este sistema es el que aparece en la figura 22-6.

El controlador tiene una entrada de referencia, o punto de ajuste *R*, que es el valor deseado para la señal de medición del proceso transmitida al controlador. Éste mide la diferencia o error entre el punto de ajuste y la señal de medición. El controlador maneja el error *E* para producir una salida *M*, que corrige la posición de la válvula para hacer que el error se reduzca a cero. En el diagrama de bloques, el controlador está representado por la unión totalizadora y el bloque de modalidades de control.

La salida del controlador alimenta la línea de transmisión *a*; el bloque que representa la línea de transmisión *a* tiene a *M*, la variable manipulada, como entrada y como salida a *A*. La línea de transmisión puede ser muy rápida, como sucede en los instrumentos electrónicos, de modo que $A = M$, o bien, puede ser lenta, como sucede en algunas instalaciones de instrumentos neumáticos, de tal manera que *A* tiene una demora o retraso en tiempo en relación con *M*. A su vez, la señal *A* regula la posición de la válvula de control, y esta posición y las características de la válvula determinan el gasto o velocidad de flujo a través de la misma. Del mismo modo, se agregan bloques para la placa de orificio, el transmisor de presión diferencial y la línea de transmisión *b*. El diagrama de bloques del sistema de retroalimentación de circuito cerrado genera un circuito cerrado cuando se expresa en la notación de diagramas de bloques.

FUNCIONES DE TRANSFERENCIA UTILIZANDO LAS TRASFORMADAS DE LAPLACE

Definiciones y restricciones El comportamiento de estado estacionario y dinámico de un sistema se determina resolviendo la ecuación diferencial que representa dicho sistema. Esto puede representar una tarea prolongada y tediosa, sobre todo si el sistema se compone de muchos elementos. Una de las técnicas para resolver estas ecuaciones di-

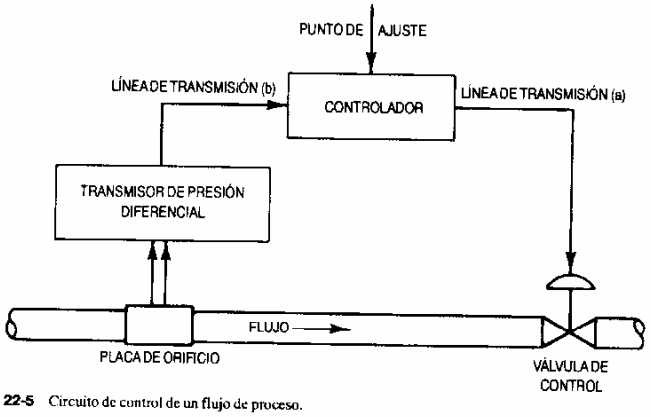


FIG. 22-5 Circuito de control de un flujo de proceso.

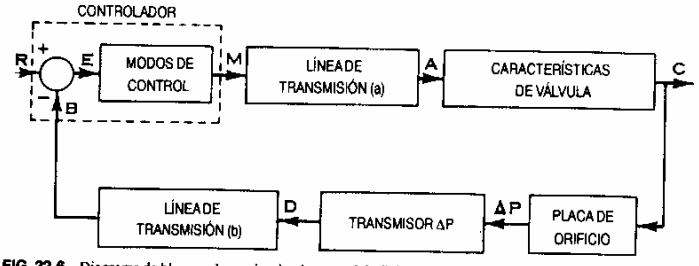


FIG. 22-6 Diagrama de bloques de un circuito de control de flujo especificando el equipo utilizado.

ferenciales es el empleo de la transformación creada por Laplace. En este caso, el problema se trata en términos de una segunda variable que permite resolverlo en forma algebraica. Así pues, mediante una nueva transformación a la variable independiente original, se obtiene la solución de la ecuación diferencial inicial (véase la Sec. 2).

Las transformadas de Laplace, a pesar de su gran utilidad, sólo se pueden aplicar a ecuaciones diferenciales de tipo lineal. Estas ecuaciones describen un sistema lineal al cual pueden aplicarse las reglas de superposición. Dicho de otra manera, si la respuesta de tiempo del sistema es $y_1(t)$ cuando se aplica una función de fuerza $x_1(t)$ y la respuesta es $y_2(t)$ cuando se aplica $x_2(t)$, entonces, si $x_1(t) + x_2(t)$ se aplica, la respuesta será $y_1(t) + y_2(t)$. Una ecuación diferencial lineal de este tipo es:

$$p_n(t)\frac{d^n y(t)}{dt^n} + p_{n-1}(t)\frac{d^{n-1}y(t)}{dt^{n-1}} + \cdots + p_0(t)y(t) = x(t) \quad (22\text{-}1)$$

en donde los coeficientes $p_i(t)$ no son funciones de la variable dependiente $y(t)$ o cualquiera de sus derivadas. Por lo común, la solución de una ecuación de esta índole, con coeficientes que varían con el tiempo, presenta ciertas dificultades. La mayor parte de las operaciones químicas son de tipo no lineal sobre una gama amplia; pero la suposición de linealidad en una región pequeña cercana al punto de operación se puede justificar casi siempre (lo que se llama linealización). Los coeficientes de esta ecuación diferencial linealizada son, casi siempre, independientes del tiempo. Por tanto, en lo que respecta al control del proceso, la ecuación diferencial básica del mismo adopta usualmente la forma:

$$m_n\frac{d^n y(t)}{dt^n} + m_{n-1}\frac{d^{n-1}y(t)}{dt^{n-1}} + \cdots + m_0 y(t) = x(t)$$

que se resuelve de manera rutinaria con las transformadas de Laplace.

Funciones de transferencia Para ilustrar la conveniencia de la transformación de Laplace, véase una ecuación diferencial expresada por

$$T\frac{dc(t)}{dt} + c(t) = RMu(t) \qquad c(0) = 0 \quad (22\text{-}2)$$

en este caso, T representa la constante de tiempo del sistema y $Mu(t)$ describe una entrada de escalón al sistema, de magnitud M. Se desea determinar la respuesta de la salida $c(t)$. Las transformadas $\mathcal{L}$ de Laplace que se requieren se toman de las tablas.

$$\mathcal{L}\left[\frac{dc(t)}{dt}\right] = sC(s) - c(0+)$$

$c(0+) = 0$, ya que las condiciones iniciales eran cero.

$$\mathcal{L}[c(t)] = C(s)$$
$$\mathcal{L}[Mu(t)] = M(1/s)$$

La transformada de Laplace de la ecuación (22-1) es, por tanto,

$$TsC(s) + C(s) = R(M/s)$$
$$C(s) = \frac{RM}{s(Ts+1)} \quad (22\text{-}3)$$

Para transformar esta ecuación nuevamente al dominio de tiempo, se busca la transformada inversa $\mathcal{L}^{-1}$ y se encuentra que

$$c(t) = \mathcal{L}^{-1}[C(s)] = RM(1 - e^{-t/T})$$

En un sistema de muchos elementos, la ecuación transformada que corresponde a la ecuación (22-3) puede ser muy complicada. No obstante, casi siempre se puede manejar de tal modo que adquiera una forma para la cual se pueda encontrar la transformada inversa en una tabla.

En el trabajo de control de proceso, las transformadas de Laplace se utilizan para determinar las respuestas a perturbaciones o alteraciones. Los términos estado estacionario o constante se omitirán, casi siempre, en las soluciones de ecuaciones diferenciales, debido a que casi siempre se supondrá que las condiciones iniciales son cero.

La *función de transferencia* se define como la razón de una transformada de Laplace de la variable de respuesta (salida) a la transformada de Laplace de la variable de perturbación (entrada). Por lo que indica la ecuación (22-3), se obtiene la siguiente expresión para la función de transferencia $KG(s)$

$$KG(s) = \frac{\text{salida}}{\text{entrada}} = \frac{C(s)}{M(s)} = \frac{R}{Ts+1} \quad (22\text{-}4)$$

El acuerdo ya establecido para designar funciones de transferencia en un diagrama de control, es la expresión $KG(s)$. Las letras mayúsculas se utilizan cuando las funciones se encuentran dentro del dominio s, y las minúsculas sirven para indicar el dominio de tiempo. $G(s)$ representa la porción dinámica de la función de transferencia y K se relaciona con la ganancia de estado estacionario a través de un elemento. En la función de transferencia, la ecuación (22-4) $K = R$ y $G(s) = 1/(Ts + 1)$.

Una de las prácticas comunes consiste en dibujar un diagrama de bloques del dominio s, para omitir (s) en las expresiones de $F(s)$. Por el contrario, sólo se emplea la designación de letras mayúsculas para representar las transformadas del dominio s. En la figura 22-7 se ilustra un diagrama de bloques expresado en términos de funciones de transferencia, en donde H es la función de transferencia del dispositivo de medición de retroalimentación.

Combinación de funciones de transferencia Los sistemas de procesos fluidos y térmicos manifiestan varias características dinámicas distintas, pero muchos de ellos se pueden describir por medio de combinaciones de cinco funciones de transferencia.

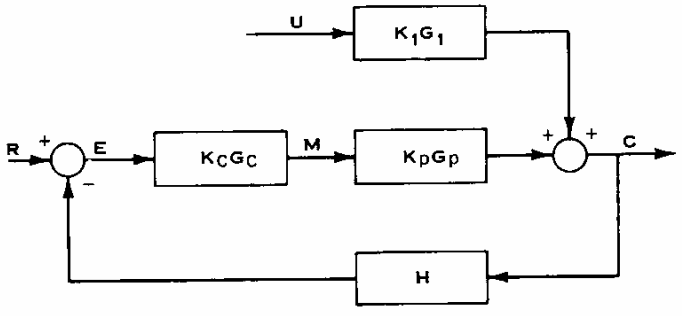


FIG. 22-7 Diagrama de bloques generalizado de un sistema de control con retroalimentación, en el cual se indica la función de transferencia de un proceso sujeto a una perturbación de carga.

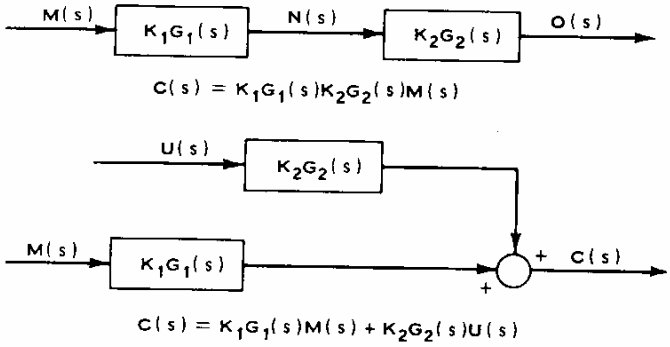


FIG. 22-8 Diagrama de bloques de elementos de proceso que utiliza la notación de la función de transferencia y las funciones de transferencia compuesta respectivas.

K	elemento proporcional
$1/Ts$	elemento de capacitancia
$1/(Ts + 1)$	elemento de primer orden
$1/(T^2s^2 + 2\xi Ts + 1)$	elemento de segundo orden
$e^{-\theta s}$	elemento de tiempo muerto

Las funciones de transferencia son recursos importantes en el análisis de los sistemas de control. Cada bloque o elemento de dicho sistema tiene su propia función de transferencia característica. Si se utiliza la notación de función de transferencia en el dominio s, $KG(s)$ para cada bloque, los elementos del sistema se pueden combinar por medio de procedimientos algebraicos para obtener una expresión global para todo el sistema de control, como se ilustra en la figura 22-8. Entonces, sustituyendo las funciones de transferencia individuales y detalladas, se obtiene la función de transferencia global que permitirá realizar un análisis del sistema de control.

CARACTERÍSTICAS DEL PROCESO

Cuando se utilizan diagramas de bloques para analizar el sistema de control, es necesario conocer la función de transferencia que representa tanto al estado estático o estacionario como la del comportamiento dinámico de cada bloque. Para describir el comportamiento de un proceso físico es preciso definir las características específicas del mismo. Por definición, un bloque de proceso tiene una sola entrada y una sola salida; en el dominio s, la transformada de salida se determina multiplicando la transformada de entrada por la función de transferencia de dicho proceso. Cada bloque se puede describir utilizando los cinco elementos que se indicaron con anterioridad, o cualquier combinación de ellos.

Elemento proporcional La analogía de la resistencia eléctrica describe muchas características de sistemas de flujo, difusión y térmicos. La resistencia eléctrica se expresa por medio de la ley de Ohm.

$$R = \frac{e_1 - e_2}{i} = \frac{\Delta e}{i} = \frac{\text{diferencia potencial}}{\text{flujo de la corriente}}$$

en donde e = potencial, V; i = corriente, A; y R = resistencia, Ω.

En el flujo turbulento de un líquido, una pequeña abertura equivale a la resistencia eléctrica. La velocidad de flujo a través de esta restricción se expresa por medio de la ley de Bernoulli.

$$f = kA\sqrt{2g_c(h_1 - h_2)} \qquad (22\text{-}5)$$

en donde f = velocidad de flujo o gasto, k = coeficiente de flujo, A = área de la restricción, g_c = constante gravitacional, y h = carga de líquido (potencial). Se trata de una relación no lineal entre el flujo y el potencial, que es diferente al sistema eléctrico lineal. No obstante, se puede "linealizar" el sistema a un punto de operación específico, suponiendo que $h_1 - h_2$ es grande en comparación con el cambio registrado en $h_1 - h_2$ que se va a considerar. En otras palabras, la resistencia se define como sigue:

$$R_{f_0} = \left(\frac{\text{cambio de la diferencia de carga}}{\text{cambio de flujo}}\right)_{f_0} = \frac{d(h_1 - h_2)}{df}\Big|_{f_0}$$

en donde R_{f0} se define para un valor de flujo f_0. Partiendo de esta definición y la ecuación (22-5), se obtiene

$$R_{f_0} = f_0/(gk^2A^2)$$

Por lo tanto, con una velocidad de flujo en particular f_0, un pequeño cambio en la diferencia de potencial $d(d_1 - h_2)$ generará un cambio proporcional en la velocidad de flujo. Obsérvese que, en este ejemplo, la resistencia no es una constante, sino que depende del gasto.

La respuesta transitoria de la salida de un elemento proporcional es idéntica a la entrada, excepto por la magnitud. Véase un cambio escalonado en la diferencia de carga para el ejemplo de flujo. En la figura 22-9 se representa el sistema de flujo linealizado en el dominio del tiempo. La respuesta de tiempo de f a un cambio escalonado en $h_1 - h_2$ cuando $t = 0$, aparece en la figura 22-10.

Según la nomenclatura del dominio s de Laplace, el elemento proporcional se designa, con frecuencia, como K. En este caso $K = 1/R_{f0}$.

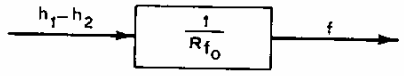


FIG 22-9 Diagrama de bloques del elemento de resistencia de un líquido.

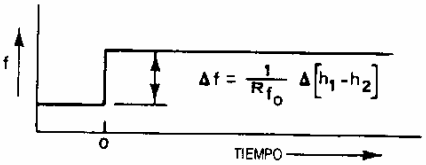


FIG. 22-10 Respuesta de tiempo de un elemento proporcional ante un cambio escalonado en el potencial, cuando el tiempo es igual a cero.

Elemento de capacitancia Para el elemento de capacitancia eléctrica, la ley de Faraday relaciona la carga de un capacitor con su capacitancia y la diferencia de potencial que se aplica.

$$C = q/e = \text{cantidad/potencial} \tag{22-6}$$

en donde q = carga, C; C = capacitancia, F; y e = potencial, V. Según la definición de la corriente y la ecuación (22-6).

$$dq/dt = i = C\,(de/dt)$$

La capacitancia es un dispositivo de almacenamiento de energía. Dicho de otra manera, el flujo de corriente que entra al capacitor es el producto de la capacitancia y el índice de cambio del potencial.

La capacitancia de un líquido es directamente análoga a la capacitancia eléctrica, y se representa por medio de un tanque de compensación que se utiliza para almacenar líquido en forma temporal.

$$C_L\,(dh/dt) = f \tag{22-7}$$

en donde C_L = capacitancia del líquido o área de la sección transversal. En el dominio s de Laplace, la ecuación (22-7) se convierte en

$$C_L sH(s) = F(s) \quad \text{o} \quad H(s) = \frac{1}{C_L s} F(s)$$

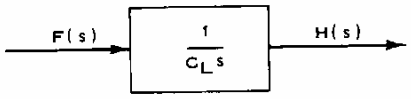


FIG. 22-11 Diagrama de bloques del elemento de capacitancia de un líquido.

El diagrama de bloques correspondiente se muestra en la figura 22-11. El término $1/C_L s$ es la función de transferencia. En la nomenclatura del dominio s de Laplace, este tipo de función de transferencia se designa usualmente como $1/Ts$, en donde $C_L = T$.

La respuesta de tiempo de este elemento de capacitancia a un flujo dado f_0 se deriva de la ecuación (22-7). Después de separar las variables e integrar, se obtiene

$$h = (f_0/C_L)\,t + k$$

Esta respuesta, que se ilustra en la figura 22-12, será no lineal cuando el área de la sección transversal del tanque no sea constante.

En la tabla 22-1 se presenta una lista de otras analogías de elemento de proceso proporcionales y de capacitancia.

Elemento de retraso de primer orden (elemento de la constante de tiempo) Un elemento de demora o retraso de primer orden se puede ilustrar por medio del nivel de líquido dentro del tar que que se muestra en la figura 22-13, en donde el flujo que sale del mismo se supone proporcional al nivel del tanque. La dinámica de este proceso se describe por medio de las expresiones

$$C_L\,(dh/dt) = f_1 - f_2 \qquad \text{y} \qquad f_2 = h/R_L$$

Por tanto,

$$R_L C_L\,(dh/dt) + h = R_L f_1 \tag{22-8}$$

El producto RC aparece a menudo en los análisis de sistemas de control automático. Por analogía con la teoría de un circuito eléctrico, se le denomina *constante de tiempo* y casi siempre se designa como T. Las constantes de tiempo son, quizá, los indicadores más utilizados de las características de elementos de proceso. Al sustituir $T = R_L C_L$ y volver a expresar la ecuación (22-8) en el dominio s, se obtiene

$$(Ts + 1)H(s) = R_L F_1(s)$$
$$H(s) = R_L/(Ts + 1)\,F_1(s) \tag{22-9}$$

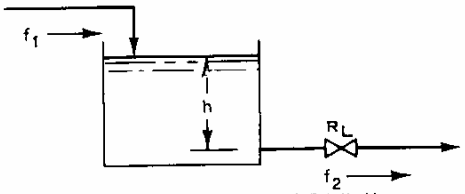


FIG. 22-13 Retraso de primer orden, elemento de flujo líquido.

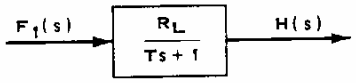


FIG. 22-14 Diagrama de bloques de un flujo líquido, proceso con retraso de primer orden.

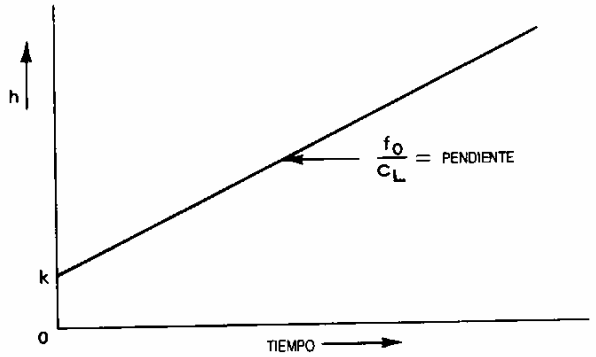


FIG. 22-12 Respuesta del elemento de capacitancia del líquido, para un flujo constante y una sección transversal constante.

TABLA 22-1 Algunas analogías de electricidad, flujo y calor

	Eléctricas	Flujo líquido	Flujo gaseoso	Flujo calorífico
Unidades de cantidad	q, coulomb	volumen, ft^3	masa, lb	calor, Btu
Unidades de potencial	e, volt	carga líquida, ft	presión, lb_f/ft^2	temperatura, grados
Unidades de flujo	i, ampere, coulomb/seg.	gasto volumétrico, ft^3/s	gasto masa, lb_m/s	flujo calorífico, Btu/s
Resistencia al flujo				
$R = \frac{\Delta(\text{potencial})}{\Delta(\text{flujo})}$	$R(\text{ohms}) = \frac{e_1 - e_2}{i}$	$R\left(\frac{\text{sec.}}{\text{ft.}^2}\right) = \frac{d(h_1 - h_2)}{df}$	$R\frac{1}{(\text{ft.})(\text{sec.})} = \frac{d(p_1 - p_2)}{dW}$	$R\left(\frac{(\text{grado})(\text{s})}{\text{B.t.u.}}\right) = \frac{d(T_1 - T_2)}{dq}$
Notación simbólica	i, e_1, R, e_2	f, h_1, h_2, R	W, p_1, p_2, R	q, T_1, R, T_2
Ecuación gobernante	$i = \frac{e}{R}$	$f = K S \sqrt{2g(h_1 - h_2)}$ $= f_{ss} + \frac{\Delta(h_1 - h_2)}{R}$	$W = K_1 S \sqrt{g_c \rho_{av}(p_1 - p_2)}$ $= W_{ss} + \frac{\Delta(p_1 - p_2)}{R}$	**Conducción** $q = kA\frac{T_1 - T_2}{\Delta x} = HA(T_1 - T_2)$ **Convección** $= q_{ss} + \frac{\Delta(T_1 - T_2)}{R}$
	R = constante	$R = \frac{f_{ss}}{K^2 S^2 g}$	$R = \frac{2W_{ss}}{K_1^2 S^2 g_c \rho_{av}}$ en donde $p_1 - p_2 < 0.1 p_1$	$R = \frac{\Delta x}{kA}$ $= \frac{1}{HA}$
Capacidad				
$C = \frac{\Delta(\text{cantidad})}{\Delta(\text{potencial})}$	$C(\text{farad}) = \frac{q}{e} = \frac{i}{de/dt}$	$A(\text{ft.}^2) = \frac{\Delta V}{\Delta h}$	$C\left(\frac{(\text{lb}_m)(\text{ft.}^2)}{\text{lb}_f}\right) = \frac{\Delta M}{\Delta p}$	$C\left(\frac{\text{Btu}}{\text{grado}}\right) = MC_p = \frac{dQ}{dT}$
Notación simbólica	C, e, i	f, A, h	W, volumen constante, p	q, T
Ecuación gobernante	$e = e_0 + \frac{1}{C}\int i\,dt$	$h = h_0 + \frac{1}{A}\int f\,dt$	$p = p_0 + \frac{1}{C_1}\int W\,dt$	$T = T_0 + \frac{1}{C}\int q\,dt$

Subíndices: *ss* indica estado estacionario y 0 denota condición inicial

t = tiempo
S = área de restricción
A = área de la superficie líquida
Δx = espesor
g = 32.2 ft/seg^2
g_c = 32.2 lbm. ft./lb seg^2

ρ_{av} = densidad a la presión promedio
C_1 = para un gas ideal a volumen y temperatura constantes
R_g = constante de gas
C_p = calor específico a presión constante
K, K_1, k, y H son coeficientes apropiados

La función de transferencia de este elemento de retraso de primer orden es $R_L/(Ts + 1)$; véase la figura 22-14. La expresión R_L es un factor de magnitud que se presenta aquí, debido a que la carga o el potencial es la salida del elemento del proceso. Los elementos de retraso de primer orden se caracterizan por la expresión $1/(Ts + 1)$.

La respuesta de tiempo de una demora o retraso de primer orden se obtiene resolviendo la ecuación (22-8) para un cambio escalonado del flujo que entra, suponiendo que el tanque estaba inicialmente vacío. Después de reacomodar los términos, se obtiene

$$dh/(R_L f_1 - h) = dt/T \qquad f_1 = \text{constante}$$

Integrando entre los límites $h_0 = 0$ y h, se obtiene

$$-\ln(R_L f_1 - h)\Big|_{h_0}^{h} = \frac{t}{T}$$

$$h(t) = R_L f_1[1 - e^{-t/T}]$$

La gráfica de la salida del elemento de proceso correspondiente a un incremento escalonado unitario en la entrada que se muestra en la figura 22-15, demuestra que la constante de tiempo es el lapso que se requiere para llegar a $1 - e^{-1}$, que es el 63.2 % del valor final. El valor final de la salida será R, en donde $R = R_L f1$

Elemento de retraso de segundo orden (elemento cuadrático u oscilatorio El sistema de segundo orden es importante en el estudio de los sistemas de control automático, porque la respuesta real de un sistema controlado se compara a menudo con la de un sistema oscilatorio de segundo orden. Pocos procesos químicos de circuito abierto exhiben características oscilatorias; sin embargo, el sistema de control de circuito cerrado se ajusta a menudo, de tal modo que presente características similares al sistema oscilatorio de segundo orden.

Las características de un sistema de segundo orden se ilustran por medio del resorte, la masa y el sistema de amortiguamiento que se muestran en la figura 22-16. En la masa actúan cuatro fuerzas: **1**) la fuerza de desplazamiento de resorte kc, **2**) la fuerza de amortiguamiento dependiente de la velocidad $p\,dc/dt$, **3**) la fuerza de inercia dependiente de la aceleración $(W/g)(d^2c/dt^2)$ (g es la aceleración gravitacional), y **4**) la fuerza aplicada m. La salida de este elemento es el desplazamiento c. La ecuación que relaciona las fuerzas es

$$(W/g)(d^2c/dt^2) + p(dc/dt) + kc = m$$

Si el desplazamiento inicial y la velocidad son cero, las transformaciones de Laplace son las que se indican a continuación

$$\mathcal{L}[c(t)] = C(s) \qquad \mathcal{L}\left[\frac{dc}{dt}\right] = sC(s) \quad \text{y} \quad \mathcal{L}\left[\frac{d^2c}{dt^2}\right] = s^2C(s)$$

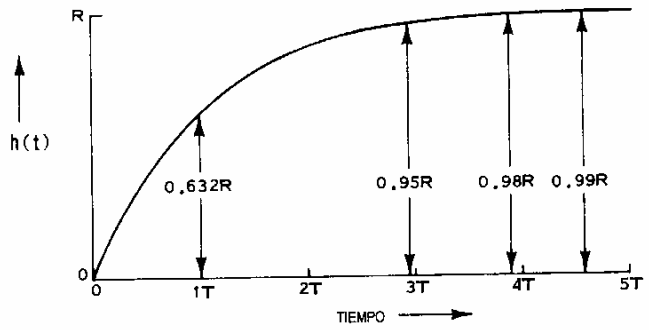


FIG. 22-15 Tiempo de respuesta de un retraso de primer orden generado por el incremento escalonado unitario en la entrada cuando el tiempo es igual a cero.

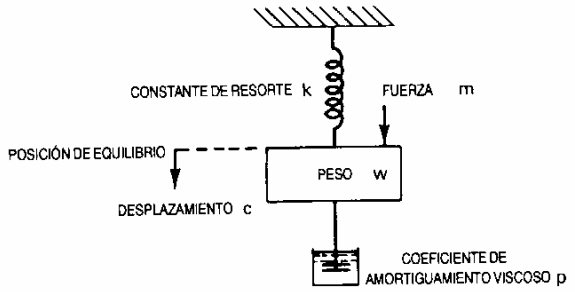


FIG. 22-16 Representación mecánica del movimiento oscilatorio.

Después de reacomodarla, la ecuación de la transformada resulta ser

$$\frac{C(s)}{M(s)} = \frac{1/k}{(W/gk)\,s^2 + (p/k)\,s + 1}$$

en donde $M(s)$ y $C(s)$ son, respectivamente, la entrada y la salida del sistema. Esta función de transferencia es característica de todos los retrasos cuadráticos. Para fines de exposición, conviene escribir esta función de transferencia en la forma estándar.

$$KG(s) = \frac{C(s)}{M(s)} = \frac{K}{T_c^2 s^2 + 2\xi T_c s + 1} \qquad (22\text{-}10)$$

en donde K = ganancia del sistema = $1/k$
T_c = tiempo característico = $\sqrt{W/gk}$
ξ = factor de amortiguamiento = $(p/2k)\,(1/T_c)$

La importancia de T_c y ξ se observa en la respuesta del sistema al cambio escalonado unitario en la entrada ilustrado en la figura 22-17. La respuesta depende del valor de ξ. Para $\xi < 1$, es del tipo oscilatorio, mientras que para $\xi > 1$, es de índole no oscilatoria. Los sistemas para los cuales $\xi > 1$ se denominan *sobreamortiguados*; y para $\xi < 1$, se llaman *subamortiguados*; y para $\xi = 1$, los sistemas reciben el nombre de *amortiguados críticamente*.

Para $\xi < 1$:

$$c(t) = K\left[1 - \frac{1}{\sqrt{1-\xi^2}}\, e^{-\xi(t/T_c)} \operatorname{sen}(\omega_r t + \phi)\right] \qquad (22\text{-}11)$$

en donde $\omega_r = \dfrac{\sqrt{1-\xi^2}}{T_c}$ y $\phi = \tan^{-1}\dfrac{\sqrt{1-\xi^2}}{\xi} = \cos^{-1}\xi$

Para $\xi = 1$:

$$c(t) = K\left[1 - \left(1 + \frac{t}{T_c}\right) e^{-(t/T_c)}\right]$$

Para $\xi > 1$:

$$c(t) = K\left[1 - \frac{1}{\sqrt{\xi^2-1}}\, e^{-\xi(t/T_c)} \operatorname{senh}(\omega_d t + \phi)\right]$$

en donde $\omega d = \dfrac{\sqrt{\xi^2-1}}{T_c}$ y $\phi = \cosh^{-1}\xi$

La respuesta subamortiguada $\xi < 1$ se utiliza comúnmente para describir el funcionamiento del sistema de control. Por lo que indica la ecuación (22-11), se observan algunas relaciones específicas. La frecuencia de oscilación f es una función tanto de ξ como de T_c.

$$f = \omega_n/2\pi = \frac{\sqrt{1-\xi^2}}{2\pi T_c}$$

La frecuencia natural no amortiguada f_n para $\xi = 0$,

$$f_n = \omega_n/2\pi = 1/2\pi T_c \qquad (22\text{-}12)$$

define el tiempo característico T_c.

Los procesos químicos rara vez exhiben características oscilatorias, pero con frecuencia se representan por medio de varios retrasos de primer orden en serie. Dos retrasos de primer orden en serie (Fig. 22-18) se caracterizan por un sistema de segundo orden sobreamortiguado:

$$KG(s) = \frac{R_1}{T_1 s + 1}\,\frac{R_2}{T_2 s + 1} = \frac{R_1 R_2}{T_1 T_2 s^2 + (T_1 + T_2)s + 1}$$

Comparando esto con la ecuación (22-10), se obtienen los valores característicos de $K = R_1R_2$, $T_c^2 = T_1T_2$, y $\xi = {}^1/_2(T_1 + T_2)\sqrt{T_1T_2}$, $\xi > 1$, excepto para el caso $T_1 = T_2$, para el cual $\xi = 1$.

Retraso distancia-velocidad (elemento de tiempo muerto) El elemento de tiempo muerto, denominado comúnmente retraso distancia-velocidad, o retraso verdadero de tiempo, se encuentra con bastante frecuencia en los sistemas de procesos. Por ejemplo, si un elemento medidor de la temperatura se localiza corriente abajo de un intercambiador de calor, ocurre una demora de tiempo antes de que el fluido calentado que sale del intercambiador llegue al punto en el cual se mide la temperatura. Si algún elemento del sistema produce un tiempo muerto de L unidades de tiempo, entonces cualquier entrada $f(t)$ al elemento se reproducirá en la salida como $f(t - L)$. Al transformar esto al dominio s se obtiene

$$\mathcal{L}[f(t)] = F(s) = \text{entrada}$$
$$\mathcal{L}[f(t - L)] = e^{-Ls}F(s) = \text{salida}$$

y

$$KG(s) = \frac{\text{salida}}{\text{entrada}} = \frac{e^{-Ls}F(s)}{F(s)} = e^{-Ls}$$

Si eso se expresa en la notación del diagrama de bloques, se obtiene lo que se indica en la figura 22-19.

Retrasos de más alto orden Si un proceso se describe por medio de una serie de n retrasos de primer orden, la respuesta del sistema general se hace proporcionalmente más lenta con cada retraso agregado. El caso especial de una serie de n retrasos de primer orden con la misma constante de tiempo,

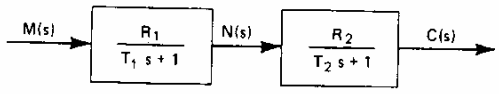


FIG. 22-18 Diagrama de bloques de dos retrasos de primer orden que forman uno de segundo orden.

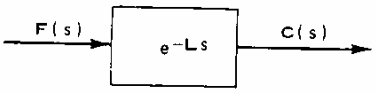


FIG. 22-19 Diagrama de bloques del elemento de tiempo muerto del proceso.

$$KG(s) = K/(Ts + 1)^n$$

se ilustra en la figura 22-20. Nótese que todas las curvas llegan, aproximadamente, al 60% de su valor final cuando $t = nT$.

Los sistemas de más alto orden se calculan en forma aproximada por medio de un sistema de primero o segundo orden más el tiempo muerto para el diseño del sistema de control. Analícese la respuesta de un sistema de quinto orden a una entrada de paso unitario (Fig. 22-21). Este sistema se puede representar por medio de un retraso de primer orden más un tiempo muerto,

$$KG(s) = Ke^{-Ls}/(Ts + 1)$$

en donde $T = t_1 - L$, siendo t_1 la constante de tiempo de la respuesta aparente. La ganancia del sistema K es la magnitud de respuesta al valor final, y el tiempo muerto L se expresa por medio del punto de intersección de la pendiente máxima con el eje del tiempo.

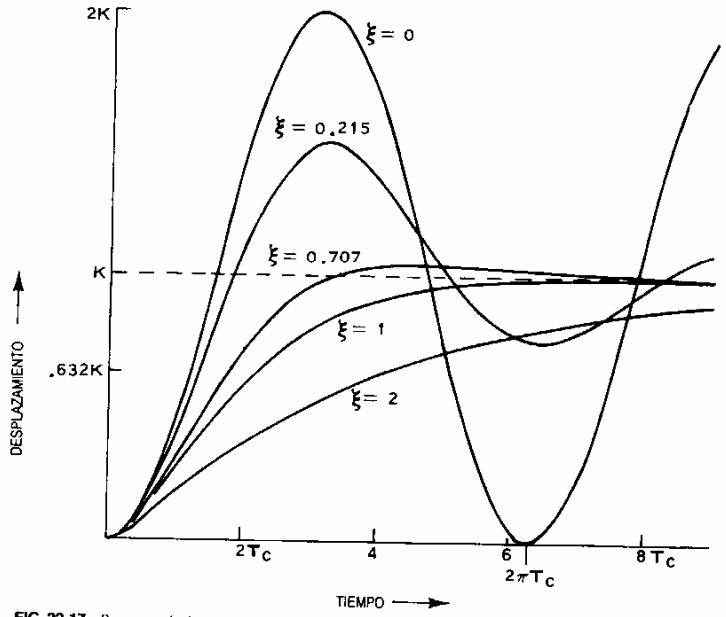


FIG. 22-17 Respuesta de tiempo de un sistema oscilatorio o de segundo orden, ante una perturbación escalonada unitaria, para varios valores del factor de amortiguamiento.

CARACTERI
RETROALIM

Cuando un cor
namiento depe
control, y del

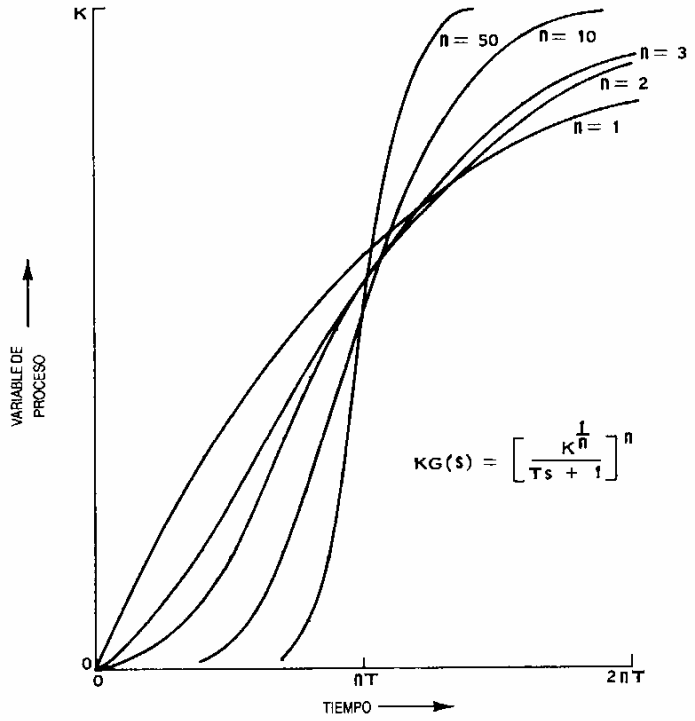


FIG. 22-20 Respuestas de los retrasos de n-ésimo orden a entradas escalonadas unitarias, en donde dichos retrasos se componen de n retrasos iguales de primer orden de la constante de tiempo T y la ganancia de estado estacionario $K^{1/n}$ en serie.

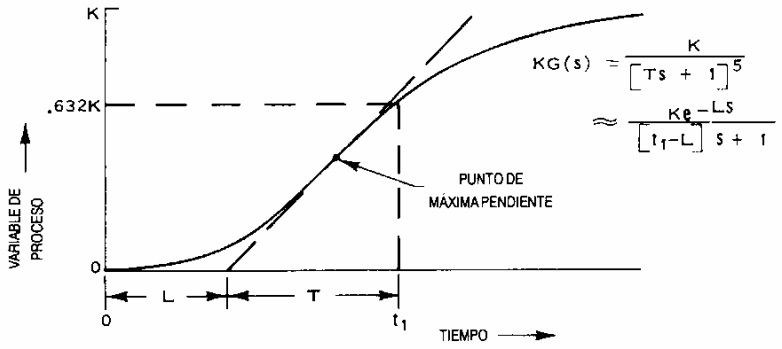


FIG. 22-21 Aproximación de un retraso de quinto orden mediante un tiempo muerto L, más un retraso de primer orden de la constante de tiempo $T = t_1 - L$.

CARACTERÍSTICAS DEL SISTEMA DE CONTROL DE RETROALIMENTACIÓN

Cuando un controlador automático se agrega a un proceso, el funcionamiento depende de la naturaleza del proceso, del tipo del equipo de control, y del cuidado con que se ajuste el controlador. Por ejemplo, para un cambio de punto de referencia, es deseable que el proceso llegue a su nuevo punto de operación tan rápidamente como sea posible. Desde un punto de vista ideal, en un proceso simple, esto significaría cambiar en forma instantánea la variable manipulada a su valor máximo o mínimo, y conservarla ahí hasta que el proceso llegue al nuevo valor deseado, y luego reajustar también en forma instantánea dicha variable a su nuevo valor de equilibrio. En la figura 22-22 se ilustran

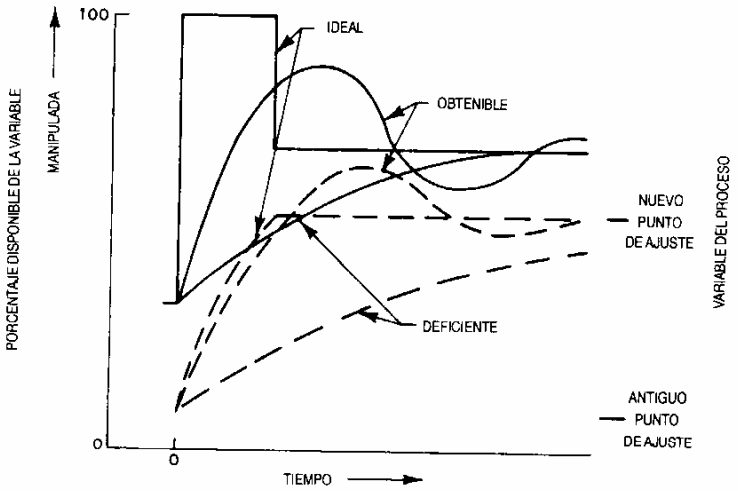


FIG. 22-22 Comparación de respuestas a un cambio escalonado del punto de ajuste para una acción de control idealizada, una acción de control normal obtenible y una acción de control deficiente. Las líneas continuas representan la porción de la variable manipulada disponible que se envía al proceso, y las líneas no continuas denotan la respuesta de la variable controlada.

tres grados de eficiencia del control automático de un proceso sencillo: condiciones idealizadas, funcionamiento obtenible y control reducido. El empleo de computadoras como controladores de proceso ha hecho posible controlar el funcionamiento de algunos procesos de una manera muy cercana a la acción idealizada que se ilustra en la figura 22-22.

Dentro de los requisitos económicos y técnicos del proceso, los dos objetivos que se buscan al aplicar un controlador automático a un proceso son: **1)** reducir el orden del sistema de proceso del controlador al orden práctico más bajo posible, y **2)** reducir la constante de tiempo del sistema de proceso del controlador al valor práctico más pequeño.

Cierre del circuito Muchos diagramas de bloques de sistemas de control con retroalimentación lineal se pueden reducir a la forma ilustrada en la figura 22-23. KG, que es la función de transferencia del circuito directo, incluye todos los elementos entre el sensor de error y la salida C, y H es la función de transferencia de la trayectoria de retroalimentación. El totalizador determina la diferencia entre el punto de ajuste R y la señal de retroalimentación B.

La relación entrada-salida C/R se determina basándose en las ecuaciones que describen cada bloque. Dicho de otra manera,

Totalizador: $E = R - B$

Trayectoria directa: $C = KGE$

Trayectoria de retroalimentación: $B = HC$

Después de hacer las sustituciones correspondientes en la ecuación del totalizador y resolver para C/R,

$$C/R = KG/(1 + KGH) \qquad (22\text{-}13)$$

Esta ecuación, que es una de las más útiles para el análisis de sistemas de control, describe cualquier sistema lineal que se puede reducir a la forma indicada en la figura 22-23. El numerador es la función de transferencia para circuito con alimentación directa y el denominador es uno más la función de transferencia del circuito directo por la función de transferencia del circuito de retroalimentación. Este producto se conoce como función de transferencia de circuito abierto. Si la ecuación (22-13) se vuelve a escribir, se tendrá

$$\frac{C}{R} = \frac{\text{función de transferencia del circuito directo}}{1 + \text{función de transferencia del circuito abierto}}$$

Control de encendido-apagado (*on-off*) La forma más simple y común es la de encendido-apagado (*on-off*), o de dos posiciones; por ejemplo, los termostatos muy conocidos que se utilizan en el calentamiento de ambiente, la refrigeración y el calentamiento de tanques. De las diversas variaciones del controlador, o relevador, de encendido-apagado, tres de las más conocidas se ilustran en la figura 22-24. El controlador con histéresis o banda muerta diferencial es el más común.

Para la conveniencia del análisis, el controlador de encendido-apagado se describe comúnmente como un dispositivo de tres posiciones, en donde la salida, que es la variable M, está dada por

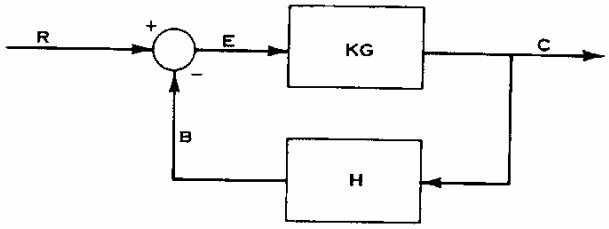


FIG. 22-23 Diagrama generalizado de bloques de un sistema de control con retroalimentación.

$$M = M_0 \text{ señal } E = \begin{cases} +M_0 \text{ para } E > 0 \\ 0 \text{ para } E = 0 \\ -M_0 \text{ para } E < 0 \end{cases}$$

en donde M_0 es el valor máximo de la variable manipulada disponible. En muchos casos, $+M_0$ corresponde a la variable de proceso que se está encendiendo, y $-M_0$ la que se apaga. En estos casos, la condición cero se elige como un punto intermedio dentro de la gama de operación, para fines de un análisis matemático.

En la figura 22-25 se puede ilustrar este tipo de controlador en forma de diagrama de bloques.

Aunque el controlador puede tener poca histéresis, las demoras en el dispositivo de medición de la variable controlada y el proceso se encuentran en el circuito de control. Invariablemente, estas demoras o retrasos hacen que la variable manipulada oscile en torno al punto de ajuste, como se observa en la figura 22-26. Si se agrega una banda diferencial al controlador, la amplitud de oscilación se incrementa y la frecuencia se reduce. Si el ciclo de trabajo, que es la fracción del tiempo en la posición de encendido, difiere del 50%, el promedio de tiempo de la variable controlada no será por lo común igual al punto de ajuste. La desviación del promedio en relación con el punto de ajuste se denomina *derivación*.

Control proporcional

Acción proporcional La salida de un controlador proporcional es un múltiplo fijo del error medido; dicho de otra manera, un controlador proporcional es, sencillamente, un multiplicador.

Los dos términos que se encuentran con mayor frecuencia al describir los controladores proporcionales, son la banda proporcional PB y la ganancia del controlador K_c. *La ganancia del controlador* es la cantidad por la cual se multiplica el error para obtener la salida. Muchos controladores se calibran en PB en lugar de la ganancia. Aunque hay muchas definiciones, la *banda proporcional* se da, casi siempre, por $PB = 100\%/K_c$. Un valor menor de PB da una mayor ganancia.

Control proporcional de un proceso de primer orden La función de transferencia correspondiente al sistema ilustrado en la figura 22-13 se desarrolló con anterioridad [Ec. (22-9)]. En la figura 22-27 se ilustra un sistema de control simple para mantener una carga constante en el mismo tanque.

En este sistema de control, el nivel se mide y se transduce en la señal B. El valor de B se compara con la señal que representa el nivel deseado R, que es el punto de ajuste o referencia. La diferencia es el error E que se amplifica K_c veces por la ganancia del controlador proporcional. La salida del controlador, la variable manipulada M, mueve una válvula que cambia el flujo A, y por lo tanto, el nivel, a la salida de proceso C. Esto produce una variación en B y el error se aproxima a cero.

Para analizar el sistema, primero se traza el diagrama de bloques del mismo suponiendo lo siguiente: el transductor del nivel produce una señal equivalente a la carga $B = C$; la válvula es lineal y permite que circulen K_2 unidades de flujo por cada unidad de salida del controlador MK_2 = flujo de entrada, y tanto la válvula como el transductor se activan en forma instantánea. Si se emplean estas suposiciones y la función de transferencia para el tanque [Ec. (22-9)], se obtendrá el diagrama de bloques del sistema de control (Fig. 22-28).

Al aplicar la ecuación general de circuito cerrado [Ec. (22-13)] la relación entre C y R se expresa de manera directa:

$$\frac{C}{R} = \frac{K_c K_2 R_L/(Ts + 1)}{1 + [K_c K_2 R_L/(Ts + 1)]} = \frac{K_c K_2 R_L/(1 + K_c K_2 R_L)}{[T/(1 + K_c K_2 R_L)]\, s + 1} \qquad (22\text{-}14)$$

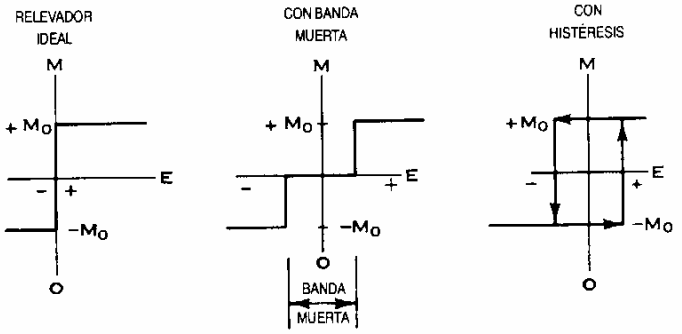


FIG. 22-24 Características operacionales de relevadores o conmutadores de control de encendido-apagado (*on-off*), comparadas con el relevador ideal.

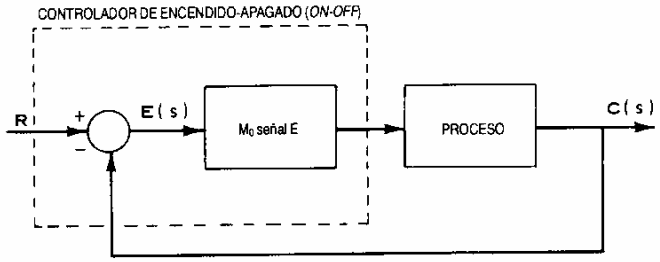


FIG. 22-25 Diagrama de bloques de un controlador de encendido-apagado aplicado a un proceso.

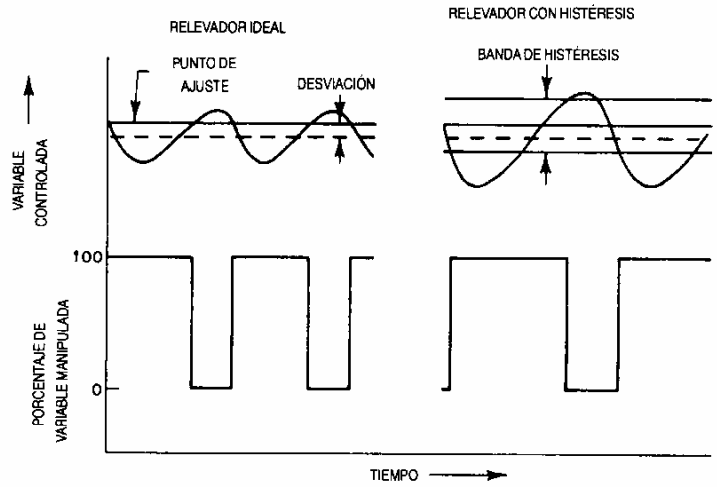


FIG. 22-26 Relación entre la variable controlada y la variable manipulada para un relevador ideal y un relevador con histéresis, en un proceso con retrasos en el circuito de control.

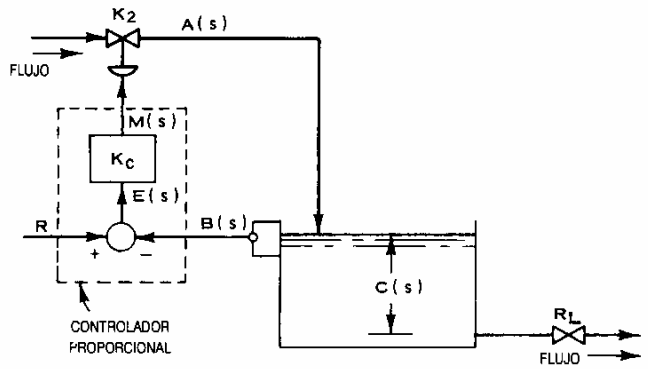


FIG. 22-27 Control proporcional de un retraso de primer orden en un sistema de nivel de líquido.

Si se compara la ecuación (22-14) con la (22-9), se observará que se trata de un retraso de primer orden con una constante de tiempo de $T/(1 + K_cK_2R_L)$ y un valor de estado estacionario de C igual a $K_cK_2R_L/(1 + K_cK_2R_L)$ después de un paso unitario en R. Este valor de estado estcionario se denomina, a veces, *ganancia del sistema* o *ganancia aparente del proceso*.

Para fines de comparación, obsérvese la respuesta del circuito abierto de este sistema (Fig. 22-29). Esto corresponde a un control manual, en donde el tiempo entre los ajustes es, por lo común, prolongado en comparación con las constantes de tiempo del proceso. Partiendo de este diagrama de bloques, la función de transferencia de circuito abierto es

$$C/M = K_2R_L/(Ts + 1)$$

Este es un retraso de primer orden con una constante de tiempo T. El valor final de C después de un paso unitario en M es K_2R_L, la ganancia del proceso. Comparando los valores de estado estacionario de la variable de salida para operaciones de circuito abierto y cerrado, cuando $M = R$, es evidente que el valor de circuito abierto es mayor por $K_2R_L\,[1 - K_c/(1 + K_cK_2R_L)]$. Esta diferencia en el valor del estado estacionario se denomina desviación. Así, con un control proporcional, la salida no es igual que el punto de ajuste y la *desviación* es equivalente a $R - C$.

De este modo, el control proporcional de un proceso de primer orden reduce la constante de tiempo del sistema, reduce también la ganancia aparente del proceso e introduce una desviación que se puede disminuir utilizando valores elevados en la ganancia del controlador K_c. Si en el circuito de control está presente más de un retraso, una ganancia proporcional elevada puede provocar una acción oscilatoria.

Control proporcional de un proceso de segundo orden Véase una vez más el nivel de líquido, suponiendo que la válvula tiene cierto retraso. La respuesta dinámica de una válvula se calcula, más o menos, en forma aproximada, por medio del retraso de primer orden. La cons-

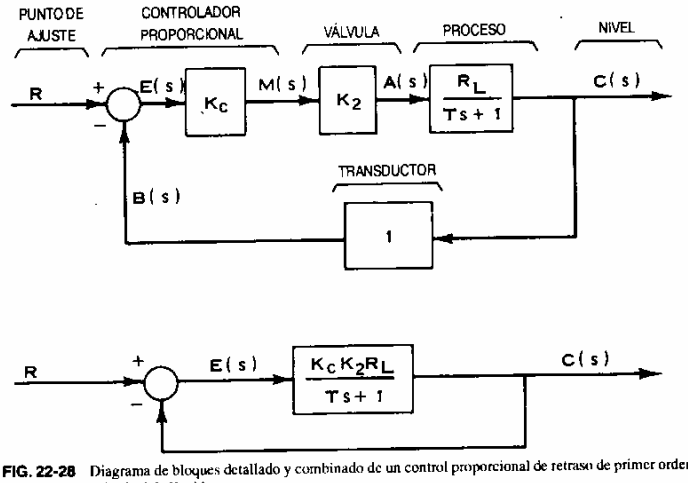


FIG. 22-28 Diagrama de bloques detallado y combinado de un control proporcional de retraso de primer orden, para un sistema de nivel de líquido.

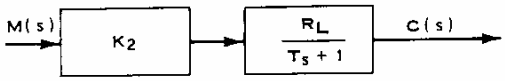


FIG. 22-29 Diagrama de bloques de un circuito abierto para un retraso de primer orden en un sistema de nivel de líquido.

tante de tiempo del retraso depende del tamaño de la válvula, las características del abastecimiento de aire, del hecho de que se utilice un posicionador de válvula, etc.

$$A/M = K_2/(T_2 s + 1)$$

K_2 tiene las mismas unidades que antes, y T_2 es la constante de tiempo de la válvula.

Si las otras cantidades del circuito se mantienen sin ninguna alteración, los diagramas de bloques serán como se indica en la figura 22-30. Mediante la sustitución directa en la ecuación general de circuito cerrado [Ec. (22-13)]:

$$\frac{C}{R} = \frac{K_c K_2 R_L}{1 + K_c K_2 R_L} \times \frac{1}{[T_1 T_2/(1 + K_c K_2 R_L)]s^2 + [(T_1 + T_2)/(1 + K_c K_2 R_L)]s + 1}$$

Esta ecuación tiene la misma forma que la (22-10), lo cual indica que este sistema controlado posee las mismas características que el sistema de resorte, masa y amortiguador. La respuesta escalonada o de paso será semejante a las curvas de la figura 22-17. Los términos K_c, K_2, R_L, T_1 y T_2 se combinan para describir el sistema como se indica en las ecuaciones (22-11) y (22-13).

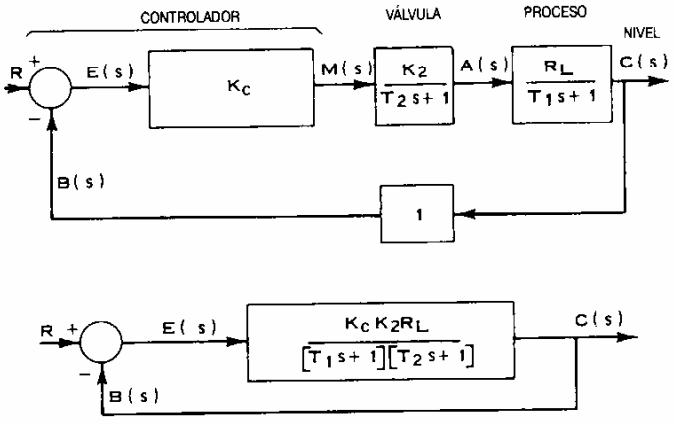


FIG. 22-30 Diagrama de bloques detallado y combinado de un control proporcional con retraso de segundo orden, para un sistema de nivel de líquido.

estado estacionario
to abierto y cerrado,
to abierto es mayor
n el valor del estado
control proporcio-
y la *desviación* es

proceso de primer
, reduce también la
desviación que se
a ganancia del con-
sente más de un re-
e provocar una ac-

lo orden Véase una
lvula tiene cierto re-
lcula, más o menos,
mer orden. La cons-

$$K = \text{ganancia del sistema} = \frac{K_c K_2 R_L}{1 + K_c K_2 R_L}$$

$$T_c = \text{tiempo característico} = \sqrt{\frac{T_1 T_2}{1 + K_c K_2 R_L}}$$

$$\xi = \text{factor de amortiguamiento} = \frac{T_1 + T_2}{2\sqrt{T_1 T_2 (1 + K_c K_2 R_L)}}$$

$$f_n = \text{frecuencia natural} = \frac{1}{2\pi} \sqrt{\frac{1 + K_c K_2 R_L}{T_1 T_2}}$$

Por lo que se indica en la figura 22-17, se observa que la velocidad de respuesta se determina mediante el tiempo característico. La forma general de la curva de respuesta está determinada por el factor de amortiguamiento, de donde, si la respuesta del sistema se va a cambiar, se deben regular T_c y/o ξ. K_c, que es la ganancia del controlador, es la única variable que se puede manejar con facilidad a fin de modificar la respuesta.

Para un cambio de paso unitario en R, la alteración en el valor de estado estacionario de C es $K_c K_2 R_L/(1 + K_c K_2 R_L)$. La desviación sigue estando presente y es exactamente la misma cantidad que antes.

Un incremento en la ganancia del controlador acelera el tiempo de respuesta, tiende a hacer que la salida tenga una sobremodulación más amplia y oscile después de un cambio de paso en el punto de ajuste (o perturbación de carga), que aumente la frecuencia de oscilación y disminuya la magnitud de la desviación. Si la ganancia disminuye al punto en que ξ es igual o mayor que 1.0, la respuesta no tendrá sobremodulación y será muy lenta. Por tanto, varias características de respuesta del sistema controlado se ven afectadas por el ajuste de la ganancia del controlador.

Control proporcional más reajuste (Control PI)

Acción proporcional más reajuste del controlador La función de transferencia de un controlador proporcional más reajuste de tipo ideal es

$$\frac{M}{E} = K_c \left(1 + \frac{1}{T_i s}\right) \tag{22-15}$$

en donde T_i = tiempo de reajuste. Al transformar la ecuación (22-15) al dominio del tiempo,

$$m = K_c e + \frac{K_c}{T_i} \int e \, dt$$

La salida del controlador se compone de dos partes: la primera de ellas es proporcional al error y la segunda es proporcional a la integral del error. En consecuencia, el controlador tiene acción proporcional e integral, o acción proporcional más reajuste, que es como normalmente se llama. La acción de reajuste hace que la salida del controlador cambie en tanto exista un error. Incluso los errores pequeños proporcionan finalmente la suficiente salida de controlador para hacer que el error se reduzca a cero, que es el propósito principal de la acción de reajuste.

La respuesta de circuito abierto del controlador a un cambio de paso unitario en el error aparece ilustrada en la figura 22-31 para un controlador neumático ideal de 20.7 a 103.4 kPa (3 a 15 lbf/in^2), en donde $K_c = 4$ y $T_i = 2$ min. T_i denominado tiempo de reajuste o tiempo integral, es el tiempo requerido para que la porción integral de salida del controlador se haga igual que la porción proporcional con un error constante.

Hay dos métodos populares para designar la restauración o reajuste en los controladores. La perilla de reajuste del controlador se puede calibrar en *tiempo de reajuste*, que usualmente se menciona como minutos por repetición, que son los minutos que deben transcurrir para repetir el cambio inicial de acción proporcional en la salida del controlador. En algunos modelos, el reajuste se calibra en *razón de reajuste* $1/T_i$, o sea, *repeticiones por minuto*.

Control proporcional más reajuste de un proceso de primer orden Si se coloca un controlador proporcional más reajuste en el sistema de control de nivel ilustrado en la figura 22-27, se obtendrá la configuración de la figura 22-32 y el diagrama de bloques que aparece en la figura 22-33. Si T_i se hace igual que T (un ajuste óptimo de controlador según varios criterios), el diagrama de bloques se reduce al que aparece en la figura 22-34.

Después de hacer las sustituciones correspondientes en la ecuación general de circuito cerrado,

$$\frac{C}{R} = \frac{K_c K_2 R_L / Ts}{1 + K_c K_2 R_L / Ts} = \frac{1}{(T/K_c K_2 R_L)s + 1} \tag{22-16}$$

Esta función de transferencia representa una demora o retraso de primer orden con una constante de tiempo similar a la que se obtuvo con el controlador proporcional. No obstante, el valor de estado estacionario de C/R que sigue al cambio de paso unitario en R es 1. Eso significa

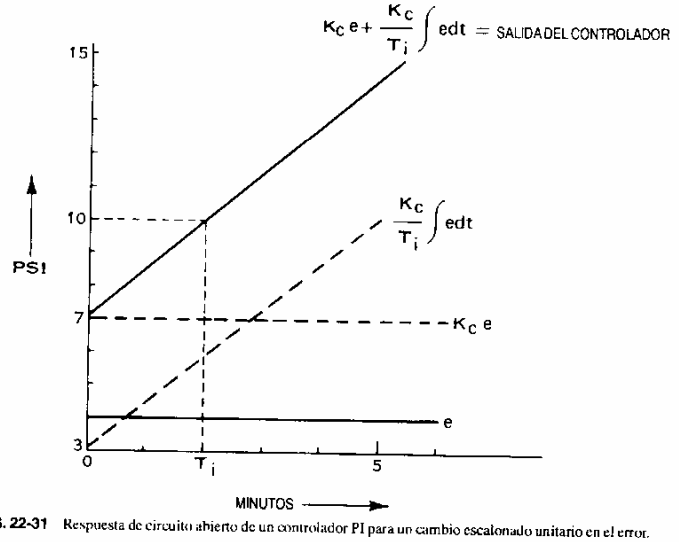


FIG. 22-31 Respuesta de circuito abierto de un controlador PI para un cambio escalonado unitario en el error.

que no hay
deseado.

La acción
respuesta en
en comparac
minado la de

Control p
den En la fig
ma de segun
de transferen

FIG. 22-34
retraso de prim

la primera de ellas
al a la integral del
proporcional e in-
omo normalmente
l controlador cam-
eños proporcionan
acer que el error se
cción de reajuste.
un cambio de paso
l para un controla-
t^2), en donde $K_c = 4$
empo integral, es el
a del controlador se
onstante.
auración o reajuste
ntrolador se puede
tenciona como mi-
en transcurrir para
a salida del contro-
razón de reajuste

primer orden Si se
istema de control de
uración de la figura
22-33. Si T_i se hace
los criterios), el dia-
22-34.
ntes en la ecuación

$$\frac{}{s+1} \qquad (22\text{-}16)$$

ra o retraso de pri-
que se obtuvo con
estado estaciona-
es 1. Eso significa

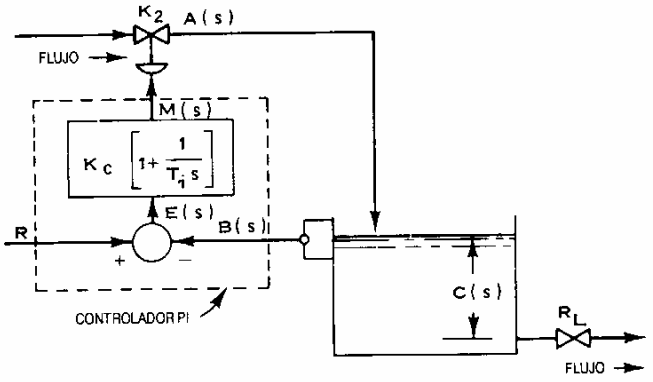


FIG. 22-32 Control proporcional más reajuste de un retraso de primer orden para un sistema de nivel de líquido.

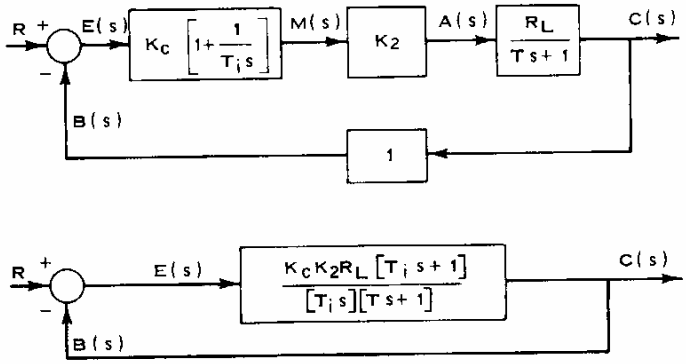


FIG. 22-33 Diagramas de bloques detallado y combinado de un control PI de retraso de primer orden para un sistema de nivel de líquido.

que no hay desviación, y la salida se dirigirá al punto de referencia deseado.

La acción proporcional más reajuste ha reducido la velocidad de la respuesta en comparación con el control proporcional. Sin embargo, en comparación con el control manual, ha acelerado la respuesta y eliminado la desviación (véase la tabla 22-2).

Control proporcional más reajuste de un proceso de segundo orden En la figura 22-35 se muestra un diagrama de bloques de un sistema de segundo orden sobreamortiguado, con un control PI. La función de transferencia de circuito cerrado es

$$\frac{C}{R} = \frac{\dfrac{K_c K_2}{T_i}\dfrac{1 + T_i s}{s(T_1 s + 1)(T_2 s + 1)}}{1 + \dfrac{K_c K_2}{T_i}\dfrac{1 + T_i s}{s(T_1 s + 1)(T_2 s + 1)}}$$

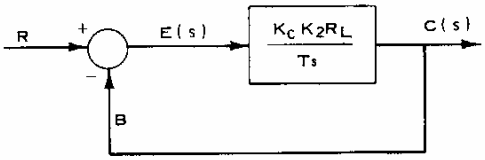


FIG. 22-34 Diagrama de bloques de un control PI restaurado y ajustado de retraso de primer orden, para un sistema de nivel de líquido.

TABLA 22-2 Control para procesos de nivel de líquido de primer orden

	Tipo de control		
Variable	Manual	Proporcional	Proporcional más reajuste
Constante de tiempo	T	$\dfrac{T}{1 + K_c K_2 R_L}$	$\dfrac{T}{K_c K_2 R_L}$
Valor final de $\dfrac{C}{R}$	$K_2 R_L$	$\dfrac{K_c K_2 R_L}{1 + K_c K_2 R_L}$	1

Se pueden utilizar varios métodos para elegir K_c y T_i con el fin de obtener una expresión de C/R de orden más bajo. Es factible lograr una aproximación de selecciones para K_c y T_i, seleccionando $T_i = T_2$, en donde $T_2 > T_1$. En efecto, esta elección asegura la cancelación de la constante de tiempo más grande del sistema, de manera que,

$$\frac{C}{R} = \frac{1}{(T_1 T_i / K_c K_2)s^2 + (T_i / K_c K_2)s + 1} \qquad (22\text{-}17)$$

Por lo tanto, el funcionamiento de circuito cerrado es de segundo orden. Si se compara la ecuación (22-17) con la (22-10) se obtiene

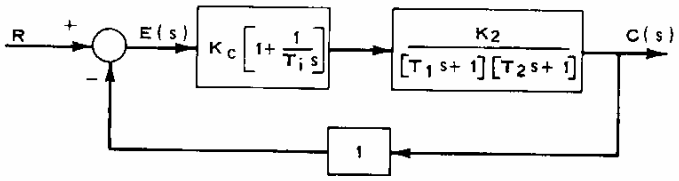


FIG. 22-35 Diagrama de bloques de un proceso sobreamortiguado de segundo orden, regulado con un controlador PI. $T_1 \neq T_2$.

$$T_c = \sqrt{\frac{T_1 T_2}{K_c K_2}} \quad \text{y} \quad \xi = \frac{1}{2}\sqrt{\frac{T_2}{K_c K_2 T_1}}$$

A partir de estos resultados, se elige un valor de K_c que dé un valor deseado de T_c o ξ. Como indica la ecuación (22-17), el controlador proporcional más reajuste sirve para que el sistema de segundo orden elimine la desviación. El hecho de agregar la acción de restauración o reajuste al sistema de segundo orden no altera el que éste pueda ser oscilatorio si la ganancia se eleva lo suficiente.

Control proporcional más reajuste más rapidez de cambio (PID)

Acción de velocidad o derivada El propósito primordial de la acción de velocidad, rapidez de cambio o derivada consiste en acelerar la acción del control. Esto lo logra determinando por anticipado a dónde se dirige un proceso y aplicando la corrección necesaria para detener el cambio del error. Se "anticipa" midiendo la rapidez de cambio del error y aplicando una acción de control proporcional a dicha velocidad (o índice) de cambio. La acción derivada es de gran utilidad para los procesos de alto orden con una inercia importante, es decir, una respuesta de iniciación lenta a un cambio en la variable manipulada.

El controlador proporcional más velocidad de tipo ideal tiene la función de transferencia

$$M/E = K_c(1 + T_d s)$$

en donde T_d = velocidad (índice) o tiempo de la derivada (la base de tiempo en que se mide el cambio de error). En el dominio del tiempo,

$$m = K_c e + K_c T_d (de/dt)$$

Por lo tanto, la salida del controlador es proporcional tanto a la magnitud del error como a su velocidad de cambio.

Las características de un controlador proporcional más velocidad (PD) de tipo ideal se ilustran en la figura 22-36, en donde se supone que el error aumenta con una velocidad constante. T_d es el tiempo necesario para que la salida del controlador duplique el valor de la respuesta proporcional. En otras palabras, T_d es la base de tiempo sobre la que se calcula la acción derivada.

En el control PD, la acción de control de rapidez de cambio se añade a la acción de control proporcional. La magnitud de la acción de rapidez de cambio depende de la ganancia proporcional, el tiempo nominal y la velocidad de cambio del error. Sin embargo, esto no contribuye a reducir la desviación.

La acción de velocidad rara vez se utiliza en los sistemas de control con grandes cantidades de interferencia o ruido. Puesto que el ruido es una señal que varía con gran rapidez, la acción de velocidad que provoca es sustancial. En ciertas condiciones, el controlador puede incrementar la amplitud de pico a pico de la interferencia y, por tanto, ser indeseable. Esta posibilidad hace que muchos operadores de proceso eviten el empleo de una acción de velocidad en lugares en que se podría utilizar con provecho, sacrificando parte del buen desarrollo del proceso.

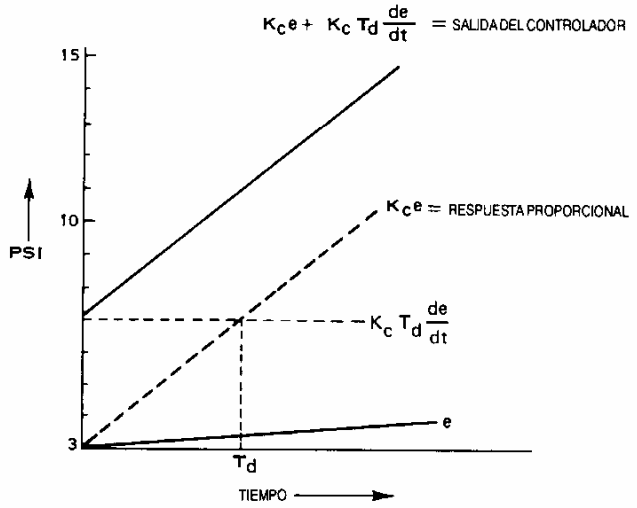


FIG. 22-36 Respuesta de un controlador PD de circuito abierto a un error uniformemente creciente.

Controladores de tres modalidades (PID) El controlador de tres modalidades combina las acciones de elementos proporcionales, integrales y de derivada en una sola unidad. El principal efecto de los diferentes elementos es el siguiente:

1. *Proporcional (ganancia)* En general, le da forma a la curva de respuestas: las ganancias superiores generan por lo común respuestas transitorias más rápidas, aunque también de mayor oscilación.
2. *Integral (reajuste)* Elimina la desviación de estado estacionario.
3. *Derivada (velocidad)* Permite obtener ganancias proporcionales superiores en sistemas de más alto orden.

La función de transferencia precisa para un controlador PID depende del fabricante y el tipo de que se trate. La función de transferencia PID ideal está dada por

$$\frac{M(s)}{E(s)} = K_c\left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s\right) \tag{22-18}$$

Las funciones de transferencia para dos controladores reales usuales son:

$$\frac{M(s)}{E(s)} = K_c \frac{1 + T_i s}{T_i s}(1 + T_d s)$$

y

$$\frac{M(s)}{E(s)} = K_c \frac{1 + \alpha T_i s}{1 + T_i s} \frac{1 + T_d s}{1 + \beta T_d s}$$

en donde $\alpha, \beta \sim 0.1$

Control PID de un proceso de segundo orden En la figura 22-37 se ilustra el diagrama de bloques de un sistema de segundo orden que cuenta con un controlador PID. Si se combinan las funciones de transferencia y se obtiene la función de transferencia de circuito cerrado, resulta

$$\frac{C}{R} = \frac{\dfrac{K_c K_2}{T_i} \dfrac{1 + T_i s + T_i T_d s^2}{s(T_1 s + 1)(T_2 s + 1)}}{1 + \dfrac{K_c K_2}{T_i} \dfrac{1 + T_i s + T_i T_d s^2}{s(T_1 s + 1)(T_2 s + 1)}}$$

Esta función de transferencia es bastante compleja, y el diseño de un controlador PID para sistemas de alto orden de esta índole, se desarrolla casi siempre aplicando otras técnicas. Se obtendrá mayor facilidad para determinar los ajustes de controlador, si T_i y T_d se eligen de tal modo que $T_i = T_1 + T_2$ y $T_i T_d = T_1 T_2$. En tales condiciones,

$$\frac{C}{R} = \frac{1}{(T_i/K_c K_2)s + 1}$$

Esta función de transferencia representa un retraso de primer orden similar al que se obtuvo para el control PI de un sistema de primer orden [Ec. (22-16)].

Sistemas de más alto orden Se ha demostrado que los controladores PI y PID se pueden utilizar con eficacia en sistemas de control de primero y segundo órdenes. Cuando se tienen más de dos retrasos en el circuito de control, los problemas de análisis y diseño se complican y, para estos casos, se cuenta con otras técnicas. Algunas de éstas se analizan bajo el título "Ajuste del controlador".

La mayor parte de los procesos químicos tienen cierto número de retrasos, y es probable que sea difícil conocer con precisión cuáles son. Del mismo modo, hay muchos procesos químicos que tienen un tiempo muerto inherente que complica el problema de control. A pesar de estas complejidades, para los fines de control automático, la dinámica de la mayor parte de los procesos químicos se describe en forma adecuada por medio de un modelo de primer orden más tiempo muerto.

$$KG(s) = Ke^{-Ls}/(Ts + 1) \tag{22-19}$$

o mediante un modelo de segundo orden más tiempo muerto,

$$KG(s) = \frac{Ke^{-Ls}}{T_1 s + 1)(T_2 s + 1)} \tag{22-20}$$

Para procesos que se pueden describir con estos modelos de primero y segundo orden más tiempo muerto, y para los que el tiempo muerto se expresa de manera aproximada por medio de la expansión de serie truncada $e^{-Ls} = 1 - Ls$, se puede demostrar que el controlador PID ideal [Ec. (22-18)] es el mejor posible.

Para procesos de primer orden más tiempo muerto, las constantes de controlador son $K_c = T_1/KL$, $T_i = T$, y $T_d = 0$. Para un proceso de segundo orden más tiempo muerto, son $K_c = (T_1 + T_2)/KL$, $T_i = T_1 + T_2$, y $T_d = T_1T_2/(T_1 + T_2)$. Experimentalmente se ha demostrado que para $0.1 < T_1/T_2 < 1.0$ y $0.2 < L/T_2 < 1.0$, se puede utilizar el ajuste de velocidad o derivada del controlador $T_d = T_i/4$.

AJUSTES DEL CONTROLADOR

Referencias Generales: Cohen y Coon, *"Theoretical Investigation of Retarded Control," Trans. Am. Inst. Mech. Eng.*, **75**, 827-834 (1953). Graham y Lathrop, *"The Synthesis of Optimum Transient Response," Trans. Am. Inst. Electr. Eng.*, **72(II)**, 273-288 (1953). Haalman, *"Adjusting Controllers for a Deadtime Process," Control Eng.*, **12**(7), 71-73 (1965). Laspe, *"Estimating Controller Actions," Instrum. Control Syst.*, **36**(10), 109-114 (1963). Liptak, *"How to Set Process Controllers," Chem. Eng.*, **71**(25), 129-134 (1964). López, Miller, Smith y Murrill, *"Tuning Controllers with Error-Integral Criteria," Instrum. Technol.*, **14**(11), 57-62 (1967). Miller, López, Smith y Murrill, *"A Comparison of Controller Tuning Techniques," Control Eng.*, **14**(12), 72-75 (1967). Ziegler y Nichols, *"Optimum Settings for Automatic Controllers," Trans. Am. Soc. Mech. Eng.*, **64**, 759-768 (1942); *Instrum. Soc. Am. J.*, **11**(6), 73-74 (1964); (7), 75-76 (1964); (8) 63-64 (1964).

En estos párrafos se presenta una introducción de los diferentes métodos que se emplean para diseñar o ajustar controladores proporcionales-integrales-de derivada (PID). Los controladores PID se emplean mucho y son "óptimos" para muchos criterios de diseño. Muchos de los métodos de diseño o ajuste no requieren que la función de transferencia del controlador tenga la forma PID; sin embargo, el hecho de limitar las elecciones posibles al controlador PID hace casi siempre que el trabajo sea más directo.

Las técnicas de ajuste se clasifican en dos categorías: las que se aplican cuando el modelo del proceso se desconoce y las que se utilizan cuando se conoce. Los métodos de la primera categoría requieren pruebas que se deben efectuar en el proceso y que le suministran, en efecto, al usuario la suficiente información del modelo del proceso para proseguir con el ajuste del controlador. Estos métodos se emplean con mucha frecuencia para el ajuste de campo rápido de los circuitos de control. La segunda categoría incluye una variedad de planteamientos analíticos para el ajuste del controlador.

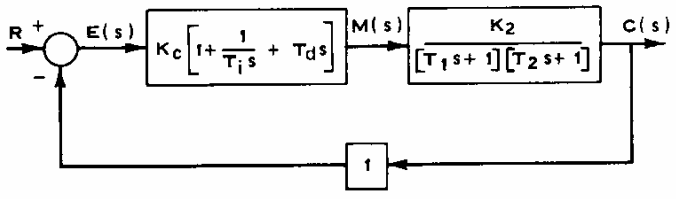


FIG. 22-37 Diagrama de bloques de un control PID idealizado de un proceso sencillo de segundo orden.

Esta exposición se restringe a sistemas de control continuo de tipo lineal. Las técnicas disponibles para ajustar controladores de respuesta no lineal, controladores de datos muestreados y controladores en modalidades especiales, se emplean primordialmente en el control de procesos en combinación con sistemas de control por computadora.

Criterios de rendimiento del controlador En esta parte se hace referencia a varios criterios de diseño ajuste de controladores. Dichos criterios se derivan básicamente de la técnica de diseño que se está utilizando y por lo común se interpretan de acuerdo con la respuesta del circuito cerrado de un sistema de segundo orden que satisfaga el criterio.

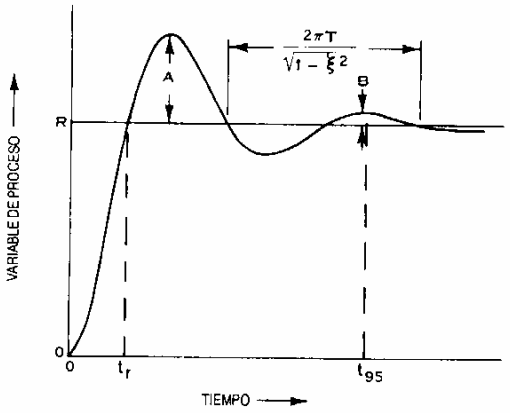


FIG. 22-38 Respuesta de un sistema de segundo orden a una entrada escalonada, en donde $\xi = 0.3$.

La respuesta del sistema de segundo orden a una perturbación se caracteriza, por completo, por la especificación de las constantes de tiempo o el tiempo característico T_c, y la razón o el factor de amortiguamiento ξ en la función de transferencia de la ecuación (22-11). Estos valores se especifican como criterios de diseño para un sistema de control.

Por lo común, las características de la respuesta subamortiguada de un circuito cerrado $\xi < 1$ sirven para describir los criterios de diseño (véase la Fig. 22-38). El índice o razón de amortiguamiento tiene una utilidad particular, puesto que especifica la magnitud de sobremodulación de la respuesta transitoria. Como tal, proporciona un índice conveniente que permite juzgar cualquier criterio de controlador.

Sobremodulación La sobremodulación, A/R de la figura 22-38 expresa el grado al que la respuesta inicial sobrepasa el valor final. Se relaciona con el índice de amortiguamiento ξ mediante la expresión

$$\text{Sobremodulación} = e^{-(\pi\xi/\sqrt{1-\xi^2})}$$

para el sistema de segundo orden que describe la ecuación (22-11).

Índice de disminución El índice o razón de disminución es un criterio de diseño muy común para el control de un proceso. Con frecuencia se especifica un índice de disminución de un cuarto, $B/A = {}^1/_4$ en la figura 22-38. El índice de disminución para el sistema de segundo orden descrito por la ecuación (22-11) está dado por el índice de disminución = (sobremodulación)^2. La especificación del índice de disminución no define en forma completa la respuesta del sistema, ya que no se restringe el tiempo característico T_c.

Tiempo de aumento El tiempo de aumento para un sistema de segundo orden subamortiguado se puede definir como el lapso que se requiere para efectuar el primer cruce del valor final t_r de la figura 22-38. Además, es una función tanto de T_c como de ξ.

Tiempo de respuesta Se trata del tiempo que requiere el sistema para permanecer dentro de un margen de 5% de su valor final después de una entrada escalonada o de paso t_{95}, como se indica en la figura 22-38.

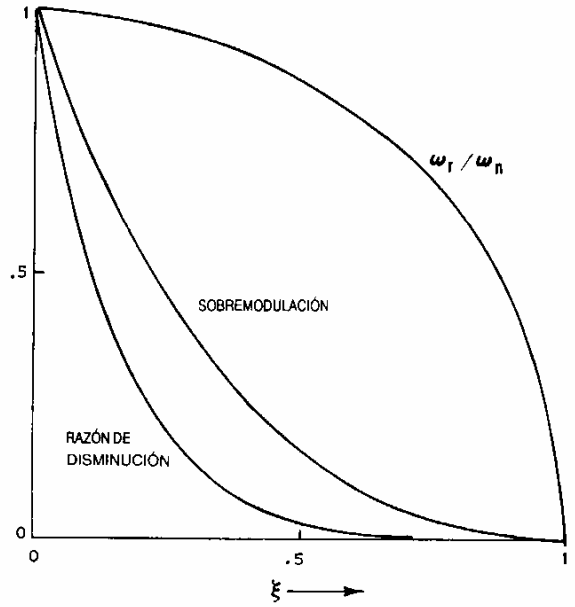


FIG. 22-39 Gráficas de sobremodulación, razón de disminución y ω_r/ω_n en función de la razón de amortiguamiento.

rturbación se carac-
stantes de tiempo o
ıortiguamiento ξ en
ıtos valores se espe-
ontrol.
subamortiguada de
criterios de diseño
ıamiento tiene una
tud de sobremodu-
iona un índice con-
ontrolador.
la figura 22-38 ex-
a el valor final. Se
ante la expresión

cuación (22-11).
minución es un cri-
ıceso. Con frecuen-
ırto, $B/A = {}^1/_4$ en la
ema de segundo or-
el índice de dismi-
lel índice de dismi-
l sistema, ya que no

a un sistema de se-
mo el lapso que se
final t_r de la figura
e ξ.
niere el sistema para
final después de una
a figura 22-38.

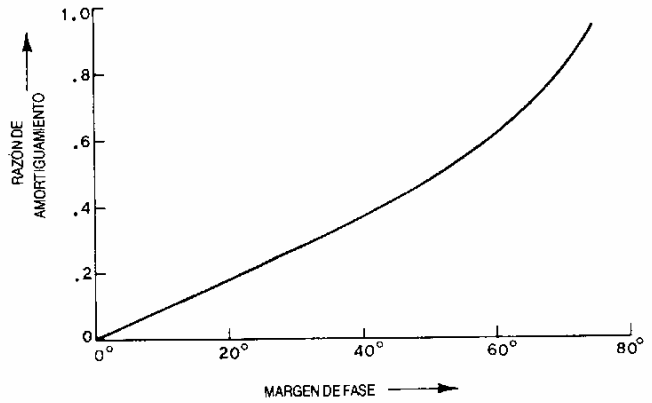


FIG. 22-40 Relación entre la razón de amortiguamiento y el margen de fase para un sistema de segundo orden.

TABLA 22-3 Criterios usuales de la integral de error comparados con otros criterios de rendimiento para sistemas de control de segundo orden subamortiguados

Tipo de criterio		Índice de amortiguamiento	Índice de reducción	Margen de fase
Int. de error al cuadrado (ISE)	$\int e^2\,dt$	0.5	0.03	70 deg
Int. de error absoluto (IAE)	$\int \lvert e\rvert\,dt$	~0.65	<0.01	>90 deg
Int. de (tiempo) (error absoluto) (ITAE)	$\int t\lvert e\rvert\,dt$	0.7	<0.01	>90 deg
Int. de (tiempo) (error al cuadrado) (ITSE)	$\int te^2\,dt$	0.6	0.01	>90 deg
Error cuadrado medio (MSE)	$\lim_{T\to\infty} \frac{1}{2T} \int_T^T e^2\,dt$	0.5	0.03	70 deg
Cuarto de reducción		0.225	0.25	30 deg

Frecuencia de oscilación La frecuencia angular o pulsación de velocidad angular de oscilación ω_r y la frecuencia natural ω_n se derivan de las ecuaciones (22-11) y (22-12).

$$\omega_r = \sqrt{1 - \xi^2}/T_c \qquad \text{y} \qquad \omega_n = 1/T_c$$

La razón ω_r/ω_n se utiliza entonces para especificar la razón de amortiguamiento (véase la Fig. 22-39).

Margen de fase y ganancia Los márgenes de fase y ganancia se emplean comúnmente como criterios de diseño, cuando se aplican las técnicas de las gráficas de Bode o Nyquist. El margen de fase se relaciona con la razón de amortiguamiento y, por tanto, con el índice de disminución. Si se comparan las figuras 22-39 y 22-40, se observará que el índice de disminución de 0.25, que se emplea comúnmente, un margen de fase de 30 grados, y un índice de amortiguamiento de 0.225, son criterios de diseño equivalentes. El margen de fase de 30 grados significa que, en un sistema de control de circuito abierto con una variable oscilante manipulada, dicha variable está fuera de fase en 150 grados en relación con la variable de salida. Este es un margen de estabilidad de 30 grados, ya que los 180 grados fuera de fase dan origen a una oscilación sostenida no amortiguada, y el sistema se encuentra al borde de la inestabilidad.

El margen de ganancia es el factor por el cual la ganancia del controlador se puede incrementar antes de que ocurra la inestabilidad y, por tanto, constituye una medida de la estabilidad relativa. Generalmente se especifican márgenes de ganancias del orden de 1.7 a 3.

Integrales de error La integral de tiempo de la desviación del proceso en relación con el punto de ajuste se conoce como integral de error. Estas integrales de error se expresan como funciones de la razón de amortiguamiento para un sistema de segundo orden. El objetivo de utilizar un criterio de integral de error asociado al funcionamiento del sistema de control, es reducir al mínimo la integral de error y el tiempo de aumento mediante el ajuste del controlador. Casi todos los criterios integrales subrayan los efectos de la desviación. Las comparaciones hechas en la tabla 22-3 corresponden sólo a sistemas de segundo orden subamortiguados. Los resultados para sistemas de más alto orden pueden ser notablemente distintos.

Métodos de ajuste basados en modelos de procesos conocidos Aunque la mayoría de los controladores se ajustan por medio de técnicas de búsqueda o técnicas basadas en pruebas *in situ* simples, el empleo eficaz de las mismas requiere una comprensión amplia de los métodos basados en modelos de procesos conocidos. Además, las técnicas utilizadas cuando el modelo de proceso se desconoce, pueden no proporcionar una información adecuada para el mejor ajuste del controlador, y quizá sea conveniente un diseño más riguroso. Con frecuencia se dispone de un modelo adecuado para el proceso que se desea controlar, partiendo de las pruebas de dicho proceso, gracias a la retroalimentación de experiencias pasadas, o basadas en el desarrollo de un modelo teórico.

Existen varios métodos para determinar modelos de proceso en forma experimental. En general, tales métodos requieren una entrada de un tipo específico y una medición exacta de la salida del proceso para dicha entrada. Algunos de estos métodos se exponen bajo el título

"procedimientos de ajuste cuando el modelo de proceso se desconoce" y "Análisis del sistema de control".

La determinación de los ajustes de sintonía del controlador requiere, además del modelo de proceso, que se especifiquen los criterios de control. Tales criterios varían y dependen comúnmente de la técnica de diseño elegida.

En general, casi siempre se justifica la suposición de un modelo con retraso de primero o segundo orden más tiempo muerto, para un proceso para el diseño del controlador. Véanse las ecuaciones (22-19) y (22-20). Los términos K, L, T, T_1 y T_2 se determinan experimentalmente o partiendo de un modelo teórico.

Gráficas de Bode para la respuesta de frecuencia Las técnicas para el ajuste de la respuesta de frecuencia del controlador son muy utilizadas, debido a la facilidad relativa del trazo de las gráficas de Bode y a la facilidad con que se maneja el tiempo muerto. Las gráficas de respuesta de frecuencia son, en general, resultado directo de las pruebas de proceso y no requieren forzar el sistema para que se ajuste a un modelo idealizado. También se pueden derivar de la función de transferencia que se utiliza para representar el proceso.

Los datos básicos de respuesta de frecuencia son la variación de ganancia del proceso y el desplazamiento de la fase de salida en relación con la frecuencia, cuando el proceso de circuito abierto se somete a perturbaciones de onda senoidal. Haciendo variar la frecuencia de la perturbación de onda senoidal en una gama amplia, se obtienen los datos de la gráfica de Bode.

Para procesos lineales, la frecuencia de la variación de la salida de proceso será igual que la frecuencia de la perturbación de entrada. Dicho de otra manera, si la variable manipulada se especifica mediante la expresión $m = R_0 \operatorname{sen} \omega t$, entonces, la salida de proceso está dada por $C(s) = KG(s)M(s)$ o $c = R(\omega)$, sen $[\omega t - \phi(\omega)]$. $R(\omega)/R_0$ es la razón de amplitud AR, o ganancia del proceso $\phi(\omega)$, el desplazamiento de fase es el ángulo de fase por el que la salida del proceso se retrasa en relación con la variable manipulada por medio de las variaciones de la onda senoidal. Las variables $\log AR$ y ϕ son los datos que se requieren para las gráficas de Bode ilustradas en la tabla 22-4 y la figura 22-41. Los detalles adicionales sobre la obtención y la interpretación de los datos de la respuesta de frecuencia se encontrarán bajo el título "Análisis del sistema de control."

TABLA 22-4 Características de respuesta de frecuencia de procesos típicos, derivadas de funciones de transferencia

ω = frecuencia angular de la entrada de la onda senoidal

Función de transf. $KG(s)$	Razón de amplitud $AR(\omega)$	Cambio de fase $\phi(\omega)$
$\dfrac{K}{Ts+1}$	$\dfrac{K}{\sqrt{1+T^2\omega^2}}$	$-\tan^{-1}(\omega T)$
$\dfrac{K}{(T_1 s+1)(T_2 s+1)}$	$\dfrac{K}{\sqrt{(1+T_1^2\omega^2)(1+T_2^2\omega^2)}}$	$-\tan^{-1}(\omega T_1) - \tan^{-1}(\omega T_2)$
$\dfrac{K}{T_c^2 s^2 + \xi T_c s + 1}$	$\dfrac{K}{\sqrt{(1-\omega^2 T_c^2)^2 + (2\xi\omega T_c)^2}}$	$-\tan^{-1}\dfrac{2\xi\omega T}{1-\omega^2 T_c^2}$
Ke^{-Ls}	K	$-L\omega$

Cuando se representa gráficamente en la forma estándar AR en función de ω en papel log-log y ϕ en la función de ω en papel semilogarítmico, las curvas AR y ϕ son directamente aditivas cuando combinan retrasos consecutivos en el modelo de proceso o unidades en el diagrama de bloques. Estas propiedades aditivas se ilustran en la figura 22-42.

Ajuste del controlador basado en las gráficas de Bode El criterio normal de diseño para sistemas de control que emplean el método de la respuesta de frecuencia es la especificación del margen de ganancia

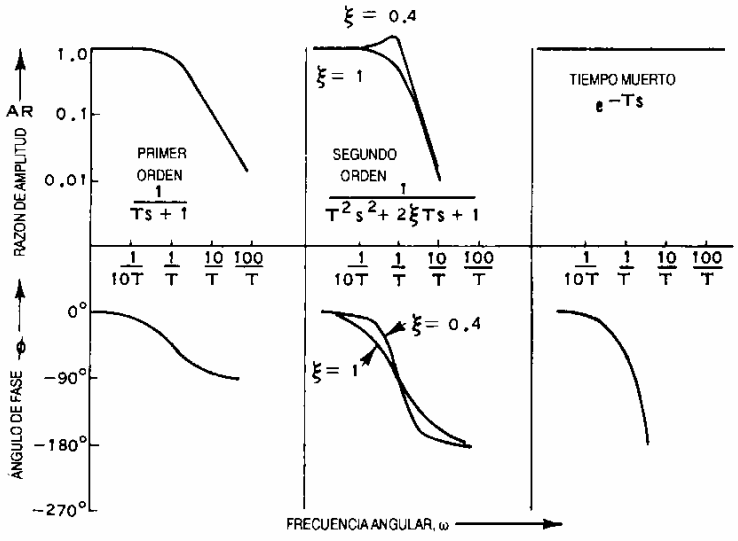


FIG. 22-41 Gráficas de Bode para procesos usuales de primer orden, segundo orden y tiempo muerto.

le frecuencia de
transferencia

a senoidal

mbio de fase $\phi(\omega)$

$^{-1}(\omega T)$

$^{-1}(\omega T_1) - \tan^{-1}(\omega T_2)$

$^{-1}\dfrac{2\xi\omega T}{1-\omega^2T^2}$

nda senoidal. Las
ren para las gráfi-
figura 22-41. Los
erpretación de los
arán bajo el título

estándar AR en fun-
en papel semiloga-
vas cuando combi-
s) o unidades en el
se ilustran en la fi-

le Bode El criterio
plean el método de
margen de ganancia

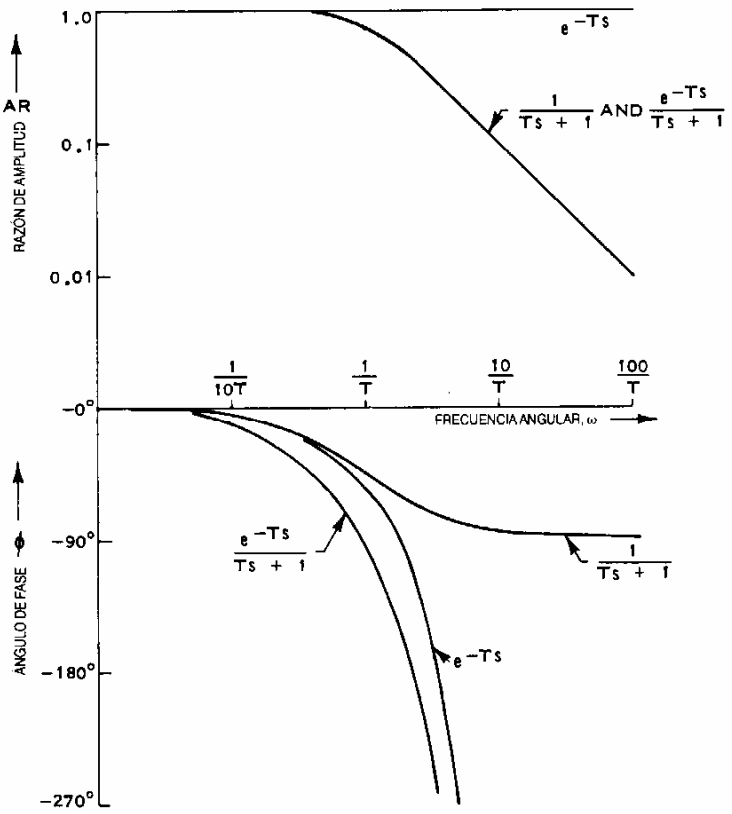


FIG. 22-42 Gráficas de Bode en donde se muestra cómo obtener esta clase de curvas para un proceso compuesto por un retraso de primer orden y un tiempo muerto, sumando las respuestas de los dos procesos componentes.

y el margen de fase del sistema de circuito abierto. Los sistemas de circuito abierto comprenden los elementos del controlador, el proceso y la variable medible.

En la figura 22-43 se representa una elección de ajustes del controlador para regular el proceso de primer orden más tiempo muerto que se ilustra en la figura 22-42, utilizando el controlador caracterizado por la figura 22-44. También se especifican el margen de ganancia y el de fase.

En un sistema de control de circuito cerrado, cuando $AR = 1$ y $\omega = \omega_n$, la frecuencia natural, el sistema sustentará una respuesta oscilatoria a las perturbaciones tipo paso o impulso. En otras palabras, se dice que el sistema está al borde de la inestabilidad. Puesto que $\phi = 180°$, a ω_n, el margen de fase de la estabilidad es $180° - \phi_{AR} = 1$ en donde $\phi_{AR} = 1$ es el ángulo de fase correspondiente a la condición $AR = 1$. El margen de ganancia de estabilidad es la recíproca de AR, cuando $\omega = \omega_n$, es decir, cuando $\phi = 180°$.

Los criterios comunes son 30° para el margen de fase y un factor de 1.7 a 3 para el margen de ganancia. Esos márgenes se basan en la experiencia y la aceptación común de un criterio de disminución de un cuarto en el funcionamiento del controlador.

El ajuste o el diseño del controlador se logra sumando las características de respuesta de frecuencia del mismo a las características del sistema, para obtener los márgenes de fase y ganancia deseados para los sistemas combinados. En la figura 22-44 se ilustran gráficas de Bode para un controlador proporcional de integral y derivada descrito por

$$K_cG_c(s) = K_c\left(1 + \frac{1}{T_is}\right)(1 + T_ds) \text{ con } K_c = 1$$

La selección de T_d y T_i determina la posición de los puntos del ángulo de fase de 45° y los de rompimiento en las curvas de la razón de amplitud. Si se suma la acción de la velocidad se reduce el retraso de fase a grandes frecuencias; en particular, desplaza los 180° o el punto de estabilidad a frecuencias superiores. Cuando se agrega la acción de reajuste, se incrementa el retraso de fase a frecuencias bajas y se tienen pocos efectos en frecuencias elevadas. La acción de la velocidad aumenta la razón de la amplitud a altas frecuencias, reduciendo ligeramente con ello el margen de ganancia. La acción de reajuste eleva la razón de amplitud a frecuencias bajas. La acción proporcional aumenta la razón de amplitud o la ganancia de proceso uniformemente con la frecuencia, sin que se registre un cambio de fase.

El diseño o procedimiento de sintonización o ajuste es:

1. Se coloca el punto del ángulo de fase +50° de la curva de la velocidad sobre la frecuencia $\phi = -180°$ de la curva de proceso. Dicho de otra manera, $1/T_d$ es ligeramente menor que ω para $\phi = 180°$.

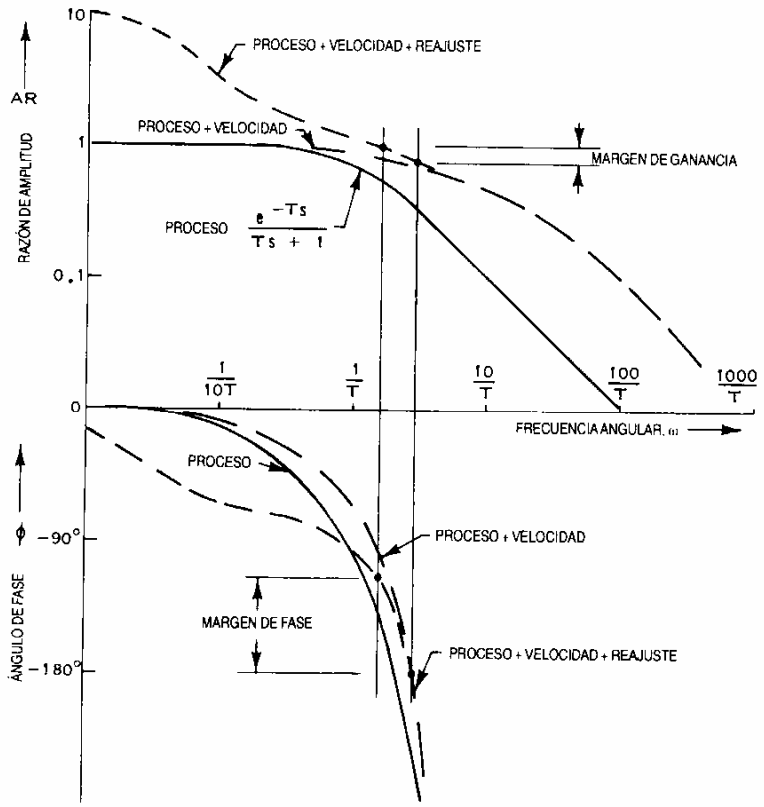


FIG. 22-43 Gráfica de Bode que ilustra las características de proceso y a éstas más un controlador de ganancia proporcional $Kc = 10$. También se indican los márgenes de fase y ganancia del sistema de proceso con controlador sintonizado o ajustado.

2. Se combinan las curvas de amplitud y fase para el T_d del controlador y el proceso.

3. Se coloca un punto de ángulo de fase −10° de la curva de restauración sobre la frecuencia correspondiente a $\phi = -170°$ para las curvas combinadas de velocidad y proceso. Esto especifica $1/T_i$.

4. Se combinan las curvas de amplitud y fase para el controlador a T_i y de proceso combinado más el controlador a T_d.

5. Se agrega la suficiente ganancia proporcional para deslizar la curva de proceso compuesto más reajuste más velocidad en sentido ascendente, a fin de satisfacer el criterio del margen de ganancia.

La curva superior, controlador ajustado más proceso, de la figura 22-43, representa un intento de sintonía o ajuste aplicando el procedimiento anterior. Si se aplican diferentes criterios de margen de ganancia y fase se obtendrán ajustes ligeramente distintos.

Las gráficas de Bode para procesos permiten derivar una estimación de la utilidad de la acción de velocidad. Si

$$2 < -\frac{AR \text{ para } \phi = 0°}{AR \text{ para } \phi = -180°} < 10 \quad \text{o} \quad \frac{\omega \text{ para } \phi = -270°}{\omega \text{ para } \phi = -180°} > 5$$

la acción de velocidad será quizá útil. La acción de restauración será probablemente de utilidad en todos los procesos en que $d(AR)/d\omega \neq 0$ a bajas frecuencias, excepto cuando AR es muy grande.

Diagrama de Nyquist Si se hace la gráfica de la razón de amplitud en función de los datos de cambio de fase de la respuesta de frecuencia utilizando papel de coordenadas polares, se obtendrá lo que se conoce como diagrama de Nyquist. Aunque se dispone de la misma información tanto en el diagrama de Nyquist como en la gráfica de Bode, ésta no se emplea mucho para la sintonización o el ajuste del controlador. Los márgenes de fase y ganancia se representan visualmente con mayor facilidad con el diagrama de Nyquist, pero éstos son más difíciles de construir partiendo de cantidades pequeñas de datos, y los ajustes del controlador son más difíciles de derivar.

En la figura 22-45 se ilustra un diagrama típico de Nyquist. Si $a < 1$ a $\phi = -180°$ (a lo largo del eje real negativo), el proceso es estable; si $a = 1$, es oscilatorio; y si $a > 1$, es inestable. En este caso se indican los márgenes de ganancia y fase.

Lugar geométrico de la raíz El método de lugar geométrico de la raíz para el análisis de sistemas de control es, quizá, la técnica más reveladora de que se dispone para describir el comportamiento de los sistemas de control de retroalimentación. La comprensión del método de análisis basado en el lu-

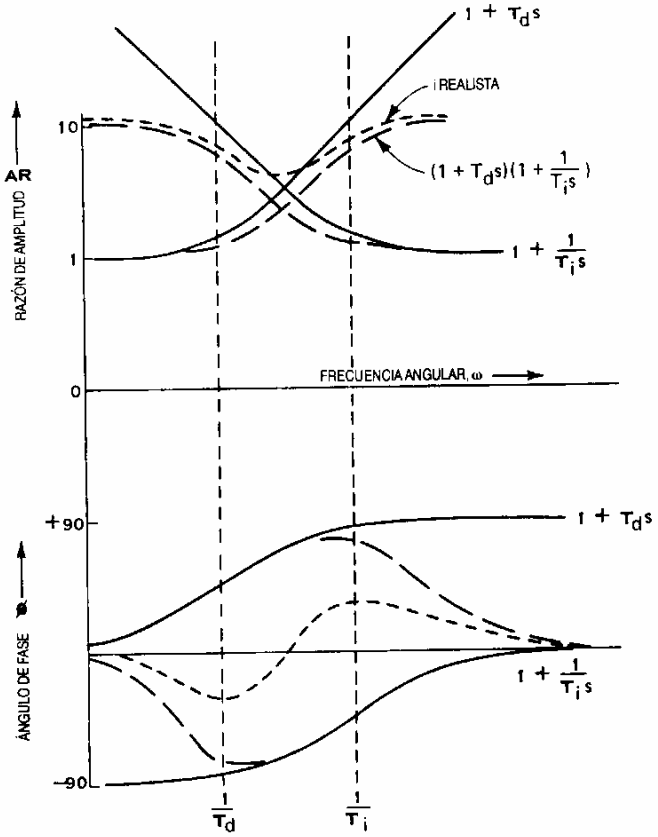


FIG. 22-44 Gráficas de Bode que ilustran las características de frecuencia de controladores ideales no interactuantes, $K_c(1 + T_d s)$ y $K_c(1 + 1/T_i s)$ por medio del tiempo de rapidez de cambio y el tiempo de restauración para $k_c = 1$. Las curvas de trazos largos representan las características de controladores más realistas en donde las ganancias se limitan a 10, cuando $k_c = 1$. Las curvas de trazos cortos representan el controlador PID compuesto.

gar geométrico de la raíz y los resultados que se pueden obtener por medio de él, proporcionan al ingeniero de control una base fundamental de otras técnicas de diseño o ajuste que se utilizan comúnmente. No obstante, esta técnica tiene una utilidad limitada para controlar procesos prácticos, debido a la dificultad que se tiene para manejar el tiempo muerto.

Procedimientos de ajuste cuando se desconoce el modelo del proceso Los métodos de campo más utilizados para ajustar controladores incorporan el método del periodo final, el de la curva de reacción y algunos otros métodos de búsqueda. El método del periodo final utiliza pruebas de circuito cerrado, mientras que el de curva de reacción emplea una prueba de circuito abierto para obtener información sobre el modelo dinámico del proceso.

Método del periodo final (denominado también método de Ziegler-Nichols). El primer paso de este planteamiento para ajustar controladores consiste en obtener los datos de proceso necesarios y los de respuesta dinámica del sistema de control de circuito cerrado. Estos se obtienen ajustando las acciones integral y derivada del controlador, y utilizando sólo la modalidad de control proporcional. La ganancia proporcional se incrementa gradualmente hasta que el sistema de circuito cerrado se ve forzado a desarrollar ciclos continuos en el punto de inestabilidad. Una pequeña alteración, por ejemplo, un cambio en el punto de ajuste, puede hacer necesario que se inicie la oscilación.

La ganancia proporcional en el punto de ciclaje continuo (ganancia final o última) y el periodo de oscilación (periodo final) identifican la respuesta de frecuencia del sistema de circuito abierto en un punto: el ángulo de fase a la frecuencia final (1/periodo final) es −180°, y la ganancia de circuito abierto es igual que la unidad, incluyendo el circuito del controlador y el de retroalimentación. En la tabla 22-5 se sugiere una lista de ajustes de controlador.

Método de la curva de reacción Este sistema de ajuste se basa en la respuesta de circuito abierto del proceso para una entrada de paso o escalonada. Esta curva de respuesta se utiliza para derivar las características dinámicas del proceso. Es más, al hacer la suposición de que el proceso se puede describir por medio de un retraso de primer orden y un tiempo muerto, es posible calcular los puntos de ajuste del controlador.

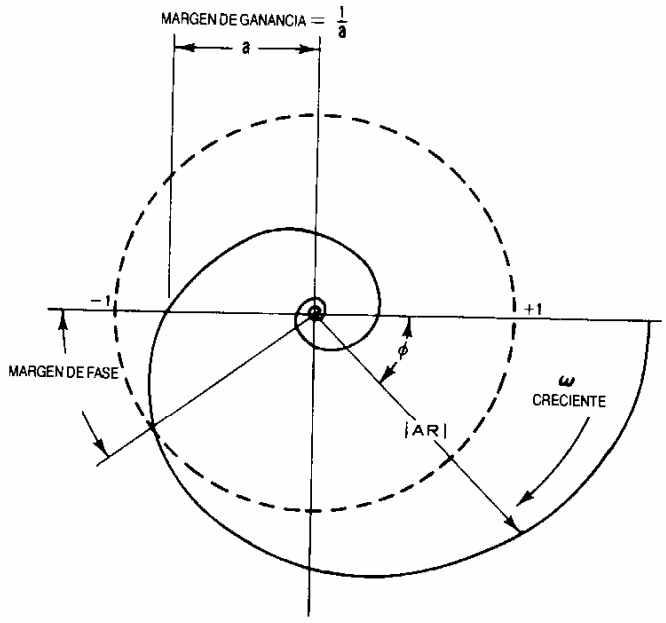


FIG. 22-45 Diagrama de Nyquist para un sistema sobreamortiguado de bajo orden con tiempo muerto.

Suponiendo que un controlador-registrador se conecta al proceso, para obtener los datos de respuesta de proceso necesarios, el controlador se debe colocar en la posición de control manual y aplicar un cambio de paso o escalonado ΔM a la señal del controlador que se aplica a la válvula de control. Se debe llevar un registro del tamaño del cambio de paso y el tiempo de aplicación en la gráfica del registrador. La curva de reacción, que es la respuesta registrada de la variable medida, debe ser similar a la que se ilustra en la figura 22-46.

En relación con la figura 22-46, determínese la máxima velocidad de cambio R y el tiempo muerto L. Se debe calcular la velocidad o el índice de cambio por cambio escalonado unitario en la variable manipulada, es decir, $R_1 = R/\Delta M$. En la tabla 22-6 se señala el ajuste del controlador conveniente expresado en términos de R_1 y L. Estos ajustes de controlador se basan en el criterio de funcionamiento con disminución de un cuarto.

Técnicas de búsqueda Lo antes citado implica que la sintonía del controlador requiere un análisis detallado del circuito de control; en la práctica, muchos controladores se sintonizan aplicando métodos de prueba y error basados en la experiencia que se tiene del proceso. Tales métodos son, casi siempre, seguros si la persona que efectúa los ajustes comprende los aspectos fundamentales del control y el ajuste del controlador, o si el proceso no requiere un alto nivel de eficiencia en el equipo de control instalado.

Cuando los controladores se ajustan aplicando los procedimientos antes delineados, tales ajustes se basan en la suposición de que las perturbaciones penetran en el proceso en un punto específico. Si las características de proceso no se han determinado con precisión, pueden existir varias razones por las cuales las técnicas más formalizadas descritas no den un control satisfactorio. En estos casos, los ajustes finales se deben hacer siguiendo métodos de búsqueda de prueba y error. La calidad de los resultados depende del grado de conocimiento del proceso del que se disponga, así como del conocimiento que se tenga del control.

TABLA 22-5 Ajustes del controlador basados en la ganancia final K_u y en el periodo final T_u

Acción de control	Criterio de rendimiento	Ganancia	Tiempo integral, min.	Tiempo derivado, min.
P	1/4 de reduc.	$0.5\,K_u$		
PI	1/4 de reduc.	$0.45\,K_u$	$0.833\,T_u$	
PID	1/4 de reduc.	$0.6\,K_u$	$0.5\,T_u$	$0.125\,T_u$
PID	Cierta sobremodulación	$0.33\,K_u$	$0.5\,T_u$	$0.33\,T_u$
PID	Ninguna sobremodulación	$0.2\,K_u$	$0.33\,T_u$	$0.5\,T_u$

En sistemas de control computarizado adaptable se utilizan técnicas de búsqueda formales. En estos sistemas la eficiencia de los ajustes del control computarizado se evalúan en forma continua desde un punto de vista cuantitativo, y se llevan a cabo automáticamente pruebas de proceso para determinar cuándo se necesitan nuevos ajustes y de qué índole deberán ser. Las aplicaciones en que son necesarios estos procedimientos, tienen una naturaleza muy especializada y quedan fuera del alcance de este *Manual del Ingeniero Químico*.

Métodos analíticos Las técnicas analíticas para el diseño o ajuste de controladores quedan también fuera del alcance de este *Manual del Ingeniero Químico* y no se emplean muy comúnmente en el control de procesos. Sin embargo, tienen un aspecto instructivo para el ingeniero químico y de control que se interese en problemas de control más complejos.

Con el empleo cada vez más frecuente de computadoras para efectuar análisis de proceso, los métodos analíticos adquieren una mayor

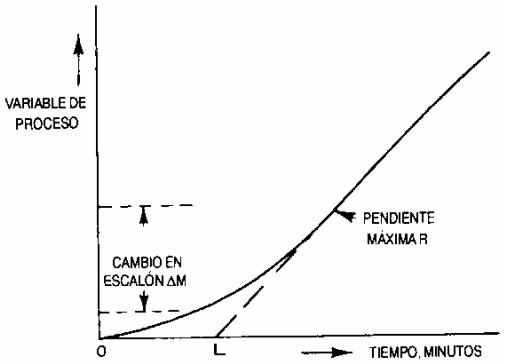


FIG. 22-46 Curva de reacción de una variable usual de proceso cuando la variable manipulada cambia en ΔM.

TABLA 22-6 Ajustes del controlador basados en la curva de reacción de la prueba de proceso

Acción de control	Ganancia	Tiempo integral, min	Tiempo derivado, min
P	$\frac{1}{R_1 L}$		
PI	$\frac{0.9}{R_1 L}$	$3\,L$	
PID	$\frac{1.2}{R_1 L}$ a $\frac{2}{R_1 L}$	$2.5\,L$ a $2\,L$	$0.5\,L$ a $0.3\,L$

popularidad día a día, sobre todo en sistemas no lineales. En general, las técnicas analíticas comprenden dos campos: la solución directa de las ecuaciones diferenciales del sistema en el dominio del tiempo, utilizando por lo común variables de estado, y la optimización de un criterio específico de funcionamiento. Los criterios para la optimización por técnicas analíticas comprenden, casi siempre, un tiempo de respuesta mínimo o una función integral de costo en tiempo.

Técnicas de computadora analógica El empleo de la computadora analógica en simulaciones ha creado un método eficaz para diseñar sistemas de control. Cuando se simula tanto el sistema de proceso como el controlador en una computadora analógica, los ajustes del controlador se eligen por cualquier método que pueda aplicarse en la fábrica o planta de que se trate. La seguridad de los ajustes al aplicarse el proceso existente depende de la exactitud del modelo utilizado para la simulación del proceso. La simulación con computadora analógica se estudia más detalladamente bajo el título "Análisis del sistema de control."

Ajuste de sistemas de control de encendido-apagado (on-off) El ajuste de los sistemas de control de encendido-apagado constituye un caso algo especial. En la práctica, muchos de estos controladores no poseen los medios de ajuste adecuados para ajustar la anchura de la banda muerta o el circuito de histéresis como debe ser. Por tanto, el procedimiento consiste en ajustár el proceso tanto como el controlador, o quizá, en vez del controlador.

Al reducir la banda muerta, se reduce la amplitud y se incrementa la frecuencia de oscilación cuando la banda muerta del controlador no es pequeña en comparación con la banda muerta aparente, impuesta por los retrasos del proceso y medición (véase la Fig. 22-26). Al aumentar la frecuencia de oscilación se incrementa el desgaste del equipo de control.

Para reducir la variación, es necesario aumentar la frecuencia de oscilación o ajustar el ciclo de trabajo hacia el 50%. Este último ajuste se debe realizar, casi siempre, ajustando el equipo de proceso. Este tipo de ajuste puede consistir en cambiar la diferencia de encendido-apagado en la variable manipulada, o bien, alterar la fracción de dicha variable regulada por el controlador, desviando el equipo de control con una cantidad constante de la variable manejada.

TEMAS ADICIONALES SOBRE EL CONTROL

Referencias Generales: Cadman, Rothfus y Kermode, "Linear Feedforward Control of a Continuous Flow Stirred Tank Reactor," 59th Annual Am. Inst. Chem. Eng. Meeting, Detroit, 1966. Johnson y Lupfer, "Distillation Column Models," *Chem. Eng. Prog.*, **62**(6), 75-79 (1966). Lupfer y Oglesby, "Applying Dead-Time Compensation for Linear Predictor Process Control, *Instrum. Soc. Am. J.*, **8**(11), 53-57 (1961). Luyben, "Distillation Decoupling," 64th National Am. Inst. Chem. Eng. Meeting, New Orleans, 1969. Tyner y May, *Process Engineering Control*, Ronald, New York, 1968. Webb, "Reducing Process Disturbances with Cascade Control," *Control Eng.*, **8**(8), 73-76 (1961).

Aun cuando la mayor parte de los problemas de control se resuelven aplicando un controlador normal de retroalimentación, se mejora el funcionamiento de muchos sistemas con la aplicación de técnicas especiales. Algunas de ellas se han difundido lo suficiente para incluirlas aquí.

Grados de libertad y control

Grados de libertad y propósito del control En el diseño de un sistema de control se deben emplear métodos que definan el resultado deseado y proporcionen cierto indicio de cuándo se logrará éste. El concepto de los grados de libertad constituye un medio apropiado para lograrlo.

El grado de libertad se determina por medio de cualquier variable independiente que participa en el proceso que, al cambiar, afectará de alguna manera a una o más variables de salida o funcionamiento. El estado o la condición de un proceso se describe de manera completa cuando cada uno de sus grados de libertad se especifica o controla.

El propósito del control automático es reducir los grados de libertad del proceso. Un sistema de control automático es la reducción de grados de libertad del proceso por medio de dispositivos mecánicos, neumáticos, electrónicos o de otra índole. Se dice que un proceso está totalmente bajo control automático cuando los grados de libertad con respecto a las variables de funcionamiento del proceso son idénticos a cero. Dicho de otra ma-

nera, los valores deseados de las variables de funcionamiento son puntos de ajuste para el sistema de control.

Reducción de grados de libertad por medio del control Como ejemplo de la manera como los grados de libertad se reducen por medio del control, véase el sistema de refrigerante que se ilustra en las figuras 22-47 y 22-48. Las variables de funcionamiento de interés son el flujo de masa y la temperatura del refrigerante que entra a la chaqueta. El flujo de masa del refrigerante M_c, es una función del flujo volumétrico y las variables que afectan la densidad del refrigerante. La temperatura de entrada a la chaqueta, T_i, es una función de la mezcla del refrigerante caliente y frío, y las pérdidas de calor entre el punto de mezcla y la entrada a la chaqueta. Estas relaciones se ilustran por medio de las expresiones que se indican a continuación.

$$M_c = f_1(\phi, P_b, P_f, T_f)$$
$$T_i = f_2(\phi, P_b, P_f, T_f, F_1, T_1, F_2, T_2, A)$$

en donde ϕ = posición de la válvula de refrigerante, P_b = presión inversa de la chaqueta, P_f = presión de alimentación del refrigerante, T_f = temperatura de alimentación del refrigerante, F_1 y F_2 = flujos volumétricos a través de los intercambiadores de calentamiento y enfriamiento, T_1 y T_2 = temperaturas del efluente del intercambiador, y A = tem-

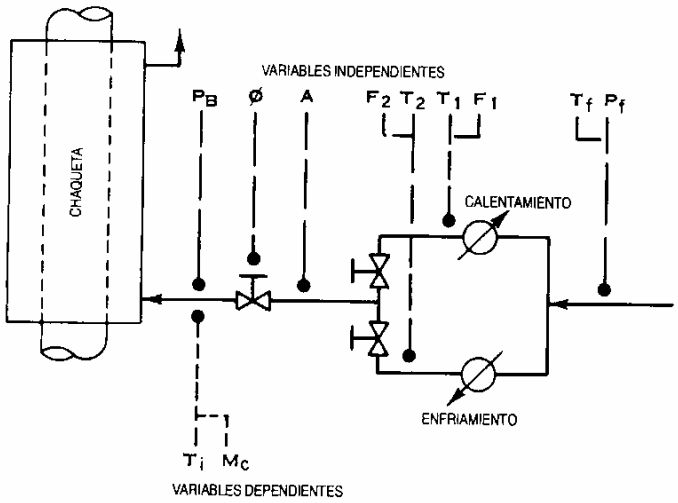


FIG. 22-47 Sistema refrigerante no controlado que ilustra el rendimiento de las variables dependientes y de las variables independientes o grados de libertad.

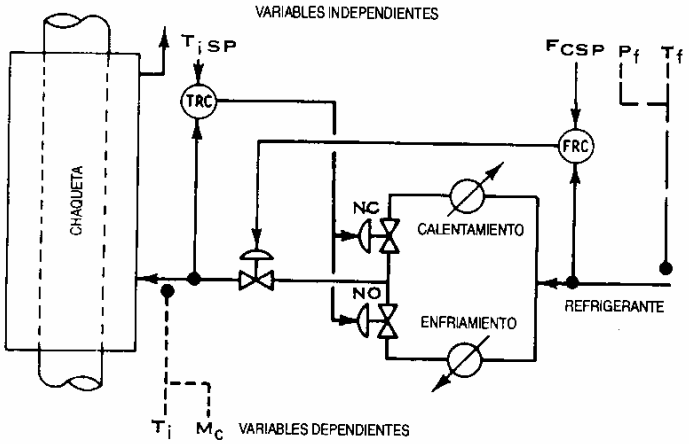


FIG. 22-48 Sistema de refrigerante controlado que muestra las variables independientes o grados de libertad que dan después de agregar los controles.

ıdican a continua-

T_2, A)

P_b = presión inver-
l refrigerante, T_f =
$_2$ = flujos volumé-
ento y enfriamien-
ıbiador, y A = tem-

peratura ambiente. Así, pues, se tienen nueve grados de libertad o variables independientes.

El control del flujo volumétrico del refrigerante aparece ilustrado en la figura 22-48 por medio del controlador *FRC*. El flujo de masa se expresa ahora como sigue:

$$M_c = f_5(F_{cSP},\ P_f,\ T_f)$$

en donde F_{cSP} = punto de ajuste del gasto volumétrico del refrigerante. Puesto que $F_1 = F_{cSP} - F_2$, el balance de energía da la siguiente expresión:

$$T_t = f_4(F_{cSP},\ P_f,\ T_f,\ F_2,\ T_1,\ T_2,\ A)$$

Quedan todavía otros siete grados de libertad; sin embargo, uno de ellos, F_{cSP}, está bajo control, es decir, se maneja o especifica a voluntad del operador.

La adición del controlador de temperatura *TRC* (Fig. 22-48) reduce más aún los grados de libertad. Este dispositivo regula la división del flujo de refrigerante a través de los dos intercambiadores de calor, por medio de dos válvulas de alcance, una de acción directa y la otra de acción inversa. Las variables de funcionamiento son ahora

$$M_c = f_5(F_{cSP},\ P_f,\ T_f)$$
$$F_t = f_6(T_{tSP})$$

Esto deja cuatro grados de libertad, de los cuales dos son variables independientes, P_f y T_f, y otros dos se manejan o especifican por decisión del operador, F_{cSP} y T_{tSP}.

Las razones para elegir estas variables de funcionamiento en particular quedarán claramente establecidas en la exposición relacionada con la figura 22-191. Según sea el diseño del resto, del sistema de procesamiento, P_f y T_f pueden ser, o no, variables independendientes. Cualquiera de ellas, o ambas, pueden ser una condición fija de operación. Se debe tener mucho cuidado al determinar qué variable particular será una condición fija de operación. Existen muchos ejemplos de sistemas de control que operan a un nivel poco satisfactorio, debido a que la llamada condición fija de operación no lo es en realidad.

Control de cascada Uno de los métodos más utilizados para reducir al mínimo perturbaciones que entran en un proceso lento es el control en cascada o circuitos múltiples. El control en cascada puede acelerar también la respuesta del sistema de control, reduciendo la constante de tiempo de la función de transferencia de proceso que relaciona la variable manipulada con la salida del mismo. En la figura 22-49 se ilustra un diagrama de bloques correspondiente a un sistema de control en cascada. En lugar de ajustar el elemento de control final, por ejemplo, una válvula reguladora, la salida del controlador primario es el punto de ajuste del circuito de control secundario.

El circuito de control secundario que abarca sólo una porción del proceso total es un sistema de orden menor, de modo que el controlador se puede ajustar para dar una respuesta más rápida. Estúdiese la figura 22-50. Aquí se ha conectado en cascada un controlador de flujo con el controlador de temperatura de la figura 22-2. Las constantes de tiempo del circuito secundario son mucho más pequeñas que para el proceso

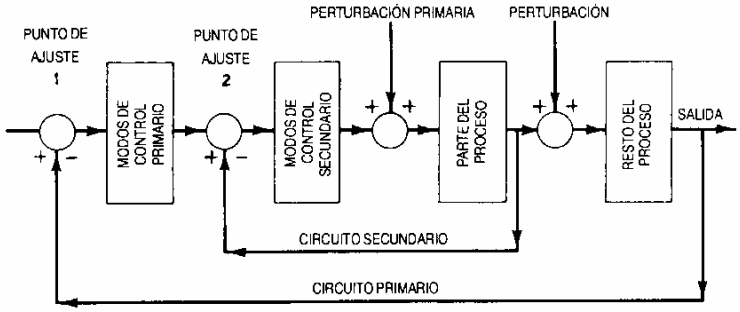


FIG. 22-49 Diagrama de bloques de controladores de retroalimentación conectados en cascada.

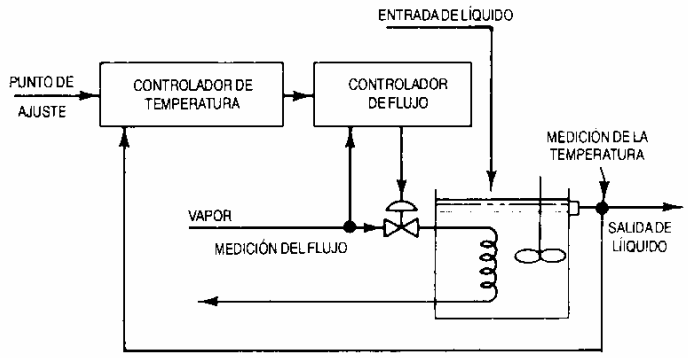


FIG. 22-50 Sistema de control en cascada en el cual las perturbaciones originadas en el abastecimiento de vapor quedan imposibilitadas para penetrar en el proceso del intercambiador de calor.

total, de manera que el buen ajuste del controlador secundario elimina de un modo eficaz o reduce al mínimo, por lo menos, las perturbaciones de flujo que entran al proceso a través del abastecimiento de vapor.

La eliminación de una fuente de perturbaciones reduce los grados de libertad del proceso y hace disminuir el orden y las constantes de tiempo del mismo. Estas reducciones en los grados de libertad, el orden y las constantes de tiempo, aumentan la velocidad de la respuesta que se puede obtener en el circuito de control primario. También reducen el tamaño de las variaciones en la variable controlada, más allá de lo que sería posible incrementando la velocidad de respuesta del sistema de control primario.

Por lo común, hay tres características principales presentes en el control en cascada para que sea eficaz. La constante de tiempo de circuito cerrado del circuito secundario debe ser menor que un tercio de la constante de tiempo del circuito primario, el circuito secundario debe incluir una fuente de perturbación de proceso importante, y la variable de proceso que se regula debe ser capaz de desplazar a la variable controlada primaria a su valor deseado.

Un control en cascada de naturaleza un poco diferente es la técnica que consiste en utilizar sistemas de control por computadora, para reducir los ajustes manuales de funcionamiento del proceso los que representan parámetros de funcionamiento o calidad de ajuste del proceso.

Control de alimentación directa El control de alimentación directa (denominado a veces control predictivo o de anticipación) comprende básicamente un proceso de entradas múltiples, en el cual éstas se pueden medir. Según la figura 22-3, el control de alimentación directa utiliza las mediciones de entrada y las relaciones entre las entradas y las salidas, para ajustar el proceso con el fin de minimizar o eliminar los efectos de las perturbaciones de entrada en la salida del mismo.

En la figura 22-51, el modelo de proceso en las modalidades de control de alimentación directa posee características dinámicas muy diferentes de las que representan los bloques del proceso. La dinámica que encierra el mayor interés es la que se relaciona con las mediciones de alimentación y la variable regulada. Con frecuencia, esta dinámica se puede considerar de índole instantánea y las modalidades de control son muy simples, reduciéndose sólo a la modalidad proporcional.

En el diagrama de bloques generalizado de la figura 22-52, la relación entre la variable de salida $C(s)$ y la variable de perturbación $U(s)$, está dada por

$$[C(s)/U(s)] = K_2G_2(s)[K_3G_3(s) + K_cG_c(s)K_1G_1(s)] \qquad (22\text{-}21)$$

El propósito del control de alimentación directa consiste en hacer que la salida del proceso depende sólo de $R(s)$, que es el punto de ajuste o punto fijo. En otras palabras,

$$[C(s)/R(s)] = K_1G_1(s)K_2G_2(s)$$

La ecuación (22-21) indica que la perturbación no tiene ningún efecto si

$$K_cG_c(s)K_1G_1(s) + K_3G_3(s) = 0$$

o si el controlador está descrito por

$$K_cG_c(s) = [K_3G_3(s)/K_1G_1(s)] \qquad (22\text{-}22)$$

Para ilustrar esto con un ejemplo sencillo, si en el proceso $K_3G_3(s) = K_3$ y $K_1G_1(s) = K_1/(T_1s + 1)$, entonces, según la ecuación (22-22), el controlador de alimentación directa estará descrito por

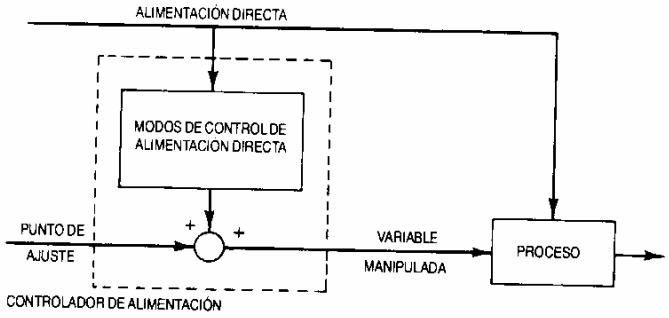


FIG. 22-51 Diagrama de bloques de un sistema de control con alimentación directa.

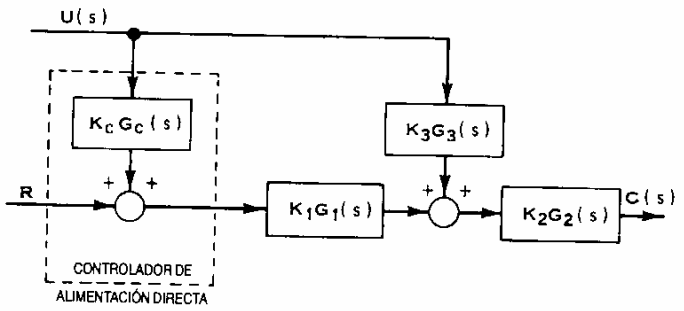


FIG. 22-52 Diagrama de bloques generalizado de un sistema de control con alimentación directa.

que pertenec
locidad.
Sistemas
se mencionó
directa satisf
que el de ali
ción con él. I
reduce la pre
ceso que se n
Una de las
binados de al
ofrecen tales
22-54), las sa
control que s
de salida afe

odalidades de con-
námicas muy dife-
). La dinámica que
las mediciones de
a, esta dinámica se
lidades de control
proporcional.
gura 22-52, la rela-
perturbación $U(s)$,

$_1G_1(s)]$ (22-21)

siste en hacer que
l punto de ajuste o

ne ningún efecto si

(22-22)

proceso $K_3G_3(s)$ =
uación (22-22), el
por

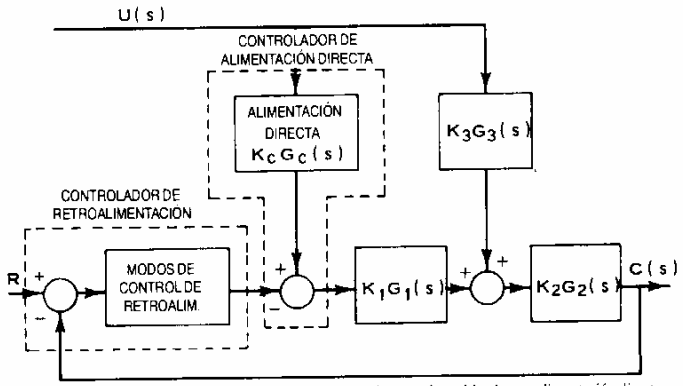


FIG. 22-53 Diagrama de bloques generalizado de un sistema de control combinado con alimentación directa y retroalimentación.

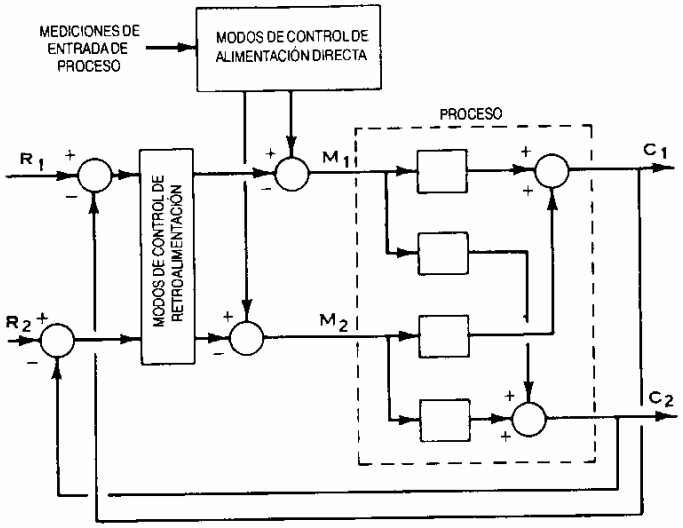


FIG. 22-54 Diagrama de bloques de un sistema de control combinado con alimentación directa y retroalimentación.

$$K_cG_c(s) = -(K_2/K_1)(T_1s + 1)$$

que pertenece a la configuración de controlador proporcional más velocidad.

Sistemas combinados de alimentación directa e inversa Como se mencionó en relación con la figura 22-4, el control de alimentación directa satisface raramente todas las necesidades de control, de modo que el de alimentación inversa se emplea comúnmente en combinación con él. Este tipo de configuración, ilustrado en la figura 22-53, reduce la precisión y la cantidad de conocimientos detallados del proceso que se necesitan para especificar $K_cG_c(s)$.

Una de las aplicaciones muy especializada para los controladores combinados de alimentación directa e inversa ilustra parte del potencial que ofrecen tales sistemas. En un proceso de dos entradas y dos salidas (Fig. 22-54), las salidas pueden desacoplarse de tal manera que la acción de control que se toma como resultado de una medición en una variable de salida afecte sólo a esa variable. La determinación del carácter de los controladores de alimentación directa y retroalimentación es, en general, un trabajo de álgebra de matrices, y casi siempre se requiere una computadora para el funcionamiento de los controladores. Véase la subsección "Sistema de fraccionamiento."

Compensación del tiempo muerto Cuando se emplea un controlador normal de retroalimentación en un proceso que tiene un tiempo muerto apreciable, el sistema de control se caracteriza por tener una respuesta lenta. Los ajustes del controlador se caracterizan por ganancias proporcionales pequeñas y tiempos de restauración reducidos. Una técnica eficaz para acelerar la respuesta del controlador aparece ilustrada en la figura 22-55. El objetivo de la compensación es que se pueda ajustar el controlador como si no existiera ese tiempo muerto. Los modelos del proceso, de bajo orden y tiempo muerto, pueden ser difíciles de ponerse en práctica si el sistema de control no se computariza.

La variable manipulada actúa en la porción $K_1G_1(s)$ del modelo y proporciona una señal de retraso de bajo orden, que se suma a la señal de salida de retroalimentación del proceso, y se compara inmediata-

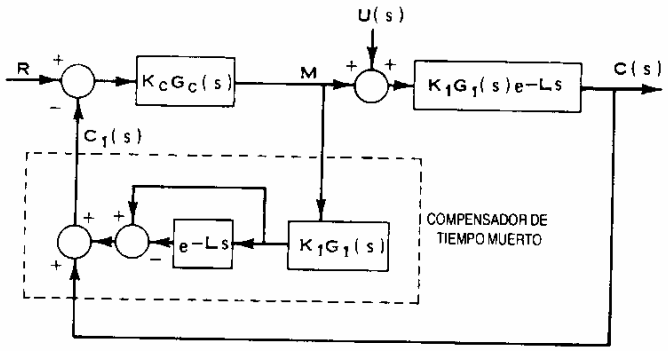


FIG. 22-55 Diagrama de bloques de una compensación de tiempo muerto aplicada a un proceso que comprende retrasos y tiempo muerto.

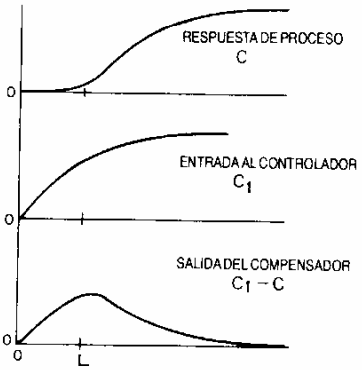


FIG. 22-56 Comparación de la respuesta de proceso con la entrada al controlador y una salida de tiempo muerto del compensador, para un cambio escalonado en el punto de ajuste.

mente con el punto fijo o de referencia. Esta señal de control de circuito cerrado no tiene tiempo muerto. Cuando e^{-Ls} actúa sobre la salida $K_1G_1(s)$ del modelo, la señal sumada a la señal de salida de reatroalimentación del proceso comienza a dirigirse hacia cero, en el lapso en que ha transcurrido el tiempo muerto. La señal del compensador se hace cero cuando la señal del proceso de retroalimentación, C, llega a su respuesta plena y C_1 se hace igual que C, como se observa en la figura 22-56. Dicho de otra manera,

$$C_1(s) = \overbrace{K_1G_1(s)e^{-Ls}M(s)}^{\text{Proceso}} + \overbrace{K_1G_1(s)(1 - e^{-Ls})M(s)}^{\text{Modelo}}$$
$$= K_1G_1(s)M(s)$$

Control de encendido-apagado, sin atenuación (on-off) Cuando se considera un control de proceso en el cual las perturbaciones se reducen al mínimo, el control de encendido-apagado (*on-off*) constituye una acción de control muy violenta. Por otro lado, según la mayor parte de los criterios de diseño de tiempo óptimo, el controlador de encendido-apagado es óptimo, a condición de que no existan restricciones de proceso que prohíban acciones de control repentinas. Debido a estas y otras consideraciones, se ha despertado un nuevo interés en las aplicaciones del controlador de encendido-apagado para regular procesos.

La función de conmutación óptima para un sistema de control de orden n incluye $n - 1$ derivaciones de E. Dicho de otra manera,

$$M = M_0 \text{ señal } F\left(E, \frac{dE}{dt}, \ldots, \frac{d^{n-1}E}{dt^{n-1}}\right)$$

En la práctica, la aproximación $F(E, dE/dt) = E + T(dE/dt)$ da buenos resultados. Esto equivale a suponer una representación de segundo orden del proceso, y establecer una aproximación lineal de la función de conmutación (interruptor).

El análisis de los sistemas de control de encendido-apagado no se practica con mucha frecuencia. La mayor parte del trabajo se realiza mejor en el dominio del tiempo, en donde el plano de fase, que es la gráfica de dE/dt en función de E, sirve como ayuda visual para interpretar el funcionamiento. La simulación analógica simplifica enormemente este tipo de análisis.

Sistemas de control no lineales En los sistemas de control de procesos se encuentran muchos elementos de índole no lineal. El proceso químico es, por lo común, no lineal, aunque la mayor parte de los procedimientos de análisis de sistemas de control presuponen la linealidad. El análisis de un sistema no lineal es mucho más difícil que el análisis lineal. La técnica de linealización de perturbación pequeña ha sido un método que ha dado buenos resultados.

El empleo de computadoras de alta velocidad ha hecho posible llevar a cabo análisis más detallados de sistemas de control no lineales. En particular, el análisis en el dominio del tiempo de tales sistemas se ha simplificado bastante por medio de las técnicas de simulación. El controlador de encendido-apagado antes descrito es un ejemplo de los dispositivos no lineales. Los controladores de computadora han hecho posible una gran variedad de acciones no lineales que mejoran el rendimiento de los procesos.

El análisis de sistemas no lineales se puede resolver por cualquiera de varios métodos: la solución analítica directa en el dominio del tiempo (incluyendo soluciones numéricas), la linealización de términos no lineales sobre una región de operación pequeña, las técnicas gráficas como las gráficas de planos de fase, y la simulación.

MEDICIONES DE PROCESO

REFERENCIAS GENERALES: Benedict, *Fundamentals of Temperature, Pressure, and Flow Measurements*, Wiley, New York, 1969. Considine, *Process Instruments and Control Handbook*, McGraw-Hill, New York, 1957. Considine y Ross, *Handbook of Applied Instrumentation*, McGraw-Hill, New York, 1964.

TABLA 22
de Tempe

Intervalo de temp. °C.
−259.34 a cero
Cero a 630.74
630.74 a 1064.42
1064.43 y más

*La tempe
el termómetro

TABLA 22-7 Bases de la Escala Práctica Internacional de Temperatura de 1968

Intervalo de temp. °C	Ecuación de interpolación	Instrumento estándar (patrón)
−259.34 a cero	Una función de referencia de vigésimo orden en donde el intervalo se divide en cuatro partes para la interpolación	Termómetro de resistencia de platino
Cero a 630.74	$R_t + R_0[1 + A(t - \Delta t) - B(t - \Delta t)^2]$ En donde Δt es una función de cuarto orden, R_t = valor de la resistencia del termómetro a la temperatura t, R_0 = resistencia a 0°C, y A y B son constantes	
630.74 a 1064.42	$E = a + bt + ct^2$ en donde E = fem de termopar estándar y a, b, y c son constantes*	Termopar de platino y platino-rodio (10%)
1064.43 y más	$\frac{J_T}{J_{Au}} = \frac{e^{C_2/\lambda T_{Au}} - 1}{e^{C_2/\lambda T} - 1}$ en donde J_T y J_{Au} son las energías radiantes por unidad de intervalo de longitud de onda a la longitud de onda λ emitida por unidad de tiempo, por un área unitaria de cuerpo negro a la temperatura T, K, y al punto de oro T_{Au}, respectivamente; C_2 = 1.4388 cm grados	Pirómetro óptico

*La temperatura del punto del antimonio (630.74 K) se debe determinar con el termómetro de resistencia estándar (patrón).

ISA Transducer Compendium, 2d ed., Plenum, New York, 1969. Liptak, *Instrument Engineers Handbook*, Chilton, Philadelphia, 1969. "Process Instrument Elements," *Chem. Eng.*, **76**(11), 137-164 (junio 2, 1969).

MEDICIONES DE TEMPERATURA

Referencias Generales: Benedict, "International Practical Temperature Scale of 1968," *Leeds Northrup Tech. J.*, no. 6, 1-12 (spring, 1969); *Instrum. Control Syst.*, **42**, 85-89 (octubre, 1969).

Escala internacional de temperatura La Escala Internacional Práctica de Temperatura se estableció con el fin de contar con una base congruente para efectuar mediciones precisas y convenientes de la temperatura. Esta escala cubre el intervalo desde el punto triple del hidrógeno hasta los cuerpos incandescentes y las llamas. La escala se basa en temperaturas de equilibrio reproducibles o puntos fijos a los cuales se han asignado valores numéricos, y también en fórmulas de interpolación específicas que relacionan temperaturas entre tales puntos o más allá de ellos, para indicar los instrumentos estándares de medición de temperatura. En la tabla 22-7 se indica la naturaleza de estas fórmulas y los instrumentos estándares.

Termopares Las mediciones de temperatura que utilizan termopares se basan en el descubrimiento hecho por Seebeck en 1821 de que una corriente fluye en un circuito continuo de dos alambres metálicos diferentes, si las dos conexiones o uniones, se encuentran a temperaturas distintas. El termopar se representa diagramáticamente como se indica en la figura 22-57, A y B son los dos metales, y T_1 y T_2 son las temperaturas de las uniones. Si T_1 es la unión más fría y la corriente termoeléctrica i fluye en la dirección señalada en la figura 22-57*a*, el

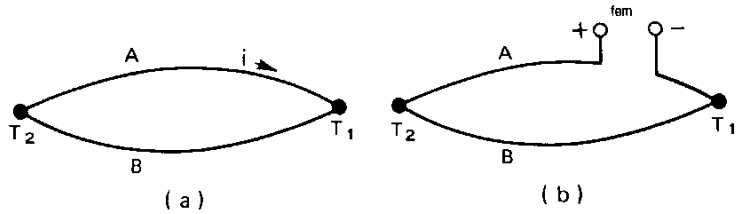


FIG. 22-57 Circuito simple de un termopar.

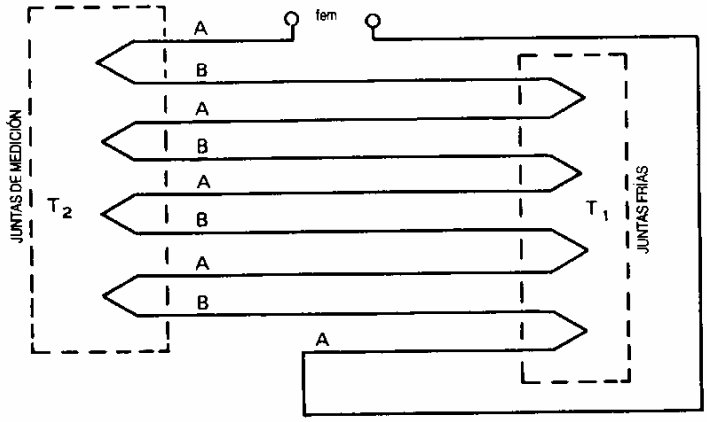


FIG. 22-58 Utilización de varios termopares para incrementar la señal de fem para efectuar mediciones de pequeños diferenciales de temperatura o para obtener la temperatura promedio.

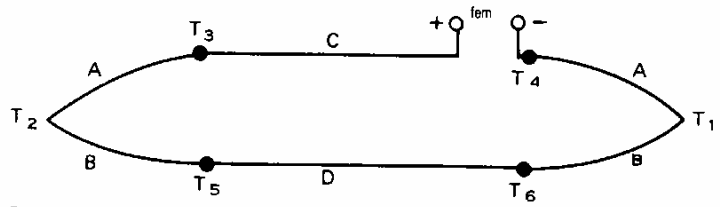


FIG. 22-59 Circuito termoeléctrico con los conductores adicionales C y D y las temperaturas de juntas T_3, T_4, T_5 y T_6, agregados al circuito simple de la figura 22-57.

metal A se designa, por costumbre, como el punto termoeléctricamente positivo en relación con el metal B.

En circuitos eléctricos, la corriente depende de la fuerza electromotriz (fem) desarrollada y la resistencia del circuito. Para lograr mediciones de temperatura exactas, el instrumento de medición se construye de tal modo que se mida una fem sin corriente para eliminar los efectos de resistencia del circuito.

Como se señala en la figura 22-57*b*, la fem térmica es una medida de la diferencia de temperatura entre T_2 y T_1. En los sistemas de control, la unión o conexión de referencia (unión fría) se localiza casi siempre en el dispositivo de medición de la fem. La unión de referencia se puede mantener a temperatura constante, por ejemplo, la que se tiene en un baño de hielo o en un horno con termostato, o bien, se puede sostener a la temperatura ambiente, pero con una compensación eléctrica de tal manera que parezca conservarse a una temperatura constante.

También se pueden utilizar combinaciones en serie de varios termopares idénticos para proporcionar una señal de medición de temperatura mayor o para promediar la temperatura en varios puntos. Como se ilustra en la figura 22-58, las uniones frías deben encontrarse a la misma temperatura, de lo contrario también será necesario promediarlas.

Metales y temperaturas intermedios En la figura 22-57*a*, las variaciones de temperatura a lo largo de A o B no afectan la fem térmica generada por la diferencia de temperaturas $T_2 - T_1$, a condición de que tales variaciones no modifiquen las temperaturas de unión, y también de que los alambres A y B sean homogéneos en toda su extensión.

Cuando la unión de medición se localiza a una distancia prolongada en relación con la unión de referencia y el dispositivo de medición, puede resultar más económico utilizar *alambres de extensión* especiales, como lo indican C y D en la figura 22-59. La fem se mantiene sin variaciones cuando $T_3 = T_4 = T_5 = T_6$, incluso a pesar de que C y D son metales distintos de A y B. No obstante, en muchas aplicaciones de proceso, estas temperaturas no son todas iguales. Dado que $T_3 - T_4$ y $T_5 - T_6$, son casi siempre menores que $T_2 - T_1$, la combinación de alambres de extensión C y D sólo necesitan tener las mismas propiedades termoeléctricas que la combinación A y B en el intervalo de temperaturas más reducido asociado con T_3, T_4, T_5 y T_6, para asegurar la precisión de la medición.

Termómetros de resistencia Los termómetros de resistencia dependen de las características inherentes de los metales para cambiar su resistencia eléctrica cuando se someten a un cambio de temperatura. Aunque los termómetros de resistencia industriales se construyen casi siempre de platino, cobre o níquel, se han venido utilizando cada vez con mayor frecuencia materiales semiconductores, como las resistencias térmicas o termorresistores.

Básicamente, el termómetro de resistencia es un instrumento para medir resistencias eléctricas que se calibra en unidades de temperatura, en lugar de hacerlo en unidades de resistencia. Hay varias formas comunes de circuitos de puente que se emplean en la termometría de resistencia de índole industrial, y el más común de todos es el puente de Wheatstone. Estos puentes se pueden excitar con un desequilibrio de corriente continua o alterna, y se indican por medio de instrumentos

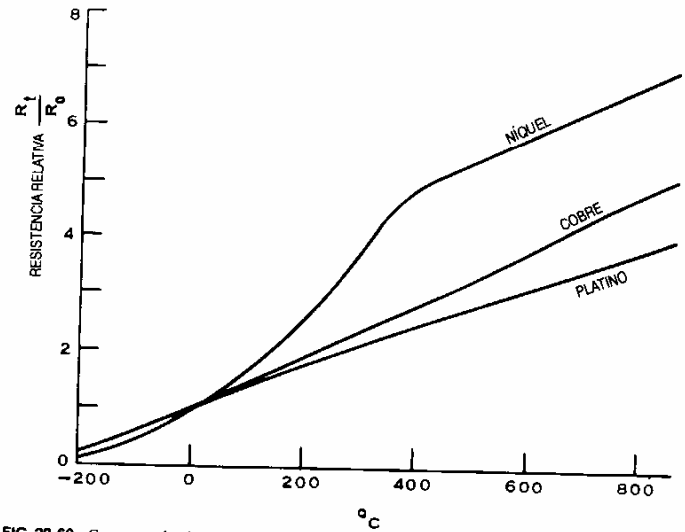


FIG. 22-60 Curvas usuales de termómetros de resistencia para alambre de platino, cobre y níquel, en donde R_t = resistencia a la temperatura t y R_0 = resistencia a 0°C.

del tipo de ba
mentos indica
Coeficient
cia eléctrica d
tura se conoc
coeficiente se
por grado de t
los metales, c
metales puros
porciones de s
En la figur
función de la
tablas detalla
nistran la Nati
tros de resiste
Termómet
se diseñan par
distancia del p
elemento sens
un líquido qu
temperatura. E
tubo de Bourd
El tubo de Bo
miento relacio
del bulbo. Lo
completament
a cambios de p
líquido volátil
ta a las alterac

ancia prolongada en
de medición, puede
ón especiales, como
iene sin variaciones
ion metales distintos
oceso, estas tempe-
T_b, son casi siempre
extensión C y D sólo
cas que la combina-
ido asociado con T_3,
.

s de resistencia de-
iles para cambiar su
bio de temperatura.
s se construyen casi
utilizando cada vez
, como las resisten-

n instrumento para
lades de temperatu-
. Hay varias formas
n la termometría de
e todos es el puente
on un desequilibrio
dio de instrumentos

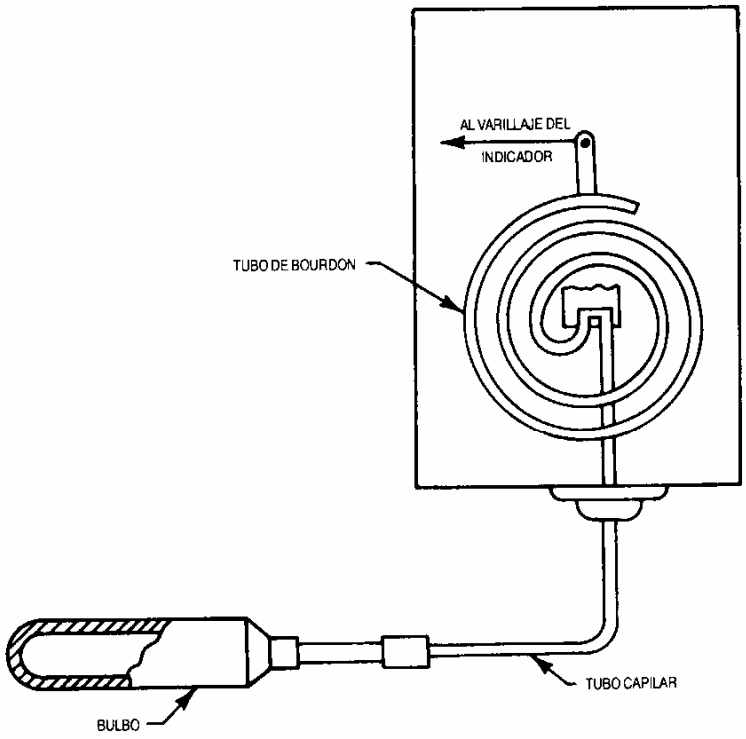


FIG. 22-61 Termómetro de sistema lleno.

del tipo de balance nulo o de deflexión; véase la subsección "Instrumentos indicadores y de registro."

Coeficiente de resistencia por temperatura El cambio de resistencia eléctrica de un material en respuesta a una variación de la temperatura se conoce como "coeficiente de resistencia por temperatura." El coeficiente se expresa como un cambio de resistencia en ohms por ohm por grado de temperatura a una temperatura específica. Para casi todos los metales, el coeficiente de temperatura es positivo; para muchos metales puros, el coeficiente es esencialmente constante en grandes porciones de su gama útil.

En la figura 22-60 se presentan las curvas de resistencia típica en función de la temperatura para el platino, el cobre y el níquel. Hay tablas detalladas de resistencia en función de la temperatura que suministran la National Bureau of Standards y los fabricantes de termómetros de resistencia.

Termómetros de sistema lleno Los termómetros de sistema lleno se diseñan para proporcionar una indicación de la temperatura a cierta distancia del punto de medición, como se ilustra en la figura 22-61. El elemento sensible o de medición (bulbo o ampolla) contiene un gas o un líquido que cambia de volumen, presión o presión de vapor por la temperatura. Este cambio se comunica por medio de un tubo capilar al tubo de Bourdon u otro dispositivo sensible a la presión o el volumen. El tubo de Bourdon responde de tal manera que proporciona un movimiento relacionado en una forma muy específica con la temperatura del bulbo. Los sistemas que responden a cambios de volumen están completamente llenos con un líquido, en tanto que los que responden a cambios de presión están llenos de gas, o bien, parcialmente con un líquido volátil. Los cambios en la presión de gas o de vapor en respuesta a las alteraciones de las temperaturas de bulbo, se transmiten por el capilar hasta el Bourdon. Estos últimos bulbos se construyen, a veces, de tal manera que el capilar se llena con un líquido no volátil.

El movimiento de Bourdon se utiliza directamente o se amplifica por medio de un enlace mecánico o sistema de engranaje, para impulsar la aguja de un indicador de temperatura o para mover la pluma de un registrador de temperaturas. Los bulbos llenos de fluido comunican la suficiente potencia para mover mecanismos del controlador e incluso para activar en forma directa válvulas de control. Estos dispositivos se caracterizan por una capacidad térmica sustancial que, en ocasiones, genera una respuesta lenta, sobre todo cuando están encerrados en un pozo térmico para efectuar mediciones de procesos.

Aplicación Los termómetros llenos se utilizan con mucha frecuencia en procesos industriales por muchas razones. La sencillez de estos dispositivos permite lograr construcciones resistentes, minimizando la posibilidad de fallas por daños con una cantidad casi siempre mínima de mantenimiento. En caso de fallas en el sistema, toda la unidad debe sustituirse o repararse. Su sencillez puede permitir incluso un diseño general poco costoso del equipo de control.

Tal como se utilizan normalmente en las industrias de proceso, la sensibilidad y el procentaje de exactitud de intervalo de estos termómetros son, casi siempre, semejantes a otros instrumentos de calidad de tipo industrial para la determinación de temperaturas. La sensibilidad y la precisión absoluta no son equiparables a las de algunos instrumentos eléctricos de corto intervalo que se utilizan en conexión con bulbos de termómetros de resistencia. Asimismo, la temperatura máxima es más limitada que en ciertos dispositivos eléctricos de medición.

El capilar permite una separación considerable entre el punto de medición y el punto en que se indica la temperatura, pero comúnmente se

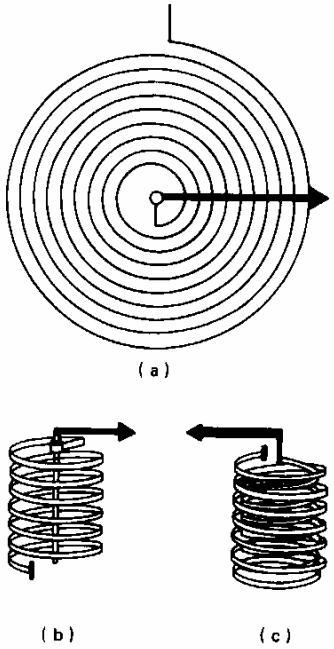


FIG. 22-62 Principales tipos de elementos utilizados en termómetros bimetálicos. *a*) Espiral plana. *b*) Hélice sencilla. *c*) Hélice múltiple.

limita a 76 m (250 ft). Con frecuencia, es más económico utilizar transmisores para llevar la señal a distancias superiores a 30 m (100 ft).

Estos dispositivos vienen en una sola unidad y no requieren fuentes de alimentación auxiliares, como aire comprimido o electricidad, a menos que la intención sea tener un sistema de transmisión de señal.

Termómetros bimetálicos El bimetal termostático se define como un material compuesto que consta de tira o flejes de dos o más metales unidos entre sí. Debido a los diferentes índices de expansión de sus componentes, esta composición tiende a cambiar de curvatura cuando se somete a una variación de temperatura.

Cuando se mantiene fijo un extremo de una tira recta, el otro sufre una deflexión proporcional al cambio de temperatura y al cuadrado de la longitud, y en sentido inverso al espesor, a lo largo de la porción lineal de la curva característica de deflexión. Si una tira bimetálica se enrolla en forma helicoidal o como espiral y se fija uno de sus extremos, el otro extremo girará al aplicársele calor. Para un termómetro con divisiones de escala uniformes, el elemento bimetálico se debe diseñar de tal manera que tenga una deflexión lineal a lo largo del intervalo de temperatura deseada.

Tipos de elementos Los tres tipos de elementos más utilizados en termómetros son la espiral plana, la hélice simple y la hélice múltiple, y se ilustran en la figura 22-62.

Los termómetros bimetálicos se destinan a utilizarse a temperaturas que oscilan entre 583°C (1000°F) hasta −184°C (−300°F) e incluso a niveles inferiores. Sin embargo, a temperaturas bajas, el índice de deflexión se reduce con suma rapidez. Los termómetros bimetálicos no tienen una estabilidad muy prolongada a temperaturas superiores a 427°C (800°F).

Tanto las tiras como las espirales bimetálicas constituyen la base sensora para gran variedad de conmutadores de temperatura y controles termostáticos. La expansión diferencial entre dos metales que no están totalmente unidos en toda su longitud constituye la base de otro grupo de conmutadores de temperatura y controles termostáticos.

Termómetros de líquido en capilares de vidrio Las tres formas de termómetro de líquido en capilares de vidrio son: **1)** los totalmente hechos de vidrio (de cuello grabado o escala encerrada), **2)** de tubo y escala, y **3)** industriales. En la tabla 22-8 se presenta un resumen de las características de estas tres clases. Aunque los termómetros de líquido en capilares de vidrio no se utilizan en sistemas de control automático de procesos, sí se emplean mucho como dispositivos de medición para el control manual y en laboratorios de control. Debe tenerse sumo cuidado al utilizar el termómetro común de mercurio en capilares de vidrio, para que la condición de uso corresponda a la de calibración. En otras palabras, se producirán errores sustanciales si el termómetro calibrado para inmersión total se utiliza en inmersiones parciales.

Pirómetros "Pirometría de radiación" es la determinación de la temperatura de un objeto por medio de la cantidad y la naturaleza de la energía que irradia. Este campo de la pirometría ha producido varios dispositivos que se pueden clasificar ampliamente en dos grupos: **1)** los pirómetros ópticos, que son aquellos instrumentos en que la brillantez de un objeto caliente se compara con la de una fuente de brillantez estándar, y **2)** los pirómetros de radiación, que son los que miden el índice de emisión de energía por unidad de área, en una gama relativamente ancha de longitudes de onda, o los que comparan la radiación a dos longitudes de ondas. Los dispositivos de banda ancha se clasifican como pirómetros de radiación total.

TABLA 22-8 Característica de termómetros de líquido en capilares de vidrio

Clase y tipo	Intervalo		Exactitud
	°F.	°C.	
Todo de vidrio:			
Einchlus	−328 a +680	−201 a +360	Por lo común, 1 div. de esc.
Beckmann	−22 a +392	−30 a +200	± 0.002° a ± 0.005°C La esc. 5° o 6°C se debe ajustar al intervalo deseado
Clínico	+96 a +106	+35 a +41	± 0.2°F (0.1°C.)
De laboratorio o químico	−328 a +1200	−201 a +648	Por lo común, 1 div. de escala 1 a 2 divisiones de escala
De registro máx. o mín.	−40 a +400	−40 a +204	
De tubo y escala:			
De recipiente en copa	−30 a +500	−22 a +260	Usualmente 1 división de escala
De recipiente de estaño, cobre o acero inoxidable	−40 a + 400	−40 a +204	Usualmente 1 división de escala
Industrial:			
De alcohol	−150 a +120	−100 a +50	Usualmente 1 división de escala
De mercurio	−40 a +1200	−40 a +648	Usualmente 1 división de escala

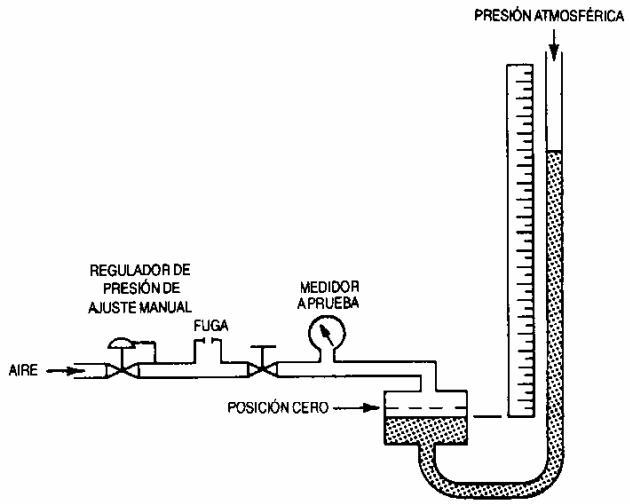


FIG. 22-63 Montaje de pruebas de un medidor de presión con columna de mercurio, que utiliza un manómetro tipo pozo o depósito.

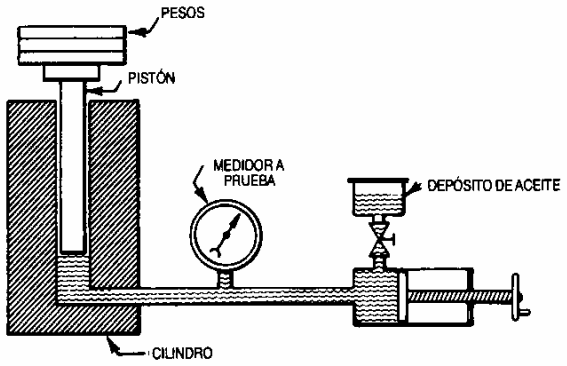


FIG. 22-64 Probador sencillo de pesos muertos.

MEDICIONES DE PRESIÓN

La presión, definida como fuerza por unidad de área, se expresa comúnmente utilizando unidades conocidas de peso-fuerza y área o la altura de una columna de líquido que produce una presión semejante en su base. Las unidades más comunes son libras-fuerza por pulgada cuadrada, kilogramos por centímetro cuadrado, pulgadas o milímetros de mercurio y pulgadas o pies de agua. Las tablas de conversión para estas y otras unidades de peso, fuerza y área, se encuentran en la Sección 1 de este *Manual del Ingeniero Químico*.

Los dispositivos para medir presiones en procesos se dividen en tres grupos: **1)** los que se basan en una medición de la altura de una columna de líquido, **2)** los que se basan en la medición de la distorsión de una cámara de presión elástica, y **3)** los dispositivos sensores de tipo eléctrico.

Estándares (patrones) y calibración Los estándares de presión en la industria o en los laboratorios de control asociados con plantas de procesamiento, consisten casi siempre en un manómetro de columna de mercurio, de precisión, un probador de pesos muertos y manómetros de prueba. Según la exactitud requerida, las mediciones auxiliares necesarias son presión barométrica, temperatura, longitud y constante gravitacional.

El manómetro de columna de mercurio de precisión que se utiliza es, casi siempre, alguna variación del manómetro de pozo que aparece en la figura 22-63. La presión ejercida sobre el manómetro que se está probando es una función de la presión barométrica que actúa en el extremo abierto del manómetro, la diferencia en elevación de los dos niveles de mercurio, la densidad del mismo y la constante gravitacional. Normalmente, el manómetro de mercurio se utiliza para presiones hasta un nivel aproximado de 172 kPa (25 lbf/in^2) manométrica. A presiones más elevadas, la altura de la columna de mercurio se convierte en un inconveniente.

El probador de pesos muertos se emplea casi siempre para presiones superiores que oscilan hasta 68.9 MPa (10 000 lbf/in^2). La forma básica del probador de pesos muertos se ilustra en la figura 22-64. La precisión de este probador depende de la calidad de las pesas, la exactitud

del diámetro del pistón y la lubricación de este último. Comercialmente, se encuentran exactitudes con un margen de 0.1%.

Los manómetros de prueba se emplean a menudo para la comparación directa con manómetros de proceso. Estos manómetros de prueba deben certificarse, en lo que respecta a su exactitud, a temperaturas y presiones barométricas prescritas, a través de laboratorios de pruebas comerciales y de National Bureau of Standards. Los manómetros de prueba usuales que se encuentran en el comercio tienen una precisión de 0.25% o menos, y se pueden comparar con probadores de pesos muertos.

Método de columnas de líquido Los dispositivos de columna de líquido para medir presiones son aquellos en que la presión que se mide se equilibra, o compara con la presión ejercida por una columna de líquido. Si la densidad del líquido se conoce, la altura de la columna de líquido es una medida de la presión. Casi todos los dispositivos de columna líquida para medir presiones se llaman comúnmente *manómetros*. En los casos en que la altura del líquido se observa en forma visual, las columnas del líquido están contenidas en tubos de vidrio u otros materiales transparentes. La altura de dicha columna se mide en unidades de longitud o puede calibrarse también en unidades de presión.

Según sea el intervalo de presión, los líquidos más utilizados son el agua y el mercurio. Puesto que la densidad del líquido empleado varía con la temperatura, dicha temperatura se debe tomar en cuenta para mediciones de presión exactas. En la sección 5 de este *Manual del Ingeniero Químico* se describen algunas variaciones de manómetros.

Métodos de elemento elástico Los dispositivos de elemento elástico para la medición de presiones son aquellos en que las presiones medidas deforman algún material elástico (casi siempre metálico), dentro de su límite elástico, y la magnitud de dicha deformación es aproximadamente proporcional a la presión aplicada. Estos dispositivos se clasifican en general en tres tipos: el tubo de Bourdon, los fuelles y el diafragma.

Elementos del tubo de Bourdon Es probable que el dispositivo para medir presiones de empleo más frecuente sea el manómetro de presión de tubo de Bourdon con resorte en C, como el que se ilustra en la figura 22-65. Los manómetros de este tipo general se encuentran en una amplísima variedad de intervalos de presión, estilos de receptáculo, tamaños de carátula y materiales de construcción. Los materiales se seleccionan de acuerdo con el intervalo de presión, la resistencia a la corrosión producida por los materiales del proceso y el efecto de la temperatura en la calibración. Existen muchos tipos de manómetros calibrados con presión, al vacío, en forma compuesta (combinando presión y vacío) y con intervalos de cero suprimido.

Elementos de fuelle El elemento de fuelle es un cilindro axialmente elástico, que tiene dobleces o repliegues profundos. Los fuelles se pueden utilizar sin abrirse, o bien, restringirse por medio de un resorte de oposición, como se observa en la figura 22-66. La presión que se desea medir se puede aplicar ya sea en el interior o en el espacio que queda fuera del fuelle, exponiendo el otro lado a la presión atmosférica. Para mediciones de presión absoluta, el interior o el espacio exterior del fuelle se pueden vaciar y sellar. Las presiones diferenciales se miden aplicando presiones a lados opuestos de un solo fuelle o a dos fuelles contrarios.

Elementos de diafragma Los elementos de diafragma se clasifican en dos tipos principales: los que utilizan las características elásticas del diafragma y los que encuentran la oposición de un resorte u otro elemento elástico separado.

El primer tipo consiste, casi siempre, en una o más cápsulas, cada una de las cuales se compone de dos diafragmas unidos por medio de soldadura blanda, soldadura de cobre o soldadura térmica. Los diafrag-

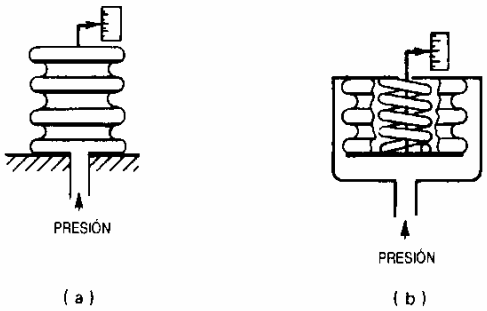


FIG. 22-66 Elementos usuales de fuelle. *a*) Fuelles no opuestos. *b*) Fuelles de resorte.

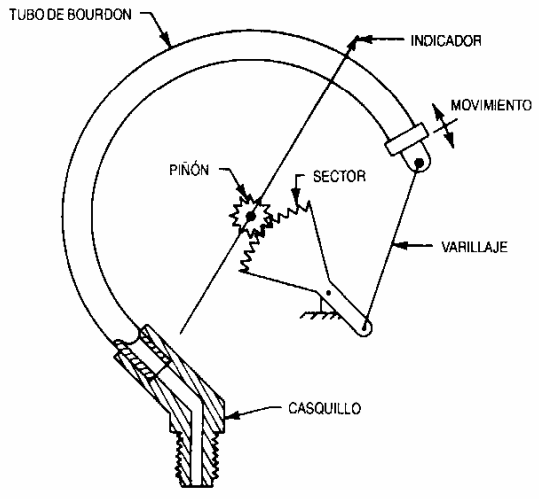


FIG. 22-65 Medidor típico de presión de tubo de Bourdon en C y sistema articulado del indicador.

mas son dis
lineal de de
más o menc
cápsulas pa
67. Los me
incluyen br
Los interva
agua hasta,

La segun
ejercer una
un diafragn
El movimie
determina l
tipo de diaf
mente baja

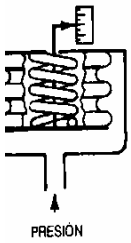
En la figu
to. El eleme
fuerza de pr
pequeño m
diafragmas

sta (combinando

lindro axialmente
os fuelles se pue-
o de un resorte de
sión que se desea
spacio que queda
atmosférica. Para
pacio exterior del
enciales se miden
lle o a dos fuelles

agma se clasifican
sticas elásticas del
resorte u otro ele-

ás cápsulas, cada
idos por medio de
mica. Los diafrag-



puestos. *b*) Fuelles

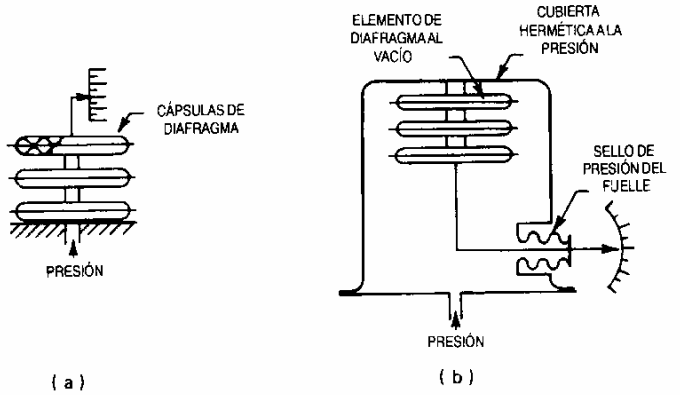


FIG. 22-67 Elementos usuales de cápsulas múltiples para medir presión. *a*) Presión manométrica. *b*) Presión absoluta.

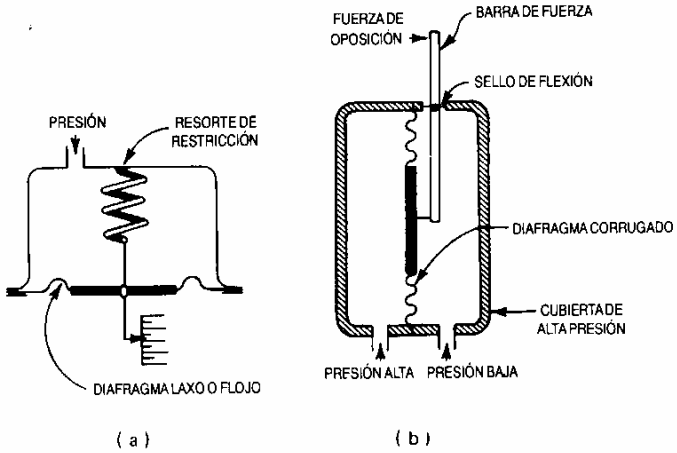


FIG. 22-68 Elementos usuales de diafragma para presión. *a*) Elemento de diafragma laxo o flojo. *b*) Elementos de balanza de fuerza para presión diferencial.

mas son discos metálicos circulares planos o corrugados. El intervalo lineal de deflexión en función de la presión para una sola cápsula es, más o menos, pequeño, de manera que comúnmente se conectan varias cápsulas para aumentar la deflexión, como se observa en la figura 22-67. Los metales de empleo más frecuente en elementos de diafragma incluyen bronce, bronce al fósforo, cobre-berilio y acero inoxidable. Los intervalos disponibles van desde fracciones de una pulgada de agua hasta, aproximadamente, 206.8 kPa (30 lbf/in^2) manométrica.

La segunda clase de diafragma se utiliza para contener la presión y ejercer una fuerza sobre el elemento elástico de oposición. Se trata de un diafragma flexible o laxo de hule, cuero, tela impregnada o plástico. El movimiento del diafragma encuentra la oposición de un resorte que determina la deflexión a una presión dada (véase la Fig. 22-68*a*). Este tipo de diafragma se utiliza para mediciones de presión extremadamente bajas, vacío o presión diferencial.

En la figura 22-68*b* se ilustra otro elemento de diafragma de tipo opuesto. El elemento de diafragma se emplea por lo general, para transmitir la fuerza de presión a un transmisor de balance de fuerzas, por medio de un pequeño movimiento del diafragma (véase también la Fig. 22-95). Los diafragmas de esta clase pueden ser metálicos (ya sea planos o corruga-

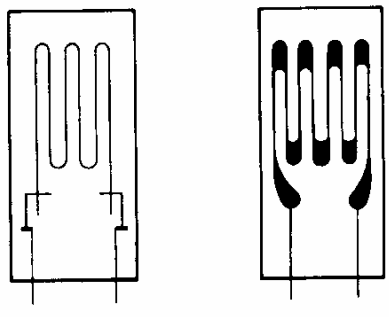


FIG. 22-69 Medidores unidos de deformación. *a*) Tipo alambre. *b*) Tipo papel metálico.

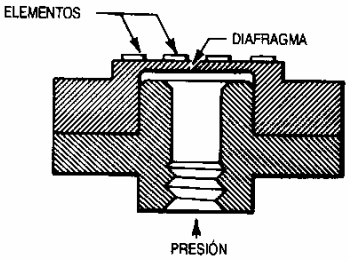


FIG. 22-70 Elemento usual de un medidor de presión de deformación unido.

dos), o bien, laxos. Se encuentran diferentes configuraciones para medir presiones manométricas, absolutas y diferenciales.

Métodos eléctricos

Extensómetros Cuando un alambre u otro conductor eléctrico se estira o extiende elásticamente, su longitud aumenta y su diámetro disminuye. Estos dos cambios dimensionales generan un aumento en la resistencia eléctrica del conductor. Los dispositivos que utilizan rejillas de alambre de resistencia para medir pequeñas distorsiones en materiales sometidos a tensiones elásticas, se denominan usualmente extensómetros. Los elementos medidores de presión que utilizan extensómetros, son de muy variadas formas. Por lo común, constan de uno de los elementos elásticos antes descritos, a los cuales se han conectado uno o más extensómetros para medir la deformación.

Hay dos formas básicas de extensómetros: los adheridos y los no adheridos. Los extensómetros adheridos son los que están unidos directamente a la superficie del elemento elástico cuya deformación se va a medir. Los conductores pueden ser de alambre o papel metálico grabado, como se ilustra en la figura 22-69. Los manómetros de tipo de alambre se construyen con alambres cuyos diámetros van de 0.254 a 0.381 mm (1 a 1.5 mils). Los dos tipos se utilizan aglutinados a un portador o a una base de plástico o papel que, a su vez, se adhiere a la superficie elástica, como se observa en la figura 22-70.

El transductor de extensómetro no adherido consta de un marco fijo y una armadura que se mueve con respecto al marco en respuesta a la presión medida. Los filamentos de alambre del extensómetro se distienden entre la armadura y el marco. En la figura 22-71 se presenta un transductor de extensómetro no adherido activado con un diafragma, que constituye un ejemplo usual.

Los extensómetros se conectan, casi siempre, en forma eléctrica, siguiendo la ya conocida configuración de puente de Wheatstone, que se muestra en la figura 22-72. En los puentes de dos brazos ac-

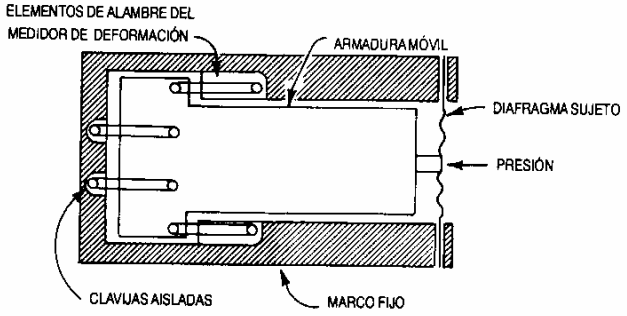


FIG. 22-71 Elemento no unido de un medidor de presión de deformación.

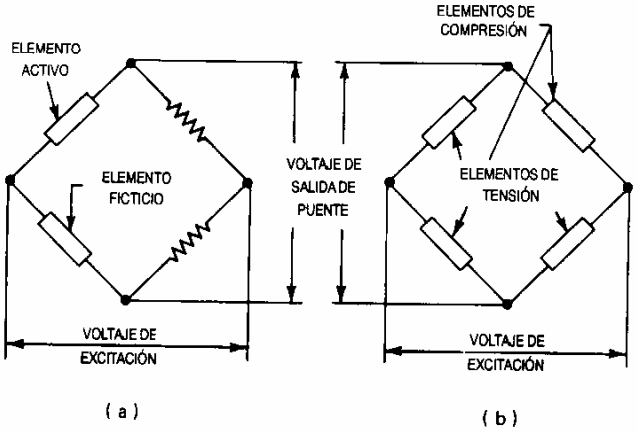


FIG. 22-72 Configuraciones usuales de medidores de deformación de puente. *a*) Puente de dos brazos activos. *b*) Puente de cuatro brazos activos.

tivos, el elemento activo se monta en la parte elástica sometida a tensión, y el elemento ficticio se monta en una parte no sometida a tensión. Esta configuración compensa la expansión térmica de los soportes, así como el cambio de resistencia de los elementos del extensómetro con la temperatura. En el puente de cuatro brazos activos, dos de los elementos se montan de tal manera que estén colocados en tensión por medio de una presión incrementada, en tanto que los otros dos se colocan ya sea en compresión o sin alguna tensión. Esta configuración aumenta la sensibilidad del transductor al mismo tiempo que conserva la característica de compensación de temperatura. Los puentes extensómetros estándares están diseñados para soportar voltajes de excitación de 20 V o menos, ya sea en ca o en cd. El voltaje de salida del puente es comparativamente bajo, y se obtienen valores físicos de escala completa hasta de 4 mV/V de excitación.

Los transductores de presión de extensómetro se fabrican en muchas formas para medir presiones manométricas, absolutas y diferenciales, así como vacíos. Se encontrarán dispositivos con intervalos de escala completa de 254.0 mm (10 in) de agua a 1034 MPa (150 000 lbf/in^2). Los extensómetros adheridos directamente a un elemento de diafragma sensible a la presión tienen, por lo común, un tiempo de respuesta extraordinariamente rápido, y son apropiados para medir presiones dinámicas de alta frecuencia.

Transductores piezorresistivos Una variación del transductor de presión de extensómetro de tipo común utiliza hojuelas o plaquitas de semiconductor de un solo cristal, casi siempre de silicio, cuya resistencia varía con deformaciones o distorsiones. La construcción del transductor y las configuraciones eléctricas son similares a las que utilizan extensómetros tradicionales. La ventaja principal de los transductores piezorresistivos son que tienen una salida de voltaje de puente mucho más elevado y su tamaño es más reducido. Por lo común se obtienen voltajes de salida a escala completa de 50 a 100 mV/V de excitación.

Transductores piezoeléctricos Hay ciertos cristales que producen una diferencia de potencial entre sus superficies cuando se les somete a una tensión en direcciones apropiadas. Los transductores piezoeléctricos de presión generan una diferencia de potencial proporcional a una deformación generada por dicha presión. Debido a la impedancia eléctrica extremadamente alta de los cristales piezoeléctricos a frecuencias bajas, estos transductores no son en general muy apropiados para medir presiones estáticas de procesos.

MEDICIONES DE FLUJO

Referencias Generales: "Fluid Meters - Their Theory and Application", informe de ASME Research Committee on Fluid Meters, 5th ed., ASME, New York, 1959. Spink, *Principles and Practice of Flow Meter Engineering*, 9th ed., Foxboro Co., Foxboro, Mass., 1967.

El flujo, definido como volumen por unidad de tiempo en condiciones específicas de temperatura y presión, se mide usualmente con medidores de desplazamiento positivo o de velocidad. El término "medidor de desplazamiento positivo" se aplica a un dispositivo en que el flujo se divide en volúmenes aislados medidos, en donde el número de llenado de estos volúmenes se cuenta de alguna manera.

El término "medidor de velocidad" se aplica a todos los tipos de medidores de flujo por los que pasa el material sin dividirse en cantidades aisladas. El movimiento del material se detecta casi siempre por medio de un elemento primario de medición que activa un dispositivo secundario. El gasto o velocidad de flujo se infiere entonces de la respuesta del dispositivo secundario, por medio de las leyes físicas conocidas o gracias a relaciones derivadas en forma empírica.

Las principales clases de instrumentos de medición de flujo o corriente que se utilizan en las industrias de proceso son los de carga variable, área variable, desplazamiento positivo, turbina, medidores de flujo en masa y vertederos y canalones para medir la corriente en canales abiertos, y más recientemente, los medidores de flujo por derramamiento en remolino y los medidores ultrasónicos. En la Sección 5 se presentan ejemplos de estos dispositivos, excepto los medidores de flujo por derramamiento en remolino y los ultrasónicos, además de presentar los principios que rigen su empleo. Los medidores de flujo por derramamiento en remolino y los ultrasónicos se analizan a continuación.

Medidores de flujo por derramamiento en remolino Estos medidores de flujo aprovechan el derramamiento que ocurre al formarse un remolino cuando un fluido pasa sobre un objeto no hidrodinámico (cuerpo obtuso). Al suceder esto, el flujo no puede seguir la forma del objeto y se separa de él formando remolinos en las superficies laterales del objeto. A medida que el remolino se mueve corriente abajo aumenta de tamaño y se separa finalmente del objeto. El derramamiento tiene lugar de manera alternativa hacia cada lado del objeto y la velocidad de formación del remolino y el derramamiento es directamente proporcional al gasto o velocidad de flujo volumétrico.

Los medidores de flujo de este tipo se distinguen de manera notable para los métodos aplicados para detectar los remolinos formados. Existen cuatro métodos principales de empleo actual, que son los siguientes:

1. Un método emplea un termistor que se monta de manera que sea enfriado en forma cíclica a consecuencia del flujo del fluido a medida que pasa el remolino. La resistencia eléctrica del termistor varía con la temperatura.

2. Como los remolinos sufren derramamiento en forma alterna en cada lado del objeto que obstruye el flujo, es posible emplear un orificio de presión para desviar una esfera o disco de metal ligero hacia atrás y hacia adelante a medida que pasa el remolino. Este segundo método utiliza una bobina magnética para contar las oscilaciones del disco o de la esfera.

3. El tercer método cuenta los derrames con una aleta que se extiende hasta la parte posterior del cuerpo de obstrucción. Los remolinos alternados mueven la aleta de lado a lado conforme pasan. Lo que se detecta en este método es el movimiento de la aleta o el esfuerzo mecánico que se induce sobre la misma.

4. El último método emplea transmisores y receptores ultrasónicos que detectan los remolinos. Los remolinos pueden detectarse con un haz sónico que cruza la corriente de fluido desde el objeto que obstruye o con la reflexión o refracción del haz sónico desde los remolinos que se dirigen corriente abajo.

Sin importar cuál es el método que se emplea para contar los remolinos, éstos se utilizan para desarrollar una señal que es directamente proporcional al flujo. Las señales son digitales y pueden totalizarse de modo muy fácil; en consecuencia, son compatibles con los sistemas de control digital. Se requiere relaciones de la señal del orden de 10:1 o 20:1, a condición de que el flujo se mantenga turbulento. Si el número de Reynolds es mayor de 30 000, es posible mantener una exactitud adecuada sin que importen los cambios en la densidad, la viscosidad, la temperatura o la presión.

Medidores de flujo ultrasónicos Todos los medidores de flujo comprendidos en esta categoría se basan en los retrasos de tiempo variables de las ondas sonoras recibidas, las cuales surgen cuando la velocidad de flujo varía. Existen dos técnicas para medir el flujo, cada una de las cuales se utiliza según la limpieza del líquido.

En la primera técnica se insertan dos transductores opuestos en la tubería, de manera que uno se encuentra corriente abajo respecto al otro. Una vez instalados los transductores, no se utilizan para medir la velocidad del sonido, sino la diferencia entre la velocidad a la que viaja el sonido en la dirección del flujo y la velocidad a la que viaja en dirección contraria al flujo.

La velocidad diferencial se mide de dos maneras: **1)** por retraso directo de tiempo, mediante el empleo de dispositivos destructores de las ondas sonoras; **2)** por cambios de la frecuencia derivados de las señales emitidas y su correspondiente medición. La técnica de la medición de frecuencia se prefiere a la técnica por retraso de tiempo, ya que es muy sencilla y no depende de la velocidad estática del líquido. Si se requiere conservar una uniformidad de la trayectoria de medición, es necesario que el líquido sea relativamente limpio.

En la segunda técnica es preciso que el líquido contenga partículas o burbujas diseminadas, que reflejen las ondas sonoras. Estas partículas o burbujas deberían viajar a la velocidad del líquido. Un método Doppler se aplica por transmisión de las ondas sonoras a lo largo de la

trayectoria de flujo, y se mide el cambio de frecuencia en la señal que regresa de estas partículas o burbujas. Este cambio de frecuencia es proporcional a la velocidad del líquido.

Las dos técnicas de medición dan respuesta a la velocidad promedio del líquido en la trayectoria de la onda sonora. Como el perfil de velocidad cambia con el número de Reynolds, también se ve afectado el coeficiente que relaciona la medición con la velocidad de flujo. En particular, existen dos coeficientes distintos para cada una de las regiones, laminar y turbulenta. Los errores en la zona de transición que existe entre las regiones de flujo laminar y turbulento son mucho mayores que en cada una de dichas regiones, ya que en esa zona los patrones de flujo no son predecibles.

MEDICIÓN DE NIVEL

La medición del nivel se puede definir como la determinación de la ubicación de la entrecara entre dos fluidos, separables por gravedad, con respecto a un plano de referencia fijo. La medición de nivel más común es la de la entrecara entre un líquido y un gas. Otras mediciones de nivel que se encuentran con suma frecuencia son la entrecara de dos líquidos, entre sólidos granulares o fluidificados y un gas, y entre un líquido y su vapor.

Las bases utilizadas para clasificar los dispositivos de nivel son: visuales, activados por flotador, de desplazador, de carga y un grupo misceláneo que depende primordialmente de las características del fluido.

Dispositivos visuales Esta categoría comprende dispositivos como la varilla de inmersión, la escala de plomada y cinta, el manómetro abierto y el vidrio de nivel o columna indicadora.

Vidrio de nivel El dispositivo visual para medir niveles en procesos que se emplea más a menudo es el vidrio de nivel o columna indicadora. Este dispositivo puede considerarse como un manómetro en el cual el nivel de fluido del proceso, dentro del medidor, busca la misma elevación que en el depósito. El vidrio de nivel se instala casi siempre con válvulas que permiten que este medidor quede aislado del depósito y se pueda extraer sin que éste pierda presión. Las válvulas de cierre pertenecen con frecuencia a la forma de compensación, de manera que el tubo o la cámara se pueden limpiar sin desmantelar el dispositivo.

El vidrio tubular de nivel está limitado usualmente a 3103 kPa (450 lbf/in^2) y 240°C (400°F). Se requiere una construcción especializada para temperaturas y presiones más elevadas. A temperaturas y presiones más altas, los que se utilizan son los medidores de vidrio plano, como los que se muestran en la figura 22-73.

Cuando se desea observar el color u otras características del líquido, así como la entrecara entre dos líquidos, se utiliza un medidor de tipo *transparente*. Esta clase consta de dos placas de vidrio en ambos lados de la cámara para el líquido. La visibilidad de una entrecara en el medidor transparente se incrementa a menudo iluminándolo desde la parte posterior.

Los vidrios de nivel de reflejo sólo utilizan una placa de vidrio que tiene prismas reflejantes moldeados en el lado del vidrio que está en contacto con el fluido. La luz incidente que proviene de la parte delantera del dispositivo se refleja internamente, dando a la mirilla en forma de ranura un aspecto semejante al de un espejo blanco, si hay gas o vapor en contacto con dicho vidrio. El líquido en contacto con el vidrio hace que la luz incidente se transmita a través de él y se absorba en la cámara de fluido, confiriéndole un aspecto oscuro a la mirilla en forma de ranura. Esta construcción genera una indicación clara del nivel incluso con líquidos transparentes.

Dispositivos activados por flotador Los dispositivos que se activan por medio de un flotador se caracterizan por un miembro flotante que queda suspendido en la entrecara de los dos fluidos. Puesto que por lo común se requiere una fuerza sustancial para mover el mecanismo indicador, estos aparatos se limitan casi siempre a las entrecaras líquido-gas. Mediante un pesado correcto del flotador, se pueden utilizar para medir entrecaras de líquido-líquido.

Los dispositivos activados por flotador se clasifican basándose en el método empleado para acoplar el movimiento del flotador con el sistema indicador.

Medidores de flotador de cadena o cinta En estos tipos de dispositivos, el flotador se conecta a un mecanismo indicador por medio de una cadena o una cinta flexible. En la figura 22-74 se ilustra una instalación típica de este tipo de dispositivo. Estos medidores de nivel se emplean comúnmente en tanques de almacenamiento de gran tamaño instalados al aire libre.

El indicador de nivel de tablero a escala está provisto de un contrapeso para mantener la cinta o cadena tensa. Se utiliza una cinta perforada para mover los cuadrantes indicadores del nivel a través de una rueda dentada en el medidor de lectura a nivel de tierra. La cinta se almacena en la cabeza del medidor en un carrete con resorte. El flotador es, casi siempre, una pieza metálica hueca de forma circular, con alambres de guía que van de la parte superior a la inferior del tanque, para limitar su movimiento.

Mecanismo de palanca y eje En depósitos presurizados, se emplean con frecuencia mecanismos activados con palanca y eje, para efectuar las mediciones de nivel. Como se ilustra en la figura 22-75, esta clase de mecanismo consta de un flotador metálico hueco y una palanca conectada a un eje giratorio que transmite movimiento al flotador hacia el exterior del depósito, por medio de un sello rotatorio mecánico.

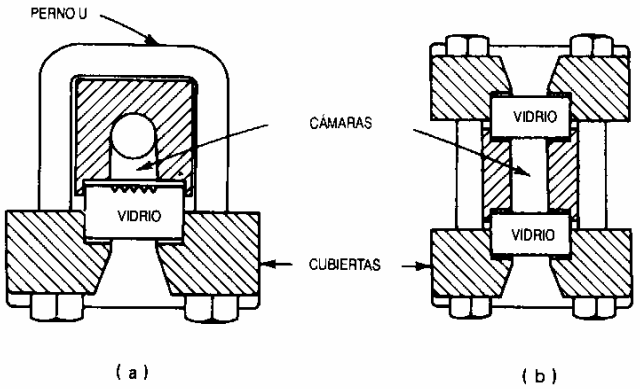


FIG. 22-73 Vidrios medidores de vidrio plano. *a*) Sección transversal de un medidor reflector. *b*) Sección transversal de un medidor transparente.

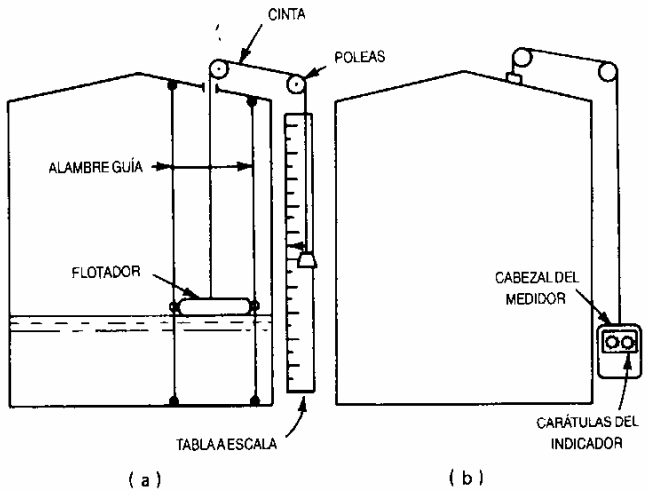


FIG. 22-74 Medidores de flotador y cinta. *a*) Indicador de tabla a escala. *b*) Medidor de lectura en tierra.

Dispositivos magnéticamente acoplados Se ha desarrollado una gran variedad de medidores de nivel activados por flotador, que transmiten el movimiento de éste por medio de un acoplamiento magnético. A esta clase pertenecen, como ejemplo usual, los interruptores de nivel operados magnéticamente y los de flotador con conexión magnética.

En la figura 22-76 se ilustra un medidor con flotador de conexión magnética. Este dispositivo consta de un flotador hueco que lleva en su interior un imán, y que se desplaza a lo largo de un tubo de guía vertical de índole no magnética. El imán seguidor suspendido por medio de una cinta mueve un cuadrante indicador similar al del dispositivo de flotador de cinta común. El flotador y el tubo de guía, que están en contacto con el fluido que se está midiendo, se producen en gran variedad de materiales, tomando en cuenta condiciones de resistencia a la corrosión y para soportar altas presiones o vacío. También se encuentran flotadores sopesados para entrecaras líquido-líquido.

El acoplamiento magnético se utiliza con frecuencia en dispositivos eléctricos para la medición de niveles. En la figura 22-77 se ilustra un aparato usual de esta naturaleza.

Dispositivos de desplazador Los dispositivos para medir niveles activados por un desplazador emplean la fuerza boyante o de flotación ejercida sobre un desplazador parcialmente sumergido, como medida de la ubicación de la entrecara a lo largo del eje del desplazador. El movimiento vertical de éste se restringe casi siempre por medio de un miembro elástico, cuyo movimiento o distorsión es directamente proporcional a la fuerza de flotación y, por ende, al nivel de la entrecara. El intervalo se limita a la longitud del desplazador. El acoplamiento de la acción del flotador con el mecanismo indicador se obtiene, casi siempre, por medio de algún mecanismo sin empaquetadura que, con frecuencia, constituye también el miembro elástico de restricción.

Puesto que la fuerza de flotabilidad depende de la diferencia de densidad entre los fluidos medidos, la medición exacta del nivel con dispositivos de desplazamiento depende del conocimiento exacto de las densidades del fluido.

Desplazador de tubo de torsión Uno de los aparatos que se utiliza con mayor frecuencia para medir niveles es el desplazador de tubo de torsión que se ilustra en la figura 22-78. El desplazador se suspende de cualquier varilla de desplazamiento conectada a un tubo de torsión. Éste queda fijo en el extremo superior y se sostiene sobre un cojinete de arista delgada en el extremo interior. Además de actuar como el miembro elástico, el tubo de torsión constituye también una barrera sin

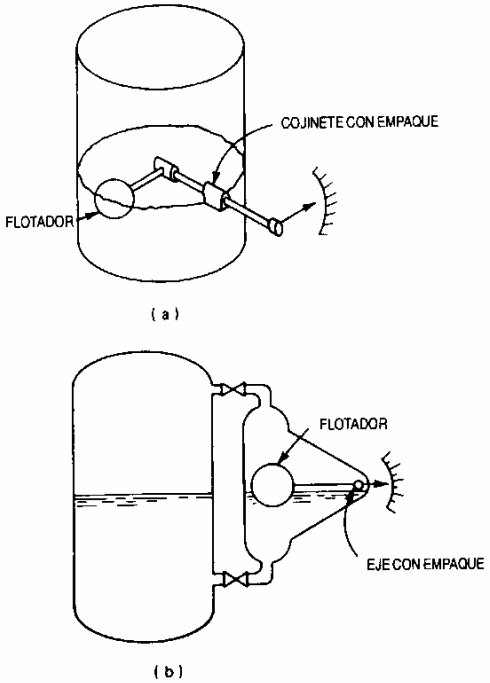


FIG. 22-75 Mecanismos de flotador de nivel y eje. *a*) Medidor de flotador interno. *b*) Medidor de flotador externo.

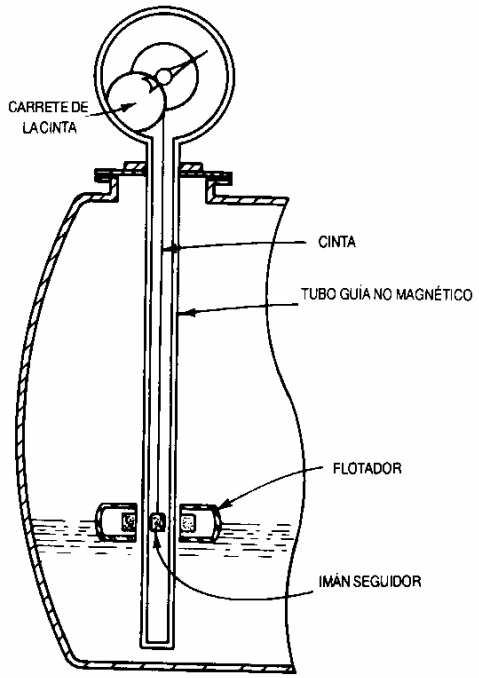


FIG. 22-76 Medidor con flotador de unión magnética.

empaquetamiento hermética a la presión. Dentro de dicho tubo, se encuentra un eje que se fija al mismo en el extremo interior. La rotación (de 5 a 10°) del extremo exterior del eje es proporcional a la fuerza de flotabilidad ejercida en el desplazador. Los retrocesos bruscos se eliminan poniéndole pesas al desplazador, de tal modo que se hunda en el líquido que se está midiendo.

Puesto que la rotación del eje es restringida, este tipo de dispositivo se asocia, casi siempre, con un transmisor o controlador neumático o electrónico. Las partes humedecibles se producen en materiales resistentes a la corrosión o a temperaturas elevadas. El montaje de empleo más frecuente para los dispositivos de esta naturaleza consiste en una jaula exterior para el desplazador, pero también se encuentran aparatos de desplazador montados en la parte superior o en forma lateral.

Desplazador magnéticamente acoplado En la figura 22-79 se ilustra una unidad activada por desplazador que emplea el acoplamiento magnético. Los aparatos de esta índole tienen por lo común un desplazador restringido por medio de un resorte, y mueven un imán propulsor, que va encerrado en un tubo protector. El movimiento del imán propulsor se transmite al mecanismo indicador por medio de un seguidor de imán que va fuera del tubo protector. Los dispositivos de esta clase se montan, casi siempre, en jaulas externas para el desplazador.

Desplazador de tubo de flexión En la figura 22-80 se ilustra un dispositivo de desplazador comparativamente sencillo, que consta de un flotador elíptico o cilíndrico montado sobre un brazo corto, que se conecta al extremo libre de un tubo flexible cuyo extremo fijo va unido a una brida de sujeción. Una porción del tubo cercana a la brida de sujeción se aplana para incrementar la flexibilidad. El movimiento del extremo del flotador del tubo se transmite fuera de la cámara del mismo por medio de una varilla que se extiende a través del tubo. Esos dispositivos se emplean, casi siempre, para activar en forma directa un interruptor eléctrico o un piloto neumático. Existe un dispositivo similar que utiliza como miembro elástico un disco flexible por el cual pasa la varilla del flotador.

Dispositivo de carga Hay una extensa variedad de dispositivos que emplean la carga hidrostática como medición del nivel. Como sucede en el caso de los dispositivos de desplazador, la medición exacta del nivel por medio de una carga hidrostática exige el conocimiento preciso de las densidades de ambos fluidos, el de la fase pesada y el de la fase ligera. La mayor parte de esta clase de sistemas utiliza dispositivos de medición de presión estándar y presión diferencial.

Sistemas de manómetro en depósitos abiertos La aplicación más simple de la medición de niveles por medio de cargas es la determinación del nivel de un líquido en un depósito abierto. El elemento que

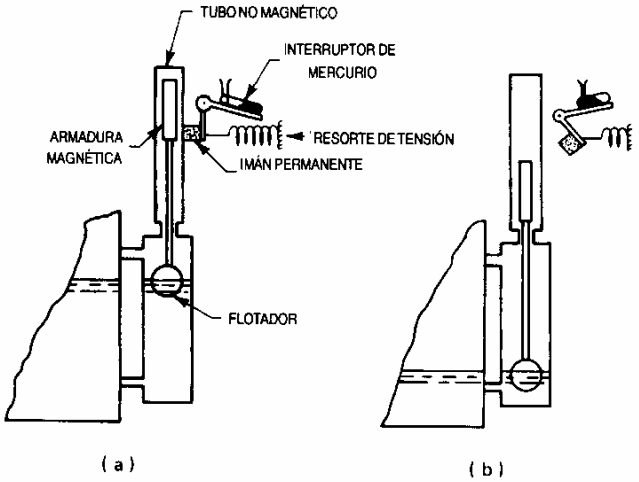


FIG. 22-77 Interruptor de nivel activado magnéticamente. *a*) Nivel elevado. *b*) Nivel bajo.

sos bruscos se eli-
lo que se hunda en

tipo de dispositivo
lador neumático o
n materiales resis-
montaje de empleo
za consiste en una
ncuentran aparatos
forma lateral.
igura 22-79 se ilus-
ca el acoplamiento
común un despla-
en un imán propul-
vimiento del imán
medio de un segui-
lispositivos de esta
ara el desplazador.
80 se ilustra un dis-
o, que consta de un
zo corto, que se co-
emo fijo va unido a
a a la brida de suje-
novimiento del ex-
cámara del mismo
l tubo. Esos dispo-
ma directa un inte-
dispositivo similar
por el cual pasa la

de dispositivos que
ivel. Como sucede
edición exacta del
conocimiento pre-
se pesada y el de la
utiliza dispositivos
ial.
La aplicación más
as es la determina-
o. El elemento que

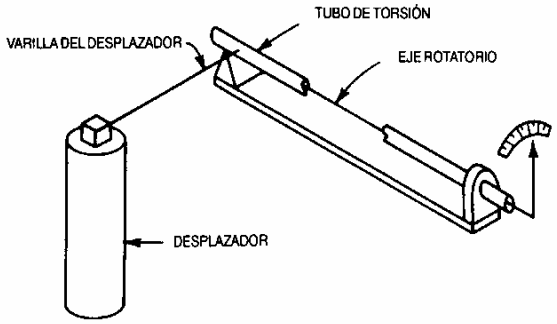


FIG. 22-78 Dispositivo desplazador para medir niveles.

mide la presión se ubica en el mínimo nivel de operación, o debajo de éste, o bien, en la conexión de salida del proceso. Las tuberías de presión que conectan al depósito con el elemento de medición deben tener una pendiente ascendente hacia el depósito, para evitar errores provocados por aire u otros gases atrapados. Se debe conectar una válvula de drenaje en el elemento de medición para permitir la salida de los sedimentos de la tubería.

Sistemas de tubo de burbujas El sistema de tubo de burbujas o burbujeador más utilizado reduce notablemente las restricciones en la ubicación del elemento de medición. En la figura 22-81 se ilustra una instalación usual. Para eliminar o reducir variaciones en la caída de presión debidas a la velocidad de desplazamiento del gas, se acostumbra emplear un regulador de diferencial constante para mantener un gasto uniforme de gas. Puesto que la corriente de gas por un tubo de burbujas evita la entrada de líquido de proceso al sistema de medición, esta técnica es útil sobre todo para ser empleada con líquidos corrosivos o viscosos, líquidos sujetos a congelación y líquidos que contienen sólidos arrastrados.

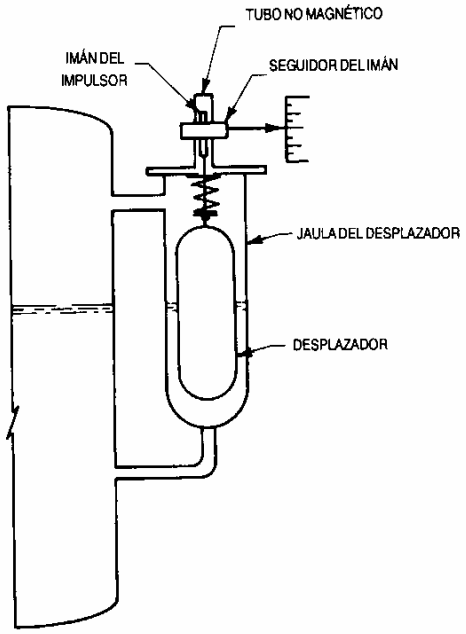


FIG. 22-79 Unidad de desplazador con acoplamiento magnético.

Sistemas de carga en depósitos a presión En depósitos presurizados, la medición del nivel de líquidos por medio de cargas hidrostáticas difiere de la que se realiza en depósitos abiertos, en cuanto lo que se mide es una presión diferencial. Las aplicaciones de esta técnica pueden utilizar casi cualquiera de los dispositivos comunes para medir presiones diferenciales.

Es de vital importancia dar la atención debida a todos los detalles de la instalación. Por ejemplo, es preciso conocer el carácter y la densidad del fluido en todas las partes del sistema. Las cargas hidrostáticas que no son pertinentes a la medición deseada se deben eliminar o compensarlas de alguna manera. Por ejemplo, se podría utilizar un elemento tipo diafragma común para presiones diferenciales. El nivel que queda por encima de la conexión inferior se mide por medio de la presión diferencial ejercida en el elemento de medición. Esta determinación será exacta sólo si se satisfacen las siguientes condiciones: se debe compensar cualquier desviación de la densidad del líquido; que la conexión al lado de baja presión del elemento de medición no contenga ningún líquido acumulado debido a rebosamientos o condensación; que la densidad del gas o el vapor encima del líquido sea despreciable o se le compense de alguna manera, y que el elemento de medición quede ubicado a la misma elevación que el nivel mínimo que se va a medir, o bien, que se haga la compensación adecuada correspondiente.

Servicio de líquidos en ebullición Las condiciones que se describieron para el sistema de carga simple no se satisfarán si el líquido se encuentra en su punto de ebullición o cerca de él y si su temperatura es mayor que la ambiente. Para esta clase de aplicaciones, se puede utilizar el sistema que aparece en la figura 22-82.

El líquido se condensa en el lado de baja presión del elemento de medición y en el recipiente del condensado, hasta que un sobreflujo o rebosamiento lo retorna al depósito. Esto constituye un "brazo de referencia" en el cual hay una carga constante conocida. Esta carga se puede suprimir en la mayor parte de los elementos de medición de presión diferencial por medio de un ajuste a cero, o bien, un mecanismo de supresión de cero.

En los sistemas que tienen esta configuración, el elemento de medición se puede situar debajo de la conexión inferior, sin ninguna otra compensación, ya que se agrega la misma carga hidrostática a ambos lados del elemento de medición.

El recipiente del condensado proporciona también un sello líquido, que se aprovecha para evitar que los fluidos corrosivos o a alta temperatura entren en contacto con el elemento de medición propiamente dicho. Cuando el líquido condensado del proceso se somete

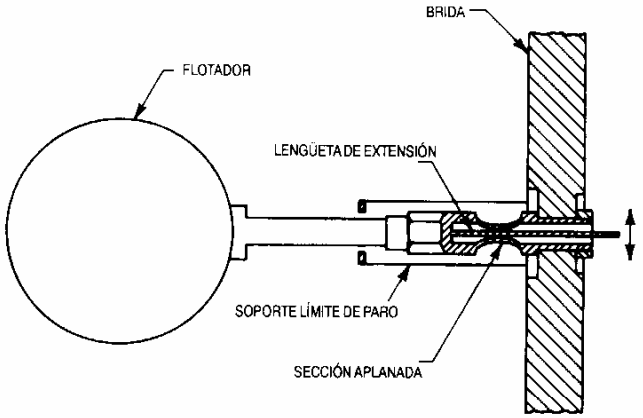


FIG. 22-80 Unidad de desplazador con tubo de flexión.

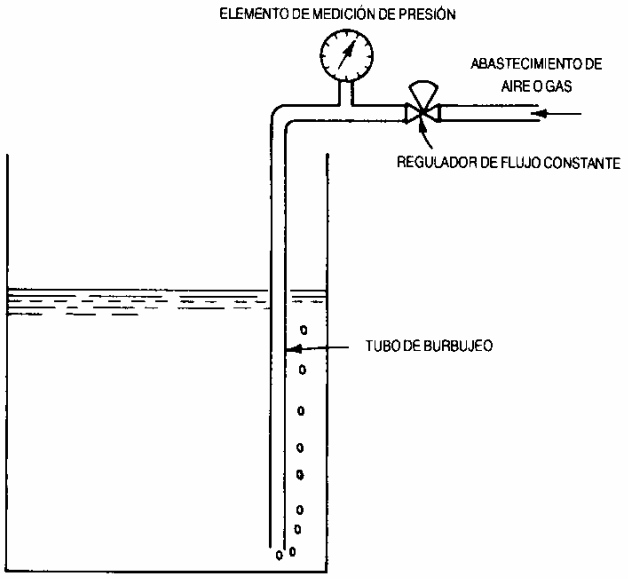


FIG. 22-81 Sistema de tubo de burbujeo para medir niveles.

a congelación a temperatura ambiente, se utiliza un líquido anticongelante apropiado para llenar el brazo de referencia y el recipiente del condensado.

Métodos diversos Los dispositivos y las técnicas ya descritos cubren la mayor parte de las instalaciones para medir niveles. Sin embargo, existen algunas aplicaciones para este tipo de determinaciones, en las que los problemas y las condiciones especiales prevalecientes hacen que estos métodos sean inadecuados. Estos problemas especiales han dado origen a una variedad de técnicas y dispositivos basados en las características del fluido que no sean la densidad. Algunas condiciones que requieren técnicas especiales son: una diferencia muy pequeña de densidad entre los dos fluidos, por ejemplo, una entrecara líquido-líquido y un líquido en ebullición cerca de su presión crítica; fluidos extremadamente corrosivos; sólidos granulados que no manifiestan características de los fluidos reales, y fluidos que son miscibles en un grado limitado, por lo cual dan una entrecara poco definida.

Métodos eléctricos Hay dos características eléctricas de los fluidos, la conductividad y la constante dieléctrica, que se utilizan con frecuencia para distinguir entre dos fases, para fines de medición del nivel.

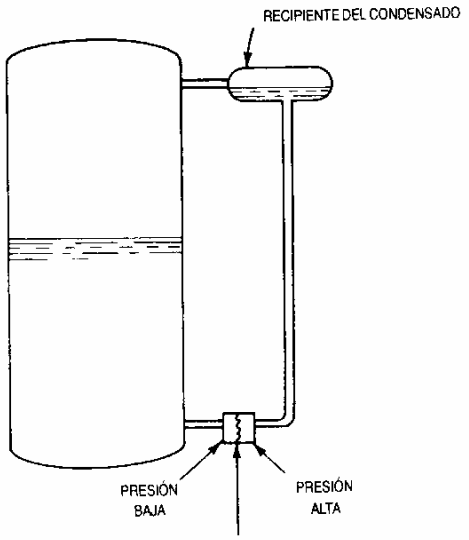


FIG. 22-82 Sistema hidrostático de medición de niveles que se utiliza en sistemas de líquidos en ebullición.

Una aplicación de la conductividad eléctrica es la detección de nivel a punto fijo de un líquido conductivo, por ejemplo, niveles elevados y bajos de agua. Se aplica un voltaje entre dos electrodos insertados en el interior del depósito, a distintos niveles. Cuando los dos electrodos están sumergidos en el líquido, fluye una corriente.

Las mediciones de nivel basadas en la capacitancia se fundamentan en el hecho de que la capacidad eléctrica entre dos electrodos varía en función de la constante dieléctrica del material que los separa. Un ejemplo usual de sistema continuo de medición de nivel consiste en un electrodo de varilla colocado verticalmente dentro de un depósito, mientras que la pared metálica del mismo actúa como el otro electrodo. La capacitancia eléctrica entre los electrodos es una medida de la altura de la entrecara a lo largo de la varilla del electrodo. Por lo común, la varilla se aísla conductivamente de los fluidos de proceso por medio de un recubrimiento de plástico.

La constante dieléctrica de casi todos los líquidos y sólidos es notablemente mayor que la de los gases y vapores. La constante dieléctrica del agua y otros líquidos polares es también superior a la de los hidrocarburos y otros líquidos no polares.

Métodos térmicos Los sistemas de medición de niveles se pueden basar en la diferencia de las características térmicas entre los fluidos, como la temperatura o la conductividad térmica.

El empleo de la diferencia de temperatura para medir niveles se ilustra por medio del dispositivo de uso muy frecuente que sirve para controlar el nivel de agua en tambores de caldera. Este dispositivo consta de dos tubos metálicos concéntricos que tienen distintos coeficientes de expansión térmica, en donde los extremos del tubo exterior se conectan a los espacios de líquido y vapor del tambor. El vapor que está dentro del tubo se mantiene a la misma temperatura que el del tambor, mientras que el agua del tubo se enfría debido a la transmisión de calor a la atmósfera. El movimiento del tubo interior en relación con el exterior, debido a la expansión diferencial, se transmite por medio de un sistema articulado para activar la válvula de control del agua de alimentación.

Los sensores de nivel de punto fijo basados en la diferencia de conductividad térmica entre dos fluidos constan de una termorresistencia calentada eléctricamente y que se inserta dentro del depósito. La temperatura de la termorresistencia y, en consecuencia, su resistencia eléctrica, aumenta al disminuir la conductividad térmica del fluido en el que está sumergida. Puesto que la conductividad térmica de los líquidos es notablemente superior a la de los vapores, este dispositivo se utiliza como detector del punto de nivel para entrecaras líquido vapor.

Consistencia y viscosidad La detección de la entrecara basada en la diferencia entre la consistencia de los dos fluidos es, a menudo, la base para medir el nivel de sólidos granulares o semisólidos.

Un sensor de punto de nivel para sólidos granulares, basado en la consistencia de la fase sólida, consta de una paleta que gira con baja velocidad (de 5 a 10 rpm), por medio de un motor eléctrico que utiliza un resorte de tensión o cualquier mecanismo similar. La paleta tendrá libertad de rotación si no está en contacto con el material sólido. Cuando el nivel del material sólido se eleva hasta la ubicación de la paleta, ésta deja de girar. El motor sigue funcionando hasta que la deflexión del resorte activa un interruptor de límite que apaga al motor y activa una alarma o un control externo. Cuando el nivel desciende dejando en libertad a la paleta, el resorte retorna a su posición original y el motor se vuelve a poner en marcha.

También existe un dispositivo similar al medidor de nivel de flotador y cinta, que sirve para medir el nivel de sólidos granulados. Dicho aparato consta de un peso suspendido por medio de una cinta dentro del depósito. Cuando se desea medir un nivel, se deja que el peso descienda dentro del depósito por medio de un embrague de deslizamiento en la polea de la cinta. Cuando el peso llega al nivel del sólido, el interruptor detecta la laxitud de la cinta, y el peso se extrae por medio de un motor eléctrico. Los métodos indicadores para esta clase de dispositivos son similares a los que se emplean en los aparatos comunes de flotador y cinta.

Métodos sónicos También existe un detector de nivel de punto fijo basado en las características de la propagación sónica, para detectar una entrecara líquido-vapor. Este medidor emplea un transmisor y un receptor piezoeléctricos, separados por una abertura corta. Cuando dicha abertura se llena con líquido, se transmite energía ultrasónica a través de la misma, y el receptor activa un relevador. Cuando la abertura se llena con un vapor, la transmisión de la energía ultrasónica es insuficiente para activar el receptor.

Otra técnica sónica que se ha utilizado para medir niveles es el dispositivo de sonar, que requiere una entrecara bien definida entre dos fluidos. Un cristal de transmisión genera una onda sonora pulsátil que se refleja en la entrecara de los fluidos y retorna al cristal receptor. El nivel se mide en función del tiempo necesario para que el pulso de sonido se desplace del transmisor a la entrecara y retorne al receptor. El transmisor-receptor se puede colocar ya sea debajo o arriba de la entrecara, cuando la transmisión se realiza en la fase líquida o de vapor, respectivamente.

MEDICIÓN DE PROPIEDADES FÍSICAS

Estas mediciones se consideran a veces como analizadoras de composición porque, para mezclas binarias o seudobinarias, la composición se infiere con frecuencia de la medición de las propiedades físicas.

Densidad y densidad relativa (gravedad específica) En el caso de mezclas binarias o seudobinarias de líquidos o gases, o de una solución de un sólido o gas contenidos en un disolvente, la densidad es una función de la composición a cierta temperatura y presión. En el caso de soluciones no ideales, la calibración empírica dará la relación entre la densidad y la composición.

Columna de líquido La densidad se determina midiendo la presión manométrica en la base de una columna de líquido de determinada altura, abierta a la atmósfera. Si el sistema de proceso es cerrado, entonces la medición de la presión diferencial se toma entre la base de la columna de líquido de una altura fija y la columna de vapor que queda sobre ella. Si no siempre se tiene un espacio de vapor presente, la medición de presión diferencial se lleva a cabo

n técnicas especia-
isidad entre los dos
líquido y un líquido
dos extremadamen-
nifiestan caracterís-
niscibles en un gra-
ico definida.
ictricas de los fluidos,
utilizan con frecuen-
nedición del nivel.

entre la base y la parte superior de la columna de altura fija, tomando la medición superior en un punto que quede debajo de la superficie del líquido.

Desplazamiento Existen muchos dispositivos para medir la densidad, basados en las técnicas de desplazamiento.

Un hidrómetro es un dispositivo de peso constante e inmersión variable. Cuando el peso del hidrómetro es igual que el peso del líquido desplazado, el grado de inmersión es una medida de la densidad. El hidrómetro se adapta tanto a aplicaciones manuales como automáticas.

Un flotador de desplazamiento consiste en un flotador totalmente sumergido, en donde la flotabilidad del líquido se puede medir por medio de la posición del flotador, como se indica en la figura 22-83. La posición del flotador varía con el peso de la cadena sostenida por la fuerza de flotabilidad que actúa sobre el flotador. Otro dispositivo similar mide, por medio de un tubo de torsión, la fuerza que se ejerce en un flotador totalmente sumergido.

Otra modificación incluye un flotador magnético suspendido debajo de un solenoide, en donde el campo magnético variable mantiene el flotador a una distancia constante de dicho solenoide. La alteración de la posición del flotador, generada por un cambio de densidad, excita a un sistema eléctrico que aumenta o reduce la corriente que pasa por el solenoide.

Medición directa de la masa En la figura 22-84 se ilustra un dispositivo de esta índole, que hace que un tubo en U vibre en un plano perpendicular al plano del papel. La amplitud de la vibración se mide para indicar los cambios de densidad. La amplitud disminuye con la densidad.

Peso de un volumen fijo Hay varios dispositivos que utilizan mecanismos de equilibrio de fuerzas (véase la Fig. 22-85) para medir el peso de una cámara o un tubo de volumen fijo. La cámara o el tubo van unidos a la fuente de la muestra y se descargan por medio de acoplamientos flexibles, como, por ejemplo, fuelles.

Medidores de densidad de radiación La radiación gamma puede servir para medir la densidad de materiales dentro de la tubería o el depósito de proceso. El equipo es básicamente el mismo que se emplea para medir niveles, excepto que, en este caso, el tubo o el depósito se deben llenar por encima del volumen eficaz de la muestra irradiada. La fuente se monta a un lado de la tubería o el depósito mientras que el detector va en el otro lado, cuidando de proporcionar la protección de seguridad necesaria contra la radiación en torno a la instalación. Generalmente se utiliza cesio 137 como fuente de radiación para longitudes de trayectoria menores que 610 mm (24

FIG. 22-85 D
continuo.

in), y cobalto
lo común, el d
radiación ga
trayectoria d
depósito, se
las correccio
intensidad de

Sensor del
sitivo consta
una rueda sir
como se obse
de desviador
por el arrastr
densidad del
inducido por
do que gira e
sión es la car

Viscosidad
lo común ya s
producido por
instalación se
dades, y la cal
tanto newtoni

Equipos (h
disponibles qu

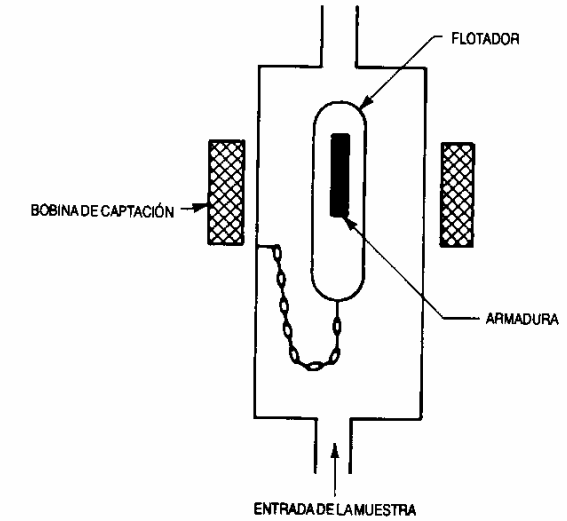


FIG. 22-83 Medidor de densidad de cadena balanceada en el cual la posición del flotador se determina mediante el peso de cadena requerido para equilibrar la fuerza de flotación.

FIG. 22-84 Detector de densidad de tubo en V vibrante, en el cual la vibración es perpendicular al plano del papel.

Universidad de Carabobo
BIBLIOTECA
Facultad de Ingeniería

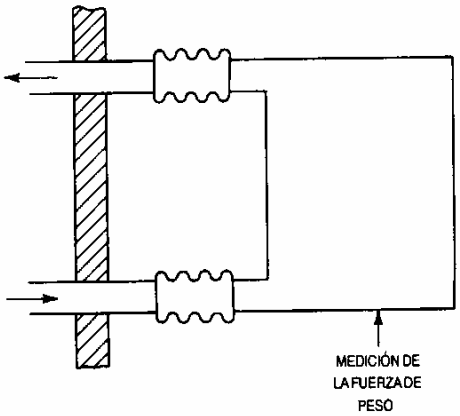


FIG. 22-85 Determinación de la densidad de un fluido mediante un pesaje continuo.

in), y cobalto 60 para más de 610 mm (24 in) de desplazamiento. Por lo común, el detector es un medidor de ionización. La absorción de la radiación gamma es una función de la densidad y, puesto que la trayectoria de absorción incluye las paredes de la tubería o el depósito, se emplea una calibración empírica. Es preciso hacer las correcciones apropiadas para tomar en cuenta la pérdida de intensidad de la fuente con el paso del tiempo.

Sensor del arrastre viscoso y la densidad del gas Este dispositivo consta de un propulsor de paletas movido por un motor, y una rueda similar de impulso estacionario que se coloca cerca, como se observa en la figura 22-86. Estas ruedas se sitúan dentro de desviadores cilíndricos coaxiales. El par de torsión impartido por el arrastre viscoso a la rueda de impulso es una medida de la densidad del gas. Este par de torsión es comparado con el par inducido por el aire u otro gas estándar sobre un sensor duplicado que gira en dirección opuesta. La diferencia en el par de torsión es la cantidad medida.

Viscosidad y consistencia Los viscosímetros continuos miden por lo común ya sea la resistencia al flujo o el arrastre o el par de torsión producido por el movimiento de un elemento a través del fluido. Cada instalación se aplica normalmente en un intervalo angosto de viscosidades, y la calibración empírica en dicha gama permite utilizar fluidos tanto newtonianos como no newtonianos.

Equipos (*hardware*) Existen muchas configuraciones de equipos disponibles que se clasifican en cuatro categorías generales:

1. *Tipo rotatorio* Este tipo mide el par resultante de la rotación de un árbol o eje dentro de una cámara de muestra, a través de la cual fluye continuamente la muestra.

2. *Tipo flotador o pistón* El tipo flotador mide la posición de un flotador de forma especial, que va dentro de un tubo ahusado por el que fluye la muestra a velocidad constante. Este equipo es similar a los rotámetros que sirven para medir los flujos.

El tipo pistón mide el tiempo que requiere un pistón o una bola para caer a través de una muestra estática de fluido contenida en un cilindro ligeramente mayor que el pistón o la bola.

3. *Tipo sonda o terminal vibrante* Este tipo mide la amplitud de vibración de una sonda o terminal sumergida en el fluido. La sonda se excita eléctricamente a una frecuencia constante. Otro método de excitación es aplicar pulsos a la sonda a una velocidad determinada por el índice de disminución en la amplitud de la vibración. En este caso, la frecuencia de pulsación es la variable medida.

4. *Tipo capilar* Esta clase mide la caída de presión generada por el flujo constante del fluido por un tubo capilar de diámetro y longitud específicos.

Analizadores del índice de refracción Cuando la luz se mueve a través de un medio (p. ej., aire o vidrio) para pasar a otro (p. ej., un líquido), sufre un cambio de velocidad y, si el ángulo de incidencia no es de 90°, sufre también un cambio de dirección. Para una entrecara, un ángulo, una temperatura y una longitud de onda de luz particulares, la cantidad de desviación o refracción dependerá de la composición del líquido.

Si la muestra es transparente, el método normal consiste en medir la refracción de la luz transmitida a través de la entrecara vidrio-muestra. Si la muestra es opaca, lo que se mide es la reflectancia cercana al ángulo crítico en la entrecara vidrio-muestra.

Tipo transmisión La mayor parte de los instrumentos de proceso de esta naturaleza operan basándose en un principio de nulificación. El desplazamiento de refracción de la luz que atraviesa el prisma lleno de muestra se mide haciendo girar un placa de vidrio siguiendo la trayectoria óptica. La placa de vidrio o "bloque de refracción" forma parte de un servosistema, que mantiene en forma automática el haz de luz de medición centrado sobre un detector de fototubo. El ángulo de rotación de la placa es la cantidad medida. En algunos casos, se puede tomar una medición diferencial del índice de refracción entre un prisma que lleva un fluido de referencia y otro más que porta la muestra de que se trata. Para lograr mediciones precisas, es necesario controlar muy bien la temperatura de la muestra.

Tipo reflectancia En esta clase de dispositivo, el ángulo promedio de incidencia del haz de luz sobre la entrecara vidrio-muestra, se dispone de tal manera que quede dentro de la gama de ángulos críticos con los cuales se va a asociar la muestra. La luz que es incidente a ángulos mayores que el crítico, se reflejará si el índice del vidrio es mayor que el índice de la muestra. La luz incidente a ángulos menores que el crí-

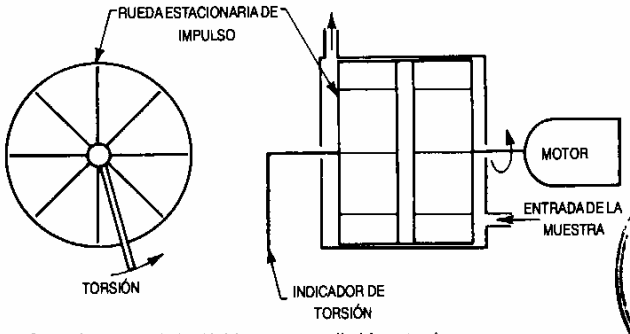


FIG. 22-86 Medidor de densidad de un gas por medio del arrastre viscoso.

Universidad de Carabobo
BIBLIOTECA
Facultad de Ingeniería

tico se reflejará sólo en parte, según el ángulo de incidencia. La luz no reflejada se absorberá en la muestra opaca.

Conductividad térmica Todos los gases y vapores tienen la capacidad de conducir calor desde una fuente calorífica. A una temperatura y un ambiente físico dados, las pérdidas de calor por radiación y convección se estabilizarán y la temperatura de la fuente calorífica dependerá primordialmente de la conductividad térmica y, por ende, de la composición de los gases circundantes.

Celda de muestra Los analizadores de conductividad térmica consisten normalmente en una celda de muestra y otra de referencia, cada una de las cuales contiene una fuente de calor combinada con un detector. Por lo común, estas celdas se conservan dentro de un bloque metálico con dos pequeñas cavidades en las que se montan los detectores. La muestra fluye por la cavidad de la celda de muestra atravesando el detector. La celda de referencia tiene una cavidad idéntica y cuenta con un detector por el cual fluye un gas conocido.

Detectores de fuente calorífica Por lo común, la combinación de fuente calorífica y detector se compone de filamentos de alambre o termorresistencia calentadas por una corriente constante. Puesto que su resistencia es una función de la temperatura, la resistencia del detector de la muestra variará con la composición de la misma, mientras que la resistencia del detector de referencia se mantendrá constante. La salida del puente del detector será una función de la composición de la muestra.

Analizadores del punto de ebullición Los analizadores de proceso para obtener diversos puntos de ebullición (inicial, intermedio y final) de corrientes de hidrocarburos, son bastante conocidos. Estos analizadores son procesos de destilación en miniatura en los que la temperatura de la muestra se mide al efectuarse la destilación. Los diferentes diseños se deben a distintos métodos que se emplean para determinar la cantidad de muestra destilada, tomando en cuenta de si se trata de una medición en lotes o continua.

Analizadores del punto de inflamación (Flash point) En este tipo de analizadores, la muestra de líquido se calienta, su vapor se mezcla con una corriente controlada de aire y se alimenta a una cámara de chispa. Al aumentar la temperatura de la muestra líquida, y con ello la concentración de vapor, la mezcla se enciende finalmente por medio de una chispa. La temperatura de la muestra en este punto se registra entonces como punto de inflamación.

ANALIZADORES DE LA COMPOSICIÓN QUÍMICA DEL PROCESO

Varios analizadores de composición que se emplean para verificar y controlar un proceso requieren la conversión química de uno o más componentes de la muestra, antes de efectuar la medición cuantitativa. Estas reacciones incluyen la formación de sólidos suspendidos para mediciones turbidimétricas, la formación de materiales coloreados para la detección colorimétrica, la oxidación o la reducción selectiva para mediciones electroquímicas y la formación de electrólitos para mediciones basadas en la conductancia eléctrica. Algunos materiales no volátiles se pueden separar y medir por cromatografía de gas, después de convertirlos en derivados volátiles.

Analizadores cromatográficos Los analizadores cromatográficos se emplean bastante para separar y medir compuestos volátiles y compuestos que se pueden convertir cuantitativamente en derivados volátiles. Estos materiales se separan colocando una porción de la muestra en una columna cromatográfica y transportando los compuestos por la misma por medio de una corriente de gas. Como resultado de las afinidades diferentes de los componentes de la muestra por el relleno de la columna, los compuestos emergen sucesivamente como mezclas binarias con el gas portador. En la salida de la columna se tiene un detector que mide alguna propiedad física que se pueda correlacionar con la concentración de los compuestos contenidos en el gas portador. Tanto la concentración de altura máxima o de pico como la integral de pico altura-tiempo, es decir, el área de pico, se puede relacionar con la concentración del compuesto de la muestra original.

Los cromatógrafos de proceso tienen tres características:

1. La capacidad de efectuar análisis de múltiples componentes que van desde uno o dos de una muestra seleccionada hasta análisis de composición completos.

2. La operación cíclica con información sobre la composición, presentada en una base discontinua (datos muestreados), lo que requiere un programador para controlar las funciones del analizador y la presentación de los datos.

3. El retraso o demora del análisis instrumental (además del retraso de la muestra) determinado por el grado al que los parámetros de columna como longitud, material de relleno, eficiencia, velocidad de flujo y temperatura se han optimizado para lograr un tiempo de análisis mínimo.

Lo completo que resulta el análisis por medio de las técnicas cromatográficas, hace posible el cálculo de propiedades físicas de la muestra en casos en que es inconveniente o demasiado laborioso medir la propiedad en forma directa, por ejemplo, en la determinación del número de octanaje de una gasolina.

Columnas Las columnas cromatográficas se dividen en dos clases generales: las rellenas o empaquetadas y las tubulares abiertas con un revestimiento de pared. Las primeras de ellas contienen, por lo común, un adsorbente granular o un material de sostén granulado recubierto con una capa muy delgada de disolvente con un alto punto de ebullición (líquido de separación). Las columnas tubulares abiertas contienen una película delgada de líquido de separación en sus paredes, y cuentan con un pasaje abierto para el gas que va por el centro de la columna.

Existe una amplísima variedad de adsorbentes y líquido de separación disponibles para columnas cromatográficas. Para cromatógrafos de proceso, la selección del relleno de la columna más apropiado para cada separación específica es uno de los factores más importantes para obtener el tiempo de análisis más breve posible para lograr un control automático del proceso.

Detectores Los dos detectores que se emplean con mayor frecuencia para los cromatógrafos de proceso son el detector de conductividad térmica (catarómetro) y el detector de ionización a la llama de hidrógeno. Los detectores de conductividad térmica, que se vieron con anterioridad, deben calibrarse todas las veces que se busca la respuesta térmica de cada compuesto.

Los detectores de ionización a la llama de hidrógeno son más complicados que los de conductividad térmica, pero son capaces de sensibilidades de 100 a 10 000 veces mayores en el caso de hidrocarburos y compuestos orgánicos. Para la detección ultrasensible de impurezas a nivel de trazas, los gases portadores se deben purificar de manera especial.

Programación La naturaleza cíclica de los cromatógrafos de proceso requiere un dispositivo para la adición controlada de la muestra, columnas de conmutación, señales de pico de compuertas y niveles de señal de medida. Estas funciones se obtienen por medio de un programador mecánico o electrónico, o bien mediante una computadora digital. Con frecuencia se suministran circuitos electrónicos para funciones adicionales, como la medición de alturas de pico o áreas de pico, y para el cálculo de razones de concentración de la muestra.

La computadora digital se puede utilizar para programar las funciones de uno o más cromatógrafos y calcular las concentraciones. La combinación más compleja de cromatógrafos y computadoras permite cálculos en línea, como combinar análisis parciales de varias columnas cromatográficas en un análisis total, sacando una resolución matemática de los picos no separados y computando las propiedades físicas de la corriente de la muestra.

Presentación de datos y control del proceso Para regular un proceso, casi siempre se considera adecuado presentar las concentraciones del componente en forma de gráfica de barras en un registrador de gráfica en tira, o bien, en forma digital.

Cuando el retraso del analizador (retraso de la muestra más retraso del análisis), es una fracción pequeña de la constante de tiempo del proceso, la salida de un cromatógrafo de proceso puede utilizarse como la variable medida en el control automático de circuito cerrado de un proceso. Se dispone de cambios en la señal de control sólo una vez

por ciclo de ana
tante hasta que
Cuando el re
con la constant
puede utilizar p
un controlador
valor de una va
Análisis de
medir las conce
de ionización a
a casi todos los
detectores que
y se utilizan par
tes en presencia
índole orgánica
detectores de io
gánicos.
Analizadore
quidos absorbe
do de absorción
tura molecular
Los instrume
sivo, es decir, el
onda de radiaci
normal que util
das angostas de
nentes de un ins
de muestra y el
Fuente de ra
que emite radia
del infrarrojo, e
lidad de emisió
Celda de mu
o más de longit
escasa capacida
Detectores H
dispersivos. Est
ción, uno de aná
dos celdas llena
dad de la energí
celdas comienz
un movimiento
citancia entre el
capacitancia elé
consiste en dos
rayos o haces de
tor se mide por
de puente de ten
Con los detec
interrumpida, e
través del haz a
dose entre sí co
Analizadore
puestos gaseoso
cercana o visibl
grupos estructur
ción en la regió
inorgánicos abs
hidrocarburos d
el vapor de agua
Los analizad
una banda de lo
aísla normalme
cia se encuentra
tría".
Los principal
fuente lumínica,
ciones comunes

por ciclo de analizador, y esta señal de control se debe mantener constante hasta que se disponga de una nueva señal de salida del analizador.

Cuando el retraso del analizador sea prolongado en comparación con la constante de tiempo del proceso, la salida del cromatógrafo se puede utilizar para ajustar automáticamente el punto de referencia en un controlador primario en un circuito de cascada, o para actualizar el valor de una variable computada.

Análisis de trazas Los cromatógrafos de gas son muy útiles para medir las concentraciones de trazas de materiales volátiles. El detector de ionización a la llama de hidrógeno es extraordinariamente sensible a casi todos los materiales orgánicos. Hay formas especiales de estos detectores que se sensibilizan a compuestos que contienen halógenos, y se utilizan para medir concentraciones de trazas de estos componentes en presencia de cantidades sustanciales de hidrocarburos y otros de índole orgánica que no contienen halógenos. Existen otras clases de detectores de ionización que son muy sensibles a los materiales no orgánicos.

Analizadores del infrarrojo Muchos compuestos gaseosos y líquidos absorben, hasta cierto grado, radiación en el infrarrojo. El grado de absorción a longitudes de onda específicas depende de la estructura molecular y la concentración.

Los instrumentos de procesos son por lo común del tipo no dispersivo, es decir, el detector se expone a una banda ancha de longitudes de onda de radiación. Esto contrasta con el instrumento de laboratorio normal que utiliza un monocromador de exploración para aislar bandas angostas de longitudes de onda sucesivas. Los principales componentes de un instrumento de proceso son la fuente de radiación, la celda de muestra y el detector.

Fuente de radiación En general, se trata de un alambre calentado que emite radiación sobre una porción analíticamente útil del espectro del infrarrojo, es decir, 1 a 10 μm. El requisito primordial es la estabilidad de emisión y en ocasiones se emplean fuentes duales.

Celda de muestra Esta varía de unos cuantos milímetros a 1 metro o más de longitud, según que la muestra sea un líquido o un gas con escasa capacidad de absorción.

Detectores Hay dos tipos comunes de detector para analizadores no dispersivos. Estos analizadores tienen usualmente dos haces de radiación, uno de análisis y el otro de referencia. Un tipo de detector consta de dos celdas llenas de gas separadas por un diafragma. Conforme la cantidad de la energía infrarroja absorbida por el gas deflector en una de las celdas comienza a cambiar, la presión de la celda variará. Esto produce un movimiento del diafragma que, a su vez, genera un cambio en la capacitancia entre el diafragma y el electrodo de referencia. Este cambio de capacitancia eléctrica se mide como la salida. El segundo tipo de detector consiste en dos termopilas o dos bolómetros, uno en cada uno de los dos rayos o haces de radiación. La radiación infrarroja absorbida por el detector se mide por medio de una salida diferencial de termopar o un circuito de puente de termómetro de resistencia (bolómetro).

Con los detectores llenos de gas, se suele utilizar un sistema de luz interrumpida, en el cual uno de los lados del detector capta la fuente a través del haz analizador, y el otro lado, el haz de referencia, alternándose entre sí con una frecuencia de unos cuantos hertz.

Analizadores del ultravioleta y de radiación visible Muchos compuestos gaseosos y líquidos absorben radiación en la región ultravioleta cercana o visible. Por ejemplo, los compuestos orgánicos que contienen grupos estructurales aromático y carbonilo, manifiestan una buena absorción en la región ultravioleta. Asimismo, muchas sales y muchos gases inorgánicos absorben en la región ultravioleta o visible. En contraste, los hidrocarburos de cadena recta y los saturados, los gases inertes, el aire y el vapor de agua son fundamentalmente transparentes.

Los analizadores de proceso se diseñan para medir la absorbancia en una banda de longitudes de onda en particular. La banda deseada se aísla normalmente por medio de filtros ópticos y cuando la absorbancia se encuentra en la región visible, se utiliza el término "colorimetría".

Los principales componentes de un instrumento de proceso son la fuente lumínica, la celda de muestra y el detector. Hay dos configuraciones comunes que se emplean en estos instrumentos. En una de ellas, la luz de una sola fuente se divide en dos haces por medio de un sistema de espejo. Uno de los haces atraviesa la celda de muestra y el segundo la de referencia. Los haces se comparan, entonces, utilizando uno o dos detectores. La segunda configuración es similar, excepto que el haz se divide después de atravesar la celda de muestra. En este caso, uno de los haces se insensibiliza al compuesto de la muestra de interés, por medio de algún tipo de filtrado. En cualquiera de los dos casos, el haz de luz puede interrumpirse o no en forma mecánica para producir una entrada de ca al detector.

Fuente lumínica Por lo común, la fuente más usual es la lámpara de tungsteno, aunque también se emplea a menudo la de mercurio. El principal requisito es una emisión fuerte y estable en la región de longitud de onda de interés.

Detectores El detector de uso normal es el fototubo o fotobulbo. Se acostumbra utilizar filtros ópticos apropiados para limitar la energía que llega al detector, para asegurar el nivel deseado, y a la región de longitud de onda conveniente. Puesto que la absorción realizada por la muestra es logarítmica si se emplea la región de longitud de onda lo suficientemente angosta, a veces se emplea un amplificador exponencial para compensar y producir una salida lineal.

Turbidimetría La turbidimetría es, en cierto modo, una extensión de la colorimetría, en el sentido de que se refiere a la absorción o la dispersión de la luz visible, por lo que se emplea el mismo equipo. Las bandas anchas de longitudes de onda son casi siempre adecuadas, ya que los materiales macroparticulados se absorben o dispersan en toda la región visible. Con frecuencia, la dispersión se mide a cerca de 180° en relación con la luz incidente.

Paramagnetismo Unos cuantos gases, incluyendo O_2, NO y NO_2, exhiben propiedades paramagnéticas como resultado de sus electrones desapareados. En un campo magnético no uniforme, los gases paramagnéticos tienden a moverse hacia la parte más fuerte del campo debido a su susceptibilidad magnética, desplazando con ello los gases diamagnéticos. La susceptibilidad paramagnética de estos gases disminuye con la temperatura. Estos efectos permiten medir la concentración del gas paramagnético más fuerte, el oxígeno.

Nefelometría La nefelometría se diferencia de la colorimetría en que se refiere a mediciones de luz reflejada o dispersa por partículas suspendidas en la muestra, en tanto que la colorimetría (y la turbidimetría) se asocian con mediciones de luz transmitida a través de la muestra. Los nefelómetros son similares a los colorímetros y los turbidímetros, en lo que se refiere a los requisitos de la fuente de luz, la celda de muestra y el detector. Algunos colorímetros de proceso se diseñan para convertirse sin grandes problemas en nefelómetros. Normalmente la luz reflejada o dispersa se mide por medio de una fotocelda colocada en un ángulo de 90° en relación con el haz de luz transmitida.

INSTRUMENTOS ELECTROANALÍTICOS

Análisis conductimétrico Las soluciones de electrólitos en disolventes ionizantes, por ejemplo el agua, conducen una corriente cuando se aplica un potencial eléctrico a los electrodos sumergidos en la solución. La conductancia es una función de las concentraciones iónicas, la carga iónica y la movilidad de los iones.

Las mediciones de conductancia son idealmente adecuadas para determinar la concentración de un solo electrólito fuerte en soluciones diluidas. A concentraciones mayores, la conductancia se hace una función compleja no lineal de la concentración, requiriendo entonces una calibración apropiada para mediciones cuantitativas.

El análisis de gases se efectúa comúnmente por medio de mediciones de conductancia. Los gases ácidos o reactivos disueltos en líquidos o cuantitativamente adsorbidos de corrientes de gases, y gases que se pueden oxidar o reducir producen electrólitos que es factible medir.

Los analizadores conductimétricos emplean una celda de conductividad y circuitos electrónicos de medición que constan de un oscilador de audiofrecuencia, un puente de Wheatstone de corriente alterna y un compensador electrónico para las variaciones de temperatura.

Las celdas de conductividad tienen una estructura básica simple, que consiste en dos electrodos firmemente espaciados dentro de una cámara de aislamiento, de tal manera que la impedancia medida en el alcance anticipado de concentración iónica se ubica en el intervalo de 500 a 10 000 Ω.

Mediciones conductimétricas sin electrodos Se han diseñado sistemas especiales sin electrodos para medir la conductancia. La resistencia de un circuito cerrado se mide por el grado al cual el circuito acopla dos bobinas de transformador.

Las mediciones de conductancias sin electrodos son especialmente útiles para soluciones que contienen sólidos abrasivos o fibrosos y materiales sumamente conductivos o corrosivos. Entre los ejemplos usuales se citarán el ácido fluorhídrico, el ácido sulfúrico al 98%, el nitrato de amonio fundido, la lechada de cemento y el lodo de perforación.

Análisis oscilométrico En la oscilometría, las propiedades medidas son la constante dieléctrica y la conductancia. Para la mayor parte de las mediciones, se coloca una celda que contiene la muestra entre las placas de un capacitor o dentro de una bobina. El capacitor o la bobina forman parte de una bobina resonante de radiofrecuencia. Algunos instrumentos oscilométricos tienen cabezas tensoras que se oprimen o adhieren contra la masa del material, o bien, se acercan dentro de una tolerancia reducida a una distancia especificada de la película o la tela en movimiento.

La oscilometría se emplea a menudo para medir el contenido de agua, ya que el agua tiene una constante dieléctrica de 15 a 20 veces mayor que la de la mayor parte de los materiales. Las aplicaciones usuales son la determinación de la humedad en materiales granulados, el agua en hidrocarburos y líquidos orgánicos y el contenido de agua en fibras y papel.

Análisis potenciométrico La medición de la fuerza electromotriz (fem) química es la base de varios métodos de análisis. La fem medida es la diferencia de potencial entre un electrodo sensor y un electrodo de referencia; ambos se mantienen sumergidos en una solución electrolítica. El potencial se relaciona con las actividades químicas de la solución por medio de la ecuación de Nernst. Las actividades se relacionan con las concentraciones gracias a los coeficientes de actividad.

La determinación directa de la concentración a través de las mediciones de la fem es algo inexacta a concentraciones molares superiores a aproximadamente, 10^{-4}. La precisión deficiente es resultado de que no se conocen con exactitud los coeficientes de actividad para concentraciones mayores, así como la relación logarítmica entre la fem y la actividad. No obstante, debido a la sensibilidad extrema de la respuesta del electrodo a concentraciones de trazas, esta técnica es útil para soluciones diluidas.

Se pueden determinar potenciales exactos sólo en condiciones que se acercan a una corriente cero, lo cual minimiza los errores generados por la caída del potencial resistivo y los efectos de polarización. Los circuitos de medición de voltajes son, casi siempre, de dos tipos: los potenciómetros de balance nulo con una o dos etapas de aplicación en cd o los dispositivos de resistencia de alta entrada, como los voltímetros de tubo al vacío o los electrómetros de lengüeta vibradora. Generalmente se incluye alguna forma de compensación para la temperatura.

Un potencial de referencia estable es una de las necesidades fundamentales para lograr una medición exacta. Los electrodos de referencia de empleo más común son el de calomelanos y el de cloruro de plata-plata. Los electrodos indicadores son, casi siempre, de metales nobles o de membrana. Estos últimos se emplean con mucha frecuencia para mediciones de pH y en determinaciones de iones específicos.

Mediciones de pH El electrodo de vidrio es el elemento detector primario en las mediciones de pH. Se desarrolla un potencial en la membrana de vidrio sensible al pH, como resultado de la diferencia en la actividad del ión hidrógeno en la muestra y una solución estándar contenida dentro del electrodo. Este potencial medido en relación con el potencial del electrodo de referencia proporciona un voltaje que se expresa como pH.

La instrumentación para las determinaciones de pH se encuentra entre los dispositivos de medición de procesos que se utilizan más. Con este fin se han desarrollado sistemas de electrodo resistente y circuitos electrónicos sumamente seguros.

Electrodos de iones específicos Además del electrodo de vidrio para el pH, de empleo específico para iones hidrógeno, se han desarrollado otros que son selectivos para medir diferentes iones. Esta selectividad se obtiene por medio de la composición de la membrana del electrodo (vidrio, polímero o líquido-líquido) y por la composición del electrodo. Estos electrodos están sujetos a interferencias de otros iones, y su respuesta es una función de la fuerza iónica total de la solución. No obstante, se han construido electrodos que son extraordinariamente selectivos para iones específicos, y cuando se utilizan en forma correcta, proporcionan mediciones de proceso muy valiosas.

Análisis coulombimétrico El análisis coulombimétrico se basa en la electrólisis cuantitativa exhaustiva de las especies que se miden o la generación electrolítica de un reactivo, que reacciona cuantitativamente con la especie medida. La concentración del componente medido se relaciona con la corriente total por medio de la ley de Faraday.

Los analizadores coulombimétricos de procesos tienen, casi siempre, un diseño para flujo directo continuo en el cual la corriente se determina por la cantidad de moles por segundo que entra a una celda de electrólisis. Si se conoce el gasto o velocidad de flujo, se podrá determinar la concentración.

Los componentes de instrumento requeridos incluyen la celda de electrólisis, circuitos de generación y medición de corriente y amplificadores con salida apropiada para la presentación y el control.

Las celdas de electrólisis tienen una construcción resistente y con frecuencia se pueden colocar directamente en la línea de proceso o un circuito de desviación en dicha línea. En algunas celdas, se han llegado a incorporar electrodos adicionales para controlar la corriente de electrólisis. En algunos sistemas, la generación coulombimétrica del reactivo para reaccionar con la muestra se obtiene incluyendo un electrodo de metal de base que se consume de un modo gradual.

Análisis polarográfico En el análisis polarográfico, la corriente de electrólisis es proporcional a la concentración del material electrolizado. La corriente registrada en la fase de la muestra se limita por difusión y, contrariamente a lo que sucede con el análisis coulombimétrico, sólo se electroliza una pequeña fracción del material.

Las celdas polarográficas constan de dos electrodos, uno de metal noble y el otro de metal básico que se consume con lentitud. Por lo común, el electrólito es un gel de cloruro de potasio con base de celulosa que se mantiene en su sitio y queda separado de la corriente de muestra por medio de una membrana de teflón o hule de polímeros de silicón. La muestra se difunde hacia la celda y se electroliza. Estas celdas son sensibles a la temperatura y casi siempre se construye dentro del sensor un circuito de compensación de temperatura.

MEDICIÓN DE LA HUMEDAD

Las mediciones de la humedad se dividen en dos categorías generales: los métodos de humedad absoluta y los de humedad relativa. Los primeros son los que proporcionan una salida primaria que se puede calibrar directamente en términos de la temperatura del punto de condensación o rocío, la concentración molar o la concentración por peso. La pérdida de peso durante el calentamiento es el método más conocido. Los métodos más especializados analizados aparecen por orden decreciente aproximado respecto de qué tan directamente se efectúe la determinación de la humedad. Los métodos de humedad relativa son los que proporcionan una salida primaria que se calibra de un modo más directo utilizando el porcentaje de saturación de la humedad.

Método del punto de condensación o rocío Para muchas aplicaciones, el punto de condensación es la medida de humedad más conveniente. Cuando se busca la concentración, la relación entre el contenido de agua y el punto de condensación es bien conocida, y se encuentra con facilidad. El método del punto de condensación requiere una superficie inerte, cuya temperatura se pueda ajustar y medir, una corriente de gas de muestra que fluya sobre la superficie, un control para ajustar la temperatura superficial al punto de condensación y los medios necesarios para detectar la iniciación de la condensación.

Aunque la presencia del condensado se detecta eléctricamente, el método más original y frecuentemente utilizado es la detección óptica del cambio en la reflexión de luz por medio de un espejo inerte de superficie metálica. Algunos instrumentos miden la atenuación de la luz reflejada al iniciarse la condensación, en tanto que otros miden al aumento de la luz dispersada por el condensado en lugar de, o además de medir la luz reflejada. El enfriamiento de la superficie se logra con un líquido refrigerante expansible, por medio de la refrigeración mecánica tradicional o el enfriamiento termoeléctrico. La medición de la temperatura superficial se efectúa por lo común con un termopar o una termorresistencia.

La claridad con que se inicie el punto de compensación se puede reducir, o bien, es factible que se genere un desplazamiento en el punto de condensación aparente, debido a que en la muestra se encuentra un componente que se condensa a una temperatura más elevada que el intervalo de punto de condensación anticipado, por la deposición gradual de una película higroscópica de baja presión de vapor, o la deposición gradual de una película hidrofóbica de baja presión de vapor, partículas de polvo o la acumulación de rayones en la superficie del espejo. El error de la medición de la temperatura es de, aproximadamente, ± 0.56°C (1ÉF) en el intervalo de humedad más elevado; pero el error aumenta a 2.2 a 2.8°C (4 o 5°F) en el intervalo de –62 a –73°C (–80 a –100°F). En el intervalo de 0 a –18°C (32 a 0°F, aproximadamente), la deposición puede ser ya sea de gotas de líquido superenfriado o cristalitos de hielo. A puntos de condensación bajos, la capacidad del sistema de enfriamiento puede ser restrictiva.

Método de electrólisis En una celda electrolítica, el vapor de agua de una corriente de gas se absorbe cuantitativamente en una película delgada de ácido fosfórico concentrado. El agua absorbida se electroliza simultánea y cuantitativamente por medio de electrodos incrustados en la película de ácido. El gasto masa de agua que fluye a través de la celda se expresa directamente mediante la corriente electrolítica. Puesto que el empleo de este instrumento requiere la calibración de sólo el amperímetro y el medidor de flujo, y se basa en la suposición fácilmente comprobable de que la absorción y la electrólisis son cuantitativas, el método es uno de los fundamentales con que se cuenta.

Este método requiere que pase una muestra de vapor por la celda del detector; sin embargo, hay modelos que incluyen una columna separadora de gas-líquido a contracorriente, para eliminar el agua de la corriente del líquido de una manera continua, en donde el gas separador o lavador arrastra al agua hasta el detector. La eficiencia del separador se debe evaluar tomando muestras de gran solubilidad en agua o de gran viscosidad.

El método se aplica también para el contenido de humedad en sólidos. Una muestra de estos últimos se coloca manualmente en una cámara de desecación, en donde se calienta y la cámara se purga simultáneamente con un gas seco que transporta al vapor de agua al detector. La integración de la corriente de electrólisis da la cantidad de agua expulsada durante el calentamiento.

Los siguientes problemas se deben tomar en cuenta al utilizar este método:

1. No se debe aplicar en condiciones en que la corriente de gas pueda alcanzar a veces la saturación.
2. La presencia de aceite en la muestra puede recubrir eventualmente la superficie de ácido dentro de la celda.
3. El ácido fosfórico actuará como catalizador de polimerización con olefinas, creando con ello una película de aceite.
4. El electrodo de platino y el ácido fosfórico actúan de tal modo, que vuelven a producir agua con cualquier exceso de hidrógeno u oxígeno, dando mayores contenidos de salida de hidrógeno, o bien de oxígeno, en las corrientes de gas. Este efecto tiende a reducirse cuando se emplean electrodos de rodio.
5. El método no se debe utilizar con corrientes de muestra que reaccionan con la película de ácido, por ejemplo, bases y alcoholes.

El tiempo de respuesta varía inversamente con la concentración de humedad, y es menor que 1 s, en el intervalo de 100 ppm o más, unos cuantos minutos en el intervalo de 1 a 10 ppm y varias horas en el intervalo fraccionario de ppm. El intervalo de ppm raramente se utiliza sin técnicas de operación especiales.

Método de Karl Fischer Este método general de laboratorio se ha automatizado para utilizarse de manera rutinaria. Incluye una extracción de humedad, una reacción y una titulación. Las existencias tanto del extractante como del reactivo que se deben conservar tienen, por lo común, vidas de almacenamiento muy cortas.

El método se puede emplear en cualquier muestra que no reaccione con el extractante, el reactivo o el equipo de manejo, y en la cual el agua sea considerablemente menos soluble que en el extractante. Esto incluye muchos vapores, líquidos e incluso sólidos que se pueden triturar o dispersar por otras técnicas, para permitir la extracción de la humedad. El contenido de agua se calcula directamente partiendo del tamaño de la muestra y el titulador utilizado. Los volúmenes requeridos y la desecación del extractante restringen el límite inferior de detección de 5 a 10 ppm.

Método del punto de condensación o rocío (Transición de la fase salina) En un medio de humedad relativa variable, las sales higroscópicas sufren una o más transiciones de fase a humedades específicas. La transición provoca un cambio importante en la resistividad eléctrica. Los analizadores de punto de condensación basados en este fenómeno constan, por lo común, de una doble hélice de alambre en un cilindro que se recubre con una película o capa delgada de solución salina. El analizador contiene una fuente de alimentación de bajo voltaje conectada a la hélice de alambre, y algún método para medir la temperatura de la película. Durante el funcionamiento, la película húmeda de baja resistencia permite la circulación de una corriente elevada por la misma, calentándola y sacándola de esta manera hasta que se efectúa la transición. En este punto, la resistencia aumenta y con ello se reduce el calentamiento. Así, pues, el dispositivo se autorregula y mantiene la película a la temperatura requerida, a fin de hacer que el gas de la superficie conserve la humedad relativa de la transición. El cloruro de litio es la sal más utilizada. Por lo común, se emplean electrodos de metales nobles.

A cualquier temperatura de muestra dada (temperatura de bulbo seco), el intervalo del detector es desde el nivel de saturación (100% de humedad relativa) a la humedad relativa de la transición de fase (aproximadamente, 11% de la humedad relativa en el caso del cloruro de litio). El detector se restringe más aún al intervalo del punto de condensación de –46 a + 60 o 66°C (–50 a + 140 o 150°F). El método es, en esencia, independiente de la temperatura real del gas de muestra, siempre y cuando se mantenga dentro de la gama de operación.

La medición es continua, siempre cerca del equilibrio, y la capacidad calorífica del detector es más o menos baja; así, pues, la respuesta del tiempo debe ser satisfactoria para casi todas las aplicaciones. El error del método puede acercarse a 0.56°C (1°F), siempre y cuando la película salina se mantenga libre de contaminación.

Métodos analíticos generales Hay varios métodos analíticos generales, como la cromatografía de gases y líquidos, absorciones en el infrarrojo y absorción de microondas que se pueden utilizar también para efectuar análisis de humedad. Véase también "Analizadores de la composición química del proceso" y "Análisis oscilométricos."

Método piezoeléctrico Un cristal piezoeléctrico es un circuito oscilador apropiado, que oscila a una frecuencia que depende de su masa. Si el cristal tiene una película higroscópica estable en su superficie, la masa equivalente del cristal varía con la masa de agua adsorbida en la película. Por lo tanto, la frecuencia de oscilación depende del agua contenida en la película. El analizador contiene dos cristales de esta índole en circuitos osciladores igualados o compensados. Por lo común, se cuenta con válvulas que dirigen alternativamente la muestra a un cristal y un gas seco al otro, en ciclos de 30 s. Las frecuencias del oscilador de los dos circuitos se comparan electrónicamente, y la salida es la diferencia entre las dos frecuencias. En consecuencia, esta salida es representativa del contenido de humedad de la muestra. La frecuencia de salida se convierte, casi siempre, a un voltaje variable en el régimen de cc para obtener una lectura de medidor y un registro. Se proporcionan intervalos múltiples para medir niveles que van desde, aproximadamente, 1 ppm hasta cerca del nivel de saturación.

El gas seco de referencia es, de preferencia, el mismo que el de muestra, excepto por el contenido de humedad de este último. También es factible utilizar otros gases de referencia que se adsorben en forma similar al gas de muestra deseado. Por lo común, el gas seco se suministra por medio de un secador automático.

Este método requiere una muestra de vapor para el detector. La neblina que choca contra el detector altera la precisión de la medición hasta que se vaporiza o se lava de los cristales. Las gotitas de agua o la neblina pueden destruir la película higroscópica, debido a lo cual será necesario sustituir el cristal. La vaporización o los separadores gas-líquido se utilizan a veces para analizar la humedad de los líquidos.

Métodos de capacitancia Algunos analizadores aprovechan la alta constante dieléctrica del agua para detectarla en soluciones. En este caso se mide la corriente alterna que pasa por un capacitor que contiene toda o parte de la muestra entre sus placas. La selectividad y sensibilidad se incrementan aumentando la concentración de humedad dentro de la celda, para lo cual se llena la celda de muestra del capacitor con un adsorbente específico para humedad, como parte del dieléctrico. Esto no sólo incrementa el contenido de humedad, sino que también reduce la cantidad de otros componentes de la muestra que causan interferencias. El adsorbente que se emplea con mayor frecuencia es la alúmina granulada. Estos detectores se limpian y recargan con facilidad, y ofrecen una reproductibilidad satisfactoria cuando el adsorbente mismo es uniforme.

Método de calor de sorción Este analizador detecta la humedad en vapores, midiendo el calor de adsorción del agua en un desecante. Las dos celdas que contienen desecante y las termorresistencias se utilizan en una zona de temperatura constante. El analizador seca una parte de la corriente de muestra, y la muestra desecada y la de proceso se alternan directamente a través de las dos celdas en donde una de ellas deseca la corriente húmeda y la celda húmeda se deseca por acción de la corriente seca, en un ciclo de 1 a 2 min. La celda que se está desecando se enfría por desadsorción del agua, y la celda que se está humedeciendo se calienta por adsorción del agua. El puente de termorresistencia mide la diferencia de temperatura entre ambas celdas.

La elección del desecante para las celdas se determina según la compatibilidad con la muestra, que incluye impurezas, y según la sensibilidad requerida. Los intervalos normales van desde 0 a 10 ppm hasta 0 a 1000 ppm.

Aunque la duración del ciclo completo es de 2 a 4 min, el equilibrio térmico y de humedad no se alcanza sino hasta cerca de 15 min a concentraciones reducidas de ppm.

Método psicrométrico El método básico de psicrómetro giratorio compara la depresión de temperatura de un termómetro de bulbo húmedo con la temperatura ambiente o de bulbo seco. El método se ha automatizado con varias modificaciones para proporcionar lubricación y enfriamiento continuos, así como sensores de temperatura que suministren una salida eléctrica.

Método de resistencia (conductancia) Se dispone de varias clases de sensores de tipo resistivo para ser utilizados en mediciones de humedad. Estos sensores dependen normalmente de los cambios de resistencia de las superficies expuestas a la atmósfera, en donde la resistencia se mide mediante un gradiente de potencial reducido, de tal modo que el flujo de la corriente eléctrica que pasa por la superficie produce un calentamiento despreciable. Las superficies del detector pueden ser de una sal del tipo del cloruro de litio, películas de polímeros, materiales no conductores desprovistos de revestimiento, o bien, semiconductores. De hecho, cualquier resistencia de valor elevado constituye un sensor de esta naturaleza. Quizá sea preciso contar con distintas combinaciones de configuraciones de componentes de material superficial, así como mediciones de voltaje y corriente para obtener un sensor en el intervalo de humedad esperado y la sensibilidad requerida. Estos sensores son económicos en general y resistentes desde el punto de vista estructural, pero es probable que no soporten una corriente de muestra con alta velocidad o de índole abrasiva. La calibración depende usualmente de la temperatura. El índice de la respuesta de tiempo es, por lo común, lenta a temperaturas bajas, y la calibración no es estable en presencia de materiales que recubran, diluyan, que reaccionen o se disuelvan en la superficie. Estos detectores se emplean normalmente para medir humedades relativas en los gases.

SISTEMAS DE MUESTREO PARA ANALIZADORES DE PROCESO

El sistema de muestreo consiste en todos los equipos necesarios para presentar al analizador de proceso a una muestra limpia representativa de la corriente de proceso, y eliminarla posteriormente. Cuando el analizador forma una parte de un circuito de control automático, la confiabilidad del sistema de muestreo es tan importante como la del analizador o la del equipo de control.

Los sistemas de muestreo tienen varias funciones. La muestra se debe tomar del proceso, transportarse, acondicionarse, introducirse en el analizador y eliminarla después. Es probable que el problema más común en el diseño de un sistema de muestreo sea la falta de información real concerniente a las propiedades del material de proceso en el punto en que se realiza el muestreo. Otro problema frecuente es la falta de información asociada con el acondicionamiento requerido para que el analizador pueda utilizar la muestra sin fallas en el funcionamiento durante largos periodos. Algunas muestras necesitan el suficiente acondicionamiento y tratamiento para que los sistemas de muestreo se conviertan en verdaderos equivalentes de plantas de procesamiento en línea en miniatura. Estos sistemas se caracterizan por muchos de los mismos problemas de fabricación, confiabilidad y funcionamiento que caracterizan a las plantas piloto a escala pequeña, excepto que el sistema de muestreo debe operar generalmente de una manera más segura y durante periodos más prolongados.

En la figura 22-87 se ilustra el esquema de un ejemplo usual de sistema de muestreo con un analizador cromatográfico de corriente dual, de la clase que se emplea casi siempre cuando no se requiere el acondicionamiento de la muestra más allá de la regulación de presión en los puntos de muestreo (los reguladores de presión no aparecen en la figura).

Selección del punto de muestreo La selección del punto de muestreo se basa primordialmente en el abastecimiento del analizador con una muestra cuya composición o cuyas propiedades físicas sean pertinentes para que se ejecute la función de control. Otras consideraciones incluyen la selección de las ubicaciones que proporcionen muestras homogéneas representativas con la mínima demora de transporte, ubicaciones que permitan colectar un mínimo de material contaminante y que sean accesibles para los procedimientos de verificación y mantenimiento.

Toma de la muestra del proceso Hay varias consideraciones implicadas en el diseño de los dispositivos de toma de muestras, que asegurarán la obtención de muestras representativas. Por ejemplo, en una tubería horizontal que lleva un fluido de proceso, si el punto de muestreo se asigna a la base de la misma, se recogerá una cantidad máxima de moho, escamas o materiales sólidos arrastrados por el fluido. En una corriente de gas, una localización de esta naturaleza recogerá también una cantidad máxima de contaminantes líquidos. Un punto de muestreo ubicado en la parte superior de una tubería, en el caso de corrientes de líquidos, recogerá una cantidad máxima de contaminantes de vapor que arrastra la corriente. Los recodos de las tuberías que producen remolinos o generan concentraciones centrífugas de la fase más densa pueden hacer que las contaminaciones máximas se encuentren en lugares inesperados. Los materiales de procesos de dos fases son difíciles de muestrear para obtener tomas representativas de la composición total.

Un método usual para obtener una muestra del fluido de proceso a bastante distancia de las paredes del depósito o la tubería se logra mediante un tubo de educción insertado a través de un prensaestopa. Este método de muestreo toma muestras líquidas y las vaporiza para transportarlas hasta el sitio del analizador. El tiempo de retraso del transporte desde el extremo de la sonda hasta el vaporizador es mínimo, cuando se emplean tubos con volúmenes internos pequeños, en comparación con los de la tubería y la válvula.

Esta sonda
miento y rein
fabrica con r
problemas a t
dos de servici
del proceso h
válvula de co
evita la eyecci
prensaestopa.
La sección
hasta penetra
mecánica nec
Transport
que transcurr
ción en el ana
este último es
po de transpo
se debe tratar
para determir
tación o para
del tiempo de
en estado de v
Algunos as
material de la
deben ser con

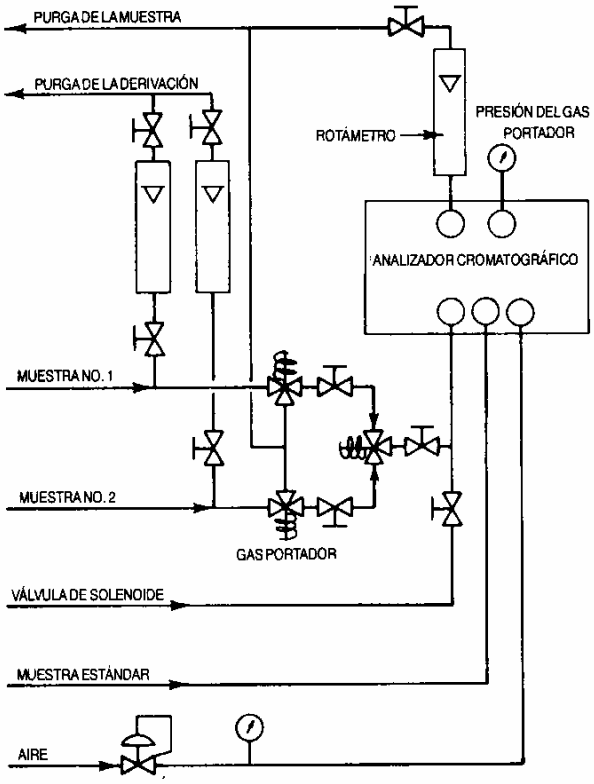


FIG. 22-87 Ejemplo sencillo de un sistema de muestreo con analizador cromatográfico de dos corrientes. Las válvulas de solenoide funcionan mediante el programador del cromatógrafo, a fin de que coincidan con el ciclo de análisis cromatográfico.

Esta sonda de muestreo se puede extraer para efectuar el mantenimiento y reinstalarla sin detener el proceso. El tubo de educción se fabrica con material que no se corroa, de manera que se deslice sin problemas a través del prensaestopa, incluso después de largos periodos de servicio. Es posible que se origine una pequeña fuga de fluido del proceso hasta que la tubería se extraiga lo suficiente para cerrar la válvula de compuerta. El casquillo estampado del extremo del tubo evita la eyección accidental del tubo de educción antes de extraerlo del prensaestopa.

La sección de la tubería que rodea al tubo de educción se extiende hasta penetrar en el depósito de proceso suministrando la protección mecánica necesaria para dicho tubo.

Transporte de la muestra El tiempo de transporte, que es el lapso que transcurre entre la toma de la muestra del proceso y su introducción en el analizador, debe reducirse a un mínimo, sobre todo cuando este último es un controlador-analizador automático. Cualquier tiempo de transporte de muestra en el circuito del controlador-analizador se debe tratar como si fuera equivalente al tiempo muerto de proceso, para determinar los ajustes normales del controlador de retroalimentación o para evaluar el funcionamiento de este último. La reducción del tiempo de transporte significa, casi siempre, transportar la muestra en estado de vapor.

Algunos aspectos que se deben tomar en cuenta al seleccionar el material de la línea de muestra son: la fuerza estructural o la protección deben ser compatibles con la zona por la cual corre la línea de muestra; el tamaño y la longitud de esta última deben ser lo suficientemente pequeños para satisfacer los requisitos del tiempo de transporte sin que se registre una caída de presión excesiva, o una desviación de muestra demasiado marcada en la entrada del analizador; el tamaño de la línea y la calidad de la superficie interna deben ser adecuados para evitar el taponamiento que llegan a producir a veces los contaminantes de la muestra; la prevención de un cambio de estado de la muestra puede requerir aislamiento, refrigeración o calentamiento de la línea de muestra, y el material de ésta debe ser tal que se reduzca al mínimo la corrosión causada por la muestra o su ambiente.

Algunas soluciones comunes para los problemas del manejo del vapor de una línea de muestra son: utilizar siempre que sea posible tubos de acero inoxidable de $^1/_8$ a $^1/_4$ de diámetro, limitar la longitud de la línea de muestra a 61 m (200 ft) o menos; emplear velocidades de corriente de muestra dentro del intervalo de 0.5 a 3.0 litros/min; restringir la temperatura de muestra cuando la línea se rastrea con vapor utilizando vapor húmedo a baja presión [menos de 376 kPa (40 lbf/in^2)] y una trampa de vapor para descargar el condensado, así como emplear un aislamiento esencialmente hermético al vapor cuando se requiere un rastreo de refrigerante.

El rastreo térmico de las líneas de muestra se logra mediante devanados en espiral de tubo de cobre en torno a la línea de muestra, antes de aplicar el aislamiento, o bien, utilizando tubos dúplex paralelos o haces de tubos apropiados. Las tuberías de plástico para líneas de muestra son satisfactorias si se toman en cuenta la composición, la

temperatura y las limitaciones de presión de la muestra, así como la naturaleza mecánica de la instalación y el ambiente de la línea.

Muestreo de varias corrientes Cuando las composiciones de la corriente de proceso en varios puntos de muestreo son similares, a veces es factible utilizar un solo analizador para todas ellas. Si el analizador se emplea para realizar un control automático, los tiempos muertos del circuito de control combinados, y los problemas de confiabilidad de los diversos circuitos coincidentes introducidos por el muestreo de varias corrientes, constituyen un factor compuesto, que es preciso tomar en cuenta. En general, las consideraciones de tiempo y confiabilidad no son tan importantes en las aplicaciones de verificación.

En la figura 22-87 se muestra el extremo del analizador de un sistema de muestreo, para verificar un analizador cromatográfico de gas. En él se tomaron precauciones para introducir una muestra de calibración para efectuar una evaluación periódica. En este caso se emplea una configuración de válvulas de solenoide de "doble bloqueo y purga", para evitar la contaminación cruzada entre las muestras. Las válvulas de solenoide se operan mediante el programador del cromatógrafo. En la ilustración se incluyen válvulas manuales de bloqueo para procedimientos de calibración y mantenimiento, así como válvulas manuales para regular la corriente. La derivación de venteo asegura que se obtenga una muestra fresca.

En la configuración de "doble bloqueo y purga", el solenoide del lado del proceso desvía cualquier fuga hacia la purga, mientras que la válvula de solenoide del lado del analizador bloquea cualquier fuga que no se haya podido purgar.

Punto de retorno de la muestra Por razones de economía o seguridad, toda o parte de la corriente de muestra se devuelve a menudo al proceso, sobre todo si se requiere una corriente desviada sustancial para minimizar el retraso en el transporte. Para evitar problemas de bombeo o presurización, la muestra se devuelve, casi siempre, a un punto de baja presión corriente abajo del punto de muestreo. Si la corriente de muestra es una fracción importante de la de proceso, su retorno en un punto de baja presión corriente arriba del punto de muestreo puede introducir efectos indeseables de tiempo o composición.

Otras técnicas para eliminar la muestra es a través del sistema de desagüe de la planta, las líneas del gas de desecho o del drenaje, según la naturaleza de la muestra. Con frecuencia, las muestras de vapor se liberan a la atmósfera. La eliminación de contaminantes separados de una muestra requiere en ocasiones un manejo especial. En todos los casos se deben observar los reglamentos de seguridad y protección contra la contaminación.

Muestra de calibración La mayor parte de los instrumentos analíticos requiere la introducción periódica de una muestra de estandarización, con el fin de recalibrar o conservar el nivel de confianza del operador en los resultados analíticos, sobre todo cuando el analizador forma parte de un equipo controlador analizador. Esta introducción periódica se puede hacer a través de una operación manual de las válvulas apropiadas, como se indica en la figura 22-87.

Si la muestra de estandarización se debe introducir automáticamente para la recalibración o estandarización automática del analizador, tanto su introducción como su manejo deben ser tan seguros como el sistema de muestreo del proceso y formar parte integrante de éste.

Acondicionamiento de la muestra El acondicionamiento de la muestra comprende por lo común la separación de contaminantes o algún otro componente dañino de la mezcla de muestra y/o el ajuste de la temperatura, la presión y la velocidad de flujo de la misma, a valores que acepte el analizador.

Algunos contaminantes más comunes que se deben eliminar son moho, escamas, productos de corrosión, depósitos provocados por reacciones químicas y alquitrán. Al muestrear algunas corrientes de proceso, el material que se va a extraer puede incluir el producto primario del proceso, por ejemplo, un polímero o bien, el constituyente principal de la corriente, por ejemplo, un aceite. En otros casos, el material que se va a eliminar está presente en cantidades de trazas, por ejemplo, agua en una muestra de cromatógrafo conectado a la línea, en donde incluso una cantidad diminuta puede dañar el relleno de la columna cromatográfica.

Se debe tener en mente que cuando los contaminantes u otros materiales que pueden impedir el análisis constituyen un gran porcentaje de la composición de la corriente, su eliminación llega a alterar notablemente la integridad de la muestra. En algunas circunstancias, la separación se debe llevar a cabo como parte de la función de análisis, de modo que el material eliminado se puede justificar. En otros casos bastará realizar la calibración adecuada de la salida del analizador.

Si se dispone de información confiable sobre la composición de la muestra, las propiedades físicas y los contaminantes presentes, se tendrá a la mano una amplia variedad de información para diseñar el equipo de acondicionamiento de la muestra. Por ejemplo, las secciones 18 a 21 de este *Manual del Ingeniero Químico* se ocupan de las técnicas de separación que es factible utilizar en el diseño de equipos de acondicionamiento de muestras.

Filtración Los elementos de empleo más común en el acondicionamiento de la muestra son los filtros. Cuando las condiciones de viscosidad, presión y arrastre de contaminación de la muestra lo permitan, se debe utilizar filtración superficial en lugar de filtración de "profundidad". Dicho de otra manera, el contaminante se recolecta en la superficie corriente arriba del filtro en lugar de que penetre en el elemento de filtración. En esta clase de filtro, un flujo importante derivado gira sobre el elemento de filtración para barrer el contaminante capturado por el filtro. Una menor corriente de muestra del analizador circula a través del elemento de filtración.

Se pueden utilizar métodos similares con medios de filtración de tipo hidrofóbico, en los cuales el agua se rechaza en forma selectiva. Al quitar agua libre de una corriente de hidrocarburos, el agua se barre de la superficie de filtración por medio de la corriente desviada.

En los casos en que se forma una torta de filtro en la superficie del elemento de filtración y no se pueda desalojar con eficacia por medio de la corriente desviada, es necesario proveer un flujo inverso o retrolavado de tipo periódico a través del filtro.

Separadores por inercia Algunos de los equipos de acondicionamiento más comunes que aprovechan las fuerzas de inercia para efectuar la separación son el dispositivo de flujo inverso sencillo, conocido como "depósito de extracción", los separadores de ciclón, que son más eficaces, y los de choque, en los cuales el material que se va a separar se adhiere a una superficie después de establecer contacto, y se extrae por gravedad. Los coalescedores utilizan esta última técnica.

Condensación Los condensadores y las trampas frías se emplean para separar vapores fácilmente condensables de una muestra de vapor. La temperatura baja necesaria se obtiene mediante agentes como agua de enfriamiento, fluidos fríos de proceso, refrigerantes, enfriamiento termoeléctrico o tubos de vórtice (tubo Ranque-Hilsch). En condensadores pequeños, el flujo a contracorriente de líquido y vapor puede constituir un problema.

Lavado y extracción El lavado o la extracción tienen la desventaja de introducir otro material a la muestra, que se debe separar posteriormente. En estos casos se emplean dispositivos de rociado, burbujeadores o humedecedores de pared. El lavado sirve para separar materiales que son solubles en los líquidos usados para este fin, o que reaccionan con ellos. También puede proporcionar un vehículo que separa mecánicamente materiales difíciles de manejar como alquitranes, aceites pesados o polímeros. La extracción o separación con un flujo de gas a contracorriente puede servir para eliminar los componentes volátiles de una muestra líquida. Esta última técnica se ha utilizado para muestrear niveles de agua en partes por millón en hidrocarburos líquidos, utilizando una técnica de pared húmeda modificada.

Técnicas de adsorción Hay un conjunto de técnicas relacionadas con la cromatografía y la adsorción de gases que se están haciendo cada vez más útiles. La muestra de vapor se introduce en una columna de adsorción que separa los componentes indeseables. Antes de que la columna se cargue con estos materiales indeseables, se debe someter a un lavado inverso. Es probable que estas técnicas requieran un equipo auxiliar considerable.

Un ejemplo sencillo de esta técnica, que se ha utilizado a gran escala, es el secado "sin calor". En este caso hay dos lechos adsorbentes paralelos que adsorben alternativamente el agua de una corriente de

aire a alta pres
aire de baja pr
presión del cic
Adaptación
cas que es facti
condición de q
la eliminación
separación. Po
separación es
que cuantitativ
Temperatur
sión y las veloc
usualmente ur
Existen mucha
tamaños aprop
que requieren
miento por vaj
En los siste
siempre en fo
bles o se utilic
de flujo de tub
tivos y dan una

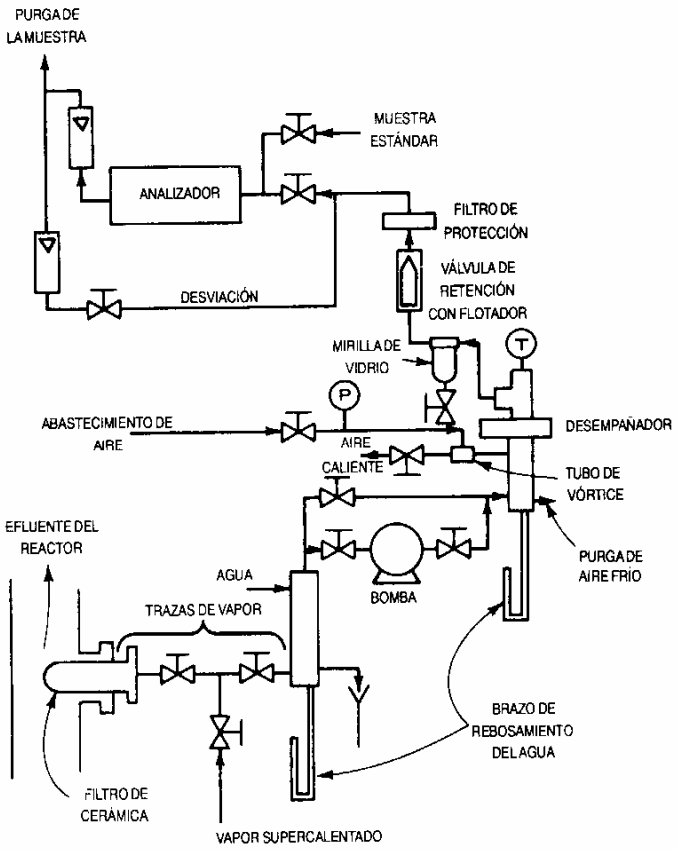


FIG. 22-88 Sistema de muestreo típico que requiere un grado moderado de acondicionamiento.

aire a alta presión, y la desadsorben mediante un lavado inverso con aire de baja presión, que ha recorrido la porción de adsorción a alta presión del ciclo.

Adaptación de los métodos analíticos Hay varias técnicas analíticas que es factible utilizar para el acondicionamiento de la muestra, a condición de que se tomen las precauciones adecuadas para asegurar la eliminación cuantitativa, la reacción, etc., o un grado adecuado de separación. Por ejemplo, la destilación se aplica cuando el grado de separación es adecuado y reproducible de un modo controlable, más que cuantitativo.

Temperatura, presión y flujo El control de la temperatura, la presión y las velocidades de flujo en los sistemas de muestreo constituyen usualmente una cuestión sencilla, cuando se pueden evitar errores. Existen muchas formas de controladores en el mercado, con diversos tamaños apropiados para sistemas de muestreo. En zonas de proceso que requieren equipos a prueba de explosiones, se prefiere el calentamiento por vapor en lugar del eléctrico.

En los sistemas de muestreo, el ajuste de la corriente se hace casi siempre en forma manual, siempre y cuando las presiones sean estables o se utilicen reguladores de presión. Por lo común, los indicadores de flujo de tubo de vidrio o rotámetros son lo suficientemente reiterativos y dan una indicación visual de la velocidad de flujo de la muestra y la contaminación. Una de las prácticas más extendidas es el empleo de controladores de flujo de presión diferencial. Para tener buenos resultados en el control de flujo de la corriente de muestra es necesario, casi siempre, tener un alto grado de separación de los contaminantes sólidos o del tipo del alquitrán.

El control de la presión no constituye un problema cuando se dispone de la suficiente presión diferencial para hacer que la muestra pase por el regulador de presión, el acondicionador de muestra y el analizador, para devolverla al sistema de proceso o al de eliminación. Los problemas comienzan a aparecer cuando la presión disponible no es la adecuada. Los reforzadores o amplificadores mecánicos de las bombas de muestreo son notoriamente problemáticos y costosos en los tamaños pequeños, por lo cual requieren materiales especiales.

Cuando es aplicable, una de las soluciones para el diferencial de presión de bajo nivel es utilizar pequeños aspiradores de aire, vapor o agua para reducir la presión en la salida de la muestra del analizador.

Ejemplo 1 En la figura 22-88 se ilustra un sistema de muestreo relativamente sencillo, diseñado para proporcionar una muestra de gas del efluente de un reactor al negro de humo para un cromatógrafo de gas. El negro de humo, el agua y los compuestos de azufre solubles en agua son los materiales que es preciso eliminar. El filtro de cerámica de poro fino se libera del negro de humo incrustado mediante un lavado inverso periódico de tipo manual, con vapor supercalentado.

El agua, los compuestos solubles de azufre y el aceite se eliminan utilizando dos etapas de intercambiadores de calor sencillos de cubierta y tubo, empleando agua y aire fríos como medios de enfriamiento. Se tiene una válvula de retención de flotador para proteger al analizador de inundaciones accidentales en caso de que fallen los rebosamientos del brazo de agua que controlan la presión de la muestra. Las mirillas de inspección proporcionan un punto de observación personal para verificar visualmente las condiciones de la muestra.

INSTRUMENTOS INDICADORES Y DE REGISTRO

La mayor parte de los instrumentos de presentación se clasifican como analógicos o digitales. La presentación analógica se caracteriza por una respuesta continuamente variable, por ejemplo, la aguja de una escala, una línea de tinta trazada en una gráfica o un rastro de luz en la pantalla de un tubo de rayos catódicos. La presentación digital se caracteriza por la información numérica que señala. Como ejemplos usuales se incluyen los voltímetros y los contadores digitales, y las hojas de registro mecanografiadas o impresas. Los datos digitales se registran también en forma codificada en cintas magnéticas o de papel.

En el caso de los dispositivos de presentación analógica, se puede indicar en una sola ojeada el valor aproximado y el valor relativo con respecto a la escala completas. Sin embargo, este tipo de dispositivo no ofrece lecturas tan rápidas y exactas como los de naturaleza digital. La presentación numérica o digital se lee con tanta precisión como se desee, y está limitada sólo por la cantidad de dígitos de que se compone cada forma de presentación particular. Las unidades de medición para la variable se pueden exhibir también junto con el valor.

El advenimiento de los sistemas de control de procesos con computadoras digitales ha estimulado el desarrollo de dispositivos indicadores y de registro de forma digital, que son funcionales y económicos. En estos sistemas de control por computadora, las técnicas de comunicación entre el hombre y la máquina tienen una orientación netamente digital. En un ejemplo usual de sistema de control por computadora digital, el operador emplea un tablero de botones para requerir las variables, cambiar los puntos de referencia, ajustar los parámetros de control del proceso y ejecutar muchas otras tareas.

REQUISITOS DE PRESENTACIÓN DE LA INFORMACIÓN SOBRE LA OPERACIÓN

Hay varios factores que se deben tomar en cuenta cuando se van a elegir instrumentos indicadores y de registro. Estos factores son exactitud, repetibilidad, confiabilidad, facilidad de lectura, resolución, velocidad de respuesta, paralaje y costo. No todos estos factores son fundamentales, aunque sí son de primordial importancia. Aunque se deben examinar los mismos factores tanto para dispositivos de presentación digital como analógica, la decisión para emplear una u otra clase de presentación se basa casi siempre en otros criterios.

Exactitud La *American Standard Definitions of Electrical Terms*, determina que: "la exactitud de un instrumento es el número o la cantidad que define su límite de error... el error es la diferencia entre el nivel indicado y el valor real de la cantidad medida". Al definir la exactitud de esta manera, se acostumbra suponer un error despreciable en la lectura del indicador y un error despreciable también en la determinación del "valor real o verdadero".

Es importante seleccionar instrumentos cuya exactitud sea adecuada: no obstante, también es importante reconocer los límites prácticos de la exactitud. La especificación de una exactitud excesiva incrementa casi siempre la inversión, reduce la confiabilidad y aumenta los costos de mantenimiento.

También es importante reconocer que la exactitud de una indicación en el tablero del cuarto de control, por ejemplo, es una exactitud compuesta del indicador, la transmisión desde la ubicación de la medición, el transductor que convierte la medición primaria en la señal transmitida y el dispositivo de medición primaria.

Repetibilidad La repetibilidad o, como se denomina a veces, la *precisión* de una medición, es muy semejante a la exactitud y con frecuencia se confunde con ella. La facilidad de repetición puede tener un mejor orden de magnitud que la exactitud absoluta; sin embargo, es imposible que ésta sea mejor que la repetibilidad. Algunos factores que afectan este aspecto son la histéresis, la banda muerta, la estabilidad y la confiabilidad. Cuando se perfeccionan estos factores, casi siempre sucede que el precio se eleva.

En muchas aplicaciones, los objetivos principales del proceso son poder repetir las condiciones de operaciones conocidas, a fin de producir artículos satisfactorios, obtener información sobre tendencias o comparar resultados en las variaciones prescritas de las condiciones de operación. Para alcanzar estos objetivos, la repetibilidad, más que la exactitud absoluta, es el criterio decisivo.

Como sucede con la exactitud, la repetibilidad de una indicación en un tablero de control es una combinación de la repetibilidad de toda la cadena de mediciones y traducciones desde el proceso al tablero del cuarto de control.

Facilidad de lectura Puesto que el objetivo de los instrumentos indicadores y de registro es presentar la información a los operadores que supervisan el proceso, la facilidad de lectura es su preocupación primordial en el momento de elegirlos. La lectura final de la presentación incluye errores de instrumentos tanto como errores humanos. Los requisitos de la facilidad de lectura dependen sobre todo de cómo se va a utilizar dicha información.

Un indicador montado en el sitio de trabajo para una variable de proceso, por ejemplo, presión, temperatura o flujo, debe tener una escala larga con caracteres muy bien marcados y visibles, así como una aguja indicadora ancha para que el operador pueda tomar la lectura a varios metros de distancia. Por lo común, los indicadores del cuarto de control tienen escalas más pequeñas y marcas más finas, debido a las limitaciones de espacio y a que se requiere mayor precisión en los mismos. Los instrumentos de prueba, como los manómetros empleados para calibrar dispositivos neumáticos, tienen carátulas circulares de diámetro grande con agujas indicadoras largas de arista delgada.

La facilidad de lectura se puede definir como el incremento de la escala más pequeña al cual se puede determinar la lectura, expresado como un porcentaje de la escala completa.

Instrumentos de escala ampliada La facilidad de lectura se incrementa utilizando un instrumento de escala ampliada (de cero suprimido). Un instrumento con un intervalo de temperaturas de 0 a 1000°, con una escala de 101.6-mm (4 in), puede tener una facilidad de lectura de 2° a 3°. Si el intervalo de temperaturas de trabajo se encuentra entre 600° y 800°, se puede utilizar un instrumento con una escala de 600° a 800°, que ofrecerá una facilidad de lectura de $^1/_2$°. La escala ampliada aumenta la facilidad de lectura, pero puede o no incrementar la exactitud o la repetibilidad. Si la exactitud útil del dispositivo de medición está limitada por la facilidad de lectura o si es una fracción fija de la escala empleada, entonces, la escala ampliada o expandida incrementará la exactitud. Por lo común, no se dispone con facilidad de verificaciones a cero sobre la exactitud en instrumentos de escala ampliada.

Indicadores digitales La facilidad de lectura de los indicadores digitales es, casi siempre, superior a la de los dispositivos analógicos, aunque no hay una forma significativa de compararlos. La facilidad de lectura de los aparatos digitales, expresada como un porcentaje de la escala completa, se determina mediante el número de dígitos presentados. La mayor parte de las indicaciones digitales utilizadas en los tableros de procesos que maneja el operador, tienen 4 dígitos y, por

tanto, la facilidad de lectura es 0.01% de la escala. No obstante, la exactitud de la medición no necesariamente aumenta con la cantidad de dígitos utilizados en la presentación.

Paralaje Los dispositivos de indicación de tipo analógico tienen una separación entre la aguja indicadora y la escala. Si la lectura del instrumento se toma en una dirección que no sea perpendicular a la cara de la escala, el indicador se verá desplazado en relación con la lectura verdadera. Este desplazamiento se conoce como error de paralaje. El error potencial de paralaje se debe tomar en cuenta al seleccionar los instrumentos y sus ubicaciones. Para obtener lecturas de escala muy exactas, el paralaje se elimina colocando un espejo detrás de la aguja, en el plano de la escala, y emparejando la imagen de la aguja con la aguja misma, a fin de obtener una observación exactamente perpendicular de la aguja sobre la escala.

Velocidad de respuesta Casi todos los instrumentos indicadores y de registro que se emplean en las industrias químicas modernas y de procesos relacionados tienen una velocidad de respuesta adecuada. El factor limitante en muchos sistemas de medición es el elemento de medición mismo. Por ejemplo, cuando se toman mediciones de temperatura con un termopar, con frecuencia, éste se coloca dentro de un pozo térmico para protegerlo del fluido de proceso y para que las tareas de verificación y sustitución de los elementos del termopar sean seguras. Las propiedades de intercambio de calor de la combinación de pozo y termopar introduce un retraso de tiempo considerable en la respuesta, ante cambios en la temperatura de proceso.

El tiempo de desplazamiento a escala completa de una pluma de registrador estándar es de 2 a 3 s y, para requisitos especiales, hasta de $^1/_4$ s. Se encuentran transductores que convierten casi todas las señales mecánicas y neumáticas en señales eléctricas, con una buena velocidad de respuesta. En instrumentos de balance nulo, la velocidad de respuesta está limitada por las características del servomecanismo.

TRANSDUCTORES DE LA MEDICIÓN AL INDICADOR

Por lo común, el dispositivo de presentación de la medición se localiza en un punto más o menos remoto de la ubicación en donde se midió la variable del proceso. Por tanto, la señal activadora del indicador, registrador o controlador es, casi siempre, diferente de la variable de proceso que se está midiendo. La variable de proceso se detecta por medio de algún dispositivo eléctrico, mecánico, químico o cualquier combinación de éstos, que la convierte en un movimiento o señal que se puede transmitir al dispositivo de presentación localizado a unos cuantos centímetros o a varios metros de distancia.

Aquí se verán varios ejemplos de los tipos de dispositivos transductores de empleo más común. En el caso de los equipos indicadores de origen electrónico, la transición de los tubos al vacío, pasando por los componentes discretos de estado sólido hasta llegar a los circuitos integrados, ha generado muchas diferencias entre los equipos antiguos que están en uso todavía, y los modernos.

Movimiento rotatorio o posición angular

Tren de engranaje El movimiento rotatorio y la posición angular se transducen con facilidad mediante varias clases de configuraciones o montajes de engranajes. Un tren de engranajes en combinación con un contador mecánico, como se ilustra en la figura 22-89, es una forma directa y eficaz para obtener una lectura digital de rotaciones de eje. Los números del contador pueden significar cualquier cosa que se desee según la razón del engranaje y el dispositivo activador utilizado para hacer girar el eje o árbol. Se acostumbra emplear una aguja indicadora conectada al tren de engranajes, para señalar una cantidad de revoluciones o una fracción pequeña de revolución, para cualquier rotación de aguja o puntero especificada.

Palanca o aguja indicadora Los montajes de palanca se emplean comúnmente como acoplamiento directo para convertir una posición física a una aguja indicadora. Las unidades con montaje en el sitio de trabajo y activación directa constituyen un buen ejemplo de este caso.

Sincromotor Con frecuencia se transduce, indica y transmite una posición de rotación utilizando el sincromotor (Fig. 22-90). Los motores que tienen estatores trifásicos y rotores bifásicos se conectan a la misma línea de alimentación ca. Los rotores R_1 y R_2 se mantienen estacionarios, a menos que se muevan por medio de una fuerza externa. Si el rotor primario R_1 gira, R_2 lo seguirá con un retraso de 1 a 3°.

Posición lineal Los transductores de posición lineal son similares a los rotatorios en que el movimiento y la ubicación se convierten fácil y económicamente a un indicador o presentador, mediante el empleo de engranajes y palancas. Las formas que éstos toman dependen del

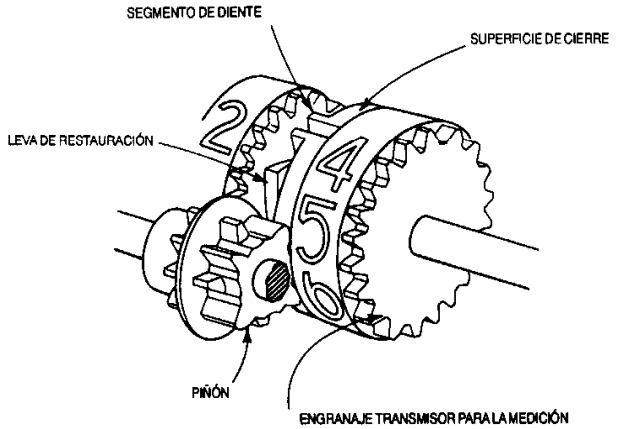


FIG. 22-89 Contador mecánico que comprende una transferencia de engranaje interrumpido entre las ruedas contadoras de decenas. El piñón y la rueda de la izquierda se mantienen estacionarios por medio de dos dientes largos del piñón y el anillo de seguridad de la rueda de la derecha. Para mover la rueda de la izquierda, el segmento de diente de la rueda de la derecha se engancha al diente del piñón haciéndolo girar hasta la siguiente posición de cierre y la rueda de la izquierda hasta la siguiente cifra.

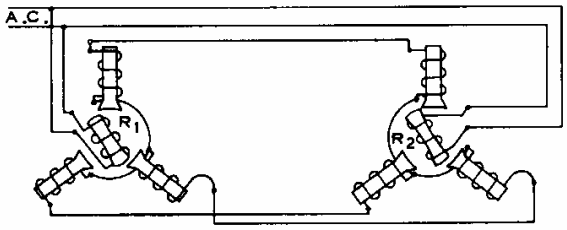


FIG. 22-90 Esquema de una transmisión sincromotora y su sistema de indicación.

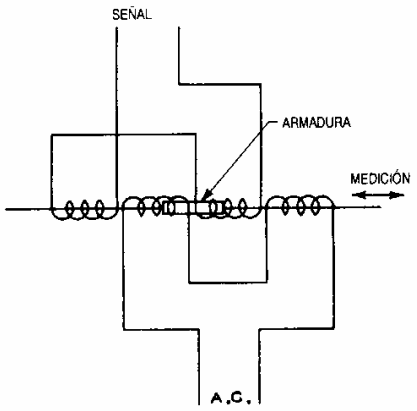


FIG. 22-91 Transformador diferencial utilizado para movimientos grandes.

ingenio del diseñador. Otros transductores se emplean en formas más específicas con la posición lineal.

Transformador diferencial Estos dispositivos producen una salida eléctrica en ca basándose en el movimiento lineal de una armadura. Son muy adaptables, dado que se pueden diseñar para un nivel de salida completa con cualquier intervalo de movimiento de armadura, hasta de varias pulgadas. En la figura 22-91 se ilustra un caso que se utiliza para un desplazamiento de armadura prolongado. Los transformadores tienen uno o dos primarios y dos secundarios conectados de tal modo que se oponen entre sí. Cuando se aplica un voltaje de ca al primario, el voltaje de la salida dependerá de la posición de la armadura y del acoplamiento. Estos dispositivos ofrecen exactitudes de 0.5 a 1.0% de la escala completa, y se utilizan para transmitir fuerzas, presiones, presiones diferenciales, pesos y otros, hasta 1524 m (5000 ft). También se diseñan para transmitir movimientos rotatorios.

Puente de inductancia Este dispositivo se utiliza para transmitir indicaciones desde el interior de instrumentos sellados, por ejemplo, manómetros y rotámetros medidores de flujo. Las bobinas transmisora y receptora se conectan como se indica en la figura 22-92, y el movimiento del transmisor de armadura de hierro dulce crea un campo magnético entre ambas, de tal manera que la armadura receptora se ubica por sí sola en forma similar.

Capacitancia Las posiciones de nivel de líquidos y sólidos se detectan con probadores o sondas de capacitancia continua. Una sonda de electrodo metálico aislado actúa como uno de los lados del capacitor, mientras que la pared del recipiente actúa como el otro. Las variaciones en el carácter dieléctrico del material comprendido entre el electrodo y la pared, se miden en el puente de capacitancia conforme se mueve el nivel de la entrecara aire-material. La salida del puente se convierte, casi siempre, en una señal eléctrica en el régimen de cc.

Fuerza o distorsión Existen muchos elementos sensores primarios que se utilizan para efectuar mediciones de variables de proceso, que generan una fuerza o una distorsión de diafragma o fuelle como respuesta a dicha variable. Esta fuerza o distorsión se convierte, casi siempre, en señales útiles de tipo neumático o eléctrico. Véase también la subsección "Medidores de esfuerzo" con referencia a la figura 22-93.

Fuelles Uno de los métodos comunes de transducción de señales neumáticas para fines de indicación o registro se realiza por medio de

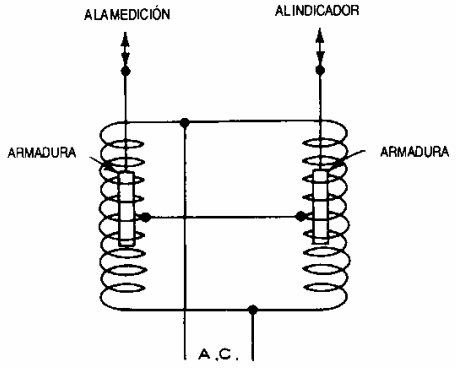


FIG. 22-92 Puente de inductancia.

fuelles. En la figura 22-93 se muestra un dispositivo indicador usual movido con fuelles.

Amplificador neumático y relevador piloto En instrumentos neumáticos que emplean una combinación de orificio, desviador y boquilla para detectar cambios de movimiento o fuerza, es necesario que el orificio y la boquilla purguen aire en forma continua. Esta combinación constituye un amplificador neumático, que aparece ilustrado en la figura 22-94. Cuando el desviador está muy cerca de la boquilla ($\delta = 0$), la presión de aire dentro de la boquilla es, aproximadamente, la misma que la del abastecimiento, y la presión de salida es elevada. Conforme el desviador se aleja de la boquilla, la presión de esta última y la de salida decrecen, debido a la caída de presión en la restricción. El cambio en la presión de salida para una variación dada en la posición del desviador se determina según la geometría y las dimensiones de la boquilla y la restricción. Conviene que la boquilla y la restricción sean pequeñas para reducir el consumo de aire.

Cuando el volumen alimentado por el amplificador se incrementa agregando un fuelle, un motor de diafragma o una longitud prolongada de tubo, se incrementa también el tiempo de respuesta. Se acostumbra limitar el volumen alimentado empleando un relevador piloto. Este tipo de relevador piloto (Fig. 22-95) es capaz de alimentar un volumen grande con la misma presión de salida que el amplificador o que uno amplificado. Este dispositivo es similar a un regulador de presión en el

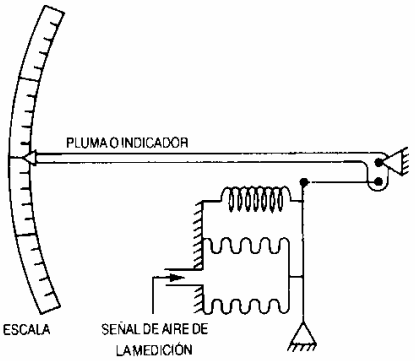


FIG. 22-93 Indicador impulsado por fuelle.

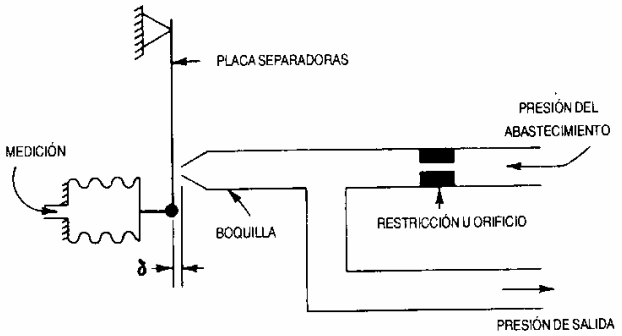


FIG. 22-94 Amplificador neumático de boquilla y placa separadora en el cual la presión de salida depende del espaciamiento δ entre la boquilla y la placa separadora.

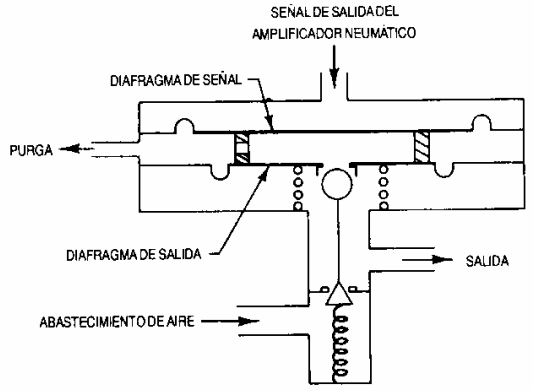


FIG. 22-95 Relevador piloto de tipo neumático.

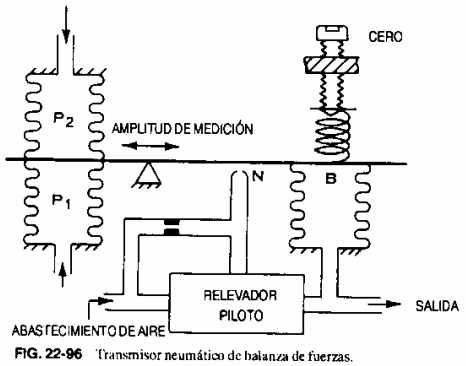


FIG. 22-96 Transmisor neumático de balanza de fuerzas.

cual el punto de ajuste o referencia se sustituye con el amplificador neumático. Un incremento en la salida del amplificador cierra primero el respiradero y abre la válvula de entrada del aire de abastecimiento. El aire entra y aumenta la salida del relevador piloto hasta que la presión de salida se equilibra con la presión de la señal de salida del amplificador. Si el diafragma de la señal es mayor que el de salida, el relevador piloto actúa también como amplificador.

El cambio en la separación del agitador y la boquilla para dar una salida de relevador de 20.7 a 103.4-kPa (3 a 15 lbf/in^2) es, casi siempre, menor que 0.0254 mm (0.001 in) cuando se usa la retroalimentación como se indica en la figura 22-96. El máximo consumo de aire de esta clase de relevador es de, aproximadamente, 0.85 m^3/s (30 ft^3/s).

Balanza de fuerza En la figura 22-96 se ilustra un transmisor neumático de balanza de fuerza del tipo brazo o balancín. La fuerza de cualquier tipo de medición (que en este caso se muestra como el fuelle de presión diferencial) se aplica a un brazo de la balanza de fuerza. El brazo obstruye el paso del aire que sale de la boquilla *N*, que forma parte de un amplificador y relevador neumáticos. Suponiendo que P_1 aumenta, el brazo se inclinará para elevar la presión de la boquilla, pero esto incrementa la presión en el fuelle *B*, lo cual restaura el brazo prácticamente en su posición original. Por tanto, la presión de salida se

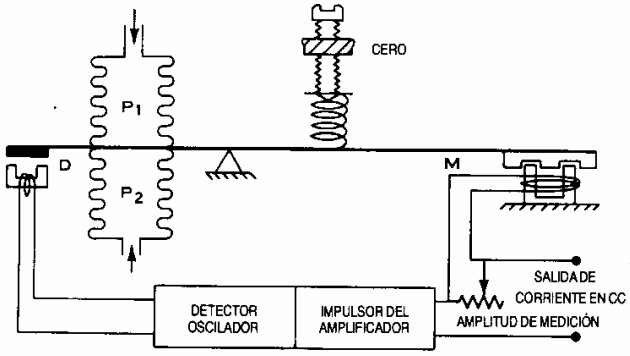


FIG. 22-97 Transmisor electrónico de balanza de fuerzas.

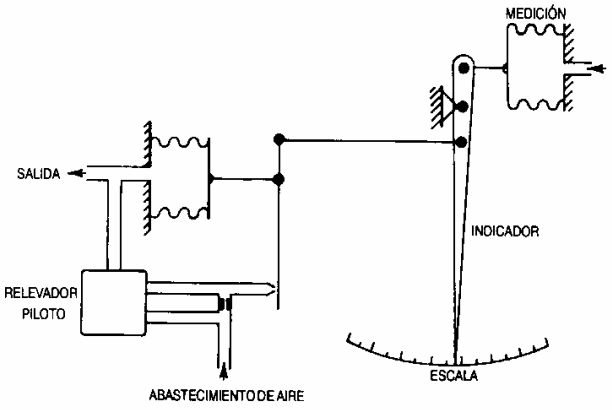


FIG. 22-98 Indicador neumático y transmisor con balanza de movimiento.

balancea o retro
exacta o en algún
este caso, lo que

Los transmiso
cutan las mismas
la misma secuen
la balanza de fue
ción, por ejempl
brazo producida
detector *D* que,
salida de una uni
aplica a la unida
al brazo, a fin d
rriente de la seña

En ocasiones
para convertir se

Sensores con
res manifiestan
que se puede ada
corriente por un
ejemplo, germa
orientados con
porcional al cam
Si se hace que l
imán permanen
voltaje proporci
un dispositivo d
conforme se alte
porcionan altas
temperatura y a

Balanza de m

Neumática
de movimiento.
que, a su vez, in
plificador neum
vador piloto mu
en una dirección
original. Así, p
miento de medi

Eléctrica En
miento, un cam
dispositivo de

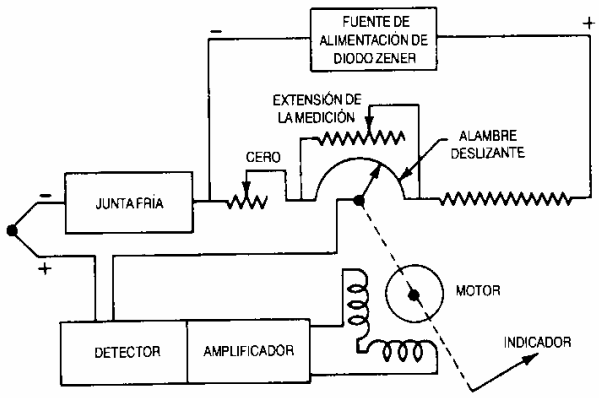


FIG. 22-99 Potenciómetro electromecánico de balance nulo.

balancea o retroalimenta con la presión diferencial, ya sea en forma exacta o en algún múltiplo que dependa de los brazos de la palanca. En este caso, lo que se transmite es la presión de balanceo.

Los transmisores de balanza de fuerza de naturaleza electrónica ejecutan las mismas funciones que los transmisores neumáticos y siguen la misma secuencia. Como se muestra en la figura 22-97, al brazo de la balanza de fuerza se le aplica una fuerza de cualquier clase de medición, por ejemplo, un fuelle de presión diferencial. La deflexión del brazo producida por la fuerza del fuelle diferencial es captada por el detector D que, a su vez, cambia la corriente continua del circuito de salida de una unidad amplificador-oscilador. La corriente de salida se aplica a la unidad de imán M, que suministra una fuerza de rebalanceo al brazo, a fin de completar el circuito de retroalimentación. La corriente de la señal de salida es proporcional a la fuerza de la medición.

En ocasiones se combinan partes de estos dos tipos de transmisores, para convertir señales de corriente eléctrica en señales neumáticas.

Sensores con el efecto de Hall Algunos materiales semiconductores manifiestan un fenómeno en presencia de un campo magnético, que se puede adaptar a dispositivos sensores. Cuando se hace pasar una corriente por un par de alambres conectados a un semiconductor, por ejemplo, germanio, otro par de alambres debidamente conectados y orientados con respecto al semiconductor desarrollará un voltaje proporcional al campo magnético y a la corriente del otro par de alambres. Si se hace que la corriente de excitación sea constante y se mueve un imán permanente cercano al semiconductor, producirá una salida de voltaje proporcional al movimiento del imán. El imán se puede unir a un dispositivo de medición de variable de proceso que mueva al imán conforme se altera la variable. Los dispositivos con efecto de Hall proporcionan altas velocidades de respuesta, excelente estabilidad de temperatura y ausencia de contacto físico.

Balanza de movimiento

Neumática En la figura 22-98 se ilustra un mecanismo de balanza de movimiento. Un dispositivo de medición mueve la aguja indicadora que, a su vez, impulsa al desviador que obstruye la boquilla de un amplificador neumático. La salida del amplificador que pasa por el relevador piloto mueve un fuelle que, a su vez, activa una palanca móvil en una dirección que hace que el desviador regrese cerca de su posición original. Así, pues, la presión de salida es proporcional al desplazamiento de medición o la ubicación de la aguja indicadora.

Eléctrica En los instrumentos eléctricos de transmisión de movimiento, un cambio de desplazamiento resulta a partir de algún tipo de dispositivo de medición, actuando por medio de un brazo o sistema articulado. Este desplazamiento se mide mediante un detector electrónico de posición, como, por ejemplo, un transformador diferencial o un detector magnético.

Balance nulo o de cero

Electromecánico El potenciómetro de balance nulo o de cero es un transductor electromecánico que se emplea con mucha frecuencia. Este tipo de potenciómetro sirve para medir señales a nivel de milivolts, sobre todo con termopares. En la figura 22-99 se muestra un diagrama esquemático simplificado de un potenciómetro usual que emplea una supresión de cero simplificada y un ajuste de intervalo.

La salida del termopar con la compensación de unión o junta fría necesaria se compara con la fem de la resistencia de ajuste a cero y una parte del alambre de resistencia uniforme, con contacto deslizante. La fem de la resistencia de ajuste a cero y el alambre deslizante o brazo móvil son porciones de un voltaje dividido que suministra una fuente de voltaje de diodo zener. Cuando la fem del termopar no es igual que la fem del alambre y la resistencia cero, la señal de error se convierte en una señal de ca por medio de un interruptor sincrónico impulsado por la línea (convertidor de cc-ca). La señal de ca se amplifica mediante el amplificador sensible a la fase y se aplica a un motor bifásico para impulsar el contacto del alambre deslizante en la dirección adecuada, con objeto de restaurar el equilibrio. El motor puede impulsar también un indicador o una pluma de registro, así como un brazo móvil de retransmisión. En la condición de balance (de cero o nulo), no fluye ninguna corriente neta en la parte que queda a la izquierda del alambre deslizante. Así, pues, la resistencia del circuito de termopar no participa en la medición de la fem.

Eléctrico El sistema eléctrico de balance de cero emplea una retroalimentación eléctrica y casi siempre abastece una señal de salida en cc. En la figura 22-100 se muestra un diagrama esquemático simplificado de este tipo de transductor. El termopar de entrada y la señal de milivolts de la unión fría, en combinación con el voltaje de supresión de cero, se aplica a un amplificador de cc, con entrada de interruptor periódico o rotatorio, que cuenta con una salida aislada. Si la corriente neta que pasa por la parte E de la resistencia R no es cero, se registra un flujo de corriente en el transformador de entrada del amplificador de bajo nivel y alta ganancia, con el resultado de que la salida del amplificador se ajusta para impulsar la corriente neta en E a cero. La corriente de salida del amplificador, póngase por caso, de 4 a 20 mA, se indica en un medidor, indicador o registrador apropiado.

Mediciones eléctricas El tipo más común de medidores indicadores de tipo eléctrico que se emplean en las industrias de proceso son el

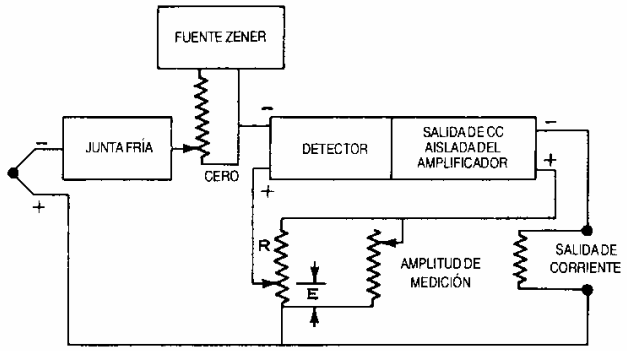


FIG. 22-100 Potenciómetro electrónico de balance nulo.

voltímetro y el amperímetro de cc d'Arsonval. Unas de las características típicas de estos aparatos son la carátula circular segmentada, en donde la aguja indicadora se mueve en el mismo plano que la escala, y el tipo lateral en el cual la aguja indicadora se mueve en torno a un eje ubicado detrás de la escala cilíndrica. Aunque los impulsores de plumas giratorias se operan por medio de servomecanismos, se utiliza un motor de deflexión magnética, que funciona directamente a partir de una señal de cc para impulsar la pluma.

Conversiones analógicas y digitales Muchas señales analógicas y digitales emitidas por dispositivos de medición se deben convertir en otra forma para poderlas utilizar. Por ejemplo, las salidas de pulsos de los medidores de flujo de turbina y algunos tacómetros se deben convertir en señales continuas para la indicación o el registro de índole analógica. La información en pulsos se emplea directamente por medio de un indicador, para fines de totalización.

Cuando se utilizan controladores con computadora digital, las señales analógicas de entrada de la variable de proceso se deben convertir en señales digitales eléctricas para que la computadora esté en posibilidad de manejarlas. Asimismo, las señales digitales generadas por la computadora deben convertirse en señales eléctricas analógicas para poderse aplicar a la mayor parte de los activadores de válvulas de control u otros dispositivos reguladores de control final. Los elementos de control final operados digitalmente no tienen un empleo muy difundido en la actualidad, incluso cuando los sistemas de control funcionan mediante computadoras digitales debido a problemas de costo y funcionamiento.

Conversión digital a analógica El convertidor en paralelo de resistencia compensada que se ilustra en la figura 22-101 es un ejemplo usual de convertidor digital a analógico (DAC). Consta de un registrador biestable (*flip-flop*), interruptores o conmutadores analógicos, una red de resistencia, una fuente de potencia de referencia y un amplificador operacional de salida. Esta clase de amplificador operacional se describe más detalladamente en relación con la figura 22-103.

En la señal de orden de carga, la entrada digital en paralelo (un conductor por cada *bit* de la señal digital binaria) coloca los registradores biestables (*flip-flop*) en las posiciones de verdadero o falso (uno o cero). A su vez, éstos hacen que los interruptores analógicos se coloquen en las posiciones encendido o apagado. Los interruptores conectan las resistencias apropiadas entre la fuente de referencia y la unión totalizadora. A continuación, el amplificador operacional emite un voltaje o una corriente de salida correspondiente a la señal digital de entrada.

Conversión analógica a digital El propósito del convertidor analógico a digital (ADC) es proporcionarle a la computadora digital una señal de esta misma naturaleza, que sea representativa del valor de la señal analógica. Uno de los métodos más utilizados es la aproximación sucesiva (ADC). Como se indica en la figura 22-102, se utiliza una salida en paralelo, es decir, cada *bit* de señal del número de salida digital se transporta en una línea de conducción independiente hasta la computadora. El número digital de salida se almacena, entonces, en un registrador biestable.

Al recibir un pulso de "iniciación de la conversión" la unidad de control ajusta el registrador biestable de más alto nivel en la posición verdadero y todas las demás en falso. Cuando se hace esto a todo lo largo del circuito, similar al DAC descrito en la figura 22-101, produce un voltaje V_f. A continuación, V_f se compara con el voltaje de entrada V_x. Si $V_x - V_f$ es positivo, la unidad de control deja en su posición a *FF*-1. Si $V_x - V_f$ es negativo, el registrador biestable se restaura a la posición falso. En el siguiente intervalo de reloj, la unidad de control ajusta a *FF*-2 y compara nuevamente V_f con V_x. Este proceso continúa hasta que todas las unidades biestables del registrador se han ajustado o restaurado y, entonces, se genera un pulso "final de conversión" que instruye a la computadora para que lea el registro.

INSTRUMENTOS INDICADORES

Analógicos Los indicadores de tipo analógico se clasifican en dos categorías principales: los de aguja móvil y los de escala móvil. Los indicadores de aguja móvil son los que se emplean con mayor frecuencia, y los de escala móvil se emplean comúnmente en combinación con dispositivos que funcionan con servomotores. La mayor parte de los indicadores de escala y aguja móviles son de deflexión.

La energía para los mecanismos indicadores puede ser directa, neumática o eléctrica, según sea, en parte, la proximidad del proceso y la naturaleza de la medición. Las agujas múltiples que utilizan una sola escala constituyen un caso bastante común. Los dispositivos como los medidores de presión, que utilizan el fluido del proceso para obtener la energía necesaria se emplean muy a menudo cuando el indicador está sobre el depósito de proceso o cerca de él.

Dispositivos de deflexión Los indicadores de aguja móvil que se encuentran usualmente en la instrumentación de procesos se clasifican en dos categorías. En una de ellas la aguja indicadora se mueve en un plano paralelo al tablero en el cual se monta el instrumento, y en la otra, se desplaza en un plano perpendicular al tablero. La primera clase requiere un gran espacio de tablero en comparación con la longitud de escala. La superficie rectangular mínima de tablero que se necesita es más ancha que la escala y más alta que la longitud de la aguja indicadora. En sistemas modernos de proceso, este tipo de medidor rara vez se utiliza en tableros de control, aunque sí se emplea con frecuencia en indicadores montados en el sitio de trabajo.

El movimiento de aguja más utilizado para ensamblajes en tableros es el del tipo lateral. En este caso, la aguja indicadora gira en un plano

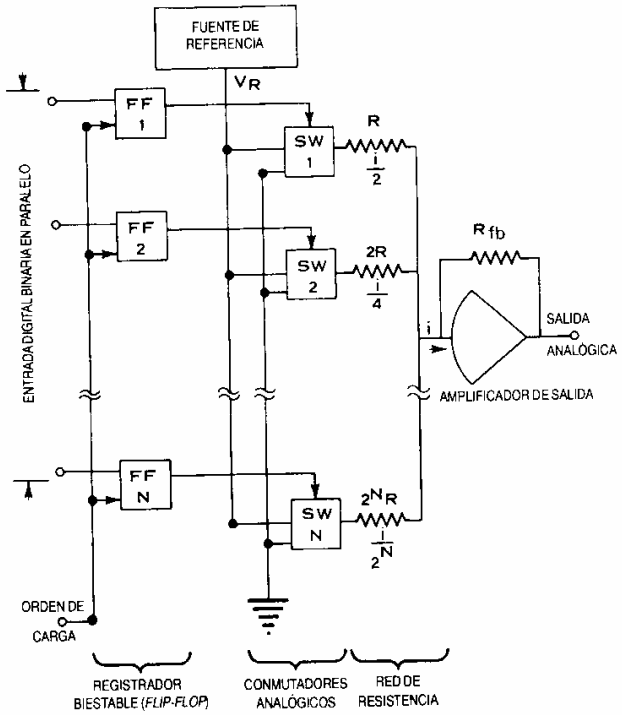


FIG. 22-101 Ejemplo usual de convertidor digital a analógico con resistencia compensada y entrada *N* en paralelo.

perpendicular al tablero, en torno a un eje ubicado detrás de una escala cilíndrica. La aguja se puede desplazar ya sea en el plano vertical o en el horizontal. Cuando se utiliza una aguja larga en comparación con la longitud de la escala, el movimiento de la misma se aproxima mucho a una línea recta. Las presentaciones compactas son frecuentes, puesto que la longitud de la aguja no afecta el espacio de tablero necesario. Este tipo de indicador se presta especialmente para presentaciones asociadas con variables que están muy cerca unas de otras.

El movimiento en línea recta de la aguja indicadora existe en varios modelos de dispositivos de presentación. Esta presentación en línea recta se asocia comúnmente con instrumentos de registro y casi siempre se obtiene conectando la aguja a un cable movido por un servomecanismo.

Una ventaja de la escala móvil impulsada por un servomecanismo, en comparación con los indicadores de aguja móvil, es que se pueden emplear escalas más largas que consumen el mismo espacio del tablero de instrumentos. Por ejemplo, se encuentran instrumentos de alta densidad montados en tableros, que emplean una escala móvil de 190.5 mm (7.5 in) de largo, utilizando apenas 76.2 mm (3 in) de espacio de tablero. En los indicadores de temperaturas tipo consola, se han utilizado mucho escalas móviles con longitudes eficaces de más de 711.2 mm (28 in).

Autoimpulsados Cuando los dispositivos indicadores no requieren una fuente de energía externa para funcionar, se clasifican como autoimpulsados o de alimentación directa. Estos incluyen los indicadores de presión de tubo de Bourdon, los indicadores de temperatura llenos de fluido, los tacómetros autoimpulsados y los rotámetros.

Con energía neumática En las industrias de procesos, los indicadores de deflexión más predominantes son los que operan con energía neumática. El movimiento de la aguja se deriva de la presión de aire que actúa directamente a través de fuelles o diafragmas, más un sistema articulado o de palancas conectado al indicador, o bien, indirectamente por medio de un servomecanismo neumático que se une al dispositivo indicador.

Con energía eléctrica El movimiento de medidor de cc tipo d'Arsonval más común constituye la mayor proporción de todos los dispositivos eléctricos de indicación para procesos. Generalmente es el elemento básico de medición, ya sea que la señal de proceso sea una cc o un voltaje de cc. En las industrias de procesos se utilizan pocos indicadores de variables tipo voltímetro de ca, y por lo común se asocian con la generación y el consumo de energía eléctrica. Los indicadores de propulsión eléctrica por medio de servomecanismos se asocian, casi siempre, con aparatos de registro.

Los indicadores de variables de proceso en algunos cuartos de control modernos son del tipo de desviación; son aparatos con cero central, en donde la desviación a partir del punto de media escala representa la desviación en relación con el punto de ajuste. La escala puede ser un cuadrante o una escala móvil.

De varias agujas Los medidores que cuentan los watts-hora y otros instrumentos totalizadores utilizan a veces agujas indicadoras separadas para unidades, decenas, centenas, etc. Esta presentación es simple y poco costosa e impone una carga muy pequeña en el mecanismo motriz. Sin embargo, tiene la desventaja de que cuando la persona encargada de tomar la lectura no posee gran experiencia comete errores con facilidad.

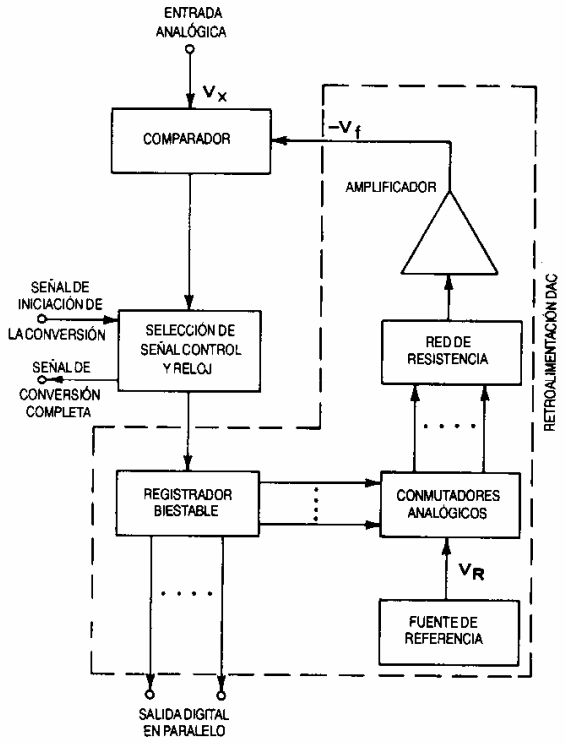


FIG. 22-102 Convertidor analógico a digital de retroalimentación en paralelo y aproximación sucesiva.

Indicadores para materiales en movimiento Muchas mediciones de proceso utilizan el fluido mismo de proceso para efectuar la indicación. Los medidores de flujo-no flujo y los indicadores de niveles de líquidos se caracterizan por una indicación visual local cuando el nivel o el movimiento de fluido del proceso o el flotador se detectan a través de tubos transparentes o ventanillas de observación.

Digitales En tiempos pasados, resultaba más barato y fácil obtener datos de proceso para la computación y los registros utilizando indicadores analógicos, por medio de notaciones manuales, que con indicadores digitales. La expansión reciente del empleo de computadoras digitales ha permitido que grandes masas de información ya procesada en la forma digital quede disponible para lograr presentaciones esencialmente instantáneas. Esto, acoplado con los desarrollos electrónicos de estado sólido en la conversión analógica digital, ha favorecido un incremento muy notable en las lecturas o presentaciones digitales.

Lectura digital La presentación directa de caracteres o equivalentes codificados ofrece las siguientes ventajas en comparación con las lecturas analógicas:

1. La presentación de varios dígitos en un renglón no requiere ninguna traducción. Las lecturas de los medidores analógicos comprenden a menudo el empleo de verniers, escalas múltiples, curvas de calibración y otras complicaciones.

2. Las presentaciones digitales electrónicas son tan precisas como la información que se les da. Además, las presentaciones digitales electrónicas reducen las posibilidades de fallas en el funcionamiento mecánico y errores en las lecturas por parte del operario.

3. La mayor parte de las lecturas digitales registran datos tan rápidamente como el ojo humano puede seguirlas. Del mismo modo, los caracteres se colocan con toda claridad a fin de evitar presentaciones confusas.

4. Muchas lecturas digitales se pueden emplear como contadores o como indicadores. Además de los números, algunas lecturas señalan letras del alfabeto, mensajes completos y caracteres especiales. Por lo común, los medidores analógicos manejan sólo una o dos unidades de medición íntimamente relacionadas entre sí. Con los medios de conmutación apropiados, las lecturas digitales electrónicas son capaces de registrar con gran rapidez unidades y símbolos de medición muy diferentes entre sí, por ejemplo, tiempo, temperatura, presión, flujo, etc.

Contadores mecánicos El dispositivo de lectura digital de empleo más frecuente es el llamado contador mecánico. En este caso, se tienen ruedas numeradas con diez dígitos montadas mecánicamente unas al lado de las otras. Las ventanillas que quedan frente a cada rueda presentan un renglón de dígitos que representa la suma o cuenta total. La mayor parte de los contadores tienen de cuatro a seis dígitos. El contador se restaura a cero por medio de un botón, una palanca o una rueda. Véase la figura 22-89.

Eléctricos Debido a los desarrollos en los dispositivos eléctricos y electrónicos para la presentación digital, ahora se dispone de una am-

plísima variedad d
descripción someri
1. *Presentación*
plástico acrílico g
de lectura, con lán
una de las placas p
una lamparita se e
se ilumina y se ve
presentaciones qu
2. *Presentación*
compone de módul
terior de una cubie
transparente graba
sación. Cuando se
de ella se proyecta
de visión hasta de
3. *Tubo de regis*
poseen elementos
un ánodo común. L
de descarga de gas
traductores binario
vida, altas velocida
rriente de cátodo se
4 *Segmentos de*
lares que incorpora
caracteres, emplea
segmentos, se pue
teres alfabéticos. E
tar todos los nume
sentación de los se
tener un ángulo de
5. *Tubos al vac*
barras segmentada
una descarga de ba
la gran intensidad
reducido de energ
cuitos integrados
y funciones de con
6. *Tableros elec*
de tablero son cap
individualmente p
taje que se aplica
son una operación
cas fallas súbitas. I
de circuitos exter
pondientes y fuent
segmento posee su
7. *Segmentos d*
mentos de barra in
fósforo-arceniuro
brillantez es limita
8. *Matrices* La
tores ópticos agru
pantalla de visión.
sólido y una red d
convirtiéndolos en
correctas para form
9. *Tubos al vac*
sentación del tipo
dicos. Un tubo de r
ra de los 10 num
fluorescente. La p
una fuente de ener
10. *Tubos de ra*
bos de rayos catód
clientes para aplic
completos que pr

plísima variedad de aparatos de esta índole. A continuación se da una descripción somera de los tipos más comunes.

1. *Presentación iluminada* Consiste en un conjunto de placas de plástico acrílico grabadas, que se acomodan detrás de una ventanilla de lectura, con lámparas miniatura montadas sobre el borde de cada una de las placas para que puedan iluminarlas con claridad. Cuando una lamparita se enciende, el carácter o mensaje grabado en la placa se ilumina y se ve a través de las otras placas. Éstas se utilizan en presentaciones que se observan muy de cerca y en forma directa.

2. *Presentación de imagen proyectada* Este tipo de presentación se compone de módulos que tienen lámparas acomodadas en la parte posterior de una cubierta hermética a la luz, detrás de un número entero transparente grabado en una cubierta opaca sobre una lente de condensación. Cuando se enciende una lámpara, el carácter que está delante de ella se proyecta sobre una pantalla. Esta clase puede tener un ángulo de visión hasta de 150°.

3. *Tubo de registro* Estos son los llamados tubos o bulbos "nixie", y poseen elementos amontonados en la forma de numerales metálicos con un ánodo común. Los caracteres seleccionados resplandecen como tubo de descarga de gas cuando se aplica un voltaje negativo. También existen traductores binarios enchufables. Las principales ventajas son una larga vida, altas velocidades y bajo consumo de energía. Sin embargo, la corriente de cátodo se debe mantener dentro de límites estrictos.

4 *Segmentos de barras* Hay varios tipos de presentaciones modulares que incorporan segmentos de barra iluminados para constituir los caracteres, empleando ya sea 7 o 16 segmentos. En el caso de los 7 segmentos, se pueden presentar todos los numerales y algunos caracteres alfabéticos. En el caso de los de 16 segmentos, es factible presentar todos los numerales y el alfabeto completo. El hecho de que la presentación de los segmentos de barra se haga en un solo plano, permite tener un ángulo de visión hasta de 150°.

5. *Tubos al vacío de bajo voltaje* Estos módulos cuentan con siete barras segmentadas de material fosforescente, que se excitan mediante una descarga de baja temperatura. Sus ventajas son el costo reducido, la gran intensidad, su gran duración, altas velocidades y el consumo reducido de energía. Se encuentran ya en el mercado paquetes de circuitos integrados para proporcionar almacenamiento de codificación y funciones de conteo.

6. *Tableros electroluminiscentes* Las lámparas de estos segmentos de tablero son capacitores luminosos de placa plana, que se excitan individualmente por medio de una señal de alta frecuencia o alto voltaje que se aplica a sus electrodos. Las ventajas de esta presentación son una operación sin calentamiento, bajo consumo de corriente y pocas fallas súbitas. Las desventajas son un bajo nivel de luz, la necesidad de circuitos externos extensos para efectuar las traducciones correspondientes y fuentes de energía de alto voltaje y alta frecuencia. Cada segmento posee su propia fuente de lámpara.

7. *Segmentos de barras de estado sólido* Son similares a los segmentos de barra incandescentes, excepto que la fuente lumínica es un fósforo-arseniuro de galio. Su duración de vida es casi infinita, pero su brillantez es limitada.

8. *Matrices* Las matrices consisten en lámparas de neón en reflectores ópticos agrupados en un patrón de mosaico sólido detrás de una pantalla de visión. Consta de un contador integral miniatura de estado sólido y una red descodificadora que traduce los pulsos secuenciales convirtiéndolos en la presentación digital, encendiendo las lámparas correctas para formar una imagen.

9. *Tubos al vacío de alto voltaje* Estas unidades combinan la presentación del tipo de proyección posterior con un tubo de rayos catódicos. Un tubo de rayos catódicos con 10 "pistolas" proyecta cualquiera de los 10 numerales a través de una rejilla sobre una pantalla fluorescente. La principal desventaja en este caso es la necesidad de una fuente de energía de alto voltaje en cc (2.5 kV).

10. *Tubos de rayos catódicos* Las presentaciones por medio de tubos de rayos catódicos son, por lo común, diseñados a petición de los clientes para aplicaciones sumamente especializadas. Hay sistemas completos que proporcionan información alfanumérica ordenada en formatos predeterminados. El uso de presentadores de tubos de rayos catódicos en el control de procesos es todavía limitado.

11. *Diodos emisores de luz* Cada dígito o carácter consiste en una matriz de diodos de fósforo-arseniuro de galio que emiten luz. Se tiene un circuito integrado que traduce una entrada digital para impulsar los elementos de diodo apropiados para efectuar la presentación. El circuito integrado y los diodos se montan en un ensamblaje plano con una cubierta de vidrio. La emitancia luminosa de los diodos es ajustable.

INSTRUMENTOS DE REGISTRO

Analógicos Los registradores gráficos de tipo analógico pueden agruparse de acuerdo con el tipo de gráfica utilizada, como registradores de gráfica circular y de tira, y de acuerdo con el mecanismo de registro, en individuales y múltiples continuos que utilizan pluma y tinta fluida, registros intermitentes de muchos puntos que emplean una estilográfica o una rueda de impresión y tinta semifluida, o bien, mecanismos de registro especiales.

Gráfica circular Los registradores de gráfica circular se emplean bastante en las industrias de proceso. Aunque su empleo en el cuarto de control se ha sustituido con la gráfica miniatura en tira, son un mecanismo eficaz y útil para obtener registros permanentes de una planta. Los registradores de gráfica circular de empleo más común tienen un diámetro de gráfica de 305-mm (12 in). Las velocidades de las gráficas circulares van de una revolución por minuto hasta una revolución por mes. También existe una amplia selección de escalas. Hay poca o ninguna intercambiabilidad entre gráficas para instrumentos de diferentes fabricantes.

La gráfica circular ofrece varias ventajas; se maneja y se llena con facilidad; cuando se saca del registrador queda plana y no tiende a enrollarse; se puede montar y desmontar con mucha mayor sencillez que otras clases de gráficas. La exactitud básica de la gráfica es muy buena. A pesar de la escala de tiempo variable del cubo de rueda a la circunferencia, los registros logrados con esta clase de gráficas se emplean con mucha frecuencia para fines de supervisión y contabilidad, y como registros de asentamiento en ventas o transferencia de productos por contrato.

Existen unidades motrices eléctricas y mecánicas para las gráficas, y casi siempre son intercambiables para un fabricante particular. Los motores mecánicos son muy apropiados para regiones en las cuales hay peligros de explosión o en ubicaciones remotas. Hay instrumentos de varios puntos hasta con cuatro registros continuos. Los registradores de gráficas circulares en receptáculos grandes se pueden colocar en cubiertas a prueba de condiciones climatológicas para aplicaciones remotas o en el campo.

El gran espacio de tablero en el cuarto de control que se necesita para registradores de gráficas circulares aumenta el costo de tablero y dispersa la presentación, reduciendo materialmente la capacidad del operador para controlar el proceso. A menos que las gráficas se cambien regularmente y, más o menos al mismo tiempo, los registros se pueden superponer, con lo cual se dificultará su lectura e interpretación.

Gráfica en tira Actualmente hay en el mercado una gran variedad de registradores de gráfica en tira. Los anchos de gráfica de empleo más común son escalas de 279, 152 y 102 mm (11, 6 y 4 in). Los registradores de gráfica en tira miniatura se clasifican, por lo común, en dos categorías: la caja cuadrada [casi siempre en un espacio de 152 por 152 mm (6 por 6 in)] y la caja angosta [de 76 mm (3 in) de anchura aproximadamente, y casi siempre en combinación con una estación de control].

1. *Gráfica ancha* El registrador de gráfica en tira con una escala de 279 mm (11 in) de ancho es invariablemente eléctrico y se opera con un servomecanismo, tiene coordenadas rectilíneas y viene con uno o dos registros continuos, o con una variedad de configuraciones de registro de varios puntos (discontinuos). Esta clase de registrador se desarrolló para medir temperaturas con termopar, y se emplea para registrar variables eléctricas de proceso y la salida eléctrica de transductores de variables no eléctricas.

El instrumento es exacto y confiable; es muy flexible y admite funciones auxiliares como control, alarma y contactos de señal, así como sistemas de retransmisión.

Existen varias velocidades de gráfica a la disposición, desde unos cuantos centímetros por día, hasta varios metros por minuto. Las velocidades de pluma de 1 o 2 s para escalas completas son un nivel estándar, aunque se llegan a tener velocidades hasta de $^1/_4$ s. Varios fabricantes tienen servomecanismos para la gráfica que proporcionan un registro de corta longitud que es una función de dos variables; una que impulsa la pluma y otra que mueve la gráfica.

Los registradores de gráfica ancha en tira se utilizan mucho en operaciones de procesos industriales como registradores de temperatura, en operaciones de plantas-piloto, para analizar y verificar registros y en aplicaciones especiales en donde la exactitud del instrumento y la facilidad de lectura de las coordenadas rectangulares de los registros de tira ancha, adquieren una importancia específica. Para cuartos de control central, las aplicaciones se restringen por lo común a mediciones de temperatura de varios puntos, por medio de termopares.

2. *Gráfica mediana* El registrador de gráfica en tira con escala de 6 in se utiliza, más o menos, en la misma clase de aplicaciones que el registrador de banda ancha de 11-in. La entrada básica de los registradores de tamaño mediano es una señal a nivel de milivolts. Sus dimensiones generales de, aproximadamente 229 mm (9 in) de ancho y 254.0 mm (10 in) de altura, proporcionan un ahorro de espacio considerable de superficie de tablero. Asimismo, tiene otras varias opciones y admite funciones de control neumáticas o electrónicas.

3. *Gráfica en tira miniatura* De la diversidad de tamaños disponible, la más común mide, más o menos, 152 por 152 mm (6 por 6 in) con una longitud de escala de 102 mm (4 in). Estos registradores miniatura aparecen normalmente sólo como elementos de registro y recepción, pero algunos modelos tienen la capacidad de operar como estación de control y registro. Las señales de activación pueden ser de naturaleza neumática, de 20.7 a 103.4 kPa (3 a 15 lbf/in^2), o bien, señales eléctricas en cc de 1 a 5, 4 a 20 y 10 a 50 mA. Existen dispositivos hasta de 4 registros continuos. La velocidad de gráfica está, casi siempre, en la cercanía de 19 mm/h ($^3/_4$ in/h). Casi todos los registradores de gráfica en tira o cinta tienen un movimiento de pluma lineal y gráficas rectilíneas. Los mecanismos motrices de la pluma se operan, casi siempre, con servomotores. Los registradores miniatura se diseñan por lo común para funcionar en ensamblajes de tablero en habitaciones internas.

Los registradores miniatura con gráfica en tira angosta [aproximadamente 76 mm (3 in) de ancho] desempeñan las mismas funciones que los registradores de 6 × 6 in. El registrador se puede encontrar en el mismo chasis que una estación de control automático o manual. Los registradores angostos se desarrollaron para ahorrar espacio de tablero y reducir los costos del cuarto de control, así como en la mano de obra de operación.

Los fabricantes de registradores tanto de 6 por 6 in y los angostos de 3 in [algunas estaciones de control e indicadoras son de 25 mm (1 in) de ancho], suministran repisas de ensamblaje para varios instrumentos que se pueden colocar unos al lado de otros para lograr una mayor densidad instrumental.

Digitales El registro digital no se utiliza muy frecuentemente en las industrias de procesos, a menos que se emplee un sistema de control con computadora digital. En plantas de procesamiento que emplean instrumentación tradicional, el operador se preocupa por mantener las variables de proceso en puntos de operación fijos o especificados, sobre una base continua. Así, pues, el historial o la tendencia manifestada por las variables de proceso es un aspecto importante para el siguiente curso de acción que tome el operador. El registro analógico se presta idealmente para este fin. En general, un registro digital del tipo de una larga columna de números, es, casi siempre, más difícil de interpretar.

Teletipo asociado a una computadora En plantas de procesamiento en donde se utilizan controladores de computadora digital para realizar un control digital directo o de punto de referencia, el registro de la información digital es una función básica del sistema de control por computadora. Una unidad de teletipo con la capacidad de comunicarse con la computadora, es decir, de enviar y recibir la información digital, es un equipo estándar y esencial del sistema de control por computadora.

1. *Registro periódico* Los teletipos se pueden conectar a una computadora bajo el control de un programa, y darle instrucciones para poner en marcha e imprimir una lista de variables de proceso y sus valores, en una base periódica predeterminada. Los registros de procesos se elaboran también bajo petición del operador.

2. *Registrador de datos* El registro de datos se ha aplicado a gran cantidad de plantas de procesamiento. El término "registro de datos" se refiere, por lo común, a la exploración e impresión de valores de variables de proceso, utilizando equipos diseñados específicamente para anotar datos en forma ordenada. Con las señales de entrada sólo se realizan tareas de escalamiento y algunos cálculos menores. Los valores (expresados en unidades de ingeniería) de un gran grupo de variables de proceso se escriben o imprimen en forma secuencial y a intervalos regulares, tomando las previsiones necesarias para hacer una impresión de salida en cualquier momento que se requiera, o cuando los valores queden fuera de los límites de tolerancia. Esta clase de registro digital se emplea primordialmente para estudios de procesos en los cuales se reúnen y analizan hojas de registro, que es una tarea que corresponde a los ingenieros de proceso.

3 *Impresora de tiras* Existen pequeñas impresoras de tiras (algunas con circuitos integrados) que convierten, exploran e imprimen una cantidad limitada (menos de 50) de señales eléctricas de entrada. La salida impresa es de tipo columnar, en papel angosto de 51 mm (2 in) de ancho, en donde cada variable se identifica mediante un número. Algunas operaciones de combinación en línea emplean este tipo de impresoras para totalizar la lectura del flujo de salida.

CENTRO DE CONTROL

Requisitos de información Uno de los objetivos principales de un centro de control de una planta de procesamiento es suministrar toda la información que se requiere para desarrollar el proceso. Hay tres usuarios principales de esta clase de información: los operadores, el departamento administrativo y el equipo automático. El operador es responsable del buen funcionamiento de las unidades de proceso que están bajo su supervisión. Para satisfacer esta responsabilidad, el operador debe tener a su disposición información actualizada sobre todas las variables de proceso. Necesita contar con alarmas que llamen su atención ante situaciones de peligro, daños o fallas potenciales en el equipo, productos fuera de las especificaciones estipuladas y situaciones que representen un riesgo para las cargas tratadas y programadas.

El operador debe contar también con toda la información actualizada del controlador, como, por ejemplo, puntos de referencia, constantes de ajuste y salidas de controlador o posiciones de válvula. En ocasiones se ve obligado a utilizar información sobre las tendencias de la variable de proceso y guías de operación calculadas sobre balances de material y calor. Además, necesita cierta información proveniente de otros operadores de otras secciones de la planta, sobre todo si tales secciones reciben material de proceso o ellas mismas lo abastecen a la unidad de procesamiento bajo su cargo. También necesita datos sobre metas del proceso, disponibilidad de equipos y resultados de procesos que la administración deberá proporcionarle.

La administración requiere información concerniente a resultados como velocidades de alimentación, volúmenes y calidad de productos, rendimientos y costos de operación para fines de contabilidad. La evaluación del desempeño del proceso y los estudios de ingeniería precisan esta misma información y, con frecuencia, muchos otros datos adicionales.

Al igual que un hombre, el equipo automático necesita tanto informes como instrucciones. Suponiendo un alto grado de automatización por computadora en el control del proceso, como se ilustra en la figura 22-151, el equipo necesita entradas de información de variables de proceso, puntos de referencia e información económica, programación de tiempo y lógica, límites para las alarmas, parámetros de ajuste

para el controlador
dad de proceso pue
debe contar con in
de un centro de co
Funciones del
es suministrar los
control ejercido du
supervisión neces
del nivel de autom
22-151. El control
operador. Otra de
ceso con la suficie
La operación de
mente. Los operad
en periodos proble
rra uno de los obj
decir, compensar
fiabilidad y perfec
llarse mejores alg
fianza del operad
modalidad manua
El arranque aut
en forma manual
automatizar todas
La suspensión
arranque. Aunque
das en situaciones
pre mejor definid
con flechas para s
Presentación
diseñadas desde e
los instrumentos
preponderancia c
operador humano
procesos de gran
los registradores
conmutadores, al
dicación clara y a
Los desarrollo
evolucionado a t
tableros semigráf
rado y tableros se
repisas de unidad
zan computadora
control de punto
po de comunicac
mentos comunes
enlacen la compu
Totalmente gr
mente un diagram
tablero de control
caciones apropia
presenta una ima
y control en su r
miento del operac
un instrumento o
ciones totalmente
El enorme espa
un cargo adicion
desventaja de qu
dual. Cualquier c
muy costoso. Es
variables de proc
des están agrupad
tamente gráficos
samiento.
Semigráficos
espacio de table

para el controlador y procedimientos de emergencia. Para que una unidad de proceso pueda estar coordinada con otras, el equipo automático debe contar con información de otros centros de control u otras partes de un centro de control de mayor tamaño.

Funciones del equipo El segundo propósito del centro de control es suministrar los medios para controlar el proceso. Por lo común, el control ejercido durante la operación normal es de tipo automático. La supervisión necesaria para el equipo de control automático depende del nivel de automatización que se examina en relación con la figura 22-151. El control manual es una opción con que siempre cuenta el operador. Otra de las opciones disponibles, cuando se conoce el proceso con la suficiente profundidad, es el control automático óptimo.

La operación de emergencia se realiza ya sea manual o automáticamente. Los operadores tienden a poner el proceso bajo control manual en periodos problemáticos. Muy a menudo, esto viene a echar por tierra uno de los objetivos más importantes del equipo automático, es decir, compensar los efectos de las perturbaciones. Al mejorar la confiabilidad y perfeccionarse las capacidades del controlador, al desarrollarse mejores algoritmos de control y conforme va en aumento la confianza del operador, los circuitos de control se encontrarán en la modalidad manual con menor frecuencia cada vez.

El arranque automático se logra mediante un control programado o en forma manual. Las computadoras digitales de control permiten automatizar todas las decisiones conocidas que se deben tomar.

La suspensión se efectúa, más o menos, en la misma forma que el arranque. Aunque las suspensiones son con frecuencia medidas tomadas en situaciones de emergencia, los procedimientos están casi siempre mejor definidos. Muchos cuartos de control emplean diagramas con flechas para suspensiones de urgencia.

Presentación del sistema Las presentaciones o disposiciones bien diseñadas desde el punto de vista de ingeniería, que son importantes en los instrumentos individuales de indicación y registro, adquieren una preponderancia crucial en el diseño del cuarto de control, en donde el operador humano debe manejar datos concernientes a operaciones de procesos de gran importancia y a menudo básicas. Los indicadores y los registradores se deben coordinar con controles, interruptores o conmutadores, alarmas y equipos auxiliares, a fin de presentar una indicación clara y accesible de las condiciones del proceso.

Los desarrollos logrados en los centros de control de proceso han evolucionado a través de varias etapas: tableros totalmente gráficos, tableros semigráficos con instrumentos de control montados por separado y tableros semigráficos con instrumentos de control montados en repisas de unidades múltiples. Las plantas de procesamiento que utilizan computadoras digitales para ejercer un control digital directo o un control de punto de referencia pueden tener una combinación de equipo de comunicación hombre-computadora de tipo especial, instrumentos comunes y estaciones de control de objetivos especiales que enlacen la computadora con el proceso.

Totalmente gráfico El tablero totalmente gráfico es fundamentalmente un diagrama de flujo pictórico del proceso, que se pinta sobre el tablero de control con instrumentos en miniatura montados en las ubicaciones apropiadas, siguiendo el diagrama propiamente dicho. Esto presenta una imagen clara y generalizada de cada elemento de proceso y control en su relación con el todo. También simplifica el adiestramiento del operador y puede reducir los azares originados al confundir un instrumento con otro. No obstante, las desventajas de las disposiciones totalmente gráficas sobrepasan, por lo común, a las ventajas.

El enorme espacio de tablero que se requiere es costoso y representa un cargo adicional importante al cuarto de control. Además, tiene la desventaja de que la ingeniería para su fabricación es de tipo individual. Cualquier cambio realizado después de la instalación inicial es muy costoso. Es difícil que el operador observe con rapidez todas las variables de proceso, sobre todo cuando los procesos de varias unidades están agrupados en un solo cuarto de control. Los tableros completamente gráficos se utilizan raramente en las nuevas plantas de procesamiento.

Semigráficos Los tableros semigráficos permiten un mejor uso del espacio de tablero que los totalmente gráficos. Los indicadores, los registradores, los controladores y los equipos auxiliares se agrupan según las exigencias del proceso. La porción gráfica de la presentación es, por lo común, un diagrama de flujo pictórico a pequeña escala, que se monta sobre los instrumentos. Esto puede ser sencillamente un dibujo de líneas, que puede incluir colores o luces para localizar instrumentos de operaciones, interruptores y válvulas en el diagrama.

Las primeras presentaciones semigráficas utilizaban instrumentos en miniatura montados en estructuras por separado. La demanda de una mayor densidad de instrumentos en los tableros de control llevó a desarrollar instrumentos de frente angosto que contaban con los medios necesarios para montarse en cubiertas para muchas unidades.

Estas etapas han incrementado notablemente la cantidad de instrumentos que un operador puede supervisar desde un punto determinado. También ha cambiado el diseño general del cuarto de control. La mayor concentración instrumental ha hecho necesario el empleo de estanterías para equipos auxiliares, con el fin de montar transductores, conmutadores, anunciadores y dispositivos auxiliares.

Cuando se utiliza un controlador de computadora digital en línea para realizar directamente funciones de circuitos de control individuales, el tablero de control contiene, en general, estaciones indicadoras de control que enlazan a la computadora con cada circuito individual de control de proceso. Estos sistemas directos de control digital (DDC) tienen normalmente un tablero que contiene presentaciones digitales y medios para cambiar los puntos de referencia del circuito y la sintonización del controlador.

Estaciones de control Por supuesto, la función primaria de un controlador de procesos es mantener una o más variables del proceso en los puntos de referencia deseados, o cerca de ellos. No obstante, puesto que el operador es responsable por el buen desempeño del proceso, deben proporcionarse algunos medios para permitirle verificar si el controlador está realizando su trabajo, y permitirle tomar a su cargo el control del proceso, cuando sea necesario. La estación de control ofrece esta conexión entre el operador y el proceso.

Cada estación de control cuenta con cinco partes esenciales: **1)** un indicador de variables del proceso, **2)** un mecanismo de ajuste del punto de referencia, **3)** un dispositivo de ajuste (denominado casi siempre, manual), que maneja directamente la señal hacia la válvula de control, **4)** un indicador de señal de salida, y **5)** un dispositivo para efectuar la conmutación entre la modalidad automática de control y la manual. La instalación de los cinco elementos esenciales de una estación de control varía según el fabricante, pero deben estar presentes en cualquier circuito de control, ya sea en el neumático, el electrónico o el computarizado.

En los tableros de control normales de tipo neumático o electrónico, la estación de control se localiza normalmente a un lado del controlador. Si se está registrando la variable de proceso, el registrador queda adyacente a la estación de control y el controlador o, por lo menos, cerca de ellos.

En los sistemas actuales de control de computadora de DDC, estas cinco funciones de la estación de control se presentan en la consola del operador, en donde se establece comunicación con un circuito de control específico, por medio de un teclado de botones. Todas las funciones de la estación de control, excepto el punto de referencia del controlador, se duplican también en las estaciones de control de los circuitos individuales. Según la redundancia o la iteración necesaria, en algunos diseños se incluye un controlador analógico electrónico de refuerzo, y su ajuste de punto de referencia, en la estación de control del circuito individual.

Indicador de la variable de proceso Los indicadores de las variables de proceso se ofrecen en muchas formas. En instrumentos de caja grande, el indicador puede ser una aguja sobre una escala circular u horizontal. Puede formar parte de un controlador, un registrador o ambos. Las configuraciones actuales instalan por separado los registradores y los controladores. Las estaciones de control se combinan con los controladores para obtener controladores indicadores.

Mecanismo de ajuste del punto de ajuste Para cada configuración de registrador o indicador se tiene una manera distinta de manipular el punto de ajuste o referencia. En instrumentos neumáticos, casi siempre

sucede que el mecanismo de puntos de referencia ajusta un pequeño transmisor que suministra una señal de 20.7- a 103.4-kPa (3 a 15 lbf/in^2) al controlador. En instrumentos electrónicos, el ajuste consiste, casi siempre, en un potenciómetro que genera un voltaje de polaridad opuesta al de la señal de la variable de proceso.

Ajuste manual Este dispositivo manualmente operado maneja de una manera directa la señal de salida que se aplica a la válvula o el activador de válvula. Se emplea sólo cuando el controlador automático no está en servicio. La mayor parte de las salidas manuales son directamente proporcionales a la posición del dispositivo de ajuste. Sin embargo, en algunos controladores más recientes, los ajustes manuales cambian la salida, activando un mecanismo de "aumento" o "disminución".

Indicador de señal Este dispositivo indica qué nivel de señal se está aplicando a la válvula de control. Los tipos de indicadores utilizados para esto son similares a los que se emplean para indicadores de variables de proceso. Normalmente, los extremos de la escala de este medidor tienen marcado "abierto" o "cerrado", que denotan la posición de la válvula de control.

Conmutador de transferencia automático-manual El propósito del conmutador de transferencia automático-manual consiste en cambiar la fuente de la señal aplicada a la válvula. Para lograr esto sin alterar el tamaño de la señal, es decir, para lograr una transferencia sin turbulencias, los controladores más antiguos necesitan un procedimiento de balance. Cuando la conmutación se hace de la modalidad normal o automática a la manual, el dispositivo de transferencia se cambia primero a una posición intermedia o de balance y la salida del manual se iguala o compara con la salida del controlador automático. A continuación, la palanca de transferencia se pasa a la posición manual para concluir la transferencia sin perturbaciones. Luego, la salida se ajusta al valor deseado. Cuando se pasa de manual a automático, la posición de balance sirve para comparar el punto de referencia con la variable de proceso, antes de cambiar a la modalidad automática. A continuación, el punto de referencia se ajusta al valor deseado.

La posición de balance se está suprimiendo en las estaciones de control de proceso de hoy en día, y cada fabricante utiliza por lo común un patrón diferente. El método más común consiste en forzar la salida de ajuste manual para seguir la salida del controlador, mientras se encuentra en la modalidad automática, y hacer que la salida de ajuste de punto de referencia siga a la medición mientras se encuentra en manual. Así, pues, cuando se efectúa una conmutación, no es necesario realizar alguna alineación. En sistemas de control computarizado, el controlador de computadora ejecuta en forma automática los ajustes necesarios.

Punto de ajuste remoto-local Además de las cinco partes esenciales de una estación de control, la mayoría de los fabricantes presentan modelos que incluyen un conmutador remoto-local. El término "remoto-local" se refiere a la fuente de un punto de referencia o ajuste para el controlador. En la posición remoto, la señal del punto de ajuste proviene de otro controlador, una estación de punto de ajuste de ubicación remota o una computadora. En la posición local, se genera mediante un ajuste de punto de referencia en la estación de control. El conmutador remoto-local se convierte en parte esencial del circuito de control cuando el controlador es el secundario de un sistema en cascada, como se ilustra en la figura 22-49. Cada fabricante suministra procedimientos especiales para efectuar la conmutación entre la posición remota y la local.

Nuevo centro de control: Algunas consideraciones de diseño Las variaciones potenciales de los centros de control tienen como única limitación la imaginación del hombre. Hay consideraciones de índole económica que reducen la cantidad de este tipo de variaciones y se está registrando cierto grado de estandarización en los centros. Hay algunas suposiciones básicas que parecen razonables en lo que respecta a los nuevos diseños de los centros de control:

1. Los centros híbridos de control con controlador normal y computadora son prácticos, cuando se tienen computadoras digitales pequeñas.

2 Varias unidades de proceso se pueden operar a partir de un centro de control, utilizando varias computadoras pequeñas o un sistema grande de computadora.

3. Cada unidad de proceso puede contar con su consola por separado o una zona específica de la consola maestra.

4. Todo el equipo de proceso comprendido dentro del espacio de la planta se puede controlar automáticamente mediante una computadora en línea.

5. Es factible montar centros de control que regulen de 1000 a 2000 circuitos individuales.

Las tareas computarizadas posibles incluyen el DDC, el control de punto de referencia, la optimización unitaria, la recolección y recuperación de datos de tendencias de circuitos de control, la recolección y recuperación de datos para contabilidad e ingeniería de procesos, la optimización entre unidades y la optimización de la planta.

Con la cantidad creciente de equipos de procesamiento que puede supervisar un solo operador, hoy en día, se están realizando grandes esfuerzos para simplificar la entrecara hombre-planta, es decir, el tablero de control. Algunos objetivos de estos esfuerzos son reducir la inversión por circuito de control, mejorar la entrecara entre el operador y las computadoras de control, hacer que la participación del operador se limite a situaciones de "control en casos excepcionales", y eliminar sistemas de alarma independientes y consolas de temperatura.

En los diagramas de flujo de tipo semigráfico, un dispositivo que ahorra espacio es la proyección óptica de pequeñas secciones del diagrama en una pantalla ubicada frente al operador. Este último elige la sección en particular que va a proyectar, utilizando un sistema de acceso aleatorio al almacenamiento de imagen.

Existe un aparato para llevar a cabo la proyección antes mencionada en la parte posterior de la superficie frontal de un tubo de rayos catódicos. En esta presentación o disposición gráfica se pueden superponer, en forma digital y en unidades de ingeniería, valores de puntos de referencia, variables del proceso, posiciones de válvula, estado automático-manual del circuito de control y condiciones de alarma. Las entradas para cambiar el estado del circuito, cambiar los puntos de referencia y hacer variar la posición de la válvula o solicitar una presentación analógica de tubo de rayos catódicos, se puede realizar mediante un teclado y/o un localizador electrónico de palanca móvil.

CONTROLADORES AUTOMÁTICOS

Los controladores automáticos de procesos industriales varían desde los simples dispositivos de encendido-apagado (*on-off*) hasta los instrumentos de computación para fines especiales. Normalmente, se utilizan para acoplar la variable de proceso controlada con la variable manipulada, casi siempre mediante una válvula de control de proceso, formando un sistema de control de retroalimentación.

Los modelos comerciales difieren enormemente en muchos aspectos. En algunos casos, la entrada del controlador se conecta de una manera mecánica al indicador de la variable controlada, en donde la salida del elemento de medición es la que da la energía necesaria para

trada por el eleme
(denominado refo
cantidad de energ
grandes cantidade
tipos de reforzado
co, neumático, m
de la clase de cont
uno de ellos.

CONTROLADC

Algunos sistemas
el detector de err
controlado del pr
controladores se c
de dispositivos sit
de procesos quím
vel de líquidos, as
de los controlado
de encendido-apa
porcional.

Controladore
sobresaliente de l
cantidad de acció
o la máxima disp
comúnmente en
ejemplo, el gaste
máximo, o bien d
to eléctrico de ca
encendido-apaga
vos de seguridad
seguridad operad

Controladore
con la acción de
trolador proporci
operación. En c
adopta una posic
que el punto de re
controlador varí
a la desviación d
de referencia o aj
do por vapor, cu
el punto de refer
cantidad proporc
vula de vapor co
aplicado. Los co
con mucha frecu
cional dependen
nipulados.

CONTROLAD

Existe un emple
ra el control de p
utilización masi
ha permitido ma
sicos reducidos,
tenga un costo g
cos. Además, lo
facilidad con las

Otra ventaja
das líneas de tra
trico para reduci
neumáticos que,
los circuitos de

trada por el elemento sensor. En esencia, el amplificador de potencia (denominado reforzador o relevador de potencia) emplea la pequeña cantidad de energía generada por el elemento sensor, para controlar grandes cantidades de energía abastecida por una fuente externa. Los tipos de reforzadores o amplificadores incluyen los de tipo electrónico, neumático, mecánico e hidráulico. En la exposición que se ocupa de la clase de controlador correspondiente se darán ejemplos de cada uno de ellos.

CONTROLADORES AUTOOPERADOS

Algunos sistemas de control obtienen la energía necesaria para activar el detector de error y el elemento de control final a partir del medio controlado del proceso, a través de un elemento sensor. Este tipo de controladores se conoce como "autooperados". Por lo común, se trata de dispositivos simples que se emplean con frecuencia en las industrias de procesos químicos para controlar la presión, la temperatura y el nivel de líquidos, así como en dispositivos de seguridad. La mayor parte de los controladores autooperados se clasifican en dos categorías: los de encendido-apagado (*on-off*) (de dos posiciones) y los de acción proporcional.

Controladores de encendido-apagado (*on-off*) La característica sobresaliente de la acción de control de encendido-apagado es que la cantidad de acción de control aplicada a la entrada de proceso sea cero o la máxima disponible. La acción de encendido-apagado se emplea comúnmente en sistemas de control de temperatura, en donde, por ejemplo, el gasto de combustible suministrado al horno es cero o el máximo, o bien de la misma manera, la corriente aplicada a un elemento eléctrico de calentamiento es cero o máxima. Los controladores de encendido-apagado se emplean también, con frecuencia, en dispositivos de seguridad, como válvulas de alivio de presión y válvulas de seguridad operadas con termopar.

Controladores proporcionales Contrariamente a lo que sucede con la acción de encendido-apagado antes descrita, la acción del controlador proporcional es suave y continua a lo largo de su intervalo de operación. En condiciones de estado estacionario, el controlador adopta una posición intermedia, en donde la variable medida es igual que el punto de referencia, excepto por la compensación. La salida del controlador varía en una cantidad proporcional directa o inversamente a la desviación de la variable de proceso medida en relación al punto de referencia o ajuste. Por ejemplo, en un depósito de proceso calentado por vapor, cuando la temperatura que se desea controlar sobrepasa el punto de referencia, la salida de dicho controlador aumentará en una cantidad proporcional. Esta salida puede reducir la abertura de la válvula de vapor con el fin de que disminuya también la cantidad de calor aplicado. Los controladores proporcionales autooperados se emplean con mucha frecuencia. La linealidad y el intervalo de la acción proporcional dependen de los detalles de construcción de los dispositivos manipulados.

CONTROLADORES ELECTRÓNICOS

Existe un empleo muy difundido de los controladores electrónicos para el control de procesos. Entre las muchas razones que justifican esta utilización masiva está el desarrollo de circuitos de estado sólido, que ha permitido mayor confiabilidad, facilidad de servicio y tamaños físicos reducidos. Estos factores hacen que el controlador electrónico tenga un costo global competitivo en comparación con los neumáticos. Además, los controladores electrónicos se conectan con mayor facilidad con las computadoras de control de procesos.

Otra ventaja de los controladores electrónicos es que las prolongadas líneas de transmisión neumática se sustituyen con cableado eléctrico para reducir sustancialmente o eliminar por completo los retrasos neumáticos que, con frecuencia, degradan el buen funcionamiento de los circuitos de control neumático.

Cuando es necesario hacer una conversión de señales de voltaje o corriente eléctrica en señales neumáticas (p. ej., para poner en marcha un activador de válvula neumática) o la inversa, los transductores necesarios se pueden montar en el sitio de trabajo, es decir, localizarse cerca de la válvula o la fuente de señal neumática, con tramos pequeños de líneas neumáticas. En las subsecciones intituladas "Instrumentos indicadores y de registro" y "telemetría y transmisión", se citan ejemplos de este tipo de transductores.

Los controladores electrónicos se pueden sintonizar con mayor exactitud, los ajustes manifiestan por lo común menos deriva y hay menos partes móviles que en sus equivalentes neumáticos.

La principal desventaja de los controladores electrónicos es que se requieren diseños especiales de equipos para satisfacer requisitos de seguridad en ambientes peligrosos, con un costo adicional.

A menudo, los controladores electrónicos se montan con un instrumento que registre o indique el valor de la variable de proceso controlada, con el fin de constituir un controlador-registrador.

Amplificador operacional La base del controlador electrónico normal es un amplificador operacional de alta ganancia. Los controladores modernos admiten señales de cc en las entradas y emiten señales de cc en la salida. Si se emplean amplificadores de ca como parte del amplificador operacional, se debe incluir algún medio para transformar la señal de entrada de cc en señal de ca. Luego, en la salida del amplificador, la señal de ca se debe cambiar nuevamente a señal de cc. En la figura 22-103 se ilustra un amplificador operacional para amplificar señales de cc, utilizando un amplificador de ca.

La sección del oscilador-amplificador genera una señal de ca que tiene una frecuencia fija y una amplitud proporcional a la magnitud de la señal de entrada de cc. La etapa amplificador-detector rectifica la señal de ca generando así una señal de cc proporcional a la señal de entrada. A continuación, ésta pasa por una etapa impulsora de potencia de salida para proporcionar la señal de salida de cc. En la figura 22-103 se muestra un tipo de impulsor de potencia. Las características fundamentales de los amplificadores operacionales son una ganancia de voltaje muy elevada, impedancia de entrada muy alta y requisitos muy bajos para la corriente de entrada.

Para fines de ilustración, el amplificador operacional (ya sea que se construya en función de un amplificador de ca o de cc) puede ser como el que se ilustra en la figura 22-104, en donde R_s, que es la impedancia de entrada del amplificador y que se presenta dentro del símbolo del mismo, se omite casi siempre. Por lo común, los símbolos de tierra se omiten también. Z_1 e i_1 representan la impedancia y la corriente de entrada, respectivamente, en la red externa al amplificador. Z_f e i_f representan, respectivamente, la impedancia y la corriente de retroalimentación.

La relación entre e_s y e_{salida} (los voltajes de entrada y salida del amplificador operacional) está dada por

$$e_{salida} = -Ge_s \qquad (22\text{-}23)$$

en donde G es la ganancia del amplificador operacional. El subíndice s denota la unión totalizadora o la conexión de entrada al amplificador y el signo menos señala una inversión de polaridad de la entrada a la salida del amplificador. Según el circuito de la figura 22-104 y la ecuación (22-23), se puede determinar la relación entre $e_{entrada}$ y e_{salida}.

$i_1 = i_f + i_s$ Ley actualizada de Kirchhoff (22-24)

$$\left.\begin{aligned} i_1 &= (e_{entrada} - e_s)/Z_1 \\ i_f &= (e_s - e_{salida})/Z_f \end{aligned}\right\} \text{Ley de Ohm} \qquad (22\text{-}25)$$

$i_s = e_s/R_s \approx 0$ un factor esencial de los amplificadores operacionales

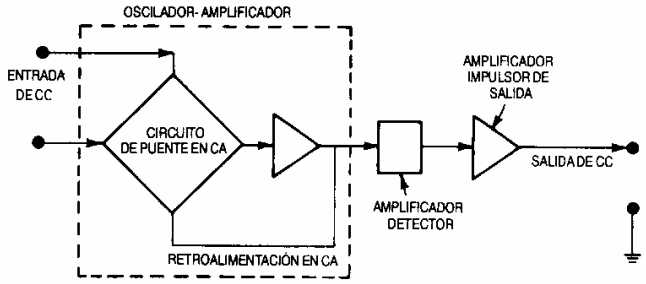


FIG. 22-103 Diagrama funcional de un amplificador operacional con amplificación de ca.

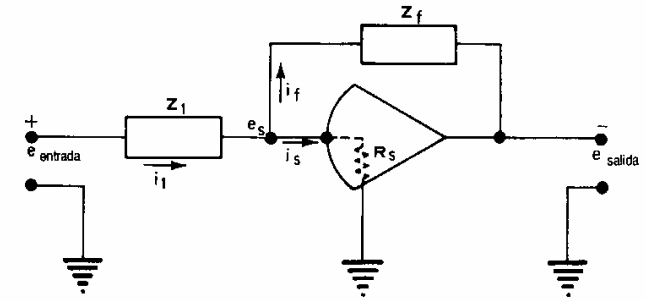


FIG. 22-104 Amplificador operacional con impedancia de entrada y retroalimentación.

Haciendo las sustituciones correspondientes en la ecuación (22-24) de i_1, i_f e i_s, así como e_s de la ecuación (22-23) se tiene

$$e_{\text{salida}} = \frac{-(Z_f/Z_1)e_{\text{in}}}{1 + (1/G)(1 + Z_f/Z_1)} \tag{22-26}$$

Cuando G es muy grande

$$e_{\text{salida}} = -Ke_{\text{entrada}}; \quad K = Z_f/Z_1 \tag{22-26a}$$

Las impedancias Z_1 y Z_f pueden ser resistores, capacitores o redes de resistor-capacitor, según la relación deseada entre e_{entrada} y e_{salida}. Con frecuencia, Z_1 y Z_f son resistencias, en cuyo caso $Z_1 = R_1$, $Z_f = R_f$ y $K = R_f/R_1$. El valor de K puede encontrarse dentro del intervalo de 0.01 a 100 en aplicaciones típicas de controladores electrónicos.

Entradas y salidas del controlador electrónico Las señales de los controladores electrónicos aún no se han estandarizado. Para un intervalo de señal de entrada de 0 a 100%, se tienen salidas usuales de 1 a 5 mA, 4 a 20 mA, 10 a 50 mA y 1 a 5 V. La mayor parte de los controladores admiten gran variedad de señales de entrada calculando correctamente el tamaño de las resistencias de entrada, pero la salida se limita por lo común a un solo intervalo. Conviene consultar el manual de instrucción de cada fabricante.

Para aplicaciones específicas de controladores (p. ej., un controlador de presión), se acostumbra utilizar un transductor que convierte la medición física real (en este caso, presión), en una señal eléctrica. De la misma manera, si el elemento de control final es una válvula de control neumática, se emplea un transductor para convertir la señal eléctrica de salida del controlador en una señal neumática. En cualquier instalación nueva, es preciso verificar con sumo cuidado la compatibilidad del controlador electrónico con los dispositivos de medición, los elementos de control final y los transductores.

Modo de control de dos posiciones (encendido-apagado, *on-off*) El controlador de dos posiciones (llamado a veces *on-off* o *bang bang*) es, como su nombre indica, un dispositivo que tiene un nivel de salida que adopta sólo dos valores posibles. Existe gran variedad de maneras para instalar un controlador de dos posiciones y una de las más usuales es la que se describe en la figura 22-105.

La operación de este controlador se describe como sigue: cuando la diferencia entre el valor del punto de ajuste r y el valor de la variable de proceso c es negativa, la salida del amplificador e_0 tenderá a aumentar, hasta que e_0 sea ligeramente mayor que E_2. En este punto, el diodo D_2 comenzará a conducir y, con ello, evitará que e_0 aumente todavía más. Por otro lado, si $r - c$ es positiva, la salida del amplificador tenderá a disminuir hasta que e_0 sea ligeramente menor que $-E_1$, momento en que el diodo D_1 comenzará a conducir, limitando de ese modo a e_0. Existe un intervalo reducido de valores de la diferencia $r - c$ para que el voltaje de salida del amplificador adopte algún valor intermedio entre $-E_1$ y $+E_2$. La anchura de este intervalo se determina mediante la relación del valor de resistencia del diodo (en estado de polarización inversa) al valor de la resistencia de entrada R.

La salida del controlador que aparece en la figura 22-105 puede utilizarse para impulsar directamente el elemento de control final, el transductor de salida o un relevador eléctrico. Por lo común, el relevador es capaz de manejar energías superiores y su acción es análoga a la de los pilotos y relevadores neumáticos e hidráulicos.

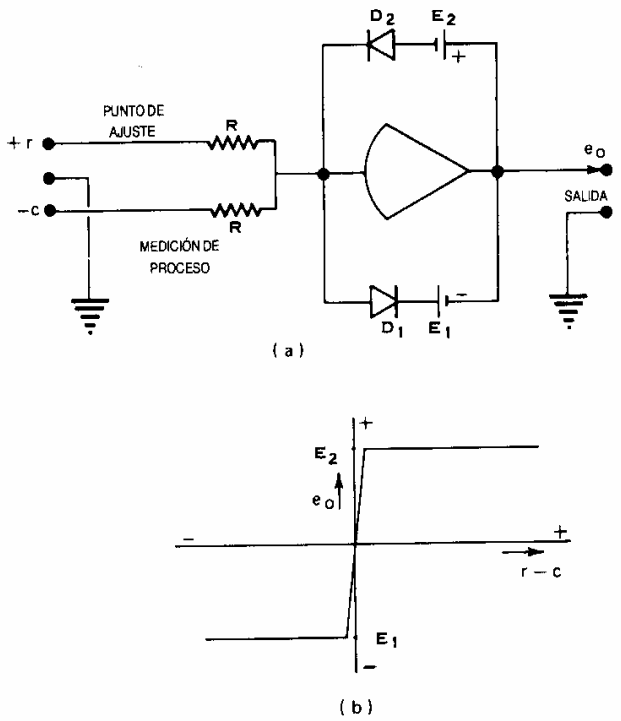


FIG. 22-105 Controlador usual de dos posiciones que utiliza un amplificador operacional en donde *a*) es el circuito básico y *b*) la respuesta de la salida a las desviaciones de la entrada en relación con el punto de ajuste.

nática. En cualquier
cuidado la compati-
sitivos de medición,

lo-apagado, *on-off*)
on-off o *bang bang*)
ne un nivel de salida
variedad de maneras
la de las más usuales

mo sigue: cuando la
valor de la variable
e_0 tenderá a aumen-
este punto, el diodo
e_0 aumente todavía
mplificador tenderá
ue $-E_1$, momento en
lo de ese modo a e_0.
rencia $r - c$ para que
valor intermedio en-
termina mediante la
lado de polarización

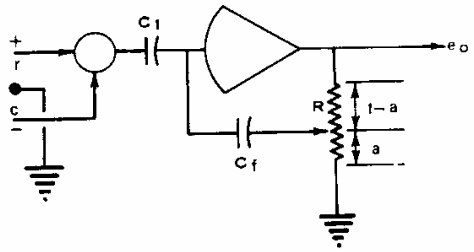
ra 22-105 puede uti-
de control final, el
lo común, el releva-
cción es análoga a la
icos.

Modo de control proporcional (P) El controlador proporcional suministra una señal de salida que es proporcional a la diferencia entre el punto de ajuste (señal de referencia) y la medición de la variable controlada. En las figuras 22-106 y 22-107 se ilustran algunos ejemplos comunes de circuitos básicos de retroalimentación para amplificadores operacionales, que se emplean para ejercer un control proporcional. En cada caso, la salida del controlador es $e_0 = -K(r - c)$, en donde K se define según la ecuación (22-26). En la figura 22-106, el componente de impedancia de entrada es un capacitor, y la impedancia de retroalimentación es una red de resistencia-capacitor, en la cual la resistencia es ajustable.

En la figura 22-107, todos los componentes de impedancia son resistencias. Los componentes de impedancia podrían ser capacitores. Aunque los tres circuitos ilustrados realizan un control proporcional, la red de la figura 22-107 es la que se utiliza más profusamente, debido a que los circuitos de capacitancia tienden a manifestar problemas de deriva y sólo son proporcionales con señales transitorias.

Controladores proporcional-integral (PI) Las razones para agregar otros modos de control al controlador proporcional básico, se explican bajo el título "Fundamentos del control automático". Las descripciones que se dan aquí tienen por objeto demostrar la forma como esos modos adicionales se pueden poner en práctica.

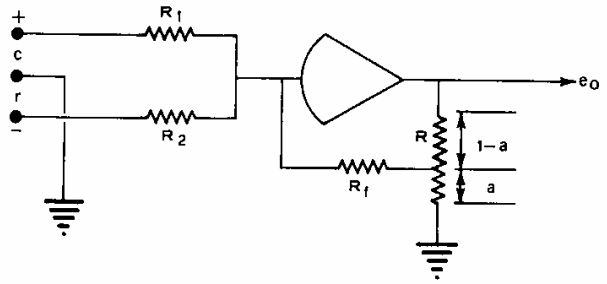
La acción integral de reposición se agrega a la red proporcional de varias maneras. En las figuras 22-108 y 22-109 se ilustran algunos circuitos básicos típicos para considerar un controlador PI.



$$Z_1 = \frac{1}{sC_1} \qquad K_c = \frac{C_1}{aC_f}, \quad 0 < a < 1$$

$$Z_f = \frac{1}{asC_f} \qquad e_0 = +K_e(r - c)$$

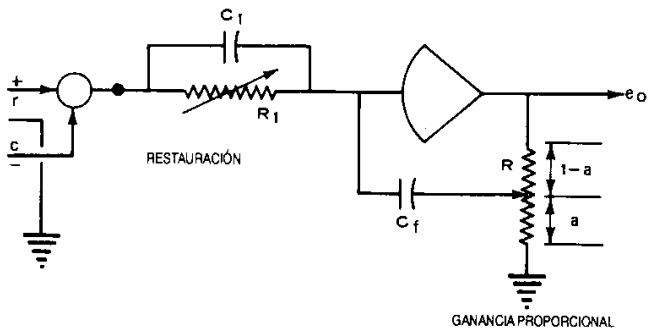
FIG. 22-106 Controlador proporcional que utiliza las capacitancias para la retroalimentación y las impedancias de entrada de la unión totalizadora. K_c es la ganancia proporcional y R la resistencia de ajuste proporcional.



$$Z_1 = R_1 \qquad K_c = \frac{R_f}{aR},\ 0 < a < 1$$

$$Z_f = \frac{R_f}{a} \qquad e_o = +K\,(r - c)$$

FIG. 22-107 Controlador proporcional que utiliza resistencias para la retroalimentación y las impedancias de entrada de la unión totalizadora.



$$Z_1 = \frac{\frac{1}{sC_1}}{1 + \frac{1}{sC_1R_1}} \qquad e_o = \frac{Z_f}{Z_1}\,(r - c) = K_c\left[(r - c) + \frac{1}{T_i}\int (r - c)\,dt\right]$$

$$Z = \frac{1}{asC_f} \qquad K_c = \frac{C_1}{aC_f},\ 0 < a < 1$$

$$T_i = R_1C_1$$

FIG. 22-108 Controlador proporcional-integral con redes de entrada de resistencia y capacitor para el ajuste de restauración.

Controladores proporcional-integral-derivada (PID) Es factible agregar la acción derivativa, o de rapidez de cambio, a un controlador PI, añadiendo una red de resistencia-capacitancia a la trayectoria de retroalimentación, que va de la salida del amplificador operacional a la unión totalizadora (entrada del amplificador). La función de transferencia de un controlador PID ideal es

$$E_0(s) = K_c\left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s\right)[R(s) - C(s)]$$

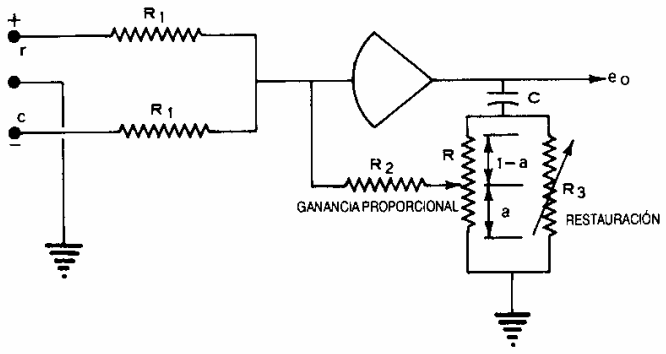
En la práctica, la verdadera acción derivativa no se logra con gran facilidad; además, es probable que no se desee tal acción, debido a que amplifica el ruido. Para minimizar el problema del ruido, se hacen modificaciones del circuito que dan como resultado la acción derivativa aproximada. En general, la acción modificada se describe mediante la expresión.

$$T_d s \rightarrow \frac{T_d s + 1}{(T_d s/\gamma) + 1} \qquad \text{y} \qquad \gamma \gg 1$$

En la figura 22-110 se ilustra un circuito básico para agregar la acción de rapidez de cambio al controlador PI.

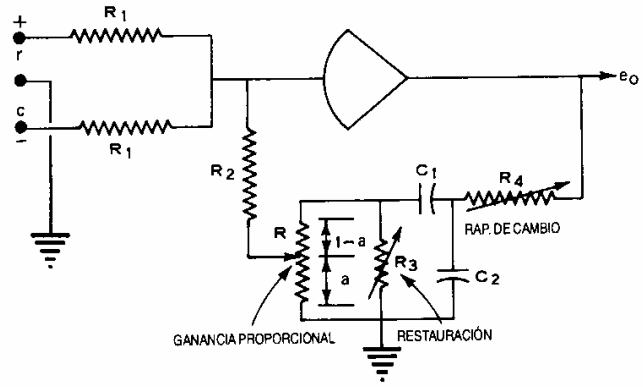
CONTROLADI

El propósito fun
aire a presión co
respuesta a una s
medida en relaci
aire es, casi siem
estandarizada po
mentos y usuario



$$K_c = \frac{R_2}{aR_1}, \quad 0<a<1 \qquad T_i = R_3C$$

FIG. 22-109 Controlador proporcional-integral que utiliza una red capacitiva-resistiva de retroalimentación para realizar los ajustes de ganancia proporcional y restauración.



$$\frac{E_o(s)}{R(s)-C(s)} = K_c\left[\alpha + \frac{1}{T_i s} + T_d s\right]$$

$$K_c = \frac{R_2}{aR}, \quad 0<a<1 \qquad \alpha = \frac{R_3C_1+R_4C_1+R_4C_2}{R_3C_1}$$

$$T_i = R_3C_1$$

$$R>>R_3>>R_4$$

$$T_d = R_4C_1$$

FIG. 22-110 Controlador proporcional-integral-derivada basado en el controlador PI de la figura 22-109.

ruido, se hacen mo-
la acción derivativa
lescribe mediante la

$\gamma \gg 1$

para agregar la ac-

CONTROLADORES NEUMÁTICOS

El propósito fundamental de un controlador neumático es abastecer aire a presión controlada a un accionador de válvula neumática, en respuesta a una señal de error basada en la desviación de la variable medida en relación con el punto de ajuste o referencia. La presión de aire es, casi siempre, del orden de 20.7 a 103.4 kPa (3 a 15 lbf/in^2), estandarizada por acuerdo ya establecido entre fabricantes de instrumentos y usuarios. El accionador de válvula es, casi siempre, un diafragma neumático, como el que se describe bajo el título de "Elementos de control final."

Existe en el mercado gran variedad de configuraciones de equipos neumáticos que producen salidas de controlador correspondientes a los modos de control de encendido-apagado, proporcional, reajuste (integral) y de rapidez de cambio (derivada). Puesto que cada fabricante posee sus propios diseños, es conveniente que se consulten los instructivos para obtener los detalles correspondientes a cada controlador particular.

Amplificadores y relevadores neumáticos El amplificador de boquilla y placa desviadora, el relevador y el piloto son unidades estructurales básicas para los controladores neumáticos.

El funcionamiento del amplificador de placa desviadora y boquilla se basa en la relación del espacio entre la placa y la boquilla y la presión opuesta resultante. En la figura 22-94 se ilustran los componentes esenciales.

El relevador neumático es un amplificador que cuenta con dos estados de salida: presión máxima y presión mínima. En la figura 22-111 se ilustra el funcionamiento de este tipo de relevador. Mediante la selección adecuada de la geometría y las dimensiones, se puede lograr que un cambio muy pequeño en la presión de entrada genere la presión de salida necesaria para cambiar la presión de abastecimiento a la atmosférica, cerrando o abriendo la válvula de alivio o escape. Los relevadores se emplean a menudo cuando hay grandes cambios de presión que se deben controlar por medio de pequeñas señales de presión; los relevadores son reforzadores de potencia.

El relevador de piloto neumático se utiliza en muchos controladores para minimizar el volumen al que se alimenta la salida del controlador. Maneja volúmenes de aire mayores que el controlador y proporciona una salida que sigue a la del controlador con gran precisión. En la figura 22-95 se ilustra un dispositivo de esta índole que es muy similar a un regulador de presión en el que el punto de referencia es la señal de salida del controlador.

Los pilotos neumáticos son otro tipo de amplificador de potencia. En la figura 22-112 se muestra la forma como una pequeña fuerza aplicada al eje del piloto genera una fuerza mayor. Un pequeño movimiento del eje del piloto hacia la derecha abre el conducto del mismo que lleva el lado derecho del pistón de potencia y purga el lado izquierdo del pistón, haciendo que éste se desplace hacia la izquierda. De la misma manera, al mover el eje del piloto hacia la izquierda, produce un movimiento del pistón hacia la derecha. La fuerza proporcionada por el pistón se determina mediante la presión del abastecimiento de aire y el área del pistón.

Puesto que el tamaño de los orificios de la válvula del piloto que comunican al cilindro de potencia pueden ser proporcionales al desplazamiento de medición, la velocidad con que se mueve el pistón de potencia se relaciona con el desplazamiento de medición de los carretes. Esta combinación puede utilizarse como controlador flotante (sólo de restauración o reajuste).

Control de dos posiciones (encendido-apagado, *on off*) El controlador de dos posiciones [llamado también *on-off*] se utiliza cuando el objetivo es suministrar ya sea una presión máxima o mínima a la válvula de diafragma de un motor. Este tipo de acción mueve la válvula para dejarla en una posición totalmente abierta o totalmente cerrada.

Para un punto de referencia determinado, un aumento en la presión de la señal de medición hace que la placa desviadora se mueva hacia la boquilla, incrementando con ello la presión opuesta dentro de la boquilla. Esta presión opuesta incrementada expande el fuelle del relevador, abriendo
salida del contro
presión atmosfér

Control prop
presión de salida
medición de la v
ajuste. En la figu
fuelle de reajuste

Una reducció
de balanza se de
ciendo así la pre
lla reduce la pre
brazo por medio
del movimiento
de una retroalim
una posición tal
porción con la d
dición y el resor
la presión de sal
móvil del brazo.
la boquilla, tanto
otra manera, el c

Control prop
de reajuste (o i
adición de un fu
ble. En la figura
proporcional m
más reajuste es
zo de la balanza
presión de salid
hace que el fue
estabilice la sal

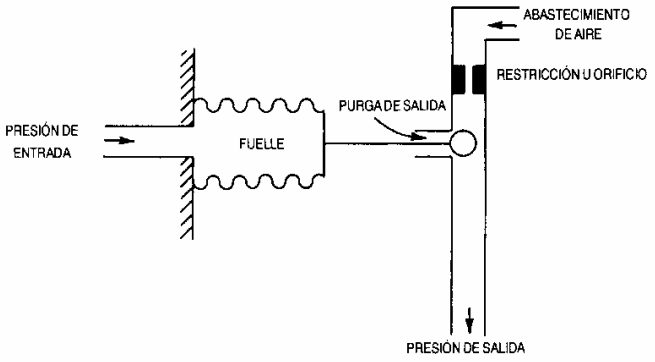


FIG. 22-111 Relevador neumático.

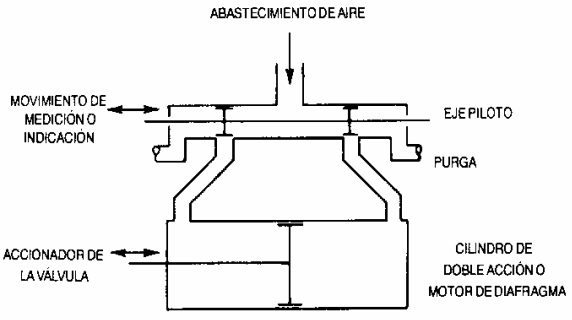


FIG. 22-112 Válvula piloto de tipo neumático y cilindro de doble acción.

icador de potencia.
equeña fuerza apli-
equeño movimien-
icto del mismo que
ga el lado izquierdo
quierda. De la mis-
uierda, produce un
proporcionada por
stecimiento de aire

vula del piloto que
porcionales al des-
mueve el pistón de
dición de los carre-
lador flotante (sólo

ado, *on off*) El con-
ff] se utiliza cuando
tima o mínima a la
ón mueve la válvula
otalmente cerrada.
mento en la presión
ra se mueva hacia la
sta dentro de la bo-
le el fuelle del rele-

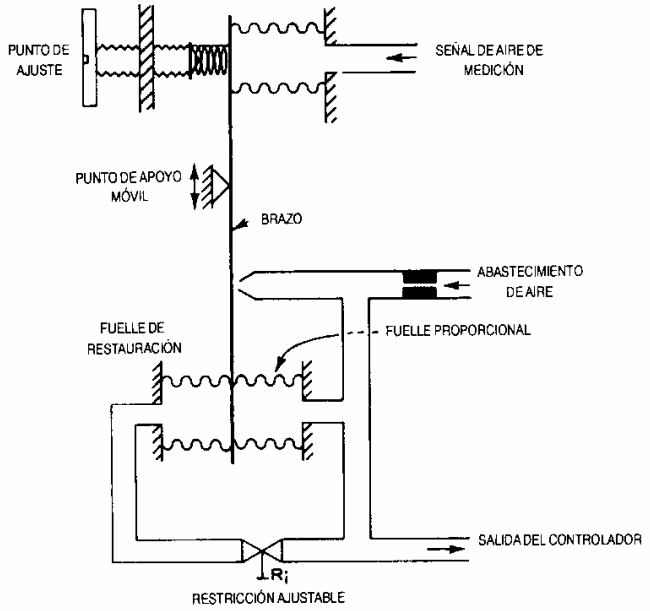


FIG. 22-113 Controlador neumático proporcional-integral.

vador, abriendo así el conducto de alivio del relevador. La presión de salida del controlador cambia el valor de abastecimiento hasta casi la presión atmosférica.

Control proporcional (P) El controlador proporcional genera una presión de salida que es proporcional a la diferencia entre la presión de medición de la variable de proceso y la fuerza de resorte del punto de ajuste. En la figura 22-113 se ilustra este tipo de controlador, pero sin fuelle de reajuste y su restrictor.

Una reducción de la presión del aire de medición hace que el brazo de balanza se desplace, alejándose de la abertura de la boquilla reduciendo así la presión opuesta de la misma. La menor presión de boquilla reduce la presión de salida del controlador y la fuerza aplicada al brazo por medio del fuelle proporcional, con lo cual se compensa parte del movimiento del brazo provocado por el fuelle de medición. Se trata de una retroalimentación negativa, de donde, la varilla o brazo adopta una posición tal que la presión de salida del controlador varía en proporción con la diferencia en las fuerzas ejercidas por el fuelle de medición y el resorte del punto de referencia. La magnitud del cambio en la presión de salida se determina según la posición del punto de apoyo móvil del brazo. Cuanto mayor sea la distancia entre el punto de apoyo y la boquilla, tanto mayor será el cambio en la presión de salida: dicho de otra manera, el controlador tiene una ganancia proporcional más alta.

Control proporcional y de reajuste (PI) La adición de la acción de reajuste (o integral) a un controlador proporcional comprende la adición de un fuelle de reajuste o restauración y una restricción ajustable. En la figura 22-113 se muestra un ejemplo usual de controlador proporcional más reajuste. La acción de un controlador proporcional más reajuste es como sigue: si aumenta la presión de medición, el brazo de la balanza se mueve hacia la boquilla, incrementando con ello la presión de salida del controlador. La presión de salida incrementada hace que el fuelle proporcional reestablezca la posición del brazo y estabilice la salida a una presión mayor. Ahora se tiene una caída de presión en la restricción R_i. Conforme penetra un pequeño flujo de aire en el fuelle de restauración, obliga al brazo a moverse hacia la boquilla, incrementando más aún la presión de salida.

Si este controlador es del tipo de circuito cerrado, la presión de salida se mantendrá por encima de un valor de estado estacionario, hasta que la presión de medición se impulse de tal manera que se iguale con el punto de referencia. La presión de salida se estabiliza a cualquier presión necesaria para mantener la medición en el punto de ajuste, eliminando la desviación que sigue a los cambios de carga o del punto de referencia.

Si el proceso no regresa al punto de referencia o se interrumpe el circuito de retroalimentación de medición, el aumento en la presión del fuelle de medición hace que la salida aumente de manera proporcional y, entonces, aumenta con lentitud hasta el límite del abastecimiento de aire. Esta situación se conoce como "preparación previa al reajuste". Antes de que se pueda restaurar al modo de control automático, esta presión debe purgarse nuevamente hasta R_i. El tiempo de purga se puede reducir abriendo la restricción, hasta que las presiones de los fuelles de reajuste y el proporcional se hayan igualado, y la presión de salida disminuya hasta que quede dentro del intervalo de control normal, y luego se cierra para que quede en el ajuste de restricción original.

Control proporcional más rapidez de cambio (PD) La acción proporcional más rapidez de cambio (derivada) se obtiene con la configuración ilustrada en la figura 22-114). Si se coloca una restricción ajustable R_d entre el fuelle proporcional y la salida del controlador, se obtendrá una acción proporcional retardada. Esta operación se describe de la siguiente manera: supóngase que la señal de medición aumenta en forma lineal con el tiempo (una rampa). El brazo se mueve lentamente hacia la boquilla y aumenta la presión de salida. El aire fluye con lentitud a través de la restricción R_d para restaurar la posición del brazo y la boquilla. Debido al tiempo requerido para que el aire pase por la restricción, la acción proporcional se reduce temporalmente y sufre un retraso. Por lo tanto, la salida es mayor y avanza más en el tiempo de

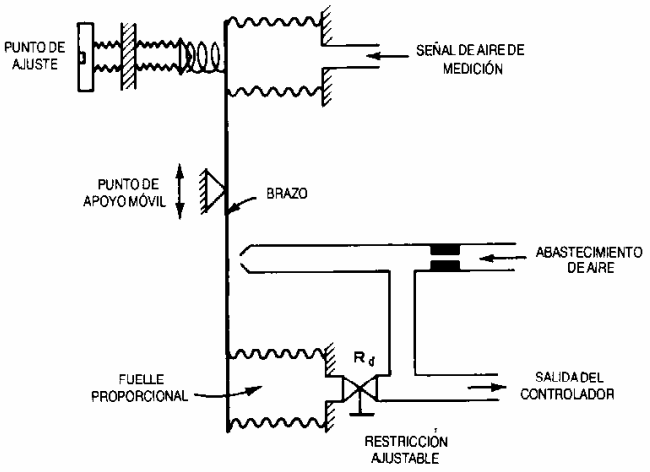


FIG. 22-114 Controlador neumático proporcional-derivada.

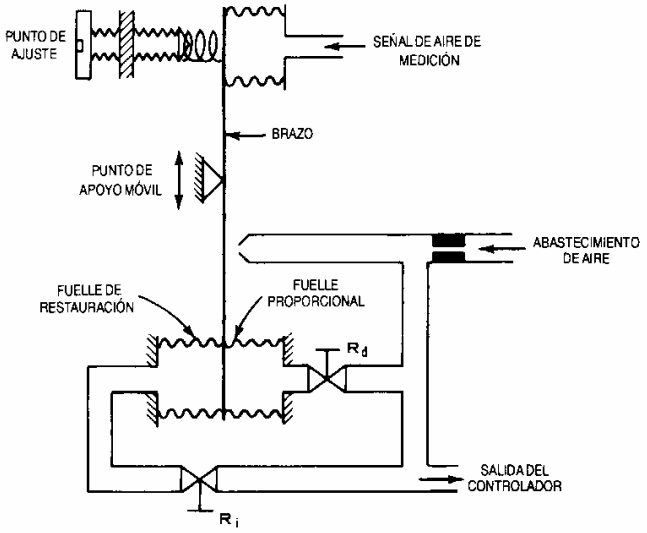


FIG. 22-115 Controlador neumático proporcional-integral-derivada.

lo que sucedería si sólo se contara con el control proporcional. Hasta este grado, la salida del controlador lleva un adelanto en relación con la entrada de medición. La magnitud de la salida es proporcional a la rapidez de cambio de la señal de medición.

Control proporcional más reajuste más rapidez de cambio (PID) Como indica su nombre, el controlador PID es una combinación de los tres modos de control antes citados. En la figura 22-115 se ilustra una configuración usual de tres modos.

Las configuraciones que aparecen en las figuras 22-113 a la 22-115 no son estándares. Cada fabricante posee sus propios diseños, pero entre las variaciones comunes están: **1)** en algunos diseños se utiliza un relevador de piloto neumático entre el controlador y la salida que va al accionador de la válvula, para reducir el volumen del aire que se debe suministrar a través de las restricciones dentro del controlador, **2)** algunas aplicaciones requieren un controlador de acción inversa; en otras palabras, la salida del controlador disminuye cuando aumen-

ta la señal de m
proporciona uti
ción ajustable,
porcional) se h
de apoyo móvil
Controlado
critos en los pá
diversas config
una configurac
se deriva del h
un módulo sob
acción global d
se ilustra en la f
do el controlad
equipo de proc

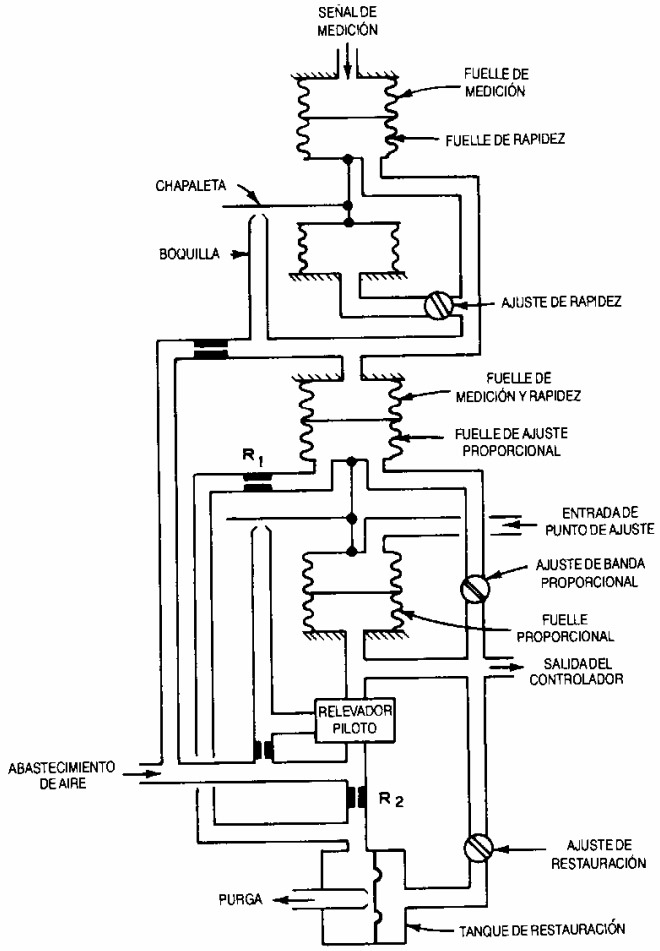


FIG. 22-116 Diagrama esquemático de un controlador neumático ciego tipo estante.

ta la señal de medición, 3) en algunos diseños, el punto de ajuste se proporciona utilizando un fuelle de punto de referencia y una restricción ajustable, 4) el ajuste de la ganancia proporcional (o banda proporcional) se hace con una restricción ajustable, en lugar de un punto de apoyo móvil.

Controlador tipo estantería Los controladores neumáticos descritos en los párrafos anteriores se pueden fabricar siguiendo muy diversas configuraciones de equipo. En la figura 22-116 se muestra una configuración usual del controlador tipo estantería. Su nombre se deriva del hecho de que éste se ensambla montando literalmente un módulo sobre el otro, y cada módulo ejecuta una porción de la acción global de control. El orden de colocación puede diferir del que se ilustra en la figura. Este tipo de equipo se emplea, sobre todo, cuando el controlador se localiza alejado del cuarto de control y cerca del equipo de procesamiento.

En esta ilustración, el ajuste de la ganancia proporcional se logra como se sugiere en el punto 4) del párrafo anterior, y la señal de punto de referencia se suministra como se sugiere en la variación 3). La acción de reajuste se produce por medio del tanque de restauración, el ajuste de restauración y las restricciones R_1 y R_2.

Véase, por ejemplo, un incremento en la presión del punto de referencia, que provoca una reducción en la presión de boquilla y un aumento en la presión de salida del controlador. La mayor presión de salida, retardada por la restricción de ajuste de restauración, obliga al diafragma del tanque de restauración a cerrar la purga. Esto suministra aire que pasa por R_2 y R_1, que basta para hacer aumentar la presión en el fuelle proporcional de retroalimentación positiva, hasta que la presión entre R_2 y R_1 en el tanque de restauración se equilibra con la presión del tanque de restauración, suministrada por la salida del controlador a través de la restricción de ajuste de restauración. En la figura 22-116,

; 22-113 a la 22-115
opios diseños, pero
os diseños se utiliza
ador y la salida que
imen del aire que se
tro del controlador,
de acción inversa;
uye cuando aumen-

los fuelles indicados corresponden a ilustraciones anteriores; sin embargo, esta clase de controlador se construye casi siempre basándose en una serie de diafragmas, en lugar de fuelles.

CONTROLADORES DE MICROPROCESADOR

Desde que se introdujeron los microprocesadores en 1971, su empleo se ha incrementado en diversas aplicaciones, entre las que se encuentran las referentes al control de procesos. En la mayor parte de estas aplicaciones, el microprocesador se incorpora en un sistema (p. ej., medidores de flujo de masa, transportadores de datos, controladores de carga y de procesos continuos) en el que no es necesario el conocimiento del microprocesador por parte del usuario y hasta es posible que no tenga conocimiento de la existencia de un microprocesador en el sistema. En otras aplicaciones, el usuario puede adquirir un sistema de microprocesamiento y desarrollar el sistema de programas de control (*software*) para un uso específico.

Conceptos generales Antes de iniciar la discusión sobre las aplicaciones de los microprocesadores en el control de procesos es necesario definir qué es un microprocesador. Se trata de un dispositivo semiconductor capaz de ejecutar operaciones aritméticas, lógicas y de toma de decisión, bajo el control de un conjunto de instrucciones almacenadas en la memoria. De manera esencial se trata de un manipulador de datos digitales de propósito general (computador) con un programa almacenado. En un microprocesador, todos los elementos de un minicomputador se han reproducido en circuitos integrados a gran escala. A diferencia de otros tipos de circuitos lógicos digitales que no son flexibles por la forma en que son programados, las funciones lógicas del microprocesador se programan mediante un conjunto de instrucciones almacenado en la memoria. Los microprocesadores pueden responder a las variaciones de datos de entrada con programas alternativos. Esta flexibilidad hace que el microprocesador sea un componente útil para las diversas partes de equipos de control.

Un microprocesador contiene los elementos de un microcomputador; además, la estructura (método empleado para la organización de los elementos de control) del microprocesador es similar a la estructura de las minicomputadoras clásicas. Las cuatro partes básicas de un microcomputador son la unidad lógica aritmética, unidad de memoria, secciones de entrada-salida y la unidad de control.

La unidad lógica aritmética ejecuta las funciones lógicas y las operaciones aritméticas dentro del microprocesador. La memoria se emplea para el almacenamiento de datos y programas. La memoria puede ser del tipo de lectura o de lectura-escritura. La memoria del tipo de lectura no puede ser modificada por el microprocesador. Las secciones de entrada y salida son los medios de que se vale el microprocesador para su comunicación con el mundo externo. Estas secciones pueden detectar y manipular diversos dispositivos, como interruptores, luces, teletipos, unidades de cinta magnética o de papel, convertidores analógico a digital o digital a analógico y comunicadores.

La unidad de control interpreta el programa almacenado y las secciones también coordinan el flujo de información dentro del microprocesador y el tiempo empleado para que ocurra dicho flujo.

En la figura 22-117 se muestra un esquema de microprocesador usual. Aunque la mayor parte de los microprocesadores contienen estos elementos, existen variaciones en la cantidad y dimensión de los registradores y su interconexión, dependiendo del microprocesador específico. Las dimensiones de los registradores (acumuladores), determinan las dimensiones del microprocesador. Estas dimensiones varían desde un *bit* en algunos microprocesadores de empleo específico, utilizados en controladores programables, hasta 16 *bits* para los microprocesadores de propósito general. Los microprocesadores más comunes para aplicaciones en el control de procesos son los de 4 y 8 *bits*.

En la figura 22-118 se muestra cómo se encuentra organizado un controlador basado en un microprocesador. La medición del proceso en forma de señales eléctricas analógicas se aplica como entrada al convertidor analógico a digital. Estos datos analógicos son convertidos, bajo el control del programa del microprocesador, en la forma

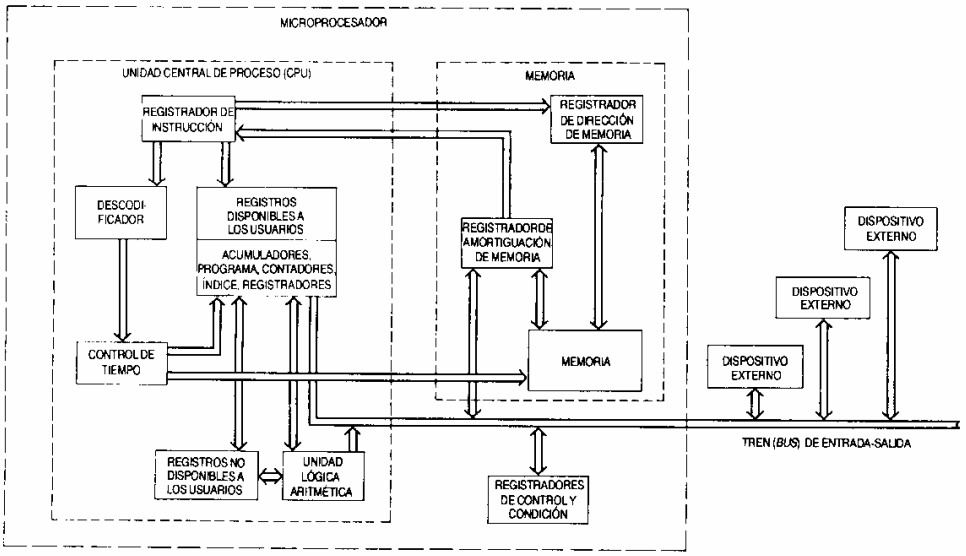


FIG. 22-117 Estructura usual de un microprocesador.

MICROPROCESADOR (VÉASE LA FIGURA 22-117)

FIG. 22-118 Contr

digital y así se alm
segmento del prog
tenidos en la mem
al convertidor digi
ca es emitida de m
positivo de punto

Los cambios qu
del punto de ajust
tados sobre el disp
ción pantalla-tecl
las entradas y sali
grama de control.

Los controlado
res de acción prop
gral-derivada (PI
en la estrategia de
ware) del equipo
procesadores se p
se desee; sin emb
ritmo PID son los
programación (*so*
algoritmo PID en
derivación se ana

Algoritmos C
opera con muest
posible escribir la
control analógic

El algoritmo q
derivarse a partir
ve afectada por t
otro es la integra
señal del error. Pa
la ganancia a los
también de tal m
ración se vean af
sible escribir un
rapidez de cambi
base en esta defi
a la suma de los

Salida = térm
vado

$= G_1 e +$

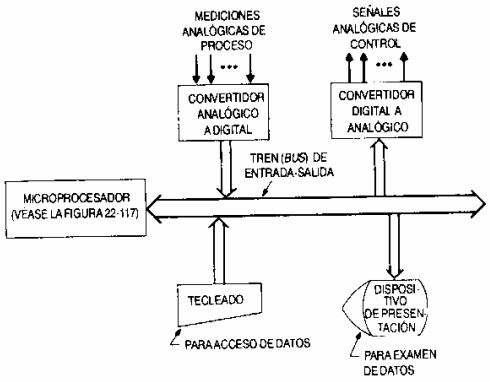


FIG. 22-118 Controlador basado en un microprocesador.

digital y así se almacenan en la memoria del microprocesador. Otro segmento del programa de control selecciona los datos necesarios contenidos en la memoria, calcula el valor de salida y transfiere este valor al convertidor digital a analógico. En este convertidor, la señal eléctrica es emitida de manera analógica, adecuada para que llegue a un dispositivo de punto final, como las válvulas de control.

Los cambios que el operador introduce, por ejemplo, un nuevo valor del punto de ajuste, se efectúan mediante el teclado con datos presentados sobre el dispositivo de presentación alfanumérica. La combinación pantalla-tecleado puede emplearse para examinar los valores de las entradas y salidas analógicas y, en algunos casos, cambiar el programa de control.

Los controladores analógicos se limitan casi siempre a controladores de acción proporcional, proporcional-integral o proporcional-integral-derivada (PID), con constantes fijas de ajuste. Cualquier cambio en la estrategia de control requerirá un cambio en la estructura (*hardware*) del equipo analógico. Los algoritmos de control para los microprocesadores se pueden escribir para cualquier acción de control que se desee; sin embargo, la PID estándar y algunas variaciones del algoritmo PID son los únicos que se encuentran disponibles en paquetes de programación (*software*) estándar. Se podría incluir una derivación del algoritmo PID en un controlador basado en un microprocesador. Esta derivación se analiza en los siguientes párrafos.

Algoritmos Como el microprocesador es un dispositivo digital que opera con muestreo de datos discretos a una velocidad conocida, es posible escribir las ecuaciones que minimicen la acción del circuito de control analógico.

El algoritmo que describe la acción de un controlador PID puede derivarse a partir de la definición del PID. Por definición, la salida se ve afectada por tres términos: uno es proporcional a la señal de error, otro es la integral de la señal del error, el último es la derivada de la señal del error. Para ser congruente con el circuito analógico que aplica la ganancia a los tres términos del error, el algoritmo debería escribirse también de tal manera que las acciones integral y de reajuste o restauración se vean afectadas por el establecimiento de la ganancia. Es posible escribir un algoritmo más sencillo cuando la restauración y la rapidez de cambio o velocidad son independientes de la ganancia. Con base en esta definición, la salida de un controlador analógico se iguala a la suma de los tres términos, es decir,

Salida = término proporcional + término integral + término derivado

$$= G_1 e + G_2 \int e dt + G_3 \frac{de}{dt} \qquad (22\text{-}27)$$

donde, salida = señal enviada hacia la válvula o el elemento final de control

G_1 = término de ganancia del controlador
G_2 = término integral o de reajuste del controlador
G_3 = término derivativo o de velocidad del controlador
e = error o diferencia entre la señal del proceso y el punto de ajuste del controlador

Como el microprocesador opera sobre números discretos, la integral se sustituye por una sumatoria y la diferencial se sustituye por una diferencia. Como la velocidad de muestreo es pequeña, comparada con las constantes de tiempo del proceso, no se introduce algún error significativo. La ecuación (22-27) llega a tener la siguiente forma:

$$\text{Salida} = G_1 e_n + G_2 \sum_{k=0}^{n} e_k + G_3 (e_n - e_{n-1}) \qquad (22\text{-}28)$$

donde, $e_n = s_n - p_n$, error al tiempo n
p_n = señal del proceso al tiempo n
s_n = valor del punto de ajuste al tiempo n

Entonces, $e_n - e_{n-1} = p_n - p_{n-1}$, puesto que $s_n = s_{n-1}$.

Es posible introducir una constante Q_k en el término integral con objeto de prevenir el problema de restauración que se presenta en los controladores analógicos; entonces

$$\text{Salida} = G_1 e_n + G_2 \sum_{K=0}^{n} (Q_k e_k) + G_3 (p_n - p_{n-1}) \qquad (22\text{-}29)$$

donde $Q_k = 1$, si el valor de salida está dentro de los límites definidos
$= 0$, si la salida excede los límites.

Los términos de ganancia se reescriben, para corresponder con los términos de ganancia, restauración y de velocidad como se emplean en los controladores analógicos:

$$\text{Salida} = K_g \left[e_n + \frac{T_s}{T_i} \sum_{K=0}^{n} (Q_k e_k) + \frac{T_d}{T_s} (p_n - p_{n-1}) \right] \qquad (22\text{-}30)$$

donde, p_n = señal del proceso en el n-ésimo periodo de muestra
$e_n = S - p_n$
S = punto de ajuste
$Q_k = 1$, si el valor de salida se encuentra dentro de los límites
$= 0$, si el valor de salida se encuentra fuera de los límites
T_s = tiempo de muestreo
T_i = término de restauración
T_d = término de velocidad
K_g = término de ganancia proporcional

Este es sólo uno de los múltiples algoritmos de control que es posible tener. Entre otros algoritmos se encuentran los siguientes: **1)** PID, con error cuadrático en la integral; **2)** PID, con error cuadrático en la ganancia; **3)** controladores de vacío, donde no ocurre algún cambio en la salida hasta que se excede el límite de error predefinido; y **4)** controladores de vacío en los que sólo se controla la acción integral hasta que se excede el límite de error predefinido.

Casi todos los algoritmos que existen en los paquetes de *software* se basan en el controlador PID de tres modos. A pesar de esto, se encuentra disponible una amplia variedad de condiciones de entrada (proporciones, diferencia, raíz cuadrada, multiplicador, etc.).

Ajuste adaptable La mayor ventaja de algunos circuitos de control es la capacidad de ajuste adaptable de un controlador basado en un microprocesador. Este ajuste adaptable es la habilidad para cambiar de manera automática las constantes de ajuste de un controlador de retroalimentación. La forma más común de este ajuste es el control de ganancia adaptable, limitado en forma previa a los circuitos de control en un computador de control de proceso. El controlador basado en un microprocesador ha extendido la posibilidad del control de ganancia adaptable a todos los circuitos de control.

Las cuatro áreas mayores de aplicación del control de ganancia adaptable son las siguientes:

1. Circuitos de control que requieren un control más sensible y más estricto en un punto de ajuste específico.

2. Circuitos de control que requieren un control sobreamortiguado en un punto de ajuste específico.
3. Circuitos de control que requieren cambios de ganancia con base en una entrada externa, para proporcionar los cambios en las constantes de ajuste con base en el arranque, al tipo de evento y al tiempo de duración del mismo.
4. Circuitos de control cuando la ganancia del proceso es no lineal.

Control más sensible y más estricto Las razones para desear un control más estricto en algunos circuitos son obvias. Los circuitos con ganancia adaptable fueron los primeros en utilizarse. Las desviaciones en el proceso respecto al punto de ajuste se pueden disminuir al incrementar la ganancia del controlador, pero la estabilidad también disminuye al incrementar la ganancia. Si la ganancia del controlador se incrementa como una función de la desviación del proceso respecto al punto de ajuste, es posible establecer un punto intermedio en el que la desviación se reduce sin que el circuito sea forzado a oscilar.

Control sobreamortiguado Aunque en principio no parezca obvio por qué se desea un control sobreamortiguado, existen diversas aplicaciones en las que su existencia es benéfica. Dos aplicaciones posibles son la reducción de la acción del controlador causada por el ruido del proceso o la medición y la reducción de las interacciones del circuito de control.

Las etapas previas utilizadas para reducir las interferencias o ruido del proceso y la medición incluyen la amortiguación del transmisor y el ajuste del controlador para bajas ganancias y altos índices de restauración. Estas etapas reducen la acción del controlador debido al ruido, pero también reducen la respuesta a las desviaciones reales del proceso. El ajuste adaptable permite que la ganancia del controlador sea baja en la región del punto de ajuste, con ganancias mayores al incrementarse las desviaciones.

El control de ganancia adaptable puede emplearse para reducir las interacciones de los circuitos de control causadas por el acoplamiento de procesos en paralelo y en serie. Un problema usual en las plantas de procesamiento en las que el equipo se opera en paralelo (calentadores, calderas, generadores, compresores de refrigeración o un tren completo de proceso) es que las perturbaciones de una unidad se unen a todas las demás unidades. Un método que se aplica para romper el acoplamiento de los circuitos de control para prevenir las perturbaciones de las unidades en paralelo es reducir gradualmente la acción del controlador. Sin embargo, como en el ejemplo anterior, el control sobreamortiguado causa mayores desviaciones y tiene una recuperación más lenta. La desviación de la máxima desviación puede reducirse con el ajuste adaptable, al reducirse la amortiguación conforme disminuye la desviación.

Otro ejemplo de cómo puede reducirse la interacción del circuito de control es mediante el control de la alimentación que entra a una unidad de procesamiento, como una torre de fraccionamiento. Para la operación uniforme de unidades, la velocidad de alimentación debería ser tan constante como fuera posible. Un método común para controlar la velocidad de alimentación a una torre de fraccionamiento emplea el controlador de nivel en el fondo de la torre anterior. El fondo de esta torre se puede utilizar como un tanque de oleaje para suavizar cualquier variación en el flujo de alimentación, cuando se permite una variación en el nivel dentro de un intervalo específico. En este ejemplo, el ajuste adaptable se emplea como un controlador de vacío con la ganancia del controlador como función de la señal de nivel.

Cambios de ganancia basados en entradas externas La capacidad para cambiar la ganancia del controlador de manera automática, sobre la base de unas entradas externas basadas en el arranque, el tipo de operación o la duración de la operación misma, tiene pocas aplicaciones en las industrias de procesos continuos; pero el mayor potencial para la aplicación de este concepto se encuentra en los procesos por cargas o lotes (*batch*), y debería aplicarse a procesos por cargas que requieren arranque no sobremaximizado y control estricto y uniforme a través del lote o carga.

Ganancia en procesos no lineales El ajuste adaptable tiene aplicaciones en circuitos de control cuando la función de transferencia del proceso es no lineal. Esta no linealidad puede ser originada por las no linealidades de las características del proceso, como el control del pH (neutralización ácida o básica) o puede ser el resultado de un amplio intervalo de cargas o puntos de ajuste. La finalidad del ajuste adaptable en esta aplicación sirve para mantener el producto de la ganancia del proceso y la ganancia del controlador en un valor constante.

Un ejemplo de ganancia en procesos no lineales es la aplicación de válvulas de intervalo dividido. Las dos válvulas pueden ser muy diferentes respecto a sus características y tamaño. Para compensar los cambios en las características de las válvulas, la ganancia del controlador puede ajustarse como una función de la salida del controlador.

Aplicaciones adicionales Los microprocesadores también se pueden aplicar para el control de la operación de un sistema completo dentro de una unidad del proceso. Como ejemplo de esto, considérese un sistema microprocesador de diseño especial que podría controlar la operación de una caldera. Este sistema sería responsable de rastrear (monitorear) el estado de los interruptores de seguridad, accionar las válvulas de control para controlar la presión de vapor, el nivel en el tambor, etc., optimizar la eficiencia de la caldera a través de un ajuste de la relación combustible-aire y controlar la secuencia y duración del arranque. Estas unidades de control de diseño muy especial podrían adquirirse como un sistema de microprocesamiento y no sólo como parte de un sistema (*hardware*) que contiene un microprocesador. En este tipo de sistemas, el usuario final tiene acceso a la programación de la unidad y puede ser responsable de la generación del programa de control.

SIMPLIFICACIÓN LÓGICA DE SISTEMAS DE CONTROL

Un árbol de fallas es una lista de criterios que tienen relaciones lógicas, que deben cumplirse antes de poder alcanzar una meta específica. Si la meta es poner en funcionamiento un automóvil que cuenta con transmisión automática, el árbol de fallas consistirá en colocar la transmisión en punto neutral o de estacionamiento, introducir la llave en el punto de ignición y hacerla girar para el arranque. Desde luego que existen otras previsiones, como reducir la presión sobre el acelerador y conservarla sobre el freno, pero es posible poner en funcionamiento el automóvil sin llevar a cabo estos pasos con anterioridad, puesto que no se encuentran contenidos en el árbol de fallas del automóvil de referencia. Un árbol de fallas se forma con funciones binarias como un interruptor de luz que se enciende o apaga, los interruptores de velocidad, presión, nivel o flujo, que sólo tienen dos posiciones para encontrarse arriba o abajo del punto de ajuste, o un interruptor de vibración que es cerrado u obstruido. Los árboles de fallas se construyen con funciones binarias y las soluciones o notaciones se entienden mejor a través del álgebra booleana.

Álgebra booleana Las ecuaciones booleanas se escriben utilizando los símbolos + para OR y · para AND. Sólo existen dos respuestas posibles, 1 y 0. En una ecuación OR, cuando cualquier entrada es 1, la salida será 1. En una ecuación AND, todas las entradas deben ser 1, si se pretende que la salida sea 1. Para el caso del arranque o puesta en funcionamiento del automóvil, el árbol de fallas será (neutral + estacionamiento) · girar la llave para el arranque = automóvil encendido. Si se le asigna la letra N a la transmisión en neutral, P a la transmisión de estacionamiento, S a la ignición para el arranque y SC al arranque del automóvil, la ecuación anterior podría expresarse como $(N + P) \cdot S = SC$. Las funciones que se emplean son binarias, asignando el valor 0 a cada función que no se encuentre en el estado requerido para tener la salida deseada; por ejemplo, el interruptor de ignición no ha sido girado para que se encuentre en el punto de ignición, $S = 0$. A cada función se asigna el valor 1 cuando ya se encuentra en la condición deseada. Si la transmisión está en el punto de estacionamiento y el interruptor de ignición ya ha sido girado hasta el punto de arranque, $N = 0$, $P = 1$ y $S = 1$. Por adición lógica, se tendrá $0 + 1 = 1$ y $1 \cdot 1 = 1$; en conclusión, el automóvil debería arrancar. Una barra (línea) encima de la función denota que la función está en posición NOT; por ejemplo, si $N = 1$, entonces $\bar{N} = 0$, $\bar{0} = 1$, y $\bar{1} = 0$. Para simplificar un árbol de fallas se utilizan las siguientes leyes booleanas:

$A + A =$
$A \cdot A = A$
$A + B =$
$A \cdot B = B$
$(A + B) +$
$(A \cdot B) +$
$A \cdot (B +$
$A + B \cdot C$
$A + 1 = 1$
$A \cdot 1 = A$
$A + 0 = A$
$A \cdot 0 = 0$
$\bar{A} + A =$
$\bar{A} \cdot A = 0$
$\overline{A \cdot B} = \bar{A}$
$\overline{A + B} =$
$A \cdot B = \bar{A}$
$\bar{\bar{A}} + B =$
$\bar{\bar{A}} = A$

En el ejemplo ante
tomóvil, la transmi
estacionamiento o
el interruptor de ar

Es del conocimi
automóvil no pued
mismo tiempo. Ot
0, y cuando $N = 1$,
ecuación, la cambi
booleana $A \cdot A = A$,
ción se reduce a la
definida de maner
ciones posibles de
a $SC = S \cdot (N + P)$.

Supóngase que
encima de un punt
punto de referenci
bomba también n
encuentre por enci
$(P = A \cdot C)$. Cuand
encima de los resp
la bomba ($P = B \cdot$
ción de la bomba,
que se reduce med
empleo de las leye
celarse en esta ecu
ba o abajo de su pu

$$A + A = A$$
$$A \cdot A = A$$
$$A + B = B + A$$
$$A \cdot B = B \cdot A$$
$$(A + B) + C = A + (B + C) = (A + B + C)$$
$$(A \cdot B) + C = A \cdot (B \cdot C) = (A \cdot B \cdot C)$$
$$A \cdot (B + C) = A \cdot B + A \cdot C$$
$$A + B \cdot C = (A + B) \cdot (A + C)$$
$$A + 1 = 1$$
$$A \cdot 1 = A$$
$$A + 0 = A$$
$$A \cdot 0 = 0$$
$$\overline{A} + A = 1$$
$$\overline{A} \cdot A = 0$$
$$\overline{A \cdot B} = \overline{A} + \overline{B}$$
$$\overline{A + B} = \overline{A} \cdot \overline{B}$$
$$A \cdot B = \overline{\overline{A} + \overline{B}}$$
$$\overline{\overline{A} + B} = \overline{A} \cdot \overline{B}$$
$$\overline{\overline{A}} = A$$

En el ejemplo anterior, se podría decir que, para hacer arrancar el automóvil, la transmisión debe encontrarse en punto neutral y no en el de estacionamiento o en punto de estacionamiento y no en neutral, y que el interruptor de arranque debe hacerse girar para arrancar:

$$SC = N \cdot \overline{P} \cdot S + \overline{N} \cdot P \cdot S$$
$$SC = S \cdot (\overline{P} \cdot N + \overline{N} \cdot P)$$

Es del conocimiento de todas las personas que la transmisión de un automóvil no puede estar en los puntos neutral y de estacionamiento al mismo tiempo. Otra forma de establecer esto es que cuando $P = 1, N = 0$, y cuando $N = 1, P = 0$, o $\overline{P} = N, \overline{N} = P$. Cuando esto se aplica a la ecuación, la cambia a $SC = S \cdot (N \cdot N + P \cdot P)$. Según la ley del álgebra booleana $A \cdot A = A$, la ecuación se reduce a $SC = S \cdot (N + P)$. Esta ecuación se reduce a la misma del ejemplo inicial aunque se piense que está definida de manera más completa. Cuando se agregan las otras condiciones posibles de la palanca a la ecuación inicial, es posible reducirla a $SC = S \cdot (N + P)$.

Supóngase que una bomba debe operar cuando se tenga un nivel por encima de un punto de referencia en el tanque A y por abajo de otro punto de referencia en un tanque B; entonces, P (bomba) $= A \cdot \overline{B}$. Esta bomba también necesita funcionar cuando el nivel en el tanque A se encuentre por encima de un punto de referencia fijado con anterioridad ($P = A \cdot C$). Cuando los niveles en los tanques B y C se encuentran por encima de los respectivos puntos fijos de referencia, se requiere operar la bomba ($P = B \cdot C$). La acumulación de los requisitos para la operación de la bomba, proporciona la ecuación $P = A \cdot \overline{B} + A \cdot C + B \cdot C$, que se reduce mediante el álgebra booleana a $P = A \cdot \overline{B} + B \cdot C$. Sin el empleo de las leyes, no parece posible que la función $A \cdot C$ pueda cancelarse en esta ecuación. El nivel en el tanque B debe encontrarse arriba o abajo de su punto de referencia ($B + \overline{B} = 1$). Si $B = 1$, entonces $A \cdot \overline{B} = 1$ tan pronto como $A = 1$. Si $B = 1$, entonces $B \cdot C = 1$ tan pronto como $C = 1$. $A \cdot \overline{B} + B \cdot C$ será igual a 1 antes o al mismo tiempo que la función $A \cdot C$ no cambia la ecuación. La aplicación directa de las leyes sin referencia al problema arroja los siguientes resultados.

$$\begin{aligned} A \cdot \overline{B} + A \cdot C + B \cdot C &= A \cdot \overline{B} + A \cdot C \cdot (B + \overline{B}) + B \cdot C \\ &= A \cdot \overline{B} + A \cdot C \cdot B + A \cdot C \cdot \overline{B} + B \cdot C \\ &= A \cdot \overline{B} + A \cdot \overline{B} \cdot C + B \cdot C \cdot A + B \cdot C \\ &= A \cdot \overline{B} \cdot (1 + C) + B \cdot C\,(A + 1) \\ &= A \cdot \overline{B} + B \cdot C \end{aligned}$$

¿Cuál es la razón por la que se pretende reducir una ecuación como $A \cdot \overline{B} + A \cdot C + B \cdot C$ a $A \cdot \overline{B} + B \cdot C$? Cada función + (OR) y (AND) en la ecuación final incrementa el costo del sistema de control en equipo y tiempo de programación. Al reducir la ecuación, se habrá reducido de cinco a tres el número de funciones AND y OR requeridas. Si se supone que las funciones AND y OR tienen el mismo costo, estos cambios representarán una reducción del 40% en el costo, sin alteración de las funciones del sistema.

Considérese otro ejemplo en el que se recibe una solicitud para la instalación de una alarma sencilla, que deberá sonar cuando el flujo en la tubería se encuentre en un valor por abajo del normal y la bomba sobrealimentadora en la tubería se encuentre funcionando. La alarma de referencia también sonará cuando la velocidad del flujo se encuentre por encima del valor normal. La velocidad normal del flujo se detectará mediante un interruptor de flujo que opera en un punto sencillo (sin espacio muerto). Si se le asigna la literal A al flujo por encima del normal y B a la bomba sobrealimentadora funcionando, la ecuación para la alarma será $AL = A \cdot B + A$. Es posible emplear las leyes booleanas para mostrar que $A \cdot B + A = A + B$. Esta simplificación demuestra que la situación inicial no es realista, lo que dará como resultado una señal de alarma cuando la bomba se encuentre en operación o el flujo se encuentre por encima del valor normal. Para que la alarma funcione con flujo bajo, como se pretende, el interruptor de flujo deberá tener dos puntos de ajuste, con un espacio muerto entre ellos. Si se asignan las literales A y B como se especificó líneas arriba y C al nuevo flujo por abajo del normal, la ecuación llegará a ser $AL = C \cdot B + A$, que funcionará como se pretende.

Control programable El sistema de control, una vez que las ecuaciones booleanas se han simplificado, puede diseñarse al utilizar cualquier número de sistemas de control binarios. Para el usuario, más fácil de instalar y modificar posteriormente a la instalación, es el controlador programable.

Un controlador programable es un sistema lógico que emite órdenes de salida cuando se encuentra una combinación predeterminada de condiciones de entrada. El equipo de computación (*hardware*) consiste en una forma especializada de computador que tiene una capacidad aritmética limitada y casi siempre se diseña para el trabajo más rudo en una planta industrial. En la figura 22-119 se muestra un controlador programable que consta de tres secciones: módulos de entrada, sección lógica de control (programable) y módulos de salida. Los módu-

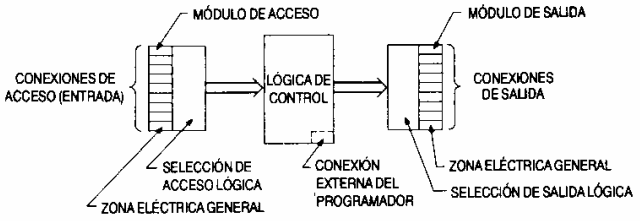


FIG. 22-119 Controlador programable.

los de entrada (*input*) convierten las señales de entrada en un nivel aceptable de voltaje para la sección lógica. La sección lógica registra la información proveniente de los módulos de entrada, compara esta información con los requisitos programados y emite órdenes a los módulos de salida (*output*) con base en esta comparación. Los módulos de salida convierten la señal de nivel lógico de la sección lógica hasta un nivel de energía compatible con la utilización del equipo. El voltaje hacia el módulo de entrada puede variar de 24 a 230 V de ca o cc, dependiendo del módulo de entrada que se emplee. El voltaje del nivel lógico se encontrará, de manera casi general, entre 5 y 15 V de cc. Por lo general, el voltaje de salida de los módulos de salida tendrá el mismo intervalo que el voltaje de entrada hacia los módulos de entrada.

El costo del equipo, mantenimiento y programación, junto con la frecuencia de cambios en el control, determinará cuándo debería utilizarse un controlador programable en lugar de un sistema de control no programable menos flexible. Casi por regla general, los controladores programables llegan a tener un costo mayor que los relevadores, cuando el número de éstos es mayor de 20. Sin embargo, el costo del programador externo, empleado para generar el programa de control, sólo puede incrementar este número en caso de que se incluyan pocos sistemas.

ELEMENTOS DE CONTROL FINAL

REFERENCIA GENERAL: Beard, *Final Control Elements*, Chilton, Filadelfia, 1969.

El elemento de control final es el mecanismo que altera el valor de la variable manipulada en respuesta a la señal de salida proveniente del controlador automático, la señal de salida que se obtiene de un dispositivo de control de manejo manual o por alguna manipulación manual directa. En instalaciones de control automático, éste consta normalmente de dos partes: 1) un accionador o actuador que traduce la señal de salida del dispositivo controlador en una acción que comprende una gran fuerza o la manipulación de una energía de gran magnitud, y 2) un dispositivo que responde a la fuerza del accionador y ajusta el valor de la variable manipulada. Por ejemplo, el actuador se puede utilizar para cambiar la posición de un tapón de válvula en un orificio, la velocidad de un dispositivo giratorio o la cantidad de energía que se suministra a una carga eléctrica.

En el control automático de procesos, el elemento de control final que se emplea con mayor frecuencia es la válvula de diafragma motor (DMV). Consta de un actuador neumático de diafragma motor y una válvula de control del fluido de proceso. En la figura 22-120 se ilustra un ejemplo usual de válvula de diafragma motor.

Cada dispositivo que se utiliza para constituir el elemento de control final posee sus propias características de retraso dinámico o constantes de tiempo. Esto quiere decir que los dispositivos no responderán de manera instantánea a los cambios de las señales de control o a las perturbaciones de la carga. La importancia del efecto de los retrasos depende del proceso en que se emplea el dispositivo. En algunos casos, estos retrasos pueden degradar gravemente el funcionamiento del sistema de control y, por tanto, provocar menguas en los buenos resultados del proceso. También pueden hacer que se requiera mayor atención e intervención del operador.

VÁLVULAS DE CONTROL

En cualquier estudio de las válvulas de control y sus características, se deben tomar en cuenta dos partes de la válvula en forma especial: primero, el cuerpo de la misma, sus aspectos geométricos y los materiales de construcción y, en segundo lugar, el macho o tapón de la válvula, su geometría y sus materiales de construcción. La geometría combinada del cuerpo y el macho determinan las propiedades de flujo de la válvula.

La mayor parte de las válvulas operan por medio de un actuador de posición lineal o alguna modificación de este tipo de actuador. Estos actuadores colocan el macho de la válvula en el orificio, en respuesta a una señal proveniente del controlador automático o a través de un ajuste mecánico manual.

Cuerpos de válvula Los cuerpos de las válvulas de control pueden ser roscados, bridados o también se pueden soldar en la línea de flujo; véase "Tuberías para plantas de proceso" en la sección 6. Los extremos roscados se fileteen siempre con roscas hembra de tubería adelgazada estipuladas por la American Standard. Las dimensiones, los detalles de diseño y los valores nominales de temperatura y presión de los extremos bridados deben coincidir con las especificaciones del American National Standards Institute.

Los materiales más comunes para cuerpos son hierro colado y acero al carbono. Los aceros de baja aleación, como cromo-molibdeno, se emplean para altas temperaturas. Existen varios grados de aceros inoxidables, bronce, Monel, níquel, Inconel, Hastelloys y muchas aleaciones vaciables para servicios químicos corrosivos o para aplicaciones de temperaturas extremadamente bajas o altas. Cuando no es práctico utilizar cuerpos de válvulas colados, se pueden maquinar partiendo de una barra sólida o de material de forja, sobre todo en tamaños pequeños.

Los materiales de construcción para las partes vitales de la válvula de control, es decir, aquellas que deben someterse a tolerancias mínimas de maquinado para sellado, medición o movimiento, se deben seleccionar con extremo cuidado. En general, deben ser más resistentes a la corrosión, erosión, abrasión y distorsión que el material del cuerpo.

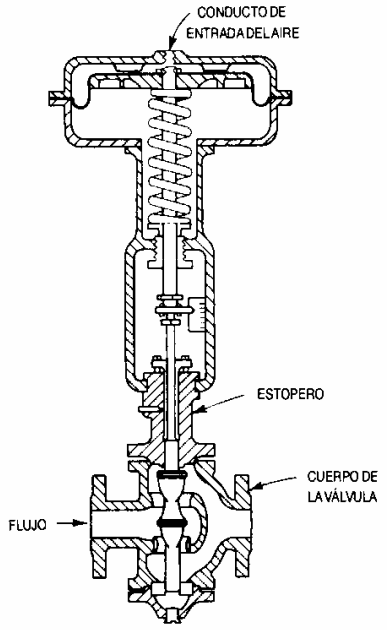


FIG. 22-120 Diagrama esquemático usual de una válvula de control y un accionador neumático.

En las figuras 22-1
diseño y construcció
aparecen en la figura
ción de las flechas, el
cerrarse. Cuando el
al cerrarse. Todas ell
méticamente (es deci
cio se diseñan en for
se les puede proporc
hermetismo.

Las válvulas que
22-122 no son del tip
nación con asientos
ción de la figura 22-
reduce los requisito
ciones son esencialm
válvulas de un solo c
den invertir. La orie
también en relación

La válvula Saund
un revestimiento de
intervalo útil de tem
ma. La válvula de
utiliza para aplicac
miento de hule, per
Las válvulas esféric

Existen otras clas
vulas de control, p
de vástago y las de
cios y los asientos d
tener las caracterís
ne gran variedad de
control automático

Obturador de v
y el asiento de la v
determinar la velo
posición del vástag
ponibles que sirve
de las diversas cara

Características
racterísticas de vál
tante en la misma.
dez de cambio de
posición del vástag

Sensibilidad

Sensibilida

En las figuras 22-121 a la 22-123 se ilustran varios tipos comunes de diseño y construcción de válvulas de control. Cuando las válvulas que aparecen en la figura 22-121 funcionan con flujos que siguen la dirección de las flechas, el activador debe contrarrestar la fuerza del flujo al cerrarse. Cuando el flujo se invierte, estas válvulas tienden a golpear al cerrarse. Todas ellas son adaptables a prestar servicio cerrándose herméticamente (es decir, sin fugas) cuando el macho u obturador y el orificio se diseñan en forma adecuada para este tipo de aplicación. También se les puede proporcionar asientos de válvula suaves para obtener este hermetismo.

Las válvulas que tienen las configuraciones descritas en la figura 22-122 no son del tipo hermético, a menos que se empleen en combinación con asientos suaves o anillos en O para sellado. La configuración de la figura 22-122*a* tiene fuerzas equilibradas al cerrarse, lo cual reduce los requisitos de fuerza del actuador. Las otras dos configuraciones son esencialmente de fuerzas no equilibradas, ya que se trata de válvulas de un solo orificio. Las direcciones de flujo indicadas se pueden invertir. La orientación del macho de la válvula se puede invertir también en relación con la posición indicada en el diagrama.

La válvula Saunders, que aparece en la figura 22-123*a*, puede tener un revestimiento de plástico para lechadas y materiales corrosivos. Su intervalo útil de temperatura está limitado por el material del diafragma. La válvula de mariposa es económica en tamaños grandes y se utiliza para aplicaciones de cierre hermético utilizando un recubrimiento de hule, pero no es apropiada para grandes caídas de presión. Las válvulas esféricas o de bola tienen aplicaciones restringidas.

Existen otras clases de válvulas, pero no se suelen utilizar como válvulas de control, por ejemplo, las de compuerta, las de corredera, las de vástago y las de tapón. Para aplicaciones especializadas, los orificios y los asientos de estas válvulas tienen formas específicas para obtener las características de flujo en la válvula deseada. También se tiene gran variedad de activadores para estas válvulas, aplicables tanto al control automático como al funcionamiento manual.

Obturador de válvula La forma geométrica del obturador o macho y el asiento de la válvula es el factor individual más importante para determinar la velocidad de flujo en función de las características de posición del vástago. Existe gran variedad de tipos de obturadores disponibles que sirven para conferirle a la válvula de control cualquiera de las diversas características de flujo.

Características del flujo inherente Hay tres tipos básicos de características de válvula que se observan con una caída de presión constante en la misma. Esta clasificación se basa en la sensibilidad de rapidez de cambio de flujo que pasa por la válvula en relación con la posición del vástago de la misma.

$$\text{Sensibilidad decreciente } \left.\frac{dQ}{dL}\right|_{Q=0} > n > \left.\frac{dQ}{dL}\right|_{Q=\text{máx}}$$

$$\text{Sensibilidad lineal (constante) } \frac{dQ}{dL} = n$$

$$\text{Sensibilidad creciente } \left.\frac{dQ}{dL}\right|_{Q=0} < n < \left.\frac{dQ}{dL}\right|_{Q=\text{máx}}$$

En este caso, l, es el porcentaje de desplazamiento o recorrido máximo del vástago de la válvula (ascenso de válvula): Q, el porcentaje del flujo máximo, y n, el coeficiente de flujo de la válvula. Estos tres tipos básicos de características aparecen ilustrados en los esquemas de la figura 22-124.

Como ejemplo del tipo de sensibilidad decreciente se pueden citar las válvulas de globo de abertura rápida, de vertedero y de vástago. Entre las de clase de sensibilidad creciente están las válvulas de igual porcentaje, las logarítmicas y las parabólicas. Las características de flujo inherente se determinan según la geometría del orificio y el obturador. Se acostumbra describir el gasto o velocidad de flujo que pasa por la válvula como una función de la posición del vástago manteniendo constante la caída de presión a través de la válvula. Los fabricantes de válvulas proporcionan esta información, que denominan datos de "coeficiente dimensional" (C_V, C_G o C_S), asociados por lo común con las condiciones estándares de una caída de presión constante de 6.9 kPa (1 lbf/in^2). En la figura 22-125 se muestran varias configuraciones usuales de obturadores o machos de válvulas de control. En la figura 22-126 se ilustran las características de flujo inherente comunes para estas configuraciones de obturador, con un asiento de válvula tradicional.

Las características de flujo inherente de una válvula se determinan tanto por la forma del asiento como por la del tapón u obturador. En la figura 22-127 se presenta el asiento normal con un tapón parabólico y un tapón de abertura rápida en un asiento de contorno. Además de generar un cambio importante en la característica de flujo, el asiento de contorno origina también fuerzas desequilibradas que se ejercen sobre el obturador para cambiar con menor rapidez conforme la válvula se abre o cierra que como sucede con un asiento normal. Esto conduce a una acción más suave del actuador y, por lo común, se obtienen mejores ubicaciones de dicho accionador cuando se tienen cambios pequeños en la salida del controlador, reduciendo o eliminando la necesidad de incluir dispositivos para compensar fuerzas en el diseño de la válvula.

Además de la sensibilidad de válvula antes descrita, hay otras dos propiedades importantes. La primera de ellas es el índice de intervalo o alcance R, que se define como sigue:

$$R = \frac{\text{flujo máximo controlable}}{\text{flujo mínimo controlable}}$$

y la segunda es el índice de rechazo T, que se define como sigue:

$$T = \frac{\text{Flujo máximo normal}}{\text{flujo mínimo controlable}}$$

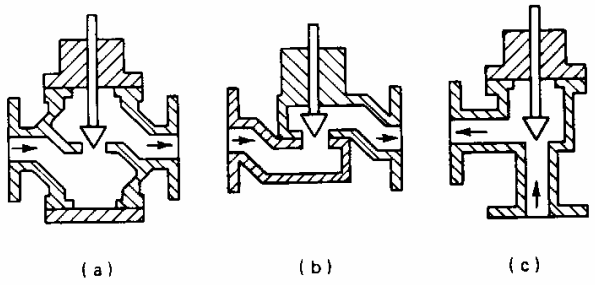


FIG. 22-121 Válvulas usuales de un solo orificio con diversos diseños de cuerpo. *a*) De globo. *b*) De cuerpo dividido. *c*) En ángulo.

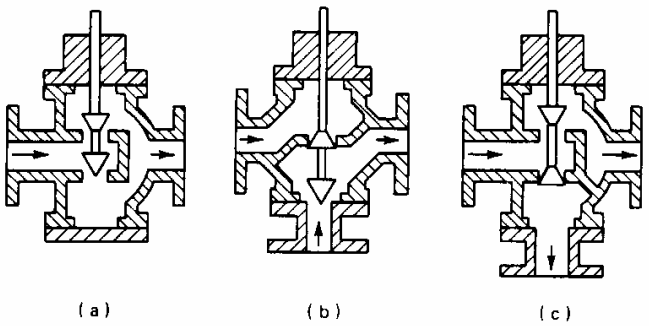


FIG. 22-122 Configuraciones usuales de válvulas de dos orificios para *a*) flujos directos, *b*) mezclado, *c*) separación de corriente.

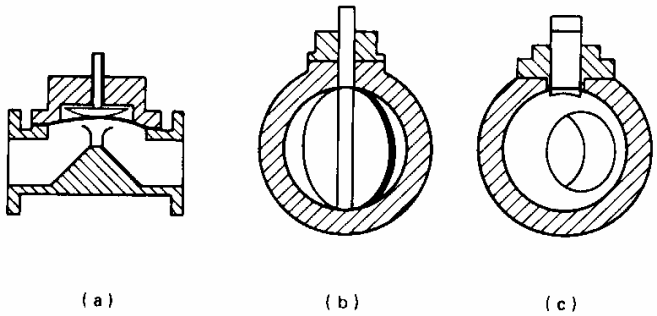


FIG. 22-123 Cuerpos de válvulas de control para fines especiales. *a*) Válvula Saunders de diafragma. *b*) Válvula de mariposa. *c*) Válvula de bola.

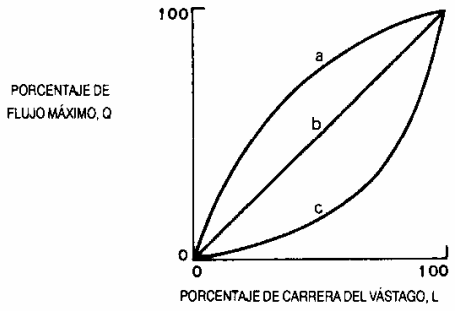


FIG. 22-124 Características del flujo inherente. *a*) Sensibilidad decreciente. *b*) Sensibilidad lineal o constante. *c*) Sensibilidad creciente.

En general, los tamaños de las válvulas se determinan de tal manera que $T = 0.7R$, en donde R se ubica, según el tipo de válvula de que se trate, entre 20 y 50.

La utilidad de los índices de intervalo y de rechazo se ilustrará por medio de una aplicación específica de válvula de control. Por ejemplo, si el diseño de un sistema de control de nivel de tanque requiere un cambio de 25 a 1 en la velocidad de flujo de entrada, a fin de mantener el nivel debido a una velocidad de flujo variable en la salida, entonces, el índice de rechazo de la válvula de control que se indica es, por lo menos, de 25 y el índice de intervalo, por lo menos, de 35. Como es lógico suponer, las válvulas de tipo de sensibilidad creciente tienen razones de intervalo más elevadas.

La caída de presión a través de una válvula instalada rara vez es constante conforme se ajusta la posición del vástago. Como resultado de ello, las características de flujo inherente no son suficientes para determinar la velocidad de flujo instalado para cualquier posición de vástago en particular.

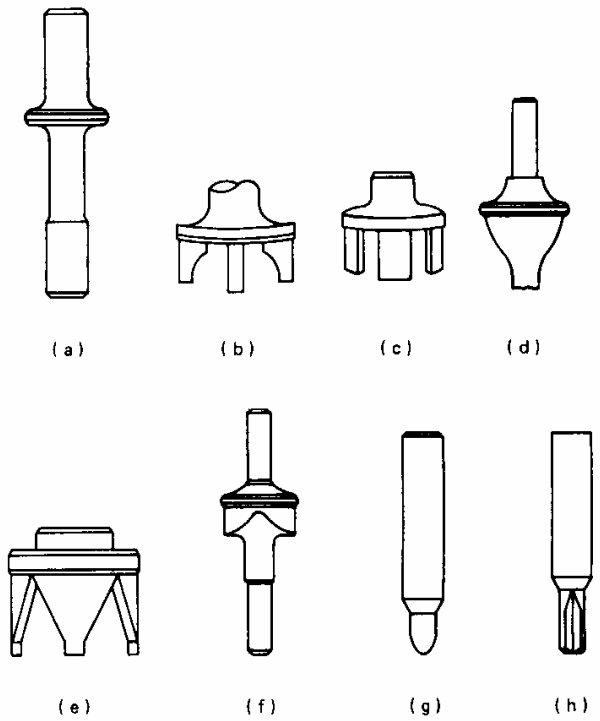


FIG. 22-125 Formas usuales de tapones u obturadores de válvulas. *a*) Abertura rápida de un solo orificio dirigido para la parte superior e inferior. *b*) Abertura rápida de orificio dirigido. *c*) Orificio rectangular (lineal). *d*) Tapón de estrangulamiento (lineal modificado). *e*) Orificio en V (lineal modificado). *f*) Orificio en V de igual porcentaje. *g*) Tapón de estrangulamiento miniatura (de igual porcentaje). *h*) Tapón estriado miniatura (de igual porcentaje).

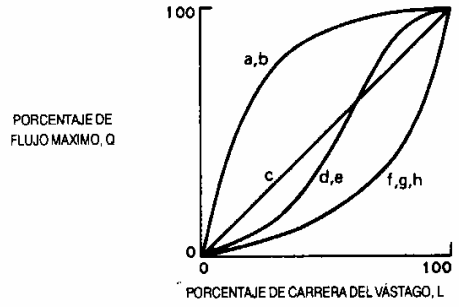


FIG. 22-126 Generalización de las características del flujo inherente para los tapones de válvula ilustrados en la figura 22-125.

ıos, de 35. Como es
lad creciente tienen

nstalada rara vez es
ıgo. Como resultado
son suficientes para
ıalquier posición de

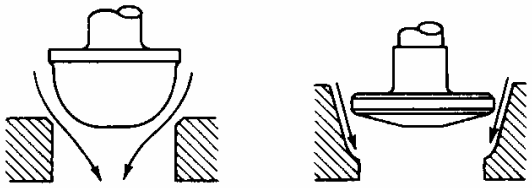


FIG. 22-127 Asientos de válvula normal y de contorno, con tapones parabólicos y de abertura rápida.

Características del flujo instalado Cuando las válvulas de control se combinan con otros equipos para el manejo de fluidos en sistemas de procesos, las características compuestas de velocidad y flujo difieren de las de cualquier componente individual del sistema. Los gastos o velocidades de flujo que pasan por la válvula ya no se determinan basándose exclusivamente en la geometría del cuerpo de la válvula y el obturador.

Los efectos de las resistencias generadas por las tuberías, los orificios o cualquier otro equipo en serie con la válvula de control y la variación de carga disponible con la velocidad de flujo afectan la relación flujo-posición de vástago. En el caso de una válvula lineal, este efecto se describe por medio de la siguiente ecuación.

$$Q = \frac{L}{[\alpha + (1 - \alpha)L^2]^{1/2}} \qquad (22\text{-}31)$$

en donde Q y L son las fracciones del flujo máximo y el recorrido máximo del vástago, respectivamente; el término se define como sigue:

$$\alpha = \frac{\text{diferencial de carga de la válvula a flujo máximo}}{\text{diferencial de carga de la válvula a flujo cero}}$$

Las características de flujo instalado para una válvula de control lineal instalada en sistemas de flujo que tienen diferentes valores de α son tal como se indican en la figura 22-128. Los valores decrecientes de α, indican restricciones de flujo crecientes que son externas a la válvula. Para α igual que 1, la característica de flujo instalado es idéntica a la característica del flujo inherente.

Las características de flujo instalado de una válvula de tipo de sensibilidad creciente (parabólica o de igual porcentaje) con resistencia en serie en el sistema de flujo, se describen por medio de la ecuación

$$Q = \frac{L^2}{[\alpha + (1 - \alpha)L^4]^{1/2}} \qquad (22\text{-}32)$$

y se ilustran también en la figura 22-128

Selección de la válvula

Selección del tipo de válvula Uno de los objetivos del diseño de los sistemas de control es obtener una relación de ganancia específica entre el controlador y alguna variable de salida del proceso. Por lo común, esta relación es de tipo lineal; dicho de otra manera, utilizando el diagrama de bloques generalizado (Fig. 22-129) y la nomenclatura de

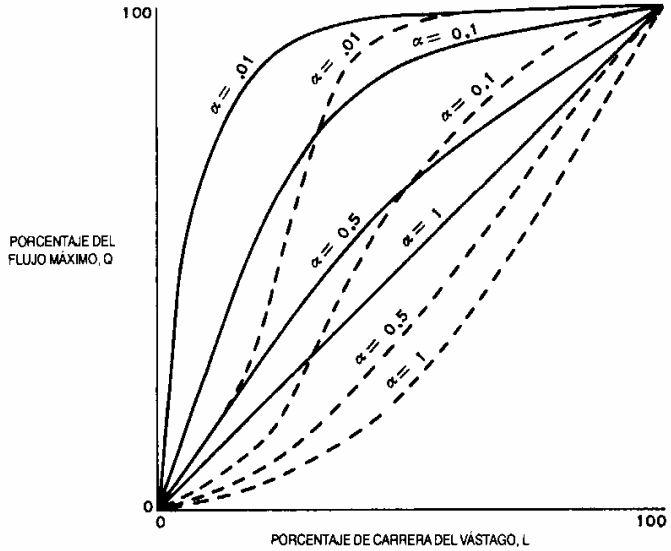


FIG. 22-128 Características generalizadas de flujo instalado correspondientes a válvulas de control lineal (curvas continuas) y parabólico (curvas de trazo interrumpido o discontinuo), conforme α varía con la carga constante disponible aplicada a la porción del proceso que influye en las características preestablecidas.

la función de tran
pendiente de $M(s)$
ma de bloques, M
válvula, y $A(s)$ el
instantánea del v
Esto requiere una
o por lo menos, q
ganancia del proc
valo normal de op
las características
características de
se caracterice por
En cualquier ca
debe estar regulad
bales deseadas. P
de $A(s)$ o $C(s)$, por
requerir, por ejem
Las válvulas
cuando más del
válvula de contr
cuando las presi
tables, cuando la
actuador domina
y las ganancias
cuando las may
carga, o cuando s
y la variable med
Algunas cond
terística inheren
control que se p
(*on-off*), la rápid
cuando la consta
que la constante
velocidades de c
Se indica el e
sensibilidad cre
aberturas de vál
cuando se deben
vula, cuando la
de la caída del s
respuesta a los
lineal en un proc
Las caracterís
ejemplifican po
indicadas cuand
válvula y no se
Hay otros fact
los cuales se inc
dido en la corrie
cerrar la válvula
proceso que se e
total aplicada a
las propiedades
Determinaci
cionar las carac

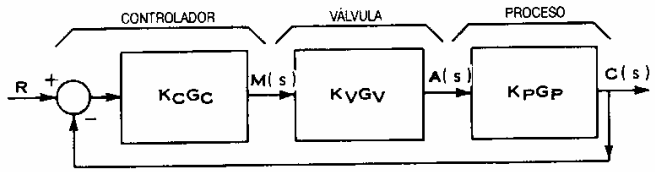


FIG. 22-129 Diagrama de bloques generalizado, en donde $M(s)$ es la posición del vástago de la válvula y $A(s)$ el flujo del fluido de proceso producido por la ubicación instantánea del vástago, como se ilustra en la figura 22-28.

la función de transferencia, el producto $K_vK_pK_c$ es constante e independiente de $M(s)$, $A(s)$ y $C(s)$, y K_c es también constante. En el diagrama de bloques, $M(s)$ es la señal de posicionamiento del vástago de la válvula, y $A(s)$ el flujo del fluido de proceso que resulta de la ubicación instantánea del vástago de la válvula. (Véase también la Fig. 22-28). Esto requiere una válvula que posea una característica instalada lineal, o por lo menos, que sea lineal en el intervalo normal de operación, si la ganancia del proceso K_p es constante. Si K_p no es constante en el intervalo normal de operación, K_v es proporcional a $1/K_p$. En otras palabras, las características de ganancia de la válvula deben ser la inversa de las características de ganancia del proceso, si se desea que la combinación se caracterice por una ganancia constante.

En cualquier caso, la característica instalada de una válvula de control debe estar regulada por la naturaleza del proceso y las características globales deseadas. Por ejemplo, se puede buscar que K_vK_p sea una función de $A(s)$ o $C(s)$, por ejemplo, $K_vK_p = f(C)$. En este caso, $K_v = f(C)/K_p$ puede requerir, por ejemplo, una válvula de sensibilidad creciente.

Las válvulas de característica lineal inherente son las indicadas cuando más del 40% de la caída de presión en el sistema ocurre en la válvula de control, cuando no se requiere un alto índice de intervalo, cuando las presiones de alimentación y descarga de la válvula son estables, cuando las constantes de tiempo combinadas de la válvula y el actuador dominan el circuito de control, cuando este último es estable y las ganancias proporcionales del controlador son mayores que 10, cuando las mayores perturbaciones del proceso son los cambios de carga, o cuando se tiene una relación lineal entre la variable controlada y la variable medida.

Algunas condiciones que indican la elección de válvulas de característica inherente de sensibilidad decreciente (abertura rápida) son: control que se puede ejercer con una acción de encendido-apagado (*on-off*), la rápida disponibilidad de una máxima capacidad de válvula, cuando la constante de tiempo del proceso es pequeña pero no menor que la constante de tiempo de la válvula y no se requieren pequeñas velocidades de cambio en el flujo con el desplazamiento del vástago.

Se indica el empleo de una válvula de característica inherente de sensibilidad creciente cuando se busca un buen control a pequeñas aberturas de válvula, cuando se requiere un alto índice de intervalo, cuando se deben abastecer caídas de presión con la abertura de la válvula, cuando la caída de presión en la válvula es una porción pequeña de la caída del sistema con grandes aberturas de válvula, y cuando la respuesta a los cambios de la salida del controlador es de índole no lineal en un proceso de sensibilidad decreciente.

Las características inherentes de válvula lineal modificada, que se ejemplifican por medio de la curva *d*, *e* de la figura 22-126, son las indicadas cuando se desea un buen control a pequeñas aberturas de válvula y no se requiere un alto índice de intervalo.

Hay otros factores que afectan la selección del tipo de válvula, entre los cuales se incluyen: la cantidad y la naturaleza del material suspendido en la corriente de proceso, el grado de hermetismo que se desea al cerrar la válvula, el equilibrio conveniente de las fuerzas del fluido de proceso que se ejercen en el obturador de la válvula, la caída de presión total aplicada a la válvula, la presión de vapor del fluido de proceso y las propiedades corrosivas del fluido de procesamiento.

Determinación de las dimensiones de la válvula Además de seleccionar las características apropiadas de la válvula y el obturador, macho o tapón, que sean semejantes a las del proceso, es importante que las dimensiones de la válvula de control sean las adecuadas. Por ejemplo, no se acostumbra usualmente utilizar una válvula de 2 in en una línea o tubería de 2 in.

La válvula de control desempeña su función de regular la velocidad de la carga tratada en virtud de ser una resistencia ajustable al flujo, creando una caída de presión desde la entrada de la válvula hasta su salida. El grado de control del flujo de proceso se determina mediante la fracción de la caída de presión total del proceso que ocurre en la válvula misma. Si ésta es demasiado grande, la sensibilidad es reducida y el índice de intervalo demasiado alto, de manera que esa válvula se emplea sólo en la posición casi cerrada, desempeñando una acción de control deficiente. Por otro lado, si la válvula es demasiado pequeña, la sensibilidad es mayor pero el intervalo en que funciona es limitado, de modo que opera normalmente cerca de la abertura máxima, lo cual restringe su capacidad de control.

Los fabricantes de válvulas han sugerido fórmulas y procedimientos para ayudar a seleccionar el tamaño de válvula adecuado. Sin embargo, estos elementos deben utilizarse con cautela. Estos procedimientos de selección se basan en modificaciones de la ecuación de flujo $Q = K\sqrt{\Delta P}$, donde Q = gasto o velocidad de flujo, ΔP = caída de presión en la válvula o el orificio, y K es una constante asociada con el coeficiente de válvula C_v. C_v incluye el tamaño y la forma de apertura de la válvula. Las diversas modificaciones toman en cuenta las propiedades del fluido que se está controlando y la geometría de la válvula del fabricante específico.

ACCIONADORES DE POSICIÓN LINEAL

Según la definición establecida para el elemento de control final, el accionador o actuador es un transductor. Este dispositivo se encarga de transducir la señal de control de una forma o nivel de energía o potencia a otra, por ejemplo, de una señal neumática a una acción mecánica que se utiliza para regular una variable de proceso. En casi todos los casos, el accionador de válvula se puede clasificar como accionador de posición lineal. Suministra una posición de salida que es proporcional a su señal de entrada. El movimiento del elemento de salida del accionador es, casi siempre, de traslación (en oposición a rotacional), aunque el movimiento de traslación se puede transformar en rotatorio para operar algunas válvulas.

Accionadores neumáticos De todos los accionadores de control de procesos, el de tipo neumático es el de empleo más común. Hay varias configuraciones de *hardware* en el mercado, que sirven para gran variedad de aplicaciones, y cada una de ellas ofrece sus propias ventajas. El accionador neumático que se ilustra en la figura 22-120 es un dispositivo de resorte en el cual la presión controlada del aire de entrada ejerce sobre el diafragma la fuerza suficiente para compensar o contrarrestar una porción de la fuerza del resorte.

Cuando se registra un aumento en la presión controlada del aire, se genera un movimiento del tapón u obturador de la válvula en dirección descendente, ocasionando una reducción del flujo que pasa por la válvula. Esta acción se denomina "cierre por aire" (véase la Fig. 22-130*a*). Si la abertura de entrada de aire del actuador queda abajo del diafragma, la acción del actuador es de "apertura por aire" (véase la Fig. 22-130*b*).

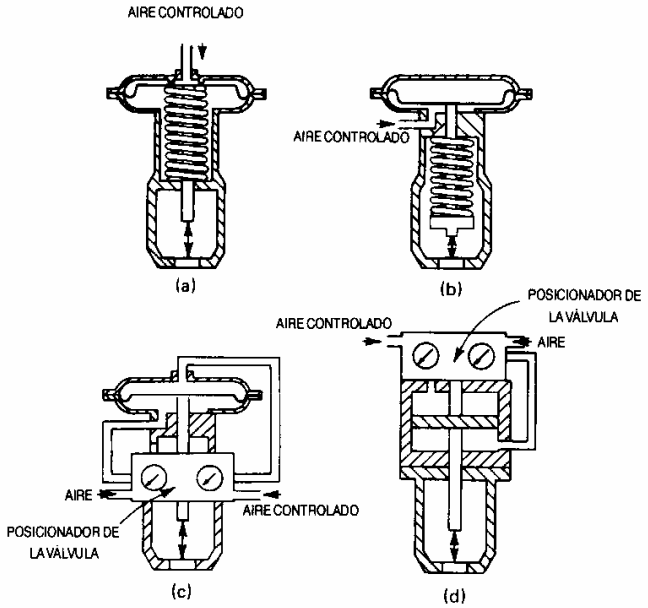


FIG. 22-130 Accionadores neumáticos lineales.

TABLA 22-9 Propiedades de accionadores neumáticos usuales de las clases ilustradas en la figura 22-130

Diagrama esquemático	Tipo de construcción	Posicionador usado	Potencia hp	Carrera in	Empuje, lb	Limitaciones de diseño	Ventajas y aplicaciones más comunes
a	Resorte y diafragma; el aire mueve al vástago hacia abajo	No	0.05	Hasta 3	Hasta 800	El empuje es limitado. El resorte absorbe el empuje	Sencillo y seguro. Falla en sentido ascendente al perder aire. Muy utilizado en el control de procesos
b	Resorte y diafragma; el aire mueve el vástago hacia arriba	No	0.05	Hasta 3	Hasta 800	Como *a*	Falla en sentido descendente al perder aire, en cualquier otro caso, como *a*
a o *b*	Resorte y diafragma	Sí	0.15	Hasta 3	Hasta 800	Como *a* o *b*	Como *a* o *b* con una dinámica de control mejorada
c	Diafragma de presión equilibrada o sin resorte	Necesario	0.15	Hasta 3	Hasta 2000	Puede no ofrecer seguridad	Posee mayor empuje que los de tipo de resorte
d	Pistón de presión equilibrada	Necesario	1.0	Hasta 36	Hasta 5000	Puede no ofrecer seguridad	Utiliza aire a alta presión. Tiene muchas aplicaciones en los procesos químicos

El accionador de resorte es capaz de proporcionar el suficiente empuje para muchas aplicaciones de la válvula de control. Sin embargo, la fricción del vástago de la válvula o las fuerzas generadas por el fluido de proceso que atraviesa la válvula pueden evitar que el accionador adopte una posición proporcional a la entrada de presión de aire controlada. En aplicaciones de suma importancia, se puede utilizar un posicionador de válvula para contrarrestar esta dificultad (véase la Fig. 22-130*c* y *d*). En esencia, el posicionador es un controlador de alta ganancia y retroalimentación de posición, que se conecta al vástago de la válvula. Su punto de referencia se controla por medio de presión de aire proveniente del controlador de proceso. Véase el análisis de la figura 22-135 bajo el título "Posicionadores y reforzadores (*Boosters*)."

En la tabla 22-9 se presenta un resumen de algunas de las características de los actuadores neumáticos más comunes.

Accionadores electroneumáticos Se ha incrementado notablemente la instalación de controladores de proceso de tipo electrónico, que casi siempre proporcionan señales eléctricas de corriente continua (cc) para impulsar el sistema del actuador y se utiliza en forma continua el accionador de diafragma de resorte de tipo neumático que tiene un uso muy difundido, lo cual ha dado origen a una gran cantidad de entrecaras o conexiones entre los equipos electrónicos y neumáticos. En la figura 22-97 se muestra un transductor de presión a corriente.

En la figura 22-131 se ilustra el principio general de un accionador electroneumático. En esencia, se trata de una combinación de transductor de corriente a presión, un posicionador de retroalimentación y un actuador neumático de resorte y diafragma. Si un motor escalonado activa la boquilla de agitación o chapaleta de la boquilla, el accionador

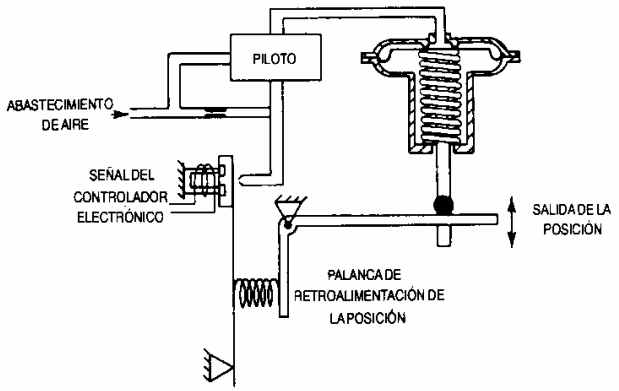


FIG. 22-131 Accionador electroneumático usual.

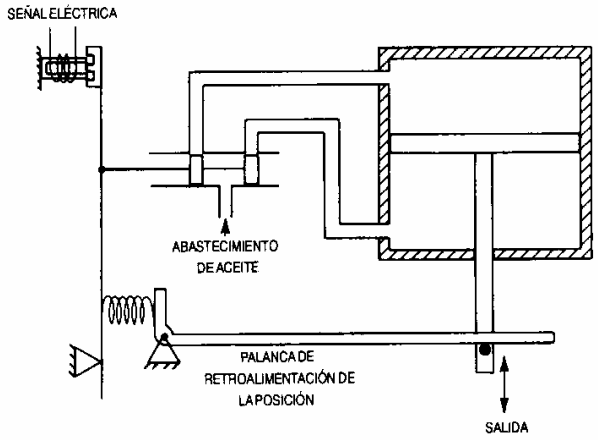


FIG. 22-132 Accionador electrohidráulico.

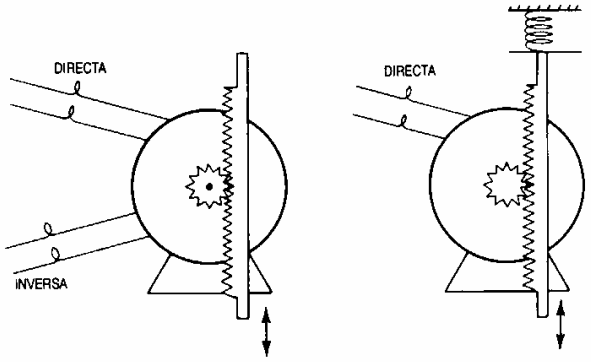


FIG. 22-133 Accionadores de motor eléctrico.

electroneumático manejará las señales pulsátiles provenientes del controlador de computadora digital.

Accionadores hidráulicos Por lo común, los accionadores hidráulicos tienen la forma de un pistón hidráulico. Éste se puede impulsar aplicando fluido hidráulico presurizado a cualquier lado del pistón (doble acción) o a uno solo, con un resorte de oposición que proporciona el movimiento en dirección contraria. Estas diversas configuraciones son análogas a los actuadores neumáticos que se ilustran en la figura 22-130.

Actuador electrohidráulico El actuador electrohidráulico usual consiste en un transductor eléctrico a hidráulico, un posicionador de retroalimentación y un accionador de pistón hidráulico. El funcionamiento del actuador de pistón hidráulico es básicamente el mismo que el del pistón neumático, y ambos requieren algún medio de retroalimentación de posición del pistón. Un transductor típico eléctrico a hidráulico consta de un mecanismo de bobina e imán y un carrete de piloto hidráulico. En la figura 22-132 se ilustra un accionador de pistón electrohidráulico que emplea este tipo de transductor.

Accionadores eléctricos Hay dos clases básicas de actuadores eléctricos para aplicaciones de posición lineal, y son el motor eléctrico y el solenoide eléctrico. Ambos tipos se utilizan con facilidad para accionadores de dos posiciones. El motor puede estar provisto de un devanado directo y uno inverso, para lograr la operación de dos posiciones. El devanado inverso se elimina cuando se proporciona algún medio de retorno de resorte. En la figura 22-133 se presentan esquemas de las dos configuraciones de motor.

Existen muchas maneras de convertir la rotación de motor en acción lineal. Por ejemplo, a veces se utiliza un tren de engranajes o una bomba hidráulica reversible y un motor o cilindro hidráulico. La velocidad con que se mueve el accionador de una posición a la otra se determina básicamente por medio de la potencia de la transmisión del motor eléctrico.

La adición de equipo de retroalimentación de posición y equipo sensor y de conmutación de la señal apropiada, permite que el accionador se pueda poner en marcha o detener en posiciones intermedias. En este caso, el accionador se convierte en el equivalente de un accionador electroneumático o electrohidráulico.

El solenoide eléctrico es un dispositivo de dos posiciones: cuando la corriente eléctrica se aplica a la bobina, la armadura del solenoide se mueve a la posición extrema energizada, y cuando se suprime la corriente, dicha armadura retorna a la posición desenergizada por medio de un resorte. Es factible obtener un aumento en la capacidad de empuje conectando una válvula de piloto neumática o hidráulica, o bien, un conmutador de motor eléctrico o la armadura del solenoide.

Accionadores mecánicos Los accionadores manuales de diversos tipos son ejemplos comunes de este tipo de dispositivos mecánicos. La configuración real del equipo puede ser muy variada: desde la rueda montada en la parte superior o lateral de un actuador de resorte y diafragma, hasta la configuración mecánica de palanca y eslabón que se opera manualmente.

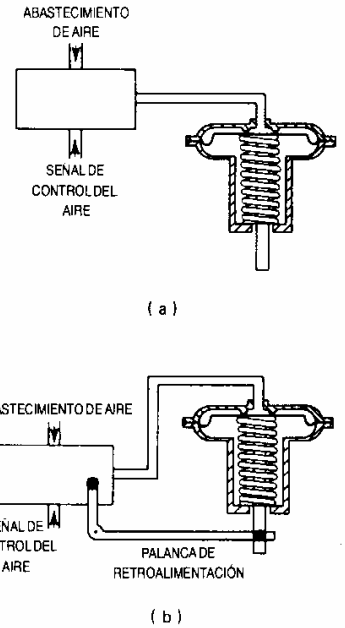


FIG. 22-134 Configuraciones del reforzador neumático y posicionador (*Booster*).

POSICIONADORES Y REFORZADORES (BOOSTERS)

Los posicionadores se mencionaron en relación con algunos accionadores de posición lineal y los controladores hidráulicos automáticos.

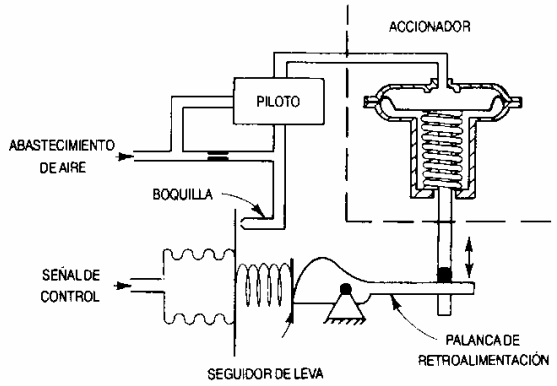
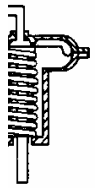
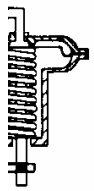


FIG. 22-135 Representación esquemática de un posicionador neumático con leva característica.

Hay otro disposit
miento de ciertos
dor o relevador p
forzadores neum
Principios de
mático-mecánic
(de 10 a 100). El r
y potencia neum
de las configurac
reforzador *a*). La
sarse en las neces
hay un piloto qu
serva en la figura
mal de presión d
sión adicional p
emplea un refor
nador, con aire a
ser similar al que
El funcionami
señal de posición
la salida del posi
rencia entre estas
esquema en la fi
señal de control
la presión ejercid
de aire por el pilo
también el texto
subsección "Tra
obligado a desce
crementar la fue
del accionador se
y la leva es igual
El empleo de
una característi
leva, la relación
de "caracterizar
en la figura 22-
vástago y la abs





o y posicionador

dor de resorte y dia-
ca y eslabón que se

BOOSTERS)

on algunos acciona-
iulicos automáticos.

Hay otro dispositivo auxiliar que se emplea para mejorar el funcionamiento de ciertos tipos de elementos de control final, que es el reforzador o relevador piloto. Aquí sólo se verán los posicionadores y los reforzadores neumáticos.

Principios de operación El posicionador es un amplificador neumático-mecánico de retroalimentación, que tiene una alta ganancia (de 10 a 100). El reforzador es un amplificador de alimentación directa y potencia neumática. En la figura 22-134 se muestran los esquemas de las configuraciones normales para utilizar el posicionador *b*) y el reforzador *a*). La configuración específica que se seleccione debe basarse en las necesidades de la aplicación de que se trate. Normalmente, hay un piloto que forma parte integral del posicionador, como se observa en la figura 22-135. Este opera por lo común en el intervalo normal de presión de 20.7 a 103.4 kPa (3 a 15 lbf/in^2). Si se requiere presión adicional para hacer funcionar el accionador de válvula, se emplea un reforzador que generalmente no se integra con el posicionador, con aire a mayor presión. El reforzador o relevador piloto puede ser similar al que se ilustra en la figura 22-94.

El funcionamiento del posicionador usual consiste en comparar una señal de posición mecánica con una señal neumática de control, y ajustar la salida del posicionador de tal manera que se reduzca cualquier diferencia entre estas dos señales. Esta operación se ilustra por medio de un esquema en la figura 22-135. Un incremento en la presión del aire de la señal de control expande los fuelles de entrada, incrementando con ello la presión ejercida en la boquilla. Esto permite que se tenga un mayor flujo de aire por el piloto hasta el accionador de diafragma y resorte. Consúltese también el texto relacionado con las figuras 22-94 y 22-95 dentro de la subsección "Transductores de la medición al indicador." El vástago se ve obligado a descender, moviendo así la leva de retroalimentación para incrementar la fuerza ejercida en el resorte de retroalimentación. La leva del accionador se ubica en forma correcta cuando la fuerza entre el resorte y la leva es igual que la fuerza del fuelle.

El empleo de la leva de retroalimentación confiere al posicionador una característica útil. Si se selecciona debidamente el contorno de la leva, la relación entre la señal de control y la posición de salida se puede "caracterizar o tipificar". El resultado se indica esquemáticamente en la figura 22-124, si el flujo se sustituye por medio de la carrera del vástago y la abscisa mediante la señal de control. Hasta cierto grado restringido, el contorno de la leva del posicionador se puede seleccionar para contrarrestar o para reforzar las no linealidades de válvula o del proceso, tal como se desee. En general, las levas se cambian fácilmente para obtener características diversas.

Dinámica de los posicionadores y reforzadores Las propiedades dinámicas del posicionador y el reforzador neumáticos dependen de las características del equipo que se impulse por medio de estos dispositivos. Por ejemplo, el posicionador mueve casi siempre un reforzador que impulsa un actuador de diafragma, o bien, moverá directamente el actuador. El área del diafragma del accionador, y la longitud y el diámetro de los tubos que están entre el posicionador, el reforzador y el actuador, ejercen cierta influencia en las propiedades dinámicas del posicionador y el reforzador. La información sobre la respuesta de frecuencia de una combinación usual de posicionador-accionador, ilustrada en la figura 22-136, muestra el efecto del volumen creciente del accionador, por aumento tanto del área como de la carrera del diafragma. En general, al incrementarse el área del diafragma, aumenta la longitud del recorrido de la válvula y al aumentar la longitud o reducir el diámetro de los tubos de interconexión se tiene el mismo efecto cualitativo, es decir, se reduce el paso de banda de frecuencias de la combinación. Las diversas combinaciones de controlador, posicionador, reforzador y accionador para aumentar el paso de banda de frecuencias son: controlador-actuador, controlador-posicionador-accionador, controlador-reforzador-accionador y controlador-posicionador-reforzador-accionador.

Se debe observar que la combinación controlador-posicionador o controlador-reforzador tienen un efecto notable en la constante de tiempo del circuito de control.

Lineamientos de las aplicaciones La selección correcta de un posicionador y/o reforzador se debe basar en el principio de igualación o comparación de la dinámica del proceso. Es preciso tomar en cuenta factores como el desequilibrio de la presión de válvula, la fricción del collarín de empaque y la fricción del vástago de la válvula. Los objetivos del control para una instalación específica se deben incluir también en dicha selección. Debido a la diversa naturaleza de los muchos factores presentes, no es posible especificar ninguna regla absoluta para hacer la elección adecuada.

Se han propuesto varios lineamientos de aplicaciones para lograr una elección apropiada. Esta especie de guía se basa en los objetivos

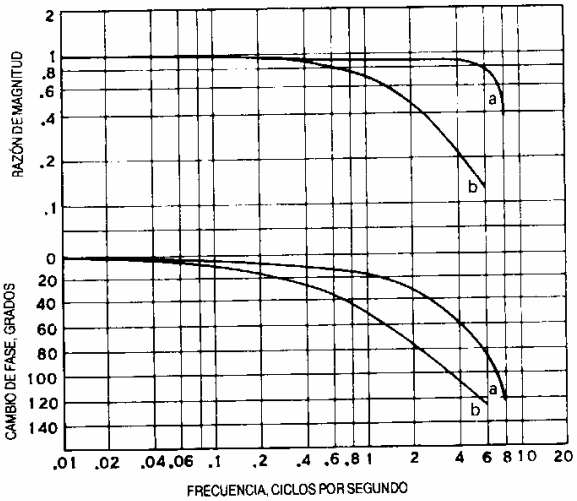


FIG. 22-136 Curvas de respuesta de frecuencia de un sistema usual de posicionador neumático con accionador de diafragma. *a*) Diafragma del accionador, 50 in^2 y carrera del vástago de válvula de $^3/_4$ in. *b*) Diafragma del accionador, 170 in^2 y carrera del vástago de válvula de 2 in.

para los cuales se destinarán los equipos de control. Las siguientes condiciones sugieren que se tome en cuenta el empleo de un posicionador y/o un reforzador.

1. Cuando se requiere un ordenamiento separado para controlar dos o más válvulas en forma secuencial, en porciones correspondientes de la salida del controlador de 20.7- a 103.4- kPa (3 a 15 lbf/in^2) de presión manométrica.

2. Cuando la señal de salida del controlador se debe amplificar para suministrarle al accionador un empuje adicional con el fin de contrarrestar la fricción, obtener una colocación exacta de la válvula o contrarrestar las fuerzas de válvula no equilibradas.

3. Cuando se debe mejorar la respuesta transitoria, con objeto de recuperarse de alteraciones como respuesta a cambios lentos y pequeños de la salida del controlador, o cuando las líneas de transmisión neumática que provienen del controlador son largas.

4. Cuando se necesita un cambio en la característica de flujo de válvula sin alterar la construcción de la misma.

5. Cuando se requiere la colocación de un accionador de diafragma o de cilindro sin resorte.

Una vez que se toma la decisión de utilizar uno de estos dispositivos auxiliares, las características dinámicas del proceso constituyen la clave para seleccionar el aparato apropiado. En general, los posicionadores se recomiendan para procesos relativamente "lentos", como los procesos de nivel, térmicos y mezclado. Los reforzadores se sugieren para procesos "rápidos"; por ejemplo, procesos de flujo, presión de líquido y presión de gas. También puede ser conveniente incluir un reforzador en el circuito del posicionador, si se tiene un accionador de gran tamaño.

VÁLVULAS PARA ALIMENTACIÓN DE SÓLIDOS

Los accionadores de posición lineal y las válvulas de control que se describieron con anterioridad, se emplean primordialmente para el control de flujo de fluidos (líquidos o gases). Hay otras clases de equipos que se necesitan para manejar la transferencia de materiales sólidos. El equipo con válvula de medición de sólidos en particular depende del volumen, la densidad, la forma específica y el tamaño de los sólidos que se van a manejar.

El gasto de este tipo de válvulas se ajusta conectándolas a motores de velocidad variable. Esto hace que sean equivalentes a las configuraciones de válvula y accionador, donde el controlador de velocidad es el equivalente de un reforzador o un posicionador.

OTROS ELEMENTOS DE CONTROL FINAL

Unidades motrices de velocidad variable El motor de velocidad variable es una unidad motriz de velocidad variable de empleo común. Este tipo de dispositivo puede ser un motor eléctrico universal con una fuente de voltaje ajustable o un motor eléctrico de ca que se alimenta por medio de una fuente de frecuencia ajustable. Para aplicaciones especiales, el motor de velocidad variable puede ser de tipo de turbina de gas o aire en donde la presión de la fuente se hace variar para cambiar la velocidad.

Entre otras unidades motrices de velocidad variable se incluyen las unidades de banda de relación variable, las unidades de cono de razón variable y la bomba hidráulica de desplazamiento variable que mueve un motor hidráulico. Todos estos dispositivos se impulsan por medio de un motor de velocidad constante, que casi siempre es eléctrico.

Accionadores de energía eléctrica variable Hay una variedad de dispositivos con que puede ajustarse la energía eléctrica. En la figura 22-137 se ilustran varios de los métodos más comunes, como los que se aplican a elementos de calentamiento.

Bombas de salida variable También existen varias clases de bombas de salida variable. Las más comunes son las de volumen constante, que funcionan por medio de unidades motrices de velocidad variable o bombas de volumen variable impulsadas con motores de velocidad constante. Las bombas de volumen variable se ajustan, casi siempre, cambiando la longitud de carrera del pistón. El pistón puede bombear el fluido de proceso utilizando directamente válvulas múltiples de retención para asegurar velocidades de bombeo reproducibles. El pistón puede introducirse también en una cámara hidráulica sellada, que activa el diafragma de una bomba de diafragma.

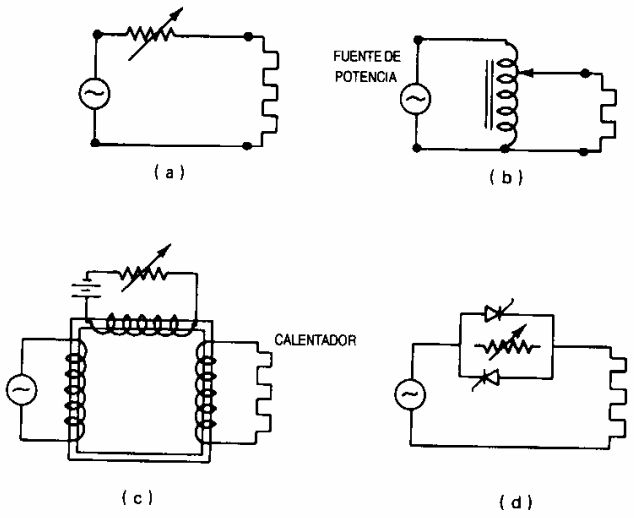


FIG. 22-137 Dispositivos de control de energía eléctrica. *a*) Resistencia en serie. *b*) Autotransformador variable. *c*) Reactor saturable. *d*) Rectificadores controlados de silicio.

Por lo general, se
señal de medición
de telemetría con
ción, un transmis
apropiada para tra
misión, una trayec
duce la señal trans
sitivo final, y el di

En general, los
se emplean sólo e
cesos, es decir, fl
obstante, se utiliz
bajos científicos y

Casi todos los s
trol de proceso so
ellos utilizan cond
transmisión. La d
algunos kilómetr

Los termopares
medición de proc
nada entre el punt
se trata de señales
marse por medio
to de empleo. No
electrónica de est
se están transform

Este estudio se
de control a un act
de medición a un
entre computado
equipos (*hardwa*
ductores, controle

TRANSMISIÓN

La señal analógic
fico, y la magnit
riable transmitida
ceso es el neumát

TELEMETRÍA Y TRANSMISIÓN

Por lo general, se considera que la telemetría es la transmisión de una señal de medición a través de cierta distancia. En general, el sistema de telemetría consta de cinco componentes: un dispositivo de medición, un transmisor que convierte la señal de medición en una señal apropiada para transmitirla y que presenta esta señal al medio de transmisión, una trayectoria de transmisión, un dispositivo receptor que traduce la señal transmitida en una señal que sea aceptable para el dispositivo final, y el dispositivo final o presentador.

En general, los enlaces de telemetría de radio, microondas y video se emplean sólo en los niveles de jerarquía superior del control de procesos, es decir, fuera de línea, por lo que no se analizarán aquí. No obstante, se utilizan en línea en campos como control de tuberías, trabajos científicos y sistemas de negocios.

Casi todos los sistemas de telemetría asociados con sistemas de control de proceso son de un tipo de ubicación fija a ubicación. Casi todos ellos utilizan conductores fijos eléctricos o neumáticos como medio de transmisión. La distancia de transmisión varía de varios metros hasta algunos kilómetros.

Los termopares constituyen la clase más amplia de dispositivos de medición de proceso, cuya salida se transmite a una distancia determinada entre el punto de medición y el de utilización. En su mayor parte se trata de señales de cc a nivel milivolt, que se transmiten sin transformarse por medio de alambres o conductores de extensión hasta el punto de empleo. No obstante, con la utilización cada vez mayor de la electrónica de estado sólido y circuitos integrados, estas mediciones se están transformando y transmitiendo en otras formas.

Este estudio se ocupará de aspectos como la transmisión de señales de control a un actuador de válvula remoto, la transmisión de una señal de medición a un receptor remoto y la transferencia de información entre computadoras. En otras partes de esta sección se estudian los equipos (*hardware*) de manejo de señales como transmisores transductores, controladores y equipo de entrecara para computadoras.

TRANSMISIÓN DE SEÑALES ANALÓGICAS

La señal analógica es continuamente variable en un intervalo específico, y la magnitud de la señal representa el valor numérico de la variable transmitida. El tipo más común de transmisión analógica de proceso es el neumático.

Transmisión de señales neumáticas La transmisión neumática utiliza normalmente de 20.7 a 103.4 kPa (3 a 15 lbf/in^2) de presión de aire para representar las variables de proceso. Los retrasos de la señal en líneas prolongadas y los efectos del volumen del dispositivo de terminación, por ejemplo, el accionador de válvula neumática, tienen una importancia especial en la transmisión neumática. La calidad del control en un circuito de control neumático se ve afectada profundamente cuando la constante de tiempo de la señal es sustancial en comparación con la constante de tiempo del proceso.

Las curvas ilustradas en la figura 22-138 muestran las respuestas de presión aproximadas a un cambio de escalón en una señal neumática de control, en la entrada de líneas de transmisión neumática usuales con diferentes volúmenes terminales. Los volúmenes terminales en algunos circuitos de control pueden ser mayores que 0.016 m^3 (1000 in^3). En la figura 22-139 se muestra el efecto de la longitud de la línea de transmisión neumática.

Un método para evitar que las constantes de tiempo de transmisión sean grandes consiste en utilizar controladores y posicionadores de válvula montados en el sitio de trabajo. El controlador montado en el sitio de trabajo elimina las grandes distancias de transmisión dentro del circuito cerrado, como se ilustra en la figura 22-140. También se utiliza un posicionador de válvula para reducir más aún la constante de tiempo de un volumen terminal grande de un accionador de diafragma de válvula.

El retraso de la transmisión en un circuito cerrado se elimina con frecuencia en los sistemas de control con computadora, utilizando cálculos de tipo predictivo. Considérese el control de un gasto de reflujo interno en una columna de destilación, con una computadora neumática. Un método de control consiste en computar el reflujo interno R_I para utilizarlo como medición del controlador, como se ilustra en la configuración de retroalimentación de la figura 22-141. Esto hace que la computadora de ubicación remota quede dentro del circuito de retroalimentación, colocando dentro del circuito de control de flujo las largas líneas de transmisión de la señal de control y medición, y sus constantes de tiempo. Por lo tanto, las correcciones de las perturbaciones que afectan el flujo se deben manejar a través de las grandes constantes de tiempo de transmisión.

El método predictivo se ilustra en la configuración en cascada que aparece en la figura 22-141. La computadora predice el gasto de reflujo externo y queda fuera del circuito de control de flujo secundario montado en el sitio de trabajo, con sus líneas de transmisión mucho más cortas. Así, pues, las perturbaciones que no sean las que afectan a ΔT

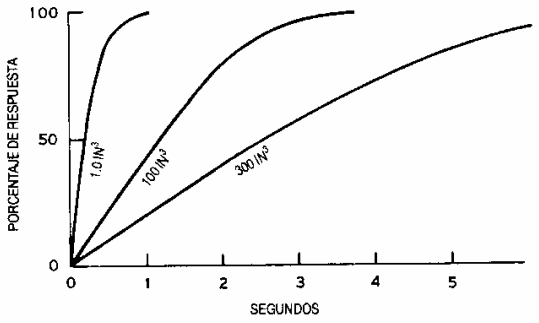


FIG. 22-138 Respuesta de varios volúmenes finales a una entrada neumática escalonada a través de una tubería de $^1/_4$ in y 200 ft (61 m) de longitud.

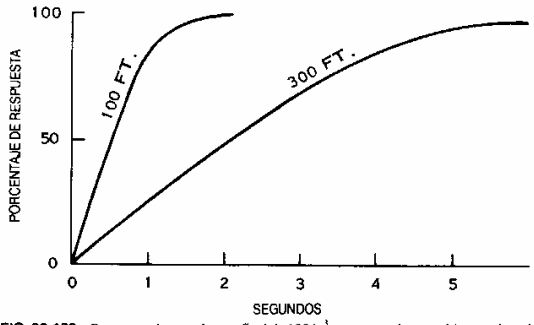


FIG. 22-139 Respuesta de un volumen final de 100 in^3 a una entrada neumática escalonada a través de la longitud indicada de una tubería de $^1/_4$ in.

se regulan por medio de un circuito de control con constantes de tiempo breves, siendo el circuito secundario de un sistema de control en cascada.

Métodos electrónicos de transmisión analógica Los sistemas electrónicos de transmisión analógica utilizan alguna forma de señal eléctrica para representar el valor transmitido. Los tipos más comunes de representación emplean corriente, voltaje, cambio de fase o frecuencia.

Transmisión de corriente Un sistema de transmisión de corriente eléctrica emplea normalmente una corriente continua proporcional a la variable transmitida. Los intervalos de corriente más comunes para el control de procesos son de 1 a 5, de 4 a 20 y de 10 a 50 mA. La trayectoria de transmisión es un circuito de dos conductores que pueden recorrer una distancia relativamente grande. El dispositivo transmisor de la corriente puede ser un transmisor de flujo, presión, nivel o temperatura, una computadora analógica o un convertidor digital a analógico. La fuente de energía puede formar parte del transmisor o del receptor, o bien, ser una unidad independiente.

Un circuito de control usual cuenta comúnmente con un controlador electrónico de tipo automático, con una salida de corriente y una válvula de control que funciona por medio de un actuador de válvula de diafragma-motor de tipo neumático. En este tipo de instalación, el transductor-transmisor de corriente a presión debe ubicarse cerca del accionador, como se indica en la figura 22-142, de tal modo que se evite una transmisión neumática prolongada.

En la figura 22-143 se presenta la ilustración de un circuito transmisor de corriente con salida de computadora analógica. Se utiliza un amplificador operacional como convertidor de voltaje a corriente, ya que la salida de corriente es proporcional al voltaje aplicado al amplificador. La salida de corriente no es afectada por las variaciones en la impedancia de la línea y la impedancia de entrada del receptor. Para el circuito ilustrado, cuando $e_1 = 0$ para 10 V, $i_b = 1$ mA y $R_1 = 2500$ Ω, la corriente de salida i es de 1 a 5 mA. Véase el texto relacionado con la figura 22-104, en la subsección "Controladores electrónicos", en donde se da una descripción más detallada.

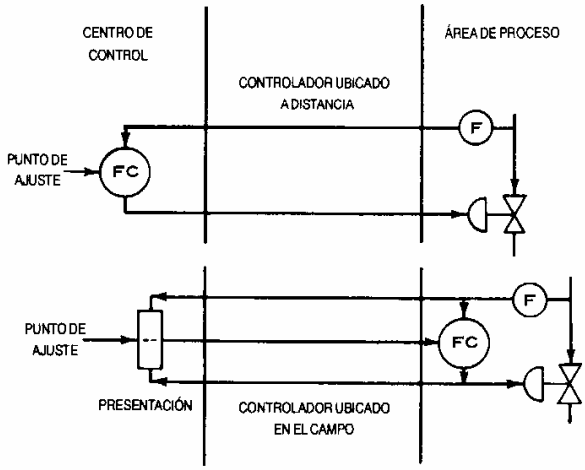


FIG. 22-140 Reducción de los retrasos en la transmisión neumática de circuito cerrado, utilizando un controlador montado en el sitio de trabajo para sustituir al controlador remoto.

En general, los
ces, ya que no su
de la línea y el re
nos afectada por
tricos.

Transmisión
de transmisión a
un voltaje de cc
la señal de volta
de transmisión,

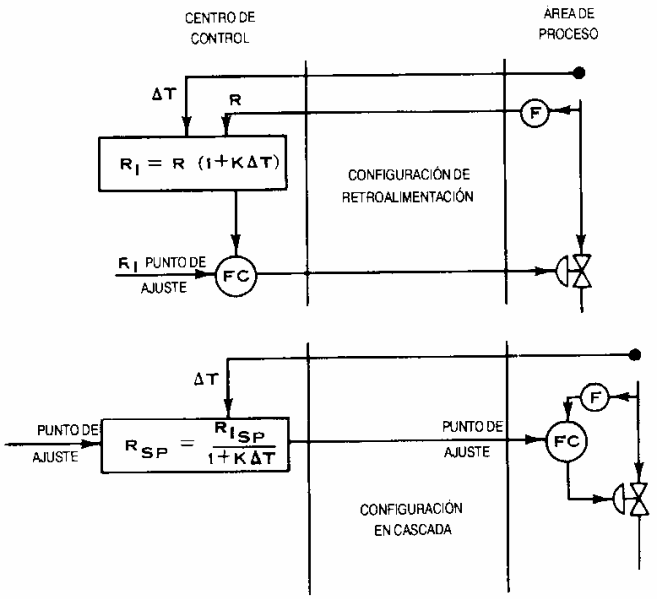


FIG. 22-141 Reducción de los retrasos en la transmisión neumática de circuito cerrado en un controlador neumático de computadora, que sirve para controlar la velocidad del reflujo interno en un fraccionador, conectando la computadora en la configuración en cascada en lugar de hacerlo en la configuración de retroalimentación de la variable computada.

En general, los métodos de transmisión de corriente son muy eficaces, ya que no son afectados por cambios pequeños en la impedancia de la línea y el receptor. La señal de corriente de alto nivel resulta menos afectada por los ruidos captados, que algunos otros sistemas eléctricos.

Transmisión de una señal de voltaje En casi todos los sistemas de transmisión analógica de voltaje, la señal se representa mediante un voltaje de cc proporcional a la variable transmitida. Puesto que la señal de voltaje se atenúa por medio de la impedancia de la línea de transmisión, no es aconsejable utilizar transmisiones de voltaje de cc a largas distancias. En la figura 22-144 se ilustra un sistema de transmisión de voltaje. Nótese que la alta impedancia de entrada del receptor reduce el efecto de la impedancia de la línea de transmisión, pero incrementa la importancia de la capacitación de corrientes dispersas, ya que el nivel de la corriente de línea es reducido.

Los dispositivos de transmisión de voltaje se emplean para transferir muchos tipos de mediciones de proceso a lugares remotos. Si se tiene el cuidado debido en el blindaje y la conexión a tierra, se llega incluso a transmitir con todo éxito señales de unos cuantos milivolts. Por ejemplo, una operación muy común es la medición directa de voltajes de

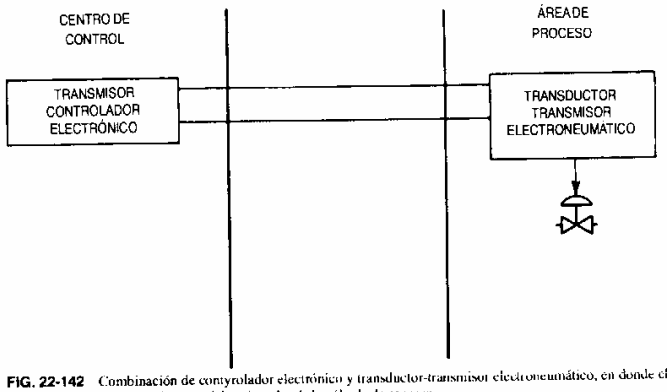


FIG. 22-142 Combinación de controlador electrónico y transductor-transmisor electroneumático, en donde el transmisor neumático queda cerca del accionador de la válvula de proceso.

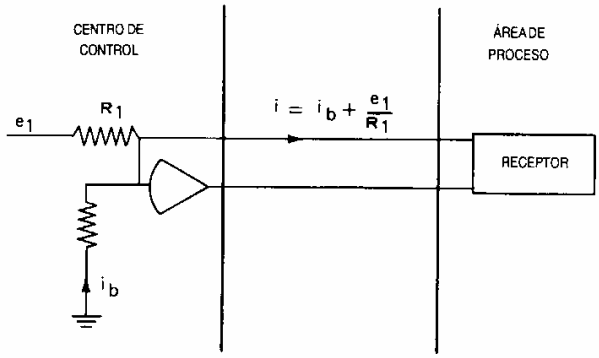


FIG. 22-143 Ejemplo usual de un sistema de transmisión de computadora analógica con salida de corriente.

termopar en el centro de control, cuando los termopares están situados a distancias considerables de dicho centro.

Sistemas de transmisión de frecuencia La información analógica de procesos se puede transmitir generando una señal de amplitud constante de una frecuencia proporcional a la variable medida. El receptor es un dispositivo sensible a la frecuencia capaz de convertir la señal en una forma utilizable. La señal de frecuencia se transmite por alambre o por medio de ondas portadoras de radio de alta frecuencia modulada. Los sistemas de transmisión de frecuencia son muy apropiados para la transmisión a grandes distancias.

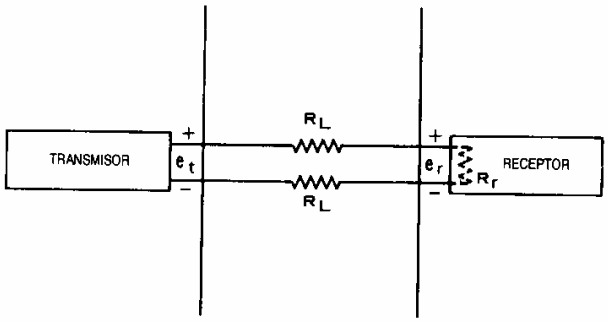
Sistemas de transmisión mediante pulsos La información analógica de procesos se transmite también en forma de pulsos de voltaje o corriente. El método más común es la transmisión de frecuencia pulsátil, que se relaciona íntimamente con los métodos de transmisión de frecuencia antes mencionados. La velocidad de transmisión de los pulsos es proporcional a la señal analógica. Con frecuencia, los sistemas de frecuencia pulsátil se emplean en operaciones de mezclado y línea, ya que es factible utilizar un dispositivo de conteo de pulsos relativamente simple para indicar la acumulación total del flujo.

Hay otros métodos para comunicar información analógica aplicando la técnica de pulsos, que incluyen la representación del valor analógico por medio de la amplitud, la anchura o el tiempo de iniciación del pulso. Todos los métodos relacionados con la transmisión de pulsos utilizan la transmisión por alambre directo o por medio de ondas de radio portadoras moduladas. En la figura 22-145 se ilustran las relaciones entre una señal analógica y las señales de pulso correspondientes que son apropiadas para la transmisión.

TRANSMISIÓN DE SEÑALES DIGITALES

Telemetría digital y transmisión de datos Las técnicas de transmisión digital se emplean para comunicar información del proceso a la computadora, de la computadora al proceso y de una computadora a otra. Los enlaces de comunicación emplean técnicas que varían desde las señales de cc de tipo telegráfico, hasta los sistemas complejos de ondas de radio portadoras moduladas de mayor complejidad, incluyendo los enlaces de microondas. En la figura 22-146 se muestra un diagrama de bloques de un sistema de transmisión digital.

La forma más común y sencilla de código de transmisión digital es la binaria. Los tres métodos para transmitir información binaria son la manipulación del cambio de amplitud, la del cambio de frecuencia y la del cambio de fase. La manipulación del cambio de amplitud uti-



$$e_r = e_t \left[\frac{R_r}{R_r + 2R_L} \right]$$

FIG. 22-144 Transmisión de voltaje en el régimen de cc, en donde e_t es el voltaje transmitido, e_r el voltaje recibido, R_L la resistencia de la línea de transmisión.

liza la presencia o
manipulación del c
tas para representa
un cambio en la fas

Además de los c
códigos de niveles
último caso, la sef
contraposición co
Aunque se han util
les, los problemas
casi siempre se pr

El descodificadc
sente o no. Una se
mayor que 0.5, con
de interpretación; s
cada intervalo de t
una descodificació
se denota un 0, en
encima de 0.75 es
el doble de precisi
ruido puede origin

ansmisión de pulsos
medio de ondas de
: ilustran las relacio-
so correspondientes

s Las técnicas de
ır información del
l proceso y de una
ción emplean téc-
telegráfico, hasta
adoras moduladas
s de microondas.
de bloques de un

ansmisión digital es
mación binaria son
mbio de frecuencia
pio de amplitud uti-

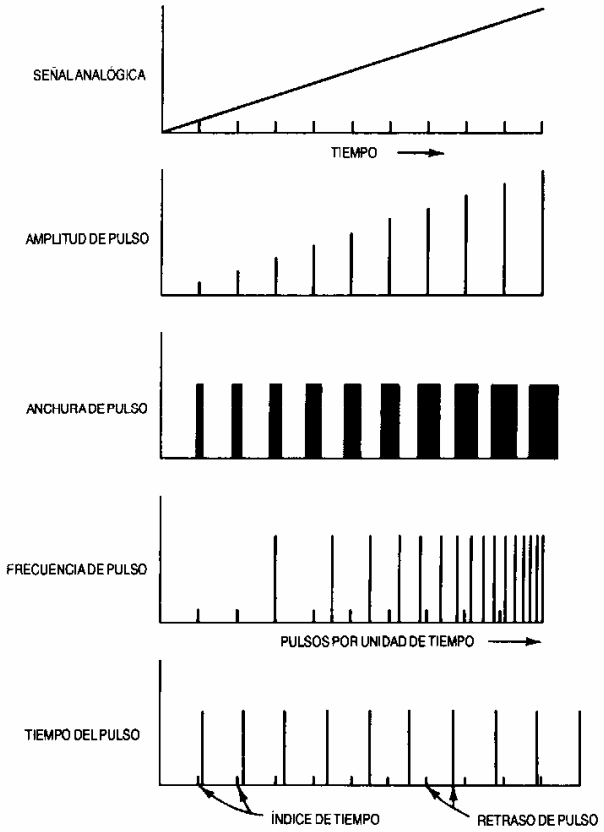


FIG. 22-145 Representación de una señal analógica mediante técnicas de pulso.

liza la presencia o la ausencia de una señal para designar 1 o 0. La manipulación del cambio de frecuencia emplea dos frecuencias distintas para representar 1 o 0, y la manipulación del cambio de fase utiliza un cambio en la fase de la señal para denotar 1 o 0.

Además de los códigos binarios de dos estados, es factible utilizar códigos de niveles múltiples para transmitir datos digitales. En este último caso, la señal puede adoptar tres o más niveles discretos, en contraposición con los dos niveles de la representación binaria. Aunque se han utilizado sistemas de transmisión hasta con 32 niveles, los problemas de recodificación y ruido son muy importantes y casi siempre se prefiere utilizar una cantidad menor de niveles.

El descodificador binario debe determinar sólo si hay una señal presente o no. Una señal inferior a 0.5 se designa como 0 y cuando es mayor que 0.5, como 1. Sólo los ruidos graves pueden originar un error de interpretación; sin embargo, sólo se transmite un *bit* binario durante cada intervalo de tiempo t_1 a t_2. El código de cuatro niveles requiere una descodificación más compleja. Cuando la señal es menor que 0.25, se denota un 0, entre 0.25 y 0.50 es 1, entre 0.50 y 0.75 es 2, y por encima de 0.75 es 3. Puesto que el descodificador debe interpretar con el doble de precisión que un descodificador binario, la captación de ruido puede originar muchos más errores. No obstante, la señal de cuatro niveles transmite 2 *bits* binarios durante cada intervalo de tiempo y, por ende, es dos veces más rápido.

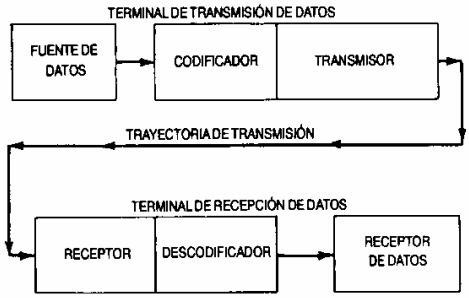


FIG. 22-146 Sistema de transmisión de datos digitales.

Transmisión de datos de computadora a computadora El empleo de sistemas jerárquicos de control de proceso con varias computadoras requiere la transferencia de información entre varias de ellas. El análisis detallado de la comunicación de computadora a computadora debe incluir una descripción del equipo de entrada-salida de la computadora; sin embargo, en esta subsección sólo se cubrirán los conceptos básicos.

El intercambio de datos entre computadoras puede clasificarse ampliamente como transmisión en paralelo o en serie. Un enlace paralelo consta de una línea por cada *bit* de palabra digital, además de líneas adicionales para emitir o recibir instrucciones u órdenes. Todos los *bits* de una palabra de dato se transfieren simultáneamente, de tal manera que el tiempo de transferencia de una palabra de dato es el mismo que el tiempo correspondiente a un solo *bit*. La transferencia de datos en paralelo por medio de un cable coaxial constituye un método veloz y confiable; sin embargo, los costos del cable en paralelo adquieren una importancia preponderante a distancias mayores de 120 a 150 m (400 o 500 ft).

La transmisión de datos en serie requiere un solo enlace de datos entre las computadoras, pero es mucho más lenta, ya que la palabra de dato se transfiere *bit* por *bit*. Los sistemas en serie se dividen en tres clases: el sistema símplex, en donde las señales de datos y control fluyen en una sola dirección; el sistema medio dúplex, en donde las señales fluyen en ambas direcciones, pero no en forma simultánea; y el sistema dúplex completo, que es una transmisión simultánea en dos sentidos.

La transmisión de datos entre computadoras se clasifica como de tipo sincrónico, cuando los datos se transfieren con una velocidad constante; y asincrónico, cuando no tienen una velocidad constante. La velocidad de transferencia de datos está siempre limitada por las capacidades de la computadora más lenta.

ORGANIZACIÓN DEL EQUIPO PARA CONTROL DE PROCESOS

El equipo de control de procesos está sufriendo una rápida transformación a consecuencia de los avances en la tecnología de los microprocesadores, a tal grado que ya existe gran variedad de formas nuevas y organizaciones funcionales. Una variable de proceso con el último equipo es más apta para ser presentada e introducida en forma digital que registrada en un registrador de gráfica de tira o variada al girar una perilla. Una "caja" o bloque puede ser programada por el usuario para que realice varias funciones de control singulares y/o relacionadas o, más comúnmente, puede ser diseñada por el fabricante para que ayude a una fácil selección de una o más funciones ya programadas.

Las mejoras más significativas en el rendimiento de los sistemas de control se han efectuado en situaciones de control difícil, mediante el control digital por computadora. Debido a su alto costo inicial, las computadoras para control deben mantenerse en funcionamiento tanto tiempo como sea posible mediante la asignación de diversas tareas. En efecto, la operación adecuada de gran parte de la planta llega a ser dependiente de la computadora.

Cuando el computador para control del proceso falla o funciona en forma deficiente durante una operación de manufactura, el resultado inmediato es casi siempre un trastorno en el proceso y un gasto excesivo en el tiempo del personal de operación, a fin de contrarrestar los efectos de ese trastorno y poder restablecer el trabajo normal en la planta. En algunas ocasiones es necesario contar con equipo de control manual para los periodos de paro muy prolongados, lo que de cualquier forma da como resultado una pérdida en la atención a la operación debido a las tareas normales del operador.

La confiabilidad relativamente alta de un computador para control digital tiende a complicar el problema de una falla. Cuando el equipo está ejecutando un excelente trabajo de control con poca o ninguna intervención del operador y de manera repentina ocurre una falla, la respuesta del operador es cercana al pánico, ya que en ese momento el operador ha olvidado las medidas que debe aplicar debido a la falta de experiencia reciente.

Este equipo nuevo es capaz de superar los mayores problemas operacionales originados por la aplicación de computadores digitales al control de procesos; por ejemplo, una falla en un componente aislado en la computadora puede ser causa de la falla de muchas partes del sistema, inoperable a menos que se cuente con un adecuado sistema de retroalimentación de capacidad similar. Esta solución se tiene como resultado del costo reducido de los microprocesadores más su capacidad para controlar las entrecaras de comunicación en forma independiente. En efecto, el empleo de gran número de computadoras digitales casi independientes (microprocesadores), ha llegado a ser económico y factible para controlar el proceso mediante técnicas de comunicación de interprocesadores para asegurar la coordinación total. Cada elemento de procesamiento superior podría contener su propio microprocesador, por lo que su falla no afectaría necesariamente el funcionamiento del resto del sistema.

En efecto, tal equipo podría tener las propiedades deseables de **1)** limitar el impacto de una falla, debido a la pequeña extensión de la responsabilidad; **2)** hacer posible reparar las fallas más rápidamente, ya que se pueden remover los ensambles funcionales sin que el resto del sistema sufra perturbaciones; **3)** incrementar el empleo de partes comunes, y reducir el costo de las partes individuales; y lo más importante, **4)** retener las capacidades computacionales y de manejo de tiempo de las computadoras digitales.

A continuación se exponen los antecedentes que apoyan las técnicas para mejorar la disponibilidad y facilidad de reparación del equipo analógico; después, se presentarán las técnicas de los computadores para control digital y los problemas relacionados con el alcance de las mismas metas. Finalmente, se proporcionará un ejemplo de las técnicas disponibles para hacer funcionar los microprocesadores, para obtener mayor disponibilidad y facilidad de reparación del equipo digital.

Sistemas de control analógico En general, los controles analógicos se construyen con bloques de función sencilla conectados por tubos neumáticos que transportan la señal analógica, o por cables que transportan la corriente o el voltaje de las señales analógicas. El diseño de estos sistemas consiste en determinar los tipos e intervalos de las variables de proceso, el escalamiento de las señales del módulo de la función y la interconexión de los bloques adecuados que se requieren para el propósito de control.

En la figura 22-147 se muestra un sistema de control analógico. El ciclo de control está destinado a mantener un gasto o velocidad de flujo constante, dentro de la capacidad de la válvula para controlar ese flujo.

Una placa de orificio o cualquier otro tipo de restricción se coloca en la trayectoria de flujo y se utiliza un transmisor de presión diferencial para medir la caída de presión a través de la placa de orificio como una función de la velocidad de flujo. Gracias a otros datos del proceso, se sabe que el flujo tendrá una variación de 0 a 200 volúmenes por minuto. Para mayor claridad, considérese que el intervalo de caída de presión de la placa de orificio es de 0 a 125 unidades de agua para esta cantidad de flujo.

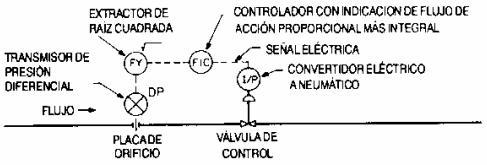


FIG. 22-147 Control de flujo con un controlador analógico.

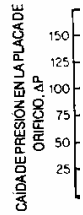


FIG. 22-148 Flujo

En la figura 22-1
te por la placa de
diferencial cuando
de presión (es ne
eléctrica analógica

Se utiliza un e
de presión difere
el flujo. La salid
drada correspon
este ejemplo.

Finalmente, la
controlador, que
mático. El conve
la válvula.

El escalamient
del transmisor de
el valor del flujo
trolador tendrá g
de escala comple
del punto de ajust
intervalo conven
minuto, y el trans
do con esto.

La salida del co
de salida para im
el punto de ajuste
resultado un cier
que el descenso e
der que la válvula
tura total cuando
medición del fluj

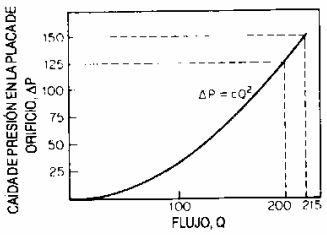


FIG. 22-148 Flujo en función de la caída de presión en la placa de orificio.

En la figura 22-148 se muestra la señal que es desarrollada realmente por la placa de orificio; en consecuencia, el transmisor de presión diferencial cuando la variación es de 0 a 150 unidades de agua de caída de presión (es necesario ampliar el intervalo), producirá una señal eléctrica analógica que no es lineal con el flujo.

Se utiliza un extractor de raíz cuadrada para linealizar la señal de presión diferencial, para que esa señal de salida sea lineal con el flujo. La salida en escala completa del extractor de raíz cuadrada corresponderá a 219 volúmenes por minuto del flujo para este ejemplo.

Finalmente, la señal de la raíz cuadrada se aplica como entrada al controlador, que a su vez manipula un convertidor eléctrico a neumático. El convertidor suministra la señal de aire al accionador de la válvula.

El escalamiento de las señales se determinó cuando el intervalo del transmisor de presión diferencial fue seleccionado y se calculó el valor del flujo resultante. La escala analógica en la cara del controlador tendrá graduaciones lineales y se establecerá un intervalo de escala completa de 0 a 219 volúmenes por minuto (el intervalo del punto de ajuste será el mismo). Por regla general, se utilizará un intervalo conveniente para el operador de 0 a 250 volúmenes por minuto, y el transmisor de presión diferencial se calibrará de acuerdo con esto.

La salida del controlador supondrá que es necesario cualquier nivel de salida para impulsar la medición del flujo en correspondencia con el punto de ajuste. El incremento del flujo por causas externas da como resultado un cierre en la válvula que está siendo accionada, mientras que el descenso en el flujo provoca que la válvula se abra. Puede suceder que la válvula sea impulsada hacia el estado de cierre total o apertura total cuando el controlador intenta mantener la equivalencia en la medición del flujo y el punto de ajuste.

Las siguientes preguntas corresponden al momento de diseñar un sistema de control:

1. ¿En qué condiciones se encuentran el transmisor de presión diferencial, el extractor de raíz cuadrada, el controlador y el convertidor eléctrico a neumático, para calibrarse o utilizarse tal como se adquieran?

2. ¿Cuál será el mejor comportamiento del sistema si un módulo falla?

Los sistemas de control analógico han dado respuesta satisfactoria a la primera pregunta al proporcionar a cada controlador un control independiente y una fuente independiente de presentación de la señal, a fin de poder manipular la señal de salida del controlador. Esta fuente de control independiente se conoce como estación automanual y, siempre que el controlador se coloque en posición de operación manual, la señal de la válvula será ajustada por el operador y el equipo corriente arriba de la estación manual, incluido el controlador, puede seguir funcionando. El convertidor eléctrico a neumático requerirá que la válvula de control sea puesta fuera de operación para que el convertidor pueda funcionar.

La segunda pregunta ha tenido respuesta en los sistemas de control analógico al minimizar la sensibilización al deterioro por fallas. En la práctica, se lleva a cabo un intento para obligar a la válvula a ir hasta una posición segura en el momento en que suceda una falla. Por ejemplo, si el aire de un instrumento se pierde y la posición de seguridad de la válvula es al cierre, deberá contarse con un accionador de válvula que requiera un incremento en la señal de aire para abrir la válvula. Un criterio semejante puede aplicarse a los otros componentes, ya que los módulos de función pueden adquirirse con salidas de acción directa o inversa.

En resumen, los sistemas de control analógico han limitado los daños a los instrumentos en caso de falla al utilizar módulos sustituibles para los arreglos de los circuitos de control, al proporcionar una estación de control independiente final y utilizar una estrategia de falla-seguridad cuando ello sea práctico.

Sistemas de control por computadora digital Los sistemas de control por computadora digital son comparables directamente con el sistema de control analógico de la figura 22-147, y se muestra en la figura 22-149. La señal del transmisor de presión diferencial va directamente al convertidor analógico a digital del sistema de control por computadora. La señal convertida se linealiza internamente a través de una rutina de extracción de raíz cuadrada y se suministra como entrada a un algoritmo de control proporcional más integral (véase la subsección "Controladores de microprocesador"). La salida del algoritmo se envía al convertidor digital a analógico, donde se convierte en una señal eléctrica representativa que sirva para impulsar el convertidor neumático a eléctrico.

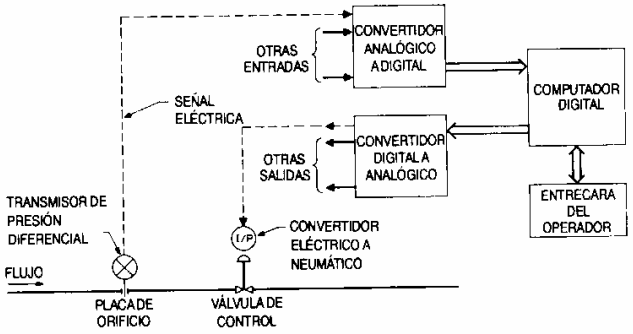


FIG. 22-149 Control de flujo con un computador digital.

La medición del proceso, el valor del punto de ajuste y los valores de salida del controlador se obtienen a través del equipo de entrecara del operador. Este sistema de control se conoce como "control digital directo", ya que el sistema computador manipula de manera directas la señal de la válvula.

La comparación del sistema de control digital directo con las capacidades de los primeros sistemas de control analógico, demuestra que se tienen las mismas capacidades, excepto en lo que se refiere a la estación manual para el control de la válvula en el caso de que el computador o cualquier equipo anterior al computador necesite ser calibrado o utilizado en las condiciones en que se encuentre. Esta capacidad se proporciona en tres formas:

1. Con una estación manual de respaldo para el control de la válvula.
2. Con un controlador analógico de respaldo para el control de la válvula.
3. Los circuitos de control que manipulan directamente las válvulas son restringidos a la tarea de controladores analógicos con el computador suministrando sólo los valores del punto de ajuste.

La opción 3 se conoce normalmente como "sistema de control de supervisión". En cada caso se proporcionan los medios para contrarrestar la señal generada por el computador.

Los ciclos de control básico analizados no indican cuál es el significado real de la falla del equipo en los sistemas de control de la computadora. Los sistemas de control por computadora se instalan con objeto de resolver los problemas de control que no pueden superarse con un equipo analógico; en consecuencia, cuando se pierde un computador, aunque se piense que los controladores de respaldo continúan manteniendo las variables del proceso en el último valor, lo cierto es que el manejo eficaz del proceso se pierde, ya que la parte más compleja del sistema de control está perdida.

Por lo general, la compostura de un computador digital requiere que el computador se ponga a disposición total del servicio de reparación. Este requisito debe cumplirse sin reparos, ya que el equipo relacionado con la computadora suele ser pasivo, excepto bajo el comando de un programa almacenado. En consecuencia, para revisar el equipo durante la verificación de fallas, se requiere una unidad central de procesamiento. La mayor parte de los programas de diagnóstico se construyen para operar sólo como los únicos programas residentes en la computadora.

Los computadores de respaldo se han instalado para precisar la pérdida de capacidad. Estas unidades de respaldo pueden o no destinarse al control. En cualquier caso, los datos reales del proceso deben transmitirse de manera constante a la unidad de respaldo y es necesario adoptar una estrategia adecuada de arranque o una consecución dual de datos, con las entrecaras del equipo (*hardware*) accesibles en ambos computadores. En particular, las estrategias automáticas de transferencia al equipo de respaldo son adecuadas sólo para los tipos más obvios de fallas.

Desde el punto de vista de los costos de desarrollo y mantenimiento, estos enfoques no son satisfactorios a causa de la presencia de equipo redundante o no utilizable y por la programación requerida para manejar el equipo adicional.

Sistemas de control distribuido por microprocesador Las objeciones operacionales para utilizar los computadores de control digital surgen a partir de las siguientes razones:

1. Puede perderse buena parte de la capacidad de control a consecuencia de la falla de un componente individual.
2. Un sistema de respaldo o apoyo para retener la capacidad de control completo es casi tan costoso como el sistema primario.
3. Una reparación eficaz requiere que el computador sea puesto fuera de servicio.

Los microprocesadores pueden emplearse para superar estas objeciones al tiempo que se conservan todas las capacidades de los computadores de control digital. Es posible lograr esto gracias a la versatilidad de un microprocesador como controlador y la gran reducción en el costo de los dispositivos semiconductores.

La primera objeción puede superarse al asignar secciones relativamente pequeñas de cada sistema controlado a un controlador sencillo (p. ej., un microprocesador), que podría seguir realizando la función de control hasta que se tenga una orden de cambio. Los circuitos de control en cascada y de interacción se asignan al mismo controlador. En consecuencia, la falla de un microprocesador sólo podría afectar los circuitos controlados por ese microprocesador.

El costo del sistema de respaldo (objeción 2) se podría reducir ya que el equipo de computación (*hardware*) sería idéntico para todos los controladores y los casos específicos se determinarían por el programa. De lo anterior se puede inferir que sólo se necesita tener un tipo de dispositivo en el almacén y este dispositivo sería relativamente barato, comparado con el sistema completo.

El problema de la reparación surgido de la objeción 3 podría superarse también. La posibilidad de sustituir controladores de manera rápida, permite que la reparación fuera de línea se pueda llevar a cabo sin poner fuera de servicio el sistema de control.

En este análisis se han ignorado, hasta ahora, las preguntas sobre las intercomunicaciones del controlador y las entrecaras del operador; sin embargo, es necesario proporcionar algunos lineamientos para la interconexión de unidades de impulso de microprocesador. Algunos lineamientos son los siguientes:

1. La falla de una unidad sencilla no debe perjudicar las operaciones de otra unidad, excepto en relación con la pérdida de datos.
2. El equipo que sufre una falla puede desconectarse, quitarse y reemplazarse con nuevas unidades sin dañar la operación de otras unidades.
3. Debe disponerse de datos básicos, al menos de dos fuentes.

El sistema que se muestra en la figura 22-150 abarca los tres lineamientos si se presta la atención adecuada al diseño del equipo y a los programas de computación (*hardware* y *software*). Al proporcionar una trayectoria de comunicación individual entre cada controlador y la estación con operador se mantiene un alto grado de aislamiento y facilidad de sustitución entre los componentes. Los datos de control básicos pueden transferirse a través de la estación con operador o a través de una conexión redundante de medición.

Cada controlador transmite de manera asincrónica datos selectos hacia las estaciones con operador. Cada controlador dispone del tiempo suficiente para permitir las transmisiones de la estación con operador. Como sólo se incluyen pequeñas cantidades de datos entre cada línea de comunicación, las velocidades de transmisión de datos por línea son bajas con un incremento correspondiente en la inmunidad al ruido.

Todas las órdenes o instrucciones emitidas por la estación con operador son devueltas a cada operador para permitirle la actualización del estado de las mismas. No es necesario contar con destinos y códigos de fuentes, puesto que las direcciones son determinadas por la conexión con cables. Sin embargo, en cada mensaje debería añadirse el código para la verificación de errores. Los datos malos serían etiquetados en la pantalla de la estación con operador con tipos de caracteres especiales y los datos no actualizados etiquetados con otra identificación especial.

El programa (*software*) de la estación con operador permite que los datos malos de los controladores sean anulados sólo con operaciones del operador en el teclado. La recepción de datos emitidos desde cualquier controlador puede ser detenida también con una instrucción del operador en el teclado.

Cada controlador debería equiparse con un teclado y una pantalla que permita exhibir el contenido de la memoria en cualquier momento. Este equipo se destina en primer lugar a su utilización por el trabajador de servicio cuando repara y calibra el equipo.

La estación manual de cada controlador no necesita ser una pieza separada del equipo (*hardware*), pero sería conveniente que pudiera manipularse por medios independientes del microprocesador.

Aún podrían plantearse proposiciones adicionales como las contenidas en los últimos párrafos; todas ellas podrían afectar sólo una pequeña parte del sistema de control y poder repararse sin afectar el resto del sistema, además de que se deben proporcionar los medios para seguir en operación continua mientras se efectúan las reparaciones.

El control de proc
general del control
en la perspectiva a
más amplio del qu

El objetivo final
ma extremadamen
mar una compañí
comprende compu
putadoras a variot
interés primordial
tos, la información
relacionadas con
puedan relacionar
de la ingeniería m

Para lograr la p
intercomunicació
de tomarse como

JERARQUÍA DI

Hay cinco niveles

1. *Control de l*
aspecto u objeto i
un intercambiado

2. *Control del*
de operaciones u
deben coordinar

CONTROL DE PROCESOS POR COMPUTADORA

El control de procesos por computadora forma parte de un tema más general del control por computadora. Para situar el control de procesos en la perspectiva adecuada, es necesario considerar primero el sistema más amplio del que forma parte el control de procesos.

El objetivo final del control por computadora, expresado en una forma extremadamente simplificada, es proporcionar lo que se puede llamar una compañía automatizada. La implantación de este objetivo comprende computadoras de intercomunicación o secciones de computadoras a varios niveles de la organización. En esta exposición, el interés primordial no reside en aspectos como el procesamiento de datos, la información administrativa y la programación de operaciones relacionadas con este último objetivo, excepto en el sentido de que puedan relacionarse con el control de procesos desde el punto de vista de la ingeniería más que de los negocios.

Para lograr la perspectiva deseada, el concepto de computadoras de intercomunicación o secciones de computadoras a varios niveles puede tomarse como una "jerarquía de control por computadora".

JERARQUÍA DEL CONTROL POR COMPUTADORA

Hay cinco niveles que se identifican dentro de la jerarquía del control.

1. *Control de la operación unitaria* Este se ocupa del control de un aspecto u objeto individual de equipo de proceso, como por ejemplo, un intercambiador de calor, un reactor o un secador.

2. *Control del proceso unitario* Se trata del control de un conjunto de operaciones unitarias, cuyas operaciones unitarias individuales se deben coordinar para satisfacer un objetivo específico, por ejemplo, un reformador de gasolina que incluye reactores catalíticos, fraccionadores de productos e intercambiadores de calor.

3. *Control de la planta* Este nivel comprende el control del conjunto de todos los procesos unitarios en una localidad física.

4 y **5.** *Niveles de control por departamento y por corporación* Por encima del nivel de la planta o fábrica están los niveles del departamento y la corporación de una compañía. El control de proceso no se ocupa de las operaciones de cualquiera de estos niveles, excepto en el sentido de que algunas salidas de estos niveles son entradas de planta, que son pertinentes para el control de proceso, y algunos datos generados en la misma, como operaciones no estándares o límites de capacidad, son entradas para los dos niveles superiores.

La información que se origina a un nivel menor, se comunica al siguiente nivel superior que, a su vez, genera decisiones o acciones que se transmiten en sentido descendente al nivel inferior. Una consecuencia importante de utilizar un sistema de control es la reducción de los grados de libertad. Por ende, conforme el control a un nivel particular se mejora o se hace más completo, el nivel de control inmediatamente superior requerirá menos información y cuando lo haga, será con menor frecuencia. Para lograr esta función de control, casi siempre sucede que el nivel superior requiere sólo los valores actuales de las variables de funcionamiento provenientes del nivel inmediatamente inferior.

CONTROL DE PROCESOS

Dominio del control de procesos El control de procesos se ocupa de regular operaciones unitarias, procesos unitarios y todos aquellos aspectos del control de planta que se asocien con los objetivos y la

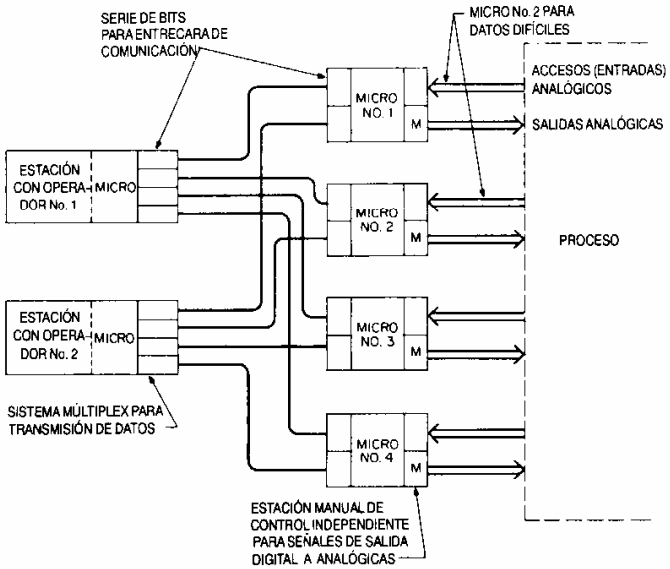


FIG. 22-150 Sistema de control distribuido.

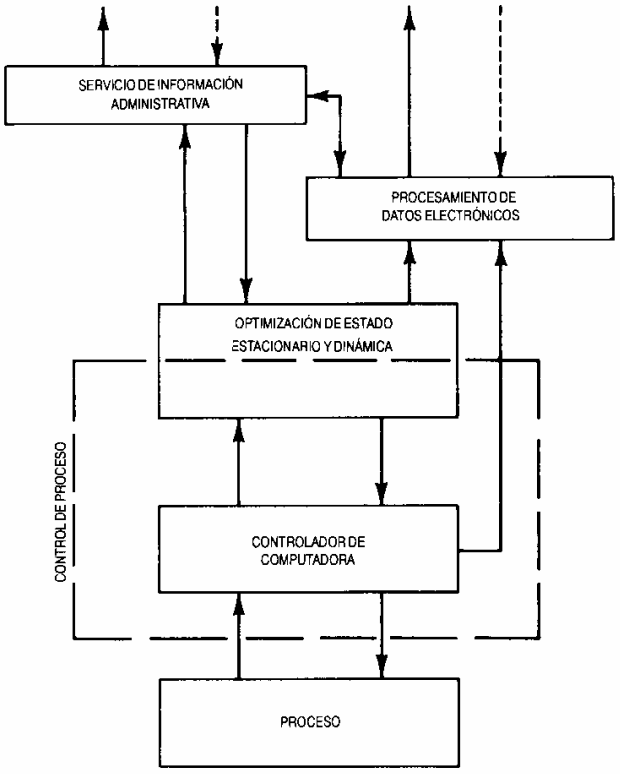


FIG. 22-151 Diagrama simplificado de varias funciones de un sistema de control totalmente computarizado.

eficacia del procesamiento. El control de proceso no se ocupa directamente de decisiones a nivel de planta, como el mantenimiento de la misma, la sustitución del equipo, el envío de productos y aspectos de esta índole, excepto en lo que puedan afectar las variables de funcionamiento de los niveles inferiores, debido al estado de disponibilidad del equipo de procesamiento en línea, la disponibilidad de existencias para la alimentación y la disponibilidad de instalaciones para el almacenamiento de los productos. Del mismo modo, el control de proceso no se preocupa por lo común de las decisiones a nivel departamento o corporación.

Configuraciones computador-operador-proceso Las computadoras se pueden utilizar en una variedad de configuraciones con el proceso y el operador, según el nivel de automatización deseado o justificable. Tales configuraciones cubren un intervalo amplio: el empleo de un dispositivo de computación como ayuda fuera de línea para el operador, la utilización de un dispositivo de computación como auxiliar para un controlador normal, registro de datos en línea y servicio de computación como guía para el operador, sistema automático de control por computadora en línea estableciendo los puntos de referencia de los controladores normales, bajo la supervisión del operador, y la inclusión de todos los controladores dentro de la computadora con el sistema puesto bajo la supervisión del operador.

De todas estas configuraciones, las tres primeras representan las variaciones del control manual del proceso con ayuda de una computadora, y las dos últimas representan el control automático por computadora. Las tres primeras representan el control por computadora, en el sentido de que todos los datos están disponibles para el control de retroalimentación, pero un eslabón en la cadena es la acción de respuesta del operador. Esto representa el control por computadora en el sentido de los negocios, pero no en el sentido de la ingeniería. Las dos últimas representan el control por computadora desde el punto de vista de la ingeniería.

Jerarquía funcional de un sistema de control por computadora de una compañía Si se examina una vez más la jerarquía del control, pero incluyendo en el análisis la computadora o las computadoras, se obtendrá un diagrama semejante al que aparece en la figura 22-151, que representa una descripción funcional del sistema computarizado. La porción del sistema indicado por la caja en líneas punteadas, incorpora lo que generalmente se designa como control de procesos por computadora, desde el punto de vista de la ingeniería. La división indicada entre la optimización de estado estacionario y la dinámica es la separación que depende del proceso que se está controlando y la frecuencia con que se hacen ajustes en dicho proceso. La división puede variar desde el nivel de operación unitaria hasta el nivel de planta, según las condiciones económicas y técnicas, y el punto de vista del diseñador del sistema. Los bloques pueden representar computadoras de comunicacion individuales, o bien secciones de una sola computadora.

En general, las ecuaciones y los modelos de control utilizados en los diversos niveles de la jerarquía de control se caracterizan por una cantidad decreciente de ecuaciones diferenciales o características dinámi-

cas conforme se a
proceso unitario,
desaparecen norm
proceso es tal que
cionalidad, las ca
orden de jerarquí

En algunas oc
de control por c
figura 22-151 se
guración jerárqu
equipo de insta
computadora tie
misma, sin cont
proceso, el contr
la medición diff
to a un nivel jer
ceso que se exti

En el desarroll
nar la acción de
de rendimiento c
se origina en asp
orden a la variat
que afectan la va
ficultades han h
fracasen y que lo
ra sean sustanci
permitidas.

La variable d
una razón. Su ra
bles de rendimie
biable los térmi
to o eficiencia,
los niveles de p
operar cualquier
específico a un
restricciones op
fabricación, las
son las variable
trol a cualquier
de libertad del
rendimiento.

CONTROL DE COMPUTADO

El control por
ción unitaria, c
racterícen por t
tes: 1) no toda
fuera del sisten
cuales no hay
del controlado
bles que sólo ti
mas de control
y controlar las
se podían medi

Reducción d
reactor químico
normales, el op
(velocidad de e
temperatura del
en forma corres
temperatura del
ción, pero la his
respecta a la cali

cas conforme se asciende en el orden de jerarquía. Al llegar al nivel de proceso unitario, la necesidad de las ecuaciones de control dinámico desaparecen normalmente. En procesos futuros en que el diseño del proceso es tal que se requiere un control de computadora para su funcionalidad, las características dinámicas se ampliarán más allá en el orden de jerarquía.

En algunas ocasiones, la descripción funcional de un sistema de control por computadora en operación, como se ilustra en la figura 22-151 se muestra con mayor claridad que en una configuración jerárquica. Una de las razones de ello puede ser que el equipo de instauración del diseño del sistema de control por computadora tiene una orientación encaminada al equipo de la misma, sin contar con la experiencia adecuada en el campo del proceso, el control y la medición. Esta situación puede hacer que la medición difícil se sustituya y se ejerza un control más directo a un nivel jerárquico menor, por medio de un modelo de proceso que se extienda a más de un nivel.

En el desarrollo de este tipo de modelos, a veces es difícil relacionar la acción de control en una válvula particular, con una variable de rendimiento o de desempeño a un nivel superior. Esta dificultad se origina en aspectos como el tiempo muerto, la respuesta de alto orden a la variable de rendimiento, y las perturbaciones múltiples que afectan la variable de desempeño en formas similares. Estas dificultades han hecho que los sistemas de control por computadora fracasen y que los costos de desarrollo de programas de computadora sean sustanciales, sobrepasando las cantidades presupuestales permitidas.

La variable de rendimiento Cada nivel de la jerarquía existe por una razón. Su razón de existencia establece por lo común sus variables de rendimiento. Con frecuencia se emplean en forma intercambiable los términos de variable de rendimiento, índice de rendimiento o eficiencia, objetivo operacional y criterios operacionales. En los niveles de producción de la jerarquía, el propósito básico para operar cualquier proceso es producir, a un costo mínimo, un artículo específico a un volumen de producción requerido, acorde con las restricciones operacionales de la unidad. Usualmente, los costos de fabricación, las calidades del producto y el volumen de producción son las variables de rendimiento o desempeño del proceso. El control a cualquier nivel de jerarquía debe ser tal que reduzca los grados de libertad del sistema hacia cero, con respecto a sus variables de rendimiento.

CONTROL DE LAS OPERACIONES UNITARIAS POR COMPUTADORA

El control por computadora mejora el rendimiento de la operación unitaria, cuando los sistemas con control tradicional se caractericen por todas o cualquiera de las tres condiciones siguientes: **1)** no todas las perturbaciones controlables se mantienen fuera del sistema, **2)** hay perturbaciones no controlables para las cuales no hay una compensación, y **3)** los puntos de referencia del controlador ajustado manualmente se encuentran en variables que sólo tienen un interés indirecto. En el caso de los sistemas de control por computadora, se pueden calcular, especificar y controlar las variables de rendimiento que con anterioridad no se podían medir o controlar.

Reducción de los grados de libertad Como ejemplo, véase el reactor químico que se ilustra en la figura 22-191. Con controladores normales, el operador intenta mantener un volumen de producción (velocidad de elaboración de productos) observando el aumento de temperatura del refrigerante al pasar por la cubierta del reactor, y ajusta en forma correspondiente el flujo del catalizador. Este aumento en la temperatura del refrigerante es una indicación del volumen de producción, pero la historia no se limita a este aspecto únicamente. En lo que respecta a la calidad del producto, la única información de que dispone el operador proviene de un análisis de laboratorio que se corre casi siempre una vez por turno.

En este ejemplo, en que se utilizan controles tradicionales, la operación del reactor es una función de 18 variables independientes. El análisis de las operaciones unitarias controladas más convencionalmente revelará la existencia de una cantidad similar de variables independientes o grados de libertad. Con la existencia típica de tantas variables no controladas, se observa una fluctuación considerable en las variables de rendimiento de las operaciones unitarias.

La técnica para reducir los grados de libertad para este ejemplo de reactor, que se escribe detalladamente en relación con la figura 22-191, es accesible sólo mediante el control por computadora.

Simplificación de las ecuaciones de control Otra característica para reducir los grados de libertad mediante el control, es que las variables de proceso se hacen constantes a través de dicho control. Por ejemplo, para calcular la concentración de producto en el reactor químico ilustrado en la figura 22-191 y en la tabla 22-13, y la ecuación de balance de material se escribe como sigue:

$$PR - F_0 W_P = (1/V)(dW_P/dt) \tag{22-33}$$

en donde la velocidad de formación de productos o volumen de producción $PR = f(F_{CSP}, E_C, C_P, W_P, \ldots)$ y el flujo que sale del reactor, $F_0 = f(PR, \ldots)$, dan una ecuación diferencial no lineal. El volumen del reactor es V, y las otras variables se especifican en la tabla 22-13.

Cuando el volumen de producción se controla en forma automática, PR es igual que PR_{SP}, que es el punto de referencia del volumen de producción. En tales condiciones la ecuación de balance de material se convierte en la siguiente expresión

$$PR_{SP} - F_0 W_P = (1/V)(dW_P/dt) \tag{22-34}$$

en donde $F_0 = f(PR_{SP}, \ldots)$ y PR_{SP} es una constante. Esta expresión es ahora una ecuación diferencial lineal, que casi siempre se resuelve explícitamente. Esta simplificación de la ecuación dinámica, que describe la concentración del producto en el reactor, simplifica también cualquier ecuación o modelo de control en los niveles superiores de jerarquía del control que comprende información en línea referente a la concentración del producto.

Selección y diseño de los circuitos de control Para seleccionar y diseñar circuitos de control, se deben seguir cuatro pasos esenciales:

1. Establecer las variables de rendimiento o desempeño de la unidad en particular. Por lo común, esto se hace en forma directa. La razón por la cual una unidad se haya construido y funcione de esa manera sirve para estipular las variables de rendimiento.

2. Especificar todas las variables que afectan las variables de rendimiento. Esto incluye tanto a las variables que se pueden manipular como a las que no es factible regular. Aquellas que no se pueden regular son las perturbaciones de proceso. Algunas de estas variables de perturbación se miden directamente, en tanto que otras no se pueden determinar. La lista de todas las variables establece los grados de libertad del sistema.

3. Reducir la cantidad de variables (grados de libertad) definiendo y controlando las variables que sean más fundamentales para las variables de rendimiento de la unidad. Cuanto más se puedan eliminar los efectos de perturbación en las variables de rendimiento, tanto más preciso será el control final.

4. Establecer formas posibles para controlar las variables de rendimiento. El número de maneras posibles para regular las variables de rendimiento es, casi siempre, grande. Este número se reduce normalmente a unos cuantos caminos plausibles, tomando en cuenta las constantes de tiempo, los beneficios del estado estacionario y el intervalo en que se pueden alterar las variables. De entre las formas plausibles, se hace una selección final por medio de la simulación, si el conocimiento del proceso no es suficiente para evaluar por otros medios las selecciones finales.

En el desarrollo de los sistemas de control de procesos, se debe hacer especial hincapié en la definición del resultado final deseado y en la determinación de cuándo se ha logrado tal resultado. El diseño del sistema de control para cualquier unidad debe encaminarse al empleo de las variables de desempeño como puntos de referencia, como se observa en el ejemplo del reactor. Aunque este ejemplo se ocupa de una operación unitaria, el mismo procedimiento se aplicará a cualquier nivel de la jerarquía de control.

Los objetivos básicos de operación de este reactor son generar un producto de una propiedad especificada, un índice de producto y una tasa de producción, y una productividad de catalizador no inferior a un valor estipulado. Estos objetivos constituyen la razón de construcción y operación del reactor, de donde los puntos de referencia de control de la computadora deben ser la tasa de producción, la propiedad del producto y el índice de producto, ya que éstas son las variables de rendimiento. El control deseado se logrará sólo cuando los grados de libertad del reactor sean cero con respecto a estos puntos de referencia, sujeto a la productividad restringida del catalizador y a cualquier otro tipo de limitaciones operacionales que puedan existir. Si hay varios sistemas de control posibles, el que se seleccione debe basarse normalmente en la calidad de control de la variable de rendimiento, como primera consideración, y en cualquier optimización local del proceso que pueda asegurarse, como segunda consideración.

Configuración operación-unitaria-operador-computador En el control por computadora de una operación unitaria, el controlador de computadora debe contener las ecuaciones que relacionan las entradas de medición y la salida deseada, ya sea que dicha salida sea una posición de válvula o un punto de referencia de controlador tradicional. Estas expresiones se denominan a veces ecuaciones de control o modelo del proceso. Dichas ecuaciones pueden ser simple causa y efecto, ecuaciones algebraicas simultáneas, ecuaciones diferenciales simultáneas o simulaciones complejas del proceso que se está controlando.

Si el proceso se entiende perfectamente y se dispone de datos cuantitativos, las ecuaciones de control se escriben explícitamente o se puede contruir un modelo matemático que represente exactamente a dicho proceso. Estas ecuaciones o modelos incorporadas al controlador de computadora forman, entonces, la base sobre la cual se genera la señal de control partiendo de las señales de medición.

En aquellos casos en que el proceso es demasiado complejo o no se entiende con la amplitud suficiente para escribir ecuaciones explícitas o construir modelos explícitos, se emplean expresiones empíricas. Cuando se utilizan ecuaciones o modelos empíricos, es probable que se tengan dificultades para evaluar con precisión los parámetros de la ecuación o del modelo, o bien, las ecuaciones o los modelos son difíciles de ejecutar por medio del equipo de computación disponible para intervalos amplios de condiciones de operación.

Se requiere cierto grado de retroalimentación a partir de las variables de rendimiento al mecanismo de control, debido a las relaciones empíricas inexactas, a la falta de exactitud en las mediciones en línea del proceso y en su conversión a entradas compatibles con la computadora, inexactitudes en las respuestas del proceso a las señales de control, la presencia de variables no controladas y las discrepancias acumulativas en los procedimientos de cálculo.

Se tiene un ejemplo cuando el operador debe observar las calidades del material de alimentación y los productos por medio de pruebas de laboratorio u otros medios que no se automatizan con facilidad para alimentarse directamente al controlador de computadora. Partiendo de estas observaciones, el operador hace ajustes menores en el modelo del proceso o las ecuaciones de control, o bien, los efectúa sobre una base por horas o por turnos. Estos ajustes menores consisten, casi siempre, en la modificación del valor de una constante o la restauración del valor de un punto de ajuste de un controlador computarizado.

Una de las consecuencias de aceptar esta premisa de diseño es que el diseñador de sistema utilizará la disponibilidad continua aparente de acción del operador como sustituto para adquirir los suficientes conocimientos sobre el proceso, con objeto de formular modelos o ecuaciones de control adecuadas. Esto genera un proceso menos eficaz.

Un método para diseñar sistemas de control por computadora consiste en utilizar un sistema de control excesivamente simplificado que requiere una considerable atención del operador y acción con el equipo, para una aplicación proyectada hacia el futuro. Lo que se espera es acumular gradualmente el suficiente conocimiento del proceso para ir desarrollando el sistema de control automático. Esto puede conducir a obligaciones de mano de obra futuras de tamaño no controlable, fallas para alcanzar el objetivo de un control adecuado económicamente justificable y el empleo ineficaz de la computadora. Esta situación se torna particularmente importante cuando tiene por objeto poner en práctica un control de computadora desde las operaciones unitarias hasta el nivel de planta.

Otra condición ocurre cuando toda la información de control de operación se recoge automáticamente por medio del controlador de computadora, a una frecuencia que se considera adecuada para el control automático, excepto, póngase por caso, para una variable de rendimiento. Esta variable de rendimiento queda disponible en forma automática, aunque con cierto retraso. En tal caso, la variable de rendimiento se calcula basándose en los datos de proceso automáticamente disponibles, y la acción de control se toma basándose en este valor calculado. Cuando se cuenta con el valor de la variable automáticamente determinado, se compara con el valor calculado empleado, y se ejecuta cualquier ajuste de modelo o ecuación necesario para igualar el valor calculado con el medido. Por ejemplo, en la figura 22-191, la dinámica de proceso es tal que éste puede salirse del intervalo de operación especificado antes de que el cambio de concentración del reactivo pueda medirse por medio de un cromatógrafo de proceso. La concentración de reactivo esencialmente instantánea, calculada por medio de un balance dinámico de material en torno al reactor, sirve para controlar el flujo de reactivo al reactor. Los ajustes computacionales correspondientes se realizan de manera automática para hacer que el valor calculado coincida con el valor medido, cuando se dispone de éste unos minutos más tarde.

En el sistema de control por computadora totalmente automatizado para operaciones unitarias, toda la información que se requiere normalmente queda a la disposición de la computadora en forma automática, sobre una base de tiempo que es adecuada para el control. El operador penetra en el circuito de control sólo en raras ocasiones para modificar el parámetro de control basándose en las observaciones que hace del rendimiento del proceso, tomando en cuenta información externa al proceso, como, por ejemplo, un cambio en los objetivos del procesamiento y un procedimiento de mantenimiento, o bien, la corrección de una situación operacional que el controlador de computadora es incapaz de manejar. Por ejemplo, en el sistema de control del fraccionador ilustrado en la figura 22-175, el operador observa la calidad del destilado producido mediante un analizador en línea o a través de informes de laboratorio. Partiendo de esta información el operador realiza ajustes menores poco frecuentes de algún parámetro computacional en la computadora de predicción, por ejemplo, una constante de la ecuación de balance de material.

Optimización de las operaciones unitarias La optimización de una operación unitaria de proceso continuo es una optimización de tipo local, que casi siempre sirve para generar el producto requerido o la calidad especificada a un costo mínimo. Por ejemplo, la operación de una columna simple de destilación se optimiza cuando se logran productos de especificación a una velocidad mínima de ebullición, es decir, con un insumo mínimo de calor. Véase también la figura 22-188 y la explicación correspondiente, en la subsección "Maximización del rendimiento en operaciones unitarias continuas."

Cuando una operación unitaria es el cuello de botella del proceso, mantener dicha unidad cargada es la responsabilidad de la computado-

ra al nivel de procesos unitarios. En el caso de fraccionamiento, la computadora para el proceso unitario continuaría incrementando la alimentación o aceptaría toda la alimentación disponible hasta llegar a otra restricción operacional. Esto no alteraría de ninguna manera la optimización de la columna individual, ya que la especificación de producto a una ebullición mínima es óptima, sea cual sea la velocidad de alimentación de la columna.

Además de la formulación matemática explícita de las condiciones óptimas de operación, se tienen dos procedimientos básicos en línea para obtener condiciones de operación óptimas, o casi óptimas, para operaciones unitarias continuas. El primer procedimiento consiste en verificar automáticamente el proceso de un modo periódico, desplazándolo en forma leve de su punto de operación, regulando las variables controladas y determinando un nuevo valor de la variable de rendimiento que se desea optimizar. Si se lleva un registro del valor de la variable de rendimiento obtenida y se compara este valor con otro subsecuente, el proceso se desplazará hacia la condición óptima de operación o las restricciones de funcionamiento que constituyan condiciones óptimas adquiribles. El segundo procedimiento consiste en probar un modelo del proceso y trasladar los resultados de dichas pruebas a las condiciones de operación correspondientes para la operación unitaria.

Cualquiera de estos dos procedimientos se pueden aplicar en el modo automático o en el modo manual. En la ejecución usual del proceso, es decir, el modo manual, la verificación se realiza en forma automática, pero el operador decide en lo que respecta a las acciones que se tomen realmente en el proceso.

Estas técnicas son muy especializadas y, como tales, sus detalles quedan fuera del alcance de este *Manual del Ingeniero químico*. Se ha informado de la existencia de varios dispositivos de control sencillos de tipo automático, de una sola variable y que buscan el valor máximo. Sin embargo, el controlador de computadora digital es el instrumento más útil de este tipo de control, y en las publicaciones especializadas aparecen ejemplos prácticos de este género de aplicaciones. Estos procedimientos se pueden ampliar a otros niveles de la jerarquía de control, y ciertas variables manipuladas se pueden optimizar en forma simultánea para obtener un valor casi óptimo de la variable de rendimiento que se está considerando.

Control adaptable El control por computadora con controladores normales incluidos en el sistema de computadora ofrece un mecanismo para optimizar en forma parcial el ajuste del controlador. En las aplicaciones de controlador normal, la cantidad de ajuste se reduce gradualmente a una condición que representa respuestas estables en las condiciones operacionales más adversas que pueda tolerar el operador. Por lo común, esto representa respuestas muy escasas en condiciones normales de operación.

Usualmente, el ajuste óptimo del controlador varía con la carga tratada del proceso, ya que las ganancias de éste y las constantes de tiempo sufren alteraciones. Si los controladores se incluyen en el controlador de la computadora, las constantes de sintonización de este último cambian de manera automática, para corresponder a las condiciones actuales de funcionamiento del proceso. Esto se maneja haciendo que las constantes de sintonización del controlador sean una función explícita de una variable de proceso, como, por ejemplo, la velocidad de flujo. Otra forma consiste en tabular, dentro de la memoria de la computadora, los ajustes del controlador en función de la variable de proceso y comparar dichos ajustes con el valor de la variable de proceso.

Ejemplos de control de las operaciones unitarias por computadora En la subsección "Control de operaciones unitarias" se presentan ejemplos adicionales que se ocupan de las operaciones unitarias; sobre todo, se hace referencia especial a la explicación relacionada con las figuras 22-167 a la 22-169.

CONTROL DE LOS PROCESOS UNITARIOS POR COMPUTADORA

El proceso unitario es el siguiente nivel superior dentro de la jerarquía del control. Para los fines de control, casi siempre se trata de un conjunto de operaciones unitarias cuyos funcionamientos individuales se deben coordinar para satisfacer un conglomerado específico de objetivos. Los controladores normales proporcionan muy poco control automático al nivel de procesos unitarios. La operación de estos procesos sin el control de computadora consiste en el análisis de los datos diarios de operación, o datos promediados en un tiempo que se considere como periodo operacional, tarea que queda a cargo del personal de supervisión. Ellos deciden la forma como se deben ejecutar las diversas operaciones unitarias del proceso unitario, durante el siguiente periodo operacional. A continuación, estas decisiones se transmiten al operador de las operaciones unitarias. A su vez, esta persona determina qué puntos de referencia se utilizarán en los controladores normales individuales o en los controladores de computadora de operaciones unitarias, como ya se vio bajo el título de "Control de las operaciones unitarias por computadora". En muchas plantas, estos dos niveles de jerarquía de control pueden estar dirigidos por la misma persona; de manera que este procedimiento quizá no sea muy evidente.

Cuando se tiene un control normal y un control por computadora limitado a operaciones unitarias, los objetivos del rendimiento de estas últimas tienden a hacerse fijos en el periodo operacional estándar de la planta, lo cual casi siempre representa un día por lo menos. Cuando se tiene control por computadora del nivel de procesos unitarios, algunas variables de rendimiento de las operaciones unitarias se hacen funciones básicamente y minuto a minuto de las variables de rendimiento del proceso unitario. Los principios del control de procesos unitarios son, por lo común, una ampliación directa de los que se relacionan con las operaciones unitarias. No obstante, el sistema de control de un proceso unitario es, por lo común, un paso posterior separado de la operación de las válvulas, y las señales de control de entrada de retroalimentación o alimentación directa son, con frecuencia, variables de rendimiento calculados más que mediciones directas del proceso. Además, el cálculo de las salidas de control de un proceso unitario, que son puntos de referencia, se encuentra usualmente en la modalidad de estado estacionario más que dinámico.

Las unidades de procesamiento que se pueden designar como procesos unitarios se caracterizan por una complejidad muy variada. Como se mencionó antes, los procesos unitarios más sencillos se manejan por extensión de las técnicas de control de las operaciones unitarias por computadora. Los procesos unitarios más complejos se pueden manejar aplicando las técnicas que se explican bajo el título "Control de plantas de proceso por computadora".

Sistema de fraccionamiento En la figura 22-152 aparece el ejemplo de un controlador con computadora en que se combinan procesos unitarios y operaciones unitarias, en relación con un complejo de fraccionamiento. Sólo se indican las salidas del controlador-computador hacia el proceso. Los detalles adicionales que se relacionan con los requisitos de medición del proceso y el control de los fraccionadores individuales se pueden ver dentro del texto de las subsecciones "Control de columnas de destilación" y "Maximización del rendimiento en operaciones unitarias continuas", que se refieren a las figuras 22-175 y 22-188. En la figura 22-168 se muestra un control típico de entalpía, como se emplea en las alimentaciones de columna.

Sin el controlador de computadora para un proceso unitario, el supervisor de planta se enfrentaría diariamente a la tarea de determinar las especificaciones del producto de cada columna, así como decidir la división de alimentación entre las columnas en paralelo. Esto representa un total de 15 variables, dos especificaciones de producto por columna y tres distribuciones de alimentación. Todas estas decisiones se basarían en la velocidad de alimentación anticipada y la composición de alimentación que se debe suministrar al complejo, así como

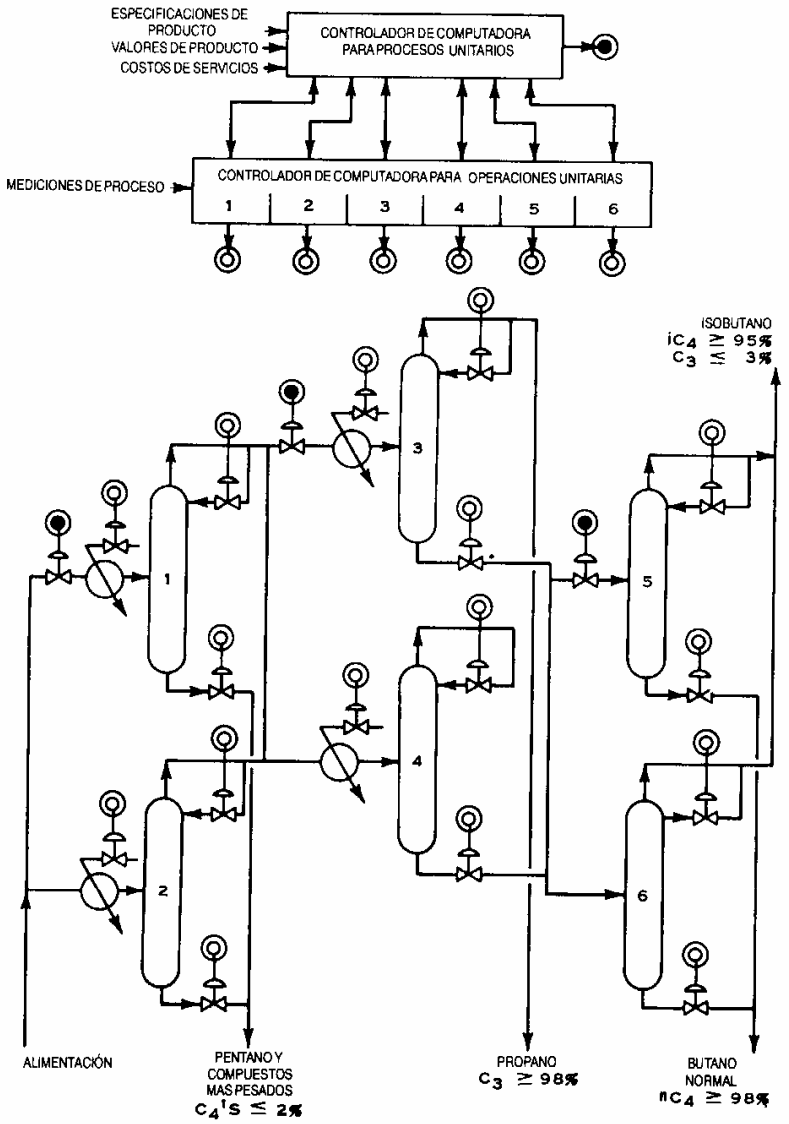


FIG. 22-152 Control por computadora de un proceso unitario correspondiente a un sistema de fraccionamiento, en el cual se muestra la división de las acciones de control normal entre los controladores por computadora para los procesos unitarios y para las operaciones unitarias.

operaciones anticipadas de los procesos unitarios corriente abajo. Una vez que se toman todas estas decisiones, estarían vigentes durante el resto del día y a lo largo del período operacional, incluso aunque las variaciones en la velocidad y la composición de la alimentación alteraran las características de la operación óptima.

La instalación de la computadora para un proceso unitario proporciona la optimización de las especificaciones del producto de columnas individuales, así como las velocidades de alimentación suministrada a la columna. Las especificaciones del producto final del complejo se le estipularían a la computadora desde un nivel de planta.

En la figura 22-15
pureza mínima del
producto, es decir,
Si las corrientes
rrientes terminales
dimiento monetari
todas estas corrien
que se utiliza una

en donde C_j = cost
P_s = secu
V_i = val
Y_i = ren
A veces es muy di
la planta. Sin emb
siempre el princip
lores reales. Esos
más que cantidad
En este ejempl
los reajusta de ti
del mercado y de
beneficio o rendi
producto de los
especificación d

En la figura 22-152 se da una lista de las especificaciones típicas como pureza mínima del producto y/o máximo de impureza permisible en el producto, es decir, las restricciones de desigualdad.

Si las corrientes de producto del complejo fraccionador son las corrientes terminales de la planta, se podría utilizar una ecuación de rendimiento monetario de operación para la optimización. En general, no todas estas corrientes son corrientes terminales de planta, de manera que se utiliza una ecuación de seudorrendimiento:

$$P_S = \sum_j \left(\sum_i V_i Y_i \right)_j - C_j \qquad (22\text{-}35)$$

en donde C_j = costo de utilidades en la columna j
P_s = seudorrendimiento
V_i = valor del componente i
Y_i = rendimiento del componente i

A veces es muy difícil determinar el valor de una corriente interna de la planta. Sin embargo, puesto que el beneficio monetario debe ser casi siempre el principal criterio de optimización, se deben determinar valores reales. Esos valores pueden ser funciones de diversas variables más que cantidades fijas.

En este ejemplo, el personal de la planta especifica los valores y los reajusta de tiempo en tiempo conforme varían las condiciones del mercado y de procesamiento. La ecuación (22-35) relaciona el beneficio o rendimiento monetario con el reflujo interno, el flujo del producto de los fondos, costos de calentamiento y enfriamiento y especificación del producto de cada columna, tanto como la división de alimentación entre las columnas en paralelo, la velocidad de dosificación al complejo y la composición de la alimentación. El beneficio monetario se maximiza por medio de un procedimiento computarizado de investigación sujeto a las restricciones de especificación de pureza del producto, la disponibilidad de la alimentación, la capacidad de utilizar o vender los productos y las restricciones de operabilidad.

Una vez que se instala el controlador de computadora para el proceso unitario, la supervisión de la planta sólo se debe preocupar regularmente por las cuatro especificaciones que se estipulan en la figura 22-152, el procesamiento corriente abajo anticipado u otro uso, y la velocidad de alimentación disponible para procesos corriente arriba. La velocidad y la composición de la alimentación se han eliminado como grados de libertad en lo que respecta al complejo, sujetos a las restricciones impuestas por la máxima carga tratada. Así pues, los grados de libertad se han reducido a 13, es decir, 11 dentro de la unidad y 2 del proceso anterior.

Proceso de polimerización Como segundo ejemplo del control por computadora de un proceso unitario, véase el proceso de polimerización, que consta de dos series o trenes de producción. Cada tren consiste en un número determinado de reactores en paralelo, seguidos por un equipo de separación y purificación de la alimentación para reciclaje. Los reactores son del tipo que se ilustra en la figura 22-176. Ambos trenes se pueden utilizar para producir simultáneamente dos polímeros de propiedades distintas, o bien, los dos polímeros se pueden combinar para producir un tercer polímero, como se ilustra en la figura 22-153. Para los fines de esta ilustración,

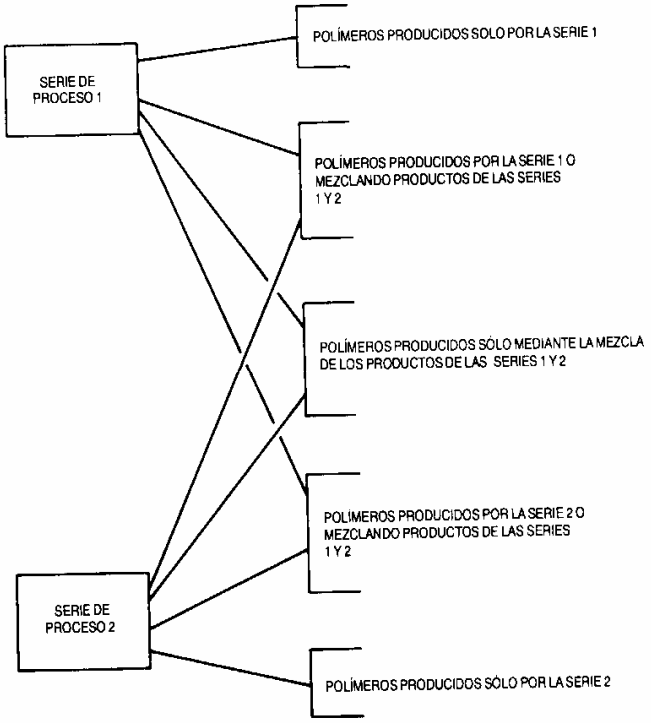


FIG. 22-153 Productos disponibles de un proceso unitario para la polimerización en dos series, o trenes.

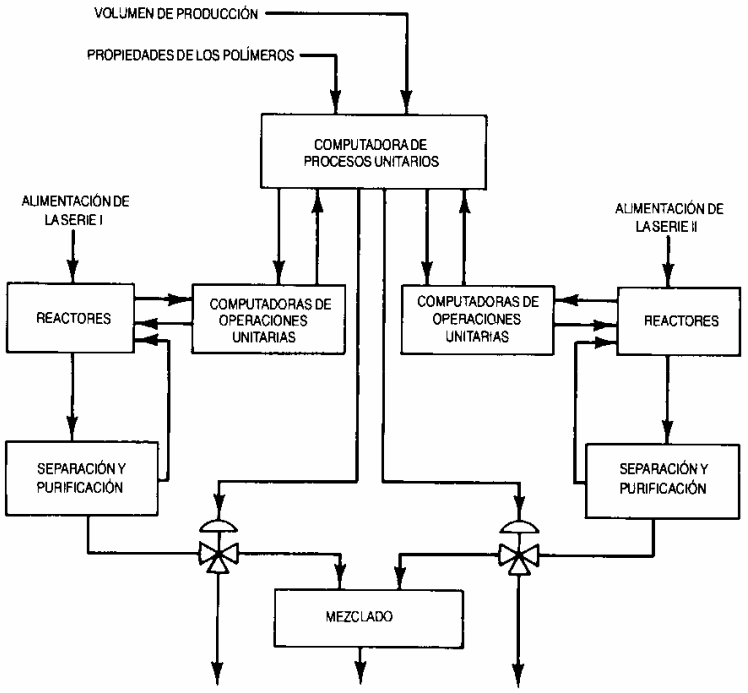


FIG. 22-154 Disgrama esquemático simplificado que ilustra la relación entre la computadora de control del proceso unitario y las computadoras que controlan la operación unitaria (sólo los reactores), y el proceso de polimerización de productos múltiples.

no se tomarán en cuenta los detalles concernientes a la preparación de la alimentación, el proceso de separación y la purificación de la alimentación para reciclaje.

Con este proceso se pueden producir polímeros con una amplia variedad de propiedades. El espectro de polímeros que es factible producir consiste en aquellos que se elaboran en una sola serie; aquellos que se producen sólo mezclando polímeros de dos trenes y aquellos que se elaboran ya sea mediante una de las series o mezclando los productos de ambas.

Se presenta un problema de optimización, ya que el costo para producir una cantidad determinada de un polímero en particular no es el mismo para ambos trenes, la capacidad de producción de los trenes varía con la clase de polímero que se esté elaborando y las propiedades de éstos no se suman linealmente al mezclarse. El propósito de utilizar la computadora para el proceso unitario es satisfacer la demanda de polímero con el costo mínimo de producción posible. La computadora para el proceso unitario determina tanto la velocidad de producción como el tipo de polímero para cada reactor, como se observa en la figura 22-154.

CONTROL DE PLANTAS DE PROCESO POR COMPUTADORA

La planta, o fábrica, es el siguiente nivel dentro de la jerarquía de control. La planta consiste por lo común en el conjunto de todos los procesos unitarios en una ubicación, cuya operación se debe coordinar para satisfacer un conjunto específico de objetivos. A este nivel, los controladores normales no proporcionan prácticamente ningún control automático.

Sin el control por computadora en los niveles de planta o de procesos unitarios, el periodo de operación de planta en "estado estacionario" tiende a prolongarse durante varios días. Dicho de otra manera, en general, no se le dan diariamente al operador o al supervisor de procesos unitarios los ajustes de carga tratada o metas de especificación de producto para procesos unitarios individuales. Si alguna perturbación afecta un proceso unitario que, a su vez, afecta un segundo proceso unitario, sobre todo en lo que respecta a la calidad del producto, el proceso de la segunda unidad se reajusta de manera local, con el fin de reducir al mínimo el producto que queda fuera de las especificaciones, mientras no se obtengan instrucciones distintas.

Con el control por computadora a nivel de planta, este tipo de perturbación generaría rápidamente un ajuste automático en cualquier proceso unitario afectado por la calidad o la carga tratada, con objeto de conservar las variables de rendimiento. Si la perturbación persistiera, la distribución de la carga tratada del producto de planta se alteraría en el siguiente ciclo de computación del control a nivel de planta para, póngase por caso, reducir al mínimo los costos de operación de la misma.

Desarrollo del proyecto de control Una de las características de una planta de procesamiento continuo de gran tamaño es que representa una red de unidades interactuantes, como se ilustra en la figura 22-155. Normalmente, cuando se desea limitar el proyecto de control por computadora a una parte de la planta, ésta se puede subdividir en varios procesos unitarios que se puedan tratar en forma esencialmente independiente, con el fin de lograr el control y la optimización en línea. La subdivisión ayuda también a organizar los conceptos de control y optimización que se utilizarán si toda la planta se va a poner bajo control por computadora, ya sea con una sola computadora o con un grupo

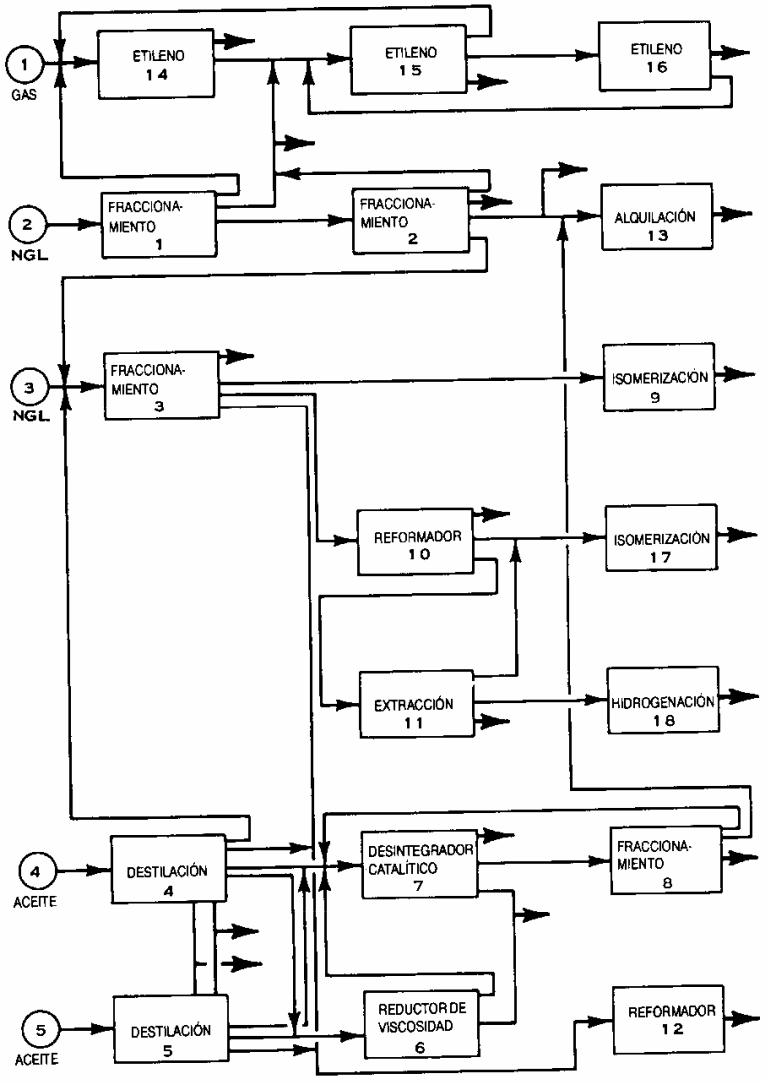


FIG. 22-155 Diagrama de flujo abreviado de un complejo o una planta petroquímica de refinería. ①, ②, ③, ④, ⑤ y → indican las corrientes, de alimentación y productos, respectivamente.

de computadoras para procesos unitarios. También contribuye a identificar la entrecara entre procesos unitarios no interactuantes, y las interacciones que causan problemas de entrecara entre procesos unitarios interactuantes.

Se debe dar especial atención a las unidades interactuantes, con el propósito de formular sistemas de control que tomen en cuenta las interacciones de ellas. Las otras unidades se pueden tratar de manera independiente unas de otras, excepto en el sentido de que una unidad puede alimentar o recibir alimentación de otras.

Otra estrategia que permite establecer el control de computadora de una planta completa consiste en principiar con los procesos unitarios o incluso operaciones unitarias, e irlos sumando uno por uno al sistema de control de la planta. Si el control en un proceso unitario es bueno, entonces, la cantidad de información requerida en la entrecara de la

unidad de procesos que se conecta con las unidades interactuales o proviene de ellas, se reduce a un mínimo, y el trabajo de agregar el siguiente nivel de jerarquía también es mínimo. En otras palabras, si el grado de libertad de la unidad de proceso se reduce al nivel práctico más bajo por medio del sistema de control, el número de entradas al controlador de planta se habrá reducido y se cambiará el carácter a entradas que normalmente representan variables de rendimiento de un proceso unitario.

En lo que respecta a la decisión de qué unidades se deben controlar, hay otras consideraciones generadas por las unidades en que: la carga volumétrica tratada y por lo tanto monetaria, es grande; el diferencial de precio entre la alimentación y el producto es grande; las unidades son cuellos de botella del proceso; la unidad es inestable o difícil de controlar por medios normales, y la unidad genera productos finales de proceso.

Simplificación de un sistema de control para un complejo industrial Como ejemplo de la simplificación o subdivisión de un sistema de gran tamaño, véase un complejo usual de refinería y petroquímica (Fig. 22-155). Se trata de un diagrama de flujo abreviado en el cual se muestran los procesos unitarios como los identifica la administración de la planta. La planta se alimenta con una corriente de gas, líquidos de gas natural (NGL), provenientes de dos fuentes, y petróleo crudo, proveniente tambien de dos fuentes. La variedad de productos se distribuye en tuberías, almacenamientos e instalaciones de mezclado.

Si la figura 22-155 se interpreta por medio de una gráfica de flujo de señales, combinando las unidades enlazadas entre sí por medio de las principales corrientes de reciclaje y omitiendo las salidas de producto, se obtiene el diagrama de la figura 22-156. Aquí, algunos productos finales representan hasta seis etapas de proceso de las alimentaciones de planta. También se observa una gran variedad de tamaños y grados de complejidad de las unidades que aparecen en este diagrama.

Si se hace una simplificación subsecuente combinando funciones similares y fuentes múltiples con otras unidades, se obtiene el diagrama de la figura 22-157. Esto reduce todo el complejo a cuatro etapas de proceso o menos, desde las alimentaciones hasta los productos finales. En este diagrama se observa una variación mayor aún en tamaño y complejidad de las unidades.

La planta ilustrada en la figura 22-155 es grande, y el control por computadora, complejo. Del mismo modo, algunos procesos unitarios son grandes y pueden representar un proceso demasiado amplio para que se resuelva de una sola vez, en vista de los recursos disponibles

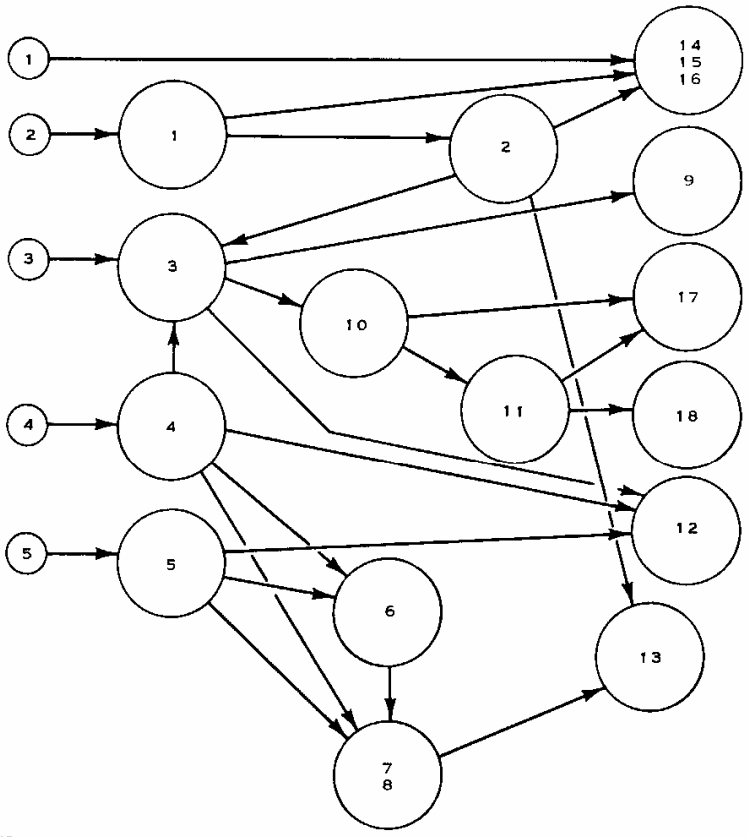


FIG. 22-156 Gráfica del flujo de señales de una planta de refinería y petroquímica, en donde se combinan las unidades que interactúan con las corrientes de reciclaje.

FIG
corr

para la organizac
computadora.

Los grandes prc
cepto de proceso u
14, 15 y 16 puede
procesos unitario
principales. Las t
dos corrientes de
las dos primeras u
trol, cuando se co
limitados se podr
último caso, la de
puede ser como s
de recuperación
de gas reformado

Conforme los
gregan en unidad
entrelazan unida
establecer los ob
valor monetario
terminar, y en oc
especiales en el

La técnica de si
booleana. Partien
la figura 22-155,
proceso por medi

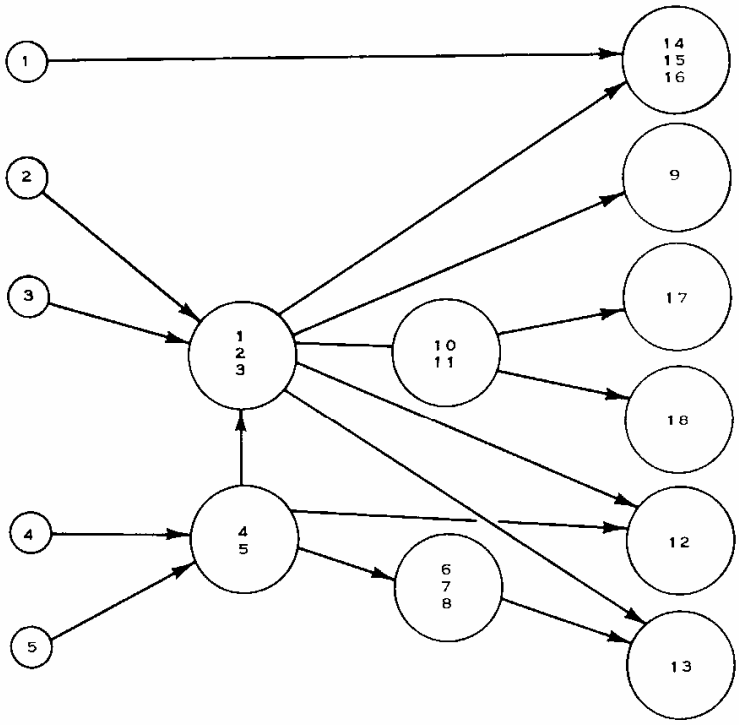


FIG. 22-157 Gráfica del flujo de señales de la figura 22-156 en donde se combinan las unidades de naturaleza similar o que poseen corrientes de alimentación comunes.

para la organización, teniendo en mente un control de proceso por computadora.

Los grandes procesos unitarios se consideran como plantas y el concepto de proceso unitario se reduce a escala. Por ejemplo, las unidades 14, 15 y 16 pueden considerarse como una planta que consta de tres procesos unitarios más pequeños con tres corrientes de alimentación principales. Las tres corrientes son la alimentación exterior de gas y dos corrientes de alimentación de la unidad uno. Incluso en este caso, las dos primeras unidades son grandes, desde el punto de vista de control, cuando se comparan con la tercera, y para situaciones de recursos limitados se podrían considerar como plantas por separado. En este último caso, la designación del proceso unitario en la planta de etileno puede ser como sigue: los hornos de pirólisis en paralelo y la caldera de recuperación como un proceso unitario, el sistema de compresión de gas reformado como otro y el fraccionamiento como otro más.

Conforme los procesos unitarios o las plantas de gran tamaño se disgregan en unidades más pequeñas, las corrientes de reciclaje y las que entrelazan unidades menores adquieren una mayor importancia para establecer los objetivos individuales del procesamiento de unidad. El valor monetario de algunas de estas corrientes es a veces difícil de determinar, y en ocasiones imponen restricciones económicas y técnicas especiales en el proceso unitario.

La técnica de simplificación se formaliza un poco utilizando el álgebra booleana. Partiendo de un diagrama de proceso como el que se ilustra en la figura 22-155, es factible construir una matriz booleana y analizar el proceso por medio de operaciones matemáticas en dicha matriz.

Optimización del proceso Un proceso de n etapas se presta para una optimización del tipo de programación dinámica, con el fin de satisfacer los objetivos de planta especificados para la carga tratada, la distribución de producto y las cualidades de producto al costo mínimo de producción. En un proceso de tres etapas, cuando se empieza con el proceso unitario terminal o de la tercera etapa, ésta queda optimizada. Si se combina la tercera etapa optimizada con la unidad de la segunda etapa, la combinación se optimiza manteniendo la tercera etapa en su condición óptima. Siguiendo esta secuencia, la segunda y tercera etapas combinadas ya optimizadas se combinan con la primera y el sistema completo es optimizado en términos de establecer los objetivos de rendimiento del proceso unitario para satisfacer los objetivos de la planta. Los reajustes necesarios dentro de los procesos unitarios para satisfacer los objetivos y las restricciones del rendimiento del proceso unitario, quedan bajo la responsabilidad del controlador de computadora al nivel del proceso unitario.

Determinar los objetivos de control de un proceso unitario de n etapas que maximice el ingreso o minimice los costos, implica por lo común otras técnicas de optimización, además de la programación dinámica. Por ejemplo, si el proceso unitario es una operación tipo lotes, se pueden aplicar procedimientos de cálculo de variación. También se pueden encontrar diferencias importantes en el tipo de información disponible cuando se aplica un control por computadora a una planta ya establecida, una planta nueva que sea similar a aquella para la cual se tiene una experiencia de operación, una planta nueva basada en una operación extensa de una planta piloto, o una planta nueva basada en muy poca o ninguna experiencia de operación.

La estrategia del control por computadora de una planta se debe basar en objetivos reales del rendimiento o desempeño de la misma, que se puedan emplear para determinar los objetivos de los procesos unitarios individuales que constituyen dicha planta. La ejecución de esta estrategia en la porción a nivel planta del sistema de computadora produce, entonces, los puntos de referencia del controlador de computadora a nivel de procesos unitarios.

Ejemplo de una planta de etileno Las plantas de etileno constituyen candidatos valiosos para implantar un control por computadora, debido a su tamaño y complejidad, y a la frecuencia con que se presentan perturbaciones que afectan el funcionamiento de la misma. Una planta usual de etileno alimentada con nafta consta de varios hornos de pirólisis con alimentación en paralelo, y unos cuantos hornos de reciclaje seguidos en orden por una caldera de recuperación, un fraccionador principal, un compresor de gas reformado y una serie de fraccionadores de producto y reactores de purificación.

Las variables controladas de cada horno son: velocidad de alimentación de hidrocarburos, velocidad de alimentación de vapor, temperatura de salida del serpentín y presión del serpentín. La temperatura de salida del serpentín de horno se controla regulando la velocidad de combustible suministrado a cada horno. La presión de salida del serpentín, que es común a todos los hornos, se controla por medio de una presión de succión del compresor de gas reformado. Para N hornos, las variables regulables por computadora suman $3N + 1$ grados de libertad.

La respuesta principal del proceso a estas variables controladas es la distribución de concentración de los componentes del efluente del horno, que varían desde hidrógeno y metano hasta gasolina y combustóleo. El modelo del proceso unitario del horno expresa los rendimientos individuales como una función de las cuatro variables de control del horno. Las perturbaciones del horno y la caldera de recuperación incluyen la composición de la alimentación, la calidad del vapor suministrado al horno, la distribución de coque dentro del horno y los tubos de la caldera de recuperación que afectan la presión del serpentín, y la transmisión de calor a la temperatura ambiente, y la disponibilidad de agua de enfriamiento.

Hay ciertas restricciones físicas y de seguridad impuestas en la planta, más allá de las cuales es imposible operar. Estas restricciones se dividen en dos grupos: de horno y corriente abajo. Las restricciones impuestas en los hornos son: temperatura máxima de salida del serpentín, velocidades máxima y mínima del vapor, temperatura máxima del refractario, temperatura máxima de salida de la caldera de recuperación, velocidades máxima y mínima de alimentación de hidrocarburo, razón mínima de vapor a alimentación y temperatura máxima del revestimiento del tubo. Las restricciones corriente abajo incluyen máxima potencia disponible para el compresor de gas reformado, flujo máximo de gas a través del compresor y capacidad máxima de refrigeración.

Los criterios para el rendimiento de la planta se formulan tomando en cuenta los rendimientos de los diversos productos, los valores de producto y los mercados de producto para las características de alimentación especificadas.

ECUACIONES Y MODELOS DE CONTROL

La mayor parte de los sistemas de control por computadora emplean alguna clase de modelo o ecuaciones de control. Estos modelos se dividen en categorías que corresponden a cuatro niveles de control computarizado: reemplazamiento de controladores convencionales o regulación, control dinámico por computadora, control por computadora en estado estacionario y control de computadora fuera de línea.

Controladores convencionales computarizados El objetivo de la porción computarizada de un controlador convencional de una a tres modalidades es corregir el error en la variable medida de una manera óptima, ajustando alguna variable de proceso que afecte la variable medida. El ajuste óptimo consiste en obtener el valor deseado en un tiempo mínimo y con un error total también mínimo. Esto lleva a procedimientos de ajuste y ajuste del controlador como los que se vieron bajo el título "Fundamentos de control automático."

El controlador normal contiene un modelo empírico de proceso en el cual se emplea la medición de error para predecir en qué grado se debe ajustar la variable manipulada o regulada para hacer que el error tienda a cero. Puesto que el modelo del controlador es empírico y casi siempre es excesivamente sencillo, depende de la señal de retroalimentación para mantener actualizado el ajuste del proceso. Los procedimientos de sintonización o ajuste desarrollados para este tipo de controladores toman en cuenta esta simplificación. Limitan la respuesta de control a un máximo, que evitará que la respuesta se sobremodule de manera excesiva en relación con el valor deseado de la variable controlada, antes de reajustarse de acuerdo con la señal de retroalimentación.

El modelo del controlador normal es cierta modificación del controlador ideal de tres modos representado por la expresión

$$m = k_c e + \frac{k_c}{T_i} \int e\, dt + k_c T_d \frac{de}{dt}$$

o bien,

$$M = k_c \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) E \qquad (22\text{-}36)$$

Las modificaciones se deben, casi siempre, a limitaciones físicas de la ejecución mecánica o eléctrica de esta forma idealizada. Consúltese también el texto relacionado con la ecuación (22-20).

En un sistema computarizado, el algoritmo del controlador computarizado puede satisfacer la ecuación (22-36) con gran precisión. Contrariamente a lo que sucede con las prácticas mecánicas, los ajustes de k_c, T_i y T_d, no son interactuantes, lo que hace que los procedimientos de sintonización sean un poco más sencillos. Además, se pueden hacer otras modificaciones en el modelo, por ejemplo, la adición de compensación de tiempo muerto, como se indica en la figura 22-55, o también se pueden agregar respuestas extremadamente no lineales. Por ejemplo, en un controlador sólo de tipo proporcional, k_c puede ser una función no lineal del error.

En el caso de controladores computarizados, también es relativamente fácil cambiar el modelo en forma automática en respuesta a las condiciones de la operación de proceso. Por ejemplo, las constantes de ajuste pueden hacerse funciones de alguna variable de proceso, haciendo que el controlador sea de tipo adaptable, manteniendo una sintonía casi óptima en intervalos amplios de una variable de proceso. Por ejemplo, la ecuación (22-36) se puede convertir en la siguiente expresión

$$M = f_c[C(s)] \left(1 + \frac{1}{f_i[C(s)]s} + f_d[C(s)]s \right) E$$

En las instalaciones de computadora digital de controladores normales se encuentran con frecuencia los términos "algoritmo de velocidad" y "algoritmo de posición". Estos términos son designaciones de la forma como la señal de salida del controlador, m se presenta al sistema que activa la válvula. El algoritmo de velocidad indica que el cambio registrado en la señal desde su valor más recientemente presentado, se presenta al sistema que activa la válvula. Si se emplea el algoritmo de posición, entonces, lo que se presenta es más bien la nueva posición en lugar del cambio incremental de la misma.

Los ajustes de sintonía o ajuste para el controlador de computadora digital pueden variar ligeramente de los controladores normales, debido a que los sistemas digitales emplean un muestreo periódico de entrada (es decir, entradas de datos muestreados) en lugar de entradas continuas.

Controladores convencionales computarizados con entrada de múltiples variables En muchas configuraciones de controlador con retroalimentación que utilizan varias mediciones para computar una variable de proceso, la determinación algebraica es una operación instantánea transmitida de manera directa a un controlador normal o a un controlador computarizado como señal de medición de retroalimentación o como punto de referencia. En la figura 22-176 se presenta un ejemplo muy complejo de este tipo de sistema de control, en donde el volumen de producción calculado se alimenta al controlador del volumen de producción en forma de medición de variable de proceso.

En este caso, para un sistema totalmente computarizado, el modelo se divide en tres partes: una parte es el cálculo de la entrada al controlador computarizado; la segunda es el modelo requerido para ejecutar la compensación de tiempo muerto del controlador computarizado, y la tercera el controlador normal computarizado.

Como se ilustra en la figura 22-3, en sistemas de control de alimentación directa, el modelo necesario para el controlador es, casi siempre, un modelo muy real de una porción del proceso. En estas condiciones, el flujo y la temperatura del fluido de proceso dan instantáneamente el calor requerido para mantener constante la temperatura de salida del proceso. En otras palabras, $M = k(\text{flujo})(T - T_0)$, en donde T_0 es la temperatura deseada de la corriente de salida del proceso y T la temperatura del fluido de entrada. Este es un controlador solamente proporcional.

En situaciones más complejas de alimentación directa como las que se ilustran en la sección "Control de columnas de destilación", con referencia a la figura 22-175, el modelo necesitará algunas características dinámicas del proceso para poder sustentar una operación suave del mismo.

Modelos de estado estacionario Al recorrer en sentido ascendente la jerarquía de control, la frecuencia de modificación de las señales de control va en disminución. Los modelos representan la computación de variables que son fijas hasta que se vuelven a calcular, momento en que la variable se desplaza inmediatamente al nuevo valor. Estos son los que se conocen como modelos de estado estacionario. Se pueden imponer restricciones en estos modelos, como, por ejemplo, límites específicos o velocidades de cambio estipuladas que no se puedan exceder. Estas restricciones pueden indicarse en forma explícita en el modelo, o bien, pueden ser el resultado de alguna limitación del proceso, de tal manera que no sea factible realizar un movimiento subsecuente de la variable, incluso a pesar de que así lo indique la computación.

Los modelos de estado estacionario se emplean al nivel del controlador convencional. Con frecuencia se utilizan para determinar puntos de referencia de controladores cuyas variables medidas son variables dinámicas computadas de entradas múltiples, como, por ejemplo, la velocidad de producción de un reactor, el índice de reflujo de un fraccionador o la velocidad de producto del fraccionador, tal como se describe en la parte correspondiente a "Control de operaciones unitarias". Los modelos de estado estacionario se emplean, casi siempre, al nivel de procesos unitarios para determinar y ajustar los puntos de referencia de las variables de rendimiento de las operaciones unitarias, por ejemplo, las especificaciones de pureza y las divisiones de alimentación para cada par de fraccionadores, como los que aparecen en la figura 22-152 y el volumen de producción y los puntos de referencia de especificación de polímeros para reactores individuales, como se observa en la figura 22-154.

Las ecuaciones o los modelos de estado estacionario se derivan de la información del diseño de proceso, las relaciones teóricas o la información experimental obtenida de la operación o la simulación de un proceso. Uno de los peligros al utilizar el diseño o la información teórica para desarrollar los modelos, es que se pueden incluir demasiados detalles. Por otro lado, si sólo se utilizan datos experimentales, es probable que haya relaciones importantes que queden oscurecidas, debido a la dificultad de realizar experimentos definitivos en la planta con equipo a escala de planta. Las técnicas de simulación ofrecen un término medio aceptable entre el desarrollo teórico y el experimental de las ecuaciones de estado estacionario. En la parte que aparece bajo el título "Análisis del sistema de control" se presentan detalles adicionales sobre el desarrollo de ecuaciones o modelos de control.

Modelos dinámicos Los modelos o ecuaciones de control de tipo dinámico son aquellos que dan una señal de control que varía con el tiempo, o bien, una señal que depende de la variación de tiempo de una variable de proceso medida. Los modelos dinámicos son, por lo común, ecuaciones diferenciales o su equivalente expresados en términos como ecuaciones integrales y funciones de transferencia.

Una ilustración del empleo de los modelos dinámicos es la compensación del tiempo muerto que aparece en la figura 22-55. Otro ejemplo es el controlador de tipo predictivo para el control de fraccionamiento, que se muestra en la figura 22-175. Una tercera ilustración es el cálculo y el control de la concentración de reactivos en el reactor representado en la figura 22-191. En cada una de estas ilustraciones, las características dinámicas forman parte del modelo de una forma algo distinta.

En el sistema de compensación del tiempo muerto, el modelo dinámico proporciona una respuesta simulada para la acción de control, en donde el tiempo muerto se ha eliminado de la señal de retroalimentación. Así, pues, esta respuesta simulada se compara con la respuesta de proceso en una base de tiempo real de proceso para obtener una acción de control subsecuente.

En el sistema de control predictivo del fraccionador, el modelo dinámico suministra la acción del control en el tiempo real de proceso, para compensar el cambio en la velocidad y composición, conforme estos cambios se desplazan por el fraccionador.

En el sistema de control de la concentración del reactivo, el carácter dinámico del modelo consiste en proporcionar concentraciones de reactivo en tiempo real para la acción de control, integrando en forma continua los flujos de entrada, los flujos de salida y la velocidad de reacción. La computación de la concentración se compara con el análisis en la corriente que se obtuvo automáticamente poco después de que se desarrolló la acción de control.

Por encima del nivel de proceso unitario en la jerarquía de control, hay realmente poca necesidad de modelos de control de proceso dinámicos. Si los controles de la operación unitaria se diseñan para regular las variables de rendimiento de la operación unitaria, reduciendo sus grados de libertad a casi cero, la necesidad de modelos dinámicos para el control del proceso por encima del nivel de operación unitaria es muy reducida.

En las partes tituladas "Ajuste del controlador" y "Análisis del sistema de control" se analizan las técnicas para obtener modelos dinámicos para el control de procesos.

COMPUTADORAS PARA EL CONTROL DE PROCESOS

En el control de procesos se emplean tanto computadoras analógicas como digitales. Las computadoras analógicas representan los números que se manipulan por medio de la magnitud de una cantidad física, como, por ejemplo, volts o presión (pascales o libras fuerza por pulgada cuadrada). Las operaciones matemáticas se desarrollan de manera continua y, si la red de la computadora tiene varias ramificaciones o bifurcaciones, varias operaciones se ejecutan en forma paralela o simultánea. En computadoras analógicas, la precisión de computación disponible está limitada por la precisión con que la salida de la computadora se puede medir. La exactitud está limitada por la exactitud de las mediciones del proceso y su conversión al medio físico con que opera la computadora.

Las computadoras digitales son dispositivos de recuento o conteo, que operan directamente con números para efectuar las cuatro operaciones aritméticas fundamentales: suma, resta, multiplicación y división. Estas operaciones matemáticas se efectúan por medio de operaciones discretas de máquina en serie. Las instrucciones que indican a la computadora que ejecute tales operaciones se almacenan como programas en la memoria de la misma. La precisión de computación disponible es fundamentalmente ilimitada. La exactitud está limitada por la exactitud de las mediciones del proceso y su conversión en señales expresadas en dígitos.

Estas dos clases de máquinas se pueden utilizar para resolver ecuaciones aritméticas y diferenciales, de donde la elección del tipo de computadora se determinará de acuerdo con el trabajo de control que se desea realizar y el costo para lograrlo. En la figura 22-158 se ilustra el costo básico en función de las características de tamaño del trabajo para sistemas de control por computadora digital y analógica. Dicho de otra manera, los costos del sistema de control con computadora analógica dependen de la magnitud del trabajo, principiando a un nivel bajo; mientras que los costos del sistema de control con computadora digital principian a un nivel superior, con menor dependencia de la

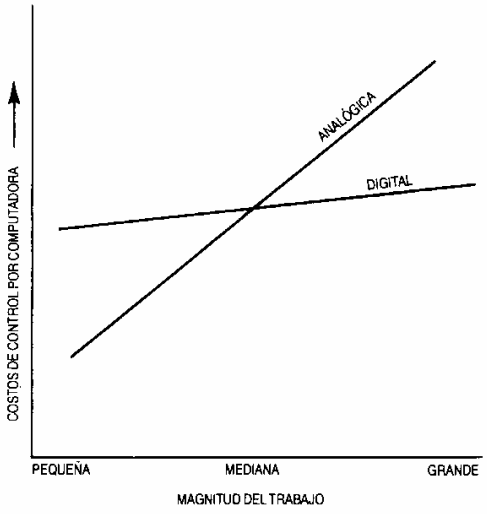


FIG. 22-158 Costos relativos de los sistemas de control con computadora analógica y digital.

magnitud del trabajo. El gran número de computadoras digitales de tamaño variable que están en el mercado, y los precios que varían con suma rapidez, dificultan la tarea de formular proposiciones generales respecto al costo en función de la magnitud del trabajo. Cuando la magnitud o el tamaño del trabajo no indica una elección bien definida, hay otros factores que adquieren importancia especial. Algunos de ellos se indican en la tabla 22-10.

TABLA 22-10 Características especiales que ayudan a seleccionar el tipo de computadora de control

Ventajas analógicas	Ventajas digitales
Menor costo para sistemas pequeños	Menor costo en sistemas mayores
Más flexible en sistemas pequeños	Más flexibilidad en sistemas más grandes
Las técnicas empleadas son más fam. al personal de instrument. de la planta	Las técnicas utilizadas son más fam. a los ingenieros de procesos
Cuenta con procedimientos de búsq. de fallas más conocidos	Se dispone de una mayor precisión de computación
Computación en paralelo; de donde, las fallas de los comp. no necesariamente suspenden el funcionamiento de todo el sistema	Es capaz de manejar procedimientos complejos, como la optimización
Es más inmune al ruido	Almacenamiento de datos libre de deriva
Entrecara menos compleja, con mediciones analóg. y otras instrumentaciones	Menor costo de expansión

Requisitos generales de equipos (*hardware*) Hay unos cuantos requisitos importantes de equipos y máquinas que se deben satisfacer con la computadora de control de proceso, ya sea que se trate de tipo analógico o digital. Puesto que un sistema de control debe operar esencialmente 24 horas al día, año tras año, un requisito normal para la computadora y su equipo de entrada-salida es la disponibilidad en línea de más del 99%.

Otro requisito igualmente importante es que todos los componentes del sistema de control de computadora satisfagan los requisitos de seguridad de la zona de proceso en que estén localizados. Este requisito para instrumentos pequeños de equipo electrónico se puede satisfacer por los métodos tradicionales. Los artículos de mayor tamaño se manejan purgando aire o recurriendo a un diseño intrínsecamente seguro, o bien, ubicándolos en una zona dedicada a fines generales.

Un tercer requisito es que el sistema se diseñe de tal manera que se le dé un mantenimiento rápido y con el personal normalmente disponible. Para satisfacer este requisito, basta recurrir al diseño modular y aplicar buenos procedimientos de diagnóstico.

En algunas ocasiones, un dispositivo de medición del sistema de control por computadora se comparte por un indicador o controlador de refuerzo. En estos casos, la entrecara del instrumento de proceso de la computadora se debe diseñar de tal manera, que la operación de la misma no afecte al indicador o al controlador de apoyo.

Los sistemas de control por computadora que se deben mantener en operación durante interrupciones de la energía eléctrica requieren una fuente de alimentación secundaria. Si se necesita corriente alterna, también se debe instalar un inversor.

Equipos analógicos El equipo de control con computadora analógica es, casi siempre, electrónico, electromecánico o neumático. Los sistemas neumático y electromecánico se limitan, por lo común, a unas cuantas operaciones de computación: los dispositivos electrónicos son los que se utilizan para computaciones más complejas. La computación electrónica analógica se explica bajo los títulos "Análisis de sistemas de control" y "Controladores automáticos", así como en la sección 2.

La programación de las computadoras analógicas para servicio de control es esencialmente la misma que la que se emplea para la simulación analógica. Véase "Simulación analógica" bajo "Análisis de sistemas de control."

En la subsección titulada "Control de operaciones unitarias" se encontrarán varios ejemplos de aplicaciones de control con computadora analógica. Todos los ejemplos de control computarizado ilustrados en esos párrafos se han puesto en práctica con equipos analógicos. Muchos de ellos se han ejecutado con equipos neumáticos.

Las unidades de procesamiento en paralelo se pueden controlar con una sola computadora analógica, como se observa en la figura 22-159. En este caso, el bloque *A* representa la amplificación de las señales de medición de proceso de bajo nivel, y el bloque *H* representa un dispositivo de retención para conservar la señal de salida hasta que se disponga de una nueva.

Equipos digitales Los equipos y maquinarias que se necesitan para el sistema de control con computadora digital se subdividen en tres partes: el marco principal o unidad central de procesamiento, CPU; la entrecara y la entrada y salida del proceso, I/O.

Los requerimientos de equipo difieren para los diversos niveles de control. Los sistemas de control digital de tipo directo (DDC) requieren muchas entradas, una exploración rápida, computaciones relativamente rápidas, muchas salidas, equipos de apoyo y la mayor seguridad posible que pueda permitir la economía.

Los sistemas de control de punto de ajuste, denominados a veces sistemas de control de supervisión, necesitan en general menos entradas, pocos equipos de refuerzo, una exploración más lenta y también velocidades de computación relativamente más bajas.

Un sistema de optimización en línea puede requerir muchas computaciones basadas en relativamente pocas variables de proceso (véase la figura 22-151). Puesto que generalmente se necesitan nuevos valores óptimos del parámetro de control a intervalos poco frecuentes, no siempre se requiere una computación de muy alta velocidad. Sin embargo, quizá se requiera un programa amplio y, por tanto, una memoria correspondiente grande.

En consecuencia, las combinaciones de control DDC, de punto fijo y optimización pueden llevar a sistemas de computadora bastante grandes en plantas de gran tamaño.

La diferencia principal entre una computadora de control de proceso y una computadora usual de tipo científico o de negocios es el medio de tiempo real en que la computadora de control trabaja, en comparación con el medio de lotes en que operan las computadoras de negocios y de tipo científico. Las acciones que desempeña la computadora dependen por lo común del tiempo, o bien, de los eventos. Las acciones

dependientes del ti
real. Las acciones
de prioridad, de ac
interrupción y sus
la computadora er
guna otra acción
original, reinician

Otra diferencia
pre, sus computac
computadora de t
resolución limitad
del mismo.

Programas y si
de programación
por computadora;
primeros, llamad
operación, se ocu
sistema de contro
equipo y la maqui
porcionan una uti
moria, el equipo p

Los programas
que justifican el d
putando los punto
bles de proceso y
valor predetermin

REFERENCIAS GENE
Economy," presentad
1974. F. G. Shinskey

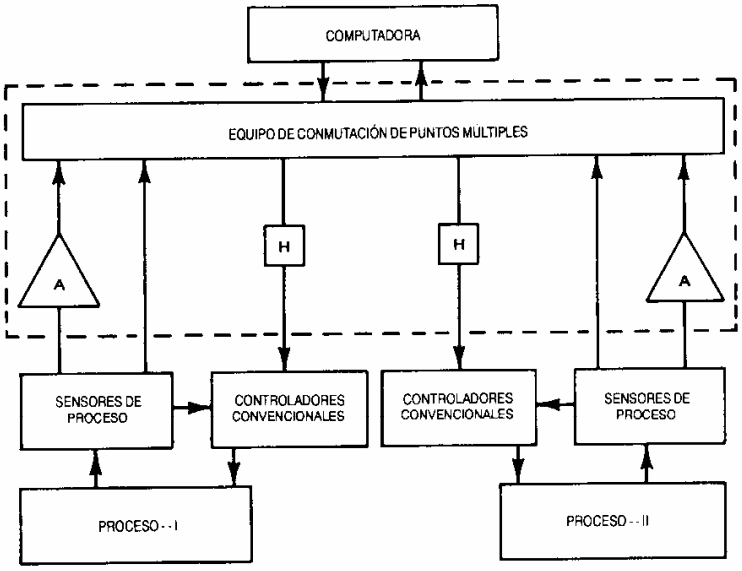


FIG. 22-159 Configuración típica de un controlador con computadora analógica para controlar procesos duplicados múltiples.

dependientes del tiempo se programan por medio de un reloj de tiempo real. Las acciones dependientes de los eventos se programan por orden de prioridad, de acuerdo con el sistema de interrupción. El sistema de interrupción y sus programas asociados tienen la capacidad de detener la computadora en medio de un programa, haciéndola que ejecute alguna otra acción o computación, para volver después a su programa original, reiniciando en el punto en donde se detuvo.

Otra diferencia es que la computadora de control ejecuta, casi siempre, sus computaciones con una longitud de palabra más corta que la computadora de negocios, o científica. Esto se debe a la exactitud y resolución limitada de la medición del proceso y el equipo de manejo del mismo.

Programas y sistemas de programación (*software*) En el material de programación existen dos clases de programa de control de proceso por computadora: los programas de sistema y los de aplicación. Los primeros, llamados comúnmente *programa ejecutivo* o *sistema de operación*, se ocupan del funcionamiento dentro del tiempo real del sistema de control con computadora. Organizan las operaciones del equipo y la maquinaria (*hardware*) en secuencias ordenadas que proporcionan una utilización eficiente de la unidad aritmética, la de memoria, el equipo periférico y el equipo de control de proceso.

Los programas de aplicación desempeñan funciones específicas que justifican el diseño y la instalación del sistema, por ejemplo, computando los puntos de referencia del controlador, regulando las variables de proceso y activando una alarma si una variable sobrepasa el valor predeterminado. La complejidad de este material de programación y la cantidad de conocimientos del proceso y control requeridos para ponerlo en práctica deben recibir la atención adecuada. Casi siempre sucede que los programas de aplicación se deben elaborar para cada proceso e instalación individual. También depende el material de programación del sistema con que se cuente para utilizarse con la computadora.

Un elemento importante para poner en práctica el programa de aplicación es el lenguaje que se utilizará para escribir dicha programación. Los lenguajes que se emplean para comunicarse con la computadora se dividen en tres niveles: los lenguajes de máquina, los simbólicos de ensamblaje y los de más alto nivel.

Los lenguajes de más alto nivel permiten estipular la solución de un problema en una forma más comprensible para el programador. Estas proposiciones o enunciados se traducen después por medio de otro programa dentro de la computadora, siguiendo una secuencia de instrucciones en lenguaje de máquina. Uno de los primeros de estos lenguajes que se utilizaron fue el FORTRAN. Los matemáticos, científicos, ingenieros y otros más emplean mucho este lenguaje con computadoras en su trabajo cotidiano.

Los lenguajes de más alto nivel permiten escribir programas en menos tiempo. No obstante, existe cierta compensación en sistemas pequeños, entre el costo de la memoria adicional que se requiere para utilizar lenguajes a nivel superior, y el que representa la programación en máquina o un lenguaje de ensamblaje. Hay casos en que un pequeño sistema de control no justificará económicamente la memoria adicional necesaria para utilizar lenguajes de más alto nivel.

CONTROL DE OPERACIONES UNITARIAS

Referencias Generales: D.E. Lupfer, "*Distillation Column Control for Utility Economy*," presentado en la 53a convención anual GPA en Denver, marzo 25-27, 1974. F. G. Shinskey, *Distillation Control*, McGraw-Hill, New York, 1977.

Se han seleccionado algunos ejemplos de control de operaciones unitarias, a partir de los cuales los usuarios de esta *Biblioteca del Ingeniero Químico* encontrarán ideas para resolver problemas de control de

operaciones unitarias en lugar de ofrecer una investigación general de las operaciones unitarias y los sistemas de control aplicables.

CONTROL DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

Control directo del vapor Existen ciertas configuraciones de equipo utilizadas en los intercambiadores de calor. Para los fines ilustrativos propuestos se ha utilizado un diseño simple de coraza y tubos. Éste contiene un solo tubo en U en la coraza, para los sistemas que emplean vapor como medio de calentamiento, con un deflector lateral para la coraza que se agrega para aplicaciones de intercambio de calor líquido-líquido.

El método más común de control para el intercambiador de calor es el que se ilustra en la figura 22-160. El controlador utiliza la temperatura de salida del producto como base para regular automáticamente la velocidad de flujo del vapor.

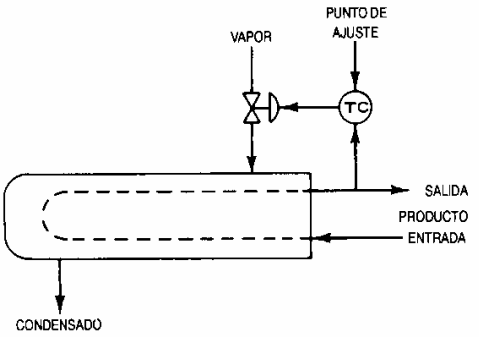


FIG. 22-160 Control convencional de un intercambiador de calor.

Hay algunas características de diseño para el sistema de control que requieren una atención particular. El grado de atención necesario depende de la calidad de control requerida por el proceso.

Medición de la temperatura Tanto la ubicación como el método de instalación del dispositivo para medir la temperatura tienen efectos importantes en la calidad del control de temperatura del efluente del intercambiador. Si se tienen unos cuantos metros de tubería entre el intercambiador y el dispositivo de medición de temperatura, se agrega un tiempo muerto, que puede ser tan grande o mayor que la constante de tiempo del intercambiador. Si el dispositivo de medición de temperatura se coloca dentro de un pozo térmico, se puede agregar otra constante de tiempo al circuito de control de retroalimentación, lo cual limita la calidad de control obtenible.

Si se requiere un desempeño de gran calidad para el sistema de control, el dispositivo para medir la temperatura se debe situar directamente dentro del fluido de proceso, a menos que algún problema de mantenimiento, seguridad o del mismo proceso indique que se requiere un pozo térmico.

Válvulas de control Los intercambiadores de calor operan comúnmente en un intervalo amplio de cargas tratadas. Este intervalo amplio requiere la ubicación exacta de la válvula de control y una ganancia casi constante en todo el intervalo de la válvula. Por consiguiente, se emplean posicionadores de válvula y se debe estudiar con sumo cuidado el tamaño y el tipo de configuración de válvula que sea conveniente utilizar; normalmente se utiliza una configuración de igual porcentaje.

Control del condensado El patrón de control ilustrado en la figura 22-161 da, por lo común, un desempeño dinámico relativamente lento. No se debe utilizar, a menos que se tenga alguna ventaja especial en su empleo o que su rendimiento sea compatible con los requisitos del proceso.

En este sistema, el control se deriva a través de la modificación del área de intercambio calorífico del vapor mediante la manipulación del nivel del condensado dentro de la coraza o la cubierta. Existe gran diferencia en el carácter del cambio sufrido en la superficie expuesta al vapor, en comparación con el nivel del condensado, cuando se compara un conjunto de tubos con un solo tubo en U. Esta variación es una función tanto de la forma de la cubierta como de la geometría del tubo.

Véase el peor de los casos, que es el tubo doblado en U con el intercambiador montado en la posición horizontal (Fig. 22-161*a*). Conforme se eleva el nivel del condensado, no se registra ningún cambio en el área de intercambio calorífico del vapor hasta que el condensado llega a la base del tubo, en donde se registra una variación brusca. Conforme sigue ascendiendo el nivel, la forma combinada de la coraza y el tubo dan un cambio extremadamente no lineal dentro de la zona de intercambio de calor, hasta que se llega a la parte superior del tubo inferior. Conforme asciende más aún el nivel, sólo el tubo en U participa en el cambio dentro de la zona de intercambio calorífico. Cuando se llega a la base del tubo superior, existe la misma situación que en el tubo inferior. Este grado de no linealidad presenta una situación de control extremadamente difícil si se espera tener un buen control de la temperatura en un intervalo amplio de cargas tratadas. Si la coraza tiene una forma que minimice el volumen del condensado, y el intercambiador se monta en posición vertical como se ilustra en la figura 22-161*b*, o bien, si se coloca en un ángulo pronunciado, el funcionamiento del control se mejorará notablemente.

Control de la presión de vapor El sistema de control en cascada que aparece en la figura 22-162 es muy eficaz para reducir la respuesta a la temperatura de proceso ante las perturbaciones que afectan la presión del vapor.

El controlador de temperatura ajusta el punto de referencia de un controlador de presión de la coraza. El controlador de presión regula la velocidad del vapor y tiene un respuesta rápida a las perturbaciones de presión. Como sucede con todos los sistemas en cascada, éste requiere dos circuitos normales de controlador.

Métodos de control por derivación del flujo (*bypass*) Con frecuencia se encuentra ventajoso controlar la temperatura del producto regulando una velocidad de flujo de desviación o derivación del intercambiador. Este método se emplea cuando el medio de calentamiento es una corriente de proceso cuyo flujo no se puede manejar por medio del controlador de temperatura. La línea de desviación puede estar en cualquiera de los lados del intercambiador de calor como se indica en la figura 22-163. La configuración de *b*), que es la derivación de la corriente calentada, da casi siempre un mejor control de temperatura, debido a la constante de tiempo más breve que se tiene en el circuito de control.

Una configuración de control por derivación, que incluso es mejor, aunque más costosa, para intercambiadores de calor con vapor, aparece en la figura 22-164. El controlador de la temperatura maneja la válvula de tres posiciones para regular la velocidad de desviación del producto y mantener la temperatura de salida. La respuesta rápida del arreglo de derivación permite ejercer un buen control de la temperatura. Para que la calidad del control se mantenga a un nivel elevado en un intervalo amplio de carga tratada, la salida del controlador de temperatura, que representa también la colocación de la válvula de tres posiciones, es lo que utiliza el controlador de posición de válvula (VPC) como la entrada de la variable medida. Cuando el controlador de posición de válvula se ajusta a una respuesta lenta en relación con el controlador de la temperatura, regula el flujo de vapor para mantener a la válvula de tres posiciones en una posición cercana a la región intermedia.

Control de alimentación directa Todos los métodos de control de temperatura para el intercambio de calor están sujetos a perturbaciones en la velocidad del flujo del producto, la temperatura de entrada del producto y la calidad del vapor. Los sistemas bien diseñados suelen controlar muy bien la temperatura de salida si el controlador de re-

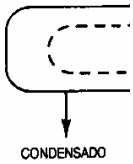


FIG. 22-162 Co

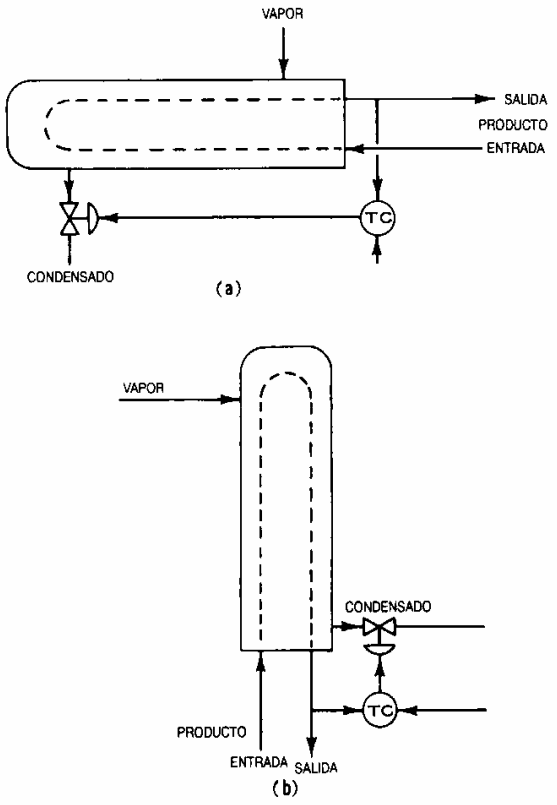


FIG. 22-161 Control del condensado por estrangulamiento. *a*) Construcción convencional e instalación orientada al mantenimiento. *b*) Instalación orientada al control.

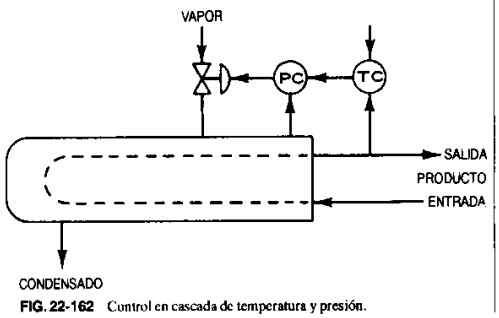
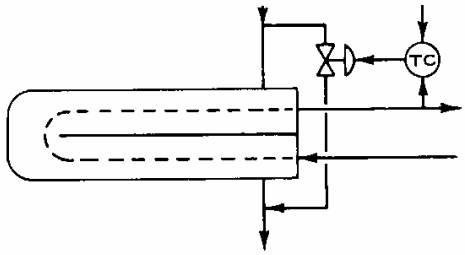


FIG. 22-162 Control en cascada de temperatura y presión.

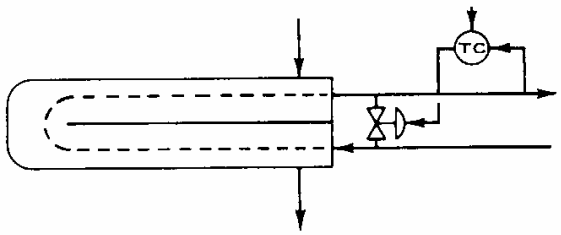
troalimentación está debidamente ajustado para las condiciones prevalecientes. No obstante, la función de transferencia de un intercambiador de calor cambia notablemente con las condiciones de operación. Se registra un cambio extremo en la función de transferencia cuando la temperatura de salida del producto se acerca al punto de burbuja o al punto de condensación, como se ilustra en la figura 22-165.

La ganancia del estado estacionario del proceso, G_p, es el cambio de temperatura por unidad de cambio en la velocidad del vapor, o sea, $G_p = dT/dS$. Por tanto, la ganancia del proceso en cualquier punto de operación está dada por la pendiente de la curva ilustrada en la figura 22-165.

Si el punto de operación se encuentra en la región completamente líquida, en *A*, la ganancia de proceso es mayor y el controlador de temperatura requerirá una ganancia baja. Sin embargo, si dicho punto se cambia a la región parcialmente vaporizada, en *B*, se necesita una ganancia proporcional mayor para ejercer un buen control.Puesto que el estado físico del producto puede variar debido a cambios del punto de referencia, las variaciones de temperatura o los cambios de composición del producto, el controlador debe ajustarse o sintonizarse después de cada cambio de estado importante. Una práctica nor-



(a) DERIVACIÓN DE LA CORRIENTE DE CALENTAMIENTO



(b) DERIVACIÓN DE LA CORRIENTE CALENTADA

FIG. 22-163 Control por derivación (*bypass*) de intercambiadores de calor de producto a producto.

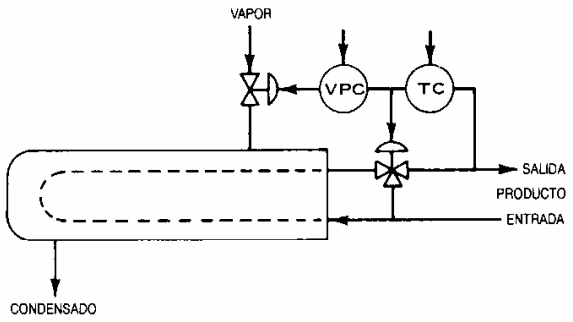


FIG. 22-164 Control por derivación de un intercambiador de calor de vapor.

mal, aunque no del todo eficiente, consiste en ajustar el controlador para que sea estable en todas las condiciones de operación. Usualmente, esta práctica genera un control deficiente cuando la ganancia de proceso es pequeña.

Aunque la operación en torno al punto de burbuja del producto presenta variaciones obvias en la ganancia de proceso, el funcionamiento en la región todo líquido o todo vapor requiere también, con frecuencia, cambios en los ajustes del controlador para lograr un buen control. Véase la ecuación de estado estacionario para el calor agregado por el intercambiador,

$$h_s S = FC_p(T_2 - T_1) \qquad (22\text{-}37)$$

en donde h_s = entalpía de vapor, S = velocidad de flujo del vapor, F = velocidad del producto, C_p = calor específico del producto, T_2 = temperatura de salida del producto, y T_1 = temperatura de entrada del producto. Si se toma la derivada de la ecuación (22-37), con respecto al flujo de vapor, la ganancia del estado estacionario del proceso es $G_p = dT_2/ds = h_s/FC_p$. Por consiguiente, la ganancia del estado estacionario es inversamente proporcional a la velocidad de flujo F. La ganancia de proceso con respecto a la relación vapor-producto es una constante expresada por $G_p = dT_2/d(S/F) = h_s/C_p$.

Los cambios en la ganancia del proceso se compensan mediante un ajuste automático de la ganancia del controlador, como una función de la velocidad de flujo del producto, o bien, utilizando el controlador de temperatura para regular la relación vapor a producto, como se ilustra en la figura 22-166. Esa es una forma elemental de combinar el control de alimentación directa con el de retroalimentación.

Control de la entalpía por medio de la alimentación directa El objetivo del control del intercambiador de calor consiste en mantener

una entalpía de sali
mas de control con
lograr este fin. Los
ren una cantidad pr
normal opera el el
esos sistemas en lc

La ecuación de
producto a produc

$$H_p = C$$

en donde H_p = ent
específico de la co
entrada de la corri
= calor específico
flujo de la corrier
corriente calentad
lentamiento, y T_3
miento. Esta ecu
salida utilizada cc
mo se demuestra

La ecuación de
con calentamient

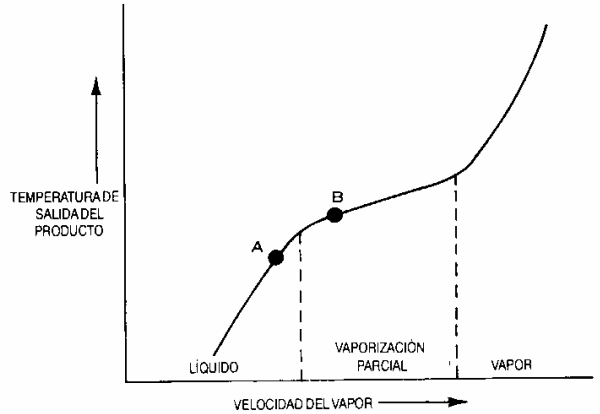


FIG. 22-165 Temperatura de salida del intercambiador en función de la velocidad del vapor, para un volumen de producción constante cerca de la temperatura de vaporización.

una entalpía de salida de producto específica. Se pueden diseñar sistemas de control computarizado simples con alimentación directa, para lograr este fin. Los tres ejemplos que se dan a continuación sólo requieren una cantidad pequeña de equipo de computadora, y un controlador normal opera el elemento de control final. También es factible incluir esos sistemas en los de control por computadora de mayor tamaño.

La ecuación de balance de calor para un intercambiador de calor producto a producto es:

$$H_p = C_{p1}(T_1 - T_0) + C_{p2}(F_2/F_1)(T_3 - T_2)$$

en donde H_p = entalpía de salida de la corriente calentada, C_p1 = calor específico de la corriente calentada, en la entrada, T_1 = temperatura de entrada de la corriente calentada, T_0 = temperatura de referencia, C_p2 = calor específico de la corriente de calentamiento, F_2 = velocidad de flujo de la corriente de calentamiento, F_1 = velocidad de flujo de la corriente calentada, T_2 = temperatura de salida de la corriente de calentamiento, y T_3 = temperatura de entrada de la corriente de calentamiento. Esta ecuación se puede mecanizar y calcular la entalpía de salida utilizada como señal de medición para un control estándar, como se demuestra en la figura 22-167.

La ecuación del balance de calor para un intercambiador de calor con calentamiento de vapor es:

$$H_p = C_p(T_1 - T_0) + h_s(S/F) \qquad (22\text{-}38)$$

en donde H_p = entalpía de salida del producto, C_p = calor específico del producto, T_1 = temperatura de entrada del producto, T_0 = temperatura de referencia, h_s = contenido calorífico del vapor, S = velocidad de flujo del vapor, y F = velocidad del flujo del producto. Si la velocidad de flujo del vapor es una entrada al controlador de alimentación directa y se mecaniza la ecuación (22-38), el sistema de control resultante es el que aparece en la figura 22-168. En este caso, la entalpía de producto deseado, H, es el punto de referencia, y H_p se utiliza como la variable calculada para el controlador convencional de entalpía HC.

Al resolver la ecuación (22-38) para la velocidad de flujo del vapor,

$$S = (F/h_s)[H - C_p(T_1 - T_0)]$$

en donde H_p se convierte en H, que es la entalpía deseada. En la ejecución ilustrada en la figura 22-169, S, que es la velocidad de flujo del vapor, es la variable de alimentación directa calculada y se emplea como punto de ajuste de cascada para el controlador de flujo de vapor, H, que es la entalpía de producto deseada, es el punto de ajuste para el proceso de alimentación directa.

Estos sistemas de control de entalpía computarizada pueden requerir la adición de una compensación dinámica, con el fin de ejecutar la

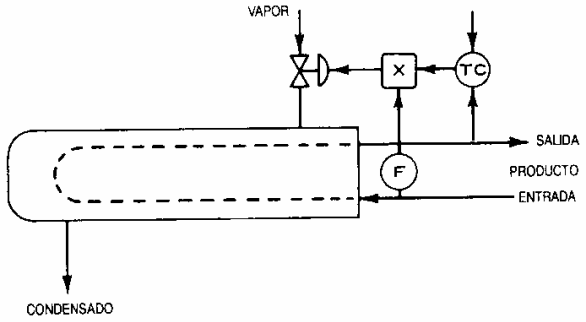


FIG. 22-166 Manipulación de la relación vapor-producto.

ıra de entrada del pro-
2-37), con respecto al
lo del proceso es G_p =
el estado estacionario
lujo F. La ganancia de
ucto es una constante

mpensan mediante un
, como una función de
ando el controlador de
ducto, como se ilustra
le combinar el control
ción.

ıentación directa El
consiste en mantener

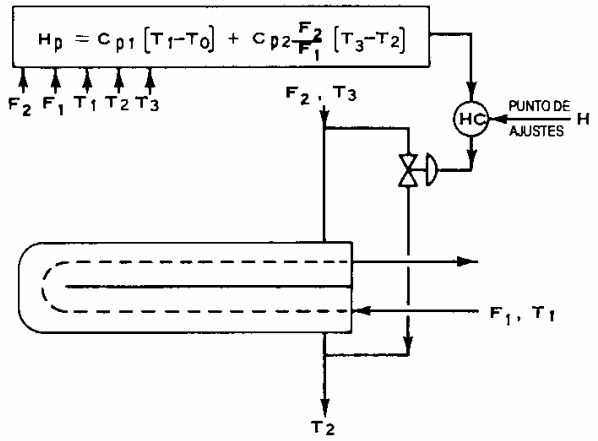


FIG. 22-167 Control computarizado de la entalpía en un intercambiador de calor de producto a producto.

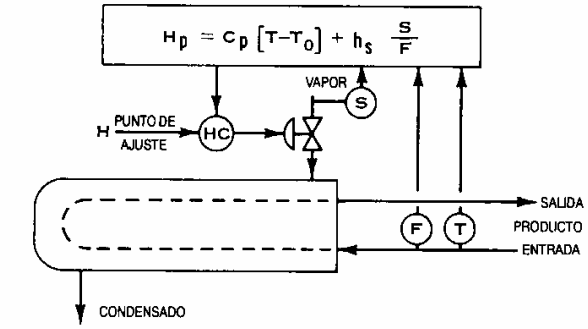


FIG. 22-168 Control computarizado de la entalpía. El gasto de vapor es una entrada al controlador.

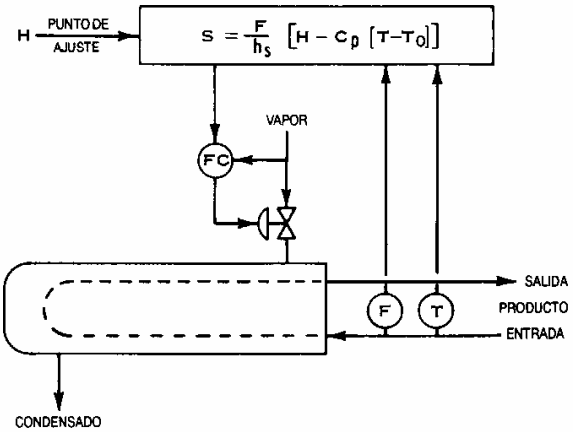


FIG. 22-169 Control computarizado de la entalpía. El flujo de vapor es la variable calculada como punto de ajuste.

acción de control e
mentáneas de enta
quizá sea conveni
temperatura en la
en la medición de l
se calculan por m
calor, o bien, bas
que describan la d

CONTROL DE (

La capacidad de u
reducir el costo de
peración del comp
da. Aún cuando l
diversos procesos,
jetivos de operaci
ningún sistema de
sólo se presentan
el diseño y operac
lación continua p
más avanzados só
especificada con
trol de estos equi
presentar una revi
afectar la operaci

Controles bá
control para un p
laciona a la oper
encia a la capaci
que puedan resul
que se sujeta la d
de las variables m
de destilación.

La operación
cuando se manig
energía suminist

TABLA 22-11
Variables d

No control
Composición de la ali
Velocidad de aliment
Entalpía de alimentac
Temperatura del refl
Entalpía del medio d calentamiento

acción de control en el tiempo correcto, para evitar perturbaciones momentáneas de entalpía en la alimentación corriente abajo. Por ejemplo, quizá sea conveniente retrasar la respuesta del vapor a un cambio de temperatura en la entrada, insertando un retraso en la computadora o en la medición de la temperatura. Estas constantes de tiempo de retraso se calculan por medio de pruebas dinámicas en el intercambiador de calor, o bien, basándose en ecuaciones diferenciales o simulaciones que describan la operación del intercambiador de calor.

CONTROL DE COLUMNAS DE DESTILACIÓN

La capacidad de un sistema de control de destilación eficaz tendiente a reducir el costo de los equipos, incrementar la capacidad o lograr la recuperación del componente clave, ya se conoce de una manera muy adecuada. Aún cuando las columnas de destilación forman parte principal de diversos procesos, cada una de ellas tiene un conjunto específico de objetivos de operación y restricciones. Esta es la razón que determina que ningún sistema de control de destilación sea universal. En esta subsección sólo se presentan los conceptos y técnicas que deberían considerarse en el diseño y operación de sistemas de control para las columnas de destilación continua para dos productos. Nótese que los sistemas de control más avanzados sólo afectarán una operación que produce una separación especificada con anterioridad. El espacio destinado al tema sobre el control de estos equipos de operación es reducido y por eso no es posible presentar una revisión detallada de los sistemas de control que podrían afectar la operación óptima (menor costo).

Controles básicos El objetivo principal de cualquier sistema de control para un proceso es la estabilidad. Cuando la estabilidad se relaciona a la operación de una columna de destilación, se hace referencia a la capacidad que el sistema tiene para prevenir perturbaciones que puedan resultar de cambios en las variables independientes a las que se sujeta la operación. En la tabla 22-11 se proporciona una lista de las variables más comunes que afectan la operación de una columna de destilación.

La operación más estable de una columna de destilación se tiene cuando se manipulan independientemente el producto obtenido y la energía suministrada (o extraída), de manera que se pueda producir la separación especificada. Para lograr esto se requiere el establecimiento de la velocidad de flujo en un valor tal que se mantenga el balance de materiales. Posteriormente, se manipula el reflujo o el calor, a fin de regular la cantidad de energía que reside en el proceso.

TABLA 22-11 Clasificación de las variables de destilación

Variables de entrada (independientes)		Variable de salida (dependiente)
No controlada	Manipulada	
Composición de la alimentación	Relación de reflujo	
Velocidad de alimentación	Índice de ebullición	
Entalpía de alimentación	Velocidad de destilado	
Temperatura del reflujo	Velocidad de fondos	Composición del destilado
Entalpía del medio de calentamiento	Presión de la columna	Composición de fondos

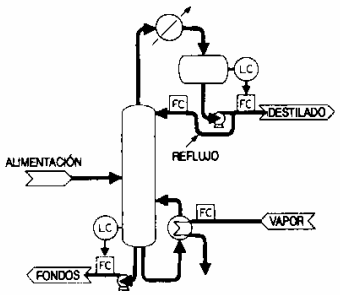


FIG. 22-170 Arreglo de control que promueve inestabilidad. No se ilustran los controles de presión.

En la figura 22-170 se muestra uno de los sistemas más comunes de control de columnas de destilación. Nótese que los productos de destilado y fondos se establecen a velocidades en las que es posible mantener un nivel en el acumulador de condensado y la base de la columna, respectivamente. Este arreglo de control promueve cierta inestabilidad, ya que las velocidades de flujo del destilado llegan a ser función de la cantidad de energía que se encuentra en el sistema. Las perturbaciones de energía ocasionadas por cambios en la alimentación, las entalpías del medio de calentamiento y la velocidad de flujo de la alimentación tendrán un efecto en la distribución de productos. Se llegan a tener grandes variaciones en la calidad de los productos para sistemas operados bajo este tipo de control, puesto que la calidad de los productos es muy sensible a la distribución de los mismos.

Cuando la columna se opera con perturbaciones, la recuperación es lenta porque el operador se ve obligado a manipular el reflujo y la energía suministrada de manera independiente, con objeto de tratar de cumplir los requisitos de calidad del producto. Esta situación crea complicaciones en la operación, si se tiene en cuenta que la cantidad de energía requerida para producir una separación determinada es función de muchas variables, cada una de las cuales debe ser considerada por el operador.

En la figura 22-171 se presentan dos sistemas básicos de control para columnas de destilación aceptables. Nótese que en cada sistema se manipulan las velocidades de flujo del destilado y el fondo de manera directa para producir la distribución requerida de productos (p. ej., control del balance de materiales). El reflujo es la variable manipulada para controlar la energía, cuando el producto de fondo se establece a

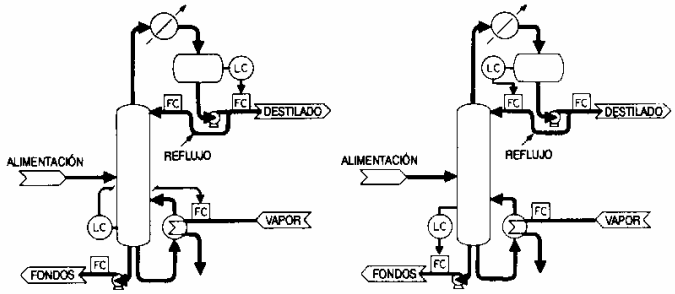


FIG. 22-171 Estabilidad de operación mejorada a través de la manipulación independiente de la energía.

partir del balance de materiales; de esta forma, el calor se manipula para controlar la energía cuando el destilado se establece con respecto al balance de materiales.

Los sistemas de control más preferidos tienden a ser autorregulables. Por ejemplo, las perturbaciones en la entalpía del medio de calentamiento se detectan mediante el controlador de nivel, que proporciona la compensación requerida cuando se manipula la corriente de fondo para tener un control en el balance de materiales. Las variaciones en la velocidad de la corriente en fase vapor de la parte superior de la columna, que son resultado de cambios en el reflujo subenfriado, se compensan de manera similar mediante el controlador de nivel del acumulador de condensado cuando el producto destilado se establece para el control del balance de materiales.

En un sistema de control como el referido aquí, el trabajo del operador se simplifica de manera sustancial ya que lo único que tiene que hacer es establecer el flujo de producto respecto al balance de materiales:

$$D = F(z - x^\circ)/(y^\circ - x^\circ) \qquad (22\text{-}39)$$

o

$$B = F(y^\circ - z)/(y - x^\circ)$$

donde D = velocidad de flujo del destilado, unidades de masa
F = velocidad de flujo de la alimentación, unidades de masa
z = concentración del componente ligero clave en la corriente de alimentación, porciento en peso
x° = concentración especificada del componente ligero clave en la corriente de fondo, porciento en peso
y° = pureza del producto especificada en la corriente de destilado, porciento en peso
B = velocidad de flujo de la corriente de fondo, unidades de masa

y después forzar el sistema para obtener la separación deseada a través de la manipulación del reflujo o el calor suministrado cuando se cuenta con una distribución de producto especificada con anterioridad. Los ajustes que debe realizar el operador son mínimos, ya que se reduce considerablemente el grado de interacción de las variables mediante el sistema de control adecuadamente dispuesto.

El producto más adecuado para la manipulación del sistema es aquel con la menor velocidad de flujo, si no existe otra razón que la exactitud; el mismo error relativo de medición producirá menos perturbaciones en el balance de materiales. Otras variables que pueden considerarse son la relación de reflujo y la dinámica del hervidor, sobre todo cuando se desea manipular el producto de fondo con métodos de balance de materiales.

Controles de la calidad del producto Controlar la calidad de los productos significa lograr el control de la concentración de impurezas en las corrientes de productos. Por ejemplo, considérese la operación usual de un desisobutanizador, que separa una mezcla de alimentación compuesta por propano, isobutano y butano en productos relativamente puros de isobutano (destilado) y butano (fondo). Si el objetivo de la destilación es obtener isobutano al 96%, la suma de impurezas de propano y butano normal no será superior a 4% en la corriente de destilado. La concentración del propano en la corriente de la parte superior de la columna no puede ser controlada por métodos directos y puede expresarse como

$$C_3D = C_3F/(D/F)$$

donde C_3D = propano en el producto destilado, porciento en peso
C_3F = propano en la alimentación, porciento en peso
D/F = razón destilado a alimentación, en peso

Esto significa que el butano es el componente que puede ser controlado como impureza en la corriente de destilado y, en este caso, la denominación que recibe es "componente pesado clave", mientras que el isobutano será el "componente ligero clave", ambos referidos al producto destilado; la concentración de la corriente de los fondos también se puede mantener en niveles específicos mediante sistemas de control adecuados.

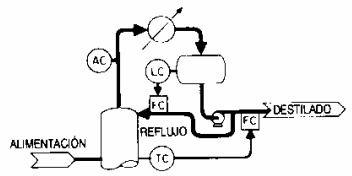


FIG. 22-172 El control de temperatura por plato, fuerza un balance interno de material al manipular la velocidad externa de flujo del material.

La medición de la calidad de los productos puede ser específica y no específica. Una medición específica de composición es aquella en la que los datos de calidad de la corriente se presentan directamente al observador (p. ej., porcentaje de concentraciones). Las mediciones no específicas de composición presentan datos que sirven para inferir la composición de la corriente inspeccionada al medir otras propiedades de la corriente.

La temperatura de los platos se ha utilizado a lo largo de muchos años como la principal indicación no específica de la calidad de productos obtenidos en la destilación. El control de temperatura se utiliza aún en muchas operaciones en las que la separación es binaria y la presión de la columna se mantiene constante. El control de temperatura de los platos proporciona un método confiable de bajo costo para controlar la calidad de los productos de destilación. En la figura 22-172 se ilustra cómo es posible incorporar el control de temperatura de platos al sistema básico de control presentado anteriormente. Obsérvese que el controlador de temperatura manipula la distribución de productos para corregir el balance de materiales; entonces, la respuesta concurrente (concomitante) del controlador de nivel fuerza a que la energía asuma el valor más adecuado.

El sensor de temperatura debe localizarse en un punto en la columna que exhiba una variación significativa de temperatura cuando cambia la composición del plato. En un sistema ideal, este sensor debe ubicarse en la trayectoria de ascenso del vapor hasta el plato seleccionado. Esta colocación asegura una rápida respuesta a la variación de temperaturas.

Otras indicaciones no específicas de la calidad del producto, consideran propiedades como densidad, viscosidad, índice de refracción y punto de ebullición. Todas estas propiedades han sido utilizadas con diversos grados de éxito en el control de la composición.

Las mediciones de la calidad del producto específico incluyen el empleo de espectrómetros de masa y cromatógrafos de gases, de los cuales el último es el más utilizado en años recientes. Cuando se utiliza el análisis cromatográfico diseñado, instalado y mantenido adecuadamente, se han obtenido resultados excelentes.

El diseño e instalación de sistemas de muestreo es tal vez el aspecto más importante de la cromatografía de gases. El sistema de muestreo debe ser de tal calidad que sea capaz de proporcionar al analizador una muestra representativa de la corriente rastreada en el menor tiempo posible. Esto significa que la muestra debe extraerse en un punto corriente arriba de dichos elementos que producen retrasos en la operación, como el acumulador de condensado y el hervidor.

La retroalimentación al controlador-analizador se introduce de manera similar a la descrita para el control de temperatura y en la figura

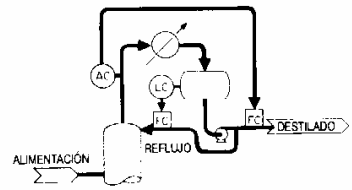


FIG. 22-173 Un controlador-analizador proporciona una respuesta correctiva a los cambios en la concentración del componente pesado clave en la parte superior de la columna.

22-173 se ilustra cómo puede adicionarse el control de composición a los sistemas básicos de control.

Controles de entrada de calor Las variaciones en el calor suministrado para la destilación crean inestabilidad puesto que se ocasionan variaciones en las velocidades internas de flujo de líquido y vapor. Por ejemplo, las variaciones en la temperatura del reflujo afectan el flujo interno de líquido descendente. Un método que ha demostrado su eficacia en la eliminación de estas perturbaciones consiste en incorporar a la columna un controlador de reflujo interno de propósito especial; el objetivo es mantener el flujo de líquido descendente desde el plato superior a una velocidad específica. La siguiente ecuación de control se deriva de los balances de material y energía en estado estacionario alrededor del plato superior:

$$R_i = R_e\,[1. + K^{\circ}\,(T_{ov} - T_{re})]$$

donde R_i = velocidad de reflujo interno, unidades de masa
R_e = velocidad de reflujo externo, unidades de masa
K = constante de reflujo interno, C_p/H, donde C_p = calor específico de líquido en el plato superior y H = calor de vaporización del líquido en el plato superior
T_{ov} = temperatura del vapor en la parte superior de la columna
T_{re} = temperatura de la corriente de reflujo externo

En las figuras 22-174*a* y *b* se ilustran dos métodos por los cuales se puede utilizar esta ecuación.

Otra perturbación en el calor suministrado a la columna la causan las variaciones en la entalpía del medio de calentamiento. Son comunes las ondas o variaciones de presión en los sistemas de suministro de vapor y las variaciones en la calidad del vapor, pudiendo ocasionar trastornos en la operación de destilación. La ecuación de control es

$$H = (a_0 + a_1{}^{\circ}P_s + a_2{}^{\circ}T_s) - (a_3 + a_4{}^{\circ}T_r)$$

donde H = vapor al hervidor, ΔH
$a_0, a_1, \ldots$ = constantes de la ecuación de regresión
P_s = presión del vapor suministrado al hervidor
T_s = temperatura del vapor suministrado al hervidor
T_r = temperatura de referencia

El resultado de esta ecuación se utiliza en un sistema de control que establece la velocidad del medio de calentamiento en forma compensada para estas perturbaciones.

Las perturbaciones en la entalpía de la alimentación son graves por la misma razón que las que ocurren en el calor suministrado. Los efectos de las perturbaciones provocadas por variaciones en la entalpía de alimentación pueden minimizarse mediante la incorporación de las técnicas de control analizadas en la subsección "Control de intercambiadores de calor."

Control predictivo Un sistema de control predictivo dará respuesta a cambios en las variables independientes clave antes de que estos cambios afecten de manera notable el proceso. Un sistema de control predictivo para destilación alterará los balances de materiales y energía hasta el punto en que se requiera, con objeto de mantener la separación especificada en presencia de variaciones en la velocidad de alimentación, composiciones, temperatura, eficiencia de los platos y otras variables, para las que la separación es sensible. El sistema de control predictivo para destilación es una extensión de los sistemas básicos de control expuestos con anterioridad, ya que manipula en forma independiente la extracción de producto y el suministro de energía para producir las separaciones especificadas. El producto se extrae de acuerdo con el siguiente balance de material

$$D = F_{ret}\,(z - x^{\circ})/(y^{\circ} - x) \qquad \text{o}$$
$$B = F_{ret}\,(y^{\circ} - z)/(y^{\circ} - x)$$

donde F_{ret} = velocidad de la alimentación retrasada, unidades de masa. La señal de la velocidad de alimentación se retrasa y esto ocasiona cambios en la ecuación de control con el consiguiente efecto en la variable manipulada (D o B) en el tiempo adecuado; por ejemplo, existirá una leve transición de una etapa de operación a la próxima. Esta compensación dinámica se encuentra por lo general en forma de tiempo muerto más un retraso de primer o segundo orden.

Los valores predichos para el reflujo y el calor casi nunca se alcanzan, por lo que es necesario desarrollar ecuaciones de operación para cada caso. Las etapas incluidas en el desarrollo de cada ecuación son las siguientes: **1)** simulación de la operación de un caso base, **2)** estudio de sensibilidad, **3)** análisis de las perturbaciones de las variables independientes, y **4)** datos de una curva de ajuste para la ecuación supuesta.

A continuación se presenta un ejemplo de ecuación que es generado por esta técnica:

$$R_i/F = (a_1 + b_1/(c_1 + E))^{\circ}(a_2 + (b_2/(c_2 + (100. - y^{\circ}))))^{\circ} \ldots (a_3 + b_3/(c_3 + x^{\circ})))^{\circ}(a_4 + (a_5{}^{\circ}T_f) + (a_6{}^{\circ}LKF) + \ldots (a_7{}^{\circ}HKF) + (a_8{}^{\circ}P_r))) \tag{22-40}$$

donde R_i/F = razón en peso, reflujo interno a alimentación
$b_1, b_2, \ldots b_n$ = constantes de la ecuación de regresión
$c_1, c_2, \ldots C_n$ = constantes de la ecuación de regresión
E = eficiencia de separación, porciento
LKF = concentración del componente ligero clave en la alimentación, porciento en peso
HKF = concentración del componente pesado clave en la alimentación, porciento en peso

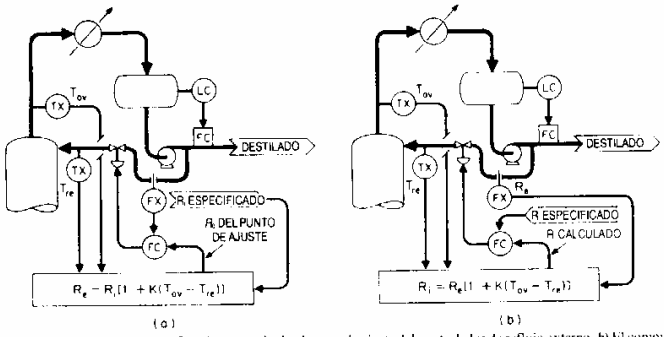


FIG. 22-174 *a*) El computador de reflujo interno calcula el punto de ajuste del controlador de reflujo externo. *b*) El computador de reflujo interno calcula la velocidad de reflujo interno actual.

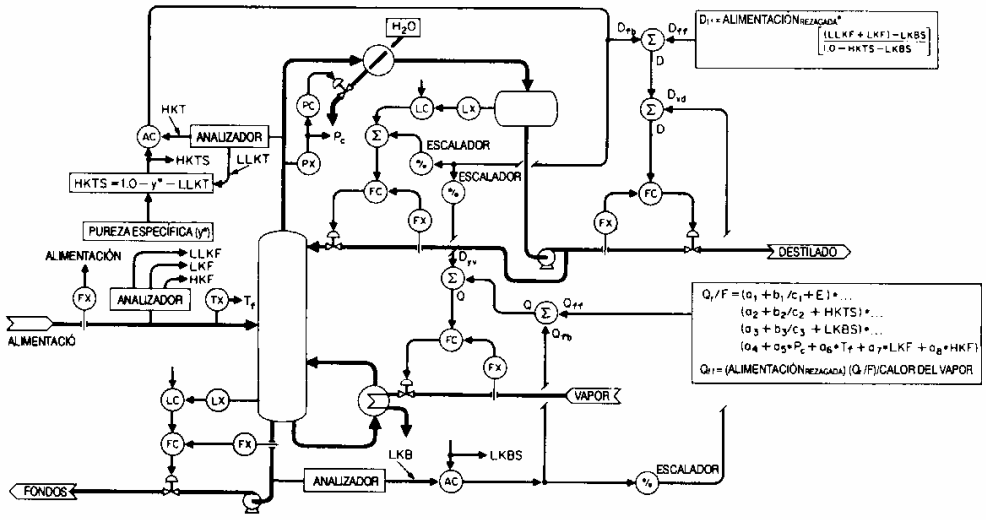


FIG. 22-175 Los controles básicos son auxiliados por circuitos predictivo y de análisis. Nótese que la red no está acoplada.

TABLA 22-12 Nomenclatura para la figura 22-175

Símbolo	Explicación
D_{fb}	Contribución del control de retroalimentación al punto de ajuste del flujo de destilado
D_{ff}	Contribución del control predictivo
D_{xd}	Contribución del desacoplador no interactivo al punto de ajuste del flujo de destilado
D_{yc}	Contribución del desacoplador no interactivo al punto de ajuste del calor al hervidor
HKF	Componente pesado clave en la corriente de alimentación
HKT	Concentración del componente pesado clave en la corriente de la parte superior de la torre, porciento en peso
HKTS	Concentración especificada del componente pesado clave en el producto destilado, porciento en peso
LKBS, x^*	Concentración especificada del componente ligero clave a la corriente de fondo, porciento en peso
LKF, z	Concentración del componente ligero clave en la corriente de alimentación, porciento en peso
LLKF	Concentración del componente más ligero que el componente ligero clave en la corriente de alimentación, porciento en peso
LLKT	Concentración del componente más ligero que el componente ligero clave en la corriente de producto en la parte superior de la torre, porciento en peso
Q	Calor al hervidor, BTU/unidad de tiempo
Q_{fb}	Contribución del control de retroalimentación al punto de ajuste del flujo de vapor
Q_{ff}	Contribución del control predictivo al punto de ajuste del flujo de vapor
Q_f/F	Razón en peso, calor del hervidor a la alimentación
x^*, *LKBS*	Concentración especificada del componente ligero clave en el producto de fondos, porciento en peso
z, *LKF*	Concentración del componente ligero clave en la corriente de alimentación, porciento en peso

La velocidad del reflujo requerido para satisfacer R_i/F, se calcula entonces de acuerdo con la siguiente relación:

$$R_e = (F_{rezagada} * R_i/F)/[1. + K^* (T_{ov} - T_{re})]$$

El punto de ajuste del reflujo externo se mantiene en el valor R_e.

Nótese que la forma de la ecuación de calor de operación para la predicción de Q/F (calor en el hervidor a alimentación) es básicamente la misma que la establecida en la ecuación (22-40).

Los límites absoluto y de velocidad de cambio deberán establecerse en las salidas de todas las ecuaciones del control predictivo. Estos límites protegerán la operación de los trastornos creados por fallas en los equipos que suministran entradas a las ecuaciones.

La exactitud de la predicción depende de la exactitud de los datos proporcionados para el manejo de la ecuación; como se supone que no se obtiene una exactitud absoluta, es necesario un control de retroalimentación. Las técnicas mencionadas antes pueden aplicarse a este caso.

En la figura 22-175 se ilustra un sistema computarizado de control para una columna de destilación en la que los controles básicos son apoyados por controles predictivos, de calidad del producto y suministro de calor. En la tabla 22-12 se explican los símbolos empleados en la figura 22-175, que no se habían definido hasta este punto.

CONTROL DE LA VELOCIDAD DE PRODUCCIÓN DE UN REACTOR QUÍMICO

El control de la velocidad o volumen de producción de una reacción exotérmica en un reactor agitado es un ejemplo del empleo del control por computadora basándose en una variable computada. El volumen de producción se determina mediante la computación en línea de un balance de calor dinámico, para utilizarse como variable controlada del proceso [Tolin y Fluegel, *J. Intrum. Soc. Am.*, **6**, 32-38 (octubre, 1959).]

Sistema de un reactor usual En la figura 22-176 se ilustra un esquema que representa un reactor usual, con ciertas simplificaciones. El disolvente, el reactivo y el catalizador se pueden considerar como entradas continuas al depósito agitado. El reactivo y el producto se disuelven en el disolvente. El refrigerante que se hace circular por las bobinas de enfriamiento y la cubierta del reactor conserva la temperatura del mismo.

La velocidad de producción del producto es proporcional al calor generado por la reacción, y se controla mediante el ajuste de la velocidad del catalizador. El calor que genera la reacción se calcula ejecutando un balance de calor, en línea alrededor del reactor. La información

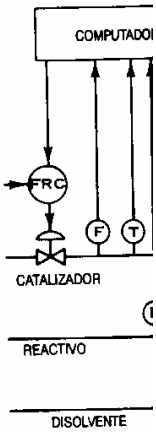


FIG. 22-176 Control

requerida para este
incluye las temperat
entrada, el flujo y la
reactor, la energía a
reactivo en el disolv

Balance de calo
calor se pueden esc
referencia, de modo
masa del efluente d
simplificar los cálcu
flujo de masa. Tam
rriente es constante
El balance global d
calor indicadas en l

$$Q_s + Q_m \cdot$$

Por lo tanto, PR =

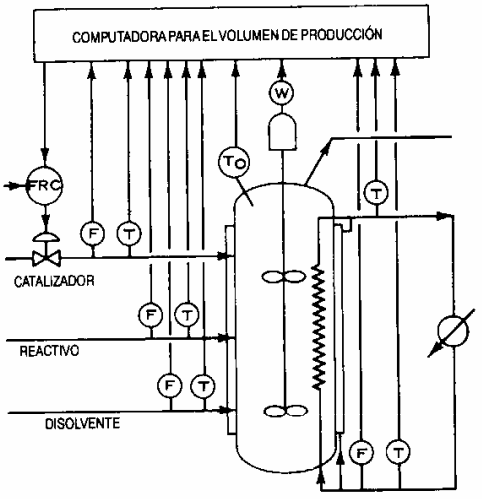


FIG. 22-176 Control del volumen de producción en un reactor químico.

requerida para este tipo de computación de balance de calor en línea incluye las temperaturas y los flujos de masa de todas las corrientes de entrada, el flujo y la temperatura del refrigerante, la temperatura del reactor, la energía agregada por el agitador, el calor de solución del reactivo en el disolvente y el calor de reacción.

Balance de calor del reactor Las ecuaciones para el balance de calor se pueden escribir con la temperatura del reactor tomada como referencia, de modo que no se requiera el cálculo dinámico del flujo de masa del efluente del reactor y la eliminación de calor resultante. Para simplificar los cálculos del ejemplo se supondrán las mediciones del flujo de masa. También se supone que el calor específico de cada corriente es constante en el intervalo de temperaturas que se encuentra. El balance global de calor, basado en las entradas y eliminaciones de calor indicadas en la tabla 22-13, es:

$$Q_s + Q_m + Q_c + Q_w + Q_r + Q_a + Q_L + Q_p = 0$$

Por lo tanto, $PR = -(1/h_p)(Q_s + Q_m + Q_c + Q_w + Q_r + Q_a + Q_L)$

TABLA 22-13 Entrada y eliminación de calor de un reactor químico

Fuente	Ecuación	Variables
Solvente	$Q_s = F_s C_{ps}(T_s - T_o)$	T_o = temp. del reactor Q_s = entrada de cal. del disolvente F_s = flujo de masa del disolvente C_{ps} = calor específ. del disolvente T_s = temp. del disolvente
Reactivo	$Q_m = F_m C_{pm}(T_m - T_o) + F_m h$	Q_m = entrada de cal. del reactivo F_m = flujo de masa del reactivo C_{pm} = calor específ. del reactivo T_m = temp. del reactivo h = calor de soluc. del reactivo
Catalizador	$Q_c = F_c C_{pc}(T_c - T_o)$	Q_c = entrada de calor del cataliz. F_c = flujo de masa del cataliz. C_{pc} = calor específ. del cataliz. T_c = temp. del catalizador
Mezclador	$Q_w = K(W - W_o)$	Q_w = entrada de calor del mezcl. K = conversión de pot. calorífi. W = potencia del mezclador W_o = potencia del mezcl. sin carga
Refrigerante	$Q_r = F_r C_{pr}(T_r - T_i)$	Q_r = eliminación de calor de refrig. F_r = flujo de masa del refrigeran. C_{pr} = calor específico del refrigeran. T_r = temp. de salida del refrigeran. T_i = temp. de entrada del refrig.
Reactor	$Q_a = M_a C_a \frac{dT_a}{dt}$	Q_a = acumulación de calor en el reactor M_a = masa de reactor y su cont. C_a = capacidad calorífi., reactor y cont.
Ambiente	$Q_L = f(T_L, V_L)$	$-Q_L$ = pérdida de calor al ambiente $f(T_L, V_L)$ = función de la temp. ambiente y la vel. del viento
Reacción	$Q_p = PRh_p$	PR = velocidad de generación de prod. Q_p = entrada del calor de reacción h_p = calor de reacción

h_p y todos los términos de las ecuaciones para los valores de Q, que constituyen la ecuación funcional para PR, son conocidos, o bien, se pueden computar automáticamente a partir de mediciones de proceso en línea.

El valor computado de PR se utiliza, entonces, como la medición de la variable controlada para el control automático de la adición de catalizador, como se muestra en la figura 22-176. En el sistema de reacción real del que se tomó este ejemplo, el catalizador tiene un tiempo de inducción, que es una fracción importante de su tiempo de residencia en el reactor. Por consiguiente, la compensación de tiempo muerto, como se ilustra en la figura 22-55, es un elemento necesario para cualquier rendimiento razonable de controlador.

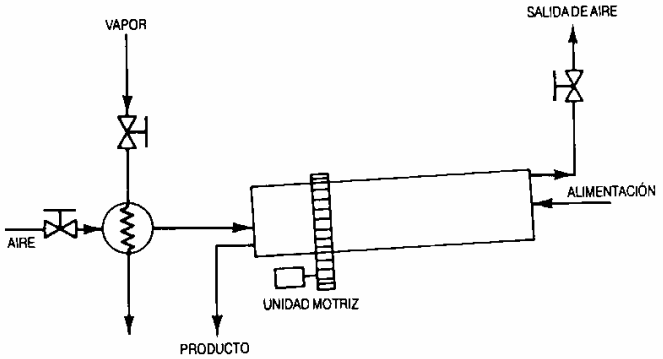


FIG. 22-177 Diagrama esquemático simplificado de un secador rotatorio.

CONTROL DE OPERACIONES DE SECADO

Con frecuencia, el control de las operaciones de secado presenta problemas debido a que es difícil efectuar mediciones directas en línea de la calidad del producto o de la eficacia del secado. Por tanto, el proceso de secado se debe controlar partiendo de mediciones de las condiciones ambientales y cambiando éstas cuando un análisis fuera de línea o de laboratorio indique tal necesidad. Si es factible realizar una medición directa de la calidad del material de entrada, conviene contar con un sistema de control predictivo.

Hay muchas clases de secadores de sólidos que tienen una variedad de problemas de medición y control de diferente índole. Aunque las configuraciones mecánicas son distintas, los problemas de control básicos son esencialmente los mismos para secadores rotatorios, de pantalla en movimiento, lecho fluidificado, cubierta en movimiento, bandeja y de transportador de malla.

Secadores rotatorios El secador rotatorio a contracorriente, que se muestra en la figura 22-177, es la forma básica de esta clase de secadores. Este aparato consiste en una cubierta cilíndrica inclinada, con un montaje de hojas para mezclar que gira en torno al eje longitudinal. El material húmedo penetra en el extremo elevado y se mezcla con aire caliente durante su desplazamiento a lo largo del cilindro. En este ejemplo, el aire caliente, que fluye a contracorriente en relación con el material que se está secando, se calienta por medio de un intercambiador de calor calentado por vapor. La velocidad de flujo del aire se regula mediante un amortiguador y se utiliza otro amortiguador secundario en la salida del aire de expulsión, con el fin de regular la presión dentro del secador. Para este estudio, se supondrá que la velocidad del motor es fija y que la condición y la velocidad de alimentación se determina por la operación unitaria que precede al secador.

Variables del secador Las variables independientes de entrada para el secador rotatorio se dividen en dos clases: las no controladas y las reguladas. Las entradas no controladas incluyen el contenido de humedad y la velocidad de la alimentación. Las entradas independientes reguladas son variables que se ajustan para controlar el proceso de desecación. Estas variables incluyen el calor aplicado, la entrada de aire y la posición del amortiguador en la salida.

Las variables dependientes de salida del secador rotatorio y el calentador de aire incluyen la presión del secador, la temperatura del aire de entrada del secador y las temperaturas de bulbo húmedo y bulbo seco del aire de salida; no obstante, la variable de salida primaria, que generalmente no se puede medir por medio de aparatos automáticos, es el contenido de humedad del producto. El contenido de humedad del producto se determina a veces en línea en forma indirecta, midiendo la temperatura del producto, pero, a menudo, esta medición es poco segura.

Sistema de control El sistema de control normal para un secador rotatorio utiliza el calor aplicado para regular la temperatura del aire de entrada; la presión en un punto se controla mediante el ajuste del amortiguador de salida, y la velocidad del aire de entrada sirve para regular la temperatura de bulbo húmedo del aire de salida. Un método un poco distinto emplea la velocidad del aire para controlar la diferencia entre la temperatura de salida de bulbo seco y la de bulbo húmedo, empleando esta diferencia de temperatura como una medida de la velocidad de evaporación. Esta última modificación en la configuración del control se ilustra en la figura 22-178. Otra modificación más consiste en controlar la medición de la alimentación en respuesta a la temperatura de salida, o realizar la medición para mantener constante la alimentación.

Control predictivo Se puede lograr un mejor control de una operación de desecación si se dispone de mediciones más pertinentes. Por ejemplo, se puede aplicar un sistema de control predictivo al secador ilustrado en la figura 22-179 cuando la carga sea mensurable. La alimentación es un polvo seco que se mezcla con agua y un aglutinante para formar gránulos. El agua se agrega en proporción con la velocidad de alimentación del polvo, de manera que el contenido de humedad de la alimentación del secador es razonablemente constante. Se emplean dos conjuntos de quemadores para aplicar calor a la cubierta rotatoria.

El objetivo del control es mantener la temperatura final del producto dentro de límites especificados superiores al punto de ebullición del agua. El control de retroalimentación de esta temperatura, que maneja en forma simultánea la velocidad del gas combustible a ambos conjuntos de quemadores para compensar variaciones en la velocidad de alimentación, presenta muchos problemas. La respuesta de la temperatura del proceso a los cambios de alimentación incluye un tiempo muerto prolongado, y la relación de estado estacionario entre la inyección de agua y la velocidad del gas combustible es de un tipo marcadamente no lineal.

Una solución consiste en medir las perturbaciones de la alimentación recibida y comenzar a ajustar la velocidad del combustible gaseoso antes

de que las perturba
como se observa e
predictivo utiliza l
ajustes en la veloc
hornos en los tiem
ción de la temperat
de alimentación di
velocidades del ga
trolador normal uti
ra compensar la se
tener la temperatu
deseados.

Secadores de ta
también de las med
muestra en la figur
torio y la aliment
material se seca d
medio de una cuch

El funcionami
ajustando la velc
variables que se
calidad del prod
contenido de hur

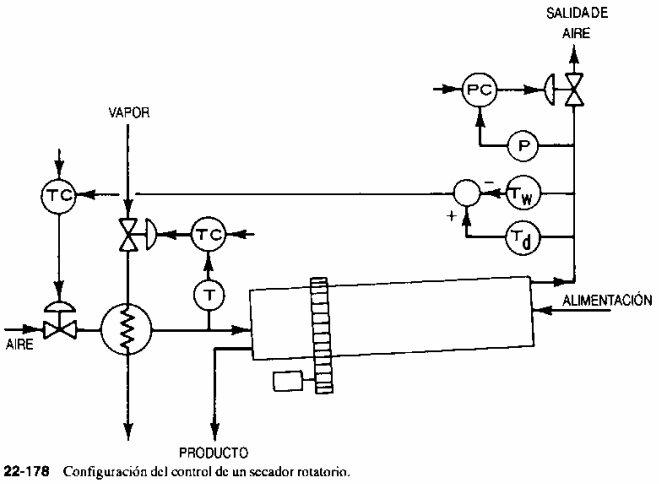


FIG. 22-178 Configuración del control de un secador rotatorio.

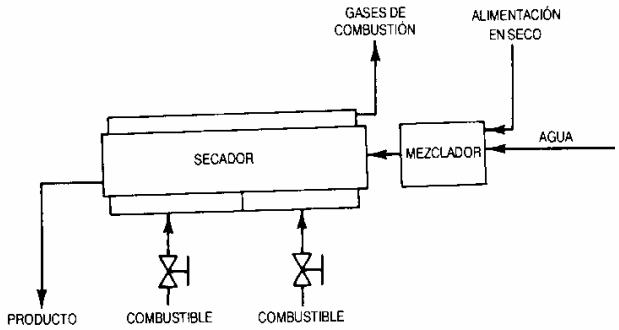


FIG. 22-179 Granulador con mezclador y secador, con una entrada mensurable de agua y aglutinante.

de que las perturbaciones afecten la temperatura final del producto, como se observa en la figura 22-180. Este tipo de sistema de control predictivo utiliza la velocidad medida del agua inyectada para hacer ajustes en la velocidad del gas combustible suministrado a los dos hornos en los tiempos apropiados, con el fin de minimizar la variación de la temperatura del producto. La porción dinámica del control de alimentación directa es esencialmente de tiempo muerto, y las dos velocidades del gas combustible se cambian en secuencia. Un controlador normal utiliza una medición de temperatura del producto para compensar la señal de control predictivo, con el propósito de mantener la temperatura del producto dentro de los límites de operación deseados.

Secadores de tambor El control de un secador de tambor depende también de las mediciones disponibles. En el secador de tambor que se muestra en la figura 22-181, se aplica calor al interior del tambor giratorio y la alimentación húmeda se adhiere al exterior del mismo. El material se seca durante parte de una revolución y se desprende por medio de una cuchilla o un raspador.

El funcionamiento del secador de tambor se puede controlar ajustando la velocidad del mismo y el calor suministrado. Las variables que se deben controlar dependen de las mediciones de calidad del producto de que se disponga, como, por ejemplo, contenido de humedad o temperatura del producto. En la figura 22-181 se ilustra el control de la velocidad de vapor basada en una medición continua del contenido de humedad. La velocidad del tambor es casi siempre fija.

Secadores de rocío Las mezclas líquidas se secan a menudo rociando el material dentro de una corriente de gases calientes. Las pequeñas gotitas ofrecen una gran área de superficie expuesta, de modo que la desecación es rápida. El breve tiempo muerto de proceso, que se tiene debido a la rápida desecación, permite a menudo asegurar un buen control automático.

En la figura 22-182 se presenta una configuración de control común para un secador de rocío. La temperatura del aire de entrada se mantiene mediante la regulación automática del índice de calor. La medición de la temperatura del aire de salida sirve para ajustar la velocidad de la alimentación del secador.

CONTROL DE OPERACIONES POR LOTES O DE ARRANQUE Y DETENCIÓN

Muchas operaciones de proceso se pueden clasificar como de arranque y detención. Además de los procesos por lotes, la puesta en marcha y la suspensión de una operación unitaria normalmente continua requiere técnicas de control para procesos por lotes. Del mismo modo, el cambio de

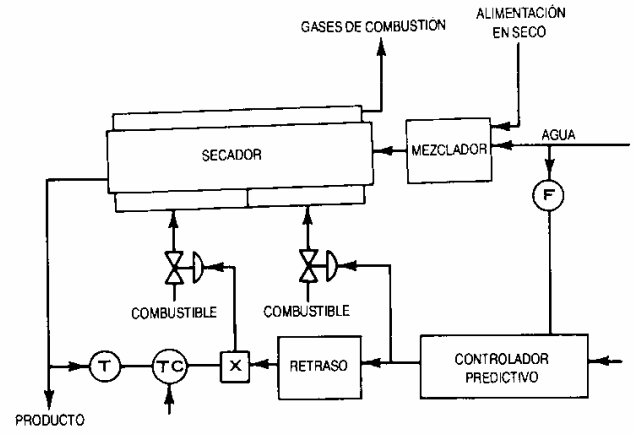


FIG. 22-180 Control predictivo de un granulador con mezclador y secador.

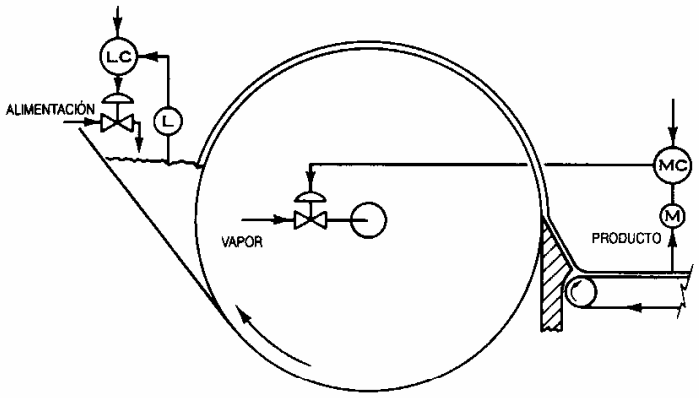


FIG. 22-181 Sistema usual de control para un secador de tambor que utiliza la medición de humedad y el controlador para ejercer el control de la calidad del producto.

un proceso continuo de un nivel de operación de estado estacionario a otro puede ser similar al procesamiento por lotes. El control automático de procesos por lotes o de arranque y detención puede ser difícil, debido a los cambios rápidos registrados en las condiciones de operación. Con frecuencia se utilizan sistemas de control por computadora para mejorar el control de una operación de proceso de arranque y detención.

Es probable que se requieran procedimientos de control especiales para manejar los cambios amplios en las condiciones de operación, por ejemplo, en un reactor por lotes. La operación puede incluir la carga del reactor con reactivos y catalizador, la aplicación del calor necesario para llegar a la temperatura de la reacción, el mantenimiento de un nivel de operación deseado hasta que la reacción llega a la etapa conveniente de determinación, la suspensión de la reacción, la separación del producto y la preparación del reactor para otro lote. En el control de desecación por lotes y destilación se presentan problemas similares a estos.

Criterios para la eficiencia de arranque y detención Los criterios de eficiencia para operaciones de arranque y detención se especifican de varias maneras. Este tipo de operaciones se evalúa con frecuencia de acuerdo con el tiempo necesario para completar un cambio de proceso sin sobrepasar las restricciones de procesamiento durante el cambio. Por ejemplo, un secador por lotes puede funcionar de tal modo que obtenga un contenido específico de humedad de producto en un tiempo mínimo, sin exceder una temperatura máxima del secador preestablecida.

Otro criterio común para la eficiencia o rendimiento del control consiste en completar la operación requerida a un costo mínimo. Un ejemplo de ello es el reactor por lotes, en que se produce una cantidad determinada de producto a un costo mínimo de calentamiento, material y catalizador, sin especificar un límite para el tiempo requerido.

Un proceso por lotes puede operar también de tal suerte que se obtenga el máximo rendimiento dentro de un periodo determinado, en donde la restricción del tiempo se establece en función de la velocidad a la que se genera el producto o la velocidad con que se dispone la materia prima. Un tiempo de lote más corto que el máximo puede no representar ningún beneficio si la frecuencia de la operación se determina según las circunstancias que prevalecen fuera del proceso.

El criterio de control puede hacer también que el proceso siga una trayectoria específica durante un cambio en la operación. Por ejemplo,

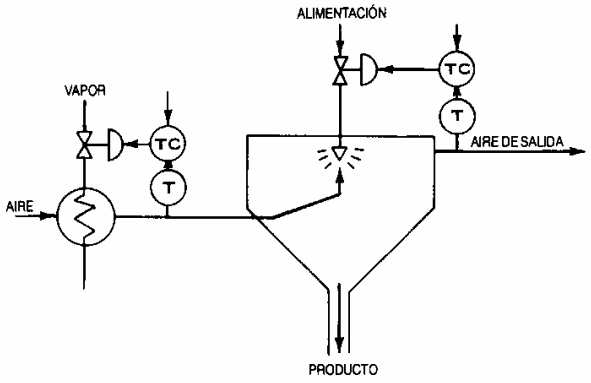


FIG. 22-182 Sistema usual de control para un secador de rocío.

se puede hacer que
ratura predetermina
ria preestablecida
tiempo o costo míni

Arranque de p
dustriales, el arran
tiene un atractivo
ración sea particu
proceso ponga con
lente al arranque,
tención (*start-stop*
para minimizar l
cuantas operacion
grar un arranque a
arranque se ha to
de control, el tiem
mo con muy poco

Reactor de polim
trado en la figura 2
se requiere cierta a
temperatura adecua
trum. Soc. Am., 8(
temperaturas de ali

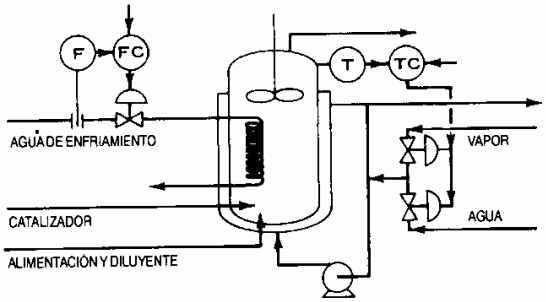


FIG. 22-183 Sistema usual de control de temperatura para un reactor de polimerización exotérmica que requiere poca atención del operador durante el arranque.

se puede hacer que un reactor por lotes siga una trayectoria de temperatura predeterminada durante el arranque y la detención. La trayectoria preestablecida se diseña normalmente como una operación de tiempo o costo mínimos.

Arranque de procesos continuos En muchos procesos industriales, el arranque automático de una operación continua no tiene un atractivo económico importante a menos que dicha operación sea particularmente difícil, o que alguna condición del proceso ponga con frecuencia al mismo en una situación equivalente al arranque, que hayan ciclos frecuentes de arranque y detención (*start-stop*), o que el sistema de control se haya diseñado para minimizar los problemas de arranque. Hoy existen unas cuantas operaciones unitarias que se han automatizado para lograr un arranque a nivel óptimo. Sin embargo, si el problema de arranque se ha tomado en cuenta durante el diseño del sistema de control, el tiempo de iniciación puede acercarse al nivel óptimo con muy poco control automático.

Reactor de polimerización exotérmica El sistema de control ilustrado en la figura 22-183 utiliza un mínimo de instrumentación y sólo se requiere cierta atención del operador para lograr el control de la temperatura adecuada durante el arranque. [Mayer y Spencer, *J. Instrum. Soc. Am.*, **8**(7), 58-64 (1961).] La reacción es exotérmica y las temperaturas de alimentación son inferiores a la del reactor. El procedimiento de arranque requiere que haya diluyente dentro del reactor y que esté a la temperatura de reacción antes de añadir la alimentación de reactivo y el catalizador. Antes de iniciar la reacción, el calor se elimina por medio de un serpentín, y la misma cantidad de calor se suministra a través de la cubierta, con el fin de mantener constante la temperatura del reactor. Conforme se introduce la alimentación fría de reactivo y diluyente y el catalizador, la temperatura comienza a descender y se aplica automáticamente una cantidad mayor de calor para hacer que la alimentación recibida llegue a la temperatura de reacción. Al aumentar la velocidad de reacción se requerirá menos calor cada vez y, finalmente, la cubierta comenzará a eliminarlo. Durante el tiempo en que el reactor opera para llegar a la velocidad completa de producción, el sistema de control hace ajustes continuamente para mantener la temperatura del mismo en el punto de ajuste.

El arranque del reactor que se ilustra en la figura 22-176 requiere condiciones algo similares. En este caso, el reactor se llena completamente con líquido y se somete a presión antes de calentarlo. Si la velocidad de separación de fluido del reactor se restringe, la velocidad de calentamiento debe limitarse para evitar que la presión del reactor ascienda debido a la expansión del fluido.

Arranque de una columna de destilación El arranque y la detención de las columnas de destilación constituyen un proble-

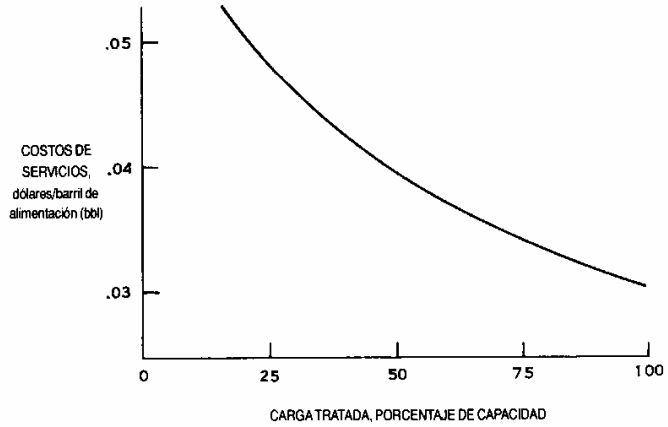


FIG. 22-184 Costos de servicios de una columna de destilación con una pureza constante de producto.

ma de control muy común. El control automático del arranque de una columna da con frecuencia beneficios económicos sobresalientes en el funcionamiento de la misma, sólo a una capacidad plena, cuando se logra la máxima eficiencia de bandeja. Si se dispone de una capacidad de almacenamiento de alimentación para situaciones de alimentación restringida, un sistema de arranque y detención de tipo automático permitirá una operación tipo encendido-apagado (*on-off*) que sea más eficiente que la operación continua, a una carga tratada baja.

En la figura 22-184 se ilustra la variación en los costos de servicios en función de las cargas tratadas para una columna de destilación típica que opera a composiciones de producto fijas. Si la columna opera en forma continua a una carga parcial, los costos de operación pueden ser superiores que cuando funciona parte del tiempo a carga plena. En las condiciones de carga plena, los costos de procesamiento incluyen los costos de servicios, además de los de arranque, detención y almacenamiento. Por tanto, se obtendrán muchas ventajas si se cuenta con un sistema eficiente de control de arranque automático.

Un sistema de arranque controlado por computadora para una columna de destilación tiene más o menos la misma complejidad que el hecho de poner un reactor químico en línea. La rutina de arranque es una secuencia automática de las tareas que ejecuta normalmente un operador. Puede ser una subrutina en un sistema de control por computadora para varias columnas. El objetivo del programa es alcanzar el nivel de operación deseado dentro de un tiempo razonable y a un costo mínimo.

Control de reactores por lotes El control de un reactor por lotes o intermitente en un caso sencillo, consiste en cargar el reactor, controlar la temperatura del mismo para satisfacer algún criterio de procesamiento, apagar y vaciar el reactor. Para una reacción exotérmica, es probable que se necesite calor para obtener la temperatura de reacción deseada y luego se utiliza enfriamiento para mantener la temperatura de reacción adecuada.

El empleo de instrumentación estándar para controlar un reactor por lotes requiere, por lo común, una atención minuciosa del operador. Por ejemplo, éste debe ajustar en forma manual las corrientes para cargar el reactor y luego ajustar los controles de temperatura para obtener la temperatura de reacción deseada. Esta forma escalonada muy por debajo de la velocidad máxima.

Programación por lotes Una técnica para reducir la atención que se requiere del operador, consiste en emplear un programador por lotes, un mecanismo que avanza automáticamente al lote a través de sus etapas de proceso, obedeciendo a un programa de tiempo preseleccionado. Para asegurar la terminación completa de cada etapa de operación, las secuencias de tiempo se hacen normalmente un poco más prolongadas que lo necesario.

Programador de punto final Se logra reducir el tiempo de cada lote cuando se utiliza un programador de punto final que emplea alguna medición del rendimiento del proceso para activar la siguiente secuencia de operación. Por ejemplo, en un proceso de esterificación, los valores limitantes de temperatura y presión sirven para formular la secuencia de las diferentes etapas del proceso por lotes, en la medida que los puntos finales utilizados describan los productos obtenidos, el programador de punto final reducirá el tiempo de procesamiento en comparación con el programador de tiempo fijo. Cuando se llega a un punto final deseado, el procesamiento ejecuta una conmutación al siguiente paso sin pérdida de tiempo y, por ende, la producción se incrementa.

Control por computadora El control por computadora se utiliza a veces en reactores por lotes, derivando ciertas ventajas. La cantidad de reactivos cargada se regula con mucha precisión para asegurar la mezcla adecuada. Los controles de temperatura se programan previamente para obtener un tiempo mínimo para sus lapsos transitorios. Si se cuenta con reguladores computarizados, el controlador se ajusta en forma automática para mantener una sintonía o ajuste adecuado del controlador en todos los niveles de operación. En la figura 22-185 se ilustra un ejemplo de diagrama de flujo de la acción del operador. Este diagrama de flujo puede servir también como guía para un programa de computadora que regule un reactor por lotes.

Adición del reactivo En algunas ocasiones, una cantidad pequeña de automatización del reactor por lotes genera un mejoramiento sustancial de la carga tratada, si se dispone de una información más completa concerniente a las condiciones de reacción y las limitaciones del equipo. Véase la figura 22-186, correspondiente a un reactor por lotes, en el cual se desarrolla una reacción exotérmica e irreversible de la alimentación *Y*, para formar el producto *Z*, en presencia de un catalizador. [Schrock, *J. Instrum. Soc. Am.*, **12**, 75-82 (octubre 1965).] Se considera que un lote queda completo cuando se ha agregado una cantidad fija de *Y* y la reacción se acerca al equilibrio. Un totalizador integra la velocidad de adición de *Y*, y al llegar a un total predeterminado dicha adición se suspende. Para el arranque, se agrega al reactor vacío un pequeño lote iniciador incluyendo al catalizador; el iniciador se hace llegar a la temperatura de operación y el reactor se somete a presión

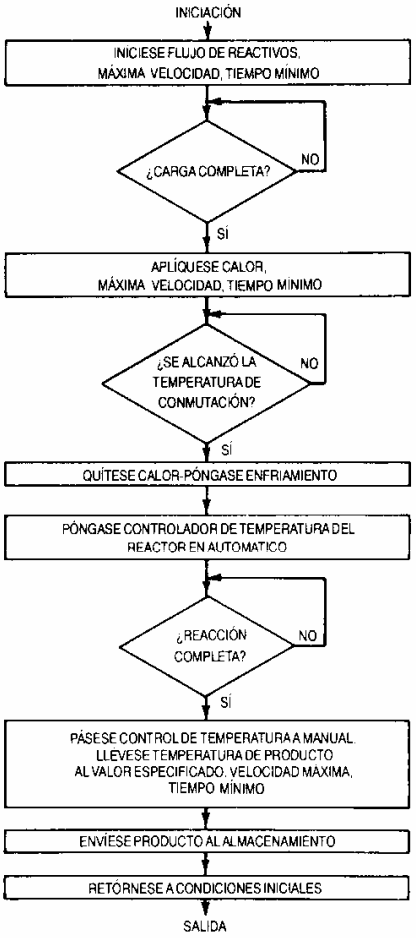


FIG. 22-185 Descripción del programa de control de un reactor por lotes.

con un gas inerte. Al desarrollarse la reacción, los inertes se extraen; la temperatura del reactor se controla en forma automática mediante el control en cascada de la temperatura del agua de la cubierta. La temperatura del agua de la chaqueta y la presión del reactor se restringen por medio de un límite superior y uno inferior.

El problema de control consiste en desarrollar el proceso en un tiempo mínimo, sujeto a las restricciones de temperatura y presión. La operación manual consiste en que el operador ajuste la velocidad del flujo de ventilación y el flujo de masa de Y, de manera que la temperatura del agua de la cubierta y la presión del reactor no excedan los límites.

Se realizó un estudio de simulación para obtener más información concerniente al proceso y para aumentar el control automático. Esta simulación reveló que, para un tiempo mínimo de lote, el proceso se debe desarrollar a la presión máxima y la ventilación del reactor debe iniciarse al principiar la corrida. La simulación descubrió también que el tiempo mínimo de corrida era menor que la mitad del tiempo de operación manual, y que este tiempo mínimo está limitado por la capacidad del condensador de la purga. La simulación permitió instalar un controlador de presión, un relevador selector y un relevador multiplicador, como se ilustra en la figura 22-186, con el fin de controlar la adición de Y. En este patrón de control, el relevador selector elige el punto de referencia de presión más bajo del reactor o el producto de B por el punto de referencia de la temperatura de la chaqueta.

Control predictivo Una computadora analógica que funciona como controlador predictivo en línea servirá como ejemplo adicional de las técnicas de control disponibles para utilizarse en reactores por lotes. Este ejemplo es un reactor de planta piloto que produce caucho sintético mediante una reacción exotérmica. [Adams y Schooley, *Instrum. Technol.*, **16**, 57-62 (1969).] Las características de transmisión de calor de la mezcla de reacción se deterioran al desarrollarse la misma, y las variaciones de temperatura producen grandes fluctuaciones en la velocidad de reacción. Las propiedades del producto dependen enormemente del historial de temperatura de la reacción. Las grandes o pequeñas concentraciones de monómeros dan un producto de calidad deficiente; además, las grandes concentraciones de monómeros pueden generar una reacción secundaria rápida. El problema del control consiste en producir un lote de hule dentro de un intervalo pequeño de temperatura de reacción y luego detener la misma en una conversión predeterminada.

El esquema del control utilizado aparece en la figura 22-187. El modelo de la cinética de la reacción y el balance de energía se operan en paralelo con el reactor real, utilizando como entrada temperaturas del proceso medidas. En el tiempo real, el modelo calcula el curso de la reacción de acuerdo con la conversión del monómero y la actividad del catalizador. Periódicamente, el modelo se conmuta a una operación de tiempo rápido para predecir el estado futuro de la reacción. Basándose en esta predicción, el error de temperatura del reactor en el controlador se afecta debido a la temperatura futura, y da una acción adicional de control antes de que la reacción salga de los límites deseados.

Control de optimización La reacción de hidrogenación por lotes se ha convertido en el ejemplo clásico de laboratorio de la optimización dinámica de la operación unitaria por lotes. [Eckman y Lefkowitz, *Control Eng.*, **4**, 197-204 (1957).] En este ejemplo, la variable del rendimiento se describe mejor mediante una integral que comprende cantidades que varían con el tiempo. Se pueden determinar una trayectoria óptima para la reacción y parámetros de control utilizando la información concerniente a un lote usual. Con esto como guía, cada lote se regula con minuciosidad por medio de la computadora. Conforme avanza el lote, las desviaciones del nivel óptimo se utilizan para predecir y efectuar ajustes de control con el fin de mantener el lote en una trayectoria de reacción cercana al nivel óptimo.

En el caso más simple de esta índole, las variables de rendimiento adoptan la forma:

$$I = \int_0^T f(\dot{x}, x, t)\, dt$$

en donde x es la variable de proceso; $\dot{x}$ es dx/dt; t, el tiempo, y T el tiempo necesario para completar el lote. El problema consiste en encontrar la variación de x en función del tiempo, que aumente al máximo la variable de rendimiento I. Esta forma de función integral objetivo se utiliza, por lo común, para obtener una solución para la trayectoria óptima, empleando el cálculo de variación. La ampliación del problema para admitir algunas variables y multiplicadores lagrangianos, para manejar la introducción de restricciones, permite emplear esta técnica en problemas de control reales. Estas técnicas se usan cuando la dinámica es esencial para optimizar un lote mediante el control por computadora.

MAXIMIZACIÓN DE LA EFICIENCIA EN OPERACIONES UNITARIAS CONTINUAS

El control de las operaciones unitarias continuas más complejas, como columnas de destilación, puede dividirse en tres niveles: regulación dinámica, control del punto de ajuste y optimización de la eficiencia. La regulación dinámica, o control de primer nivel, incluye la función de controladores normales que manipulan válvulas para regular tales variables, como temperaturas, flujos, niveles y presiones. El control de punto de ajuste o segundo nivel adecúa los puntos de ajuste de los controladores de primer nivel para lograr los valores especificados para las variables de rendimiento o salidas de proceso. El tercer nivel, es decir, la optimización de la eficiencia de la unidad, computa las salidas de proceso específicas que darán una operación unitaria óptima, esto es, satisfacer las especificaciones de rendimiento con una ganancia máxima. En la figura 22-188 se ilustra esta estructura jerárquica del control.

Guardando una misma línea con la exposición anterior sobre la jerarquía del control por computadora, la información que entra en el bloque de optimización del rendimiento en la figura 22-188, partiendo de la parte superior, proviene de fuera del sistema de control de las operaciones unitarias. Se trata ya sea de una entrada al sistema de control de más alto nivel para un nivel de operación unitaria, o una entrada manual. También conviene señalar que tanto el nivel de regulación dinámica como el del control de punto de ajuste pueden comprender circuitos de control en cascada.

Como ejemplo, considérese una columna de destilación con control predictivo con computadora que debe aceptar cualquier tipo de alimentación que reciba. La computadora de control de punto de ajuste mantiene las composiciones de producto especificadas: la fracción del componente ligero clave en el producto de la parte inferior y la fracción del componente pesado clave en el producto del destilado, a una velocidad mínima de ebullición. El tercer nivel de control debe proporcionar las especificaciones de producto que darán el beneficio máximo.

La ecuación para el beneficio de una columna de destilación se escribe como sigue:

$$P = DV_D + BV_B - FV_F - C$$

en donde P = beneficio, D = destilado, V_D = valor del producto destilado, B = producto del fondo, V_B = valor del producto de la base, F = alimentación, V_F = costo de la alimentación, y C = costos de servicios. Se desea maximinizar el beneficio P.

A veces es posible utilizar un modelo matemático del proceso para derivar una ecuación sencilla para la optimización del rendimiento, que se pueda utilizar en el control del tercer nivel. En el caso de la columna de destilación, con frecuencia se encuentra que la especificación de un producto se debe mantener a su nivel de pureza mínima. La otra especificación óptima de producto es una simple función de los valores de producto y las características de alimentación. Si se expresan en forma funcional, las ecuaciones de controlador de tercer nivel pueden ser

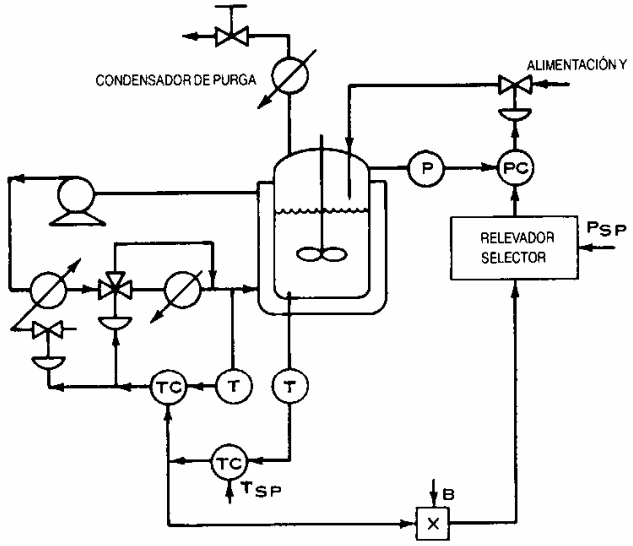


FIG. 22-186 Inyección controlada de alimentación a un reactor por lotes para mantener la presión y la temperatura del reactor dentro de límites preestablecidos.

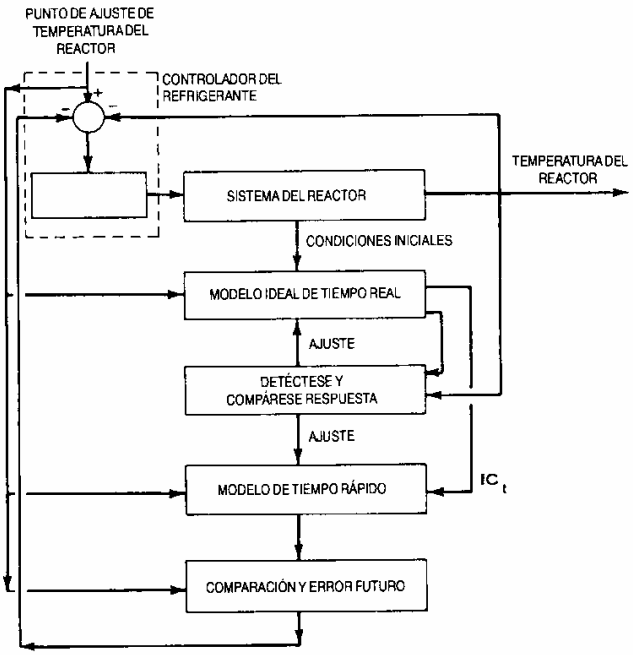


FIG. 22-187 Control por computadora analógica de tipo predictivo de un reactor por lotes para polimerización exotérmica.

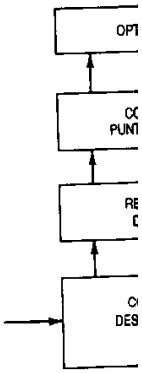


FIG. 22-188 Estru
ción unitaria de desti

DESARROLLO

La secuencia gen
que aquí se descr
una salida como
No obstante, en e
cesariamente en

Establecimie
objetivo básico
miento es la prod
cedimientos de o
máximo, dentro
tituyen el mejor
operadores de la
de una manera r
cuando se trata
minación de eso
sarrollo de un si

Al establecer
variables de dese
sean medidas o c
proceso para sat
necesitan sistem
de que se siguen

Definición de
ficados los objet
objetivos del sis
jetivos del siste
con los objetivo
consiste en mant
cada, el objetivo
razón de la velo
proceso. En la p
factibilidad técn

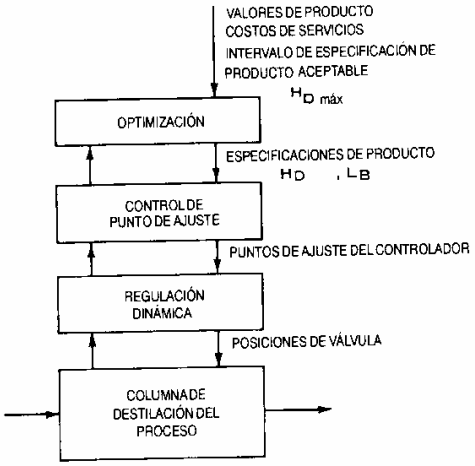


FIG. 22-188 Estructura jerárquica del control correspondiente a la operación unitaria de destilación.

$$H_D^\circ = H_{D\max}$$
$$L_B^\circ = f(V_D, V_B, F, F_C)$$

en donde H_D° = fracción óptima del componente pesado clave en el destilado, $H_{D\max}$ = valor máximo permisible de H_D, L_B° = valor óptimo del componente ligero clave en el producto del fondo, y F_C = composición de la alimentación.

Por lo tanto, la computadora de control de tercer nivel necesita mediciones de la velocidad de alimentación y la composición de la misma, los valores de productos especificados y la máxima impureza permisible en las especificaciones de un producto que maximicen los beneficios. Esta configuración aparece ilustrada en la figura 22-188.

Las salidas de muchas operaciones unitarias no son productos finales con valores de venta conocidos, sino corrientes intermedias de proceso que son la alimentación de otro proceso unitario. Así, pues, la unidad se debe optimizar con valores de productos supuestos que deben ser realistas y que pueden variar con otros factores. Puesto que el producto del fraccionador antes analizado es, por lo común, la alimentación de otra unidad, sucede casi siempre que el segundo nivel de control es el más elevado que debe funcionar en línea. El tercer nivel necesita ajustes poco frecuentes y puede realizarse fuera de línea.

ANÁLISIS DEL SISTEMA DE CONTROL

DESARROLLO DE UN SISTEMA DE CONTROL

La secuencia generalizada para el desarrollo de un sistema de control que aquí se describe satisface tanto el proceso simple de una entrada-una salida como el control por computadora de una planta completa. No obstante, en el caso sencillo, los nueve pasos no se identifican necesariamente en forma específica.

Establecimiento de los objetivos de operación del proceso El objetivo básico de funcionamiento de cualquier unidad de procesamiento es la producción rentable de un producto específico. Los procedimientos de operación para los cuales el proceso rinde el beneficio máximo, dentro de las restricciones de la calidad del producto, constituyen el mejor conjunto de objetivos del operador. No obstante, los operadores de la planta no siempre están en posición de especificar de una manera muy precisa los objetivos de la operación, sobre todo cuando se trata de los de tipo económico. Por consiguiente, la determinación de esos objetivos representa un paso importante para el desarrollo de un sistema de control.

Al establecer los objetivos de operación se concretan también las variables de desempeño o rendimiento del proceso. Estas variables, ya sean medidas o computadas, determinan la calidad del desempeño del proceso para satisfacer los objetivos de la operación. En ocasiones se necesitan sistemas de control por computadora para tener la seguridad de que se siguen los objetivos de operación.

Definición de los objetivos del sistema de control Una vez especificados los objetivos de operación del proceso, se deben estipular los objetivos del sistema de control. Desde un punto de vista ideal, los objetivos del sistema de control tienen una correspondencia de uno a uno con los objetivos de operación. Por ejemplo, si el objetivo de operación consiste en mantener constante una composición de producto especificada, el objetivo del sistema de control es regular, póngase por caso, la razón de la velocidad de flujo entre dos materiales que participan en el proceso. En la práctica, la correspondencia se puede limitar mediante la factibilidad técnica y económica del sistema de control requerido.

Otro objetivo es satisfacer la precisión necesaria del control. La especificación de la precisión de control requerida comprende por lo común determinar los límites permisibles de variación de la variable controlada, tanto en lo que respecta a su valor como a su variación de tiempo.

Determinación de las restricciones del proceso Estas restricciones incluyen conceptos como pureza mínima del producto, temperatura máxima del proceso, velocidades máximas de flujo y presión máxima. Las restricciones son, por lo común, algún límite de funcionalidad del equipo de procesamiento, límites de calidad de producto, límites en las condiciones de procesamiento o restricciones de seguridad. Estas restricciones imponen límites no sólo al proceso, sino también a la cantidad de acción de control y la velocidad con que se puede ejecutar dicha acción. Por ejemplo, la determinación del tamaño de una válvula y la capacidad de compensación pueden ser restricciones importantes del control.

Identificación de fuentes y características de las perturbaciones La magnitud, duración y frecuencia relativas de aparición de perturbaciones no controladas que se infiltran en el sistema de procesamiento, y las consecuencias de tales perturbaciones en el proceso indican la naturaleza del sistema de control necesario. La base para la síntesis de un sistema de control es la determinación de la naturaleza de tales perturbaciones y su efecto en las variables de rendimiento junto con los objetivos de operación y control.

Determinación de las características dinámicas del proceso Para completar el diseño de un sistema de control y especificar el desempeño de la acción de control requerida, es necesario tener cierto conocimiento de la dinámica del proceso. Esta dinámica incluye la respuesta en el tiempo del proceso a perturbaciones, la descripción dependiente del tiempo de las interacciones de proceso originadas por perturbaciones, y la respuesta dependiente del tiempo de las variables de rendimiento del proceso tanto a perturbaciones como a acciones de control.

En este punto del procedimiento de análisis es donde los patrones de control alternos comienzan a presentarse en forma clara.

Examen de la factibilidad técnica y económica Este paso incluye la descripción inicial de un sistema de control completo propuesto para el proceso. En esta etapa, cada circuito de control se debe evaluar en lo que respecta a su contribución en los objetivos de control y operación, así como su costo. En muchos casos este análisis debe ser cualitativo y basarse en la experiencia del evaluador.

En esta etapa aparecen situaciones como la sobreinstrumentación, especificaciones del desempeño del controlador excesivamente severas, intercambios entre el equipo de control y procesamiento y sobrecompensación para las consecuencias de la confiabilidad del sistema de control.

Consideración de soluciones alternativas Para un proceso determinado, se tendrá probablemente una mejor solución desde el punto de vista técnico. No obstante, pueden existir varios diseños que den el rendimiento técnico adecuado pero un rendimiento económico mejorado cuando se compara con la mejor solución técnica.

En las etapas que se acaban de definir se encontrarán indicios respecto a algunas alternativas que se consideran normalmente. Sin embargo, quizá sea necesario introducir nuevos conceptos en este punto.

Una de las comparaciones más difíciles que se deben hacer es la confiabilidad en función de los costos de inversión, la operación y el mantenimiento entre varios fabricantes de equipos de procesamiento y control. Las previsiones que deben hacerse para los procedimientos de mantenimiento tienen una mayor comprensión en la actualidad cuando se relacionan con equipos de procesamiento que cuando se trata de equipos de control. No obstante, ambas clases de equipo forman parte integrante del sistema de procesamiento.

Hasta este punto, el desarrollo de un sistema de control es un proceso iterativo para llegar a la solución deseada. Con todo, en interés del costo, esta iteración no puede ser limitada. En los casos más simples, la iteración no será evidente.

Finalización del diseño de un sistema de control Las etapas finales de desarrollo de un sistema de control parecen ser obvias, pero son importantes. La finalización del diseño pone los resultados de las etapas antes citadas dentro de un sistema completo que se puede poner en práctica. Desde el punto de vista de un operador de procesos, el diseño no queda completo sino hasta que las constantes de ajuste de los controladores se especifican. Esto significa que, en algunos casos, el diseño no queda del todo concluido hasta que el sistema de control está funcionando.

Con excepción de los ajustes requeridos para que el sistema de control maneje el proceso, el diseño final permite iniciar el pedido del equipo, la planificación de la construcción, la planificación del adiestramiento del operador, la programación de la computadora y otras actividades necesarias para que el sistema quede instalado.

Conclusión del desarrollo del sistema de control Las últimas etapas del desarrollo de un sistema de control incluyen la construcción, la verificación y el ajuste, el adiestramiento y la preparación del operador, así como la documentación completa. Estas etapas finales se deben llevar a cabo en un tiempo apropiado, porque no se dispondrá de los beneficios económicos del sistema de control hasta que el sistema esté funcionando y el personal de operación tenga la suficiente confianza para utilizar al máximo sus capacidades.

RECURSOS PARA EL ANÁLISIS DE SISTEMAS DE CONTROL

En las subsecciones "Fundamentos del control automático", "Ajustes del controlador" y "Temas adicionales sobre el control", se cubrieron algunos recursos y técnicas básicas para analizar sistemas de control. En las siguientes subsecciones se examinarán otros recursos y otras técnicas que es factible utilizar en sistemas más complejos que los de proceso de una sola entrada y una sola salida. Los recursos particulares que se emplean variarán según su disponibilidad, disponibilidad de personal experimentado y la etapa de desarrollo en que se encuentra el proceso, es decir, un nuevo proceso que emerge de la planta piloto, una nueva planta que utiliza un proceso comprobado o la modernización de un proceso ya existente.

Análisis de la respuesta a la frecuencia El análisis de la respuesta a la frecuencia es un método para investigar las características de un proceso de circuito cerrado, basándose en su respuesta de circuito abierto a entradas senoidales. Dados ya sea una función de tranferencia o datos experimentales de la respuesta a la frecuencia, el método permite calcular los ajustes del controlador, y predice los límites de estabilidad del sistema de circuito cerrado. Véase "Ajustes del controlador" en relación con las figuras 22-41 a la 22-44.

La respuesta a la frecuencia de un proceso se define como la relación en amplitud y fase entre una salida de proceso y una entrada senoidal después de que haya desaparecido cualquier elemento transitorio de la respuesta. Desde un punto de vista matemático, la respuesta a la frecuencia es la solución particular de las ecuaciones diferenciales de los sistemas de proceso para una función senoidal de fuerza. La estipulación de que los elementos transitorios deben desaparecer requiere que el sistema sea estable.

Puesto que, en general, el análisis de la respuesta a la frecuencia utiliza en forma extensa los métodos de las transformadas de Laplace, el sistema que se va a analizar debe ser también lineal o de tal índole que se pueda calcular por medio de un sistema lineal.

Diagrama de Bode Los datos de respuesta a la frecuencia se representan de una manera más conveniente mediante un diagrama de Bode.

Los datos de amplitud se expresan, a menudo, en decibeles (dB), en donde $dB = 20 \log_{10} AR$. Por lo común, ω se da en radianes por segundo y ϕ en grados. Véase la figura 22-41.

Se puede demostrar que, cuando se dispone de una función de transferencia $G(s)$, los datos de amplitud y fase para un diagrama de Bode se obtienen sustituyendo $s = j\omega$, en donde $j = \sqrt{-1}$, y expresando $G(j\omega)$ en la forma polar.

$$G(j\omega) = |G(j\omega)| e^{\angle G(j\omega)}$$
$$AR = |G(j\omega)|$$
$$\phi = \angle G(j\omega)$$

Los valores de AR y ϕ se calculan para varios valores de ω, con el fin de obtener la información necesaria; pero si $G(s)$ no es una función simple, estos cálculos pueden resultar bastante tediosos. Hay una solución gráfica aproximada muy fácil de realizar, y con frecuencia es lo suficientemente exacta para utilizarse en lugar de las verdaderas curvas de respuesta a la frecuencia.

Para un sistema de primer orden, $G(s) = 1/(Ts + 1)$. Al sustituir $s = j\omega$ y separarla en las partes real e imaginaria,

$$G(j\omega) = \frac{1}{1 + (T\omega)^2} - j\frac{T\omega}{1 + (T\omega)^2}$$

Utilizando la regla del triángulo rectángulo para determinar la magnitud y la fase (Fig. 22-189), se obtiene

$$AR = |G| = \frac{1}{\sqrt{1 + (T\omega)^2}} \qquad \text{y} \qquad \phi = \tan^{-1}(-T\omega)$$

Consúltese la tabla 22-4. $\text{Log } AR = -\frac{1}{2} \log [1 + (T\omega)^2]$. Por tanto, conforme $T\omega \to 0$, $AR \to 1$; de tal manera que la asíntota de baja frecuencia de la gráfica de amplitud es una línea horizontal en $AR = 1$. Véase figura 22-42.

Conforme $T\omega \to \infty$, $\log AR \to -\log T\omega$; de modo que la asíntota de alta frecuencia es una línea cuya pendiente es -1 y pasa por el punto $AR = 1$, $T\omega = 1$. La frecuencia $\omega_c = 1/T$ a la que las asíntotas se cortan es la frecuencia de vértice. A esta frecuencia,

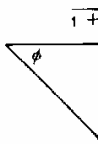


FIG. 22-189 Relaci

AR

Los métodos asi
como los que se tie
a bajas frecuencias
simétrica en torno
calcular la curva en
–45, –27, y –6°, res
Como se muestra
existe un parámetro
de Bode distinta pa
A frecuencias el
frecuencia de AR p
de –2. El pico de la
resonancia que se
también que, a frec
Cuando un siste
como sucede norm
sentar como dos si
la multiplicación d
plicación de la mag
de Bode para el sis
curvas de los dos si
Un retraso de tra
amplitud, pero intr
tes (véase la tabla
La verdadera int
fiestan respuestas a
de las porciones de
un controlador idea
porcional-integral-

G

dará una gráfica d
zadas en líneas co
Un controlador
dera respuesta a la
bajas. Un controla
rencia del tipo:

G_c

Estos datos los pr
dor.
Criterio de esta
abierto entre el co
la válvula una seña
recido la respuesta

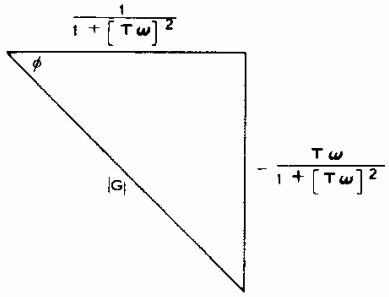


FIG. 22-189 Relaciones entre el ángulo de fase y la magnitud de $G(s)$.

$$AR = \frac{1}{\sqrt{1 + T^2\omega^2}} = 0.707$$

Los métodos asintóticos para la gráfica de fase no son tan exactos como los que se tienen para la gráfica de AR. Si se observa que $\phi \to 0$ a bajas frecuencias y $\phi \to -90°$, a altas frecuencias, y que la curva es simétrica en torno a ω_c, se pueden utilizar los siguientes valores para calcular la curva en forma aproximada: $\omega = 1/T$, $1/2T$, y $1/10T$, y $\phi = -45, -27$, y $-6°$, respectivamente.

Como se muestra en la tabla 22-4, para un sistema de segundo orden existe un parámetro adicional que es ξ. Por lo tanto, se tiene una gráfica de Bode distinta para cada valor de ξ, como se indica en la figura 22-41.

A frecuencias elevadas, $\log AR \to -2 \log T\omega$ y la asíntota de alta frecuencia de AR para el sistema de segundo orden tiene una pendiente de -2. El pico de la curva AR cercano a $T\omega = 1$ se debe al fenómeno de resonancia que se presenta en sistemas subamortiguados. Obsérvese también que, a frecuencias elevadas, $\phi \to -180°$ y a $T\omega = 1$, $f_c = -90°$.

Cuando un sistema de segundo orden se sobreamortigua, $\xi > 1.0$, como sucede normalmente en los procesos químicos, se puede representar como dos sistemas reales de primer orden en serie. Puesto que la multiplicación de números complejos se efectúa mediante la multiplicación de la magnitud y la suma de los ángulos de fase, el diagrama de Bode para el sistema global se obtiene sumando gráficamente las curvas de los dos sistemas de primer orden.

Un retraso de transportación no contribuye con nada en la razón de amplitud, pero introduce un retraso de fase que se incrementa sin límites (véase la tabla 22-4).

La verdadera integración $G(s) = 1/T_i s$ y la derivación $G(s) = T_d s$ manifiestan respuestas a la frecuencia, como las que presentan las extensiones de las porciones de línea recta que aparecen en la figura 22-44. Por tanto, un controlador ideal de modo de control mixto, por ejemplo, del tipo proporcional-integral-derivativo con función de transferencia

$$G_c(s) = K_c\left(1 + \frac{1}{T_i s}\right)(1 + T_d s)$$

dará una gráfica de Bode, que será una composición de las curvas trazadas en líneas continuas que se muestran en la figura 22-44.

Un controlador real tiene efectos limitantes, que hacen que la verdadera respuesta a la frecuencia se desvíe del ideal a frecuencias altas o bajas. Un controlador real común puede tener una función de transferencia del tipo:

$$G_c(s) = K_c \frac{T_i s + 1}{T_i s + 1/K_i} \frac{T_d s + 1}{T_d s/K_d + 1}$$

Estos datos los proporciona, casi siempre, el fabricante del controlador.

Criterio de estabilidad de Bode Considérese un circuito de control abierto entre el controlador y la válvula de control, en el cual se aplica a la válvula una señal senoidal de baja frecuencia. Una vez que ha desaparecido la respuesta transitoria, las señales de proceso aplicadas al controlador tendrán la misma frecuencia que la entrada. Se incrementa la frecuencia de entrada a la válvula hasta que la señal de salida del controlador esté en fase con la entrada de la válvula. Esto ocurrirá a la frecuencia a la que $\phi = -180°$. En este punto, la ganancia del controlador K_c se ajusta hasta que las amplitudes de la entrada senoidal y la salida del controlador son idénticas. Esto corresponde al desplazamiento vertical de la gráfica de AR, de tal manera que en ω, en donde $\phi = -180°$, $AR = 1$. Si el circuito se cierra y se suprime la entrada senoidal, el sistema seguirá oscilando con amplitud y frecuencia constantes. En otras palabras, las condiciones de circuito abierto de $AR = 1$, $\phi = -180°$, corresponde a los límites de estabilidad de la respuesta de circuito cerrado.

Este método para determinar los límites de estabilidad de circuito cerrado, que parte de la respuesta a la frecuencia del circuito abierto, se conoce como criterio de estabilidad de Bode, y constituye la base para las especificaciones de los márgenes de ganancia y de fase para diseñar el sistema de control.

Las especificaciones de los márgenes de ganancia y fase dependen de la aplicación de que se trate, y se considerarán como factores de seguridad. Esto da la posibilidad de que se haga una estimación de los ajustes del controlador, de tal modo que puedan lograrse cambios razonables en dichos ajustes sin que se llegue a la inestabilidad.

Periodo final Cuando se trata de un controlador de dos o tres modos, se puede hacer variar más de un parámetro de control para satisfacer las especificaciones de los márgenes de ganancia y fase, de modo que aplicar un procedimiento de prueba y error es lo indicado. El método del periodo final de Ziegler y Nichols prescribe unas cuantas reglas sencillas para determinar los ajustes del controlador que hacen innecesarios los cálculos por prueba y error. Estas reglas, cuyo resumen se incluye en la tabla 22-5, se basan principalmente en la experiencia que se tiene en el control de procesos usuales, utilizando el concepto del margen de ganancia. Los ajustes que dan se deben considerar como cálculos iniciales. Los ajustes del controlador de Ziegler-Nichols se determinan basándose en la respuesta del sistema de circuito abierto. La ganancia final K_u se define como el margen de ganancia, es decir, la recíproca de AR a $\phi = -180°$. El periodo final P_u se define como $2\pi/\omega_u$ en donde ω_u es la frecuencia en radianes/minuto a $\phi = -180°$.

Los ajustes del controlador para el modo proporcional-derivada no se pueden calcular partiendo de este método. Un procedimiento que se emplea comúnmente en este caso consiste en seleccionar T_d, de tal manera que K_c se maximice cuando el margen de fase está ubicado en la especificación, con lo cual se minimiza la desviación.

Verificación de pulsos Los tiempos de verificación de la curva de reacción y respuesta a la frecuencia son en general prolongados, en comparación con los tiempos de respuesta del proceso. Las verificaciones de pulsos se ejecutan cambiando la entrada de proceso de circuito abierto de un valor de estado estacionario a otro valor "apropiado", durante un periodo "adecuado" y devolviendo después la entrada al valor de estado estacionario mientras se observa la respuesta de salida. Así, pues, la duración de las pruebas es normalmente del mismo orden que los tiempos de respuesta del proceso, y la salida de proceso retorna a su valor inicial de estado estacionario al concluir la prueba.

Teóricamente, la verificación de pulsos se ejecuta una sola vez. La transformación de Fourier de un pulso que contiene energía de muchas frecuencias demuestra que esto debe ser suficiente. Sin embargo, la selección de la magnitud apropiada y la duración adecuada del pulso es de primordial importancia, ya que una elección deficiente de cualquiera de ambas puede requerir pruebas adicionales. Este método requiere la sustitución del pulso de entrada $x(t)$ y la respuesta de salida $y(t)$ en

$$G(j\omega) = \left[\int_0^\infty e^{-j\omega t} y(t)\,dt\right] \Big/ \left[\int_0^\infty e^{-j\omega t} x(t)\,dt\right]$$

e integrando para un intervalo de frecuencia ω. Cada integración (que casi siempre es de tipo numérico) proporciona un punto para las gráficas de "ganancia en función de la frecuencia" y "desplazamiento de

fase en función de la frecuencia". Las principales desventajas del procedimiento dinámico de verificación de pulsos son la gran cantidad de almacenamiento de datos, manipulación y computación que se requieren; su principal ventaja es el número pequeño de corridas de prueba que requiere un estudio.

Un mejoramiento de la prueba de pulso es marcar el tiempo de la supresión de la entrada del pulso y retornar al valor inicial de estado estacionario cuando la primera derivada de la respuesta de proceso es un máximo. [Pemberton "*An Improved Pulse Testing Method*" *Instrum. Technol.*, **17,** 61-67 (diciembre 1970).] En la notación de Laplace, una respuesta de proceso de segundo orden más tiempo muerto a una entrada de pulso se representa mediante la expresión

$$C(s) = \frac{KX(s)\,e^{-Ls}}{T_1T_2s^2 + (T_1 + T_2)s + 1}$$

en donde $X(s)$ es el pulso de entrada. En el dominio del tiempo, esto es una ecuación diferencial:

$$T_1T_2\frac{d^2c(t)}{dt^2} + T_1T_2\frac{dc(t)}{dt} + c(t) = Kx(t - L)$$

El pulso de entrada de amplitud A, que se ilustra en la figura 22-190, se describe mediante la expresión

$$x(t) = A[U(t) - U(t - t_1)]$$

en donde $U(t) = \begin{cases} 0 & t \le 0 \\ 1 & t > 0 \end{cases}$ y $U(t - t_1) = \begin{cases} 0 & t \le t_1 \\ 1 & t > t_1 \end{cases}$

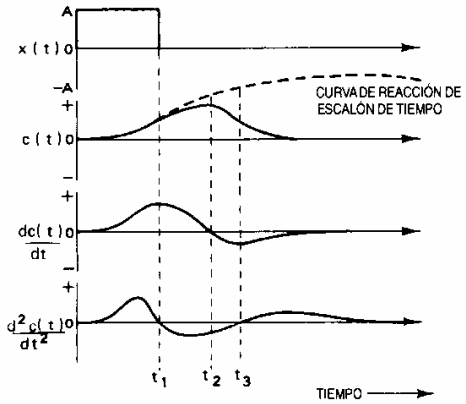


FIG. 22-190 La respuesta $c(t)$ de un proceso usual y las derivadas de esta respuesta para un pulso de entrada $x(t)$.

Basándose en la ecuación diferencial y la expresión para $x(t)$, se pueden calcular las características del proceso. Expresado de otra manera,

$$K = \frac{1}{A}\frac{c(t_1)}{[1 - c(t_3)/c(t_2)]}$$

$$L = t_1 + t_2 - t_3$$

$$T_2 \cong \left[0.925\,\frac{KA}{c(t_1)} - 2.3\right](t_3 - t_2)$$

$$T_1 \cong \left[\frac{3c(t_1)}{KA}\right]^3 T_2$$

en donde t_1 = tiempo en que $dc(t)/dt$ es un máximo
t_2 = tiempo en que $c(t)$ es un máximo
t_3 = tiempo en que $dc(t)/dt$ es un mínimo

Existen expresiones similares para un pulso de dos lados, en el cual uno de ellos tiene una amplitud $-A$ y sigue inmediatamente al pulso inicial de amplitud A, y en donde el segundo pulso concluye en t_3, cuando $dc(t)/dt$ es un mínimo.

Análisis mediante la reducción de los grados de libertad La ilustración de un análisis usual de una operación unitaria según los grados de libertad (variables independientes) indica la forma cómo éstos se reducen gracias a los controles basados en las variables de rendimiento.

Reactor químico Examínese un reactor que se utiliza para desarrollar una reacción exotérmica, en donde la alimentación consiste en reactivo, diluyente y catalizador. Este reactor, que se puede ver representado por medio de un esquema en la figura 22-191, se trata de una simplificación de un proceso real puesto bajo control de computadora.

Las principales simplificaciones se asocian con las siguientes proposiciones de las características de proceso. Dos propiedades principales del producto se determinan a través de la temperatura del reactor y la concentración de reactivo en el mismo. El catalizador sale del proceso con el producto, y una de las especificaciones de aceptabilidad del mismo es la concentración máxima de catalizador en el producto. La productividad del catalizador (razón producto-catalizador) es afectada por la concentración del producto en el reactor. Las corrientes de alimentación se agregan en forma continua al reactor. Se emplean dos analizadores de proceso automáticos para obtener la concentración del reactivo en el efluente del reactor, así como la densidad del fluido del mismo.

Los controles ilustrados en la figura 22-191 representan un control automático normal para este tipo de reactores. La velocidad de flujo del agua de enfriamiento se controla sobre una base volumétrica. La temperatura de entrada del agua de enfriamiento se controla regulando la separación volumétrica del agua de enfriamiento en dos intercambiadores de calor paralelos: uno que calienta y otro que enfría, como se observa en la figura 22-48. La temperatura del reactor se controla mediante una conexión en cascada para regular el punto de referencia del controlador de la temperatura de entrada del refrigerante. El reactivo, el catalizador y el diluyente se someten a un control de gasto volumétrico. La presión del reactor se controla regulando la velocidad de descarga de la mezcla de reacción del reactor.

Variables Las variables de rendimiento de este reactor son la velocidad de producción y las propiedades del producto. estas variables de rendimiento son funciones de las variables independientes (grados de libertad) estipulados en la tabla 22-14. De los 18 grados de libertad, 6 son puntos de referencia del controlador que especifica el operador, y 12 están en libertad de quedar sin control. Un cambio en cualquiera de las variables no controladas alterará por lo menos una variable de rendimiento.

Las fuentes primarias de perturbaciones son aquellas que afectan la concentración eficaz del catalizador dentro del reactor, y aquellas que afectan la composición de la mezcla de reacción y el balance de calor. Las perturbaciones que afectan la concentración eficaz del catalizador incluyen variaciones en los venenos del catalizador y las variaciones en la alimentación del catalizador. En todas las corrientes de alimentación hay presentes venenos de catalizador.

Las perturbaciones que afectan la composición de la mezcla de reacción y el balance de calor son alteraciones que afectan el flujo de masa de la alimentación (incluyendo las variaciones en el flujo volumétrico, las temperaturas de alimentación, la presión del reactor y las presiones de la alimentación), las variaciones en la cantidad de reactivo en el diluyente de reciclaje y las variaciones en la concentración del catalizador.

Los controles normales especificados en la figura 22-191 no requieren nada especial en lo que respecta a un algoritmo de control; en otras palabras, se pueden llevar a cabo mediciones directas de las variables reguladas, y será suficiente con controladores normales de tres modos. En el sistema de control por computadora se emplean variables computadas y algunos algoritmos de control especiales.

Las variables d
dos de libertad es
miento son el volu

TABLA 22-14
dos de libertad

Fuente	
Catalizador	
Venenos del catalizador	
Diluyente nuevo	
Diluyente reciclado	
Reactivo	
Reactor	
Total	

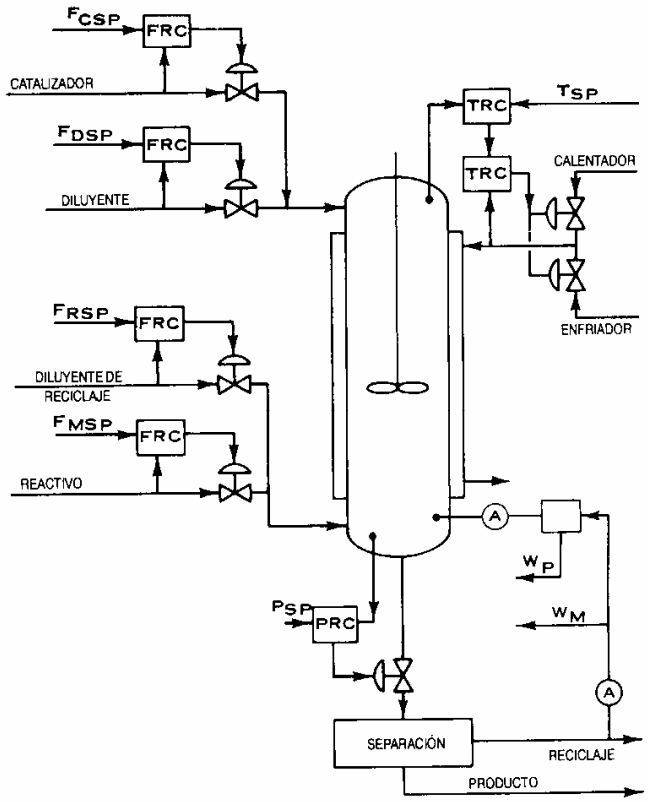


FIG. 22-191 Control convencional de un reactor químico.

Las variables de rendimiento se escriben como funciones de los grados de libertad estipulados en la tabla 22-14. Las variables de rendimiento son el volumen de producción *PR*, una propiedad de producto dependiente de la temperatura, el índice de producto *I* y la productividad del catalizador *PY*. En la tabla 22-15 se ilustra una reducción escalonada en los grados de libertad conforme se van agregando controles. En la tabla 22-15, las variables individuales independientes no se indican para variables de rendimiento si los grados de libertad representan más de tres; sólo se da la cantidad total. Por ejemplo, la velocidad de producción es una función de las 18 variables.

TABLA 22-14 Lista de variables independientes o grados de libertad de un reactor químico

	Variables manipuladas		Variables no controladas	
Fuente	Puntos de ajuste del contador	Símbolo	Variable	Símbolo
Catalizador	Gasto (velocidad del flujo)	F_{CSP}	Concentración de alimentación del catalizador	E_C
Venenos del catalizador	.....	.....	Velocidad efectiva de adición de venenos	C_V
Diluyente nuevo	Gasto (velocidad del flujo)	F_{DSP}	Temperatura, presión	T_D, P_D
Diluyente reciclado	Gasto (velocidad del flujo)	F_{RSP}	Temperatura, presión composición	T_R, P_R, C_R
Reactivo	Gasto (velocidad del flujo)	F_{MSP}	Temperatura, presión	T_M, P_M
Reactor	Temp., presión	T_{SP}, P_{SP}	Concentración del producto, concentración del reactivo, densidad	W_P, W_M, ρ
Total	6		12	

Las variables individuales independientes no se indican para variables de rendimiento si los grados de libertad representan más de tres; sólo se da la cantidad total. Por ejemplo, la velocidad de producción es una función de las 18 variables.

Control del flujo de masa Puesto que la composición del fluido del reactor regula la reacción química que se está desarrollando, el flujo de masa de los componentes de la alimentación se relaciona con mayor facilidad con las condiciones de reacción. Las fluctuaciones pequeñas no controladas de las corrientes de fluido que arrastran veneno para el catalizador introducen perturbaciones en la velocidad de producción. Esto se debe a que los venenos actúan rápidamente sobre el catalizador reduciendo su productividad. La alta productividad depende de que el catalizador se mantenga activo durante gran parte de su tiempo de residencia dentro del reactor.

Si se altera el control del flujo de masa de todas las corrientes de alimentación, se eliminan nueve grados de libertad y se agregan tres gastos-masa respectivos como grados de libertad, para lograr una reducción total de seis.

Control de la composición de la mezcla de reacción La mezcla de reacción se compone de reactivo, diluyente, producto y catalizador. La

TABLA 22-15 Reducción de los grados de libertad de un reactor químico al tener controles automáticos

Variables de rendimiento como funciones de las variables independientes			Grados de libertad	Control agregado	Variables eliminadas por el control	Variables agregadas por el control	Grados de libertad suprimidos
PR	I	PY					
18	6	18	18	Flujo de masa de las alimentaciones M	T_D, F_{DSP}, P_D, T_R, F_{RSP}, P_R, T_M, F_{MSP}, P_M	M_{DSP}, M_{RSP}, M_{MSP}	6
12	4	12	12	Concentración del reactivo dentro del reactor	M_{MSP}, W_M, C_R	W_{MSP}	2
10	W_{MSP}	10	10	Concentración del producto dentro del reactor	M_{RSP}, W_P	W_{PSP}	1
9	W_{MSP}, T_{SP}	9	9	Temperatura del reactor	T_{SP}	.....	1
8	W_{MSP}, P_{SP}	8	8	Presión del reactor	P_{SP}	.....	1
7	W_{MSP}	7	7	Flujo del diluyente	M_{DSP}	.....	1
6	W_{MSP}	6	6	Volumen de producción PR	E_C, C_P, F_{CSP}, W_C	PR_{SP}, no es un grado de libertad	4
W_{PSP}, W_{MSP}, PR_{SP}	W_{MSP}	W_{PSP}, W_{MSP}, PR_{SP}	2	Índice de producto I	W_{MSP}	I_{SP}, no es un grado de libertad	1
W_{PSP}, PR_{SP}	I_{SP}	W_{PSP}, PR_{SP}	1	Relación producto a catalizador PY	W_{PSP}	PY_{SP}, no es un grado de libertad	1
PR_{SP}, PY_{SP}	I_{SP}	PR_{SP}, PY_{SP}	0				

concentración del reactivo determinada al resolver un balance de masa dinámico (ecuación diferencial) es la variable medida que sirve para el control automático. La concentración de reactivo, computada en comparación con el punto de referencia W_{MSP}, genera una señal de control, que restaura el gasto-masa del reactivo para una reducción de uno en los grados de libertad. La concentración se determina también mediante el muestreo del efluente del reactor por medio del analizador automático. Puesto que la concentración del reactivo puede salirse del intervalo de operación antes de que se disponga de los resultados del analizador, éstos se emplean para actualizar automáticamente el cálculo de la concentración del reactivo.

La concentración de producto en el reactor se controla regulando el flujo del diluyente de reciclaje. La concentración de producto computada se basa en parte en una medición de densidad automática. Ésta se compara con el punto de ajuste de concentración para generar una señal de control que regule el flujo de reciclaje, reduciendo así en dos los grados de libertad. En este punto, las concentraciones de producto y reactivo en el reactor se encuentran bajo control del punto de ajuste.

Los puntos de ajuste de la temperatura, la presión y el flujo de diluyente fresco del reactor se determinan según las propiedades del producto determinadas en el laboratorio, la operabilidad del reactor y la capacidad de compensación de reciclaje. Estos criterios para determinar los puntos de ajuste dependen de la información que se suministre, por lo menos en parte, a través de fuentes externas al medio inmediato del reactor. Por consiguiente, se les coloca bajo un control de punto de ajuste de tipo manual.

Control de las variables de rendimiento En los párrafos anteriores, los grados de libertad se redujeron (logrando con ello un sistema más simple de operar) y las variables que son más fundamentales, se convierten en las variables de punto de ajuste. Para reducir más aún los grados de libertad, las consideraciones de control se llevan ahora al campo de las variables de rendimiento.

El volumen de producción, determinado al resolver el balance de calor dinámico, es una variable computada que, cuando se controla, elimina cuatro grados de libertad asociados con el rendimiento del catalizador. PR_{SP}, el punto de ajuste de la variable de rendimiento, se determina normalmente tomando en cuenta las condiciones externas a la operación unitaria, es decir, ventas e inventario. Por tanto, se ajusta de un modo manual. Un ejemplo de este tipo de control se analizó ya en relación con la figura 22-176.

En este proceso, la velocidad de producción es una función de ciertas variables eliminadas en las listas tabuladas en los renglones de la tabla 22-15, superiores a la hilera en donde se introduce PR_{SP}. Sin embargo, si se regula la concentración del catalizador, se obtendrá el volumen de producción deseada. Por consiguiente, la velocidad de flujo del catalizador se selecciona como variable regulada.

Los dos grados de libertad restantes se eliminan convirtiéndolos en puntos de ajuste de tipo manual. No obstante, si se dispone de modelos de proceso lo suficientemente buenos, se pueden calcular estas dos variables. En este caso, se convertirán en variables controlables, cuyos puntos de ajuste podrían determinarse basándose en el rendimiento de estado estacionario, como indican los análisis periódicos de laboratorio.

La concentración de punto de ajuste del reactivo W_{MSP} se suprime como grado de libertad, designándolo como punto de ajuste controlado por el operador y basado en los resultados de funcionamiento especificados por el laboratorio de control. En este sistema de reacción, el control de las concentraciones de reactivo dentro del reactor pueden utilizarse como control primario en línea del índice de producto. Al añadir un controlador de índice de producto se eliminará W_{MSP} como grado de libertad, y lo sustituye mediante el punto de ajuste de índice del producto I_{SP} que es una variable de rendimiento.

El grado de libertad restante, W_{PSP} se elimina haciendo que el operador lo estipule como un valor fijo determinado de acuerdo con los resultados de operación, cuando la productividad es superior a la especificación mínima. Cuando la productividad desciende por debajo de la especificación. W_{PSP} se elimina introduciendo un controlador de productividad, que regule los puntos de ajuste de la concentración de producto y la velocidad de producción.

Modelos matemáticos En el análisis y el desarrollo de sistemas de control, es factible utilizar gran variedad de modelos matemáticos de proceso y ecuaciones de control. Usualmente, el término "modelo" se emplea para cubrir todos los tipos de modelos de proceso, descripciones de controladores y ecuaciones de control. La amplia variedad de los modelos utilizados se indica en varias subsecciones de esta sección de este *Manual del Ingeniero Químico* tituladas "Ecuaciones y modelos de control" bajo el título "Control de procesos por computadora",

y en "Temas adiciona
tos del control auton
operaciones unitaria
empíricos de proces
trolador", bajo el títu
La exactitud y la c
desarrollar un sisten
samiento, los objeti
rido para reforzar ta
tomando como base
basadas en resultad
combinación de res
máticos varían desd
de ecuaciones difere
La complejidad d
utilizando los objeti
gunas variables. Es
efectuar de un modo
depende del control
supervisión del pers
analizando. Hay oc
del equipo de proce
longitud máxima de
ducirá la importanci
la complejidad del
de libertad antes cit
procesamiento en u
"Control de proceso
tas de proceso por c
Como ejemplo d
reactor de tanque ag
el reactor recibe un
nes existentes en el
velocidad de reacci
ducir una razón cor
tación a cualquier v
procesamiento prev
El desarrollo del
de los balances de r

$$\left(\begin{array}{c}\text{Acumulación en}\\ \text{el reactor}\end{array}\right)$$

En lo que respecta

El balance de mate

$(dx_A/d$

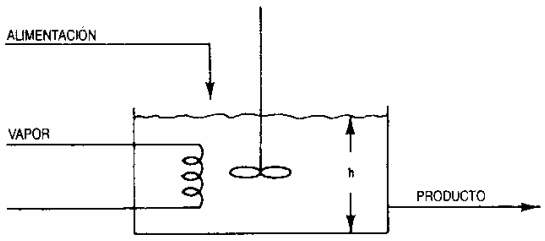


FIG. 22-192 Reactor químico.

y en "Temas adicionales sobre el control", bajo el título de "Fundamentos del control automático", y en los ejemplos citados en "Control de operaciones unitarias." Las técnicas para obtener algunos modelos empíricos de proceso más sencillos se especifican en "Ajustes del controlador", bajo el título "Fundamentos del control automático."

La exactitud y la complejidad de los modelos que se requieren para desarrollar un sistema de control dependen de los objetivos de procesamiento, los objetivos de control y el grado de automatización requerido para reforzar tales objetivos. Los modelos se pueden desarrollar tomando como base consideraciones teóricas o expresiones empíricas basadas en resultados experimentales. Por lo común, se trata de una combinación de resultados teóricos y empíricos. Los modelos matemáticos varían desde una simple ecuación algebraica hasta conjuntos de ecuaciones diferenciales parciales simultáneas.

La complejidad de los modelos de proceso más elaborados se reduce utilizando los objetivos de procesamiento y control para eliminar algunas variables. Esta es una cuestión de criterio personal y se debe efectuar de un modo realista, sobre todo si la reducción de las variables depende del control en otra parte de la planta y no directamente de la supervisión del personal que opera la porción de la planta que se está analizando. Hay ocasiones en que un cambio en las especificaciones del equipo de proceso, como el espesor mínimo del aislamiento o la longitud máxima de la tubería entre depósito y punto de medición, reducirá la importancia de algunas variables. Otras técnicas para reducir la complejidad del modelo de proceso consisten en reducir los grados de libertad antes citados, y descomponer o desmembrar el sistema de procesamiento en unidades más pequeñas, como se ilustró en la parte "Control de procesos por computadora" bajo el título "Control de plantas de proceso por computadora."

Como ejemplo del desarrollo de un modelo matemático, véase el reactor de tanque agitado que se muestra en la figura 22-192, en donde el reactor recibe una muestra de los materiales A y B. En las condiciones existentes en el reactor, A se transforma en B con una constante de velocidad de reacción k, $A \xrightarrow{k} B$. El objetivo del procesamiento es producir una razón constante de B a A en el efluente, tomando la alimentación a cualquier velocidad que se produzca, mediante algún paso de procesamiento previo.

El desarrollo del modelo matemático emplea los conceptos básicos de los balances de masa y energía descritos:

$$\begin{pmatrix}\text{Acumulación en}\\ \text{el reactor}\end{pmatrix} = \begin{pmatrix}\text{Transferencia}\\ \text{al reactor}\end{pmatrix} \begin{pmatrix}\text{dentro del reactor}\\ \text{Generación}\end{pmatrix} + \begin{pmatrix}\text{Transferencia}\\ \text{fuera del reactor}\end{pmatrix}$$

En lo que respecta a la figura 22-192, el balance global de material es

$$(dh/dt)(a\rho) = F_1 - F_2$$

El balance de material para el componente A es

$$(dx_A/dt)(a\rho h) = F_1 x_{A1} - F_2 x_A - k x_A a\rho h$$

El balance de calor es

$$(dT/dt)(a\rho hC) = F_1 C_1 (T_1 - T_{ref}) - F_2 C (T - T_{ref}) + k x_A \Delta H + a_s H_s (T_s - T)$$

Otras relaciones algebraicas que se aplican son

$$x_A + x_B = x_{A1} + x_{B1} = 1$$
$$k = k_0 e^{-E_A/RT}$$
$$H_s = f(\rho, C, T)$$

En esas ecuaciones, a es el área de sección transversal del reactor, ρ la densidad, F el flujo de masa que entra o sale del reactor, h el nivel del fluido dentro del reactor, x_A y x_B la fracción peso de los componentes A y B, T la temperatura y C el calor específico. El subíndice 1 se refiere al material de alimentación y el subíndice 2 al efluente. La temperatura de vapor es T_s, el área de intercambio calorífico a_s y el coeficiente de transmisión H_s. ΔH es el calor de reacción para $A \rightarrow B$, k_0 es el factor de frecuencia de Arrhenius y E_A la energía de activación (véase la Sec. 4).

Las ecuaciones anteriores constituyen el modelo matemático del proceso. Las tres suposiciones obvias que se hicieron para reducir la cantidad de ecuaciones fueron: el depósito de reacción tiene un mezclado perfecto y la pérdida de calor hacia el medio, así como el calor generado por el mezclador, son despreciables. Es importante que se conozcan las suposiciones, para que se pueda tomar en cuenta su efecto en el rendimiento del sistema de control esperado.

Normalmente, el modelo matemático consta de ecuaciones diferenciales comunes y expresiones algebraicas. Las ecuaciones diferenciales pueden ser ecuaciones diferenciales parciales y las expresiones algebraicas pueden ser ecuaciones simultáneas no lineales.

La inspección de las ecuaciones diferenciales en el modelo sugerirá las estrategias de control que se deben estudiar. Por ejemplo, si la temperatura del reactor se va a controlar a un valor fijo, entonces, el tiempo de residencia y, a su vez, el nivel, se deben regular de tal manera que x_A/x_B del producto efluente satisfaga el estándar de calidad. El conocimiento que se derive respecto del proceso a través de la formulación de los modelos matemáticos permite, con frecuencia, sintetizar mejor las soluciones para la modificación coincidente del proceso y los problemas del sistema de control.

Simulación Las computadoras electrónicas se han convertido en instrumentos valiosos para analizar sistemas de control, gracias a la simulación. Cualquier proceso, con sus sistemas de control, se puede simular programando una computadora electrónica, de tal manera que contenga un modelo matemático del proceso y sistema de control. Este modelo matemático responde a las perturbaciones y los ajustes o modificaciones, en la misma forma que sucedería en un proceso real. No obstante, las respuestas se observan como variables de proceso o control automáticamente graficadas, impresiones de salida de datos de computadora digital o presentaciones de tubos de rayos catódicos en laboratorio, en lugar de hacerlo en planta.

La simulación de un proceso y su sistema de control se divide en dos partes: la preparación del modelo y el empleo de éste para estudiar el

control del proceso. Los conocimientos concernientes al desarrollo del proceso en el curso de la preparación de un modelo, que responde a las perturbaciones en la misma manera que dicho proceso, conducen, a menudo, a soluciones de los problemas de control, que difícilmente se pueden obtener mediante otras técnicas de análisis.

El desarrollo de una simulación de proceso se compone normalmente de cuatro etapas básicas:

1. Definición del proceso y derivación de un modelo matemático.
2. Determinación de los factores de escala del modelo y restricciones requeridas.
3. Programación de la computadora
4. Verificación y corrida de la simulación.

La simulación se debe considerar sólo como un modelo del proceso que representa, con limitaciones determinadas por factores como las suposiciones previstas para simplificar el modelo matemático, el detalle con que se describe el proceso, el cúmulo de conocimientos que se tienen sobre él, la experiencia del programador y el tamaño de la computadora.

El empleo de la simulación en el análisis de sistemas de control es fundamentalmente un procedimiento de prueba y error. Los resultados de otras técnicas de análisis de sistemas de control pueden contribuir al análisis proporcionando un punto de partida o lineamientos para analizar la simulación. El estudio de simulación se desarrolla ejecutando varios métodos de control, haciendo corridas de simulación para comprobar tales métodos y evaluando el rendimiento relativo de cada uno de ellos. En algunos casos, la simulación sirve para confirmar o demostrar técnicas de control desarrolladas por otros métodos.

La utilidad de la simulación se ve enriquecida por la escala del tiempo. Según los requisitos del problema, la simulación se puede realizar con velocidades mucho más rápidas o lentas que las que caracterizan al proceso real. Por ende, no se impone ninguna restricción al aplicar la simulación a procesos que funcionan con velocidades extremas, ya sean éstas lentas o veloces.

El análisis de un sistema de control mediante la simulación se caracteriza por la facilidad con que las corridas se ejecutan y se producen variaciones en los parámetros. La simulación tiene también la capacidad de computar variables que no serían accesibles con las mediciones directas en un proceso real, por ejemplo, la velocidad de reacción de un proceso químico. La simulación de un sistema de control por computadora permite la verificación experimental de ese género de variables computadas para ejercer un control junto con varios algoritmos de control, y configuraciones y ajustes del controlador. El curso del estudio de simulación depende de los criterios de control que se deban satisfacer.

La utilización de la simulación puede reducir la base fundamental de teoría de control que requiere el analista, aunque el costo es un incremento en los casos estudiados por simulación.

La simulación de proceso computarizada permite estudiar el control del proceso en un sistema en línea, es decir, realizar experimentos con el proceso más o menos de la misma manera como se haría en el caso real. Algunas ventajas de la simulación en relación con la experimentación en la planta son: se reducen los riesgos económicos y físicos comprendidos en el manejo del proceso real; la escala de tiempo se reduce o aumenta en comparación con el proceso real, según las necesidades del experimentador; es factible realizar desviaciones en las condiciones de procesamiento que quedan fuera del intervalo normal de operación, y se pueden hacer modificaciones del proceso programando cambios más que modificando equipos de proceso, lo cual permite estudiar la interacción del diseño de control y del proceso.

El laboratorio de simulación puede contener computadoras analógicas, una computadora digital o un sistema híbrido de computadora analógica-digital integrado.

Para evaluar las ventajas relativas de los diferentes tipos de computadora para simulación, es preciso tomar en cuenta los siguientes factores:

1. El tiempo de corrida de diferentes computadoras para alcanzar una simulación dada y el costo resultante.
2. El tiempo de programación y reprogramación para la ejecución inicial y modificaciones posteriores (en línea o fuera de línea) del programa.
3. La conveniencia y la importancia de la interacción hombre-máquina entre el operador y la computadora.

Simulación analógica La computadora electrónica analógica se ha convertido en un instrumento valioso para el análisis de sistemas de control por medio de la simulación (véase también la Sec. 2 de esta *Manual del Ingeniero Químico*). Cualquier proceso con su sistema de control se simula en una computadora analógica, conectando de tal manera los componentes de la computadora que se tenga una red eléctrica que represente los modelos matemáticos del proceso y el sistema de control. Una simulación de procesos de tipo analógico representa un proceso electrónico operable que funciona de manera similar al proceso real.

Esta operabilidad de la simulación analógica constituye una ventaja en que el realismo le permite al analista tener un conocimiento profundo del proceso, que es imposible obtener por otros medios. El analista tiene un sentido práctico de la operación y el control del proceso, con una respuesta instantánea a los ajustes o las modificaciones. Esta operación práctica tiene la ventaja adicional de que el simulador analógico se puede utilizar como dispositivo de adiestramiento para operadores de proceso, cuando se tengan nuevos procesos o nuevas técnicas de control.

Algunas características de la simulación con computadora analógica son:

1. Representación continua de las variables
2. Operación en paralelo de los componentes.
3. Grandes velocidades de operación.
4. El aumento del tamaño del problema requiere un incremento proporcional en el tamaño de la computadora, sin registrar aumentos en el tiempo de solución.
5. La exactitud y el intervalo dinámico están limitados por la capacidad de la medición física.
6. Integración continua
7. Dificultad para manejar y almacenar datos discretos.
8. La solución de un caso de simulación individual progresa con una velocidad proporcional a la escala de tiempo del sistema que se está estudiando.
9. Facilidad para incluir componentes del sistema de control real en la simulación.
10. Programación mediante la combinación manual de componentes.

Una simulación analógica es con frecuencia más fácil y rápida de llevar a cabo que una simulación digital. La simulación analógica es particularmente útil en el estudio de control de procesos en que las interacciones o las no linealidades del mismo dificultan su estudio analítico. Puesto que el tamaño máximo de simulación está limitado por el número de componentes de la computadora de que se dispone, el detalle hasta el cual se puede ejecutar la simulación es restringido también. Este puede llevar a aproximaciones que limitan la exactitud del análisis.

La computadora analógica está equipada con varios dispositivos lineales, como potenciómetros, amplificadores operacionales, sumadoras e integradores. Normalmente tienen una cantidad menor de dispositivos no lineales como multiplicadores, generadores de funciones y comparadores. Los generadores de funciones son fijos o variables. Los de tipo variable permiten generar casi cualquier función deseada.

Las computadoras analógicas existen en gran variedad de tamaños. Las unidades más pequeñas que existen en el mercado son útiles para simular circuitos de control individuales de tipo sencillo. Las instalaciones de mayor tamaño manejan modelos de unidades de procesamiento muy complejas en su totalidad.

El desarrollo del diagrama de conexión para una simulación comprende varias técnicas para transformar el modelo matemático en un circuito eléctrico. Si el operador tiene una buena experiencia en la simulación analógica, no es necesario formular explícitamente el modelo matemático en términos matemáticos estándares.

Para ilustrar la pr
proceso

$$(d^2y/$$

Este modelo represe
salida son x y y, resp

$$($$

La transformación
$y_2 = dy/dt$, genera
primer orden,

$$d$$
$$d$$

Las mediciones
composición, grad
lógica se da en volt
V. Definiendo las
corresponde a −10
En las ecuaciones
ximo y mínimo de
$\bar{y}_2$, en la forma

Al resolver estas e
haciendo las sustit

$$\frac{d\bar{y}_1}{dt} = \frac{|y_{2m}}{}$$

$$\frac{d\bar{y}_2}{dt} = \frac{k|x_{m}}{}$$

$$- \frac{a_2(}{|1}$$

Puesto que norm
a la que opera el
miento del tiempo
gundos $\bar{t}$ en funció

$$\frac{d\bar{y}_1}{d\bar{t}}$$

Las magnitudes d
para $d\bar{y}_1/dt$ y $d\bar{y}_2/$
Usualmente, β se
sean mayores que
menores que 10.

Las ecuaciones

La solución se obt
que se ilustra en l
ciómetro son:

$P1$

$P2$

Para ilustrar la programación, considérese el siguiente modelo de proceso

$$(d^2y/dt^2) + a_1(dy/dt) + a_2y = kx$$

Este modelo representa un proceso de segundo orden, cuya entrada y salida son x y y, respectivamente, y cuya función de transferencia es

$$G(s) = k/(s^2 + a_1s + a_2)$$

La transformación del modelo en las *variables de estado* $y_1 = y$ y $y_2 = dy/dt$, genera dos ecuaciones diferenciales simultáneas de primer orden.

$$dy_1/dt = y_2 \qquad (22\text{-}41)$$
$$dy_2/dt = kx - a_1y_2 - a_2y_1$$

Las mediciones de proceso tienen por lo común unidades de gasto, composición, grados, etc., mientras que la salida de la simulación analógica se da en volts. Un intervalo usual es, por ejemplo, de −10 a + 10 V. Definiendo las variables reducidas cuyo intervalo es −1 a + 1, que corresponde a −10 y + 10 V, se simplifica la conversión de unidades. En las ecuaciones (22-41), para determinar los valores absolutos máximo y mínimo de x, y_1 y y_2, definanse las variables reducidas $\bar{x}$, $\bar{y}_1$ y $\bar{y}_2$, en la forma

$$\bar{x} = \frac{x - |x_{min}|}{|x_{max}| - |x_{min}|}$$

Al resolver estas expresiones de variable reducida para x, y_1, y y_2, y haciendo las sustituciones correspondientes en las ecuaciones (22-35),

$$\frac{d\bar{y}_1}{dt} = \frac{|y_{2min}| + (|y_{2max}| - |y_{2min}|)}{|y_{1max}| \quad |y_{1min}|}$$

$$\frac{d\bar{y}_2}{dt} = \frac{k|x_{min}| - a_1|y_{2min}| - a_2|y_{1m}}{|y_{2max}| -}$$

$$\frac{a_2(|y_{1max}| - |y_{1min}|}{|y_{2max}| - |y_{2min}|}\bar{y}_2 - a$$

Puesto que normalmente existe una diferencia en la escala de tiempo a la que opera el proceso y a la que funciona el simulador, el *escalamiento del tiempo* se logra definiendo el tiempo de simulador en segundos $\bar{t}$ en función del tiempo de procesos t. Así pues $\bar{t} = \beta t$, de donde,

$$\frac{d\bar{y}_1}{d\bar{t}} = \frac{1}{\beta}\frac{d\bar{y}_1}{dt} \qquad \text{y} \qquad \frac{d\bar{y}_2}{d\bar{t}} = \frac{1}{\beta}\frac{d\bar{y}_1}{dt}$$

Las magnitudes de los dos coeficientes constantes de las expresiones para $d\bar{y}_1/dt$ y $d\bar{y}_2/dt$ indican con frecuencia un valor apropiado para β. Usualmente, β se elige de tal modo que los ajustes del potenciómetro sean mayores que el 10% de la escala y las ganancias del amplificador menores que 10.

Las ecuaciones integrales que se deben resolver son:

$$\bar{y}_1(\bar{t}) = \bar{y}_1(0) + \int_0^{\bar{t}} \frac{1}{\beta}\frac{d\bar{y}}{dt}\,d\bar{t}$$

$$\bar{y}_2(\bar{t}) = \bar{y}_2(0) + \int_0^{\bar{t}} \frac{1}{\beta}\frac{d\bar{y}_2}{dt}\,d\bar{t}$$

La solución se obtiene utilizando el circuito de computadora analógica que se ilustra en la figura 22-193. En esta figura, los ajustes del potenciómetro son:

$$P1 = \bar{y}_2(0), \text{ la condición inicial para } \bar{y}_2$$

$$P2 = \frac{|x_{min}| - a_1|y_{2min}| - a_2|y_{1min}|}{\beta(|y_{2max}| - |y_{2min}|)}$$

$$P3 = \frac{|x_{max}| - |x_{min}|}{\beta(|y_{2max}| - |y_{2min}|)}$$

$$P4 = \frac{a_2\ |y_{1max}| - |y_{1min}|}{\beta\ |y_{2max}| - |y_{2min}|}$$

$$P5 = a_1/\beta$$

$$P6 = \bar{y}_1(0), \text{ la condición inicial para } \bar{y}$$

$$P7 = \frac{|y_{2min}|}{\beta(|y_{1max}| - |y_{1min}|)}$$

$$P8 = \frac{|y_{2max}| - |y_{2min}|}{\beta(|y_{1max}| - |y_{1min}|)}$$

Simulación digital Las computadoras digitales son capaces de ejecutar operaciones aritméticas y lógicas con velocidades extremas, y de almacenar muchos programas y grandes cantidades de datos (véase también la Sec. 2 de este *Manual del Ingeniero Químico*). Son superiores a las computadoras analógicas cuando la naturaleza de la tarea que se va a desempeñar requiere estas características específicas. No obstante, las computadoras digitales pueden ser ineficientes para resolver ciertas clases de problemas que comprenden ecuaciones diferenciales ordinarias o parciales. El costo de estas ineficiencias decrece al aumentar la velocidad de las generaciones más recientes de computadora.

Algunas características de la simulación en computadoras digitales son:

1. Las variables se representan por medio de números discretos.
2. Las operaciones se ejecutan en secuencia.
3. La velocidad de operación es más lenta que en la analógica.
4. Al aumentar el tamaño del problema se necesita un incremento en el tamaño de la memoria y el tiempo de solución.
5. La exactitud y el intervalo de la dinámica se pueden ampliar a cualquier grado deseado.
6. La integración se hace por cálculo finito diferencial.
7. Es fácil almacenar y manejar datos discretos.
8. Por lo común, no hay correspondencia entre la velocidad de solución y la velocidad del sistema estudiado.
9. Es difícil incluir parte del sistema real.
10. Se programa mediante un lenguaje de computadora.

La programación de una computadora digital para simulación se realiza, casi siempre, utilizando un lenguaje general de tipo científico, por ejemplo, el FORTRAN o el ALGOL, o bien, recurriendo a un lenguaje de programación especializado desarrollado específicamente para la simulación.

Los lenguajes de simulación digital para fines generales se diseñan para programar computadoras digitales, con el fin de simular gran variedad de sistemas. Hay básicamente dos categorías del lenguaje de simulación para fines generales; las que se emplean para sistemas continuos y las de eventos discretos.

Los lenguajes de simulación digital para fines especiales se diseñan de tal modo que los ingenieros de un campo especializado puedan escribir un programa utilizando un vocabulario de términos y definiciones relacionados directamente con el sistema que se desea simular. Por ejemplo, el ECAP (Electronic Circuit Analysis Program) para análisis de circuitos eléctricos, permite utilizar ca de estado estacionario, cc de estado estacionario, así como respuestas transitorias de circuitos que se obtienen por simulación digital.

Los lenguajes de simulación para sistemas continuos, desarrollados para simular sistemas dinámicos, se han derivado de técnicas de programación que se han utilizado desde hace mucho tiempo en la computación analógica. Varios de ellos emplean la notación del tipo de diagrama de bloques y le proporcionan al analista facilidades que previamente estaban sólo a disposición de los usuarios de las computadoras analógicas. Un programa desarrollado mediante el empleo de este tipo de lenguaje de simulación puede tener una corrida más lenta que si se hubiera desarrollado con un lenguaje científico de programación. Sin embargo, su preparación requiere menos esfuerzos. Debido al mí-

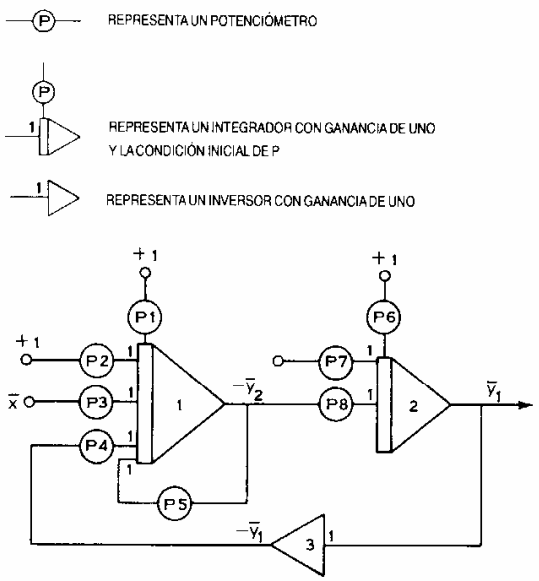


FIG. 22-193 Programa de computadora analógica que simula el proceso con tiempo y magnitud a escala representado por la ecuación (22-35).

mero de lenguajes de programación para la simulación dinámica continua que se han desarrollado en sólo unos cuantos años, la empresa Simulation Councils, Inc. (sociedad profesional dedicada a la simulación) estableció un comité con el fin de formular normas para programar simulaciones. Uno de los resultados del trabajo de este comité fue un nuevo programa de simulación digital, el CSSL (continuous systems simulation language), que contiene características que se encuentran en más de 20 lenguajes antiguos.

Se ha registrado una gran proliferación de lenguajes de simulación de eventos discretos, y entre los más conocidos están SIMSCRIPT y TPSS.

Simulación híbrida Las computadoras híbridas que se emplean para simular controles de proceso consisten en una o más computadoras analógicas y una computadora digital para fines generales, enlazadas mediante una entrecara especial para obtener un solo sistema de computación, como se ilustra en la figura 22-194. El enlace de interconexión incluye las siguientes funciones:

1. Equipo de conversión analógica a digital de canales múltiples: transforma señales analógicas en datos digitales.

2. Equipo de conversión digital a analógica de canales múltiples: transforma datos digitales en señales analógicas.

3. Enlace lógico: desempeña la transferencia bilateral de información lógica.

4. Enlace del sistema de supervisión y control: permite controlar la computadora analógica y digital por medio de señales que se originan en cualquiera de ambas máquinas.

La computadora híbrida sumamente especializada, se está aplicando a la solución de problemas de ingeniería en las industrias de procesos que, hasta ahora, parecían demasiado costosos e imprácticos. En general, el método que está siguiendo la ingeniería para resolver un problema de proceso o control utilizando la simulación híbrida no se diferencia del que se siguió para la simulación analógica o digital. La ventaja de utilizar la computadora híbrida reside en la capacidad que tiene el analista para ejecutar cientos o varios cientos de miles de soluciones completas en un tiempo relativamente corto, evaluar varios patrones de control completamente diferentes con muy poco esfuerzo adicional, y resolver problemas que comprenden modelos matemáticos complejos que no serían prácticos o factibles mediante otras técnicas.

La máquina híbrida es capaz de retener la característica "práctica" de la simulación analógica, en la cual el operador observa el comportamiento del sistema más que la simple ejecución de los cálculos. Asimismo, se puede lograr la automatización completa del problema cuando la porción digital del sistema híbrido maneja el control de operación de la computadora analógica, decide los ajustes del potenciómetro, controla los dispositivos de salida, cambia las condiciones iniciales de corrida a corrida y termina automáticamente cuando se han procesado todos los datos deseados.

La computadora híbrida totalmente integrada aprovecha tanto las características de las computadoras analógicas como las de las digitales en su capacidad para:

1. Resolver ecuaciones diferenciales parciales con alta velocidad, por medio de métodos que utilizan la integración continua en la máquina analógica y las funciones de almacenamiento y reproducción de la máquina digital.

2. Resolver problemas de optimización dinámica que requieren la resolución iterativa de ecuaciones diferenciales de estado y conjuntas, y el almacenamiento de resultados iterativos intermedios.

3. Secuencias de preprogramación de soluciones que se obtendrán con alta velocidad por medio de la computadora analógica y que la digital registrará o pondrá en ejecución.

4. El almacenamiento en la computadora digital de datos numéricos que utilizará la computadora analógica en el ajuste de datos, en problemas de identificación de parámetros, la solución de modelos o en una función de procesamiento de datos.

5. La programación de la computadora analógica, la determinación de atenuadores y la ejecución de operaciones de verificación en forma automática a partir de la digital.

COSTOS DE IN

La instrumentaci
es un área muy an
la mayor parte de
presión, presión d
Esta subsección s
sicos para registr
sentan aquí se re
adquisición pued
establecidos, a cc
dad de control y c

Instrumentac
proceso que se m
ciones en proces
los compresores
En la tabla 22-16
de medición más

Los costos de
de medición real
electrónicos incl
nica adecuada. E
equipo de compr
bilización y med

Instrumentac
del proceso se in

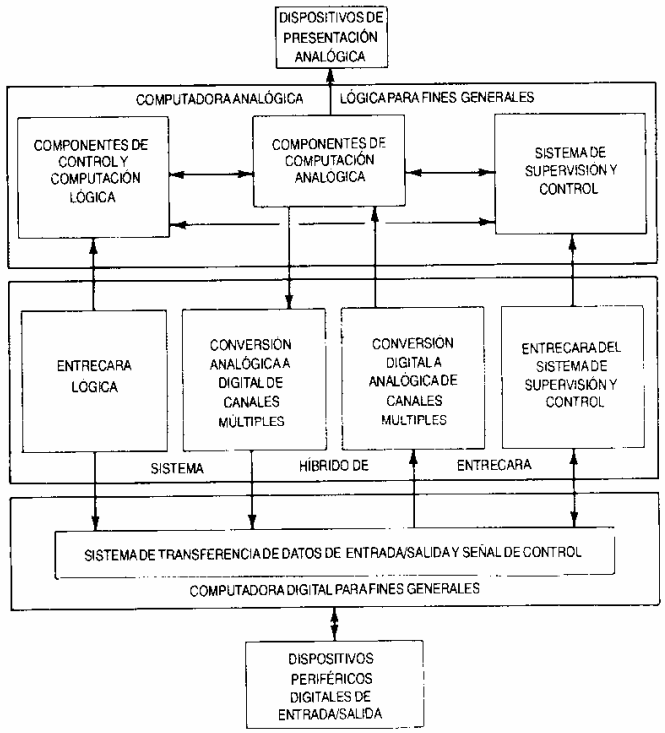


FIG. 22-194 Entrecara usual de computadora híbrida, que permite conectar una computadora analógica con una digital para formar una sola máquina híbrida.

COSTOS DE INSTRUMENTACIÓN

La instrumentación que se utiliza en el control de procesos químicos es un área muy amplia que cuenta con muchas variables; sin embargo, la mayor parte del control se basa en la medición de la temperatura, presión, presión diferencial y composición de la corriente bajo control. Esta subsección se dedica al análisis del costo de los instrumentos básicos para registro y control de estas variables. Los costos que se presentan aquí se refieren a listas de precios de 1977. El costo real de adquisición puede variar hasta un punto que se salga de los intervalos establecidos, a consecuencia de las diferencias en calidad, complejidad de control y otras características de los instrumentos.

Instrumentación en el punto de medición Los instrumentos de proceso que se montan en el punto de medición tienen muchas aplicaciones en procesos simples y en ubicaciones remotas; tal es el caso de los compresores y las estaciones de bombeo y terminales de producto. En la tabla 22-16 se presentan los instrumentos montados en el punto de medición más utilizados en todos los procesos.

Los costos de los instrumentos neumáticos incluyen el dispositivo de medición real con el instrumento. Los costos de los instrumentos electrónicos incluyen un convertidor para producir una señal electrónica adecuada. En cada caso, el costo presentado cubre los costos del equipo de computación (*hardware*) en los puntos de control de sensibilización y medición.

Instrumentación en un cuarto de control Cuando la complejidad del proceso se incrementa, se llega a un punto en que el control y medición total del proceso se concentra en un cuarto de control. En la tabla 22-17 se presentan los costos para los instrumentos básicos de un cuarto de control.

TABLA 22-16 Instrumentación de un circuito sencillo, montado en el lugar de medición

Tipo de instrumento	Neumático, dls.	Electrónico, dls.
Temperatura		
Indicador	500–700	600–1500
Registrador	600–1100	1150–1650
Controlador	600–1800	1700–2450
Registrador-controlador	650–1850	1700–2450
Presión		
Indicador	40–200	720–1830
Registrador	450–1390	1300–1860
Indicador-controlador	470–2300	1910–2700
Registrador-controlador	1060–2400	1930–2700
Medición de flujo por presión diferencial		
Indicador	500–1520	750–2000
Registrador	700–1550	1800–2100
Indicador-controlador	500–1000	1700–3000
Registrador-controlador	800–2000	1900–3000
Análisis cromatográfico de la corriente	5000–8500	7000–11 000

TABLA 22-17 Instrumentación para el control centralizado

Tipo de instrumento	Intervalo de costos unitarios, dólares en 1977	
	Neumático, dólares	Electrónico, dólares
Registrador de punto múltiple (12 puntos)		1100–4000
Registradores-controladores		
Una pluma	460–580	730–1400
Dos plumas	650–900	1140–2000
Tres plumas	820–1200	1500–2300
Cuatro plumas	1000–1400	
Controladores programables		
Control de relevador; I/O puntos = 250/250		1000–10,000
Control de proceso básico sin equipo auxiliar de soporte; I/O puntos = 500/500		8000–15 000
Controladores de microprocesador		
Control de procesos con equipo auxiliar de soporte; I/O puntos = 500/500		10 000–25 000
Control de proceso múltiple con equipo completo de soporte; I/O puntos = 15 000/15 000		25 000–150 000

NOTA: Estos costos no incluyen los equipos de generación o conversión de señal. Los precios son para instrumentos básicos hasta opciones completas.

Control de la planta por computadora El tercer nivel de instrumentación que se utiliza en la actualidad se aplica al control de planta por computadora mediante la supervisión y control por computadora de los instrumentos individuales en el cuarto de control. Un monitor de 50 circuitos tendrá un costo que oscila entre 85 000 y 175 000 dólares. La diferencia de precio se debe a la magnitud de los requisitos de programas (*software*), ya que el costo del equipo de computación (*hardware*) permanece constante. La computadora se expande por adición de otra unidad a este costo.

Análisis de la composición del proceso El análisis de composición es una variable que se emplea para el control del proceso químico y para establecer la calidad de los productos. La calidad del gas puede determinarse mediante instrumentos de gravedad específica, que tienen un costo entre 1750 y 8000 dólares. El poder calorífico del gas puede determinarse mediante calorímetros, cuyo costo oscila entre 6000 y 13 000 dólares.

Los densímetros que efectúan su medición en las corrientes líquidas tienen un costo entre 3000 y 8000 dólares, dependiendo del método analítico que se emplea y su exactitud. Estos instrumentos transmiten una señal para su control y registro.

El análisis cromatográfico de corrientes de proceso costará de 7500 a 15 000 dólares, dependiendo del número de corrientes analizadas. Con la adición de un microcomputador, cuyo costo oscila entre 10 000 y 13 000 dólares, es posible convertir la composición en datos como poder calorífico, densidad y flujo de masa.

Albert S. Krisher
Company; member,
of Corrosion Engin
Materials, Electroc

Oliver W. Siebe
Company; Adjunct
Member, American
Engineers, Nationa
American Society f
The Plastics Indust

LA C

Corrosión por fluidos
Corrosión por fluidos:
Materiales metálico
Materiales no metál
Corrosión por fluidos:
Corrosión por picad
Corrosión por grieta
Celda de concentra
Corrosión galvánica
Corrosión intergran
Fractura de corrosi
Corrosión por meta
Erosión
Corrosión por choq
Corrosión por fatig
Erosión por cavitac
Corrosión por roza
Ataque por hidróge
Corrosión por fluido:
Corrosión grafítica
Corrosión separati

*Parte del material d
preparó el Sr. R. B. Nor
aportaciones.

Materiales de construcción*

Albert S. Krisher, *B.S. Ch.E., Oklahoma State University; Senior Fellow, Monsanto Company; member, American Institute of Chemical Engineers, National Association of Corrosion Engineers, American Society of Metals, American Society for Testing and Materials, Electrochemical Society*

Oliver W. Siebert, *B.S. M.E., Washington University; Senior Fellow, Monsanto Company; Adjunct Professor of Mechanical Engineering, Washington University; Member, American Society of Mechanical Engineers, American Institute of Chemical Engineers, National Association of Corrosion Engineers, American Welding Society, American Society for Testing and Materials, American Society of Metals, Society of The Plastics Industries, Electrochemical Society*

LA CORROSIÓN Y SU CONTROL

Corrosión por fluidos . . . 23-3
Corrosión por fluidos: General . . . 23-3
Materiales metálicos . . . 23-3
Materiales no metálicos . . . 23-3
Corrosión por fluidos: Localizada . . . 23-3
Corrosión por picadura . . . 23-3
Corrosión por grieta . . . 23-3
Celda de concentración de oxígeno . . . 23-3
Corrosión galvánica . . . 23-3
Corrosión intergranular . . . 23-4
Fractura de corrosión por esfuerzo . . . 23-4
Corrosión por metales líquidos . . . 23-5
Erosión . . . 23-5
Corrosión por choque . . . 23-5
Corrosión por fatiga . . . 23-5
Erosión por cavitación . . . 23-5
Corrosión por rozamiento . . . 23-5
Ataque por hidrógeno . . . 23-5
Corrosión por fluido: Estructural . . . 23-6
Corrosión grafítica . . . 23-6
Corrosión separativa o ataque de aleaciones . . . 23-6
Deszincificación . . . 23-6
Corrosión biológica . . . 23-6
Factores que influyen en la corrosión . . . 23-6
pH de la solución . . . 23-6
Agentes oxidantes . . . 23-6
Temperatura . . . 23-7
Velocidad . . . 23-7
Películas . . . 23-7
Otros efectos . . . 23-7
Ataque a alta temperatura . . . 23-8
Propiedades físicas . . . 23-8
Propiedades mecánicas . . . 23-8
Resistencia a la corrosión . . . 23-8
Cómo combatir la corrosión . . . 23-8
Selección de materiales . . . 23-8
Diseño adecuado . . . 23-8
Modificación del ambiente . . . 23-8
Inhibidores . . . 23-9
Protección catódica . . . 23-9
Protección anódica . . . 23-9
Recubrimientos y forros . . . 23-9
Acero recubierto de vidrio . . . 23-9

*Parte del material de esta sección fue tomado de la quinta edición, la cual preparó el Sr. R. B. Norden, a quien expresamos nuestro reconocimiento por sus aportaciones.

Recubrimientos metálicos para ambientes moderados . . . 23-10
Métodos para probar la corrosión . . . 23-10
Pruebas de corrosión en laboratorio . . . 23-10
Piezas para pruebas . . . 23-10
Aparatos . . . 23-11
Temperatura de la solución . . . 23-11
Aireación de la solución . . . 23-12
Velocidad de la solución . . . 23-12
Volumen de la solución . . . 23-12
Método de soporte de muestras . . . 23-12
Duración de la prueba . . . 23-12
Limpieza de muestras después de la prueba . . . 23-12
Evaluación de resultados . . . 23-13
Efecto de las variables sobre las pruebas de corrosión . . . 23-13
Pruebas de corrosión en plantas . . . 23-13
Muestras para prueba . . . 23-14
Resultados de pruebas . . . 23-15
Nuevos métodos de prueba de corrosión . . . 23-15
Método de resistencia eléctrica . . . 23-15
Método de polarización lineal . . . 23-15
Pruebas electroquímicas de corrosión . . . 23-15
Pruebas de fractura de corrosión por esfuerzo . . . 23-16
Factores económicos en la selección de materiales . . . 23-16

PROPIEDADES DE LOS MATERIALES

Guía para datos tabulados . . . 23-16
Normas y especificaciones de materiales . . . 23-17
Aleaciones y metales ferrosos . . . 23-17
Acero . . . 23-17
Aceros de baja aleación . . . 23-17
Hierros colados . . . 23-17
Hierros colados de aleación . . . 23-41
Acero inoxidable . . . 23-42
Aleaciones medias . . . 23-43
Aleaciones altas . . . 23-44
Aleaciones y metales no ferrosos . . . 23-47
Níquel y sus aleaciones . . . 23-47
Aluminio y sus aleaciones . . . 23-47
Cobre y sus aleaciones . . . 23-47
Plomo y sus aleaciones . . . 23-47
Titanio . . . 23-47
Circonio . . . 23-49
Tantalio . . . 23-49
Materiales inorgánicos no metálicos . . . 23-49
Vidrio y acero vidriado . . . 23-49
Porcelana y loza . . . 23-50
Construcción de ladrillos . . . 23-50
Cemento y concreto . . . 23-50
Tierras . . . 23-52
Materiales orgánicos no metálicos . . . 23-52
Materiales plásticos . . . 23-52
Termoplásticos . . . 23-52
Plásticos fijos termoestables o termofijos . . . 23-53
Caucho y elastómeros . . . 23-55
Asfalto . . . 23-55
Carbono y grafito . . . 23-56
Madera . . . 23-56

MATERIALES PARA ALTAS Y BAJAS TEMPERATURAS

Metales para bajas temperaturas . . . 23-56
Aceros inoxidables . . . 23-62
Acero al níquel . . . 23-62
Aluminio . . . 23-62
Cobre y sus aleaciones . . . 23-62
Materiales para altas temperaturas . . . 23-63
Metales . . . 23-63
Atmósferas de hidrógeno . . . 23-67
Corrosión por azufre . . . 23-67
Halógenos (Cl$_2$ y HCl, calientes y secos) . . . 23-67
Refractarios . . . 23-67
Aislamiento interno . . . 23-67
Ladrillos refractarios . . . 23-68
Revestimientos aislantes de fibras de cerámica . . . 23-71
Refractarios monolíticos moldeables . . . 23-72

REFERENCIAS GENERALE
Evaluation, McGraw-Hi
9th ed. vols. 1, 2 and 3, A
1980); other volumes in p
National Association of
sociates, *Guidelines for C*
Stainless Steels and Nick
logy Institute of the Chen
Corrosion Passivity an
rosion and Oxidation o
Greene, *Corrosion Engi*
enbach, *Materials Sele*
Hamner (comp.), *Corros*
of Corrosion Engineers,
vey: Non-Metals Sectio
ton, 1975. Hanson y P
Reading, Mass., 1965. I
Alloys, Reinhold, New
vols. 1-11, American So
(ed.), *Engineering Ma*
Shreir, *Corrosion*, Geor
and Prevention, McGri
Handbook, Wiley, New
2d ed., Wiley, New Yorl
Engineer, Hart Publishi
Society for Metals, Cle

CORROSIÓN P

En la selección de n
determinado, es imp
terísticas del sistem
tores que pueden inf
peculiares para cada
aquí un conjunto de
tuaciones.

Los **materiales** c
sideración importa
mientos sobre las c
materiales cuando s

A falta de informa
ticular de condicion
blemente buena a pa
en un ambiente muy
lizar con cierta reser
datos a la selección
modo requerirán un
tomando en consid

CORROSIÓN F

Materiales metá
den a unirse **químic**
para formar compu
la naturaleza. Cuar
el compuesto que s
dice que la superfic

La corrosión es u
formas. Por lo com
noce como corrosi

. 23-47
. 23-47
. 23-47
. 23-47
. 23-47
. 23-49
. 23-49
. 23-49
. 23-49
. 23-50
. 23-50
. 23-50
. 23-52
. 23-52
. 23-52
. 23-52
. 23-53
. 23-55
. 23-55
. 23-56
. 23-56

MPERATURAS
. 23-56
. 23-62
. 23-62
. 23-62
. 23-62
. 23-63
. 23-63
. 23-67
. 23-67
. 23-67
. 23-67
. 23-67
. 23-68
. 23-71
. 23-72

Referencias Generales Ailor (ed.), *Handbook on Corrosion Testing and Evaluation*, McGraw-Hill, New York, 1971. Bordes (ed.), *Metals Handbook*, 9th ed. vols. 1, 2 and 3, American Society for Metals, Metals Park, Ohio, 1978-1980; other volumes in preparation. Dillon (ed.), *Process Industries Corrosion*, National Association of Corrosion Engineers, Houston, 1975. Dillon and associates, *Guidelines for Control of Stress Corrosion Cracking of Nickel-Bearing Stainless Steels and Nickel-Base Alloys*, MTI Manual No. 1, Materials Technology Institute of the Chemical Process Industries, Columbus, 1979. Evans, *Metal Corrosion Passivity and Protection*, E. Arnold, London, 1940. Evans, *Corrosion and Oxidation of Metals*, St. Martin's, New York, 1960. Fontana y Greene, *Corrosion Engineering*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1978. Gackenbach, *Materials Selection for Process Plants*, Reinhold, New York, 1960. Hamner (comp.), *Corrosion Data Survey: Metals Section*, National Association of Corrosion Engineers, Houston, 1974. Hamner (comp.), *Corrosion Data Survey: Non-Metals Section*, National Association of Corrosion Engineers, Houston, 1975. Hanson y Parr, *The Engineer's Guide to Steel*, Addison-Wesley, Reading, Mass., 1965. LaQue y Copson, *Corrosion Resistance of Metals and Alloys*, Reinhold, New York, 1963. Lyman (ed.), *Metals Handbook*, 8th ed., vols. 1-11, American Society for Metals, Metals Park, Ohio, 1961-1976. Mantell (ed.), *Engineering Materials Handbook*, McGraw-Hill, New York, 1958. Shreir, *Corrosion*, George Newnes, London, 1963. Speller, *Corrosion—Causes and Prevention*, McGraw-Hill, New York, 1951. Uhlig (ed.), *The Corrosion Handbook*, Wiley, New York, 1948. Uhlig, *Corrosion and Corrosion Control*, 2d ed., Wiley, New York, 1971. Wilson y Oates, *Corrosion and the Maintenance Engineer*, Hart Publishing, New York, 1968. Zapffe, *Stainless Steels*, American Society for Metals, Cleveland, 1949.

CORROSIÓN POR FLUIDOS

En la selección de materiales de construcción para un sistema fluido determinado, es importante tomar en consideración primero las **características del sistema**, prestando una atención especial a todos los factores que pueden influir en la corrosión. Puesto que esos factores serán peculiares para cada sistema particular, es imprácticо tratar de ofrecer aquí un conjunto de reglas empíricas seguras que cubran todas las situaciones.

Los **materiales** con que se construirá el sistema son la segunda consideración importante. Por consiguiente, es esencial tener conocimientos sobre las características y el comportamiento general de los materiales cuando se exponen a ciertos ambientes.

A falta de información real sobre la corrosión, para un conjunto particular de condiciones del fluido, sería posible una selección razonablemente buena a partir de datos basados en la resistencia de materiales en un ambiente muy similar. No obstante, esos datos se tienen que utilizar con cierta reserva. Una buena práctica exige la aplicación de esos datos a la selección preliminar. Los materiales seleccionados de ese modo requerirán un estudio más amplio en el sistema fluido que se esté tomando en consideración.

CORROSIÓN POR FLUIDOS: GENERAL

Materiales metálicos Los materiales puros y sus aleaciones tienden a unirse **químicamente** con los elementos de un medio corrosivo para formar compuestos estables similares a los que se encuentran en la naturaleza. Cuando se producen pérdidas de metales de ese modo, el compuesto que se forma se denomina producto de la corrosión y se dice que la superficie del metal está corroída.

La corrosión es un fenómeno complejo que puede tomar una o varias formas. Por lo común, se limita a la superficie del metal y esto se conoce como corrosión general; pero hay veces en que tiene lugar a lo largo de la superficie, límite de los granos u otras líneas que muestran debilidad debido a diferencias en la resistencia a los ataques o una acción electrolítica local.

En la mayor parte de los sistemas acuosos, la reacción de corrosión se divide en una porción anódica y otra catódica, que se producen simultáneamente en puntos discretos sobre las superficies metálicas. Se puede generar un flujo de electricidad de las zonas anódicas a las catódicas mediante celdas locales desarrolladas ya sea en una superficie metálica simple (por diferencias locales de punto a punto sobre la superficie) o entre metales distintos.

Materiales no metálicos Como se indicó, la corrosión de los metales se aplica específicamente a los ataques químicos o electroquímicos. El deterioro de los plásticos y otros materiales no metálicos, propensos al hinchamiento, el resquebrajamiento, el agrietamiento, el ablandamiento, etc., es esencialmente de naturaleza **fisicoquímica** más que electroquímica. Los materiales no metálicos se pueden deteriorar con rapidez cuando se exponen a un ambiente dado, o bien, en el otro extremo, se pueden ver prácticamente poco afectados. En ciertas condiciones, un material no metálico puede tener evidencias de deterioro gradual; sin embargo, raramente resulta posible evaluar su resistencia química sólo con mediciones de la pérdida de peso, como se hace en general para los metales.

CORROSIÓN POR FLUIDOS: LOCALIZADA

Corrosión por picadura Las picaduras son una forma de corrosión que se desarrolla en zonas muy localizadas de una superficie metálica. Esto da como resultado el desarrollo de cavidades o agujeros, que pueden ir desde las cavidades profundas y de diámetro pequeño a las depresiones relativamente poco profundas. Ejemplos de formación de picaduras: aluminio y aleaciones de acero inoxidable en soluciones acuosas que contengan cloruros. A veces resultan útiles los **inhibidores** para evitar que se formen picaduras.

Corrosión por grieta Este tipo de corrosión se produce en una grieta formada por el contacto con otra pieza del mismo u otro metal o con un material no metálico. Cuando ocurre esto, la intensidad del ataque suele ser mayor que en las zonas circundantes de la misma superficie.

Este tipo de corrosión se puede presentar debido a una deficiencia de oxígeno en la grieta, cambios de acidez, acumulación de iones o agotamiento de un inhibidor.

Celda de concentración de oxígeno La celda de concentración de oxígeno es electrolítica y, en ella, la fuerza impulsora que causa la corrosión resulta de una diferencia en la cantidad de oxígeno en solución en un punto, en comparación con otro. La corrosión se acelera donde la concentración de oxígeno es menor como, por ejemplo, en una caja prensaestopas o bajo empaques. Esta forma de corrosión se produce también bajo sustancias sólidas que se pueden depositar sobre una superficie metálica y que origina una barrera que impide que le llegue oxígeno. Para resolver esta situación se debe recurrir al rediseño o al cambio de las condiciones mecánicas.

Corrosión galvánica La corrosión galvánica tiene una velocidad de corrosión por encima de lo normal, que se asocia con el flujo de corriente a un metal menos activo (cátodo) en contacto con un metal más activo (ánodo) en el mismo ambiente. En la tabla 23-1 se muestra la serie **galvánica** de varios metales. Esta tabla se tiene que emplear con cuidado, puesto que se presentan excepciones a esta serie en el uso real. Sin embargo, como regla general, cuando se utilizan metales distintos en contacto unos con otros y se exponen a una solución conduc-

TABLA 23-1 Serie galvánica de metales y aleaciones

Extremo corroído (anódico, o menos noble)

Magnesio
Aleaciones de magnesio
Zinc
Aleaciones de aluminio
Aluminio
Alclad
Cadmio
Acero dulce
Hierro colado
Ni-Resistente
Inoxidable de 13% de cromo (activo)
Soldadura de 50-50 plomo-estaño
Inoxidable 18-8 tipo 304 (activo)
Inoxidable 18-8-3 tipo 316 (activo)
Plomo
Estaño
Metal Muntz
Latón naval
Níquel (activo)
Inconel 600 (activo)
Latón amarillo
Latón admiralty
Bronce de aluminio
Latón rojo
Cobre
Bronce de silicio
Cuproníquel 70-30
Níquel (pasivo)
Inconel 600 (pasivo)
Monel 400
Inoxidable 18-8 tipo 304 (pasivo)
Inoxidable 18-8-3 tipo 316 (pasivo)
Plata
Grafito
Oro
Platino

Extremo protegido (catódico, o más noble)

tora de la electricidad, se deben seleccionar combinaciones de metales muy próximos dentro de lo posible, en la serie galvánica. En general, el acoplamiento de dos metales muy separados en esa serie producirá un ataque acelerado en el metal más activo. No obstante, con mucha frecuencia, las películas protectoras de óxido y otros efectos tenderán a reducir la corrosión galvánica. Por supuesto, la corrosión galvánica se puede evitar **aislando** los metales uno del otro. Por ejemplo, cuando se atornillan placas juntas, se pueden utilizar arandelas de plástico diseñadas especialmente.

Pueden establecerse asimismo diferencias de potencial que generen celdas de tipo galvánico en una sola especie de metal por diferencias de temperatura, velocidad, o concentración (véase la subsección "Corrosión por grieta").

Los **efectos por el área** en la corrosión galvánica son muy importantes. Una relación de área desfavorable es la de un cátodo grande y un ánodo pequeño. La corrosión del ánodo puede ser de 100 a 1000 veces mayor que si las dos áreas fueran iguales. Ésta es la razón por la cual los aceros inoxidables son propensos a picarse con rapidez en algunos ambientes. Los remaches de acero en una placa de cobre se corroerán mucho más que una placa de acero con remaches de cobre.

Corrosión intergranular La corrosión selectiva en las superficies límites de los granos de un metal o una aleación, sin ataques apreciables a los granos o a los cristales mismos, se denomina corrosión intergranular. Cuando es fuerte, este ataque produce una pérdida de resistencia y ductibilidad fuera de proporción con la cantidad de metal que destruye realmente la corrosión.

Los **aceros inoxidables austeníticos** no estabilizados o que no sean de los tipos de contenido extra-bajo de carbono, cuando se calientan en la gama de temperaturas de 450 a 843°C (850 a 1550°F), tienen precipitaciones, en las superficies límites de los granos de compuestos ricos en cromo (carburos de cromo). Esto provoca el empobrecimiento de cromo en tales superficies y hace que el metal afectado sea propenso a la corrosión intergranular en muchos ambientes. El ácido nítrico caliente es uno de los ambientes que causa severa corrosión intergranular de los aceros inoxidables austeníticos con precipitación en las superficies límites de los granos. Los aceros inoxidables austeníticos estabilizados con nobio (columbio) o titanio para reducir la formación de carburos o que contengan menos de 0.03% de carbono no suelen ser propensos al deterioro de la superficie límite, al calentarse a las temperaturas de la gama anterior. Los aceros inoxidables austeníticos no estabilizados o los tipos con un contenido normal de carbono, para que sean inmunes a la corrosión intergranular, deben recibir un recocido en solución. Esto consiste en el calentamiento hasta 1090°C (2000°F), y el mantenimiento a esa temperatura durante un mínimo de 1 h/in de espesor, seguido por el enfriamiento rápido en agua (o bien, si esto último no es práctico por el tamaño muy grande, el enfriamiento rápido con una aspersión de aire y agua).

Fractura de corrosión por esfuerzo La corrosión se puede acelerar debido a los esfuerzos, ya sea el esfuerzo residual interno del metal o algún esfuerzo aplicado desde el exterior. Los esfuerzos residuales se producen por la deformación durante la fabricación, por el enfriamiento desigual a partir de temperaturas elevadas y por reordenamientos estructurales internos que implican un cambio de volumen. Los esfuerzos inducidos por remaches y pernos y por ajustes forzados y de contracción se pueden clasificar también como esfuerzos residuales. Para la fractura de corrosión por esfuerzo se requieren esfuerzos de tracción de magnitud igual, por lo común, al esfuerzo de cedencia; sin embargo, se han llegado a producir fallas de este tipo con esfuerzos menores.

Virtualmente todos los sistemas de aleaciones tienen sus condiciones ambientales específicas que producen fractura de corrosión por esfuerzo y el tiempo de exposición necesario para que se produzca una falla variará de unos cuantos minutos a varios años. Entre los ejemplos usuales se incluye el resquebrajamiento del latón formado en frío en ambientes de amoniaco, el agrietamiento de los aceros inoxidables austeníticos en presencia de cloruros; el agrietamiento del metal Monel en ácido fluorsilícico y el agrietamiento por fragilidad cáustica de los aceros de las soluciones cáusticas.

Se puede prevenir esta forma de corrosión en algunos casos mediante la eliminación de los esfuerzos intensos. Los esfuerzos desarrollados durante la fabricación, particularmente durante la soldadura, con frecuencia son las fuentes principales de problemas. Por supuesto, en este tipo de ataque también tienen importancia la temperatura y la concentración.

La presencia de **cloruros** no provoca, generalmente, agrietamiento de los aceros inoxidables austeníticos, cuando las temperaturas se encuentran por debajo de 50°C (120°F). Sin embargo, cuando la temperatura es suficientemente alta para concentrar cloruros en la superficie inoxidable, se puede producir un agrietamiento cuando la concentración de los cloruros en el medio circundante es de unas cuantas partes por millón. Como un ejemplo usual se cita el agrietamiento de tubos de intercambio térmico en las uniones de las juntas laminadas y bajo las incrustaciones en el espacio de vapor del espejo superior en los intercambiadores de calor verticales. El agrietamiento del acero inoxidable con aislamiento se produce cuando la humedad lixivia cloruros del aislamiento y, a continuación, dichos cloruros se concentran en superficies calientes. Los cloruros pueden extraerse del aislamiento por lixiviación o encontrarse en el agua cuando ésta penetra en el aislamiento. Un diseño mejorado y el mantenimiento de un aislamiento impermeable al agua, el recubrimiento del metal antes de instalar el aislamiento y el empleo de un aislamiento libre de cloruros son pasos que ayudarán a reducir (pero no a eliminar) este problema.

Pueden ocurrir fallas graves por fractura de corrosión por esfuerzo cuando se encuentra presente agua que contiene cloruros y no se elimina rápidamente del sistema de acero inoxidable. El empleo de agua potable y el drenado total después de la prueba es la solución más confiable para este problema. Ayudará también la utilización de agua libre de cloruros, sobre todo cuando no es factible el drenado inmediato.

Al manejar productos cáusticos se puede utilizar acero soldado sin que se desarrollen agrietamientos por fragilidad cáustica, cuando la temperatura es menor de 50°C (120°F). Si la temperatura es más alta y sobre todo si la concentración está por encima del 30%, se producen con frecuencia agrietamientos en y cerca de soldaduras sin alivio de esfuerzos.

Corrosión por metales líquidos Los metales líquidos también pueden causar fracturas por corrosión. Los más dañinos son los metales líquidos que penetran en el metal a lo largo de las superficies límites de los granos para causar fallas catastróficas. Los ejemplos incluyen el ataque por mercurio a las aleaciones de aluminio y el ataque del acero inoxidable por zinc o aluminio fundidos. Un problema que se presenta con bastante frecuencia se da cuando las juntas de acero estructural galvanizado están soldadas a tubería o equipo de acero inoxidable. En tales casos, es imperativo retirar completamente el galvanizado del área que se calentará por encima de 260°C (500°F).

Erosión Erosión es la destrucción de un metal por la acción de la abrasión o la fricción causada por el flujo de líquido o gas (con sólidos suspendidos o sin ellos). Algunos de los métodos que se emplean para evitar los ataques de la erosión son el empleo de materiales más duros o bien, cambio en la velocidad o en el ambiente.

Corrosión por choque Este fenómeno se refiere en ocasiones a una corrosión por erosión o a una corrosión acelerada por la velocidad. Se presenta cuando el daño se acelera por la eliminación mecánica de los productos de corrosión (como los óxidos) que, de otro modo, contribuirían a inhibir la reacción de corrosión.

Corrosión por fatiga La corrosión por fatiga es una reducción (por corrosión) de la capacidad de un metal para soportar **esfuerzos cíclicos o repetidos**. La superficie del metal desempeña un papel importante en esta forma de daño, puesto que será la que soporte los mayores esfuerzos y, al mismo tiempo, estará sometida a los ataques de los medios corrosivos. La corrosión de la superficie metálica hará disminuir la resistencia a la fatiga y el esfuerzo sobre la superficie tenderá a hacer que se acelere la corrosión.

En condiciones de esfuerzos cíclicos o repetidos, se produce la rotura de las películas protectoras de óxido que evitan la corrosión con una rapidez mayor que la de la formación de nuevas películas protectoras. Con frecuencia, esa situación tiene como consecuencia la formación de zonas anódicas en los puntos de rotura; esas zonas producen picaduras que sirven como puntos de concentración del esfuerzo para el origen de grietas que provocan fallas finales.

Erosión por cavitación La formación de huecos transitorios o burbujas de vacío en una corriente de líquido que pasa sobre una superficie se denomina cavitación. Esto se encuentra a menudo cerca de las hélices, los timones, los codales y las bombas. Cuando estas burbujas de vacío chocan contra una superficie metálica, hay un fuerte impacto o un efecto explosivo que puede causar daños mecánicos considerables y la corrosión se puede acelerar intensamente, debido a la destrucción de películas protectoras. En general, se requiere el rediseño o un metal más resistente para evitar este problema.

Corrosión por rozamiento Este ataque se produce cuando los metales se deslizan uno sobre otro y se provocan daños mecánicos en uno de ellos o en los dos. En ese caso, el calor de fricción oxida el metal y ese óxido se consume a continuación, o bien, el retiro mecánico de óxidos protectores da como resultado la exposición de las superficies limpias a los ataques corrosivos. La corrosión por rozamiento se minimiza utilizando materiales más duros, minimizando la fricción (mediante la lubricación) o diseñando el equipo de tal modo que no se produzca ningún movimiento relativo de las piezas.

Ataque por hidrógeno A temperaturas elevadas y presiones parciales significativas, el hidrógeno penetrará el acero al carbono, y reaccionará con el carbono para formar metano. La presión generada causa una pérdida en la ductibilidad (fragilidad por hidrógeno) y la fractura por agrietamiento o ampollas en el acero. La eliminación del carbono del acero (descarburización) ocasiona un decremento en su resistencia. La resistencia a este tipo de ataque se mejora por la aleación con molibdeno o cromo. Los límites aceptados para el empleo de

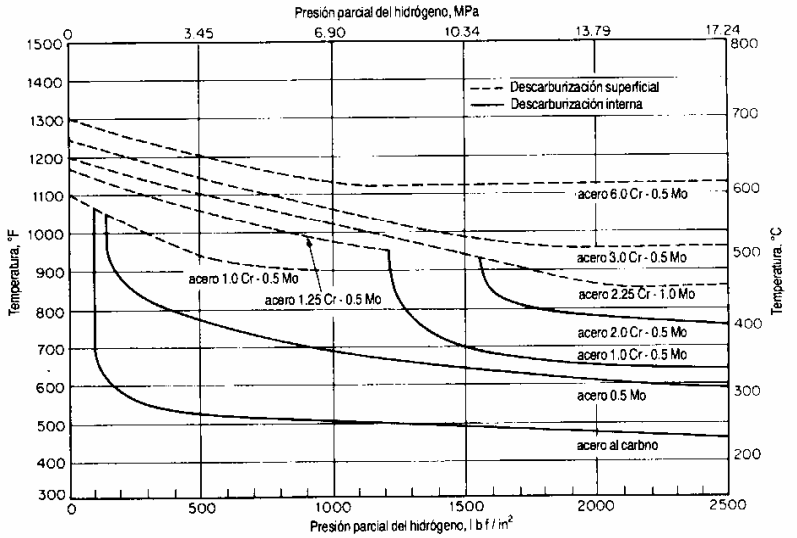


FIG. 23-1 Límites de operación para aceros que son utilizados con hidrógeno. Cada acero se puede emplear en las condiciones de temperatura y presión parcial del hidrógeno por abajo y a la izquierda de su curva respectiva. (*Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.*)

acero al carbono y de baja aleación se muestran en la figura 23-1, que se adaptó de la Publicación 941 del American Petroleum Institute (API), *Steels for Hydrogen Service at Elevated Temperatures and Pressures in Petrolcum Refineries and Petrochemical Plants.*

El daño por hidrógeno también puede derivarse del hidrógeno generado en reacciones de corrosión electroquímica. Este fenómeno se observa comúnmente en soluciones de ácidos débiles específicos. Los ácidos H_2S y HCN son los más comunes, aunque existen otros ácidos que pueden causar problemas. El hidrógeno atómico formado en la superficie metálica por la reacción de corrosión se difunde dentro del metal y forma hidrógeno molecular en microrreceptáculos en el metal. El resultado es la fractura por fragilidad, agrietamiento y ampollado.

CORROSIÓN POR FLUIDO: ESTRUCTURAL

Corrosión grafítica La corrosión grafítica se asocia por lo común con el **hierro colado gris**, en el cual el hierro metálico se convierte en productos de corrosión, dejando un residuo de grafito intacto mezclado con productos de corrosión de hierro y otros constituyentes insolubles de hierro colado.

Cuando la capa de grafito y productos de corrosión se hace impermeable a la solución disminuirá o cesará la corrosión. Si la capa es porosa, la corrosión avanzará debido al comportamiento galvánico entre el grafito y el hierro. El índice de este ataque será, aproximadamente, el de la penetración máxima del acero por picaduras. La capa de grafito que se forma puede ser también eficiente para reducir la acción galvánica entre el hierro colado y otras aleaciones más nobles, como el bronce, que se utiliza para la guarnición de válvulas y las hélices en las bombas.

Los **hierros colados de baja aleación** muestran con frecuencia una resistencia superior a la corrosión grafítica, debido, aparentemente, a su estructura más densa y al desarrollo de recubrimientos grafíticos más compactos y protectores. Los **hierros colados austeníticos** de alta aleación muestran una superioridad considerable sobre los hierros colados grises en lo que se refiere a la corrosión grafítica, debido al potencial más noble de la matriz austenítica más los recubrimientos grafíticos más protectores.

Los **aceros al carbono** calentados durante periodos prolongados a temperaturas por encima de 455°C (850°F), se pueden someter a la segregación del carbono, que se transforma en grafito. Cuando ocurre esto, se verá afectada la resistencia estructural del acero. Los aceros muertos o de baja aleación de cromo y molibdeno o cromo y níquel se deben tomar en consideración para servicios a temperaturas elevadas.

Corrosión separativa o ataque de aleaciones Este tipo de corrosión ocurre cuando sólo uno de los componentes de una aleación se elimina por corrosión. El tipo más común es la descincificación o pérdida del zinc del latón.

Descincificación Se trata de la corrosión de una aleación de latón que contenga zinc, en donde el producto principal de la corrosión es cobre metálico. Esto puede presentarse como tapones que rellenan las picaduras (tipo tapón) o en capas continuas que rodean a un núcleo no atacado de latón (tipo general). El mecanismo puede incluir corrosión total de la aleación, seguida por la redeposición del cobre a partir de los productos de corrosión o la corrosión selectiva del zinc o una fase rica en zinc, para dejar un residuo de cobre. Esta forma de corrosión se encuentra comúnmente en los latones que contienen más del 15% de zinc y se puede eliminar o reducir mediante la adición de pequeñas cantidades de **arsénico, antimonio** o **fósforo** a la aleación.

Corrosión biológica La actividad metabólica de los microorganismos puede provocar directa o indirectamente un deterioro del metal por procesos de corrosión. Esa actividad puede **1)** producir un ambiente corrosivo, **2)** crear celdas de concentración electrolítica en la superficie del metal, **3)** modificar la resistencia de las películas superficiales, **4)** tener influencia sobre la velocidad de reacción anódica o catódica, y **5)** modificar la composición ambiental.

Los microorganismos que se asocian a la corrosión son de dos tipos: aeróbicos y anaeróbicos. Los microorganismos **aeróbicos** crecen con facilidad en un ambiente que contenga oxígeno, mientras que las especies **anaeróbicas** se desarrollan en un ambiente virtualmente desprovisto de oxígeno atmosférico.

La manera en que estas bacterias llevan a cabo sus procesos químicos es bastante compleja y, en algunos casos, no se entiende por completo. Se ha investigado ampliamente el papel de las **bacterias de reducción de sulfatos** (anaeróbicas) en el fomento de la corrosión. Los sulfatos en suelos ligeramente ácidos a alcalinos (pH 6 a 9) son reducidos por esas bacterias, para formar sulfuro de calcio y sulfuro de hidrógeno. Cuando estos compuestos entran en contacto con las tuberías de hierro subterráneas, se produce una conversión del hierro a sulfuro de hierro. Puesto que esas bacterias se desarrollan en esas condiciones, seguirán fomentando esta reacción, hasta que se produzca una falla de la tubería.

Varios casos de corrosión biológica grave se presentan cuando el agua de prueba no se elimina rápidamente de los sistemas de acero inoxidable. Estos casos se han presentado con agua potable y con agua no potable. La actividad biológica ha causado la perforación del acero inoxidable en pocos meses. El empleo de agua de calidad potable y el drenado inmediato y completo después de una prueba constituye la solución más confiable para este problema.

FACTORES QUE INFLUYEN EN LA CORROSIÓN

pH de la solución La velocidad de corrosión de la mayor parte de los metales se afecta por el pH. La relación existente tiende a seguir uno de los tres patrones generales:

1. Los metales solubles en ácido, como el hierro, presentan una relación como la que se muestra en la figura 23-2*a*. En el nivel de pH medio (= 4 a 10), la velocidad de la corrosión está controlada por la velocidad de transporte del oxidante (generalmente oxígeno disuelto) a la superficie metálica. El hierro es ligeramente anfotérico. A temperaturas muy altas, como las que se encuentran en las calderas, la velocidad de corrosión aumenta con el incremento de la basicidad, como muestra la línea punteada.

2. Los metales anfotéricos como el aluminio y el zinc presentan la relación que se muestra en la figura 23-2*b*. Estos metales se disuelven rápidamente en soluciones ácidas o básicas.

3. Los metales nobles como el oro y el platino no son afectados apreciablemente por el pH, como se muestra en la figura 23-2*c*.

Agentes oxidantes En algunos procesos de corrosión, como la solución de zinc en ácido clorhídrico, puede desprenderse hidrógeno como gas. En otros, como la solución relativamente lenta del cobre en cloruro de sodio, la eliminación de hidrógeno, que se tiene que producir para que se lleve a cabo la corrosión, se efectúa mediante una reacción entre el hidrógeno y algún producto químico oxidante, como el oxígeno, para formar agua. Debido a las elevadas velocidades de corrosión que suelen acompañar al desprendimiento de hidrógeno, es raro que se empleen metales en soluciones donde existe hidrógeno en cantidad apreciable. Como resultado, la mayor parte de la corrosión observada en la práctica se produce en condiciones en que la oxidación del hidrógeno para formar agua es una parte necesaria del proceso de corrosión. Por esta razón, los agentes oxidantes son con frecuencia aceleradores poderosos de la corrosión y, en muchos casos, el **poder oxidante de una solución** es su propiedad simple más importante, en lo que se refiere a la corrosión.

Los agentes oxidantes que aceleran la corrosión de algunos materiales pueden retrasar también la corrosión de otros, mediante la formación, en su superficie, de óxidos o la adsorción de capas de oxígeno, que las hacen más resistentes a los ataques químicos. Esta propiedad del cromo es la base de las principales características de resistencia a la corrosión que tienen los aceros inoxidables.

De esto se desprende que las sustancias oxidantes, como el aire disuelto, pueden acelerar la corrosión de una clase de materiales y retra-

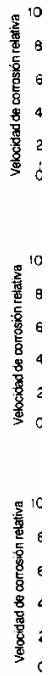


FIG. 23-2 Efecto d
anfotéricos (aluminio

sar la de otros. En
por lo común, un e
para preservar un
corrosión, cuando
protección puede
Temperatura
me se eleva la temp
mediante su influe
tancia oxidante m
provoca también
cambios de fase
ejemplos se pued
con sustancias or
Velocidad U
entre una solució
la corrosión. Este
tos químicos con
llegan a la superf
productos de la c
sión misma, se re
gadas serán las p
tancias corrosiva
de corrosión, que
Siempre que s
mulación de capa
cie metálica, el e

ión son de dos tipos:
eróbicos crecen con
ientras que las espe-
irtualmente despro-

sus procesos químic-
e entiende por com-
las bacterias de re-
de la corrosión. Los
(pH 6 a 9) son redu-
calcio y sulfuro de
ontacto con las tube-
sión del hierro a sul-
rollan en esas condi-
que se produzca una

presentan cuando el
os sistemas de acero
a potable y con agua
erforación del acero
calidad potable y el
prueba constituye la

CORROSIÓN

de la mayor parte de
dente tiende a seguir

ierro, presentan una
2*a*. En el nivel de pH
stá controlada por la
nte oxígeno disuelto)
anfotérico. A tempe-
las calderas, la velo-
e la basicidad, como

y el zinc presentan la
metales se disuelven

ino no son afectados
a figura 23-2*c*.
corrosión, como la
prenderse hidrógeno
nte lenta del cobre en
e se tiene que produ
a mediante una reac-
o oxidante, como el
s velocidades de co-
de hidrógeno, es ra-
existe hidrógeno en
parte de la corrosión
s en que la oxidación
saria del proceso de
s son con frecuencia
chos casos, el **poder**
e más importante, en

n de algunos materia-
, mediante la forma-
de capas de oxígeno,
icos. Esta propiedad
ticas de resistencia a

ntes, como el aire di-
de materiales y retra-

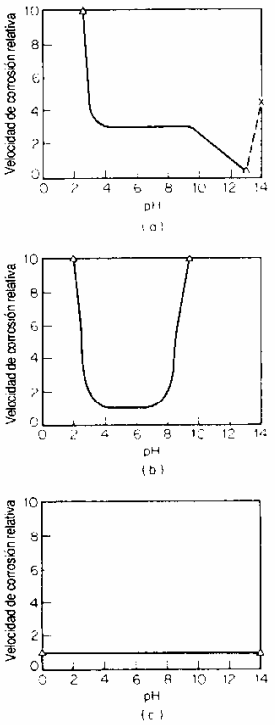


FIG. 23-2 Efecto del pH en la velocidad de corrosión. (a) Hierro. (b) Metales anfotéricos (aluminio, zinc). (c) Metales nobles.

sar la de otros. En el último caso, la conducta del material representa, por lo común, un equilibrio entre el poder de los compuestos oxidantes para preservar una película de protección y su tendencia a acelerar la corrosión, cuando los agentes causantes de la rotura de la película de protección pueden destruir las películas.

Temperatura La velocidad de corrosión tiende a aumentar conforme se eleva la temperatura. Esta última tiene también efectos secundarios mediante su influencia sobre la solución del aire (oxígeno), que es la sustancia oxidante más común que influye en la corrosión. La temperatura provoca también efectos específicos cuando un cambio en ésta causa cambios de fase que introducen una segunda fase corrosiva. Como ejemplos se pueden citar los sistemas de condensación y los sistemas con sustancias orgánicas saturadas con agua.

Velocidad Un aumento de la velocidad del movimiento relativo entre una solución corrosiva y una superficie metálica tiende a acelerar la corrosión. Este efecto se debe a la mayor rapidez con que los productos químicos corrosivos, incluyendo las sustancias oxidantes (aire), llegan a la superficie que se corroe y a la mayor rapidez con que los productos de la corrosión, que podrían acumularse y reducir la corrosión misma, se retiran. Cuanto mayor sea la velocidad, tanto más delgadas serán las películas a través de las cuales deben penetrar las sustancias corrosivas y por las cuales se tienen que difundir los productos de corrosión, que son solubles.

Siempre que se produce resistencia a la corrosión, debido a la acumulación de capas de productos de corrosión insolubles en la superficie metálica, el efecto de la alta velocidad puede evitar su formación normal o retirarlos después que se forman. Cualquiera de esos efectos permite que la corrosión siga adelante sin obstáculos. Esto sucede con frecuencia en los tubos o las tuberías de diámetro pequeño, por los cuales pueden circular líquidos corrosivos con altas velocidades (p. ej., los tubos de condensadores y evaporadores), en las cercanías de codos en las líneas de tuberías y en hélices, agitadores y bombas centrífugas. Se asocian efectos similares a la erosión por cavitación, y a la corrosión por choque.

Películas Una vez que se inicia la corrosión, su avance se ve controlado con mucha frecuencia por la naturaleza de las películas, como las pasivas, que se pueden formar o acumular en la superficie metálica. El ejemplo clásico es la **película de óxido** delgada que se forma en los aceros inoxidables.

Los productos insolubles de la corrosión pueden ser impermeables al líquido corrosivo y, por lo tanto, ser completamente protectores, o bien, pueden ser bastante permeables y permitir la corrosión local o general sin obstáculos. Las películas no continuas o no uniformes tienden a localizar la corrosión en zonas determinadas mediante la iniciación de efectos electrolíticos del tipo de celda de concentración. Las películas pueden tender a retener o absorber humedad y, en esa forma, a retrasar el tiempo de desecación e incrementar el grado de la corrosión resultante de la exposición a la atmósfera o los vapores corrosivos.

En general, se acepta que las características de las **películas de herrumbre** que se forman en los aceros determinan su resistencia a la corrosión atmosférica. Las películas de herrumbre que se forman en los aceros de aleaciones bajas son más protectoras que aquéllas que son formadas sobre los aceros sin aleación.

Además de las películas que, al menos en parte, se originan en el metal que se corroe, hay otras que se deben a la solución corrosiva. Entre ellas se incluyen varias sales, como carbonatos y sulfatos que se pueden precipitar de soluciones calentadas y compuestos insolubles, como la "piedra de cerveza", que se forma en las superficies metálicas en contacto con algunos productos específicos. Además, hay películas de aceites y grasas que pueden proteger un material contra el contacto directo con sustancias corrosivas. Esas películas de aceite se pueden aplicar intencionalmente o presentarse en forma natural, como en el caso de los metales sumergidos en aguas negras o los equipos utilizados para el procesamiento de sustancias aceitosas.

Otros efectos La **concentración** de la corriente puede tener efectos importantes sobre las velocidades de corrosión. Desgraciadamente, es raro que estas velocidades sean lineales con la concentración en gamas amplias. En equipos como columnas de destilación, reactores y evaporadores, la concentración puede cambiar continuamente, haciendo que sea difícil la predicción de los índices de corrosión. La concentración es importante durante el paro de una planta; la presencia de humedad que se recoge durante el enfriamiento puede convertir productos químicos inocuos en corrosivos peligrosos.

En lo que se refiere al efecto del tiempo, no hay ninguna ley universal que rija la reacción para todos los metales. Algunas velocidades de corrosión permanecen constantes con el tiempo en gamas amplias, otras disminuyen con el tiempo y algunas aleaciones tienen mayores índices de corrosión con respecto al tiempo. Se pueden desarrollar situaciones en que la velocidad de corrosión puede seguir una combinación de estas trayectorias. Por consiguiente, la extrapolación de los datos de corrosión y las velocidades de corrosión se debe hacer con sumo cuidado.

Las **impurezas** en un material corrosivo pueden ser buenas o malas, desde el punto de vista de la corrosión. Una impureza en una corriente puede actuar como inhibidor y retrasar en realidad la corrosión; sin embargo, si se retira esta impureza por algún cambio de proceso o un mejoramiento, el resultado puede ser una elevación marcada de los grados de corrosión. Por supuesto, otras impurezas pueden tener efectos perjudiciales sobre los materiales. El ion cloruro es un buen ejemplo: las cantidades pequeñas de cloruros en una corriente de procesamiento pueden romper la película de óxido pasivo en los aceros inoxidables. Los efectos de las impurezas son variados y complejos. Es preciso estar conscientes de lo que son, qué cantidades están presentes y de dónde proceden, antes de tratar de recomendar un material particular de construcción.

ATAQUE A ALTA TEMPERATURA

Propiedades físicas Lo adecuado de una aleación para servicios a altas temperaturas, 425 a 1100°C (800 a 2000°F), depende de las propiedades inherentes en la composición de la aleación y en las condiciones de aplicación. La estructura cristalina, la densidad, la conductividad térmica, la resistividad eléctrica, la expansividad térmica, la estabilidad estructural, la gama de temperaturas de fusión y la presión de vapor son propiedades físicas básicas para las composiciones de aleaciones individuales e inherentes a ellas.

En este grupo de propiedades, la **expansividad** suele tener una importancia relativamente elevada. Un número sorprendentemente grande de fallas de metales a temperaturas elevadas es el resultado de esfuerzos térmicos excesivos que se deben a la constricción del metal durante el calentamiento o el enfriamiento. Esa constricción, en el caso de la contracción obstaculizada puede provocar una ruptura.

Otra propiedad física importante es la **estabilidad estructural** de la aleación. Esto significa libertad desde la formación de nuevas fases, o un reacomodo drástico de aquéllas que se encuentran originalmente presentes dentro de la estructura metálica, como resultado de la influencia térmica. Estos cambios pueden tener un efecto nocivo sobre la resistencia a los esfuerzos o a la corrosión, o sobre ambas.

Propiedades mecánicas Las propiedades mecánicas de interés amplio incluyen el corrimiento, la ruptura y las resistencias de corta duración, varias formas de ductibilidad, así como también la resistencia a los impactos y a los esfuerzos por fatiga. La resistencia al corrimiento y la ruptura por esfuerzo suelen tener el mayor interés para los diseñadores de equipos estacionarios, como recipientes y hornos.

Resistencia a la corrosión Quizá tenga mayor importancia que las propiedades mecánicas y físicas la capacidad de una composición química de una aleación para resistir la acción corrosiva de diversos ambientes calientes. Las formas de corrosión a altas temperaturas en que se ha hecho más hincapié son la **oxidación** y la **escamación**.

El cromo es un constituyente esencial en las aleaciones que se van a utilizar por encima de 550°C (1000°F). Se difunde con rapidez y se acumula en la superficie del acero proporcionando una película de óxido sumamente adhesiva, que retrasa materialmente el proceso de la oxidación. El silicio es un elemento útil para darle al acero resistencia a la oxidación, pues realza los efectos convenientes del cromo. Asimismo, para un nivel dado de cromo, la experiencia ha demostrado que la resistencia a la oxidación mejora al incrementarse el contenido de níquel.

El aluminio no se puede utilizar como elemento de aleación en el acero para mejorar la resistencia a la oxidación, puesto que la cantidad que se requiere interfiere tanto con las propiedades de resistencia a altas temperaturas como con las posibilidades de trabajo. Sin embargo, el desarrollo de capas superficiales incluyendo el rociamiento, la inmersión y el cementado, es un medio factible de mejoramiento de la resistencia térmica de los aceros de bajas aleaciones.

Los contaminantes como el vanadio y los compuestos de azufre y especialmente los iones de metales alcalinos, presentes en los combustibles tienden a reaccionar en la zona de combustión para formar fundentes en estado de fusión, los que a su vez disolverán la película de óxido protectora depositada sobre el acero inoxidable, permitiendo de este modo que la oxidación tenga lugar a una velocidad rápida. Este problema se ha vuelto más común con el alto costo y el suministro reducido del gas natural y de los aceites combustibles destilados, que han obligado al empleo de aceites combustibles residuales y al uso de carbón.

CÓMO COMBATIR LA CORROSIÓN

Selección de materiales El objetivo básico es seleccionar el material que sea más económico y que llene los requerimientos del proceso. La mejor fuente de datos es una experiencia bien fundamentada en una unidad de proceso idéntica. En ausencia de tales datos, se pueden buscar otras fuentes, como la experimentación con unidades piloto o de escala reducida donde se llevarán a cabo ensayos de corrosión, pruebas de laboratorio con fluidos del proceso real, o ensayos de corrosión en soluciones sintéticas del proceso estudiado. Los datos de estas fuentes alternas (que se han enumerado en orden de confiabilidad decreciente) deberán ser evaluados apropiadamente, considerando hasta qué punto una prueba determinada puede fallar en la reproducción de las condiciones reales en una unidad en operación. Se debe poner atención especial en las posibles diferencias entre las pruebas estáticas de laboratorio y el dinamismo de una planta, así como en las trazas de las impurezas (p. ej., los cloruros en los sistemas de acero inoxidable), todo lo cual puede cambiar drásticamente la corrosividad del sistema. También se debe considerar la posibilidad de ataque grave localizado, como las picaduras, la corrosión por grietas o la fractura de corrosión por esfuerzo.

Las **velocidades de corrosión tolerables** son un factor importante y difieren con los equipos. Se puede permitir una corrosión apreciable para los tanques y las líneas, si se prevé y se deja margen para ella, en el espesor de diseño pero no se puede permitir esencialmente ninguna corrosión en las mallas de alambre finas, los orificios y otros puntos en que los cambios pequeños de dimensión sean críticos.

En muchos casos, la utilización de **materiales no metálicos** resultará conveniente desde el punto de vista económico y de desempeño. Se deben tomar en cuenta cuando sus limitaciones de diseño, temperatura y resistencia sean satisfactorias.

Diseño adecuado Las consideraciones de diseño respecto a la minimización de las dificultades de corrosión deben incluir la conveniencia de un drenaje libre y completo, la eliminación de grietas y la facilidad de limpieza e inspección. La instalación de deflectores, atirantadores y boquillas de drenaje y la ubicación de las válvulas y las bombas se deben hacer de modo que se produzca un drenaje libre y que se pueda realizar el lavado sin retención. Siempre que sea práctico, se deberán proporcionar medios de acceso para la inspección y el mantenimiento. Cuando sea posible, convendrá utilizar juntas a tope. Si se utilizan yuxtapuestas utilizando soldaduras fileteadas, estas últimas deberán ser continuas.

En general, se debe evitar la utilización de metales diferentes en contacto entre sí, sobre todo si están muy separados en sus posiciones nominales en la serie electromotriz (véase la Tabla 23-1). Si se van a utilizar juntos, será preciso tomar en consideración su aislamiento mutuo, o bien hacer que el área del material anódico sea tan grande como sea posible.

Los equipos se deben sostener de tal modo que no reposen en pozas de líquido o en algún material aislante húmedo. El aislamiento poroso debe ser a prueba del clima o estar protegido de otro modo contra la humedad y las salpicaduras, con el fin de evitar el contacto del material húmedo con el equipo. Las especificaciones tienen que estar suficientemente completas para asegurarse de que se utilice el tipo de material o la composición que se desee y que se proporcione la condición correcta de acabado superficial y tratamiento térmico. Es conveniente la inspección durante la fabricación y antes de la aceptación.

Modificación del ambiente Los cambios simples en el ambiente pueden introducir una diferencia apreciable en la corrosión de metales y es preciso tomarlos en cuenta como medios para combatir la corrosión. El **oxígeno** es un factor importante y su retiro o su adición puede provocar cambios importantes en la corrosión. Por ejemplo, el tratamiento de agua de alimentación de calderas para retirar oxígeno, reduce considerablemente la corrosividad del agua sobre el acero. La purga de gases inertes y la interferencia de muchas soluciones, sobre todo los medios ácidos, reducen en general la corrosión de las aleaciones con base de cobre y níquel, al minimizar el contenido de aire u oxígeno. Por otra parte, la corrosividad de los medios ácidos para las aleaciones inoxidables se puede reducir mediante la aireación, debido a la formación de películas de óxido pasivo. La reducción de la temperatura será casi siempre provechosa en lo que se refiere a la reducción de la corrosión si no resultan cambios en la fase corrosiva (p. ej., condensación). Los efectos debidos a la velocidad variarán con el material y el sistema corrosivo. Cuando los valores de pH se pueden modificar, será conve-

niente, en general, ma
se adicionan ácidos e
agregarlos en último l
la concentración míni
posible de exposición
tantes que los valores
sión. La eliminación
za, si no evita, la co
modificación ambien

Inhibidores El e
aditivos a los ambie
metales en el ambien
rrosión. En general,
recirculación en los
bargo, también ha re
chos sistemas de una
operaciones de proce
ces debido a su influ
catódicas o anódicas

Como ejemplos típ
la corrosión del hier
cromatos, los fosfat
nicos y aminas resul
sión del hierro y el a

El empleo de inhil
hierro y el acero, sin
inoxidable y otros m
bre al ácido sulfúric
inoxidables en soluc
inhibido provoca un

La eficiencia de
con el incremento d
consideran atractive
utilizan en cantidad

En algunos casos,
es fundamental, ya
ataque localizado o
tados son todavía m
inhibidor. Por tanto
cluir la revisión de l
ción de necesidades

Protección catód
corrosión se aplica
de acero al carbon
puestos a la corrosi
frecuencia en siste
turas costeras y tan

En la actualidad
ción catódica para
método de ánodo d
de que se convierta
trólito en cuestión.

Entre los ejempl
empleo de zinc, ma
trico con el metal
para la protección
cias a superficies d
los cascos de los ba
método por corrosi
de la **fem impresa**
fuentes externas y
ánodos que esencia
nes no corroibles
electrólito, en el ca

Las necesidades
colocación del ánc
trólito de que se tra

niente, en general, mantener el nivel de ácido en un mínimo. Cuando se adicionan ácidos en los procesos por lotes, puede ser conveniente agregarlos en último lugar, con el fin de obtener la dilución máxima y la concentración mínima de ácido, así como también el menor tiempo posible de exposición. Los valores alcalinos de pH son menos importantes que los valores ácidos en lo que se refiere al control de la corrosión. La eliminación de la humedad puede y frecuentemente minimiza, si no evita, la corrosión de los metales y esta posibilidad de la modificación ambiental se debe tomar en cuenta con el mayor cuidado.

Inhibidores El empleo de diversas sustancias o inhibidores como aditivos a los ambientes corrosivos, para reducir la corrosión de los metales en el ambiente, es un medio importante de combate de la corrosión. En general, resulta más atractivo en sistemas cerrados o de recirculación en los que el costo anual del inhibidor es bajo. Sin embargo, también ha resultado económicamente conveniente para muchos sistemas de una sola pasada, como los que se encuentran en las operaciones de procesamiento del petróleo. Los inhibidores son eficaces debido a su influencia de control sobre las reacciones de las zonas catódicas o anódicas.

Como ejemplos típicos de los inhibidores utilizados para minimizar la corrosión del hierro y el acero en soluciones acuosas se tienen los cromatos, los fosfatos y los silicatos. Los materiales de sulfuros orgánicos y aminas resultan con frecuencia eficaces para reducir la corrosión del hierro y el acero en solución ácida.

El empleo de inhibidores no se limita al control de la corrosión del hierro y el acero, sino que, con frecuencia, son eficientes con el acero inoxidable y otros materiales de aleación. La adición de sulfato de cobre al ácido sulfúrico diluido detiene a veces la corrosión de los aceros inoxidables en soluciones diluidas calientes, mientras que el ácido no inhibido provoca una corrosión rápida.

La eficiencia de un inhibidor determinado aumenta generalmente con el incremento de la **concentración**; pero los inhibidores que se consideran atractivos desde el punto de vista práctico y económico se utilizan en cantidades de menos de 0.1% en peso.

En algunos casos, la cantidad de inhibidor que se encuentra presente es fundamental, ya que una deficiencia puede dar como resultado un ataque localizado o de picaduras, con la consecuencia de que los resultados son todavía más destructivos que si no se encontrara presente el inhibidor. Por tanto, la consideración del uso de inhibidores debe incluir la revisión de la experiencia en sistemas similares o la investigación de necesidades y limitaciones en nuevos sistemas.

Protección catódica Este método electroquímico de control de la corrosión se aplica mucho en la protección de estructuras subterráneas de acero al carbono, como tuberías y tanques que se encuentran expuestos a la corrosión externa del suelo. También se emplea con mucha frecuencia en sistemas acuosos para proteger cascos de barco, estructuras costeras y tanques de almacenamiento de agua.

En la actualidad se utilizan dos métodos para proporcionar protección catódica para minimizar la corrosión de los metales. Se trata del método de ánodo de sacrificio y el de fem impresa. Los dos dependen de que se convierta el metal que se va a proteger en el cátodo del electrólito en cuestión.

Entre los ejemplos del método de **ánodo de sacrificio** se incluye el empleo de zinc, magnesio o aluminio como ánodos en contacto eléctrico con el metal que se va a proteger. Pueden ser ánodos enterrados para la protección de líneas de tuberías subterráneas o como adherencias a superficies de equipos como cajas de agua de condensadores o los cascos de los barcos. La corriente que se requiere se genera en este método por corrosión del material del ánodo de sacrificio. En el caso de la **fem impresa**, la corriente directa se proporciona por medio de fuentes externas y se hace pasar por el sistema mediante el empleo de ánodos que esencialmente no son de sacrificio, como carbono, aleaciones no corroíbles o platino enterrado en la tierra o suspendido en el electrólito, en el caso de los sistemas acuosos.

Las necesidades en relación con la distribución de la corriente y la colocación del ánodo varían con la resistividad de los suelos o el electrólito de que se trate.

Protección anódica Este método electroquímico se apoya en un sistema de control de potencial externo (potenciostato) para mantener el metal o la aleación en una condición no corroíble (pasiva). Las aplicaciones prácticas incluyen enfriadores de ácido en las plantas de ácido sulfúrico y en los tanques de almacenamiento para el citado ácido.

Recubrimientos y forros El empleo de materiales no metálicos para forros y recubrimientos en combinación con el acero u otros materiales ha sido, y seguirá siendo, un tipo importante de construcción para combatir la corrosión.

Se utilizan **recubrimientos orgánicos** de muchos tipos como forros en equipos como tanques, tuberías, líneas de bombeo y recipientes especiales de embarque ("contenedores") y constituyen a menudo un medio económico de control de la corrosión, sobre todo cuando el principal objetivo es la libertad de contaminación del metal. Un principio que se acepta en general es que no se deben utilizar recubrimientos delgados, del tipo de pintura, de menos de 0.75 mm (0.03 in) de espesor, en servicios en los que se requiere una protección completa, para evitar el ataque rápido al sustrato metálico. Esto se debe a que la mayor parte de los recubrimientos delgados contienen defectos que conducen a fallas tempranas debido a la corrosión del sustrato metálico, aun cuando el material de recubrimiento sea resistente. Siempre es conveniente la prueba eléctrica para la continuidad de los forros del tipo de recubrimiento para aplicaciones en servicios sumergidos, con el fin de detectar defectos del tipo de lagunas en el recubrimiento.

Los forros más seguros para servicios corrosivos son los que se adhieren directamente al sustrato y se ensamblan en efectos de capas múltiples o laminados hasta espesores de más de 2.5 mm (0.10 in). Incluyen sistemas de vidrio-fibra-resinas reforzadas y sistemas plásticos elastoméricos y plastificados. Una buena preparación superficial y la inspección profunda del recubrimiento completo, incluyendo las pruebas eléctricas, se deben considerar como requisitos mínimos para cualquier aplicación de recubrimiento.

Los forros de este tipo son ligeramente permeables a muchos líquidos; esta permeabilidad es probable que no dañe al forro, pero puede causar fallas promoviendo la desunión del forro debido a presiones entre el forro y el acero.

Con frecuencia se utilizan **recubrimientos de ladrillos de carbono o cerámicos** como recubrimiento exterior sobre forros de plástico o membranas, cuando las temperaturas superficiales sobrepasen aquéllas que puedan ser toleradas por los materiales sin protección, o cuando la membrana deba protegerse contra daños mecánicos. Este tipo de construcción permite el procesamiento de materiales que son demasiado corrosivos para manejarlos en construcciones metálicas de bajo costo.

Acero recubierto de vidrio Aplicando los métodos apropiados, algunas clases especiales de vidrios pueden ser unidas al acero, lo que da por resultado una barrera impermeable con un espesor de 1.5 a 2.5 mm (0.060 a 0.100 in). El equipo y la tubería preparados de esta manera se emplean habitualmente en el servicio de ácidos extremadamente corrosivos. El recubrimiento de vidrio se puede dañar mecánicamente, y si se quieren alcanzar buenos resultados con este sistema se debe prestar una atención muy cuidadosa a los detalles de diseño, inspección, instalación y mantenimiento.

El **revestimiento** del acero con una aleación es otro método para abordar este problema. En la actualidad hay ciertos métodos de revestimiento que se utilizan comúnmente. En uno de ellos, se hace un emparedado con el metal resistente a la corrosión y acero al carbono mediante laminado en caliente para producir una **soldadura a presión** entre las placas.

Otro proceso implica la **unión por explosión**. El metal resistente a la corrosión se adhiere a un metal de respaldo de acero mediante la fuerza generada por cargas explosivas situadas de modo apropiado. Se pueden ligar secciones relativamente gruesas de metal por esta técnica, en placas.

En un tercer proceso, se sujeta un **recubrimiento suelto** a una coraza de acero al carbono mediante soldaduras espaciadas en tal forma que se evite la caída del recubrimiento. Un cuarto proceso es la **solda-**

dura de superpuestas, que implica depositar placas múltiples de aleación metálica soldable para cubrir la superficie de acero.

Todos estos métodos requieren un cuidadoso diseño de fabricación para poder tener éxito.

Recubrimientos metálicos para ambientes moderados Los **recubrimientos de zinc** aplicados por diversos medios tienen buena resistencia a la corrosión en muchas atmósferas. Esos recubrimientos se han utilizado ampliamente en acero. El zinc tiene la ventaja de ser anódico al acero y, por ende, protegerá las zonas expuestas del acero mediante una acción electroquímica.

El acero recubierto con estaño **(estañado)** se utiliza en recipientes para alimentos. Es más noble que el acero; por consiguiente, las soluciones bien aireadas acelerarán galvánicamente el ataque del acero en las zonas expuestas. La falta relativa de aire dentro de los recipientes para alimentos contribuye a preservar tanto el estaño como los alimentos mismos. Asimismo, el potencial reversible que sufre el par de estaño y hierro en ácidos orgánicos sirve para proteger el acero expuesto en los recipientes para alimentos.

Cadmio Puesto que es anódico hacia el acero, se comporta de modo muy similar al zinc para proporcionar protección contra la corrosión cuando se aplica como recubrimiento sobre el acero. Se deben realizar pruebas en los revestimientos zinc y cadmio cuando se hace necesario determinar la selección más económica para un ambiente particular.

El **plomo** tiene buena resistencia a varias atmósferas. Como recubrimiento ha tenido su mayor aplicación en la producción de lámina de estaño emplomado que se emplea como material para tejados, cornisas y desagües.

Los **recubrimientos de aluminio** sobre acero tienen un desempeño similar al de los recubrimientos de zinc. El aluminio tiene buena resistencia a muchas atmósferas; además, puesto que es anódico al acero, protege galvánicamente las zonas expuestas. Los productos de acero recubierto con aluminio son muy útiles en condiciones a altas temperaturas, cuando se requiere una buena resistencia a la oxidación.

MÉTODOS PARA PROBAR LA CORROSIÓN

No hay modo estándar ni preferido para efectuar una prueba de la corrosión; el método se debe escoger para que se ajuste a la finalidad de la prueba. Los **tipos de pruebas** principales son, en orden decreciente de confiabilidad:

1. La experiencia operacional real con equipos de plantas a escala completa, expuestos al medio corrosivo.
2. Experiencia con equipos de plantas en pequeña escala, ya sea en condiciones comerciales o de planta piloto.
3. Pruebas de muestras sobre el terreno que incluyen muestras de acero, muestras esforzadas, sondas de resistencia eléctrica expuestas al medio de corrosión de la planta o muestras expuestas a la atmósfera, a tierras o a aguas dulces, salobres o saladas.
4. Pruebas de laboratorio con muestras expuestas a líquidos de plantas "reales" o ambientes simulados.

Las pruebas de corrosión en la planta o sobre el terreno son útiles para:

1. Selección del material más apropiado para resistir un ambiente dado y estimar su durabilidad probable en ese ambiente.
2. Estudio de la eficacia de los medios para evitar la corrosión.

PRUEBAS DE CORROSIÓN EN LABORATORIO

Los metales y las aleaciones no responden del mismo modo a todas las influencias de los numerosos factores que participan en la corrosión. En consecuencia, no es práctico establecer procedimientos estándares universales de laboratorio para las pruebas de corrosión, con excepción de las pruebas de inspección. Sin embargo, algunos detalles de las pruebas en laboratorio requieren una atención cuidadosa para poder obtener resultados útiles.

En la selección de materiales para construir una planta química, el factor determinante suele ser, con frecuencia, la resistencia al medio corrosivo; de otro modo, la elección caerá en forma automática sobre el material más barato que sea mecánicamente adecuado. A menudo, las pruebas de corrosión en laboratorio son los medios más rápidos y satisfactorios para efectuar una **selección preliminar** de los materiales más adecuados que se deben utilizar. No obstante, de modo lamentable, no se encuentra todavía dentro del estado actual de las pruebas de laboratorio la predicción exacta del comportamiento del material escogido en las condiciones operacionales de la planta. La dificultad principal recae no tanto en efectuar la prueba como en interpretar los resultados y en traducirlos en términos de operación de la planta. Una prueba de laboratorio de tipo común da primordialmente un factor: la resistencia química del material propuesto al agente corrosivo. Hay otros muchos factores que entran en el comportamiento del material en la planta, como gases disueltos, velocidad, turbulencia, abrasión, condiciones de agrietamientos, efectos de paredes calientes, efectos de paredes frías, niveles de esfuerzo de los metales, trazas de impurezas en el corrosivo, que actúan como aceleradores o inhibidores de la corrosión, y variaciones en la composición del material corrosivo.

Un buen método para determinar el factor de resistencia química, la llamada **prueba de inmersión total,** representa un método no acelerado, que, como se ha descubierto, da resultados razonablemente concordantes, de conformidad aproximada con los resultados obtenidos a gran escala, cuando se toman en consideración las otras variables. Se han propuesto otras pruebas y se utilizan en la actualidad, como la aspersión de sal, la prueba electrolítica acelerada, la inmersión alterna y la inmersión total aireada; sin embargo, en vista de las muchas complicaciones para la traducción de los resultados de laboratorio a los resultados de la planta, se considera que la prueba más sencilla es la más conveniente para trabajos preliminares de rutina, reservando los métodos especiales de prueba para los casos específicos. La prueba de inmersión total sirve muy bien para eliminar los materiales que, evidentemente, no se pueden utilizar; se puede llevar a cabo una selección adicional entre los materiales que aparentemente se pueden usar, sobre la base del conocimiento de las propiedades de los materiales de que se trate y las condiciones de trabajo mediante la construcción de equipos a gran escala del material propuesto, en el cual se pueden simular las condiciones operacionales.

La National Association of Corrosion Engineers (NACE) estableció el Standard TM-01-69, Laboratory Corrosion Testing of Metals for the Process Industries [*Mater. Prot.*, 13-24 (mayo, 1969)], que cubre la prueba de inmersión total. La descripción que sigue se basa en esta norma.

Piezas para pruebas El tamaño y la forma de los especímenes variarán de acuerdo con la finalidad de la prueba, la naturaleza del material y el aparato que se utilice. Son convenientes una razón grande de superficie a masa y una razón pequeña de área de borde a área total. Esas razones se pueden alcanzar mediante la utilización de especímenes rectangulares o circulares de espesor mínimo. Los especímenes circulares se deben cortar de preferencia de láminas y no de barras, con el fin de minimizar los granos de los extremos que estén expuestos.

Un espécimen circular de aproximadamente 38 mm (1.5 in) de diámetro será una forma conveniente para las pruebas de corrosión de laboratorio. Con un espesor de, aproximadamente, 3 mm ($^1/_8$ in) y un orificio con diámetro de 8 u 11 mm ($^5/_{16}$ o $^7/_{16}$ de in) para el montaje, esos especímenes pasarán con facilidad por una junta de cristal esmerilado de 45/50 de una caldera de destilación. El área de superficie total de un espécimen circular se obtiene mediante la ecuación

$$A = \frac{\pi}{2}(D^2 - d^2) + t\pi D + t\pi d$$

en donde t = espesor, D = diámetro del espécimen y d = diámetro del orificio de montaje. Si el orificio está completamente cubierto por un soporte de montaje, se omite el término final ($t\pi d$) de la ecuación.

Las muestras de
1 por $^1/_{16}$ o $^1/_8$ in)]
sobre todo si se deb
tos de entrecara o fi

Todos los especí
el cálculo exacto de
cálculo de área con

Se pueden espec
importante de metl
riaciones en las co
puede lograr por tr
merilado con una t
teniendo cuidado
retirar, por lo menc
a 15 mg/in^2). Si se
se debe prestar una
mine metal en exc
del espécimen, los
hasta la exposició

Los especímene
polvo limpiador, s
en agua y un disol
una mezcla de 50%
Para los metales r
sio y el cobre, no s
vo, que podría ray
para la desecación
de los especímene
berá pesar en una

Aparatos Se
que consiste en u
siempre de 500 a 5
férico, un asperso
sitivo regulador d
placa caliente o n
requiere agitació
canismo de agitac
En la figura 23-3

Vaina del termóm

Frasco de re

Muest
suspendidas
sopc

Ent
de

FIG. 23-3 Dispo
rrosión (Basada en

Las muestras de acero en bandas [50 por 25 por 1.6 o 3.2 mm (2 por 1 por $^1/_{16}$ o $^1/_8$ in)] se pueden preferir como especímenes de corrosión, sobre todo si se deben estudiar, mediante pruebas en laboratorio, efectos de entrecara o línea de líquido.

Todos los especímenes se deberán medir con cuidado para permitir el cálculo exacto de las zonas expuestas. Por lo común, es adecuado un cálculo de área con una precisión de hasta, más o menos, 1%.

Se pueden esperar resultados más uniformes, si se retira una capa importante de metal de los especímenes, con el fin de eliminar las variaciones en las condiciones de la superficie metálica original. Esto se puede lograr por tratamiento químico, eliminación electrolítica o esmerilado con una tela o un papel de lija fuerte, digamos del número 50, teniendo cuidado de no trabajar demasiado la superficie. Es preciso retirar, por lo menos, 2.5×10^{-3} mm (0.0001 in) o 1.5 a 2.3 mg/cm^2 (10 a 15 mg/in^2). Si se van a utilizar especímenes de aleaciones revestidas, se debe prestar una atención especial para asegurarse de que no se elimine metal en exceso. Después de la preparación final de la superficie del espécimen, los especímenes se deben almacenar en un desecador hasta la exposición, cuando no se utilicen inmediatamente.

Los especímenes se deben desengrasar finalmente frotándolos con polvo limpiador, sin blanqueador, seguido por el enjuagado completo en agua y un disolvente apropiado (que puede ser acetona, metanol o una mezcla de 50% de metanol y 50% de éter) y la desecación al aire. Para los metales relativamente blandos, como el aluminio, el magnesio y el cobre, no siempre se necesita la frotación con un polvo abrasivo, que podría rayar la superficie del espécimen. El empleo de toallas para la desecación puede introducir un error debido a la contaminación de los especímenes con grasa o pelusa. El espécimen desecado se deberá pesar en una balanza analítica.

Aparatos Se debe utilizar un aparato adaptable y conveniente, que consiste en una caldera o un matraz de tamaño adecuado (casi siempre de 500 a 5000 ml), un condensador de reflujo con sello atmosférico, un aspersor para controlar la atmósfera o la aireación, un dispositivo regulador de la temperatura, un dispositivo calentador (baño, placa caliente o manto) y un sistema de soporte del espécimen. Si se requiere agitación, el aparato se puede modificar para aceptar un mecanismo de agitación adecuado, que puede ser un agitador magnético. En la figura 23-3 se muestra una configuración típica de un matraz de

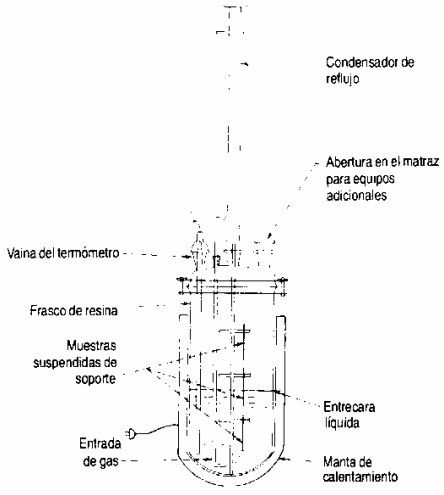


FIG. 23-3 Disposición de equipos de laboratorio para efectuar pruebas de corrosión (Basada en *NACE Standard TM-01-69*).

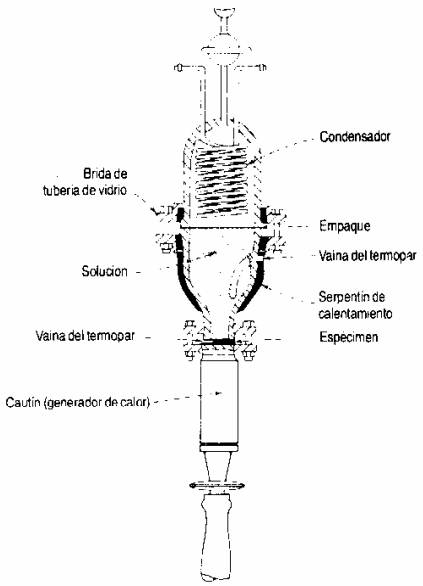


FIG. 23-4 Dispositivo de laboratorio para pruebas de corrosión de materiales de transferencia de calor.

resina para este tipo de prueba. Las pruebas en vasos picudos abiertos no se deben utilizar, debido a la evaporación y la contaminación.

En otras pruebas más complejas, se deben tomar disposiciones para el flujo continuo o del líquido corrosivo, mientras se mantiene simultáneamente una atmósfera controlada.

En la figura 23-4 se muestra un aparato para la prueba de materiales para aplicaciones de transferencia de calor. En este caso, la muestra está a una temperatura más alta que la del volumen de la solución.

Si la prueba va a ser una guía para seleccionar un material con un fin determinado, será preciso determinar los límites de los factores de servicio controlantes. Esos factores incluyen la concentración de oxígeno, la temperatura, la velocidad del flujo, el valor de pH y otras características importantes.

La **composición de la solución de prueba** debe ser controlada tanto como se pueda y describirse en la forma más completa y exacta como sea factible, cuando se den los resultados. No se deben pasar por alto los constituyentes menores, porque con frecuencia afectan las velocidades de corrosión. El contenido químico se dará como porcentaje en peso de la solución. También resultan útiles la molaridad y la normalidad para definir la concentración de productos químicos en la solución de prueba. La composición de la solución de prueba se debe verificar mediante un análisis al final del ensayo, con el fin de determinar la amplitud del cambio de composición como el que se produce debido a la evaporación.

Temperatura de la solución La temperatura de la solución corrosiva se debe controlar dentro de un nivel de ± 1°C (±1.8°F) y enunciarse en el informe de los resultados de prueba.

Para pruebas a la temperatura ambiente, los análisis se deben efectuar a la temperatura más alta que se espere para el almacenado sin movimiento en los meses del verano. Esta temperatura puede ser de 40 a 45°C (104 a 113°F) en algunos lugares. También se reportará la variación de temperatura (p. ej., 40°C ± 2°C).

Aireación de la solución A menos que se especifique, la solución no se aireará. La mayor parte de las pruebas relacionadas con equipos de procesamiento se deben efectuar con la atmósfera natural inherente en el proceso, que pueden ser los vapores del líquido en ebullición. Si se emplea aireación, no se deben poner los especímenes en la corriente directa de aire del aspersor. Se pueden encontrar efectos extraños cuando la corriente de aire choque con los especímenes.

Velocidad de la solución El efecto de la velocidad no se determina, por lo común, en pruebas de laboratorio, aun cuando se han diseñado pruebas específicas con ese fin. Sin embargo, para facilitar la reproductibilidad, es conveniente tener cierto control de la velocidad.

Las pruebas en el punto de ebullición se deben llevar a cabo con el suministro mínimo posible de calor y utilizarse virutas en la ebullición para evitar la turbulencia excesiva y el choque de burbujas. En pruebas realizadas por debajo del punto de ebullición, la convección térmica es, en general, la única fuente de velocidad del líquido. En soluciones de prueba de viscosidades altas se recomienda la agitación controlada suplementaria con un agitador magnético.

Volumen de la solución El volumen de la solución de prueba tiene que ser suficientemente grande para evitar cualquier cambio apreciable de la corrosividad, debido al agotamiento de los constituyentes corrosivos o a la acumulación de productos de la corrosión que puedan afectar el avance de la corrosión.

Una relación adecuada de volumen a área es de 20 ml/cm^2 (125 ml/in^2) de solución/relación de superficie del espécimen. Éstos corresponden a la recomendación de la norma A262 de la ASTM, para la prueba de Huey. La relación preferida de volumen a área es de 40 ml/cm^2 (250 ml/in^2) de superficie del espécimen, como se estipula en la norma ASTM Standard G31, Laboratory Immersion Testing of Materials.

Método de soporte de muestras El dispositivo de soporte y el recipiente no deben ser afectados por la solución de prueba ni provocar la contaminación de esta última. El método de sostén de las muestras variará con el aparato utilizado para la realización de la prueba; pero se debe diseñar de modo que aísle las muestras unas de otras, desde el punto de vista físico y eléctrico y que aísle las muestras de cualquier recipiente metálico o dispositivo de soporte utilizado junto con el aparato.

La forma del soporte de la muestra debe asegurar el contacto libre de esta última con la solución corrosiva, la línea de líquido o la fase de vapor, como se muestra en la figura 23-3. Si las aleaciones revestidas quedan expuestas, se requieren procedimientos especiales para asegurar que sólo se exponga el revestimiento (a menos que la finalidad sea probar la capacidad del revestimiento para proteger los bordes de corte de la solución de prueba). Algunos soportes más comunes son varillas de vidrio o cerámica, albardillas de vidrio, ganchos de vidrio, resortes de plástico y fluorocarbono y varios soportes metálicos aislados o recubiertos.

Duración de la prueba Aun cuando la duración de cualquier prueba se determina por su naturaleza y su finalidad, un procedimiento excelente para evaluar el efecto del tiempo sobre la corrosión del metal y también de la corrosividad del ambiente en las pruebas de laboratorio, lo presentaron Wachter y Treseder [*Chem. Eng. Prog.*, págs. 315-326 (junio, 1947)]. Esta técnica se denomina **prueba de intervalo cepillado**. Otros procedimientos que requieren el retiro de productos sólidos de corrosión entre periodos de exposición no medirán con exactitud los cambios normales de la corrosión con el tiempo.

Los materiales que experimentan una corrosión importante no necesitan por lo común pruebas prolongadas para obtener velocidades de corrosión precisas. Aun cuando esta suposición es válida en muchos casos, tiene sus excepciones. Por ejemplo, el plomo expuesto al ácido sulfúrico se corroe con velocidad muy alta al principio, mientras acumula una película de protección y, en seguida, la velocidad disminuye considerablemente, de modo que la corrosión posterior es despreciable. El fenómeno de la formación de una película de protección se observa en muchos materiales resistentes a la corrosión y, por consiguiente, las pruebas breves con esos materiales indicarán velocidades de corrosión elevadas y serán totalmente engañosas.

Asimismo, las pruebas de corta duración pueden proporcionar resultados engañosos cuando se trate de aleaciones que formen películas pasivas, como los aceros inoxidables. Con condiciones limítrofes, se puede requerir una prueba prolongada para permitir la ruptura de la película pasiva y, por lo tanto, un ataque más rápido. En consecuencia, las pruebas efectuadas durante periodos prolongados son bastante más reales que las de corta duración. Esta afirmación se debe suavizar, indicando que la corrosión no debe proseguir hasta el punto en que el tamaño original de la muestra o la zona expuesta se reduzca en forma violenta o que se perfore el metal.

Si las velocidades de corrosión esperadas son moderadas o bajas, la ecuación que sigue da una duración recomendada de la prueba.

$$\text{Duración de la prueba (h)} = \frac{78\,740}{\text{velocidad de corrosión (mm/año)}}$$

$$= \frac{2000}{\text{velocidad de corrosión (mils/año)}}$$

Limpieza de muestras después de la prueba Antes de limpiar las muestras, es preciso observar y tomar nota de su aspecto. La ubicación de los depósitos, las variaciones en los tipos de depósitos y las de los productos de corrosión son extremadamente importantes para evaluar la corrosión localizada, como las picaduras y el ataque en celdas de concentración.

La limpieza de las muestras después del ensayo es una etapa vital en el procedimiento de prueba de corrosión y si no se realiza adecuadamente, pueden obtenerse resultados engañosos de la prueba. En general, el procedimiento de limpieza debe retirar todos los productos de corrosión de las muestras con una eliminación mínima de metal sano. No se pueden aplicar reglas fijas a la limpieza, ya que los procedimientos variarán según el tipo de metal que se limpie y el grado de adherencia de los productos de corrosión.

La **limpieza mecánica** incluye la frotación, el raspado, el cepillado, el golpeteo mecánico y procedimiento ultrasónico. La frotación con un cepillo de cerdas y un producto abrasivo suave es el método más utilizado; los otros se utilizan primordialmente como complemento para retirar productos de corrosión muy encostrados, antes de la limpieza por frotación. Se debe tener cuidado para evitar retirar metal sano.

La **limpieza química** implica la eliminación de material de la superficie de la muestra por disolución en un agente químico apropiado. Se emplean disolventes como acetona, tetracloruro de carbono y alcohol para eliminar aceites, grasas o resinas y se aplican por lo común antes de los otros métodos de limpieza. Se escogen diversos productos químicos para la aplicación a materiales específicos; en la norma de la NACE aparecen algunos de esos tratamientos que se utilizan en general.

La **limpieza electrolítica** debe ir precedida por la frotación para retirar productos de corrosión adheridos débilmente. Uno de los métodos de limpieza electrolítica que se ha descubierto que es útil para muchos metales y aleaciones es el siguiente:

Solución: 5% (por peso) de H_2SO_4
Ánodo: carbono o plomo
Cátodo: espécimen de prueba
Densidad de corriente del cátodo: 20 A/dm^2 (129 A/in^2)
Inhibidor: 2 cm^3 de inhibidor orgánico por litro
Temperatura: 74°C (165°F)
Periodo de exposición: 3 minutos

Se debe tener precaución para asegurar un buen contacto eléctrico con la muestra, evitar la contaminación de la solución con iones metálicos fácilmente reducibles y para asegurar que no se produzca una descomposición del inhibidor. En lugar de utilizar 2 ml de cualquier inhibidor se pueden emplear 0.5 g/l de inhibidores, como tiourea diortotolítica o etiyoduro de quinoleína.

Sea cual sea el tratamiento que se utilice para limpiar muestras después de una prueba de corrosión, se debe determinar su efecto de retiro de metal y corregir en consecuencia la pérdida de peso. Una muestra "blanco" se debe pesar antes y después de la exposición al procedimiento de limpieza, con el fin de establecer la pérdida de peso.

Evaluación de r
sido repesados se d
lizado, como las pi
lerada por el esfuer
nular deberán me
afectada.

La profundidad
el periodo real de
una relación anual
picaduras es raras
ción de las picadu
que se producen p
concentración) y l
a la solución de pr
corrosión con fo
1950)].

La muestra se de
minar si se ha prod

Suponiendo que
sente o se registre
sión o penetración

$$\frac{\text{Pérd}}{(\text{Área})\,(\text{tien}}$$

$$\frac{\text{Pérdid}}{(\text{Área})\,(\text{tiem}}$$

en donde las pérd
pulgadas cuadrad
ras de exposición
aleaciones se pued
nuales sobre metal

La lista de **verif**
reportar toda la in
Medios corrosi
Volumen de la s
Temperatura (n
Aireación (desc
Agitación (desc
Tipo de aparato
Duración de ca
Composición q
Forma y condic
Tamaño exacto
Tratamiento uti
Número de mu
separado o qué m
Método utiliza
ción y la amplitu
tratamiento.
Pérdidas reales
Evaluación del
tas bajo las varill
picaduras y los re
flexibilidad.

Las velocidade
límetros (mils) pc

Efecto de las v
sejable aplicar un
factor varía con e
tados. Por lo com

Entre los punto
tratar de basar el d
obtenidos en el la

La corrosión g
gran escala. No s

Evaluación de resultados Después de que los especímenes han sido repesados se deben examinar cuidadosamente. El ataque localizado, como las picaduras, la corrosión por grieta, la corrosión acelerada por el esfuerzo, fractura por corrosión o la corrosión intergranular deberán medirse tanto en su profundidad como en el área afectada.

La profundidad de la corrosión localizada deberá informarse para el periodo real de prueba y no deberá interpolarse o extrapolarse a una relación anual. La velocidad de iniciación o propagación de las picaduras es raras veces uniforme. El tamaño, la forma y la distribución de las picaduras se deben anotar. Es preciso distinguir entre las que se producen por debajo de los dispositivos de soporte (celdas de concentración) y las que están en superficies expuestas libremente a la solución de prueba. Se ha publicado un análisis excelente de la corrosión con formación de picaduras [*Corrosion*, 25t (enero, 1950)].

La muestra se debe someter a pruebas de flexión simple para determinar si se ha producido o no **fragilidad.**

Suponiendo que la corrosión localizada interna no se encuentre presente o se registre por separado en el informe, la **velocidad de corrosión** o penetración se puede calcular alternativamente como sigue:

$$\frac{\text{Pérdida de peso} \times 534}{(\text{Área})\,(\text{tiempo})\,(\text{densidad del metal})} = \text{mils/año (mpy)}$$

$$\frac{\text{Pérdida de peso} \times 13.56}{(\text{Área})\,(\text{tiempo})\,(\text{densidad del metal})} = \text{mm/año (mmpy)}$$

en donde las pérdidas de peso se dan en miligramos, el área está en pulgadas cuadradas de superficie metálica expuesta, el tiempo en horas de exposición y la densidad está en g/cm^3. Las densidades para las aleaciones se pueden obtener de los productores o de los diversos manuales sobre metales.

La lista de **verificación** que sigue es una guía recomendada para reportar toda la **información importante y los datos** adecuados:

Medios corrosivos y su concentración (cambios durante la prueba).
Volumen de la solución de prueba.
Temperatura (máxima, mínima y promedio).
Aireación (descríbanse las condiciones o la técnica).
Agitación (descríbanse las condiciones o la técnica).
Tipo de aparato utilizado para la prueba.
Duración de cada prueba (iniciación, final).
Composición química o nombre comercial de los metales probados.
Forma y condiciones metalúrgicas de las muestras.
Tamaño exacto, forma y área de las muestras.
Tratamiento utilizado para preparar las muestras para la prueba.
Número de muestras de cada material probado y si se probaron por separado o qué muestras se probaron en el mismo recipiente.
Método utilizado para limpiar las muestras después de la exposición y la amplitud de cualquier error esperado por medio de este tratamiento.
Pérdidas reales de peso de cada muestra.
Evaluación del ataque, si no es general, como la corrosión por grietas bajo las varillas de soporte, la distribución y la profundidad de las picaduras y los resultados del examen microscópico o las pruebas de flexibilidad.
Las velocidades de corrosión para cada muestra, expresadas en milímetros (mils) por año.

Efecto de las variables sobre las pruebas de corrosión Es aconsejable aplicar un factor de seguridad a los resultados obtenidos; dicho factor varía con el grado de seguridad en la aplicabilidad de los resultados. Por lo común, se puede considerar normal un factor de 3 a 10.

Entre los puntos más importantes que se deben tomar en cuenta al tratar de basar el diseño de planta en datos de la velocidad de corrosión, obtenidos en el laboratorio, son los siguientes:

La corrosión galvánica Es una causa frecuente de dificultades en gran escala. No sólo es peligroso el empleo de diferentes metales en el mismo equipo, sino que el efecto del trabajo en frío puede ser suficientes para establecer diferencias potenciales de magnitud objetable entre las diferentes partes de una misma pieza metálica. La masa de metal de los aparatos químicos es por lo común tan grande y, en consecuencia, la resistencia eléctrica tan baja, que un voltaje muy pequeño puede causar una corriente muy alta. También la soldadura puede dejar junta de composición química o física diferente de la del cuerpo de la lámina y provocar el desarrollo de corrosión localizada.

Tanto las variaciones locales de temperatura como las grietas que permiten la acumulación de productos de la corrosión, pueden facilitar la formación de **celdas de concentración** con el resultado de que se acelera la corrosión local.

En el laboratorio, la **temperatura** del espécimen de prueba es la del líquido en el cual se sumerge y la temperatura medida es, en realidad, aquélla a la que tiene lugar la reacción. En la planta (puesto que el calor se proporciona con frecuencia al líquido a través del metal), la temperatura de la película de líquido (corrosivo) en la parte interior del recipiente puede estar a cierto número de grados por encima de la que registra el termómetro. Puesto que la relación entre temperatura y corrosión es logarítmica, el índice de incremento es muy rápido. Al igual que otras reacciones químicas, la velocidad aumenta por lo común de dos a tres veces por cada elevación de 10 grados centígrados de temperatura; la relación real es la ecuación: $\log K = A + (B/T)$, en donde K representa la velocidad de corrosión y T, la temperatura absoluta. Se debe entender que esta relación, aun cuando se expresa matemáticamente, es cualitativa en vez de estrictamente cuantitativa.

Paredes frías En los enfriadores o condensadores se tiene, generalmente, una velocidad de corrosión disminuida en cierto grado, por la razón que se acaba de describir. Sin embargo, en algunos casos, el decremento de la temperatura puede permitir la formación de una segunda fase todavía más corrosiva, aumentándose con esto la corrosión.

El efecto de las **impurezas** en el material estructural o el corrosivo es tan marcado (mientras que, al mismo tiempo, puede ser de aceleración o desaceleración), que para obtener resultados confiables se deben probar los materiales reales que se vayan a utilizar y no tipos similares de esos materiales. En otras palabras, es mucho más conveniente probar la solución real de la planta y el metal o el no-metal real que depender de una duplicación de cualquiera de esos materiales. Puesto que las cantidades de sólo 0.01% de ciertos compuestos orgánicos reducirán el índice de solución del acero en ácido sulfúrico en un 99.5% y que 0.05% de bismuto en plomo incrementará la velocidad de corrosión a más del 1000% en ciertas condiciones, se puede entender lo difícil que sería tratar de duplicar todos los constituyentes importantes.

PRUEBAS DE CORROSIÓN EN PLANTAS

No siempre resulta práctico o conveniente investigar problemas de corrosión en el laboratorio. En muchos casos es difícil descubrir cuáles son las condiciones de servicio y reproducirlas con exactitud. Esto sucede especialmente en el caso de los procesos que incluyen cambios en la composición y otras características de las soluciones, a medida que avanza el proceso, como, por ejemplo, en la evaporación, la destilación, la polimerización, la sulfonación o la síntesis.

En el caso de muchas sustancias naturales, no se sabe con seguridad la naturaleza exacta del corrosivo y está sujeta a cambios que no se pueden controlar con facilidad en el laboratorio. En otros casos, la corrosividad de la solución se puede ver afectada considerablemente o, incluso, deberse primordialmente a un constituyente presente en proporciones tan pequeñas que la masa disponible en el volumen limitado de solución corrosiva que se puede utilizar en una configuración de laboratorio, se agotaría por la reacción de corrosión a comienzos de la prueba, y por consiguiente, los resultados obtenidos durante un periodo prolongado serían engañosos.

Otra dificultad que se encuentra a veces en las pruebas de laboratorio, es que la contaminación de la solución de prueba por productos de corrosión puede cambiar su naturaleza corrosiva hasta un punto apreciable.

En esos casos suele ser preferible llevar a cabo el programa de pruebas de corrosión al exponer especímenes en equipos operacionales en las **condiciones reales de servicio**. Este procedimiento tiene las ventajas adicionales de que es posible probar gran número de especímenes al mismo tiempo y requiere poca supervisión técnica.

En algunos casos es necesario seleccionar materiales para equipos que se utilizarán en un proceso desarrollado en el laboratorio y que todavía no se aplique a escala de planta. En esas circunstancias resultará evidentemente imposible efectuar pruebas en las plantas. En ese caso, un buen procedimiento es construir una planta piloto, utilizando los materiales más baratos que se encuentren disponibles u otros materiales escogidos sobre la base de experiencias obtenidas anteriormente o pruebas de laboratorio. Mientras que la planta piloto funciona para verificar el proceso mismo, los especímenes se pueden exponer en el equipo operacional como guía para la elección de materiales para la planta en gran escala, o bien, como medio para confirmar lo adecuado de los materiales seleccionados para la planta piloto.

Muestras para prueba Al efectuar pruebas en las plantas es necesario instalar las muestras de prueba de tal modo que no entren en contacto con otros metales y otras aleaciones. Esto evita que su conducta normal se vea alterada por los efectos galvánicos. También es conveniente proteger las muestras contra los daños mecánicos posibles.

No hay ningun tamaño ni ninguna forma estándar para las muestras de acero en las pruebas de corrosión. Suelen pesar de 10 a 50 g y tienen, de preferencia, una relación grande de superficie a masa. Los más comunes son los discos de 40 mm ($1\frac{1}{2}$ in) de diámetro por 3.2 mm ($\frac{1}{8}$ in) de espesor y las muestras cuadradas y rectangulares de dimensiones similares. La preparación de la superficie varía con la finalidad de la prueba, pero es común el esmerilado mecánico de la superficie o el pulido con un abrasivo del número 120. Las muestras no deben tener bordes cizallados, estarán limpias (sin que queden incrustaciones de tratamiento térmico, a menos que formen específicamente parte de la prueba) y se tendrán que identificar por medio del estampado. En la figura 23-5 se muestra un conjunto usual de pruebas en plantas.

La selección de los materiales con los que se va a construir el soporte de las muestras es de importancia. Los materiales deben ser bastante resistentes para asegurar que la prueba se lleve hasta su terminación de una manera satisfactoria. La selección de materiales de gran resistencia para el conjunto de pruebas constituye una buena práctica. Los materiales aislantes que se emplean son plásticos, porcelana, teflón y vidrio. Un plástico fenólico responde a la mayor parte de los propósitos, pero tiene la limitación de que no es adecuado para utilizarse a temperaturas por encima de 150°C (300°F), además de carecer de la resistencia adecuada a los álcalis concentrados.

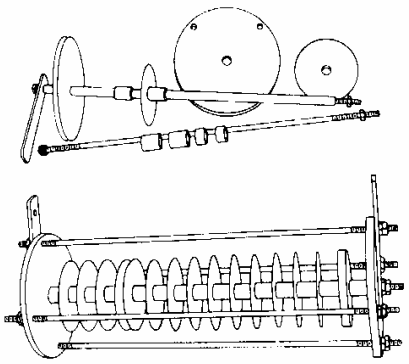


FIG. 23-5 Conjunto de carrete de pruebas de corrosión y muestras [Mantell (ed.), *Engineering Materials Handbook*, McGraw-Hill, New York, 1958].

La forma de sostener el portamuestras durante el periodo de prueba es muy importante. La posición preferida es con el eje longitudinal del soporte en posición horizontal, para evitar el goteo de los productos de corrosión de un espécimen a otro. El soporte se debe situar para que cubra las condiciones de exposición que se van a estudiar. Quizá se tenga que sumergir, o bien exponerse sólo a los vapores, situarse al nivel del líquido, o utilizar soportes para las tres ubicaciones. Se han utilizado diversos medios para sostener los soportes en líquidos o vapores. El más simple es suspender el soporte por medio de una cadena metálica ligera o un alambre grueso. Se han sujetado soportes entre serpentines de calentamiento, se han fijado a ejes de agitadores, soldado a espejos de evaporador, etc. El mejor método es utilizar gradillas de laboratorio.

En casos especiales, el portamuestras de "tipo carrete" no es aplicable y se debe establecer una forma especial, adecuada a la prueba, para aplicarlo a las condiciones de corrosión en estudio.

Para realizar pruebas en **líneas de tubería** de 75 mm (3 in) de diámetro, o mayores, se ha utilizado, como se muestra en la figura 23-6, un soporte de carrete que emplea los mismos especímenes de tipo de disco utilizados en el soporte de carrete estándar. Esa armazón está diseñada de tal modo que se puede situar en una línea de tuberías en cualquier posición, sin permitir que los especímenes en forma de discos toquen las paredes de la tubería. Al igual que en el tipo de soporte de banda, esta configuración no interfiere materialmente con el flujo del fluido por la tubería y permite el estudio de los efectos de corrosión que prevalecen en la línea de tuberías.

Otra forma de estudiar la corrosión en línea de tubería consiste en instalar en la línea secciones cortas de tubería de los materiales que se van a probar. Esas secciones de prueba deben aislarse unas de otras y del resto del sistema de tuberías por medio de acoplamientos no metálicos. También es una buena práctica colocar empaques aislantes en los extremos de los especímenes de tuberías, cuando se encuentren en el interior de los acoplamientos. Esas juntas se pueden sellar con diversos tipos de cemento o "compuesto". En algunos casos es conveniente pintar el exterior de las muestras para limitar la corrosión a las superficies internas.

A veces es conveniente exponer las muestras de pruebas de corrosión de equipos en operación sin el uso de portamuestras del tipo descrito. Esto se puede realizar fijando los especímenes directamente en alguna parte del equipo en operación, y proporcionando el aislamiento necesario contra los efectos galvánicos, como se muestra en la figura 23-7. Se ha descubierto que la forma recomendada para sujetar muestras a gradillas o soportes es muy adecuada para la exposición de los especímenes a la corrosión en agua de mar.

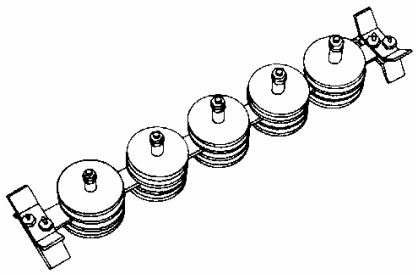


FIG. 23-6 Portamuestras del tipo de carrete para uso en una tubería de 3 in de diámetro o mayor [Mantell (ed.), *Engineering Materials Handbook*, McGraw-Hill, New York, 1958].

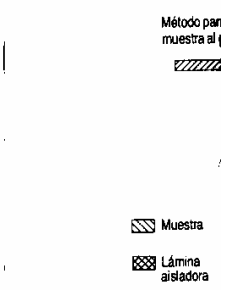


FIG. 23-7 Métodos
equipos móviles [Ma
Hill, New York, 1958]

Resultados de p
pués de la prueba, a
de laboratorio, se p
corrosión en planta

NUEVOS MÉT

Método de resis
rrosión está en form
ca aumenta a medi
sal. Por consiguien
medición periódica
cimen. La medició
ción con la electroc
dir una propiedad
transversal del espe
(Fig. 23-8).

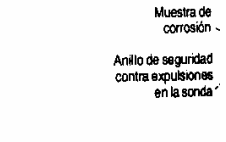


FIG. 23-8 Sonda re

Las **ventajas** de
1. Se puede r
muestra.
2. Se pueden
horas o días o en f
crementos repenti
será posible modif
rrosión.
3. Se puede ut
indicar si la veloci
damentales del pr

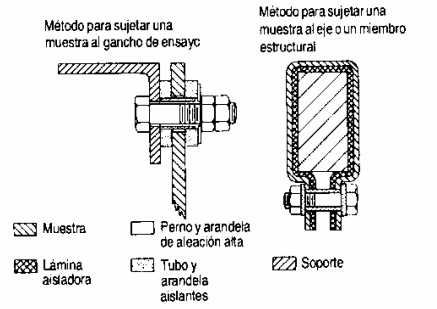


FIG. 23-7 Métodos para sujetar materiales a gradillas de prueba y a piezas de equipos móviles [Mantell (ed.), *Engineering Materials Handbook*, McGraw-Hill, New York, 1958].

Resultados de pruebas Los métodos para limpiar muestras después de la prueba, analizados en relación con las pruebas de corrosión de laboratorio, se pueden aplicar también a las muestras de prueba de corrosión en plantas.

NUEVOS MÉTODOS DE PRUEBA DE CORROSIÓN

Método de resistencia eléctrica Si una muestra de prueba de corrosión está en forma de fleje o alambre delgado, su resistencia eléctrica aumenta a medida que la corrosión disminuye su sección transversal. Por consiguiente, se puede utilizar, para vigilar la corrosión, una medición periódica o continua de la resistencia longitudinal del espécimen. La medición de la resistencia eléctrica no tiene ninguna relación con la electroquímica de la reacción de corrosión. Se limita a medir una propiedad volumétrica que depende del área de sección transversal del espécimen. Existen para ello instrumentos comerciales (Fig. 23-8).

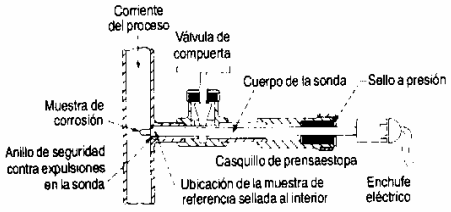


FIG. 23-8 Sonda retractable usual de corrosión.

Las **ventajas** de la técnica de resistencia eléctrica son:

1. Se puede medir la corrosión sin tener que ver ni retirar la muestra.

2. Se pueden hacer mediciones rápidas de la corrosión, en unas horas o días o en forma continua. Esto permite que se detecten los incrementos repentinos de la velocidad de corrosión. En algunos casos, será posible modificar a continuación el proceso para disminuir la corrosión.

3. Se puede utilizar el método para vigilar un proceso, con el fin de indicar si la velocidad de corrosión depende de algunas variables fundamentales del proceso.

4. El material corrosivo no tiene que ser un electrólito (de hecho, no tiene necesariamente que ser líquido).

5. El método puede detectar velocidades bajas de corrosión que requerirían mucho tiempo para su determinación por métodos de pérdida de peso.

Las **limitaciones** de la técnica son:

1. Se limita por lo común a la medición de la corrosión uniforme y no resulta completamente satisfactoria para la corrosión localizada.

2. El diseño de este sistema de prueba deberá tener la forma adecuada para compensar variaciones de temperatura. Estos diseños han demostrado no tener éxito completo. Los resultados más confiables son aquellos que se obtienen en sistemas a temperatura constante.

Método de polarización lineal La técnica de polarización lineal (o la resistencia a la polarización) da la velocidad de corrosión en un minuto, aproximadamente, sin necesidad de ninguna medición anterior. Este método se utiliza mucho en la actualidad para vigilar la corrosión en las plantas. Existen instrumentos comerciales y algunos dan una lectura directa (registro semicontinuo, si se desea).

La técnica depende de que la corrosión sea de naturaleza electroquímica. Se mide la cantidad de corriente externa necesaria para modificar en unos cuantos milivolts (por lo común 10 mV) el potencial de corrosión de un espécimen que se corroa libremente. Esta corriente se relaciona con la de corrosión y, por consiguiente, con la velocidad de corrosión de la muestra. Si el metal se corroe con rapidez, se necesitará una corriente externa considerable para modificar su potencial y viceversa.

El sistema de medición consiste en cuatro elementos básicos:

1. *Electrodos* Electrodos de referencia y prueba y, en algunos casos, un electrodo auxiliar.

2. *Sonda* Conecta los electrodos en el material corrosivo, en el interior del recipiente, a los conductores eléctricos.

3. *Conductores eléctricos* Van de la sonda a la fuente de corriente y al tablero de instrumentos.

4. *Sistema de control* Fuente de corriente (pilas), amperímetro, tablero de instrumentos, etc.

Los instrumentos comerciales tienen dos o tres electrodos. Asimismo, hay diferentes tipos de sistemas de tres electrodos. La aplicación y las limitaciones de los instrumentos dependen, en gran parte, de esos sistemas de electrodos.

Pruebas electroquímicas de corrosión La aplicación de los métodos electroquímicos a problemas prácticos de corrosión (sistemas diferentes a los sistemas de protección catódica, cuyo empleo ha quedado bien establecido durante años de aplicación) es un fenómeno que se ha presentado recientemente.

En la actualidad ha quedado claro que la actividad de la corrosión por picaduras, la corrosión por grietas y la fractura de corrosión por esfuerzo depende fundamentalmente del potencial de corrosión (p. ej., la diferencia de potencial entre el metal que se corroe y un electrodo de referencia adecuado). Con el empleo de equipo electrónico que se puede conseguir fácilmente, la cantidad y la dirección de la corriente directa que se requiere para controlar el potencial de corrosión en una solución determinada en un valor seleccionado puede medirse con toda facilidad. Una gráfica de estos valores en un intervalo de potenciales se conoce como un diagrama de polarización. Con el empleo de las técnicas experimentales apropiadas es posible definir los intervalos aproximados del potencial de corrosión en los que las picaduras, la corrosión por grieta y la fractura de corrosión por esfuerzo pueden ocurrir o dejar de hacerlo. Con el diseño adecuado en los sistemas de prueba, estas técnicas se pueden aplicar en las pruebas de campo y de laboratorio.

Para una información más detallada se recomiendan las siguientes referencias: Martin, "Potentiodynamic Polarization Studies in the Field", *Mater. Prot.*, **18,** 41-50 (marzo, 1979). Morris, "Use of Rapid-Scan Potentiodynamic Techniques to Evaluate Pitting and Crevice Corrosion Resistance", *Galvanic and Pitting Corrosion*, STP 576, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, 1976. Morris y Scarberry, "Predicting Corrosion Rates with the Potentiostat", *Corrosion*, **28,** 444-452 (diciembre, 1972).

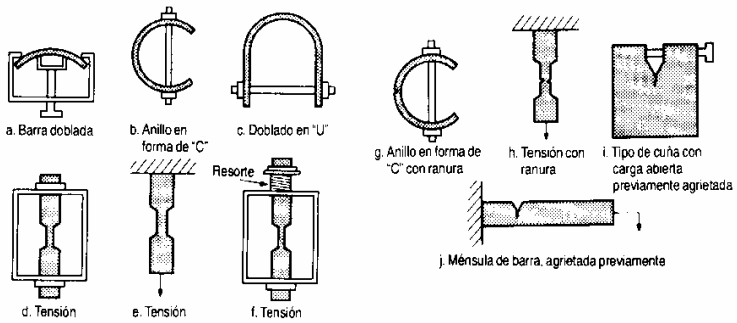


FIG. 23-9 Muestras para la prueba de corrosión por esfuerzo en diversas formas. [*Chem. Eng.*, **78**, 159 (Sept. 20, 1971).]

Pruebas de fractura de corrosión por esfuerzo Muestras que se han sometido a esfuerzos previos como los que se muestran en la figura 23-9, se han utilizado en pruebas de campo y de laboratorio para el estudio de la fractura de corrosión por esfuerzo. La variable que se ha observado es "el tiempo necesario para que se presente la fractura o para que una fractura se haga visible". Desgraciadamente, estas pruebas no pueden proporcionar una aceleración en la presentación de la fractura.

Como la fractura de corrosión por esfuerzo muestra con frecuencia periodos de inducción bastante prolongados (que van de meses a años), las pruebas practicadas deberán llevarse a cabo en periodos igualmente prolongados antes de emitirse conclusiones veraces.

Todavía hay mucho trabajo por hacer para evaluar los novísimos conceptos que se listan en seguida; sin embargo, promete lograr datos confiables en periodos más cortos y, en consecuencia, serán más prácticos.

1. *Prueba de velocidad de carga lenta* Implica una prueba de tensión muy lenta con la muestra por probar expuesta al ambiente de interés. Las velocidades usuales de carga que se emplean corresponden al nivel de 1×10^{-4} s^{-1} a 1×10^{-9} s^{-1}. La fractura de corrosión por esfuerzo se detectará por la desviación de la curva de tensión-deformación con respecto a aquélla que se observa en un ambiente no corrosivo. Esta técnica se ha aplicado con eficacia a muchos problemas prácticos. (Para más detalles, véase *Stress Corrosion Cracking, The Slow Strain Rate Technique*, STP 665, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, 1979.)

2. *Métodos electroquímicos* Estos métodos implican el empleo de verificación o control del potencial de corrosión en un valor seleccionado (ver la subsección "Pruebas electroquímicas de corrosión") en conjunción con varios métodos de aplicación de esfuerzo. Han demostrado su utilidad en pruebas de aceleración y en la definición del intervalo de potenciales de corrosión en los cuales la fractura de corrosión por esfuerzo puede presentarse en un sistema determinado. Estos métodos pueden utilizarse junto con la prueba de velocidad de carga lenta.

3. *Métodos de fractura mecánica* Han resultado de gran utilidad para definir la intensidad mínima de esfuerzo (K_{ISCC}) a la que ocurrirá la fractura de corrosión por esfuerzo en aleaciones de alta resistencia de baja ductibilidad. Sin embargo, no se han tenido mucho éxito cuando se utiliza el método con aleaciones de gran ductibilidad que, como se sabe, se usan extensamente en la industria química.

El trabajo en relación con estas nuevas técnicas, y otras más, continúa y se confía en que se definirán en breve pruebas aceleradas que sean confiables.

FACTORES ECONÓMICOS EN LA SELECCIÓN DE MATERIALES

En la mayor parte de los casos existe más de un material que se puede emplear alternativamente y que se debe considerar para una aplicación específica. Los cálculos de los costos reales a largo plazo requerirán la estimación de los siguientes aspectos:

1. Costo total de la fabricación de equipo y tubería
2. Costo de instalación
3. Duración de servicio
4. Costos de mantenimiento: cantidad y tiempo
5. Requerimientos de tiempo y costo para reemplazar o reparar al finalizar la duración de servicio
6. Tiempos muertos para reemplazos o reparaciones
7. Costo de inhibidores, servicios de control adicionales, etc., para alcanzar la duración de servicio estimada
8. Valor del dinero en el tiempo
9. Factores que inciden en el pago de contribuciones, como la depreciación y las variaciones en los impuestos
10. Tasa inflacionaria

Un análisis económico apropiado permitirá la comparación de las diversas alternativas con bases firmes. Los cálculos detallados de este aspecto escapan al propósito de esta sección. El lector encontrará un método adecuado si revisa el material de la Sec. 25 de Standard NACE RP-02-72 (Direct Calculation of Economic Appraisals of Corrosion Control Measures, National Association of Corrosion Engineers, Houston).

PROPIEDADES DE LOS MATERIALES

GUÍA PARA DATOS TABULADOS

De conformidad con el tema establecido en la subsección anterior sobre la corrosión y su control, en ésta, que se ocupa de las propiedades de los materiales, se hará hincapié en su resistencia a la corrosión. Puesto que hay muchas otras propiedades que deben considerarse al seleccionar materiales de construcción, se cubren también las propiedades físicas y mecánicas.

A continuación, se da un análisis general de las propiedades de diversos materiales, agrupados por tipos. La información que se presenta

sobre las propiedades de materiales se da en una serie amplia de tablas, desde la 23-2 a la 23-33. Hay información adicional que se relaciona específicamente con materiales para temperaturas bajas y altas en la parte final de la sección 23.

NORMAS Y ESPECIFICACIONES DE MATERIALES

Son obvios los beneficios que se derivan del consenso establecido como normas, que definen las propiedades y la química de materiales específicos. Dichas normas permiten que tanto los diseñadores como los usuarios trabajen con confianza y obtengan como mínimo las propiedades de los materiales especificados. Los diseñadores y los usuarios tendrán también la certidumbre de que los materiales serán comparativamente iguales aunque se compren a diferentes proveedores. A su vez, los productores de materiales podrán también confiar en que los materiales que producen dentro de una norma aceptada, tendrán un mercado disponible y por esto mismo los producen con eficiencia en grandes empresas.

Un tratamiento en detalle de este aspecto escapa al objetivo de esta sección, por lo que se proporciona una lista de algunas de las organizaciones encargadas de emitir normas de la mayor importancia para la industria química en Estados Unidos. Un resumen excelente de estas instituciones se encuentra en la *Encyclopedia of Chemical Technology* (3a. ed., Wiley, New York, 1978-1980).

1. **American National Standards Institute (ANSI)**, que originalmente fue la American Standards Association (ASA). El ANSI es el que promulga los códigos de tubería utilizados en las industrias de procesos químicos.
2. **American Society of Mechanical Engineers (ASME)**. Esta sociedad genera los códigos de calderas y recipientes a presión (Boiler and Pressure Vessel Codes).
3. **American Society for Testing and Materials (ASTM)**. Esta sociedad genera las especificaciones para la mayor parte de los materiales utilizados de acuerdo con el Código para tuberías de ANSI, Piping Codes y para el Código de calderas y recipientes a presión de ASME, Boiler and Pressure Vessel Codes.
4. **International Organization for Standardization (ISO)**. Este organismo contribuye a la generación de normas en todo el mundo. Cuenta con 80 naciones afiliadas.

ALEACIONES Y METALES FERROSOS

Acero El acero al carbono es el más común, barato y aplicable de los metales que se emplean en la industria. Tiene una ductibilidad excelente, lo que permite que se utilice en muchas operaciones de formado en frío. El acero también se puede soldar con facilidad.

Los grados de acero que se emplean comúnmente en las industrias de procesos químicos tienen una resistencia a la tracción dentro del nivel de 345 a 485 MPa (50 000 a 70 000 lbf/in^2) con buena ductibilidad. Es posible alcanzar niveles de resistencia todavía más altos con trabajado en frío, con aleaciones y con tratamiento térmico.

El acero al carbono es, con mucho, el material de empleo más común en las plantas de proceso, a pesar de que presenta una resistencia a la corrosión limitada en cierto grado. Se utiliza de manera habitual con la mayor parte de los compuestos químicos orgánicos y con soluciones acuosas neutras o básicas a temperaturas moderadas. También se emplea con frecuencia para almacenar ácido sulfúrico y sosa cáustica concentrados [por encima de 50% y a 55°C (130°F)]. Debido a que es muy fácil de conseguir, de bajo costo y de fabricación sencilla, el acero se emplea con frecuencia, en servicios que presentan velocidades de corrosión de 0.13 a 0.5 mm/año (5 a 20 mils/año) con cierto espesor adicional (**tolerancia a la corrosión**) para asegurar la duración de servicio prevista. Los requerimientos de calidad de los productos se deben considerar cuidadosamente en tales casos.

Aceros de baja aleación Los aceros de baja aleación contienen uno o más agentes de aleación para mejorar las propiedades mecánicas y de resistencia a la corrosión por encima de las del acero al carbono.

Un grado usual de aleación baja [American Iron and Steel Institute (AISI) 4340] contiene 0.40% de C, 0.70% de Mn, 1.85% de Ni, 0.80% de Cr y 0.25% de Mo. Se utilizan muchos otros agentes de aleación para producir un número grande de grados de productos con normas AISI.

El níquel aumenta la tenacidad y mejora las propiedades a bajas temperaturas y la resistencia a la corrosión. El cromo y el silicio mejoran la dureza, la resistencia a la abrasión, la resistencia a la corrosión y la resistencia a la oxidación. El molibdeno proporciona resistencia a temperaturas elevadas.

La adición de cantidades pequeñas de materiales de aleación mejora considerablemente la resistencia de corrosión en los ambientes atmosféricos; pero no tienen mucho efecto contra los líquidos corrosivos. Los elementos de la aleación producen una película de herrumbre apretada, densa y adherente; pero en las soluciones ácidas o alcalinas, la corrosión es, más o menos, equivalente a la del acero al carbono. Sin embargo, la resistencia mayor permite paredes más delgadas en los equipos de procesamiento hechos de acero de baja aleación.

Hierros colados En general, el hierro colado no es un material estructural particularmente fuerte o resistente, aun cuando se trata de uno de los más económicos y se utiliza mucho en la industria.

El **hierro colado gris**, de costo bajo y fácil de vaciar en formas complejas, contiene carbono, silicio, manganeso y hierro. Se encuentra presente carbono, 1.7 a 4.5%, como carbono combinado y grafito; el carbono combinado se dispersa en la matriz como carburo de hierro (cementita), mientras que el grafito libre aparece como laminillas delgadas y dispersas por todo el cuerpo del metal. Se producen diversos grados de resistencia de hierro gris, que hacen variar el tamaño, la cantidad y la distribución del grafito.

El hierro gris tiene propiedades "amortiguadoras" sobresalientes —o sea, capacidad para absorber la vibración—, además de gran resistencia al desgaste; sin embargo, el hierro gris es frágil y tiene baja resistencia a los choques y a los impactos. Su facilidad para el maquinado es excelente.

Los vaciados de hierro colado gris, con algunas excepciones importantes, suelen tener una resistencia a la corrosión similar a la que posee el acero al carbono. Estos vaciados resisten la corrosión atmosférica, así como también los ataques de suelos neutros y aguas naturales o neutras. Sin embargo, este material es atacado por las soluciones de ácido-sal y los ácidos diluidos.

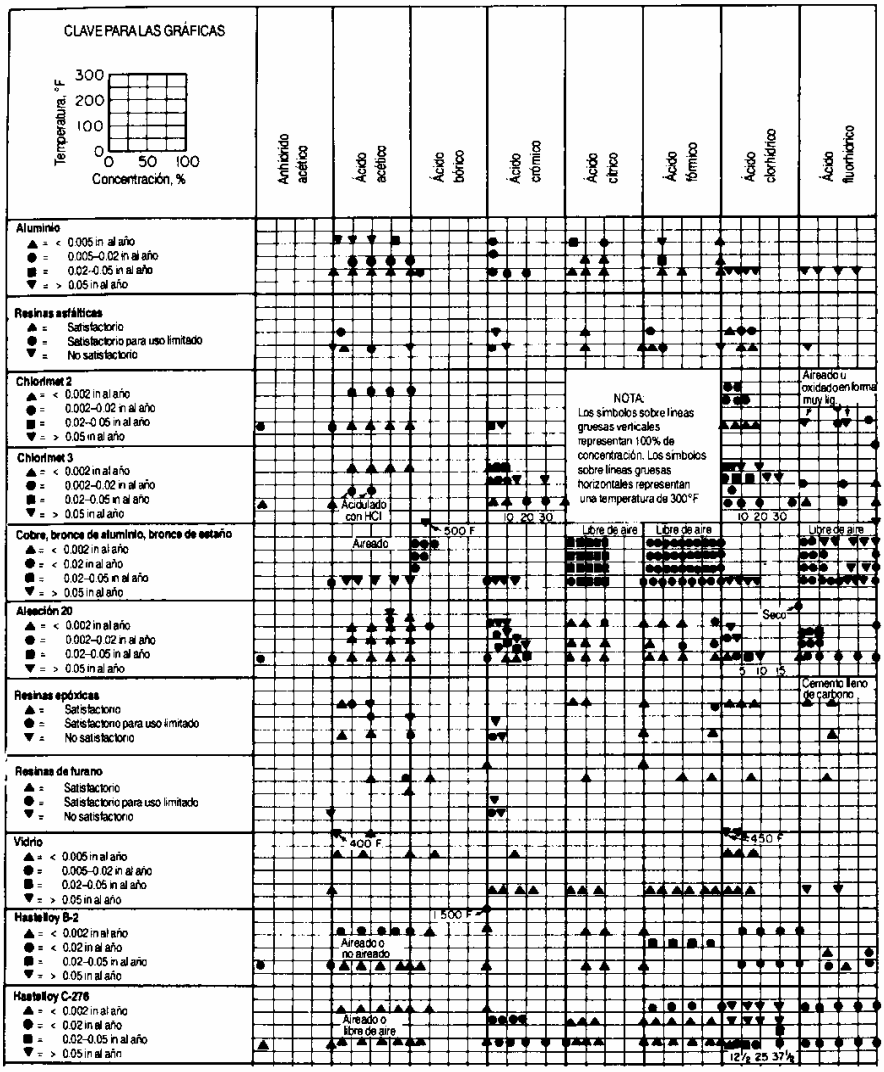
El hierro gris es resistente a los ácidos concentrados (nítrico, sulfúrico, fosfórico), así como también a algunas soluciones alcalinas y cáusticas. Los crisoles de fusión cáustica se hacen, por lo común, de hierro colado gris con bajo contenido de silicio; las válvulas, las bombas y las tuberías de hierro colado son comunes en las plantas de ácido sulfúrico.

El **hierro colado blando** es frágil y difícil de maquinar. Se hace mediante el control de la composición y el índice de solidificación del hierro fundido, para que todo el carbono se encuentre presente en la forma combinada. Muy resistente a la abrasión y el desgaste, el hierro colado blanco se emplea para recubrimientos y para hélices de bombas, dados y bolas de molinos.

El **hierro maleable** se hace con hierro colado blanco. Es hierro colado con carbono libre en forma de nódulos dispersos. Esta configuración produce un material duro y relativamente dúctil. El carbono total es de, aproximadamente, 2.5%. Se produce en dos tipos: estándar y perlítico (carbono combinado más nódulos). El hierro maleable estándar se puede maquinar con facilidad, pero no tanto el perlítico. Los dos tipos soportan las flexiones y el trabajo en frío sin fracturarse. Las zonas soldadas grandes no se recomiendan con soldadura de fusión, debido a que las soldaduras son frágiles. La resistencia a la corrosión es aproximadamente la misma que la del hierro colado gris.

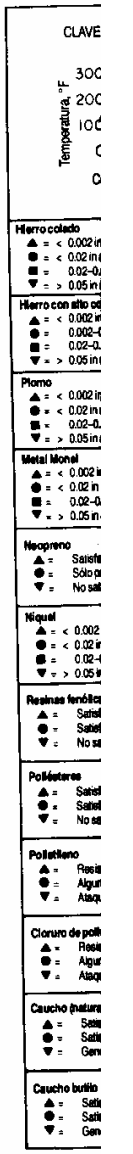
El **hierro colado dúctil** incluye un grupo de materiales con buena resistencia, dureza, resistencia al desgaste y capacidad o facilidad para el maquinado. Este tipo de hierro colado contiene carbono combinado

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción *



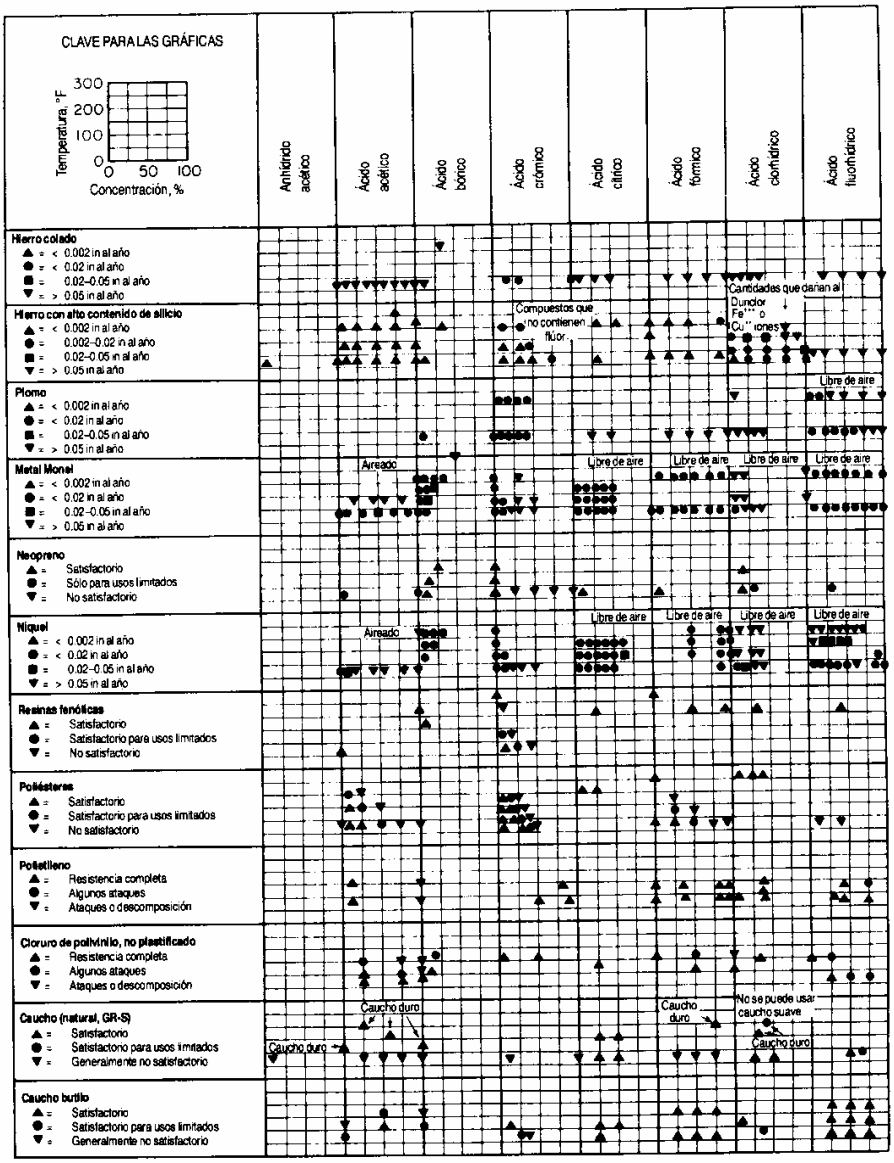
* Basada en información publicada en la revista *Chemical Engineering*. Esas gráficas sirven para estrechar la gama de opciones para la selección. No se deben utilizar para ninguna otra cosa. Es preciso tomar en cuenta los efectos de los contaminantes, la aireación, el acoplamiento galvánico, la erosión, etc. Las pruebas sobre el terreno son mejores para determinar si los materiales son adecuados. Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 23-2



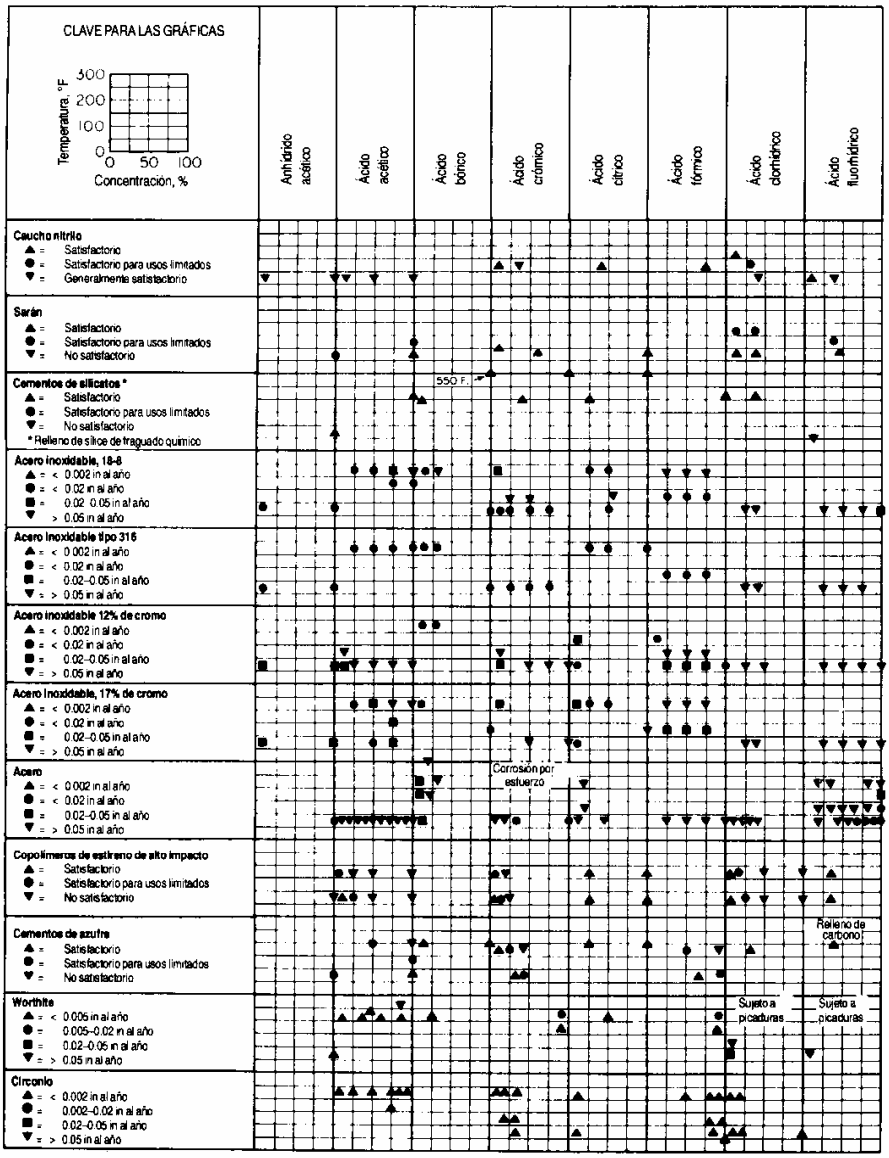
* Para conver

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción * *(Continúa)*



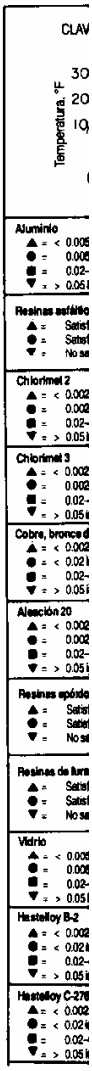
* Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción * *(Continúa)*



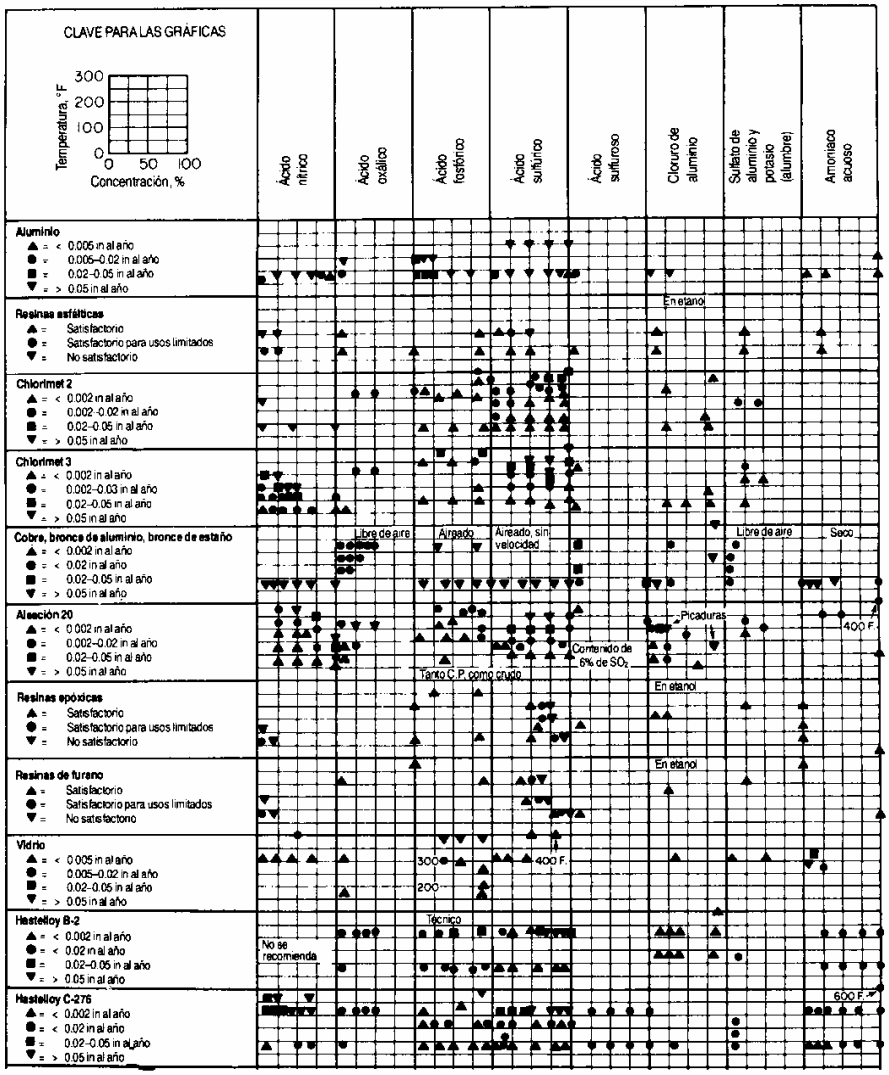
*Para convertir pulgadas en milímetros, multipliquese por 25.4.

TABLA 23-2



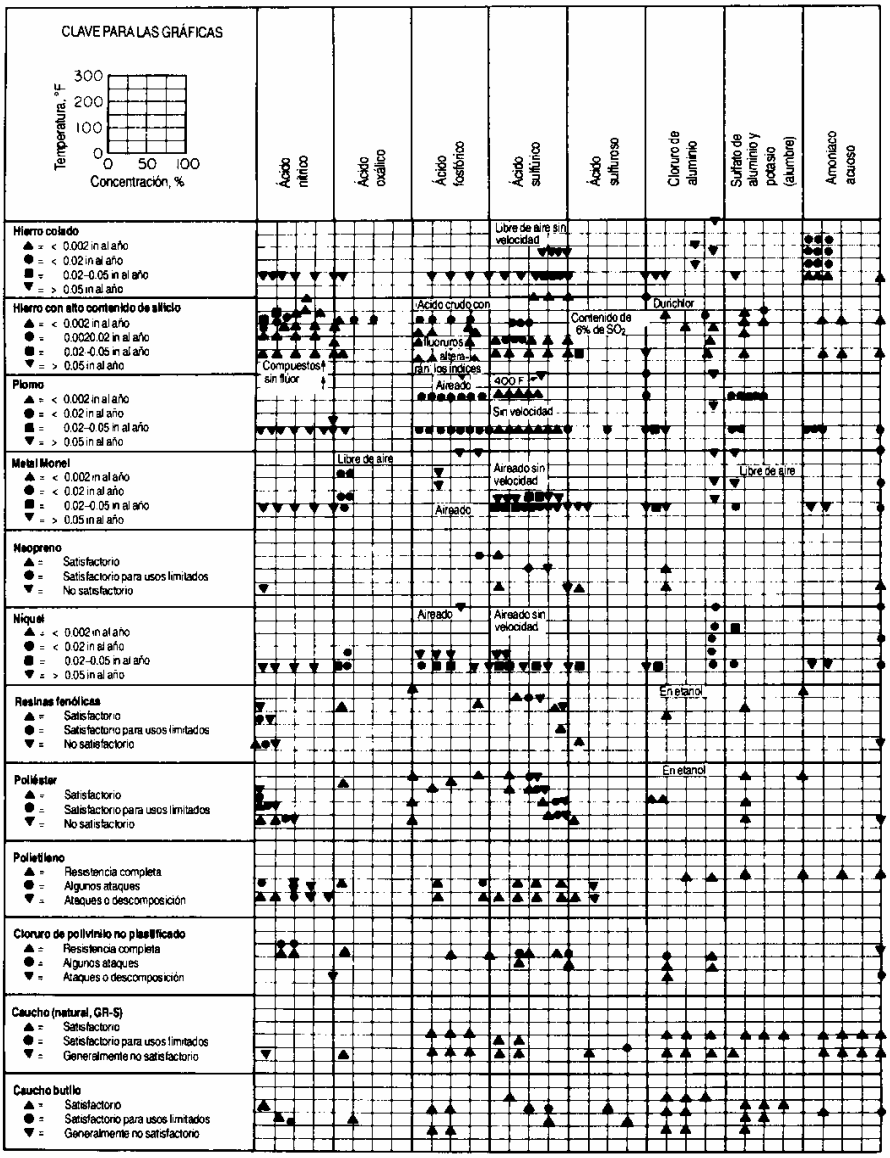
*Para converti

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción * *(Continúa)*



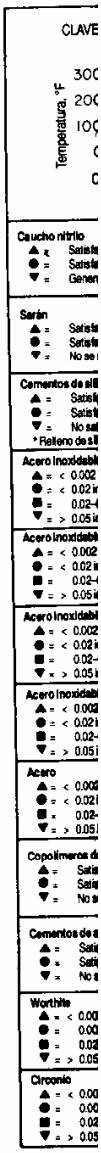
*Para convertir pulgadas en milímetros, multipliquese por 25.4.

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción * *(Continúa)*



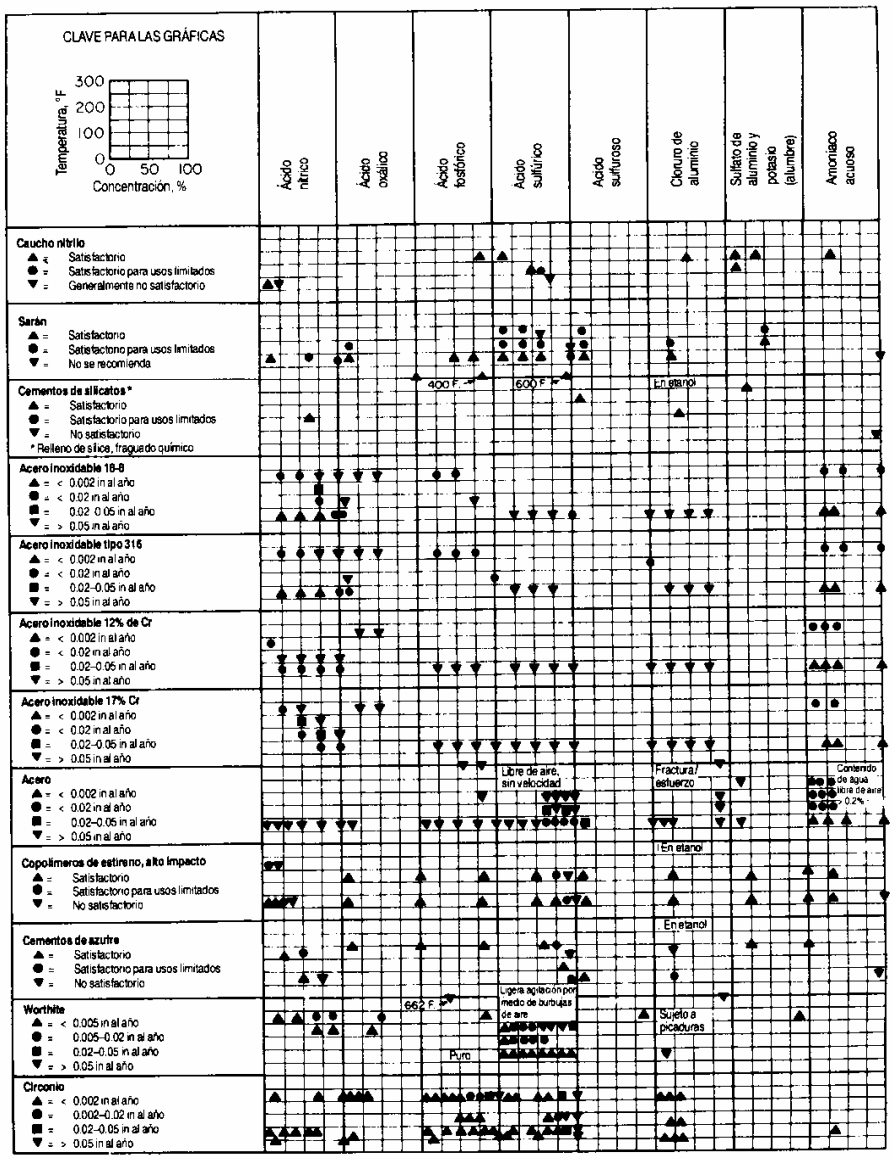
* Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 23-2



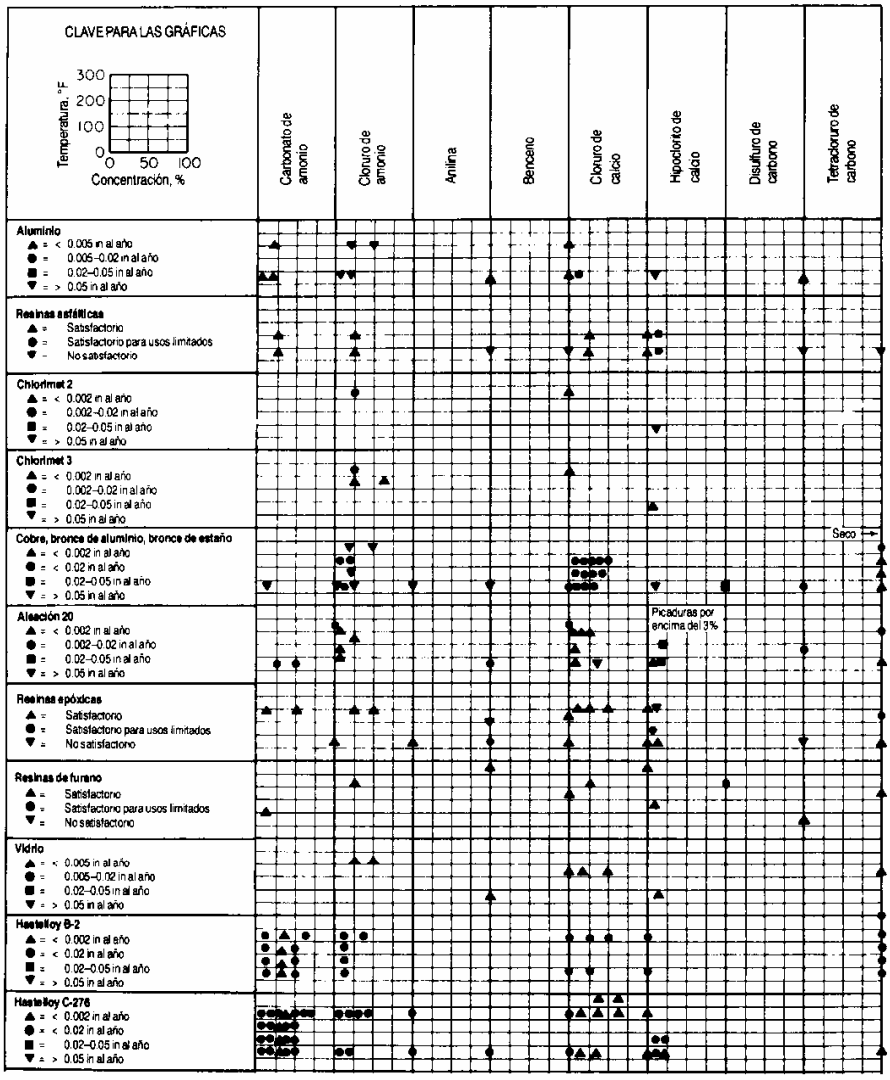
* Para conver

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción* *(Continúa)*



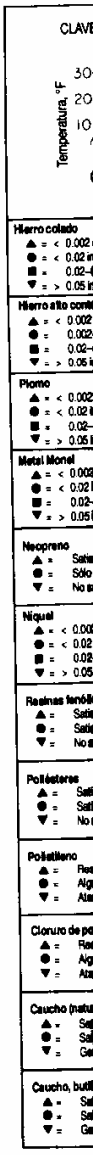
* Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción * *(Continúa)*



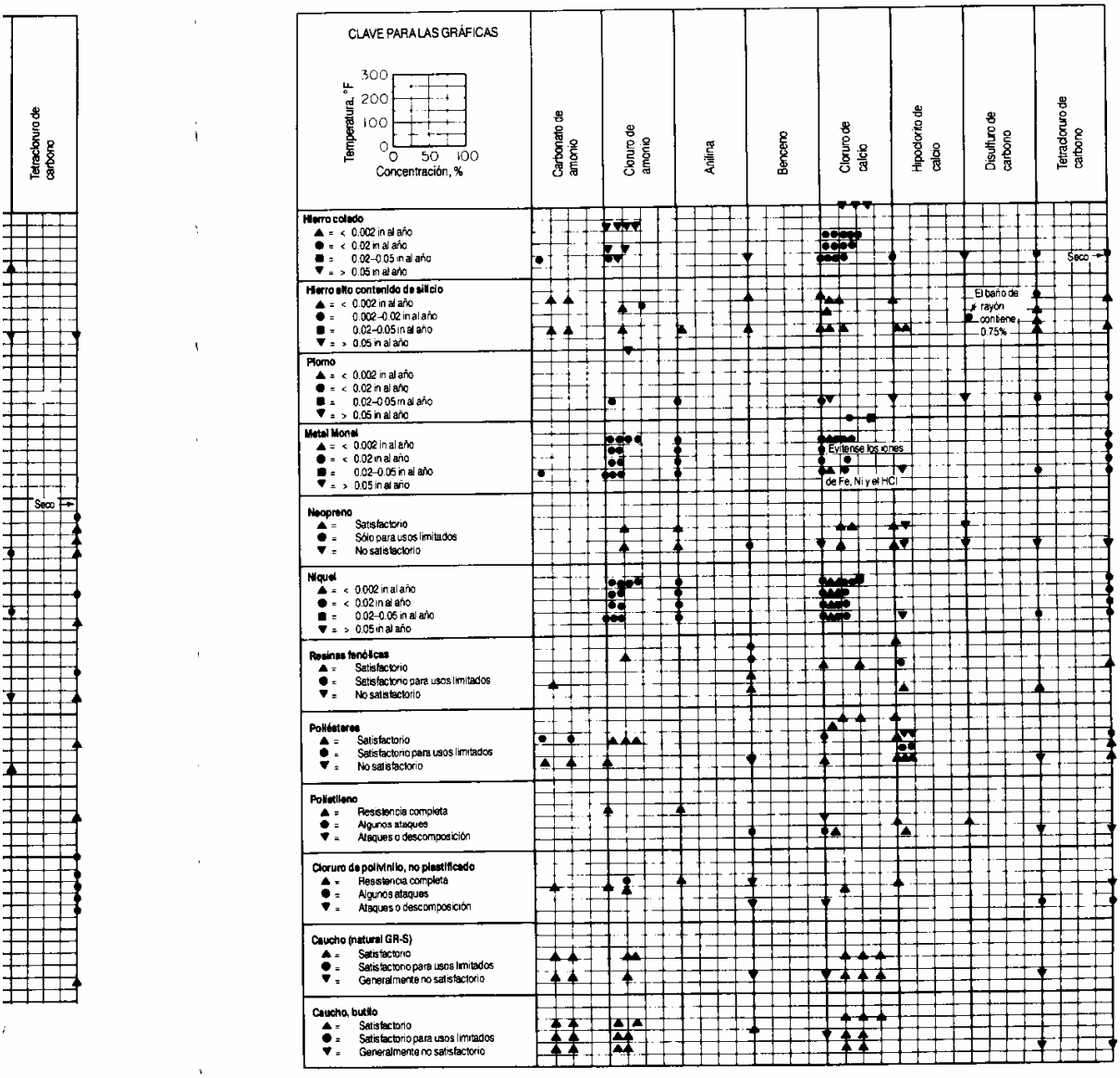
* Para convertir pulgadas en milímetros, multipliquese por 25.4.

TABLA 23-2



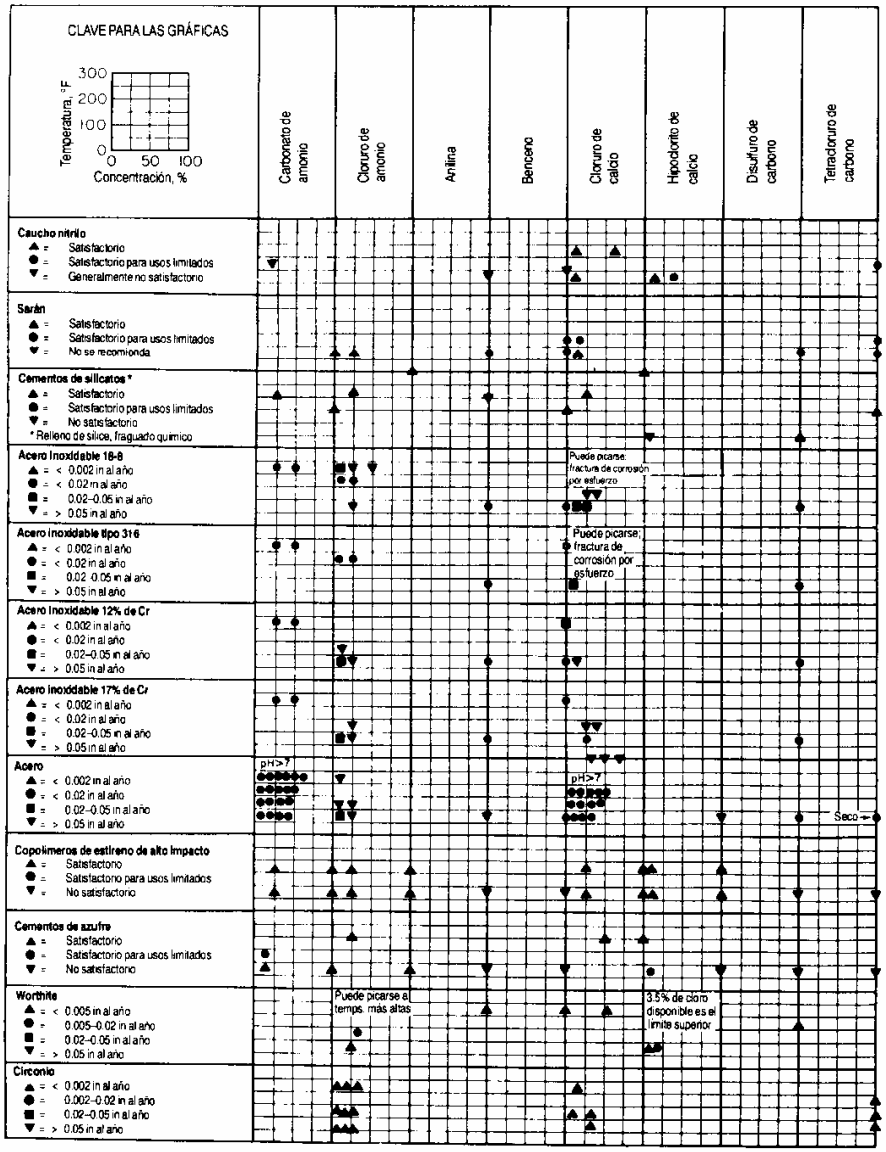
* Para conv

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción* *(Continúa)*



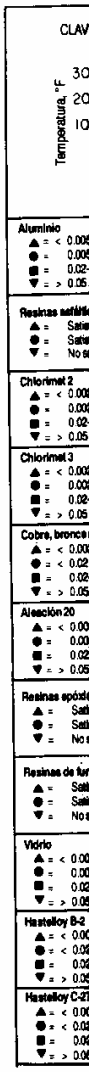
* Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción* *(Continúa)*



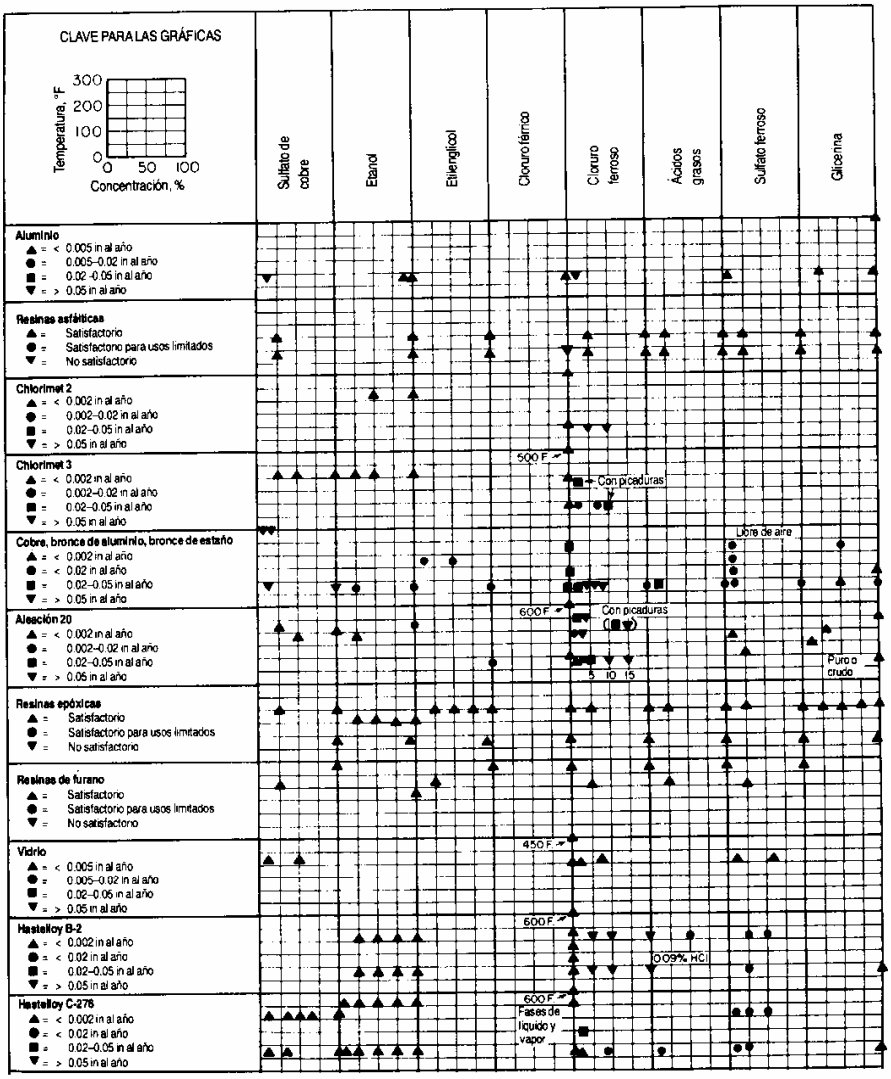
* Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 23-



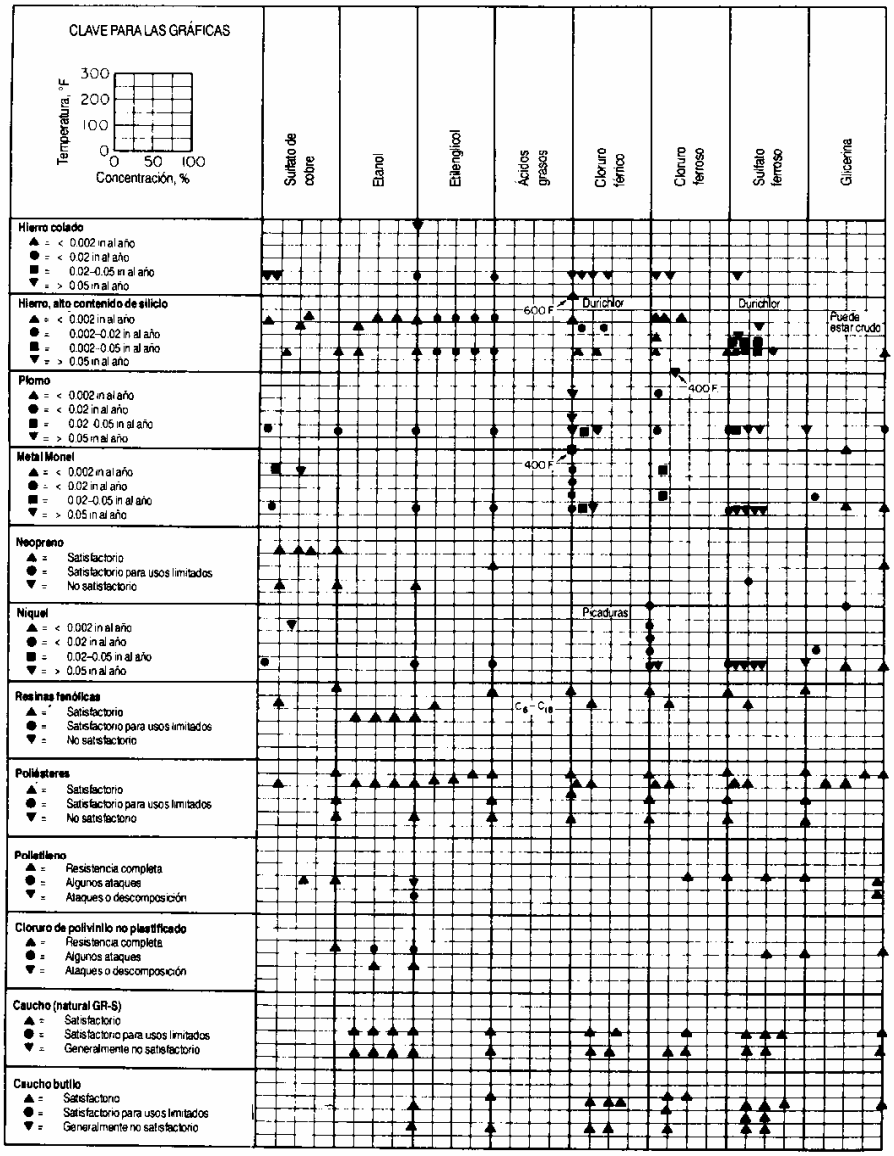
* Para conver

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción * *(Continúa)*



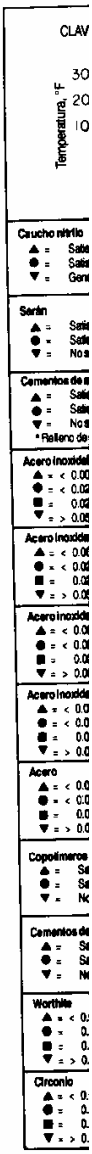
* Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción * *(Continúa)*



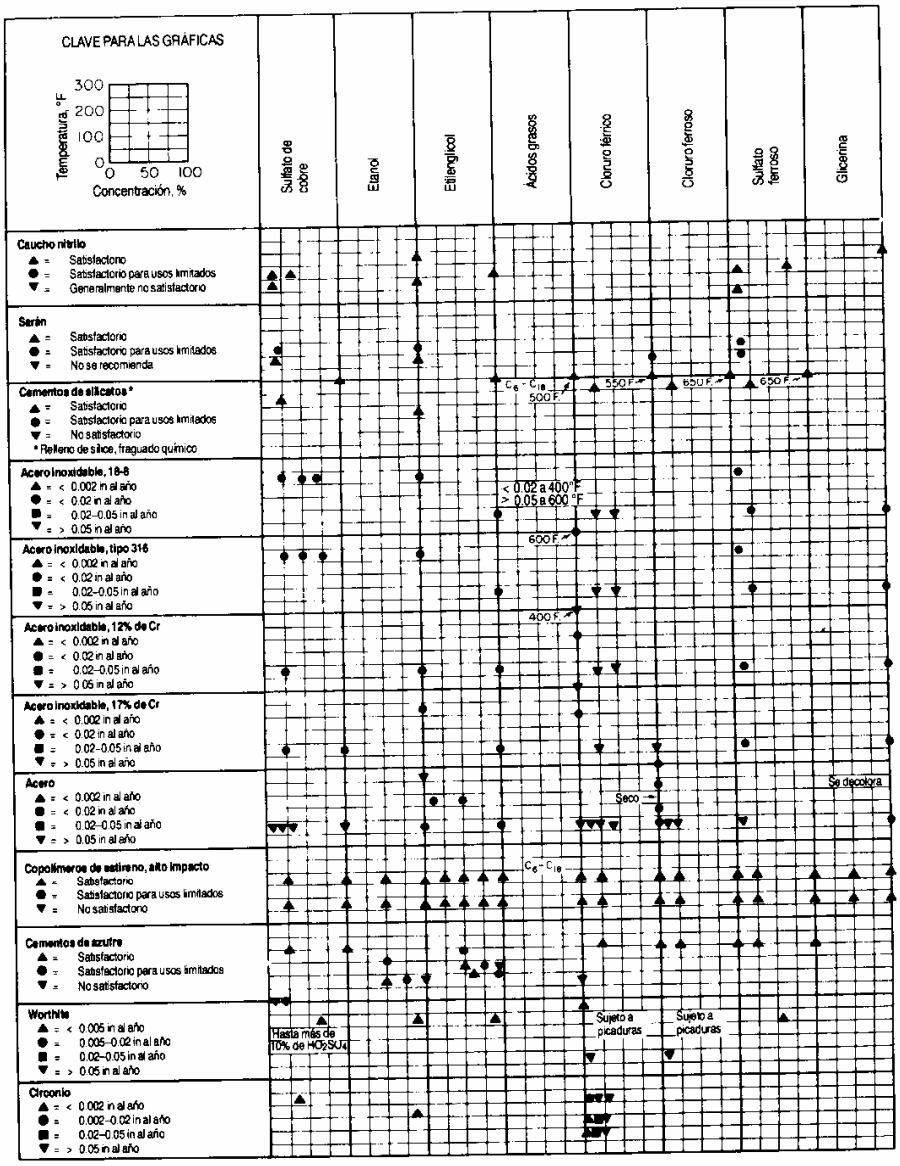
* Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 23-



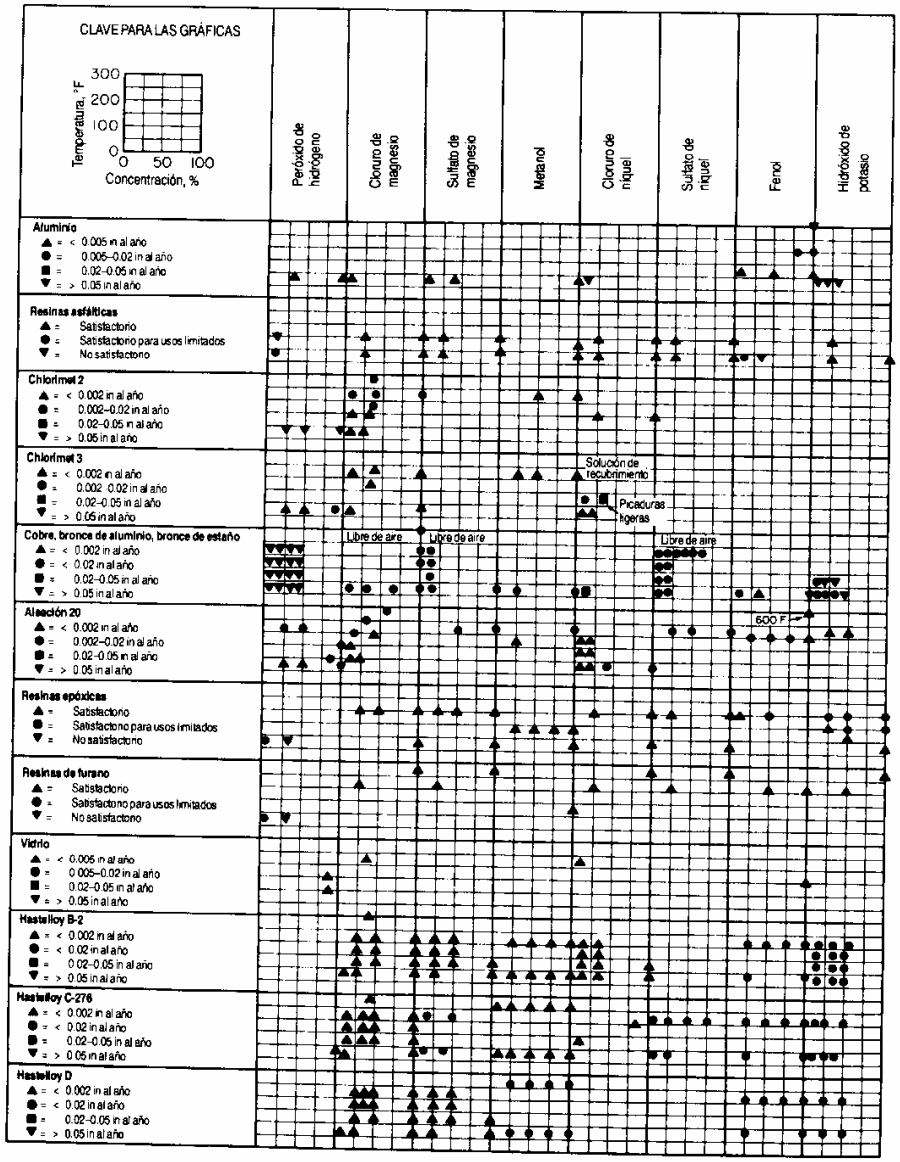
* Para conv

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción* *(Continúa)*



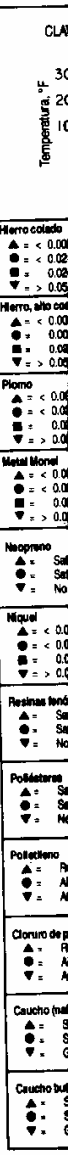
* Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción * *(Continúa)*



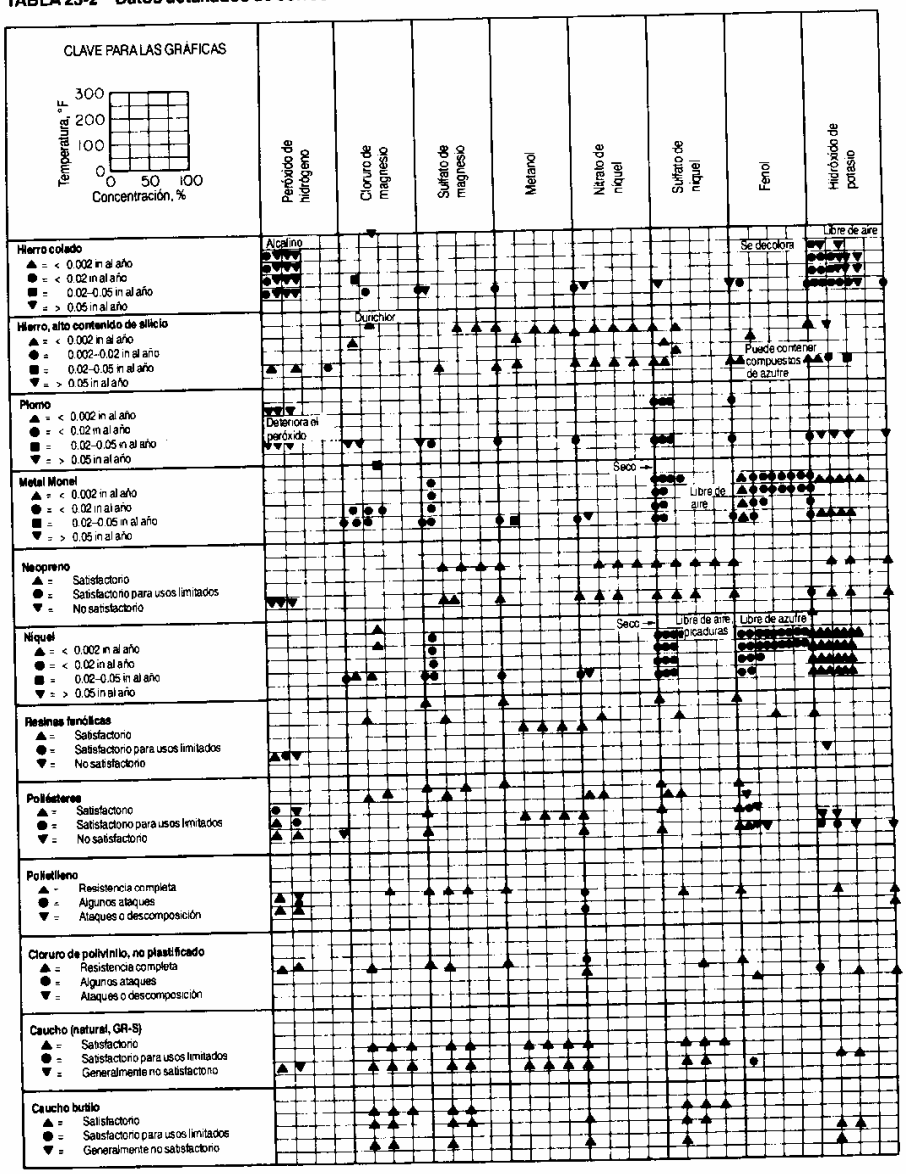
* Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 23-



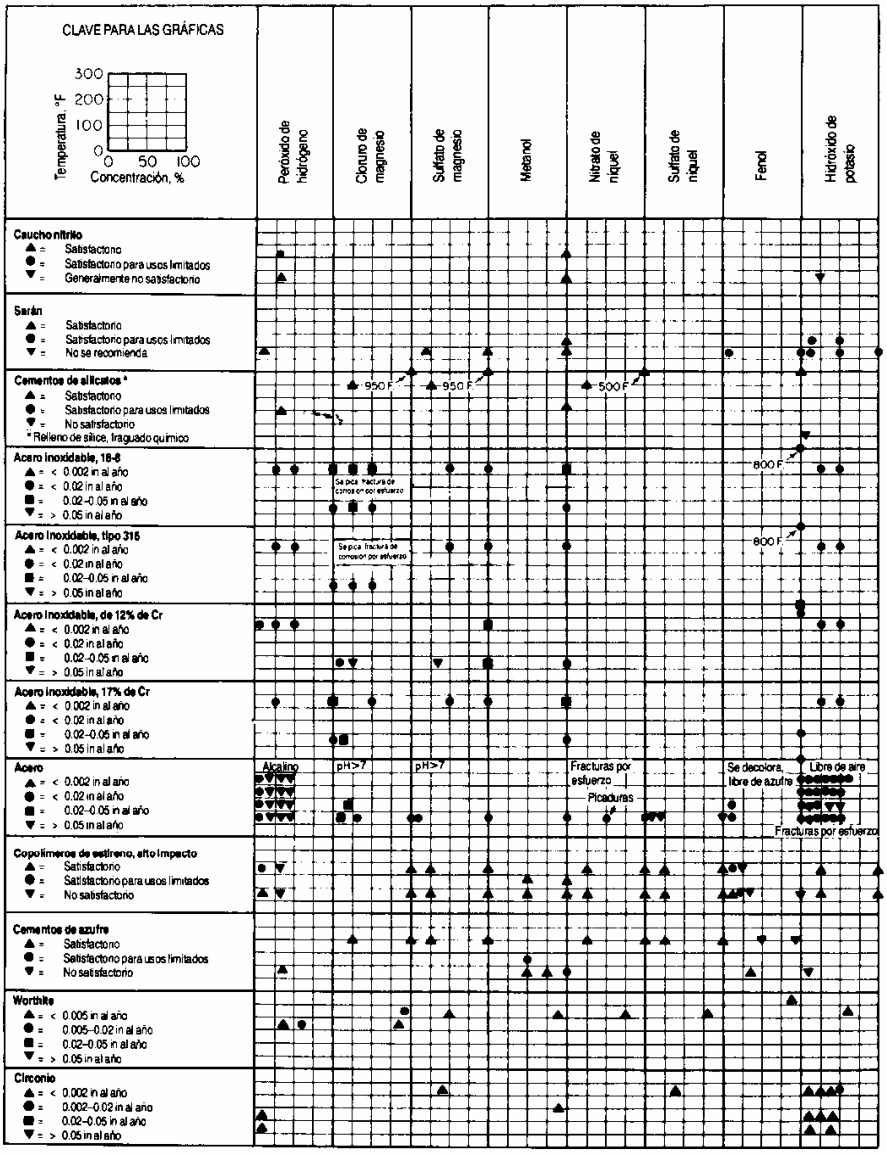
* Para conv

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción * *(Continúa)*



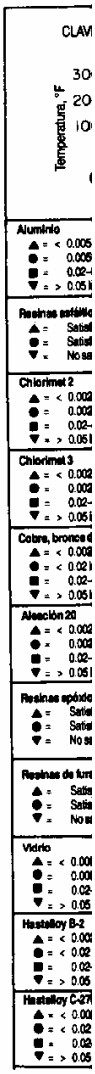
* Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción * *(Continúa)*



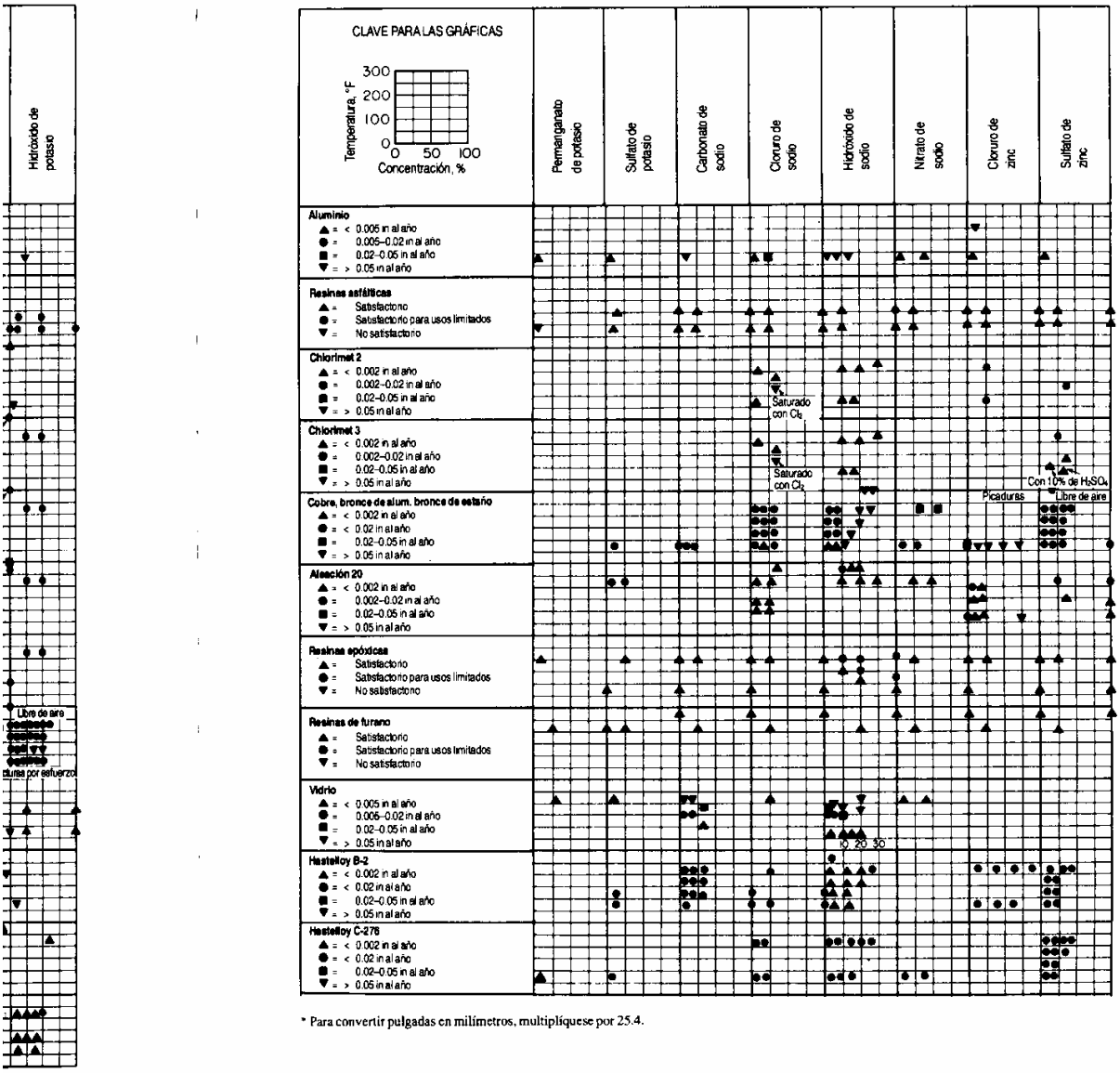
* Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 23-2



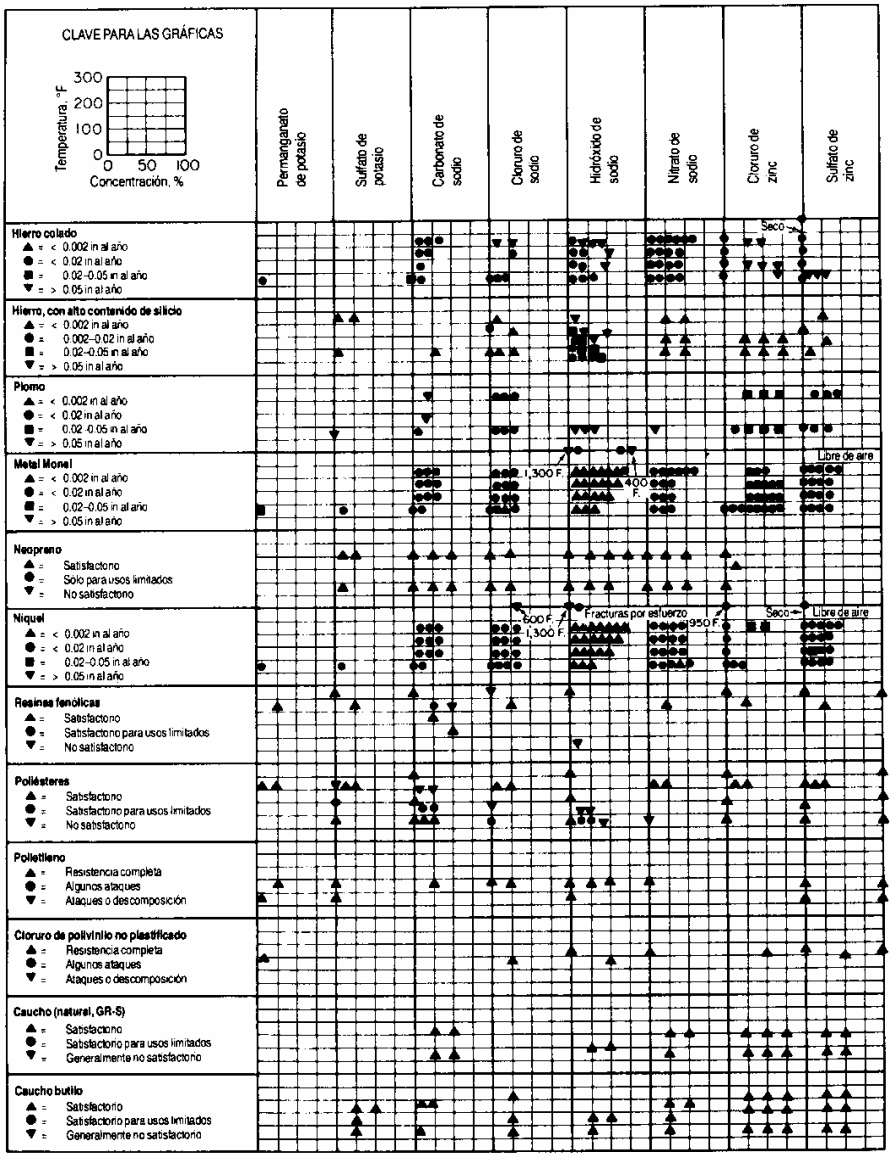
* Para convert

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción * *(Continúa)*



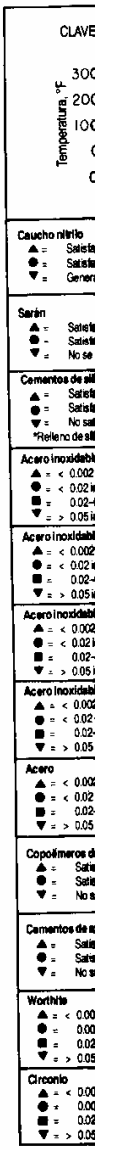
* Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción * *(Continúa)*



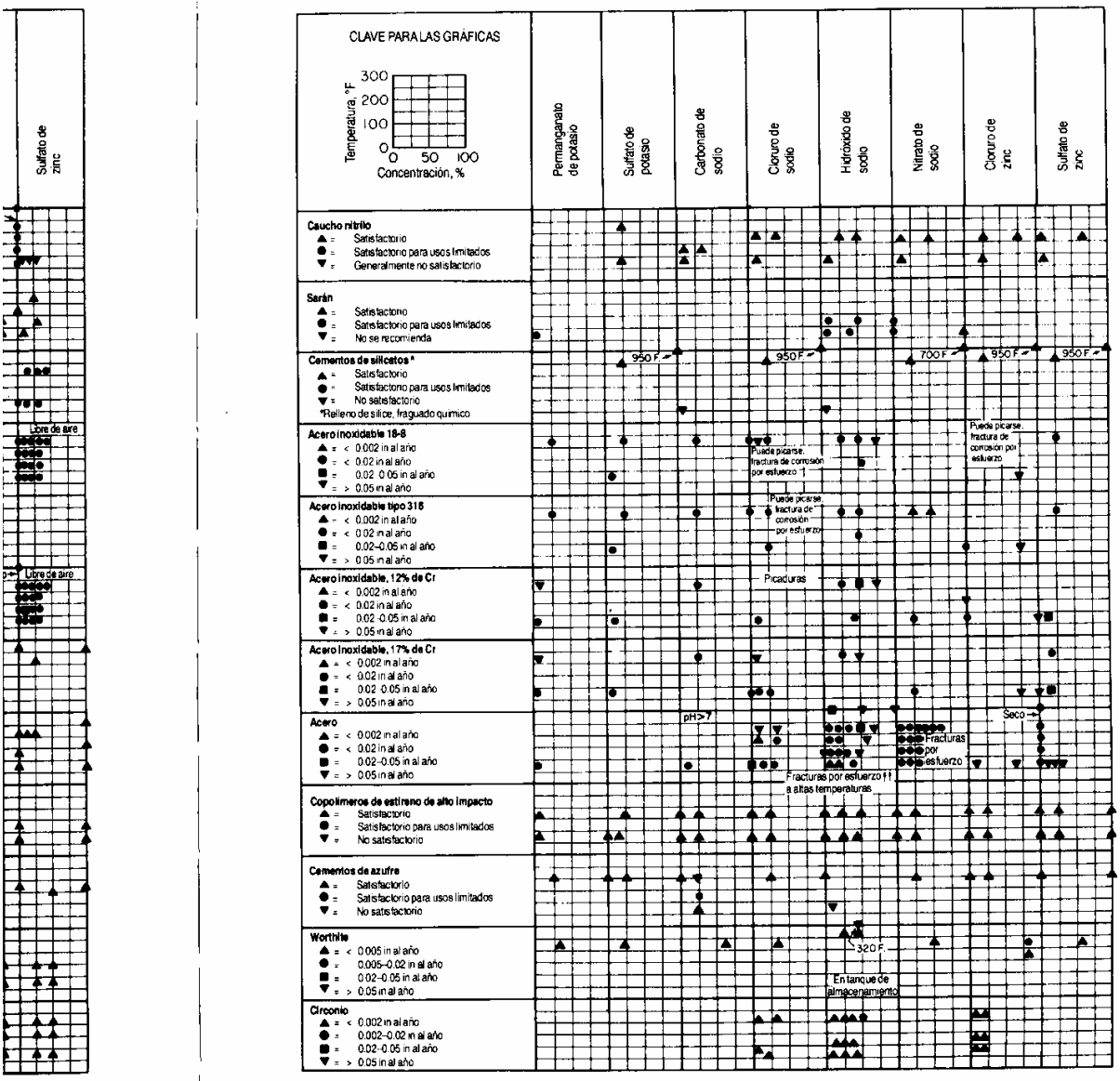
* Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 23-2



* Para convert

TABLA 23-2 Datos detallados de corrosión sobre materiales de construcción * *(Continúa)*



* Para convertir pulgadas en milímetros, multiplíquese por 25.4.

TABLA 23-3 Propiedades generales de corrosión de algunos metales y diversas aleaciones *

Clasificaciones:
0: No apropiado. No disponible en la forma necesaria, no apropiado para los requisitos de fabricación o inadecuado para las condiciones de corrosión.
1: Malo a regular.
2: Regular. Para condiciones moderadas o cuando no sea posible la substitución periódica. Usos restringidos.
3: Regular a bueno.
4: Bueno. Apropiado, cuando las alternativas superiores no sean económicas.
5: Bueno a excelente.
6: Normalmente excelente.
Las variaciones pequeñas de las condiciones de servicio pueden afectar de modo apreciable la resistencia a la corrosión. Por consiguiente, la selección de materiales se basa, siempre que es posible, en una combinación de experiencia, análisis de laboratorio y pruebas sobre el terreno.

	Medios no oxidantes o reductores				Líquidos							Gases				
			Soluciones alcalinas; por ejemplo:		Medios oxidantes			Aguas naturales				Medios industriales comunes				
								Suministros de agua dulce		Agua de mar		Vapor		Gases de hornos, con contenido ocasional de azufre		
Material	Soluciones ácidas, excluyendo el clorhídrico, por ejemplo, fosfórico y sulfúrico, en la mayor parte de las condiciones, muchos compuestos orgánicos	Soluciones neutras: por ejemplo, muchas soluciones de sales no oxidantes, cloruros y sulfatos	Álcalis moderados y cáusticos, excluyendo el hidróxido de amonio	Hidróxido de amonio y aminas	Soluciones ácidas; por ejemplo, nítrico	Soluciones neutras o alcalinas; por ejemplo, persulfatos, peróxidos y cromatos	Medio de picadura, f soluciones de cloruro férrico ácido	Estática o con movimiento lento	Turbulenta	Estática o con movimiento lento	Turbulenta	Húmedo, condensado	Seco a altas temperaturas, fomenta una ligera disociación	Reductores; por ejemplo, gases de hornos de tratamiento térmico	Oxidantes; por ejemplo, gases de combustión	Aire ambiental, industrial o urbano
Hierro colado, grafito escamoso, aleación sencilla o baja	1	3	4	5	0	4	0	4	3	4	2	4	4	1	1	3
Hierro dúctil (es posible obtener más dureza y mayor resistencia mediante la composición, el tratamiento térmico o ambas cosas)	1	3	4	5	0	4	0	4	4	4	3	4	4	1	1	3
Ni-Resistente, hierro colado resistente a la corrosión	4	5	5	5	0	5	0	5	5	5	5	5	5	3	2	4
Hierro con 14% de silicio	6	6	2	5	6	6	3	5	5	5	5	6	4	4	3	6
Acero dulce, también aceros y hierros de baja aleación	1	3	4	5	0	4	0	4	3	4	2	4	4	1	1	3
Acero inoxidable tipo ferrítico 17% Cr	2	4	4	6	5	6	0	4	6	1	4	5	6	3	2	4
	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	[illegible]	0	6	6	2	5	6	6	2	3	5

Hierro con 14% de silicio	6	6	2	5	6	6	3	5	5	5	5	6	4	4	3	6	
Acero dulce, también aceros y hierros de baja aleación	1	3	4	5	0	4	0	4	3	4	2	4	4	1	1	3	
Acero inoxidable tipo ferrítico 17% Cr	2	4	4	6	5	6	0	4	6	1	4	5	6	3	2	4	
Acero inoxidable tipo austenítico 18 Cr; 8 Ni	3	4	5	6	6	6	0	6	6	2	5	6	6	2	3	5	
Acero inoxidable tipo austenítico 18 Cr; 12 Ni; 2.5 Mo	4	5	5	6	5	6	1	6	6	3	5	6	6	2	4	6	
Acero inoxidable tipo austenítico 20 Cr; 29 Ni; 2.5 Mo; 3.5 Cu.	5	6	5	6	5	6	2	6	6	4	6	6	6	2	4	6	
Incoloy 825, aleación de níquel-hierro-cromo (40 Ni; 21 Cr; 3 Mo; 1.5 Cu; el resto Fe)	6	6	5	6	5	6	2	6	6	4	6	6	6	2	5	6	
Aleación Hastelloy C-276 (55 Ni; 17 Mo; 16 Cr; 6 Fe; 4 W)	5	6	5	6	4	6	5	6	6	6	6	6	6	3	4	6	
Aleación Hastelloy B-2 (61 Ni; 28 Mo; 6 Fe)	6	5	4	4	0	3	0	6	6	4	4	6	5	3	2	5	
Inconel 600 (78 Ni; 15 Cr; 7 Fe)	3	6	6	6	3	6	1	6	6	4	6	6	6	2	4	6	

TABLA 23-3 Propiedades generales de corrosión de algunos metales y diversas aleaciones * (*Continuación*)

Clasificaciones:
0: No apropiado. No disponible en la forma necesaria, no apropiado para los requisitos de fabricación o inadecuado para las condiciones de corrosión.
1: Malo a regular.
2: Regular. Para condiciones moderadas o cuando sea posible la substitución periódica. Usos restringidos.
3: Regular a bueno.
4: Bueno. Apropiado, cuando las alternativas superiores no sean económicas.
5: Bueno a excelente.
6: Normalmente excelente.
Las variaciones pequeñas de las condiciones de servicio pueden afectar de modo apreciable la resistencia a la corrosión. Por consiguiente, la selección de materiales se basa, siempre que sea posible, en una combinación de experiencia y pruebas de laboratorio y pruebas sobre el terreno.

	Medios no oxidantes o reductores					Medios oxidantes		Líquidos				Gases				
			Soluciones alcalinas: por ejemplo:					Aguas naturales				Medios industriales comunes				
								Abastecimientos de agua dulce		Agua de mar		Vapor		Gases de hornos, con contenido ocasional de azufre		
Material	Soluciones ácidas, excluyendo el clorhídrico; por ejemplo, fosfórico sulfúrico, en la mayor parte de las condiciones, muchos compuestos orgánicos	Soluciones neutras; por ejemplo, muchas soluciones de sales no oxidantes, cloruros y sulfatos	Álcalis moderados y cáusticos, excluyendo el hidróxido de amonio	Hidróxido de amonio y aminas	Soluciones ácidas; por ejemplo, nítrico	Soluciones neutras o alcalinas; por ejemplo, persulfatos, peróxidos y cromatos	Medio de picadura,† soluciones de cloruro férrico ácido	Estática o con movimiento lento	Turbulenta	Estática o con movimiento lento	Turbulenta	Húmedo, condensado	Seco a altas temperaturas; fomenta una ligera disociación	Reductores; por ejemplo, gases de hornos de tratamiento térmico	Oxidantes; por ejemplo, gases de combustión	Aire ambiental, industrial o urbano
Aleación de cobre-níquel con hasta 30% de níquel	4	5	5	0	0	4	1	6	6	6	6	6	5	2	2	5
Aleación de níquel y cobre, Monel 400 (66 Ni; 30 Cu; 2 Fe)	5	6	6	1	0	5	1	6	6	4	6	6	6	2	3	5
Níquel 200 comercial (99.4 Ni)	4	5	6	1	0	5	0	6	6	3	5	6	6	2	2	4
Bronce de cobre y silicio	4	4	4	0	0	4	0	6	5	4	1	6	5	2	2	5
Latón de aluminio (76 Cu; 22 Zn; 2 Al)	3	4	2	0	0	3	0	6	6	4	5	6	5	2	2	5
Bronce de níquel-aluminio (80 Cu; 10 Al; 5 Ni; 5 Fe)	4	4	2	0	0	3	0	6	6	4	5	6	5	2	3	5
Bronce, tipo A (88 Cu; 5 Sn; 5 Ni; 2 Zn)	4	5	4	0	0	4	0	6	6	5	5	6	5	2	2	5
Aluminio y sus aleaciones	1	3	0	6	0-5	0-4	0	4	5	0-5	4	5	2	5	4	5
Plomo, químico o antimonial	5	5	2	2	0	2	0	6	5	5	3	2	0	4	3	5
Plata	4	6	6	0	0	2	0	6	6	5	5	6	5	4	4	4
Titanio	3	6	2	6	6	6	6	6	6	6	6	6	5	3	5	6
Circonio	3	6	2	6	6	6	2	6	6	6	6	6	6	3	5	6

	Gases (*Continuación*)						
	Halógenos y derivados						
	Halógenos		Ácidos de haluros, húmedos; por ejemplo	Haluros de hidrógeno, secos; por			
	Húmedo; por ejemplo	Seco; por ejemplo				Resistencia máxima	Coeficiente de dilatación

Ni; 2 Zn)																
Aluminio y sus aleaciones	1	3	0	6	0-5	0-4	0	4	5	0-5	4	5	2	5	4	5
Plomo, químico o antimonial	5	5	2	2	0	2	0	6	5	5	3	2	0	4	3	5
Plata	4	6	6	0	0	2	0	6	6	5	5	6	5	4	4	4
Titanio	3	6	2	6	6	6	6	6	6	6	6	6	5	3	5	6
Circonio	3	6	2	6	6	6	2	6	6	6	6	6	6	3	5	6

Material	Gases (*Continuación*) — Halógenos y derivados — Halógenos: Húmedo: por ejemplo, cloro por debajo del punto de condensación	Halógenos: Seco: por ejemplo, flúor por encima del punto de condensación	Ácidos de haluros, húmedos: por ejemplo, clorhídrico productos de hidrólisis de haluros orgánicos	Haluros de hidrógeno, secos: por ejemplo, cloruro de hidrógeno seco, °F	Formas disponibles	Con formabilidad en frío, en forma forjada y con revestimiento	Soldabilidad	Resistencia máxima en la condición recocida × 1000 lb/in²	Coeficiente de dilatación térmica millonésimas por °F, 70-212 °F	Observaciones ¶
Hierro colado, grafito escamoso, aleación simple o baja	0	2	0	2 < 400 1 < 750	Vaciado	No	Regular §	45	6.7	
Hierro dúctil (es posible obtener más dureza y mayor resistencia mediante la composición, el tratamiento térmico o ambas cosas)	0	2	0	2 < 400 1 < 750	Vaciado	No	Bueno §	67	7.5	
Ni-resistente, hierro colado resistente a la corrosión	0	2	3	3 < 400 2 < 750	Vaciado	No	Bueno §	22-31	10.3	
Durión, hierro con 14% de silicio	0	0	4	1 < 400	Vaciado	No	No	22	7.4	Muy quebradizo, propenso a fracturarse al recibir choques mecánicos o térmicos
Acero dulce y también hierros de baja aleación	0	3	0	3 < 400 1 < 750	Forjado, vaciado	Bueno	Bueno	67	6.7	Se pueden obtener altas resistencias mediante aleaciones así como también mayor resistencia a la corrosión atmosférica. Véanse las especificaciones de ASTM para el grado de que se trate
Acero inoxidable, tipo ferrítico, 17% Cr	0	2	0	2 < 400	Forjado, vaciado y recubierto	Bueno	Bueno §	78	6.0	AISI tipo 430 ASTM aceros resistentes a la corrosión y al calor
Acero inoxidable, tipo austenítico, 18 Cr; 8 Ni	0	2	0	3 < 400	Forjado, vaciado y recubierto	Bueno	Bueno	90	9.6	AISI tipo 304 ASTM aceros resistentes a la corrosión y al calor. Para soldar se emplean tipos estabilizados o LC
Acero inoxidable, tipo austenítico, 18 Cr; 12 Ni; 2.5 Mo	0	3	2	4 < 400 3 < 750	Forjado, vaciado y recubierto	Bueno	Bueno	90	8.9	AISI tipo 316 ASTM aceros resistentes a la corrosión y al calor. Para soldar se utiliza el tipo LC
Acero inoxidable, tipo austenítico, 20 Cr; 29 Ni; 2.5 Mo; 3.5 Cu	1	3	3	4 < 400 3 < 750	Forjado, vaciado	Bueno	Bueno	90	9.4	ACI CH-7M Buena resistencia al sulfúrico, al fosfórico y a los ácidos grasos a temperaturas elevadas
Incoloy 825, aleación de níquel-hierro-cromo (40 Ni; 21 Cr; 3 Mo; 1.5 Cu; el resto Fe)	2	3	3	4 < 400 3 < 750	Forjado, vaciado y recubierto	Bueno	Bueno	100	7.3	Aleación especial con buena resistencia al sulfúrico, al fosfórico y a los ácidos grasos; resistente a cloruros en algunos ambientes
Aleación Hastelloy C-276 (55 Ni; 17 Mo; 16 Cr; 6 Fe; 4 W)	5	4	4	4 < 750 3 < 900	Forjado, vaciado y recubierto	Regular	Bueno	145	6.3	Resistencia excelente al gas de cloro húmedo y a las soluciones de hipoclorito de sodio
Aleación Hastelloy B-2 (61 Ni; 28 Mo; 6 Fe)	1	3	5	4 < 750 3 < 900	Forjado, vaciado y recubierto	Regular	Bueno	135	5.6	Resistente a las soluciones de ácido clorhídrico y sulfúrico
Inconel 600 (78 Ni; 15 Cr; 7 Fe)	2	5	3	5 < 400 4 < 900	Forjado, vaciado y recubierto	Bueno	Bueno	90	8.9	Se emplea mucho en la industria farmacéutica y en la de los alimentos.

TABLA 23-3 Propiedades generales de corrosión de algunos metales y diversas aleaciones * (*Conclusión*)

Clasificaciones:
0: No apropiado. No disponible en la forma necesaria, no apropiado para los requisitos de fabricación o inadecuado para las condiciones de corrosión.
1: Malo a regular.
2: Regular. Para condiciones moderadas o cuando sea posible la substitución periódica. Usos restringidos.
3: Regular a bueno.
4: Bueno. Apropiado, cuando las alternativas superiores no sean económicas.
5: Bueno a excelente.
6: Normalmente excelente.
Las variaciones pequeñas de las condiciones de servicio pueden afectar de modo apreciable la resistencia a la corrosión. Por consiguiente, la selección de materiales se basa, siempre que sea posible, en una combinación de experiencia y pruebas de laboratorio y pruebas sobre el terreno.

	Gases (*Continuación*)									
	Halógenos y derivados									
	Halógenos		Ácidos de haluros, húm.; por ejemplo, clorhídrico y productos de hidrólisis de haluros orgánicos	Haluros de hidrógeno, secos; por ejemplo, cloruro de hidrógeno seco, °F	Formas disponibles	Con formabilidad en frío, en forma forjada y con revestimiento	Soldabilidad	Resistencia máx. en la condición recocida × 1000 lb/in²	Coeficiente de dilatación térmica, millonésimas por °F, 70-212 °F	Observaciones ¶
Material	Húm; por ejem., cloro por debajo del punto de condens.	Sec; por ejem., flúor por arriba del punto de condens.								
Aleación de cobre-níquel con hasta 30% de níquel	1	5	2	4 < 400 3 < 750	Forjado, vaciado y recubierto	Buena	Buena	38-62	9.3-8.5	Los tipos de alto contenido de hierro son excelentes para resistir los efectos de las altas velocidades en tubos de condensadores
Aleación de níquel y cobre, Monel 400 (66 Ni; 30 Cu; 2 Fe)	2	6	3	6 < 400 3 < 750 2 < 900	Forjado, vaciado y recubierto	Buena	Buena	77	7.5	Muy utilizados para equipos limpiadores de metales con soluciones diluidas de ácido sulfúrico. También para ejes de hélices en lanchas de motor. Se debe tener cuidado para evitar los ataques del azufre durante la fabricación
Níquel 200 comercial (99.4 Ni)	2	6	2	6 < 400 5 < 750 4 < 900	Forjado, vaciado y recubierto	Buena	Buena	54	6.6	Muy utilizado para soluciones cáusticas calientes y muy concentradas. Se deben tomar precauciones para que no haya ataques del azufre durante la fabricación
Bronce de cobre y silicio	0	5	2	3 < 400 2 < 750	Forjado, vaciado y recubierto	Excelente	Regular	29	9.3-9.5	No adecuado para ácidos minerales concentrados y calientes ni para HF de alta velocidad
Latón de aluminio (76 Cu; 22 Zn; 2 Al)	0	4	2	2 < 400	Forjado, vaciado	Buena	Regular	60	10.3	Puede desarrollar corrosión localizada en el agua de mar
Bronce de níquel-aluminio (80 Cu; 10 Al; 5 Ni; 5 Fe)	0	4	3	3 < 400 2 < 750	Forjado, vaciado	Buena	Regular	60-80	9.4	Una aplicación excelente es en las hélices marinas
Bronce, tipo A (88 Cu; 5 Sn; 5 Ni; 2 Zn)	0	4	3	3 < 400 2 < 750	Vaciado	No	§	45	11.0	Se pueden obtener resistencias elevadas por medio del tratamiento térmico. No es propenso a la descincificación
Aluminio y sus aleaciones	0	6	0	3 < 400 1 < 750	Forjado, vaciado y recubierto	Buena	Buena	9-90	11.5-13.7	Amplitud de la corrosión dependiente del tipo y la concentración de iones ácidos. Se puede obtener una gama amplia de propiedades mecánicas mediante aleaciones y tratamiento térmico
Plomo, químico o antimonial	0	1	3	0	Forjado, vaciado y recubierto	Excelente	Buena	2	16.4-15.1	Para la mayor parte de las aplicaciones se prefiere el "plomo químico" de alta pureza
Plata	5	5	3	4 < 400 2 < 750	Forjado, vaciado y recubierto	Excelente	Buena	21	10.6	Se utiliza como recubrimiento
Titanio	6	0	1	0	Forjado, vaciado	Regular	Buena §	6-90	5.0	El HNO_3 rojo fumante, puede iniciar explosiones.
Circonio	6	1	6	0	Forjado, vaciado	Regular	Buena §			Buena resistencia a las soluciones que contienen cloruros

* Datos por cortesía de International Nickel Co.
‡ En los materiales inadecuados, esos medios pueden fomentar picaduras potencialmente peligrosas
‡ Las temperaturas son aproximadas
§ Se requieren precauciones especiales
¶ Muchos de esos materiales resisten la corrosión en seco, a altas temperaturas.

TABLA 23-4 Sis
(Unified Alloy Nu

El UNS fue establec
sión derivada del etiqu
can en 15 grupos, a ca
La aleación específica
letra asignada por el cu

A00001–A99999	
C00001–C99999	
E00001–E99999	
L00001–L99999	
M00001–M99999	
N00001–N99999	
P00001–P99999	
R00001–R99999	
D00001–D99999	
F00001–F99999	
G00001–G99999	
H00001–H99999	
K00001–K99999	
S00001–S99999	
T00001–T99999	

Cuando es posibl
nes de tres o cuatro d
rrollados por Alumi
(CDA), American Ir
código adecuada al j

Descripción de la ab

Aluminio + 1.2% M

Cobre grado difícil el

Acero al carbono, c
Carbono

Acero inoxidable 11

Aceitas aleacion
y SAE, que manej
nuales que describ
ASTM.)

FUENTE: DS-56A
gineers.

y módulos dispers
te, la misma que
leable (3.7%). El
producen las fam

Hay cierto nú
máximo de resis
tienen una resist

En general, la
pero el hierro dú
590°C (1100°F)

Hierros colad
lo común resist
mejorar mediant
do. Varios de est

TABLA 23-4 Sistema unificado para numerar aleaciones [Unified Alloy Numbering System (UNS)]

El UNS fue establecido en 1974 por la ASTM y la SAE para reducir la confusión derivada del etiquetado de las aleaciones comerciales. Los metales se colocan en 15 grupos, a cada uno de los cuales se le ha asignado un código de letras. La aleación específica se identifica con un número de cinco dígitos después de la letra asignada por el código.

Metales no ferrosos y sus aleaciones	
A00001–A99999	Aluminio y aleaciones de aluminio
C00001–C99999	Cobre y aleaciones de cobre
E00001–E99999	Tierras raras y metales parecidos a las tierras raras y sus aleaciones
L00001–L99999	Metales de baja fusión y sus aleaciones
M00001–M99999	Metales no ferrosos misceláneos y sus aleaciones
N00001–N99999	Níquel y aleaciones de níquel
P00001–P99999	Metales preciosos y sus aleaciones
R00001–R99999	Metales reactivos y refractarios y sus aleaciones
Metales ferrosos y sus aleaciones	
D00001–D99999	Aceros de propiedades mecánicas específicas
F00001–F99999	Aceros y hierros colados
G00001–G99999	Aceros al carbono AISI y SAE y sus aleaciones
H00001–H99999	Aceros H AISI
K00001–K99999	Aceros misceláneos y aleaciones ferrosas
S00001–S99999	Aceros (inoxidables) resistentes al calor y la corrosión
T00001–T99999	Aceros para herramientas

Cuando es posible, se han incorporado los sistemas de numerado de aleaciones de tres o cuatro dígitos que se utilizaron mucho inicialmente, como los desarrollados por Aluminum Association (AA), Copper Development Association (CDA), American Iron and Steel Institute (AISI), etc., con adición de la letra del código adecuada al grupo de aleación más los dígitos adicionales. Por ejemplo:

Descripción de la aleación	Designación anterior		Designación UNS
	Sistema	No.	
Aluminio + 1.2% Mn	AA	3003	A93003
Cobre grado dúctil electrolítico	CDA	110	C11000
Acero al carbono, con 0.2% de Carbono	AISI	1020	G10200
Acero inoxidable 18 Cr, 8 Ni	AISI	304	S30400

A ciertas aleaciones se les han asignado números por AA, AISI, CDA, ASTM y SAE, que mantienen listas maestras en sus oficinas. Se pueden conseguir manuales que describen el sistema. (Consúltese la publicación DS-56AC de la ASTM.)

FUENTE: DS-56A ASTM. *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.*

y nódulos dispersos de carbono. La composición es, aproximadamente, la misma que la del hierro gris, con más carbono que el hierro maleable (3.7%). El grafito esferoidal reduce el efecto de muescas que producen las laminillas de grafito, por lo cual el material es más dúctil.

Hay cierto número de grados de hierro dúctil; algunos tienen el máximo de resistencia y capacidad de maquinado, mientras que otros tienen una resistencia máxima a la oxidación.

En general, la resistencia a la corrosión es similar a la del hierro gris, pero el hierro dúctil se puede utilizar a temperaturas más altas, hasta 590°C (1100°F) y, a veces, todavía más elevadas.

Hierros colados de aleación El hierro colado no se considera por lo común resistente a la corrosión, pero esta característica se puede mejorar mediante la utilización de diversas aleaciones de hierro colado. Varios de esos materiales existen en el comercio.

TABLA 23-5 Coeficiente de expansión térmica de las aleaciones comunes *

Aleación	UNS	10^{-6} in/(in · °F)	10^{-6} mm/(mm · °C)	Gama de temperatura, °C
Aleación de aluminio AA1100	A91100	13.1	24.	20–100
Aleación de aluminio AA5052	A95052	13.2	24.	20–100
Aleación 43 de aluminio colado	A24430	12.3	22.	20–100
Cobre	C11000	9.4	16.9	20–100
Latón rojo	C23000	10.4	18.7	20–300
Latón Admiralty	C44300	11.2	20.	20–300
Metal Muntz	C28000	11.6	21.	20–300
Bronce de aluminio D	C61400	9.0	16.2	20–300
Aleación de cobre con estaño, plomo y zinc	C83600	10.2	18.4	0–100
Cobre níquel 90-10	C70600	9.5	17.1	20–300
Cobre níquel 70-30	C71500	9.0	16.2	20–300
Acero al carbono, AISI 1020	G10200	6.7	12.1	0–100
Hierro colado gris	F10006	6.7	12.1	0–100
Acero 4-6 Cr, $\frac{1}{2}$ Mo	S50100	7.3	13.1	20–540
Acero inoxidable, AISI 410	S41000	6.1	11.0	0–100
Acero inoxidable, AISI 446	S44600	5.8	16.4	0–100
Acero inoxidable, AISI 304	S30400	9.6	17.3	0–100
Acero inoxidable, AISI 310	S31000	8.0	14.4	0–100
Acero inoxidable, ACI HK	J94224	9.4	16.9	20–540
Aleación de níquel 200	N02200	7.4	13.3	20–90
Aleación de níquel 400	N04400	7.7	13.9	20–90
Aleación de níquel 600	N06600	7.4	13.3	20–90
Aleación de níquel-molibdeno B-2	N10665	5.6	10.1	20–90
Aleación de níquel-molibdeno C-276	N10276	6.3	11.3	20–90
Titanio de pureza comercial	R50250	4.8	8.6	0–100
Aleación de titanio Ti-6Al-4V	R56400	4.9	8.8	0–100
Aleación de magnesio AZ31B	M11311	14.5	26.	20–100
Aleación de magnesio AZ91C	M11914	14.5	26.	20–100
Plomo químico	.....	16.4	30.	0–100
Soldadura de plomo y estaño 50-50	L05500	13.1	24.	0–100
Zinc	Z13001	18.	32.	0–100
Estaño	L13002	12.8	23.	0–100
Circonio	R60702	2.9	5.2	0–100
Molibdeno	R03600	2.7	4.9	20–100
Tantalio	R05200	3.6	6.5	20–100

* *Con autorización de National Association of Corrosion Engineers.*

* Datos por cortesía de International Nickel Co.
† En los materiales inadecuados, esos medios pueden fomentar picaduras potencialmente peligrosas
‡ Las temperaturas son aproximadas
§ Se requieren precauciones especiales
¶ Muchos de esos materiales resisten la corrosión en seco, a altas temperaturas.

TABLA 23-6 Temperaturas de fusión de las aleaciones más comunes*

	UNS	Gama de fusión °F	°C
Aleación de aluminio AA1100	A91100	1190–1215	640–660
Aleación de aluminio AA5052	A95052	1125–1200	610–650
Aleación 43 de aluminio colado	A24430	1065–1170	570–630
Cobre	C11000	1980	1083
Latón rojo	C23000	1810–1880	990–1025
Latón Admiralty	C44300	1650–1720	900–935
Metal Muntz	C28000	1650–1660	900–905
Bronce de aluminio D	C61400	1910–1940	1045–1060
Aleación de cobre con estaño, plomo y zinc	C83600	1510–1840	854–1010
Bronce de manganeso	C86500	1585–1616	862–880
Cobre níquel 90-10	C70600	2010–2100	1100–1150
Cobre níquel 70-30	C71500	2140–2260	1170–1240
Acero al carbono, AISI 1020	G10200	2760	1520
Hierro colado gris	F10006	2100–2200	1150–1200
Acero 4-6 Cr, $^1/_2$ Mo	S50100	2700–2800	1480–1540
Acero inoxidable, AISI 410	S41000	2700–2790	1480–1530
Acero inoxidable, AISI 446	S44600	2600–2750	1430–1510
Acero inoxidable, AISI 340	S30400	2550–2650	1400–1450
Acero inoxidable, AISI 310	S31000	2500–2650	1400–1450
Acero inoxidable, ACI HK	J94224	2550	1400
Aleación de níquel 200	N02200	2615–2635	1440–1450
Aleación de níquel 400	N04400	2370–2460	1300–1350
Aleación de níquel 600	N06600	2470–2575	1350–1410
Aleación de níquel-molibdeno B-2	N10665	2375–2495	1300–1370
Aleación de níquel-molibdeno C-276	N10276	2420–2500	1320–1370
Titanio de pureza comercial	R50250	3100	1705
Aleación de titanio T1-6A1-4V	R56400	2920–3020	1600–1660
Aleación de magnesio AZ 31B	M11311	1120–1170	605–632
Aleación de magnesio HK 31A	M13310	1092–1204	589–651
Plomo químico	.....	618	326
Soldadura de plomo y estaño 50-50	L05500	361–421	183–216
Zinc	Z13001	787	420
Estaño	Z13002	450	232
Circonio	R60702	3380	186
Molibdeno	R03600	4730	2610
Tantalio	R05200	5425	2996

* *Con autorización de National Association of Corrosion Engineers.*

Los **hierros colados con alto contenido de silicio** tienen una resistencia excelente a la corrosión. El contenido de silicio es de 13 a 16%. Este material es conocido como Durion. La adición de 4% de Cr da un producto denominado Durichlor, que presenta resistencia mejorada contra agentes oxidantes. Estas aleaciones no se maquinan ni sueldan fácilmente.

Los hierros de silicio son muy resistentes a los ambientes oxidantes y reductores y la resistencia depende de la formación de una película pasiva. Esos hierros se utilizan ampliamente en los servicios con ácido sulfúrico, puesto que no se ven afectados por este ácido en todas las concentraciones, ni siquiera en el punto de ebullición.

Puesto que son muy duros, los hierros al silicio son buenos para servicios que combinan la corrosión con la erosión.

Otro grupo de aleaciones de hierro colado se denomina **Ni-Resist**. Estos materiales son parecidos al hierro colado gris, porque tienen contenidos elevados de carbono (3%), con laminillas finas de grafito distribuidas por toda la estructura. El contenido de níquel varía de 13.5 a 36%, y algunos tienen un 6.5% de Cu.

En general, las piezas vaciadas de aleación de níquel tienen una tenacidad superior y una gran resistencia a los impactos, en comparación con los hierros grises. Las piezas vaciadas de aleación de níquel se pueden soldar y labrar a máquina.

La **resistencia a la corrosión** de las aleaciones de níquel es superior a la de los hierros colados; pero inferior a la del níquel puro. Las soluciones neutras o alcalinas las atacan poco. Con ellas se puede manejar ácido sulfúrico concentrado frío.

El Ni-Resist tiene una resistencia térmica excelente y algunos de sus grados se pueden utilizar hasta 800°C (1500°F). Asimismo, existe una variedad dúctil y otra dura (Ni-Hard).

Acero inoxidable Hay más de 70 tipos estándares de acero inoxidable y muchas aleaciones especiales. Esos aceros se producen en la forma forjada (tipos AISI) y como aleaciones coladas [Alloy Casting Institute (tipos ACI)]. En general, todos tienen como base al hierro, con 12 a 30% de cromo, 0 a 22% de níquel, y cantidades menores de carbono, niobio (columbio), cobre, molibdeno, selenio, tantalio y titanio. Esas aleaciones son muy populares en las industrias de procesamiento. Son resistentes al calor y a la corrosión, no contaminantes y de fabricación sencilla, aun en formas complejas.

Hay tres grupos de aleaciones inoxidables: **1)** martensítica, **2)** ferrítica y **3)** austenítica.

Las **aleaciones martensíticas** contienen de 12 a 20% de cromo con cantidades controladas de carbono y otros aditivos. El tipo 410 es un miembro característico de este grupo. Esas aleaciones se pueden endurecer mediante el tratamiento térmico, con un aumento en la resistencia a la tracción de 550 a 1380 MPa (80 000 a 200 000 lbf/in^2).

La resistencia a la corrosión es inferior a la de los aceros inoxidables austeníticos y los aceros martensíticos se utilizan en general en ambientes ligeramente corrosivos (atmosférico, agua dulce y materiales orgánicos).

Los **aceros inoxidables ferríticos** contienen de 15 a 30% de Cr con un bajo contenido de carbono (0.1%). El contenido más alto de cromo mejora su resistencia a la corrosión. El tipo 430 es un ejemplo usual. La resistencia de los aceros inoxidables ferríticos se puede incrementar mediante el trabajado en frío, pero no por tratamiento térmico. Los grados ferríticos bastante dúctiles se pueden fabricar por todos los métodos estándares. Son bastante fáciles de labrar a máquina. La soldadura no constituye un problema, aun cuando requiere operarios especializados.

La resistencia a la corrosión se considera buena, aun cuando las aleaciones ferríticas no son buenas contra ácidos reductores, como el HCl, pero las soluciones medianamente corrosivas y los medios oxidantes se manejan sin daños. El tipo 430 se utiliza ampliamente en plantas de ácido nítrico. Además, es muy resistente a la escamación y la oxidación a altas temperaturas hasta 800°C (1500°F).

Los **aceros inoxidables austeníticos** son los más resistentes a la corrosión entre los tres grupos. Esos aceros contienen de 16 a 26% de cromo y 6 a 22% de níquel. El contenido de carbono se mantiene bajo (0.08% máximo) para minimizar la precipitación de carburos. Esas aleaciones se pueden endurecer por trabajo, pero el tratamiento térmico no causa endurecimiento. La resistencia a la tracción en la condición templada es de, aproximadamente, 585 MPa (85 000 lbf/in^2); pero el endurecimiento por trabajo puede incrementar esta cifra a 2000 MPa (300 000 lbf/in^2). Los aceros inoxidables austeníticos son duros y dúctiles.

TABLA 23-7 Ac

Tipo de acero	
C-Mn	A53
C-Mn	A10
C	A28
HSLA	A51
HSLA	A2
2 $^1/_4$ Cr, IMo	A3
4-6Cr, $^1/_2$Mo	A3
9Cr, IMo	A3
9Ni	A3
	AI
	AI

* *Cortesía de Nati*
[a] Los valores solo
[b] Propiedades a la
[c] Clase 1.
[d] Clase 2.
[e] Barras de una pu
[f] Barras de una pu

Se pueden fabri
grados austenítico
trabajo y se raspar
das, cortes pesado
realizan con facili
precipitación del c
y reduce su resiste
cos, sobre todo el
carburo por medio
evitar la precipitac
les estabilizados
Otro método para
bajo contenido de
nido máximo de c
Mediante la adi
316, 316L, 317 y
a las picaduras.
En el grupo inox
tencia a la corrosi
mo. Aun así, los a
18-8, funcionan m
tencia depende de
ción. Las condici
película y provoc
mación de picadu
esfuerzos de tracc
por esfuerzo.
Las **aleaciones**
válvulas y accesos
sistema de Alloy
tentes a la corrosi
el contenido crec
máximo de carbo
mada entre los tip

TABLA 23-7 Aceros al carbono y de baja aleación *

Tipo de acero	ASTM	UNS	Composición en %[a]	Propiedades mecánicas[b] Resistencia a la cedencia, kip/in² (MPa)	Resistencia a la tracción, kip/in² (MPa)	Elongación, %
C-Mn	A53B	K03005	0.30 C, 1.20 Mn	35 (241)	60 (415)	
C-Mn	A106B	K03006	0.30 C, 0.29-1.06 Mn, 0.10 como mínimo Si	35 (241)	60 (415)	30
C	A285A	K01700	0.17 C, 0.90 Mn	24 (165)	45-55 (310-380)	30
HSLA	A517F	K11576	0.08-0.22 C, 0.55-1.05 Mn, 0.13-0.37 Si, 0.36-0.79 Cr, 0.67-1.03 Ni, 0.36-0.64 Mo, 0.002-0.006 B, 0.12-0.53 Cu, 0.02-0.09 V	100 (689)	115-135 (795-930)	16
HSLA	A242(1)	K11510	0.15 C, 1.00 Mn, 0.20 mínimo Cu, 0.15 P	42-50 (290-345)	63-70 (435-480)	21
2 ¼ Cr, 1Mo	A387(22)	K21590	0.15 C, 0.30-0.60 Mn, 0.5 Si, 2.00-2.50 Cr, 0.90-1.10 Mo	30 (205)[c] 45 (310)[d]	60-85 (415-585)[c] 75-100 (515-690)[d]	18[c] 18[d]
4-6Cr, ½Mo	A335 (P5)	K41545	0.15 C, 0.30-0.60 Mn, 0.5 Si, 4.00-600 Cr, 0.45-0.65 Mo	30 (205)	60 (415)	
9Cr, 1Mo	A335 (P9)	K81590	0.15 C, 0.30-0.6 Mn, 0.25-1.00 Si, 8.00-10.00 Cr, 0.90-1.10 Mo	30 (205)	60 (415)	
9Ni	A333(8), A353(1)	K81340	0.13 C, 0.90 Mn, 0.13-0.32 Si, 8.40-9.60 Ni	75 (515)	100-120 (690-825)	20
	AISI 4130	G41300	0.28-0.33 C, 0.80-1.10 Mn, 0.15-0.3 Si, 0.8-1.10 Cr, 0.15-0.25 Mo	120 (830)[e]	140 (965)[e]	22[e]
	AISI 4340	G43400	0.38-0.43 C, 0.60-0.80 Mn, 0.15-0.3 Si, 0.70-0.90 Cr, 1.65-2.00 Ni, 0.20-0.30 Mo	125 (860)[f]	148 (1020)[f]	20[f]

* *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.* Para convertir megapascales en libras-fuerza por pulgada cuadrada, multiplíquese por 145.04.
[a] Los valores solos son los valores máximos a menos que se diga otra cosa.
[b] Propiedades a la temperatura ambiente. Los valores solos son los mínimos.
[c] Clase 1.
[d] Clase 2.
[e] Barras de una pulgada de diámetro enfriadas con agua al estar a 860°C (1575°F) y templadas a 650°C (1200°F).
[f] Barras de una pulgada de diámetro, enfriadas con aceite al estar a 845°C (1550°F) y templadas a 650°C (1200°F).

Se pueden fabricar por cualquier método estándar; sin embargo, los grados austeníticos no son fáciles de maquinar; se endurecen por el trabajo y se raspan. Para su empleo son esenciales las máquinas rígidas, cortes pesados y altas velocidades; sin embargo, las soldaduras se realizan con facilidad, aunque el calor de soldadura puede causar la precipitación del carburo de cromo, que agota el cromo de la aleación y reduce su resistencia a la corrosión en algunos ambientes específicos, sobre todo el de ácido nítrico. Se puede evitar la precipitación del carburo por medio de tratamiento térmico (solución de recocido). Para evitar la precipitación, se han desarrollado aceros inoxidables especiales estabilizados con titanio, niobio o tantalio (tipos 321, 347, 348). Otro método para abordar este problema es el empleo de aceros con bajo contenido de carbono, como los tipos 304L y 316L, con un contenido máximo de carbono del 0.03%.

Mediante la adición de molibdeno a la aleación austenítica (tipos 316, 316L, 317 y 317L) se logra una resistencia mejor a la corrosión y a las picaduras.

En el grupo inoxidable, el níquel mejora considerablemente la resistencia a la corrosión por encima de la de los aceros inoxidables de cromo. Aun así, los aceros de cromo y níquel, sobre todo las aleaciones 18-8, funcionan mejor en **condiciones oxidantes**, puesto que la resistencia depende de la película de óxido sobre la superficie de la aleación. Las condiciones reductoras y los iones cloruro destruyen esta película y provocan un ataque rápido. Los iones cloruro causan la formación de picaduras y corrosión por grieta; cuando se combinan con esfuerzos de tracción elevados, pueden originar fractura de corrosión por esfuerzo.

Las **aleaciones inoxidables vaciadas** se utilizan mucho en bombas, válvulas y accesorios. Esas aleaciones vaciadas se designan según el sistema de Alloy Casting Institute (ACI). Todas las aleaciones resistentes a la corrosión tienen la letra C más otra letra (A a N) que denota el contenido creciente de níquel. Los números indican el contenido máximo de carbono. Aunque se puede hacer una comparación aproximada entre los tipos ACI y los AISI, las composiciones no son idénticas y los análisis no se pueden utilizar en forma intercambiable. Las técnicas de fundición requieren un rebalanceo de las composiciones químicas forjadas. Sin embargo, la resistencia a la corrosión no se ve afectada por esos cambios de composición. Los miembros característicos de este grupo son CF-8, similar al acero inoxidable tipo 304; CF-8M, similar al tipo 316 y CD-4M Cu, que tiene una resistencia mejorada al ácido nítrico, al sulfúrico y al fosfórico.

Además de los grados C, hay una serie de grados resistentes al calor de aleaciones vaciadas ACI, que se identifican por su similitud con los grados de resistencia a la corrosión, excepto que la primera letra es H en vez de C. Es preciso mencionar también los aceros inoxidables de endurecimiento por precipitación (PH), que se pueden endurecer por medio de tratamientos térmicos a temperaturas moderadas. Muy fuertes y duros a las temperaturas elevadas, estos aceros tienen sólo una resistencia moderada a la corrosión. Un acero PH usual que contiene 17% de Cr, 7% de Ni y 1.1% de Al tiene una resistencia elevada, buenas propiedades ante la fatiga y buena resistencia al desgaste y a la corrosión por cavitación. Un número elevado de estos aceros, con composiciones variables, se encuentran disponibles comercialmente. En forma esencial, contienen cromo y níquel con agentes agregados de aleación como cobre, aluminio, berilio, molibdeno, nitrógeno y fósforo.

Aleaciones medias Un grupo de aleaciones en su mayor parte patentadas, con una resistencia ligeramente mejor a la corrosión que la de los aceros inoxidables se denominan aleaciones medias. Uno de los miembros más populares de este grupo es la **aleación 20**, producida por ciertas compañías con diversos nombres comerciales. El Durimet 20 es una versión vaciada muy conocida que contiene 0.07% de C, 29% de Ni, 20% de Cr, 2% de Mo y 3% de Cu. La designación del ACI para esta aleación es CN-7M. Una forma forjada se conoce como Carpenter 20 (Cb3). La Worthite es otra aleación 20 con, aproximadamente, 24% de Ni y 20% de Cr. La aleación 20 se desarrolló originalmente para satisfacer la necesidad de un material con una resistencia al ácido sulfúrico superior a la de los aceros inoxidables.

TABLA 23-8 Propiedades de los aceros AISI de baja aleación

	Propiedades físicas características[a]			
Tipo AISI	Temperatura de fusión, °F	Conductiv. térmica, Btu/(h)(ft²)(°F/ft);(212°F)	Coeficiente de dilatación térmica (0-1200°F) por °F	Calor específico (68-212°F) Btu/(lb · °F)
13XX	.....	27	7.9×10^{-6}[b]	0.10-0.11
23XX	2600-2620	38.3[c]	8.0×10^{-6}	0.11-0.12
25XX	2610-2620	34.5-38.5[c]	7.8×10^{-6}	0.11-0.12
40XX	.....	27	8.3×10^{-6}[b]	0.10-0.11
41XX	.....	24.7[d]	.....	0.11
43XX	2740-2750	21.7[e]	8.1×10^{-6}	0.107
46XX	.....	27[d]	6.3×10^{-6}[e]	0.10-0.11
48XX	2750	26[f]	8.6×10^{-6}	
51XX	2720-2760	27-34[g]	7.4×10^{-6}[h]	0.10-0.11
61XX	.....	27	8.1×10^{-6}[b]	0.10-0.11
86, 87XX	2745-2755	21.7[e]	8.2×10^{-6}	0.107
92, 94XX	.....	27	8.1×10^{-6}[h]	0.10-0.12

XX = porcentaje nominal de carbono.
[a] La densidad para todos los aceros de baja aleación es de, aproximadamente, 0.28 lb/in³.
[b] 68 a 1200°F.
[c] 120°F.
[d] 68°F.
[e] 0 a 200°F.
[f] 75°F.
[g] 32 a 212°F.
[h] 100 a 518°F.

TABLA 23-8 Propiedades de los aceros AISI de baja aleación (*Continúa*)

	Propiedades mecánicas características[a]					
Tipo AISI	Resist. a la tracción, 1000 lbf/in²	Resist. a la cedencia (0.2% de desviación), 1000 lbf/in²	Elongación (en 2 in), %	Reducción del área, %	Dureza Brinell	Resistencia a los impactos (Izod), lbf · ft
1330[b]	122	100	19	52	248	
1335[c]	126	105	20	59	262	
1340[c]	137	118	19	55	285	
2317[c]	107	72	27	71	222	84
2515[c]	113	94	25	69	233	85
E2517[c]	120	100	22	66	244	80
4023[d]	120	85	20	53	255	
4032[c]	210	182	11	49	415	
4042[c]	235	210	10	42	461	
4053[g]	250	223	12	40	495	
4063[h]	269	231	8	15	534	
4130[f]	200	170	16	49	375	25
4140[f]	200	170	15	48	385	16
4150[f]	230	215	10	40	444	12
4320[d]	180	154	15	50	360	32
4337[f]	210	140	14	50	435	18
4340[h]	220	200	12	48	445	16
4615[d]	100	75	18	52	...	42
4620[d]	130	95	21	65	...	68
4640[f]	185	160	14	52	390	25
4815[d]	150	125	18	58	325	44
4817[d]	...	...	15	52	355	36
4820[f]	...	...	13	47	380	28
5120[d]	143	114	13	45	302	6
5130[m]	189	175	13	51	380	
5140[m]	190	170	13	43	375	16
5150[m]	224	208	10	40	444	
6120[n]	125	94	21	56	...	28
6145[o]	176	169	16	52	429	20
6145[o]	187	179	13	42	444	13
8620[p]	122	98	21	63	245	76
8630[p]	162	142	14	54	325	42
8640[p]	208	183	13	43	420	18
8650[p]	214	194	12	41	423	
8720[p]	122	98	21	63	245	76
8740[p]	208	183	13	43	420	18
8750[p]	214	194	12	41	423	
9255[p]	232[q]	215	9	21	477	6
9261[p]	258[r]	226	10	30	514	12

[a] Las propiedades corresponden a materiales endurecidos y templados como sigue: [b] enfriados por agua a partir de 1525°F, templado a 1000°F, [c] enfriado en aceite a partir de 1525°F, templado a 1000°F; [d] seudocarburizado 8 h a 1700°F, enfriado en aceite, templado 1 h a 300°F, [e] enfriado en agua partir de 1525°F, templado a 600°F; enfriado en aceite a partir de 1500°F, templado a 600°F; [g] enfriado en aceite a partir de 1475°F, templado a 600°F; [h] enfriado en aceite a partir de 1450°F, templado a 600°F; [f] enfriado en agua a partir de 1500 hasta 1600°F, templado a 800°F; [j] enfriado en aceite a partir de 1550°F, templado a 800°F; [k] enfriado en aceite a partir de 1525°F, templado a 800°F; [l] normalizado a 1650°F, recalentado a 1475°F, enfriado en aceite y templado a 800°F; [m] normalizado a 1625°F, recalentado a 1550°F, enfriado en agua y templado a 800°F; [n] carburizado 10 h a 1680°F, enfriado en crisol, enfriado con aceite a partir de 1525°F, templado a 300°F; [o] normalizado a 1600°F, enfriado en aceite a partir de 1575°F, templado a 1000°F; [p] enfriado en aceite y templado a 800°F; [q] normalizado a 1650°F, recalentado a 1625°F, enfriado en aceite agitado, templado a 800°F; [r] normalizado a 1600°F, recalentado a 1575°F, enfriado en aceite agitado, templado a 800°F.

NOTA: °C = (°F − 32) × 5/9. Para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie grados Fahrenheit en watts por metro-grados Celsius, multiplíquese por 0.8606; para convertir unidades térmicas británicas por libras fuerza-grados Fahrenheit en kilojoules por kilogramo-grados Celsius, multiplíquese por 0.2388; para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada en megapascales, multiplíquese por 0.006895; y para convertir libras fuerza-pie en joules, multiplíquese por 0.7375.

Otros miembros del grupo de aleaciones medias son **Incoloy 825** y **Hastelloy G-3**. El Incoloy 825 forjado tiene 40% de Ni, 21% de Cr, 3% de Mo y 2.25% de Cu. El Hastelloy G-3 contiene 44% de Ni, 22% de Cr, 6.5% de Mo y como máximo 0.05% de C.

Estas aleaciones tienen una aplicación muy amplia en los sistemas de ácido sulfúrico. Debido a su alto contenido de níquel y molibdeno tienen mayor tolerancia a la contaminación por el ion cloruro que los aceros inoxidables estándares. El contenido de níquel disminuye el riesgo de fractura debido a la corrosión por esfuerzo. El molibdeno mejora la resistencia a la corrosión por grieta y a las picaduras.

Aleaciones altas El grupo de materiales que se denominan aleaciones altas contienen porcentajes relativamente grandes de níquel. El **Hastelloy B-2** contiene 61% de Ni y 28% de Mo. Existen en la forma forjada y la vaciada. El endurecimiento por trabajo presenta ciertas dificultades de fabricación y el maquinado es un poco más difícil que para el acero inoxidable del tipo 316. Se pueden utilizar métodos tradicionales de soldadura. La aleación tiene una resistencia desacostumbradamente alta a todas las concentraciones de ácido clorhídrico, a todas las temperaturas en ausencia de agentes oxidantes. El ataque de ácido sulfúrico es bajo para todas las concentraciones a 65°C (150°F), pero el índice aumenta con la temperatura. Las sales y los ácidos oxidantes corroen con rapidez el Hastelloy B-2; pero los álcalis y las soluciones alcalinas provocan pocos daños en él.

El **Chlorimet 2** tiene 63% de Ni y 32% de Mo y se asemeja al Hastelloy B-2. Existe sólo en forma vaciada, principalmente en válvulas y bombas. Se trata de una aleación dura, muy resistente a los choques mecánicos y térmicos. Se puede labrar con herramientas de punta de carburo y soldar con técnicas de arco metálico.

La **Hastelloy C-276** es una aleación basada en el níquel que contiene cromo (15.5%), molibdeno (15.5%) y tungsteno (3%) como principales elementos de aleación. Sólo se puede conseguir en la forma forjada. Esta aleación es una modificación baja en impurezas del Hastelloy C, que se puede conseguir todavía en forma fundida. El bajo nivel de impurezas reduce sustancialmente el riesgo de la corrosión intergranular en la precipitación de las superficies límites de los granos en las zonas afectadas por el calor de la soldadura. Esta

TABLA 23-9 Ale

Aleación
Hierro colado gris
Hierro colado maleable
Hierro colado dúctil
Hierro colado
Hierro colado
Hierro colado
Hierro colado austenít dúctil
Hierro colado austenít dúctil
Hierro colado al silicio

* *Con autorización*
† Los valores que se
‡ Propiedades usual

aleación es resister
tes, como el cloro
las pocas aleacione
Una variación n
mente inmune a la
tadas por el calor d

TABLA 23-10

Tipo AISI	UNS
403	S40300
410	S41000
414	S41400
416	S41600
416Se	S41623
420	S42000
420F	S42020
422	S42200
431	S43100
440A	S44002
440B	S44003
440C	S44004
501	S50100
502	S50200

* *Cortesía de Na*
† Los valores dad
‡ Propiedades us
§ Mínimos.

TABLA 23-9 Aleaciones de hierro colado *

Aleación	ASTM	UNS	Composición, % †	Condición	Propiedades mecánicas ‡ Resistencia a la cedencia kip/in² (MPa)	Resistencia a la tracción kip/in² (MPa)	Elongación, %	Dureza HB
Hierro colado gris	A159 (G3000)	F10006	3.1-3.4 C, 0.6-0.9 Mn, 1.9-2.3 Si	Como fundido	.....	30 (207)	...	187–241
Hierro colado maleable	A602 (M3210)	F20000	2.2-2.9 C, 0.15-1.25 Mn, 0.9-1.90 Si	Templado	32 (229)	50 (345)	12	130
Hierro colado dúctil	A395 (60-40-18)	F32800	Sin especificar	Templado	40 (276)	60 (414)	18	170
Hierro colado	A436(1)	F41000	3.0 C, 1.5-2.5 Cr, 5.5-7.5 Cu, 0.5-1.5 Mn, 13.5-17.5 Ni, 1.0-2.8 Si	Como fundido	.....	25 (172)	...	150
Hierro colado	A436(2)	F41002	3.0 C, 1.5-2.5 Cr, 0.50 Cu, 0.5-1.5 Mn, 18-22 Ni, 1.0-2.8 Si	Como fundido	.....	25 (172)	...	145
Hierro colado	A436(5)	F41006	2.4 C, 0.1 Cr, 0.5 Cu, 0.5-1.5 Mn, 34-36 Ni, 1.0-2.0 Si	Como fundido	.....	20 (138)	...	110
Hierro colado austenítico dúctil	A439(D 2)	F43000	3.0 C, 1.75-2.75 Cr, 0.7-1.25 Mn, 18-22 Ni, 1.5-3.,0 Si	Como fundido	30 (207)	58 (400)	...	170
Hierro colado austenítico dúctil	A439 (D-5)	F43006	2.4 C, 0.1 Cr, 1.0 Mn, 34-36 Ni, 1.0-2.8 Si	Como fundido	30 (207)	55 (379)	...	155
Hierro colado al silicio	A518	F47003	0.7-1.1 Cr, 0.5 Cr, 0.5 Cu, 1.50 Mn, 0.5 Mo, 14.2-14.75 Si	Como fundido	.....	16 (110)	...	520

* *Con autorización de National Association of Corrosion Engineers.* Para convertir megapascales en libras-fuerza por pulgada cuadrada, multiplíquese por 145.04.
† Los valores que se dan con una sola cifra indican valores máximos.
‡ Propiedades usuales a temperatura ambiente.

aleación es resistente a las soluciones de cloruro fuertemente oxidantes, como el cloro húmedo y las soluciones de hipoclorito. Es una de las pocas aleaciones que son totalmente resistentes al agua de mar.

Una variación más reciente es el **Hastelloy C-4** que es casi totalmente inmune a la corrosión intergranular selectiva en las zonas afectadas por el calor de la soldadura.

El **Chlorimet 3** es una aleación que se consigue sólo en la forma fundida y es similar al Hastelloy C en contenido de aleación y en resistencia a la corrosión.

El **Inconel 600** (80% de Ni, 16% de Cr, 7% de Fe) se debe mencionar también como aleación alta. No contiene molibdeno. El grado resistente a la corrosión se recomienda para ambientes reductores-oxidan-

TABLA 23-10 Aceros inoxidables martensíticos forjados estándares *

Tipo AISI	UNS	Composición, % † Cr	Ni	Mo	C	Otros	Propiedades mecánicas ‡ Resistencia a la cedencia kip/in² (MPa)	Resistencia a la tracción kip/in² (MPa)	Elongación, %	Dureza HB
403	S40300	11.5-13.0	.....	.....	0.15	.....	40 (276)	75 (517)	35	155
410	S41000	11.5-13.5	.....	.....	0.15	.....	35 (241)	70 (483)	30	150
414	S41400	11.5-13.5	1.25-2.5	.....	0.15	.....	90 (621)	115 (793)	20	235
416	S41600	12-14	.....	0.6	0.15	0.15S§	40 (276)	75 (517)	30	155
416Se	S41623	12-14	.....	.....	0.15	0.15Se§	40 (276)	75 (517)	30	155
420	S42000	12-14	.....	.....	0.15	.....	50 (345)	95 (655)	20	195
420F	S42020	12-14	.....	0.6	0.15§	0.155§	55 (379)	95 (655)	22	220
422	S42200	11-13	0.5-1.0	0.75-1.25	0.20-0.25	0.15-0.30 V, 0.75-1.25 W	125 (862)	145 (1000)	18	320
431	S43100	15-17	1.25-2.5	.....	0.20	.....	95 (665)	125 (862)	20	260
440A	S44002	16-18	.....	0.75	0.6-0.75	.....	60 (414)	105 (724)	20	210
440B	S44003	16-18.0	.....	0.75	0.75-0.95	.....	62 (427)	107 (738)	18	215
440C	S44004	16-18	.....	0.75	0.95-1.20	.....	65 (448)	110 (758)	14	220
501	S50100	4-6	.....	0.40-0.65	0.10§	.....	30 (207)	70 (483)	28	160
502	S50200	4-6	.....	0.40-0.65	0.10	.....	25 (172)	65 (448)	30	150

* *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.* Para convertir megapascales en libras-fuerza por pulgada cuadrada, multiplíquese por 145.04.
† Los valores dados con una sola cifra indican valores máximos, a menos que se indique otra cosa.
‡ Propiedades usuales a temperatura ambiente para placas templadas.
§ Mínimos.

TABLA 23-11 Aceros inoxidables ferríticos forjados estándares *

Tipo AISI	UNS	Composición, % † Cr	C	Mn	Si	P	S	Otros	Propiedades mecánicas ‡ Resistencia a la cedencia kip/in2 (MPa)	Resistencia a la tracción kip/in2 (MPa)	Elongación, %	Dureza HB
405	S40500	11.5-14.5	0.08	1.0	1.0	0.04	0.03	0.1-0.3 Al	40 (276)	65 (448)	30	150
409	S40900	10.5-11.75	0.08	1.0	1.0	0.045	0.045	(6 × C) Ti§	35 (241)	65 (448)	25	137
429	S42900	14-16	0.12	1.0	1.0	0.04	0.03	.....	40 (276)	70 (483)	30	163
430	S43000	16-18	0.12	1.0	1.0	0.04	0.03	.....	40 (276)	75 (517)	30	160
430F	S43020	16-18	0.12	1.25	1.0	0.06	0.15¶	0.6 Mo	55 (379)	80 (552)	25	170
430FSe	S43023	16-18	0.12	1.25	1.0	0.06	0.06	0.15 Se¶	55 (379)	80 (552)	25	170
434	S43400	16-18	0.12	1.0	1.0	0.04	0.03	0.75-1.25 Mo	53 (365)	77 (531)	23	160
436	S43600	16-18	0.12	1.0	1.0	0.04	0.03	0.75-1.25 Mo (5 ó C)(Cb + Ta)§	53 (365)	77 (531)	23	160
442												
446	S44200	18-23	0.20	1.0	1.0	0.04	0.03	.....	45 (310)	80 (552)	20	185
	S44600	23-27	0.20	1.5	1.0	0.04	0.03	0.25N	55 (379)	85 (586)	25	160

* *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.* Para convertir megapascales en libras-fuerza por pulgada cuadrada, multipliquese por 145.04.
† Los valores que se dan con una sola cifra son los valores máximos, a menos que se indique otra cosa.
‡ Propiedades usuales de temperatura de placas templadas.
§ Máximo a 0.70.
¶ Mínimo.

TABLA 23-12 Aceros inoxidables austeníticos forjados estándares *

Tipo AISI	UNS	Composición, % † Cr	Ni	Mo	C	Si	Mn	Otros	Propiedades mecánicas † Resistencia a la cedencia kip/in² (MPa)	Resistencia a la tracción kip/in²(MPa)	Elongación, %	Dureza HB
201	S20100	16-18	3.5-5.5	...	0.15	1.0	5.5-7.5	0.25 N	55 (379)	115 (793)	55	185
202	S20200	17-19	4-6	...	0.15	1.0	7.5-10.	0.25 N	55 (379)	105 (724)	55	185
301	S30100	16-18	6-8	...	0.15	1.0	2.0	...	40 (276)	105 (724)	55	165
302	S30200	17-19	8-10	...	0.15	1.0	2.0	...	35 (241)	90 (621)	60	150
302B	S30215	17-19	8-10	...	0.15	2.0-3.0	2.0	...	40 (276)	90 (621)	50	165
303	S30300	17-19	8-10	0.6	0.15	1.0	2.0	0.15 S,§ 0.2 P	35 (241)	90 (621)	50	160
303Se	S30323	17-19	8-10	...	0.15	1.0	2.0	0.15 Se,§ 0.2 P	35 (241)	90 (621)	50	160
304	S30400	18-20	8-10.5	...	0.08	1.0	2.0	...	35 (241)	82 (565)	60	149
304L	S30403	18-20	8-12	...	0.03	1.0	2.0	...	33 (228)	79 (545)	60	143
304N	S30451	18-20	8-10.5	...	0.08	1.0	2.0	0.100.16 N	48 (331)	90 (621)	50	180
308	S30800	19-21	10-12	...	0.08	1.0	2.0	...	30 (207)	85 (586)	55	150
309	S30900	22-24	12-15	...	0.20	1.0	2.0	...	40 (276)	95 (655)	45	170
309S	S30908	22-24	12-15	...	0.08	1.0	2.0	...	40 (276)	95 (655)	45	170
310	S31000	24-26	19-22	...	0.25	1.5	2.0	...	45 (310)	95 (655)	50	170
310S	S31008	24-26	19-22	...	0.08	1.5	2.0	...	45 (310)	95 (655)	50	170
314	S31400	23-26	19-22	...	0.25	1.5-3.0	2.0	...	50 (345)	100 (609)	45	180
316	S31600	16-18	10-14	2.0-3.0	0.08	1.0	2.0	...	36 (248)	82 (565)	55	149
316L	S31603	16-18	10-14	2.0-3.0	0.03	1.0	2.0	...	34 (234)	81 (558)	55	146
316N	S31651	16-18	10-14	2.0-3.0	0.08	1.0	2.0	0.10–0.16 N	42 (290)	90 (621)	55	180
317	S31700	18-20	11-15	3.0-4.0	0.08	1.0	2.0	...	40 (276)	85 (586)	50	160
317L	S31703	18-20	11-15	3.0-4.0	0.03	1.0	2.0	...	35 (241)	85 (586)	55	150
321	S32100	17-19	9-12	...	0.08	1.0	2.0	(5 × C) Ti§	30 (207)	85 (586)	55	160
329	S32900	25-30	3-6	1.0-2.0	0.10	1.0	2.0	...	80 (552)	105 (724)	25	230
347	S34700	17-19	9-13	...	0.08	1.0	2.0	(10 × C)(Cb + Ta)§	35 (241)	90 (641)	50	160
348	S34800	17-19	9-13	...	0.08	1.0	2.0	(10 × C)(Cb + Ta)¶ 0.20 Co	35 (241)	90 (621)	50	160

* *Con autorización de National Association of Corrosion Engineers.* Para convertir megapascales en libras-fuerza por pulgada cuadrada, multipliquese por 145.04.
† Los valores de una sola cifra son los máximos, a menos que se indique lo contrario.
‡ Propiedades usuales a la temperatura ambiente de placas templadas en soluciones.
§ Mínimo.
¶ Mínimo exceptuando Ta = 0.1, que es máximo.

tes, sobre todo a temp
la aleación resiste la
sobresaliente en su
últimos están esenci
Las aleaciones qu
gran número de alea
química. Para una re
las referencias que s

ALEACIONES

Níquel y sus ale
mente en cualquier
vaciadas. Se puede
soldadura. En gene
rrosión, mientras q
ciones alcalinas ne
ricas moderadas no
el manejo de álcali
de pureza elevada,
clorados y el fenol
cenan en el mismo
su contaminación.
Existe comercial
quel. Muchas se me
nes vaciadas y las
400, con 67% de N
res. Esta aleación
puede fabricar y un
rrosión es superior
níquel en ambiente
aleación se puede
(por debajo de 80
corrosión. El meta
115°C (235°F). Lo
pero no soporta los
Aluminio y sus
en prácticamente t
cluyendo vaciados
aquélla que corres
liza en muchas apli
vada conductivida
aplicaciones eléct
y por lo común, s
protección de gas i
El **aluminio co**
ción de 69 MPa (1
trabajo en frío. Un
minuye consideral
resistencia sea in
(400°F) es la temp
minio; no obstant
temperatura y se p
El aluminio pos
cas, así como tam
aguas dulces, salo
aluminio, aunque
trado (por encima
con soluciones cá
Es preciso obse
nio (véase la Tab
mejoradas por enc
minio forjadas qu
la tracción de 90
cuando se endur
hasta 572 MPa (8
nio poseen por lo

as ‡

Elongación, %	Dureza HB
30	150
25	137
30	163
30	160
25	170
25	170
23	160
23	160
20	185
25	160

quese por 145.04.

nicas †

ngación, %	Dureza HB
55	185
55	185
55	165
60	150
50	165
50	160
50	160
60	149
60	143
50	180
55	150
45	170
45	170
50	170
50	170
45	180
55	149
55	146
55	180
50	160
55	150
55	160
25	230
50	160
50	160

multiplíquese por 145.04.

tes, sobre todo a temperaturas elevadas. Cuando se calienta en el aire, la aleación resiste la oxidación hasta 1100°C (2000°F). La aleación es sobresaliente en su resistencia a la corrosión por gases cuando estos últimos están esencialmente libres de azufre.

Las aleaciones que se han citado son los ejemplos característicos de gran número de aleaciones altas patentadas de empleo en la industria química. Para una relación mayor con datos más extensos, consúltense las referencias que se proporcionan.

ALEACIONES Y METALES NO FERROSOS

Níquel y sus aleaciones El níquel se puede obtener prácticamente en cualquier forma maquinada, así como también en piezas vaciadas. Se puede maquinar con facilidad y unirse por medio de soldadura. En general, las condiciones oxidantes favorecen la corrosión, mientras que las reductoras retrasan sus ataques. Las soluciones alcalinas neutras, el agua de mar y las condiciones atmosféricas moderadas no afectan al níquel. El metal se utiliza mucho para el manejo de álcalis, sobre todo en la concentración de sosa cáustica de pureza elevada, su almacenamiento y embarque. Los disolventes clorados y el fenol se purifican con frecuencia en níquel y se almacenan en el mismo metal, para evitar la decoloración del producto y su contaminación.

Existe comercialmente gran número de aleaciones con base de níquel. Muchas se mencionaron en el análisis anterior sobre las aleaciones vaciadas y las altas. Una de las más conocidas es el metal **Monel 400**, con 67% de Ni y 30% de Cu. Existe en todas las formas estándares. Esta aleación de níquel-cobre es dúctil y dura, además de que se puede fabricar y unir con facilidad. En general, su **resistencia a la corrosión** es superior a la de sus componentes, y es más resistente que el níquel en ambientes reductores y más que el cobre en los oxidantes. La aleación se puede utilizar para ácido sulfúrico relativamente diluido (por debajo de 80%), aunque la aireación da como resultado mayor corrosión. El metal Monel maneja ácido fluorhídrico, hasta 92% y 115°C (235°F). Los álcalis tienen pocos efectos sobre esta aleación, pero no soporta los ambientes reductores o muy oxidantes.

Aluminio y sus aleaciones El aluminio y sus aleaciones se hacen en prácticamente todas las formas en las que se producen metales, incluyendo vaciados. La conductividad térmica del aluminio es 60% de aquélla que corresponde al cobre puro. El aluminio sin aleación se utiliza en muchas aplicaciones de transferencia de calor. Debido a su elevada conductividad eléctrica, el aluminio tiene gran aceptación en las aplicaciones eléctricas. Es uno de los metales más fáciles de trabajar, y por lo común, se une mediante técnicas de soldadura por arco con protección de gas inerte.

El **aluminio comercialmente puro** tiene una resistencia a la tracción de 69 MPa (10 000 lbf/in^2); pero se puede fortalecer mediante el trabajo en frío. Una limitación del aluminio es que la resistencia disminuye considerablemente por encima de 150°C (300°F). Cuando la resistencia sea importante, se considera por lo común que 200°C (400°F) es la temperatura más elevada que resulta segura para el aluminio; no obstante el aluminio tiene propiedades excelentes a baja temperatura y se puede utilizar a –250°C (–420°F).

El aluminio posee resistencia elevada a las condiciones atmosféricas, así como también a los vapores y los humos industriales y a las aguas dulces, salobres o saladas. Muchos ácidos minerales atacan al aluminio, aunque el metal se puede utilizar con ácido nítrico concentrado (por encima de 82%) y ácido acético glacial. No se puede utilizar con soluciones cáusticas fuertes.

Es preciso observar que existen innumerables **aleaciones de aluminio** (véase la Tabla 23-17). Muchas poseen propiedades mecánicas mejoradas por encima de las del aluminio puro. Las aleaciones del aluminio forjadas que se pueden tratar térmicamente tienen resistencias a la tracción de 90 a 228 MPa (13 000 a 33 000 lbf/in^2), ya templadas; cuando se endurecen plenamente, las resistencias pueden elevarse hasta 572 MPa (83 000 lbf/in^2). No obstante, las aleaciones de aluminio poseen por lo común una resistencia más baja a la corrosión que el metal puro. Las aleaciones **revestidas (Alclad)** se han desarrollado para superar esta dificultad. El Alclad consiste en una capa de aluminio ligada metalúrgicamente a una aleación central.

La resistencia a la corrosión del aluminio y sus aleaciones tiende a hacerlo muy sensible a las trazas de contaminación. Cantidades muy pequeñas de mercurio metálico, iones de metales pesados o iones cloruro son causas de falla rápida en condiciones que de otro modo serían completamente aceptables.

Cuando los aceros de aleación no proporcionan una protección adecuada contra la corrosión—sobre todo contra los ataques sulfídicos—, se puede utilizar acero con un **recubrimiento superficial aluminizado**. Un recubrimiento de aluminio rociado sobre un acero no tiene probabilidades de resquebrajarse ni fisurarse, pero por lo común no es continuo y puede dejar algunas zonas de acero sin protección. El acero "aluminizado" por inmersión en caliente recibe un recubrimiento continuo y ha resultado satisfactorio en muchas aplicaciones, sobre todo cuando se encuentran presentes el azufre y el sulfuro de hidrógeno. Se usa también para proteger el aislamiento térmico y como protección de los equipos contra la intemperie. El acero recubierto resiste el fuego mejor que el aluminio puro.

Cobre y sus aleaciones El cobre y sus aleaciones se emplean en el procesamiento químico, sobre todo cuando la conductividad térmica y la eléctrica son factores importantes. La conductividad térmica del cobre es dos veces la del aluminio y 90% la de la plata. Existe gran número de aleaciones de cobre, incluyendo latones (Cu-Zn), bronces (Cu-Sn) y cuproníqueles.

El **cobre** tiene propiedades excelentes a bajas temperaturas y se utiliza a –200°C (–320°F). La soldadura fuerte y la normal son métodos comunes para unir el cobre y es también posible, aunque difícil, la soldadura autógena. En general, el cobre tiene resistencia elevada a las atmósferas industriales y marinas, el agua de mar, los álcalis y los disolventes. Los ácidos oxidantes corroen con rapidez el cobre. Sin embargo, sus aleaciones tienen propiedades bastante distintas a las del cobre comercial.

Los **latones** con hasta 15% de Zn son dúctiles, pero difíciles de maquinar. La capacidad para el maquinado mejora al aumentar el contenido de Zn hasta un 36%. Los latones con menos de 20% de Zn tienen una resistencia a la corrosión equivalente a la del cobre; pero con mejores resistencias a la tracción. Los latones con 20 a 40% de Zn tienen una menor resistencia a la corrosión y son propensos a la deszinficación y a la fractura por corrosión por esfuerzo, sobre todo cuando se encuentra presente el amoniaco.

Los **bronces** son muy similares a los latones en las propiedades mecánicas y a los latones de alto contenido de zinc en la resistencia a la corrosión (con excepción de que los bronces no se ven afectados por la fractura por esfuerzo). Los **bronces de aluminio y silicio** son muy aceptados en las industrias de procesamiento porque combinan buena fuerza con gran resistencia a la corrosión.

Los **cuproníqueles** (10 a 30% de Ni) han llegado a ser muy importantes como aleaciones de cobre. Tienen la mayor resistencia a la corrosión de todas las aleaciones de cobre y encuentran aplicaciones en tubos para intercambiadores de calor. Su resistencia al agua de mar es particularmente notable.

Plomo y sus aleaciones El plomo de pureza química de más de 99.9% se utiliza principalmente en la industria química en ambientes que forman una película protectora delgada, insoluble y que se autorregenera, constituida, por ejemplo, por sales como sulfatos, carbonatos o fosfatos. Las películas de nitratos, acetatos y cloruros son más solubles y por esto proporcionan poca protección.

Las aleaciones de plomo con antimonio, estaño y arsénico ofrecen mejoras limitadas en sus propiedades mecánicas, y la utilidad del plomo se ve restringida principalmente por sus cualidades estructurales tan malas. Tiene un punto de fusión bajo y un alto coeficiente de expansión y es un material muy dúctil que se deforma progresivamente cuando se le aplica un esfuerzo de tensión tan bajo como 1 MPa (145 lbf/in^2).

Titanio El titanio ha llegado a ser cada vez más importante como material de construcción. Es fuerte y de peso mediano. Su resis-

Tabla 23-13 Aceros inoxidables especiales*

Aleación	UNS	Composición, % †							Propiedades mecánicas ‡			
		Cr	Ni	Mo	C	Mn	Si	Otros	Resistencia a la cedencia kip/in² (MPa)	Resistencia a la tracción kip/in² (MPa)	Elongación, %	Dureza HB
A-286	K66286	13.5–16	24–27	1.0–1.5	0.08	2.0	1.0	1.90–2.35 Ti, 0.1–0.5 V, 0.001–0.01 B, 8 × C–1.0 Cb	100 (690)	140 (970)	20	
20Cb-3	N08020	19–21	32–38	2.0–3.0	0.07	2.0	1.0	3.0–4.0 Cu	53 (365)	98 (676)	33	185
20Mod	N08320	21–23	25–27	4.0–6.0	0.05	2.5	1.0	(4.0 × C) Ti min.	43 (296)	84 (579)	42	160
PH13-8Mo	S13800	12.25–13.25	7.5–8.5	2.0–2.5	0.05	0.2	0.1	0.90–1.35 Al	120 (827)	160 (1100)	17	300
PH14-8Mo	S14800	13.75–15.0	7.75–8.75	2.0–3.0	0.05	1.0	1.0	0.75–1.5 Al, 0.15–45 Cb	55–210 (380–1450)	125–230 (860–1540)	2–25	200–450
15-5PH	S15500	14.0–15.5	3.5–5.5	.....	0.07	1.0	1.0	2.5–4.5 Cu	145 (1000)	160 (1100)	15	320
PH15-7Mo	S15700	14.0–16.0	6.5–7.75	2.0–3.0	0.09	1.0	1.0	0.75–1.5 Al, 0.15–0.45 Cb	55–210 (380–1450)	130–220 (900–1520)	2–35	200–450
17-4PH	S17400	15.5–17.5	3.0–5.0	.....	0.07	1.0	1.0	3.0–5.0 Cu, 0.4 Al	145 (1000)	160 (1100)	15	320
W	S17600	16.0–17.5	6.0–7.5	.....	0.08	1.0	1.0	0.4–1.20 Ti	90–200 (620–1380)	135–210 (930–1450)	3–12	260–420
17-7PH	S17700	16.0–18.0	6.5–7.75	.....	0.09	1.0	1.0	0.75–1.5 Al	40 (276)	130 (710)	10	185
216	S21600	17.5–22.0	5.0–7.0	2.0–3.0	0.08	7.5–9.0	1.0	0.25–0.5 N	70 (480)	115 (790)	45	200
Nitronic 60	S21800	16.0–18.0	8.0–9.0	.....	0.10	7.0–9.0	3.5–4.5	0.08–0.18 N	60 (410)	103 (710)	62	210
21-6-9	S21900	18.0–21.0	5.0–7.0	.....	0.08	8.0–10.0	1.0	0.15–0.40 N	68 (470)	112 (770)	44	220
AM350	S35000	16.0–17.0	4.0–5.0	2.5–3.25	0.07–0.11	0.5–1.25	0.5	0.07–0.13 N	60–173 (410–1200)	145–206 (1000–1420)	13.5–40	200–400
AM355	S35500	15.0–16.0	4.0–5.0	2.5–3.25	0.10–0.15	0.5–1.25	0.5	.....	182 (1250)	216 (1490)	19	402–477
Almar 362	S36200	14.0–15.0	6.0–7.0	.....	0.05	0.5	0.3	0.55–9.0 Ti	105–185 (124–286)	120–188 (827–1300)	15–13	250–400
18-18-2	S38100	17.0–19.0	17.5–18.5	.....	0.08	2.0	1.5–2.5	0.20 × (C + N)	40 (280)	80 (550)	55	165
Stab. 18-2	S44400	17.5–19.5	1.0	1.75–2.5	0.025	1.0	1.0	min.–0.8 Ti + Cb 0.015 N	45 (310)	60 (414)	20	210
26-1	S44625	25.0–27.5	0.5	0.75–1.50	0.01	0.4	0.4	0.5 Ni + Cu	50 (345)	70 (480)	30	165
Stab. 26-1	S44626	25.0–27.0	0.5	0.75–1.50	0.06	0.75	0.75	7 × (C + Ni)–1.0 Ti, 0.15 Cu	50 (345)	70 (480)	30	165
28-4	S44700	28.0–30.0	0.15	3.5–4.2	0.010	0.3	0.2	0.02 N, 0.15 Cu	70 (480)	90 (620)	25	210
28-4-2	S44800	28.0–30.0	2.0–2.5	3.5–4.2	0.010	0.3	0.2	0.02 N, 8 × C Cb min.	85 (590)	95 (650)	25	230
Custom 450	S45000	14.0–16.0	5.0–7.0	0.5–1.0	0.05	1.0	1.0	1.25–1.75 Cu	117–184 (800–1270)	144–196 (990–1350)	14	270–400
Custom 455	S45500	11.0–12.5	7.5–9.5	0.5	0.05	0.5	0.5	1.5–2.5 Cu, 0.8–1.4 Ti	115–220 (790–1500)	140–230 (970–1600)	10–14	290–460

* *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.* Para convertir megapascales en libras-fuerza por pulgada cuadrada, multipliquese por 145.04.

† Los valores que aparecen solos indican los máximos a menos que se indique lo contrario.

‡ Propiedades usuales a temperatura ambiente.

TABLA 23-14 Ac

ACI	Equivalente AISI
HA	...
HC	446
HD	327
HE	...
HF	302B
HH[e]	...
HH[f]	309
HI	...
HK	310
HL	...
HN	...
HP	...
HT	310
HU	...
HW	...
HX	...

* Cortesía de *Nation*

[a] Los valores de una

[b] A 593°C (1100°F)

[c] A 538°C (1000°F)

[d] A 760°C (1400°F)

[e] Tipo I; parcialmen

[f] Tipo II; totalmente

tencia a la corrosión

moderados (una alt

ambientes reductor

ataques de impacto,

en el agua del mar. Si

El titanio es resistet

excepto con el ácic

férrico, el cloruro cú

embargo, hay cierta

titanio. El titanio n

residual elevada y

debe efectuar siem

Circonio El cir

de construcción par

tor contiene muy pc

de absorción de neu

cial para aplicacior

como se parece al t

Toda la soldadura s

excelente resistenc

cia, los agentes oxi

los cloruros, excep

aleaciones de titan

riores a las de los m

minan "Zircalloys"

Tantalio Las p

del acero dulce, co

fusión más alto. Es

complejas. También

ción de gas inerte. I

oxidantes y reducti

do por el ácido fluo

empleo a los serpe

TABLA 23-14 Aceros inoxidables colados estándares resistentes al calor *

			Composición, %[a]						Propiedades mecánicas a 1600°F			
									A corto plazo		Esfuerzo a la ruptura en 1000 h	
ACI	Equivalente AISI	UNS	Cr	Ni	C	Mn	Si	Otros	Resistencia a la tracción kip/in2 (MPa)	Elongación, %	kip/in^2	MPa
HA	...	.....	8-10	....	0.2	0.35-0.65	1.0	0.9-1.2 Mo	44 (303)[b]	36[b]	27	186[c]
HC	446	J92605	26-30	4	0.5	1.0	2.0	....	.....		1.3	9.0
HD	327	J93005	26-30	4-7	0.5	1.5	2.0	....	23 (159)	18	7.0	48[d]
HE	...	J93403	26-30	8-11	0.2-0.5	2.0	2.0					
HF	302B	J92603	18-23	9-12	0.2-0.4	2.0	2.0	...	21 (145)	16	4.4	30
HH[e]	...	J93503	24-28	11-14	0.2-0.5	2.0	2.0	0.2 N	18.5 (128)	30	3.8	26
HH[f]	309	J93503	24-28	11-14	0.2-0.5	2.0	2.0	0.2 N	21.5 (148)	18	3.8	26
HI	...	J94003	26-30	14-18	0.2-0.5	2.0	2.0	....	26 (179)	12	4.8	33
HK	310	J94224	24-28	18-22	0.2-0.6	2.0	2.0	....	23 (159)	16	6.0	41
HL	...	J94604	28-32	18-22	0.2-0.6	2.0	2.0	....	30 (207)			
HN	...	J94213	19-23	23-27	0.2-0.5	2.0	2.0	....	20 (138)	37	7.4	51
HP	...	J95705	24-28	33-37	0.35-0.75	2.0	2.5	....	26 (179)	27	7.5	52
HT	310	J94605	13-17	33-37	0.35-0.75	2.0	2.5	....	19 (131)	26	5.8	40
HU	...	J95405	17-21	37-41	0.35-0.75	2.0	2.5	....	20 (138)	20	5.2	36
HW	...	.....	10-14	58-62	0.35-0.75	2.0	2.5	....	19 (131)		4.5	31
HX	...	.....	15-19	64-68	0.35-0.75	2.0	2.5	....	20.5 (141)	48	4.0	28

* Cortesía de *National Association of Corrosion Engineers*. Para convertir megapascales en libras-fuerza por pulgada cuadrada, multipliquese por 145.04.
[a] Los valores de una sola cifra indican valores máximos; S y P tienen un máximo de 0.04; Mo es 0.5 máximo.
[b] A 593°C (1100°F).
[c] A 538°C (1000°F).
[d] A 760°C (1400°F).
[e] Tipo I; parcialmente ferrítico.
[f] Tipo II; totalmente austenítico.

‡ Propiedades usuales a temperatura ambiente.

tencia a la corrosión es muy superior en medios oxidantes y reductores moderados (una aleación de Ti-Pd tiene una resistencia más alta en ambientes reductores). Por lo común, el titanio no es afectado por los ataques de impacto, la corrosión por grietas y los ataques de picaduras en el agua del mar. Su resistencia general al agua del mar es excelente. El titanio es resistente al ácido nítrico en todas las concentraciones, excepto con el nítrico fumante rojo. El metal resiste también al cloruro férrico, el cloruro cúprico y otras soluciones calientes de cloruro; sin embargo, hay ciertas desventajas que hacen que se limite el uso del titanio. El titanio no es fácil de conformar; tiene una deformación residual elevada y tiende a ludirse, además de que la soldadura se debe efectuar siempre en una atmósfera inerte.

Circonio El circonio se desarrolló originalmente como material de construcción para reactores atómicos. El circonio de grado reactor contiene muy poco hafnio, que podría modificar las propiedades de absorción de neutrones del circonio. El circonio de grado comercial para aplicaciones en procesos contiene 2.5% de hafnio. El circonio se parece al titanio desde el punto de vista de la fabricación. Toda la soldadura se debe hacer en una atmósfera inerte. Tiene una excelente resistencia ante los ambientes reductores. Con frecuencia, los agentes oxidantes aceleran el ataque. También resiste todos los cloruros, excepción hecha del férrico y el cúprico. Hay ciertas aleaciones de titanio y circonio con propiedades mecánicas superiores a las de los metales puros. Las aleaciones de circonio se denominan "Zircalloys".

Tantalio Las propiedades físicas del tantalio son similares a las del acero dulce, con excepción de que el tantalio tiene un punto de fusión más alto. Es dúctil y maleable y se puede trabajar en formas complejas. También se puede soldar mediante técnicas con protección de gas inerte. El metal es prácticamente inerte a muchos ácidos oxidantes y reductores (excepto el sulfúrico fumante). Se ve atacado por el ácido fluorhídrico y los álcalis calientes. Su costo limita su empleo a los serpentines de calentamiento, los calentadores de baboneta, los enfriadores y los condensadores que funcionan en condiciones muy severas. Cuando se justifica económicamente, se fabrican partes grandes de equipos (reactores, tanques, etc.) con recubrimientos de tantalio, ya sea sueltas (con el anclado adecuado) o ligadas con explosión. Como los recubrimientos con tantalio son generalmente muy delgados, se debe poner atención y cuidados muy particulares en el diseño y los detalles de fabricación.

MATERIALES INORGÁNICOS NO METÁLICOS

Vidrio y acero vidriado El vidrio es un producto inorgánico de fusión que al enfriarse se vuelve rígido sin cristalizar. Presenta propiedades exclusivas comparado con los metales y requiere por esto consideraciones especiales en su diseño y uso.

El vidrio tiene una resistencia excelente a todos los ácidos excepto al fluorhídrico y al H_3PO_4 concentrado caliente. Está propenso también a ataques por las soluciones alcalinas calientes. Es particularmente adecuado para tuberías, cuando se desea que sean transparentes.

Por supuesto, el principal inconveniente es su fragilidad y está sujeto también a recibir daños debidos a los choques térmicos. No obstante, el vidrio blindado con fibra de vidrio de epoxipoliéster se puede proteger con facilidad contra las roturas. Por otra parte, el acero vidriado combina la resistencia a la corrosión del vidrio con la fuerza estructural del acero. En consecuencia, los recubrimientos de vidrio son resistentes a todas las concentraciones de ácido clorhídrico hasta 120°C (250°F), a concentraciones diluidas de sulfúrico hasta el punto de ebullición, a sulfúrico concentrado hasta 230°C (450°F) y a todas las concentraciones de ácido nítrico hasta el punto de ebullición. Hay un vidrio resistente a los ácidos con resistencia mejorada a los álcalis (hasta un pH de 12).

TABLA 23-15 Aceros inoxidables colados estándar resistentes a la corrosión *

			Composición, %[a]							Propiedades mecánicas[b]			
ACI	Equivalente AISI	UNS	Cr	Ni	Mo	C	Mn	Si	Otros	Resistencia a la cedencia kip/in² (MPa)	Resistencia a la tracción kip/in² (MPa)	Elongación, %	Dureza HB
CA-15	410	J91150	11.5-14	1.0	0.5	0.15	1.00	1.50	.....	150(1034)[c]	200(1379)[c]	7c	390[c]
CA-15M	...	J91151	11.5-14	1.0	0.15-10	0.15	1.00	1.50	.....	150(1034)[c]	200(1379)[c]	7c	390[c]
CA-6NM	...	J91540	11.5-14	3.5-4.5	0.4-10	0.06	1.00	1.00	.....	100(690)[d]	120(827)[d]	4d	269[d]
CA-40	420	J91153	11.5-14	1.0	0.5	0.20-0.40	1.00	1.50	.....	165(1138)[c]	165(1138)[c]	1c	470[c]
CB-30	431	J91803	18.21	2.0	....	0.30	1.00	1.50	.....	60(414)[e]	95(655)[e]	15e	195[e]
CC-50	446	J92615	26-30	4.0	....	0.50	1.00	1.50	.....	65(448)[f]	97(669)[f]	18f	210[f]
CE-30	312	J93423	26-30	8-11	....	0.30	1.50	2.00	.....	63(434)	97(669)	18	190
CB-7Cu	(17-4PH)	.....	(16)	(4)	....	0.07	....	....	(3) Cu	165(1138)	.....	3	418
CD-4MCu	...	.....	25-26.5	4.75-6.0	1.75-2.25	0.04	1.00	1.00	2.75-3.25 Cu	82(565)	108(745)	25	253
CF-3	304L	J92500	17-21	8-12	....	0.03	1.50	2.00	.....	36(248)	77(531)	60	140
CF-8	304	J92600	18-21	8-11	....	0.08	1.50	2.00	.....	37(255)	77(531)	55	140
CF-20	302	J92602	18-21	8-11	....	0.20	1.50	2.00	.....	36(248)	77(531)	50	163
CF-3M	316L	J92800	17-21	9-13	2.0-3.0	0.03	1.50	1.50	.....	38(262)	80(552)	55	150
CF-8M	316	J92900	18-21	9-12	2.0-3.0	0.08	1.50	2.00	.....	42(290)	80(552)	50	160
CF-12M	...		18-21	9-12	2.0-3.0	0.12	1.50	2.00	.....	42(290)	80(552)	50	160
CG-12	317	J93000	18-21	9-13	3.0-4.0	0.08	1.50	1.50	.....	44(303)	83(572)	45	170
CF-8C	347	J92710	18-21	9-12	....	0.08	1.50	2.00	(8 × C) Cb[g]	38(262)	77(531)	39	149
CF-16F	303	J92701	18-21	9-12	1.50	0.16	1.50	2.00	.....	40(276)	77(531)	52	150
CG-12	...	J93001	20-23	10-13	....	0.12	1.50	2.00	.....	28(193)	.....	35	
CH-20	309	J93402	22-26	12-15	....	0.20	1.50	2.00	.....	50(345)	88(607)	38	190
CK-20	310	J94202	23-27	19-22	....	0.20	1.50	2.00	.....	38(262)	76(524)	37	144
CN-7M	...	J95150	19-22	27.5-30.5	2.0-3.0	0.07	1.50	1.50	.....	32(221)	69(476)	48	130

* *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.* Para convertir megapascales en libras-fuerza por pulgada cuadrada, multipliquese por 145.04.

[a] Los valores de una sola cifra son las máximos, exceptuándose aquéllos entre paréntesis, que son los mínimos. P y S presentan valores máximos a 0.04.

[b] Propiedades usuales a la temperatura ambiente para materiales templados en solución, a menos que se indique otra cosa.

[c] Para material enfriado en aire desde 1800°F y templado a 600°F.

[d] Para material enfriado en aire desde 1750°F y templado a 1100-1150°F.

[e] Para material templado a 1450°F, enfriado en horno a 1000°F, y luego enfriado al aire.

[f] Enfriado al aire desde 1900°F.

[g] 1.0 es el máximo.

Un compuesto con un núcleo de metal-cerámica cristalina forman un vidrio que tiene propiedades mecánicas comparables con las del acero vidriado convencional. Los calentamientos controlados a altas temperaturas unen química y físicamente la cerámica al acero, las aleaciones con base de níquel y los metales refractarios. Estos materiales resisten el gas del cloruro de hidrógeno corrosivo, el cloro o el dióxido de azufre hasta 650°C (1200°F). Resisten todos los ácidos excepto el fluorhídrico hasta 180°C (350°F). Su resistencia a los impactos es 18 veces la del vidrio de seguridad; la resistencia a la abrasión es superior al esmalte de porcelana. Tienen de 3 a 4 veces la resistencia a los choques térmicos del acero vidriado.

Porcelana y loza Los materiales de porcelana y loza son tan resistentes a los ácidos y a los productos químicos como el vidrio, con las ventajas de una resistencia mayor. Esto se contrarresta hasta cierto punto por su baja conductividad térmica y los materiales pueden sufrir daños con bastante facilidad debido a los choques térmicos. Se utilizan **esmaltes de porcelana** para recubrir acero, pero el esmalte tiene una resistencia química ligeramente inferior. También existen algunos recubrimientos refractarios capaces de tolerar temperaturas muy elevadas.

Construcción de ladrillos La construcción recubierta de ladrillos se puede utilizar para muchas condiciones muy corrosivas cuando las aleaciones altas no sirvan. Los ladrillos comunes se hacen de carbón, esquisto rojo o materiales refractarios a prueba de ácidos. El ladrillo de esquisto rojo no se emplea por encima de 175°C (350°F) debido a que presenta astillamientos. Los materiales refractarios a prueba de ácidos se pueden utilizar hasta 870°C (1600°F).

Se utilizan con los ladrillos ciertos materiales de **cemento**. Entre los comunes se encuentran las resinas fenólicas y de furano, los poliésteres, el azufre, los silicatos y los materiales con base de epoxi. Los poliésteres y los furanos rellenos de carbón son buenos contra los disolventes, las sales y los ácidos no oxidantes. Las resinas rellenas de sílice no se deben utilizar contra el ácido fluorhídrico y el fluosilícico. Los cementos con base de azufre se limitan a 93°C (200°F), mientras que las resinas se pueden utilizar hasta aproximadamente 180°C (350°F). Los cementos con base de silicato de sodio son buenos contra los ácidos hasta 400°C (750°F).

Debido a la expansión diferencial térmica del ladrillo, sus juntas y el sustrato de la vasija necesitan un recubrimiento intermedio de plomo, asfalto, caucho o plástico. Esta membrana funciona como una barrera para proteger el sustrato del daño por corrosión. Un diseño especial de ladrillo preesforzado que mantiene al ladrillo en compresión mediante el empleo de un mortero de resina de expansión controlada y un material de asentamiento de ladrillo evita el uso de una membrana elastomérica.

Cemento y concreto El concreto es una mezcla de partículas inertes que sirven de refuerzo en una matriz amorfa de pasta de cemento endurecida. El concreto hecho de cemento portland presenta una resis-

Tabla 23-16 Aleaciones de níquel*

Aleación	UNS	Composición, % † Ni(+Co)§	Cr	Fe	Mo	C	Otros	Condición	Propiedades mecánicas ‡ Resistencia a la cedencia kip/in² (MPa)	Resistencia a la tracción kip/in² (MPa)	Elongación, %	HB Dureza
200	N02200	99.	.....	0.4	.....	0.15	.....	Templado	15–30 (103–207)	55–80 (379–552)	55–40	90–120
201	N02201	99.	.....	0.4	.....	0.02	.....	Templado	10–25 (69–172)	50–60 (345–414)	60–40	75–102
400	N04400	63–70	.....	1.0–2.5	.....	0.3	28–34 Cu	Templado	25–50 (172–345)	70–90 (483–621)	60–35	110–149
K-500	N05500	63–70	.....	2.0	.....	0.25	2.3–3.15 Al 0.35–0.85 Ti, 30 Cu	Endurecido por envej.	85–120 (586–827)	130–165 (896–1138)	35–20	250–315
								Templado				
600	N06600	72.	14–17	6–10	.....	0.15	.....	Templado	30–50 (207–345)	80–100 (552–690)	55–35	120–170
601	N06601	58–63	21–25	Bal.	.....	0.10	1.0–1.7 Al	Templado	30–60 (207–414)	80–115 (552–793)	70–40	110–150
625	N06625	Bal.	20–23	5	8–10	0.10	3.15–4.15 (Cb + Ta)	Templado	60–95 (414–655)	120–150 (827–1034)	60–30	145–220
706	N09706	39–44	14.5–17.5	Bal.	.....	0.06	.....	Tratado por solución y envej.	161 (1110)	193 (1331)	20.	371.
718	N07718	50–55	17–21	Bal.	2.8–3.3	0.08	4.75–5.5 (Cb + Ta)	Tratamiento esp. por calor	171 (1180)	196 (1351)	17.	382.
X-750	N07750	70	14–17	5–9	.....	0.08	0.65–1.15 Ti, 0.2–0.8 Al 0.7–1.2 (Cb + Ta)	Tratamiento esp. por calor	115–142 (793–979)	162–193 (1117–1331)	30–15	300–390
							2.25–2.75 Ti, 0.4–1.0 Al					
800	N08800	30–35	19–23	Bal.	.....	0.10	0.15–0.6 Al, 0.15–0.6 Ti	Templado	30–60 (207–414)	75–100 (517–690)	60–30	120–184
800H	N08800	30–35	19–23	Bal.	.....	0.05–0.10	0.15–0.6 Al, 0.15–0.6 Ti	Tratado por solución	20–50 (138–345)	65–95 (448–655)	50–30	100–184
801	N08801	30–34	19–22	Bal.	.....	0.10	0.75–1.5 Ti	Tratamiento esp. por calor	79.5 (548)	129 (889)	29.5	
825	N08825	38–46	19.5–23.5	Bal.	2.5–3.5	0.05	1.5–3.0 Cu, 0.6–1.2 Ti	Templado	35–65 (241–448)	85–105 (586–724)	50–30	120–180
B-2	N10665	Bal.	1.0	2	26–30	0.02	.....	Templado	76 (524)	139 (958)	53.	210
C-276	N10276	Bal.	14.5–16.5	4–7	15–17	0.02	3.0–4.5 W	Templado	52 (358)	115 (793)	61.	194
C-4	N06455	Bal.	14–18	3	14–17	0.015	0.7 Ti	Templado	61 (421)	116 (800)	54.	194
G	N06007	Bal.	21–23	18–21	5.5–7.5	0.05	1.0–2.0 Mn, 1.5–2.5 Cu 1.75–2.5 (Cb + Ta)	Templado	46 (317)	102 (703)	61.	161
X	N06002	Bal.	20.5–23	17–20	8–10	0.05–0.15	0.2–1.0 W	Templado	56 (386)	110 (758)	45.	178

* *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.* Para convertir megapascales en libras-fuerza por pulgada cuadrada, multipliquese por 145.04.
† Los valores de una sola cifra indican los máximos a menos que se indique otra cosa.
‡ Propiedades usuales a la temperatura ambiente.
§ Los valores solos son los mínimos.

TABLA 23-17 Aleaciones de aluminio

Designación AA	UNS	Composición, % Cr	Cu	Mg	Mn	Si	Otros	Condición‡	Propiedades mecánicas † Resistencia a la cedencia kip/in² (MPa)	Resistencia a la tracción kip/in² (MPa)	Elongación, en 2 in %	Dureza HB
Forjado												
1060	A91060	....	....	....	....	....	99.6 mín. Al	O	4 (28)	10 (69)	43	19
1100	A91100	....	0.05-0.2	....	....	....	99.0 mín. Al	O	5 (34)	13 (90)	45	23
2024	A92024	0.1	3.8-4.9	1.2-1.8	0.3-0.9	0.5	.....	T4	47 (324)	68 (469)	19	120
3003	A93003	....	0.05-0.2	....	1.0-1.5	0.6	.....	H14	21 (145)	22 (152)	16	40
5052	A95052	0.15-0.35	0.1	2.2-2.8	0.1	....	.....	O	13 (90)	2.8 (193)	30	47
5083	A95083	0.05-0.25	0.1	4.0-4.9	0.4-1.0	0.4	.....	O	21 (145)			
5086	A95086	0.05-0.25	0.1	3.5-4.5	0.2-0.7	0.4	.....	O	17 (117)	38 (262)	30	
5154	A95154	0.05-0.35	0.1	3.1-3.9	0.1	0.25	.....	O	17 (117)	35 (241)	27	58
6061	A96061	0.04-0.35	0.15-0.4	0.8-1.2	0.15	0.4-0.8	.....	T6	40 (276)	45 (310)	17	95
6063	A96063	0.1	0.1	0.45-0.9	0.1	0.2-0.6	.....	T6	31 (214)	35 (241)	18	73
7075	A97075	0.18-0.28	1.2-2.0	2.1-2.9	0.3	0.40	5.1-6.1 Zn	T6	73 (503)	63 (572)	11	150
Colado												
242.0	A02420	0.25	3.5-4.5	1.2-1.8	0.35	0.7	1.7-2.3 Ni	S-T571	.....	29 (200)		
295.0	A02950	....	4.0-5.0	0.03	0.35	0.7-1.5	.....	S-T4	.....	29 (200)	6	
A332.0	A13320	....	0.5-1.5	0.7-1.3	0.35	11-13	2.0-3.0 Ni	P-T551	.....	31 (214)		
B443.0	A24430	....	0.15	0.05	0.35	4.5-6.0	.....	S-F	.....	17 (117)	3	
514.0	A05140	....	0.15	3.5-4.5	0.35	0.35	.....	S-F	.....	22 (152)	6	
520.0	A05200	....	0.25	9.5-10.6	0.15	0.25	.....	S-T4	22 (152)	42 (290)	12	

FUENTE: Aluminum Association. *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.* Para convertir megapascales en libras-fuerza por pulgada cuadrada, multiplíquese por 145.04

* Los valores de una sola cifra son valores máximos.

† Propiedades usuales a temperatura ambiente.

‡ S = fundida en arena; P = fundida en molde permanente; otros = designaciones de temple.

tencia limitada a los ácidos y bases y falla mecánicamente después de la absorción de soluciones que forman cristales, como las salmueras y diversos productos químicos orgánicos. Los concretos hechos con cementos resistentes a la corrosión (como el aluminato de calcio) se pueden seleccionar para exponerlos a productos químicos específicos.

Tierras La arcilla es el material primario de construcción para depósitos y albercas de tratamiento de desechos por evaporación. Si existen unos tipos de arcilla en un área geográfica determinada, antes de cada aplicación se deberán verificar características como encogimiento, porosidad, absorción y resistencia química.

MATERIALES ORGÁNICOS NO METÁLICOS

Materiales plásticos En comparación con los materiales metálicos, el empleo de plásticos está limitado a presiones y temperaturas relativamente moderadas [230°C (450°F) se considera como una temperatura alta para los plásticos]. Estos materiales son también menos resistentes a los abusos mecánicos y tienen índices de dilatación elevados, bajas resistencias (termoplásticos) y sólo una resistencia regular a los disolventes. Sin embargo, son de peso ligero y resultan buenos aisladores térmicos y eléctricos, además de que son fáciles de fabricar e instalar y de que tienen bajos factores de fricción.

En general, los plásticos poseen una resistencia excelente a los ácidos minerales débiles y no son afectados por las soluciones de sales inorgánicas —zonas en que los metales no son totalmente seguros. Puesto que los materiales plásticos no se corroen en el sentido electroquímico, ofrecen otra ventaja sobre los metales: la mayor parte de los metales se ve afectada por los cambios ligeros de pH o las impurezas menores, o bien, por el contenido de oxígeno, mientras que los plásticos permanecen resistentes a esos mismos cambios.

Los termoplásticos más importantes que se utilizan comercialmente son polietileno, butadieno estireno acrilonitrilo (ABS), cloruro de polivinilo (PVC), acetato butirato de celulosa (CAB), cloruro de vinilideno (Sarán), fluorocarburos (teflón, Kel-F, Kynar), policarbonatos, polipropileno, nylon y acetales (Delrin). Los plásticos termofijos de importancia son los siguientes: poliéster reforzado con vidrio para usos generales, vidrio epoxi, vidrio de éster vinílico, furano y vidrio fenólico, y de asbesto reforzado.

TERMOPLÁSTICOS

El plástico más resistente a los productos químicos que existe en la actualidad comercialmente es el **tetrafluoroetileno** o **TFE** (teflón). Este termoplástico prácticamente no es afectado por ningún álcali o ácido, con excepción del flúor y el gas de cloro a temperaturas altas, y los metales fundidos. Conserva sus propiedades hasta 260°C (500°F). El **clorotrifluoroetileno** o **CTFE** (Kel-F, Plaskon) posee también una resistencia excelente a la corrosión contra casi todos los ácidos y los álcalis hasta 180°C (350°F). Se ha desarrollado un derivado del teflón a partir de la copolimerización de tetrafluoroetileno y hexafluoropropileno. Esta resina, **FEP**, tiene propiedades similares al TFE, con la excepción de que no se recomienda para exposiciones continuas a temperaturas por encima de 200°C (400°F). Asimismo, el FEP se puede extruir en equipos tradicionales de extrusión, mientras que las piezas de TFE se deben hacer mediante ténicas complejas de "metalurgia de polvo". Otra versión es la del **fluoruro de polivinilideno** o **PVF_2** (Kynar), que tiene una resistencia excelente a los álcalis y a los ácidos hasta 150°C (300°F). Se puede extruir. Uno de los desarrollos más recientes es un copolímero de CTFE y etileno (Halar). Este material tiene una resistencia excelente a los ácidos inorgánicos fuertes, las bases y las sales, hasta 150°C. También se puede extruir.

El **perfluoroalcoxi** o **PFA** (teflón) ostenta las propiedades generales y la resistencia química del FEP a una temperatura que se acerca a 300°C (600°F).

El **polietileno** es el plástico de costo más bajo que se puede obtener comercialmente. Sus propiedades mecánicas son en general bajas, sobre todo por encima de 50°C (120°F) y las tuberías se deben sostener íntegramente. Los grados con carga de carbono son resistentes a la intemperie y los rayos del sol.

TABLA 23-18 Al

Aleación
Forjado
Cobre
Bronce comercial
Latón rojo
Latón de cartucho
Latón amarillo
Metal Muntz
Latón Admiralty
Latón Admiralty
Latón Admiralty
Latón naval
Bronce fosforado
Bronce fosforado
Bronce de aluminio
Bronce de aluminio D
Bronce de aluminio-níqu
Bronce al alto silicio
Bronce de manganeso
Bronce de aluminio
Cobre níquel 90-10
Cobre níquel 70-30
Plata níquel 65-18
Colado
Aleación de cobre con estaño plomo y zinc
Bronce de manganeso
Bronce G
Bronce M
Bronce Ni-Al-Mn
Bronce Ni-Al
Cobre níquel

* *Cortesía de Nationa*

† Los valores que sól

‡ Propiedades usuale

Los **cloruros de** sistencia excelente y a la mayor parte a los materiales alc carburos clorados conoce genéricam hidrocarburos clor

Los **polímeros** buena resistencia a peraturas es de, apr

Los **acetales** po los disolventes orgi con álcalis y ácido

El **acetato butir** dos y los álcalis o cierto hinchamient nicos, pero son ata y los ácidos miner

El **polipropilen** que la del polietile **carbonato** es un p emplear hasta 150

TABLA 23-18 Aleaciones de cobre *

Aleación	CDA	UNS	Composición, % †						Propiedades mecánicas ‡		
			Cu	Zn	Sn	Al	Ni	Otros	Resistencia a la cedencia kip/in² (MPa)	Resistencia a la tracción kip/in² (MPa)	Elongación en 2 in, %
Forjado											
Cobre	110	C11000	99.90	....	....	....	....	.....	10 (69)	32 (221)	55
Bronce comercial	220	C22000	89-91	Rem.	....	....	....	.....	10 (69)	37 (255)	50
Latón rojo	230	C23000	84-86	Rem.	....	....	....	.....	10 (69)	40 (276)	55
Latón de cartucho	260	C26000	68.5-71.5	Rem.	....	....	....	.....	11 (76)	44 (303)	66
Latón amarillo	270	C27000	63-68.5	Rem.	....	....	....	.....	14 (97)	46 (317)	65
Metal Muntz	280	C28000	59-63	Rem.	....	....	....	.....	21 (145)	54 (372)	52
Latón Admiralty	443	C44300	70-73	Rem.	0.9-1.2	....	....	0.02-0.1 As	18 (124)	48 (331)	65
Latón Admiralty	444	C44400	70-73	Rem.	0.9-1.2	....	....	0.02-0.1 Sb	18 (124)	48 (331)	65
Latón Admiralty	445	C44500	70-73	Rem.	0.9-1.2	....	....	0.02-0.1 P	18 (124)	48 (331)	65
Latón naval	464	C46400	59-62	Rem.	0.5-1.0	....	....	.....	25 (172)	58 (400)	50
Bronce fosforado	510	C51000	Rem.	0.3	4.2-5.8	....	....	0.03-0.35 P	19 (131)	47 (324)	64
Bronce fosforado	524	C52400	Rem	0.2	9.0-11.0	....	....	0.03-0.35 P	28 (193)	66 (455)	70
Bronce de aluminio	613	C61300	86.5-93.8	....	0.2-0.5	6-8	0.5	3.5 Fe	30 (207)	70 (483)	42
Bronce de aluminio D	614	C61400	88.0-92.5	0.2	....	6-8	....	1.5-3.5 Fe, 1.0 Mn	33 (228)	76 (524)	45
Bronce de aluminio-níquel	630	C63000	78-85	0.3	0.2	9-11	4.0-5.5	2.0-4.0 Fe, 1.5 Mn, 0.25 Si	36 (248)	90 (620)	10
Bronce al alto silicio	655	C65500	94.8	1.5	....	....	0.6	0.8 Fe, 0.5-1.3 Mn, 2.8-3.8 Si	21 (145)	56 (386)	63
Bronce de manganeso	675	C67500	57-60	Rem.	0.5-1.5	0.25	....	0.05-0.5 Mn, 0.8-2.0 Fe	30 (207)	65 (448)	33
Bronce de aluminio	687	C68700	76-79	Rem.	....	1.8-2.5	....	0.02-01 As	27 (186)	60 (414)	55
Cobre níquel 90-10	706	C70600	86.5	1.0	....	....	9.0-11.0	1.0-1.8 Fe, 1.0 Mn	16 (110)	44 (303)	42
Cobre níquel 70-30	715	C71500	Rem.	1.0	....	....	29-33	0.4-1.0 Fe, 1.0 Mn	20 (138)	54 (372)	45
Plata níquel 65-18	752	C75200	63-66.5	Rem.	. . .	....	16.5-19.5	0.25 Fe 0.5 Mn	25 (172)	56 (386)	45
Colado											
Aleación de cobre con estaño plomo y zinc	836	C83600	84-86	4-6	4-6	0.005	1.0	4-6 Pb	17 (117)	37 (255)	30
Bronce de manganeso	865	C86500	55-65	36-42	1.0	0.5-1.5	1.0	0.4-2.0 Fe 0.1-1.5 Mn	28 (193)	71 (490)	30
Bronce G	905	C90500	86-89	1.0-3.0	9-11	0.005	1.0	.....	22 (152)	45 (310)	25
Bronce M	922	C92200	86-90	3.0-5.0	5.5-6.5	0.005	1.0	1.0-2.0 Pb	20 (138)	40 (276)	30
Bronce Ni-Al-Mn	957	C95700	71	....	....	7.0-8.5	1.5-3.0	2.0-4.0 Fe 11-14 Mn	45 (310)	95 (665)	26
Bronce Ni-Al	958	C95800	79	....	....	8.5-9.5	4.0-5.0	3.5-4.5 Fe 0.8-1.5 Mn	38 (262)	95 (655)	25
Cobre níquel	964	C96400	65-69	....	....	....	28-32	0.5-1.5 Cb 0.25-1.5 Fe, 1.5 Mn	37 (255)	68 (469)	28

* *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.* Para convertir megapascales en libras-fuerza por pulgada cuadrada, multipliquese por 145.04.
† Los valores que sólo tienen una cifra representan los máximos, exceptuando al cobre, que es el mínimo.
‡ Propiedades usuales a la temperatura ambiente para materiales templados o colados.

Los **cloruros de polivinilo no plastificados** (tipo 1) tienen una resistencia excelente a los ácidos oxidantes que no están concentrados, y a la mayor parte de los ácidos no oxidantes. Su resistencia es buena a los materiales alcalinos débiles y fuertes. La resistencia a los hidrocarburos clorados no es buena. El cloruro de polivinilideno, que se conoce genéricamente como **Sarán**, tiene una buena resistencia a los hidrocarburos clorados.

Los **polímeros de butadieno estireno acrilonitrilo (ABS)** tienen buena resistencia a los ácidos no oxidantes. El límite superior de temperaturas es de, aproximadamente, 65°C (150°F).

Los **acetales** poseen una resistencia excelente a la mayor parte de los disolventes orgánicos, pero no son satisfactorios para ser utilizados con álcalis y ácidos fuertes.

El **acetato butirato de celulosa** no es afectado por los ácidos diluidos y los álcalis o la gasolina, pero los disolventes clorados provocan cierto hinchamiento. Los nylons resisten a muchos disolventes orgánicos, pero son atacados por los fenoles, los agentes oxidantes fuertes y los ácidos minerales.

El **polipropileno** tiene resistencia química aproximadamente igual que la del polietileno; pero se puede utilizar a 120°C (250°F). El **policarbonato** es un plástico de temperatura relativamente alta. Se puede emplear hasta 150°C (300°F). Su resistencia a los ácidos minerales es buena. Los álcalis fuertes lo descomponen con lentitud; pero no los álcalis débiles. Es parcialmente soluble en los disolventes aromáticos y soluble en los hidrocarburos clorados. El **óxido de polifenileno** tiene buena resistencia a los disolventes alifáticos, los ácidos y las bases, pero baja resistencia a los ésteres, las cetonas y los disolventes aromáticos o clorados.

El **sulfuro de polifenileno (PPS)** no se disuelve en ningún disolvente por abajo de 190 a 205°C (375 a 400°F); las propiedades mecánicas no se afectan por la exposición al aire a 230°C (450°F). Es resistente a las sales y a las bases inorgánicas acuosas.

Polisulfona Se puede emplear a 170°C (340°F) y es muy resistente a los ácidos minerales, álcalis y soluciones salinas, así como a los detergentes, aceites y alcoholes. Sufre el ataque de disolventes orgánicos como cetonas, hidrocarburos clorados e hidrocarburos aromáticos.

Polímeros de poliamida o poliimida Son resistentes a los hidrocarburos alifáticos, aromáticos, clorados o fluorados, así como a muchos sistemas de carácter ácido o básico, pero se degrada por la exposición a sustancias cáusticas a alta temperatura.

Plásticos fijos termoestables o termofijos Entre los materiales termofijos se encuentran los plásticos fenólicos con carga de asbesto, carbono o grafito, vidrio y sílice. Su costo relativamente bajo, sus buenas propiedades mecánicas y su resistencia química (excepto contra

TABLA 23-19 Aleaciones misceláneas*

Aleación	Designación	UNS	Composición, % ‡	Condición	Propiedades mecánicas † Resistencia a la cedencia kip/in² (MPa)	Resistencia a la tracción kip/in² (MPa)	Elongación, %	Dureza HB
Aleaciones refractarias								
Niobio R04210 (columbio)	. . . . .	204–210	99.6 Cb	Templado	37 (255)	53 (365)	26	80
Molibdeno	. . . . .	R03600	0.01–0.04 C					
Molibdeno, bajo en C	. . . . .	R03650	0.01 C					
Aleación de molibdeno	. . . . .	R03630	0.01–0.04 C, 0.40–0.55 Ti, 0.06–0.12 Zn					
Tantalio	. . . . .	R05200	min. 99.8 de Ta	Templado	. . . . .	50 (345)	40	45
Tungsteno	. . . . .	R07030	min. 99.9 de W	Templado	. . . . .	270 (1862)		
Circonio	. . . . .	R60702	4.5 Hf, 0.2 Fe + Cr, 99.2 Zi + Hf	Templado	16 (110)	36 (248)	31	77
Metales preciosos y sus aleaciones								
Oro	. . . . .	P00020	mín. 99.95 de Au	Templado	. . . . .	19 (131)	45	25
Plata	. . . . .	P07015	mín. 99.95 de Ag	Templado	8 (55)	18 (124)	54	27
Plata Sterling	. . . . .	. . . .	7.5 Cu, 92.5 Ag	Templado	20 (138)	41 (283)	26	65
Platino	. . . . .	P04955	mín. 99.95 de Pt	Templado	. . . . .	18 (124)	38	39
Paladio	. . . . .	P03980	mín. 99.80 de Pd	Templado	. . . . .	25 (172)	27	38
Aleaciones de plomo								
Plomo químico	. . . . .	. . . .	mín. 99.9 de Pb	Laminado	1.9 (13)	2.5 (17)	50	5
Plomo antimonial	. . . . .	. . . .	90 Pb, 10 Sb	Laminado	. . . . .	4.1 (28)	47	13
Plomo teluro	. . . . .	. . . .	99.85 Pb, 0.04 Te, 0.06 Cu	Laminado	2.2 (15)	3 (21)	45	6
Sold. de plomo y estaño 50-50	. . . . .	L05500	50 Pb, 50Sn, máx. 0.12 de Sb	Colado	. . . . .	6.8 (47)	50	14
Aleaciones de magnesio								
Aleación forjada	AZ31B	M11311	2.5-3.5 Al, mín. 0.20 de Mn, 06-1.4 Zn	Templado	15–18 (103–124)	32 (220)	9–12	56
Aleación colada	AZ91C	M11914	8.1-9.3 Al, mín. 0.13 de Mn, 04-1.0 Zn	Como colado	11 (76)	23 (159)	. . . .	60
Aleación colada	EZ33A	M12330	2.0–3.1 Zn, 0.5–1.0 Zr	Envejecido	14 (97)	20 (138)	2	50
Aleación forjada	HK31A	M13310	0.3 Zn, 2.5–4.0 Th, 0.4–1.0 Zr	Templado, dure al esfuerzo	24–26 (165–179)	33–34 (228–234)	4	57
Aleaciones de titanio								
Puro comercial	Gr. 1	R50250	0.20 Fe, 0.18 O	Templado	35 (241)	48 (331)	30	120
Puro comercial	Gr. 2	R50400	0.30 Fe, 0.25 O	Templado	50 (345)	63 (434)	28	200
Ti-Pd	Gr. 7	R52400	0.30 Fe, 0.25 O, 0.12–0.25 Pd	Templado	50 (345)	63 (434)	28	200
Ti-6A1-4V	Gr. 5	R56400	5.5–5.6 Al, 0.40 Fe, 0.20 O, 3.5–4.5 V	Templado	134 (924)	144 (993)	14	330
Aleación baja	Gr. 12	. . . . .	0.2–0.4 Mo, 0.6–0.9 Ni	Templado	65 (448)	75 (517)	25	
Aleaciones de cobalto								
	N-155	R30155	0.08–0.16 C, 0.75–1.25 Cb, 18.50–21.0 Co, 20.0–22.5 Cr, 1.0–2.0 Mn, 2.5–3.5 Mo, 19–21 Ni, 1.0 Si, 2.0–3.0 W					
	MP35N	R30036	0.025 C, 19–21 Cr, 1.0 Fe, 0.15 Mn, 9.0–10.5 Mo, 33 37 Ni, 0.15 Si, 1.0 Ti	Templado	60 (414)	135 (931)	70	
	Estelita 6	R30006	0.9–1.4 C, 27–31 Cr, 3 Fe, 1.0 Mn, 1.5 Mo, 3.0 Ni, 1.5 Si, 3.5–5.5 W	Como colado	. . . . .	105 (724)	1	

* *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.* Para convertir megapascales en libras-fuerza por pulgada cuadrada, multipliquese por 145.04.
†Propiedades usuales a la temperatura ambiente.
‡ Los valores de una sola cifra son los valores máximos, a menos que se indique lo contrario.

TABLA 23-

Densidad rela	
Absorción de	
Permeabilidad	
Temperatura	
Calor específi	
Calor específi	
Conductividá	
Btu/(ft²·h·°	
Dilatación tér	
Módulo de el	
Razón de Poi	
Módulo de ru	
Dureza de Ka	
Dureza de Ka	
Fuerza de ad	
Temperatura	
Resistencia a	

* *Cortesía*

los álcalis fuertes) hu
dos para los equipos
asbesto y vidrio tier
resinas fenólicas. So
ofrecen también resi

Las resinas de pol
solidez y buena resis
teriales especiales e
cos son más resisten
poliésteres es de apr
diendo de las condic

Los epoxis refor
esfuerzo y al calor.
lente en ácidos deb
ácidos fuertes. La re
les. La resistencia e
hidrocarburos clora

Las polimidas te
al calor con propie
afectados por ácido
ésteres, éteres y alca
dos inorgánicos con

La resistencia qu
da con vidrio se pue
ta en el laminado.

El asbesto fenóli
y el CAB se ven af
plásticos tienen, en

La falta de homo
de las estructuras d
el diseño mecánic
barque, la instalaci

La FRP codifica
MPA (lbf/in²) y se
X de la ASME. El
presión de 0.1 MP
por un código de d
acuerdo con el SPI

Caucho y elast
mucho como matt
de la industria quí
temente los produ

TABLA 23-20 Propiedades del vidrio y el sílice*

	Pirocerámica	96% de sílice	Borosilicato	Recubrimiento de vidrio
Densidad relativa, 77°F	2.60	2.18	2.23	2.56
Absorción de agua, %	0.00	0.00	0.00	
Permeabilidad a los gases	Hermético	Hermético	Hermético	
Temperatura de ablandamiento, °F (°C)	2282 (1250)	2732 (1500)	1508 (1820)	
Calor específico, 77°F Btu/(lb · °F)[J/(kg · K)]	0.185 (775)	0.178 (746)	0.186 (779)	
Calor específico medio (77-752°F)	0.230	0.224	0.233	
Conductividad térmica, temperatura media, 77°F, Btu/(ft^2 · h · °F)/in [W/(m · K)]	25.2 (3.6)	.....	7.5 (1.1)	
Dilatación térmica lineal, por °F (77-572°F; (por °C), × 10^{-6}	3.2 (5.8)	0.44 (0.79)	1.8 (3.2)	
Módulo de elasticidad, kip/in^2 (MPa) × 10^3	17.3 (119)	9.6 (66)	9.5 (66)	6-9 (40-60)
Razón de Poisson	0.245	0.17	0.20	
Módulo de ruptura kip/in^2	20 (140)	5-9 (35-63)	6-10 (42-70)	
Dureza de Knoop, 100 g	698	532	481	480
Dureza de Knoop, 500 g	619	477	442	
Fuerza de adhesión kip/in^2 (MPa)	.....	.....	.....	5-10 (35-70)
Temperatura operacional máxima, °F (°C)	.....	.....	.....	500 (260)
Resistencia a los choques térmicos, diferencia de temperatura, °F (°C)	.....	.....	.....	305 (152)

* *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.*

MP35N	R30035	19–21 Ni, 1.0 Si, 2.0–3.0 W 0.025 C, 19–21 Cr, 1.0 Fe, 0.15 Mn, 9.0–10.5 Mo, 33.37 Ni, 0.15 Si, 1.0 Ti	Templado	60 (414)	135 (931)	70	
Estelita 6	R30006	0.9–1.4 C, 27–31 Cr, 3 Fe, 1.0 Mn, 1.5 Mo, 3.0 Ni, 1.5 Si, 3.5–5.5 W	Como colado	.....	105 (724)	1	

* *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.* Para convertir megapascales, en libras-fuerza por pulgada cuadrada, multiplíquese por 145.04.
†Propiedades usuales a la temperatura ambiente.
‡ Los valores de una sola cifra son los valores máximos, a menos que se indique lo contrario.

los álcalis fuertes) hacen que los plásticos fenólicos sean muy aceptados para los equipos químicos. Los plásticos de furano, con carga de asbesto y vidrio tienen mucha mejor resistencia a los álcalis que las resinas fenólicas. Son más costosos que los productos fenólicos, pero ofrecen también resistencias superiores en cierto grado.

Las resinas de poliéster reforzadas con fibra de vidrio, tienen buena solidez y buena resistencia química, excepto a los álcalis. Algunos materiales especiales en esta clase, basados en el bifenol y ésteres vinílicos son más resistentes a los álcalis. El límite de temperatura para los poliésteres es de, aproximadamente, 90 a 150°C (200 a 300°F), dependiendo de las condiciones a la exposición.

Los epoxis reforzados con fibra de vidrio tienen alta resistencia al esfuerzo y al calor. La resistencia química de la resina epoxi es excelente en ácidos débiles y no oxidantes, pero no es buena contra los ácidos fuertes. La resistencia alcalina es excelente en soluciones débiles. La resistencia es baja en disolventes orgánicos como las cetonas, hidrocarburos clorados e hidrocarburos aromáticos.

Las poliimidas termofijas son una familia de polímeros resistentes al calor con propiedades aceptables hasta 260°C (500°F). No se ven afectados por ácidos diluidos, hidrocarburos aromáticos y alifáticos, ésteres, éteres y alcoholes, pero son atacados por álcalis diluidos y ácidos inorgánicos concentrados.

La resistencia química de los laminados de resina termofija reforzada con vidrio se puede afectar por cualquier partícula de vidrio expuesta en el laminado.

El asbesto fenólico, el vidrio de poliéster para uso general, el Sarán y el CAB se ven afectados adversamente por los álcalis, y los termoplásticos tienen, en general, baja resistencia a los productos orgánicos.

La falta de homogeneidad y la naturaleza de carácter desmenuzable de las estructuras del compuesto FRP, determinan que se debe cuidar el diseño mecánico, la selección del proveedor, la inspección, el embarque, la instalación y el tipo de empleo.

La FRP codifica recipientes para servicios a presiones sobre 0.1 MPA (lbf/in^2) y se deben diseñar y construir de acuerdo con la sección X de la ASME. El equipo para servicio desde el vacío total hasta una presión de 0.1 MPA (15 lbf/in^2), aunque no está actualmente cubierto por un código de diseño de la ASME, se puede diseñar o fabricar de acuerdo con el SPI-MTI Quality Assurance Practices and Procedures Report for RTP equipment.

Caucho y elastómeros El caucho y los elastómeros se emplean mucho como materiales de recubrimiento. Para cubrir las demandas de la industria química, los elaboradores de caucho mejoran constantemente los productos. Se ha desarrollado cierto número de cauchos sintéticos y aunque ninguno de ellos tiene todas las propiedades del caucho natural, son superiores en uno o más aspectos. Los cauchos sintéticos de isopreno y polibutadieno son duplicados del natural.

La capacidad del caucho natural de unirse a sí mismo y al acero lo hacen ideal para recubrir tanques; muchos de los elastómeros sintéticos, que son más resistentes químicamente que el caucho natural, presentan el inconveniente de uniones muy débiles, y por esta razón no son adecuados para recubrir tanques.

El **caucho natural** es resistente a los ácidos minerales diluidos, los álcalis y las sales, pero lo atacan los medios oxidantes, los aceites, y un sinnúmero de disolventes orgánicos. El **caucho duro** se elabora agregando 25% o más de azufre al caucho natural o sintético y, como tal, resulta duro y fuerte. El **caucho de cloropreno**, o **neopreno**, es resistente a los ataques del ozono, los rayos del sol, los aceites, la gasolina y los disolventes aromáticos o halogenados, pero es penetrado fácilmente por el agua, lo cual limita su utilización como revestimiento para recipientes. El **caucho de estireno** tiene una resistencia química similar a la del natural. El **caucho de nitrilo** se conoce por su resistencia a los aceites y los disolventes. La resistencia del **caucho de butilo** a los ácidos minerales diluidos y a los álcalis es excepcional; la resistencia a los ácidos concentrados, excepto el nítrico y el sulfúrico, es buena. Los **cauchos de silicón** que se conocen también como polisiloxanos, tienen resistencia extraordinaria a las temperaturas altas y bajas, así como también a los disolventes alifáticos, los aceites y las grasas. El **polietileno clorosulfonatado**, que se conoce como **Hypalon**, tiene resistencia extraordinaria al ozono y los agentes oxidantes con excepción del ácido sulfúrico y el nítrico fumante. La resistencia a los aceites es buena. Los **fluoroelastómeros (Viton A, Kel-F, Kalrez)** combinan una resistencia excelente a los productos químicos y a las temperaturas elevadas. El **elastómero de cloruro de polivinilo (Koroseal)** se desarrolló para superar algunas limitaciones de los cauchos naturales y sintéticos. Tiene una resistencia excelente a los ácidos minerales y a los aceites del petróleo.

Los cauchos de **cis-polibutadieno, cis-poliisopreno** y **etileno-propileno** son duplicados cercanos del caucho natural. Los cauchos más modernos de etileno-propileno (EPR) tienen una resistencia excelente al calor y a la oxidación.

Asfalto El asfalto se emplea como recubrimiento protector flexible, como membrana para un recubrimiento de ladrillos, y como cubierta con resistencia química para pisos y para recubrir caminos. El asfalto es resistente a ácidos y bases, pero es soluble en disolventes orgánicos como las cetonas, la mayor parte de los hidrocarburos clorados y los hidrocarburos aromáticos.

Carbono y grafito La resistencia química del carbono y el grafito impermeable depende hasta cierto punto del tipo de resina impregnante que se utiliza para su impermeabilización. En general, el grafito impermeable es completamente inerte a todas las condiciones, con excepción de las oxidantes más fuertes. Esta propiedad, combinada con la excelente transferencia de calor, ha hecho que el grafito y el carbono impermeables sean muy aceptados en los intercambiadores de calor, como recubrimientos refractarios y en tuberías y bombas. Una de las limitaciones de esos materiales es su baja resistencia a la tracción. Las temperaturas de umbral de oxidación son de 350°C (660°F) para el carbono y de 400°C (750°F) para el grafito.

En la fabricación de grafito impermeable se utilizan varios tipos de impregnados de resina. El impregnante estándar es una resina fenólica adecuada para el servicio con la mayor parte de los ácidos, las soluciones de sales y los compuestos orgánicos. Se recomienda un impregnante fenólico modificado para el servicio con productos químicos oxidantes y álcalis. Las resinas termoestables Furano y epoxi se utilizan también para corregir fallas estructurales. La resistencia química del grafito impermeable se controla por medio de la resina utilizada. Sin embargo, no se recomienda ningún tipo de grafito impermeable para el uso de fluorhídrico a más de 60%, nítrico a más del 20% y sulfúrico a más de 96% y en 100% para bromo, flúor y yodo.

Madera Aunque bastante inerte desde el punto de vista químico, la madera es deshidratada con facilidad, por las soluciones concentradas y, por tanto, se encoge mucho cuando se somete a la acción de esas soluciones. También se hidroliza lentamente con los ácidos y los álcalis, sobre todo cuando están calientes. En la construcción de tanques, si se produce un encogimiento suficiente para permitir que se formen cristales entre las duelas, resulta muy difícil volver a hacer el tanque hermético.

Ciertos fabricantes ofrecen madera impregnada para resistir a los ácidos, los álcalis o los efectos de las altas temperaturas.

MATERIALES PARA ALTAS Y BAJAS TEMPERATURAS

METALES PARA BAJAS TEMPERATURAS

Las propiedades de los metales a bajas temperaturas han planteado algunos problemas desacostumbrados en la fabricación de equipos criogénicos.

La mayor parte de los metales pierden su ductilidad y su resistencia a los impactos a temperaturas bajas, aunque en muchos casos aumentan la resistencia a la cedencia y la tracción conforme bajan las temperaturas.

La selección de materiales para dar servicio a bajas temperaturas es un área especializada. En general, es necesario seleccionar los materiales y los métodos de fabricación que proporcionen la tenacidad adecuada en todas las condiciones de operación. Con frecuencia se hace necesario especificar las pruebas de calificación con ranuras en forma de "V" (u otras apropiadas) para demostrar la tenacidad adecuada de los aceros al carbono y de baja aleación que operan a temperaturas mínimas.

TABLA 23-21 Resistencia química de plásticos importantes

	Polipropileno polietileno	CAB *	ABS †	PVC ‡	Sarán §	Vidrio de poliéster¶	Vidrio Epoxi	Asbestos fenólico	Fluorocarburos	Poliéster clorado (Penton)	Policarbonato
H_2SO_4 al 10%	Excelente	Buena	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente
H_2SO_4 al 50%	Excelente	Mala	Excelente	Excelente	Excelente	Buena	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente
HCl al 10%	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente
HNO_3 al 10%	Excelente	Mala	Buena	Excelente	Excelente	Buena	Buena	Regular	Excelente	Excelente	Excelente
Acético al 10%	Excelente	Buena	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente
NaOH al 10%	Excelente	Regular	Excelente	Buena	Regular	Regular	Excelente	Mala	Excelente	Excelente	Excelente
NaOH al 50%	Excelente	Mala	Excelente	Excelente	Regular	Mala	Buena	Mala	Excelente	Excelente	Excelente
NH_4OH	Excelente	Mala	Excelente	Excelente	Mala	Regular	Excelente	Mala	Excelente	Excelente	Excelente
NaCl	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente
$FeCl_3$	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente
$CuSO_4$	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente
NH_4NO_3	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Buena	Excelente	Excelente	Excelente
H_2S húmedo	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	
Cl_2 húmedo	Mala	Mala	Excelente	Buena	Mala	Mala	Mala	Excelente	Excelente	Excelente	
SO_2 húmedo	Excelente	Mala	Excelente	Excelente	Buena	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	
Gasolina	Mala	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente
Benceno	Mala	Mala	Mala	Mala	Regular	Buena	Excelente	Excelente	Excelente	Regular	Regular
CCl_4	Mala	Mala	Mala	Regular	Regular	Excelente	Buena	Excelente	Excelente	Regular	Mala
Acetona	Mala	Mala	Mala	Mala	Regular	Mala	Buena	Mala	Excelente	Buena	Buena
Alcohol	Mala	Mala	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente

NOTA: Las clasificaciones son para exposiciones prolongadas a temperatura ambiente [(menor de 38°C (100°F)].

* Acetato butirato de celulosa.

† Polímero de butadieno estireno acrilonitrilo.

‡ Cloruro de polivinilo, tipo I.

§ La resistencia química de las tuberías recubiertas de Sarán es superior a la del Sarán extruido, en algunos ambientes.

¶ Se refiere a los poliésteres para fines generales. Los poliésteres especiales tienen una resistencia superior, sobre todo en los álcalis.

TABLA 23-22 Gamas de propiedades características para plásticos

Termoestables[a]	Densidad relativa	Resistencia a la tracción		Módulo de elasticidad, tensión		Resistencia al impacto, Izod[b]		Temperatura de uso máxima (sin carga)		HDT a 254 lbf/in²[c]		Resistencia química[d]					
		kip	MPa	10^5kip/in²	10^3MPa	ft·lb	J	°F	°C	°F	°C	Resist. a la intemperie	Ácidos débiles	Ácidos fuertes	Álcalis débiles	Álcalis fuertes	Disolventes

TABLA 23-22 Gamas de propiedades características para plásticos

		Resistencia a la tracción		Módulo de elasticidad, tensión		Resistencia al impacto, Izod[b]		Temperatura de uso máxima (sin carga)		HDT a 254 lbf/in²[c]		Resistencia química[d]					
Termoestables[a]	Densidad relativa	kip	MPa	10^2kip/in²	10^2MPa	ft·lb	J	°F	°C	°F	°C	Resist. a la intemperie	Ácidos débiles	Ácidos fuertes	Álcalis débiles	Álcalis fuertes	Disolventes
Alquidálicas																	
Con carga de vidrio	2.12–2.15	4–9.5	28–66	20–28	138–193	0.6–10	0.8–14	450	230	400–500	200–260	R	A	A	A	A	A
Con carga mineral	1.60–2.30	3–9	21–62	5–30	34–207	0.3–0.5	0.4–0.7	300–450	150–230	350–500	180–260	R	R	A	A	D	A
Con carga de asbesto	1.65	4.5–7	31–48	.....	.....	0.4–0.5	0.6–0.7	450	230	315	160	R	R	S	R	S	R
Con carga de fibra sintética	1.24–2.10	4.5–7	31–48	20	138	0.5–4.5	0.7–6.1	300–430	150–220	245–430	120–220	R	R	S	R	S	A
Diglicol alquil carbonato	1.30–1.40	5–6	34–41	3.0	21	0.2–0.4	0.3–0.5	212	100	140–190	60–90	R	R	A[e]	R	R-S	R
Epóxicas (bis-A)																	
Sin carga	1.06–1.40	4–13	28–90	2.15–5.2	15–36	0.2–1.0	0.3–1.4	250–500	120–260	115–500	45–260	R	R	A	R	S	R-S
Reforzada con fibra de grafito	1.37–1.38	185–200	1280–1380	118–120	814–827	.....	.....	.....	.....	.....	.....	S	R	R	R	R	R-S
Con carga mineral	1.6 –2.0	5–15	34–103	.....	.....	0.3–0.4	0.4–0.5	300–500	150–260	250–500	120–260	S	R	R	R	R	R-S
Con carga de vidrio	1.7 –2.0	10–30	69–207	30	207	10–30	14–41	300–500	150–260	250–500	120–260	S	R	R-S	R	R	R-S
Epóxicas (novolac) sin carga	1.12–1.24	5–11	34–76	2.15–5.2	15–36	0.3–0.7	0.4–0.9	400–500	200–260	450–500	230–260	R	R	R	R	R	R
Epóxicas (cicloalifáticos): sin carga	1.12–1.18	10–17.5	69–121	5–7	34–48	.....	.....	480–550	250–290	500–550	260–290	R	R	R-A	R	R-A	R
Fenólicos																	
Con carga de aserrín	1.34–1.45	5–9	34–62	8–17	55–117	0.2–0.6	0.3–0.8	300–350	150–180	300–370	150–190	S	R-S	S-D	S-D	A	R-S
Con carga de asbesto	1.45–2.00	4.5–7.5	31–52	10–30	69–207	0.2–0.4	0.3–0.5	350–500	180–260	300–500	150–260	S	R-S	S-D	S-D	A	R-S
Con carga de mica	1.65–1.92	5.5–7	38–48	25–50	172–345	0.3–0.4	0.4–0.5	250–300	120–150	300–350	150–180	S	R-S	S-D	S-D	A	R-S
Con carga de vidrio	1.69–1.95	5–18	34–124	19–33	131–228	0.3–18	0.4–24	350–550	180–290	300–600	150–320	S	R-S	S-D	S-D	A	R-S
Con carga de tejidos	1.36–1.43	3–9	21–62	9–14	62–97	0.8–8	1.1–11	220–250	100–120	250–330	120–170	S	R-S	S-D	S-D	A	R-S
Ftalatos de dialilo																	
Con carga de vidrio	1.61–1.78	6–11	41–76	14–22	97–152	0.4–15	0.5–20	300–400	150–200	330–540	165–280	R	R	S	R-S	S	R
Con carga mineral	1.65–1.68	5–9	34–62	12–22	83–152	0.3–0.5	0.4-1	300–400	150–200	320–540	160–280	R	R	S	R-S	S	R
Con carga de asbesto	1.55–1.65	7–8	48–55	12–22	83–152	0.4–0.5	0.5–0.7	300–400	150–200	320–540	160–280	R	R	S	R-S	S	R
Melaminas																	
Con carga de celulosa	1.45–1.52	5–9	34–62	11	76	0.2–0.4	0.3–0.5	250	120	270	130	S	R-S	D	R	D	R
Con carga de borra	1.50–1.55	7–9	48–62	.....	.....	0.4–0.5	0.5–0.7	250	120	270	130	S	R-S	D	R	D	R-S
Con carga de asbesto	1.70–2.0	5–7	34–48	20	138	0.3–0.4	0.4–0.5	250–400	120–200	265	130	S	R-S	D	S	S	R
Con carga de tejido	1.5	8–11	55–76	14–16	97–110	0.6–1.0	0.8–1.4	250	120	310	150	S	R	D	R	A	R-S
Con carga de vidrio	1.8 –2.0	5–10	34–69	24	165	0.6–18	0.8–24	300–400	150–200	400	200	S	R	D	R	R-S	R
Polibutadienos																	
Vinilo muy alto (sin carga)	1.00	8	55	2	14	1.1	1.5	500	260	.....	.....	S	R	R	R	R	R
Poliésteres																	
Con carga de vidrio BMC	1.7 –2.3	4–10	28–69	16–25	110–172	1.5–16	2.0–22	300–350	150–180	400–450	200–230	R-E	R-A	S-A	S-A	S-D	A-D
Con carga de vidrio SMC	1.7 –2.1	8–20	55–138	16–25	110–172	8–22	11–30	300–350	150–180	400–450	200–230	R-E	R-A	S-A	S-A	S-D	A-D
Reforzado con tela de vidrio	1.3 –2.1	25–50	172–345	19–45	131–310	5–30	7–41	300–350	150–180	400–450	200–230	R-E	R-A	S-A	S-A	S-D	A-D
Silicones																	
Con carga de vidrio	1.7 –2.0	4–6.5	28–45	10–15	69–103	3–15	4–20	600	320	600	320	R-S	R-S	R-S	S	S-A	R-A
Con carga mineral	1.8 –2.8	4–6	28–41	13–18	90–124	0.3–0.4	0.4–0.5	600	320	600	320	R-S	R-S	R-S	S	S-A	R-A
Ureas																	
Con carga de celulosa	1.47–1.52	5.5–13	38–90	10–15	69–103	0.2–0.4	0.3–0.5	170	80	260–290	130–140	S	R-S	A-D	S-A	D	R-S
Uretanos																	
Sin carga	1.1 –1.5	0.2–10	1–69	1 –10	7–69	5–NB	7	129–250	90–120	.....	.....	R-S	S	A	S	S-A	R-S

TABLA 23-22 Gamas de propiedades características para plásticos *(Continuación)*

Termoplásticos	Densidad relativa	Resistencia a la tracción kip/in²	Resistencia a la tracción MPa	Módulo de elasticidad, tensión 10^2kip/in²	Módulo de elasticidad, tensión 10^2MPa	Resistencia al impacto Izod[b] ft·lb	Resistencia al impacto Izod[b] J	Temperatura de uso máxima (sin carga) °F	Temperatura de uso máxima (sin carga) °C	HDT a 66 lbf/in² °F	HDT a 66 lbf/in² °C	HDT a 264 lbf/in² °F	HDT a 264 lbf/in² °C	Resistencia química[d] Resistencia a la intemperie	Ácido débil	Ácido fuerte	Álcali débil	Álcali fuerte	Disolventes
ABS																			
GP	1.05–1.07	5.9	41	3.1	21	6	8	160–200	70–90	210–225	100–110	190–206	90–95	R-E	R	A[e]	R	R	A[f]/R
Alto impacto	1.01–1.06	4.8	33	2.4	17	7.5	10	140–210	60–100	210–225	100–110	188–211	85–100	R-E	R	A[f]	R	R	A[f]/R
Resistente al calor	1.06–1.08	7.4	51	3.9	27	2.2	3.0	190–230	90–110	225–252	110–120	226–240	110–115	R-E	R	A[f]	R	R	A[f]/R
Trans.	1.07	5.6	39	2.9	20	5.3	7.1	130	55	180	80	165	75	R-E	R	A[f]	R	R	A[f]/R
	1.20	6.0	41	3.2	22	2.5	3.4	130–180	55–80	210–220	100–105	195	90	R-E	R	A[e]	R	R	A[f]/R
Acetales																			
Homopolímeros	1.42	10	69	5.2	36	1.4	1.9	195	90	338	170	255	125	R	R	A	R	A-D	R
Copolímeros	1.41	8.8	61	4.1	28	1.2–1.6	1.6–2.2	212	100	316	160	230	110	R	R	A	R	R	R
Acrílicos																			
GP	1.11–1.19	5.6–11.0	39–76	2.25–4.65	16–32	0.3–2.3	0.4–3.1	130–230	55–110	175–225	80–110	165–210	75–100	R	R	A[e]	R	A	A[f]/R
Alto impacto	1.12–1.16	5.8–8.0	40–55	2.3–3.3	16–23	0.8–2.3	1.1–3.1	140–195	60–90	180–205	80–95	165–190	75–90	R	R	A[e]	R	R	A[f]/R
	1.21–1.28	8.0–12.5	55–86	3.5–4.8	24–33	0.3–0.4	0.4–0.5	125–200	50–90	170–200	75–95	155–205	70–95	R	R	A[e]	R	A	A[f]/R
Fundido	1.18–1.28	9.0–12.5	62–86	3.7–5.0	26–34	0.4–1.5	0.5–2.0	140–200	60–90	165–235	75–115	160–215	70–100	R	R	A[e]	R	A	A[f]/R
Multipolímero	1.09–1.14	6–8	41–55	3.1–4.3	21–30	1–3	1–4	165–175	75–80	....	....	185–195	85–90	E	R	A[e]	H	S	A[f]
Celulósicos																			
Acetato	1.23–1.34	3.0–8.0	21–55	1.05–2.55	7–18	1.1–6.8	1.5–9	140–220	60–105	120–209	50–100	111–195	45–90	S	S	D	S	D	D-S
Butirato	1.15–1.22	3.0–6.9	21–48	0.7–1.8	5–12	3.0–10.0	4–14	140–220	60–105	130–227	55–110	113–202	45–95	S	S	D	S	D	D-S
Celulosa E	1.10–1.17	3–8	21–55	0.5–3.5	3–24	1.7–7.0	2.3–9.5	115–185	45–85	....	....	115–190	45–90	S	S	D	R	S	D
Nitrato	1.35–1.40	7–8	48–55	1.9–2.2	13–15	5–7	7–9	140	60	....	....	140–160	60–70	E	S	D	S	D	D
Propionato	1.19–1.22	4.0–6.5	28–45	1.1–1.8	8–12	1.7–9.4	2.3–13	155–220	70–105	147–250	65–120	111–228	45–110	S	S	D	S	D	D-S
Cloro poliéster																			
Copolímero de propileno	0.91	4	28	1.0–1.7	7–12	1.1	1.5	190–240	90–115	185–230	85–110	115–140	45–60	E	R	A[e]	R	R	R
CPVC rígido	1.49–1.58	7.5–9.0	52–62	3.6–4.7	25–32	1.0–5.6	1.4–7.6	230	110	215–245	100–120	200–235	95–115	R	R	R	R	R	R
Etileno	1.4	5.4	37	1.5	10	0.4	0.5	290	140	285	140	....	....	R-S	R	A[e]	R	R	R
Copolímeros																			
EEA	0.93	2.0	14	0.05	0.3	NB	....	190	90	....	....	....	....	S	R	A[e]	R	R	A-D
EVA	0.94	3.6	25	0.02–0.12	0.14–0.8	NB	....	....	....	140–147	60–65	93	35	S	R	A	R	R	A-D
Fluoropolímeros																			
FEP	2.14–2.17	2.5–3.9	17–27	0.5–0.7	3–5	NB	....	400	208	158	70	....	....	R	R	R	R	R	R
PTFE	2.1–2.3	1.4	7–28	0.38–0.65	2.6–4.5	2.5–4.0	3.4–5.4	550	290	250	120	....	....	R	R	R	R	R	R
CTFE	2.10–2.15	4.6–5.7	32–39	1.8–2.0	12–14	3.5–3.6	4.7–4.9	350–390	180–200	258	125	....	....	R	R	R	R	R	S[g]
PVF_2	1.77	7.2	50	1.7	12	3.8	5.2	300	150	300	150	195	90	S	R	A[h]	R	R	R
ETFE y ECTFE	1.68–1.70	6.5–7.0	45–48	2–2.5	14–17	NB	....	300	150	220	105	160	70	R	R	R	R	R	
Ionómero	0.94–0.95	3.4–4.5	23–31	0.3–0.7	2–5	6-NB	8	160–180	70–80	110	45	100–120	40–50	E	A	A[e]	R	R	R
Materiales basados en óxido de fenileno	1.06–1.10	7.8–9.6	54–66	3.5–3.8	24–26	5.0	68	175–220	80–105	230–280	110–140	212–265	100–130	R	R	R	R	R	R-A
Metilpenteno	0.83	3.3–3.6	23–25	1.3–1.9	10–13	0.95–3.8	1.3–5.2	275	135	....	....	....	....	E	R	A[h]	R	R	A
Nylons																			
6/6	1.13–1.15	9–12	62–83	3.85	27	2.0	27	180–300	80–150	360–470	180–240	150–220	165–105	R	R	A	R	R	R-D[i]
6	1.14	12.5	86	....	....	1.2	1.6	180–250	80–170	300–365	150–185	140–155	60–70	R	R	A	R	R	R-A[i]
6/10	1.07	7.1	49	2.8	19	1.6	2.2	180	80	300	150	....	....	R	R	A	R	R	R-A[i]
8	1.09	3.9	27			>16	>22							R	R	A	R	R	R-A[i]
12	1.01	6.5–8.5	45–59	1.7–2.1	12–14	1.2–4.2	1.6–5.7	175–260	80–125	....	....	120–130	50–55	R	R	A	R	R	R-A[i]
Copolímeros	1.06–	7.5–11.0	52–76	....	....	1.5–19	2–26	180–250	80–120	....	....	130–350	55–180	R	R	A	R	R	R-A[i]

PTFE	2.1–2.3	1.4	7–25	0.35–0.85	2.8–4.8	2.3–4.0	3.4–5.4	350	250	250	125	....	....	R	R	R	R	R	R
CTFE	2.10–2.15	4.6–5.7	32–39	1.8–2.0	12–14	3.5–3.6	4.7–4.9	350–390	180–200	258	125	....	....	R	R	R	R	R	S[g]
PVF_2	1.77	7.2	50	1.7	12	3.8	5.2	300	150	300	150	195	90	S	R	A[h]	R	R	R
ETFE y ECTFE	1.68–1.70	6.5–7.0	45–48	2–2.5	14–17	NB	....	300	150	220	105	160	70	R	R	R	R	R	
Ionómero	0.94–0.95	3.4–4.5	23–31	0.3–0.7	2–5	6-NB	8	160–180	70–80	110	45	100–120	40–50	E	A	A[e]	R	R	R
Materiales basados en óxido de fenileno	1.06–1.10	7.8–9.6	54–66	3.5–3.8	24–26	5.0	68	175–220	80–105	230–280	110–140	212–265	100–130	R	R	R	R	R	R-A

Metilpenteno	0.83	3.3–3.6	23–25	1.3–1.9	10–13	0.95–3.8	1.3–5.2	275	135	....	....	....	....	E	R	A[h]	R	R	A
Nylons																				
6/6	1.13–1.15	9–12	62–83	3.85	27	2.0	27	180–300	80–150	360–470	180–240	150–220	165–105	R	R	A	R	R	R-D[f]
6	1.14	12.5	86	....	....	1.2	1.6	180–250	80–170	300–365	150–185	140–155	60–70	R	R	A	R	R	R-A[f]
6/10	1.07	7.1	49	2.8	19	1.6	2.2	180	80	300	150	....	....	R	R	A	R	R	R-A[f]
8	1.09	3.9	27			>16	>22							R	R	A	R	R	R-A[f]
12	1.01	6.5–8.5	45–59	1.7–2.1	12–14	1.2–4.2	1.6–5.7	175–260	80–125	....	....	120–130	50–55	R	R	A	R	R	R-A[f]
Copolímeros	1.08–1.14	7.5–11.0	52–76	....	....	1.5–19	2–26	180–250	80–120	....	....	130–350	55–180	R	R	A	R	R	R-A[f]
PC-ABS	1.14	8.2	57	3.7	26	10	14	220	105	235	115	220	105	R-E	R	A[e]	R	S	A
Poliaril éter	1.14	7.5	52	3.2	22	10	14	250	120	320	100	300	150	E	R	R	R	R	A
Poliaril sulfona	1.36	13	90	3.7	26	2	2.7	500	260	....	....	525	275	Obscur.	R	R	R	R	R
Polibutileno	0.910	3.8	26	0.26	1.8	NB		225	105	215	100	130	55	E	R	A[e]	R	R	
Policarbonato	1.2	9	62	3.45	24	12–16	16–22	250	120	270–290	130–145	265–285	130–140	R	R	A[e]	A	A	A
Poliésteres																				
PET	1.37	10.4	72	....	....	0.8	1.1	175	80	240	115	185	85	R	R	A[e]	R	A	R-A[f]
PBT	1.31	8.0–8.2	55–57	3.6	25	1.2–1.3	1.6–1.8	280	140	310	155	130	55	R	R	R	R	A	R
PTMT	1.31	8.2	57	....	....	1.0	1.4	270	130	302	150	122	50	R	R	R	R	A	R
Copolímeros	1.2	7.3	50	....	....	1.0	1.4					154	70						
Poliestirenos																				
GP	1.04–1.07	6.0–7.3	41–50	4.5	31	0.3	0.4	150–170	65–80	....	....	180–220	80–105	S	R	A[e]	R	R	D
Alto impacto	1.04–1.07	2.8–4.6	20–32	2.9 4.0	20–28	0.7–1.0	0.9–1.4	140–175	60–80	....	....	175–210	80–100	S	R	A[e]	R	R	D
Polietilenos																				
LD	0.91–0.93	0.9–2.5	6–17	0.20–0.27	1.4–1.9	NB	....	180–212	80–100	100–120	40–50	90–105	30–40	E	R	A[e]	R	R	R
HD	0.95–0.96	2.9–5.4	20–37	....	....	0.4–14	0.5–19	175–250	80–120	140–190	60–90	110–130	45–55	E	R	R-A[e]	R	R	R
HMW	0.945	2.5	17	1	7	NB	....	....	....	155–180	70–80	105–180	40–80	E	R	A[e]	R	R	R
Polimida	1.43	5–7.5	34–52	5.4	37	5–7	7–9	500	260	....	....	680	360		R	R	A	A	R
Polipropilenos																				
GP	0.90–0.91	4.8–5.5	33–38	1.6–2.2	11–15	0.4–2.2	0.5–3.0	225–300	105–150	200–230	95–110	125–140	50–60	E	R	A[e]	R	R	R
Alto impacto	0.90–0.91	3–5	21–34	1.3	9	1.5–12	2–16	200–250	95–120	160–200	70–95	120–135	50–60	E	R	A[e]	R	R	A
Polisulfona	1.24	10.2	70	3.6	25	1.2	1.6	300	150	360	180	345	175	S	R	R	R	R	R-A
Poliuretanos	1.11–1.25	4.5–8.4	31–58	0.1–3.5	0.7–24	NB	....	190	90	....	....	....	....	R-S	S-D	S-D	S-D	S-D	R
PVC-ABS	1.10–1.21	2.6–6.0	18–41	0.8–3.4	6–23	10–15	14–20	....	....	....	....	....	....	S	R	R-S	R	R	R-D
PVC-acrílico	1.30–1.35	5.5–6.5	38–45	2.75–3.35	19–23	15	20	....	....	180	80	170	80	R	R	S	R	R	A
SAN	1.08	10–12	69–83	5.0–5.6	34–39	0.4–0.5	0.5–0.7	140–200	60–95	....	....	190–220	90–105	S-E	R	A	R	R	A
Sulfuro de polifenileno	1.34	10	69	4.8	33	0.3	0.4	500	260	....	....	278	135	R	R	A[e]	R	R	R
Vinilo, flexible	1.2–1.7	1–4	7–28	....	....	0.5–20	0.7–27	140–175	60–80	....	....	....	....	S	R	R-S	R	R	R-A
Vinilo, rígido	1.3–1.5	5–8	34–55	3– 5	21–34	0.5–20	0.7–27	150–175	65–80	135–180	60–80	130–175	55–80	R	R	R-S	R	R	R-A

Fuente: *Plastics Engineering Handbook*, 4th ed., Van Nostrand Reinhold, New York, 1976. *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers*. Para convertir megapascales en libras-fuerza por pulgada cuadrada, multipliquese por 145.04.

[a] Todos los valores se consignan a temperatura ambiente, a menos que se indique otra cosa.

[b] Muestras con muescas.

[c] Temperatura de deflexión por calor.

[d] Ac = ácido, y Al = álcali; R= resistente; A = afín; S = efectos ligeros. E = frágil; D = descomposición.

[e] Por ácidos oxidantes.

[f] Por cetonas, ésteres e hidrocarburos aromáticos y clorados.

[g] Disolventes halogenados causan hinchazón

[h] Por ácido sulfúrico fumante.

[i] Se disuelve en fenoles y ácido fórmico.

TABLA 23-23 Resistencia química de recubrimientos para servicio por inmersión (a temperatura ambiente)

	Asfalto sin modificar	Alquitrán de hulla		Epoxi de alquitrán de hulla	Uretanos de alquitrán de hulla	Epoxi: horneado con fenólica	Epoxi: curado con amina	Epoxi éster	Alcohol furfurílico	Fenólicos horneados	Poliésteres (insaturados)	Clorotacetatos de polivinilo	Éster vinílico	Uretanos		Cloruro de vinilideno	Cauchos clorados
		Aplic. en caliente	Aplic. en frío											Secados al aire	Horneados		
Ácidos																	
Sulfúrico al 10%	R	LR	NR	R	R	R	R	LR	R	R	R	R	R	LR	LR	R	R
Sulfúrico al 80%	..	NR	NR	..	NR	NR	NR	NR	LR	NR	R	NR	R	NR	LR	LR	R
Clorhídrico al 10%	R	LR	NR	LR	LR	R	R	LR	R	R	R	R	R	LR	LR	R	R
Clorhídrico al 35%	R	NR	NR	..	..	NR	NR	NR	R	R	R	LR	R	LR	LR	R	R
Nítrico al 10%	NR	LR	NR	..	..	LR	NR	NR	NR	NR	R	R	R	LR	LR	R	R
Nítrico al 50%	NR	NR	NR	..	..	NR	NR	NR	NR	NR	NR	NR	..	NR	NR	LR	NR
Acético al 100%		NR	NR	NR	NR	NR	NR	NR	LR	LR	NR	NR	LR	NR	NR	NR	NR
Agua																	
Destilada	R	R	R	R	LR	R	R	R	R	R	R	R	R	LR	LR		R
Salada	R	R	R	R	LR	R	R	R	R	R	R	R	R	LR	LR	R	R
Álcalis																	
Hidróxido de sodio al 10%	R	R	LR	R	R	R	R	NR	R	NR	R	R	R	LR	LR	LR	R
Hidróxido de sodio al 70%	..	NR	NR	..	LR	R	R	NR	LR	NR	NR	LR	R	LR	LR	NR	R
Hidróxido de amonio al 10%	R	R	LR	R	R	R	LR	LR	R	NR	R	R	R	LR	R	NR	R
Carbonato de sodio al 5%	R	R	R	..	..	R	..	..	..	..	..	R	R	R	R	R	R
Gases																	
Cloro	R	NR	NR	LR	NR	LR	LR	LR	NR	NR	R	LR	R	LR	R	LR	R
Amoniaco	..	LR	LR	NR	NR	LR	LR	R	R	NR	NR	LR	R	LR	R	NR	NR
Sulfuro de hidrógeno	..	R	R	R	..	R	R	..	R	R	..	LR	R	R	R	R	R
Orgánicos																	
Alcoholes	R	LR	LR	NR	NR	R	R	LR	R	R	R	R	R	NR	R	R	LR
Hidrocarburos alifáticos	NR	LR	LR	LR	LR	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	R	LR
Hidrocarburos aromáticos	NR	NR	NR	NR	LR	R	R	R	R	R	R	NR	LR	R	R	LR	NR
Cetonas	NR	NR	NR	NR	NR	LR	LR	NR	LR	R	NR	NR	NR	NR	R	NR	NR
Éteres	NR	NR	NR	..	..	LR	LR	NR	LR	R	..	NR	NR	R	R	NR	NR
Ésteres	NR	NR	NR	NR	NR	LR	LR	NR	R	R	LR	NR	LR	NR	R	NR	NR
Hidrocarburos clorados	NR	NR	NR	NR	LR	LR	LR	NR	LR	R	NR	LR	LR	LR	R	LR	NR
Temperatura máxima (en condiciones secas), °F	150	...	...	200	200	250	250	250	300	250–300	...	160	350	...	...	...	160
Temperatura máxima (en condiciones húmedas), °F	...	120	120	150	150	150	150	150	190	160–250	250	150	210	...	...	150	140

FUENTE: NACE TPC-2, Recubrimientos y revestimientos para servicio por inmersión (*Coatings and Linings for Immersion Service*). *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.*

NOTA: Los datos de resistencia química se dan solamente para recubrimientos. Los recubrimientos delgados no se recomiendan para sustratos como el acero al carbono, porque se corroen rápidamente (es decir, >20 mils/año) en el ambiente de prueba. R = recomendado; LR = recomendación limitada; NR = no se recomienda.

TABLA 23-24 Propiedades de recubrimientos para servicio a la intemperie

	Propiedades físicas	Resistencia al agua	Resistencia a ácidos	Resistencia a álcalis	Resistencia a disolventes	Resistencia a la temperatura	Resistencia a la intemperie	Segundo recubrimiento
Alquidálica						Buena	Regular	Fácil
Alquidálica de bajo contenido de aceite	Duro	Regular	Regular	Mala	Regular	Buena	Buena	Fácil
Alquidálica de alto contenido de aceite	Flexible	Regular	Mala	Mala	Mala	La mejor del grupo	Muy buena	Regular

TABLA 23-24 Propiedades de recubrimientos para servicio a la intemperie

	Propiedades físicas	Resistencia al agua	Resistencia a ácidos	Resistencia a álcalis	Resistencia a disolventes	Resistencia a la temperatura	Resistencia a la intemperie	Segundo recubrimiento
Alquidálica								
Alquidálica de bajo contenido de aceite	Duro	Regular	Regular	Mala	Regular	Buena	Regular	Fácil
Alquidálica de alto contenido de aceite	Flexible	Regular	Mala	Mala	Mala	Buena	Buena	Fácil
Alquido silicón	Tenaz	Buena	Regular	Mala	Regular	La mejor del grupo	Muy buena	Regular
Alquidálica vinilo	Tenaz	Buena	La mejor del grupo	Mala	Regular	Regular	Muy buena	Difícil
Vinilo								
Copolímeros de acetato de cloruro polivinilo	Tenaz	Muy buena	Excelente	Excelente	(hidrocarburos alifáticos, buena; hidrocarburos aromáticos, mala)	Regular, 150°F	Muy buena	Fácil
Copolímeros vinil acrílicos	Tenaz	Buena	Muy buena	Muy buena	(Alifáticos, buena; aromáticos, mala)	Regular, 150°F	Excelente	Fácil
Caucho clorado								
Modificado con resina	Duro	Muy buena	Muy buena	Muy buena	(Alifáticos, buena; aromáticos, mala)	Regular	Buena	Fácil
Modificado con alquidálico	Tenaz	Buena	Regular	Regular	(Alifáticos, buena; aromáticos, mala)	Regular	Muy buena	Fácil
Base de agua								
Acetato de polivinilo	Resistente a raspones	Mala	Mala	Mala	Mala	Regular	Muy buena	Fácil
Polímeros acrílicos	Resistente a raspones	Mala	Mala	Mala	Mala	Regular	Excelente	Fácil
Epoxi	Tenaz	Buena	Buena	Buena	Buena	Buena	Regular	Difícil
Epóxica								
Epoxiamina	Dura	Buena	Buena	Buena	Muy buena	Muy buena	Regular; se blanquea	Difícil
Epoxi poliamida	Tenaz	Muy buena	Regular	Excelente	Regular	Buena	Buena; se blanquea	Difícil
Epoxi de alquitrán de hulla	Duro	Excelente	Buena	Buena	Mala	Buena	Mala	Difícil
Epoxiéster	Flexible	Buena	Regular	Mala	Regular	Buena	Buena; se blanquea	Razonable
Poliuretano								
Barniz de poliuretano de secado al aire	Muy tenaz	Regular	Regular	Regular	Regular	Buena	Se amarillea	Requiere cuidado
Poliuretano con carga de dos reactivos	Tenaz; Duro	Buena	Regular	Regular	Buena	Buena	Algo amarillento y se blanquea	Difícil
Poliuretano reactivo a la humedad	Muy tenaz, resistente a la abrasión	Regular	Regular	Regular	Buena	Buena	Se decolora en la luz; amarillea en la sombra	Difícil
Poliuretano que no se amarillea	Regularmente duro a ahulado	Buena	Regular	Regular	Buena	Buena	Muy buena	Difícil
Zinc inorgánico								
Base de agua (silicato de sodio o potasio)	Tenaz; resistente a la abrasión, excelente ligante químico	Buena	Mala	Mala	Excelente	Excelente	Excelente, las variaciones climatológicas no lo afectan	Fácil
Base orgánica (silicato de etilo)	Tenaz; duro; excelente ligante	Buena	Mala	Mala	Buena	Excelente	Excelente	Fácil

FUENTE: F. L. LaQue, *Marine Corrosion: Causes and Prevention*, Wiley, New York, 1975, pp. 302-305. *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.*

TABLA 23-25 Propiedades físicas usuales de los recubrimientos superficiales para concreto

		Poliéster		Epoxi		
	Concreto	Isoftálico	Bisfenol	Poliamida	Amina	Uretano*
Resistencia a la tracción (ASTM C307), lbf/in^2 MPa	200-400 1.4-2.8	1200-2500 8.3-17	1200-2500 8.3-17	600-4000 4.0-28	1200-2500 8.3-17	200-1200 1.4-8.3
Coeficiente de expansión térmica (ASTM C531)						
Máxima in/(in · °F)	6.5×10^6	20×10^6	20×10^6	40×10^6	40×10^6	†
Máxima mm/(mm · °C)	11.7×10^6	36×10^6	36×10^6	72×10^6	72×10^6	
Resistencia a la compresión, (ASTM C579),lbf/in^2 MPa	3 500 24	10 000 70	10 000 70	4000 28	6000 42	†
Resistencia a la abrasión, Aparato de abrasión de Taber—pérdida de peso en mg, carga de 1000 g/1000 ciclos	....	15-27	15-27	15-27	15-27	†
Encogimiento, ASTM C531, %	....	2-4	2-4	0.25-0.75	0.25-0.75	0-2
Vida útil, min	....	15-45	15-45	30-90	30-90	15-60
Limitaciones de tránsito, después de horas de aplicación	Ligero	16	16	24	24	24
	Pesado	36	36	48	48	48
	Listas para usarse	48	48	72	72	72
Características de adhesión ‡	....	Mala	Regular	Excelente	Buena	Regular
Resistencia a la flexión (ASTM C580), lbf/in^2	....	1500	1500	1000	1500	†
MPa	....	10	10	7	10	

FUENTE: NACE RP-03-76, *Monolithic Organic Corrosion Resistant Floor Surfacing*, 1976. *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.*

NOTA: Todos los valores físicos dependen en gran medida del refuerzo. Los valores consignados son para temperaturas ambientales.

* El tipo de uretano utilizado es uno de los tres siguientes: (1) Tipo II, curado con humedad; (2) Tipo IV, empacado con dos catalizadores; o (3) Tipo V, empacado con dos polioles. (Ref. ASTM C16.)

† Estos uretanos no se muestran debido a las grandes diferencias en las propiedades físicas que dependen de las formulaciones. Las características de adhesión deberán relacionarse con los datos obtenidos de pruebas reales. Cualquier sistema que presente falla en el concreto cuando se prueba la adhesión superficial deberá calificarse de excelente, y se da una calificación decreciente a sistemas que muestren falla en la cohesión o adhesión por abajo de la falla del propio concreto.

‡ Adhesión al concreto: para mejorar la adhesión se recomienda el uso de primarios bajo los poliésteres y los uretanos.

Aceros inoxidables Los aceros al cromo-níquel son adecuados para servicio a temperaturas tan bajas como –250°C (–425°F). El tipo 304 es el más utilizado. El costo original del acero inoxidable puede ser más alto que el de otro metal; pero la facilidad de fabricación (sin tratamiento térmico) y la soldadura, combinadas con la alta resistencia, contrarrestan el costo inicial más alto. La sensibilización o la formación de carburos de cromo se pueden producir en varios aceros inoxidables durante la soldadura y esto afecta la resistencia a los impactos; sin embargo, las pruebas han demostrado que las propiedades de impacto de los tipos 304 y 304L no son afectadas considerablemente por la sensibilización, mientras que las propiedades del acero 302 son dañadas a –185°C (–300°F).

Acero al níquel El acero de bajo contenido de carbono y 9% de níquel es una aleación ferrítica desarrollada para utilizarse en equipos criogénicos que funcionan hasta a –195°C (–320°F). Las especificaciones ASTM A 300 y A 353 cubren el acero de bajo contenido de carbono y 9% de níquel (A 300 es la especificación básica para los aceros ferríticos de bajas temperaturas). Los refinamientos en la soldadura y la eliminación (aprobada en el Código de la ASME) de los tratamientos térmicos posteriores a la soldadura, hacen que el acero al 9% sea competitivo con muchos materiales de bajo costo que se emplean a bajas temperaturas.

Aluminio Las aleaciones de aluminio tienen una capacidad desacostumbrada para mantener la fuerza y la resistencia a los choques a temperaturas de hasta –250°C (–425°F). La buena resistencia a la corrosión y el costo relativamente bajo hacen que estas aleaciones sean muy aceptadas para equipos de bajas temperaturas. Para la mayor parte de las construcciones soldadas se emplean mucho las aleaciones de aluminio de la serie 5000. Son los materiales de aluminio-magnesio y aluminio-manganeso.

Cobre y sus aleaciones Con pocas excepciones, la resistencia a la tracción del cobre y sus aleaciones aumenta considerablemente al disminuir la temperatura; sin embargo, la baja resistencia estructural del cobre resulta un problema cuando se construyen equipos en gran escala. Por lo tanto, se tienen que utilizar aleaciones. Una de las más apropiadas para bajas temperaturas es el bronce de silicio. La aleación se puede utilizar con seguridad hasta –195°C (–320°F).

TABLA 23-26 Resistencia química de los cauchos

Tipo de caucho	Características
Butadieno-estireno	Para fines generales, mala resistencia a los hidrocarburos, los aceites y los agentes oxidantes
Butilo	Para fines generales, relativamente impermeable al aire, mala resistencia a los hidrocarburos y los aceites
cis-polibutadieno	Para finales generales; mala resistencia a los hidrocarburos, los aceites y los agentes oxidantes
cis-poliisopreno	Para fines generales; mala resistencia a los hidrocarburos, los aceites y los agentes oxidantes
Cloropreno	Buena resistencia a los disolventes alifáticos; mala resistencia a hidrocarburos aromáticos y muchos combustibles
Estireno	Semejante al butadieno-estireno
Etileno-propileno	Excelente resistencia al calor y la oxidación
Fluorado	Excelente resistencia a las altas temperaturas, los ácidos oxidantes y la oxidación; buena resistencia a los combustibles que contienen hasta 30% de aromáticos
Natural	Para fines generales, mala resistencia a los hidrocarburos, los aceites y los agentes oxidantes
Nitrilo (butadieno-acrilonitrilo)	Excelente resistencia a los aceites; pero no es resistente a los agentes oxidantes fuertes; la resistencia a los aceites es proporcional al contenido de acrilonitrilo
Polietileno clorosulfonado	Excelente resistencia a la oxidación, los productos químicos y el calor; mala resistencia a los aceites aromáticos y la mayor parte de los combustibles
Polisulfuro	Buena resistencia a los disolventes aromáticos; impermeabilidad desacostumbradamente alta a los gases; mala estabilidad a la compresión y mala resistencia a los agentes oxidantes
Silicones	Excelente resistencia sobre una gama desacostumbradamentes elevada de temperaturas [–100 a 260°C (–150 a + 500°F); regular resistencia a los aceites; mala resistencia a los aceites aromáticos, los combustibles, el vapor a alta presión y la abrasión

TABLA 23-27 P

Propiedad
Propiedades físicas
Densidad relativa (ASTM D 792)
Conductividad térmi Btu/[(h·ft2)(°F/ft)] (ASTM C 177)
Coeficiente de expa térmica (cúbica) 1((ASTM D 696)
Aislamiento eléctric
Resistencia a la llam
Temperatura mínim servicio recomend
Temperatura máxim servicio recomend
Propiedades mecánic
Resistencia a la trac
Goma pura (ASTI
Negra (ASTM D 4
Elongación, %
Goma pura (ASTI
Negra (ASTM D 4
Dureza (durómetro)
Reaglutinación
En frío
En caliente
Resistencia al desg
Resistencia a la abr
Resistencia química
Envejecimiento a l
Oxidación
Envejecimiento po
Disolventes
Hidrocarburos ali
Hidrocarburos ar
Alcoholes oxigen
Aceite, gasolina
Aceites animales y
Ácidos
Diluidos
Concentrados
Permeabilidad a g
Resistencia al hinc por agua

MATERIALES

Metales La a
temperaturas dep
ría. Las aleacione
1100°C (2000°F)
más importantes
las fuerzas de cort
cia elástica o **def**
inicialmente con

TABLA 23-27 Propiedades de los elastómeros

Propiedad	NR Caucho natural (cis- poliiso-preno)	SBR Butadieno estireno (GR-S)	IR sintético (poliiso-preno)	COX Butadieno acrilonitrilo (nitrilo)	CR Cloropreno (neopreno)	ITR Butil (isobutileno isopreno)	BR Polibuta-dieno	T Polisulfuro	Silicón (Polisilo-xano)
Propiedades físicas									
Densidad relativa (ASTM D 792)	0.93	0.91	0.93	0.98	1.25	0.90	0.91	1.35	1.1-1.6
Conductividad térmica Btu/[(h·ft2)(°F/ft)] (ASTM C 177)	0.082	0.143	0.082	0.143	0.112	0.053	.....	.....	0.13
Coeficiente de expansión térmica (cúbica) 10^{-5}°F (ASTM D 696)	37	37	....	39	34	32	37.5	.....	45
Aislamiento eléctrico	Buena	Buena	Buena	Regular	Regular	Buena	Buena	Regular	Excelente
Resistencia a la llama	Mala	Mala	Mala	Mala	Buena	Mala	Mala	Mala	Buena
Temperatura mínima de servicio recomendada, °F	–60	–60	–60	–60	–40	–50	–150	–60	–178
Temperatura máxima de servicio recomendada, °F	180	180	180	300	240	300	200	250	600
Propiedades mecánicas									
Resistencia a la tracción, lbf/in^2									
Goma pura (ASTM D 412)	2500-3500	200-300	2500-3500	500-900	3000-4000	2500-3000	200-1000	250-400	600-1300
Negra (ASTM D 412)	3500-4500	2500-3500	3500-4500	3000-4500	3000-4000	2500-3000	2000-3000	>1000	
Elongación, %									
Goma pura (ASTM D 412)	750-850	400-600		300-700	800-900	750-950	400-1000	450-650	100-500
Negra (ASTM D 412)	550-650	500-600	300-700	300-650	500-600	650-850	450-600	150-450	
Dureza (durómetro)	A30-90	A40-90	A40-80	A40-95	A20-95	A40-90	A40-90	A40-85	A30-90
Reaglutinación									
En frío	Excelente	Buena	Excelente	Buena	Muy buena	Mala	Excelente	Buena	Muy buena
En caliente	Excelente	Buena	Excelente	Buena	Muy buena	Muy buena	Excelente	Buena	Muy buena
Resistencia al desgarre	Excelente	Regular	Excelente	Buena	De regular a buena	Buena	Regular	Mala	Regular
Resistencia a la abrasión	Excelente	De buena a excelente	Excelente	De buena a excelente	Buena	De buena a excelente	Excelente	Mala	Mala
Resistencia química									
Envejecimiento a la luz del sol	Mala	Mala	Regular	Mala	Muy buena	Muy buena	Mala	Muy buena	Excelente
Oxidación	Buena	Buena	Excelente	Buena	Excelente	Excelente	Buena	Muy buena	Excelente
Envejecimiento por calor	Buena	Muy buena	Buena	Excelente	Excelente	Excelente	Buena	Regular	Excelente
Disolventes									
Hidrocarburos alifáticos	Mala	Mala	Mala	Excelente	Buena	Mala	Mala	Excelente	Regular
Hidrocarburos aromáticos	Mala	Mala	Mala	Buena	Regular	Mala	Mala	Excelente	Mala
Alcoholes oxigenados	Buena	Buena	Buena	Buena	Muy buena	Muy buena	....	Muy buena	Excelente
Aceite, gasolina	Mala	Mala	Mala	Excelente	Buena	Mala	Mala	Excelente	Mala
Aceites animales y vegetales	De mala a buena	De mala a buena	...	Excelente	Excelente	Excelente	De mala a buena	Excelente	Excelente
Ácidos									
Diluidos	De regular a buena	De regular a buena	De regular a buena	Buena	Excelente	Excelente	.....	Buena	Muy buena
Concentrados	De regular a buena	De regular a buena	De regular a buena	Buena	Buena	Excelente	.....	Buena	Buena
Permeabilidad a gases	Baja	Baja	Baja	Muy Baja	Baja	Muy baja	Baja	Muy baja	Alta
Resistencia al hinchamiento por agua	Regular	Excelente	Excelente	Excelente	De regular a excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente

MATERIALES PARA ALTAS TEMPERATURAS

Metales La aplicación exitosa de los metales en procesos a altas temperaturas depende de la apreciación de ciertos factores de ingeniería. Las aleaciones importantes para servicios a temperaturas de hasta 1100°C (2000°F) aparecen en la tabla 23-35. Entre las propiedades más importantes están la resistencia a la cedencia clástica, la ruptura y las fuerzas de corta duración (véase las Figs. 23-10 y 23-11). La **cedencia elástica** o **deformación progresiva** relaciona el esfuerzo aplicado inicialmente con la velocidad de flujo plástico. La **ruptura por esfuerzo** es otra consideración importante a temperaturas elevadas, puesto que relaciona el esfuerzo y el tiempo para producir rupturas. Como se muestra en las figuras, las aleaciones ferríticas son más débiles que las composiciones austeníticas y, en los dos grupos, el molibdeno incrementa la resistencia. Las piezas vaciadas austeníticas son mucho más fuertes que sus equivalentes forjadas. Se pueden obtener resistencias altas en las superaleaciones. Otras propiedades que resultan importantes a temperaturas elevadas incluyen la conductividad térmica, la dilatación térmica, la ductilidad a la temperatura, la composición de la aleación y la estabilidad.

TABLA 23-27 Propiedades de los elastómeros (*Continuación*)

Propiedad	ECO, CO Epiclorhidrina homopolímero y copolímero	Fluorosilicona	EPDM Etileno propileno	CSM Polietileno clorosulfonado	FPM Elastómeros de fluorocarburos
Propiedades físicas					
Densidad relativa	1.32-1.49	1.4	0.86	1.1-1.26	1.4-1.95
Conductividad térmica, Btu/[(h · ft²)(°F/ft)]	. . .	0.13	. . . .	0.065	0.13
Coeficiente de expansión térmica, 10^{-5}/°F	. . .	45	. . . .	27	8.8
Resistencia a la llama	Regular	Mala	Mala	Buena	Excelente
Colorabilidad	Buena	Buena	Excelente	Excelente	Buena
Propiedades mecánicas					
Dureza (Shore A)	30-95	40-70	30-90	45-95	65-90
Esfuerzo a la tensión, kip/in²					
Goma pura	. . . .	1	<1	4	<2
Reforzada	2-3	<2	0.8-3.2	1.5-2.5	1.5-3
Elongación, % reforzada	320-350	200-400	200-600	250-500	100-450
Elasticidad	De mala a excelente	De buena a regular	Buena	Buena	Regular
Resistencia a la deformación por compresión	Muy buena		Buena	De regular a buena	De buena a excelente
Resistencia a la histéresis	Buena	Buena	Buena	Buena	Buena
Resistencia a la ruptura por flexión	Muy buena	Buena	Buena	Buena	Buena
Tasa lenta	Muy buena	Buena	Buena	Buena	Buena
Tasa rápida	Buena	Buena	Buena	Buena	Buena
Resistencia al desgarre	Buena	Regular	De mala a regular	De regular a buena	De mala a regular
Resistencia a la abrasión	Regular a buena	Mala	Buena	Excelente	Buena
Propiedades eléctricas					
Resistencia dieléctrica	Regular	Buena	Excelente	Excelente	Buena
Aislamiento eléctrico	Regular	Buena	Muy buena	Buena	De regular a buena
Propiedades térmicas					
Temperatura de servicio, °F					
Mínima para uso continuo	−15 a −80	−90	−60	−40	−10
Máxima para uso continuo	300	400	<350	<325	<500
Resistencia a la corrosión					
Ambiental	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente
Oxidación	Muy buena	Excelente	Excelente	Excelente	Sobresaliente
Ozono	De buena a excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente
Radiación	. . . .	Buena	Excelente	De regular a buena	De regular a buena
Agua	Buena	Excelente	De buena a excelente	Buena	Buena
Ácidos	Buena	De muy buena a excelente	De buena a excelente	Excelente	De buena a excelente
Álcalis	Buena	Muy buena	De buena a excelente	Excelente	De mala a buena
Hidrocarburos alifáticos	Excelente	Excelente	Mala	Regular	Excelente
Hidrocarburos aromáticos	Muy buena	Excelente	Regular	De mala a regular	Excelente
Hidrocarburos halogenados	Buena	. . . . .	Mala	De mala a regular	Buena
Alcoholes	Buena	. . . . .	Buena	Muy buena	Excelente
Lubricantes sintéticos (diéster)	De regular a buena	Excelente	De mala a regular	Mala	De regular a buena
Fluidos hidráulicos					
Silicatos	Muy buena	Excelente	De regular a buena	Buena	Buena
Fosfatos	De mala a regular	Excelente	De buena a excelente	De mala a regular	Mala

FUENTE: C. H. Harper, *Handbook of Plastics and Elastomers*, McGraw-Hill, New York, 1975, tabla 35. *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.* °C = (°F − 32) × 5/9; para convertir unidades térmicas británicas por hora-pie-grado Fahrenheit en watts por metro-grado Celsius, multipliquese por 0.861; para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada en megapascales, multipliquese por 6.895×10^{-3}.

En realidad, en muchos casos, las propiedades mecánicas y la resistencia llegan a tener una importancia secundaria en las aplicaciones de procesamiento, en comparación con la resistencia a los ambientes corrosivos. Todas las aleaciones comunes resistentes al calor forman óxidos cuando se exponen a los **ambientes oxidantes calientes**. El hecho de que una aleación sea o no resistente depende de que el óxido sea estable y forme una película protectora. Así, el acero dulce se utiliza raramente por encima de 480°C (900°F) debido a los índices excesivos de escamado. A temperaturas más altas requieren cromo (véase la Fig. 23-12). Así, el acero del tipo 502, con 4 a 6% de Cr, es aceptable a 620°C (1150°F). Un acero con 9 a 12% de Cr manejará temperaturas de 730°C (1350°F); el de 14 a 18% de Cr extiende el límite a 800°C (1500°F); y el de 27% de cromo hasta 1100°C (2000°F).

Los aceros inoxidables austeníticos, muy conocidos, tienen una excelente resistencia a la oxidación: hasta 900°C (1650°F) para el 18-8 y hasta 1100°C (2000°F) para el 25-12 (el Inconel 600 y el Incoloy 800). Las aleaciones con base de cobalto, de las cuales el Stellite 25 es un buen ejemplo, tienen excelentes resistencias hasta 1100°C (2000°F).

Otro elemento útil para proporcionar resistencia a la oxidación del acero es el **silicio** (que complementa los efectos del cromo). En las gamas de bajo contenido de cromo, el silicio en cantidades de 0.75 a 2% es más eficiente que el cromo sobre la base de porcentaje por peso. La influencia del 1% de silicio para mejorar el índice de oxidación de los aceros con contenidos variables de cromo se muestra en la figura 23-13.

TABLA 23-28 Pr de empaque *

Material
Caucho (puro): Natural . . . . .
Estireno-Butadieno (SBR) . . . . .
Butilo . . . . .
Nitrilo . . . . .
Polisulfuro . . . .
Neopreno . . . . .
Silicones . . . . .
Acrílico . . . . .
Polietileno clorosulfo (Hypalon)
Fluoroelastómeros (V Fluorel 2141, Kel-I

* De *Materials in* 1959, pp. 111-126. °(

FPM Elastómeros de fluorocarburos	
1.4-1.95	
0.13	
8.8	
Excelente	
Buena	
65-90	
<2	
1.5-3	
100-450	
Regular	
De buena a excelente	
Buena	
Buena	
Buena	
Buena	
De mala a regular	
Buena	
Buena	
De regular a buena	
−10	
<500	
Excelente	
Sobresaliente	
Excelente	
De regular a buena	
Buena	
De buena a excelente	
De mala a buena	
Excelente	
Excelente	
Buena	
Excelente	
De regular a buena	
Buena	
Mala	

f Corrosion Engineers.
or 0.861; para convertir

cidos, tienen una ex-
1650°F) para el 18-8
nel 600 y el Incoloy
uales el Stellite 25 es
icias hasta 1100°C

ia a la oxidación del
s del cromo). En las
cantidades de 0.75 a
porcentaje por peso.
dice de oxidación de
muestra en la figura

TABLA 23-28 Propiedades importantes de materiales de empaque *

Material	Temp. máx. de serv., °F	Propiedades importantes
Caucho (puro):		
Natural	225	Buenas propiedades mecánicas. Impermeable al agua. Resistencia regular a buena a los ácidos y los álcalis. Mala resistencia a los aceites y la gasolina. Malas propiedades de envejecimiento e intemperie.
Estireno-Butadieno (SBR)	250	Mejor resistencia al agua que la del caucho natural. Resistencia regular a buena a los ácidos y los álcalis. No es adecuado con gasolina, aceites y disolventes.
Butilo	300	Muy buena resistencia al agua, los álcalis y muchos ácidos. Mala resistencia a los aceites, la gasolina y la mayor parte de los disolventes (excepto los oxigenados).
Nitrilo	300	Muy buena resistencia al agua. Excelente resistencia a los aceites, la gasolina. Resistencia regular a buena a los ácidos y los álcalis.
Polisulfuro	150	Resistencia excelente a los aceites, la gasolina y los hidrocarburos alifáticos y aromáticos disolventes. Muy buena resistencia al agua. Buena resistencia a los álcalis. Resistencia regular a los ácidos. Malas propiedades mecánicas.
Neopreno	250	Propiedades mecánicas excelentes. Buena resistencia al petróleo no aromático, los aceites grasos y los disolventes (excepto los tipos aromáticos, clorados o de cetona). Buena resistencia al agua y los álcalis. Resistencia regular a los ácidos.
Silicones	600	Excelente resistencia al calor. Resistencia regular al agua; mala resistencia al vapor a altas presiones. Resistencia de regular a buena a los ácidos y los álcalis. Baja resistencia (excepto los cauchos fluorosilicones) a los aceites y los disolventes.
Acrílico	450	Buena resistencia al calor; pero mala resistencia al frío. Buena resistencia a los aceites y los hidrocarburos alifáticos y aromáticos. Mala resistencia al agua, los álcalis y algunos ácidos.
Polietileno clorosulfonado (Hypalon)	250	Excelente resistencia a los productos químicos oxidantes, el ozono y la intemperie. Resistencia relativamente buena a los aceites y las grasas. Mala resistencia a los hidrocarburos aromáticos y clorados. Buenas propiedades mecánicas.
Fluoroelastómeros (Viton, Fluorel 2141, Kel-F)	450	Se puede utilizar a altas temperaturas con muchos combustibles, lubricantes, fluidos hidráulicos y disolventes. Muy resistente al ozono y la intemperie. Buenas propiedades mecánicas.

* De *Materials in Design Engineering*, Reinhold, New York, diciembre de 1959, pp. 111-126. °C = (°F − 32) × 5/9.

TABLA 23-28 Propiedades importantes de materiales de empaque * *(Continúa)*

Material	Temp. máx. de serv., °F	Propiedades importantes
Asbesto:		
Lámina de caucho y asbesto comprimidos	Hasta 700	Hay un gran número de combinaciones; las propiedades varían mucho, según sean los materiales utilizados.
Láminas de asbesto y caucho tejidos	Hasta 250	Igual que el anterior.
Asbesto-caucho (proceso de adición en batidora)	400	Igual que el anterior.
Compuestos de asbesto	Hasta 1000	Igual que el anterior.
Asbesto-TFE	500	Combina las propiedades selladoras y de resistencia al calor del asbesto con la resistencia química del TFE.
Composición de corcho	250	Bajo costo. Materiales verdaderamente compresibles que permiten deflexiones importantes con un flujo lateral despreciable. Se conforma bien a las superficies irregulares. Resistencia elevada a los aceites; buena resistencia al agua y muchos productos químicos. No se debe utilizar con ácidos inorgánicos, álcalis, soluciones oxidantes y vapor vivo.
Caucho de corcho	300	Propiedades de compresibilidad controlada. Buena conformabilidad, resistencia buena a la fatiga. La resistencia a los productos químicos depende del tipo de caucho que se utilice.
Plásticos:		
TFE (sólido) (Tetrafluoroetileno, teflón)	500	Excelente resistencia a casi todos los productos químicos y los disolventes; buena resistencia al calor, propiedades excepcionalmente buenas a bajas temperaturas. Relativamente poca compresibilidad y baja elasticidad.
TFE (con carga)	Hasta 500	Propiedades mecánicas y físicas mejoradas selectivamente; sin embargo, los materiales de carga pueden reducir la resistencia a algunos productos químicos específicos.
Compuesto de TFE	Hasta 500	Resistencia química y térmica semejante a las del TFE sólido. El material de empaque interno proporciona mejor elasticidad y deformabilidad.
CFE (Clorotrifluoroetileno, Kel-F)	350	Cuesta más que el TFE. Mejor resistencia química que la mayor parte de los otros materiales de empaque; aunque no tan buena como la del TFE.
Vinilo	212	Buena compresibilidad y elasticidad. Resistente al agua, los aceites, la gasolina y muchos ácidos y álcalis. Gama de temperaturas relativamente estrecha.
Polietileno	150	Resiste la mayor parte de los disolventes. Baja termorresistencia.
Fibras vegetales:		
Fibras de madera impregnadas con neopreno	175	No poroso: se recomienda para glicol, aceites y gasolina a 175°F.

TABLA 23-28 Propiedades importantes de materiales de empaque* *(Continúa)*

Material	Temp. máx. de serv., °F	Propiedades importantes
Algodón aglutinado con SBR	230	Buena resistencia al agua.
Fibras de celulosa con caucho de nitrilo	.....	Es resistente a los aceites a altas temperaturas.
Fibras vegetales, aglutinante de cola	212	Es resistente a los aceites y al agua a 212°F.
Fibras vulcanizadas	.....	Bajo costo, buenas propiedades mecánicas. Es resistente a la gasolina, los aceites, las grasas, las ceras y muchos disolventes.
Fibras inorgánicas	Hasta 2200°F	Excelente resistencia al calor; malas propiedades mecánicas.
Fieltro:		
Fieltro puro	.....	Elástico, compresible y fuerte; pero no impermeable. Es resistente a los ácidos minerales de concentración media y las soluciones minerales diluidas, si no se desecan intermitentemente. Es resistente a los aceites, las grasas, las ceras y la mayor parte de los disolventes. Lo dañan los álcalis.
Impregnado con TFE	300	Buena resistencia química y al calor.
Impregnado de petrolato o parafina	.....	Alta repelencia al agua.
Impregnado de caucho	.....	Muchas combinaciones disponibles; las propiedades varían mucho, según los materiales utilizados.
Metales:		
Plomo	500	Buena resistencia química. Es el que mejor se conforma de entre todos los empaques metálicos.
Estaño	.....	Buena resistencia a las soluciones neutras. Lo atacan los ácidos y los álcalis.
Aluminio	800	Alta resistencia a la corrosión. Lo atacan ligeramente los ácidos fuertes y los álcalis.
Cobre, latón	.....	Buena resistencia a la corrosión a temperaturas moderadas.
Níquel	1400	Alta resistencia a la corrosión.
Monel	1500	Alta resistencia a la corrosión. Bueno contra la mayor parte de los ácidos y los álcalis; pero lo atacan los ácidos oxidantes fuertes y el clorhídrico fuerte.
Inconel	2000	Excelente resistencia al calor y la oxidación.
Acero inoxidable	.....	Alta resistencia a la corrosión. Las propiedades dependen del tipo utilizado.
Compuestos metálicos	.....	Hay muchas combinaciones disponibles; las propiedades varían mucho, según el material utilizado.
Cuero	220	Bajo costo. Resistencia limitada a los productos químicos y el calor. No se recomienda para vapor a presión ni soluciones ácidas o alcalinas.
Tela de vidrio	.....	Muy fuerte y resistente al calor. Se puede impregnar con TFE para darle una alta resistencia a los productos químicos.

TABLA 23-28 Propiedades importantes de materiales de empaque* *(Continúa)*

Material	Temp. máx. de serv., °F	Propiedades importantes
Materiales para sellado y empaque		
Caucho (puro)	Hasta 600	Véanse las propiedades en Materiales de empaque. Se utiliza primordialmente para sellos del tipo de anillo; aunque existen algunos tipos en la forma de empaque de espiral.
Compuestos de caucho:		
Reforzados con algodón	350	Muy fuerte. La resistencia química depende del tipo de caucho que se utilice; sin embargo, la mayor parte de los tipos destacan por su alta resistencia al agua y las soluciones acuosas.
Reforzados con asbesto	450	Muy fuerte, con buena resistencia al calor.
Asbesto:		
Asbesto simple, trenzado	500	Resistencia al calor combinada con resistencia al agua, las salmueras, los aceites y muchos productos químicos. Se puede reforzar con alambre.
Asbesto impregnado	Hasta 750	Las propiedades ambientales varían mucho, según el tipo de asbesto y el impregnante utilizado. El tipo cementado con neopreno es resistente a los aceites calientes, la gasolina y los disolventes. El tipo impregnado con aceites y cera es resistente a los cáusticos. El tipo de asbesto azul impregnado con cera tiene una alta resistencia a los ácidos. El tipo impregnado con TFE tiene una buena resistencia química general.
Compuestos de asbesto	Hasta 1200	Las propiedades finales varían mucho, según el material secundario que se utiliza.
Metales:		
Cobre	Hasta 1500	Las propiedades dependen de otros materiales de construcción y la forma de cobre que se use. Los empaques hechos de tela de cobre sobre un núcleo de asbesto resisten el vapor y los álcalis hasta 1000°F. Los empaques de cobre trenzado son resistentes al agua, el vapor y los gases hasta 1500°F.
Aluminio	Hasta 1000	Es resistente a los derivados calientes del petróleo, los gases, los productos alimenticios y muchos ácidos orgánicos.
Plomo	550	Existen muchos tipos.
Fibras orgánicas:		
Lino	300	Buena resistencia al agua.
Yute	300	Buena resistencia al agua.
Ramio	300	Buena resistencia al agua, la salmuera y los aceites fríos.
Algodón	300	Buena resistencia al agua, los alcoholes y las soluciones acuosas diluidas.
Rayón	300	Buena resistencia al agua y las soluciones acuosas diluidas.
Fieltro	300	Véase Materiales de empaque.

TABLA 23-28 P
de empaque* (C

Material
Material
Cuero

TABLA 23-29 I

Densidad relativa
Resistencia a la trac
Resistencia a la com
Resistencia a la flex
Módulo de elasticid
Expansión térmica,
Conductividad térm
Máxima temperatu
Máxima temperatu

FUENTE: Carborun

TABLA 23-30

Densidad relativa
Dureza, escala de M
Módulo de ruptura,
Módulo de elasticid
Resistencia a la com
Volumen de poros, 9
Absorción de agua,
Dilatación térmica l
Conductividad térm

El **aluminio** me
así como también
está limitado porq
lidad de trabajo y
ras del acero. Sin e
contenido de alum
tado es un medio
aceros de baja ale
Atmósferas de
en virtud de su co
mósferas de hidró
Corrosión por
ra impartir resiste
sulfúricas similar
lizan generalment
a su calidad de fa
aleación tiende a
Halógenos (Cl
quel y el níquel pu
go, incluso con lo

TABLA 23-28 Propiedades importantes de materiales de empaque * (*Continúa*)

Material	Temp. máx. de serv., °F	Propiedades importantes
Materiales para sellado y empaque (*Continuación*)		
Cuero	Hasta 210	Buenas propiedades mecánicas para el sellado. Es resistente al alcohol, la gasolina, muchos aceites y disolventes, fluidos hidráulicos sintéticos y el agua.

TABLA 23-28 Propiedades importantes de materiales de empaque * (*Continúa*)

Material	Temp. máx. de serv., °F	Propiedades importantes
Materiales para sellado y empaque (*Conclusión*)		
TFE	Hasta 500	Existe en muchas formas y todas ellas tienen una elevada resistencia química.
Carbono-grafito	700	Buenas propiedades de soporte y autolubricación. Buena resistencia a los productos químicos y el calor.

TABLA 23-29 Propiedades del grafito y del carburo de silicio

	Grafito	Grafito impermeable	Carburo de silicio impermeable
Densidad relativa	1.4-1.8	1.75	3.10
Resistencia a la tracción, lbf/in^2 (MPa)	400-1400 (3-10)	2600 (18)	20 650 (143)
Resistencia a la compresión, lbf/in^2 (MPa)	2000-6000 (14-42)	10 500 (72)	150 000 (1000)
Resistencia a la flexión, lbf/in^2 (MPa)	750-3000 (5-21)	4700 (32)	
Módulo de elasticidad ($\times 10^6$), lbf/in^2 (MPa)	0.5-1.8 ($0.3\text{-}12 \times 10^4$)	$2.3\ (1.6 \times 10^4)$	$56\ (39 \times 10^4)$
Expansión térmica, $in/(in \cdot °F \times 10^{-6})[mm/(mm \cdot °C)]$	0.7-2.1 (1.3-3.8)	2.5 (4.5)	1.80 (3.4)
Conductividad térmica, $Btu/[(h \cdot ft^2)(°F/ft)]$ $[W/(m \cdot K)]$	15-97 (85-350)	85 (480)	60 (340)
Máxima temperatura de trabajo (en atmósfera inerte), °F (°C)	5000 (2800)	350 (180)	4200 (2300)
Máxima temperatura de trabajo (en atmósfera oxidante), °F (°C)	660 (350)	350 (180)	3000 (1650)

FUENTE: Carborundum Co. *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.*

TABLA 23-30 Propiedades de la loza y la porcelana

	Loza	Porcelana
Densidad relativa	2.2-2.7	2.4-2.9
Dureza, escala de Mohs	6.5	7.5
Módulo de ruptura, lb/in^2	3-7 000	8-15 000
Módulo de elasticidad, lb/in^2	$5\text{-}10 \times 10^6$	$10\text{-}15 \times 10^6$
Resistencia a la compresión, lb/in^2	40-60 000	60-90 000
Volumen de poros, %	1.5	0.2-0.5
Absorción de agua, %	0.5-4.0	0-0.05
Dilatación térmica lineal, por °F	2.4×10^{-6}	2.5×10^{-6}
Conductividad térmica, $Btu/(ft^2)(h)$ (°F/in)	8-22	8-10

El **aluminio** mejora también la resistencia del hierro a la oxidación, así como también a la sulfuración; pero el uso como agente de aleación está limitado porque la cantidad que se requiere interfiere con la facilidad de trabajo y con las propiedades de resistencia a altas temperaturas del acero. Sin embargo, el desarrollo de capas superficiales con alto contenido de aluminio mediante la aspersión, la inmersión y el cementado es un medio factible para mejorar la resistencia térmica de los aceros de baja aleación.

Atmósferas de hidrógeno Los aceros inoxidables austeníticos, en virtud de su contenido elevado de cromo, son resistentes en las atmósferas de hidrógeno.

Corrosión por azufre El cromo es el material más importante para impartir resistencia contra la sulfuración (formación de escamas sulfúricas similares a las de óxido). Las aleaciones austeníticas se utilizan generalmente debido a sus propiedades mecánicas superiores y a su calidad de fabricación, a pesar de que el contenido de níquel en la aleación tiende a desmejorar la resistencia a la sulfuración.

Halógenos (Cl_2 y HCl, calientes y secos) Las aleaciones de níquel y el níquel puro son útiles con gases halógenos secos. Sin embargo, incluso con los mejores materiales, las velocidades de corrosión son relativamente altas a temperaturas elevadas. Hay casos en que los equipos para la halogenación a altas temperaturas utilizan aleaciones con base de níquel y revestimiento de platino. Esos materiales tienen un costo inicial elevado; pero son de vida prolongada. El platino y el oro poseen una resistencia excelente al HCl seco, incluso a 1100°C (2000°F).

Refractarios Los refractarios se eligen atendiendo a cuatro objetivos:

1. Resistencia al calor
2. Resistencia al ataque químico a alta temperatura
3. Resistencia a la erosión por gases que contengan partículas finas
4. Resistencia a la abrasión por gases que contengan partículas grandes

Los refractarios se pueden conseguir en el mercado en tres formas físicas generales: como sólidos en forma de ladrillos, como cerámica monolítica de fundición y como fibras de cerámica.

El primer método que se debe aplicar en la selección de un tipo de refractario es la velocidad del gas:

< 7.5 m/s (25 ft/s): fibras
7.5-60 m/s (25-200 ft/s): cerámica monolítica de fundición
> 60 m/s (200 ft/s): ladrillos

Cuando se tienen gases con sólidos, la selección se vuelve de suma importancia debido a que, con ladrillos, las partículas finas contenidas en el gas eliminan las juntas del mortero y en el caso de cerámica monolítica de fundición, que no tiene juntas, el refractario es menos denso y menos resistente al desgaste.

Aislamiento interno El empleo de aislantes dentro de los recipientes (en oposición a los materiales de aislamiento utilizados en el exterior del equipo) se lleva a cabo con mantas de fibra y agregados de cementos de cerámica de peso ligero. Este sistema de construcción incluye con frecuencia el uso de una camisa delgada de alta aleación (con las juntas deslizables para permitir la expansión térmica) a fin de proteger la cerámica de la erosión. En muchos casos este diseño es más

TABLA 23-31 Maderas para equipos químicos

Condiciones de las maderas después de 31 días de inmersión en soluciones frías
Examinadas después de siete días de desecación

	Fresno	Roble	Pino de Oregón	Pino amarillo	Abeto	Secoya	Arce	Ciprés
Ácido clorhídrico, 5%	NAC	NAC	NAC	SS	SS	SS	NAC	NAC
Ácido clorhídrico, 10%	NAC	NAC	NAC	SS	SS	SS	NAC	NAC
Ácido clorhídrico, 50%	SS,SB,SWF	SS,WF	S,WF	S,WF	S,WF	S,WF	S,WF	S,WF
Ácido sulfúrico, 1%	NAC	NAC	NAC	SS	SS	NAC	NAC	SS,SB
Ácido sulfúrico, 5%	SS	SS	SS	SS	SS,SB	SS,SB	NAC	SS,SB
Ácido sulfúrico, 10%	S,FSD	S,FSD	S,FSD	S,FSD	S,FSD	S,FSD	S,FSD	S,FSD
Ácido sulfúrico, 25%	SSp,FSD	SSp,FSD	SSp,FSD	SSp,FSD	SSp,FSD	SSp,FSD	SSp,FSD	SSp,FSD
Sosa cáustica, 5%	S,NAC	MSh,SWp	SS	SS,FSD	SSp,FSD	SSp,FSD	MSh	SSp,FSD
Sosa cáustica, 10%	S,FSD	MSh,WF,Horny	SS	SS,SB,FSD	SS,SB,FSD	SS,SB,FSD	MSh	S,SB,FSD
Alumbre, 13%	NAC	NAC	NAC	NAC	NAC	NAC	NAC	NAC
Carbonato de sodio, 10%	SB,GC	NAC	GC	SB,GC	SB,GC	SB,GC	GC	SB,GC
Cloruro de calcio, 25%	NAC	NAC	NAC	NAC	NAC	NAC	NAC	NAC
Sal común, 25%	NAC	NAC	NAC	SS,GC	SS,GC	SS,GC	NAC	NAC
Agua	NAC	NAC	NAC	NAC	NAC	NAC	NAC	NAC
Sulfuro de sodio	SS,SB	MSh,WF	SB	SB	SB	SB	MSh,FSD	FSD

Condiciones de las maderas después de ocho horas de ebullición en soluciones
Examinadas después de siete días de desecación

	Fresno	Roble	Pino de Oregón	Pino amarillo	Abeto	Secoya	Arce	Ciprés
Ácido clorhídrico, 10%	SB,S	FSD	FSD	FSD	FSD	FSD	FSD	FSD
Ácido clorhídrico, 50%	FD,Ch,B,S,NG	FD,Ch,B,S,NG	FD,Ch,B,S,NG	FD,Ch,B,S,NG	FD,Ch,B,S,NG	FD,Ch,B,S,NG	FD,Ch,B,S,NG	FD,Ch,B,S,NG
Ácido sulfúrico, 4%	SB,GC	SB,GC	SB,GC	SB,GC	SB,GC	SB,GC	SB,GC	SB,GC
Ácido sulfúrico, 5%	SS,GC	SB,GC	SB,GC	SB,GC	SB,FSD	SB,GC	SB,GC	SB,FSD
Ácido sulfúrico, 10%	SS,GC	BFD,Wpd,NG	Sp,FD,NG	B,Sp,FD,NG	B,Sp,FD,NG	SB,FSD	SB,FSD	B,FD
Sosa cáustica, 5%	SS	MSh	S	GC	S,GC	S,GC	Sh	SSp
Alumbre, 13%	SB,GC	NAC	NAC	SB,GC	SB,GC	SB,GC	NAC	SB,GC
Carbonato de sodio, 10%	SB,GC	GC	GC	GC	GC	GC	GC	SB,GC
Cloruro de calcio, 25%	SB,GC	SB,SS,GC	NAC	SB,GC	SB,GC	NAC	NAC	SB,GC
Sal común, 25%	NAC	NAC	NAC	SB,GC	NAC	SB,GC	NAC	NAC
Agua	NAC	NAC	NAC	SB,GC	NAC	NAC	NAC	NAC

TABLA 23-32 Comparación de propiedades de metales refractarios

Punto de fusión, °F	Elemento	Ventajas	Desventajas
6180	Tungsteno	Punto de fusión más elevado; óxido no volátil hasta, por lo menos, 2500°F	La densidad más alta; se oxida con rapidez, frágil a bajas temperaturas
5425	Tantalio	Punto de fusión muy elevado; óxido no volátil, dúctil	Alta densidad; se oxida rápidamente; el menos abundante
4730	Molibdeno	Punto de fusión elevado; menos denso que el tungsteno o el tantalio; moderadamente dúctil a la temperatura ambiente	Velocidad de oxidación extremadamente elevada (óxido volátil)
4380	Niobio (Columbio)	Punto de fusión elevado; óxido no volátil, dúctil; de densidad moderada	Se oxida con rapidez
3435	Cromo	Extremadamente resistente a la oxidación; el más ligero de los metales refractarios	El punto de fusión más bajo de entre todos los metales refractarios; frágil a bajas temperaturas

económico que el equipo aislado externamente debido a que permite el empleo de materiales estructurales de baja aleación que son menos costosos.

Ladrillos refractarios Los materiales refractarios no metálicos se utilizan mucho en aplicaciones a altas temperaturas, donde el servicio permite el tipo apropiado de construcción. Las clases más importantes se describen en los siguientes párrafos.

Las arcillas refractarias se pueden dividir en arcillas plásticas y arcillas de pedernal duro. También se pueden clasificar según su contenido de alúmina. Los **ladrillos refractarios** se hacen, por lo común, con una mezcla combinada de arcilla de pedernal y plástica que es moldeada, después de mezclarse con agua, en la forma que se requiere. Parte de la arcilla de pedernal o toda ella se puede reemplazar con arcilla muy quemada o calcinada. Una proporción grande de la producción moderna de ladrillos se moldea mediante el proceso de prensa de potencia o prensa en seco, en donde la conformación se lleva a cabo a altas presiones y con un bajo contenido de agua. Los ladrillos extruidos y moldeados a mano se producen todavía en grandes cantidades. Los ladrillos secos se queman en hornos periódicos o de túnel, a temperaturas de entre 1200 y 1500°C (2200 y 2700°F). Los hornos de túnel permiten la producción continua y una temperatura uniforme de cocción.

Los ladrillos de arcilla refractaria se utilizan en hornos secadores, hornos para hierro maleable, incineradores y muchas porciones de hornos metalúrgicos. Son resistentes al astillado y resisten bien muchas condiciones de escoriado; pero, en general, no son convenientes para utilizarse con escorias de alto contenido de cal, escorias de cenizas de carbón fluidas o en condiciones de carga intensa.

Los **ladrillos de alto contenido de alúmina** se fabrican a partir de materias primas ricas en alúmina, como el diásporo. Se gradúan en

TABLA 23-33

Tipo de ladrillo	Com
Sílice	SiO_2,
Arcilla refractaria de alta resistencia	SiO_2, Al_2O_3
Arcilla refractaria de resist. super alta	SiO_2, Al_2O_3
Resistente a los ácidos (tipo H)	SiO_2, Al_2O_3
Ladrillos aislantes	Varía
Alúmina alta	Al_2O_3
Alúmina extra alta	Al_2O_3
Mullita	Al_2O_3
Cromo refractario	Mine cromi
Magnesita-aglutinada con cromo §	
Magnesita-cromo refractario	MgO Cr_2O Fe_2O Al_2O
Magnesita-cromo de alta cocción	SiO_2
Aglomerado de magnesita §	
Magnesita refractaria	MgO
Circón	ZrO_2 SiO_2
Circonia (estabilizada)	ZrO_2 CaO
Carburo de silicio	SiC,
Grafito	C, 9

* De *Chem. Eng*
† Se disocia por
‡ Buena por enc
§ Con enlace qu

grupos con 50, 6
cocción es adecu
y menos de la fas
refractarios. El c
drillos. En gener
zan para condicio
severas. Se empl
cemento en los or
la resistencia al e
es más alto que e

TABLA 23-33 Características físicas y químicas generales de los ladrillos refractarios *

Tipo de ladrillo	Composición usual	Densidad volumétrica aproximada lb/ft³	Punto de fusión, °F	Naturaleza química	Deformación bajo carga en caliente	Porosidad aparente, %	Permeabilidad	Resistencia al calor	Resistencia a los choques térmicos	Resistencia química	
										A ácidos	A álcalis
Sílice	SiO_2, 95%	115	3100	Ácida	Excelente	21	Alta	Excelente	Mala ‡	Buena	Buena a bajas temperaturas
Arcilla refractaria de alta resistencia	SiO_2, 54% Al_2O_3, 40%	134	3125	Ácida	Regular	18	Moderada	Regular	Regular	Buena	Buena a bajas temperaturas
Arcilla refractaria de resist. super alta	SiO_2, 52% Al_2O_3, 42%	140	3170	Ácida	Buena	15	Alta	Regular	Buena	Buena	Buena a bajas temperaturas
Resistente a los ácidos (tipo H)	SiO_2, 59% Al_2O_3, 34%	142	30-40	Ácida	Mala	7	Baja	Mala	Buena	Insoluble en ácidos, excepto en fluorhídrico y fosfórico en ebullición	Muy resistente en concentraciones moderadas
Ladrillos aislantes	Varía	30-75	Varía		Mala	65-85	Alta	Mala	Excelente	Mala	Mala
Alúmina alta	Al_2O_3, 50-85%	170	3200-3400	Ligeramente ácida	Buena	20	Baja	Buena	Buena	Buena, excepto para el fluorhídrico y el agua regia	Ataques muy ligeros con soluciones calientes
Alúmina extra alta	Al_2O_3, 90-99%	185	3000-3650	Neutra	Excelente	23	Baja	Excelente	Buena		
Mullita	Al_2O_3, 71%	153	3290	Ligeramente ácida	Excelente	20	Baja	Buena	Buena	Insoluble en la mayor parte de los ácidos	Reacción ligera
Cromo refractario	Mineral de cromo, 100%	195	Varía	Neutra	Regular	20	Baja	Buena	Mala	Regular a buena	Mala
Magnesita-aglutinada con cromo §		190			Buena	12	Muy baja	Buena	Excelente		
Magnesita-cromo refractario	MgO, 50-80% Cr_2O_3, 5-18% Fe_2O_3, 3-13% Al_2O_3, 6-11%	180	Varía	Básica	Excelente	20	Alta	Buena	Excelente	Regular, excepto con ácidos fuertes	Resistencia regular a bajas temperaturas
Magnesita-cromo de alta cocción	SiO_2, 1.2-5%	180			Excelente	18	Alta	Excelente	Excelente		
Aglomerado de magnesita §		181			Buena	11	Baja	Buena	Buena	Soluble en la mayor parte de los ácidos	Buena resistencia a bajas temperaturas
Magnesita refractaria	MgO, 95%	178	3900	Básica	Buena	19	Moderada	Buena	Buena		
Circón	ZrO_2, 67% SiO_2, 33%	200	3100†	Ácida	Excelente	25	Muy baja	Excelente	Buena	Muy ligera	Muy ligera
Circonia (estabilizada)	ZrO_2, 94% CaO_2, 4%	245	4800	Ligeramente ácida	Excelente	23	Baja	Excelente	Excelente	Muy ligera	Muy ligera
Carburo de silicio	SiC, 80-90%	160	4175	Ligeramente ácida	Excelente	15	Muy baja	Excelente	Excelente	Reacción ligera con fluorhídrico	Es atacado a altas temperaturas
Grafito	C, 97%	105	6400	Neutra	Excelente	16	Baja	Excelente	Excelente	Insoluble	Insoluble

* De *Chem. Eng.*, 100 (julio 31, 1967). Para convertir libras por pie cúbico en kilogramos por metro cúbico, multiplíquese por 0.0624; °C = (°F − 32) × 5/9.
† Se disocia por encima de 1700°C (3100°F).
‡ Buena por encima de 650°C (1200°F).
§ Con enlace químico.

grupos con 50, 60, 70, 80 y 90% de contenido de alúmina. Cuando la cocción es adecuada, esos ladrillos contienen gran cantidad de mullita y menos de la fase vidriosa que se encuentra presente en los ladrillos refractarios. El corindón está presente también en muchos de esos ladrillos. En general, los ladrillos de alto contenido de alúmina se utilizan para condiciones de carga y temperaturas desacostumbradamente severas. Se emplean mucho en hornos de cal y hornos giratorios para cemento en los orificios y los regeneradores de tanques de vidrio y para la resistencia al escoriado en algunos hornos metalúrgicos. Su precio es más alto que el de los ladrillos refractarios.

Los **ladrillos de sílice** se fabrican a partir de rocas trituradas de arcillas refractarias para recubrimiento de hornos, que contienen aproximadamente, 97 a 98% de sílice. Se emplea un aglutinante que consiste en 2% de cal y los ladrillos se cuecen en hornos periódicos a temperaturas de 1500 a 1540°C (2700 a 2800°F), durante varios días, hasta obtener un volumen estable. Resultan especialmente valiosos cuando se requiere buena resistencia a las temperaturas elevadas. Recientemente, los ladrillos de sílice para usos especiales se están empleando en la industria acerera. Tienen un contenido menor de alúmina y, con frecuencia, una porosidad más baja.

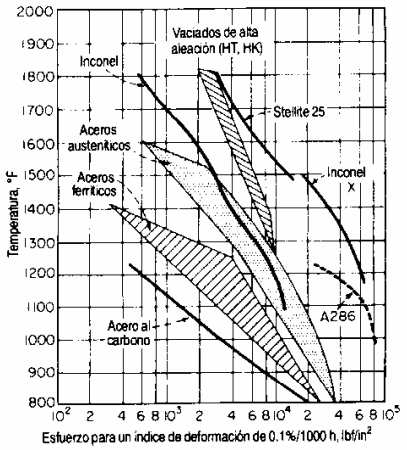


FIG. 23-10 Efectos de la deformación progresiva sobre metales para empleo a altas temperaturas [*Chem. Eng.*, 139 (Dic. 15, 1958)].* °C = (°F − 32) × 5/9; para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada en megapascales, multiplíquese por 6.895×10^{-3}.

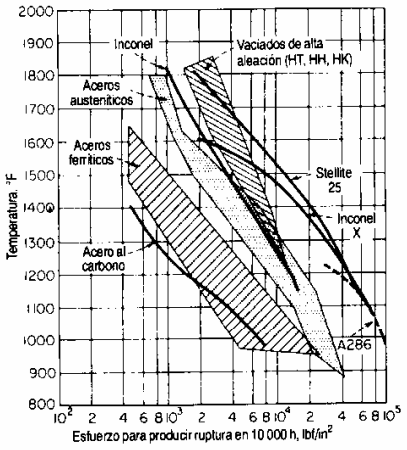


FIG. 23-11 Propiedades de ruptura de metales en función de la temperatura [*Chem. Eng.*, 139 (Dic. 15, 1958)]. °C = (°F − 32) × 5/9; para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada en megapascales, multiplíquese por 6.895×10^{-3}.

Los ladrillos de sílice se utilizan mucho en los hornos de coque, los techos y las paredes de los hornos de hogar abierto, los techos y las paredes laterales de los tanques de vidrio y como recubrimiento de hornos acereros eléctricos ácidos. Aun cuando el ladrillo de sílice se astilla con facilidad (se resquebraja debido a los cambios de temperatura) por debajo del calor rojo, es muy estable si se mantiene la temperatura por encima de esa gama y, por esta razón, soporta bien las condiciones de los hornos regeneradores. Cualquier estructura de ladrillo de sílice se debe calentar con lentitud hasta llegar a la temperatura de trabajo; con frecuencia, una estructura grande requiere dos semanas o más.

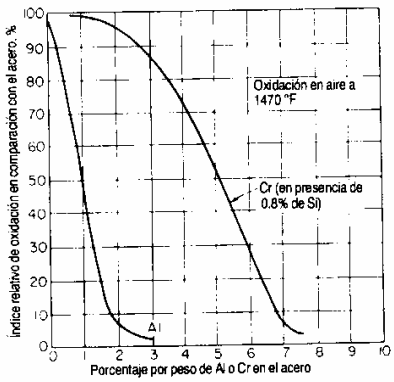


FIG. 23-12 Modo como el Cr y el Al reducen la oxidación del acero. °C = (°F − 32) × 5/9.

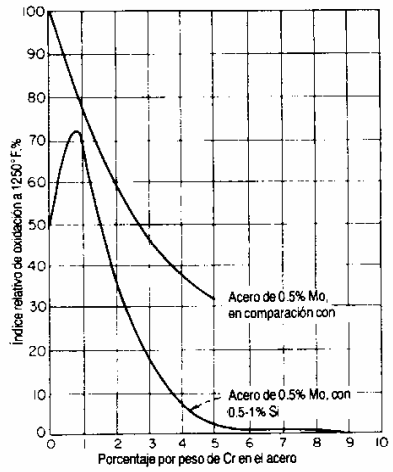


FIG. 23-13 Efectos del silicio sobre la resistencia a la oxidación. °C = (°F − 32) × 5/9.

Los **ladrillos de magnesita** se hacen con óxido de magnesio triturado, que se produce mediante la calcinación de roca bruta de magnesita a temperaturas elevadas. Una roca que contiene varios puntos de porcentaje de óxido de hierro es preferible, ya que permite que se cueza a una temperatura más baja que en el caso de que se utilizaran materiales puros. Los ladrillos de magnesita se cuecen en general a una temperatura relativamente alta, en hornos periódicos o de túnel. Gran parte de los ladrillos de magnesita que se fabrican en Estados Unidos utilizan materias primas extraídas del agua del mar.

Los ladrillos de magnesita son de carácter básico y se emplean siempre que sea necesario oponer resistencia a las escorias de alto contenido de cal, como sucede en los hornos acereros de hogar abierto básico. También se emplean en hornos para las industrias de refinación de plomo y cobre. Los ladrillos no cocidos y muy comprimidos se emplean mucho como recubrimientos para los hornos de cemento. Los ladrillos de magnesita no son tan resistentes al astillado como los de arcilla refractaria.

TABLA 23-34 Te excesivo en aire

Aleación
Acero al carbono
Acero $^1/_2$Mo
Acero 1Cr $^1/_2$Mo
Acero 2$^1/_4$Cr 1Mo
Acero 5Cr $^1/_2$Mo
Acero 9Cr 1Mo
AISI 410
AISI 304
AISI 321
AISI 347
AISI 316
AISI 309
AISI 310

* *Cortesía de Natio*

Los **ladrillos de** de magnesita, pero minerales comercia ten también ladrillo mente.

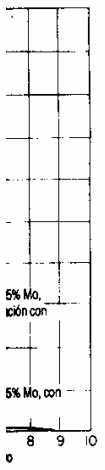
Los ladrillos de c rias. Se utilizan cor y también para emp Los ladrillos no co mucho en las pared cromo se utilizan e punto, para la refin que combinan dive en la actualidad en quiera de esos mate

Los **ladrillos ref** consisten de caolín son de peso ligero (peso de la arcilla re todos modos, son b en forma adecuada do paredes delgada do de calor. El **bajo** so para el ahorro de cambios rápidos d drillos se producen la mezcla de mater eliminarlas y deja burbujas en la mez en el ladrillo refra fican en varios gru gan hasta 870, 110 2600 y más de 280

Los refractarios de tratamientos tér emplean mucho en cesamiento químic las cámaras de co dos con aceite. Su dos a los que reem construcción de hc den cortar o maqu son resistentes a la

Hay ciertos tipc productores indiv son particularmen peraturas muy alta el caso de los amt

dación del acero. °C =



xidación. °C = (°F − 32)

lo de magnesio tritu-
roca bruta de magne-
ene varios puntos de
permite que se cueza
se utilizaran materia-
n general a una tem-
o de túnel. Gran parte
Estados Unidos utili-

:o y se emplean siem-
orias de alto conteni-
hogar abierto básico.
de refinación de plo-
primidos se emplean
emento. Los ladrillos
omo los de arcilla re-

TABLA 23-34 Temperaturas mínimas sin escamado excesivo en aire (servicio continuo)*

Aleación	°F	°C
Acero al carbono	1050	565
Acero $^1/_2$Mo	1050	565
Acero 1Cr $^1/_2$Mo	1100	595
Acero 2$^1/_4$Cr 1Mo	1150	620
Acero 5Cr $^1/_2$Mo	1200	650
Acero 9Cr 1Mo	1300	705
AISI 410	1300	705
AISI 304	1600	870
AISI 321	1600	870
AISI 347	1600	870
AISI 316	1600	870
AISI 309	2000	1090
AISI 310	2100	1150

* *Cortesía de National Association of Corrosion Engineers.*

Los **ladrillos de cromo** se fabrican casi en la misma forma que los de magnesita, pero se producen con mineral natural de cromita. Los minerales comerciales contienen siempre magnesia y alúmina. Existen también ladrillos de cromo no cocidos y comprimidos hidráulicamente.

Los ladrillos de cromo son muy resistentes a todos los tipos de escorias. Se utilizan como separadores entre refractarios ácidos y básicos y también para empapar los pozos y los pisos de los hornos de forja. Los ladrillos no cocidos e hidráulicamente comprimidos se emplean mucho en las paredes de los hornos de hogar abierto. Los ladrillos de cromo se utilizan en hornos de recuperación de sulfito y, hasta cierto punto, para la refinación de metales no ferrosos. Los ladrillos básicos que combinan diversas propiedades de magnesita y cromita se hacen en la actualidad en grandes cantidades y tienen ventajas sobre cualquiera de esos materiales sólo para algunos fines.

Los **ladrillos refractarios** aislantes son una clase de ladrillos que consisten de caolín o una arcilla refractaria muy porosa. Esos ladrillos son de peso ligero (de aproximadamente la mitad a una sexta parte del peso de la arcilla refractaria), tienen baja conductividad térmica y, de todos modos, son bastante resistentes a la temperatura para utilizarse en forma adecuada en el lado caliente de la pared del horno, permitiendo paredes delgadas de baja conductividad térmica y un bajo contenido de calor. El **bajo contenido de calor** resulta particularmente valioso para el ahorro de combustible y tiempo en el calentamiento, permite cambios rápidos de la temperatura y un enfriamiento rápido. Esos ladrillos se producen en diversas formas, como, por ejemplo, mediante la mezcla de materias orgánicas con arcillas y quemarla después para eliminarlas y dejar poros, o bien, se puede incluir una estructura de burbujas en la mezcla de arcilla y agua, que se conserva posteriormente en el ladrillo refractario. Los ladrillos refractarios aisladores se clasifican en varios grupos, según el límite máximo de uso. Las gamas llegan hasta 870, 1100, 1260, 1430 y más de 1540°C (1600, 2000, 2300, 2600 y más de 2800°F).

Los refractarios aislantes se utilizan primordialmente en la industria de tratamientos térmicos, para hornos del tipo periódico. También se emplean mucho en los hornos de alivio de esfuerzo, los hornos de procesamiento químico, los alambiques o los calentadores de aceite y en las cámaras de combustión de los calentadores domésticos alimentados con aceite. Suelen tener una vida igual que la de los ladrillos pesados a los que reemplazan. Resultan particularmente adecuados para la construcción de hornos experimentales de laboratorio, porque se pueden cortar o maquinar con facilidad, para darles cualquier forma. No son resistentes a las escorias fluidas.

Hay ciertos tipos de ladrillos especiales, que se pueden obtener de productores individuales. Los **refractarios muy cocidos de caolín** son particularmente valiosos en condiciones de cargas pesadas y temperaturas muy altas o en las condiciones de astillado intenso, como en el caso de los ambientes de calderas alimentadas con petróleo a altas temperaturas o los pilares bajo hornos de esmaltado. Otro ladrillo para los mismos usos es el de cocción alta de arcilla aluminosa de Missouri.

TABLA 23-35 Aleaciones comerciales importantes para servicio en procesos a altas temperaturas

	Composición nominal, %			
	Cr	Ni	Fe	Otros
Aceros ferríticos				
Acero al carbono	....	....	Bal.	
2$^1/_4$ de cromo	2$^1/_4$	....	Bal	Mo
Tipo 502	5	....	Bal.	Mo
Tipo 410	12	....	Bal.	
Tipo 430	16	....	Bal.	
Tipo 446	27	....	Bal.	
Aceros austeníticos				
Tipo 304	18	8	Bal.	
Tipo 321	18	10	Bal.	Ti
Tipo 347	18	11	Bal.	Cb
Tipo 316	18	12	Bal.	Mo
Tipo 309	24	12	Bal.	
Tipo 310	25	20	Bal.	
Tipo 330	15	35	Bal.	
Aleaciones con base de níquel				
Níquel	....	Bal.		
Incoloy 800	21	32	Bal.	
Hastelloy B	....	Bal.	6	Mo
Hastelloy C	16	Bal.	6	W, Mo
60-15	15	Bal.	25	
Inconel 600	15	Bal.	7	
80-20	20	Bal.		
Hastelloy X	22	Bal.	19	Co, Mo
Multimet	21	20	Bal.	Co
Renc 41	19	Bal.	5	Co, Mo, Ti
Hierros colados				
Hierro dúctil	....	....	Bal.	C, Si, Mg
Ni-Resist, D-2	2	20	Bal.	Si, C
Ni-Resist, D-4	5	30	Bal.	Si, C
Inoxidable vaciado (tipos ACI)				
HC	28	4	Bal.	
HF	21	11	Bal.	
HH	26	12	Bal.	
HK	15	20	Bal.	
HT	15	35	Bal.	
HW	12	Bal.	28	
Superaleaciones				
Inconel X	15	Bal.	7	Ti, Al, Cb
A 286	15	25	Bal.	Mo, Ti
Stellite 25	20	10	Base de Co	W
Stellite 21 (colado)	27.3	2.8	Base de Co	Mo
Stellite 31 (colado)	25.2	10.5	Base de Co	W

Hay muchos ladrillos en el mercado hechos con **materiales fundidos eléctricamente**, como la mullita fundida, la alúmina fundida y la magnesita fundida. Esos ladrillos, aunque de alto costo, resultan adecuados para ciertas condiciones severas.

Los ladrillos de **carburo de silicio**, recristalizados o aglutinados por medio de arcilla, tienen una elevada conductividad térmica y se emplean en paredes protectoras para muflas y como material resistente a las escorias.

Otros tipos de refractarios utilizados son la forsterita, la circonia, y el circón. Los ladrillos resistentes a los ácidos, que consisten en un cuerpo denso similar a la loza, se utilizan para recubrir tanques y ductos en la industria química. Los bloques de carbono se usan en el extranjero como recubrimientos de crisoles de altos hornos y muy poco en Estados Unidos. Los ladrillos vaciados por fusión de mullita o alúmina se emplean mucho para recubrir tanques de vidrio.

Revestimientos aislantes de fibras de cerámica Las fibras de cerámica se producen fundiendo la misma arcilla china de sílica-alúmina (caolín) que se emplea en la fabricación de ladrillos refractarios aislantes convencionales y burbujeando aire para formar fibras de vidrio. Las fibras de 50.8 a 101.6 mm (2 a 4 in) de largo y 3 μm de diámetro se intercalan en el tejido de una manta sin aglomerantes o son

cortadas en fibras más cortas y moldeadas al vacío para obtener bloques, tablas y otras formas. Los revestimientos de fibra de cerámica que se pueden conseguir para temperaturas de 650 a 1430°C (1200 a 2600°F) son más económicos que los ladrillos de 650 a 1230°C (1200 a 2250°F). El ahorro se deriva de los costos iniciales menores, de un trabajo de instalación reducido, de 90 a 95% menos en peso y de una disminución del 25% en el consumo de combustible.

Debido a la mayor área superficial (comparada con los refractarios de cerámica sólidos), la resistencia química de las fibras es relativamente escasa. Su resistencia a los ácidos es buena, pero tienen una resistencia menor a los álcalis que la que presentan los sólidos, lo que se debe a la ausencia de agregados resistentes. También, debido a que son menos voluminosas, las fibras tienen una resistencia menor a la velocidad de los gases. Además de la ventaja del menor peso, como no retienen el calor, las fibras se enfrían más rápidamente y no presentan fallas estructurales por choques térmicos.

Refractarios monolíticos moldeables El cemento portland estándar se hace con hidróxido de calcio. Cuando se expone por encima de 427°C (800°F), los iones hidroxilo salen del portland (se elimina el agua); por debajo de 427°C (800°F) el agua se añade, y esta exposición cíclica ocasiona la falla por astillamiento. Los moldeables están hechos de aluminato de calcio (en vez de portland); en ausencia del hidróxido no están sujetas a falla cíclica por astillamiento.

Los refractarios moldeables son de tres tipos:

1. *Estándar* Con 40% de alúmina para la mayor parte de las aplicaciones a temperatura moderada.
2. *De pureza intermedia* Con 50 a 55% de alúmina. La forma anortita (estructura en agujas) es la más resistente a la exposición al vapor.
3. *Muy puro* Con 70 a 80% de alúmina, para altas temperaturas. En condiciones reductoras, el hierro en la cerámica actúa como agente controlante, ya que cataliza la conversión de CO en CO_2 más carbono, de lo que resulta el astillamiento. La elección entre los tres tipos de refractarios moldeables se hace generalmente con base en consideraciones económicas y en la temperatura que se va a aplicar.

Comparados con los ladrillos, los moldeables son menos densos, pero esto no significa que sean realmente inservibles, ya que sus cementos se pueden hidratar y formar un gel que pueden llenar los huecos en los moldeables. Los huecos demasiado grandes indicarán menos resistencia en relación con los huecos que se hayan rellenado y tienen desde luego, menor tolerancia a la velocidad de los gases. A la misma densidad de un ladrillo determinado, un moldeable resulta menos permeable.

Normalmente, los moldeables están formados por 25% de cemento y 75% de agregados. De los dos componentes, el agregado es el más resistente desde el punto de vista químico. Los materiales de mayor resistencia tienen 30% de cemento, pero demasiado cemento ocasiona gran merma en el volumen. El aislamiento refractario moldeable estándar, 1:2:4 LHV consiste en 1 volumen de cemento, 2 volúmenes de arcilla expandida (Haydite) y 4 volúmenes de vermiculita.

Los moldeables se pueden modificar por la adición de arcilla para mantener la masa intacta, permitiendo así la aplicación del material con aire a presión (gunita). Dependiendo del tamaño y la geometría del equipo, muchos recubrimientos moldeables se pueden reforzar; alambres y metales extendidos son de empleo común.

Frank L. Evan
Publishing Co.;
sociation of Cor
de la sección)

Carl R. Olson,
Westinghouse E
gineers; Registe
troles de motor)

H. Steen-John
Life Fellow, Am

J. S. Swearing
of Chemical Eng
cal Society. (Tu

Eric Jenett, M
Associate Mem
Institute; Regist
de corriente de

MOT
Motores de corrien
constante . . .
Motores de indu
corriente alte
Motores sincrón
Motores de corrien
Motores de devi
Motores de polo
Motores de jaul
cuatro velocid

a altas temperaturas.
:a actúa como agente
:n CO_2 más carbono,
ntre los tres tipos de
n base en considera-
a aplicar.

s son menos densos,
ibles, ya que sus ce-
den llenar los huecos
des indicarán menos
an rellenado y tienen
os gases. A la misma
le resulta menos per-

por 25% de cemento
l agregado es el más
materiales de mayor
do cemento ocasiona
ctario moldeable es-
ento, 2 volúmenes de
rmiculita.

lición de arcilla para
licación del material
año y la geometría del
eden reforzar; alam-

Motores eléctricos y auxiliares

Frank L. Evans, Jr., B.S.M.E., L.L.B., *Editor, Hydrocarbon Processing, Gulf Publishing Co.; Member, American Society of Mechanical Engineers, National Association of Corrosion Engineers; Registered Professional Engineer (Texas). (Editor de la sección)*

Carl R. Olson, M.S.E.E., *Staff Planning Manager, Industrial Projects Marketing, Westinghouse Electric Corp.; Member, Institute of Electrical and Electronics Engineers; Registered Professional Engineer (Pennsylvania). (Motores eléctricos y controles de motor)*

H. Steen-Johnsen, M.S.M.E.; *Chief Staff Engineer (Retired), Elliott Co.; Member, Life Fellow, American Society of Mechanical Engineers. (Turbinas de vapor)*

J. S. Swearingen, Ph.D., *President, Rotoflow Corp.; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Society of Mechanical Engineers, American Chemical Society. (Turbinas de expansión)*

Eric Jenett, M.S.Ch.E., *Manager Process Engineering, Brown and Root, Inc.; Associate Member, American Institute of Chemical Engineers, Project Management Institute; Registered Professional Engineer (Texas). (Recuperación de energía a partir de corriente de líquido)*

MOTORES ELÉCTRICOS Y AUXILIARES

Motores de corriente alterna de velocidad constante 24-4
Motores de inducción de jaula de ardilla y corriente alterna 24-4
Motores sincrónicos de corriente alterna 24-6
Motores de corriente alterna de velocidades múltiples 24-7
Motores de devanado doble 24-7
Motores de polo consecuente y devanado sencillo 24-7
Motores de jaula de ardilla de devanado doble y cuatro velocidades 24-7
Motores de inducción de amplitud de polo modulada 24-7
Motores de corriente alterna de inducción de rotor devanado 24-7
Motores de corriente continua 24-8
Unidades motrices de velocidad ajustable 24-9
Carcasas de motores 24-10
Control del motor 24-10
Tipos de arrancadores 24-10
Protección del motor 24-12
Control especial 24-14

MÁQUINAS RECIPROCANTES O DE MOVIMIENTO ALTERNATIVO

Máquinas de vapor . . . 24-15
Motores de combustión interna . . . 24-16
Características de diseño . . . 24-16
Características de operación . . . 24-16
Instalación y costos . . . 24-18
Generador de gas de pistón libre . . . 24-19
Características de diseño . . . 24-19
Características de operación . . . 24-19
Instalación y operación . . . 24-20

TURBINAS DE VAPOR

Tipos de turbinas de vapor . . . 24-20
Turbina de condensación directa . . . 24-20
Turbinas directas sin condensación . . . 24-20
Turbina de extracción no automática, de condensación o no condensación . . . 24-20
Turbina de extracción automática, de condensación o no condensación . . . 24-20
Turbina de extracción e inducción automática, de condensación o no condensación . . . 24-20
Turbina de presión mixta, de condensación o no condensación . . . 24-20
Turbinas de recalentamiento . . . 24-21
Opciones de etapas y válvulas . . . 24-21
Tipos de álabes y determinación de etapas . . . 24-21
Rendimiento y eficiencia . . . 24-23
Cantidad de vapor . . . 24-23
Control de turbina . . . 24-24
Componente de un sistema de control . . . 24-28
Sistemas de control de velocidad . . . 24-29
Control de presión de extracción . . . 24-30
Selección de una turbina . . . 24-30
Ejemplo 1 . . . 24-31
Pruebas y rendimiento mecánico . . . 24-32
Problemas de operación . . . 24-32

TURBINAS DE COMBUSTIÓN DE GAS

Eficiencia . . . 24-33
Opciones de diseño . . . 24-34
Características de operación . . . 24-35

TURBINAS DE EXPANSIÓN

Descripción del funcionamiento . . . 24-36
Características especiales . . . 24-37
Diseño de flujo radial . . . 24-37
Eficiencia . . . 24-38
Cojinetes . . . 24-38
Cojinetes radiales . . . 24-38
Cojinetes de empuje . . . 24-39
Sellos . . . 24-39
Sellos para ejes . . . 24-39
Sellos para rotor . . . 24-39
Boquillas variables . . . 24-39
Resonancia del rotor . . . 24-39
Corrientes de condensación . . . 24-39
Aplicaciones . . . 24-40
Lubricación . . . 24-40
Sistema de gas de amortiguamiento . . . 24-40
Selección del tamaño . . . 24-41
Instrumentación . . . 24-41

RECUPERACIÓN DE POTENCIA A PARTIR DE CORRIENTES DE LÍQUIDOS

Principios básicos . . . 24-41
Consideraciones económicas . . . 24-42
Desarrollo . . . 24-42
Comportamiento hidráulico . . . 24-42
Comportamiento de operación . . . 24-42
Características de funcionamiento . . . 24-43
Consideraciones de diseño . . . 24-43
Ejemplo 2 . . . 24-43
Bases de diseño . . . 24-45
Características de instalación . . . 24-48
Fluidos disipables por vaporización . . . 24-49
Volúmenes de fluido . . . 24-49
Controles de proceso . . . 24-49
Velocidad . . . 24-49
Arranque y sobrecapacidad . . . 24-49
Generación de energía eléctrica . . . 24-49
Unidades integrales . . . 24-50

EQUIPO MECÁNICO PARA LA TRANSMISIÓN DE POTENCIA

Transmisiones de banda . . . 24-50
Bandas en V . . . 24-50
Transmisiones de cadena . . . 24-51
Transmisiones de engranaje . . . 24-51
Engranajes planetarios . . . 24-51
Engranajes cónicos . . . 24-51
Engranajes helicoidales . . . 24-51
Transmisiones de velocidad variable . . . 24-51
Poleas de paso variable . . . 24-52
Transmisiones hidráulicas de velocidad variable . . . 24-52
Control de velocidad eléctrico y electrónico . . . 24-53
Convertidores hidráulicos del momento de torsión . . . 24-53
Acoplamientos mecánicos . . . 24-53
Acoplamientos flexibles . . . 24-53
Acoplamientos desconectables . . . 24-54
Cojinetes . . . 24-54
Tipos de cojinetes . . . 24-54
Cojinetes de empuje . . . 24-55
Cojinetes de bolas y rodillos . . . 24-55
Sistemas de lubricación . . . 24-56

Referencias Generales Bartlett, *Steam Turbine Performance and Economics*, McGraw-Hill, New York, 1958. Baumeister, *Standard Handbook for Mechanical Engineers*, 7th ed., McGraw-Hill, New York, 1967. Collins y Canaday, *Expansion Machines for Low Temperature Processes*, Oxford, Fair Lawn, N.J., 1958. Csanady, *Theory of Turbomachines*, McGraw-Hill, New York, 1964. Fink y Carroll, *Standard Handbook for Electrical Engineers*, 10th ed., McGraw-Hill, New York, 1968. Jennings y Rogers, *Gas Turbines Analysis and Practice*, McGraw-Hill, New York, 1953. Katz *et al.*, *Handbook of Natural Gas Engineering*, McGraw-Hill, New York, 1959. Rase y Barrow, *Project Engineering of Process Plants*, Wiley, New York, 1957. Salisbury, *Steam Turbines and Their Cycles*, Wiley, New York, 1950. Scott, *Cryogenic Engineering*, Van Nostrand, Princeton, N.J., 1959. Shepherd, *Principles of Turbomachinery*, Macmillan, New York, 1956. Stepanoff *Centrifugal and Axial Flow Pumps*, 2d ed., Wiley, New York, 1957. Stodola, *Steam and Gas Turbines*, Peter Smith, New York, 1945.

Nomenclatura y uni

Símbolo	Definición
b	Ancho de banda
C	Constante
C_1	Velocidad de flu
c	Claro
d	Diámetro de coj
E	Voltaje aplicadc
E	Módulo de elast
e	Eficiencia bruta
e	Base de los logi rales
e	Eficiencia
e_h	Eficiencia hidr
F	Carga
F_f	Fuerza de frico
f	Coeficiente de
f	Frecuencia
g	Constante grav
H	Potencia
H_e	Cambio de ent
H_i	Cambio de ent
H_p	Carga total (bc
H_t	Carga total (tu
h	Espesor de la c
Δh	Cambio de en dad de mas
I	Corriente
K_A	Constante
K_L	Constante
K_S	Constante
K_T	Constante
k	Constante
Mol. wt.	Peso molecul
N	Fuerza
N_c	Eficiencia de
N_e	Eficiencia de
n	Velocidad
n_s	Velocidad es na o bomb

ARTIR DE
S
. 24-41
. 24-42
. 24-42
. 24-42
. 24-42
. 24-43
. 24-43
. 24-43
. 24-45
. 24-48
. 24-49
. 24-49
. 24-49
. 24-49
. 24-49
. 24-49
. 24-50

ÓN DE POTENCIA
. 24-50
. 24-50
. 24-51
. 24-51
. 24-51
. 24-51
. 24-51
. 24-51
. 24-52
. 24-52
. 24-53
in 24-53
. 24-53
. 24-53
. 24-54
. 24-54
. 24-54
. 24-55
. 24-55
. 24-56

ne Performance and
et, Standard Handbook
v York, 1967. Collins y
Processes, Oxford, Fair
es, McGraw-Hill, New
ectrical Engineers, 10th
, Gas Turbines Analysis
L, Handbook of Natural
e y Barrow, *Project En-*
ilisbury, *Steam Turbines*
genic Engineering, Van
Turbomachinery, Mac-
ial Flow Pumps, 2d ed.,
bines, Peter Smith, New

Nomenclatura y unidades

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
b	Ancho de banda	m	in
C	Constante		
C_1	Velocidad de flujo de vapor	m/s	ft/s
c	Claro	m	ft
d	Diámetro de cojinete	m	ft
E	Voltaje aplicado	V	V
E	Módulo de elasticidad	N/m^2	lbf/ft^2
e	Eficiencia bruta de la bomba	Adimensional	Adimensional
e	Base de los logaritmos naturales		
e	Eficiencia	Adimensional	Adimensional
e_h	Eficiencia hidráulica	Adimensional	Adimensional
F	Carga		
F_f	Fuerza de fricción	N	lbf
f	Coeficiente de fricción		
f	Frecuencia	Hz	Hz
g	Constante gravitacional	m/s^2	ft/s^2
H	Potencia	W	hp
H_e	Cambio de entalpía, ideal	J	Btu
H_i	Cambio de entalpía reversible	J/kg	Btu/lb
H_p	Carga total (bomba)	m	ft
H_t	Carga total (turbina)	m	ft
h	Espesor de la capa de aceite	m	ft
Δh	Cambio de entalpía por unidad de masa	J/kg	Btu/lb
I	Corriente	A	A
K_A	Constante		
K_L	Constante		
K_S	Constante		
K_T	Constante		
k	Constante		
Mol. wt.	Peso molecular	kg/kg mol	lb/lb mol
N	Fuerza	N	lbf
N_c	Eficiencia del compresor	Adimensional	Adimensional
N_e	Eficiencia del expansor	Adimensional	Adimensional
n	Velocidad	r/s	r/min
n_s	Velocidad específica (turbina o bomba)		

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
P	Presión	kPa	lbf/in^2
P	Presión en el cojinete	N/m^2	lbf/ft^2
P	Potencia	kW	kW
$P_{máx}$	Presión máxima de contacto	N/m^2	lbf/ft^2
p	Número de polos		
Q_c	Calor eliminado	J	Btu
Q_p	Capacidad, bomba	m^3/h	ft^3/h
Q_t	Capacidad, turbina	m^3/h	ft^3/h
R	Carga de operación	kg	lb
R	Constante de los gases	J/(mol · K)	Btu/(mol · °R)
R	Resistencia de armadura	Ω	Ω
r	Radio	m	ft
S	Potencia aparente	kVA	kVA
$S_{máx}$	Esfuerzo máximo	N/m^2	lbf/ft^2
T	Tensión	N	lbf
T	Torsión	N · m	lbf · ft
T	Temperatura	K	°R
T_a	Temperatura promedio	K	°R
T_c	Tensión centrífuga	N	lbf
t	Tiempo	s	s
t	Espesor de banda	m	in
V	Voltaje aplicado	V	V
V	Fuerza contraelectromotriz	V	V
V_2	Velocidad de banda	m/s	ft/min
W	Trabajo neto al compresor	J	Btu
W_c	Trabajo del compresor	J	Btu
$W_{teór}$	Trabajo teórico	J	Btu
WK^2	Inercia	$kg \cdot m^2$	$lb \cdot ft^2$
y	Factor de potencia	Adimensional	Adimensional
Z	Viscosidad	$N \cdot s/m^2$	cP
Z_a	Factor de compresibilidad promedio	Adimensional	Adimensional

Símbolos griegos

θ	Arco de contacto		
φ	Densidad de banda	kg/m^3	lb/in^3
ϕ	Flujo de campo magnético	Wb	Wb

MOTORES ELÉCTRICOS Y AUXILIARES

Todos los motores eléctricos operan basándose en el mismo principio fundamental sea cual fuere su tipo o tamaño. Cuando un alambre o conductor porta una corriente eléctrica en presencia de un campo magnético (por lo menos parcialmente perpendicular a la corriente), se genera una fuerza en el conductor, que es perpendicular tanto a la corriente como al campo magnético. En un motor, el campo magnético se irradia hacia adentro o hacia afuera del eje del motor, atravesando un espacio libre que es el espacio anular comprendido entre el rotor y el estator. Los conductores que llevan una corriente y que son paralelos al eje, tienen, entonces, una fuerza tangente a la circunferencia del rotor. La fuerza aplicada al alambre se opone a una fuerza igual (o de reacción) en el campo mangnético. No importa que el campo magnético se cree en el rotor o en el estator; el resultado neto es el mismo: el eje gira.

Según estos principios básicos, hay muchas clases de motores eléctricos. Cada una de ellas posee sus propias características de operación que se adaptan peculiarmente a aplicaciones específicas de transmisión. Las ecuaciones (24-1) a la (24-9), presentadas en la tabla 24-1, describen las características generales de operación de los motores de corriente alterna. Cuando hay varios tipos apropiados para una aplicación, la selección se basa en el costo instalado inicial y los costos de operación (incluyendo el mantenimiento y las consideraciones del grado de seguridad posible).

TABLA 24-1 Fórmulas útiles para motores de ca

Salida de potencia

$$H = Tn/5250 \quad (24\text{-}1)$$

$$P = 0.00173\,Vlye \text{ (trifásico)} \quad (24\text{-}2)$$

$$P = 0.001\,Vlye \text{ (monofásico)} \quad (24\text{-}3)$$

Entrada de potencia

$$P = 0.00173\,Vly \text{ (trifásico)} \quad (24\text{-}4)$$

$$P = 0.001\,Vly \text{ (monofásico)} \quad (24\text{-}5)$$

$$P = 0.746H/e \quad (24\text{-}6a)$$

$$S = P/y = 0.746H/ye \quad (24\text{-}6b)$$

Corriente de línea y factor de potencia

$$I = \frac{0.746H \text{ (salida)}}{1.73Vye} \text{ (trifásico)} \quad (24\text{-}7)$$

$$I = \frac{0.746H \text{ (salida)}}{Vye} \text{ (entrada) (monofásico)} \quad (24\text{-}8)$$

$$y = \frac{P \text{ (entrada)}}{S} \quad (24\text{-}9)$$

en donde e = eficiencia decimal
H = potencia, hp
I = corriente de línea, A
n = velocidad, rpm
P = potencia, kW
S = potencia aparente en kVA
T = par de torsión, lbf · ft
V = voltaje aplicado, V
y = factor de potencia, decimal

NOTA: Para convertir caballos de fuerza (hp) en watts, multiplíquese por 746; para convertir libra-fuerza-pies en newton-metros, multiplíquese por 1.356, y para convertir revoluciones por minuto en radianes por segundo multiplíquese por 0.1047.

MOTORES DE CORRIENTE ALTERNA DE VELOCIDAD CONSTANTE

La mayor parte de las unidades motrices industriales son de velocidad constante. Entre las aplicaciones usuales se pueden citar:

Bombas
Compresores
Ventiladores
Transportadores
Trituradores y molinos

Motores de inducción de jaula de ardilla y corriente alterna Estos motores son, por mucho, las unidades de velocidad constante de empleo más común. Su diseño es relativamente simple y, por ende, el costo es bajo y el grado de seguridad muy alto. En la figura 24-1 se ilustran los precios representativos para varias velocidades y caballajes.

El motor trifásico usual en jaula de ardilla tiene devanados de estator que se conectan a la fuente de energía. El rotor es una estructura cilíndrica magnética montada sobre el eje, con ranuras en la superficie, que son paralelas (o ligeramente inclinadas) en relación con el eje; las barras se insertan en dichas ranuras o se fabrican con metal fundido colándolas en su sitio, y se conectan mediante un anillo extremo para cortocircuito que se coloca en ambas terminaciones del rotor. El nombre de "jaula de ardilla" se deriva de la construcción de las barras del rotor. Cuando está funcionando, la corriente pasa por el devanado del estator creando un campo magnético giratorio que corta el devanado del rotor, a menos que éste gire en forma exactamente sincrónica con el campo del estator. Esta acción de corte induce un voltaje y, en consecuencia, una corriente que, a su vez, reacciona con el campo magnético para generar un par de fuerza.

El motor en jaula de ardilla de tamaño mediano usual se diseña para operar entre 2 y 3% de deslizamiento (97 a 98% de la velocidad sincrónica). La **velocidad sincrónica** se determina según la frecuencia del sistema de potencia y la configuración del devanado del estator. Si éste está devanado de tal manera que produzca un polo magnético norte y otro sur, el motor se clasifica como de dos polos; siempre se tiene un número par de polos (2, 4, 6, 8, etc.). La velocidad sincrónica es:

$$n = 120\,f/p \quad (24\text{-}10)$$

en donde n = velocidad, rpm
f = frecuencia, hertz (ciclos/s)
p = número de polos

La velocidad de operación real es ligeramente menor, por la diferencia debida al deslizamiento. El **deslizamiento**, o movimiento, depende del tamaño del motor y la aplicación. Por ejemplo, cuanto más grande sea el motor, tanto menor será el deslizamiento; un motor ordinario de 7460-W (10 hp) puede tener 2.5% de deslizamiento, en tanto que motores con más de 746 kW (1000 hp) tendrán menos de 0.5%. Los motores de alto deslizamiento (hasta un 13%) se utilizan para aplicaciones de mucha inercia que requieren un gran par de arranque; entre las aplicaciones usuales están las prensas troqueladoras y algunos trituradores. En la figura 24-2 se ilustran algunas curvas típicas de velocidad en función del par de fuerza angular (llamado también par motor, esfuerzo de rotación, esfuerzo de torsión, par motor, par de torsión, par de fuerza angular y momento de torsión o angular) correspondientes a diversos diseños NEMA (National Electrical Manufacturers Association) de motores (hasta de 200 hp). En la tabla 24-2 se estipulan varias características y aplicaciones comunes para esos motores.

El **control** o **arrancador** de los motores de inducción de jaula de ardilla consiste normalmente en aplicar un voltaje pleno a las terminales del mismo. Las curvas de velocidad-par que se muestran en la figura 24-2 se basan en la aplicación de un voltaje pleno en toda la gama de velocidad, desde el arranque hasta el funcionamiento normal. El diseño específico de motor determina la cantidad de corriente de arranque; sin embargo, si el motor tiene un diseño estándar típico (NEMA A o B),

FIG. 24-1 Pre
estándar, los mo
datos se basan en
multiplíquese po

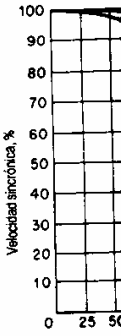


FIG. 24-2 Curvas usu
diseños NEMA de moto
en donde se da una expl

la corriente se calcul
aplicando el voltaje
des, esta corriente d
voltaje indeseable q
la brillantez de las l
ciente del control c
ciones, se tienen va

1. *Arranque con* mente un reactor, u tor durante el arran limitar la reducción ción en el par de arr par disminuye com

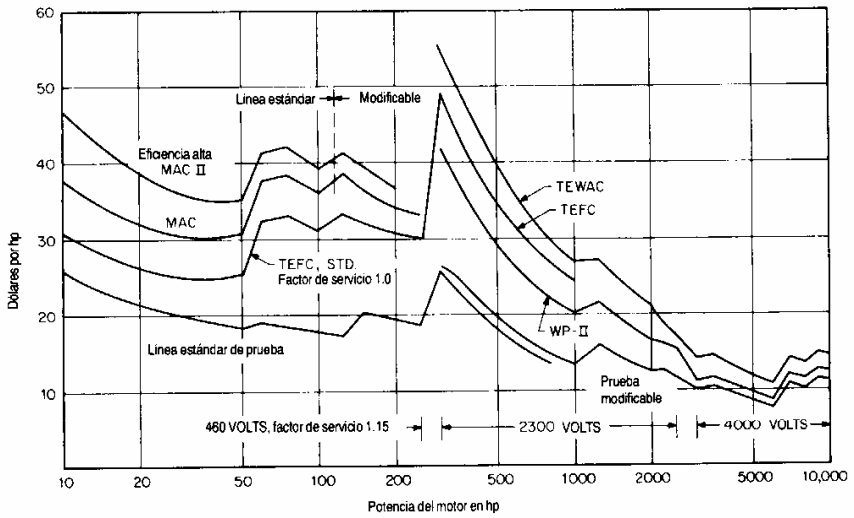


FIG. 24-1 Precios de motores en dólares por hp para motores de inducción de jaula de ardilla de 1800 rpm, desde 10 a 10 000 hp. Excepto para TECF stándard, los motores mostrados de 10 a 250 hp cuentan con factor de servicio; para valores de hp superiores a 250, el factor de servicio será 1.0. Estos datos se basan en la fecha de junio de 1979. Para convertir dólares por hp en dólares por kilowatt, multipliquese por 1.340; para convertir hp en kilowatts, multiplíquese por 0.746.

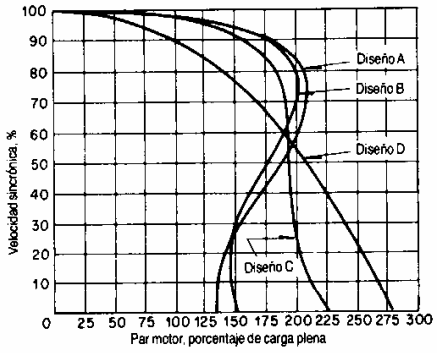


FIG. 24-2 Curvas usuales de velocidad en función del par de torsión para varios diseños NEMA de motores de inducción en jaula de ardilla. (Véase la Tabla 24-2, en donde se da una explicación de los tipos de diseño.)

TABLA 24-2 Características y aplicaciones usuales de motores de inducción de jaula de ardilla

	NEMA A y B	NEMA C	NEMA D
Par motor de arranque	Normal	Alto	Alto
Deslizamiento de marcha	Bajo	Bajo a mediano	Alto
Aplicaciones	Bombas	Escaleras eléctricas	Prensas estampadoras
	Compresores	Pulverizadores	Trituradoras
	Ventiladores	Transportadores	
	Máquinas herramienta		
	Uso general		

la corriente se calcula entre 6 y 6.5 veces la corriente a carga completa, aplicando el voltaje pleno. Sobre todo cuando se trata de motores grandes, esta corriente de arranque de entrada puede causar un descenso de voltaje indeseable que apague otros equipos, reduzca temporalmente la brillantez de las luces o provoque incluso el funcionamiento deficiente del control complejo del sistema de energía. Para estas condiciones, se tienen varias alternativas.

1. *Arranque con voltaje reducido.* Cuando se conecta temporalmente un reactor, una resistencia o un transformador antes que el motor durante el arranque, con el fin de reducir la entrada de corriente y limitar la reducción del voltaje. Esto va acompañado de una disminución en el par de arranque. Para un arranque de reactor o resistencia, el par disminuye como el cuadrado de la corriente; para un arranque de transformador, el par decrece directamente en función de la corriente de línea. El reactor, la resistencia o el transformador se pueden ajustar para dar el equilibrio apropiado entre el par y la corriente.

2. *Arranque en estrella-delta.* Un motor conectado en delta se vuelve a conectar en estrella para el arranque; así se aplica 57.7% de voltaje a cada devanado de fase. Esto genera el desarrollo del par de $(0.577)^2$ o sólo 33%. No existen medios de ajuste; por lo que este método sólo se emplea para cargas que requieren menos de 1/3 de los pares normales de arranque y aceleración del motor. En Estados Unidos se emplea sólo en raras ocasiones.

3. *Arranque de devanado parcial.* Este método utiliza un motor con dos conjuntos de devanado, uno sólo de los cuales se energiza durante el arranque. El par y la corriente son de, aproximadamente, el 50%. En este caso se necesitan dos contactores pequeños (interruptores de arranque) que se emplean en lugar de uno solo de mayor tamaño, y no se necesitan reactores o transformadores. Las desventajas son el valor fijo del par disponible y las perturbaciones armónicas originadas en un

posible desequilibrio de devanado que provoca desviaciones en la curva de velocidad -par y, por tanto, una falla posible en la aceleración.

El **frenado** y la **inversión del sentido de rotación** son posibles con motores de jaula de ardilla. La dirección de rotación se determina a través de la secuencia o la rotación de fase de la fuente de energía. Si se intercambian dos cables de un motor trifásico, la rotación se invertirá. Cuando esto sucede durante el funcionamiento, el motor se detiene con gran rapidez e invierte su sentido de rotación. La potencia se anula al detenerse para lograr un frenado eficaz. Se considera que este par de alto o detención y la inversión de rotación sólo es para fines de cálculo, aproximadamente igual al par de arranque. El tiempo de frenado se determina aplicando la expresión

$$t = WK^2\, n/308T \qquad (24\text{-}11)$$

en donde t = tiempo, s
WK^2 = inercia, lb · ft^2
n = velocidad de funcionamiento, rpm
T = momento de torsión, lbf · ft

Para convertir libra-pie cuadrado a kilogramo-metro cuadrado, multiplíquese por 0.0421; para convertir revoluciones por minuto a radianes por segundo, multiplíquese por 0.1047; y para convertir libras fuerza-pie a Newton-metro multiplíquese por 1.356.

Estas estimaciones son con frecuencia inexactas debido a los efectos de segundo orden, como la saturación del rotor y los armónicos. Si la aplicación es de gran importancia, debe consultarse al fabricante del motor.

El frenado regenerativo ocurre con velocidades superiores a la del motor sincrónico que se genera debido a una carga excesiva o al pasar de una velocidad alta a otra baja, en motores de velocidades múltiples. La acción es similar a la operación de un motor normal, excepto que el deslizamiento es negativo. El motor actúa como generador inductor suministrando energía a la fuente de potencia. Si se dispone de una fuente de potencia, como por ejemplo, un expansor de gas o un transportador en pendiente, el frenado de inversión es un método eficaz para regular la velocidad, conservar energía y poner en funcionamiento la máquina que se mueve o la que proporciona el movimiento. Un generador de inducción puede suministrar potencia a la fuente a un nivel más o menos igual que su valor nominal como motor. El frenado de inversión de rotación se utiliza sólo en sistemas de potencia capaces de absorber la energía generada y de suministrar la excitación de magnetización (potencia reactiva) para el motor.

El frenado dinámico en corriente continua (cc) utiliza corriente continua aplicada al devanado del estator. La energía en corriente alterna (ca) se elimina inicialmente abriendo el contactor o arrancador del motor; a continuación se aplica cc por medio de un segundo contactor. La cc produce un flujo magnético estacionario en contraste con el campo de ca rotatorio normal. Las barras del rotor cortan este campo induciendo corrientes que reaccionan con el flujo de cc para desarrollar el par de frenado. El esfuerzo de frenado varía fácilmente ajustando la cantidad de corriente directa. Una característica conveniente de este método para motores estándares es el esfuerzo de frenado relativamente ligero con una velocidad de carga plena, reduciendo el impacto; además, el esfuerzo de frenado aumenta típicamente al descender la velocidad, alcanzando un valor máximo cerca de cero. El par de frenado en una posición de alto o detención es cero; sin embargo, el par máximo ocurre con una velocidad tan baja que la fricción estática es, casi siempre, suficiente para evitar la marcha sin motor. Los pares de frenado de pico o máximos pueden ser altos, de manera que es conveniente verificar los ejes, los engranajes, los acoplamientos, etc. Debe tenerse gran precaución, ya que el frecuente arranque y frenado generan un calentamiento excesivo.

Motores sincrónicos de corriente alterna Estos motores funcionan siguiendo un sincronismo de reloj exacto con el sistema de potencia. Para la mayor parte de los sistemas de potencia modernos, éstos son verdaderamente motores de velocidad constante.

En el motor sincrónico normal, se desarrolla un campo magnético giratorio gracias a las corrientes de estator, como sucede en los motores de inducción. No obstante, el rotor es distinto y consiste usualmente en pares de electroimanes (polos) espaciados en torno a la periferia del rotor. El campo del rotor corresponde al que produce el estator de ca que tiene la misma cantidad de polos. El rotor o las bobinas de campo se alimentan con corriente continua, por lo que el campo magnético es estacionario con respecto a la estructura del rotor. El par motor se desarrolla por interacción del campo magnético del rotor y la corriente del estator (componente en fase). En condiciones sin carga y con una corriente de campo en cc apropiada, los centros del campo magnético del rotor y el estator coinciden. El voltaje aplicado al devanado del estator se equilibra mediante un voltaje opuesto que genera el campo del rotor (inducido) en el estator, y no fluye ninguna corriente alterna. Al aplicar la carga, el rotor tiende a desacelerarse, haciendo que cambie la posición del rotor con respecto al campo de ca. Este cambio produce una diferencia entre el voltaje aplicado y el inducido; la diferencia de voltaje genera un flujo de corriente, y ésta reacciona con el flujo magnético del rotor generando el esfuerzo de rotación.

Los motores sincrónicos no se pueden poner en marcha cuando se aplica un campo de cc. Por el contrario, se arrancan como motores de inducción; las barras, que actúan como rotor en jaula de ardilla, están insertadas en la superficie del polo de campo y se conectan por medio de anillos terminales en ambos extremos del rotor. Estas barras de amortiguador sirven también para suavizar las oscilaciones en condiciones normales de funcionamiento. Cuando el motor desarrolla, aproximadamente, el 95% de velocidad (según la aplicación y el diseño del mismo), se aplica una cc al campo y el motor toma su paso (sincronismo). Puesto que las barras del amortiguador no afectan las características de la velocidad sincrónica, se diseñan para un funcionamiento de arranque. Esto proporciona flexibilidad a las características de aceleración para que satisfagan requisitos de aplicación específicos, sin afectar la eficiencia de funcionamiento y otras características de la velocidad sincrónica. Por otro lado, el diseño del rotor de un motor en jaula de ardilla debe ser un punto medio entre el funcionamiento de arranque y el de corrida normal. En general, el campo de cc se pone en corto circuito mediante una resistencia, durante el arranque, y contribuye al par de aceleración, sobre todo cerca de la velocidad sincrónica.

La **corrección del factor de potencia** es una característica importante de los motores sincrónicos. Los factores de potencia de motores sincrónicos normales son de 100 y 80% de adelanto. Las máquinas con factor de potencia de adelanto se emplean con frecuencia para corregir el factor de potencia con retardación o demora de la carga de planta restante (p. ej., motores de inducción), evitando cargas onerosas en las facturas de consumo eléctrico. Incluso los motores con un factor de potencia de 100% pueden operar con adelanto a cargas reducidas. Una ventaja de los motores sincrónicos más que de los capacitores, es su tendencia inherente a regular el voltaje del sistema de alimentación; conforme desciende el voltaje, se suministra una mayor cantidad de energía reactiva al sistema de potencia y, por el contrario, al aumentar el voltaje, el motor genera menos potencia reactiva. En contraste, la potencia reactiva de capacitor disminuye directamente en proporción con la caída de voltaje al cuadrado. La cantidad de potencia reactiva de adelanto suministrada al sistema, depende de la corriente de campo en cc que se pueda ajustar con facilidad.

La corriente de campo es un elemento de control importante, ya que no sólo regula el factor de potencia, sino también el par de salida (la carga a la que el motor sale de sincronía). Por ejemplo, el refuerzo del campo evita una salida de sincronía a cargas transitorias elevadas o pérdidas de voltaje anticipadas. Las cargas que tienen pares transitorios elevados conocidos se impulsan a menudo con motores sincrónicos con un factor de potencia del 80%. El campo adicional necesario suministra tanto el par de salida adicional como la corrección del factor de potencia para el sistema. Cuando se requiere un par de salida elevado, la máquina con factor de potencia de adelanto es, con frecuencia, menos costosa que un motor con factor de potencia de unidad, con la misma capacidad de esfuerzo de rotación.

La excitación de campo en cc se suministra por diversos métodos. A menudo se emplea un generador (excitador) de cc , ya sea directamente acoplado al eje del motor, a un eje impulsado por banda fuera del motor (rara vez utilizado), o impulsado por un pequeño motor in-

dependiente (conjunt
dores de acoplamient
siempre con un solo
campo excitador. Los
tor y un generador pu
tores sincrónicos. Pa
combinaciones de n
campos de motores n
excitador es, casi siet
los motores sincróni
tos de campo de mo
campo del excitado
(rectificadores) para
necesitan rectificad
por sobretensiones c
mencionados antes,
llas y anillos colecto
rotatorio.

Otro concepto imp
un generador de ca (e
o se monta sobre él. I
armadura de rotor de
estático controlable
en el eje). Los eleme
de sincronización, el
tor, como sucede cor
el campo del excitac
necesidad de utiliza
escobillas es apropi
donde los motores n
tectoras para las esc

Debido al diseño
alimentación para e
siempre, sólo a gran
de caballos de pote
sincrónicos con más

Con su amplitud
potencia inherente
a una gran variedad
o cojinete) se empl
cantes y de baja ve
usuales, están los n
bolas y rodillos, pic
las velocidades baj
rior está limitada p
El límite aproxima
1200 rpm es 29 84

Las velocidades
10). Es factible obt
medio de engranes
de alta velocidad.
de dos polos (3600
paración con las tr

MOTORES DE VELOCIDADE

Los motores de in
mente de una sola
varias velocidades
tores diseñados pa

Motores de de
to más sencillo. L
fásico o bifásico)
polos. Por ejemp
(1800 rpm a 60 h

dependiente (conjunto de motor excitador-generador). Los excitadores de acoplamiento directo o impulsados por banda se asocian siempre con un solo motor, y se controlan mediante el ajuste del campo excitador. Los conjuntos excitadores compuestos por un motor y un generador pueden proporcionar uno o más campos para motores sincrónicos. Para mayor seguridad, es factible conectar varias combinaciones de motor-generador en paralelo, para abastecer campos de motores múltiples; en tales circunstancias, el voltaje del excitador es, casi siempre, fijo (p. ej., 125 o 250 V), y los campos de los motores sincrónicos individuales se controlan mediante reóstatos de campo de motor (mucho más grandes que los reóstatos de campo del excitador). También se utilizan excitadores estáticos (rectificadores) para la excitación de un solo o varios motores; se necesitan rectificadores especiales para evitar los daños causados por sobretensiones durante la salida de sincronía. Los excitadores mencionados antes, ya sean rotatorios o estáticos, requieren escobillas y anillos colectores para conducir la cc a la estructura del campo rotatorio.

Otro concepto importante es la **excitación sin escobillas**, en donde un generador de ca (excitador) se acopla directamente al eje del motor o se monta sobre él. El excitador de ca tiene un campo de estator y una armadura de rotor de ca que se conecta directamente a un rectificador estático controlable sobre el rotor del motor (o a un tambor montado en el eje). Los elementos de control estático (para detectar la velocidad de sincronización, el ángulo de fase, etc.) se montan también en el rotor, como sucede con la resistencia de descarga del campo. Al cambiar el campo del excitador se ajusta la corriente de campo del motor, sin necesidad de utilizar escobillas o anillos colectores. La excitación sin escobillas es apropiada para utilizarse en atmósferas peligrosas, en donde los motores normales de escobillas deben tener cubiertas protectoras para las escobillas y los anillos colectores.

Debido al diseño más complejo y a la necesidad de una fuente de alimentación para el campo, los motores sincrónicos se aplican, casi siempre, sólo a grandes valores nominales de caballaje [varios cientos de caballos de potencia (hp) o más aún]; se han construido motores sincrónicos con más de 59 680 kW (80 000 hp).

Con su amplitud de tamaños y características, y su gran factor de potencia inherente y su eficiencia, los motores sincrónicos se aplican a una gran variedad de sistemas de transmisión. El tipo motor (sin eje o cojinete) se emplea casi exclusivamente para compresores reciprocantes y de baja velocidad y gran tamaño. Entre otras aplicaciones usuales, están los motores Jordan, compresoras, bombas, molinos de bolas y rodillos, picadoras, trituradoras y moledoras. Se considera que las velocidades bajas hasta de 80 rpm son prácticas; la velocidad superior está limitada por la estructura del rotor y depende de la potencia. El límite aproximado para 1800 rpm es de 2238 kW (3000 hp); para 1200 rpm es 29 840 kW (40 000 hp).

Las velocidades sincrónicas se calculan aplicando la ecuación (24-10). Es factible obtener velocidades superiores a los límites dados por medio de engranes de aumento; por ejemplo, compresores centrífugos de alta velocidad. También es factible construir motores sincrónicos de dos polos (3600 rpm a 60 hertz); pero son poco económicos en comparación con las transmisiones de engranes.

MOTORES DE CORRIENTE ALTERNA DE VELOCIDADES MÚLTIPLES

Los motores de inducción de jaula de ardilla son máquinas inherentemente de una sola velocidad. No obstante, se logra una operación de varias velocidades reconectando los devanados del estator de los motores diseñados para este fin.

Motores de devanado doble Estos motores ilustran el concepto más sencillo. Los dos devanados de estator individuales (sólo trifásico o bifásico) se diseñan y arrollan para un número distinto de polos. Por ejemplo, puede ser que un devanado tenga cuatro polos (1800 rpm a 60 hertz) y el otro seis polos (1200 rpm a 60 hertz). Sólo un devanado se conecta a la vez y este método se utiliza para razones de velocidad que no sean de 2 a 1. Puesto que los dos devanados son independientes, es factible lograr gran cantidad de combinaciones de velocidad. No es necesario que los dos devanados tengan la misma capacidad.

Se pueden construir motores de doble devanado para par constante, par variable o potencia constante. Los motores de potencia constante son capaces de manejar la misma potencia con ambas velocidades (es decir, un par más alto con la velocidad más baja). Los motores de par constante manejan el mismo par de carga con ambas velocidades (p. ej., los impulsores de transportador). Los motores de par variable se diseñan para cargas en que el par de carga varía como el cuadrado de la velocidad, y la potencia varía como el cubo de la velocidad. Las aplicaciones usuales son:

Par de motor variable	Par de motor constante	Potencia constante
Ventiladores	Transportadores	Máquinas-herramientas
Bombas centrífugas	Alimentadores	
	Compresores reciprocantes	

Motores de polo consecuente y devanado sencillo Estos motores se utilizan cuando la velocidad baja es la mitad de la alta. Esto se produce sólo en unidades trifásicas. El devanado de diseño especial se reagrupa mediante una reconexión externa (control del motor) para obtener la velocidad deseada. Este método permite obtener sólo una razón de velocidad de 2 a 1; se obtienen velocidades del orden de 3600/1800, 1800/900 y 1200/600. Existen diseños de par variable, par constante y potencia o caballaje constante, con características de par como las que se vieron con anterioridad en "Motores de devanado doble". El control de motores de un solo devanado y dos velocidades es más complejo que el control de dos devanados.

Motores de jaula de ardilla de devanado doble y cuatro velocidades Estos motores se construyen combinando los dos métodos anteriores. El devanado del estator se compone de devanado doble de polo consecuente, en donde cada devanado da dos velocidades con una relación de 2 a 1 entre sí. Las combinaciones de velocidad estándar a 60 hertz son 1800/1200/900/600 rpm y 1200/900/600/450 rpm. Los tres diseños de par-capacidad, de par variable, par constante y caballaje constante se encuentran también en estos motores de cuatro velocidades.

Motores de inducción de amplitud de polo modulada Éstos son unidades de jaula de ardilla con un solo devanado y cualquier combinación de polos o velocidades (p. ej., 8/10 polos o 900/720 rpm o bien, con anchuras como 4/20 polos o 1800/360 rpm). Esos motores son más pequeños y ligeros que las máquinas de dos devanados equivalentes. El devanado completo funciona tanto con alta como con baja velocidad, lo cual da como resultado una capacidad térmica mayor y una eficiencia más alta. El principio básico es que cuando una frecuencia actúa (modula) en otra se generan nuevas frecuencias equivalentes a la suma y la diferencia de las dos. Por lo tanto, un campo de 6 polos modulado por un campo de 2 polos produce un campo de cuatro y otro de ocho polos. El campo de cuatro polos se elimina mediante una geometría adecuada de devanado. Este motor funciona con la velocidad de 6 polos (1200 rpm, 60 hertz) cuando se conecta normalmente y con una velocidad de ocho polos (900 rpm) cuando la mitad de las bobinas se invierten para producir la modulación de dos polos.

En la exposición anterior sobre los motores de ca y velocidades múltiples, se observará que sólo se tomaron en cuenta los motores de inducción. Éstos no tienen polos de rotor físicos y discretos; así, lo único que se puede modificar para cambiar la velocidad es la configuración del polo del estator. Para un funcionamiento de velocidades múltiples, un motor sincrónico requerirá una estructura de rotor específica para cada velocidad. Por consiguiente, la velocidad múltiple sólo es práctica para motores de inducción de jaula de ardilla.

MOTORES DE CORRIENTE ALTERNA DE INDUCCIÓN DE ROTOR DEVANADO

Los motores de inducción de rotor devanado funcionan basándose en el mismo principio que los de jaula de ardilla. No obstante, como su nombre implica, el rotor posee devanados en lugar de barras y éstos se conectan a los anillos colectores que van montados sobre el eje. Las escobillas que van sobre los anillos colectores se conectan a una resistencia externa o se ponen en corto circuito. Los motores de rotor devanado tienen una dimensión adicional de flexibilidad en la **variabilidad de la resistencia externa del rotor**. La resistencia de rotor afecta la forma de la curva de velocidad-par; al aumentar la resistencia disminuye la velocidad con que se produce el par máximo. En la figura 24-3 se ilustra este efecto, conforme la resistencia se incrementa de un valor cero externo (en la parte superior) hasta un valor muy alto (extrema izquierda).

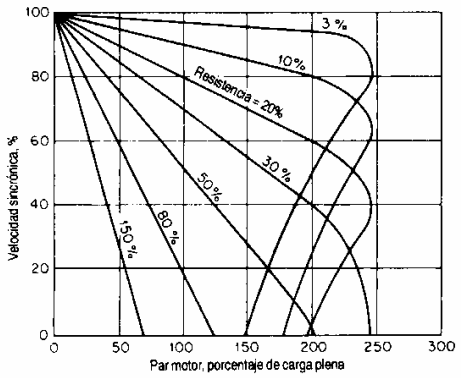


FIG. 24-3 Curvas usuales de velocidad en función del par de torsión para un motor de inducción de rotor devanado, con diferentes cantidades de resistencia secundaria (rotor) externa. Los valores de resistencia se basan en la resistencia a 100% de par y velocidad cero = 100%.

El funcionamiento con menor velocidad reduce la eficiencia. La **eficiencia** es, aproximadamente, igual que la velocidad expresada como un porcentaje de la velocidad sincrónica. Por lo tanto, al 75% de velocidad, aproximadamente 3/4 de la entrada del motor pasa a la carga, mientras que el otro 1/4 se disipa en la resistencia del rotor. La magnitud de la resistencia externa se determina de tal manera, que se elimina este calor. Es más, al acelerar una carga hasta la velocidad de funcionamiento, el calor generado en la resistencia del rotor es igual que la energía necesaria para acelerar la carga (inercia + fricción). La resistencia de rotor (interna o externa) debe tener la capacidad de almacenar este calor, ya que el tiempo de aceleración es, casi siempre, demasiado breve, para permitir alguna disipación de calor sustancial.

Esas características de los motores de rotor devanado determinan su **campo de aplicación**. Pueden acelerar cargas extraordinarias de inercia como las que se encuentran en trituradores, que utilizan gran resistencia externa para absorber el calor. Las cargas sensibles a los pares de choque y aceleración se pueden acelerar también con suavidad, insertando una gran resistencia de rotor de arranque; por ejemplo, este efecto se utiliza para absorber el juego de los engranajes. Los rotores devanados se emplean también para manejar cargas como prensas de perforación y trituradoras de carretilla, en donde las cargas extremas de tipo transitorio se proporcionan a través de la inercia del sistema mecánico, lo cual permite que el sistema reduzca su velocidad durante tales picos o máximos; la resistencia permanente del rotor externo proporciona esta característica suave. Los motores de rotor devanado se emplean también para impulsar transmisiones de velocidad ajustable para bombas, grúas y otras cargas en donde no se requiere una regulación precisa de la velocidad. Las pérdidas de velocidad reducida no son demasiado importantes para cargas de bombas; el porcentaje de eficiencia es bajo con velocidad reducida, pero el esfuerzo de rotación y el caballaje de carga disminuye con rapidez. Si el esfuerzo de rotación es proporcional a la velocidad al cuadrado, las máximas pérdidas de resistencia de rotor no excederán jamás 10.5% de la carga con velocidad plena (que ocurre al 70% de velocidad y eficiencia, 50% de par, 35% de potencia de carga, y 30% de pérdidas, en donde, el 10.5% de pérdidas se basa en la carga plena con la velocidad máxima).

Como se vio antes, el **control de los motores de rotor devanado** se realiza mediante el ajuste de la resistencia secundaria externa (rotor), ya sea en etapas o en forma continua, mediante un reóstato líquido (que rara vez se emplea). Por lo común, cuando se hace variar una resistencia secundaria para ajustar la velocidad o el par de fuerza angular o para controlar la aceleración, se utilizan varias etapas de resistencia. Estas etapas de resistencia se conmutan en forma manual (casi siempre por medio de un conmutador de tambor), o bien, en forma eléctrica, mediante un contactor.

Además del control de la resistencia secundaria, se emplean otros dispositivos, como reactores y tiristores (rectificadores controlables de estado sólido), para regular los motores de rotor devanado. Cuando se combinan reactores secundarios fijos con resistencia, se proporciona un par de aceleración muy constante con un mínimo de etapas de aceleración. El cambio en la frecuencia de deslizamiento en función de la velocidad altera continuamente la reactancia eficaz y, por tanto, el valor de la resistencia asociada con el reactor. Los reactores secundarios, las resistencias y los contactos pueden alterarse en su diseño, con el fin de proporcionar la curva de velocidad de aceleración apropiada para proteger los transportadores de banda y las cargas similares.

Los **reactores saturados** que se ajustan mediante una pequeña señal de cc se han utilizado tanto para el control primario (estator) como para el secundario (rotor). En el primario, controlan el voltaje de motor y, por ende, el par o momento de torsión. En combinación con resistencias secundarias fijas y retroalimentación del tacómetro, este sistema se utiliza para el control preciso de velocidad y esfuerzo de rotación de grúas, montacargas, etc. Incluso la inversión se logra utilizando dos reactores saturables en dos (de las tres) fases. Otras combinaciones de reactores fijos o saturables en el primario o en el secundario, en combinación con resistencias secundarias, ofrecen una gama amplia de capacidades y flexibilidades para el motor de rotor devanado.

En años recientes, los **tiristores** han reemplazado a los reactores saturables; se trata de unidades pequeñas, eficientes y fácilmente controlables a través de gran variedad de sistemas de control. Un motor de control de grúa de tipo moderno utiliza resistencias secundarias fijas y dos juegos de tiristores primarios (uno para elevación y el otro para descenso). Con la retroalimentación de tacómetro para detectar la velocidad, el control del motor proporciona la regulación de velocidad y la limitación del esfuerzo de rotación en ambas direcciones, todo ello con dispositivos estáticos. Se dispone de una amplísima variedad de sistemas de control, y esto se debe diseñar para cada aplicación específica.

MOTORES DE CORRIENTE CONTINUA

Los motores de corriente continua tienen velocidades ajustables en una gama amplia. Más aún, gozan de alta eficiencia en toda la gama de velocidades, contrariamente a lo que sucede con los motores de rotor devanado en los cuales la eficiencia es más o menos proporcional a la velocidad. Esa flexibilidad se logra a expensas de una mayor complejidad y un costo más elevado.

Los campos del motor de cc se localizan en el estator. El rotor es la armadura y el campo magnético no gira como el campo en las máqui-

nas de ca. La corriente de la armadura reacciona con el campo del estator para producir el par de rotación.

Los devanados de la armadura generan un voltaje opuesto al aplicado cuando cortan el campo magnético. La diferencia entre el voltaje de terminal y el voltaje generado (fuerza contraelectromotriz), aplicado a la resistencia de la armadura, genera una corriente de armadura. El par de fuerza angular es proporcional a la corriente de armadura y el flujo magnético. La fuerza contra electromotriz es casi igual que el voltaje aplicado; de modo que la velocidad puede variar, cambiando el voltaje aplicado; la velocidad también varía alterando la corriente de campo.

$$E = V + IR \quad \text{o} \quad I = (E - V)/R \tag{24-12}$$

$$V = kn\phi \tag{24-13}$$

en donde E = voltaje aplicado, V
V = fuerza contraelectromotriz (voltaje generado), V
R = resistencia de armadura, Ω
I = corriente de armadura, A
k = constante dependiente del diseño del motor
n = velocidad, rpm
ϕ = flujo del campo magnético

El voltaje generado es proporcional al corte del flujo magnético, de manera que el motor debe cambiar de velocidad para generar la misma fuerza contraelectromotriz (fcem), si se hace variar la corriente del campo.

Los motores de cc se conectan de varias maneras. Los **motores en paralelo** tienen la armadura y el campo conectados, como lo indica su nombre, en paralelo. Esta conexión proporciona una velocidad casi constante, sea cual fuere el voltaje aplicado. Si el voltaje desciende, la fcem disminuirá también, debido a la reducción de la fuerza de campo. La velocidad puede cambiarse, alterando la corriente del campo o el voltaje de armadura, independientemente. El aumento del voltaje de armadura incrementa la velocidad y el aumento de la corriente de campo la reduce.

Los **motores en serie** tienen la armadura y los devanados de campo conectados en serie, y ambos portan la misma corriente. La velocidad depende tanto del voltaje como de la carga. El esfuerzo de rotación es el producto de la corriente de armadura por el campo magnético, y ambos dependen de la corriente. Para cualquier esfuerzo de rotación de carga específico, la corriente es constante y la velocidad es proporcional al voltaje aplicado. Sin embargo, si la carga cambia, la velocidad varía también. Un 50% de caída en el par de carga reduce la corriente del motor al 70%, lo cual hace que el producto de la corriente de armadura y de campo sea de 50%. La corriente de campo reducida genera una disminución en la fcem y la velocidad del motor aumenta en un 40%. Debido a esta característica, los motores en serie sufren de sobrevelocidades importantes, si no están cargados. Los motores en serie son apropiados para aplicaciones de caballaje constante, con una gama de velocidad amplia, por ejemplo, en máquinas herramientas. También se emplean para transmisiones de tracción (p. ej., carros de compuerta corrediza y locomotoras), algunas grúas, montacargas y elevadores.

Los **motores de cc de devanado compuesto** tienen campos tanto en serie como en paralelo. La adición de un pequeño campo en serie ayuda a proporcionar la cantidad adecuada de regulación o descenso de velocidad sin carga a una carga plena. Los motores en paralelo o de devanado compuesto se aplican bastante a muchas transmisiones de velocidad variable. Son importantes para aplicaciones que requieren una regulación y un ajuste precisos de la velocidad.

La curva inherente de velocidad-esfuerzo de rotación de un motor de cc puede variar enormemente, ajustando las cantidades relativas de los campos en paralelo y en serie. El campo en serie se puede conectar también para ayudar o reforzar el campo en paralelo. La práctica habitual consiste en conectar un campo en serie, de tal modo que contribuya o se sume al campo en paralelo (combinación acumulativa), lo cual da una velocidad de descenso estable, al aumentar la carga.

La gran flexibilidad de los motores de cc tanto debido a sus características de diseño inherentes como por la forma como funcionan, hace que sean muy apropiados para transmisiones de velocidad ajustable, sobre todo en sistemas de transmisión regulada.

UNIDADES MOTRICES DE VELOCIDAD AJUSTABLE

Una de las unidades motrices de velocidades ajustables más antiguas es el **sistema Ward-Leonard** que consta de una combinación de motor-generador de ca a cc y un motor de cc en paralelo o de devanado combinado. La velocidad se ajusta, alterando el voltaje del generador. Un equivalente funcional de esta unidad motriz utiliza un rectificador de voltaje ajustable que alimenta a un motor de cc. Ese sistema cuenta con una sola máquina rotatoria, en contraste con las tres que se tienen en el sistema Ward-Leonard tradicional.

Los rectificadores estáticos controlables modernos, como los tiristores, responden de manera casi instantánea a señales de control y son adaptables como fuente de alimentación de sistemas de impulsión regulada de un tipo más crítico. El sistema sensor y de regulación se diseña para mantener la velocidad, el diferencial de velocidad, la tensión, el esfuerzo de rotación, la corriente, la aceleración y la desaceleración, etc., o cualquier combinación necesaria. Por ejemplo, es factible regular la velocidad de una transmisión con un límite de esfuerzo angular o a través de la aceleración o la desaceleración regulada o limitada.

Las aplicaciones comunes para un voltaje ajustable, las unidades motrices de cc de velocidad ajustable incluyen devanadoras, máquinas y auxiliares para papel, sistemas de mezcla, alimentadoras, extrusoras, calandrias, máquinas herramientas, motores de alineación, cortadoras, grúas, montacargas, palas y líneas de arrastre y una variedad casi ilimitada de transmisiones que reciben la flexibilidad y la eficiencia que son factibles con una corriente continua.

Las **unidades motrices mecánicas de velocidad ajustable** se utilizan cuando no se requiere un alto grado de regulación. Una de ellas consta de un motor de ca de velocidad constante, que impulsa una carga por medio de bandas en V y poleas de paso variable. La gama de velocidad puede ascender hasta 8 a 1, y tienen caballajes de hasta 18.6 kW (25 hp). El ajuste de velocidad es manual o remoto, por medio de una transmisión de motor para ajustar la velocidad. La regulación de velocidad de las condiciones sin carga a carga plena es normalmente de 3 a 6%. La eficiencia es grande a lo largo de toda la gama de velocidades, ya que no hay pérdidas de deslizamiento.

Las **unidades motrices electromagnéticas** son unidades simples de ca de velocidad ajustable, cuya eficiencia es semejante a la de los motores de rotor devanado. Esta unidad motriz utiliza un acoplamiento de deslizamiento magnético impulsado por un motor de jaula de ardilla. El deslizamiento se determina a través de la corriente de excitación y la carga. La eficiencia es proporcional a la velocidad, de donde estos motores son poco económicos para operaciones continuas de baja velocidad y alto esfuerzo de rotación; pero, en cambio, son ideales para ventiladores y bombas centrífugas que requieren pocos ajustes de velocidad, cuando el esfuerzo de rotación decrece rápidamente con la velocidad, así como para controlar la velocidad. Las unidades motrices electromagnéticas son funcionalmente equivalentes a los acoplamientos hidráulicos.

Las **unidades motrices RectiFlow de velocidad ajustable** utilizan tanto el motor de rotor devanado como el de cc conectados al mismo eje. El embobinado del rotor de este tipo de motores se conecta a un rectificador. El rectificador de cc emite una salida que alimenta al motor de cc. Algunos avances recientes logrados en los rectificadores de semiconductor permiten que estas unidades sean prácticas, ofrezcan

gran eficiencia y velocidad ajustable para aplicaciones hasta de varios cientos de caballos de fuerza. Puesto que las pérdidas de rotor del motor de rotor devanado se utilizan para producir la potencia de eje y no se disipan en una resistencia, la eficiencia de esos medios de propulsión es elevada en toda la gama de velocidad. Una unidad motriz RectiFlow- típica de 223.8 kW (300 hp) se opera por encima de un rango y posee una eficiencia de más del 83% en toda su gama de operación. Las unidades motrices de velocidad de 3:1 RectiFlow de velocidad ajustable son apropiadas para transmisiones con un alto esfuerzo de rotación, como las que se emplean en extrusoras, mezcladoras, bombas, ventiladores y hornos.

Una modificación reciente de este sistema básico de impulsión utiliza rectificadores de estado sólido y tiristores, para convertir la potencia de deslizamiento de frecuencia variable del rotor devanado, primeramente en cc y, luego, en energía de frecuencia de línea (60 hertz en Estados Unidos). A su vez, ésta se alimenta nuevamente al sistema de potencia en forma de energía útil.

La **ca de frecuencia ajustable** se utiliza con motores de jaula de ardilla para unidades motrices de velocidad ajustable. Un ejemplo común de aplicación son las pequeñas unidades motrices rotatorias para fibras sintéticas que requieren motores múltiples que operen con velocidad constante. En los casos en que es obligatorio tener una sincronía precisa entre las unidades motrices, se emplean motores sincrónicos de resistencia. Éstos son motores en jaula de ardilla con porciones planas o ranuras en el rotor, que forman polos magnéticos debido al cambio en la trayectoria magnética conforme la posición del rotor se desplaza con respecto al campo del estator. Esto hace que el rotor gire en sincronía exacta con el campo del estator, para cargas ligeras. La fuente de potencia para estas unidades motrices es un generador de ca impulsado por cualquier medio de propulsión de velocidad ajustable, o bien, un inversor estático.

CARCASAS DE MOTORES

Excepto en zonas con peligro de incendio o explosión (zonas de riesgos), las carcasas o cubierta de motores están diseñadas para proporcionar protección a las partes móviles internas. En años recientes, el desarrollo de materiales y acabados aislantes mejorados ha afectado al grado necesario de protección y, en consecuencia, el diseño y la clasificación de las cubiertas.

En el caso de motores de inducción, sincrónicos de alta velocidad e industriales de cc la carcasa estándar es de tipo **abierto y a prueba de goteo**. Este diseño es útil casi para cualquier aplicación bajo techo y muchas en el exterior. La construcción a prueba de goteo proporciona una buena protección mecánica para las partes internas móviles del motor y evita la entrada de líquidos goteantes y partículas de polvo pesadas. No obstante, no lo protege de la humedad, el polvo o los humos corrosivos que arrastra el aire. Las máquinas **protegidas** tienen aberturas que cuentan con algún tipo de protección para evitar que entren al motor objetos de diámetros mayores que 12.7 mm (1/2 in). Los motores a prueba de **salpicaduras** no son afectados por el agua o por partículas sólidas que chocan o penetran bajo la cubierta en un ángulo menor que 100 grados en relación con la vertical.

El siguiente grado de protección para motores grandes es la **protección climatológica tipo I**. Este tipo de motor se define como "una máquina abierta en la cual los pasajes de ventilación están construidos de tal modo que se minimiza la entrada de lluvia, nieve y partículas arrastradas por el aire a las piezas eléctricas" ("motores y generadores", estándar MG-1, NEMA). Todas las aberturas se restringen contra el paso de una varilla de 19-mm-(3/4 in) de diámetro. Algunos sistemas de aislamiento modernos de hoy en día son perfectamente satisfactorios para la mayor parte de las aplicaciones al aire libre.

Los motores **tipo II con protección climatológica** se recomiendan para condiciones en que se desea un mayor grado de protección y una vida más prolongada, para los de mayor tamaño. Su sistema de ventilación cuenta con gran número de placas desviadoras para que el aire pueda girar por lo menos tres codos de 90 grados antes de entrar a las piezas activas del motor [velocidad de aire máxima, 3.05 m/s (600 ft/min)]; por tanto, la lluvia, la nieve y el polvo que arrastran los vientos fuertes pasan por la carcasa del motor sin penetrar a las partes activas.

Los **motores totalmente cerrados** ofrecen la mayor protección posible contra humedad, vapores corrosivos, polvo y tierra. Los motores totalmente cerrados, enfriados por ventilador (TEFC) son la elección obvia, en comparación con el que cuenta con *protección climatológica* de 186.5 kW (250 hp), que se menciona más adelante. El aire interno y externo de ventilación se mantienen separados; el aire externo nunca penetra al interior, excepto por una cantidad mínima que entra por respiración.

Los motores TEFC tienen un ventilador interno para hacer circular el aire externo dentro del motor, y un ventilador externo para expulsar el aire sobre el marco del motor o el intercambiador de calor. Los motores pequeños aproximadamente de 2.238 kW (3 hp) y menos, no requieren abanicos de ventilación y esos motores no ventilados y totalmente cerrados son similares a los TEFC, omitiendo sólo los ventiladores.

Hay aplicaciones en que es obligatorio tener una ventilación forzada separada (p. ej., los motores de velocidad ajustable que funcionan con baja velocidad), que dependen de la ventilación externa. Esta clasificación incluye máquinas *abiertas externamente ventiladas*, máquinas *abiertas con ventilación por tubería* y máquinas *totalmente cerradas con ventilación por tuberías*. En zonas de ambiente corrosivo o de riesgo, se utiliza aire limpio o seguro para ventilar el motor.

Los motores cerrados que tienen enfriadores de aire a agua cuestan mucho menos que los TEFC de más de 373 kW (500 hp); a valores nominales sustanciales, los motores sincrónicos cuestan incluso menos que los protegidos climatológicamente, tipo II. Las máquinas sincrónicas grandes y cerradas, con enfriadores, que se montan en la base del motor, se encuentran con frecuencia a menor costo que los motores con enfriadores integrales montados.

Debido al **riesgo de incendio y explosión**, es necesario utilizar cubiertas especiales para los motores. Los riesgos incluyen gases combustibles y vapores, como la gasolina; polvos, como de carbón, harina o metales que pueden estallar al quedar suspendidos en el aire y fibras, como pelusa de textiles. El tipo de carcasa de motor que se utilice depende de la clase de peligro existente, el tipo y el tamaño del motor y la probabilidad de que se presente una situación de riesgo. Entre las diferentes cubiertas existentes están: motores a prueba de explosión, que pueden soportar un estallido interno; motores ventilados por fuerza, que se enfrían con aire proveniente de un lugar seguro, y motores totalmente cerrados, enfriados mediante intercambiadores de calor de aire a agua, y presurizados con aire, aire para instrumentos o gas inerte.

CONTROL DEL MOTOR

Las funciones básicas de los arrancadores de motor son:

1. Control normal de "arranque-detención" del motor.
2. Protección del motor.
3. Protección del sistema eléctrico de alimentación en el caso de una falla del motor o un corto circuito en el alimentador del motor. La falla debe separarse del resto del sistema para evitar problemas subsecuentes.
4. Aislamiento eléctrico para proporcionar mayor grado de accesibilidad para el mantenimiento.
5. Previsiones para contar con otro control, como, por ejemplo, control maestro de secuencia, dispositivos protectores de paro total (p. ej., temperaturas excesivas en los cojinetes, dispositivos para alta presión de bombeo, control remoto, etc.).

Tipos de arrancadores

De alto voltaje y bajo voltaje La industria eléctrica ha estandarizado la distinción entre alto y bajo voltaje, asignando el nivel de 600

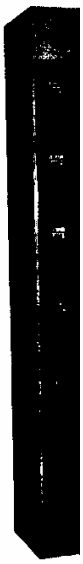


FIG. 24-4 Centro de
voltaje. Nótese la const
que.

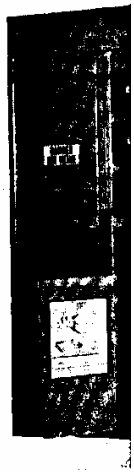


FIG. 24-5 Disposi
voltaje con contacto
detención, y fusible
vadores protectores

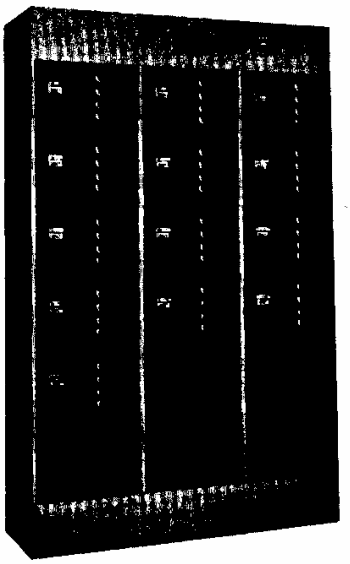


FIG. 24-4 Centro de control motor para un grupo de motores de ca de bajo voltaje. Nótese la construcción modular. Se omitieron los dispositivos de arranque.

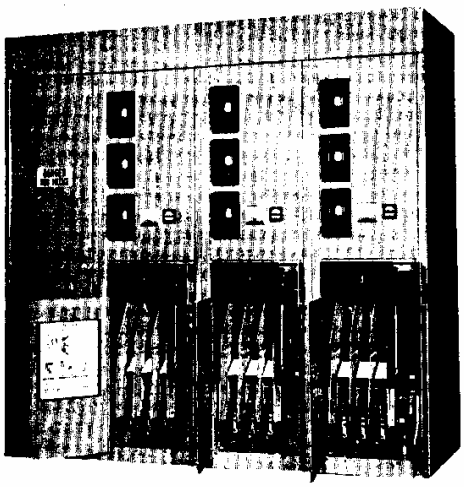


FIG. 24-5 Dispositivos de arranque usuales para motor de inducción de alto voltaje con contactores de freno de aire, para el control normal de arranque y detención, y fusibles para protección contra cortocircuitos. Obsérvese los relevadores protectores en los tableros superiores.

volts. Por debajo de 600 volts, los voltajes de sistemas comunes en Estados Unidos son 120, 208, 240, 480 y 600 volts. Por encima del nivel de 600 volts, los voltajes nominales estándares de sistema de empleo más común son 2400, 4160 y 6900 o 7200. Hay voltajes más altos, pero el costo del motor es, casi siempre, prohibitivo.

En la figura 24-4 se ilustra un grupo de arrancadores de bajo voltaje en una configuración de centro de control motor. Los mismos arrancadores se utilizan para cualquier voltaje inferior a 600. El aislamiento es el mismo para todos los voltajes, ya que para este equipo sólo se tiene una clase de aislamiento.

Para aplicaciones de arrancadores de motor de alto voltaje, hay varias clases de aislamiento: 2500, 5000, 7500 y 15 000 volts. El arranque normal de motor de alto voltaje y tipo de control se produce para servicios de 2500 a 5000 volts. Para voltajes superiores a estos valores, es preciso utilizar mecanismos de conmutación.

En la figura 24-5 se muestran arrancadores de tipo de control de alto voltaje. La construcción utilizada aquí emplea márgenes más amplios y proporciona características de seguridad adicionales, como barreras conectadas a tierra entre las secciones de alto y bajo voltaje. También se acostumbra emplear interconexiones mecánicas y eléctricas de extensión para lograr una seguridad adicional.

Una de las principales diferencias entre los arrancadores de alto y bajo voltaje es la cantidad de potencia que pueden manejar. La línea divisoria aproximada se fija en 149.2 kW (200 hp), sin embargo, no se trata de una regla rígida y fija.

Arrancadores en línea y en combinación El arrancador en línea consta de un contactor (interruptor de arranque del motor) y relevadores para la sobrecarga del motor. Los contactores son capaces de portar o interrumpir las corrientes normales de arranque de motor y funcionamiento; sin embargo, no son en general capaces de interrumpir corrientes de corto circuito. Para esta función, es preciso reforzarlos con fusibles o algún interruptor de circuito.

Cuando se incluye bajo la misma cubierta del contactor un interruptor de desconexión de circuito, o un juego de fusibles, el arrancador se denomina **arranque de combinación**. Además de la función de interrupción por falla de corriente, los fusibles o el interruptor actúan como dispositivo de desconexión. En la figura 24-6 se ilustra un diagrama esquemático de una combinación de arrancadores de varios tipos. Los arrancadores que se muestran en las figuras 24-4 y 24-5 son combinados. El seguro se monta de tal manera que abra la desconexión antes que se pueda abrir la puerta. Se toman también medidas para tener un candado en la abertura de desconexión con la puerta cerrada, con el fin de que el trabajo de mantenimiento del motor pueda realizarse con seguridad.

Arrancadores manuales y magnéticos Los arrancadores manuales para motor funcionan, como indica su nombre, activándolos con la mano. El tipo más simple de arranque manual es un interruptor de resorte sin protección para sobrecargas, que se utiliza sólo para motores

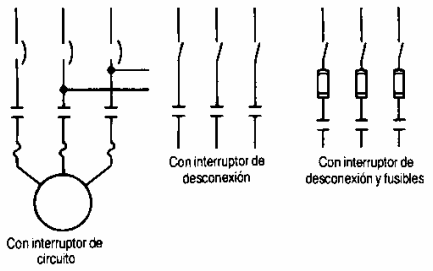


FIG. 24-6 Diagrama esquemático simplificado de una combinación en línea de arranque con interruptor de circuito, como elemento de interrupción y desconexión. Los fusibles y el interruptor de desconexión alternos se muestran como sustitutos del interruptor de circuito.

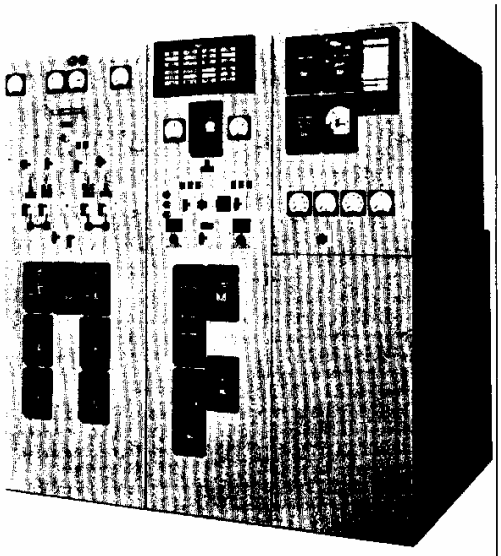


FIG. 24-7 Montaje usual de conmutación en línea, en estantería metálica, que incluye arrancadores de motor y relevadores de protección.

de 1.492 kW (2 hp) o más pequeños, que son habitualmente de una sola fase con protección integral para sobrecargas.

Los arrancadores magnéticos de motor tienen un funcionamiento similar a los manuales, excepto que funcionan con un solenoide. Se fabrican para niveles del orden de 3730 kW (5000 hp). Una de las principales ventajas es la conveniencia de su funcionamiento eléctrico. Los botones de presión de "arranque-detención" se pueden ubicar en cualquier punto. Cuando se requiere un funcionamiento automático o remoto, es obligatorio usar arrancadores magnéticos.

Comparación del control con mecanismo de conmutación y de tipo contactor Con frecuencia se emplean mecanismos de conmutación para controlar el motor, sobre todo cuando se trata de unidades grandes de alto voltaje. Los mecanismos de conmutación (Fig. 24-7) deben utilizarse en motores con valores nominales mayores que 3357 kW (4500 hp)* a 4160 o 4600 volts o 1865 kW (2500 hp)* a 2300 volts, y para todos los motores con un valor superior a 5000 volts. El mecanismo de conmutación consiste de interruptores de circuito y relevación protectora. Los interruptores de circuito son conmutadores eléctricos diseñados primordialmente por su capacidad para interrumpir corrientes de corto circuito. Normalmente los contactores dependen de un conjunto de fusibles o interruptores de circuitos para manejar fallas sustanciales (cortos circuitos).

Los contactores se diseñan para tener un funcionamiento frecuente. Los interruptores de circuito se diseñan para operaciones menos frecuentes y, por tanto, nunca se utilizan como arrancadores de motor cuando se requiere una operación repetitiva. Un ejemplo usual de operación frecuente es el servicio de montacargas en una mina, en donde el motor se debe invertir al concluir cada acción de elevación o de descenso; en este caso se deben utilizar contactores.

Los arrancadores de motor de tipo de control para ca de alto voltaje utilizan fusibles para proporcionar la capacidad de interrupción en corto circuito. Una desventaja de los fusibles es que sólo uno de ellos puede destruirse, lo cual deja una sola fase aplicada al motor. Los motores seguirán funcionando con energía de una sola fase, pero se pueden sobrecalentar incluso pasando menos corriente que la nominal. En contraste con los contactores, los interruptores de circuito son dispositivos de tres polos; en caso de que se sufra una falla en una de las fases, se interrumpirán los tres, reduciendo al mínimo el problema de una sola fase.

* 3730 kW (5000 hp) y 2051 kW (2750 hp) para motores sincrónicos con factor de potencia igual a la unidad.

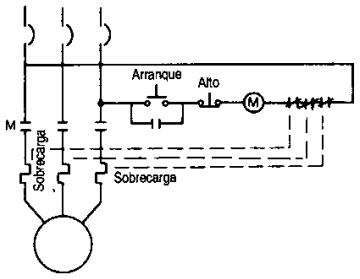


FIG. 24-8 Diagrama esquemático de una combinación de arranque, en donde se muestra un patrón de control simple.

Control centralizado Como se mencionó antes, los arrancadores de motor se pueden ubicar ya sea en el motor o en algún punto remoto. Con frecuencia, los arrancadores de motor se agrupan en una ubicación conveniente para la fuente de alimentación. Estas fuentes se comunican desde este punto hasta las cargas de motor individuales. Un método conveniente es la estructura modular de centro de control (Fig. 24-4) para ejercer una regulación de voltaje, en que se montan los arrancadores de motor y otros dispositivos de control. Los arrancadores individuales pueden extraerse de la estructura para darles un mantenimiento rápido y fácil, así como para realizar los ajustes necesarios. Con esta construcción es fácil cambiar el tamaño del arrancador o conectar arranques adicionales. Todos los arrancadores se concentran en una sola ubicación, de manera que la interconexión es sencilla y su verificación se facilita enormemente. También se pueden incluir relevadores auxiliares, transformadores de control y otros dispositivos de control especiales. Véase la Fig. 24-8.

Protección del motor El dinero que se gasta en dispositivos de protección para el motor se puede comparar con un seguro en el cual las primas dependen del valor protegido cuando el valor protegido es el costo del motor, el de las reparaciones previstas o el costo del tiempo de suspensión de labores, la producción perdida y, en algunos casos, daños contingentes a otros equipos.

Protección contra sobrecargas Los relevadores de sobrecarga para proteger el aislamiento del motor en contra de temperaturas excesivas se localizan ya sea en el control o el motor propiamente dicho. El método más común consiste en emplear relevadores térmicos contra sobrecorrientes en el arranque. Estos relevadores tienen características de calentamiento similares a las del motor que se desea proteger. La corriente de motor o una corriente en línea con éste, proporcional, pasa por los relevadores, de tal manera que su calentamiento es semejante al del motor.

Los relevadores térmicos contra sobrecorrientes de tipo estándar ubicados en el arranque tienen ciertas desventajas: no pueden detectar temperaturas anormales en el motor, producidas por el bloqueo de los pasajes de ventilación o debidas a temperatura ambiente elevadas en el mismo. También tienden a actuar como restricciones innecesarias en sitios en donde la cubierta del control se encuentra a una temperatura superior a la del motor. Normalmente los motores se ventilan con aire externo, para que su temperatura ambiente sea la misma que la del aire que lo rodea. No obstante, las cubiertas de control no tienen el mismo grado de ventilación, de modo que la temperatura interna puede ascender en ocasiones a niveles elevados, si se encuentra en un sitio

asoleado. Los relevad
ces, para evitar esta si
cesariamente, debido
cubierta de control; p
durante la época de fi
situaciones, se deberí
peratura ambiente.

Hay algunos sisten
en forma directa la t
varios métodos posib

Los motores peque
tección contra sobrec
tato en el motor que d
del mismo. Cuando e
se abre, interrumpien
tos piloto que se mont
se limitan a detener
corriente de línea. Es
para sobrecargas sos
devanado de cobre y
para condiciones de

Los detectores de
dan una indicación
tanto detectores de r
cional como termon
sumamente sensible
estos dispositivos in
tan una alarma o deti

Protección contr
eliminar con rapide
presente y evitar pe
protección contra cc
posible, para que la
corriente de entrada
el nivel al cual se pue
En el caso de los mo
corto circuito se deb
corriente de funcion
do sobre la entrada
corriente a carga pl
bajo voltaje se fabri
se pueden ajustar y f
del motor.

Los controles de
los fusibles de pote
fusibles se coordina
el circuito del moto
desde las condicion
corriente máxima.

Protección cont
condición en que el
nicos y de jaula de a
tiene más probabili
El calentamiento d
estator durante el a
gran tamaño, una d
positivos o las car
funcionamiento y c
de sobrecarga y pro
nados para resolve
cas del motor.

La frecuencia de
que se cuenta con
temas de control e
como la corriente
Protección con
suspensión de serv
de la línea de alime

asoleado. Los relevadores para corrientes elevadas se emplean, a veces, para evitar esta situación. Esto evita que el motor se detenga innecesariamente, debido a un ambiente demasiado caliente dentro de la cubierta de control; pero el motor no estará indebidamente protegido durante la época de frío y en días nublados o en la noche. Ante estas situaciones, se deberá utilizar relevadores de compensación para temperatura ambiente.

Hay algunos sistemas de protección contra sobrecargas que miden en forma directa la temperatura del devanado del motor, y se tienen varios métodos posibles.

Los motores pequeños de una sola fase se construyen con una protección contra sobrecargas ya instalada. Se incluye a veces un termostato en el motor que detecta directamente la temperatura del devanado del mismo. Cuando el motor sufre sobrecalentamientos, el termostato se abre, interrumpiendo la corriente de línea del motor. Los termostatos piloto que se montan en los devanados en motores de mayor tamaño se limitan a detener el arranque del motor, en lugar de interrumpir la corriente de línea. Este método proporciona una protección aceptable para sobrecargas sostenida; pero, debido a la demora técnica entre el devanado de cobre y el termostato, no ofrece la protección conveniente para condiciones de estancamiento o para sobrecargas severas.

Los detectores de temperatura insertados en el devanado de motor dan una indicación exacta de la temperatura del mismo. Se utilizan tanto detectores de resistencia para temperaturas (RTD) de tipo tradicional como termorresistencias especiales (resistencias no lineales, sumamente sensibles a la temperatura). Con los auxiliares apropiados, estos dispositivos indican o registran la temperatura del motor, conectan una alarma o detienen el funcionamiento del motor.

Protección contra corto circuitos Los corto circuitos se pueden eliminar con rapidez, a fin de evitar daños graves ante la falla que se presente y evitar perturbaciones en el resto del sistema eléctrico. La protección contra corto circuitos se debe establecer al nivel más bajo posible, para que la acción de suspensión se inicie con toda rapidez. La corriente de entrada para el arranque del motor fija un límite que indica el nivel al cual se pueden establecer los dispositivos para corto circuito. En el caso de los motores en jaula de ardilla, el disparo instantáneo de corto circuito se debe iniciar, aproximadamente, entre 7 y 10 veces la corriente de funcionamiento a carga plena. Esto da un margen adecuado sobre la entrada normal, que es, aproximadamente, seis veces la corriente a carga plena. Los arrancadores combinados modernos de bajo voltaje se fabrican con interruptores de circuito instantáneos que se pueden ajustar y fijar un poco por encima de la corriente de arranque del motor.

Los controles de motor de tipo contactor y alto voltaje dependen de los fusibles de potencia para protegerlo contra los corto circuitos. Los fusibles se coordinan con los relevadores de sobrecarga para proteger el circuito del motor a todo lo largo de la gama de condiciones de falla, desde las condiciones de sobrecarga hasta verdaderos cortocircuitos a corriente máxima.

Protección contra rotores bloqueados Cuando se presenta una condición en que el rotor se bloquea, los rotores de los motores sincrónicos y de jaula de ardilla de gran tamaño son el elemento de motor que tiene más probabilidades de dañarse debido a un sobrecalentamiento. El calentamiento del rotor no se relaciona con el calentamiento del estator durante el arranque. Por consiguiente, en el caso de motores de gran tamaño, una de las prácticas comunes consiste en separar los dispositivos o las características para protegerlo contra sobrecargas de funcionamiento y condiciones de rotor bloqueado, si los dispositivos de sobrecarga y protección contra corto circuito no pueden ser coordinados para resolver esta condición, dadas las características específicas del motor.

La frecuencia del rotor de un motor sincrónico se detecta gracias a que se cuenta con el circuito de campo del rotor. Se han diseñado sistemas de control especiales que toman en cuenta tanto la velocidad como la corriente inducida del rotor para proteger.

Protección contra descensos del voltaje Cuando se registra una suspensión de servicio eléctrico, es necesario desconectar los motores de la línea de alimentación para evitar las sobrecorrientes de arranque que se tienen en el sistema eléctrico cuando el voltaje se restablece. También debe considerarse que es poco seguro poner en funcionamiento todos los motores en forma indiscriminada una vez que se vuelve a establecer el servicio eléctrico. Por el contrario, quizá sea conveniente dejar los motores conectados durante breves descensos de voltaje, lo que constituye una protección para descensos, tomando en cuenta la demora. La protección contra descensos instantáneos de voltaje desconecta el motor tan pronto como dicha reducción es apreciable. Este tipo de protección es satisfactorio cuando la continuidad del funcionamiento es relativamente poco importante. Esto es inherente en los arranques magnéticos de bajo voltaje, en que una pérdida de potencia dispara la desconexión de todos los contactores tan pronto como se registra un descenso de voltaje. Si se desea establecer una protección con demora para descensos de voltaje para estos controles, se deben agregar al circuito de control estándar relevadores de demora de tiempo. Puesto que los interruptores de circuito no se desconectan con los descensos de voltaje, es necesario incluir relevadores contra descensos de voltaje.

Protección contra fases invertidas En algunos motores de gran tamaño se emplean relevadores de fase invertida, para evitar que arranquen cuando la rotación de fase del sistema eléctrico se invierte, debido a un cableado incorrecto o al mantenimiento indebido. También se emplean como relevadores para descensos de voltaje y equilibrio de voltaje. Se pueden aplicar relevadores individuales a cada motor, en lugar de tener un relevador de subvoltaje, o bien, se puede instalar uno de ellos en un conductor para varios motores. Los relevadores individuales son más costosos, pero también más seguros, sobre todo cuando los circuitos de motor cambian con frecuencia. Este tipo de protección se aplica normalmente en arranques de tipo de conmutación y alto voltaje.

Protección para equilibrio de corriente de fase Los motores trifásicos de ca siguen funcionando, casi siempre, en una sola fase. La fase individual se convierte en un problema en motores grandes de ca debido a que generan un calentamiento excesivo del rotor. Las condiciones de una sola fase no se pueden detectar midiendo el voltaje; un motor en funcionamiento actúa como generador, de manera que, incluso en condiciones de una sola fase, el voltaje de terminal del mismo es casi normal. Los relevadores de equilibrio de corriente dan una indicación positiva del desequilibrio de la corriente del sistema y el funcionamiento en una sola fase. Normalmente, se emplea un relevador trifásico para cada motor. El empleo de estos relevadores se restringe a motores grandes [(aproximadamente, de 1119 kW (1500 hp) y mayores], en donde el valor del equipo protegido justifica el costo de tal protección.

En arrancadores de motor de ca y bajo voltaje, se establece una protección adecuada para la fase sola, utilizando tres relevadores contra sobrecarga, que en la actualidad se han convertido en equipo estándar. El calentamiento del rotor no constituye un problema importante en motores de menor tamaño, que tienen más capacidad térmica; pero es importante proteger los devanados del estator de dichas máquinas, para evitar que se quemen.

Protección diferencial La protección diferencial se aplica para detectar rápidamente fallas internas del motor y minimizar los daños posibles. El costo de esta protección se justifica en motores grandes [de 1119 kW (1500 hp) y más], en los cuales la restricción del daño al motor representa un ahorro muy superior al costo de esta protección adicional.

La protección diferencial de un motor es la más sensible de las formas de protección existentes para motores grandes. En la figura 24-9 se ilustran los principios básicos en que se basa. Los seis cables (los dos extremos de los tres devanados) se conectan a las terminales. La corriente eléctrica que entra a cada devanado y la que sale del mismo pasa por el mismo transformador de corriente, en direcciones opuestas. Si todo está normal, dichas corrientes son iguales y no se induce ninguna corriente en el devanado del transformador de corriente. Si ocurre un corto circuito de fase a fase (devanado a devanado) o de devanado a tierra, las corrientes no se equilibran, se induce una corriente en el devanado del transformador de corriente, y el relevador

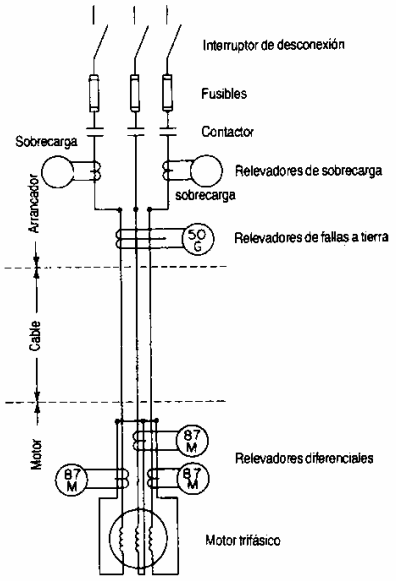


FIG. 24-9 Arrancador usual de motor de ca de alto voltaje; se ilustran varias formas de protección: fusibles, relevadores de sobrecarga, relevadores para fallas a tierra y relevadores diferenciales con los transformadores de corriente correspondientes que actúan como sensores de fallas de corriente. En la práctica, los transformadores diferenciales para la protección contra corrientes se localizan en el motor, pero los relevadores forman parte del arrancador.

diferencial se dispara instantáneamente, apagando el motor. Debido a la sensibilidad y la velocidad con que opera, este sistema limita el daño al motor, minimizando los costos de reparación y el tiempo de paralización del trabajo.

Protección para fallas de tierra Los motores de alto voltaje (2300 volts y más) se deben proteger con relevadores para fallas de tierra, si la fuente de energía está conectada a tierra (véase la Fig. 24-9). Este método incluye un transformador de corriente de diámetro grande (ct), que encierra los tres cables del motor. La corriente en cortocircuito conectada a tierra fluye a través del ct hasta ella, y regresa a la fuente de alimentación externa al ct; este desequilibrio induce una corriente en el ct y el relevador a tierra, lo cual detiene al motor. Con esta protección sólo se necesitan dos relevadores para sobrecargas y dos ct de línea (en lugar de los tres normales), de manera que la protección adicional será muy económica. No obstante, no se puede utilizar a menos que la fuente de alimentación esté conectada a tierra.

Tanto el relevador diferencial como el de tierra son capaces de detectar fallas de tierra. La protección de tierra para fallas de tierra se localiza en el arranque y protege el cable y al motor; los ct diferenciales se localizan en el motor y sólo protegen a éste. Las prioridades económicas estipulan que se debe instalar primero una protección contra fallas de tierra, agregando después protecciones diferenciales, cuando el ahorro potencial en tiempo improductivo y los costos de reparación lo justifiquen.

Protección contra sobretensiones Los motores de alto voltaje se deben equipar con aparatos de protección contra sobretensiones, consistentes en un conjunto de tres pararrayos y tres capacitores de sobrecarga. Los voltajes excesivos, potencialmente dañinos, se pueden generar en un sistema eléctrico al ejecutar operaciones de conmutación, cuando se producen ciertas fallas o en caso de relámpagos. Los capacitores de sobretensión reducen estas descargas de voltaje excesivas y los pararrayos limitan el voltaje de pico; estas dos funciones son esenciales para asegurar una protección adecuada. La protección contra cargas excesivas se debe ubicar en las terminales de cada motor para lograr una protección máxima, aunque en muchos casos se tiene un solo equipo contra sobrecargas, que se conecta al conductor eléctrico que alimenta varios motores.

Control especial

Arranque con voltaje reducido El arranque con voltaje reducido se utiliza para limitar el descenso de voltaje en el sistema. Los descensos de voltaje se deben restringir porque, de lo contrario, pueden desconectar otros motores de la línea, provocar que los motores sincrónicos del sistema queden fuera de paso o causen una oscilación molesta en las lámparas.

Los métodos de arranque con voltaje reducido más simples son el arranque con resistencia y con reactor. Estos sistemas requieren dos contactores o interruptores de circuito y un conjunto de reactores o resistencias, en contraste con el arranque de un solo contactor con voltaje pleno. El contactor de arranque se cierra primero, conectando la energía a las terminales del motor por medio de los reactores. La impedancia del circuito reduce el voltaje de terminal del motor y la corriente de arranque. Conforme se acerca a la velocidad plena, el contactor de funcionamiento se cierra, desconectando los reactores, y aplicando el voltaje de línea a las terminales del motor. La corriente de arranque se reduce en proporción a la disminución en el voltaje del motor. Sin embargo, el par o momento de torsión es proporcional al cuadrado del voltaje del motor, de manera que el esfuerzo de rotación se reduce todavía más que la corriente de arranque.

TABLA 24-3 Efectos de arranque a voltaje reducido *

Tipo de arrancador	Voltaje de motor	Corriente del motor	Corriente de línea o de la fuente	Par motor	Baja del voltaje en la fuente
Diseño	100	100	100	100	0
Voltaje completo real	80	80	80	64	20
Reactor:					
Toma de 0.8	67	67	67	45	17
Toma de 0.65 . . .	56	56	56	31	14
Toma de 0.5	44	44	44	20	11
Autotransformador:					
Toma de 0.8	69	69	55	48	14
Toma de 0.65 . . .	59	59	38	35	10
Toma de 0.5	47	47	24	22	6

Si se necesita una mayor reducción en la corriente de línea para poner en funcionamiento los motores de ca que es posible con el arranque con reactor, se pueden utilizar autotransformadores. Debido a la acción de transformador, la reducción en el par de rotación-arranque del motor es directamente proporcional a la reducción en la corriente de línea. En la tabla 24-3 se compara el arranque con reactor y autotransformador, con respecto a la corriente de línea y el esfuerzo de rotación. Otros métodos de arranque con voltaje reducido se emplean con menos frecuencia e incluyen el arranque a devanado parcial y los arranques de estrella-triángulo.

Arrancadores de motor sincrónico Excepto por la adición del tablero de aplicación de campo de un motor sincrónico, los patrones de control son idénticos tanto para este tipo de motor como para los de inducción. La excitación no se aplica a los motores sincrónicos hasta

ámpagos. Los capa-
e voltaje excesivas y
funciones son esen-
a protección contra
s de cada motor para
os casos se tiene un
l conductor eléctrico

con voltaje reducido
sistema. Los descen-
ntrario, pueden des-
los motores sincróni-
a oscilación molesta

o más simples son el
stemas requieren dos
ijunto de reactores o
lo contactor con vol-
imero, conectando la
los reactores. La im-
al del motor y la co-
ocidad plena, el con-
ando los reactores, y
notor. La corriente de
ción en el voltaje del
ón es proporcional al
l esfuerzo de rotación
ue.

aje reducido *

e o de	Par motor	Baja del voltaje en la fuente
	100	0
	64	20
	45	17
	31	14
	20	11
	48	14
	35	10
	22	6

iente de línea para po-
osible con el arranque
lores. Debido a la ac-
rotación-arranque del
ión en la corriente de
n reactor y autotrans-
l esfuerzo de rotación.
o se emplean con me-
do parcial y los arran-

o por la adición del ta-
ónico, los patrones de
otor como para los de
ores sincrónicos hasta

que llegan, más o menos, al 95% de la velocidad. La corriente de campo se debe aplicar cuando los polos del mismo tienen una relación de espacio apropiada con el campo magnético rotatorio del estator. Tanto la velocidad como la posición se establecen gracias al voltaje en ca generado en el devanado del campo. La frecuencia es directamente proporcional al deslizamiento y, por lo tanto, estipula la velocidad; la magnitud y la polaridad de la onda generada señalan la posición relativa al campo de la armadura. Cuando se detecta la velocidad y la posición apropiadas se aplica la corriente de campo. Cuando se utiliza un arranque a voltaje reducido, la secuencia de arranque de ca se completa antes de aplicar la corriente de campo.

Arranques de ca con velocidades múltiples Los motores de inducción de velocidades múltiples son motores de dos devanados, de un solo devanado con conexión de polo consecuente o bien, motores de amplitud de polo modulada (véase la subsección "Motores de corriente alterna de velocidades múltiples"). Los arrancadores de motores de dos devanados y dos velocidades son muy sencillos; constan de dos arranques estándares de un solo polo y una sola velocidad, encerrados en el mismo recipiente con las interconexiones eléctricas y mecánicas adecuadas, de manera que los dos contactores no se puedan cerrar en forma simultánea.

Los motores de dos devanados y dos velocidades, ya sea de polo consecuente o de amplitud de polo modulada, requieren un contactor de tres y cinco polos, interconectado mecánica y eléctricamente. Los motores de dos devanados de tres y cuatro velocidades necesitan una combinación de arrancadores de un devanado y dos velocidades o de dos devanados y dos velocidades. Cualquier modificación subsecuente es factible, convirtiéndolos en un control de inversión de velocidades múltiples.

Control secundario de motores de rotor devanado Los motores de rotor devanado se pueden poner en funcionamiento con un voltaje reducido sin ningún problema, o bien, controlar su velocidad, utilizando una resistencia secundaria externa. La adición de la resistencia al circuito secundario de un motor de rotor devanado reduce la corriente de arranque y afecta la velocidad en condiciones de carga.

Cuando se utiliza una resistencia secundaria externa para mejorar las características de arranque, se acostumbra utilizar resistencias de corta duración nominal. Conforme se acelera el motor, los pasos de resistencia se cortan según una base de tiempo o corriente, para dar las características deseadas de par de aceleración y corriente.

Cuando se utiliza una resistencia secundaria externa para ajustar la velocidad, las resistencias pueden ser infinitamente ajustables (p. ej., reóstatos líquidos) o ajustables por etapas (en los casos en que no se requiere un ajuste fino de la velocidad).

Control de un motor de cc El control para motores de cc varía desde los simples arrancadores de línea manuales hasta los sistemas de regulación muy complejos. Aquí sólo se tomarán en consideración los problemas de arranque, ya que las transmisiones de velocidad variables y los sistemas de regulación se estudian en otras partes de esta obra.

Las principales diferencias entre los arrancadores de ca y cc son necesarias debido a la limitación de la conmutación de los motores de cc que es la capacidad de los segmentos individuales del conmutador para interrumpir su porción de corriente de armadura, conforme cada segmento se aleja de las escobillas. Por lo común, se puede conmutar con seguridad del 250 a 275% de la corriente nominal. Puesto que la corriente de arranque del motor está limitada sólo por la resistencia de la armadura, el arranque en línea se utiliza sólo para motores de cc muy pequeños [de 1492 W (2 hp) aproximadamente]. En cualquier otro caso, el conmutador se flameará y destruirá el motor. La resistencia externa para limitar la corriente se debe utilizar durante el arranque para evitar esta posibilidad.

Los reóstatos manuales se utilizan en serie con la armadura del motor para desempeñar funciones de limitación de corriente. Si el reóstato tiene una capacidad térmica amplia, también puede servir para hacer variar la velocidad. Cuando se emplea este sistema se deben incluir interconexiones para evitar el cierre del contactor, a menos que se tenga una resistencia máxima en el circuito.

Los arrancadores magnéticos desconectan la resistencia de arranque en una o varias etapas, basándose en el tiempo, la corriente o la velocidad. El número de etapas o pasos depende del tamaño del motor y la aplicación. Con frecuencia se utiliza una aceleración de corriente límite para transmisiones de gran inercia que requieren un tiempo de aceleración prolongado. La corriente del motor se detecta mediante un relevador de corriente que activa los contactores de desconexión en secuencia, conforme desciende la corriente. Sin embargo, la aceleración a tiempo límite es más común. El motor se acelera en un tiempo definido, desconectando las etapas de resistencia de arranque con una secuencia cronometrada.

MÁQUINAS RECIPROCANTES O DE MOVIMIENTO ALTERNATIVO

MÁQUINAS DE VAPOR

El advenimiento de los motores eléctricos, las turbinas de vapor y otros medios de transmisión han relegado el motor de vapor a una posición inferior como medio de impulsión industrial. No obstante, tiene la ventaja de ser seguro y poseer características de operación que no se obtienen con otros medios de propulsión, pero también cuenta con la desventaja de su gran volumen y el vapor de salida aceitoso que expulsa.

En el **motor simple sin expansión**, como el que se utiliza en bombas reciprocantes de acción directa, el vapor se admite a lo largo de toda la carrera y no se expande dentro del cilindro, lo cual genera una eficiencia relativamente baja. El control es sencillo y la velocidad de la bomba se regula mediante el estrangulamiento del vapor. Si se hace una selección adecuada del vapor y el tamaño de los pistones de la bomba, ésta puede suministrar altas presiones de cierre o interrupción, que se pueden emplear para contrarrestar bloqueos temporales en las líneas de las tuberías o para otras situaciones que requieren una gran presión durante un lapso corto.

Las **máquinas de expansión de vapor** de mayor eficiencia utilizan válvulas de interrupción o corte para limitar la admisión de vapor al cilindro durante la parte inicial de la carrera y la expansión ocurre durante el resto de la misma. Los motores de mayor tamaño utilizan varios cilindros en serie para lograr la expansión total. Aunque esta clase de motor se puede controlar con válvulas de estrangulamiento, el método preferido consiste en cambiar el punto de corte, eliminando con ellos las pérdidas de la válvula de estrangulamiento y permitiendo cambiar la salida de cero a la potencia máxima de diseño. Por lo tanto, se logra la expansión casi completa con cargas parciales y sobrecargas, lo cual genera un funcionamiento eficiente para la gama completa de las cargas.

Aunque este tipo de motor es eficiente, está limitado por su incapacidad para utilizar la expulsión a bajo vacío o las presiones altas de vapor, y las temperaturas que se emplean comúnmente en las turbinas de vapor. Con presiones de vapor reducidas [2068 kN/m^2 (300 lb/in^2 manométrica)] y vacíos limitados [88 kN/m^2 (26 in de Hg)], la máquina de vapor ofrecerá mayor eficiencia que la turbina de vapor para la misma potencia nominal. Para cada ajuste de interrupción, el motor desarrollará el mismo par de rotación con todas las velocidades, mientras que el consumo de vapor y la salida de potencia serán directamente proporcionales a la velocidad. Todas las otras transmisiones, excepto ciertos motores eléctricos de cc requieren la misma entrada para un par constante con velocidades variables.

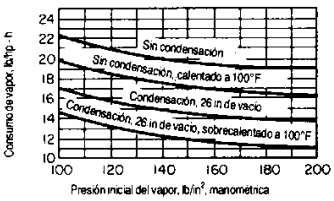


FIG. 24-10 Consumo de vapor de un motor uniflujo de 400 hp. Para convertir libras por caballos de fuerza-hora en kilogramos por kilowatt /hora, multipliquese por 0.6084; para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada en megapascales, multipliquese por 6.89×10^{-3}.

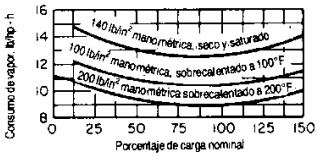


FIG. 24-11 Consumo de vapor de un motor de uniflujo con un vacío de 27.5 in. Para convertir libras por caballos de fuerza-hora en kilogramos por kilowatt/hora, multipliquese por 0.6084; para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada en megapascales, multipliquese por 6.89×10^{-3}.

El cambio de ajuste del punto de interrupción permite que un motor diseñado para un gas opere eficientemente con cualquier otro (con la única limitación de la corrosividad, la deposición de suciedad, etc.). Esta característica favorece el empleo de motores reciprocantes cuando es necesario dilatar gases con eficiencia en aplicaciones de proceso en que la composición es variable. Una ventaja adicional es que un motor es el único impulsor con un consumo de gas esencialmente de cero con velocidad cero, mientras que desarrolla el par de rotación pleno y mantiene presiones de proceso completas. La combinación de un motor de expansión que impulsa a un freno de aceite, proporciona un efecto de refrigeración de alta eficiencia en una gama amplia de condiciones de proceso, cuando los controladores de proceso regulan el flujo de aceite dentro del freno de aceite.

El **diseño de uniflujo** reduce la condensación del cilindro y permite también razones de expansión superiores por cilindro (véanse las Figs. 24-10 y 24-11). El vapor se admite durante la iniciación de la carrera de potencia, y después de la interrupción se expande hasta una presión ligeramente mayor que la de expulsión. Al concluir la carrera, el pistón descubre los conductos de salida del cilindro con vapor parcial y lo descarga al sistema de expulsión. El resto del vapor que está dentro del cilindro se comprime durante la carrera de retorno del pistón, manteniendo temperaturas promedio superiores en el cilindro, con el fin de reducir la condensación de vapor durante la admisión.

Para limitar la fricción y el desgaste del cilindro, se inyecta aceite a los cilindros de los motores, y para mantener la lubricación, se deben calentar los cilindros de los motores que funcionan a baja temperatura. Los aceites generan espumas en las calderas y pueden contaminar las corrientes de proceso de baja temperatura de donde, en plantas de vapor, el aceite se separa casi siempre del condensado. Es factible omitir el aceite para lubricación si se utilizan anillos de carbono o plástico similares a los que se emplean en los compresores de vaivén sin aceite. Sin embargo, estos anillos no son seguros ni tienen una duración de vida tan buena como los anillos de pistón de hierro colado lubricados.

MOTORES DE COMBUSTIÓN INTERNA

El tamaño de los motores de combustión interna varía desde los pequeños portátiles de gasolina, hasta las grandes unidades diesel [14 914 kW (20 000 hp)], que se utilizan para la propulsión de buques. Generalmente se diseñan para aplicaciones industriales específicas y para satisfacer objetivos particulares, como peso por caballaje, seguridad y condiciones de operación.

Todos los motores de combustión interna se clasifican en dos tipos principales: de cuatro y dos ciclos. Esos motores se subdividen en **1)** motores de gasolina o gas (ciclo Otto), en los cuales se utiliza una bujía para encender una mezcla precombinada de combustible y aire; **2)** motores diesel (ciclo diesel), en los cuales la compresión a alta presión eleva la temperatura del aire hasta la temperatura de ignición del aceite combustible inyectado; **3)** motores de combustible doble o de gas y aceite en los que el combustible es una combinación de gas y aceite en cualquier razón deseada, a condición de que se utilice en todo tiempo por lo menos el 5% del aceite, y **4)** motores de tres combustibles, que pueden funcionar como unidades de dos combustibles y un gas directo, reemplazando el sistema de inyección de aceite con una bujía para la ignición.

Características de diseño Los motores de combustión interna implican considerar las siguientes características de diseño: **1) Relación de compresión**, cuyo incremento hace aumentar por lo común la eficiencia del motor; pero produce también temperaturas de ciclo promedio más altas y, por lo tanto, los cilindros, las cabezas de los pistones y los anillos se calientan con mayor intensidad, lo cual incrementa los problemas de la lubricación de los pistones. **2) Velocidad de pistón**, que es un criterio general importante para el diseño del motor, ya que la clasificación nominal de la potencia es proporcional a la velocidad del pistón. Las fuerzas oscilantes y los problemas de lubricación aumentan con la velocidad del pistón. **3) Presión media eficaz de frenado** (bmep) correspondiente a las siglas inglesas (bmep), que es una medida general de la salida de un marco de motor; la bmep aumenta con la razón de compresión y el grado de sobrecarga y, en general, los valores elevados se asocian con los motores industriales modernos de alta eficiencia. También constituye el criterio general para las cargas de los cojinetes y la carga promedio del pistón, así como para la temperatura del cilindro. **4) Potencia nominal del motor**, que es proporcional al producto de la velocidad del pistón y la bmep. Los valores aceptables de la velocidad del pistón y la bmep dependen más del empleo industrial que del tipo de motor. **5) Sobrecarga**, que representa los medios para incrementar la presión de aire del múltiple de entrada por encima de la presión ambiente. **6) Turbocarga**, que se aplica a la expansión de los gases calientes de expulsión a través de una turbina para impulsar el compresor de sobrecarga. Puesto que la salida de potencia es proporcional a la presión de aire del múltiple de entrada, la sobrecarga proporciona una salida de potencia incrementada y casi siempre una mayor eficiencia. Los motores muy sobrecargados pueden requerir un enfriador de aire entre el compresor y el múltiple de entrada.

Habitualmente, el **tamaño del motor** se designa en función del valor nominal de la potencia (caballaje), más que del tamaño físico del marco del motor. El tamaño del marco se determina según el diámetro interno del cilindro, la longitud de la carrera y el número de cilindros. La potencia nominal de un marco determinado varía con la práctica industrial y el empleo que se le dé. Así, pues, los motores de automóvil se diseñan para desarrollar entre 0.54 y 0.95 hp/in³ de desplazamiento del pistón, mientras que las unidades diesel industriales se limitan a la gama comprendida entre 0.045 y 0.175 hp/in³.

El **valor nominal del motor** refleja la práctica industrial de que se trata. La potencia del motor de automóvil es el caballaje máximo o de pico desarrollado en un montaje de prueba, mientras que la clasificación nominal de un motor industrial se basa, casi siempre, en una carga continua.

Los motores industriales se fabrican en gran variedad de tamaños de marco, cada uno de los cuales se fabrica en varias clasificaciones de potencia y velocidad. El mismo marco del motor puede impulsar un generador de 900 kW a 900 rpm, o un generador de 600 kW a 600 rpm,

utilizando pistones más ligeros y refacciones especiales para una aplicación de más alta velocidad. Un motor que se haya diseñado originalmente para 746 kW (1000 hp) se puede elevar a 820 kW (1100 hp), utilizando cabezas de compresión más altas y más aún, a 984 kW (1320 hp), mediante una sobrecarga. Por lo tanto, un marco puede cubrir una gama de potencia de 447 kW (600 hp) (60% de velocidad) a 984 kW (1320 hp). Un marco de motor también se puede diseñar para diferentes salidas haciendo variar la cantidad de cilindros: por ejemplo, un motor de 10 cilindros de 2610 kW (3500 hp) desarrolla 1566 kW (2100 hp) y 2088 kW (2800 hp) con el mismo grado de eficiencia, utilizando, respectivamente, 6 y 8 cilindros. Esto permite al fabricante emplear el mismo diseño básico, las mismas herramientas e idénticos aditamentos para gran variedad de clasificaciones.

El valor nominal de potencia de motores industriales de Estados Unidos se publica, casi siempre, para un nivel de 457 m (1500 ft) sobre el mar y a una temperatura ambiente de 32°C (90°F). Es importante que las condiciones atmosféricas de la instalación se especifiquen, ya que los motores funcionan con un exceso muy pequeño de aire de combustión y, en consecuencia, la máxima salida de potencia es proporcional a la densidad del aire.

Características de operación Las características de operación de los motores de combustión interna son básicamente las mismas, sea cual fuere el combustible utilizado o si el motor es de dos o cuatro ciclos. Para hacer variar la velocidad o la capacidad portadora de carga, que puede variar de 0 al torque total para todas las velocidades dentro de la gama de operación, lo único que se necesita es alterar la entrada de combustible. Los motores de mayor tamaño utilizan un regulador para controlar la razón de entrada del combustible y mantener la velocidad constante en condiciones variables de carga. Con la instrumentación auxiliar, el regulador se utiliza como controlador de la potencia o el proceso. Ese tipo de instrumentación permite efectuar el arranque, la detención y hacer funcionar el motor desde una ubicación remota, lo que también permitirá apagar por completo la unidad en el caso de que se presente una pérdida del agua de enfriamiento o del flujo de aceite lubricante.

El **arranque** se realiza haciendo girar el motor con una velocidad que baste para lograr el encendido y una operación subsecuente autosostenida. Los motores pequeños se ponen en funcionamiento por medio de motores eléctricos u otras unidades más pequeñas de arranque manual, y los de mayor tamaño están provistos de válvulas especiales, que permiten que los cilindros del motor funcionen como motores de aire empleando aire a alta presión para hacer girar la unidad. Los motores de arranque tienen, casi siempre, un tamaño del 5 al 10% del valor nominal del motor. Los requisitos de aire para el arranque son 0.014 m^3 (0.5 ft^3 de aire libre)/hp almacenado a una presión manométrica de 1723 kN/m^2 a 2068 kN/m^2 (250 a 300 lb/in^2). Por lo común, se presuponen tres arranques por disparo, o bien logrado, para determinar el tamaño del compresor de aire de arranque y el depósito de almacenamiento de aire.

Las características de operación de los motores son afectadas también por los **requisitos de servicio**. Los motores de automóviles deben desarrollar un máximo esfuerzo angular con velocidades bajas para ascender por colinas; los motores marinos sólo deben desarrollar un par de esfuerzo angular pleno cuando la hélice gira a plena velocidad y, por lo tanto, requieren la máxima eficiencia posible a todas las cargas para dicha velocidad; las compresoras reciprocantes a presión constante necesitan un par de fuerza angular pleno en toda la gama de velocidades de operación, por lo que presentan un problema de inestabilidad del motor con velocidades reducidas. El motor se debe seleccionar de tal manera que se satisfagan estos requisitos de servicio.

La **sobrecarga** se utiliza primordialmente para mejorar la eficiencia del motor o la salida de potencia, pero el funcionamiento a carga parcial y la razón de respuesta a los cambios de carga dependen del tipo de sistema de sobrecarga utilizado. Algunos sistemas producen motores sobrecargados que tienen las mismas características de par angular-velocidad y velocidad de respuesta a los cambios de carga que los motores no sobrecargados, en tanto que otros generan respuestas peores o más eficientes y características de velocidad-par de rotación distintas.

Mantenimiento y confiabilidad El mantenimiento preventivo requiere que todos los motores se apaguen a intervalos periódicos para su inspección y reparación. Para tener un mantenimiento adecuado en motores para trabajos pesados, la disponibilidad es superior al 97%, con costos de mantenimiento de 1.50 a 3 dólares por caballo de fuerza-año, y un consumo de aceite de lubricación de 1 a 2 gal/hp-año.* Aunque esto representa un alto grado de seguridad, los periodos de interrupción de motores para trabajos pesados son más frecuentes que los de los motores eléctricos o las turbinas de vapor.

El funcionamiento satisfactorio de un motor se asegura manteniendo un libro de registros que permita comparar las características actuales con registros anteriores de: **1**) expulsión del cilindro, agua de enfriamiento y temperatura de salida del sobrecargador para cargas similares, **2**) sonidos de funcionamiento y producción de humos en la salida, y **3**) eficiencia y pérdidas del motor.

Los dispositivos de seguridad mínima para un motor industrial son el regulador y dispositivos independientes de sobrevelocidad y presión de aceite baja. Los motores que funcionan en zonas no supervisadas deben tener los medios necesarios para que se detengan en caso de que sufran fallas en el agua de enfriamiento o el aceite de lubricación, y para temperaturas excesivas en la salida o en el agua de cubierta. Los motores que funcionan en zonas supervisadas deben estar provistos de instrumentos, para que el operador verifique su funcionamiento.

Características del combustible Los combustibles utilizados en los motores industriales del tipo de combustión interna son, por lo común, derivados del petróleo o, de lo contrario, gases naturales o elaborados. Los alcoholes y las mezclas de gasolina y alcohol o benzol también se utilizan a menudo. Un motor de gasolina funciona satisfactoriamente con cualquier tipo de combustible que esté libre de polvo y no sea corrosivo (es decir, que contenga menos de 0.6 granos por ft^3), que no detone, no registre preignición durante la carrera de compresión y produzca el calor suficiente al quemarse para desarrollar la potencia necesaria.

En general, el combustible debe tener una capacidad calorífica superior a 600 Btu/ft^3. Los motores de gasolina requieren, además, que el combustible se vaporice dentro del carburador. Los diesel queman cualquier combustible que se pueda inyectar, a condición de que se queme en condiciones controladas, posea la suficiente lubricidad para lubricar los émbolos de inyección, generen el calor suficiente y carezcan de granos abrasivos, contenga menos del 3% de azufre, 70 ppm de vanadio y 125 ppm de pentóxido de vanadio. La mayor parte de los motores diesel utilizan aceites combustibles número 2 o número 5. Este último se debe calentar a una viscosidad de 50 a 70 S.S.U. [121°C (250°F), aproximadamente] para obtener las características de lubricación e inyección adecuada en el inyector.

Los combustibles gaseosos que contienen fracciones cuya temperatura de ignición es menor que la del metano pueden requerir el empleo de cabezales de baja compresión y la deaireación del gas del motor.

El método para informar sobre el consumo de combustibles varía entre las diferentes industrias y también de un país a otro. Las asociaciones comerciales recomiendan habitualmente algún procedimiento particular. Así pues, la Diesel Engine Manufacturers Association de Estados Unidos, calcula las eficiencias basándose en el valor menor de calentamiento (LHV) para combustibles gaseosos y el valor superior de calentamiento para combustibles de aceite. Una de las prácticas generales es estipular el funcionamiento de un motor de gas en Btu/hp-h (LHV) y el funcionamiento del motor de aceite, expresado en libras de combustible consumido por caballo de potencia-hora. En el caso de plantas de generación de electricidad, el consumo de combustible se estipula en kilowatts. Los datos auxiliares que se incluyen con los cálculos de eficiencia del motor varían según la práctica industrial que en la actualidad prevalece.

Economía de combustible y recuperación de calor Las altas eficiencias obtenidas por los motores modernos sobrecargados y de alta compresión, ya sea de diesel o de gas, se pueden alcanzar sólo en plan-

* Si se desean detalles más minuciosos sobre los costos de funcionamiento industrial, consúltese la obra *Annual Oil and Gas Engine Power Costs*, publicada por American Society of Mechanical Engineers. Los fabricantes de motores proporcionan también programas recomendados para efectuar un mantenimiento preventivo.

TABLA 24-4 Balance térmico aproximado para motores de gas*

	Dos ciclos				Cuatro ciclos			
	Húmedo†		Seco†		Húmedo atmosférico		Seco sobrecargado	
Tipo de múltiple	B.t.u./hp	%	B.t.u./hp	%	B.t.u./hp	%	B.t.u./hp	%
Entrada de calor (LHV)	7200	.....	6900	.....	7700	.....	6200	
Trabajo	2545	35.4	2545	36.9	2545	33.1	2545	41.0
Camisa o chaqueta	1700	23.6	1200	17.4	2200	28.6	1250	20.2
Aceite lubricante	460	6.4	500	7.2	450	5.8	300	4.8
Escape	2095	29.1	1795	26.0	2300	29.9	1685	27.2
Radiación	400	5.5	860	12.5	205	2.6	200	3.2
Combustión	.....	.....	.....	.....	.....	.....	220	3.5

*Por cortesía de Cooper-Bessemer Corp. Para convertir unidades térmicas británicas por caballo de potencia (Btu/hp) en kilojoules por kilowatt, multipliquese por 1.4148.

†El tipo húmedo se refiere a los múltiples enfriados por agua y el tipo seco a los múltiples por aire.

tas de vapor de recalentamiento a alta presión, muy grandes, o mediante ciclos muy complicados en turbinas de gas. Las siguientes eficiencias (LHV), basadas en combustible de metano para motores de gas y combustible de aceite para motores diesel, se pueden emplear para calcular los consumos de combustible: 63 a 298 kW (85 a 400 hp), 28%; 328 a 597 kW (440 a 800 hp), 32%; 597 a 2237 kW (800 a 3000 hp), 36% por encima de 2461 kW (3300 hp), 38%.

Los costos de combustibles de una planta que se asignan a la producción de potencia se pueden reducir cuando las pérdidas de calor se aprovechan para algún proceso o para otro tipo de calentamiento. Las pérdidas de calor de un motor, como porcentajes de entrada de calor (LHV), son **1**) enfriamiento del aceite de lubricación, de 5 a 7% disponible a 82°C (165°F), **2**) enfriamiento de la cubierta, 17 a 30% disponible como agua a 82°C (165°F), o con un enfriamiento en fase de vapor como vapor a 103 kN/m^2 (15 lb/ft^2 manométrica), **3**) gases de expulsión de un motor, 26 a 30% disponible con, aproximadamente, la mitad de este valor a la temperatura suficiente para generar vapor a 689.5 kn/m^2 (100 lb/in^2 manométrica), en calderas de calor de desecho. En la tabla 24-4 se dan algunos datos sobre el equilibrio calorífico en motores de gas.

Llevar a efecto el enfriamiento en la fase de vapor da por resultado una reducción del costo del sistema de enfriamiento, un aumento en la recuperación calorífica y puede mejorar una mayor eficiencia del motor.

Con velocidad plena, el consumo de combustible decrece linealmente con la reducción de la carga, adquiriendo en una carga cero un valor correspondiente a un tercio o un cuarto del consumo a carga plena y sin ningún potencial para la recuperación calorífica en la salida. Las pérdidas de calor en la cubierta de agua se reducen del 20 al 40% a una carga cero. El consumo de combustible al par de rotación nominal es casi proporcional a la velocidad. Con media velocidad, la recuperación de la salida disminuye a menos de 1/2 y el enfriamiento con agua de cubierta se convierte en más de la mitad de los valores de esfuerzo angular pleno.

Instalación y costos La instalación de un motor incluye el equipo auxiliar necesario para su funcionamiento como, por ejemplo, bombas de lubricación y almacenamiento auxiliar, equipo de filtración y enfriamiento, bombas para agua de cubierta con tanque de expansión y enfriador, tanques de aire para el arranque y compresoras, tubería y pantallas para el aire de entrada, tubería para el aire de salida y silenciadores o calderas de calor de desecho, un sistema de combustible que, en el caso de los motores diesel, incluye un tanque de uso normal, filtros, bombas, calentadores y un tanque principal de almacenamiento, sistema de ignición o émbolos de inyección de combustible, así como torres de enfriamiento o radiadores. Los motores diesel que operan con aceites combustibles pesados de tipo residual tienen sistemas de dos combustibles, uno para aceite pesado para el funcionamiento normal y uno de aceite ligero para el arranque y la detención.

Las tuberías e instalaciones marinas se disponen con frecuencia de manera que el motor impulse todo el equipo auxiliar por medio del cigüeñal, utilizando cadenas y bandas en V. Sin embargo, la práctica de una planta de proceso consiste en que todos los elementos auxiliares tengan una propulsión independiente, utilizando bombas de emergencia para minimizar el tiempo improductivo del motor.

Los cimientos se deben diseñar para que puedan controlar el **movimiento de vibración** que resulta de las masas reciprocantes. Los fabricantes del motor recomiendan las dimensiones de los cimientos; pero, en general, sus recomendaciones no toman en cuenta las propiedades del subsuelo y se basan en hacer que el peso combinado del motor y los cimientos sea bastante grande para limitar la vibración. Cuando es factible, los cimientos deben estar separados de la estructura del edificio. En muchos casos, la vibración del motor no producirá daños; sin embargo, se considera como buena práctica reducirla, siempre que sea posible. Incluso cuando la vibración no aumente ninguna fuerza del motor, hará que las uniones y los pernos de las tuberías, etc., se vayan soltanto poco a poco.

También la vibración de torsión genera, a veces, problemas y provoca variaciones de presión en los cilindros que pueden producir pares cíclicos, con armónicos que varían de media velocidad hasta de 10 a 12 veces la velocidad de funcionamiento. Para evitar dificultades de operación, las frecuencias críticas de torsión del motor, combinado con el equipo impulsado, se deben calcular o medir para asegurar que las velocidades de funcionamiento se alejen de los va-

TABLA 24-5 Costos comparativos de instalación de compresores de motor integral para estaciones de oleoductos y plantas de proceso*

	Estación de oleoducto	Planta de proceso
A. Tierras y mejoramientos	$ 328 000	$ 48 500
B. Estructuras	648 000	346 000
C. Pruebas	25 000	25 000
D. Equipo	4 900 000	3 625 000
Subtotal	$5 901 000	$4 044 500
Se suma un 10% de gastos generales y costos de campo no distribuidos	590 100	404 450
Subtotal	$6 491 100	$4 448 950
Se suma 5% para contingencias	324 555	No se utiliza
Total	$6 815 555	$4 448 950
Costo por caballo de potencia (hp)	487	318

*Se suponen 10 unidades para un total de 10.4 MW (14 000 hp). Año tomado como base: 1981.

lores críticos, o insta
contrario, que el equi
tantes.

El costo de los mot
congruente si se calcı
siempre y cuando los
publicadas sobre cost
cia, a error, ya que cor
cia más elevadas con

En la tabla 24-5 se
res, que se pueden pı
los costos de instalac

GENERADOR I

El generador de gas
cillo que utiliza "ci
potencia a sus posici
tipo de motor diese
variable, en el cual e
sor de aire para pro
desarrollar la potenc
ciaron en 1951 con
generadores de gas
aplicaciones subsec
sores de plantas pet
des de propulsión n

Características
tencia son similares
teriormente en esta
similar a un compr
cidades de pistón, c
tituyen un motor di
en la eliminación d

La ausencia del
libre ciertas caract
variable y velocida
de potencia. Aunq
en los cojinetes, nc
medio del ciclo, ca
diseños actuales, lc
dio de un recubrim
de aceite para enfı
llos.

Potencialmente
eficiencia superior
de sobrecarga muy
de vida muy corta
a que se buscaban
modernos tienen
frenado · h, que se
superior a los valc

Característica
ciclo de operació
presor) es un siste
rebote proporcio
peso. La razón n

lores críticos, o instalar amortiguadores de vibración, o bien, de lo contrario, que el equipo se diseñe para los esfuerzos cíclicos resultantes.

El costo de los motores y los equipos auxiliares es razonablemente congruente si se calcula una base de dólares por caballo de potencia, siempre y cuando los detalles esenciales sean los mismos. Las cifras publicadas sobre **costos de motores instalados** inducen, con frecuencia, a error, ya que con sobrecargas se pueden obtener salidas de potencia más elevadas con el mismo tamaño de motor, lo cual reduce también las necesidades de agua de enfriamiento y los requisitos de cimientos. Los costos de un compresor de tubería incluyen con frecuencia las tuberías, los edificios, etc., y en algunas plantas de proceso, el agua de enfriamiento, que se ha utilizado y cargado a la operación de proceso, se puede reutilizar para enfriar un motor sin costo alguno. Es obvio que las predicciones de los costos generales deben emplearse con precaución, a menos que se conozca con detalle la base correspondiente. No obstante, como cifras preliminares, se sugieren las siguientes cantidades (basándose en datos de 1981):

Compresores de motor integral:	
Sin instalar y sin equipos de auxiliares	$200/hp
Costo instalado con auxiliares y agua de enfriamiento	$338/hp
Costos instalados de unidades grandes, con agua de enfriamiento suministrada por unidades de procesamiento	$313/hp
Generadores diesel o motores de gas:	
Sin instalar	$169/kW
Instalado	$300-$338/kW

En la tabla 24-5 se estipulan los costos para la instalación de motores, que se pueden prorratear para sacar estimaciones preliminares de los costos de instalación.

GENERADOR DE GAS DE PISTÓN LIBRE

El generador de gas de pistón libre es un dispositivo relativamente sencillo que utiliza "cilindros de rebote" para regresar dos pistones de potencia a sus posiciones iniciales. Los pistones de potencia forman un tipo de motor diesel muy sobrecargado, de pistón opuesto y carrera variable, en el cual cada pistón de potencia impulsa un pistón compresor de aire para producir aire presurizado que utiliza la turbina para desarrollar la potencia necesaria. Las instalaciones industriales se iniciaron en 1951 con una planta generadora de electricidad, utilizando generadores de gas de pistón libre para impulsar una turbina. Entre las aplicaciones subsecuentes se incluyen estaciones de bombeo, impulsores de plantas petroquímicas, propulsores de locomotoras y unidades de propulsión marinas.

Características de diseño Las características de la turbina de potencia son similares a las de las turbinas de vapor que se analizan posteriormente en esta sección. El compresor de aire del gasificador es similar a un compresor de aire reciprocante y sólo difiere en las velocidades de pistón, que son superiores. Los cilindros de potencia constituyen un motor diesel de pistón opuesto y dos ciclos, que solo difiere en la eliminación del cigüeñal.

La ausencia del cigüeñal le confiere al generador de gas de pistón libre ciertas características singulares, a saber, una carrera de pistón variable y velocidad de pistón independiente de la turbina u otra salida de potencia. Aunque la eliminación del cigüeñal evita cargas pesadas en los cojinetes, no elimina el problema de las altas temperaturas promedio del ciclo, características en motores muy sobrecargados. En los diseños actuales, los cilindros de potencia tienen enfriamiento por medio de un recubrimiento de agua y se hacen circular grandes cantidades de aceite para enfriar los pistones y minimizar el desgaste de los anillos.

Potencialmente, una planta de turbina de pistón libre opera con una eficiencia superior a la de un diesel; pero esto se logra sólo a presiones de sobrecarga muy elevadas, que tienen como resultado una duración de vida muy corta de los anillos. Las fallas iniciales se debieron quizás a que se buscaban las máximas eficiencias posibles; pero los modelos modernos tienen un consumo de combustible de 0.38 a 0.40 lb/hp de frenado · h, que se considera como una buena eficiencia, aunque algo superior a los valores correspondientes a los motores diesel.

Características de operación En la figura 24-12 se describe el ciclo de operación. En esencia, un gasificador de pistón libre (o compresor) es un sistema de masa y resorte en el cual el aire del cilindro de rebote proporciona el efecto de resorte y los pistones son la masa o el peso. La razón resorte-masa determina la velocidad en carreras por minuto. Se obtienen velocidades mínimas sin carga de 400 ciclos/min, a presiones bajas del cilindro de rebote y velocidades de 600 ciclos/min a presión plena. Al hacer variar la entrada de combustible, se cambian las fuerzas disponibles y se genera una alteración en la carrera del pistón y la velocidad, lo cual determina la cantidad de aire que se comprime.

En un sistema simple que consta de un gasificador y una turbina, la cantidad de combustible se puede reducir de los niveles necesarios para una potencia plena hasta un punto en que el compresor de pistón libre se haga inestable. Cualquier reducción subsiguiente de la potencia se obtendrá sólo utilizando un controlador de intervalo dividido, que despida gas a la atmósfera. El controlador de intervalo dividido funciona basándose en la velocidad de la turbina o en algún factor de proceso, como, por ejemplo, el flujo o la presión.

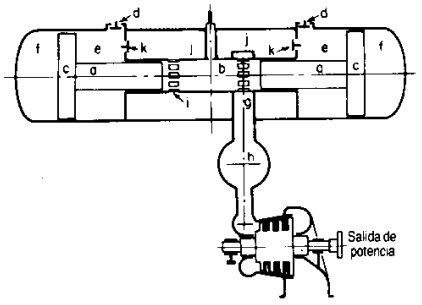


FIG. 24-12 Compresor de pistón libre. Cuando los pistones (*a*) se encuentran en su posición más interna, el combustóleo se inyecta dentro del cilindro de potencia (*b*); el aumento de presión resultante del cilindro de potencia (*b*) mueve los pistones de potencia (*a*) y los pistones del compresor de aire (*c*) en dirección hacia afuera, succionando aire a través de las válvulas (*d*) hacia el cilindro del compresor de aire (*e*) y, al mismo tiempo, comprimiendo aire del cilindro de rebote (*f*). Cerca del extremo de la carrera del pistón, las aberturas de expulsión (*g*) quedan abiertas, lo cual permite que los productos de combustión salgan a través de la tubería (*h*) hacia la turbina de potencia. El movimiento subsecuente del pistón de potencia deja al descubierto las aberturas para la admisión de aire (*i*), permitiendo que el aire pase de la cámara (*j*) al cilindro de potencia (*b*), atravesando las aberturas de expulsión hasta la turbina de potencia, a través de la tubería de salida (*h*). El cilindro de potencia (*b*) posee ahora una carga de aire de renuevo. La presión de los cilindros de rebote (*f*) devuelve los dos pistones de potencia (*a*) y sus cilindros del compresor de aire conectados (*c*) hacia el centro, y movimiento hacia adentro del pistón del compresor de aire (*c*) descarga el aire a través de la válvula (*k*) dentro de la cámara (*j*). El movimiento hacia adentro que ejecutan los pistones de potencia (*a*) comprime el aire dentro del cilindro de potencia (*b*), dejándolo listo para una nueva carrera de potencia.

En plantas grandes de una sola turbina, cada gasificador se conecta, casi siempre, a un grupo separado de boquillas de turbina de primera etapa. Para reducir la salida de potencia, la entrada de combustible se reduce para los gasificadores, o los gasificadores sucesivos se pueden interrumpir para mantener el funcionamiento de alta eficiencia de los gasificadores que quedan en funcionamiento. Las válvulas de limpieza se emplean para operaciones transitorias a carga parcial.

En grandes instalaciones de varias turbinas, los gasificadores se descargan en un cabezal común, cuya presión se mantiene gracias a un controlador de presión de intervalo dividido, que ubica las estanterías de combustible y las válvulas de limpieza. Cada turbina se controla por medio de su regulador, que estrangula el gas conforme es necesario.

En cada caso, las características de operación dependen de la configuración del control. Cuando el gasificador se regula por medio de un controlador de contrapresión y la turbina mediante su propio regulador, el funcionamiento de la turbina de potencia es similar al de una turbina de vapor que funciona con vapor a presión constante. Los gasificadores controlados por un regulador de turbina responden rápidamente a las oscilaciones de la potencia, conforme los cambios en el ajuste del combustible varían a lo largo de la siguiente carrera. La única demora en la respuesta es el intervalo requerido para presurizar el cabezal del gas.

La reducción de la presión de salida del gasificador genera una potencia de salida de turbina menor y, al mismo tiempo, presiones eficaces medias más bajas, con lo cual aumenta la duración de vida de los anillos. Por el contrario, un incremento en la presión da como resultado una mayor potencia de turbina y una duración menor de los anillos; pero los gasificadores no perderán velocidad hasta obtener contrapresiones elevadas. Los sistemas de compresión de aire absorben casi toda la salida de trabajo de los pistones de potencia. A presiones de salida normales, el compresor de aire descarga un exceso de éste a través de los cilindros de potencia. Cuando se tiene una gran contrapresión, la eficiencia volumétrica del compresor disminuye, haciendo que llegue menos aire a los cilindros de potencia. El motor sigue funcionando con una contrapresión creciente, hasta que se alcanza la presión de pérdida de velocidad.

Instalación y operación Las fuerzas de inercia se equilibran mediante los dos pistones que se mueven simultáneamente en direcciones opuestas, con lo cual se minimizan las necesidades de cimentación y, sin un cigüeñal, las vibraciones de torsión mecánica no existen. El flujo de salida de gas pulsante implica los mismos problemas que se encuentran en los compresores reciprocantes, en lo que respecta a vibraciones de excitación con cierta resonancia en las tuberías de conexión.

Con un solo gasificador conectado a la turbina, la fluctuación de la presión puede excitar vibraciones de torsión dentro de la turbina y el equipo de impulsión. Para evitar la resonancia, las frecuencias críticas de torsión de la turbina y el equipo impulsado deben diferir de las frecuencias de las fuerzas de excitación, que son múltiplos de las carreras por minuto. Las frecuencias de excitación de instalaciones de gasificadores múltiples varían desde una condición en que todas las unidades se disparan en forma simultánea, hasta diferentes patrones, que comprenden el encendido espaciado entre unidades.

Los gasificadores se deben desconectar para someterlos a un mantenimiento periódico y el porcentaje de disponibilidad de una sola unidad parece ser menor que el de los motores diesel. No obstante, los impulsores ofrecen la gran disponibilidad habitual de las turbinas y, en consecuencia, el empleo de gasificadores auxiliares confiere un alto grado de disponibilidad de una planta completa.

Combustible y recuperación de calor Los productos de combustión de un gasificador contienen hasta 15% de oxígeno (por volumen). Ese oxígeno se utiliza para encender una caldera presurizada que va antes que la turbina o en una caldera a presión atmosférica dentro de la salida de la turbina. También es posible calentar sencillamente los gases y lograr con ellos una salida de potencia de turbina más alta. Estas configuraciones generarán mayor eficiencia en la planta, pero también se incrementa el costo de inversión.

La recuperación de calor del agua de enfriamiento y los circuitos de aceite y de lubricación se limita a las temperaturas bajas [49°C (120°F)], que son mucho más reducidas que para los diesel.

La mayor parte de las instalaciones utilizan combustible diesel número 2 y algunas informan que han utilizado con éxito combustibles más pesados. La presión de aire más elevada favorece una combustión más completa, por lo cual algunas autoridades afirman que el gasificador puede quemar aceites más pesados que el diesel. Sin embargo, esta condición de presión favorable se contrarresta, en parte, debido al breve tiempo en el que se realiza la combustión cuando el pistón se desplaza a altas velocidades.

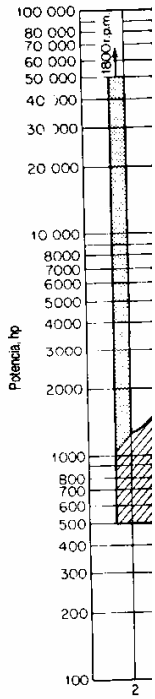


FIG. 24-13 Índice d
cidad. Para convertir c

TURBINAS DE VAPOR

Las turbinas de vapor se dividen en dos categorías generales: las que se utilizan para generar **energía eléctrica** y las unidades para fines generales que se emplean para mover bombas, compresores, etc., las cuales a menudo se denominan **turbinas de propulsión mecánica**.

En la figura 24-13 se ilustra en general, la relación de la capacidad en función de la velocidad. A 1800 y 3600 rpm se encuentran las transmisiones de generador de tipo turboeléctrico, con límites de capacidad superiores a los valores mayores de la gráfica. La mayor parte de las aplicaciones de transmisión mecánica se localizan dentro de la zona sombreada y las capacidades superiores a la línea continua son especiales y poco acostumbradas.

La presión del vapor de entrada se ubica habitualmente dentro de la escala de 1723 kN/m^2 (250 lb/in^2 manométricas), con un sobrecalentamiento de cero, hasta 5860 kN/m^2 (850 lb/in^2 manométricas) a 482°C (900°F). Se han construido algunas turbinas que funcionan a 35 kN/m^2 (5 lb/in^2 manométricas) con sobrecalentamiento cero, partiendo de una salida de proceso. En generadores de turbina de gran tamaño, es común encontrar presiones manométricas de 10 342, 12 410 y 16 547 kN/m^2 (1500, 1800 y 2400 lb/in^2 manométricas) y algunos operan a presiones supercríticas de 24 131 kN/m^2 (3500 lb/in^2 manométricas) y 34 474 kN/m^2 (5000 lb/in^2 manométricas). Las plantas eléctricas que generan vapor con reactores nucleares generan vapor saturado en la escala de 1379 a 6895 kN/m^2 (200 a 1000 lb/in^2 manométricas). Las primeras unidades eran de 125 megawatts, pero en la actualidad el tamaño más común es de 250 a 1000 megawatts. Estas unidades tienen cubiertas múltiples y hojas de 1.32-m (52 in) de longitud, en etapas de salida de 1800 rpm.

TIPOS DE TURBINAS DE VAPOR

Turbina de condensación directa Todo el vapor penetra en la turbina a una presión y sale también de la misma, por el conducto de expulsión, a una presión inferior a la de la atmósfera.

Turbinas directas sin condensación Todo el vapor penetra a la turbina a presión, y todo el vapor sale de la misma por el conducto de expulsión a una presión igual o mayor que la atmosférica.

Turbina de extracción no automática, de condensación o no condensación El vapor se extrae de una o más etapas; pero sin contar con medios para controlar la presión del vapor extraído.

Turbina de extracción automática, de condensación o no condensación El vapor se extrae de una o más etapas; pero sin contar con medios para controlar la presión del vapor extraído.

Turbina de extracción e inducción automática, de condensación o no condensación El vapor se extrae de una o más etapas, o bien, se induce a las mismas utilizando medios para controlar las presiones del vapor de extracción o inducción.

Turbina de presi
vapor entra en la tu
de entrada separad
por de entrada.

Turbinas de rec
dido a través de var
de la caldera en do
sobrecalentado se
posterior.

OPCIONES DE

La turbina de **una s**
que se tiene y la qu
de vapor hay una s
mediante un regul
por la válvula, el v
gana velocidad e in
de empuje contra l
y los cojinetes se l
aplicaciones son i
menores que 5500
presiones de vapo
al canzar límites su
y 8274 kN/m^2 (12

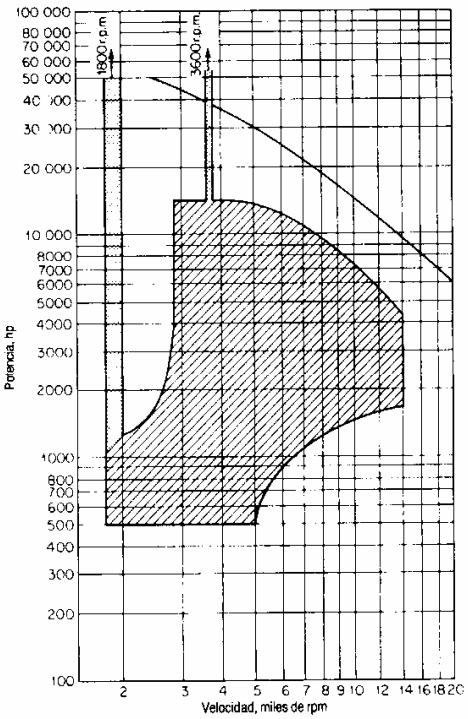


FIG. 24-13 Índice de capacidad de una turbina de vapor en función de la velocidad. Para convertir caballos de potencia (hp) en watts, multiplíquese por 745.7.

Turbina de presión mixta, condensación o no condensación El vapor entra en la turbina a dos o más presiones, atravesando aberturas de entrada separadas, con medios para controlar las presiones del vapor de entrada.

Turbinas de recalentamiento Después que el vapor se ha expandido a través de varias etapas, sale de la turbina y pasa por una sección de la caldera en donde se somete a un sobrecalentamiento. El vapor sobrecalentado se devuelve entonces a la turbina para su expansión posterior.

OPCIONES DE ETAPAS Y VÁLVULAS

La turbina de **una sola etapa y una sola válvula** es el tipo más sencillo que se tiene y la que ofrece las aplicaciones más variadas. En la cámara de vapor hay una sola válvula reguladora, que se opera directamente mediante un regulador centrífugo de tipo mecánico. Después de pasar por la válvula, el vapor se expande a través de las boquillas, en donde gana velocidad e impulso para mover las ruedas, realizando una acción de empuje contra las hojas. El eje se sella mediante anillos de carbono y los cojinetes se lubrican por medio de anillos. La mayor parte de las aplicaciones son inferiores a 1119 kW (1500 hp) y tienen velocidades menores que 5500 rpm con 4137 kN/m^2 (600 lb/in^2 manométrica) o a presiones de vapor inferiores. Mediante ciertos cambios, es factible alcanzar límites superiores del orden de 1492 kW (2000 hp), 10 000 rpm y 8274 kN/m^2 (1200 lb/in^2 manométricas).

La **turbina de una sola válvula y etapas múltiples** se utiliza bastante para mover compresores y bombas en el intervalo de 1119 a 4474 kW (1500 a 6000 hp). En la figura 24-12 se muestra una sección de turbina de este tipo. El extremo de entrada de esta turbina de etapas múltiples conserva la configuración general que incluye caja de cojinetes, regulador y cámara de vapor, como se tiene en la turbina de una sola etapa y una sola válvula. La cubierta se extiende para abarcar las etapas adicionales, y la última hilera de hojas y la abertura de salida tienen un tamaño grande para contener el volumen del vapor de salida a una presión de condensación baja, que puede ser de 6895 a 13 790 N/m^2 (1 o 2 lb/in^2 absolutas).

La **turbina de etapas y válvulas múltiples** se emplea, a menudo, en el intervalo en que la turbina de una sola válvula podría manejar la carga. La ventaja adicional que se tiene es una mayor eficiencia a carga parcial y un mejor control de la velocidad. Las válvulas múltiples son la configuración universal para salida de caballaje más altas, para evitar el empleo de una válvula reguladora de gran tamaño que pueda causar problemas de válvulas. No existe una línea divisoria bien definida y hay situaciones especiales que admiten que se utilicen unidades de una sola válvula al doble del límite antes citado. En las turbinas de válvulas múltiples se emplean diferentes configuraciones de válvulas y la complejidad aumenta con las condiciones de vapor y el volumen. A continuación se mencionan las principales configuraciones empleadas al aumentar el flujo de vapor:

1. Cámara de vapor en la mitad superior, con válvulas de elevación de barra
2. Cámara de vapor en la mitad superior, con válvulas de elevación de levas
3. Cámara de vapor tanto en la mitad superior como en la inferior, con elevación de levas
4. Cámara de vapor separada, montada lateralmente

La conmutación de una configuración a otra varía de un fabricante a otro. La configuración de la cámara de vapor y válvulas independientes montadas lateralmente es característica de transmisiones de generador de gran tamaño. Asimismo, al aumentar el flujo, adquiere un volumen excesivo para una sola hilera de hojas de salida, de manera que se utilizan cajas con flujo doble o salidas múltiples.

TIPOS DE ÁLABES Y DETERMINACIÓN DE ETAPAS

En la figura 24-15, se ilustra una etapa de turbina en la cual el vapor a la presión p_1 penetra en la boquilla o el álabe estacionario, se expande a una presión menor p_2 y sale de la boquilla con una velocidad C_1. La hilera rotatoria se mueve con una velocidad , de manera que el vapor penetra a dicha hilera con una velocidad relativa w_1 y sale de la misma con velocidad relativa w_2. La presión en el lado de salida de la hilera de rotación es p_3.

Según sea la relación entre las presiones p_1, p_2 y p_3, la etapa se clasifica ya sea como de impulso o reacción.

Para una **etapa de impulso** (Rateau o Curtis), p_2 es igual que p_3 o bien, sólo ligeramente superior y w_2 es un poco menor que w_1 originada por la pérdida de fricción en el pasaje del álabe. El área de salida a_r, de la hilera rotatoria es de 50 a 74% mayor que el área de salida a_s de la hilera estacionaria, con objeto de dar paso a la misma cantidad de vapor a un volumen específico superior.

El trabajo realizado en la etapa es el empuje del vapor sobre los álabes, que es la variación de momento o cantidad de movimiento del vapor conforme cambia de dirección de C_1 a C_2, utilizando la proyección periférica de las velocidades. Por ende, es conveniente que los ángulos α y β sean pequeños.

En una **etapa de reacción**, el área de salida a_r se limita, reduciendo el ángulo β, lo cual incrementa la presion p_2, quizá hasta un punto intermedio entre p_1 y p_3. La velocidad de salida w_2 es ahora mayor que la velocidad de entrada del álabe w_1, debido a la caída de presión de p_2

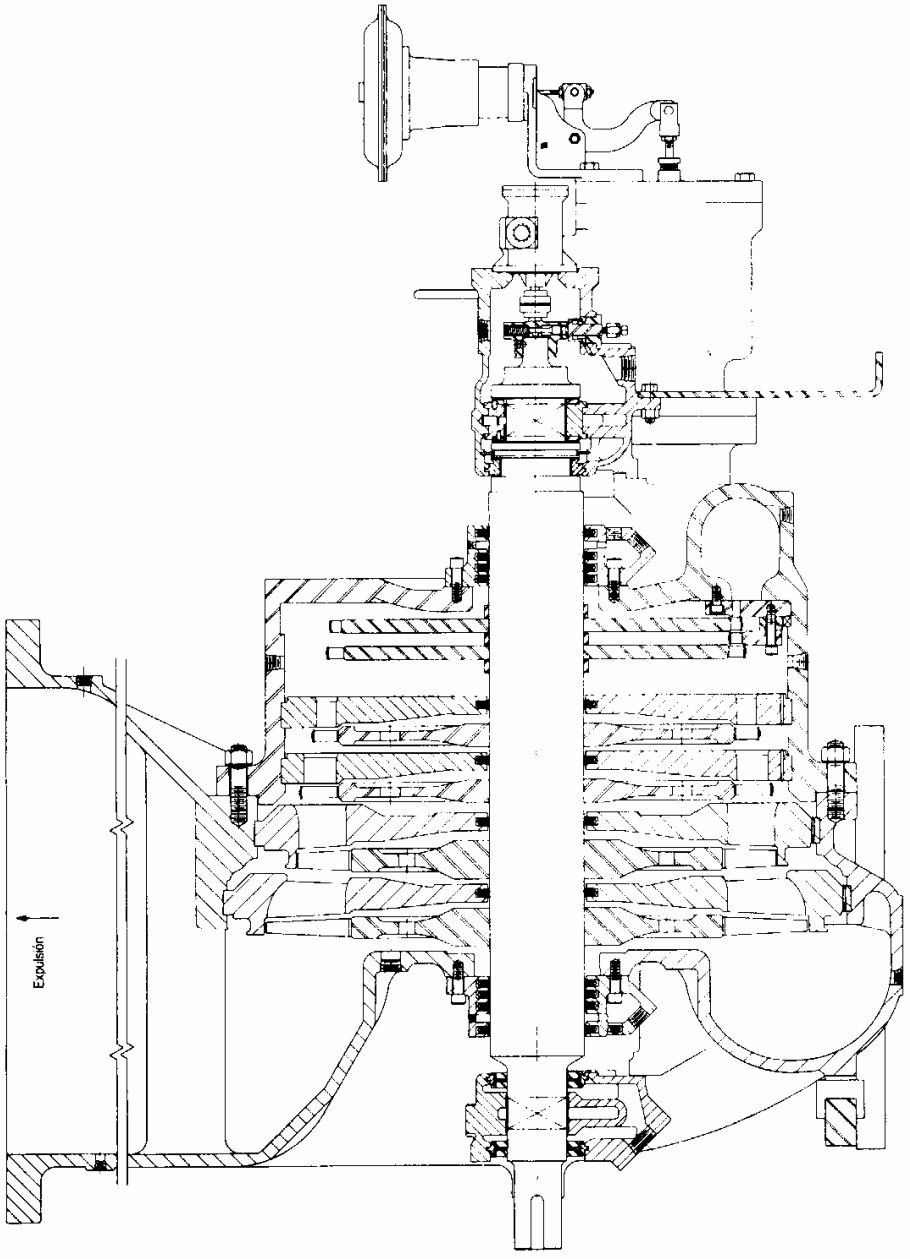
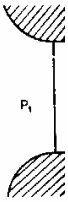


FIG. 24-14 Turbina de vapor de válvula sencilla y etapas múltiples. (*Elliott.*)



Boquilla para t

FIG. 24-15 Mecáni

a p_3 a través del pa
como un porcentaje

Debido al ángul
eficiente que la d
grar la misma caí
fuga, y la elecció
ción de apoyo.

La **etapa Curtis**
rias para absorber
versión entre amba
con la velocidad de
serva todavía gran
de, agregando una
de hacerlo pasar de
tituye una práctica
etapa, cuando la ra
mayor. La etapa d
como la etapa de u
encuentran con la
la corriente.

RENDIMIENT

La energía dispon
velocidad de un fl
cando la expresió

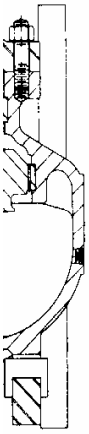
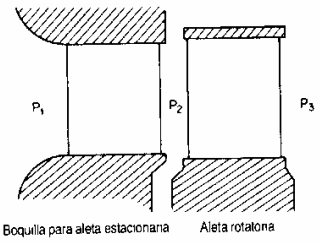


FIG. 24-14 Turbina de vapor de válvula sencilla y etapas multiples. (*Elliot.*)



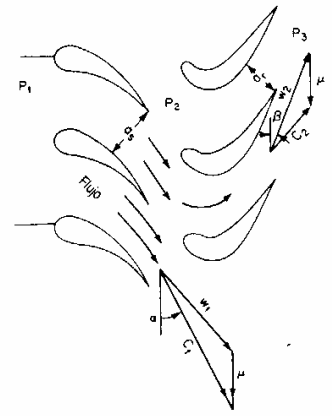


FIG. 24-15 Mecánica básica de una etapa de turbina.

a p_3 a través del paso de álabe. La reacción en una etapa se expresa como un porcentaje de la energía de etapa disponible.

Debido al ángulo del álabe menor, la etapa de reacción es más eficiente que la del impulso, pero requiere más etapas para lograr la misma caída de presión. Esto aumentará las pérdidas y la fuga, y la elección posible se acerca, casi siempre, a una condición de apoyo.

La **etapa Curtis** es de tipo de impulso que utiliza dos hileras rotatorias para absorber la energía en C_1, con una hilera estacionaria de inversión entre ambas. Esto sucede cuando C_1 es grande en comparación con la velocidad de rueda, de modo que la velocidad de salida C_2 conserva todavía gran cantidad de energía. Esta energía se disipa más tarde, agregando una hilera estacionaria para invertir el flujo, con el fin de hacerlo pasar después por una hilera rotatoria adicional. Esta constituye una práctica universal cuando se trata de turbinas de una sola etapa, cuando la razón p_1/p_3 se ubica dentro del intervalo de 2 a 2.5 o mayor. La etapa de impulso de dos hileras (Curtis) no es tan eficaz como la etapa de una sola hilera, debido a las pérdidas mayores que se encuentran con la velocidad de vapor elevada y los giros repetidos de la corriente.

RENDIMIENTO Y EFICIENCIA

La energía disponible en el vapor se expresa en Btu/lb, o entalpía. La velocidad de un flujo de vapor que pasa por la tobera se calcula aplicando la expresión:

$$C_1 = 223.7\sqrt{\Delta h} \qquad (24\text{-}14)$$

en donde C = velocidad, ft/s, y Δh es la caída de entalpía de p_1 a p_2, Btu/lb. Ésta es la misma fórmula que se utilizó para la velocidad de derramamiento de un líquido en términos de la carga, introduciendo el equivalente mecánico del calor.

Para fines de cálculo, la **eficiencia de las etapas individuales de la turbina** se presenta gráficamente como eficiencia μ en función de la razón de velocidad μ/C_1. En la figura 24-16 se ilustra la relación entre los tres tipos principales de etapas; cada uno de ellos tiene una eficiencia de pico a una razón específica de μ/C_1. Por supuesto, para el mismo valor de rpm, la etapa de dos hileras adopta el valor más alto de C_1 y la caída de entalpía más grande. La etapa de reacción adopta los valores más bajos. La etapa de impulso de una sola hilera (Rateau) se ubica hacia la mitad. La etapa de reacción se denota como el 70%, debido a que el 30% de la entalpía se asigna como margen para la expansión en la hilera estacionaria y el 70% para la hilera rotatoria.

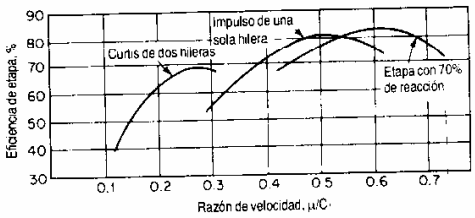


FIG. 24-16 Eficiencia de etapa para diferentes clases de etapas.

Cantidad de vapor Los datos de entalpía se obtienen en los diagramas de Mollier o en las tablas de vapor (véase la Sec. 3) y a partir de ellos se calcula la **cantidad teórica de vapor**. Por ejemplo, una condición de entrada de estrangulamiento equivalente a 4137 kN/m² (600 lb/in² manométrica) y 399°C (750°F) da una entalpía de 3.2 MJ/kg (1380 Btu/lb) y si el punto final se localiza a 348 kN/m² (50 lb/in² manométricas), entonces, la expansión adiabática se efectúa a 2.69 MJ/kg (1157 Btu/lb). Esto da las 0.52 MJ/kg (223 Btu/lb) disponibles y la cantidad teórica de vapor se calcula basándose en el equivalente de Btu por kilowatt-hora o caballo de potencia-hora:

$$3412.4/223 = 15.3 \text{ lb de vapor/kWh}$$
$$2544/223 = 11.4 \text{ lb de vapor/(hp · h)}$$

Las tablas de las cantidades teóricas de vapor aparecen como publicaciones por separado y en la tabla 24-6 se dan algunas de las condiciones más comunes.

La **cantidad real de vapor** se deduce dividiendo la cantidad teórica de vapor entre la eficiencia de motor, lo cual incluye las pérdidas termodinámicas y mecánicas. Por otro lado, la eficiencia interna se puede utilizar también y las pérdidas mecánicas se aplican en una segunda etapa.

La eficiencia varía en una gama amplia, según la cantidad de etapas de la turbina. Suponiendo que las condiciones de vapor son 4.14 MN/m² (600 lb/in² manométricas) a 399°C (750°F) de entrada y 13.8 kN/m² (2 lb/in² absolutas), en la salida, la tabla 24-6 estipula una cantidad teórica de vapor de 3.47 kg/kWh (7.65 lb/kWh). Cuando hay eficiencias que se pueden experimentar para ciertas condiciones de vapor con turbinas de 1, 5, 7 y 9 etapas, las cantidades reales de vapor son las que se indican en la tabla 24-7.

En esta tabla se observa que la eficiencia aumenta con el número de etapas y que el número creciente de etapas corresponde a valores más grandes de caballaje. Para cada etapa, identificada por el diámetro y la velocidad, se tiene una caída de Btu que da la mejor eficiencia, a condición de que se tenga el suficiente vapor para llenar la etapa, de modo

TABLA 24-6 Cantidades teóricas de vapor para turbinas de vapor a ciertas condiciones comunes, lb/kWh

	Condiciones de entrada							
Presión de salida	150 lb/in² man, 366°F, saturados	200 lb/in² man, 388°F, saturados	250 lb/in² man, 500°F, 94°F. sobrecalenta-miento	400 lb/in² man, 750°F, 302°F. sobrecalenta-miento	600 lb/in² man, 750°F, 261°F. sobrecalenta-miento	600 lb/in² man, 825°F, 336°F. sobrecalenta-miento	850 lb/in² man, 825°F, 298°F. sobrecalenta-miento	850 lb/in² man, 900°F, 373°F. sobrecalenta-miento
2 in Hg	10.52	10.01	9.07	7.37	7.09	6.77	6.58	6.28
4 in Hg	11.76	11.12	10.00	7.99	7.65	7.28	7.06	6.73
0 lb/in², man	19.37	17.51	15.16	11.20	10.40	9.82	9.31	8.81
10 lb/in², man	23.96	21.09	17.90	12.72	11.64	10.96	10.29	9.71
30 lb/in², man	33.6	28.05	22.94	15.23	13.62	12.75	11.80	11.07
50 lb/in², man	46.0	36.0	28.20	17.57	15.36	14.31	13.07	12.21
60 lb/in², man	53.9	40.4	31.10	18.75	16.19	15.05	13.66	12.74
70 lb/in², man	63.5	45.6	34.1	19.96	17.00	15.79	14.22	13.25
75 lb/in², man	69.3	48.5	48.8	20.59	17.40	16.17	14.50	13.51

NOTA: Para convertir libras fuerza por pulgada cuadrada en megapascales, multipliquese por 6.8948×10^{-3}; para convertir libras por kilowatt hora en kilogramos por kilowatt hora, multipliquese por 0.4536; °C = 5/9 (°F − 32).

que opere con un mínimo de pérdidas por fricción normal y fricción del aire. Por tanto, la turbina de nueve etapas es apropiada para 7.46 MW (10 000 hp), pero no daría muy buenos resultados como la turbina, de cinco etapas a 0.746 MW (1000 hp) debido a que las pérdidas aumentarían con el flujo ligero.

Según el diagrama de velocidad que aparece en la figura 24-15, es obvio que un incremento en la velocidad de rueda permite un aumento en la velocidad de salida de la boquilla C_1, sin que se eleve C_2. Asimismo, una turbina de alta velocidad contiene más Btu por etapa y tendrá menos etapas que una turbina de baja velocidad.

La velocidad de salida C_2 es una medida de la energía no utilizada. Para lograr mayor eficiencia, C_2 no debe tener ninguna componente radial y tendrá una naturaleza axial recta. Para todas las etapas, excepto la última, C_2 representa un acarreo a la siguiente etapa. En el caso de la última etapa, C_2 es la velocidad con que se entra a la cubierta de expulsión, y se define como la pérdida de salida o pérdida de expulsión.

Las curvas ilustradas en las figuras 24-17 y 24-18 se utilizan para calcular **cantidades de vapor de turbinas de una sola etapa** procediendo como se indica en el siguiente ejemplo: para condiciones de vapor equivalentes a 2.76 MN/m² (400 lb/in² manométricas), y 399°C (750°F) de entrada, y 5.17 N/m² (75 lb/in² manométricas) de salida, la tabla 24-6 especifica una cantidad teórica de vapor de 20.59 lb/kw-h. Si la turbina es de 300 hp y 4000 rpm, se principia en la parte superior de la figura 24-17 en 4000 y, para un alto de prueba, a 18 in de diámetro de base de los álabes de turbina, luego se desciende a la cantidad teórica de vapor (TSR) 20.59, de donde la cantidad de base del vapor es 37.0 lb/hp-h. A continuación se principia en la parte superior de la figura 24-18 a 4000 rpm y se hace un corte a 75 lb/in² manométricas para después descender a un diámetro de 18 in y encontrar una pérdida de 8 hp. Así, pues, el caballaje total es 308.5 y el vapor requerido es (308.5)(37.0) = 11 400 lb/h. Se puede preparar una tabla de selección, leyendo valores para otros diámetros, como se ilustra en la tabla 24-8.

La unidad más eficiente se elige basándose en esta tabla y se compara con el precio. Es evidente que, para 300 hp, el diámetro de 28 in no representa ninguna ganancia en relación con el diámetro de 22 in, debido al aumento en la pérdida de caballaje. En la comparación del diámetro de 22 in con el de 18, la ganancia es pequeña y puede quedar en desventaja debido al precio superior.

Las cantidades de vapor para turbinas de etapas múltiples dependen de muchas más variables que las turbinas de una sola etapa y necesitan un cálculo mucho más elaborado. Según el tipo de turbina, de una válvula o de válvulas múltiples, para fines generales o con transmisión de generador, de condensación o no condensación, con extracción o sin ella, los fabricantes ofrecen procedimientos abreviados para calcular el funcionamiento, datos que incluyen en los boletines que editan para todos los diferentes tipos producidos. La curva de la figura 24-19 se utiliza como aproximación general, teniendo en cuenta que una turbina real puede encontrarse a varios puntos por encima o por debajo de las curvas, según el empleo de la determinación óptima de etapas para una mayor eficiencia o llegando a un punto intermedio para justificar el precio. La velocidad tiene también una importancia primordial; la alta velocidad a 373 kW (500 hp) puede representar pérdidas elevadas, en tanto que 7.46 MW (10 000 hp) a 12 000 rpm puede quedar encima de la curva. Además, la presión de vapor afecta el buen rendimiento. La turbina más eficiente es aquella en que la velocidad, la presión y el flujo de vapor se combinan para llenar la trayectoria de álabe, de tal modo que no se tengan etapas de admisión parcial. Para una admisión parcial, las boquillas no llenan todo el arco de 360°, debido a que no se dispone de vapor suficiente para tantas boquillas. Las porciones de los álabes que giran fuera del arco de boquillas crean fricción normal y fricción de aire.

CONTROL DE TURBINA

Una turbina puede tener control de velocidad, presión o proceso. Algunos términos utilizados se definen como sigue:

Sistema regulador de la velocidad, que incluye el regulador y el cambiador de velocidad, el servomotor que activa las válvulas y las válvulas controladas por regulador.

El **regulador de velocidad** incluye sólo los elementos que responden directamente a la velocidad y la posición de otros elementos.

TABLA 24-7 Eficiencias de etapa para turbinas de vapor

Diseño de turbina	Hp de turbina	Eficiencia interna, %	Entalpía de salida, Btu/lb	Δh,* Btu/lb	Cantidad de vapor
Etapa sencilla	500	30	1245	135	7.65/0.30 = 25.5 lb/kW-hr.
5 etapas	1 000	55	1135	245	7.65/0.55 = 13.9 lb/kW-hr.
7 etapas	4 000	65	1090	290	7.65/0.65 = 11.75 lb/kW-hr.
9 etapas	10 000	75	1020	360	7.65/0.75 = 10.02 lb/kW-hr.

NOTA: Para convertir caballos de potencia (hp) en kilowatts, multipliquese por 0.7457; para convertir unidades térmicas británicas por libra en kilojoules por kilogramo, multipliquese por 2.33.

*Basada en la entalpía de entrada = 1380 Btu/lb.

6000
5000
R. P. M. 4000
3000
2000

FIG. 24-
por kilov
caballos

/h

man, 8°F. enta- ıo	850 lb/in² man, 900°F, 373°F. sobrecalenta- miento
3	6.28
5	6.73
1	8.81
9	9.71
0	11.07
7	12.21
6	12.74
2	13.25
0	13.51

'att hora en kilogramos

ıeña y puede quedar

tapas múltiples de- de una sola etapa y in el tipo de turbina, enerales o con trans- nsación, con extrac- ntos abreviados para en los boletines que La curva de la figura iendo en cuenta que os por encima o por minación óptima de unto intermedio para ına importancia pri- de representar pérdi- a 12 000 rpm puede vapor afecta el buen en que la velocidad, mar la trayectoria de misión parcial. Para el arco de 360°, de- tantas boquillas. Las boquillas crean fric-

esión o proceso. Al-

ıye el regulador y el va las válvulas y las

ementos que respon- otros elementos.

idad de vapor

5.5 lb/kW-hr.
3.9 lb/kW-hr.
1.75 lb/kW-hr.
0.02 lb/kW-hr.

libra en kilojoules por

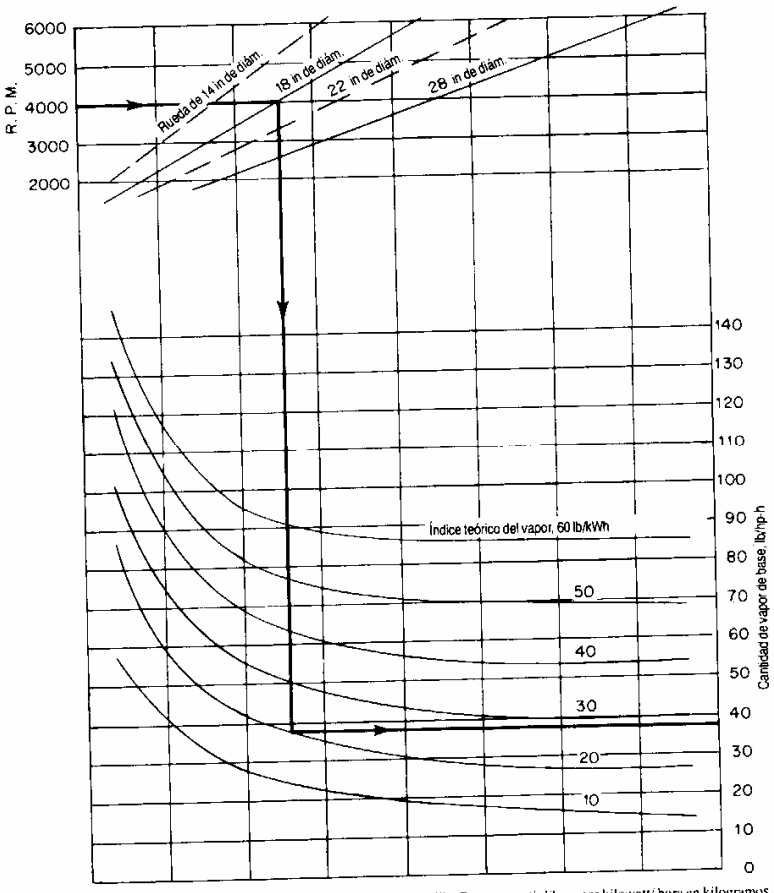


FIG. 24-17 Velocidad aproximada del vapor para turbinas de etapa sencilla. Para convertir libras por kilowatt/ hora en kilogramos por kilowatt/hora, multiplíquese por 0.4537; para convertir pulgadas en metros, multiplíquese por 0.0254; y para convertir libras por caballos de potencia-hora (hp-h) en kilogramos por kilowatt/hora, multiplíquese por 0.6084.

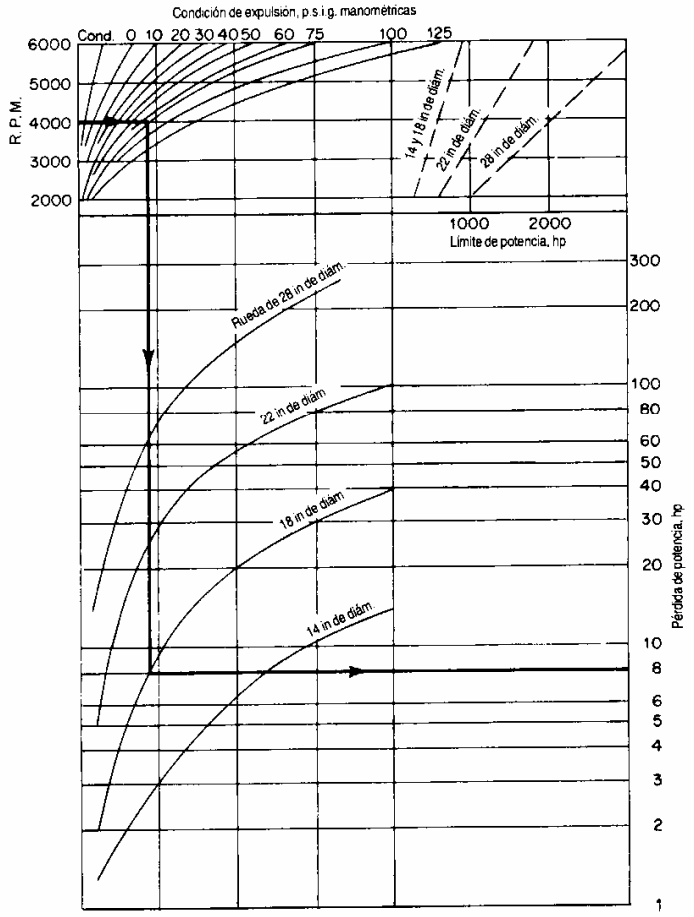


FIG. 24-18 Pérdida aproximada de potencia para turbinas de una sola etapa. Para convertir caballos de potencia (hp) en kilowatts, multipliquese por 0.7457; para convertir pulgadas en metros, multipliquese por 0.0254; y para convertir libras por pulgada cuadrada manométrica en kilopascales, multipliquese por 6.895.

TABLA 24-8 Tabl
vapor

Diámetro de rueda	Cantidad d vapor de basc, lb/hp
14	44.5
18	37.0
22	33.0
28	29.5

NOTA: Para convertir kilowatt-hora, multiplíqu en kilowatts, multipliqu

El **cambiador de** el punto de referencia

La **regulación de** la velocidad o la pres valor nominal), cuan mente, a partir del va

La **variación de** ción con el punto de oscilación.

El **regulador de** ción inherente y una de velocidad) y la sal ladora.

TABLA 24-8 Tabla usual de selección de turbina de vapor

Diámetro de rueda	Cantidad de vapor de base, lb/hp-h	Pérdida de potencia, hp	Potencia total, hp	Vapor requerido, lb/h	Cantidad de vapor lb/hp-h
14	44.5	3.0	303	13 500	44.6
18	37.0	8.5	308.5	11 400	38.1
22	33.0	26.0	326.0	10 750	36.9
28	29.5	64.0	364.0	10 750	36.9

NOTA: Para convertir libras por caballos de potencia-hora en kilogramos por kilowatt-hora, multiplíquese por 0.6084; para convertir caballos de fuerza (hp) en kilowatts, multiplíquese por 0.7457.

El **cambiador de velocidad** es un dispositivo que permite cambiar el punto de referencia.

La **regulación de estado estacionario o uniforme** es el cambio en la velocidad o la presión sostenidas (expresadas como porcentaje del valor nominal), cuando la salida de potencia o flujo se reduce gradualmente, a partir del valor nominal hasta cero.

La **variación de velocidad** es el cambio total de velocidad en relación con el punto de referencia e incluye tanto la banda muerta como oscilación.

El **regulador de acción proporcional** es un dispositivo con regulación inherente y una relación lineal continua entre la entrada (cambio de velocidad) y la salida del elemento de control final, la válvula reguladora.

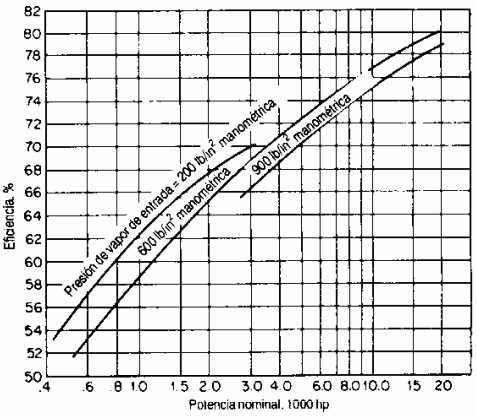


FIG. 24-19 Eficiencia aproximada para turbinas de varias etapas. Para convertir caballos de potencia (hp) en kilowatts, multiplíquese por 0.7457.

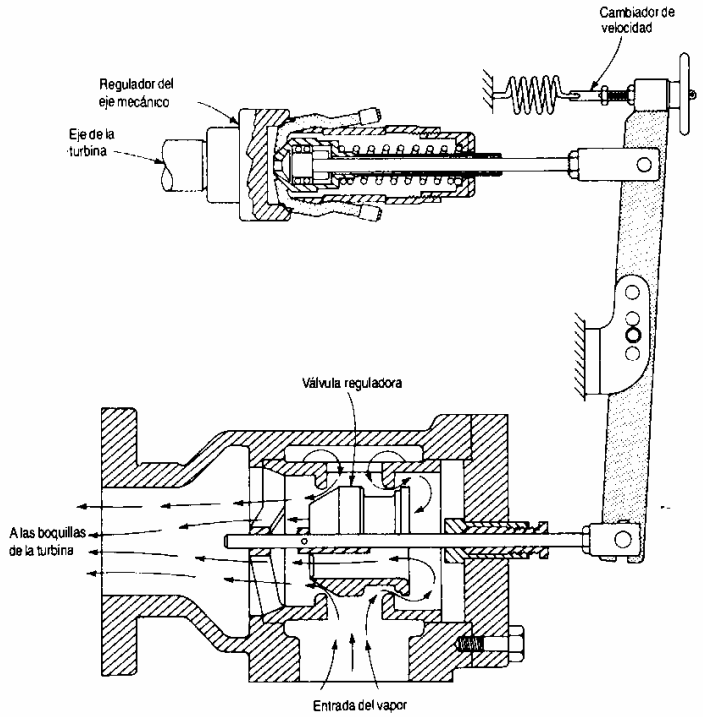


FIG. 24-20 Regulador centrífugo de acción directa.

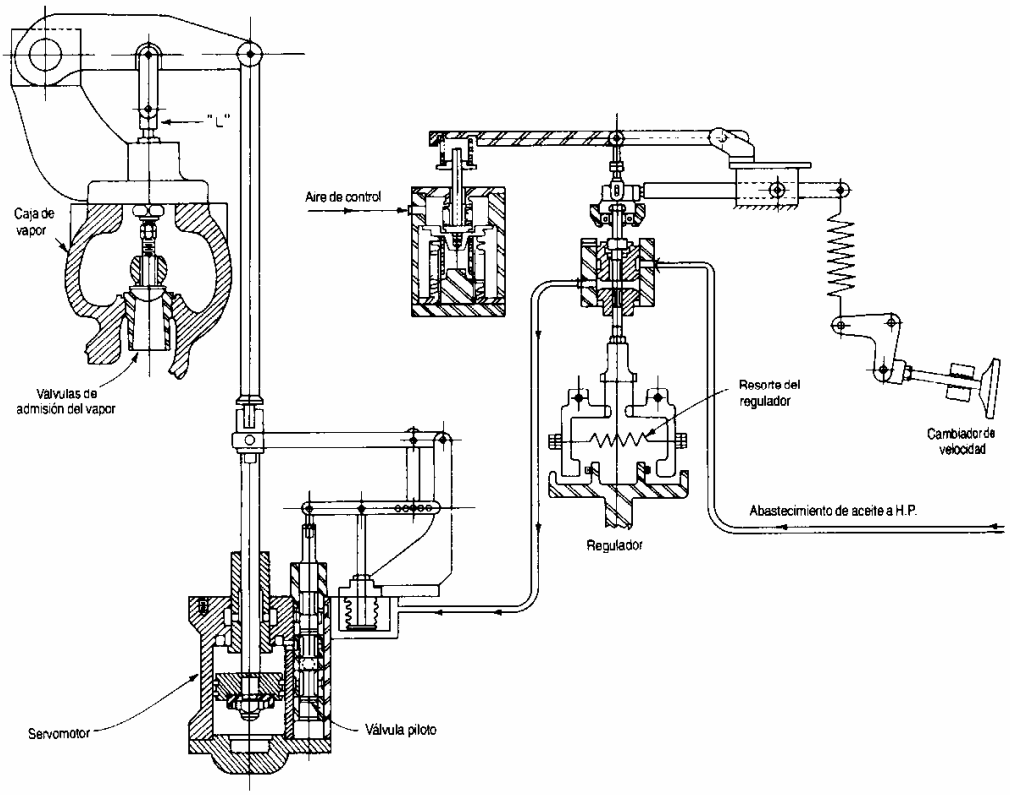


FIG. 24-21 Control hidráulico mecánico de velocidad de tipo proporcional.

Regulador de acción proporcional con restauración, que es un dispositivo con regulación inherente, de manera que la salida momentánea es proporcional al cambio de entrada y, posteriormente, una acción de restauración iniciada por la salida actúa en el conmutador de velocidad o su equivalente, para hacer que la regulación establecida sea menor que la inherente.

El **regulador isocrónico** es un dispositivo de acción de flotación que controla la velocidad constante. Está equipado con una cámara de aire o cámara de compensación para generar una regulación momentánea para un cambio de entrada de velocidad.

Componente de un sistema de control Los tres elementos principales de un sistema de control son el dispositivo sensor, que mide el error como la desviación registrada en relación con el punto de referencia, los medios adecuados para transmitir y amplificar la señal de error y el dispositivo de control de salida, en forma de una válvula servooperada. En el caso del **regulador centrífugo de acción directa** (Fig. 24-20), estos tres elementos se combinan en el elemento centrífugo y el enlace se conecta con la válvula.

La fuerza centrífuga de los pesos se compara continuamente con el punto de referencia, como establece el resorte del regulador, que se opone a la fuerza proveniente de los pesos del mismo. Para un incremento en la carga, la velocidad desciende y la fuerza del peso se reduce, lo cual permite que el resorte empuje el huso del regulador hacia la izquierda. Entonces, la palanca pivotea y la válvula se desplaza hacia la derecha y se abre para incrementar el flujo de vapor y el par de rotación. La retroalimentación en el control es el resultado de aumentar la velocidad para igualarla, una vez más, con el punto de referencia del resorte del regulador y eliminar, así, el error. Este regulador corresponde a una regulación de velocidad del 10% clase NEMA A; dicho de otra manera, un aumento del 10% en la velocidad de la condición de carga plena a ninguna carga y los pesos del regulador se deben mover para cerrar la válvula.

La fuerza necesaria para determinar la posición de la válvula y la regulación especificada impone un límite práctico al regulador de activación directa. Más allá de dicho límite, se requiere el empleo de un **servomecanismo**. Los requisitos de este último se refieren a tres niveles: el más bajo corresponde a una sola válvula del tipo balanceado, como el que se ilustra en la figura 24-20, el cual se puede controlar con menos de 889.6-N (200 lb) de fuerza. El siguiente nivel es una sola válvula con un solo asiento, de tipo venturi, que cuando está parcialmente balanceada, necesita de 3558.4-N a 4448-N (800 a 1000 lb de fuerza). El nivel superior es el levantador de barra de válvulas múltiples o el engrane de válvulas con un levantador de levas, en donde se necesitan servomecanismos lubricadores de 8 a 10 in y mayores, que se emplean para desarrollar varios miles de libras de fuerza.

Abaste

FIG. 24-22 Control l

Sistemas de cont
es mecánico, aunqu
y, más recientement
lizan todos ellos es u
ción y ocasionalmer
ras.

En las figuras 24
hidráulicos distint
vapor de levantador
trabajos pesados. El
centrífuga conectad
de presión de contr
dola a un fuelle del

FIG. 24-23 Contro

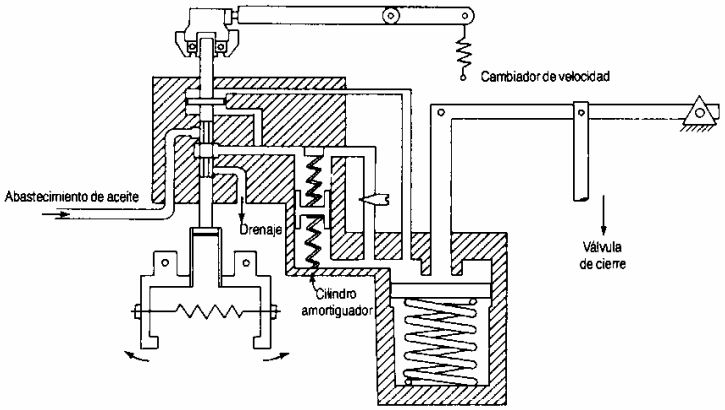


FIG. 24-22 Control hidráulico mecánico de velocidad, de tipo isocrónico.

Sistemas de control de velocidad El elemento sensor más común es mecánico, aunque algunos sistemas los emplean de tipo hidráulico y, más recientemente, electrónicos. El posicionador de válvula que utilizan todos ellos es un servomecanismo hidráulico como primera elección y ocasionalmente recurren a los neumáticos para cargas más ligeras.

En las figuras 24-21 y 24-22 se ilustran dos **sistemas mecánicos hidráulicos** distintos. En la figura 24-21 se presente una cámara de vapor de levantador de barra con un servomecanismo hidráulico para trabajos pesados. El elemento sensor de la velocidad es un montaje de centrífuga conectado a un piloto-rotatorio. Este último envía una señal de presión de control que es proporcional a la velocidad, comunicándola a un fuelle del servomecanismo. Un cambio en la presión de control iniciado a través del piloto rotatorio, ya sea por la velocidad o por un conmutador de velocidad genera una desviación en el fuelle y la válvula piloto del servomecanismo. La posición del servopistón es proporcional a la presión de control.

En la figura 24-22 se muestra un servomecanismo de retorno de resorte que se aplica en turbinas de una sola válvula, utilizando una fuerza de válvula moderada. Para un cambio de velocidad, el piloto rotatorio envía una señal de error por la cámara de aire hasta el servopistón. Se trata de un regulador isocrónico tipo cámara de aire; la señal de error origina una regulación instantánea, gracias a los resortes de la cámara de aire; pero una vez que la presión se ha igualado por medio de la válvula de aguja, ya no queda un cambio de fuerza resultante en el piloto del regulador. La presión de control no es proporcional a la velocidad, de modo

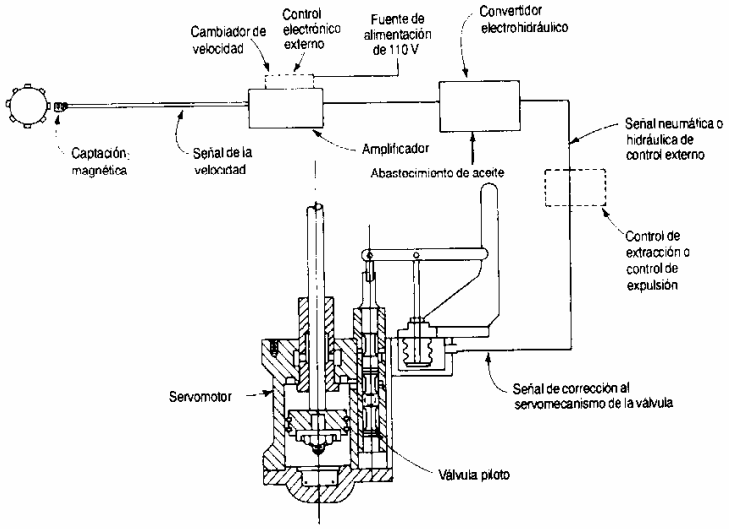


FIG. 24-23 Control de velocidad de tipo electrohidráulico.

que el regulador tiene una regulación cero que se denomina también control isocrónico. El ajuste de la válvula de aguja determina el tiempo que requiere el sistema para igualarse o equilibrarse después de una perturbación, lapso que puede durar varios segundos.

El **control de velocidad electrohidráulico** está obteniendo cada día mayor aceptación en turbogeneradores, debido a la precisión de control de velocidad que ofrece y a su adaptación sencilla al funcionamiento con computadoras y en controles remotos, como el arranque y la carga automática. Estas mismas características deben hacerlo apropiado para plantas de procesamiento, en las cuales las señales eléctricas están imponiéndose a las neumáticas. En la figura 24-23 se indican los elementos de control electrohidráulico. Cerca de una rueda dentada que va sobre el eje, se monta un captador. Conforme el diente pasa por éste, cada diente genera un pequeño pulso de fem. Estos pulsos constituyen una entrada digital al amplificador y este último desempeña tres funciones. La entrada digital se integra a un nivel de cc proporcional a la velocidad, se amplifica y el nivel de voltaje amplificado se compara con un circuito de punto de referencia. La corriente de salida diferencial se emplea para impulsar un convertidor electrohidráulico. El convertidor controla la válvula de piloto de una servocámara de vapor estándar. El convertidor ilustrado envía una presión de control proporcional a la corriente y ésta se aplica al fuelle. Hay otros tipos en que se aplica una corriente de salida más alta a un solenoide que sitúa el piloto del servomecanismo o una tubería de chorro que aplica un diferencial de presión en los extremos del piloto del servomecanismo, estableciendo la nueva posición con dicho diferencial.

El control remoto de velocidad o **el control de velocidad de proceso** adopta una de dos formas posibles. La señal remota puede ubicar la válvula directamente, actuando sobre el eje de la misma o en el piloto del servomecanismo. Esta acción es independiente del regulador. Para esta forma de operación, el regulador se ajusta a una velocidad máxima de operación, y toma el mando en una emergencia. Este tipo de operación se clasifica como de preurgencia. En el segundo tipo, la señal remota actúa en el conmutador de velocidad o su equivalente, para ajustar el punto de referencia. El regulador forma siempre parte del circuito en este caso y la unidad responde siempre a la velocidad.

El control de velocidad activa la válvula reguladora para mantener un flujo de vapor equivalente a la demanda de carga, mientras se conserva básicamente constante la velocidad. Ante cambios de carga repentinos, se tendrá una sobremodulación durante un breve lapso, y uno de los casos especiales es la pérdida instantánea de carga, es decir, la caída de carga a carga plena. La especificación acostumbrada establece que la sobremodulación ante una caída de carga no debe sobrepasar del 9 al 10% de la velocidad nominal. El aumento de velocidad establecido será, por supuesto, igual que la regulación, es decir, de 4 a 6% para un regulador de clase NEMA C o B, y menos del 1% para la clase D.

Se proporciona una **válvula de escape** como segunda línea de defensa, en caso de que registre una velocidad excesiva y el escape se ajuste en la gama de 10 a 15% por encima de la velocidad nominal. Esta válvula se equipa a menudo con un solenoide que dispara el escape, el cual se puede operar por medio de un botón de presión cuando se presente una baja presión de aceite o cualquier otro trastorno de proceso. Cuando el control de velocidad funciona como se describió antes, el escape se activará, debido a una caída de carga.

Control de presión de extracción En la figura 24-24 se presenta el diagrama esquemático de una turbina de extracción equipada con un regulador, de tal manera que la presión de extracción se controla en forma automática, y está equipada con dos conjuntos de válvulas de cámara de vapor. Cada uno de estos juegos de válvulas de cámara de vapor funciona mediante un servomotor. El flujo de estrangulamiento se ilustra como el total de dos corrientes: *A*, que recorre la longitud de la turbina y sale por la abertura de expulsión y *B*, que sale por el conducto de extracción. La salida del eje se suma a la potencia generada por las dos corrientes. Si la demanda del proceso aumenta, el flujo *B* se incrementa y desarrolla más potencia. Para una salida constante, el flujo *A* se debe reducir y esa es la función del enlace de tres brazos: abrir las válvulas reguladores y cerrar las de extracción, que hacen que aumente el flujo de estrangulamiento $(A + B)$ y disminuya el flujo *A* del condensador para un flujo de extracción mayor a carga constante. Para una reducción, se sigue esta secuencia en sentido inverso.

Para un incremento o una reducción en la carga, el regulador mueve el enlace de tres brazos a una posición paralela y hace que las dos válvulas se desplacen en la misma dirección.

Este principio de la palanca de tres brazos es el mismo que el llamado control de extracción compensado. Se aplica a turbinas mecánicas, hidráulicas o eléctricas, para producir un movimiento de válvula opuesto, con el fin de generar cambios en la demanda de vapor y un movimiento de válvula paralelo para generar cambios en la carga.

La razón de la palanca de tres brazos depende de la razón del flujo de extracción cero al de extracción total para una carga determinada.

SELECCIÓN DE UNA TURBINA

Las **principales variables** que afectan la selección de la turbina son:

1. Potencia y velocidad de la máquina movida
2. Temperatura y presión de vapor disponible o que se va a decidir
3. Vapor necesario para el proceso, de manera que se pueda tomar en cuenta una turbina de contrapresión
4. Costo del vapor y valor de la eficiencia de la turbina para someter a consideración las secciones de etapas y válvulas
5. Empleo de engranajes para reducir o incrementar la velocidad

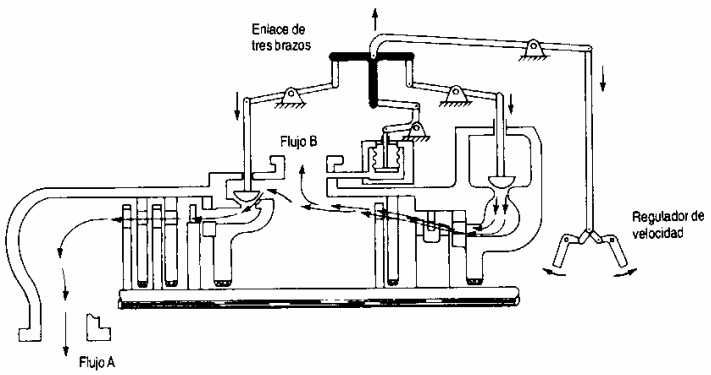


FIG. 24-24 Mecanismo para un control de presión con turbina de extracción.

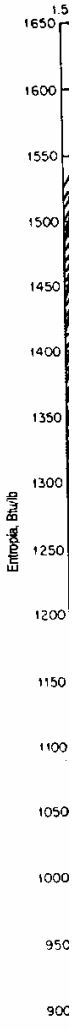


FIG. 24-25 Diagr
IEEE para una turbir
libra en kilojoules po
des térmicas británi
multiplíquese por 4.
megapascales, multi

segunda línea de de-
cesiva y el escape se
locidad nominal. Esta
e dispara el escape, el
resión cuando se pre-
trastorno de proceso.
se describió antes, el

a 24-24 se presenta el
ción equipada con un
acción se controla en
juntos de válvulas de
álvulas de cámara de
de estrangulamiento
recorre la longitud de
l, que sale por el con-
la potencia generada
aumenta, el flujo *B* se
a salida constante, el
enlace de tres brazos:
acción, que hacen que
sminuya el flujo *A* del
carga constante. Para
o inverso.
a, el regulador mueve
hace que las dos vál-

l mismo que el llama-
a turbinas mecánicas,
vimiento de válvula
manda de vapor y un
mbios en la carga.
e de la razón del flujo
a carga determinada.

ión de la turbina son:
la
e o que se va a decidir
ra que se pueda tomar

a turbina para someter
as
mentar la velocidad

r de
l

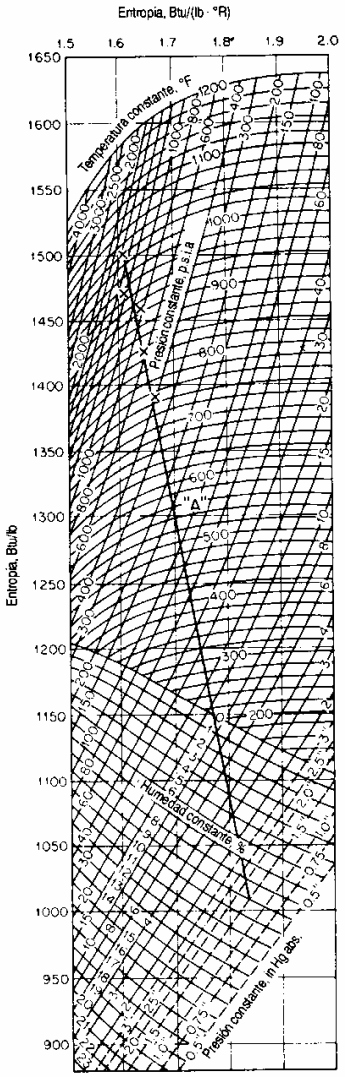


FIG. 24-25 Diagrama de Mollier que ilustra los valores estándares ASME-IEEE para una turbina de vapor. Para convertir unidades térmicas británicas por libra en kilojoules por kilogramo, multipliquese por 2.328; para convertir unidades térmicas británicas por libra-grados, Rankine en joules por gramo-kelvin, multipliquese por 4.19; y para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada en megapascales, multipliquese por 6.895^{-3}.

6. Extracción para el calentamiento del agua de alimentación
7. Turbina de condensación con extracción para proceso
8. Sistema de control, control de velocidad, control de presión, control de proceso, de manera que se pueda considerar el control remotor de tipo neumático o eléctrico y se puedan tolerar variaciones de velocidad o presión y la velocidad de respuesta del sistema
9. Características de seguridad, como escape para velocidades excesivas para descensos de lubricación, escape remoto de solenoide, controlador de vibración y otros controles especiales de temperatura, alteraciones de temperatura y cubierta y expansión de rotor
10. Lista de precios desde el mínimo correspondiente a una turbina de una sola etapa hasta las más eficientes de etapas múltiples

El **paso inicial para hacer la selección** sería, lógicamente, efectuar una estimación del flujo de vapor a varias presiones de vapor, utilizando la figura 24-19, para lograr una estimación aproximada de la eficiencia. Por desgracia, no se cuenta con normas rígidas para la temperatura y la presión de vapor, como se tienen, por ejemplo, en las etapas fijas de voltajes eléctricos, y muchos ingenieros se limitan a elegir una presión y una temperatura que les parece adecuada. Sin embargo, en general, los fabricantes prefieren trabajar con estándares propuestos hace algunos años por un comité conjunto de la ASME y la IEEE. Los valores son: presión manométrica de 2.76 MN/m^2 (400 lb/in^2) y 399°C (750°F); presión manométrica de 4.14 MN/m^2 (600 lb/in^2) y 441°C (825°F); presión manométrica de 5.86 MN/m^2 (850 lb/in^2) y 482°C (900°F); presión manométrica de 8.62 MN/m^2 (1250 lb/in^2) y 510 o 538°C (950 o 1000°F). En la figura 24-25, estos valores quedan en la línea *A*. Para una presión absoluta de salida de 1.5 in Hg, la línea *A* corresponde a una humedad del 9%. Cuando se opera a la izquierda de esta línea de estado (78 a 80% de eficiencia), la humedad de la última etapa aumenta con gran rapidez, lo cual significa una mayor erosión, a menos que se tenga una cantidad menor de calor. Desplazándose hacia la derecha de esta recta, las líneas de temperatura se hacen bastante planas, la presión desciende a temperatura constante y el calor disponible disminuye. Se debe observar que 538°C (1000°F) constituye un límite superior adecuado para turbinas de vapor, sin que se registre un incremento brusco en el costo debido al uso de materiales especiales. La experiencia ha demostrado que los costos de mantenimiento y los iniciales sobrepasan la ganancia en buen funcionamiento, cuando las temperaturas sobrepasan el intervalo de 538 a 566°C (1000 a 1050°F).

Ejemplo 1 Si una turbina va a funcionar con una exclusión a un vacío de condensador que dará 3 in Hg absoluta en el verano y 1 in Hg absoluta en el invierno, ¿qué vacío se debe especificar?

La turbina para tres in de Hg tendrá álabes de salida más cortos y un conducto de expulsión más pequeño y perderá 16 Btu/lb cuando funcione a 1 in de Hg. También tendrá una caída de presión elevada en los álabes de la última etapa. Se tendrá una emanación de velocidad sónica y ondas de choque de los álabes de la última etapa, induciendo una carga de álabes y oscilaciones que pueden causar fallas por fatiga. Para el funcionamiento a 1 in Hg la última etapa debe operar con un difusor que limitará la zona anular de descarga de dicha etapa.

Una turbina diseñada para 1 in Hg tendrá una gran fricción de aire en la última etapa, debido a que la región anular de las álabes no se puede llenar con vapor de mayor densidad.

La mejor respuesta es una salida diseñada para 2 in de Hg equipada con un difusor de álabes de expulsión. Esto la protegerá a una in de Hg y generará cierta recuperación de presión a 3 in de Hg en virtud de su acción de venturi.

Cuando se elige una **Turbina de extracción y condensación** se puede especificar de tres maneras, según la demanda de vapor de proceso y potencia. En relación con la figura 24-26, la adquisición habitual es una unidad en la cual la capacidad nominal se puede aplicar ya sea a una condensación directa o a una extracción total. La línea de extracción cero termina en *A* y la extracción total concluye en *B*.

Si la demanda de vapor de proceso es elevada y constante, entonces el tamaño de la salida de expulsión se puede reducir, ya que no se necesita gran capacidad de condensación. La opción sería ahorrar costos mediante una expulsión más pequeña que terminara en la línea de ex-

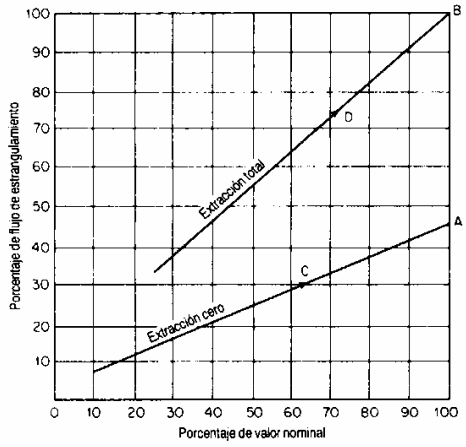


FIG. 24-26 Características de las turbinas de vapor de extracción-condensación.

tracción cero en el punto *C*, en tanto que la línea de extracción se extendería hasta *B* para la capacidad nominal.

Si la demanda del proceso es ligera y no se requiere un flujo de extracción elevado, entonces, casi toda la potencia se derivará del flujo de condensación. La otra elección posible sería tener un ahorro en los costos por medio de una entrada más pequeña y una cámara de vapor que haría que la línea de extracción total terminara en *D* y la línea de extracción cero lo hiciera en *A*

PRUEBAS Y RENDIMIENTO MECÁNICO

Cuando se realizan verificaciones para establecer **el funcionamiento o el rendimiento termodinámico** de una turbina de vapor, se debe seguir tan fielmente como sea posible, el Código de Verificación de Funcionamiento 6 de la ASME. El efecto de las desviaciones de este procedimiento ya establecido se debe evaluar con sumo cuidado. La medición del flujo es particularmente importante y el Código de Verificación de Funcionamiento 19 especifica los detalles correspondientes a las boquillas y los orificios de flujo. Las necesidades de la verificación se deben estudiar con extrema minuciosidad cuando la tubería tiene por objeto asegurar una verificación significativa.

El **funcionamiento mecánico** se comprueba, por lo común, corriendo pruebas en la fábrica, antes de enviar el equipo, y nuevamente una vez que se instala en su destino. En seguida se enumeran los conceptos que pueden proporcionar un funcionamiento suave y carente de vibraciones. El rotor debe tener un equilibrio dinámico y el balanceo con velocidad es el más eficaz. Los cojinetes deben estar en línea y es preciso corregir el margen del sello. Esta alineación se debe mantener tanto en frío como en caliente y durante las transiciones de frío a caliente. Las perturbaciones de la alineación pueden originarse en una expansión calorífica desigual de los soportes, por la expansión de la tubería o debido a las uniones y a la falta de libertad de expansión. La expansión de tubería es excesiva y las fuerzas demasiado grandes impuestas a la turbina han provocado muchos problemas de vibración. Los acoplamientos flexibles que no se flexionan provocan también problemas. Esto puede generar un cierre del par de fuerza o la descarga de los cojinetes y es posible que los cojinetes del impulsor y la máquina impulsada se desplacen, de tal modo que queden desalineados. Además, está el problema de la resonancia y la velocidad crítica. Los cimientos intervienen en esto y las columnas demasiado delgadas pueden contribuir a los problemas de resonancia. Si se tiene un engranaje en la alinación, se debe verificar con gran rigor en lo que respecta a la carga de cojinetes, alineación y frecuencia de resonancia que pueden ser múltiplos de la razón del engranaje. Asimismo, el abastecimiento de aceite para los cojinetes debe ser adecuado.

Esto es una prueba palpable de que la **vibracion** es la manifestación universal de que algo está mal. Por lo tanto, muchas unidades están equipadas con instrumentos que detectan continuamente la vibración. En años recientes, se han puesto en el mercado muchos instrumentos nuevos para analizar las vibraciones. La frecuencia se determina con precisión y se compara con cálculos ya establecidos y, mediante osciloscopios, es factible analizar la forma de onda y sus componentes armónicos. Este tipo de equipo constituye una ayuda enorme para diagnosticar la fuente del problema.

PROBLEMAS DE OPERACIÓN

Mientras que casi todas las turbinas tienen un registro de disponibilidad de 10 años en el intervalo del 95 al 99%, los problemas se pueden presentar en cualquier lugar; los más comunes son: vibraciones, variaciones cíclicas en el regulador, vástagos de válvulas que se pegan, empaques con fugas, arcos de temperatura, erosión en los álabes, pérdidas de potencia y problemas en los cojinetes.

Las causas de la **vibración** ya se vieron. Cualquier aumento en la vibración en un periodo se debe, casi siempre, a la pérdida de alineación, al asentamiento de los cimientos o a la adherencia de alguna característica de expansión, por ejemplo, una tubería o un pedestal. Otras causas son desgastes en los dientes de acoplamiento flexible, frotación interna de la unidad, pérdida del aceite de los cojinetes y desgastes de estos mismos. (La vibración durante el arranque se analiza bajo el arco de temperaturas.)

Si un **regulador** comienza a sufrir **variaciones cíclicas** después de funcionar durante cierto tiempo se considerará que se debe a que se genera una banda muerta o adhesión. Asimismo, todas las válvulas piloto se deben inspeccionar en busca de los efectos que produce el polvo en el aceite.

Los **vástagos de válvula pegados** es un fenómeno común que se presenta cuando hay sólidos en el vapor. El vapor debe estar completamente libre de ellos (Consúltense las observaciones propuestas en "Pérdida de potencia"). Es importante que las unidades que operan con una carga uniforme o estacionaria durante largos periodos se verifiquen a intervalos regulares, para comprobar que los vástagos no se peguen. Hay ciertos casos registrados en los cuales los depósitos han hecho que tanto el vástago de la válvula reguladora como el de la de escape se peguen cuando se registra una pérdida de carga. El efecto de esta pérdida fue un exceso de velocidad destructivo.

El desgaste y las fugas crecientes de los **empaques** es común. Los anillos de carbono se deben reemplazar después de uno o dos años de operación. Es probable que una unidad con empaque de laberinto o espiraloideo no necesite jamas reemplazarse; esto dependerá del funcionamiento. Si una unidad se pone en funcionamiento con suma rapidez, con un arco de temperatura en el eje, se generará cierto grado de frotación en el laberinto y todos los empaques deberán sustituirse.

Es importante entender las razones por las que se produce un **arco de temperatura**. Cuando una turbina se detiene y comienza a enfriarse, la mitad inferior, sobre todo en una unidad de condensación, se enfriará con mayor rapidez que la mitad superior. Una vez que el rotor deja de girar, la diferencia de temperatura aumenta y en 20 minutos se tendrá una diferencia de 28 a 83°C (50 a 150°F) entre la base y la parte superior. Tanto la carcasa como el eje describen un arqueo en el plano vertical debido a esta diferencia de temperatura. Si en esos momentos se abre el estrangulador y el eje curvado comienza a girar dentro de la carcasa, también curva, el empaque se desgastará después de unas cuantas revoluciones y a 200 rpm y más se detectarán golpes fuertes.

La fricción del empaque sirve para aumentar el arqueo por temperatura, calentando el lado alto del eje.

Otras causas del arco de temperatura son las válvulas con fugas y cuerpos dañados. Si el vapor se escapa hacia el interior de una turbina detenida, desde una válvula de escape o una válvula de detención con fugas, la mitad superior tendrá una temperatura más alta que la mitad inferior, de manera que formará el arco. Si el cuerpo del eje no tiene un contacto uniforme, se registrará una diferencia transitoria en la transmisión de calor al mismo y se generará nuevamente un arco. Asimismo, el arco se puede producir si se hace circular vapor sellado antes de que comience a girar el eje.

Las válvulas con fugas generan también **erosión**. La mayor parte de los problemas de erosión y corrosión en las turbinas se deben a los daños registrados cuando la unidad no está funcionando. Una fuga ligera de vapor hacia el interior de la turbina hace que el vapor se condense dentro de la misma y que la sal del agua de caldera se sedimente en las superficies interiores, provocando picaduras, incluso en los álabes de acero inoxidable. En ese espacio se deben tener dos válvulas con drenaje, es decir, una de bloqueo en el cabezal y otra de drenaje abierto en la línea, antes de llegar a la válvula de estrangulación de escape cerrada.

En una turbina que esté funcionando, la erosión y la corrosión se limitan casi siempre, a unidades que operan con vapor saturado y con un tratamiento inadecuado del agua de la caldera. Esta clase de erosión se desarrolla detrás del anillo de la boquilla y en torno a los diagramas, en el punto en que se adaptan a la cubierta.

La **pérdida de potencia** es otro concepto que se asocia generalmente al tratamiento del agua. En el caso de las sales disueltas en el vapor, éstas se quedan en solución cuando el vapor se somete a un sobrecalentamiento. Después de que el vapor se ha expandido a través de varias etapas y se ha saturado, las sales se separan con la humedad de la condensación. Los depósitos de sílice y otras sales se desarrollan en los álabes y las boquillas. Las presiones de etapa aumentan y las cargas disminuyen. La carga de empuje se incrementa y el cojinete de empuje tiende a fallar. Según la naturaleza de las sales, es posible que la corrosión se relacione con los depósitos o sólo en las regiones en donde el vapor pasa de sobrecalentado a simple vapor con humedad.

Los **cojinetes de turbina** manifiestan pocos signos de desgaste mientras se les mantenga con una película de aceite o un lubricante adecuado. La limpieza de los cojinetes se rastrea, casi siempre, al polvo localizado en el aceite o a un bloqueo en el abastecimiento del lubricante. Por lo tanto, la filtración debe ser adecuada y retener las partículas que puedan sobrepasar el espesor de la película de aceite. Las rajaduras producidas en el recubrimiento de metal antifriccionante es un fenómeno que se observa en algunas ocasiones y puede tener dos orígenes. El eje transmite gran cantidad de calor de las piezas de vapor hasta el muñón y el flujo de aceite dentro del cojinete debe ser suficiente para lubricar y eliminar este calor. De otra manera, el calor se transmite al recubrimiento de metal antifriccionante y éste se suavizará o reventará. Estas rajaduras se producen cuando el flujo de aceite se detiene demasiado pronto cuando la unidad se apaga. El segundo origen del resquebrajamiento de la superficie del cojinete son los golpes del muñón provocados por el arqueo del eje o los remolinos de aceite.

TURBINAS DE COMBUSTIÓN DE GAS

Las turbinas de gas se clasifican, casi siempre, según la salida de potencia a nivel del mar y a un aire ambiente a 26.7°C (80°F) [algunos diseños europeos se clasifican a 15.7°C (60°F)] y cuando queman un combustible específico. La salida de potencia y la eficiencia serán mayores para los combustibles que generan mayores volúmenes de productos de combustión, ya que el compresor no realiza ningún trabajo sobre el volumen adicional. Las turbinas de gas se clasifican posteriormente de acuerdo con sus configuraciones físicas y las piezas componentes como **1)** un solo eje, **2)** dos ejes, **3)** si son de tipo regenerativo (se utiliza un intercambiador de calor para recuperar las pérdidas de salida y calentar el aire que se comunica a las cámaras de combustión), **4)** si tienen interenfriamiento (cuando el calor se elimina entre los compresores), y **5)** si tienen recalentamiento (cuando se agrega calor entre las turbinas). Por lo consiguiente, la instalación puede ser de dos ejes, con una turbina de 7.46 MW (10000 hp), que cuenta con un interenfriador, un calentador y un regenerador (véanse las Figs. 24-27 y 24-28).

Eficiencia La **eficiencia global** de una turbina de gas es una función de las eficiencias del compresor y la turbina, la temperatura del aire ambiente, la temperatura de entrada de la boquilla y el tipo de ciclo utilizado (es decir, recalentamiento, etc.). El compresor y la turbina se diseñan para una eficiencia elevada y la temperatura del gas de la primera etapa establece las condiciones de material y el esfuerzo del primer conjunto de álabes rotatorios. A la temperatura del gas que se tiene en tales álabes, se agrega la caída de temperatura registrada en las boquillas de la primera etapa, para determinar la temperatura de entrada de la turbina que puede variar de 704 a 816°C (1300 a 1500°F) en el caso de turbinas de gas de tipo industrial y en niveles más altos para turbinas de gas que se utilizan en la aviación. Los valores superiores se emplean, casi siempre, en turbinas de impulso.

En una turbina de ciclo sencillo hay, por cada temperatura de entrada de turbina, una **razón de presión** óptima que genera la eficiencia más alta posible. La eficiencia y la razón óptima de presión aumentan con el incremento de las temperaturas de entrada de turbina. Estas relacio-

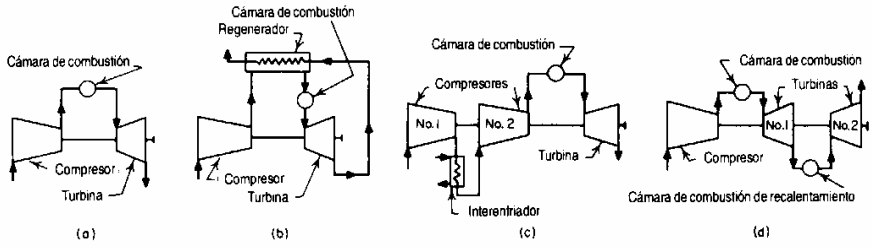


FIG. 24-27 Ciclos de una turbina de gas. *a*) Ciclos Básicos de Brayton o Joule. *b*) Turbina de gas con regeneración. *c*) Turbina de gas con interenfriamiento. *d*) Turbina de gas con recalentamiento. (Tomado de Baumeister, *Standard Handbook for Mechanical Engineers*, 7a ed., McGraw-Hill, New York, 1967.)

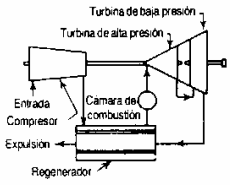


FIG. 24-28 Turbina de gas con ciclo regenerativo; configuración de dos ejes con turbinas de potencia separadas, en serie. (Tomado de Baumeister, *Standara Handbook for Mechanical Engineers*. 7a. ed., McGraw-Hill, New York, 1967.)

nes de presión varían de 4 a 7 04°C (1300°F) hasta 6 para temperaturas de entrada a la turbina de 816°C (1500°F).

Loc ciclos regenerativos favorecen razones de presión menores que dan como resultado temperaturas de descarga del compresor reducidas, con lo cual se permite una mayor recuperación de calor de los gases de combustión de la turbina. Las plantas regenerativas de razones elevadas utilizan interenfriadores en el circuito del compresor, para reducir la temperatura del aire de descarga del mismo.

Se puede utilizar cualquier tipo de compresor eficiente, por ejemplo, de desplazamiento positivo (Lysholm), centrífugo y de flujo axial; sin embargo, en la mayor parte de las turbinas de gas de tipo industrial se emplean compresores de flujo axial. La turbina puede tener álabes de impulso o reacción y minimiza las pérdidas, el aire proveniente de los flujos de descarga del compresor a través de la cámara de combustión y, directamente a la boquilla de la turbina. Las válvulas de estrangulador no se emplean debido a que la caída de presión resultante reduce la eficiencia total.

Una turbina de gas tiene gran cantidad de exceso de aire y la cámara de combustión está diseñada con una porción interna que quema sólo parte del aire para lograr altas temperaturas de combustión y valores altos de eficiencia. Los productos de combustión se mezclan eficazmente con el resto del aire para minimizar la estratificación de la temperatura. Cada turbina puede tener una cámara de combustión de gran tamaño y varias cámaras más pequeñas que funcionan en paralelo.

Opciones de diseño La mayor parte de las instalaciones de turbinas de gas son de **ciclo abierto**, que utilizan aire atmosférico como medio de trabajo y queman combustibles relativamente limpios. En el caso de combustibles "sucios" se ha sugerido que el quemador se ubique dentro de la descarga de la turbina de gas, utilizando un intercambiador calorífico para calentar el aire descargado por el compresor.

En las plantas de **ciclo cerrado** (véanse las Figs. 24-29 y 24-30), quizá se considere conveniente emplear otros gases, ya que la eficiencia de la planta aumenta conforme disminuye la razón del calor específico (c_p/c_v). La eficiencia óptima de planta se presenta a razones de presión cada vez más altas, con valores decrecientes c_p/c_v. No obstante, la mayor parte de los sistemas cerrados emplean aire por conveniencia. Los sistemas cerrados proporcionan una eficiencia de planta superior en una potencia que va de 25 al 100%, haciendo variar la salida de la turbina y la presión de entrada del compresor, del nivel atmosférico a una presión manométrica de 414 kN/m^2 (60 lb/in^2). Estas plantas requieren calentadores costosos que se deben colocar entre la descarga del compresor y la entrada de la turbina, así como enfriadores de gran tamaño, localizados entre la salida de la turbina y la succión del compresor. Por lo común, la quema de un combustible representa una fuente calorífica y el agua de enfriamiento es el medio para reducir la temperatura.

Con una sobrecarga sustancial, incluso si sólo es temporal, el resultado es que la turbina de gas de un solo eje se detiene, ya que la entrada del combustible queda limitada por el sistema de protección para temperaturas excesivas en la entrada. Si los requisitos de esfuerzo de rotación de la máquina impulsada no disminuyen lo suficiente con la reducción de la velocidad, entonces la turbina de gas seguirá perdiendo velocidad, dando como resultado temperaturas de salida más elevadas.

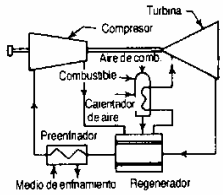


FIG. 24-29 Turbina de gas de ciclo cerrado. (Tomado de Baumeister, *Standard Handbook for Mechanical Engineers*, 7a. ed., McGraw-Hill. New York, 1967.)

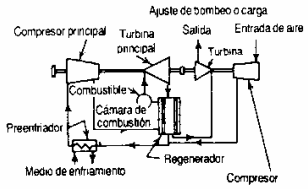


FIG. 24-30 Ciclo semicerrado de una turbina de gas de ignición interna. (Tomado de Baumeister, *Standard Handbook for Mechanical Engineers*, 7a. ed., McGraw-Hill. New York, 1967.)

El sistema de protección contra temperaturas elevadas en la salida cerrará la válvula de combustible o reducirá más aún la entrada de éste, haciendo que la turbina pierda todavía más velocidad y se detenga finalmente. Para evitar esta situación, las características de carga del equipo impulsado se deben adaptar a las del propulsor.

La popularidad de las **turbinas de gas de un solo eje** se debe a su costo bajo y a lo compacto de su presentación, en lo que se refiere a la salida de potencia por pie cúbico de espacio de maquinaria (véase la Fig. 24-31). Su desventaja es que su gama de velocidad de funcionamiento es relativamente baja y que tiene una gran sensibilidad a las temperaturas atmosféricas. La gama de baja velocidad de funcionamiento se debe a los siguientes factores: **1)** la cantidad del flujo de aire inducido por el compresor es proporcional a su velocidad, y **2)** la contrapresión generada por las boquillas de la turbina es proporcional al flujo de aire. Con velocidades reducidas, la potencia de turbina desciende debido a los flujos de aire disminuidos y, en parte, por el efecto de las presiones bajas en las temperaturas permisibles para el aire de entrada. Cuando se tienen flujos reducidos, la presión restringida en la salida de la turbina puede requerir una disminución en la temperatura de entrada de la misma, con el fin de mantener la temperatura de salida dentro de las limitaciones estipuladas por el diseño, lo cual da como

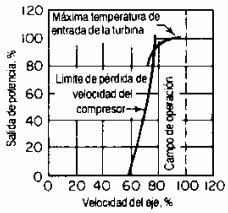


FIG. 24-31 Gama de operación de una turbina de gas de un solo eje, con varias velocidades y cargas. (Tomado de Baumeister, *Standard Handbook for Mechanical Engineers*, 7a. ed., McGraw-Hill, New York, 1967.)

FIG. 24-32 Gama
velocidades y cargas.
nical Engineers., 7a.

resultado una reduc
las aplicaciones es

Las **máquinas d**
cidades de operaci
turbina de alta pres
de baja presión en
(véase la Fig. 24-3
en la turbina de pr
dades de operación
a la turbina de ma
flujo de aire. La sa
cambia, y hace var
de la turbina de po

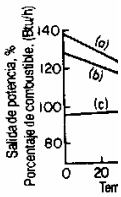


FIG. 24-33 Rendi
salida (*a*) y el consur
del 100% se denota p
y (*b*) 90%, 3) Temper
estipuladas. 4) Cons
expulsión de una tur

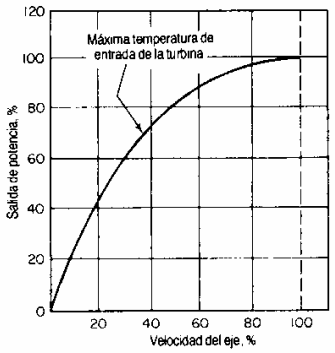


FIG. 24-32 Gama de operación de una turbina de gas de dos ejes, con varias velocidades y cargas. (Tomado de Baumeister, *Standard Handbook for Mechanical Engineers*, 7a. ed., McGraw-Hill, New York, 1967.)

resultado una reducción subsecuente de potencia. En la mayor parte de las aplicaciones es necesario descargar la turbina durante el arranque.

Las **máquinas de dos ejes** más costosas ofrecen una gama de velocidades de operación más amplia, y estas unidades consisten en una turbina de alta presión que impulsa un compresor de aire y una turbina de baja presión en un eje separado, que genera la potencia de salida (véase la Fig. 24-32). Se puede utilizar una boquilla de área variable en la turbina de presión reducida para incrementar la gama de velocidades de operación. Debido a los cambios en la entrada de combustible a la turbina de mayor presión, cambian la velocidad y la cantidad del flujo de aire. La salida de potencia de la turbina de presión reducida cambia, y hace variar la cantidad de flujo de aire del área de la boquilla de la turbina de potencia (véase también la Fig. 24-33).

Características de operación El flujo de aire, expresado en peso por hora, que se suministra a una turbina de gas, es inversamente proporcional a la temperatura absoluta del aire en la entrada del compresor y la presión de descarga de este último se determina de conformidad con las boquillas de la turbina (proporcional al flujo), lo cual da como resultado una reducción en la salida de potencia de la turbina durante la época de calor y una mayor potencia durante la época de frío. En zonas secas, el aire de entrada se puede enfriar por evaporación utilizando agua inyectada. En algunas localidades, la temperatura máxima de verano tiene una corta duración, y se puede obtener la potencia nominal incrementando la temperatura de la turbina durante dicho periodo breve, sin acortar notablemente la "duración de vida de la turbina". Con temperaturas extremas durante el invierno, las altas presiones del aire se sentirán a la entrada de la turbina y esto se debe tomar en consideración cuando se diseña una turbina de gas.

Puesto que la potencia que requiere el compresor es, aproximadamente, el doble que la salida del eje, un cambio de 1% en la eficiencia del compresor generará una alteración de 2% en la potencia del eje, y una variación de 1% en la eficiencia de turbina producirá un cambio de 3% en la potencia del eje. Por lo tanto, es importante que todas estas pérdidas se minimicen y que sean de dimensiones amplias las tuberías o los ductos de entrada y salida.

La turbina de gas se pone en funcionamiento, haciéndola que alcance la velocidad de **arranque** y manteniendo esta velocidad durante varios minutos, para purgar la carcasa. Algunas máquinas necesitan calentar con lentitud el rotor o la carcasa quemando una cantidad nominal de combustible en las cámaras durante varios minutos. La temperatura de entrada de la turbina se incrementa a continuación con cierta rapidez, hasta alcanzar un valor superior a la temperatura de diseño, con lo cual se genera la potencia necesaria para que la turbina alcance la velocidad de referencia o la velocidad plena. Algunas instalaciones requieren una válvula de disparo para evitar sobrecargas durante el arranque. Los requisitos de la potencia de arranque de una turbina de gas sin carga alguna son del orden del 5 al 10% del valor nominal, y la velocidad de arranque queda comprendida entre el 20 y el 30% de la velocidad a carga plena. Las turbinas de dos ejes requieren un poco de

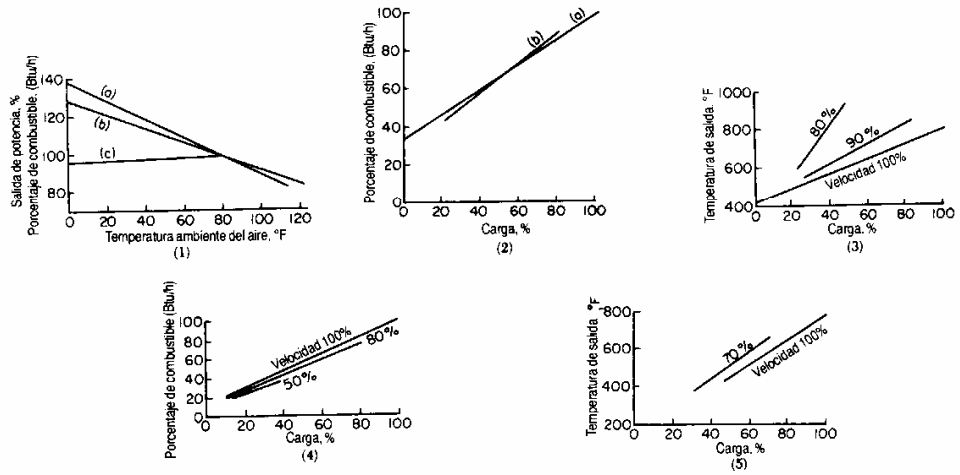


FIG. 24-33 Rendimiento de una turbina de gas con diversas velocidades, temperaturas y cargas. 1) Con una velocidad del 100%, la salida (*a*) y el consumo de combustible (*b*) se presentan como funciones de la temperatura ambiente: el combustible con una potencia del 100% se denota por medio de (*c*). 2) Consumo de combustible en una turbina de gas de un solo eje a 80°F, y (*a*) velocidad del 100% y (*b*) 90%, 3) Temperaturas de expulsión de una turbina de gas de un solo eje, a una temperatura ambiente de 80°F y con las velocidades estipuladas. 4) Consumo de combustible de una turbina de gas de dos ejes a diferentes cargas y velocidades. 5) Temperatura de expulsión de una turbina de gas de dos ejes a la temperatura ambiente de 80°F. °C = 5/9 (°F − 32).

más potencia de arranque que las máquinas de un solo eje; pero, abriendo las boquillas de la turbina de baja presión, la carga no se mueve durante el arranque.

Las turbinas de gas emplean gran variedad de combustibles. Las principales **limitaciones de combustible** son que **1)** no forme cenizas que se depositen en los álabes y obstaculicen el buen funcionamiento, **2)** no contenga polvo que erosione los álabes, y **3)** no contenga vanadio no inhibido. Las turbinas de gas funcionan en la actualidad con gas combustible (natural y de refinería), gases para altos hornos, aceites combustibles o combustóleo (incluyendo residuos pesados), y se ha construido por lo menos una turbina experimental de gas que quema carbón.

La turbina de gas de ciclo sencillo es más o menos ineficiente, y casi todas sus pérdidas se deben a los gases calientes de expulsión. Cuando los gases de expulsión se pueden utilizar en una caldera o para el calentamiento de un proceso, la combinación de la turbina y el aparato de recuperación de calor da origen a una planta de gran eficiencia. Otro método que asegura un nivel alto de eficiencia consiste en integrar la turbina de gas con los requisitos del proceso.

A continuación se dan algunos ejemplos de turbinas de gas que se han utilizado en la industria: **1)** en el proceso Houdry se utilizó una turbina de gas para impulsar el compresor de aire de regeneración; **2)** el compresor de aire de una turbina de gas puede fabricarse en un tamaño mayor para abastecer aire presurizado para el funcionamiento de altos hornos; **3)** la supresión de las últimas etapas de la turbina suministra aire de regeneración caliente a presiones nominales; **4)** en sistemas de calderas presurizadas, la turbina impulsa al compresor y actúa como economizador reduciendo la temperatura del gas de salida de la caldera; **5)** en el caso de grandes estaciones centrales, las turbinas de gas se han utilizado para impulsar bombas de alimentación de caldera y aire de combustión caliente para la misma, y **6)** el empleo de calderas de calor de desecho instaladas en la salida es la manera más común y fácil de mejorar la eficiencia de una turbina de gas de ciclo sencillo.

Si el calor de los gases de salida no se puede utilizar para aplicaciones de procesos, entonces, la planta de turbina de gas sólo alcanza mayor eficiencia mediante la aplicación de interenfriadores en los compresores, recalentamiento en el sistema de la turbina y regeneración para recuperar el calor de salida. Estas plantas son costosas y usualmente alcanzan eficiencias que se limitan del 30 al 34%.

TURBINAS DE EXPANSIÓN

Básicamente, una turbina de expansión es un dispositivo que convierte la energía de presión de una corriente de un gas o vapor en trabajo mecánico debido a la expansión del gas o vapor al pasar por la turbina. Sin embargo, el trabajo mecánico es sólo un subproducto, puesto que el objetivo fundamental del turboexpansor es enfriar el gas de proceso. Los turboexpansores tienen una aplicación muy amplia en el campo criogénico para producir la refrigeración requerida para la separación y licuefacción de gases.

Los términos comunes de "turboexpansores" y "turbinas de expansión" excluyen en forma específica las turbinas de vapor y las turbinas de gas de combustión, que se tratan en otra parte de esta Sección.

Cualquier trabajo desarrollado por el turboexpansor es a costa de la entalpía de la corriente de proceso, que es enfriada. Una baja temperatura de entrada significa baja temperatura de salida, y a un intervalo de temperaturas más reducido, la expansión se hace más eficiente en el proceso.

DESCRIPCIÓN DEL FUNCIONAMIENTO

Cuando el turboexpansor se combina con un compresor y un intercambiador de calor, funciona como bomba de calor y su análisis es como sigue: En la figura 24-34, considérese el compresor y el enfriador como compresor isotérmico que trabaja a una temperatura T_2 con una eficiencia E_c y, supóngase que el fluido de trabajo es un gas ideal. Además, la eliminación adicional de calor Q_e por el turboexpansor es a una baja temperatura promedio, T_1. Esto requiere que el trabajo de eje liberado sea igual a Q_e. Supóngase, de manera razonable, que se utiliza un décimo de la caída de temperatura en el expansor para la diferencia de temperaturas en el intercambiador de calor. Si la eficiencia del turboexpansor es N_e y se multiplica por 0.9 para incluir el efecto de la diferencia de temperatura en el intercambiador de calor, la caída ideal de entalpía necesaria a través del expansor será:

$$H_e = Q_e/0.9N_e \tag{24-15}$$

El trabajo teórico de compresión (isotérmico) requerido en el compresor, que se supone opera isotérmicamente a T_2, será

$$(Q_e/0.9N_e)(T_2/T_1) \tag{24-16}$$

El trabajo real del compresor W_c es esta última cantidad, dividida entre la eficiencia isotérmica del compresor N_c; es decir,

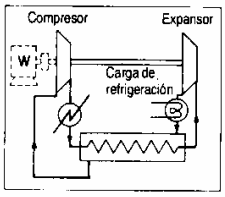


FIG. 24-34 Sistema turboexpansor funcionando como una máquina de refrigeración

$$W_c = (Q_e/0.9N_eN_c)(T_2/T_1) \tag{24-17}$$

El trabajo mecánico igual a $Q_e/0.9$ es retornado por el expansor al compresor, de manera que el trabajo neto al compresor será:

$$W = W_c - \frac{Q_e}{0.9} = \left(\frac{Q_e}{0.9}\frac{T_2}{N_eN_cT_1}\right) - \frac{Q_e}{0.9}$$
$$W = \left(\frac{Q_e}{0.9}\frac{T_2}{N_eN_cT_1}\right) - 1 = \frac{Q_e}{0.9}\left(\frac{T_2 - N_eN_cT_1}{N_eN_cT_1}\right) \tag{24-18}$$

El trabajo teórico, de acuerdo con la segunda ley, será:

$$W_{teór} = Q_e\frac{T_2 - T_1}{T_1} \tag{24-19}$$

De lo anterior, se concluye que la eficiencia de acuerdo con la segunda ley para el sistema expansor-intercambiador de calor-compresor, será:

$$\frac{W_{teór}}{W} = \frac{Q_e\dfrac{T_2 - T_1}{T_1}}{\dfrac{Q_e}{0.9}\left(\dfrac{T_2 - N_eN_cT_1}{N_eN_cT_1}\right)} = \frac{0.9(T_2 - T_1)N_eN_c}{T_2 - N_eN_cT_1} \tag{24-20}$$

La gráfica mostrada e
este equipo.

La familia de curv
cia respecto a la pet
cionales. Las curvas
Data Book de Gas Pr
ma. Los datos se refi
en que se elimina la
enfriar una corriente
la eficiencia será m
para diversos interva
paración de estas
muestra que los requ
pansión es favorabl
menores de 360°R (-
recida por una temp

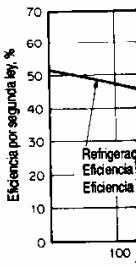


FIG. 24-35 Trabajo
sor. K = 5/9°R; °C = 5/

Otra conclusión q
proceso puede justil
para aplicar medios
ban calor a temperat
biente, hasta 360°R,
ra cualquier caso.

CARACTERÍS

En la figura 24-36 s
flujo radial son, cas
ción de aspas de im
pulsor de una bom
forma tangencial ha
el interior en direcc
chorro gracias al án
un movimiento gira

Las turbinas de fl
ducciones de bajas
mo dispositivos de

Entre las caracte
siguientes:

1. Gran eficien
2. Operan casi
3. Funcionan c

blece una velocida

4. Soportes qu
5. Sellos de eje
6. Construcció
7. Alta confiab

La gráfica mostrada en la figura 24-35 es una curva de expansión para este equipo.

La familia de curvas cortas de la figura 24-35 muestra la eficiencia respecto a la potencia de los sistemas de refrigeración convencionales. Las curvas más recientes se han tomado del *Engineering Data Book* de Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, Oklahoma. Los datos se refieren a la temperatura del evaporador en el punto en que se elimina la refrigeración. Si la refrigeración se emplea para enfriar una corriente en un intervalo de temperaturas, lógicamente la eficiencia será menor. Las curvas cortas de la figura 24-35 son para diversos intervalos de temperaturas de refrigeración. Una comparación de estas curvas con las correspondientes al expansor, muestra que los requisitos de potencia para la refrigeración por expansión es favorable con refrigeración mecánica a temperaturas menores de 360°R (−100°F). La eficiencia del expansor se ve favorecida por una temperatura más baja de eliminación de calor.

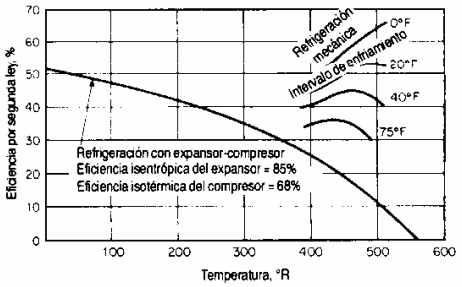


FIG. 24-35 Trabajo mecánico de refrigeración contra trabajo del turboexpansor. K = 5/9°R; °C = 5/9 (°F − 32).

Otra conclusión que puede inferirse de la figura 24-35 es que, si el proceso puede justificar su complejidad, será más eficiente y potente para aplicar medios convencionales en lugar de expansores que absorban calor a temperaturas moderadas en el intervalo de temperatura ambiente, hasta 360°R, aunque por comodidad se utilizan expansores para cualquier caso.

CARACTERÍSTICAS ESPECIALES

En la figura 24-36 se muestra un turboexpansor usual. Las turbinas de flujo radial son, casi siempre, de una sola etapa y tienen una combinación de aspas de impulso y reacción y un rotor que se asemeja al propulsor de una bomba centrífuga. El gas se transporta por chorro en forma tangencial hacia la periferia del rotor, y corre radialmente hacia el interior en dirección del ojo, de donde el gas se vuelve a enviar por chorro gracias al ángulo de los álabes, de manera que sale del rotor sin un movimiento giratorio y fluye axialmente alejándose del mismo.

Las turbinas de flujo radial se desarrollaron esencialmente para producciones de bajas temperaturas, pero también se pueden emplear como dispositivos de recuperación de potencia.

Entre las características más notables de estas máquinas están las siguientes:

1. Gran eficiencia: 75 a 88%
2. Operan casi siempre a temperaturas muy bajas
3. Funcionan con corrientes pequeñas o moderadas, lo cual establece una velocidad de rotación bastante alta
4. Soportes que tienen baja conductividad calorífica
5. Sellos de eje eficaces para conservar la corriente de proceso
6. Construcción para trabajos pesados, resistente a un uso excesivo
7. Alta confiabilidad

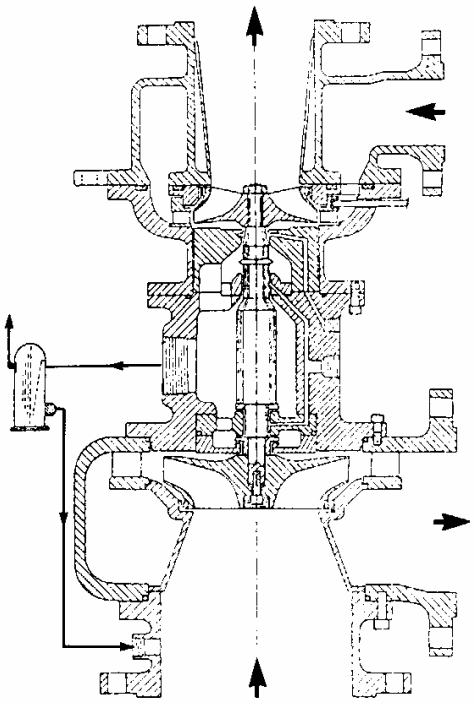


FIG. 24-36 Turboexpansor de flujo radial común. La rotación es para valores arriba de 90°, en sentido contrario a las manecillas del reloj. (*Rotoflow Corp.*)

Las limitaciones de operación que se establecen, por lo común, en el caso de los turboexpansores sin características especiales de diseño son una caída de entalpía de 93 a 116.3 kj/kg (40 a 50 Btu/lb) por etapa de expansión y una velocidad de punta de rotor de 304.8 m/s (1000 ft/s). Se producen turboexpansores comerciales hasta con 20.68 MN/m^2 (3000 lbf/in^2) y temperaturas de entrada de casi cero absoluto a 538°C (1000°F). La condensación líquida permisible en la corriente de expansión varía con la presión de descarga: ésta puede ser del 50% de peso o más en la descarga, a condición de que el turboexpansor se haya diseñado específicamente para manejar la condensación.

DISEÑO DE FLUJO RADIAL

El diseño de reacción radial se ha seleccionado muy especialmente para los turboexpansores, debido a que es posible lograr la eficiencia más alta en cualquier diseño de turbinas; además, existen varias características adicionales que favorecen esta aplicación.

1. En una configuración de etapa sencilla es usual tener el rotor al final del eje; esto brinda la oportunidad de poder aislar térmicamente la parte fría de la turbina y es un arreglo ideal para la descarga axial.
2. Este diseño permite el empleo de boquillas primarias variables en las que es posible alcanzar una alta eficiencia en un intervalo amplio de flujo.
3. Aplica un empuje axial al eje, menor que en una turbina de reacción axial de etapa sencilla.

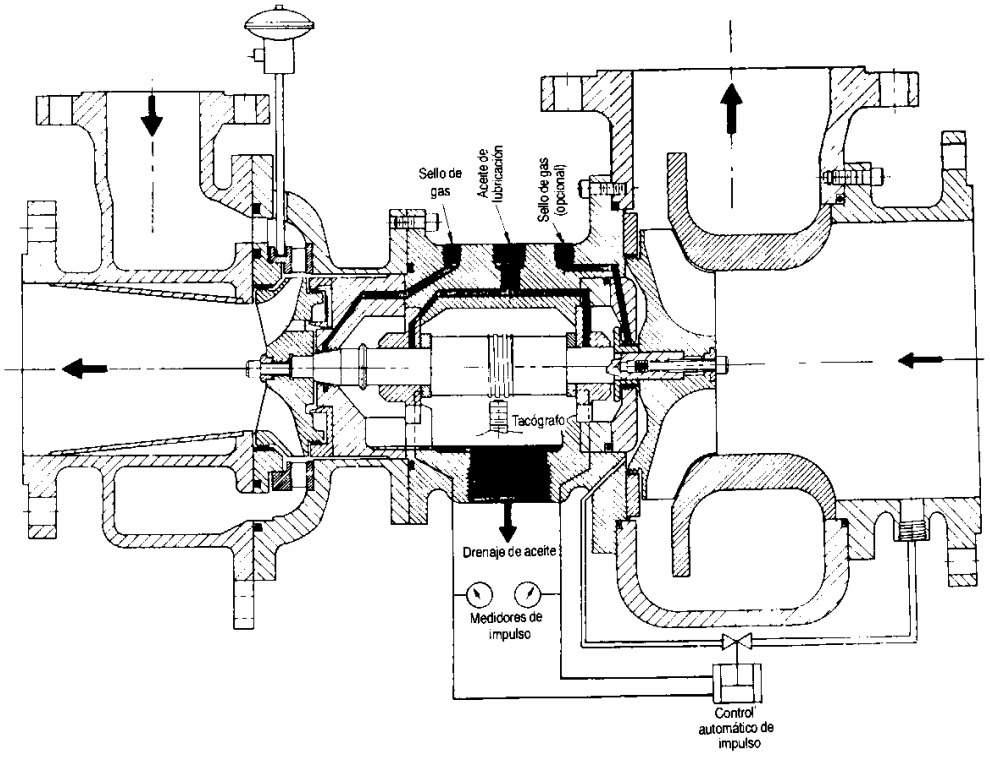


FIG. 24-36 (*Continúa*)

4. Cuenta con cojinetes del eje sólo en un lado del rotor del expansor, y se dispone de manera conveniente el aislamiento de la barrera de calor entre los cojinetes lubricados calientes y la turbina fría.

5. Su velocidad es razonablemente aceptable para dispositivos adecuados de carga.

EFICIENCIA

La eficiencia de un turboexpansor se calcula sobre la base de la expansión isentrópica mejor que la politrópica, aunque su valor no sea 100%. Esto sucede debido a pérdidas ocasionadas por la descarga de la máquina en forma de fugas del sello y fricción de los discos, que calientan el gas que se fuga entre los sellos y provoca pérdidas en el convertidor. (El convertidor actúa como transformador de la energía de velocidad axial del rotor en energía de presión.)

COJINETES

Cojinetes radiales Los cojinetes o rodamientos antifricción no son muy adecuados para estas aplicaciones, debido de manera primordial a la atención y mantenimiento especiales que demandan.

Todos los expansores tienen conjinetes de anillo lubricado. La ventaja de estos cojinetes de anillo es que pueden diseñarse para soportar la transmisión de manera rígida, en forma tal que es posible diseñar la película crítica de aceite (crítica principal) para que el expansor opere de manera segura a velocidades superiores a la de diseño. Esto es deseable porque así se eliminan todas las vibraciones del eje de transmisión en el intervalo completo de operación; esto adquiere una importancia especial si las velocidades críticas son menores a las de diseño, donde este modelo de ensamble del eje podría rotar alrededor de su centro de gravedad. Es frecuente que existan depósitos de hielo en los turboexpansores, lo que origina la existencia de cierto desequilibrio en el giro con el consecuente daño en los sellos del eje.

En un arreglo en el que el eje gira con velocidad inferior a la principal crítica (película de aceite), la velocidad no puede ir más allá de la velocidad de diseño a causa de la formación de remolinos de aceite (giro a velocidad media). La sustitución de las zapatas de inclinación de los cojinetes por collares sirve para que la formación de remolinos de aceite sólo pueda suceder a altas velocidades, pero no sirve para prevenir la rotación fuera de su centro de gravedad. Las zapatas de los cojinetes no se lubrican de manera adecuada con velocidades altas y diámetros de eje pequeños.

Los collares de los cojinetes tienen la ventaja adicional de funcionar como si existiera lubricación y operan como sellos presurizados del eje para contener la presión en el gas de proceso (véase "Sellos para ejes").

Cojinetes de empuje Los turboexpansores pueden tener perturbaciones o ser obstruidos a consecuencia de la formación de hielo, lo

que da por resultado
aplicaciones donde l
(5 o 10 atm), el mej
suele ser insuficiente
empuje. La unidad d
diante la colocación
a través del rotor y la

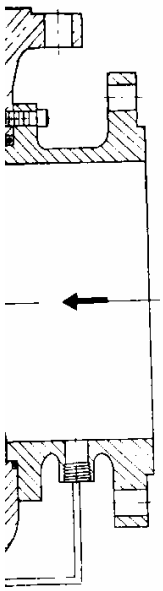
Los medidores de
contra la carga exce
proporciona un cont
control de la presión

SELLOS

Sellos para ejes
turboexpansores, p
ción: requieren ser
prestarse a ellos es
se utilizan sellos tip
de inyección entre
tiguamiento para p
gas escapa, es prec
tóxico o caro, es po
extender la carcasa
conjinete actúe co
y disponer de él de

Para aplicacion
conservarse por co
sellarse hermética
cidad. El eje de baj

FIG. 24-37 Bo



que da por resultado un daño muy grave en las variaciones de carga. En aplicaciones donde la presión tiene un valor entre 506.6 y 1013.2 kPa (5 o 10 atm), el mejor cojinete de empuje que se tenga en existencia suele ser insuficiente para proteger el turboexpansor de estas cargas de empuje. La unidad de turboexpansión se previene, en cierto grado, mediante la colocación de indicadores como los de la presión diferencial a través del rotor y la temperatura de estos cojinetes.

Los medidores de carga de los cojinetes de empuje para protección contra la carga excesiva, están colocados en los cojinetes y también se proporciona un control de empuje automático, que funciona mediante control de la presión antes de un tambor de balanceo.

SELLOS

Sellos para ejes Este tipo de sellos no son muy aceptables para turboexpansores, por la misma razón general que los cojinetes antifricción: requieren ser sustituidos periódicamente y la atención que debe prestarse a ellos es muy grande. Cuando ya se colocan, por lo general, se utilizan sellos tipo laberinto. Estos sellos tienen un punto intermedio de inyección entre los dos extremos, en el que se inyecta gas de amortiguamiento para prevenir el escape del gas de proceso, ya que si algún gas escapa, es precisamente el de amortiguamiento. Si este gas no es tóxico o caro, es posible enviarlo a la atmósfera; sin embargo, se puede extender la carcasa del expansor hasta la del cojinete y permitir que el conjinete actúe como aceite sellador a fin de recolectar el gas de fuga y disponer de él de la manera más adecuada.

Para aplicaciones de refrigeración en las que el refrigerante debe conservarse por completo, la carcasa del expansor y el cojinete pueden sellarse herméticamente mediante un prensaestopas reductor de velocidad. El eje de baja velocidad de la caja prensaestopas se sella con un sello mecánico de baja velocidad. De esta manera, cualquier fuga de refrigerante del sello tipo laberinto queda contenida por completo en la caja prensaestopas y en el sistema cerrado de lubricación para su completa recolección y reuso.

Sellos para rotor Para equilibrar el empuje en el rotor casi siempre se dispone de uno o dos sellos tipo laberinto en el rotor. Este tipo de sellos se ven dañados cuando el fluido de entrada o gas contiene polvo, y el uso en los sellos laterales causa serios disturbios en los cojinetes de empuje de carga. Se debe contar con las previsiones necesarias para la recolección y desecho del polvo que tiende a acumularse en el sello, con lo que se prevendrá a éste de una erosión importante.

FIG. 24-37 Boquillas primarias y rotor.

BOQUILLAS VARIABLES

El vapor de proceso presurizado se introduce al rotor en forma radial gracias a las boquillas o toberas primarias, que son una serie de aspas que sirven para la formación de chorros de gas de manera tangencial dentro del rotor. Estas aspas se sujetan entre dos anillos planos, en forma tal, que puedan girar en armonía para abrir o cerrar los espacios entre ellos y de esta forma variar las áreas de estrangulamiento de las boquillas. Ésta es una función muy importante porque así es como puede variarse el flujo que pasa por el expansor sin que exista un estrangulamiento de desperdicio: toda la energía de expansión en las boquillas se recupera en el rotor. Estas boquillas variables desde el punto de vista control pueden actuar exactamente como válvulas de estrangulamiento y como controladores del flujo (pero sin pérdida de estrangulación) y es posible utilizar instrumentación convencional de control de flujo para operarlas.

RESONANCIA DEL ROTOR

Las boquillas variables producen una serie de chorros de gas que entran al rotor y estos impulsos se suman y crecen hasta crear una frecuencia igual a la de las aspas: el número de revoluciones por segundo multiplicado por el número de aspas es del orden de miles de ciclos por segundo. El rotor llega a resonar con esta frecuencia y, si ocurre esto, llega a fatigarse y agrietarse; estos trastornos son tan decisivos que deben evitarse y el usuario deberá solicitar al fabricante toda la información referente a este aspecto.

CORRIENTES DE CONDENSACIÓN

Es ventajoso tener el expansor operando a la temperatura más baja posible en el proceso (véase la Fig. 24-35), pero esto será causa frecuente de alcanzar la temperatura de condensación de la corriente de proceso. Las turbinas de vapor cuentan con previsiones contra la operación con corrientes de flujo condensado porque éstas afectan la eficiencia de la unidad y provocan erosión en las aspas del rotor.

Otra ventaja de la turbina de reacción radial es que puede diseñarse para aceptar cualquier cantidad de condensación sin que se reduzca su eficiencia o se cause erosión*. Esto es posible debido a la acción de dos fuerzas que actúan sobre las partículas de niebla suspendidas: fuerza de desaceleración y fuerza centrífuga, y estas dos fuerzas se pueden equilibrar entre sí para prevenir los golpes a las aspas a consecuencia del goteo, sobre todo cuando éstas son de diseño especial. Este proceso se explica a continuación.

Esta expansión de un vapor condensante es muy deseable desde el punto de vista termodinámico, pero el líquido no debe bombardear y erosionar las aspas del rotor y en particular no se debe acumular en el rotor, ya que podría ocasionar pérdida de eficiencia. Si se forman gotas

*Este mismo principio se aplica a la expansión de líquidos de vaporización súbita, donde las burbujas se trasladan lejos de las aspas.

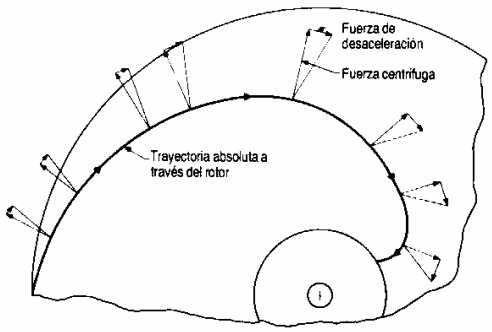


FIG. 24-38 Trayectoria elemental de forma radial en el interior y después axial a través del rotor.

de líquido cuando el gas se expande en el turboexpansor, es posible pensar que debería utilizarse un diseño de flujo radial; pero la explicación siguiente mostrará que éste es el único diseño que sirve para efectuar la expansión de manera eficiente.

En la figura 24-37 se muestran las boquillas primarias y el rotor. Casi la mitad de la caída de presión tiene lugar en las boquillas primarias, que envían el gas en forma de chorro tangencial en la periferia del rotor. El enfriamiento tiene lugar durante la expansión y la corriente en forma de chorro que entra al rotor puede convertirse en neblina. En esta condición, el gas fluye de manera radial con el rotor, y es descargado en un punto cercano al centro del rotor; esto sucede sin movimiento de rotación. La segunda parte de la energía de expansión se gasta mediante el paso del gas en forma radial a través del rotor contra la fuerza centrífuga y una precipitación posterior de líquido.

La corriente de las boquillas entra al rotor a una velocidad aproximada de 152.4 o 304.8 m/s (500 o 1000 ft/s; véase la Fig. 24-38) y sigue una trayectoria curva a través del rotor, a un grado en que la fuerza centrífuga que actúa en un elemento de la corriente y, por lo mismo, en las gotas suspendidas es del orden de 75 000 G (75 000 veces la fuerza de gravedad). La corriente también se mueve radialmente en el rotor, desde su velocidad tangencial de 304.8 m/s (1000 ft/s) hasta un valor cero cuando el rotor sólo tiene media revolución. Esta fuerza de desaceleración es del orden de 10 000 G. El vector suma de estas dos fuerzas, totaliza entre 75 000 y 100 000 G en una dirección 5 a 10 desde la dirección radial (véase la Fig. 24-38). Esta es una dirección aceptable para las aspas, de manera que el problema de evitar el bombardeo de las aspas por las gotas de condensado debe resolverse diseñando la forma de las aspas del rotor del expansor paralelas a este vector resultante. Así es como se evita la existencia de fuerzas que causen goteo en cualquier superficie. Éstas arrastran la corriente hacia atrás ligeramente, mas pueden ser acarreadas por la corriente principal y ser descargadas. Mediante este método es posible transportar cualquier cantidad de líquido o, en el caso de líquidos de vaporización súbita que se expanden, las burbujas pueden pasar a través del expansor sin pérdida de eficiencia. Sería imposible construir las aspas de turbina para que cumpla este requisito, sin el establecimiento de dos fuerzas vectoriales.

APLICACIONES

Los turboexpansores son importantes en las siguientes aplicaciones:

1. Separación de aire
2. Recuperación de condensables del gas natural
3. Licuefacción de gases, incluido el helio
4. Aumento en la refrigeración en diversos procesos criogénicos como la recuperación de etileno
5. Generación de potencia, algunas veces denominada recuperación de potencia

Una aplicación potencial de los turboexpansores para la recuperación de potencia se presenta siempre que un gran flujo de gas puede reducirse desde una presión alta a una más baja o cuando se dispone de corrientes de proceso a alta temperatura (calor de desperdicio), para causar la ebullición a un líquido secundario. Cuando existe tal condición, debería evaluarse si se justifica su utilización en un turboexpansor. En este caso, el turboexpansor podría utilizarse como unidad motriz de una bomba, un compresor o un generador eléctrico, para recuperar gran parte de esa energía de desperdicio. En aplicaciones de este tipo se debería prestar especial atención a la caída de temperatura que tiene lugar en el expansor. En ciertas ocasiones será necesario calentar o atomizar el gas de entrada, para evitar bajas temperaturas de salida que podrían ser el origen de la formación de hielo o líquidos.

Los expansores pueden utilizarse, ya que su desarrollo se encuentra en un estado muy avanzado y es posible contar con expansores de gran eficiencia a precios relativamente bajos.

LUBRICACIÓN

Los cojinetes de los expansores se diseñan casi siempre para altas velocidades, razón por la que deberían contar con una lubricación adecuada. Esto se puede asegurar con lubricación a presiones del orden de 689.5 kN/m^2 (100 lbf/in^2) o más. No hay especial objeción a tener presiones hasta de 6.895 MN/m^2 (1000 lbf/in^2) o aún mayores, si es que existe alguna razón para que así suceda.

Casi por regla general se combinan un cojinete de muñón con otro de empuje en un solo conjunto, inyectando aceite en ambos. La velocidad de flujo se ajusta de manera que pueda eliminarse el calor y mantenerse la elevación de temperatura entre 11 a 17°C (20 a 30°F).

Los expansores más pequeños utilizan aceite con viscosidad de 60 a 100 SSU a temperatura de 38°C (100°F), y las máquinas grandes requerirán un aceite cuya viscosidad tenga valores hasta de 500 SSU. Si el aceite se mantiene en un sistema cerrado en contacto con un hidrocarburo o cualquier otro gas parcialmente soluble, éste debería disolverse para reducir la viscosidad del aceite, por lo que será necesario contar con un compensador de alta viscosidad, para que la viscosidad de trabajo después de la última etapa de equilibrio conserve sus propiedades para lubricar los cojinetes.

El sistema de lubricación deberá, por razones de confiabilidad, mantenerse en operación y contará con un sistema de apoyo para su alimentación, además de una filtración adecuada desmontable. Si se presentaran problemas de incrustamiento por agua fría, los enfriadores deberían ser desmontables.

SISTEMA DE GAS DE AMORTIGUAMIENTO

El sello para ejes (véase la subsección "Sellos para ejes") suele ser de tipo laberinto con claros muy estrechos. Es deseable que se cuente con un gas de amortiguamiento presurizado adecuado para inyección en el punto intermedio del sello y este gas debe estar disponible a una presión absoluta mayor que la presión más grande de la flecha que se va a sellar. El sistema de sello de gas puede consistir sólo en un filtro, un dispositivo indicador de flujo y una válvula de estrangulamiento u otro controlador de flujo o presión que casi siempre es un regulador de presión y una válvula de aguja graduada.

Si la presión disponible no es mayor que la presión que se va a sellar, entonces no será suficiente estrangular de la manera más sencilla el flujo, cuando las dos presiones son casi iguales. Entonces, el control más preciso puede tenerse por presión diferencial entre la presión del proceso y la presión del gas.

SELECCIÓN DE

El tamaño, la velocida
narse adecuadamente
lumétrico en la desc
turboexpansor. La car
ción se correlacionan
24-39 se muestra la ef
varios tamaños del ro
pansión será menor d
rior a 4:1 ocurren cier
corrección adicional
24-40.

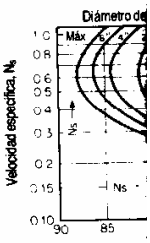


FIG. 24-39 Eficiencia
ños de rotor.
FIG. 24-40 Pérdida d

Por regla general, l
diante cálculos a parti
los mediante comput
siguiente proceso de
una verificación de o

RE

PRINCIPIOS BÁ

El potencial para la r
líquidos existe en cu
líquido proveniente d
de manera que se pro
disipar la presión, Di
sistemas para potenc
manera, un potencial
cede en una bomba,
caballaje de frenado,
llajes generados o di

Básicamente, la r
instalaciones industr
esto podría aparecer
cilante, o bien, de rot
tamaño son de rotaci
tencia de líquidos c
posibles, y casi sier
siguientes aspectos
servicios con cabal
más servicios de men
contraposición a no.
sición a los que no l

SELECCIÓN DEL TAMAÑO

El tamaño, la velocidad de rotación y la eficiencia pueden correlacionarse adecuadamente con la carga isentrópica disponible, el flujo volumétrico en la descarga y la relación de expansión a través del turboexpansor. La carga, el flujo volumétrico y la velocidad de rotación se correlacionan mediante la velocidad específica. En la figura 24-39 se muestra la eficiencia a diversas velocidades específicas para varios tamaños del rotor. Esta figura presupone que la relación de expansión será menor de 4:1. Cuando la relación de expansión es superior a 4:1 ocurren ciertas pérdidas supersónicas y debe introducirse una corrección adicional a la eficiencia, como se muestra en la figura 24-40.

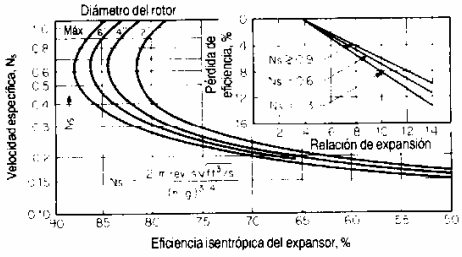


FIG. 24-39 Eficiencia a diversas velocidades específicas, para diversos tamaños de rotor.
FIG. 24-40 Pérdida de eficiencia, como función de la relación de presión.

Por regla general, la carga isentrópica disponible se determina mediante cálculos a partir de ecuaciones de estado. En ausencia de cálculos mediante computadora, como es el caso citado, se puede seguir el siguiente proceso de cálculo. De hecho, este cálculo es valioso como una verificación de otros métodos porque su exactitud es adecuada:

si;
R = Constante de los gases, 1.986 T_a = Temperatura promedio, °R
Z_a = Factor de compresibilidad a T_a H_t = Trabajo isentálpico,

$$H_t = \frac{RT_aZ_a}{\text{mol. wt.}} \ln \frac{P_1}{P_2} \quad \text{Btu/lb} \qquad (24\text{-}21)$$

donde H_t = caída de entalpía reversible, Btu/lb
R = constante de los gases, 1.986 Btu/(lb · mol · °R)
T_a = Temperatura promedio para el incremento, °R
Z_a = compresibilidad promedio para el incremento
P_1/P_2 = relación de presiones

El empleo de esta ecuación requiere valores promedio de P y T basados en un incremento supuesto, para determinar Z.

INSTRUMENTACIÓN

El control de flujo en el proceso y el control del gas de amortiguamiento se han analizado antes bajo los títulos de "Boquillas variables" y "Sistemas de amortiguamiento del gas", respectivamente. La velocidad es autocontrolable casi siempre mediante la igualación de la carga sensible con la velocidad a través de un compresor o una bomba. Si la carga se tiene por alimentación con un generador síncrónico o de inducción en un sistema estable de ca, el sistema fijará la velocidad. De lo contrario, la velocidad podrá controlarse mediante un controlador convencional.

Es común el empleo de diversos instrumentos de protección, a fin de prevenir un corte en la señal (p. ej., una válvula de acción rápida en la entrada del expansor), que puede provocar cambios en la velocidad, presión del lubricante, temperatura del cojinete, detención en el movimiento de la flecha, nivel del lubricante, carga del cojinete de empuje, cambios en las variables de proceso, como temperaturas, niveles, presiones, etc., y ocasionar congelamiento. Sin embargo, demasiados dispositivos de seguridad contra cortes pueden ser muy molestos.

RECUPERACIÓN DE POTENCIA A PARTIR DE CORRIENTES DE LÍQUIDOS

PRINCIPIOS BÁSICOS

El potencial para la recuperación de potencia a partir de corrientes de líquidos existe en cualquier tiempo en que se tenga una corriente de líquido proveniente de una fuente de alta presión a otra de baja presión, de manera que se produzca un estrangulamiento o una aceleración para disipar la presión. Dicho estrangulamiento representa un potencial de sistemas para potencia, que es la inversa de una bomba; dicho de otra manera, un potencial para la extracción de potencia. Al igual que sucede en una bomba, existe una potencia o caballaje hidráulico y un caballaje de frenado, excepto que en la recuperación se trata de caballajes generados o disponibles.

Básicamente, la recuperación de potencia de líquidos se logra en instalaciones industriales en la forma de caballaje de flecha. Aunque esto podría aparecer potencialmente como potencia reciprocante u oscilante, o bien, de rotación, la mayor parte de las aplicaciones de mayor tamaño son de rotación. El estudio de la posibilidad de recuperar potencia de líquidos comprende una elección entre varias aplicaciones posibles, y casi siempre sucede que dicha elección comprende los siguientes aspectos como alternativas: 1) impulsar unos cuantos servicios con caballajes sustanciales, en contraste con impulsar más servicios de menor caballaje; 2) impulsar servicios esenciales en contraposición a no esenciales o servicios de reserva por contraposición a los que no lo son; 3) impulsar una sola transmisión en comparación con una transmisión parcial, o un caballaje pleno en contraposición con un caballaje parcial, para servicios selectos; 4) convertir la energía de recuperación de potencia en otra forma intermedia, como, por ejemplo, mover un generador eléctrico.

Al aplicar la recuperación de potencia, se presentan tres problemas básicos que son: 1) limitaciones en el diseño del equipo para recuperar la potencia, 2) resistencia operacional a considerar equipos rotatorios que no sean absolutamente necesarios, y 3) la forma de evaluar el aspecto económico del sistema instalado. Es importante reconocer que siempre se cuenta con una alternativa aceptable y funcional para recuperar potencia de corrientes de líquidos, en la forma de una válvula de estrangulamiento o de descenso, mientras que, en el caso de la bomba, no existe un sustituto simple, barato y a prueba de fallas.

Las consideraciones de la capacidad del fluido en movimiento disponible, la presión diferencial de que se dispone para recuperar la potencia y las propiedades corrosivas o erosivas de la corriente de fluido, son consideraciones básicas para establecer si tal recuperación es factible, sin tomar en cuenta los aspectos económicos. Otro aspecto importante para determinar la factibilidad y los aspectos económicos es la ubicación física probable y la interrelación con las fuentes del fluido, el punto de producción de la potencia y el destino final del fluido. En general, la tendencia observada ha consistido en localizar el impulsor de recuperación de potencia y la unidad impulsada, en donde lo dictaminan las necesidades de la unidad impulsada y utilizar tuberías

de entrada y salida al impulsor, para conducir el fluido de recuperación. Aunque las primeras instalaciones eran para servicios no corrosivos y no erosivos, como, por ejemplo, aceite de absorción rico en hidrocarburos, la tendencia ha demostrado que, ahora, las unidades se dedican a servicios más o menos severos, como plantas de aminas, unidades de carbonato calientes y el descenso de hidrodisociadores.

Consideraciones económicas Las unidades de recuperación de potencia no tienen costos de operación; en esencia, la energía se tiene libremente y, además, no hay un costo de capital incrementado, debido al abastecimiento de la misma. Los costos instalados incrementales de un sistema de energía para un propulsor de turbina de vapor y su sistema de abastecimiento representan aproximadamente 250 dólares por kilowatt, y el costo incremental de un propulsor de motor eléctrico más el sistema de abastecimiento es, aproximadamente, 25 dólares por kilowatt. Por el contrario, incluso a la presión de entrada más elevada, las máquinas de recuperación de potencia de los flujos más grandes rara vez tienen un costo de equipos superior a 45 dólares por kilowatt y, a menudo, los costos se reducen hasta 20 dólares por kilowatt. No obstante, a los simples costos de propulsor (sin incluir el abastecimiento de energía) de 20 a 45 dólares por kilowatt para la unidad motriz de recuperación de potencia en contraposición a, aproximadamente, 8 a 25 dólares por kilowatt en las turbinas de vapor o 15 a 20 dólares por kilowatt en motores eléctricos, se debe tomar en cuenta que los costos de operación hacen que las unidades de recuperación sean atractivas. Si se utilizan los valores comúnmente aceptados para los costos de energía, los flujos de vapor de turbina y los precios de venta de vapor, los costos de operación para cualquiera de los motores o las turbinas de vapor se acercan a 80 dólares por año para 746 W (1 hp).

Por consiguiente, quitando las dificultades técnicas o las consideraciones operacionales de la aplicación, las unidades de recuperación de potencia deben mostrar cierta recuperación en menos de 6 meses. Las recuperaciones reales del proyecto son del género de 1 a 3 años. Esta diferencia se debe, sobre todo, a 1) el hecho de que, aunque los costos incrementales utilizados con anterioridad son válidos para comparar sistemas grandes, los diseños específicos se deben enfrentar a diferencias en los tamaños de marcos, capacidades y caballajes estandarizados, requisitos de código, etc., 2) los requisitos de operación, las consideraciones de reserva y cierta falta de seguridad en las unidades de recuperación originadas en ausencia de amplia experiencia, dan origen a patrones de selección de equipos que se desvían de las comparaciones directas.

Desarrollo La siguiente exposición se relaciona específicamente con el empleo de lo que se podría llamar turbinas de recuperación de potencia de bomba centrífuga y flujo radial hacia adentro. Esto no se aplica al tipo de unidad que se acostumbra en la industria hidroeléctrica para el área de diferencial de presión bajo a mediano, con un gran caballaje y flujo abundante de las turbinas hidráulicas del tipo de engranaje intermedio Pelton o Francis. Parece haberse registrado muy poca transferencia directa de los conceptos de diseño entre estos dos campos; los principales fabricantes del campo hidroeléctrico no han realizado hasta ahora grandes esfuerzos por vender sus productos a las industrias elaboradoras y las configuraciones físicas de sus unidades, desarrolladas a partir de los requisitos característicos del campo hidroeléctrico, no son apropiadas para la mayor parte de las aplicaciones de plantas de proceso.

A pesar de la iniciación bastante lenta que se ha observado, las turbinas de bomba centrífuga para la recuperación de potencia han logrado niveles respetables en las instalaciones de plantas de proceso, que se extienden hasta mediados de la década de 1950. Las aplicaciones logradas incluyen unidades motrices para los servicios siguiente: ventiladores para torres de enfriamiento, compresor reciprocante para reciclaje, bombas de circulación para soluciones de tratamientos de gases, como único medio de propulsión y en tándem con una turbina de vapor o un equipo auxiliar de motor, bombas de material de carga para unidades de refinería con unidad motriz auxiliar y generadores eléctricos de flotador en línea.

En general, las experiencias iniciales se relacionaron con pequeños caballajes, servicios no esenciales o de reserva, utilizando unidades motrices individuales a caballajes plenos. La tendencia actual se encamina de manera cada vez más marcada hacia el empleo de menos impulsores de mayor tamaño en servicios esenciales, sobre todo cuando se abastecen caballajes parciales, pero no de reserva. Si la planta se basa en propulsores eléctricos y la economía de la estructura de velocidad, las cargas de demanda, etc., lo permiten, el uso de las unidades de recuperación de potencia que mueven eléctricamente un generador en flotación con la línea han encontrado difusión cada vez mayor. En general, la experiencia de funcionamiento en relación con la seguridad, la facilidad de servicio y de mantenimiento, ha demostrado que las unidades son comparables con las bombas centrífugas y, por ende, han motivado una mayor aceptación, incluso como unidades motrices en unidades de grandes potencias o caballajes para equipos de servicios esenciales. En la figura 24-41 se incluye una ilustración de los límites industriales.

Comportamiento hidráulico El comportamiento hidráulico básico de las bombas centrífugas que funcionan como unidades de recuperación de potencia (turbinas) no es muy diferente de las bombas centrífugas y sigue el mismo tipo de leyes de afinidad en gamas angostas. En las figuras 24-42 y 24-43 se muestran curvas comunes generalizadas. Nótese, sobre todo, que tanto el esfuerzo de rotación como el de caballaje se hacen negativos (adoptan valores que indican consumo de potencia) cuando la carga y la capacidad quedan dentro de una gama más o menos amplia, que representa por lo menos las condiciones de arranque y detención, y también parte de la carga. Se observará, asimismo, que incluso cuando la carga es del orden de 125% del diseño, la velocidad (rpm) al torque igual que cero para esta unidad, no sobrepasa aproximadamente 130 a 150% del valor de diseño.

Las pruebas efectuadas para poner en funcionamiento bombas centrífugas como turbinas hidráulicas, a lo largo de la gama de carga-capacidad-velocidad, demuestran que una buena bomba centrífuga trabaja casi siempre muy bien como turbina hidráulica eficiente. Tomando en cuenta algunas consideraciones teóricas, se puede afirmar que, a la misma velocidad,

$$H_t = H_p/e_h^2 \tag{24-22}$$

$$Q_t = Q_p/e_h \tag{24-23}$$

$$n_{st} = n_{sp}e_h \tag{24-24}$$

en donde H = carga total en el punto de mayor eficiencia
Q = capacidad
n_s = velocidad específica
e_h = eficiencia hidráulica, considerada como la misma para la turbina y la bomba
t, p = subíndices que denotan turbina y bomba respectivamente.

Puesto que jamás se llega a conocer el valor exacto de la **eficiencia hidráulica** e_h, $\sqrt{e}$ se toma como una aproximación, en que e es la eficiencia bruta de bomba (caballaje hidráulico/caballaje de frenado). Por lo común, las eficiencias de los diseños de bomba que funcionan como turbina son del orden de 5 a 10 puntos de eficiencia menores que las de las bombas a su máximo punto de eficiencia.

COMPORTAMIENTO DE OPERACIÓN

Tomando en cuenta que el flujo queda detenido, pero que la cubierta de la turbina está llena de líquido, se infiere por intuición que, para hacer girar la rueda o el impulsor en cualquier dirección es preciso aplicar cierta potencia. Conforme aumenta el flujo a partir de la condición de ausencia de circulación, la velocidad del fluido a través del impulsor se acerca de manera gradual a la velocidad que imparte la suficiente energía a dicho impulsor no sólo para vencer la fricción interna, sino también para permitir cierta salida neta de potencia para el consumo; habitualmente, este punto ocurre, aproximadamente, entre el 30 y el 40% del flujo o la capacidad de diseño. Como sucede con la unidad motriz de turbina, la máquina aumenta de velocidad hasta que

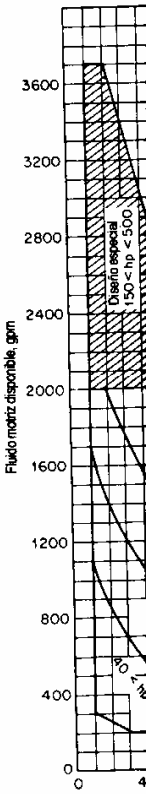


FIG. 24-41 Campos
se aplican entre los sig
a 3000 psig manométr
motriz, 200 a 4000 gal
basa en una velocidad
para otros fluidos, mul
cífica, para obtener la
drada en megapascale
minuto en metros cúbi
vertir caballos de pote

la carga impuesta a
igual que la potenc
cia. Al igual que e
curva característic
específica de carga
aplicaciones, la car
mayor parte de un
varía sólo al grado
tuberías de entrada
Por lo tanto, en últ
un sistema diferen
límite de flujo defi
caballaje límite. E
carga del 100% qu

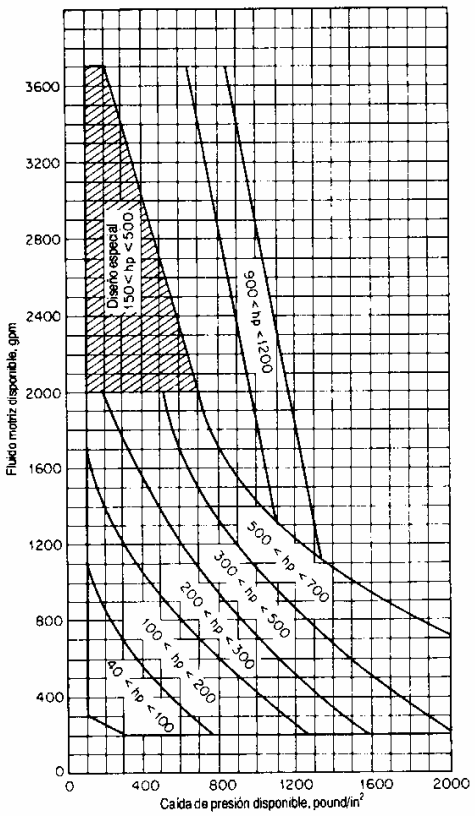


FIG. 24-41 Campos de aplicación de turbinas de bomba centrífuga. Las curvas se aplican entre los siguientes límites mínimo y máximo: presión de entrada, 100 a 3000 psig manométrica diferencial de presión, 100 a 2800 psig, flujo del fluido motriz, 200 a 4000 gal/min; potencia en hp, 50 a 3000. La potencia de la curva se basa en una velocidad de 3600 rpm y fluido de una gravedad específica de 1.0; para otros fluidos, multiplíquese la potencia hp de la curva por la gravedad específica, para obtener la potencia real. Para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada en megapascales, multiplíquese por 6.89×10^{-3}; para convertir galones por minuto en metros cúbicos por minuto, multiplíquese por 3.79×10^{-3}, y para convertir caballos de potencia (hp) en kilowatts, multiplíquese por 0.7457.

la carga impuesta al acoplamiento del eje por la unidad impulsada es igual que la potencia recibida del impulsor de recuperación de potencia. Al igual que en una bomba, la unidad de recuperación recorre su curva característica y busca un punto en que se satisface su relación específica de carga-capacidad-velocidad de potencia. En casi todas las aplicaciones, la carga disponible para la unidad, que se compone en su mayor parte de una diferencia de presión estática, es casi constante y varía sólo al grado en que se alteran las pérdidas por fricción en las tuberías de entrada y salida en función del flujo que pasa por la unidad. Por lo tanto, en última instancia, la unidad actúa como un orificio en un sistema diferencial relativamente fijo, lo que significa que tiene un límite de flujo definido y produce también un esfuerzo de torsión y un caballaje límite. Esto se observará con claridad si se sigue la curva de carga del 100% que se ilustra en la figura 24-42.

Características de funcionamiento En la figura 24-45 se presenta el funcionamiento de la unidad de recuperación que **opera como único transmisor** (Fig. 24-44). Suponiendo que a la carga disponible se suministra más líquido en la unidad de recuperación de potencia que el que se necesita para generar el caballaje requerido por la bomba, la unidad de la turbina se acelerará para manejar dicho líquido y, al mismo tiempo, la velocidad de la bomba se elevará. Durante este aumento de velocidad, la turbina genera mayor caballaje que la bomba debe absorber, mientras se mantenga con la nueva velocidad. Por último, se llega a un punto de caballaje que está en equilibrio con la unidad impulsada, pero es probable que el valor rpm sea diferente al de diseño. Si es necesario controlar la velocidad de la unidad impulsora o motriz, el empleo de un estrangulamiento de cierta porción de la capacidad disponible en una válvula de desviación para la unidad permite que ésta satisfaga su relación de caballaje-capacidad-velocidad al valor deseado de rpm. Se presenta un problema similar cuando la capacidad de que dispone la unidad es menor que la que se requiere a la carga disponible y el valor de diseño de rpm. En tal caso, la unidad perderá la velocidad y se debe intentar reducir la carga y coincidir con su familia de curvas de carga-capacidad-velocidad. En este caso, el control de velocidad se logra estrangulando la presión disponible, de tal modo que la unidad sólo se enfrente a la porción de carga-capacidad-velocidad al valor deseado de rpm.

El funcionamiento de la unidad de recuperación de potencia que **opera con una unidad motriz de reemplazamiento** (Fig. 24-46) se ilustra en la figura 24-47; en la ilustración se indican valores de porcentaje específicos; pero las características generales y las formas de la curva son comunes. Se debe observar que el patrón de flujo, la selección del equipo y el diseño del mismo han producido un patrón de sistema relativamente inflexible, que revelan las curvas, en donde **1**) excepción hecha de un solo punto, la unidad de recuperación necesita siempre una desviación de flujo o el estrangulamiento de la presión de entrada (véase la curva más baja), y **2**) la salida de caballaje de la unidad de recuperación se reduce en cualquier punto alejado del diseño (véase la curva de diferencia de caballaje) que, en combinación con las características de las turbinas de vapor, da la extraña curva de flujo de vapor de estrangulación (la segunda de arriba hacia abajo en la Fig. 24-47).

CONSIDERACIONES DE DISEÑO

Respecto de la obtención de las curvas que aparecen en las figuras 24-45 y 24-47, se tiene un cálculo del llamado **punto de equilibrio**, en el cual el flujo y las rpm necesarias para la unidad de recuperación son iguales que las que proporciona la bomba. Si la turbina de recuperación es el único medio de transmisión (como sucede para la bomba de apoyo de la Fig. 24-44), tanto la velocidad como el caballaje de frenado de la turbina de recuperación y su bomba impulsada deberán ser iguales en el llamado punto de equilibrio o balance. Si se tiene un impulsor de reemplazamiento y la unidad de recuperación dispone de la cantidad de flujo adecuada proveniente de la bomba que impulsa, como sucede en el caso de la que aparece en la figura 24-46, entonces, la velocidad y la capacidad deben ser iguales en este punto de equilibrio.

Ejemplo 2 El diagrama que se muestra en la figura 24-44 y las unidades reales proporcionadas (Figs. 24-48 y 24-49) se utilizarán para fines de ilustración. Puesto que en este caso se tiene la unidad de recuperación como único medio de transmisión, el punto de equilibrio se determina gracias a la velocidad y potencia.

Para fines de ilustración, supóngase un flujo de 8.71 m^3/min (2300 gal/min) que pasa por la torre. La carga máxima de que dispone la turbina de recuperación se calculó en 604 m (1982 ft); este valor tiene un error ligero cuando se desvía parte del flujo, ya que las pérdidas por fricción en la entrada y la salida de la unidad de recuperación cambiarán. Primero se supondrá que la bomba de apoyo se ajusta a 3.03 m^3/min (800 gal/min) y a un funcionamiento de 3900 rpm mientras que la bomba de semiapoyo está a 5.68 m^3/min (1500 gal/min) para obtener un flujo total de 8.7 m^3/min (2300 gal/min). A 3.03 m^3/min (800 gal/min) y 3900

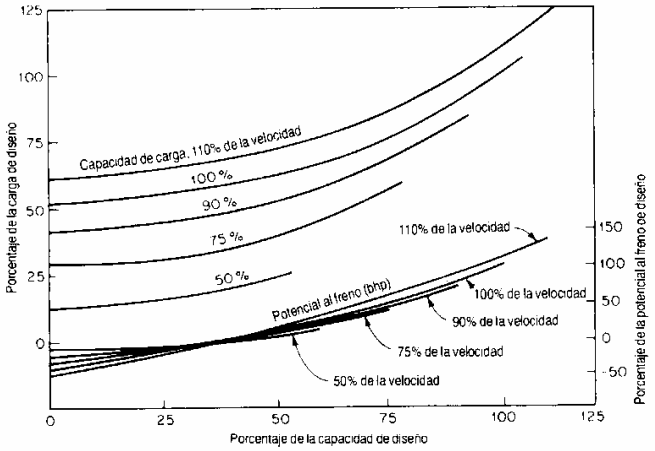


FIG. 24-42 Curvas generalizadas que muestran el comportamiento hidráulico de las bombas centrífugas que operan como turbinas de recuperación de potencia.

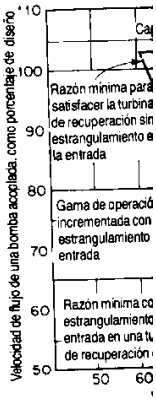


FIG. 24-45 Rendim

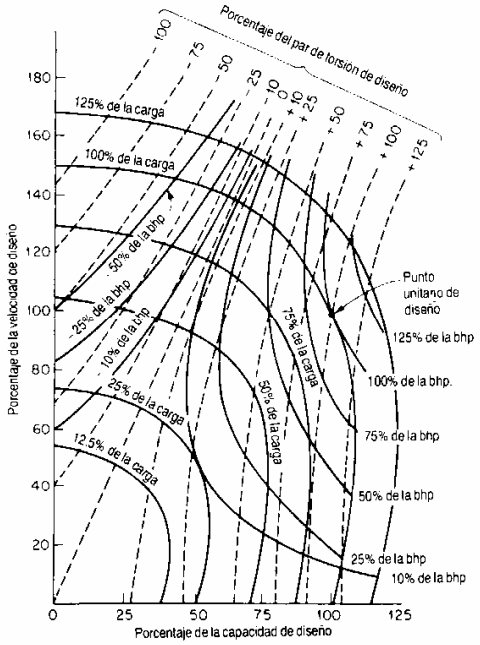


FIG. 24-43 Curvas generalizadas para bombas centrífugas que funcionan como turbinas de recuperación de potencia.

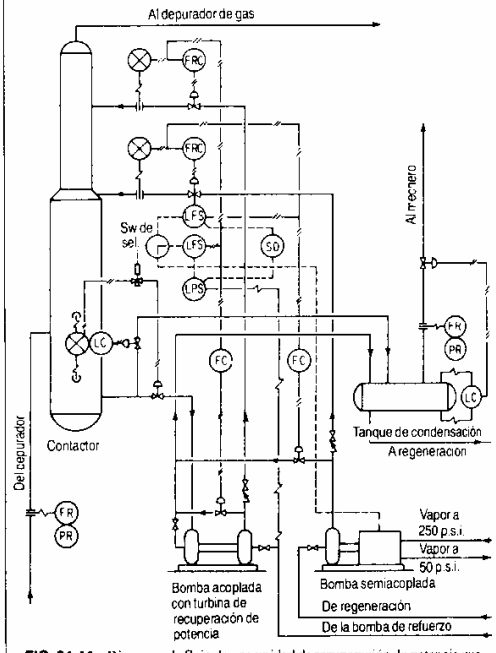


FIG. 24-44 Diagrama de flujo de una unidad de recuperación de potencia que funciona como única unidad motriz.

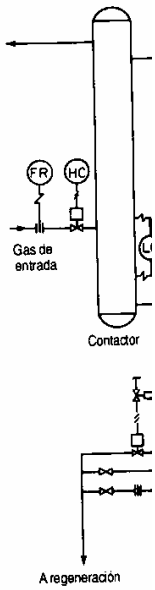


FIG. 24-46 Diagr
potencia, que opera

rpm, la carga dispon
ser mayor que la car
especifica en la figu
correspondiente a la
Ahora, a 3900 rp
y la potencia o cab

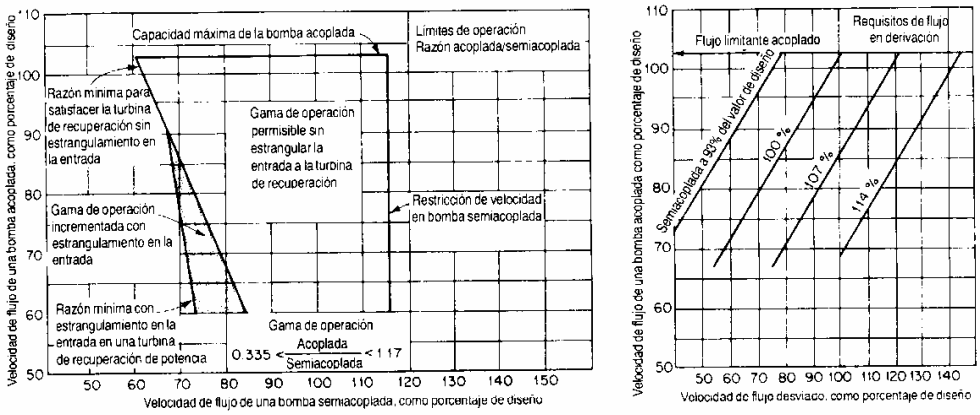


FIG. 24-45 Rendimiento de una unidad de recuperación de potencia que opera como única unidad motriz.

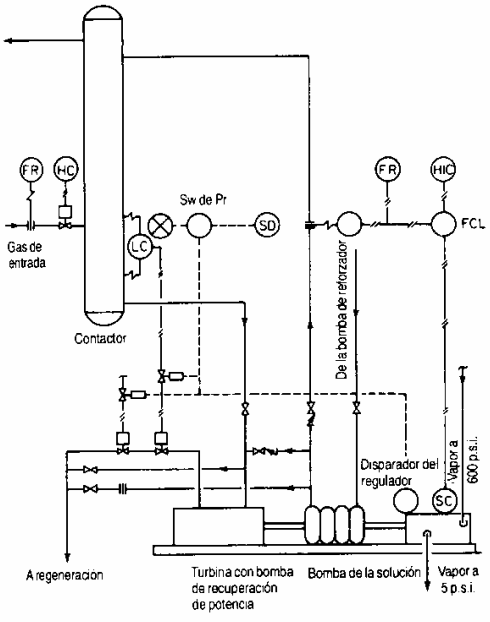


FIG. 24-46 Diagrama de flujo de un sistema con turbina de recuperación de potencia, que opera con una unidad motriz de reemplazo.

rpm, la carga disponible de la bomba de apoyo se lee en la curva. Este valor debe ser mayor que la carga requerida, y el exceso se representa gráficamente como se especifica en la figura 24-50. También se toma la lectura del caballaje de frenado correspondiente a la bomba de apoyo.

Ahora, a 3900 rpm y a una carga de 604 m (1982 ft), se lee el flujo requerido y la potencia o caballaje de frenado generado por la turbina de recuperación. Puesto que el caballaje de la bomba acoplada y la turbina de recuperación no son exactamente idénticos, todo este proceso se repite a otra velocidad con los 3.03 m (800 gal/min). La diferencia en el caballaje de frenado entre la bomba de apoyo y la turbina de recuperación se representa gráficamente, entonces, en función de la velocidad para estos dos puntos, y luego se traza una línea que los una. En el punto en que esta línea cruza la recta de caballaje de frenado de diferencia cero, se determina el punto de equilibrio a 8.71 m^3/min (2300 gal/min), a través de la torre y 3.03 m^3/min (800 gal/min) por la bomba de apoyo.

Este mismo procedimiento se puede utilizar con otros flujos de bomba para obtener una serie de curvas de punto de equilibrio como las que se presentan en la figura 24-51. A partir de este tipo de curvas se puede establecer el máximo de la bomba de apoyo a cualquier flujo de salida total de torre, y la combinación de esto con la curva de rendimiento de la bomba de semiapoyo da como resultado el diagrama de la figura 24-45. El flujo de desviación (by pass) que se representa gráficamente en la figura 24-45 se obtiene sumando los flujos simultáneos de la bomba de apoyo y la de semiapoyo y restando el flujo de la turbina-bomba de recuperación necesaria para obtener el punto de equilibrio al valor de flujo de la bomba de apoyo.

Bases de diseño Es evidente que el punto de equilibrio se determina siempre a través de las características de potencia y rpm de la unidad impulsada, como se detectan en el acoplamiento mediante el eje de la turbina-bomba de recuperación de potencia. Si la unidad impulsada, por ejemplo un generador eléctrico de flotación puede absorber sencillamente cualquier porción o todo el caballaje generado, quizá no sea necesario recurrir a un control de capacidad y al estrangulamiento de la presión. Cuando una unidad de caballaje variable y control de velocidad, como, por ejemplo, un motor eléctrico o una turbina de vapor proporciona un medio auxiliar en tándem o un propulsor de reemplazamiento, estas unidades mantienen constantes las rpm y desarrollan el caballaje suficiente para permitir que la turbina-bomba de recuperación de potencia satisfaga su curva de carga-capacidad prácticamente con cualquier velocidad de flujo.

Lo que se debe tomar en consideración son las **características combinadas de la unidad**, y éstas son las que se deben evaluar en la serie completa de operación, así como en las condiciones de arranque. El consumo de potencia, hasta casi el 40% de la salida indicada por diseño, durante el arranque y el aumento gradual hasta alcanzar la velocidad estipulada, así como el hecho de que, en cualquier condición de carga relativamente fija, la velocidad máxima a un torque de cero es, aproximadamente, 140% del valor de diseño, son aspectos que ya se habían subrayado con anterioridad. Por supuesto, éstos tienen un significado especial durante el arranque de la unidad o cuando se apaga, y son conceptos que no deben pasarse por alto. Cuando no se efectúa un análisis de sistema completo, con frecuencia se llega a un diseño de

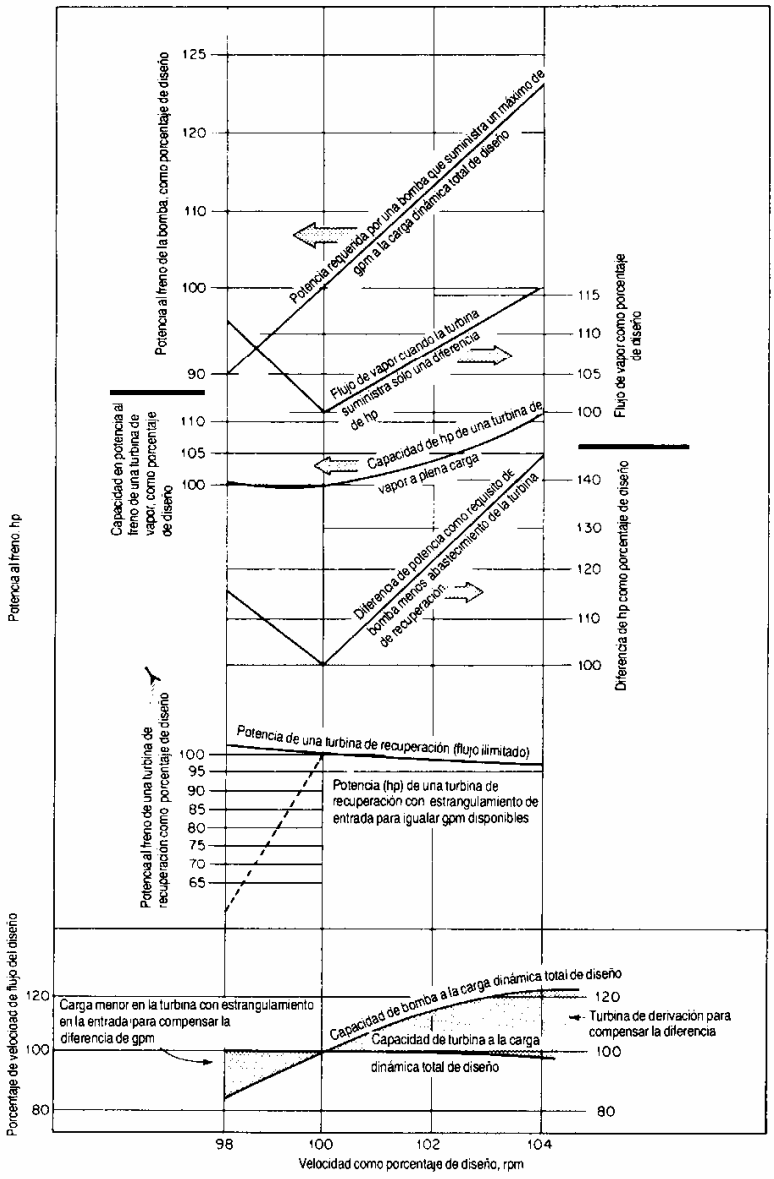


FIG. 24-47 Rendimiento de una turbina de recuperación de potencia con una unidad motriz de reemplazo.

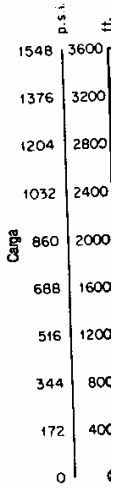


FIG. 24-48 O
opera como unid
de potencia en k

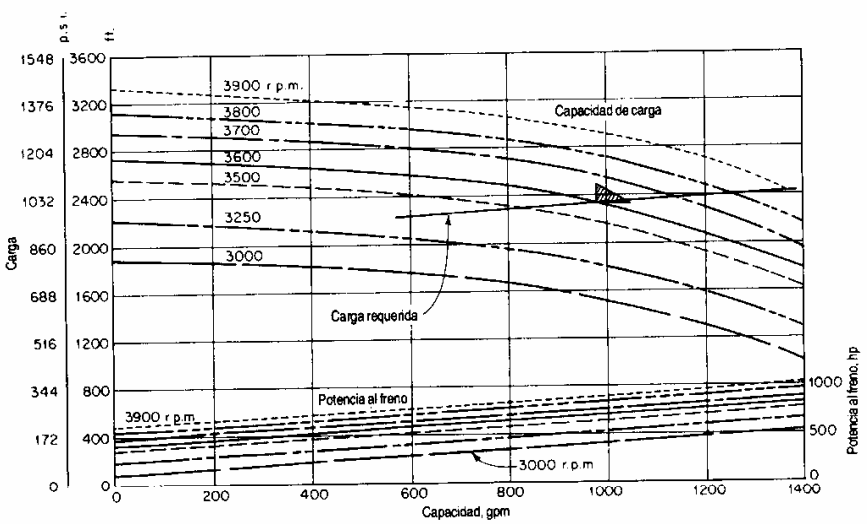


FIG. 24-48 Características de carga, potencia y capacidad de bombas acopladas conectadas en tándem, con turbina de recuperación de potencia que opera como unidad motriz única. Para convertir galones por minuto en metros cúbicos por minuto, multiplíquese por 3.79×10^{-3}; para convertir caballos de potencia en kilowatts, multiplíquese por 0.7457; y para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada en megapascales, multiplíquese por 6.89×10^{-3}.

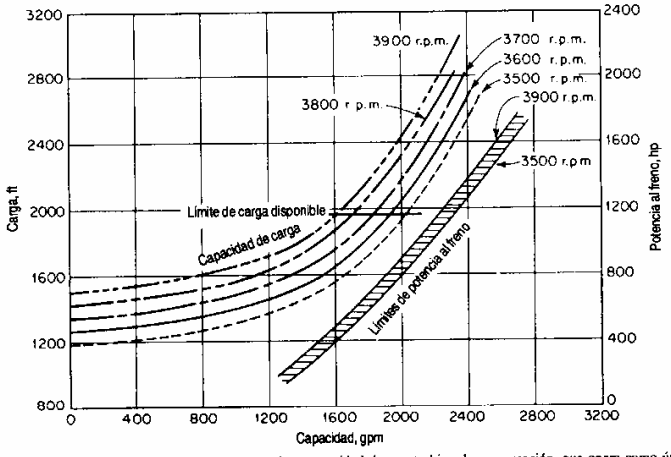


FIG. 24-49 Características de carga, potencia y capacidad de una turbina de recuperación, que opera como única unidad motriz de una bomba acoplada. Si la capacidad total de las bombas acopladas y semiacopladas exceden los valores indicados por el "límite de carga disponible", se debe utilizar una derivación. La carga neta de una bomba de recuperación a 8.71 m^3/min (2300 gal/min) se calcula como sigue:

Torre	957 lbf/in^2	6.598 MN/m^2
Tanque de condensación (flash)	−75	−0.517
Tubería de succión (62.4 lb/ft^3)		
Pérdida por fricción	−11.8	−0.081
Elevación	+ 2.8	+0.019
Tubería de descarga (57.8 lb/ft^3)		
Pérdida por fricción	−8.8	−0.061
Elevación	−5.6	−0.038
Neto =	859 lb/ft^2	5.923 MN/m^2

NOTA: Para convertir galones por minuto en metros cúbicos por minuto, multiplíquese por 3.79×10^{-3}; para convertir caballos de potencia (hp) en kilowatts, multiplíquese por 0.7457; y para convertir libras-fuerza por pulgada cuadrada en megapascales, multiplíquese por 6.89×10^{-3}.

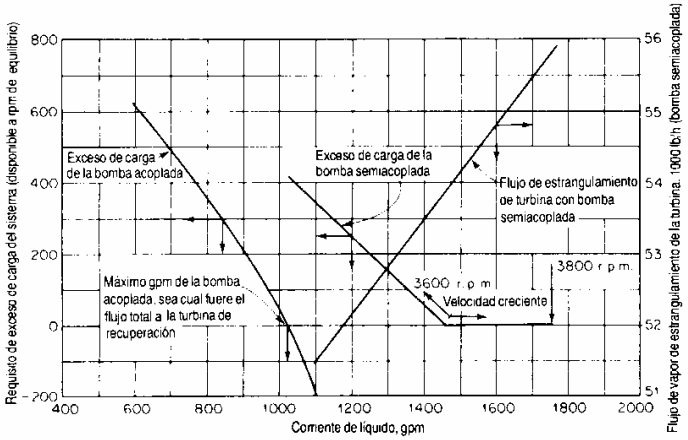


FIG. 24-50 Exceso de carga que desarrollan bombas acopladas y semiacopladas y flujo de estrangulamiento de vapor para una turbina con bomba semiacoplada. Para convertir galones por minuto en metros cúbicos por minuto, multipliquese por 0.00379; para convertir libras por hora en kilogramos por segundo, multipliquese por 1.260×10^{-4}.

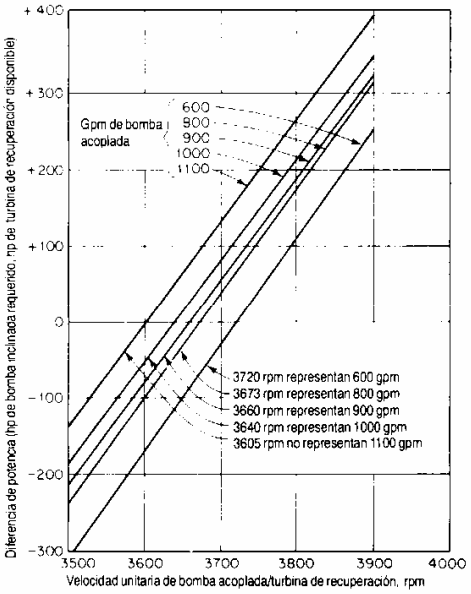


FIG. 24-51 Equilibrio potencia-rpm para bomba acoplada conectada en tándem, en donde la turbina de recuperación de potencia funciona como única unidad motriz. Las diferencias de potencia se calculan basándose en los requisitos de exceso de carga como los del ejemplo usual ilustrado en la figura 24-50. Para convertir galones por minuto en metros cúbicos por hora, multipliquese por 0.2271; para convertir caballos de potencia (hp) en kilowatts, multipliquese por 0.746.

proceso que, cuando se instala, resulta ser una verdadera trampa para el buen funcionamiento.

Cuando se toman en cuenta las ventajas de diseños competitivos para sistemas hidráulicos de recuperación de potencia, se tiene casi siempre una prima de inversión que se debe pagar para asegurar la **flexibilidad de funcionamiento**, que se ilustra en la figura 24-45. Esto adopta la forma de bombas de capacidad reducida e impulsores de turbina de vapor adicionales, así como cierta pérdida en la recuperación de potencia, que se deben a la desviación o el estrangulamiento efectuados incluso en el punto de diseño. Si se desea minimizar la inversión, quizá valga la pena estudiar un sistema de diseño más riguroso para la recuperación plena de potencia con un solo auxiliar de turbina-bomba, como se ilustra en la figura 24-46. En este tipo de sistemas, el único fluido disponible para la turbina de bomba es el que proporciona la bomba que impulsa y no se dispone de otra bomba independiente con impulsor auxiliar para el arranque. El personal operacional observará inmediatamente que este género de sistemas es relativamente inflexible y difícil de manejar (Fig. 24-47). En consecuencia, mientras que el sistema rigurosamente diseñado tiene una inversión mínima y una mayor recuperación de potencia, quizá no sea el más conveniente si se prevé un funcionamiento alejado del punto de diseño, puesto que sólo en este punto es donde no se requiere la desviación o el estrangulamiento. Además, es obvio que los requisitos máximos de vapor se pueden fijar en una condición de carga parcial, en lugar de hacerlo en las condiciones del diseño o con una sobrecarga.

Mientras que los ejemplos antes citados se refieren a aplicaciones con bombas centrífugas, el mismo análisis se realiza para bombas reciprocantes, compresores reciprocantes u otras máquinas rotatorias, como ventiladores de torres de enfriamiento.

CARACTERÍSTICAS DE INSTALACIÓN

Además de realizar un analisis del sistema, hay otros detalles o ciertas peculiaridades de las unidades que se deben tener en cuenta con respecto a:

1. Vaporización, condensación o cavitación
2. Volúmenes del fluido
3. Controles de la corriente de proceso
4. Control de ve
5. Arranque y sc
6. Característica

cuperada para gener

Fluidos disipabl

se instalan básandos
pérdida de presión
en tambores de balan
sión. Las dimension
sangría desde los tan
de la turbina-bomba
de dar margen a cier

En general, la evo
la cubierta misma d
correspondiente (co
nunca ha estado en
las pruebas de camp
es demasiado rápid
líquido. No obstant
lanceo y la línea de
esta línea se puede
Del mismo modo, l
pueden taponarse c
estática; esto provo
del tambor de balan
en funcionamiento.

Hay otro peligro
generalmente en la
debe a que una borr
condensación susta
representada por la
trica en la entrada p
por el diseño, hacie
te su velocidad.

Parece ser que ta
to del propulsor po
tación o de tipo fís
carga neta positiva
es aconsejable reali
diferencial de pres
proporciona un me
lida es quizá mejo
sellos mecánicos,
deben ser adecuad
se cierra la válvula

Volúmenes de f

alizan instalacione
absorbedor. En la
do como su densid
Aunque normalme
sensibilidad del pu
tomar en cuenta el
lo adecuado que p
controles y las con
sis de sistema com

Controles de pu

bina-bomba se reg
de abastecimiento
del depósito hará
ciendo con ello la
si el nivel de líquic
completo, de mod
plena disponible.
cuentra a su máxi
si el nivel sigue as
mismo. Un funcio
a una situación en
derivación en torr

Flujo de vapor de estrangulamiento de la turbina, 1000 lb/h (bomba semiacoplada)

para una
979; para

verdadera trampa para

diseños competitivos
potencia, se tiene casi
pagar para asegurar la
en la figura 24-45. Esto
da e impulsores de tur-
ida en la recuperación
strangulamiento efec-
ea minimizar la inver-
e diseño más riguroso
olo auxiliar de turbina-
ste tipo de sistemas, el
a es el que proporciona
bomba independiente
nal operacional obser-
as es relativamente in-
onsecuencia, mientras
na inversión mínima y
sea el más conveniente
de diseño, puesto que
sviación o el estrangu-
máximos de vapor se
en lugar de hacerlo en
a.

efieren a aplicaciones
ealiza para bombas re-
s máquinas rotatorias,

IÓN

otros detalles o ciertas
ner en cuenta con res-

n

4. Control de velocidad
5. Arranque y sobrecapacidad
6. Características del sistema eléctrico, si se utiliza la potencia recuperada para generar electricidad

Fluidos disipables por vaporización Muchas turbinas-bomba se instalan básandose en corriente de líquidos saturados con gases y la pérdida de presión puede causar problemas, siempre que esto ocurre en tambores de balanceo o sellos de laberinto para la reducción de presión. Las dimensiones de las tuberías que transportan las corrientes de sangría desde los tambores y los sellos del lado de baja presión (salida) de la turbina-bomba, se deben establecer en forma generosa, con el fin de dar margen a cierto grado de evolución del gas.

En general, la evolución o el desprendimiento del gas no es obvio en la cubierta misma de la turbina-bomba, ya que el caballaje adicional correspondiente (como se podría prever debido a la expansión del gas) nunca ha estado en plana evidencia en los informes que se ocupan de las pruebas de campo. Parece ser que el paso de líquidos por la cubierta es demasiado rápido para que se logre un equilibrio entre el vapor y el líquido. No obstante, el paso cortante más lento por el tambor de balanceo y la línea de retorno permite cierto desprendimiento de gas y esta línea se puede taponar debido a ello si su tamaño es insuficiente. Del mismo modo, los puntos altos de la cubierta de la turbina-bomba pueden taponarse con gases liberados, si la unidad se mantiene casi estática; esto provocará daños en la cámara de sellado, en las cámaras del tambor de balanceo, etc., cuando la unidad se ponga una vez más en funcionamiento.

Hay otro peligro potencial, debido a la vaporización que no ocurre generalmente en las instalaciones de plantas de proceso. El peligro se debe a que una bomba recibe sólo la carga de fluido y, si se produce una condensación sustancial en la tubería de entrada, la carga de fluido representada por las libras por pulgada cuadrada de presión manométrica en la entrada puede ser varias veces mayor que la carga estipulada por el diseño, haciendo que la unidad trate de incrementar enormemente su velocidad.

Parece ser que también un mínimo de presión de salida o de conducto del propulsor por debajo del cual pueden producirse daños por cavitación o de tipo físico (similares al NPSH, esto podría denominarse carga neta positiva de descarga, o NPDH). Por lo tanto, con frecuencia es aconsejable realizar el diseño utilizando en el proceso sólo parte del diferencial de presión total disponible para la turbina-bomba. Si se proporciona un medio de estrangulamiento, el estrangulamiento de salida es quizá mejor que el de entrada y, si se emplea cualquier tipo de sellos mecánicos, así como la brida de salida de la caja de la unidad, deben ser adecuadas para soportar la presión plena de entrada, cuando se cierra la válvula de estrangulamiento.

Volúmenes de fluido En muchas plantas de procesamiento se realizan instalaciones de este tipo que manejan *líquido rico* a partir de un absorbedor. En la mayor parte de los casos, tanto el volumen del líquido como su densidad cambian en su trayecto de la entrada a la salida. Aunque normalmente esos cambios no son sustanciales, debido a la sensibilidad del punto de equilibrio al volumen de flujo, es necesario tomar en cuenta el aumento volumétrico por absorción para verificar lo adecuado que pueda ser la unidad de turbina-bomba, así como los controles y las configuraciones de desviación como parte de un análisis de sistema completo.

Controles de proceso Si la entrada o la salida de líquido a la turbina-bomba se regula mediante un controlador de nivel en el depósito de abastecimiento del líquido, un nivel descendente de líquido dentro del depósito hará que dicho controlador estrangule una válvula, reduciendo con ello la presión diferencial disponible para la turbina; o bien, si el nivel de líquido se eleva, la válvula de control tiende a abrirse por completo, de modo que la turbina-bomba se enfrenta a toda su carga plena disponible. Puesto que en esta última condición la carga se encuentra a su máximo, no se tendrá un flujo de líquido por la bomba, y si el nivel sigue ascendiendo, el sistema quedará fuera del control del mismo. Un funcionamiento de esta índole conducirá inevitablemente a una situación en que el personal de operación deberá solicitar una derivación en torno a la turbina de bomba. Durante el arranque, con frecuencia es necesario tener una derivación de un punto corriente arriba de las válvulas de retención y bloqueo de descarga de la bomba impulsada, con la turbina de bomba asociada.

Velocidad El control de la velocidad puede alcanzar niveles críticos en este tipo de turbinas. Si se toman en cuenta las características ilustradas en la figura 24-47 (y las curvas en que se basan), un cambio de velocidad del 4%, de 98 a 102%, produce una variación del 33% en el flujo de la bomba, de 82 a 115% y, aproximadamente, un 22% de variación de caballaje, desde 118 hasta 100 y 122%. Un regulador mecánico para turbina de vapor clase A tipo NEMA tiene aproximadamente 10% de regulación en estado uniforme, de manera que, para el cambio de velocidad de caballaje del 22%, no se puede esperar una regulación de velocidad mejor que el 2%. Puesto que 4% es el cambio total de velocidad que se está tomando en cuenta, es obvio que existe un problema para regular la velocidad de la turbina de vapor. Ya que se supone que esta unidad servirá para sustentar la velocidad de la bomba, proporcionando el caballaje necesario para hacer que coincidan las curvas de la bomba y el sistema con la velocidad de flujo deseada, se detecta un problema verdaderamente grave. En este caso, el problema se resuelve eliminando el regulador de velocidad de la turbina de vapor, dejando sólo el escape para velocidades excesivas y sustituyendo una válvula de control activada directamente por medio de la medición de flujo de la bomba en línea con el abastecimiento de vapor que alimenta la turbina.

Contrariamente a lo que se observa en las turbinas de vapor, en donde el exceso de velocidad prolongado constituye siempre un problema, las turbinas de bomba que operan a la carga de diseño, tienden a un par cero a, aproximadamente, 130-140% de la velocidad estipulada por el diseño. Así, pues, quizá no sea necesario contar con la protección para velocidades excesivas si la turbina de bomba puede soportar entre 140 y 150% de la velocidad de diseño y es el único medio de transmisión. Cuando se utiliza un equipo auxiliar en la turbina de vapor, debe estar provisto del acostumbrado mecanismo de escape para velocidades excesivas.

Arranque y sobrecapacidad Desde el punto de vista del diseño y también del operacional, es importante recordar que las turbinas de bomba no sólo no generan potencia antes de alcanzar, aproximadamente, el 40% del valor de flujo estipulado en el diseño, sino que en realidad consumen potencia en cantidades decrecientes, conforme el flujo aumenta de 0a 40%. Esto significa que deben conducirse hasta la velocidad de operación tan rápidamente como sea posible. Otra solución, que es más conveniente desde el punto de vista del funcionamiento y el mantenimiento, consiste en instalar un embrague de rueda libre o de sobremarcha (como el que fabrica la Marland Division of Zurn Industries, Inc., de La Grange, Illinois) entre la turbina y la bomba. Con este tipo de instalación, la bomba no es obligada a girar hasta que disponga del fluido necesario. Asimismo, no se conecta a la bomba hasta que corre con mayor rapidez que ella, momento en que comienza a producir potencia. Según esta configuración, la secuencia de arranque se selecciona de tal modo que la unidad de la turbina vaya de la velocidad cero hasta la de funcionamiento, recorriendo la curva cero-par de esfuerzo angular.

Por otro lado, la carga de diseño, la capacidad no cambia notablemente con la velocidad, de modo que, una vez que se sobrepasa el punto de diseño, la turbina de bomba actúa como una restricción en la línea. Puesto que la mayor parte de estas unidades opera basándose en un diferencial de presión relativamente fijo, tienden a actuar como un orificio para limitar el flujo y se deriva poco o ningún beneficio de cualquier exceso de capacidad en lo que respecta a la corriente de flujo disponible para la unidad en la instalación propiamente dicha.

Generación de energía eléctrica Cuando las turbinas de bomba se emplean para generar electricidad, las unidades se deben comunicar con redes eléctricamente bien establecidas, de un tamaño tal que la turbina no pueda alterar la frecuencia del sistema, sino que esté gobernada por dicha frecuencia y se convierta en una máquina de velocidad constante. El estrangulamiento de entrada o salida, así como la derivación (by pass) son aspectos que se deben utilizar en esta clase de instalaciones. En consecuencia, teniendo una velocidad fija y disponiendo

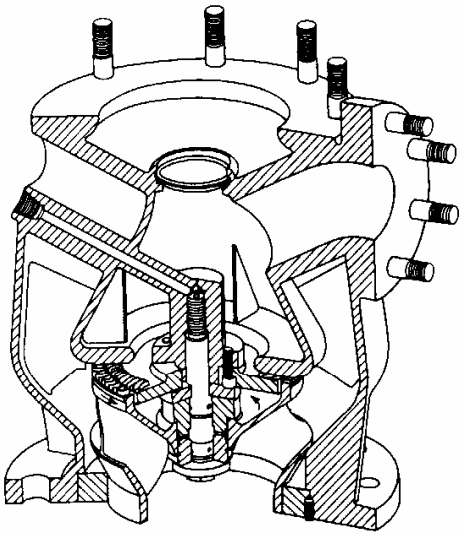


FIG. 24-52 Unidad de turbina y bomba de tipo integral o en una sola cubierta. (*Worthington Division, McGraw-Edison Co.*)

de una carga esencialmente constante debido al proceso, el diseño establecerá la cantidad máxima de potencia recuperable. Una vez instalada, la turbina-bomba no puede ser obligada a generar más potencia cuando dispone de un exceso de fluido, excepto si se hace un nuevo diseño de sus piezas internas. La porción eléctrica de este género de instalación es de tipo directo, los controles son sencillamente un estrangulamiento de entrada y una derivación (si es necesaria) para la turbina-bomba, y estos controles se operan sobre una gama dividida empleando el mismo control de nivel en el depósito de la fuente de líquido.

Unidades integrales Uno de los desarrollos relativamente recientes es la unidad de turbina-bomba integral o compacta, que se monta bajo una sola cubierta, posee un conducto de descarga común y está diseñada para montarse directamente en la tubería. En la figura 24-52 se ilustra un corte seccional de un diseño de esta índole. Es evidente que el empleo de estas unidades presupone la compatibilidad y la conveniencia de que la bomba descargue material que contamina al fluido de potencia que pasa por el propulsor de la turbina. Hasta ahora, esta unidad se ha aplicado poco en plantas de procesos, pero su sencillez, la independencia de las fuentes de alimentación normales y la facilidad con que se instala hacen que sean un candidato muy atractivo para situaciones en que el patrón de circulación del proceso puede adaptarse a sus características. Se ha propuesto para utilizarse en lugar de eductores o eyectores de líquidos, ya que manifiesta mayor eficiencia que esta unidad y, además, la corriente del fluido motriz de estrangulamiento hará que dicha corriente bombeada se apegue a los requisitos del punto de equilibrio.

EQUIPO MECÁNICO PARA LA TRANSMISIÓN DE POTENCIA

TRANSMISIONES DE BANDA

Las bandas se utilizan para transmitir potencia de un eje a otro. Al mismo tiempo, se puede derivar una reducción o un incremento de velocidad.

Fundamentalmente, la transmisión de banda es un medio de impulsión por fricción. El factor más importante es la relación entre la tensión de la banda y la polea. Esto hace que se genere una presión y se desarrolle un torque de torsión en la polea.

Para condiciones estáticas, el coeficiente de fricción f sirve para definir los límites de la fuerza de fricción F_f disponibles para evitar una acción de pérdida de velocidad por deslizamiento entre las dos superficies planas, y la fuerza N que mantiene unidas ambas superficies.

$$F_f = fN \tag{24-25}$$

Para velocidades de banda inferiores a 609 m/min (200 ft/min), se escribe una ecuación general que relaciona la tensión de banda con el coeficiente de fricción

$$T_1/T_2 = e^{f\theta} \tag{24-26}$$

en la cual T_1 es la tensión en el lado tenso de la banda expresada en libras; T_2, la tensión del lado laxo de la banda, lb; e, la base de los logaritmos naturales (2.71828), f, el coeficiente de fricción entre la banda y la polea; y θ es el arco de contacto entre la banda y la polea, en radianes.

Para velocidades de banda que oscilan entre 914 a 1524 m/min (3000 a 5000 ft/min), el esfuerzo centrífugo dentro de la banda se convierte en una porción apreciable del esfuerzo total. La importancia de la tensión centrífuga T_c es que una porción de la tensión T_1 y T_2 se utiliza para obligar a la banda a seguir la trayectoria curva en torno a la polea. Por lo tanto, esta última tensión no se aprovecha para generar una presión entre la banda y la polea.

En seguida se da una ecuación para la tensión centrífuga:

$$T_c = \rho b t V_2/300g \tag{24-27}$$

en donde T_c se expresa en lb; ρ es la densidad de la banda, lb/in^3 (0.035 a 0.045); b, la anchura de banda, in; t el espesor de la banda, in; V, la velocidad de banda, ft/min, y g la constante gravitacional, 32.2 ft/s^2.

La tensión ejercida sobre el lado tenso de la banda no debe ser tan grande que sobrepase el valor de esfuerzo estipulado por el diseño, de 1.38 a 2.76 MN/m^2 (200 a 400 lb/in^2) para bandas de cuero.

Las bandas alcanzan una **velocidad crítica** que se observa cuando las poleas se mueven de un lado a otro o por sacudidas violentas en el lado laxo de la banda. Esta velocidad crítica es una función de las características geométricas de la instalación, las de banda y la tensión. Cuando se presente la condición crítica, se puede corregir cambiando estos parámetros.

La **capacidad de potencia** de una banda se calcula basándose en los siguientes datos:

A 183 m/min (600 ft/min) se deben emplear 1.2 hp/in de anchura de banda.

A 1828 m/min (6000 ft/min) se deben emplear 8.9 hp/in de anchura de banda.

Bandas en V La acción de cuña de una banda en V sobre las ranuras de la polea aumenta la carga de contacto. Por lo tanto, la fricción de las bandas en V es de dos a tres veces el valor de las bandas planas, lo cual genera una transmisión de potencia proporcionalmente mayor. Además, las bandas en V utilizan diámetros de polea más pequeños que las bandas planas para el mismo valor nominal de potencia.

La capacidad de tra
15.9 y 181.4 kg (35 y
La razón de veloci
pulsado es esencialm
para bandas planas c
pérdida de velocidad
constante. La pérdid
llegar a ser del orden
cero en las bandas er
banda bajo tensión, y
lado impulsor en con
Se utilizan conos
bles y, con ello, es fa
misiones de banda e

TRANSMISIONI

Las cadenas de rodil
clasifican como cad
dillos es una serie en
y enlaces de espiga,
dena puede ser una
rodillo, o bien, pued
La cadena y los dien
frecuencia cuando s
den transportar carg
exactamente igual q
sión y los dientes im
cadena corren con v
fuerzos de tracción

TRANSMISION

Los dientes engran
porcionan un medi
nes de banda o d
mayores y con pote
son los cilíndricos.
la fricción increme
miento entre los die
les especiales de d
cicloidal, proporci
ción al mínimo. No
y espaciar con una
to, no proporciona
cicloidal y se regis
embargo, el perfil
al espaciamiento d
Los engranajes
producen un ángul
táneamente.
Los engranajes
opuestos sobre el n
sola hélice.
Engranajes pl
conjuntos de engr
dos o más engrana
interno. Los engra
solar a otro. Este
velocidades en un
de un eje de entrad
Engranajes có
transmisiones de
den utilizar. La ap
vertical con una t

La capacidad de transporte de carga T_1 de una banda en V varía entre 15.9 y 181.4 kg (35 y 400 lb).

La razón de velocidad teórica entre la transmisión y el equipo impulsado es esencialmente proporcional al diámetro de la polea, tanto para bandas planas como para bandas en V. Sin embargo, debido a la pérdida de velocidad y al corrimiento, la razón de velocidad real no es constante. La pérdida de velocidad entre la polea y las bandas puede llegar a ser del orden del 2% en el caso de bandas planas, pero es casi cero en las bandas en V. El corrimiento se debe a la elongación de la banda bajo tensión, y esto genera una mayor velocidad de banda en el lado impulsor en comparación al lado laxo.

Se utilizan conos ajustables para obtener diámetros de polea variables y, con ello, es factible asegurar velocidades ajustables con transmisiones de banda en V.

TRANSMISIONES DE CADENA

Las cadenas de rodillos de acero y las cadenas de dientes invertidos se clasifican como cadenas de transmisión de potencia. La cadena de rodillos es una serie en que se alternan enlaces de rodillos ensamblados y enlaces de espiga, en los cuales los rodillos giran libremente. La cadena puede ser una sola hilada que contiene una hilera de enlaces de rodillo, o bien, puede tratarse de varias hiladas con más de una hilera. La cadena y los dientes eliminan el deslizamiento que se observa con frecuencia cuando se emplean transmisiones de banda. También pueden transportar cargas mucho mayores. La reducción de velocidad es exactamente igual que la relación del número de dientes en la transmisión y los dientes impulsados. La mayor parte de las transmisiones de cadena corren con velocidades de 1828 m/min (6000 ft/min). Los esfuerzos de tracción ascienden a 444.8 kN/cadena (100 000 lb/cadena).

TRANSMISIONES DE ENGRANAJE

Los dientes engranados que se forman con cortadores especiales proporcionan un medio de propulsión más compacto que las transmisiones de banda o de cadena. Además, funcionan con velocidades mayores y con potencias más elevadas. Los engranajes más comunes son los cilíndricos. Conforme aumentan las velocidades del engranaje, la fricción incrementa el calor liberado, debido al contacto de deslizamiento entre los dientes del engranaje, por lo cual se deben usar perfiles especiales de dientes. Estos perfiles especiales, por ejemplo, el cicloidal, proporcionan una acción de rodamiento para reducir la fricción al mínimo. No obstante, los engranajes y los ejes se deben alinear y espaciar con una precisión extrema. Otro perfil, el engranaje involuto, no proporciona la misma calidad de acción de rodamiento que el cicloidal y se registra cierta pérdida de velocidad entre los dientes. Sin embargo, el perfil involuto no es tan sensible a la alineación del eje o al espaciamiento de los engranajes.

Los engranajes helicoidales se conforman mediante cortadoras que producen un ángulo que permite que varios dientes se engranen simultáneamente.

Los engranajes de diente angular tienen dos hélices de ángulos opuestos sobre el mismo engrane. Esto elimina el empuje axial de una sola hélice.

Engranajes planetarios Esta clase de engranaje consta de tres conjuntos de engranajes. Un piñón o engranaje solar se engrana con dos o más engranajes planetarios y, a su vez, éstos giran dentro de otro interno. Los engranajes planetarios se conectan a un eje y el engranaje solar a otro. Este sistema es compacto y logra una gran reducción de velocidades en un espacio limitado. También hacen posible el diseño de un eje de entrada y salida sobre la misma línea central.

Engranajes cónicos Éstos se utilizan con mayor frecuencia para transmisiones de 90°; sin embargo, hay otros ángulos a los que se pueden utilizar. La aplicación más común es la propulsión de una bomba vertical con una transmisión horizontal.

Engranajes helicoidales Las reducciones de velocidad comprendidas en el intervalo de 500 a 1, se obtienen por medio de engranajes helicoidales. La superficie de contacto de la rosca sobre el tornillo sinfín se desliza a lo largo de los dientes del engranaje. Este tipo de engranaje asegura eficiencias un poco menores que las que se obtienen con engranajes de dientes cónicos de precisión. Asimismo, la eliminación de calor representa un problema, y esto restringe el empleo de los engranajes helicoidales a aplicaciones de baja velocidad. Los ángulos de hélice amplios en los dientes del engranaje generan mayores eficiencias. El engranaje se puede impulsar por medio del tornillo sinfín o mediante los dientes del engranaje. Esta clase de engranaje puede ser continua. Así, pues, el torque de torsión del engranaje no hará que gire el tornillo sinfín.

El tornillo sinfín puede tener una o más roscas. Una revolución del mismo hace que avance el diente del engranaje en proporción directa con la cantidad de pasos del tornillo. La razón entre la velocidad y la reducción es igual que la cantidad total de dientes de engrane del tornillo sinfín, dividido por el número de roscas del mismo.

TRANSMISIONES DE VELOCIDAD VARIABLE

Toda máquina tiene una velocidad óptima con la que alcanza su más alta eficiencia. Dentro de la misma máquina, esta velocidad óptima puede diferir para diversas circunstancias o productos que maneja, y dicha velocidad óptima rara vez se puede predeterminar con exactitud. Los cambios de velocidad son, a menudo, necesarios mientras la máquina está funcionando.

Un tipo mecánico de transmisión de velocidad variable es el llamado engranaje PIV, que emplea una transmisión de cadena y queda totalmente encerrada bajo una cubierta. Esta transmisión de cadena transmite potencia del eje de entrada al de salida. En la figura 24-53 se muestra un ejemplo usual.

Al hacer girar la rueda manual o volante, se mueven las palancas de control dentro y fuera de los pivotes. Esto cambia el diámetro de las ruedas opuestas y proporciona una transmisión sin deslizamiento, con una velocidad continuamente variable. Todo el ensamblaje de los en-

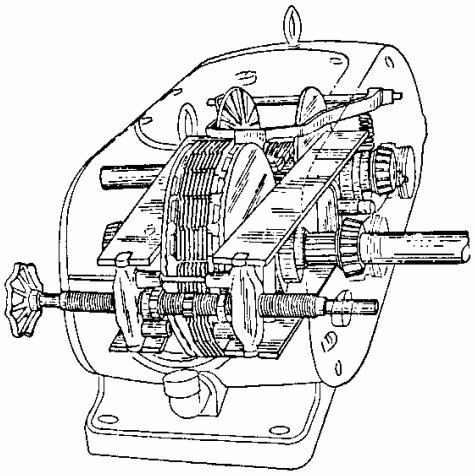


FIG. 24-53 Cambiador de velocidad PIV. (Tomado de Kent, *Mechanical Engineers' Handbook*, 12a. ed., Wiley, New York, 1961.)

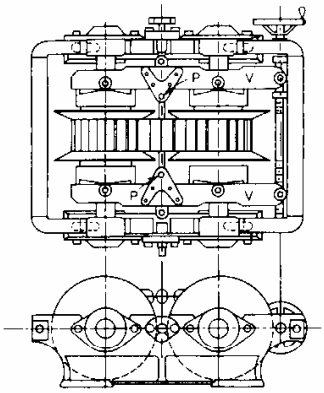


FIG. 24-54 Transmisión de velocidad variable, Reeves. (Tomado de Kent, *Mechanical Engineers' Handbook*, 12a. ed., Wiley, New York, 1961.)

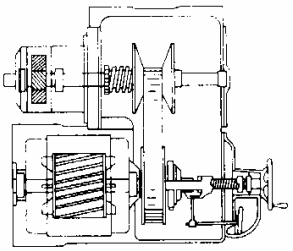


FIG. 24-55 Combinación de transmisión motriz y velocidad variable. (Reeves Pulley Co.; tomado de Kent, *Mechanical Engineers' Handbook*, 12a. ed., Wiley, New York, 1961.)

granajes está bajo una misma cubierta y funciona en un baño de aceite. Este dispositivo permite relaciones de velocidad de 2 a 1 hasta 6 a 1.

Poleas de paso variable La transmisión Reeves de velocidad variable (Fig. 24-54) tiene un límite de capacidad hasta de 74.6 kW (100 hp). Cuenta con dos pares de discos en forma de conos que se montan sobre ejes ranurados. El volante se hace girar produciendo un movimiento en las palancas que giran en torno a *P*. Esto hace que los discos de un par se acerquen y que los del otro par se alejen entre sí. Haciendo variar la distancia entre los discos, se obtiene cualquier relación de velocidad deseada.

La polea Reeves Vari-Speed, que se muestra en la figura 24-55, utiliza una banda V para transmitir potencia. Se emplean dos discos cónicos en el dispositivo, uno de ellos es estacionario y el otro se desliza en sentido lateral. El ensamblaje completo se monta sobre un eje de motor estándar. Cuando el voltaje gira, el motor y el ensamblaje del disco se mueven en uno y otro sentido. Cuando el motor está más cerca de la polea impulsada, se desarrolla la velocidad máxima. Las capacidades varían de 193 W a 11.2 kW ($^1/_4$ a 15 hp), a 1800 rpm de velocidad del motor, con relaciones de velocidad hasta de 4 a 1.

La transmisión Vari-Pitch es un dispositivo con banda V, que cuenta con una o dos poleas diseñadas de tal manera que las ranuras se logran ajustar a un diámetro de paso mayor o menor. Esto aumenta o reduce la velocidad del eje impulsado. La capacidad oscila entre 746 W y 93.2 kW (1 y 125 hp) y más.

Existen otras transmisiones mecánicas de velocidad variable que operan primordialmente basándose en el principio del cambio de paso de un disco de banda en V.

Transmisiones hidráulicas de velocidad variable El tipo hidrostático utiliza una bomba de desplazamiento variable. Esta clase de máquina emplea también un motor hidráulico de desplazamiento constante o variable.

En este género de transmisión, el eje de entrada se impulsa con una velocidad constante por medio de un motor eléctrico o cualquier otro primotor o motor primario. La velocidad del eje de salida varía y el torque nominal de rotación se transmite a lo largo de la gama de velocidades correspondiente.

En el tipo hidrostático, el aceite se bombea mediante un pistón que regula a otro en el lado exterior. El pistón de salida coloca a su vez una junta universal u otro dispositivo que regula la velocidad.

El tipo hidrodinámico de transmisión hidráulica de velocidad variable emplea la acción de turbina del aceite para transmitir la potencia. En una de estas clases, como la que aparece en la figura 24-56, se tienen dos rotores con aletas radiales rectas que forman un anillo toroidal. También se cuenta con un impulsor conectado al motor de propulsión, que actúa como bomba y crea un vórtice de aceite que mueve al engranaje como si fuera una rueda de turbina. Este último se conecta a la máquina impulsada. La velocidad de salida se ajusta alternando la cantidad de aceite en el vórtice.

En el caso de la transmisión fluida controlada por palanca, como la que se ilustra en la figura 24-56, la cubierta de rotación va unida al impulsor, y almacena en forma centrífuga el aceite que no entra al vórtice. Esta clase de transmisión se emplea para aplicaciones entre 3.7 y 261 kW (5 y 350 hp).

La transmisión fluida controlada por bomba, emplea un depósito externo para almacenar el aceite. Para aumentar la velocidad, la pequeña bomba de aceite transfiere dicho fluido del depósito al vórtice. Cuando se desea reducir la velocidad, el aceite se desvía al depósito externo mediante una válvula, o bien, invirtiendo el movimiento de la bomba. La transmisión fluida controlada por bomba tiene aplicaciones en ventiladores y transmisiones de bomba centrífuga entre 74.6 kW y 1.49 MW (100 y 2000 hp).

En el diseño cerrado de transmisiones fluidas se utiliza una cubierta o un receptáculo estacionario. No se tienen orificios para regular el flujo de aceite en el vórtice ni tampoco una bomba para abastecer los rotores con este fluido. El aceite se distribuye centrífugamente a través

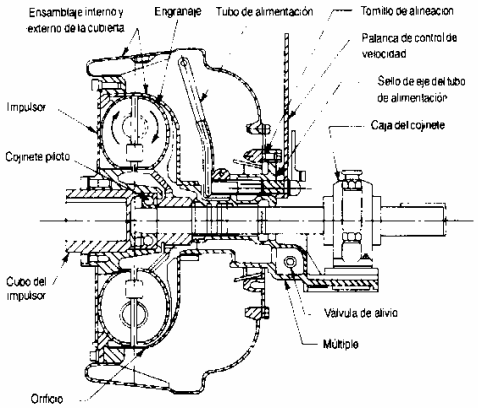


FIG. 24-56 Transmisión fluida de velocidad variable. (American Blower Corp.; tomado de Kent, *Mechanical Engineers' Handbook*, 12a. ed., Wiley, New York, 1961.)

del vórtice, y el tubo
que desnatan el anillo
El controlador de velo
como en las cajas, y re
ción. Esta clase de tra
orden de 74.6 kW (10
Control de velocid
amplia variedad de n
más reciente consiste
controlar la velocidad
incluyen resistencias
serie y control de can
frecuencia y voltaje p
y polos consecuente
control de campo y d
"Motores Eléctricos"
Convertidores hi
vertidores generan u
del par o momento
automáticamente a n
de la velocidad de sal
transmisión de veloc
combustión interna.
El convertidor hid
turbina y un estator
fuera centrífuga y su
éste se desplaza radi
a través de una serie
nario de reacción o

Turbina

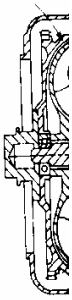


FIG. 24-57 Conver
sencilla. (Tomado de
New York, 1961.)

ACOPLAMIEN

Las conexiones en
debe ser capaz de t
Los acoplamien
eje, sujetas firmem
do el motor y el eq
estos acoplamient
se pueden elimina
fuerzos important
ciones. Si se tiene
plamientos flexibl
Acoplamientos
entre el motor y el
del eje, con frecue
Figs. 24-58 a 24-6

del vórtice, y el tubo de control de velocidad se inserta entre las cajas que desnatan el anillo de aceite rotatorio, de acuerdo con su posición. El controlador de velocidad ajusta el nivel del aceite en el vórtice, así como en las cajas, y regula la velocidad de salida y el esfuerzo de rotación. Esta clase de transmisión fluida se diseña para aplicaciones del orden de 74.6 kW (100 hp) y más.

Control de velocidad eléctrico y electrónico Se dispone de una amplia variedad de métodos eléctricos para regular la velocidad. El más reciente consiste en el empleo de rectificadores de silicio para controlar la velocidad del motor. Otros métodos para motores de cc incluyen resistencias en serie, derivaciones de campo, dos motores en serie y control de campo. Para motores de ca se emplean cambios de frecuencia y voltaje para regular la velocidad, junto con dos devanados y polos consecuentes, resistencias secundarias, voltajes variables, control de campo y desplazamiento de escobillas (véase la subsección "Motores Eléctricos").

Convertidores hidráulicos del momento de torsión Estos convertidores generan una velocidad de salida que varía con los requisitos del par o momento de torsión. La relación de velocidad se controla automáticamente a través de dicho par. Para obtener un control preciso de la velocidad de salida, el convertidor de par se debe utilizar con una transmisión de velocidad variable, como, por ejemplo, un motor de combustión interna.

El convertidor hidráulico consiste simplemente en una bomba, una turbina y un estator de reacción (Fig. 24-57). La bomba actúa como si fuera centrífuga y suministra fluido hidráulico a una turbina, en la cual éste se desplaza radialmente hacia adentro. El fluido sale de la turbina a través de una serie de aletas de desviación hacia el miembro estacionario de reacción o estator, y luego entra una vez más a la bomba.

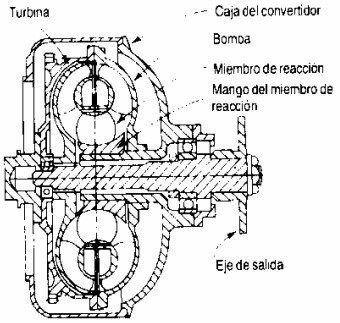


FIG. 24-57 Convertidor de par de torsión hidráulico de tres elementos y etapa sencilla. (Tomado de Kent, *Mechanical Engineers' Handbook*, 12a. ed., Wiley, New York, 1961.)

ACOPLAMIENTOS MECÁNICOS

Las conexiones entre el eje de la transmisión y la máquina impulsada debe ser capaz de transmitir el par o momento de torsión.

Los acoplamientos sólidos consisten en bridas rígidas sobre cada eje, sujetas firmemente con pernos para formar un eje continuo. Cuando el motor y el equipo impulsado funcionan con la misma velocidad, estos acoplamientos se pueden utilizar con toda eficacia. Los cojinetes se pueden eliminar pero las fallas de alineación en el eje generan esfuerzos importantes en el mismo, sobrecargas en los cojinetes y vibraciones. Si se tiene una alineación deficiente, es preciso emplear acoplamientos flexibles.

Acoplamientos flexibles Es difícil lograr una alineación exacta entre el motor y el eje impulsado. Para compensar la falta de alineación del eje, con frecuencia se utilizan acoplamientos flexibles (véanse las Figs. 24-58 a 24-60).

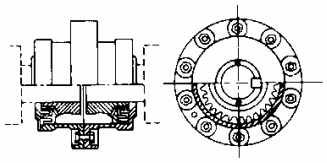


FIG. 24-58 Acoplamiento flexible de engranes y dientes. (Tomado de Baumeister, *Standard Handbook for Mechanical Engineers*, 7a. ed., McGraw-Hill, New York, 1967.)

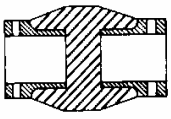


FIG. 24-59 Acoplamiento flexible de hule. (Tomado de Baumeister, *Standard Handbook for Mechanical Engineers*, 7a. ed., McGraw-Hill, New York, 1967.)

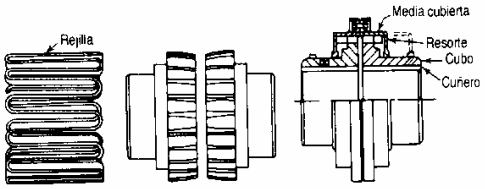


FIG. 24-60 Acoplamiento Falk Steelflex. (Tomado de Baumeister, *Standard Handbook for Mechanical Engineers*, 7a. ed., McGraw-Hill, New York, 1967.)

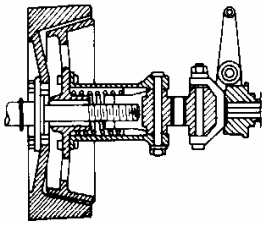


FIG. 24-61 Embrague cónico. (Tomado de Baumeister, *Standard Handbook for Mechanical Engineers*, 7a. ed., McGraw-Hill, New York, 1967.)

Los acoplamientos flexibles se emplean también para reducir el efecto de las variaciones en el par de torsión. Se emplean bujes o incrustaciones de hule para asegurar la flexibilidad de torsión deseada.

Para compensar las fallas de alineación, se utiliza un diseño que permite una acción de deslizamiento entre las partes del acoplamiento que se engrana. Esta acción de deslizamiento crea fricción y limita la falla de alineación permisible en ejes de alta velocidad.

Para ejes de alta velocidad se emplean acoplamientos flexibles de tipo de engranaje (véase la Fig. 24-58). En esta clase de aditamento se unen con pernos dos mitades de acoplamiento. Cada mitad contiene un engranaje interno que se engrana con los dientes de las bridas del eje. Con velocidades de operación, cualquier alineación deficiente se corrige mediante un movimiento entre los dientes del engranaje que se intercalan. Estos acoplamientos se llenan con aceite lubricante o grasa, para evitar daños debido al movimiento de los dientes con las velocidades de operación.

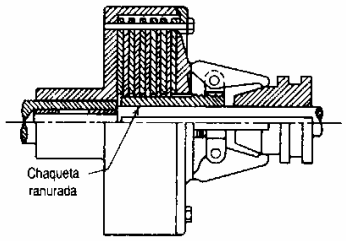


FIG. 24-62 Embrague de varios discos. (Tomado de Baumeister, *Standard Handbook for Mechanical Engineers*, 7a. ed., McGraw-Hill, New York, 1967.)

Acoplamientos desconectables En ocasiones se desea conectar o desconectar la transmisión del equipo impulsado mientras están en funcionamiento. Hay varios tipos de embragues de fricción que permiten enganchar o desenganchar los ejes con velocidades de funcionamiento (véanse las Figs. 24-61 y 24-62).

Para evitar la rotación inversa, se acostumbra emplear un embrague de sobremarcha (Fig. 24-63). Esta clase de embrague utiliza clavijas ovales entre los conductos, que se atoran cuando el par de rotación se ejecuta en una dirección y se sueltan del engarce cuando se invierte nuevamente la rotación.

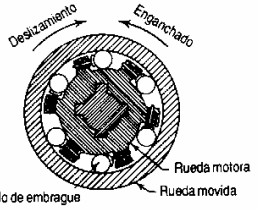


FIG. 24-63 Embrague de sobremarcha. (Tomado de Vallance y Doughtie, *Design of Machine Members*, 3a. ed., McGraw-Hill, New York, 1951.)

Hay otra clase de acoplamientos de desconexión que emplean un tubo de tela ahulada. Cuando éste se infla, entra en contacto con un anillo que se conecta al eje de salida. Mediante un simple acto de inflar o desinflar el tubo, la unidad motriz puede desconectar o conectar la máquina impulsada durante su funcionamiento.

COJINETES

Los manuales, los libros de texto y los catálogos de los fabricantes proporcionan los datos de diseño necesarios para que un ingeniero pueda seleccionar los cojinetes adecuados para diversas aplicaciones. No obstante, el usuario promedio no selecciona los cojinetes y su principal preocupación se limita a entender los tipos básicos de cojinetes y sus ventajas y desventajas relativas.

Tipos de cojinetes Los cojinetes, llamados también chumaceras, se clasifican como de deslizamiento de baja velocidad, de alta velocidad y lubricados con aceite, y antifriccionantes. Estos últimos incluyen los de bolas y rodillos.

La velocidad entre los elementos de un cojinete con deslizamiento de baja velocidad es tan lenta, que no se forma una capa de aceite para separar las superficies deslizantes. La lubricación reduce la fricción estática y de deslizamiento que se limita más aún utilizando superficies cuidadosamente pulidas o agregando lubricantes (como grafito, talco o saponita) para llenar las cavidades de la superficie. Las características esenciales de esta clase de cojinetes son el desgaste lento de las superficies deslizantes y mayores tolerancias de máquina, con advertencias claras respecto del desgaste excesivo y pocos riesgos de daños repentinos desastrosos. La generación de calor es lo suficientemente baja para ser expulsada lejos de las superficies frotantes de las piezas de la máquina.

La capacidad de sustentación de carga de un cojinete de alta velocidad lubricado con aceite se debe al "desarrollo" de presión generada, porque la superficie en movimiento absorbe aceite a una región en donde el espesor de la capa de aceite disminuye para formar una cuña de aceite. Las cuñas de aceite en los cojinetes de muñón hacen que el eje no sea concéntrico con los mismos (véase la Fig. 24-64). En los cojinetes de empuje axial de tipo estacionario, esta cuña se obtiene maquinando una depresión ahusada en los collarines de empuje estacionarios. En el caso de cojinetes de empuje axial y cojín inclinado, como, por ejemplo los **Kingsbury**, el ángulo adoptado bajo la rotación forma la cuña de aceite.

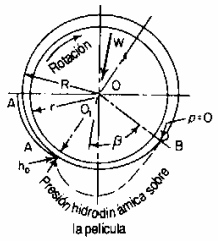


FIG. 24-64 Cojinete de muñón con lubricación perfecta. (Tomado de Baumeister, *Standard Handbook for Mechanical Engineers*, 7a. ed., McGraw-Hill, New York, 1967.)

Los parámetros de diseño de distintas industrias difieren porque los cojinetes se deben configurar no sólo para soportar una carga, sino también para satisfacer otras condiciones en las cuales deben operar máquinas específicas. Por lo tanto, en el diseño de turbinas se prefieren tolerancias pequeñas para minimizar las fugas de vapor, mientras que en las máquinas sujetas a contaminación, como, por ejemplo, las que funcionan en zonas polvorientas, deben aumentarse tales tolerancias para permitir un flujo de aceite amplio y pasar partículas de polvo. Las locomotoras deben transmitir cargas de alta tracción con grandes cargas unitarias de cojinete para minimizar el peligro de daños, este tipo de cojinetes se ajusta a mano a los ejes y se deben tener bajo inspección continua.

Con velocidades nominales, los cojinetes que soportan cargas ligeras y que pueden disipar el calor de fricción por medio de la caja de cojinetes, sólo necesitan estar provistos del suficiente aceite para recuperar "las fugas". Las aceiteras de anillo, de mecha etc., se emplean para el reabastecimiento desde este depósito que, a su vez, recibe las fugas de terminales. Para velocidades bajas, se utilizan cojinetes con grasa. La pérdida de aceite en los bloques de grasa evita que el polvo se introduzca y abastece aceite de lubricación durante la acción de fusión provocada por el calor de fricción. Los cojinetes de alta velocidad se lubrican por flujo a presión para asegurar un abastecimiento suficiente para compensar las fugas y para mantener las temperaturas tanto del lubricante como del metal en las zonas del cojinete, así como para eliminar el calor que se conduce a lo largo del eje y la cubierta. Los materiales de gran conductividad para cojinetes se escogen a menudo para minimizar la formación de puntos calientes localizados. Los cojinetes que tienen un diseño y una lubricación adecuados seguirán funcionando durante muchos años sin necesidad de sustituirlos.

La **capacidad de carga** de un cojinete aumenta con la velocidad superficial, la viscosidad y el ángulo de cuña. La ecuación generaliza-

da propuesta define una capacidad de soporte de carga de los cojinetes de muñón expresándola en términos de la relación del espesor mínimo de la capa de aceite, h, con la tolerancia del cojinete, c, y casi siempre se representa gráficamente para relaciones determinadas de longitud de cojinete L respecto al diámetro de cojinete d, como se indica en seguida:

$$h = ZN\,d^2/Pc \tag{24-28}$$

en donde Z es la viscosidad en cP; P la presión media de cojinete (carga/Ld), y N un valor de rpm.

La potencia de fricción disipada en una película o capa de aceite es proporcional al espesor de la misma, la velocidad, la densidad y la longitud del cojinete. El aumento de temperatura t es proporcional al calor disipado dividido entre el producto del calor específico c_p del aceite y la cantidad de flujo del mismo. Las altas temperaturas del aceite reducen su viscosidad en cantidad suficiente para romper la película y, como resultado, cada diseño de cojinete tiene una capacidad máxima de soporte de carga, según Z, N y d/c.

Aunque las diferentes industrias emplean valores distintos de c/d, ZN/P y L/d, los cojinetes se diseñan siempre para asegurarse de que el espesor mínimo sea superior a un valor aceptable, y que el aumento de temperatura quede dentro de límites permisibles. Se encuentran comúnmente valores de $c/d = 0.001$ y L/d menores que la unidad, para compresores centrífugos y turbinas. Los valores más altos de $c/d = 0.002$ y $L/d = 2$ se emplean en máquinas de velocidad más lenta y, con menor frecuencia, en maquinarias de alta velocidad. Los valores de P varían, casi siempre, de 0.34 a 2.0 MN/m^2 (50 a 300 lb/in^2) y para condiciones especiales hasta de 3.79 MN/m^2 (550 lbf/in^2) . Se obtienen valores superiores mediante el empleo de cojinetes inclinados, que favorecen el enfriamiento eficaz del aceite.

Las máquinas reciprocantes (cigüeñales y muñones de cigüeñales) tienen grandes cargas unitarias de cojinete [del orden de 12.41 MN/m^2 (1500 lb/in^2)] ya que, durante la porción de descarga del ciclo, fluye aceite de renuevo al cojinete y se desarrolla una presión conforme el aceite se expulsa. Por lo tanto, el aceite frío es el que soporta siempre la carga y los cojinetes son térmicamente estables.

El **movimiento circular del aceite** es un fenómeno de los cojinetes, que se produce en maquinarias de alta velocidad y con cojinetes verticales, y es resultado de tener cojinetes de cargas ligeras (es decir, valores elevados de ZN/P). Para un cojinete horizontal que soporta una carga vertical, esta acción se describe como sigue:

Si el eje comienza a girar (moviéndose en una trayectoria circular) en la dirección de rotación, reduciendo con ello el espesor de la capa de aceite, las presiones de cojinete resultantes elevarán el eje hasta que el componente vertical de la reacción de capa de aceite del cojinete sea menor que la carga del mismo. En esta etapa, el componente horizontal de la reacción de la capa de aceite, del cojinete obligará al eje a moverse hacia el centro del mismo, aumentando el espesor de la capa de aceite y permitiendo que el eje regrese a la posición inicial. En tales circunstancias, la acción de bombeo del eje desarrollará la suficiente energía para contrarrestar las pérdidas y el movimiento circular del eje dentro del cojinete persistirá. La frecuencia del movimiento circular es, aproximadamente, la mitad del valor de rpm del eje.

La amplitud del movimiento circular del eje duro (es decir, la velocidad crítica por encima de la velocidad de funcionamiento) se limita a la amplitud de dicho movimiento dentro del cojinete y es probable que su aparición pase inadvertida. La amplitud de dicho movimiento aumenta conforme la velocidad de funcionamiento se acerca al doble de la frecuencia crítica del rotor, momento en que ocurre la resonancia con amplitudes de vibración resultante agrandadas, que pueden llevar a fallas o fatiga.

Los casos leves de este fenómeno se han detenido cambiando la viscosidad del aceite, ya sea incrementando la temperatura del mismo o reduciendo su flujo, o bien, en algunos casos, haciendo exactamente lo contrario (esto es, reduciendo las temperaturas del aceite). Los casos más graves requieren que se reduzca la longitud del cojinete, para producir presiones medias más elevadas.

El tamaño de partículas abrasivas en el aceite o las irregularidades de la superficie determinan el mínimo práctico de espesor de la capa de aceite y puede generar presiones unitarias reducidas. Para evitar este fenómeno en tales condiciones, es preciso utilizar cojinetes de diseño especial, como, por ejemplo, los **cojinetes de segmentos o inclinados**, que cambian el contorno del cojinete y reducen la capacidad de sustentación del mismo conforme gira. Otra posibilidad consiste en que los pasajes de receptáculos del cojinete se diseñan de tal modo que cambie la distribución de presión para refrenar este tipo de acción giratoria.

Cojinetes de empuje Las cargas axiales reducidas se soportan por medio de un simple collarín de empuje en el eje que corre contra una superficie plana y paralela de un cojinete estacionario, en donde la lubricación hacia el centro fluye radialmente hacia afuera. Las superficies planas y paralelas evitan la formación de una cuña de aceite, limitando así este tipo de cojinete para cargas axiales bajas. La capacidad incrementada, que se obtiene por medio de varios collarines sobre un eje, no es proporcional a la cantidad de collarines empleados, ya que uno de ellos es el que generalmente soporta la mayor parte de la carga.

Se pueden grabar ranuras radiales en la superficie, para dejar que se forme una cuña y aumentar la capacidad de carga de un simple collarín de empuje. Las tolerancias de fabricación y los errores en el ángulo del chaflán pueden hacer que algunos segmentos del cojinete soporten más carga que los demás, con lo cual se afecta la capacidad de soporte de carga de este tipo de cojinete de empuje. Los cojinetes de empuje de cojín inclinado se desarrollaron para contrarrestar las limitaciones de los de cuña fija, que permiten que los cojines individuales se inclinen de tal manera que se distribuya la carga de un modo más uniforme entre los mismos.

Los cojinetes de empuje tienen las mismas limitaciones térmicas y de nivel mínimo de espesor de capa que los de chaqueta. Además, los cojines inclinados pueden deformarse bajo cargas, creando puntos de calentamiento, o bien, la acción de bombeo del collarín de empuje hace que la porción interna del cojinete de empuje se seque. Los cojinetes de cojines inclinados se prefieren para cojinetes de tipo axial para trabajos pesados. Este tipo de dispositivos se fabrican en varias compañías especializadas y también los producen casi todos los fabricantes de equipos para trabajos pesados, según el diseño básico desarrollado por Kingsbury en Estados Unidos y Michelle en Francia.

Cojinetes de bolas y rodillos Con frecuencia, estas unidades se denominan cojinetes antifriccionantes, ya que parece ser que un eje que gira sobre las bolas o rodillos rodantes carece de fricción. Su funcionamiento real no alcanza este estado ideal, como se explicará más adelante, en el caso de los cojinetes de bolas. Los cojinetes de rodillos, incluyendo las variedades de agujas y los ahusados, utilizan ecuaciones diferentes.

La máxima presión unitaria de contacto, $P_{máx}$ que resulta de una esfera de radio r, que soporte una carga F sobre una placa plana del mismo material que la esfera (módulo de elasticidad E) es

$$P_{máx} = 0.388\sqrt[3]{FE^2/r^2} \tag{24-29}$$

y el esfuerzo es

$$S_{máx} = 0.31P_{máx} \tag{24-30}$$

Para asociar este esfuerzo con las propiedades de fatiga del material, se puede calcular la vida de un cojinete ideal para una carga supuesta. El tamaño relativo de las bolas adyacentes y su espaciamiento influye en la vida del cojinete de bolas. El efecto de estos parámetros se determina poniendo a prueba gran cantidad de cojinetes con una vida definida estadísticamente, de manera que una cantidad no mayor del 10% de los mismos falle con la vida de diseño escogida y menos del 50% falle a cinco veces más el valor de esa vida estipulada por el diseño. Algunos cojinetes pueden alcanzar vidas 20 a 30 veces mayores que lo que indica el diseño. Estas pruebas se realizan con la velocidad y la carga nominales.

La **capacidad de cojinete** de catálogo C se ajusta a las condiciones de servicio, multiplicando la carga real de operación R por varios factores, que son K_L, un factor de vida para corregir la vida de catálogo

con la vida requerida; K_S, un factor de velocidad para corregir la velocidad de catálogo con la velocidad requerida; K_A un factor de aplicación para corregir las posibilidades de choque y K_T, un factor de empuje axial para justificar la aplicación de la carga axial y la radial.

La ecuación resultante de estos factores se expresa como sigue:

$$C = K_A K_L K_S K_T R \qquad (24\text{-}31)$$

en donde $K_L = \sqrt[3]{(\text{vida requerida})/(\text{velocidad de catálogo})}$

$K_S = \sqrt[3]{(\text{velocidad requerida})/(\text{velocidad de catálogo})}$

K_A = 1 para cargas uniformes, y aumenta a 3 para cojinetes de bolas o a 2 para cojinetes de rodillos, cuando se soportan cargas de choque extremas

K_T = 1, habitualmente, en las condiciones de carga de diseño, y es diferente para cada diseño de cojinete para diversas condiciones de carga radial de empuje.

Los cojinetes de diferentes fabricantes son intercambiables, debido a la estandarización dimensional, en lo que respecta a la anchura, el diámetro externo y el interno, en donde se tienen series clasificadas normalmente como ligeros, medianos y de trabajos pesados. Para asegurar la selección de cojinetes comparables, es necesario que los valores nominales se corrijan en función de las condiciones de operaciones comunes.

La fricción de los cojinetes se debe, en parte, a la fricción entre los elementos y los receptáculos (cuya función es mantener separados los elementos), pero, sobre todo, al movimiento ascendente que se debe a la impresión de los elementos cargados en los conductos. Para asegurar una lubricación eficaz de los cojinetes de baja velocidad, se recurre al rocío de aceite, flujo, rebosamiento o empaquetamiento con grasa. Al aumentar la velocidad, el calor generado por los elementos en movimiento dentro del lubricante adquiere un valor crítico y, en consecuencia, los sistemas de lubricación de los cojinetes de bolas para altas velocidades se diseñan de tal modo que proporcionen sólo la cantidad exacta de lubricante que se necesita; por lo común, el lubricante se aplica como rocío o neblina.

Debido a la facilidad con que se instalan y a su disponibilidad, los cojinetes de rodillos y bolas son muy populares entre fabricantes y usuarios. Entre las ventajas adicionales que ofrecen está el hecho de que pueden proporcionar el centrado y la ubicación precisos del eje con respecto a la cubierta, el agotamiento se mantiene a un mínimo y se logran torques de arranque bajos. Su principal desventaja, en comparación con los cojinetes de muñón, es que su vida tiene menor seguridad y hay un porcentaje determinado que falla con el tiempo.

SISTEMAS DE LUBRICACIÓN

La lubricación implica el simple llenado manual de los recipientes de aceite o los de grasa, o bien, la aplicación a presión de lubricante en los aditamentos, o bien, la lubricación automática de resumideros con aceiteras de anillo, cadenas o mesas. No obstante, los cojinetes de alta velocidad requieren sistemas más complejos, para asegurar un abastecimiento continuo de aceite limpio.

Las máquinas grandes requieren un enfriador de aceite para eliminar el calor generado en sus cojinetes; por lo común, el aceite se mantiene en un depósito y se bombea hasta el cojinete a través de enfriadores y filtros de aceite. La temperatura del aceite se controla para mantener la viscosidad constante, y la suficiente presión de aceite se conserva para asegurar un flujo uniforme por los orificios que conducen a los cojinetes pendientes desde los cojinetes hasta el depósito, y tienen dimensiones generosas para permitir el paso de la espuma que se produce junto con el aceite de retorno. Los aceites de lubricación se escogen de tal modo que produzcan un mínimo de espuma y, cuando ésta es excesiva, se emplean aditivos antiespumantes. Los sistemas de lubricación se deben limpiar por inundación o circulación de aceite antes de iniciar la operación, y después, se deben mantener limpios para evitar daños posteriores.

Los filtros de aceite se sitúan tan cerca de los cojinetes como sea posible y deben ser capaces de separar todas las partículas que sean grandes en comparación con el espesor mínimo de la capa de aceite. El **subfiltrado** hará que se rayen los cojinetes y esto puede causar daños más graves. El **sobrefiltrado** representa un riesgo de taponamiento en los filtros y éstos se pandean liberando repentinamente su contenido, o bien, detienen el paso libre del aceite.

Algunas máquinas producen partículas pequeñas (es decir, partículas de carbón en diesel), cuyo tamaño no es lo suficientemente grande para dañar al sistema de lubricación. No obstante, se considera buena práctica evitar su acumulación, para este fin, el microfiltro es muy eficaz y cuando se instala en una carrera lateral no se pondrán en peligro los cojinetes principales.

Para minimizar la condensación y la acumulación consecuente de humedad de la atmósfera o como producto de combustión, los sistemas de lubricación se mantienen a, aproximadamente, 71°C (60°F). Las centrífugas separan lodos, humedad y contaminantes más pesados que el petróleo, y se deben emplear a intervalos periódicos. Los filtros magnéticos separarán todas las impurezas imantadas.

Los **peligros** derivados de los sistemas de lubricación se clasifican en varias categorías, por ejemplo, fallas del sistema de lubricación propiamente dicho, fugas de aceite, producción de vapores y acarreo y acumulación de aceite.

A menos que la máquina se detenga inmediatamente, la falla en su sistema de lubricación causará daños en los cojinetes y en el eje. Para reducir este peligro, la mayor parte de los circuitos de lubricación están provistos de controles automáticos, para detener los impulsores de manera inmediata cuando disminuye la presión del aceite de lubricación.

Las fugas de aceite representan comúnmente un problema de limpieza y mantenimiento (para evitar que los empleados resbalen) y, cuando se escapa de piezas calientes, constituye un grave peligro de incendio. Las fugas de aceite se deben a **1**) conexiones de tubería, cojinetes y cajas de cojinetes inadecuadas o defectuosas; **2**) líneas de retorno de aceite de tamaños insuficientes, para permitir que la espuma se acumule y salga de los cojinetes, y **3**) algunas partes rotatorias, como eliminadores de polvo y aceite, que inducen un flujo de aire que sopla la espuma o las gotitas para expulsarlas de las cajas de los cojinetes.

El espacio de aire que queda encima de los depósitos del aceite de lubricación siempre contiene vapor y gotitas de dicho material. Algunas máquinas reciprocantes, como motores diesel y de gas, enfrían el lado inferior de los pistones con aceite lubricante y la acción de las partes oscilantes aumenta la cantidad de gotitas de aceite en el tanque de aceite, o cárter. Conviene seguir las recomendaciones de los fabricantes para minimizar los riesgos de explosiones de dicho depósito, que se deben a la ignición de las gotitas de aceite.

Los depósitos de aceite de la turbina y de los compresores axiales o centrífugos son cerrados y se ventilan a la atmósfera y, por lo común, no se consideran como riesgos en potencia. No obstante, cuando los sistemas de aceite de lubricación o de sellado de un compresor o una turbina están en contacto con hidrocarburos, el depósito de aceite se ventila hacia un lugar seguro.

Las gotitas de aceite arrastradas por el aire de descarga de los compresores de aire reciprocantes con lubricación, se depositan en las tuberías de descarga o se acumulan en puntos bajos, así como en los tanques de recepción del aire. Las altas temperaturas de descarga carbonizan el aceite, creando depósitos de carbón considerables. Se han producido explosiones en depósitos de aceite y se han generado incendios en depósitos de carbón. Estos peligros se minimizan mediante un drenaje minucioso del sistema de descarga, el empleo de separadores de aceite y la selección adecuada de las etapas del compresor que limiten las temperaturas de descarga. Los lubricantes no inflamables y la utilización de compresores no lubricados elimina este riesgo, pero esto se logra a costos iniciales de operación superiores.

F. A. Holland, D.
sity of Salford, Sal
Fellow, Institution

F. A. Watson, M.
of Salford; Partne
Chemical Enginee

J. K. Wilkinson,
sity of Salford; Pa
of Chemical Engin

IN
Costos, utilidades y
Gráficas de aportaci
Costos de capital
Depreciación
Medidas tradicionale
Valor del dinero en
Ejemplo 1: Costo
Mediciones moderna
Ejemplo 2: Valor
métodos de dep
Análisis de sensibili
Ejemplo 3: Análi
Curvas de aprendiza
Ejemplo 4: Cálcu
unidades adicic
Riesgo e incertidum
Ejemplo 5: Cálcu
Ejemplo 6: Cálcu
la demanda de
Ejemplo 7: Cálcu
Ejemplo 8: Cálcu
desperfectos e

en mantener limpios

s cojinetes como sea
s partículas que sean
e la capa de aceite. El
o puede causar daños
o de taponamiento en
amente su contenido.

ñas (es decir, partícu-
ficientemente grande
e, se considera buena
icrofiltro es muy efi-
se pondrán en peligro

ación consecuente de
ibustión, los sistemas
te, 71°C (60°F). Las
ntes más pesados que
eriódicos. Los filtros
adas.
ficación se clasifican
na de lubricación pro-
vapores y acarreo y

amente, la falla en su
netes y en el eje. Para
s de lubricación están
los impulsores de ma-
aceite de lubricación.
un problema de lim-
pleados resbalen) y,
un grave peligro de
ciones de tubería, co-
rosas; 2) líneas de re-
rmitir que la espuma
artes rotatorias, como
flujo de aire que sopla
jas de los cojinetes.
epósitos del aceite de
dicho material. Algu-
el y de gas, enfrían el
ite y la acción de las
de aceite en el tanque
daciones de los fabri-
es de dicho depósito,

ompresores axiales o
fera y, por lo común,
obstante, cuando los
un compresor o una
depósito de aceite se

descarga de los com-
e depositan en las tu-
, así como en los tan-
raturas de descarga
ón considerables. Se
ite y se han generado
os se minimizan me-
arga, el empleo de se-
etapas del compresor
bricantes no inflama-
s elimina este riesgo,
superiores.

Factores económicos de los procesos

F. A. Holland, D.Sc., Ph.D., *Chairman, Department of Chemical Engineering, University of Salford, Salford, England; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers; Fellow, Institution of Chemical Engineers, London. (Editor de la sección)*

F. A. Watson, M.Sc., *Senior Lecturer, Department of Chemical Engineering, University of Salford; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers; Fellow, Institution of Chemical Engineers, London*

J. K. Wilkinson, M.Sc., *Senior Lecturer, Department of Chemical Engineering, University of Salford; Partner in Salchem Associates, Consulting Engineers; Fellow, Institution of Chemical Engineers, London*

NOMENCLATURA

INVERSIÓN Y RENTABILIDAD

Costos, utilidades y flujos de efectivo anuales 25-5
Gráficas de aportación y de punto de equilibrio 25-7
Costos de capital 25-7
Depreciación 25-8
Medidas tradicionales de la rentabilidad 25-9
Valor del dinero en el tiempo 25-10
Ejemplo 1: Costo capitalizado del equipo 25-12
Mediciones modernas de la rentabilidad 25-12
Ejemplo 2: Valor presente neto para diferentes métodos de depreciación 25-13
Análisis de sensibilidad 25-19
Ejemplo 3: Análisis de sensibilidad 25-19
Curvas de aprendizaje 25-20
Ejemplo 4: Cálculo del costo promedio de unidades adicionales 25-22
Riesgo e incertidumbre 25-22
Ejemplo 5: Cálculo de probabilidades 25-24
Ejemplo 6: Cálculo de la probabilidad de satisfacer la demanda de ventas 25-25
Ejemplo 7: Cálculo de la probabilidad de ventas 25-25
Ejemplo 8: Cálculo de la probabilidad de desperfectos en el equipo 25-25
Ejemplo 9: Cálculo de la probabilidad de fallas en la maquinaria 25-25
Ejemplo 10: Curva de logística 25-27
Ejemplo 11: Método paramétrico de análisis de riesgo 25-29
Ejemplo 12: Valor esperado de la utilidad neta 25-31
Ejemplo 13: Evaluación de las prioridades de inversión mediante cálculo de probabilidades 25-32
Ejemplo 14: Cálculo de la probabilidad de que un programa de investigación y desarrollo llegue al punto de equilibrio 25-33
Ejemplo 15: Curva de función de utilidad 25-33
Inflación 25-35
Ejemplo 16: Efecto de la inflación sobre el valor presente neto 25-36
Ejemplo 17: Efecto del costo del combustible en la economía del proyecto 25-40

CONTABILIDAD Y CONTROL DE COSTOS

Principios de contabilidad 25-40
Financiamiento del activo con capital propio y deuda 25-43
Datos comparativos de empresas 25-48
Costo del capital 25-49
Ejemplo 18: Costo del capital libre de riesgo 25-50
Administración y contabilidad de costos 25-51
Asignación de gastos indirectos 25-51

Ejemplo 19: Gastos indirectos para dos productos diferentes . . . 25-52
Valuación y control del inventario . . . 25-52
Ejemplo 20: Cálculos del inventario . . . 25-53
Capital de trabajo . . . 25-55
Presupuestos y control de costos . . . 25-58

CÁLCULO DE LOS COSTOS DE MANUFACTURA

Consideraciones generales . . . 25-58
Un producto principal y subproductos . . . 25-59
Dos productos principales . . . 25-60
Ejemplo 21: Cálculo de las aportaciones a los ingresos por productos múltiples . . . 25-60
Costos directos de manufactura . . . 25-61
Costos indirectos de manufactura . . . 25-61
Cálculos rápidos de costos de manufactura . . . 25-62
Costo de manufactura como base para la fijación del precio del producto . . . 25-62
Costos estándar para control presupuestario . . . 25-63
Ejemplo 22: Variación en la mezcla de materiales directos . . . 25-65
Análisis de las aportaciones . . . 25-66
Valuación de la energía térmica recirculada . . . 25-67

CÁLCULO DE LOS COSTOS DEL CAPITAL FIJO

Costo del capital total . . . 25-68
Índices de costos . . . 25-68
Tipos y exactitud de los cálculos . . . 25-69
Cálculos rápidos . . . 25-70
Cálculos mediante factores . . . 25-70
Ejemplo 23: Cálculo del costo total instalado de una planta . . . 25-73
Cálculo de las tuberías . . . 25-78
Cálculo de instalación eléctrica e instrumentos . . . 25-79
Cálculo de servicios auxiliares . . . 25-80
Empleo de computadoras para cálculos de costos . . . 25-81
Costos de puesta en marcha . . . 25-82
Tiempo de construcción . . . 25-82
Control del proyecto . . . 25-82
Costos de construcción en otros países . . . 25-84

Nomenclatura y u

Símbolo	
a	Constant
A	Ingreso o el subú
A_A	Deducció por dep
A_D	Deprecia de imp
(ATR)	Relación la ecua
b	Constant
b_c	Desviaci
B	Constant
c	Constant
c	Costo (o produ
c_B	Costo de
c_D	Costo de una bo ecuaci
c_I	Costo de al com compr
c_L	Costo de produ
c^*	Costo es subíno
C	Costo pa
C_{CT}	Costo in
C_{DS}	Costo in desmi
$(C_{EQ})_{DEL}$	Costo de
C_K	Costo ca por la
C_L	Costo de depre
C_{RS}	Costo in
C_{RW}	Costo in de ag
C_{WS}	Costo ir de ag
(CI)	Índice d (25-2
$(COP)_A$	Coeficie bomb
(CR)	Relació (25-1
(CRR)	Relació del ca (25-5
(CSR)	Relació por la
d	Consta
d	Símbol
(DR)	Relació (25-1
(DCFRR)	Tasa de efect
e	Consta
e	Base d
exp (a)	Funció
(EMIP)	Period defin
f_{AF}	Factor $i[(1 +$

*El signo $ indica d

. 25-66
. 25-67

PITAL FIJO
. 25-68
. 25-68
. 25-69
. 25-70
. 25-70

. 25-73
. 25-78
. 25-79
. 25-80
. 25-81
. 25-82
. 25-82
. 25-82
. 25-84

Nomenclatura y unidades

Símbolo	Definición	Unidades
a	Constante empírica en ecuaciones generales	Diversas
A	Ingreso o gasto anual particularizado por el subíndice	$*/año
A_A	Deducción anual de impuestos que no sea por depreciación de activo fijo	$/año
A_D	Depreciación anual de activo fijo, deducible de impuestos	$/año
(ATR)	Relación de rotación de activo, definida por la ecuación (25-131)	Adimensional
b	Constante empírica en ecuaciones generales	Diversas
b_c	Desviación de la capacidad presupuestada	Adimensional
B	Constante paramétrica en ecuación (25-204)	Adimensional
c	Constante empírica en ecuaciones generales	Diversas
c	Costo (o ingreso) por unidad de ventas o de producción particularizado por el subíndice	$*/unidad
c_B	Costo del suministro básico de calor	$/unidad
c_D	Costo de la energía térmica entregada por una bomba de calor, definido por la ecuación (25-240)	$/GJ
c_I	Costo de energía de alta calidad suministrada al compresor de una bomba de calor de compresión de vapores	$/GJ
c_L	Costo de mano de obra por unidad de producción	$/hora
c^s	Costo estándar particularizado por el subíndice	$/hora
C	Costo particularizado por el subíndice	$
C_{CT}	Costo instalado de una torre de enfriamiento	$
C_{DS}	Costo instalado de un sistema de agua desmineralizada	$
$(C_{EQ})_{DEL}$	Costo del equipo entregado	$
C_K	Costo capitalizado de un activo fijo definido por la ecuación (25-47)	$
C_L	Costo de terrenos y otros activos no depreciables	$
C_{RS}	Costo instalado de un sistema de refrigeración	$
C_{RW}	Costo instalado de un sistema de suministro de agua de río	$
C_{WS}	Costo instalado de un sistema de suavización de agua	$
(CI)	Índice del costo utilizado en la ecuación (25-246)	Adimensional
$(COP)_A$	Coeficiente de rendimiento real de una bomba de calor	Adimensional
(CR)	Relación de capital definida por la ecuación (25-134)	Anual
(CRR)	Relación de rendimiento o tasa de retorno del capital, definida por la ecuación (25-56)	Anual
(CSR)	Relación entre aportación y ventas, definida por la ecuación (25-236)	Adimensional
d	Constante empírica en ecuaciones generales	Diversas
d	Símbolo que indica diferenciación	Adimensional
(DR)	Relación de deuda, definida por la ecuación (25-139)	Adimensional
(DCFRR)	Tasa de rendimiento o retorno con flujo de efectivo descontado	Anual^{-1}
e	Constante empírica en ecuaciones generales	Diversas
e	Base de los logaritmos naturales, 2.71828	Adimensional
exp (a)	Función exponencial de a, e^a	Adimensional
(EMIP)	Periodo equivalente de inversión máxima, definido por la ecuación (25-55)	Anual
f_{AF}	Factor de valor futuro de una anualidad, $i[(1+i)^n-1]^{-1}$	Adimensional
f_{AP}	Factor de valor presente de una anualidad, $f_{AF}(1+i)^n$	Adimensional
f_d	Factor de descuento, $(1+i)^{-n}$	Adimensional
f_i	Factor de interés compuesto, $(1+i)^n$	Adimensional
f_k	Factor de costo capitalizado, f_{AP}/i	Adimensional
f_p	Factor de costo de tubería, definido por la ecuación (25-249)	Adimensional
$f(x)$	Función de distribución de x con diversas definiciones	Adimensional
F	Valor futuro de una suma de dinero	$
F_n	Suma de fd para los años 1 hasta n	Adimensional
i	Tasa de interés por periodo, por lo general anual; a menudo, el costo del capital	Adimensional
i_e	Tasa efectiva de interés, definida por la ecuación (25-111)	Adimensional
i_m	Tasa mínima de interés aceptable definida por la ecuación (25-107)	Adimensional
i_r	Tasa de interés del riesgo empresarial	Adimensional
i'	Tasa nominal anual de interés	Adimensional
I	Valor del inventario particularizado por el subíndice	$
k_n	Constantes en la ecuación (25-81)	Diversas
K	Valor efectivo de la primera unidad de producción	$/unidad, tiempo/unidad, etc.
ln (a)	Logaritmo base e de a	Adimensional
log (a)	Logaritmo base 10 de a	Adimensional
m	Número de periodos de intereses devengados por año	Adimensional
m	Número de unidades retiradas de inventario	Adimensional
(MSF)	Función de supervivencia medida, definida por la ecuación (25-106)	Adimensional
n	Número de años, unidades, etc.	Adimensional
N	Pendiente de la curva de aprendizaje definida por la ecuación (25-64)	Adimensional
N	Número de pedidos de inventario por año	Adimensional
(NPV)	Valor presente neto	$
$p(x)$	Probabilidad de que la variable tenga el valor x	Adimensional
P	Valor presente de una suma de dinero	$
P_a	Tiempo de producción trabajado	Hora
P_b	Producción presupuestada	Hora estándar
P_e	Eficiencia de producción, definida por la ecuación (25-216)	Adimensional
P_l	Grado de actividad de producción, definido por la ecuación (25-217)	Adimensional
P_r	Volumen real de producción	Hora estándar
P_r'	Valor en libros de un activo al final del año s'	$
P_w	Tiempo presupuestado de trabajo	Hora
(PBP)	Periodo de recuperación, definido por la ecuación (25-30)	Año
(PM)	Margen de utilidad, definido por la ecuación (25-127)	Adimensional
(PSR)	Relación utilidad-ventas, definida por la ecuación (25-235)	Adimensional
q	Cantidad que define la escala de operación	Diversas
Q_D	Consumo térmico unitario requerido por el proceso	GJ/hora
r	Fracción del intervalo de la variable independiente	Adimensional
R	Volumen de producción	Unidades/año
R^s	Volumen estándar de producción	Unidades/año
R_B	Volumen de producción de equilibrio	Unidades/año

*El signo $ indica dólares estadounidenses.

Nomenclatura y unidades (*Continúa*)

Símbolo	Definición	Unidades
R_0	Volumen de producción programado	Unidades/año
R_S	Volumen de ventas	Unidades/año
(ROA)	Rendimiento del activo, definido por la ecuación (25-129)	Adimensional
(ROE)	Rendimiento del capital propio, definido por la ecuación (25-130)	Adimensional
(ROI)	Rendimiento de la inversión, definido por la ecuación (25-128)	Adimensional
s	Número programado de años productivos	
s'	Número de años productivos a la fecha	
s'	Desviación estándar de la muestra	Diversas
S	Valor de desecho de un activo depreciable	$
t	Tasa fraccional de impuesto pagadero sobre el ingreso ajustado	Adimensional
t_C	Tiempo requerido para construir la planta	Años
t_M	Tiempo requerido para poner en marcha la planta	Años
T	Variable auxiliar, definida por la ecuación (25-92)	Diversas
U	Tamaño del pedido de inventario	Unidades
v	Costo variable del pedido del inventario	$/unidad
W	Potencia aplicada en el eje de una bomba de calor	GJ/hora
x	Variable general	
$\bar{x}$	Valor medio de x	Diversas
X	Producción acumulada desde el arranque	Unidades
y	Probabilidad acumulativa	Adimensional
y	Tiempo de funcionamiento de una bomba de calor	Horas/año
Y	Costo promedio acumulado, tiempo de producción, etc.	$/unid., hora /unidad, etc.
Y	Proporción de mano de obra de operación, en la ecuación (25-204)	Hora mano de obra/ton
$\bar{Y}$	Costo promedio acumulado por lote, etc.	$/unidad, etc.
z	Puntaje estándar, definido por la ecuación (25-73)	Adimensional

Símbolos griegos

α	Factor de proporcionalidad en la ecuación (25-168)	Adimensional
β	Factor de proporcionalidad en la ecuación (25-171)	Adimensional
β	Exponente en ecuaciones (25-106) y (25-117)	Adimensional
δ	Símbolo que indica diferenciación parcial	Adimensional
Δ	Símbolo que indica una diferencia entre cantidades similares	Adimensional
η	Eficiencia de la aportación, definida por la ecuación (25-119)	Adimensional
η	Margen de seguridad, definido por la ecuación (25-229)	Adimensional
θ	Tiempo requerido para producir una cantidad dada de producto	Hora
σ	Desviación estándar de la población	Diversas
Σ	Símbolo que indica una suma de cantidades similares	Adimensional
ϕ	Aumento fraccional en el volumen de producción	Adimensional
ϕ_P	Parámetro definido por la ecuación (25-249)	Adimensional
ψ	Parámetro definido por la ecuación (25-241)	Adimensional
χ	Capacidad de la planta en la ecuación (25-204)	Ton/día
χ	Peso del producto por unidad de materia prima	Adimensional

Subíndices

A	Deducción de impuestos que no sea por depreciación del capital
BD	Depreciación expresada en el balance de la compañía
BL	Dentro de los límites del proyecto
BOH	Gastos indirectos presupuestados
CF	Flujo de efectivo después del pago de impuestos y gastos
CI	Ingreso de efectivo después del pago de gastos
DCF	Flujo de efectivo descontado
DME	Gasto directo de manufactura
FC	Capital fijo
FE	Gasto fijo
FGE	Gasto general fijo
FIFO	Base primera entrada-primera salida
FIN	Inventario de recursos financieros
FME	Gasto fijo de manufactura
FOH	Gasto indirecto fijo
GE	Gasto general
GP	Utilidad bruta
IME	Gasto indirecto de manufactura
INV	Inventario
IO	Costo de pedidos de inventario
IT	Impuesto sobre la renta por pagar
IW	Costo de trabajo del inventario
L	Índice de ingresos de la mano de obra
L	Valor del cuartil inferior de la variable
LIFO	Base última entrada-primera salida
máx	Valor máximo
M	Valor mediano de la variable
ME	Gasto de manufactura
N	Al volumen normal convenido de producción
NCI	Ingreso neto en efectivo después del pago de impuestos
NOH	Costo indirecto al volumen normal convenido de producción
NNP	Utilidad neta después de impuestos
NP	Utilidad neta antes de impuestos
OH	Costo indirecto
p	Transformación
P	Utilidad
RM	Materia prima
s'	En el esésimo año productivo
S	Ingresos por ventas y otros
SAV	Sobre la base de promedio simple
ST	Índice de precios del acero
SVOH	Gasto indirecto semivariable
TC	Capital total
TE	Gasto total
TFE	Gasto fijo total
TVE	Gasto variable total
U	Servicios generales
U	Valor del cuartil superior de la variable
VE	Gasto variable
VGE	Gasto general variable
VME	Gasto variable de manufactura
VOH	Gasto indirecto variable
W	Valor ponderado
WC	Capital de trabajo
WAV	Sobre la base de promedio ponderado
1, 2, *j*, *n*	1o., 2o., jotaésimo, enésimo año, etc.

Referencias Generale

Institution of Chemical
Newton, *Chemical Eng*
1955. Baasel W. D., *Pre*
Amsterdam, 1976. Bari
ing and Managerial De
Bauman, H. A., *Fundar*
Van Nostrand Reinhol
Capital Budgeting Dec
Projects, Collier-Mac
Economic Analysis
Englewood Cliffs, N.J.
Decisions under Inflati
gineering (ed.), *Moder*
Garvin, W. W., *Introdu*
1960. Gass, S. I., *Lin*
Granger, C. W. J., *For*
New York, 1980. Hack
Wiley, New York, 196
y D. G. Jordan, *Process*
New York, 1974. Holl
to Process Economics,
London (ed.), *A New G*
Engineers, Rugby, Eng
ing, McGraw-Hill, Ne
Curve, Materials Mar
Process Plant and Equ
1977. Kirkman, P. R.
Associated Business P

Se ha intentado agr
la actualidad para l
de que se puedan ut
este fin, la práctica
sido posible, a ecu
calculadoras manua
ra que las ecuacion
cidad, se ha intenta
utilizan compilado
letras y números en
cinco. Las letras so
ha sido posible y se
término contable e
tre paréntesis, por
vos o (DCFRR) pa
vo descontado. Por
de letras se utiliza
tadora. En segundo
variable y se modif
ejemplo, una cant
de capital para inv
línea a la misma al
el nombre de una v
existen símbolos e

A fin de evaluar la
rio definir con pre
Costos, utilid
dad se encarga,
confusiones con
letra *A*.

Referencias Generales: Allen, D. H., *A Guide to the Evaluation of Projects*, Institution of Chemical Engineers, Rugby, England, 1972. Aries, R. S., y R. D. Newton, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill, New York, 1955. Baasel W. D., *Preliminary Chemical Engineering Plant Design*, Elsevier, Amsterdam, 1976. Barish, N. N., y S. Kaplan, *Economic Analysis for Engineering and Managerial Decision Making*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1978. Bauman, H. A., *Fundamentals of Cost Engineering in the Chemical Industry*, Van Nostrand Reinhold, New York, 1964. Bierman, H., Jr., y S. Smidt, *The Capital Budgeting Decision. Economic Analysis and Financing of Investment Projects*, Collier-Macmillan, London, 1975. Canada, J. R., *Intermediate Economic Analysis for Management and Engineering*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1971. Carsberg, B. y A. Hope, *Business Investment Decisions under Inflation*, Macdonald & Evans, London, 1976. Chemical Engineering (ed.), *Modern Cost Engineering*, McGraw-Hill, New York, 1979. Garvin, W. W., *Introduction to Linear Programming*, McGraw-Hill, New York, 1960. Gass, S. I., *Linear Programming*, McGraw-Hill, New York, 1958. Granger, C. W. J., *Forecasting in Business and Economics*, Academic Press, New York, 1980. Hackney, J. W., *Control and Management of Capital Projects*, Wiley, New York, 1965. Happel, J., W. H. Kapfer, B. J. Blewitt, P. T. Shannon, y D. G. Jordan, *Process Economics*, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1974. Holland, F. A., F. A. Watson y J. K. Wilkinson, *Introduction to Process Economics*, Wiley, London, 1983. Institution of Chemical Engineers, London (ed.), *A New Guide to Capital Cost Estimating*, Institution of Chemical Engineers, Rugby, England, 1977. Jelen, F. C., *Cost and Optimization Engineering*, McGraw-Hill, New York, 1970. Jordan, R. B., *How to Use the Learning Curve*, Materials Management Institute, Boston, 1965. Kharbanda, O. P., *Process Plant and Equipment Cost Estimation*, Sevak Publications, Bombay, 1977. Kirkman, P. R. A., *Inflation Accounting: A Guide for Non-Accountants*, Associated Business Programmes, London, 1975. Koopmans, T. C. (ed.), *Activity Analysis of Production and Allocation*, Wiley, New York, 1951. Liddel, C. J., y A. M. Gerrard, *The Application of Computers to Capital Cost Estimation*, Institution of Chemical Engineers, Rugby, England, 1975. Loomba, N. P., *Linear Programming*, McGraw-Hill, New York, 1964. Merrett, A. J., y A. Sykes, *The Finance and Analysis of Capital Projects*, Longman Group, London, 1963. Merrett, A. J., y A. Sykes, *Capital Budgeting and Company Finance*, Longmans, London, 1966. Ostwald, P. F., *Cost Estimating for Engineering and Management*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1974. Park, W. R., *Cost Engineering Analysis*, Wiley, New York, 1973. Peters, M. S., y K. D. Timmerhaus, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1968. Pilcher, R., *Appraisal and Control of Project Costs*, McGraw-Hill, Maidenhead, England, 1973. Popper, H. (ed.), *Modern Cost Estimating Techniques*, McGraw-Hill, New York, 1970. Ridge, W. J., *Value Analysis for Better Management*, American Management Association, New York, 1969. Rockley, L. E., *Capital Investment Decisions*, Business Books, London, 1968. Rose, L. M., *Engineering Investment Decisions: Planning under Uncertainty*, Elsevier, Amsterdam, 1976. Rudd, D. F., y C. C. Watson, *The Strategy of Process Engineering*, Wiley, New York, 1968. Schlaifer, R., *Probability and Statistics for Business Decisions*, McGraw-Hill, New York, 1959. Tocher, K. D., *The Art of Simulation*, rev. ed., English Universities Pres, London, 1967. Vilbrandt, F. C., y C. E. Dryden, *Chemical Engineering Plant Design*, McGraw-Hill, New York, 1959. Weaver, J. B., "Project Selection in the 1980's", *Chem. Eng. News*, 37-46 (Nov. 2, 1981). Wells, G. L., *Process Engineering with Economic Objectives*, Wiley, New York, 1973. Wilkes, F. M., *Capital Budgeting Techniques*, Wiley, London, 1977. Wood, E. G., *Costing Methods for Managers*, Business Books, London, 1974. Woods, D. R., *Financial Decision Making in the Process Industry*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1975. Wright, M. G., *Financial Management*, McGraw-Hill, London, 1970.

NOMENCLATURA

Se ha intentado agrupar la mayor parte de los métodos disponibles en la actualidad para la evaluación de proyectos y presentarlos en forma de que se puedan utilizar con las técnicas modernas de cómputo. Para este fin, la práctica de los contadores y otros se ha reducido, cuando ha sido posible, a ecuaciones matemáticas que se pueden resolver con calculadoras manuales provistas de teclas de funciones científicas. Para que las ecuaciones se puedan utilizar en computadoras de alta velocidad, se ha intentado crear una nomenclatura apta para máquinas que utilizan compiladores ALGOL, COBOL o FORTRAN. El número de letras y números empleados para definir una variable se ha limitado a cinco. Las letras son en código mnemotécnico en inglés siempre que ha sido posible y se derivan en dos formas. Primera, cuando existe un término contable estándar, se ha abreviado en mayúsculas que van entre paréntesis, por ejemplo (ATR), o sea, relación de rotación de activos o (DCFRR) para tasa de retorno o rendimiento con flujo de efectivo descontado. Por supuesto, se omiten los paréntesis cuando el grupo de letras se utiliza para definir el nombre de la variable para la computadora. En segundo lugar, se define un símbolo general para un tipo de variable y se modifica con un subíndice de código mnemotécnico, por ejemplo, una cantidad anual de efectivo, A_{TC}, desembolso total anual de capital para inversión, $/año. Se verá que los símbolos están en una línea a la misma altura cuando el grupo de letras se utiliza para definir el nombre de una variable para la computadora. En otros casos, cuando existen símbolos estándar bien conocidos, por ejemplo, z para un puntaje estándar que se utiliza en la distribución normal. Además, se han utilizado a, b, c, d y e para denotar constantes empíricas y x y y para denotar variables generales, cuando su empleo no se contrapone con otros significados de los mismos símbolos.

El contenido de esta sección es tan amplio que, a veces, la nomenclatura ha sido un problema que ha requerido el empleo de primas, asteriscos y otros símbolos que no son de aceptación universal en la designación de las variables para computadora. Sin embargo, se ha tenido en cuenta que cada persona sólo programará sus métodos preferidos, lo cual liberará algunos símbolos para otros usos. Además, no es difícil sustituir un símbolo prohibido por uno aceptable; por ejemplo, c'_{RM} se podría utilizar como CARM y P'_S como PSP con el empleo de una A en lugar del asterisco y una P en vez de la prima. Para los compiladores que sólo reconocen letras mayúsculas o minúsculas, se puede utilizar un prefijo adicional para distinguir entre letras mayúsculas y minúsculas; para este fin, las letras U y L se han utilizado en forma restringida en la nomenclatura.

Por supuesto, es imposible tener en cuenta todas las posibles variaciones en los requisitos de ecuaciones y capacidad de la computadora, pero se espera que la notación que aparece al principio de esta sección será adecuada para casi todos los fines y se podrá hacer una ampliación lógica para otros requisitos más especializados.

INVERSIÓN Y RENTABILIDAD

A fin de evaluar la rentabilidad de los proyectos y procesos es necesario definir con precisión los diversos parámetros.

Costos, utilidades y flujos de efectivo anuales Contabilidad se encarga, casi siempre, de los costos anuales. Para evitar confusiones con otros costos, los anuales se identificarán con la letra A.

El producto de las ventas anuales de productos, A_S, menos el costo o gasto anual para producir y vender el producto, A_{TE}, con exclusión de cualquier provisión anual para depreciación de la planta, es el ingreso anual de efectivo, A_{CI}:

$$A_{CI} = A_S - A_{TE} \qquad (25\text{-}1)$$

El ingreso anual neto de efectivo A_{NCI} es el ingreso anual de efectivo, A_{CI}, menos el importe anual de los impuestos A_{IT}:

$$A_{NCI} = A_{CI} - A_{IT} \tag{25-2}$$

El ingreso gravable es $(A_{CI} - A_D - A_A)$, en donde A_D es la depreciación anual y A_A es la suma anual de cualesquiera otras deducciones. Se establece una distinción entre la depreciación anual permisible para fines de cálculo de impuestos, la depreciación real en el valor de un activo y la depreciación en libros del valor de ese activo que se presenta en el estado de situación financiera de la empresa. No hay relación necesaria entre estos valores salvo que lo exija la ley, aunque a los dos primeros o a los tres, a menudo, se les asigna el mismo valor en la práctica. Algunos gobiernos otorgan incentivos fiscales para estimular a las empresas a construir plantas en zonas poco atractivas. Ni A_D ni A_A incluyen ningún gasto de efectivo, porque sólo son transacciones en libros. El importe anual de impuestos, A_{IT}, se da por

$$A_{IT} = (A_{CI} - A_D - A_A)t \tag{25-3}$$

en donde t es la tasa fraccional de impuestos. El valor de t lo determinan las leyes fiscales y está sujeto a cambio. En la mayor parte de los países industrializados, el valor de t es alrededor de 0.5 o 50%.

El importe anual de impuestos A_{IT} incluido en la ecuación (25-2) no corresponde por necesidad con el ingreso anual en efectivo A_{CI} en ese año. Los pagos de impuestos en la ecuación (25-2) deben ser aquéllos pagados realmente en dicho año. En Estados Unidos, las empresas pagan alrededor del 80% de sus impuestos sobre la base de las utilidades estimadas del año en curso. En el Reino Unido las compañías no pagan impuestos hasta, cuando menos, después de 9 meses del final del periodo contable, lo cual, para la mayor parte, equivale a pagar impuestos sobre las utilidades al año anterior. Cuando se evalúen proyectos para otros países, los ingenieros se deben familiarizar con la situación fiscal en esos países.

En los métodos modernos para evaluar la rentabilidad, los flujos de efectivo son más significativos que las utilidades, pues éstas suelen tener definiciones un tanto vagas. El flujo anual neto de efectivo después de impuestos se expresa con:

$$A_{CF} = A_{NCI} - A_{TC} \tag{25-4}$$

en donde A_{TC} es el desembolso anual de capital, que no siempre es cero una vez que se ha construido la planta. Por ejemplo, se puede requerir capital de trabajo, ampliaciones o modificaciones a la planta en años futuros.

El gasto total anual A_{TE} requerido para producir y vender un producto, se puede expresar como la suma del gasto general anual A_{GE} y el costo o gasto/anual de manufactura A_{ME}:

$$A_{TE} = A_{GE} + A_{ME} \tag{25-5}$$

El gasto general anual, A_{GE} surge por los siguientes conceptos: administración, ventas, embarques del producto, publicidad y mercadotecnia, servicio técnico, investigación y desarrollo y finanzas.

Los términos utilidad bruta anual A_{GP} y utilidad neta anual A_{NP}, son comúnmente utilizados por contadores y mal utilizados por otros. Por lo general, tanto A_{GP} como A_{NP} se calculan antes de deducir los impuestos. La utilidad bruta anual A_{GP} se expresa con:

$$A_{GP} = A_S - A_{ME} - A_{BD} \tag{25-6}$$

en donde A_{BD} es el cargo por depreciación anual en el balance, que no necesariamente es el mismo que A_D utilizado en la ecuación (25-3) para fines de impuestos. La utilidad neta anual, A_{NP}, es simplemente:

$$A_{NP} = A_{GP} - A_{GE} \tag{25-7}$$

La ecuación (25-7) también se puede escribir como:

$$A_{NP} = A_{CI} - A_{BD} \tag{25-8}$$

La utilidad neta anual después de impuestos, A_{NNP} se puede escribir como:

$$A_{NNP} = A_{NCI} - A_{BD} \tag{25-9}$$

Las relaciones entre los diversos costos anuales, expresados por las ecuaciones (25-1) hasta (25-9), se muestran en forma diagramática en la figura 25-1. En la mitad superior del diagrama se muestran los instrumentos, del contador y, en la inferior, los del ingeniero. El flujo anual neto de efectivo, A_{CF}, que excluye cualquier provisión para depreciación, en el balance A_{BD}, se utiliza en dos de los métodos más modernos para evaluar la rentabilidad: el método del valor presente neto (NPV) y el de tasa de rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR). En ambos métodos, la depreciación se maneja inherentemente con los cálculos que incluyen la recuperación del capital.

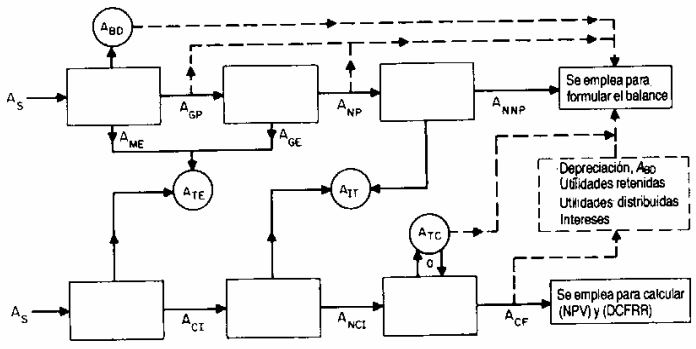


FIG. 25-1 Relación entre costos, utilidades y flujos de efectivo anuales para un proyecto A_{BD} = cargo por depreciación anual; A_{CF} = flujo anual neto de efectivo después de impuestos; A_{CI} = ingreso anual en efectivo; A_{GE} = gastos generales anuales; A_{GP} = utilidad bruta anual; A_{IT} = impuestos anuales; A_{ME} = costo de manufactura anual; A_{NCI} = ingreso neto anual de efectivo; A_{NNP} = utilidad neta anual después de impuestos; A_{NP} = utilidad neta anual; A_S = ventas anuales; A_{TC} = costo total anual; (DCFRR) = tasa de rendimiento con flujo de efectivo descontado; (NPV) = presente neto.

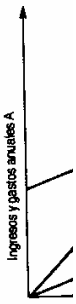


FIG. 25-2 Gráfica co

El gasto general
gastos generales fijo

Similarmente el ga
escribir como la sur

Se considera que
al volumen de prod
en el caso a consid
productos terminad
en el periodo en cu
presentan R_P y R_S o
o producción anual
te proporcional a R,
por fuerza son con
escalonadas a difer
consideran incluid
lo que se presta me
gastos.

Gráficas de apo
zar para dar valios
métodos más com
descontado. Si el p

FIG. 25-3 Gráfica
costo indirecto.

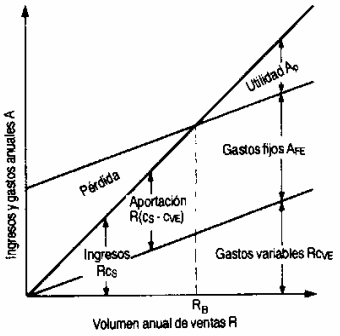


FIG. 25-2 Gráfica convencional de punto de equilibrio.

El gasto general anual A_{GE} se puede escribir como la suma de los gastos generales fijos y variables:

$$A_{GE} = A_{FGE} + A_{VGE} \tag{25-10}$$

Similarmente el gasto anual de manufactura, A_{ME}, también se puede escribir como la suma de los gastos de manufactura fijos y variables:

$$A_{ME} = A_{FME} + A_{VME} \tag{25-11}$$

Se considera que un gasto variable es el directamente proporcional al volumen de producción, R_P o de ventas R_S, según lo más adecuado en el caso a consideración. Salvo que la variación en el inventario de productos terminados sea grande al compararla con la producción total en el periodo en cuestión, se suele tener suficiente exactitud si se representan R_P y R_S con el mismo valor numérico R de unidades de ventas o producción anuales. Se considera que un gasto fijo no es directamente proporcional a R, como son los cargos indirectos. Los gastos fijos no por fuerza son constantes, pero pueden estar expuestos a variaciones escalonadas a diferentes volúmenes de producción. Algunos autores consideran incluidos a dichos escalones en los gastos semivariables, lo que se presta menos al análisis matemático que la citada división de gastos.

Gráficas de aportación y de punto de equilibrio Se pueden utilizar para dar valiosa información preliminar antes del empleo de los métodos más complejos y demorados basados en el flujo de efectivo descontado. Si el precio de venta por unidad es c_S y el gasto variable es

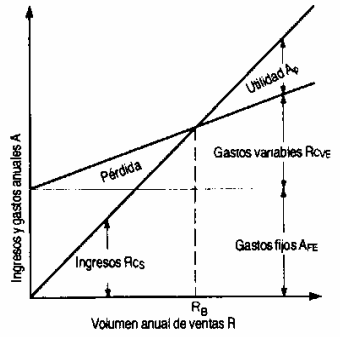


FIG. 25-3 Gráfica de punto de equilibrio que muestra los gastos fijos como un costo indirecto.

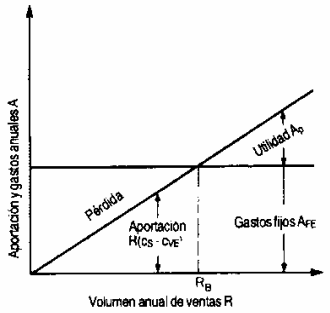


FIG. 25-4 Gráfica de punto de equilibrio que muestra la relación entre la aportación y los gastos fijos.

c_{VE} por unidad de producción, se puede reescribir la ecuación (25-7) como:

$$A_{NP} = R(c_S - c_{VE}) - A_{FE} \tag{25-12}$$

en donde $R(c_S - c_{VE})$ se conoce como aportación anual. La utilidad neta anual es de cero con un volumen anual de producción de

$$R_B = A_{FE}/(c_S - c_{VE}) \tag{25-13}$$

en donde R_B es el volumen de producción de equilibrio.

Las gráficas de punto de equilibrio se pueden trazar en cualquiera de las tres formas mostradas en las figuras 25-2, 25-3 y 25-4. La abscisa indicada como volumen anual de ventas R, a menudo se traza como porcentaje de la capacidad de producción o de ventas R_0. En el caso de buques, aeronaves, etc., se denomina porcentaje de utilización. El porcentaje de margen de seguridad se define como $100(R_0 - R_B)/R_0$.

Una reducción en el precio de venta, c_S, disminuirá la pendiente de las líneas en las figuras 25-2, 25-3 y 25-4 y aumentará el valor requerido R_B de punto de equilibrio para un valor dado de gastos fijos A_{FE}.

Costos de capital El costo de capital total C_{TC} de un proyecto consiste en el costo del capital fijo C_{FC} más el costo del capital de trabajo C_{WC} más el costo de terrenos y otros conceptos no depreciables C_L:

$$C_{TC} = C_{FC} + C_{WC} + C_L \tag{25-14}$$

El proyecto puede ser una planta completa o una ampliación o modificación de una existente.

El costo del capital de trabajo de un proceso o de un negocio suele incluir las partidas indicadas en la tabla 25-1. Dado que el capital de trabajo es totalmente recuperable en cualquier tiempo, en teoría aunque no sea en la práctica, no se incluye como depreciación para reducción de impuestos. Los cambios en el capital de trabajo que surjan por variaciones en los créditos comerciales, nóminas o niveles de inventario, se suelen considerar como gastos necesarios para el negocio excepto cuando exceden del importe a pagar por impuestos. Si el ingreso anual es negativo, se debe proveer capital de trabajo adicional e incluirlo en A_{TC} para ese año. El valor de los terrenos y otras partidas no depreciables aumentan a menudo a lo largo de la vida útil del proyecto. Por tanto, no se consideran en la misma forma que otras inversiones de capital, sino que se presentan como que han tenido utilidad gravable o una pérdida sólo cuando se hace la recuperación final del capital.

El capital de trabajo puede variar desde una fracción muy pequeña del costo total del capital hasta la casi totalidad del capital invertido, según sean el proceso y la industria. Por ejemplo, en una joyería, el capital fijo es muy pequeño en comparación con el capital de trabajo. Por el contrario, en las industrias de procesos químicos, el capital de

TABLA 25-1 Costos del capital de trabajo

Materia prima para puesta en marcha de la planta
Inventarios de materia prima y de productos intermedios y terminados
Costo de manejo y transportación de materiales hasta y desde los almacenes
Costo de control de inventario, almacenamiento, seguros, protección, etc.
Dinero para crédito a clientes en cuentas por cobrar menos cuentas por pagar (crédito de los proveedores)
Dinero para nóminas al empezar las operaciones
Efectivo de fácil disponibilidad para emergencias
Cualquier efectivo adicional requerido para el proceso o el negocio

trabajo es posible que sea del 10 al 20% del valor de la inversión en capital fijo.

Depreciación El término se utiliza en muchos contextos diferentes. Los más comunes son:

1. Una deducción de impuestos
2. Un costo de operación
3. Un medio de crear un fondo para financiar el reemplazo de la planta
4. Una medida de un valor decreciente

En el primer caso, el ingreso gravable anual se reduce mediante un cargo o deducción anual por depreciación cuyo efecto es disminuir la cantidad total de impuestos por pagar. El cargo anual por depreciación es sólo una operación en libros y no incluye ningún desembolso de efectivo. El método para determinar el cargo anual por depreciación depende de las leyes fiscales de cada país.

En el segundo caso, la depreciación se considera como un costo de manufactura en la misma forma que los costos de mano de obra o de materia prima. Sin embargo, es más difícil calcular un costo de depreciación por unidad de producto que hacerlo para los costos de mano de obra o de materia prima. Con los métodos de valor presente neto (NPV) y de tasa de retorno o rendimiento de flujo de efectivo descontado (DCFRR) para medir la rentabilidad, la depreciación, como un costo de operación, queda implícita. El (NPV) y la (DCFRR) dan las medidas del rendimiento después de que un proyecto ha generado suficientes ingresos para amortizar, entre otras cosas, la inversión original y cualesquiera cargos por intereses que el dinero invertido, en otra forma, habría aportado a la empresa.

En el tercer caso, la depreciación se considera como un medio para el reemplazo de la planta. En las modernas industrias de procesos químicos, que tienen cambios tan rápidos, nunca habrá que reemplazar muchas plantas porque los procesos o productos se han vuelto obsoletos durante su "vida" de funcionamiento. La administración debe tener la libertad de invertir en los proyectos más rentables de que se disponga, y la creación de fondos para fines especiales puede impedirlo. Sin embargo, es deseable destinar una proporción de los ingresos retenidos para un fondo con el cual financiar nuevos proyectos de capital. Es muy probable que éstos sean muy diferentes a los proyectos que generaron originalmente los ingresos.

En el cuarto caso, una planta o un equipo tienen una duración o vida útil limitada. La razón principal para disminuirles el valor es la disminución en la futura duración y la reducción consecuente en el número de años en que producirán ingresos. Al final de su duración útil, el equipo quizá no valga nada o puede tener un valor como desecho o chatarra S. Por tanto, un costo de capital fijo C_{FC} se deprecia en valor durante su vida útil de s años en una cantidad que es igual a $(C_{FC} - S)$. La duración o vida útil se calcula desde la puesta en marcha o arranque de la planta.

Sobre la base de depreciación en línea recta, el importe promedio anual de depreciación A_D con una duración en servicio de s años se expresa con:

$$A_D = (C_{FC} - S)/s \tag{25-15}$$

El valor en libros después del primer año P_1 se expresa con:

$$P_1 = C_{FC} - A_D \tag{25-16}$$

El valor en libros al final de un número específico de años s' se expresa con:

$$P_{s'} = C_{FC} - s'A_D \tag{25-17}$$

El principal destino de una tasa particular de depreciación es para fines de impuestos. La depreciación anual permitida se resta del ingreso gravable antes de calcular los impuestos. La base para la depreciación en un caso particular puede ser materia de un convenio entre la empresa y las autoridades fiscales, de acuerdo con las leyes fiscales.

Otros métodos de empleo común para el cálculo de la depreciación son el método de disminución de saldo (también llamado método de porcentaje fijo) y el método de la suma de cifras anuales.

Con el empleo de la depreciación por disminución de saldo (porcentaje fijo), el valor en libros al final del primer año se da con:

$$P_1 = C_{FC}(1 - r) \tag{25-18}$$

en donde r es la fracción que ha sido acordada con las autoridades fiscales.

El valor en libros al final de un número específico de años se indica con:

$$P_{s'} = C_{FC}(1 - r)^{s'} \tag{25-19}$$

Cuando se selecciona que la fracción r sea de $2/s$, es decir, el doble del recíproco de la vida útil s, el método se llama de doble disminución de saldo.

El método para depreciación por disminución de saldo permite depreciar el equipo o la planta en una cantidad más grande durante los primeros años que durante los últimos. Este método no permite depreciar el equipo o la planta a un valor de cero al final de su vida útil.

La cantidad anual de depreciación con el sistema de la suma de las cifras anuales, el importe anual de la depreciación durante un número específico de años s' para una planta con costo de capital fijo C_{FC}, valor como desecho S y duración útil s se expresa con

$$A_{Ds'} = \left(\frac{s - s' + 1}{1 + 2 + 3 + \cdots + s}\right)(C_{FC} - S) \tag{25-20}$$

La ecuación (25-20) se puede escribir también en la forma de:

$$A_{Ds'} = \left[\frac{2(s - s' + 1)}{s(s + 1)}\right](C_{FC} - S) \tag{25-21}$$

Se puede mostrar que el valor en libros al final de un año particular s' es

$$P_{s'} = 2\left[\frac{1 + 2 + \cdots + (s - s')}{s(s + 1)}\right](C_{FC} - S) + S \tag{25-22}$$

La depreciación mediante la suma de cifras anuales permite depreciar el equipo o la planta en un mayor porcentaje durante los primeros años que durante los últimos.

Un cuarto método para calcular la depreciación (rara vez utilizado), es el de fondo de amortización, en el cual la depreciación anual A_D es la misma en cada año de la vida del equipo o de la planta. La serie de cantidades iguales de depreciación A_D, invertidas a una tasa, fraccional de interés i efectuada al final de cada año de la vida del equipo o la planta de s años, se utiliza para acumular una suma futura de dinero igual a $(C_{FC} - S)$. Éste es el costo del capital fijo del equipo o la planta menos su valor de salvamento o desecho y es el importe total de la depreciación durante su vida útil. La ecuación que relaciona a $(C_{FC} - S)$ con A_D es simplemente la ecuación de costo o pago anual escrita como:

C_{FC}

o bien

en donde f_{AF} es el fa

Los valores del facto
sección 1.

En el método de d
de los intereses es hi
del equipo o la planta
y esto implica impue
recuperación del cap

Es preferible no p
fondo para reemplaz
de la diferencia entre

Las leyes fiscales
todos descritos para
es necesario obtener
das por las autorida

La figura 25-5 m
equipo con un costo
útil de 10 años y un
el valor se calcula c
depreciación por dó
suma de cifras anua

Medidas tradicion

Métodos de tasa
de tasa de rendimie
llez, pueden dar res

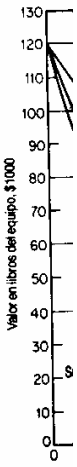


FIG. 25-5 Valor en
ciación.

(25-16)

fico de años s' se ex-

(25-17)

depreciación es para
ida se resta del ingre-
ase para la depreciа-
un convenio entre la
n las leyes fiscales.
lo de la depreciación
l llamado método de
anuales.
ión de saldo (porcen-
se da con:

(25-18)

n las autoridades fis-

fico de años se indica

(25-19)

. es decir, el doble del
loble disminución de

de saldo permite de-
is grande durante los
do no permite depre-
l de su vida útil.
ma de la suma de las
n durante un número
apital fijo C_{FC}, valor

$_{FC} - S)$ (25-20)

l la forma de:

$- S)$ (25-21)

e un año particular s'

$- S) + S$ (25-22)

les permite depreciar
nte los primeros años

n (rara vez utilizado),
eciación anual A_D es
la planta. La serie de
s a una tasa, fracción
a vida del equipo o la
uma futura de dinero
fijo del equipo o la
y es el importe total
ción que relaciona a
e costo o pago anual

$$C_{FC} - S = A_D \left[\frac{(1 + i)^s - 1}{i} \right] \quad (25\text{-}23)$$

o bien

$$C_{FC} - S = \frac{A_D}{f_{AF}} \quad (25\text{-}24)$$

en donde f_{AF} es el factor de valor futuro de la anualidad dado por

$$f_{AF} = i/[(1 + i)^s - 1]$$

Los valores del factor de valor futuro f_{AF} aparecen en las tablas de la sección 1.

En el método de depreciación con fondo de amortización, el efecto de los intereses es hacer que la disminución anual en el valor en libros del equipo o la planta sea menor en los primeros que en los últimos años y esto implica impuestos más altos en los primeros años, en los que la recuperación del capital es de máxima importancia.

Es preferible no pensar en la depreciación como una aportación a un fondo para reemplazar el equipo al final de su vida útil, sino como parte de la diferencia entre el ingreso y el gasto, la cual está libre de impuestos.

Las leyes fiscales de algunos países no permiten alguno de los métodos descritos para el cálculo de la depreciación. Cuando se calcula, es necesario obtener todos los detalles de los métodos y tasas permitidas por las autoridades apropiadas y utilizar la información obtenida.

La figura 25-5 muestra la disminución en el valor en libros de un equipo con un costo de capital fijo de $120 000, una vida o duración útil de 10 años y un valor como desecho de $20 000. Esta reducción en el valor se calcula con el empleo de 1) depreciación en línea recta, 2) depreciación por doble disminución del saldo y 3) depreciación por la suma de cifras anuales.

Medidas tradicionales de la rentabilidad

Métodos de tasa de rendimiento Aunque los métodos tradicionales de tasa de rendimiento o tasa de retorno tienen la ventaja de la sencillez, pueden dar resultados engañosos. Se basan en la relación

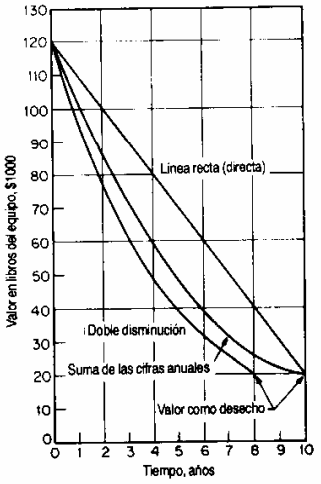


FIG. 25-5 Valor en libros contra el tiempo con diversos métodos para depreciación.

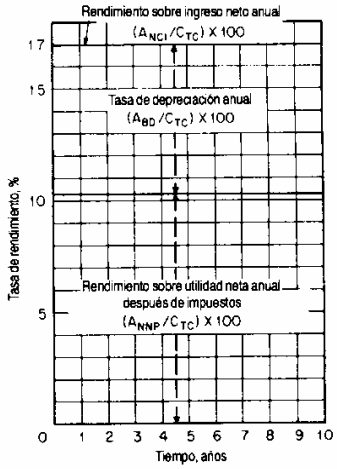


FIG. 25-6 Efecto de la depreciación en línea recta sobre la tasa de rendimiento de un proyecto. A_{BD} = cargo anual por depreciación; A_{NCI} = ingreso neto anual en efectivo después de impuestos; A_{NNP} = utilidad neta anual después de impuestos; C_{TC} = costo de capital total.

Porcentaje de rendimiento

$$= [(\text{utilidad anual})/(\text{capital invertido})]100 \quad (25\text{-}25)$$

Dado que en la ecuación (25-25) se asignan significados diferentes a la utilidad anual y al capital invertido, es importante definir los términos con precisión. El capital invertido podría ser la inversión total original de capital, la inversión depreciada, la inversión promedio, el valor actual de la inversión o alguna otra cosa. La utilidad anual puede ser la utilidad neta anual antes de impuestos A_{NP}, la utilidad neta anual después de impuesto A_{NNP}, el ingreso anual en efectivo antes de im-

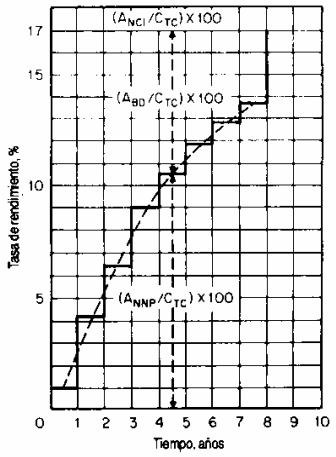


FIG. 25-7 Efecto de la depreciación de doble disminución sobre la tasa de rendimiento de un proyecto.

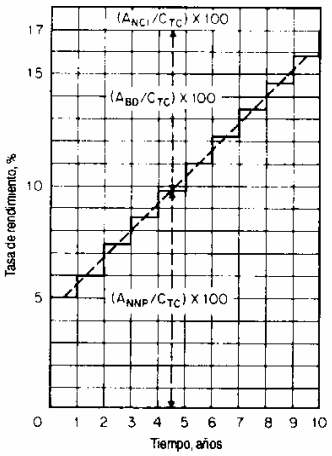


FIG. 25-8 Efecto de la depreciación de suma de las cifras anuales sobre la tasa de rendimiento de un proyecto.

puestos A_{CI}, o el ingreso anual neto en efectivo después de impuestos A_{NCI}.

La tasa fraccional de interés del rendimiento basada en la utilidad neta anual después de impuestos y la inversión original es:

$$i = A_{NNP}/C_{TC} \tag{25-26}$$

que se puede escribir en términos de la ecuación (25-9) como

$$i = (A_{NCI}/C_{TC}) - (A_{BD}/C_{TC}) \tag{25-27}$$

en donde A_{BD} es la depreciación anual en el balance. La principal desventaja del empleo de la ecuación (25-27) es que la tasa fraccional de depreciación A_{BD}/C_{TC} se determina en forma arbitraria. Su importe influirá en forma considerable en la tasa fraccional del rendimiento y puede llegar a conclusiones erróneas cuando se hacen comparaciones entre diversas empresas y, en forma muy particular, al hacer comparaciones internacionales.

En las figuras 25-6, 25-7 y 25-8 se muestra el efecto del método de depreciación sobre las utilidades en un proyecto descrito con los siguientes datos:

Ingreso anual neto en efectivo después de impuestos, A_{NCI}:

= \$25 500 en cada uno de los 10 años

Costo del capital fijo, C_{FC} = \$120 000

Valor estimado de salvamento de componentes de la planta S = \$20 000

Capital de trabajo, C_{WC} = \$10 000

Costo del terreno, C_L = \$20 000

En la ecuación (25-27) i se puede considerar sobre la base del ingreso anual neto en efectivo para un año particular o sobre la base de un ingreso neto anual promedio en toda la vida útil del proyecto. Las ecuaciones correspondientes a la ecuación (25-26) basadas en las inversiones depreciada y promedio son dadas respectivamente por

$$i = A_{NNP}/(P_{s'} + C_{WC} + C_L) \tag{25-28}$$

y

$$i = 2A_{NNP}/(C_{FC} + S + 2C_{WC} + 2C_L) \tag{25-29}$$

en donde $P_{s'}$ es el valor en libros de la inversión en capital fijo al final de un año en particular s'. Si se considera i sobre la base de los valores promedio de A_{NNP} para toda la vida del proyecto, se debe utilizar un valor promedio para el capital de trabajo C_{WC}.

En las ecuaciones (25-28) y (25-29) los cálculos están basados en que no cambiarán los valores del costo del terreno y otros costos no depreciables C_L. Esto es irreal, porque el valor del terreno tiende a aumentar. En tales circunstancias, el principio contable de la tendencia conservadora requiere adoptar la valuación más baja.

Periodo de recuperación Otro método tradicional para medir la rentabilidad es el periodo de recuperación o de retorno del capital fijo. En realidad, no es una medida de rentabilidad sino del tiempo que se requiere para que los flujos de efectivo permitan recuperar el desembolso inicial para capital fijo.

El flujo de efectivo anual neto después de impuestos se expresa con:

$$A_{CF} = A_{NCI} - A_{TC} \tag{25-4}$$

en donde A_{TC} es el desembolso anual de capital que no por necesidad es de cero después de haber construido la planta. El periodo de recuperación (PBP) es el tiempo requerido para que el flujo de efectivo neto acumulado considerado desde el arranque de la planta sea igual a la inversión en capital fijo depreciable ($C_{FC} - S$). Es el valor de s' que satisface

$$\sum_{s'=0}^{s'=(PBP)} A_{CF} = C_{FC} - S \tag{25-30}$$

El método del periodo de recuperación no considera los flujos de efectivo ni las utilidades percibidas después de que se llega al punto de equilibrio. El método se basa en la premisa de que cuanto más pronto se recupere el capital, mejor habrá resultado el proyecto. Sin embargo, este enfoque puede ser engañoso.

Considérense los proyectos A y B que tienen los flujos anuales de efectivo indicados en la tabla 25-2. Ambos tienen desembolso inicial de capital fijo de \$100 000. Sobre la base del periodo de recuperación, el proyecto A es el más deseable, porque el desembolso en capital fijo se recupera en 3 años, en vez de 5 para el proyecto B. Sin embargo, el proyecto B abarca 7 años con un flujo neto acumulado de efectivo de \$110 000. Por supuesto, es más rentable que el proyecto A, que sólo dura 4 años con flujo neto acumulado de efectivo de sólo \$ 10 000.

TABLA 25-2 Flujos de efectivo para dos proyectos

	Flujo de efectivo A_{CF}	
Año	Proyecto A	Proyecto B
0	−\$100 000	−\$100 000
1	50 000	0
2	30 000	10 000
3	20 000	20 000
4	10 000	30 000
5	0	40 000
6	0	50 000
7	0	60 000
ΣA_{CF}	\$10 000	\$110 000
Periodo de recuperación (PBP)	3 años	5 años

Valor del dinero en el tiempo Una gran parte de la actividad de las empresas se basa en dinero que se puede prestar o tomar en préstamo. Cuando se hace un préstamo, siempre hay el riesgo de que no se pueda cobrar. El incentivo para hacer que el riesgo sea aceptable es una suma de dinero llamada intereses. Cuando se recibe un préstamo, se pagan intereses por el uso del dinero durante cierto periodo. Por el contrario, cuando se hace un préstamo, se reciben o ganan intereses.

:n capital fijo al final
la base de los valores
), se debe utilizar un

los están basados en
no y otros costos no
del terreno tiende a
ntable de la tendencia
baja.
cional para medir la
torno del capital fijo.
no del tiempo que se
recuperar el desem-

estos se expresa con:

(25-4)

que no por necesidad
El periodo de recupe-
lujo de efectivo neto
planta sea igual a la
Es el valor de s' que

(25-30)

nsidera los flujos de
ie se llega al punto de
ie cuanto más pronto
oyecto. Sin embargo,

los flujos anuales de
nen desembolso ini-
del periodo de recu-
ue el desembolso en
ra el proyecto B. Sin
ujo neto acumulado
rentable que el pro-
mulado de efectivo

proyectos

de efectivo A_{CF}

	Proyecto B
	−$100 000
	0
	10 000
	20 000
	30 000
	40 000
	50 000
	60 000
	$110 000
	5 años

de la actividad de las
o tomar en préstamo.
o de que no se pueda
ceptable es una suma
préstamo, se pagan
odo. Por el contrario,
ntereses.

El importe de un préstamo se conoce como principal. Cuanto más largo sea el periodo por el cual se presta el principal, mayor será la suma total de intereses pagados. Por tanto, el valor futuro del dinero F es mayor que su valor presente P. La relación entre F y P depende de la tasa y tipo de interés utilizado.

Interés simple Cuando se utiliza el interés simple, F y P se relacionan mediante

$$F = P(1 + ni) \tag{25-31}$$

en donde i es la tasa fraccional de interés por periodo y n es el número de periodos de intereses. Por lo general, el periodo de intereses es de un año, en cuyo caso i se conoce como la tasa efectiva de interés.

Interés compuesto anual Es más común utilizar el interés compuesto, en el cual F y P se relacionan por:

$$F = P(1 + i)^n \tag{25-32}$$

o bien

$$F = Pf_i \tag{25-33}$$

en donde el factor de interés compuesto $f_i = (1 + i)^n$. Existen tablas con los factores de interés compuesto.

El valor presente P de una suma futura de dinero F es:

$$P = F/(1 + i)^n \tag{25-34}$$

o bien

$$F = P/f_d \tag{25-35}$$

en donde el factor de descuento, f_d, es:

$$f_d = 1/f_i = 1/[(1 + i)^n]$$

Los valores de los factores de descuento se encuentran con facilidad en las tablas e indican que se necesitarán 7.3 años para que se duplique el principal si se aplica un 10% anual compuesto y 14.2 años si se aplica en 5% anual compuesto.

Para el caso de diferentes tasas fraccionales de interés anual ($i_1, i_2, \ldots, i_n$ en años sucesivos) la ecuación (25-32) se debe escribir en forma de:

$$F = P(1 + i_1)(1 + i_2)(1 + i_3) \cdots (1 + i_n) \tag{25-36}$$

Interés compuesto con intervalos cortos Si los pagos de intereses vencen m veces por año, con interés compuesto, se requieren mn pagos en n años. La tasa nominal de interés anual i' se divide entre m para dar la tasa efectiva de intereses por periodo. Por tanto,

$$F = P[1 + (i'/m)]^{mn} \tag{25-37}$$

Se entiende, pues, que la tasa efectiva de interés anual i se indica con

$$i = [1 + (i'/m)]^m - 1 \tag{25-38}$$

La tasa anual de interés equivalente a una tasa de interés compuesto de 5% mensual (es decir, $i'/m = 0.05$) se calcula a partir de la ecuación (25-38) que es:

$$i = (1 + 0.05)^{12} - 1 = 0.796 \text{ o } 79.6\% \text{ anual}$$

Interés compuesto continuo Conforme m se aproxima a infinito, el intervalo entre los pagos se vuelve infinitesimalmente pequeño y, en el límite, la ecuación (25-37) se reduce a:

$$F = P \exp(i'n) \tag{25-39}$$

Una comparación de las ecuaciones (25-32) y (25-39) muestra que la tasa nominal de interés i' sobre la base continua está relacionada con la tasa, efectiva de interés anual i mediante

$$\exp(i'n) = (1 + i)^n \tag{25-40}$$

La diferencia numérica entre el interés compuesto continuo y el anual es pequeña. En la práctica, es probable que sea mucho menor que los errores en los datos de flujo estimado de efectivo. El interés compuesto anual va más de acuerdo con las prácticas contables aceptadas en la actualidad. Sin embargo, la pequeña diferencia entre el interés continuo y el anual puede ser importante cuando se trata de grandes sumas de dinero.

Supóngase que se inviertan $100 a una tasa nominal de intereses de 5%. Luego, se calcula el valor futuro de la inversión después de dos años y se calcula la tasa anual efectiva de interés para las siguientes clases de intereses: **1)** simple, **2)** compuesto anual, **3)** compuesto mensual, **4)** compuesto diario y **5)** compuesto continuo. En la tabla siguiente se indican los resultados de los cálculos, así como las ecuaciones que se deben emplear:

Tipo de interés	Ecuación	Valor futuro F	Tasa real i, %	Ecuación
1	(25-31)	$110.000	5	(25-31)
2	(25-32)	$110.250	5	(25-38)
3	(25-37)	$110.495	5.117	(25-38)
4	(25-37)	$110.516	5.1267	(25-38)
5	(25-39)	$110.517	5.1271	(25-38)

Cuando se calcula la tasa anual efectiva para compuesto continuo, el primer término de la ecuación (25-38), $[1 + (i'/m)]^m$ se aproxima a $e^{i'}$ cuando m se aproxima a infinito.

Costo o pago anual Se puede utilizar una serie de pagos anuales iguales A invertidos a una tasa fraccional de interés i al final de cada año, durante un periodo de n años, para acumular una suma futura de dinero F. Estas relaciones se expresan con

$$F = A\left[\frac{(1 + i)^n - 1}{i}\right] \tag{25-41}$$

o bien

$$F = A/f_{AF} \tag{25-42}$$

en donde el factor del valor futuro de la anualidad es

$$f_{AF} = i/[(1 + i)^n - 1]$$

Los valores de f_{AF} se encuentran en las tablas existentes.

La ecuación (25-41) se puede combinar con la ecuación (25-34) para obtener

$$P = A\left[\frac{(1 + i)^n - 1}{i(1 + i)^n}\right] \tag{25-43}$$

$$P = A/f_{AP} \tag{25-44}$$

en donde P es el valor presente de la serie de futuros pagos anuales iguales A y el factor de valor presente de la anualidad es:

$$f_{AP} = [i(1 + i)^n]/[(1 + i)^n - 1]$$

Los valores de f_{AP} también se encuentran en las tablas existentes.

Como opción, el pago anual A requerido para crear una suma futura de dinero F con valor presente de P se expresa con

$$A = Ff_{AF} \tag{25-45}$$

$$A = Pf_{AP} \tag{25-46}$$

La ecuación (25-41) representa la suma futura de una serie de pagos anuales uniformes que se invierten a una tasa determinada de interés para un periodo de algunos años. Este procedimiento es lo que constituye una anualidad ordinaria. Otras formas de anualidades incluyen la anualidad anticipada, en la cual los pagos se hacen al principio en vez de al final del año, y la anualidad diferida, en la cual se difiere el primer pago durante un número definido de años.

Costo capitalizado Un equipo con un costo de capital fijo C_{FC} tendrá una vida finita de n años. El costo capitalizado del equipo C_K se define mediante

$$(C_K - C_{FC})(1 + i)^n = C_K - S \qquad (25\text{-}47)$$

C_K excede de C_{FC} en una cantidad que, cuando se compone a una tasa de interés anual i durante n años, tendrá un valor futuro de C_K menos el valor de salvamento o desecho S. Si el costo de reposición del equipo permanece constante en $(C_{FC}-S)$ y la tasa de interés permanece constante en i, entonces C_K es la cantidad de capital requerido para reponer el equipo a perpetuidad.

La ecuación (25-41) se puede reescribir como

$$C_K = \left[C_{FC} - \frac{S}{(1 + i)^n}\right]\left[\frac{(1 + i)^n}{(1 + i)^n - 1}\right] \qquad (25\text{-}48)$$

o bien

$$C_K = (C_{FC} - Sf_d)f_k \qquad (25\text{-}49)$$

en donde f_d es el factor de descuento y f_k, el factor de costo capitalizado, es:

$$f_k = [(1 + i)^n]/[(1 + i)^n - 1]$$

Los valores para cada factor se pueden encontrar en las tablas.

Ejemplo 1 Se ha instalado un equipo con un costo de $100 000 y se espera que tendrá una vida útil de 10 años y un valor de desecho de $20 000. Calcúlese el costo capitalizado del equipo con base en una tasa anual de interés compuesto de 5%.

Por tanto, se sustituyen los valores en la ecuación (25-48) para dar:

$$C_K = \left[\$100\,000 - \frac{\$20\,000}{(1 + 0.05)^{10}}\right]\left[\frac{(1 + 0.05)^{10}}{(1 + 0.05)^{10} - 1}\right]$$

$$C_K = [\$100\,000 - (\$20\,000)(1.62889)]2.59009)$$

$$C_K = \$227\,207$$

Mediciones modernas de la rentabilidad Para que una inversión en un proceso de manufactura valga la pena, debe rendir más que el costo del capital. Cuanto mayores sean las ganancias adicionales, más rentable será la empresa y mayor será la justificación para poner a riesgo el capital. Un cálculo de rentabilidad es un intento por cuantificar la deseabilidad de correr el riesgo.

Las formas para evaluar la rentabilidad que se mencionarán en esta sección son **1**) tasa de retorno o rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR), **2**) valor presente neto (NPV) basado en una tasa particular de descuento, **3**) periodo equivalente de inversión máxima (EMIP), **4**) período de recuperación de intereses (IRP) y **5**) punto de equilibrio descontado (DBEP).

Flujo de efectivo Considérese un proyecto en el cual C_{FC} = $1 000 000, C_{WC} = $90 000 y C_L = $10 000. Por tanto, C_{TC} = $1 100 000 según la ecuación (25-14). Si todo el desembolso de capital ocurre en el año 0 del proyecto, entonces A_{TC} = $ 1 100 000 en el año 0 y $-A_{TC}$ = −$1 100 000. En la ecuación (25-4) se ve que cualquier desembolso de capital hace una aportación negativa al flujo anual neto de efectivo, A_{CF}.

Considérese otro proyecto en el cual el desembolso de capital fijo se distribuye en dos años, de acuerdo con el siguiente patrón:

$$C_{FC} = C_{FC0} + C_{FC1}$$

Año 0	Año 1
C_{FC0} = $400 000	C_{FC1} = $600 000
C_L = 10 000	C_{WC} = 90 000
A_{TC} = 410 000	A_{TC} = 690 000

En el año final del proyecto, se recuperan el capital de trabajo y el terreno que, en este caso, costó un total de $100 000. Entonces, en el año final del proyecto, ATC = −$100 000 y −ATC = +$100 000. En la ecuación (25-4) se ve que cualquier recuperación de capital hace una aportación positiva al flujo anual neto de efectivo.

Durante las etapas de desarrollo y construcción de un proyecto, A_{CI} y A_{IT} son cero en las ecuaciones (25-2) y (25-4). Para este periodo, el flujo de efectivo del proyecto es negativo y se indica con:

$$A_{CF} = -A_{TC} \qquad (25\text{-}50)$$

En la figura 25-9 aparecen las etapas de flujo de efectivo en un proyecto. El desembolso durante la etapa de investigación y desarrollo suele ser más o menos pequeño. Por lo general, incluyen un diseño preliminar del proceso y un estudio de mercado. Una vez tomada la decisión de seguir adelante con el proyecto, empezará el diseño en detalle de ingeniería del proceso y empieza a aumentar el volumen de desembolso y aumenta todavía más cuando se compra el equipo y se inicia la construcción. No hay rendimiento sobre la inversión hasta que se pone en marcha la planta. Incluso durante la puesta en marcha o arranque, hay ciertos gastos adicionales. Una vez que la planta funciona sin tropiezos, se establece una entrada de efectivo. Durante las primeras etapas de un proyecto, en algunos países las leyes fiscales permiten un crédito contra impuestos debido a que hay gastos sin un correspondiente ingreso.

Flujo de efectivo descontado El valor presente P de una suma futura de dinero F se expresa por

$$P = Ff_d \qquad (25\text{-}51)$$

en donde $f_d = 1/(1 + i)^n$, que es el factor de descuento; sus valores se encuentran en las tablas. Por ejemplo, $90 909 invertidos a una tasa de interés anual de 10% se convierten en $100 000 después de un año. En forma similar, $38 554 invertidos al 10% se convierten en $100 000 al cabo de 10 años.

Entonces, el flujo de efectivo en los primeros años de un proyecto tiene mayor valor que la misma cantidad en los años posteriores. Por tanto, da utilidades recibir el dinero lo más pronto que sea posible y demorar el pago del dinero todo el tiempo que se pueda.

Se tiene en cuenta el tiempo cuando se emplea el flujo anual de efectivo descontado, A_{DCF}, que está relacionado con el flujo anual de efectivo A_{CF} y con el factor de descuento f_d mediante

$$A_{DCF} = A_{CF}f_d \qquad (25\text{-}52)$$

Entonces, al final de cualquier año, n,

$$(A_{DCF})_n = (A_{CF})_n/(1 + i)^n$$

La suma de los flujos anuales de efectivo descontado durante n años, ΣA_{DCF}, se conoce como el valor presente neto (NPV) del proyecto:

$$(\text{NPV}) = \sum_0^n (A_{DCF})_n \qquad (25\text{-}53)$$

El valor de (NPV) depende en forma directa de la elección de la tasa fraccional de interés i. Se puede seleccionar una tasa de interés a fin de que (NPV) = 0 después de un número seleccionado de años. Este valor de i se encuentra a partir de

$$\sum_0^n (A_{DCF})_n = \frac{(A_C$$

La ecuación (25-
fica o con un proce
i dado por la ecuac
rendimiento con flu
se le llama índice de
miento, tasa de rend
de rendimiento.

Curvas de flujo d
de flujo de efectivo
efectivo descontado
flujo de efectivo y
trazar las curvas del
tivo descontado acu
datos de la tabla 25-

El costo del capit
la cual se puede inv
un proceso de mant
la tabla 25-3, traza
de 10%, entonces la
contado (Fig. 25-1
el capital está en rie
tado (DBEP). En es
tizado su capital y
suma equivalente d
to del 10%. Más all
riesgo y cualquier
horizontal, ΣA_{DCF}
equivalente de cap
10%. Por tanto, cua
más rentable será e

Cuando se calcul
ción como un gasto
ción de los impuest
El impuesto por pa
el año en que se pag
el ingreso gravable

Una (DCFRR) d
anual sobre la inver
te dinero para paga
pagaderos sobre ca
gastos.

Año 1

C_{FC1} = $600 000
C_{WC} = 90 000
A_{TC} = 690 000

apital de trabajo y el
000. Entonces, en el
C = +$100 000. En la
n de capital hace una
).
n de un proyecto, A_{CI}
Para este periodo, el
fica con:

(25-50)

jo de efectivo en un
investigación y de-
o general, incluyen
o de mercado. Una
el proyecto, empe-
roceso y empieza a
a todavía más cuan-
ción. No hay rendi-
n marcha la planta.
, hay ciertos gastos
in tropiezos, se es-
imeras etapas de un
permiten un crédito
un correspondiente

te P de una suma fu-

(25-51)

uento; sus valores se
vertidos a una tasa de
lespués de un año. En
ierten en $100 000 al

años de un proyecto
ños posteriores. Por
nto que sea posible y
se pueda.
lea el flujo anual de
lo con el flujo anual
mediante

(25-52)

escontado durante n
neto (NPV) del pro-

(25-53)

la elección de la tasa
asa de interés a fin de
lo de años. Este valor

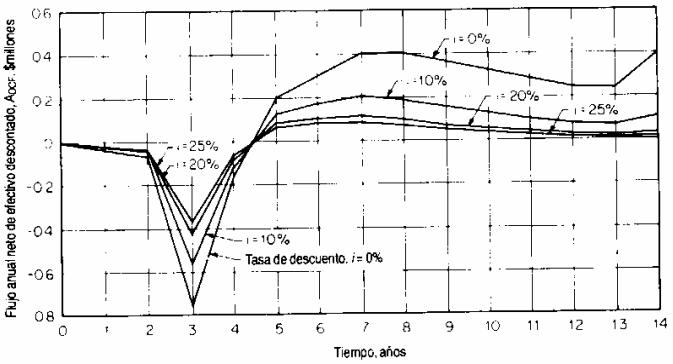


FIG. 25-9 Efecto de la tasa de descuento sobre los flujos de efectivo.

$$\sum_0^n (A_{DCF})_n = \frac{(A_{CF})_0}{(1+i)^0} + \frac{(A_{CF})_1}{(1+i)^1} + \cdots + \frac{(A_{CF})_n}{(1+i)^n} = 0 \qquad (25\text{-}54)$$

La ecuación (25-54) se puede resolver para i ya sea con una gráfica o con un procedimiento iterativo de prueba y error. El valor de i dado por la ecuación (25-54) se conoce como tasa de retorno o rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR). También se le llama índice de rentabilidad, tasa verdadera de retorno o rendimiento, tasa de rendimiento para los inversionistas y tasa de interés de rendimiento.

Curvas de flujo de efectivo En la figura 25-9 aparecen las etapas de flujo de efectivo de un proyecto junto con sus valores de flujo de efectivo descontado, dados en la tabla 25-3. Además de las curvas de flujo de efectivo y de flujo de efectivo descontado, es conveniente trazar las curvas del flujo de efectivo acumulado y del flujo de efectivo descontado acumulado, que aparecen en la figura 25-10 para los datos de la tabla 25-3.

El costo del capital se puede considerar como la tasa de interés a la cual se puede invertir el dinero en lugar de someterlo a riesgo en un proceso de manufactura. Considérense los datos del proceso de la tabla 25-3, trazados en la figura 25-10. Si el costo del capital es de 10%, entonces la curva correspondiente del flujo de efectivo descontado (Fig. 25-10) es *abcdef*. Hasta el punto *e*, o sea, 8.49 años, el capital está en riesgo. El punto *e* es el punto de equilibrio descontado (DBEP). En este punto, el proceso de manufactura ya ha amortizado su capital y producido el mismo rendimiento que el de una suma equivalente de capital invertida a una tasa de interés compuesto del 10%. Más allá del punto de equilibrio, el capital ya no está en riesgo y cualquier flujo de efectivo por encima de la línea de base horizontal, $\Sigma A_{DCF} = 0$ excede del rendimiento sobre una cantidad equivalente de capital invertida a una tasa de interés compuesto de 10%. Por tanto, cuanto mayor sea el área encima de la línea de base, más rentable será el proceso.

Cuando se calculan (NPV) y (DCFRR), no se considera la depreciación como un gasto separado, sino que sólo se utiliza como una deducción de los impuestos anuales de acuerdo con las leyes fiscales del país. El impuesto por pagar se deduce de acuerdo con la ecuación (25-2) en el año en que se paga, que puede ser diferente del año en que se obtuvo el ingreso gravable correspondiente.

Una (DCFRR) de, por ejemplo, 15%, implica que se ganará el 15% anual sobre la inversión, además de lo cual el proyecto genera suficiente dinero para pagar la inversión original más cualesquiera intereses pagaderos sobre capital tomado a préstamo más todos los impuestos y gastos.

No suele ser posible efectuar una evaluación completa de la rentabilidad con una sola cifra. La forma de las curvas de flujo de efectivo y flujo de efectivo descontado acumulados, antes y después del punto de equilibrio, es un factor importante.

D. H. Allen [*Chem. Eng.* **74**, 75-78 (julio 3, 1967)] tuvo en cuenta la forma de la curva de flujo de efectivo sin descontar acumulado, hasta llegar al punto de equilibrio e_0 en la figura 25-10 con el empleo de un parámetro conocido como periodo equivalente de inversión máxima (EMIP) que se define como:

$$(\text{EMIP}) = \frac{\text{área}(a_0 \text{ hasta } e_0)}{(\Sigma A_{CF})_{\text{máx}}} \quad \text{para} \quad A_{CF} \le 0 \qquad (25\text{-}55)$$

en donde el área (a_0 hasta e_0) significa el área que está debajo de la línea de base horizontal ($\Sigma A_{CF} = 0$) en la curva de flujo de efectivo acumulado en la (Fig. 25-10). La suma $(\Sigma A_{CF})_{\text{máx}}$ es el desembolso acumulado máximo en el proyecto que se indica con el punto d_0 en la figura 25-10. (EMIP) es un tiempo en años y es el periodo equivalente durante el cual estaría insoluta la deuda total del proyecto si se hubiera incurrido en su totalidad en un momento determinado y se hubiera pagado de una sola vez. Por supuesto, cuanto más corto sea (EMIP) más atractivo será el proyecto.

Allen también tuvo en cuenta la forma de la curva de flujo de efectivo acumulado más allá del punto de equilibrio con el empleo de un parámetro conocido como periodo de recuperación de intereses (IRP). Este es el periodo (Fig. 25-11) que hace que el área (e_0 hasta f_0) encima de la línea de base horizontal sea igual al área (a_0 hasta e_0) debajo de esa línea en la curva de flujo de efectivo acumulado.

C. G. Sinclair [*Chem. Process. Eng.*, **47**, 147 (1966)] ha tenido en cuenta parámetros similares a (EMIP) y (IRP) con base en la curva de flujo de efectivo descontado acumulado.

Si se examinan las etapas de flujo de efectivo en la figura 25-10 se verán los factores que pueden influir en (EMIP) y en (IRP). Si se aumenta la inversión requerida de capital, es necesario incrementar el volumen de ingresos después del arranque para que (EMIP) permanezca igual. Para que (EMIP) sea breve, es necesario mantener cortas las etapas de investigación y desarrollo, diseño y construcción.

Ejemplo 2 En los siguientes datos se describe un proyecto. Los ingresos por ventas anuales y el gasto total anual en un periodo de 10 años se presentan en las tres primeras columnas de la tabla 25-4. La inversión en capital fijo, C_{FC}, es $1 000 000. Los componentes de la planta tienen cero valor de salvamento. El capital de trabajo, C_{WC} es $90 000 y el costo del terreno, C_L, es de $10 000. No hay deducciones de impuestos aparte de la depreciación, es decir, A_A es de cero. La tasa fraccional de impuestos t es 0.50.

TABLA 25-3 Flujos anuales de efectivo y de efectivo descontado para un proyecto

			Descontado al 10%			Descontado al 20%			Descontado al 25%		
Año	A_{CF}, $	ΣA_{CF}, $	f_d	A_{DCF}, $	ΣA_{DCF}, $	f_d	A_{DCF}, $	ΣA_{DCF}, $	f_d	A_{DCF}, $	ΣA_{DCF}, $
0	−10 000	−10 000	1.00000	−10 000	−10 000	1.00000	−10 000	−10 000	1.00000	−10 000	−10 000
1	−30 000	−40 000	0.90909	−27 273	−37 273	0.83333	−25 000	−35 000	0.80000	−24 000	−34 000
2	−60 000	−100 000	0.82645	−49 587	−86 860	0.69444	−41 666	−76 666	0.64000	−38 400	−72 400
3	−750 000	−850 000	0.75131	−563 483	−650 343	0.57870	−434 025	−510 691	0.51200	−384 000	−456 400
4	−150 000	−1 000 000	0.68301	−102 452	−752 795	0.48225	−72 338	−583 029	0.40960	−61 440	−517 840
5	+200 000	−800 000	0.62092	+124 184	−628 611	0.40188	+80 376	−502 653	0.32768	+65 536	−452 304
6	+300 000	−500 000	0.56447	+169 341	−459 270	0.33490	+100 470	−402 183	0.26214	+78 642	−373 662
7	+400 000	−100 000	0.51316	+205 264	−254 006	0.27908	+111 632	−290 551	0.20972	+83 888	−289 774
8	+400 000	+300 000	0.46651	+186 604	−67 402	0.23257	+93 028	−197 523	0.16777	+67 108	−222 666
9	+360 000	+660 000	0.42410	+152 676	+85 274	0.19381	+69 772	−127 751	0.13422	+48 319	−174 347
10	+320 000	+980 000	0.38554	+123 373	+208 647	0.16151	+51 683	−76 068	0.10737	+34 358	−139 989
11	+260 000	+1 260 000	0.35049	+98 137	+306 784	0.13459	+37 685	−38 383	0.08590	+24 052	−115 937
12	+240 000	+1 500 000	0.31863	+76 471	+383 255	0.11216	+26 918	−11 465	0.06872	+16 493	−99 444
13	+240 000	+1 740 000	0.28966	+69 518	+452 773	0.09346	+22 430	+10 965	0.05498	+13 195	−86 249
14	+400 000	+2 140 000	0.26333	+105 332	+558 105	0.07789	+31 156	+42 121	0.04398	+17 592	−68 657

NOTA: A_{CF} = flujo anual neto de efectivo; A_{DCF} = flujo anual neto de efectivo descontado; f_d = factor de descuento con la tasa de interés indicada; ΣA_{CF} = flujo de efectivo acumulado; ΣA_{DCF} = flujo de efectivo descontado acumulado.

Se calcularán, para estos datos, el valor presente neto (NPV) para los siguientes métodos de depreciación y factores de descuento:

a. En línea recta, 10%
b. En línea recta, 20%
c. Por doble disminución del saldo, 10%
d. Suma de las cifras anuales, 10%
e. En línea recta, 10%; pago de impuestos diferido por un año

Además, se calculará la tasa de rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR) con depreciación en línea recta (directa).

a. Para empezar el cálculo en este ejemplo, hay que encontrar el costo total de capital, C_{TC}, para el proyecto mediante la ecuación (25-14). En este caso, C_{TC} = $1 100 000. En el año 0, esta cantidad es la misma que el desembolso neto anual de capital A_{TC} y aparece en la tabla 25-4.

El porcentaje anual de depreciación en línea recta de la inversión en capital fijo, C_{FC}, a partir de $1 000 000 al arranque, hasta un valor de salvamento S de cero al final de una vida productiva s de 10 años, se expresa con:

$$A_D = (C_{FC} - S)/s$$

$$A_D = (\$1\,000\,000 - \$0)/10 \text{ años} = \$100\,000 \text{ anuales}$$

El ingreso anual en efectivo A_{CI} para el año 1, cuando A_S = $400 000 anuales y A_{TE} = $100 000 anuales, es, de acuerdo con la ecuación (25-1), de $300 000 anuales. Los valores para los años siguientes se calculan en la misma forma y aparecen en la tabla 25-4.

El importe anual de impuestos A_{IT} para el año 1, cuando A_{CI} = $300 000 anuales, A_D = $100 000 anuales, A_A = $0 anuales y t = 0.50, se encuentra, con la ecuación (25-3), que es de:

$$A_{IT} = [(\$300\,000 - \$100\,000 - \$0)/\text{año}](0.50)$$

$$= \$100\,000 \text{ anuales}$$

Los valores para los años subsecuentes se calculan en la misma forma y aparecen en la tabla 25-4.

El flujo anual neto de efectivo, después de impuestos, A_{CF}, para el año 0, cuando A_{CI} = $0 anuales, A_{IT} = $0 anuales y A_{TC} = $1 100 000 anuales se encuentra, con la ecuación (25-4), que es:

$$A_{CF} = \$0 \text{ anuales} - \$1\,100\,000 \text{ anuales} = -\$1\,100\,000 \text{ anuales}$$

El flujo anual neto de efectivo, después de impuestos, A_{CF}, para el año 1, cuando A_{CI} = $300 000 anuales, A_{IT} = $100 000 anuales y A_{TC} = $0 anuales se encuentra, con las ecuaciones (25-2) y (25-4) que es:

$$A_{CF} = \$200\,000 \text{ anuales} - \$0 \text{ anuales} = \$200\,000 \text{ anuales}$$

Los valores para los demás años, incluso el año 9, se calculan en la misma forma y aparecen en la tabla 25-4.

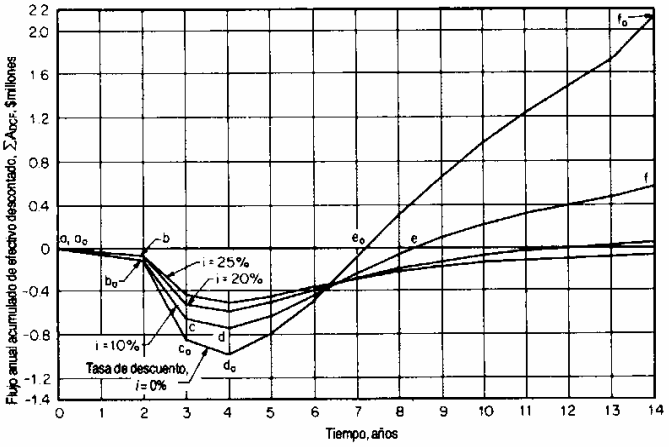


FIG. 25-10 Efecto de la tasa de descuento sobre los flujos de efectivo acumulados.

El final del año 10, se
del terreno (C_L = $10 0
año 10 es de −$100 000
impuestos, para el año
ecuación (25-4):

$$A_{CF} =$$

$$=$$

El flujo anual neto
$200 000 anuales y f_d
(25-52) que es:

$$A_{DCF} = (\$20$$

Los valores para los
recen en la tabla 25-4.

Para encontrar el val
cada año, como se indi
sente neto es $276 210

TABLA 25-4 Fl

Año	A_S, $
0	0
1	400 000
2	500 000
3	500 000
4	500 000
5	520 000
6	520 000
7	520 000
8	390 000
9	350 000
10	280 000

A_S = ingresos por
A_{TE} = gastos total
A_{CI} = ingreso anu
$A_D + A_A$ = depreci
$A_{CI} - A_D - A_A$ = in
$A_{IT} = (A_{CI} - A_D -$

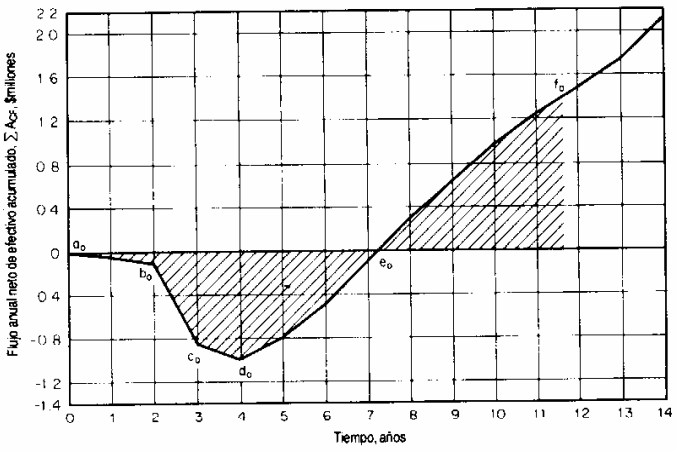


FIG. 25-11 Flujo de efectivo acumulado contra el tiempo, mostrando el período de recuperación de intereses.

El final del año 10, se recuperan el capital de trabajo (C_{WC} = $90 000) y el costo del terreno (C_L = $10 000) de modo que el desembolso anual de capital A_{TC} en el año 10 es de –$100 000 anuales. Por tanto, el flujo anual de efectivo después de impuestos, para el año 10 debe reflejar esta recuperación. Con el empleo de la ecuación (25-4):

$$A_{CF} = \$110\,000 \text{ anuales} - (-\$100\,000 \text{ anuales})$$

$$= \$210\,000 \text{ anuales}$$

El flujo anual neto de efectivo descontado A_{DCF} para el año 1 cuando A_{CF} = $200 000 anuales y f_d = 0.90909 (para i = 10%) se encuentra con la ecuación (25-52) que es:

$$A_{DCF} = (\$200\,000 \text{ anuales})(0.90909) = \$181\,820 \text{ anuales}$$

Los valores para los años subsecuentes se calculan en la misma forma y aparecen en la tabla 25-4.

Para encontrar el valor presente neto (NPV) se suman los valores de A_{CDF} para cada año, como se indica en la ecuación (25-53). Se encontrará que el valor presente neto es $276 210, como se indica en el último concepto en la tabla 25-4.

b. Se utiliza el mismo procedimiento para i = 20%. Los factores de descuento que se utilizarán en una tabla similar a la tabla 25-4 son los correspondientes a 20%. Se encontrará que (NPV) es de –$151 020.

c. Los cálculos son similares a los del subejemplo *a*, excepto que la depreciación se calcula con el método de doble disminución del saldo de la ecuación (25-19). Se encontrará que el valor presente neto es de $288 530.

d. Los cálculos también son similares a los del subejemplo *a*, excepto que la depreciación se calcula con el método de la suma de las cifras anuales de la ecuación (25-20). Se encontrará que el valor presente neto es de $316 610.

e. Los cálculos son con el mismo procedimiento que en el subejemplo *a*, pero el importe anual de los impuestos A_{IT} se calcula para un año particular y se deduce del ingreso anual de efectivo, A_{CI}, para el año siguiente. Se encontrará que el valor presente neto para el año 11 es de $341 980.

La tasa aproximada de rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR) se puede obtener con la interpolación del (NPV) para i = 10% y para i = 20%.

$$(\text{DCFRR}) = 0.100 + [(\$276\,210)(0.20 - 0.10)]/[\$276\,210 - (-\$151\,020)]$$

$$(\text{DCFRR}) = 0.164 \text{ o } 16.4\%$$

TABLA 25-4 Flujos anuales de efectivo, depreciación en línea recta y factor de descuento de 10%

	Antes de impuestos						Después de impuestos				
Año	A_S, $	A_{TE}, $	A_{CI}, $	$A_D + A_A$, $	$A_{CI} - A_D - A_A$, $	A_{IT}, $	A_{TC}, $	A_{CF}, +$	f_d	A_{DCF}, $	(NPV), $
0	0	0	0	0	0	0	+1 100 000	−1 100 000	1.0000	−1 100 000	−1 100 000
1	400 000	100 000	300 000	100 000	200 000	100 000	0	200 000	0.90909	181 820	−918 180
2	500 000	100 000	400 000	100 000	300 000	150 000	0	250 000	0.82645	206 610	−711 570
3	500 000	110 000	390 000	100 000	290 000	145 000	0	245 000	0.75131	184 070	−527 500
4	500 000	120 000	380 000	100 000	280 000	140 000	0	240 000	0.68301	163 920	−363 580
5	520 000	130 000	390 000	100 000	290 000	145 000	0	245 000	0.62092	152 120	−211 460
6	520 000	130 000	390 000	100 000	290 000	145 000	0	245 000	0.56447	138 300	−73 160
7	520 000	140 000	380 000	100 000	280 000	140 000	0	240 000	0.51316	123 160	+50 000
8	390 000	140 000	250 000	100 000	150 000	75 000	0	175 000	0.46651	81 640	+131 640
9	350 000	150 000	200 000	100 000	100 000	50 000	0	150 000	0.42410	63 610	+195 250
10	280 000	160 000	120 000	100 000	20 000	10 000	−100 000	210 000	0.38554	80 960	+276 210

A_S = ingresos por ventas anuales.
A_{TE} = gastos totales anuales.
A_{CI} = ingreso anual de efectivo.
$A_D + A_A$ = depreciación anual y otras deducciones de impuestos.
$A_{CI} - A_D - A_A$ =ingreso gravable.
$A_{IT} = (A_{CI} - A_D - A_A)t$ =importe de impuestos con t = 0.5.
A_{TC} = desembolso anual total de capital.
$A_{CF} = A_{CI} - A_{IT} - A_{TC}$ = flujo anual neto de efectivo.
f_d =factor de descuento al 10%.
A_{DCF} = flujo anual neto de efectivo descontado.
(NPV) = ΣA_{DCF} =valor presente neto.

El cálculo de (DCFRR) suele requerir una solución mediante prueba y error de la ecuación (25-57), pero hay disponibles métodos de convergencia rápida [N. H. Wild, *Chem. Eng.*, **83**, 153-154 (abril 12, 1976)]. Para mayor sencillez, a menudo se utiliza la interpolación lineal.

Una comparación de los valores de (NPV) para un factor de descuento de 10%, indica con claridad que la depreciación de doble disminución es más ventajosa que la de línea recta y que la depreciación de suma de cifras anuales es más ventajosa que la de doble disminución. Sin embargo, se logra una importante ventaja con la demora del pago de impuestos durante un año, incluso con depreciación en línea recta.

Este ejemplo está simplificado. Se supone que el costo del capital de trabajo se paga en el año 0 y se recupera en el año 10. En la práctica, el capital de trabajo aumenta de acuerdo con el volumen de producción. Por tanto, puede haber un desembolso anual para capital de trabajo en cierto número de años posteriores al año 0. Excepto en los años en que hay pérdidas, esto se suele considerar como un gasto del proceso. En los años en que hay pérdidas, la aportación de efectivo para capital de trabajo se incluye en A_{IC} para ese año.

Análisis de las técnicas Los métodos para (NPV) y para (DCFRR) están basados en los flujos de efectivo descontados y, en ese sentido, son variantes del mismo método básico. Sin embargo, al clasificar proyectos diferentes sobre la base de rentabilidad, se pueden producir resultados distintos.

La tasa de retorno o de rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR) tiene la ventaja de que es exclusiva y se entiende con facilidad. Sin embargo, cuando se le utiliza por sí sola no da alguna indicación de la escala de operaciones. El (NPV) indica el rendimiento monetario, pero al contrario de (DCFRR) su valor depende del año base seleccionado para el cálculo. Se necesita información adicional antes de poder apreciar su importancia. Sin embargo, cuando una empresa piensa invertir en una cartera de proyectos, los (NPV) individuales tienen la ventaja de que son aditivos, cosa que no ocurre con las (DCFRR).

Cada vez se utiliza más la relación de la tasa de rendimiento o retorno del capital (CRR), que es el valor presente neto (NPV) dividido entre el desembolso acumulativo máximo o el desembolso neto máximo, $-(\Sigma A_{CF})_{máx}$.

$$(CRR) = (NPV)/(\Sigma A_{CF})_{máx} \quad \text{para} \quad A_{CF} \leq 0 \qquad (25\text{-}56)$$

El desembolso neto máximo es muy importante, pues por muy rentable que sea el proyecto, todo será teoría si la empresa no puede reunir el dinero para emprender el proyecto.

Un cálculo del (NPV) o de la (DCFRR) no será mejor que la exactitud de los flujos de efectivo proyectados para toda la vida del proyecto. Por supuesto, es posible predecir los flujos de efectivo con más exactitud para los 2 o 3 años próximos que, digamos, para los 9 o 10 años venideros. Sin embargo, como los flujos de efectivo para los últimos años están descontados en mayor grado que para los primeros, ello tendrá menor efecto en el cálculo total. No obstante, la dificultad para predecir los flujos de efectivo para los últimos años y la falta de confianza inherente en estas predicciones son serias desventajas del método de (DCFRR). A este respecto, los (NPV) son más útiles porque se calculan para cada año de un proyecto. Por ello, un proyecto con (NPV) favorable para los primeros años, es prometedor.

Una forma de contrarrestar estas desventajas del método de (DCFRR) es hacer cálculos del tiempo requerido para llegar a ciertos valores de (DCFRR). Por ejemplo, ¿cuántos años se necesitarán para llegar a una (DCFRR) de 10, 15 o 20% anual, etc.? Aunque los cálculos de (DCFRR) mediante prueba y error y los del (NPV) son tediosos si se hacen manualmente, es fácil escribir programas para computadora adecuados para calculadoras programables comunes a efecto de facilitar los cálculos.

Es posible que algunos proyectos lleguen a una situación en la cual las reparaciones, reemplazos, etc., puedan exceder de la utilidad neta en un año en particular. En este caso, la curva de (DCFRR) o de (NPV) trazada contra el tiempo dará un valor máximo auténtico.

Cuando se evalúa mediante (NPV) y (DCFRR), es importante no tener en cuenta el pasado en los cálculos de rentabilidad. No se debe echar dinero bueno al malo. Sería ilógico seguir invirtiendo dinero en un proyecto cuando existe otro más rentable, aunque esta acción podría implicar el desmantelamiento de una costosa planta. Sin embargo, hay otros factores que, en un caso particular, pueden pesar más que los criterios estrictamente financieros.

No se debe aceptar un valor individual en un cálculo de rentabilidad sin un estudio adicional. Una consideración atinada de las curvas de flujo de efectivo acumulado y de flujo de efectivo descontado acumulado (Fig. 25-10), junto con la experiencia y el buen criterio, es la mejor forma de determinar los méritos financieros de un proyecto.

Cuando se estudian proyectos futuros, es posible que la alta gerencia requiera conocer la tasa de rendimiento con flujo de efectivo descontado y el periodo de amortización o recuperación. Sin embargo, las personas encargadas de los cálculos también deberán suministrar a la gerencia lo siguiente:

Curva de flujo de efectivo descontado acumulado o de (NPV) para una tasa de descuento de 10% anual u otro costo de capital, después de impuestos, que se haya convenido.

Desembolso neto máximo, $(\Sigma A_{CF})_{máx.}$ para $A_{CF} \leq 0$

Punto de equilibrio descontado (DBEP)

Trazo de la relación de rendimiento de capital (CRR) contra el tiempo para la vida del proyecto con una tasa de descuento al costo del capital.

Número de años para llegar a tasas de rendimiento con flujo de efectivo descontado de, por ejemplo, 15 y 25% anual, respectivamente.

Las comparaciones sobre la base de tiempo se pueden resumir con lo siguiente:

Duración del proyecto
Punto de equilibrio (BEP)
Punto de equilibrio descontado (DBEP)
Periodo equivalente de inversión máxima (EMIP)
Periodo de recuperación de intereses (IRP)
Periodo de recuperación (PBP)

Las comparaciones sobre la base de efectivo se pueden resumir con lo siguiente:

Desembolso máximo acumulado para el proyecto, $(\Sigma A_{CF})_{máx.}$ para $A_{CF} \leq 0$

Desembolso descontado máximo acumulado para el proyecto

Flujo anual neto de efectivo acumulado ΣA_{CF}

Flujo anual neto de efectivo descontado, ΣA_{DCF}, o valor presente neto (NPV)

Costo capitalizado, C_K

Las comparaciones sobre la base de intereses se pueden resumir como **1**) el valor presente neto (NPV) y **2**) la tasa de rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR) que, de acuerdo con las ecuaciones (25-53) y (25-54), se expresa formalmente como la tasa fraccionaria de intereses i que satisfaga la relación

$$(NPV) = \sum_{0}^{n} (A_{DCF})_n = 0 \qquad (25\text{-}57)$$

Al comparar la rentabilidad del proyecto, la clasificación sobre la base del valor presente neto (NPV) puede diferir de la hecha con la tasa de rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR). Considérense los datos para dos proyectos:

Costo de capital	Proyecto C	Proyecto D
i, %	(NPV) $	(NPV) $
4	+100 000	+62 000
8	+41 000	+28 000
12	−2 000	+10 000
16	−32 000	−4 000

Estos datos de (NPV) se trazan contra el costo del capital como se muestran en la figura 25-12. La (DCFRR) es el valor de i que satisface

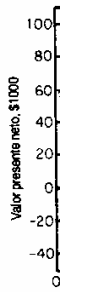


FIG. 25-12 Efecto d

la ecuación (25-51)
una (DCFRR) de 11.
D. Por tanto, sobre l
que el proyecto C.

El (NPV) del pro
capital $i = 9.8\%$. Si
D tiene el (NPV) m
capital es menor qu
el más rentable.

Beneficio de las lidades tener entrad
demorar los desem

Considérense los
puestos, A_{CF}, para l
Los flujos anuales
de efectivo descont
cuento de 10% par
25-5. Se verá que é
yecto es de +$1000

La (DCFRR) es
57) en el último año
a (DCFRR) para ca

Para el proyecto

TABLA 25-5 D E, F y G

Año	A_{CF}
0	−5000
1	+3000
2	+2000
3	+1000
0	−5000
1	+1000
2	+2000
3	+3000
0	−5000
1	+2000
2	+2000
3	+2000

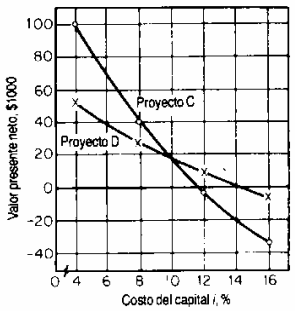


FIG. 25-12 Efecto del costo del capital sobre el valor presente neto.

la ecuación (25-51). De acuerdo con la figura 25-12, (NPV) = 0 con una (DCFRR) de 11.8% para el proyecto C y de 14.7% para el proyecto D. Por tanto, sobre la base de (DCFRR), el proyecto D es más rentable que el proyecto C.

El (NPV) del proyecto C es igual al del proyecto D con un costo de capital i = 9.8%. Si el costo de capital es mayor que 9.8%, el proyecto D tiene el (NPV) más alto y, por tanto, es el más rentable. Si el costo de capital es menor que 9.8%, el proyecto C tiene el (NPV) más alto y es el más rentable.

Beneficio de las entradas tempranas de efectivo Proporciona utilidades tener entradas de efectivo lo más temprano que sea posible y demorar los desembolsos lo más que se pueda.

Considérense los flujos anuales netos de efectivo después de impuestos, A_{CF}, para los proyectos E, F y G que aparecen en la tabla 25-5. Los flujos anuales de efectivos acumulados ΣA_{CF} y los flujos anuales de efectivo descontado acumulados ΣA_{DCF}, con el empleo de un descuento de 10% para estos proyectos también se enumeran en la tabla 25-5. Se verá que el flujo anual de efectivo acumulado para cada proyecto es de +$1000.

La (DCFRR) es la tasa de descuento que satisface la ecuación (25-57) en el último año del proyecto. Se puede obtener una aproximación a (DCFRR) para cada proyecto como sigue:

Para el proyecto E,

TABLA 25-5 Datos de flujo de efectivo para proyectos E, F y G

		Descontado al 10%			
Año	A_{CF}, $	ΣA_{CF}, $	f_d	A_{DCF}, $	ΣA_{DCF} = (NPV), $
		Proyecto E			
0	−5000	−5000	1.0000	−5000	−5000
1	+3000	−2000	0.90909	+2727	−2273
2	+2000	0	0.82645	+1653	−620
3	+1000	+1000	0.75131	+751	+131
		Proyecto F			
0	−5000	−5000	1.0000	−5000	−5000
1	+1000	−4000	0.90909	+909	−4091
2	+2000	−2000	0.82645	+1653	−2438
3	+3000	+1000	0.75131	+2254	−184
		Proyecto G			
0	−5000	−5000	1.0000	−5000	−5000
1	+2000	−3000	0.90909	+1818	−3182
2	+2000	−1000	0.82645	+1653	−1529
3	+2000	+1000	0.75131	+1503	−26

TABLA 25-6 Datos de flujo de efectivo para proyectos H e I

		Descontado al 10%		
Año	A_{CF}, $	f_d	A_{DCF}, $	ΣA_{DCF} = (NPV), $
	Proyecto H			
0	−50 000	1.0000	−50 000	−50 000
1	+10 000	0.90909	9 091	−40 909
2	+10 000	0.82645	8 265	−32 644
3	+10 000	0.75131	7 513	−25 131
4	+10 000	0.68301	6 830	−18 301
5	+10 000	0.62092	6 209	−12 092
6	+10 000	0.56447	5 645	−6 447
7	+10 000	0.51316	5 132	−1 315
8	+10 000	0.46651	4 665	+3 350
9	+10 000	0.42410	4 241	+7 591
	Proyecto I			
3	−40 000	0.75131	−30 052	−30 052
4	+20 000	0.68301	+13 660	−16 392
5	+20 000	0.62092	+12 418	−3 974
6	+20 000	0.56447	+11 289	+7 315
7	+20 000	0.51316	+10 263	+17 578
8	+20 000	0.46651	+9 330	+26 908
9	+20 000	0.42410	+8 482	+35 390

ΣA_{CF} = +$1000 en el año 3 para i = 0%

ΣA_{DCF} = +$131 en el año 3 para i = 10%

ΣA_{DCF} = $0 en el año 3 para i = (DCFRR)

Por tanto:

$$1000/(1000 - 131) \approx (\text{DCFRR})/10$$

$$(\text{DCFRR}) \approx 11.5\%$$

En forma similar para el proyecto F,

$$1000/(1000 + 184) \approx (\text{DCFRR})/10$$

$$(\text{DCFRR}) \approx 8.4\%$$

En forma similar para el proyecto G,

$$1000/(1000 + 26) \approx (\text{DCFRR})/10$$

$$(\text{DCFRR}) \approx 9.7\%$$

En términos del valor presente neto (NPV), los proyectos por orden de mérito son E, G y F, con (NPV) de +$131, −$26 y −$184, respectivamente. En términos de (DCFRR), los proyectos por orden de mérito son también E, G y F con (DCFRR) de 11.5, 9.7 y 8.4%, respectivamente.

Cuándo se debe cancelar un proceso existente Supóngase que una empresa invierte $50 000 en un proceso de manufactura que tienen flujos anuales netos positivos, después de impuestos, A_{CF}, de $10 000 en cada año. Durante el tercer año de funcionamiento, hay disponible un proceso alterno. El nuevo proceso requeriría una inversión de $40 000 pero tendría flujos anuales netos positivos, después de impuestos, de $20 000 en cada año. El costo del capital es de 10% y se calcula que existirá mercado para el producto cuando menos otros seis años. ¿Debe la empresa continuar con el proceso existente (proyecto H) o debe cancelarlo y adoptar el nuevo proceso (proyecto I)?

Los flujos netos anuales de efectivo A_{CF} y el flujo de efectivo descontado anual acumulado ΣA_{DCF} para un factor de descuento de 10% se presentan en la tabla 25-6 para los dos proyectos. Al final del año 9, los valores presentes netos son:

(NPV) = +$35 390 para el proyecto I

(NPV) = +$7591 para el proyecto H

La diferencia es de +$27 779 que, en números, es mayor que el dinero perdido para el final del año 3 en el proyecto H. Por tanto, se debe cancelar el proyecto H y adoptar el nuevo proyecto I si sólo se van a considerar las razones económicas. Se han pasado por alto la recuperación del capital de trabajo y el costo del terreno, porque éste es el mismo para cada proyecto y aquél también favorecería al proyecto I.

Comparaciones incrementales Una empresa puede tener la elección de, por ejemplo, invertir $10 000 en el proyecto J, que dará una (DCFRR) de 16%, o $7000 en el proyecto K, que dará una (DCFRR) de 18%. ¿Debe gastar $10 000 en el proyecto J o gastar sólo $7000 en el proyecto K e invertir la diferencia de $3000 en otra cosa?

Ambos proyectos tienen duración de 10 años y flujos anuales de efectivos constantes positivos, A_{CF}, de $2069 para el proyecto J y de $1558 para el proyecto K. Los (NPV) correspondientes con un factor de descuento del 10% son +$2710 y +$2560, respectivamente. Estos datos se resumen como sigue:

	Proyecto J	Proyecto K	Proyecto (J – K)
A_{CF}, $, en año 0	−10 000	−7 000	−3 000
A_{CF}, $, en cada año 1 a 10	+2 069	+1 558	+511
(NPV), i = 10%, $	+2 710	+2 560	+150
(DCFRR), por ciento	16	18	12.4

A partir de las diferencias en los flujos de efectivo entre los proyectos, se puede indicar que la diferencia en la tasa de rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR) para el proyecto (J-K) es de 12.4%, que es bastante menor que para los proyectos J o K. Por ello, si los $3000 se pueden invertir para dar un rendimiento mayor del 12.4%, se debe preferir el proyecto K en vez del proyecto J.

Comparaciones sobre la base del costo capitalizado Una máquina en un proceso genera un flujo neto de efectivo positivo de $1000. Hay dos opciones disponibles: la máquina L que cuesta $2000 requiere reposición cada 4 años y la máquina M, que cuesta $3000 y requiere reposición cada 6 años. Ninguna de ellas tiene valor de desecho. El costo del capital es de 10%. ¿Qué máquina es la más rentable en el trabajo?

En este caso, las vidas de las máquinas no son iguales y la comparación se hace mejor sobre la base del costo capitalizado. Esto coloca las vidas sobre la misma base, que es un número infinito de años. Los flujos anuales netos de efectivo generados por cada máquina son iguales.

El costo capitalizado C_K de un equipo, que es parte del costo del capital fijo, C_{FC}, es la cantidad de capital requerido para tener la seguridad de que se renovará el equipo a perpetuidad. Para un equipo sin valor de desecho, el valor de C_K se expresa con:

$$C_K = C_{FC}\left[\frac{(1+i)^n}{(1+i)^n - 1}\right] \tag{25-58}$$

Para la máquina L:

$$C_K = (\$2000)(3.15471) = \$6309.42$$

Para la máquina M:

$$C_K = (\$3000)(2.29607) = \$6888.21$$

Por tanto, la máquina L con su menor costo capitalizado es la más rentable para el trabajo.

Relación entre (PBP) y (DCFRR) Para el caso de un desembolso individual de capital a suma alzada, C_{FC}, que genera un flujo de efectivo anual constante, A_{CF}, en cada año subsecuente, el período para recuperación se indica con la ecuación

$$(\text{PBP}) = C_{FC}/A_{CF} \tag{25-59}$$

si el valor de desecho del desembolso de capital se puede considerar como cero.

En este caso simplificado, el valor presente neto (NPV) después de n años con el dinero invertido a una tasa fraccional de interés compuesto después de impuesto i, se expresa con la ecuación

$$(\text{NPV}) = C_{FC} - A_{CF}F_n \tag{25-60}$$

en donde $$F_n = \sum_1^n \frac{1}{(1+i)^n}$$

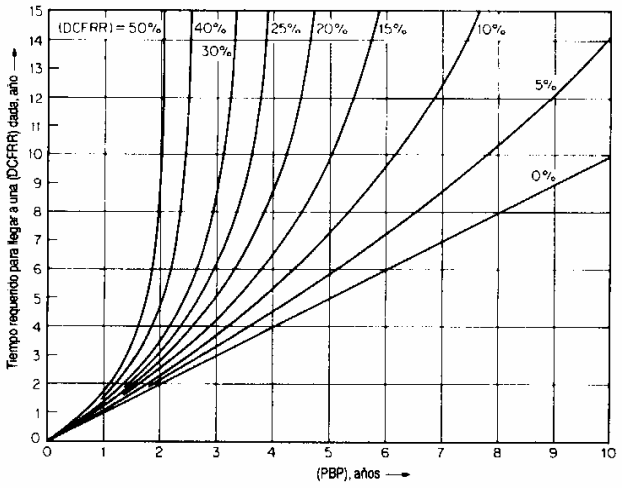


FIG. 25-13 Relación entre periodo de recuperación y tasa de rendimiento con flujo de efectivo descontado.

guales y la comparazado. Esto coloca las nito de años. Los flumáquina son iguales. s parte del costo del lo para tener la seguI. Para un equipo sin

(25-58)

).42

8.21

apitalizado es la más

so de un desembolso nera un flujo de efecente, el periodo para

(25-59)

se puede considerar

to (NPV) después de l de interés compuesión

(25-60)

Cuando (NPV) = 0, el valor de i dado por la ecuación (25-60) es la tasa de rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR) y en este caso se pueden combinar las ecuaciones (25-59) y (25-60) para dar:

$$(\text{PBP}) = F_n \tag{25-61}$$

En la figura 25-13 se muestra un trazo de la ecuación (25-61) en la forma del número de años n requeridos para alcanzar cierta (DCFRR) para un periodo dado de recuperación (PBP). Esta figura es una modificación de los trazos publicados por A. G. Bates [*Hidrocarbon Process.*, **45,** 181-186 (marzo, 1966)], C. Estrup [*Br. Chem. Eng.*, **16,** 171 (febrero-marzo 1971)] y por F. A. Holland y F. A. Watson [*Process Eng. Econ.*, **1**, 293-299 (diciembre, 1976)].

En el caso limitativo en el que n se aproxima a infinito, la ecuación (25-61) se puede escribir como

$$(\text{DCFRR})_{\text{máx}} = 1/(\text{PBP}) \tag{25-62}$$

que significa, por ejemplo, que si el periodo de recuperación es de cuatro años, la tasa máxima posible de rendimiento con flujo de efectivo descontado que se puede lograr es del 25%. La (DCFRR) correspondiente para (PBP) = 10 años es de 10%.

Las ecuaciones (25-59), (25-60), (25-61) y (25-62) se pueden utilizar tal como se exponen para evaluar el gasto en medidas de conservación de energía, dado que se ahorra una cantidad constante de energía en cada año siguiente al desembolso del capital. Sin embargo, los flujos anuales de efectivo, A_{CF}, correspondientes a los ahorros de energía permanecen constantes sólo si no hay inflación o si los valores monetarios se corrigen a su poder adquisitivo en la fecha del desembolso de capital.

Análisis de sensibilidad Un estudio económico debe señalar con exactitud los aspectos más susceptibles al cambio. Se pueden predecir más fácilmente los gastos que las ventas o utilidades. Se pueden hacer cálculos con exactitud razonable de los costos del capital y del procesamiento. Sin embargo, casi siempre, los errores en estos cálculos tienen un menor efecto que los cambios en el precio de venta, volúmenes de ventas y en los costos de materia prima y distribución.

Cualquiera de los siguientes factores puede influir en los precios de venta y de materias primas: descuentos y bonificaciones, disponibilidad de sustitutos, precios por contrato, reglamentos gubernamentales, calidad y forma de los materiales y la competencia. Cualquiera de los siguientes factores puede influir en el volumen de ventas: nuevos usos para el producto, nuevos mercados, publicidad, calidad, exceso de capacidad, sustitución por otro producto, competencia y la oportunidad del ingreso al mercado.

Los costos de distribución dependen de la ubicación de la planta, estado físico del material (líquido, gaseoso o sólido), la naturaleza del material (corrosivo, explosivo, inflamable, perecedero o tóxico), las tarifas de flete y los costos de mano de obra. Cualquiera de los siguientes factores puede influir en los costos de distribución: nuevos métodos para movimiento de materiales, reglamentos de seguridad, convenios de productividad, salarios diarios, sistemas de transporte, sistemas de almacenamiento, calidad, pérdidas y efectos de la temporada.

Vale la pena elaborar gráficas y trazar curvas que muestren el efecto de las variaciones en los costos y los precios sobre la rentabilidad. Este procedimiento se llama **análisis de sensibilidad**. Su finalidad es determinar a cuáles factores es más sensible la rentabilidad de un proyecto. Siempre se debe efectuar el análisis de sensibilidad para observar el efecto de las desviaciones de los valores esperados.

Durante muchos años las empresas y las naciones han tenido que afrontar el problema de la inflación o del valor decreciente del dinero. Los costos, en particular los de mano de obra, tienden a aumentar cada año. Si no se tiene en cuenta esta tendencia al predecir los futuros flujos de efectivo se puede llegar a serios errores y cálculos engañosos de la rentabilidad.

Otro factor importante es la tendencia a la caída de los precios de los productos cuando aumenta el volumen total nacional o internacional de producción. Los precios de venta pueden caer en un 20% cuando se duplica el volumen de producción.

Ningún cálculo de rentabilidad será mejor que la exactitud inherente de los datos.

Ejemplo 3 Se describe un proyecto con los siguientes datos. Los ingresos por ventas anuales y los gastos anuales totales en un periodo de 10 años aparecen en las tres primeras columnas de la tabla 25-4. La inversión en capital fijo, C_{FC}, es de $1 millón. Los componentes de la planta tienen un valor de salvamento

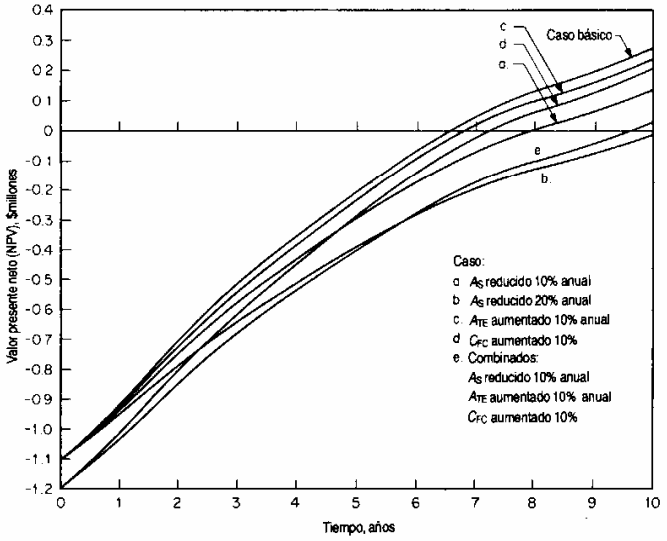


FIG. 25-14 Valor presente neto contra el tiempo, mostrando los efectos de cambios desfavorables en el flujo de efectivo.

cero. El capital de trabajo, C_{WC}, es de $90 000 y el costo del terreno, C_L, es de $10 000. No hay deducciones de impuestos excepto la depreciación, es decir, A_A es de cero. La tasa fraccional de impuestos t es 0.50. Para este proyecto, el valor presente neto con un factor de descuento de 10% y depreciación en línea recta o directa, fue de $276 210 y la tasa de rendimiento con flujo de efectivo descontado fue de 16.4% anual.

Se utilizarán estos datos y la información de la tabla 25-4 como caso básico y se calcularán, con depreciación en línea recta, el valor presente neto (NPV) con un factor de descuento del 10% y la tasa de rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR) con las siguientes situaciones

Caso	Modificación
a	Ingreso A_S reducido en un 10% anual
b	Ingreso A_S reducido en un 20% anual
c	Gastos totales A_{TE} aumentados en 10% anual
d	La inversión en capital fijo aumenta en 10%
e	A_S se reduce 10% anual, A_{TE} aumenta 10% anual y C_{FC} aumenta en 10%

Los resultados se presentan en las figuras 25-14 y 25-15 y en las tablas 25-7 y 25-8.

Curvas de aprendizaje Lo usual es aprender a base de experiencia. En consecuencia, el tiempo requerido para producir un artículo, el número de lotes de desperdicio, el costo por unidad de producción, etc., tienden a disminuir de acuerdo con el número de unidades producidas. Las relaciones se expresan, para el caso ideal, mediante

$$Y = KX^N \tag{25-63}$$

en donde Y = costo promedio acumulado, tiempo de producción, etc., por unidad
X = producción acumulada, unidades
K = valor real de la primera unidad producida
N = pendiente del trazo rectilíneo de Y contra X en papel logarítmico

La curva particular de aprendizaje se suele caracterizar por el porcentaje de reducción en el valor promedio acumulado, Y, cuando se duplica el número de unidades, X. De esta definición se desprende que:

$$N = \log (\text{característica}/100)/\log 2 \tag{25-64}$$

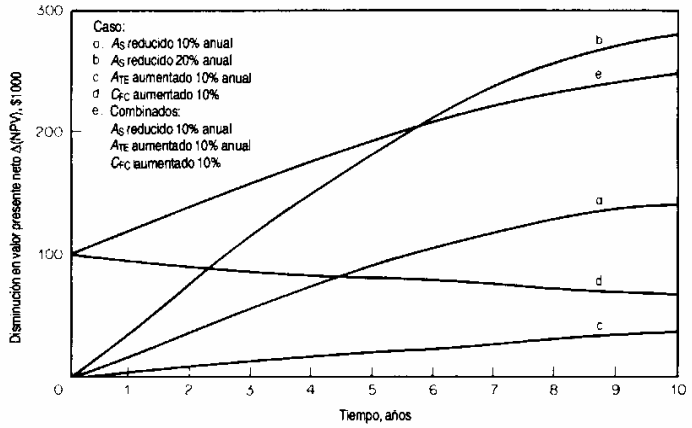


FIG. 25-15 Disminución en el valor presente neto contra el tiempo debido a cambios desfavorables en los flujos de efectivo.

TABLA 25-7 Flujos anuales de efectivo, depreciación en línea recta y factor de descuento de 10% cuando los ingresos se reducen en 10% anual

	Caso básico							
Año	A_S, $	A_{TE}, $	(NPV), $	ΔA_S, $	f_d	ΔA_{DCF}, $	Δ(NPV), $	(NPV) Reducido, $
0	0	0	−1 100 000	0	1.0000	0	0	−1 100 000
1	400 000	100 000	−918 180	40 000	0.90909	18 180	18 180	− 936 360
2	500 000	100 000	−711 570	50 000	0.82645	20 660	38 840	−750 410
3	500 000	110 000	−527 500	50 000	0.75131	18 780	57 620	−585 120
4	500 000	120 000	−363 580	50 000	0.68301	17 070	74 690	−438 270
5	520 000	130 000	−211 460	52 000	0.62092	16 140	90 830	−302 290
6	520 000	130 000	−73 160	52 000	0.56447	14 680	105 510	−178 670
7	520 000	140 000	+50 000	52 000	0.51316	13 340	118 850	−68 850
8	390 000	140 000	+131 640	39 000	0.46651	9 100	127.950	+3 690
9	350 000	150 000	+195 250	35 000	0.42410	7 420	135 370	+59 880
10	280 000	160 000	+276 210	28 000	0.38554	5 390	140 760	+135 450

A_S = ingreso básico por ventas anuales antes de impuestos.
A_{TE} = gastos totales anuales básicos antes de impuestos.
(NPV) = valor prresente neto básico déspues de impuestos.
ΔA_S = disminución en ingresos anuales.
f_d = factor de descuento al 10%.
ΔA_{DCF} = disminución en flujo de efectivo neto descontado con $t = 0.5$.
$\Delta(\text{NPV}) = \Sigma \Delta A_{DCF}$ = disminución en valor presente neto.
(NPV) reducido = ΣA_{DCF} = valor presente neto reducido déspues de impuestos.

TABLA 25-8 Re
sensibilidad

Caso básico
A_S reducido 10% a
A_S reducido 20% a
A_{TE} aumentado 10
C_{FC} aumentado 10
Combinados:
A_S reducido 10% a
A_{TE} aumentado 10
C_{FC} aumentado 10

El costo C_{ME} de
producción acumul

C_{ME}

Estos costos unit
unidad, etc., se pued
número de unidades
tra la cual se puedan
nueva máquina, etc
ejemplo 4.

En general, habr
ples. Es típico calc
una orden específic
valor promedio $\bar{Y}$ pa
de aprendizaje corr

$\bar{Y}^N$

en donde X_1 y X_2 so
Esta forma de la e
previo del proceso,

Se puede ajustar
cuando se trazan en
te N y la intercepci

TABLA 25-8 Resumen de resultados del análisis de sensibilidad

Caso	(NPV), $ $i = 10\%$	(DCFRR), %
Caso básico	276 210	16.4
A_S reducido 10% anual	135 450	12.9
A_S reducido 20% anual	−5 330	9.8
A_{IE} aumentado 10% anual	238 430	15.0
C_{FC} aumentado 10%	206 890	14.0
Combinados:		
A_S reducido 10% anual		
A_{IE} aumentado 10% anual	28,420	10.6
C_{FC} aumentado 10%		

El costo C_{ME} de la última unidad de un grupo que haga llegar la producción acumulada a X unidades es, según la ecuación (25-63), de

$$c_{ME} = K[X^{N+1} - (X - 1)^{N+1}] \qquad (25\text{-}65)$$

Estos costos unitarios o el tiempo requerido para producir la última unidad, etc., se pueden trazar en coordenadas cartesianas en contra del número de unidades producidas, a fin de dar una norma o estándar contra la cual se puedan juzgar el rendimiento de un nuevo empleado, una nueva máquina, etc. En la figura 25-16 se muestra ese trazo para el ejemplo 4.

En general, habrá disponibles datos de costos para unidades múltiples. Es típico calcular el costo de producción para una semana o de una orden específica y se obtiene un costo promedio por unidad. Este valor promedio $\overline{Y}$ para el lote se debe trazar contra el valor $\overline{X}$ de la curva de aprendizaje correspondiente, calculado con la ecuación (25-66):

$$\overline{X}^N = (X_2^{N+1} - X_1^{N+1})/(X_2 - X_1) \qquad (25\text{-}66)$$

en donde X_1 y X_2 son la producción acumulada antes y después del lote. Esta forma de la ecuación es útil cuando sólo se conoce el historial previo del proceso, mediante los números de serie o de otra forma.

Se puede ajustar una línea recta a los pares de datos (X, Y) o $(\overline{X}, \overline{Y})$ cuando se trazan en papel logarítmico, donde se pueda leer la pendiente N y la intercepción $\log K$ con $X = 1$. Como opción, se puede utilizar el método de los mínimos cuadrados para calcular los valores de K y N que permitan el mejor ajuste a los datos disponibles.

Se verá que un valor de $N = 0$ correspondiente a una característica de 100% de la curva de aprendizaje, implica que el valor de Y es independiente de X. Esto implicaría que no fue posible el aprendizaje con la experiencia y que por tanto corresponde a un proceso de diseño óptimo o a uno en el cual los costos se determinan con factores externos. En forma similar, un valor de $N = -1$ que corresponde a la curva de aprendizaje de 50%, implica que el costo de producción es inversamente proporcional al número producido, lo cual es absurdo. Los proyectos que tienen características de menos del 70% son imprácticos. Las características bajas son típicas de un ingreso apresurado a un mercado en un intento por apoderarse de él. Las características tienden a aumentar con la experiencia, de modo que los proyectos establecidos y maduros es posible que tengan características alrededor del 95%. Es poco probable que se logren características cercanas al 100% debido a los factores aleatorios, como cambios en el personal, accidentes, demoras en el suministro, etc. En la figura 25-17 se presenta un caso práctico típico y se puede ver que la curva tiene un punto de inflexión, pero en un momento dado se convierte en una línea más o menos recta con menor pendiente que la de la curva de aprendizaje definida en forma convencional. En algún punto, es útil cambiar a la ecuación de esta línea para un proyecto maduro.

Los cambios importantes en las operaciones, como la introducción de nuevo equipo, el influjo de gran número de trabajadores sin experiencia o una reducción temporal en la capacidad del personal después de un largo cierre de la planta, pueden producir un aumento repentino en todas las curvas de promedio acumulado. La forma más sencilla de manejarlo, cuando se tiene el siguiente costo exacto, es deducir el valor de X obtenido de la curva del actual obtenido en la práctica y utilizar ese valor como una corrección constante de X hasta que se llega a la siguiente interrupción en la curva. Si recurren las causas de esos escalonamientos, el tamaño del escalón a menudo puede estar relacionado con una causa particular. En tales casos, se puede utilizar el cambio estimado en el escalón para las predicciones hasta que se obtienen los siguientes valores determinados con exactitud.

La curva de aprendizaje tiene ya muchas aplicaciones y se pueden encontrar otras nuevas. Se requiere cuidado al aplicar las técnicas para tener la seguridad de que es posible que ocurra el aprendizaje. Al hacer las proyecciones de precios, etc., se deben excluir las partidas poco comunes, como el costo de preparación especial de herramientas o re-

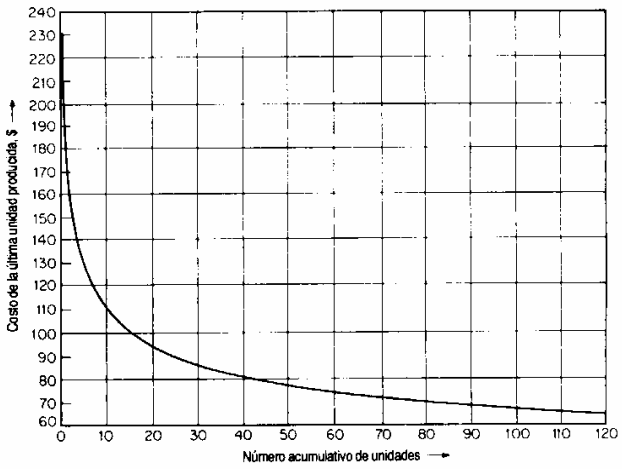


FIG. 25-16 Trazo cartesiano de la curva de aprendizaje.

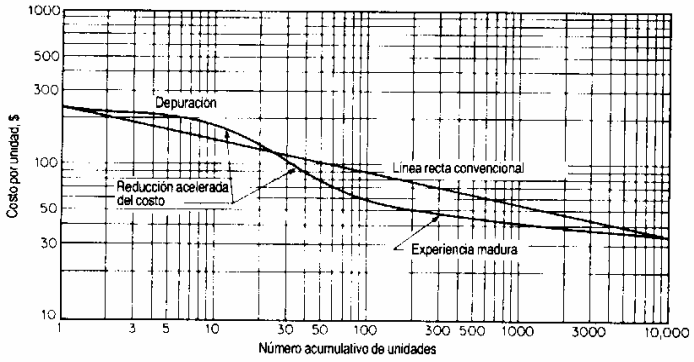


FIG. 25-17 Trazo logarítmico de la curva de aprendizaje.

arreglos de la planta, de los costos de producción utilizados para establecer la curva de aprendizaje. En tiempos de inflación hay que corregir los costos de acuerdo con los efectos de ella, en la forma que se describirá más adelante. Los tiempos de producción o los porcentajes de desperdicio no se alteran con las asignaciones de costos o la inflación y pueden constituir mejores normas de rendimiento, en su caso. Sin embargo, la curva de aprendizaje se requiere a menudo cuando se preparan cotizaciones para corridas de producción por lotes, en particular cuando habrá una competencia fuerte. En tales casos, el costo promedio de la corrida de producción Y, entre los totales acumulados de producción de X_1 y X_2, se puede calcular con la ecuación (25-67) cuando se conoce el costo promedio acumulado anterior Y_1:

$$\bar{Y} = Y_1[(X_2/X_1)^{N+1} - 1]/[(X_2/X_1) - 1] \qquad (25\text{-}67)$$

En la ingeniería de procesos se pueden producir a menudo unidades fraccionarias, con lo cual se puede considerar que la curva de aprendizaje es continua. Cuando sólo se pueden producir cantidades discretas de unidades, la curva de aprendizaje es estrictamente un histograma. A fin de tener esto en cuenta, es suficiente aumentar el valor de X en 0.50 de unidad antes de aplicar la ecuación anterior. La diferencia es importante con valores pequeños de X, como los que se pueden utilizar para las estimaciones iniciales de K y N. Conforme madura el proyecto, es preferible utilizar la ecuación tal como está, pues el costo de la primera unidad K es totalmente ideal. Por supuesto, los cambios tecnológicos mayores se deben considerar como el inicio de un nuevo proyecto.

R. B. Jordan (*How to Use the Learning Curve*, Materials Management Institute, Boston, 1965) hace un amplio comentario de los usos de la curva de aprendizaje y presenta muchas tablas de factores. Los usos que menciona incluyen el cálculo de los costos de arranque, determinación de requisitos de mano de obra, establecimiento de objetivos de costo de fábrica, verificación del adelanto del adiestramiento de empleados, las decisiones de fabricar o comprar, como ayuda en las negociaciones de compra y como auxiliar para establecer un precio de venta.

Ejemplo 4 El costo de un lote inicial de 21 unidades, sin incluir los costos de herramientas especiales y preparación, fue, en promedio, de $120 por unidad. El costo promedio del siguiente lote de 80 unidades fue de $75.81. Establézcase la curva de aprendizaje implícita en estos datos y, por tanto, calcúlese el costo promedio probable de las siguientes 50 unidades. Se establecerá también la curva de costo unitario que se utilizará como control durante las órdenes de trabajo posteriores.

Si las unidades del lotes son susceptibles de subdivisiones continuas, se procede como sigue. Se sustituyen los valores dados del costo promedio acumulado Y y de la producción acumulada X para el primer lote en la ecuación (25-63) para obtener, al tomar los logaritmos en cada lado:

$$\log 120 = \log K + N \log 21$$

El costo del primer lote es $120 \times 21 = \$2520$, y el del segundo lote es $75.81 \times 80 = \$6065$. Por tanto, el costo total de las primeras 101 unidades es de $8585, con un costo promedio acumulado por unidad de $85. Se hace la sustitución como antes para obtener

$$\log 85 = \log K + N \log 101$$

Con estas ecuaciones se ve que K = $234.15 y N = − 0.2196. Esta línea está trazada en la figura 25-18.

Con la ecuación (25-64) se ve que el valor de la característica de esta curva de aprendizaje = 100 antilog (− 0.2196 log 2) = 85.0%. De acuerdo con la ecuación (25-65), el costo de producción de la tercera unidad es

$$c_{ME} = (\$234.15)(3^{0.7804} - 2^{0.7804}) = \$149.70$$

Los valores calculados en esta forma están trazados en las figuras 25-16 y 25-18. Se verá que después de alrededor de 10 unidades, la última curva queda paralela con la curva de costo promedio acumulado y que los valores de Y son $(N + 1)$ multiplicados por los obtenidos con la última curva.

Dado que el costo promedio acumulado, Y_2, de las primeras 101 unidades fue de $85, se ve con la ecuación (25-67) que el costo promedio del tercer lote de 50 unidades, que hace el total acumulado de 151, se exprese con:

$$\bar{Y}_3 = (\$85)[(151/101)^{0.7804} - 1]/[(151/101) - 1]$$
$$= \$63.30 \text{ por unidad}$$

Esta cifra se puede utilizar como guía de costos al cotizar el trabajo.

Si las unidades de producción no se pueden subdividir, el procedimiento es similar, excepto que todos los valores de X se aumentan en 0.50 de unidad al establecer las curvas. Los resultados no tienen una diferencia significativa como para que sea importante para fines de estimaciones.

A los costos anteriores hay que agregarles cualesquiera costos unitarios omitidos de aquéllos en los cuales el aprendizaje pueda aportar mejoras. Por lo general, serán gastos indirectos y cargos específicos al proyecto, tales como el costo unitario de herramientas especiales, matrices, etc.

Riesgo e incertidumbre La tasa de rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR) y el valor presente neto (NPV) para futuros proyectos nunca se pueden predecir en forma absoluta, porque los datos de flujo de efectivo de cada proyecto están sujetos a incertidumbre. Por tanto, al expresar los valores predichos de (DCFRR) y de (NPV) para proyectos, también es deseable incluir una medida de confianza en las predicciones.

Por ejemplo, para un proyecto particular se puede calcular que hay una posibilidad de 90% de que (DCFRR) sea mayor del 10%, una posibilidad de 50% de que sea mayor de 16% y una posibilidad de sólo 10% de que sea mayor de 20%. La administración es la que decide si se sigue o no adelante con el proyecto, pero los datos de las probabilidades aportan información deseable para la decisión.

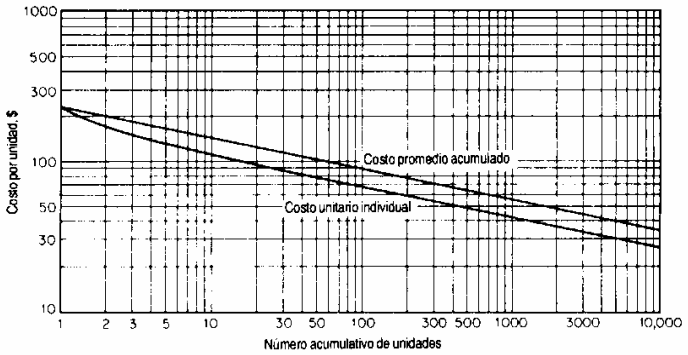


FIG. 25-18 Efecto del aprendizaje sobre el costo promedio de un producto.

El cálculo de probabilidades requiere el empleo de métodos estadísticos, que tienen un papel cada vez más importante para la toma de decisiones.

Predicciones con datos limitados Las predicciones de futuros precios y volúmenes de ventas, etc., suelen estar basadas en una cantidad muy limitada de datos respecto a eventos anteriores. Además, quizá no sea conveniente utilizar toda la población de eventos pasados aunque estuviera disponible. Una estadística es una medida, basada en información limitada de una muestra, que permite calcular el parámetro correspondiente de la población.

El valor medio $\bar{x}$ de una propiedad x, es una estadística basada en una muestra de n componentes, definido por

$$\bar{x} = (x_1 + x_2 + x_3 + \cdots x_n)/n \qquad (25\text{-}68)$$

La media $\bar{x}$ es la estadística correspondiente a los parámetros de la población μ y es el promedio aritmético de todos los componentes de la población. En muchos casos, no todos los valores de x serán diferentes. En tales circunstancias, la ecuación (25-68) se puede escribir como

$$\bar{x} = [\Sigma x_i f(x_i)]/[\Sigma f(x_i)] \qquad (25\text{-}69)$$

en donde $f(x_i)$ es la frecuencia con la que ocurre un valor particular x_i. A menudo es conveniente dividir la frecuencia de la ocurrencia entre el número total de componentes o conceptos. En este caso, $f(x_i)$ se convierte en la frecuencia relativa de ocurrencia del valor x_i y $\Sigma f(x_i) = 1$.

Los valores de x pueden ser discretos o continuos. El número de ventas de, por ejemplo, automóviles en cualquier día debe ser un entero. Si una empresa vende 4 automóviles, representa todos los posibles valores de x en el rango de 3.5 a 4.5.

Cuando x representa una cantidad o parámetro variable continua, en ocasiones es conveniente tomar la frecuencia total o relativa de ocurrencias dentro de un rango dado de valores de x. Después, estas frecuencias se pueden trazar en contra de los valores medios de x para formar un histograma. En este caso, la ordenada debe ser la frecuencia por unidad de anchura x. Esto hace que el área debajo de cualquier barra sea proporcional a la probabilidad de que el valor de x esté en el rango dado. Si la frecuencia relativa se traza como ordenada, la suma de las áreas debajo de las barras es la unidad.

Si x es una variable continua y los rangos de intervalo se hacen cada vez más pequeños, en un momento dado se tendrá una curva lisa. El área debajo de esa curva entre x_1 y x_2 representa la probabilidad de que un concepto seleccionado en forma aleatoria tendrá un valor de x que se encuentre en el rango de x_1 a x_2. Ésta es la información que se desea.

Los datos disponibles mediante la experiencia se pueden utilizar para generar curvas de distribución de frecuencia. Es esencial que una empresa tenga un eficiente servicio de inteligencia comercial para evaluar las condiciones del mercado.

La exactitud de los pronósticos de ventas también se puede aumentar con un estudio cuidadoso de registros de ventas anteriores, tendencias de los precios, etc. Sin embargo, la incertidumbre de una estimación va aumentando conforme el estimado se proyecta más y más hacia el futuro.

Las estimaciones o cálculos de los ingresos por ventas y otros tipos de pronósticos suelen estar basados en las opiniones de peritos, que deben ser capaces de calcular los valores máximo, mínimo o los más posibles o modales de una cantidad. El valor modal no se encuentra por necesidad a la mitad entre los valores mínimo y máximo, porque muchas distribuciones tienen sesgamiento. Se puede solicitar a un perito que calcule la probabilidad de ocurrencia de ciertos valores en cada lado del modo. Cuando se consulta a los peritos por separado, el procedimiento se llama **método de Delfos**. En términos estrictos, este método requiere que la opinión de cada perito sea evaluada por un coordinador, que hace una retroalimentación de los resultados para ver si la opinión de un perito se modifica con las de otros. Este proceso se repite hasta que se llega a un acuerdo. En la práctica, el procedimiento es demasiado tedioso para llevarlo a cabo más de una vez.

Es útil comparar las predicciones pasadas de cada perito con los resultados obtenidos en la práctica. Esta información permite que el coordinador pondere las opiniones. Cuando los peritos trabajan en estrecha cooperación, no es posible evitar alguna colusión. En este caso, es mejor llegar a una sola opinión conjunta mediante una discusión abierta y franca. Éste es el método cuya traducción libre del inglés familiar sería "junta de cerebros". Su principal desventaja es que alguien con influencia por el puesto que ocupa podría dar un peso indebido a una o más opiniones.

Las opiniones de los peritos, obtenidas en la forma que sea, constituyen una base para trazar una curva de distribución de frecuencias o de probabilidades. Si se traza la frecuencia relativa como ordenada, el área total debajo de la curva es la unidad. El área debajo de la curva entre dos valores de la cantidad o parámetro es la probabilidad de que un valor seleccionado en forma aleatoria quede en el rango entre los dos valores de la cantidad. Estas probabilidades son simples estimaciones y su confiabilidad depende de los conocimientos y práctica de los pronosticadores.

La (DCFRR) y el (NPV) estimados son funciones del ingreso acumulativo estimado por ventas anuales, ΣA_S, de el costo o gasto anual total acumulado estimado ΣA_{TE} y del costo estimado del capital fijo para la planta C_{FC}. El ingreso anual por ventas para cada año es, a su vez, el producto del precio y del volumen de ventas. Inicialmente, es deseable seleccionar estos valores con las curvas de distribución de ΣA_S, ΣA_{TE} y C_{FC}, que permiten calcular la (DCFRR) y el (NPV) máximos y mínimos.

Si los valores máximos de (DCFRR) y (NPV) no son aceptables para la empresa hay que rechazar el proyecto de inmediato. Si los valores mínimos de (DCFRR) y de (NPV) son aceptables, hay que efectuar una evaluación detallada. Si los valores máximos, de (DCFRR) y de (NPV) son aceptables pero no los mínimos, se debe continuar con el estudio de factibilidad.

Modelos matemáticos para las curvas de distribución Se han desarrollado modelos matemáticos para ajustar o encajar las diversas curvas de distribución. Es muy poco posible que cualquier curva de distribución de frecuencia obtenida en la práctica ajuste exactamente en una curva trazada con cualquier modelo matemático. No obstante, las aproximaciones son de gran utilidad, particularmente en vista de las inexactitudes inherentes en los datos prácticos. Las distribuciones más comunes son la binominal, la de Poisson y la normal o gaussiana.

Una curva de distribución normal es acampanada (véase sección 2). La curva obedece a la relación

$$f(x) = \frac{\exp - [(x - \mu)^2/2\sigma^2]}{\sigma(2\pi)^{0.5}} \qquad (25\text{-}70)$$

en donde σ se conoce como la desviación estándar real. La desviación estándar s^* de una muestra se expresa con

$$s^* = \left[\frac{\Sigma(x_i - \bar{x})^2 f(x_i)}{\Sigma f(x_i) - 1}\right]^{0.5} \qquad (25\text{-}71)$$

La desviación estándar s^* de la muestra corresponde a la desviación estándar real σ para toda la población, en la misma forma que la media $\bar{x}$ de la muestra corresponde al promedio aritmético μ para toda la población. La ecuación (25-70) se puede escribir en una forma más compacta como

$$f(z) = [\exp(-z^2/2)/[(2\pi)^{0.5}] \qquad (25\text{-}72)$$

en donde el puntaje estándar z es

$$z = (x - \mu)/\sigma \qquad (25\text{-}73)$$

El área debajo de la curva de $f(z)$ es la unidad si la abscisa se extiende desde infinito negativo hasta infinito positivo. El área debajo de la curva entre z_1 y z_2 es la probabilidad de que un valor de x seleccionado en forma aleatoria esté en el rango de z_1 y z_2, pues ésta es la frecuencia relativa con la cual se representaría ese rango de valores en un número infinito de pruebas.

Un evento que por fuerza ocurrirá tiene una probabilidad de la unidad. Un evento que definitivamente no ocurrirá tiene una probabilidad de cero.

La ecuación (25-72) se puede integrar entre ciertos límites para determinar la probabilidad de que un valor aleatorio se encuentre entre los límites seleccionados. Hay amplias tablas de $f(z)$ y de la integral asociada (véase Sec. 1).

Se puede utilizar una curva de distribución de frecuencia para trazar una curva de frecuencia acumulada. Es la curva de máxima importancia para las decisiones de una empresa y se puede trazar a partir de una curva de distribución de frecuencia normal (véase Sec.2). La curva acumulativa representa la probabilidad de que un valor z aleatorio tenga un valor de, por ejemplo, z_1 o menor.

Si una propiedad o variable c es función de varias otras variables: x_1, x_2, etc., se puede escribir en la forma de

$$c = \phi(x_1, x_2, \ldots x_n) \qquad (25\text{-}74)$$

Si cada x es una variable independiente con distribución normal, entonces:

$$\sigma_c^2 = \left(\frac{\partial c}{\partial x_1}\right)^2 \sigma_1^2 + \left(\frac{\partial c}{\partial x_2}\right)^2 \sigma_2^2 + \cdots \left(\frac{\partial c}{\partial x_n}\right)^2 \sigma_n^2 \qquad (25\text{-}75)$$

en donde σ_c es la desviación estándar de la variable c, y σ_1, σ_2, etc., son las desviaciones estándar de las variables x_1, x_2, etc.

Muchas de las distribuciones que ocurren en situaciones de negocios no son simétricas sino sesgadas y la curva de distribución normal no es un buen ajuste. Sin embargo, cuando los datos están basados en estimaciones de futuras tendencias, suele ser aceptable la exactitud de la aproximación normal. Esto ocurre en particular cuando aumenta el número de variables componentes x_1, x_2, etc., en la ecuación (25-74). Aunque la distribución de las variables individuales, x_1, x_2, etc., pueda estar sesgada, la distribución de la propiedad o variables c tiende a aproximarse a la distribución normal.

Considérese un evento que puede tener uno de dos resultados. Puede ocurrir con la probabilidad p_1 o puede no ocurrir con la probabilidad p_2. Como son eventos exclusivos y la probabilidad de que ocurra algo es de la unidad, se verá que

$$p_1 + p_2 = 1 \qquad (25\text{-}76)$$

En el supuesto de que no esté implicado ningún proceso de aprendizaje (de modo que los resultados previos no influyan en el valor de p_1) la probabilidad de x éxitos en n pruebas se expresa con los términos que contienen p_1^x en el desarrollo de la binomial

$$(p_1 + p_2)^n = p_1^n + \cdots \frac{n!}{x!(n-x)!} p_1^x p_2^{(n-x)} \cdots + p_2^n \qquad (25\text{-}77)$$

en donde x y n son enteros y $x!$ (que se lee x factorial) es el producto de todos los enteros desde la unidad hasta x.

Ejemplo 5 Si se lanza un dado común con las caras numeradas 1, 2, 3, 4, 5 y 6, la probabilidad de que cualquier número determinado esté hacia arriba es 1/6. Si se lanza el dado dos veces seguidas, entonces la probabilidad de que ocurra una secuencia dada de números, por ejemplo el 5 seguido por el 6, es de (1/6) (1/6) = 1/36. La probabilidad de que un número particular ocurra 0, 1, 2, 3 o 4 veces en cuatro tiradas de un dado (o en una tirada simultánea de cuatro dados) se expresa con los términos sucesivos de la ecuación (25-77) desarrollada como:

$$(\tfrac{5}{6} + \tfrac{1}{6})^4 = (1)(\tfrac{5}{6})^4(\tfrac{1}{6})^0 + (4)(\tfrac{5}{6})^3(\tfrac{1}{6})^1 + (6)(\tfrac{5}{6})^2(\tfrac{1}{6})^2 + (4)(\tfrac{5}{6})^1(\tfrac{1}{6})^3$$
$$+ (1)(\tfrac{5}{6})^0(\tfrac{1}{6})^4 = 0.4823 + 0.3858 + 0.1157 + 0.0154 + 0.0008 = 1$$

La distribución del número de éxitos está sesgada hacia los números bajos. En particular, sólo hay una ligerísima probabilidad de "salir a mano" si se apuesta dinero y de que un número determinado ocurra más de una vez en cuatro tiros. No se puede lograr aproximación a esa distribución tan asimétrica con la curva de distribución normal.

Sin embargo, cuando se aumenta el número de tiradas dará por resultado totales cercanos a la distribución normal. Este hecho se puede utilizar para aproximarse a esa distribución sin el enorme trabajo de cálculo requerido por el empleo de la ecuación (25-77).

Los posibles valores de un total de cuatro tiradas del dado son enteros de 4 a 24 y, por tanto, representan valores en el rango o intervalo de 3.5 a 24.5. El valor $\bar{x}$ de la media del rango se expresa por la ecuación (25-68) como $\bar{x} = (3.5 + 24.5)/2 = 14.0$.

La probabilidad acumulada de que una variable con distribución normal quede dentro de 4 desviaciones estándar de la media es de 0.49997. Por tanto, hay más de 99.99% (0.49997/0.50000) de que un valor aleatorio esté dentro de $\pm 4\sigma$ de la media. Para fines prácticos, se puede considerar que σ es 1/8 del rango de certidumbre y que se puede obtener la desviación estándar:

$$s^* \cong (24.5 - 3.5)/8 = 2.625$$

Con el empleo de la ecuación (25-73) el puntaje estándar se convierte en:

$$z = (x - \mu)/\sigma \cong (x - \bar{x})/s^*$$

Para un puntaje total de 4 (es decir, $x = 4$), el puntaje estándar aproximado es de $z = (4 - 14)/2.625 = -3.81$. Ya que la curva normal es asimétrica en torno a $z = 0$, la altura de la ordenada con $z = -3.81$ es la misma que con $z = +3.81$. En las tablas de valores de probabilidades acumuladas de la distribución normal (véase la Sec. 2), se verá que la altura de la ordenada es de 0.0003 en unidades de $1/\sigma$. La frecuencia relativa de la ocurrencia de 4 es, por tanto, alrededor de 0.0003/2.625 = 0.0001.

Este concepto se puet
tribuciones de probabili
siones.

Ejemplo 6 Una tien
producto. El gerente cre
quiera, pero no puede se
entregan la mercancía u
primer pedido a fin de l
Ya que el producto se
rias es de –0.5 a +25.5
ventas será:

La desviación estánd

s^*

Con lo anterior, se p
para las ventas diarias
deseada a la derecha d
bilidades es de 0.95–0.

x

Por tanto, para tener 9
comprar 19 unidades.

Si el valor de n es
cerca de cero, se pue
mial con

La aproximación
mayor parte de los f

Ejemplo 7 Los re
1 artículo al día y que s
bilidad de vender entr
En un año de 50 sem
es de 100 artículos. L
$p_1 = 100/300 = 1/3$, y
ción (25-78),

z

El rango integral de
x desde 89.5 hasta 12
La probabilidad acu
tras que un puntaje est
anuales en el rango de

Hay ocasiones e
entero de eventos e
el número de auton
mero de fugas en u
la distribución de f
la cual la probabilic
se expresa por

en donde x es un e
un parámetro del s
Conforme aume
distribución norma

Este concepto se puede utilizar para traducir la opinión Délfica u otras a distribuciones de probabilidad y, por tanto, a un útil instrumento para toma de decisiones.

Ejemplo 6 Una tienda que abre 5 días a la semana va a promover un nuevo producto. El gerente cree que no se venderán más de 5 unidades en un día cualquiera, pero no puede ser más preciso respecto al probable patrón de ventas. Le entregan la mercancía una vez a la semana. ¿Qué cantidad debe ordenar para el primer pedido a fin de lograr un 95% de certidumbre de satisfacer la demanda?

Ya que el producto se vende por unidades, el posible rango de ventas semanarias es de −0.5 a +25.5 unidades. Por tanto, la media de la distribución de las ventas será:

$$\bar{x} \cong [25.5 - (-0.5)]/2 = 13$$

La desviación estándar en este ejemplo será:

$$s^* \cong [25.5 - (-0.5)]/8 = 3.25$$

Con lo anterior, se puede derivar la distribución de frecuencia aproximada para las ventas diarias con las ecuaciones (25-70), (25-72) o (25-73). El área deseada a la derecha de $z = 0$ para la curva de distribución normal de probabilidades es de 0.95 − 0.50 = 0.45. Para este valor, el puntaje estándar es $z = 1.645$.

$$x \cong 13 + (1.645)(3.25) = 18.35$$

Por tanto, para tener 95% de certidumbre de satisfacer la demanda, se deben comprar 19 unidades.

Si el valor de n en la ecuación (25-77) es grande y ni p_1 ni p_2 están cerca de cero, se puede tener una aproximación a la distribución binomial con

$$z = \frac{x - np_1}{\sqrt{np_1p_2}} \tag{25-78}$$

La aproximación de la ecuación (25-78) es bastante buena para la mayor parte de los fines, si np_1 y np_2 son mayores de 5.

Ejemplo 7 Los registros de un negocio indican que nunca se vende más de 1 artículo al día y que se pueden esperar 2 ventas cada semana. ¿Cuál es la probabilidad de vender entre 90 y 120 artículos en un año de 300 días?

En un año de 50 semanas de 6 días, el valor medio o esperado de la distribución es de 100 artículos. La probabilidad de venta de un artículo en un día dado es $p_1 = 100/300 = 1/3$, y de que no haya alguna venta es $p_2 = 2/3$. Según la ecuación (25-78),

$$z = \frac{x - (300)(1/3)}{\sqrt{(300)(1/3)(2/3)}} = \frac{x - 100}{8.165}$$

El rango integral de 90 a 120 artículos contiene todos los posibles valores de x desde 89.5 hasta 120.5. Para $x = 89.5$, $z = -1.286$ y para $x = 120.5$, $z = 2.511$.

La probabilidad acumulada de un puntaje estándar de 1.286 es de 0.11, mientras que un puntaje estándar de 2.511 es 0.99. Entonces, la probabilidad de ventas anuales en el rango de 90 a 120 artículos es de (0.99 − 0.11) = 0.88 o sea 88%.

Hay ocasiones en que la medición de la frecuencia es un número entero de eventos en un segmento dado de un continuo, por ejemplo, el número de automóviles que pasan por un lugar dado en 1 h o el número de fugas en una longitud dada de una manguera. En estos casos, la distribución de frecuencia correcta es la distribución de Poisson, en la cual la probabilidad que ocurran x eventos por unidad de un continuo se expresa por

$$f(x) = \lambda^x e^{-\lambda}/x! \tag{25-79}$$

en donde x es un entero, e es la base de los logaritmos naturales y λ es un parámetro del sistema $\lambda = \mu = \sigma^2$.

Conforme aumenta λ, la distribución de Poisson se aproxima a la distribución normal, con la relación

$$z = (x - \lambda)/\sqrt{\lambda} \tag{25-80}$$

Cuando el valor de p_1 está muy cerca de cero en la ecuación (25-77), de modo que la ocurrencia del evento sea rara, se puede hacer una aproximación a la distribución binomial mediante la distribución de Poisson, con $\lambda = np_1$ cuando $n > 50$ mientras que $np_1 < 5$.

Ejemplo 8 Se estima que la probabilidad diaria de un desperfecto o avería en una línea de producción que trabaja en forma continua 300 días al año es de 1%, sobre la base del funcionamiento conocido. Calcúlese la probabilidad de 4 o más desperfectos para el año próximo.

Para $n = 300$ y $p_1 = 0.01$, $\lambda = np_1 = 3 < 5$, entonces con la ecuación (25-79) se encuentra que la probabilidad de un desperfecto es:

$$f(0) = (3)^0e^{-3}/0! = 1/e^3 = 0.0498$$

En forma similar,

Desperfectos	Probabilidad
1	$f(1) = (3)^1e^{-3}/1! = 0.1496$
2	$f(2) = (3)^2e^{-3}/2! = 0.2240$
3	$f(3) = (3)^3e^{-3}/3! = 0.2240$

Dado que algo debe ocurrir, la probabilidad de 4 o más desperfectos es:

$$1 - 0.0498 - 0.1496 - 0.2240 - 0.2240 = 0.3526$$

Una simple prueba indicará que es mucho más fácil hacer el cálculo precedente que cuando se emplea directamente la ecuación (25-77).

Muchas veces, el valor necesario de λ se puede establecer como en el siguiente ejemplo.

Ejemplo 9 En un periodo de producción de 100 días ocurrieron 0, 1, 2, 3 y 4 desperfectos de máquina en un solo día en 41, 37, 15, 6 y 1 ocasiones, respectivamente. Ajústese una distribución de Poisson a los datos y calcúlese el número máximo de desperfectos de máquina que es posible ocurran en un día de un año de 300 días.

Con la ecuación (25-69) se encuentra que el número medio de fallas es

$$\bar{x} = \frac{0(41) + 1(37) + 2(15) + 3(6) + 4(1)}{41 + 37 + 15 + 6 + 1} = 0.89$$

La desviación estándar se encuentra con la ecuación (25-71):

$$s^* = \left[\frac{\Sigma(x_i - \bar{x})^2 f(x_i)}{\Sigma f(x_i) - 1}\right]^{0.5}$$

Los pasos para calcular el numerador y el denominador de esta ecuación son tabulados a continuación:

$(x_i - \bar{x})^2$	$f(x_i)$	$(x_i - \bar{x})^2 f(x_i)$
$(0 - 0.89)^2$	41	32.48
$(1 - 0.89)^2$	37	0.45
$(2 - 0.89)^2$	15	18.48
$(3 - 0.89)^2$	6	26.71
$(4 - 0.89)^2$	1	9.67
	$\Sigma(x_i - \bar{x})^2 f(x_i)$	= 87.79
	$\Sigma f(x_i) - 1$	= 99

Por tanto, $s^* = (87.79/99)^{0.5} = 0.9417$

La distribución de Poisson es un buen ajuste porque

$$\lambda = \mu \cong \bar{x} = 0.8900$$

y también $$\lambda = \sigma^2 \cong (s^*)^2 \cong 0.8868$$

Con la ecuación (25-79) se encuentra que la distribución de Poisson es:

$$f(x) = [(0.89)^x e^{-0.89}]/x!$$

Al sustituir los valores correspondientes de x para este ejemplo en la ecuación precedente, se encuentra $f(0) = 0.4107$, $f(1) = 0.3655$, $f(2) = 0.1627$, $f(3) = 0.0483$, $f(4) = 0.0107$, $f(5) = 0.0019$ y $f(6) = 0.0003$. Por tanto, para los 300 días, el número máximo de fallas esperadas en un día es de 5, porque $(300)f(6) = 0.09$ ocurrencia.

En muchas aplicaciones de negocios, la ecuación (25-74) se puede reducir a la relación lineal

$$c = k_1x_1 + k_2x_2 + \cdots + k_nx_n \qquad (25\text{-}81)$$

en donde las k's son constantes. Entonces, la ecuación (25-75) se convierte en:

$$\sigma_c^2 = k_1^2\sigma_1^2 + k_2^2\sigma_2^2 + \cdots + k_n^2\sigma_n^2 \qquad (25\text{-}82)$$

Por otra parte, para una función de producto tal como

$$c = x_1x_2 \qquad (25\text{-}83)$$

la ecuación (25-75) se puede escribir en la forma de

$$\sigma_c^2/c^2 = \sigma_1^2/x_1^2 + \sigma_2^2/x_1^2 \qquad (25\text{-}84)$$

La tasa de retorno o rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR) y el valor presente neto (NPV) son funciones, entre otros factores, de los ingresos acumulados por ventas anuales ΣA_{TE} y del costo del capital fijo de la planta, C_{FC}.

La ecuación (25-75) se puede escribir para (DCFRR) y (NPV) como:

$$\sigma^2_{(\mathrm{DCFRR})} = \left[\frac{\partial(\mathrm{DCFRR})}{\partial\Sigma A_S}\right]^2\sigma^2_{\Sigma AS} + \left[\frac{\partial(\mathrm{DCFRR})}{\partial\Sigma A_{TE}}\right]^2\sigma^2_{\Sigma ATE} + \left[\frac{\partial(\mathrm{DCFRR})}{\partial C_{FC}}\right]^2\sigma^2_{C_{FC}} \qquad (25\text{-}85)$$

$$\sigma^2_{(\mathrm{NPV})} = \frac{\partial(\mathrm{NPV})^2}{\partial\Sigma A_S}\sigma^2_{\Sigma AS} + \frac{\partial(\mathrm{NPV})^2}{\partial\Sigma A_{TE}}\sigma^2_{\Sigma ATE} + \frac{\partial(\mathrm{NPV})^2}{\partial C_{FC}}\sigma^2_{C_{FC}} \qquad (25\text{-}86)$$

Los ingresos por ventas anuales A_S de un producto con volumen anual de producción R y precio de venta de c_s por unidad de producción es

$$A_S = Rc_s \qquad (25\text{-}87)$$

La ecuación (25-84) se puede escribir como

$$\sigma^2_{AS} = (A_S/R)^2\sigma^2_R + (A_S/c_s)^2\sigma^2_{c_s} \qquad (25\text{-}88)$$

Holland y coautores [F. A. Holland, F. A. Watson y J. K. Wilkinson, *Chem. Eng.*, **81,** 105-110 (enero 7, 1974)] presentaron un amplio ejemplo en que se ilustra el empleo de las ecuaciones (25-81) hasta (25-86), para establecer la probabilidad de alcanzar un valor dado del valor presente neto o menor del mismo en un año particular de un proyecto dado. El resultado se muestra en la figura 25-19.

Quienes toman las decisiones prefieren, a menudo, contar con gráficas que muestren la probabilidad de alcanzar un valor mayor que un valor dado. Para obtener esas curvas, por lo general, se resta de 100% la probabilidad de alcanzar un valor dado o menor. La figura 25-20 se obtuvo en esta forma y muestra la probabilidad de lograr una (DCFRR) mayor que un valor dado.

Método de Monte Carlo En este método se utilizan números aleatorios. Se puede emplear una computadora para generar números seudoaleatorios en el rango de 0 a 1. Se describirá el empleo de los números aleatorios en la curva de distribución de frecuencia de un factor particular, por ejemplo, el volumen de ventas. Cada valor del volumen de ventas tiene cierta probabilidad de ocurrencia. La probabilidad acumulada de alcanzar ese valor (o uno menor) es un número en el rango de 0 a 1. Entonces, se puede utilizar un número aleatorio en el mismo rango para seleccionar un valor aleatorio del volumen de ventas.

Se pueden obtener valores aleatorios de los otros factores en la misma forma. Después, se pueden combinar para dar valores aleatorios de (DCFRR) y (NPV) y, a su vez, utilizarlos para trazar las curvas de probabilidad acumulada de (DCFRR) y (NPV). Se puede necesitar la computadora para efectuar entre 10000 y 50000 cálculos.

El empleo del método de Monte Carlo en la evaluación de un proyecto lo describieron Holland y coautores [F. A. Holland, F. A. Watson y J. K. Wilkinson, *Chem. Eng.*, **81,** 76-79 (febrero 4, 1974)]. Las curvas de probabilidad acumulada para (DCFRR) y (NPV) nunca pueden ser más exactas que las opiniones en que se basan; se puede obtener exactitud comparable con el empleo de curvas en forma de S y con un número pequeño de cálculos.

Curvas en forma de S K. D. Tocher (*The Art of Simulation*, rev. ed., English Universities Press, London, 1967) describió una forma muy completa para la generación de números aleatorios y seudoaleatorios y su empleo en un gran número de procesos simulados. También consideró las técnicas de muestreo para las diversas distribuciones estadísticas y el diseño de procesos simulados. Se verá que las curvas de distribución acumulada son en forma de S y Tocher (*op. cit.*, p. 16) recomendó como ecuación general para esas curvas:

$$x = a + by + cy^2 + d(1-y)^2\ln y + ey^2\ln(1-y) \qquad (25\text{-}89)$$

en la cual x varía desde $-\infty$ hasta $+\infty$ cuando y varía de 0 a 1. La curva de frecuencia subyacente que corresponde a la ecuación (25-89) es

$$\frac{1}{p(x)} = \frac{dx}{dy} = b + 2cy + d(1-y)\left(\frac{1-y}{y} - 2\ln y\right) + ey\left[2\ln(1-y) - \frac{y}{1-y}\right] \qquad (25\text{-}90)$$

Si es necesario, se puede mejorar el ajuste si se aumenta el orden de la parte polinomial de la ecuación (25-89), con lo que este método constituye uno de gran flexibilidad para la simulación de una curva de frecuencia acumulada. El método se puede ampliar a las curvas en forma de J, que se caracterizan por una frecuencia máxima con $x = 0$ y frecuencia decreciente para valores crecientes de x, porque se considera que existe el reflejo de la curva en el eje y. La curva individual máxima resultante se puede muestrear en forma correcta con el método de Monte Carlo, si se divide a la mitad la escala vertical y sólo se consideran los valores absolutos de x.

Cuando los datos no requieren la exactitud de las ecuaciones (25-89) o (25-90), serán suficientes, por lo general, curvas más sencillas si se supone que la distribución de frecuencia tendrá un valor individual máximo.

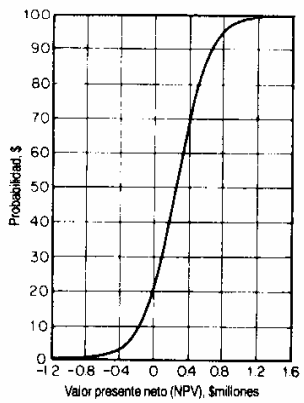
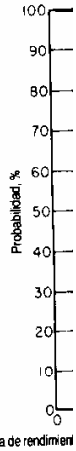


FIG. 25-19 Probabilidad de un valor presente neto determinado o menor para un proyecto.



Tasa de rendimien

FIG. 25-20 Probabil
flujo de efectivo desco

Considérese un p
de la recomendació
cantidad de persona
las ventas aumentar
saturará el mercado
de suponer que la cu
valor máximo, ento
como curva de logí

en la cual y varía e
constantes explícit
implícitas debido a
punto de inflexión
pronósticos de vent
tiempo. Si ya existe
tota superior y a y
auxiliar T, en dond

$T =$

$b =$

$a =$

o bien $a =$

Si los valores de
ferencia important
cuada de los datos.

Ejemplo 10 Se d
nes de frecuencia acu
ecuaciones (25-72) y
mulada de cero y la
límite superior es la
del lado derecho de l
es simétrica en torno
el área debajo de la c
lada es 0.50000 con
corresponde al valor
(25-92) hasta (25-94

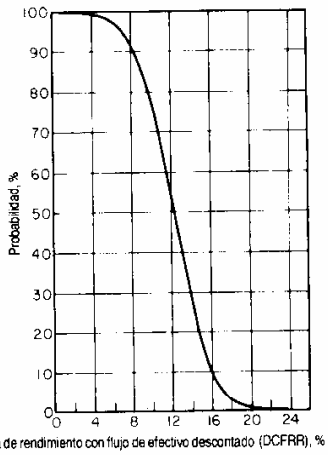


FIG. 25-20 Probabilidad de una tasa de rendimiento determinada o mayor con flujo de efectivo descontado para un proyecto.

Considérese un producto que se vende exclusivamente sobre la base de la recomendación personal. El volumen de ventas dependerá de la cantidad de personas que ya lo hayan comprado. Por tanto, al principio, las ventas aumentarán en forma exponencial. En un momento dado, se saturará el mercado y sólo se harán compras para reposición. Si se puede suponer que la curva de frecuencia sea simétrica en torno a un solo valor máximo, entonces la curva de distribución acumulada se conoce como curva de logística y se define por la ecuación (25-91):

$$y = c/[1 + a \exp(-bx)] \tag{25-91}$$

en la cual y varía entre cero y c y x va de $-\infty$ a $+\infty$. Aunque sólo tres constantes explícitas en la ecuación (25-91), hay otras dos constantes implícitas debido a la elección de cero como el límite inferior de y y el punto de inflexión con $y = c/2$. La ecuación (25-91) se suele utilizar en pronósticos de ventas, en cuyo caso y es la demanda de ventas y x es el tiempo. Si ya existe esa curva, el valor de c se puede leer como la asíntota superior y a y b se pueden obtener con el empleo de una variable auxiliar T, en donde:

$$T = x_2 \text{ (at } y = r_2c) - x_1 \text{ (at } y = r_1c) \tag{25-92}$$

$$b = [\ln (1/r_1 - 1) - \ln (1/r_2 - 1)]/T \tag{25-93}$$

$$a = (1/r_1 - 1) \exp(bx_1) \tag{25-94}$$

o bien $\quad a = (1/r_2 - 1) \exp(bx_2)$

Si los valores de a obtenidos con la ecuación (25-94) tienen una diferencia importante, la curva de logística no es una representación adecuada de los datos.

Ejemplo 10 Se derivará la curva de logística que representa las distribuciones de frecuencia acumulada de la curva de distribución normal definida por las ecuaciones (25-72) y (25-73). En este caso, y varía entre una probabilidad acumulada de cero y la unidad conforme z varía desde $-\infty$ hasta $+\infty$. Dado que el límite superior es la unidad, $c = 1$. En la tabla 25-9 se puede leer el área debajo del lado derecho de la curva entre $z = 0$ y $z = z$. Dado que la curva de frecuencia es simétrica en torno a la media, también es el área entre $z = 0$ y $z = -z$. Por ello, el área debajo de la curva de frecuencia, que representa la probabilidad acumulada es 0.50000 con $z = 0$ y el percentil 80, para el cual el área es de 0.80000, corresponde al valor $z = 0.842$. Se sustituyen estos valores en las ecuaciones (25-92) hasta (25-94) para dar

$$T = 0.842 - 0.000 = 0.842$$

$$b = [\ln (1/0.50 - 1) - \ln (1/0.80 - 1)]/0.842 = 1.6464$$

$$a = 1.0000/1.00000$$

De la ecuación (25-91), la curva de logística correspondiente es

$$y = [1 + \exp(-1.6464z)]^{-1}$$

La función de frecuencia acumulada calculada con esta simple expresión se compara contra el valor preciso en la tabla 25-9.

Cuando una curva de frecuencia acumulada se puede representar en forma satisfactoria con una curva de logística, la curva de frecuencia subyacente se puede obtener por diferenciación de la ecuación (25-91) como

$$p(x) = \frac{dy}{dx} = \frac{abc \exp(-bx)}{[1 + a \exp(-bx)]^2} \tag{25-95}$$

La función de densidad de probabilidad para la curva de distribución normal calculada con la ecuación (25-95) por el empleo de los valores de a, b y c obtenidos en el ejemplo 10, también se puede comparar con los valores precisos de la tabla 25-9. En esos casos simétricos se debe esperar el mejor ajuste cuando se utiliza la mediana o percentil 50 x_M en conjunción con el cuartil inferior o percentil 25 x_L o con el cuartil superior o percentil 75 x_U. Estas estadísticas se citan con frecuencia y la determinación de los valores de a, b y c mediante el empleo de x_M con x_L y con x_U es una indicación de la simetría de la curva. Cuando la concordancia es razonable, se deben utilizar los valores de la media de b determinados en esa forma para calcular el valor correspondiente de a.

En la práctica, la mayor parte de las curvas de distribución no son simétricas en torno a la mediana sino que tienen sesgamiento inherente. El efecto de una campaña de publicidad suele ser aumentar el volumen de ventas en los primeros años. También puede aumentar el grado de demanda madura del producto, pero esta demanda madura debe ser asintótica con un límite superior finito de ventas c. Esa curva tiene sesgamiento positivo porque $(x_M - x_L) < (x_U - x_M)$. Se puede tener una

TABLA 25-9 Datos para curva de distribución normal

Puntaje estándar	Ordenada de la curva de distribución normal, $p(z)$		Área debajo de la curva, probabilidad acumulada $y = \int_0^z p(z)\,dz$	
z	Precisa	Estimada	Precisa	Estimada
0.000	0.3989	0.4116	0.0000	0.00000
0.100	0.3970	0.4088	0.03983	0.04017
0.200	0.3910	0.4006	0.07926	0.08158
0.253	0.3864	0.3943	0.10000	0.10265
0.300	0.3814	0.3875	0.11791	0.12103
0.400	0.3683	0.3700	0.15542	0.15894
0.500	0.3521	0.3491	0.19146	0.19492
0.524	0.3478	0.3436	0.20000	0.20323
0.600	0.3332	0.3255	0.22575	0.22866
0.700	0.3123	0.3003	0.25804	0.25996
0.800	0.2897	0.2744	0.28814	0.28870
0.842	0.2798	0.2634	0.30000	0.30000
0.900	0.2661	0.2484	0.31594	0.31484
1.000	0.2420	0.2231	0.34134	0.33840
1.200	0.1942	0.1761	0.38493	0.37822
1.282	0.1953	0.1587	0.40000	0.39194
1.400	0.1497	0.1358	0.41234	0.40929
1.600	0.1109	0.1029	0.44520	0.43303
1.645	0.1032	0.0964	0.45000	0.43752
1.800	0.0790	0.0769	0.46107	0.45092
2.000	0.0540	0.0569	0.47725	0.46418
2.500	0.0175	0.0260	0.49379	0.48395
3.000	0.0044	0.0116	0.49865	0.49289
4.000	0.0001	0.0023	0.49997	0.49862
00	0.0000	0.0000	0.50000	0.50000

aproximación a esta situación con la curva de Gompertz definida por la ecuación (25-96):

$$\ln y = \ln c - a \exp(-bx) \tag{25-96}$$

que tiene su punto de inflexión con 0.3679 c. En términos de los cuartiles superior e inferior y de la mediana,

$$b = 0.8794/(x_U - x_M) \tag{25-97}$$

$$b = 0.6931/(x_M - x_L) \tag{25-98}$$

$$a = 0.6931 \exp(bx_M) \tag{25-99}$$

Para evaluar si el ajuste de Gompertz con la curva es adecuado, se comparan los valores de b calculados con las ecuaciones (25-97) y (25-98) y, si son adecuados, se puede utilizar el valor promedio de b en la ecuación (25-99) para calcular el valor correspondiente de a que asegure un ajuste en la mediana y una exactitud razonable en el intervalo práctico, que es más importante, dentro de un par de desviaciones estándar en cada lado de la mediana.

La curva de distribución de frecuencia subyacente de la curva de Gompertz se puede obtener por la diferenciación de la ecuación (25-96) para dar

$$p(x) = dy/dx = yab \exp(-bx) \tag{25-100}$$

Las curvas de logística y de Gompertz tienen la forma general mostrada en la figura 25-19. Se pueden adaptar para ajustar con curvas de la forma general mostrada en la figura 25-20 con unas pequeñas "manipulaciones" matemáticas. Por ejemplo, considérese la relación entre activo y pasivo circulantes, que se menciona en los informes de crédito de Dun & Bradstreet. Un valor típico para las empresas químicas en Estados Unidos podría ser $x_L = 1.82$, $x_M = 2.59$ y $x_U = 3.25$. Primero, se verá que $(x_M - x_L) > (x_U - x_M)$. Entonces, esta curva tiene sesgamiento negativo o tiene forma de S inversa y la curva de logística no es adecuada; la ecuación de Gompertz tampoco se puede emplear en forma directa. Sin embargo, está claro que si esa curva se traza "de cabeza" y hacia atrás, la curva transformada tendrá sesgamiento positivo. En términos matemáticos, esto equivale a intercambiar los límites superior e inferior y considerar que la variable dependiente es $(c - y)$. En el caso presente, los valores citados representan las probabilidades acumuladas de que la relación entre circulantes sea menor que el valor mencionado y, por tanto, que el valor de y esté entre cero y la unidad; por tanto, $c = 1$. En la curva transformada, $x_L = 3.25$, $x_M = 2.59$ y $x_U = 1.82$. Por ello, de acuerdo con la ecuación 25-97,

$$b = 0.8794/(1.82 - 2.59) = -1.1421$$

y según la ecuación (25-98)

$$b = 0.6931/(2.59 - 3.25) = -1.0502$$

La variación está dentro de un límite de 5% del valor medio de $b = -1.0961$ y la curva transformada debe tener suficiente exactitud para muchos fines. Según la ecuación (25-99)

$$a = 0.6931 \exp[(-1.0961)(2.59)] = 0.04054$$

Por tanto, según la ecuación (25-96), la ecuación de la curva transformada es

$$\ln(1 - y) = -0.04054 \exp(1.0961x)$$

Dado que $d(1 - y) = -dy$, la correspondiente curva de frecuencia subyacente es, según la ecuación (25-100):

$$p(x) = +0.0444(1 - y) \exp(1.0961x)$$

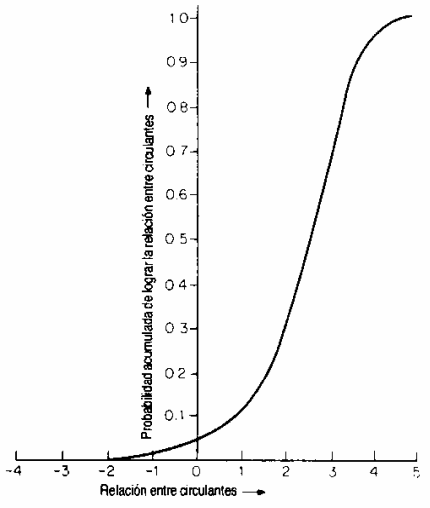


FIG. 25-21 Probabilidad acumulada de una relación determinada entre circulantes.

Los valores de y y de $p(x)$ calculados a partir de las dos ecuaciones anteriores, están trazados en las figuras 25-21 y 25-22.

En todas las curvas en forma de S, el rango de x es desde $-\infty$ hasta $+\infty$, con lo que siempre hay una posibilidad finita de que ocurran valores negativos de x. En el caso presente, la definición de la relación entre activo y pasivo circulantes hace que los valores de x menores de cero no tengan significado. En un caso dado, pueden ser

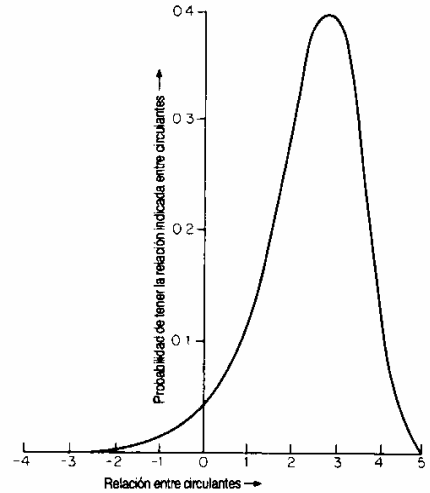


FIG. 25-22 Probabilidad de una relación determinada entre circulantes.

TABLA 25-10 D

Parámetro	Bajo
A_S	1 126 24
A_{TE}	−471 69
C_{FC}	−900 60
C_{WC}	−61 44

tolerables los errore
acumulada implica
Se puede demostr
B-76 (1968)] que pu
y la desviación estár
ciones de un valor b
alto. Se sugiere, por
en cuanto a las prob
es en el cual hay una
que el bajo y una pr
el valor alto. Estos
Para el nivel de con
nes disponibles son

$\bar{x}$ = (valor bajo) +

s' = [(valor alto)−

Sobre esta base,
método paramétric
Prog., **72**, 73-78 (n

Ejemplo 11 Cons
que los datos básicos
bilidad de 10% de que
5%. En la misma form
A_{TE} se considera que
Se considera que los
arriba de la cifra base;
insignificantes.

Con un costo de ca
flujos de efectivo. Po
= $754 716, $\Sigma A_t d_t$ =
es de 50%; entonces,
meros conceptos son
bajo descontado y el d
más probables se res
puestos dan un valor

Una reducción de 2
en $\Sigma A_t d_t$ por abajo del
$563 120. El efecto, d
a (NPV) es (1 −0.50)
$281 560 = $1 126
valores en la tabla 25

El valor medio de
alto, modal y bajo, m
no coincidirán la mec
la media para obtener
estándar de cada dist
de que el (NPV) de l
de la media o del m
todas las constantes
la desviación estánd
estándar individuales

Si se supone que l
rar de inmediato la
puntaje estándar de 4
y uno de −4 a una pr
dad y cero, respectiv
4 corresponde a un
− 4 a un (NPV) de
límites de confianza
curva de la figura 25

Como se ha dic
luaciones del rang

TABLA 25-10 Datos para análisis del riesgo

	(NPV), $ anuales				
Parámetro	Bajo	Modal	Alto	Mediana	Desviación estándar
A_S	1 126 240	1 407 800	1 478 190	1 355 008	132 811
A_{IE}	−471 698	377 358	−358 490	−396 226	−42 720
C_{EC}	−900 603	−692 772	−658 133	−736 070	−91 498
C_{WC}	−61 446	−61 446	−61 446	61 446	0

tolerables los errores de alrededor de 4% en la curva de probabilidad acumulada implicada por este factor.

Se puede demostrar [J. J. Molder y E. G. Rogers, *Manage. Sci.*, **15**, B-76 (1968)] que para eventos continuos es posible calcular la media y la desviación estándar de una distribución sesgada a partir de estimaciones de un valor bajo, de un valor muy posible o modal y de un valor alto. Se sugiere, porque es difícil hacer juicios subjetivos muy atinados en cuanto a las probabilidades, que el rango más posible de ser exacto es en el cual hay una probabilidad de 10% de que exista un valor menor que el bajo y una probabilidad de 10% de que haya un valor mayor que el valor alto. Estos valores suelen implicar una distribución sesgada. Para el nivel de confianza sugerido de un 80%, las mejores estimaciones disponibles son:

$$\bar{x} = (\text{valor bajo}) + [(2)(\text{valor modal})] + (\text{valor alto}) \qquad (25\text{-}101)$$

$$s^* = [(\text{valor alto}) - (\text{valor bajo})]/2.65 \qquad (25\text{-}102)$$

Sobre esta base, un sistema alterno para el análisis del riesgo es el método paramétrico [D. O. Cooper y L. B. Davidson, *Chem. Eng. Prog.*, **72**, 73-78 (noviembre, 1976)].

Ejemplo 11 Considérese el proyecto presentado en la tabla 25-4. Se estima que los datos básicos representan los valores más posibles y que hay una probabilidad de 10% de que A_S se reducirá en más de 20% o que aumentará en más de 5%. En la misma forma, los niveles bajo y alto con una probabilidad de 10% de A_{IE} se considera que están 5% por abajo y 25% por arriba de las cifras de base. Se considera que los valores bajo y alto de C_{EC} están 5% por abajo y 30% por arriba de la cifra base; se considera que los cambios en los otros parámetros son insignificantes.

Con un costo de capital i de 10%, se pueden descontar y sumar los diversos flujos de efectivo. Por tanto, para los casos básicos, $\Sigma A_S f_d$ = $2 815 600, $\Sigma A_{IE} f_d$ = $754 716, $\Sigma A_D f_d$ = $614 457 y $\Sigma C_{WC} f_d$ = $61 446. El impuesto sobre la renta es de 50%; entonces, los flujos de efectivo después de impuestos de los tres primeros conceptos son (1 − 0.50) de las sumas calculadas antes. El capital de trabajo descontado y el desembolso para capital fijo no son grabables. Estos valores más probables se resumen en la tabla 25-10 y después del ajuste según los impuestos dan un valor modal de (NPV) de $276 224.

Una reducción de 20% en A_S cada año, dará por resultado una disminución de 20% en $\Sigma A_S f_d$ por abajo del valor modal, es decir, una reducción de (0.20)($2 815 600) = $563 120. El efecto, después de impuestos, de esta reducción sobre la aportación a (NPV) es (1 − 0.50)($563 120) = $281 560, lo que hace el valor bajo $1 407 800 − $281 560 = $1 126 240 o en forma más directa (0.8)($1 407 800). Los otros valores en la tabla 25-10 están calculados en forma similar.

El valor medio de cada una de las distribuciones se obtiene con estos valores alto, modal y bajo, mediante la ecuación (25-101). Si la distribución es sesgada, no coincidirán la media y el modo. Sin embargo, se pueden sumar los valores de la media para obtener el valor medio de (NPV) que es de $161 266. La desviación estándar de cada distribución se calcula mediante la ecuación (25-75). El hecho de que el (NPV) de la media o del modo sea la suma de los valores individuales de la media o del modo, implica que la ecuación (25-81) es adecuada cuando todas las constantes k son iguales a la unidad. Por tanto, con la ecuación (25-81) la desviación estándar del (NPV) es la raíz cuadrada media de las desviaciones estándar individuales. En este caso s^* = $166 840 para el (NPV).

Si se supone que la distribución resultante es normal, entonces se puede generar de inmediato la curva de distribución acumulada. Según la tabla 25-9, un puntaje estándar de 4 corresponde a una probabilidad de 0.5 + 0.49997 = 0.99997 y uno de −4 a una probabilidad de 0.5 − 0.49997 = 0.00003, virtualmente la unidad y cero, respectivamente. Según la ecuación (25-73), un puntaje estándar de 4 corresponde a un (NPV) de $161 266 + (4) ($166 840) = $828 626 y uno de −4 a un (NPV) de $506 094. Los valores de (NPV) correspondientes a otros límites de confianza se puede calcular en la misma forma y trazarlos para dar la curva de la figura 25-23.

Como se ha dicho, con las incertidumbres que hay en muchas evaluaciones del rango de diversos factores que se hacen en los negocios, el teorema del límite central implica que la suposición de una distribución normal de la variable principal tiene suficiente exactitud, siempre y cuando haya varios factores que influyan en la variable principal. Los resultados dan tanta información como la mayor parte de los cálculos con el método de Monte Carlo y tienen la ventaja de que se pueden lograr con rapidez sin recurrir a una computadora digital, sino sólo a una calculadora. En términos estrictos, las variables deben ser independientes y aditivas. Por ello es mejor, por ejemplo, tratar a $(A_S - A_{IVE})$ como una sola variable, pues tanto los ingresos por ventas como los gastos variables totales están relacionados con el volumen anual R de ventas. En esos casos, la desviación estándar de A_{IVE} se sumaría o se restaría de la de A_S antes de elevarla al cuadrado para obtener la varianza, según que la incertidumbre del grupo fuera mayor o menor que la de los factores individuales. Además, cuando está implicado un producto como $A_S = Rc_S$, se utilizaría la ecuación (25-84) en lugar de la (25-82) para calcular la varianza. Cuando se multiplican entre sí las incertidumbres predominantes, una distribución logarítmica normal daría una mejor distribución final. Se puede aplicar una técnica similar a la (DCFRR), siempre y cuando se utilice la ecuación (25-85) en vez de la (25-86) para calcular la varianza total de la variable principal.

Cuando los cálculos están bien fundados, se puede conservar el sesgamiento con el empleo de una distribución como la de Gompertz. La mediana de esa curva ocurre cuando $y = 0.5\,c$, mientras que el punto de inflexión corresponde al modo con $y = c/\exp(1) = 0.3679\,c$. El estadístico Karl Pearson sugirió, como medida sencilla del sesgamiento:

$$\text{Sesgamiento} = 3\,(\text{media} - \text{mediana})/\sigma \qquad (25\text{-}103)$$

y una aproximación empírica en términos del modo dada con:

$$(\text{Media} - \text{modo}) = 3\,(\text{media} - \text{mediana}) \qquad (25\text{-}104)$$

Al aplicar estas ecuaciones en este ejemplo,

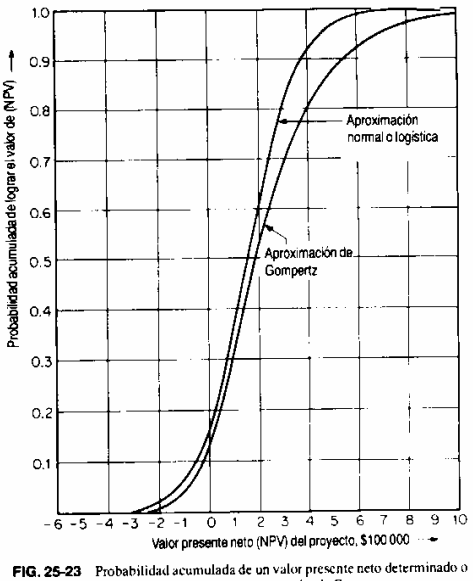


FIG. 25-23 Probabilidad acumulada de un valor presente neto determinado o menor para un proyecto, con aproximación normal y de Gompertz.

$$\text{(Media – modo)} = \$161\,266 - \$276\,224 = -\$114\,958$$

$$\text{Sesgamiento} = -\$114\,958/\$166\,840 = -0.6890$$

Con distribuciones simétricas, como la logística o la normal, el sesgamiento debe ser cero.

La distribución de Gompertz requiere que la distribución tenga sesgamiento positivo, lo cual se puede lograr si se considera a – (NPV) como la variable independiente y a (c – y) como la variable dependiente. Con la ecuación (25-104) la mediana aproximada de la distribución es

$$\text{Mediana} = [\$161\,266 - (-\$114\,958)]/3 = \$199\,585$$

Al sustituir valores en la ecuación (25-96) con – (NPV) como variable independiente a lograr, dado que el rango de y es de cero a unidad,

$$\ln(1 - 0.5) = \ln(1) - a \exp[(-b)(-\$199\,585)]$$

$$\ln(1 - 1/e) = \ln(1) - a \exp[(-b)(-\$276\,224)]$$

$$\text{por tanto } b = \frac{-\ln[\ln(0.5)/\ln(1 - 1/e)]}{[(-\$199\,585) - (-\$276\,224)]} = 5.388 \times 10^{-6}/\$$$

$$a = \frac{-\ln 0.5}{\exp[(5.388 \times 10^{-6}/\$)(-\$199\,585)]} = 2.0315$$

Entonces, la curva de distribución de Gompertz, es, en términos de (NPV):

$$\ln y = -2.0315 \exp[-5.388 \times 10^{-6}(\text{NPV})]$$

Para el mismo grado de certidumbre que antes, es posible que el valor mínimo de (NPV) sea:

$$\ln\left[\frac{\ln(0.00003)}{-2.0315}\right] - 5.388 \times 10^{-6} = -\$303\,365$$

y que el máximo sea $2 064 569 calculado en la misma forma para y = 0.99997. Los otros valores se calculan en la misma forma y se trazan como en la figura 25-23.

Árboles de decisión En un árbol de decisión típico, ilustrado en forma muy esquemática en la figura 25-24, cada nodo representa un punto de decisión (DP), en el cual están disponibles una o más opciones. Se selecciona algún resultado cuantificable de cada opción como base para comparación; por ejemplo, el valor presente neto (NPV). Se asigna un valor a la probabilidad de alcanzar cada resultado, ya sea acumulativo o no según se requiera. Éstos se pueden obtener con los métodos descritos o en otra forma. Las estimaciones están sujetas a la restricción de que la suma de las probabilidades de todas las ramas que salen de cada nodo será la unidad, porque alguna decisión se tomará allí.

Cuando se consideran dos inversiones, sea la opción B una inversión segura que tiene un valor presente neto básico $(\text{NPV})_B$ que es independiente de cualquier competencia. Se dejará que la opción A produzca un valor presente neto $(\text{NPV})_{A1}$ si no hay competencia, y $(\text{NPV})_{A2}$ si existe competencia. Después, sean las probabilidades de que no haya competencia y que la haya, p_1 y p_2, respectivamente. Entonces, p_2 debe ser igual a $(1 - p_1)$.

El (NPV) esperado para la opción A se puede escribir, según la ecuación (25-105), como:

$$(\text{NPV})_{wA} = p_1(\text{NPV})_{A1} + (1 - p_1)(\text{NPV})_{A2}$$

en donde $(\text{NPV})_{wA}$ es el valor presente neto ponderado para la opción A, basado en las probabilidades p_1 de no encontrar competencia y $(1 - p_1)$ de encontrarla.

En la misma forma, el (NPV) esperado para la opción B se da con

$$(\text{NPV})_{wB} = p_1(\text{NPV})_B + (1 - p_1)(\text{NPV})_B = (\text{NPV})_B$$

La ganancia en el valor esperado de la opción A en relación con la opción B es, por tanto,

$$\Delta(\text{NPV})_w = (\text{NPV})_{wA} - (\text{NPV})_{wB}$$

Supóngase que las opciones representadas en la figura 25-24 fueran tales que $(\text{NPV})_B = (0.5)(\text{NPV})_{A1} = 2(\text{NPV})_{A2}$. Entonces, la sustitución lleva a

$$\Delta(\text{NPV})_w = [2p_1 + 0.5(1 - p_1) - 1](\text{NPV})_B$$

$$= (1.5p_1 - 0.5)(\text{NPV})_B$$

La elección no tiene importancia cuando $\Delta(\text{NPV})_w = 0$, es decir, cuando $p_1 = 1/3$. Si la probabilidad de que no haya competencia es mayor de 1/3, se debe escoger la opción A, o la opción B en caso contrario.

La técnica está basada en los métodos de álgebra lineal y en la teoría de los juegos de azar. Cuando el problema tiene muchos puntos de decisión con ramas múltiples, se puede necesitar una computadora para seguir todas las trayectorias posibles y listarlas por orden de deseabilidad en términos del criterio cuantitativo escogido. Después, el tomador de decisión se puede concentrar en las trayectorias de la parte superior de la lista y escoger entre ellas con otros criterios, que quizá sean subjetivos. La técnica tiene muchas aplicaciones que se describen en las muchas publicaciones existentes y no se mencionará más.

Medidas numéricas del riesgo Si no existiera el riesgo, ni la recompensa del éxito al haberlo aceptado, no habría actividad comercial. Cuando se estiman las probabilidades de lograr diversos valores de valor presente neto (NPV) y de tasa de rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR), se presenta un intervalo en los posibles valores de (NPV) y de (DCFRR). Se han sugerido muchos métodos para evaluar los riesgos y las recompensas que se pueden esperar en los proyectos.

Considérese un proyecto propuesto en el cual hay una probabilidad p_1 de que habrá un $(\text{NPV})_1$, y una probabilidad p_2 de que habrá un $(\text{NPV})_2$, etc. Entonces, se puede calcular un $(\text{NPV})_w$ promedio ponderado, conocido como valor esperado con:

$$(\text{NPV})_w = p_1(\text{NPV})_1 + p_2(\text{NPV})_2 + \cdots \qquad (25\text{-}105)$$

en donde $p_1 + p_2 + \ldots = 1.0$.

Se pueden escribir ecuaciones análogas para otras medidas aditivas de la rentabilidad, como la utilidad neta.

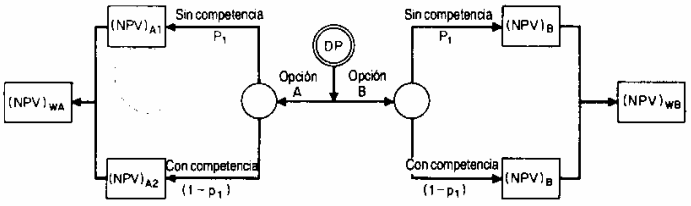


FIG. 25-24 Efecto de las opciones del árbol de decisión sobre el valor presente neto.

Ejemplo 12 Considé
de $100 000 en un contra
000. Hay cuatro contratis
0.25 de lograr el contrato
0.75 de no lograrlo. Entor

$$0.25(\$$$

En este caso, la ganancia

Si la pérdida poten
las decisiones no se t
perado aunque la gan
decisiones no siempr
pérdida potencial rep
la empresa. Entre est
criterio muy útil, en e
de proyectos.

Una empresa pued
potencial de tasa de r
ser imposible reunir
empresa podría estar
extremos si la inversi
empresa hacia el ries

El dinero no tiene
dólar puede servir pa
insignificante para la
la actitud de una emp
por medio de una ser
ejecutivos:

"Su empresa ha co
tenciales de $P desp
la utilidad neta de $
una pérdida neta de
trato, ¿cuánto dinero
que lo eximieran del
rasen?"

Se pueden hacer la
probabilidades p_1 y

Ejemplo 12 Considérese un contratista que podría lograr una utilidad neta de $100 000 en un contrato. El costo de preparación de la propuesta es de $10 000. Hay cuatro contratistas competidores, cada uno con una probabilidad $p_1 = 0.25$ de lograr el contrato; por tanto, cada contratista tiene una probabilidad $p_2 = 0.75$ de no lograrlo. Entonces, el valor esperado del proyecto es

$$0.25(\$100\,000) + 0.75(-\$10\,000) = \$17\,500$$

En este caso, la ganancia potencial es 10 veces mayor que la pérdida potencial.

Si la pérdida potencial puede hacer quebrar a la empresa, entonces las decisiones no se toman, por necesidad, sobre la base del valor esperado aunque la ganancia potencial pueda ser elevada. Además, las decisiones no siempre se toman sobre la base del valor esperado si la pérdida potencial representa una cantidad más o menos pequeña para la empresa. Entre estos dos extremos, el valor esperado puede ser un criterio muy útil, en especial para una empresa que tiene gran número de proyectos.

Una empresa puede estar pensando en un proyecto con muy alto potencial de tasa de retorno o rendimiento y bajo riesgo, pero podría ser imposible reunir el dinero para iniciar el proyecto. A la inversa, la empresa podría estar dispuesta a emprender un proyecto con riesgos extremos si la inversión es de poca cuantía. Por ello, la actitud de una empresa hacia el riesgo depende de las circunstancias.

El dinero no tiene el mismo valor para cada empresa o persona. Un dólar puede servir para que coma un menesteroso y ser una cantidad insignificante para la persona que se lo dio. Se ha intentado cuantificar la actitud de una empresa hacia el dinero, el riesgo y la incertidumbre por medio de una serie de preguntas, como las siguientes, hechas a los ejecutivos:

"Su empresa ha concertado un contrato comercial con ingresos potenciales de $\$P$ después de pagar impuesto. La probabilidad de lograr la utilidad neta de $\$P$ es, por ejemplo, $p_1 = 0.75$ y la probabilidad de una pérdida neta de $\$P$ es de $p_2 = 0.25$. Si prefiriera conservar el contrato, ¿cuánto dinero aceptaría por su interés en el mismo? Si prefiriera que lo eximieran del contrato, ¿cuánto dinero pagaría porque lo liberasen?"

Se pueden hacer las mismas preguntas para diferentes valores de las probabilidades p_1 y p_2. Las respuestas a estas preguntas pueden dar indicaciones de la importancia para la empresa de $\$P$ con diversos grados de riesgo y se utilizan para trazar la curva de utilidad de la figura 25-25. Los valores positivos son las cantidades de dinero que aceptaría la empresa por renunciar a su participación. Los valores negativos son las cantidades de dinero que pagaría por evitar su participación. Sólo cuando el valor de utilidad y el valor esperado (línea recta, figura 25-25) son los mismos, se pueden justificar el valor presente neto (NPV) y la tasa de rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR) como criterios para inversión.

Debido a que la curva de utilidad tiene una base tan subjetiva, la mayor parte de las empresas prefieren la objetividad de (NPV) y de (DCFRR), en todo el alcance del presupuesto de ingresos y gastos normales. Los métodos subjetivos se suelen reservar para proyectos con riesgo excepcionalmente alto.

Una curva de utilidad (Fig. 25-25) es específica para cierta suma de dinero. Es posible que la curva sea diferente para, por ejemplo, $P = \$10\,000$. La figura 25-25 sólo se puede utilizar para proyectos que quedan dentro del intervalo de −$100 000 a +$100 000. Para proyectos con otros valores se deben utilizar otras curvas de utilidad.

R. O. Swalm ["Utility Theory—Insight into Risk Taking", *Harv. Bus. Rev.*, **44**, 123-136 (noviembre-diciembre 1966)] encontró que muchos ejecutivos tienen dificultades para apreciar los matices tenues de las apuestas y sólo prefieren apostar a la segura. Preguntó a varios ejecutivos acerca de qué suma garantizada de dinero consideraban equivalente a un juego de azar relacionado con el lanzamiento de una moneda al aire o "volado". Si la moneda caía en un lado ganarían una suma determinada de dinero; si caía en el otro lado no recibirían nada.

Swalm empezó por considerar una suma de dinero equivalente al doble del desembolso máximo que podía autorizar el ejecutivo durante un año y la utilizó para obtener una utilidad adicional. En esta forma se pudo trazar una curva de utilidad. Swalm escogió una escala arbitraria de utilidad basada en un intervalo de −120 útiles a +120 útiles. (NOTA: Es igual de incorrecto comparar los útiles por su relación que implicar que un objeto que está a 30°C está el doble de caliente que uno que está a 15°C.)

Swalm encontró que la mayor parte de los ejecutivos son conservadores en sus desembolsos y que los patrones de las curvas de utilidad

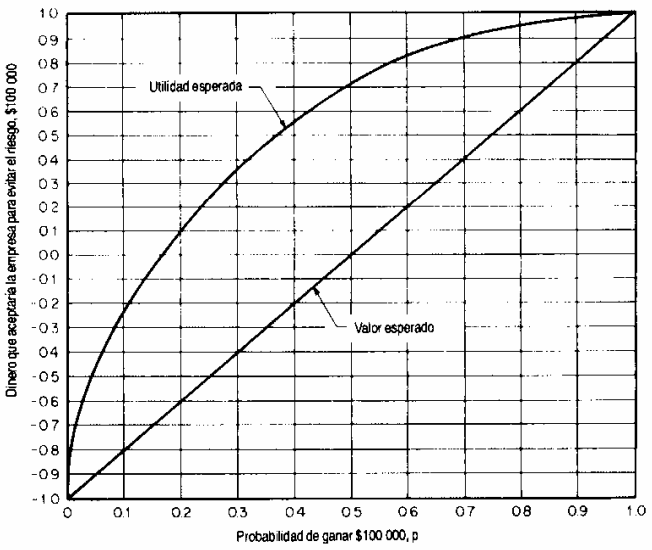


FIG. 25-25 Trazo de la función de utilidad para $100 000, p.

son muy similares, si se trazan con un rango de ordenada de ± 1 unidad. La unidad, en este caso, es el desembolso anual máximo que puede autorizar el ejecutivo. Puede parecer que esas curvas difieren mucho cuando se trazan en términos de valores absolutos del dinero. Las curvas indican también que los ejecutivos tienden a ser más conservadores cuando consideran una pérdida, que cuando consideran una pequeña ganancia.

Ejemplo 13 Una empresa está pensando en invertir en uno o más de tres proyectos, A, B y C. Se desea evaluar las prioridades de inversión si las probabilidades de obtener diversos valores presentes netos (NPV) son las que aparecen en la tercera columna de la tabla 25-11. La ecuación (25-105) da el valor esperado para $(NPV)_w$. Entonces, para el proyecto A $(NPV)_w$ se calcula con los datos de la tabla 25-11 y se encuentra que es

$$(NPV)_w = 0.1(\$95\,000) + 0.8(\$45\,000) + 0.1(-\$75\,000)$$

$$(NPV)_w = \$9\,500 + \$36\,000 - \$7\,500$$

$$(NPV)_w = \$38\,000$$

Los valores correspondientes para los proyectos B y C se calculan en la misma forma; se presentan en la tabla 25-11.

En el proyecto A, la probabilidad $p = 0.1$ para (NPV) = \$95 000. En la figura 25-25 se muestra que \$95 000 es la cantidad de dinero que pagaría la empresa por una probabilidad de 0.8 de ganar \$100 000. Hay por tanto, una probabilidad de 0.2 de perder \$100 000. En este caso, una probabilidad de $p = 0.1$ de ganar \$95 000 es equivalente a una utilidad probable de (0.1) (0.8) = 0.08 de ganar \$100 000.

La ecuación (25-105) se puede utilizar para calcular la utilidad esperada si se sustituyen las probabilidades p_1, p_2, etc., por las utilidades probables y si los valores presentes netos $(NPV)_1$, $(NPV)_2$ etc., se reemplazan por \$100 000 cada uno. Para el proyecto A, la utilidad esperada, U_w, es:

$$U_w = [0.1(0.8) + 0.8(0.34) + 0.1(0.03)]\$100\,000$$

$$U_w = \$8\,000 + \$27\,200 + \$300$$

$$U_w = \$35\,500$$

Los valores correspondientres para los proyectos B y C se calculan en la misma forma y aparecen en la tabla 25-11.

La línea recta de la figura 25-25 representa la situación en la cual el valor esperado y la utilidad esperada son iguales en el intervalo de – \$100 000 a + \$100 000. En este caso, las decisiones se pueden tomar sobre la base rutinaria del máximo valor esperado. En otros casos, las decisiones se deben tomar sobre la base de la máxima utilidad esperada. La curva de utilidad en la figura 25-25 representa la actitud actual de la administración respecto a \$100 000. Esta curva se debe actualizar conforme cambie la situación financiera de la empresa. En este ejemplo, la curva de utilidad está encima de la línea recta. Esto representa la tendencia de quienes toman las decisiones de la empresa a correr un riesgo. Cuando la curva de utilidad está debajo de la línea recta implica un espíritu conservador. Las prioridades de inversión deben ser poner en marcha el proyecto A y, luego, si hay recursos financieros, el proyecto B.

Podría parecer que también se consideraría el proyecto C, en vista de la utilidad esperada de \$16 700. Sin embargo, es preferible no hacer nada que poner en marcha el proyecto C. La utilidad de no hacer nada, que es equivalente a pagar \$0, es de 0.17 como se ve en la figura 25-25. Esto da una utilidad probable correspondiente de (1.0)(0.17)(\$100 000), o sean \$17 000. Éste es un resultado mejor que si se invirtiera en el proyecto C.

En este ejemplo, el orden de prioridades basado en las utilidades esperadas es el mismo que el basado en los valores esperados. Sin embargo, ese orden está bien definido sobre la base del valor esperado, pero mucho menos sobre la base de la utilidad esperada.

El capital está en riesgo hasta que se llega al punto de equilibrio. Se acostumbra tener en consideración el punto de equilibrio descontado (DBEP), o sea, el momento en el cual el (NPV) es cero cuando se descuenta al costo del capital. En cualquier tiempo después del (DBEP), el proyecto habrá recuperado su costo y aportado mayor rendimiento sobre el capital que el costo del capital. Se acostumbra que la administración distribuya el riesgo mediante la diversificación de las actividades de la empresa entre una cartera de proyectos.

R. L. Reul [*Chem. Eng. (London)*, **238**, CE 120-125 (mayo 1970)] expuso un parámetro que llamó función de supervivencia medida (MSF) expresada por:

$$(MSF) = 1 - (1 - p)^{\beta} \qquad (25\text{-}106)$$

en donde (MSF) es la probabilidad de que una cartera de riesgos o apuestas con una estrategia similar alcance, cuando menos, el punto de equilibrio y β es el importe de una ganancia dividida entre la cantidad de cada apuesta. Reul ha aplicado la ecuación (25-106) a las actividades de investigación y desarrollo de una empresa. Esa ecuación está basada en la suposición simplificada de que un proyecto tiene éxito con la probabilidad p y da la recompensa esperada, o bien fracasa con la probabilidad $(1 - p)$. Por tanto, (MSF) es la probabilidad de, cuando menos, un éxito cuando se ponen en marcha β proyectos similares y representa una medida conservadora del riesgo. Se entiende que $\beta > 1$ y por tanto que $(MSF) > p$. Muchos proyectos pueden dar mayores rendimientos o una probabilidad más grande de lograr un rendimiento determinado si se gasta más dinero. Cada resultado derivable alterno de un proyecto dado se considera como un riesgo separado en la cartera.

Las actividades de investigación y desarrollo, por sí mismas, no dan por resultado un producto vendible. Por tanto, no pueden generar en forma directa un rendimiento a partir de un desembolso de capital. Un proyecto de investigación y desarrollo con éxito es el que da lugar a una actividad que produce ingresos para la empresa. El ciclo de vida de un ingreso por un producto individual puede ser el mostrado en la figura 25-26.

El ingreso tiene que servir para pagar no sólo el proyecto que ha tenido éxito sino también las actividades infructuosas de investigación y desarrollo. Se acostumbra considerar a la totalidad de I y D como una cartera; los desembolsos para I y D son más o menos flexibles y se

TABLA 25-11 Comparación de proyectos en términos de valores esperados y utilidad esperada

Proyecto	(NPV), \$	Probabilidad, p	Probabilidad equivalente de ganar \$100 000	Utilidad probable	Valor esperado, \$	Utilidad esperada, \$
	95 000	0.1	0.80	0.080	9 500	8 000
A	45 000	0.8	0.34	0.272	36 000	27 200
	−75 000	0.1	0.03	0.003	−7 500	300
		1.0		0.355	38 000	35 500
	50 000	0.2	0.37	0.074	10 000	7 400
B	20 000	0.6	0.23	0.138	12 000	13 800
	−60 000	0.2	0.04	0.008	−12 000	800
		1.0		0.220	10 000	22 000
	45 000	0.1	0.35	0.035	4 500	3 500
C	10 000	0.6	0.20	0.120	6 000	12 000
	−60 000	0.3	0.04	0.012	−18 000	1 200
		1.0		0.167	−7 500	16 700

pueden cambiar de un
momento dado.

Cuando se considera
como lo que sea menor

$$\beta = \frac{\text{ingres}}{}$$

$$o\ \beta = \frac{\text{desembolso total}}{\text{desembol}}$$

Debido a que los proy
rentes probabilidades
(25-106) se calculan

$$\beta = \frac{\text{ingresos tota}}{\text{desem}}$$

$$p = \frac{\text{valo}}{\text{ingresos}}$$

El valor esperado se
La relación entre (
en forma gráfica en la
ble de decidir un val

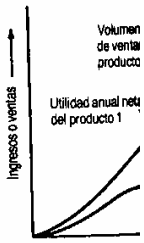


FIG. 25-26 Ciclo de

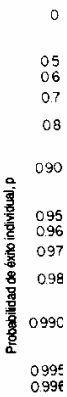


FIG. 25-27 Trazo

pueden cambiar de un proyecto poco viable a uno más favorable en un momento dado.

Cuando se consideran los proyectos individuales, β se debe manejar como lo que sea menor de:

$$\beta = \frac{\text{ingresos esperados si el proyecto tiene éxito}}{\text{desembolsos para el proyecto}}$$

$$\text{o } \beta = \frac{\text{desembolso total para todos los proyectos en el periodo presupuestado}}{\text{desembolso en el proyecto en el periodo presupuestado}}$$

Debido a que los proyectos en una cartera tendrán por lo general, diferentes probabilidades de éxito y de recompensa, β y p en la ecuación (25-106) se calculan conservadoramente como sigue:

$$\beta = \frac{\text{ingresos totales anuales si todos los proyectos tienen éxito}}{\text{desembolso total anual en todos los proyectos}}$$

$$p = \frac{\text{valor total esperado de todos los proyectos}}{\text{ingresos totales si todos los proyectos tienen éxito}}$$

El valor esperado se puede calcular con la ecuación (25-105).

La relación entre (MSF), p y $1/\beta$ en la ecuación (25-106) se muestra en forma gráfica en la figura 25-27. La administración es la responsable de decidir un valor aceptable de (MSF) para la empresa. El valor

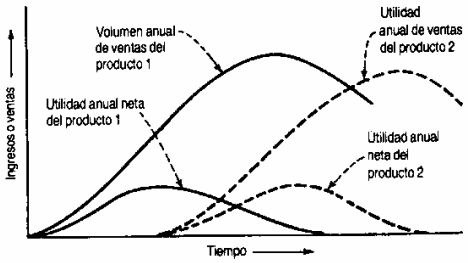


FIG. 25-26 Ciclo de vida de los productos.

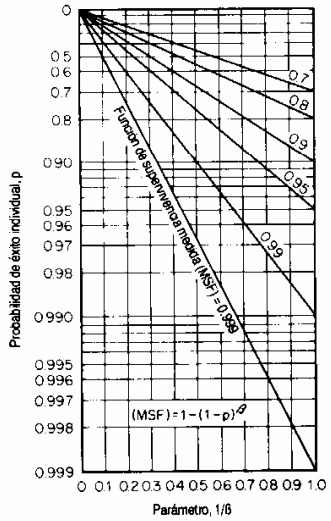


FIG. 25-27 Trazo de función de supervivencia medida.

seleccionado dependerá de la actitud de la empresa hacia el riesgo que se puede cuantificar en forma de una curva de utilidad, como la de la figura 25-25, con la que se puede obtener un valor de (MSF) equivalente.

La administración es también la responsable de calcular las probabilidades de éxito de cada proyecto, después de estudiar los datos suministrados por diversos departamentos. La tasa de retorno o rendimiento sobre la inversión que es aceptable para la administración es en función de dichas responsabilidades. Cada industria tiene un rendimiento sobre la inversión definido en forma razonable, que refleja el grado de riesgo inherente en esa industria. Si la administración toma decisiones erróneas, entonces incurrirán en gastos excesivos o perderán oportunidades.

Con un desembolso de $1000 en el año 0, se llegará al punto de equilibrio descontado (DBEP) en 3 años con una tasa de interés compuesto de 30%, si la ganancia neta anual A_{NP} = $550.63 anuales. Por tanto, una tasa de rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR) de 30% corresponde a:

$$\frac{1}{\beta} = \frac{\$1000}{(3 \text{ años})(\$550.63/\text{anuales})} = 0.61$$

Para $1/\beta = 0.61$ y una (MSF) = 0.999, en la figura 25-27 se ve que la probabilidad de éxito p = 0.985. En forma similar, se puede deducir que si (MSF) = 0.999 y p = 0.95, se requiere una (DCFRR) de 45%, si es aceptable llegar al punto de equilibrio en 20 años, entonces se necesita una (DCFRR) de sólo 10%.

Ejemplo 14 En la tabla 25-12 aparecen las estimaciones del programa actual de investigación y desarrollo de una empresa. Se calculará la probabilidad de que esta cartera de proyectos pueda, cuando menos, llegar al punto de equilibrio.

El desembolso total anual propuesto para I y D es de $500 000. El ingreso anual real total si todos los proyectos llegan a producir el ingreso previsto sería de $1 300 000. Por tanto,

$$\beta = \$1\,300\,000/\$500\,000 = 2.600$$

El proyecto A tiene un valor esperado de (0.95)($500 000 anuales) = $475 000 anuales; el proyecto B tiene un valor esperado de (0.90)($400 000 anuales) = $360 000 anuales, etc. Se suman estos valores para obtener el valor esperado total de la cartera, que debe ser de $1 109 500 por año. Entonces:

$$p = (\$1\,109\,500 \text{ anuales})/(\$1\,300\,000 \text{ anuales}) = 0.8535$$

TABLA 25-12 Ejemplo de una cartera de proyectos para un programa de investigación y desarrollo

Proyecto	Desembolso propuesto para el año siguiente	Utilidad anual después de impuestos si tiene éxito	Probabilidad de éxito
A	$125 000	$ 600 000	0.95
B	100 000	400 000	0.90
C	100 000	125 000	0.80
D	80 000	100 000	0.75
E	50 000	60 000	0.70
F	20 000	30 000	0.65
G	20 000	70 000	0.50
H	5 000	15 000	0.20
Totales	$500 000	$1 400 000	

En la figura 25-27, para una probabilidad de éxito p = 0.8535 y un valor $1/\beta$ = 1/2.600 = 0.3846, la (MSF) es de 99.3%. Ésta es la probabilidad de que esta cartera, cuando menos, llegará al punto de equilibrio.

Como opción, se pueden sustituir los valores de p y β en la ecuación (25-106) para obtener

$$(\text{MSF}) = 1 - (1 - 0.8535)^{2.6} = 0.9932 = 99.32\%$$

Se pueden relacionar las curvas de (MSF) y de utilidad.

Ejemplo 15 Se desea trazar una curva de función de utilidad equivalente al siguiente patrón de funciones de supervivencia medida (MSF), que exprese la

estrategia de un determinado gerente cuando tenía que desembolsar un presupuesto anual autorizado de $1 000 000:

Caso	Ingresos potenciales anuales, $	(MSF), %
a	Mayores de 600 000	99.9
b	300 000 a 600 000	95.0
c	0 a 300 000	65.0
d	Pérdidas	75.0

Se trazará la curva resultante en una escala de utilidad de ±120 útiles contra una ganancia potencial de ± $1 000 000.

Los ejes requeridos van desde −$1 000 000 anuales a +$1 000 000 anuales y de −120 útiles a +120 útiles. Los útiles se pueden comparar por relación sólo en una escala absoluta. Entonces, para fines de cálculo se mueven los ejes para proporcionar un rango de trabajo de $0 anuales a $2 000 000 anuales y de 0 a 240 útiles (Fig. 25-28). En estos ejes, una ganancia potencial de $600 000 anuales corresponde a una cantidad absoluta de (600 000 + 1 000 000) = $1 600 000 anuales, y una pérdida potencial de $200 000 anuales a una cantidad absoluta de (−200 000 + 1 000 000) = $800 000 anuales.

a. Para ingresos anuales superiores a $600 000, (MSF) es de 99.9%. Si hay que abandonar la certidumbre de una ganancia anual de $600 000 en un esfuerzo por obtener una ganancia anual de $1 000 000, entonces, sobre la base de un valor absoluto:

$$\beta = (\$2\,000\,000 \text{ anuales})/(\$1\,600\,000) = 1.2500$$

Con $1/\beta = 0.8000$ y (MSF) = 99.9%, se encuentra la probabilidad de éxito requerida al resolver la ecuación (25-106) para p:

$$p = 1 - (1 - 0.999)^{0.800} = 0.996$$

La utilidad de una cantidad de dinero es la que se tiene la certidumbre de lograr multiplicada por su probabilidad de lograrla. En una escala en la cual un ingreso anual absoluto de $2 000 000 tiene una utilidad de 240 útiles, la utilidad de $1 600 000 es de (0.996)(240) o sean 239 útiles.

b. Para ingresos anuales entre $300 000 y $600 000, (MSF) = 95%. Si hay que abandonar la certidumbre de una ganancia anual de $300 000 para obtener una ganancia anual de $600 000, entonces, igual que antes:

$$1/\beta = \$1\,300\,000 \text{ anuales}/\$1\,600\,000 \text{ anuales} = 0.8125$$

$$p = 1 - (1 - 0.95)^{0.8125} = 0.912$$

Dado que en esta empresa la utilidad de un ingreso absoluto de $1 600 000 es de 239 útiles, el valor de $1 300 000 es (0.912)(239) = 218 útiles. En las escalas originales, los ingresos potenciales anuales de $300 000 tienen una utilidad de (218 − 120), o sea, 98 útiles.

c y *d.* Los valores de utilidad con otros ingresos potenciales anuales se calculan en la misma forma y aparecen en la figura 25-28.

Esta estrategia es muy conservadora cuando hay la posibilidad de ganancias elevadas, pero es menos conservadora para ganancias potenciales menores. Si se incluyen pérdidas potenciales, esta estrategia es razonable, y en ella (NPV) sería una guía exacta para seleccionar las opciones.

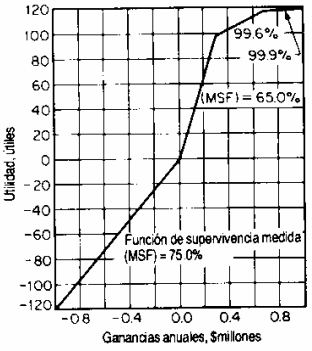


FIG. 25-28 Trazo de función de utilidad que ilustra la estrategia de la administración.

Aseguramiento y riesgo En el método de evaluación mediante la prima del riesgo, se necesitan inversiones arriesgadas para lograr una tasa de rendimiento que agregue un premio o prima al costo de la financiación. D. F. Rudd y C. C. Watson (*The Strategy of Process Engineering*, Wiley, New York, 1968, p. 91) presentan la relación

$$i_m = i + i_r \tag{25-107}$$

en donde i es el costo del capital, i_m es la tasa mínima aceptable de retorno o rendimiento sobre la inversión e i_r es la tasa de riesgo.

Sugieren que cada proyecto debe pagar una prima de seguro i_r para garantizar las utilidades esperadas. La magnitud de i_r es proporcional a la cantidad de capital que se va a arriesgar y también es función del grado de riesgo involucrado. Se considera que el capital de trabajo y el capital para servicios auxiliares están libres de riesgo. Por ello, la tasa de riesgo sólo se aplica a la fracción de la inversión de capital que se perdería si hubiera que terminar el proyecto en forma inesperada.

La objeción principal al método de la prima del riesgo es que puede ser subjetiva la evaluación de lo arriesgado de un proyecto. Esto podría ocasionar el rechazo de propuestas con atractivo potencial y la aceptación de proyectos sólo porque parecen estar libres de riesgo.

Una póliza de seguro es una protección contra un riesgo. Las compañías de seguros minimizan sus propios riesgos porque cubren a gran número de asegurados contra el mismo riesgo y porque ofrecen cobertura para gran variedad de riesgos diferentes. A menudo, es difícil evaluar la probabilidad de éxito de determinado proyecto de investigación y desarrollo. Es mucho más fácil que una compañía de seguros evalúe las probabilidades mediante cálculo actuarial y las tablas de siniestralidad.

Algunas empresas tienen autoseguro, cuando las reclamaciones que les presenten es posible que sean una pequeña fracción del capital disponible. El costo de una póliza comercial puede ser hasta 30% mayor que el del autoseguro en la empresa. Sin embargo, para los riesgos de baja probabilidad y alto costo, casi todas las empresas prefieren contratar una póliza de seguro; esos riesgos pueden incluir daños a edificios y sus contenidos por incendio y pérdidas de ingresos por demoras en el arranque o por huelgas.

También se ha vuelto necesario contratar un seguro para factores que hasta hace poco no se tenían en cuenta; por ejemplo, contra posibles demandas por contaminación atmosférica. El costo de los seguros aumentó los gastos totales anuales A_{TE} y por ello un exceso de sumas aseguradas producirá una reducción innecesaria en la rentabilidad. La administración de la empresa es la que debe determinar los riesgos y las sumas aseguradas.

Calcúlese, por ejemplo, la tasa de riesgo requerida para un proyecto en el cual: **1)** la estrategia del riesgo es equivalente a una (MSF) de 99%, **2)** el periodo de recuperación del capital de riesgo es de 3 años; **3)** el costo del capital i es de 10%, y **4)** la probabilidad calculada de éxito completo del proyecto es de 95%.

Primero, se calcula el valor de β en la ecuación (25-106). Para este proyecto, con (MSF) = 0.99 y $p = 0.95$,

$$\beta = \frac{\log [1 - (\text{MSF})]}{\log (1 - p)} = \frac{\log (0.01)}{\log (0.05)} = 1.537$$

Para recuperar esta suma de capital e intereses en 3 años, el flujo anual neto de efectivo A_{CF} requerido es:

$$A_{CF} = 1.537/3 = 0.5124(\$ \text{ anuales})/(\$ \text{ invertidos})$$

En la práctica, al comparar el flujo anual neto de efectivo por dólar invertido, se ha obtenido el valor de f_{AP} según la ecuación (25-46) para este ejemplo. En las tablas de factor de valor presente de una anualidad, f_{AP}, se encuentra que el valor de la tasa de intereses es de $i_m = 0.25$, cuando $f_{AP} = 0.5124$ y $n = 3$ años.

Entonces, al sustituir los valores correspondientes en la ecuación (25-107) y resolver para la tasa de riesgo requerida,

con base en el period
capital C_{WC} se recupe
de intereses. La parte
tasa adicional de inte
conforme se recupera
En la siguiente ecu
riesgo:

[1 + (

La (DCFRR) repres
invertido después de
reses pagados por ha
gastos e impuestos re
el rendimiento para l
do. Si el costo del cap
go, de ese capital, co
compra de bonos gu
adicional para la emp
gos. Este concepto
(DCFRR) dada y, pc
cular con los métod
forma, implica que s
tanto, $100 invertido
dinero tomada a prés
darían como resulta
impuesto, de

[($100)(0.10 anual

Ese mismo diner
produciría, de acue
empresa de i_r = 8.37
inversión del dinero
después de impues
$3/$100 de la invers
sa maneje ese proye
$5.37/$100 de la in
tamo en más de una
tas tasas de impues

TABLA 25-13

Año, n	Desembolso neto de capital, A_{TC}
0	$1 100 000
1	0
2	0
3	0
4	0
5	−100 000

TABLA 25-14

Año, n	Desembolso neto de capital, A_{TC}
0	$1 100 000
1	0
2	0
3	0
4	0
5	−100 000

$$i_r = i_m - i$$
$$= 25 - 10 = 15\%$$

con base en el periodo de recuperación del capital de riesgo. Todo el capital C_{WC} se recupera por completo sin riesgo y requiere sólo 10% de intereses. La parte no recuperada del capital de riesgo C_{FC} atrae la tasa adicional de interés sobre el riesgo de 15%, que se debe deducir conforme se recupera el capital de riesgo.

En la siguiente ecuación se presenta un punto de vista diferente del riesgo:

$$[1 + (\text{DCFRR})] = (1 + i)(1 + i'_r) \qquad (25\text{-}108)$$

La (DCFRR) representa el retorno o rendimiento de todo el capital invertido después de haberlo recuperado, junto con cualesquiera intereses pagados por haberlo tomado en préstamo y después del pago de gastos e impuestos relacionados con el proyecto. Por tanto, representa el rendimiento para la empresa por el manejo del capital total empleado. Si el costo del capital i se establece para el mejor uso, libre de riesgo, de ese capital, como los intereses sobre depósitos a plazo fijo o la compra de bonos gubernamentales, etc., i'_r representa el rendimiento adicional para la empresa sobre ese capital por haber aceptado los riesgos. Este concepto es útil porque la probabilidad de lograr una (DCFRR) dada y, por tanto, de un valor particular de i'_r, se puede calcular con los métodos descritos. Se verá que cuando i se define en esa forma, implica que se han pagado todos los impuestos e intereses. Por tanto, $100 invertidos en un banco a una tasa del 10%, con la mitad del dinero tomada a préstamo al 15% y con impuestos a empresas del 40%, darían como resultado un ingreso libre de riesgos, después de pagar impuesto, de

$$[(\$100)(0.10 \text{ anual}) + (0.5)(\$100)(0.15 \text{ anual})](1 - 0.40) = \$1.5 \text{ anuales}$$

Ese mismo dinero invertido en un proyecto con (DCFRR) de 10% produciría, de acuerdo con la ecuación (25-108), un rendimiento a la empresa de $i'_r = 8.37\%$ sobre la inversión total, es decir, $8.37/$100. La inversión del dinero propio de la empresa sólo daría un rendimiento, después de impuestos, de $(0.1)(1 - 0.40) = 6\%$ sobre $50, o sea, $3/$100 de la inversión total. Por tanto, el incentivo para que la empresa maneje ese proyecto corresponde a un ingreso libre de impuestos de $5.37/$100 de la inversión total. En la práctica, se toma dinero a préstamo en más de una fuente con diferentes tasas de interés y con distintas tasas de impuestos. El costo real del capital en esos casos se puede obtener con una ampliación de los datos anteriores y lo describen en detalle A. J. Merrett y A. Sykes (*Capital Budgeting and Company Finance*, Longmans, London, 1966, pp. 30-48).

Inflación En la actualidad es necesario evaluar la rentabilidad de las inversiones propuestas cuyas futuras ganancias sufrirán el efecto de la inflación. Hace años no se tenían en cuenta los efectos de la inflación, porque se pensaba que ya era bastante difícil predecir la tasa de intereses en el mercado y, por tanto, la tasa correspondiente de descuento para el futuro flujo de efectivo, para todavía tener que preocuparse por la inflación. Pero si no se intenta, cuando menos, tratar de predecir la tasa de inflación y tenerla en cuenta, se pueden alterar en forma notable los aspectos económicos de un proyecto, en especial con las tasas de dos cifras que ocurren en casi todo el mundo. Es bien sabido que una cantidad dada de dinero compra menos bienes y servicios conforme avanza el tiempo. El problema es expresarlo en forma cuantitativa.

Las cifras publicadas sobre las tasas de inflación están basadas en alguna mezcla particular de bienes y servicios que se selecciona para representar las necesidades materiales de la persona promedio. Si una cantidad determinada de esa mezcla específica costaba $100 el año pasado y ahora cuesta $120, entonces ha sufrido una tasa de inflación del 20%. En consecuencia, el poder adquisitivo de la moneda, o sea, de los $120 para esos bienes y servicios, ha caído por un factor de ($120 − 100)/$120 = 16.7%.

Hay dos clases de inflación: general (abierta) y diferencial (moderada). Con la primera, todos los costos y precios aumentan a una tasa uniforme. Por tanto, se calculará la misma tasa de inflación sin que importe la mezcla particular seleccionada de bienes y servicios. En el segundo caso, la tasa de inflación dependerá de los patrones de gasto de las personas o las empresas. Por ejemplo, los costos de mano de obra y de material de una empresa pueden sufrir diferente tasa de inflación. En gran parte, la inflación se vuelve diferencial en campos como impuestos, control de importaciones y control de precios.

El efecto de la inflación sobre el valor real de las futuras ganancias de un proyecto no se debe confundir con el efecto de las tasas de intereses de mercado sobre aquellas ganancias. En términos estrictos, la tasa de intereses en el mercado y la de inflación no son totalmente independientes, o al menos eso dicen algunos economistas. Sin embargo, en esta obra se considera como si fueran separadas. Debido a cada efecto, un dólar de ingresos por el proyecto el año próximo tendrá menor valor que un dólar en caja hoy. El efecto de la tasa de interés se podría contrarrestar porque se podría efectuar una inversión financiera a la tasa vigente de interés y recuperar ese dólar y los intereses en un plazo de un año. Por contraste, el efecto de la inflación ocurre simplemente porque un dólar puede comprar más ahora que hace un año por

TABLA 25-13 Cálculos de (NPV) cuando no hay inflación

Año, n	Desembolso neto de capital, A_{IC}	Ingresos por ventas, A_S	Gastos totales, A_{TE}	Ingreso en efectivo, A_{CI} ($= A_S - A_{TE}$)	Cargo por depreciación, A_D	Ingreso gravable, $(A_{CI} - A_D)$	Importe de impuesto con $t = 0.5 A_{IT}$ $[= (A_{CI} - A_D)t]$	Flujo neto de efectivo después de impuestos, A_{CF} ($= A_{CI} - A_{IT} - A_{IC}$)	Factor de descuento con $i = 10\%$, f_d $\left[= \frac{1}{(1+0.1)^n}\right]$	Flujo de efectivo neto descontado, A_{DCF} $\{= A_{CF}(f_d)\}$	Valor presente neto (NPV), $\left(= \sum_0^n A_{DCF}\right)$
0	$1 100 000	0	0	0	0	0	0	−$1 100 000	1.00000	$1 100 000	−$1 100 000
1	0	$500 000	$100 000	$400 000	$200 000	$200 000	$100 000	300 000	0.90909	272 727	− 827 273
2	0	500 000	100 000	400 000	200 000	200 000	100 000	300 000	0.82645	247 935	579 338
3	0	500 000	100 000	400 000	200 000	200 000	100 000	300 000	0.75131	225 393	353 945
4	0	500 000	100 000	400 000	200 000	200 000	100 000	300 000	0.68301	204 903	149 042
5	−100 000	500 000	100 000	400 000	200 000	200 000	100 000	400 000	0.62092	248 368	+99 326

TABLA 25-14 Cálculos de (NPV) cuando hay inflación no tomada en cuenta

Año, n	Desembolso neto de capital, A_{IC}	Ingresos por ventas, A_S	Gastos totales, A_{TE}	Ingresos en efectivo, A_{CI}	Cargo por depreciación, A_D	Ingreso gravable $(A_{CI} - A_D)$	Importe de impuestos con $t = 0.5$, A_{IT}	Flujo neto de efectivo, A_{CF}	Factor de descuento con $i = 10\%$, f_d	Flujo de efectivo neto descontado, A_{DCF}	Valor presente neto (NPV)
0	$1 100 000	0	0	0	0	0	0	$1 100 000	1.00000	−$1 100 000	−$1 100 000
1	0	$500 000	$100 000	$400 000	$200 000	$200 000	$100 000	300 000	0.90909	272 727	− 827 273
2	0	600 000	120 000	480 000	200 000	280 000	140 000	340 000	0.82645	280 993	546 280
3	0	720 000	144 000	576 000	200 000	376 000	188 000	388 000	0.75131	291 506	254 772
4	0	864 000	172 800	691 200	200 000	491 200	245 600	445 600	0.68301	304 349	+ 49 577
5	−100 000	1 036 800	207 360	829 440	200 000	629 440	314 720	614 720	0.62092	381 692	+ 431 269

un aumento irreversible en los precios. Esta distinción se aclara a continuación.

Efecto de la inflación sobre el (NPV) Cuando se calcula el (NPV) para un proyecto propuesto, ocurrirán errores si sólo se suman entre sí los flujos reales de efectivo en lugar de ajustar todos los valores a su poder adquisitivo en un año determinado. La razón se encuentra en la base para el cálculo de (NPV). Hay que reescribir la ecuación (25-57) para dar

$$(\text{NPV}) = A_{CF0} + \sum_{1}^{n} \frac{A_{CFn}}{(1 + i)^n} \qquad (25\text{-}109)$$

La ecuación (25-109) es válida para el caso en que no haya inflación. Cuando hay inflación general con una tasa fraccional i_i, esta ecuación se puede escribir en su forma modificada:

$$(\text{NPV}) = A_{CF0} + \sum_{1}^{n} \frac{A_{CF0}}{(1 + i)^n(1 + i_i)^n} \qquad (25\text{-}110)$$

La ecuación (25-110) permite corregir todos los flujos anuales netos de efectivo a su poder adquisitivo en el año 0. Si la tasa de inflación es de cero, la ecuación (25-110) se vuelve idéntica a la (25-109).

En el siguiente ejemplo se ilustra el efecto de la inflación sobre el (NPV) y sobre los impuestos que debe pagar la empresa.

Ejemplo 16 Considérese un proyecto simplificado en el cual, en el año 0, se invierte un capital de $1 100 000, del que $1 000 000 son para partidas de capital fijo y $100 000 para capital de trabajo. El capital fijo se deprecia en línea recta hasta llegar a un valor en libros de cero al final del año 5. El ingreso anual por ventas en los años 1 a 5 es de $500 000; no hay inflación. Los $100 000 de capital de trabajo se recuperan al final del año 5. La tasa de impuestos es de 50% y la tasa de intereses en el mercado es de 10%. En la tabla 25-13 aparecen los datos de flujo de efectivo de este proyecto y se indica que el (NPV) al final del año 5 es de $99 326, calculado con la ecuación (25-109).

Ahora se modificará este ejemplo con la suposición de que hay una tasa general de inflación de 20% anual y que el analista del proyecto no tiene en cuenta la inflación y aplica, aunque en forma incorrecta, la ecuación (25-109). En la tabla 25-14 aparecen los datos de ingresos y gastos para este caso y producen un (NPV) de $431 269. Cuando se utiliza la ecuación (25-109), en forma incorrecta, en el mismo ejemplo con otras diferentes tasas de inflación, se puede trazar el (NPV) resultante como la línea superior en la figura 25-29.

Si se tiene en cuenta la inflación mediante el empleo de la ecuación (25-110), los resultados tendrán una notable diferencia. Si se hace un descuento adicional de los flujos de efectivo descontados, A_{DCF} de la tabla 25-14, con los factores f_d correspondientes a una tasa de inflación del 20% antes de hacer la suma, se puede ver que el proyecto realmente tendrá un (NPV) negativo de $208 733 en términos de dinero no inflado. La línea inferior en la figura 25-29 amplía este ejemplo porque supone el empleo de otras tasas de inflación. En la figura 25-29 se ilustra que el efecto de la inflación, si no se tiene en cuenta, hará que el proyecto parezca más rentable de lo que es en la realidad.

En la tabla 25-14 se indica que la cantidad total de impuestos pagados realmente en el periodo de cinco años fue de $988 320, que se convierten en $534 272 en dinero no inflado cuando se corrige el importe del impuesto en cada año a su poder adquisitivo en el año 0, mediante el empleo de los factores f_d para la tasa de inflación de 20% utilizada en este ejemplo. También se pueden hacer los cálculos para otras tasas de inflación y trazar los resultados como se ven en la figura 25-30.

Esto confirma que aunque los impuestos pagados aumentarán con la inflación, la ganancia para el gobierno será más aparente que real. Es interesante mencionar que aunque los impuestos pagados corregidos a su poder adquisitivo en el año 0 son casi constantes, sin que importe la tasa de inflación, llegan a un máximo con una tasa de inflación de alrededor de 17% en este ejemplo.

Efecto de la inflación sobre la (DCFRR) Un flujo anual neto de efectivo, A_{CF}, tendrá un valor monetario de $A_{CF}(1 + i)$ un año más tarde, si se invierte a una tasa fraccionaria i de interés. Si hay inflación a una tasa anual de i_i, entonces se pueden definir una tasa real de rendimiento o de interés i_e con la ecuación

$$A_{CF}(1 + i_e) = [A_{CF}(1 + i)]/(1 + i_i) \qquad (25\text{-}111)$$

que se puede simplificar y reescribir para dar

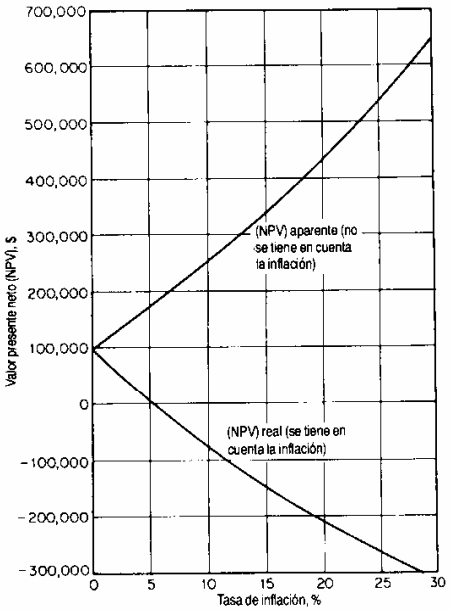


FIG. 25-29 Efecto de la tasa de inflación sobre el valor presente neto de un proyecto.

$$i_e = i - i_i - i_e i_i \qquad (25\text{-}112)$$

En el contexto de (DCFRR), la ecuación (25-112) se convierte en:

$$i_e = (\text{DCFRR}) - i_i - i_e i_i \qquad (25\text{-}113)$$

En esta ecuación, (DCFRR) se puede considerar que es la nominal y no está corregida según la inflación y se puede considerar que i_e es la (DCFRR) real.

En lugar de utilizar la ecuación (25-113), hay la mala costumbre, bastante común, de tratar de obtener la tasa real de retorno o rendimiento mediante el cálculo de la (DCFRR) nominal, con base en los flujos anuales netos de efectivo sin corregirlos por la inflación y, luego, restarles la tasa de inflación como si

$$i_e = (\text{DCFRR}) - i_i \qquad (25\text{-}114)$$

La ecuación (25-113) muestra que la ecuación (25-114) sólo es aproximadamente cierta y sólo se debe emplear, si acaso, para tasas bajas de interés. Considérese el caso de una (DCFRR) nominal de 5% y una tasa de inflación de 3%. La ecuación (25-114) señala una tasa efectiva de rendimiento de 2% comparada con la tasa efectiva real de 1.94%, expresada con la ecuación (25-113); es decir, hay un error de 3.1%. Considérese ahora el caso de una (DCFRR) nominal de 25% y una tasa de inflación de 23%. La ecuación (25-114) señala una tasa efectiva aproximada de rendimiento de 2%, por comparación con 1.63% de la ecuación (25-113); en este caso, el error es de 22.7%

Inflación, (DCFRR) y periodo de recuperación Se puede lograr un conocimiento adicional del efecto de la inflación sobre los cálculos de (DCFRR), si se tiene en cuenta el periodo de recuperación (PBP), que se define como el tiempo transcurrido necesario para que los flujos positivos de efectivo después de impuestos permitan recuperar el de-

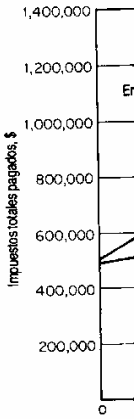


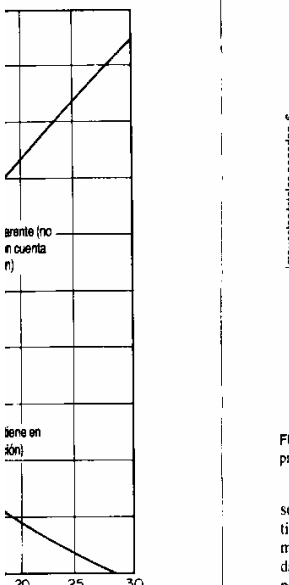
FIG. 25-30 Efecto d
proyecto.

sembolso original e
tivo no están descon
mercado o la tasa de
dado podría dar diver
podría pertenecer a p
Se describiría el
efectuado inmediat
iguales flujos anual
años productivos d
ecuación (25-109) e

(PI

La relación expre
servar por medio de
como parámetro da
la variable cuyo val
en la figura 25-31,
vida del proyecto r
una (DCFRR) de 2
recuperación. Las
ción.
Si no hay inflaci
no hay inflación, l
rendimiento con fl
ecuación (25-113).
Cuando hay infl
a la (DCFRR) nom
forma equivalente,

se ve que, para logr
es también de 20%
de 44%. Ésta es la
podrían trazar en l
tasas de inflación.
Supóngase que
la tiene en cuenta y
valor nominal en l
glada a la forma d



alor presente neto de un

(25-112)

2) se convierte en:

(25-113)

ır que es la nominal y
considerar que i_e es la

y la mala costumbre,
al de retorno o rendi-
minal, con base en los
ır la inflación y, luego,

(25-114)

ción (25-114) sólo es
r, si acaso, para tasas
FRR) nominal de 5%
-114) señala una tasa
a tasa efectiva real de
decir, hay un error de
R) nominal de 25% y
-114) señala una tasa
or comparación con
rror es de 22.7%

ión Se puede lograr
ión sobre los cálculos
recuperación (PBP),
rio para que los flujos
nitan recuperar el de-

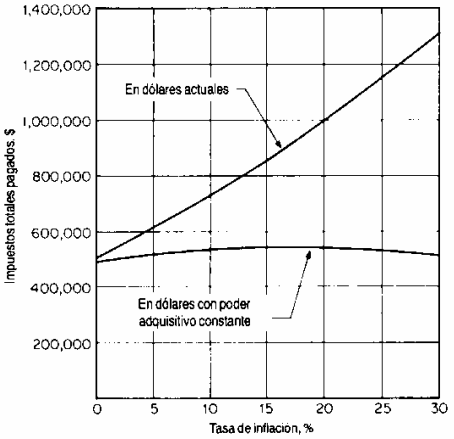


FIG. 25-30 Efecto de la tasa de inflación sobre los impuestos pagados en un proyecto.

sembolso original en capital fijo. En esta definición, los flujos de efectivo no están descontados para tener en cuenta la tasa de intereses en el mercado o la tasa de inflación, de modo que un proyecto con un (PBP) dado podría dar diversos valores para su (DCFRR), y una (DCFRR) dada podría pertenecer a proyectos con diversos periodos de recuperación.

Se describiría el caso simple de **1)** un solo desembolso de capital efectuado inmediatamente antes del comienzo de la producción y **2)** iguales flujos anuales reales positivos de efectivo, A_{CF}, en todos los años productivos del proyecto. Para este caso, se puede reescribir la ecuación (25-109) en términos de (PBP) y de (DCFRR), como sigue:

$$(\text{PBP}) = \sum_{1}^{n} \frac{1}{[(1 + (\text{DCFRR})]^n} \qquad (25\text{-}115)$$

La relación expresada en la ecuación (25-115) también se puede observar por medio de una cadena de casualidad diferente con (DCFRR) como parámetro dado, (PBP) como variable independiente y n como la variable cuyo valor se busca. Este método es la base para las líneas en la figura 25-31, cada una de las cuales indica en número de años de vida del proyecto requeridos para lograr una tasa efectiva de interés o una (DCFRR) de 20% en proyectos que tienen diferentes periodos de recuperación. Las tres líneas difieren entre sí con respecto a la inflación.

Si no hay inflación, entonces la línea central es la pertiente. Ya que no hay inflación, la (DCFRR) nominal es idéntica a i_r, la tasa real de rendimiento con flujo de efectivo descontado, como se puede ver en la ecuación (25-113).

Cuando hay inflación, el parámetro pertinente es i_e, que es diferente a la (DCFRR) nominal. Cuando se modifica la ecuación (25-113) a la forma equivalente,

$$(\text{DCFRR}) = (1 + i_e)(1 + i_i) - 1$$

se ve que, para lograr una i_e de 20% cuando la tasa general de inflación es también de 20%, un proyecto debe generar una (DCFRR) nominal de 44%. Ésta es la base para la línea superior en la figura 25-31. Se podrían trazar en la misma forma otras líneas correspondientes a otras tasas de inflación.

Supóngase que existe una inflación del 20%, pero que el analista no la tiene en cuenta y considera por error una (DCFRR) del proyecto a su valor nominal en lugar de convertirla a i_e. La ecuación (25-115) rearreglada a la forma de

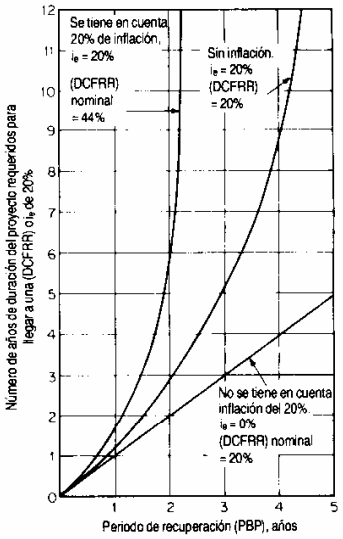


FIG. 25-31 Efecto de la tasa de inflación sobre la relación entre el periodo de recuperación y la tasa de rendimiento con flujo de efectivo descontado.

$$i_e = [1 + (\text{DCFRR})]/(1 + i_i) - 1 \qquad (25\text{-}116)$$

muestra que con una (DCFRR) nominal de 20% y una tasa general de inflación de 20%, la tasa real de interés es de cero. Ésta es la base para la línea inferior en la figura 25-31 y se pueden trazar en ella los puntos para otras tasas de inflación, así como también para otros valores para (DCFRR).

En la figura 25-31 se muestra que el tiempo transcurrido necesario para llegar a una (DCFRR) nominal en un proyecto se reduce en forma pronunciada con la inflación. En esa figura, igual que en la figura 25-29, se muestra que el efecto de la inflación es hacer que un proyecto parezca más rentable de lo que es realidad.

La magnitud del efecto se aprecia con más claridad en la figura 25-32, que es un trazo del tiempo necesario para llegar a una (DCFRR) nominal de 20% en contra de la tasa de inflación para diversos valores de (PBP). También se muestra que cuanto más largo sea el periodo de recuperación, mayor es el aumento en la rentabilidad aparente del proyecto.

Las tasas reales de rendimiento, i_r, se pueden calcular con la ecuación (25-116) y se verá que son de 20, 9.09, 0 y −7.69% con tasas de inflación general de 0, 10, 20 y 30%. Por ello, aunque el tiempo requerido para que un proyecto con (PBP) de 4 años llegue a una (DCFRR) nominal de 20% se reduzca desde casi 9 años, cuando no hay inflación, a menos de 3.5 años con 30% de inflación. La tasa real de rendimiento para esta última condición es de −7.69%, lo cual implica que se pierde dinero en ese proyecto, en términos reales.

Es interesante mencionar que, a fin de llegar a una (DCFRR) o i_e reales de 20% con una vida razonable del proyecto, cuando la inflación general es de 20%, se verá en la figura 25-31 que el periodo de recuperación no debe ser mucho mayor de 2 años.

Aunque es difícil llevar a cabo estudios de factibilidad económica de los proyectos en épocas de gran inflación, es importante tratar de predecir las tasas de inflación e incluirlas en los estudios.

Cuando varias personas hablan de la inflación, a menudo utilizan conceptos diferentes sin darse cuenta de ello. Se puede decir que, en muchos casos, el área de incertidumbre conceptual se encuentra en algún sitio entre las líneas superior e inferior (Fig. 25-31).

Inflación y la (MSF) Si se aplica el concepto de la función de supervivencia medida en proyectos de manufactura en vez de que sean de investigación y desarrollo, se puede definir una (MSF) modificada para un proyecto dado como

$$(\text{MSF}) = 1 - (1 - \eta)^{\beta} \qquad (25\text{-}117)$$

En este caso, β es el número de periodos de recuperación que han transcurrido desde que se inició el proyecto para generar flujos netos anuales positivos de efectivo, A_{CF}, hasta llegar a cualquier año dado n desde el comienzo del proyecto. Se expresa con

$$\beta = \frac{\sum_{n=0}^{n=n} (A_{CF})_n}{C_{FC} - S} \qquad (25\text{-}118)$$

Si todos los flujos anuales netos de efectivo en la ecuación (25-118) están basados en su poder adquisitivo en el año 0, entonces β es independiente de la inflación.

En cuanto a la eficiencia de la aportación, η, es la relación entre **1)** la ganancia anual real obtenible en un año dado con un volumen dado de ventas y **2)** la ganancia que se podría obtener si no hubiera que amortizar capital o pagar intereses y si todas las partidas de gastos fijos no estuvieran cargadas al proyecto. Se define con

$$\eta = [R(c_S - c_{VE}) - A_{FE}]/[R(c_S - c_{VE})] \qquad (25\text{-}119)$$

en donde R son los volúmenes anuales de producción o de ventas en unidades físicas, c_s es el precio de venta por unidad, C_{VE} es el costo variable de producción y venta por unidad y A_{FE} es el costo anual fijo.

Si no se cargan gastos a un proyecto, o sea, que A_{FE} es de cero, entonces η alcanza el máximo valor posible de la unidad. A la inversa, si el proyecto y su volumen de producción están sólo en el punto de equilibrio, entonces η se vuelve cero. Por tanto, la eficiencia de la aportación (llamada a veces contribución) se puede considerar como una medida de la probabilidad de éxito del proyecto.

La relación entre el número de periodos de recuperación, la eficiencia de la aportación y la función de supervivencia medida de la ecuación (25-117), está trazada en la figura 25-33.

La eficiencia de la aportación definida en la ecuación (25-119) puede variar de un año a otro. En tal caso, la ecuación (25-117) se puede escribir en la forma modificada

$$(\text{MSF}) = 1 - [(1 - \eta_1)(1 - \eta_2) \cdots (1 - \eta_n)]^{\beta/n} \qquad (25\text{-}120)$$

en donde $\eta_1, \eta_2 \ldots \eta_n$, son las eficiencias de aportación en los años 1, 2, ... n respectivamente.

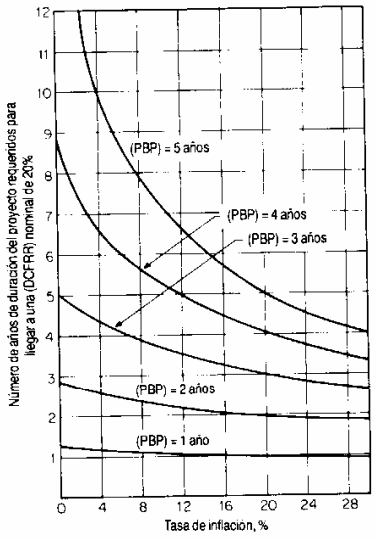


FIG. 25-32 Efecto desfavorable de la inflación para periodos de recuperación más largos.

Igual que en el caso de (MSF) definido por Reul para proyectos de investigación y desarrollo, la administración de una empresa manufacturera tiene la responsabilidad de decidir un grado aceptable de (MSF) en proyectos de manufactura. Esta decisión refleja la actitud de la empresa en relación con el riesgo y ayuda a cuantificarla.

Entonces, (MSF) se debe considerar, en la práctica, como variable dada o predeterminada y, entonces, la ecuación (25-117) se vuelve más útil si se la rearregla. Por ejemplo, los valores de la eficiencia de la aportación para un valor dado de (MSF) están relacionados con los periodos de recuperación transcurridos mediante

$$\eta = 1 - [1 - (\text{MSF})]^{1/\beta} \qquad (25\text{-}121)$$

Si la (MSF) aceptable es 0.9, se puede satisfacer con un proyecto que tenga $\eta = 0.9$, $\beta = 1$ o con un proyecto que tenga $\eta = 0.684$ y $\beta = 2$, etc. Una vez utilizada la ecuación (25-121) para calcular la eficiencia de aportación requerida [dados la (MSF) y el número esperado de perio-

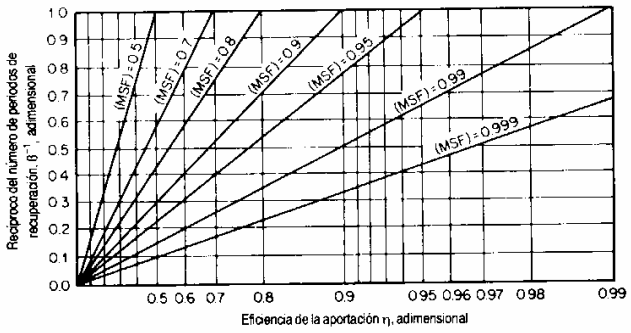


FIG. 25-33 Relación entre función de supervivencia medida, número de periodos de recuperación y eficiencia de la aportación.

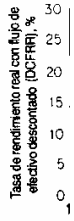


FIG. 25-34 Tasa de re
ción del número de peri
ración.

dos de recuperación
ción (25-119) para de
cen R, c_{VE} y A_{FE}. Tam
encontrar el volumen
También es posibl
la (DCFRR) real mec
ción (25-59) es indep
netarios están basad
caso, en la figura 25-
tiempo dado, expres
β transcurridos para
Considérese un pr
0.684 y un periodo
muestra que, cuand
se ha logrado una (M
que la tasa de rendim
en ese momento es d
Efectos de la infla
o diferencial. Con l
una tasa uniforme;
otros factores hacen
rentes tasas.
El comienzo de la
de aportación, η, cor
el valor de β si los flu
a su poder adquisitiv
duce cambios en la f
Por el contrario, l
supervivencia medi
ta por unidad de pro
valor constante, per

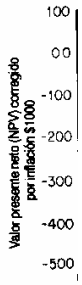


FIG. 25-35 Efecto
rregido por inflación.

eriodos de recuperación

eul para proyectos de
: una empresa manu-
a grado aceptable de
ón refleja la actitud de
iantificarla.
ictica, como variable
15-117) se vuelve más
de la eficiencia de la
relacionados con los
e

(25-121)

ir con un proyecto que
$\eta = 0.684$ y $\beta = 2$, etc.
cular la eficiencia de
ro esperado de perio-

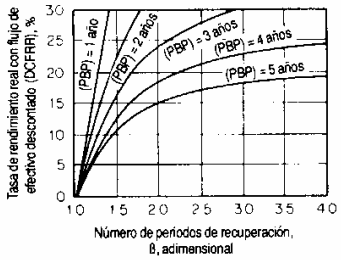


FIG. 25-34 Tasa de rendimiento real con flujo de efectivo descontado en función del número de periodos de recuperación para diversos periodos de recuperación.

dos de recuperación por vida del proyecto], se puede aplicar la ecuación (25-119) para determinar el precio de venta necesario si se conocen R, c_{VE} y A_{FE}. También se puede emplear la ecuación (25-119) para encontrar el volumen requerido de producción, si se conoce c_s.

También es posible combinar las consideraciones de la (MSF) con la (DCFRR) real mediante la ecuación (25-62). La relación de la ecuación (25-59) es independiente de la inflación si todos los valores monetarios están basados en los prevalecientes el año inicial. Para este caso, en la figura 25-34 se muestra la (DCFRR) real alcanzada en un tiempo dado, expresada como el número de periodos de recuperación β transcurridos para diversos valores de dicho periodo.

Considérese un proyecto que tiene una eficiencia de aportación de 0.684 y un periodo de recuperación de 3 años. En la figura 25-33 se muestra que, cuando han transcurrido dos periodos de recuperación, se ha logrado una (MSF) de 0.9. Además, en la figura 25-34 se indica que la tasa de rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR) en ese momento es de 24%.

Efectos de la inflación diferencial La inflación puede ser general o diferencial. Con la primera, todos los costos y precios aumentan a una tasa uniforme; con la segunda, los controles gubernamentales y otros factores hacen que los diversos costos y precios se inflen a diferentes tasas.

El comienzo de la inflación general no cambia el valor de la eficiencia de aportación, η, como se puede ver en la ecuación (25-119), y no altera el valor de β si los flujos de efectivo de la ecuación (25-118) se convierten a su poder adquisitivo en el año 0. Por tanto, la inflación general no produce cambios en la función de supervivencia medida (MSF).

Por el contrario, la inflación diferencial puede alterar la función de supervivencia medida. Se supondrá, por ejemplo, que el precio de venta por unidad de producto c_s, en la ecuación (25-119), se congela a un valor constante, pero se permite que aumenten algunos o todos los costos de producción. Esto hace que se reduzca el valor de η y que (MSF) disminuya también, como se puede ver en la ecuación (25-117).

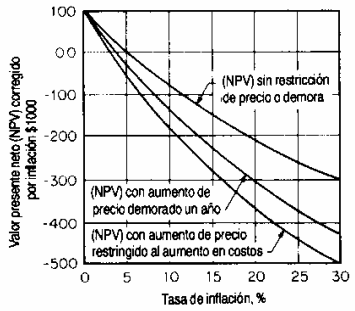


FIG. 25-35 Efecto de la inflación diferencial sobre el valor presente neto corregido por inflación.

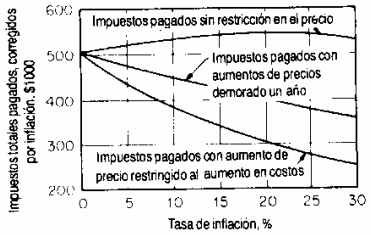


FIG. 25-36 Efecto de la inflación diferencial sobre el pago de impuestos corregido por inflación.

Considérese el efecto de la inflación diferencial sobre la rentabilidad global del proyecto del último ejemplo. El efecto de la inflación general en este proyecto es que la rentabilidad aparente aumenta en forma marcada, hasta un (NPV) de $431 269 con una inflación general del 20%. Sin embargo, cuando los flujos de efectivo del (NPV) se corrigen a su poder adquisitivo en el año 0, entonces el (NPV) se convierte en $208 733.

El efecto de la inflación diferencial en este proyecto se presenta en la figura 25-35, con todos los (NPV) corregidos a su poder adquisitivo en el año 0. La línea superior indica el (NPV) para diversas tasas de inflación general. La línea inferior indica el (NPV) con inflación diferencial, en donde sólo se permite que aumenten los costos pero el precio de venta y el ingreso en efectivo son constantes de un año a otro. La línea central indica el efecto de la inflación general cuando los aumentos de precios se demoran un año. Esta figura confirma que ambas situaciones merman el atractivo del proyecto.

El efecto de los impuestos totales pagados, corregidos a su poder adquisitivo en el año 0, se presenta en la figura 25-36. La inflación diferencial no sólo disminuye la rentabilidad del proyecto sino también los ingresos para el fisco. El método para el cálculo es el mismo que el del ejemplo anterior.

Otro caso de inflación diferencial ocurre cuando los precios de bienes y servicios tienen un aumento uniforme, pero no aumenta la tasa de interés, que es el costo del dinero tomado a préstamo.

Si la tasa fraccionaria de inflación es i_f, se puede corregir una tasa fraccionaria de interés, i_L, a una tasa real mediante la ecuación (25-116) al

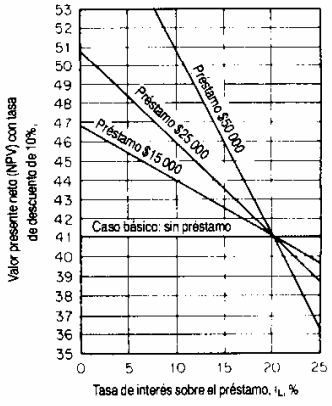


FIG. 25-37 Efecto de la tasa de interés sobre préstamos sobre el valor presente neto de un proyecto.

sustituir (DCFRR) por i_E. El efecto de diversas sumas tomadas a préstamo, con distintas tasas de interés, i_L, sobre el valor presente neto de un proyecto sencillo se presenta en la figura 25-37. Por tanto, si se tomaron a préstamo $25 000 a una tasa de interés de 15% para ese proyecto, el (NPV) sería de alrededor de $43 000 con tasa cero de inflación. Pero si la inflación, i_f, de bienes y servicios es de 10%, se puede calcular con la ecuación (25-116), que la tasa real de interés sobre ese préstamo será de sólo 4.55%. Se puede ver en la figura 25-37 que esto aumenta el (NPV) del proyecto a $48 000, lo que confirma la ventaja económica de tomar préstamos a una tasa fija de interés en épocas de inflación general.

Un aspecto típico de la inflación diferencial es la cuestión de los costos de energía. ¿Subirán o bajarán los costos de un combustible determinado en relación con los precios en general y, si es así, qué efectos tendrá en los factores económicos de un proyecto?

Ejemplo 17 Una unidad de un proceso tiene calentamiento con gas. Se supone que $100 invertidos en sistemas para conservación de energía para esa unidad al final de 1980, ahorrarían 200 termias (21.1 GJ) de energía de gas en cada año subsecuente. Si el costo del gas en 1980 fue de $x por termia, el ahorro anual en dinero, a los precios de 1980, será de $200x. El (NPV) al final del año n en este proyecto es:

$$(\text{NPV}) = -100 + \sum_{1}^{n} \frac{(200)x}{(1+i)^n}$$

si el factor de descuento es i.

Lo anterior es independiente de la inflación, siempre y cuando el costo del gas aumente al mismo régimen que la tasa general de inflación. Sin embargo, si el costo real del gas aumenta a una tasa fraccional anual r por arriba de la tasa de inflación general, se debe modificar a:

$$(\text{NPV}) = -100 + \sum_{1}^{n} \frac{(200x)(1+r)^n}{(1+i)^n}$$

Esta ecuación confirma que según aumenta el precio del gas con la inflación, también sube el atractivo del sistema para conservación de energía.

CONTABILIDAD Y CONTROL DE COSTOS

Principios de contabilidad La contabilidad es la ciencia de registrar las transacciones de los negocios en una forma sistemática. Los estados financieros son la base para las decisiones de la administración y reflejan los resultados de las mismas. Esos estados pueden decir a los administradores o a los ingenieros mucho en cuanto a la empresa, siempre y cuando sepan interpretar correctamente la información.

Ya que una asignación o prorrateo de costos requiere amplios conocimientos técnicos de las operaciones en las industrias de procesos químicos, los ingenieros de proceso y los contadores deben trabajar en estrecha colaboración. El éxito de la empresa depende de la combinación de conocimientos y pericias técnicas, financieras y administrativas.

La contabilidad es también el idioma de los negocios y los diferentes departamentos administrativos de una empresa la utilizan para comunicarse en una amplia gama de términos financieros y de costos. Los ingenieros que participan en los estudios de factibilidad y en evaluaciones detalladas de los procesos, dependen de los contadores de la empresa para la información financiera, en especial acerca de la forma en la cual se pretende hacer la asignación de los costos indirectos. Es indispensable que los ingenieros interpreten en forma correcta esa información y que puedan, si es necesario, explicar a los contadores el efecto de los métodos seleccionados para la asignación.

El método para asignar los costos indirectos puede tener un efecto considerable en los costos asignados a un proyecto y, por tanto, en los flujos de efectivo aparentes para el mismo. Ya que estos flujos de efectivo se utilizan para calcular la rentabilidad mediante los métodos del valor presente neto (NPV) y de la tasa de rendimiento con flujos de efectivo descontados (DCFRR), la asignación arbitraria de los costos indirectos puede dar por resultado una elección incorrecta entre proyectos alternos.

Los ingenieros, además de entender los principios de contabilidad y tener un conocimiento práctico de las técnicas, deben pensar en posibles inexactitudes en la información contable, en la misma forma en que tienen en cuenta posibles errores en algún dato técnico.

A primera vista, el lenguaje contable les puede parecer ilógico a los ingenieros. Aunque los contadores producen estados de operaciones en forma tabular, la base de toda contabilidad es:

$$\text{Capital} = \text{activo} - \text{pasivo} \qquad (25\text{-}122)$$

La ecuación (25-122) también se puede escribir como:

$$\text{Activo} = \text{capital} + \text{pasivo} \qquad (25\text{-}123)$$

El capital, con frecuencia referido como el valor neto, es el valor en dinero de lo que posee el negocio, mientras que el pasivo es el valor en dinero de lo que adeuda el negocio.

Muchos ingenieros tienen dudas de que el capital (patrimonio) sea un pasivo. Esto se explica con facilidad porque una empresa o negocio es una entidad legal (persona jurídica) por su propio derecho, que debe dinero a las personas que son las propietarias. Este entendimiento es esencial en grandes empresas con accionistas y el término capital se utiliza lo mismo para un propietario que es persona física o para una persona jurídica, como una sociedad. Si una persona invierte $10 000 para iniciar un negocio, entonces el negocio tiene un pasivo de $10 000 que tendrá que pagar a la persona.

Es todavía más difícil pensar que las utilidades sean un pasivo. Las utilidades (que en términos contables tienen una definición diferente que en términos de economía) son el aumento en valor monetario disponible para distribución a los propietarios y representan los intereses obtenidos sobre el capital. Si no se distribuyen las utilidades, representan un incremento del capital en el concepto normal del interés compuesto. Por tanto, si el negocio propiedad de una sola persona logra una utilidad de $5000, entonces el pasivo del negocio con la persona aumentará a $15 000. Teniendo presente este concepto, la ecuación (25-123) se puede ampliar a:

$$\text{Activo} = \text{capital} + \text{pasivo} + \text{utilidades} \qquad (25\text{-}124)$$

en donde el capital se considera como la inversión en efectivo en el negocio y se diferencia de la utilidad resultante en la misma forma que se separan la suma principal y los intereses.

Las utilidades son la diferencia entre los ingresos totales en efectivo por ventas y el total de todos los costos y gastos en que se incurre para efectuar las ventas. Con esta definición, la ecuación (25-124) se puede ampliar todavía más para incluir:

$$\text{Activo} + \text{gastos} = \text{capital} + \text{pasivo} + \text{ingresos por ventas} \qquad (25\text{-}125)$$

Los ingenieros tienen una mayor dificultad al considerar que un gasto es equivalente a un activo, como se implica en la ecuación (25-125). Considérese el caso de un negocio propiedad de una sola persona. Se supone, para un periodo dado, una utilidad de $5000 y gastos totales de $8000 sin incluir el salario de la persona. También se supone que el propietario recibe $12 000 en pago de su trabajo durante este periodo. Los ingresos por ventas requeridos serían $25 000. En la práctica, la persona ha tenido un ingreso personal de $17 000 en el periodo, pero lo ha prorrateado entre el negocio en forma de $12 000 de gastos como sueldo y $5000 de rendimiento del capital. En las empresas grandes, habrá personas que perciben sueldos pero no poseen acciones y, por

tanto, no perciben utilidades, y también habrá accionistas que perciben utilidades pero no cobran un sueldo. Entonces, la diferencia entre gastos y utilidades es muy práctica.

Los estados financieros de la empresa suelen abarcar un año, pero los detalles a partir de los cuales se preparan esos estados se asientan todos los días en el libro diario. El diario es una anotación cronológica de todas las transacciones del negocio y se incluyen los detalles del ingreso o gasto correspondientes. En los negocios muy pequeños esto puede ser suficiente, pero en muchos casos, el carácter no sistemático del libro diario puede originar errores en los cálculos. Por ello se acostumbra llevar en otro libro, llamado mayor, cuentas relacionadas con transacciones específicas, por ejemplo, "compra de combustible". En esta cuenta se asentaría el costo de cada compra de combustible y su fecha, tomados del diario.

Principios de la contabilidad por partida doble Muchas de las cuentas se emplean para registrar ingresos y gastos. Se acostumbra llevar esas cuentas con el sistema de partida doble (a cada cargo corresponde un abono) que se resume con:

$$\text{Cargos} = \text{abonos} \qquad (25\text{-}126)$$

El principio de la partida doble data del siglo XV y se basa en la premisa de que en cada transacción hay alguien que da algo y alguien que recibe algo de valor. La partida doble requiere que cada transacción se asiente en dos cuentas; se acostumbra abonar a la cuenta de quien da o entrega y cargar a la cuenta de quien lo recibe, esa misma cantidad, de acuerdo con el libro diario. Para conveniencia, esa cuenta está dividida en el centro en la clásica forma de "T" y las partidas de cargo o débito se asientan en el lado izquierdo. También se acostumbra utilizar una referencia cruzada al asiento de diario para poder verificar si hay errores u omisiones.

Considérese que la compañía A compra $50 000 de equipo para la planta y lo paga con un cheque. Los asientos son un cargo de $50 000 en la cuenta de equipo de la planta y un abono de $50 000 a la cuenta del banco. Entonces se dice que la cuenta de equipo tiene un saldo deudor de $50 000 y la cuenta del banco tiene un saldo acreedor de $50 000, si esos son los únicos asientos.

Si esa compañía A vende $100 000 de producto que le pagan con cheque, los asientos contables son abono de $100 000 a la cuenta de ventas y cargo de $100 000 a la cuenta del banco. Entonces, la cuenta del banco tendrá un saldo deudor de ($100 000 – $50 000) = $50 000 y la cuenta de ventas un saldo acreedor de $100 000, si sólo se hicieron esos asientos en el periodo contable.

En principio, los cargos (débitos) y abonos (créditos) a las cuentas son muy sencillos. Sin embargo, como en todo, se necesita una gran cantidad de práctica para adquirir habilidad. No se requiere que los ingenieros compitan con los contadores, pero sí deben saber lo que hacen los contadores y por qué lo hacen.

De las cuentas mencionadas en el ejemplo precedente, las cuentas de equipo de planta y de banco son cuentas de activo; la cuenta de ventas es de pasivo. Para aumentar un activo, se hace un cargo en la cuenta de activo; para aumentar un pasivo, se hace un abono en la cuenta de pasivo. A la inversa, para reducir un activo se hace un abono en la cuenta de activo; para reducir un pasivo, se hace un cargo en la cuenta de pasivo.

Cierre de libros Al final del periodo contable, se compensan las cuentas individuales entre sí, para cerrarlas de acuerdo con la ecuación (25-126). Los saldos se traspasan al balance en el caso de desembolsos de capital o al estado de pérdidas y ganancias en el caso de desembolsos de los ingresos. Otro nombre que se da al balance es el de estado de situación financiera; a veces, el estado de pérdidas y ganancias se le llama estado de resultados.

La finalidad de un desembolso de capital, como la compra de un equipo de planta en $50 000, es lograr futuros ingresos. Por contraste, un desembolso de ingresos o gastos es para continuar con las operaciones.

TABLA 25-15 Estado de pérdidas y ganancias, Compañía ABC

Ingresos		
Ingresos por ventas	$1 900 000	
Otros ingresos	100 000	
		$2 000 000
Gastos		
Materia prima	953 000	
Sueldos y salarios	185 000	
Servicios generales	44 000	
Depreciación	68 000	
Otros gastos	376 000	
Impuesto sobre la renta	194 000	
		1 820 000
Utilidad neta (después de impuestos)		$ 180 000

Los desembolsos de ingresos incluyen los costos de material directo y de mano de obra directa para la manufactura de un producto, junto con los costos indirectos relativos que incluyen el mantenimiento de la planta. Ya que esos desembolsos son débitos y se cargan en las cuentas respectivas, el saldo deudor en un periodo dado se obtiene al sumar los saldos deudores de cada cuenta de gastos. En forma similar, ya que los ingresos por ventas y otros ingresos son partidas de abono, los saldos acreedores en un periodo determinado se obtienen al sumar los saldos de cada cuenta de ingresos.

Para determinar la utilidad o la pérdida (calculadas como los ingresos menos los gastos en un periodo contable dado), hay que hacer coincidir los gastos con los ingresos. Por ejemplo, un alquiler pagado, no se debe incluir en el cálculo de pérdidas y ganancias. En forma similar, los artículos vendidos pero no cobrados todavía en ese periodo contable no se deben incluir en el total de ingresos para dicho periodo.

El estado de pérdidas y ganancias (Tabla 25-15) se emplea para determinar las utilidades o pérdidas en un periodo dado. Los saldos deudores y acreedores de todas las cuentas que no representan gastos o ingresos en un periodo contable dado se incluyen como activos y pasivos en el balance (Tabla 25-16).

No hay un formato fijo para el estado de pérdidas y ganancias o para el balance. En las tablas 25-15 y 25-16 se presentan los formatos más comunes, pero no son los únicos. Por ejemplo, también se utilizan los balances con distribución vertical (llamados a veces forma de reporte), en que se enumeran el activo, pasivo y capital en forma vertical.

Algunos desembolsos son, a la vez, de capital y de ingresos. Por ejemplo, se puede efectuar un trabajo simultáneo de reparaciones y de mejoras en una planta. En este caso, las reparaciones se consideran como desembolsos de ingresos (gastos) y las mejoras a la planta como desembolsos de capital.

Conceptos y convenciones contables La contabilidad está basada en los siguientes conceptos: **1)** medición del dinero o recursos, **2)** entidad, **3)** negocio en marcha, **4)** costo y **5)** concordancia.

Concepto 1. "Medición del dinero" significa que sólo se registran los aspectos que se pueden representar en términos monetarios. El balance y el estado de pérdidas y ganancias de una empresa no dan alguna indicación de lo que pueda ocurrir en el futuro. La empresa puede estar a punto de perder una demanda por una fuerte suma de dinero o un competidor puede lanzar un nuevo producto que reducirá en forma seria las futuras ventas de los productos de esa empresa.

Concepto 2. "Entidad" significa que la contabilidad se lleva para la empresa con independencia de las personas que sean sus propietarias. Por ejemplo, si una persona invierte $10 000 adicionales en su propio negocio, las cuentas indicarán que el negocio está $10 000 más rico, pero no muestran que la riqueza personal del propietario se haya reducido en $10 000.

Concepto 3. "Negocio en marcha" significa que la contabilidad está basada en la premisa de que el negocio continuará por tiempo indefinido. Es muy improbable que los valores del activo que aparecen en el balance sean la suma que se realizaría al venderlos. En la conta-

bilidad normal no se hace ningún intento por medir el valor del negocio para un comprador potencial.

Concepto 4. "Costo" significa que los activos, por lo general, se presentan en el balance al precio de costo y la depreciación correspondiente. Algunos activos, como los terrenos, pueden tener un valor mucho mayor que cuando se compraron, pero no se suele indicar en el balance. Sin embargo, las leyes fiscales de algunos países exigen una nota en que se manifieste el valor estimado actual de los terrenos.

Concepto 5. "Concordancia" significa que los ingresos en un periodo contable dado deben corresponder a los gastos en el mismo periodo.

La contabilidad también está basada en las siguientes convenciones: **1)** importancia relativa, **2)** conservatismo o prudencia y **3)** congruencia (llamada también "consistencia").

La importancia relativa se relaciona con la determinación de si ciertos gastos tendrán un efecto importante en los procedimientos contables de una empresa, cuestión que debe determinar cada empresa. Por supuesto, la compra de un vehículo es una partida importante pero la papelería o las herramientas para mantenimiento tienen menor importancia relativa. Aunque esos artículos puedan durar más allá del periodo contable actual, quizá no valga la pena el trabajo contable de registrarlos como artículos de importancia relativa. En algunas empresas considerarán un artículo particular como capital, y en otras como un gasto. Por supuesto, la compra de un equipo que cueste, por ejemplo, $1000 tendrá menos importancia relativa para una empresa gigante que para un negocio pequeño.

El conservatismo o prudencia significa valores monetarios que tienden a subestimar en vez de sobreestimar las utilidades.

Congruencia (o "consistencia") significa que las partidas contables se tratan en la misma forma durante un número indefinido de años. Por ejemplo, una partida determinada no se consideraría como gasto en un año y como partida de capital al año siguiente, sin que haya alguna buena razón para ello.

Balance El balance, llamado también estado de situación financiera, es un informe contable de las finanzas de una empresa en un momento dado en el tiempo. En la tabla 25-16 se presenta un balance típico. Aunque un balance tiene dos lados, no es parte del sistema de partida doble. En realidad, no es una cuenta sino un estado en el que se incluyen todos los activos de una empresa y los diversos créditos contra esos activos en la fecha del cierre de libros. Los activos deben ser iguales a los créditos en contra de ellos en todo momento. Quienes tienen créditos o derechos en contra de los activos son los propietarios (o los accionistas en una sociedad por acciones) o las personas a las que se les adeuda dinero. En este último caso, se dice que la empresa tiene pasivo o créditos en favor de los acreedores. La totalidad de los derechos en contra de los activos se llama a menudo "pasivo y capital contable".

Los activos se clasifican como circulantes o fijos y los pasivos como circulantes o a largo plazo. Los activos fijos son los bienes materiales que tienen una larga duración e incluyen terrenos, edificios, equipo de planta, vehículos, etc. Se tienen con la finalidad específica de obtener ingresos y no están a la venta en el curso normal de las operaciones. El activo circulante incluye efectivo en caja y bancos y otras partidas que se pueden convertir con facilidad en efectivo, como el inventario de materia prima. Al contrario del activo fijo, el activo circulante se adquiere con el propósito específico de convertirlo en efectivo en el curso normal de las operaciones. Sin embargo, lo que en un tipo de empresa se considera activo fijo, en otra sería activo circulante. Por ejemplo, una empresa de productos químicos clasificaría sus vehículos como activo fijo; pero una empresa que se dedica a la compraventa de vehículos los contabilizaría como activo circulante.

De manera similar, la diferencia entre pasivo circulante y a largo plazo no está definida con claridad. El pasivo circulante incluye cuentas por pagar a acreedores y proveedores, impuestos por pagar, dividendos por pagar, etc., si vencen en el plazo de un año. El pasivo a largo plazo incluye impuestos diferidos, bonos, pagarés, etc., que no se tienen que pagar en el plazo de un año. El capital contable incluye el valor a la par o nominal del capital recibido de los accionistas y cualesquiera utilidades retenidas. En el balance sólo se indica el valor nominal pero no el valor real o actual del capital.

El balance incluye también partidas que no se consideran normalmente como activo o pasivo, tales como gastos pagados por anticipado y utilidades acumuladas.

Los contadores consideran el activo como recursos que todavía no se han utilizado y se suelen presentar en el balance al costo, menos la depreciación acumulada. En este sentido, los cargos por depreciación en un periodo contable son el medio para convertir una parte de un activo en un gasto corriente que, luego, se presenta como gasto en el estado de pérdidas y ganancias.

Considérese un equipo para la planta que costó $1 millón y se compró el 1 de enero de 1978. En la tabla 25-17 se presenta la provisión para depreciación en línea recta para 1978, 1979 y 1980, en el supuesto de una vida útil de 10 años y cero valor como desecho. Los asientos de abono de $100 000 por depreciación anual se compensan con cargos a la partida de pérdidas y ganancias por $100 000 en el estado de pérdidas y ganancias en cada año. En la tabla 25-18 se indican las correspondientes partidas

TABLA 25-16 Balance general, Compañía XYZ

Activo ($ miles)		Pasivo y capital ($ miles)	
Activo circulante		**Pasivo y circulante**	
Efectivo	$ 38 893	Documentos por pagar	$ 34 507
Documentos y cuentas por cobrar	110 740	Cuentas por pagar y pasivo acumulado	106 433
Inventario:		Impuestos por pagar	7 264
Productos terminados	17 396	Total pasivo circulante	148 204
Trabajo en proceso	56 690		
Materia prima y suministro (al costo)	35 790	**Pasivo a largo plazo**	67 677
Total de inventario	109 876	Impuestos diferidos	13 225
Total activo circulante	259 509	Otros créditos diferidos	2 307
Inversiones y cuentas por cobrar a largo plazo (al costo)	94 009	**Capital contable**	
		Acciones comunes, $20 valor nominal	
Propiedades, planta y equipo (al costo)		Acciones autorizadas, 7 750 000	
Terrenos	6 110	Acciones en circulación, 4 794 450	95 889
Edificios	63 848	Capital en exceso de valor nominal de las acciones comunes	31 798
Maquinaria y equipo	106 185	Utilidades retenidas	101 492
	176 143	Total capital contable	229 179
Menos; depreciación acumulada	75 163		
Propiedades, planta y equipo, netos	100 980		
Gastos anticipados y cargos diferidos	6 094		
Total del activo	$460 592	Total pasivo y capital	$460 592

TABLA 25-18

A Dic. 31, 1978
Equipo de planta
Menos: Depreci

A Dic. 31, 1979
Equipo de planta
Menos: Depreci

A Dic. 31, 1980
Equipo de planta
Menos: Depreci

TABLA 25-17 Cuenta de provisión para depreciación de equipo de planta

1978			
		Ene. 1 Saldo anterior	0
Dic. 31 Saldo arrastrado	$100 000	Dic. 31 Cargo a pérdidas y ganancias	$100 000
1979			
		Ene. 1 Saldo anterior	$100 000
Dic. 31 Saldo arrastrado	$200 000	Dic. 31 Cargo a pérdidas y ganancias	100 000
	$200 000		$200 000
1980			
		Ene. 1 Saldo anterior	$200 000
Dic. 31 Saldo arrastrado	$300 000	Dic. 31 Cargo a pérdidas y ganancias	100 000
	$300 000		$300 000

pondientes partidas del balance para los años 1978, 1979 y 1980. Las partidas de los años siguientes se presentan en la misma forma.

Un balance sólo es fiel en un punto particular en el tiempo, pues no dice nada de las tendencias en una empresa. Sin embargo, si se comparan los balances de años subsecuentes, la administración puede observar los cambios en las diversas partidas. Si la tendencia observada es indeseable, la administración debe tomar una acción correctiva. Dado que el periodo contable de un año es muy largo en gran número de empresas, se acostumbra hacer balances con mayor frecuencia para fines de control. Éstos pueden ser menos formales que los incluidos en el informe anual a los accionistas. En general, los balances son menos útiles para la administración que los estados de pérdidas y ganancias (estados de resultados).

Estado de pérdidas y ganancias Los estados de pérdidas y ganancias van desde los muy sencillos (Tabla 25-15) hasta los más complejos y con mayor información (Tabla 25-19). En el estado de pérdidas y ganancias se presentan los ingresos y los gastos correspondientes para el logro de esos ingresos en cierto periodo. Es la medida más clara de la eficiencia de una empresa. Aunque los estados de pérdidas y ganancias que se dan a conocer a los accionistas suelen abarcar un año, en muchas empresas se preparan estados mensuales para fines internos.

Dichos estados son instrumentos muy útiles para ayudar a la administración a controlar la empresa y a planear para el futuro. Dado que la administración debe vigilar la tendencia de los gastos normales, entonces los gastos extraordinarios, por ejemplo, las pérdidas sufridas por un incendio o una inundación, se deben presentar por separado.

Si no hay concordancia entre los ingresos y los gastos, pueden ocurrir una subestimación o una sobreestimación de las utilidades. Si la materia prima se compró a un costo menor que el vigente, habrá sobreestimación de utilidades y significará un mayor pago de impuestos.

Una de las partidas más importantes en el estado de pérdidas y ganancias es la depreciación. Aunque no se debe pensar que sea un medio para crear un fondo de reposición de la planta, permite sin embargo retener dinero en el negocio, porque reduce las utilidades disponibles para distribución a los accionistas. Por supuesto, tanto la administración como los contadores tienen la obligación de que se retenga suficiente dinero en la empresa para la reposición de activos y para invertirlo en otros procesos o en inversiones externas.

Otra obligación de la administración y de los contadores es cerciorarse de que siempre se tenga suficiente capital de trabajo para llevar a cabo las operaciones.

Tipos de contabilidad La labor tradicional de los contadores ha sido preparar los balances y estados de pérdidas y ganancias. Hoy, los contadores se ocupan cada vez más de la planeación para el futuro. La contabilidad moderna se puede dividir en dos ramas: contabilidad financiera y contabilidad administrativa o de costos.

La contabilidad financiera se ocupa de la administración e incluye la preparación de balances y estados de pérdidas y ganancias que reflejen los intereses de los accionistas y que cumplan con las disposiciones fiscales. Los impuestos son un importante elemento en la contabilidad financiera.

La contabilidad administrativa se ocupa de la toma de decisiones y el control. Es la rama de la contabilidad que más interesa a casi todos los ingenieros de procesos. También se relaciona con los costos estándar, control de presupuestos y decisiones para inversión.

Los estados contables sólo presentan hechos que se pueden expresar en términos financieros, pero no dicen si una empresa tiene nuevos productos en etapa de desarrollo que le aseguren su futuro. Una empresa puede tener un estado financiero impresionante y, sin embargo, ir camino a la bancarrota en unos pocos años si no se ha previsto la introducción de suficientes productos o servicios nuevos.

TABLA 25-18 Partidas en el balance

A Dic. 31, 1978		
Equipo de planta al costo	$1 000 000	
Menos: Depreciación a la fecha	100 000	
		$900 000
A Dic. 31, 1979		
Equipo de planta al costo	$1 000 000	
Menos: Depreciación a la fecha	200 000	
		$800 000
A Dic. 31, 1980		
Equipo de planta al costo	$1 000 000	
Menos: Depreciación a la fecha	300 000	
		$700 000

Financiamiento del activo con capital propio y deuda

Relaciones (razones) financieras La relación que quizá se emplea más es el margen de utilidad (PM) definido como:

$$(\text{PM}) = \frac{\text{utilidad neta anual}}{\text{ingresos por ventas anuales}} 100 \qquad (25\text{-}127)$$

Otra relación común es el rendimiento sobre la inversión (ROI) que se define como

$$(\text{ROI}) = \frac{\text{utilidad neta anual}}{\text{inversión}} 100 \qquad (25\text{-}128)$$

En las ecuaciones (25-127) y (25-128), la utilidad neta anual puede ser antes o después de impuestos. También puede incluir los intereses y dividendos por cobrar, etc.

Por supuesto, la utilidad neta anual se debe definir con claridad antes de hacer comparaciones con otras empresas. Asimismo, el término "inversión" de la ecuación (25-128) puede tener diversos significados; los dos que más se utilizan, para evaluar la rentabilidad de una empresa y no la de los proyectos, son el activo total y el capital propio o contable. En el primer caso, la ecuación (25-128) se puede escribir como:

TABLA 25-19 Estado de pérdidas y ganancias para un año maduro de un nuevo producto químico, del que se producen 10 millones lb/año

			Valores unitarios, cents/lb	Ingresos por ventas, %
Ingresos por ventas anuales A_S		$2 000 000	20.00	100.0
Gastos directos de manufactura A_{DME}				
Materia prima	$ 884 000		8.84	44.2
Catalizadores y disolventes	69 000		0.69	3.4
Mano de obra directa	102 000		1.02	5.1
Supervisión	20 000		0.20	1.0
Servicios generales	22 000		0.22	1.1
Mantenimiento	21 000		0.21	1.1
Suministros	4 000		0.04	0.2
Regalías y patentes	10 000		0.10	0.5
Total A_{DME}	$1 132 000	$1 132 000	11.32	56.6
Gastos indirectos de manufactura A_{IME}				
Nómina directa	28 000		0.28	1.4
Laboratorio central	10 000		0.10	0.5
Gastos indirectos generales	52 000		0.52	2.6
Empaque y almacenamiento	22 000		0.22	1.1
Impuesto predial	14 000		0.14	0.7
Seguros	6 000		0.06	0.3
Total A_{IME}	$ 132 000	$ 132 000	1.32	6.6
Gastos totales de manufactura (no incluye depreciación) A_{ME}		$1 264 000	12.64	63.2
Depreciación A_{BD}		68 000	0.68	3.4
Otros gastos				
Administración	74 000		0.74	3.7
Ventas y embarque	124 000		1.24	6.2
Publicidad y mercadotecnia	40 000		0.40	2.0
Servicio técnico	10 000		0.10	0.5
Investigación y desarrollo	60 000		0.60	3.0
Total otros gastos	308 000	308 000	3.08	15.4
Gastos totales A_{TE}		$1 640 000	16.40	82.0
Utilidad neta anual A_{NP}		$360 000	3.60	18.0

$$(\text{ROA}) = \frac{\text{utilidad neta anual}}{\text{inversión}} 100 \qquad (25\text{-}129)$$

en donde (ROA) se llama rendimiento sobre el activo. En el segundo caso, la ecuación (25-128) se puede escribir como

$$(\text{ROE}) = \frac{\text{utilidad neta anual}}{\text{capital contable}} 100 \qquad (25\text{-}130)$$

en donde (ROE) es el rendimiento sobre el capital.

La relación de rotación de activos (ATR) es una medida común del rendimiento de una empresa y se define como:

$$(\text{ATR}) = \frac{\text{ingreso por ventas anuales}}{\text{activo total}} 100 \qquad (25\text{-}131)$$

La comparación de las ecuaciones (25-127), (25-129) y (25-131), indica que

$$(\text{ROA}) = (\text{ATR})\,(\text{PM}) \qquad (25\text{-}132)$$

Entonces, (ROA) se puede mejorar si se aumentan (ATR) o (PM). Una variante de la ecuación (25-131) es la relación de rotación de activo fijo (FATR), definida como:

$$(\text{FATR}) = \frac{\text{ingreso por ventas anuales}}{\text{activo fijo}} 100 \qquad (25\text{-}133)$$

Desde luego, (FATR) tiene menor valía que (ATR) cuando se utiliza en empresas que tienen sumas importantes de capital de trabajo. La (FATR) es la inversa de la relación de capital (CR) para proyectos individuales y ésta se define como:

$$(\text{CR}) = C_{FC}/A_S \qquad (25\text{-}134)$$

en donde C_{FC} es el costo del capital fijo para un proyecto que se inicia con la compra del terreno y A_S son los ingresos por ventas anuales.

El activo fijo de la ecuación (25-133) y los incluidos en el activo total en las ecuaciones (25-129) y (25-131) se suelen considerar a su valor depreciado o en libros, que puede diferir mucho de su valor de mercado. Ésta es una desventaja del empleo de las ecuaciones (25-129), (25-131) y (25-133).

Los ingresos por ventas anuales incluidos en las ecuaciones (25-127), (25-131) y (25-133) se consideran como la rotación bruta, que incluye ventas intercompañía; sin embargo, estas ventas se eliminan en las cuentas consolidadas o del grupo de empresas. También en este caso, el ingreso por ventas anuales se debe definir con claridad antes de poder hacer comparaciones con otras empresas.

Con relación al balance simplificado o estado de situación financiera que aparece en la tabla 25-20, el activo total está relacionado con el capital contable y el pasivo o deuda total mediante:

$$\text{Activo total} = \text{capital contable} + \text{deuda total} \qquad (25\text{-}135)$$

La ecuación (25-135) también se puede escribir:

$$\text{Capital contable} = \text{activo total} - \text{deuda total} \qquad (25\text{-}136)$$

Las ecuaciones (25-130) y (25-136) se pueden combinar para dar:

$$(\text{ROE}) = \frac{\text{utilidad neta anual}}{\text{activo total} - \text{deuda total}} 100 \qquad (25\text{-}137)$$

La ecuación (25-137) también se puede escribir para que incluya una cantidad llamada relación de deuda (DR) que señala:

$$(\text{ROE}) = \frac{\text{utilidad neta anual}}{\text{activo total}} \left[\frac{100}{1-(DR)}\right] \qquad (25\text{-}138)$$

en donde (DR) es la relación de deuda expresada por

$$(\text{DR}) = \frac{\text{deuda total}}{\text{activo total}} \qquad (25\text{-}139)$$

El rendimiento sobre el activo (ROA) también se puede relacionar con el rendimiento sobre el capital (ROE), al combinar las ecuaciones (25-129) y (25-138):

$$(\text{ROA}) = (\text{ROE})/[1-(\text{DR})] \qquad (25\text{-}140)$$

TABLA 25-20 Balances simplificados de Compañías X y Y

Balance de la Compañía X			
		Deuda total	0
		Capital contable	$100 000
Activo total	$100 000	Total pasivo y capital	$100 000
Balance de Compañía Y			
		Deuda total	$ 50 000
		Capital contable	$ 50 000
Activo total	$100 000	Total pasivo y capital	$100 000

TABLA 25-21 Rendimiento sobre el capital después de impuestos de las Compañías X y Y

(ROA) antes de impuestos	5%	10%	15%	20%
	Compañía X			
A_{NP}	$5 000	$10 000	$15 000	$20 000
Menos: Impuestos al 50%	($2 500)	($ 5 000)	($ 7 500)	($10 000)
A_{NNP}	$2 500	$ 5 000	$ 7 500	$10 000
(ROE) después de impuestos	$2\frac{1}{2}$%	5%	$7\frac{1}{2}$%	10%
	Compañía Y			
A_{NP} antes de intereses	$5 000	$10 000	$15 000	$20 000
Menos: Intereses	($5 000)	($ 5 000)	($ 5 000)	($ 5 000)
A_{NP} después de intereses	0	$ 5 000	($10 000)	$15 000
Menos: Impuestos al 50%	0	($ 2 500)	($ 5 000)	($ 7 500)
A_{NNP}	0	$ 2 500	$ 5 000	$ 7 500
(ROE) después de impuestos	0	5%	10%	15%

(ROE) se puede relacionar también con la relación de rotación de activo (ATR) y con el margen de utilidad (PM), al combinar las ecuaciones (25-132) y (25-140):

$$(ROE) = [(ATR)(PM)]/[1 - (DR)] \qquad (25\text{-}141)$$

Financiación con deuda o apalancamiento La relación de deuda (DR) se conoce también como relación de apalancamiento. Las empresas con apalancamiento elevado tienen una elevada relación entre la deuda y el activo total. A primera vista, puede parecer que el empleo del apalancamiento es una forma sencilla de aumentar el rendimiento sobre el capital (ROE). Sin embargo, hay que pagar intereses sobre la deuda. Que el apalancamiento sea o no cosa buena dependerá de los cargos exactos por intereses en relación con el rendimiento sobre el activo (ROA) y el rendimiento sobre el capital (ROE).

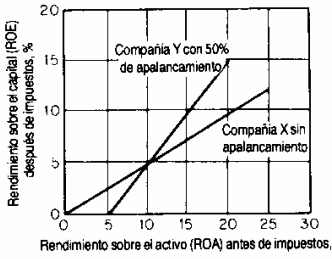


FIG. 25-38 Efecto del apalancamiento sobre el rendimiento del capital.

Considérense los balances simplificados de las compañías X y Y (Tabla 25-20). Esas compañías X y Y tienen una relación de deuda o apalancamiento de cero y 0.5 respectivamente. Supóngase que la deuda es del tipo con obligaciones para fines fiscales y que la tasa de interés anual es de 10%. El (ROE) después de impuestos se presenta en la tabla 25-21 para esas compañías, para diversos valores de utilidad neta anual, A_{NP} antes de impuestos. A_{NNP} es la utilidad neta anual después de impuestos. Los datos de la tabla 25-21 están trazados en la figura 25-38 y en ella se muestra que el apalancamiento no tiene efecto sobre el (ROE) cuando la tasa de interés sobre el dinero tomado a préstamo es igual al rendimiento sobre el activo (ROA) antes de impuestos. El apalancamiento produce un mayor valor de (ROE) cuando (ROA) es mayor que la tasa de interés sobre el dinero tomado a préstamo y es menor cuando es más bajo.

Cuanto mayor sea la relación de deuda o apalancamiento (DR), más sensible es el (ROE) a un cambio en (ROA) y mayor será la pendiente de la línea en la figura 25-38. Los dividendos a los accionistas se pagan con la utilidad neta anual después de impuestos A_{NNP}, con la cual se calcula el (ROE) después de impuestos (Fig. 25-38). Por tanto, cuanto mayor sea el apalancamiento, mayor será el riesgo financiero para los accionistas. Este riesgo no es el mismo que el riesgo financiero para la empresa, que es función de las perspectivas generales en su industria en particular. El apalancamiento aumenta el rendimiento para los accionistas cuando (ROA) es mayor que la tasa de intereses sobre la deuda y lo reduce cuando (ROA) es menor que la tasa de intereses.

El que los activos de una compañía se financien en gran parte con su capital propio o en gran parte con la deuda, o alguna combinación de ellos, depende de un buen número de factores. Si las ventas no fluctúan, una empresa está en buena situación para pagar los cargos fijos por intereses sobre la deuda. Lo mismo ocurre si el ingreso por ventas aumenta en forma continua. En este caso, es muy posible que cualquier nueva emisión de acciones comunes de la empresa se coloque a buen precio y que también aumente el atractivo de la financiación con capital propio.

La actitud de la administración es también un factor importante para determinar cuánta financiación con deuda se utiliza. En una empresa pequeña, en la cual el consejo de administración posee la mayor parte del capital y las acciones, pueden estar muy renuentes a emitir más acciones comunes que les diluirían el control de la empresa. Si la administración tiene mucha confianza en las futuras perspectivas, deseará asegurarse el rendimiento máximo. Por contraste, el capital contable en una empresa muy grande está muy distribuido y la emisión de acciones comunes adicionales tiene poco efecto sobre el control de la empresa.

La diferencia entre financiar con capital propio o con deuda no está bien definida. Por ejemplo, las acciones preferentes se pueden clasificar como capital contable o como deuda, según quien haga el análisis financiero.

TABLA 25-22 Capital contable presentado en el balance

Acciones preferentes, valor nominal por acción $100			
Autorizadas 2000; en circulación	1 500	$ 150 000	
Menos: descuento sobre acciones preferentes		(10 000)	
Valor de acciones preferentes			$ 140 000
Acciones comunes, valor nominal por acción $10			
Autorizadas y en circulación, 100 000 acciones	$1 000 000		
Cantidad pagada en exceso del valor nominal	100 000		
		$1 100 000	
Utilidades retenidas		100 000	
Valor de acciones comunes			$1 200 00
Capital contable			$1 340 000

Financiación con capital propio En un balance típico se presentarán el capital contable o propio y se mencionarán los valores de acciones preferentes, comunes y las utilidades retenidas (Tabla 25-22).

La emisión de acciones comunes es el método básico para financiar una empresa. Los accionistas comunes son los que corren el riesgo final en un negocio porque no tienen derecho a un rendimiento o a una devolución de su inversión. Sin embargo, tienen derecho a elegir a los consejeros y funcionarios encargados de la administración de la empresa. Hay la posibilidad de que los accionistas destituyan con su voto a los consejeros si no se pagan dividendos razonables. Por lo general, la responsabilidad de los accionistas está limitada al valor nominal o a la par de sus acciones y, por tanto, sólo pueden perder lo que ya pagaron por sus acciones. Si esa responsabilidad no está limitada por las leyes, como en algunos países, están en peligro los bienes personales de los accionistas en caso de quiebra de la empresa, en proporción al número de acciones que poseen.

Cuando las leyes de un país lo permiten, a menudo se pueden utilizar las acciones preferentes como opción cuando una empresa no desea emitir acciones comunes adicionales ni incurrir en el pago de intereses para financiar la deuda. También y para evitar repeticiones innecesarias, en lo siguiente debe quedar entendido que se aplicará la legislación de cada país. Por lo general, los accionistas preferentes no suelen tener voto en la elección de consejeros. Tienen el derecho a percibir una cantidad fija de dividendos antes que los tenedores de acciones comunes. Las sociedades por acciones no tienen que pagar dividendos. El consejo de administración puede decidir el pago de un dividendo muy pequeño o ninguno en un año determinado. Los tenedores de acciones preferentes tienen derecho a recibir una compensación por el pago reducido de dividendos en años anteriores, cuando la sociedad vuelva a pagarlos.

Los accionistas comunes tienen derecho sobre los activos remanentes de una sociedad en caso de disolución o liquidación, pero sólo después de pagar a los acreedores de todo tipo y a los accionistas preferentes. Cuanto mayor sea la proporción de financiamiento con deuda en una empresa, menor será la suma que recibirán los accionistas comunes en caso de liquidación de la sociedad.

Los accionistas comunes suelen tener derecho de prioridad en la primera opción de compra de cualesquiera emisiones adicionales de acciones comunes. Esto evita que los consejeros o funcionarios aprovechen una emisión adicional para contrarrestar el control y los votos de los accionistas existentes. Este derecho de prioridad también protege a los accionistas existentes en contra de que se reduzca el valor de sus acciones con esa dilución, porque habría que distribuir la misma utilidad neta entre un mayor número de acciones.

Considérese el ejemplo muy simplificado de una empresa que tiene 100 000 acciones comunes con valor de mercado de $10, o sea, un valor total de mercado de $1 000 000. Si se emiten otras 50 000 acciones a $4 cada una, el valor total de mercado de las 150 000 acciones es de $1 200 000, o sea, $8 cada una. Esto significa que los nuevos accionistas han ganado a expensas de los originales. El derecho de prioridad tiene la finalidad de impedirlo. En la práctica, la situación es mucho más compleja que lo mencionado.

Las acciones comunes y las preferentes tienen un valor a la par o nominal. En el caso de las comunes, el valor de mercado en el momento de la emisión difiere del valor nominal. Las acciones se pueden emitir ya sea con un premio o con descuento, según sean las condiciones económicas prevalecientes y el tamaño de la empresa. La diferencia entre la cantidad real pagada y el valor nominal aparece en la sección de capital contable, en el balance de la tabla 25-22. La emisión de acciones con premio (prima) o con descuento se hace para proteger a los accionistas existentes.

En el caso de las acciones preferentes, el valor nominal tiene más importancia que en las comunes, porque es la cantidad que se adeuda a los accionistas preferentes en caso de liquidación, siempre y cuando esto se estipule en los estatutos o en las condiciones para la emisión.

La ventaja del empleo de acciones comunes para financiar activos es que no hay que pagar cargos fijos por intereses. Además, no hay fecha de vencimiento, como ocurre con todos los préstamos y con muchas emisiones de preferentes. Puede ser mucho más fácil emitir acciones comunes que financiar la deuda. Sin embargo, los costos de flotación de las acciones comunes pueden ser muy altos, en especial cuando el mercado está deprimido, con lo cual se necesitan grandes descuentos en el precio para inducir la compra.

El capital contable en una compañía consta de las aportaciones de los accionistas y el superávit generado con las utilidades retenidas. La presencia de utilidades retenidas en un balance (Tabla 25-22), no significa por necesidad que equivalgan a una cantidad igual en efectivo; en realidad, quizá haya muy poco o ningún efectivo disponible. Las utilidades retenidas presentadas en el balance pueden ser ficticias. Por ejemplo, las partidas de activo en el balance pueden tener menor valor que, cuando menos, la suma de utilidades retenidas.

Compraventa de acciones Los accionistas requieren un rendimiento razonable sobre su inversión y el precio publicado de las acciones representa el consenso de opiniones de los inversionistas respecto al valor real de la empresa. Las compras o ventas de acciones se suelen hacer por conducto de corredores o casas de bolsa.

La mayor parte de las operaciones con acciones se efectúan por medio de bolsas de valores, en donde están registradas o listadas las acciones; cada bolsa suele tener su edificio y sede en diversas ciudades. Cada bolsa tiene miembros quienes son los representantes de corredores importantes que pueden tener oficinas en varias ciudades. Estas oficinas están en contacto telefónico y por télex o cable constante con sus representantes en la bolsa, para darles instrucciones de comprar o vender determinada emisión de acciones. Dado que los corredores trabajan a base de comisión y de cargos sobre las transacciones, tratan de cumplir con esas instrucciones ya sea en forma directa o por medio de otros corredores. En Gran Bretaña, los corredores deben negociar por conducto de un intermediario independiente, similar a un corredor de valores especiales, que cotiza un precio bajo para la venta y otro más alto para la compra antes de que sepa si el corredor va a comprar o a vender. La diferencia es el margen para el intermediario. Si la demanda de compra es mayor que la oferta de venta, aumenta el precio de las acciones hasta que alguien tiene la tentación de vender. A la inversa, si hay más oferta que demanda, es posible que baje el precio.

Es ventajoso para una empresa tener sus acciones registradas en una bolsa de valores, porque sus inversionistas pueden venderlas con más facilidad si quieren hacerlo. Esta liquidez adicional hace que los inversionistas estén mejor dispuestos a aceptar una tasa de rendimiento más baja que, en realidad, disminuye el costo del capital para la empresa.

Dado que en la sección financiera de los periódicos se publican las transacciones con acciones de una empresa registrada, una que está en buena situación financiera creará más confianza para obtener financiación de otros tipos. Cuando no hay mercado de valores, esas transacciones son poco frecuentes y los precios tendrán grandes fluctuaciones: los acreedores serán más cautelosos y pueden llegar a actuaciones judiciales para defender sus intereses. Esas operaciones se conocen como "venta directa" y sólo las efectúan algunos corredores especialistas de bolsa que tienen cierta cantidad de acciones y están dispuestos a crear mercado para ellas o las limitan a transacciones entre particulares.

Utilidades retenidas Se producen muchas confusiones cuando el rubro de utilidades retenidas se divide entre otros varios, tales como reserva para reposición de la planta, reserva para contingencias, etc. Este procedimiento restringe a la administración cuando necesita tomar decisiones para los desembolsos.

La suma de utilidades retenidas presentada en el balance no se debe tomar como una medida de la cantidad de futuros dividendos que es posible pague la empresa. Puede existir un contrato social en donde se estipule un saldo mínimo de utilidades retenidas que no estarán disponibles para pagar dividendos hasta que se hayan rescatado todos los bonos (obligaciones) emitidos por la empresa.

Los dividendos se pueden pagar en efectivo o con una emisión adicional de acciones, que es, en realidad, un dividendo en acciones; ambas se utilizan para reducir el precio de las acciones, si la administración considera que es muy alto. Un dividendo en acciones es un traspaso de utilidades retenidas a la cuenta de acciones comunes y la cantidad traspasada no está disponible para futuros dividendos. Cuan-

do una empresa tien
dividendo en accion
Financiación de
deuda abarca una se
Las formas más con
hipotecas y obligaci
Un bono es simpl
entre el acreedor y el
descripción detallad
con cláusulas para p
designa un fideicom
de bonos; suele ser
con una estipulació
en una fecha anterio
empresa cuando las
empresa tiene que p
este privilegio. Esa
A veces, en una e
catar una emisión d
les, invertidas a una
cada año del period
con valor presente I

en donde f_{AP} es el fa

TABLA 25-23

Hilera	Número
1	Activo circula / Deuda circula
2	Utilidad neta / Ventas net
3	Utilidad neta / Capital
4	Utilidad net / Capital de trab
5	Ventas netas / Capital
6	Ventas n / Capital de tra
7	Periodo de co
8	Ventas netas / Inventario
9	Activo fijo x / Capital
10	Deuda circul / Capit
11	Deuda total x / Capital
12	Inventario / Capital de tra
13	Deuda circul / Invent
14	Deuda circul / Capital de tr

* Reproducida co
NOTA: Los número

más fácil emitir ac-
pargo, los costos de
ay altos, en especial
e necesitan grandes

las aportaciones de
idades retenidas. La
Tabla 25-22), no sig-
ad igual en efectivo;
tivo disponible. Las
den ser ficticias. Por
en tener menor valor
as.
requieren un rendi-
blicado de las accio-
versionistas respecto
le acciones se suelen
a.
s se efectúan por me-
das o listadas las ac-
n diversas ciudades.
entantes de corredo-
rias ciudades. Estas
cable constante con
ciones de comprar o
de los corredores tra-
nsacciones, tratan de
recta o por medio de
s deben negociar por
ilar a un corredor de
a la venta y otro más
dor va a comprar o a
diario. Si la demanda
enta el precio de las
nder. A la inversa, si
el precio.
es registradas en una
n venderlas con más
al hace que los inver-
a de rendimiento más
tal para la empresa.
dicos se publican las
rada, una que está en
ara obtener financia-
ores, esas transaccio-
des fluctuaciones: los
ctuaciones judiciales
conocen como "venta
cialistas de bolsa que
a crear mercado para
s.
nfusiones cuando el
os varios, tales como
a contingencias, etc.
cuando necesita to-

el balance no se debe
os dividendos que es
to social en donde se
que no estarán dispo-
rescatado todos los

con una emisión adi-
ado en acciones; am-
nes, si la administra-
en acciones es un
ciones comunes y la
os dividendos. Cuan-

do una empresa tiene poco efectivo disponible, se puede utilizar un dividendo en acciones en vez de dinero.

Financiación de la deuda En la práctica, la financiación de la deuda abarca una serie de valores de renta fija, a largo y corto plazo. Las formas más comunes para la deuda a largo plazo son los bonos, hipotecas y obligaciones.

Un bono es simplemente un pagaré a largo plazo. Es un contrato entre el acreedor y el deudor, para esa emisión. El contrato incluye una descripción detallada de los bienes que se otorgan en garantía, junto con cláusulas para protección y las estipulaciones para el rescate. Se designa un fideicomisario para proteger los intereses de los tenedores de bonos; suele ser un banco comercial. Los bonos se pueden emitir con una estipulación para rescate que permita a la empresa retirarlos en una fecha anterior a la del vencimiento. Esto es una ventaja para la empresa cuando las tasas de interés están a la baja. Sin embargo, la empresa tiene que pagar una cantidad superior al valor nominal por este privilegio. Esa cantidad adicional se llama prima.

A veces, en una empresa se crea un fondo de amortización para rescatar una emisión de bonos. Una serie de aportaciones anuales A iguales, invertidas a una tasa fraccional de interés i, que se hacen al final de cada año del periodo de vigencia, es equivalente a una suma de dinero con valor presente P, expresada por

$$A = Pf_{AP} \qquad (25\text{-}46)$$

en donde f_{AP} es el factor de valor presente de la anualidad, que es

$$f_{AP} = [i(1 + i)^n]/[(1 + i)^n - 1]$$

Una empresa puede utilizar un fondo de amortización en muchas formas, pero la más sencilla es aportar una cantidad fija A al final de cada año para rescatar bonos, hasta que se hayan rescatado todos los bonos al final de n años. Esta aportación anual puede ser una fuerte sangría de efectivo. Si no se efectúa el pago, los acreedores pueden entablar acciones judiciales. En el caso de bonos de intereses sobre utilidades, la empresa sólo tiene la obligación de pagar intereses si obtiene utilidades.

La hipoteca es una deuda garantizada con bienes (activos) específicos del deudor. La primera hipoteca tiene preferencia sobre todos los bienes. Una segunda hipoteca, por lo general, es sobre el valor residual de los bienes. Una hipoteca general está garantizada por todos los bienes y activos propiedad de la empresa (deudor).

Una obligación es un bono sin garantía prendaria. Las empresas grandes y en buena situación financiera tienen más facilidad para emitir estas obligaciones que las empresas pequeñas, pues éstas tendrían que garantizarlas con sus bienes. Los obligacionistas son, en realidad, acreedores generales. Los tenedores de obligaciones subordinales tienen derecho a los activos sólo después de liquidar a otros acreedores. La emisión de obligaciones subordinadas tiene ventajas en materia de impuestos para una empresa en comparación con la emisión de acciones preferentes, porque los intereses que se pagan son deducibles de impuestos.

TABLA 25-23 Relaciones comparativas para grupos seleccionados de industrias en Estados Unidos en 1979*

	Industria	Productos químicos agrícolas	Productos químicos, álcalis y cloro	Pinturas y productos afines	Refinación de petróleo	Materiales y resinas plásticos	Jabón y otros detergentes
	Número de empresas	43	5	196	45	91	56
Hilera	Relación						
1	Activo circulante / Deuda circulante, relación	1.47 (1.01 2.43)	2.62 (1.05 9.91)	2.40 (1.64 3.76)	1.43 (1.10 2.18)	2.07 (1.47 2.90)	2.71 (1.97 5.42)
2	Utilidad neta × 100 / Ventas netas, %	1.45 (.54 3.76)	2.55 (1.90 3.21)	3.90 (2.10 6.64)	2.12 (1.54 3.43)	4.44 (1.91 7.63)	3.37 (2.61 6.47)
3	Utilidad neta × 100 / Capital, %	10.91 (2.05 27.05)	14.76 (10.43 19.09)	20.43 (9.73 35.29)	15.88 (10.54 41.00)	16.78 (11.33 26.17)	17.91 (12.41 34.16)
4	Utilidad neta × 100 / Capital de trabajo neto, %	6.92 (3.64 58.31)	54.09 (11.68 96.50)	22.76 (12.05 41.46)	43.06 (14.89 69.31)	27.48 (14.06 45.18)	23.27 (13.10 42.48)
5	Ventas netas / Capital, relación	4.61 (2.10 8.51)	3.64 (2.10 7.03)	4.63 (3.44 7.17)	6.31 (3.54 10.87)	4.43 (2.78 7.86)	4.48 (3.32 6.97)
6	Ventas netas / Capital de trabajo neto, relación	5.10 (3.17 12.91)	3.66 (2.66 27.20)	5.59 (4.21 8.98)	16.91 (4.77 21.60)	7.00 (3.58 10.93)	6.29 (4.28 8.28)
7	Periodo de cobranza, días	49 (27 91)	58 (45 63)	40 (26 53)	33 (15 51)	48 (36 60)	33 (22 51)
8	Ventas netas / Inventario, relación	7.3 (3.8 16.5)	16.1 (8.2 42.7)	8.3 (6.2 13.00)	18.4 (8.7 34.8)	10.6 (8.1 18.4)	8.9 (7.7 13.1)
9	Activo fijo × 100 / Capital, %	74.1 (26.7 98.5)	58.0 (25.7 79.2)	36.1 (19.6 55.00)	91.1 (48.2 147.5)	50.6 (26.8 116.0)	30.5 (19.2 56.4)
10	Deuda circulante × 100 / Capital, %	90.2 (39.2 161.0)	40.8 (15.4 108.1)	55.1 (28.1 98.7)	101.6 (45.6 187.2)	54.3 (27.8 119.2)	46.8 (22.2 79.4)
11	Deuda total × 100 / Capital, %	104.8 (46.7 224.1)	84.7 (24.2 148.0)	79.6 (38.3 150.2)	137.8 (75.1 335.6)	89.5 (37.8 194.5)	55.6 (26.5 111.2)
12	Inventario × 100 / Capital de trabajo neto, %	81.1 (30.5 139.4)	17.8 (4992.6 75.0)	69.6 (45.4 91.3)	57.5 (14.2 104.0)	53.0 (23.4 81.7)	58.9 (42.9 88.9)
13	Deuda circulante × 100 / Inventario, %	140.4 (78.3 311.8)	137.8 (67.3 806.5)	94.9 (56.9 154.5)	240.8 (156.4 503.0)	154.3 (97.5 277.9)	96.5 (41.7 144.0)
14	Deuda circulante × 100 / Capital de trabajo neto, %	44.7 (48.6 95.6)	32.3 (4991.9 63.5)	40.6 (16.8 66.7)	75.5 (24.1 168.7)	37.4 (9.9 102.0)	25.4 (14.4 64.8)

* Reproducida con permiso especial de *Dun's Review*, octubre, 1979. D.R.© 1979, Dun & Bradstreet Publications Corporation.

NOTA: Los números entre paréntesis son valores de los cuartiles inferior y superior respectivamente. Los números que están encima son el valor de la mediana.

TABLA 25-24 Balance de manufactureros de productos químicos inorgánicos en Estados Unidos, 1972*

Activo	%	Pasivo y capital	%
Efectivo	4.3	Deuda a corto plazo con bancos	5.6
Valores negociables	2.2	Cuentas por pagar	14.5
Cuentas por cobrar, neto	26.2	Impuesto sobre la renta	3.1
Inventario, neto	24.6	Vencimientos corrientes de la deuda a largo plazo	2.1
Otros activos circulantes	0.9	Otros pasivos circulantes	5.0
Total de activo circulante	58.3	Total de deuda circulante	30.3
Activo fijo	36.3		
Otros activos no circulantes	5.4	Deuda a largo plazo no subordinada	18.3
		Total de deuda no subordinada	48.6
		Deuda subordinada	3.1
		Capital contable	48.3
Total del activo	100.0	Total pasivo y capital	100.0

* Condensada de *Annual Statement Studies*, ed. 1973, D.R. © 1973 por Robert Morris Associates, Philadelphia. Las cifras para cada industria en ese estudio no son representativas de toda esa industria y no se deben considerar como normas.

Un analista financiero que estudie una empresa desde el punto de vista de un posible comprador de acciones comunes, es posible que clasifique las acciones preferentes como deuda. Por contraste, los tenedores de bonos y acreedores generales las pueden considerar como capital contable adicional. Ya que las acciones preferentes son un tipo de valores híbridos, las puede emitir una empresa cuando la administración está indecisa en utilizar el capital o la deuda para financiar activos adicionales. Sin embargo, las acciones preferentes tienen la desventaja de que los dividendos no se pueden deducir de impuestos.

Datos comparativos de empresas En la tabla 25-23 aparecen datos comparativos de empresas, compilados por Dun & Bradstreet para diversos tipos de industrias de proceso. Se da el valor de la mediana para cada relación o razón, junto con los valores de los cuartiles inferiores y superiores entre paréntesis.

La hilera 1 en la tabla 25-23 es la

$$\text{Relación de circulantes} = \frac{\text{activo circulante}}{\text{pasivo circulante}} \qquad (25\text{-}142)$$

Compárese con

$$\text{Relación rápida} = \frac{\text{activo líquido}}{\text{pasivo circulante}} \qquad (25\text{-}143)$$

La hilera 2 en la tabla 25-23 es el margen de utilidad (PM) según la ecuación (25-127). En este caso la utilidad neta es A_{NNP}, después de la depreciación y los impuestos. Las ventas netas anuales A_S son después de deducir rendimientos, bonificaciones y descuentos sobre las ventas brutas.

La hilera 3 en la tabla 25-23 es el rendimiento sobre el capital (ROE) según la ecuación (25-130). En este caso, el capital contable es el tangible y representa la suma de los valores de acciones preferentes y comunes, el superávit y las utilidades no distribuidas o retenidas, menos cualesquiera partidas intangibles como el crédito comercial (*goodwill*).

La hilera 7 en la tabla 25-23 es el

Periodo promedio para cobranza

$$= \frac{\text{valor promedio de cuentas por cobrar}}{\text{ingreso por ventas diarias}} \qquad (25\text{-}144)$$

El pasivo consolidado (hilera 14) consiste en hipotecas, bonos, obligaciones, pagarés con vencimiento escalonado u otras obligaciones con vencimiento a más de un año de la fecha del balance.

Robert Morris Associates también compila amplios datos comparativos de empresas para diversas industrias. Además de las relaciones similares a las de Dun & Bradstreet (Tabla 25-23), Robert Morris Associates también presenta desgloses muy útiles de activos y pasivos para diversas industrias. En la tabla 25-24 se presenta un desglose de activos y pasivos de fabricantes de productos químicos inorgánicos en Estados Unidos en 1972.

Aplicación de las relaciones globales de empresas En la tabla 25-25 se presentan las diversas relaciones de una empresa hipotética. El balance de la tabla 25-26 se ha preparado con las relaciones de la tabla 25-25, términos de los ingresos por ventas netas anuales A_S.

Calcúlense los siguientes valores para el lado derecho del balance como sigue:

Según la relación 5:

$$\text{Capital contable} = A_S/2.50 = 0.4A_S$$

Según la relación 11:

$$\text{Deuda total} = (0.4A_S)(0.65) = 0.26A_S$$

Según la relación 10:

$$\text{Deuda circulante} = (0.4A_S)(0.35) = 0.14A_S$$

$$\text{Deuda a largo plazo} = \text{deuda total} - \text{deuda circulante}$$

$$\text{Deuda a largo plazo} = 0.26A_S - 0.14A_S = 0.12A_S$$

Calcúlense los siguientes valores para el lado izquierdo del balance:

Según la relación 9:

$$\text{Activo fijo} = (0.4A_S)(0.74) = 0.296A_S$$

Según la relación 1:

$$\text{Activo circulante} = (0.14A_S)(2.60) = 0.364A_S$$

Según la relación 8:

$$\text{Inventario} = A_S/7.14 = 0.14A_S$$

Según la relación 7:

$$\text{Cuentas por cobrar} = (A_S/365)(61) = 0.167A_S$$

$$\text{Efectivo e inversiones a corto plazo} = \text{total activo circulante} - (\text{inventario} + \text{cuentas por cobrar})$$

$$\text{Efectivo e inversiones a corto plazo} = 0.364A_S - 0.307A_S = 0.057A_S$$

Además de los datos para el balance, hay que calcular la utilidad neta anual después de pagar impuestos, es decir, que según la relación 2 debe ser $A_{NNP} = 0.04A_S$.

En la práctica, las relaciones se obtienen con los datos del balance. La ventaja de esa presentación es que relaciona todo con los ingresos por ventas netas anuales y, por tanto, subraya la importancia de las ventas.

El estudio cuidadoso de las relaciones puede permitir muchas inferencias de la situación de la empresa. Por ejemplo, la relación de apalancamiento o deuda (DR) en este caso es:

TABLA 25-25 Rel productos químic

No.	
1	Ac De
2	(U V
3	(U
4	(C
5	Ve
6	Ci
7	Pe
8	Vi 1
9	(A
10	(
11	(
12	(
13	(
14	(

(DR)

Este valor es muy bajo deudores, como los qu

Con la tabla 25-26

Deu
Efectivo + in

T
d

A

To
Ac
To

TABLA 25-25 Relaciones para una empresa típica de productos químicos industriales

No.	Relación
1	$\dfrac{\text{Activo circulante}}{\text{Deuda circulante}} = 2.60$
2	$\left(\dfrac{\text{Utilidad neta}}{\text{Ventas netas}}\right)100 = 4.00$
3	$\left(\dfrac{\text{Utilidad neta}}{\text{Capital}}\right)100 = 10.0$
4	$\left(\dfrac{\text{Utilidad neta}}{\text{Capital de trabajo neto}}\right)100 = 18.18$
5	$\dfrac{\text{Ventas netas}}{\text{Capital}} = 2.50$
6	$\dfrac{\text{Ventas netas}}{\text{Capital de trabajo neto}} = 4.50$
7	Periodo de cobranza $= \dfrac{\text{cuentas por cobrar}}{\text{ventas por día}} = 61$ días
8	$\dfrac{\text{Ventas netas}}{\text{Inventario}} = 7.14$
9	$\left(\dfrac{\text{Activo fijo}}{\text{Capital}}\right)100 = 74.00$
10	$\left(\dfrac{\text{Deuda circulante}}{\text{Capital}}\right)100 = 35.00$
11	$\left(\dfrac{\text{Deuda total}}{\text{Capital}}\right)100 = 65.00$
12	$\left(\dfrac{\text{Inventario}}{\text{Capital de trabajo neto}}\right)100 = 63.00$
13	$\left(\dfrac{\text{Deuda circulante}}{\text{Inventario}}\right)100 = 100.00$
14	$\left(\dfrac{\text{Deuda consolidada}}{\text{Capital de trabajo neto}}\right)100 = 76.50$

$$(DR) = \frac{\text{deuda total}}{\text{activo total}} = \frac{0.260\,A_S}{0.660\,A_S} = 0.40$$

Este valor es muy bajo y no presenta ningún problema de control por los deudores, como los que pueden surgir cuando (DR) es mayor que 1.

Con la tabla 25-26 se calcula la relación de:

$$\frac{\text{Deuda circulante}}{\text{Efectivo + inversiones a corto plazo}} = \frac{0.140\,A_S}{0.057\,A_S} = 2.45$$

Por tanto, si más del 40% de los acreedores solicitan un pago anticipado, será posible hacerlo. Por ello no es posible que surjan problemas de liquidez y se puede aprovechar el descuento por pronto pago o pago anticipado. Además, la deuda circulante se podría cubrir con la venta del inventario, que requiere $(0.140\,A_S/A_S)(365) = 51$ días. La relación rápida es de $1/2.45 = 0.407$

Si se supone que la deuda circulante se debe pagar dentro de 61 días, o sea el mismo tiempo concedido por los acreedores, no es fácil que se entablen acciones judiciales.

La utilidad de 10%, indicada con la relación 3 en la tabla 25-25, se reducirá con cualesquiera dividendos por pagar a los accionistas preferentes, porque ese pago no es parte de los gastos por la deuda fija; entonces el remanente se divide entre los accionistas comunes. Si todas las deudas a largo plazo fueran en acciones preferentes rescatables al 6%, entonces, de acuerdo con la relación 3, la utilidad anual neta, después de impuestos, es $A_{NNP} = 0.10(0.40\,A_S)$ o $0.04\,A_S$. Los intereses por pagar sobre las acciones preferentes es $0.06(0.12\,A_S)$ o sea $0.0072\,A_S$. Entonces, las ganancias para las acciones comunes son:

$$(0.04\,A_S - 0.0072\,A_S)/(0.4\,A_S - 0.12\,A_S) = 0.1171$$

Este valor corresponde a 11.71 centavos por dólar del valor de acciones comunes.

Si se supone que las tasas vigentes de interés ofrecidas por los bancos, gobierno, etc., para inversión de capital sin riesgo son de 10%, entonces el precio máximo de mercado económico de acciones de $100 en esta empresa hipotética es alrededor de $117. Si toda la deuda está documentada, las ganancias sobre las acciones comunes serían de 10 centavos por dólar de capital neto y el precio máximo de marco económico de las acciones sería alrededor de $100, salvo que se esperase un aumento en los precios de las acciones.

Es fácil determinar otras relaciones con las incluidas en la tabla. Por ejemplo, el rendimiento sobre el activo (ROA) y la relación de rotación de activo (ATR) son:

$$(\text{ROA}) = \frac{\text{utilidad neta anual}}{\text{activo total}}\,100 = \frac{0.04\,A_S}{0.66\,A_S} = 6.06$$

$$(\text{ATR}) = \frac{\text{ingresos por ventas anuales}}{\text{activo total}}\,100$$

$$(\text{ATR}) = (A_S/0.66\,A_S)100 = 151.5$$

El cuartil inferior, la mediana y el cuartil superior que aparecen en la tabla 25-23 son aquellos para los que las probabilidades acumuladas de lograr esos valores son 25, 50 y 75%. Ya que esas curvas se vuelven asintónicas con infinito positivo o negativo con cero y 100% de probabilidad, las curvas de probabilidad para cada relación se pueden trazar con los métodos ya descritos.

Costo del capital El valor de la tasa de interés de rendimiento utilizado para calcular el valor presente neto (NPV) de un proyecto se suele denominar costo del capital. No es un valor constante porque depende de la estructura financiera de la empresa, de su política para un proyecto particular, las leyes fiscales locales y, en algunos casos, la medición del riesgo relacionado con el proyecto. Este último factor se maneja con más facilidad con el cálculo del riesgo permitido para la

TABLA 25-26 Balance de una empresa típica de productos químicos industriales al 31 de diciembre de 198X

Activo		Pasivo y capital	
Activo circulante		Pasivo	
Efectivo	$0.057\,A_S$	Deuda circulante	$0.140\,A_S$
Cuentas por cobrar	$0.167\,A_S$	Deuda a largo plazo	$0.120\,A_S$
Inventario	$0.140\,A_S$		
Total activo circulante	$0.364\,A_S$	Deuda total	$0.260\,A_S$
Activo fijo	$0.296\,A_S$	Capital	$0.400\,A_S$
Total del activo	$0.660\,A_S$	Total pasivo y capital	$0.660\,A_S$

empresa inherente en el proyecto, i', de la ecuación (25-108) escrita en la forma de:

$$i' = [1 + (\text{DCFRR})]/(1 + i) - 1$$

en donde i es el costo del capital con exclusión de la tolerancia o riesgo permitido. El valor de i' se debe comparar con la probabilidad de alcanzar o no un (NPV) de cero cuando se utiliza ese valor de i. Entonces, la decisión de seguir adelante se puede tomar con pleno conocimiento de las posibilidades de no tener éxito. La decisión se puede relacionar con la actitud de la empresa hacia presupuestos del tamaño en cuestión con el empleo de las utilidades probables descritas. Por supuesto los flujos de efectivo utilizados para calcular (NPV) y (DCFRR) se deben corregir de acuerdo con las tasas previstas de inflación, de preferencia en la fecha en que se obtuvo la curva de utilidad. Esto es importante porque la inflación puede producir un efecto deformante en las curvas de utilidad obtenidas en distintas fechas. Esto quizá se deba a un deseo inconsciente de protegerse contra la inflación con el logro de mayores recompensas, a la vez que se da menor importancia a cualesquiera pérdidas sufridas, lo cual es una actitud de juego de azar.

Si no se tiene una tolerancia para riesgo, el costo del capital se convierte en un cálculo financiero técnico, basado en las fuentes de fondos y la política de la empresa. Por ello, por lo general se presentará como una cifra especificada para utilizarla en un avalúo en particular y, entonces, no debe preocupar al calculista del proyecto. Sin embargo, en el siguiente resumen se indican los factores a considerar.

En la mayor parte de las empresas, el objetivo de la política de la empresa es maximizar al rendimiento financiero para los accionistas. Esto no ocurre siempre, pues una empresa con pocos años de existencia, reinvertirá por lo general, una proporción muy grande de sus utilidades para estimular su crecimiento. Además, cada vez se inician más proyectos para restaurar y preservar el ambiente o para crear empleos en una población determinada. En estas circunstancias, se asignaría al proyecto un valor bajo del costo del capital. En muchos proyectos gubernamentales se acepta una pérdida limitada, en cuyo caso el valor de i sería negativo.

Cuando el objetivo es maximizar el rendimiento, después de impuestos, para los accionistas, hay que llegar a un equilibrio entre la proporción de utilidades de la empresa después de impuestos que se retienen para permitir el crecimiento de sus activos y la proporción que se distribuye a los accionistas en forma de dividendos; éstos suelen estar sujetos al pago de impuesto personal sobre ingresos, a veces, con tasas superiores a las normales. El potencial para crecimiento se debe reflejar en un valor creciente en la cotización de las acciones en el mercado (en su caso). Este crecimiento puede dar por resultado tener que pagar impuestos sobre ganancias de capital o por herencias. La selección de la proporción adecuada de utilidades que se va a retener es de suma importancia, porque influye en el atractivo de la empresa para los inversionistas, y además, en su buen crédito a los ojos de los acreedores. La división óptima tiene la influencia del tipo de inversionista, porque las tasas de impuestos y deducciones para las empresas difieren a menudo de las aplicables a las personas físicas. Por esta razón, la división óptima resentirá los efectos fiscales locales.

Muchas empresas pueden mantener un volumen determinado de operaciones sólo con reinversiones continuas en planta y equipo. Si se requiere crecimiento de la empresa, es esencial una inversión adicional. En general, una empresa sólo tiene tres fuentes de dinero "fresco": efectivo proveniente de la venta de una nueva emisión de acciones, utilidades retenidas y capital de deuda de todas clases, incluso impuestos diferidos. En ciertas circunstancias, se pueden obtener aportaciones de efectivo de fuentes gubernamentales. Cada una de estas fuentes tiene su propia tasa real de interés, que es el promedio ponderado de las tasas que constituyen el costo del capital con exclusión de la tolerancia o asignación para el riesgo.

No se pagan intereses directamente sobre el capital de las acciones, pero los inversionistas esperan cierta tasa oculta. Si no hay la expectativa de cierto rendimiento por sus acciones, no invertirían en una nueva emisión ni tampoco conservarían las acciones compradas. La venta de acciones en la bolsa no influye en el efectivo que tiene la empresa, pero las nuevas emisiones deben ser a precios más bajos que los cotizados en la bolsa, salvo que se tenga gran confianza de que el nuevo dinero producirá un ingreso muy superior a la reducción en las utilidades por acción ocasionadas por la nueva emisión. En las emisiones de acciones que devengarán una tasa fija de intereses, éstos se manejan por lo general como gastos deducibles de impuestos, en la misma forma que los pagaderos en un crédito bancario a corto plazo. Los impuestos diferidos pagarán una tasa de interés que, igual que un préstamo bancario a corto plazo, es compuesto diariamente a una tasa anual nominal, pero no suelen ser un gasto deducible para fines de impuestos. Las cuentas por pagar suelen devengar una tasa simbólica de intereses, pues si se cubren en determinado plazo se logrará un descuento por pronto pago.

Ejemplo 18 Una empresa requiere una inversión de $100 000 en nuevas instalaciones para mantener sus ventas actuales. Determínese el costo corriente o actual del capital para la empresa y el costo del capital libre de riesgo que se deben asignar al proyecto de ampliación de la planta, con los siguientes datos:

Activo por venta de acciones:	$ 300 000
por utilidades retenidas	200 000
como cuentas por pagar	100 000
como impuestos diferidos	200 000
como crédito bancario	200 000
Activo total	$1 000 000
Ingresos netos actuales	$ 200 000

Las cuentas por pagar son netas al día último del mes, con un 2% de descuento por pronto pago. Los intereses sobre el crédito bancario y los impuestos diferidos son compuestos diariamente a tasas nominales anuales de 15 y 9%, respectivamente. Los impuestos directos, sobre utilidades distribuibles y a las personas físicas son de 50, 40 y 30%. La tasa actual de inflación es de 8% anual. El rendimiento tradicional que esperan los inversionistas es de 7% anual, libre de todo impuesto en términos reales.

La tasa de interés equivalente a los descuentos por pronto pago es de 2% mensual, porque este descuento se lograría todos los meses si se hicieran los pagos al principio del mes en vez de, como se acostumbra, en los últimos días. Como las cuentas por pagar se liquidan cada mes, el interés simbólico se paga todos los meses y no será compuesto. Este descuento equivale a 12 pagos mensuales a interés simple, cada año. Entonces, de acuerdo con la ecuación (25-31), la tasa real de interés anual sobre los descuentos = (12)(0.02) = 0.24 = 24%. Por tanto, un buen empleo del efectivo sobrante sería para reducir esta deuda lo más pronto posible. Esto requeriría efectivo equivalente a 1/6 parte de las cuentas por pagar cada año, o sean, $16 700. Entonces, se puede suponer que este nivel de liquidez no está disponible para los proyectos de capital, excepto como capital de trabajo para reducir la deuda o para proyectos con capital fijo. Además, como el nuevo proyecto no aumentará las ventas, no puede generar deuda adicional de esta clase. Por tanto, no está disponible esa fuente como capital para el nuevo proyecto.

Ya que el crédito bancario a corto plazo (llamado también sobregiro autorizado o crédito simple en cuenta corriente) devenga intereses todos los días a una tasa nominal de 15% anual, se verá por la ecuación (25-38) que la tasa anual real de intereses sobre el mismo es = $(1 + 0.15/365)^{365} - 1 = 16.18\%$. En forma similar, la tasa real de interés anual sobre los impuestos diferidos es = $(1 + 0.09/365)^{365} - 1 = 9.42\%$ anual.

La nueva planta no aumentará las ventas ni los impuestos, por lo cual esta fuente no está disponible como capital para el proyecto. Se podría disponer de un aumento en el crédito bancario, con sujeción a un máximo impuesto por la capacidad aceptable de la empresa.

Ya que la liquidez de la empresa es tan baja, es posible que ya haya llegado a su máxima capacidad de deuda, en cuyo caso la relación sería:

$$\frac{\text{Capital total}}{\text{Deuda total}} = \frac{\$300\,000 + \$200\,000}{\$100\,000 + \$200\,000 + \$200\,000} = 1.00$$

Ya que no se dispone ni del aumento en cuentas por pagar ni de un mayor adeudo de impuestos para financiar el nuevo proyecto, esto implica que los $100 000 requeridos de nuevo capital estarían disponibles en forma de $50 000 por un aumento en el crédito bancario y de $50 000 por el aumento de capital contable. Por tanto, hay que calcular la tasa real de intereses sobre el capital en cuestión.

El capital contable está disponible en dos fuentes. Primera, la empresa puede vender nuevas acciones que, si son comunes, no devengan intereses. Aunque esta actitud parece ser la menos costosa, no suele ser aconsejable emplearla para proyectos que no aumentan las utilidades hasta, cuando menos, un valor de compensación. Con ello, sólo quedan las utilidades retenidas como la fuente más viable de capital para el proyecto.

Los accionistas requ
será sobre el precio de
de impuestos. Las utili
tasa real de interés requ
0.40) = 11.67%. Esto es
aumentar, en términos
En la misma forma,
pagan 30% de impuest
– 1 = 18.80%. Si las ac
una distribución, sobre
Se requiere esta cantid
des de $200 000. Por ta
– 0.50) – $56 400 = $42
tiene buena reputación
dividendos distribuido
es mantener las futuras
redujeran en ($56 400
así, la tasa real de intu
20.60/(1 – 0.1135) = 23
que es la forma correct
La tasa de interés a
impuesto a las empres
son deducibles de imp
reduce a (16.18)(1 – 0.
vechada sobre los dese
impuestos de la empr
(24)(1 – 0.50) = 12.00
El costo presente del
ses pagaderos a las divi
impuestos de la empres
[($300 000)(0.00) + ($
($200 000)(8.09)]/($1
con sólo dos fuentes de
($100 000) = 14.35%.
Debido a que el pre
tual, muchas empresa
valor más bajo. Se deb
en los países industria
Se mencionó en pa
cuando se calculan lo
que tenerla en cuenta
esperan los accionista
Como se dijo, hay l
rendimiento libre de r
efectúa como se descr

Administración
determinado, los c
gados. Un costo de
partida de activo. E
y ganancias y los b
Se denomina co
tos de manufactura
ción, como la suma
obra directa, 3) gas
nistración, venta y
Se utilizan dos
manufactura: coste
absorción, que es e
de manufactura en

TABLA 25-2

Costo de materi
Costo de mano d
Costo primo o d
Costo indirecto
Costo total
Precio de venta
Utilidad (pérdid

Los accionistas requieren un rendimiento real sobre su inversión, que supone será sobre el precio de mercado si éste es diferente al valor nominal, de 7% libre de impuestos. Las utilidades retenidas pagan un 40% de impuesto; por tanto, la tasa real de interés requerida sobre la distribución que no se efectuó es de 7/(1 – 0.40) = 11.67%. Esto es en términos reales y en épocas de 8% de inflación se debe aumentar, en términos de efectivo, a (1 + 0.1167)(1.08) – 1 = 20.60%.

En la misma forma, la tasa real de interés sobre las utilidades distribuidas, que pagan 30% de impuesto, se puede calcular que es de [0.07/(1 – 0.30) + 1](1.08) – 1 = 18.80%. Si las acciones tienen su valor a la par en la bolsa, esto requeriría una distribución, sobre los $300 000 emitidos, de ($300 000)(0.188) = $56 400. Se requiere esta cantidad después de haber pagado el impuesto sobre las utilidades de $200 000. Por tanto, las utilidades que se pueden retener son ($200 000)(1 – 0.50) – $56 400 = $43 600, o sea, cerca de los $50 000 requeridos. Si la empresa tiene buena reputación en el mercado de valores, una ligera reducción en los dividendos distribuidos no reducirá el precio de sus acciones, porque la finalidad es mantener las futuras utilidades. Sin embargo, sería posible que sus acciones se redujeran en ($56 400 – $50 000)/$56 400 = 0.1135 = 11.35%. Si llega a ocurrir así, la tasa real de interés sobre las utilidades retenidas se debería aumentar a 20.60/(1 – 0.1135) = 23.24%. Estas tasas están libres del impuesto a las empresas, que es la forma correcta de utilizarlas para calcular el (NPV).

La tasa de interés a pagar sobre los impuestos diferidos también está libre del impuesto a las empresas y es de 9.42%. Los intereses sobre el crédito bancario son deducibles de impuestos, por lo cual la tasa real después de impuestos se reduce a (16.18)(1 – 0.50) = 8.09%. En forma similar, ya que la ventaja no aprovechada sobre los descuentos tendería a aumentar las utilidades y, por tanto, los impuestos de la empresa, la ganancia real después de impuestos se reduce a (24)(1 – 0.50) = 12.00%.

El costo presente del capital para la empresa es el promedio ponderado de intereses pagaderos a las diversas fuentes de fondos, sobre la base de después del pago de impuestos de la empresa. Se puede calcular con facilidad que es, cuando menos, de [($300 000)(0.00) + ($200 000)(20.60) + ($100 000)(12.00) + ($200 000)(9.42) + ($200 000)(8.09)]/($1 000 000) = 8.82%. El costo del capital para el nuevo proyecto, con sólo dos fuentes de efectivo, debe ser de [($50 000)(20.60) + ($50 000)(8.09)]/($100 000) = 14.35%.

Debido a que el proyecto es esencial si se quiere mantener la producción actual, muchas empresas calcularían el costo del capital en un punto cercano al valor más bajo. Se deben esperar valores de costo de capital de alrededor de 10% en los países industrializados de la actualidad.

Se mencionó en particular que la inflación no altera la tasa de interés citada cuando se calculan los valores presentes de costo del capital. Sin embargo, hay que tenerla en cuenta al determinar la tasa de interés sobre los dividendos que esperan los accionistas.

Como se dijo, hay la posibilidad alterna de asignar al costo del capital el mejor rendimiento libre de riesgo disponible para el dinero. Después, la evaluación se efectúa como se describió en relación con la ecuación (25-108).

Administración y contabilidad de costos En cualquier periodo determinado, los costos se pueden dividir en devengados y no devengados. Un costo devengado es un gasto; un costo no devengado es una partida de activo. Esta división es la base para los estados de pérdidas y ganancias y los balances.

Se denomina contabilidad de costos a la contabilización de los costos de manufactura. Ese costo de un producto se considera, por tradición, como la suma de los costos de **1)** materiales directos, **2)** mano de obra directa, **3)** gastos indirectos de manufactura y **4)** gastos de administración, venta y financiamiento.

Se utilizan dos métodos generales en la contabilidad de costos de manufactura: costeo por absorción y costeo marginal. En el costeo por absorción, que es el más común, se incluyen todos los costos indirectos de manufactura en el costo de ventas. En el costeo marginal, sólo se incluyen los costos indirectos variables de manufactura en el costo de ventas. El costeo marginal es más útil que el de absorción para la toma de decisiones. Sin embargo, a veces es muy difícil segregar los costos, en particular los indirectos de manufactura, en componentes fijos y variables. A la larga, prácticamente todos los costos son variables. La diferencia entre los dos métodos supone que se dé gran importancia a la valuación de inventarios. En la contabilidad de costos, éstos se dividen por centros de costo. Son recursos contables que quizá no tengan existencia física. En el caso más sencillo, que es una planta que manufactura un solo producto, toda ella puede ser el centro de costo.

En la práctica, se emplean dos clasificaciones mayores en los sistemas de contabilidad de costos: costeo por orden de trabajo y costeo por proceso. En el primero se determinan los costos de cada orden de trabajo o lote, sin tener en cuenta el periodo contable. Este sistema se suele utilizar en el trabajo de construcción. El costeo por proceso se aplica para los procesos continuos y semicontinuos. Los costos se registran por periodos contables específicos.

Asignación de gastos indirectos La forma en que se asignen o prorrateen los gastos indirectos puede alterar el costo total de un producto y, por ende, los futuros flujos estimados de efectivo para un proyecto. Ya que estos flujos de efectivo se utilizan en los métodos de valor presente neto (NPV) y de tasa de retorno o rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR) para calcular la rentabilidad, una asignación errónea puede hacer que se seleccione un proyecto inadecuado.

La tendencia actual es que los costos o gastos indirectos sean una proporción creciente de los costos totales del producto, debido a la complejidad cada vez mayor de las plantas de proceso. Por ello, es deseable que los ingenieros químicos tengan cierto grado de autoridad en la asignación de los costos indirectos, en vez de que sólo la hagan los contadores.

Los costos directos son los que se cargan en forma directa a un solo producto. El más común es el de la materia prima, cuyo consumo es directamente proporcional a la cantidad de producto manufacturado. El costo de la mano de obra directa para el proceso también se considera como directo.

Sin embargo, hay muchos costos que no se pueden cargar en forma directa a un producto determinado. Se denominan indirectos o fijos y abarcan desde el alumbrado y calefacción para la planta y oficinas, hasta la cafetería y el servicio médico. Cuando se manufacturan varios productos, se vuelve cada vez más difícil la asignación correcta de costos indirectos entre los diversos productos.

Se utilizan muchos métodos para calcular la cantidad de gastos indirectos que se cargan a un producto determinado, y son necesarios debido a que los costos de contabilidad se hacen prohibitivos para poder hacer el cargo de todos los costos directamente a un producto. Desafortunadamente, siempre existe un elemento arbitrario inherente al proceso de asignación.

Los costos indirectos en las industrias de procesos químicos se suelen calcular como porcentaje de **1)** costo de materiales directos, **2)** costo de mano de obra directa o **3)** costos primos, llamados a veces costos directos. Otros métodos para asignar los costos indirectos son sobre la base de **1)** superficie ocupada por el proceso, **2)** número de trabajadores, **3)** valor del capital y **4)** energía eléctrica.

TABLA 25-27 Utilidades de los productos con diferentes métodos de asignación de costos indirectos

	Producto A: base para asignación de indirectos			Producto B: Base para asignación de indirectos		
	31.25% del costo de materiales directos, $/unidad	125% del costo de mano de obra directa, $/unidad	25% del costo primo, $/unidad	31.25% del costo de materiales directos, $/unidad	125% del costo de mano de obra directa, $/unidad	25% del costo primo, $/unidad
Costo de materiales directos	8.00	8.00	8.00	6.000	6.000	6.000
Costo de mano de obra directa	2.00	2.00	2.00	4.000	4.000	4.000
Costo primo o directo	10.00	10.00	10.00	10.000	10.000	10.000
Costo indirecto	2.50	2.50	2.50	1.875	5.000	2.500
Costo total	12.50	12.50	12.50	11.875	15.000	12.500
Precio de venta	14.00	14.00	14.00	14.000	14.000	14.000
Utilidad (pérdida)	1.50	1.50	1.50	2.125	(1.000)	1.500

No se han mencionado todos los métodos que se emplean. La validez de determinado método depende del proceso y de la industria; si es inadecuado, puede dar resultados engañosos e incluso absurdos.

Considérese la manufactura de ornamentos metálicos. El costo del procesamiento, sin incluir el material, puede variar muy poco para una amplia gama de metales. Sin embargo, el costo de los materiales directos será mucho más elevado si se emplean metales preciosos en vez de metales comunes. En este caso, la asignación de costos indirectos sobre la base del costo del material directo podría dar resultados incorrectos, mientras que si está basada en el costo de mano de obra directa puede resultar muy exacta.

También puede haber problemas cuando se asignan los costos indirectos sobre la base del costo de mano de obra directa. Considérese una empresa que calcula que los costos indirectos son el 125% de los de mano de obra directa. En una planta de proceso tienen siete operarios, cada uno con un costo directo de $10 000 por periodo presupuestario. Como resultado de un estudio de tiempos y movimientos, se encuentra que la planta puede trabajar en forma satisfactoria con seis operarios. Es posible que el ahorro real en costos esté más cerca del ahorro de $10 000 en mano de obra directa por periodo, que del ahorro calculado de $10 000 + $10 000(125/100) = $22 500 por periodo. Ese ahorro calculado de $22 500 es el costo de la mano de obra directa más 125% de gastos indirectos sobre ese mismo costo.

Se debe hacer un análisis minucioso antes de detener la producción de un artículo que pierde dinero. Aunque se puedan ahorrar los costos directos del producto descontinuado, no se eliminan los costos indirectos, como se podría suponer si se calculan como porcentaje de los costos de materiales directos y mano de obra directa o costos primos. La planta sigue en su lugar junto con sus costos por intereses, seguros, pintura, mantenimiento, etc. Si se continúa la producción, todavía puede hacer una aportación útil a los gastos indirectos. Esa aportación se pierde si se detiene la producción y hay que cargar esos gastos a otros productos.

Todos los métodos utilizados para la asignación de costos indirectos pueden ocasionar problemas. Dos plantas de proceso pueden ocupar una superficie similar y tener costos de materiales y mano de obra muy diferentes. También pueden surgir problemas en una planta en que se manufacturan distintos productos, como se describe en el ejemplo 19.

Ejemplo 19 Considérese una planta que puede fabricar el producto A o el producto B. Se sabe que, a la capacidad normal, el costo indirecto es de $2.50 por unidad. El producto A tiene un costo de materiales directos de $8 y un costo de mano de obra directa de $2 por unidad. Para mayor sencillez, se considera que el costo primo es la suma de esos dos costos, es decir, $10 por unidad.

Como se indica en la tabla 25-27, el costo indirecto correcto de $2.50 por unidad, a la capacidad normal, se calcula con el empleo de, ya sea el 31.25% del costo de materiales directos, el 125% del costo de mano de obra directa o el 25% del costo primo. Todos estos métodos arrojan un costo total de $12.50 por unidad y una utilidad de $1.50 por unidad que se vende a $14.

El producto B tiene un costo de materiales directos de $6 y de mano de obra directa de $4 por unidad. Como se indica en la tabla 25-27, el costo indirecto de $1.875, $5 y $2.50 por unidad, se calcula con el empleo del 31.25% del costo de materiales directos, el 125% del costo de mano de obra directa o el 25% del costo primo. Los costos totales son $11.875, $15 y $12.50 por unidad y las utilidades son de $2.125, de −$1 y de $1.50 por unidad que se vende a $14.

Una opción para asignar los costos indirectos con un solo método es clasificarlos por grupos y hacer la asignación correcta de cada grupo. Por ejemplo, la depreciación se asignaría sobre la base del costo del capital, mientras que la mano de obra indirecta se puede asignar sobre la base del costo de la mano de obra directa o del número de empleados. Desde luego, este método alterno es más complejo, aumenta los costos del departamento de contabilidad y se presta a malas interpretaciones y a posibles abusos.

Valuación y control de inventario

Efecto del inventario sobre los ingresos en efectivo y las utilidades Cuando el volumen anual de producción es igual al de ventas anuales, los ingresos por ventas anuales, A_S, son:

$$A_S = Rc_S \tag{25-87}$$

en donde R es el volumen de producción en unidades por año y c_S es el precio de venta por unidad. En este caso, los ingresos anuales en efectivo, A_{CI}, y la utilidad neta anual antes de impuestos A_{NP}, se expresan con las ecuaciones (25-1), (25-8) y (25-12) mediante:

$$A_{CI} = R(c_S - c_{TVE}) - A_{TFE} \tag{25-145}$$

$$A_{NP} = R(c_S - c_{TVE}) - A_{TFE} - A_{BD} \tag{25-146}$$

en donde c_{TVE} son los gastos variables totales por unidad de producción, A_{TFE} son los gastos fijos anuales totales de producción y venta de un producto, sin incluir provisiones anuales para depreciación de la planta, y A_{BD} es el cargo anual por depreciación en el balance.

Sin embargo, en un periodo contable determinado, el volumen de ventas puede ser distinto al volumen de producción. En este caso, el inventario de productos terminados, I_1, al principio del periodo contable (inventario inicial), diferirá del inventario final, I_2, y hay que escribir las ecuaciones (25-145) y (25-146) en forma modificada, como:

$$A_{CI} = R(c_S - c_{TVE}) - A_{TFE} + (I_1 - I_2) \tag{25-147}$$

$$A_{NP} = R(c_S - c_{TVE}) - (A_{TFE} + A_{BD}) + (I_1 - I_2) \tag{25-148}$$

Si el volumen anual de ventas excede del volumen anual de producción R en una cantidad ΔR, entonces las ecuaciones (25-147) y (25-148) se pueden escribir como

$$A_{CI} = R(c_S - c_{TVE}) - A_{TFE} + \Delta R(c_S - c_{INV}) \tag{25-149}$$

$$A_{NP} = R(c_S - c_{TVE}) - (A_{TFE} + A_{BD}) + \Delta R(c_S - c_{INV}) \tag{25-150}$$

en donde c_{INV} es el valor por unidad en inventario de producto terminado.

Por supuesto, el valor de c_{INV} influye en el ingreso anual de efectivo y en la utilidad neta anual. Ya que este ingreso es el dato básico para los métodos del cálculo de rentabilidad con (NPV) y (DCFRR), el valor real por unidad en inventario tiene gran importancia para los ingenieros químicos que efectúan estudios económicos.

Divídase la ecuación (25-150) entre la ecuación (25-87) para dar

$$\frac{A_{NP}}{A_S} = \left(1 - \frac{c_{TVE}}{c_S}\right) - \frac{(A_{TFE} + A_{BD})}{A_S} + \left(\frac{\Delta R}{R}\right)\left(1 - \frac{c_{INV}}{c_S}\right) \tag{25-151}$$

$$\frac{A_{NP}}{A_S} = (\text{CSR}) - \frac{(A_{TFE} + A_{BD})}{A_S} + \left(\frac{\Delta R}{R}\right)\left(1 - \frac{c_{INV}}{c_S}\right) \tag{25-152}$$

en donde (CSR) $= 1 - (c_{TVE}/c_S)$ es la aportación a la relación del precio de venta. Cuando la relación entre utilidad neta anual e ingreso por ventas anuales, A_{NP}/A_S, se expresa como porcentaje, se le llama margen de utilidad.

Los términos (CRS) y $(A_{TFE} + A_{BD})/A_S$ tienen una magnitud similar para los procesos químicos. Por ejemplo, son típicos los valores de (CSR) de 0.1 a 0.4 y están muy cercanos a un valor de 0.2 que es común en las industrias de procesos para $(A_{TFE} + A_{BD})/A_S$. Entonces, el margen de utilidad es muy sensible al valor c_{INV} por unidad en inventario.

Considérese, por ejemplo, que (CSR) y $(A_{TFE} + A_{BD})/A_S$ son iguales a 0.3. En este caso, la ecuación (25-152) se puede escribir como

$$A_{NP}/A_S = (\Delta R/R)(1 - c_{INV}/c_S) \tag{25-153}$$

Si el volumen de ventas supera al volumen anual de producción en 10% y el inventario se valúa al precio de venta, entonces la ecuación (25-153) indica que el margen de utilidad es $(A_{NP}/A_S)100 = 0\%$. Si se valúa el inventario al costo variable total, entonces el margen de utilidad $(A_{NP}/A_S)100 = (0.1)(1 - 0.7)(100) = 3\%$. Por tanto, el valor del inventario es de máxima importancia.

No existe un método de aceptación universal para valuar el inventario. El valor de c_{INV} por unidad se puede calcular sobre cualquiera de las siguientes bases:

1. Costo de material más mano de obra directos.
2. Material directo más mano de obra directa más otros gastos directos de producción. (Éste es el costo variable total de producción.)
3. Costo variable total de producción más gastos indirectos fijos de producción.
4. Costo variable total. (Incluye gastos de producción y generales.)
5. Costo total (Incluye costos variables y fijos de producción y gastos generales.)

Los métodos 1, 2 y 4 se denominan de costeo directo, costeo variable y costeo marginal respectivamente. Aunque el costeo directo se utiliza cada vez más para fines de contabilidad y control interno, las autoridades fiscales no lo aceptan como base para el cálculo de utilidades; las autoridades y muchos contadores prefieren el método 3, llamado de costeo por absorción. Este método tiene la desventaja de que el costo indirecto fijo por unidad se determina para un volumen normal determinado de producción. Si ese volumen excede del normal, hay sobreabsorción de gastos indirectos fijos. A la inversa, si el volumen de producción es menor que el normal, entonces hay subabsorción de gastos indirectos fijos. El método 5 de denomina de costeo por absorción total.

Casi todos están de acuerdo en que los gastos generales de administración, venta, distribución, etc., no se deben incluir en el costo del inventario, y consideran que no se debe absorber ningún costo hasta que no se haya erogado. En general, los ingenieros prefieren el método 2 y los contadores el método 3. Sin embargo, se acostumbra valuar ya sea al costo o al valor de mercado, el que sea menor. En los métodos citados, se pueden utilizar costos reales o estándar. Téngase en cuenta que el método 3 muestra mayores utilidades que el método 2 cuando el volumen de ventas es mayor que el de producción, y utilidades más bajas cuando la producción es mayor que las ventas.

Las utilidades totales antes de impuestos en la vida de un proyecto, son independientes del método utilizado para valuar el inventario. Con una vida o duración de n años del proyecto, la ecuación (25-148) se puede escribir como

$$\sum_0^n A_{NP} = \sum_0^n R(c_S - c_{TVE}) - \sum_0^n (A_{TFE} + A_{BD}) + \sum_0^n (I_m - I_{m+1}) \qquad (25\text{-}154)$$

en donde el último término de ella se convierte en $\sum_0^n (I_m - I_{m+1}) = I_0 - I_{n+1}$. Como no habrá material en inventario el año antes de que empiece el proyecto ni el año después de que termine, entonces $I_0 = I_{n+1} = 0$. Por ello, las utilidades totales no dependen de los valores individuales de I.

Sin embargo, la utilidad anual antes de impuestos, A_{NP}, sí depende del valor del inventario. Como los impuestos a pagar en cualquier año están basados en A_{NP}, la utilidad neta anual después de impuestos A_{NNP} depende también del método para valuar el inventario. Con frecuencia, se selecciona un método particular para valuar el inventario a fin de demorar el pago de impuestos hasta donde lo permite la ley.

Hasta ahora, sólo se ha considerado el inventario de productos terminados; también lo hay de materia prima y de trabajo en proceso, por ejemplo, materiales procesados parcialmente o productos intermedios que se deben tener en cuenta. Por ello, es necesario modificar las ecuaciones (25-147) hasta (25-154) para tomarlos en consideración.

Efecto de los precios de la materia prima Los precios de la materia prima para las industrias de procesos químicos están sujetos a grandes variaciones. Ahora se comentará su efecto sobre las utilidades.

Cuando los precios de las materias primas varían de una semana a otra, no todas las unidades en inventario se habrán comprado al mismo tiempo. Considérense χ unidades en existencia al comienzo del periodo de inventario, compradas al precio c_1 por unidad. Las cantidades adicionales χ_2, χ_3, etc., se compran a precios unitarios de c_2, c_3, etc. hasta que por fin se compran χ_n unidades al último precio de c_n por unidad, al final del periodo de inventario. El valor total del inventario, C_{INV}, al final del periodo, si no ha habido ningún retiro, se expresa con

$$C_{INV} = \sum_1^n \chi_j c_j \qquad (25\text{-}155)$$

El valor del inventario, I, depende en un momento dado de los valores asignados a las unidades retiradas. Hay cinco métodos para valuar los inventarios: **1)** FIFO (primeras entradas-primeras salidas), **2)** LIFO (últimas entradas-primeras salidas), **3)** costo promedio, **4)** costo estándar y **5)** valor de mercado.

Con el método FIFO, las unidades retiradas del almacén se valúan a su precio de compra, empezando con el primer artículo que se compró. Si se retira un número m de unidades del almacén durante el periodo, el costo total de estos artículos, sobre una base de FIFO, se expresa con:

$$C_{FIFO} = \sum_1^p \chi_j c_j + \left(m - \sum_1^p \chi_j\right) c_{p+1} \qquad (25\text{-}156)$$

siempre y cuando al valor de m satisfaga

$$m < \sum_0^n \chi_j$$

y en donde p es el entero más grande, de modo que

$$\sum_1^p \chi < m$$

Por tanto, el valor del inventario, I_{FIFO}, en cualquier tiempo dado, es

$$I_{FIFO} = C_I - C_{FIFO} \qquad (25\text{-}157)$$

En términos de las ecuaciones (25-155) y (25-156), la ecuación (25-157) se puede escribir como

$$I_{FIFO} = \sum_1^n \chi_j c_j - \sum_1^p \chi_j c_j - \left(m - \sum_1^p \chi_j\right) c_{p+1} \qquad (25\text{-}158)$$

Con el método LIFO, las m unidades retiradas del almacén se valúan a su precio de compra, empezando con el último artículo que se compró. En forma similar, el valor del material, C_{LIFO}, retirado del almacén se expresa mediante

$$C_{LIFO} = \sum_p^n \chi_j c_j + \left(m - \sum_p^n \chi_j\right) c_{p-1} \qquad (25\text{-}159)$$

en donde p es el entero más pequeño, de modo que

$$\sum_p^n \chi_j \leq m$$

Por tanto, el valor del inventario, I_{LIFO}, en cualquier tiempo dado, es

$$I_{LIFO} = C_I - C_{LIFO} \qquad (25\text{-}160)$$

En términos de las ecuaciones (25-155) y (25-159), la ecuación (25-160) se puede escribir como

$$I_{LIFO} = \sum_1^n \chi_j c_j - \sum_p^n \chi_j c_j - \left(m - \sum_p^n \chi_j\right) c_{p-1} \qquad (25\text{-}161)$$

Ejemplo 20 Considérense 10 lotes sucesivos de materia prima, de 1000 unidades cada uno, comprados en un momento de precios al alza, en donde c_1 = \$0.10 por unidad, c_2 = \$0.11 por unidad, etc. (Tabla 25-28). El costo total de estas compras para inventario se encuentra, mediante la ecuación (25-155), que es de \$1450.

Calcúlese el valor del inventario de materia prima después de haber retirado 5500 unidades del almacén, primero con el empleo de FIFO y luego con el de LIFO.

Se sustituyen las cantidades correspondientes para FIFO en la ecuación (25-158), teniendo presente que $p = 5$, $n = 10$ y $m = 5500$, para obtener

TABLA 25-28 Costos de inventario con precios crecientes

p	x_j, unidades	c_j, $/unidad	x_jc_j, $	$\sum_1^p x_j$, unidades	$\sum_1^p x_jc_j$, $	$\sum_p^n x_j$, unidades	$\sum_p^n x_jc_j$, $
1	1 000	0.10	100	1 000	100	10 000	1 450
2	1 000	0.11	110	2 000	210	9 000	1 350
3	1 000	0.12	120	3 000	330	8 000	1 240
4	1 000	0.13	130	4 000	460	7 000	1 120
5	1 000	0.14	140	5 000	600	6 000	990
6	1 000	0.15	150	6 000	750	5 000	850
7	1 000	0.16	160	7 000	910	4 000	700
8	1 000	0.17	170	8 000	1 080	3 000	540
9	1 000	0.18	180	9 000	1 260	2 000	370
10	1 000	0.19	190	10 000	1 450	1 000	190

$$I_{FIFO} = \$1450 - \$600 - (5500 - 5000)(\$0.15)$$
$$I_{FIFO} = \$775$$

Se sustituyen, en forma similar, los valores para LIFO en la ecuación (25-161), excepto que p es ahora 6, para obtener:

$$I_{LIFO} = \$1450 - \$850 - (5500 - 5000)(\$0.14)$$
$$I_{LIFO} = \$530$$

Entonces, en una época de aumentos de precios de materia prima, el método FIFO da un valor más alto para el inventario disponible que el método LIFO. Cuando bajan los precios, el método FIFO dará un valor menor que LIFO para el inventario disponible.

Base de costo promedio para inventario Se pueden utilizar un promedio simple, SAV, o un promedio ponderado, WAV, para valuar el inventario.

Con el método de promedio simple, el valor C_{SAV} del material retirado del almacén se expresa con

$$C_{SAV} = m(c_1 + c_n)/2 \qquad (25\text{-}162)$$

El valor del inventario, I_{SAV}, en cualquier fecha determinada es

$$I_{SAV} = C_I - C_{SAV} \qquad (25\text{-}163)$$

En términos de las ecuaciones (25-155) y (25-162), la ecuación (25-163) se puede escribir como

$$I_{SAV} = \sum_1^n x_jc_j - [m(c_1 + c_n)/2] \qquad (25\text{-}164)$$

Considérese el valor del inventario después de haber retirado 5500 unidades, con los datos de la tabla 25-28. A los materiales retirados se les asigna, sobre la base de promedio simple, un precio de ($0.10 + $0.19)/2 = $0.145 por unidad. Ya que el costo total de materia prima para inventario, según la ecuación (25-155), es de $1450, el valor del inventario después de haber retirado 5500 unidades se calcula, con la ecuación (25-164), que es

$$I_{SAV} = \$1450 - (5500)(\$0.145) = \$652.50$$

Con el método de promedio ponderado, el valor C_{WAV} del material retirado del almacén se expresa mediante

$$C_{WAV} = m \sum_1^n x_jc_j \Big/ \sum_1^n x_j \qquad (25\text{-}165)$$

El valor del inventario, I_{WAV} en cualquier fecha determinada, es

$$I_{WAV} = C_I - C_{WAV} \qquad (25\text{-}166)$$

En términos de las ecuaciones (25-153) y (25-164), la ecuación (25-166) se puede escribir como

$$I_{WAV} = \sum_1^n x_jc_j \left[1 - \left(m \Big/ \sum_1^n x_j\right)\right] \qquad (25\text{-}167)$$

Se utilizará la ecuación (25-167) para valuar el inventario después de haber retirado 5500 unidades con los datos de la tabla 25-28

$$I_{WAV} = \$1450\,[1 - (5500/10\,000)] = \$652.50$$

En este ejemplo, los valores de I_{SAV} y de I_{WAV} son los mismos porque los lotes comprados son del mismo tamaño y los precios son linealmente progresivos. Esta combinación rara vez se encuentra en la práctica.

Los datos de la tabla 25-29 dan un ejemplo más realista cuando se trata de comprar al precio más bajo posible. Las cantidades compradas varían de acuerdo con el precio, pero algunas adquisiciones pueden haber sido hechas a precios altos para mantener la producción.

Sobre la base de los datos de la tabla 25-29, cuando se han retirado 5500 artículos del almacén, el valor del inventario con el empleo de los métodos de FIFO, LIFO, promedio simple (SAV) y promedio ponderado (WAV) es:

$$I_{FIFO} = \$1175 - \$560 - (5500 - 5200)(\$0.10)$$
$$I_{FIFO} = \$573.00$$
$$I_{LIFO} = \$1175 - \$645 - (5500 - 5000)(\$0.10)$$
$$I_{LIFO} = \$480.00$$
$$I_{SAV} = \$1175 - 5500\,[(\$0.10 + \$0.15)/2]$$
$$I_{SAV} = \$487.50$$
$$I_{WAV} = \$1175[1 - (5000/10\,000)]$$
$$I_{WAV} = \$528.75$$

Pros y contras de la valuación de inventario Con el método de valuación de inventario a precio estándar, todos los artículos se retiran al mismo precio. Además de su sencillez, este método tiene la ventaja de que se verifica en forma constante la eficiencia en las compras de materia prima.

Con los métodos de valuación al costo promedio y al costo estándar, los materiales no se cargan al costo real. Por tanto, la cantidad de utilidad o pérdida en el periodo puede variar según el método elegido para valuar el inventario. Por ello, los contadores (y a veces el fisco) insisten en que el método para valuación de inventario sea congruente de un periodo a otro. Esto hace que se trabaje por inercia, pero no impide cambiar el método, si hay justificación. En tales casos, se acostumbra informar de este cambio a los accionistas, porque influye en las utilidades declaradas.

No existe una forma correcta o incorrecta de valuar el inventario, aunque en algunos países las leyes fiscales no permiten ciertos métodos para el cálculo de impuestos. Por ejemplo, en Gran Bretaña no se permite el LIFO. Como regla general, el método utilizado debe ser el que haga pagar impuestos más bajos. Sin embargo, es un hecho aceptado que la congruencia es también una virtud en la valuación de inventarios.

Es importante reconocer que el método utilizado para valuar inventarios para fines de contabilidad de costos no es, por necesidad, el mismo que para preparar el balance y estados financieros. En este caso, el

TABLA 25-29 Costos de inventario con precios fluctuantes

p	x_j, unidades	c_j, $/unidad	x_jc_j, $	$\sum_1^p x_j$, unidades	$\sum_1^p x_jc_j$, $	$\sum_p^n x_j$, unidades	$\sum_p^n x_jc_j$, $
1	1 000	0.10	100	1 000	100	10 000	1 175
2	1 500	0.11	165	2 500	265	9 000	1 075
3	500	0.13	65	3 000	330	7 500	910
4	2 000	0.10	200	5 000	530	7 000	845
5	200	0.15	30	5 200	560	5 000	645
6	1 000	0.14	140	6 200	700	4 800	615
7	2 500	0.11	275	8 700	975	3 800	475
8	300	0.15	45	9 000	1,020	1 300	200
9	100	0.20	20	9 100	1 040	1 000	155
10	900	0.15	135	10 000	1 175	900	135

inventario después
a tabla 25-28

652.50

on los mismos por-
) y los precios son
vez se encuentra en

s realista cuando se
ntidades compradas
lquisiciones pueden
producción.
ando se han retirado
con el empleo de los
) y promedio ponde-

200)($0.10)

)00)($0.10)

15)/2]

Con el método de
s artículos se retiran
todo tiene la ventaja
ia en las compras de

o y al costo estándar,
, la cantidad de utili-
método elegido para
sce el fisco) insisten
ta congruente de un
cia, pero no impide
asos, se acostumbra
; influye en las utili-

valuar el inventario,
rmiten ciertos méto-
Gran Bretaña no se
utilizado debe ser el
o, es un hecho acep-
la valuación de in-

lo para valuar inven-
or necesidad, el mis-
eros. En este caso, el

ecios fluctuantes

$\sum_{p}^{n} x_p$	$\sum_{p}^{n} x_p c_p$
unidades	$
10 000	1 175
9 000	1 075
7 500	910
7 000	845
5 000	645
4 800	615
3 800	475
1 300	200
1 000	155
900	135

inventario se valúa al costo obtenido por otro método o al valor de mercado, el que sea más bajo.

Control de inventario El tamaño óptimo del inventario depende del tipo de industria y del personal con que cuente la empresa. Los inventarios son muy altos en la industria del tabaco y pequeños en los negocios que manejan bienes perecederos. Cuanto más grande sea el inventario, mayores son los costos de almacenamiento y los que se relacionan con ellos; éstos incluyen seguros, impuestos, depreciación, manejo y protección, etc., y se puede considerar que son más o menos proporcionales al valor del inventario I. El costo anual A_{IW} para mantener un inventario con valor I se expresa mediante

$$A_{IW} = \alpha I \tag{25-168}$$

en donde α es el factor de proporcionalidad, que es del orden de 0.25 para muchas industrias.

Por contraste, se pueden reducir algunos costos si se tienen inventarios grandes. Por ejemplo, se pueden obtener descuentos más altos en las compras para entrega a granel. Además, los inventarios grandes disminuyen el peligro de perder ventas y prestigio porque no se interrumpirá la producción y, en consecuencia, no se agotarán las existencias de producto terminado.

El costo de colocar un pedido de materiales es en parte fijo y en parte variable. El costo anual de colocar pedidos A_{IO} se expresa por

$$A_{IO} = FN + VR \tag{25-169}$$

en donde F es el costo fijo por pedido, N es el número de pedidos por año, V es el costo variable de pedido por unidad de producción y R es el volumen anual de producción. Aunque el costo administrativo de colocar un pedido será más o menos fijo, los costos de transporte son proporcionales al tamaño del pedido y, por ello, durante el año son proporcionales al volumen anual de producción. El costo anual total del inventario, A_I, es la suma de las ecuaciones (25-168) y (25-169)

$$A_I = \alpha I + FN + VR \tag{25-170}$$

Para un número dado N de pedidos por año, el valor del inventario es proporcional a la magnitud U del pedido individual promedio. Entonces, la ecuación (25-170) se puede escribir como

$$A_I = \beta U + (FR/U) + VR \tag{25-171}$$

en donde β es un factor de proporcionalidad y el número N de pedidos por año se expresa como R/U.

Al diferenciar la ecuación (25-171) con respecto a U se puede calcular el tamaño óptimo del pedido. La diferencial es

$$dA_I/dU = \beta - (FR/U^2) \tag{25-172}$$

Al establecer el lado derecho de la ecuación (25-172) igual a cero, se obtiene

$$U = \sqrt{FR/\beta} \tag{25-173}$$

en donde U es el tamaño óptimo del pedido.

Se ha creado buen número de modelos para ayudar a la administración a manejar los inventarios en la forma más rentable que sea posible. Estos modelos se pueden aplicar a otros elementos del capital de trabajo, como el efectivo.

Capital de trabajo La cantidad y aplicación del capital de trabajo y la eficiencia con que se utilice determinan las perspectivas inmediatas de futuro crecimiento de una empresa. Una de las mayores preocupaciones de los administradores de una empresa es el manejo del capital de trabajo. Si éste es insuficiente o está manejado en forma inadecuada es la causa más común del fracaso de muchos negocios.

Los ingenieros encargados de los cálculos de costos tienden a hacer estimaciones del costo del capital fijo de un proyecto y dejan a los contadores el aspecto del capital de trabajo. Aunque el cálculo del costo del capital fijo es más fácil desde el punto de vista de ingeniería, la estimación del capital de trabajo es de vital importancia para el proyecto en sí y para la empresa como un todo.

El capital de trabajo puede ser desde 10% hasta casi el 100% del capital invertido, según sea la industria, y es un factor importante en el índice de rentabilidad de una empresa. Por esta razón, es preferible comparar el rendimiento de una empresa con otras que sean lo más semejantes que se pueda.

El capital de trabajo bruto se define como el activo circulante total; el capital de trabajo neto es el activo circulante menos el pasivo circulante. El activo circulante, por lo general, es de más de la mitad del activo total de la empresa. Cuando los contadores desean hacer resaltar el capital de trabajo en una empresa, presentan el balance en forma vertical (o de informe), tabla 25-30. El capital contable de $91 650 aporta los fondos de $38 650 (capital de trabajo neto) y de $53 000 (activo fijo menos el préstamo a largo plazo). El flujo del capital de trabajo se ilustra, en forma diagramática, en la figura 25-39.

El capital de trabajo necesario varía de acuerdo con los volúmenes de ventas o de producción. Por ejemplo, las ventas y las cuentas por cobrar se duplicarían cuando se duplica el volumen de ventas. Además, un aumento en el volumen de ventas requiere, por lo general, mayor inventario de materia prima, de trabajo en proceso y de producto terminado, que inmovilizan el capital. Un aumento en el volumen de ventas puede ocasionar una escasez temporal de capital de trabajo. Esto, a su vez, puede significar que las cuentas por pagar no se liquidarán a tiempo, se perderán descuentos por pronto pago o habrá que pagar intereses o multas. Los acreedores pueden entablar acciones judiciales para cobrar, lo cual significará un desembolso adicional de la empresa en honorarios de abogados y costos judiciales. A menudo, otros acreedores harán lo mismo y ello puede ocasionar que una empresa, que en realidad tiene situación financiera sana, pueda ser declarada en suspensión de pagos o en quiebra.

Una escasez de efectivo puede impedir que una empresa aproveche los descuentos por compras grandes de materia prima. La importancia de la disponibilidad de efectivo o de valores de realización inmediata se puede ver si se piensa en una cuenta por pagar a 28 días neta o con 2% de descuento por pronto pago a los 7 días. Si no se tiene efectivo para pagar a los 7 días, eso equivale a pagar 2% de intereses sobre ese documento a los 21 días restantes, o sea, una tasa anual de interés compuesto de más del 41%.

El efectivo adecuado y los antecedentes del pago oportuno de las cuentas refuerzan la clasificación para crédito de una empresa y facilitan la obtención de créditos bancarios. Una empresa necesita dinero

TABLA 25-30 Balance de la Compañía BCD, diciembre 31, 1981

Activo circulante		
Efectivo	$14 575	
Cuentas por cobrar	35 575	
Inventario:		
Materia prima	6 000	
Trabajo en proceso	3 750	
Producto terminado	10 000	
Capital de trabajo bruto		$69 900
Pasivo circulante		
Cuentas por pagar	25 000	
Documentos por pagar	3 000	
Préstamos bancarios	3 000	
Acumulaciones por pagar	250	
		31 250
Capital de trabajo neto		$38 650
Activo fijo	75 000	
Préstamo a largo plazo	22 000	
		$53 000
Capital contable		$91 650

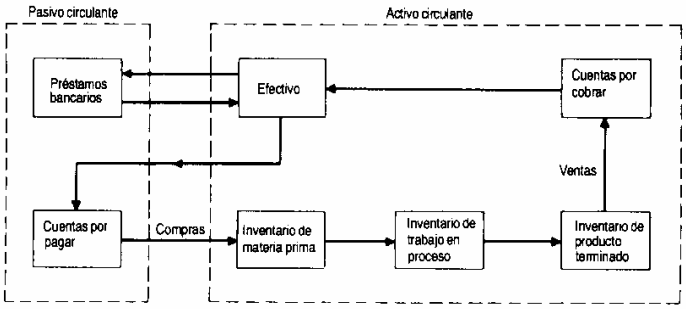


FIG. 25-39 Flujo de capital de trabajo que muestra la relación entre pasivo circulante y activo circulante.

adicional para contingencias como incendio, inundación, huelgas, etc., así como para la publicidad destinada a contrarrestar las actividades de los competidores. Este dinero adicional se suele tener en valores de renta fija, que se pueden realizar en un plazo de unos cuantos días.

Relaciones del capital de trabajo Los analistas financieros utilizan mucho las relaciones o razones para determinar la "salud" económica de una empresa. Para evaluar la capacidad de la empresa para mantener y ampliar sus operaciones con éxito, los analistas aplican una relación entre activo y pasivo corrientes y una relación rápida, llamada a veces prueba de ácido, como sigue:

$$\text{Relación entre circulantes} = \frac{\text{activo circulante}}{\text{pasivo circulante}} \qquad (25\text{-}142)$$

$$\text{Relación rápida} = \frac{\text{activo líquido}}{\text{pasivo líquido}} \qquad (25\text{-}143)$$

El activo líquido es el que se puede realizar de inmediato, como el efectivo, cuentas por cobrar y valores negociables. Aunque el inventario es activo circulante, no se puede considerar como activo líquido porque si se convierte en efectivo, se puede paralizar la empresa.

Aunque es deseable una relación alta entre circulantes, esto se puede lograr si se tienen inventarios innecesariamente altos que no producen ninguna utilidad excepto cuando los precios de los bienes de consumo suben con rapidez. La relación rápida es menos engañosa en este aspecto.

Una buena administración mantendrá los inventarios al mínimo nivel posible, en concordancia con la satisfacción de los clientes y la operación eficiente de la planta. El exceso de inventario es improductivo y es una inversión que tiene poco o ningún rendimiento. Ese exceso sólo se debe mantener cuando la oferta es errática o los precios van en aumento. La administración debe buscar una elevada relación de rotación de inventario, expresada mediante

$$\text{Relación de rotación de inventario} = \frac{\text{ingresos por ventas anuales}}{\text{valor promedio del inventario}} \qquad (25\text{-}174)$$

También es buen sistema mantener las cuentas por cobrar a un nivel bajo y tener una elevada relación de rotación de cuentas por cobrar, como sigue:

$$\text{Relación de rotación de cuentas por cobrar} = \frac{\text{ingresos por ventas anuales}}{\text{valor promedio de cuentas por cobrar}} \qquad (25\text{-}175)$$

Como opción, también es bueno tener un corto periodo promedio para cobranza, expresado como sigue:

$$\text{Periodo promedio para cobranza} = \frac{\text{valor promedio de cuentas por cobrar}}{\text{ingresos por ventas por día}} \qquad (25\text{-}144)$$

La ecuación (25-144) indica el número de días en que los ingresos por ventas están inmovilizados en cuentas por cobrar.

Una relación de rotación de cuentas por cobrar de 12 se considera razonable para una empresa manufacturera. Esto implica un periodo promedio para cobranza de un mes. El precio de venta de los artículos debe incluir el interés (que se pueda ganar en otra forma) sobre el dinero inmovilizado durante ese tiempo.

Ya que las relaciones o razones, igual que el balance, son para un punto particular en el tiempo, tienen empleo limitado, salvo que se comparen con valores anteriores. Un estudio de la tendencia de las relaciones indica si una compañía está o no a punto de una crisis de capital de trabajo o de liquidez y puede permitir a la administración comparar el rendimiento de su empresa con las competidoras.

Estado de recursos En la tabla 25-31 aparece un estado de recursos típico, que muestra el cambio en el capital neto de trabajo y se puede obtener con los estados de cambio en el capital de trabajo (tabla 25-32). Un estado de recursos indica de dónde provino el efectivo y cómo se utilizó.

Los cambios en el capital de trabajo, ΔC_{WC}, en un periodo contable anual, se pueden representar mediante

$$\Delta C_{WC} = A_S - A_{TE} - \Sigma\Delta C_{FC} - \Sigma\Delta C_L + \Sigma\Delta C_{\text{FIN}} \qquad (25\text{-}176)$$

en donde A_S son los ingresos anuales por ventas del producto, A_{TE} es el gasto o costo total requerido para producir y vender el producto, pero sin incluir ninguna provisión anual para depreciación, $\Sigma\Delta C_{FC}$ es la suma de los cambios en los activos fijos depreciables, $\Sigma\Delta C_L$ es la suma de los cambios en los activos fijos no depreciables y $\Sigma\Delta C_{\text{FIN}}$ es la suma de los cambios en los recursos financieros como préstamos, bonos, acciones preferentes, acciones comunes, etc.

La ecuación (25-176) también se puede escribir como

$$\Delta C_{WC} = A_{CI} - \Sigma\Delta C_{FC} - \Sigma\Delta C_L + \Sigma\Delta C_{\text{FIN}} \qquad (25\text{-}177)$$

TABLA 25-31 Estado de recursos a diciembre 31, 1981

Fuentes de fondos		
Ingresos en efectivo por operaciones		$15 000
Nuevo financiamiento		10 000
Venta de equipo de planta		2 000
Total fuentes de fondos		$27 000
Aplicaciones de fondos		
Compra de terreno	$3 000	
Dividendos en efectivo	9 000	
Total aplicaciones de fondos		$12 000
Aumento en capital de trabajo neto		$15 000

TABLA 25-32 Es

Efectivo
Cuentas por cobrar
Inventarios
Total activo circulante
Pasivo circulante
Capital de trabajo neto
Relación de circulantes
Relación rápida

en donde A_{CI} son lo
principal de recursos
esos ingresos no incl
mo el cargo anual A_B
ple operación en libr

Un valor positivo
plica un aumento en
minución. Por ejem
cios, terrenos, etc.,
fijos requiere esos f
nancieros en forma
una fuente de efecti
rescate de acciones
videndo en acciones
bolso de efectivo.

La relación entre
puestos, A_{CF}, para
puestos, A_{IT} y 3) el

La ecuación (25-
(25-177) para toda
El estado de pérd
antes de impuestos
A_{CI} como una fuen
A_{NP}, expresada en
todos los gastos qu
A_{BD}, indicada en el
en forma errónea,
tras que los ingreso

Aunque A_{BD} no
cargo anual por de
impuestos, A_{IT}, ex

TABLA 25-32 Estado de cambios en el capital de trabajo

	Ene. 1, 198I	Ene. 1, 198Y	Cambio
Efectivo	$ 80 000	$ 94 000	+$14 000
Cuentas por cobrar	20 000	35 000	+ 15 000
Inventarios	30 000	25 000	− 5 000
Total activo circulante	$130 000	$154 000	+$24 000
Pasivo circulante	($ 60 000)	($ 69 000)	(+$ 9 000)
Capital de trabajo neto	$ 70 000	$ 85 000	+$15 000
Relación de circulantes	2.17	2.23	
Relación rápida	1.67	1.87	

en donde A_{CI} son los ingresos anuales de efectivo, que son la fuente principal de recursos para la mayor parte de las empresas. En este caso, esos ingresos no incluyen todos los gastos que no son en efectivo, como el cargo anual A_{BD} por depreciación en el balance, que es una simple operación en libros.

Un valor positivo de cualquier término de la ecuación (25-177) implica un aumento en el capital de trabajo, y un valor negativo una disminución. Por ejemplo, la venta de activo fijo como una planta, edificios, terrenos, etc., es una fuente de efectivo y la compra de activos fijos requiere esos fondos. Asimismo, un aumento en los recursos financieros en forma de préstamos y emisiones de acciones y bonos es una fuente de efectivo y ese efectivo se utiliza para pagar préstamos, rescate de acciones y bonos y pago de dividendos en efectivo. Un dividendo en acciones, al contrario de uno en efectivo, no es un desembolso de efectivo.

La relación entre **1)** el flujo anual neto de efectivo después de impuestos, A_{CF}, para proyectos individuales, **2)** el importe anual de impuestos, A_{IT} y **3)** el desembolso anual de capital, A_{IC}, es

$$A_{CF} = A_{CI} - A_{IT} - A_{IC} \qquad (25\text{-}178)$$

La ecuación (25-178) para un solo proyecto es análoga a la ecuación (25-177) para toda la empresa.

El estado de pérdidas y ganancias indica la utilidad neta anual, A_{NP}, antes de impuestos. Para determinar los ingresos anuales de efectivo, A_{CI} como una fuente de fondos, a partir del valor de la utilidad neta, A_{NP}, expresada en el estado de recursos, es necesario volver a sumar todos los gastos que no son en efectivo, como la depreciación anual, A_{BD}, indicada en el balance. Este método, a veces, parece indicar, pero en forma errónea, que la depreciación es una fuente de fondos, mientras que los ingresos en efectivo son la única fuente de ellos.

Aunque A_{BD} no influye en forma alguna en el capital de trabajo, el cargo anual por depreciación, A_D, influye en el importe anual de los impuestos, A_{IT}, expresados con

$$A_{IT} = (A_{CI} - A_D - A_A)t \qquad (25\text{-}3)$$

en donde t es la tasa fraccionaria de impuestos y A_A es el importe anual de cualesquiera otras deducciones. Por tanto, los ingresos anuales netos de efectivo se alteran por los cargos por depreciación como sigue:

$$A_{NCI} = A_{CI} - A_{IT} \qquad (25\text{-}2)$$

En este caso, la depreciación hace que haya capital de trabajo disponible porque se reduce el desembolso para pago de impuestos.

Cuando un activo fijo se vende a un precio distinto al de su valor en libros, se tiene una ganancia o pérdida en libros; ésta no influye en el capital de trabajo, que simplemente se ha aumentado en la suma de efectivo recibida por esa venta. Por ejemplo, si se vende una parte de la planta en $40 000 (sin que importe su valor en libros), el aumento en capital de trabajo por esa venta es de $40 000. Si el valor en libros de esa parte hubiera sido de $50 000, la pérdida en libros de $10 000 en esa venta se incluiría como gasto al calcular los ingresos de efectivo. Estos $10 000 se deben agregar a los ingresos en efectivo para obtener los ingresos en efectivo con exclusión de gastos que no son en efectivo según se requiere para A_{CI}. A la inversa, cualquier ganancia en libros en la venta de un activo fijo se debe restar si se ha incluido en los ingresos en efectivo.

Los valores en libros de los activos fijos se determinan con el cargo anual por depreciación en el balance, A_{BD}, que no altera el capital de trabajo. Aunque la ganancia o pérdida en libros en una venta de activo fijo está basada en su valor en libros, no se altera el capital de trabajo con los cargos por depreciación.

En una empresa se efectúan transacciones que cambian las características del capital neto de trabajo pero no influyen en su valor. Por ejemplo, un pago en efectivo de $10 000 para cuentas por pagar reduce el activo circulante en efectivo en $10 000 y el pasivo circulante en cuentas por pagar también en $10 000; el capital neto de trabajo no cambia. Sin embargo, esta transacción modifica las relaciones de circulantes y rápida.

Después del balance y el estado de pérdidas y ganancias, el estado de recursos se suele considerar como el documento financiero más importante. Sin embargo, muchos gerentes de finanzas consideran de igual importancia un estado que muestre los cambios en el efectivo.

El balance, el estado de pérdidas y ganancias y el estado de recursos no tienen un formato inflexible, pues varían en la cantidad de detalles y en su presentación física. Los estados de recursos ayudan a la administración a planear para el futuro, por ejemplo, en cuanto a la oportunidad y la provisión financiera para futuros gastos.

En la tabla 25-33 se presenta un estado típico de cambios en el capital de trabajo y en las fuentes y aplicaciones de fondos. Está basado en la siguiente relación: un aumento en la aplicación de fondos es igual a

TABLA 25-33 Estado de cambios en el capital de trabajo y en fuentes y aplicaciones de fondos, Compañía BCD

	Balance		Cambio en los fondos	
	Dic. 31, 198X	Dic. 31, 198Y	Aplicaciones	Fuentes
Efectivo	$ 14 575	$ 13 000		$ 1 575
Cuentas por cobrar	35 575	36 000	$ 425	
Inventarios	19 750	20 750	1 000	
Total activo circulante	$ 69 900	$ 69 750		
Cuentas por pagar	$ 25 000	$ 27 000		2 000
Documentos por pagar	3 000	2 500	500	
Préstamos bancarios	3 000	2 000	1 000	
Acumulaciones por pagar	250	300		50
Total pasivo circulante	$ 31 250	$ 31 800		
Capital de trabajo neto	$ 38 650	$ 37 950		
Activo fijo	75 000	85 000	10 000	
Activo neto	$113 650	$122 950		
Préstamo a largo plazo	$ 22 000	$ 22 000		
Capital contable	$ 91 650	$100 950		9 300
			$12 925	$12 925

un aumento en las fuentes de fondos. Esta relación también se puede presentar como sigue: un aumento en el activo más una disminución en el pasivo es igual a un aumento en el pasivo más una disminución en el activo.

Según la tabla 25-33, los ingresos en efectivo del año se han absorbido en el aumento del capital contable, que consta de las acciones en circulación más las utilidades retenidas.

Consideraciones generales Muchas personas consideran que la administración del capital de trabajo es un problema de flujo de efectivo. Por supuesto, el crecimiento requiere más inversión en activo fijo y en las diversas partidas que constituyen el activo circulante, y todo ello requiere efectivo. Si esto conduce a una escasez de efectivo y la empresa no puede pagar sus pasivos, ocurre la situación de insuficiencia de capital y la empresa, a fin de cuentas, se vería obligada a la liquidación. Por tanto, es esencial que una empresa tenga acceso a efectivo o a fuentes de financiamiento a corto plazo de fácil disponibilidad, de preferencia sin tener que garantizar el crédito con alguno de sus bienes, pues esa garantía sólo se puede otorgar a su valor de realización, que es mucho menor que el valor real.

Las cuentas por pagar son la principal fuente de financiamiento a corto plazo y ascienden, por lo general, a alrededor del 40% del pasivo circulante de la empresa. Ese financiamiento resulta muy costoso cuando no se pueden aprovechar los descuentos por pronto pago.

La segunda fuente en importancia de financiamiento a corto plazo son los pagarés descontados en los bancos. Los bancos, por lo general, requieren que el deudor mantenga un saldo para compensación. Por ejemplo, si una empresa requiere un préstamo de $100 000, debe solicitar una cantidad mayor, por ejemplo, $120 000 y pagar intereses sobre el total, a fin de mantener un saldo mínimo en cuenta de cheques de $20 000. Los bancos pueden ofrecer también otros servicios de gran ayuda para las empresas con dificultades financieras temporales.

La tercera fuente en importancia de financiamiento a corto plazo son los pagarés, llamado también papel comercial, de empresas muy grandes. Es el financiamiento más barato. Sin embargo, la suma de dinero disponible es función del sobrante de liquidez de las empresas grandes en un momento y esos pagarés, por lo general, se tienen que pagar al vencimiento, que puede ser a plazo muy corto.

Algunas veces se compra activo fijo con préstamos a corto plazo que pueden ocasionar problemas de liquidez. Los activos fijos, casi siempre, se deben financiar con capital a largo plazo o permanente, como las acciones y los bonos. Si una empresa ha demostrado que maneja bien su capital de trabajo, le será más fácil obtener el capital a largo plazo que requiera, porque habrá logrado la confianza de los banqueros y los accionistas.

Presupuestos y control de costos R. J. Bull (*Accounting in Business*, 2a. ed., Butterworth, London, 1972, p. 163) definió un presupuesto como un plan completo y coordinado, expresado en términos monetarios, para ordenar y controlar los recursos y actividades comerciales de una empresa durante un periodo específico en el futuro. Un presupuesto no es un pronóstico, pues éste es una estimación a futuro que se puede o no lograr. Un presupuesto es un objetivo general basado en un pronóstico. Además, el presupuesto define los objetivos detallados que deben alcanzar los diversos niveles de la administración de la empresa. Como el logro de esos objetivos requiere la cooperación total de la administración, los objetivos deben ser realistas con base en los recursos y el rendimiento en el pasado.

Se puede utilizar una comparación de los resultados reales contra los presupuestados, como base para el control en una empresa, departamento, planta o proyecto. Además, se debe tener un registro continuo de los resultados a fin de tener datos para la preparación de los futuros presupuestos.

Ya que las empresas suelen publicar sus estados financieros una vez al año, el periodo presupuestario también suele ser de un año; sin embargo, ese periodo puede variar mucho según la naturaleza de las operaciones. Por ejemplo, un presupuesto de ventas puede ser para un periodo de 3 o 6 meses, mientras que el periodo presupuestario para instalar una central nuclear abarcará muchos años.

Los objetivos básicos de los presupuestos son la planeación y el control. El primer paso es determinar el factor limitante. Por ejemplo, las ventas presupuestadas no pueden exceder de la capacidad productiva máxima de la planta. Como todas las actividades de la planeación están interrelacionadas, el alcance de la planeación se determina con el factor limitante.

Una vez que se pone en marcha el plan, se vigilan los resultados contra normas establecidas. Después, estos datos pueden ocasionar una modificación del plan para un logro más eficaz de los objetivos.

R. Pilcher (*Appraisal and Control of Project Costs*, McGraw-Hill, Maidenhead, England, 1973, p. 233) expresó que las finalidades de un sistema de control de costos son:

1. Dar una advertencia inmediata de operaciones antieconómicas a largo y a corto plazo.
2. Proporcionar la retroalimentación pertinente, calificada cuidadosamente en los detalles por todas las condiciones en que se ha efectuado el trabajo, al calculista encargado de establecer las normas en el pasado y en el futuro.
3. Suministrar datos para ayudar en la valuación de las variaciones que puedan surgir en el curso del trabajo.
4. Promover la conciencia por los costos.
5. Resumir los logros.

Los estados de pérdidas y ganancias presupuestadas son de formato idéntico a los estados normales. Sin embargo, las cifras presupuestadas son objetivos en vez de logros. Se utilizan cada vez más los modelos presupuestarios basados en ecuaciones matemáticas y se pueden utilizar para determinar con rapidez el efecto de los cambios en las variables. El análisis de la varianza se comenta en la descripción del cálculo de los costos de manufactura.

CÁLCULO DE LOS COSTOS DE MANUFACTURA

Los costos o gastos anuales de manufactura A_{ME} son la suma del costo directo o primo de manufactura A_{DME} y de los costos indirectos de manufactura A_{IME}:

$$A_{ME} = A_{DME} + A_{IME} \tag{25-179}$$

La determinación de los costos directos o primos es más fácil que la de los costos indirectos. Cuando se trata de más de un producto, surge la interrogante de la distribución correcta de los costos indirectos entre los diversos productos.

Además de los costos fijos y variables, también hay los costos mixtos o semivariables, que tienen un elemento fijo y uno variable. El variable puede variar de acuerdo con la producción en forma lineal, escalonada o curvilínea. Sin embargo, es más sencillo y conveniente dividir todos los costos de manufactura en fijos y variables linealmente.

Consideraciones generales Es preferible considerar los costos de manufactura en el contexto de las cuentas de manufactura, comercialización y pérdidas y ganancias. En las tablas 25-34, 25-35 y 25-36 se presentan ejemplos típicos, basados en el periodo contable normal de un año.

La utilidad bruta anual, A_{GP}, (Tabla 25-35) depende del cargo anual por depreciación, A_{BD}, en el balance, que no siempre es el mismo que la depreciación utilizada para deducción de impuestos. Ya que A_{BD} se selecciona en forma arbitraria, se puede emplear para hacer que la utilidad bruta anual, A_{GP}, sea más alta o más baja según la política de la empresa.

TABLA 25-34 Cu

Inventario de materia pri
Más: Compras
Más: Fletes y acarreos

Menos: Inventario de ma
diciembre 31, 198X
Costo de materia prima
Sueldos y salarios direct
Servicios generales dire
Otros gastos directos
Costo primo de manufa
Nómina directa
Gastos indirectos gener
Otros gastos indirectos
Gastos indirectos de ma
Depreciación, A_{BD}

Más: Trabajo en proces

Menos: Trabajo en proc
Costo de producción de

La utilidad bruta a
luación del inventari
prima al principio del
precio puede haber a
ejercicio contable. Si
compra más alto, el c
es más elevada que si
pra. Aunque en este c
pagar más impuestos
La utilidad depen
proceso. Considéres
costo primo de manu
directo adicional de
den 90 000 kg del pr
del inventario es de
$1500 cuando se agr
senso universal acer
deben absorber en el
ción y es el más com
el que prefieren los
El ingreso anual,
los ingresos por ven
de los costos totales
ducto, sin incluir ca

$A_{CI} = [A_S - ($

en donde A_{VGE} y A_{VI}
gastos variables de
los gastos anuales fi
Los ingresos por

en donde R es el vol
unidad de producto.

TABLA 25-35 C

Inventario de product
Más: Costos de produ

Menos: Inventario de

Utilidad bruta
Ventas

TABLA 25-34 Cuenta de manufactura

Inventario de materia prima, enero 1, 1981	$ 35 000	
Más: Compras	870 000	
Más: Fletes y acarreos	25 000	
	$ 930 000	
Menos: Inventario de materia prima, diciembre 31, 198X	51 000	
Costo de materia prima consumida	$ 879 000	
Sueldos y salarios directos	122 000	
Servicios generales directos	22 000	
Otros gastos directos	104 000	
Costo primo de manufactura, A_{DME}	$1 127 000	$1 127 000
Nómina directa	28 000	
Gastos indirectos generales	52 000	
Otros gastos indirectos	52 000	
Gastos indirectos de manufactura, A_{IME}	$ 132 000	
Depreciación, A_{BD}	68 000	
	$ 200 000	200 000
		$1 327 000
Más: Trabajo en proceso, Ene. 1, 198X		30 000
		$1 357 000
Menos: Trabajo en proceso, Dic. 31, 198X		35 000
Costo de producción de los productos		$1 322 000

La utilidad bruta anual, A_{CP}, también depende del método para valuación del inventario. Por ejemplo, se puede haber comprado materia prima al principio del ejercicio contable a 9 centavos el kilogramo. Ese precio puede haber aumentado a 12 centavos el kilogramo al final del ejercicio contable. Si la valuación del inventario se hace al precio de compra más alto, el costo de producción es más bajo y la utilidad bruta es más elevada que si se hace la valuación al precio más bajo de compra. Aunque en este caso la utilidad bruta es mayor, también habrá que pagar más impuestos.

La utilidad depende también del método para valuar el trabajo en proceso. Considérese la manufactura de 100 000 kg de producto, con costo primo de manufactura de 10 centavos por kilogramo y costo indirecto adicional de 5 centavos por kilogramo. Se supone que se venden 90 000 kg del producto y se tienen 10 000 kg en inventario. El valor del inventario es de $1000 sobre la base del costo primo o directo y de $1500 cuando se agregan los costos indirectos. Todavía no hay un consenso universal acerca de si los gastos indirectos de manufactura se deben absorber en el costo. Este sistema se llama de costeo por absorción y es el más común. El costeo directo se utiliza cada vez más y es el que prefieren los ingenieros.

El ingreso anual, A_{CI}, antes de impuestos, expresado en términos de los ingresos por ventas anuales, A_S, de un producto y los componentes de los costos totales anuales requeridos para producir y vender el producto, sin incluir cargos por depreciación de la planta, se indica con

$$A_{CI} = [A_S - (A_{VGE} + A_{VME})] - (A_{FGE} + A_{FME}) \qquad (25\text{-}180)$$

en donde A_{VGE} y A_{VME} son los gastos anuales variables generales y los gastos variables de manufactura, respectivamente y A_{FGE} y A_{FME} son los gastos anuales fijos generales y de manufactura, respectivamente.

Los ingresos por ventas anuales son:

$$A_S = Rc_S \qquad (25\text{-}181)$$

en donde R es el volumen de producción y c_S es el precio de venta por unidad de producto.

TABLA 25-35 Cuenta de compras y ventas

Inventario de producto terminado, enero 1, 1981	$ 200 000
Más: Costos de producción de los productos	1 322 000
	$1 522 000
Menos: Inventario de producto terminado, diciembre 31, 198X	190 000
	$1 332 000
Utilidad bruta	668 000
Ventas	$2 000 000

TABLA 25-36 Cuenta de pérdidas y ganancias

Administración	$ 74 000	
Ventas y embarques	124 000	
Publicidad y mercadotecnia	40 000	
Servicio técnico	10 000	
Investigación y desarrollo	60 000	
	$308 000	$308 000
Utilidad neta antes de impuestos		360 000
Utilidad bruta		$668 000

Asimismo, A_{VGE}, se puede considerar como proporcional al volumen anual de producción R y los gastos variables generales c_{VGE}, por unidad de producto:

$$A_{VGE} = Rc_{VGE} \qquad (25\text{-}182)$$

De manera similar, para A_{VME},

$$A_{VME} = Rc_{VME} \qquad (25\text{-}183)$$

En la práctica, los costos directos variables anuales como materia prima, servicios, etc., no son siempre proporcionales al volumen de producción.

Al sustituir las ecuaciones (25-181), (25-182) y (25-183) en el primer término del lado derecho de la ecuación (25-180), se tiene:

$$A_S - (A_{VGE} + A_{VME}) = R[c_s - (c_{VGE} + c_{VME})] \qquad (25\text{-}184)$$

En la ecuación (25-184), el término $[c_S - (c_{VGE} + c_{VME})]$ es la aportación a los ingresos en efectivo.

Para la producción simultánea de más de un artículo, la ecuación (25-184) se puede escribir como

$$A_S - (A_{VGE} + A_{VME}) = R_1\{(c_S)_1 - [(c_{VGE})_1 + (c_{VME})_1]\} + R_2\{(c_S)_2 - [(c_{VGE})_2 + (c_{VME})_2]\} + \cdots \qquad (25\text{-}185)$$

en donde los subíndices 1, 2, etc., indican los diversos coproductos.

La aportación de un producto particular a los ingresos en efectivo depende del método contable. Se pueden calcular valores muy distintos para esa aportación, al utilizar métodos diferentes para asignar los gastos de manufactura.

El costo de cada partida en un cálculo de costos se debe presentar en forma de que se pueda modificar y actualizar en el futuro, cuando se cuente con datos revisados.

Los datos publicados y los métodos abreviados de cálculo se pueden emplear para determinar el costo aproximado de manufactura de un nuevo producto. Muchas empresas tienen datos detallados de las diversas partidas de costo, como indirectos, impuestos a la propiedad, etc., y se deben utilizar siempre que sea posible para lograr el cálculo más exacto para la empresa.

Para un nuevo producto, se debe comparar la relación entre gastos de manufactura y precio de venta c_{ME}/c_S contra la relación de costo total de manufactura e ingresos por ventas de toda la empresa. Si la relación c_{ME}/c_S es menor o igual que la de la empresa, entonces el precio de venta propuesto parece ser razonable y el producto quizá sea comercialmente viable. Por supuesto, esta comparación sólo se utiliza como guía aproximada en los cálculos preliminares.

Un producto principal y subproductos Supóngase que una unidad de materia prima produce χ_1, χ_2, etc., pesos de productos, 1, 2, etc., respectivamente. Los costos variables generales por unidad de materia prima serán c_{VGE} y los costos o gastos variables de manufactura para la misma serán c_{VME}. La unidad de materia prima puede ser un solo material o mezcla de ellos. I. Leibson y G. A. Trischman [*Chem. Eng.*, **78,** 69-74 (mayo 31, 1971)] mostraron los efectos sobre los gastos de manufactura de materiales de base alternos, con diferentes composiciones y costos para hacer los mismos productos.

Si el producto 1 es el principal, entonces soporta todos los gastos variables, de modo que

$$(c_{VGE})_1 = c_{VGE}/\chi_1 \tag{25-186}$$

$$(c_{VME})_1 = c_{VME}/\chi_1 \tag{25-187}$$

en donde $(c_{VGE})_1$ y $(c_{VME})_1$ son los gastos variables generales y variables de manufactura por unidad del producto 1.

Para el producto, 2, etc., $(c_{VGE})_2 = 0$ y $(c_{VME})_2 = 0$, etc. En este caso, la ecuación (25-184) se convierte en

$$A_S - (A_{VGE} + A_{VME}) = R_1[(c_S)_1 - (c_{VGE} + c_{VME})/\chi_1] + R_2(c_S)_2 + \ldots \tag{25-188}$$

Si R es el consumo anual de materia prima, entonces:

$$R_1 = \chi_1 R \tag{25-189}$$

$$R_2 = \chi_2 R \tag{25-190}$$

En términos de una unidad de materia prima, la ecuación (25-185) se puede combinar con las ecuaciones (25-189) y (25-190) y escribirla como

$$[A_S - (A_{VGE} + A_{VME})]/R = \chi_1(c_S)_1 - (c_{VGE} + c_{VME}) + \chi_2(c_S)_2 + \ldots \tag{25-191}$$

La ecuación (25-191) indica la aportación de los productos 1, 2, etc., por unidad de materia prima. En este caso particular, la aportación del producto principal por peso unitario de materia prima es $\chi_1(c_S)_1 - (c_{VGE} + c_{VME})$. La aportación del producto 2 es $\chi_2(c_S)_2$, es decir, su precio de venta por unidad de peso de materia prima.

Dos productos principales

Por peso Supóngase que una unidad de materia prima rinde χ_1 y χ_2 pesos de productos 1 y 2 respectivamente. El gasto variable general por unidad de materia prima será c_{VGE} y el gasto variable de manufactura será c_{VME}. En la práctica, es raro que $\chi_1 + \chi_2$ sean exactamente la unidad.

Si los gastos variables se prorratean o comparten por peso, entonces:

$$(c_{VGE})_1 = \chi_1 c_{VGE}/[(\chi_1 + \chi_2)\chi_1] \tag{25-192}$$

$$(c_{VME})_1 = \chi_1 c_{VME}/[(\chi_1 + \chi_2)\chi_1] \tag{25-193}$$

$$(c_{VGE})_2 = \chi_2 c_{VGE}/[(\chi_1 + \chi_2)\chi_2] \tag{25-194}$$

$$(c_{VME})_2 = \chi_2 c_{VME}/[(\chi_1 + \chi_2)\chi_2] \tag{25-195}$$

en donde $(c_{VGE})_1$ y $(c_{VME})_1$ son los gastos variables generales y los variables de manufactura por unidad del producto 1 y $(c_{VGE})_2$ y $(c_{VME})_2$ son los gastos comparables para el producto 2.

Para este ejemplo, la ecuación (25-185) se convierte en:

$$A_S - (A_{VGE} + A_{VME}) = R_1\left[(c_S)_1 - \frac{(c_{VGE} + c_{VME})}{(\chi_1 + \chi_2)}\right] + R_2\left[(c_S)_2 - \frac{(c_{VGE} + c_{VME})}{(\chi_1 + \chi_2)}\right] \tag{25-196}$$

En las ecuaciones (25-192) hasta (25-196), la suma de χ_1 y χ_2 puede ser de 1 o menor. Este análisis se puede aplicar a cualquier número de coproductos.

En términos de una unidad de materia prima, la ecuación (25-196) se puede combinar con las ecuaciones (25-189) y (25-190) y escribirla como

$$\frac{A_S - (A_{VGE} + A_{VME})}{R} = \chi_1\left[(c_S)_1 - \frac{(c_{VGE} + c_{VME})}{(\chi_1 + \chi_2)}\right] + \chi_2\left[(c_S)_2 - \frac{(c_{VGE} + c_{VME})}{(\chi_1 + \chi_2)}\right] \tag{25-197}$$

La ecuación (25-197) indica la aportación de los productos 1 y 2 por unidad de peso de materia prima.

Por valor Supóngase que una unidad de materia prima rinde χ_1 y χ_2 pesos de productos 1 y 2 respectivamente, cuyos valores son $\chi_1(c_S)_1$ y $\chi_2(c_S)_2$; $(c_S)_1$ y $(c_S)_2$ son los precios de venta de los productos 1 y 2 por unidad de producción.

Supóngase que los gastos variables generales por unidad de materia prima son c_{VGE} y los variables de manufactura por unidad de materia prima son c_{VME}. Si los gastos variables se prorratean o comparten por valor, entonces:

$$(c_{VGE})_1 = \frac{\chi_1(c_S)_1 c_{VGE}}{[\chi_1(c_S)_1 + \chi_2(c_S)_2]\chi_1} \tag{25-198}$$

$$(c_{VME})_1 = \frac{\chi_1(c_S)_1 c_{VME}}{[\chi_1(c_S)_1 + \chi_2(c_S)_2]\chi_1} \tag{25-199}$$

$$(c_{VGE})_2 = \frac{\chi_2(c_S)_2 c_{VGE}}{[\chi_1(c_S)_1 + \chi_2(c_S)_2]\chi_2} \tag{25-200}$$

$$(c_{VME})_2 = \frac{\chi_2(c_S)_2 c_{VME}}{[\chi_1(c_S)_1 + \chi_2(c_S)_2]\chi_2} \tag{25-201}$$

en donde $(c_{VGE})_1$ y $(c_{VME})_1$ son los gastos variables generales y de manufactura por unidad del producto 1 y $(c_{VGE})_2$ y $(c_{VME})_2$ lo son para el producto 2.

En este caso, la ecuación (25-185) se convierte en:

$$A_S - (A_{VGE} + A_{VME}) = R_1\left\{(c_S)_1 - \frac{(c_S)_1(c_{VGE} + c_{VME})}{[\chi_1(c_S)_1 + \chi_2(c_S)_2]}\right\} + R_2\left\{(c_S)_2 - \frac{(c_S)_2(c_{VGE} + c_{VME})}{[\chi_1(c_S)_1 + \chi_2(c_S)_2]}\right\} \tag{25-202}$$

Este análisis se puede extender para cualquier número de coproductos.

En términos de una unidad de materia prima, la ecuación (25-202) se puede combinar con las ecuaciones (25-189) y (25-190) y escribirla como:

$$\frac{A_S - (A_{VGE} + A_{VME})}{R} = \chi_1\left\{(c_S)_1 - \frac{(c_S)_1(c_{VGE} + c_{VME})}{[\chi_1(c_S)_1 + \chi_2(c_S)_2]}\right\} + \chi_2\left\{(c_S)_2 - \frac{(c_S)_2(c_{VGE} + c_{VME})}{[\chi_1(c_S)_1 + \chi_2(c_S)_2]}\right\} \tag{25-203}$$

La ecuación (25-203) indica la aportación de los productos 1 y 2 por peso unitario de materia prima.

Ejemplo 21 Se utiliza un kilogramo de materia prima para manufacturar $\chi_1 = 0.32$ kg de producto 1 y $\chi_2 = 0.64$ kg de producto 2. El resto del material es desperdicio. El producto 1 se vende a $(c_S)_1 = 40$ centavos por kilogramo y el producto 2 se vende a $(c_S)_2 = 12$ centavos por kilogramo. Los gastos variables generales y de manufactura, que incluyen la materia prima, $c_{VGE} + c_{VME}$, son un total de 10 centavos por kilogramo.

Calcúlense: *a*) la aportación total a los ingresos en efectivo por kilogramo de materia prima y *b*) la aportación individual de cada producto a esos ingresos, por kilogramo de materia prima, para lo siguiente:

Caso	Condición
1	Al producto 1, como producto principal, se le cargan todos los gastos variables
2	Al producto 2, como producto principal, se le cargan todos los gastos variables
3	A los productos 1 y 2 se les prorratean los gastos variables sobre la base del peso
4	A los productos 1 y 2 se les prorratean los gastos variables sobre la base del valor

Caso 1. Para obtener la aportación total por kilogramo de materia prima, se sustituyen los valores correspondientes en la ecuación (25-191). Para estas condiciones:

$$\chi_1(c_S)_1 + \chi_2(c_S)_2 - (c_{VGE} + c_{VME}) = 0.32(40 \text{ cents/kg}) + 0.64(12 \text{ cents/kg}) - 10 \text{ cents/kg}$$
$$= 12.8 \text{ cents/kg} + 7.68 \text{ cents/kg} - 10 \text{ cents/kg}$$
$$= 10.48 \text{ cents/kg}$$

La aportación o contrib
centavos – 10 centavos =
tación individual del prod
kilogramo de materia prim

Caso 2. La aportació
obtiene con la ecuación (2
10.48 centavos por kilogr

La aportación individu
10 centavos = –2.32 centa
producto 1 como subprodu

Caso 3. Cuando a lo
sobre la base del peso, par
prima, se sustituyen los co
cada término son:

$$\chi_1(c_S)_1 =$$
$$\chi_2(c_S)_2 =$$
$$[\chi_1/(\chi_1 + \chi_2)](c_{VGE} +$$
$$[\chi_2/(\chi_1 + \chi_2)](c_{VGE} +$$

Por tanto, la aportación t
por kilogramo.

La aportación individ
9.46 centavos por kilogr
tavos – 6.66 centavos =

Caso 4. Cuando a l
sobre la base del valor, p
ria prima se sustituyen l
para cada término son:

$$\chi_1(c_S)_1$$
$$\chi_2(c_S)_2$$
$$\frac{\chi_1(c_S)_1(c_{VGE}}{\chi_1(c_S)_1 +}$$
$$\frac{\chi_2(c_S)_2(c_{VGE}}{\chi_1(c_S)_1 +}$$

Por tanto, la aportación
por kilogramo.

La aportación indivi
6.56 centavos por kilog
tavos – 3.76 centavos =

Costos directos
factura incluyen ma
algunos conceptos d

Materia prima
más grande en el cos
tidad de materia prim
ce de materiales.

Los costos de mat
ma de tablas que ind
de entrega, unidad
consumo anual, cos
ducción y costo por

Se debe utilizar e
res, disolventes, ayu
recuperación. En la
cios vigentes de pro
solicitar al proveed

Puede ser posible
a un precio unitario
especial cuando se
calcular los costos
la disponibilidad y
cuenta. Es importa
producto que una e
años.

El rendimiento
de materiales en
mientos supuestos
este caso, se debe
firme requieren lo
rio o, de preferenc

La aportación o contribución del producto 1, que es el principal, es de 12.8 centavos – 10 centavos = 2.8 centavos por kilogramo de materia prima. La aportación individual del producto 2, que es subproducto, es de 7.68 centavos por kilogramo de materia prima.

Caso 2. La aportación total cuando el producto 2 es el principal, también se obtiene con la ecuación (25-191) e igual que en el caso 1, se encuentra que es de 10.48 centavos por kilogramo.

La aportación individual del producto 2 como principal es de 7.68 centavos – 10 centavos = –2.32 centavos por kilogramo de materia prima. La aportación del producto 1 como subproducto es de 12.8 centavos por kilogramo de materia prima.

Caso 3. Cuando a los productos 1 y 2 se les prorratean los gastos variables sobre la base del peso, para encontrar la aportación total por kilogramo de materia prima, se sustituyen los costos unitarios en la ecuación (25-197). Los valores para cada término son:

$$\chi_1(c_S)_1 = 12.8 \text{ cents/kg} \qquad \text{(igual al Caso 1)}$$
$$\chi_2(c_S)_2 = 7.68 \text{ cents/kg} \qquad \text{(igual al Caso 1)}$$
$$[\chi_1/(\chi_1 + \chi_2)](c_{VGE} + c_{VME}) = (0.32/0.96)(10 \text{ cents/kg}) = 3.34 \text{ cents/kg}$$
$$[\chi_2/(\chi_1 + \chi_2)](c_{VGE} + c_{VME}) = (0.64/0.96)(10 \text{ cents/kg}) = 6.66 \text{ cents/kg}$$

Por tanto, la aportación total será de 12.8 + 7.68 – 3.34 – 6.66 = 10.48 centavos por kilogramo.

La aportación individual del producto 1 es de 12.8 centavos – 3.34 centavos = 9.46 centavos por kilogramo de materia prima. La del producto 2 es de 7.68 centavos – 6.66 centavos = 1.02 centavos también por kilogramo de materia prima.

Caso 4. Cuando a los productos 1 y 2 se les prorratean los gastos variables sobre la base del valor, para encontrar la aportación total por kilogramo de materia prima se sustituyen los costos unitarios en la ecuación (25-203). Los valores para cada término son:

$$\chi_1(c_S)_1 = 12.8 \text{ cents/kg} \qquad \text{(igual al Caso 1)}$$
$$\chi_2(c_S)_2 = 7.68 \text{ cents/kg} \qquad \text{(igual al Caso 1)}$$
$$\frac{\chi_1(c_S)_1(c_{VGE} + c_{VME})}{\chi_1(c_S)_1 + \chi_2(c_S)_2} = \frac{(12.8)(10)}{12.8 + 7.68} = 6.24 \text{ cents/kg}$$
$$\frac{\chi_2(c_S)_2(c_{VGE} + c_{VME})}{\chi_1(c_S)_1 + \chi_2(c_S)_2} = \frac{(7.68)(10)}{12.8 + 7.68} = 3.76 \text{ cents/kg}$$

Por tanto, la aportación total será de 12.8 + 7.68 – 6.24 – 3.76 = 10.48 centavos por kilogramo.

La aportación individual del producto 1 es de 12.8 centavos – 6.24 centavos = 6.56 centavos por kilogramo de materia prima. La del producto 2 es de 7.68 centavos – 3.76 centavos = 3.92 centavos, también por kilogramo de materia prima.

Costos directos de manufactura Los costos directos de manufactura incluyen materia prima, mano de obra, servicios generales y algunos conceptos diversos. A continuación se describe cada uno.

Materia prima El costo de la materia prima suele ser la partida más grande en el costo de manufactura de cualquier producto. La cantidad de materia prima consumida se puede calcular a partir del balance de materiales.

Los costos de material se suelen presentar convenientemente en forma de tablas que indican: nombre, forma y grado del material, método de entrega, unidad de medición, costo por unidad, origen del costo, consumo anual, costo anual, consumo fraccionario por unidad de producción y costo por unidad de producción.

Se debe utilizar el consumo neto de materiales para los catalizadores, disolventes, ayudas para filtros, etc., que pueden tener un valor de recuperación. En las publicaciones especializadas aparecen los precios vigentes de productos químicos, pero cuando sea posible se deben solicitar al proveedor.

Puede ser posible que una empresa negocie la compra de un material a un precio unitario mucho menor que el precio vigente; esto ocurre en especial cuando se trata de grandes cantidades. Por tanto, se deben calcular los costos mínimo y máximo. Las tendencias de los precios, la disponibilidad y la calidad son otros factores que se deben tener en cuenta. Es importante conocer las tendencias de los precios para un producto que una empresa no manufacturará hasta dentro de algunos años.

El rendimiento de una reacción química determina las cantidades de materiales en el balance de materiales. Se utilizan los rendimientos supuestos para tener cálculos aproximados tentativos; en este caso, se deben indicar las gamas de precios. Los cálculos en firme requieren los rendimientos basados en el trabajo de laboratorio o, de preferencia, en la planta piloto.

Mano de obra La mano de obra es el segundo costo en importancia en la manufactura. La mano de obra requerida para un proceso se puede calcular con el estudio del diagrama de flujo del proceso, con atención especial a los pasos primarios del proceso como fraccionamiento, filtración, etc. El salario promedio por hora (o por día en muchos países) debe ser el que paga la empresa. Cuando se ha calculado el número de personas por turno, para un volumen dado de producción, se pueden determinar el costo anual y el costo unitario de la mano de obra.

H. E. Wessel [*Chem. Eng.*, **59**, 209-210 (julio, 1952)] presentó un estudio de los requisitos de mano de obra de la industria química en Estados Unidos así como datos y una curva de horas de mano de obra por tonelada por paso del proceso contra la capacidad de la planta, en toneladas por día. Estos datos se pueden representar mediante:

$$\log_{10} Y = 0.783 \log_{10} \chi + 1.252 + B \qquad (25\text{-}204)$$

en donde Y son las horas de mano de obra por tonelada por paso del proceso, χ es la capacidad de la planta en toneladas por día y B es una constante que tiene valores de 0.132 cuando se utilizan unidades múltiples para aumentar la capacidad o cuando el proceso es todo por lotes, es de cero en una planta promedio y de –0.167 en plantas altamente automatizadas o en donde se procesan fluidos.

Los datos de Wessel para la industria química de Estados Unidos son para toneladas cortas, o sean 907.2 kg o 2000 lb. La mano de obra requerida es mayor en países con productividades más bajas.

El costo aproximado de la supervisión de la mano de obra directa es alrededor de 10% del costo de la mano de obra para operaciones sencillas y de 25% para operaciones complejas.

Servicios generales Incluyen vapor, agua para enfriamiento, agua para proceso, electricidad, combustible, aire comprimido y refrigeración. El consumo de ellos se puede calcular con los balances de materiales y energía para el proceso, junto con el diagrama de flujo del equipo.

Considérese un enfriador de acuerdo con el diagrama de flujo del equipo. La velocidad requerida de disipación de calor se conoce a partir de los balances de materiales y energía y el volumen de agua de enfriamiento se puede calcular después de especificar las temperaturas de entrada y salida de ella. El cálculo del consumo de otros servicios también es sencillo. Se deben agregar tolerancias para desperdicio o pérdidas inevitables.

Cada empresa conoce el costo unitario actual de cada servicio; esto permite calcular el costo anual de todos los servicios y el de ellos por unidad de producción. Este último suele ser mucho menor que los costos de materia prima y mano de obra. Sin embargo, es mucho más complicado calcular los costos de los servicios que los de cualquier otro concepto del costo de manufactura.

No existen métodos abreviados satisfactorios para ello. Cuando los costos de los servicios son pequeños, se pueden determinar en forma aproximada con base en los costos conocidos de otros procesos. También se pueden utilizar los datos publicados de consumo de servicios por unidad de producción en diversos procesos.

Costos directos diversos Los cálculos de costos de mantenimiento y reparaciones, suministros para operaciones y regalías por tecnología y patentes se deben basar en los datos de la empresa para procesos similares. El costo promedio aproximado del mantenimiento es de 6% anual del costo de capital de la planta; puede variar de 2 a 10% según la severidad del funcionamiento de la planta. Más o menos la mitad del costo del mantenimiento es para materiales y la otra mitad para mano de obra. Los costos de regalías y patentes pueden ser entre 1 y 5% del precio de venta del producto.

Costos indirectos de manufactura Los cálculos de beneficios adicionales (prestaciones), laboratorio de control, gastos indirectos generales de la planta, material de empaque e instalaciones de almacenamiento se deben basar en los datos de la empresa para procesos similares.

Los costos de los beneficios adicionales (prestaciones), como pensiones, prima de vacaciones y otras, que son por ley en muchos países, son entre 15 y 20% del costo de la mano de obra. Se requiere trabajo de

laboratorio para control de calidad del producto y su costo es entre 10 y 20% del de la mano de obra.

Los gastos indirectos generales de la planta incluyen seguridad, servicio médico, instalaciones recreativas, para almacenamiento y eliminación de efluentes, etc. En general, cuanto más grande sea la planta menor serán estos gastos por unidad de producción y pueden variar entre 15 y 150% del costo de la mano de obra. Los costos de envases y empaques dependen de la naturaleza física y química del producto, así como de su empleo y su valor. Este costo puede ser hasta de más del 30% del precio de venta para productos de tocador y farmacéuticos.

Cálculos rápidos de costos de manufactura Los costos fijos de manufactura son función de la inversión en capital fijo e independientes del volumen de producción de la planta. El impuesto sobre bienes raíces (predial) varía según la zona y se puede considerar como un 2% del costo del capital fijo de la planta, si no se tienen datos específicos. El costo de los seguros depende de la ubicación y del tipo de materiales y proceso, y por lo general es de 1% del costo del capital fijo.

El costo de manufactura de un producto es la suma del costo de procesamiento o transformación y el costo de la materia prima. El costo de transformación se puede dividir en tres partes: costo relacionado con la inversión, relacionado con la mano de obra y de servicios generales.

En el cargo de gastos indirectos se suele incluir lo siguiente: suministros para operación, supervisión, cargos indirectos a la nómina, protección de la planta, oficinas, gastos indirectos generales de la planta y laboratorio de control. Este cargo se suele calcular como porcentaje del costo de la mano de obra directa.

Este porcentaje se obtiene a partir de los libros de la empresa. Aunque puede variar mucho, una cifra razonable es de 125%. En este caso, el costo relacionado con la mano de obra sería de 2.25 veces el de la mano de obra directa. En un turno que trabaje 6000 h anuales con N personas y que tenga un salario de $\$c_L$ por hora, el costo anual relacionado con la mano de obra sería de $13\,500\,(c_L N)$.

Considérese una planta con un costo de capital fijo, C_{FC}. Si el impuesto predial anual es de $0.02\,C_{FC}$, el seguro es de $0.01\,C_{FC}$ y el mantenimiento es $0.06\,C_{FC}$, el costo anual relacionado con la inversión sería de $0.09\,C_{FC}$. El costo anual de los servicios es A_U. El costo anual de transformación, A_p, se puede representar con:

$$A_p = \eta_1 C_{FC} + \eta_2 c_L N + A_U \qquad (25\text{-}205)$$

en donde los factores η_1 y η_2 se pueden obtener con los datos de la empresa y tienen las dimensiones de año^{-1} y de horas por año, respectivamente.

Al sustituir la información dada antes en la ecuación (25-205) se obtiene la relación

$$A_p = 0.09C_{FC} + 13{,}500c_L N + A_U \qquad (25\text{-}206)$$

La ecuación (25-206) representa muy de cerca los costos de manufactura de la empresa y es típica de los coeficientes que se pueden esperar.

El costo anual de transformación, A_{p2}, en una planta similar de diferente tamaño, diseñada para un volumen anual de producción R_2, se puede calcular en forma aproximada con la ecuación

$$A_{P2} = \eta_1 C_{FC1}(R_2/R_1)^{0.7} + \eta_2 c_L N_1 (R_2/R_1)^{0.25} + A_{U1}(R_2/R_1) \qquad (25\text{-}207)$$

(F. A. Holland, F. A. Watson y J. K. Wilkinson, *Introduction to Process Economics*, Wiley, London y New York, 1974, p. 152).

El costo de transformación por unidad de producción de una planta con volumen anual de producción, R_2, se puede calcular en forma aproximada con la ecuación

$$\frac{A_{P2}}{R_2} = \frac{100}{R_2}\left[\eta_1 C_{FC}\left(\frac{R_2}{R_1}\right)^{0.7} + \eta_2 c_L N_1\left(\frac{R_2}{R_1}\right)^{0.25} + A_{U1}\left(\frac{R_2}{R_1}\right)\right] \qquad (25\text{-}208)$$

en donde A_{p2}/R_2 es en centavos por kilogramo.

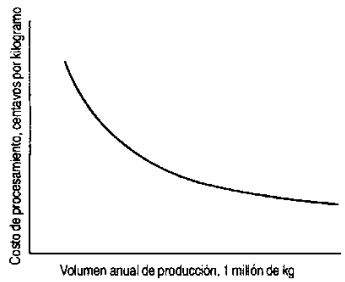


FIG. 25-40 Reducción en el costo de procesamiento en función del aumento en el tamaño de la planta.

La ecuación (25-208) se puede emplear para calcular datos para curvas como la de la figura 25-40, que indica la disminución en el costo de transformación por unidad de producción, A_{p2}/R_2, cuando aumenta el tamaño de la planta.

Costo de manufactura como base para la fijación del precio del producto La fijación de precios sobre la base del costo más una utilidad razonable tiene la desventaja de que no tiene en cuenta la demanda. En la actualidad, se fijan los precios sobre la base de investigación de mercados. De todos modos, el método clásico de costo más utilidad puede proporcionar información complementaria útil y se puede aplicar en cualquiera de estos métodos.

1. Fijación de precios por absorción
2. Fijación de precios por tasa de rendimiento
3. Fijación de precios marginal

La utilidad bruta anual, A_{GP}, de un producto se expresa con

$$A_{GP} = A_S - A_{ME} - A_{BD} \qquad (25\text{-}6)$$

en donde A_S es el ingreso por ventas anuales, A_{ME} es el costo anual de manufactura y A_{BD} el cargo anual por depreciación en el balance.

La ecuación (25-6) se puede escribir también en la forma de

$$A_S = A_{GP} + A_{VME} + A_{FME} + A_{BD} \qquad (25\text{-}209)$$

en donde A_{VME} y A_{FMF} son los costos anuales variables y fijos de manufactura.

La ecuación (25-209) se puede reescribir también como

$$c_S = c_{VME} + (A_{GP}/R) + (A_{FME} + A_{BD})/R \qquad (25\text{-}210)$$

en donde R es el volumen anual de ventas considerado como igual que el volumen anual de producción, c_S es el precio de venta por unidad de producción y c_{VME} es el costo variable de manufactura por unidad de producción.

La fijación de precios por absorción se basa en un volumen anual normal de producción R. La utilidad bruta por unidad, A_{GP}/R, se considera como porcentaje fijo χ de los costos fijos y variables de manufactura dados por la ecuación

$$\frac{A_{GP}}{R} = \left(\frac{\chi}{100}\right)\left[c_{VME} + \left(\frac{A_{FME} + A_{BD}}{R}\right)\right] \qquad (25\text{-}211)$$

Se combinan las ecuaciones (25-210) y (25-211) para dar

$$c_S = \left(\frac{100 + \chi}{100}\right)\left[c_{VME} + \left(\frac{A_{FME} + A_{BD}}{R}\right)\right] \qquad (25\text{-}212)$$

Las ecuaciones (25-210), (25-211) y (25-212) están basadas en un volumen anual fijo de producción normal R.

Considérese un cambio en el volumen anual de producción a $R + \Delta R$. Para mantener la utilidad bruta por unidad en A_{GP}/R, el precio de venta por unidad de producción necesitaría ser $c_S - \Delta c_S$. En este caso, la ecuación (25-210) se puede escribir en la forma modificada

TABLA 25-37 Variaciones

Ingresos por ventas $Rc_S - R^* c_S^*$	=	Precio de venta $R(c_S - c_S^*)$	+	Volumen de ventas $c_S^*(R - R^*)$		
Utilidad $Rc_{NP} - R^* c_{NP}^*$	=	Utilidad por unidad $R(c_{NP} - c_{NP}^*)$	+	Cantidad $c_{NP}^*(R - R^*)$		
Costo total $Rc_{TL} - R^* c_{TL}^*$	=	Costo por unidad $R(c_{TL} - c_{TL}^*)$	+	Volumen de producción $c_{TL}^*(R - R^*)$		
Costo de materiales directos $Rc_{RM} - R^* c_{RM}^*$	=	Precio del material $R(c_{RM} - c_{RM}^*)$	+	Uso de materiales $c_{RM}^*(R - R^*)$		
Costo de mano de obra directa $\theta c_L - \theta^* c_L^*$	=	Salarios $\theta(c_L - c_L^*)$	+	Eficiencia de mano de obra $c_L^*(\theta - \theta^*)$		
Costo indirecto $C_{OH} - \theta^* c_{NOH}^*$	=	Costo presupuestado $(C_{OH} - \theta c_{BOH})$	+	Volumen $\theta(c_{BOH} - c_{NOH}^*)$	+	Eficiencia $c_{NOH}^*(\theta - \theta^*)$

c_{BOH} = Costo indirecto presupuestado flexible, $/h.
c_L = Costo real de mano de obra, $/h.
c_{NOH}^* = Costo indirecto estándar basado en volumen normal de producción, $/h.
c_{NP} = Utilidad neta real antes de impuestos, $/unidad.
C_{OH} = Costo indirecto real, $/periodo.
c_{RM} = Costo real de materia prima, $/unidad.
c_S = Precio de venta real, $/unidad.
c_{TL} = Costo total real, $/unidad.
R = Cantidad real, unidades/periodo.
R^* = Cantidad estándar, unidades/periodo.
θ = Tiempo real para producir una cantidad dada, h.
θ^* = Tiempo estándar para producir una cantidad dada, h.
$c_{NP} = c_S - c_{TL}$.
NOTA: El asterisco en todos los conceptos no señalados con un símbolo, indica el costo estándar de ese concepto.

$$c_S - \Delta c_S = c_{VME} + (A_{GP}/R) + [(A_{FME} + A_{BD})/(R + \Delta R)] \quad (25\text{-}213)$$

Se resta la ecuación (25-213) de la ecuación (25-210) para dar

$$\Delta c_S = \frac{\Delta R}{R}\left(\frac{A_{FME} + A_{BD}}{R + \Delta R}\right) \quad (25\text{-}214)$$

La ecuación (25-214) indica el sobreprecio Δc_S por unidad de producción para un aumento ΔR en el volumen anual de producción. Esta ecuación indica también la baja de precio Δc_S por unidad de producción con una reducción ΔR en el volumen anual. En el primer caso se dice que hay sobreabsorción de costos fijos o indirectos y, en el segundo, que hay subabsorción.

La fijación de precios por absorción es rígida y arbitraria y puede ocasionar que se rechace una operación si el precio de venta fijado c_S no se puede obtener, aunque esa operación tenga una buena aportación a los costos fijos.

La fijación de precios por tasa de rendimiento es una forma modificada de la fijación por absorción y está basada en la ecuación

$$\frac{A_{GP}}{A_{ME}} = \left(\frac{C_{TC}}{A_{ME}}\right)\left(\frac{A_{GP}}{C_{TC}}\right) \quad (25\text{-}215)$$

en donde C_{TC} es el capital total empleado; la ecuación (23-125) también se puede escribir como:

Porcentaje de recargo sobre el costo
= (relación de rotación de capital)(tasa proyectada de rendimiento sobre el capital)

El porcentaje de recargo (o de utilidad) sobre el costo se calcula a partir de una relación conocida de rotación de capital y una tasa deseada de retorno o rendimiento sobre el capital. Igual que con la fijación de precios por absorción, el porcentaje de recargo sobre el costo de manufactura por unidad de producción se calcula para un volumen anual normal de producción. Si se excede de ese volumen, la tasa de rendimiento sobre el capital será mayor que la proyectada debido a la disminución en el costo unitario; a la inversa, si el volumen es menor que el normal, la tasa de rendimiento será más baja que la proyectada por el aumento en el costo unitario. Con volúmenes de producción mayor y menor que el normal, el porcentaje de recargo se basa en el costo unitario normal. Por tanto, este método sólo es válido para el volumen normal de producción.

Con fijación de precios marginal, la empresa selecciona sus precios de venta para maximizar la aportación total $\Sigma R(c_S - c_{VME})$ de sus diversos productos. Este método es muy útil en empresas grandes y con productos múltiples, porque es el costo marginal el que se debe considerar como base para competir con otras empresas. El precio mínimo aceptable de un producto es el que tiene la mínima aportación posible a los costos fijos. La fijación de precios marginal permite a una empresa establecer precios más competitivos que cuando utiliza los sistemas de absorción o de tasa de rendimiento.

La fijación de precios por absorción, tasa de rendimiento y marginal se han descrito sobre la base del costo de manufactura. El costo total, que es la suma de costos de manufactura y generales, se ha considerado también como base. En este caso, la utilidad anual en que se debe pensar es la neta en vez de la bruta.

Costos estándar para control presupuestario Para conveniencia y sencillez, se considerará que el costo total de un producto manufacturado es la suma de costos de material, mano de obra e indirectos. Los costos estándar son los que se determinan y presupuestan para la manufactura de una cantidad dada de producto en un tiempo dado. La desviación entre los costos reales y los costos estándar se llama variación o cambio. Es más fácil hacer comparaciones entre periodos con el empleo de las variaciones que con datos reales de producción. En la tabla 25-37 se presentan las diferentes variaciones en los costos de material, mano de obra e indirectos.

El sistema de costeo estándar se utiliza mucho en los sistemas de control presupuestario. Los criterios para el establecimiento de los estándares (normas) van desde los máximos posibles en condiciones ideales hasta los esperados en condiciones normales. Los costos del pasado e históricos no siempre son la mejor base para establecer costos estándar, porque el rendimiento en el pasado puede haber sido ineficiente.

Presupuestos estáticos y flexibles Los costos indirectos pueden tener gran influencia en la rentabilidad de un proyecto y son los únicos

TABLA 25-38 Presupuesto flexible para costos indirectos

Costo indirecto, $/mes	Producción: 1 millón de kg/mes				
	8	9	10	11	12
Fijos	40 000	40 000	40 000	40 000	40 000
Variables	40 000	45 000	50 000	55 000	60 000
Semivariables	40 000	40 000	60 000	60 000	90 000
Total	120 000	125 000	150 000	155 000	190 000

que están fuera del control del gerente del proyecto. Se espera que el proyecto aporte una suma definida para los gastos de la empresa y se le cargarán esos gastos aunque haya cero producción. Son el componente fijo del costo indirecto e incluirán costos que se asignan o prorratean en forma directa como la depreciación y una parte de los costos generales, como sueldos de oficina y aire acondicionado.

Otros costos que no son de producción, como la mano de obra indirecta, pueden tener variación lineal según el volumen de producción y representan el componente variable de los gastos indirectos. Los costos que no son fijos ni variables pero que ocurren en etapas discretas con los diversos volúmenes de producción, como la supervisión de obreros, son el componente semivariable del costo indirecto. Es muy fácil determinar estos componentes para diversos volúmenes de producción y presentarlos como se indica en la tabla 25-38.

En la actualidad se utilizan dos tipos de presupuesto para gastos indirectos. El costo presupuestado de los indirectos llamado fijo (a veces estático) está en relación con el volumen estándar de producción presupuestado. El costo presupuestado flexible de indirectos es el que aparece como costo total en la tabla 25-38. Los valores para volúmenes intermedios de producción se obtienen a menudo por interpolación. Esto sólo se justifica cuando los costos semivariables son una parte insignificante de los costos indirectos.

Los presupuestos flexibles se utilizan más que los estáticos, a pesar de ciertas dificultades lógicas. Esto se debe a que la producción, en muchos casos, es por temporada y si se emplea una norma de producción estática puede deformar la evaluación del rendimiento. Las variaciones son la diferencia entre los costos reales desembolsados y los presupuestados. La variación es desfavorable si es positiva y favorable si es negativa. Cualquier variación se debe explicar y, si es necesario, controlarla; la variación más grande es la primera que se debe tomar en cuenta.

Consúltense los datos de costos indirectos de la tabla 25-38, con un volumen estándar de producción de 10 millones de kg mensuales. Entonces, los costos indirectos estáticos presupuestados son de $150 000 mensuales, o sea, 1.5 centavos por kilogramo. Se supone que los gastos indirectos reales son de $186 000 en un mes en que se produjeron 12 millones de kg. Entonces, el costo presupuestado estático de los indirectos sería de 12 millones (0.015) = $180 000 mensuales. Por tanto, la variación es de $186 000 − $180 000 = +$6000, que es desfavorable, pues son $6000 más de lo previsto.

En la tabla 25-38 se ve que el costo presupuestado flexible de los indirectos para una producción de 12 millones de kg mensuales es de $190 000. La varianza correspondiente es $186 000 − $190 000, o sea, −$4000, que es favorable porque ese dinero se gastó de menos que lo previsto. Entonces, el empleo de presupuestos flexibles hace que este rendimiento sea mejor, sin cambiar ni el volumen de producción ni un solo costo del presupuesto.

La hora estándar La hora estándar es el número de unidades de producto que se puede esperar producir en una hora. A menudo, se utiliza como medida del volumen de producción en la contabilidad de costos.

Considérese un proceso por lotes, en el que se puede producir 1000 kg del producto A en un ciclo de 5 horas o 900 kg del producto B en un ciclo de 3 horas. Por tanto, en esta sección del proceso la hora estándar es 200 kg del producto A o 300 kg del producto B. En un periodo presupuestario de, por ejemplo, 1000 h, es posible manufacturar 200 000 kg del producto A o 300 000 kg del producto B o cualquier combinación conveniente de ellos.

Supóngase, por ejemplo, que los requisitos de producción son el doble para el producto A que para el producto B, es decir, una relación de 600 kg o 3 horas estándar para el producto A contra 300 kg o 1 hora estándar para el producto B. Sobre esta base, para un periodo presupuestario de 1000 h, se emplearían 750 horas estándar [(3/4)1000] para producir 750(200) = 150 000 kg de producto A y se emplearían 250 horas estándar [(1/4)1000] para producir 250(300) = 75 000 kg del producto B.

La eficiencia de producción, P_e, se puede calcular con

$$P_e = (P_s/P_a)100 \qquad (25\text{-}216)$$

en donde P_s es el volumen real de producción en horas estándar y P_a son las horas reales trabajadas.

El grado de actividad de producción P_t se puede calcular con

$$P_t = (P_s/P_b)100 \qquad (25\text{-}217)$$

en donde P_b es la producción presupuestada en horas estándar.

La desviación de la capacidad presupuestada, b_c, se puede calcular mediante

$$b_c = (P_a/P_w)100 \qquad (25\text{-}218)$$

en donde P_w es el número presupuestado de horas de trabajo.

Costos reales contra costos estándar Considérese los datos de ventas, utilidades y costos de manufactura en la tabla 25-39. La utilidad bruta de $33 129 por periodo es mejor que la esperada. Entonces hay menos incentivo para investigar los costos totales cuando la variación en las utilidades es favorable que si la utilidad fuera menor a la esperada. Sin embargo, el costeo estándar permite hacer un análisis objetivo de los datos, sean buenos o malos.

Las variaciones individuales en la tabla 25-39 indican que el aumento en la utilidad se debe a la reducción en los costos de materiales, los cuales influyen en los costos de manufactura en mayor grado que los aumentos en costos de mano de obra e indirectos. Las variaciones individuales también indican que, en su mayor parte, el aumento en las utilidades se debe a un incremento en los ingresos por ventas.

Por supuesto, la administración querrá investigar los costos de mano de obra e indirectos para ver si hay ineficiencias y aseverar las razones del incremento en el ingreso por ventas. Si es necesario, se pueden modificar los valores estándar.

Se puede ver que la utilidad es la diferencia entre dos sumas grandes de efectivo y que las variaciones de alrededor de 3% en el costo de manufactura y en los ingresos por ventas han ocasionado una variación de 33% en la utilidad bruta.

TABLA 25-39 Ventas, utilidades y costos de manufactura

Componente	Real, $/periodo	Estándar, $/periodo	Variación, $/periodo
Costo de materiales directos	325 080	350 000	−24 920
Costo de mano de obra directa	55 001	51 600	+ 3 401
Costo indirecto	75 000	68 370	+ 6 630
Costo de manufactura	455 081	469 970	−14 889
Ingreso por ventas	588 240	570 000	+18 240
Utilidad bruta	133 159	100 030	+33 129

TABLA 25-40 Datos de costos para los problemas

Factor	Valor real	Valor estándar
Costo de materia prima, $/unidad	$c_{RM} = 0.18$	$c^*_{RM} = 0.20$
Costo mano de obra directa, $/unidad	$c_L = 8.45$	$c^*_L = 8.00$
Volumen de producción, unidad/periodo	$R = 1{,}806{,}000$	$R^* = 1{,}750{,}000$
Tiempo de producción, h/periodo	$\theta = 6509$	$\theta^*_N = 6250$
Costos indirectos fijos y semivariables, $/periodo	. . . . .	$C^*_{FOH} = 60{,}000$
Costo indirecto variable, $/h	. . . . .	$C^*_{VOH} = 1.00$
Costo indirecto, $/periodo	$C_{OH} = 75{,}000$	

La tabla 25-39 está
tándar, las variacione
gastos indirectos, se d
dio más detallado de l
sísima herramienta de
Variaciones: Costo
riación en el costo del
el costo real y el costo

Δ (

en donde R es la canti
por periodo, c_{RM} es el
unidad.
La ecuación (25-21

$\Delta (Rc_{RM}) =$

en donde $R(c_{RM} - c_{$
directo, es la cantidad
unitario y $c^*_{RM}(R -$
directo, es el precio u
la cantidad.
Calcúlense, con lo
directo y el costo est

$Rc_{RM} = 1$

$R^* c^*_{RM} = 1$

Con la ecuación (2
material directo es de
go, con la ecuación (
material directo de (
que es favorable. Ta
material directo de (
do, que es desfavora
En este caso, la va
se logró debido a un
ciente de los materia
placencia porque el p
En el caso de mez
del material directo
mezcla de material
rial directo. La prim
estándar de la mezcl
tos real y estándar. El
el insumo estándar
el grado de pérdida
directo se explica en

Ejemplo 22 Una
de material A a $0.08 p
de la mezcla estándar
Considérese ahora
A y 25% de material B.
+ 25(0.12) = $9.00. La
= −$0.20 y es favorabl
precio bajo y menos m

La variación en e
sigue. Supóngase q
des) tiene una pérdi
$9.20 por 80 unidad
ahora que la pérdida
por cada 100 unidad
material directo es
Variaciones: cost
ción o cambio en e
diferencia entre el c

roducción son el do-
ecir, una relación de
ıtra 300 kg o 1 hora
a un periodo presu-
dar [(3/4)1000] para
se emplearían 250
0) = 75 000 kg del

lar con

(25-216)

horas estándar y P_a

; calcular con

(25-217)

ras estándar.
$_c$ se puede calcular

(25-218)

de trabajo.
dérese los datos de
abla 25-39. La utili-
esperada. Entonces
ales cuando la varia-
ad fuera menor a la
te hacer un análisis

dican que el aumen-
os de materiales, los
nayor grado que los
Las variaciones in-
e, el aumento en las
por ventas.
r los costos de mano
aseverar las razones
ecesario, se pueden

: dos sumas grandes
: 3% en el costo de
onado una variación

de manufactura

ıtándar, /periodo	Variación, $/periodo
350 000	−24 920
51 600	+ 3 401
68 370	+ 6 630
469 970	−14 889
570 000	+18 240
100 030	+33 129

roblemas

	Valor estándar
	$c^*_{RM} = 0.20$
	$c^*_L = 8.00$
0	$R^* = 1.750.000$
	$\theta^*_N = 6250$
	$C^*_{FOH} = 60.000$
	$C^*_{VOH} = 1.00$
0	

La tabla 25-39 está muy simplificada. En un sistema de costos estándar, las variaciones en el material directo, mano de obra directa y gastos indirectos, se desglosan en componentes para permitir un estudio más detallado de las operaciones. El costeo estándar es una valiosísima herramienta de control para la administración.

Variaciones: Costo de material directo Dado que el cambio o variación en el costo del material directo $\Delta(Rc_{RM})$ es la diferencia entre el costo real y el costo estándar, entonces

$$\Delta\,(Rc_{RM}) = Rc_{RM} - R^* c^*_{RM} \qquad (25\text{-}219)$$

en donde R es la cantidad real y R^* es la cantidad estándar de unidades por periodo, c_{RM} es el precio real y c^*_{RM} es el precio estándar, en $ por unidad.

La ecuación (25-219) se puede escribir en forma ampliada:

$$\Delta\,(Rc_{RM}) = R(c_{RM} - c^*_{RM}) + c^*_{RM}(R - R^*) \qquad (25\text{-}220)$$

en donde $R(c_{RM} - c^*_{RM})$ llamada variación en el precio del material directo, es la cantidad real multiplicada por la desviación en el precio unitario y $c^*_{RM}\,(R - R^*)$, llamada variación en el empleo de material directo, es el precio unitario estándar multiplicado por la desviación en la cantidad.

Calcúlense, con los datos de la tabla 25-40, el costo del material directo y el costo estándar del material directo como:

$$Rc_{RM} = 1\,806\,000(0.18) = \$325\,080 \text{ por periodo}$$

$$R^*\,c^*_{RM} = 1\,750\,000(0.20) = \$350\,000 \text{ por periodo}$$

Con la ecuación (25-219) se calcula que la variación en el costo del material directo es de −$24 920 por periodo y es favorable. Sin embargo, con la ecuación (25-220) se calcula una variación en el precio del material directo de $(1\,806\,000)(0.18 - 0.20) = -\$36\,120$ por periodo, que es favorable. También se calcula una variación en el empleo de material directo de $(0.20)(1\,806\,000 - 1\,750\,000) = \$11\,200$ por periodo, que es desfavorable.

En este caso, la variación favorable en el costo del material directo se logró debido a un menor precio unitario, a pesar del empleo ineficiente de los materiales, que se debe investigar. (No se debe tener complacencia porque el precio unitario más bajo bien podría ser temporal.)

En el caso de mezclas de materia prima, la variación en el empleo del material directo se puede subdividir, además, en **1)** variación en la mezcla de material directo y **2)** variación en el rendimiento del material directo. La primera es la diferencia entre las composiciones real y estándar de la mezcla y la segunda es la diferencia entre los rendimientos real y estándar. El rendimiento estándar es el producto esperado con el insumo estándar de material. La variación en el rendimiento indica el grado de pérdida de materia. La variación en la mezcla de material directo se explica en el ejemplo 22.

Ejemplo 22 Una mezcla estándar de 100 unidades de material incluye 70% de material A a $0.08 por unidad y 30% de material B a $0.12 por unidad. El costo de la mezcla estándar es $70(0.08) + 30(0.12) = \$9.20$.

Considérese ahora una mezcla de 100 unidades que incluye 75% de material A y 25% de material B. El costo de esta mezcla a los precios estándar es $75(0.08) + 25(0.12) = \$9.00$. La variación en la mezcla de material directo es $9.00 − $9.20 = −$0.20 y es favorable; ésta se ha logrado con el empleo de más material A de precio bajo y menos material B de precio alto.

La variación en el rendimiento del material directo se ilustra como sigue. Supóngase que la mezcla estándar (costo $9.20 por 100 unidades) tiene una pérdida estándar de 20% lo cual hace que el costo sea $9.20 por 80 unidades o $0.115 por unidad de producto. Considérese ahora que la pérdida real es de 30% y quedan 70 unidades de producto por cada 100 unidades de insumo. La variación en el rendimiento del material directo es $0.115(80 − 70) = \$1.15$ y es desfavorable.

Variaciones: costo de la mano de obra directa Dado que la variación o cambio en el costo de la mano de obra directa, $\Delta(\theta c_L)$, es la diferencia entre el costo real y el costo estándar, entonces

$$\Delta\,(\theta c_L) = \theta c_L - \theta^* c^*_L \qquad (25\text{-}221)$$

en donde c_L es el salario real, $ por hora, c^*_L es el salario estándar $ por hora, θ es el tiempo real para producir una cantidad dada del producto en un periodo dado, horas, y θ^* es el tiempo estándar para producir una cantidad dada del producto en un periodo dado, horas.

La ecuación (25-221) también se puede escribir en forma ampliada como

$$\Delta\,(\theta c_L) = \theta(c_L - c^*_L) + c^*_L(\theta - \theta^*) \qquad (25\text{-}222)$$

en donde $\theta(c_L - c^*_L)$, es la variación en el salario directo, o sea, el tiempo real requerido para producir un volumen dado multiplicado por la diferencia en el salario y $c^*_L(\theta - \theta^*)$, que es la variación en la eficiencia de la mano de obra directa, es el salario estándar multiplicado por la desviación en el tiempo requerido para producir un volumen dado.

Con el empleo de los datos de la tabla 25-40, se calcula que una hora estándar corresponde a:

$$(1\,750\,000/6250) = 280 \text{ unidades por hora estándar}$$

El tiempo estándar para la producción real es

$$\theta^* = (1\,806\,000/280) = 6450 \text{ horas estándar por periodo}$$

El costo de la mano de obra directa es:

$$\theta c_L = 6509(8.45) = \$55\,001 \text{ por periodo}$$

El costo estándar de la mano de obra directa es:

$$\theta^*\,c^*_L = 6450(8.00) = \$51\,600 \text{ por periodo}$$

Con la ecuación (25-219) se calcula que la variación en el costo de la mano de obra directa es $3401 por periodo y es desfavorable. Sin embargo, con la ecuación (25-220) se calcula una variación en el salario directo de $\theta(c_L - c^*_L) = 6509(8.45 - 8.00) = \$2929$ por periodo, que es desfavorable. También se calcula la variación en la eficiencia de la mano de obra directa como $c^*_L(\theta - \theta^*) = 8.00(6509 - 6450) = \$472$ por periodo, que también es desfavorable.

En este ejemplo, la variación desfavorable de $3401 en el costo de la mano de obra directa, se debe tanto a salarios más altos por hora y un mayor número de horas de mano de obra.

Si es necesario, la variación en el costo de mano de obra directa se puede desglosar en una variación en el tiempo ocioso de la mano de obra además de las variaciones en los salarios y en la eficiencia de la mano de obra directa. La variación en el tiempo ocioso o perdido de la mano de obra es sólo el número de horas perdidas en el periodo multiplicadas por el salario estándar. Esto rara vez es pertinente para las plantas de proceso, excepto cuando se trata del mantenimiento.

Variaciones: costo indirecto La variación en el costo indirecto, ΔC_{OH} es la diferencia entre el costo indirecto real y el costo indirecto estándar estático o fijo:

$$\Delta C_{OH} = C_{OH} - \theta^* c^*_{NOH} \qquad (25\text{-}223)$$

en donde C_{OH} es el costo indirecto real en un periodo dado, en $ por periodo, c^*_{NOH} es el costo indirecto estándar fijo basado en el volumen normal de producción, $ por hora, θ es el tiempo real para fabricar una cantidad dada de producto en un periodo determinado y θ^* es el tiempo estándar para fabricar una cantidad dada de producto en un periodo determinado, horas.

La ecuación (25-223) también se puede escribir en la forma ampliada

$$\Delta C_{OH} = (C_{OH} - \theta c_{BOH}) + \theta(c_{BOH} - c^*_{NOH}) + c^*_{NOH}\,(\theta - \theta^*) \qquad (25\text{-}224)$$

en donde c_{BOH} es el costo indirecto presupuestado flexible con el volumen o capacidad real de producción.

En la ecuación (25-233), $(C_{OH} - \theta c_{BOH})$ es la variación en el costo indirecto presupuestado, $\theta(c_{BOH} - c^{\circ}_{NOH})$ es la variación del volumen de costo indirecto y $c^{\circ}_{NOH}(\theta - \theta^{*})$ es la variación en la eficiencia total. Esta última es análoga a la variación en la eficiencia de la mano de obra y es el producto de los gastos indirectos estándar multiplicados por la desviación en el tiempo requerido para fabricar un volumen dado.

También en la ecuación (25-224), c_{BOH} es el costo indirecto presupuestado flexible, en $ por hora, para el volumen real de producción y la variación en el volumen de costo indirecto $\theta(c_{BOH} - c^{\circ}_{NOH})$ es el tiempo real para producir un volumen dado multiplicado por la diferencia entre el costo indirecto presupuestado flexible y el costo indirecto estándar, en $ por hora. La variación en el costo indirecto presupuestado $(C_{OH} - \theta c_{BOH})$ es la diferencia entre el costo indirecto real y el tiempo real, en horas, para producir el volumen dado, multiplicado por el costo indirecto presupuestado flexible, en $ por hora.

Se escribirá el costo indirecto fijo para el periodo presupuestado como C°_{FOH} el costo indirecto semivariable como C°_{SVOH}, y las horas estándar para lograr la producción normal como θ°_{N}. Entonces, el costo indirecto estándar con la producción normal se puede calcular mediante

$$c^{\circ}_{NOH} = [(C^{\circ}_{FOH} + C^{\circ}_{SVOH})/\theta^{\circ}_{N}] + c^{\circ}_{VOH} \qquad (25\text{-}225)$$

en donde c°_{VOH} es el costo indirecto variable estándar, $ por hora.

Para volúmenes de producción distintos al normal, el costo indirecto presupuestado flexible se expresa con

$$c_{BOH} = [(C^{\circ}_{FOH} + C^{\circ}_{SVOH})/\theta] + c^{\circ}_{VOH} \qquad (25\text{-}226)$$

en donde θ son las horas reales para fabricar una cantidad dada del producto.

Para volúmenes de producción menores que el normal, se subutilizan los costos indirectos fijos y el costo indirecto presupuestado flexible c_{BOH} es mayor que el costo indirecto estándar c°_{NOH}. Con volúmenes superiores al normal, c_{BOH} es menor que c°_{NOH}

En la contabilidad de costos se acostumbra considerar al costo estándar semivariable, C°_{SVOH}, con el volumen estándar de producción, como parte del costo fijo estándar. En este caso, las ecuaciones (25-225) y (25-226) se pueden escribir como:

$$c^{\circ}_{NOH} = (C^{\circ}_{FOH}/\theta^{\circ}_{N}) + c^{\circ}_{VOH} \qquad (25\text{-}227)$$

$$c_{BOH} = (C^{\circ}_{FOH}/\theta) + c^{\circ}_{VOH} \qquad (25\text{-}228)$$

Con el empleo de los datos de la tabla 25-40 en la ecuación (25-227), se calcula que el costo indirecto estándar es

$$c^{\circ}_{NOH} = (60{,}000/6250) + 1.00 = \$10.60/\text{h}$$

Con la ecuación (25-228) y los datos de la tabla 25-40 se calcula que el costo indirecto presupuestado flexible es:

$$c_{BOH} = (60{,}000/6509) + 1.00 = \$10.22/\text{h}$$

Al sustituir en la ecuación (25-223) se calcula la variación en el costo indirecto:

$$\Delta c_{OH} = 75{,}000 - 6450(10.60) = \$6630$$

Esta variación es desfavorable. (Téngase en cuenta que el tiempo estándar para la producción real se había calculado en 6450 h por periodo.)

La variación en el costo indirecto incluye: **1)** variación en el costo indirecto presupuestado, **2)** variación en el volumen indirecto y **3)** variación en la eficiencia del costo indirecto. A continuación aparece el cálculo de cada uno

$$c_{OH} - \theta c_{BOH} = 75{,}000 - 6509(10.22) = \$8478$$

La variación en el costo indirecto presupuestado es positiva y, por tanto, desfavorable

$$\theta(c_{BOH} - c^{\circ}_{NOH}) = 6509(10.22 - 10.60) = -\$2473$$

La variación en el volumen de indirectos es negativa y favorable:

$$c^{\circ}_{NOH}(\theta - \theta^{*}) = 10.60(6509 - 6450) = \$625$$

La variación en la eficiencia del costo indirecto es positiva y desfavorable.

Las variaciones totales de cada categoría aparecen en la tabla 25-39.

Los ingenieros químicos suelen hacer evaluaciones detalladas de costos en vez de utilidades o ventas. Sin embargo, estas últimas se pueden analizar en forma similar a los costos con las ecuaciones de la tabla 25-37. Para este fin se invertirán la convención de los signos, porque un aumento en ventas o utilidades sería favorable, mientras que un aumento en costos se consideraría desfavorable. Esas ecuaciones se pueden aplicar a procesos por lotes y continuos.

Los presupuestos se pueden utilizar para planeación a futuro y para control. Las variaciones indican a los administradores cuáles deberían haber sido los costos y lo cerca que estuvieron de cumplir con los valores presupuestados. Los administradores podrán evaluar, para cierto número de periodos presupuestarios, la proporción de mejora en el rendimiento en su área de responsabilidad. Un buen sistema presupuestario no sólo dará información detallada y una evaluación del rendimiento sino que también deberá motivar al personal a mejorar su rendimiento.

Análisis de las aportaciones El análisis de la aportación o contribución se puede utilizar para evaluaciones rápidas del efecto de los cambios en los costos de manufactura sobre la rentabilidad. Se puede definir una eficiencia de la aportación η adimensional al reescribir la ecuación (25-12) en la forma de

$$\eta = \frac{R(c_S - c_{VE}) - A_{FE}}{R(c_S - c_{VE})} \qquad (25\text{-}229)$$

[F. A. Holland y F. A. Watson, *Eng. Process Econ.*, **1**, 135-143 (1976)].

Esto representa la relación entre la utilidad neta anual A_{NP}, que se obtiene al dividirla entre la utilidad que se podría obtener al no tener que amortizar capital o pagar intereses y si todas las partidas de gastos fijos no se hubieran cargado al proyecto. La eficiencia de la aportación η es también la utilidad por unidad de aportación. Un valor de η de unidad se podría obtener con un alto volumen de producción R, sin que importe si c_S es mayor o menor que c_{VE}. Para el caso inusitado de que c_S sea igual a c_{VE}, el valor de η se volvería negativamente infinito con gastos fijos anuales A_{FE} finitos o, positivamente infinitos si A_{FE} se volvieran negativos por un subsidio excesivo a los gastos. Sin embargo, en casi todos los proyectos que se pretende cubran sus gastos e impuestos, A_{NP} debe ser positivo y, entonces, c_S suele ser mayor que c_{VE}, por lo cual η tendrá valores entre cero y unidad. En los proyectos que no se pretende produzcan utilidades sino que se han creado por su valor social o recreativo, el objetivo debe ser que el valor de η sea lo más cercano a cero que se pueda.

El volumen de producción de punto de equilibrio R_B se define por la ecuación (25-13) como el volumen de producción con el cual el proyecto no gana ni pierde. Se pueden combinar las ecuaciones (25-13) y (25-229) para dar

$$\eta = (R - R_B)/R \qquad (25\text{-}230)$$

que indica que la eficiencia de la aportación η es función del volumen de producción R y que tiene un valor de cero cuando dicho volumen es el de punto de equilibrio R_B. En todos los proyectos reales, R_B será positivamente finito mientras que R no puede ser menor de cero; por tanto, η en la práctica va de infinito negativo (–) hasta la unidad.

A primera vista parecería que es deseable tener un valor de η lo más cercano posible a la unidad, aunque no por necesidad es así. Al con-

sultar la ecuación (25
c_{VE}) es positiva, come
un valor de unidad pa
insignificante de gast
ción anual $R(c_S - c_{VE}$
esto será atractivo pa
de capital, y si los ga
al mercado muchos c
petencia suele ser un
c_S. Los precios de los
vieron un pronunciad
mercado.

Ya que los gastos v
nición son independi
aportación unitaria (
una empresa muy gr
fuerte y estable con u
elevados, que disua
abatir el precio de ve
bién es independient
ocurrirá en muchos
nan entre muchos p
puede ajustar sus pr
el extremo opuesto,
de hacer esos ajuste

Resulta interesan
productividad sobre
de obra, históricam
que implica que si
también se duplica
destajo, aunque no s
reducir la fuerza de
tampoco reclutar y
general, es preferib
cualquier parte de lo
nal a la producción,
bido a este factor los
nes con el volumen
equilibrio constará
supondrá que un ca
implica un cambio
un aumento en la p
obra, sin que cambi
original de producc
tividad, en una frac

en donde ΔR es el
ción. Al sustituir e
en las utilidades se

$$A_{NP} + \Delta A$$

Se resta A_{NP} de la

$$\Delta A_{NP}$$

Se ve por las ecuac

Entonces, un cam
un aumento de 10
grande en ellas cua
to en la productivi

En la ecuación
tácticas de "ir desp

sultar la ecuación (25-227) se verá que si la aportación unitaria ($c_S - c_{VE}$) es positiva, como debe ser si el proyecto ha de producir utilidades, un valor de unidad para la eficiencia de aportación η implica un valor insignificante de gastos fijos anuales A_{FE} al compararlo con la aportación anual $R(c_S - c_{VE})$. En los casos en que $R(c_S - c_{VE})$ es muy grande, esto será atractivo para la competencia a pesar de los elevados cargos de capital, y si los gastos fijos son muy bajos, se facilitará que entren al mercado muchos competidores pequeños. El resultado de esa competencia suele ser una disminución muy rápida en el precio de venta c_S. Los precios de los bolígrafos y de las calculadoras electrónicas tuvieron un pronunciado descenso cuando entraron más competidores al mercado.

Ya que los gastos variables por unidad de producción, c_{VE}, por definición son independientes del volumen de producción, se reducirán la aportación unitaria ($c_S - c_{VE}$) y, por tanto, el valor de η. Por otra parte, una empresa muy grande puede estar en una situación financiera más fuerte y estable con una pequeña eficiencia de aportación y costos fijos elevados, que disuadirán a los competidores de entrar al mercado y abatir el precio de venta. En este argumento está implícito que c_S también es independiente de la producción del proyecto en cuestión. Esto ocurrirá en muchos casos si muchos compradores pequeños seleccionan entre muchos productores alternos y el productor individual no puede ajustar sus precios de acuerdo con su volumen, mientras que en el extremo opuesto, un grupo de productores que están en condiciones de hacer esos ajustes podrían tener dificultades legales.

Resulta interesante poder examinar el efecto de los cambios en la productividad sobre la rentabilidad del proyecto. Los costos de mano de obra, históricamente, se han considerado como costos variables, lo que implica que si los trabajadores pudieran duplicar su producción también se duplicarían sus salarios. Esto puede ocurrir si trabajan a destajo, aunque no suele suceder así. No es posible, en un caso normal, reducir la fuerza de trabajo de acuerdo con la demanda decreciente ni tampoco reclutar y adiestrar operarios cuando sube la demanda. En general, es preferible considerar la mano de obra como costo fijo y cualquier parte de los bonos o incentivos, que sea en verdad proporcional a la producción, se debe incluir en los gastos variables c_{VE}. Si debido a este factor los gastos fijos anuales, A_{FE}, tienen grandes variaciones con el volumen de producción R, entonces la gráfica de punto de equilibrio constará de curvas, se perderá la sencillez del método y se supondrá que un cambio particular en los convenios de productividad implica un cambio escalonado en A_{FE}, en c_{VE} o en ambos. Considérese un aumento en la productividad con el mismo costo fijo de mano de obra, sin que cambien los otros costos fijos. Supóngase que el volumen original de producción R se incrementa, por un aumento en la productividad, en una fracción ϕ. Por tanto,

$$\Delta R = R\phi \tag{25-231}$$

en donde ΔR es el aumento en los volúmenes de ventas o de producción. Al sustituir en la ecuación (25-229) el aumento resultante ΔA_{NP} en las utilidades se expresa con:

$$A_{NP} + \Delta A_{NP} = A_S + \Delta A_S - (A_{VE} + \Delta A_{VE}) - (A_{FE} + 0) \tag{25-232}$$

Se resta A_{NP} de la ecuación (25-232) para tener

$$\Delta A_{NP} = \Delta A_S - \Delta A_{VE} = \Delta R(c_S - c_{VE}) \tag{25-233}$$

Se ve por las ecuaciones (25-12), (25-229) y (25-233) que

$$\Delta A_{NP}/A_{NP} = \phi/\eta \tag{25-234}$$

Entonces, un cambio ϕ en la productividad de 10% dará por resultado un aumento de 10% en las utilidades cuando $\eta = 1$ y un aumento muy grande en ellas cuando η está cerca de cero. Si η es negativa, el aumento en la productividad reduce la utilidad (o aumenta la pérdida).

En la ecuación (25-234) se muestra la tremenda influencia que las tácticas de "ir despacio" pueden tener sobre la rentabilidad de empresas o procesos que tienen bajas eficiencias de aportación, porque una desaceleración tiene poco efecto sobre A_{FE}. A veces ocurre que en diferentes países la productividad por trabajador tiene grandes variaciones en industrias similares. Cuando la baja productividad no es el resultado de tecnología o capital inadecuados, debe ser posible aumentar la productividad sin un incremento proporcional en A_{FE}.

Las gráficas de punto de equilibrio de las figuras 25-2, 25-3 y 25-4 dan una idea de la situación presente. Ya que las líneas son rectas, ello implica que c_S, c_{VE} y A_{FE} permanecerán constantes en toda la gama de variaciones de R, lo cual es interesante. Los valores se basarían en el volumen de producción actual (o programado), pues todos los datos se encuentran en el análisis financiero de la producción actual, con lo que c_S sería $(A_S)_0/R_0$, etc.

Los analistas financieros utilizan dos relaciones bien conocidas, que son: relación entre utilidades y ventas (PSR) y la relación entre aportación y ventas (CSR). La relación entre utilidades y ventas es simplemente la ecuación (25-127) para el margen de utilidad (PM), vuelta a escribir como la relación

$$(\text{PSR}) = A_{NP}/Rc_S \tag{25-235}$$

La relación entre aportación y ventas:

$$(\text{CSR}) = (A_S - A_{VE})/A_S = (c_S - c_{VE})/c_S \tag{25-236}$$

Se sustituyen estos valores en la ecuación (25-229) para dar

$$\eta = (\text{PSR})/(\text{CSR}) \tag{25-237}$$

La eficiencia de la aportación η_0 con el volumen programado se indica al sustituir el valor del mismo en la ecuación (25-229) para dar:

$$\eta_0 = \frac{R_0(c_S - c_{VE}) - A_{FE}}{R_0(c_S - c_{VE})}$$

La forma característica de una gráfica de punto de equilibrio de las figuras 25-2, 25-3 y 25-4 se puede definir con las dos relaciones: (CSR) y η_0, mientras que la escala del proyecto se define con un solo costo anual, como A_{FE}. Esta información se puede utilizar para la investigación rápida del posible efecto sobre las utilidades actuales obtenible con cambios en ciertos factores como precios, gastos y volumen de producción. Se debe tener en cuenta que esta técnica no está destinada a sustituir a los métodos descontados para avalúo de inversiones, sino para lograr una evaluación rápida del probable efecto de los cambios en las condiciones actuales. Si siempre se maximiza la rentabilidad actual, entonces el valor presente del flujo de efectivo descontado siempre se debe hacer lo más grande que se pueda, según lo permitan las condiciones cambiantes en el mundo.

Valuación de la energía térmica recirculada El creciente costo de la energía tiene efecto inflacionario sobre los costos de manufactura. Una forma lógica de reducir los costos de energía es la recirculación de energía térmica siempre que sea posible. [S. A. K. El-Meniawy, F. A. Watson y F. A. Holland, *Indian Chem. Eng.*, **22,** (julio-septiembre 1980)].

Las bombas de calor o térmicas son de gran utilidad para recircular la energía térmica en las plantas de procesos químicos. Con el desembolso adicional de capital fijo, C_{FC}, en un sistema de bomba de calor, se puede lograr una reducción considerable en los costos anuales de calefacción y calentamiento.

Considérese un proceso que requiere calor a razón de Q_D GJ/h, que funciona y horas anuales. Sea el costo unitario del requisito básico de calentamiento de c_B $ por gigajoule (GJ). Por tanto, el costo anual de calentamiento de esta unidad es $Q_D y c_B$ $.

Entonces, se puede pensar en el empleo de una bomba térmica para suministrar este calor, de modo que

$$Q_D = W(\text{COP})_A \tag{25-238}$$

en donde W es el insumo de energía al compresor en gigajoules por año y $(\text{COP})_A$ es el coeficiente de rendimiento real de la bomba de calor.

Cuando están incluidos cargos por intereses, el desembolso C_{FC} de capital fijo para esa bomba se puede relacionar con un costo anual A_{FC} para la vida esperada de la bomba, en años, con la ecuación

$$A_{FC} = C_{FC} f_{AP} \qquad (25\text{-}239)$$

en donde $f_{AP} = [i(1+i)^n]/[1+i)^n - 1]$, es el factor presente de la anualidad e i es la tasa fraccionaria de interés anual sobre el dinero tomado a préstamo.

Un valor dado de A_{FC}, permite asignar un costo de \$ por gigajoule a la energía térmica disponible con la bomba de calor.

Considérese un sistema de bomba de calor que funciona y h/año y consume W GJ/h de energía de alta calidad para impulsar el compresor. Sea el costo unitario del insumo de energía al compresor de c_I \$ por GJ. La cantidad anual de calor entregado por la bomba es de $Q_D y$, en gigajoules por año, que, en términos de la ecuación (25-238) se puede escribir como $W(\text{COP})_A y$ en gigajoules por año. El costo anual de esa energía, sin tener en cuenta ningún costo de mantenimiento, es $W_{c_I} y + A_{FC}$) en \$ por año. Entonces, el costo unitario c_D de la energía térmica que entrega una bomba impulsada por un compresor es:

$$c_D = (W c_I y + A_{FC})/[W(\text{COP})_A y] \qquad \$/\text{GJ} \qquad (25\text{-}240)$$

La relación entre los costos unitarios de la energía térmica entregada y el insumo de energía se puede obtener al combinar las ecuaciones (25-239) y (25-240) para dar

$$(c_D/c_I) = [(1+\psi)/(\text{COP})_A] \qquad (25\text{-}241)$$

en donde $\psi = (C_{FC}/W)(f_{AP}/y c_I)$ y ψ es un parámetro adimensional que incluye datos de costo y empleo de una bomba de calor determinada y debe tener un valor lo más bajo que sea posible, a fin de minimizar el costo unitario del calor entregado c_D. El costo C_{FC}/W es el del capital fijo por unidad de insumo de energía en \$ $(\text{GJh}^{-1})^{-1}$ y también debe ser lo más bajo que se pueda, en concordancia con una larga duración y confiabilidad de la bomba. Desde luego, y, el número de horas de funcionamiento por año, debe estar lo más cerca posible del valor máximo de 8760 h para un año de 365 días.

Ya que todos los costos son para un año determinado, las ecuaciones (25-239), (25-240) y (25-241) son independientes de la inflación.

El costo anual del calor entregado por la bomba de calor es de $Q_D y c_D$, en donde el costo unitario c_D se indica con la ecuación (25-240). Por tanto, el ahorro en \$ anuales en calentamiento es $Q_D y(c_H - c_D)$, que también se puede escribir en términos de la ecuación (25-238) como $W(\text{COP})_A y(c_B - c_D)$.

El periodo de recuperación, en años, de una bomba de calor es el capital fijo C_{FC} adicional dividido entre el ahorro anual en costos de calentamiento que se puede escribir como

$$(\text{PBP}) = \left(\frac{C_{FC}}{W}\right)\left[\frac{1}{(\text{COP})_A y(c_B - c_D)}\right] \qquad (25\text{-}242)$$

y también se puede escribir, en términos de la ecuación (25-241), como

$$(\text{PBP}) = \left(\frac{C_{FC}}{W}\right)\left[\frac{1}{y[(\text{COP})_A c_B - c_I(1+\psi)]}\right] \qquad (25\text{-}243)$$

Para el caso especial de que el costo unitario de la energía aplicada al compresor sea el mismo que el del suministro básico de calor, es decir, $c_B = c_I$, la ecuación (25-243) se simplifica a

$$(\text{PBP}) = \left(\frac{C_{FC}}{W}\right)\frac{1}{y c_I[(\text{COP})_A - (1+\psi)]} \qquad (25\text{-}244)$$

La ecuación (25-244) se puede utilizar para calcular el periodo de recuperación cuando se utilizan electricidad, petróleo o gas para impulsar el compresor y suministrar el calentamiento básico.

La ecuación (25-244) muestra que, para tener un periodo de recuperación (PBP) corto, C_{FC}/W y ψ deben ser bajos mientras que y, $(\text{COP})_A$ y c_I deben ser grandes. Desde luego, conforme aumenta el costo unitario del insumo de energía c_I, los factores económicos de la bomba de calor se vuelven más favorables.

Para la mayoría de los casos el valor de ψ será menor que 0.2 y con una correcta aplicación puede bien ser menor que 0.1. Los valores para el factor anual del valor actual será en la mayor parte de los casos menor que 0.15.

Ya que 1 barril (159 litros) de petróleo suele tener un valor de contenido térmico de 6.12 GJ, un precio mundial del barril de US\$40, equivale a US\$6.54 por gigajoule.

Para sencillez se sustituye c_I = US\$6.66 por gigajoule y un valor conservador de $[(\text{COP})_A - (1+\psi)] = 3$ en la ecuación (25-244) para dar

$$(\text{PBP}) = (C_{FC}/W)(1/20y) \qquad (25\text{-}245)$$

en donde (PBP) es el periodo de recuperación en años, y son las horas de funcionamiento por año y (C_{FC}/W) es el costo de capital fijo en dólares por $(\text{GJh}^{-1})^{-1}$ del insumo de energía primaria.

La ecuación (25-245) muestra que en este caso particular el costo de capital fijo por unidad de insumo de energía (C_{FC}/W) no debe exceder de \$160 000 $(\text{GJh}^{-1})^{-1}$, o sea \$576 por kilowatt, para tener un periodo de recuperación de 1 año si la bomba de calor funciona 8000 h/año. En este caso, el valor correspondiente de ψ es de 0.12 en una bomba de calor con vida útil de 10 años, comprada con dinero tomado a préstamo con intereses del 10% anual.

La ecuación (25-245) también muestra que el costo de capital fijo por unidad de insumo de energía (C_{FC}/W) no debe exceder de \$40 000 $(\text{GJh}^{-1})^{-1}$, o sea \$144 por kilowatt para tener un periodo de recuperación de 1 año si la bomba de calor funciona sólo 2000 h/año. En este caso, el valor correspondiente de ψ también es de 0.12 en una bomba de calor con duración de 10 años, comprada con dinero tomado a préstamo con intereses del 10% anual.

CÁLCULO DE LOS COSTOS DEL CAPITAL FIJO

Costo del capital total Por supuesto, el costo instalado de la inversión en capital fijo, C_{FC}, es una partida esencial que se debe pronosticar antes de tomar una decisión de inversión. Forma parte de la inversión de capital total, C_{TC}, definida en la ecuación (25-14). La inversión en capital fijo se suele considerar como el capital requerido para suministrar todas las instalaciones depreciables. A veces se divide en dos clases mediante la definición de los límites de la batería y las instalaciones auxiliares para el proyecto. Los límites de la batería o grupo incluyen todo el equipo para manufactura y excluyen oficinas administrativas, almacenes, servicios generales y otras instalaciones y servicios auxiliares esenciales y no esenciales.

Índices de costos El valor del dinero cambiará debido a la inflación y a la deflación. Por ello, los datos de costos sólo pueden ser exactos en el momento en que se obtienen y pronto pueden ser inadecuados. Los datos de costos de equipo y proyectos en el pasado se pueden convertir a valor presente mediante un índice de costos. Para encontrar el costo presente de un artículo se multiplica su costo histórico por la relación del índice de costos presente dividido entre el índice aplicable

en la fecha original. l
la inflación se debe
obra y de construcci
precios de los produ
índices compuestos
componentes. La ma
nacionales y los valo
En la tabla 25-41 s
tos en Estados Unidc
los índices de costos
septiembre y diciem
son para refinerías e
costos de plantas *Ch*
de costo de equipo
Engineering. En esa
ción de los valores b
La tabla 25-42 est
Process Econ., **2**, 89
de costos de razonab
dos índices de comp

$$(\text{CI})_P =$$

en donde $(\text{CI})_{ST}$ es e
salarios en un país e
obtener con el *Unit*
informe anual de la
velopment (OECD)
25-42, los índices de
valores no relacion
blemas complejos y
flacionarias en los c

Tipos y exactitu
tal se pueden necesi
estudios de factibili
ger entre inversione
nos, dar informació
un contratista cotiz
la máxima exactitu
dinero.

Hay dos reglas se
en todo momento:

1. Verificar qu

completa.

TABLA 25-41 Í

Año	co
1969	110
1970	116
1971	121
1972	125
1973	133
1974	147
1975	161
1976	170
1977	181
1978	195
1979	217
1980	247
1981	272
1982	287(
1983	....

* Bureau of Labor
refinerías, *Oil Gas J.*,

en la fecha original. Lo ideal es que cada partida de costo alterada por la inflación se debe pronosticar por separado. Los costos de mano de obra y de construcción, los precios de materias primas y energía y los precios de los productos cambian a diferentes tasas. Para derivar los índices compuestos se suman fracciones ponderadas de los índices de componentes. La mayor parte de los índices de costos son promedios nacionales y los valores en otra localidad pueden variar mucho.

En la tabla 25-41 se presenta información de algunos índices de costos en Estados Unidos. La revista *Engineering News-Record* actualiza los índices de costos de construcción en sus números de marzo, junio, septiembre y diciembre. El *Oil and Gas Journal* presenta el índice Nelson para refinerías en el primer número de cada trimestre. El índice de costos de plantas *Chemical Engineering* y el índice Marshall and Swift de costo de equipo aparecen en cada número de la revista *Chemical Engineering*. En esas publicaciones se indica la desviación o derivación de los valores base.

La tabla 25-42 está basada en el método sugerido por J. Cran [*Eng. Process Econ.*, **2**, 89-90 (1977)]. Mostró que se podrían derivar índices de costos de razonable exactitud para diversos países con el empleo de dos índices de componentes en la ecuación

$$(CI)_P = 0.327(CI)_{ST} + 0.673(CI)_L \qquad (25\text{-}246)$$

en donde $(CI)_{ST}$ es el índice de precios del acero y $(CI)_L$ es el índice de salarios en un país en particular. La mayor parte de los datos se pueden obtener con el *United Nations Monthly Bulletin of Statistics* o con el informe anual de la Organization for Economic Cooperation and Development (OECD) de la industria del hierro y el acero. En la tabla 25-42, los índices de precios tienen la base común de 1970 = 100. Estos valores no relacionan los costos entre un país y otro, porque hay problemas complejos y difíciles; en la tabla se indican las tendencias inflacionarias en los costos de plantas desde 1970 para cada país citado.

Tipos y exactitud de los cálculos Los cálculos del costo del capital se pueden necesitar por muchas razones, entre ellas poder efectuar estudios de factibilidad, permitir a una empresa manufacturera escoger entre inversiones alternas, ayudar en la selección de diseños alternos, dar información para planear la asignación de capital y permitir a un contratista cotizar un nuevo proyecto. Por ello, es esencial obtener la máxima exactitud en los cálculos con mínimo gasto de tiempo y dinero.

Hay dos reglas sencillas para ayudar en el logro de cálculos exactos en todo momento:

1. Verificar que el alcance del proyecto esté descrito en forma completa.

2. Reducir el efecto de los juicios mediante el empleo de métodos estadísticos comprobados para los cálculos, basados en la experiencia.

Los cálculos que son más bajos que los costos reales del proyecto son el resultado de omisiones considerables de equipo, servicios o instalaciones auxiliares y no de errores en los métodos para determinar precios o hacer los cálculos. Para evitarlo, el empleo de una lista de comprobación de conceptos requeridos para un nuevo proyecto (tabla 25-43) puede ser muy valioso.

El primer paso para producir un cálculo exacto es emplear un código estándar de costos para todos los proyectos de construcción. En la tabla 25-44 se presenta un código numérico de costos y en la tabla 25-45 uno alfanumérico típico. El sistema de código de costos se puede utilizar en todas las etapas de cálculos y construcción, para el acopio de datos de costos en forma manual o con computadora. Hay muchos tipos de cálculos de costo de capital fijo pero la American Association of Cost Engineers definió cinco tipos como sigue:

1. *Cálculo de orden de magnitud (cálculo de relación).* Método empírico basado en datos de costos para tipos anteriores de plantas similares; el error probable es de 10 a 50%.

2. *Cálculo para estudio (cálculo por factores).* Es preferible que el de orden de magnitud; requiere conocer los principales componentes del equipo; se utiliza para estudios de factibilidad; el error probable es hasta de 30%.

3. *Cálculo preliminar (cálculos para aprobación del presupuesto).* Requiere información más detallada que el cálculo para estudio; el error probable es hasta de 20%.

4. *Cálculo definitivo (cálculo para control del proyecto).* Basado en una cantidad considerable de datos antes de la preparación de planos y especificaciones finales; el error probable es de alrededor de 10%.

5. *Cálculo detallado (cálculo en firme o por el contratista).* Requiere planos, especificaciones y estudios topográficos completos del sitio; error probable con aproximación de 5%.

Se puede lograr mayor exactitud en los cálculos, dentro de ciertos límites, si se invierten más tiempo y dinero. Cuando mayor sea la exactitud requerida, se necesitan más tiempo y esfuerzo para obtener los datos de diseño y costo antes de hacer el cálculo.

W. R. Park investigó el costo y la exactitud de los cálculos para un proyecto con costo total de $1 millón, como se indica en la figura 25-41 (*Cost Engineering Analysis*, Wiley, New York, 1973, p. 133). En la tabla 25-46 aparecen costos promedio típicos para efectuar los cálculos [A. Pikulik y H. E. Diaz, *Chem. Eng.*, **84**, 106-122 (octubre 10, 1977)].

TABLA 25-41 Índices de costos para Estados Unidos

	Índices de precios*				Índices de costo de construcción				
Año	Al consumidor	Bienes al mayoreo (todos)	Total industrias químicas y afines	Productos químicos industriales	Equipo para productos químicos†	Plantas de proceso ‡	Refinerías de petróleo§	Construcción general¶	Edificios en general¶
1969	110	107	100	100	283	119	115	119	118
1970	116	110	102	101	301	126	127	129	124
1971	121	114	104	102	319	132	141	148	141
1972	125	119	104	101	330	137	153	164	156
1973	133	135	110	103	344	144	163	177	169
1974	147	161	147	152	398	165	182	189	179
1975	161	175	181	207	444	182	200	207	194
1976	170	182	187	219	472	192	215	224	212
1977	181	194	192	224	505	204	223	241	230
1978	195	209	199	226	545	219	244	259	249
1979	217	234	222	264	599	239	260	281	271
1980	247	269	260	324	660	261	286	301	289
1981	272	293	288	363	721	297	315	329	310
1982	287(Mayo)	299(Junio)	294(Junio)	353(Junio)	746	314	340	356	331
1983	....	....	....	....	761	....	....	379	353

*Bureau of Labor Statistics, 1967 = 100; †Marshall y Swift, *Chem. Eng.*, 1926 = 100; ‡*Chem. Eng.*, índice para plantas 1957-1969 = 100; §índice Nelson para refinerías, *Oil Gas J.*, 1967 = 100; ¶*Eng. News Rec.*, 1967 = 100.

TABLA 25-42 Índices internacionales de costos de plantas*

Año	Australia	Austria	Bélgica	Canadá	Dinamarca	Francia	Rep. Fed. Alemana	Irlanda	Holanda	Sud-África	España	Suecia	Gran Bretaña	Estados Unidos
1971	106	107	105	107	109	109	110	113	108	112	112	99	113	104
1972	116	114	117	115	116	120	118	126	129	115	124	103	126	107
1973	125	126	133	123	137	141	132	145	138	128	142	105	132	113
1974	143	156	162	135	170	168	144	176	154	147	175	108	148	119
1975	186	199	188	165	204	197	176	240	173	188	217	154	205	149
1976	214	195	201	189	211	219	174	287	191	219	267	171	245	149
1977	245	217	211	207	240	256	186	344	195	263	337	182	285	163
1978	270	233	227	224	260	277	194	356	210	284	397	197	302	176
1979	286	257	243	244	280	311	203	447	219	328	457	212	348	193

*De J. Cran, *Eng. Process Econ.*, 2, 89-90 (1977).
NOTA: Estas cifras son al 1 de enero de cada año (1970 = 100).

Cálculos rápidos

Métodos de relaciones J. E. Haselbarth [*Chem. Eng.*, **74**, 214-215, (diciembre 4, 1967)] publicó datos en que daba la inversión de capital total por unidad de capacidad de producción anual, C_{TC}/R. En la tabla 25-47 aparecen datos de muchos procesos que incluyen unidades de producción construidas en terreno ya urbanizado. Las plantas que se construyen en terrenos baldíos costarían alrededor de 30 a 40% más, pero las ampliaciones a una planta existente costarían alrededor de 20 a 30% menos que los valores de la tabla 25-47; en la misma se dan también las inversiones totales de capital fijo en instalaciones dentro de los límites de batería. Corresponden a valores de Estados Unidos según un índice Marshall and Swift de 1000 y están tomados de datos de D. R. Woods (*Financial Decision Making in the Process Industry*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N. J., 1975, pp. 288-290). L. Lynn y R. F. Howland [*Chem. Eng.*, **67**, 131-136, febrero 8, 1960)] estudiaron las relaciones de capital de 17 industrias de proceso y resumieron los datos de más de 1000 procesos. La relación o razón de capital (CR) para una planta erigida en un terreno baldío se define como la relación entre la inversión en capital fijo C_{FC} y los ingresos por ventas anuales A_S:

$$(\text{CR}) = C_{FC}/A_S \qquad (25\text{-}134)$$

Sin embargo, Lynn y Howland incluyeron en el costo del capital fijo no sólo el dinero invertido en instalaciones para producción y almacenamiento sino también el invertido en terrenos, gastos de investigación y desarrollo y las instalaciones auxiliares necesarias para apoyar el proceso. En la tabla 25-48 se enumeran los valores típicos de las relaciones de capital en 1958.

Ambos métodos anteriores son un tanto inexactos y sólo se pueden utilizar para valores aproximados. Tienen la ventaja de que se puede hacer un cálculo en unos minutos y no requieren trabajo de diseño o diagramas de flujo del proceso.

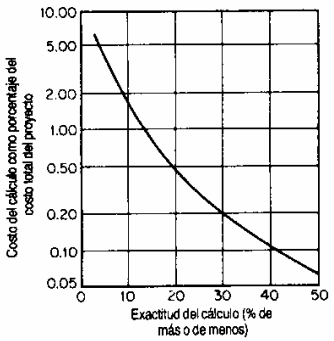


FIG. 25-41 Relación entre el costo y la exactitud de los cálculos de costos.

Métodos exponenciales Se pueden hacer cálculos rápidos del costo del capital con el empleo de exponentes de la relación o razón de capacidad, basados en los datos existentes de costos de una empresa o tomados de las publicaciones.

Si el costo de un equipo o de una planta con tamaño o capacidad q_1 es C_1, entonces el costo de un equipo o planta similares, de tamaño o capacidad q_2, se puede calcular con

$$C_2 = C_1(q_2/q_1)^n \qquad (25\text{-}247)$$

en donde el valor del exponente n depende del tipo de equipo o planta. Se deben utilizar los índices de costos para actualizar los costos en un año dado. En la tabla 25-47 aparecen valores típicos de n para varios procesos, junto con el costo de una planta de capacidad dada en un momento determinado y la gama de capacidad para aplicabilidad. En las plantas de proceso, la capacidad se expresa en términos de la capacidad anual de producción en toneladas métricas.

Se han establecido correlaciones exponenciales de costos para determinados equipos. Hay que tener cuidado de determinar si el costo del equipo está indicado como libre a bordo (FOB), entregado (DEL) o instalado (INST), pues no siempre se menciona con claridad. En muchos casos, el costo se debe correlacionar con parámetros afines a la capacidad, como superficie para intercambiadores de calor o potencia para el equipo de molienda. En estas correlaciones de costos hay cuatro fuentes principales de error:

1. Exceso de simplificación al correlacionar el costo del equipo en términos de una sola variable.
2. Representación de datos con el empleo de una simple relación exponencial.
3. Omisión en incluir los efectos de los adelantos tecnológicos.
4. Errores cometidos por circunstancias especiales.

En la tabla 25-49 se dan valores típicos del exponente n para muchos tipos de equipo. Los precios son en Estados Unidos con un índice Marshall and Swift de 1000, principalmente para equipo de acero al carbono.

Cálculos mediante factores Casi todos los métodos de factores para calcular el costo instalado total de una planta de proceso están basados en una combinación de componentes de costos de materiales, mano de obra e indirectos. Se pueden agrupar en:

1. Costo de los principales equipos
2. Costo de la instalación completa del equipo
3. Equipo auxiliar para el funcionamiento del proceso
4. Gastos de ingeniería y de campo
5. Honorarios de contratistas y contingencias (imprevistos)

Se utilizan muchos factores, según el tiempo disponible o la exactitud esperada. Por lo general, el insumo de información requerida es el costo base. La determinación de este costo suele requerir el conocimiento de los tamaños de equipo, quizá con el empleo de balances de masa y energía para el proceso propuesto.

TABLA 25-43 Li

Terreno:
- Levantamientos
- Honorarios
- Costo del terreno

Mejoramiento del terre
- Desmonte
- Nivelación
- Caminos de acceso e
- Andadores
- Vías férreas
- Alambradas y cercas
- Zonas de estacionam
- Otras zonas pavimen
- Muelles y andenes
- Instalaciones recreati
- Jardinería

Edificios para procesos
- (Enumerar lo necesa
  turas, plataformas,
  rrieles, montacarg

Edificios auxiliares:
- Administración y ofi
- Servicio médico
- Cafetería
- Garaje
- Almacenes para pro
- Almacén de repuest
- Talleres de mantenii
  mecánico, soldad
- Vigilancia y protecc
- Casetas para mangu
- Vestidores
- Lugares para fumar
- Edificio para person
- Oficina y plataform
- Laboratorio de inve
- Laboratorios de con

Servicios para edificio
- Plomería en general
- Calefacción
- Ventilación
- Recolección de pol
- Acondicionamient
- Sistemas de rociad
- Elevadores, escaler
- Iluminación de edif
- Teléfonos
- Alarmas de incendi
- Sistema de llamada
- Sistema de intercor
- Pintura

Equipo para proceso:
- (Preparar la lista co

Equipo general:
- Muebles y equipo
- Equipo para cafete
- Equipo de seguridi
- Equipo para taller
- Equipo para mante
- Equipo de laborat
- Casilleros y bancas
- Equipo para garaje
- Estanterías, cajone
- Equipo para limpie
- Extinguidores, ma

Accesorios para proc
- Tubería: acero al c
  aluminio, cobre,
  reforzado
- Soportes y accesor
- Aislamiento para t
- Instrumentos
- Tableros de instru
- Componentes eléc
  accesorios, alim

Gran Bretaña	Estados Unidos
113	104
126	107
132	113
148	119
205	149
245	149
285	163
302	176
348	193

a trabajo de diseño o

cálculos rápidos del
la relación o razón de
tos de una empresa o

maño o capacidad q_1
milares, de tamaño o

(25-247)

o de equipo o planta.
tizar los costos en un
icos de n para varios
apacidad dada en un
ara aplicabilidad. En
términos de la capa-

es de costos para de-
leterminar si el costo
B), entregado (DEL)
con claridad. En mu-
arámetros afines a la
es de calor o potencia
s de costos hay cuatro

el costo del equipo en

una simple relación

ntos tecnológicos.
ciales.
mente n para muchos
nidos con un índice
ra equipo de acero al

métodos de factores
nta de proceso están
costos de materiales,

po
el proceso

s (imprevistos)
ponible o la exactitud
in requerida es el cos-
uerir el conocimiento
le balances de masa y

TABLA 25-43 Lista de comprobación de partidas para cálculos de costo de capital fijo

Terreno:
- Levantamientos
- Honorarios
- Costo del terreno

Mejoramiento del terreno:
- Desmonte
- Nivelación
- Caminos de acceso e internos
- Andadores
- Vías férreas
- Alambradas y cercas
- Zonas de estacionamiento
- Otras zonas pavimentadas
- Muelles y andenes
- Instalaciones recreativas
- Jardinería

Edificios para procesos:
- (Enumerar lo necesario). Incluir según se requiera subestructura, superestructuras, plataformas, soportes, escaleras, escalas, vías de acceso, grúas, monorrieles, montacargas, elevadores

Edificios auxiliares:
- Administración y oficinas
- Servicio médico
- Cafetería
- Garaje
- Almacenes para productos
- Almacén de repuestos y suministros
- Talleres de mantenimiento: eléctrico, tuberías, hojalatería (chapistería), mecánico, soldadura, carpintería, instrumentos
- Vigilancia y protección
- Casetas para mangueras
- Vestidores
- Lugares para fumar (en ciertas plantas)
- Edificio para personal
- Oficina y plataformas para embarques
- Laboratorio de investigación
- Laboratorios de control

Servicios para edificios:
- Plomería en general
- Calefacción
- Ventilación
- Recolección de polvo
- Acondicionamiento de aire
- Sistemas de rociadores
- Elevadores, escaleras eléctricas
- Iluminación de edificios
- Teléfonos
- Alarmas de incendio
- Sistema de llamadas
- Sistema de intercomunicación
- Pintura

Equipo para proceso:
- (Preparar la lista con los diagramas de flujo aprobados)

Equipo general:
- Muebles y equipo de oficina
- Equipo para cafetería
- Equipo de seguridad y médico
- Equipo para talleres
- Equipo para mantenimiento mayor de vehículos y de manejo de materiales
- Equipo de laboratorio
- Casilleros y bancas en los vestidores
- Equipo para garaje y taller de vehículos
- Estanterías, cajones, tarimas, carretillas de mano
- Equipo para limpieza
- Extinguidores, mangueras y carros para incendio

Accesorios para proceso:
- Tubería: acero al carbono, aleación, hierro fundido, forrada de plomo, aluminio, cobre, asbesto-cemento, cerámica, plástico, caucho, concreto reforzado
- Soportes y accesorios para tubos, válvulas
- Aislamiento para tubería y equipo
- Instrumentos
- Tableros de instrumentos
- Componentes eléctricos: tableros, interruptores, motores, *conduit*, alambrado, accesorios, alimentadores, tierras, alambrado para instrumentos y controles.

Servicios generales:
- Casa de calderas
- Incinerador
- Eliminación de cenizas
- Tratamiento de agua de alimentación de calderas
- Generación de electricidad
- Subestaciones eléctricas
- Planta de refrigeración
- Planta para compresores de aire
- Pozos
- Toma de agua en ríos
- Tratamiento primario de agua: filtración, coagulación, aereación
- Tratamiento secundario de agua: desionización, desmineralización, control de pH y dureza
- Torres de enfriamiento
- Almacenamiento de agua
- Descarga de efluentes
- Alcantarillas para desechos del proceso
- Estaciones de bombeo de desechos del proceso
- Drenajes para aguas negras
- Estaciones de bombeo de aguas negras
- Embalses y estanques para recolección
- Tratamiento de desechos, incluso gases
- Alcantarillado para agua de lluvia

Patios e instalaciones fuera de edificio principal:
- Tuberías para procesos: vapor, condensado, agua, gas, combustóleo, aire, agua para incendios, instrumentos, alambrado
- Equipo para manejo de materia prima y producto terminado: elevadores, montacargas, transportadores de banda y neumáticos, grúas
- Almacenamiento de materia prima y producto terminado: tanques, esferas, tambores, cajones, silos
- Recepción, mezcla y almacenamiento de combustibles
- Estaciones para cargar el producto
- Básculas para ferrocarril y camiones

Diversos:
- Trabajo de demolición y modificación
- Catalizadores
- Productos químicos (sólo carga inicial)
- Piezas de repuesto (refacciones) en general
- Equipo sobrante; valor de suministros y equipo
- Arrendamiento de equipo para construcción
- Primas por reducción de tiempo para construcción
- Inclusión de inflación en los costos
- Cargos por flete
- Impuestos y seguros
- Derechos de importación
- Provisión para modificaciones y construcciones adicionales durante la puesta en marcha

Costos de ingeniería:
- Administrativos
- Ingeniería de proyecto, proceso y general
- Elaboración de planos
- Ingeniería de costos
- Procuración, expeditación e inspección
- Gastos de viaje y viáticos
- Reproducciones y copias
- Comunicaciones
- Maquetas
- Honorarios a arquitectos e ingenieros externos

Gastos de construcción:
- Construcción, operación y mantenimiento durante la construcción de cobertizos, oficinas, caminos, estacionamientos, vías férreas, equipo eléctrico, tuberías, comunicaciones y cercas
- Herramientas y equipo para construcción
- Personal y gastos de almacenamiento
- Supervisión de la construcción
- Contabilidad y tomaduría de tiempo
- Compras y transporte
- Equipo de seguridad y médico
- Vigilantes diurnos y nocturnos
- Gastos de viaje y transporte para trabajadores especializados
- Beneficios adicionales (prestaciones)
- Equipo para limpieza
- Protección contra la intemperie
- Permisos y licencias especiales, pruebas en el campo
- Renta de espacio fuera del sitio
- Honorarios y gastos de oficina matriz del contratista
- Impuestos, seguros, intereses

TABLA 25-44 Código estándar para costos (numérico)

Grupo de código	Subdivisiones
Costos directos	
0-349	Sección de proceso (equipo para proceso listado en secuencias 1, 2, 3, 4, 5,..., *N* de diagrama de flujo, precedido por número de identificación del proceso)
350-399	Mejoramiento del terreno
400-449	Edificios para proceso
450-489	Edificios auxiliares
490-499	Equipo auxiliar
500-599	Accesorios para proceso (tubería, aislamiento, instrumentación, instalación eléctrica, etc.)
600-699	Servicios generales y en patios (planta de calderas, refrigeración, aire comprimido, suministro y tratamiento de agua, efluentes, protección contra incendio, tuberías y equipo eléctrico en patios, equipo de manejo de materiales, almacenamiento de producto terminado)
700-729	Subestructuras
730-749	Superestructuras
750	Pintura
760-769	Servicios para edificios
770-799	Demolición y modificaciones a estructuras existentes
800-819	Equipo, suministros y materiales sobrantes; pagos de regalías
820-830	Modificaciones al diseño, construcción y trabajo adicional durante la puesta en marcha
Costos indirectos	
850-874	Ingeniería en oficina matriz
875-889	Honorarios y cargos de arquitectos e ingenieros
900-969	Gastos de construcción
970-994	Impuestos y seguros
995	Gastos en oficina matriz de contratista
996	Honorarios de contratista

Costo del equipo o base El costo total de los principales equipos se suele utilizar como costo base. También hay que tener cuidado con los costos del equipo que estén cotizados como instalado (INST), entregado en el sitio (DEL) o a bordo del vehículo para transporte en el sitio del fabricante (FOB).

El **equipo base** incluye todo el que está dentro de los límites de la batería o grupo y de costo importante, como una bomba. Por ejemplo, los tanques de almacenamiento, tambores de volteo, acumuladores, intercambiadores de calor y bombas, se clasifican como equipo principal de la planta (MPI). Cuando se empiece a crear el diagrama de flujo del proceso, es aconsejable aumentar el costo estimado de (MPI) entre 10 y 20% para futuras adiciones. Cuando el alcance del proceso esté bien definido, los costos de (MPI) se deben aumentar entre 1 y 10%.

Para cálculos del orden de magnitud, el costo del equipo entregado $(C_{EQ})_{DEL}$ es entre 1.1 y 1.25 veces el costo FOB, $(C_{EQ})_{FOB}$. Este factor puede estar en el punto bajo para compras nacionales y en el punto alto para importaciones. Los costos de instalación incluyen desempaque, montaje y conexión con los auxiliares o servicios generales existentes. El costo del equipo instalado $(C_{EQ})_{INST}$ varía según el tipo y el tamaño, pero en general, es entre 1.4 y 2.2 veces el costo del equipo entregado $(C_{EQ})_{DEL}$.

En los **métodos de un solo factor**, se concentran las diversas partidas de gasto en un factor, que se suele utilizar para multiplicar el costo total del equipo entregado $\Sigma(C_{EQ})_{DEL}$ para dar el costo del capital fijo de la planta, dentro de los límites de la batería

$$(C_{FC})_{BL} = f\Sigma(C_{EQ})_{DEL} \qquad (25\text{-}248)$$

Los valores típicos de los factores *f* individuales para costos de planta en límites de batería, para instalaciones de acero al carbono incluyendo los auxiliares, pero no el terreno, son:

Procesamiento de sólidos (S)	3.8
Procesamiento de sólidos y fluidos (S-F)	4.1
Procesamiento de fluidos (F)	4.8

TABLA 25-45 Código estándar para costos (alfanumérico)

A	Trabajo en el sitio y cimentación
B	Edificios (sin cimientos)
C	Estructuras y plataformas de acero (que no sean edificios)
D	Intercambiadores de calor
E	Torres de fraccionamiento
F	Tanques y tambores
G	Bombas y sus propulsores
H	Compresores y sopladores
J	Reactores y convertidores
K	Equipo para molienda, trituración y clasificación
L	Equipo para manejo de materiales
M	Calentadores a fuego directo
N	Catalizadores y productos químicos
O	Equipo de laboratorio
P	Tubería
Q	Instrumentos y controles
R	Instalación eléctrica
S	Aislamientos y pintura
T	Equipo para servicios (calderas, generadores, refrigeración)
U	Accesorios para planta y edificios (vías férreas, alambradas, etc.)
V	Equipo de laboratorio
W	Equipo de seguridad
X	Almacén de repuestos (refacciones)
100	Equipo y materiales entregados e instalados (A hasta X)
200	Impuestos sobre ventas y tenencia
300	Instalaciones temporales
320	Equipo, herramientas y suministros para construcción
340	Supervisión de la construcción
360	Gastos de la oficina en el sitio
380	Gastos de almacenamiento
400	Impuestos y cuotas sobre nóminas
500	Costos de ingeniería en oficina matriz
600	Costos de procuración
700	Ingenieros residentes
800	Pagos por regalías
900	Gastos administrativos indirectos y utilidades de ingeniería
950	Gastos administrativos, indirectos y utilidad del contratista

Por tanto, los factores varían según el tipo de procesamiento aunque las divisiones entre las clasificaciones no están bien definidas y se requiere cuidado para la selección del factor correcto.

Los **métodos de factores múltiples** incluyen la aportación a los costos de cada actividad determinada, que se pueden sumar para dar un factor global. Este factor se puede utilizar para multiplicar el costo total del equipo entregado $\Sigma(C_{EQ})_{DEL}$ para lograr una estimación de la inversión total en capital fijo para plantas totalmente nuevas o en límites de batería. Los costos se pueden dividir en cuatro grupos:

1. Costo de la planta dentro de los límites de la batería
2. Costo de los auxiliares
3. Costo de gastos de ingeniería y de campo
4. Costo de honorarios de contratista más las contingencias (imprevistos)

En la tabla 25-50 se dan los valores típicos de esos factores para instalaciones de acero al carbono, tomados de los datos de D. R. Woods (*Financial Decision Making in the Process Industry*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1975, p. 184). Los auxiliares y la preparación

TABLA 25-46 Gamas típicas de costos para preparar cálculos (Precios de 1976)*

	Costo del proyecto		
Tipo de cálculo	Menos de $1 millón. Miles de $	$1 a $5 millones. Miles de $	$5 a $50 millones. Miles de $
Cálculo para estudio	5-15	12-30	20-40
Cálculo preliminar (alcance o autorización)	15-35	30-60	50-90
Cálculo definitivo (control del proyecto)	25-60	60-120	100-230

*De A. Pikulik y H. E. Diaz, "Cost Estimating for Major Process Equipment", *Chem. Eng.*, **84**, 106-122 (octubre 10, 1977).

TABLA 25-47 I

Producto
Acero
Acetaldehído
Acetaldehído
Acetileno
Acetona
Acetona
Ácido acético
Ácido acrílico
Ácido adípico
Acrílicas, fibras
Acrilonitrilo
Alquilbenceno (lineal
Alumbre líquido
Alúmina
Aluminio
Aluminio, sulfato
Amoniaco (anhidro licuado)
Amonio, nitrato
Azúcar
Estireno
Estireno
Estireno
Jabón
Propileno, óxido
Propileno, óxido
Proteína
Pulpa ácida de sulfit
Resorcinol
Seudocumeno
Sodio
Sodio, carbonato (sosa)
Sodio, clorato
Sodio, hidróxido
Sorbitol

NOTA: Todos los cos

TABLA 25-48 I proceso

	In
Productos químicos e	
Negro de humo	
Explosivos	
Vidrio	
Fibras sintéticas	
Alimentos procesado	
Inorgánicos, pesados	
Metales no ferrosos	
Petróleo	
Productos farmacéuti	
Pigmentos, pinturas y	
Pulpa y papel	
Resinas y plásticos	
Caucho (hule)	
Jabón y detergentes	
Acero	
Azufre	
Promedio	

*Relación de capita

TABLA 25-47 Datos de costo de capital para plantas de proceso

Producto	Proceso	Tamaño, 1000 tons métricas/año	Costo aproximado, $ × 10⁶	Costo $/ton métrica anual	Gama de tamaño, 1000 tons métricas/año	Exponente, *n*
Acero	Integrado	500	767	1534	150–4000	0.65
Acetaldehído	Etanol	23	4.0	174		
Acetaldehído	Etileno	50	13.7	274	25–100	0.70
Acetileno	Gas natural o petroquímico	15	23.4	1560	2–150	0.70
Acetona	Isopropanol	25	23.4	936		
Acetona	Propileno	10	25	2500	2–50	0.45
Ácido acético	Metanol	10	77	7700	2–50	0.68
Ácido acrílico	Propileno; da subproducto metilacrilato	1.1	10.7	9730		
Ácido adípico		10	21.7	2170	5–50	0.53
Acrílicas, fibras		10	27.4	2740	4–20	0.69
Acrilonitrilo	Acetileno/HCN	100	107	1070	10–500	0.60
Alquilbenceno (lineal)		40	9.4	235	10–120	0.70
Alumbre líquido		10	3.0	300	7–350	0.71
Alúmina	Bauxita	200	124	620	100–400	0.66
Aluminio	Alúmina	50	177	3540	25–200	0.80
Aluminio, sulfato		50	6.0	120	10–500	0.71
Amoniaco (anhidro licuado)	Reformación de nafta por vapor	150	37	247	30–330	0.70
	Reformación de gas natural por vapor	150	30	200	30–330	0.70
	Oxidación parcial del gas natural	150	37	247	30–330	0.70
	Nafta	150	44	293	30–330	0.70
	Combustóleo	150	47	313	30–330	0.70
	Carbón	150	63	420	30–330	0.70
Amonio, nitrato	Amoniaco y ácido nítrico	100	9.4	94	15–300	0.65
Azúcar	Caña de azúcar. Trabaja 120 días/año	10	10.7	1070	6–30	0.41
Estireno	Aromáticos reformados	32	21.7	677		
Estireno	Benceno y etileno	100	35	350	20–400	0.67
Estireno	Etilbenceno	40	11.7	292		
Jabón		3	0.87	289	1.5–7	0.23
Propileno, óxido	Clorhidrina	40	14.4	358	25–60	0.90
Propileno, óxido	Propileno e isobutano Electroquímico	60	42.7	711		
		60	39	650		
Proteína	Concentrados parafínicos	60	33.4	556		
Pulpa ácida de sulfito	Blanqueada, con recuperación	50	66.7	1334	8–200	0.78
	Sin recuperación	50	60	1200	8–200	0.86
Resorcinol	Sulfonación	1.8	3.7	2040		
Seudocumeno	Separación por destilación	32	6.0	188		
Sodio		18	26.4	1463		
Sodio, carbonato (sosa)	Proceso Solvay	120	1.27	10.6	60–200	0.55
		360	130	361		
Sodio, clorato		30	16.7	556	15–60	0.66
Sodio, hidróxido	Electrólisis de salmuera	30	33.4	1110	3–300	0.38
Sorbitol	Miel de maíz	4.5	2.7	593		

NOTA: Todos los costos son para Estados Unidos con M & S = 1000 y suponen 330 días de trabajo por año.

TABLA 25-48 Relaciones de capital para industrias de proceso

Industria	Relación de capital,* 1958
Productos químicos en general	2.02
Negro de humo	3.98
Explosivos	1.64
Vidrio	1.46
Fibras sintéticas	3.44
Alimentos procesados	0.66
Inorgánicos, pesados	2.24
Metales no ferrosos	3.31
Petróleo	3.08
Productos farmacéuticos	0.92
Pigmentos, pinturas y tintas	1.04
Pulpa y papel	2.01
Resinas y plásticos	1.90
Caucho (hule)	1.04
Jabón y detergentes	0.69
Acero	2.78
Azufre	1.97
Promedio	2.01

*Relación de capital = (inversión en capital fijo)/(ingresos anuales por ventas).

del terreno se presentan, en la citada tabla, como factores del costo del equipo entregado; C. A. Miller [*Chem. Eng.*, **72**, 226-236 (septiembre 13, 1965)] expresa los costos de los auxiliares como factores del costo en el límite de la batería (BL). En la tabla 25-51 se presentan los factores determinados por Miller, que son más detallados que los de Woods.

Ejemplo 23 Calcúlese el costo instalado total de una planta, construida en terreno baldío, que produce un producto químico orgánico (proceso S-F), en forma continua. Se supone que el costo total del equipo entregado, $\Sigma(C_{FO})_{DEL}$ es de $1 millón y se utilizarán los factores correspondientes de la tabla 25-50.

Los valores calculados de las diversas aportaciones, según la tabla 25-52, dan una cifra estimada de $4 280 000 de inversión total en capital fijo, incluso un porcentaje para contingencias (imprevistos).

Un método de factores múltiples para el cálculo de prediseño ha sido propuesto por D. H. Allen y R. C. Page [*Chem. Eng.*, **82**, 142-150 (marzo 3, 1975)] para plantas tipo fluido (F) que incluyen procesamiento de vapor. Este método requiere el siguiente insumo de información:

1. Diagrama de flujo de la planta que indique los componentes y corrientes de proceso principales de la planta
2. Insumo total de corrientes de proceso por año
3. Condiciones extremas de temperatura y presiones, si las hay

TABLA 25-49 Exponentes típicos para costo del equipo según la capacidad

Equipo	Tamaño	Unidad	Costo aproximado, $000	Gama de tamaño	Exponente
Agitador, turbina, entrada superior, FOB	10 (7.5)	hp (kW)	7.0	2–30 (1.5–22.4)	0.45
Agitador, turbina, entrada superior, cerrado, FOB	10 (7.5)	hp (kW)	10.7	2–200 (1.5–150)	0.56
Soplador centrífugo, 4 psi (27.6 kPa), DEL, sin motor	10 (4.72)	10^3 sft^3/min (sm^3/s)	67	0.5–150 (0.24–71)	0.60
Quebradora de cono, FOB sin motor	100 (74.6)	hp (kW)	130	30–300 (22.4–224)	0.92
Quebradora de mandíbulas, FOB, sin motor	10 (7.5)	hp (kW)	34	1–60 (0.75–44.7)	0.65
Quebradora de mandíbulas, FOB sin motor	100 (74.6)	hp (kW)	284	60–400 (44.7–300)	0.81
Bomba centrífuga, C/S, FOB sin motor	10 (7.5)	hp (kW)	1.6	0.5–40 (0.37–30)	0.30
Bomba centrífuga, C/S, FOB sin motor	100 (74.6)	hp (kW)	4.4	40–400 (30–300)	0.67
Transportador de banda, C/S, FOB sin motor	100 (9.3)	ft^2 (m^2)	6.7	60–200 (5.6–18.6)	0.50
Transportador de sinfín, C/S, DEL, sin motor	70 (540)	ft × m diámetro (m × mm diámetro)	10	50–100 (390–780)	0.46
Centrífuga, automática por cargas, horizontal, C/S, FOB	20 (1.86)	Área filtro, ft^2, (m^2)	100	7–80 (0.65–7.43)	0.65
Compresor reciprocante, menos de 1000 psi, FOB con motor	300 (224)	hp (kW)	133	1–20000 (0.75–1490)	0.84
Cristalizador, circulación forzada, C/S, FOB	100 (91)	ton/día (TM/día)	283	10–1000 (9.1–970)	0.59
Secador de tambor, C/S, FOB, sin motor	100 (9.3)	ft^2 (m^2)	73	10–400 (0.9–37)	0.52
Secador por vacío, bandejas, C/S, FOB, sin bandejas ni equipo de vacío	100 (9.3)	ft^2 (m^2)	17	15–1000 (1.4–93)	0.56
Colector de polvo, tela, agitador, FOB, con motor	10^4 (4.7)	sft^3/min (m^3/s)	17	10^3–5 × 10^4 (0.47–23.6)	0.79
Colector de polvo, ciclones múltiples, FOB	10^4 (4.7)	sft^3/min (m^3/s)	7	10^3–1.5 × 10^5 (0.47–70.8)	0.66
	10^4 (4.7)	ft^3/min at 40°C	77	10^3–8 × 10^4 (0.47–73.8)	0.39
Precipitador electrostático, FOB	2 × 10^5 (94)	(m^3/s)	383	8 × 10^4–10^6 (37.8–472)	0.81
Eyector, una etapa, vapor a 100 psig, FOB	3 (10^{-4})	lb/h (aire/mm Hg absolutos)	2.7	0.2–30 (6.8 × 10^{-4}–0.1)	0.50
Eyector, dos etapas, FOB, con condensador y tubos	1 (3.4 × 10^{-3})	[kg/h/(N/m^2)]	6.3	0.2–10 (6.8 × 10^{-4}–3.4 × 10^{-2})	0.43
Eyector, etapas múltiples, FOB, con condensador y tubos	10 (3.4 × 10^{-2})	[kg/h/(N/m^2)]	16.7	0.2–100 (6.8 × 10^{-4}–0.34)	0.26
Filtro de hojas, vertical, presión, C/S, DEL	100 (9.3)	ft^2 (m^2)	17	30–1500 (2.8–140)	0.57
Filtro, placa y marco, C/S, DEL	100 (9.3)	ft^2 (m^2)	5.7	10–1000 (0.9–93)	0.55
Filtro, tambor rotatorio al vacío, C/S, FOB con motor	100 (9.3)	ft^2 (m^2)	63.3	10–1500 (0.9–140)	0.48
Intercambiador de calor, casco y tubos, cabeza flotante, C/S, DEL; tubo fijo × 0.85, tubo en U × 0.87, cazo × 1.35	1000 (9.3)	ft^2 (m^2)	21.7	20–20,000 (1.9–1860)	0.59
Intercambiador de calor, tornillo térmico, C/S, FOB, sin motor	100 (9.3)	ft (m^2)	33	10–400 (0.9–37)	0.78
Marmita con camisa, forro de vidrio, FOB	100 (0.38)	U.S. gal (m^3)	53	50–1000 (0.2–3.8)	0.48
Motores, ca, inducción, rotor devanado, TEFC, FOB	10 (7.5)	hp (kW)	12.3	10–25 (7.5–18.6)	0.56
Motores, ca, inducción, rotor devanado, TEFC, FOB	70 (52)	hp (kW)	19.3	25–200 (18.6–149)	0.77
Tubo, tramo recto típico, C/S, FOB, $/ft					
Instalado: $/ft × 6 a 7	6 (152)	Diámetro nominal, in, (mm)	0.0093	1–24 (25–610)	1.33
Red compleja, FOB $/ft × 2 Instalada $/ft × 13					
Recipiente a presión, tambor horizontal (150 psig), C/S	1000 (3.8)	U.S. gal (m^3)	6.3	100–80000 (0.4–302)	0.62
Reactores con camisa, con mezclador, FOB	100 (0.38)	U.S. gal (m^3)	9.3	10–4000 (0.04–15.1)	0.53
Unidad de refrigeración mecánica, INST	100 (351.7)	U.S. tons (kW)	133	10–1000 (35.2–3520)	0.73
Tamiz vibratorio, una mesa, DEL, con motor	500 (46)	ft^2 (m^2)	10	150–700 (14–65)	0.62
Chimenea, acero al carbono (C/S)	.....	ft (m)	—	20–150 (6.1–45.7)	1.00
Tanque atm., cilíndrico, horizontal, C/S, FOB	1000 (3.8)	U.S. gal (m^3)	4.7	100–40000 (0.4–151)	0.57
Cilíndrico vertical, C/S, FOB	1000 (3.8)	U.S. gal (m^3)	3.3	100–20000 (0.4–76)	0.30
Vertical, agitado, C/S, FOB con motor	1000 (3.8)	U.S. gal (m^3)	15	70–1500 (0.26–5.7)	0.57
Vertical con camisa, C/S, FOB	1000 (3.8)	U.S. gal (m^3)	12.3	100–20000 (0.4–76)	0.50
Torres de destilación y componentes, INST	4000 (bandejas)	$\left(\frac{\text{carga, lb/año}}{10^6}\right)^{0.65}$	3300	300–30000	1.00

TABLA 25-50 F

P
Equipo, entregado
Instalado
Tubería
Cimientos de acero est
Instalación eléctrica
Instrumentos
Edificio y servicios en
Excavación y prepara
Auxiliares
Total planta física
Gastos de campo
Ingeniería
Costos directos de
Honorarios, gastos ind
Contingencias (impre
C_{FC}: inversión tota

TABLA 25-51 I

Erección en el campo básico
Cimientos y soporte rales para el equip
Tubería, incluso du aislamiento
Aislamiento sólo d
Aislamiento sólo d

TABLA 25-50 Factores para convertir los costos del equipo entregado a inversión en capital fijo

Partidas	Plantas nuevas			Instalaciones en límites de batería			Exponente
	Procesamiento de sólidos	Procesamiento de sólidos y fluidos	Procesamiento de fluidos	Procesamiento de sólidos	Procesamiento de sólidos y fluidos	Procesamiento de fluidos	
Equipo, entregado	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	
Instalado	0.19–1.23	0.39–0.43	0.76	0.45	0.39	0.27–0.47	0.60
Tubería	0.07–0.23	0.30–9.39	0.33	0.16	0.31	0.66–1.20	
Cimientos de acero estructural, concreto reforzado			0.28			0 –0.13	0.92
Instalación eléctrica	0.13–0.25	0.08–0.17	0.09	0.10	0.10	0.09–0.11	0.65
Instrumentos	0.03–0.12	0.13	0.13	0.09	0.13		0.81
Edificio y servicios en límites de batería	0.33–0.50	0.26–0.35	0.45	0.25	0.39	0.18–0.34	0.30
Excavación y preparación del sitio	0.08–0.18	0.08–0.22	....	0.13	0.10	0.10	
Auxiliares	0.14–0.30	0.48–0.55	Incluidos arriba	0.40	0.55	0.70	0.67
Total planta física	2.37	2.97	3.04	2.58	2.97	3.50	0.50
Gastos de campo	0.10–0.12	0.35–0.43	....	0.39	0.34	0.41	0.46
Ingeniería	....	0.35–0.43	0.41	0.33	0.32	0.33	
Costos directos de planta	2.48	3.73	3.45	3.30	3.63	4.24	0.65
Honorarios, gastos indirectos y utilidad de contratista	0.30–0.33	0.09–0.17	0.17	0.17	0.18	0.21	
Contingencias (imprevistos)	0.26	0.39	0.36	0.34	0.36	0.42	0.84
C_{FC}: inversión total en capital fijo	3.06	4.27	3.98	3.81	4.17	4.87	

TABLA 25-51 Método de factores de Miller (basado en costos de equipo entregado = 100)*

		Costos en límites de batería (rango de factores en porcentaje del equipo básico); costo unitario promedio del equipo principal (MPI)						
		Menos de $3 000	$3 000 a $5 000	$5 000 a $7 000	$7 000 a $10 000	$10 000 a $13 000	$13 000 a $17 000	Más de $17 000
Erección en el campo del equipo básico	Alto porcentaje de equipo requiere mucha mano de obra	23/18	21/17	19.5/16	18.5/15	17.5/14.2	16.5/13.5	15.5/13
	Equipo promedio (acero dulce)	18/12.5	17/11.5	16/10.8	15/10	14.2/9.2	13.5/8.5	13/8
	Alto porcentaje de materiales contra corrosión y otro equipo de alto costo unitario que requiere poca erección en el campo	12.5/7.5	11.5/6.7	10.8/6	10/5.5	9.2/5.2	8.5/5	8/4.8
Cimientos y soportes estructurales para el equipo	Alto predominio de compresores o equipo de acero dulce que requieren cimientos fuertes			17/12	15/10	14/9	12/8	10.5/6
	Promedio para equipo fabricado de acero dulce, parasólidos			12.5/7	11/6	9.5/5	8/4	7/3
	Promedio para predominio de equipo fabricado de aleación y otro costo unitario alto	7/3	8/3	8.5/3	7.5/3	6.5/2.5	5.5/2	4.5/1.5
	Equipo de poca altura, más o menos sobre el piso	5/0	4/0	3/0	2.5/0	2/0	1.5/0	1/0
	Piloteo o excavación en roca	Aumentar valores anteriores entre 25 y 100%						
Tubería, incluso ductos sin incluir aislamiento	Alto: gases y líquidos, petroquímicos, plantas con muchos ductos	105/65	90/58	80/48	70/40	58/34	50/30	42/25
	Promedio para plantas químicas: líquidos, electrolíticas	65/33	58/27	48/22	40/16	34/12	30/10	25/9
	Líquidos y sólidos	33/13	27/10	22/8	16/6	12/5	10/4	9/3
	Bajo: sólidos	13/5	10/4	8/3	6/2	5/1	4/0	3/0
Aislamiento sólo del equipo	Muy alto: mucho equipo de acero dulce que requiere aislamiento y temperaturas muy bajas	13/10	11.5/8.5	10/7.4	9/6.2	7.8/5.3	6.8/4.5	5.8/3.5
	Alto: mucho equipo que requiere aislamiento y altas temperaturas (petroquímicos)	10.3/7.5	9/6.3	7.8/5.2	6.7/4.2	5.7/3.4	4.7/3.8	4.8/2.5
	Promedio para plantas químicas	7.8/3.4	6.5/2.6	5.5/2.1	4.5/1.7	3.6/1.4	2.9/1.1	2.2/.8
	Bajo	3.5/0	2.7/0	2.2/0	1.8/0	1.5/0	1.2/0	1/0
Aislamiento sólo de tuberías	Muy alto: mucha tubería de acero dulce que requiere aislamiento y temperaturas muy bajas	22/16	19/13	16/11	14/9	12/7	9/5	6/3.5
	Alto: mucha tubería que requiere aislamiento y temperaturas altas (petroquímicos)	18/14	15/12	13/10	11/8	9/6	7/4	4.5/2.5
	Promedio para plantas químicas	16/12	14/10	12/8				
	Bajo	14/8	12/6	10/5				

TABLA 25-51 Método de factores de Miller (basado en costos de equipo entregado = 100)* (*Continúa*)

		Costos en límite de batería (rango de factores en porcentaje del equipo básico); costo unitario promedio del equipo principal (MPI)						
		Menos de $3 000	$3 000 a $5 000	$5 000 a $7 000	$7 000 a $10 000	$10 000 a $13 000	$13 000 a $17 000	Más de $17 000
Toda la instalación eléctrica excepto iluminación de edificios e instrumentos	Plantas electrolíticas, incluso equipo de rectificación		55/42	50/38	45/33	40/30	35/26	
	Plantas con equipo de acero dulce, máquinas grandes, para sólidos	26/17	22.5/15	19.5/12.5	17/10	14/8.5	12/7	10/6
	Plantas con equipo de aleación o alto costo unitario; químicas y petroquímicas	18/9.5	15.5/8.5	13/6.5	11/5.5	9/4.5	7.3/3.5	6/2.5
Instrumentos **	Muchos instrumentos, tableros centrales de control; petroquímicos		58/31	46/24	37/18	29/13	23/10	18/7
	Plantas para diversos productos		32/13	26/10	20/7	15/5	11/3	8/2
	Pocos instrumentos; para sólidos		21/9	17/7	13/5	10/3	7/2	5/1
Diversos, incluso preparación del sitio, pintura y otros conceptos no incluidos antes	Límite superior: procesos grandes y complicados; límite inferior, procesos sencillos y pequeños	Rango para todos los valores de equipo básico es de 6 a 1%						

Evaluación de edificio cuando la mayor parte de las unidades de proceso están dentro de edificios

Edificios: arquitectura y estructura; excluye servicios a edificios†

	Alto, acero y ladrillo	Mediano	Económico	Evaluación
Calidad de construcción:	+4	+2	0	

	Equipo de costo unitario muy alto	Casi todo acero de aleación	Materiales mixtos	Acero al carbono, costoso
Tipo de equipo	–3	–2	–1	0

	Muy alto	Intermedio	Intemperie
Presiones de funcionamiento	–2	–1	0

costo del equipo — Clases de edificios = suma algebraica

Costo unitario promedio de MPI

Clase de edificio	Menos de $3 000	$3 000 a $5 000	$5 000 A $7 000	$7 000 a $10 000	$10 000 a $13 000	$13 000 a $17 000	Más de $17 000
Costo del proceso	+2	92/68	82/61	74/56	67/49	59/44	52/39	46/33
Unidades dentro del edificio	+1 a –1	72/49	62/43	56/38	51/33	45/29	41/26	36/21
	–2	50/37	44/33	40/29	35/25	30/21	27/18	23/15

Servicios para edificios‡	Alto	Normal	Bajo
Aire comprimido, sólo servicio general	4	1½	0.5
Iluminación	18	9	5
Rociadores	10	6	3
Plomería en general	20	12	3
Calefacción	25	16	8
Ventilación			
Sin aire acondicionado	18	8	0
Con aire acondicionado	45	35	25
Promedio general total§	85	55	20

Los factores anteriores se aplican a los conceptos clasificados como servicios para edificios. No incluyen: 1) servicios fuera del edificio como subestaciones, alcantarillado y tubos externos para agua, que se consideran como fuera del límite de batería y fuera del edificio y 2) servicios para procesos.

*Cortesía de C.A. Miller de Canadian Industries, Inc., y de American Association of Cost Engineers.

NOTA: El costo unitario promedio del equipo principal es el costo total de MPI dividido entre el número total de unidades. Las cifras incluyen hasta 3% para alumbrado exterior BL, que no está incluido en servicios para edificios.

**El costo total de instrumentos no varía mucho según su tamaño y no es fácil calcularlo como porcentaje del equipo básico. Esto ocurre en especial en sistemas de destilación. Si hay duda, se deben hacer cálculos detallados.

†Cuando se conocen las especificaciones y dimensiones del edificio, se recomienda calcular el costo rápido de la construcción, en especial si los edificios son parte importante del costo. Si no se puede hacer un cálculo separado, hay que evaluar los edificios como se indica antes de seleccionar los factores.

‡Los siguientes factores son sólo para edificios de proceso en límites de batería y se expresan como porcentaje de costos de arquitectura e ingeniería. No están en relación con el costo del equipo básico.

§Los totales dan los rangos (gamas) para el tipo de edificio en cuestión y son útiles cuando no se conocen los requisitos de servicios individuales. Los promedios generales no son la suma de cada columna.

TABLA 25-52 C
la tabla 25-50

Componentes (planta
dos y fluidos)

Equipo entregado
Instalado
Tubería
Instalación eléctrica
Instrumentos
Edificio y servicios en
Excavación y preparac
Auxiliares
Total planta física

Gastos de campo
Ingeniería
Costos directos de l

Honorarios, gastos indi
contratista
Contingencias (impre
Inversión total en ca

4. Materiales d
de la planta
5. Fases de oper
6. Expectativa d
tos, inusitadamente

Con un procedim
entrada, varias ecua
del equipo entregad
de inversión en una
división de $\Sigma(C_{EQ})_t$
promedio 21%). El
de –20% a +25%, p
ocho plantas en alg

Método de factor obra Estos métod
a los descritos, se c
mano de obra. Por e
eficiencia y costos c
Bauman (*Fundame*

TABLA 25-53 F
riales y mano d

Equipo entregado
Instalación
Instrumentos instalad
Tubería
Cimientos y acero
Aislamiento y pintur
Instalación eléctrica
Edificio en límites de
Preparación del sitio
Auxiliares

Costo de planta física

Ingeniería y oficina
Gastos de campo

Costo directo de la pl

Honorarios de contra
Contingencias (impr

Costo de capital fijo

*Basado en datos d
Chemical Industry, V
po de acero al carbon

TABLA 25-52 Cálculo con el empleo de los factores de la tabla 25-50

Componentes (planta nueva, para sólidos y fluidos)	Factor supuesto	Costo, $	Porcentaje del total
Equipo entregado	1.00	1 000 000	23.4
Instalado	0.41	410 000	9.6
Tubería	0.34	340 000	8.0
Instalación eléctrica	0.13	130 000	3.0
Instrumentos	0.13	130 000	3.0
Edificio y servicios en límite de batería	0.30	300 000	7.0
Excavación y preparación del sitio	0.15	150 000	3.5
Auxiliares	0.52	520 000	12.2
Total planta física	2.98	2 980 000	69.7
Gastos de campo	0.39	390 000	9.1
Ingeniería	0.39	390 000	9.1
Costos directos de la planta	3.76	3 760 000	87.9
Honorarios, gastos indirectos, utilidad de contratista	0.13	130 000	3.0
Contingencias (imprevistos)	0.39	390 000	9.1
Inversión total en capital fijo	4.28	4 280 000	100.0

4. Materiales de construcción para los componentes principales de la planta
5. Fases de operación de cada componente principal
6. Expectativa de cualesquiera costos iniciales, directos o indirectos, inusitadamente altos o bajos.

Con un procedimiento de 12 pasos que incluyen la información de entrada, varias ecuaciones, gráficas y tablas, se calcula el costo total del equipo entregado $\Sigma(C_{EQ})_{DEL}$. Después, se convierte en un cálculo de inversión en una planta que incluye compra de terreno mediante la división de $\Sigma(C_{EQ})_{DEL}$ entre un solo factor, que va de 15 a 30% (valor promedio 21%). El método es rápido y se dice que tiene una exactitud de −20% a +25%, pero sólo se ha probado con el empleo de datos de ocho plantas en algunas publicaciones.

Método de factores múltiples que separan materiales y mano de obra Estos métodos se utilizan cada vez más. Aunque son similares a los descritos, se consideran por separado los costos de materiales y mano de obra. Por ello, es posible tener en cuenta las variaciones en la eficiencia y costos de mano de obra en diferentes zonas o países. H. C. Bauman (*Fundamentals of Cost Engineering in the Chemical Industry*, Van Nostrand Reinhold, New York, 1964, p. 295) segrega casi todos los datos de la tabla 25-50 en componentes de materiales y mano de obra y expone los datos como rangos y medianas del porcentaje de la inversión total en capital fijo. Los datos de Bauman se han convertido a factores del costo del equipo entregado para una planta construida en terreno baldío (Tabla 25-53).

TABLA 25-53 Factores típicos con separación de materiales y mano de obra *

	Factor total	Factor de materiales	Factor de mano de obra
Equipo entregado	1.00		
Instalación	0.09		0.09
Instrumentos instalados	0.13	0.09	0.04
Tubería	0.29	0.155	0.135
Cimientos y acero	0.18	0.08	0.10
Aislamiento y pintura	0.11	0.025	0.085
Instalación eléctrica	0.18	0.06	0.12
Edificio en límites de batería	0.21	0.13	0.08
Preparación del sitio	0.08		
Auxiliares	0.55		
Costo de planta física	2.82		
Ingeniería y oficina matriz	0.31	0.01	0.30
Gastos de campo	0.43	0.30	0.13
Costo directo de la planta	3.56		
Honorarios de contratista	0.17		
Contingencias (imprevistos)	0.39		
Costo de capital fijo	4.12		

*Basado en datos de H. C. Bauman, *Fundamentals of Cost Engineering in the Chemical Industry*, Van Nostrand Reinhold, New York, 1964, p. 295, para equipo de acero al carbono.

TABLA 25-54 Factores de ubicación para plantas de productos químicos con funciones similares (valores de 1977)

Ubicación	Factor (Gran Bretaña = 1.0)	Factor (Estados Unidos = 1.0)
África Central	2.0	2.0
África del Norte: elemento importado	1.2	1.1
elemento nativo	0.8	0.75
América Central	1.1	1.0
América del Sur, parte norte	1.5	1.35
América del Sur, parte sur	2.5	2.25
Australia	1.4	1.3
Austria	1.1	1.0
Bélgica	1.1	1.0
Canadá	1.25	1.15
China: elemento importado	1.2	1.1
elemento nativo	0.6	0.55
Dinamarca	1.1	1.0
España: elemento importado	1.3	1.2
elemento nativo	0.8	0.75
Estados Unidos	1.1	1.0
Finlandia	1.3	1.2
Francia	1.05	0.95
Gran Bretaña	1.0	0.9
Grecia	1.0	0.9
Holanda	1.1	1.0
India: elemento importado	2.0	1.8
elemento nativo	0.7	0.65
Irlanda	0.9	0.8
Italia	1.0	0.9
Japón	1.0	0.9
Malasia	0.9	0.8
Medio Oriente	1.2	1.1
Noruega	1.2	1.1
Nueva Zelandia	1.4	1.3
Portugal	0.8	0.75
Rep. Federal Alemana	1.1	1.0
Sudáfrica	1.25	1.15
Suecia	1.2	1.1
Suiza	1.2	1.1
Terranova	1.3	1.2
Turquía	1.1	1.0
Yugoslavia	1.0	0.9

NOTAS:
1. Aumentar un factor de 10% por cada 1000 millas o fracción desde la planta nueva hasta un centro importante de manufactura o importaciones o ambos.
2. Cuando los materiales, la mano de obra o ambos de obtienen en más de una sola fuente, prorratear los factores correspondientes.
3. No se han tenido en cuenta los incentivos a la inversión.

A. V. Bridgwater [*Chem. Eng.*, **86**, 119-121 (noviembre 5, 1979)] presentó un estudio de las variaciones en los costos de capital según la zona geográfica. Mencionó que, debido a las condiciones del comercio y la competencia, los costos del equipo básico no tienen variaciones importantes en los países industrializados occidentales. Las principales diferencias en los costos de construcción en diversos países se deben a variaciones en los costos y productividad de la mano de obra, el empleo de equipo especial y diversos factores locales. En la tabla 25-54 se presentan factores por ubicación para la construcción de plantas de productos químicos con funciones similares en diversos países (valores de 1977). Bridgwater corrigió los factores por las variaciones locales en costos y eficiencia de mano de obra y los convirtió a un valor promedio del tipo o tasa de cambio.

Métodos de factores con el sistema modular Se utilizan para calcular el costo de las principales unidades del equipo y los han preparado diversos autores. Uno de los más completos es el expuesto por K. M. Guthrie [*Chem. Eng.*, **76**, 114-142, (marzo 24, 1969)]. En la tabla 25-55 se presentan los factores promedios para los componentes principales basados en el costo $(C_{EQ})_{FOB}$ para componen-

TABLA 25-55 Factores para partidas individuales*

Componentes	Hornos	Intercambiadores de calor: Casco y tubos	Intercambiadores de calor: Enfriados por aire	Recipientes: Verticales	Recipientes: Horizontales	Bomba y propulsor	Compresor y propulsor	Tanques
Equipo FOB	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Tuberías	0.18	0.46	0.18	0.61	0.42	0.30	0.21	
Concreto	0.10	0.05	0.02	0.10	0.06	0.04	0.12	
Acero	....	0.03	....	0.08				
Instrumentos	0.04	0.10	0.05	0.12	0.06	0.03	0.08	
Instalación eléctrica	0.02	0.02	0.12	0.05	0.05	0.31	0.16	
Aislamiento	....	0.05	....	0.08	0.05	0.03	0.03	
Pintura	....	....	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	
Total de materiales = M	1.34	1.71	1.38	2.05	1.65	1.72	1.61	1.20
Erección y colocación (L)	0.30	0.63	0.38	0.95	0.59	0.70	0.58	0.13
X, excepto preparación del sitio y auxiliares ($M + L$)	1.64	2.34	1.76	3.00	2.24	2.42	2.19	1.33
Fletes, seguros, impuestos, ingeniería, oficina matriz, construcción	....	0.08	....	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08
Gastos indirectos o de campo	0.60	0.95	0.70	1.12	0.92	0.97	0.97	
Factor total del módulo	2.24	3.37	2.46	4.20	3.24	3.47	3.24	1.41

*De K. M. Guthrie, *Chem. Eng.*, **76,** 114-142 (marzo 24, 1969). Basados en costo de equipo FOB = 100 (acero al carbono).

tes de acero al carbono. Al costo FOB del componente se agrega, por medio de factores, el costo total de materiales para completar el módulo M. Los costos L de erección e instalación se suman como factor o se calculan con la relación de costo L/M para dar $M + L = X$, que es el costo directo del módulo. Los costos indirectos como fletes, impuestos, seguros, ingeniería y gastos de campo se suman a $(M + L)$ para dar el costo total del módulo, el cual no incluye contingencias, honorarios de contratistas, servicios auxiliares, preparación del sitio, terrenos y edificios industriales, que se tendrán que agregar en su caso. Los factores de la tabla 25-55 se basaron en los precios a mediados de 1968 para una planta en la zona del Golfo de México en Estados Unidos.

A. Pikulik y H. E. Diaz [*Chem. Eng.*, **84,** 106-122 (octubre 10, 1977)] presentaron un método de gráficas para calcular el costo de fabricación de columnas de destilación y recipientes de presión, tanques de almacenamiento, calentadores con fuego directo, bombas y unidades motrices, compresores y sus unidades motrices, y el equipo para vacío.

Cálculo de las tuberías El costo de fabricación e instalación de las tuberías en una planta de proceso parece ser entre 18 y 61% del costo FOB del equipo, como se indica en la tabla 25-55. Esto representaría alrededor de 7 a 15% del costo de la planta instalada y es una partida importante. Los métodos disponibles para cálculo de las tuberías son:

1. Precios detallados según los planos de tubería
2. Método de Guthrie
3. Método N de Dickson
4. Precio por peso de tipos específicos de tubería
5. Cálculo de precio por costo por unión
6. Precio como factor del costo del equipo
7. Precio como factor del costo total instalado de la planta

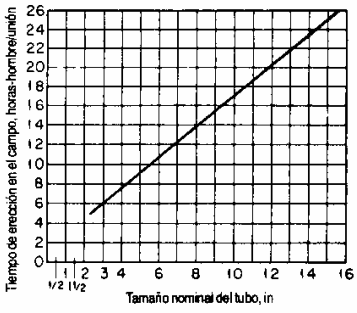


FIG. 25-42 Horas de mano de obra requeridas para erigir grandes cantidades de tubo mecánico de acero y de baja aleación.

Los primeros cinco métodos sólo se pueden aplicar después de un riguroso análisis de los circuitos y cuando se tienen planos de instalación e isométricos o maquetas de la tubería para el cálculo por cantidad (por ejemplo, tamaño, longitud y especificaciones de la tubería, número de bridas y válvulas, etc.)

El método de Guthrie [K. M. Guthrie, *Chem. Eng.*, **76,** 201-216 (abril 14, 1969)] es a base de gráficas y emplea costos promedio de mediados de 1968 para una planta en la zona del Golfo de México en Estados Unidos.

El método N de Dickson [R. A. Dickson, *Chem. Eng.*, **54,** 121-123 (noviembre 1947)] es una variante del método de cálculo por cantidad. Se determina el precio total de diversos circuitos de cada tipo de tubería para un tamaño base. En otra gráfica se presenta un factor N para otros tamaños de tubería. Al multiplicar el costo del circuito con el tamaño base por el factor N aplicable, se tiene el costo estimado del nuevo circuito del tamaño de tubería deseado. El método depende, para su exactitud, de volver a aplicar nuevos precios en forma periódica a los circuitos del tamaño base para que las gráficas básicas estén actualizadas.

El cálculo por peso requiere calcular todas las cantidades, incluso los pesos y datos completos de los costos anteriores sobre la misma base. Su única ventaja es el tiempo que se ahorra en los cálculos detallados del costo de los componentes de la tubería.

El cálculo por costo por unión depende de la disponibilidad de datos previos, analizados y correlacionados para su empleo. La ventaja de este método es que se pueden utilizar diagramas de flujo de ingeniería para el cálculo.

TABLA 25-56 Componentes del costo total instalado de la tubería

Material	Tubos, válvulas, accesorios, tuercas, tornillos, juntas y soportes
Mano de obra	Cortar, erigir, alinear, ajustar, atornillar, soldar o roscar, probar
Costos indirectos	Manejo y acarreo, almacenar, andamios, tiempo perdido, herramientas y alquileres, gastos indirectos y utilidad del contratista
Factores aplicables a la mano de obra	Salario por especialidad, productividad, altura y complejidad
Mano de obra especializada para erección de tubería	Tuberos, peones, carpinteros, almacenistas, choferes y ayudantes, ingenieros de operaciones

En la figura 25-42 aparece un trazo del número de horas de mano de obra para instalación por unión en el campo en contra del tamaño nominal de tubo mecánico de acero al carbono y de baja aleación. La unidad de medición del trabajo en este método es la unión de tubo y se requieren dos uniones para acoplamientos y válvulas, tres para las "tes", etc., ya que la casi totalidad de las horas de mano de obra para la instalación de tubería se dedican a hacer conexiones. Los costos adicionales de manejo, suspensión y colocación de los tramos de tubería en su lugar están incluidos en la gráfica.

En la figura 25-42 sólo se dan horas de mano de obra. Los costos de material se deben obtener con el cálculo por cantidad a partir de planos en que aparezcan todas las conexiones para válvulas e instrumentos. Para calcular los tramos y accesorios de la tubería se consultan los planos y elevaciones para el equipo. Esta gráfica se puede actualizar con el empleo de costos reales para un trabajo específico, en cuyo caso el costo de mano de obra por unión es el total e incluye todos los factores aplicables a la mano de obra de la tabla 25-56. Debe ser posible el análisis de datos estadísticamente uniformes de cierto número de trabajos terminados a fin de determinar el valor de cada factor para proyectos en diversos lugares.

Los métodos 6 y 7 son más sencillos y en ellos se emplean factores para calcular los costos de tubería cuando no se tienen diagramas de flujo ni planos detallados de tubería. En las tablas 25-50, 25-51, 25-53 y 25-55 se incluyen valores típicos de factores para tubería basados en el costo total del equipo, detallado o FOB, según se indique en la tabla en particular. Estos métodos requieren buen criterio para seleccionar el factor apropiado, con base en la experiencia lograda al comparar costos de tubería con los de plantas de proceso similares existentes.

E. S. Sokullu [*Chem. Eng.*, **76**, 148-150, (febrero 10, 1969)] describió un método aproximado para calcular el factor de tubería como porcentaje del costo total entregado de los componentes principales del equipo, sin incluir instrumentos y equipo eléctrico, en la forma de:

$$f_P = 11\phi_P^{1.6} \qquad (25\text{-}249)$$

en donde ϕ_P = (número real de tubos en el diagrama de flujo)/(número de componentes mayores del equipo).

El método por unidades o componentes del equipo parecería lograr más exactitud que los ya descritos, en particular en procesos no conocidos. Requiere la acumulación de los costos de tuberías para diversos tamaños del equipo principal, como bombas, intercambiadores de calor, evaporadores, tanques y columnas. Se supone que los diseños de tubería para un equipo específico son similares en casi todos los proyectos. El análisis estadístico de esos datos indica buena concordancia con los métodos detallados de precios por cantidad de material. Como en la mayor parte de los procesos la longitud de la tubería utilizada es una pequeña proporción del costo total de la tubería, la suposición de una longitud promedio de tubería por equipo principal, con base en los costos reales de trabajos anteriores, permitirá suficiente exactitud. La corrección por las escalaciones en los costos se puede efectuar mediante un solo índice de costos, al contrario de lo que ocurre con los métodos 1 a 5.

La mayor parte de los métodos de factores para los cálculos antes descritos, con excepción del método de Allen y Page (*loc. cit.*), hacen que se calculen costos basados en equipo o instalaciones de acero al carbono. En la tabla 25-57 se presentan factores típicos para convertir costos de acero al carbono a los equivalentes de acero de aleación en algunos equipos. (Está adaptada de *A New Guide to Capital Cost Estimating*, Institution of Chemical Engineers, Rugby, England, 1977, p. 18.)

Cálculo de instalación eléctrica e instrumentos Estos costos suelen ser de 4 a 10% del costo total instalado de la planta, con un valor de la mediana de alrededor de 7.5%. Igual que en los cálculos de tubería, el diseño del proceso debe estar terminado antes de poder preparar planos y especificaciones detallados para fines de cálculos. Sin embargo, los costos reales de la instalación eléctrica pueden ser hasta 100% mayores que los costos calculados y es importante mantener el rango de exactitud dentro de límites razonables.

TABLA 25-57 Factores típicos para convertir costo de acero al carbono a costo equivalente de acero de aleación

Material	Bombas, etc.	Otro equipo
Todo en acero al carbono	1.00	1.00
Acero inoxidable, tipo 410	1.43	2.00
Acero inoxidable, tipo 304	1.82	2.50
Acero inoxidable, tipo 316	2.00	2.86
Acero inoxidable, tipo 310	2.00	3.33
Acero forrado con caucho	1.43	1.25
Bronce	1.54	
Monel	3.33	

Material	Intercambiadores de calor
Casco y tubos de acero al carbono	1.00
Casco de acero al carbono, tubos de aluminio	1.25
Casco de acero al carbono, tubos de Monel	2.08
Casco de acero al carbono, tubos de inoxidable 304	1.67
Casco y tubos de acero inoxidable 304	2.86

Durante las etapas de diseño, los cambios frecuentes en el tipo y tamaños del equipo demoran el establecimiento de los requisitos de electricidad. Por ello, es muy difícil obtener un cálculo detallado de la parte eléctrica del proyecto. Para cálculos de orden de magnitud y para estudio se puede utilizar un factor entre 4 a 10% del costo instalado total de la planta. Sin embargo, en los cálculos para aprobación del presupuesto o preliminares que requieren una exactitud con aproximación del 5%, se necesitan métodos más precisos.

Los métodos disponibles para los cálculos de la instalación eléctrica son:

1. Cantidad detallada de materiales
2. Costo por factores como porcentaje del costo total instalado de una planta específica
3. Precios unitarios

El método por cantidad detallada de materiales rara vez se puede utilizar. Si se tienen planos detallados, se pueden calcular los costos con los precios de materiales y componentes en los catálogos de los proveedores o, para equipos especiales, mediante cotizaciones. Existen manuales que indican las horas de mano de obra requeridas usualmente para efectuar unidades del trabajo de instalación, como las instalaciones de interruptores, arrancadores, motores, alambrado de conduits e interruptores de botones de diversos tamaños, para zonas peligrosas y no peligrosas. Los salarios de mano de obra en la zona se pueden encontrar en las publicaciones estadísticas. En Estados Unidos, National Electrical Contractors Association publica un manual detallado de los costos de equipo e instalaciones eléctricas. A partir de los planos y especificaciones completos, el calculista puede conocer los materiales, calcular el costo de mano de obra, aplicar los factores correspondientes de eficiencia y productividad de la mano de obra y para las condiciones locales y obtener buenos resultados.

El cálculo con factores, si está basado en datos reales probados, da buenos resultados y a menudo es adecuado en la etapa de los cálculos preliminares. Es esencial acopiar datos, de experiencias pasadas, que indiquen los costos eléctricos reales: 1) como porcentaje del costo total instalado de la planta y 2) como porcentaje de los costos del equipo instalado. H. C. Bauman en estudios de instalaciones eléctricas de más de 100 plantas (*Fundamentals of Cost Engineering in the Chemical Industry*, Van Nostrand Reinhold, New York, 1964, p. 134) mencionó

TABLA 25-58 Instalación eléctrica e instrumentos como porcentaje del costo total instalado de la planta

	Instalación eléctrica (proceso y servicio)		Instrumentos	
Tipo de planta	Rango, %	Mediana	Rango, %	Mediana, %
Para sólidos	3.7–10.7	5.4	0.3–6.0	0.8
Planta nueva	4.0–7.9	5.9	1.9–4.3	3.2
Límites de batería	4.3–10.1	7.5	0.1–7.9	3.7

TABLA 25-59 Costo de componentes eléctricos como porcentaje del costo total del sistema eléctrico

Componente	Rango, %	Mediana, %
Cableado para potencia	25–50	40
Iluminación	7–25	12
Transformación y servicio	9–65	40
Alambrado para instrumentos	3–8	5

que los costos eléctricos eran de 4 a 11% del costo total de la planta, con una mediana de 7.5% para plantas de proceso en los límites de batería. Los costos correspondientes con base en el costo del equipo instalado fueron de 15 a 40%, con una mediana de 26%. Por ello, parece que hay mejor correlación entre los costos de la instalación eléctrica y el costo total de la planta instalada que con los costos del equipo instalado. La tabla 25-58, tomada de los datos de Bauman, da valores típicos de costos eléctricos como porcentaje del costo total instalado de la planta. En esa tabla también se incluyen las gamas de costos para instrumentos instalados, pues forman parte del costo de la instalación eléctrica. La gama de valores es muy amplia, según el grado de control automático requerido.

Los costos de instalación eléctrica incluyen cuatro componentes principales: **1)** alambrado para potencia, **2)** iluminación, **3)** transformación y servicio (alimentación), **4)** alambrado para instrumentos y controles. En la tabla 25-59 se presenta un desglose de estos componentes del costo como porcentaje del costo eléctrico total.

El método de costo unitario permite un cálculo rápido y exacto, siempre y cuando esté basado en datos acopiados en muchas instalaciones en diversos tipos de plantas. Hay que analizar los datos reales para tener información del costo unitario de los siguientes componentes eléctricos:

1. Costo total instalado por motor
2. Costo total instalado por lámpara, por tipo
3. Costo total instalado de los enchufes (*sockets*), por tipo (incandescentes, fluorescentes, etc.)
4. Costo total instalado de cada punto con instrumentos alambrados
5. Costo total instalado por cada unidad de transformación
6. Costo total instalado por pie lineal de distribución, por tipo (elevada desnuda y aislada, ductos subterráneos).
7. Costo total instalado de cada punto de interconexión

Cada costo unitario incluye todos los requeridos para la instalación de esa unidad. El costo instalado de los motores incluye arrancador, conduits, cableado y una parte proporcional del tablero de distribución y barras de distribución. No se incluye el costo del motor porque será parte del equipo. En el caso del alumbrado, el costo instalado incluye las diversas lámparas, *conduit* y alambres y una parte proporcional del tablero de distribución e interruptores generales para alumbrado.

Cálculo de servicios auxiliares Los servicios auxiliares en las plantas de procesos químicos suelen incluir todas las estructuras, equipo y servicios que no son parte directa del proceso. En esta clasificación tan general hay dos principales: servicios generales e instalaciones para servicios.

La gama típica de costos para los servicios auxiliares es de 20 a 40% del costo total de la planta instalada. En una planta pequeña, de proceso continuo que haga un solo producto, el valor será en el punto inferior; en una planta grande, con procesos múltiples, el valor estará cerca del punto superior.

Edificios auxiliares En la tabla 25-60 se presentan las variaciones típicas en el costo de edificios y servicios auxiliares para muchas plantas de proceso. Las variaciones más grandes ocurren en los edificios auxiliares, lo que no es sorprendente, por los muchos tipos y calidades de materiales y variaciones en los métodos de construcción. Por ejemplo, los edificios para uso general como oficinas, cafetería, servicio médico, casetas de vigilancia y cuartos de control necesitan muros de tabique con recubrimiento de yeso o similar. Por otra parte, las instalaciones para servicios como subestaciones, cuartos de interruptores y casetas para bombas o compresores costarían de 5 a 10% menos. El

TABLA 25-60 Rangos típicos de instalaciones auxiliares como porcentajes del costo total instalado de la planta

Planta nueva y adiciones grandes

	Rango, %	Mediana, %
Edificios auxiliares	3–9	5.0
Generación de vapor	2.6–6	3.0
Refrigeración, incluso distribución	1–3	2.0
Suministro, enfriamiento y bombeo de agua	0.4–3.7	1.8
Almacenamiento de producto terminado	0.7–2.4	1.5
Sistemas de agua para proceso	0.4–1.8	1.1
Almacenamiento de materia prima	0.3–3.2	1.1
Distribución de vapor	0.2–2	1.0
Distribución eléctrica	0.4–2.1	1.0
Compresión y distribución de aire	0.2–3.0	1.0
Distribución de agua	0.1–2	0.9
Sistema de protección contra incendio	0.3–1.0	0.7
Tratamiento de agua	0.2–1.1	0.6
Vías férreas	0.3–0.9	0.6
Caminos y andadores	0.2–1.2	0.6
Suministro y distribución de gas	0.2–0.4	0.3
Drenaje de aguas negras	0.1–0.4	0.3
Comunicaciones	0.1–0.3	0.2
Iluminación de patios y alambradas	0.1–0.3	0.2

aire acondicionado, mobiliario y equipo para cafetería, laboratorio y oficinas aumentarían en alrededor de 50% al costo básico del edificio.

Instalaciones para generación de vapor Ocupan el segundo lugar en importancia de la inversión en equipo auxiliar para una planta de productos químicos. Las variaciones en la capacidad, instalación en su propio local o dentro de la planta, el tipo de combustible, las presiones y temperaturas requeridas y el tipo de proceso que se alimentará tienen un efecto importante sobre el costo real y con respecto al costo de otros servicios auxiliares. Se pueden comprar calderas unitarias ("en paquete") listas con las conexiones para tubos y eléctricas y que se montan en los cimientos en su sitio. Están disponibles en capacidades hasta de 136 000 kg/h (300 000 lb/h) aunque los generadores para más de unos 45 360 kg/h (100 000 lb/h) sólo se entregan para acabar de ensamblarlos en el sitio. Suele ser necesario obtener cotizaciones en firme que incluyan todos los factores. Si los generadores de vapor se instalan dentro del edificio general, el costo aumentará entre 7 y 9% por kilogramo-hora (15 a 20% por libra-hora) de capacidad de generación de vapor, en relación con el costo de instalar en la casa de calderas o en un edificio existente.

En la mayor parte de las plantas de productos químicos, el vapor para proceso está a presiones de 1.825 MN/m^2 (250 psig), saturado o menores. Cuando se justifica económicamente la cogeneración de vapor y energía eléctrica, se puede generar vapor a unos 5.96 MN/m^2 (850 psig) con el supercalentamiento requerido y se utiliza para impulsar turbinas de contrapresión que distribuyen el vapor para proceso a la presión necesaria.

Electricidad Se suele contar con suministro adecuado de electricidad con empresas gubernamentales o privadas. Debido al creciente costo de la electricidad comprada, muchas empresas han estudiado los aspectos económicos de instalar sistemas combinados para generación de vapor y electricidad. Una instalación para cogeneración puede: **1)** ser propiedad y operada por el usuario industrial o la empresa eléctrica; **2)** servir a más de un usuario industrial o **3)** formar parte de la generación para servicio local. Un estudio [J. Javetski, *Power*, **122**, 35-40, (abril, 1978)] indicó que los costos usuales de vapor para cogeneración, en Estados Unidos durante 1982, serían de $11.42 por 1000 kg ($5.18 por 1000 lb) después de deducir $2.82 por 1000 kg ($1.28 por 1000 lb) de vapor como crédito por la electricidad producida. En esas cifras se supuso el empleo de carbón del oeste de Estados Unidos con valor térmico de 18.6 a 19.8 MJ/kg (8000 a 8500 Btu/lb), con contenido de azufre menor de 0.5%.

En la mayor parte de las plantas, el sistema de distribución eléctrica empieza en la conexión con la red de potencia de la empresa eléctrica. La selección del sistema de distribución eléctrica dependerá de mu-

chos factores como el
les. Por ello, quizá se e
terráneos. Un sistema
de uno subterráneo. El
subestaciones de distr
auxiliar.

Para claros de 30.5
aislado soportado sob
madera cuestan entre
de poste instalados, a l
ductor, que puede ser
500 000 circular mils
sistema equivalente d
que incluya apartarray
por metro ($8 a $26 p

Los sistemas subter
clavados en concreto,
que costarían de $350
según el número de d
voltaje y la capacidad
de la distribución subt
clavados en concreto
zos de visita, sin sube
$105 por pie) de grupo
sepultado. Los costos
$175 por metro ($25
capacidad y voltaje, cu
(kVa) instalado; los ar

Sistemas de agua de importancia para l
enfriamiento represe
costo instalado aume
lar, una correlación a

en donde C_{CT} es el co
res U.S. para un índi
capacidad en galon
$(1)(10^3)$ hasta $(1)(10$

Se puede lograr u
de bombeo y filtrado

en donde C_{RW} es el
dólares U.S., para u
gama de $(4)(10^5)$ a (

Los costos instala
to de agua se puede
como sigue:

en la gama de capac
sistemas desmineral

con q en la gama de
del tratamiento de a
la calidad del agua,

Metros lineales
152–305
305–915
915–3050
Más de 3050

chos factores como el peligro de rayos y otras condiciones ambientales. Por ello, quizá se empleen sistemas de distribución elevados o subterráneos. Un sistema elevado o aéreo cuesta sólo 30 a 50% del costo de uno subterráneo. El sistema en sí incluye la subestación principal, subestaciones de distribución, alimentadores, interruptores y equipo auxiliar.

Para claros de 30.5 m (100 ft), los sistemas aéreos con cable aéreo aislado soportado sobre cables mensajeros tendidos entre postes de madera cuestan entre $97 y $125 por metro ($30 a $38 por pie) de línea de poste instalados, a los precios de 1979, según sea el tamaño del conductor, que puede ser desde No. 6 AWG (4.1 mm de diámetro) hasta 500 000 circular mils (18 mm de diámetro). Para esos tamaños, un sistema equivalente de conductores desnudos con postes de madera, que incluya apartarrayos en cada segundo poste, costaría de $27 a $84 por metro ($8 a $26 por pie) de línea elevada instalada.

Los sistemas subterráneos requerirían grupos de ductos de fibra enclavados en concreto, pozos de visita, subestaciones y cables aislados, que costarían de $350 a $840 por metro instalado ($110 a $255 por pie), según el número de ductos en cada grupo, la longitud del sistema, el voltaje y la capacidad y las condiciones del suelo y del clima. El costo de la distribución subterránea exclusivamente, con ductos de fibra enclavados en concreto tendidos en un suelo promedio y que incluya pozos de visita, sin subestaciones, es entre $210 y $350 por metro ($65 a $105 por pie) de grupo de ductos. A veces, se puede utilizar cable blindado sepultado. Los costos de este sistema, sin subestaciones, van de $85 a $175 por metro ($25 a $55 por pie). Las subestaciones, según el tipo, capacidad y voltaje, cuestan alrededor de $55 a $130 por kilovolt-ampere (kVa) instalado; los anteriores son precios de 1979 (M & S = 600).

Sistemas de agua Suelen ser el tercer concepto de costos, en orden de importancia para los servicios auxiliares de la planta, y las torres de enfriamiento representan la mayor parte de la inversión. Aunque el costo instalado aumenta según las temperaturas que se deben controlar, una correlación aproximada de costo se expresa con

$$C_{CT} = 100q^{0.87} \qquad (25\text{-}250)$$

en donde C_{CT} es el costo instalado de la torre de enfriamiento, en dólares U.S. para un índice Marshall & Swift (M & S) de 1000 y q es la capacidad en galones U.S. por minuto, para capacidades desde $(1)(10^3)$ hasta $(1)(10^5)$ galones U. S. por minuto.

Se puede lograr una correlación aproximada para las instalaciones de bombeo y filtrado de agua de ríos mediante

$$C_{RW} = 0.65q^{0.81} \qquad (25\text{-}251)$$

en donde C_{RW} es el costo instalado del sistema para agua de río, en dólares U.S., para un índice M & S de 1000 y q es la capacidad en la gama de $(4)(10^5)$ a $(1)(10^7)$ gal/día.

Los costos instalados de los sistemas de suavización o ablandamiento de agua se pueden correlacionar en dólares U.S. (M & S = 1000) como sigue:

$$C_{WS} = 1380q^{0.44} \qquad (25\text{-}252)$$

en la gama de capacidad de $(3)(10^7)$ a $(1)(10^9)$ gal U. S./día y para los sistemas desmineralizadores con

$$C_{DS} = 0.17q^{1.9} \qquad (25\text{-}253)$$

con q en la gama de $(1)(10^4)$ a $(4)(10^5)$ gal. U.S./día. Los costos reales del tratamiento de agua variarán mucho de los anteriores, según sean la calidad del agua, el porcentaje de sólidos disueltos y la dureza total.

Metros lineales	Pies lineales	$ por metro	$ por pie
152–305	500–1000	125.00	39.00
305–915	1000–3000	118.00	36.00
915–3050	3000–10 000	112.00	34.00
Más de 3050	Más de 10 000	105.00	32.00

Sistemas de refrigeración Estos sistemas se utilizan cada vez más en los procesos químicos. El costo instalado de una unidad mecánica integrada, en dólares U.S. (M & S = 1000) se puede correlacionar en forma aproximada mediante

$$C_{RS} = 4630q^{0.73} \qquad (25\text{-}254)$$

en donde q es la capacidad en toneladas de refrigeración en el intervalo de 10 a 1000 toneladas. Una tonelada de refrigeración equivale a una extracción de calor de 3.517 kW (12 000 Btu/h).

Caminos y andadores Es difícil calcular el costo de caminos y andadores en las plantas de productos químicos, porque varían según el tipo de construcción y el espesor de la carpeta aplicada. Algunos costos unitarios típicos para caminos son: grava y asfalto, $10.20 a $12.70 por m^2 ($8.50 a $10.60 por yd^2); concreto con losa de 152 mm (6 in), $12.70 a $15.20 por m^2 ($10.60 a $12.70 por yd^2), concreto con losa de 203 mm (8 in), $15.20 a $19.00 por m^2 ($12.70 a $15.90 por yd^2). Los costos instalados de vías férreas, incluyendo los cambios y los cruceros, se pueden calcular como en la tabla anterior (precios de julio de 1979).

Empleo de computadoras para cálculos de costos Gran parte del cálculo consiste en el acopio y almacenamiento de datos obtenidos de los registros de costos de plantas reales. Después, hay que correlacionar y actualizar estos datos y recuperar la información requerida con rapidez para emplearla en cálculos adicionales de costos. En un estudio muy completo (C. J. Liddle y A. M. Gerrard, *The Application of Computers to Capital Cost Estimation*, Institution of Chemical Engineers, London, 1975, pp. 6-17) se menciona, desde entonces, el creciente empleo de computadoras en las grandes empresas de productos químicos, proveedores de equipo y contratistas, para la recuperación de datos, seguida por correlación simple y la aplicación de los métodos factoriales en el cálculo de costos.

Para los proveedores de equipo, la computadora es de enorme ayuda porque se eliminan los errores de cálculo al hacer sus cotizaciones. Algunas empresas tienen un sistema automatizado para cotizaciones que elimina demoras e inexactitudes al cotizar y presentar ofertas. No se requiere una computadora de gran tamaño y el costo del tiempo es bajo en relación con el de la computadora. Los costos de operación de un sistema automatizado para cotizar pueden ser la mitad que los de un sistema manual. Los métodos de cálculo se basan en los sistemas manuales descritos.

Muchas grandes empresas de productos químicos y petroquímicos han creado paquetes de computadoras basados en métodos manuales, para los cálculos factoriales. Por lo general los datos de entrada son el costo de cada equipo principal (MPI), obtenidos mediante cotizaciones o en los libros de contabilidad. Después, el programa sirve para calcular los costos de erección, tubería, instrumentos, instalación eléctrica, ingeniería civil y aislamiento para cada (MPI) a los cuales agrega una serie de factores. Con esto se tienen en cuenta la complejidad del proceso y las dificultades para construcción del (MPI) para producir un cálculo del costo total de la planta. Por supuesto, se acostumbra agregar índices inflacionarios para actualizar los costos estimados.

En las plantas de proceso se pueden utilizar los programas de cálculo de costos con un programa de diseño o de diagrama de flujo para optimizar un componente particular e incluso toda la planta. (*A New Guide to Capital Cost Estimating*, Institution of Chemical Engineers, Rugby, England, 1977, pp. 20-21). Se debe recordar que la optimización requiere bastante tiempo de computadora, aunque no hay datos del ahorro logrado con la computadora en este aspecto. También es posible incorporar el cálculo del costo del capital en una evaluación de la inversión que incluya pronósticos de gastos y de ingresos por ventas; con ello, se pueden reunir el diseño y los costos en la computadora. Hay retroalimentación inmediata de la información que permitirá mejor diseño y menores costos. En algunas plantas se pueden alimentar los datos de costos como subrutina del programa de diseño. En todas estas posibilidades se supone que el costo de empleo de la computadora es razonable.

Costos de puesta en marcha Los problemas con la puesta en marcha (arranque) pueden reducir la utilidad neta después de impuestos durante los primeros años y el efecto más serio es demorar el arranque de la producción, que ocasionará pérdida de utilidades. Un cálculo exacto del tiempo y costo del arranque puede ayudar a **1)** predecir la disponibilidad de nuevos productos, **2)** planear la entrada al mercado, **3)** calcular la rentabilidad total, debido a que se tienen pronósticos de flujo de efectivo y cálculos de (NPV) más exactos. [R. P. Feldman, *Chem. Eng.*, **76**, 87-90 (noviembre 3, 1969)].

Los costos de arranque son el total de costos relacionados directamente con la puesta en funcionamiento de una nueva instalación para producción. No deben incluir el costo de iniciar o ampliar un negocio y, por tanto, incluyen:

1. Todos los gastos debidos a los cambios en el proceso y el equipo después de terminar la construcción, con exclusión de los debidos a cambios en el alcance del proyecto
2. Todos los costos de mano de obra después de concluir la construcción, en especial los incurridos en las pruebas de equipo
3. Todos los costos durante el periodo de arranque, con exclusión de los gastos normales de operación
4. Gastos de adiestramiento del personal de la planta, aunque ocurran antes de empezar oficialmente la puesta en marcha
5. Todos los costos de investigación y desarrollo durante el arranque

Los siguientes gastos *no* se deben incluir:

1. Costos de comercialización
2. Costos de adiestramiento de representantes de ventas
3. Multas adicionales por el empleo de ciertos medios de transporte
4. Costos de organización de una nueva empresa
5. Pérdidas de ventas, salvo que haya un contrato que incluya penalizaciones
6. Pérdida de utilidades por falta de oportunidad

El tiempo para puesta en marcha es el transcurrido entre el final de la construcción y el comienzo del funcionamiento normal. Por tanto, debe empezar a contar cuando el contratista termina toda la planta o una sección determinada de ella, a fin de poder hacer comparaciones con otros tiempos para arranque. Se acostumbra definir el funcionamiento "normal" como: **1)** funcionamiento a cierto porcentaje de la capacidad de diseño, **2)** un número especificado de días de funcionamiento continuo o **3)** la capacidad para hacer productos de una pureza especificada.

Es esencial que los gerentes de proyecto y producción convengan de antemano en la definición que se aplicará. Es importante llegar a un acuerdo de lo que es funcionamiento "normal" porque **1)** establece un objetivo para el personal, **2)** asegura que todos buscarán el mismo objetivo, **3)** permite hacer comparaciones con otras plantas, **4)** determina una fecha para concluir el arranque. Puede ser necesario esperar hasta que la planta ya esté en marcha para obtener el costo real del arranque.

Para fines de control es aconsejable presupuestar el costo y tiempo de arranque y tratar de mantenerse dentro del presupuesto. Los parámetros generales que se pueden utilizar para calcular el costo de puesta en marcha, C_{SU}, que suelen ser entre 2 y 20% del costo de capital fijo en límites de batería, son:

1. Costo directo de capital fijo para la planta (capital en límites de batería), $(C_{FC})_{BL}$.
2. Novedad del proceso y la tecnología, b
3. Novedad del tipo y tamaño del equipo, c
4. Calidad y cantidad de mano de obra, d
5. Dependencia de otras plantas, e

Entonces, el costo de arranque se puede expresar como:

$$C_{SU} = (C_{FC})_{BL}[0.10 + b + c + d + ne] \qquad (25\text{-}255)$$

Cuando se aplican a plantas grandes para separación de aire y amoniaco (1000 a 1400 toneladas métricas/día) se pueden utilizar los siguientes valores para los parámetros:

$b =$ 0.05 para un proceso totalmente nuevo
$=$ 0.02 para un proceso de relativa novedad
$=$ –0.02 para un proceso antiguo
$c =$ 0.07 si es totalmente nuevo
$=$ 0.04 si es muy nuevo
$=$ 0.02 si es de relativa novedad
$=$ –0.03 si es antiguo
$d =$ 0.04 si hay gran escasez de mano de obra
$=$ 0.02 si hay escasez de mano de obra
$=$ –0.1 si hay sobrante de mano de obra
$e =$ 0.04 si la planta depende mucho de otra
$=$ 0.02 si depende en forma moderada de otra
$=$ –0.02 si es independiente

y

n = número de plantas o secciones que constituyen la cadena del proceso.

El tiempo de arranque t_{SU} para estas plantas se puede calcular a partir del tiempo de construcción t_C, con el establecimiento de una ecuación similar a la (25-255):

$$t_{SU} = t_C(0.15 + b + c + d + ne) \qquad (25\text{-}256)$$

Para el mismo tipo de planta, los valores de los parámetros son:

$b =$ 0.15 para un proceso totalmente nuevo
$=$ 0.05 para un proceso de relativa novedad
$=$ –0.01 para un proceso antiguo
$c =$ 0.15 si es totalmente nuevo
$=$ 0.08 si es totalmente nuevo
$=$ 0.05 si es de relativa novedad
$=$ –0.01 si es antiguo
$d =$ 0.15 si hay gran escasez de mano de obra
$=$ 0.05 si hay escasez de mano de obra
$=$ –0.01 si hay sobrante de mano de obra
$e =$ 0.25 si la planta depende mucho de otra
$=$ 0.10 si la planta depende en forma moderada de otra
$=$ –0.02 si es independiente

y

n = número de plantas o secciones que constituyen la cadena del proceso.

Se debe tener en cuenta que estos valores están basados en la experiencia en ciertos tipos de plantas, pero se podrían seleccionar valores adecuados aplicables a otros proceso y ubicaciones.

Tiempo de construcción Es difícil calcular la duración de la construcción por el gran número de variables que intervienen. En general, la estimación del tiempo de construcción suele ser muy optimista, en especial para proyectos grandes. Por lo general, los proyectos que cuesten menos de $2 millones a precios de 1979 se pueden concluir entre 10 y 18 meses; los que cuesten más de $10 millones pueden necesitar de 18 a 42 meses. Pueden ocurrir retrasos hasta de 12 meses, en particular si hay problemas laborales o de falta de mano de obra. Como se mencionó, esas demoras suelen aumentar los costos de la construcción. A menudo, un efecto más serio es la pérdida de ingresos por la demora en la puesta en marcha (arranque). Ambos factores alargan el periodo de recuperación y disminuyen el valor presente neto (NPV) y la tasa de retorno o rendimiento con flujo de efectivo descontado (DCFRR) del proyecto.

Control del proyecto Una vez efectuado un cálculo correcto del costo de capital y del tiempo esperado para construcción, es esencial implantar un sistema eficaz para controlar el gasto de tiempo y dinero durante la construcción. Un buen control del costo del capital puede disminuir los gastos aunque el cálculo definitivo no sea muy preciso. Es muy importante que la administración reciba un aviso temprano si es posible que ocurran excesos en los gastos o en el tiempo.

El control eficaz de costos debe empezar desde el comienzo del proyecto en la etapa de investigación y desarrollo y continuar durante las etapas de diseño y cálculo hasta llegar al funcionamiento inicial de la planta (J. W. Hackney, *Control and Management of Capital Projects*, Wiley, New York, 1965, p. 4). Las etapas citadas son las que ocurren después de la autorización de la inversión y durante la construcción del

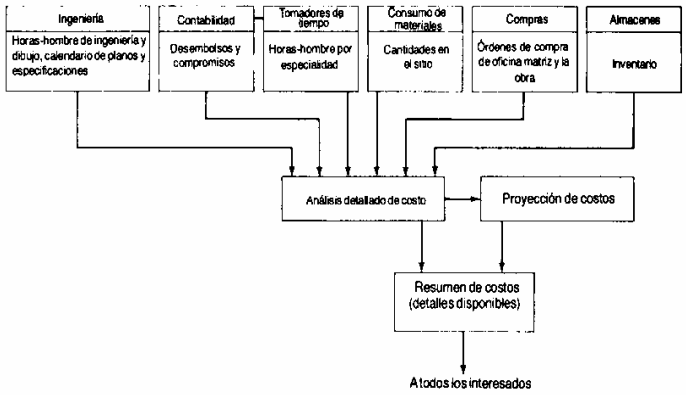


FIG. 25-43 Flujo de información para control de costos.

proyecto. Una vez que el departamento de compras ha colocado los pedidos del equipo y materiales, la rapidez y la eficiencia durante la etapa de la construcción son de máxima importancia para garantizar el éxito financiero del proyecto. Los gastos de campo durante la construcción pueden ascender de 30 a 60% del costo del capital fijo e incluyen los costos de toda la mano de obra, equipo instalado, materiales junto con las tuberías del proceso, instrumentos eléctricos y aislamientos para el proceso. Por ello, la construcción requiere una ejecución eficiente y retroalimentación oportuna de la información del avance, para lo que se necesita un buen sistema de control de costos.

En la figura 25-43 se ilustra el flujo de información requerida para el control de costos. En la gráfica se supone que hay un cálculo definitivo basado en el catálogo estándar de cuentas. Conforme avanza la construcción, el ingeniero de costos del campo recibe informes actualizados del control de costos. El ingeniero recibe, desde la oficina matriz, informes mensuales de las horas de ingeniería y dibujo y del dinero gastado, así como una lista de planos y especificaciones terminadas hasta esa fecha. Los gastos mensuales y los compromisos se presentan de acuerdo con el cátalogo de cuentas y los libros auxiliares para el proyecto. Los registros de los tomadores de tiempo dan los detalles de las horas de mano de obra directa e indirecta. El superintendente de construcción recibe informes diarios de las cantidades de equipo y materiales que hay en el sitio, determinados por el personal encargado de ello. Todas las órdenes de compra se registran en libros como compromisos o pagos estimados por vencer, sean las colocadas por la oficina matriz o en la oficina del sitio y se mantiene un inventario actualizado de los almacenes.

Al final de cada mes, el ingeniero de costos de campo acopia toda la información en un informe detallado de costos; ya que son costos reales se pueden utilizar para calcular los futuros costos hasta concluir la obra. Los informes diarios de costos unitarios por avance de excavación, concreto, albañilería, acero, tubería, componentes eléctricos, etc., se utilizan para predecir aumentos o reducciones en las diversas partidas. Los análisis y las comparaciones con el cálculo original señalan posibles dificultades para atención inmediata. Si hay dificultades con una partida, se llama la atención de inmediato a los ingenieros residentes y de proyecto para tomar acción correctiva.

En la práctica, cuando existe un estricto control de costos, todo el personal adquiere conciencia de los costos que, incluso en trabajos como el mantenimiento del equipo de construcción y limpieza en la obra, permitirán un eficiente control general de costos.

Los informes de costos deben ser breves pero informativos, de preferencia en forma de resumen. Deben presentar los gastos y compromisos, costos estimados para la terminación y aumentos o disminuciones esperadas respecto al presupuesto autorizado para cada partida importante. Las desviaciones importantes se indicarán con notas. Cualquier exceso grande y persistente se debe investigar e informar a los gerentes de proyecto y de construcción para su atención inmediata. Si no se puede evitar un exceso esperado, el informe de costos reales debe servir como justificación para solicitar fondos adicionales.

Cuando el sistema de control de costos está organizado en forma eficiente, no requerirá más papeleo que el normal para la construcción. El costo de tal control parece variar entre 0.2 y 0.5% del valor total del proyecto. Suele bastar el manejo adecuado de los documentos normales y disponibles para control de mano de obra, de inventario en almacén y para fines contables. Los ahorros logrados con un buen control de costos serán mayores que los gastos adicionales del sistema. H. C. Bauman (*Fundamentals of Cost Engineering in the Chemical Industry*, Van Nostrand Reinhold, New York, 1964, pp. 190-196) expone detalles adicionales de esta técnica.

El calendario de construcción es parte esencial del control del proyecto para asegurar la terminación en el menor tiempo posible. En el cálculo de control del proyecto se define con amplitud el calendario para construcción. Con ello es posible preparar el calendario general y establecer la secuencia y sincronización del trabajo de instalación con base en la experiencia. Los planos se suelen terminar en un orden predeterminado, porque dependen de ciertos trabajos preliminares o de diseño. El orden normal para la terminación de los planos y especificaciones es 1) trabajos en el terreno, 2) subestructuras, 3) superestructuras para equipo y edificios, 4) distribución física del equipo, 5) tuberías, 6) aislamientos, 7) instrumentos y 8) trabajo eléctrico.

Después, la planeación y calendarios detallados incluyen establecer las partidas de trabajo y el número requerido de personas para cada una de ellas. Con esta información es posible preparar gráficas de barras de 4 semanas por mes que incluyan la interdependencia de las diversas funciones. La fecha de comienzo de cada clase de trabajo se establece en la gráfica y la duración se calcula con las horas de mano de obra asignadas a ese trabajo en el cálculo de control de costos. El trabajo debe avanzar sin tropiezos, pero las operaciones deben estar relacionadas por orden de precedencia. Las fechas de comienzo de cada partida del trabajo se escalonan de acuerdo con el orden de terminación de los planos y se determinan los requisitos de mano de obra.

Para empezar el boceto de la gráfica de barras se anotan las fechas de llegada de los componentes clave, por orden de precedencia. Se puede estimar la duración del tiempo de erección de equipo para determinar la fecha de colocación de tubería. Ya que las estructuras deben estar terminadas cuando llega el equipo, es posible retroceder en la gráfica de barras hasta la preparación de los cimientos. Con la gráfica ya terminada, se puede establecer una fecha tentativa para la puesta en marcha (arranque), una vez que se da una tolerancia de unas cuantas

TABLA 25-61 Costos relativos de equipos y materiales; Estados Unidos y otros países, 1979

	Estados Unidos	Gran Bretaña	Italia	México	Rep. Federal Alemana	Francia	Canadá	Japón
Equipo								
Tanques, recipientes	1.00	0.95	0.90	0.90	0.95	0.95	1.05	0.85
Bombas	1.00	0.90	0.85	0.95	0.90	0.90	1.00	0.90
Filtros, centrífugas	1.00	0.90	0.90	1.00	0.90	0.90	1.05	0.90
Compresores	1.00	0.85	0.80	0.95	0.90	0.90	1.05	1.00
Intercambiadores de calor	1.00	0.95	0.90	1.00	0.90	1.00	1.05	1.10
Secadores, calderas	1.00	0.95	1.00	1.05	0.90	1.00	1.05	0.95
Colectores de polvo	1.00	1.05	1.00	1.05	0.95	0.95	1.05	0.90
Unidades de refrigeración	1.00	1.00	0.95	1.10	0.95	0.95	1.05	0.90
Materiales								
Tubería	1.00	0.90	0.90	1.05	0.90	0.95	1.05	0.90
Aislamiento	1.00	0.90	0.90	0.95	0.90	0.95	1.05	0.90
Instalación eléctrica	1.00	1.10	0.85	1.05	0.95	0.95	1.10	0.85
Instrumentos	1.00	1.05	1.00	1.20	1.00	1.05	1.05	0.95

TABLA 25-62 Salarios por hora para construcción en diversos países comparados con Estados Unidos, diciembre 1979*

Especialidad	Estados Unidos	Canadá	Gran Bretaña	Rep. Fed. Alemana	Brasil	Francia	Italia	Australia	México	Japón	India
Peones	$11.11	$ 9.64	$3.96	$11.02	$0.48	$3.17	$8.43	$3.23	$0.75	$ 6.07	$0.16
Carpinteros	14.20	12.42	4.60	16.70	0.76	4.82	9.15	4.17	1.52	9.11	0.31
Albañiles	14.41	13.14	4.60	12.15	0.76	4.82	8.97	4.17	1.10	7.84	0.31
Herreros	15.24	13.50	4.60	11.84	0.74	4.82	8.73	4.30	1.74	10.12	0.32
Promedio de estos trabajadores	13.74	12.17	4.44	12.93	0.69	4.41	8.82	3.97	1.28	8.29	0.28
Relación para Estados Unidos	1.00	0.89	0.32	0.94	0.05	0.32	0.64	0.29	0.09	0.60	0.02

*De *Engineering News-Record*, actualización de costos del cuarto trimestre, diciembre 20, 1979.
NOTA: Se incluyen beneficios adicionales (prestaciones).

semanas para los inevitables "detalles". Se pueden acelerar algunas actividades, pero se debe tener en cuenta el costo adicional.

Para indicar el avance real de la construcción en la gráfica de barras se van llenando los espacios abiertos de acuerdo con el porcentaje ya terminado. La comparación del avance real de todo el proyecto contra la curva de horas de mano de obra acumuladas indican si el trabajo está o no dentro del calendario. Si se requiere acción correctiva, se debe concentrar en las partidas clave o críticas.

Los proyectos grandes suelen requerir análisis de red con el método de la ruta crítica (CMP) o técnica para evaluación y revisión del programa (PERT) en las etapas de planeación, fijación de fechas y control del avance. J. W. Hackney (*Control and Management of Capital Projects*, Wiley, New York, 1965, pp. 118-131) presenta ejemplos de gráficas de barras y una amplia descripción del análisis de red. L. A. Swanson y H. L. Pazer (*Pertsim: Text and Simulation*, International Textbook, Scranton, Pa., 1969) describen con amplitud el empleo de las técnicas de PERT y CPM aplicadas a las propuestas para contratos y al control de proyectos e incluyen una técnica de simulación manual basada en métodos probabilísticos.

Costos de construcción en otros países Aunque en la tabla 25-54 se presentan los factores de ubicación para construir plantas de productos químicos con funciones similares en diversos países, a precios de 1977, pueden tener variaciones en un periodo por los cambios locales en los costos y productividad de la mano de obra. Por ello, a menudo es necesario calcular por separado los diversos componentes del costo de construcción en otros países. Los precios del equipo y materiales dependerán de los costos de la mano de obra local y de la disponibilidad de materia prima. Si hay que importar los materiales básicos, el costo en el punto de origen es importante y hay que agregarle los fletes y derechos aduanales.

El equipo y material suelen ser entre 40 y 45% de los costos de una típica planta para productos químicos. En la tabla 25-61 se indican los costos relativos de equipo y materiales de uso común en diversos países. En general, su costo es un poco menor en Europa y Japón, mientras que en México y Canadá están más cerca del promedio de Estados Unidos.

La **mano de obra para construcción** es alrededor de 20 a 35% del costo total de la planta. En la tabla 25-62 aparece una comparación del salario promedio por hora en 1979, para diversos tipos de mano de obra para construcción en varios países y en Estados Unidos. La mayor parte de los salarios, excepto en Canadá y la República Federal Alemana son muy inferiores al promedio de Estados Unidos. Los datos se publican cada trimestre en *Engineering News-Record* e incluyen todos los beneficios adicionales aplicables.

Los **beneficios adicionales** llamados también prestaciones o cargos sociales en diversos países de habla castellana, en muchos de los cuales son por ley, varían mucho en relación con los de Estados Unidos y de un país a otro. Los típicos pueden ser ayuda según el número de hijos, Seguridad Social que incluye servicio médico, medicinas y hospitalización, beneficios por maternidad, beneficios por incapacidad, gastos de sepelio, pensiones después de cierta edad, seguro de desempleo y pensiones para jubilación. También pueden ser prima por vacaciones o vacaciones con sueldo completo, gratificaciones a aprendices, ayuda para cambio de residencia, indemnización por despido, participación de utilidades, bonificaciones por productividad, gratificaciones anuales, ciertos beneficios adicionales según la categoría del puesto y, a

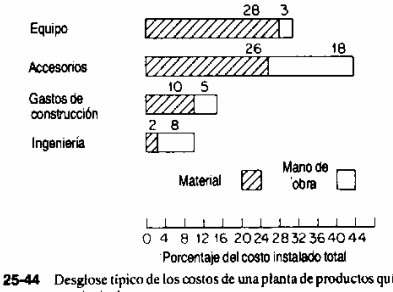


FIG. 25-44 Desglose típico de los costos de una planta de productos químicos en componentes principales.

TABLA 25-63 Co
tas en diversos pa
(valores 1979)

País	E
Estados Unidos	
Gran Bretaña	
Italia	
México	
Australia	
Canadá	
Francia	
Rep. Fed. Alemana	
Japón	

TABLA 25-64 Fa

Factores económicos
Volumen del PNB y
¿Hay un plan de desa
Resistencia a la recet
Dependencia relativa
Situación respecto a
Perspectivas de la ba
Estabilidad de la mo
Reglamentos para re
Balance de la econo
Tamaño del mercad
Población: tasa de c
Ingreso per cápita; t
Distribución del ing
Asociación actual o
Niveles de precios; t
Factores políticos
Estabilidad y forma
Existencia o ausenc
Problemas políticos
Actitud hacia la inv
Aceptación de inver
Aceptación de inver
Existencia o ausenc
Existencia o ausenc
¿Recibe la industria
Concentración de la
¿Hay tratados de an
Factores gubernament
¿Son sanas las polít
Ausencia de trámit
Rectitud de los proc
Existencia de discri
Rectitud de los tribu
Leyes sobre inversi
Se pueden patentar
Presencia o ausenci
Restricciones al 10
Factores geográficos
Eficiencia del trans
Instalaciones portu
Puertos libres, zon
Proximidad del siti
Proximidad del siti
Proximidad con las
Industria auxiliar e
Disponibilidad de
Disponibilidad de
Confiabilidad de lo
Instalaciones para
¿Es fácil hacer las
¿Es fácil hacer las

*Reproducida con

TABLA 25-63 Costos relativos de construcción de plantas en diversos países comparados con Estados Unidos (valores 1979)

País	Equipo	Material	Mano de obra	Ingeniería	Total
Estados Unidos	0.28	0.38	0.26	0.08	1.00
Gran Bretaña	0.26	0.41	0.18	0.05	0.90
Italia	0.22	0.32	0.31	0.05	0.90
México	0.26	0.35	0.35	0.04	1.00
Australia	0.38	0.54	0.29	0.09	1.30
Canadá	0.32	0.44	0.31	0.08	1.15
Francia	0.27	0.40	0.22	0.06	0.95
Rep. Fed. Alemana	0.26	0.36	0.32	0.06	1.00
Japón	0.29	0.35	0.22	0.04	0.90

veces, pago total o parcial de la renta de la habitación. Hay que investigar a fondo la situación local para determinar los beneficios y el costo adicional que representan por hora o por día.

La productividad de la mano de obra depende mucho de la salud y el bienestar de los trabajadores y también de la disponibilidad de herramientas y equipo para construcción que ahorren trabajo. La frecuencia de huelgas, días festivos, "tortuguismo" e intranquilidad política disminuyen la productividad. La contratación de personal no sindicalizado y los conflictos entre sindicatos influirán en la productividad de la mano de obra. El empleo de equipo, piezas y métodos estándar tiende a mejorar la productividad.

En un país determinado, la productividad dependerá de las horas trabajadas por semana. La producción aumentará si se labora tiempo extra, pero la fatiga natural disminuirá la productividad.

TABLA 25-64 Factores para seleccionar un lugar en el extranjero para instalar una planta*

Factores económicos
- Volumen del PNB y tasa de crecimiento
- ¿Hay un plan de desarrollo en marcha?
- Resistencia a la recesión
- Dependencia relativa de importaciones y exportaciones
- Situación respecto a divisas
- Perspectivas de la balanza de pagos
- Estabilidad de la moneda; convertibilidad
- Reglamentos para remesas y repatriación
- Balance de la economía (industria-agricultura-comercio)
- Tamaño del mercado para sus productos; tasa de crecimiento
- Población; tasa de crecimiento
- Ingreso per cápita; tasa de crecimiento
- Distribución del ingreso
- Asociación actual o posible en una unión aduanera
- Niveles de precios; tasa de inflación

Factores políticos
- Estabilidad y forma de gobierno
- Existencia o ausencia de antagonismo de clases
- Problemas políticos, étnicos y sociales
- Actitud hacia la inversión privada y extranjera
- Aceptación de inversión extranjera por el gobierno
- Aceptación de inversión extranjera por clientes y competidores
- Existencia o ausencia de amenazas de nacionalizaciones
- Existencia o ausencia de industrias estatales
- ¿Recibe la industria estatal tratamiento privilegiado?
- Concentración de la influencia en grupos pequeños
- ¿Hay tratados de amistad con dicho país?

Factores gubernamentales
- ¿Son sanas las políticas fiscal y monetaria?
- Ausencia de trámites burocráticos excesivos
- Rectitud de los procedimientos administrativos
- Existencia de discriminación contra lo extranjero
- Rectitud de los tribunales
- Leyes sobre inversión claras y modernas
- Se pueden patentar sus productos
- Presencia o ausencia de controles de precios
- Restricciones al 100% de inversión extranjera

Factores geográficos
- Eficiencia del transporte (ferrocarriles, vías fluviales, carreteras)
- Instalaciones portuarias
- Puertos libres, zonas libres, recintos fiscalizados
- Proximidad del sitio con los mercados de exportación
- Proximidad del sitio con proveedores y clientes
- Proximidad con las fuentes de materia prima
- Industria auxiliar existente
- Disponibilidad de materia prima local
- Disponibilidad de electricidad, agua y gas
- Confiabilidad de los servicios públicos
- Instalaciones para eliminación de desechos
- ¿Es fácil hacer las exportaciones?
- ¿Es fácil hacer las importaciones?

Factores geográficos (continúa)
- ¿Ya hay sitios disponibles para plantas?
- Costo de terrenos adecuados

Factores laborales
- Disponibilidad de personal administrativo, técnico y de oficinas, bilingüe
- Disponibilidad de mano de obra especializada
- Disponibilidad de mano de obra semiespecializada y no especializada
- Grado de productividad de los trabajadores
- Instalaciones para adiestramiento (capacitación)
- Perspectiva de aumento en oferta de mano de obra
- Grado de pericia y disciplina en todas las categorías
- Buenas relaciones empresa-trabajadores
- Presencia o ausencia de grupos extremistas
- Grado de intervención de los trabajadores en la administración
- Libertad de contratación y despido
- Prestaciones obligatorias y voluntarias
- Cuotas de seguridad social
- Costo total, incluso prestaciones, comparado con otros lugares
- Reparto de utilidades obligatorio o usual

Factores fiscales
- Tasas de impuestos (a las empresas, al trabajo personal, a la propiedad, retenciones, ventas, tenencia, sobre nóminas, utilidades distribuibles, derechos de importación, indirectos y locales)
- Moralidad en el pago de impuestos
- Rectitud y honradez de las autoridades fiscales
- Tendencias a largo plazo de los impuestos
- Impuestos a la exportación y repatriación de capitales
- Estímulos fiscales para nuevas empresas
- Tasas de depreciación
- Aplicación de pérdidas contra impuestos futuros
- Tratados internacionales sobre impuestos
- Devolución de derechos e impuestos al exportar bienes importados
- Disponibilidad de protección arancelaria

Factores de fuentes de capital
- Disponibilidad de capital local
- Costo del dinero en bancos locales
- Condiciones normales para préstamos locales
- Disponibilidad local de monedas convertibles
- Sistema bancario moderno
- Créditos gubernamentales para nuevas industrias
- Disponibilidad y costo de financiamiento y seguros para exportación
- ¿Hay facilidad de obtener capital en Estados Unidos u otros países?

Factores comerciales
- Disponibilidad del seguro sobre inversiones del gobierno del propio país
- Moralidad mercantil general
- Estado del sistema de comercialización y distribución
- ¿Son sencillos y eficaces los procedimientos administrativos?
- Margen de utilidad normal en general en su industria
- Situación competitiva en su industria; ¿está monopolizada?
- ¿Hay legislación antimonopolios y restrictiva muy distinta a la del país propio?
- Disponibilidad de habitaciones y vida social para personal ejecutivo y sus familias

*Reproducida con permiso de *Business International*, mayo 18, 1962.

En Estados Unidos la mano de obra especializada para la construcción suele trabajar semana de 35 horas. En Gran Bretaña laboran 40 horas semanalmente, aunque se trata de reducirlas a 35. En los países europeos la jornada semanal es de 42 horas y en otros países, como en Japón, es de 45 horas semanarias.

La productividad de la mano de obra local también depende del empleo y disponibilidad de herramientas mecánicas y equipo para construcción modernos. Por lo general, el bajo costo de la mano de obra en ciertos países hace que se reduzca la compra o arrendamiento de equipo complejo para ahorrar trabajo y estimula el empleo de gran número de trabajadores, en particular en países en desarrollo como India, Pakistán, sureste de Asia y muchos países africanos. Esto, a su vez, aumenta los costos de construcción. El empleo de equipo para ahorrar trabajo es normal en Canadá, Europa Occidental, Japón y, en grado creciente, en el Medio Oriente.

Costos de la planta completa Es difícil comparar los costos de plantas en distintos países por la gran variedad de tipos y tamaños de ellas y los rápidos cambios en la tecnología. Hay pocos datos útiles y las siguientes comparaciones se deben emplear con cuidado y sólo para cálculos de orden de magnitud del costo del capital fijo.

En este método se utiliza un desglose de costos de una planta típica de productos químicos instalada en Estados Unidos (Fig. 25-44). Los costos de equipo, accesorios, construcción e ingeniería y con costos de material y mano de obra separados, se presentan como porcentaje del costo total instalado en Estados Unidos. Los cuatro componentes del costo son:

Equipo Incluye todas las máquinas, artefactos o sistemas prefabricados como tanques, intercambiadores de calor, bombas, motores, tableros de control y calderas.

Accesorios: Incluye material como tubería, válvulas, accesorios para tubo, *conduit*, alambres y cables, tubo especial y aislamiento.

Gastos de construcción Incluye el costo del equipo de construcción, herramientas, cobertizos, vías férreas, materiales para caminos, máquinas soldadoras, andamios y madera que se emplean para la construcción pero no son parte permanente de la planta.

Ingeniería Casi todo es mano de obra y un pequeño componente de costo de equipo y materiales como instrumentos, papel y material para dibujo y costos de ls copias.

En total, la mano de obra asciende al 34% y el material al 66% del costo total instalado.

En la tabla 25-63 se utilizan los datos de la figura 25-44 para comparar los costos relativos de capital fijo para construir una planta en Estados Unidos y en otros países. Las relaciones de costo se establecieron con datos similares a los de las tablas 25-61 y 25-62. Los valores para mano de obra se corrigieron para los diferentes salarios y horas de trabajo por semana locales, duración de la obra y el grado de mecanización disponible en otros países. Es difícil calcular algunos de estos factores y las relaciones finales "totales" dan un valor razonable de orden de magnitud de los costos relativos de construcción de plantas equivalentes en los países citados.

La elección de un sitio para una planta en otro país requiere tener en cuenta muchos factores políticos y económicos además de los costos. En la tabla 25-64 se presenta una lista de 92 factores a considerar cuando se quiere hacer esa elección.

Anthony J. Buo
Cashman Associa
Pollution Control
aire)

Louis Theodore
Member, Air Poli

Ross E. McKin
University of Ka
de desperdicio)

George Tchoba
California at Da
Control Federat

INTRODUCCI

Enfoque de medios
relacionados con el
Unidos . . . . . .
Estrategias de la pl
Planeación estratég

MANEJO DE L
P

Introducción . . .
Contaminantes
Contaminantes
Estimación de l
Efectos de los c
Leyes, reglamento
Estados Unidos .
Clean Air Act d
Prevención de d
Programa de ind

tos o sistemas prefa-
lor, bombas, motores,

válvulas, accesorios
cial y aislamiento.
l equipo de construc-
eriales para caminos,
emplean para la cons-
ita.
pequeño componente
itos, papel y material

l material al 66% del

gura 25-44 para com-
nstruir una planta en
s de costo se estable-
1 y 25-62. Los valores
tes salarios y horas de
y el grado de mecani-
ular algunos de estos
n valor razonable de
nstrucción de plantas

país requiere tener en
ademas de los costos.
res a considerar cuan-

Manejo de los desperdicios

Anthony J. Buonicore, M.CH.E., P.E., *Diplomate, AAEE, President, Buonicore-Cashman Associates, Inc.; Member, American Institute of Chemical Engineers, Air Pollution Control Association. (Editor de la sección, Manejo de la contaminación del aire)*

Louis Theodore, Sc.D., *Professor of Chemical Engineering, Manhattan College; Member, Air Pollution Control Association. (Coeditor de la sección)*

Ross E. McKinney, Sc.D., *N.T. Veatch Professor of Environmental Engineering, University of Kansas; Member, American Academy of Engineering. (Manejo del agua de desperdicio)*

George Tchobanoglous, *Professor of Environmental Engineering, University of California at Davis; Member, American Society of Civil Engineers, Water Pollution Control Federation. (Manejo de los desperdicios sólidos industriales)*

INTRODUCCIÓN AL MANEJO DE LOS DESPERDICIOS

Enfoque de medios múltiples para los reglamentos relacionados con el medio ambiente en Estados Unidos . . . 26-3
Estrategias de la planta . . . 26-3
Planeación estratégica corporativa . . . 26-3

MANEJO DE LA CONTAMINACIÓN DEL AIRE PRODUCIDA POR FUENTES ESTACIONARIAS

Introducción . . . 26-4
Contaminantes gaseosos . . . 26-5
Contaminantes en partícula . . . 26-6
Estimación de las emisiones de las fuentes . . . 26-6
Efectos de los contaminantes del aire . . . 26-6
Leyes, reglamentos y oficinas gubernamentales de Estados Unidos . . . 26-11
Clean Air Act de 1970 . . . 26-11
Prevención de deterioro significativo (PSD) . . . 26-18
Programa de industrialización controlada . . . 26-20
Método para una estrategia sobre el problema del control de la fuente . . . 26-20
Estrategia . . . 26-20
Factores que afectan la selección del equipo de control . . . 26-21
Comparación de opciones para el equipo de control . . . 26-22
Dispersión de las chimeneas . . . 26-22
Consideraciones preliminares de diseño . . . 26-22
Cálculos de diseño . . . 26-25
Efectos diversos . . . 26-26
Control de la fuente de emisiones gaseosas . . . 26-26
Absorción . . . 26-26
Adsorción . . . 26-27
Combustión . . . 26-29
Condensación . . . 26-32
Control de la fuente de emisiones de partículas . . . 26-33
Medición de las emisiones . . . 26-34
Introducción . . . 26-34
Metodología de muestreo . . . 26-35
Opacidad . . . 26-39

MANEJO DEL AGUA DE DESPERDICIO INDUSTRIAL

Introducción 26-40
Leyes, reglamentos y oficinas gubernamentales de Estados Unidos 26-41
Legislación federal 26-41
Environmental Protection Agency 26-41
Oficinas estatales para el control de la contaminación del agua 26-41
Características del agua de desperdicio 26-41
Compuestos orgánicos 26-41
Compuestos inorgánicos 26-41
pH y alcalinidad 26-41
Temperatura 26-42
Oxígeno disuelto 26-42
Pretratamiento 26-42
Igualación 26-42
Neutralización 26-42
Eliminación de grasa y aceite 26-42
Sustancias tóxicas 26-42
Tratamiento primario 26-43
Tamices 26-43
Cámaras de arena 26-43
Sedimentación por gravedad 26-43
Precipitación química 26-44
Tratamiento secundario 26-44
Conceptos del tratamiento biológico 26-44
Lagunas 26-45
Filtros de goteo 26-46
Contactores biológicos giratorios (RBC) 26-46
Sedimento activado 26-47
Tratamiento físico y químico (PCT) 26-49
Conceptos del PCT 26-49
Limitaciones del PCT 26-49
Procesamiento del sedimento 26-49
Objetivos 26-49
Espesamiento 26-49
Flotación 26-49
Centrifugación 26-50
Digestión anaerobia 26-50
Filtro anaerobio 26-50
Digestión aerobia 26-50
Acondicionamiento químico 26-50
Acondicionamiento térmico 26-50
Filtración al vacío 26-51
Filtración a presión 26-51
Filtros prensa de banda 26-51
Lechos de arena 26-51
Colocación final del sedimento 26-51
Incineración 26-51
Rellenos sanitarios del terreno 26-51
Diseminación en el terreno 26-51
Recirculación y reutilización 26-52
Conservación del agua 26-52
Segregación del agua 26-52
Descarga cero 26-52

MANEJO DE LOS DESPERDICIOS SÓLIDOS INDUSTRIALES

Introducción 26-52
Elementos funcionales 26-52
Sistemas de manejo de los desperdicios sólidos 26-53
Leyes, reglamentos y oficinas gubernamentales de Estados Unidos 26-53
Legislación 26-53
Oficinas gubernamentales 26-53
Generación de los desperdicios sólidos 26-54
Tipos de desperdicios sólidos 26-54
Fuentes de desperdicios industriales 26-54
Propiedades de los desperdicios sólidos 26-56
Cantidades de desperdicios sólidos 26-58
Manejo, almacenamiento y procesamiento en el sitio 26-59
Manejo en el sitio 26-59
Almacenamiento en el sitio 26-60
Procesamiento de los desperdicios sólidos en el sitio 26-60
Recolección de los desperdicios sólidos 26-60
Servicios de recolección 26-61
Tipos de sistemas de recolección 26-61
Determinación de los requerimientos de vehículos y mano de obra 26-63
Rutas de recolección 26-65
Transferencia y transporte 26-65
Estaciones de transferencia 26-65
Medios y métodos de transferencia 26-66
Localización de las estaciones de transferencia 26-67
Transferencia y transporte de desperdicios peligrosos 26-67
Procesamiento y recuperación de recursos 26-67
Técnicas de procesamiento 26-67
Procesamiento de desperdicios peligrosos 26-68
Sistemas de recuperación de materiales 26-70
Recuperación de los productos de conversión biológica 26-71
Recuperación de los productos de conversión química 26-72
Recuperación de energía de los productos de conversión 26-72
Colocación final 26-73
Relleno del terreno con desperdicios sólidos 26-74
Relleno del terreno con desperdicios peligrosos 26-79
Cultivo del terreno 26-80
Inyección de pozo profundo 26-81
Colocación de los desperdicios sólidos en el océano 26-83
Planeación 26-83

. 26-52
. 26-52
. 26-52

INDUSTRIALES

. 26-52
. 26-52
. 26-53

. 26-53
. 26-53
. 26-53
. 26-54
. 26-54
. 26-54
. 26-56
. 26-58
. 26-59
. 26-59
. 26-60

. 26-60
. 26-60
. 26-61
. 26-61

. 26-63
. 26-65
. 26-65
. 26-65
. 26-66
. 26-67

. 26-67
. 26-67
. 26-67
. 26-68
. 26-70

. 26-71

. 26-72

. 26-72
. 26-73
. 26-74
. 26-79
. 26-80
. 26-81
no 26-83
. 26-83

INTRODUCCIÓN AL MANEJO DE LOS DESPERDICIOS

En esta sección se presentan varias referencias relacionadas con las leyes y procedimientos formulados en Estados Unidos respecto al manejo de los desperdicios. El ingeniero que se enfrenta a problemas de manejo de los desperdicios en otros países debe conocer las leyes y reglamentos específicos de ese país. Aun así, se considera que el tratamiento aquí presentado es una guía general útil.

Enfoque de medios múltiples para los reglamentos relacionados con el medio ambiente en Estados Unidos Entre los problemas más complejos que enfrentó la industria en la década de los ochenta se encuentra el control y uso adecuado del medio ambiente natural. En la década de los setenta, los ingenieros tomaron conciencia de su responsabilidad ante la sociedad, especialmente en los aspectos relacionados con la salud y el bienestar público. En esta década se creó y creció rápidamente la Environmental Protection Agency de EE UU (EPA) y se promulgaron leyes federales y estatales que en forma virtual regulan cada aspecto del medio ambiente. Sin embargo, a fines de dicha década se observó que sólo se habían enfrentado los problemas más sencillos. Un número limitado de grandes fuentes de contaminación habían eliminado de sus emisiones porcentajes sustanciales de unos cuantos contaminantes del aire, fácilmente definibles. El incremento en los costos para aumentar los porcentajes de eliminación era considerable e involucraba un número cada vez mayor de fuentes pequeñas y, en consecuencia, los riesgos para la salud de otros contaminantes tóxicos que aún quedaban por cuantificarse y era necesario desarrollar técnicas de control.

A principios de la década de los setenta, el aire, el agua y la tierra se trataron como áreas problemáticas separadas, que se regulaban por sus propios estatutos y reglamentos. Sin embargo, a fines de dicha década era obvio que los problemas del medio ambiente estaban íntimamente relacionados y deberían tratarse en conjunto. El tipo tradicional del proceso estándar de reglamentación —orden y control— restringió severamente las opciones de acatamiento.

La década de los ochenta se inició con los esfuerzos de EPA para redirigir y obtener provecho del conocimiento de casos específicos, experiencia técnica e imaginación de los que estaban en proceso de reglamentación. Al proporcionar incentivos a los ingenieros de las plantas, con objeto de encontrar métodos más eficientes para abatir la contaminación, se estimuló considerablemente la innovación de la tecnología de control. Este fue el principal objetivo, por ejemplo, del programa de "industrialización controlada" para prevenir la contaminación del aire propuesto por EPA en 1976, cuyo fundamento estatutario está dado por la clean Air Act Amendments (Reformas a la Ley de Aire Limpio) de 1977.

La rápida expansión del conjunto de reglamentos federales representa un reto importante a las prácticas tradicionales de toma de decisiones corporativas, de administración y de planeación a largo plazo. Los responsables de la construcción de plantas nuevas deben considerar el conjunto de requerimientos nuevos y elaborar un enfoque diferente.

Aún no se aprecia en su totalidad el impacto completo de Clean Air Act Amendments de 1977, Clean Water Act, Safe Drinking Water Act, Resource Conservation and Recovery Act y Toxic Substances Control Act. La combinación de todos estos requerimientos, que en ocasiones impone exigencias conflictivas o establece planes que no están de acuerdo con el tiempo, hace sumamente compleja la tarea de obtener todos los permisos reglamentarios.

Uno de los impactos principales de los reglamentos para el medio ambiente es que el tiempo muerto requerido para la planeación y construcción de plantas nuevas se incrementa considerablemente. Cuando las plantas nuevas pueden crear complicaciones importantes en relación con el medio ambiente, las implicaciones pueden ser profundas. Por supuesto que la extensión exacta del tiempo muerto adicional para la planeación y construcción varía considerablemente de uno a otro caso, dependiendo de cuáles son los requerimientos que se aplican para la obtención del permiso y las dificultades que se presentan. Sin embargo, para las expansiones importantes en cualquier área de la industria pesada, el retraso resultante de los requerimientos federales puede agregar 2 a 3 años al tiempo muerto total de planeación y construcción. Más aún, siempre existe la posibilidad de que se niegue el permiso reglamentario y, en consecuencia, es necesario desarrollar planes de emergencia para cumplir con la producción.

Toda empresa que planea una expansión importante debe concentrarse desde el principio en los factores relacionados con el medio ambiente. Ya que muchos permisos requieren una audiencia pública, los puntos de vista de los funcionarios locales electos son muy importantes. En la actualidad, la política de aceptación de un proyecto puede ser crítica hasta un grado sin precedentes.

Estrategia de la planta A nivel de la planta se pueden hacer varias cosas para reducir al mínimo el impacto de los requerimientos de calidad del medio ambiente, que incluyen:

1. Mantenimiento de un inventario preciso de las emisiones de la fuente.
2. Evaluación continua de las operaciones del proceso, para identificar las modificaciones potenciales que puedan reducir o eliminar los efectos sobre el medio ambiente.
3. Asegurarse de que existen y se cumplen los programas de mantenimiento preventivo y buena administración.
4. Investigación de las tecnologías nuevas y existentes, relacionadas con el control de la contaminación.
5. Mantenerse bien informado acerca de los reglamentos y las direcciones o tendencias de los mismos.
6. Trabajar en estrecha colaboración con las oficinas de reglamentos y mantener comunicación abierta para analizar los efectos que puedan tener los nuevos reglamentos.

No es realista esperar que en un futuro previsible el Congreso de Estados Unidos invierta la tendencia, reduzca el efecto de los controles reglamentarios o restablezca la situación legal que existía anteriormente, en la cual las empresas privadas podían construir instalaciones importantes con libertad y con pocas o ninguna restricción de los reglamentos federales.

Planeación estratégica corporativa Los planes de emergencia son un componente esencial para la planeación de un medio ambiente sano en una planta nueva. Las incertidumbres relacionadas con el medio ambiente que rodea a un proyecto de gran envergadura deben especificarse y relacionarse con otras contingencias (como, p. ej., la comercialización, reacciones de la competencia, políticas y comercio exterior, etc.) y delinearse en la estrategia global de la corporación.

Los factores relacionados con el medio ambiente deben incorporarse también en el programa técnico o de investigación y desarrollo de la empresa. Ya que en la actualidad la extensión de los planes para un nuevo proyecto puede ampliarse a un periodo de 5 a 10 años, se pueden preparar programas de investigación y desarrollo para proyectos específicos, que incluyan nuevos controles para los procesos o tecnologías de desarrollo reciente.

Otra necesidad evidente es la integración de los factores del medio ambiente en la planeación financiera de los proyectos importantes. Debe reconocerse que la planeación estratégica del medio ambiente es tan importante para la corporación (como meta a largo plazo) como la planeación financiera. Quizá sea necesario tomar decisiones compensatorias, por lo que respecta a las finanzas, a medida que el proyecto pasa por las etapas sucesivas de planeación del medio ambiente y en lo que permitan las negociaciones. Por ejemplo, los requerimientos para el empleo de una tecnología más costosa para el control de la contaminación puede incrementar significativamente el costo total del proyecto, o un cambio de la tecnología de desarrollo reciente a la del proceso interno puede impedir la utilización del financiamiento, mediante bo-

nos de beneficio industrial, de acuerdo con las reglas del Internal Revenue Service (IRS). Los retrasos reglamentarios pueden afectar las suposiciones establecidas sobre la proporción de gastos y los factores de la inflación. Los aspectos de inversión, producción, medio ambiente y legales están interrelacionados y pueden influir mucho en el flujo de caja de la empresa.

La mayor parte de las compañías deben aprender a tratar en forma más creativa a las autoridades locales y a la opinión pública. La responsabilidad social de las empresas puede convertirse en un punto muy importante. Las compañías deben prestar atención y habilidad a la conducción de las audiencias públicas. La administración debe reconocer que las autoridades locales pueden tener otros puntos de vista que van más allá de la captación de nuevos empleos.

Con base en todos estos factores, es evidente que la aprobación y construcción de plantas industriales nuevas importantes, o la expansión de las existentes, es una operación bastante más complicada que lo que era en el pasado, incluso en años recientes. Las estrictas restricciones relacionadas con el medio ambiente pueden impedir la construcción de ciertas instalaciones en lugares donde antes podían construirse. En otros casos, la adquisición de los permisos requeridos puede generar un debate técnico y político, que prolongaría el proceso reglamentario durante varios años.

En muchas ocasiones se imponen requerimientos nuevos, mientras que la empresa obtiene el permiso para la planta propuesta. Por lo tanto, las compañías que planean expander sus instalaciones básicas de producción deben prever sus necesidades con mucha anticipación, iniciar los preparativos para cumplir con los reglamentos que al fin confrontarán y seleccionar los lugares con consideración especial a las características del medio ambiente. El objetivo de esta sección es ayudar al ingeniero a cumplir estos reglamentos contra la contaminación ambiental.

MANEJO DE LA CONTAMINACIÓN DEL AIRE PRODUCIDA POR FUENTES ESTACIONARIAS

BIBLIOGRAFIA GENERAL: Billings y Wilder, *Fabric Filter Handbook*, U.S. EPA, NTIS Publ. PB 200-648 (vol. I), PB 200-649 (vol. II), PB 200-651 (vol. III) y PB 200-650 (vol. IV), 1970. Bounicore, "Air Pollution Control", *Chem. Eng.*, 87(13), 81 (junio 30, 1980). Bounicore y Theodore, *Industrial Control Equipment for Gaseous Pollutants*, vols. I y II, CRC Press, Boca Raton, Fla., 1975. Calvert, *Scrubber Handbook*, U.S. EPA, NTIS Publ. PB 213-016 (vol. I) y PB 213-017 (vol. II), 1972. Danielson, *Air Pollution Engineering Manual*, EPA Publ. AP-40, 1973. Davis, *Air Filtration*, Academic, New York, 1973. Kleet y Gateski, *Flare Systems Study*, EPA 600/2-76-079 (NTIS), 1976. Lund, *Industrial Pollution Control Handbook*, McGraw-Hill, New York, 1971. Oglesby y Nichols, *Manual of Electrostatic Precipitator Technology*, U.S. EPA, NTIS Publ. PB 196-380 (vol. I), PB 196-381 (vol. II), PB 196-370 (vol. III) y PB 198-150 (vol. IV), 1970. *Package Sorption System Study*, EPA-R2-73-202 (NTIS), 1973. Rolke et al., *Afterburner Systems Study*, U.S. EPA, NTIS Publ. PB 212-500, 1972. Slade, *Meteorology and Atomic Energy*, AEC (TID-24190), Oak Ridge, Tenn., 1969. Stern, *Air Pollution*, Academic, New York, 1974. Strauss, *Industrial Gas Cleaning*, Pergamon, New York, 1966. Theodore y Bounicore, *Industrial Air Pollution Control Equipment for Particulants*, CRC Press, Boca Raton, Fla., 1976. Theodore y Bounicore, *Air Pollution Control Equipment-Selection, Design, Operation and Maintenance*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1982. Treybal, *Mass Transfer Operations*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1980. Turner, *Workbook of Atmospheric Dispersion Estimates*, U.S. EPA Publ. AP-26, 1970. White, *Industrial Electrostatic Precipitation*, Addison-Wesley, Reading, Mass., 1963.

INTRODUCCIÓN

Los contaminantes del aire se pueden clasificar en dos grandes categorías: **1)** los naturales y **2)** los creados por el hombre. Las fuentes naturales de contaminantes del aire incluyen:

- Polvo arrastrado por el viento
- Cenizas y gases volcánicos
- Ozono producido por las descargas eléctricas y presente en la capa de ozono
- Ésteres y terpenos de la vegetación
- Humo, gases y ceniza flotante de los incendios forestales
- Pólenes y otros aeroalergenos
- Gases y olores producto de la descomposición natural
- Radiactividad natural

Estas fuentes constituyen la contaminación de fondo y son la parte del problema de contaminación sobre la cual las actividades de control tienen poco o ningún efecto.

Las fuentes de contaminación creadas por el hombre cubren un amplio espectro de actividades físicas y químicas y son los principales factores de la contaminación del aire urbano. Los contaminantes del aire en Estados Unidos provienen de más de 100 millones de vehículos, los desechos de más de 200 millones de personas, la generación de miles de millones de kilowatts de electricidad y la fabricación de un sinnúmero de productos requeridos en la vida diaria. Sólo en Estados Unidos se generan anualmente casi 300 millones de toneladas de contaminantes del aire. Los cinco tipos principales de contaminantes son las partículas, el monóxido de carbono, los hidrocarburos, los óxidos de nitrógeno y los óxidos de azufre. En la tabla 26-1 aparece un resumen de las emisiones producidas por fuentes estacionarias de combustión en Estados Unidos en 1976.

Los contaminantes del aire también se pueden clasificar según su origen y el estado de la materia:

1. Origen
   a) Primario —emitido directamente del proceso a la atmósfera.
   b) Secundario —formados en la atmósfera, como resultado de una reacción química.

TABLA 26-1 Emisiones procedentes de los sistemas estacionarios de combustión en Estados Unidos*

	Aire							
						Compuestos orgánicos†		
	Partículas, %	Óxidos de azufre, SO^x	Óxidos de nitrógeno, NO^x	Hidrocarburos, HC, %	Monóxido de carbono, CO, %	BSO, %	PPOM, %	BaP, %
Generación de electricidad	63.8	72.5	64.8	34.0	33.6	8.8	0.3	0.2
Industrial	28.3	14.5	24.7	22.3	14.9	20.0	0.5	1.3
Comercial e institucional	4.9	6.7	7.3	12.2	7.7	16.0	0.2	0.4
Residencial	3.0	6.3	3.2	31.5	44.7	55.2	99.0	98.1
Total, 10 000 ton/año	7060	22 100	10 950	353	1070	125	4.14	0.40

*Fuente: GCA Corp., 1976

2. Estado de la m
a) Gaseoso —gi
azufre, óxidos de nit
pores de gasolina, di
pieza, etc.
b) Partículas —
mo, por ejemplo, pol
vapores, nieblas y se
Contaminantes g
clasificar como orgá
1. Gases de azuf
2. Óxidos de ca
3. Gases de nitr
geno y otros óxidos
4. Halógenos y
geno, cloro, flúor, te
5. Productos fo
6. Cianuros: cia

TABLA 26-2 C

Contaminantes
Dióxido de azufre
Monóxido de carbon
Aldehídos
Amoniaco
Arsina
Cloro
Cianuro de hidróge
Fluoruro de hidróge
Sulfuro de hidróge
Óxidos de nitróge
Fosgenos
Partículas en suspe hierro, ceniza, h
Olores

2. Estado de la materia

a) Gaseoso —gases verdaderos como, por ejemplo, bióxido de azufre, óxidos de nitrógeno, ozono, monóxido de carbono, etc.; o vapores de gasolina, disolventes de pinturas, de productos secos de limpieza, etc.

b) Partículas —sólidos o líquidos finamente divididos; sólidos como, por ejemplo, polvo, emanaciones, humo; y líquidos como gotitas, vapores, nieblas y aerosoles.

Contaminantes gaseosos Los contaminantes gaseosos se pueden clasificar como orgánicos o inorgánicos. Estos últimos incluyen:

1. Gases de azufre: bióxido y trióxido de azufre, ácido sulfhídrico
2. Óxidos de carbono: monóxido y bióxido de carbono
3. Gases de nitrógeno: óxidos nitroso y nítrico, bióxido de nitrógeno y otros óxidos nitrosos
4. Halógenos y haluros: Cloruro de hidrógeno, fluoruro de hidrógeno, cloro, flúor, tetrafluoruro de silicio
5. Productos fotoquímicos: ozono, oxidantes
6. Cianuros: cianuro de hidrógeno
7. Compuestos de amonio: amoniaco

Los contaminantes orgánicos incluyen:

1. Hidrocarburos

a) Parafinas: metano, etano, octano
b) Acetileno
c) Olefinas: etileno, butadieno
d) Aromáticos: benceno, tolueno, benzopireno

2. Compuestos alifáticos oxigenados

a) Aldehídos: formaldehído
b) Cetonas: acetona
c) Acidos orgánicos
d) Alcoholes
e) Haluros orgánicos: cloruro de cianógeno, cianuro de bromobencilo
f) Sulfuros orgánicos: sulfuro de dimetilo
g) Hidroperóxidos orgánicos: nitrato o nitrilo de peroxiacilo (PAN)

TABLA 26-2 Contaminantes gaseosos característicos, sus principales fuentes e importancia

Contaminantes del aire	Procedentes de fuentes de fabricación como, por ejemplo	En industrias características	Causan estos efectos dañinos
Dióxido de azufre	Combustión de combustibles (carbón, petróleo), fundición y vaciado, fabricación de papel por el proceso del sulfito	Metales primarios (ferrosos y no ferrosos); pulpa y papel	Irritación de los sentidos y vías respiratorias, daño a la vegetación, corrosión, posible efecto adverso sobre la salud
Monóxido de carbono	Humos de óxidos metálicos, montacargas operados con gas	Metales primarios; acero y aluminio	Reducción en la capacidad de transporte de oxígeno de la sangre
Aldehídos	Resultado de la descomposición térmica de las grasas, aceites o glicerol	Procesamiento de alimentos, procesos ligeros	Un olor irritante, sofocante, picante, que ahoga; no es peligroso de inmediato para la vida; puede volverse intolerable en muy poco tiempo
Amoniaco	Empleado en refrigeración y procesos químicos como, por ejemplo, pigmentos, explosivos, lacas y fertilizantes	Textiles, productos químicos	Corrosivo al cobre, latón, aluminio y zinc; a altas concentraciones produce quemaduras químicas en la piel húmeda
Arsina	Cualquier proceso de soldadura, baño químico, grabado al aguafuerte o revestimiento metálico, que incluyen el empleo de metales o ácidos que contienen arsénico.	Procesos químicos, fundición	Reducción de los glóbulos rojos de la sangre
Cloro	Procesos de fabricación por electrólisis, blanqueado de algodón y harina, productos químicos orgánicos como subproductos	Textiles, productos químicos	Ataca todo el aparato respiratorio y la membrana mucosa del ojo
Cianuro de hidrógeno	De revestimientos metálicos, altos hornos, tinturas	Fabricación de metales, metales primarios, textiles	Puede afectar las células nerviosas
Fluoruro de hidrógeno	Catalizador en la refinación del petróleo, grabado del vidrio al aguafuerte, extracción de silicatos, como subproducto en la producción electrolítica de aluminio	Petróleo, metales primarios, aluminio	Acción muy corrosiva e irritante en todos los tejidos del cuerpo; daña las plantas de cítricos, afecta los huesos y dientes del ganado a partir de las plantas.
Sulfuro de hidrógeno	Gases de refinería, petróleo crudo, recuperación de azufre, varias industrias químicas que utilizan compuestos de azufre.	Petróleo, productos químicos	Olor desagradable a huevos podridos, irritación en los ojos y las vías respiratorias, oscurecimiento de la pintura exterior.
Óxidos de nitrógeno	Combustión a alta temperatura; limpieza de metales, fertilizantes, explosivos, ácido nítrico; combustión con arco de carbón; fabricación de H_2SO_4.	Fabricación de metales, productos químicos pesados	Gas irritante que afecta los pulmones y daña la vegetación
Fosgenos	Descomposición térmica de hidrocarburos clorados, desengrasado, fabricación de tinturas, productos farmacéuticos, productos químicos orgánicos.	Fabricación de metales, productos químicos ligeros, textiles	Daño capaz de producir edema pulmonar, a menudo retardado
Partículas en suspensión (óxido de hierro, ceniza, hollín, humo)	Procesos de combustión e industriales (procesos a base de oxígeno)	Metales primarios, plantas generadoras de electricidad	Produce suciedad y reduce la visibilidad
Olores	Sacrificio de animales, curtiduría, enlatado, carnes ahumadas, tostado de café, fabricación de cerveza, productos de tocador	Procesamiento de alimentos, industrias relacionadas	Olores objetables

En la tabla 26-2 aparecen los contaminantes gaseosos más comunes, sus fuentes principales y su importancia.

Contaminantes en partículas Las partículas se pueden definir como materia sólida o líquida cuyo diámetro efectivo es mayor que el de una molécula, pero menor a aproximadamente 1000 μm. Las partículas que se dispersan en un medio gaseoso se conocen en conjunto como "aerosoles". Los términos "humo", "niebla", "bruma" y "polvo" se utilizan, por lo general, para describir los tipos particulares de los aerosoles, dependiendo del tamaño, forma y comportamiento característico de las partículas dispersas. Los aerosoles son bastante difíciles de clasificar sobre una base científica, en términos de sus propiedades fundamentales como, por ejemplo, la velocidad de asentamiento bajo la influencia de fuerzas externas, su actividad óptica, la capacidad para absorber cargas eléctricas, el tamaño y estructura de la partícula, la razón superficie/volumen, la actividad de reacción y su acción fisiológica. En general, el tamaño de la partícula y la velocidad de asentamiento han sido las propiedades más características para muchos propósitos. Por ejemplo, las partículas mayores a 100 μm se pueden excluir de la categoría de dispersiones, porque se asientan muy rápidamente. También, las partículas del orden de 1 μm o menos se asientan con tal lentitud, que para propósitos prácticos se pueden considerar como suspensiones permanentes. A pesar de las posibles ventajas de los esquemas de clasificación científica, el empleo de los términos descriptivos populares, como humo, polvo y niebla, que se basan esencialmente en el modo de formación, parecen ser un método de clasificación satisfactorio y conveniente. Además, este método está bien establecido y comprendido, por lo que sin duda será difícil de cambiar.

El polvo se forma por la pulverización o desintegración mecánica de la materia sólida en partículas de menor tamaño, debido a procesos como molienda, trituración y perforación. El tamaño de las partículas de polvo varía desde un límite inferior de aproximadamente 1 μm hasta 100 o 200 μm o más. Generalmente, las partículas de polvo tienen forma irregular; el tamaño de la partícula se refiere a una dimensión promedio para una partícula determinada. Como ejemplos comunes se tiene la ceniza volátil, los polvos de rocas y la harina. El humo implica cierto grado de densidad óptica y es producto característico de la combustión de materia orgánica como, por ejemplo, madera, carbón y tabaco. Las partículas de humo son muy finas y su tamaño varía desde menos de 0.01 μm hasta 1 μm. Por lo general, tienen forma esférica, si su composición es líquida o alquitranada, e irregular, si su composición es sólida. Debido a su tamaño muy fino de partícula, el humo puede permanecer en suspensión durante largo tiempo y mostrar movimiento browniano activo. Las emanaciones se forman por procesos como sublimación, condensación o combustión y, en general a temperaturas relativamente elevadas. Su tamaño de partícula varía desde menos de 0.1 μm hasta 1 μm. En forma similar al humo, las emanaciones se asientan muy lentamente y muestran un fuerte movimiento browniano. Las nieblas o neblinas se forman usualmente por la condensación del agua u otros vapores sobre núcleos adecuados, lo cual produce la suspensión de pequeñas gotas líquidas, o por la atomización de los líquidos. Por lo general, el tamaño de las partículas de las nieblas o neblinas naturales varía entre 2 a 200 μm. Una clasificación más adecuada para las gotas mayores de 200 μm sería llovizna o lluvia. En la sección 20 (Fig. 20-102) aparecen varias propiedades importantes de los aerosoles, que dependen del tamaño de la partícula.

Cuando una sustancia líquida o sólida pasa a la atmósfera como materia en forma de partícula puede presentarse un cambio en sus propiedades y efectos. A medida que la sustancia se divide en partículas más y más pequeñas, una porción mayor de su área superficial queda expuesta al aire. En estas circunstancias, la sustancia, independientemente de su composición química, tiende a combinarse, en forma física o química, con otras partículas o gases presentes en la atmósfera. A menudo, no se pueden predecir las composiciones resultantes. Las partículas muy pequeñas de los aerosoles (de 0.001 a 0.1 μm) pueden actuar como núcleos de condensación, para facilitar la condensación del vapor de agua y, en consecuencia, promover la formación de nieblas y neblinas cercanas a la superficie terrestre. Las partículas con un tamaño inferior a 2 o 3 μm (que constituyen aproximadamente la mitad en peso de las partículas suspendidas en el aire de las ciudades) pueden penetrar la membrana mucosa y atraer y transportar sustancias químicas peligrosas como, por ejemplo, el bióxido de azufre. Debido al incremento del área superficial de las partículas pequeñas de los aerosoles y como resultado de la adsorción de las moléculas de gases o de otras propiedades semejantes, que pueden facilitar las reacciones químicas, los aerosoles muestran una actividad superficial muy incrementada. Muchas sustancias que en su estado masivo se oxidan lentamente, se oxidarán en forma rápida o, incluso, pueden estallar, al dispersarse en el aire como partículas finas. Por ejemplo, el estallido del polvo es, a menudo, producto de una oxidación o combustión inestable de las partículas de combustible, causada por sus superficies específicas relativamente grandes. Los fenómenos catalíticos y de adsorción también son muy importantes para el análisis y la comprensión de los problemas de contaminación por partículas. La conversión del dióxido de azufre a ácido sulfúrico corrosivo, auxiliada por la acción catalítica de las partículas de óxido de hierro, demuestra la naturaleza catalítica de cierto tipo de partículas existentes en la atmósfera. Por último, los aerosoles pueden absorber energía radiante y conducir rápidamente el calor a los gases circundantes de la atmósfera que, por lo general, son incapaces de absorber energía radiante por sí mismos. En consecuencia, el aire en contacto con los aerosoles se vuelve más caliente.

Estimación de las emisiones de las fuentes El conocimiento de los tipos y velocidades de las emisiones es fundamental para la evaluación de los problemas de contaminación del aire. A menudo, un balance de materia del proceso puede ayudar en esta determinación. La estimación de las velocidades de descarga de los contaminantes producidos en los diversos procesos también se puede obtener mediante los factores de emisión publicados (véase *Compilation of Air Pollution Emission Factors*, 2a. ed., AP-42, U. S. EPA, Research Triangle Park, N. C., abril 1973, con todos sus suplementos posteriores). El factor de emisión es un promedio estadístico de la velocidad a la que se emiten los contaminantes, producto de la combustión o el procesamiento de una cantidad determinada de materia, o bien con base en algún otro parámetro significativo. Los factores de emisión son afectados por las técnicas utilizadas en las operaciones de procesamiento, manejo o combustión, por la calidad del material utilizado y por la eficiencia del control de contaminación del aire. Ya que la combinación de estos factores hacen que la fuente sea específica, los factores de emisión para una fuente pueden no ser satisfactorios para otra. Por consiguiente, se requiere cuidado y buen juicio para la identificación de los factores adecuados de emisión. Si estos factores no se pueden identificar o si se va a diseñar el equipo de control de la contaminación del aire, es necesario realizar un muestreo de la fuente específica. En la tabla 26-3 se resumen las principales fuentes industriales de contaminantes, los contaminantes emitidos a la atmósfera y las técnicas características de control.

Efectos de los contaminantes del aire No hay duda de que durante los fenómenos de contaminación más graves, el aire contaminado afecta en forma significativa la salud. Cientos de fallecimientos se han atribuido al intenso *smog* que se presentó en Londres en 1952, 1956, 1957 y 1962; en Donora, Pennsylvania, en 1948 y en Nueva York en 1953, 1963 y 1966. Mucha gente vio minada su salud y, en general, sufrió afecciones pulmonares. Además, cientos de miles de personas padecieron, durante las circunstancias mencionadas, molestias y malestares serios, que incluían irritación de los ojos y dolores en el pecho. En realidad, estos problemas constituyen una parte mínima de los problemas relacionados con la salud. Existe evidencia considerable de que la contaminación del aire es una amenaza crónica para la salud de los seres humanos. Esta evidencia va desde un rápido incremento del enfisema pulmonar y la identificación de compuestos carcinógenos en el *smog* hasta una evidencia estadística, la cual demuestra que las personas expuestas a una atmósfera contaminada, durante periodos prolongados padecen varias enfermedades y, en general, se reducen sus años de vida.

Efectos sobre los seres humanos Existen testimonios suficientes para asegurar que la contaminación atmosférica afecta adversamente

TABLA 26-3 Téc

Industria
Plantas de reducción de alu
Plantas intermitentes de as
Plantas de cemento
Plantas de preparación de
Plantas de coque
Industria de fertilizantes (químicos)

TABLA 26-3 Técnicas de control aplicables a los procesos unitarios en fuentes importantes de emisiones

Industria	Proceso de operación	Contaminantes del aire emitidos	Técnicas de control
Plantas de reducción de aluminio	Materiales que se manejan en transportadores de cangilones y de banda o transportadores neumáticos	Partículas (polvo)	Sistemas de extracción y filtros de bolsas
	Preparación de los electrodos anódico y catódico		Sistemas de extracción y colectores mecánicos
	Cátodo: horneado	Emisión de hidrocarburos del aglutinante	
	Ánodo: molienda y mezclado	Partículas (polvo)	
	Horneado	Partículas (polvo), CO, SO_2, hidrocarburos y fluoruros	Ciclones de alta eficiencia, precipitadores electrostáticos, depuradores, combustión o incineración catalítica, mecheros, filtros de bolsas.
	Carga de crisoles	Partículas (polvo), CO, HF, SO_2, CF_4 e hidrocarburos	Ciclones de alta eficiencia, filtros de bolsas, torres de rocío, depuradores de lecho flotante, precipitadores electrostáticos, quemisorción, precipitadores electrostáticos en húmedo.
	Fundición de metales	Cl_2, HCl, CO y partículas (polvo)	Sistemas de extracción y depuradores
Plantas intermitentes de asfalto	Manejo, almacenamiento y clasificadores de materiales: elevadores, rampas, cribas vibratorias	Partículas (polvo)	Sistemas locales de extracción con un ciclón como prelimpiador y un depurador o filtro de bolsas.
	Secadores rotatorios operados con petróleo o gas	Partículas y humo	Control adecuado de la combustión; precalentamiento del petróleo combustible donde se requiere; sistema local de extracción ciclón y depurador o filtro de bolsas.
	Tránsito de camiones	Polvo	Humedecer las rutas de los camiones
Plantas de cemento	Cantera, quebradoras primaria y secundaria, transportador, almacenamiento	Partículas (polvo)	Humedecimiento, sistemas de venteo o extracción con recolectores mecánicos
	Procesos en seco, manejo de materiales, separador de aire (horno de aire caliente	Partículas (polvo)	Sistema de extracción local, recolectores mecánicos y filtros de bolsas
	Molienda	Partículas (polvo)	Sistema de extracción local con ciclones y filtros de bolsas
	Transporte neumático y almacenamiento	Partículas (polvo)	
	Proceso en húmedo, manejo de materiales, molienda, almacenamiento	Materiales húmedos, ausencia de polvo	
	Operaciones del horno: horno rotatorio	Partículas (polvo), CO, SO_x, NO_x, hidrocarburos, aldehídos, cetonas	Precipitador electrostático y filtros de bolsas, depurador, mechero
	Enfriador de escoria: manejo de materiales	Partículas (polvo)	Sistema de extracción local y recolectores mecánicos
	Molienda y embalaje: separador de aire, molienda, transporte neumático, manejo de materiales, embalaje.	Partículas (polvo)	Sistema local de extracción y recolectores mecánicos
Plantas de preparación de carbón	Manejo de materiales: transportadores, elevadores, rampas	Partículas (polvo)	Sistemas locales de extracción y ciclones
	Reducción de tamaño: trituración, cribado, clasificación	Partículas (polvo)	Sistemas locales de extracción y ciclones
	Eliminación de polvo	Partículas (polvo)	Sistema local de extracción, prelimpiador de ciclón, filtros de bolsas
	Almacenamiento del carbón en pilas	Partículas volátiles (polvo)	Humedecimiento, cubierta de rocío plástico
	Pilas rechazadas	H_2S, partículas, y humo procedentes de las pilas de almacenamiento en combustión	Escarbar para apagar el fuego, bombeo de agua hacia el área del fuego, recubrimiento con material incombustible
	Secado del carbón: rotatorio, por cribado, en suspensión, en lecho fluidificado, cascada	Polvo, humo, partículas, óxidos de azufre, H_2S	Sistemas de extracción con ciclones y depuradores Venturi
Plantas de coque	Carga de subproductos al horno	Humo, partículas (polvo)	Carga de la tubería, técnicas cuidadosas de carga, campana portátil, depuradores o filtros de bolsas
	Empuje	Humo, partículas (polvo), SO_2	Reducción al mínimo del empuje del coque verde, depuradores y filtros de bolsas
	Extinción	Humo, partículas (polvo y nieblas), fenoles, amoniaco	Placas desviadoras y torres de rocío
	Procesamiento de los subproductos	CO, H_2S, metano, amoniaco, H_2, fenoles, cianuro de hidrógeno, N_2, benceno, xileno, etc.	Precipitadores electrostáticos, depuradores, mecheros
	Almacenamiento del material (carbón y coque)	Partículas de polvo	Humedecimiento, rocío plástico, técnicas de prevención de incendios
Industria de fertilizantes (químicos)	Fertilizantes fosfatados: trituración, molienda y calcinación	Partículas (polvo)	Sistemas de extracción, depuradores, ciclones, filtros de bolsas
	Hidrólisis de P_2O_5	PH_3, $P_2O_5PO_4$ niebla	
	Acidulación y curado	HF, SiF_4	Depuradores
	Granulación	Humo, partículas (polvo) (recuperación del producto)	Sistemas de extracción, depuradores o filtros de bolsas
	Tratamiento con amoniaco	NH_3, NH_4Cl, SiF_4, HF	Ciclones, precipitadores electrostáticos, filtros de bolsas, depuradores de alta energía
	Acidulación con ácido nítrico	NO_x, compuestos fluorados gaseosos	Depurador, adición de urea
	Almacenamiento y embarque del superfosfato	Partículas (polvo)	Sistema de extracción, ciclones, o filtros de bolsas
	Reactor de nitrato de amonio	NH_3, NO_x	Depuradores
	Torre de granulación	NH_4, NO_3	Control adecuado de la operación, depuradores

TABLA 26-3 Técnicas de control aplicables a los procesos unitarios en fuentes importantes de emisiones (*Continuación*)

Industria	Proceso de operación	Contaminantes del aire emitidos	Técnicas de control
Fundidoras de hierro	Fundición (cubilote)		
	Carga	Humo y partículas	Techo con sistemas de ventilación, postquemador de CO, dispositivo de enfriamiento de gases y depuradores, precipitador electrostático o filtros de bolsas, equipo para humedecer y extinguir el fuego
	Fusión	Humo y partículas, vapores	
	Vertimiento	Niebla de aceite, CO	
	Descarga por el fondo	Humo y partículas	
Latón y bronce	Fundición		
	Carga	Partículas de humo, niebla de aceite	Latón rojo con bajo contenido de zinc: empleo de controles adecuados para la combustión y cubierta para la escoria; latón con alto contenido de zinc: empleo de controles adecuados para la combustión, sistema local de extracción y filtros de bolsas o depurador
	Fusión	Vapores de óxido de zinc, partículas, humo	
	Vertimiento	Vapores de óxido de zinc y óxido de plomo	
Aluminio	Fundición: carga, fusión, vertimiento	Humo y partículas	Carga del material limpio (sin pintura ni grasa); se requiere una operación adecuada; no se necesita equipo para el control de la contaminación del aire, si no se utilizan fundentes y no se requiere desgasificación; la carga de material sucio requiere sistema de extracción con depuradores y filtros de bolsas
Zinc	Fundición Carga	Humo y partículas	Sistema de extracción con ciclones y filtros de bolsas; carga del material limpio (sin pintura ni grasa)
	Fusión	Vapores de óxido de zinc	Desnatamiento cuidadoso de la escoria
	Vertimiento	Niebla de aceite e hidrocarburos procedentes de las máquinas de fundición	Empleo de lubricantes para fundición con baja producción de humo
	Sacudimiento en el manejo de la arena	Partículas (polvo), humo, vapores de compuestos orgánicos	
	Poleas magnéticas, transportadores y elevadores, enfriadores rotatorios, cribas, triturador-mezclador	Partículas (polvo)	Sistema de extracción, depuradores, filtros de bolsas
	Hornos para la fabricación de coque	Ácidos orgánicos, aldehídos, humo, hidrocarburos	Empleo de aglutinantes que permitan operar los hornos a menos de 204°C (400°F) o sistemas de extracción y postquemadores
Operaciones de galvanización	Galvanización por inmersión en caliente: el material se sumerge en el zinc fundido; el fundente en polvo sobre la superficie del zinc fundido	Humos, partículas (líquidas), vapores: NH_4Cl, ZnO, $ZnCl_2$, Zn, NH_3, aceite y carbón	Campanas con buen ajuste y velocidades de arrastre elevadas (en algunos casos, la campana no puede estar muy cerca de la paila o cuba; por consiguiente, la velocidad de arrastre debe ser muy elevada), filtros de bolsas, precipitadores electrostáticos
Molinos de pulpa de papel	Digestores: intermitentes y continuos	Mercaptanos, metanol (olores)	Condensadores y empleo del horno de cal, la caldera para el combustible sucio o los hornos como postquemadores
	Evaporadores de efecto múltiple	H_2S, otros olores	Depuradores cáusticos y oxidación térmica de incondensables
	Horno de recuperación	H_2S, mercaptanos, sulfuros orgánicos y disulfuros	Controles para la combustión del papel para carga variable y flujo no restringido de aire primario y secundario al horno y depuradores o precipitador electrostático
	Oxidación del licor negro fuerte y débil	H_2S	Torres empacadas y ciclones
	Tanque de fusión	Partículas (niebla o polvo)	Eliminadores de nieblas, tipo Venturi, torres empacadas o depuradores de impacto
	Horno de cal	Partículas (polvo), H_2S	Depuradores Venturi
Incineradores municipales e industriales	Incineradores de una sola cámara	Partículas, humo, volátiles, CO, SO_x amoniaco, ácidos orgánicos, aldehídos, NO_x, hidrocarburos, olores, HCl	
	Gases de combustión alimentados		Cámaras de asentamiento, depuradores, postquemador
	Incineradores de cámaras múltiples: tipo retorta, en línea	Partículas humo y contaminantes producto de la combustión	Operación a la capacidad nominal, utilizando combustible auxiliar según se especifica y buen mantenimiento, incluyendo limpieza periódica de la ceniza
	Gases de combustión alimentados	Partículas, humo y contaminantes producto de la combustión	Empleo de puertas de carga y controles automáticos para el tiro
	Desperdicio de madera	Partículas, humo y contaminantes producto de la combustión	Sistemas continuos de alimentación; operación con exceso de aire y a la carga de diseño; limitando la carga de materiales aceitosos
	Incineradores municipales: 50 ton o más al día	Partículas, humo, volátiles, CO, amoniaco, ácidos orgánicos, aldehídos, NO_x, hidrocarburos, SO_x, cloruro de hidrógeno, olores	Preparación de los materiales, que incluye pesado, molienda y desmenuzado; control del área de volteo; diseño del horno con los controles automáticos adecuados; técnicas de arranque apropiadas, mantenimiento de las temperaturas de operación de diseño; uso de precipitadores electrostáticos, depuradores, filtros de bolsas; limpieza adecuada de las cenizas

TABLA 26-3 Técnicas de control aplicables a los procesos unitarios en fuentes importantes de emisiones (*Continuación*)

Industria	Proceso de operación	Contaminantes del aire emitidos	Técnicas de control
	Incineradores patológicos	Olores, hidrocarburos	Técnicas de carga adecuadas
	Desperdicios de madera e industriales	Partículas, humo y contaminantes producto de la combustión	Alimentación del combustible modificado; sistemas de secado y combustible auxiliar; ciclones, depuradores
	Tipo caja	Partículas, humo y contaminantes producto de la combustión	Técnicas de arranque adecuadas; carga lenta del material; no sobrecargar
Fundidoras primarias de metales no ferrosos			
Cobre	Tostado	SO_2, partículas, vapores	Sistema de extracción, cámaras de asentamiento, ciclones o depuradores y precipitadores electrostáticos para el polvo y los vapores, planta de ácido sulfúrico para el SO_2
	Horno de reverbero	Humo, partículas, vapores, SO_2	Sistema de extracción, cámaras de asentamiento, ciclones o depuradores y precipitadores electrostáticos para el polvo y los vapores, planta de ácido sulfúrico para el SO2
	Convertidores: carga, desnatado de la escoria, vertimiento, soplado de aire u oxígeno	Humo, vapores, SO_2	Sistema de extracción, cámaras de asentamiento, ciclones o depuradores y precipitadores electrostáticos para el polvo y los vapores, planta de ácido sulfúrico para el SO2
Plomo	Sinterización	SO_2, partículas, humo	Sistema de extracción, ciclones y filtros de bolsas o precipitadores para el polvo y los vapores, planta de ácido sulfúrico para el SO_2
	Alto horno	SO_2, CO, partículas, óxido de plomo, óxido de zinc	Sistema de extracción, cámaras de asentamiento, postquemador y dispositivo de enfriamiento, ciclones y filtro de bolsas
	Horno de reverbero para escoria	SO_2, partículas, vapores	Sistema de extracción, cámaras de asentamiento, ciclones y dispositivo de enfriamiento, filtro de bolsas
	Pailas de refinación	SO_2, partículas	Sistema local de extracción, dispositivo de enfriamiento, filtro de bolsas o precipitador
Cadmio	Tostadores, escoria, hornos fumantes, hornos de eliminación de plomo	Partículas	Sistema local de extracción, filtros de bolsas o precipitador
Zinc	Tostado	Partículas (polvo) y SO_2	Sistema de extracción, humidificador, ciclones, depuradores, precipitador electrostático y planta de ácido
	Sinterización	Partículas (polvo) y SO_2	Sistema de extracción, humidificador, precipitador electrostático y planta de ácido
	Calcinación	Vapores de óxido de zinc, partículas, SO_2, CO	Sistema de extracción y filtros de bolsas
	Retortas: arco eléctrico		
Fundidoras secundarias de metales no ferrosos	Altos hornos y cubilotes—recuperación del metal a partir del desperdicio y la escoria	Polvo, vapores, partículas, vapor de aceite, humo, CO	Sistema de extracción, dispositivos de enfriamiento, quemadores de CO, filtros de bolsas o precipitadores
	Hornos de reverbero	Polvo, vapores, partículas, humo, gases de materiales fundentes	Sistemas de extracción, filtros de bolsas o precipitadores o depuradores Venturi
	Hornos de secado	Humo, partículas, vapores	Prelimpieza del metal, sistemas de extracción, postquemador y filtros de bolsas
	Combustión de alambre de desperdicio y chatarra de automóviles	Humo, partículas	Depuradores y postquemadores
Fábricas de pintura y barniz	Fabricación de resina: reactor cerrado	Acroleína, otros aldehídos y ácidos grasos (olores), anhídrido ftálico (sublimado)	Sistemas de extracción, depuradores y quemadores de vapores
	Cocción del barniz —recipientes cerrados o abiertos	Cetonas, ácidos grasos, ácido fórmico, ácido acético, glicerina, acroleína, otros aldehídos, fenoles y terpenos; de los residuos aceitosos, sulfuro de hidrógeno, sulfuro de alquilo, butilmercaptano, tiofeno (olores)	Sistema de extracción, depuradores y quemadores de vapores, se requieren campanas con buen ajuste para las pailas abiertas
	Adelgazamiento del disolvente	Olefinas, compuestos aromáticos ramificados, cetonas (olores), disolventes	Sistemas de extracción con quemadores de vapores
Rastros	Almacenamiento del ganado	Olores	Procesamiento rápido, limpieza de todas las superficies de concreto, pavimentación de todas las carreteras de tierra, mantenimiento adecuado del drenaje, torres empacadas
	Dispositivos de cocción y filtros	SO_2, mercaptanos, amoníaco, olores	Sistema de extracción, condensador, depurador o incinerador
	Molienda	Partículas (polvo)	Sistema de extracción y depurador
Plantas de material para techos (saturadores de asfalto)	Saturadores de fieltro o papel: sección de rocío, tanque de asfalto, enlazador húmedo	Vapores de asfalto y partículas (líquidas)	Sistema de extracción con alta velocidad de entrada en las campanas [1.02 m/s(>200 ft/min)]; con depuradores, filtros de bolsas u precipitadores electrostáticos de dos etapas y bajo voltaje
	Manejo de roca triturada u otros minerales	Partículas (polvo)	Sistema local de extracción, ciclón o ciclones múltiples

TABLA 26-3 Técnicas de control aplicables a procesos unitarios en fuentes importantes de emisiones (*Continuación*)

Industria	Proceso de operación	Contaminantes del aire emitidos	Técnicas de control
Laminadoras de acero	Alto horno: carga y vaciado	CO, vapores, humo, partículas (polvo)	Buen mantenimiento, fugas por los sellos, empleo de una razón elevada de mineral granulado o sinterizado, combustión del CO en las calderas de calor de desperdicio, estufas u hornos de coque; ciclones, depuradores, precipitadores electrostáticos o depuradores Venturi
	Hornos eléctricos para acero: carga, vaciado, soplado de oxígeno	Vapores, humo, partículas (polvo), CO	Segregación de la escoria sucia; sistema adecuado de campanas, filtros de bolsas, depuradores Venturi, o precipitador electrostático
	Hornos de hogar abierto: soplado de oxígeno, vaciado	Vapores, humo, SO_x, partículas (polvo), CO, NO_x	Sistema adecuado de campanas, cámaras de asentamiento, caldera de calor de desperdicio, filtros de bolsas, precipitador electrostático o depurador Venturi
	Hornos básicos de oxígeno: soplado de oxígeno	Humo, vapores, CO, partículas (polvo)	Sistema adecuado de campanas (para la captura de las emisiones y el CO diluido), depuradores o precipitador electrostático
	Almacén de materia prima	Partículas (polvo)	Humedecimiento o aplicación de rocío plástico
	Granulación	Partículas (polvo)	Sistema adecuado de campanas, ciclón, filtro de bolsas
	Sinterización	Humo, partículas (polvo), SO_x, NO_x	Sistema adecuado de campanas, ciclones, depuradores Venturi, filtro de bolsas o precipitador

en proporción diversa la salud del hombre. [Amdur, Melvin y Drinker, "Effect of Inhalation of Sulfur Dioxide by Man", *Lancet*, London, **2**, 758 (1953); Barton, Corn, Gee, Vasallo y Thomas, "Response of Healthy Men to Inhaled Low Concentrations of Gas-Aerosol Mixtures", *Arch. Environ. Health*, Chicago, **18**, 681 (1969); Bates, Bell, Burnham, Hazucha y Mantha, "Problems in Studies of Human Exposure to Air Pollutants", *Can. Med. Assoc. J.*, Toronto, **103**, 833 (1970); Ciocco y Thompson, "A Follow-Up of Donora Ten Years After: Methodology and Findings", *Am. J. Public Health*, New York, **51**, 155 (1961); Daly, "Air Pollution and Causes of Death", *Br. J. Prev. Soc. Med.*, London, **13**, 14 (1959); Jaffe, "The Biological Effect of Photochemical Air Pollutants on Man and Animals", *Am. J. Public Health*, New York, **57**, 1269 (1967); New York Academy of Medicine, Committee on Public Health, "Air Pollution and Health", *Bull. N.Y. Acad. Med.*, **42**, 588 (1966); Pemberton y Goldberg, "Air Pollution and Bronchitis", *Br. Med. J.*, London, **2**, 567 (1954); Snell y Luchsinger, "Effect of Sulfur Dioxide on Expiratory Flowrates and Total Respiratory Resistance in Normal Human Subjects", *Arch. Environ. Health*, Chicago, **18**, 693 (1969); Speizer y Frank, "A comparison of Changes in Pulmonary Flow Resistance in Healthy Volunteers Acutely Exposed to SO_2 by Mouth y by Nose", *J. Ind. Med.*, **23**, 75 (1966); Stocks, "Cancer and Bronchitis Mortality in Relation to Atmospheric Deposit and Smoke", *Br. Med. J.*, London, **1**, 74 (1959); Toyama, "Air Pollution and Its Health Effects in Japan", *Arch. Environ. Health*, Chicago, **8**, 153 (1963); U.K. Ministry of Health, "Mortality and Morbidity during London Fog of December 1952" Report on Public Health and Medical Subjects No. 95, London, 1954; U.S. Public Health Service, "Air Pollution in Donora, Pa.: Preliminary Report", Public Health Bull 306.] La contaminación del aire es un factor que contribuye a un incremento en la mortalidad y morbilidad, y causa un inicio prematuro de las enfermedades respiratorias crónicas. Existe evidencia de una relación entre la intensidad de la contaminación y la gravedad de los efectos producidos sobre la salud, así como una correspondencia de la relación existente entre la contaminación y las enfermedades de los órganos afectados. Los contaminantes del aire pueden iniciar y agravar muy diversas enfermedades respiratorias, entre las que se incluye el asma. De hecho, los síntomas del asma pueden considerarse como un desorden de las defensas del cuerpo humano al aire contaminado, causado por irritantes específicos transportados por el aire: pólenes, agentes infecciosos y productos químicos gaseosos y en forma de partículas. La respuesta broncopulmonar a estos irritantes extraños es el espasmo de los bronquios y la hipersecreción; los conductos del aire se obstruyen en forma intermitente y reversible.

Los efectos de los contaminantes del aire sobre la funciones sensoriales y nerviosas en los seres humanos varían considerablemente. Los contaminantes olorosos sólo causan molestias menores, pero si persisten, pueden causar irritación, malestar emocional, anorexia y depresión mental. El monóxido de carbono puede causar la muerte por depresión de los centros respiratorios del sistema nervioso central. Poco antes de la muerte, una exposición repetida y prolongada al monóxido de carbono puede alterar la protección sensorial, la percepción temporal y las funciones mentales superiores. Los aerosoles solubles en los lípidos pueden entrar al cuerpo y absorberse en los lípidos del sistema nervioso central, donde sus efectos pueden persistir mucho tiempo después de terminado el contacto inicial. Ejemplos de agentes con efectos crónicos a largo plazo son los pesticidas a base de fosfatos orgánicos y los aerosoles que contienen metales como plomo, mercurio y cadmio.

Los efectos toxicológicos agudos de la mayor parte de los contaminantes del aire son bien conocidos, pero los efectos producidos por la exposición a mezclas heterogéneas de gases y partículas a muy bajas concentraciones apenas comienzan a entenderse. Para estudiar los efectos de los contaminantes del aire sobre los seres humanos se pueden seguir dos métodos generales: la epidemiología, que intenta relacionar el efecto producido en las grandes poblaciones con la causa, y la investigación de laboratorio, que comienza con la causa y trata de determinar los efectos. Desde el punto de vista ideal, los dos métodos deben complementarse entre sí.

La epidemiología es el más costoso de los dos, requiere gran cuidado en la planeación y, a menudo, su aplicación padece de datos incompletos y falta de controles. Sin embargo, este método tiene una gran ventaja al utilizarlo en los seres humanos, ya que no se ve limitado por barreras morales, como sucede con algunas investigaciones de laboratorio. Por consiguiente, la epidemiología es muy útil y ha producido información considerable. La investigación de laboratorio es menos costosa y sus resultados se pueden verificar por comparación con los controles establecidos y mediante la repetición experimental.

Efectos en los animales Se sigue realizando un trabajo considerable sobre el efecto de los contaminantes en los animales, que incluye, para algunas especies, experimentos que abarcan contaminantes mezclados y sistemas mixtos de gases y aerosoles. En general, este trabajo ha demostrado que los contaminantes mezclados pueden actuar en varias formas diferentes; es decir, pueden producir un efecto aditivo en el que, al sumarse los efectos causados por los contaminantes individuales, se produce un efecto que puede ser mayor al aditivo simple (sinergístico) o menor al aditivo simple (antagonístico), o pueden causar un efecto que difiere en alguna forma del aditivo simple.

El mecanismo por el cual se pueden envenenar los animales es, en muchos casos, totalmente distinto al seguido en los seres humanos. Al igual que en el hombre, la inhalación es una vía importante de entrada

en exposiciones agud
incidentes del valle d
más común para los
taminada es la ingest
del aire. En este caso
En consecuencia, l
el ganado son los qu
plantas. Sólo se han
san daño a los anim
plomo y el molibden
Efectos sobre la ve
animales a muchos d
métodos que utilizan
los contaminantes. L
vegetación pueden s
en el rendimiento de
observar que, en alg
plateado de los vege
planta aún puede util
dor; sin embargo, ést
y, en consecuencia,
nantes que pueden s
azufre, el fluoruro d
sado por los constitu
pliamente y se atribu
aldehídos de orden
con las olefinas. Sin
precisa todos los asp
ta permanece abierta
Efectos en los ma
taminantes del aire
del *smog* fotoquímic
tinturas; el sulfuro d
ropa lavada y los ac
Entre los efectos má
ensuciamiento de la
1. *Decoloración*
edificios y se acumu
negrece las contrucc
dar incrustado, lo c
estructuras y reduce
decoloración de la
buen ejemplo lo co
base de plomo, debi
2. *Corrosión.* U
mica es la acción co
los edificios. Estos g
llen y descascaren;
también se dañan p
Otro efecto común e
de hule; cuando esto
se agrietan y adquie

TABLA 26-4 Es

C
Óxidos de azufre
Partículas
Monóxido de carbono
Ozono (corregido por
Hidrocarburos (correg
Óxidos de nitrógeno
Plomo
Oxidantes fotoquímic

NOTA: El estándar d

(Continuación)

de control

ugas por los sellos, empleo
fa de mineral granulado o
ción del CO en las calderas
cio, estufas u hornos de co-
puradores, precipitadores
radores Venturi

ta sucia; sistema adecuado
s de bolsas, depuradores
lor electrostático

mpanas, cámaras de asen-
calor de desperdicio, fil-
pitador electrostático o de-

mpanas (para la captura de
O diluido), depuradores o
ático

tación de rocío plástico

ampanas, ciclón, filtro de

mpanas, ciclones, depura-
de bolsas o precipitador

menores, pero si per-
al, anorexia y depre-
sar la muerte por de-
rvioso central. Poco
ongada al monóxido
la percepción tempo-
soles solubles en los
s lípidos del sistema
sistir mucho tiempo
plos de agentes con
base de fosfatos or-
mo plomo, mercurio

parte de los contami-
os producidos por la
rtículas a muy bajas
e. Para estudiar los
res humanos se pue-
gía, que intenta rela-
ones con la causa, y
n la causa y trata de
eal, los dos métodos

quiere gran cuidado
de datos incomple-
tiene una gran ven-
se ve limitado por
igaciones de labora-
útil y ha producido
boratorio es menos
omparación con los
perimental.
n trabajo considera-
males, que incluye,
contaminantes mez-
general, este trabajo
ueden actuar en va-
n efecto aditivo en
ntaminantes indivi-
r al aditivo simple
tico), o pueden cau-
ro simple.
los animales es, en
seres humanos. Al
portante de entrada

en exposiciones agudas de contaminación del aire, como ocurrió en los incidentes del valle de Meusa y en Donora. Sin embargo, la exposición más común para los animales herbívoros que pastan en una zona contaminada es la ingestión de alimento afectado por los contaminantes del aire. En este caso, la inhalación tiene una importancia secundaria.

En consecuencia, los contaminantes que representan un peligro para el ganado son los que absorben la vegetación o se depositan sobre las plantas. Sólo se han observado unos cuantos contaminantes que causan daño a los animales y que incluyen el arsénico, los fluoruros, el plomo y el molibdeno.

Efectos sobre la vegetación La vegetación es más sensible que los animales a muchos de los contaminantes del aire y se han desarrollado métodos que utilizan la respuesta de las plantas para medir e identificar los contaminantes. Los efectos de la contaminación del aire sobre la vegetación pueden ser la muerte, la falta de crecimiento, la reducción en el rendimiento de la cosecha y la degradación del color. Conviene observar que, en algunos casos de daño al color, como por ejemplo el plateado de los vegetales con hojas, producido por los oxidantes, la planta aún puede utilizarse como alimento sin peligro para el consumidor; sin embargo, éste no comprará dichos vegetales por antiestéticos y, en consecuencia, el agricultor sufrirá pérdidas. Entre los contaminantes que pueden ser dañinos para las plantas se tienen el bióxido de azufre, el fluoruro de hidrógeno y el etileno. El daño a las plantas causado por los constituyentes del *smog* fotoquímico se ha estudiado ampliamente y se atribuye al ozono y a los nitratos de peroxiacilo, a los aldehídos de orden superior y a los productos de reacción del ozono con las olefinas. Sin embargo, ninguno de estos casos duplica en forma precisa todos los aspectos del daño observado en el campo y la pregunta permanece abierta a debate y estudio posteriores.

Efectos en los materiales. Es bien conocido el daño que los contaminantes del aire pueden producir en algunos materiales: el ozono del *smog* fotoquímico agrieta el hule, debilita las telas y desvanece las tinturas; el sulfuro de hidrógeno ennegrece la plata; el humo ensucia la ropa lavada y los aerosoles ácidos arruinan las mangueras de nylon. Entre los efectos más importantes se tienen la decoloración, corrosión, ensuciamiento de las mercancías y deterioro de la visibilidad.

1. *Decoloración.* Muchos contaminantes del aire decoloran los edificios y se acumulan sobre ellos. El material con hollín no sólo ennegrece las contrucciones sino que, además, puede acumularse y quedar incrustado, lo cual oculta las líneas y decoraciones, desfigura las estructuras y reduce su apariencia estética. Otro efecto común es la decoloración de la pintura, producida por algunos gases ácidos. Un buen ejemplo lo constituye el ennegrecimiento de la pintura blanca a base de plomo, debido al sulfuro de hidrógeno.

2. *Corrosión.* Un efecto más grave y de gran importancia económica es la acción corrosiva de los gases ácidos sobre los materiales de los edificios. Estos gases hacen que las superficies de piedra se ampollen y descascaren; el mortero puede reducirse a polvo. Los metales también se dañan por la acción corrosiva de ciertos contaminantes. Otro efecto común es el deterioro de los neumáticos y otros productos de hule; cuando estos artículos se exponen al ozono y otros oxidantes, se agrietan y adquieren una apariencia "seca".

3. *Ensuciamiento de las mercancías.* La ropa y los artículos del hogar se pueden ensuciar fácilmente a causa de los contaminantes del aire y, en consecuencia, la limpieza requerida con más frecuencia puede resultar costosa. Además, la limpieza más frecuente acorta habitualmente la vida de los materiales y hace necesario comprar nuevas mercancías con mayor frecuencia.

4. *Deterioro de la visibilidad.* El deterioro de la visibilidad atmosférica (es decir, la disminución del campo visual a través de una atmósfera contaminada) es producto de la dispersión de los rayos del Sol, debida a las partículas suspendidas en el aire y no el resultado de un oscurecimiento de la luz solar causado por los materiales presentes en el aire. Ya que la dispersión de los rayos del Sol y no el oscurecimiento es la causa principal de la reducción de la visibilidad, esta disminución debida a la presencia de contaminantes en el aire ocurre principalmente en días claros. Cuando el día está nublado o por la noche, el efecto quizá no se observe, a pesar de que exista la misma concentración de partículas que la existente en días soleados. La reducción de la visibilidad crea varios problemas y los más importantes son los efectos adversos sobre los aviones, las carreteras y las operaciones portuarias. La visibilidad reducida también puede causar impresiones estéticas adversas, que afecten el crecimiento y desarrollo de la zona. Las condiciones extremas, como por ejemplo las tormentas de polvo y arena, pueden causar daño físico por sí mismas.

LEYES, REGLAMENTOS Y OFICINAS GUBERNAMENTALES DE ESTADOS UNIDOS

A pesar de que desde la década de 1950 se han promulgado muchas leyes federales relacionadas con la contaminación del aire, el marco estatutario básico actualmente en vigor fue establecido por la Clean Air Act (Ley de Aire Limpio) de 1970, enmendada en 1974, para cubrir los aspectos relacionados con la energía, y nuevamente en 1977 cuando se adoptaron una serie de reformas que contienen aspectos particularmente importantes, relacionados con la aprobación de nuevas plantas industriales.

Clean Air Act de 1970 Esta ley se basó en el concepto de lograr los estándares nacionales de la calidad del aire ambiente [National Ambient Air Quality Standars (NAAQS)]. Se acumularon y analizaron datos para establecer cuál era realmente la calidad del aire, identificar las fuentes de contaminación, determinar cómo se dispersan e interactúan los contaminantes en el aire ambiente y definir las reducciones y controles necesarios para lograr los objetivos de calidad del aire.

EPA promulgó el conjunto básico de normas o estándares actuales de calidad del aire ambiente en abril de 1971. Los contaminantes específicos reglamentados fueron las partículas, el bióxido de azufre, los oxidantes fotoquímicos, los hidrocarburos, el monóxido de carbono y los óxidos de nitrógeno. En 1978 se agregó el plomo. En la tabla 26-4 aparecen las normas actuales.

Para disponer de unidades geográficas básicas, necesarias en los programas de control de la contaminación del aire, Estados Unidos se dividió en 247 zonas para el control de la calidad del aire. Mediante un

TABLA 26-4 Estándares primario y secundario de Estados Unidos sobre la calidad del aire, 1983

Contaminante	Tiempo promedio	Estándar primario	Estándar secundario
Óxidos de azufre	Media aritmética anual	80 $\mu g/m^3$ (0.03 ppm)	
	24 h	365 $\mu g/m^3$ (0.14 ppm)	
	3 h		1 300 $\mu g/m^3$ (0.5 ppm)
Partículas	Media geométrica anual	75 $\mu g/m^3$	60 $\mu g/m^3$
	24 h	260 $\mu g/m^3$	150 $\mu g/m^3$
Monóxido de carbono	8 h	10 mg/m^3	Igual al estándar primario
	1 h	40 mg/m^3 (35 ppm)	
Ozono (corregido por NO_2 y SO_2)	1 h	240 $\mu g/m^3$ (0.12 ppm)	Igual al estándar primario
Hidrocarburos (corregidos por metano)	3 h	160 $\mu g/m^3$ (0.24 ppm)	Igual al estándar primario
Óxidos de nitrógeno	Media aritmética anual	100 $\mu g/m^3$ (0.05 ppm)	Igual al estándar primario
Plomo	3 meses	1.5 $\mu g/m^3$	Igual al estándar primario
Oxidantes fotoquímicos (expresados como ozono)	1 h	160 $\mu g/m^3$ (0.08 ppm)	Igual al estándar primario

NOTA: El estándar de Estados Unidos, salvo los basados en las medias aritméticas o geométricas anuales, no debe excederse más de una vez al año.

TABLA 26-5 Estándares de funcionamiento, 40 CFR parte 60

Categoría de la fuente	Instalación afectada	Contaminante	Nivel de emisión	Requerimiento de monitoreo[d]
Subparte D: **Generadores de vapor operados con combustibles fósiles y una capacidad** >73 MW Entrada de calor (> 250 millones de Btu/h) Propuesto 8/17/71 (36FR 15703) Publicado 12/23/71 (36 FR24876)	Calderas operadas con carbón[b]	Partículas	0.10 lb millón Btu	No requiere
		Opacidad	20% (27% para 6 min/h)	Continuo
		SO_2	1.20 lb/millón Btu	Continuo
		NO_x		Continuo
		Carbón de antracita, bituminoso o subbituminoso	0.70 lb/millón Btu	
		Lignito[c]	0.60 lb/millón Btu	
Revisado 7/26/72 (37 FR 14877) 6/14/74 (39 FR 20790) 1/16/75 (40 FR 2803) 10/6/75 (40 FR 46250) 8/15/77 (42 FR 41122) 12/15/77 (42 FR 61537) 3/7/78 (43 FR 9276)		Más de 25% de residuo de carbón	Exento	
	Calderas operadas con gas o petróleo	Partícula	0.10 lb millón Btu	No requiere
		Opacidad	20% (27% para 6 min/h)	Continuo
		SO_2—petróleo	0.80 lb/millón Btu	Continuo
		NO_x—petróleo	0.30 lb/millón Btu	Continuo
		NOx—gas	0.20 lb/millón Btu	Continuo
Subparte Da: **Unidades generadoras de vapor para empresas productoras de electricidad, con capacidad** >73 MW Entrada de calor (>250 millones de Btu/h) Propuesto 9/19/78 (43 FR 42154) Publicado 6/11/79 (44 FR 33580)	Calderas operadas con carbón (y combustibles derivados del carbón)	Partículas	0.03 lb/millón Btu	No requiere
		Opacidad	20% (27% para 6 min/h)	Continuo
		SO_2	1.2 lb/millón de Btu[d] y 90% de reducción[e], excepto 70% de reducción cuando las emisiones son inferiores a 0.6 lb/millón de Btu[e]	Acatamiento continuo
		NO_x[f]	0.60 lb/millón Btu	Acatamiento continuo
		Carbón de antracita, bituminoso, lignito[c]		
		Carbón subbituminoso	0.50 lb/millón Btu	
		Combustibles derivados del carbón y aceite de esquistos	0.50 lb/millón Btu	
	Calderas operadas con gas o petróleo	Más de 25% de residuo de carbón	Exento	
		Partículas	0.03 lb/millón Btu	No requiere
		Opacidad	20% (27% para 6 min/h)	Continuo
		SO_2	0.80 lb/millón Btu y 90% reducción[e] o 0.20 lb/ millón Btu (no requiere reducción)	Acatamiento continuo
		NO_x—petróleo	0.30 lb/millón Btu	Acatamiento continuo
		NO_x—petróleo	0.20 lb/millón Btu	Acatamiento continuo
Subparte E: **Incineradores** (> 50 ton/día) Propuesto 8/17/71 (36 FR 15703) Publicado 12/23/71 (36 FR 24876) Revisado 6/14/74 (39 FR 20790)	Incineradores	Partículas	0.80 gr/dscf corregido para 12% de CO_2	No requiere
Subparte F: **Plantas de cemento Portland** Propuesto 8/17/71 (36 FR 15703) Publicado 12/23/71 (36 FR 24876) Revisado 6/14/74 (39 FR 20790) 11/12/74 (39 FR 39874) 10/6/75 (40 FR 46250)	Horno	Partícula	0.30 lb/ton	No requiere
		Opacidad	20%	No requiere
	Enfriador de escoria	Partículas	0.10 lb/ton	No requiere
		Opacidad	10%	No requiere
	Fugas[g]	Opacidad	10%	No requiere
	Puntos de emisión			

TABLA 26-5 Est

Categoría de la fuer
Subparte G: **Plantas de ácido nítri** Propuesto 8/17/71 (36 FR 15703 Publicado 12/23/71 (36 FR 2487 Revisado 5/23/73 (38 FR 13562 6/14/74 (39 FR 20790 10/6/75 (40 FR 46250
Subparte H: **Plantas de ácido sulf** Propuesto 8/17/71 (36 FR 15703 Publicado 12/23/71 (36 FR 2487 Revisado 5/23/73 (38 FR 13562 6/14/74 (39 FR 20790 10/6/75 (40 FR 46250
Subparte I: Plantas de creto y de asfalto Propuesto 6/11/73 (38 FR 1540 Publicado 3/8/74 (39 FR 9308) Revisado 10/6/75 (40 FR 46250
Subparte J: **Refinerías de petról** Propuesto 6/11/73 (38 FR 1540 Publicado 3/8/74/ (39 FR 9308) Revisado 10/6/75 (40 FR 4625 6/24/77 (42 FR 3242 3/15/78 (43 FR 1086 3/12/79 (44 FR 1348
Subparte K: **Recipientes de almacenamiento pa líquidos derivados petróleo** Construidos después 6/11/73 y antes de 5/ Propuesto 6/11/73 (38 FR 1540 Publicado 3/8/74 (39 FR 9308) Revisado 4/17/74 (39 FR 137 6/14/74 (39 FR 207 4/4/80 (45 FR 2337
Subparte Ka: **Recipientes de alm miento para líquid vados del petróleo** Construidos después d mayo de 1978 Propuesto 5/18/78 (43 FR 216 Publicado 4/4/80 (45 FR 2337

TABLA 26-5 Estándares de funcionamiento, 40 CFR parte 60 (*Continuación*)

Categoría de la fuente	Instalación afectada	Contaminante	Nivel de emisión	Requerimiento de monitoreo[a]
Subparte G:				
Plantas de ácido nítrico	Equipo de proceso	Opacidad	10%	No requiere
Propuesto		NO_x	3.0 lb/ton	Continuo
8/17/71 (36 FR 15703)				
Publicado				
12/23/71 (36 FR 24876)				
Revisado				
5/23/73 (38 FR 13562)				
6/14/74 (39 FR 20790)				
10/6/75 (40 FR 46250)				
Subparte H:				
Plantas de ácido sulfúrico	Equipo de proceso	SO_2	4.0 lb/ton	Continuo
Propuesto				
8/17/71 (36 FR 15703)		Niebla de ácido	0.15 lb/ton	No requiere
		Opacidad	10%	No requiere
Publicado				
12/23/71 (36 FR 24876)				
Revisado				
5/23/73 (38 FR 13562)				
6/14/74 (39 FR 20790)				
10/6/75 (40 FR 46250)				
Subparte I: Plantas de concreto y de asfalto	Secadores, sistemas de pesado y cribado, sistemas de almacenamiento, transferencia y carga: equipo de manejo de polvo	Partículas	0.04 gr/dscf (90 mg/dscm	No requiere
Propuesto				
6/11/73 (38 FR 15406)		Opacidad	20%	No requiere
Publicado				
3/8/74 (39 FR 9308)				
Revisado				
10/6/75 (40 FR 46250)				
Subparte J:				
Refinerías de petróleo	Unidad de fraccionamiento catalítico fluido, regenerador del catalizador	Partículas	1.0 lb/1000 lb de coque quemado	No requiere
Propuesto				
6/11/73 (38 FR 15406)		Opacidad	30% (exención de 6 min)	Continuo
Publicado				
3/8/74/ (39 FR 9308)		CO	0.05%	Continuo[b]
	Dispositivos de combustión del gas combustible	SO_2	0.10 gr/dscf	Continuo
Revisado				
10/6/75 (40 FR 46250)		H_2S	230 mg/dscm	Continuo[b]
6/24/77 (42 FR 32426)				
3/15/78 (43 FR 10866)	Plantas de recuperación de azufre	SO_2	0.025% (a 0% oxígeno)	Continuo
3/12/79 (44 FR 13480)		Compuestos de azufre reducido y H_2S	0.030% (a 0% oxígeno)	Continuo[b]
			0.00105% (a 0% oxígeno)	Continuo[b]
Subparte K:				
Recipientes de almacenamiento para líquidos derivados del petróleo	Tanques de almacenamiento > 40 000 gal y > 65 000 gal de capacidad, construidos después de 3/8/74 y antes de 5/19/78	VOC	Equipo estándar[m]	No requiere
Construidos después de 6/11/73 y antes de 5/19/78				
Propuesto	> 65 000 gal, construidos después de 6/11/73 y antes de 5/19/78			
6/11/73 (38 FR 15406)				
Publicado				
3/8/74 (39 FR 9308)				
Revisado				
4/17/74 (39 FR 13776)				
6/14/74 (39 FR 20790)				
4/4/80 (45 FR 23373)				
Subparte Ka:	Recipientes de almacenamiento > 40 000 gal de capacidad construidos después de 5/18/78	VOC	Equipo estándar[n]	Ninguno
Recipientes de almacenamiento para líquidos derivados del petróleo				
Construidos después del 18 de mayo de 1978	Recipientes de almacenamiento > 420 000 gal de capacidad, para petróleo o condensado almacenado, procesado o tratado, antes de la transferencia de seguridad, *sin* afectar la instalación y exentos			
Propuesto				
5/18/78 (43 FR 21615)				
Publicado				
4/4/80 (45 FR 23373)				

TABLA 26-5 Estándares de funcionamiento, 40 CFR parte 60 (*Continuación*)

Categoría de la fuente	Instalación afectada	Contaminante	Nivel de emisión	Requerimiento de monitoreo[a]
Subparte L: **Fundidoras secundarias de plomo**	Altos hornos y hornos de reverbero	Partículas	0.022 gr/dscf (50 mg/dscm)	No requiere
Propuesto 6/11/73 (38 FR 15406)		Opacidad	20%	No requiere
	Hornos de crisol	Opacidad	10%	No requiere
Publicado 3/8/74 (39 FR 9308)				
Revisado 4/17/74 (39 FR 13776) 10/6/75 (40 FR 46250)				
Subparte M: **Plantas secundarias de bronce y latón**	Hornos de reverbero	Partículas	0.022 gr/dscf (50 mg/dscm)	No requiere
Propuesto 6/11/73 (38 FR 15406)		Opacidad	20%	No requiere
	Altos hornos y hornos eléctricos	Opacidad	10%	No requiere
Publicado 3/8/74 (39 FR 9308)				
Revisado 10/6/75 (40 FR 46250)				
Subparte N: **Plantas de hierro y acero**	Hornos del proceso básico de oxígeno	Partículas	0.022 gr/dscf (50 mg/dscm)	No requiere
Propuesto 6/11/73 (38 FR 15406)		Opacidad	10%	Pérdida de presión en el depurador
Publicado 3/8/74 (39 FR 9308)			20% en cada ciclo de producción	Presión de agua
Revisado 4/13/78 (43 FR 15600)				
Subparte O: **Plantas de tratamiento de aguas negras**	Incineradores de sedimento	Partículas	1.30 lb/ton	Masa o volumen del sedimento: masa de los desperdicios sólidos municipales, si existen
Propuesto 6/11/73 (38 FR 15406)		Opacidad	20%	No requiere
Publicado 3/8/74 (39 FR 9308)				
Revisado 4/17/74 (39 FR 13775) 5/3/74 (39 FR 15396) 10/6/75 (40 FR 46250) 11/10/77 (42 FR 58520)				
Subparte P: **Fundidoras primarias de cobre**	Secador	Partículas	0.022 gr/dscf (50 mg/dscm)	No requiere
Propuesto 10/16/74 (39 FR 37039)		Opacidad	20%	Continuo
	Tostador, horno de fusión,* convertidor de cobre	SO_2	0.065%	Continuo
Publicado 1/15/75 (41 FR 2331)		Opacidad	20%	No requiere
Revisado 2/26/76 (41 FR 8346) 11/1/77 (42 FR 125)	* Hornos de reverbero que procesan las altas impurezas de la alimentación, los materiales están exentos de SO_2 estándar			
Subparte Q: **Fundidoras primarias de zinc**	Máquina de sinterización	Partículas	0.022 gr/dscf (50 mg/dscm)	No requiere
Propuesto 10/16/74 (39 FR 37039)		Opacidad	20%	Continuo
Publicado 1/15/76 (41 FR 2331)	Tostador	SO_2	0.065%	Continuo
		Opacidad	20%	No requiere
Subparte R: **Fundidoras primarias de plomo**	Alto horno u horno de reverbero, máquina de sinterización en el extremo terminal	Partículas	0.022 gr/dscf (50 mg/dscm	No requiere
Propuesto 10/16/74 (39 FR 37039)		Opacidad	20%	Continuo
Publicado 1/15/76 (41 FR 2331)	Máquina de sinterización, horno eléctrico, convertidor	SO_2	0.065%	Continuo
		Opacidad	20%	No requiere

TABLA 26-5 Está

Categoría de la fue
Subparte S: **Plantas primarias de r de aluminio**
Propuesto 10/23/74 (39 FR 37729)
Publicado 1/26/76 (41 FR 3825)
6/30/80 (45 FR 44296)
Subparte T: **Plantas de fertilizante fosfatados**
Propuesto 10/22/74 (39 FR 37601
Publicado 8/6/75 (40 FR 33152)
Subparte U:
Subparte V:
Subparte W:
Subparte X:
Subparte Y: **Plantas de preparació**
Propuesto 10/24/74 (39 FR 3792
Publicado 1/15/76 (41 FR 2232)
Subparte Z: **Instalaciones para l de aleaciones ferros**
Propuesto 10/21/74 (39 FR 374
Publicado 5/4/75 (41 FR 18497
Revisado 5/20/76 (41 FR 2065
Subparte AA: **Fundidoras de hier**
Propuesto 10/21/74 (39 FR 374
Publicado 9/23/75 (40 FR 4385

TABLA 26-5 Estándares de funcionamiento, 40 CFR parte 60 (*Continuación*)

Categoría de la fuente	Instalación afectada	Contaminante	Nivel de emisión	Requerimiento de monitoreo[a]
Subparte S:				
Plantas primarias de reducción de aluminio	Grupo Protoom	*a*) Fluoruros totales	2.0 lb/ton	No requiere
	a) Planta de Soderberg			
		Opacidad	10%	No requiere
Propuesto				
10/23/74 (39 FR 37729)	*b*) Planta de prehorneado	*b*) Fluoruros totales	1.9 lb/ton	No requiere
Publicado		Opacidad	10%	No requiere
1/26/76 (41 FR 3825)				
	Plantas de horneado de los ánodos	Fluoruros totales	0.1 lb/ton	No requiere
6/30/80 (45 FR 44296)		Opacidad	20%	No requiere
Subparte T:				
Plantas de fertilizantes fosfatados	Proceso húmedo con ácido fosfórico	Fluoruros totales	0.02 lb/ton	Caída de presión total a través del sistema de depuración
Propuesto				
10/22/74 (39 FR 37601)				
Publicado				
8/6/75 (40 FR 33152)				
Subparte U:	Acido superfosfórico	Fluoruros totales	0.01 lb/ton	Caída de presión total a través del sistema de depuración
Subparte V:	Fosfato diamónico	Fluoruros totales	0.06 lb/ton	Caída de presión total a través del sistema de depuración
Subparte W:	Superfosfato triple	Fluoruros totales	0.2 lb/ton	Caída de presión total a través del sistema de depuración
Subparte X:	Superfosfato triple granular	Fluoruros totales	$(5.0)(10^{-4})$ lb/(h·ton)	Caída de presión total a través del sistema de depuración
Subparte Y:				
Plantas de preparación de carbón	Secador térmico	Partículas	0.031 gr/dscf (0.070 g/dscm)	Temperatura pérdida de presión en el depurador
Propuesto				
10/24/74 (39 FR 37921)				Presión de agua
Publicado		Opacidad	20%	No requiere
1/15/76 (41 FR 2232)				
	Equipo neumático para la limpieza del carbón	Partículas	0.018 gr/dscf (0.040 g/dscm)	No requiere
		Opacidad	10%	No requiere
	Equipo de procesamiento y transporte, sistemas de almacenamiento, sistemas de transferencia y carga	Opacidad	20%	No requiere
Subparte Z:				
Instalaciones para la producción de aleaciones ferrosas	Hornos de arco eléctrico sumergido	Partículas	0.99 lb/MWh (0.45 kg/MWh) ("aleaciones de alto contenido de silicio"); 0.51 lb/MWh (0.23 lb/MWh (aleaciones de cromo y manganeso)	No requiere
Propuesto				
10/21/74 (39 FR 37469)				
Publicado				
5/4/75 (41 FR 18497)			Pueden escapar emisiones no visibles del sistema de captura del horno	Monitoreo de la velocidad de flujo en la campana
Revisado				
5/20/76 (41 FR 20659)			Pueden escapar emisiones no visibles del sistema de decantación para > 40% de cada periodo de decantación	Monitoreo de la velocidad de flujo en la campana
		Opacidad	15%	Continuo
		CO	20% base volumen	No requiere
	Equipo para el manejo de polvo	Opacidad	10%	No requiere
Subparte AA:				
Fundidoras de hierro y acero	Hornos de arco eléctrico	Partículas	0.0052 gr/dscf (12 mg/dscm)	No requiere
Propuesto				
10/21/74 (39 FR 37465)				
Publicado		Opacidad		
9/23/75 (40 FR 43850)				
		a) dispositivo de control	3%	Continuo
		b) techo del taller	0, excepto 20% —carga 40%—decantación	Monitoreo de la velocidad de flujo en la campana

TABLA 26-5 Estándares de funcionamiento, 40 CFR parte 60 (*Continuación*)

Categoría de la fuente	Instalación afectada	Contaminante	Nivel de emisión	Requerimiento de monitoreo[a]
	Equipo de manejo de polvo	Opacidad	10%	Monitoreo de la presión en el sistema DSE
Subparte BB: **Molinos de pulpa de papel** (Operaciones de pulpa de papel con neutralización de sulfito y molinos semiquímicos de pulpa. Propuesto 9/24/76 (41 FR 42012) Publicado 2/23/78 (43 FR 7568) Revisado 8/7/78 (43 FR 34784) 1/12/79 (44 FR 2578)	Sistemas del digestor, lavador, evaporador, separador de condensado, u oxidación del licor negro	Azufre total reducido (TRS)	5 ppm en volumen, en base seca, corregido para el contenido específico de oxígeno	Continuo[b]
	Hornos de recuperación directa de pulpa	TRS	5 ppm en volumen, en base seca, corregido para el 8% de oxígeno	Continuo[b]
	Hornos de recuperación transversal	TRS	25 ppm en volumen, en base seca, corregido para el 8% de oxígeno	Continuo[b]
	Tanques de fusión	TRS	0.0084 g/kg de sólidos del licor negro (base seca) [0.0168 lb/ton de sólidos del licor negro (base seca)]	Continuo[b]
	Hornos de cal	TRS	8 ppm en volumen, en base seca, corregidos para el 10% de oxígeno	Continuo[b]
	Cualquier horno de recuperación	Partículas	0.10 g/m^3 estándar (0.044 granos/ft^3 estándar), corregidos para el 8% de oxígeno	No requiere
	Tanques de fusión	Opacidad	35%	Continuo
		Partículas	0.1 g/kg de sólidos del licor negro (base seca) [0.2 lb/ton de sólidos del licor negro (base seca)]	Medición continua de la pérdida de presión, cuando se emplea un dispositivo depurador para el control de emisiones
	Hornos de cal	Partículas	0.15 g/m^3 estándar (0.067 granos/ft^3 estándar), corregidos para el 10% de oxígeno, cuando se utilizan combustibles fósiles gaseosos	Medición continua de la pérdida de presión, cuando se emplea un dispositivo depurador para el control de emisiones
			0.30 g/m^3 estándar (0.13 granos/ft^3 estándar), corregidos para el 10% de oxígeno, cuando se utilizan combustibles fósiles líquidos	
Subparte CC: **Fábricas de vidrio** Propuesto 6/15/79 (44 FR 34840) Publicado 10/7/80 (45 FR 66751) **Se llenaron las peticiones para reconsideración.**	Hornos de fusión de vidrio	Partículas	Las velocidades varían	Ninguna
Subparte DD: **Elevadores de granos**[c,f] Propuesto 1/13/77 (42 FR 2842) 6/24/77 (42 FR 32264) Propuesta suspendida 8/3/78 (43 FR 34349) **Propuesta reinstalada** Publicado 8/3/78 (43 FR 34340)	Todas las instalaciones listadas abajo	Partículas	0.01 gr/dscf	No requiere
	Estaciones de carga de camiones	Opacidad	10%	No requiere
	Estaciones de descarga de camiones	Opacidad	5%	No requiere
	Estaciones de carga de barcos o lanchones	Opacidad	20%	No requiere
	Estaciones de descarga de barcos o lanchones		Equipo estándar[g]	No requiere
	Estaciones de carga de vagones de ferrocarril	Opacidad	5%	No requiere
	Estaciones de descarga de vagones de ferrocarril	Opacidad	5%	No requiere
	Secadores de granos	Opacidad	0%	No requiere
	Secadores de columna, que tengan platos perforados con un diámetro de orificio mayor a 0.094 in			
	Secadores de charolas, con filtros de mallas de más de 50 mallas			
	Operaciones de manejo de granos	Opacidad	0%	No requiere

TABLA 26-5 Está

Categoría de la fue

Subparte GG:
Turbinas de gas—entr
calor a carga máxima ig
mayor que 10.7 GJ/h
(~ 1000 hp)

Propuesto
Oct. 3, 1977 (42 FR 537
Publicado
Sept. 10, 1979 (44 FR 5
Estándar bajo petición de r

*Revisión propuesta el 4/

Subparte HH:
Fábricas de cal

Propuesto
5/3/77 (42 FR 22506)
Publicado
3/7/78 (43 FR 9452)

Subparte MM:
Operaciones de plant
superficie de automó
camiones ligeros

Propuesto
10/5/79 (44 FR 57792

Publicado
12/24/80 (45 FR 8541

Subparte PP:
Fabricación de sulfa
de amonio

Propuesto
2/4/80 (45 FR 7758)
Publicado
11/12/80 (45 FR 748

[a] Sólo se utilizan mo
[b] Incluye las caldera
[c] Si el horno de sang
Btu.
[d] Para el requerimie
[e] El requerimiento d
menos de 25% de comb
[f] Promedio de lamir
[g] Se dispone de perr
(SO_2) y 0.70 lb/millón d
[h] No procede hasta
[i] Para terminales de
trigo, maíz, sorgo, arro
[j] Para elevadores de
y que manejan o proces
[k] Brazo marino tota
de aire por bushel de gr
[m] Para presiones de
con sistema de recuper
[n] Para presiones de
Federal para los reque
[o] Para techo fijo co
[p] Para presiones de
vapor, diseñado para e
[q] El equivalente de

TABLA 26-5 Estándares de funcionamiento, 40 CFR parte 60 (*Continuación*)

Categoría de la fuente	Instalación afectada	Contaminante	Nivel de emisión	Requerimiento de monitoreo[a]
Subparte GG: **Turbinas de gas** —entrada de calor a carga máxima igual o mayor que 10.7 GJ/h (~ 1000 hp) Propuesto Oct. 3, 1977 (42 FR 53788) Publicado Sept. 10, 1979 (44 FR 52798) Estándar bajo petición de revisión*	Turbinas sencillas con ciclo de regeneración de gas y la porción de turbina de gas que forma parte de un sistema de generación eléctrica con ciclo combinado de vapor*	NO_x SO_2	Véase 44 FR 52798	Monitoreo continuo de la razón agua-combustible Monitoreo del contenido de azufre y nitrógeno del combustible
*Revisión propuesta el 4/15/81 (46 FR 22005). Revisa la aplicabilidad del estándar en relación con las turbinas industriales de gas.				
Subparte HH: **Fábricas de cal**	Hornos rotatorios de cal	Partículas	0.30 lb/ton	Pérdida de presión en el depurador; suministro de presión al líquido del depurador
Propuesto 5/3/77 (42 FR 22506)		Opacidad	10%	Continuo
Publicado 3/7/78 (43 FR 9452)	Hidratadores de cal	Partículas	0.15 lb/ton	Velocidad de flujo del líquido del depurador; energía eléctrica utilizada por el depurador
Subparte MM: **Operaciones de pintura de la superficie de automóviles y camiones ligeros** Propuesto 10/5/79 (44 FR 57792)	Operaciones de primera mano de pintura Operaciones de la mano guía de pintura Operaciones de la última mano de pintura Están exentos de estas provisiones: las operaciones de pintura de los componentes de plástico o los automóviles de plástico o los camiones ligeros en líneas de pintura separadas	VOC	0.16 kg de VOC por litro de los sólidos de la pintura aplicada en cada operación de la primera mano de pintura 1.40 kg de VOC por litro de los sólidos de la pintura aplicada en cada operación de la pintura guía	La temperatura del incinerador (si existe)
Publicado 12/24/80 (45 FR 85414)			1.47 kg de VOC por litro de los sólidos de la pintura aplicada, en cada operación de la última mano de pintura	
Subparte PP: **Fabricación de sulfato de amonio** Propuesto 2/4/80 (45 FR 7758) Publicado 11/12/80 (45 FR 74846)	Secador de sulfato de amonio dentro de la fábrica de sulfato de amonio con caprolactam sintético como subproducto y los sectores de subproductos del horno de coque	Partículas Opacidad	0.15 kg/Mg (0.30 lb/ton) 15%	Suministrense dispositivos para monitorear el flujo o básculas para pesar las corrientes del material de alimentación Monitorear la caída de presión en el dispositivo de control

[a] Sólo se utilizan monitoreos continuos para determinar el exceso de emisiones, a menos que se lea "acatamiento continuo"

[b] Incluye las calderas operadas con mezclas de carbón y madera.

[c] Si el horno de sangrado de escoria se opera con más de 25% de lignito extraído de las minas de Dakota del Sur, Dakota del Norte o Montana, el estándar es 0.80 lb/millón de Btu.

[d] Para el requerimiento SRC-1 se aplica con 85% de reducción (24 h promedio).

[e] El requerimiento del porcentaje de reducción no se aplica a instalaciones que operan con 100% de antracita, a las instalaciones de recuperación del recurso que operan con menos de 25% de combustibles fósiles (90 días promedio) o a las instalaciones ubicadas en zonas no continentales.

[f] Promedio de laminación de 30 días, salvo donde se observa otra cosa.

[g] Se dispone de permisos de demostración comercial a 1.20 lb/millón de Btu y 80% de reducción de SRC-1 (SO_2) (24 h); para 1.20 lb/millón de Btu y 85% de reducción de FBC (SO_2) y 0.70 lb/millón de Btu de carbón licuado (NO_x).

[h] No procede hasta que las especificaciones de funcionamiento del monitor se hayan propuesto y publicado.

[i] Para terminales de elevadores de granos (es decir, elevadores de granos con una capacidad permanente de almacenamiento mayor a 2 500 000 bu) y que manejan o procesan trigo, maíz, sorgo, arroz, cebada, avena, centeno o soya.

[j] Para elevadores de almacenamiento de grano en molinos de trigo, de maíz húmedo, de maíz seco (consumo humano), molinos de arroz, plantas de extracción de aceite de soya y que manejan o procesan trigo, maíz, sorgo, arroz, centeno, avena, cebada o soya, con una capacidad permanente de almacenamiento de grano superior a 1 millón de bu.

[k] Brazo marino totalmente cerrado desde la parte superior hasta el fondo, con una velocidad de flujo de ventilación, tanto en el brazo como en la tolva de recepción, de 40 ft^3 de aire por bushel de grano descargado.

[l] Para presiones de vapor de 78 a 570 mmHg, equípese con techo flotante y sistema de recuperación de vapor o su equivalente; para presiones de vapor > 570 mmHg, equípese con sistema de recuperación de vapor o su equivalente.

[m] Para presiones de vapor de 10.3 kPa (1.5 psia) pero no mayores a 75.6 kPa (11.1 psia), equípese con techo externo flotante y sellos primarios y secundarios (véase el *Registro Federal* para los requerimientos de sello de la abertura).

[n] Para techo fijo con cubierta interna flotante, equípese con dispositivo de cierre continuo.

[o] Para presiones de vapor de 76.6 kPa, equípese con un sistema de recuperación de vapor que recolecte todos los vapores y gases de VOC y un sistema de retorno o desecho de vapor, diseñado para eliminar 95% en peso.

[o] El equivalente de uno de los anteriores.

análisis retrospectivo de las normas, se estimó la cantidad total de contaminación por zonas y posteriormente se calculó la cantidad total de contaminación que podía tolerarse sin exceder las normas. A continuación se determinó el nivel de reducción requerido. EPA solicitó a los diferentes estados el desarrollo de planes estatales de ejecución, a fin de lograr los objetivos.

La ley también hizo que EPA estableciera las normas de funcionamiento para nuevas fuentes (NSPS), divididas en categorías industriales específicas. Se requirió a las nuevas plantas que utilizaran el mejor sistema disponible para la reducción de emisiones. EPA publicó gradualmente estos estándares, que en la actualidad cubren un número básico de categorías industriales (véase la tabla 26-5). Las reformas de 1977 a la Clean Air Act hicieron que EPA acelerara la aplicación del programa NSPS e incluyera un programa reglamentario, para prevenir un deterioro significativo en aquellas zonas del país donde las normas nacionales de calidad del aire se estaban alcanzando.

Por último, la Sección 112 de la Clean Air Act requirió que EPA promulgara las National Emission Standards for Hazardous Air Pollutants (Normas Nacionales de Emisiones Relacionadas con los Contaminantes Peligrosos de Aire) (NESHAPs). En consecuencia, se promulgaron normas para el asbesto, berilio, mercurio y cloruro de vinilo (véase la tabla 26-6). En la actualidad se prepara una proposición NESHAP para el benceno y también se está considerando el cadmio, el arsénico, el cobre y la materia orgánica policíclica.

Prevención de deterioro significativo (PSD) De todas las leyes federales que establecen controles para el medio ambiente en la industria (y en particular para plantas nuevas) quizás la parte más confusa y restrictiva sean los límites impuestos para la prevención de un deterioro significativo (PSD) de la calidad del aire. Estos límites se aplican a zonas del país cuya atmósfera ya está más limpia que lo requerido por los estándares de calidad del aire. Este marco reglamentario se desarrolló mediante acción judicial y administrativa, con base en la Clean Air Act de 1970, y posteriormente, se le dio una base estatutaria formal, mediante las Clean Air Act Amendments de 1977.

EPA estableció un esquema de clasificación de áreas, que se aplicó en todas estas zonas. El concepto básico fue permitir un desarrollo industrial moderado, pero no lo suficiente para degradar la calidad del aire hasta un punto en el que apenas se cumpliera con las normas. Además, se permitió a los estados la designación de ciertas zonas en las que se deseaba una calidad original del aire. Todas las zonas de calidad del aire se calificaron por categorías como clase I, Clase II o Clase III. Las zonas de clase I eran áreas con una calidad original y sujetas al control más riguroso; se les dio carácter permanente e incluyeron los parques internacionales, las áres silvestres nacionales y los parques conmemorativos con una superficie mayor a 5000 acres, así como los parques nacionales mayores a 6000 acres. A pesar de que la naturaleza de estas zonas es tal que los proyectos industriales no se instalarán en ellas, su categoría de Clase I puede afectar los proyectos en áreas vecinas, donde las condiciones metereológicas pueden dar por resultado un transporte de las emisiones a dichas zonas. Las áreas de Clase II son regiones donde se permite un crecimiento industrial moderado y las de Clase III son las zonas de mayor industrialización. En los reglamentos de EPA, promulgados en diciembre de 1974, todas las zonas se clasificaron inicialmente como Clase II, pero se permitió que los estados reclasificaran áreas específicas como Clase I o Clase III.

Los reglamentos de EPA establecieron también otro concepto crítico, conocido como "incremento", que es la definición numérica de la cantidad de contaminación adicional que puede permitirse por lo efectos combinados del nuevo crecimiento en un lugar específico (véase la tabla 26-7). Para asegurar que los incrementos no se utilizaran en forma precipitada, EPA especificó que cada planta nueva importante debería instalar la mejor tecnología de control disponible (BACT) para limitar las emisiones. Con esto se reforzó la misma política sustentada en las NSPS y, donde se ha promulgado una NSPS, ésta controla las determinaciones de la BACT. Donde las normas no han sido promulgadas, se requerirá una determinación adecuada de la BACT para cada caso.

Para poner en práctica estos controles, EPA requirió que cada planta nueva se sometiera a una revisión previa a la construcción. Los reglamentos prohíben que las empresas inicien la construcción de una nueva planta hasta terminar la revisión y, como parte del procedimiento de la revisión, que la construcción se haga pública y se tomen las provisiones necesarias para una audiencia pública, sobre cualquier aspecto en disputa.

Fuentes sujetas a la prevención de un deterioro significativo (PSD) Las fuentes sujetas a los reglamentos PSD (40 CFR, Secc. 52.21, agosto 7, 1980) son las fuentes estacionarias importantes y las modificaciones mayores que se realizan en zonas de cumplimiento y en áreas no clasificadas. Una fuente estacionaria importante se define como cualquiera de las fuentes listadas en la tabla 26-8, con un potencial de emisión de 100 ton o más por año de cualquier contaminante reglamentado en la Clean Air Act (CAA), o bien cualquier otra fuente con un potencial de emisión de 250 ton o más por año de cualquier contaminante reglamentado en CAA. El "potencial de emisión" se define como la capacidad máxima para emitir el contaminante bajo las normas o estándares aplicables de las emisiones y las condiciones de la licencia (después de la aplicación de cualquier equipo de control de la contaminación del aire), sin incluir las emisiones secundarias. Una "modificación mayor" se define como cualquier cambio físico o de operación de una fuente estacionaria importante que produce un "incremento significativo de las emisiones totales" de cualquier contaminante reglamentada en CAA (véase la tabla 26-9).

Se requiere un monitoreo continuo de todos los contaminantes reglamentados en CAA, con emisiones superiores o iguales a los valores que aparecen en la tabla 26-9 para los que existen NAAQS (salvo los hidrocarburos). El monitoreo continuo también se requiere para otros contaminantes reglamentados en CAA, si EPA o el estado determina que es necesario el monitoreo. EPA o el estado pueden eximir el monitoreo de cualquier contaminante reglamentado en CAA, si el impacto máximo sobre la calidad del aire debido al incremento de las emisiones es menor a los valores que aparecen en la tabla 26-10, o si las concentraciones actuales del contaminante en el área, que se verán afectadas por la nueva fuente, son menores a los valores que aparecen en la tabla 26-10. EPA o el estado pueden aceptar los datos representativos del monitoreo existente, recolectados dentro de los tres años de aplicación de la licencia, para satisfacer los requerimientos de monitoreo.

Los reglamentos de EPA eximen del uso de BACT y del análisis del impacto sobre el aire ambiental a la industria cuya modificación que incremente las emisiones va acompañada de otros cambios dentro de la planta que totalicen un incremento nulo de las emisiones totales.

TABLA 26-6 Estándar de los contaminantes peligrosos del aire

Asbesto	Ausencia de emisiones visibles de la molienda, fabricación, desencofrado, rociado o colocación final del desperdicio; de otro modo, empléese un filtro de tela a la velocidad de asentamiento específico para el flujo de aire, la caída de presión y el peso, o un método equivalente de control.
Berilio	Las emisiones no deben exceder a 10 g/24 h o, con autorización del administrador, no deben exceder a una concentración ambiental de 0.01 μg, promediado en 30 días.
Mercurio	1. En las instalaciones de procesamiento de mineral de mercurio o en las plantas de cloroálcali con celda de mercurio, las emisiones no deben exceder 2300 g/24 h. 2. Las emisiones de mercurio procedentes de un incinerador y secador de sedimentos no deben exceder 3200 g/24 h.
Cloruro de vinilo	Las emisiones específicas permitidas de cloruro de vinilo (y cloruro de polivinilo) en todas las etapas de la producción de las plantas purificadoras de dicloruro de etileno, los reactores de oxiclorinación y las plantas purificadoras y formadoras de cloruro de vinilo y cloruro de polivinilo se encuentran en la sección del 40CFR.

TABLA 26-8 Fu potencial de em

Plantas termoeléctrica
calor superior a 250
Plantas de depuración
Molinos de pulpa de p
Fábricas de cemento l
Fundidoras primarias
Laminadoras de hierr
Plantas primarias de r
Fundidoras primarias
Incineradores municip
desperdicios por dí
Plantas de ácido fluor
Refinerías de petróleo
Fábricas de cal
Plantas de procesamie
Bacterias de hornos d
Plantas de recuperaci
Plantas de negro de h
Fundidoras primarias
Plantas de conversión
Plantas de sinterizaci
Plantas secundarias d
Plantas de procesos q
Calderas operadas co
totalicen una entra
Unidades de almacen
de almacenamiento
Plantas de procesami
Plantas de procesami
Plantas de producció

Esta exención se co
tro neto nulo".

La revisión para
una determinación
BACT, un análisis
si la fuente puede
calidad del aire, un
no y la vegetación
revisión pública co

Los reglamentos
cipales elementos
tas fuentes de cum
con NSPS y con l
planes estatales de
exentas de realizar
la presentación de
biental; sin embarg
que permanecen su

irió que cada planta
trucción. Los regla-
rucción de una nue-
el procedimiento de
se tomen las provi-
'e cualquier aspecto

rioro significativo
SD (40 CFR, Secc.
as importantes y las
de cumplimiento y
mportante se define
26-8, con un poten-
quier contaminante
ualquier otra fuente
or año de cualquier
l de emisión" se de-
ntaminante bajo las
y las condiciones de
r equipo de control
isiones secundarias.
uier cambio físico o
nte que produce un
s" de cualquier con-
6-9).

s contaminantes re-
iguales a los valores
NAAQS (salvo los
requiere para otros
el estado determina
den eximir el moni-
CAA, si el impacto
nto de las emisiones
-10, o si las concen-
e se verán afectadas
aparecen en la tabla
representativos del
s años de aplicación
le monitoreo.

CT y del análisis del
/a modificación que
s cambios dentro de
s emisiones totales.

ntes peligrosos

de la molienda,
ciado o colocación
modo, empléese un
asentamiento
e, la caída de presión
lente de control.
r a 10 g/24 h o, con
or, no deben exceder a
le 0.01 μg, promediado

samiento de mineral de
cloroálcali con celda
o deben exceder 2300

rocedentes de un
imentos no deben

nitidas de cloruro de
o) en todas las etapas
as purificadoras de
lores de oxiclorinación
formadoras de cloruro
ilo se encuentran en la

TABLA 26-7 Prevención del deterioro significativo (PSD) de la calidad del aire

	Incremento máximo permitido sobre la línea de referencia de la calidad de aire, μg/m³			Estándar primario de la calidad del aire, μg/m³
	Clase I	Clase II	Clase III	
Partículas				
Media geométrica anual	5	19	37	75
Máximo en 24 h	10	37	75	260
SO_2				
Media geométrica anual	2	20	40	80
Máximo en 24 h	5	91	182	365
Máximo en 3 h	25	512	700	1300*

*Estándar secundario en lugar del primario.

TABLA 26-8 Fuentes sujetas al reglamento PSD si su potencial de emisión iguala o excede a 100 ton por año

Plantas termoeléctricas operadas con combustibles fósiles con una entrada de calor superior a 250 millones de Btu/h
Plantas de depuración de carbón (con secadores térmicos)
Molinos de pulpa de papel
Fábricas de cemento Portland
Fundidoras primarias de zinc
Laminadoras de hierro y acero
Plantas primarias de reducción de mineral de aluminio
Fundidoras primarias de cobre
Incineradores municipales, con una capacidad de carga de 250 ton de desperdicios por día
Plantas de ácido fluorhídrico, nítrico y sulfúrico
Refinerías de petróleo
Fábricas de cal
Plantas de procesamiento de roca fosfórica
Baterías de hornos de coque
Plantas de recuperación de azufre
Plantas de negro de humo (proceso de horno)
Fundidoras primarias de plomo
Plantas de conversión de combustible
Plantas de sinterización
Plantas secundarias de producción de metales
Plantas de procesos químicos
Calderas operadas con combustibles fósiles (o sus combinaciones) que totalicen una entrada de calor de más de 250 millones de Btu/h
Unidades de almacenamiento y transferencia de petróleo con una capacidad de almacenamiento total superior a 300 000 barriles
Plantas de procesamiento de mineral de taconita
Plantas de procesamiento de fibra de vidrio
Plantas de producción de carbón

TABLA 26-9 Incremento de las emisiones totales significativas

Contaminante	Ton/año
CO	100
NO_x (como NO_2)	40
SO_2	40
Partículas	25
Ozono	40 de compuestos orgánicos volátiles
Plomo	0.6
Asbesto	0.007
Berilio	0.0004
Mercurio	0.1
Cloruro de vinilo	1
Fluoruros	3
Niebla de ácido sulfúrico	7
Sulfuro de hidrógeno	10
Azufre total reducido	10
Compuestos de azufre reducido	10
Otros contaminantes de CAA	> 0

Esta exención se conoce como "exención de burbuja" o de "incremento neto nulo".

La revisión para la prevención de un deterioro significativo incluye una determinación caso por caso de los controles requeridos por BACT, un análisis del impacto sobre el aire ambiental para determinar si la fuente puede violar los incrementos aplicables o las normas de calidad del aire, una evaluación del efecto sobre la visibilidad, el terreno y la vegetación, la presentación de los datos del monitoreo y una revisión pública completa.

Los reglamentos de EPA eximen a las fuentes pequeñas de los principales elementos de la revisión para PSD, en particular, relevan a estas fuentes de cumplir con BACT (sin embargo, tendrán que cumplir con NSPS y con los requerimientos previstos en el programa de los planes estatales de ejecución). Las fuentes pequeñas también están exentas de realizar el análisis del impacto sobre el aire ambiental y de la presentación de datos que apoyen el análisis de calidad del aire ambiental; sin embargo, no están exentas del programa en su conjunto, ya que permanecen sujetas a los requerimientos estatutarios para obtener la aprobación previa a la construcción, que incluye los procedimientos para la revisión pública y, a solicitud de EPA, puede pedírseles que presenten datos en apoyo de sus aplicaciones. Además, si las emisiones de una fuente pequeña afectan un área de Clase I, o si se violara cierto incremento establecido, se aplicarán todos los requerimientos para la prevención de un deterioro significativo, para el análisis del impacto sobre el aire ambiental.

Incumplimiento (NA) Las áreas en Estados Unidos que no cumplan con las normas de calidad del aire ambiental se consideran zonas de incumplimiento y sólo se podrán construir nuevas plantas en estas zonas si cumplen condiciones estrictas. Las emisiones tienen que controlarse al máximo posible y deben obtenerse reducciones equivalentes de otras fuentes que compensen considerablemente las emisiones, para asegurar el progreso hacia el logro de los estándares. Específicamente, **1)** la nueva fuente debe equiparse con controles de contaminación, para asegurar el logro de la velocidad más baja de emisión (LAER), que en ningún caso será menos estricta que cualquiera NSPS aplicable; **2)** todas las fuentes existentes, propiedad de un solo solicitante en la misma zona deben cumplir con los requerimientos aplicables del plan estatal de ejecución, o bien encontrarse bajo un programa aprobado o una orden de observancia forzosa, para lograr el cumplimiento; **3)** el solicitante debe tener compensaciones suficientes que neutralicen considerablemente las emisiones generadas por la nueva fuente (después de la aplicación de LAER) y **4)** la compensación de las emisiones debe proporcionar "un beneficio positivo a la calidad total del aire en la zona afectada".

El logro de la velocidad más baja de emisión es una norma o estándar de control deliberada, para forzar el uso de la tecnología. El estatuto establece que LAER debe reflejar **1)** la limitación más estricta de las emisiones, contenida en el plan de puesta en práctica de cualquier es-

TABLA 26-10 Efectos de concentraciones abajo de las que puede no requerirse monitoreo

	μg/m³	Tiempo promedio
CO	575	8 h máximo
NO_2	14	24 h máximo
TSP	10	24 h máximo
SO_2	13	24 h máximo
Plomo	0.1	24 h máximo
Mercurio	0.25	24 h máximo
Berilio	0.0005	24 h máximo
Fluoruros	0.25	24 h máximo
Cloruro de vinilo	15	24 h máximo
Azufre total reducido	10	1 h máximo
H_2S	0.04	1 h máximo
Compuestos de azufre reducido	10	1 h máximo

tado, para la categoría específica de las fuentes, a menos que el solicitante pueda demostrar que dicha limitación no se puede lograr; o 2) la limitación más estricta que se puede alcanzar en la práctica, dentro de la categoría de la industria; sea cual fuere la más estricta de las dos limitaciones antes mencionadas. En ningún caso LAER será menos riguroso que cualquiera NSPS aplicable. A pesar de que el lenguaje estatutario que define BACT indica que deben considerarse "el impacto de la energía, el medio ambiente y los aspectos económicos, así como los demás costos", la provisión comparable de LAER no menciona la consideración de los costos.

Para las fuentes existentes que emiten contaminantes en una zona de incumplimiento se requiere el empleo de una tecnología razonable y disponible de control (RACT). EPA está por definir RACT para cada categoría industrial.

Programa de industrialización controlada La legislación contenida en la Clean Air Act Amendments de 1977 proporciona las bases para el programa de industrialización controlada de EPA, cuyos elementos esenciales incluyen:

La política de burbuja (o la exención de burbuja para la prevención de deterioro significativo) La política de compensación (en zonas de incumplimiento). La política bancaria y de corretaje (en zonas de incumplimiento).

A pesar de que estas políticas varían ampliamente en la forma, su objetivo es básicamente el mismo: sustituir los sistemas flexibles de incentivos económicos por los reglamentos actuales rígidos, basados en la tecnología, que especifican exactamente la forma en que las compañías deben cumplir. Aun desde las etapas preliminares, estos mecanismos de comercialización pudieron hacer que la reglamentación fuese más fácil para EPA y menos problemática y costosa para las industrias.

Política de burbuja El concepto de burbuja introducido en las especificaciones de las Clean Air Act Amendments (Reformas a la Ley del Aire Limpio) de 1977 para prevenir un deterioro significativo fue propuesto formalmente como una política de EPA el 18 de enero de 1979; el decreto final de esta política se publicó el 11 de diciembre de 1979. La política de burbuja permite que la empresa encuentre el modo más eficiente para controlar las emisiones de la planta como un todo, en vez de cumplir con los requerimientos de los puntos individuales de la fuente. Si es más económico ejercer un control riguroso de un contaminante en un punto y relajar el control en otro, se puede hacer siempre y cuando la contaminación total producida por la planta no exceda la suma de los límites actuales de las fuentes individuales de contaminación dentro de la planta. Este método, aplicado en forma adecuada, promueve una mayor eficiencia económica e incrementa la innovación tecnológica.

Sin embargo, existen algunas restricciones para la aplicación del concepto de burbuja.

1. La política de burbuja sólo se puede utilizar para los contaminantes generados en un área donde el plan estatal de ejecución tenga un programa aprobado, para cumplir con las normas de calidad del aire, para dicho contaminante.

2. Las opciones utilizadas deben asegurar que se cumplan las normas de calidad del aire.

3. Las emisiones deben ser cuantificables y las compensaciones entre ellas deben ser equitativas. Cada punto de emisión debe tener un límite específico de emisión y dicho límite debe relacionarse con las técnicas vigentes de prueba.

4. Sólo se pueden compensar contaminantes del mismo tipo, es decir, partículas por partículas, hidrocarburos por hidrocarburos, etc.

5. El control de los contaminantes peligrosos no se puede mitigar mediante compensaciones con contaminantes menos tóxicos.

6. El desarrollo de la política de burbuja no puede retrasar la observancia forzosa de los requerimientos federales y estatales.

Deben tenerse en cuenta algunas consideraciones adicionales:

1. La política de burbuja puede cubrir más de una planta dentro de la misma área.

2. En algunos casos, los estados pueden considerar la compensación de las emisiones de polvo por las de partículas (sin embargo, EPA advierte que este tipo de compensación es difícil).

3. En casos especiales, EPA puede ampliar las fechas de cumplimiento. Por ejemplo, una fuente puede obtener un retraso en el programa de cumplimiento para instalar un depurador, si este retraso pudiera autorizarse sin la aplicación de la política de burbuja.

EPA examinará detalladamente la distribución del tamaño de las partículas en compensaciones de emisión de partículas, porque las partículas más finas se dispersan en forma más amplia y permanecen más tiempo en el aire.

La industria es responsable de sugerir métodos opcionales de control y demostrar en forma satisfactoria que la proposición es equivalente en la reducción de la contaminación, la observancia forzosa y el impacto en el medio ambiente según las normas existentes de los procesos individuales.

Políticas de compensación Las compensaciones fueron la primera aplicación de EPA relacionada con el concepto de que una fuente puede cumplir con sus obligaciones de protección al medio ambiente, al hacer que otra fuente asuma medidas adicionales de control. En zonas de incumplimiento, la contaminación generada por la proposición de una nueva fuente, incluso una que controle sus emisiones al mínimo nivel posible, agravará las violaciones existentes a los estándares de calidad del aire ambiental y causará prohibición estatutaria. La política de compensación proporciona opciones a estas nuevas fuentes; es decir, la planta puede proceder con los planes de construcción, siempre y cuando:

1. La fuente controle las emisiones hasta el nivel mínimo que se pueda lograr.

2. Otras fuentes propiedad del solicitante estén dentro de observancia forzosa o bajo un programa aprobado de cumplimiento.

3. Se logre persuadir a las fuentes existentes para que reduzcan sus emisiones en una cantidad al menos igual a la contaminación que generará la nueva fuente.

Política bancaria y de corretaje La nueva política bancaria de EPA tiene como fin proporcionar incentivos a las compañías para que encuentren más compensaciones. Con base en la política original de compensaciones, la empresa que cierra o modifica una planta puede aplicar la reducción de emisiones a la nueva construcción, en cualquier parte de la zona, pero sólo si los cambios se realizan en forma simultánea. Sin embargo, con la política bancaria, la compañía puede "depositar" la reducción para utilizarla posteriormente, o venderla. Con esta política se establece claramente que el aire limpio (o el derecho a su uso) tiene un valor económico directo.

MÉTODO PARA UNA ESTRATEGIA SOBRE EL PROBLEMA DEL CONTROL DE LA FUENTE

Estrategia La tecnología de control se anula a sí misma si genera efectos colaterales indeseables en el cumplimiento de los objetivos. El control de la contaminación del aire debe considerarse en términos de los sistemas tecnológ
cuencias ecológicas c
y eliminación o colo
A menudo, la estrat
sobre el medio ambie
a la reducción y/o elir
1. Eliminación d
2. Modificación
3. Reubicación d
4. Aplicación de
5. Combinacion
En vista de los cos
relacionados con los
genieros realizan est
ción de los procesos
ma de contaminació
opcionales de produ
primas y el mejoram
desgracia, si no hay
control de contamin
dos, es esencial una
birse para cumplir c
ma continua, ya que
que dependen de la
que funcione en bas
ticas de operación y
energía, mano de ol
operación y manten
pital original.
Factores que af
de seleccionar una
minación del aire es
ral se pueden agru
ambiente, la ingeni
Factores relacio
ubicación del equip
les, 4) disponibilid
agua, etc.) e instala
y eliminación de de
gos de contaminac
pluma de vapor y a
tema de control de
de desperdicio y al
contaminación del
Factores relacio
1. Caracterísi
cas y químicas, co
partículas (en caso
abrasividad, toxici

TABLA 26-11 recolectores tí

Ventajas
1. Bajo costo de
2. Equipo relativ
3. Caídas de pres
partículas obte
agua
4. Limitaciones
materiales de
5. Recolección y
6. Requerimient

Desventajas
1. Eficiencia de
de aquellas cu
2. Incapacidad p

los sistemas tecnológicos totales (equipo y procesos) y de las consecuencias ecológicas como, por ejemplo, los problemas de tratamiento y eliminación o colocación final de los contaminantes recolectados.

A menudo, la estrategia de control para la determinación del impacto sobre el medio ambiente se enfoca con base en cinco opciones destinadas a la reducción y/o eliminación de las emisiones de contaminantes:

1. Eliminación de toda o parte de la operación
2. Modificación de la operación
3. Reubicación de la operación
4. Aplicación de la tecnología adecuada de control
5. Combinaciones de los puntos anteriores

En vista de los costos relativamente elevados que, a menudo, están relacionados con los sistemas de control de la contaminación, los ingenieros realizan esfuerzos considerables, destinados a la modificación de los procesos para eliminar, hasta donde sea posible, el problema de contaminación de la fuente. Esto incluye la evaluación de técnicas opcionales de producción y manufactura, la sustitución de materias primas y el mejoramiento de los métodos de control del proceso. Por desgracia, si no hay opción, debe considerarse el empleo de equipo de control de contaminación. En vista de los costos relativamente elevados, es esencial una selección adecuada del equipo, que debe concebirse para cumplir con los límites reglamentarios de emisiones en forma continua, ya que las interrupciones están sujetas a penas severas, que dependen de las circunstancias. El requerimiento para un diseño que funcione en base continua recalca considerablemente en las prácticas de operación y mantenimiento. La rápida escalada de costos de energía, mano de obra y materiales puede hacer que los aspectos de operación y mantenimiento sean más importantes que el costo de capital original.

Factores que afectan la selección del equipo de control Antes de seleccionar una pieza determinada del equipo de control de contaminación del aire es necesario considerar varios factores, que en general se pueden agrupar en tres categorías, relacionadas con el medio ambiente, la ingeniería y los costos.

Factores relacionados con el medio ambiente Éstos incluyen: **1)** ubicación del equipo, **2)** espacio disponible, **3)** condiciones ambientales, **4)** disponibilidad de los servicios adecuados (es decir, energía, agua, etc.) e instalaciones de sistemas auxiliares (es decir, tratamiento y eliminación de desechos, etc.), **5)** emisión máxima permitida (códigos de contaminación del aire), **6)** consideraciones estéticas (p. ej., pluma de vapor y agua o vapor visible, etc.), **7)** contribuciones del sistema de control de contaminación del aire a la contaminación del agua de desperdicio y al terreno, y **8)** contribución del sistema de control de contaminación del aire a los niveles de ruido de la planta.

Factores relacionados con la ingeniería Éstos incluyen:

1. Características de los contaminantes [es decir, propiedades físicas y químicas, concentración, distribución de forma y tamaño de las partículas (en caso de partículas), reactividad química, corrosividad, abrasividad, toxicidad, etc.]

TABLA 26-11 Ventajas y desventajas de los recolectores tipo ciclón

Ventajas

1. Bajo costo de construcción
2. Equipo relativamente sencillo con pocos problemas de mantenimiento
3. Caídas de presión relativamente bajas (para el nivel de eliminación de partículas obtenido) en el intervalo aproximado de 2 a 6 in de columna de agua
4. Limitaciones de temperatura y presión impuestas exclusivamente por los materiales de construcción utilizados
5. Recolección y colocación final en seco
6. Requerimientos de espacio relativamente pequeños

Desventajas

1. Eficiencia de recolección de partículas relativamente baja, especialmente de aquellas cuyo diámetro es menor a 10 μm
2. Incapacidad para manejar materiales pegajosos

TABLA 26-12 Ventajas y desventajas de los depuradores en húmedo

Ventajas

1. No son fuentes secundarias de polvo
2. Requerimientos de espacio relativamente pequeños
3. Capacidad para recolectar gases y partículas (especialmente las pegajosas)
4. Capacidad para manejar corrientes de gas a altas temperaturas y con alto contenido de humedad
5. Bajo costo de capital (si no se requiere sistema de tratamiento del agua de desperdicio)
6. Para algunos procesos, la corriente de gas ya está a alta presión (por consiguiente, las consideraciones de caída de presión pueden no ser importantes)
7. Capacidad para lograr alta eficiencia de recolección de partículas finas (sin embargo, a expensas de la caída de presión)

Desventajas

1. Probable generación de problemas de colocación final del agua
2. Producto recolectado en húmedo
3. Problemas de corrosión más graves que con los sistemas secos
4. Opacidad de la pluma de vapor y/o arrastre de gotas que pueden ser objetables
5. La caída de presión y los requerimientos de potencia pueden ser elevados
6. La acumulación de sólidos en la interfase húmeda-seca puede ser un problema
7. Costos de mantenimiento relativamente altos

TABLA 26-13 Ventajas y desventajas de los precipitadores electrostáticos

Ventajas

1. Eficiencia muy alta de recolección de partículas (gruesas y finas), lograda con un gasto relativamente bajo de energía
2. Recolección y colocación final en seco
3. Baja caída de presión (característicamente menor a 0.5 in de columna de agua)
4. Diseñados para operación continua, con requerimientos mínimos de mantenimiento
5. Costo de operación relativamente bajo
6. Capacidad para operar a altas presiones (hasta 150 lbf/in^2) o al vacío
7. Capacidad para operar a altas temperaturas [hasta 704°C (1300°F)]
8. Capacidad para manejar en forma eficiente velocidades de flujo de gas relativamente altas

Desventajas

1. Alto costo de capital
2. Muy sensibles a cambios en las condiciones de la corriente gaseosa (en especial, el flujo, la temperatura, la composición del gas y las partículas y la carga de partículas)
3. Ciertas partículas son difíciles de recolectar, debido a características de resistividad relativamente altas o bajas
4. Se requieren espacios relativamente grandes para su instalación
5. Riesgo de explosión al recolectar partículas combustibles o tratar gases combustibles
6. Se requieren medidas especiales de seguridad para proteger al personal del alto voltaje
7. Durante la ionización del gas se produce ozono, por la descarga del electrodo cargado negativamente
8. Se requiere personal de mantenimiento altamente capacitado

2. Características de la corriente gaseosa (o sea, velocidad de flujo volumétrico, temperatura, presión, humedad, composición, viscosidad, densidad, reactividad, inflamabilidad, corrosividad, toxicidad, etc.)

3. Características de diseño y funcionamiento del sistema de control de partículas [p. ej., peso y tamaño, curvas de porcentaje de eficiencia (en el caso de partículas), capacidad de transferencia de masa y/o destrucción del contaminante (en el caso de gases o vapores), caída de presión, confiabilidad, capacidad de reducción (p. ej., requerimientos de potencia y de servicios, límites de temperatura, necesidades de mantenimiento y flexibilidad para cumplir con los códigos más rigurosos de contaminación del aire].

Factores económicos Éstos incluyen: los costos de capital (equipo, instalación, ingeniería, etc.), los costos de operación (servicios,

mantenimiento, etc.) y el costo del ciclo de vida, durante la vida útil esperada del equipo.

Comparación de opciones para el equipo de control Por lo general, la opción final en la selección del equipo está determinada por la capacidad de éste para cumplir con los códigos reglamentarios al costo uniforme anual más bajo (inversión del capital amortizado más costos de operación y mantenimiento). Para comparar las opciones específicas del equipo de control es necesario conocer la aplicación y el sitio particulares. Sin embargo, se puede realizar una selección preliminar, mediante la revisión de las ventajas y desventajas de cada tipo de equipo de control de contaminación del aire. En las tablas 26-11 a 26-19 aparecen las ventajas y desventajas generales de los equipos más comunes para el control de la contaminación del aire, para gases y partículas. En la tabla 26-20 se muestran otras actividades a realizar, antes de la selección final.

DISPERSIÓN DE LAS CHIMENEAS

Las chimeneas que descargan a la atmósfera ha sido el método industrial más común para deshacerse de los gases de desperdicio. La concentración a la que se ven expuestos los seres humanos, animales, plantas y estructuras al nivel del terreno se puede reducir considerablemente mediante la emisión a gran altura de los gases de desperdicio del proceso. A pesar de que las chimeneas altas pueden reducir la concentración de contaminantes al nivel del terreno, no pueden reducir por sí mismas la cantidad de contaminantes liberados a la atmósfera. Sin embargo, en ciertos casos, su utilización puede ser el método más práctico y económico para tratar un problema de contaminación del aire.

Consideraciones preliminares de diseño Para determinar lo adecuado de una chimenea como medio para deshacerse de los gases de desperdicio, es necesario determinar la concentración aceptable a

TABLA 26-14 Ventajas y desventajas de los sistemas de filtros de bolsas

Ventajas

1. Eficiencia muy alta de recolección de partículas gruesas y finas (submicrónicas)
2. Relativamente insensible a las variaciones en la corriente de gas; la eficiencia y la caída de presión casi no se ven afectadas por cambios grandes, en la carga de entrada de polvo, para filtros que se limpian continuamente
3. En muchos casos, el aire de salida del filtro se puede recircular a la planta (para conservación de energía)
4. El material recolectado se recupera seco, para su posterior procesamiento o colocación final
5. No se tienen problemas de colocación final del líquido de desecho, la contaminación del agua o la congelación del líquido
6. Por lo general, la corrosión y oxidación de las partes no es problema
7. No hay riesgo de alto voltaje, el mantenimiento y las reparaciones son sencillas y permiten la recolección de polvos inflamables
8. El empleo de ayudafiltros fibrosos o granulares (precapa) permite una alta eficiencia de recolección de humos y contaminantes gaseosos submicrónicos
9. Se dispone de filtros de bolsas en muchas configuraciones, lo que da por resultado una gran variedad de dimensiones de las bridas de entrada y salida, para adecuarse a los requerimientos de la instalación
10. Operación relativamente sencilla

Desventajas

1. Las temperaturas que exceden a 288°C (550°F) requieren material refractario especial o telas metálicas que aún están en etapa de desarrollo y pueden ser costosas
2. Ciertos polvos requieren posiblemente telas tratadas para reducir la filtración del polvo o, en otros casos, ayudar a la eliminación del polvo recolectado
3. Las concentraciones de algunos polvos en el recolector (~ 50 g/m^3) constituyen un riesgo de incendio o explosión si penetran chispas o llamas por accidente; existe la posibilidad de quemar las telas si se recolectan polvos fácilmente oxidables
4. Requerimientos de mantenimiento relativamente altos (reemplazo de las bolsas, etc.)
5. A temperaturas elevadas se puede acortar la vida de la tela, así como en presencia de partículas ácidas o alcalinas y componentes gaseosos
6. Los materiales higroscópicos, la condensación de humedad y los componentes alquitranados adhesivos pueden causar el taponamiento o agrietamiento de la tela, o bien requerir aditivos especiales
7. El reemplazo de las telas puede requerir protección respiratoria para el personal de mantenimiento
8. Requerimientos intermedios de caída de presión, característicamente del orden de 4-10 in de columna de agua

TABLA 26-15 Ventajas y desventajas de los sistemas de absorción (columnas de platos y empacadas)

Ventajas

1. Caída de presión relativamente baja
2. Normalización en la construcción a base de plástico reforzado con fibra de vidrio, lo que permite la operación en atmósferas altamente corrosivas
3. Capacidad para lograr eficiencias de transferencia de masa relativamente altas
4. El incremento de la altura y/o el tipo de empaque o el número de platos puede mejorar la transferencia de masa sin necesidad de comprar otro equipo
5. Costo de capital relativamente bajo
6. Requerimientos de espacio relativamente pequeños
7. Capacidad para recolectar partículas y gases

Desventajas

1. Pueden crear problemas para la colocación final del agua (o del líquido)
2. El producto se recolecta húmedo
3. La deposición de las partículas puede causar el taponamiento del lecho o de las placas
4. Cuando se utiliza la construcción de plástico reforzado con fibra de vidrio, son sensibles a la temperatura
5. Costos de mantenimiento relativamente altos

TABLA 26-16 Comparación de las columnas empacadas y de platos

Columnas empacadas

1. Menor caída de presión
2. Su construcción es más sencilla y económica
3. Preferibles para líquidos con alta tendencia a la formación de espuma

Columnas de platos

1. Menos susceptibles al taponamiento
2. Menor peso
3. Menos problemas de acanalamientos
4. Las variaciones de temperatura dan por resultado menor daño

TABLA 26-17 Ventajas y desventajas de los sistemas de adsorción

Ventajas

1. Se puede recuperar el producto
2. Magnífico control y respuesta a los cambios del proceso
3. No existe problema de la colocación final del producto químico, cuando el contaminante (producto) se recupera y se devuelve al proceso
4. Capacidad de utilizar sistemas totalmente automáticos y operar sin personal
5. Capacidad de eliminación de los contaminantes gaseosos o en forma de vapor de las corrientes del proceso hasta niveles extremadamente bajos

Desventajas

1. La posible recuperación del producto requiere un sistema de destilación (o extracción) costoso y poco usual
2. Se deteriora progresivamente la capacidad del adsorbente a medida que se incrementa el número de ciclos
3. La regeneración del adsorbente requiere una fuente de vapor o vacío
4. Costo de capital relativamente elevado
5. Puede requerirse el prefiltrado de la corriente gaseosa para eliminar cualquier partícula que pueda tapar el lecho del adsorbente
6. Puede requerirse el enfriamiento de la corriente de gas para llegar al intervalo usual de operación [menos de 49°C (120°F)]
7. Requerimientos relativamente elevados de vapor para desorber los hidrocarburos de alto peso molecular

TABLA 26-18 V
de combustión

Ventajas

1. Sencillez de oper
2. Capacidad para g
3. Capacidad para d

Desventajas

1. Costos de operac
dos con el combu
2. Posibilidad de re
3. Envenenamiento
4. La combustión p
nación

TABLA 26-19 V
condensadores

Ventajas

1. Recuperación de
indirecto)
2. El agua utilizad
tacto indirecto (
no está en cont
volverse a utiliz

Desventajas

1. Eficiencia de eli
gaseosos (a las c
control de la co
2. Los requerimien

nivel del terreno (G
derarse la topograf
en forma adecuada
introducir un factor
nea (véase la Fig. 2
meteorológicas qu

TABLA 2

1. Fecha
2. Fecha
3. Fecha
4. Fecha
5. Fecha

Designac
A-C
A-B
C-D
D-E
E-F
F-G
G-1
I-H
H-J
J-2
2-K

TABLA 26-18 Ventajas y desventajas de los sistemas de combustión

Ventajas

1. Sencillez de operación
2. Capacidad para generar vapor o recuperar calor en otras formas
3. Capacidad para destruir completamente los contaminantes orgánicos

Desventajas

1. Costos de operación relativamente elevados (en especial, los relacionados con el combustible)
2. Posibilidad de retroinflamación con el subsecuente riesgo de explosión
3. Envenenamiento del catalizador (en el caso de incineradores catalíticos)
4. La combustión puede ser incompleta y crear más problemas de contaminación

TABLA 26-19 Ventajas y desventajas de los condensadores

Ventajas

1. Recuperación del producto puro (en el caso de condensadores de contacto indirecto)
2. El agua utilizada como medio de enfriamiento en un condensador de contacto indirecto (es decir, un intercambiador de calor de cubierta y tubos) no está en contacto con el gas contaminado y, en consecuencia, puede volverse a utilizar después del enfriamiento.

Desventajas

1. Eficiencia de eliminación relativamente baja en el caso de contaminantes gaseosos (a las concentraciones características en las aplicaciones para el control de la contaminación)
2. Los requerimientos de enfriamiento pueden ser extremadamente costosos

nivel del terreno (GLC) del o los contaminantes. También debe considerarse la topografía de la zona, para que la chimenea pueda colocarse en forma adecuada en relación con los edificios o colinas que pudieran introducir un factor de turbulencia del aire en la operación de la chimenea (véase la Fig. 26-1). Otro aspecto importante son las condiciones meteorológicas que prevalecen en el área como, por ejemplo, vientos dominantes, humedad y lluvia. Por último, otro factor determinante es el conocimiento de los constituyentes del gas de desperdicio y sus propiedades físicas y químicas.

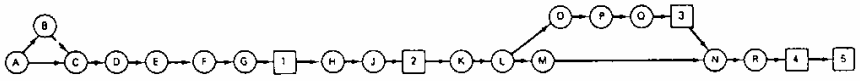
Dirección y velocidad del viento La dirección del viento se determina a la altura a que es liberado el contaminante y la dirección media indica el desplazamiento de los contaminantes. En meteorología se acostumbra considerar la dirección del viento como aquella desde la que sopla el viento; por consiguiente, un viento del noroeste desplazará los contaminantes hacia el sureste de la fuente.

El efecto de la velocidad del viento tiene dos aspectos: **1)** la velocidad del viento determina el tiempo de desplazamiento de la fuente hacia un receptor dado y **2)** la velocidad del viento afecta la dilución en la dirección contraria al viento. Por lo general, la concentración de los contaminantes del aire en el viento que se aleja de la fuente es inversamente proporcional a la velocidad del viento.

La velocidad del viento tiene componentes de velocidad en todas direcciones, de tal manera que existen movimientos verticales y horizontales. Estos movimientos al azar, con escalas y periodos muy diferentes, son básicamente responsables del movimiento y difusión de los contaminantes en la trayectoria media del viento que se aleja de la fuente. Estos movimientos se pueden considerar como turbulencias atmosféricas. Si la escala de un movimiento turbulento, es decir, si las dimensiones de un remolino son mayores que las de la pluma del contaminante en su proximidad, el remolino moverá dicha parte de la pluma. Si el remolino es menor que la pluma, su efecto consiste en difundir o diseminar la pluma. Esta difusión causada por el remolino en la atmósfera es muy variable pero, incluso, cuando el efecto de esta difusión es mínimo, tiene un orden de magnitud tres veces mayor a la difusión producida exclusivamente por la acción molecular.

La turbulencia mecánica es la estructura que induce un remolino en la atmósfera, debido a la rugosidad de las superficies sobre las que pasa el aire. Por lo tanto, la existencia de árboles, arbustos, edificios y la configuración del terreno causarán turbulencia mecánica. La altura y espaciamiento de los elementos que son causa de la rugosidad afecta la turbulencia. En general, cuanto más altos son los elementos de rugosidad, mayor será la turbulencia mecánica. Además, esta turbulencia se incrementa en forma proporcional con la velocidad del viento.

TABLA 26-20 Actividades de acatamiento y diagrama del programa



Acontecimiento importante

Acontecimiento importante

1. Fecha de entrega del plan final de control a la agencia adecuada
2. Fecha de otorgamiento del contrato del dispositivo de control
3. Fecha de iniciación de la construcción o instalación en la planta del equipo de control de emisiones
4. Fecha en que termina la construcción o instalación en la planta del equipo de control de emisiones
5. Fecha en la que se logra el acatamiento final

Actividades

Designación	Actividad	Designación	Actividad
A-C	Investigación preliminar	K-L	Revisión y aprobación de los planos del montaje
A-B	Pruebas de la fuente, si son necesarias	L-M	El vendedor prepara los planos de fabricación
C-D	Evaluación de las opciones de control	M-N	Fabricación del dispositivo de control
D-E	Entrega de fondos para el programa total	L-O	Preparación de los planos de ingeniería
E-F	Preparación del plan preliminar de control y el programa de acatamiento para la agencia	O-P	Solicitud de las cotizaciones de construcción
		P-Q	Evaluación de las cotizaciones de construcción
F-G	Revisión y aprobación por parte de la agencia	Q-3	Otorgamiento del contrato de construcción
G-1	Finalización de los planes y especificaciones	3-N	Construcción en el sitio
1-H	Solicitud de las cotizaciones del dispositivo de control	N-R	Instalación del dispositivo de control
H-J	Evaluación de las cotizaciones del dispositivo de control	R-4	Fin de la construcción (conexión del sistema)
J-2	Otorgamiento del contrato para el dispositivo de control	4-5	Arranque, sacudimiento, prueba de la fuente
2-K	El vendedor prepara los planos del montaje		

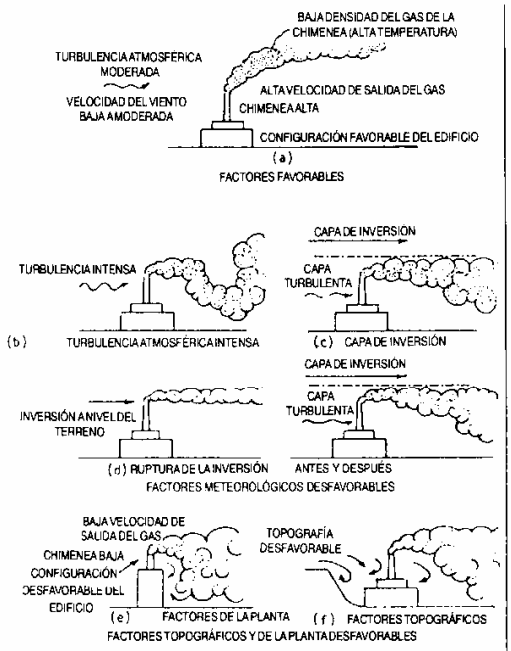


FIG. 26-1 Aspectos favorables y desfavorables de los factores importantes relacionados con la contaminación del aire por las chimeneas.

La estabilidad de la atmósfera induce la turbulencia térmica. Cuando la superficie terrestre se calienta por la radiación solar, la capa inferior de la atmósfera tiende a elevarse y se incrementa la turbulencia térmica, especialmente en condiciones de poco viento. En noches claras con viento, la superficie de la tierra irradia calor, lo que da por resultado el enfriamiento del terreno y el aire cercano que, a su vez, produce una gran estabilidad de la atmósfera adyacente a la superficie terrestre. En estas condiciones, la turbulencia es mínima.

Durante algún tiempo se han intentado relacionar las diferentes mediciones de la turbulencia del viento (o estabilidad de la atmósfera) con la difusión de la atmósfera. A menudo se utilizan las medidas de la estabilidad atmosférica, obtenidas mediante el estudio de las diferencias de temperatura en una torre, como una medida indirecta de la turbulencia, en especial cuando se desean estimaciones climáticas de la turbulencia.

Velocidad de caída y estabilidad atmosférica Aparte de la interferencia mecánica con el flujo continuo de aire, causada por los edificios y otros obstáculos, el factor más importante que afecta el grado de turbulencia y, por consiguiente, la velocidad de difusión en el aire cercano a la superficie terrestre, es la variación de temperatura respecto a la altura sobre el nivel del terreno, factor que se conoce como "velocidad de caída". La velocidad de caída en condiciones adiabáticas y secas (DALR) es el cambio de temperatura para una porción de aire seco que se eleva. Esta velocidad se puede calcular como $-1°C$ por 100 m, o $dT/dz = -10^{-2}$ °C/m o $-5.4°F/1000$ ft. Si el aire ascendente contiene vapor de agua, el enfriamiento debido a la expansión adiabática dará por resultado un incremento en la humedad relativa y puede llegarse a la saturación. Si el aire sigue subiendo, se producirá la condensación del vapor de agua y el calor latente liberado reducirá la velocidad de enfriamiento del aire que se eleva. La fuerza de ascención de una porción de aire caliente es resultado de la diferencia que existe entre su densidad y la del aire circundante. La ley de los gases ideales demuestra que, a presión constante (altitud), la temperatura y densidad de una porción de aire se encuentran inversamente relacionadas; por lo general, se utiliza la temperatura para determinar la fuerza de ascención, porque es más fácil de medir que la densidad. Si el gradiente de temperatura (velocidad de caída) de la atmósfera es igual a la velocidad adiabática de caída, la porción de aire desplazada de su posición original se dilatará o contraerá, de tal manera que su densidad y temperatura sean iguales a las del aire circundante. En este caso, no habrá fuerzas ascendentes que actúen sobre la porción desplazada y la atmósfera se conoce como "neutralmente estable".

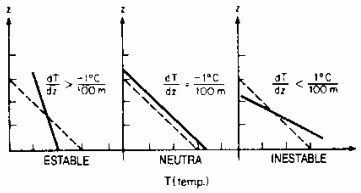


FIG. 26-2 Criterios de estabilidad con la velocidad de caída medida.

Si, al incrementarse la altitud, la temperatura de la atmósfera disminuye más rápidamente que la velocidad adiabática de caída (sobreadiabática), la porción de aire desplazada hacia arriba tendrá una temperatura mayor que la del aire circundante. Su densidad será menor y el resultado será una fuerza neta de ascención. La situación opuesta se presenta si la porción de aire se desplaza hacia abajo y se ve sujeta a una fuerza descendente. Una vez que la porción de aire se empieza a mover hacia arriba o hacia abajo, continuará su curso y producirá condiciones atmosféricas inestables. Si, al incrementarse la altitud, la temperatura disminuye más lentamente que la velocidad adiabática de caída, la porción desplazada de aire se ve sujeta a una fuerza neta de restauración, que causa condiciones atmosféricas estables (véase la Fig. 26-2).

Las velocidades de caída intensamente estables se conocen comúnmente como "inversiones". Una gran estabilidad impide la mezcla a través de la capa de inversión. Por lo general, estas condiciones de gran estabilidad se extienden en forma vertical, pero sólo unos cientos de metros. La extensión vertical de la inversión se llama "profundidad de la inversión" y se observan dos tipos distintos: la **inversión a nivel del terreno**, causada por el enfriamiento por radiación de la superficie terrestre durante la noche y la **inversión a gran altura** que ocurre entre 500 y varios miles de metros sobre el nivel del terreno (véase la Fig. 26-3).

En la figura 26-4 aparecen algunos de los perfiles más comunes de las velocidades de caída, con sus efectos correspondientes sobre la pluma de las chimeneas.

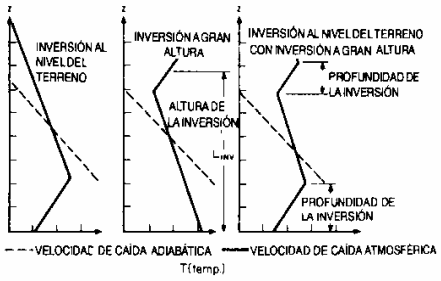


FIG. 26-3 Características de las velocidades de caída en condiciones de inversión.

Gradiente de tempe

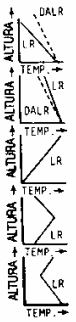


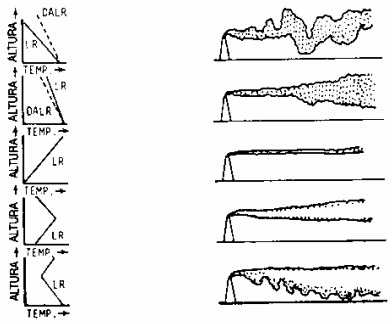
FIG. 26-4 Caracterí

Desde el punto d
sión de las capas su
seables, porque red
contaminantes en l
inestable, una inver
clado vertical y los
abajo de la inversi
tienden a ser más fr
cidades estables de

Cálculos de dis
secuencia de cálcu
la altura "eficaz" de
vación de la pluma
aceptable a nivel d
difusión atmosféri
para el contamina
mitida por los cód
chimenea opera en
normas relacionad
del terreno se pued

Altura eficaz de
una emisión corre
se ve atrapada en l
cios cercanos a ell
a la superficie del
rencia de estas zon
teorológicos afect
sión incluyen la ve
en la parte superio
de la chimenea. Lo
la pluma incluyen
esfuerzo cortante
estabilidad atmosf
vación de la plum
de las ecuaciones
emisión son semie
nes de elevación
las suposiciones
mento en que se f
ecuaciones no se
perior a 305 m (1

La altura eficaz
sión) es la suma de



Descripción

Caída fuerte —en forma de circuito (inestable)
Por lo general, es de día y con buen tiempo, dado que se requiere un calentamiento solar fuerte del terreno. Al circuito no lo favorecen las nubes, la nieve o los vientos fuertes.

Caída débil —en forma de cono (ligeramente inestable o neutra)
Por lo general, favorecida por las nubes y el viento, y puede ocurrir de día o de noche. En climas secos ocurre con poca frecuencia, y en climas nublados es el tipo que se observa con más frecuencia.

Inversión—ventilación (estable)
Esto se observa principalmente por la noche y se ve favorecida por vientos ligeros, cielo claro y nieve. En algunos climas, esta condición puede persistir durante varios días, en invierno, especialmente a latitudes elevadas.

Inversión abajo, caída a gran altura —levantamiento (transición de inestable a estable)
Esta condición ocurre durante la transición de la caída a la inversión y se observa con más frecuencia cuando se pone el Sol; puede ser transitoria o persistir durante varias horas. La zona sombreada de alta concentración del efluente es causada por el atrapamiento, debido a la inversión del efluente llevado a una capa estable por los remolinos turbulentos, que penetran la capa una distancia corta.

Caída hacia abajo, inversión a gran altura —fumigación (transición de estable a inestable)
Esto ocurre cuando la inversión nocturna es disipada por el Sol de la mañana. Por lo general, la capa de caída comienza a nivel del terreno y se eleva (con menos rapidez en invierno que en verano). La fumigación puede ocurrir con la circulación de la brisa del mar, al mediodía o al iniciarse la tarde. La zona sombreada de alta concentración es la porción de la pluma que aún no se ha mezclado hacia abajo.

FIG. 26-4 Características de las velocidades de caída del transporte por difusión atmosférica de las emisiones de la chimenea.

Desde el punto de vista de la contaminación del aire, tanto la inversión de las capas superficiales estables como la de bajo nivel son indeseables, porque reducen al mínimo la velocidad de disolución de los contaminantes en la atmósfera. A pesar de que la capa superficial sea inestable, una inversión de bajo nivel actuará como una barrera al mezclado vertical y los contaminantes se acumularán en la capa superficial, abajo de la inversión. En otoño, las condiciones atmosféricas estables tienden a ser más frecuentes y durar más, pero las inversiones y las velocidades estables de caída prevalecen en todas las estaciones del año.

Cálculos de diseño Para una altura determinada de la chimenea, la secuencia de cálculo se inicia, en primer lugar, por la estimación de la altura "eficaz" de la emisión, mediante una ecuación aplicable de elevación de la pluma. Después se determina la concentración máxima aceptable a nivel del terreno, por medio de la ecuación apropiada de difusión atmosférica. La comparación de la GLC máxima calculada para el contaminante gaseoso en particular con la GLC máxima permitida por los códigos locales de contaminación del aire indica si la chimenea opera en forma satisfactoria. Por el contrario, al conocer las normas relacionadas con la concentración máxima aceptable al nivel del terreno se puede diseñar una chimenea que satisfaga estas normas.

Altura eficaz de la emisión En raras ocasiones, la altura eficaz de una emisión corresponde a la altura física de la chimenea. Si la pluma se ve atrapada en la turbulencia producida por la chimenea o los edificios cercanos a ella, el efluente se mezclará rápidamente y descenderá a la superficie del terreno. Si la pluma se emite libremente, sin interferencia de estas zonas de turbulencia, varios factores de emisión y meteorológicos afectarán la elevación de la pluma. Los factores de emisión incluyen la velocidad de flujo del gas y la temperatura del efluente en la parte superior de la chimenea, así como el diámetro de la abertura de la chimenea. Los factores meteorológicos que afectan la elevación de la pluma incluyen la velocidad del viento, la temperatura del aire, el esfuerzo cortante de la velocidad del viento respecto a la altura y la estabilidad atmosférica. Hasta la fecha, en ninguna teoría sobre la elevación de la pluma se consideran todas estas variables. La mayor parte de las ecuaciones formuladas para el cálculo de la altura eficaz de la emisión son semiempíricas. Al considerar cualquiera de estas ecuaciones de elevación de la pluma es importante evaluarlas en términos de las suposiciones realizadas y las circunstancias existentes en el momento en que se formuló la correlación particular. Por lo general, las ecuaciones no se aplican a chimeneas altas [con una altura eficaz superior a 305 m (1000 ft)].

La altura eficaz de la chimenea (equivalente a la altura eficaz de la emisión) es la suma de la altura real de la chimenea, la elevación de la pluma, debida a la velocidad de salida (momentum) de los gases y la fuerza de ascensión, que depende de la temperatura de los gases emitidos y las condiciones atmosféricas.

Algunas de la ecuaciones más comunes para el cálculo de la elevación de la pluma fueron resumidas por Buonicore y Theodore (*Industrial Control Equipment for Gaseous Pollutants*, vol. II, CRC Press, Boca Raton, Fla., 1975) e incluyen:

- ASME (*Recomended Guide for the Prediction of the Dispersion of Airborne Effuents*, ASME, New York, 1968)
- Bosanquet-Carey-Halton [*Proc. Inst. Mech. Eng. (London)*, **162**, 355 (1950)]
- Briggs (*Plume Rise*, AEC Critical Review ser., U.S. Atomic Energy Commission, Div. Tech, Inf.)
- Carson y Moses [*J. Air Pollut. Control Assoc.*, **18**, 454 (1968), y **19**, 862 (1969)]
- CONCAWE (Brummage et al., *The Calculation of Atmospheric Dispersion from a Stak*, CONCAWE, The Hague, 1966)
- Csanady [*Int. J. Air Water Pollut.*, **4**, 47 (1961)]
- Davison-Bryant (*Trans. Conf. Ind. Wastes*, 14th Ann. Meet. Ind. Hyg. Found. Am., **39**, 1949)
- Holland (*Workbook of Atmospheric Dispersion Estimates*, U.S. EPA Publ. AP-26, 1970)
- Lucas, Moore y Spurr [*Int. J. Air Water Pollut.*, **7**, 473 (1963)]
- Stone y Clarke (*British Experience with Tall Stacks for Air Pollution Control on Large Fossil-Fueled Power Plants*, American Power Conference, Chicago, 1967)
- Stumke [*Staub*, **23**, 549 (1963)]
- TVA [Montgomery et al., *J. Air Pollut. Control Assoc.*, **22** (10), 779 (1972)]

Concentración máxima a nivel del terreno Una vez determinada la altura eficaz de la emisión, el siguiente paso consiste en analizar su trayectoria descendente, por medio de la ecuación adecuada de dispersión atmosférica. Buonicore y Theodore (*op. cit.*) también han resumido algunos de los procedimientos de cálculo más comunes para la dispersión atmosférica e incluyen:

- Bosanquet-Pearson model [*Trans. Faraday Soc.*, **32**, 1249 (1936)]
- Pasquill-Gifford model [Pasquill, *Meteorol. Mag.*, **90**, 33, 1063 (1961), y Gifford, *Nucl. Saf.*, **2**, 4, 47 (1961)]
- Sutton model [*Q.J.R. Meteorol. Soc.*, **73**, 257 (1947)]
- TVA model [Carpenter et al., *J. Air Pollut. Control Assoc.*, **21** (8) (1971) y Montgomery et al., *J. Air Pollut. Control Assoc.*, **23** (5), 388 (1973)]

Efectos diversos

Enfriamientos por evaporación Cuando se lavan los gases de salida para absorber algunos constituyentes antes de la emisión, los gases se enfrían y se saturan con vapor de agua. Al dejar salir los gases puede presentarse un enfriamieto adicional, producto del contacto con las superficies frías de los ductos o la chimenea. Este enfriamiento origina la condensación de gotitas de agua en la corriente gaseosa. Cuando los gases salen por la chimenea, las gotas de agua se evaporan, extrayendo del aire el calor latente de evaporación y enfriando la pluma. La fuerza descendente que resulta disminuye la altura eficaz de la chimenea y el resultado puede ser una pluma (con densidad mayor a la del aire ambiente) que cae a la superficie del terreno. Si después del lavado aún permanece cualquiera de los contaminantes, su efecto se sentirá en el terreno cercano a la chimenea.

Lavado descendente aerodinámico Si la velocidad de salida de la chimenea es demasiado baja en comparación con la velocidad del viento transversal, parte del efluente puede ser arrastrado hacia abajo, por la baja presión en el lado de la chimenea contrario al viento. Este fenómeno, conocido como "lavado descendente", se puede reducir al mínimo al mantener una velocidad de salida mayor a la velocidad media del viento; es decir, en forma característica, el doble de la velocidad media del viento. Otro método para reducir al mínimo el lavado descendente consiste en equipar la parte superior de la chimenea con un disco plano que se extienda, al menos, una distancia igual al diámetro de la chimenea y hacia fuera de ésta.

Si, para evitar el lavado descendente, es necesario incrementar la velocidad de salida de los gases de la chimenea, quizá se requiera remodelar la salida. Se ha descubierto que el diseño más eficaz es la tobera tipo Venturi, que también mantiene a un nivel mínimo las pérdidas por fricción.

Chimeneas múltiples En el pasado, el efecto de las fuentes con chimeneas múltiples se manejó considerando cada una como una fuente distinta y sumando las concentraciones resultantes, para obtener la concentración total. Sin embargo, en la actualidad se dispone de un método mejorado para estimar el efecto de las fuentes múltiples [Montgomery, *J. Air Pollut. Control Assoc.* **23** (5), 388 (1973)].

CONTROL DE LA FUENTE DE EMISIONES GASEOSAS

Existen cuatro operaciones unitarias de la ingeniería química que comúnmente se utilizan para el control de las emisiones gaseosas:

1. *La absorción.* Véase la sección 4, "Termodinámica", y la sección 18, "Sistemas líquido-gas". Para columnas de platos véase la sección 18, "Contacto líquido-gas: Columnas de platos". Para columnas empacadas véase la sección 18. "Contacto líquido-gas: Columnas empacadas."
2. *La adsorción.* Véase la sección 16:"Adsorción e intercambio de iones".
3. *La combustión.* Véase la sección 9: "Generación de calor" y "Equipo de procesos de fuego directo". Para incineradores, véase el material presentado en estas subsecciones.
4. *La condensación.* Véanse la sección 10: "Transmisión de calor", la sección 11: "Equipo de transferencia de calor" y la sección 12: "Enfriamiento por evaporación". Para condensadores de contacto directo, véanse la sección 11: "Accesorios del evaporador" y la sección 12: "Enfriamiento por evaporación". Para condensadores por contacto indirecto, véase la sección 10: "Transferencia de calor con cambio de fase" y "Diseño térmico del equipo de transferencia de calor" y la sección 11: "Intercambiadores de calor de casco y tubo" y "Otros intercambiadores de calor para líquidos y gases".

Estas operaciones, que son de rutina en la ingeniería química, se han tratado en forma amplia en otras secciones de este *Manual*.

Absorción

Introducción El diseño técnico del equipo de absorción de gas debe basarse en la aplicación adecuada de los principios de difusión, equilibrio y transferencia de masa, desarrollados en las secciones 4, 14 y 18 de este *Manual*. El requerimiento más importante del diseño del equipo es lograr un contacto íntimo del gas con el líquido, es decir, proporcionar un área grande de entrecara, una elevada intensidad de renovación de la entrecara y la reducción al mínimo de la resistencia que, por lo tanto, eleva al máximo la fuerza impulsora. Este contacto de las fases se logra en diferentes tipos de equipo, los más importantes de los cuales son las columnas de platos y las empacadas. La selección final entre ambas depende de varios criterios a cumplir. Por ejemplo, si la caída de presión a través de la columna es lo suficientemente grande para que los costos de compresión sean significativos, es preferible seleccionar una columna empacada y no de platos, ya que la caída de presión es menor.

En la mayor parte de los procesos que incluyen la absorción de un contaminante gaseoso presente en una corriente de gases de salida, esta última representa el fluido procesado y, por lo tanto, generalmente se conocerán sus condiciones de entrada (velocidad de flujo, composición y temperatura). Es usual que se especifique la temperatura y composición del líquido de entrada y la composición del gas de salida. Por consiguiente, los principales objetivos del diseño de una columna de absorción son la determinación de la velocidad de flujo del disolvente y el cálculo de las dimensiones principales del equipo (la altura y diámetro de la columna necesaria para realizar la operación). Estos objetivos se logran al evaluar, para el disolvente seleccionado con una velocidad determinada de flujo, el número de unidades teóricas de separación (etapas o platos) y convertirlas en unidades prácticas de altura de columna o número de platos reales, mediante las correlaciones existentes.

El procedimiento general de diseño consta de varios pasos a considerar, que incluyen:

1. Selección del disolvente
2. Evaluación de los datos de equilibrio
3. Estimación de los datos de operación (por lo general, este paso consta de un balance de masa y energía; este último es el que determina si el proceso de absorción se puede considerar isotérmico o adiabático).
4. Selección de la columna (si la selección de la columna no es obvia o específica, será necesario realizar los cálculos para los diferentes tipos de columnas y la selección final se basa en consideraciones económicas).
5. Cálculo del diámetro de la columna (para las columnas empacadas, este cálculo se basa por lo general en las condiciones de inundación y, para las columnas de platos, en la velocidad óptima del gas o la capacidad del plato para manejar el líquido).
6. Estimación de la altura de la columna o el número de platos (para columnas empacadas, la altura de la columna se obtiene al multiplicar el número de unidades de transferencia, calculadas a partir de los datos de equilibrio y operación, por la altura de una unidad de transferencia; para columnas de platos, el número de platos teóricos determinado a partir de la gráfica de las líneas de equilibrio y operación, se divide entre la eficiencia global estimada del plato, con lo que se obtiene el número real de platos, que a su vez permite calcular la altura de la columna, con base en el espaciamiento de los platos).
7. Determinación de la caída de presión a través de la columna (para las columnas empacadas, se dispone de correlaciones dependientes del tipo de empaque, los datos de operación de la columna y las propiedades físicas de los constituyentes, mediante las que se estima la caída de presión a través del empaque; para columnas de platos, se obtiene la caída de presión por plato y se multiplica por el número de platos).

Selección del disolvente La selección de un disolvente determinado es muy importante. A menudo se utiliza el agua, por su abundancia y bajo costo, pero las siguientes propiedades también deben considerarse:

1. *Solubilidad de* porque esto incremen la cantidad de disolve micamente similares lubilidad.
2. *Volatilidad.* por baja, porque el ga saturado de disolvent
3. *Corrosividad.*
4. *Costo.*
5. *Viscosidad.* velocidades elevadas dación, reduce la pre transferencia de calo
6. *Estabilidad qu* estable y, de ser posib
7. *Toxicidad.*
8. *Bajo punto de* solvente con bajo pun disolvente dentro de

Equipo Los prin pueden clasificar con

1. Columnas em
2. Columnas de
3. Diversos

De las tres categor para la absorción de al respecto se presen muchos textos dispo *Operations of Chem* York, 1976; Sherwo McGraw-Hill, New *Processes*, McGraw- *Operations*, 3d ed, M

Adsorción

Introducción El chos aspectos simila adsorbente sólido qu ciones 16 y 19). La a de materia y energía, nar la altura de la co depende de los facto

Selección del ads triales pueden adsorl nicos. Sin embargo, otras propiedades fís específicos para una demostrado que para vado tiene propieda vas para los hidroca vapores orgánicos. L alúmina activada y adsorber materiales presentarse problem moleculares tambié agua con contamina desventaja consider ción de contaminant

El método norma utilizar una corrient y, en la mayor parte descomposición del secuencia, se prese del adsorbato, lo cua sivo de la capacida número de ciclos, de

absorción de gas de-
ncipios de difusión,
n las secciones 4, 14
rtante del diseño del
el líquido, es decir,
evada intensidad de
mo de la resistencia
ora. Este contacto de
os más importantes
scadas. La selección
mplir. Por ejemplo,
ficientemente gran-
sativos, es preferible
s, ya que la caída de

a la absorción de un
de gases de salida,
tanto, generalmente
lad de flujo, compo-
ue la temperatura y
ión del gas de salida.
eño de una columna
d de flujo del disol-
del equipo (la altura
la operación). Estos
eleccionado con una
dades teóricas de se-
les prácticas de altu-
te las correlaciones

arios pasos a consi-

lo general, este paso
imo es el que deter-
iderar isotérmico o

le la columna no es
dos para los diferen-
en consideraciones

las columnas empa-
ondiciones de inun-
lad óptima del gas o

imero de platos (pa-
obtiene al multipli-
ladas a partir de los
a unidad de transfe-
os teóricos determi-
rio y operación, se
o, con lo que se ob-
te calcular la altura
s platos).
avés de la columna
rrelaciones depen-
de la columna y las
te las que se estima
umnas de platos, se
ca por el número de

olvente determina-
, por su abundancia
ién deben conside-

1. *Solubilidad del gas.* Es deseable que el gas sea muy soluble porque esto incrementa la velocidad de absorción y reduce al mínimo la cantidad de disolvente necesario. Por lo general, los disolventes químicamente similares al soluto a absorber proporcionan una buena solubilidad.
2. *Volatilidad.* Es deseable un disolvente con una presión de vapor baja, porque el gas que sale de la unidad de absorción suele estar saturado de disolvente y puede perderse una cantidad considerable.
3. *Corrosividad.*
4. *Costo.*
5. *Viscosidad.* Es deseable una viscosidad baja, porque favorece velocidades elevadas de absorción, mejora las características de inundación, reduce la presión de las gotas y mejora las características de transferencia de calor.
6. *Estabilidad química.* El disolvente debe ser químicamente estable y, de ser posible, no inflamable.
7. *Toxicidad.*
8. *Bajo punto de congelación* De ser posible, se prefiere un disolvente con bajo punto de congelación, porque toda solidificación del disolvente dentro de la columna hace que ésta sea inoperable.

Equipo Los principales tipos de equipo de absorción de gas se pueden clasificar como sigue:

1. Columnas empacadas (operación continua)
2. Columnas de platos (operación intermitente)
3. Diversos

De las tres categorías, la columna empacada es la que más se utiliza para la absorción de contaminantes gaseosos. Información adicional al respecto se presenta en las secciones apropiadas de este *Manual* y en muchos textos disponibles como, por ejemplo, McCabe y Smith, *Unit Operations of Chemical Engineering*, 3d ed., McGraw-Hill, New York, 1976; Sherwood y Pigford, *Absorption and Extraction*, 2d ed., McGraw-Hill, New York, 1952; Smith, *Design of Equilibrium Stage Processes*, McGraw-Hill, New York, 1963; y Treybal, *Mass Transfer Operations*, 3d ed, McGraw-Hill, New York, 1980.

Adsorción

Introducción El diseño del equipo de adsorción de gas es en muchos aspectos similar al diseño del equipo de absorción de gas, con un adsorbente sólido que reemplaza al disolvente líquido (véanse las secciones 16 y 19). La analogía es evidente en la ecuaciones del balance de materia y energía, así como en los métodos utilizados para determinar la altura de la columna. La selección final, como es de esperarse, depende de los factores económicos del proceso global.

Selección del adsorbente Por lo general, los adsorbentes industriales pueden adsorber tanto gases como vapores orgánicos e inorgánicos. Sin embargo, sus características de adsorción preferencial y otras propiedades físicas hacen que los adsorbentes sean más o menos específicos para una aplicación particular. La experiencia general ha demostrado que para la adsorción de vapores orgánicos el carbón activado tiene propiedades superiores, ya que posee propiedades selectivas para los hidrocarburos y una alta capacidad de adsorción para los vapores orgánicos. Los adsorbentes inorgánicos como, por ejemplo, la alúmina activada y el gel de sílice, también se pueden utilizar para adsorber materiales orgánicos, pero durante la regeneración pueden presentarse problemas. La alúmina activada, el gel de sílice y las cribas moleculares también adsorben, en forma preferencial, el vapor de agua con contaminantes orgánicos. En ocasiones, esto puede ser una desventaja considerable si estos adsorbentes se aplican a la eliminación de contaminantes orgánicos.

El método normal de regeneración de los adsorbentes consiste en utilizar una corriente de vapor, gas inerte (p. ej., nitrógeno) u otro gas y, en la mayor parte de los casos, se obtiene, como mínimo, una ligera descomposición del compuesto orgánico sobre el adsorbente. En consecuencia, se presentan dos problemas: 1) recuperación incompleta del adsorbato, lo cual puede no ser importante y 2) un deterioro progresivo de la capacidad del adsorbente, a medida que se incrementa el número de ciclos, debido al taponamiento de los poros, producido por el carbón formado al descomponerse el hidrocarburo. Cuando se utiliza carbón activado, la regeneración se realiza mediante un proceso a base de vapor y, en consecuencia, se resuelve el problema anterior. Esto no es posible con el gel de sílice o la alúmina activada, porque estos materiales pueden romperse al ponerse en contacto con agua líquida.

En algunos casos, ninguno de los adsorbentes tiene una capacidad suficiente de retención para un contaminante en particular. En estas aplicaciones, un adsorbente con un área superficial grande se impregna con un compuesto inorgánico o, en raras ocasiones, con un compuesto orgánico de alto peso molecular que puede reaccionar químicamente con el contaminante específico. Por ejemplo, los carbones impregnados con yodo se utilizan para la eliminación del vapor de mercurio, y los carbones impregnados con bromo para la eliminación de etileno o propileno. La acción de estos impregnantes es una conversión o reacción catalítica para formar un compuesto no inconveniente o un compuesto que se adsorba con más facilidad. En este caso ya no se aplica la teoría general de adsorción a los efectos totales del proceso. Por ejemplo, la eliminación de mercurio mediante carbón impregnado con yodo se realiza más rápidamente a una temperatura elevada.y se puede obtener una mejor eficiencia global que en un sistema a baja temperatura.

Ya que la adsorción se efectúa en el límite de la interfase, el área superficial del adsorbente es una consideración importante. Por lo general, cuanto más grande es el área superficial, mayor será la capacidad de adsorción. Sin embargo, el área superficial debe estar "disponible" en un diámetro específico del poro, dentro del adsorbente. A presiones (o concentraciones) parciales bajas es más eficiente el área superficial en los poros más pequeños a los que el compuesto por absorber puede entrar. A presiones mayores, los poros más grandes adquieren más importancia, en tanto que a concentraciones muy elevadas, se da condensación capilar dentro de los poros y el volumen total del microporo se convierte en el factor limitante.

La acción de las cribas moleculares es un poco diferente a los demás adsorbentes, porque la selectividad está determinada principalmente por las limitaciones del diámetro del poro de la criba molecular específica. Al seleccionar cribas moleculares es importante que el contaminante a eliminar sea menor que el diámetro disponible del poro. Por consiguiente, es importante que el adsorbente particular no sólo tenga afinidad por el contaminante en cuestión sino, además, suficiente área disponible para la adsorción.

Datos de diseño Una vez seleccionado el adsorbente, el siguiente paso consiste en calcular la cantidad de adsorbente requerido y, en ocasiones, se deben considerar otros factores como, por ejemplo, el incremento de temperatura de la corriente gaseosa debido a la adsorción, y la vida útil del adsorbente en las condiciones de operación. El cálculo de las dimensiones y el diseño global del sistema de adsorción depende de las propiedades y características tanto del gas alimentado para su eliminación como del adsorbente. Para propósitos de diseño, debe disponerse de o conocerse la siguiente información:

1. Para la corriente de gas
   a). La concentración del compuesto por adsorber (adsorbato).
   b). La temperatura.
   c). El incremento de temperatura durante la adsorción.
   d). La presión.
   e). La velocidad de flujo.
   f). La presencia de material contaminante para el adsorbente.
2. Para el adsorbente
   a). La capacidad de adsorción, al utilizarlo sobre la corriente.
   b). El incremento de temperatura durante la adsorción.
   c). Operación isotérmica o adiabática.
   d). La vida, si la presencia del material contaminante es desfavorable.
   e). La posibilidad de efectos catalíticos que causen una reacción química adversa en la corriente gaseosa, o la formación de polimerizantes sólidos en el lecho de adsorción, con el consiguiente deterioro del adsorbente.
   f). La densidad masiva

g). El tamaño de partícula, que por lo general se indica como el diámetro medio equivalente de la partícula. Las dimensiones y forma de las partículas afectan tanto las caídas de presión a través del lecho de adsorción como la velocidad de difusión en el interior de las partículas. Si todo lo anterior es igual, los lechos de adsorción que constan de partículas más pequeñas son más eficientes, a pesar de que causan una caída de presión más elevada.

h). Los datos del poro, que son importantes porque permiten eliminar los adsorbentes cuyo diámetro del poro no admita la molécula del compuesto por adsorber.

i). La dureza, que indica los cuidados a tomar en el manejo de los adsorbentes, para evitar la formación de finos indeseables.

j). La información necesaria para la regeneración.

Las técnicas de diseño utilizadas incluyen tanto métodos por etapas como de contacto continuo y se pueden aplicar a operaciones intermitentes, continuas y semicontinuas.

Fenómenos de la adsorción El proceso de adsorción incluye tres pasos necesarios. En primer lugar, el fluido debe entrar en contacto con el adsorbente, para que el compuesto por adsorber se adsorba en forma preferencial o selectiva sobre el adsorbente. A continuación, el fluido no adsorbido debe separarse de la mezcla adsorbente-adsorbato y, por último, el adsorbente debe regenerarse, mediante la eliminación del adsorbato, o bien, desecharse el adsorbente utilizado y reemplazarse por material nuevo. La regeneración se realiza de diferentes modos, que dependen de la naturaleza del adsorbato. Por lo general, los gases y vapores se desorben incrementando la temperatura (ciclo térmico) o reduciendo la presión (ciclo de presión). El ciclo térmico más común se realiza mediante el paso de gas caliente a través del lecho de adsorción en dirección opuesta al flujo existente durante el ciclo de adsorción; con esto se asegura que el gas que pasa por la unidad durante el ciclo de adsorción siempre se encuentre al final con el adsorbente más activo, y que la concentración del adsorbato en el adsorbente, a la salida de la unidad, se mantenga siempre en un nivel mínimo.

En el primer paso, en el que las moléculas del fluido entran en contacto con el adsorbente, se establece un equilibrio entre el fluido adsorbido y el fluido que permanece en la fase fluida. En las figuras 26-5 a 26-7 aparecen varias isotermas experimentales del equilibrio de adsorción, para diferentes compuestos adsorbidos en varios adsorbentes. Considérese la figura 26-5, en la cual la concentración del gas adsorbido sobre el sólido se grafica en función de la presión parcial de equilibrio p° del vapor o gas, a temperatura constante. Por ejemplo, a 40°C, el vapor de propano puro, a una presión de 550 mmHg se encuentra en equilibrio con una concentración de adsorbato en el punto *P* de 0.04 lb de propano adsorbido por lb de gel de sílice. Un incremento en la presión del propano hace que se adsorba más propano. Por otra parte, al disminuir la presión del sistema a *P*, el propano se desorbe del carbón.

En la tabla 26-21 aparece la capacidad de adsorción del carbón activado, para algunos vapores de disolventes comunes.

Equipo de control de la adsorción Si una corriente de gas debe tratarse durante un periodo corto, sólo se requiere por lo general una unidad de adsorción, siempre y cuando se disponga de un intervalo suficiente de tiempo que permita la regeneración entre los ciclos de adsorción. Sin embargo, éste no es el caso usual. Ya que a menudo se requiere una corriente ininterrumpida de gas tratado, es necesario utilizar una o más unidades capaces de operar de este modo. Las unidades se diseñan para manejar los flujos de gas sin interrupciones y se caracterizan por su modalidad de contacto, intermitentes o continuas. En general, el tipo más común de sistema de adsorción utilizado para la eliminación de un contaminante indeseable en una corriente gaseosa consta de varias unidades de lecho fijo, que operan en secuencia, de manera que el flujo de gas permanece ininterrumpido. Generalmente se utiliza un sistema de dos o tres lechos, con uno o dos lechos desviados para su regeneración, mientras que otro está en operación. En la figura 26-8 se muestra un sistema característico de dos lechos; en la figura 26-9 aparece un sistema característico de tres lechos. El tipo de sistema más adecuado para una aplicación particular lo determinan varios factores, que incluyen: la cantidad y velocidad del material a

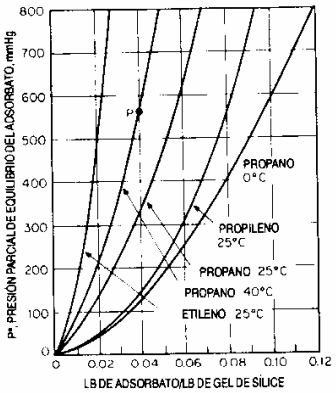


FIG. 26-5 Presiones parciales de equilibrio de ciertos compuestos orgánicos en gel de sílice.

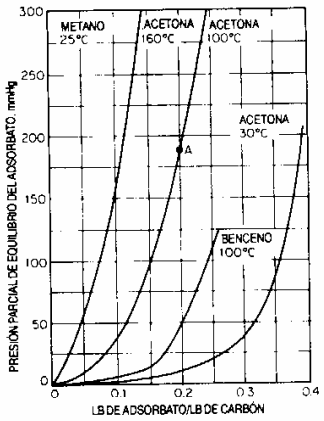


FIG. 26-6 Presiones parciales de equilibrio para ciertos compuestos orgánicos en carbón.

adsorber, el tiempo entre ciclos, el tiempo requerido para la regeneración y, en caso necesario, el tiempo de enfriamiento.

El empleo de un lecho fluidificado es característico en una operación de contacto continuo, para la adsorción de contaminantes gaseosos. En la operación de contacto por etapas, a régimen permanente, el gas fluye hacia arriba a través de una serie de etapas sucesivas de lechos fluidificados, lo que permite un contacto máximo del gas y del sólido en cada etapa. En la figura 26-10 aparece un arreglo característico de este tipo, para una adsorción con etapas múltiples a contracorriente y con regeneración. En la parte superior de la torre, los sólidos, colocados sobre los platos perforados en lechos relativamente poco profundos, entran en contacto a contracorriente, con la corriente de gas que contiene el contaminante; los sólidos del adsorbente se mueven de plato a plato por los vertederos. En la parte inferior de la torre, el adsorbente se regenera, mediante un contacto similar con gas caliente, que desorbe y acarrea el contaminante. Después, el adsorbente regenerado se recircula con aire hasta la parte superior de la torre.

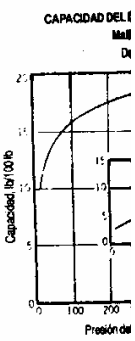


FIG. 26-7 Presione
Control Equipment f

TABLA 26-21 disolventes co

Disolve
Acetona
Heptano
Alcohol isopropílic
Cloruro de metileno
Percloroetileno
Disolvente Stoddar
1,1,1-tricloroetano
Tricloroetileno
Triclorotrifluoroeta
VM&P nafta

*Suponiendo una
†Por ejemplo, 8 l

A pesar de que
encontrado aplica
gaseosos presente
de dióxido de carl
hidrógeno y el sul
que en la actualid
relativamente ele
las sólidas requer
que la adsorción e
la operación inter
sencillo de un sol
ción y regeneraci

Información ac
este *Manual*. Un
bedor se encuen
Equipment for G
Fla., 1975.

Combustión

Introducción

operaciones de fa
de carbono y agu
es decir, una com
bles se utilizan, e
rápida: 1) las anto
tores térmicos y 2
y de antorcha se
combustión. Los

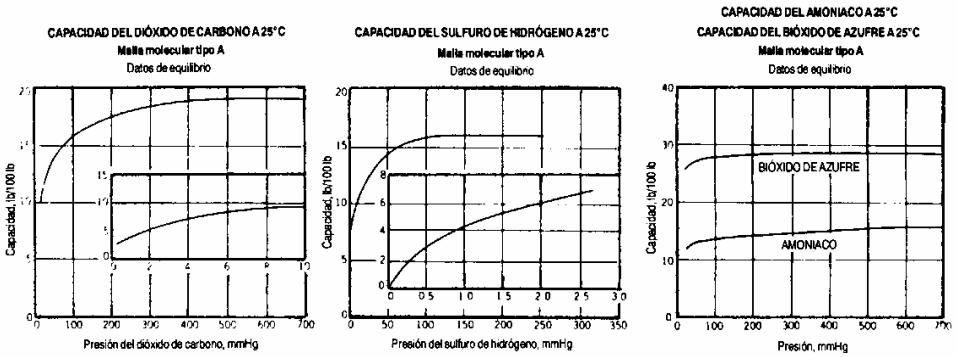


FIG. 26-7 Presiones parciales de equilibrio para ciertos gases en mallas moleculares. (A. J. Buonicore and L. Theodore, *Industrial Control Equipment for Gaseous Pollutants*, vol. 1, CRC Press, Boca Raton, Fla., 1975.)

TABLA 26-21 Capacidad de adsorción de los disolventes comunes en carbones activados*

Disolvente	% en peso del lecho de carbón†
Acetona	8
Heptano	6
Alcohol isopropílico	8
Cloruro de metileno	10
Percloroetileno	20
Disolvente Stoddard	2–7
1,1,1-tricloroetano	12
Tricloroetileno	15
Triclorotrifluoroetano	8
VM&P nafta	7

*Suponiendo una desorción con vapor entre 5 y 10 psig.
†Por ejemplo, 8 lb de acetona adsorbidas en 100 lb de carbón activado.

A pesar de que el tipo de operación continua y a contracorriente ha encontrado aplicaciones limitadas en la eliminación de contaminantes gaseosos presentes en la corrientes del proceso (p.ej., la eliminación de dióxido de carbono y de compuestos de azufre, como el sulfuro de hidrógeno y el sulfuro de carbonilo), el tipo de operación más común que en la actualidad se utiliza es el adsorbedor de lecho fijo. Los costos relativamente elevados que implica el transporte continuo de partículas sólidas requerido en las operaciones a régimen permanente, hace que la adsorción en lecho fijo sea una opción atractiva y económica. Si la operación intermitente o por lotes es práctica, basta con un sistema sencillo de un solo lecho y ciclos alternados entre las fases de adsorción y regeneración.

Información adicional se presenta en las secciones apropiadas de este *Manual*. Un examen amplio de los principios de diseño del adsorbedor se encuentra en Buonicore y Theodore, *Industrial Control Equipment for Gaseous Pollutants*, vol. 1, CRC Press, Boca Raton, Fla., 1975.

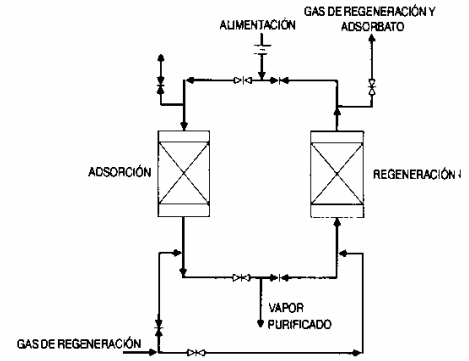


FIG. 26-8 Sistema característico de adsorción de lecho doble.

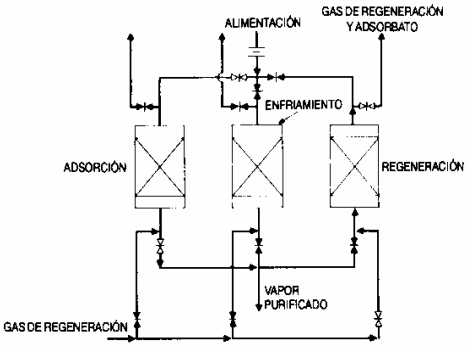


FIG. 26-9 Sistema característico de adsorción de lecho triple.

Combustión

Introducción Muchos compuestos orgánicos liberados por las operaciones de fabricación se pueden convertir en inofensivo dióxido de carbono y agua, mediante una oxidación rápida (reacción química), es decir, una combustión. Para destruir los contaminantes combustibles se utilizan, en forma característica, tres métodos de combustión rápida: **1**) las antorchas (combustión por llama directa), **2**) los combustores térmicos y **3**) los combustores catalíticos. Los métodos térmicos y de antorcha se caracterizan por la presencia de una llama durante la combustión. Los combustores catalíticos utilizan un catalizador metá-

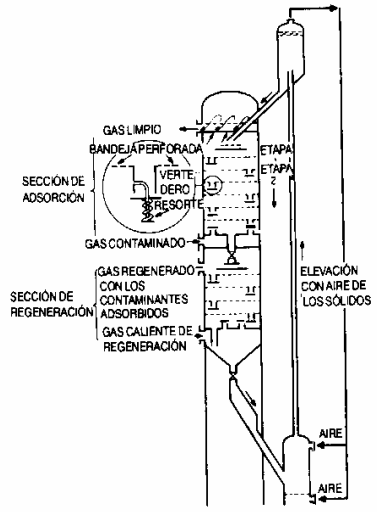


FIG. 29-10 Adsorción de etapas múltiples y a contracorriente, con regeneración.

lico para promover una oxidación rápida y se caracterizan por una combustión sin llama. El proceso de combustión también se conoce como "postcombustión" o "incineración".

Para lograr una combustión completa, es decir la combinación de los elementos combustibles y los compuestos de un combustible con todo el oxígeno que puedan utilizar, es necesario proporcionar el espacio suficiente, el tiempo, la turbulencia y una temperatura lo suficientemente elevada para encender los constituyentes.

Las "tres T" de la combustión —tiempo, temperatura y turbulencia— regulan la velocidad y la integridad de la reacción de combustión. Para una combustión íntegra o completa, el oxígeno debe entrar en contacto íntimo con la molécula del combustible, a una temperatura y durante un periodo suficientes, para completar la reacción. Las reacciones incompletas pueden dar por resultado la generación de aldehídos, ácidos orgánicos, carbón y monóxido de carbono.

Equipo para el control de la combustión Este equipo de control se puede clasificar en tres tipos: 1) antorchas, 2) incineradores térmicos y 3) incineradores catalíticos.

Antorchas En muchas operaciones industriales y especialmente en las plantas químicas y las refinerías de petróleo se producen grandes volúmenes de gases combustibles de desperdicio. Estos gases son resultado de fugas no detectadas en el equipo de operación, de condiciones que alteran la operación normal de la planta y en las que es necesario ventear los gases para evitar presiones elevadas peligrosas para el equipo de operación, de los arranques de las plantas y de paros de emergencia. También puede producirse gran cantidad de gases, como resultado de un producto fuera de especificaciones o por un exceso de producción que no puede venderse. Por lo general, los flujos son intermitentes, con bajas velocidades de flujo durante las perturbaciones importantes, de hasta varios millones de pies cúbicos por hora.

El método preferido de control para excesos de gases y vapores es recuperarlos en un sistema de purga de recuperación. Sin embargo, los grandes volúmenes de gas, especialmente los generados durante condiciones anormales y de emergencia, son difíciles de contener y reprocesar. Hace algunos años, todos los gases de desperdicio se venteaban directamente a la atmósfera. Sin embargo, la diseminación de los gases venteados causaba problemas al medio ambiente y de seguridad. En la actualidad, la práctica consiste en recolectar dichos gases en un sistema cerrado de llamarada y quemarlos conforme son descargados.

A pesar de que las antorchas se pueden utilizar para eliminar los excesos de gases de desperdicio, presentan problemas adicionales de seguridad, que incluyen la posibilidad de explosión, los riesgos de radiación térmica, debidos a la llama y el problema de asfixia tóxica si la llama se apaga. Además de estos aspectos de seguridad, existen varios otros problemas relacionados con las antorchas, que deben considerarse durante el diseño y operación de un sistema de llamarada. Estos problemas se pueden catalogar dentro del área general de las emisiones producidas por antorchas e incluyen: la formación de humo, la luminosidad de la llama, el ruido mientras la antorcha está encendida y la producción de coproductos contaminantes del aire durante la operación de la antorcha.

El poder calorífico o contenido de calor de la corriente de desperdicio a quemar es otra consideración importante. El contenido de calor del gas de desperdicio se puede dividir en dos clases. Los gases pueden mantener o no su propia combustión. En general, un gas de desperdicio con un poder calorífico superior a 7443 kJ/m^3 (200 Btu/ft^3) se puede quemar en una antorcha sin problemas. El contenido de calor se basa en su valor mínimo, para el gas de desperdicio, en la antorcha. Para valores inferiores a 7443 kJ/m^3 quizá sea necesario enriquecer el gas de desperdicio mediante la inyección de otro gas con un poder calorífico más elevado. La adición de este gas de enriquecimiento se conoce como "quema endotérmica". En la práctica se han quemado gases con un contenido de calor tan bajo como 2233 kJ/m^3 (60 Btu/ft^3), pero con una demanda significativa de combustible. Por lo general, no es posible quemar en antorchas un gas con un poder calorífico inferior a 3721 kJ/m^3 (100 Btu/ft^3). Si el flujo de un gas con bajo poder calorífico es continuo, se puede utilizar la incineración térmica o catalítica para deshacerse del gas. Sin embargo, en flujos intermitentes, la quema endotérmica puede ser la única posibilidad.

A pesar de que la mayor parte de las antorchas se utilizan para deshacerse de gases intermitentes de desperdicio, también se emplean algunas antorchas continuas, pero, en general, para volúmenes relativamente pequeños de gases. El contenido de calor de los gases de desperdicio, con grandes volúmenes y un flujo continuo, es demasiado valioso para perderlo en una antorcha. La recuperación del vapor o el empleo de éste como combustible en un calentador de proceso es más conveniente que el uso de la antorcha. Como es necesario agregar combustible adicional al gas, para quemarlo, los grandes flujos continuos de un gas con bajo poder calorífico se pueden quemar, en forma más eficiente, en un incinerador térmico que en la llama de una antorcha.

Por lo general, las antorchas se utilizan para deshacerse de los hidrocarburos. Probablemente, más del 95% de los materiales quemados en antorchas son gases de desperdicio compuestos de gas natural, propano, etileno, propileno, butadieno y butano. Las antorchas se han utilizado con éxito para controlar gases malolientes como, por ejemplo, mercaptanos y aminas, pero al quemar estos gases deben tomarse las precauciones necesarias. A menos que la antorcha sea muy eficiente y proporcione una buena combustión, las emanaciones indeseables pueden escapar sin quemarse y causar problemas.

La combustión del sulfuro de hidrógeno en antorchas debe evitarse, porque es tóxico y su umbral al olfato es bajo. Además, la combustión de cantidades relativamente pequeñas de sulfuro de hidrógeno puede producir suficiente dióxido de azufre, como para dañar las cosechas y causar problemas locales. La combustión en antorchas no se recomienda para gases cuyos productos de combustión pueden causar problemas como, por ejemplo, los que contienen sulfuro de hidrógeno o hidrocarburos clorados.

Incineradores térmicos Los incineradores térmicos o postquemadores se pueden utilizar para gran número de vapores orgánicos, pero a baja concentración. La concentración de estos vapores en el aire debe ser considerablemente inferior al nivel de inflamabilidad (límite inferior de explosión). Como regla, se utiliza un factor de 4 como medida de seguridad. Las reacciones se realizan a temperaturas elevadas para asegurar altas velocidades de reacción química de los vapores orgánicos. Para obtener esta temperatura, es necesario precalentar la corriente de alimentación con energía auxiliar. Junto con la corriente de gas cargada de contaminantes, se alimentan al incinerador, en forma

FIG. 26-11 Disposi

continua, aire y con
ble se quema con
quemador puede ut
del proceso, como
puede utilizar una
combustión y la co
clan intensivament
Los contaminantes
cionan a temperatu
por lo general temp
(1200 a 1500°F) pa
nantes orgánicos (
tiempo de residenc
sicamente las consi
cargan en forma co
dio del gas varía e
m/s (50 ft/s). Estas
tamiento de las par
de un retroflamazo

Por lo general, el
la reacción se pued
de una recuperació
(véase la Fig. 26-1

Dadas las altas t
se con metales capa
de combustión se
de acero, que se re
pesor de la pared
dependiendo de la

Algunas de las v

1. Eliminació
2. Eliminació
3. Facilidad de
4. Requerimie
5. Bajos costo

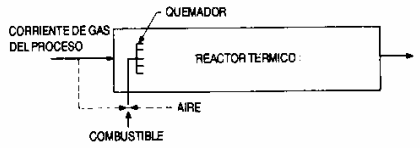


FIG. 26-11 Dispositivo de combustión térmica.

continua, aire y combustible (véase la Fig. 26-11), donde el combustible se quema con aire en la unidad de fuego directo (quemador). El quemador puede utilizar el aire presente en la corriente de desperdicio del proceso, como aire de combustión para el combustible auxiliar, o puede utilizar una fuente distinta de aire externo. Los productos de la combustión y la corriente de alimentación que no reaccionó se mezclan intensivamente y se alimentan a la zona de reacción de la unidad. Los contaminantes presentes en la corriente de gas del proceso reaccionan a temperatura elevada. Los incineradores térmicos requieren por lo general temperaturas de operación que varían entre 650 y 820°C (1200 a 1500°F) para la combustión de la mayor parte de los contaminantes orgánicos (véase la tabla 26-22). A menudo se recomienda un tiempo de residencia de 0.2 a 1.0 s, pero este factor lo dictaminan básicamente las consideraciones cinéticas. Los productos finales se descargan en forma continua a la salida del reactor. La velocidad promedio del gas varía entre un valor tan bajo como 3 m/s (10 ft/s) hasta 15 m/s (50 ft/s). Estas altas velocidades son necesarias para evitar el asentamiento de las partículas (si están presentes) y minimizar los riesgos de un retroflamazo o el peligro de incendio.

Por lo general, el combustible es gas natural. La energía liberada por la reacción se puede recuperar directamente en el proceso o por medio de una recuperación indirecta con un intercambiador externo de calor (véase la Fig. 26-12).

Dadas las altas temperaturas de operación, la unidad debe construirse con metales capaces de soportar estas condiciones. Los dispositivos de combustión se construyen por lo general con una cubierta exterior de acero, que se recubre con material refractario. Normalmente, el espesor de la pared del refractario varía entre 0.05 y 0.23 m (2 a 9 in), dependiendo de las consideraciones de temperatura.

Algunas de las ventajas de los incineradores térmicos son:

1. Eliminación de gases orgánicos
2. Eliminación de partículas orgánicas submicrónicas
3. Facilidad de construcción
4. Requerimientos de poco espacio
5. Bajos costos de mantenimiento

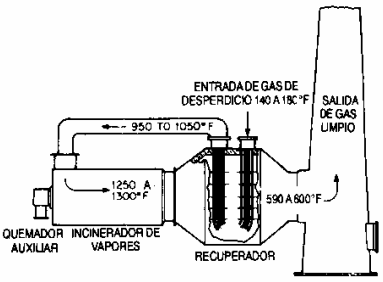


FIG. 26-12 Combustión térmica con recuperación de energía (calor).

Algunas de las desventajas son:

1. Altos costos de operación
2. Riesgo de incendios
3. Posibilidad de retroflamazos

Incineradores catalíticos Los incineradores catalíticos son una opción de los incineradores térmicos. Para reacciones sencillas, los efectos producidos por la presencia de un catalizador son: **1**) incrementar la velocidad de reacción, **2**) permitir que la reacción se lleve a cabo a una temperatura más baja y **3**) reducir el volumen del reactor.

Para la combustión de vapores orgánicos en un incinerador catalítico característico, la corriente de gas se alimenta continuamente al reactor, por medio de un ventilador, a una velocidad que varía entre 3 y 15 m/s (10 a 50 ft/s), pero a una temperatura menor, por lo general de 350 a 425°C (650 a 800°F), que en la unidad térmica. Los gases, que pueden precalentarse o no, pasan a través del lecho de catalizador, donde ocurre la reacción de combustión. Los productos de combustión constituidos por vapor de agua, bióxido de carbono, inertes y vapores no reaccionados, se descargan en forma continua por la salida y a una temperatura elevada. Nuevamente se pueden obtener ahorros de energía al recuperar el calor presente en la corriente de salida.

Los metales de la familia del platino son capaces de promover la combustión a temperatura baja. Otros catalizadores incluyen: varios óxidos de cobre, cromo, vanadio, níquel y cobalto. Estos catalizadores están sujetos a envenenamiento, en especial el producido por los halógenos, los compuestos halogenados y de azufre, el zinc, el arsénico, el plomo, el mercurio y las partículas. Por consiguiente, es importante que las superficies del catalizador estén limpias y activas para asegurar un rendimiento óptimo.

TABLA 26-22 Postquemadores térmicos: condiciones requeridas para un funcionamiento satisfactorio, en diversas aplicaciones de abatimiento

Categoría de abatimiento	Tiempo de residencia del postquemador, s	Temperatura, °F
Emisiones de hidrocarburos: 90 + % de destrucción del HC	0.3–0.5	1100–1250*
Hidrocarburos + CO: 90 + % de destrucción del HC + CO	0.3–0.5	1250–1500
Olores		
50–90% Destrucción	0.3–0.5	1000–1200
90–99% Destrucción	0.3–0.5	1100–1300
99 + % Destrucción	0.3–0.5	1200–1500
Humos y plumas		
Humo blanco (niebla de líquido)		
Abatimiento de la pluma	0.3–0.5	800–1000†
90 + % de destrucción del HC + CO	0.3–0.5	1250–1500
Humo negro (partículas de hollín y combustible)	0.7–1.0	1400–2000

*Pueden requerirse temperaturas de 760 a 816 °C (1400 a 1500°F), si el hidrocarburo tiene un contenido importante de cualquiera de los siguientes compuestos: metano, cellosolve y aromáticos sustituidos (por ejemplo, tolueno y xilenos).

†La operación del abatimiento de la pluma exclusivamente no se recomienda, ya que esto sólo convierte una emisión visible del hidrocarburo en una invisible y, con frecuencia, crea nuevos problemas de olor, por la oxidación parcial en el postquemador.

Los catalizadores pueden ser gránulos porosos, generalmente de forma esférica o cilíndrica y un diámetro que varía entre 0.16 y 1.27 cm (1/16 a 1/2 in). Se recomiendan los diámetros pequeños, pero esto incrementa la caída de presión a través del reactor. Otras configuraciones existentes son: el tipo panal, las bandas y la tela de alambre. Ya que la catálisis es un fenómeno superficial, una de las propiedades físicas de estas partículas es que la superficie interna del poro sea casi infinitamente mayor que la superficie externa.

La conversión catalítica de los reactivos a productos incluye la secuencia siguiente:

1. Transferencia de reactivos y productos desde la superficie externa del catalizador.
2. Difusión de reactivos y productos dentro de los poros del catalizador.
3. Adsorción activada de los reactivos y desorción de los productos en los centros activos del catalizador.
4. Reacción o reacciones en los centros activos de la superficie del catalizador.

Al mismo tiempo, los efectos de la energía producida por la reacción química pueden dar por resultado lo siguiente:

1. Transferencia de calor hacia los centros activos o desde ellos a la superficie de la partícula del catalizador.
2. Transferencia de calor hacia los reactivos y productos, o desde ellos, dentro de la partícula del catalizador.
3. Transferencia de calor hacia las corrientes en movimiento, y desde ellas, dentro del reactor.
4. Transferencia de calor de una partícula de catalizador a otra, dentro del reactor.
5. Transferencia de calor hacia las paredes del reactor y desde ellas

Algunas ventajas de los incineradores catalíticos son:

1. Requerimientos menores de combustibles, en comparación con los incineradores térmicos.
2. Temperaturas menores de operación.
3. Requerimientos mínimos de aislamiento.
4. Riesgos menores de incendio.
5. Problemas menores de retroflamazos.

Las desventajas incluyen:

1. Costo inicial mayor que los incineradores térmicos.
2. Envenenamiento del catalizador.
3. Necesidad de eliminar, en primer lugar, las partículas grandes.
4. Problemas de regeneración del catalizador.

Condensación

Introducción A menudo, una de las técnicas para el control de la contaminación del aire incluye el tratamiento de una corriente de salida, que consta de un vapor contaminante condensable y un gas incondensable. Un método de control para eliminar este tipo de contaminantes presentes en una corriente de gas de proceso es la condensación.

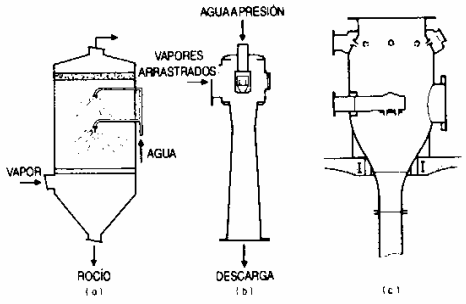


FIG. 26-13 Condensadores característicos de contacto directo. *a*) De cámara de rocío. *b*) De chorro. *c*) Barométrico.

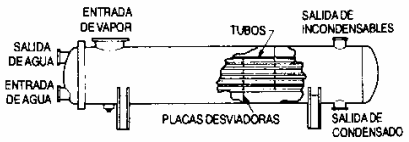


FIG. 26-14 Condensador característico de superficie (cubierta y tubos).

Los condensadores se pueden utilizar para recolectar emisiones condensables descargadas a la atmósfera, en especial cuando la concentración del vapor es elevada. Esto se logra, por lo general, reduciendo la temperatura de la corriente gaseosa, a pesar de que un incremento en la presión produciría el mismo resultado. En la industria se suele utilizar el primer método, ya que los cambios de presión (incluso los pequeños) con grandes velocidades o gastos volumétricos de gas son, con frecuencia, antieconómicos.

Equipo de condensación Existen dos tipos básicos de condensadores utilizados para el control: los de contacto y los de superficie. En los condensadores de contacto se produce un contacto directo entre la corriente de gas y un medio de enfriamiento, para que el vapor se condense y se mezcle con el refrigerante (véase la Fig. 26-13). Sin embargo, el sistema más utilizado es el condensador de superficie (o intercambiador de calor), en el cual el vapor y el medio de enfriamiento están separados por una pared (véase la Fig. 26-14). Ya que no se pueden obtener altas eficiencias de eliminación con bajas concentraciones del vapor condensable, los condensadores se utilizan, en forma característica, para un pretratamiento anterior a otro dispositivo de control más eficiente como, por ejemplo, un incinerador, adsorbedor o absorbedor.

Condensadores de contacto Todos los condensadores tipo rocío, chorro y barométricos utilizan agua u otro tipo de líquido en contacto directo con el vapor a condensar. La diferencia de temperaturas entre el líquido y el vapor es muy pequeña y, en consecuencia, la eficiencia del condensador es elevada, pero se requieren grandes volúmenes de líquido. Si el vapor es soluble en el líquido, el sistema es básicamente del tipo de absorción. Si el vapor no es soluble, el sistema es un condensador verdadero, en el cual la temperatura del vapor debe ser inferior al punto de rocío. En raras ocasiones se utilizan los condensadores de contacto directo para la eliminación de vapores de disolventes orgánicos, porque el condensado contendrá una mezcla de agua y sustancias orgánicas, que debe separarse o tratarse antes de desecharla. Sin embargo, estos equipos son el método más eficiente para la eliminación de calor en corrientes de gases calientes cuando la recuperación de los compuestos orgánicos no es importante.

En un condensador de contacto directo, una corriente de agua u otro líquido de enfriamiento se pone en contacto con el vapor a condensar. La corriente líquida que sale de la cámara contiene el líquido original de enfriamiento más las sustancias condensadas. La corriente gaseosa que sale de la cámara contiene los gases incondensables y los vapores condensables que no se condensaron, y es razonable suponer que los vapores condensables que salen con la corriente gaseosa están saturados. En consecuencia, la temperatura de la corriente de gas de salida es la que determina la eficiencia de recolección del condensador.

Las ventajas de los condensadores de contacto son que **1)** se pueden utilizar para producir un vacío y, en consecuencia, crear un arrastre de vapores olorosos y, además, reducir el punto de ebullición en digestores y tanques, **2)** por lo general, son más sencillos y económicos que los condensadores de superficie, y **3)** normalmente tienen una capacidad considerable de eliminación de olores, debido a la mayor disolución del condensado (se requieren 13 lb de agua a 60°C para condensar 1 lb de vapor a 212°F y enfriar el condensado hasta una temperatura de 140°F). La principal desventaja es el gran consumo de agua. Dependiendo de la naturaleza del condensado, el olor en el agua de desperdicio se puede eliminar mediante el tratamiento con productos químicos.

Los condensadores de contacto directo incluyen la transferencia simultánea de calor y masa. Los procedimientos de diseño disponibles

para absorción, humi
aplicar con algunas
Condensadores d
(condensadores de c
trias de procesos qu
equipo anticontamin
de huellas de impur
superficie, el refrige
vapor. Existen vario
yen los de tubos y c
con aletas, los que ti
res. El empleo de lo
jas. El condensado s
refrigerante, ésta se
de enfriarse con aire
dores de superficie
veces menos conde
más costosos y requ
de contacto directo.

CONTROL DE L
PARTÍCULAS

Existen cuatro tipos
emisiones de partíc

1. Recolectores
2. Depuradores
3. Precipitador
4. Filtros de tel

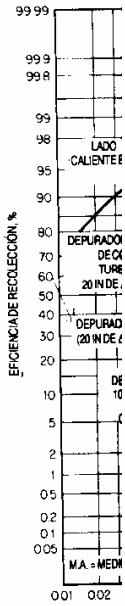
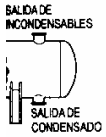


FIG. 26-15 Curva
para el control de la
1980).]



cubierta y tubos).

ctar emisiones con-
l cuando la concen-
general, reduciendo
ue un incremento en
lustria se suele utili-
ión (incluso los pe-
nétricos de gas son,

ísicos de condensa-
y los de superficie.
un contacto directo
miento, para que el
te (véase la Fig. 26-
condensador de su-
el vapor y el medio
véase la Fig. 26-14).
de eliminación con
os condensadores se
tamiento anterior a
por ejemplo, un in-

nsadores tipo rocío,
líquido en contacto
s temperaturas entre
uencia, la eficiencia
ndes volúmenes de
ema es básicamente
l sistema es un con-
vapor debe ser infe-
n los condensadores
s de disolventes or-
cla de agua y sustan-
s de desecharla. Sin
nte para la elimina-
ndo la recuperación

riente de agua u otro
l vapor a condensar.
e el líquido original
La corriente gaseosa
sables y los vapores
ible suponer que los
aseosa están satura-
nte de gas de salida
el condensador.
ion que 1) se pueden
, crear un arrastre de
ullición en digesto-
s y económicos que
e tienen una capaci-
o a la mayor disolu-
0°C para condensar
una temperatura de
no de agua. Depen-
el agua de desperdi-
productos químicos.
n la transferencia si-
diseño disponibles

para absorción, humidificación, torres de enfriamiento, etc., se pueden aplicar con algunas modificaciones.

Condensadores de superficie Los condensadores de superficie (condensadores de contacto indirecto) son muy utilizados en las industrias de procesos químicos. Estos condensadores se emplean como equipo anticontaminante para la recuperación, control y eliminación de huellas de impurezas o contaminantes. En los condensadores de superficie, el refrigerante no entra en contacto con el condensado del vapor. Existen varios tipos de condensadores de superficie, que incluyen los de tubos y casco, los ventiladores con aletas, los de horquillas con aletas, los que tienen una sección de tubos con aletas y los tubulares. El empleo de los condensadores de superficie tiene varias ventajas. El condensado salobre se puede recuperar. Si se utiliza agua como refrigerante, ésta se puede volver a utilizar, o bien el condensador puede enfriarse con aire si no se dispone de agua. Además, los condensadores de superficie requieren menos agua y producen entre 10 y 20 veces menos condensado. Su desventaja es que, por lo general, son más costosos y requieren más mantenimiento que los condensadores de contacto directo.

CONTROL DE LA FUENTE DE EMISIONES DE PARTÍCULAS

Existen cuatro tipos usuales de equipo utilizados para el control de las emisiones de partículas:

1. Recolectores mecánicos
2. Depuradores en húmedo
3. Precipitadores electrostáticos
4. Filtros de tela

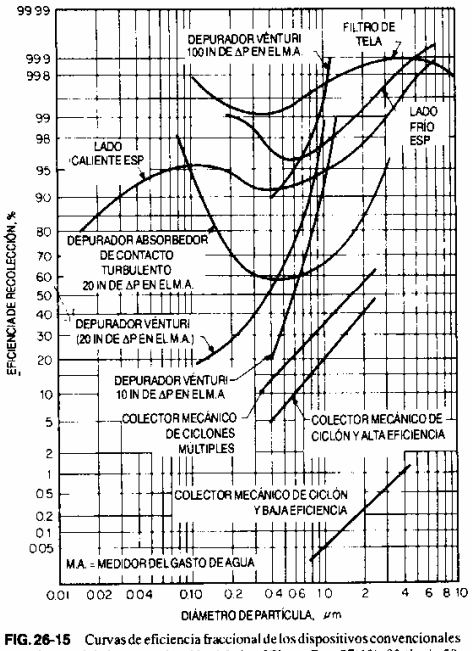


FIG. 26-15 Curvas de eficiencia fraccional de los dispositivos convencionales para el control de la contaminación del aire. [*Chem. Eng.* **87**(13), 83 (junio 30, 1980).]

Cada uno de estos equipos se analiza en la sección 20 de este *Manual*, "Separación de gases y sólidos". En la figura 26-15 se comparan las eficiencias del equipo convencional para el control de la contaminación del aire con eliminación de partículas. Estas curvas de eficiencia en porcentaje indican que el equipo es menos eficiente en la eliminación de partículas con un tamaño que varía entre 0.1 y 1.0 μm. En los depuradores en húmedo y los filtros de tela se pueden eliminar en forma eficiente partículas pequeñas (0.1 μm) gracias a la difusión browniana. Cuanto más pequeña sea la partícula, más intenso será su movimiento browniano y más fácil su recolección mediante las fuerzas de difusión. Las partículas mayores (> 1 μm) se recolectan principalmente por impacto y la eficiencia de eliminación se incrementa en forma proporcional al tamaño de la partícula. El punto mínimo de la curva de porcentaje de eficiencia para depuradores y filtros se presenta en el intervalo de transición entre la eliminación por movimiento browniano y la realizada por impacto.

Una situación hasta cierto punto similar se observa en los precipitadores electrostáticos. Las partículas mayores a aproximadamente 1 μm tienen movilidad elevada, porque se encuentran altamente cargadas. Las menores a unos décimos de micrómetro pueden lograr movilidades moderadas, incluso con una carga pequeña, debido al deslizamiento aerodinámico. La eficiencia mínima de recolección se presenta por lo general en el intervalo de transición, entre 0.1 y 1.0 μm. La situación se complica aún más porque no todas las partículas menores a 0.1 μm se cargan en un campo iónico. Por consiguiente, la eficiencia de eliminación de las partículas muy pequeñas disminuye, después de llegar a un máximo en el intervalo submicrónico.

En general, la industria tiende a utilizar, cuando es posible, filtros de bolsas para el control de las emisiones de partículas. Los filtros de bolsas proporcionan una eficiencia de recolección muy elevada, son sistemas de recolección en seco y relativamente fáciles de operar y mantener, un aspecto importante para el éxito del diseño del equipo de control. Otra ventaja de estos equipos es que la corriente de gas limpio que sale del filtro de bolsas se puede regresar a la planta, con lo que se reducen los requerimientos de aire de repuesto y calentamiento.

Mejoras en la tecnología de control que existe para partículas finas y el desarrollo de técnicas avanzadas son metas prioritarias de la investigación. Los dispositivos convencionales de control tienen ciertas limitaciones. Por ejemplo, los precipitadores están limitados por la magnitud de la carga en la partícula, el campo eléctrico y el rearrastre de polvo. Además, la resistividad del material de la partícula puede afectar en forma adversa tanto la carga como el campo eléctrico. Se requieren avances para solucionar el problema de la resistividad y ampliar el funcionamiento de los precipitadores, sin el límite impuesto por la resistividad (véase Buonicore, Reynolds y Theodore, "Control Technology for Fine Particulate Emissions", DOE Rep. ANL/ECT-5, Argonne National Laboratory, Argonne, Ill., octubre, 1978). Los desarrollos recientes de diseño, con potencial para mejorar el rendimiento de los precipitadores incluyen la energización por pulsos, la ionización mediante un haz de electrones, el espaciamiento amplio de los platos y las unidades precargadas [Balakrishnan et. al., "Emerging Technologies for Air Pollution Control", *Pollut. Eng.*, **11**, 28-32 (noviembre, 1979); "Pulse Energization", *Environ. Sci. Technol.*, **13**(9), 1044 (1974); y Midkaff, "Change in Precipitator Design Expected to Help Plants Meet Clean Air Laws", *Power*, **126** (10), 79 (1979)].

Los filtros de tela están limitados por las dimensiones físicas y la vida de la bolsa. Se pueden tolerar algunos sacrificios en la eficiencia si se pueden lograr razones aire-tela más elevadas sin reducir la vida de la bolsa (sistemas mejorados de chorro pulsatorio). También se pueden obtener mejoras en la filtración de la tela al incrementar los efectos electrostáticos, que pueden contribuir a la rápida formación de una torta filtrante después de la limpieza.

La tecnología de los depuradores está limitada por la incrustación y el ensuciamiento, la confiabilidad general y el consumo de energía. En la actualidad, se investiga detalladamente el empleo de fuerzas complementarias, que actúen sobre las partículas para incrementar su crecimiento o, en otras palabras, para que faciliten su recolección con

menores caídas de presión. El desarrollo de depuradores electrostáticos y por condensación con flujo de fuerzas es un paso en este sentido.

El efecto electrostático se puede incorporar a los depuradores en húmedo, al cargar las partículas y/o las gotas de licor por depurar. Los depuradores electrostáticos también pueden alcanzar la misma eficiencia que se logra en los depuradores de alta energía, pero con una entrada de potencia considerablemente menor. Sus principales desventajas son el mayor mantenimiento debido al equipo eléctrico y un costo de capital más elevado.

Los depuradores por condensación con flujo de fuerzas combinan los efectos de la fuerza de flujo (difusioforesis y termoforesis) y la condensación del vapor de agua, para poner en contacto los gases húmedos y calientes con el líquido subenfriado y/o vapor inyectado al gas saturado.

La investigación ha demostrado que gran parte de estos dispositivos nuevos pueden eliminar partículas finas (véase la Fig. 26-16). A pesar de encontrarse limitados en términos de su comercialización, estos sistemas pueden encontrar aplicación en muchas industrias.

MEDICIÓN DE LAS EMISIONES

Introducción Antes del diseño y/o la selección del equipo de control es necesario realizar un análisis cuantitativo preciso de la descarga de contaminantes producidos en un proceso. Si la unidad está bien diseñada con base en el empleo de los datos de emisiones, como entrada al dispositivo de control, y de los requerimientos reglamentados como límites máximos de salida, la mayor parte de los contaminantes se pueden controlar sin problemas.

El muestreo es la clave del análisis de la fuente. Los métodos y técnicas de muestreo varían en su complejidad, de acuerdo con la tarea específica; por consiguiente, para el diseño de la función de muestreo

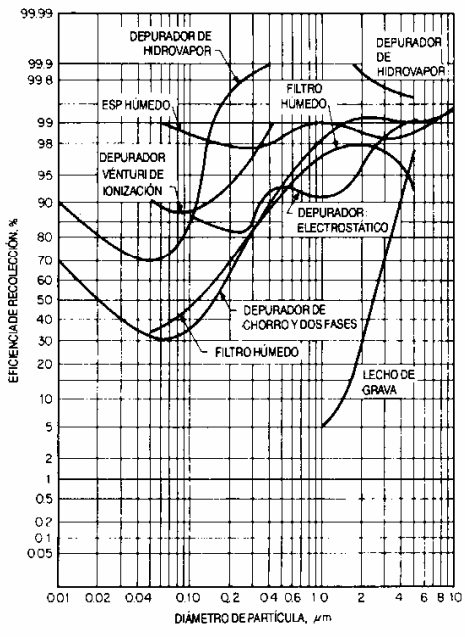


FIG. 26-16 Curvas de eficiencia fraccional de los nuevos dispositivos para el control de la contaminación del aire. [*Chem. Eng.*, **87**(13), 85 (junio 30, 1980).]

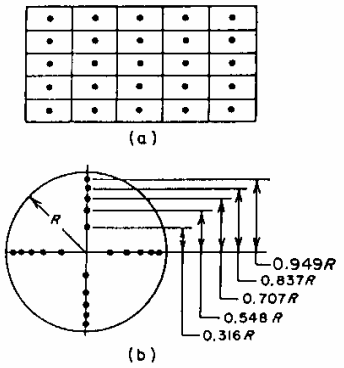


FIG. 26-17 Ubicación de los puntos transversales para mediciones de velocidad o para el muestreo de puntos múltiples. *a*) Chimenea rectangular (mídase al centro de un mínimo de nueve áreas iguales). *b*) Chimenea circular (20 puntos transversales).

se requiere un buen conocimiento técnico y sentido común. El muestreo se realiza para medir las cantidades o concentraciones de los contaminantes en las corrientes de los gases de salida, para medir la eficiencia del dispositivo de abatimiento de la contaminación, para guiar al diseñador del equipo y las instalaciones para el control de la contaminación y/o evaluar la contaminación producida por un proceso o una fuente. Una medición completa requiere la determinación de la concentración y las características de los contaminantes, así como la corriente de gas asociada. La mayor parte de las limitaciones legales requieren las velocidades de masa de las emisiones; en consecuencia, se necesitan los datos de concentración y velocidad de flujo volumétrico.

La selección de un sitio de muestreo y el número de puntos de muestreo requeridos se basan en el intento de obtener una muestra representativa. Para lograrlo, el sitio de muestreo debe estar cuando menos a ocho diámetros de la chimenea o ducto corriente abajo, o dos diámetros arriba de cualquier codo, expansión, contracción, válvula, accesorio o llama visible.

Una vez determinado el sitio de muestreo, la sección transversal de la chimenea o ducto se divide en varias áreas iguales, cuyo centro es el punto donde debe tomarse la medición. Para chimeneas rectangulares, la sección transversal se divide en áreas iguales de la misma forma, y los puntos transversales se ubican en los centros de cada área, como se aprecia en la figura 26-17*a*. Debe seleccionarse la razón de longitud a ancho de cada área elemental. Para chimeneas circulares, la sección transversal se divide en áreas anulares iguales y los puntos transversales se colocan en el centroide de cada área. En la tabla 26-23 aparecen las ubicaciones de los puntos transversales como un porcentaje del diámetro de la chimenea, desde la pared interior hasta el punto transversal, para el muestreo en chimeneas circulares. Con base en la figura 26-18 se puede estimar el número de puntos transversales necesarios para cada una de las dos perpendiculares, en una chimenea determinada.

Una vez establecidos los puntos transversales, se realizan mediciones de velocidad para determinar el flujo de gas. La velocidad del gas en la chimenea se evalúa por lo general por medio de un tubo Pitot y un manómetro de presión diferencial. Cuando la velocidad es muy baja [inferior a 3 m/s (10 ft/s)] y cuando no se requiere una gran exactitud, se puede utilizar un anemómetro. Para gases en tuberías pequeñas y a velocidades o presiones relativamente altas se utilizan medidores Venturi o de disco y orificio, que son tan valiosos como los dispositivos de medición permanentes o continuos.

Una vez establecido el perfil de flujo, se considera la técnica de muestreo. Ya que la recolección de la muestra se puede simplificar y reducir en forma significativa con base en las características de flujo,

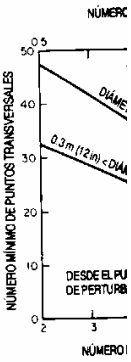


FIG. 26-18 Núme

es mejor terminar
o medir las concer

Metodología d
visan los métodos
xido de azufre, los
no e hidrocarburos
comúnmente a pr
principal interés e
cado bibliografía
nantes, para que
con objeto de obte

Cada método d
la obtención de la
métodos especific
probar debe opera
dad nominal y co

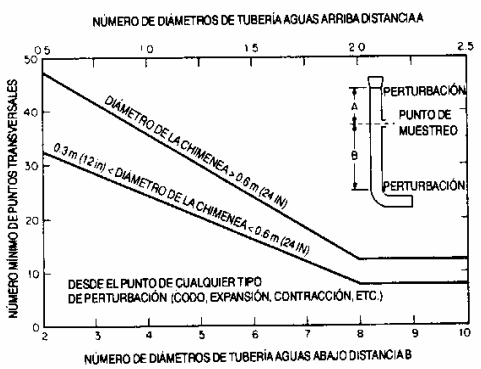


FIG. 26-18 Número mínimo de puntos de muestreo.

es mejor terminar las mediciones del perfil de flujo antes de muestrear o medir las concentraciones de los contaminantes.

Metodología de muestreo En las siguientes subsecciones se revisan los métodos específicos de muestreo para las partículas, el dióxido de azufre, los óxidos de nitrógeno, fluoruros, monóxido de carbono e hidrocarburos, porque éstos son los contaminantes que se someten comúnmente a prueba. En todos los procedimientos de muestreo, el principal interés es obtener una muestra representativa; EPA ha publicado bibliografía de los métodos de muestreo de todos estos contaminantes, para que en la prueba se apliquen procedimientos uniformes con objeto de obtener una muestra representativa.

Cada método de muestreo requiere el uso de equipo complejo para la obtención de la muestra, que debe calibrarse y operarse según los métodos especificados en la referencia. Además, el proceso o fuente a probar debe operarse casi siempre de un modo específico, a la capacidad nominal y con los procedimientos normales.

Velocidad y velocidad de flujo volumétrico EPA ha publicado el Método 2 como una técnica de referencia en la determinación de la velocidad y la velocidad de flujo o gasto volumétrico del gas en la chimenea. En diversos puntos designados para el muestreo, que representan porciones iguales del volumen de la chimenea (áreas en la chimenea) se miden la velocidad y temperatura, con los instrumentos mostrados en la figura 26-19.

Las mediciones para determinar la velocidad de flujo volumétrico requieren por lo general unos 30 minutos. Ya que las velocidades de muestreo dependen de la velocidad del gas en la chimenea, normalmente se realiza una verificación preliminar de la velocidad, antes de la prueba de contaminantes, que ayude en la selección del equipo adecuado y en la determinación de la velocidad aproximada de muestreo para la prueba.

Generalmente, la velocidad de flujo volumétrico determinada por este método se encuentra dentro de ±10% de la velocidad verdadera del flujo volumétrico.

Peso molecular y CO_2 u O_2 El Método 3 de EPA se utiliza para determinar el contenido de bióxido de carbono o de oxígeno y el peso molecular de la corriente de gas en la chimenea. Con base en el empleo que se pretende dar a los datos, estos valores también se pueden obtener con una muestra integrada (véase la Fig. 26-20) o una muestra tomada al azar (véase la Fig. 26-21).

El muestreo tomado al azar se utiliza principalmente para determinar el peso molecular seco de la corriente de gas. La probeta de muestreo se coloca en el centro de la chimenea y la muestra se extrae directamente y se pasa a un analizador Orsat o a un analizador tipo Fyrite para gases de combustión. A continuación, se analiza la muestra para determinar el contenido de bióxido de carbono y oxígeno. Con estos datos se puede calcular el peso molecular de la corriente de gas.

Contenido de humedad El Método 4 de EPA es la técnica de referencia para la determinación del contenido de humedad del gas de la chimenea. En algunos cálculos se requiere el contenido de humedad para estimar las velocidades de emisión de los contaminantes.

Se toma una muestra en varios puntos designados en la chimenea, que representan áreas iguales. La probeta de muestreo se coloca en cada uno de los puntos de muestreo y el aparato se ajusta para tomar una muestra a velocidad constante. A medida que los gases pasan a

TABLA 26-23 Ubicaciones de los puntos transversales en las chimeneas circulares

Número del punto transversal sobre el diámetro	Número de puntos transversales sobre el diámetro									
	6	8	10	12	14	16	18	20	22	24
1	4.4	3.3	2.5	2.1	1.8	1.6	1.4	1.3	1.1	1.1
2	14.7	10.5	8.2	6.7	5.7	4.9	4.4	3.9	3.5	3.2
3	29.5	19.4	14.6	11.8	9.9	8.5	7.5	6.7	6.0	5.5
4	70.5	32.3	22.6	17.7	14.6	12.5	10.9	9.7	8.7	7.9
5	85.3	67.7	34.2	25.0	20.1	16.9	14.6	12.9	11.6	10.5
6	95.6	80.5	65.8	35.5	26.9	22.0	18.8	16.5	14.6	13.2
7		89.5	77.4	64.5	36.6	29.8	23.6	20.4	18.0	16.1
8		96.7	85.4	75.0	63.4	37.5	29.6	25.0	21.8	19.4
9			91.8	82.3	73.1	62.5	38.2	30.6	26.1	23.0
10			97.5	88.2	79.9	71.7	61.8	38.8	31.5	27.2
11				93.3	85.4	78.0	70.4	61.2	39.3	32.3
12				97.9	90.1	83.1	76.4	69.4	60.7	39.8
13					94.3	87.5	81.2	75.0	68.5	60.2
14					98.2	91.5	85.4	79.6	73.9	67.7
15						95.1	89.1	83.5	78.2	72.8
16						98.4	92.5	87.1	82.0	77.0
17							95.6	90.3	85.4	80.6
18							98.6	93.3	88.4	83.9
19								96.1	91.3	86.8
20								98.7	94.0	89.5
21									96.5	92.1
22									98.9	94.5
23										96.8
24										98.9

NOTA: Las cifras en la tabla son los porcentajes del diámetro de la chimenea, desde la pared interna hasta el punto transversal.

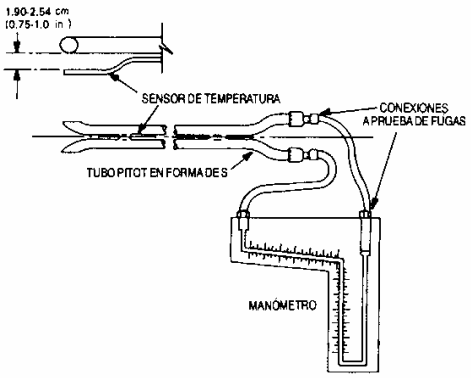


FIG. 26-19 Sistema de medición de velocidad.

través del aparato, un filtro recolecta las partículas, extrae la humedad y se mide el volumen de muestra. A continuación se mide la humedad recolectada y se calcula el contenido de humedad de la corriente gaseosa. En la figura 26-22 aparece un esquema del aparato de muestreo utilizado en este método de referencia.

Partículas Los procedimientos para la prueba de una fuente de emisiones de partículas son más detallados que los utilizados en el muestreo de gases. Ya que las partículas muestran efectos de inercia y no se encuentran distribuidas uniformemente dentro de la chimenea, el muestreo para obtener una muestra representativa es más complejo que el utilizado para los contaminantes gaseosos. El Método 5 de EPA (véase la Fig. 26-23) es el procedimiento que comúnmente se utiliza para determinar las emisiones de partículas procedentes de una fuente estacionaria. En el Método 17 de EPA se presentan las guías para el muestreo dentro de la chimenea.

Según el Método 5 (salvo cuando se aplica a generadores de vapor que utilizan combustibles fósiles), una partícula se define como cualquier material recolectado a 121°C (250°F) en un medio filtrante. El aparato de muestreo utilizado en el Método 5 se diseñó para atrapar partículas a esta temperatura específica. La mayor parte de los estados aceptan el Método 5, aunque difieren en la definición de partícula. Sin embargo, el aparato de muestreo puede modificarse para conformarse con la definición de partícula de cada estado. Por ejemplo, un estado puede definir la partícula como cualquier material recolectado en las

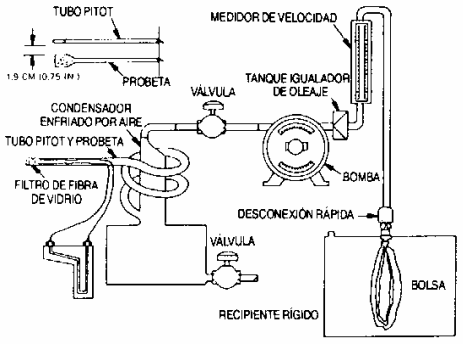


FIG. 26-20 Equipo para la toma de una muestra integrada para la determinación del peso molecular.

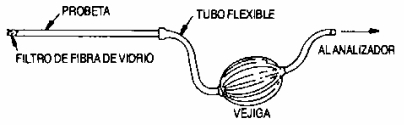


FIG. 26-21 Equipo para la toma de una muestra al azar, para la determinación del peso molecular.

condiciones de la chimenea, definición que permite que el medio filtrante se coloque dentro de la chimenea.

Al realizar la prueba de una fuente determinada de partícula, las muestras se toman en varios puntos de muestreo designados en la chimenea que representan áreas iguales. En cada punto de muestreo se mide la temperatura, el peso molecular, la velocidad y la presión estática de la corriente de gas cargada de partículas. La probeta de muestreo se coloca en el primer punto de muestreo y se ajusta el aparato para tomar una muestra en las condiciones medidas en este punto, y el proceso se repite en forma continua hasta que se ha tomado una muestra en cada punto designado de muestreo. Para lograr resultados válidos en la prueba de la fuente emisora de partículas, la muestra debe tomarse en forma isocinética. La medición de las condiciones de la chimenea permite que se ajuste la velocidad de muestreo, para cumplir con este requerimiento.

A medida que la corriente de gas pasa a través del aparato de muestreo, las partículas quedan atrapadas en el filtro, se extrae la humedad y se mide el volumen de la muestra. Al terminar el muestreo, el material recolectado se recupera y se envía al laboratorio para una determinación o análisis gravimétrico.

Dióxido de azufre El Método 6 de EPA es la técnica de referencia para determinar las emisiones de dióxido de azufre (SO_2) producidas por todas las fuentes estacionarias, salvo las plantas de ácido sulfúrico. A medida que el gas pasa por el aparato de muestreo (véase la Fig. 26-24), se extrae la nube de ácido sulfúrico y el trióxido de azufre, el SO_2 se elimina por medio de una reacción química con una solución de agua oxigenada y, por último, se mide el volumen de gas de la muestra. Al terminar la corrida, la nube de ácido sulfúrico y el trióxido de azufre se desechan y el material recolectado que contiene el SO_2 se recupera para su análisis en el laboratorio. La concentración de SO_2 en la muestra se determina por titulación.

Para estimar la velocidad total de emisión de masa de SO_2 es necesario medir el contenido de humedad y la velocidad del gasto o flujo volumétrico de la corriente de gases de salida.

Para el Método 6, el tiempo mínimo de muestreo es de 20 minutos por muestra y dos muestras separadas constituyen una corrida. Se requieren tres corridas, que dan por resultado seis muestras. Entre cada muestra se requiere un intervalo de 30 minutos. Si se necesita una muestra más grande, se requerirán mayores tiempos de muestreo.

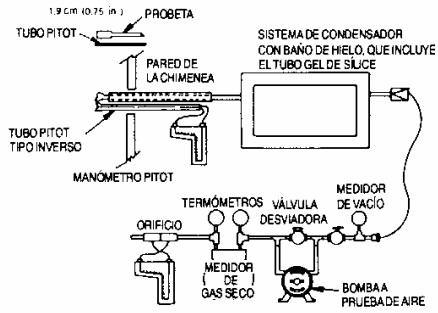


FIG. 26-22 Sistema para el muestreo de humedad.

Con este método
menea de 50 a 1000
el límite mínimo de
(2.1×10^{-7} lb de SC
Óxidos de nitró
referencia para la d
geno producidos p
con este método es
cuado.

La probeta de m
chimenea y se saca
El matraz contiene
que reacciona con
cidad total de emis
contenido de hume
envía al laboratori
la concentración d

Cada muestra to
30 s) y cuatro mues
total de 12 muestr

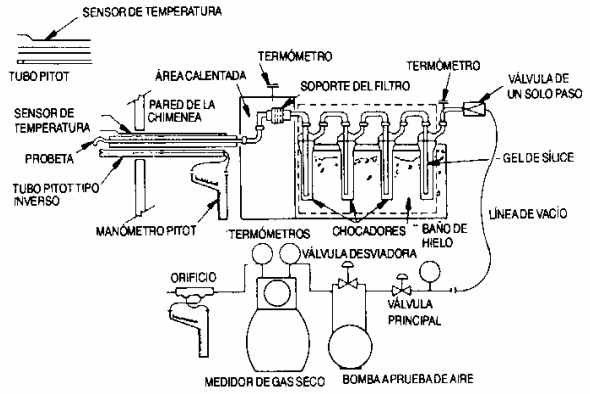


FIG. 26-23 Aparato para muestrear partículas por el Método 5 de EPA.

Con este método se pueden determinar concentraciones en la chimenea de 50 a 10 000 ppm de dióxido de azufre. Se ha determinado que el límite mínimo detectable es 3.4 mg de SO_2 por metro cúbico de gas (2.1×10^{-7} lb de SO_2 por pie cúbico de gas).

Óxidos de nitrógeno (NO_x) El Método 7 de EPA es la técnica de referencia para la determinación de las emisiones de óxidos de nitrógeno producidos por una fuente estacionaria. El muestreo de los NO_x con este método es relativamente sencillo si se utiliza el equipo adecuado.

La probeta de muestreo se coloca en cualquier lugar dentro de la chimenea y se saca una muestra tomada al azar en un matraz al vacío. El matraz contiene una solución de ácido sulfúrico y agua oxigenada, que reacciona con los óxidos de nitrógeno. Para el cálculo de la velocidad total de emisión de masa es necesario determinar el volumen y contenido de humedad de la corriente del gas de salida. La muestra se envía al laboratorio, donde por métodos colorimétricos se determina la concentración de los óxidos de nitrógeno, salvo el óxido nitroso.

Cada muestra tomada al azar se obtiene con bastante rapidez (15 a 30 s) y cuatro muestras al azar constituyen una corrida; se requieren un total de 12 muestras al azar para una serie completa de tres corridas. Entre cada muestra tomada al azar debe existir una intervalo de 15 minutos. Se ha determinado que el intervalo de este método es de 400 mg de NO_x (como NO_2) por metro cúbico estándar seco (sin dilución). En la figura 26-25 aparece un esquema del aparato de muestreo para la prueba de una fuente con emisiones de NO_x.

Monóxido de carbono (CO) El Método 10 de EPA es la técnica de referencia para determinar las emisiones de monóxido de carbono producidas por una fuente estacionaria. Con base en las condiciones de operación, se requerirá una muestra integrada o continua de gas.

Cuando las condiciones de operación son uniformes y permanentes (es decir, si no existen fluctuaciones en la velocidad de flujo ni en la concentración de CO en la corriente de gas) se puede utilizar el método de muestreo continuo. La probeta de muestreo se coloca en cualquier lugar de la chimenea, de preferencia cerca del centro. La muestra se puede tomar a cualquier velocidad de muestreo conveniente y constante. A medida que la corriente de gas pasa a través del aparato de muestreo, se extrae la humedad y el bióxido de carbono presentes en la corriente del gas de muestra. Después se mide la concentración de CO por medio de un analizador infrarrojo sin dispersión, que da lecturas directas de la concentración de CO.

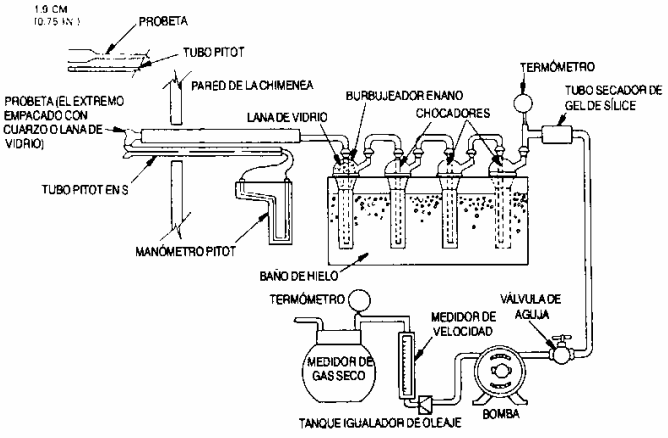


FIG. 26-24 Sistema de muestreo de bióxido de azufre, por el Método 6 de EPA.

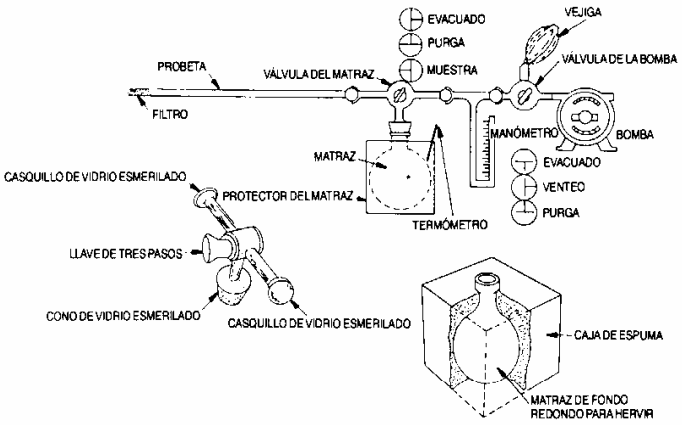


FIG. 26-25 Sistema de muestreo de óxido de nitrógeno, por el Método 7 de EPA.

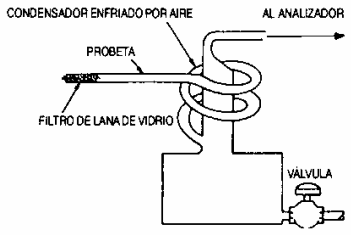


FIG. 26-26 Sistema para el muestreo continuo de CO.

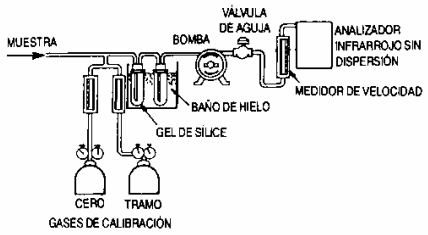


FIG. 26-27 Aparato para el muestreo de CO.

En la figura 26-26 aparece un esquema del aparato de muestreo ensamblado que se utiliza para determinar las concentraciones de CO por el método de muestreo continuo.

El método de muestreo integrado se requiere cuando la operación de la fuente es uniforme pero no permanente (es decir, cuando pueden ocurrir fluctuaciones en la velocidad de flujo). Para tomar una muestra integrada, la probeta de muestreo se coloca en cualquier punto cerca del centro de la chimenea y la velocidad de muestreo se ajusta en forma proporcional a la velocidad del gas en la chimenea. A medida que los gases pasan por el aparato de muestreo, se extrae la humedad y la muestra de gas se recolecta en una bolsa flexible. Luego, el análisis de la muestra se realiza en el laboratorio mediante un analizador infrarrojo sin dispersión. Antes de pasar la muestra por el analizador se deben extraer la humedad residual y el bióxido de carbono presentes en la muestra.

En la figura 26-27 se muestra un esquema del aparato ensamblado para el muestreo integrado de CO.

Este método requiere generalmente de un periodo de muestreo de 1 h. Los tiempos de muestreo se especifican en el estándar aplicable; por ejemplo, las normas para las refinerías de petróleo requieren periodos de muestreo de 1 h o más.

Para el Método 10 se ha determinado que la concentración mínima detectable de CO es de 20 ppm en un intervalo de 1 a 1000 ppm.

Fluoruros Para determinar las emisiones totales de fluoruros producidas por una fuente estacionaria existen dos métodos de referencia de EPA, el 13*A* y el 13*B*. La diferencia entre ambos es el procedimiento analítico para determinar los fluoruros totales. Los fluoruros se pueden presentar en forma de partículas o gases; las partículas se retienen en un filtro, y los fluoruros gaseosos se extraen por reacción química con agua.

Las muestras, tanto para el Método 13*A* como para el 13*B* se obtienen mediante el procedimiento descrito en el Método 5, para partículas. A medida que la corriente de gas pasa a través del aparato de muestreo, se remueven los fluoruros gaseosos por reacción química con agua, las partículas de fluoruro quedan atrapadas en el filtro y se mide el volumen de la muestra. La muestra se recupera y se envía al laboratorio para su análisis.

Los procedimientos de los Métodos 13*A* y 13*B* son complejos y debe realizarlos un químico experimentado. El Método 13*A* es un método colorimétrico, en tanto que el 13*B* utiliza un electrodo específico de iones.

Por lo general, para ambos métodos se requiere un periodo de muestreo de 1 h. Los tiempos de muestreo se especifican en el estándar aplicable, por ejemplo, las normas aplicables a plantas de superfostato triple requieren muestreos de 1 h o más. En el estándar se establece también el volumen mínimo de muestra que determina la longitud mínima del periodo de muestreo.

El intervalo de determinación del Método 13*A* es de 0 a 1.4 mg de fluoruro por mililitro y el del Método 13*B* es de 0.2 a 2000 mg de fluoruro por mililitro. En la figura 26-28 aparece un esquema del aparato ensamblado de muestreo para fluoruros que se utiliza en ambos métodos.

Compuestos orgánicos e hidrocarburos EPA ha publicado dos métodos de referencia para la prueba de la fuente relacionados con los compuestos orgánicos y los hidrocarburos, el Método 23 para la determinación de los compuestos orgánicos halogenados producidos por fuentes estacionarias, y el Método 25 para la determinación

de los compuest
(TGNMO).
El principio en
(recolectada en u
a un análisis crom
llama. El interval
rior se puede incr
diante dilución d
del sistema de mu
El Método 25
volátiles (VOC)
(TGNMO) y los

FIG. 26-29 Siste

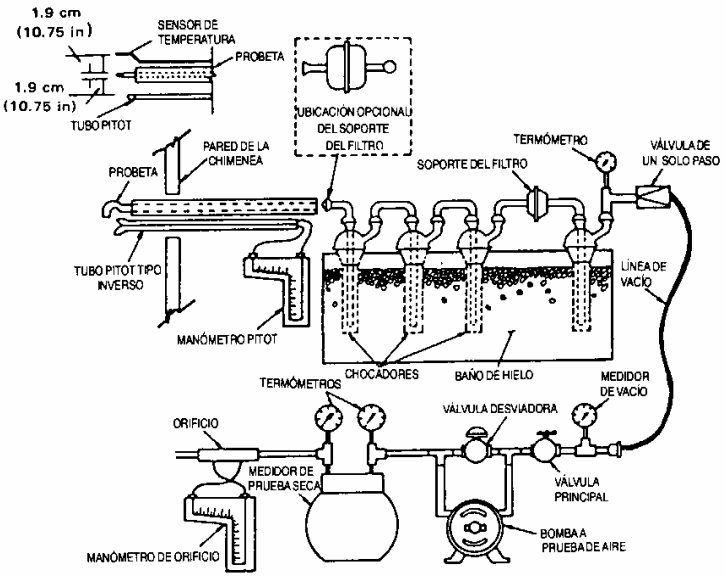


FIG. 26-28 Aparato para el muestreo de fluoruro.

de los compuestos orgánicos gaseosos totales, sin incluir al metano (TGNMO).

El principio en que se basa el Método 23 es una muestra integrada (recolectada en una bolsa) de los gases de la chimenea, que se somete a un análisis cromatográfico de gases, con detección por ionización de llama. El intervalo de este método es de 0.1 a 200 ppm. El límite superior se puede incrementar, al ampliar el intervalo de calibración o mediante dilución de la muestra. En la figura 26-29 aparece un esquema del sistema de muestreo.

El Método 25 se aplica a la medición de los compuestos orgánicos volátiles (VOC) como orgánicos gaseosos, sin incluir al metano (TGNMO) y los resultados se informan como carbono. La materia orgánica en forma de partícula interfiere con el análisis y, en consecuencia, en algunos casos se requiere un filtro de partículas en la chimenea. El método establece que la toma de la muestra de emisiones se realice a velocidad constante, a través de una trampa de condensado enfriado, por medio de un tanque de muestra al vacío.

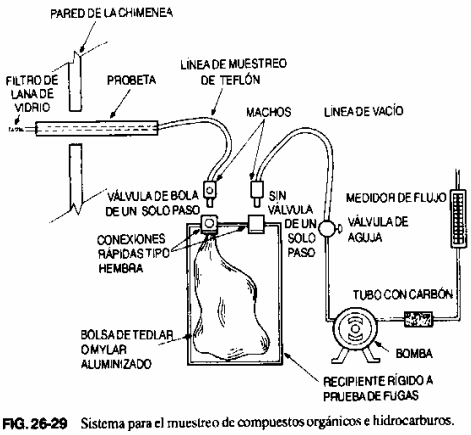


FIG. 26-29 Sistema para el muestreo de compuestos orgánicos e hidrocarburos.

Los compuestos orgánicos gaseosos totales, sin incluir al metano, se determinan por una combinación de los resultados analíticos obtenidos a partir de los análisis independientes de la trampa de condensado y las fracciones del tanque de muestra. Una vez terminado el muestreo, los compuestos orgánicos contenidos en la trampa de condensado se oxidan a bióxido de carbono, que se recolecta en forma cuantitativa en un recipiente al vacío. A continuación, una parte del CO_2 se reduce a metano y se mide con un detector de ionización de llama (FID). El contenido orgánico de la fracción de muestra recolectada en el tanque de muestreo se determina en una columna cromatográfica, para separar los compuestos orgánicos sin metano del monóxido de carbono (CO), el CO_2 y el CH_4; los orgánicos sin metano (NMO) se oxidan a CO_2, se reducen a CH_4 y por último se miden en un detector de ionización de llama. De este modo, la respuesta variable del detector relacionada con los diferentes tipos de compuestos orgánicos queda eliminada.

El sistema de muestreo consta de una trampa de condensado, un sistema de control de flujo y un tanque de muestra (véase la Fig. 26-30). El sistema analítico consta de dos subsistemas principales: uno de oxidación para la recuperación y acondicionamiento de los contenidos en la trampa de condensado y un analizador para compuestos orgánicos sin metano, que consiste en un cromatógrafo de gases con capacidad de retroflujo para el análisis de los orgánicos sin metano y está equipado con catalizadores de oxidación y reducción y un detector de ionización de llama. El sistema para la recuperación y acondicionamiento de los compuestos orgánicos recolectados en la trampa de condensado consta de una fuente de calentamiento, un catalizador de oxidación, un analizador infrarrojo sin dispersión (NDIR) y un recipiente intermedio de recolección.

Opacidad Las determinaciones reales de la velocidad de emisión de partículas producidas por fuentes industriales se dividen en dos ca-

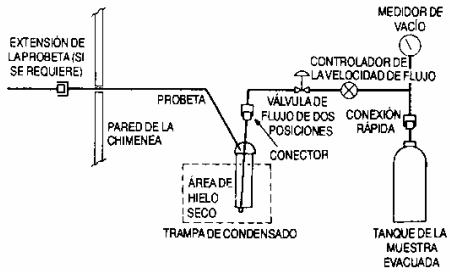


FIG. 26-30 Sistema de muestreo para el Método 25 de EPA.

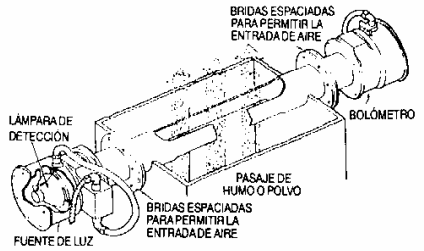


FIG. 26-31 Transmisiómetro de la densidad en la chimenea.

tegorías generales: las mediciones de opacidad y las de masa. Salvo casos muy especiales, no existe correlación aceptada generalmente entre estos dos parámetros.

Las mediciones de opacidad de la chimenea se realizan de acuerdo con el Método 9 de EPA, que implica la observación visual de la pluma según un procedimiento especificado. Además de las emisiones de masa de las partículas existen otras variables que afectan la opacidad. Estas variables se pueden dividir en dos categorías: las que son función del equipo de control, que puede "controlar" el operador o el diseñador, y las que quedan fuera del control del operador (véase la tabla 26-24).

Para ayudar a la cuantificación visual de las mediciones de opacidad, se dispone de varios dispositivos de medición de opacidad (fotómetros). El objetivo básico de estos sistemas es duplicar las lecturas del observador humano entrenado, con la ventaja de que pueden operar las 24 h sin verse afectados por la noche, el mal tiempo, la oscuridad u otras condiciones que afectan adversamente la capacidad visual. Las mediciones de opacidad en la chimenea son muy valiosas cuando las partículas en suspensión son el principal contribuyente de la opacidad. Para obtener mediciones continuas de opacidad, muchas chimeneas están equipadas con medidores de transmisión (fotómetros de transmisión). En la figura 26-31 se muestra una instalación característica. Por lo general, a través de la chimenea se proyecta un rayo de luz o de calor radiante. La intensidad de la radiación que llega al otro lado es proporcional al número y tamaño de las partículas que obstruyen el paso del rayo. Una vez instalada la unidad, se puede calibrar en el sitio, en función de la opacidad de la chimenea, con las observaciones visuales de la chimenea.

TABLA 26-24 Variables que afectan la opacidad de la pluma

Factores controlables
Emisión masiva de partículas
Diámetro medio de la partícula
Desviación del diámetro medio
Diámetro de la chimenea
Temperatura del gas en la chimenea
Velocidad en la chimenea y otros factores que afectan la dispersión de la pluma
Factores incontrolables relacionados con el tipo de combustible quemado o el proceso correspondiente
Densidad de la partícula
Índice de refracción de la partícula
Vapor de agua
"Color" de la pluma
Factores incontrolables relacionados con el observador humano, las condiciones del tiempo y el movimiento de la Tierra alrededor del Sol
Velocidad del viento
Dirección del viento
Turbulencia del viento
Temperatura y humedad del aire ambiente
"Color" del cielo
Distancia del observador a la chimenea
Terreno a desnivel
Ángulo de compensación del observador
Hora del día
Día del año
Longitud de la chimenea
Latitud de la chimenea
Error humano "permitido por EPA"
Ángulo del Sol

MANEJO DEL AGUA DE DESPERDICIO INDUSTRIAL

REFERENCIAS GENERALES: *Manual of Practice: Wastewater Treatment Plant Design*, MOP/8, Water Pollution Control Federation and American Society of Civil Engineers, 1977. Metcalf y Eddy, *Wastewater Enginnering*, McGraw-Hill, New York, 1972.

INTRODUCCIÓN

Todas las operaciones industriales producen agua de desperdicio que es necesario devolver al medio ambiente. Las aguas de desperdicio se pueden clasificar como **1)** aguas de desperdicio doméstico, **2)** aguas de desperdicio del proceso y **3)** aguas de desperdicio de enfriamiento. Las aguas de desperdicio domésticas las producen los obreros de la planta, las instalaciones de duchas y las cafeterías. Las aguas de desperdicio del proceso son resultado de los derrames, fugas y lavado del producto. Las aguas de desperdicio de enfriamiento se producen en los diferentes procesos de enfriamiento, que pueden ser sistemas de un solo paso o sistemas de enfriamiento con recirculación múltiple. Los primeros utilizan grandes volúmenes de agua de enfriamiento, que se usan una sola vez y se devuelven al medio ambiente. Los sistemas de enfriamiento con recirculación múltiple tienen varios tipos de torres de enfriamiento, para enviar el exceso de calor al medio ambiente, y requieren purgas periódicas para evitar el exceso de formación de sales.

Por lo general, las aguas de desperdicio doméstico se manejan mediante el sistema normal de drenaje sanitario, para prevenir la diseminación de microorganismos patógenos, que pueden causar enfermedades. Normalmente, las aguas de desperdicio del proceso no contienen microorganismos patógenos, pero pueden dañar el medio ambiente a través de reacciones químicas directas o indirectas. Algunos desperdicios del proceso son fácilmente biodegradables y crean una demanda inmediata de oxígeno. Otros desperdicios del proceso son tóxicos y representan un peligro directo para la salud de la vida biológica en el medio ambiente. Las aguas de desperdicio de enfriamiento son las me-

nos peligrosas, pero pueden contener aguas de desperdicio del proceso, resultado de fugas en los sistemas de enfriamiento. Las aguas de enfriamiento con recirculación tienden a concentrar contaminantes inorgánicos y orgánicos hasta un punto en que pueden producir daño.

LEYES, REGLAMENTOS Y OFICINAS GUBERNAMENTALES DE ESTADOS UNIDOS

Legislación federal La Public Law (Ley pública) 92-500, promulgada en 1972, es la primera legislación federal que afectó el tratamiento del agua. Gracias a esta ley se creó el National Pollutant Discharge Elimination System (Sistema Nacional de Eliminación de Descargas Contaminantes) (NPDES), cuyo objetivo fue la eliminación de todas las descargas de este tipo para 1985. NPDES permitió que el gobierno federal recopilara los datos necesarios para determinar la magnitud del problema de contaminación de las aguas de desperdicio, al requerir que toda empresa tuviera un permiso e informara regularmente a EPA los datos recopilados. La Public Law 95-217 (Clean Water Act de 1977) modificó la Public Law 92-500, al reconocer la necesidad de cambiar el programa de construcción de plantas de tratamiento del agua de desperdicio y recalcar el control de las descargas de materiales tóxicos producidos por las plantas industriales. Para diversas industrias se han desarrollado reglamentos de pretratamiento, con objeto de reducir la separación potencial en las plantas municipales de tratamiento de aguas de desperdicio que reciben desperdicios industriales. En Estados Unidos es práctica común el desarrollo de leyes nuevas cada cinco años.

Environmental Protection Agency (EPA) El presidente Richard Nixon creó EPA en 1970 para coordinar todas las actividades relacionadas con el control de la contaminación del medio ambiente, a nivel federal. La EPA se subordinó directamente a la Oficina del Presidente, para que pudiera responder mejor al proceso político. En la década siguiente, la EPA puso en vigor una serie de reglamentos federales que incrementaban el control federal sobre todas las actividades de control de la contaminación generada por las aguas de desperdicio. En enero de 1981, el presidente Ronald Reagan invirtió la tendencia de una mayor reglamentación federal y comenzó el descenso del papel de la EPA federal.

Oficinas estatales para el control de la contaminación del agua Cada estado tiene su propia oficina para el control de la contaminación del agua. Algunos estados han reorganizado sus oficinas estatales siguiendo los lineamientos de la EPA federal, en tanto que otros han mantenido sus oficinas para el control de la contaminación del agua dentro de los departamentos de salubridad de los estados. Antes de 1965, cada estado controlaba sus propios programas de control de la contaminación del agua. Los conflictos generados entre estados y una observancia forzosa diferente de los reglamentos estatales dieron por resultado que el gobierno federal asumiera el papel directriz. Desafortunadamente, los conflictos entre los estados se transformaron en conflictos entre ellos y la EPA federal. En 1980, las oficinas estatales para el control de la contaminación del agua se encargaban básicamente de manejar la mayor parte del papeleo y las licencias para la EPA, así como de suministrar ayuda técnica a las industrias a nivel local.

CARACTERÍSTICAS DEL AGUA DE DESPERDICIO

Compuestos orgánicos Los compuestos orgánicos presentes en el agua de desperdicio son los responsables de la mayor parte de los problemas de contaminación, como resultado de su efecto sobre los recursos de oxígeno en el medio ambiente. Los compuestos orgánicos solubles en agua y de bajo peso molecular tienden a biodegradarse por la acción de las bacterias y los hongos, con consumo de oxígeno. A medida que se incrementa la complejidad de las moléculas orgánicas, disminuye su solubilidad y biodegradabilidad. La demanda total de oxígeno químico (COD) de los compuestos orgánicos en las aguas de desperdicio se mide mediante la prueba COD de dicromato. Un reflujo de 2 h, con ácido sulfúrico concentrado y dicromato de potasio con sulfato de plata y sulfato de mercurio como catalizadores, es adecuado para la oxidación completa de todos los compuestos orgánicos, salvo algunos de carácter aromático. En años recientes se desarrolló un aparato de carbón orgánico total (TOC) para obtener una medición TOC similar a la medición COD. Desafortunadamente, los datos del TOC no se han correlacionado con los datos de la COD, salvo para algunos desperdicios industriales. Las mediciones TOC se aplican en industrias que requieren información inmediata de las concentraciones de compuestos orgánicos, principalmente los solubles. La prueba del quinto día para la demanda de oxígeno bioquímico (BOD5) a 20°C ha sido la prueba principal para evaluar la BOD en las aguas de desperdicio. Por desgracia, la prueba BOD5 está sujeta a un error considerable y requiere una evaluación cuidadosa para obtener buenos resultados. Por lo general, los datos de la prueba BOD5 representan aproximadamente el 67% de la última prueba BOD y el 58% de la prueba COD biodegradable. Se han realizado esfuerzos para sustituir la prueba BOD5 por la prueba COD, pero los resultados no han sido satisfactorios. Ambas pruebas se suelen requerir para la evaluación adecuada de la fracción de compuestos orgánicos del agua de desperdicio. Si se utiliza un cultivo microbiano aclimatado a los desperdicios industriales específicos, la prueba BOD5 proporciona una buena medición de la biodegradabilidad de los compuestos orgánicos, en tanto que la prueba COD proporciona la COD biodegradable y la no biodegradable. Los compuestos orgánicos solubles se metabolizan más fácilmente que los insolubles. Las proteínas y carbohidratos complejos deben hidrolizarse a aminoácidos simples antes del metabolismo. Los hidrocarburos complejos deben metabolizarse por contacto directo con los microbios en la interfase hidrocarburo-agua. Por este motivo, los compuestos orgánicos se analizan por lo general respecto a su equivalencia de oxígeno del medio ambiente. En algunos casos se han utilizado los análisis de compuestos orgánicos, mediante las técnicas de cromatografía de gas (GC) o de espectrometría de masa y cromatografía de gas (GC-MS), para compuestos orgánicos poco comunes.

Compuestos inorgánicos Estos compuestos, presentes en la mayor parte de los desperdicios industriales, son resultado directo de los compuestos inorgánicos existentes en el agua de acarreo. Las fuentes de agua blanda tienen menos compuestos inorgánicos que las fuentes de agua dura o salobre. En algunos casos, los procesos industriales agregan compuestos inorgánicos a las aguas de desperdicio. En tanto que las aguas de desperdicio doméstico presentan un equilibrio entre orgánicos e inorgánicos, muchas aguas de desperdicio de los procesos industriales presentan una deficiencia de compuestos inorgánicos específicos. La biodegradación de los compuestos orgánicos requiere cantidades adecuadas de nitrógeno, fósforo, hierro y rastros de sales. Las sales de amonio o los nitratos pueden proporcionar el nitrógeno, en tanto que los fosfatos suministran el fósforo. Las sales férricas o ferrosas o, incluso, la corrosión normal del acero puede suministrar el hierro necesario. Otras trazas de elementos necesarios para la biodegradación son el potasio, el calcio, el magnesio, el cobalto, el molibdeno, los cloruros y el azufre. El agua de acarreo, las aguas de desperdicio de los desmineralizadores o los productos de la corrosión suministran los rastros de elementos necesarios para un buen metabolismo. En ocasiones es necesario agregar trazas de elementos específicos o elementos nutrientes.

pH y alcalinidad Para que el impacto sobre el medio ambiente sea mínimo, las aguas de desperdicio deben tener valores de pH que varían entre 6 y 9. Si el pH es inferior a 6, el agua de desperdicio tiende a ser corrosiva, como resultado de un exceso de iones de hidrógeno. Por otra parte, al elevarse el pH arriba de 9, algunos iones metálicos se precipitan como carbonatos o hidróxidos. La alcalinidad es importante para mantener los valores del pH en los niveles adecuados. La alcalinidad del bicarbonato es el amortiguador (buffer) principal en las aguas de desperdicio. Es importante mantener una alcalinidad adecuada para neutralizar los componentes ácidos de los desperdicios y los formados por el metabolismo parcial de los compuestos orgánicos. Muchos compuestos orgánicos neutros como, por ejemplo, los carbohidratos,

aldehídos, cetonas y alcoholes se biodegradan en ácidos orgánicos, que deben neutralizarse con la alcalinidad disponible. Si ésta no es adecuada, es mejor agregar carbonato de sodio que cal. La cal es difícil de controlar en forma precisa y da por resultado niveles elevados de pH y precipitación de calcio, que forma parte de la alcalinidad. En algunos casos, el bicarbonato de sodio puede ser la mayor fuente de alcalinidad.

Temperatura La mayor parte de los desperdicios industriales se encuentran en el lado caliente. Si las aguas de desperdicio reciben un tratamiento biológico, una temperatura inferior a 37°C no tiene importancia mayor. Los sistemas biológicos termofílicos para el tratamiento del agua de desperdicio se pueden operar con temperaturas de hasta 65°C, con microbios aclimatados. Las operaciones a baja temperatura en los climas nórdicos dan por resultado temperaturas invernales muy bajas y velocidades lentas de reacción para los sistemas de tratamiento biológicos y químicos. Una viscosidad incrementada en el agua de desperdicio a baja temperatura hace que la separación de sólidos sea más difícil. Por lo general, las temperaturas de operación deben mantenerse, en lo posible, entre 10 y 30°C.

Oxígeno disuelto El oxígeno es un recurso básico del medio ambiente en los lagos y ríos receptores. La vida acuática requiere niveles adecuados de oxígeno disuelto (DO). EPA estableció un nivel mínimo de DO en los ríos de 5 mg/l, durante las operaciones de verano, cuando la velocidad del metabolismo biológico es máxima. Es importante que la descarga del agua de desperdicio tenga niveles máximos de DO y un mínimo de componentes que demandan oxígeno, para que el DO permanezca arriba de 5 mg/l. El oxígeno disuelto es un gas poco soluble en agua, con una solubilidad aproximada de 9.1 mg/l, a 20°C y 101.3 kPa (1 atm) de presión atmosférica. A alturas superiores al nivel del mar, a medida que se incrementa la temperatura y disminuye la presión, se reduce la solubilidad del oxígeno. Por consiguiente, el DO es mínimo cuando las velocidades de demanda de oxígeno bioquímico (BOD) son máximas. Una reducción de la temperatura da por resultado mayores niveles de saturación de DO, pero la velocidad del metabolismo biológico disminuye. Las descargas de agua de desperdicio caliente agravan la situación del oxígeno disuelto en las aguas receptoras.

PRETRATAMIENTO

Muchas corrientes de agua de desperdicio industrial deben pretratarse, antes de descargarlas a los sistemas municipales de drenaje o incluso a un sistema central de drenaje industrial. El pretratamiento de las corrientes individuales debe tenerse en cuenta cuando éstas pueden tener un efecto adverso sobre el sistema total de tratamiento.

Igualación La igualación es uno de los dispositivos de pretratamiento más importante, y la descarga intermitente de desperdicios concentrados es la más adecuada para lograrla. Quizá sea importante igualar los flujos de las aguas de desperdicio o las concentraciones o ambos. Las descargas periódicas de aguas de desperdicio tienden a sobrecargar las unidades de tratamiento. La igualación del flujo hace que se nivelen las cargas hidráulicas en las unidades de tratamiento. Esta igualación puede o no nivelar las variaciones de concentración, dependiendo de la extensión del mezclado en la pileta de igualación. El mezclado mecánico puede ser adecuado si los desperdicios son químicamente puros en su reactividad. Por lo general, los desperdicios biodegradables requieren un mezclado por aereación para que los microbios se mantengan aeróbicos y se eviten los olores desagradables. Los sistemas de aereación difusa ofrecen un mejor mezclado, en condiciones variables de carga, que el equipo mecánico de aireación superficial. Tanto el mezclado como la transferencia de oxígeno son importantes para las aguas de desperdicio biodegradables. La operación en ciclos regulares determinan las dimensiones de la pileta de igualación. No se obtienen ventajas al hacer esta pileta más grande de lo necesario, para nivelar las variaciones del agua de desperdicio. La operación industrial en una semana de 5 días y 40 h hará que una pileta de igualación de 2 días sea bastante grande para la operación continua del sistema de tratamiento de agua, en condiciones uniformes.

Neutralización Las aguas de desperdicio ácidas o básicas deben neutralizarse antes de su descarga. Si la industria produce desperdicios ácidos y básicos, los desperdicios pueden mezclarse juntos, a las velocidades adecuadas, para obtener niveles neutros de pH. Las piletas de igualación se pueden utilizar como piletas de neutralización. Cuando se requiere neutralización química por separado, el hidróxido de sodio es el material básico más fácil de manejar en forma líquida y se puede utilizar a diferentes concentraciones, para una neutralización dentro de la línea, con el mínimo de equipo. Sin embargo, la cal sigue siendo el material básico más común para la neutralización del ácido. La piedra caliza se utiliza cuando las velocidades de reacción son lentas y se dispone de tiempo suficiente para la reacción. Para neutralizar las aguas de desperdicio con pH elevado, se utiliza principalmente ácido sulfúrico, a menos que pueda precipitarse sulfato de calcio, como resultado de la reacción de neutralización. De ser así, se puede utilizar ácido clorhídrico para la neutralización de aguas básicas. Si las aguas de desperdicio son ligeramente básicas, el bióxido de carbono es adecuado para la neutralización.

Eliminación de grasa y aceite La grasa y el aceite tienden a formar capas insolubles con el agua a causa de su carácter hidrofóbico. Estos materiales hidrofóbicos se pueden separar fácilmente de la fase acuosa por gravedad y eliminación de la nata, siempre y cuando no se encuentren bien mezclados con el agua antes de la separación. Si las grasas o aceites forman emulsiones con el agua como resultado de un mezclado turbulento, las emulsiones son difíciles de romper. La separación de la grasa y el aceite debe realizarse cerca del punto donde se mezclan con el agua. En algunos casos, se puede burbujear aire en las mezclas de grasa y aceite para separar por flotación los materiales hidrofóbicos de la fase acuosa. También se han agregado productos químicos para ayudar a romper las emulsiones. La industria petrolera utiliza los separadores del American Petroleum Institute (API) para eliminar los aceites presentes en las aguas de desperdicio. La industria alimentaria emplea trampas de grasa para recolectarla, antes de descargar el agua de desperdicio. Desafortunadamente, las trampas de grasa se diseñan para una limpieza normal de la grasa atrapada. A menudo, se permite que se llenen las trampas y el exceso de grasa se descarga al drenaje, o bien las trampas se limpian con agua caliente o vapor para fluidificar la grasa y facilitar su descarga al drenaje. Las trampas de grasa deben diseñarse para recolectar un volumen específico de grasa en periodos también específicos. En el diseño de la trampa deben adoptarse las precauciones necesarias para que la eliminación de la grasa sea fácil y se pueda manejar en forma adecuada. El empleo de trampas con un diseño inapropiado es peor que no usarlas.

Sustancias tóxicas La legislación federal reciente prohíbe que las industrias descarguen materiales tóxicos en las aguas de desperdicio. A cada industria corresponde determinar si cualquiera de los componentes de sus aguas de desperdicio es tóxico al medio ambiente y debe eliminarla antes de la descarga del agua de desperdicio. La EPA ha señalado varios contaminantes prioritarios que deben eliminarse y mantenerse bajo un control adecuado, desde su origen hasta el punto donde finalmente se colocan. En la actualidad, se ha hecho mayor hincapié en los metales pesados y los compuestos orgánicos complejos implicados en la posible producción de cáncer. Para reducir el contenido de metales pesados y mantenerlos por debajo de los niveles tóxicos y prevenir la descarga de cualquier compuesto orgánico tóxico es esencial el pretratamiento. Afortunadamente, los compuestos orgánicos tóxicos se pueden destruir por medio de varios sistemas de oxidación química. La incineración parece ser el método más económico para destruir los compuestos orgánicos tóxicos. Para que la incineración sea económica, los compuestos orgánicos deben mantenerse separados de las aguas de desperdicio diluidas y tratarse en su forma concentrada. Si no se pueden reutilizar los metales pesados, será necesario concentrarlos y colocarlos dentro de materiales insolubles que no sean permeables a este tipo de metales. Actualmente, las sustancias tóxicas constituyen el mayor desafío para las industrias, ya que en el pasado se prestó muy poca atención a estos materiales.

TRATAMIENTO P

El objetivo del tratam
de los contaminante
sión se eliminan me
se manejan como sól

Tamices Para la
rado que no se puede
fluido se pueden util
hidrotamices. Gene
cantidad de partícul
para justificar las u
pieza mecánica se
nas industrias utiliz
que puedan dañar o
de las cribas.

Cámaras de arer
tienen arena o partí
arena para obtener
Las cámaras aeread
volumen total basad
Por lo general se uti
que se muestra en l
eliminan por acción
La velocidad de flu
específicas a elimir
aireadas de arena. E
para la eliminación
en la superficie de l
blemas. Por lo gene
continuo y se entien

FIG. 26-32 Diagran

Sedimentación
tamente se eliminar
mayor parte, estos
ción, la velocidad d
Un tanque de sedim
tor importante que
dráulico de flujo a
de entrada del agua
dan asentar los sólid
se adecuadamente
la máxima eficienci
sedimentado, el eff
rrientes hidráulicas
el proceso de sedim
res de sedimentació
tederos de salida, p
que. Una vez que l
del fondo del tanqu
convencionales de
colectar el sedimen
men excesivo de a

TRATAMIENTO PRIMARIO

El objetivo del tratamiento del agua de desperdicio es la eliminación de los contaminantes con el mínimo esfuerzo. Los sólidos en suspensión se eliminan mediante técnicas de separación físicas o químicas y se manejan como sólidos concentrados.

Tamices Para la eliminación de partículas con un tamaño moderado que no se pueden comprimir fácilmente por la acción del flujo del fluido se pueden utilizar cribas o tamices finos como, por ejemplo, los hidrotamices. Generalmente, los tamices finos se utilizan cuando la cantidad de partículas a eliminar es lo suficientemente grande como para justificar las unidades adicionales. Los tamices finos con limpieza mecánica se emplean para separar partículas grandes. Algunas industrias utilizan cribas de barras para atrapar sólidos grandes que puedan dañar o tapar las bombas y el equipo colocado después de las cribas.

Cámaras de arena Las industrias que en sus aguas de desperdicio tienen arena o partículas inertes duras utilizan cámaras aireadas de arena para obtener una separación rápida de estas partículas inertes. Las cámaras aereadas de arena son relativamente pequeñas, con un volumen total basado en una retención de 3 minutos, a flujo máximo. Por lo general se utiliza aire difuso, para crear el patrón de mezclado que se muestra en la figura 26-32 y las partículas inertes pesadas se eliminan por acción centrífuga y fricción contra las paredes del tanque. La velocidad de flujo del aire se ajusta de acuerdo con las partículas específicas a eliminar. Los sólidos flotables se eliminan en cámaras aireadas de arena. Es necesario proporcionar los medios adecuados para la eliminación normal de los sólidos flotables que se concentran en la superficie de la cámara de arena; de otra manera se generan problemas. Por lo general, la arena asentada se extrae mediante un tornillo continuo y se entierra en un hueco del terreno.

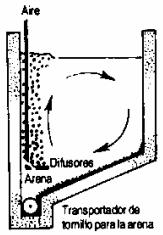


FIG. 26-32 Diagrama esquemático de una cámara de arena aireada.

Sedimentación por gravedad Las partículas que se asientan lentamente se eliminan en tanques de sedimentación por gravedad. En su mayor parte, estos tanques se diseñan con base en el tiempo de retención, la velocidad de sobreflujo superficial y la profundidad mínima. Un tanque de sedimentación puede ser rectangular o circular, y el factor importante que afecta la eficiencia de eliminación es el patrón hidráulico de flujo a través del tanque. La energía contenida en el flujo de entrada del agua de desperdicio debe disiparse antes de que se puedan asentar los sólidos. El flujo del agua de desperdicio debe distribuirse adecuadamente a través del volumen de sedimentación para lograr la máxima eficiencia de sedimentación. Una vez que los sólidos se han sedimentado, el efluente sedimentado debe recolectarse sin crear corrientes hidráulicas importantes, que puedan afectar en forma adversa el proceso de sedimentación. En el extremo de los tanques rectangulares de sedimentación y en la periferia de los circulares se colocan vertederos de salida, para asegurar un flujo uniforme al exterior del tanque. Una vez que los sólidos se han asentado, es necesario extraerlos del fondo del tanque mediante raspado y flujo hidráulico. Los tanques convencionales de sedimentación tienen tolvas de sedimento para recolectar el sedimento concentrado y evitar la eliminación de un volumen excesivo de agua junto con los sólidos asentados. En las figuras

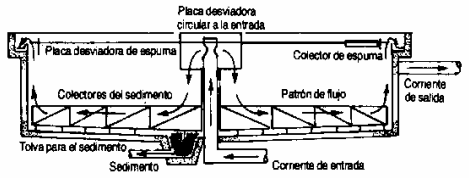


FIG. 26-33 Diagrama esquemático de un tanque circular de sedimentación.

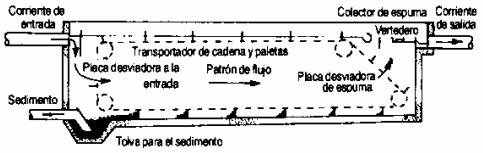


FIG. 26-34 Diagrama esquemático de un tanque rectangular de sedimentación.

26-33 y 26-34 aparecen los diagramas de la sección transversal de los tanques comunes de sedimentación.

Los criterios de diseño para los tanques de sedimentación por gravedad proporcionan por lo general una retención de 2 h, basada en el flujo promedio, con periodos de retención más largos para los sólidos ligeros o inertes, que no cambian durante su retención en el tanque. Deben tomarse las precauciones necesarias para que el tiempo de sedimentación no sea demasiado largo; de otra manera, los sólidos se compactarán densamente, lo que afecta su recolección y eliminación. Por lo general, los sólidos inorgánicos no se compactan más de un 5 a 10%. Los sólidos inorgánicos se compactan hasta 20 o 30%. Las bombas centrífugas pueden manejar lodos con hasta 5 o 6% de sólidos; las de desplazamiento positivo pueden manejar lodos hasta con 10% de sólidos. Cuando se tienen más de 10% de sólidos, los lodos o sedimentos tienden a perder sus propiedades fluidas y deben manejarse como semisólidos y no como fluidos. Los tanques circulares de sedimentación tienen cajas con armadura de acero y raspadores en ángulo, en la parte inferior. El movimiento giratorio de los raspadores de sedimento empuja a los sólidos a las tolvas de recolección, para su eliminación en forma continua o semicontinua. En los tanques rectangulares de sedimentación se utilizan recolectores de cadenas y paletas para el sedimento, o recolectores montados sobre rieles. Cuando en los tanques primarios de sedimentación se presentan sólidos flotables, se montan desnatadores de superficie sobre los raspadores de sedimento para eliminar a intervalos regulares los sólidos superficiales.

Por lo general, la velocidad de sobreflujo superficial (SOR) para la sedimentación primaria se mantiene aproximadamente a 40.74 $m^3/(m^2 \cdot día)$ [1000 $gal/(ft^2 \cdot día)$], para velocidades de flujo promedio que dependen de las características de los sólidos. La reducción de la SOR a un valor inferior a 40.74 $m^3/(m^2 \cdot día)$ no produce una mejora en la calidad del efluente que sea proporcional a la disminución de la SOR. Generalmente, la profundidad mínima de los tanques de sedimentación es de 3.0 m (10 ft) con tanques circulares de sedimentación cuyo diámetro mínimo es 6.0 m (20 ft) y tanques rectangulares con una razón largo a ancho de 5:1. Las limitaciones de los recolectores de cadena y paletas mantienen el ancho de los tanques rectangulares de sedimentación a incrementos de 6.0 m (20 ft) o menos. A pesar de que las velocidades de sobreflujo hidráulico se han limitado en los vertederos de salida, la experiencia de operación indica que el límite recomendado de 186 $m^3/(m \cdot día)$ [15 000 $gal/(ft \cdot día)$] es más bajo que el necesario para una buena operación. Un tanque circular de sedimentación con el vertedero en una sola orilla proporciona una longitud adecuada del vertedero y es más fácil de ajustar que uno con vertedero en ambos lados. El ajuste inadecuado de los vertederos de salida crea más problemas que una longitud incorrecta de los mismos.

Precipitación química Los sólidos en suspensión con bajo peso y los sólidos coloidales se pueden eliminar por precipitación química y sedimentación por gravedad. En efecto, la precipitación química se utiliza para aglomerar los sólidos pequeños y formar partículas grandes que se asientan rápidamente en los tanques normales de sedimentación. Como coagulante se utiliza el sulfato de aluminio, el cloruro férrico, el sulfato ferroso, la cal y los polielectrólitos. La selección del coagulante depende de las características químicas de las partículas a eliminar, el pH de las aguas de desperdicio y el costo y disponibilidad de los coagulantes. A pesar de que la reacción de precipitación da por resultado la eliminación de los sólidos en suspensión, también incrementa la cantidad de sedimento a manejar. Para evaluar los sistemas de procesamiento del lodo o sedimento es necesario considerar el sedimento químico junto con las características de los sólidos originales en suspensión.

Normalmente, la precipitación química requiere un sistema de mezclado rápido y un sistema de floculación antes del tanque de sedimentación. Con un tanque rectangular de sedimentación, las unidades de mezclado rápido y sedimentación se colocan antes del tanque. En los tanques circulares, las unidades de mezclado rápido y floculación se incorporan dentro del tanque. En las figuras 26-35 y 26-36 se muestran los diagramas esquemáticos de los sistemas de tratamiento químico. El diseño de los mezcladores rápidos proporciona una retención de 30 s, a flujo promedio, con una turbulencia suficiente para mezclar los productos químicos con las aguas de desperdicio que se introducen. Las unidades de floculación se diseñan para un mezclado lento, con una retención de 20 minutos. Estas unidades se diseñan para hacer que las partículas choquen e incrementen su tamaño sin fracturas excesivas. Deben tomarse las precauciones necesarias para el paso de la mezcla floculada de la unidad de floculación a la unidad de sedimentación, sin romper las partículas grandes.

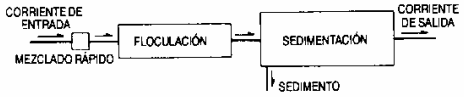


FIG. 26-35 Diagrama esquemático de un sistema de precipitación química para tanques rectangulares de sedimentación.

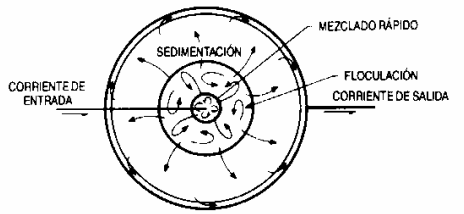


FIG. 26-36 Diagrama esquemático de un sistema de precipitación química para tanques circulares de sedimentación.

TRATAMIENTO SECUNDARIO

Conceptos del tratamiento biológico El tratamiento secundario está diseñado para eliminar los compuestos orgánicos solubles y coloidales por medio del metabolismo de los microbios. Los sistemas de tratamientos biológicos convierten los compuestos orgánicos biodegradables en solución en compuestos orgánicos en suspensión, que al ser floculados se eliminan al sedimentarse por gravedad. Los sólidos coloidales tienden a adsorberse en los flóculos microbianos.

Los sistemas biológicos para el tratamiento de las aguas de desperdicio utilizan bacterias como microorganismos principalmente responsables de la eliminación del exceso de bacterias y de la producción de un efluente claro. Las bacterias tienen un diámetro promedio de 0.5 a 1.0 μm y una longitud de 1.0 a 2.0 μm. El tamaño de los protozoarios varía entre 10 y varios cientos de micrómetros. Las bacterias no pueden metabolizar los sólidos orgánicos, pero convierten las partículas sólidas en compuestos orgánicos solubles antes del metabolismo. Afortunadamente, las bacterias tienen enzimas en su superficie celular, que pueden hidrolizar los compuestos orgánicos complejos y convertirlos en moléculas orgánicas simples. Las bacterias se distribuyen en todo el medio ambiente con diferentes características bioquímicas. La tierra es la mejor fuente de microbios concentrados, porque las bacterias existentes en la tierra son responsables de la estabilización de los materiales de desperdicio que en ella se encuentran. Por lo general, las bacterias requeridas se extraen de la tierra y se cultivan en las aguas de desperdicio, hasta obtener un número suficiente para las reacciones deseadas. A pesar de que se pueden comprar bacterias especializadas, normalmente no es necesario hacerlo, ya que la tierra suministra los microorganismos deseados en forma más económica.

Para que las bacterias puedan crecer, deben tener un medio ambiente adecuado con todos los nutrientes necesarios. El medio ambiente debe proporcionar un buen mezclado para lograr un contacto adecuado entre los microorganismos y los contaminantes a metabolizar. Este medio ambiente puede ser aeróbico, con un exceso de oxígeno disuelto, o anaeróbicos, sin ningún oxígeno. Para un buen crecimiento, debe haber suficiente nitrógeno, fósforo, hierro y trazas de otros metales, pero la concentración de metales pesados no debe ser demasiado elevada, porque sería tóxica. El pH debe mantenerse entre 6 y 9. La temperatura debe estar entre 5 y 35°C; sin embargo, los sistemas termofílicos pueden operarse hasta 65°C. Si el medio ambiente no está equilibrado, se obtiene un crecimiento inadecuado de los microbios y el tratamiento será deficiente. Uno de los principales problemas se presenta con los microbios filamentosos, que afectan adversamente la floculación y la sedimentación. En ausencia de oxígeno y hierro adecuados, las bacterias filamentosas pueden predominar sobre las normales. En condiciones de pH bajo y poco contenido de nitrógeno o desperdicios con altas concentraciones de carbohidratos, los hongos filamentosos predominan sobre las bacterias.

En condiciones aeróbicas se obtiene la mejor calidad del efluente. Las bacterias metabolizan los compuestos orgánicos biodegradables, al utilizar el oxígeno disuelto como su aceptor terminal de electrones. Aproximadamente una tercera parte de los compuestos orgánicos metabolizados se convierten, por oxidación, en bióxido de carbono y agua, con objeto de obtener la energía necesaria para transformar las dos terceras partes restantes en protoplasma microbiano. Este protoplasma es similar, independientemente de las especies de bacterias o los compuestos orgánicos que se metabolizan. Los análisis químicos indican que el protoplasma microbiano contiene 90% de compuestos orgánicos y 10% de inorgánicos; la fracción orgánica contiene aproximadamente 50% de C, 7% de H, 31% de O y 12% de N en peso. El principal problema del tratamiento aeróbico es el gran volumen de sólidos microbianos a procesar. El protoplasma de los microbios no es estable, sino que sigue degradándose con el tiempo en un proceso conocido como "respiración endógena". Aproximadamente el 80% del protoplasma microbiano se puede oxidar, pero en el tratamiento aeróbico, el 20% de la fracción orgánica es estable y debe someterse a un tratamiento posterior.

En ausencia de oxígeno disuelto, las bacterias deben encontrar otro aceptor de electrones. En condiciones anaeróbicas, el oxígeno enlazado químicamente es el principal aceptor de electrones. Los nitratos, los nitritos, los sulfatos, el bióxido de carbono y los compuestos orgánicos oxigenados se utilizan como aceptores de electrones. Los nitratos se reducen a nitritos y a varios compuestos intermedios antes de reducirse a nitrógeno gaseoso. Es importante tener en cuenta que la desnitrificación da por resultado la producción de nitrógeno gaseoso, que es insoluble en las aguas de desperdicio, y no la producción de amoniaco o iones de amonio. Si los nitratos se requieren como fuente de nitrógeno para las bacterias, se reducirán a iones amonio en proporción a las necesidades de nitrógeno para el protoplasma. Un grupo especial de bacterias utiliza los sulfatos como aceptor de electrones y puede producir tiosulfatos, azufre libre o sulfuro de hidrógeno. Las bacterias forma-

doras de metano pu
tano, que es relativa
de energía. Los con
dratos, se degradar
alcoholes, que las b
ducen metano y bió
tidad de energía pa
en forma aeróbica
crobiana por unid
anaeróbicamente,
Las reacciones ana
las aeróbicas. Los
energía de la cual n
nes actuales sobre
aguas de desperdic
que puede utilizars
ción de sólidos mic
puestos orgánicos
no, con una conver

El tiempo es una
siones de los siste
metabolizar una ca
una unidad de mas
Al retener los micr
po de tratamiento p
te, el tiempo para el
ferencia de oxígen
microbios y los co
reacción. Con un
nica en forma ana
desgracia, el siste
calidad tan elevad
tado total es que, a
mo la primera eta
tituyen la segunda

Lagunas Las
aguas de desperdi
bajo costo y con fa

Lagunas faculta
reacciones anaeról
tativas constan de
tienden a asentarse
róbico, con la prod
burbujea a la atmó
la luz del Sol como
y los iones amonio
como producto de
geno liberado por
solubles y coloida
una relación simbi
interesante de las
sente en las aguas
se convierte en pro

FIG. 26-37 Diagram

doras de metano pueden reducir el bióxido de carbono y producir metano, que es relativamente insoluble en el agua y se utiliza como fuente de energía. Los compuestos orgánicos oxigenados, como los carbohidratos, se degradan a ácidos orgánicos simples, aldehídos, cetonas y alcoholes, que las bacterias formadoras de metano metabolizan y producen metano y bióxido de carbono. Ya que se requiere la misma cantidad de energía para producir una unidad de protoplasma microbiano en forma aeróbica y anaeróbica, se obtendrá menos masa celular microbiana por unidad de contaminantes orgánicos al metabolizarlos anaeróbicamente, en comparación con la metabolización aeróbica. Las reacciones anaeróbicas no dan tanta energía a los microbios como las aeróbicas. Los productos anaeróbicos finales contienen mucha energía de la cual no pueden disponer los microbios. Las investigaciones actuales sobre los sistemas anaeróbicos para el tratamiento de las aguas de desperdicio están estimuladas por la producción de metano, que puede utilizarse como fuente de energía, y por la menor producción de sólidos microbianos. Aproximadamente 80 a 95% de los compuestos orgánicos se pueden convertir en metano y bióxido de carbono, con una conversión de 5 a 20% en sólidos microbianos.

El tiempo es una variable fundamental para el cálculo de las dimensiones de los sistemas de tratamiento de aguas de desperdicio. Para metabolizar una cantidad determinada de materia orgánica mediante una unidad de masa celular se requiere un periodo de tiempo definido. Al retener los microbios en el sistema de tratamiento se reduce el tiempo de tratamiento por unidad de materia orgánica. Desafortunadamente, el tiempo para el tratamiento aeróbico se controla mediante la transferencia de oxígeno. En condiciones anaeróbicas, el contacto entre los microbios y los contaminantes orgánicos controla el tiempo total de la reacción. Con un diseño adecuado se puede tratar más materia orgánica en forma anaeróbica que aeróbica, en el mismo periodo. Por desgracia, el sistema anaeróbico no puede producir un efluente de calidad tan elevada como lo produce el sistema aeróbico. El resultado total es que, a menudo, los sistemas anaeróbicos se utilizan como la primera etapa del tratamiento biológico y los aeróbicos constituyen la segunda etapa.

Lagunas Las lagunas son sistemas para el tratamiento de las aguas de desperdicio capaces de producir un efluente satisfactorio a bajo costo y con facilidad de operación.

Lagunas facultativas Estas lagunas se establecen para utilizar reacciones anaeróbicas y aeróbicas. Por lo general, las lagunas facultativas constan de dos o más celdas en serie. Los sólidos sedimentables tienden a asentarse en la primera celda y sufren un metabolismo anaeróbico, con la producción de ácidos orgánicos y metano gaseoso, que burbujea a la atmósfera. Las algas en la superficie de la laguna utilizan la luz del Sol como energía para convertir el bióxido de carbono, agua y los iones amonio en su protoplasma, con la liberación de oxígeno como producto de desperdicio. Las bacterias aeróbicas utilizan el oxígeno liberado por las algas para estabilizar los compuestos orgánicos solubles y coloidales. Por consiguiente, las bacterias y algas forman una relación simbiótica, como se aprecia en la figura 26-37. El aspecto interesante de las lagunas facultativas es que la materia orgánica presente en las aguas de desperdicio de entrada no se estabiliza, sino que se convierte en protoplasma microbiano, cuya velocidad de demanda de oxígeno es menor. De hecho, en algunas lagunas facultativas los compuestos inorgánicos de las aguas de desperdicio se convierten en orgánicos, con el incremento total de estos compuestos en el sistema de la laguna.

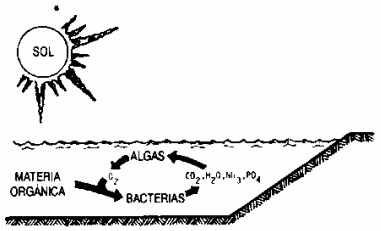


FIG. 26-37 Diagrama esquemático de las operaciones en una pileta de oxidación.

Las lagunas facultativas se diseñan con base en la carga orgánica, relacionada con la disponibilidad potencial de luz solar. En la parte norte de Estados Unidos, las lagunas facultativas se proyectan sobre la base de 2.2 g/(m^2·día) [20 lb BOD5/(acre·día)]. En la parte media de este país, la carga orgánica se puede incrementar hasta un nivel de 3.4 a 4.5 g/(m^2·día) [30 a 40 lb BOD5/(acre·día)], en tanto que en la parte sur la carga orgánica se puede incrementar a 6.7 g/(m^2·día) [60 lb BOD5/(acre·día)]. Generalmente, la profundidad de la laguna se mantiene entre 1.0 y 1.7 m (3 a 5 ft). Una profundidad inferior a 1.0 m (3 ft) favorece el crecimiento de plantas acuáticas y permite la cría de mosquitos. En áreas secas, la profundidad máxima se puede incrementar arriba de 1.7 m (5 ft), dependiendo de la evaporación. El mezclado en la mayor parte de las lagunas facultativas depende de la acción natural del viento y, en consecuencia, las lagunas no deben colocarse en áreas donde esta acción se vea limitada.

La calidad del efluente que procede de las lagunas facultativas está relacionada básicamente con los sólidos en suspensión producidos por los microbios vivos y muertos. Un tiempo de retención largo en las lagunas permite que los microbios se mueran y dejen una partícula pequeña, que se asienta lentamente. Los nutrientes liberados por la muerte de los microbios permite que las algas sobrevivan mediante la recirculación de los nutrientes. Por consiguiente, las algas determinan la calidad final del efluente. El empleo de una serie de estanques con estructuras de transferencia bien diseñadas entre ellas permite la máxima retención de las algas dentro de los estanques, con lo que se obtiene un efluente de la mejor calidad. Por lo general, la BOD5 soluble es de 5 a 10 mg/l, con una BOD5 total del efluente inferior a 30 mg/l. Los sólidos en suspensión del efluente varían considerablemente con las estaciones del año; en los meses de verano dichos sólidos llegan a un máximo de 70 a 100 mg/l, en tanto que en invierno presentan un mínimo de 10 a 20 mg/l. Si la eliminación de los sólidos suspendidos es esencial, el mejor método disponible hasta el momento es la precipitación química. Los filtros lentos de arena y los de roca se pueden utilizar para la eliminación de los sólidos en suspensión, siempre y cuando la concentración de estos sólidos en el efluente sea relativamente baja, 40 a 70 mg/l.

Lagunas aireadas Estas lagunas se originaron para controlar las lagunas facultativas sobrecargadas. Ya que las lagunas presentan una deficiencia de oxígeno, se suministra más oxígeno por medio de aireadores mecánicos de superficie o mediante aireadores por difusión. Los primeros tuvieron una aceptación rápida porque podían agregarse rápidamente a los estanques existentes y trasladarse a puntos estratégicos. Desafortunadamente, las unidades de aireación superficial por flotación y de alta velocidad no fueron eficientes y se requirió gran número de ellas para las lagunas existentes. El problema fue que producían un mezclado deficiente en lagunas poco profundas.

Con el tiempo se agregó equipo de aireación por difusión en lagunas relativamente profundas [3.0 a 6.0 m (10 a 20 ft)], y el mezclado se convirtió en el parámetro más importante para una buena transferencia de oxígeno en las lagunas aireadas. Desde el punto de vista económico se descubrió que una laguna aireada y totalmente mezclada con una retención de 24 h proporcionaba el mejor equilibrio entre el mezclado y la transferencia de oxígeno. A medida que se incrementa la carga orgánica, también aumenta el tiempo de retención del fluido. La aireación a corto plazo permite que las bacterias metabolicen los compuestos orgánicos solubles, pero el tiempo no permite el metabolismo de los sólidos en suspensión, que se combinan con los sólidos microbianos producidos por el metabolismo y salen de la laguna aireada al estanque de separación de sólidos. Datos obtenidos de lagunas aireadas a corto plazo indican que ocurre un 50% de estabilización de la BOD5, con la conversión de los compuestos orgánicos solubles en células microbianas; en consecuencia, el problema fue la separación y estabilización de estas células. Los estanques de sedimentación a corto plazo permiten la separación de los sólidos sin un crecimiento significativo

de las algas, pero requieren limpiezas con intervalos frecuentes para evitar que se llenen con sólidos y éstos fluyan junto con el efluente. Las lagunas a largo plazo permiten la separación y estabilización de los sólidos, pero también favorecen el crecimiento de las algas, que afecta la calidad del efluente.

Las lagunas aireadas son simplemente reactores que dispersan microbios y permiten la conversión de los componentes orgánicos, presentes en las aguas de desperdicio, en sólidos microbianos, sin estabilización. Los compuestos orgánicos residuales en solución son muy bajos, inferiores a 5 mg/l de la BOD5. Al agregar oxígeno y mejorar el mezclado, se acelera la reacción del metabolismo microbiano, pero la estabilización de los sólidos microbianos es aún un problema por resolver.

Lagunas anaeróbicas Estas lagunas se desarrollaron para el tratamiento de las aguas de desperdicio en las que una fracción importante de los contaminantes orgánicos está constituida por sólidos en suspensión, que pueden eliminarse fácilmente por sedimentación por gravedad. Las lagunas anaeróbicas son relativamente profundas [3.0 a 6.0 m (10 a 20 ft)], con un tiempo corto de retención del fluido (3 a 5 días) y una velocidad elevada de carga de la BOD5, hasta de 3.2 kg/(m^3·día) [200 lb/(1000 ft^3·día)]. El metabolismo microbiano en la capa asentada de sólidos produce metano y bióxido de carbono, que suben rápidamente a la superficie y acarrean parte de los sólidos en suspensión. En las lagunas anaeróbicas se produce rápidamente una capa de espuma o impurezas que retrasa la transferencia de oxígeno y la liberación de gases detestables. El mezclado con una bomba de molienda puede proporcionar un mejor medio ambiente para el metabolismo de los sólidos en suspensión. El factor clave de las lagunas anaeróbicas es un amortiguador adecuado que mantenga el pH entre 6.5 y 8.0. Las lagunas anaeróbicas son específicas para el tratamiento de desperdicios contaminantes ricos en proteínas, ya que los iones amonio reaccionan con el bióxido de carbono y el agua para formar bicarbonato de amonio como amortiguador principal. Los desperdicios con alto contenido de carbohidratos no deben tratarse en lagunas anaeróbicas sin un amortiguador adecuado, porque producen ácidos orgánicos, lo que dificulta el mantenimiento de un pH que permita el buen crecimiento de los microbios.

Las lagunas anaeróbicas no producen un efluente de alta calidad, pero pueden reducir la carga de la BOD en un 80 a 90%, con un mínimo de esfuerzo. Puesto que las lagunas anaeróbicas trabajan mejor con desperdicios orgánicos concentrados, su efluente debe tratarse mediante lagunas aireadas o facultativas. Las lagunas anaeróbicas constituyen la primera etapa para el tratamiento de aguas de desperdicio concentradas con compuestos orgánicos.

Filtros de goteo Durante años, los filtros de goteo fueron el pilar de los sistemas biológicos para el tratamiento de las aguas de desperdicio, por su sencillez de diseño y operación. Estos filtros fueron desplazados como el principal sistema de tratamiento biológico por el sedimento activado, debido a que este último produce una mejor calidad de efluente. Los filtros de goteo son simplemente reactores biológicos con un medio fijo, en los cuales las aguas de desperdicio se diseminan sobre la superficie de un medio sólido donde crecen los microbios, que eliminan los compuestos orgánicos de las aguas de desperdicio que fluyen sobre el medio fijo. El oxígeno del aire permite que ocurran reacciones aeróbicas en la superficie de la capa microbiana, pero en el fondo de esta capa, donde el oxígeno no penetra, tiene lugar un metabolismo anaeróbico.

Originalmente, el medio en los filtros de goteo fue de roca, pero en la actualidad se ha reemplazado por plástico, que proporciona un mayor espacio vacío por unidad de área superficial y ocupa menos volumen dentro del filtro. El medio de plástico permite que en los filtros de goteo la profundidad del medio se incremente de 1.8 m (6 ft) a 4.2 m (14 ft) o, incluso, hasta 6.0 m (20 ft). Por lo general, las aguas de desperdicio se introducen por medio de un distribuidor giratorio o una tobera de rocío fijo. El rocío o la descarga de las aguas de desperdicio por encima del medio del filtro de goteo permite una mejor distribución sobre el medio y la transferencia de oxígeno antes de llegar al medio. El efluente que sale del medio del filtro se recolecta en un sistema de subdrenaje de arcilla y porcelana o en un tanque colocado debajo del medio de plástico. Es importante que el fondo del filtro de goteo esté abierto al aire, para que éste circule rápidamente a través del filtro y lleve el oxígeno necesario para las reacciones microbianas.

Si se requiere un efluente de alta calidad, los filtros de goteo deben operarse a bajas velocidades de carga hidráulica y de carga orgánica. Los filtros de goteo con baja velocidad se operan con cargas hidráulicas que varían entre 2.2×10^{-5} y 4.3×10^{-5} m^3/(m^2·s) [2 a 4 millones de gal/(acre·día)]. Los filtros de goteo con alta velocidad están diseñados para operar con cargas hidráulicas que varían entre 10.8×10^{-5} y 40.3×10^{-5} m^3/m^2·s) [10 a 40 millones de gal/(acre·día)] y cargas orgánicas hasta de 1.4 kg/(m^3·día) [90 lb BOD5/(1000 ft^3·día)]. Los filtros de goteo con medio de plástico se han diseñado para operar con cargas hidráulicas hasta de 108×10^{-5} m^3/(m^2·s) [100 millones de gal/(acre·día)] o incluso más elevadas, y cargas orgánicas hasta de 4.8 kg/(m^3·día) [300 lb BOD5/(1000 ft^3·día)]. Los filtros de goteo de baja velocidad producen reducciones mayores a 90% de la BOD5 y los sólidos en suspensión, en tanto que los de alta velocidad producen una reducción de 65 a 75% de la BOD5. Los filtros de goteo con medio de plástico producen una reducción de 59 a 85% de la BOD5, que depende de la velocidad de carga orgánica. Es importante reconocer que los desperdicios industriales concentrados requieren mayor recirculación hidráulica alrededor de los filtros de goteo para obtener la velocidad adecuada de carga hidráulica sin cargas orgánicas excesivas. Con altas velocidades de recirculación, la carga orgánica se distribuye sobre todo el volumen del filtro de goteo, para una eliminación orgánica máxima. Un tiempo corto de retención del fluido, dentro del filtro de goteo es la causa principal de una eficiencia mala del ratamiento.

Contactores biológicos giratorios (RBC) Lo último en filtros de goteo son los contactores biológicos giratorios con una serie de discos circulares de plástico, cuyo diámetro varía entre 3.0 y 3.6 m (10 a 12 ft), sumergidos hasta aproximadamente 40% del diámetro dentro del tanque de contacto. Los discos RBC giran a una velocidad que varía entre 2 y 5 rpm. A medida que los discos se desplazan a través de las aguas de desperdicio, se les adhiere una pequeña capa. Cuando los discos salen a la atmósfera, los microbios sobre la superficie del disco oxidan los compuestos orgánicos; por consiguiente, sólo se requiere una pequeña cantidad de energía para suministrar el oxígeno necesario para el tratamiento del agua de desperdicio. A medida que los microbios se acumulan sobre los discos de plástico, la velocidad de corte creada por el movimiento de los discos a través del agua hace que el exceso de microbios se elimine de los discos y descargue en el tanque final de sedimentación.

Los contactores biológicos giratorios son muy populares para el tratamiento de los desperdicios industriales, por su tamaño relativamente pequeño y los bajos requerimientos de energía. Por desgracia, han ocurrido varios problemas que es necesario reconocer antes de utilizar los RBC. Los desperdicios industriales concentrados tienden a crear crecimientos excesivos de microbios que no se cortan fácilmente y producen velocidades elevadas de demanda de oxígeno, con la generación de sulfuro de hidrógeno y olores desagradables. Los crecimientos microbianos altos han dañado algunos de los discos y causado fallas de los ejes. En la actualidad, los discos se recubren con cubiertas de plástico para prevenir la ocurrencia de olores molestos. En los sistemas cubiertos de RBC es necesario forzar el paso del aire a través de las unidades y el aire debe tratarse químicamente antes de descargarlo al medio ambiente. La recirculación del flujo del agua de desperdicio alrededor de las unidades de RBC puede distribuir la carga en todas las unidades y reducir los crecimientos microbianos iniciales altos. Las unidades de RBC también trabajan mejor con cargas orgánicas uniformes que requieren tanques de oleaje para muchos desperdicios industriales. El resultado neto ha sido que el costo de las unidades RBC se aproxima al de otras unidades de tratamiento, en términos de la materia orgánica estabilizada.

Los contactores biológicos giratorios deben diseñarse con base en las velocidades de carga hidráulica y orgánica. Por lo general, las velocidades de carga hidráulica son hasta de 0.16 m^3/(m^2·día) [4 gal/(ft^2·día)] de área superficial y velocidades de carga orgánica hasta

de 44 kg/(m^2·día) [9
depende, básicamen
cidad de carga orgár
locidad, las unidade
producen nitrificaci
Sedimento activ
tamiento biológico
alta calidad del eflu
el sedimento activa
este sistema. No ha
considerable, pero n
sin consumir cierta
serva los sistemas d
vel de tratamiento o
Modificaciones
activado ofrecen un
ma más popular par
activado con mezcl
variaciones de carg
contacto es una mo
el más adecuado pa
do de sólidos en sus
nicos solubles. La
mezclado a corto pl
tabolizar los compu
ción para la separa
la estabilización de
dad, los sistemas de
vado con mezclado
periodos de aireaci
altamente mezclad
de los compuestos
tivado, en el mismo
forma popular del
aireación mecánica
tar desperdicios in
mezclado total que
Una de las últimas
utiliza carbón activ
cos complejos y a
cación se utilizan f
fornia antes del tan
licor mezclado sol
proporcionar un ci
pino y en el tanque
gramas esquemáti
sedimento activad
En cada proceso
de aireación para l
de los componente
que de sedimentac
los sólidos se recir
como simiente par
lidos que los que se
deben desecharse
Los sistemas de air
sólidos que los sist
Sistemas de air
tanques de aireaci
cipales: el mezcla
aireación difusa se
velocidad constan
ajustar con facilid
instalan a lo largo
diseminan en todo
buja fina o gruesa.
cia de oxígeno, pe
aire con objeto de

tanque colocado de-
l fondo del filtro de
damente a través del
nes microbianas.
ltros de goteo deben
y de carga orgánica.
con cargas hidráuli-
m^2·s) [2 a 4 millones
locidad están diseña-
n entre 10.8×10^{-5} y
re·día)] y cargas or-
)00 ft^3·día)]. Los fil-
ado para operar con
s) [100 millones de
rgánicas hasta de 4.8
tros de goteo de baja
de la BOD5 y los só-
ocidad producen una
goteo con medio de
la BOD5, que depen-
te reconocer que los
mayor recirculación
obtener la velocidad
excesivas. Con altas
e distribuye sobre to-
inación orgánica má-
entro del filtro de go-
el ratamiento.
o último en filtros de
on una serie de discos
3.0 y 3.6 m (10 a 12
l diámetro dentro del
velocidad que varía
plazan a través de las
capa. Cuando los dis-
superficie del disco
ente, sólo se requiere
el oxígeno necesario
edida que los micro-
la velocidad de corte
del agua hace que el
escargue en el tanque

populares para el tra-
tamaño relativamente
or desgracia, han ocu-
er antes de utilizar los
os tienden a crear cre-
rtan fácilmente y pro-
eno, con la generación
Los crecimientos mi-
os y causado fallas de
con cubiertas de plás-
stos. En los sistemas
el aire a través de las
ntes de descargarlo al
l agua de desperdicio
ir la carga en todas las
os iniciales altos. Las
rgas orgánicas unifor-
os desperdicios indus-
las unidades RBC se
términos de la materia

diseñarse con base en
Por lo general, las ve-
0.16 $m^3/(m^2$·día) [4
e carga orgánica hasta

de 44 kg/(m^2·día) [9 lb BOD5/(ft^2·día)]. La eficiencia del tratamiento depende, básicamente, del tiempo de retención del fluido y de la velocidad de carga orgánica. Al igual que los filtros de goteo con baja velocidad, las unidades RBC con bajas velocidades de carga orgánica producen nitrificación.

Sedimento activado El sedimento o lodo activado ha sido el tratamiento biológico para aguas de desperdicio más difundido, por la alta calidad del efluente. Los elevados requerimientos de energía para el sedimento activado hacen que se cuestione el empleo continuo de este sistema. No hay duda de que este tratamiento consume energía considerable, pero no existe manera de tratar las aguas de desperdicio sin consumir cierta cantidad definida de energía. Deben verse con reserva los sistemas de sedimento activado que proporcionan un alto nivel de tratamiento con un consumo mínimo de energía.

Modificaciones Las modificaciones de los sistemas de sedimento activado ofrecen una selección considerable en los procesos. El sistema más popular para los desperdicios industriales es el de sedimento activado con mezclado total, por su capacidad de absorber mejor las variaciones de carga que otras modificaciones. La estabilización por contacto es una modificación al tratamiento con lodo activado, que es el más adecuado para las aguas de desperdicio que tienen alto contenido de sólidos en suspensión y baja concentración de compuestos orgánicos solubles. La estabilización por contacto utiliza un tanque de mezclado a corto plazo, para adsorber los sólidos en suspensión y metabolizar los compuestos orgánicos solubles, un tanque de sedimentación para la separación de los sólidos y un tanque de reaireación para la estabilización de los compuestos orgánicos en suspensión. En realidad, los sistemas de aireación extensa son sistemas de sedimento activado con mezclado total y aireación a largo plazo. En ellos se utilizan periodos de aireación de 24 a 48 h y los sólidos suspendidos en un licor altamente mezclado, para proporcionar una estabilización completa de los compuestos orgánicos y la digestión aerobia del sedimento activado, en el mismo tanque de aireación. El dique de oxidación es otra forma popular del sistema de aireación extensa, en el cual se utiliza aireación mecánica. Los sistemas de oxígeno puro se diseñan para tratar desperdicios industriales concentrados, en unidades en serie con mezclado total que tienen periodos de contacto relativamente cortos. Una de las últimas modificaciones al sistema de sedimento activado utiliza carbón activado en polvo para adsorber los compuestos orgánicos complejos y ayudar a la separación de los sólidos. En otra modificación se utilizan filtros de goteo con medio de pino gigante de California antes del tanque de aireación a corto plazo, con recirculación del licor mezclado sobre la torre empacada con el medio de pino, para proporcionar un crecimiento considerable de los microbios sobre el pino y en el tanque de aireación. En la figura 26-38 aparecen los diagramas esquemáticos de las diferentes modificaciones al sistema de sedimento activado.

En cada proceso de lodo o sedimento activado se utiliza un tanque de aireación para la estabilización del desperdicio, con la conversión de los componentes orgánicos a sólidos microbianos nuevos y un tanque de sedimentación para la separación de los sólidos. Por lo general, los sólidos se recirculan del tanque de sedimentación al de aireación, como simiente para los microorganismos. Ya que se producen más sólidos que los que se pueden oxidar, siempre existen algunos sólidos que deben desecharse continuamente del sistema de sedimento activado. Los sistemas de aireación a corto plazo requieren un desecho mayor de sólidos que los sistemas a largo plazo.

Sistemas de aireación Estos sistemas controlan el diseño de los tanques de aireación. El equipo de aireación tiene dos funciones principales: el mezclado y la transferencia de oxígeno. En los equipos de aireación difusa se utiliza un soplador de desplazamiento positivo, con velocidad constante, o un soplador de turbina y alta velocidad, para ajustar con facilidad los volúmenes de aire. Los difusores de aire se instalan a lo largo de uno de los lados del tanque de aireación, o se diseminan en todo el fondo del tanque y pueden ser difusores de burbuja fina o gruesa. Los primeros son más eficientes para la transferencia de oxígeno, pero requieren un equipo mayor para la limpieza del aire con objeto de impedir que se tapen con las impurezas del aire. El equipo de aireación superficial mecánica es más eficiente que el de aireación difusa, pero no tan flexible. Los factores económicos han dictaminado el empleo de aireadores de gran potencia, pero la configuración del tanque favorece el uso de un número mayor de aireadores de potencia menor. En los diques de oxidación se utilizan aireadores horizontales tipo rotor. El problema básico en los aireadores superficiales mecánicos es el mezclado, porque son una bomba de suministro puntual con capacidad limitada. La experiencia ha demostrado que los cojinetes son el problema más grave del equipo de aireación mecánica. La acción del oleaje generado en el tanque de aireación tiende a producir esfuerzos laterales sobre los cojinetes, que dan por resultado fallas y mayores costos de mantenimiento. Las unidades de aireación superficial mecánica a baja velocidad presentan menos problemas que los equipos de alta velocidad. Los tanques con una profundidad superior a 3 m (10 ft) requieren tubos de arrastre para asegurar un flujo hidráulico adecuado en el tanque de aireación. El cortocircuito es uno de los principales problemas del equipo de aireación mecánica. La combinación de los sistemas de aireación mecánica y por difusión goza de popularidad en los tratamientos de desperdicios industriales con cargas orgánicas variables. Los mezcladores mecánicos proporcionan el mezclado del fluido, con aireación difusa variable para las diferentes velocidades de transferencia de oxígeno.

Los sistemas de aireación difusa transfieren de 20 a 40 mg/(l de O_2·h). Los sistemas de aireación combinada antes mencionados pueden transferir hasta 65 mg/(l de O_2·h), en tanto que los aireadores superficiales mecánicos proporcionan hasta 90 mg/(l de O_2·h). Los sistemas de oxígeno puro suministran la velocidad máxima de transferencia de oxígeno, hasta 150 mg/(l de O_2·h). El equipo de aireación debe proporcionar el oxígeno suficiente para cubrir la demanda máxima de oxígeno, de otra manera el sistema no suministrará el tratamiento adecuado. Por este motivo, la demanda máxima de oxígeno y la velocidad de transferencia para el equipo deseado determinan las dimensiones del tanque de aireación en términos del tiempo de retención. Los aspectos económicos establecen el equilibrio que existe entre el tamaño del tanque de aireación y las dimensiones del equipo de aireación. A medida que el costo de la potencia se incrementa, las consideraciones económicas favorecerán la construcción de un tanque de aireación más grande y aireadores más pequeños. También es igualmente importante examinar el patrón de flujo hidráulico alrededor de cada aireador, para asegurar la eficiencia máxima de transferencia de oxígeno. Un espaciamiento inadecuado del equipo de aireación puede llevar al desperdicio de energía.

No existe una forma o tamaño estándar del tanque de aireación pues pueden ser circulares, cuadrados o rectangulares. Los tanques poco profundos presentan más problemas de mezclado que los profundos. Con todo, la profundidad de los tanques de aireación varía de 0.6 m (2 *ft*) a *18 m (60 ft). Los sistemas con dique de oxidación tienden a ser* poco profundos, en tanto que algunos sistemas de aireación difusa a alta velocidad utilizan tanques profundos, para proporcionar una transferencia de oxígeno más eficiente.

Con independencia del equipo de aireación utilizado, las velocidades de transferencia de oxígeno deben proporcionar de 0.6 a 1.4 kg de oxígeno/kg de la BOD5 (0.6 a 1.4 lb de oxígeno/lb de la BOD5), estabilizados en el tanque de aireación para la demanda de oxígeno carbonoso. La oxidación del nitrógeno puede incrementar la demanda de oxígeno a una velocidad de 4.3 kg (4.3 lb) de oxígeno/kg (lb) de nitrógeno amoniacal oxidado. Con bajas velocidades de transferencia de oxígeno, será necesario eliminar un exceso mayor de sedimento activado que el necesario a velocidades elevadas de transferencia de oxígeno. En este caso, nuevamente las consideraciones económicas del manejo del sedimento deben compararse con el costo de la transferencia de oxígeno. La cantidad de sedimento o lodo activado a desechar depende de las características del agua de desperdicio. Los sólidos inertes en suspensión que entran al sistema de tratamiento deben eliminarse con el exceso de sedimento activado. Los compuestos orgánicos solubles se estabilizan, al convertir una parte de éstos en sólidos en suspensión, que producen de 0.3 a 0.8 kg (0.3 a 0.8 lb) de sólidos volátiles en suspensión/kg (lb) de la BOD5 estabilizada. Los sólidos bio-

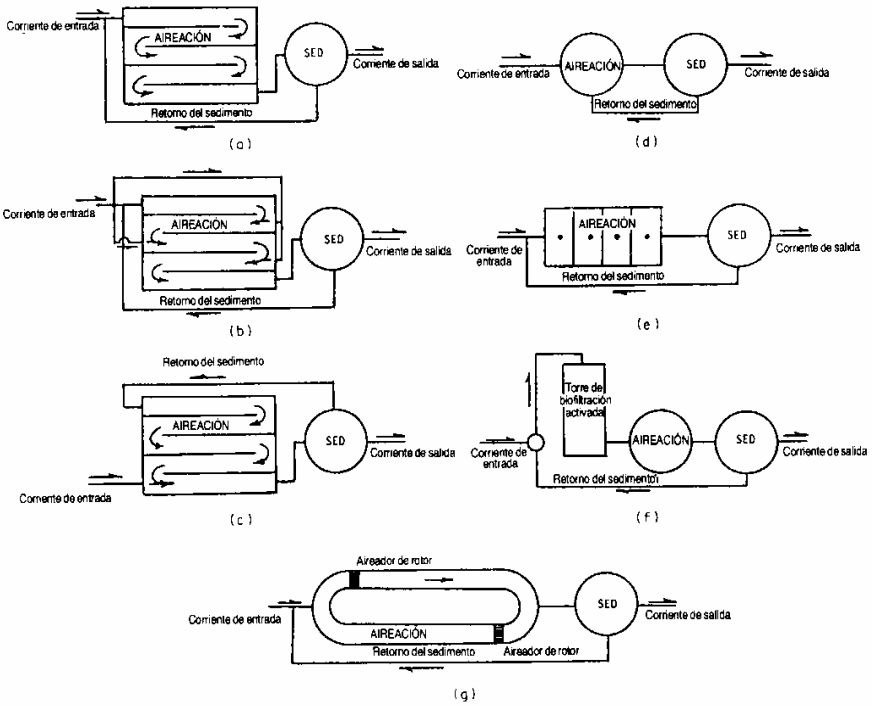


FIG. 26-38 Diagramas esquemáticos de las diferentes modificaciones al proceso de sedimento activado. *a*) Sedimento activado convencional. *b*) Aireación por pasos. *c*) Estabilización por contacto. *d*) Mezclado completo. *e*) Oxígeno puro. *f*) Biofiltración activada. *g*) Dique de oxidación.

degradables en suspensión presentes en las aguas de desperdicio dan por resultado la destrucción de los sólidos originales suspendidos y su conversión en una nueva forma. Dependiendo de las características químicas de los sólidos biodegradables en suspensión, el factor de conversión varía entre 0.7 y 1.2 kg (0.7 y 1.2 lb) de sólidos microbianos producidos/kg (lb) de sólidos en suspensión destruidos. Si los sólidos en suspensión producidos por el metabolismo no se desechan del sistema, con el tiempo saldrán con el efluente. A pesar de que se han realizado considerables esfuerzos para el desarrollo de sistemas de sedimento activado, que consuman en su totalidad el exceso de sólidos, ninguno de dichos sistemas ha demostrado ser práctico. El concepto de la oxidación total de exceso de sedimento es fundamentalmente falso y debe reconocerse como tal.

Tanques de sedimentación Estos tanques son parte integral de cualquier sistema de sedimento activado. Si se desea obtener un efluente de alta calidad es necesario separar los sólidos en suspensión del líquido tratado. Los tanques circulares de sedimentación con diversos tipos de colectores hidráulicos de sedimento se han convertido en el sistema estándar de sedimentación secundaria. Los tanques cuadrados con pared común se utilizan para el modelo compacto con tanques múltiples. La mayor parte de los tanques secundarios de sedimentación tienen las entradas de alimentación al centro y las salidas con vertederos periféricos. Recientemente se ha desarrollado el empleo de entradas periféricas, con controladores de flujo tipo orificio sumergido y salidas que pueden ser por medio de un vertedero central o un vertedero periférico, adyacente al canal periférico de entrada.

Aparte del control de flujo, las consideraciones básicas de diseño se han centrado en las velocidades superficiales de sobreflujo, el tiempo de retención y la velocidad de sobreflujo del vertedero. Las velocidades superficiales de sobreflujo se han reducido de 33 $m^3/(m^2 \cdot día)$ [800 $gal/(ft^2 \cdot día)$] a 24 $m^3/(m^2 \cdot día)$ [600 $gal/(ft^2 \cdot día)$], a 16 $m^3/(m^2 \cdot día)$ [400 $gal/(ft^2 \cdot día)$] e incluso, en algunos casos, hasta 12 $m^3/(m^2 \cdot día)$ [300 $gal/(ft^2 \cdot día)$], con base en los flujos promedios del desperdicio no tratado. Los resultados de operación no han demostrado que menores velocidades superficiales de sobreflujo mejoren la calidad del efluente, lo cual hace que en la mayor parte de los sistemas la selección de diseño sea 33 $m^3/(m^2 \cdot día)$ [800 $gal/(ft^2 \cdot día)$]. Se ha descubierto que el tiempo de retención es un factor importante de diseño. El tiempo promedio es de 2 h, con base en los flujos de desperdicio no tratado. Periodos de retención más largos generan problemas de elevación del sedimento, en tanto que periodos más cortos no suministran una buena separación de los sólidos para velocidades de flujo con alto retorno de sedimento. Las velocidades de sobreflujo del efluente del vertedero se han limitado a 186 $m^3/(m \cdot día)$ [15 000 $gal/(ft \cdot día)$], con una tendencia a reducir la velocidad a 124 $m^3/(m \cdot día)$ [10 000 $gal/(ft \cdot día)$ 15 000 $gal/(ft \cdot día)$]. Al utilizar vertederos de salida de dos lados y volados sobre la periferia del tanque se obtienen menores velocidades de sobreflujo del vertedero. Desafortunadamente el ajuste adecuado de los vertederos de dos lados crea más problemas hidráulicos que la velocidad de sobreflujo del vertedero. Los datos de campo han demostrado que la calidad del efluente no se ve realmente afectada por velocidades de sobreflujo del vertedero de 990 $m^3/(m \cdot día)$ [80 000 $gal/(ft \cdot día)$] o in-

cluso 1240 $m^3/(m \cdot día$
ción con un diseño ad
solo vertedero periféi
dimentación, porque
La profundidad d
retención y la veloc
reducen estas veloci
que, para evitar un t
profundidad es un pa
más importante que
tan las concentracio
(MLSS) también del
mo es de 3.0 m (10
hasta de 4.5 m (15 ft)
de 3000 mg/l, en cor
nes MLSS superior
mentación debe incr
tante es dejar un m
para que los flujos l
cima del vertedero
Placas desviador
ción y recolectores
gurar que los sólid
eliminen tan pronto
colección del sedim
to, pero han creado
señaron para elimi
que la de los raspa
una buena distribu
mento es necesario
sedimento y dismin
de entrada al tanqu
que elevan la capa d
causa un pérdida ex
del efluente. Los d
convencionales de
sistemas hidráulico
velocidades de reto
centraciones MLS
de retorno de sedim
100% del flujo de d
En el asentamien
tivado hasta una co
licos de recolecció
feriores a 8000 m
eliminar a través d
tolva de desecho d
concentraciones d
sedimento activad
mario. Desafortun
activado de desec
consumo consider
de producir una co
ción con aire prod
mento activado h
limitada. Los filtro
trifugas si el sedi
prensa y los de ban
sólidos. Es muy im
mado en los tanqu
así se deteriora la c
das necesarias par
dimento no contro
cesario disponer d
durante el mantei
En ningún momen
tación para almac
variaciones diarias

le de salida

Corriente de salida

Corriente de salida

ctivado
tivada.

básicas de diseño se
sobreflujo, el tiempo
edero. Las velocida-
33 $m^3/(m^2 \cdot día)$ [800
)], a 16 $m^3/(m^2 \cdot día)$
asta 12 $m^3/(m^2 \cdot día)$
os del desperdicio no
ostrado que menores
a calidad del efluen-
emas la selección de
la descubierto que el
seño. El tiempo pro-
dicio no tratado. Pe-
las de elevación del
ministran una buena
o con alto retorno de
ente del vertedero se
)], con una tendencia
0 gal/(ft·día) 15 000
dos lados y volados
s velocidades de so-
uste adecuado de los
lulicos que la veloci-
npo han demostrado
tada por velocidades
000 gal/(ft·día)] o in-

cluso 1240 $m^3/(m \cdot día)$ [100 000 gal/(ft·día)] en un tanque de sedimentación con un diseño adecuado. Desde el punto de vista de la operación, un solo vertedero periférico es lo mejor para los tanques secundarios de sedimentación, porque se puede ajustar y mantener limpio fácilmente.

La profundidad del tanque se determina con base en el tiempo de retención y la velocidad superficial de sobreflujo. A medida que se reducen estas velocidades también disminuye la profundidad del tanque, para evitar un tiempo excesivo de retención. Se reconoce que la profundidad es un parámetro válido de diseño y en algunos sistemas es más importante que el tiempo de retención. A medida que se incrementan las concentraciones de los sólidos en suspensión del licor mezclado (MLSS) también debe incrementarse la profundidad, cuyo valor mínimo es de 3.0 m (10 ft) para operaciones variables con profundidades hasta de 4.5 m (15 ft), si es necesario mantener concentraciones MLSS de 3000 mg/l, en condiciones hidráulicas variables. Con concentraciones MLSS superiores a 4000 mg/l, la profundidad del tanque de sedimentación debe incrementarse a 6.0 m (20 ft). En este caso, lo importante es dejar un margen libre sobre la capa de sedimento asentado, para que los flujos hidráulicos variables no eleven los sólidos por encima del vertedero de salida.

Placas desviadoras de espuma alrededor del tanque de sedimentación y recolectores radiales de espuma son equipo estándar, para asegurar que los sólidos que se elevan y otros materiales espumosos se eliminen tan pronto como se forman. Los tubos hidráulicos para la recolección del sedimento han reemplazado el pozo central de sedimento, pero han creado varios problemas de operación. Estos tubos se diseñaron para eliminar el sedimento asentado a una velocidad mayor que la de los raspadores convencionales de sedimento. Para obtener una buena distribución hidráulica en los tubos recolectores de sedimento es necesario incrementar la velocidad de flujo de retorno del sedimento y disminuir su concentración. El incremento en el flujo total de entrada al tanque de sedimentación crea un aumento de las fuerzas que elevan la capa de sedimento asentado en la pared del tanque, lo que causa un pérdida excesiva de sólidos en suspensión y reduce la calidad del efluente. Los datos de operación tienden a favorecer los tanques convencionales de sedimentación secundaria en comparación con los sistemas hidráulicos de recolección del sedimento. Por lo general, las velocidades de retorno de sedimento varían entre 25 y 50% para concentraciones MLSS hasta de 3300 mg/l. La mayor parte de las bombas de retorno de sedimento son tipo centrífugo, con capacidades hasta de 100% del flujo de desperdicio sin tratar.

En el asentamiento por gravedad se puede concentrar sedimento activado hasta una concentración de 10 000 mg/l, pero los tubos hidráulicos de recolección de sedimento operan mejor a concentraciones inferiores a 8000 mg/l. El exceso de sedimento activado se puede eliminar a través del sistema de retorno de sedimento o mediante una tolva de desecho de sedimento, cerca del centro del tanque. Las bajas concentraciones de sólidos dan por resultado grandes volúmenes de sedimento activado de desecho, en comparación con el sedimento primario. Desafortunadamente, las características físicas del sedimento activado de desecho impiden una concentración significativa sin el consumo considerable de energía. El espesamiento por gravedad puede producir una concentración de 2% de sólidos, en tanto que la flotación con aire produce 4%. Las centrífugas pueden concentrar el sedimento activado hasta 10 o 15% de sólidos, pero la captación es limitada. Los filtros al vacío pueden igualar el rendimiento de las centrífugas si el sedimento se acondiciona químicamente. Los filtros prensa y los de banda y prensa pueden producir tortas con 15 a 25% de sólidos. Es muy importante que el exceso de sedimento activado formado en los tanques de aireación se elimine en forma regular; si no es así se deteriora la calidad del efluente. Se deben tomar todas las medidas necesarias para asegurar que los sistemas de espesamiento de sedimento no controlen las operaciones del sedimento activado. Es necesario disponer de equipo adicional para el manejo del sedimento durante el mantenimiento del equipo de espesamiento de sedimento. En ningún momento deben utilizarse los tanques finales de sedimentación para almacenar sedimento, salvo el tiempo requerido por las variaciones diarias de operación.

TRATAMIENTO FÍSICO Y QUÍMICO (PCT)

Conceptos del PCT Los procesos para el tratamiento físico y químico se desarrollaron para tratar las aguas de desperdicio que son tóxicas al tratamiento biológico o difíciles de tratar con este método. En unos cuantos casos el PCT sustituye al tratamiento biológico. El primer paso en el PCT es el empleo de precipitadores químicos para eliminar los sólidos en suspensión por floculación y sedimentación por gravedad. Después, el efluente claro pasa a través de un lecho de carbón activado para eliminar los compuestos orgánicos solubles. Si se desea eliminar las sales solubles, el efluente se pasa a través de resinas de intercambio iónico. El PCT puede producir un efluente con calidad suficiente para reutilizarlo. También se han empleado filtros de arena o medios múltiples, después de la precipitación química y la sedimentación por gravedad, para producir un efluente de mayor calidad, que se pasa por el lecho de carbón activado. Otro proceso utilizado es la ósmosis inversa, como tratamiento final, si se desea un agua de un alta calidad para su reutilización.

Limitaciones del PCT La adición continua de productos químicos y la eliminación del sedimento químico son las principales limitaciones del PCT. Los coagulantes químicos no sólo agregan sólidos en suspensión a los sólidos suspendidos de desecho, sino que además adicionan sales solubles al efluente. Una separación inadecuada de los sólidos en suspensión da por resultado el acarreo de sólidos al lecho de carbón activado, que actúa como filtro y adsorbedor de los compuestos orgánicos. Desafortunadamente, la mayor parte de los lechos de carbón activado no se proyectan para una eliminación fácil de los sólidos en suspensión. Por este motivo a menudo se colocan filtros de medios múltiples después de la precipitación química y la sedimentación, para asegurar la eliminación de los sólidos suspendidos antes de la adsorción con carbón. Se ha visto la necesidad de utilizar ósmosis inversa cuando se desea un efluente de alta calidad para su reutilización pero este proceso sólo concentra los contaminantes en un volumen menor, que debe manejarse como aguas de desperdicio concentradas.

PROCESAMIENTO DEL SEDIMENTO

Objetivos Los sedimentos o lodos procedentes de los sistemas de tratamiento primario y secundario presentan problemas importantes de procesamiento en los sistemas de tratamiento del desperdicio. Los sedimentos constan de compuestos orgánicos no estabilizados y concentrados, junto con compuestos orgánicos e inorgánicos inertes. Los sedimentos inertes deben recolectarse, concentrarse, filtrarse y regresarse al medio ambiente. Los compuestos orgánicos biodegradables en el sedimento causan problemas y requieren un procesamiento posterior. El proceso normal de los sedimentos consiste en un espesamiento para reducir el volumen total a manejar y un tratamiento biológico o térmico para su estabilización.

Espesamiento Para concentrar los sólidos se utiliza espesamiento por gravedad. Los sedimentos primarios se pueden espesar hasta 6 u 8% y los secundarios hasta 2%. Ya que estas concentraciones se pueden lograr en un tanque de sedimentación bien diseñado y operado, el espesamiento por gravedad tiene poco valor y algunos aspectos negativos. La actividad microbiana crea olores molestos e hidroliza parte de los compuestos orgánicos. El flujo de retorno devuelve algunos sólidos y compuestos orgánicos solubles al sistema de tratamiento, para su eliminación por segunda vez.

Flotación La flotación con aire es satisfactoria para concentrar sedimentos secundarios hasta aproximadamente 4%. Por lo general, los sólidos que entran se saturan con aire a una presión de 275 a 350 kPa (40 a 50 psig) antes de llegar al tanque de flotación. A medida que el aire entra en contacto con la solución, las burbujas finas recolectan en su parte inferior los sólidos en suspensión y los acarrean a la superficie del tanque. Las burbujas de aire compactan los sólidos que flotan a su máxima extensión. Normalmente, la razón aire-sólidos es 0.05 en peso. Los sólidos espesados se raspan de la superficie, en tanto que el

efluente se extrae de la mitad del tanque y se devuelve al sistema de tratamiento. En los tanques grandes de flotación con flujos elevados, el efluente se somete a presión en vez de los sólidos que entran y se recircula al flujo de entrada. Las dimensiones de los tanques de flotación están determinadas básicamente por la velocidad de carga de sólidos en forma directa o indirecta. Se ha descubierto que es adecuada una carga de sólidos de 25 a 97 kg/(m^2·día) [5 a 20 lb/(ft^2·día)]. Con base en el flujo, esto se traduce en un área superficial de 0.14 a 2.7 l/(m^2·día) [0.2 a 4 gal/(ft^2·min)]. La mayor parte del equipo de flotación se ha desarrollado por el método de prueba y error por varias empresas fabricantes de equipo que suministran sus propias unidades.

Centrifugación Tanto las centrífugas de canasta como de tazón sólido se emplean para concentrar los sedimentos de desecho. Los datos de campo muestran que es posible obtener concentraciones de 10 a 15% de sólidos con el sedimento activado de desecho, de 15 a 25% de sólidos con una mezcla de sedimentos primario y activado de desecho y hasta 30 a 35% de sólidos con el sedimento primario exclusivamente. Las centrífugas dan por resultado una captación de sólidos de 85 a 90%, con una buena operación. El problema es que la zona central del centrifugado contiene los sólidos finos, cuya eliminación no es fácil y, por lo general, esta parte del producto centrifugado se devuelve al proceso de tratamiento, de donde puede ser extraída o no. Desde el punto de vista económico, las centrífugas no se recomiendan a menos que la concentración de la torta de sedimento producida tenga por lo menos de 20 a 25% de sólidos. En su mayor parte, las centrífugas diseñadas por los fabricantes de equipo se basan en la experiencia de campo. Al variar las características del sedimento, también varían considerablemente las de la centrífuga.

Digestión anaerobia Ya que los componentes orgánicos del sedimento primario o secundario contienen compuestos biodegradables, los sedimentos concentrados se pueden tratar mediante una digestión anaerobia. Los digestores anaerobios son grandes tanques cubiertos con tiempos de retención que varían entre 20 y 30 días, en función del volumen de sedimento que se agrega diariamente. En la actualidad, se construyen dos digestores anaerobios de iguales dimensiones y se operan en serie, para que cada unidad tenga un tiempo de retención de 10 a 15 días. El primer digestor se calienta con un intercambiador externo de calor hasta una temperatura de 35 a 37°C, para acelerar la velocidad de reacción. El mezclado proporciona un buen contacto entre los sólidos orgánicos que entran y los microbios. En el digestor anaerobio se puede utilizar mezclado con gas o mezcladores mecánicos. El segundo digestor es básicamente una unidad de separación de sólidos y, por lo general, no está equipado con instalaciones de calentamiento o mezclado. La nata superficial se recircula a la planta de tratamiento, en tanto se permite que el sedimento asentado se concentre de 6 a 8% de sólidos antes de regresarlo al medio ambiente.

La digestión anaerobia da por resultado la conversión de los compuestos orgánicos biodegradables en metano, bióxido de carbono y células microbianas. Debido a la energía contenida en el metano, la producción de masa microbiana es bastante baja, inferior a 0.1 kg/kg [0.1 lb de sólidos suspendidos volátiles (VSS)/lb] de la BCOD metabolizada, salvo para los desperdicios de carbohidratos. La producción de metano es 0.35 m^3/kg (5.6 ft^3/lb) de la BCOD destruida. Los gases del digestor contienen de 50 a 80% de metano y 20 a 50% de bióxido de carbono, dependiendo de las características químicas de los compuestos orgánicos de desecho a digerir.

Existen dos grupos principales de bacterias en los digestores anaerobios: las que forman ácido y las que forman metano. Las bacterias formadoras de ácido degradan los compuestos orgánicos complejos a ácidos orgánicos, que metabolizan las bacterias formadoras de metano. Es importante que las bacterias acidófilas no produzcan un exceso de ácido, pues si no es así el pH se reducirá a niveles tóxicos para las bacterias formadoras de metano. El mejor método para controlar la formación de ácido es la adición de compuestos orgánicos al digestor anaerobio. Una adición continua y uniforme de sólidos frescos mantiene el sistema en buenas condiciones de equilibrio. Si no se pueden agregar sólidos en forma continua, las adiciones deben ser a intervalos tan cortos como sea posible. El nivel de alcalinidad se mantiene por lo general entre 3000 y 5000 mg/l, para que el pH se sitúe en un valor superior a 6.5 como un amortiguador contra la producción variable de ácidos orgánicos, resultado de la variación en la carga orgánica. Las proteínas producen un amortiguador adecuado, pero los carbohidratos requieren la adición de alcalinidad para proporcionar un amortiguador suficiente.

Filtro anaerobio La digestión anaerobia está limitada por la capacidad del sistema para retener un alto nivel de bacterias formadoras de metano. El filtro anaerobio se desarrolló para retener estas bacterias en un medio fijo, con objeto de tratar altos volúmenes de compuestos orgánicos relativamente diluidos con digestión anaerobia y la producción de metano gaseoso. Se ha investigado considerablemente el tratamiento anaerobio de diversos tipos de aguas de desperdicio, con compuestos orgánicos solubles. Con un medio fijo, el tiempo de retención del fluido se reduce a unas cuantas horas o días, dependiendo de la concentración de las aguas de desperdicio. Por ejemplo, las aguas de desperdicio que contienen hasta 2000 mg/l de la BOCD se pueden tratar en unas cuantas horas; por otra parte, las aguas de desperdicio que contienen hasta 10 000 mg/l de la BOCD requieren varios días de retención. Si se logra un contacto adecuado entre los microbios y las aguas de desperdicio, se metaboliza aproximadamente 90% de la BOCD. La recirculación de las aguas de desperdicio alrededor del filtro incrementa la reducción de los compuestos orgánicos, al suministrar un contacto óptimo entre los microbios y los desperdicios. Las velocidades normales de recirculación son de 6 a 10 veces las velocidades de flujo del agua de desperdicio sin tratar.

Digestión aerobia El sedimento activado a desechar se trata más fácilmente en los sistemas aerobios que en los anaerobios. En el tanque de aireación se realiza una digestión aerobia parcial del sedimento; sin embargo, en la mayor parte de los casos sólo se logra una digestión de 25 a 35% del sedimento activado de desecho. Un periodo adicional de aireación de 15 a 20 días es adecuado para reducir la masa biodegradable de residuos a un nivel suficiente para su filtración y regreso al medio ambiente. Uno de los problemas en la digestión aerobia es la imposibilidad de concentrar los sólidos a niveles mayores a 2%. El segundo problema es la nitrificación. La alta concentración de proteína en los sólidos biodegradables da por resultado la liberación de amoniaco, que se puede oxidar durante los largos periodos de retención en el digestor aerobio. La limitación de la transferencia de oxígeno en el digestor aerobio es el mejor método para controlar la nitrificación y el bajo pH resultante. Los altos costos de potencia en la digestión aerobia ayudan a mantener el suministro de oxígeno cercano al nivel requerido.

Acondicionamiento químico La cal, el alumbre y varias sales férricas se utilizan para acondicionar el sedimento antes de filtrarlo. La cal reacciona para formar cristales de carbonato de calcio, que actúa como una matriz sólida para mantener separadas las partículas de sedimento y permitir que el agua escape durante el filtrado o el desaguado. El alumbre y las sales de hierro ayudan a desplazar parte del agua unida a los compuestos orgánicos hidrofílicos y a formar parte de la matriz inorgánica. El acondicionamiento químico incrementa en 10 a 25% la masa de sedimento final a manejar, dependiendo de las características del sedimento individual. Este tratamiento también ayuda a eliminar parte de las partículas finas, al incorporarlas en los precipitados químicos insolubles.

Acondicionamiento térmico El acondicionamiento térmico de los sedimentos a desechar se desarrolló para oxidar totalmente los compuestos orgánicos, pero surgieron problemas de operación al cambiar el tratamiento térmico de un proceso de oxidación total a un proceso de acondicionamiento térmico. Al elevar la temperatura entre 180 y 230°C durante 15 a 60 minutos es posible desaguar los sólidos restantes sin la adición de productos químicos. Para mantener fluido el sistema, la presión de operación del sistema de tratamiento térmico debe ser entre 1380 y 2070 kPa (200 a 300 lbf/in^2). Por lo general, después de la reacción térmica los sólidos se separan en un tanque cubierto de sedimentación. Los gases emitidos tienen olor desagradable y generalmente se pasan a un calcinador para su total combustión. El líquido que sobrenada se devuelve al proceso de tratamiento y se vuelve a tratar. Aproximadamente, 40 a 50% de los compuestos orgánicos

regresan al proceso
en las unidades biol
no favorecen al aco
Filtración al vac
para filtrar o desag
un tambor rotatorio
ser de diversas fibr
aplicación de vacío
nado químicamente
sedimento, que se
sedimento. Cuando
reemplazan el vacío
a medida que la tel
de rodillos, donde
y cae por gravedad
do se transporta po
ción, en tanto que
tambor antes de en
los peores resultad
sechar y los mejor
mento activado de
a una velocidad de
Por otra parte, el s
ción hasta 25 a 30
seca/(m^2·h) [10 lb
Filtración a pre
se ha incrementado
una torta más seca
serie de placas y n
fuerza el paso de
Cuando se alcanza
sedimento y se per
residual antes de a
a un transportador
prensa opera a pre
psig) y el ciclo a
necesitan de 20 a
tortas de sediment
a desechar, hasta 5
dicionamiento qu
mento.
Filtros prensa
sedimento activad
cuales se utiliza un
tivado de desecho
el agua se extrae p
pone en contacto o
sedimento entre lo
de sedimento se e
gravedad a un tran
den producir hasta
Lechos de aren
trar sedimentos di
operan mejor en s
talados en áreas m
gruesa hasta arena
0.45 a 0.6 m (1.5 a
superficie del filtr
que seca. El agua
sistema de tubos d
rico elimina lentam
minarse a mano de
to. El espesor de
aproximadamente
arena pueden ma
cos/(m^2·año) [10
dos se han utilizad
micas no favorec

se sitúe en un valor
ducción variable de
carga orgánica. Las
ro los carbohidratos
ar un amortiguador

i limitada por la ca-
acterias formadoras
ener estas bacterias
nes de compuestos
aerobia y la produc-
lerablemente el tra-
le desperdicio, con
, el tiempo de reten-
as, dependiendo de
jemplo, las aguas de
OCD se pueden tra-
de desperdicio que
n varios días de re-
los microbios y las
amente 90% de la
io alrededor del fil-
gánicos, al suminis-
s desperdicios. Las
10 veces las veloci-

sechar se trata más
robios. En el tanque
l del sedimento; sin
ra una digestión de
eriodo adicional de
a masa biodegrada-
ón y regreso al me-
aerobia es la impo-
s a 2%. El segundo
de proteína en los
n de amoniaco, que
ación en el digestor
eno en el digestor
cación y el bajo pH
ión aerobia ayudan
el requerido.
re y varias sales fé-
ntes de filtrarlo. La
e calcio, que actúa
as partículas de se-
trado o el desagua-
azar parte del agua
formar parte de la
Incrementa en 10 a
iendo de las carac-
lo también ayuda a
as en los precipita-

miento térmico de
dar totalmente los
operación al cam-
ción total a un pro-
peratura entre 180
tar los sólidos res-
mantener fluido el
tamiento térmico
^{2}). Por lo general,
n en un tanque cu-
olor desagradable
tal combustión. El
tamiento y se vuel-
puestos orgánicos

regresan al proceso de tratamiento, lo que crea una carga considerable en las unidades biológicas. En la actualidad, los aspectos económicos no favorecen al acondicionamiento térmico de los sedimentos.

Filtración al vacío La filtración al vacío es el método más común para filtrar o desaguar los sedimentos. Los filtros al vacío constan de un tambor rotatorio cubierto con un medio filtrante de tela, que puede ser de diversas fibras plásticas o de lana. El filtro opera mediante la aplicación de vacío al tambor que gira dentro del sedimento acondicionado químicamente. El vacío mantiene adherida una capa delgada de sedimento, que se desagua a medida que el tambor sale de la tina de sedimento. Cuando el tambor gira al otro lado, chorros de aire a presión reemplazan el vacío y separan la torta de sedimento del medio filtrante a medida que la tela se aleja del tambor y se desplaza sobre una serie de rodillos, donde el sedimento se separa por medio de una cuchilla y cae por gravedad a un transportador de banda. El sedimento filtrado se transporta por la banda hasta el siguiente punto de concentración, en tanto que el medio filtrante se lava con rocío y regresa al tambor antes de entrar a la tina de sedimento. Los filtros al vacío dan los peores resultados si se utilizan para el sedimento activado a desechar y los mejores resultados con el sedimento primario. El sedimento activado de desecho se concentra hasta 12 a 18% de sólidos, a una velocidad de 4.9 a 9.8 kg de torta seca/(m^2·h) [1 a 2 lb/(ft^2·h)]. Por otra parte, el sedimento primario se puede concentrar por filtración hasta 25 a 30% de sólidos, a una velocidad de 49 kg de torta seca/(m^2·h) [10 lb/(ft^2·h)].

Filtración a presión Desde principios de la década de los setenta se ha incrementado el empleo de la filtración a presión porque produce una torta más seca de sedimento. Los filtros a presión constan de una serie de placas y marcos separados por un medio de tela. La presión fuerza el paso de sedimento al filtro mientras se extrae el filtrado. Cuando se alcanza la presión máxima, se detiene el flujo de entrada de sedimento y se permite que el filtro a presión descargue el sedimento residual antes de abrir el filtro y dejar que la torta caiga por gravedad a un transportador de banda, colocado bajo el filtro prensa. El filtro prensa opera a presiones que varían entre 689 y 1380 kPa (100 a 200 psig) y el ciclo a presión requiere de 1.5 a 4 h. Por lo general, se necesitan de 20 a 30 minutos para eliminar la torta del filtro. Las tortas de sedimento varían de 20 a 25% para el sedimento activado a desechar, hasta 50% para el sedimento primario. Se requiere acondicionamiento químico para obtener una buena filtración del sedimento.

Filtros prensa de banda Lo último en filtros para el manejo del sedimento activado a desechar son los filtros prensa de banda, en los cuales se utiliza una banda continua de tela filtrante. El sedimento activado de desecho se disemina sobre el medio filtrante e, inicialmente, el agua se extrae por gravedad. Después, la banda con el sedimento se pone en contacto con otra banda en movimiento, que oprime la capa de sedimento entre los rodillos e incrementa aún más la presión. La torta de sedimento se elimina al final del filtro con una cuchilla y cae por gravedad a un transportador de banda. Los filtros prensa de banda pueden producir hasta 20% de sólidos.

Lechos de arena Los filtros de lecho de arena se utilizan para filtrar sedimentos digeridos en forma anaerobia o aerobia. Estos filtros operan mejor en sistemas de tratamiento relativamente pequeños instalados en áreas más o menos secas. El lecho de arena consta de grava gruesa hasta arena fina en una serie de capas y con una profundidad de 0.45 a 0.6 m (1.5 a 2 ft). El sedimento digerido se coloca sobre toda la superficie del filtro hasta una profundidad de 0.3 m (1 ft) y se deja hasta que seca. El agua que pasa a través del lecho de arena se lleva a un sistema de tubos de subdrenaje y se saca del filtro. El secado atmosférico elimina lentamente el agua restante. El lodo o sedimento debe eliminarse a mano del lecho antes de agregar la segunda capa de sedimento. El espesor de la capa de sedimento se reduce de 0.3 m (12 in) a aproximadamente 0.006 m ($^1/_4$ in). Los filtros abiertos con lecho de arena pueden manejar, generalmente, de 49 a 122 kg de sólidos secos/(m^2·año) [10 a 25 lb/(ft^2·año)]. Tanto en climas fríos como húmedos se han utilizado filtros cubiertos, pero las consideraciones económicas no favorecen su uso.

COLOCACIÓN FINAL DEL SEDIMENTO

Incineración La incineración se utiliza para reducir el volumen del sedimento después del filtrado. Las fracciones orgánicas presentes en los sedimentos se incineran por sí mismas si no tienen demasiada agua. Para la combustión del sedimento se utilizan incineradores de hogar múltiple y de lecho fluidificado.

El incinerador de hogar múltiple consta de varias cámaras dentro de un horno cilíndrico vertical. El sedimento filtrado se alimenta a la cámara superior y se empuja lentamente a través del incinerador y cae por gravedad a la siguiente cámara o nivel, hasta que finalmente llega a la cámara del fondo. La cámara superior se utiliza para el secado del sedimento con los gases calientes de los niveles inferiores. A medida que se incrementa la temperatura del horno, los compuestos orgánicos inician su degradación y se queman. Se utiliza aire para suministrar el oxígeno necesario y controlar la temperatura durante la combustión. Es muy importante mantener una temperatura superior a 600°C para asegurar una oxidación completa de los compuestos orgánicos volátiles. Uno de los problemas en los incineradores de hogar múltiple es la volatilización de compuestos orgánicos olorosos en la fase de secado, antes de que la temperatura llegue al nivel de combustión. Aun con quemadores auxiliares en la línea de los gases de combustión no es suficiente para la oxidación completa. Se requieren dispositivos para el control de la contaminación del aire en todos los incineradores a efecto de eliminar las cenizas volátiles y los gases corrosivos. La ceniza formada en el incinerador debe enfriarse, recolectarse y depositarse nuevamente en el medio ambiente, por lo general, en rellenos sanitarios para ser enterrada. La ceniza residual tiene un peso que varía entre 10 y 30% del peso original del sedimento seco. Se requieren combustibles complementarios para encender el incinerador y asegurar las temperaturas adecuadas, con sedimentos que contengan un exceso de humedad, como, por ejemplo, el sedimento activado. Cada vez se considera más la recuperación del calor de los desperdicios. Es posible combinar los sedimentos con otros desperdicios para proporcionar un mejor combustible al incinerador.

En el incinerador de lecho fluidificado se utiliza arena caliente como depósito de calor para secar el sedimento y quemar los compuestos orgánicos. La turbulencia creada por el aire de entrada y la suspensión de arena requiere que los gases de salida se traten en un depurador en húmedo antes de descargarlos. Las ceniza se extrae del agua del depurador mediante un separador tipo ciclón. Por lo general, el agua se devuelve al proceso de tratamiento y se diluye con el efluente total de la planta. La ceniza se entierra.

Rellenos sanitarios del terreno A menudo, el sedimento seco, digerido o no, se entierra en un relleno sanitario para minimizar el impacto al medio ambiente. Recientemente se ha incrementado la preocupación respecto a los rellenos sanitarios, por lo que es más difícil el simple entierro de los sedimentos secos. Es necesario asegurarse de que no existen filtraciones en los rellenos sanitarios y deben monitorearse con regularidad, para determinar que no causan daño al medio ambiente. El contenido de humedad de la mayor parte de los sedimentos hace que constituyan un problema en los rellenos sanitarios diseñados para los desperdicios sólidos y es necesario enterrarlos por separado, incluso en el mismo relleno.

Diseminación en el terreno El contenido de nutrientes en la mayor parte de los sedimentos posibilita su uso como fertilizantes y acondicionadores de tierra si se mezclan en forma adecuada con la superficie del terreno. La diseminación en el terreno ha ganado popularidad en las áreas agrícolas. Por lo general, la proporción de aplicación del sedimento al terreno se controla mediante el contenido de nitrógeno del sedimento. Ya que los requerimientos de nitrógeno varían según los diferentes cultivos, la aplicación de nitrógeno está limitada aproximadamente al doble de los requerimientos de nitrógeno del cultivo propuesto. En el sedimento se dispone de aproximadamente la mitad del nitrógeno requerido. La liberación de los nutrientes del sedimento es más lenta que en los fertilizantes químicos, lo que permite disponer de los nutrientes a medida que el cultivo los requiere. El sedimento activado es un excelente acondicionador de tierra debido al humus que

contiene y que proporciona una buena matriz para el crecimiento de la raíz, mientras que los elementos nutrientes se liberan en una combinación adecuada, para el óptimo crecimiento de la planta. Existe preocupación sobre la presencia de metales pesados en algunos sedimentos y deben tomarse las medidas necesarias para reducir al mínimo las concentraciones de metales pesados en los sedimentos que se diseminan sobre el terreno. Dado que los metales pesados no se pueden eliminar fácilmente de los sedimentos, es importante evitar que entren al sistema de tratamiento del agua de desperdicio. Aún más preocupación causan otros materiales potencialmente tóxicos o peligrosos, que incluyen algunos compuestos orgánicos, como, por ejemplo, los pesticidas y PCB. La diseminación del sedimento sobre el terreno requiere una aplicación cuidadosa del sedimento sobre la superficie y es necesario mezclarlo con la tierra. Los microbios del terreno estabilizan los compuestos orgánicos biodegradables remanentes. Esta técnica de diseminación será más popular a medida que la energía y los nutrientes sean más escasos.

RECIRCULACIÓN Y REUTILIZACIÓN

Conservación del agua La escasez de agua se está incrementando en algunas áreas de Estados Unidos y continuará aumentando a medida que se incremente la población, por lo que las industrias deberán tomar medidas para la conservación del agua. Menos agua se desperdiciará y, en general, se incrementará la concentración de los desperdicios. En algunas áreas se utilizarán sistemas dobles de agua, para permitir el empleo de los efluentes tratados de las aguas de desperdicio en el riego del campo y otros usos no potables. El agua potable se regulará cuidadosamente para que su utilización sea segura. Las sequías periódicas han suministrado datos sobre los métodos para conservar los recursos limitados de agua y reducir al mínimo el efecto adverso sobre la industria afectada. Cada día más industrias instalan y mantienen programas regulares para la conservación del agua.

Segregación del agua En un futuro próximo se realizarán grandes esfuerzos para segregar los desperdicios tóxicos y peligrosos. Los requerimientos de la Resource Conservation and Recovery Act (RCRA) de la EPA están concebidos para alentar una pérdida mínima de los productos químicos tóxicos y peligrosos. Muchas industrias descubrirán que resulta económico segregar ciertos desperdicios y reutilizarlos en el proceso, o mantenerlos segregados como materia prima futura. La segregación del desperdicio hace que sea más fácil manejar ciertos desperdicios antes de mezclarlos con el agua de acarreo. No existe un método general para la segregación del desperdicio. Cada industria debe examinar sus propios procesos y determinar exactamente dónde se generan los desperdicios y cómo se puede controlar mejor cada corriente de desperdicio.

Descarga cero La Public Law 92-500 establece la descarga cero de contaminantes a los ríos y arroyos de Estados Unidos. En tanto que la descarga cero es un excelente concepto en lo fundamental, es inadecuado porque siempre existirán desperdicios líquidos que deberán tratarse y regresarse al medio ambiente. A pesar de que la descarga cero no es una meta práctica, la contaminación cero sí lo es y cada industria puede lograrla. La preocupación sobre la contaminación del agua ha hecho que muchas industrias reexaminen sus procesos básicos y desarrollen modificaciones que pueden producir el mismo producto con menos desperdicio. Comúnmente, menor desperdicio significa mayores utilidades o ganancias. El control de la contaminación del agua es una parte positiva de cada industria y jugará un papel más importante a medida que los escasos recursos tengan que conservarse y utilizarse con eficiencia máxima. La observancia forzosa de las reglamentaciones para el control de la contaminación del agua puede variar con las diferentes administraciones gubernamentales, pero seguirá siendo parte de las operaciones normales de la industria.

FIG. 26-39 Elemer
sólidos. (Fuente: G. T
gineering Principles a

Procesamiento
do con el procesam
equipo e instalacio
más elementos fun
den utilizar, los pr
cios sólidos.

Colocación fina
el manejo de los d
la colocación final
independientemen
tados directamente
dimentos) procede
duos del incinera
plantas de procesa
alguno.

Sistemas de m
prácticos relacion
dicios sólidos, que
ciamiento, las ope
mación, la conta
contrato, los regla

LEYES, REGLA GUBERNAMEN

Gran parte de la a
manejo de los des
desperdicios peli
cuencia directa d
tante 1) revisar la
desperdicios sóli
gubernamentales

Legislación
legislación existe
Los detalles esp
puesta en práctic
adoptados por las
estos reglamento

MANEJO DE LOS DESPERDICIOS SÓLIDOS INDUSTRIALES

REFERENCIAS GENERALES: A. V. Bridgwater y C. J. Mumford, *Waste Recycling and Pollution Control Handbook*, Van Nostrand Reinhold, New York, 1979. V. Cavaseno (ed.), *Industrial Wastewater and Solid Waste Engineering*, McGraw-Hill, New York, 1980. EMCON Associates, *Methane Generation and Recovery from Landfills*, Ann Arbor Science Publishers/Butterworth Group, Woburn, Mass., 1981. A. Mallow, *Hazardous Waste Regulations: An Interpretive Guide*, Van Nostrand Reinhold, New York, 1981. N. L. Nemerow, *Industrial Solid Wastes*, Ballinger Publishing Co., Cambridge, Mass., 1983. R. B. Pojasek (ed.), *Toxic and Hazardous Waste Disposal*, vols. 1-6, Ann Arbor Science Publishers/Butterworth Group, Woburn, Mass., 1979-1981. G. Tchobanoglous, H. Theisen y R. Eliassen, *Solid Wastes: Engineering Principles and Management Issues*, McGraw-Hill, New York, 1977. P.A. Vesilind y A. E. Rimer, *Unit Operations in Resource Recovery Engineering*, Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N.J., 1981. D. G. Wilson, (ed.), *Handbook of Solid Waste Management*, Van Nostrand Reinhold, New York, 1977.

INTRODUCCIÓN

Los "desperdicios sólidos" son todos aquellos que se derivan de las actividades humanas y animales, que por lo general son sólidos y se desechan por inservibles o indeseables. El término, como se utiliza en esta subsección, incluye todo y engloba la masa heterogénea de desperdicios procedentes de diversas actividades industriales, y también el conjunto más homogéneo de una sola actividad industrial. Para evitar confusiones, el término "residuo", que a menudo se intercambia por el término "desperdicios sólidos", no se utilizará en esta subsección.

Elementos funcionales Las actividades relacionadas con el manejo de los desperdicios sólidos, desde el punto donde se generan hasta su colocación final, se han agrupado en seis elementos funcionales que se muestran en la figura 26-39. Al considerar cada elemento funcional por separado es posible 1) identificar los aspectos y las relaciones fundamentales que se incluyen en cada elemento, y 2) desarrollar, si es posible, relaciones cuantificables con objeto de hacer comparaciones, análisis y evaluaciones técnicas.

Generación de los desperdicios La generación de los desperdicios engloba aquellas actividades en las cuales se determina que los materiales ya no tienen valor y se tiran o se recolectan para su colocación final. Desde el punto de vista económico, el mejor lugar para buscar materiales de desperdicio con objeto de recuperarlos es la fuente donde se generan.

Manejo, almacenamiento y procesamiento en el sitio Este elemento funcional engloba aquellas actividades relacionadas con el manejo, almacenamiento y procesamiento de los desperdicios sólidos en el punto de generación o en sus inmediaciones. El almacenamiento en el sitio es muy importante, debido a consideraciones estéticas y aspectos que se refieren a la salud y seguridad públicas, así como económicos.

Recolección El elemento funcional de la recolección incluye el acopio de los desperdicios sólidos y el transporte, después de recolectarlos, al lugar donde se vacía el vehículo de recolección. Como se aprecia en la figura 26-39, este lugar puede ser una estación de transferencia o procesamiento, o bien el lugar para la colocación final del desperdicio en un relleno de terreno.

Transferencia y transporte El elemento funcional de transferencia y transporte incluye dos pasos: 1) la transferencia de los desperdicios del vehículo de recolección más pequeño hasta el equipo de transporte más grande, y 2) el transporte subsecuente de los desperdicios, que por lo general abarca largas distancias, hasta el sitio para su colocación final.

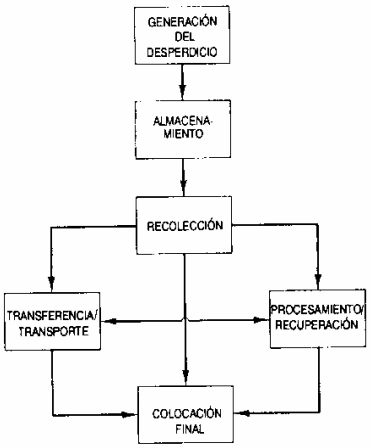


FIG. 26-39 Elementos funcionales en el sistema de manejo de desperdicios sólidos. (Fuente: G. Tchobanoglous, H. Theisen y R. Eliassen, *Solid Wastes: Engineering Principles and Management Issues*, McGraw-Hill, New York, 1977.)

Procesamiento y recuperación El elemento funcional relacionado con el procesamiento y la recuperación incluye todas las técnicas, equipo e instalaciones utilizadas para mejorar la eficiencia de los demás elementos funcionales y para recuperar los materiales que se pueden utilizar, los productos de conversión o la energía de los desperdicios sólidos.

Colocación final El último elemento funcional en el sistema para el manejo de los desperdicios sólidos, mostrado en la figura 26-39, es la colocación final, o sea, el último destino de los desperdicios sólidos, independientemente de que sean desperdicios recolectados y transportados directamente a un sitio de relleno, desperdicios semisólidos (sedimentos) procedentes de las plantas industriales de tratamiento, residuos del incinerador, mezclas u otras sustancias de las diferentes plantas de procesamiento de desperdicios sólidos, que ya no tienen uso alguno.

Sistemas de manejo de los desperdicios sólidos Otros aspectos prácticos relacionados con los sistemas para el manejo de los desperdicios sólidos, que no se incluyeron en esta presentación son: el financiamiento, las operaciones, el manejo del equipo, el personal, la información, la contabilidad y el presupuesto, la administración del contrato, los reglamentos y guías, y las comunicaciones públicas.

LEYES, REGLAMENTOS Y OFICINAS GUBERNAMENTALES DE ESTADOS UNIDOS

Gran parte de la actividad que actualmente se desarrolla en el área del manejo de los desperdicios sólidos, en especial la relacionada con los desperdicios peligrosos y la recuperación de los recursos, es consecuencia directa de la legislación reciente. En consecuencia, es importante 1) revisar la legislación principal que afecta toda el área de los desperdicios sólidos, y 2) examinar el papel de las diferentes oficinas gubernamentales responsables de poner en práctica la legislación.

Legislación A continuación se presenta una breve revisión de la legislación existente que afecta el manejo de los desperdicios sólidos. Los detalles específicos de esta legislación deben consultarse. La puesta en práctica de la legislación se realiza a través de reglamentos adoptados por las oficinas federales, estatales y municipales y ya que estos reglamentos se revisan continuamente, también deben consultarse en forma constante, en especial cuando es necesario realizar tareas de diseño y construcción.

Rivers and Harbors Act, 1899 (Ley de Ríos y Puertos, 1899) Promulgada en 1899, esta ley encomendó al Cuerpo de Ingenieros del Ejército el control de la colocación de desechos en aguas navegables y terrenos adyacentes.

Solid Waste Disposal Act, 1965 (Ley de Colocación de los Desperdicios Sólidos, 1965) La legislación moderna relacionada con los desperdicios sólidos data de 1965, cuando el Congreso aprobó esta ley, Artículo II de la Public Law 88-272. El objetivo principal de esta ley fue promover la demostración, construcción y aplicación de los sistemas para el manejo de los desperdicios sólidos y la recuperación de recursos, para preservar y mejorar la calidad de los recursos de aire, agua y tierra.

National Environmental Policy Act, 1969 (NEPA) (Ley Nacional de la Política Relacionada con el medio ambiente, 1969) Esta fue la primera ley federal que requirió la coordinación de los proyectos federales y su influencia sobre los recursos de la nación. La ley especificó la creación del Council on Environmental Quality (Consejo sobre la Calidad del Medio Ambiente) en la Oficina Ejecutiva del Presidente. Este Consejo posee la autoridad necesaria para obligar a que todas las oficinas federales presenten un informe sobre la influencia en el medio ambiente de toda actividad o proyecto que patrocinen o sobre el que tengan jurisdicción.

Resources Recovery Act, 1970 (Ley de Recuperación de los Recursos, 1970) La Ley de Colocación de los Desperdicios Sólidos de 1965 fue modificada por esta ley promulgada en la Public Law 95-512. El objetivo de esta ley fue recalcar que el programa nacional para el manejo de los desperdicios sólidos debería modificar su objetivo principal, es decir, la colocación de los desperdicios, por el de recirculación y reutilización de los materiales recuperables en los desperdicios sólidos o la conversión de los desperdicios en energía.

Ocupational Safety and Health Act, 1970 (Ley de Salud y Seguridad Ocupacional, 1970) Aprobada por el Congreso en el citado año, esta ley (OSHA) se preparó para proteger a los trabajadores, al mejorar la seguridad en su medio de trabajo. Las industrias químicas fueron las más directamente afectadas por la Subsección 2, relacionada con la exposición de los trabajadores a sustancias tóxicas o peligrosas.

Resource Conservation and Recovery Act, 1976 (RCRA) (Ley de conservación y recuperación de los recursos, 1976.) Esta ley tiene como fin lograr dos metas principales: 1) asegurar que todos los desperdicios sólidos y peligrosos se manejen de tal manera que se proteja la salud pública y el medio ambiente, y 2) conservar los recursos nacionales directamente y a través del manejo, reutilización o recuperación de los desperdicios sólidos y peligrosos. Para cumplir con estos objetivos se identificaron en la ley tres programas principales, que son: 1) el establecimiento de un programa de control de los desperdicios peligrosos, que administran los estados, o cuando los estados prefieren no hacerlo, lo administra la EPA; 2) el establecimiento de un programa que reglamente la colocación de desperdicios en los terrenos, y 3) la iniciación y el apoyo a los programas de conservación de los recursos, a través de los gobiernos estatales y municipales para conservar los recursos y reducir la cantidad de desperdicios sólidos que es necesario colocar en los terrenos.

Toxic Substances Control Act, 1976 (TSCA) Los dos objetivos principales de esta ley (TSCA), aprobada por el Congreso en 1976, son: 1) la recopilación de información suficiente para identificar y evaluar los riesgos potenciales de las sustancias químicas, y 2) la reglamentación de la fabricación, procesamiento, distribución, empleo y colocación final de toda sustancia que presente un riesgo no razonable de daño a la salud o al medio ambiente.

Leyes diversas Otras leyes que se aplican a los problemas para el manejo de los desperdicios sólidos en relación con el control del medio ambiente son la Noise Pollution and Abatement Act, 1970 (Ley de Aire Limpio, 1970) la Public Law 91-604.

Oficinas gubernamentales Las diversas leyes, reglamentos y órdenes ejecutivas han creado una división de responsabilidades entre varias oficinas y departamentos federales, para la reglamentación y el

financiamiento del manejo de los desperdicios sólidos. Algunas de las oficinas más importantes son las siguientes:

Environmental Protection Agency (Oficina de Protección del Medio Ambiente) La EPA, creada por orden presidencial en 1970, es la oficina central o principal para el control de la contaminación de los recursos del aire, agua y tierra de la nación. Ella se encargó de las responsabilidades encomendadas al U. S. Public Health Service (Servicio de Salud Pública de EEUU) para el control de la contaminación del aire, la calidad del suministro de agua y el manejo de los desperdicios sólidos. La Federal Water Pollution Control Administration (Administración Federal para el Control de la Contaminación del Agua) se suprimió y se incorporó a la EPA.

U.S. Army Corps of Engineers (Cuerpo de Ingenieros del Ejército de EEUU) La responsabilidad de este Cuerpo en el área del manejo de los desperdicios sólidos se mencionó con anterioridad.

Department of Labor (Departamento del Trabajo) La OSHA de 1970 facultó al secretario del Trabajo el establecimiento de normas obligatorias para proteger la salud y seguridad en el trabajo de todos los empresarios y empleados de negociaciones relacionadas con el comercio interestatal. La seguridad en el trabajo es un problema importante en el diseño de las instalaciones para el manejo de los desperdicios sólidos, que antes presentaba un alto índice de accidentes.

Department of Transportation (Departamento de Transportes) Se han impuesto reglamentos rigurosos para el transporte de desperdicios peligrosos. Los recipientes deben marcarse y es necesario colocarlos en recipientes especialmente diseñados y aprobados. Los guardacostas controlan los embarques por mar de los desperdicios sólidos peligrosos.

Interstate Commerce Commission (Comisión Interestatal de Comercio) Esta comisión controla las tarifas de los fletes. En la actualidad existen diferencias en las tarifas para el embarque de materiales vírgenes (no procesados), en oposición a las tarifas más elevadas para los productos manufacturados o usados.

Department of Health and Human Services (Departamento de Servicios de Salud y Humanos) Los efectos de las instalaciones para la colocación final de los desperdicios sólidos sobre la salud pública, en especial los lugares para la colocación en los terrenos, donde se requiere un control sobre el origen para prevenir la transmisión de enfermedades, es responsabilidad de este Departamento. A través de varias oficinas regionales este Departamento coopera con las dependencias estatales de salud pública.

GENERACIÓN DE LOS DESPERDICIOS SÓLIDOS

Como ya se mencionó, los desperdicios sólidos incluyen todos los materiales sólidos o semisólidos que se considera que ya no tienen valor suficiente para conservarlos en un medio determinado. (Los desperdicios descargados pueden tener un valor significativo en otro medio.) En esta subsección se considerarán los tipos y fuentes de desperdicios sólidos, su composición física y química y las velocidades características de generación de los desperdicios sólidos.

Tipos de desperdicios sólidos El término desperdicios sólidos los incluye a todos y también engloba todas las fuentes, tipos de clasificación, composiciones y propiedades de estos desperdicios. Como base para los análisis subsecuentes conviene definir los diversos tipos de desperdicios sólidos que se generan.

Desperdicios sólidos convencionales Es importante reconocer que en la práctica y la literatura varían considerablemente las definiciones y clasificaciones del término "desperdicios sólidos". En consecuencia, el empleo de los datos publicados requiere precaución, juicio y sentido común. Como guía, se presentan las siguientes definiciones:

1. *Desperdicios alimenticios* Los desperdicios alimenticios son los sobrantes de animales, frutas y vegetales (también llamados basura), resultado del manejo, la preparación, cocción e ingestión de los alimentos. La característica más importante de estos desperdicios es que se pudren y descomponen rápidamente, sobre todo en tiempo de calor.

2. *Basura* La basura consta de desperdicios sólidos combustibles e incombustibles, sin incluir los desperdicios alimenticios o materiales que se pudren. En forma característica, la basura combustible consta de materiales como, por ejemplo, papel, cartón, plásticos, telas, hule, cuero, madera, muebles y desperdicios de jardinería. La basura no combustible consta de desperdicios como vidrio, losa, latas de estaño y aluminio, metales ferrosos y no ferrosos, polvo y desperdicios de construcción.

3. *Cenizas y sobrantes* Estos materiales resultan de la combustión de la madera, carbón, coque y otros desperdicios combustibles. Por lo general, los desperdicios de las centrales eléctricas no se incluyen en esta categoría. Normalmente, las cenizas y sobrantes se componen de materiales finamente pulverizados, cenizas, escoria y pequeñas cantidades de materiales quemados o parcialmente quemados.

4. *Desperdicios de construcción y demolición* Los desperdicios producto de la demolición de edificios y otras estructuras se clasifican como desperdicios de demolición. Los desperdicios producto de la construcción, remodelación y reparación de edificios comerciales e industriales y otras estructuras similares se clasifican como desperdicios de construcción, e incluyen tierra, piedras, concreto, ladrillos, yeso, madera, cascajo y accesorios eléctricos, de calefacción y de plomería.

5. *Desperdicios especiales* Desperdicios como los producidos por la limpieza de las calles, la basura de los lados de las carreteras y las cuencas receptoras, animales muertos y vehículos abandonados se clasifican como desperdicios especiales.

6. *Desperdicios de las plantas de tratamiento* Los desperdicios sólidos y semisólidos producto de las instalaciones para el tratamiento del agua, las aguas de desperdicio y los desperdicios industriales se incluyen en esta clasificación.

7. *Desperdicios agrícolas* Los desperdicios y desechos que resultan de las diversas actividades agrícolas como, por ejemplo, la siembra y la cosecha de los cultivos en general y la tala de árboles, la producción de leche, los animales de sacrificio y la operación de los lotes de alimentos se conocen como desperdicios agrícolas.

Desperdicios peligrosos Los desperdicios que plantean un peligro sustancial inmediato o diferido a la vida humana, vegetal o animal se clasifican como desperdicios peligrosos. Los desperdicios se clasifican como peligrosos si tienen las siguientes características: **1)** inflamabilidad, **2)** corrosividad, **3)** reactividad y **4)** toxicidad. Una definición detallada de estos términos se publicó por primera vez en el *Federal Register*, mayo 19 de 1980, pp. 33, 121-122.

Anteriormente, los desperdicios peligrosos se clasificaban a menudo en las siguientes categorías: **1)** sustancias radiactivas, **2)** productos químicos, **3)** desperdicios biológicos, **4)** desperdicios inflamables y **5)** explosivos. La categoría de productos químicos incluye los desperdicios que son corrosivos, reactivos y tóxicos. Las principales fuentes de desperdicios biológicos peligrosos son los hospitales y los laboratorios de investigación biológica.

Fuentes de desperdicios industriales El conocimiento de las fuentes y tipos de desperdicios sólidos, junto con los datos sobre su composición y velocidades de generación, es básico para el diseño y la operación de los elementos funcionales relacionados con el manejo de los desperdicios sólidos.

Desperdicios convencionales En la tabla 26-25 se presentan las fuentes y tipos de desperdicios sólidos industriales catalogados por el Standard Industrial Classification (SIC). Los desperdicios específicos que aparecen en la tabla son aquellos que se pueden identificar con más facilidad.

Desperdicios peligrosos En casi todas las actividades industriales se generan cantidades limitadas de desperdicios peligrosos. En términos de la generación, lo importante es la identificación de las cantidades y tipos de desperdicios peligrosos desarrollados en cada fuente, con hincapié en aquellas que generan cantidades significativas de desperdicios. Desafortunadamente, se dispone de muy pocos datos rela-

TABLA 26-25 I

Código	Clasi
19	Pertrechos
20	Productos
22	Productos
23	Ropa y otr
24	Productos
25a	Muebles d
25b	Muebles d
26	Papel y pr
27	Impresos
28	Productos
29	Refinería
30	Hule y pl
31	Cuero y p
32	Producto
33	Industri
34	Producto
35	Maquin
36	Eléctric
37	Equipo
38	Instrun
39	Manuf

* Fuente: C. L.

TABLA 26-25 Fuentes y tipos de desperdicios industriales*

Código	Clasificación del grupo SIC	Proceso de generación del desperdicio	Desperdicios específicos esperados
19	Pertrechos y accesorios	Fabricación, montaje	Residuos de metales, plástico, hule, papel, madera, tela y productos químicos
20	Productos alimenticios y similares	Procesamiento, embalaje, embarque	Carnes, grasas, aceites, huesos, desperdicios de reses muertas, vegetales, frutas, nueces y conchas, cereales
22	Productos de la industria textil	Tejido en telar, procesamiento, teñido, embarque	Residuos de ropa y filtros
23	Ropa y otros productos terminados	Corte, costura, apresto, planchado	Ropa, fibras, metales, plásticos, hule
24	Productos de madera	Aserraderos, recipientes de madera, productos diversos de madera, fabricación	Desperdicio de madera, virutas, aserrín; en algunos casos, metales, plásticos, fibras, pegamentos, selladores, pinturas y disolventes
25*a*	Muebles de madera	Fabricación de muebles para el hogar y la oficina, mamparas, habilitaciones de tiendas y oficinas, colchones	Los productos listados en el código 24 y, además, residuos de ropa y guata de algodón
25*b*	Muebles de metal	Fabricación de muebles para el hogar y la oficina, alacenas, resortes, marcos	Metales, plásticos, resinas, vidrio, madera, hule, adhesivos, ropa, papel
26	Papel y productos relacionados	Fabricación de papel, conversión de papel y cartón, fabricación de cajas y recipientes de cartón	Residuos de papel y de fibras, productos químicos, recubrimientos de papel y rellenos, tintas, pegamentos, fijadores
27	Impresos y publicaciones	Periódicos, impresos, litografías, grabado, encuadernación	Papel, impresos, cartón, metales, productos químicos, ropa, tintas, pegamentos
28	Productos químicos y relacionados	Fabricación y preparación de productos químicos inorgánicos (que van desde drogas y jabones hasta pinturas, barnices y explosivos)	Productos químicos orgánicos e inorgánicos, metales, plásticos, hule, vidrio, aceites, pinturas, disolventes, pigmentos
29	Refinerías de petróleo e industrias afines	Fabricación de materiales para pavimentar y techar	Asfalto y alquitranes, fieltro, asbesto, papel, ropa, fibras
30	Hule y productos diversos de plástico	Fabricación de productos de hule y de plástico	Desperdicio de hule y plásticos, negro de humo, compuestos para curado, tintes
31	Cuero y productos de piel	Teñido de la piel y terminado, fabricación de correas y embalajes de piel	Desperdicio de cuero, hilo, tintes, aceites, compuestos para el procesamiento y curado
32	Productos de piedra, arcilla y vidrio	Fabricación de vidrio plano, fabricación o formación de vidrio; fabricación de productos de concreto, yeso y mortero, formación y procesamiento de piedra y productos relacionados, abrasivos, asbesto y productos diversos no minerales	Vidrio, cemento, arcilla, cerámica, yeso, asbesto, piedra, papel, abrasivos
33	Industrias primarias de metales	Operaciones de fundido, forjado, revenido, rolado, formado y extruido	Desperdicio de metales ferrosos y no ferrosos, escoria, arena, moldes, agentes de unión
34	Productos fabricados con metales	Fabricación de botes metálicos, herramientas manuales, aparatos de calentamiento no eléctrico, accesorios de plomería, productos estructurales, alambre, maquinaria y equipo agrícola, recubrimiento y grabado de metal	Metales, cerámica, arena, escoria, incrustaciones, recubrimientos, disolventes, lubricantes, licores para baño químico (decapado)
35	Maquinaria (excepto eléctrica)	Fabricación de equipo para la construcción, minería, elevadores, escaleras eléctricas, transportadores, camiones industriales, remolcadores, apiladoras, máquinas herramientas, etc.	Escoria, arena, moldes, desperdicio de metal, madera, plásticos, resinas, hule, ropa, pinturas, disolventes, productos derivados del petróleo
36	Eléctrica	Fabricación de equipo y artículos eléctricos, aparatos de comunicación, operaciones de maquinado, estirado, formado, soldado, estampado, devanado, pintura, plateado, horneado y encendido	Desperdicios de metal, carbón, vidrio, metales raros, hule, plásticos, resinas, fibras, residuos de ropa
37	Equipo de transporte	Fabricación de vehículos de motor, cuerpos de autobuses y camiones, partes y accesorios para vehículos de motor, aviones y sus partes, construcción de barcos y botes, reparación de motocicletas, bicicletas y sus partes, etc.	Desperdicios de metal, vidrio, fibras, madera, hule, plásticos, ropa, pinturas, disolventes, productos derivados del petróleo
38	Instrumentos científicos de control	Fabricación de instrumentos de ingeniería, para laboratorio, para investigación y equipo relacionado	Metales, plásticos, resinas, vidrio, madera, hule, fibras, abrasivos
39	Manufacturas diversas	Fabricación de joyería, artículos de plata y plateados, juguetes, artículos para diversión y deportes, artículos para atletismo, novedades, botones, escobas, cepillos, anuncios y publicidad.	Metales, vidrio, plásticos, resinas, cuero, hule, mezclas, hueso, ropa, paja, adhesivos, pinturas, disolventes

* Fuente: C. L. Mantell (ed) *Solid Wastes: Origin, Collection, Processing and Disposal*, Wiley-Interscience, New York, 1975.

cionados con la cantidad de desperdicios peligrosos generados en las diferentes industrias.

También debe considerarse la generación de desperdicios peligrosos por derrame. Por lo general, la cantidad de desperdicios peligrosos incluidos en los derrames no se conoce. Después de un derrame, los desperdicios que requieren recolección y colocación final son, a menudo, considerablemente mayores que la cantidad de desperdicios derramados, sobre todo cuando se utiliza un material absorbente, como, por ejemplo, la paja para absorber los líquidos peligrosos, o cuando debe excavarse la tierra en la que se filtró el desperdicio líquido. Tanto la paja y el líquido como la tierra y el líquido se clasifican como desperdicios peligrosos.

Propiedades de los desperdicios sólidos La información sobre las propiedades de los desperdicios sólidos es importante para evaluar las necesidades de equipo opcional, los sistemas y los planes y programas para su manejo.

Composición física La información y los datos sobre la composición física de los desperdicios sólidos incluye: **1)** la identificación de los componentes individuales que constituyen los desperdicios sólidos industriales y municipales, **2)** la densidad de los desperdicios sólidos y **3)** el contenido de humedad.

1. *Componentes individuales* En la tabla 26-26 aparecen los componentes característicos que constituyen los desperdicios sólidos industriales y municipales, así como su distribución relativa. A pesar de que se puede seleccionar cualquier número de componentes, se eligieron los que aparecen en la tabla, porque se pueden identificar fácilmente, están de acuerdo con las categorías de componentes que aparecen en la literatura y son adecuados para la caracterización de los desperdicios sólidos producto de la mayor parte de las aplicaciones.

2. *Densidad* En la tabla 26-27 se muestran las densidades características de diversos desperdicios encontrados en recipientes. Además, en la tabla se indica también la fuente de los desperdicios. Debido a que las densidades de los desperdicios sólidos varían considerablemente en función de la ubicación geográfica, la estación del año y el tiempo de almacenamiento, deben seleccionarse los valores característicos con gran cuidado.

3. *Contenido de humedad* Por lo general, el contenido de humedad de los desperdicios sólidos se expresa como masa de humedad por unidad de masa de material húmedo o seco. En el método de medición de la masa húmeda, el contenido de humedad de la muestra se expresa como un porcentaje de la masa húmeda del material. En el método de la masa seca, dicho contenido se expresa como un porcentaje de la masa seca del material. Matemáticamente, el contenido de humedad de la masa húmeda se expresa como sigue:

$$\text{Contenido de humedad } (\%) = \left(\frac{a-b}{a}\right) 100 \qquad (26\text{-}1)$$

donde a = masa inicial de la muestra, según se recibe
b = masa de la muestra, después de secarla

En la tabla 26-27 aparecen los datos característicos sobre el contenido de humedad para los componentes de los desperdicios sólidos. En la mayor parte de los desperdicios sólidos industriales el contenido de humedad varía entre 10 y 25%.

Composición qui
mica de los desperd
nes de procesamier
utilizan como comb
conocer son:

1. Análisis apr
a. Humedad (p
b. Materia vol
950°C)
c. Ceniza (resi

TABLA 26-26 Datos característicos sobre la distribución de los desperdicios industriales generados por las principales industrias y municipios*

Código SIC	Porcentaje en peso									
	Desperdicios de alimentos †	Papel	Madera	Cuero	Hule	Plásticos	Metales	Vidrio	Textiles	Diversos
20 Productos alimenticios y similares	15–20	50–60	5–10	0–2	0–2	0–5	5–10	4–10	0–2	5–15
22 Productos de la industria textil	0–2	40–50	0–2	0–2	0–2	3–10	0–2	0–2	20–40	0–5
23 Ropa y otros productos terminados	0–2	40–60	0–2	0–2	0–2	0–2	0–2	0–2	30–50	0–5
24 Productos de madera	0–2	10–20	60–80	0–2	0–2	0–2	0–2	0–2	0–2	5–10
25*a* Muebles de madera	0–2	20–30	30–50	0–2	0–2	0–2	0–2	0–2	0–5	0–5
25*b* Muebles de metal	0–2	20–40	10–20	0–2	0–2	0–2	20–40	0–2	0–5	0–10
26 Papel y productos relacionados	0–2	40–60	10–15	0–2	0–2	0–2	5–15	0–2	0–2	10–20
27 Impresos y publicaciones	0–2	60–90	5–10	0–2	0–2	0–2	0–2	0–2	0–2	0–5
28 Productos químicos y relacionados	0–2	40–60	2–10	0–2	0–2	5–15	5–10	0–5	0–2	15–25
29 Refinerías de petróleo e industrias afines	0–2	60–80	5–15	0–2	0–2	10–20	2–10	0–12	0–2	2–10
30 Hule y productos diversos de plástico	0–2	40–60	2–10	0–2	5–20	10–20	0–2	0–2	0–2	0–5
31 Cuero y productos de piel	0–2	5–10	5–10	40–60	0–2	0–2	10–20	0–2	0–2	0–5
32 Productos de piedra, arcilla y vidrio	0–2	20–40	2–10	0–2	0–2	0–2	5–10	10–20	0–2	30–50
33 Industrias primarias de metales	0–2	30–50	5–15	0–2	0–2	2–10	2–10	0–5	0–2	20–40
34 Productos fabricados con metales	0–2	30–50	5–15	0–2	0–2	0–2	15–30	0–2	0–2	5–15
35 Maquinaria (excepto eléctrica)	0–2	30–50	5–15	0–2	0–2	1–5	15–30	0–2	0–2	0–5
36 Eléctrica	0–2	60–80	5–15	0–2	0–2	2–5	2–5	0–2	0–2	0–5
37 Equipo de transporte	0–2	40–60	5–15	0–2	0–2	2–5	0–2	0–2	0–2	15–30
38 Instrumentos científicos de control	0–2	30–50	2–10	0–2	0–2	5–10	5–15	0–2	0–2	0–5
39 Manufacturas diversas	0–2	40–60	10–20	0–2	0–2	5–15	2–10	0–2	0–2	5–15
Municipal	10–20	40–60	1–4	0–2	0–2	2–10	3–15	4–16	0–4	5–30

*Adaptado en parte de D. G. Wilson (ed) *Handbook of Solid Waste Management*, Van Nostrand Reinhold, New York, 1977.
†Con excepción de los productos alimenticios y similares, los desperdicios de alimentos son de cafeterías y restaurantes de compañías, etcétera.

Composición química La información sobre la composición química de los desperdicios sólidos es importante para evaluar las opciones de procesamiento y recuperación. Si los desperdicios sólidos se utilizan como combustible, las cuatro propiedades más importantes a conocer son:

1. Análisis aproximado
   a. Humedad (pérdida a 105°C, durante 1 h)
   b. Materia volátil (pérdida adicional al quemar el desperdicio a 950°C)
   c. Ceniza (residuo después de la combustión)
   d. Carbón fijo (residual)
2. Punto de fusión de la ceniza
3. Análisis final, porcentaje de C (carbono), H (hidrógeno), O (oxígeno), N (nitrógeno), S (azufre) y ceniza
4. Valor calorífico

En la tabla 26-28 aparecen los datos característicos del análisis aproximado de los componentes combustibles de los desperdicios sólidos industriales y municipales.

Los datos característicos sobre el residuo inerte y los valores de energía para los desperdicios sólidos también aparecen en la tabla 26-28. Los

TABLA 26-27 Datos característicos de densidad y contenido de humedad para los desperdicios sólidos industriales, comerciales y domésticos

	Densidad kg/m³		Contenido de humedad, % en peso	
Artículo	Intervalo	Característico	Intervalo	Característico
Residencial (no comprimido)				
Desperdicios de alimentos (mezclados)	130–480	290	50–80	70
Papel	40–130	85	4–10	6
Cartón	40–80	50	4–8	6
Plásticos	40–130	65	1–4	2
Textiles	40–100	65	6–15	10
Hule	100–200	130	1–4	2
Cuero	100–260	160	8–12	10
Desperdicios de jardín	60–225	100	30–80	60
Madera	130–320	240	15–40	20
Vidrio	160–480	195	1–4	2
Latas de estaño	50–160	90	2–4	3
Metales no ferrosos	65–240	160	2–4	2
Metales ferrosos	130–1150	320	2–4	2
Polvo, cenizas, etc.	320–1000	480	6–12	8
Cenizas	650–830	745	6–12	6
Basura (mezclada)	90–180	130	5–20	15
Residencial (comprimida)				
En camión compactador	180–450	300	15–40	20
En rellenos (normalmente compactada)	360–500	450	15–40	30*
En rellenos (bien compactada)	590–740	600	15–40	30*
Comercial				
Desperdicios de alimentos (húmedos)	475–950	535	50–85	75
Aparatos	150–200	180	0–5	...
Cajas de madera	110–160	110	10–30	20
Recortes de árboles	100–180	150	20–80	50
Basura (combustible)	50–180	120	5–25	15
Basura (no combustible)	180–360	300	5–15	10
Basura (mezclada)	140–180	160	5–20	12
Construcción; demolición				
Demolición mezclada (no combustible)	1000–1600	1420	2–10	4
Demolición mezclada (combustible)	300–400	360	4–15	8
Construcción mezclada (combustible)	180–360	260	4–15	8
Concreto roto	1200–1800	1540	0–5	...
Desperdicios industriales				
Sedimentos químicos (húmedos)	800–1100	1000	75–99	80
Ceniza volátil	700–900	800	2–10	4
Desperdicio de cuero	100–250	160	6–15	10
Desperdicio de metal (pesado)	1500–2000	1780	0–5	...
Desperdicio de metal (ligero)	500–900	740	0–5	...
Desperdicio de metal (mezclado)	700–1500	900	0–5	...
Aceites, alquitranes, asfalto	800–1000	950	0–5	2
Aserrín	100–350	290	10–40	15
Desperdicios textiles	100–220	180	6–15	10
Madera (mezclada)	400–675	500	10–40	20
Desperdicios agrícolas				
Agrícolas (mezclados)	400–750	560	40–80	50
Desperdicios de frutas (mezclados)	250–750	360	60–90	75
Abono (húmedo)	900–1050	1000	75–96	94
Desperdicios vegetales (mezclados)	200–700	360	50–80	65

*Depende del grado de infiltración del agua superficial.

TABLA 26-28 Datos característicos del análisis aproximado y el contenido de energía de los componentes de los desperdicios sólidos industriales, comerciales y domésticos*

	Análisis aproximado, % en peso				Contenido de energía, kJ/kg		
Componente	Humedad	Materia volátil	Carbón fijo	No combustible	Según se recolectó	Seco	Libre de humedad y ceniza
Productos alimenticios							
Grasas	2.0	95.3	2.5	0.2	37 530	38 296	38 374
Desperdicios de alimentos (mezclados)	70.0	21.4	3.6	5.0	4 175	13 917	16 700
Desperdicios de frutas	78.7	16.6	4.0	0.7	3 970	18 638	19 271
Desperdicios de carnes	38.8	56.4	1.8	3.1	17 730	28 970	30 516
Productos de papel							
Cartón	5.2	77.5	12.3	5.0	16 380	17 278	18,240
Revistas	4.1	66.4	7.0	22.5	12 220	12 742	16 648
Periódicos	6.0	81.1	11.5	1.4	18 550	19 734	20 032
Papel (mezclado)	10.2	75.9	8.4	5.4	15 815	17 611	18 738
Cartón encerado	3.4	90.9	4.5	1.2	26 345	27 272	27 615
Plásticos							
Plásticos (mezclados)	0.2	95.8	2.0	2.0	32 000	32 064	32 720
Polietileno	0.2	98.5	<0.1	1.2	43 465	43 552	44 082
Poliestireno	0.2	98.7	0.7	0.5	38 190	38 266	38 216
Poliuretano	0.2	87.1	8.3	4.4	26 060	26 112	27 316
Cloruro de polivinilo	0.2	86.9	10.8	2.1	22 690	22 735	23 224
Madera, árboles, etc.							
Desperdicios de jardín	60.0	30	9.5	0.5	6 050	15 125	15 316
Madera verde	50.0	42.3	7.3	0.4	4 885	9 770	9 848
Madera dura	12.0	75.1	12.4	0.5	17 100	19 432	19 542
Madera (mezclada)	20.0	67.9	11.3	0.8	15 444	19 344	19 500
Cuero, hule, textiles, etc.							
Cuero (mezclado)	10	68.5	12.5	9.0	18 515	20 572	22 858
Hule (mezclado)	1.2	83.9	4.9	9.9	25 330	25 638	28 493
Textiles (mezclados)	10	66.0	17.5	6.5	17 445	19 383	20 892
Vidrio, metales, etc.							
Vidrio y mineral	2	....	....	96–99+	196†	200	200
Metal, latas de estaño	5	....	....	94–99+	1 425†	1 500	1 500
Metal, ferroso	2	....	....	96–99+	....	....	....
Metal, no ferroso	2	....	....	94–99+	....	....	....
Diversos							
Desperdicios de oficinas	3.2	20.5	6.3	70	8 535	8 817	31 847
Desperdicios municipales	20 (15–40)	53 (30–60)	7 (5–15)	20 (9–30)	10 470	13 090	17 450
Desperdicios industriales	15 (10–30)	58 (30–60)	7 (5–15)	20 (10–30)	11 630	13 682	17 892

*Adaptado en parte de D. G. Wilson (ed.), *Handbook of Solid Waste Management*, Van Nostrand Reinhold, New York, 1977, y G. Tchobanoglous, H. Theisen y R. Eliassen, *Solid Wastes: Engineering Principles and Management Issues*, McGraw-Hill, New York, 1977.
†El contenido de energía proviene de los recubrimientos, etiquetas y materiales agregados.

valores de energía disipada se pueden convertir a base seca mediante la ecuación 26-2:
kJ/kg (base seca)

$$= \text{kJ/kg (disipada)} \left(\frac{100}{100 - \%\ \text{humedad}}\right) \qquad (26\text{-}2)$$

La ecuación correspondiente en base seca libre de cenizas es
kJ/kg (base seca libre de cenizas.)

$$= \text{kj/kg (disipada)} \left(\frac{100}{100 - \%\ \text{cenizas} - \%\ \text{humedad}}\right) \qquad (26\text{-}3)$$

Los datos representativos del análisis final de los componentes característicos de los desperdicios sólidos industriales y municipales se muestran en la tabla 26-29. Si no se dispone de los valores de energía, se pueden calcular los valores aproximados por medio de la ecuación (26-4), conocida como fórmula modificada de Dulong y los datos de la tabla 26-29.

$$\text{kJ/kg} = 337\,\text{C} + 1428\,(\text{H} - 1/8\,\text{O}) + 95\,\text{S} \qquad (26\text{-}4)$$

donde C = porcentaje de carbono
H = porcentaje de hidrógeno
O = porcentaje de oxígeno
S = porcentaje de azufre

Cantidades de desperdicios sólidos Los datos representativos de las cantidades de desperdicios sólidos y los factores que afectan su velocidad de generación se consideran brevemente en los siguientes párrafos.

Velocidades características de generación En la tabla 26-30 aparecen las velocidades unitarias características de generación de desperdicios para fuentes industriales seleccionadas. Ya que las prácticas de generación de desperdicios cambian rápidamente, la presentación de datos específicos de generación de desperdicios carece de sentido.

Factores que afectan las velocidades de generación Los factores que afectan la cantidad generada de desperdicios industriales son 1) la extensión de las operaciones de recuperación y recirculación, 2) las políticas de la empresa y 3) la legislación. La existencia de operaciones de recuperación y recirculación en una industria afecta en forma definitiva la cantidad de desperdicios recolectados. Si dichas operaciones afectan la cantidad de desperdicios generados es otro aspecto. Hasta que se disponga de más información, no se puede agregar nada definitivo al respecto. Una reducción significativa de la cantidad de desper-

TABLA 26-29 Datos característicos del análisis final para los componentes en los desperdicios sólidos industriales, comerciales y domésticos *

Componentes	Porcentaje en peso (base seca)					
	Carbono	Hidrógeno	Oxígeno	Nitrógeno	Azufre	Ceniza
Productos alimenticios						
Grasas	73.0	11.5	14.8	0.4	0.1	0.2
Desperdicios de alimentos (mezclados)	48.0	6.4	37.6	2.6	0.4	5.0
Desperdicios de frutas	48.5	6.2	39.5	1.4	0.2	4.2
Desperdicios de carnes	59.6	9.4	24.7	1.2	0.2	4.9
Productos de papel	45.4	6.1	42.1	0.3	0.1	6.0
Cartón	43.0	5.9	44.8	0.3	0.2	5.0
Revistas	32.9	5.0	38.6	0.1	0.1	23.3
Periódico	49.1	6.1	43.0	<0.1	0.2	23.3
Papel (mezclado)	43.4	5.8	44.3	0.3	0.2	6.0
Cartón encerado	59.2	9.3	30.1	0.1	0.1	1.2
Plásticos						
Plásticos (mezclados)	60.0	7.2	22.8	...	...	10.0
Polietileno	85.2	14.2	...	<0.1	<0.1	0.4
Poliestireno	87.1	8.4	4.0	0.2	...	0.3
Poliuretano†	63.3	6.3	17.6	6.0	<0.1	4.3
Cloruro de polivinilo†	45.2	5.6	1.6	0.1	0.1	2.0
Madera, árboles, etc.						
Desperdicios de jardín	46.0	6.0	38.0	3.4	0.3	6.3
Madera verde	50.1	6.4	42.3	0.1	0.1	1.0
Madera dura	49.6	6.1	43.2	0.1	<0.1	0.9
Madera (mezclada)	49.5	6.0	42.7	0.2	<0.1	1.5
Virutas de madera (mezcladas)	48.1	5.8	45.5	0.1	<0.1	0.4
Vidrio, metales, etc.						
Vidrio y minerales‡	0.5	0.1	0.4	<0.1	...	98.9
Metales (mezclados)	4.5	0.6	4.3	<0.1	...	90.5
Cuero, hule, textiles						
Cuero (mezclado)	60.0	8.0	11.6	10.0	0.4	10.0
Hule (mezclado)	69.7	8.7	...	...	1.6	20.0
Textiles (mezclados)	48.0	6.4	40.0	2.2	0.2	3.2
Diversos						
Desperdicios de oficinas	24.3	3.0	4.0	0.5	0.2	68.0
Aceites, pinturas	66.9	9.6	5.2	2.0	...	16.3
Combustibles derivados de los desperdicios (RFD)	44.7	6.2	38.4	0.7	<0.1	9.9

*Adaptado en parte de D. G. Wilson (ed., *Handbook of Solid Waste Management*, Van Nostrand Reinhold, New York, 1977, y G. Tchobanoglous, H. Theisen y R. Eliassen, *Solid Wastes: Engineering Principles and Management Issues*, McGraw-Hill, New York, 1977.

†El resto es cloro.

‡El contenido orgánico proviene de los recubrimientos, etiquetas y otros materiales agregados.

TABLA 26-30 Velocidades unitarias de generación de desperdicios sólidos, para fuentes industriales seleccionadas

Fuente	Unidad	Intervalo
Alimentos enlatados y congelados	Ton métricas/ton métrica de producto en crudo	0.04–0.06
Impresos y publicaciones	Ton métricas/ton métrica de papel en crudo	0.08–0.10
Industria automotriz	Ton métricas/vehículo producido	0.6–0.8
Refinería de petróleo	Ton métricas/(empleado·día)	0.04–0.05
Industria del hule	Ton métricas/ton métrica de hule en crudo	0.01–0.3

dicios sólidos generados ocurrirá siempre y cuando las empresas estén dispuestas —por voluntad propia— a conservar los recursos nacionales y a reducir las cargas económicas relacionadas con el manejo de los desperdicios sólidos. Quizá, el factor más importante que afecta la generación de ciertos tipos de desperdicios es la existencia de reglamentos federales, estatales y municipales relacionados con el uso y la colocación final de materiales específicos. Un ejemplo es la legislación sobre desperdicios peligrosos.

MANEJO, ALMACENAMIENTO Y PROCESAMIENTO EN EL SITIO

El manejo, almacenamiento y procesamiento de los desperdicios sólidos en la fuente de generación antes de recolectarlos, es el segundo de los seis elementos funcionales del sistema para el manejo de los desperdicios sólidos.

Manejo en el sitio El manejo en el sitio se refiere a las actividades relacionadas con el manejo de los desperdicios sólidos hasta que se colocan en los recipientes utilizados para su almacenamiento antes de la recolección. Dependiendo del tipo de servicio de recolección, el manejo puede requerir también que se muevan los recipientes llenos hasta el punto de recolección y se devuelvan vacíos al punto donde son almacenados entre recolecciones.

Desperdicios sólidos convencionales En la mayor parte de los edificios de oficinas, comercios e industrias, los desperdicios sólidos que se acumulan en oficinas individuales o centros de trabajo se recolectan por lo general en recipientes grandes, montados sobre rodillos. Una vez llenos, estos recipientes se mueven por medio de un elevador, si es que hay uno, y se vacían en 1) recipientes de almacenamiento

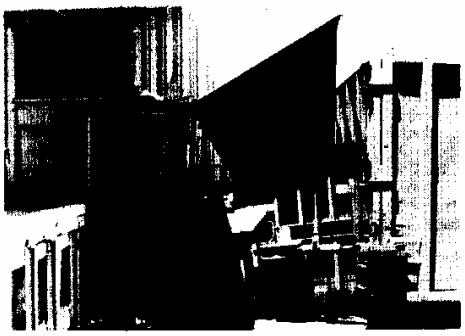


FIG. 26-40 Compactador pequeño utilizado junto con un recipiente grande portátil. Obsérvese el recipiente con ruedas, utilizado para recolectar los desperdicios en el interior de la bodega.

grandes, **2**) compactadores que se utilizan junto con los recipientes de almacenamiento (véase la Fig. 26-40), **3**) compactadores estacionarios que pueden comprimir el material en fardos o en recipientes especialmente diseñados, o **4**) otro tipo de equipo de proceso.

Desperdicios peligrosos Cuando se generan desperdicios peligrosos se suelen utilizar recipientes especiales, y personal entrenado es responsable (o debería serlo) del manejo de estos desperdicios.

Almacenamiento en el sitio Los factores a considerar para el almacenamiento en el sitio de los desperdicios sólidos incluyen: **1**) el tipo de recipiente a utilizar, **2**) la ubicación del recipiente, **3**) la salud pública y la estética, y **4**) los métodos de recolección a utilizar.

Los recipientes En buena parte, los tipos y capacidades de los recipientes utilizados dependen de las características de los desperdicios sólidos a recolectar, la frecuencia de recolección y el espacio disponible para la colocación de los recipientes.

1. *Recipientes para desperdicios convencionales* Los tipos y capacidades de los recipientes que se emplean actualmente para el almacenamiento en el sitio de los desperdicios sólidos se resumen en la tabla 26-31. Los recipientes pequeños se utilizan para las oficinas y centros de trabajo. Los recipientes de tamaño medio y grande se emplean en los sitios donde se generan grandes volúmenes.

2. *Recipientes para desperdicios peligrosos* Las prácticas de almacenamiento en el sitio son función del tipo y cantidad de los desperdicios peligrosos generados y el periodo en que ocurre la generación de dichos desperdicios. Normalmente, cuando se generan grandes cantidades se emplean instalaciones especiales que tienen capacidad suficiente para contener los desperdicios acumulados durante un periodo de varios días. Cuando sólo se generan pequeñas cantidades de desperdicios peligrosos, en forma intermitente, pueden colocarse en recipientes y almacenarse cantidades limitadas durante periodos que cubren meses o años. La información general sobre los recipientes para almacenamiento utilizados para desperdicios peligrosos y las condiciones de su empleo se presentan en la tabla 26-32.

Ubicación de los recipientes La ubicación de los recipientes en las instalaciones comerciales e industriales depende tanto de la disponibilidad de espacio como de las condiciones de acceso para servicio. En las instalaciones nuevas se han incluido áreas específicas con este propósito. A menudo, ya que los recipientes no son propiedad de la industria o el comercio, la ubicación y el tipo de los recipientes a utilizar para el almacenamiento en el sitio deben definirse en conjunto, entre la industria y la agencia de recolección pública o privada.

Procesamiento de los desperdicios sólidos en el sitio Los métodos del procesamiento en el sitio se utilizan para **1**) recuperar materiales utilizables de los desperdicios sólidos, **2**) reducir el volumen o **3**) alterar la forma física. Las operaciones más comunes de procesamiento en el sitio, aplicadas a fuentes industriales y comerciales grandes, incluyen la selección manual, la compactación y la incineración. Estas y otras operaciones de procesamiento se consideran en la parte de esta sección que trata del procesamiento y recuperación de los recursos. Los factores a considerar en la selección del equipo para el procesamiento en el sitio se resumen en la tabla 26-33.

RECOLECCIÓN DE LOS DESPERDICIOS SÓLIDOS

La información sobre la recolección, uno de los elementos funcionales más costosos, se presenta en cuatro partes que tratan sobre **1**) los tipos de servicio de recolección, **2**) los tipos de sistemas de recolección, **3**) un análisis de los sistemas de recolección y **4**) la metodología general que se utiliza para el establecimiento de las rutas de recolección.

TABLA 26-31 Datos sobre los tipos y dimensiones de los recipientes utilizados para almacenar en el sitio los desperdicios sólidos

Tipo de recipiente	Capacidad			Dimensiones*	
	Unidad	Intervalo	Característico	Unidad	Característico
De poca capacidad					
Plástico o metal (tipo oficina)	L	16–40	28	mm	(180 × 300) B × (260 × 380) T × 380 H
Plástico o metal galvanizado	L	75–150	120	mm	510 D × 660 H
Barril, plástico, aluminio o barril de fibra	L	75–250	120	mm	510 D × 669 H
Bolsas de papel para basura (estándar, resistente a las fugas, a prueba de fugas)	L	75–210	120	mm	380 W × 300 d × 1100 H
Bolsa de plástico para basura					460 W × 380 d × 1000 H
De mediana capacidad					
Con carga lateral o por la parte superior	m^3	0.75–9	3	mm	1830 W × 1070 d × 1650 H
De gran capacidad					
Abierto en la parte superior, con ruedas (también llamados cajas para desechos)	m^3	9–38	27	mm	2440 W × 1830 H × 6100 L
Utilizado con compactador estacionario	m^3	15–30	23	mm	2440 W × 1830 H × 5490 L
Equipado con mecanismo autocontenido de compactación	m^3	15–30	23	mm	2440 W × 2440 H × 6710 L
Montado sobre un remolque					
Con la parte superior abierta	m^3	15–38	27	mm	2440 W × 3660 H × 6100 L
Cerrado y equipado con mecanismo autocontenido de compactación	m^3	15–30	27	mm	2440 W × 3660 H × 7320 L

*B = fondo, T = parte superior, D = diámetro, H = altura, L = largo, W = ancho, y de = profundidad.

TABLA 26-32 D
desperdicios pe

Categoría del desper
Sustancias radiactivas
Productos químicos c vos, reactivos y tóxi
Desperdicios biológic
Desperdicios inflamal
Explosivos

TABLA 26-33 F
del equipo para

Factor
Capacidades
Confiabilidad
Servicio
Seguridad de operació
Facilidad de operació
Eficiencia
Efectos sobre el medio biente
Riesgos para la salud
Aspectos estéticos
Factores económicos

*Fuente: G. Tchoba
Principles and Manag

TABLA 26-32 Datos característicos sobre los recipientes utilizados para el almacenamiento y transporte de desperdicios peligrosos

Categoría del desperdicio	Recipiente: Tipo	Recipiente: Capacidad	Equipo auxiliar y condiciones de empleo
Sustancias radiactivas	Plomo recubierto con concreto Tambores de metal recubierto	Varía con el desperdicio 210 L	Edificios de almacenamiento aislados; equipo de alumbrado y grúas de gran capacidad; letreros especiales en el recipiente
Productos químicos corrosivos, reactivos y tóxicos	Tambores metálicos Tambores de metal recubierto Tanques de almacenamiento recubiertos y no recubiertos	210 L 210 L Hasta 20 m^3	Instalaciones de lavado para los recipientes vacíos; precauciones especiales para el mezclado con objeto de prevenir reacciones peligrosas; los desperdicios incompatibles se almacenan por separado
Desperdicios biológicos	Bolsas de plásticos selladas Tambores de metal recubierto	120 L	Esterilización con calor antes de embolsar; bolsas especiales para trabajo pesado con el letrero de peligro impreso en los lados
Desperdicios inflamables	Tambores metálicos Tanques de almacenamiento	210 L Hasta 20 m^3	Ventilación para los vapores y control de temperatura
Explosivos	Recipientes absorbedores de golpes	Varía	Control de temperatura y letreros especiales en el recipiente

TABLA 26-33 Factores a considerar en la evaluación del equipo para procesamiento en el sitio*

Factor	Evaluación
Capacidades	¿Qué hará el mecanismo o dispositivo? ¿Es su empleo una mejora respecto a las prácticas convencionales?
Confiabilidad	¿Realizará el equipo las funciones para las que fue diseñado con poca atención, salvo el mantenimiento preventivo? ¿Ha demostrado el equipo su eficiencia en el uso durante un período razonable o sólo se ha supuesto?
Servicio	¿Se requerirá en ocasiones servicio aparte del suministrado por el personal local de mantenimiento? ¿El personal de servicio disponible está adecuadamente entrenado por el fabricante del equipo o el distribuidor local?
Seguridad de operación	¿Es el equipo propuesto a prueba de tontos de manera que lo pueda operar el personal de oficinas o el arrendatario con un mínimo de conocimientos o habilidades mecánicas? ¿Tiene los dispositivos de seguridad adecuados para evitar un uso descuidado?
Facilidad de operación	¿Es el equipo fácil de operar para el arrendatario o el personal de oficinas? A menos que las funciones y operaciones reales del equipo se puedan realizar fácilmente, éstas pueden ser ignoradas por el personal a sueldo y, con más frecuencia, por los arrendatarios
Eficiencia	¿Realiza el equipo sus funciones en forma eficiente y con un mínimo de atención? En la mayor parte de los casos, se selecciona el equipo que completa un ciclo de operación cada vez que se utiliza.
Efectos sobre el medio ambiente	¿Contamina el medio ambiente el equipo utilizado? Cuando sea posible, el equipo debe reducir la contaminación del medio ambiente, en relación con sus funciones convencionales
Riesgos para la salud	El dispositivo, mecanismo o equipo utilizado ¿crea o amplía los riesgos para la salud?
Aspectos estéticos	El equipo o su arreglo ¿ofende a los sentidos? Deben realizarse esfuerzos para reducir o eliminar las imágenes o luces, olores o ruidos ofensivos
Factores económicos	¿Cuál es el costo incluido? Se deben considerar tanto el primer costo como el costo anual. Los costos futuros de operación y de mantenimiento se deben determinar con cuidado. Si todos los factores son iguales, al equipo fabricado por compañías bien establecidas y con un historial satisfactorio de operación debe dársele la consideración adecuada.

*Fuente: G. Tchobanoglous, H. Theisen y R. Eliassen, *Solid Wastes: Engineering Principles and Management Issues*, McGraw-Hill, New York, 1977.

Servicios de recolección Los diferentes tipos de servicios de recolección que se utilizan actualmente para fuentes industriales y comerciales se describen en esta subsección.

Comercial-industrial El tipo de servicio de recolección proporcionado a las actividades industriales y comerciales grandes está centrado en el empleo de recipientes móviles y estacionarios grandes y compactadores estacionarios también de gran tamaño. Los compactadores son del tipo que se puede usar para comprimir directamente el material en recipientes grandes (véase la Fig. 26-40) o para formar fardos que después se colocan en los recipientes grandes.

Desperdicios peligrosos Los desperdicios peligrosos para entregarse en una planta de tratamiento o el sitio de colocación final suelen ser recolectados por el productor del desperdicio o por un recolector especializado. Característicamente, la carga de los vehículos de recolección se completa por una de las maneras siguientes: **1)** los desperdicios almacenados en los tanques de gran capacidad se drenan o bombean a los vehículos de recolección, y **2)** los desperdicios almacenados en tambores sellados u otros recipientes sellados se cargan a mano o mecánicamente en camiones de plataforma. Para evitar accidentes y posibles pérdidas de vidas, siempre deben asignarse dos recolectores cuando se están recolectando desperdicios peligrosos.

Tipos de sistemas de recolección Con base en la modalidad de operación, los sistemas de recolección se clasifican en dos categorías: **1)** sistemas de recipientes remolcados y **2)** sistemas de recipientes estacionarios.

Sistemas de recipientes remolcados (Hauled-Container Systems, HCS) Los sistemas de recolección en los cuales los recipientes utilizados para el almacenamiento de desperdicios se remolcan al sitio de procesamiento, transferencia o colocación final, se vacían y se devuelven a su ubicación original o a otro lugar, se definen como "sistemas de recipientes remolcados". En la mayor parte de estos sistemas se utiliza un solo recolector. El recolector es el responsable del manejo del vehículo, la carga de los recipientes y la descarga de los mismos, así como el vaciado del contenido de los recipientes en el sitio de colocación final. En algunos casos, por razones de seguridad, se utiliza tanto un chofer como un ayudante.

Existen tres tipos principales de sistemas de recipiente remolcado: **1)** el camión de grúa o enganche, **2)** el recipiente de estructura inclinable y **3)** el remolcador de basura. Los datos característicos sobre estos recipientes y vehículos de recolección utilizados con estos sistemas se dan en las tablas 26-34 y 26-35, respectivamente.

1. *Sistemas con camión de enganche* Con la llegada de los vehículos de recolección tipo compactación y carga automática, los sistemas con camión de grúa o enganche se utilizan en un número limitado de casos, y los más importantes son: **1)** la recolección de desperdicios en unos cuantos puntos de recolección, en los que se genera una cantidad considerable de desperdicio y **2)** la recolección de

TABLA 26-34 Datos característicos sobre las capacidades de los recipientes que se utilizan en los diferentes sistemas de recolección

Recolección: Vehículo	Tipo de recipiente	Intervalo característico de las capacidades de los recipientes,* m^3
Sistemas de recipientes remolcados		
Camión de enganche	Abierto y cubierto, también se utiliza con compactador estacionario	2–9
De estructura inclinable	Parte superior abierta; llamados también cajas para desechos	8–40
	Se utiliza junto con compactador estacionario	10–30
	Equipado con mecanismo de compactación autocontenido	15–30
Camión tractor	Remolques de basura, con la parte superior abierta	10–30
	Recipientes cerrados montados en remolques y equipados con mecanismo de compactación autocontenido	15–30
Sistemas de recipiente estacionario		
Compactador, cargado mecánicamente	Con carga lateral y la parte superior abierta o cerrada	0.6–6
Compactador, cargado manualmente	Recipientes pequeños de metal galvanizado o plástico; bolsas de papel y plástico para basura	75–200 l†

*Véase la tabla 26-31, donde aparecen las dimensiones características.
†La carga del recipiente no debe exceder 30 kg.

artículos masivos y desperdicios industriales que no son adecuados para recolectarse por medio de los vehículos de compactación.

2. *Sistemas de recipientes de estructura inclinable* Los sistemas que utilizan recipientes grandes y vehículos cargados que tienen estructura inclinable, conocidos a menudo como "cajas para tirar" (véase la Fig. 26-42), son adecuados para la recolección de todo tipo de desperdicios sólidos y basura en lugares donde la velocidad de generación garantiza el empleo de recipientes grandes. Los recipientes con la parte superior abierta se utilizan en forma rutinaria en bodegas y en sitios de construcción. Los recipientes grandes junto con los compactadores estacionarios son comunes en los servicios comerciales e industriales y en las estaciones de transferencia. Dado el gran volumen que puede ser remolcado, el empleo de los sistemas de recipientes remolcados y estructura inclinable se ha difundido especialmente entre los servicios privados de recolección para clientes industriales.

3. *Sistemas de remolcador de basura* La aplicación de los remolcadores de basura es similar a la de los sistemas de recipientes de estructura inclinable. Los remolcadores de basura son mejores para la recolección de desperdicios pesados como, por ejemplo, arena, madera y desperdicios de metal, y a menudo, se utilizan para la recolección de desperdicios de demolición en los sitios de construcción.

Sistemas de recipiente estacionario (Stationary-Container Systems, SCS) Todos los sistemas de recolección en los cuales el recipiente utilizado para el almacenamiento de los desperdicios permanece en el punto de generación del desperdicio, excepto para viajes cortos y ocasionales al vehículo de recolección, se definen como "sistemas de recipientes estacionarios". Los requerimientos de mano de obra para los sistemas de recipiente estacionario que se cargan mecánicamente son en esencia los mismos que para los sistemas de recipiente remolcado. Existen dos tipos principales de recipiente estacionario: **1)** aquellos en los que se emplean compactadores de carga automática, y **2)** aquellos en los que se utilizan vehículos cargados manualmente.

1. *Sistemas con compactadores de carga automática* El tamaño y uso del recipiente no son factores básicos en los sistemas de recipiente estacionario, que utilizan vehículos de recolección y carga automática equipados con un mecanismo de compactación (véanse la Fig. 26-43 y la tabla 26-35), como lo son en los sistemas de recipiente remolcado. Se realizan viajes al sitio de colocación final, la estación de transferencia o la estación de procesamiento después de que se ha recogido el contenido de varios recipientes, se ha compactado y el vehículo de recolección está lleno. Debido a la gran variedad de tamaños y tipos de recipientes disponible, estos sistemas se pueden utilizar para la recolección de todo tipo de desperdicios. El tamaño de los recipientes varía desde los relativamente pequeños (0.6 m^3) hasta los tamaños comparables a los utilizados con un camión de enganche (véase la Tabla 26-34).

TABLA 26-35 Datos característicos sobre los vehículos utilizados para la recolección de desperdicios sólidos

Vehículo de recolección: Tipo	Capacidades disponibles del recipiente o cuerpo del camión,* m^3	Número de ejes	Dimensiones características totales del vehículo de recolección: Con la capacidad indicada del recipiente o cuerpo del camión,* m^3	Ancho, mm	Altura, mm	Largo,* mm	Método de descarga
Sistemas de recipientes remolcados							
Camión de enganche	2–9	2	7.6	2440	2030–2540	2800–3800	Por gravedad, con abertura en el fondo
Estructura inclinable	8–40	3	22.9	2440	2030–2290	5590–7620	Por gravedad, con el extremo inclinado
Camión tractor remolcador de basura	10–30	3	30.6	2440	2290–3800	5590–11 430	Por gravedad, con el extremo inclinado
Sistemas de recipientes estacionarios							
Compactador (cargado mecánicamente)							
Carga por el frente	15–35	3	22.9	2440	3560–3800	6100–7370	Panel con eyector hidráulico
Carga lateral	6–28	3	22.9	2440	3350–3000	5590–6600	Panel con eyector hidráulico
Carga por detrás	6–24	2	15.3	2440	3175–3430	5330–5824	Panel con eyector hidráulico
Compactador (cargado manualmente)							
Carga lateral	6–28	3	28.3	2440	3350–3800	6100–7620	Panel con eyector hidráulico
Carga por atrás	6–24	2	15.3	2440	3175–3430	5330–5840	Panel con eyector hidráulico

*Del frente del camión a la parte posterior del recipiente o cuerpo del camión.

FIG. 26-41 Vehícu
utilizado en un sistem

FIG. 26-42 Vehíc
utilizado en un sistem
gando también se co

FIG. 26-43 Comp
un sistema de recole

2. *Sistemas c*
aplicación de los
recolección de de
manuales para la
puntos de recolec
Equipo para la
utilizado para la r
perdicios. Para di
todos de almacen
plataforma plana.
tre, se utilizan car
de ferrocarril.

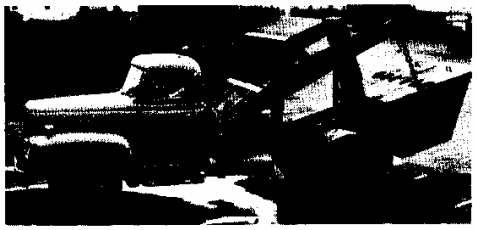


FIG. 26-41 Vehículo característico de recolección tipo camión de enganche utilizado en un sistema de recipiente remolcado.

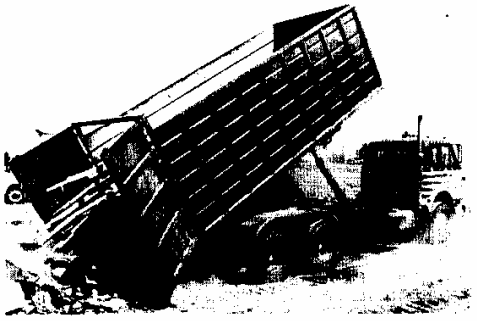


FIG. 26-42 Vehículo característico de recolección tipo estructura inclinable, utilizado en un sistema de recipiente remolcado. El recipiente que se está descargando también se conoce como caja de volteo.

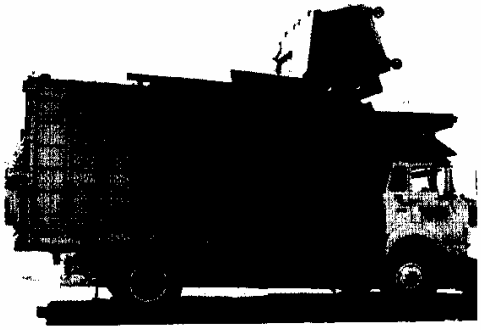


FIG. 26-43 Compactador característico con sistema de autocarga, utilizado en un sistema de recolección de recipiente estacionario.

2. *Sistemas con vehículos cargados manualmente* La principal aplicación de los métodos manuales de transferencia y de carga es la recolección de desperdicios y basura residencial. Se utilizan métodos manuales para la recolección de desperdicios industriales cuando los puntos de recolección son inaccesibles para el vehículo.

Equipo para la recolección de desperdicios peligrosos El equipo utilizado para la recolección varía según las características de los desperdicios. Para distancias cortas de arrastre se suelen preferir los métodos de almacenamiento en tambores y recolección con un camión de plataforma plana. A medida que se incrementan las distancias de arrastre, se utilizan carros tanque más grandes, remolques e incluso vagones de ferrocarril.

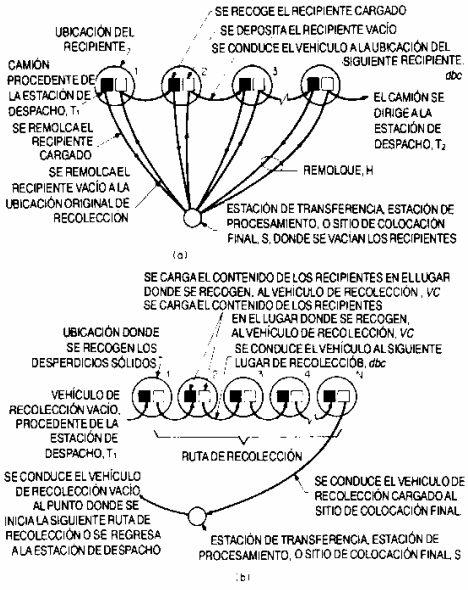


FIG. 26-44 Secuencias de operación para los sistemas de recolección de recipientes remolcados y estacionarios. *a*) Sistema de recipiente remolcado. *b*) Sistema de recipiente estacionario. (Adaptado de G. Tchobanoglous, H. Theisen y R. Eliassen, *Solid Wastes: Engineering Principles and Management Issues*, McGraw-Hill, New York, 1977.)

Determinación de los requerimientos de vehículos y mano de obra Si se separan las actividades de recolección en operaciones unitarias, se pueden desarrollar relaciones y datos de diseño, que se utilizan para establecer los requerimientos de mano de obra y vehículos para los diferentes sistemas de recolección.

Definición de los términos Las tareas de operación para los sistemas de recipiente remolcado y recipiente estacionario se muestran esquemáticamente en la figura 26-44. Las actividades incluidas en la recolección de desperdicios sólidos se pueden agrupar en cuatro operaciones unitarias: **1)** recolección, **2)** arrastre, **3)** en el sitio y **4)** fuera de ruta.

1. *Recolección* La definición del término "recolección" (*Pickup P*) depende del tipo de sistema de recolección utilizado.

a. Para sistemas de recipiente remolcado (véase la Fig. 26-44*a*). La recolección (P_{hcs}) se refiere al tiempo que requiere la recolección del recipiente lleno, el tiempo que se necesita para redepositar el recipiente después de que se ha vaciado y el tiempo que precisa conducir al siguiente recipiente.

b. Para sistemas de recipiente estacionario (véase la Fig. 26-44*b*), la recolección (P_{scs}) se refiere al tiempo que requiere el vehículo desde que carga el contenido del primer recipiente hasta que ha sido cargado el contenido del último recipiente a vaciar.

2. *Arrastre* La definición del término "arrastre" (*haul, h*) también depende del tipo de sistema de recolección utilizado.

a. Para sistemas de recipiente remolcado, el arrastre representa el tiempo requerido para llegar al sitio de depósito final, comenzando después de que un recipiente cuyo contenido se va a vaciar ha sido cargado al camión, al cual se suma el tiempo después de salir del sitio de colocación final, hasta que el camión llegue a la ubicación donde el recipiente vacío se va a redepositar. No incluye el tiempo que pasa el vehículo en el sitio de colocación final.

b. Para sistemas de recipiente estacionario, el arrastre se refiere al tiempo requerido para llegar al sitio de colocación final, comenzando después de que el último recipiente en la ruta se ha vaciado o se ha llenado el vehículo de recolección, al cual se suma el tiempo después de dejar el sitio de colocación final, hasta que el vehículo llega a la ubicación del primer contenedor a vaciar, en la siguiente ruta de recolección. No incluye el tiempo que el vehículo pasó en el sitio de colocación final.

3. *En el sitio* La operación unitaria en el sitio (*s*) se refiere al tiempo que pasa el vehículo en el sitio de colocación final e incluye el tiempo empleado en esperar la descarga, así como el tiempo que se utiliza en la descarga.

4. *Fuera de ruta* La operación unitaria fuera de ruta (*off route, W*) incluye todo el tiempo utilizado en las actividades no productivas, desde el punto de vista de la operación global de recolección. El tiempo necesario fuera de la ruta incluye: **1)** el tiempo empleado en verificar la entrada y salida por la mañana y al final del día, **2)** el tiempo perdido debido a las inevitables congestiones de tráfico, y **3)** el tiempo utilizado en las reparaciones y mantenimiento del equipo, etc. El tiempo fuera de ruta innecesario incluye el tiempo destinado a la comida que sobrepasa al tiempo establecido para comer, y el tiempo que se emplea en pausas no autorizadas para tomar café, conversar con los amigos, etc.

Sistemas de recipiente remolcado. El tiempo requerido por viaje, que también corresponde al tiempo requerido por recipiente, es igual a la suma de los tiempos de recolección en el sitio y de arrastre, así como de un factor que considera las actividades fuera de ruta y está dado por la siguiente ecuación.

$$T_{hcs} = (P_{hcs} + s + a + bx)/(1 - W) \qquad (26\text{-}5)$$

donde T_{hcs} = tiempo por viaje para el sistema de recipiente remolcado, h/viaje.
P_{hcs} = tiempo de recolección por viaje para sistema de recipiente remolcado, h/viaje.
s = tiempo en el sitio por viaje, h/viaje
a = constante de arrastre empírica, h/viaje
b = constante de arrastre empírica, h/km
x = distancia de arrastre del viaje redondo, km/viaje
W = factor fuera de ruta, expresado como una fracción.

El tiempo de recolección por viaje P_{hcs} es igual a

$$P_{hcs} = pc + uc + dbc \qquad (26\text{-}6)$$

donde P_{hcs} = tiempo de recolección por viaje, h/viaje
pc = tiempo requerido para levantar el recipiente cargado, h/viaje
uc = tiempo requerido para bajar el recipiente vacío, h/viaje

TABLA 26-36 Valores característicos para los coeficientes de las constantes de remolque *a* y *b* en las ecuaciones (26-5), (26-7), (26-8) y (26-12)

Límite de velocidad, km/h (mi/h)	*a*, h/viaje	b, h/km (h/mi)
88 (55)	0.016	0.011 (0.018)
72 (45)	0.022	0.014 (0.022)
56 (35)	0.034	0.018 (0.029)
40 (25)	0.050	0.025 (0.040)

dbc = tiempo promedio que se gasta en conducir el vehículo entre las ubicaciones de los recipientes, h/viaje (determinado localmente).

El número de viajes por día que puede hacer un vehículo con el sistema de recipientes remolcados se determina utilizando la ecuación (26-7)

$$N_d = [(1 - W)H - (t_1 + t_2)]/(P_{hcs} + s + a + bx) \qquad (26\text{-}7)$$

donde N_d = número de viajes por día, viaje/día
H = longitud del día de trabajo, h/día
t_1 = tiempo que requiere el camión para ir de la cochera a la ubicación del primer recipiente, h
t_2 = tiempo tomado por el camión para ir de la ubicación del último recipiente a la cochera, h.
Los demás términos se definieron previamente.

Los datos a utilizar para la solución de las ecuaciones (26-6) y (26-7) para los diferentes tipos de sistemas de recipiente remolcado se dan en las tablas 26-36 y 26-37. El factor de fuera de ruta de la ecuación (26-7) varía desde 0.10 hasta 0.25; en la mayor parte de las operaciones un factor de 0.15 es representativo.

Sistemas de recipientes estacionarios Para los sistemas que utilizan compactadores con autocarga mecánica, el tiempo por viaje es

$$T_{scs} = (P_{scs} + s + a + bx)/(1 - W) \qquad (26\text{-}8)$$

donde T_{scs} = tiempo por viaje para los sistemas de recipiente estacionario, h/viaje
P_{scs} = tiempo de recolección por viaje para el sistema de recipientes estacionarios, h/viaje
Los demas términos se definieron previamente.

El tiempo de recolección para los sistemas de recipiente estacionario está dado por:

$$P_{scs} = C_t(uc) + (n_p - 1)(dbc) \qquad (26\text{-}9)$$

donde P_{scs} = tiempo de recolección por viaje para los sistemas de recipiente estacionario, h/viaje
C_t = Número de recipientes vaciados por viaje, recipiente/viaje.

TABLA 26-37 Datos característicos para el cálculo del equipo y los requerimientos de mano de obra, para los sistemas de recolección de recipiente remolcado y estacionario

Recolección					
Vehículo	Método de descarga	Razón de compactación, *r*	Se recoge el recipiente cargado y se deposita el vacío, h/viaje*	Se vacía el contenido del recipiente cargado, h/recipiente†	Tiempo en el sitio, *s*, h/viaje
Sistemas de recipiente remolcado					
Camión de enganche	Mecánico	.....	0.067	.....	0.053
Estructura inclinable	Mecánico	.....	0.40	.....	0.127
Estructura inclinable	Mecánico	2.0–4.0‡	0.40	.....	0.133
Sistemas de recipiente estacionario					
Compactador	Mecánico	2.0–4.0		0.050	0.10
Compactador	Manual	2.0–4.0		.....	0.10

*$pc + uc$ en la ecuación (26-6).
†uc en la ecuación (26-9).
‡Recipientes utilizados junto con el compactador estacionario (véase la Fig. 26-40).

uc = tiempo promedio de descarga por recipiente para el sistema de recipientes estacionarios, h/recipiente.
n_p = número de ubicaciones de recolección de recipientes por viaje, ubicaciones/viaje
dbc = tiempo promedio gastado en conducir el vehículo entre las ubicaciones de los recipientes, h/ubicación (determinado localmente)

El término $(n_p - 1)$ que considera el hecho de que el número de veces que el vehículo de recolección tiene que ser conducido entre ubicaciones de los recipientes es igual al número de ubicaciones de recipientes menos 1.

El número de recipientes que pueden ser vaciados por viaje de recolección está relacionado directamente con el volumen del vehículo de recolección y la razón de compactación que se puede lograr. Este número está dado por:

$$C_t = vr/(cf) \qquad (26\text{-}10)$$

donde C_t = número de recipientes vaciados por viaje, recipiente/viaje.
v = volumen del vehículo de recolección, m^3/viaje.
r = razón de compactación
c = volumen del recipiente, m^3/recipiente.
f = factor ponderado de uso del recipiente.

El número de viajes requeridos por día está dado por:

$$N_d = V_d/(vr) \qquad (26\text{-}11)$$

donde N_d = número de viajes de recolección requeridos por día, viajes/día.
V_d = velocidad de generación del desperdicio por día, m^3/día.

Los otros términos ya se definieron previamente.

Cuando a diario se va a realizar un número determinado de viajes, se puede determinar la combinación adecuada de los viajes por día y las dimensiones del vehículo por medio de la ecuación (26-12), junto con un análisis económico:

$$H = [(t_1 + t_2) + N_d(P_{scs} + s + a + bx)]/(1 - W) \qquad (26\text{-}12)$$

donde N_d = número de viajes de recolección por día, viajes/día, y los demás términos se definieron previamente.

Para determinar el volumen requerido del camión, dos o tres valores diferentes de N_d se sustituyen en la ecuación (26-12) y se determinan los tiempos disponibles para recolección por viaje. A continuación, por el método de prueba y error, se determina el volumen requerido para cada valor de N_d, utilizando las ecuaciones (26-9) y (26-10). Con base en las dimensiones de los camiones disponibles se selecciona el que más se acerque al valor calculado. Si las dimensiones de los camiones disponibles son más pequeñas que los valores requeridos, se calcula el tiempo real por día que se requerirá al utilizar estos camiones. Entonces, se puede seleccionar la combinación más eficaz de costos.

Rutas de recolección Una vez determinados los requerimientos de equipo y mano de obra, deben establecerse las rutas de recolección para que tanto la fuerza de trabajo como el equipo se utilicen en forma adecuada. En general, el trazado o diseño de las rutas de recolección se realiza por el proceso de prueba y error; no hay reglas fijas que se puedan aplicar a todas las situaciones.

Algunos de los factores a considerar al establecer las rutas son los siguientes: **1)** deben identificarse las políticas y reglamentos de la compañía relacionados con aspectos tales como, por ejemplo, el punto de recolección y la frecuencia de ésta, **2)** deben coordinarse las condiciones existentes del sistema, como tipos de vehículos y dimensiones de las cuadrillas, **3)** los desperdicios generados en lugares donde hay congestión de tráfico deben recolectarse tan temprano como sea posible, **4)** las fuentes donde se generan grandes cantidades de desperdicios debe recolectarse durante la primera parte del día, **5)** si es posible, los puntos aislados de recolección donde se generen pequeñas cantidades de desperdicios sólidos, y que reciben la misma frecuencia de recolección deben ser atendidos durante un viaje o en el mismo día.

Diseño de rutas El diseño de las rutas de recolección es un proceso de cuatro etapas: en primer lugar, se preparan los mapas de localización. En un mapa de escala relativamente grande del área industrial, los siguientes datos deben ubicarse para cada punto de recolección de desperdicios sólidos: la localización, el número de recipientes, la frecuencia de recolección y, si se emplea un sistema de recipientes estacionarios con compactadores autocargados, la cantidad estimada de desperdicios a recolectar en cada estación de recolección. Segundo, prepárese un resumen de los datos. Estímese la cantidad de desperdicios a recolectar de las estaciones a las cuales se da servicio diario y en las cuales se va a realizar la operación de recolección. Cuando se utilice un sistema de recipientes estacionarios, también debe determinarse el número de estaciones a las que se dará servicio en cada ciclo de recolección. Tercero, trácense las rutas preliminares de recolección, empezando por la estación de despacho o el lugar donde se estacionan los vehículos de recolección. Debe trazarse una ruta que enlace todas las estaciones de recolección a las que se va a dar servicio diario. Esta ruta debe trazarse de tal forma que la última estación esté lo más cerca posible del sitio de colocación final. Cuarto, desarróllense rutas equilibradas. Después de trazar las rutas preliminares de recolección, debe determinarse la distancia de arrastre para cada ruta. A continuación, determínense los requerimientos de mano de obra por día y verifíquense contra las horas disponibles de trabajo por día. En ocasiones puede ser necesario reajustar las rutas de recolección para equilibrar la carga de trabajo y la distancia recorrida. Después de que las rutas equilibradas se han establecido, deben trazarse sobre el mapa maestro.

Horarios Debe prepararse un horario maestro de cada ruta de recolección para su utilización por el departamento de ingeniería y el despachador de transportes. Además debe prepararse un horario de cada ruta para el conductor del vehículo, en el que se encuentre la localización y orden de cada punto de recolección a servir. Asimismo, se debe mantener una bitácora para cada conductor.

TRANSFERENCIA Y TRANSPORTE

El elemento funcional de transferencia y transporte son los medios, instalaciones y accesorios utilizados para efectuar la transferencia de los desperdicios, desde vehículos de recolección relativamente pequeños hasta vehículos mayores que los transportarán grandes distancias hasta los centros de procesamiento o a los sitios de colocación final. Las operaciones de transferencia y transporte se vuelven necesarias cuando las distancias de arrastre a los sitios disponibles de colocación final o a los centros de procesamiento se incrementan hasta un punto en el cual el arrastre directo no es económico.

Estaciones de transferencia Los factores importantes a considerar en el diseño de las estaciones de transferencia incluyen **1)** el tipo de operación de transferencia a utilizar, **2)** los requerimientos de capacidad, **3)** los requerimientos de equipo y accesorios, y 4) los requerimientos del medio ambiente.

Tipos de estaciones de transferencia Dependiendo del método que se utilice para cargar los vehículos de transporte, las estaciones de transferencia se pueden clasificar en tres tipos: **1)** de descarga directa, **2)** de descarga y almacenamiento, y **3)** una combinación de descarga directa y descarga con almacenamiento.

1. *Descarga directa* En una estación de transferencia de descarga directa, los desperdicios de los vehículos de recolección se suelen vaciar directamente al vehículo que se va a utilizar para transportarlos al lugar de su colocación final. Para lograr lo anterior, estas estaciones de transferencia se construyen por lo general con un arreglo a dos niveles. Cuando la plataforma de descarga de la cual los desperdicios de los vehículos de recolección son descargados en los remolcadores de transferencia está elevada, o si los remolcadores de transporte se localizan en una rampa inclinada (véase la Fig. 26-45). Las estaciones de

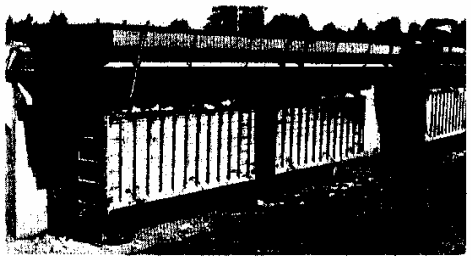


FIG. 26-45 Estación de transferencia con descarga directa, para remolcadores con la parte superior abierta, colocados en una rampa deprimida, debajo de las tolvas de carga.

transferencia con descarga directa que utilizan compactadores estacionarios también son populares.

2. *Descarga y almacenamiento* En la estación de transferencia con descarga y almacenamiento, los desperdicios se vacían en un foso de almacenamiento o en una plataforma desde la cual se cargan los vehículos de transporte por medio de varios tipos de equipo auxiliar. En estas estaciones, el volumen de almacenamiento varía desde aproximadamente medio día hasta dos días de volumen de desperdicios.

3. *Combinación de descarga directa y descarga con almacenamiento* En algunas estaciones de transferencia se utilizan los métodos de descarga directa y de descarga y almacenamiento. Por lo general, estas estaciones tienen propósitos múltiples y están concebidas para servir a mayor número de usuarios que una estación con un solo propósito. Además de servir a mayor número de usuarios, una estación de transferencia con propósitos múltiples puede incluir la operación de recuperación de materiales.

Requerimiento de capacidad La capacidad de operación de una estación de transferencia debe ser tal que los vehículos de recolección no tengan que esperar mucho tiempo para descargar. En la mayor parte de los casos, no es eficaz desde el punto de vista de costos diseñar una estación para manejar el número máximo de cargas por hora. Debe hacerse un análisis económico comparativo entre el costo anual del tiempo empleado por los vehículos de recolección que esperan descargar contra el incremento anual de costos de una estación de transferencia más grande y/o el empleo de más equipo de transporte. Debido al costo incrementado del equipo de transporte, debe hacerse un análisis comparativo entre la capacidad de la estación de transferencia y el costo de la operación de transporte, que incluye tanto los componentes de equipo como de mano de obra.

Requerimientos de equipo y accesorios El tipo y cantidad de equipo requerido varía con la capacidad de la estación y su función en el sistema de manejo de desperdicios. Específicamente, deben proporcionarse escalas en las estaciones de transferencia grandes y las de tamaño intermedio, tanto para monitorear la operación como para desarrollar datos significativos de ingeniería y administración.

Requerimientos del medio ambiente La mayor parte de las estaciones modernas de transferencia son cerradas y están construidas con materiales que se pueden mantener y limpiar fácilmente. Para las estaciones de transferencia con descarga directa y áreas de carga abiertas, se debe prestar especial atención al problema de los papeles que se lleva el viento. Generalmente se utilizan pantallas contra el viento u otras barreras. Con independiencia del tipo, la estación debe diseñarse y construirse de tal manera que en todas las áreas accesibles se eliminen los sitios donde pueden acumularse basura o papeles.

Medios y métodos de transferencia Los vehículos con motor, los ferrocarriles y los transportes marítimos son los medios que más se utilizan para transportar los desperdicios sólidos. También se han utilizado los sistemas hidráulicos o neumáticos; también existen otros sistemas sugeridos, la mayor parte de los cuales no se han probado.

Transporte por medio de vehículos con motor Los vehículos con motor para transportar los desperdicios sólidos por carretera deben satisfacer los siguientes requerimientos: **1)** los desperdicios deben transportarse con un costo mínimo, **2)** los desperdicios deben estar cubiertos durante la operación de arrastre, **3)** los vehículos deben diseñarse para el tránsito por carretera, **4)** la capacidad del vehículo debe ser tal que no se excedan los límites de peso permitido, **5)** los métodos utilizados para descargar deben ser simples y confiables. El volumen máximo que puede remolcarse en los vehículos de transporte por carretera deben ajustarse a los reglamentos existentes en el estado en que se opera.

1. *Remolques y semirremolques* En años recientes, debido a su sencillez y confiabilidad, los remolques y semirremolques descubiertos han encontrado gran aceptación (véanse la tabla 26-38 y la Fig. 26-45). Para elevar al máximo la carga comercial, los remolques se diseñan a menudo más altos que el límite legal cuando están vacíos y más bajos cuando están llenos. Algunos remolques están equipados con fosos para recolectar cualquier líquido que se acumule de los desperdicios sólidos. Los fosos están equipados con drenajes para que se puedan vaciar en el sitio de colocación final.

Los métodos utilizados para descargar los remolques de transporte se pueden clasificar como 1) de vaciado automático, y 2) el que requiere la ayuda de equipo auxiliar. Los remolques de vaciado automático están equipados con mecanismos como lechos hidráulicos de descarga, diafragmas motrices y pisos móviles, que son parte del vehículo. Los pisos móviles son una adaptación del equipo utilizado en la industria de la construcción. Una ventaja de los remolques con pisos móviles es la rapidez de descarga (característicamente, 6 a 10 min) lograda en el sitio de colocación final sin necesidad de equipo auxiliar. Los sistemas de descarga que requieren equipo auxiliar son generalmente del tipo "jalador" en el cual los desperdicios son sacados del camión por medio de una mampara móvil o eslingas de cable de alambre colocadas delante de la carga (véase la Fig. 26-46). La desventaja del equipo auxiliar requerido y la fuerza de trabajo en el sitio de colocación final para descargar es relativamente menor, en virtud de la sencillez y confiabilidad del método.

Otro sistema de descarga auxiliar que ha demostrado ser eficaz y eficiente incluye el empleo de rampas móviles operadas hidráulicamente y situadas en el sitio de colocación final (véase la Fig. 26-47).

TABLA 26-38 Datos característicos sobre vehículos remolcados, utilizados en las estaciones de transferencia

	Capacidad por remolque		Dimensiones de un solo remolque			
Tipo	m^3	Ton métricas	Ancho, m	Largo, m	Altura aproximada del remolque vacío, m	Longitud del tractor y remolque, m*
Tractor-remolque-remolque†	54	11.4	2.44	8.25	4.12	19.8
Tractor-remolque	54	10.0	2.44	8.50	4.12	18.3
	74	17.3	2.44	12.2	4.12	
Tractor-remolque-compactador	58	18	2.44	10.2	4.12	14.0

*La longitud total varía con el tipo de tractor (es decir, convencional o cabina) y el radio de giro de los remolques.
†Las dimensiones son para la combinación de tractor-remolque-remolque, mostrada en la figura 26-47.

FIG. 26-46 Descarg
jalador con cables.

FIG. 26-47 Descar
por medio de rampas

Desde el punto de v
nación de tractor
rampas y la combi
gunda rampa. La p
se inclinan hacia a
El tiempo requerid
damente 5 minuto

2. *Compactad*
pientes de gran ca
compactadores es
compactación es p
están equipados co
vil utilizada para c
descargarlos.

Transporte por
ferrocarriles para
dad sólo se emplea
está desarrollando
les para el arrastre
remotas en donde
de ferrocarril.

Transporte por
nes, barcazas y bo
lidos a los lugares
en el océano, pero
Estados Unidos. S
toimpulsados (co
otros botes especi
lizar transportes a
de embarcaciones

Transporte ne
baja presión como

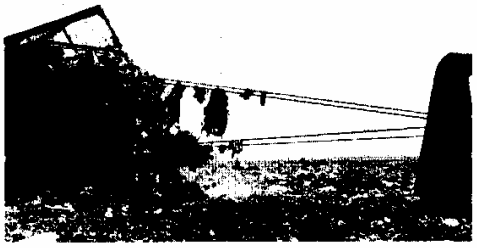


FIG. 26-46 Descarga de desperdicios de un remolque por medio de un sistema jalador con cables.

FIG. 26-47 Descarga de desperdicios de un remolque y un tractor remolque, por medio de rampas inclinables operadas hidráulicamente.

Desde el punto de vista de operación, el semirremolque de una combinación de tractor con dos remolques, entra en reversa en una de las rampas y la combinación tractor-remolque entra en reversa en la segunda rampa. La parte trasera de los remolques se abre y las unidades se inclinan hacia arriba hasta que los desperdicios caen por gravedad. El tiempo requerido para toda la operación de descarga es aproximadamente 5 minutos por viaje.

2. *Compactadores* En las estaciones de transferencia, los recipientes de gran capacidad y los remolques se utilizan junto con los compactadores estacionarios. En algunos casos, el mecanismo de compactación es parte integral del recipiente. Cuando los recipientes están equipados con un mecanismo de compactación, la mampara móvil utilizada para comprimir los desperdicios también se emplea para descargarlos.

Transporte por ferrocarril A pesar de que antes se utilizaban los ferrocarriles para el transporte de desperdicios sólidos, en la actualidad sólo se emplean en algunas cuantas comunidades. Sin embargo, se está desarrollando un renovado interés en el empleo de los ferrocarriles para el arrastre de desperdicios sólidos, especialmente hacia áreas remotas en donde el transporte por carretera es difícil y existen líneas de ferrocarril.

Transporte por vías acuáticas En el pasado se utilizaron lanchones, barcazas y botes especiales para el transporte de desperdicios sólidos a los lugares de procesamiento y a los sitios de colocación final en el océano, pero la colocación final en el océano ya no se practica en Estados Unidos. Sin embargo, se han utilizado algunos transportes autoimpulsados (como los lanchones de la marina de Estados Unidos y otros botes especiales). En la actualidad, la práctica más común es utilizar transportes arrastrados por remolcadores o por otro tipo especial de embarcaciones.

Transporte neumático Se han utilizado tanto el sistema de aire a baja presión como el sistema al vacío para el transporte de desperdicios sólidos. La aplicación más común es el transporte de desperdicios procedentes de las actividades comerciales o los apartamentos a una ubicación central para su procesamiento o para su carga en los vehículos de transporte. El sistema neumático más grande que se utiliza actualmente en Estados Unidos está en el parque de diversiones Walt Disney World, en Orlando, Florida.

Localización de las estaciones de transferencia Siempre que sea posible, las estaciones de transferencia deben localizarse: **1)** tan cerca como se pueda del centro de depósito de las materias individuales de producción de desperdicios sólidos a servir, **2)** en los sitios de fácil acceso a las principales carreteras, así como en las cercanías de los medios secundarios o complementarios de transporte, **3)** donde haya un mínimo de objeción pública a la operación de transferencia, y **4)** donde la construcción y operación sea lo más económica. Además, si el sitio de la estación de transferencia va a emplearse para las operaciones de procesamiento que incluyen recuperación de materiales y/o producción de energía, deben considerarse los requerimientos para estas operaciones.

Transferencia y transporte de desperdicios peligrosos Las instalaciones de estaciones de transferencia para desperdicios peligrosos son muy diferentes de aquellas que se encuentran en una estación de transferencia de desperdicios sólidos municipales o industriales. Característicamente, los desperdicios peligrosos no se compactan (reducción mecánica del volumen) ni se descargan a niveles diferenciales, o son recolectados por varias compañías. En su lugar, los desperdicios líquidos peligrosos se bombean por lo general de los vehículos de recolección y los sólidos o sedimentos se cargan, sin sacarlos de los recipientes de recolección, para su transporte a las instalaciones de procesamiento o de colocación final.

No es común encontrar una instalación de transferencia de desperdicios peligrosos en la cual éstos se transfieran a grandes vehículos de transporte. Las instalaciones de procesamiento y almacenamiento suelen ser parte de la secuencia de manejo de materiales en la estación de transferencia. Por ejemplo, la neutralización de desperdicios corrosivos da por resultado el empleo de vehículos de transporte o carros tanque de menor costo.

PROCESAMIENTO Y RECUPERACIÓN DE RECURSOS

El objeto de esta subsección es introducir al lector a las técnicas y métodos utilizados para recuperar materiales, productos de la conversión y obtener energía de los desperdicios sólidos. Los puntos a considerar incluyen: **1)** técnicas de procesamiento, **2)** técnicas de procesamiento para desperdicios peligrosos, **3)** sistemas de recuperación de materiales, **4)** recuperación de productos de conversión biológica, **5)** recuperación de productos de conversión química y **6)** recuperación de energía a partir de los productos de conversión.

Dado que muchas de las técnicas, especialmente las relacionadas con la recuperación de materiales y energía y el procesamiento de desperdicios peligrosos están en estado de flujo con respecto a los criterios de aplicación y de diseño, el objetivo es aquí exclusivamente presentarlas al lector. Si estas técnicas se consideran para el desarrollo de sistemas de manejo de desperdicios, se deben obtener datos actuales sobre el comportamiento y para el diseño de ingeniería, con base en los registros de operación de las instalaciones y a partir de las pruebas de campo, así como de los fabricantes del equipo y de la literatura disponible.

Técnicas de procesamiento Las técnicas de procesamiento se utilizan en los sistemas de manejo de desperdicios sólidos para **1)** mejorar la eficiencia de los sistemas, **2)** recuperar los recursos (los materiales utilizables), y **3)** para preparar los materiales para la recuperación de los productos de conversión y la energía. Las técnicas más importantes utilizadas para el procesamiento de los desperdicios sólidos se resumen en la tabla 26-39.

Separación manual de los componentes La separación manual de los componentes de los desperdicios sólidos se puede realizar en la

TABLA 26-39 Resumen de las técnicas utilizadas para el procesamiento de los desperdicios sólidos

Técnicas de procesamiento	Función	Equipo y/o instalaciones representativas y sus aplicaciones
Separación manual de los componentes	Separación de materiales recuperables, generalmente en el punto de generación	
Almacenamiento y transferencia	Almacenamiento y transferencia de los desperdicios a procesar	Almacenamiento en fosos abiertos para los desperdicios no procesados; almacenamiento en cajones o silos para los desperdicios procesados; equipo de transferencia que incluye transportadores de metal y banda de hule, transportadores vibratorios para los desperdicios no procesados; transportadores neumáticos y de tornillo para los desperdicios procesados
Reducción mecánica del volumen	Reducción del volumen de los desperdicios sólidos; alteración de la forma de los componentes de los desperdicios sólidos; todos los vehículos modernos de recolección están equipados con compactadores	Compactadores hidráulicos tipo pistón para los vehículos de recolección; compactadores en el sitio y en la estación de transferencia; quebradora de rodillos, utilizados para triturar los materiales quebradizos y aplastar las latas de estaño y aluminio, así como otros materiales dúctiles
Reducción química del volumen	Reducción del volumen de los desperdicios sólidos mediante su combustión (incineración)	Incineradores de quemado masivo, con y sin recuperación de calor, para los desperdicios no procesados
Alteración mecánica de los componentes	Alteración del tamaño y la forma de los componentes de los desperdicios sólidos	Equipo utilizado para reducir el tamaño de los desperdicios sólidos, que incluye molinos de martillos, desmenuzadores, quebradoras de rodillos, pulverizadores, quebradoras de quijada, molinos raspadores y reductores hidráulicos de pulpa
Separación mecánica de los componentes	Separación de los materiales recuperables, generalmente en la instalación del procesamiento	(Véase la tabla 26-40)
Separación electromecánica y magnética	Separación de los materiales ferrosos y no ferrosos de los desperdicios sólidos procesados	Separación magnética para los materiales ferrosos; separación por corrientes parásitas para el aluminio; separación electrostática para el vidrio contenido en los desperdicios libres de desechos ferrosos y de aluminio; separación por fluido magnético para los materiales no ferrosos contenidos en los desperdicios procesados
Secado y eliminación de agua	Eliminación de la humedad que contienen los desperdicios sólidos	Secadores por convección, conducción y radiación, utilizados para los desperdicios sólidos y los sedimentos; centrifugación y filtración, utilizados para eliminar el agua en la planta de tratamiento de sedimento

fuente donde se generaron, en la estación de transferencia, en la estación de procesamiento central o en el sitio de colocación final. La separación manual en la fuente de generación es el método más adecuado para lograr la recuperación y reutilización de los materiales. El número y tipo de componentes recuperados o separados (es decir, cartón y papel de alta calidad, metales y madera) dependen de la ubicación, las oportunidades para reciclaje y el mercado de reventa.

Almacenamiento y transferencia Cuando los desperdicios sólidos son procesados para la recuperación de materiales, deben considerarse instalaciones de almacenamiento y transferencia como parte esencial de la operación de procesamiento. Factores importantes en el diseño de dichas instalaciones incluyen: **1)** el tamaño del material antes y después del procesamiento, **2)** la densidad del material, **3)** el ángulo de reposo antes y después del procesamiento, **4)** las características abrasivas del material y **5)** el contenido de humedad.

Reducción mecánica del volumen La reducción mecánica del volumen es quizá el factor más importante en el desarrollo y la operación de los sistemas de manejo de desperdicios sólidos. Los vehículos equipados con mecanismos de compactación se utilizan para la recolección de la mayor parte de los desperdicios sólidos industriales. Para incrementar la vida útil de los rellenos de tierra, se compactan los desperdicios. El papel para reciclaje se embarca en fardos a los centros de procesamiento. Al compactar los desperdicios sólidos industriales se ha descubierto que la densidad final (característicamente, 1100 kg/m^3) es la misma, independientemente de la densidad inicial y la presión aplicada. Este hecho es importante para evaluar las reglamentaciones de los fabricantes.

Reducción química del volumen La incineración ha sido el método más utilizado para reducir el volumen de los desperdicios por métodos químicos. Una de las características más atractivas del proceso de incineración es que puede utilizarse para reducir el volumen original de los desperdicios sólidos combustibles en aproximadamente 80 a 90%. A pesar de que la tecnología de incineración ha avanzado desde 1960, el control de la contaminación del aire y el costo siguen siendo los principales problemas para su puesta en práctica.

Alteración mecánica del tamaño El objeto de la reducción del tamaño es obtener un producto final que sea razonablemente uniforme y bastante más reducido en su tamaño, en comparación con su forma original. Es importante observar que la reducción de tamaño no implica necesariamente reducción de volumen. En algunas situaciones, el volumen total del material después de su reducción puede ser mayor que su volumen original.

Separación mecánica de los componentes La separación de los componentes es una operación necesaria para la recuperación de los recursos de los desperdicios sólidos y, en algunos casos, para la obtención de energía y productos de conversión que van a recuperarse de los desperdicios procesados. Las técnicas de separación mecánica que se han utilizado se encuentran resumidas en la tabla 26-40.

Separación magnética y electromecánica La separación magnética de los materiales ferrosos es una técnica bien establecida. Recientemente, se han desarrollado muy diversas técnicas electromecánicas para la eliminación de varios materiales no ferrosos (véase la tabla 26-39).

Secado y deshidratación En muchos sistemas de recuperación de energía a partir de los desperdicios sólidos y de incineración, la porción ligera desmenuzada se somete a un presecado para disminuir su peso. A pesar de que los requerimientos de energía para el secado de desperdicios varía de acuerdo con las condiciones locales, la energía requerida se puede estimar en aproximadamente 4300 kj/kg de agua evaporada.

Procesamiento de desperdicios peligrosos Al igual que con los desperdicios sólidos convencionales, el procesamiento de los desperdicios peligrosos se realiza con tres propósitos: **1)** la recuperación de materiales útiles, **2)** reducción de la cantidad de desperdicios que se colocarán en los rellenos de tierra, y **3)** preparación de los desperdicios para su colocación final.

Técnicas de procesamiento El procesamiento de los desperdicios peligrosos en una base intermitente se puede realizar por medios físicos, químicos, térmicos y biológicos. Los diferentes procesos individuales en cada categoría se resumen en la tabla 26-41. Se observa claramente que el número de combinaciones posibles de los procesos de

TABLA 26-40 M

Método	
Cribado	Utiliz nente tamal
Separación con aire	Utiliz ligere (inor lidos
Separación con cribas vibratorias	Utiliz ligere despe ración
Separación neumática (despetadora)	Utiliz ligera sólid
Separación por flotación y hundimiento	Utiliz ligera sólid

TA

Tra
A
A
E
S
C
D
E
E
E
E
E
(
(
S
I
I
I
I
Tr
(
I
I
I
I
Tr
Tr
—
org

TABLA 26-40 Métodos mecánicos utilizados para la separación de los componentes de los desperdicios sólidos

Método	Función	Equipo y/o instalaciones y sus aplicaciones
Cribado	Utilizado para separar los componentes de los desperdicios sólidos por tamaño	Mallas vibratorias, horizontales y zarandas para los desperdicios procesados y no procesados; mallas de disco para los desperdicios procesados
Separación con aire	Utilizado para separar los materiales ligeros (orgánicos) de los pesados (inorgánicos) en los desperdicios sólidos	Clasificadores de aire en zig-zag, vibratorio, rotatorio o tipo cuchillo, utilizados con los desperdicios procesados
Separación con cribas vibratorias	Utilizado para separar los materiales ligeros y pesados contenidos en los desperdicios sólidos, mediante separación por densidad	
Separación neumática (despepitadora)	Utilizado para separar los materiales ligeros y pesados en los desperdicios sólidos	
Separación por flotación y hundimiento	Utilizado para separar los materiales ligeros y pesados en los desperdicios sólidos	
Separación por inercia	Utilizado para separar los materiales ligeros y pesados en los desperdicios sólidos	
Separación con mesa inclinada	Utilizado para separar los materiales ligeros y pesados en los desperdicios sólidos	
Separación con mesas vibratorias	Utilizado para separar los materiales ligeros y pesados en los desperdicios sólidos	
Flotación	Utilizado para separar los materiales ligeros y pesados en los desperdicios sólidos	
Selección óptica	Utilizado para separar los materiales ligeros y pesados en los desperdicios sólidos	

TABLA 26-41 Operaciones y procesos de tratamiento para los desperdicios peligrosos[a]

Operación o proceso	Funciones realizadas[b]	Tipos de desperdicios[c]	Formas del desperdicio[d]
Tratamiento físico			
Adsorción[e]	Se	1, 2, 3, 4,	L
Aireación	Se	1, 2, 3, 4, 5	L
Extracción con amoniaco	VR, Se	1, 2, 3, 4	L
Sorción con carbón	VR, Se	1, 2, 3, 4, 5	L, G
Centrifugación	VR, Se	1, 2, 3, 4, 5	L
Diálisis	VR, Se	1, 2, 3, 4	L
Destilación[e]	VR, Se	1, 2, 3, 4, 5	L
Electrodiálisis	VR, Se	1, 2, 3, 4, 6	L
Encapsulación	St	1, 2, 3, 4, 6	L, S
Evaporación	VR, Se	1, 2, 5	L
Filtración[e]	VR, Se	1, 2, 3, 4, 5	L, G
Floculación o asentamiento	VR, Se	1, 2, 3, 4, 5	L
Flotación[e]	Se	1, 2, 3, 4	L
Ósmosis inversa	VR, Se	1, 2, 4, 6	L
Cribado	Se	1, 2, 3, 4, 5	L
Sedimentación[e]	VR, Se	1, 2, 3, 4, 5	L
Evaporación solar[e]	VR, Se	1, 2, 5	L
Extracción con disolvente	Se	1, 2, 3, 4, 5	L
Espesamiento	Se	1, 2, 3, 4	L
Ultrafiltración	Se	1, 2, 3, 4, 5	L
Depuración con vapor	VR, Se	1, 2, 3, 4	L
Tratamiento químico			
Calcinación	VR	1, 2, 5	L
Decloración química	De	1, 3	L
Intercambio iónico	VR, Se, De	1, 2, 3, 4, 5	L
Neutralización[e]	De	1, 2, 3, 4	L
Oxidación	De	1, 2, 3, 4	L
Precipitación[e]	VR, Se	1, 2, 3, 4, 5	L
Reducción	De	1, 2	L
Sorción	De	1, 2, 3, 4	L
Estabilización o solidificación[e]	De	1, 2, 3, 4	L
Tratamiento térmico			
Incineración[e]	VR, De	3, 5, 6, 7, 8	S, L, G
Pirólisis	VR, De	3, 4, 6	S, L, G
Tratamiento biológico			
Sedimento activado[e]	De	3	L
Lagunas aireadas	De	3	L
Digestión anaerobia	De	3	L
Filtros anaerobios	De	3	L
Filtros de espesamiento	De	3	L
Piletas de estabilización del desperdicio[e]	De	3	L

[a] Adaptado de *Report to Congress: Disposal of Hazardous Wastes*, U.S. EPA Publ. SW-115, 1974.
[b] Funciones: VR, reducción de volumen; Se, separación; De, destoxificación; St, almacenamiento.
[c] Tipos de desperdicios: 1, Producto químico inorgánico sin metales pesados; 2. Producto químico inorgánico con metales pesados; 3. Producto químico orgánico sin metales pesados; 4. Producto químico orgánico con metales pesados; 5. Radiológico; 6. Biológico; 7, Inflamable; 8. Explosivo.
[d] Formas del desperdicio: S, sólido; L, líquido; G, gas.
[e] Las tecnologías más empleadas para el manejo de desperdicios peligrosos.

tratamiento es reducido. En la práctica, las operaciones de tratamiento físico, químico y térmico son las que se utilizan más comúnmente.

Identificación de los componentes del desperdicio En cualquier esquema de procesamiento (y colocación final) el punto clave es el conocimiento de las características de los desperdicios a manejar; sin esta información, un tratamiento o procesamiento eficiente es imposible. Por este motivo, las características de los desperdicios deben ser conocidas antes de aceptarlos y acarrearlos al sitio de tratamiento o de colocación final. En la mayor parte de los casos, la identificación adecuada de los componentes del desperdicio es responsabilidad del generador de dicho desperdicio.

Sistemas de recuperación de materiales El papel, hule, plásticos, textiles, vidrio, metales ferrosos y sustancias orgánicas e inorgá-

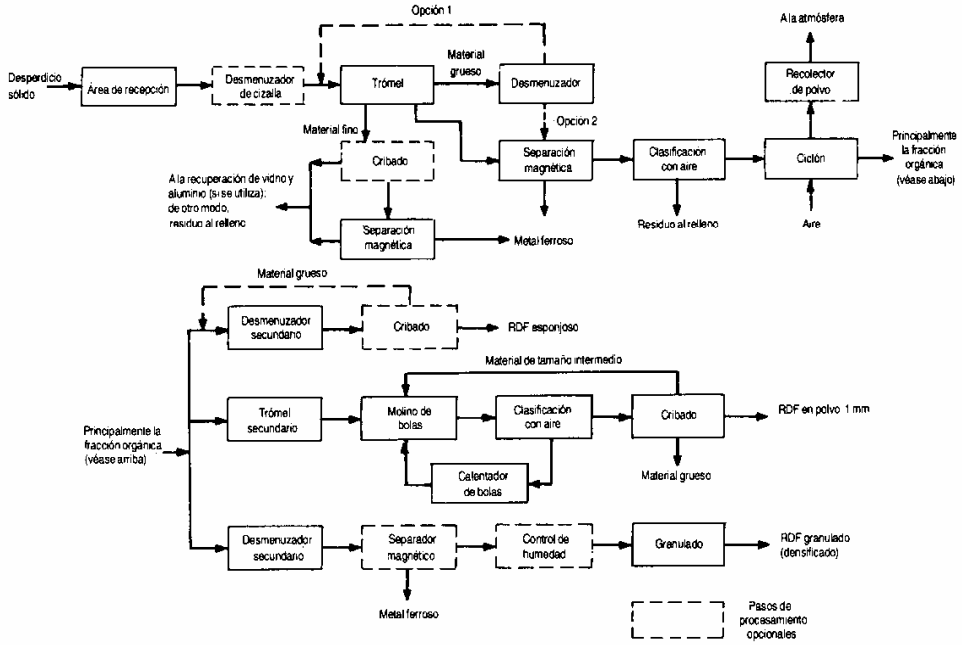


FIG. 26-48 Diagrama de flujo característico para la recuperación de materiales y la producción de combustibles derivados de los desperdicios (RDF). [Adaptado en parte de D. C. Wilson (ed.), *Waste Management: Planning, Evaluation, Technologies*, Oxford University Press, Oxford, 1981.]

TABLA 26-42 Procesos biológicos y químicos utilizados para la recuperación de los productos de conversión de los desperdicios sólidos

Proceso	Producto de conversión	Pretratamiento requerido	Comentarios
Biológico			
Abono	Material tipo humus	Desmenuzamiento y separación con aire	Principal desventaja: la falta de mercado; su aplicación a gran escala está técnicamente comprobada
Digestión anaerobia	Gas metano	Desmenuzamiento y separación con aire	Tecnología a escala de laboratorio, exclusivamente
Conversión biológica a proteína	Proteína y alcohol	Desmenuzamiento y separación con aire	Tecnología a escala de laboratorio, exclusivamente
Fermentación biológica	Glucosa y furfural	Desmenuzamiento y separación con aire	Utilizado junto con el proceso hidrolítico
Químico			
Incineración con recuperación de calor	Energía en forma de vapor	Ninguno	Se requieren mercados para el vapor; tecnología comprobada en varias aplicaciones a gran escala; los reglamentos sobre la calidad del aire pueden prohibir su empleo
Combustión complementaria del combustible en las calderas	Energía en forma de vapor	Desmenuzamiento, separación con aire y separación magnética	Si es deseable una menor inversión de capital, se requiere modificar las calderas existentes; los reglamentos sobre la calidad del aire pueden prohibir su uso
Gasificación	Energía en forma de gas, con bajo contenido de energía	Desmenuzamiento, separación con aire y separación magnética	La gasificación también se puede utilizar para la coeliminación de los sedimentos industriales
Pirólisis	Energía en forma de gas o aceite	Desmenuzamiento y separación magnética	Tecnología comprobada exclusivamente en aplicaciones de planta piloto; a pesar de que reduce al mínimo la contaminación, los reglamentos sobre la calidad del aire pueden prohibir su empleo
Hidrólisis	Glucosa y furfural	Desmenuzamiento y separación con aire	Tecnología comprobada únicamente a escala piloto
Conversión química	Aceite, gas, acetato de celulosa	Desmenuzamiento y separación con aire	Tecnología comprobada únicamente a escala piloto

TABLA 26-43 C
para los proces

Partida
Tamaño de partícula
Sembrado y mezclado
Mezclado y volteado
Requerimientos de air
Requerimientos de ox
Contenido de humeda
Temperatura
Razón carbono a nitr
pH
Control de patógeno

* Adaptado de G.
ring Principles and M

nicas son los prir
desperdicios sóli

Una vez que se
la energía deben
obtención de los
predeterminadas
diagrama de fluj
específicos y la
como una fuente
se identifican a m
(RDF).

TABLA 26-43 Consideraciones importantes de diseño para los procesos de abono aerobio*

Partida	Comentario
Tamaño de partícula	Para obtener resultados óptimos, el tamaño de los desperdicios sólidos debe ser entre 25 y 75 mm (1 y 3 in)
Sembrado y mezclado	El tiempo de obtención del abono se puede reducir al sembrar con desperdicios sólidos parcialmente descompuestos hasta aproximadamente 1 a 5% en peso. También se puede agregar sedimento del drenaje a los desperdicios sólidos preparados. Cuando se agrega sedimento, el contenido final de humedad es la variable de control.
Mezclado y volteado	Para prevenir el secado, entortado y acanalamiento de aire, el material en el proceso de obtención del abono debe mezclarse o voltearse mediante un programa regular o según se requiera. La frecuencia del mezclado o volteado dependerá del tipo de operación para la obtención del abono.
Requerimientos de aire	Aire con al menos 50% de la concentración inicial de oxígeno debe llegar a todas partes del material para obtención de abono, con objeto de obtener resultados óptimos, especialmente en los sistemas mecánicos.
Requerimientos de oxígeno total	Se puede estimar la cantidad teórica de oxígeno requerida.
Contenido de humedad	Durante el proceso de obtención de abono, el contenido de humedad debe variar entre 50 y 60%. El valor óptimo es aproximadamente 55%.
Temperatura	Para obtener mejores resultados, la temperatura debe mantenerse entre 322 y 327 K (120 y 130°F) para los primeros días y entre 327 y 333 K (130 y 140°F) por el resto del periodo activo de obtención de abono. Si la temperatura es superior a 339 K (150°F) la actividad biológica se reduce en forma significativa.
Razón carbono a nitrógeno	Las razones iniciales de carbono a nitrógeno entre 35 y 50 (en peso) son las óptimas para la obtención de abono aerobio. A razones inferiores el amoniaco se disipa y la actividad biológica se ve impedida. A razones superiores, el nitrógeno puede ser el nutriente limitante.
pH	Para reducir al mínimo la pérdida de nitrógeno en forma de amoniaco gaseoso, el pH no debe ser mayor a aproximadamente 8.5.
Control de patógenos	Si el proceso se lleva a cabo adecuadamente, pueden matarse todos los organismos patógenos, hierbas y semillas durante el proceso de obtención de abono. Para ello, la temperatura debe mantenerse entre 333 y 344 K (140 y 160°F) durante 24 h.

*Adaptado de G. Tchobanoglous, H. Teisen, R. Eliassen, *Solid Wastes: Engineering Principles and Management Issues*, McGraw-Hill, New York, 1977.

nicas son los principales materiales recuperables contenidos en los desperdicios sólidos industriales.

Una vez que se ha tomado la decisión de recuperar los materiales y/o la energía deben desarrollarse diagramas de flujo del proceso para la obtención de los componentes deseados, sujetos a las especificaciones predeterminadas de los materiales. En la figura 26-48 se presenta un diagrama de flujo característico para la recuperación de componentes específicos y la preparación de materiales combustibles para usarse como una fuente de combustible. Los materiales combustibles ligeros se identifican a menudo como combustibles derivados de desperdicios (RDF).

El diseño y disposición de las instalaciones físicas que constituyen el diagrama de flujo de la planta de procesamiento son aspectos importantes en la puesta en práctica y el éxito de la operación de dichos sistemas. Los factores importantes a considerar en el diseño y disposición de tales sistemas incluyen **1)** la eficiencia del comportamiento del proceso, **2)** la confiabilidad y flexibilidad, **3)** la facilidad y el bajo costo de la operación, **4)** los aspectos estéticos, y **5)** los controles ambientales.

Recuperación de los productos de conversión biológica Los productos que pueden ser recuperados por conversión biológica y que se pueden obtener de los desperdicios sólidos incluyen abono, metano, diferentes proteínas y alcoholes, y una variedad de otros compuestos orgánicos intermedios. El proceso principal utilizado se resume en la tabla 26-42. La fabricación de abono y la digestión anaerobia son los dos procesos más desarrollados y se consideran a continuación. La recuperación de gas de los rellenos de tierra se analiza en la parte de esta sección que trata sobre la colocación final.

Fabricación de abono Si los materiales orgánicos, excluyendo plásticos, hules y piel, se separan de los desperdicios sólidos municipales y se someten a una descomposición por medio de bacterias, el producto final que queda después de la actividad asimiladora y desasimiladora de las bacterias se conoce con el nombre de "abono" o "humus". El proceso que incluye tanto la separación como la conversión por medio de bacterias de los desperdicios sólidos orgánicos, se conoce como "fabricación de abono". La descomposición de los desperdicios sólidos orgánicos se puede realizar por medios aerobios o anaerobios, dependiendo de la disponibilidad de oxígeno.

La mayor parte de las operaciones para la fabricación de abono incluye tres capas básicas: **1)** la preparación de los desperdicios sólidos, **2)** la descomposición de los desperdicios sólidos, y **3)** la preparación y comercialización del producto. La recepción, clasificación, separación, reducción de tamaño y adición de humedad y nutrientes son parte de la etapa de preparación. Se han desarrollado varias técnicas para realizar la etapa de descomposición. Una vez que los desperdicios sólidos se han convertido en humus, están listos para la tercera etapa, que

TABLA 26-44 Consideraciones importantes de diseño para la digestión anaerobia*

Partida	Comentario
Tamaño del material desmenuzado	Los desperdicios que van a digerirse deben desmenuzarse hasta un tamaño que no interfiera con el funcionamiento eficiente de las operaciones de bombeado y mezclado
Equipo de mezclado	Para lograr resultados óptimos y evitar la formación de espuma, se recomienda el mezclado mecánico.
Porcentaje de desperdicios sólidos mezclados con el sedimento	Aunque se han utilizado cantidades de desperdicio que varían de 50 a 90% o más, 60% parece ser un punto intermedio razonable.
Tiempo de residencia hidráulico y medio de la celda, $\theta_h = \theta$	El tiempo de lavado varía entre 3 y 4 días. Utilícense de 8 a 15 días para el diseño, con base en los resultados de los estudios de planta piloto.
Velocidad de carga	0.6 a 1.6 kg/(m^3·día) [0.04 a 0.10 lb/(ft^3·día)]. La velocidad no está bien definida en la actualidad. Se han informado velocidades significativamente superiores.
Temperatura	Entre 327 a 333 K (130 y 140°F).
Destrucción de los desperdicios sólidos volátiles	Varía entre 60 hasta 80%. Se puede utilizar 70% para propósitos de estimación.
Sólidos totales destruidos	Varía de 40 a 60%, dependiendo de la cantidad de material inerte presente al principio.
Producción de gas	0.5 a 0.75 m^3/kg (8 a 12 ft^3/lb) de sólidos volátiles destruidos (CH_4 = 60%, CO_2 = 40%).

*Fuente: G. Tchobanoglous, H. Theisen, R. Eliassen, *Solid Wastes: Engineering Principles and Management Issues*, Mc. raw-Hill, New York, 1977.
†Las velocidades reales de eliminación de los sólidos volátiles pueden ser inferiores, y dependen de la cantidad de material extraído en la capa de espuma.

es la preparación y comercialización del producto. Esta etapa puede incluir una molienda fina, mezclado con varios aditivos, granulación/embalaje, almacenamiento, embarque y en algunos casos comercialización directa. En la tabla 26-43 se presentan las principales consideraciones de diseño realizadas con la descomposición biológica de desperdicios sólidos preparados.

Digestión anaerobia La digestión anaerobia o fermentación anaerobia, como se suele llamar, es el proceso utilizado para la producción de metano a partir de desperdicios sólidos. La mayor parte de los procesos en los que el metano se procesa a partir de desperdicios sólidos por digestión anaerobia incluyen tres etapas básicas. La primera etapa incluye la preparación de la fracción orgánica de los desperdicios sólidos para su digestión anaerobia y, por lo general, incluye la recepción, clasificación, separación y reducción de tamaño. La siguiente etapa incluye la adición de humedad y nutrientes, la mezcla, el ajuste del pH a aproximadamente 6.7, el calentamiento del precipitado hasta 327 y 333 K (130 y 140°F) y la digestión anaerobia en un reactor de flujo continuo, en el cual se mezcla el contenido durante un periodo que varía de 8 a 15 días. La tercera etapa incluye la captura, almacenamiento y, si es necesario, la separación de los componentes gaseosos generados durante el proceso de digestión. La colocación final del precipitado digerido es una tarea adicional a realizar. En la tabla 26-44 se resumen algunas consideraciones importantes de diseño. Dada la variabilidad de resultados reportados en la literatura, se recomienda realizar estudios de planta piloto si se va a utilizar el proceso de digestión para la conversión de los desperdicios sólidos.

Recuperación de los productos de conversión química Los productos de conversión química que pueden ser recuperados a partir de los desperdicios sólidos incluyen el calor, los gases, diversos aceites y varios compuestos orgánicos relacionados. Los principales procesos de conversión química que se han utilizado para la recuperación de productos utilizables a partir de los desperdicios sólidos se resumen en la tabla 26-42.

Incineración con recuperación de calor El contenido de calor de los gases producidos en la incineración de los desperdicios sólidos se puede recuperar al convertirlo en vapor. El bajo nivel de calor que permanece en los gases después de la recuperación del calor también se puede utilizar para precalentar el aire de combustión, al igual que el agua de repuesto de la caldera o el combustible de los desperdicios sólidos.

1. *En los incineradores existentes* En ellos se pueden instalar calderas para recuperar el calor de los desperdicios, que extraen el calor de los gases de combustión sin introducir cantidades excesivas de aire o humedad. En forma característica, los gases del incinerador se enfriarán desde 1250 a 1375 K (1800 a 2000°F) hasta 500 a 800 K (600 a 1000°F) antes de ser descargados a la atmósfera. Además de la producción de vapor, el empleo de un sistema de calderas es benéfico para reducir el número de gases a procesar en el equipo de control de contaminación del aire.

2. *En incineradores de pared de agua* En estos incineradores, las paredes internas de la cámara de combustión están recubiertas con los tubos de la caldera, que se colocan verticalmente y se sueldan en secciones continuas. Cuando se utilizan paredes de agua en lugar de materiales refractarios, no sólo son muy útiles para la recuperación de vapor, sino extremadamente eficaces para el control de la temperatura del horno sin introducir exceso de aire; sin embargo, están sujetos a corrosión por el ácido clorhídrico producido por la combustión de algunos compuestos plásticos.

Empleo de combustibles derivados de los desperdicios Los combustibles derivados de los desperdicios sólidos (RDF) también se pueden quemar directamente en las calderas industriales, que en la actualidad se utilizan para la producción de potencia con carbón pulverizado o petróleo. Además, estos combustibles se pueden quemar junto con el carbón o petróleo. A pesar de que el proceso con carbón no está bien establecido, en apariencia, de 15 a 20% de la entrada de calor puede ser de los desperdicios sólidos preparados. Con el uso de petróleo como combustible, aproximadamente 10% de la entrada de calor proviene de los desperdicios sólidos. Dependiendo del grado de procesamiento, se han utilizado sistemas de encendido por suspensión, de distribución con émbolo y doble vórtice.

Gasificación El proceso de gasificación incluye la combustión parcial de un combustible a base de carbón, para generar un gas combustible rico en monóxido de carbono e hidrógeno. Un gasificador consta básicamente de un incinerador que opera en condiciones de reducción. El calor para mantener el proceso se obtiene de las reacciones exotérmicas, en tanto que los componentes combustibles del gas bajo en energía están básicamente generados por reacciones endotérmicas. La cinética de la reacción del proceso de gasificación es bastante compleja y es aún tema sujeto a discusión.

Cuando el gasificador se opera a presión atmosférica, con aire como oxidante, los productos del proceso de gasificación son gases con bajo contenido de energía, que en forma característica contienen (en volumen) 10% de CO_2, 20% de CO, 15% de H_2 y 2% CH_4, con el complemento hasta 100% constituido por N_2 y un carbón de leña rico en carbono. Debido al efecto diluyente del nitrógeno en el aire de entrada, el gas de bajo contenido de energía tiene un contenido de energía que varía entre 5.2 y 6.0 MJ/m^3 (140 a 160 Btu/ft^3). Cuando se utiliza oxígeno puro como oxidante, se produce un gas con un contenido intermedio de energía, que varía entre 12.9 a 13.8 MJ/m^3 (345 a 370 Btu/ft^3)

Pirólisis De las muchas opciones de los procesos de conversión química que se han investigado, salvo la incineración, la pirólisis es la que ha recibido mayor atención. Según el tipo de reactor utilizado, la forma física de los desperdicios sólidos a pirolizar puede variar desde los desperdicios no desmenuzados hasta la porción finamente dividida de los desperdicios que permanecen después de las dos etapas de desmenuzamiento y clasificación por aire. Mediante el calentamiento en una atmósfera libre de oxígeno, la mayor parte de las sustancias orgánicas se pueden dividir con una combinación de fraccionamiento térmico y reacciones de condensación en fracciones gaseosas, líquidas y sólidas. La pirólisis es el término utilizado para describir el proceso. En contraste con el proceso de combustión, que es altamente exotérmico, el proceso pirolítico es altamente endotérmico. Por este motivo, se emplea a menudo el término "destilación destructiva" como una opción del término pirólisis.

Las características de las tres fracciones de componentes más importantes que resultan de la pirólisis son: **1**) una corriente de gas que contiene básicamente hidrógeno, metano, monóxido de carbono, dióxido de carbono y varios otros gases, que dependen de las características orgánicas del material a pirolizar; **2**) una fracción que consiste en una corriente de alquitrán y/o aceite que es líquida a temperatura ambiente y se ha descubierto que contiene productos químicos, como ácido acético, acetona y metanol; y **3**) un carbón que consta casi exclusivamente de carbono más los materiales inertes que pudieron haber entrado al proceso. Se ha descubierto que la distribución de las fracciones de productos varían con la temperatura a la cual la pirólisis se realiza. En condiciones de máxima gasificación, el contenido de energía del gas resultante es aproximadamente 26.1 MJ/kg (700 Btu/ft^3). El contenido de energía de los aceites pirolíticos se ha estimado en 23.2 MJ/kg (10 000 Btu/lb).

Recuperación de energía de los productos de conversión Una vez que se han obtenido los productos de conversión a partir de los desperdicios sólidos por medio de uno o más de los métodos biológicos o químicos que aparecen en la tabla 26-42, el siguiente paso es su almacenamiento y/o uso. Si se va a producir energía, se requiere un paso adicional de conversión.

Sistemas de recuperación de energía Los principales componentes incluidos en la recuperación de energía a partir del calor, vapor, diferentes gases y aceites y otros productos de conversión son las calderas para la producción de vapor, las turbinas de vapor y de gas para la potencia motriz y los generadores de electricidad, para la conversión de potencia motriz en electricidad.

En la figura 26-49 aparecen los diagramas de flujo característicos para los sistemas opcionales de recuperación de energía. Quizá el diagrama de flujo más común para la producción de energía eléctrica incluya el empleo de un turbogenerador de vapor (véase la Fig. 26-49*a*).

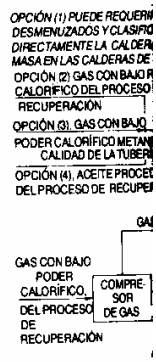


FIG. 26-49 Sistem
combinación de turbo
compresor de gas y tu
y R. Eliassen, *Solid*
McGraw-Hill, New

Como se puede obt
fuente básica de co
En la figura 26-49
generador de gas.

TABLA 26-45
individuales y

Com

Incinerador-caldera
Caldera
Combustible sóli
Gas con bajo pod
Operada con acei
Gasificador
Reactor pirolítico
Convencional
Purox
Turbinas
De gas de combu
Con ciclo senc
De regeneraci
De gas de expan
Sistema de turboge
Inferior a 12.5 M
De más de 10 M
Generador eléctric
Inferior a 10 M
De más de 10 M
Concesión de la est
Planta de turbog
Proceso Purox
Pérdidas de calor n

* Valor teórico p
†La eficiencia v
‡Relación de cal

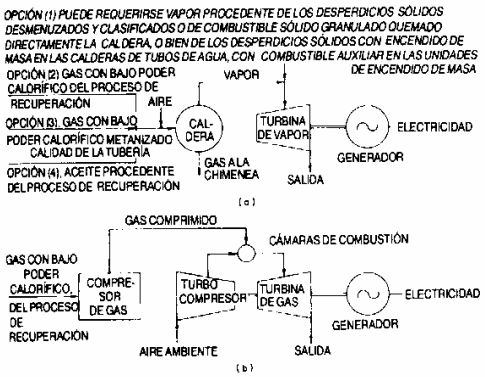


FIG. 26-49 Sistemas opcionales de generación de energía. *a*) Opciones con combinación de turbogenerador de vapor. *b*) Opciones con una combinación de compresor de gas y turbogenerador de gas. (Fuente: Tchobanoglous, H. Theisen y R. Eliassen, *Solid Wastes: Engineering Principles and Management Issues*, McGraw-Hill, New York, 1977.)

Como se puede observar, cuando se utilizan desperdicios sólidos como fuente básica de combustible, se puede operar en cuatro modalidades. En la figura 26-49*b* aparece un diagrama de flujo que utiliza un turbogenerador de gas. El gas de bajo contenido de energía se comprime a alta presión, de tal manera que se puede emplear en forma más eficaz en la turbina de gas.

Factores de eficiencia Los datos representativos de eficiencia para las calderas, los reactores pirolíticos, las turbinas de gas, los turbogeneradores de vapor, los generadores eléctricos y los factores de uso y pérdida de las plantas relacionadas, aparecen en la tabla 26-45. En toda instalación que produce energía, deben considerarse las necesidades de energía de la estación o el proceso y las pérdidas de calor que no se consideraron; estas necesidades de energía auxiliar varían de 4 a 8% de la potencia producida. Las pérdidas de calor del proceso varían generalmente entre 2 y 8%.

Determinaciones de la eficiencia y salida de energía para los sistemas de recuperación de energía Un análisis de la cantidad de energía producida a partir de los sistemas de conversión de energía con base en los desperdicios sólidos, que utilizan una combinación de incineración, caldera, turbina de vapor y generador eléctrico, con una capacidad de 1000 toneladas métricas por día, se presenta en la tabla 26-46. Si se supone que el 10% de la potencia generada se utiliza para el sistema de procesamiento del frente terminal (los valores característicos varían de 8 a 14%), entonces la potencia total para exportar es 24 604 kW y la eficiencia total 17.5%.

COLOCACIÓN FINAL

La colocación final sobre los mantos de tierra o dentro de ella es actualmente el único método viable para el manejo a largo plazo de **1**) los desperdicios sólidos recolectados y sin uso posterior, **2**) la materia re-

TABLA 26-45 Eficiencia térmica característica, factores de empleo y pérdida de planta para los componentes individuales y procesos utilizados para la recuperación de energía a partir de los desperdicios sólidos

Componente	Eficiencia* Intervalo	Eficiencia* Valor característico	Comentarios
Incinerador-caldera	40–68	63	Encendido de masa
Caldera			
Combustible sólido	60–75	72	Desperdicios sólidos procesados (RDF)
Gas con bajo poder calorífico	60–80	75	Necesario modificar los quemadores
Operada con aceite	65–85	80	Los productos aceitosos producidos por los desperdicios sólidos es posible que necesiten mezclarse para reducir la corrosividad
Gasificador	60–70	70	
Reactor pirolítico			
Convencional	65–75	70	
Purox	70–80	75	
Turbinas			
De gas de combustión			
Con ciclo sencillo	8–12	10	
De regeneración	20–26	24	Incluyendo los accesorios necesarios
De gas de expansión	30–50	40	
Sistema de turbogenerador de vapor			
Inferior a 12.5 MW	24–40	29†‡	Incluye el condensador, los calentadores y todos los accesorios necesarios, pero no la caldera
De más de 10 MW	28–32	31.6†‡	
Generador eléctrico			
Inferior a 10 MW	88–92	90	
De más de 10 MW	94–98	96	
	Factores de empleo y pérdida de la planta		
Concesión de la estación de servicio			
Planta de turbogenerador de vapor	4–8	6	
Proceso Purox	18–24	21	
Pérdidas de calor no consideradas	2–8	5	

* Valor teórico para el equivalente mecánico del calor = 3600 kJ/kWh.
† La eficiencia varía con la presión de salida. El valor característico dado se basa en una presión de salida que varía entre 50 y 100 mmHg.
‡ Relación de calor = 11 395 kJ/kWh = (3600 kJ/kWh)/0.316.

TABLA 26-46 Salida de energía y eficiencia para una planta de recuperación de energía con turbogenerador y caldera de vapor, de 1000 ton métricas/día, que utiliza desperdicios sólidos industriales no procesados con un contenido de energía de 12 000 kJ/kg

Partida	Valor
Energía disponible en los desperdicios sólidos, millón kJ/h [(1000 ton métricas/día × 1000 kg/ton métrica × 12 000 kJ/kg)/(24 h/día × 10^6 kJ/millón kJ)]	500
Energía disponible en el vapor, millón kJ/h (500 millón kJ/h × 0.7)	350
Generación de potencia eléctrica, kW (350 millón kJ/h)/(11395 kJ/kWh)*	30 715
Concesiones para la estación de servicio, kW [30 715 (0.06)]	–1 843
Pérdidas de calor no consideradas, kW [30 715 (0.05)]	–1 536
Potencia eléctrica neta para exportar, kW	27 336
Eficiencia total, en porcentaje {(27 336 kW)/[(500 000 000 kJ/h)/(3600 kJ/kWh)]}(100)	19.7

*11 395 kJ/kWh = (3600 kJ/kWh)/0.316.

sidual que queda después de procesar los desperdicios sólidos, y **3)** la materia residual que queda después de la recuperación de los productos de conversión y/o la energía. Los tres métodos de colocación final en el terreno más utilizados son: **1)** el relleno del terreno; **2)** el aprovechamiento de los productos para el cultivo del terreno, y **3)** la inyección de pozo profundo. A pesar de que la incineración a menudo se considera como un método de colocación final, es en realidad un método de procesamiento. Recientemente, el concepto de utilizar los lodos en el fondo del océano como lugar para almacenar los desperdicios se ha considerado también.

Relleno del terreno con desperdicios sólidos El relleno del terreno incluye la colocación final controlada de los desperdicios sólidos sobre el manto terrestre o en su capa superior. Los aspectos importantes de rellenos sanitarios incluyen: **1)** la selección del sitio, **2)** los métodos y operaciones para el relleno del terreno, **3)** la presencia de gases y lixiviados en los rellenos del terreno, **4)** movimiento y control de los gases y lixiviados en los rellenos del terreno, y **5)** el diseño del relleno del terreno. El relleno del terreno con desperdicios peligrosos se considera en forma separada.

Selección del sitio Los factores a considerar en la evaluación de los sitios potenciales para la colocación final de los desperdicios sólidos se resumen en la tabla 26-47. La selección final del sitio para la colocación final se basa por lo general en los resultados de un estudio preliminar del sitio, en los resultados de los estudios de costos y diseños de ingeniería y en una determinación del impacto al medio ambiente.

Métodos y operaciones para el relleno del terreno Para utilizar en forma eficaz el área disponible del terreno debe elaborarse un plan de operaciones para la colocación de los desperdicios sólidos. Se han desarrollado varios métodos de operación, básicamente de acuerdo con la experiencia de campo. Los principales métodos utilizados para las áreas secas del relleno del terreno se pueden clasificar como **1)** área, **2)** surcos, y **3)** depresiones.

1. *Método del área.* El método del área se utiliza cuando el terreno no es adecuado para la excavación de surcos en los cuales se puedan colocar los desperdicios sólidos. Por lo general, la operación del relleno comienza por construir un dique de tierra contra el que se colocan los desperdicios en capas delgadas y compactadas (véase la Fig. 26-50). Cada capa se compacta a medida que progresa el relleno, hasta que el espesor de los desperdicios compactados llega a una altura que varía entre 2 y 3 metros (6 a 10 ft). En ese momento y al final de la operación diaria, una capa de 150 a 300 mm (6 a 12 in) de material de cubierta se coloca sobre el relleno terminado. El material de cubierta debe traerse en camiones o por medio de equipo para mover tierra de los terrenos adyacentes o de las áreas de foso de préstamo. En algunas operaciones, para los rellenos de terreno más recientes se omite el material diario de cubierta. Una elevación terminada que incluye el material de cubierta

TABLA 26-47 Factores importantes a considerar en la selección preliminar de los sitios de relleno

Factor	Consideraciones
Área de terreno disponible	Al seleccionar el terreno potencial para los sitios de colocación final es importante asegurarse de que se dispone de suficiente área de terreno. Se requiere una superficie suficiente para operar por lo menos 1 año en el sitio dado, con objeto de reducir al mínimo los costos.
Impacto sobre el procesamiento y la recuperación de recursos	Es importante proyectar la extensión de las actividades de procesamiento y recuperación de recursos que pueden ocurrir en el futuro y determinar su impacto sobre la cantidad y condición de materiales residuales que se desechan
Distancia de arrastre	A pesar de que son deseables distancias mínimas de arrastre, también deben considerarse otros factores, que incluyen: ubicación de las rutas de recolección, tipos de desperdicios a remolcar, modelos locales de tránsito y características de las rutas de y hasta el sitio de colocación final (condiciones de las rutas, modelos de tránsito y condiciones de acceso)
Condiciones de la tierra y topografía	Ya que se requiere proporcionar material para el relleno de cada día y una capa final de cubierta una vez que se ha terminado el relleno, deben obtenerse los datos necesarios sobre las cantidades y características de las tierras en el área. La topografía local afectará el tipo de operación del relleno a utilizar, los requerimientos de equipo y la extensión del trabajo que sea necesario hacer para usar el sitio.
Condiciones climatológicas	En la evaluación del sitio potencial deben considerarse también las condiciones locales del tiempo. En invierno, cuando el congelamiento es intenso, el material para cubrir el relleno debe estar disponible en pilas, si la excavación no es práctica. El viento y los patrones del viento también deben considerarse con cuidado. Para evitar los papeles llevados por el viento, deben instalarse barreras contra el viento.
Hidrología del agua superficial	La hidrología local del agua superficial del área del relleno es importante para establecer las características del drenaje y desagüe naturales existentes a considerar. También deben identificarse otras condiciones de inundación.
Condiciones geológicas e hidrológicas	Las condiciones geológicas e hidrogeológicas son quizá los factores más importantes para establecer lo adecuado, desde el punto de vista del medio ambiente, del área para el sitio de relleno. Se requieren datos sobre estos factores para determinar la contaminación potencial del sitio propuesto y establecer lo que se puede hacer en el sitio para el control del movimiento del lixiviado o los gases del relleno.
Condiciones locales del medio ambiente	La proximidad tanto de desarrollos residenciales como industriales es muy importante. Deben tomarse las precauciones necesarias en la operación del relleno para que sean adecuadas, desde el punto de vista del medio ambiente, con relación al control del ruido, olores, polvo, papeles llevados por el viento y vector.
Usos finales	Ya que el uso final afecta el diseño y la operación del relleno, esta partida debe solucionarse antes de planear y diseñar el relleno.

se conoce como una "celda" (véase la Fig. 26-51). Elevaciones sucesivas se colocan una sobre otra hasta que se llega a la inclinación final requerida en el plan de desarrollo. Se utiliza una última capa de material de cubierta cuando el relleno alcanza la altura final de diseño.

2. *Método del surco.* El método del surco (véase la Fig. 26-52) para el relleno del terreno es ideal en áreas donde se dispone de una profundidad adecuada de material de cubierta en el sitio y donde la capa freática está muy por debajo de la superficie. Al iniciar el proceso, se excava una porción de surco y la tierra se apila para formar un dique detrás del primer surco. Después se colocan los desperdicios en el surco diseminado en capas delgadas y compactadas. La operación continúa hasta alcanzar la altura deseada. El material de cubierta se obtiene

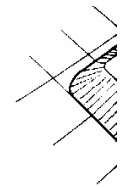
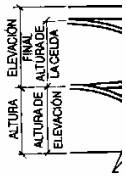


FIG. 26-50 Métod
a) Diagrama del relle



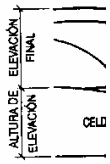


FIG. 26-51 Secci
diaria o intermedia.

por excavación d
se está rellenando

3. *Método de*
naturales o artific
para las operacio
utilizado los cañ
canteras. Las téc
dos en los rellen

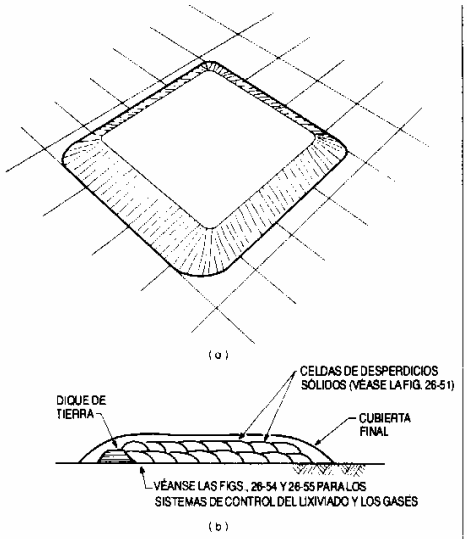


FIG. 26-50 Método del área para rellenar el terreno con desperdicios sólidos. *a*) Diagrama del relleno terminado. *b*) Sección transversal del relleno.

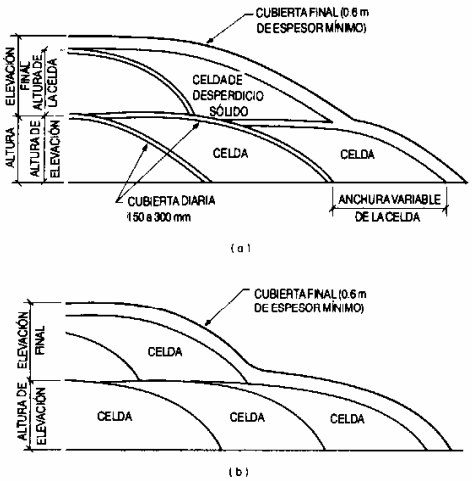


FIG. 26-51 Sección transversal característica de un relleno. *a*) Con cubierta diaria o intermedia. *b*) Sin cubierta diaria o intermedia.

por excavación de un surco adyacente o la continuación del surco que se está rellenando.

3. *Método de depresión.* En los sitios donde existen depresiones naturales o artificiales, a menudo es posible utilizarlos adecuadamente para las operaciones de relleno del terreno. Para este propósito se han utilizado los cañones, las barrancas, los fosos secos de préstamo y las canteras. Las técnicas para colocar y compactar los desperdicios sólidos en los rellenos del terreno por depresión varían con la geometría

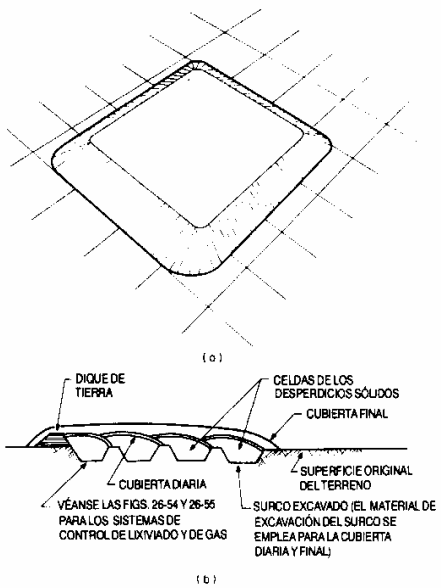


FIG. 26-52 Método del surco, para el relleno del terreno con desperdicios sólidos. *a*) Vista del relleno terminado. *b*) Sección transversal del relleno.

del sitio, las características del material de cubierta, la hidrología y geología del sitio, y el acceso al sitio.

En un cañón, el relleno se inicia por la cabeza terminal del cañón (véase la Fig. 26-53) y termina en la boca. Esta práctica previene la acumulación de agua detrás del relleno del terreno. Por lo general, los desperdicios se depositan en el fondo del cañón y después se empujan contra la cara del cañón con una pendiente aproximada de 2 a 1; de esta manera se puede lograr un alto grado de compactación.

4. *Rellenos en áreas húmedas.* Debido a los problemas relacionados con la contaminación de aguas subterráneas, el desarrollo de olores y la estabilidad estructural, los rellenos del terreno se emplean rara vez en áreas húmedas. Si deben utilizarse estas áreas como sitios de relleno del terreno, por ejemplo pantanos y marismas, áreas de mareas o estanques, fosos o canteras, deben tomarse las precauciones necesarias para contener o eliminar los movimientos de los lixiviados y gases de las celdas terminadas. Por lo general esto se realiza drenando primero el sitio y recubriendo después el fondo con arcilla u otro sellador apropiado. Si se utiliza arcilla, es importante continuar la operación de drenaje hasta que el sitio esté lleno, para evitar la generación de presiones hacia arriba que puedan hacer que el recubrimiento se rompa por elevación.

Presencia de gases y líquido lixiviado en los rellenos Los siguientes procesos biológicos, físicos y químicos ocurren cuando los desperdicios sólidos se colocan en rellenos sanitarios: **1)** descomposición biológica de los materiales orgánicos, ya sea aerobia o anaerobiamente, con la generación de gases y líquidos; **2)** oxidación química de los materiales de desperdicio; **3)** escape de gases del relleno; **4)** movimiento de líquidos causado por presiones hidráulicas diferenciales; **5)** disolución y lixiviación de materiales orgánicos e inorgánicos por el agua y movimiento del lixiviado a través del relleno; **6)** movimiento del material disuelto por gradientes de concentración y ósmosis, y **7)** un asentamiento no uniforme causado por la consolidación del material en los espacios vacíos.

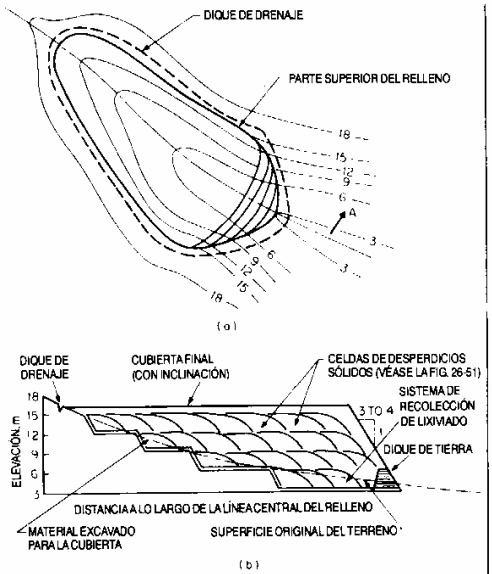


FIG. 26-53 Método de la depresión para el relleno del terreno con desperdicios sólidos. *a*) Vista de planta; relleno del terreno en un cañón. *b*) Sección transversal del relleno.

Por lo que respecta al punto 1, la descomposición bacteriana inicial ocurre en condiciones aerobias, porque cierta cantidad de aire está atrapado dentro del relleno. Sin embargo, el oxígeno en el aire atrapado se acaba en unos cuantos días, y una descomposición a largo plazo se presenta en condiciones anaerobias.

1. *Gases en los rellenos.* Los gases encontrados en los rellenos incluyen aire, amoniaco, dióxido de carbono, monóxido de carbono, hidrógeno, sulfuro de hidrógeno, metano, nitrógeno y oxígeno. En la tabla 3-30 de la sección 3 se presentan los datos sobre el peso molecular y la densidad de estos gases. El dióxido de carbono y el metano son los principales gases producidos por la descomposición anaerobia de los componentes orgánicos del desperdicio sólido.

La conversión anaerobia de los compuestos orgánicos se supone que ocurre en tres etapas; la primera incluye la transformación por medio de enzimas (hidrólisis) de los compuestos de alto peso molecular a compuestos adecuados para usarse como fuente de energía y carbón de la celda; la segunda está relacionada con la conversión, por medio de bacterias, de los compuestos que resultan de la primera etapa, en compuestos intermedios de menor peso molecular; y la tercera etapa incluye la conversión bacteriana de los compuestos intermedios en productos terminales más simples como dióxido de carbono (CO_2) y metano (CH_4). La conversión anaerobia global de los desperdicios industriales orgánicos se puede representar por medio de la siguiente ecuación

$$C_aH_bO_cN_d \rightarrow nC_wH_xO_yN_z + mCH_4 + sCO_2 + rH_2O + (d - nz)NH_3 \qquad (26\text{-}13)$$

donde $s = a - nw - m$

$r = c - ny - 2s$

Los términos "$C_aH_bO_cN_d$" y "$C_wH_xO_yN_z$" se utilizan para representar, en una base molar, la composición del material presente al iniciarse el proceso. Si se supone que los desperdicios orgánicos se estabilizan completamente, la expresión correspondiente es

$$C_aH_bO_cN_d + \left(\frac{4a - b - 2c + 3d}{4}\right)H_2O \rightarrow \left(\frac{4a + b - 2c - 3d}{8}\right)CH_4 + \left(\frac{4a - b + 2c + 3d}{8}\right)CO_2 + dNH_3 \qquad (26\text{-}14)$$

La velocidad de descomposición en los rellenos no manejados, medida por la producción de gas, alcanza su máximo en los primeros dos años y disminuye después con lentitud, y continúa en muchos casos durante periodos hasta de 25 años o más. El volumen total de los gases liberados durante la descomposición anaerobia puede estimarse de varias maneras. Si todos los constituyentes orgánicos presentes en los desperdicios (con excepción de plásticos, hules y piel) se representan por una ecuación generalizada de la forma $C_aH_bO_cN_d$, el volumen total de gas se puede estimar utilizando la ecuación (26-14), suponiendo una conversión completa en dióxido de carbono y metano.

2. *Lixiviado en los rellenos.* El lixiviado se puede definir como el líquido que se ha filtrado a través del desperdicio sólido y extraído de él materiales disueltos o en suspensión. En la mayor parte de los rellenos, la parte líquida del lixiviado está compuesta por el líquido producido por la descomposición de los desperdicios y el líquido que entró al relleno procedente de fuentes externas, como el drenaje superficial, el agua de lluvia, el agua subterránea y el agua de manantiales subterráneos. Los datos representativos de las características químicas del lixiviado se resumen en la tabla 26-48.

Movimiento y control de gas y lixiviado En condiciones ideales, los gases generados en los rellenos deben ventearse a la atmósfera o, en rellenos más grandes, recolectarse para la producción de energía. El lixiviado debe contenerse dentro del relleno o extraerse para su tratamiento.

1. *Movimiento de los gases.* En la mayor parte de los casos, aproximadamente el 90% del volumen de gas producido por la descomposición de los desperdicios sólidos consta de metano y dióxido de carbono. A pesar de que la mayor parte del metano escapa a la atmósfera, tanto éste como el dióxido de carbono se han encontrado en concentraciones hasta del 40% en distancias laterales de hasta 120 m (400 ft) de las orillas de los rellenos. Si se ventea a la atmósfera de una manera no controlada, el metano se puede acumular (debido a que su gravedad específica es menor que la del aire) debajo de los edificios o en otros espacios cerrados cercanos al relleno sanitario. Sin embargo, con el venteo adecuado, el metano no presenta problemas.

TABLA 26-48 Datos sobre la composición del lixiviado en el relleno*

Componente	Valor†, mg/l	
	Intervalo‡	Característico
BOD_5 (5 días de demanda de oxígeno bioquímico)	2 000–30 000	10 000
TOC (carbono orgánico total)	1 500–20 000	6 000
COD (demanda de oxígeno químico)	3 000–45 000	18 000
Sólidos totales en suspensión	200–1 000	500
Nitrógeno orgánico	10–600	200
Nitrógeno de amoniaco	10–800	200
Nitratos	5–40	25
Fósforo total	1–70	30
Orto fósforo	1–50	20
Alcalinidad como $CaCO_3$	1 000–10 000	3 000
pH	5.3–8.5	6
Dureza total como $CaCO_3$	300–10 000	3 500
Calcio	200–3 000	1 000
Magnesio	50–1 500	250
Potasio	200–2 000	300
Sodio	200–2 000	500
Cloruro	100–3 000	500
Sulfato	100–1 500	300
Hierro total	50–600	60

*Fuente: G. Tchobanoglous, H. Theisen y R. Eliassen, *Solid Wastes: Engineering Principles and Management Issues*, McGraw-Hill, New York, 1977.

†Excepto pH

‡Rango representativo de valores. El valor máximo se ha reportado en la literatura sobre el tema para algunos de los componentes.

Ya que el dióxido
denso que el metano
mo resultado de ell
porciones inferiores
mo, dada su densida
abajo a través de la
rránea. Como el dió
lo general reduce el
nido mineral de las
bonatos de calcio y

2. *Control del*
gases producidos en
lación de venteos he
el terreno circundan
figura 26-54*a*, los
miento de los ventei
desperdicio, pero g
espesor de la capa
cluso cuando exist
300 a 450 mm (12
Fig. 26-54*b*) se pue
to lateral de los gase
con venteos laterale
grava (véase la Fig
de los gases se pue
foradas en la capa
pueden ventearse l
gases y ventear el g

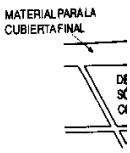


FIG. 26-54 Ventec
en los rellenos. *a*) C
Theisen y R. Eliasse
Issues, McGraw-Hill

Ya que el dióxido de carbono es 1.5 más denso que el aire y 2.8 más denso que el metano, tiende a moverse hacia el fondo del relleno. Como resultado de ello, la concentración del dióxido de carbono en las porciones inferiores del relleno puede ser alta durante años. Por último, dada su densidad, el dióxido de carbono se moverá también hacia abajo a través de la formación subyacente, hasta llegar al agua subterránea. Como el dióxido de carbono es fácilmente soluble en agua, por lo general reduce el pH, que a su vez incrementa la dureza y el contenido mineral de las aguas subterráneas por la solubilización de los carbonatos de calcio y magnesio.

2. *Control del movimiento de gas.* El movimiento lateral de los gases producidos en los rellenos se puede controlar mediante la instalación de venteos hechos con materiales que sean más permeables que el terreno circundante. En forma característica, como se observa en la figura 26-54*a*, los venteos de gases se hacen con grava. El espaciamiento de los venteos de las celdas depende del ancho de las celdas de desperdicio, pero generalmente varían entre 18 a 60 m (60 a 200 ft). El espesor de la capa de grava debe ser tal que permanezca continua, incluso cuando existan asentamientos diferenciales; se recomiendan 300 a 450 mm (12 a 18 in). Los venteos tipo barrera o pozo (véase la Fig. 26-54*b*) se pueden emplear también para el control del movimiento lateral de los gases. Los venteos de pozos se utilizan a menudo junto con venteos laterales de superficie enterrados bajo el nivel del surco de grava (véase la Fig. 26-54*c*). El control del movimiento descendente de los gases se puede realizar mediante la instalación de tuberías perforadas en la capa de grava, en el fondo del relleno. Si los gases no pueden ventearse lateralmente, es necesaria la instalación de pozos de gases y ventear el gas bombeado a la atmósfera.

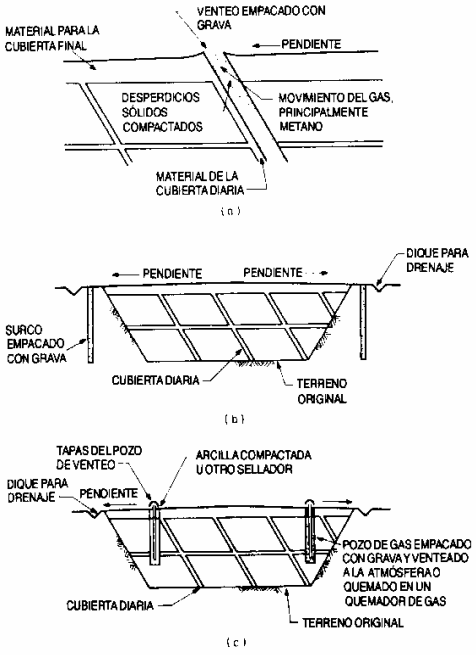


FIG. 26-54 Venteos utilizados para controlar el movimiento lateral de gases en los rellenos. *a*) Celda. *b*) Barrera. *c*) Pozo. (Fuente: G. Tchobanoglous, H. Theisen y R. Eliassen, *Solid Wastes: Engineering Principles and Management Issues*, McGraw-Hill, New York, 1977.)

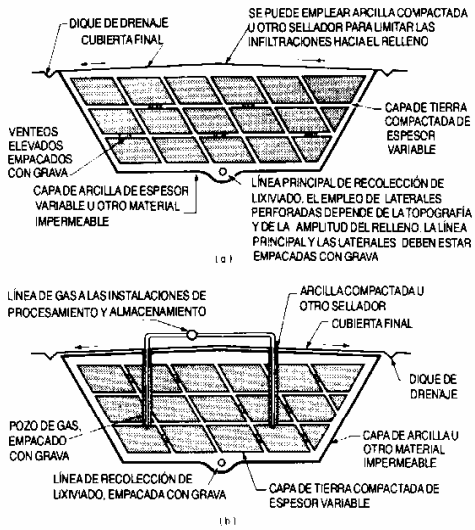


FIG. 26-55 Empleo de un recubrimiento impermeable para controlar el movimiento de gases y lixiviado en los rellenos. *a*) Sin recuperación de gas. *b*) Con recuperación de gas. (Fuente: G. Tchobanoglous, H. Theisen y R. Eliassen, *Solid Wastes: Engineering Principles and Management Issues*, McGraw-Hill, New York, 1977.)

El movimiento de los gases en los rellenos a través de las formaciones de tierra adyacentes, se puede controlar mediante la construcción de barreras de materiales que sean más impermeables que el terreno (véase la Fig. 26-55*a*). Algunos de los selladores para los rellenos que están disponibles para este objetivo se resumen en la tabla 26-49. De ellos, el empleo de arcillas compactadas es el más común. El espesor variará dependiendo del tipo de arcilla y el grado de control requerido; se han utilizado espesores que varían de 0.15 a 1.25 m (6 a 48 in).

3. *Control del movimiento del gas por recuperación.* El movimiento de los gases en los rellenos también se puede controlar mediante la instalación de pozos recuperadores de gas en los rellenos terminados (véase la fig. 26-55*b*). Cuando se va a recuperar el gas del relleno se utiliza arcilla y otros recubrimientos. En algunos sistemas de recuperación de gas, el líquido lixiviador se recolecta y recircula a la parte superior del relleno y se inyecta a través de líneas perforadas colocadas en tramos de drenaje. Característicamente, la velocidad de producción de gas es mayor en los sistemas con recirculación de líquido lixiviador.

A pesar de que se han instalado sistemas de recuperación de gas en algunos rellenos municipales grandes, el aspecto económico de dicha operación no se ha definido hasta ahora. El costo de los depuradores de gases y el equipo de procesamiento pueden limitar la recuperación de gases de los rellenos pequeños.

4. *Movimiento de líquido lixiviador.* En condiciones normales, el líquido lixiviador se encuentra en el fondo de los rellenos. De ahí se mueve a través de los diferentes estratos, a pesar de que pudiera ocurrir un movimiento lateral, dependiendo de las características del material circundante. La velocidad de filtración del lixiviador procedente del fondo del relleno se puede estimar por la ley de Darcy, al suponer que el material que está bajo el relleno y en la parte superior de la capa freática se encuentra saturado y que una pequeña capa de líquido lixiviador existe en el fondo del relleno. En estas condiciones, el líquido lixiviador se descarga a una velocidad por unidad de área que es igual al valor del coeficiente de permeabilidad K, expresado en metros por día. El valor calculado representa la cantidad máxima de filtración que puede esperarse y este valor debe utilizarse para propósitos de diseño.

TABLA 26-49 Selladores de los rellenos, para el control de movimiento del gas y lixiviado*

Sellador		
Clasificación	Tipos representativos	Consideraciones
Tierra compactada		Debe contener algo de arcilla o aluvión fino
Arcilla compactada	Bentonitas, ilitas, caolinitas	El más utilizado de los selladores para los rellenos; el espesor de la capa varía de 0.15 a 1.2 m (6 a 48 in); la capa debe ser continua y no debe permitirse que se seque o agriete.
Productos químicos inorgánicos	Carbonato, silicato o pirofosfato de sodio	Su empleo depende de las características locales de la tierra
Productos químicos sintéticos	Polímeros, hule de látex	En fase experimental; su empleo no está bien establecido
Recubrimientos de membrana sintética	Recubrimientos de cloruro de polivinilo, hule de butilo, Hypalon, polietileno, nylon reforzado	Costoso; se puede justificar si se recupera el gas
Asfalto	Asfalto modificado, asfalto cubierto con tela de polipropileno, asfalto, concreto	La capa debe ser bastante gruesa para mantener la continuidad en condiciones de asentamiento diferencial
Otros	Concreto de gunita, cemento de tierra, cemento plástico de tierra	

*Fuente: G. Tchobanoglous, H. Theisen y R. Eliassen, *Solid Wastes: Engineering Principles and Management Issues*, McGraw-Hill, New York, 1977.

En condiciones normales, la velocidad real será menor que el valor antes mencionado, porque la columna de tierra que está bajo el relleno no estará saturada.

5. *Control del movimiento del líquido lixiviador.* A medida que el lixiviador se filtra a través de los estratos subyacentes, gran parte de los constituyentes químicos y biológicos que originalmente contenía serán eliminados por la filtración y absorción del material que constituye el estrato. En general, la amplitud de esta acción depende de las características de la tierra, especialmente del contenido de arcilla. Dado el riesgo potencial que existe al permitir que el líquido lixiviador se filtre a las aguas subterráneas, la mejor práctica es su eliminación o contención. Por último, quizá sea necesario recolectar y tratar este líquido lixiviador.

El empleo de arcilla ha sido el método más favorecido para reducir o eliminar la filtración del líquido lixiviador (véanse la Fig. 26-55 y la tabla 26-49). Los recubrimientos de membrana también se han utilizado, pero son costosos y se requiere cuidado para que no se dañen durante la operación de relleno. De igual importancia en el control del movimiento del líquido lixiviador es la eliminación de la infiltración de agua superficial, que es el principal contribuyente del volumen total del lixiviador. Al utilizar una capa de arcilla impermeable se puede controlar en forma eficiente la infiltración superficial, mediante el logro de una pendiente superficial adecuada (1 a 2%) y un drenaje correcto. En la tabla 26-50 aparecen las características de los diferentes tipos de tierra utilizada para cubrir los rellenos.

6. *Asentamientos y características estructurales de los rellenos.* El asentamiento de los rellenos depende del grado de compactación inicial, las características de los desperdicios, el grado de descomposición y los efectos de consolidación, cuando se genera lixiviado y gases en el relleno. La altura del relleno terminado también ejerce influencia sobre la compactación inicial y el grado de consolidación. El grado de consolidación puede expresarse mediante una ecuación de primer orden.

Diseño y operación de los rellenos Consideraciones importantes en el diseño y la operación de los rellenos incluyen: **1)** los requerimientos del terreno, **2)** los tipos de desperdicios que deben ser manejados, **3)** la evaluación de la filtración potencial, **4)** el diseño de las instalaciones para el control del drenaje y la filtración, **5)** el desarrollo general del plan de operación, **6)** el diseño del plan para el relleno de desperdicios sólidos, y **7)** la determinación de los requerimientos de equipo. En la tabla 26-51 se proporcionan los factores individuales más importantes a considerar en el diseño del relleno. A continuación, los últimos tres puntos se analizarán con más detalle.

1. *Plan de operación del relleno.* El diseño del sitio y el desarrollo de un horario de operación son los dos principales aspectos del plan de operación del relleno. Al planear el diseño de un sitio de relleno, se debe determinar la ubicación de los siguientes aspectos: **1)** carreteras de acceso, **2)** cobertizos para el equipo, **3)** escalas, si se utilizan, **4)** sitios de almacenamiento para desperdicios especiales, **5)** sitios para apilar los materiales en la parte superior del terreno, **6)** áreas de relleno, y **7)** equipos e instalaciones.

2. *Plan para el relleno con desperdicios sólidos.* El método específico de relleno dependerá de las características del sitio como, por ejemplo, la cantidad disponible del material para cubrir, la topografía y la hidrología y geología locales. Para evaluar planes futuros de desarrollo, será necesario preparar un plan detallado para el diseño de las celdas individuales para los desperdicios sólidos. Con base en las características del sitio o en el método de operación (por ejemplo la re-

TABLA 26-50 Clasificaciones generalizadas de adaptabilidad de los diferentes tipos de terrenos, para utilizarse como material para la cubierta del relleno*

Función	Tipo general de terreno†					
	Grava limpia	Grava con arcilla y aluvión	Arena limpia	Arena con arcilla y aluvión	Aluvión	Arcilla
Evita que los roedores hagan cuevas o túneles	G	F–G	G	P	P	P
Evita que surjan las moscas	P	F	P	G	G	E‡
Reduce al mínimo la humedad en todo el relleno	P	F–G	P	G–E	G–E	E‡
Reduce al mínimo el venteo de gas del relleno a través de la cubierta	P	F–G	P	G–E	G–E	E‡
Proporciona apariencia agradable y controla los papeles llevados por el viento	E	E	E	E	E	E
Ayuda a la vegetación	P	G	P–F	E	G–E	F–G
Ventea el gas de descomposición (es permeable)§	E	P	G	P	P	P

*Fuente: D. R. Brummer y D. J. Keller, *Sanitary Landfill Design and Operation*, U. S. EPA Publ. SW-65ts, 1972

†E, excelente; G, bueno, F, regular, P, malo.

‡Excepto cuando las grietas se extienden a través de toda la cubierta.

§Sólo si está bien drenado.

TABLA 26-51 F
lidos

Factor
Diseño
Acceso
Diseño y construcció
celda
Material de la cubierta
Drenaje
Requerimientos de eq
Prevención de incend
Protección del agua s
nea
Área del terreno

cuperación de ga
control del movim
3. *Requerimi*
en un relleno sani
rastreros, desmen
conformadoras (v
equipo requerido
del sitio, las opera
ción.

Relleno del ter
de los estados, la
mayor parte de l
para el manejo de
la Resource Cons
sitios para la colo
pararse de los siti
posible la separac
tengan operacion

Requerimient
cios peligrosos se
para poner en prá
requerimientos m
viador total, y 2)
dores.

TABLA 26-51 Factores importantes a considerar en el diseño y operación de los terrenos rellenos con desperdicios sólidos

Factor	Consideraciones
Diseño	
Acceso	Las carreteras de acceso al sitio deben estar pavimentadas; las carreteras a las áreas de descarga pueden ser de terracería
Diseño y construcción de la celda	Variará y depende del terreno, el método del relleno y de si se va a recuperar el gas
Material de la cubierta	Se lleva al máximo el empleo de los materiales de tierra del sitio; aproximadamente se requiere 1 m^3 de material de cubierta por cada 4 a 6 m^3 de desperdicios sólidos; para controlar la infiltración de la superficie, se mezcla con selladores. En algunos diseños no se utiliza la cubierta intermedia
Drenaje	Se instalan diques de drenaje para desviar el agua de la superficie; se mantiene una pendiente de 1 a 2% en el relleno terminado para evitar el estancamiento
Requerimientos de equipo	Varía con las dimensiones del relleno
Prevención de incendios	Suministro de agua al sitio; si no es potable, las salidas deben marcarse claramente; una separación adecuada de la celda evita que se queme todo el relleno si ocurre la combustión
Protección del agua subterránea	Desvíese cualquier manantial subterráneo; si se requieren, colóquense selladores para el control del lixiviado; instálense pozos para el gas y monitoréese el agua subterránea
Área del terreno	El área debe ser lo bastante grande para contener todos los desperdicios por un periodo mínimo de 1 año, pero de preferencia de 5 a 10 años
Método de relleno	La selección del método variará con el terreno y la cubierta disponible
Control de la basura	Empléense bardas móviles en el área de descarga; las cuadrillas deben recoger la basura al menos una vez por mes o según se requiera
Plan de operación	Con o sin codisposición de los sedimentos de la planta de tratamiento y la recuperación de gas
Diseminación y compactación	Dissemínense y compáctense los desperdicios en capas de 0.6 m (2 ft)
Área de descarga	Manténgala pequeña, generalmente inferior a 30 m (100 ft)
Operación	
Comunicaciones	Teléfono para emergencias
Días y horas de operación	La práctica usual es de 5 a 6 días/semana y 8 a 10 h/día
Instalaciones para los empleados	Deben proporcionarse baños y agua para beber
Mantenimiento del equipo	Debe proporcionarse un cobertizo para el mantenimiento del equipo
Registros de operación	Si se cobra una cuota por la colocación deben mantenerse registros de peso, transacciones y facturas
Recuperación	No se debe recoger basura; la recuperación debe ser lejos del área de descarga; no se deben almacenar los materiales recuperados en el sitio
Escalas	Esencial para el mantenimiento de registros

cuperación de gas) pueden incorporarse aspectos especiales para el control del movimiento de los gases y del líquido lixiviador del relleno.

3. *Requerimientos de equipo.* Los tipos de equipo que se utilizan en un relleno sanitario incluyen tractores de llantas de hule y tractores rastreros, desmenuzadoras, compactadores, palas de arrastre y motoconformadoras (véase la Fig. 26-56). Las dimensiones y la cantidad de equipo requerido dependerán básicamente de las condiciones locales del sitio, las operaciones a realizar en el relleno y el método de operación.

Relleno del terreno con desperdicios peligrosos En la mayoría de los estados, la única opción disponible para la colocación final de la mayor parte de los desperdicios peligrosos es un relleno. Las bases para el manejo de los rellenos con desperdicios peligrosos aparecen en la Resource Conservation and Recovery Act de 1976. En general, los sitios para la colocación final de los desperdicios peligrosos deben separarse de los sitios para los desperdicios sólidos municipales. Si no es posible la separación de los desperdicios, debe asegurarse que se mantengan operaciones separadas de colocación final del desperdicio.

Requerimientos Los requerimientos para un relleno de desperdicios peligrosos se detallan en RCRA y en el reglamento desarrollado para poner en práctica la ley. Desde un punto de vista de diseño, los dos requerimientos más importantes son: **1)** la contención del líquido lixiviador total, y **2)** el control de agua superficial en el sitio y sus alrededores.

Selección del sitio Los factores a considerar en la evaluación de los sitios probables para la colocación final de los desperdicios peligrosos están actualmente en un estado de cambio. En California, los rellenos para colocar desperdicios peligrosos se conocen como sitios de colocación final Clase 1. Para ser calificado como un sitio Clase 1, debe demostrarse que:

1. Las condiciones geológicas son capaces por naturaleza de prevenir la continuidad hidráulica vertical entre los líquidos y gases que emanen del desperdicio en el sitio y las aguas subterráneas o de superficie aprovechables.

2. Las condiciones geológicas son capaces por naturaleza de prevenir la continuidad hidráulica lateral entre los líquidos y gases que emanen del desperdicio en el sitio y las aguas subterráneas o superficies aprovechables, o bien el área para la colocación final se ha modificado para lograr esta capacidad.

3. Las formaciones geológicas subyacentes, que contienen rocas fracturadas o fisuradas de dudosa permeabilidad, deben sellarse permanentemente para proporcionar una barrera adecuada al movimiento de los líquidos o gases que emanan del sitio de colocación final hacia las aguas aprovechables.

4. La inundación del área de colocación final no ocurrirá hasta que el sitio quede cerrado de acuerdo con los requerimientos de la junta regional.

5. Las áreas de colocación final no estarán sujetas a filtraciones.

FIG. 26-56 Equipo utilizado para compactar y colocar los desperdicios en los rellenos. *a*) Tractor de arrastre convencional. *b*) Compactador con ruedas de metal articuladas.

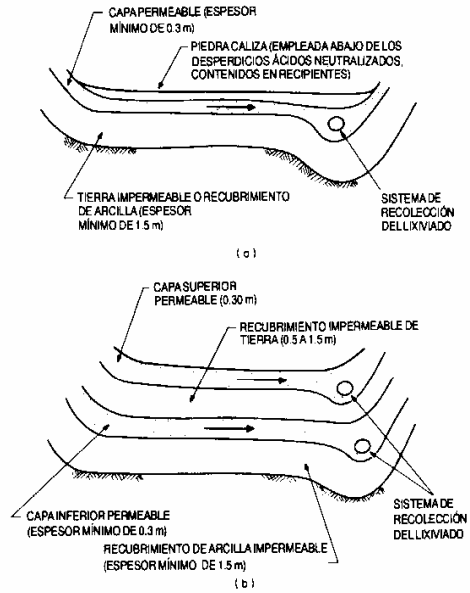


FIG. 26-57 Aspectos especiales de diseño para los rellenos con desperdicios peligrosos, con objeto de evitar la contaminación de los estratos subyacentes. *a*) Sistema de recubrimiento sencillo. *b*) Sistema de recubrimiento doble.

6. El líquido lixiviador y el flujo subterráneo en las áreas de colocación final deben mantenerse dentro del sitio, a menos que se decida otra cosa, de acuerdo con los requerimientos de la junta regional.

7. Los sitios no deben estar ubicados sobre zonas de fallas activas o donde otras formaciones de cambios geológicos perjudiquen la acción de la naturaleza o las barreras artificiales que impiden la continuidad hidráulica hacia las aguas aprovechables.

8. Los sitios con barreras físicas fabricadas por el hombre no deben localizarse en donde las operaciones o el mantenimiento inadecuado de tales estructuras permitan que los desperdicios, el líquido lixiviado o los gases entren en contacto con las aguas subterráneas aprovechables o el agua superficial.

9. Los sitios que cumplen con las cláusulas antes anotadas, pero que están sujetos a inundaciones debido a las mareas o a las crecientes con frecuencia mayor de 100 años, pueden considerarse como sitios para la colocación final Clase 1 limitada por la junta regional.

Métodos y operaciones de relleno La operación de un relleno con desperdicios peligrosos es muy diferente a la de un relleno convencional. Los detalles específicos varían dependiendo de si los desperdicios se encuentran en recipientes, y si son líquidos o sólidos. Cuando se van a colocar desperdicios peligrosos que se encuentran dentro de recipientes, deben descargarse y colocarse en posición en forma individual, para evitar la ruptura de los recipientes. Para evitar la colocación de recipientes de desperdicios incompatibles, el área total del relleno debe diseñarse de tal manera que tenga partes de almacenamiento separadas, para las diferentes clases de desperdicios compatibles. Por lo general, los desperdicios líquidos se colocan en áreas de contención y se permite que sequen al aire, mediante evaporación solar. En muchos sitios, los desperdicios líquidos se procesan antes de su colocación final, y en algunos casos los desperdicios líquidos se inyectan dentro del terreno. Para los desperdicios secos se utilizan los métodos convencionales de relleno.

Diseño de los rellenos para desperdicios peligrosos En la actualidad, muchos de los reglamentos que regulan el diseño de los rellenos para desperdicios peligrosos aún no se resuelven. A pesar de que varían los requerimientos específicos, los factores que aparecen en la tabla 26-51 se pueden utilizar como una guía para el proyecto. En la figura 26-57 aparecen algunas precauciones especiales a considerar para prevenir la contaminación de los estratos subyacentes.

Cultivo del terreno El cultivo del terreno es un método de colocación final de los desperdicios en el que se utilizan los procesos biológicos, químicos y físicos que ocurren en la superficie del terreno para tratar los desperdicios industriales biodegradables. Los desperdicios a tratar se pueden colocar sobre la superficie del terreno que ha sido preparada para recibirlos o bien inyectarse bajo la superficie de la tierra (véase la Fig. 26-58).

Descripción del proceso Cuando se agregan desperdicios orgánicos al terreno, éstos se ven sujetos a los siguientes procesos: **1)** descomposición química y bacteriana, **2)** lixiviación de los componentes solubles en agua presentes en los desperdicios originales, así como de los productos de la descomposición, **3)** volatilización de componentes seleccionados presentes en los desperdicios originales y en los productos de descomposición.

Los factores a considerar en la evaluación de la biodegradabilidad de los desperdicios orgánicos al aplicarlos en el relleno incluyen: **1)** la composición del desperdicio, **2)** la compatibilidad de los desperdicios con la microflora del terreno, **3)** los requerimientos ambientales, que incluyen el oxígeno, la temperatura, el pH y los nutrientes inorgánicos, y **4)** el contenido de humedad de la mezcla de desperdicio y el terreno.

A pesar de que la mayor parte de los componentes volátiles se liberan a la atmósfera, una pequeña fracción se disuelve y/o se la lleva el agua en la matriz de la tierra. Los desperdicios lixiviados se transportan a través de las capas de tierra subyacente. La mayor parte de los constituyentes orgánicos contenidos en el líquido lixiviador reciben un tratamiento adicional a medida que pasan por la columna de tierra.

FIG. 26-58 Equi
desperdicios líquid

TABLA 26-52
y operación p
utilizados par

Partida
Ubicación de la sele tio
Selección del sitio: cas del terreno
Preparación del siti
Caracterización de dicios
Método de aplica desperdicios
Velocidades de a los desperdicios
Manejo del sitio
Monitoreo

BAJO DE LOS
TRALIZADOS.
ES)

SISTEMA DE
RECOLECCIÓN
DEL LIXIVIADO

PERMEABLE DE

SISTEMA DE
RECOLECCIÓN
DEL LIXIVIADO

llenos con desperdicios
ıstratos subyacentes. *a*)
miento doble.

POSOS En la actua-
iseño de los rellenos
pesar de que varían
aparecen en la tabla
oyecto. En la figura
considerar para pre-
s.

un método de colo-
an los procesos bio-
ficie del terreno para
. Los desperdicios a
eno que ha sido pre-
perficie de la tierra

desperdicios orgáni-
es procesos: **1**) des-
de los componentes
ginales, así como de
ión de componentes
ales y en los produc-

a biodegradabilidad
lleno incluyen: **1**) la
l de los desperdicios
os ambientales, que
trientes inorgánicos,
erdicio y el terreno.
ltes volátiles se libe-
lve y/o se la lleva el
iviados se transpor-
ı mayor parte de los
o lixiviador reciben
la columna de tierra.

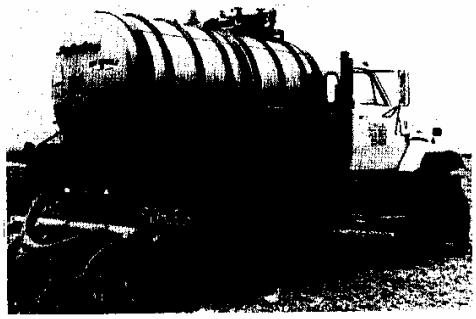


FIG. 26-58 Equipo característico utilizado para la inyección subterránea de desperdicios líquidos.

TABLA 26-52 Consideraciones importantes de diseño y operación para los sistemas de cultivo del terreno utilizados para la colocación final de los desperdicios

Partida	Consideraciones
Ubicación de la selección del sitio	La proximidad a áreas críticas está especificada por los reglamentos gubernamentales, el acceso, la geología del sitio y la hidrología
Selección del sitio: características del terreno	El área adecuada para la cubierta del terreno y la profundidad de las aguas subterráneas es mayor por lo general a 1.5 m (4 ft). La pendiente no debe exceder a 5-8%. El tipo de terreno, incluyendo la capacidad de intercambio iónico
Preparación del sitio	Antes de la aplicación de los desperdicios debe cercarse el área, dejarse una pendiente para el control del desagüe y ararse con discos o en surcos
Caracterización de los desperdicios	Los sólidos en suspensión, el contenido orgánico, el nitrógeno (en todas sus formas), el fósforo, pH, y los metales inorgánicos, que incluyen: arsénico, bario, cadmio, cromo, cobre, plomo, mercurio, selenio, plata, sodio y zinc
Método de aplicación de los desperdicios	Caballete y estría, rocío (con sistemas portátiles o fijos), diseminación con carro-tanque, inyección subterránea.
Velocidades de aplicación de los desperdicios	Para petróleo crudo y aceites lubricantes el intervalo es 250 a 1250 barriles/(ha·año), con un valor característico de 400 barriles/(ha·año). El valor característico para los aceites y desperdicios de refinería es aproximadamente de 150 barriles/(ha·año).
Manejo del sitio	Los desperdicios que se diseminan sobre la superficie deben ser arados con discos abresurcos hacia el interior del terreno poco después de su aplicación (1 a 7 días). Para promover condiciones aerobias y la bioconversión rápida de los desperdicios, la mezcla de tierra y desperdicios debe cultivarse en forma periódica.
Monitoreo	Deben tomarse muestras periódicas para determinar la extensión del proceso de bioconversión. Anualmente deben tomarse muestras del núcleo para seguir el movimiento de los desperdicios lixiviados a los estratos subyacentes.

Los desperdicios lixiviados pueden perderse también por arrastre superficial.

Por último, una porción de los desperdicios que se agregan se incorporan a la matriz de la tierra; por este motivo es importante biodegradar al máximo los desperdicios orgánicos agregados. Por esta razón los componentes inorgánicos como, por ejemplo, cadmio, cromo, cobre y plomo también deben controlarse en los desperdicios a colocar por medio del cultivo del terreno.

Aplicaciones El cultivo del terreno es adecuado para desperdicios que contienen constituyentes orgánicos que son biodegradables y no están sujetos a una lixiviación significativa, mientras ocurre el proceso de bioconversión. Por ejemplo, los desperdicios aceitosos del petróleo y los sedimentos aceitosos son ideales para su colocación final por medio del cultivo del terreno. También son adecuados una variedad de otros desperdicios orgánicos con características similares. Los sitios de cultivo del terreno manejados adecuadamente se pueden reutilizar con intervalos frecuentes sin efectos adversos.

Diseño y operación Las consideraciones importantes en el diseño y la operación de los sistemas de cultivo del terreno incluyen: **1**) la selección del sitio, **2**) la preparación del sitio, **3**) las características del desperdicio, **4**) el método de aplicación del desperdicio, **5**) la velocidad de aplicación del desperdicio, **6**) el manejo del sitio, y **7**) el monitoreo. En la tabla 26-52 aparece una relación de los factores importantes relacionados con estas consideraciones de diseño y operación.

Inyección de pozo profundo La inyección de pozo profundo para la colocación final de desperdicios sólidos y líquidos incluye la inyección de los desperdicios a una profundidad considerable dentro de la tierra, en zonas donde se encuentran formaciones rocosas permeables (característicamente de piedra caliza o de dolomita) o cavernas subterráneas.

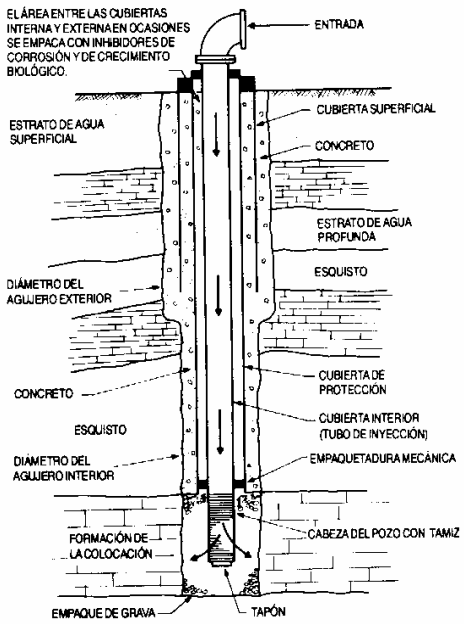


FIG. 26-59 Pozo profundo característico utilizado para la inyección subterránea de desperdicios líquidos.

TABLA 26-53 Consideraciones importantes de diseño y operación de los pozos profundos, utilizados para la inyección de desperdicios

Partida	Consideraciones
Selección del sitio del pozo	Los criterios para determinar la factibilidad de un sitio para un pozo profundo de inyección incluyen: **1)** uniformidad, **2)** extensión grande, **3)** espesor sustancial, **4)** alta porosidad y permeabilidad, **5)** baja presión, **6)** manto acuífero salino, **7)** separación de los horizontes de agua potable, **8)** los acuícludes de los estratos inferiores y superiores deben ser adecuados, **9)** ausencia de pozos mal tapados en las cercanías, **10)** compatibilidad entre los estratos minerales, los fluidos del depósito y los desperdicios inyectados.
Pretratamiento del desperdicio	Los sólidos en suspensión deben ser menores a 10 a 15 mg/l; el tamaño de las partículas debe ser igual o inferior a 1 a 5 μm (dependiendo de la formación de inyección). Puede ser necesario el ajuste y el amortiguamiento del pH de los desperdicios.
Instalación del pozo profundo	La profundidad del pozo varía entre 550 y 366 m (1800 y 1200 ft); las velocidades de inyección al pozo varían de 4 a 6 l/s; las velocidades características están en el intervalo de 15 a 20 l/s; se utilizan presiones de operación hasta de 27 600 kPa (4000 psig).
Monitoreo	Se debe instalar un monitoreo continuo de las instalaciones, cuando los pozos se ponen en operación, pues las irregularidades en la presión pueden requerir cambios en los procedimientos.

Descripción del proceso La instalación de pozos profundos para la inyección de desperdicios es igual a la utilizada en la perforación de pozos petroleros y de gas. Con objeto de aislar y proteger los mantos acuíferos potenciales de suministros de agua, la cubierta superficial debe llegar bastante más abajo de dichos mantos acuíferos y cementarse hasta la superficie del pozo (véase la Fig. 26-59). No debe permitirse que el fluido de perforación penetre en la formación que se va a utilizar para la colocación final de los desperdicios. Para evitar el taponamiento de la formación, el fluido de perforación se reemplaza por una solución compatible. Además, en algunos casos puede ser necesario el tratamiento ácido de la formación antes de la inyección de los desperdicios.

TABLA 26-54 Acciones a corto y largo plazo para el manejo efectivo de los desperdicios sólidos industriales*

Acciones	Consideraciones	Acciones	Consideraciones
A corto plazo		A largo Plazo	
1. Inventario	Documentense todos los tipos, cantidades y fuentes de desperdicios (peligrosos o no peligrosos).	1. Eliminación de todos los desperdicios acumulados	Desarróllese un programa sistemático para la eliminación de todos los desperdicios acumulados que se almacenan en la planta.
2. Inventario de los sitios inactivos	Debe hacerse un inventario de todos los sitios inactivos donde se han colocado desperdicios en el pasado. Deben recopilarse datos de los desperdicios enterrados, incluyendo tipos, cantidades y fuentes. Debe desarrollarse un programa de estudio constante del agua subterránea.	2. Separación de los desperdicios	Prepárese un programa a largo plazo para separar los desperdicios en la fuente de producción.
		3. Reducción de los desperdicios	Debe ponerse en marcha un programa sistemático para examinar todas las fuentes de producción de desperdicios y desarrollar operaciones y procesos opcionales para reducir su generación.
3. Caracterización de los desperdicios	Además de la información general sobre las características de los desperdicios, todos los desperdicios peligrosos deben caracterizarse en forma individual.	4. Mejoramiento de las instalaciones	Mejórense las instalaciones para cubrir los requerimientos de RCRA. Debe instituirse un programa de recopilación de datos para obtener los necesarios.
4. Asignación de responsabilidades	Asígnense responsabilidades y autoridad en la planta y oficinas para el almacenamiento, recolección, tratamiento y colocación final de todos los tipos de desperdicios peligrosos.	5. Revisión de todos los acuerdos sobre el manejo de los desperdicios	Desarróllense los contratos detallados con empresas externas encargadas del manejo de los desperdicios. Definanse claramente las obligaciones y responsabilidades del personal de la planta y el encargado de la recolección de desperdicios.
5. Rastreo del movimiento de los desperdicios	Desarróllese un sistema de registro para los desperdicios peligrosos, que contenga: fecha, descripción del desperdicio, fuente, volumen embarcado o redondeado, nombre del remolcador y destino. Deben utilizarse técnicas de seguimiento para asegurarse de que los desperdicios llegan a su destino.	6. Revisión y desarrollo de las opciones de los sitios de colocación final	Desarróllense programas a largo plazo para los requerimientos de rellenos e iníciense los programas para asegurar los sitios necesarios
6. Desarrollo de procedimientos de emergencia	Desarróllense procedimientos para las situaciones de emergencia, que incluyan el almacenamiento, la recolección, el tratamiento y la colocación final de los desperdicios peligrosos.	7. Aprovisionamiento de los servicios adecuados de ingeniería y consultoría	Debe tenerse la seguridad de que el departamento de ingeniería se incorpora a tiempo al proceso. Manténganse consultores externos para las tareas específicas.
7. Obtención de los permisos	Obténganse los permisos necesarios para la colocación final de los desperdicios tan pronto como sea posible.	8. Atención a los nuevos reglamentos	Desarróllese un programa para estar al día respecto a los nuevos reglamentos, que incorpore las modificaciones y desarrollo de las nuevas leyes publicadas por las agencias locales, estatales y federales.

*Adaptado en parte de R. Sobel, "How Industry Can Prepare for RCRA", *Chem. Eng.*, **86**(1), 82 (enero 29, 1979).

Aplicaciones
cipalmente para d
colocación final p
asimismo, para la
desperdicios de la
los que, por lo ge
desperdicio puede
se disuelven en el
Diseño y opera
operación para la
1) la selección del
de un pozo de inye
los factores impor
seño y operación.
perdicios son trat
miento de la form
1 a 5 μm deben ser
deben ser compati
puede requerir un
doras compatibles
Colocación de
que arrojar al mar

Aplicaciones La inyección de pozo profundo se ha utilizado principalmente para desperdicios líquidos que son difíciles de tratar y cuya colocación final por los métodos convencionales presenta problemas, asimismo, para la colocación final de los desperdicios peligrosos. Los desperdicios de la industria química, petroquímica y farmacéutica son los que, por lo general, utilizan este método de colocación final. El desperdicio puede ser líquido, gaseoso o sólido. Los gases y los sólidos se disuelven en el líquido o se transportan por medio de él.

Diseño y operación Las consideraciones importantes de diseño y operación para la inyección de pozo profundo están relacionados con: **1)** la selección del sitio del pozo, **2)** el pretratamiento, **3)** la instalación de un pozo de inyección, y **4)** el monitoreo. En la tabla 26-53 aparecen los factores importantes relacionados con estas consideraciones de diseño y operación. Como se observa en la tabla, por lo general los desperdicios son tratados antes de la inyección para prevenir el taponamiento de la formación y el daño al equipo. Las partículas mayores de 1 a 5 μm deben ser eliminadas. Por lo general, los desperdicios también deben ser compatibles con las características del manto acuífero. Esto puede requerir un ajuste de pH y el empleo de soluciones amortiguadoras compatibles.

Colocación de los desperdicios sólidos en el océano A pesar de que arrojar al mar los desperdicios sólidos municipales fue una práctica que se abandonó en Estados Unidos desde 1933, el concepto ha persistido a través de los años y aún se analiza hoy con frecuencia. Algunos desperdicios industriales todavía se descargan en el mar. En estos últimos años se ha abandonado la idea de que el océano es un sumidero gigantesco en el cual podemos arrojar una cantidad infinita de todos los tipos de contaminantes. Por otra parte, se argumenta que muchos de los desperdicios que actualmente se colocan en rellenos o sobre el terreno podrían utilizarse como fertilizantes para incrementar la productividad del océano. También se argumenta que la colocación de los desperdicios en los fondos marinos donde se presentan fallas tectónicas es un método eficaz para deshacerse de ellos.

PLANEACIÓN

Ya que cada día se incrementa el número de reglamentos federales que regulan la colocación final de desperdicios sólidos peligrosos y no peligrosos, es prudente desarrollar programas de acción tanto a corto como a largo plazo para tratar todos los aspectos del manejo de desperdicios sólidos. En la tabla 26-54 se resumen los aspectos importantes de las acciones a corto y largo plazo.

Ingeniería bioquímica

Henry R. Bungay, P.E., Ph.D., *Professor of Chemical and Environmental Engineering, Rensselaer Polytechnic Institute; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Chemical Society, American Society of Microbiology, American Society for Engineering Education. (Editor de la sección)*

George T. Tsao, Ph.D., *Director, Laboratory of Renewable Resource Engineering, Purdue University; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Chemical Society, American Society for Microbiology*

Arthur E. Humphrey, Ph.D., *Provost, Lehigh University; Member, U.S. National Academy of Engineering; Member, American Institute of Chemical Engineers, American Chemical Society, American Society for Microbiology*

INTRODUCCIÓN A LA INGENIERÍA BIOQUÍMICA

CONCEPTOS BIOLÓGICOS

Células 27-3
Bacterias 27-3
Algas 27-3
Hongos 27-4
Virus 27-4
Bioquímica 27-4
Energía 27-5
Mutación e ingeniería genética 27-5
Fotosíntesis 27-5

REACTORES BIOLÓGICOS

Fermentadores 27-6
Transferencia de oxígeno 27-9
Sistemas rociadores 27-10
Escalamiento 27-11
Esterilización 27-12

RECUPERACIÓN DEL PRODUCTO

MODELADO DEL PROCESO

Modelos estructurados 27-16
Cultivos continuos 27-16
Análisis matemático 27-16
Reciclaje 27-17
Cultivos mixtos 27-18
Computadoras e instrumentación 27-19

CINÉTICA DE LAS REACCIONES ENZIMÁTICAS

Ingeniería de la inmovilización de la enzima y la enzima inmovilizada 27-20
Reactores enzimáticos 27-21

Referencias Generales: Aiba, S., A. E. Humphrey y N. F. Millis, *Biochemical Engineering*, 2d ed., University of Tokyo Press, Tokyo, 1973. Atkinson, B., *Biochemical Reactors*, Pion, London, 1974. Bailey, J. E. y D. F. Ollis, *Biochemical Engineering Fundamentals*, McGraw-Hill, New York, 1977. Bungay, H. R., *Energy: The Biomass Options*, Wiley, New York, 1981. Bushell, M. E. y J. H. Slater (eds.), *Mixed Culture Fermentations*, Academic, New York, 1981. Calcott, P. H., *Continuous Cultures of Cells*, vols. I y II, CRC Press, Boca Raton, Fla., 1981. Chibata, I., S. Fukiu y L. B. Wingard, *Enzyme Engineering*, vol. 6 of series, Plenum, New York, 1982. Goldstein, I. S. (ed.), *Organic Chemicals from Biomass*, CRC Press, Boca Raton, Fla., 1981. Grady, C. P. L., Jr. y H. C. Lim, *Biological Wastewater Treatment: Theory and Applications*, Marcel Dekker, New York, 1980. Holtaender, A., R. Rabson, P. Rogers, A. San Pietro, R. Valentine y R. Wolfe. *Trends in the Biology of Fermentation for Fuels and Chemicals*, Plenum, New York, 1982. Kirk, T. K., *Lignin Biodegradation: Microbiology,*

Chemistry, and Potential Applications, vols. I and II, CRC Press, Boca Raton, Fla., 1980. Klass, D. L. (ed.), *Biomass as a Nonfossil Fuel Source*, CRC Press, Boca Raton. Fla, 1981. Moo-Young y varios coautores, *Advances in Biotechnology: Proceedings of the 6th International Fermentation Symposium, London, Canada*, 4 vols., Pergamon, New York, 1981. Peppler, H. J. y D. Perlman, *Microbial Technology*, Academic, New York, 1979. Rose, A. H. (ed.), *Economic Microbiology Series*, Academic, New York, anualmente. San Pietro, A. (ed.), *Biochemical and Photosynthetic Aspects of Energy Production*, Academic, New York, 1980. Smith, J. E., D. R. Berry y B. Kristiansen (eds.), *Fungal Biotechnology*, Academic, New York, 1980. Sofer, S. S. y O. R. Zaborsky (eds.), *Biomass Conversion Processes for Energy and Fuels*, Plenum, New York, 1981. Solomons, G. L., *Materials and Methods in Fermentation*, Academic, New York, 1969. Stafford, D. A., D. L. Hawkes y H. R. Horton, *Methane Production from Waste Organic Matter*, CRC Press, Boca Raton, Fla., 1980. Vogt, F. (ed.), *Energy Conservation and the Use of Renewable Energies in the Bio-Industries*, Pergamon, New York, 1981. Wang, D. I. C., C. L. Cooney, A. L. Demain, P. Dunnill, A. E. Humphrey y M. D. Lilly, *Fermentation and Enzyme Technology*, Wiley, New York, 1979. Wise, D. L. (ed.), *Fuel Gas Production from Biomass*, vols I and II, CRC Press, Boca Raton, Fla, 1981. Wiseman, A., *Principles of Biotechnology*, Surrey University Press, Glasgow, 1982.

Nomenclatura y unidades

Símbolo	Definición	Unidades SI	Unidades usuales en Estados Unidos
A	Constante empírica	Adimensional	Adimensional
C	Concentración (masa)	kg/m^3	lb/ft^3
C	Concentración	mol/m^3	$(lb \cdot mol)/ft^3$
D	Diámetro	m	ft
D	Difusividad real	m^2/s	ft^2/h
D	F/V	s^{-1}	h^{-1}
DRT	Tiempo de reducción decimal para la esterilización	s	h
E	Energía de activación	cal/mol	$Btu/(lb \cdot mol)$
F	Velocidad de flujo o alimentación	m^3/s	ft^3/h
H	Concentración de organismos huéspedes	kg/m^3	lb/ft^3
K	Coeficiente de velocidad	Las unidades dependen del orden de la reacción	Las unidades dependen del orden de la reacción
K_M	Constante de Michaelis	kg/m^3	lb/ft^3
K_1a	Coeficiente masivo de transferencia de masa	s^{-1}	h^{-1}
K_d	Coeficiente de mortalidad	s^{-1}	h^{-1}
K_s	Coeficiente de Monod	kg/m^3	lb/ft^3
k	Constantes cinéticas	Dependen del orden de la reacción	Dependen del orden de la reacción
M	Coeficiente para la energía de mantenimiento	Adimensional	Adimensional
N	Número de organismos o esporas	Adimensional	Adimensional
P	Concentración del producto	kg/m^3	lb/ft^3
Q_{O_2}	Coeficiente de la velocidad de respiración específica	$kg\ O_2/(kg\ organismos \cdot s)$	$lb\ O_2/(lb\ organismos \cdot h)$
R	Constante de la ley universal de los gases	$8314\ J/(mol \cdot K)$	$0.7299\ (ft^3)\ (atm)/(lb \cdot mol \cdot R)$
r	Posición radial	m	ft
S	Concentración del sustrato	kg/m^3	lb/ft^3
S	Esfuerzo cortante	N/m^2	lb/ft^2
S_0	Concentración del sustrato en la alimentación	kg/m^3	lb/ft^3
T	Temperatura	K	°F
t	Tiempo	s	h
V	Velocidad de reacción	mol/s	$(lb \cdot mol)/h$
V_m	Velocidad máxima de reacción	mol/s	$(lb \cdot mol)/h$
V	Velocidad del aire	m/s	ft/h
V	Volumen del fermentador	m^3	ft^3
V	Derivada de la concentración del producto [Ec. (27-30)]	$kg/(m^3 \cdot s)$	$lb/(ft^3 \cdot h)$
VVM	Volumen de aire/volumen del licor de fermentación por minuto	Adimensional	Adimensional
X	Concentración de organismos	kg/m^3	lb/ft^3
Y	Coeficiente de rendimiento	$kg/kg\ O_2$	$lb/lb\ O_2$
	Símbolos griegos		
β	Constante adimensional de Michaelis	Adimensional	Adimensional
ΔE	Energía de activación	cal/mol	Btu/(lb·mol)
μ	Coeficiente de la velocidad de crecimiento específico	s^{-1}	h^{-1}
$\hat{\mu}$	Coeficiente de la velocidad máxima de crecimiento específico	s^{-1}	h^{-1}
ω	Razón de recirculación	Adimensional	Adimensional
ϕ	Módulo de Thiele	Adimensional	Adimensional

Las diferencias entre
están en los principi
en la naturaleza de l
las células o de las en
condiciones en que p
siguiente, los parám
biosistemas, son tam
la temperatura, el pot
tos, una cepa o espe
abrumadora. Sin emb
de perjudicar las vel
nantes prosperen. El
en los de tratamiento
ción en cambio const
el control y comport
químicas complicad
das, de poblaciones
componentes preser
ciles. La estabilidad
metida por una de l
conjunto, y los cont

Células La célu
nismos multicelula
das, pero muchos c
pesar de que difier
mún los mismos as
plasma, un sistema
una solución comp
inorgánicas. El cito
permeable, en form
te de moléculas al i
tienen la informaci
locados en secuen
Como las unidades
ticas celulares que

En la mayor parte
una membrana par
núcleos organizado
intercelulares sirve
celulares. Por ejem
mados cloroplasto

En las bacterias
dos por una membr
celular. La clorofil
branas vagamente
bacteria tiene cloro
tóforos vesiculares
se denominan proc

Las células de la
protegidas por rígi
las células. Cierto
nosas de materiale

Tres grupos de c
bioquímica: las ba
protozoarios, se a

INTRODUCCIÓN A LA INGENIERÍA BIOQUÍMICA

Las diferencias entre ingeniería bioquímica e ingeniería química no están en los principios de las operaciones y procesos unitarios, sino en la naturaleza de los sistemas vivos. La explotación comercial de las células o de las enzimas tomadas de las células está restringida a las condiciones en que pueden funcionar los sistemas biológicos; por consiguiente, los parámetros moderados, que son la mayor ventaja de los biosistemas, son también el principal problema. A exactamente el pH, la temperatura, el potencial de oxidación-reducción y el medio correctos, una cepa o especie determinada debe lograr una predominancia abrumadora. Sin embargo, la operación en diferentes condiciones puede perjudicar las velocidades y permitir que los organismos contaminantes prosperen. En los sistemas de cultivos mixtos, especialmente en los de tratamiento biológico de los desperdicios, existe una interacción en cambio constante entre las poblaciones y sus medios que afecta el control y comportamiento. La optimización de las actividades bioquímicas complicadas de cepas o especies aisladas, de células agregadas, de poblaciones mezcladas y de enzimas libres de células o sus componentes presenta retos a la ingeniería que son complejos y difíciles. La estabilidad de los sistemas biológicos se puede ver comprometida por una de las muchas etapas bioquímicas que funcionan en conjunto, y los controles genéticos están sujetos a mutación. El nacimiento de mutantes especializados que dan lugar a altas concentraciones de productos tiende a retroceder durante la propagación hacia especies menos productivas, un fenómeno conocido como agotamiento. En esta sección se recalcan los procesos microbianos y la catálisis enzimática; los sistemas médicos, animales y de ingeniería agrícola se omitieron debido a limitaciones de espacio. Los aspectos de ingeniería relacionados con el tratamiento biológico de los desperdicios se trataron en la sección 26. A pesar de que las bebidas fermentadas se han producido durante varios miles de años, la ingeniería bioquímica aún no está madura. Los desarrollos recientes como, por ejemplo, las células y enzimas inmovilizadas han sido explotados en parte, pero muchos avances emocionantes están aún por venir. La ingeniería genética nos conduce a procesos prácticos para las moléculas que antes sólo se encontraban en pequeñas cantidades en los tejidos de las plantas y animales. Los procesos de fermentación que en la actualidad son importantes para productos relativamente valiosos pueden verse opacados por los procesos químicos masivos más económicos. A medida que los precios de los productos petroquímicos aumentan, existen grandes beneficios que se pueden obtener con las fermentaciones, para producir compuestos equivalentes.

CONCEPTOS BIOLÓGICOS

Células La célula es la unidad de la vida. Las células en los organismos multicelulares funcionan junto con otras células especializadas, pero muchos organismos son seres vivos de una sola célula. A pesar de que difieren en su forma, tamaño y funciones, tienen en común los mismos aspectos básicos. Todas las células contienen citoplasma, un sistema coloidal de compuestos bioquímicos grandes en una solución compleja de moléculas orgánicas más pequeñas y sales inorgánicas. El citoplasma está limitado por una membrana celular permeable, en forma selectiva y semielástica, que controla el transporte de moléculas al interior y exterior de la célula. Los genes, que contienen la información para el control de la actividad celular, están colocados en secuencia a lo largo de un cromosoma en forma de hilo. Como las unidades de la herencia, los genes determinan las características celulares que pasan de una generación a la siguiente.

En la mayor parte de las células, los cromosomas están rodeados por una membrana para formar un núcleo conspicuo. Las células con sus núcleos organizados se describen como eucarióticas. Otras estructuras intercelulares sirven como sitios especializados para las actividades celulares. Por ejemplo, la fotosíntesis se realiza por los organelos llamados cloroplastos.

En las bacterias y algas verdiazules, los cromosomas no están rodeados por una membrana y, en apariencia, existe poca organización subcelular. La clorofila de las algas verdiazules está asociada con membranas vagamente arregladas, dentro del citoplasma. Cuando una bacteria tiene clorofila, se trata de un tipo único, ubicado en los cromatóforos vesiculares. Si carecen de núcleos discretos, estos organismos se denominan procarióticos.

Las células de las plantas, las bacterias y las algas verdiazules están protegidas por rígidas paredes celulares externas a las membranas de las células. Cierto tipo de algas y protozoarios tienen cubiertas gelatinosas de materiales inorgánicos como, por ejemplo, sílice.

Tres grupos de organismos son de especial interés para la ingeniería bioquímica: las bacterias, las algas y los hongos. Un cuarto grupo, los protozoarios, se alimenta de organismos más pequeños en las aguas naturales y en los procesos de tratamiento de desperdicios. Ciertos virus llamados fagos también son importantes y pueden infectar los microorganismos y destruir todo un cultivo.

Bacterias Las bacterias son organismos diminutos de una sola célula, cuyo tamaño varía de 0.5 a 20 μm, a pesar de que pueden ser más pequeñas y unas cuantas exceden 100 μm de longitud. Las paredes de la célula imparten a la célula una característica redonda y ovoide, con forma de varilla o espiral. Algunas bacterias pueden tener una forma diferente, que depende de las condiciones del cultivo; esto se conoce como "pleomorfismo". Ciertas especies se caracterizan por la disposición de las células en racimos, cadenas o paquetes discretos. Se pueden formar pigmentos que les imparten un color característico. El citoplasma de las bacterias también puede contener varios gránulos de materiales almacenados como, por ejemplo, carbohidratos y lípidos. Muchas bacterias muestran motilidad, por medio de uno o más apéndices en forma de pelo llamados flagelos. Las bacterias se reproducen al dividirse en partes iguales, proceso conocido como "fisión binaria".

En condiciones adversas, ciertos microorganismos producen esporas que germinan si llegan a encontrar un medio favorable. Las esporas pueden soportar condiciones extremas de sequedad y temperatura. Otros microorganismos forman esporas en una etapa de su ciclo normal de vida.

En circunstancias adecuadas, muchas especies pueden rodearse de un material gelatinoso, que sirve como medio de unión y brinda protección contra otros organismos. Si muchas células comparten la misma cubierta gelatinosa, se dice que tienen limo; de otra manera, se dice que cada una tiene una cápsula.

Cada una de las especies de microorganismos se desarrolla mejor dentro de cierto intervalo de pH y temperatura, por lo general entre 20 y 40°C y no muy lejos del pH neutro. Sin embargo, existen algunas especies que prosperan en los valores extremos.

Algas Las algas son un grupo muy variado de organismos fotosintéticos, que van desde un tamaño microscópico hasta la gigantesca alga marina, que puede alcanzar longitudes hasta de 20 m (66 ft). Algu-

nos productos bioquímicos comerciales provienen de las algas marinas, que suministran oxígeno y consumen nutrientes, en los diferentes procesos de tratamiento biológico de los desperdicios. A pesar de que sus rápidas velocidades de desarrollo, en relación con las otras plantas verdes, ofrecen un elevado potencial para producir biomasa, como materia prima para la obtención de energía o productos químicos, las algas se utilizan poco en los procesos de fermentación industrial. Se está desarrollando un nuevo proceso con la *Dunaliella*, una especie que crece en aguas de gran salinidad y produce glicerol. Los estanques exteriores son buenos para el crecimiento de las algas, porque se necesitan superficies grandes y con alta iluminación.

Hongos Como grupo, los hongos se caracterizan por ser cuerpos vegetales simples, cuyas estructuras de reproducción son complejas. Todas las células de los hongos tienen núcleos distintos, y en cierta etapa de sus ciclos de vida producen esporas, en órganos productores especializados. Los hongos no contienen clorofila y, en consecuencia, requieren fuentes de moléculas orgánicas complejas. Muchas especies crecen sobre materia orgánica muerta, en tanto que otras viven como parásitas. Muchas pueden vivir sobre carbohidratos, nitrógeno inorgánico y sales.

Las levaduras son organismos unicelulares rodeados por una pared celular y con núcleos distintos. Salvo algunas excepciones, las levaduras se reproducen mediante un proceso conocido como gemación; una pequeña célula nueva brota de la célula padre pero, en ciertas condiciones, una célula individual de levadura puede convertirse en un órgano productor de esporas y producir cuatro de ellas.

Virus Los virus son partículas cuyo tamaño es inferior a la resolución de un microscopio de luz, no tienen estructura celular y están compuestos principalmente por ácido nucleico, rodeado por una cubierta de proteína. A falta de un mecanismo metabólico, los virus sólo existen como parásitos intercelulares en huéspedes muy específicos. Muchas bacterias y ciertos mohos están sujetos a la invasión por partículas de virus. Los que atacan a las bacterias se llaman bacteriófagos y pueden ser virulentos o benignos. Los bacteriófagos virulentos desvían los recursos celulares a la fabricación de partículas de fagos. A medida que las nuevas partículas de fagos se liberan al medio, la célula huésped muere y se destruye. Los bacteriófagos benignos no tienen efecto inmediato sobre la célula huésped. Se unen al cromosoma bacteriano y pueden vivir muchas generaciones antes de convertirse en virulentos, por algún fenómeno físico o químico.

Bioquímica Todos los organismos requieren carbono, nitrógeno, azufre, fósforo, agua y trazas de otros elementos. Algunos requieren también vitaminas específicas. Las plantas verdes sólo necesitan dióxido de carbono, iones de nitrato o amonio, minerales disueltos y agua para fabricar todos sus componentes celulares. Las bacterias fotosintéticas requieren fuentes específicas de iones de hidrógeno y las bacterias quimiosintéticas deben tener un sustrato oxidable. Algunos microorganismos son capaces de "fijar" el nitrógeno atmosférico, por reducción. Los organismos que sólo utilizan compuestos inorgánicos simples como nutrientes se denominan autotróficos (autoalimentarios).

Los organismos que requieren compuestos que han sido fabricados por otros organismos se llaman heterótrofos (es decir, que se nutren unos de otros). Muchos heterótrofos secretan enzimas (exoenzimas), que hidrolizan las moléculas grandes y las transforman en más pequeñas que pueden entrar fácilmente a la célula.

Las proteínas son macromoléculas que desempeñan papeles como, por ejemplo, servir como componentes de las membranas celulares y de los músculos. Los anticuerpos que protegen a los organismos contra la invasión de sustancias extrañas son en sí proteínas. Existen aproximadamente 20 aminoácidos que se encuentran de manera usual en las proteínas en forma de polipéptidos. Dada la gran longitud de las cadenas proteínicas y las diferentes secuencias de aminoácidos, el número posible de proteínas es incalculable. La secuencia de un aminoácido se conoce como estructura primaria de una proteína. Por lo general, la cadena de polipéptidos se duplica para proporcionar una estructura secundaria a la molécula y los enlaces a través de otros grupos funcionales forman la estructura terciaria. Algunas moléculas de proteína tienen un arreglo espacial, que forma agregados definidos conocidos como estructura cuaternaria de las proteínas. Para que un polímero de polipéptido tenga actividades biológicas, incluyendo las actividades catalíticas de las enzimas, es necesaria una estructura molecular determinada, que incluye no sólo las estructuras primaria y secundaria, sino también la terciaria y, en ocasiones, la estructura cuaternaria. Estos requerimientos estructurales estrictos explican la alta especificidad de las proteínas. En presencia de ciertos reactivos químicos, calor excesivo, radiación, pH desfavorable, etc., la estructura de la proteína puede desorganizarse. Este fenómeno se conoce como desnaturalización y puede ser reversible, si no es muy grave.

Una clase especial de proteínas, las enzimas, son catalizadores biológicos que aceleran las reacciones, al disminuir la cantidad de activación requerida. Las enzimas funcionan junto con otra clase especial de compuestos, llamados coenzimas, que no son proteínas. Muchas de las coenzimas conocidas incluyen vitaminas, como, por ejemplo, niacina y riboflavina, en su estructura molecular. Las coenzimas transportan grupos reactivos o electrones entre los sustratos de moléculas, en el curso de una reacción. Ya que las coenzimas sirven exclusivamente como portadores y se reciclan constantemente, sólo se necesitan pequeñas cantidades para producir gran cantidad de productos bioquímicos.

En las células se llevan a cabo cientos de reacciones en forma simultánea. Existen trayectorias ramificadas y paralelas, y un agente bioquímico determinado puede participar en varias reacciones distintas. A través de la acción de masas, los cambios de concentración causados por una reacción pueden afectar la cinética y las concentraciones de equilibrio de otra. Para prevenir la acumulación en exceso de un agente bioquímico, el producto o un intermedio en la trayectoria de la reacción puede reducir la producción de una enzima, o bien inhibir la activación de las enzimas existentes. Éstas se denominan "control de retroalimentación" y se muestra en la figura 27-1. Se conocen ejemplos más complicados, en los cuales dos agentes bioquímicos actúan en conjunto para inhibir una enzima. Como la acumulación de cantidades excesivas de ciertos agentes bioquímicos puede ser la clave para el éxito económico, la creacción de cultivos mutantes con controles metabólicos defectuosos es muy valiosa.

La eficiencia de la célula mejora al omitir la síntesis de enzimas innecesarias; por consiguiente, existen dos clases de enzimas, las que son constitutivas y siempre se producen y las que se sintetizan en respuesta a un inductor, por lo general el sustrato inicial de una trayectoria. Las enzimas que se inducen en un organismo pueden ser constitutivas en otro.

Los microorganismos muestran preferencias nutricionales. Las enzimas de los sustratos comunes como, por ejemplo, la glucosa son constitutivas, como lo son las enzimas de las trayectorias metabólicas comunes. Además, la síntesis de enzimas por ataque sobre sustratos menos comunes como, por ejemplo, la galactosa, se ve bloqueada por la presencia de cantidades apreciables de sustratos comunes o metabolitos. Por lo tanto, es lógico que las células conserven sus recursos para la síntesis de enzimas mientras sus sustratos comunes se encuentran fácilmente disponibles. Si se presentan con sustratos mixtos, aquellos que están en las principales trayectorias metabólicas se consumen en forma simultánea, mientras que los otros sustratos se consumen después de que los sustratos comunes se han agotado. La curva de crecimiento diaúxico tiene una parte plana, mientras se sintetizan las enzimas necesarias para los sustratos no comunes (véase la Fig. 27-2). También pueden existir preferencias para los sustratos menos comunes, de tal manera que una mezcla muestra una secuencia de una que se ha agotado antes de que se inicie el metabolismo de la siguiente.

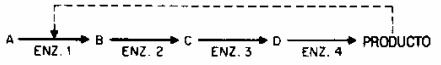


FIG. 27-1 Control de retroalimentación. El producto inhibe la primera enzima.

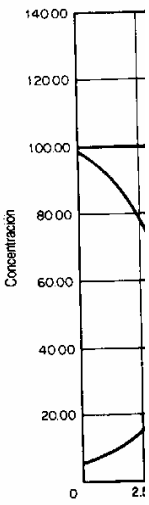


FIG. 27-2 Crecimie

Energía Muchı
ceden en forma esp
drólisis y los rearre
pontáneas. La sep
ejemplo, da por re
reacciones bioquín
quieren un suminist
to se cubre por med
energía con otra qu
ce una cantidad suf
de compuestos qu
ejemplo, el adenosi
minal del fosfato, s
con liberación de e
ATP se vuelve a fo

En los sistemas
ción es la elimina
hidrógeno es el mé
dinucleótida (NDA
dan a la oxidación
oxidación están ac
que una puede da
o el consumo esca
pulsoras en cada p
global.

El potencial glo
la cantidad de ener
Cuando está prese
la oxidación comp
tidad de energía m
aguas contaminad
gares, casi no exis
nismos desarrolla
obtener pequeñas
que algunos prod
trayectorias de oxi
cia de oxígeno pu
bico de tal forma

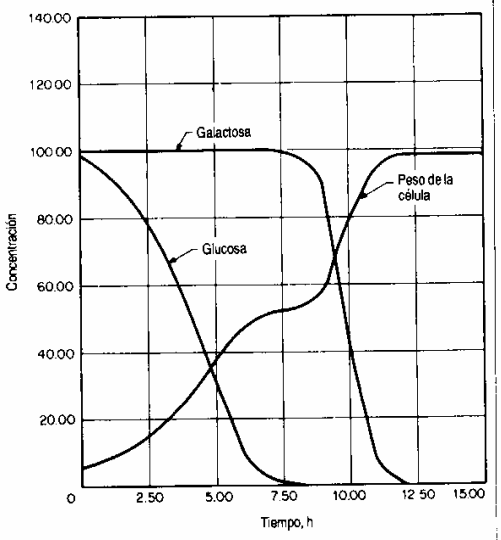


FIG. 27-2 Crecimiento diaúxico.

Energía Muchas reacciones metabólicas, una vez iniciadas, proceden en forma espontánea con una liberación neta de energía. La hidrólisis y los rearreglos moleculares son ejemplos de reacciones espontáneas. La separación hidrolítica del almidón a glucosa, por ejemplo, da por resultado una liberación neta de energía. Muchas reacciones bioquímicas no son espontáneas y, en consecuencia, requieren un suministro de energía. En los seres vivos, este requerimiento se cubre por medio del acoplamiento de una reacción que requiere energía con otra que libera energía. Si una reacción metabólica produce una cantidad suficiente de energía, se puede utilizar para la síntesis de compuestos que requieren gran cantidad de energía como, por ejemplo, el adenosintrifosfato (ATP). Cuando se rompe el enlace terminal del fosfato, se forman adenosindifosfato y un fosfato inorgánico con liberación de energía. Cuando se dispone de suficiente energía, el ATP se vuelve a formar.

En los sistemas biológicos, el mecanismo más frecuente de oxidación es la eliminación de hidrógeno. Por el contrario, la adición de hidrógeno es el método común de reducción. La nicotinamida-adenina dinucleótida (NDA) y su fosfato (NADP) son dos coenzimas que ayudan a la oxidación y reducción. La mayor parte de las reacciones de oxidación están acopladas a reacciones de reducción, de tal manera que una puede dar por resultado la otra. Sin embargo, la liberación o el consumo escalonado de energía requiere fuerzas y pérdidas impulsoras en cada paso, de tal manera que se ve afectada la eficiencia global.

El potencial global de oxidación-reducción de un sistema determina la cantidad de energía que las células pueden obtener de sus nutrientes. Cuando está presente el oxígeno para ser el aceptor final de electrones, la oxidación completa de las moléculas orgánicas proporciona la cantidad de energía máxima. Sin embargo, dentro de los animales, en las aguas contaminadas, en el fondo de las aguas naturales y en otros lugares, casi no existe o no hay oxígeno libre. En estos medios, los organismos desarrollan lo que puede oxidar parcialmente los sustratos u obtener pequeñas cantidades de energía, producto de reacciones en las que algunos productos se oxidan mientras que otros se reducen. Las trayectorias de oxidación completa pueden estar ausentes y la presencia de oxígeno puede romper el mecanismo del metabolismo anaeróbico de tal forma que la célula muere rápidamente. Las diferencias en eficiencia son notables. El metabolismo aeróbico de una molécula de glucosa puede generar energía de enlace correspondiente a 33 moléculas de ATP, en tanto que el metabolismo anaeróbico proporciona sólo dos moléculas de ATP. Los procesos anaeróbicos naturales acumulan compuestos como etanol, acetoína, acetona, butanol, lactato y malato. Los productos del metabolismo aerobio natural son el agua y el dióxido de carbono. Los procesos aeróbicos de importancia comercial producen masa celular valiosa o utilizan mutantes especiales para acumular productos como los antibióticos.

Mutación e ingeniería genética La exposición de los organismos a agentes como el gas mostaza, los rayos ultravioleta y los rayos X incrementa la velocidad de mutación por daño a los cromosomas. Existen pocos sobrevivientes a un tratamiento tan intensivo y algunas de estas células son los mutantes. La mayor parte de las mutaciones son perjudiciales para la célula, pero un pequeño número tiene importancia económica, porque algunos controles se deterioran, lo que da por resultado mayores rendimientos de producto. El tamizado de los diferentes esfuerzos para encontrar los pocos que realmente sirven, justifica un estudio más detallado, tedioso y costoso.

En tanto que los agentes mutagénicos suprimen los genes, las técnicas de recombinación de DNA agregan características deseables de material genético procedentes de células muy distintas. Los genes provienen de las células de las plantas, los animales y los microbios o, en algunos casos, se pueden sintetizar en el laboratorio si se conocen las secuencias del ácido nucleico en los genes naturales. Abrir un cromosoma y unir el DNA extraño es fácil teóricamente, pero existen complicaciones. Los genes en fragmentos de DNA deben tener señales de control de otras secuencias del ácido nucleico para que funcionen. Tanto el gen como sus controles deben ser empalmados en los cromosomas del cultivo receptor. Los cromosomas de las bacterias (moléculas circulares de DNA, llamados plásmidos) están cortados con enzimas, mezclados con nuevos fragmentos a incorporar y cerrados enzimáticamente. Cada plásmido se reproduce muchas veces durante la división de la célula; por consiguiente, el organismo ha adquirido nuevas cualidades.

Existen artes y trucos en la ingeniería genética, como, por ejemplo, utilizar una infección con bacteriófagos para introducir un gen o una enzima en una célula. Ciertas especies como, por ejemplo, *E. coli*, *Bacillus subtilis*, la levadura y los estreptomices, son los organismos de trabajo comunes (vectores de obstrucción), a los cuales se agregan los genes, porque su genética propia está bien comprendida y la metodología se ha vuelto rutinaria.

LECTURAS RECOMENDADAS: S. Broome y W. A. Gilbert, *Proc. Nat. Acad. Sci. (U.S.A.)*, **72**, 3961 (1978); S. N. Cohen, A. C. Y. Chang, H. W. Boyer y R. B. Hellings, *Proc. Nat. Acad. Sci. (U.S.A.)*, **70**, 3240 (1973); H. A. Erlich, S. N. Cohen y H. O. McDevitt, *Cell*, **13**, 681 (1978); D. O. Nathans. *Science*, **206**, 903 (1979); A. Skalka y L. Shapiro, *Gene*, **1**, 65 (1976).

Fotosíntesis Todas las células vivas sintetizan ATP, pero sólo las plantas verdes y algunos microorganismos pueden realizar las reacciones bioquímicas para formar ATP con energía radiante, a través del proceso de la fotosíntesis. El número por célula de organelos rodeados de una membrana llamada cloroplasto varía según las especies y las condiciones del medio. En las plantas superiores se encuentran varios cloroplastos en cada célula de tejido mesófilo de las hojas, en tanto que una célula de alga puede contener un solo cloroplasto. El cloroplasto tiene un "emparedado" de muchas capas que alternan pigmentos y proteínas enzimáticas, de tal manera que la excitación electromagnética de la luz se transforma en energía de enlace químico. Los organismos procarióticos —las bacterias y las algas verdiazules (clorofitas)— no tienen cloroplastos. En su lugar, sus sistemas fotosintéticos están relacionados con la membrana celular o con las estructuras laminares ubicadas en los organelos conocidos como cromatóforos. Éstos, a diferencia de los cloroplastos no están rodeados por una membrana.

Todos los organismos fotosintéticos contienen uno o más grupos de pigmentos verdes llamados clorofilas. Además, pueden contener pigmentos secundarios que imparten colores característicos a las células.

El resultado neto de la fotosíntesis es la reducción del dióxido de carbono para formar carbohidratos. Un compuesto intermedio clave es el ácido fosfoglicérico, y varios azúcares simples reaccionan y se desproporcionan a medida que se incorpora el carbono del dióxido de carbono.

REACTORES BIOLÓGICOS

Fermentadores Por lo general, las fermentaciones comerciales se realizan asépticamente en recipientes que se mantienen bajo una presión positiva de aire estéril para evitar la entrada de microorganismos contaminantes. Sin embargo en la producción de organismos patógenos, para propósitos médicos o para la guerra biológica, dichos recipientes se operan a baja presión, porque la seguridad de los operadores de la planta es más importante que la integridad del producto. En el tratamiento biológico de los desperdicios se utilizan cultivos de microorganismos seleccionados en equipo relativamente abierto. La fermentación se distinguía antiguamente por ser un proceso en el cual el oxígeno estaba ausente, pero en la actualidad el término se ha extendido a los procesos aeróbicos.

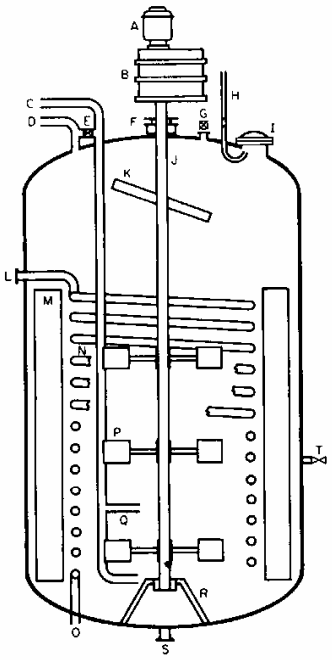


FIG. 27-3 Fermentador intermitente convencional. *A* = motor del agitador; *B* = mecanismo reductor de velocidad; *C* = entrada de aire; *D* = salida de aire; *E* = válvula de desviación de aire; *F* = sello del eje; *G* = mirilla con luz; *H* = mirilla de la línea de limpieza; *I* = agujero de hombre con mirilla; *J* = eje del agitador; *K* = paleta para romper la espuma; *L* = salida del agua de enfriamiento; *M* = placa desviadora; *N* = serpentines de enfriamiento; *O* = entrada del agua de enfriamiento; *P* = mezclador; *Q* = rociador; *R* = cojinete y soporte del eje; *S* = salida (el sello de vapor no se muestra); *T* = válvula de muestreo (el sello de vapor no se muestra). En el diagrama no aparecen los peldaños de la escalera para mantenimiento, la probeta de antiespumante, el sistema de antiespumante y los sensores (pH, oxígeno disuelto, temperatura, etc.). Obsérvese que 1) los serpentines pueden estar entre las placas desviadoras y la pared del tanque, 2) los serpentines pueden conectarse a la parte superior, para llevar al máximo las aberturas bajo el nivel de agua, y 3) son factibles las entradas por la parte inferior para los mezcladores.

Las funciones deseadas en la fermentación son el contacto gas-líquido, la detección sobre la línea de las concentraciones, el mezclado, la transferencia de calor, el control de la espuma y la alimentación de nutrientes o reactivos como, por ejemplo, el utilizado para el control de pH. El caballo de batalla de la industria de la fermentación es el fermentador intermitente convencional, como el que aparece en la figura 27-3. Existe mucha tubería de proceso y los accesorios de cobre o latón se evitan, por los efectos altamente perjudiciales del cobre en muchos sistemas biológicos. Por ejemplo, se ha observado más del 50% de reducción en el rendimiento de las fermentaciones de penicilina cuando se coloca una válvula de bronce en la línea de alimentación. Para tanques más grandes deben utilizarse serpentines de enfriamiento o circulación, a lo largo de intercambiadores de calor externos, porque el área de una chaqueta es inadecuada para el enfriamiento desde la temperatura de esterilización hasta la de operación en un tiempo razonable. Las chaquetas pueden ser inadecuadas para las fermentaciones con un mezclado intensivo, para satisfacer la demanda de aereación y el calor metabólico, producto de la rápida respiración y desarrollo de los microorganismos. Algunos aspectos interesantes para un fermentador convencional son que: **1)** una válvula de desviación en el sistema de aire permite la desviación del aire para que la espuma no sea excesiva y el potencial de oxidación-reducción no sea demasiado elevado durante la primera etapa de la fermentación, cuando se comienza a establecer el inóculo; **2)** se agrega antiespumante cuando la espuma excesiva llega a una probeta electrónica de conductividad o capacitancia, **3)** toda la tubería está protegida contra la contaminación, mediante el empleo de vapor, **4)** el nivel del líquido al llenar el recipiente está determinado por una referencia, respecto a una gráfica de calibración basada en los puntos dentro del tanque, como un travesaño en una escalera; **5)** el peso del contenido del tanque se puede determinar mediante un balance hidrostático contra el aire que burbujea lentamente a través del rociador y **6)** las bombas son poco comunes, porque es más fácil transferir el fluido desde un recipiente a presión.

La necesidad de una transferencia altamente eficiente de oxígeno en las fermentaciones, como las que utilizan hidrocarburos, ha dado por

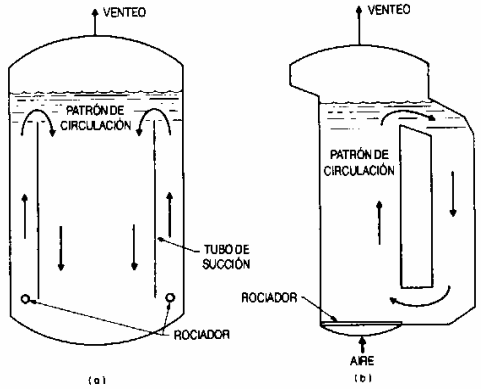


FIG. 27-4 Fermentadores con elevación de aire. *a*) Cilindro concéntrico. *b*) Recirculación externa.

FIG. 27-5 Fermentad

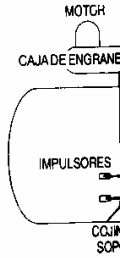


FIG. 27-6 Fermenta

resultado los ferm
muestra en la figur
diseñado para prod
drocarburos, y está
100 m (328 ft) de al

Se ha intentado h
ro ninguno se ha v
fermentador para a
El rendimiento no f
la forma convencio
mentadores más gr
consta de un cilindr
rece en la figura 27-
do en los recipiente

La fermentació
de un producto que
cepas o especies d
de alcohol más lent
y las cepas del vin
etanol son muy len
eliminación del alc
en la figura 27-7. E
agua-alcohol a la
104°F)]. La produ

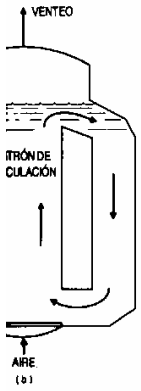
MEDI

FERME

FIG. 27-7 Vacufer

ccionan y se despro-
l dióxido de carbono.

el contacto gas-líqui-
ones, el mezclado, la
y la alimentación de
lizado para el control
a fermentación es el
que aparece en la fi-
accesorios de cobre
diciales del cobre en
observado más del
ntaciones de penici-
a línea de alimenta-
erpentines de enfria-
es de calor externos,
el enfriamiento des-
ración en un tiempo
s para las fermenta-
r la demanda de ae-
da respiración y de-
os interesantes para
ula de desviación en
ra que la espuma no
in no sea demasiado
ción, cuando se co-
spumante cuando la
de conductividad o
ra la contaminación,
ido al llenar el reci-
cto a una gráfica de
, como un travesaño
e se puede determi-
re que burbujea len-
poco comunes, por-
iente a presión.
ciente de oxígeno en
rburos, ha dado por



lindro concéntrico. *b*)

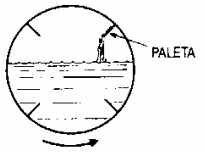


FIG. 27-5 Fermentador rotatorio.

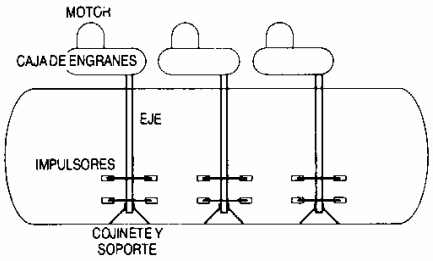


FIG. 27-6 Fermentador horizontal.

resultado los fermentadores con elevación de aire, como el que se muestra en la figura 27-4. El fermentador más grande del mundo fue diseñado para producir una proteína de una sola célula, a partir de hidrocarburos, y está en Billingham, Inglaterra. Dicho fermentador tiene 100 m (328 ft) de altura y un diámetro de 10 m (32.8 ft).

Se ha intentado hacer algunos cambios al fermentador estándar, pero ninguno se ha vuelto popular. Un diseño obsoleto en el cual gira el fermentador para aerear la parte de enmedio aparece en la figura 27-5. El rendimiento no fue satisfactorio y las unidades se reconstruyeron en la forma convencional, con rociadores y agitadores. Uno de los fermentadores más grandes, utilizado para la fabricación de antibióticos, consta de un cilindro horizontal con varios agitadores como el que aparece en la figura 27-6. Los agitadores múltiples también se han utilizado en los recipientes cilíndricos verticales.

La fermentación del etanol es un buen ejemplo de la acumulación de un producto que inhibe los cultivos microbianos. La mayor parte de cepas o especies de levadura tienen una velocidad de producción de alcohol más lenta, cuando el etanol alcanza aproximadamente 10% y las cepas del vino, o sake, que logran más del 20% en volumen de etanol son muy lentas. Un sistema conocido como Vacuferm, para la eliminación del alcohol por destilación a medida que se forma, aparece en la figura 27-7. El vacío se ajusta a la presión de vapor de la mezcla agua-alcohol a la temperatura de fermentación [(30 a 40°C) (86 a 104°F)]. La productividad volumétrica es bastante mejor que en un

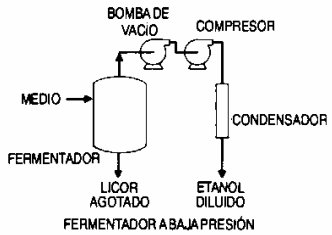


FIG. 27-7 Vacuferm.

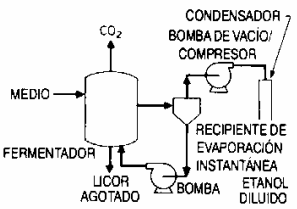


FIG. 27-8 Fermentador con recipiente de evaporación instantánea.

fermentador convencional, pero tiene la gran desventaja de tener que recomprimir grandes volúmenes de vapor, de tal manera que el alcohol se pueda condensar con el agua normal de enfriamiento, en vez de utilizar una salmuera fría costosa. Además, las grandes cantidades de dióxido de carbono generadas por la fermentación se evacúan y recomprimen junto con los vapores de alcohol y agua. Un mejor diseño es el que aparece en la figura 27-8, en el cual el fermentador opera a la presión normal, para liberar el dióxido de carbono. Se recircula caldo o licor a través de la olla de vaporización para evaporar el etanol. Aparte de que este sistema parece tener un ahorro atractivo de energía, por la eliminación del calor metabólico en los vaporizadores; la inversión inicial y el costo de bombeo de los vapores son elevados. La operación del fermentador de etanol a temperaturas más elevadas con organismos termofílicos es más económica, porque se requiere un vacío y una recompresión menores, debido a la presión de vapor más elevada. Otras opciones para superar la inhibición producida por el producto son la extracción del caldo o licor de fermentación con un disolvente inmiscible y/o la operación con cultivos muy densos, para que la baja productividad por célula se vea compensada por la obtención de muchas más células.

Se pueden lograr concentraciones más densas de células mediante la separación de las células a la salida y su recirculación al fermentador. Esta ha sido una práctica estándar durante muchos años en el tratamiento biológico de los desperdicios, cuando las corrientes diluidas de alimentación dan por resultado un crecimiento lento del cultivo. La producción de flóculos celulares, que se recoleccionan fácilmente por sedimentación, se ve mejorada por la recirculación de las células que se sedimentan. Esta es una ventaja selectiva que puede permitir que aquellas células dominen. La fermentación industrial puede afrontar mayores gastos que el tratamiento de los desperdicios, y las centrífugas para recolectar las células son comunes. El reciclaje de células de levadura a un fermentador de etanol puede disminuir considerable-mente el tiempo de fermentación. Ciertas células muy coaguladas pueden quedar en el fermentador. La torre de fermentación mostrada en la figura 27-9 utiliza este principio, con cepas o especies de levadura que flocu-

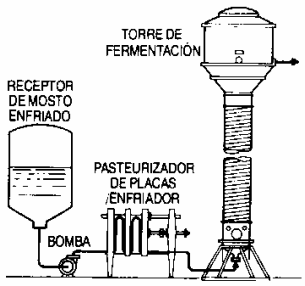


FIG. 27-9 Torre de fermentación. (*Cortesía de APV Corp.*)

TABLA 27-1 Comparación de los fermentadores de etanol

Sistema	Tiempo característico h	Concentración característica de etanol, %
Convencional	72	10
Con recirculación de células	12	8
Torre de fermentación	3	8
Inmovilización con gel	1	10

lan en forma natural. Las células se pueden mantener también en el reactor mediante la unión a un soporte. En ocasiones, el vinagre se produce en un "generador" relleno de virutas de madera, a las que se unen las bacterias. Materiales de apoyo hechos con rocas o plástico se utilizan en los filtros de espesamiento para el tratamiento de los desperdicios (véase la Secc. 26). Existen agentes químicos que pueden enlazar las células a los materiales de apoyo cuando la adsorción simple no las mantiene lo suficientemente sujetas. El atrapamiento con gel puede proporcionar concentraciones extremadamente elevadas de células, porque las células siguen multiplicándose dentro del gel. Comparaciones de los resultados obtenidos con la fermentación del etanol aparecen en la tabla 27-1.

La fermentación se puede combinar con otras operaciones. Por ejemplo, la inhibición de retroalimentación de la hidrólisis enzimática de la celulosa se puede aligerar mediante la eliminación de la glucosa producida por medio de su fermentación a medida que ésta se forma.

Las válvulas y bombas que tienen una trayectoria potencial para la contaminación de los microorganismos son un tabú para las operaciones asépticas. Las válvulas cuyo vástago se eleva pueden llevar a los organismos al lado estéril por el movimiento de entrada y salida que efectúa la válvula. Las válvulas de diafragma todavía se emplean, pero el calentamiento, el enfriamiento y la abrasión producida por los sólidos en el medio nutriente presentan condiciones severas que llevan a la ruptura ocasional de un diafragma con la consiguiente contaminación de la corrida. Las válvulas de globo o de tapón no brindan un sello absoluto contra el medio exterior, pero la dirección del movimiento no deja entrar los organismos al sistema. La contaminación rara vez se puede atribuir a estas válvulas; están diseñadas para un mantenimiento fácil y tienen una ventaja grande desde el punto de vista humano, pues con un vistazo a la manija se puede saber si la válvula está abierta o cerrada. Muchas corridas se han echado a perder porque una válvula manual se ha dejado en la posición incorrecta. Para las operaciones de planta, las bombas de diafragma son satisfactorias. En el laboratorio o en una planta piloto predominan las bombas peristálticas (también conocidas como exprimidores de turbina).

Por lo general, la transferencia de fluidos en una planta de fermentación utiliza las diferencias de presión de aire. Uno o más cabezales múltiples pueden interconectar muchos recipientes y como la transferencia tiene que ser aséptica, los cabezales se presurizan con vapor en el momento en que se van a utilizar. Un arreglo característico de los sellos de vapor se muestra en la figura 27-10.

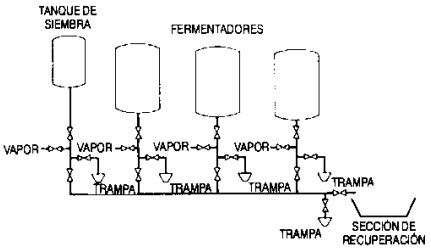


FIG. 27-10 Cabezal de inoculación y cosecha.

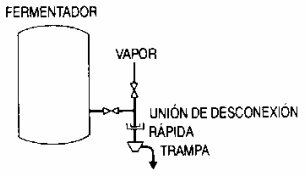


FIG. 27-11 Tubería de la línea de muestreo. (Puede tener una válvula al drenaje, que permita la desviación de la trampa, mientras se enfría la línea.)

Las líneas de muestreo también tienen sellos de vapor. Un arreglo característico aparece en la figura 27-11. En posición cerrada, el vapor proporciona una barrera absoluta contra la contaminación. Para tomar una muestra, se cierran las líneas de vapor y la de la trampa, y el medio de fermentación se deja fluir hasta desperdiciarse y hasta que la línea se sienta fría, para que los productos sensibles no den resultados falsos por destrucción térmica. El enfriamiento toma hasta 5 L del medio si no se realiza con cuidado y las prácticas erróneas pueden desperdiciar una cantidad mucho mayor. Los tanques para planta piloto tienen menos accesorios masivos que se pueden enfriar más fácilmente. Se desperdicia menos medio, pero el sobremuestreo hasta el punto en que el volumen del fermentador sea bajo puede ser un problema. Por este motivo se han desarrollado métodos opcionales de muestreo. Por ejemplo, se puede utilizar una aguja y jeringa estéril para muestrear a través de un diafragma de hule, colocado en la pared del tanque. A pesar de que dichos métodos son confiables en apariencia, existe una tendencia a desechar todas las innovaciones y regresar al método comprobado de los sellos de vapor cuando en una fábrica se detecta un periodo de contaminación.

Durante el periodo de esterilización toda la tubería del fermentador se sopla con vapor. Un método para la limpieza de las mirillas utiliza condensado, que es estéril por naturaleza, en un brazo inmóvil. La presión del vapor atrás del condensado empuja el agua a las mirillas; si no se limpian, las salpicaduras o rocíos pueden cubrir rápidamente a las mirillas con una capa gruesa de microorganismos y medio.

A pesar de que es fácil agregar materiales a la fermentación, su eliminación es difícil. Se han instalado dispositivos de membrana en los fermentadores o en los circuitos externos de reciclaje, para dializar los compuestos solubles. Las células liberan a veces desperdicios o

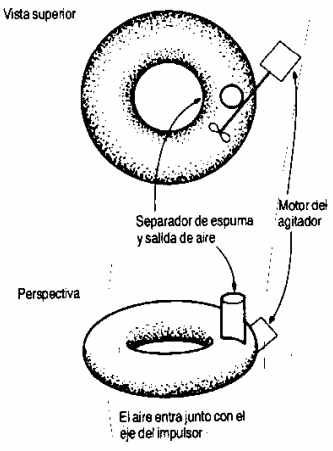


FIG. 27-12 Fermentador toroidal.

metabolitos que pue
res de atascamiento,
concentraciones de
los cultivos de contr

Otro diseño nuev
27-12. El movimien
cuado con el aire. U
aire se muestra en la
moderada y es arras
hidrostática, que pr
ferencia de gas. En e
los gases se expand
circulación. Se han
vadores.

Los sustratos sóli
agitar cuando la con
el 10%. Para la sac
mantener alta la co
poración. En un rea
la madera dan por r
evitado mediante la
de la solución a trav
agrega más. Se pue
mados en la columr

Transferencia d
ciente de oxígeno
fermentadores aeró
saturación con aire
mg/L de oxígeno. E
disuelto en unos cu
transferencia de m
embargo, este fenó
gicos con aereació
burbujas es muy d
incorporar en el coe
l significa que la r
transferencia para
geno. La relación
chaelis-Menten (v
geno limita la ve

FIG. 27-13 Ferme

metabolitos que pueden ser inhibidores; éstos se conocen como factores de atascamiento. La eliminación por diálisis ha permitido que las concentraciones de células sean de 10 a 100 veces la concentración de los cultivos de control.

Otro diseño nuevo es el fermentador toroidal mostrado en la figura 27-12. El movimiento en una dirección axial permite un mezclado adecuado con el aire. Un caso especial del fermentador con elevación de aire se muestra en la figura 27-13. La alimentación entra a una presión moderada y es arrastrada hacia abajo, a regiones de muy alta presión hidrostática, que proporciona una gran fuerza impulsora para la transferencia de gas. En el otro brazo, al disminuir la presión se permite que los gases se expandan, proporcionando el impulso necesario para la circulación. Se han construido unidades experimentales en ejes de elevadores.

Los sustratos sólidos como, por ejemplo, la madera, no se pueden agitar cuando la concentración de la lechada excede aproximadamente el 10%. Para la sacarificación, anterior a la fermentación del etanol, mantener alta la concentración de azúcar puede evitar el paso de evaporación. En un reactor intermitente, las limitaciones de mezclado con la madera dan por resultado una solución diluida de azúcar. Esto se ha evitado mediante la colocación de la madera en una columna y el paso de la solución a través de ella. A medida que se disuelve la madera, se agrega más. Se pueden fermentar simultáneamente los azúcares formados en la columna.

Transferencia de oxígeno El suministro de una cantidad suficiente de oxígeno puede ser todo un reto a la ingeniería en algunos fermentadores aeróbicos. El oxígeno es muy poco soluble en agua. La saturación con aire a la temperatura ambiente proporciona sólo 6 a 7 mg/L de oxígeno. En un proceso vigoroso se puede agotar el oxígeno disuelto en unos cuantos segundos cuando se detiene la aereación. La transferencia de masa de gases a líquidos se trata en la sección 18. Sin embargo, este fenómeno es en parte diferente para los sistemas biológicos con aereación por burbujas. Ya que el número y tamaño de las burbujas es muy difícil de estimar, el área de transferencia se suele incorporar en el coeficiente de transferencia de masa, $K_l a$. El subíndice l significa que la resistencia de la película líquida debe controlar la transferencia para gases muy poco solubles, como es el caso del oxígeno. La relación entre la concentración de oxígeno es del tipo Michaelis-Menten (véase la Fig. 27-26). Cuando, en un proceso, el oxígeno limita la velocidad, también se incrementa rápidamente la velocidad específica de respiración (Q_{0_2}), hasta llegar a una porción plana de la curva. La concentración por debajo de la cual la respiración se ve muy limitada se conoce como "concentración crítica de oxígeno", que, en forma característica, varía entre 0.5 y 2.0 ppm para las bacterias, la levadura y los hongos bien dispersados, que crecen entre 30 y 40°C (86 a 104°F). Arriba de esta concentración crítica, la toma específica de oxígeno se incrementa ligeramente al aumentarse la concentración de oxígeno.

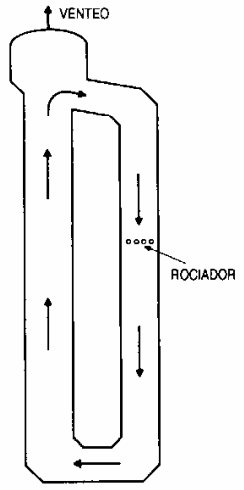


FIG. 27-13 Fermentador de eje profundo.

Una gráfica de la velocidad específica de respiración, Q_{0_2}, en función del coeficiente de crecimiento específico, es lineal con la intercepción sobre el eje de ordenadas igual a la velocidad de toma de oxígeno para el mantenimiento de la célula. Una formulación de lo anterior es:

Velocidad de toma = toma de mantenimiento + toma de crecimiento

$$Q_{0_2}X = (Q_{0_2})_M X + \mu X\,(1/Y_G) \qquad (27\text{-}1)$$

donde X es la concentración de organismos, Y_G es el rendimiento de masa celular por unidad de masa de oxígeno y el término Q significa las velocidades de toma de oxígeno en masa de O_2/masa de organismos.

Este tipo de correlación se aplica a casi todos los sustratos incluidos en el metabolismo de la energía celular y está apoyada por datos experimentales y consideraciones energéticas. Sin embargo, está basada en suposiciones verdaderas en condiciones de equilibrio a régimen permanente o cerca de ellas y puede no ser válida durante los estados transitorios. La ecuación de la toma de oxígeno debe modificarse cuando se pueden identificar otras actividades celulares que requieren oxígeno. Por ejemplo, el uso de oxígeno para la formación del producto se puede representar por

$$\begin{matrix}\text{Velocidad}\\ \text{de toma}\end{matrix} = \begin{matrix}\text{toma}\\ \text{de mantenimiento}\end{matrix} + \begin{matrix}\text{toma}\\ \text{de crecimiento}\end{matrix} + \begin{matrix}\text{toma}\\ \text{del producto}\end{matrix}$$

$$Q_{0_2}X = (Q_{0_2})_M X + \frac{dX}{dt}\frac{1}{Y_G} + \frac{dP}{dt}\frac{1}{Y_P} \qquad (27\text{-}2)$$

donde P es la concentración del producto, y Y_P es el rendimiento de la masa de producto por unidad de masa de toma de oxígeno. La toma de oxígeno se distribuye entre la toma para el crecimiento y la que requieren las actividades celulares que dependen de la concentración de células.

Como la velocidad de transferencia de oxígeno en condiciones de régimen permanente debe ser igual a la toma de oxígeno, $K_l a$ se puede calcular a partir de

$$K_l a = \text{velocidad total de toma de oxígeno}/(C^* - C)_{\text{media}} \qquad (27\text{-}3)$$

donde C representa la concentración de oxígeno en las burbujas de gas, C^* es la concentración de oxígeno en el líquido que está en equilibrio con la concentración de burbujas de gas y $K_l a$ es la velocidad volumétrica de transferencia de oxígeno.

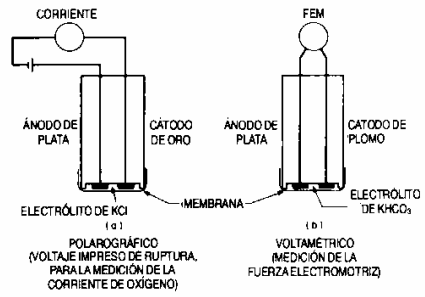


FIG. 27-14 Electrodos para el oxígeno disuelto. *a)* Polarográfico (voltaje impreso de ruptura, para la medición del contenido de oxígeno). *b)* Voltamétrico (medición de la fuerza electromotriz).

Un método conveniente para medir las velocidades de transferencia de oxígeno en los sistemas microbianos es el de los electrodos de oxígeno disuelto, con tiempos de respuesta relativamente rápidos. Se dispone de electrodos de oxígeno muy económicos para utilizarse con los sistemas abiertos, y hay electrodos esterilizables con vapor para los sistemas asépticos. Existen dos tipos básicos de electrodos: uno desarrolla un voltaje a partir de una celda electroquímica, basada en el oxígeno, y el otro consta de una celda polarográfica, cuya corriente depende de la velocidad con que llega el oxígeno (véase la Fig. 27-14). La medición de las propiedades de transferencia del oxígeno requiere sólo una breve interrupción del suministro de oxígeno. Un balance de masa para el oxígeno es

$$dO/dt = \text{velocidad de suministro} - \text{velocidad de toma} \qquad (27\text{-}4)$$

Un rastreo de la señal del electrodo durante un ciclo de aereación de volteo de encendido y apagado se muestra en la figura 27-15. La velocidad de suministro es igual a cero (después de que han escapado las burbujas) en la primera parte de la curva de respuesta; por consiguiente, la pendiente es igual a la velocidad de toma de los organismos. Cuando se reanuda la aereación, se aplican tanto los términos de velocidad de suministro como los de toma. Los valores de $(C^* - C)$ se pueden calcular a partir de los datos. Por consiguiente, con base en la pendiente de la curva de respuesta en un punto dado, todos los valores de la ecuación son conocidos, salvo $K_L a$, que se puede despejar.

Los estudios de la velocidad de aereación cuando el fermentador se ha llenado con soluciones de productos químicos oxidables tienen poco valor para determinar las velocidades en los sistemas biológicos. No sólo difieren los modelos de flujo y el tamaño de las burbujas, sino también los agentes surfactivos y las partículas en suspensión que pueden perjudicar mucho la transferencia de gas. En la figura 27-16 se aprecia el efecto de las diferentes partículas. En general, las partículas esféricas tienen poco efecto, y lo tienen mayor las alargadas; las enredadas perjudican considerablemente la transferencia. Como muchos cultivos de moho están entrelazados y se encuentran presentes lípidos y proteínas con fuerte actividad superficial, la transferencia de oxígeno en la fermentación puede ser mucho más lenta que la que se tiene con la soluciones acuosas simples.

Rara vez se considera el dióxido de carbono en las fermentaciones, pero desempeña un papel importante. Su participación en el equilibrio del carbonato afecta el pH. La eliminación del dióxido de carbono por fotosíntesis puede elevar el pH a más de 10 en cultivos de algas densos y bien iluminados. Varias reacciones bioquímicas incluyen dióxido de carbono; por consiguiente, su cinética y las concentraciones de equilibrio dependen de las concentraciones de gas, y las velocidades metabólicas de las reacciones asociadas también pueden cambiar. Se ha intentado incrementar las velocidades de transferencia de oxígeno al elevar la presión, para obtener una mayor fuerza de impulso, pero en ocasiones da por resultado un mal rendimiento del proceso, que se puede atribuir a un exceso de dióxido de carbono disuelto.

Sistemas rociadores Los rociadores de gas se analizan con detalle en la sección 18. En las fermentaciones industriales son deseables los rociadores con grandes aberturas, para evitar el taponamiento debido al desarrollo de los microbios. Se utilizan agujeros o difusores relativamente pequeños en las unidades de sedimento activado para el tratamiento biológico de los desperdicios, aunque por lo general existe un medio para sacar una sección del aereador fuera del recipiente con objeto de limpiarla. Los diseños recientes de fermentadores están concebidos como una respuesta al problema de transferencia de oxígeno. El fermentador con elevación de aire (Fig. 27-4) crea un mezclado íntimo del aire y el medio, ya que utiliza la flotabilidad del gas para mezclar el fluido.

Las sustancias surfactivas también producen espuma, que puede ser tan perjudicial que la mayor parte del contenido del fermentador se pierda. Los dispositivos mecánicos antiespumantes son útiles, pero no pueden funcionar solos, salvo cuando hay poca propensión a la formación de espuma. Los rompedores mecánicos de espuma rompen las

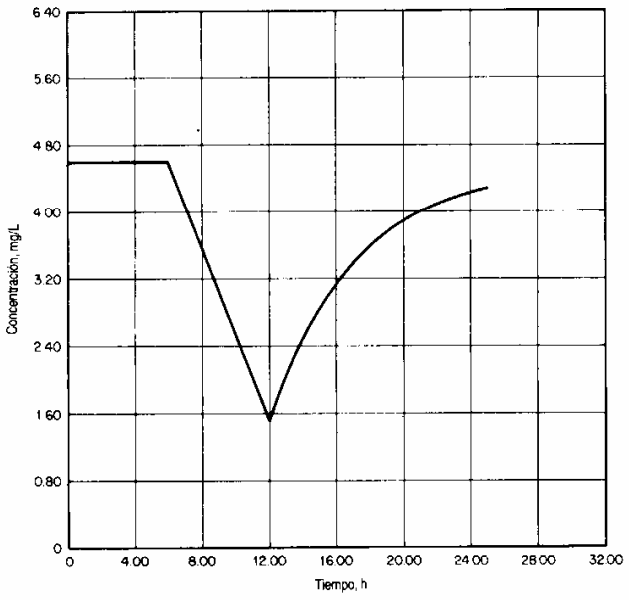


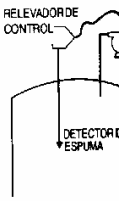
FIG. 27-15 Medición dinámica de $K_L a$.

300
200
K_{La} h^{-1}
100
0

FIG. 27-1
y R. Steel,

burbujas grandes y
tentes se acumulen
reducir la elasticid
cánicos se puedan
rios sistemas de su
27-17. Algunos líp
lizados por el cultiv
por estos aceites pu
sus equivalentes, l
blema tener la nutri
antiespumantes qu
a perderse, al recut
significa que ocas
agentes antiespum
ganismos, pero unc
torio.

Escalamiento
100 L (0.07 a 3.5 f
rrollo. Los de tama



MÉTODO A

FIG. 27-17 Sistem

tran presentes lípidos
nsferencia de oxíge-
ta que la que se tiene

a las fermentaciones,
ación en el equilibrio
óxido de carbono por
tivos de algas densos
s incluyen dióxido de
ntraciones de equili-
as velocidades meta-
eden cambiar. Se ha
rencia de oxígeno al
de impulso, pero en
l proceso, que se pue-
uelto.
se analizan con deta-
triales son deseables
el taponamiento de-
agujeros o difusores
ento activado para el
por lo general existe
ra del recipiente con
entadores están con-
ferencia de oxígeno.
rea un mezclado ín-
lad del gas para mez-

puma, que puede ser
del fermentador se
es son útiles, pero no
opensión a la forma-
espuma rompen las

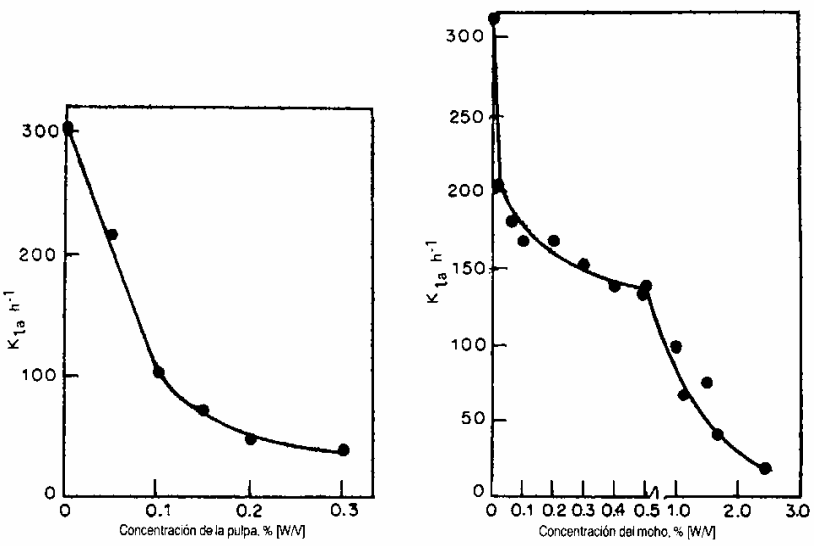


FIG. 27-16 Efecto de los sólidos sobre K_{la}. Condiciones de operación: velocidad del agitador, 800 rpm; flujo de aire, 2.5 L/min. [M.R. Briely y R. Steel, *Appl. Microbiol.*, 7, 57, (1959). (Cortesía de la American Society for Microbiology.)]

burbujas grandes y débiles, aunque permiten que las pequeñas y resistentes se acumulen. Los agentes surfactivos antiespumantes tienden a reducir la elasticidad de las burbujas, de tal manera que los golpes mecánicos se puedan transmitir fácilmente y favorezcan la ruptura. Varios sistemas de suministro de antiespumante aparecen en la figura 27-17. Algunos lípidos utilizados como antiespumantes son metabolizados por el cultivo y deben reemplazarse. La nutrición suministrada por estos aceites puede ser benéfica, pero son mucho más costosos que sus equivalentes, los nutrientes carbohidratados. Además, es un problema tener la nutrición asociada al control de espuma. Varios agentes antiespumantes que no son nutrientes tienden a persistir. Su tendencia a perderse, al recubrir las superficies de los sólidos en el fermentador, significa que ocasionalmente deben agregarse más agentes. Varios agentes antiespumantes sintéticos son tóxicos para algunos microorganismos, pero uno de los muchos tipos disponibles suele ser satisfactorio.

Escalamiento Los fermentadores que varían desde 2 hasta más de 100 L (0.07 a 3.5 ft^3) se han utilizado para la investigación y el desarrollo. Los de tamaño más pequeño proporcionan muy poco volumen

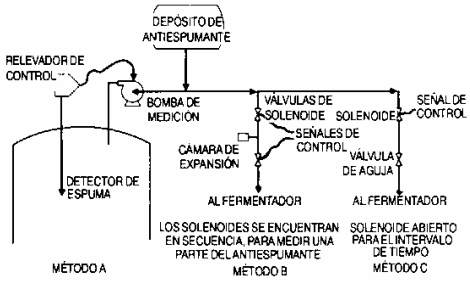


FIG. 27-17 Sistemas de antiespumante.

para el muestreo y son difíciles de duplicar, en tanto que los recipientes grandes son muy costosos y utilizan demasiado medio. La meta al utilizar un equipo pequeño es proporcionar guías para el diseño de las unidades de gran tamaño. Los refinamientos menores se realizan mejor en el equipo de producción, mientras que la planta piloto se utiliza para tamizar los amplios intervalos de variables.

Un medio eficaz de escalamiento para los procesos aeróbicos consiste en medir el nivel de oxígeno disuelto que es adecuado para el equipo pequeño y para ajustar las condiciones de la planta hasta alcanzar este nivel de oxígeno disuelto. Sin embargo, algunas fermentaciones de antibióticos, así como la producción de levadura para forraje a partir de sustratos de hidrocarburos, tienen requerimientos muy estrictos y los diseñadores están muy presionados para suministrar el oxígeno suficiente.

Los métodos antiguos de escalamiento para los procesos de fermentación se basaban en la similaridad geométrica, al utilizar las dimensiones físicas proporcionales. Se pensó que al aplicar la misma potencia por unidad de volumen que se tenía en la planta piloto, esto daría un rendimiento equivalente del proceso en los fermentadores grandes. Las fermentaciones de antibióticos requieren una potencia del mezclador que varía de 0.2 a 2 kW/m^3 (0.1 a 1 hp/100 gl). Como los dispositivos de mezclado tienen áreas (dimensiones cuadradas) para suministrar un volumen (dimensiones cúbicas), los métodos basados en la similaridad dimensional son fundamentalmente inadecuados. El escalamiento que se basa en el coeficiente de transferencia de oxígeno equivalente k_{la} es razonablemente satisfactorio.

El número de Reynolds del impulsor y las ecuaciones para la potencia de mezclado de partículas en suspensión se presentaron en la sección 19. La dispersión de gases en líquidos se analiza en la sección 18. Por lo general, un incremento en la agitación mecánica es más eficaz, para mejorar la transferencia de masa, que un aumento en la velocidad de aereación.

Otros factores del escalamiento son el esfuerzo cortante, el tiempo de mezclado, el número de Reynolds, el momento y el mezclado que proporcionan las burbujas ascendentes. El esfuerzo cortante es máxi-

mo en la punta del impulsor y puede estimarse a partir de la ecuación (27-5) [R. Stell y W. D. Maxon, *Biotechnol. Bioeng.*, **4**, 231 (1962)].

$$S_s = S_l (D_{is}/D_{il})^{1/3} \qquad (27\text{-}5)$$

donde S_s y S_l son los esfuerzos cortantes en los recipientes más pequeño y grande, respectivamente, y D_{is} y D_{il} representan los diámetros de los impulsores de los recipientes más pequeños y grandes.

Algunas fermentaciones miceliales presentan una esporulación prematura, la ruptura del micelio y bajos rendimientos si el esfuerzo cortante es excesivo. Una velocidad en la punta de 250 a 500 cm/s (8 a 16 ft/s) se considera razonable. Se ha propuesto el tiempo de mezclado como una consideración para el escalamiento, mas poco se puede hacer para mejorarlo en un fermentador grande, porque se requieren motores demasiado grandes para lograr un mezclado rápido.

El número constante de Reynolds no se utiliza para el escalamiento de la fermentación, y es exclusivamente un factor de la aereación. Lo anterior también es válido si se considera el impulsor como una bomba y se intenta su escalamiento por medio de un momento constante. Como el mezclado mecánico tiende a predominar sobre el efecto de las burbujas en el mejoramiento de la aereación, las ecuaciones que incluyen los efectos de las burbujas se emplean poco.

Las productividades de la biomasa en la fermentación varían, por lo general, entre 2 y 5 g/(L·h) [0.12 a 0.31 lb/(ft^3·h)]. Esto representa una demanda de oxígeno del orden de 1.5 a 4 g de O_2/(L·h) [0.093 a 0.25 lb/(ft^3·h)]. En un fermentador de 500 m^3 (18 000 ft^3) lo anterior significa el logro de un coeficiente volumétrico de transferencia de oxígeno del orden de 250 a 400 h^{-1}. Estas capacidades de transferencia de oxígeno sólo se pueden obtener con velocidades de aereación del orden de 0.5 VVM (volumen de aire en STP/volumen de licor o caldo) y con entradas de potencia de agitación mecánica bastante excesivas, que varían entre 2.4 y 3.2 kW/m^3 (1.2 a 1.6 hp/100 gal).

A menudo, la eliminación de calor causa problemas de diseño para el escalamiento. La agitación mecánica junto con el calor metabólico de la biomasa en desarrollo supera la capacidad de enfriamiento de un fermentador grande equipado con una sola chaqueta. En consecuencia, deben utilizarse extensos serpentines de enfriamiento en el interior del fermentador o un sistema de circulación externa, a través de un intercambiador de calor. Por lo general, en fermentaciones altamente viscosas, los serpentines de enfriamiento interno no son deseables, porque causan interferencia con los patrones de mezclado. Existen varios esquemas para la eliminación de calor en los fermentadores grandes, como, por ejemplo, las placas desviadoras de medio serpentín (serpentines de placa) y los tubos de arrastre.

La evaporación del medio proporciona poco enfriamiento. El aire de entrada a los filtros de partícula no debe estar cerca del punto de saturación, porque la condensación de la humedad en el medio filtrante promueve los microorganismos contaminantes y, en consecuencia, las posibilidades de penetración se incrementan considerablemente. En ocasiones se utiliza aire humidificado y el filtro se calienta para prevenir la condensación. Sin embargo, esto es común sólo para el equipo pequeño, en el cual las operaciones adicionales son relativamente sencillas de instalar y mantener.

Una vez que se ha construido la planta, las condiciones de agitación, aereación, transferencia de oxígeno y de calor están más o menos establecidos y se pueden definir los ciclos de esterilización. Las condiciones del medio que se pueden lograr en el equipo de la planta, deben reducirse para el equipo de la planta piloto y el laboratorio (los matraces agitados) con objeto de asegurar que se pueden trasladar los resultados.

Esterilización Algunas fermentaciones antiguas y tradicionales como, por ejemplo, la de alcohol y encurtidos, las realizan organismos que son fuertes y luchan por su causa, al crear condiciones desfavorables para sus competidores. La levadura, por ejemplo, reduce el pH mediante la producción de ácidos a partir de azúcares y su tolerancia al alcohol es otra ventaja poderosa que le permite ejercer su dominio. Aun así, las fábricas modernas utilizan técnicas asépticas o extreman los cuidados para reducir al mínimo la contaminación, que puede ser un riesgo para la calidad del producto al afectar el sabor, la textura, el aroma o la apariencia. Los bioprocesos, como el cultivo de tejidos para producir vacunas, se contaminan muy fácilmente, porque existe una abundancia de nutrientes y no hay protección inherente contra los organismos extraños. Por tanto, existe un intervalo que va desde la buena autoprotección hasta prácticamente ninguna. El valor del producto y la necesidad de un control de calidad determinan el incremento de las medidas de precaución que se deben tomar. La esterilidad, desde el punto de vista práctico, es estadística, porque casi siempre están presentes microorganismos extraños, pero, en general no se propagan con la suficiente rapidez como para dañar una corrida. La buena protección contra la contaminación es relativamente económica, en tanto que la protección absoluta es imposible y los intentos que se hagan para lograrla pueden ser sumamente costosos. La producción de agentes para la guerra biológica requiere cuidados máximos para mantener a los organismos alejados de los trabajadores; sin embargo, el personal que opera los fermentadores muere en raras ocasiones. Las fermentaciones industriales más costosas y mejor protegidas se ven contaminadas a veces. Las técnicas de asepsia y de esterilización para mantener los bioprocesos sin contaminación pueden ser básicas.

Los métodos comunes de esterilización son 1) la eliminación de microorganismos por filtración y 2) matarlos con calor o productos químicos. La esterilización por filtración es una operación unitaria estándar que se trató en la sección 19. Las diferencias para la ingeniería bioquímica son que 1) el medio filtrante y las líneas aguas abajo se tratan con vapor, a una presión a la cual la temperatura mata todos los organismos y esporas; 2) el tamaño de las partículas a eliminar es del orden micrométrico y 3) el medio filtrante debe ser reutilizable y no degradarse por el calentamiento repetido.

Esterilización por filtración El aire se esteriliza casi siempre por filtración. El empleo de calor a pequeña escala ha sido satisfactorio, pero el equipo grande para el calentamiento de la corriente de aire hasta las temperaturas de esterilización no es lo bastante seguro. A pesar de que parece muy sencillo mantener a alta temperatura una sección de la tubería de suministro de aire, se requieren controles automáticos para los ajustes debidos a variaciones en la transferencia de calor, causados por cambios en la velocidad de flujo, y además se necesita una sección de enfriamiento de aire, para prevenir la carga excesiva de calor en el fermentador. Por otra parte, los costos de energía son, en la actualidad, mucho mayores que cuando el calentamiento parecía ser una opción prometedora en relación con la filtración. Para los gases de salida de la fermentación que tienen organismos peligrosos, el calentamiento es una medida de precaución razonable y el costo no es el factor clave.

La esterilización de líquidos por filtración se ha realizado en forma satisfactoria desde la aparición de los filtros de membrana con un diámetro pequeño del poro. Cuando el calor daña los ingredientes, la filtración es una selección ideal. Sin embargo, el equipo y manejo adicional requeridos son una desventaja de la filtración, porque la esterilización con calor es fácil y relativamente económica. El tanque tiene que ser esterilizado con vapor; en consecuencia, conviene llenarlo primero y esterilizar también el contenido. Cuando algunos constituyentes no deben someterse a calentamiento, es costumbre esterilizar el resto del medio con calor y filtrar las soluciones concentradas de los ingredientes delicados.

La magnitud del problema de la esterilización del aire se aprecia en las necesidades usuales de una fermentación altamente aeróbica en la que se utiliza aproximadamente un volumen de aire por volumen de medio por minuto. Para una fábrica con 20 fermentadores de 100 000 L cada uno, se manejan dos millones de L/min (70 000 ft^3/min) de aire. Se utilizan compresoras muy grandes y, por lo menos, se requieren dos, para que una pueda estar en mantenimiento.

En la figura 27-18 se presentan los datos característicos de rendimiento para la eliminación de bacterias de las corrientes de aire mediante filtros de fibra. Para un filtro determinado existe una velocidad intermedia del aire a la que la eficiencia de filtración es mínima, debido a que predominan distintos mecanismos de recolección para los diferentes intervalos de la velocidad del aire. A bajas velocidades son importantes las fuerzas gravitacionales, de difusión y electrostáticas ejercidas sobre las partículas y sus efectos son inversamente propor-

Porcentaje de bacterias recolectadas

FIG. 27-18 Recolec

cionales a la velocid
cia, que son directa
sempeñan el papel
tal que por debajo d
recolección es igua
miento observado a
la eficiencia mínim
pueden crear perio
lección de partícula
de 1.0, contenidas
aire ambiente, esta

donde la velocidad
la fibra, d_f, está en
En la actualidad
brana para la esteri
rendimiento con u
de que las membra
y tienden a captur
la humedad puede
mienda un diámetr
licas no deben util
dentro de los poro
altas de presión a t
de las membranas
maño del filtro de
de del número de
presión disponibl
resistencia increm
la membrana. En l
membrana junto
de flujo en funció
Esterilización d
orden para la dest
lleva a una relació
viente se grafica e
logarítmica de las
esporas de las ba
supone una inacti
dio sensible, repre

donde C_R, C_S y C_L
sibles y muertas,
cen en la figura 27
En la tabla 27-
diferentes tipos d
característicos rel
Las esporas de la
medo que cualqui
siguiente, un cicl
esporas de las ba
Como lo predi
la velocidad de m
temperatura suel

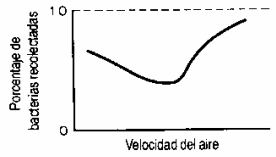


FIG. 27-18 Recolección característica de bacterias mediante un filtro de fibra.

cionales a la velocidad del aire. A velocidades altas, las fuerzas de inercia, que son directamente proporcionales a la velocidad del aire, desempeñan el papel principal. La naturaleza de los efectos de inercia es tal que por debajo de determinada velocidad del aire su efecto sobre la recolección es igual a cero. Si el diseño del filtro se basa en el rendimiento observado a una velocidad de operación distinta a la que ocurre la eficiencia mínima, las sobretensiones o las fallas breves de potencia pueden crear periodos de operación con baja eficiencia. Para la recolección de partículas bacterianas de 1 μm con una gravedad específica de 1.0, contenidas en las corrientes de aire a temperatura y presión del aire ambiente, esta velocidad es igual (en unidades SI) a

$$V_{\text{mín, ef}} = 0.02\, d_f \qquad (27\text{-}6)$$

donde la velocidad $V_{\text{mín, ef}}$ está en metros por segundo y el diámetro de la fibra, d_f, está en micrómetros.

En la actualidad, existe una tendencia a utilizar los filtros de membrana para la esterilización del aire con objeto de obtener un excelente rendimiento con unidades de tamaño relativamente pequeño. A pesar de que las membranas son bastante eficientes para la filtración del aire y tienden a capturar partículas más grandes que el diámetro del poro, la humedad puede ayudar a que pasen. Para mayor seguridad se recomienda un diámetro del poro de 0.2 a 0.3 μm. Las membranas hidrofílicas no deben utilizarse, porque mantienen humedad estrechamente dentro de los poros y no la desaloja a menos que se produzcan caídas altas de presión a través de la membrana. La humedad tiende a drenarse de las membranas hidrofóbicas y recolectarse en un sumidero. El tamaño del filtro de membrana utilizado para la filtración del aire depende del número de cartuchos necesarios. Sólo el 60% de la caída de presión disponible debe utilizarse en el cálculo para considerar la resistencia incrementada que ofrecen las partículas al recolectarse en la membrana. En la figura 27-19 aparece un filtro con 12 cartuchos de membrana junto con una gráfica de las velocidades características de flujo en función de la caída de presión.

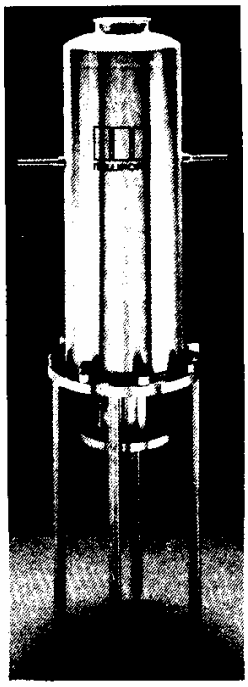
Esterilización del medio Se puede suponer una cinética de primer orden para la destrucción de la materia viva por medio de calor y esto lleva a una relación lineal, donde el logaritmo de la fracción sobreviviente se grafica en función del tiempo. Sin embargo, una cinética no logarítmica de las partículas muertas se encuentra, a menudo, para las esporas de las bacterias. En un modelo de dicho comportamiento se supone una inactivación de las esporas a través de un estado intermedio sensible, representado por el mecanismo

$$C_R \rightarrow C_S \rightarrow C_D \qquad (27\text{-}7)$$

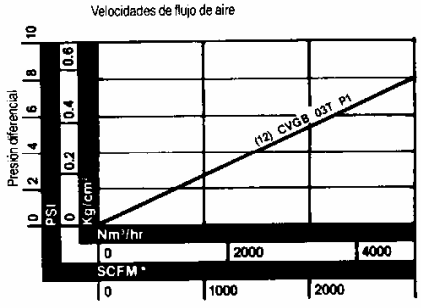
donde C_R, C_S y C_D son las concentraciones de esporas resistentes, sensibles y muertas, respectivamente. Las gráficas características aparecen en la figura 27-20.

En la tabla 27-2 se muestra la resistencia térmica relativa para los diferentes tipos de microorganismos que se encuentran en los medios característicos relacionados con los licores o caldos de fermentación. Las esporas de las bacterias son bastante más resistentes al calor húmedo que cualquier otro tipo de contaminantes microbianos. Por consiguiente, un ciclo de esterilización basado en la destrucción de las esporas de las bacterias debe destruir toda la vida.

Como lo predice la ecuación de Arrhenius (Secc. 4), una gráfica de la velocidad de muerte de los microbios en función del recíproco de la temperatura suele ser lineal y la pendiente es una medida de la susceptibilidad de los microorganismos al calor. Otras correlaciones distintas a la de Arrhenius se utilizan, sobre todo en la industria de procesamiento de alimentos. Una relación de temperatura común para la resistencia térmica es el "tiempo de reducción decimal" (DRT), que se define como el tiempo requerido para reducir la población microbiana en un



(a)



(b)

FIG. 27-19 Unidad de 12 cartuchos y datos de presión para un cartucho. *a*) Alojamiento para 12 cartuchos. *b*) Flujo de aire a través del filtro de 12 cartuchos, a 20°C y con descarga a la atmósfera. *Pie cúbico de aire, a 1 atm y 20°C. Los cartuchos contienen 76 cm de longitud y 7.36 cm de diámetro, son de difloruro de polivilideno, con poros de 22 μm. (*Cortesía de Millipore Corp.*)

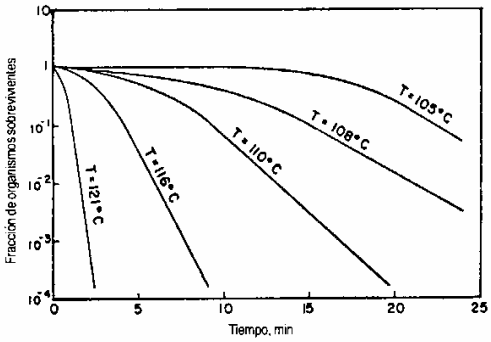


FIG. 27-20 Datos característicos de la mortalidad para las esporas de las bacterias (*B. stearothermophilus*). Para convertir °C a °F multiplíquese por 1.8 y súmese 32. (Wang et. al. *Fermentation and Enzyme Technology*. Wiley-Interscience, New York, 1979, p. 140.)

TABLA 27-2 Resistencia relativa a la muerte con calor húmedo

Microorganismo	Resistencia relativa
Bacterias o levadura vegetal	1.0
Esporas de las bacterias	3 000 000
Esporas de moho	2-10
Virus y bacteriófagos	1-5

décimo. En intervalos cortos de temperatura [por ejemplo, 6°C (10°F)] el DRT es útil, pero su extrapolación a intervalos más amplios de temperatura produce errores graves.

En los caldos o licores de fermentación, la energía de activación (ΔE) relacionada con la muerte de los microbios es mayor que la inactivación térmica producida por los compuestos químicos (véase la tabla 27-3). Por consiguiente, se reduce al mínimo la sobrecocción de los nutrientes debida a la esterilización a altas temperaturas durante periodos cortos (HTST).

TABLA 27-3 Energías de activación para la destrucción térmica

	Energía de activación, cal/mol*
Ácido fólico	16 800
Alcohol d-pantotenílico	21 000
Cianocobalamina	23 100
Hidrocloruro de tiamina	22 000
Bacillus stearothermophilus	67 700
Bacillus subtilus	76 000
Clostridium botulinum	82 000
Putrefacción anaerobia NCE 3679	72 400

* Para convertir calorías por mol a Btu/lb mol, multiplíquese por 1.8.

Esterilización intermitente Si se supone que la presencia de un solo organismo contaminante puede ser la causa de la falla final de la fermentación deseada, es necesario asignar cierta probabilidad de éxito. Por ejemplo, si se puede tolerar una fermentación contaminada en la relación 1:1000, en el cálculo de diseño para el ciclo de esterilización debe utilizarse un valor de 0.001 organismos por fermentación. Sin embargo, en la esterilización por lotes o intermitente, las etapas de calentamiento, retención y enfriamiento del ciclo contribuyen a la reducción de los contaminantes microbianos. Además, la constante de velocidad de mortandad específica varía porque la temperatura del medio cambia. Por consiguiente, en los criterios de diseño, ∇ total está compuesta por

$$\nabla \text{ total} = \nabla \text{ por calentamiento} + \nabla \text{ por retención} + \nabla \text{ por enfriamiento}$$

$$\nabla \text{ por calentamiento} = \ln \frac{N_0}{N_1} = A \int_0^{t_1} \exp(-\Delta E/RT)\, dt \quad (27\text{-}8)$$

$$\nabla \text{ por retención} = \ln \frac{N_1}{N_2} = A \int_0^{t_2} \exp(-\Delta E/RT)\, dt \quad (27\text{-}9)$$

$$\nabla \text{ por enfriamiento} = \ln \frac{N_2}{N} = A \int_0^{t_3} \exp(-\Delta E/RT)\, dt \quad (27\text{-}10)$$

donde ∇ representa la contribución incremental a la mortandad para cada fase de la esterilización, N_0, N_1, etc., son el número de organismos, T es la temperatura absoluta, R es la constante del gas, A es una constante empírica y E es la energía de activación.

Otros parámetros que afectan el perfil de temperatura incluyen: la viscosidad del medio y la cantidad de sólidos en suspensión o materiales insolubles, como, por ejemplo, los aceites vegetales. La velocidad de transferencia de calor depende de los coeficientes de transferencia de calor y los coeficientes de película. El ensuciamiento puede ser importante en la transferencia de calor. El perfil temperatura-tiempo durante la etapa de enfriamiento del ciclo de esterilización incluye los efectos producidos por los serpentines de enfriamiento o la chaqueta del fermentador y el enfriamiento por evaporación, si se inyecta aire estéril para la eliminación de calor. La liberación parcial de la presión da por resultado un enfriamiento por evaporación instantánea. La mayor parte de la esterilización se obtiene de la porción o etapa de retención del ciclo. El ciclo de enfriamiento contribuye poco al proceso general. Debe evitarse un ciclo de calentamiento extremadamente largo, porque su contribución a la destrucción de los microbios es menor que sus efectos perjudiciales.

Esterilización continua La esterilización continua permite tiempos de retención cortos a alta temperatura para evitar la sobrecocción y puede mejorar el rendimiento. Para la esterilización continua se utilizan intercambiadores de calor tubulares o de marco y placa en lugar de la inyección de vapor. A pesar de que el calentamiento es casi instantáneo, la inyección de vapor produce un ruido violento y ofrece pocas oportunidades para el intercambio económico de calor entre las corrientes del proceso.

En la sección o etapa de retención de un esterilizador continuo deben mantenerse la temperatura y el tiempo de exposición correctos. Dada la distribución de los tiempos de residencia, la reducción real de los contaminantes microbianos en la sección de retención es mucho menor que la predicha en la suposición de flujo tipo tapón. La diferencia entre la reducción real de microorganismos y la predicha puede ser de varios órdenes de magnitud; por lo tanto, puede ser incorrecto un diseño basado en las condiciones ideales de flujo.

RECUPERACIÓN DEL PRODUCTO

La recuperación de los productos puede ser más difícil y costosa que la etapa de fermentación. Por ejemplo, en una planta para la producción de un antibiótico, la inversión en las instalaciones de recuperación fue aproximadamente cuatro veces mayor que la requerida para los recipientes de fermentación y su equipo auxiliar. Casi el 60% de los costos fijos de las plantas de fermentación para la producción de ácidos orgánicos o aminoácidos es para la sección de recuperación. En las fábricas grandes, la mayor parte del equipo

de purificación es el mismo que se utiliza en las industrias de procesos químicos.

Ciertos productos se encuentran contenidos dentro de las células y no se liberan, o sólo se liberan en forma parcial al medio. Puede que sea necesario lavar las células para eliminar las impurezas antes de romperlas para obtener el producto. La ruptura de la célula es una operación unitaria específica de la ingeniería bioquímica; sin embargo, el equipo puede utilizarse en otras industrias. Los molinos de coloides y los dispositivos de esfuerzo cortante como, por ejemplo, el homogenizador Manton-Caulin, que se emplea para la fabricación de pinturas y otros productos, rompe las paredes de muchos tipos de células en forma eficaz. Las células con alta resistencia al esfuerzo cortante se pueden pasar varias veces, pero la generación de calor podría ser un problema. Por lo general, se utiliza energía ultrasónica para la desintegración a pequeña escala de las células, pero es poco práctica para corridas grandes. La molienda con arena o cuentas, el bombeo a alta presión a través de un orificio pequeño, el congelamiento a alta presión a través de un orificio pequeño, el congelamiento y el deshielo, la desecación, la adición de enzimas líticas, la autólisis inducida con algún producto químico como por ejemplo, el cloroformo, y varios métodos para crear esfuerzos cortantes son opciones o medios sinergísticos para romper las células. Se obtienen resultados favorables con los mutantes especiales de las células, que tienen una capacidad superior para formar paredes celulares, a temperaturas ligeramente superiores a las del desarrollo normal. Cuando las células se cambian a la temperatura elevada, la división de la célula daña las paredes y deja que el contenido escurra.

A pesar de que en ocasiones es posible proceder directamente al intercambio iónico, se utiliza la extracción con disolvente u otro procedimiento con todo el licor, para la eliminación de las células biológicas y otros sólidos. La centrifugación se puede tener en cuenta, pero generalmente se utilizan filtros de tambor rotatorio con cordones de descarga. En el pasado se utilizaban grandes cantidades de ayudafiltro, porque muchos licores de fermentación son pegajosos y difíciles de filtrar, pero en la actualidad se emplean agentes poliméricos de puenteo para aglomerar los sólidos; esto permite una buena filtración con pequeñas cantidades de ayudafiltro.

El intercambio iónico o la extracción con disolvente es deseable para la recuperación de los bioprocesos, porque la selectividad es buena, los costos son razonables y es factible a gran escala. Estos y otros pasos de purificación pueden verse afectados por las modificaciones en la fermentación. Por ejemplo, la adición de un exceso de lípidos o aceites antiespumantes puede agravar los problemas de emulsión para la extracción con disolventes o perjudicar el intercambio iónico por el recubrimiento de la resina. La estabilidad de los productos bioquímicos puede ser difícil. El licor o caldo de fermentación de la penicilina se acidifica justo antes de entrar en contacto con el disolvente de extracción (se emplean, por lo general, ésteres, cetonas o hidrocarburos halogenados), porque un pH bajo causa la destrucción rápida de la penicilina en agua. La penicilina se vuelve a extraer hacia la fase acuosa, a un pH que varía entre 7.5 y 8. Se utiliza bicarbonato para amortiguar el pH, porque los agentes agrios son difíciles de controlar. El diseño Podbelniak de una centrífuga (véase la Secc. 21) se utiliza mucho en Estados Unidos para la extracción de licores de fermentación, en tanto que el diseño Westphalia es común en Europa. Puede haber operaciones de cabeza y cola, en las centrífugas, para mejorar los rendimientos porque las emulsiones dan por resultado menos etapas teóricas que las predichas por los fabricantes. La retroextracción en agua no presenta problemas de emulsión y los separadores Delaval dan buenos resultados.

De los varios tipos de etapas de purificación, basados en los procesos de sorción a una fase sólida, el intercambio de iones es el más directo (véase la Secc. 19 para el análisis de las técnicas). La adsorción con carbono tiene gran importancia para la ingeniería bioquímica, básicamente para la eliminación de huellas de impurezas coloreadas. Sin embargo, la adsorción del material deseado en carbono puede ser la menos mala de las técnicas cuando no se puede usar la extracción con disolvente ni el intercambio iónico. A pesar de que la adsorción en carbono no es selectiva y tiene baja capacidad, puede proporcionar una etapa de "aproximación" para iniciar el proceso de purificación.

Los procedimientos de aislamiento para muchos productos bioquímicos se basan en la cromatografía. Prácticamente cualquier sustancia puede ser elegida de una mezcla cruda y extraída, con una pureza relativamente elevada, mediante una columna cromatográfica, con la combinación adecuada de adsorbente, condiciones y reactivos. A pequeña escala o para una planta piloto pequeña, la cromatografía es un procedimiento opcional respecto a técnicas como la electroforesis, que en la actualidad es prácticamente obsoleta. Desafortunadamente, a medida que se incrementa el tamaño, la dispersión en la columna arruina la resolución. Para producir unos cuantos gramos o incluso kilogramos de producto, la cromatografía es una selección excelente. Cuando se resuelva el problema de escalamiento, este procedimiento revolucionará la purificación de los productos bioquímicos y con seguridad encontrará otras aplicaciones en las industrias de procesos químicos. Las perspectivas para el escalamiento son buenas, considerando que recientemente ha sido posible incrementar en un orden de magnitud las cargas de la columna.

La cromatografía por afinidad utiliza ligantes altamente específicos para ciertos compuestos. Existen varios tipos de afinidad que se pueden utilizar: antígeno-anticuerpo, enzima-sustrato, enzima-cofactor o atracciones bioquímicas especiales como, por ejemplo, la avidez de las proteínas por la vitamina biotina. Se han ideado varios procesos de purificación que utilizan la cromatografía por afinidad para aislar productos bastante puros de una mezcla muy cruda. Los agentes de afinidad costosos se regeneran y reutilizan varias veces. En algunos casos, la afinidad es tan fuerte que el adsorbente puede agregarse por lotes. Esto se puede escalar adecuadamente, pero agrega pasos laboriosos para la recolección, elución y regeneración del agente de afinidad.

La cristalización es el método preferido para la obtención del producto final, porque se puede lograr una purificación muy alta. Se pueden producir cristales de antibióticos de gran pureza a partir de soluciones coloreadas bastante impuras si la torta es uniforme y se puede sujetar a un buen lavado, para eliminar el licor madre. Cuando se desea obtener un producto farmacéutico estéril, los cristales se producen a partir de las corrientes de líquido que se han esterilizado por filtración.

MODELADO DEL PROCESO

Por lo general, se supone que las propiedades de gran número de células se pueden considerar como funciones continuas con propiedades promedio, porque ocurren tantas divisiones de las células que las velocidades globales siguen curvas uniformes. Existen excepciones en las que puede inducirse la división de todas las células al mismo tiempo, porque sucesos como los cambios de temperatura o iluminación hacen más lenta o detienen la etapa de división. Las células se pueden obligar a proceder juntas desde ese punto, con números globales que están escalonados con el tiempo, lo que se conoce como "cultivo sincrónico". Las etapas rara vez son distintas para más de unas cuantas generaciones, a menos que el suceso de provocación se continúe aplicando en forma periódica.

Los balances de masa para los cultivos por lotes, comunes y no sincronizados dan

$$dX/dt = \mu X - K_d X \qquad (27\text{-}11)$$

$$dS/dt = -\mu X/Y \quad (27\text{-}12)$$

$$\mu = f(S) \quad (27\text{-}13)$$

donde k_d representa el coeficiente de mortalidad, μ, es el coeficiente específico de velocidad de crecimiento, S es la concentración del sustrato y los demás términos se definieron con anterioridad.

Se han propuesto varias relaciones funcionales entre S y μ, pero la ecuación de Monod es la que se utiliza casi en forma exclusiva:

$$\mu = \hat{\mu}\, S/(K_s + S) \quad (27\text{-}14)$$

donde $\hat{\mu}$ es el coeficiente específico de la velocidad de crecimiento máximo y K_s es el coeficiente de Monod.

Por lo general, el coeficiente de mortalidad es relativamente pequeño, a menos que se acumulen sustancias inhibidoras; por consiguiente, la ecuación (27-14) muestra un incremento exponencial, hasta que S se agota, para reducir a μ. Esto explica la curva normal de crecimiento (Fig. 27-21), con su fase de retraso, la logarítmica, la de descanso y la de declinación, a medida que el efecto de K_d predomina.

Modelos estructurados Existen varias maneras de agregar detalles significativos a los modelos de cultivos. Las células se pueden compartamentalizar de acuerdo con las funciones bioquímicas, y los componentes pueden interactuar. Por ejemplo, puede haber un grupo de ecuaciones para el metabolismo de los carbohidratos, otro para la síntesis de las proteínas, uno más para la síntesis del ácido nucleico, etc. Esto permite tener una descripción más intrincada de las actividades celulares, pero a expensas de contar con tantas constantes de velocidad que el asignarles valores puede terminar esencialmente como una adivinanza. Para las células con distintos ciclos de vida, el modelo estructurado puede tener compartimientos que correspondan a cada etapa del ciclo. Además, cada compartimiento puede subdividirse en las funciones bioquímicas antes mencionadas. Estos modelos tan complicados han tenido un uso práctico limitado, pero son muy valiosos para dirigir la investigación hacia las áreas donde falta información.

Cultivos continuos Durante varias décadas, los cultivos continuos han sido la meta de los bioingenieros, porque los cultivos intermitentes tienen un tiempo muerto inherente, para limpieza y esterilización, y un prolongado retraso antes de que los organismos entren a un breve periodo de productividad elevada. Las corridas continuas pueden durar muchas semanas, pero debe haber paros para limpieza y mantenimiento. La nutrición y el mezclado del producto pueden manipularse con ventaja en función de la velocidad de dilución. Sin embargo, un problema grave es la inestabilidad del cultivo en sí. El principal éxito de la fermentación continua se ha logrado con cepas resistentes que producen masa celular para la alimentación del ganado o una enzima simple o metabolito. Cuando se utiliza una sola etapa es difícil elevar al máximo el crecimiento de la célula, la producción de producto y la buena utilización de los sustratos. Se han utilizado mohos para las fermentaciones de antibióticos, que son muy sucios y forman recubrimientos voluminosos sobre el eje, los serpentines y cualquier tipo de protuberancia dentro del fermentador. A pesar de que esto puede limitar la longitud de la corrida, un problema más importante es el genético, porque existe una tendencia a retroceder hacia cultivos menos productivos que reemplazan rápidamente los mutantes finamente ajustados, los cuales logran altas concentraciones del producto.

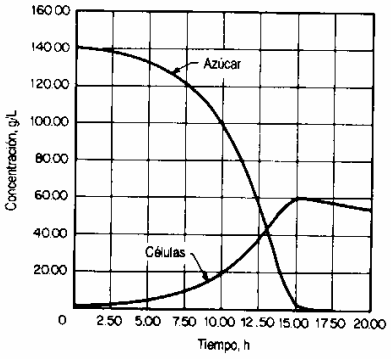


FIG. 27-21 Curva de crecimiento microbiano. $dx/dt = \mu X - K_d X$; $ds/dt = -\mu X/Y$; $\mu = \hat{\mu}S/(K_s+S)$. $\hat{\mu} = 0.35$; $K_d = 0.025$; $K_s = 12.0$; $Y = 0.48$.

En vista de lo limitado de las aplicaciones industriales, el cultivo continuo recibe lo que puede considerarse como una cantidad desproporcionada de atención por parte de los académicos. Como herramienta de investigación, el cultivo por lotes presenta cambios en las concentraciones de productos y reactivos, variaciones de pH y del potencial de oxidación-reducción, y una mezcla complicada de células en desarrollo, que se están muriendo y muertas. Los datos de los cultivos continuos son más fáciles de interpretar, porque se logran regímenes permanentes o existen desviaciones repetidas del régimen permanente. Las explicaciones comunes que se dan para el empleo limitado de los cultivos continuos en la industria son la inestabilidad del cultivo, la dificultad que existe para mantener condiciones asépticas, un conocimiento insuficiente sobre el comportamiento de los microbios y la resistencia para convertir las fábricas existentes. Otra razón más sutil es el costo de cada estación de investigación. Un progreso rápido en la investigación y desarrollo requiere recipientes múltiples para tamizar las diferentes variables; mas por lo general, sólo existen uno o dos fermentadores continuos, porque el costo de las bombas, depósitos, esterilizadores y controles es relativamente elevado.

Los medios convencionales para los cultivos continuos son el quemostat, en el que los nutrientes se alimentan a un reactor, a velocidad constante; y el turbidostat, que utiliza un control de retroalimentación de la velocidad de bombeo para mantener una turbiedad fija en el cultivo. Otra opción con control de retroalimentación del nutriente o de la concentración del producto se conoce con el nombre de "cultivo continuo de concentración acoplada controlada" o "C5". Es deseable un control proporcional de la velocidad de bombeo, porque los cultivos continuos pueden tener respuestas variables inducidas por el encendido y apagado de la bomba de alimentación.

Análisis matemático El concepto del nutriente limitante es esencial para la teoría del cultivo continuo. Existirá un balance estequiométrico exacto de todos los ingredientes que entran a la célula sólo cuando se haga un esfuerzo deliberado, que consume tiempo, para determinar los detalles de nutrición de la célula. Aun así, puede obtenerse un balance diferente si se cambia la velocidad de crecimiento, o si se aplican limitaciones cinéticas en vez de estequiométricas. La menor alimentación de un ingrediente en relación con los demás dará como resultado un crecimiento celular o una síntesis del producto limitados, porque se consumirá primero. Los otros ingredientes pueden ser tóxicos o afectar las actividades celulares, pero no existe una escasez aguda, como es el caso con el nutriente limitante.

Los balances de masa para el recipiente n de una serie de fermentadores continuos son

Velocidad de cambio = velocidad de entrada − velocidad de salida + velocidad de producción

$$V\,dX_n/dt = FX_{n-1} - FX + V\mu_n X_n \quad (27\text{-}15)$$

donde V es el volumen del fermentador, F es la velocidad de alimentación y los otros términos se definieron con anterioridad. El subíndice n se refiere al número del recipiente de fermentación.

Al dividir entre V y sustituir $D = F/V$

$$dX_n/dt = D(X_{n-1} - X_n) + \mu_n X_n \quad (27\text{-}16)$$

y

$$V\,dS_n/dt = F S_{n-1} - F S_n - V\mu_n X_n/Y - VMX_n \quad (27\text{-}17)$$

$$dS_n/dt = D(S_{n-1} - S_n) - \mu_n X_n/Y - MX_n \quad (27\text{-}18)$$

donde M = coficie
sin crecimiento). P
se reduce a

dX/dt
dS/dt

Este análisis se
suposiciones de un
ciones son fundam
14)] que no depen
estados transitorio
medida que μ resp
velocidades de cam

donde $\hat{\mu}$ es la cons
mo. Al despejar X

$\cdot X = DY$

A partir de estas
X y S en función d
aspectos interesan
D se aproxima a $\hat{\mu}$;
$\hat{\mu}$ y 3) el coeficien
bajas velocidades

Se ha demostra
dilución, porque l
células que se enc
tes pequeños se re
tribución homogé
probablemente, p
posible distribuir
ñas en todo el tan

Es fácil propon
ples, pero es muy
todos los paráme
su corriente de al
junto con el reci
proceso. No sólo
sino, además, los
mente a las otras,
tivos representati
tigaciones, por la

1600.00
1400.00
1200.00
1000.00
800.00
600.00
400.00
200.00
0

x o S

FIG. 27-22 Efec
2.38. $S_0 = 1100$;

donde M = coeficiente para la energía de mantenimiento (metabolismo sin crecimiento). Para un solo recipiente con alimentación estéril, esto se reduce a

$$dX/dt = \mu X - D X \quad (27\text{-}19)$$

$$dS/dt = D(S_0 - S) - \mu X/Y - M X \quad (27\text{-}20)$$

Este análisis se aplica a cualquier cultivo continuo que cubre las suposiciones de un mezclado perfecto y volumen constante. Las ecuaciones son fundamentales, salvo para la ecuación de Monod [Ec. (27-14)] que no depende del tiempo y debe aplicarse con cuidado a los estados transitorios, en los que puede haber un retraso de tiempo, a medida que μ responde al cambio de S. A régimen permanente, las velocidades de cambio son iguales a cero y $\mu = D$. Al sustituir

$$D = \hat{\mu} S/(K_s + S) \quad (27\text{-}21)$$

$$S = D K_s/(\hat{\mu} - D) \quad (27\text{-}22)$$

donde $\hat{\mu}$ es la constante específica de velocidad de crecimiento máximo. Al despejar X se obtiene

$$X = D Y (S - S_0)/(D + M Y) = Y(S_0 - S) \quad (27\text{-}23)$$

A partir de estas ecuaciones, puede graficarse el comportamiento de X y S en función de la velocidad de dilución (véase la Fig. 27-22). Los aspectos interesantes son que **1)** X tiende a cero y S llega a S_0 cuando D se aproxima a $\hat{\mu}$; **2)** S no es una función de S_0 cuando D es menor que $\hat{\mu}$ y **3)** el coeficiente de mantenimiento es muy importante, pero sólo a bajas velocidades de dilución.

Se ha demostrado que el mezclado es básico a bajas velocidades de dilución, porque la toma del sustrato es extremadamente rápida por las células que se encuentran en condiciones de inanición. En los recipientes pequeños se requiere agitación muy vigorosa, para asegurar la distribución homogénea de la alimentación. Dicha agitación intensa es, probablemente, poco práctica para recipientes grandes, pero quizá sea posible distribuir la alimentación a través de muchas aberturas pequeñas en todo el tanque.

Es fácil proponer ventajas para el cultivo continuo en etapas múltiples, pero es muy difícil realizar toda la investigación y desarrollo de todos los parámetros que deben optimizarse. Cada etapa puede tener su corriente de alimentación, su control de pH y demás condiciones, junto con el reciclaje de las células o fluidos de las otras etapas del proceso. No sólo existen muchos parámetros a analizar para cada etapa sino, además, los cambios en una etapa pueden afectar considerablemente a las otras. Puede ser muy difícil obtener las condiciones y cultivos representativos en una etapa determinada para iniciar las investigaciones, por las complicadas interacciones con demás etapas. Los retrasos de tiempo en las líneas y separadores para reciclaje, además de la complejidad de los regímenes de flujo no ideal, causan análisis teóricos fallidos. Un sistema óptimo de fermentación continua en etapas múltiples con reciclaje y control es una de las proezas más difíciles de la ingeniería. Además, la dinámica de las respuestas de los microbios a las alteraciones no se conoce bien todavía.

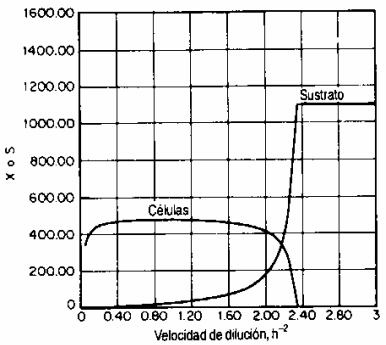


FIG. 27-22 Efectos de la velocidad de dilución en el cultivo continuo; $\hat{\mu} = 2.38$; $S_0 = 1100$; $Y = 0.45$; $K_s = 35$; $E_M = 0.05$.

Reciclaje La separación y recirculación de las células da por resultado tiempos de residencia más largos para las células que para el fluido y permite concentraciones relativamente elevadas de las células. En el tratamiento de desperdicios, la alimentación diluida produce velocidades más lentas de crecimiento. En consecuencia, se logra un procesamiento más rápido al obtener mayores poblaciones mediante la recirculación de las células, a pesar de que un porcentaje elevado de ellas pueden estar muertas, porque todas están en estado de inanición. Con la recirculación de las células se logran velocidades altas de producción, que también es importante en las fermentaciones industriales, y existen ventajas adicionales al reutilizar las células, en lugar de desviar los sustratos costosos para producir más células.

En los lodos activados, los organismos no asociados con flóculos no son recolectados y tienden a abandonar el sistema conforme la recirculación incrementa las proporciones de los tipos floculantes. La recirculación de algas de interés comercial en estanques exteriores tiene profunda influencia sobre la población, pero los cambios de temporada pueden desarrollar algas pequeñas no obstante la retención de las algas grandes. Así, en este caso el reciclaje falla conforme las escasas algas grandes mueren o escapan en la recolección.

La recirculación de los fluidos de fermentación tiene objetivos muy diferentes a la recirculación de las células, que procura el control de la población o una mayor productividad. Ya que los licores agotados dejan nutrientes, el reciclaje puede ahorrar costos en los nutrientes y el agua de repuesto, mientras que reduce considerablemente los volúmenes enviados al tratamiento de los desperdicios. Por supuesto, la recirculación total no es deseable porque se incrementa la concentración de los materiales indeseables y se puede envenenar la fermentación. Este incremento determina la cantidad de reciclaje, pero se pueden agregar etapas de purificación para eliminar las sustancias tóxicas. Por ejemplo, el ácido acético es un subproducto de la fermentación del alcohol, pero su baja volatilidad significa que la mayor parte está en el residuo (es decir, los fondos de la destilación del alcohol). Su eliminación por métodos físicos o químicos evita la acumulación en el fermentador debido al reciclaje. De otra manera, se metabolizaría mediante una cepa o especie especial o la mezcla de cultivos.

En la figura 27-23 aparece un diagrama de cultivo continuo con recirculación. Los símbolos de las velocidades de flujo y las concentraciones de los organismos son F y X, respectivamente. Si se supone un mezclado perfecto y condiciones de régimen permanente, para que las derivadas se igualen a cero, los balances de masa dan por resultado

$$\mu = D\left[1 + \omega\left(1 - \frac{1+\omega}{1+\omega-\frac{F_e}{F}}\right)\right] \quad (27\text{-}24)$$

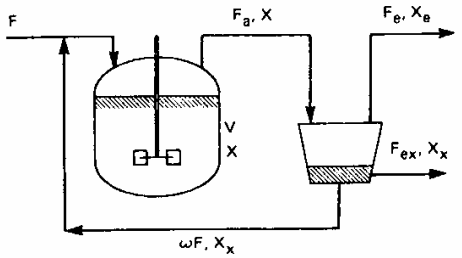


FIG. 27-23 Cultivo continuo con recirculación. (A. E. Humphrey, "Biochemical Engineering", en *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, vol. 4, julio 1977, pp. 359-394.)

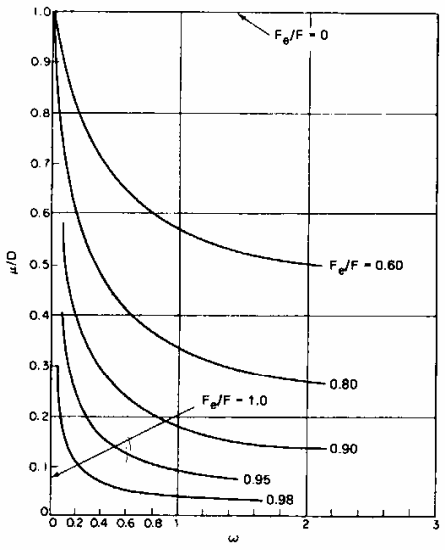


FIG 27-24 Soluciones gráficas a la ecuación de recirculación. (A. E. Humphrey "Biochemical Engineering", en *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, vol. 4, julio 1977, pp. 359-394.)

donde ω es la razón de recirculación, los términos F se muestran en la figura 27-23 y los otros términos se definieron antes.

Sin reciclaje, ocurre lixiviación cuando D es mayor que $\hat{\mu}$, pero la recirculación permite operar con valores de D bastante mayores que $\hat{\mu}$. Un conjunto de curvas, que aparece en la figura 27-24, para varias razones de sobreflujo F_e/F, relacionan μ/D con la razón de recirculación. Las curvas muestran que la concentración de la célula en la corriente de recirculación tiene mayor efecto cuando ω es pequeña, pero el efecto se nivela. Cuando $F_e/F = 0$, no hay recirculación y $\mu = D$.

Cultivos mixtos Las mezclas de microorganismos caracterizan los procesos mostrados en la tabla 27-4. Los procesos para el tratamiento biológico de los desperdicios tienen cultivos electivos y las proporciones de las diferentes especies pueden cambiar mucho en respuesta a cambios en la nutrición o a las condiciones fisiológicas. Existe un área interesante de investigación en determinadas mezclas de microorganismos, pero los resultados tienen poca aplicación práctica. En la tabla 27-5 aparecen las definiciones de las diferentes interacciones. Estas definiciones son difíciles de aplicar a sistemas reales en los que existen interacciones muy complejas entre los organismos, que desempeñan diferentes papeles entre sí.

TABLA 27-4 Procesos de cultivos mixtos

Proceso	Tipos de organismos
Comercial	
Bebidas alcohólicas	Diferentes levaduras, mohos y bacterias
Col agria	*L. Plantarum* con otras bacterias
Encurtidos	*L. Plantarum* con otras bacterias
Quesos	Propionibacterias, mohos y posiblemente muchos otros microorganismos
Ácido láctico	Dos especies de *Lactobacillus*
Beta caroteno	Sexos opuestos de *Blakelea trispora*
Tratamiento de desperdicios	
Filtros de espesamiento	Zoología, protozoarios, algas y hongos
Sedimento activado	Zoología, *Sphaerotilus*, levaduras, mohos y protozoarios
Digestión del sedimento	Bacterias celulóticas y formadoras de ácido; bacterias metanogénicas
Lagunas para el drenaje	Muchos tipos de la mayor parte de las familias microbianas

TABLA 27-5 Definición de las interacciones microbianas

Competencia	Competencia por los nutrientes y el espacio
Depradación	Uno se come al otro
Comensalismo	Uno vive del otro, sin ayudarlo ni dañarlo
Mutación	Ambos se benefician
Sinergismo	Combinación con metabolismo cooperativo
Antibiosis	Uno excreta un factor dañino para el otro

Dos tipos de interacciones, la competencia y la depredación, son tan importantes que vale la pena estudiarlas para reducirlas a fórmulas matemáticas. Si se supone que los coeficientes de velocidad de crecimiento específico son diferentes, no se puede alcanzar el estado estacionario en un cultivo bien mezclado y continuo con organismos tipo A y B, porque si uno de ellos estuviera en régimen permanente con $\mu_A = D$, para el otro se tendría que μ_B es desigual a D, con lo que la velocidad de cambio no sería igual a cero. El resultado neto es el crecimiento rápido del tipo que predomina, mientras que el otro declina a cero. En los sistemas reales, incluso en aquellos que se aproximan a los cultivos continuos bien mezclados, puede haber cambios profundos en los números relativos de los diferentes organismos presentes, pero el total predominio de una sola especie es poco común. En los sistemas naturales, la sobrevivencia de gran número de especies es muy ventajosa, porque si se necesita que esté presente un tipo determinado, se agrega un nutriente poco común (¿contaminante?) o se cambian las condiciones.

Los sistemas víctima-predador o de parásitos-huéspedes se pueden analizar a partir de las ecuaciones de balance de masa:

$$dH/dt = \mu_H H - D H \tag{27-25}$$

$$dP/dt = \mu_P P - D P \tag{27-26}$$

$$dS/dt = D (S_0 - S) - \mu_H H/Y \tag{27-27}$$

donde H = concentración de los huéspedes (víctima), P = concentración de los predatorios, S = concentración del sustrato (alimento para las víctimas), S_0 = concentración de la corriente de alimentación, μ_H = función de Monod para S, y μ_P = función de Monod para H.

En la figura 27-25 aparece la simulación por computadora de estas ecuaciones. Los sistemas reales tienen este tipo de comportamiento oscilatorio, pero la frecuencia y las amplitudes son erráticas.

Otra interacción con graves consecuencias es el ataque a las especies que realiza una plaga (virus microbiano) que, por lo general, es altamente específica. La infección de una célula por una plaga virulenta da por resultado una producción que varía entre 10 y varios cientos de nuevas partículas de la plaga, cuyo ácido nucleico toma el control de las actividades celulares. Las células se desintegran y liberan a la plaga, que infecta a las otras células y alcanza rápidamente altas concen-

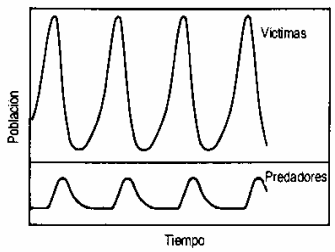


FIG. 27-25 Cinética víctima-predador.

traciones. Unas cu
resistentes a las pla
la mutación. Estas
vivir. Sin embargo
consecuencia, ocu
que los huéspedes
trarrestar la resiste
Por lo general,
nen diferentes cep
manera que los at
los por un cultivo
se disipa y se pue
deseable.
Computadora
to bastante compl
aeración, quizá
ción de algunos m
la recopilación y e
co todavía es muy
para la recopilaci
práctica utilizarla
Muchos de los
se presentan con
probetas de oxíge
cesidad urgente d
cantidad de mate
la medición de la
los ácidos nucleic
lidad en relación
ción. El desarroll
para interpretar l

Se considera que
tivos: su alta espe
algunas excepci
están catalizadas
una sola reacció
determinado las
sionales. Como
zima, no se dis
cantidad present
se expresa la can
la unidad interna
ducir un microm
nes óptimas de
es un índice de l
A pesar de qu
menudo, media
con bastante pre
máticas comune
sitio activo, que
para formar un
En consecuenci
ción:

donde E = enzi
producto. Se pu
poco después d
ces, la velocida
ción del compl

traciones. Unas cuantas células de las especies huéspedes pueden ser resistentes a las plagas. Dicha resistencia puede adquirirse a través de la mutación. Estas células tienen pocos competidores y pueden sobrevivir. Sin embargo, también ocurren mutaciones en las plagas y, en consecuencia, ocurren comportamientos muy complicados a medida que los huéspedes sufren mutaciones, al igual que las plagas para contrarrestar la resistencia de los huéspedes.

Por lo general, los grupos de fermentaciones comerciales mantienen diferentes cepas de cultivos adecuados para la producción, de tal manera que los ataques de las plagas puedan frustrarse, al sustituirlos por un cultivo no susceptible. Después de cierto periodo, la plaga se disipa y se puede regresar a la cepa o especie de producción más deseable.

Computadoras e instrumentación Un fermentador es un aparato bastante complicado con controles de temperatura, velocidad de aireación, quizá pH, concentración de oxígeno disuelto o concentración de algunos nutrientes. Existe una tendencia muy acentuada hacia la recopilación y el análisis automatizado de datos. El control analógico todavía es muy común, pero cuando se dispone de una computadora para la recopilación de datos sobre la línea, a menudo es una buena práctica utilizarla también para el control.

Muchos de los problemas de los sensores como, por ejemplo, los que se presentan con los electrodos de pH esterilizados con vapor y las probetas de oxígeno disuelto han sido resueltos, pero aún existe la necesidad urgente de un método para medir en forma rápida y precisa la cantidad de material celular. Los métodos indirectos, por ejemplo, la medición de la proteína producida por las células o el monitoreo de los ácidos nucleicos, son valiosos en ocasiones, pero su proporcionalidad en relación con la masa celular puede variar durante la fermentación. El desarrollo de modelos de computadora que puedan utilizarse para interpretar las variables medidas y calcular la masa celular o la concentración del producto, que puede ser difícil o poco práctica de medir sobre la línea, ha sido un avance importante.

A pesar de que las respuestas dinámicas de los sistemas microbianos no se conocen bien todavía, los modelos con algunas características básicas y algunas empíricas se pueden correlacionar bastante bien con los datos reales. Las fermentaciones reales requieren varios días para terminar la corrida, pero muchas variables pueden probarse en unos cuantos minutos al utilizar la simulación por computadora. La optimización de las fermentaciones por medio de modelos y controles dinámicos de tiempo real aún están en los inicios. Sin embargo, las bases para dicho trabajo avanzan en forma constante. Los fundamentos para todos estos estudios son los balances precisos de materiales.

Los índices comunes del medio físico son la temperatura, la presión, el suministro de potencia al eje, la velocidad del impulsor, el nivel de la espuma, la velocidad de flujo de gas, las velocidades de alimentación del líquido, la viscosidad del licor, la turbiedad, el pH, el potencial de oxidación-reducción, el oxígeno disuelto y la concentración de los gases de salida. Se puede realizar gran variedad de ensayos químicos, pero son importantes el análisis de la concentración del producto, la concentración del nutriente y la concentración del producto precursor. Los índices de respiración se mencionaron antes en relación con la transferencia de oxígeno y son particularmente útiles en el rastreo del comportamiento de la fermentación.

Los métodos de control por computadora se pueden orientar a la alta productividad, la elevada concentración del producto o la reducción al mínimo de los costos. Los sistemas de computadora pueden realizar una optimización sobre la línea de la fermentación. El progreso ha sido lento al utilizar los métodos empíricos, porque existen muchas variables y porque las técnicas estadísticas tienen una posibilidad de reproducción bastante baja para las fermentaciones.

CINÉTICA DE LAS REACCIONES ENZIMÁTICAS

Se considera que las enzimas son excelentes catalizadores por dos motivos: su alta especificidad y sus velocidades de renovación altas. Con algunas excepciones, todas las reacciones de los sistemas biológicos están catalizadas por enzimas y, por lo general, cada enzima cataliza una sola reacción. Para unas cuantas enzimas y otras proteínas, se han determinado las secuencias de aminoácidos y las estructuras tridimensionales. Como rara vez se conoce la estructura molecular de una enzima, no se dispone de un peso molecular preciso para medir la cantidad presente de enzima en granos mol. En su lugar, casi siempre se expresa la cantidad en términos de su actividad catalítica. Se define la unidad internacional (IU) de enzima como la cantidad capaz de producir un micromol de producto de reacción en un minuto, en condiciones óptimas de reacción (o algunas definidas). La actividad específica es un índice de la pureza de la enzima.

A pesar de que los mecanismos pueden ser complejos y variados, a menudo, mediante algunas ecuaciones sencillas, se puede describir con bastante precisión la cinética de reacción de las reacciones enzimáticas comunes. Se considera que cada molécula de enzima tiene un sitio activo, que en primer lugar debe encontrar el sustrato (el reactivo) para formar un complejo, de tal forma que la enzima pueda funcionar. En consecuencia, se puede expresar el siguiente esquema de la reacción:

$$E + S \underset{2}{\overset{1}{\rightleftharpoons}} ES \overset{3}{\rightarrow} P + E \tag{27-28}$$

donde E = enzima, S = sustrato, ES = complejo enzima-sustrato y P = producto. Se puede suponer que las reacciones 1 y 2 están en equilibrio poco después de que la enzima ha sido expuesta a su sustrato. Entonces, la velocidad de formación del producto depende de la concentración del complejo enzima-sustrato de acuerdo con la ecuación

$$k_2[ES] = k_1[E][S] = k_1[S]([E]_T - [ES]) \tag{27-29}$$

y

$$V = d[P]/dt = k[ES] \tag{27-30}$$

donde $[E]_T = [E] + [ES]$ = concentración del sustrato, $[ES]$ = concentración del complejo enzima-sustrato, $[P]$ = concentración del producto, t = tiempo y k_1, k_2, k_3 representan las constantes cinéticas. Esto da por resultado

$$V = \frac{V_{máx}[S]}{K_M + [S]} \tag{27-31}$$

donde $K_M = k_2/k_1$ es la constante de Michaelis. Esta ecuación describe con éxito el comportamiento cinético de un número sorprendentemente grande de reacciones de diferentes enzimas (véase la Fig. 27-26). Al obtener los recíprocos en ambos miembros se obtiene

$$1/V = (K_M/V_{máx})\ 1/S + 1/V_{máx} \tag{27-32}$$

Una gráfica lineal de $1/V$ en función de $1/S$ (la gráfica Lineweaver-Burk) permite la determinación de K_M y $V_{máx}$, a partir de los datos experimentales.

Esta derivación muestra cómo se maneja, por lo general, la cinética de las reacciones enzimáticas. El comportamiento cinético se complica cuando existen dos especies químicas las cuales pueden formar complejos con las moléculas de enzimas. Una de las especies puede comportarse como un inhibidor de la reacción enzimática y la otra como el sustrato. Dependiendo de la naturaleza de los complejos, los diferentes patrones de inhibición darán por resultado ecuaciones cinéticas distintas. Por ejemplo

$$E + S \rightleftharpoons ES \rightarrow P + S \tag{27-33}$$

$$E + I \rightleftharpoons EI \tag{27-34}$$

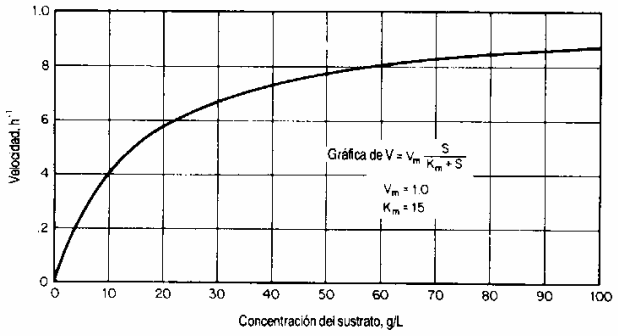


FIG. 27-26 Cinética de Michaelis-Menten. Para convertir gramos por litro a libras por pie cúbico, multipliquese por 0.0624.

donde I = inhibidor.

Ya que el complejo EI no da por resultado el producto P y considerando que I compite con S por E, esto se conoce como una inhibición competitiva. Por analogía con la ecuación de Michaelis-Menten,

$$\frac{1}{V} = \frac{K_M}{V_{máx}} \frac{1}{S}\left(1 + \frac{[I]}{K_i}\right) + \frac{1}{V_{máx}} \qquad (27\text{-}35)$$

donde I = concentración del inhibidor competitivo y K_i es la constante de inhibición.

Las reacciones enzimáticas también son sensibles a los cambios de pH y de temperatura. En la caracterización de una enzima, el pH y la temperatura óptima son las condiciones en las que la enzima tiene su más elevada actividad catalítica.

Para una exposición más amplia sobre la cinética de las reacciones enzimáticas, consúltense los textos usuales de bioquímica y también, M. Dixon y E. C. Webb, *Enzymes*, 2d ed., Academic, New York, 1964, e I. H. Segal, *Enzyme Kinetics*, Wiley, New York, 1975.

Ingeniería de la inmovilización de la enzima y la enzima inmovilizada Un factor que por lo general impide el desarrollo de las aplicaciones industriales de las enzimas es su costo elevado. La inmovilización es una técnica para retener las moléculas de las enzimas con objeto de volverlas a utilizar. El método para la inmovilización puede ser por adsorción, enlace covalente o entrampamiento. Las membranas semipermeables con forma de láminas planas o fibras huecas son una manera de retener la enzima, ya que permiten el paso de las moléculas más pequeñas. Se han utilizado la gel de poliacrilamida y la de silice, así como materiales similares, para entrampar biológicamente los materiales activos, incluyendo las enzimas. La encapsulación es otro medio de captura, al recubrir las gotas de líquido que contiene enzimas con algún material semipermeable, formado en el sitio. Hablando en general, el entrampamiento no incluye una reacción química o fisicoquímica directamente con las moléculas de las enzimas, y por consiguiente dichas moléculas no se alteran. La adsorción física en partículas de carbón activado y la adsorción iónica en resinas de intercambio de iones son importantes para la inmovilización de la enzima. Un método con gran número de posibles variaciones es el enlace covalente de la enzima con un portador seleccionado. Materiales como partículas de vidrio, celulosa, sílice, etc., se han utilizado como portadores para la inmovilización. Las enzimas inmovilizadas por entrampamiento y adsorción están sujetas a pérdidas por fugas y desorción, respectivamente. Por otra parte, el tratamiento químico para la formación del enlace covalente entre una enzima y su portador puede dañar en forma permanente algunas moléculas de enzimas. En la inmovilización de la enzima se utilizan a menudo dos términos de eficiencia. El "rendimiento de la inmovilización" se puede utilizar para describir el porcentaje de actividad de la enzima que se ha inmovilizado.

$$\text{Rendimiento porcentual} = 100 \times \frac{\text{actividad inmovilizada}}{\text{actividad de iniciación}}$$

Por otra parte, la "eficiencia de la inmovilización" describe el porcentaje de actividad de la enzima que es observado:

$$\text{Eficiencia porcentual} = 100 \times \frac{\text{actividad observada}}{\text{actividad inmovilizada}}$$

Cuando una molécula de enzima se une a un portador, su sitio activo puede bloquearse estéricamente y, por consiguiente, su actividad se vuelve inobservable (inactivada).

Uno de los parámetros más importantes de un complejo portador inmovilizado es la estabilidad de su actividad. La actividad catalítica del complejo disminuye con el tiempo, por las fugas, desorciones, desactivación y similares. A menudo se utiliza la vida media del complejo para describir la estabilidad de actividad. A pesar de que hay muchas excepciones frecuentes, el decaimiento lineal se suele suponer en el tratamiento de la cinética de decaimiento de la actividad de un complejo inmovilizado.

Con frecuencia, la inmovilización por adsorción o por enlace covalente ayuda a estabilizar la configuración molecular de una enzima contra las alteraciones, que incluyen las que pueden causar desactivación térmica. Las enzimas inmovilizadas tienden a ser menos sensibles a cambios de pH que las enzimas libres. La mayor parte de los portadores están diseñados para que tengan una alta porosidad y grandes áreas de superficie interna, con objeto de que cantidades relativamente grandes de enzimas se puedan inmovilizar en un volumen o peso determinado del portador. Por lo tanto, en un complejo portador de enzimas inmovilizadas, las moléculas de enzimas están sujetas al efecto del micromedio en los poros del complejo. Las cargas superficiales y otros efectos del micromedio pueden crear un cambio ascendente o descendente en el pH óptimo de actividad de la enzima.

Un complejo portador-enzima inmovilizada es un caso especial, para el cual se puede utilizar la metodología desarrollada para la evaluación de un sistema catalítico heterogéneo. El complejo de la enzima también tiene efectos de difusión externa, efectos de difusión de poro y un factor de eficacia. Cuando se transportan en solución acuosa, la transferencia de calor es por lo general, buena y es posible suponer que prevalecen las condiciones isotérmicas para el complejo de enzima inmovilizada.

La ecuación de Michaelis-Menten y otras expresiones similares no lineales caracterizan la cinética de las enzimas inmovilizadas. Por consiguiente, para una partícula portadora porosa y esférica, con moléculas de enzimas inmovilizadas en sus superficies tanto interna como externa, el balance de materiales en el sustrato da por resultado lo siguiente:

ÍNDICE

Abrasión, índice de, tabla, 8-12
Absorbedores, 11-26
Absorbedores de película descendente, 14-43
  evaporadores, 11-31
  intercambiadores, 11-25
  inundación, 5-66 a 5-67
  tracción de la superficie, 5-67
  velocidad mínima de mojado, 5-66
Absorción:
  en columnas empacadas, 18-21
  de contaminantes, 26-26 a 26-27
  definición de, 18-3
  diseño económico, 18-48
  optimización, 18-50 a 18-51
  partición, 16-6
  en recipientes agitados, 18-74
  sistemas de refrigeración (*véase* Refrigeración, sistemas de absorción)
  con sorbente sólido, 16-6
  (*véase también* Absorción de gas)
Absorción de gas:
  absorbedores de película descendente, 14-43
  Bunsen, coeficiente de, 14-6 a 14-7
  comparaciones de diseño, 14-28 a 14-29
  datos de equilibrio, 14-6 a 14-7
  datos térmicos, 14-7
  datos de transporte, 14-7
  definición de la, 14-6
  depuradores venturi, 14-43
  diseño económico, 14-32 a 14-34
    altura de la torre, 14-33
    diámetro de la torre, 14-32 a 14-33
    optimización de multicomponentes, 14-33 a 14-34
    presión de operación, 14-32
    relación de líquido a gas, 14-32
    resistencia a la salida de gas, 14-33
    selección del equipo, 14-32
    temperatura del solvente, 14-33
    velocidad del gas, 14-32
  diseño del sistema:
    absorbedor agotador, 14-18 a 14-19
    caída de presión, 14-17 a 14-18
    condiciones de operación del agotador, 14-18
    criterio de la proporción mínima de humedecimiento, 14-17
    datos de equilibrio vapor líquido, 14-16
    datos de solubilidad, 14-16
    descripción del procedimiento, 14-15 a 14-16
    diagramas de diseño, 14-18 a 14-19
    diámetro de la columna, 14-17 a 14-18
    relación de líquido a gas, 14-16 a 14-17
    selección del equipo, 14-17
    selección del solvente, 14-16
  Edmister, fórmula de, 14-31
  efectos del calor, sobre los, 14-26 a 14-29
    consideraciones para el equipo, 14-27
    número de etapas de, 14-27
    presión de operación, 14-27
    relación de líquido a gas, 14-27
    variables de operación, 14-26 a 14-27
  equipo para, 14-6
    procedimientos de diseño, 14-6
  Hatta, número de, 14-35 a 14-40
  Kremser, fórmula de, 14-31
  Kuenen, coeficiente de, 14-6 a 14-7
  método de diseño:
    adiabático, 14-27 a 14-28
    isotérmico, 14-27
    riguroso, 14-28
  por reacción química, 14-34 a 14-41
    desorción, 14-41
    diseño riguroso del absorbedor, 14-39
    de dos gases reactivos, 14-41
    escalamiento, 14-37 a 14-38
    método de diseño, 14-34
    método tradicional de diseño, 14-36
    métodos físicos de diseño, 14-34 a 14-35
    reacciones irreversibles, 14-39
    reacciones reversibles, 14-40
    uso de la bibliografía, 14-41
  sistemas de multicomponentes, 14-29 a 14-30
    diseño del sistema diluido, 14-29 a 14-30
    ecuaciones de agotamiento, 14-31

Ostwald, coeficiente de, 14-7
torres empacadas, datos para, 14-7
torres de platos, datos para, 14-7
Acanalamiento, 16-30
en espuma, 17-69
Accesorios (*véase* Tubería(s), accesorios para)
Acero al carbón, 23-6
Acero inoxidable:
como material de construcción para baja temperatura, 23-62
propiedades del:
colado, 23-42 a 23-47, 23-49 a 23-50
corrosión, 23-36, 23-37
especial, 23-48
forjado, 23-45 a 23-46
Acero, oxidación del, 23-72
Aceros:
y aleaciones, propiedades de los, 23-42 a 23-43
de baja aleación, 23-17
propiedades de los, 23-43 a 23-44
al carbón, 23-6
inoxidables (*véase* Acero inoxidable)
como materiales de construcción, 23-17
resistentes al calor, 23-49
revestidos de vidrio, 23-9
propiedades de corrosión de los, 23-37 a 23-39
Aceros de baja aleación:
como materiales de construcción, 23-17
propiedades de los, 23-44
Aceros inoxidables resistentes al calor, 23-50
Acético ácido:
calor(es):
específico, 3-163, 3-168, 3-170
de evaporación, 3-153
latente, 3-147
de solución, 3-201
conductividad térmica del, 3-298
constantes críticas del, 3-135
datos de corrosión del, 23-18 a 23-20
difusividad en, 3-303
difusividades de pares de gases, 3-301
expansión térmica del, 3-130
relación de calor específico del, 3-173
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-81
hasta 1 atm, 3-65
propiedades físicas del, 3-28
soluciones acuosas:
calor específico de, 3-174
densidad de, 2-92 a 2-93
presión de vapor de, 3-91
viscosidad del, 3-292 a 3-296
Acetileno:
calor(es):
de combustión, 3-198
específico, 3-169
conductividad térmica del, 3-291
constantes críticas del, 3-135
densidad del, 3-98
Prandtl, número de, 3-291
relación de calor específico del, 3-173
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-281
hasta 1 atm, 3-65
propiedades:
físicas, 3-28
termodinámicas, 3-204
solubilidad en agua del, 3-124
viscosidad del, 3-291, 3-293
Acetona:
calor(es):
específico, 3-163, 3-168, 3-170
de evaporación, 3-153
latente, 3-147
compresibilidad de la, 3-143
conductividad térmica de la, 3-291, 3-297
constantes críticas de la, 3-135
difusividades de pares de gases, 3-310
expansión térmica de la, 3-130
Prandtl, número de, 3-291
presión de vapor de la:
arriba de 1 atm, 3-81
hasta 1 atm, 3-65
propiedades físicas de la, 3-28
soluciones acuosas, densidad de las, 3-116
viscosidad de la, 3-291, 3-293 a 3-296
Ácido bórico, datos de corrosión, 23-18 a 23-20
Ácido bromhídrico:
calor:
capacidad de, 3-157
específico, 3-161
de formación, 3-183
latente, 3-144
constantes críticas, 3-135
energía libre, 3-183
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-59
hasta 1 atm, 3-62
propiedades físicas del, 3-15
relación de calor específico, 3-173
solubilidad en agua, 3-121
solución acuosa:
densidad de la, 3-101
presión parcial de la, 3-90
viscosidad del, 3-292
Ácido clorhídrico:
calor:
capacidad de, 3-158
específico, 3-168 a 3-169
de formación, 3-183
latente, 3-144
constantes críticas, 3-135
datos de corrosión del, 23-18 a 23-20
diagrama de concentración entalpía, 3-237
difusividad en, 3-304
energía libre, 3-183
expansión térmica, 3-130
gaseoso, densidad del, 3-98
presión de vapor del, arriba de 1 atm, 3-59
presión de vapor del, hasta 1 atm, 3-62
presión parcial del, en HCl acuoso, 3-84
propiedades físicas del, 3-16
relación de calor específico, 3-173
solubilidad en a
soluciones acuo
calor específ
viscosidad del,
Ácido fluorhídrico
calor:
específico, 3
de formació
latente, 3-14
constantes críti
datos de corrosi
energía libre, 3-
gaseoso, densid
en solución
presión de vapo
propiedades físi
Ácido fosfórico, d
Ácido nítrico:
calor latente, 3-
datos de corrosi
propiedades fís
propiedades ter
solución acuos
calor especí
densidad de
presión parc
Ácido oxálico, da
Ácido sulfhídrico
Ácido sulfúrico:
conductividad
expansión térm
propiedades fís
propiedades ter
solución acuos
calor:
de form
específi
latente,
calor especí
datos de co
densidad de
difusividad
energía libr
presión par
viscosidad del,
Ácido sulfuroso,
Acoplamientos fl
Acoplamientos m
de desconexió
flexibles, 24-5
Acrilonitrilo, 20-
Actuadores:
de posición lin
eléctricos,
electroneu
hidráulicos
mecánicos,
neumáticos
(*véase tambié*
Adam, método m
Adsorbentes:

solubilidad en agua, 3-121, 3-126
soluciones acuosas, densidad de las, 3-101
calor específico de las, 3-174
viscosidad del, 3-292 a 3-296
Ácido fluorhídrico:
calor:
específico, 3-169
de formación, 3-183
latente, 3-144
constantes críticas, 3-135
datos de corrosión, 23-18 a 23-20
energía libre, 3-183
gaseoso, densidad del, 3-98
en solución acuosa, 3-101
presión de vapor del, hasta 1 atm, 3-62
propiedades físicas del, 3-16
Ácido fosfórico, datos de corrosión, 23-21 a 23-23
Ácido nítrico:
calor latente, 3-144
datos de corrosión del, 23-21 a 23-23
propiedades físicas del, 3-19
propiedades termodinámicas del, 3-278
solución acuosa:
calor específico, 3-174
densidad de la, 3-102 a 3-103
presión parcial de la, 3-90
Ácido oxálico, datos de corrosión del, 23-21 a 23-23
Ácido sulfhídrico, densidad del, 3-98
Ácido sulfúrico:
conductividad térmica, 3-297
expansión térmica, 3-130
propiedades físicas del, 3-25
propiedades termodinámicas del, 3-278
solución acuosa:
calor:
de formación, 3-183
específico, 3-168
latente, 3-144
calor específico, 3-174
datos de corrosión, 23-21 a 23-23
densidad de la, 3-107 a 3-108
difusividad en, 3-304
energía libre, 3-183
presión parcial de la, 3-85 a 3-89
viscosidad del, 3-295 a 3-296
Ácido sulfuroso, datos de corrosión, 23-21 a 23-23
Acoplamientos flexibles, 6-100 a 6-101
Ácoplamientos mecánicos, 24-53 a 24-54
de desconexión, 24-54
flexibles, 24-54
Acrilonitrilo, 20-80
Actuadores:
de posición lineal, 22-91 a 22-94
eléctricos, 22-91
electroneumáticos, 22-92 a 22-94
hidráulicos, 22-94
mecánicos, 22-94
neumáticos, 22-91
(*véase también* Elevadores, Posicionadores, Transductores)
Adam, método modificado de, 2-71
Adsorbentes:
equilibrio, 16-13
propiedades físicas de los, 16-9 a 16-10
(*véase también* Sorbentes)
Adsorción, 16-5 a 16-52, 17-67
adiabática, 16-43 a 16-44
de contaminantes, 26-25 a 26-28
curva discontinua de, 16-18 a 16-44
equilibrio de, 16-10 a 16-18
en fase gaseosa, uso de la, 16-6
en fase líquida, usos de la, 16-5 a 16-6
física, definición de la, 16-5
intercambio en, 16-14
entre componentes líquidos, 16-14
isotermas, 16-12 a 16-14
de Freundlich, 16-13 a 16-14
de Langmuir, 16-13 a 16-14, 16-16
lechos de, en movimiento, 16-51 a 16-52
multicomponente, 16-47 a 16-52
métodos de diseño, separaciones de lecho fijo, 16-6 a 16-9
en sistemas con variación múltiple, 16-17 a 16-18
operaciones cíclicas en, 16-38 a 16-39
propiedades y materiales de la, 16-10 a 16-11
quimisorción, definición de la, 16-5
transferencia de masa en la (*véase* Transferencia de masa en absorción)
usos de la:
en fase gaseosa, 16-6
en fase líquida, 16-5 a 16-6
variables:
sistema, 16-12
transición, 16-12
variancia (grados de libertad), 16-12
(*véase también* Sorción)
velocidades de, 16-23
Adsorción adiabática, 16-43 a 16-44
curvas discontinuas de la, 16-45
Adsorción, sistemas de, 26-22
en columnas empacadas y de platos, 26-21
Aerosoles, 20-102
nieblas, 18-78
Agitación:
por aire, 19-15
asentamiento libre, velocidad de, 19-14
profundidad de vórtice, 19-10
(*véanse también* Agitadores; Mezclado); Mezclador(es)
asentamiento posterior, 19-14
cabeza del fluido durante, 19-10
comportamiento del fluido, 19-9 a 19-11
consumo de potencia, 19-11 a 19-13
fluidos no newtonianos, 19-11
costos de, 19-15
para cristalización, 19-38 a 19-42
dispersión de gas como un medio de, 18-61 a 18-62
(*véase también* Dispersión)
equipo para, 19-9
agitadores con claros pequeños, 19-8
American Institute of Chemical Engineers, 19-15
diseño del, 19-11 a 19-13
diseño óptimo del, 19-15
impulsores, 19-5 a 19-7
procedimientos de prueba, 19-15

selección del, 19-11
en tanques con placas desviadoras, 19-8 a 19-9
en tanques sin placas desviadoras, 19-8
impulsores:
flujo axial, 19-7
flujo radial, 19-7 a 19-9
laminar, 19-10
para lixiviación, 19-53 a 19-56
mezcladores de chorro, 19-11 a 19-12
mezclas, uniformidad de, 19-13
reducción del tamaño de particula, 19-15
para sorción, 19-51
suspensión de sólidos, 19-13 a 19-15
de suspensiones de partículas de baja viscosidad, 19-6 a 19-16
altura de, 19-14 a 19-15
grado de, 19-13 a 19-15
intermitente, 19-14
muestreo, 19-14
número de potencia, 19-11
tanque con alimentación continua, 19-14
turbulenta, 19-9 a 19-10
velocidad de asentamiento libre, 19-14
velocidad de descarga, 19-10 a 19-11
velocidad de rotación, 19-13
Agitadores, 19-6 a 19-13
amasadores de brazo doble, 19-17 a 19-19
de ancla, 19-8
de aspa helicoidal, 19-18
de barra cizalladora, 19-17 a 19-18
de compuerta, 19-17
diseño de, 19-11 a 19-12
diseño óptimo de, 19-15
para dispersión gas-líquido, 18-71
mecánicos, 19-13
mezcladores de chorro, 19-12 a 19-13
de paletas, 19-7
presión del fluido de, 19-10
de propulsor, 19-6 a 19-9
con tanque estacionario, 19-17 a 19-18
tipo recipiente intercambiable, 19-17
de turbina, 19-7 a 19-11
(*véanse también* Agitación; Mezclado); Mezclador(es)
velocidad de descarga de, 19-9 a 19-11
velocidades del fluido, 19-9
Agitadores rotatorios, sello de los, 6-36
Aglomeración, 21-4
esférica, 17-64, 21-57 a 21-59
sónica, 18-92 a 18-93
Aglomerador de tambor, 8-76 a 8-77
Aglomeradores por volteo, 8-76
Aglomerados, consistencia de, 8-75
Agotamiento:
definición del, 18-3
de gases:
condiciones de operación, 14-18
sistemas de absorbedor-agotador, 14-18 a 14-19
Agricultura con fertilizantes de desperdicios sólidos, 26-80 a 26-81
Agua:
calor:
capacidad de, 3-158
específico, 3-168 a 3-169
de evaporación, 3-153
de formación, 3-183
latente, 3-144
compresibilidad del, 3-141 a 3-143
conductividad térmica, 3-297 a 3-298
conservación del, 26-51
constantes críticas, 31-36
contenido de vapor de:
en aire, 3-94
en gases, 3-94 a 3-95
de la mezcla, N_2-H_2, 3-94 a 3-95
densidad del, 3-95 a 3-96
difusividad en, 3-304
difusividades en pares de gases, 3-301
energía libre, 3-183
estimaciones de costo de los sistemas de, 25-81
expansión térmica, 3-130
presión parcial:
en ácido clorhídrico acuoso, 3-84
en ácido sulfúrico, 3-86
en CH_3OH, 3-93
en HBr, 3-90
en HNO_3, acuoso, 3-90
en NaOH, 3-93
en Na_2CO_3, 3-93
en NH_3, 3-91 a 3-92
en SO_2, acuoso, 3-84
presiones de vapor del, 3-57
arriba de 1 atm, 3-59
hasta 1 atm, 3-62
propiedades del óxido de deuterio, 3-230
propiedades físicas del, 3-26
propiedades termodinámicas del, 3-280
vapor de, propiedades termodinámicas del, 3-281 a 3-288
viscosidad del, 3-293 a 3-296
Aire:
calor específico, 3-169
coeficiente de Joule-Thomson, 3-132
conductividad térmica del, 3-298
constantes críticas, 3-135
contenido de vapor de agua, 3-94
densidad del, 3-98
entalpía para:
gas ideal, 3-212
presión, diagrama de, 3-213
temperatura, diagrama de, 3-212
factor de compresibilidad, 3-136
funciones psi, 3-210
Prandtl, número de, 3-298
en procesos a baja temperatura, 12-51
relación de calor específico, 3-173
propiedades del:
atmosférico, 3-211
termodinámicas, saturado, 3-205
termofísicas, 3-206 a 3-209
propiedades termodinámicas del, tabla, 12-7 a 12-10
solubilidad en agua, 3-124
viscosidad del, 3-293
Aislamiento, 11-54 a 11-60
acabados para el, 11-60
autoignición del, 11-61
conductividad
criogénico, 12-
capas múltip
característic
espuma, 12-
polvo evacu
al vacío, 12-
criogénico al al
espesor del aisl
espesor econór
materiales para
prácticas de ins
resistencia al fl
en tanques, 11-
en tuberías, 11-
Aislamiento crio
Alambre, calibre
Alcohol butílico:
calor:
latente, 3-1
específico,
de evapora
constantes crít
diagrama temp
difusividad en
presión de vap
arriba de 1
hasta 1 atm
propiedades fí
viscosidad del
Alcohol metílico
calor:
latente, 3-1
específico,
de evapora
compresibilid
conductividad
constantes crí
difusividad en
difusividades
expansión tér
presión de vap
propiedades fí
propiedades t
razón de calor
solución acuo
calor espec
densidad d
presiones p
viscosidad del
Alcohol propílic
calor:
específico,
de evapora
latente, 3-1
compresibilid
conductividad
constantes crí
difusividad en
difusividades
presión de vap

conductividad térmica del, 11-54
criogénico, 12-61 a 12-62
capas múltiples, 12-62
características del, tabla, 12-61
espuma, 12-63
polvo evacuado, 12-62
al vacío, 12-61
criogénico al alto vacío, 11-60 a 11-61
espesor del aislamiento para tuberías, tabla, 11-60
espesor económico del, 11-62 a 11-65
materiales para, 11-59
prácticas de instalación, 11-65 a 11-66
resistencia al fuego del, 11-61 a 11-62
en tanques, 11-66
en tuberías, 11-65
Aislamiento criogénico, 12-61 a 12-63
Alambre, calibres de, 1-30
Alcohol butílico:
calor:
latente, 3-147
específico, 3-163 a 3-164
de evaporación, 3-151
constantes críticas, 3-135
diagrama temperatura-entropía, 3-223
difusividad en, 3-303
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-81
hasta 1 atm, 3-67
propiedades físicas, 3-32
viscosidad del, 3-295 a 3-296
Alcohol metílico:
calor:
latente, 3-148
específico, 3-166 a 3-167
de evaporación, 3-152 a 3-153
compresibilidad del, 3-143
conductividad térmica, 3-297
constantes críticas, 3-135
difusividad en, 3-304
difusividades en pares de gases, 3-301
expansión térmica, 3-230
presión de vapor del, hasta 1 atm, 3-75
propiedades físicas del, 3-44
propiedades termodinámicas del, 3-248 a 3-249
razón de calor específico, 3-173
solución acuosa:
calor específico de la, 3-176
densidad de, 3-110
presiones parciales de, 3-93
viscosidad del, 3-292 a 3-296
Alcohol propílico:
calor:
específico, 3-168, 3-171
de evaporación, 3-151 a 152
latente, 3-148
compresibilidad del, 3-143
conductividad térmica, 3-297
constantes críticas, 3-135 a 3-136
difusividad en, 3-304
difusividades en pares de gases, 3-301
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-83
hasta 1 atm, 3-78
solución acuosa:
calor específico, 3-176
densidad de la, 3-113 a 3-114
viscosidad del, 3-292 a 3-296
Alcohol etílico:
calor:
específico, 3-165, 3-171
de evaporación, 3-151 a 3-152
latente, 3-148
compresibilidad del, 3-143
conductividad térmica del, 3-297
diagrama de entalpía-concentración para el, 3-233
difusividades en pares de gases, 3-301
expansión térmica del, 3-130
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-83
hasta 1 atm, 3-72
propiedades físicas del, 3-39
relación de calor específico, 3-173
solución acuosa, densidad de la, 3-111 a 3-113
calor específico de la, 3-176
viscosidad del, 3-292 a 3-296
Aleaciones:
de alta temperatura, como material de construcción, 23-71
de hierro colado, 23-17
(*véase también* Metales y aleaciones)
Aleaciones de aluminio:
baja temperatura, como material de construcción, 23-62
propiedades de, 23-49
Aleaciones medias como material de construcción, 23-43
Aleaciones de plomo como material de construcción, 23-47
Aleaciones, temperaturas de fusión de, 23-44
Alfabeto griego, 1-28
Algas, 27-3
Álgebra, 2-15 a 2-19
teorema fundamental del, 2-17
Algoritmo de la matriz de tres diagonales, 13-48 a 13-50
Almacenamiento:
de desperdicios sólidos, 26-59 a 26-60
de gases, 6-115 a 6-116
a baja temperatura, 6-116
costo del, 6-116
criogénicos, 6-116
en líneas de tubería, 6-116
materiales del recipiente, 6-116
recipientes para gases, 6-116
en recipientes a presión, 6-116
de líquidos, 6-111 a 6-115
aislamiento del recipiente, 6-115
apoyos para tanques de, 6-115
materiales para el, 6-114
piletas, 6-115
seguridad en el, 6-114
subterráneo, 6-115
tanques atmosféricos, 6-111 a 6-113
tanques a presión, 6-113
volumen del tanque, cálculo del, 6-113
de paquetes, 7-59
(*véase también* Embalajes)

de sólidos, 7-22 a 7-42
alimentadores:
de banda, 7-34
de estrella, 7-34
de mandil, 7-34
de tornillo, 7-33
vibratorios, 7-34
arreglos de descarga, 7-22, 7-28
características de flujo del material, 7-29 a 7-32
criterios de diseño, 7-30
dispositivos para ayuda de flujo, tolvas vibratorias, 7-33
recuperación, 7-28 a 7-29
Almacenamiento subterráneo de líquidos, 6-115
Altura equivalente a una placa teórica (HETP), 13-103 a 13-104
en absorción de gas, 14-11
Altura de las unidades de transferencia (HTU), 14-11
en absorción, 16-8
en absorción de gas, 14-11
en columnas empacadas, 18-39
en intercambio iónico, 16-8
Alúmina, 20-41
adsorbente, 16-9
ladrillo de, como material para alta temperatura, 23-67
Aluminio, cloruro de, datos de corrosión, 23-21 a 23-23
Amagat, ley de, 3-320
Amasadores para la transferencia de calor de sólidos, 11-54
American Institute of Chemical Engineers (AICHE), 19-15
American National Standards Institute (ANSI), 6-39
American Society of Mechanical Engineers (ASME), 6-120 a 6-125
American Society for Testing and Materials (ASTM), 6-39
pruebas de destilación, 13-76 a 13-79
American Standard Definitions of Electrical Terms (ASDET), 22-60
American Petroleum Institute (*véase* API)
Amoniaco:
calor(es):
capacidad de, 3-159
específico, 3-168, 3-169
de evaporación, 3-153
de formación, 3-187
conductividad térmica, 3-291, 3-296, 3-299
constantes críticas, 3-135
densidad del, 3-98
energía libre, 3-187
Prandtl, número de, 3-291 a 3-300
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-59
hasta 1 atm, 3-60
propiedades del:
físicas, 3-8
termodinámicas, 3-214 a 3-215
razón de calor específico, 3-173
sistema aire-agua, 18-40
solubilidad en agua, 3-124
solución acuosa:
calor específico de, 3-174
densidad de, 3-99
presiones parciales de, 3-91 a 3-93
viscosidad del, 3-291, 3-293
Amoniaco acuoso, datos de corrosión, 23-21 a 23-23
Amonio, carbonato de, datos de corrosión, 23-24 a 23-26
Amonio, cloruro de, datos de corrosión, 23-24 a 23-26
Amortiguamiento de la pulsación, 5-68
Amplitud, definición de, 21-88
Análisis, conductométrico, 22-53
Análisis coulombimétrico, 22-54
Análisis dimensional, 2-120 a 2-123
Buckingham, método pi de, 2-121 a 2-123
Rayleigh, método de, 2-120 a 2-121
Análisis de los modelos para dinámica de fluidos, 5-69 a 5-70
Análisis numérico, 2-62 a 2-78
Análisis oscilométrico, 22-54
Análisis de sensitividad, 25-19 a 25-22
Analizadores:
composición química:
cromatografía, 22-52
infrarroja, 22-53
nefelometría, 22-53
paramagnetismo, 22-53
radiación ultravioleta y visible, 22-53
turbidimetría, 22-53
sistema de muestreo (*véase* Analizadores del proceso, sistemas de muestreo)
Analizadores del proceso, 22-56 a 22-60
sistemas de muestreo, 22-56
acondicionamiento de la muestra, 22-58
muestra de calibración, 22-58
muestreo de varias corrientes, 22-58
punto de muestreo, 22-58
punto de retorno de la muestra, 22-58
toma de la muestra del proceso, 22-56
transporte de la muestra, 22-57
Anaquel giratorio para transferencia de calor, 11-50
Anclas de mezclado, 19-8
Anemómetros, 5-11 a 5-12
de alambre caliente, 5-12
laser-Doppler, 5-12
de paleta, 5-11 a 5-12
de película caliente, 5-12
de termistor, 5-12
de termopares calentados, 5-12
Anhídrido acético, datos de corrosión del, 23-18 a 23-20
Anhídrido ftálico, 20-80
Anilina, datos de corrosión, 23-24 a 23-26
Anillos de apoyo, 6-104
Anillos de carbón, 21-80
Anillos de cerámica, 21-80
Anillos Raschig, 18-22, 18-25 a 18-27, 18-29, 18-31, 18-33 a 18-37, 18-40, 18-86
costo de los, 18-47
HTU, 18-37
API (American Petroleum Institute):
conversión de grados, 1-19
gravedad, definición de la, 13-77
Apoyos de la tubería, 6-101
Aproximaciones numéricas, 2-61
de integrales, 2-35
sumas y, 2-61
Árboles de decisión, 25-30
Arcilla, 20-42
Área interfacial, 21-65
Argón:
calor(es):
capacidad de
latente, 3-14
compresibilidad
conductividad t
constantes críti
densidad del, 3-
difusividades d
Joule-Thomson
Prandtl, número
presión de vapo
propiedades del
físicas, 3-10
termodinám
relación de calo
viscosidad del,
Argón-nitrógeno-
Arquímedes, espi
Arrancadores par
Arrastre, 18-52 a
de burbujas, 18
colectores, 18-
correlación par
debido al burbu
distribución de
efecto de la vel
carga del líq
como fuente de
inundación por
en lechos fluid
de películas líq
platos plan
superficies
pérdidas por, 1
rearrastre, 18-
de polvo, 2
rearrastre de p
separación por
tamaño de la g
en torres de pla
Arrhenius, ecuac
Arrhenius, parám
tabla, 4-51
Asentadores para
auxiliares, 21-
centrífugos, 21
de ciclón, 21-
por gravedad,
Asfalto como ma
Asíntotas, 2-20
Aspa(s):
giratorias, 5-5
de guía a la ent
ASTM (America
Ataque a alta tem
propiedades fí
propiedades m
resistencia a la
Atmósfera, propi
Atomización (vé
Atomizadores, 1
efecto de:

capacidad de, 3-155
latente, 3-144
compresibilidad del, 3-139
conductividad térmica, 3-291, 3-298
constantes críticas, 3-135
densidad del, 3-98
difusividades de pares de gases, 3-301
Joule-Thomson, coeficiente de, 3-132
Prandtl, número de, 3-291
presión de vapor del, hasta 1 atm, 4-42
propiedades del:
físicas, 3-10
termodinámicas, 3-216
relación de calor específico, 3-173
viscosidad del, 3-291, 3-293
Argón-nitrógeno-oxígeno, equilibrio líquido vapor, 3-217
Arquímedes, espiral de, 2-23
Arrancadores para motores eléctricos, 24-10 a 24-13, 24-15
Arrastre, 18-52 a 18-60, 20-71
de burbujas, 18-64
colectores, 18-90
correlación para lechos fluidizados, 20-72
debido al burbujeo de gas, 18-58
distribución del tamaño de las gotas, gráfica, 18-59
efecto de la velocidad del gas sobre el, gráfica, 18-85
carga del líquido en el, gráfica, 18-85
como fuente de nucleación, 18-62
inundación por, 18-5 a 18-6
en lechos fluidizados, 20-71 a 20-72
de películas líquidas, 5-65 a 5-66
platos planos, 5-65
superficies cilíndricas, 5-66
pérdidas por, 11-40
rearrastre, 18-84 a 18-86, 18-89
de polvo, 20-133
rearrastre de polvo, 20-133
separación por (*véase* Separadores por arrastre)
tamaño de la gota, 18-58
en torres de platos, 18-14 a 18-15
Arrhenius, ecuación de, 4-3
Arrhenius, parámetros de, 4-22
tabla, 4-51
Asentadores para dispersiones de líquidos, 21-70
auxiliares, 21-70
centrífugos, 21-71
de ciclón, 21-71
por gravedad, 21-70
Asfalto como material de construcción, 23-55
Asíntotas, 2-20
Aspa(s):
giratorias, 5-56
de guía a la entrada del compresor, 6-25
ASTM (American Society for Testing and Materials), 13-77
Ataque a alta temperatura, 23-8
propiedades físicas, 23-8
propiedades mecánicas, 23-8
resistencia a la corrosión, 23-8
Atmósfera, propiedades termodinámicas de la, 3-211
Atomización (*véanse* Gotas; Toberas de rocío)
Atomizadores, 18-54, 18-55, 18-57
efecto de:
ángulo del rocío, 18-57
caída de presión, 18-57
diámetro del orificio, 18-57
velocidad de flujo, 18-57
rotatorios, 18-54, 18-55, 18-57
Sauter, diámetro medio de, 18-56, 18-58
tipos de, tabla, 18-55
Atomizadores rotatorios, 18-54 a 18-55, 18-57
Aumento de tamaño, 8-69 a 8-82
aglomeración por volteo, 8-75 a 8-78
aglomerador de tambor, 8-76 a 8-77
aglomeradores de mezclador, 8-77
aglomeradores de volteo, 8-75 a 8-76
crecimiento del aglomerado, 8-75
compactación por presión, 8-71 a 8-75
aglutinantes y lubricantes, 8-71
equipo para la, 8-72 a 8-75
transmisión de fuerzas, 8-71
esferoidización del material, requerimientos de humedad para la, 8-75
métodos y aplicaciones del, tabla, 8-70
granulación, 8-81
rociamiento, 8-80 a 8-81
secado por rocío, 8-79
métodos de prueba de resistencia, 8-70 a 8-71
pruebas de abrasión, 8-71
pruebas de caída, 8-71
pruebas de compresión, 8-70
pruebas de desintegración de la tableta, 8-71
pruebas de torta, 8-71
métodos de rocío, 8-79 a 8-81
procesos térmicos, 8-78 a 8-79
equipo de transferencia de calor, 8-79
secado y solidificación, 8-79
sinterización y endurecimiento por calor, 8-78 a 8-79
resistencia del aglomerado, 8-69 a 8-71
cálculo de la, 8-69
mecanismos de unión, 8-69
secado instantáneo, 8-81
sistemas líquidos, 8-81 a 8-82
floculación de gránulo, 8-82
mojado con líquido no miscible, 8-81 a 8-82
proceso sol-gel, 8-82
Ayudafiltros, 19-81
perlita, 19-81
sílico de diatomáceas, 19-81
Azeótropos, 13-62 a 13-76
binarios:
heterogéneos, 13-62, 13-69
homogéneos, 13-62, 13-69
clasificación de, 13-63 a 13-67
ebullición:
máxima, 13-64
mínima, 13-63
multicomponentes, 13-62, 13-66, 13-69 a 13-73
Azufre:
calor específico del, 3-169
en carbón, 9-5
Azufre, dióxido de:
calor:
capacidad de, 3-161

específico, 3-168 a 3-169
de evaporación, 3-164
de formación, 3-189
latente, 3-146
conductividad térmica, 3-291, 3-297
constantes críticas, 3-136
densidad del, 3-99
difusividad en, 3-304
energía libre, 8-161
Prandtl, número de, 3-291
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-59
hasta 1 atm, 3-63
presiones parciales de SO_2 en soluciones acuosas de, 3-86
propiedades termodinámicas del, 3-277
relación de calor específico, 3-173
remoción del, en lecho fluidizado, 9-51
sistema aire-agua, 18-42 a 18-43
solubilidad en agua, 3-122 a 3-126
viscosidad de, 3-291, 3-293 a 3-296
Azufre, hexafluoruro de, propiedades termodinámicas del, 3-289

Bacterias, 27-3
Balance de, 25-42 a 25-45
Balance de fondos, 25-55 a 25-58
Balance de momento en dinámica de fluidos, 5-23 a 5-26
Balances de materia y energía en sistemas reaccionantes, 4-30 a 4-33
Bario, sulfuro de, 20-41
Barómetros, 5-7
de mercurio, 5-7
Bartlett, prueba de, para variancias iguales, 2-106
Bastidor de almacenamiento (*véase* Embalaje,operaciones de bastidor)
Benceno, 13-74
calor:
de combustión, 3-197
específico, 3-163, 3-168, 3-170
de evaporación, 3-149, 3-153
latente, 3-147
compresibilidad del, 3-143
conductividad térmica, 3-291
constantes críticas, 3-135
datos de corrosión, 23-22 a 23-24
difusividad en, 3-303
expansión térmica, 3-130
Prandtl, número de, 3-291
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-81
hasta 1 atm, 3-65
propiedades del:
físicas, 3-31
termodinámicas, 3-220
relación de calor específico, 3-173
viscosidad del, 3-291, 3-293
Benedict-Webb-Rubin, ecuación de, 4-76, 4-75, 3-316, 13-18
Berl, sillas de, 18-22, 18-24 a 18-27, 18-29, 18-34 a 18-37, 18-84, 18-85
altura de las unidades de transferencia, 18-39
características de, 18-24
costo de, 18-47
Bernoulli, teorema de, 5-23
Bessel, ecuación de, 2-47
Bingham, fluidos plásticos de, 5-4
Bioquímica, 27-4
Biot, número de, 2-123, 4-10, 4-46
de masa, 4-46
térmico, 4-46
Bode, gráfica de, análisis del control, 22-24 a 22-26, 22-138 a 22-139
Boltzmann, constante de, 10-56
Bomba(s):
con acoplamiento cerrado, 6-10
capacidad de, 6-5
carga de las, 6-5
carga neta positiva de succión, 6-5
gráfica, 6-6
cavitación en, 6-5
centrífugas (*véase* Bombas centrífugas)
de chorro, 5-24 a 5-25, 6-17
costos de, gráfica, 6-7
con desplazamiento de fluido, 6-16
de desplazamiento positivo (*véase* Bombas de desplazamiento positivo)
de diafragma, 6-14
de diafragma activado neumáticamente, 6-14
difusión en, 6-35
dúplex de acción doble, 6-13
eficiencia de, 6-5, 6-13
electromagnéticas, 6-17
elevadora de presión de gas, 5-48
de émbolo buzo, 6-13 a 6-14
de engranes, 6-15
de flujo axial, 6-12
intervalo de operación, 6-7
gráfica, 6-7
limitaciones de succión en, 6-6
de medición, 6-14
mediciones de rendimiento, 6-5
de motor hermético, 6-9
de pistón, 6-13
potencia de las, 6-5
presencia de sólidos en, 6-7
de proceso, 6-9
para productos químicos, 6-9
proporcionales, 6-14
propulsores de, 6-12
de regeneración, 6-12
rotatorias, 6-15
selección de, 6-4 a 6-5
simples de acción doble, 6-13
de una sola etapa con succión doble, 6-9
de un solo cilindro, 6-13
de sumidero, 6-12
de tornillo, 6-16
de turbina, 6-12
verticales, 6-10
Bomba dúplex de acción doble, 6-14
Bomba simple de doble acción, 6-13
Bombas centrífugas, 6-8 a 6-12
acción de, 6-8
de acoplamiento
carga neta positi
costos de, gráfic
cubiertas, 6-8
curvas caracterí
de etapa sencilla
de etapas múltip
tipo difusor,
tipo voluta, 6
impulsores para
abiertos, 6-8
cerrados, 6-8
succion dobl
succión senc
de motor encerr
químicas, 6-9
de pozo, 6-10
de proceso, 6-9
sellos de, 6-10
con succión dol
verticales, 6-9
Bombas de chorro
Bombas de despla
costo de las, gr
de movimiento
de diafragm
eficiencia gl
de émbolo b
de pistón, 6-
rotatorias, 6-15
de engranes
de tornillo,
Bombas de, diafr
Bombas electrom
Bombas de émbo
Bombas de émbo
Bombas de engra
Bombas de flujo
Bombas de impul
Bombas de regen
Bombas rotatoria
Bombas de turbi
Bombeo, 21-47
comportamien
de gases, 6-18
inestabilidad d
de líquidos, 6-
medios de
trabajo real
ondas de presi
Boudouard, reac
Brida(s):
capacidades d
ciegas, 6-83
presiones de p
para recipient
para tubos, 6-
dimension
Brodie, purificac
Bromley, correl
Bromo:

de acoplamiento cerrado, 6-10
carga neta positiva de succión, 6-5
costos de, gráfica, 6-7
cubiertas, 6-8
curvas características de, gráfica, 6-8
de etapa sencilla, 6-9
de etapas múltiples, 6-12
tipo difusor, 6-8
tipo voluta, 6-12
impulsores para, 6-8
abiertos, 6-8
cerrados, 6-8
succion doble, 6-9
succión sencilla, 6-9
de motor encerrado, 6-10
químicas, 6-9
de pozo, 6-10
de proceso, 6-9
sellos de, 6-10
con succión doble, 6-9
verticales, 6-9
Bombas de chorro, 6-17
Bombas de desplazamiento positivo, 6-13 a 6-17
costo de las, gráfica, 6-8
de movimiento alternativo, 6-13
de diafragma, 6-13
eficiencia global, 6-13
de émbolo buzo, 6-13
de pistón, 6-13
rotatorias, 6-15 a 6-16
de engranes, 6-15
de tornillo, 6-16
Bombas de, diafragma, 6-14
Bombas electromagnéticas, 6-17 a 6-18
Bombas de émbolo, 6-13
Bombas de émbolo buzo, 6-13 a 6-14
Bombas de engranes, 6-15
Bombas de flujo axial, 6-12
Bombas de impulsor, 6-12
Bombas de regeneración, 6-12
Bombas rotatorias, sello de las, 6-36
Bombas de turbina, 6-12
Bombeo, 21-47
comportamiento en régimen inestable, 5-68
de gases, 6-18 a 6-39
inestabilidad de, 6-25
de líquidos, 6-4 a 6-18
medios de producción, 6-4
trabajo realizado, 6-5
ondas de presión, 6-24
Boudouard, reacción de, 9-22 a 9-23
Brida(s):
capacidades de presión-temperatura, tabla, 6-79 a 6-83
ciegas, 6-83
presiones de prueba de la cubierta hidrostática, tabla, 6-82
para recipientes a presión, 6-128
para tubos, 6-48 a 6-53, 6-75
dimensiones de las, tabla, 6-49 a 6-52
Brodie, purificador, 17-12
Bromley, correlación de, 10-24
Bromo:
calor:
capacidad de, 3-155
de formación, 3-178
compresibilidad del, 3-143
conductividad térmica, 3-291
constantes críticas, 3-135
densidad del, 3-98
difusividad en, 3-303
energía libre, 3-178
expansión térmica, 3-130
Prandtl, número de, 3-291
presión de vapor del, hasta 1 atm, 3-61
propiedades:
físicas, 3-11
termodinámicas, 3-220
relación de calor específico, 3-173
solubilidad en agua, 3-120
viscosidad del, 3-291, 3-293
Bronceado, 6-164
Bronce como material de construcción, propiedades del, 23-44
Bronsted, ecuación de, 4-14
Buchanan, ecuación de, 18-29
Buckingham, método pi de, 2-121 a 2-123
Bujes de estrangulación, 6-38
Bunsen, coeficiente de, 14-6 a 14-7
Buques tanque, 6-120
Burbuja(s):
arrastre de, 18-64
aumento de velocidad, 5-73
definición de, 18-62
efecto de chimenea, 18-66
fenómeno interfacial, 18-74
formación de:
en orificios múltiples, 18-64
en un solo orificio, 18-63
teoría de, 18-62 a 18-63
fraccionamiento de, 17-67 a 17-70
generación de, 17-70
métodos de precipitación, 18-68 a 18-70
en las nubes, 18-66
nucleación de, 18-68 a 18-70
platos (charolas) con tapas, 18-4
régimen:
de burbuja sencilla, 18-63
de chorro, 18-64
intermedio, 18-63
rociadores de, 18-66
tabiques porosos, 18-67
tamaño de, 18-63
velocidad, aumento de, 5-73
Butadieno, propiedades termodinámicas del, 3-221
Butano:
calor:
de combustión, 3-195
específico, 3-162, 3-164
de evaporación, 3-150, 3-153
de formación, 3-180
latente, 3-147
conductividad térmica, 3-291
constantes críticas, 3-135
densidad del, 3-98

energía libre, 3-180
Prandtl, número de, 3-291
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-81
hasta 1 atm, 3-67
propiedades:
físicas, 3-32
termodinámicas, 3-221 a 3-222, 3-243
viscosidad del, 3-291 a 3-293
Butanol, diagrama temperatura entropía para, 3-223

Cacharros, propiedades de los, 23-50
Caída de presión:
en canales, 5-26 a 5-37
en canales no circulares, 5-28 a 5-29
en codos, 5-43
curvos, 5-42 a 5-43
en ductos, 5-28 a 5-29
en empaques para torres, 5-61
en entradas, 5-41
en lechos de sólidos, 5-63 a 5-66
en orificios, 5-18
en toberas, 5-15 a 5-16
a través de placas desviadoras, 5-44
en tubos, 5-26 a 5-37
en tubos con aletas interiores, 5-29
en varios, 5-38
en espirales, 5-43
con flujo de dos fases, 5-45 a 5-46
en haces de tubos, 5-56 a 5-59
en medios porosos, 5-62
en medidores venturi, 5-14
en pantallas, 5-43 a 5-44
Calcinación, 20-41, 20-81 a 20-82
(*véase también* Secado)
Calcinadores de calor indirecto, 20-46 a 20-52
Calcio:
calores de formación, 3-178
propiedades físicas del, 3-12
Calcio, carbonato de:
calor:
capacidad de, 3-155
de formación, 3-180
latente, 3-144
conductividad térmica, 3-305
energía libre, 3-180
Calcio, cloruro de, 12-46
calor:
capacidad de, 3-155
de disolución, 3-198
específico, gráfica de, 12-147
latente, 3-144
conductividad térmica, gráfica de, 12-48
datos de corrosión, 23-24 a 23-26
energía libre, 3-177
expansión térmica, 3-130
gravedad específica, gráfica de, 12-49
propiedades físicas del, 3-12
solubilidad en agua, 3-121
viscosidad, gráfica de, 12-48
Calcio, hipoclorito de:
datos de corrosión, 23-24 a 23-26
propiedades físicas del, 3-12
Cálculo, 2-29 a 2-38
diferencial, 2-22 a 2-33
integral, 2-32 a 2-38
definido, 2-34 a 2-35
diferencias finitas en el, 2-79
indefinido, 2-32 a 2-34
teorema fundamental del, 2-35
de variaciones, 2-79 a 2-81
Cálculo integral, 2-29 a 2-38
Caldera de calor de desperdicio, 11-3
Calderas, 9-72
calor de desperdicio, 11-3
(*véase también* Generadores de vapor)
Calderas encamisadas, 11-38
Calderas industriales (*véase* Generadores de vapor, calderas industriales)
Calentadores:
de aire Ljungstrom, 9-102 a 9-103
de bayoneta, 11-33
de encendido directo, 9-67 a 9-68
de encendido indirecto, 9-68 a 9-72
generadores de vapor (*véase* Generadores de vapor)
regeneradores de calor (*véase* Regeneración de calor)
de succión del tanque, 11-9
Calentadores de bayoneta, 11-33
Calentamiento eléctrico, 9-61 a 9-67
calentadores de resistencias, 9-62
calentamiento por resistencias:
directo, 9-62 a 9-63
indirecto, 9-62 a 9-63
dieléctrico, 9-64, 9-65
estufas, 9-62 a 9-64
hornos, 9-62 a 9-63
por inducción, 9-64
infrarrojo (IR), 9-64
Joule, ley de, 9-62
laser, 9-62 a 9-67
por microondas, 9-66
de plasma (arco eléctrico), 9-66 a 9-67
Calibradores de lámina de metal, 1-21
Calor(es):
de combustión:
compuestos orgánicos, 3-195 a 3-197
del petróleo, 9-12 a 9-14
tabla, 9-43
definición del, 4-59
efectos del, en la absorción de gas, 14-26 a 14-29
de evaporación, 3-144 a 3-146
de compuestos orgánicos, 3-149 a 3-154
latente, cálculo del, 4-75
de formación, 3-177 a 3-194
de fusión, 3-144 a 3-148
de compuestos inorgánicos, 3-144 a 3-146
de compuestos orgánicos, 3-147 a 3-148
de los elementos, 3-144 a 3-146
de materiales varios, 3-154
generación de:
en calentamiento eléctrico (*véase* Calentamiento eléctrico)
por combustib
por combustib
por combustib
Combusti
en la combust
en reactores q
por vapor (*vé*
de solución, 3-19
compuestos i
compuestos o
Calor, intercambiad
Calores específicos
de combustibles
de componentes
de compuestos i
de elementos, 3-
gráficas de aline
de gases, 3-1
de líquidos, 3
de líquidos orgá
de materiales m
relaciones de, p
de sólidos orgán
de soluciones ac
Calores húmedos,
definición de lo
Calores latentes, t
Callow, celda de,
Cámaras de humi
definición de la
Cambio fraccionad
definición del,
en etapa semiin
en lechos móvi
por lotes, 16-49
Caminos, estimac
Camiones tanque
Canales abiertos,
Canales, flujo en,
abiertos, 5-31
no circulares, 5
Capacidad:
de bombas, 6-5
de sopladores,
de tanques, 6-1
Capacidad de ads
Capacidad de cal
Capa límite de fl
Capital, compra y
Capital, financia
Capital de trabaj
Carbón:
absorbente, 16
calor:
capacidad
de com
de form
latente
conductividad
energía libre,
expansión tér

por combustibles gaseosos (*véanse* Combustibles; Combustión)
por combustibles líquidos (*véanse* Combustibles; Combustión)
por combustibles sólidos (*véanse* Carbón; Coque; Combustibles; Combustión)
en la combustión (*véase* Combustión)
en reactores químicos, 4-36
por vapor (*véase* Generadores de vapor)
de solución, 3-198 a 3-201
compuestos inorgánicos en agua, 3-198 a 3-201
compuestos orgánicos en agua, 3-201
Calor, intercambiadores de (*véase* Intercambiadores de calor)
Calores específicos, 3-154 a 3-176
de combustibles derivados del petróleo, 9-15
de componentes puros, 3-154 a 3-180
de compuestos inorgánicos, 3-155 a 3-162
de elementos, 3-155 a 3-162
gráficas de alineamiento:
de gases, 3-169
de líquidos, 3-168
de líquidos orgánicos, 3-163 a 3-166
de materiales misceláneos, 3-176
relaciones de, para gases, 3-173
de sólidos orgánicos, 3-170 a 3-172
de soluciones acuosas, 3-174 a 3-176
Calores húmedos, 20-5
definición de los, 12-3
Calores latentes, tablas, 3-143 a 3-154
Callow, celda de, 21-52
Cámaras de humidificación, 11-30
definición de las, 18-3
Cambio fraccionario en las transiciones de sorción:
definición del, 16-9
en etapa semiintermitente, 16-50
en lechos móviles, 16-51
por lotes, 16-49 a 16-50
Caminos, estimación del costo de, 25-81
Camiones tanque, 6-118
Canales abiertos, flujo en, 5-31
Canales, flujo en, 5-25 a 5-44
abiertos, 5-31
no circulares, 5-28 a 5-29
Capacidad:
de bombas, 6-5
de sopladores, 6-25
de tanques, 6-113
Capacidad de adsorción de solventes comunes, 26-28
Capacidad de calor, 3-322 a 3-325
Capa límite de fluido, 5-64
Capital, compra y venta de, 25-46
Capital, financiamiento por, 25-45 a 25-46
Capital de trabajo, 25-55 a 25-58
Carbón:
absorbente, 16-9
calor:
capacidad de, 3-156
de combustión, 3-195
de formación, 3-180
latente, 3-144
conductividad térmica, 3-305
energía libre, 3-180
expansión térmica, 3-127
como material de construcción, 23-55
molienda de los productos del, 8-65
presión de vapor del, hasta 1 atm, 3-60
propiedades físicas del, 3-13
Carbón mineral:
análisis aproximado del, tabla, 9-4
análisis final del, 9-4
azufre en el, 9-6
características del, para generadores de vapor, 9-76 a 9-77
carbón fijo, 9-4
cenizas de, 9-4, 20-128 a 20-129
características de las, 9-6
composición de las, tabla, 9-6
clasificación del, tabla, 9-3
combustibles derivados del, 9-15 a 9-18
propiedades de los, tabla, 9-22
combustibles líquidos derivados del, 9-15
combustión en lechos fluidificados, 20-82
composición del, 9-4
conversión a combustibles sintéticos, 9-20
coque (*véase* Coque)
encendido de lechos combustibles de, 9-46 a 9-47
encendido por suspensión del, 9-46 a 9-49
encendido pulverizado del, 9-46 a 9-49
ensayo de Fischer, 9-8 a 9-9
gasificación del, 9-20
antecedentes de la, 9-28 a 9-29
aplicaciones de la, 9-29
aspectos económicos de la, 9-29
purificación del gas, 9-29 a 9-30
refinamiento del gas, 9-29 a 9-30
sistemas de iluminación de gas ácido para la, tabla, 9-29
teoría de la, 9-20 a 9-29
índice de esponjamiento libre (FSI), 9-7
licuefacción directa del, 9-29 a 9-30
antecedentes, 9-30
aspectos económicos de la, 9-41
cinética de la, 9-30 a 9-33
hidropirólisis instantánea, 9-35 a 9-40
pirólisis instantánea, 9-40
proceso con carbón refinado por solvente (SRC), 9-30, 9-33 a 9-34
proceso Exxon de solvente donador (EDS), 9-30, 9-33 a 9-35
proceso H-Coal, 9-30, 9-33 a 9-34
procesos de pirólisis del carbón, 9-40 a 9-41
licuefacción indirecta del, 9-40 a 9-41
aspectos económicos de la, 9-41
Fischer-Tropsch, síntesis, 9-40 a 9-41
proceso metanol a gasolina para, 9-41
proceso syngas a gasolina, 9-41
SASOL, procesos, 9-41
mezcla carbón-petróleo, 9-9
molienda del, 8-65
origen del, 9-3
procesos de gasificación del, 9-23 a 9-24
por arrastre (suspensión), 9-24 a 9-25
COGAS, proceso, 9-27
HYGAS, proceso, 9-27
Koppers-Totzek, gasificador, 9-24 a 9-25
Lurgi, gasificador, 9-24
nuevos desarrollos en los, 9-25 a 9-28

reactores de lecho fluidizado para los, 9-24
reactores de lecho móvil para los, 9-23
U-gas, proceso, 9-27
Westinghouse, proceso, 9-27
Winkler, gasificador, 9-25
propiedades físicas del, 9-7
prueba de friabilidad, 9-7
pulverizadores de, 9-49
valor calorífico del, 9-4 a 9-6
alto, 9-4 a 9-6
bajo, 9-4 a 9-6
tabla, 9-4
Carbono, dióxido de:
absorción del, en carbón activado, 16-35 a 16-36
calor:
capacidad de, 3-156
específico, 3-169
de evaporación, 3-153
de formación, 3-179
latente, 3-144
compresibilidad del, 3-138
conductividad térmica, 3-291, 3-298
constantes críticas, 3-135
densidad del, 3-98
difusividad en, 3-303
difusividades de pares de gases, 3-301
energía libre, 3-180
Joule-Thomson, coeficiente, 3-133
Prandtl, número de, 3-291
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-60
hasta 1 atm, 3-61, 3-68
propiedades físicas del, 3-13
propiedades termodinámicas del, 3-223 a 3-224
razón de calor específico, 3-173
sistema aire agua, 18-43 a 18-44
solubilidad en agua, 3-121
viscosidad del, 3-291, 3-293 a 3-295
Carbono, disulfuro de:
calor:
específico, 3-168
de evaporación, 3-151 a 3-152
conductividad térmica, 3-297
constantes críticas, 3-135
datos de corrosión, 23-24 a 23-26
difusividad en, 3-303
difusividades en pares de gases, 3-301
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-81
hasta 1 atm, 3-61, 3-68
propiedades físicas del, 3-13, 3-33
razón de calor específico, 3-173
viscosidad del, 3-292, 3-296
Carbono, monóxido de:
calor:
capacidad de, 3-156
de combustión, 3-195
específico, 3-169
de formación, 3-180
compresibilidad del, 3-139
constantes críticas, 3-135
densidad del, 3-98
difusividades en pares de gases, 3-301
energía libre, 3-180
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-60, 3-81
hasta 1 atm, 3-61, 3-68
propiedades físicas del, 3-13, 3-33
propiedades termodinámicas del, 3-224 a 3-225
relación de calor específico, 3-173
solubilidad en agua, 3-121, 3-124
viscosidad del, 3-292, 3-293
Carbono, tetracloruro de:
calor:
específico, 3-163, 3-168, 3-170
de evaporación, 3-151 a 3-152
latente, 3-144, 3-147
compresibilidad del, 3-143
conductividad térmica, 3-291, 3-297 a 3-298
constantes críticas, 3-135
datos de corrosión, 23-24 a 23-26
difusividad en, 3-303
difusividades en pares de gases, 3-301
expansión térmica, 3-130
Prandtl, número de, 3-291
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-81
hasta 1 atm, 3-61, 3-68
propiedades físicas del, 3-33
propiedades termodinámicas del, 3-226 a 3-227
viscosidad del, 3-291, 3-293 a 3-296
Cardiode, 2-23
Carga(s):
de bombas, 6-5
de compresión adiabática, 6-18
en compresores centrífugos, 6-24
estática, 5-6
de fluidos, 5-6
de fricción, 5-7
en medidores de flujo, 5-13 a 5-20
de presión, 5-7
en recipientes de almacenamiento, 6-113 a 6-115
en sopladores, 5-26
de velocidad, 5-6
Carga hidrostática, 11-40
Carga, mecanismos de, en separación electrostática, 21-46
Carga neta positiva de succión (NPSH), 6-6
gráfica, 6-6
Carga de velocidad, 5-7
Carleman, desigualdad de, 2-11
Carnot, ciclo de, 12-26
coeficiente de funcionamiento, 12-26
Carros tanque, 6-117
Cascos giratorios para la transferencia de calor, 11-54
Catálisis:
características de, 4-13
centros activos (sitios del catalizador), 4-17
factor de eficiencia en, 4-43
reacciones autocatalíticas, 4-36
reacciones catalizadas por sólidos, 4-14 a 4-17
ecuaciones de velocidad, tabla, 4-16
factores que afectan las, 4-14
mecanismo de
tabla, 4-15
reacciones hetero
reacciones homo
en fase gaseos
en fase líquid
Catalizadores:
agente activo en,
apoyo (portador)
área de la superfi
externa, 4-42
interna, tabla,
centros activos d
constituyentes d
envenenamiento
gradiente de tem
módulos de los g
poro:
difusión por,
radio del, tab
volumen del,
porosidad, 4-41
presión parcial
promotores, 4-4
selección de, 4-
temperatura en
Catenaria, 2-13, 2
Cauchy, prueba de
Cauchy-Schwartz
Cavitación, 5-68,
Celda de corrosió
Células (organism
Centrífugas, 19-9
de abertura aut
de cámaras múl
de canasta, 19-
con fondo al
suspendida
velocidad c
de velocida
de canasta con
de cojinete de
costos de, 19-1
compra, 19-
instalación,
mano de ob
mantenimie
de decantación
tazón de ma
con descarga p
con descarga d
diámetro crític
para dispersio
como dispositi
caracterísi
selección d
teoría de, 1
esfuerzos en l
como filtros, 1
ciclo de op
continuos,

mecanismo de, 4-14 a 4-16
tabla, 4-15
reacciones heterogéneas, 4-14
reacciones homogéneas, 4-13
en fase gaseosa, 4-13
en fase líquida, 4-13
Catalizadores:
agente activo en, 4-41
apoyo (portador), 4-41
área de la superficie:
externa, 4-42
interna, tabla, 4-45
centros activos de, 4-47
constituyentes de, 4-41
envenenamiento, 4-46
gradiente de temperatura interna, 4-43
módulos de los gránulos, 4-46
poro:
difusión por, 4-43
radio del, tabla, 4-45
volumen del, tabla, 4-45
porosidad, 4-41 a 4-42
presión parcial en la superficie de, 4-43
promotores, 4-41
selección de, 4-47
temperatura en la superficie, 4-43
Catenaria, 2-13, 2-23
Cauchy, prueba de la raíz de, 2-39
Cauchy-Schwartz, desigualdad de, 2-11
Cavitación, 5-68, 6-5
Celda de corrosión por concentración de oxígeno, 23-3
Células (organismos), 27-3
Centrífugas, 19-99 a 19-114, 21-3
de abertura automática, 19-103 a 19-104
de cámaras múltiples, 19-102
de canasta, 19-106
con fondo abierto, 19-107
suspendida con eslabones, 19-106 a 19-107
velocidad constante, 19-108 a 19-109
de velocidad variable, 19-106
de canasta con fondo sólido, 19-106
de cojinete de bancada, 19-106
costos de, 19-111 a 19-114
compra, 19-111 a 19-112
instalación, 19-112 a 19-113
mano de obra de operación, 19-103
mantenimiento, 19-103
de decantación continua, 19-104 a 19-105
tazón de malla, 19-105
con descarga periférica, 19-103
con descarga de tobera, 19-103
diámetro crítico, 19-105
para dispersiones líquido líquido, 21-70
como dispositivos de sedimentación, 19-101 a 19-106
características de funcionamiento de, 19-105
selección de, 19-113
teoría de, 19-105 a 19-106
esfuerzos en los rotores de, 19-99
como filtros, 19-106 a 19-111
ciclo de operación para, 19-108
continuos, 19-109
drenaje en, 19-110
selección de, 19-113
teoría de, 19-110
velocidad de filtración, 19-110
fuerza en, 19-100
materiales de construcción, 19-101
de movimiento alternativo ("de empuje"), 19-109 a 19-110
principios generales de, 19-99 a 19-100
aceleración centrífuga, 19-99
fuerza centrífuga, 19-99
requerimientos de potencia, 19-112 a 19-114
selección de, 19-113
suspendidas en la parte superior, 19-107
suspendidas con eslabones y descarga por el fondo, 19-99
de tazón sólido, 21-24
de tazón tubular, 19-101 a 19-102
tipo disco, 19-102 a 19-103
velocidad crítica de, 19-101
Centros activos, 4-47
Cero, operaciones con, 2-15
Cesio, propiedades termodinámicas del, 3-227
Ciclohexano, 13-74
n-heptano, destilación del sistema, 18-20
Ciclones, 20-90
para dispersión líquido líquido, 21-71
Ciclos:
en adsorción, 16-38 a 16-39
de Claude, gráfica, 12-54
de Linde, 12-53
de refrigeración, 12-53 a 12-54
refrigerante mixto, 12-54
de tres niveles en cascada, 12-54
Cifra de mérito, 12-56
Cilindro:
área del, 2-13
volumen del, 2-13
Cilindro, elíptico, 2-26
Cilindro, hiperbólico, 2-26
Cilindro parabólico, 2-26
Cinc, 20-41
Cinc:
cloruro de, datos de corrosión, 23-33 a 23-35
sulfato de, datos de corrosión, 23-33 a 23-35
Cinética (*véanse* Catálisis; Cinética de la reacción; Reacciones químicas)
Cinética de la reacción:
para mecanismos sencillos, 16-24
modelo CSF, 16-40 a 16-41
modelo para la velocidad de sorción, 16-28 a 16-29
resolución de equilibrio no lineal, 16-32 a 16-36
técnicas experimentales, 4-17 a 4-19
análisis diferencial térmico, 4-19
cromatografía de gases, 4-19
espectrofotometría de absorción, 4-19
método estadístico empírico, 4-17
rastreador radiactivo, 4-18
reactor a escala reducida, 4-17
resonancia del espín del electrón, 4-18
resonancia magnética nuclear, 4-18
verificación del mecanismo, 4-17

Cinética de la reacción enzimática, 27-19 a 27-21
Circonio, ladrillo de, como material para alta temperatura, 23-71
Circonio, como material de construcción, 23-38, 23-40, 23-46
Círculo(s):
  área del, 2-12
    segmentos de, 1-27
  ecuaciones del, 2-21 a 2-23
Clapeyron, ecuación de, 4-75
Clarificadores, 19-64 a 19-66
  de cartucho, 19-93
    flexibilidad de, 19-94
    micrónico, 19-93 a 19-94
  circulares, 19-65
  de contacto de sólidos, 19-66
  criterios de diseño y condiciones de operación, 19-71
  espesadores, 19-65
  de placa inclinada, 19-65 a 19-66
  rectangulares, 19-65
  tipo filtro, 19-92
  varios, 19-96 a 19-97
Clasificación automática, 21-59 a 21-60
Clasificación en húmedo, 21-21 a 21-26
  definición de, 21-21
  equipo para, 21-21
Clasificación sobre mesas, 21-28 a 21-30
  por aglomeración, 21-30
  costos de la, 21-29
  en húmedo, 21-28 a 21-30
  en seco, 21-29
Clasificadores, 21-21 a 21-23
  de arrastre, 21-23
  centrífugos de tazón de sólidos, 21-24
  de ciclón líquido, 21-21
  de cono, 21-21
  a contracorriente, 21-25
  costos de, 21-24 a 21-26
    tabla, 21-24
  D-O SiphonSizer, 21-26
  espirales, 21-24
  hidráulicos, 21-25
  de hidroseparador, 21-24
  de rastrillo, 21-23
  de tazón, 21-23
  de tazón desedimentador, 21-24
  tipo Jet Sizer, 21-25
  tipo SuperSorter, 21-25
Cloración, 20-41
Cloro:
  calor:
    específico, 3-169
    de formación, 3-181
    latente, 3-144
  conductividad térmica, 3-291
  constantes críticas, 3-135
  densidad del, 3-98
  difusividad en, 3-303
  energía libre, 3-181
  Prandtl, número de, 3-291
  presión de vapor del:
    arriba de 1 atm, 3-59
    hasta 1 atm, 3-61
  propiedades físicas del, 3-13
  propiedades termodinámicas del, 3-227
  relación de calor específico, 3-173
  solubilidad en agua, 3-121 a 3-125
  viscosidad del, 3-291 a 3-293
Cloroformo:
  calor:
    específico, 3-163, 3-168
    de evaporación, 3-152 a 3-153
  compresibilidad del, 3-143
  conductividad térmica, 3-297
  constantes críticas, 3-135
  densidad del, 3-118
  difusividad en, 3-303
  expansión térmica, 3-130
  presión de vapor del: hasta 1 atm, 3-67
  propiedades físicas del, 3-34
  relación de calor específico, 3-173
  viscosidad del, 3-292 a 3-296
Cloruro férrico, datos de corrosión, 23-27 a 23-29
Cloruro ferroso, datos de corrosión, 23-27 a 23-29
Coalescedores, 21-75
Coalescencia, 21-75
Coalescencia, velocidades de, 21-75
Cobre y sus aleaciones como material de construcción, propiedades del, 23-44 a 23-45
Cobre, sulfato de, datos de corrosión, 23-27 a 23-29
Codos, 5-42 a 5-43
  caída de presión, 5-43
  fuerzas sobre, 5-23
  de tubería, 6-56
    angulares, 6-83
Codos como accesorios, 6-56
Coeficiente de actividad, 4-69, 4-73 a 4-74
  media iónica, 4-97
Coeficiente de separación, 15-5
Coeficientes:
  de arrastre, 5-71 a 5-72
  de descarga:
    orificios, 5-6 a 5-18
    pantallas, 5-44
    toberas de flujo, 5-15
    Venturi, medidores, 5-15
  de transferencia de calor (*véase* Transferencia de calor, coeficiente de)
Coeficientes de descarga:
  para medidores Vénturi, 5-15
  para orificios, 5-16 a 5-18
  para pantallas, 5-45
  para toberas de flujo, 5-15
Cofactor, 2-18
Cogeneración, 9-92
  (*véase también* Transferencia de calor, sistemas de)
Cojinetes, 24-38, 24-56 a 24-58
  de bolas y rodillos, 24-54
  capacidad de carga, 24-54
  de empuje, 24-38 a 24-54
  radiales, 24-38
  con recolección de aceite, 24-54
  sistemas de lubricación, 24-56
  tipos de, 24-54
Colburn, ecuación
Colburn, factor J d
  Chilton-, 14-12
  para transferenc
Colectores de ciclk
Colectores eléctric
Colectores de nieb
Colligend, definic
Coloides, molinos
Columnas:
  arrastre en las, 1
  para contacto g
    18-48 a 18-5
  empacadas (*véa*
  empaques cont
  espuma en las,
  de inundación
  de paredes húm
  de platos (*véas*
  de platos desvi
  (*véase también*
Columnas de burl
  coeficientes de
  dispersión axia
  retención de g
  transferencia d
Columnas empac
  columnas puls
  costo de la col
  costo de los co
  platos contra e
  optimización,
  (*véase también*
Columnas de pat
  inundación en
Columnas de pla
    18-21 a 18
Columnas pulsa
Combustibles:
  combustión d
  costos de, 9-1
  gaseosos, 9-1
    acetileno,
    caracterís
    factor de s
    gas para al
    gas azul d
    gas de carl
    gas carbur
    gas natura
    gas natura
    gas de pet
    gas pobre,
    gas reform
    gases de a
    hidrógenc
    impureza
    temperatu
  en generador
  líquidos, 9-1
    de aceites

Colburn, ecuación de, 16-52
Colburn, factor J de, 10-12
  Chilton-, 14-12
  para transferencia de masa, 4-52
Colectores de ciclón, 26-21
Colectores eléctricamente aumentados, 18-92
Colectores de niebla de malla de alambre, 18-86
Colligend, definición de, 17-65
Coloides, molinos de, 8-51 a 8-52
Columnas:
  arrastre en las, 18-4
  para contacto gas-líquido, aspectos económicos en las, 18-48 a 18-51
  empacadas (*véase* Torres empacadas)
  empaques contra platos, 18-21 a 18-24, 18-50, 26-22
  espuma en las, 18-5
  de inundación con flujo descendente, 18-5
  de paredes húmedas, 18-46 a 18-48
  de platos (*véase* Torres de platos)
  de platos desviadores, 18-5
  (*véase también* Torres)
Columnas de burbujeo:
  coeficientes de transferencia de masa en la fase líquida, 18-75
  dispersión axial en, 18-75 a 18-76
  retención de gas en, 18-74 a 18-75
  transferencia de masa en, 18-73 a 18-74
Columnas empacadas, 18-21 a 18-44
  columnas pulsadas, 21-87
  costo de la columna, 18-50
  costo de los componentes internos, 18-50
  platos contra empaques, 18-21 a 18-24, 18-50, 26-22
  optimización, 18-50 a 18-51
  (*véase también* Torres empacadas)
Columnas de paredes mojadas, 18-46 a 18-48
  inundación en, 18-48
Columnas de platos comparadas con columnas empacadas, 18-21 a 18-24, 18-50, 26-22
Columnas pulsadas, 21-87
Combustibles:
  combustión de (*véase* Combustión)
  costos de, 9-19
  gaseosos, 9-16 a 9-19
    acetileno, 9-18 a 9-19
    características de combustión de los, 9-59 a 9-60
    factor de supercompresibilidad, 9-19
    gas para altos hornos, 9-18
    gas azul de agua, 9-18
    gas de carbón, 9-18
    gas carburado de agua, 9-18, 9-20
    gas natural, 9-16 a 9-18
    gas natural licuado, 9-18
    gas de petróleo licuado, 9-18
    gas pobre, 9-18
    gas reformado, 9-18
    gases de aceites, 9-18
    hidrógeno, 9-19
    impurezas de azufre en los, 9-19
    temperaturas de flama adiabática de, 9-59 a 9-60
  en generadores de vapor, 9-73 a 9-78
  líquidos, 9-10 a 9-16
    de aceites esquistos, 9-16
    de alquitrán de carbón, 9-16
    combustibles del petróleo (*véase* Petróleo)
    derivados del petróleo, 9-16
  recursos de, tabla, 9-3
  reservas de, tabla, 9-3
  sólidos, 9-3 a 9-10
    bagazos, 9-9
    biomasas, 9-9 a 9-10
    carbón (*véase* Carbón)
    carbón vegetal, 9-8
    coque, 9-7 a 9-8
    coque inferior, 9-8
    cortezas de curtiduría, 9-8
    desperdicios, 9-8 a 9-9
    maderas, 9-8
    mezcla de carbón y aceite, 9-12
    turba, 9-9
  de petróleo, gravedad API de los, 13-76
  valores característicos del poder calorífico de los, gráfica, 9-21
Combustión:
  calor de, del petróleo, 9-12 a 9-15
  de contaminantes, 26-29 a 26-32
  de craqueo, definición de la, 9-56
  equipo para la combustión de combustibles sólidos, tabla, 9-46
  equipo de combustión con encendido directo, definición del, 9-67
  equipo de combustión con encendido indirecto, 9-68 a 9-72
    definición del, 9-68
    precalentadores, 9-68
    reactores de encendido, 9-68 a 9-69
    recalentadores de columna, 9-68
    transferencia de calor en el, 9-68
  estequiometría de la, 9-42 a 9-44
  exceso de aire para, 9-42 a 9-45
    en emparrillados, 9-48
  métodos de encendido, 9-46
    para cargadores, 9-45 a 9-47, 9-47 a 9-49
    para la combinación de distribuidores-cargadores, 9-45 a 9-47, 9-47 a 9-49
    para combustibles gaseosos, 9-57 a 9-58
    para combustibles líquidos, 9-55 a 9-58
    para combustibles sólidos, 9-45 a 9-55
    para combustibles pulverizados, 9-48 a 9-49
    equipo para la combustión de combustibles sólidos, tabla, 9-46
    para lechos combustibles, 9-46
    en lechos fluidificados (*véase* Lechos fluidificados)
    para suspensión, 9-48 a 9-49
  oxígeno (aire) teórico para la, 9-44
  productos de la, 9-44
    entalpía de los, 9-45
  temperatura adiabática de flama:
    de gases fabricados, 9-59
    de gases, tabla, 9-60
Combustión atmosférica de lecho fluidizado (AFBC) (Atmospheric Fluidized-bed combustion), 9-54
Combustión, constantes de la, tabla, 9-43
Combustión, máquinas de
Combustión a presión de lecho fluidizado (PFBC), 20-82
Combustión, sistemas de, ventajas y desventajas, 26-22
Combustión, turbinas de gas de, 24-33 a 24-36
  características de operación de las, 24-35
    limitaciones del combustible, 24-34

eficiencia de las, 24-33
opciones de diseño de las, 24-34
Compactación por presión, 8-71 a 8-75
de aglutinantes y lubricantes, 8-71
ecuaciones de compresión de polvos, 8-71
equipo para la, 8-72 a 8-75
extrusores de tornillo, 8-74
molinos de granulación, 8-74
prensas de pastillaje, 8-72
prensas de pistón o moldeo, 8-72
prensas de rodillos, 8-73
transmisión de fuerzas en la, 8-71
Complejo petroquímico de refinería:
control del, 22-112 a 22-116
optimización del, 22-115
Componente de una central nuclear, 6-124
Componentes clave, 13-39
Componentes puros, constantes de los, 3-310 a 3-312
Comportamiento de la capa límite, 5-64 a 5-67
placa plana finita, 5-64
superficie cilíndrica:
continua, 5-65
finita, 5-64
superficie plana continua, 5-64 a 5-67
Composición química, analizadores de (*véase* Analizadores de composición química)
Compresibilidad, factor de, 3-313 a 3-314
Compresibilidad, factor Z de, 4-64, 9-19
Compresibilidades, 3-136 a 3-143
de líquidos, 3-143
de sólidos, 3-143
Compresión:
adiabática, 6-18, 6-18 a 6-22
isotérmica, 6-18
politrópica, 6-18
trabajo de, 6-18
valores X de, para aire y gases ideales, tabla, 6-19 a 6-21
Compresor(es):
de alta presión, 6-31
aplicación de los, tabla, 6-22
axiales, 6-24
capacidad de los, 17-75
centrífugos, 6-24
de cilindros no lubricados, 6-31
costos de los, 6-22
gráfica, 6-22
descargadores de los, 6-30
de diafragma, 6-32
metálico, 6-32
dispositivos de control para, 6-29
de émbolo, 6-27 a 6-32
de etapas múltiples, 6-21
rotatorios (*véase* Compresores rotatorios)
selección de los, 6-21
Compresores axiales, 6-24
Compresores centrífugos, 6-24
Compresores de movimiento recíprocante, 6-27 a 6-32
Compresores rotatorios, 6-25 a 6-27
curva característica de los, gráfica, 6-26
de lóbulos rectos, 6-27
de paletas corredizas, 6-27
de pistón de líquido, 6-27
sello de los, 6-36 a 6-39
tipo tornillo, 6-27
Compuerta de tiro, 6-25
Compuestos inorgánicos:
calor:
específico, 3-155 a 3-162
de evaporación, 3-144 a 3-146
de formación, 3-177 a 3-194
de fusión, 3-144 a 3-146
de solución, 3-198 a 3-202
constantes críticas, 3-135 a 3-136
densidad de las soluciones acuosas de los, 3-99 a 3-108
energía libre, 3-179 a 3-194
presión de vapor de los:
arriba de 1 atm, 3-59
hasta 1 atm, 3-60 a 3-63
propiedades físicas de los, 3-7 a 3-27
Compuestos orgánicos:
calores:
de combustión, 3-195 a 3-197
de disolución en agua, 3-201
de formación, 3-177 a 3-194
de fusión, 3-147 a 3-148
calores específicos:
de líquidos, 3-163 a 3-167
de sólidos, 3-170 a 3-172
constantes críticas, 3-135 a 3-136
densidad de las soluciones acuosas, 3-109 a 3-117
energía libre, 3-177 a 3-194
presiones de vapor de:
arriba de 1 atm, 3-81
hasta 1 atm, 3-65 a 3-81
propiedades físicas de, 3-28 a 3-56
Computadora a computadora, transmisión de (*véase* Transmisión de señales, digital)
Computadoras:
hardware, 22-117 a 22-119
software, 22-119
Concentración espiral, 21-30
características de operación de la, 21-31
costo de la, 21-32
mantenimiento de la, 21-31
requerimientos para la, 21-31
Concentradores:
espirales, 21-30 a 21-31
magnéticos, 21-41
Conceptos biológicos, 27-3 a 27-5
algas, 27-3
bacterias, 27-3
células, 27-3
energía, 27-4 a 27-5
fotosíntesis, 27-5
genética, ingeniería, 27-5
hongos, 27-3 a 27-4
ingeniería genética, 27-5
virus, 27-4
Condensación, 10-20 a 10-21
coeficientes de, 10-20 a 10-21
en bancos de tubos horizontales, 10-21
condensación de la película de vapor puro, gráfica, 10-23
horizontal de
en tubos horiz
en tubos verti
vertical dentr
Condensación en f
Condensación de p
Condensador(es), 1
aéreos, 11-30
barométricos, 11
de contacto, 26-
definición de los
diseño de los, 10
para eyectores, 6
de multicompon
de un solo comp
horizontal de
horizontal de
vertical dentr
vertical dentr
de superficie, 26
de vapor, 11-31
Conducción, transf
conductividad t
definición de la,
ecuación tridim
estado estaciona
bidimension
con generaci
a través de c
a través de c
tridimension
unidimensio
estado no estaci
bidimension
con cambio
curvas de tra
gráficas de C
unidimensio
Fourier, ley de,
Conductividad elé
Conductividades t
de aceros de baj
cálculos para ga
para líquidos
de combustibles
gráfica, 9-15
de gases, 3-291
de líquidos, 3-2
para materiales
medición de las
de metales, 3-3
Conductores desc
Congeladores, 11-
Cono, 2-25
área del, 2-14
volumen del, 2-
Constante dieléctr
Constante de equi
4-89 a 4-91
general, 4-17
Constante(s):

horizontal dentro del tubo, 10-21
en tubos horizontales, 10-21
en tubos verticales, 10-20 a 10-21
vertical dentro del tubo, 10-21
Condensación en forma de niebla, 18-52, 18-58 a 18-59
Condensación de pivote que involucra matrices, 2-61
Condensador(es), 10-32 a 10-34, 11-26, 26-22
aéreos, 11-30
barométricos, 11-46
de contacto, 26-32
definición de los, 11-3
diseño de los, 10-33
para eyectores, 6-33
de multicomponentes, 10-33
de un solo componente, 10-32 a 10-33
horizontal dentro de la cubierta, 10-33
horizontal dentro del tubo, 10-33
vertical dentro de la cubierta, 10-32
vertical dentro del tubo, 10-33
de superficie, 26-32
de vapor, 11-31
Conducción, transferencia de calor por:
conductividad térmica en la, 10-7 a 10-8
definición de la, 10-7
ecuación tridimensional de la, 10-7
estado estacionario, 10-8 a 10-9
bidimensional, 10-9
con generación de calor, 10-9
a través de cuerpos en paralelo, 10-9
a través de cuerpos en serie, 10-9
tridimensional, 10-8
unidimensional, 10-8
estado no estacionario, 10-9 a 10-10
bidimensional, 10-10
con cambio de fase, 10-11
curvas de trabajo para varios cuerpos, gráficas, 10-9
gráficas de Gurney-Laurie para varias geometrías, 10-9
unidimensional, 10-9 a 10-10
Fourier, ley de, 10-7
Conductividad eléctrica, 21-3
Conductividades térmicas, 3-305 a 3-308
de aceros de baja aleación, 23-47
cálculos para gases, 3-329 a 3-332
para líquidos, 3-331
de combustibles derivados del petróleo, 9-15
gráfica, 9-15
de gases, 3-291 a 3-299
de líquidos, 3-297
para materiales de construcción, 3-305 a 3-308
medición de las, 22-39 a 22-52
de metales, 3-306 a 3-307
Conductores descendentes en torres de platos perforados, 21-81
Congeladores, 11-26
Cono, 2-25
área del, 2-14
volumen del, 2-14
Constante dieléctrica en el análisis oscilométrico, 22-54
Constante de equilibrio de la reacción química, 4-5, 4-14 a 4-16, 4-89 a 4-91
general, 4-17
Constante(s):
críticas, 3-135 a 3-136
predicción de las, 3-310 a 3-312
físicas, 1-22
de la ley de los gases, 1-18
matemáticas varias, 2-8
Constantes físicas, 1-22
Construcción, costo del tiempo de, 25-82
Construcción del lado del casco, 11-13
Construcción, materiales de (*véase* Propiedades físicas y mecánicas de los materiales de construcción y materiales específicos)
Contabilidad, 25-40 a 25-58
acciones, compra y venta de, 25-46
administración y costo, 25-51
balance de, 25-42
capital:
costo de, 25-49 a 25-51
de trabajo, 25-55 a 25-58
capital financiero, 25-46
cierre de libros, 25-41
contabilidad, tipos de, 25-43
convenciones de, 25-41 a 25-42
datos comparativos de, de la empresa, 25-48 a 25-49
distribución de costos indirectos, 25-51
estados de pérdidas y ganancias, 25-43
evaluación de inventarios, 25-52 a 25-58
financiamiento:
de la deuda, 25-46
por deuda, 25-45
financiamiento del activo con capital propio y con deuda, 25-43 a 25-48
partida doble, 25-41
principios de, 25-40 a 25-43
ahorros retenidos, 25-46
razones financieras, 25-43 a 25-45
utilidades retenidas, 25-46
Contactores de disco rotatorio, 21-83 a 21-84
Contactores líquido-sólido (*véanse* Agitadores; Mezcladores)
Contaminación:
atmosférica, medición de la, 20-90
(*véanse también* Contaminación del agua; Contaminación del aire)
Contaminación del agua:
características del agua de desperdicio, 26-41 a 26-42
oxígeno disuelto, 26-47
pH y alcalinidad, 26-42
sustancias inorgánicas, 26-42
sustancias orgánicas, 26-41 a 26-42
temperatura, 26-42
colocación de lechadas, 26-51
esparcimiento del terreno, 26-51
rellenos sanitarios del terreno, 26-51
conservación del agua, 26-51
control estatal de la contaminación del agua, 26-41
legislación, reglamentos y oficinas en EE UU, 26-41
Environmental Protection Agency (EPA), 26-41
legislación federal, 26-41
ley de descarga nula, 26-41
pretratamiento del agua, 26-37 a 26-40
ecualización, 26-42
neutralización, 26-42
remoción de aceite, 26-42

remoción de grasa, 26-42
sustancias tóxicas, 26-42 a 26-43
procesamiento de las lechadas, 26-49 a 26-51
acondicionamiento químico, 26-50
acondicionamiento por temperatura, 26-50
centrifugación, 26-50
digestión aeróbica, 26-50
digestión anaeróbica, 26-50
espesamiento, 26-49
filtración a presión, 26-51
filtración al vacío, 26-50 a 26-51
filtros prensa de banda, 26-51
flotación, 26-49 a 26-50
lechos de arena, 26-51
objetivos del, 26-49
reciclaje y reutilización del agua, 26-51 a 26-52
segregación de los desperdicios, 26-51 a 26-52
tratamiento fisicoquímico (PCI), 26-49
tratamiento primario, 26-43 a 26-44
cámaras de arena, 26-43
mallas, 26-43
precipitación química, 26-43 a 26-41
sedimentación por gravedad, 26-43
tratamiento secundario, 26-44 a 26-49
conceptos biológicos, 26-44
contactores biológicos giratorios, 26-46 a 26-49
filtros de goteo, 26-46
lagunas, 26-46
Contaminación del aire:
en animales, 26-10
azufre, dióxido de, 9-53 a 9-54
azufre, óxidos de, a partir del carbón, 9-6
contaminantes de partícula, 26-10
contaminantes gaseosos característicos y su fuente, tabla, 26-5
dispersión en la chimenea, 26-21 a 26-26
cálculos de diseño, 26-26
efectos misceláneos, 26-26
efectos de los contaminantes del aire, 26-10 a 26-11
emisiones:
estimación de, 26-10
de óxido de nitrógeno, 9-54
de sistemas estacionarios de combustión, 26-4
emisiones gaseosas en la fuente, control de, 26-26 a 26-33
absorción, 26-26
adsorción, 26-27 a 26-29
combustión, 26-29 a 26-32
condensación, 26-32
emisiones de partículas en la fuente, control de, 26-33
estrategia de control de la fuente, 26-20 a 26-21
en humanos, 26-10
legislación, reglamentos y agencias en Estados Unidos, 26-11 a 26-20
Clean Air Act of 1970, 26-11
normas de contaminantes peligrosos en el aire, tabla, 26-19
prevención de deterioro significativo (PSD), 26-19
programa de intercambio controlado, 26-20
tabla, 26-12 a 26-17
en materiales, 26-10 a 26-11
medición de las emisiones, 26-33 a 26-40
opacidad, 26-39 a 26-40
metodología de muestreo, 26-35 a 26-39
selección del equipo de control, factores en la, 26-10 a 26-22
técnicas de control, tabla, 26-7 a 26-10
en vegetación, 26-10
Contaminación atmosférica, mediciones, 20-88
Contenido de humedad de equilibrio, 20-5
Contracción, pérdidas por, 5-38 a 5-40
Contribución, análisis de, 5-38 a 5-40
Control:
ajustable, 22-10, 22-116 a 22-117, 22-120 a 22-122
de alimentación directa, 22-4, 22-32
de entalpía (*véase* Fraccionamiento, control del)
grados de libertad, 22-107, 22-140 a 22-143
objetivos del, 22-137
punto de ajuste, 22-6
de retroalimentación (*véase* Control automático, sistemas de control de retroalimentación)
Control análisis del sistema de, 22-137 a 22-140
costos de instrumentación, 22-147 a 22-148
análisis de composición del proceso, 22-148
del control por computadora de la planta, 22-148
costos del control centralizado, tabla de, 22-148
montada localmente, 22-147
montada localmente, tabla de, 22-147
desarrollo del sistema, 22-137 a 22-138
características dinámicas, 22-137
características de las perturbaciones, 22-137
definición de objetivos, 22-137
desarrollo total, 22-138
determinación de restricciones, 22-137
diseño final, 22-138
factibilidad económica, 22-138
factibilidad técnica, 22-138
objetivos establecidos, 22-137
perturbaciones, fuente de las, 22-137
soluciones opcionales, 22-138
métodos para, 22-138 a 22-146
análisis de respuesta de frecuencia, 22-138 a 22-139
Bode, diagrama de, 22-138
composición de la mezcla reaccionante, 22-141 a 22-143
criterio de estabilidad de Bode, 22-139
flujo de masa, 22-141
modelos matemáticos, 22-143 a 22-146
periodo final, 22-139
prueba del pulso, 22-139 a 22-140
reactor químico, 22-140
reducción en los grados de libertad, 22-140
simulación, 22-143 a 22-146
simulación analógica, 22-144
simulación digital, 22-145
simulación híbrida, 22-146
variables, 22-142
variables de funcionamiento, 22-142
Control automático, sistemas de:
afinación del controlador, 22-21 a 22-29
afinación, encendido-apagado, 22-29
Bode, gráficas de:
basada en, 22-24 a 22-26
diagrama de, 22-25
respuesta de frecuencia, 22-23
criterios de funcionamiento, 22-22
frecuencia de oscilación, 22-23
integrales del
lugar geométi
margen, fase
método de la
método del úl
método de Zi
métodos anal
modelos con
modelos desc
Nyquist, diag
razón de dec
sobremodula
técnicas de b
técnicas para
tiempo de au
tiempo de res
alimentación di
22-33 a 2
características d
analogías elé
flujo turbule
elemento de
elemento de
elemento de
elemento pr
elemento os
elemento de
elemento de
retraso de di
retrasos de o
circuito abierto
circuito cerrad
compensación
control de alim
control en casc
control de ence
control de retro
control de e
control proporc
diagramas de b
funciones de tr
combinació
definición d
Laplace, tra
restriccione
grados de liber
reducción d
modalidades, p
no lineal, 22-3
Control, centros d
consideracione
suposicione
estaciones de c
ajuste local
ajuste manu
ajuste del p
indicador d
indicador d
interruptor
funciones del e
presentación d

integrales del error, 22-23
lugar geométrico de la raíz, 22-26
margen, fase y ganancia, 22-23
método de la curva de reacción, 22-27
método del último período, 22-27
método de Ziegler-Nichols, 22-27
métodos analíticos, 22-28
modelos conocidos del proceso, basada en, 22-23 a 22-27
modelos desconocidos del proceso, basada en, 22-27 a 22-29
Nyquist, diagrama de, 22-26
razón de decaimiento, 22-22
sobremodulación, 22-22
técnicas de búsqueda, 22-28
técnicas para computadora analógica, 22-29
tiempo de aumento, 22-22
tiempo de respuesta, 22-22
alimentación directa-retroalimentación, combinado, 22-33 a 22-34
características del proceso, 22-8 a 22-12
analogías eléctricas, de flujo y calor, tabla, 22-9
flujo turbulento del líquido, 22-7
elemento de capacitancia, 22-9
elemento de retraso de primer orden, 22-9
elemento de retraso de segundo orden, 22-10
elemento proporcional, 22-8
elemento oscilatorio o cuadrático, 22-10
elemento de tiempo constante, 22-9
elemento de tiempo muerto, 22-12
retraso de distancia-velocidad, 22-12
retrasos de orden mayor, 22-12
circuito abierto, 22-35
circuito cerrado, 22-4
compensación de tiempo muerto, 22-33
control de alimentación directa, 22-4, 22-33
control en cascada, 22-31
control de encendido-apagado, 22-34
control de retroalimentación, 22-4, 22-13 a 22-21
control de encendido apagado, 22-14
control proporcional (*véase* Control proporcional)
diagramas de bloque, 22-4
funciones de transferencia, 22-6 a 22-8
combinación de, 22-7
definición de, 22-7
Laplace, transformaciones de, 22-7
restricciones, 22-7
grados de libertad, 22-29 a 22-30
reducción de, 22-30
modalidades, proporcional, 22-12
no lineal, 22-34
Control, centros de, 22-70 a 22-72
consideraciones de diseño, 22-72
suposiciones, 22-71
estaciones de control, 22-71
ajuste local a distancia, 22-72
ajuste manual, 22-72
ajuste del punto de ajuste, 22-72
indicador de señal, 22-72
indicador de la variable del proceso, 22-71
interruptor de transferencia automanual, 22-72
funciones del equipo, 22-71
presentación del sistema, 22-71
semigráfico, 22-71
totalmente gráfico, 22-71
requerimientos de información, 22-70
Control de la composición de la mezcla del reactor, 22-141
Control, modelos de, 22-116 a 22-117, 22-142
convencional computarizado, 22-116
entrada multivariable, 22-116
dinámico, 22-117
a régimen permanente, 22-117
Control del proceso:
control de la planta, 22-112
jerarquía del, 22-106
de las operaciones unitarias (*véase* Operaciones unitarias, control de las)
(*véase también* Control del proceso por computadora; Control, procesos unitarios)
Control del proceso por computadora:
control de la planta, 22-112 a 22-116
desarrollo del, 22-112 a 22-114
descomposición del, 22-114
de etileno, ejemplo, 22-116
optimización del, 22-115
equipo para el, 22-117 a 22-119
analógico, 22-118
digital, 22-118
requerimientos de hardware del, 22-118
software, 22-118
jerarquía del, 22-105
operaciones unitarias, 22-107 a 22-109
control adaptable, 22-109
ejemplos de las, 22-109
grados de libertad de las, 22-107
optimización de las, 22-108
(*véase también*, Operaciones unitarias, control de las)
proceso de polimerización, 22-111
procesos unitarios, 22-108 a 22-112
de los sistemas de fraccionamiento, 22-109
diagrama, 22-110
variable de funcionamiento, 22-107
Control proporcional, 22-13 a 22-21
más control de restauración (PI), 22-18
más control de restauración más control de velocidad (PID), 22-20 a 22-21
controladores de tres modalidades, 22-20 a 22-21
velocidad o acción de derivación, 22-20
procesos de primer orden, 22-15
más control de restauración (PI), 22-18 a 22-20
procesos de segundo orden, 22-16 a 22-18
más control de restauración (PI), 22-18 a 22-20
más control de restauración más control de velocidad, 22-20 a 22-21
sistemas de orden superior, 22-21
(*véase también* Controladores automáticos)
Control proporcional más control de velocidad más control de restauración
(*véanse* Control proporcional; Controladores automáticos)
Control proporcional más control de velocidad
(*véanse* Control proporcional; Controladores automáticos)
Control de la velocidad de producción en los reactores químicos, 22-128 a 22-129
Controlador proporcional-integral (PI)

(*véanse* Control proporcional; Controladores automáticos)
Controlador proporcional integral de derivada (PID)
(*véanse* Control proporcional; Controladores automáticos)
Controladores automáticos, 22-72 a 22-86
amplificadores neumáticos, 22-77 a 22-82
encendido-apagado, 22-78
de dos posiciones, 22-78
proporcional, 22-79
relevadores, 22-78
reposición proporcional, 22-79
tipo columna, 22-81 a 22-82
velocidad proporcional, 22-80 a 22-81
velocidad de reposición proporcional, 22-79
auto-operados, 22-73
encendido-apagado, 22-73
proporcional, 22-73
electrónicos, 22-73 a 22-76
amplificador de operación, 22-73
de dos posiciones, 22-74
entradas y salidas, 22-74
proporcional, 22-75
proporcional-integral, 22-75
proporcional-integral-diferencial, 22-76
lógica del sistema, 22-84 a 22-86
álgebra booleana, 22-84
control programable, 22-85
microprocesador, 22-82 a 22-84
ajuste de adaptación, 22-83
algoritmos, 22-83
aplicaciones de, 22-84
conceptos generales de, 22-82 a 22-83
entradas externas, 22-84
no lineales, ganancias de los procesos, 22-84
sobreamortiguado, 22-84
ventajas de los procesos no lineales, 22-84
Conversión:
de factores de viscosidad, 5-5
de mediciones de densidad, 1-19
de temperatura, 1-20
de viscosidades cinemáticas, 1-18
Conversión analógica-digital, 22-66
Conversión digital a analógica, 22-66
Conversiones:
comunes en orden alfabético, 1-15 a 1-17
de factores métricos, 1-13 a 1-14
de tablas especiales, 1-18
de unidades comunes U.S. a unidades SI, 1-4 a 1-12
[*véase también* (unidades) SI]
Conversión de grados Baumé, 1-19
Convertidores de torsión hidráulica, 24-53
Cooley-Tukey, algoritmo de, 2-77 a 2-78
Coordenadas cilíndricas, sistema de, 2-25
Coordenadas polares, sistema de, 2-19
Coordenadas de transición en sorción, 16-8
etapa semiintermitente, 16-50
etapa de un solo lote, 16-49
lechos en movimiento, 16-51
Coque, 9-8 a 9-9, 20-42
de alquitrán, 9-9
de alta temperatura, 9-8
de baja temperatura, 9-8
composición química del, tabla, 9-8
de fundición, 9-8
molienda del, 8-65
de petróleo, 9-9
propiedades físicas del, tabla, 9-7
regeneradores de horno de coque, 9-101 a 9-102
Cornell, ecuación de, 18-36
Corrosión:
abajo del aislamiento, 11-62
agrietamiento debido a corrosión por esfuerzo, 23-4
en tuberías, 6-42
por ataque a alta temperatura, 23-8
por ataque de hidrógeno, 23-5
biológica, 23-6
por cavitación, 23-5
por celda de concentración de oxígeno, 23-3
en chimeneas, 9-83
por choque, 23-5
por erosión, 23-5
por esfuerzo de cloruro, 11-61
en evaporadores, 11-34
por exfoliación en tuberías, 6-41
factores que afectan la, 23-7
agentes oxidantes, 23-6
concentración de la corriente, 23-7
impurezas, 23-7
pH de la solución, 23-6
películas, 23-7
temperatura, 23-7
velocidad, 23-7
por fatiga, 23-5
por fatiga del metal, 6-124
por fluidos:
materiales metálicos, 23-3
no metálicos, 23-3
por fragilización de hidrógeno en tuberías, 6-41
por fricción, 23-5
galvánica, 23-3 a 23-4, 23-13
efectos del área, 23-3 a 23-4
grafítica, 23-6
por grietas, 23-3
por desaleación, 23-6
por deszincificación, 23-6
en tuberías, 6-41
en intercambiadores de calor, 11-20
láminas tubulares revestidas, 11-20
tubos bimetálicos, 11-19
en intercambiadores enfriados por aire, 11-31
intercristalina en tuberías de acero inoxidable, 6-41
intergranular, 23-4
acero inoxidable austenítico, 23-4
en tuberías, 6-41
por límite del grano en tuberías, 6-41
por metal líquido, 23-5
métodos para combatir la, 23-8 a 23-10
alteración del medio ambiente, 23-8
diseño adecuado, 23-8
inhibidores, 23-9
protección anódica, 23-9
protección catódica, 23-9
recubrimientos, 23-9
revestimiento
revestimiento
selección de
métodos de prue
por picaduras, 23
en recipientes a
en sistemas de va
en tuberías, 6-41
velocidad de, 23
Corrosión biológic
Corrosión debida a
Corrosión debida a
en tuberías, 6-41
Corrosión galvánic
series, 23-4
Corrosión por grie
Corrosión intercris
Corrosión intergra
en tuberías, 6-4
Corrosión en el lín
Corrosión, métod
electroquímico,
método de pola
método de la re
prueba de labor
aereación de
aparatos par
composició
duración de
especímene
evaluación
impurezas,
limpieza el
limpieza m
limpieza qu
método de
pieza de pr
prueba de i
prueba del
temperatur
de la so
variables, e
velocidad
volumen d
pruebas de agr
pruebas en la
especíme
resultados
Corrosión por pi
Corrosión, resist
23-18
Corrosión por ro
Cortadores rotat
Cortinas de flam
Cosenos, ley de
Costo capitaliza
Costo(s):
base de, 25-7
control de, 25
para control
del equipo, 2

revestimientos, 23-9
revestimientos orgánicos, 23-9
selección de materiales, 23-8
métodos de prueba (*véase* Corrosión, métodos de prueba de)
por picaduras, 23-3
en recipientes a presión, 6-121
en sistemas de vapor, 9-84 a 9-85
en tuberías, 6-41
velocidad de, 23-12
Corrosión biológica, 23-6
Corrosión debida al ataque por choque, 23-5
Corrosión debida a la, fragilización por hidrógeno, 23-5
en tuberías, 6-41
Corrosión galvánica, 23-3 a 23-4, 23-13
series, 23-4
Corrosión por grietas en tuberías, 6-40
Corrosión intercristalina en tuberías, 6-41
Corrosión intergranular, 23-4
en tuberías, 6-41
Corrosión en el límite del grano en tuberías, 6-41
Corrosión, métodos de prueba de, 23-10 a 23-16
electroquímico, 23-15
método de polarización lineal, 23-15
método de la resistencia eléctrica, 23-15
prueba de laboratorio, 23-10 a 23-13
aereación de la solución, 23-12
aparatos para, 23-11
composición de la solución de prueba, 23-11
duración de la prueba, 23-12
especímenes de limpieza, 23-12
evaluación de los resultados, 23-13
impurezas, 23-13
limpieza electrolítica, 23-12
limpieza mecánica, 23-12
limpieza química, 23-12
método de los especímenes de apoyo, 23-12
pieza de prueba, 23-10
prueba de inmersión total, 23-10
prueba del intervalo planeado, 23-13
temperatura, 23-13
de la solución, 23-12
variables, efecto de las, 23-13
velocidad de la solución, 23-13
volumen de la solución, 23-13
pruebas de agrietamiento en corrosión por esfuerzo, 23-16
pruebas en la planta, 23-14
especímenes para las pruebas, 23-14
resultados de las pruebas, 23-15
Corrosión por picaduras, 23-3
Corrosión, resistencia a la, datos para metales y aleaciones, 23-18 a 23-20
Corrosión por rozamiento, 23-5
Cortadores rotatorios, 8-32
Cortinas de flama, 20-32
Cosenos, ley de los, 2-28
Costo capitalizado, 25-12
Costo(s):
base de, 25-72
control de, 25-40 a 25-58
para control presupuestario, 25-63 a 25-67
del equipo, 25-72
de estimación del capital fijo, 25-70 a 25-86
de estimación de fabricación, 25-58 a 25-68
de dos productos principales, 25-60 a 25-61
de un producto principal, 25-59 a 25-60
de evaporadores, 11-47 a 11-48
de fabricación:
con base en el precio del producto, 25-62 a 25-63
directos, 25-61
indirectos, 25-61
de intercambiadores de calor, 11-21
de intercambiadores enfriados por aire, 11-31
de variancia de materiales, 25-64
de variancias de costos indirectos, 25-66
de variancias de mano de obra directa, 25-66
Costos anuales, 25-5 a 25-7, 25-12
Costos de arranque, 25-81 a 25-82
Costos de capital, 25-7, 25-49 a 25-51
Costos del capital de trabajo, 25-7
Costos de electricidad, estimaciones, 25-80
Cottrell, precipitadores, 20-129
Cox, gráfica de, 13-73
Cramer, regla de, 2-19
Craqueo catalítico en lechos fluidizados, 20-79 a 20-80
Cribado, 21-14 a 21-21
alimentación, 21-27
capacidad, 21-27
consumo de agua, 21-28
costo del, 21-28
definición del, 21-14
equipo para, 21-15 a 21-19
requerimientos de potencia, 21-28
ruido, 21-20
seguridad, 21-20
variables en el, 21-18
Cribas, 21-3
agitador, 21-20
definición de las, 21-26
electrostáticas, 21-47
escala de cribado, 21-14
tabla, 21-16
de prueba, 21-20
tipos de, 21-27
Cribas moleculares como adsorbentes, 16-5
Criogenia:
aspectos de seguridad en, 12-63
flamabilidad y riesgos de explosión, 12-63
riesgos de gases a alta presión, 12-63
riesgos de los materiales y la construcción, 12-63
riesgos psicológicos, 12-63
licuefacción de gases, 12-52
procesos, 12-51 a 12-63
selección del material a temperaturas bajas, 12-51 a 12-52
Criogenios, almacenamiento de, 12-60 a 12-63
Criptón, propiedades termodinámicas del, 3-243 a 3-244
Cristal(es):
cálculo del balance de la población, ecuaciones comunes, 19-34
crecimiento de, 19-31, 19-33 a 19-34
velocidad de, 19-31
definición de, 19-29
formación de, 19-31
geometría de, 19-31

nucleación de, 19-31, 19-33 a 19-34
y crecimiento del, 19-34 a 19-37
comportamiento de Bujacian, 19-33
Cristalización, 17-3 a 17-13
balance de la población en la, 19-34
coeficiente de variación, 19-33
en columna, 17-7 a 17-13
cristalizador con alimentación al centro, 17-7 a 17-12
cristalizador con alimentación en el extremo, 17-7 a 17-13
concepto del coeficiente de distribución, 17-4
por congelación normal, 17-4 a 17-5
exudación, 17-5
separación mediante, 17-4
ecuaciones cinéticas para la, 19-36
efectos del calor en la, 19-36
equipo para la (*véase* Cristalizadores)
definición de, 17-3
diagramas de fase para la, 19-28 a 19-29
fraccionaria, 19-29 a 19-30
por fusión, definición de la, 17-3
fusión por zonas, 17-5 a 17-6
ley delta L, 19-33
principios de la, 19-28 a 19-38
pureza del producto, 19-32
rendimiento en la, 19-29
solubilidad, 19-28, a 19-29
por solución, 19-28 a 19-45
Cristalizadores, 11-43, 19-39 a 19-43
con alimentación central, 17-6 a 17-11
con alimentación en el extremo, 17-6, 17-11 a 17-13
Armstrong, 19-42
costo de los, 19-44
con enfriamiento superficial, 19-40 a 19-41
especificación de los, 19-43
de evaporación con circulación forzada, 19-39
de magma circulante, 19-39
de magma coniesférico, 19-39
operación de los, 19-43 a 19-44
de Oslo, 19-41 a 19-42
con enfriamiento superficial, 19-42
con raspadores de superficie, 19-42
de tubería doble, 19-42
de refrigeración por contacto directo, 19-41
con remoción de finos, 19-37 a 19-39
de suspensión clasificada, 19-41 a 19-42
de suspensión mixta:
con remoción del producto clasificado, 19-41
con remoción del producto mezclado, 19-39
de tanque, 19-42 a 19-43
agitado, 19-42 a 19-43
estático, 19-42
tipo reacción, 19-41
de tubo de tiro, 19-40
con placa desviadora, 19-39 a 19-40
Votator, 19-42
Criterios de funcionamiento de los controladores, 22-22
Críticas, constantes, 3-135 a 3-136
predicción de las, 3-310 a 3-312
Cromatografía:
curvas gaussianas en, 16-42
diseño de separaciones de trazas, 16-43
método de momentos, 16-43
modalidad masiva, 16-41
modalidad de trazas, 16-41
como una operación de sorción, 16-6
separación por, 16-6
Cromatografía de gases, 4-19
Crout, reducción de, 2-63
Cuadratura, 2-45
Cuadrilátero, área del, 2-12
Cubiertas para motores, 24-10
Cubilotes, 20-27 a 20-28
para ladrillos, 20-28
rotatorios con calor directo, 20-38
para calcinación, 20-41
datos de costos, 20-43 a 20-44
eficiencia térmica, 20-43
motores para, 20-43
segregación de tamaño, 20-43
sistemas especiales de alimentación, 20-39
de estufa, 20-28
de tiro ascendente, 20-28
de tiro descendente, 20-28
túnel de cerámica, 20-33
Cultivos, procesos de, 27-17
Cunningham, corrección de, 20-90
Curtis, etapa de, para turbinas de vapor, 24-23
Curva de ruptura en la sorción, 16-18 a 16-44
función J, 16-31 a 16-32
patrón constante, 16-22
transiciones de los patrones proporcionales, 16-18
Curvas características:
de bombas, 6-8 a 6-13
de compresores, 6-26
gráfica, 6-26
de sopladores, gráfica, 6-25
de ventilares, gráfica, 6-26
Curvas de distribución, modelos matemáticos para las, 25-24 a 25-26
Curvas de espacio, 2-25
Curvas de flujo de efectivo, 25-13 a 25-15

Chebyshev, ecuación de, 2-48
Chebyshev, método de, 12-14
Chézy, fórmula de, 5-31
Chichelli-Bonilla, correlación, 10-24
Chilton-Colburn, analogía de, 14-15
Chilton-Colburn, factor J de, 14-12
Chimenea, diseño de la, cálculos para el, 26-26
Chimeneas, 9-83
en condiciones corrosivas, 9-83
temperaturas de salida del gas, gráfica, 9-83
de tiro, 9-81 a 9-84
Chorros:
circulares con entrada redondeada, 5-24
coaxiales, 5-24 a 5-25
comportamiento de los, 5-24
dinámica del fluido, 5-23 a 5-25
gradientes de densidad, 5-25
impacto de los, sobre una placa, 5-23
laminares, 5-25

rectangulares, 5
de rendija, 5-25
turbulentos, 5-2
Chumaceras, 6-36

D-O SiphonSizer,
Damköhler, núme
Darcy, ecuación d
Decano, propieda
Decantación cont
aplicación de l
bombas de sob
bombeo de sub
diseño del diag
eficiencias de
equipo para, 1
instrumentació
velocidad unif
Decantadores, 21
Decoloración m
Decrepitación té
Delaval, toberas
Delaval, extracto
Delphic, métodc
DeMoivre, fórm
Densidad:
del cristal, 16
de los elemen
de gases en co
en húmedo, h
de líquidos, c
masiva de pa
de materiales
de soluciones
inorgánic
orgánicas
de sustancias
del vapor, 3-
Densidad, conv
Densidad de co
Depósitos de al
Depósitos oval
Depreciación,
DePriester, grá
Depurador de g
Depuradores:
aumentados
de ciclón, 20
con condens
eficiencia de
en húmedo,
de lecho em
de lecho de
de lecho mó
mecánicos,
de partícula
para polvo,
potencia de
de rocío, 20
de rocío aut

rectangulares, 5-24
de rendija, 5-25
turbulentos, 5-24
Chumaceras, 6-36

D-O SiphonSizer, 21-25
Damköhler, número de, 4-10
Darcy, ecuación de, 5-26
Decano, propiedades termodinámicas del, 3-229
Decantación continua a contracorriente, 19-70 a 19-72
aplicación de la, 19-70
bombas de sobreflujo, 19-70
bombeo de subflujo, 19-70
diseño del diagrama de flujo, 19-70
eficiencias de mezclado entre etapas, 19-70 a 19-71
equipo para, 19-70
instrumentación, 19-71
velocidad uniforme de alimentación, 19-70
Decantadores, 21-70
Decoloración mediante carbón activado, 16-35
Decrepitación térmica, 20-75
Delaval, toberas, 5-35
Delaval, extractor, 21-90
Delphic, método, 25-24
DeMoivre, fórmula de, 2-10
Densidad:
del cristal, 16-9
de los elementos, 3-119
de gases en condiciones estándar, 3-98
en húmedo, 16-9
de líquidos, cálculo de la, 3-370
masiva de partículas, 21-4
de materiales diversos, 3-118 a 3-119
de soluciones acuosas:
inorgánicas, 3-99 a 3-108
orgánicas, 3-109 a 3-117
de sustancias puras, 3-95 a 3-98
del vapor, 3-312 a 3-316
Densidad, conversión de las mediciones de, 1-19
Densidad de corriente, 17-39
Depósitos de almacenamiento (*véase* Almacenamiento de sólidos)
Depósitos ovalados para ácidos, 6-17
Depreciación, 25-7 a 25-9
DePriester, gráfica de, 13-17
Depurador de gas de una sola placa perforada, 18-86
Depuradores:
aumentados eléctricamente, 20-110
de ciclón, 20-107
con condensación de agua, 20-104
eficiencia de los, 20-103
en húmedo, 18-88 a 18-89
de lecho empacado, 20-105
de lecho de fibra, 20-108
de lecho móvil, 20-107
mecánicos, 20-108 a 20-109
de partícula, 20-101 a 20-110
para polvo, 20-90, 20-101 a 20-110
potencia de contactante, 20-101 a 20-102
de rocío, 20-107
de rocío autoinducido, 20-107 a 20-108
venturi, 18-89 a 18-90, 20-107
Depuradores en húmedo, 18-88 a 18-89
Derivación, 2-43
de integrales indefinidas, 2-35
numérica, 2-69
Derivación numérica, 2-69 a 2-70
Derivadas de funciones, 2-30 a 2-31
parciales, 2-32
Derramamiento del vórtice, 5-63 a 5-64
fuerza, 5-63 a 5-64
frecuencia, 5-63
Desagüe, tuberías de, 5-49
dos fases, 5-49
Descartes, regla de, 2-65
de signos, 2-18
Descontaminación, factor de, 20-92
Desflemación, definición de la, 18-3
Desgaste del molino debido a la molienda, 8-11
Deshumidificación, definición de la, 18-3
Desigualdad aritmético-geométrica, 2-11
Desigualdades, 2-9
algebraicas, 2-11
Desionización con lecho mixto, 16-45
Deslamador de tazón, 21-22
Deslizamiento, flujo de, 5-36
corrección del, 20-90
Deslizamiento del motor, 24-4
Deslizamiento, velocidad de, 21-76
Desorción:
definición de la, 16-5
frontal, 16-48
por oscilaciones de temperatura y presión, 16-40
Desperdicios, colocación de, mediante lechos fluidizados, 20-83
Desperdicios peligrosos:
estándares de contaminación de aire, tabla, 26-18
procesamiento de los, 26-68
recipientes para el almacenamiento de los, 26-59 a 26-60
relleno del terreno para los, 26-79 a 26-80
transferencia y transporte de los, 26-67
Desperdicios, procesamiento de, 21-50 a 21-51
Desperdicios de sólidos:
acciones y efectos de la remoción del, tabla, 26-82
almacenamiento en el sitio, 26-59 a 26-60
cantidades de, 26-58 a 26-59
colocación final de, 26-73 a 26-83
conformación del terreno, 26-80 a 26-81
colocación en el océano, 26-83
inyección de pozo profundo, 26-81 a 26-83
relleno del terreno, 26-74 a 26-80
como combustibles, 9-7 a 9-9
en generadores de vapor, tabla, 9-79
fuentes de desperdicio industrial, tabla, 26-55
generación de, 26-54 a 26-59
leyes, reglamentos y oficinas de EE UU, 26-53 a 26-54
manejo en el sitio, 26-59
planeación para la colocación de, 26-83
recolección de, 26-60 a 26-65
requerimientos de mano de obra, 26-64 a 26-65
rutas, 26-65
servicios, 26-61
tipos de sistemas, 26-61

vehículos, 26-64
recuperación de los materiales, 26-68 a 26-73
productos de conversión biológica, 26-71
recuperación de los productos de conversión química, 26-72
procesamiento de, 26-67 a 26-71
de desperdicios peligrosos, 26-68 a 26-69
en el sitio, 26-60
técnicas para, 26-67 a 26-68
procesamiento en el sitio, 26-60
propiedades de, 26-56 a 26-58
sistemas de recuperación de energía, 26-73
tipos de, 26-54
transferencia y transporte de, 26-66 a 26-67
de desperdicios peligrosos, 26-67
estaciones, 26-66
método de, 26-66 a 26-67
ubicación de las estaciones de transferencia, 26-67
Desperdicios, tratamiento de, 27-17
Destilación, 13-1 a 13-104
algoritmo de matriz tridiagonal, 13-48 a 13-53
azeotrópica, 13-61 a 13-76
diseño de la columna, 13-75 a 13-76
selección del atrapador, 13-74 a 13-75
trayectoria de destilación, 13-62
binaria, 13-28 a 13-36
en columnas empacadas, 13-103 a 13-104, 18-44
compleja, 13-6 a 13-9
en columna múltiple, 13-8
con reflujo y evaporación secundarios, 13-8
continua, 13-5 a 13-10
modelo de la etapa de equilibrio, 13-6
principios generales de la, 13-5
datos termodinámicos para, 13-10 a 13-19
datos de equilibrio de fase, 13-15 a 13-17
relaciones de equilibrio vapor líquido, 13-17 a 13-19
definición de la, 18-3
DePriester, gráficas de, 13-17
nomograma, 13-17
dinámica (transitoria), 13-97 a 13-103
binaria ideal, 13-99
con evaporación de equilibrio instantáneo, 13-97 a 13-98
multicomponente, 13-100 a 13-103
con respuesta de circuito cerrado, 13-98
factores de absorción, gráfica, 13-42
factores de agotamiento en, gráfica, 13-42
eficiencia de la bandeja, 13-6
eficiencia de la etapa en, 13-6
extractiva, 13-56 a 13-61
diseño de la, 13-59
selección del solvente para la, 13-58
intermitente, 13-88 a 13-97
azeotrópica, 13-97
cálculos binarios para, 13-89 a 13-90
Distéfano, ecuaciones de, 13-93 a 13-95
efecto de la retención de la columna, 13-92
métodos de diseño por computadora para la, 13-92 a 13-96
con rectificación del lote, 13-91
relación de reflujo mínimo, 13-90
volatilidad relativa, 13-88
en laboratorio, 13-76 a 13-80
ASTM, 13-76 a 13-78
mediciones de eficiencia, 18-15 a 18-16
en línea *q*, 13-30
métodos gráficos para, 13-28 a 13-37
McCabe-Thiele (*véase* McCabe-Thiele, método de)
multicomponente, 13-33 a 13-56
Fenske-Underwood-Gilliland, método de, 13-39 a 13-41
Kremser, método de, 13-41 a 13-43
métodos abreviados, 13-37 a 13-41
métodos rigurosos, 13-44 a 13-56
Smith-Brinkley, método de, 13-37 a 13-38
del petróleo, 13-76 a 13-87
aplicaciones de la, 13-79 a 13-82
caracterización de la, 13-76 a 13-80
diseño de la, 13-81 a 13-87
principios generales de la, 13-5
procedimientos de corrección simultánea para, 13-53 a 13-61
relación interna de reflujo, 13-30
relación de reflujo externo, 13-30
relaciones de equilibrio vapor líquido, 13-17 a 13-19
Thiele-Geddes, método de, 13-44 a 13-47
en torres de platos (*véase* Torres de platos)
Destilación azeotrópica, 13-61 a 13-76
(*véase también* Destilación)
Destilación, eficiencia de las etapas, 13-6
Desublimación, definición de la, 19-14
(*véase también* Sublimación)
Desviación estándar, 2-86
Deszincificación, 23-5
en tuberías, 6-41
Determinantes, 2-18 a 2-19
Deuterio, óxido de, propiedades termodinámicas del, 3-230
Deuterio, propiedades termodinámicas del, 3-299
Deutsch, ecuación de, 20-127
Dewar en aislamiento, recipiente de, 11-60 a 11-61
Diafragma, compresores de, 6-32
Diafragma, válvulas con motor de (*véase* Válvulas de control, cuerpos de las)
Diagrama(s) de fase:
equilibrio de la fase ternaria, 15-5
sistemas gas sólido, 20-67
sistemas de multicomponentes, 15-6
de triángulo equilátero, 15-5
Diafragmas, medición de presión mediante, 22-40
Diálisis (*véase* Procesos de membrana, diálisis)
Diámetro aerodinámico, 20-87, 20-89
Diámetro económico de la tubería, 5-40
Diámetro hidráulico, 5-6
Dielectroforesis, 17-49 a 17-55
aplicaciones de la, 17-49 a 17-50
dielectrofiltración, 17-51 a 17-53
distribución de partícula, 17-54
Difenil, propiedades termodinámicas del, 3-231
Diferenciales, 2-31
Difusión:
de catálisis, 4-43
de Knudsen, 16-27
de líquidos a través de sólidos, 20-10
de partícula, 16-26 a 16-27
de poro, 16-27 a 16-28
de vapor a través de sólidos, 20-10
(*véase también* Absorción de gas)
Difusión, coefici
para gases, 3-3
para líquidos, 3
Difusión de poro
Difusión, proces
gaseosa, 17-73
diseño de la
de masa, 17-7
por presión, 17
de mezclas
de mezclas
proceso de
térmica, 17
Difusividades:
en flujo capila
en intercambi
en líquidos, 3-
de pares de ga
en sistemas de
(*véase tambié*
Diodos emisores
Discontinuidade
Discos:
para evaporad
para molinos
Discos centrífug
Diseño:
absorción e in
secuencias
del equipo de
del equipo de
(*véanse ta*
Interc
de los sistema
diseño
de torres emp
de torres de p
Dispersión axia
Dispersión, mol
Dispersiones:
con asentami
uniformid
axiales, 21-7
estables, 18-
en fase líquid
de gas en líqu
aereadore
área interf
caracterís
contactor
difusores
métodos
objetivos
retención
selección
para siste
sistemas
tamaño d
toberas p
transferen
inestables, 1

Difusión, coeficientes de, 3-333 a 3-336
para gases, 3-333
para líquidos, 3-334 a 3-335
Difusión de poro en partículas sorbentes, 16-27 a 16-28
Difusión, procesos de separación por, 17-72 a 17-79
gaseosa, 17-73 a 17-75
diseño de la etapa, 17-74
de masa, 17-78 a 17-79
por presión, 17-77 a 17-78
de mezclas gaseosas, 17-75
de mezclas líquidas, 17-75
proceso de la centrífuga de gas, 17-76
térmica, 17-75 a 17-76
Difusividades:
en flujo capilar, 20-16
en intercambiadores de iones, 16-27
en líquidos, 3-303 a 3-304
de pares de gases, 3-301 a 3-302
en sistemas de absorción, 16-26 a 16-27
(*véase también* Transferencia de masa)
Diodos emisores de luz, 22-69
Discontinuidades de funciones, 2-30
Discos:
para evaporadores, 11-39
para molinos de frotamiento, 8-50 a 8-51
Discos centrífugos, 20-63
Diseño:
absorción e intercambio iónico, 16-8 a 16-9
secuencias para los cálculos, 16-8
del equipo de agitación, 19-11 a 19-12
del equipo de transferencia de calor, 10-24 a 10-25
(*véanse también* Condensadores: Evaporadores; Intercambiadores de calor; Recalentadores)
de los sistemas de absorción de gas (*véase* Absorción de gas, diseño del sistema)
de torres empacadas (*véase* Torres empacadas)
de torres de platos (*véase* Torres de platos)
Dispersión axial, 16-29 a 16-30
Dispersión, molinos de, 8-51 a 8-52
Dispersiones:
con asentamiento líquido líquido, 21-69
uniformidad de las, 21-65 a 21-67
axiales, 21-76 a 21-79
estables, 18-94
en fase líquida líquida, 21-64
de gas en líquido, 18-61 a 18-77
aereadores de choque, 18-70
área interfacial, 18-74
características de las, 18-65 a 18-66
contactores en las líneas de tubería, 18-70
difusores de chorro, 18-70 a 18-71
métodos de las, 18-66
objetivos de las, 18-62
retención de gas, 18-74 a 18-75
selección del equipo para las, 18-72 a 18-74
para sistemas en cascada, 18-71
sistemas de frotamiento de fluidos, 18-70
tamaño de la burbuja, 18-74
toberas para las, 18-70 a 18-71
transferencia de masa de las, 18-73 a 18-74
inestables, 18-94
de líquido en gas, 18-52 a 18-61
con arrastre, 18-52
(*véase también* Arrastre)
equipo para las, 18-54
neblinas, 18-52
rocíos, 18-52
en nieblas, 18-78
en torres, 21-77
Dispersoides gaseosos, 20-87
(*véase también* Partículas)
Dispositivos de anaquel al vacío para transferencia de calor, 11-58
Dispositivos elevadores para transferencia de calor, 11-57
Dispositivos de gravedad con ayuda mecánica, 21-83
Dispositivos de mezclado para sólido con cono doble, 11-56
Distancia entre dos puntos, 2-19 a 2-24
Distéfano, ecuaciones de, 13-94
Distribución:
coeficiente de, 15-5
de datos, 2-90 a 2-91
de *F*, 1-25
del fluido, 5-54 a 5-56
de *ji* cuadrada, 1-24
del tiempo de residencia, 5-25
de velocidad, 5-25
Distribuidores de flujo, 5-54 a 5-56
con aletas rotatorias, 5-55 a 5-56
lechos de sólidos, 5-56
tipo ranura, 5-55
tubos perforados, 5-54 a 5-55
placas y pantallas, 5-41 a 5-56
Distribución *ji* cuadrada, 2-91
División, 2-15
Donnan, elevación de, 16-16
Doolittle, fórmula de, 6-115
Duhem, teorema de, 4-86
Dukler, teoría de, 10-23
contaminantes, 26-32
depuración de la, 20-104
mecanismos de, 10-20
número de, 2-123
Duncan, prueba de intervalo múltiple de, 2-106 a 2-108
Dureza de metales y aleaciones, 23-47 a 23-54
Dyna Whirlpool, separador (DWP), 21-36

Ebullición, 10-23 a 10-24
de déposito, 10-23
mecanismo de la, 10-23
de nucleación, 10-23
Ebullición nucleada en generadores de vapor, 9-73 a 9-76
desviación de la, 9-73
Ecuación de la onda, 2-9
Ecuación del punto de burbujeo, 13-26
Ecuación del punto de rocío, 13-26
Ecuación UNIQUAC, 4-85
Ecuación virial de estado, 4-76, 4-80
Benedict-Webb-Rubin, 13-18
Gmehling, Liu y Prausnitz, 13-20
Margules, 13-20
Soave, 13-19
van Laar, 13-21
Wilson, 13-21

Ecuaciones:
de estado, 3-316 a 3-318
de Euler (*véase* Euler, ecuación de)
diferenciales (*véase* Ecuaciones diferenciales)
de diferencias (*véase* Ecuaciones de diferenciales)
integrales (*véase* Ecuaciones integrales)
de Margules, 4-83
de Benedict-Webb-Rubin (BWR), 4-76, 4-82
cúbica, 4-87
definición de las, 4-60
de dos parámetros, 3-316
de los gases ideales, 4-62
de Pitzer, 4-77 a 4-78
de Redlich-Kwong, 4-82
virial (*véase* Ecuación virial de estado)
Teoría de las, 2-16
UNIQUAC, 4-84
de Van Laar, 4-83
de Wilson, 4-83
Ecuaciones cuadráticas, 2-16
Ecuaciones a la cuarta potencia, 2-17
Ecuaciones cúbicas, 2-17
Ecuaciones diferenciales, 2-45 a 2-51
especiales, 2-47 a 2-48
Bessel, ecuación de, 2-47
Chebyshev, ecuación de, 2-48
Euler, ecuación de, 2-47
Hermite, ecuación de, 2-48
Laguerre, ecuación de, 2-48
Legendre, ecuación de, 2-48
ordinarias, 2-45 a 2-47
cuadratura, 2-46
ecuaciones exactas, 2-45
ecuaciones homogéneas, 2-46
ecuaciones lineales, 2-45
lineales con coeficientes constantes, 2-46
lineales no homogéneas, 2-46
de orden mayor, 2-46
de primer orden, 2-45 a 2-46
de segundo orden, 2-46
resolubles para dy/dx, 2-46
resolubles para x, 2-46
resolubles para y, 2-46
soluciones numéricas, 2-71
parciales, 2-48
lineales de primer orden, 2-49
de órdenes mayores, 2-48 a 2-50
soluciones numéricas, 2-73 a 2-75
Ecuaciones de diferencias, 2-51 a 2-53
finitas, 2-51 a 2-53
lineales, 2-52
no lineales, Riccati, 2-53
Ecuaciones integrales, 2-53 a 2-54
métodos de solución, 2-54
Picard, método de, 2-53
relación con las ecuaciones diferenciales, 2-53
tipo Fredholm, 2-53
tipo Volterra, 2-53
Volterra, ecuación de, 2-54
Ecuaciones lineales, 2-16
soluciones numéricas a las, 2-65
Ecuaciones paramétricas, 2-24
Ecuaciones de polinomios de *n*-ésimo grado, 2-16
Ecuaciones de velocidad de la reacción química:
Arrhenius, ecuaciones de, 4-3
constante de velocidad, 4-3 a 4-22
derivación de las, 4-20
método diferencial, 4-21
método integral, 4-21
método empírico, 4-22
para fluido-sólido, tabla, 4-9
a partir de datos experimentales, 4-11
mediante análisis estadístico empírico, 4-17
con reactor a escala reducida, 4-17
por la verificación del mecanismo, 4-18
reacciones catalizadas con sólidos, tabla, 4-16
para reacciones de estado sólido, 4-12
Eductores (*véase* Chorros; Eyectores)
Efecto Hall, sensores, transductores del, 22-65
Eficiencia:
barrera de, 17-74
de blanco, 20-93
de bombas, 6-13, 6-17
de las calderas industriales, 9-84
de las cámaras de asentamiento por gravedad, 20-93
de los colectores de partículas, 18-78 a 18-79
de colección de polvo, 20-91
corrección de corte, 17-75
de depuradores, 20-103
evaluación del punto de, 18-16
de los filtros de aire, 20-119
de los filtros de bolsas, 20-114 a 20-116
de hornos rotatorios, 20-42
del impacto por inercia, 18-91
de mezclado, 17-74 a 17-75
de pantallas, 21-19
de los precipitadores eléctricos, 20-126
de los procesos termodinámicos, 4-98 a 4-100
de retropresión, 17-74
de separación de los ciclones, gráfica, 20-97
de los separadores de malla, 18-86 a 18-87
de sistemas de cogeneración, 9-94 a 9-97
para torres de platos, 18-15 a 18-20
de los ventiladores, 6-23
Elastómeros como materiales de construcción (*véase* Hule)
Electrodiálisis, 17-39 a 17-49
aplicaciones de la, 17-49
consumo de potencia, 17-45
datos de operación y diseño, tabla, 17-49
equipo para, 17-45
incrustación y ensuciamiento de la membrana, 17-48 a 17-49
membranas selectivas de iones, propiedades de las, 17-41 a 17-44
Electrodos de los precipitadores eléctricos, 20-132
Electrofiltración con flujo cruzado, 17-59 a 17-61
transferencia de masa en la, 17-59 a 17-61
Electroforesis, 17-40 a 17-41
a contracorriente, 17-40
definición de la, 17-50
electrodecantación (electroconvección), 17-40
electrodiálisis, 17-40
flujo libre, 17-41
lecho empacado, 17-41
membrana, 17-
modalidad de
zona, 17-41
zona de flujo
Electroquímica:
actividad medi
celdas electroq
carga, 4-93
celdas elect
celdas galv
electrodo d
electrodos,
electrolitos
equilibrio e
termodinár
voltaje, 4-9
estándar de po
Faraday, const
fuerza electro
reacción glob
soluciones ele
voltaje a circu
voltaje termin
Elementos:
calores:
de evapora
de fusión,
calores espec
constantes cri
densidades d
propiedades f
Elementos de c
actuadores de
bombas de sa
unidades mat
(*véase tambi*
Elevación de ai
Elevación del p
Elevaciones de
Elevadores de c
cangil
Elevadores neu
característica
guías para la
principios de
(*véase tambi*
Eliminación ga
Eliminadores d
Elipse, área de
Elipsoide, 2-25
volumen del
Elongación de
Elución de cro
Embalaje, oper
bastidor:
de almac
de condu
de entrad
de flujo,
de pasill
bolsas de en

membrana, 17-40
modalidad de operación, 17-40
zona, 17-41
zona de flujo continuo, 17-40 a 17-41
Electroquímica:
actividad media iónica, 4-97
celdas electroquímicas, 4-93 a 4-98
carga, 4-93
celdas electrolíticas, 4-93
celdas galvánicas, 4-93, 4-96
electrodo de referencia, 4-96
electrodos, 4-93
electrolitos, 4-93
equilibrio en las, 4-95
termodinámica de las, 4-94
voltaje, 4-94
estándar de potencial del electrodo, 4-95
Faraday, constante de, 4-93
fuerza electromotriz, 4-94
reacción global de la celda, 4-93
soluciones electrolíticas, termodinámica de las, 4-97
voltaje a circuito abierto, 4-93
voltaje terminal, 4-93
Elementos:
calores:
de evaporación, 3-144 a 3-146
de fusión, 3-144 a 3-146
calores específicos, 3-155 a 3-162
constantes críticas, 3-135 a 3-136
densidades de, 3-119
propiedades físicas de los, 3-7 a 3-27
Elementos de control final:
actuadores de potencia eléctrica variable, 22-96
bombas de salida variable, 22-96
unidades matrices de velocidad variable, 22-96
(*véase también* Válvulas de control)
Elevación de aire, 6-17
Elevación del punto de ebullición, 11-39
Elevaciones de gas, 5-46 a 5-47
Elevadores de cangilones (*véase* Transportadores, elevadores de cangilones)
Elevadores neumáticos, 22-95
características dinámicas de, 22-95
guías para la aplicación de, 22-95
principios de operación de, 22-95
(*véase también* Actuadores, de posición lineal)
Eliminación gaussiana en matrices, 2-59 a 2-61
Eliminadores de neblinas de fibra, 18-93 a 18-94
Elipse, área de la, 2-13
Elipsoide, 2-25
volumen del, 2-13
Elongación de metales y aleaciones, 23-47 a 23-54
Elución de cromatografía, 16-42
Embalaje, operaciones de, 7-49 a 7-54
bastidor:
de almacenamiento, 7-59
de conducción en vehículos, 7-62
de entrada en vehículos, 7-62
de flujo, 7-62
de pasillo, 7-60
bolsas de embalaje, 7-53
cierre de bolsas, 7-53
elevadores, 7-58
embalaje compacto, 7-53
embalajes compactos, atados y envolturas, 7-54
empacadoras centrífugas tipo banda, 7-52
entarimadores automáticos, 7-58
entarimados, 7-65
equipo para:
llenado de bolsas con boca abierta, 7-52
llenado de bolsas de válvula, 7-52
llenado y pesado, 7-52
llenado de cajas, bolsas y sacos pequeños, 7-54
llenadoras:
de bolsas por fluidización, 7-53
de bolsas tipo sinfín, 7-53
de bolsas tipo núcleo, 7-53
tipo gravedad, 7-53
tipo hélice, 7-52
llenado de tambores y cajas para artículos a granel, 7-53
marcado y etiquetado del embalaje, 7-54
pesado, 7-52
verificación del, 7-51
sellado:
de cajas, 7-53
forma de llenado, 7-53
velocidad instantánea, 7-52
Embalajes:
datos de funcionamiento, tabla, 7-49
de líquidos, 7-43 a 7-45
diseño de la estación de trabajo, 7-43
embalajes pequeños para líquidos, 7-43
llenado y pesado de los tambores, 7-43
línea de llenado, 7-43
pesado, 7-43
recipientes para, 7-45
reglamentos de seguridad, 7-45
de sólidos, 7-45 a 7-49
bolsas de embalaje, 7-48
bolsas de papel de capas múltiples, 7-45 a 7-48
bolsitas y sacos pequeños, 7-48
cajas, 7-48 a 7-49
formas de llenado y sellado, 7-48
recipientes masivos intermedios, flexibles, 7-48
rígidos, 7-48
recipientes recubiertos, 7-48
tambores, 7-49
Emisiones al aire, estándar de (*véase* Contaminación del aire)
Emisividad de superficies diversas, tabla, 10-53 a 10-54
Empaque, materiales de, propiedades físicas de los, 23-66
Empaque(s), 6-48, 6-53
Empaques:
en ejes giratorios, 6-37
aplicaciones de los, 6-37
y material de sello, propiedades de los, 23-66
para torres, 5-62
caída de presión debida al, 5-62
para varillas de émbolos, 6-32
Emulsiones, 21-69
End-Shak, agitador de malla de prueba, 21-21
Endurecimiento por calor, 8-78
Energía de activación, 4-3

Energía, balance de, en dinámica de fluidos, 5-22 a 5-23
Energía, evaluación de la, con calor reciclado, 25-68
Energía interna, 4-59
Energía, leyes de, para molienda, 8-13
Energía libre de formación, 3-177 a 3-194
  de Gibbs, 3-322
Enfriadores, 11-25
  atmosféricos, 11-24
  en cascada, 11-24
  definición de los, 11-3
  de gránulo, 20-55
Enfriadores de ajuste, 11-30
Enfriadores atmosféricos, 11-24
Enfriadores en cascada, 11-24
Enfriamiento por evaporación, 12-13 a 12-25
  en intercambiadores enfriados por aire, 11-30
Engler, destilación de, 13-76 a 13-78
Enlaces intermoleculares, fuerzas de, 8-69
Ensuciamiento, 10-44 a 10-45
  asintótico, 10-44
  coeficientes de transferencia de calor para el, tabla, 10-46
  control del, 10-45
  en evaporadores, 11-34
  en haces de tubos, 11-19
  remoción de depósitos, 10-45
  resistencia debida al, 10-45
Entalpías, de evaporación, 3-309 a 3-322
Equilibrio(s):
  de adsorción e intercambio de iones:
    acción de masa, 16-15
    bilineal, 16-13
    desfavorable, efecto del, 16-18
    de Donnan, 16-17
    expresión trinomial, 16-14 a 16-20
    factor de separación constante, 16-16 a 16-17
    de Freundlich, 16-14
    de Langmuir, 16-13 a 16-14
    sistemas multivariantes, 16-15 a 16-18
    sorbente fluido, 16-11 a 16-18
  constantes de (*véase* Constante de equilibrio)
  líquido líquido:
    coeficiente de actividad, 15-6 a 15-7
    coeficiente de distribución, 15-5
    datos de, 15-8
    diagramas ternarios, 15-5
    interacciones de los enlaces de hidrógeno, 15-7 a 15-8
    pendiente de la línea de equilibrio, 15-5
    punto de pliegue, 15-6
    separación relativa, 15-5
    sistemas ternarios, lista de los, 15-9 a 15-15
    temperatura crítica de la solución, 15-6
  de multicomponentes, 16-50
  razones de, 4-89
  de reacción:
    coordenadas, 4-90
    extensión del, 4-89
  termodinámico, 4-58, 4-85 a 4-93
    criterios de, 4-85
    químico, 4-89 a 4-93
    regla de las fases, 4-86 a 4-87
    vapor líquido, 4-86 a 4-87
Equilibrio de acción de masa en intercambio iónico, 16-14
Equilibrio de fase, 15-5 a 15-9
  sólido-líquido, 17-3
    diagrama de fase binaria, 17-3
    diagrama de fase eutéctica, 17-3
  [*véase también* Equilibrio(s), líquido líquido]
Equilibrio, problemas de, 2-8
Equilibrio químico (*véase* Equilibrios)
Equilibrio, relación de, K, 13-17 a 13-19
Equipo de operación intermitente:
  calentamiento y enfriamiento del, 10-39 a 10-41
    encamisado e intercambiador externo de calor, 10-40
    lotes no agitados, 10-41
    pérdidas de calor de los tanques, 10-41
    pérdidas externas de calor, efecto de las, 10-40
    serpentín interno e intercambiador externo de calor, 10-41
    tanques de almacenamiento, 10-41
  tamaño óptimo del intercambiador, 10-41 a 10-42
Escalamiento:
  de recipientes agitados, 21-67
  de reactores químicos, 4-23 a 4-27
    método combinado, 4-26
    método convencional, 4-26
    método estadístico, 4-26
    modelo matemático, 4-24 a 4-26
    similitud química, 4-23 a 4-24
Escamado, 8-79, 11-49
Esfera:
  área de la, 2-13
  volumen de la, 2-13
    segmento, 1-27
Esferoide achatado en los polos:
  área de, 2-14
  volumen del, 2-14
Esferoide ahusado:
  área del, 2-14
  volumen del, 2-14
Esferoides:
  área de los, 2-14
  volumen de los, 2-14
Esfuerzo:
  de corrosión por grietas en tuberías, 6-41
  de desplazamiento en tuberías, 6-92
  permitido:
    en tuberías, tabla, 6-84 a 6-91
    en recipientes a presión, 6-124
  en tuberías, 6-78 a 6-79, 6-103, 6-92
Esfuerzo de ruptura en materiales para alta temperatura, 23-63
Esfuerzo en tuberías, factor de intensificación del, tabla, 6-99
Espacio tiempo, 4-29
Espacio velocidad, 4-30
Espectroscopía de resonancia del espín del electrón, 4-18
Espectroscopía de resonancia magnético nuclear, 4-18
Espesadores:
  tipo filtro, 19-92
  por gravedad, 19-62 a 19-64
    de alta velocidad, 19-62 a 19-64
    de columna central apoyada, 19-67
    convencionales, 19-62
    costo de los, 19-72
    criterios de diseño, 19-72
y condici
montajes de
de rastrillos,
de un solo co
tanques, 19-6
de tracción, 1
de puente ap
Espirales, hiperból
Espuma, densidad
Espuma, flujo de,
Espuma, pérdidas
Espuma(s), 18-64
acanalamiento
agentes estabili
coalescencia, 1
control de la, en
definición de la,
desagüe de la, 1
eliminadores se
emulsificadore
equipo para pro
formación de, 1
teoría, 18-6
de jabón, defini
en láminas, 18-
Marangoni, efe
prevención de
producción de,
rompimiento d
separación de
técnicas de elir
eléctricas, 1
mecánicas,
métodos tér
químicas, 1
transportadore
Espuma, zona de,
Estadística, 2-85
datos de enum
densidades de
desviación est
distribución n
distribuciones,
distribuciones
funciones de p
mínimos cuad
modelos de po
regresión múlt
regresión no li
pruebas de la
variables aleat
variancia popu
Estado funicular,
Estado pendular,
Estados de ingre
Esterilización, 2
continua, 27-1
por filtración,
intermitente,
del medio, 27-
Estimación de c

y condiciones de operación, 19-71
montajes de unidades motrices, 19-67
de rastrillos, 19-67 a 19-68
de un solo compartimiento, 19-72
tanques, 19-67
de tracción, 19-67
de puente apoyado, 19-67
Espirales, hiperbólicas, 2-22
Espuma, densidad de, 18-85
Espuma, flujo de, 5-44
Espuma, pérdidas por, 11-40 a 11-41
Espuma(s), 18-64 a 18-65, 18-95
acanalamiento de la, 17-69
agentes estabilizadores de, 18-96
coalescencia, 17-69 a 17-70
control de la, en el automóvil, 18-97
definición de la, 18-62
desagüe de la, 17-69
eliminadores secundarios de espuma, 18-96
emulsificadores de, 18-96
equipo para producir, 18-72 a 18-73
formación de, 18-64
teoría, 18-62
de jabón, definiciónn de la, 18-62
en láminas, 18-62
Marangoni, efecto de, 18-95
prevención de la, 18-97
producción de, 18-62
rompimiento de la, 17-70
separación de la, 18-95
técnicas de eliminación de, 18-95 a 18-97
eléctricas, 18-96
mecánicas, 18-96
métodos térmicos, 18-95
químicas, 18-96 a 18-97
transportadores de, 18-96
Espuma, zona de, 18-16
Estadística, 2-85 a 2-120
datos de enumeración, 2-87 a 2-89
densidades de muestreo, 2-89 a 2-92
desviación estándar, 2-86
distribución multinominal, 2-89
distribuciones, 2-90 a 2-92
distribuciones de probabilidad, 2-87 a 2-89
funciones de probabilidad, 2-86
mínimos cuadrados lineales simples, 2-111 a 2-113
modelos de población, 2-85
regresión múltiple, 2-116 a 2-120
regresión no lineal simple, 2-113 a 2-116
pruebas de la hipótesis, 2-92 a 2-111
variables aleatorias, 2-85
variancia popular, 2-86
Estado funicular, definición del, 20-5
Estado pendular, definición del, 20-5
Estados de ingresos, 25-43
Esterilización, 27-12 a 27-14
continua, 27-14
por filtración, 27-12 a 27-13
intermitente, 27-14
del medio, 27-13
Estimación de costos:
costos de arranque, 25-81
control del proyecto, 25-82 a 25-83
rápidas, 25-70
rápidas de costos de fabricación, 25-61 a 25-62
enfoque modular, 25-77
estimaciones de la planta auxiliar, 25-80
en el extranjero, 25-84 a 25-86
método exponencial, 25-70
método del factor, 25-70
métodos de factores múltiples, 25-72 a 25-77
de sistemas de tubería, 25-78
tiempo de construcción, 25-82
uso de la computadora, 25-81
Estimación de costos para la instalación de plantas en el extranjero, 25-84 a 25-86
Etano:
calor:
de combustión, 3-300
específico, 3-169
de evaporación, 3-150 a 3-153
de formación, 3-179
latente, 3-147
conductividad térmica, 3-291 a 3-299
constantes críticas, 3-135
densidad del, 3-98
difusividades en pares de gases, 3-301
energía libre, 3-179
Joule Thomson, coeficiente de, 3-131 a 3-134
Prandtl, número de, 3-291 a 3-299
relación de calor específico, 3-173
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-83
hasta 1 atm, 3-72
propiedades físicas del, 3-39
propiedades termodinámicas de, 3-231 a 3-232
solubilidad en agua, 3-125
viscosidad del, 3-291 a 3-293
Etanol:
agua, sistema de, 12-47
fermentadores, 27-8
destilación, 18-19
Etapa teórica o de equilibrio, definición de la, 15-4
Etapas teóricas:
altura de las, 15-19
cálculo de las:
a contracorriente, 15-15
para flujo transversal, 15-15
método del triángulo recto, 15-16
métodos abreviados, 15-16
Etilamina, propiedades termodinámicas de la, 3-232
Etilbenceno-estireno, destilación del sistema, 18-20
Etilenglicol, 12-47
calor:
específico, 3-164, 3-168, 3-171, gráfica, 3-174
de evaporación, 3-151
conductividad térmica, 3-297
gráfica, 12-48
gravedad específica, gráfica, 12-48
presión de vapor del: hasta 1 atm, 3-73
viscosidad del, 3-295 a 3-296
gráfica, 12-48

Etileno:
  calor:
    de combustión, 3-196
    específico, 3-164, 3-169
    latente, 3-147
  conductividad térmica, 3-291
  constantes críticas, 3-135
  densidad del, 3-98
  Prandtl, número de, 3-291, 3-300
  relación de calor específico, 3-238
  presión de vapor:
    arriba de 1 atm, 3-83
    hasta 1 atm, 3-73
  propiedades físicas del, 3-40
  propiedades termodinámicas del, 3-233 a 3-234
  solubilidad en agua del, 3-125
  viscosidad del, 3-291, 3-292
Etilo, cloruro de:
  calor:
    específico, 3-164, 3-168
    de evaporación, 3-151 a 3-152
  compresibilidad del, 3-143
  densidad del, 3-98
  presión de vapor del:
    arriba de 1 atm, 3-83
    hasta 1 atm, 3-73
  propiedades físicas del, 3-40
  propiedades termodinámicas del, 3-232
  viscosidad del, 3-292 a 2-296
Euler:
  ecuación de, 2-47
  Lagrange, ecuaciones de, 2-81
  Maclaurin, fórmula de, 2-41
  método modificado de, 2-71
  método para molienda, 8-19
  número de, 2-123
Evaporación, definición de, 18-3
Evaporación instantánea, cálculos de, 3-29 a 3-30
  adiabática, 3-30
  isotérmica, 3-30
    ecuación de Rachford-Rice, 3-30
  para mezclas complejas, 13-28
  de una sola etapa, 13-9
  de tres fases, 13-28
Evaporador agitado de película delgada, 11-38
Evaporador de cambio de canal, 11-38
Evaporadores, 10-35 a 10-38, 11-10, 11-26, 11-34
  accesorios para, 11-46 a 11-47
  de agua de mar, 11-43
    costos de los, 11-47
  aplicación de la diferencia de temperatura en los, 11-39 a 11-40
  aplicaciones de los, 11-34 a 11-36
  arreglo de los, 11-41 a 11-43
  cálculo de los, 11-43 a 11-47
  de cambio de canal, 11-38
  en cascada, 11-39
  de circulación forzada, 10-35, 11-35 a 11-36
  coeficientes de seudotransferencia de calor en los, 11-48
  de combustión sumergida, 11-38
  corrosión en los, 11-34
  costos de los, 11-47 a 11-48
    de capital, 11-48
    de operación, 11-48
  de disco, 11-39
  efecto de los incondensables en los, 10-40
  de efecto múltiple, 11-34
    evaporación, 11-42
  efecto de las propiedades del fluido en los, 10-39
  efectos de la superficie metálica en los, 10-38
  formación de depósitos salinos en los, 11-34
  formación de incrustación en los, 11-34
  intermitentes, 11-42
  de película descendente, 10-38, 11-37 a 11-38
  de película fina, agitada, 11-38
  operación de los, 11-48
  remoción de sal de los, 11-47
  sistemas de venteo para los, 11-46 a 11-47
  de un solo efecto, 11-41
  de termocompresión, 11-41
  de termocompresión con chorro de vapor, 11-41 a 11-42
  de termocompresión mecánica, 11-41
  optimización del diseño, 11-45
  tipos de, 11-34 a 11-39
    varios, 10-37
  transferencia de calor en los, 11-34
  verticales de tubo corto, 10-37, 11-36
  verticales de tubo largo, 10-35 a 10-36, 11-36 a 11-38
    de película descendente, 10-38
    coeficientes de transferencia de calor para, tabla, 10-36
Evaporadores de agua de mar, 11-43
Evaporadores en cascada, 11-39
Evaporadores con circulación forzada, 11-35 a 11-36
Evaporadores de combustión sumergida, 11-38 a 11-39
Evaporadores de efecto múltiple, 11-34
Evaporadores instantáneos, 11-39
Evaporadores de un solo efecto, 11-41
Evaporadores de termocompresión, 11-41, 11-44
Evaporadores verticales de tubo corto, 11-36
Evaporadores verticales de tubos largos, 11-36 a 11-38
Evaporización instantánea, definición de la, 18-3
Evaporización instantánea de equilibrio, 13-97 a 13-98
Evaporización instantánea, flujo de, 5-49 a 5-51
Excentricidad, 2-21
Exclusión de iones, 16-5 a 16-6
Exfoliación en tuberías, 6-41
Exhibidores analógicos (*véanse* Indicadores, Registradores)
Expansión (*véase* Expansión térmica)
Expansión del esfuerzo, 6-92
Expansión, factores de:
  en orificios, 5-16
  en toberas de flujo, 5-14
  Venturi, en medidores, 5-14
Expansión isoentálpica, 12-53
Expansión isoentrópica, 12-54
Expansión, juntas de:
  diseño de las, en sistemas de tuberías, 6-100 a 6-101
    anclas para, 6-101
  en intercambiadores de calor, 11-6 a 11-9
    cabezales formados, 11-8
    cabezales embridados y con conductos, 11-9
    cabezales sólo embridados, 11-9
    cascos abocinados, 11-9
    figura, 11-9
    fuelles, 11-8
    fuelles toroid
    placas planas
    toroidales, 1
Expansión térmica
  expansión cúbic
    de líquidos, t
    de sólidos, t
  expansión linea
    de elemento
    de sustancia
  coeficientes de:
    para aceros
    para metale
    para metale
    para no met
  de combustible
Exponentes (pote
Expresiones alge
Exprimido, 19-1
  definición del,
  equipo para el,
    costo del, 1
    (*véase tam*
  objetivo del, 1
  teoría del, 19-
    condicione
    velocidad
Extracción:
  por disociació
  líquido líquid
    alimentaci
    aplicacion
    con corrie
    contactor
    contactor
    a contraco
    definición
    eficiencia
    equilibrio
    etapa teór
    etapas, cá
    de etapas
    extracto,
    factor de
    Kremser,
    propieda
    refinado,
    solutos, l
    solvente
    solvente
    (véas
    unidad d
    cálcu
  de separació
  del sorbente
Extracción co
Extracto, 15-3
Extractor cent

figura, 11-9
fuelles, 11-8
fuelles toroidales, 11-8
placas planas, 11-8
toroidales, 11-8
Expansión térmica, 3-127 a 3-130, 6-92
expansión cúbica:
de líquidos, tabla, 3-130
de sólidos, tabla, 3-130
expansión lineal:
de elementos sólidos, tabla, 3-127 a 3-128
de sustancias misceláneas, tabla, 3-128
coeficientes de:
para aceros de baja aleación, 23-47
para metales y aleaciones, 23-39 a 23-41
para metales, tabla, 6-94 a 6-95
para no metales, tabla, 6-103
de combustibles derivados del petróleo, 9-15
Exponentes (potencias y raíces), 2-10
Expresiones algebraicas, 2-15 a 2-16
Exprimido, 19-114 a 19-118
definición del, 19-114
equipo para el, 19-114 a 19-116
costo del, 19-115
(*véase también* Prensas)
objetivo del, 19-114
teoría del, 19-114
condiciones de equilibrio, 19-117
velocidad de, 19-117 a 19-118
Extracción:
por disociación, 15-4
líquido líquido:
alimentación, 15-3
aplicaciones de la, 15-3
con corriente transversal, 15-4
contactor diferencial, 15-4
contactor por etapas, 15-4
a contracorriente, 15-4
definición de la, 15-3
eficiencia de la etapa, 15-19
equilibrio de fase, 15-5 a 15-8
etapa teórica, altura de la, 15-19
etapas, cálculo de las, 15-8, 15-15 a 15-21
de etapas fraccionadas, 15-20 a 15-21
extracto, 15-3
factor de extracción, 15-17
Kremser, ecuación de, 15-17
propiedades del solvente, 15-8
refinado, 15-3
solutos, 15-3
solvente de alimentación, 15-3
solvente de lavado, 15-15
(*véase también* Etapas teóricas, cálculo de las)
unidad de transferencia de masa, a contracorriente, cálculo de la, 15-19
de separación, 16-6
del sorbente con exclusión de iones, 16-6
Extracción con solvente (*véase* Extracción líquido-líquido)
Extracto, 15-3
Extractor centriwesta, 21-90
Extractor Quadronics, 21-90
Extractores:
de Fenske, 21-74
de Graesser, 21-74
líquido líquido, 21-60 a 21-90
centrífugos, 21-89 a 21-90
sedimentadores-mezcladores, 21-72 a 21-74
eficiencias globales de las etapas, 21-74
torres, 21-76 a 21-90
de Lurgi, 21-74
tipo Liquid Dynamics, 21-90
transferencia de calor en mezcladores, 21-64
velocidades de transferencia de masa, 21-67, 21-78, 21-82
mezcladores, 21-63, 21-67 a 21-68
torres, 21-78 a 21-80, 21-82
Extractores centrífugos, 21-89 a 21-90
Extrusores de tornillo, 8-74
Exudación, 17-5
Eyector elevador, 6-32
Eyectores, 5-24 a 5-25, 6-17, 6-32 a 6-33
curvas de diseño de los, 6-34
de chorro de vapor, 6-32
funcionamiento de los, 6-33
usos de los, 6-33
(*véase también* Chorros)

Factor acéntrico, 3-312
Factor adiabático, 4-37
Factor de caracterización UOP, UOP-K, 13-79
Factor de efectividad en catálisis, 4-43 a 4-46
Factor F, 18-6
Factor Z de sobrecompresibilidad, 9-19
Factores métricos de conversión, 1-13 a 1-14
Factorización, 2-15
Fagergren, máquina de, 21-52
Fair, correlación de, 18-60
Fanning, ecuación de, 5-27
factores de fricción, 5-27
canales no circulares, 5-29
flujo no newtoniano, 5-30
(*véase también* Fricción, factores de)
Fase eutéctica, sistema de, 17-3 a 17-4
Fatiga en metales, corrosión por, 6-124
Felvación, 8-9
Fenol, datos de corrosión, 23-30 a 23-32
Fenómenos de propagación, 4-28
problemas de los, 2-8
Fenske, ecuación de reflujo total, 13-39
Fenske, extractor de, 21-74
Fenske-Underwood-Gilliland, métodos de, 13-39 a 13-41
volatilidades relativas de, 13-39
Feret, diámetro de, 8-7
Fermentación, recuperación del producto, 27-14 a 27-15
Fermentador a baja presión (Vacuferm), 27-8
Fermentadores, 27-6 a 27-9
Fertilizantes:
de desperdicios sólidos, 26-80
molienda de, 8-60
sedimentos como, 26-51

Filtración, 19-73 a 19-98
  centrífuga:
    costos de la, 19-111 a 19-114
    teoría de la, 19-111
  clasificación de la, 19-73
  definición de la, 19-73
  efecto de:
    la concentración de sólidos, 19-76
    la presión, 19-75
    tamaño de partícula, 19-76
    la temperatura, 19-76
    tipo de medio filtrante sobre la, 19-76
    la viscosidad, 19-76
  equipo para (*véase* Filtros)
  espesor de la torta, 19-75
  filtro de función doble, 17-61 a 17-62
  con flujo transversal: 17-56 a 17-59
    electrofiltración, 17-59 a 17-61
    equipo para la, 17-58 a 17-59
    migración radial, 17-57 a 17-58
    polarización de partícula, 17-57
    ventajas de la, 17-56 a 17-57
  interpretación de los datos de, 19-76 a 19-77
  a presión constante, 19-75
  a presión variable, 19-75
  pruebas a pequeña escala, 19-75
    compresión permeabilidad, 19-80
    placas y marcos, 19-80
    presión, 19-78
    resultados del escalamiento, 19-80
    vacío, 19-77
  significación de las ecuaciones de, 19-75
  teoría de la, 19-73 a 19-77
  ultrafiltración, 19-96
  a velocidad constante, 19-75
  a velocidad variable, 19-75
Filtro(s):
  de aire (*véase* Filtros de aire)
  de arena, 19-94
    Dyna, 19-94
  de bolsas, 19-96
  de cartucho, 19-92 a 19-93
    flexibilidad del, 19-84
  centrífugo, 19-106 a 19-114
    de pantalla cónica, 19-109
    (*véase también* Centrífugas, como filtros)
  de clarificación, 19-92 a 19-97
    separador de electrofiltro, 19-97
  costo de los, 19-98
  de disco, 19-90 a 19-92
  Frantz Ferro-Filter, 19-96
  de función doble, 17-61 a 17-62
  Idrex HLF, 19-87
  de lecho granular, 20-116 a 20-117
  de lecho profundo, 19-94
  magnéticos, 19-97
  mecánicos o de borde, 19-93
  de placas horizontales, 19-82
  de presión:
    Cyclamatic, 19-94
    de descarga centrífuga, 19-87
    de hojas, 19-85 a 19-86
    de hojas horizontales, 19-86
    de hojas verticales, 19-86 a 19-87
    con prerrecubrimiento, 19-96
    tubulares, 19-84
    ventajas y aplicaciones de los, 19-87
    (*véase también* Filtros prensa)
  Rosenmund, 19-82
  Schenk, 19-87
  selección de los, 19-97 a 19-99
    capacidad de lavado, 19-98
  de tambor rotatorio, 19-88 a 19-90
    Bird-Young, 19-89
    Coilfilter, 19-89
    de descarga por banda, 19-89
    de descarga por raspador, 19-88
    de descarga por resorte, 19-88 a 19-89
    de descarga por rodillo, 19-89
    Fest, 19-89 a 19-90
    con medio removible, 19-89
    con prerrecubrimiento continuo, 19-90
  de tela, 20-110 a 20-116
  de torta, 19-81 a 19-88
    intermitente, 19-81 a 19-88
    continua, 19-88
  de pulpa, 19-92
  ultrafiltros, 19-94 a 19-95
  Nutrex, 19-82
  nutsche, 19-81
  de vacío:
    de bandeja inclinada, 19-91
    horizontales, 19-91 a 19-92
    Pannevis, 19-91
Filtro(s) de aire, 20-119 a 20-124
  características de, 20-121
  continuos (automáticos), 20-121, 20-122
  de panel, 20-121
  partícula de alta eficiencia (HEPA), 20-123
  seco, 20-121
  teoría de, 20-119 a 20-121
  tipos de, 20-121 a 20-123
  viscoso, 20-121
Filtros de bolsas, 20-109 a 20-117
  eficiencia de recolección de, 20-114 a 20-116
  inversos:
    flujo de limpieza, 20-113
    pulso, 20-113
  materiales para, 20-114
    fieltro, 20-114
    tejido, 20-114
  tipos de, 20-111
Filtros, espesadores para, 19-92
Filtros de lechos granulares, 20-117 a 20-118
  fijos, 20-116
  lavables, 20-117 a 20-118
Filtros prensa, 19-83 a 19-84
  de placas, 19-92 a 19-93
  de placas y marcos, 19-83 a 19-84
  de placas ranuradas, 19-84
Filtros de tela, siste
Fischer-Tropsch, sí
Fischer, prueba de,
  tabla, 9-8
Flexibilidad:
  axial, 6-92
  esfuerzos de, 6-9
  factores de, en tu
    tabla, 6-97
  a la flexión, 6-92
  a la torsión, 6-92
  en tuberías metá
Floculación, 20-88
  en sedimentació
  en sólidos ultrafi
Flotación, 21-51 a
  aplicaciones de l
  coloidal, 17-66
  costos de, 21-52
  definición de la,
  equipo para la, 2
    capacidades,
    tamaño máxi
  de minerales, 17
  molecular, 17-6
  reactivos de, 21-
    modificadore
    promotores (
    espumadores
  de precipitados,
  ultraflotación, 2
Fluidez, 5-5
Fluidificación, 20-
Fluidificador cilín
Fluido dilatador, 5-
Fluido estático, 5-
Fluido reopéctico,
Fluidos, 5-5
  definición de, 5-
  dependencia del
  dilatación de, 5-
  distribución de,
  fluidos tixotrópi
  flujo de (*véase* F
  reopécticos, 5-5
  de servicio, defi
  transporte masiv
    en carros tan
    en camiones
    por mar, 6-12
    materiales de
    en tuberías, 6
  viscoelásticos, 5
Fluidos criogénico
Fluidos, dinámica
  balance de energ
  balance de mom
  Bernoulli, teore
  estado inestable
  terminología, 5-
  (*véanse también*

Filtros de tela, sistemas de, 26-22
Fischer-Tropsch, síntesis de, 9-41, 20-80
Fischer, prueba de, 9-8
  tabla, 9-8
Flexibilidad:
  axial, 6-92
  esfuerzos de, 6-92
  factores de, en tuberías, 6-92
    tabla, 6-97
  a la flexión, 6-92
  a la torsión, 6-92
  en tuberías metálicas, 6-92
Floculación, 20-88 a 20-90
  en sedimentación por gravedad, 19-61 a 19-62
  en sólidos ultrafinos, 21-55
Flotación, 21-51 a 21-55
  aplicaciones de la, 21-52
  coloidal, 17-66
  costos de, 21-52
  definición de la, 17-66
  equipo para la, 21-51 a 21-54
    capacidades, 21-52
    tamaño máximo de la celda, 21-53
  de minerales, 17-66
  molecular, 17-66
  reactivos de, 21-51
    modificadores, 21-51
    promotores (colectores), 21-51
    espumadores, 21-51
  de precipitados, 17-66
  ultraflotación, 21-57
Fluidez, 5-5
Fluidificación, 20-66
Fluidificador cilíndrico, 20-69
Fluido dilatador, 5-5
Fluido estático, 5-7 a 5-8
Fluido reopéctico, 5-6
Fluidos, 5-5
  definición de, 5-5
  dependencia del tiempo, 5-5
  dilatación de, 5-5
  distribución de, 5-53 a 5-56
  fluidos tixotrópicos, 5-5
  flujo de (*véase* Flujo, de fluidos)
  reopécticos, 5-5
  de servicio, definición del, 6-77
  transporte masivo de, 6-117 a 6-120
    en carros tanque, 6-117
    en camiones tanque, 6-119
    por mar, 6-120
    materiales de construcción para el, 6-120
    en tuberías, 6-116
  viscoelásticos, 5-6
Fluidos criogénicos, 12-52
Fluidos, dinámica de, 5-23 a 5-70
  balance de energía, 5-23
  balance de momento, 5-24 a 5-26
  Bernoulli, teorema de, 5-23
  estado inestable, 5-67 a 5-68
  terminología, 5-6
  (*véanse también* Flujo de fluidos; Flujo de dos fases)
Fluidos no newtonianos, 5-28 a 5-30
  definición de los, 5-5
  flujo de los, 5-29
  ley de potencia, 5-5
Fluidos seudoplásticos, 5-5
Flujo:
  de fluidos:
    alrededor de objetos, 5-62 a 5-65
    anular, 5-46
    bifásico (*véase* Flujo de dos fases)
    de burbujas, 5-45
    en canales no circulares, 5-28 a 5-29
    carga de fricción, 6-5
    compresibles, 5-31
    de condensación, 5-50, 5-51
    para conductos, 20-57
    por desplazamiento, 6-4
    disperso, 5-46
    distribución del, 5-54 a 5-56
    de espuma, 5-44
    estratificado, 5-43
    por fuerza centrífuga, 6-4
    por fuerza electromagnética, 6-4
    por impulso mecánico, 6-5
    incompresibles, 5-26
    no isotérmico, 5-30 a 5-31
    laminar, 5-6, 5-26
    lento, 5-6
    no newtonianos, 5-29 a 5-31
    ondular, 5-46
    de película, 5-65
    perfil aerodinámico, 5-6
    a pistón, 5-45
    régimen no permanente, 5-67 a 5-68
    de rocío, 5-43
    trabajo realizado, 6-5
    por transferencia de momento, 6-4 a 6-5
    a través de accesorios y válvulas, 5-41
    a través de lechos de sólidos, 5-60
    a través de medios porosos, 5-62 a 5-63
    a través de pantallas, 5-43 a 5-45
    a través de placas desviadoras, 5-44
    en tuberías y canales, 5-26 a 5-44
    turbulento, 5-5, 5-31
    de vaporización instantánea, 5-49
    velocidad, 6-5
    viscosidad, 6-5
    viscosos, 5-7
    visualización, 5-12 a 5-13
  de gas(es):
    adiabático, 5-31 a 5-35
    por deslizamiento, 5-35
    isotérmico, 5-31
    laminar, 5-35
    molecular, 5-37
    a través de toberas, 5-36
  de líquidos, 5-10 a 5-71
  medios de producción de, 6-4
  de mezclas gas-líquido, 5-49
  de mezclas gas-sólido, 5-51 a 5-53
  de mezclas líquido-gas, 5-45 a 5-52

de plásticos Bingham, 5-28
visualización, 5-13 a 5-14
Flujo adiabático, 5-31 a 5-34
Flujo anular, 5-45
Flujo de burbujas, 5-45
Flujo capilar, 20-10
Flujo, compresible, 5-31
laminar, 5-31
turbulento, 5-31
Flujo continuo, 5-6
Flujo crítico:
en orificios, 5-17
en toberas, 5-15
Flujo, densidad de, 21-37
Flujo discontinuo de efectivo, 25-12
Flujo, distribuidores de, 5-47 a 5-57
Flujo de dos fases:
caída de presión, 5-46 a 5-47
de gases y sólidos, 5-51 a 5-54
velocidad mínima de acarreo, 5-53
velocidad de transporte, 5-53 a 5-54
fracción volumen, 5-47
de líquidos y gases, 5-45 a 5-51
anular, 5-46
burbuja, 5-45
espuma, 5-45
estratificado, 5-46
ondulado, 5-46
pulsatorio, 5-46
rociado o disperso, 5-46
tapón, 5-45
vaporización, 5-49 a 5-51
Flujo estratificado, 5-46
Flujo laminar, 5-6
Flujo lento, 5-6
Flujo, medición del, 5-8 a 5-23, 22-43
Flujo, medidores de:
de área, 5-20
de carga, 5-13 a 5-20
de codo, 5-17 a 5-20
de orificio (*véase* Orificio(s), medidores de flujo de)
venturi (*véase* Venturi, medidores de)
de corriente, 5-13
de masa (*véase* Medidores de flujo de masa)
para sistemas de dos fases, 5-22
de turbina, 5-12
de velocidad, 5-10 a 5-13
Flujo molecular, 5-37 a 5-38
Flujo no isotérmico, 5-30 a 5-31
Flujo pulsatorio, 5-11, 5-68
Flujo radial en lechos de sorbentes, 16-34 a 16-36
Flujo tapón, 5-45
Flujo, toberas de, 5-14 a 5-15
crítico, 5-15
orificios y, 5-42
pérdida permanente de presión en, 5-14 a 5-15
velocidad de descarga para las, 5-14
Flujo turbulento, 5-7 a 5-31
Flujo viscoso, 5-6
Flujos de efectivo, 25-5 a 25-7, 25-12 a 25-13
comparación de incrementos de, 25-17 a 25-18
Flúor:
calor:
capacidad de, 3-156
latente, 3-144
constantes críticas, 3-135
presión de vapor hasta 1 atm, 3-62
propiedades físicas del, 3-15
propiedades termodinámicas del, 3-234 a 3-235
viscosidad del, 3-292 a 3-293
Focos, 2-21
Forchheimer, ecuación de, 5-62
Formación de sales, definición de la, 11-34
Formas escalonadas de las matrices, 2-59
Formas indeterminadas de las funciones, 2-31 a 2-32
Fórmulas para área, 2-12
del cilindro, 2-13
circular:
anillo, 2-13
segmento, 2-14
del círculo, 2-13
del cono, 2-13
del cuadrilátero, 2-12
de la elipse, 2-13
de la esfera, 2-14
del esferoide:
achatado, 2-14
alargado, 2-14
formas irregulares, 2-14
del paralelepípedo rectangular, 2-13
del paralelogramo, 2-12
del prisma, 2-13
del rombo, 2-12
de la pirámide, 2-13
del rectángulo, 2-12
regular:
polígono, 2-12
poliedro, 2-13
de la sección de parábola, 2-13
del toro, 2-13
del trapezoide, 2-12
del triángulo, 2-12
varias, 2-14
Fórmulas de medición, 2-12 a 2-14
Fotosíntesis, 27-5
Fourier, método de, para la medición de la partícula, 8-7
Fourier, número de, 2-123
Fourier, transformada de, 2-56, 2-76
coseno de la, 2-56
Fourier, transformada discreta de, (DFT), 2-78
Fourier, transformada rápida de (FFT), 2-78
Fraccionamiento:
en columna de líquido, 18-52 a 18-53
tipo atomización, 18-52
tipo sinusoidal (oscilación transversal), 18-52
tipo varicoso (oscilación simétrica), 18-52
control del, 22-109 a 22-128
básico, 22-126
calidad del producto, 22-126
entrada de calor, 22-127
predecible, 22-127
extracción disociación, 15-4
en gotitas, 18-5
agotamiento
debido a cho
tipo bolsa, 18
en lámina de líq
desintegraci
desintegraci
desintegraci
desintegraci
líquido líquido,
Fraccionamiento,
Francis, fórmula d
Franz Isodynamic
Franz, separador,
Frecuencia, defini
Frecuencia, factor
Fredholm, ecuaci
Fricción:
factores de:
en bancos d
en codos y t
en flujo no i
en lechos y
en películas
en fluidos:
en agrandan
accesorios y
codos y tub
en contracci
en entradas,
placas desvi
en salidas, 5
(*véase tamb*
Froude, número d
Fuelles (*véase* M
Fuerza electromo
Fuerza(s):
en codos, 5-23
de tiro, 5-70
Fuerzas electrost
Fuerzas magnétic
Fugacidad, 4-65 a
Fugas de lechos f
integrales, 16-
promedio, 16-
Fuller, tierra de, 1
Función restrictiv
Función de super
efectos de la in
Funciones:
complejas, 2-4
elementales, 2-
Funciones, armón
Funciones expon
Funciones, hiperl
inversas, 2-43
Funciones de pol
Funciones termo
(*véase también*
Funciones de tra
funcion

en gotitas, 18-53 a 18-54
agotamiento del, 18-54
debido a choque, 18-54
tipo bolsa, 18-53
en lámina de líquido, 18-53
desintegración tipo bordo, 18-53
desintegración tipo lámina gruesa, 18-53
desintegración tipo lámina perforada, 18-53
desintegración tipo onda, 18-53
líquido líquido, 15-4
Fraccionamiento, etapas de, 15-20 a 15-21
Francis, fórmula de, 5-21
Franz Isodynamic, separador, 21-45
Franz, separador, 21-44
Frecuencia, definición de la, 21-87
Frecuencia, factor de, 4-3
Fredholm, ecuaciones integrales de, 2-53
Fricción:
factores de:
en bancos de tubos, 5-57 a 5-59
en codos y tuberías curvas, 5-43
en flujo no isotérmico, 5-59
en lechos y sólidos, 5-60
en películas descendentes, 5-66
en fluidos:
en agrandamientos, 5-40
accesorios y válvulas en tuberías, 5-41 a 5-42
codos y tuberías curvas, 5-42 a 5-43
en contracciones, 5-38 a 5-41
en entradas, 5-38 a 5-40
placas desviadoras, 5-45
en salidas, 5-41
(*véase también* Caída de presión)
Froude, número de, 5-49
Fuelles (*véase* Medición de presión)
Fuerza electromotriz química en el análisis potenciométrico, 22-54
Fuerza(s):
en codos, 5-23
de tiro, 5-70
Fuerzas electrostáticas, 8-69
Fuerzas magnéticas, 21-38
Fugacidad, 4-65 a 4-66, 13-24
Fugas de lechos fijos:
integrales, 16-33 a 16-34
promedio, 16-33 a 16-34
Fuller, tierra de, 16-9
Función restrictiva, 2-30
Función de supervivencia medida (MSF), 25-32
efectos de la inflación sobre la, 25-37 a 25-39
Funciones:
complejas, 2-44
elementales, 2-43
Funciones, armónicas, 2-44
Funciones exponenciales, 2-10, 2-43
Funciones, hiperbólicas, 2-43
inversas, 2-43
Funciones de polinomio, 2-75 a 2-77
Funciones termodinámicas residuales, 4-65
(*véase también* Propiedades termodinámicas, relaciones de las)
Funciones de transferencia (*véase* Control automático, sistemas de funciones de transferencia)
Funciones trigonométricas, 2-42
inversas, 2-42
Fundición, 11-48
Gas, elevadores de, 5-47 a 5-48
Gas ideal, relaciones de compresión, 6-18
Gas-líquido, contacto, 18-3 a 18-61
(*véanse también* Dispersiones; Líquido gas, sistemas)
Gas(es):
absorción de, (*véase* Absorción de gas; Transferencia de masa)
agitación con, para líquidos no miscibles, 21-70
almacenamiento de, 6-116
análisis conductométrico de, 22-53
bombeo de, 6-17 a 6-18
calores específicos, 3-169
coeficiente de difusión, cálculo del, 3-333 a 3-334
compresión de, 6-18 a 6-22
conductividad térmica de los, 3-291 a 3-299
cálculos de la, 3-330 a 3-331
contenido de vapor de agua en, 3-94 a 3-95
ecuación virial para, 3-313 a 3-315
ecuaciones de estado para, 3-315 a 3-316
densidad en condiciones estándar, 3-98
difusividades en pares de, 3-301 a 3-302
factor de compresibilidad para, 3-314 a 3-315
nomograma de viscosidades para, 3-292 a 3-293
Prandtl, número de, 3-291
relación de calor específico para, 3-173
transporte masivo de, 6-117 a 6-120
viscosidades de los, 3-291
Gases, constantes de la ley de, valores de, 1-18
Gases, ley de los, 3-312 a 3-316
Gases, muestreo de, 18-77
Gases y sólidos, separación de, 20-79
Gates-Gaudin-Schumann, distribución de partícula de, 8-5
Gaudin-Meloy, distribución de partícula de, 8-5 a 8-6
Gauss, reducción de, 2-62
Gel, diálisis del, 16-5
Gel, permeación del, 16-6
Generación de vapor, costo de las intalaciones de, 25-80
Generador de gas con émbolo libre, 24-19 a 24-20
características de:
diseño, 24-20
operación, 24-20
combustibles, 24-20
instalación del, 24-20
recuperación de calor, 24-20
Generadores (*véase* Generadores de vapor)
Generadores de vapor, 9-72 a 9-83
calderas para centrales termoeléctricas, 9-73 a 9-77
características totales necesarias para, 9-73 a 9-77
economizadores para, 9-78
recalentadores, 9-78
sistemas de circulación en, 9-73 a 9-76
sistemas de encendido para entrada de calor a las, 9-77
sobrecalentadores, 9-78
calderas industriales, 9-78 a 9-83
criterios de diseño, 9-80
combustibles de desperdicios sólidos quemados en, tabla, 9-79
definición de, 9-77
factores que afectan el funcionamiento de, 9-81

circulación en, 9-73
chimeneas (*véase* Chimeneas)
definición de, 11-3
factores de diseño, 9-73
relación de circulación, definición de, 9-73
transferencia de calor en, 9-73
Geometría analítica, 2-19 a 2-24
Geometría analítica plana, 2-19 a 2-24
Geometría analítica de sólidos, 2-24
Gibbs, energía de, 3-322
Gibbs, función de, 5-61
Glicerina, datos de corrosión, 23-27 a 23-29
Glicol (*véase* Etilenglicol)
Gompertz, curva de, 25-28 a 25-30
Gotas:
arrastre de, 18-58
coagulación de, 18-92
distribución del tamaño de las, 18-58
líquido líquido:
circulantes, 21-75 a 21-76
coalescencia, 21-76
formación de, 21-74 a 21-75
oscilantes, 21-76
transferencia de masa, 21-76
valores propios para, tabla, 21-76
velocidad, 21-75
rocíos, 18-78
tamaño de:
de los atomizadores, 20-66
distribución del, gráfica, 18-56
efecto del, en las propiedades físicas, 18-54 a 18-55
en emulsiones agitadas, 21-67
en líneas de tuberías, 21-63
en líquidos no miscibles, 21-74
en neblina, 18-62
en rocíos, 18-52
rompimiento de la columna de líquido debido al, 18-52
rompimiento de la gota debido al, 18-53 a 18-54
rompimiento de la lámina de líquido debido al, 18-53
Grados de libertad, 2-30, 2-87, 13-23 a 13-26
Graeffe, técnica del cuadrado de la raíz de, 2-65
Graesser, extractor de, 21-74
Graetz, número de, 2-121
Gráfica del flujo de señales, 22-114 a 22-115
Gráfica psicrométrica:
agua en aire, 20-6
benceno en aire, 20-8
ecuación para la corrección de presión, 20-7
gráficas psicrométricas:
a altas temperaturas, 12-5
a bajas temperaturas, 12-4
a temperaturas intermedias, 12-4
tetracloruro de carbono en aire, 20-7
tolueno en aire, 20-8
uso de la, 12-6 a 12-13
a presiones distintas a la atmosférica, 12-13
Gráficas de punto de equilibrio, 25-8
Grafito:
corrosión, 23-5
intercambiadores de placas de, 11-24
como material de construcción, 23-55 a 23-56
propiedades del, 23-67
Granuladores, 11-49
Grashof, número de, 2-123
Gravedad, asentadores por, 18-80, 21-70 a 21-71
Gravedad, cámaras de asentamiento por, 20-93
Gravedad específica, 1-19
de combustibles derivados del petróleo, 9-12 a 9-18
de materiales misceláneos, 3-118 a 3-119
medición de la, 1-19
Gravedad, sedimentación por (*véase* Sedimentación, por gravedad)

Haces de tubos:
desviación, 11-19
ensuciamiento de los, 11-19
para intercambiadores de calor, 11-12
para intercambiadores enfriados por aire, 11-27
velocidad frontal que pasa a través de los, 11-28
vibración, 11-5
Hadden, corrección de temperatura, 13-78
Hadden, método de, 13-18, 13-20
Halógenos, 23-39 a 23-40
secos, 23-64
Hardgrove, índice de molibilidad de (HGI), 8-11
Hartford, circuito de, 9-90
Hastelloy, aleaciones de, como materiales de construcción, 23-44
Helio:
calor:
capacidad de, 3-156
latente, 3-144
conductividad térmica, 3-291 a 3-299
constantes críticas, 3-135
densidad del, 3-98
difusividades en pares de gases, 3-301
Joule-Thomson, coeficiente de, 3-132
Prandtl, número de, 3-291
propiedades físicas del, 3-13
propiedades termodinámicas del, 3-235 a 3-236
relación de calor específico, 3-173
solubilidad en agua, 3-125
viscosidad del, 3-291 a 3-293
Helio-4, 12-51
Helmholtz, función de, 4-60
Henry, ley de, 4-66, 14-9
Heptano, propiedades termodinámicas del, 3-238
Hermite, ecuación de, 2-48
Herschel, medidor venturi tipo, 5-13 a 5-14
Hertz, aplicación de la teoría de, 8-11
Hesketh, ecuación de, 18-90
HETP (*véase* Altura equivalente a una placa teórica)
Hidrógeno, 12-51
calor:
capacidad de, 3-156
de combustión, 3-195
específico, 3-169
latente, 3-144
compresibilidad del, 3-138
conductividad térmica, 3-291, 3-298
constante crítica, 3-135
densidad del, 3-98
difusividad en, 3-304
difusividades e
interacciones d
Joule-Thomso
Prandtl, núme
presiones de va
arriba de 1 a
hasta 1 atm,
propiedades fís
propiedades te
relación de cal
solubilidad en
viscosidad del,
Hidrógeno, peró
datos de corro
propiedades te
Hidrógeno, yodu
calor:
capacidad
específico,
de formaci
latente, 3-1
constantes crí
densidad del,
energía libre,
presión parcia
presión de vap
propiedades fi
razón de calor
viscosidad del
Hidrómetro, 22-
Hidroseparador
Hidrostática, 5-
Hierro:
colado, 23-5,
dúctil, 23-17
maleable, 23-
como materia
Hierro colado:
gris, 23-5 a 2
de baja ale
de alto silicio
Hipérbolas, 5-6
Hiperboloides,
Hipótesis, prueb
análisis de va
análisis de va
Bartlett, prue
para dos prop
Duncan, prue
para observac
para pares igu
para el proce
para una prop
prueba de la
prueba de do
prueba de las
Hodgson, núme
Hölder, desigua
Hongos, 27-3 a
Hora estándar,

difusividades en pares de gases, 3-301
interacciones del enlace de, 15-7 a 15-8
Joule-Thomson, coeficiente de, 3-131, 3-134
Prandtl, número de, 3-291
presiones de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-59
hasta 1 atm, 3-62
propiedades físicas del, 3-16
propiedades termodinámicas del, 3-239 a 3-242
relación de calor específico, 3-173
solubilidad en agua, 3-125
viscosidad del, 3-291, 3-293
Hidrógeno, peróxido de (agua oxigenada):
datos de corrosión, 23-30 a 23-32
propiedades termodinámicas del, 3-242
Hidrógeno, yoduro de:
calor:
capacidad de, 3-157
específico, 3-169
de formación, 3-183
latente, 3-144
constantes críticas, 3-135
densidad del, 3-98
energía libre, 3-183
presión parcial de las soluciones acuosas, 3-90
presión de vapor del, hasta 1 atm, 3-62
propiedades físicas del, 3-15
razón de calor específico, 3-173
viscosidad del, 3-292 a 3-293
Hidrómetro, 22-50
Hidroseparadores, 21-24
Hidrostática, 5-6
Hierro:
colado, 23-5, 23-17, 23-41
dúctil, 23-17
maleable, 23-17
como material de construcción, 23-17
Hierro colado:
gris, 23-5 a 23-17
de baja aleación, 23-5
de alto silicio, 23-41
Hipérbolas, 5-6
Hiperboloides, 2-25
Hipótesis, prueba de la, 2-93 a 2-111
análisis de variancia de un camino, 2-102 a 2-103
análisis de variancia de dos caminos, 2-108 a 2-111
Bartlett, prueba de, 2-106 a 2-109
para dos proporciones, 2-98
Duncan, prueba del intervalo múltiple de, 2-106 a 2-108
para observaciones apareadas, 2-96
para pares igualados, 2-96
para el procedimiento de la media, 2-93
para una proporción, 2-97
prueba de la bondad del ajuste, 2-99 a 2-101
prueba de dos caminos, 2-101
prueba de las dos poblaciones, 2-95 a 2-96
Hodgson, número de, 5-19 a 5-20
Hölder, desigualdad de, 2-11
Hongos, 27-3 a 27-4
Hora estándar, 25-64
Horner, método de la raíz de, 2-10
Hornos:
de base de carretilla, 20-26
continuos, 20-32 a 20-33
de cubilote, 20-54 a 20-55
de elevador, 20-26
de fundición, 20-54
de hogar, 20-52 a 20-53
de hogar múltiple, 20-53
de hogar rotatorio, 20-26 a 20-27
intermitentes, 20-26 a 20-28
Mannheim, 20-52
regeneradores de calor (*véase* Regeneración de calor)
tipo mufla, 20-27
de tiro por convección forzada, 20-26
(*véanse también* Cubilotes; Secadores)
HTU (*véase* Altura de las unidades de transferencia)
Hule:
butilo, 23-53
cis-polibutadieno, 23-53
cis-polisopreno, 23-53
cloropreno, 23-53
duro, 23-53
elastómero de cloruro de polivinilo (Koroseal), 23-53
estireno, 23-53
etileno propileno, 23-53
fluoroelastómeros, 23-53
Hypalon, 23-53
natural, 23-53
neopreno, 23-53
nitrilo, 23-53
polietileno clorosulfonado, 23-53
propiedades del, 23-67
silicón, 23-53
Hum-mer, malla de, figura, 21-17
Humedad:
absoluta, definición de la, 12-3
porcentaje de, definición del, 12-3
relativa, 20-5
porcentaje de, definición del, 12-3
de saturación, 20-5
adiabática, 20-5
definición de la, 12-3
Humedad crítica, contenido de, 20-4
Humedad, gráficas de (*véase* Gráfica psicrométrica)
Humedad, medición de la, 12-13 a 12-14
higrómetros eléctricos, 12-14
higrómetros mecánicos, 12-14
método del bulbo húmedo, 12-13 a 12-14
método gravimétrico, 12-14
método del punto de rocío, 12-13
(*véase también* Medición de humedad)
Humedad relativa, porcentaje de, 20-5
Humedad de saturación adiabática, 20-5
Humo, definición del, 20-87
Humphreys, concentrador espiral, 21-30 a 21-31

Identidades de aproximación, 2-61
Impactor en cascada, 18-78
Impactores, 20-90

Impactores de rotor, 8-30
Impulsores de agitación, 19-96 a 19-9, 19-12
  con entrada lateral, 19-12
  con entrada por la parte superior, 19-12
Impulsores de banda, 24-50
Impulsores de engranes, 24-50 a 24-51
Incertidumbre, 25-22 a 25-31
Incrustación:
  definición de la, 11-34
  temperatura mínima para aleaciones, 23-72
Indeterminantes matemáticos, 2-9 a 2-10
Indicadores, 22-59 a 22-61, 22-66 a 22-70
  analógicos, 22-67
    accionados directamente, 22-67
    accionados eléctricamente, 22-66
    accionados neumáticamente, 22-66
    dispositivos de desviación, 22-66
    para material en movimiento, 22-66
    con señalador múltiple, 22-67
  digitales, 22-67 a 22-69
    con contadores mecánicos, 22-69
    eléctricos, 22-69
    lectura, 22-67 a 22-69
  facilidad de lectura, 22-61
    digital, 22-61
    instrumentos de escala ampliada, 22-61
    paralaje, 22-61
    repitibilidad, 22-60
    velocidad de respuesta, 22-61
  precisión de los, 22-60
Índice de hinchamiento libre del carbón (FSI), 9-7
Índice de refracción, medición del, 22-51
Inflación, 25-35 a 25-39
  diferencial, 25-39
  efecto de la:
    sobre DCFRR, 25-35 a 25-36
    sobre MSF, 25-37 a 25-38
    sobre NPV, 25-36
    sobre el periodo de reembolso, 25-37
Ingeniería bioquímica, 27-1 a 27-21
  (*véanse también*, Conceptos biológicos; Reactores biológicos)
Ingeniería genética, 27-5
Ingeniería de los procesos biológicos:
  cultivos mixtos, 27-18 a 27-19
  instrumentación y computadoras, 27-19
Inhibidores de corrosión, 23-8
Inmovilización de la enzima, 27-20 a 27-21
Instalaciones, costo de las, 25-61
Instrumentos de análisis:
  gas, 18-78
  nieblas, 18-78
Integración, 2-70 a 2-71
Integración gaussiana, fórmulas de, 2-71
Integración numérica, 2-71
Integral de convolución, 2-56
Intensidad del campo magnético, 21-47
Interacciones microbianas, 27-19
Intercambiador de anillo hidráulico empacado, 11-10
Intercambiador de cabezal flotante exterior, 11-10
  figura, 11-7
Intercambiador de cabezal flotante extraíble, 11-10
Intercambiador con cabezal flotante interno, 11-10
  figura, 11-6
Intercambiador de calor de tubo en U, 11-9
  figura, 11-7
Intercambiador de placa tubular fija, 11-6
Intercambiadores de calor, 6-28, 10-24 a 10-25
  con anillo de cierre hidráulico, 11-10
    figura, 11-8
  de bloques de grafito, 11-24
  con cabezal flotante interno, 11-10
  con cabezal flotante externo, 11-10
    figura, 11-7
  de cabezal flotante extraíble, 11-10
    figura, 11-7
  de canal, 11-12
  características del entubado, tabla, 11-11
  de casco y tubo, 11-3
  de casquete, 11-12
  con cierres especiales para alta presión, 11-12
  códigos de construcción, 11-3 a 11-5
  construcción del casco, 11-13
    casco de dos pasos, 11-13
    casco de un paso, 11-13
    tamaños de dos pasos, 11-13
  construcción del lado del tubo, 11-10 a 11-12
    el cabezal, 11-10
    los pasos, 11-12
  control de los, 22-119 a 22-126
  corrosión en los, 11-19
  costos de los, 11-20 a 11-21
  definición de los, 11-3
  diseño de los, 10-24
  efectos del ensuciamiento, 10-32
  enfriados por aire (*véase* Intercambiadores enfriados por aire)
  factor de correlación τ, gráficas, 10-27 a 10-28
  de flujo concurrente, 11-27
  con flujo a contracorriente, 10-25
  con flujo inverso, 10-25
  con flujo mixto, 10-25
  con flujo transversal, 10-26
  haces de tubos en los, 11-13
  juntas de expansión (*véase* Expansión, juntas de, en intercambiadores de calor)
  de lámina de cierre tubular fija, 11-6 a 11-11
    figura, 11-6
  materiales de construcción para los, 11-19
    materiales no metálicos, 11-20
  número de orificios en el laminado de tubos, tablas, 11-14 a 11-17
  pasos del lado del casco, 11-12
    figura, 11-6
  con placas desviadoras (*véase* Placas desviadoras)
  de película descendente, 11-26
  prueba de los, 11-6
  recomendaciones TEMA para los, 6-126
  rehervidor de caldera con cabezal flotante, 11-10
    figura, 11-7
  con secciones de tubos múltiples, 11-21
  para sólidos, 11-48 a 11-49
    para la fusión de sólidos, 11-50
    para solidifica
    para sólidos d
    para sólidos l
  superficie del int
  con superficie ra
  tamaños de los c
  de Teflón, 11-26
  tipo placa (*véase*
  trayectoria de flu
  de tubo de bayon
  con tubo doble, 1
    costos de los,
  de tubo espiral, 1
  de tubo en U, 11
    figura, 11-7
  tubos en los, 11-
  de tubos y casco
  con tubos espira
  vibración del ha
    acoplamient
    acoplamient
    derramamie
    variación de
  (*véase también*
    Operaci
Intercambiadores
Intercambiadores
  (*véase también*
Intercambiadores
Intercambiadores
  cámaras de hum
  cara, velocidad
  condensadores:
    aéreos, 11-3
    de vapor, 11
  control de flujo
  costos de los, 1
  diseño de:
    aire forzado
    consideraci
    tiro induci
  enfriadores aju
  enfriamiento p
  entubado de, 1
  haces de tubos
  recirculación d
  velocidad de la
Intercambiadores
Intercambiadores
  de aleta de plac
  en espiral, 11-
  de placas y ma
  superficie de p
Intercambiadores
Intercambiadores
Intercambio iónic
  aplicaciones d
  automatizació
  continuo y cas
  cromatografía
  curvas de rom

para solidificación, 11-48 a 11-49
para sólidos divididos, 11-53
para sólidos laminados, 11-51 a 11-52
superficie del intercambiador, 11-12
con superficie raspada, 11-26 a 11-27
tamaños de los cascos, 11-13
de Teflón, 11-26
tipo placa (*véase* Intercambiadores tipo placa)
trayectoria de flujo en los, 11-3
de tubo de bayoneta, 11-24
con tubo doble, 10-26, 11-23
costos de los, 11-23
de tubo espiral, 11-24 a 11-25
de tubo en U, 11-9
figura, 11-7
tubos en los, 11-8, 11-9, 11-28
de tubos y casco con placas desviadoras, 10-26 a 10-27
con tubos espiral para servicio criogénico, 11-25
vibración del haz de tubos, 11-5
acoplamiento acústico, 11-6
acoplamiento fluidoelástico, 11-6
derramamiento del vórtice, 11-6
variación de presión, 11-6
(*véase también* ,Intercambiadores de calor; Operaciones unitarias, control de las)
Intercambiadores de calor de Teflón 11-26
Intercambiadores de calor de tubo y casco, 11-3 a 11-20
(*véase también* Intercambiadores de calor)
Intercambiadores de calor con tubos de bayoneta, 11-24
Intercambiadores enfriados por aire, 11-27 a 11-28
cámaras de humidificación, 11-30
cara, velocidad de la, 11-28
condensadores:
aéreos, 11-30
de vapor, 11-31
control de flujo de aire, 11-30
costos de los, 11-31
diseño de:
aire forzado, 11-27
consideraciones para el, 11-31 a 11-32
tiro inducido, 11-27
enfriadores ajustados, 11-31
enfriamiento por evaporación, 11-30
entubado de, 11-28
haces de tubos en, 11-28
recirculación de aire, 11-30
velocidad de la cara, 11-27
Intercambiadores de superficie raspada, 11-26 a 11-27
Intercambiadores tipo placa, 11-23 a 11-24
de aleta de placa con soldadura fuerte, 11-24
en espiral, 11-24
de placas y marcos, 11-22
superficie de placa aleta y tubo, 11-24
Intercambiadores de tubo doble, 11-21
Intercambiadores de tubo en espiral, 11-24 a 11-25
Intercambio iónico, 16-5 a 16-52
aplicaciones del, 16-5 a 16-6
automatización de los intercambiadores, 19-48
continuo y casi continuo, 19-48 a 19-50
cromatografía, 16-40 a 16-43
curvas de rompimiento, 16-16 a 16-43
Donnan, elevación de, 16-17
equilibrio, 16-10 a 16-18
en sistemas multivariantes, 16-15 a 16-16
equipo para, 19-45 a 19-50
intermitente, 16-49 a 16-50
lecho mixto, 16-37, 16-45 a 16-46
lechos en movimiento, 16-52
multicomponente, 16-47 a 16-49
Asahi, proceso, 19-44
columna característica, 19-46
columnas a contracorriente, 19-48 a 19-50
costos del, 19-50
datos para diseño de lecho fijo, 19-46
Higgins, diseño de, 19-48
regeneración a contraflujo, 19-47
operaciones de, 19-45 a 19-46
operaciones cíclicas en el, 16-38 a 16-39
resinas:
quelatantes, 16-6
transferencia de electrones, 16-6
variancia (grados de libertad), 16-11
(*véase también* Sorción)
Interés, 25-10 a 25-11
compuesto anual, 25-10
compuesto continuo, 25-10
compuesto a intervalo corto, 25-10
simple, 25-10
Interés compuesto, factores de, 1-29 a 1-30
Interés, factores del, 1-29 a 1-30
Intermitentes:
evaporadores, 11-41
molinos de bolas, 8-16
reactores químicos, 4-28
International Practical Temperature, Escala de, 22-35
International Standards Organization, serie de cribas de prueba, 21-19
Interpolación, 2-67 a 2-69
diferencias hacia adelante, 2-68
inversa, 2-69
Lagrange, fórmulas de, 2-69
lineal, 2-67
de orden superior, 2-68
Interpolación lineal, 2-67
Intersecciones de la tangente, método de las, 4-71
Intervalo azeotrópico, 13-67 a 13-68
Inundación:
empaques de torres, 5-62
en extractores de líquidos, 21-78
de películas líquidas, 5-66 a 5-67
tubos verticales, 5-66 a 5-67
Inventario, evaluación y control del, 25-51 a 25-58
efecto sobre el ingreso y las utilidades, 25-51 a 25-52
Inversión, 25-5 a 25-40
(*véase también* Inflación; Interés; Rentabilidad)
Isobutano, propiedades termodinámicas del, 3-243
Isotermas:
definición de las, 16-11 a 16-12
monovariantes, 16-12 a 16-15
bilineales, 16-13
de Freundlich, 16-14
de Langmuir, 16-12 a 16-14

(*véase también* Equilibrio(s)
Isótopos, separación de, 17-72 a 17-73

Jet Sizer, 21-25
Joule, ley de, 9-61
Joule-Thomson, efecto de, 3-131 a 3-134
  otras referencias para los coeficientes del, 3-131
Juntas:
  de anillo, 6-37
  biselada, 6-37
  de entubado, 6-55
    de ajuste abocinado, 6-55
    de ajuste por compresión, 6-55
    de ajuste tipo dentado, 6-55
    con sello de anillo en O, 6-55
  de expansión (*véase* Expansión, juntas de)
  rosca cónica de tubería, 6-47
    figura, 6-47
  a tope, 6-37
  de tubería, 6-47
    de abrazadera en V, 6-54
    con anillo de sello, 6-54
    colada, 6-53
    de cuello empacado, 6-53
    embridada, 6-48
    embutida, 6-53
    estriada, 6-54
    expandida, 6-53 a 6-54
    roscada, 6-47
    con sello de presión, 6-55
    soldada, 6-82
    de soldadura fuerte, 6-56
    de soldadura de plata, 6-56
    de unión, 6-47
  de tubo laminado, 11-13
  para tubo soldado, 11-13
Jury, problema de, 2-8

K, correlaciones de los valores de, 13-17 a 13-23
  Benedict-Webb-Rubin, 13-18 a 13-20
  Gmehling-Liu-Prausnitz, ecuación de, 13-20 a 13-21
  Margules, 13-21 a 13-22
  nomogramas, 13-17 a 13-19
  Peng-Robinson, 13-19
  Raoult, ley de, 13-23
  Redlich-Kwong, ecuación de, 13-19
  Soave, ecuación de, 13-19
  Starling, ecuación de, 13-20
  van Laar, ecuación de, 13-21 a 13-22
  Wilson, ecuación de, 13-21 a 13-22
K, determinación de los valores, 4-89
Karbate, separadores de líneas, 18-83
Karl-Fisher, método de, para mediciones de humedad, 22-54
Karr, torre de placas de émbolo, 21-86
Kaye, fotosedimentomedidor de, 8-8
Kellogg, gráficas de, 13-17 a 13-19
Kelvin, ley de, 17-46
Kick, ley de la energía de, 8-13
Kirchhoff, ley de, 10-57
Kireev, ecuación de, 13-70
Knudsen, número de, 5-36
Koch Kascade, torre de, 21-81 a 21-82
Koppers-Totzek, gasificador de, 9-25
  (*véase también* Carbón mineral, gasificación del)
Kozeny-Carman, ecuación de, 20-110
Kremser, ecuación de, 15-17
  solución gráfica, 15-17
Kremser, método de, 13-43
Kuenen, coeficiente de, 14-6 a 14-7
Kühni, torre de, 21-86
Kunii-Levenspiel, correlación de, 9-54
Kutateladse-Zuber, relación de, 10-24

Ladrillo refractario como material de construcción, 23-68
  resistencia química del, 23-71
  propiedades del, 23-71
Ladrillos porosos, 18-67 a 18-68
  características de los, tabla, 18-68
Lagrange, desigualdad de, 2-11
Lagrange, fórmulas de interpolación, 2-69
Laguerre, ecuación de, 2-48
Lagunas, 26-45
Laminado de tubos, número de orificios en, tablas, 11-14 a 11-16
Lantern, anillos, 6-38
Laplace, ecuación de, 2-8, 2-48 a 2-51
Laplace, transformada de, 2-55 a 2-56
  en control automático, 22-6
Largo de entrada del tubo, 5-39
Laurent, serie de potencia de, 2-19
Lechadas:
  extracción de las, 21-74
  muestreo de, 21-11 a 21-12
Lechos fijos:
  caída de presión en, 5-59
  de flujo radial, 16-34 a 16-36
  método de diseño para, 16-6 a 16-9
Lechos fluidificados, 9-49 a 9-55, 20-67
  adsorción-desorción en, 20-83
  altura del lecho, 20-69
  altura libre de transporte (TDH), 9-55
  aplicaciones de los, 20-79
  Arquímedes, número de, 9-58
  arrastre en los, 20-70 a 20-71
  burbujeo (turbulento), 20-73
  caída de presión del fluido, 4-41
  catalíticos, 20-79 a 20-80
  circulación (rápida), 20-74
  combustión, 20-82 a 20-83
    de combustibles sólidos, 9-49 a 9-55
      atmosférica (AFBC) Atmosferic Fluidized Bed Combustion, 9-55
      a presión (PFBC) Pressurized Fluidized Bed Combustion, 9-55
  control de temperatura, 20-75
  descarga de sólidos, 20-76 a 20-77
    brazo de sello, 20-76
    tanque de inmersión, 20-77
  diagramas de fase, 20-67
  diseño de los, 20-69
distribuidor de
eficiencia de co
emisiones de ó
escalamiento, 2
expansión del l
factores de fort
fluidizador ind
gasificador Wi
instrumentació
Kunii-Levensp
margen libre, 2
medición de:
  flujo, 20-79
  presión, 20-
  temperatur
mezclado:
  de gases, 2
  de sólidos,
no catalíticos,
opciones de di
reactores para
reactores quím
recipiente de r
recubrimiento
reducción de t
remoción de d
secado en, 20-
separación de
  brazo de se
  ciclón, 20-
sistemas gas-s
sólidos:
  alimentad
  control de
  reciclaje, 2
  tipos de, 2
tipos de equip
transferencia
transferencia
tratamiento té
velocidad de f
velocidad mín
Lechos en movi
para procesos
para sólidos,
Lechos de sólid
caída de presi
dinámica del
distribuidores
empaques pa
espacios vací
factor de forn
fluidificados,
fluido, dinám
lechos fijos o
medio porosc
Lee y Kesler, ta
Legendre, ecua
Leibnitz, regla
Lemniscata, 2-
Lestou-Stiel, co

distribuidor de gas en los, 20-70 a 20-72
eficiencia de combustión del carbón, 9-52 a 9-53
emisiones de óxidos de nitrógeno, 9-54
escalamiento, 20-73 a 20-74
expansión del lecho en fluidificación, 9-55
factores de forma para varios materiales, tabla, 9-54
fluidizador indirecto para transferencia de calor, 11-52
gasificador Winkler, 9-25
instrumentación, 20-78 a 20-79
Kunii-Levenspiel, correlación de, 9-54
margen libre, 20-71
medición de:
flujo, 20-79
presión, 20-78 a 20-79
temperatura, 20-78
mezclado:
de gases, 20-75
de sólidos, 20-75
no catalíticos, 20-80 a 20-83
opciones de diseño para los, 9-55
reactores para gasificación de carbón, 9-24
reactores químicos, 4-28
recipiente de reacción, 20-69
recubrimiento, 20-84
reducción de tamaño, 20-75
remoción de dióxido de azufre, 9-53 a 9-54
secado en, 20-83
separación de polvo, 20-77 a 20-78
brazo de sellado, 20-77
ciclón, 20-77
sistemas gas-sólido, 20-68 a 20-70
sólidos:
alimentadores, 20-75 a 20-76
control de flujo, 20-75 a 20-76
reciclaje, 20-76
tipos de, 20-68
tipos de equipo, 20-68 a 20-70
transferencia de calor en, 9-55, 20-74 a 20-75
transferencia de masa, 20-74 a 20-75
tratamiento térmico, 20-84 a 20-85
velocidad de fluidificación, 20-67
velocidad mínima de fluidificación, 9-55
Lechos en movimiento:
para procesos de sorción, 16-50
para sólidos, 11-53
Lechos de sólidos:
caída de presión, 5-59 a 5-62
dinámica del fluido, 5-59 a 5-62
distribuidores, 5-57
empaques para torres, 5-64
espacios vacíos reales de, 5-61
factor de forma, 5-60
fluidificados, 5-61
fluido, dinámica del, 5-59 a 5-62
lechos fijos o sólidos granulares, 5-59 a 5-60
medio poroso (*véase* Medios porosos)
Lee y Kesler, tablas de la correlación de, gráfica, 4-77
Legendre, ecuación de, 2-48
Leibnitz, regla de, 2-53
Lemniscata, 2-23
Lestou-Stiel, correlación de viscosidad de, 3-328
Leva, correlación de, 18-25
Lewis-Randall, regla de, 4-66
Ley:
de acción de masas, 4-90
(*véanse también* las Leyes específicas)
Ley de energía de enlace, 8-13
Leyes exponenciales, 2-15
L'Hospital, teorema de, 2-31 a 2-32
Lightnin, torre mezcladora de, 21-84
Límites de funciones, 2-30
Límites para raíces reales, 2-17
Linde, ciclo de, 12-52 a 12-57
sistema de columna doble, 12-58
sistema de columna sencilla, 12-57
Liquid Dynamics, extractor, 21-90
Líquido(s), 21-60 a 21-62
almacenamiento de, 6-110 a 6-116
bombeo de, 6-4 a 6-6
cálculo del coeficiente de difusión, 3-334 a 3-335
cálculo de la densidad, 3-318 a 3-319
compresibilidades de los, 3-143
conductividad térmica, 3-297
cálculo de la, 3-332
difusividades en, 3-303 a 3-304
gotas de (*véase* Gotas)
no miscibles:
contacto de, 21-62
creación de emulsión, 21-62
gotas sencillas inmersas en, 21-74 a 21-75
reacción de, 21-62
separación de, 21-62
transferencia de calor entre, 21-62
(*véase también* Mezclador(es), para líquidos no miscibles)
tensión superficial, cálculo de la, 3-336 a 3-337
Líquido, equilibrio (*véase* Equilibrio(s) líquido líquido)
Líquido-gas, sistemas, 18-3
características de los, tabla, 18-3
Líquido líquido, equilibrio (*véase* Equilibrio(s), líquido-líquido)
Líquido líquido, operaciones de, 21-62
continuas, 21-76 a 21-77
transferencia de masa, 21-76, 21-78 a 21-80, 21-82
en etapas, 21-63 a 21-74
equipo para, 21-64 a 21-74
transferencia de masa, 21-63
(*véase también* Extracción líquido-líquido)
Líquido líquido, extracción (*véase* Extracción, líquido líquido)
Líquido sólido, procesamiento de (*véanse* Agitación; Agitadores; Mezclador(es))
Litio y aluminio, silicato de, 20-41
Litio, propiedades termodinámicas del, 3-244
Lixiviación, 19-54 a 19-58
continua de sólidos dispersos, 19-55
definición de la, 19-54
equipo para, 19-54 a 19-56
extractores:
de banda de Smet, 19-55
Bonotto, 19-56
cálculos para determinar las dimensiones, 19-56 a 19-57
de inmersión total de Hildebrant, 19-56
Kennedy, 19-55

Lurgi, de marco y banda de, 19-55
de placas verticales, 19-56
Rotocel, 19-55
tipo Bollman, 19-54 a 19-55
de transportador de tornillo, 19-56
intermitente en tanques agitados, 19-55
mecanismo de la, 19-54
métodos de operación en, 19-54
percoladores:
de banda sinfín, 19-55
continuos, 19-54
intermitentes, 19-54
procesos de:
condiciones de operación, 19-56
selección y diseño de los, 19-56 a 19-57
de sólidos dispersos, 19-55
en tanques Pachuca, 19-55 a 19-56
tanques para:
agitados por impulsor, 19-55
sedimentación por gravedad, 19-55
Ljungstrom, calentador de aire, 9-102
Logaritmos, 2-10 a 2-43
London, fuerzas de, 21-39
Lubricación de turbinas, 24-40
Lubricidad, 21-4
Lugar geométrico de la raíz para el análisis de los sistemas de control, 22-26
Lurgi, combustor de lecho fluidificado de, 20-82
Lurgi, extractor de, 21-74
Lurgi, gasificador de, 9-24
(*véase* Carbón mineral, gasificación del)
Luwesta, extractor de, 21-90

Maclaurin, prueba de la integral de, 2-39
Maclaurin, serie de, 2-40
Mach, número de, 5-6, 2-123
Madera:
para equipo químico, 23-71
como material de construcción, 23-56
Magnesio, cloruro de, datos de corrosión del, 23-30 a 23-32
Magnesio, óxido de, 20-41
Magnesio, sulfato de, datos de corrosión del, 23-30 a 23-32
Magnetización, curvas de, 21-38
Malesinski, ecuación de, 13-69
Malla(s), 21-14 a 21-15
abertura de las, 21-15
de agitación mecánica, 21-16
área abierta de las, 21-15
de barras, 21-18
caída de presión, 5-44
capacidad, 21-19
gráfica, 21-19
factor del área abierta, gráfica, 21-20
coeficiente de descarga, 5-44
cribas de prueba, 21-20 a 21-21
eficiencia, 21-18
espesor constante de la malla, 21-20
giratorias, 21-17 a 21-18
giratorias o de zaranda, 21-17
de movimiento alternativo, 21-17
oscilantes, 21-17
placas perforadas, 21-18
rejillas, 21-15
planas, 21-15
vibratorias, 21-15
selección de las, 21-18
superficies de las, 21-18
telas, 21-18
aberturas comparativas de las, 21-18
(*véase* Cribas)
vibratorias, 21-16 a 21-17
eléctricas, 21-17
mecánicas, 21-16 a 21-17
Manejo de desperdicios:
contaminación del aire (*véase* Contaminación del aire)
desperdicios sólidos (*véase* Desperdicios de sólidos)
manejo de agua de desperdicio (*véase* Contaminación del agua)
planeación social para el, 26-3 a 26-4
estratégica, 26-3
Manganeso, 2-40
Mannheim, hornos de, 20-52
Manning, fórmula de, 5-31
Mano de obra de operación, costo de la, 25-61
Manómetros:
de columna de líquidos, 5-6 a 5-7
abiertos o diferenciales, 5-6 a 5-7
de tubo en U, (*véase también* Tubos en U)
diámetro del tubo para los, 5-7
error capilar en los, 5-7
Máquinas de combustión interna, 24-16 a 24-19
arranque, 24-18
características del combustible para las, 24-18
características de diseño de, 24-16
características de operación, 24-17
confiabilidad de, 24-17
costos de, 24-18
instalación de las, 24-18
mantenimiento de las, 24-17
recuperación de calor, 24-17
sobrecarga, 24-17
tamaño de la máquina, 24-16
valor nominal de la máquina, 24-16 a 24-17
Máquinas de movimiento alternativo, 24-15 a 24-20
generador de gas de pistón libre, 24-19 a 24-20
características de diseño del, 24-19
características de operación del, 24-19
combustibles, 24-19
instalación, 24-19
recuperación de calor, 24-19
máquinas de combustión interna, 24-16 a 24-18
arranque, 24-17
características del combustible para las, 24-17
características de diseño de las, 24-16
características de operación de las, 24-17
confiabilidad de las, 24-17
costo de las, 24-17 a 24-18
instalación de las, 24-17 a 24-18
mantenimiento de las, 24-17
recuperación de calor, 24-17
sobrecarga, 24-17
tamaño del motor, 24-16

potencia nomir
máquinas de vapo
de expansión,
sin expansión,
Máquinas de vapor,
con expansión, 24
sin expansión, 24-
Marangoni, efecto d
Margules, ecuación
Martilleo de agua, 5
Martin, diámetro de
Masa velocidad, 5-5
superficial, 5-5
Materiales de consti
para bombas, 6-7
metales y aleacio
para recipientes,
para recipientes
resistencia a la c
selección de los:
a altas tempe
a bajas tempe
para sistemas de
(*véase también*
aleacione
Materiales de cons
Circona, 23-71
contenido de alu
contenido de cr
escurrimiento,
grafito, 23-71
ladrillos con alt
ladrillos de cart
ladrillos de cror
ladrillos de mag
ladrillos de mul
ladrillos refract
ladrillos refract
ladrillos de sílic
ruptura por esfu
Materiales de con
Materiales higros
Materias primas,
Matrices, álgebra
cálculos, 2-58
ecuación lineal
derivación, 2-5
eliminación ga
factorización I
forma escalon
giro en la elim.
integración, 2-
inversa de una
matriz adjunta
matriz de perm
matrices cuad
matrices elem
multiplicació
multiplicació
operaciones e
normas de los

potencia nominal del motor, 24-16 a 24-17
máquinas de vapor, 24-15 a 24-16
de expansión, 24-15 a 24-16
sin expansión, 24-15
Máquinas de vapor, 24-15 a 24-16
con expansión, 24-15 a 24-16
sin expansión, 24-15
Marangoni, efecto de, 18-95
Margules, ecuación de, 4-83
Martilleo de agua, 5-68
Martin, diámetro de, 8-7
Masa velocidad, 5-5
superficial, 5-5
Materiales de construcción, 23-3 a 23-72
para bombas, 6-7
metales y aleaciones, propiedades de los, 23-42 a 23-56
para recipientes, 6-94 a 6-95
para recipientes a presión, 6-116
resistencia a la corrosión, 23-18 a 23-40
selección de los:
a altas temperaturas, 23-63 a 23-72
a bajas temperaturas, 12-51 a 12-52
para sistemas de tubería, 6-65 a 6-71
(*véase también* Corrosión; Hule; Madera; Metales y aleaciones; Plásticos; Resistencia química)
Materiales de construcción para alta temperatura:
Circona, 23-71
contenido de aluminio, 23-64
contenido de cromo, 23-64
escurrimiento, 23-63, 23-72
grafito, 23-71
ladrillos con alto contenido de alúmina, 23-68, 23-71
ladrillos de carburo de silicio, 23-71
ladrillos de cromo, 23-71
ladrillos de magnesita, 23-71
ladrillos de mullita, 23-71
ladrillos refractarios, 23-71
ladrillos refractarios aisladores, 23-70 a 23-71
ladrillos de sílice, 23-69 a 23-71
ruptura por esfuerzo, 23-62, 23-72
Materiales de construcción para temperaturas bajas, 23-56 a 23-62
Materiales higroscópicos, definición de los, 20-5
Materias primas, costo de las, 25-60
Matrices, álgebra de, 2-57 a 2-61
cálculos, 2-58
ecuación lineal en forma de matriz, 2-58
derivación, 2-58
eliminación gaussiana, 2-61
factorización LU, 2-60
forma escalonada, 2-59
giro en la eliminación gaussiana, 2-61
integración, 2-56
inversa de una matriz, 2-56
matriz adjunta, 2-56
matriz de permutación, 2-59
matrices cuadradas, 2-56
matrices elementales, 2-59
multiplicación, 2-57 a 2-58
multiplicación escalar, 2-57
operaciones en hilera, 2-59
normas de los vectores y matrices, 2-59
suma, 2-57
sustracción, 2-57
transposición, 2-57
Maxwell, ecuaciones de, 4-61
McCabe-Thiele, método de, 13-28 a 13-36
construcción de la etapa de equilibrio, 13-31 a 13-33
construcción total de la columna, 13-31 a 13-35
etapas mínimas, 13-35
localización de la etapa de alimentación, 13-35
q, línea, 13-30
punto de intersección, 13-35
recalentadores y condensadores intermedios, 13-35
reflujo mínimo, 13-35 a 13-36
relación de reflujo interno, 13-30
relación de reflujo externo, 13-30
relación óptima de reflujo, 13-35
sobreflujo molar constante, 13-29
McNelly, ecuación de, 10-23
Mecanismos de enlace, 8-69
enlace de líquidos móviles, 8-69
fuerzas:
electrostática, 8-69
intermolecular, 8-69
interconexión mecánica, 8-69
puentes:
líquido inmóvil, 8-69
sólidos, 8-69
Media:
aritmética, 2-15
armónica, 2-15
factor de corrección de la diferencia media de temperatura, 11-32
geométrica, 2-15
Media, armónica, 2-15
Media geométrica, 2-15
Medición de humedad:
método de:
calor de sorción, 22-56
capacitancia, 22-56
conductancia, 22-56
electrolítico, 22-55
de Karl Fischer, 22-55
piezoeléctrico, 22-55
psicrométrico, 22-56
punto de rocío, 22-54
de resistencia, 22-56
de transición de la fase salina, 22-55
Medición de nivel:
consistencia y viscosidad, 22-44
dispositivos activados con flotador, 22-44
acoplado magnéticamente, 22-45
mecanismos de palanca y eje, 22-44
medidor de flotador de cadena o cinta, 22-44
dispositivos de carga, 22-48 a 22-49
en recipientes abiertos, 22-46
en recipientes a presión, 22-46
servicio de líquidos en ebullición, 22-47 a 22-48
sistemas de tubo de burbujeo, 22-47
dispositivos del desplazador, 22-46 a 22-48
acoplado magnéticamente, 22-47
tubo de flexión, 22-47

tubo de par de torsión, 22-45 a 22-47
dispositivos visuales, 22-43
vidrio de nivel, 22-43
métodos eléctricos, 22-49
métodos sónicos, 22-49
métodos térmicos, 22-49
Medición de presión, 5-8, 22-39 a 22-43
métodos de columna de líquido, 22-39 a 22-40
métodos eléctricos, 22-42 a 22-43
extensómetros, 22-41 a 22-43
transductores piezoeléctricos, 22-43
transductores piezoresistivos, 22-43
métodos de elemento elástico, 22-40 a 22-42
Bourdon, elementos de tubo, 22-40
elemento de fuelles, 22-40
elementos de diafragma, 22-41 a 22-43
estándares y calibración, 22-39
Mediciones:
analizadores del índice de refracción, 22-51
de conductividad térmica, 22-51 a 22-52
de densidad, 22-49 a 22-51
de flujo, 22-43
medidores de flujo por derramamiento del vórtice, 22-43
medidores ultrasónicos de flujo, 22-43
de gravedad específica, 22-48 a 22-52
de humedad (*véase* Medición de humedad)
de nivel (*véase* Medición de nivel)
de partículas (*véase* Partículas, medición de las)
de presión (*véase* Medición de presión)
de temperatura (*véase* Temperatura, medición de)
de viscosidad y consistencia, 22-51
Mediciones conductométricas sin electrodos, 22-53
Medidor de presión tipo tubo Bourdon, 5-9
Medidores de área, 5-20
principios de, 5-20
rotámetros, 5-20
Medidores de codo, 5-18 a 5-20
Medidores de flujo de masa, 5-18 a 5-21
deductivos, 5-21
de flujo axial y momento transversal, 5-21
principios de los, 5-20 a 5-21
Medidor(es) de presión, 5-6 a 5-9
calibración, 5-9
mecánicos, 5-8
Bourdon, tubo, 5-9
condiciones de uso, 5-9
diafragma, 5-9
multiplicación, 5-7 a 5-9
resistencia, 5-7 a 5-8
Medidores de tiro, 5-7 a 5-8
Medidores de velocidad, 5-10 a 5-13
anemómetros, 5-11 a 5-13
tubos de pitot, 5-10 a 5-13
Medios filtrantes, 19-80 a 19-81
características de los, 19-81
efecto de los, sobre la filtración, 19-76
fieltros comprimidos, 19-80
guata de algodón, 19-80
de lechos granulares de partícula sólidos, 19-80 a 19-81
membranas de polímero, 19-80
papel filtro, 19-80
poros rígidos, 19-80
telas:
de fibras tejidas, 19-80
metálicas o de malla, 19-80
no tejidas, 19-80
Medios porosos:
caída de presión, 5-63
coeficiente de permeabilidad, 5-63
Darcy, ecuación de, 5-63
Forehheimer, ecuación de, 5-63
Membranas de separación, 21-71 a 21-72
Mercurio, 20-42
calor:
capacidad de, 3-159
latente, 3-145
compresibilidad del, 3-143
constantes críticas, 3-135
densidad del, 3-97
expansión térmica, 3-130
presión de vapor del, hasta 1 atm, 3-62
propiedades físicas del, 3-19
propiedades termodinámicas del, 3-245 a 3-246
relación de calor específico, 3-173
viscosidad del, 3-292 a 3-297
Mesa acuífera, 5-13
Metales y aleaciones:
conductividad térmica de los, 3-306 a 3-207
fatiga en los, 6-124 a 6-125
como materiales de construcción para alta temperatura, 23-54
aleaciones comerciales, tabla de las, 23-72
aluminio, 23-64
efecto del escurrimiento, 23-72
ladrillo refractario, 23-68
ladrillos de alta alúmina, 23-68
ladrillos de cromo, 23-70
ladrillos de magnesita, 23-70
ladrillos de sílice, 23-68 a 23-69
propiedades de ruptura, 23-72
refractarios, 23-67
refractarios monolíticos moldeables, 23-72
como materiales de construcción para baja temperatura, 23-56 a 23-62
aceros inoxidables, 23-62
aluminio, 23-62
cobre y sus aleaciones, 23-62
módulos de elasticidad, tabla, 6-98
propiedades físicas y mecánicas de los, 23-41
resistencia a la corrosión, 23-18 a 23-40
Metano, 12-52
calor:
capacidad de, 3-156
de combustión, 3-195
específico, 3-169
de evaporación, 3-149
de formación, 3-180
latente, 3-143
compresibilidad del, 3-140
conductividad térmica, 3-291
constantes críticas, 3-135
densidad del, 3-98
difusividades en pares de gases, 3-301
energía libre, 3-18
Joule-Thomson, c
Prandtl, número d
presión de vapor d
propiedades física
propiedades termo
relación de calor e
solubilidad en agu
viscosidad del, 3-
Metanol:
datos de corrosió
propiedades term
Metanol agua, 12-5
destilación del sis
Metilamina, propie
Metileno, cloruro d
propiedades term
Metilo, cloruro de:
calor:
específico, 3-
de evaporació
conductividad té
constantes críti
densidad del, 3-
Prandtl, número
presión de vapo
propiedades físi
propiedades ter
viscosidad del,
Metilo, formato de
Metil etil cetona (
Método diferencia
química,
Método integral p
química,
Métodos aproxim
Métodos de integr
aproximacione
expansión por s
fórmula directa
fracciones parc
integración cur
integrales de lí
sustitución alg
sustitución trig
Métodos numéric
Métodos de pertu
colocación ort
método de las
Mezclado, 21-4 a
de área constan
de pastas, 19-1
potencia pa
calentamiento
carga electrost
contaminació
continuo, 21-1
enfriamiento
equipo para el
[*véase tam*
formación de

energía libre, 3-180
Joule-Thomson, coeficiente de, 3-134
Prandtl, número de, 3-291
presión de vapor del, hasta 1 atm, 3-75
propiedades físicas del, 3-44
propiedades termodinámicas del, 3-247
relación de calor específico, 3-173
solubilidad en agua, 3-126
viscosidad del, 3-291, 3-293
Metanol:
datos de corrosión, 23-30 a 23-32
propiedades termodinámicas del, 3-248 a 3-249
Metanol agua, 12-52
destilación del sistema, 18-18
Metilamina, propiedades termodinámicas de la, 3-249
Metileno, cloruro de, 12-49 a 12-50
propiedades termodinámicas del, 3-251
Metilo, cloruro de:
calor:
específico, 3-168
de evaporación, 3-151 a 3-153
conductividad térmica, 3-297
constantes críticas, 3-135
densidad del, 3-98
Prandtl, número de, 3-300
presión de vapor del, hasta 1 atm, 3-76
propiedades físicas del, 3-44
propiedades termodinámicas del, 3-250 a 3-251
viscosidad del, 3-293 a 3-295
Metilo, formato de, propiedades termodinámicas del, 3-251
Metil etil cetona (MEK), 13-73
Método diferencial para derivación de la ecuación de velocidad química, 4-21
Método integral para la obtención de la ecuación de velocidad química, 4-21
Métodos aproximados, 2-62 a 2-78
Métodos de integración, 2-33 a 2-35
aproximaciones numéricas, 2-35
expansión por series, 2-34
fórmula directa, 2-34
fracciones parciales, 2-34
integración curvilínea, 2-44
integrales de líneas, 2-44
sustitución algebraica, 2-33
sustitución trigonométrica, 2-34
Métodos numéricos en adsorción:
Métodos de perturbación, 2-65 a 2-66
colocación ortogonal, 16-36
método de las características, 16-36
Mezclado, 21-4 a 21-11
de área constante, 6-34
de pastas, 19-15 a 19-25
potencia para el, 19-18
calentamiento del, 21-10
carga electrostática en el, 21-8
contaminación del producto, 21-10
continuo, 21-11
enfriamiento del, 21-10
equipo para el, 21-4 a 21-10
[*véase también* Mezclador(es)]
formación de polvo en el, 21-8
por impacto, 21-7
intermitente, 19-12, 21-4 a 21-10
de materiales viscosos, 19-16 a 19-28
mecanismos de, 21-5
pruebas piloto, 21-10
sólido-sólido, 21-4 a 21-10
métodos de adición del líquido, 21-10
objetivos del, 21-4
problemas de segregación en el, 21-5
propiedades que afectan el, 21-4
tiempo, 21-8
uniformidad del, 19-12, 21-4, 21-7
en recipientes agitados con flujo continuo, 19-12
(*véase también* Agitación)
Mezclador de artesa, 21-5
Mezclador asentador, equipo, 21-72 a 21-74
Mezclador de banda, 21-5 a 21-8
Mezclador con casco y dispositivo interno giratorio, 21-7, 21-8
Mezclador de casco estacionario, 21-7, 21-9
Mezclador pulverizador, 21-5 a 21-6, 21-8
de bandeja, 19-19 a 19-20
Mezclador vertical de tornillo, 21-7
Mezclador de volteo, 21-5, 21-8
Mezclador(es):
aglomeradores, 8-78
amasador de brazo doble, 19-16
de arado, 19-19
artesa y tornillo, 19-23
de aspas:
de curva simple, 19-17
de dispersión, 19-17
de rótula doble, 19-17
sigma, 19-16
superpuestas, 19-16
superpuestas de enjuagado múltiple (MWOL), 19-17
tangenciales, 19-16
Baker Perkins Ko-Kneader, 19-21
Baker Perkins Rotofeed, 19-21
Banbury, 19-18
de banda, 21-7
calentamiento de los, 21-10
características de funcionamiento de los, 21-8 a 21-10
de casco y rotación del dispositivo interno, 21-7 a 21-8
de casco estacionario (de artesa), 21-7
de cono, 19-19
continuo de Farrel, 19-23
continuo de tornillo doble, 19-23 a 19-24
de chorro, 19-11 a 19-12
desgaste de los, 21-8
enfriamiento de los, 21-10
extrusores de tornillo sencillo, 19-20
flexibilidad de los, 21-10
intensivos, 19-18
intermitentes con descarga de tornillo, 19-18
Kneadermaster, 19-23
limpieza de los, 21-8
para líquidos no miscibles, 21-62
bombas, 21-64
de chorro, 21-63
de flujo o en línea, 21-62
inyectores, 21-63

ratura, 23-54

mezclador en línea con agitación, 21-64
orificios, 21-63
recipientes agitados, 21-65
toberas, 21-63
tubos empacados, 21-64
válvulas, 21-63
malaxadoras, 19-23
mezcladores de banda, 19-19
mezcladores de masa, 19-19
molinos de dos rodillos, 19-18
molinos de rodillos, 19-18
molinos de tres rodillos, 19-18 a 19-19
sin movimiento, 19-23
para pastas, 19-15 a 19-25
distribuciones de los tiempos de residencia, 19-26
escalamiento de los, 19-26
preparación y adición de materiales, 19-27
selección del equipo, 19-27
transferencia de calor en los, 19-26 a 19-27
Prodex-Henschel, 19-20
para propósitos múltiples, 19-24 a 19-25
pulverizadores, 21-5 a 21-6, 21-8
de bandeja, 19-21 a 19-22
requerimientos de potencia de los, 21-8
tabla, 2-9
Rietz, extrusor, 19-22
de rotor doble, 21-7
de rotor sencillo, 21-7
selección de los, 21-10
sólido-sólido, 21-5 a 21-11
de tanques cambiables, 19-15
de tanque estacionario, 19-15
de aspa helicoidal, 19-16
de barra cizalladora, 19-15 a 19-16
de compuerta, 19-15
de tornillo, 19-19
de tornillo vertical, 21-7
Transfer Mix, 19-21
de turbina, 21-7
al vacío, 21-10
(*véanse también* Agitadores; Mezclado)
volteador, 21-7
Welex-Papenmeir, 19-18
Mezcladores asentadores, extractores, 21-72 a 21-74
eficiencias globales de las etapas, 21-74
Mezcladores de rotor doble, 21-5
Mezcladores de un solo rotor, 21-7
Mezcladores de turbina, 21-7
Michaelis-Menten, cinética de, 27-19 a 27-20
Mínimos cuadrados, método de los, 2-70
lineal simple, 2-110 a 2-113
Minkowski, desigualdad de, 2-12
Missenard, constantes de, 3-331 a 3-332
Modelado de los procesos biológicos, 27-15 a 27-18
análisis matemático, 27-16 a 27-17
cultivo continuo, 27-16
reciclaje, 27-17
Modelos dinámicos (*véase* Control, modelos de)
Modelos de población, 2-86
Modelos del proceso (*véase* Control, modelos de)
Módulo de elasticidad:
metales y aleaciones, 23-47 a 23-52
para metales, tabla, 6-96
para no metales, tabla, 6-103
para plásticos, 23-56
Módulos, 2-42
Moh, escala de dureza de, 8-11
Molibilidad, 21-4
Molibilidad, índice de, 8-11, 9-7, 9-82
Molienda:
de artesa de ladrillería, 8-57
de almidón, 8-56
de cal, 8-62 a 8-65
de carbón, 8-65
de cemento, 8-62 a 8-65
en circuito cerrado o clinker, 8-64
procedimiento en húmedo, 8-63 a 8-64
procedimiento en seco, 8-62 a 8-65
de colores y pigmentos, 8-66
de coque, 8-65
de fertilizantes, 8-62
de fosfatos, 8-62
de harina y alimentos, 8-55 a 8-56
de jabones, 8-67
de minerales, 8-56 a 8-62
arcillas y caolines, 8-57
asbesto, 8-59
carbonatos, 8-58 a 8-59
feldespato, 8-59
mica, 8-59
minerales no metálicos, 8-56
minerales metalíferos, 8-56
piedra y agregados triturados, 8-60
refractarios, 8-60
sílice, 8-59
sulfatos, 8-58 a 8-59
talco y saponita, 8-58
de óxidos de plomo, 8-66
de polímeros orgánicos, 8-67 a 8-69
de productos de carbón, 8-66
de productos químicos, 8-66 a 8-67
de soya y tortas de soya, 8-56
(*véase también* Reducción de tamaño de partículas)
de yeso, 8-62 a 8-65
Molienda de alimentos, 8-55 a 8-56
Molienda de almidón, 8-56
Molienda de arcilla, 8-57
Molienda de asbestos, 8-59
Molienda de cal, 8-62 a 8-65
Molienda del Caolín, 8-57
Molienda del carbonato, 8-58 a 8-59
Molienda del cemento, 8-60
Molienda electrohidráulica, 8-55
Molienda, equipo de, 8-18 a 8-69
Attritor, 8-39
de bolas no rotatorios (*véase* no rotatorios *más adelante*)
clasificadores del tamaño de partícula, 8-41 a 8-43
clasificadores en seco, 8-41 a 8-42
clasificadores en húmedo, 8-42 a 8-43
funcionamiento de los, 8-42
de coloides (*véase* molinos de dispersiones y coloides)
de frotamiento por discos, 8-51 a 8-56
giratorios, 8-60
guía de selecció
métodos nuevos
efectos térmi
para evitar la
molinos espe
trituración el
trituración cc
trituración pe
molienda planet
molino de artesa
molino del Bure
molino rotatoric
molinos agitado
molinos de anill
con clasifica
sin clasificac
con clasifica
molinos de bola
cojinetes de
continuos, 8
molinos de bola
funcionamie
molinos de cho
Jet-O-Mize
Micronizer,
molinos de
pulverizado
pulverizado
molinos de cho
molinos de dis
molinos de dis
homogeniz
molino Cha
molino de c
molino Ma
molino Mo
molino Pre
molinos de fro
molinos de gui
molinos de ma
con clasific
sin clasific
molinos(s) de
molinos de vá
molinos Vibra
molinos vibra
molinos de vo
alimentado
alimentaci
capacidad,
carga de m
en cascada
en catarata
circuitos, t
dimension
de los
eficiencia
funcionam
motor de i
parámetro

giratorios, 8-60
guía de selección, tabla, 8-24
métodos nuevos, 8-54 a 8-55
  efectos térmicos, 8-55
  para evitar la reducción de tamaño, 8-54 a 8-55
  molinos especiales de volteo, 8-55
  trituración electrohidráulica, 8-55
  trituración con explosivos, 8-55
  trituración por tensión, 8-55
molienda planetaria de bolas, 8-41
molino de artesa de ladrillería, 8-56, 8-77
molino del Bureau of Mines, 8-40
molino rotatorio de impacto, 8-57
molinos agitados, 8-39
molinos de anillos y rodillos, 8-48 a 8-50, 8-57
  con clasificación interna de aire, 8-49
  sin clasificación interna de aire, 8-48 a 8-49
  con clasificación interna de pantalla, 8-48
molinos de bolas, 8-60, 8-63
  cojinetes de bolas, 8-63
  continuos, 8-55
molinos de bolas no rotatorios, 8-39 a 8-41
  funcionamiento de los, 8-40
molinos de chorro o hidráulicos, 8-52 a 8-53
  Jet-O-Mizer, 8-54
  Micronizer, 8-52 a 8-53
  molinos de chorro de aire Trost, 8-54
  pulverizador de chorro, 8-54
  pulverizador de chorro Majac, 8-53
molinos de chorro (*véase* molinos de chorro o hidráulicos *arriba*)
molinos de disco doble, 8-51
molinos de dispersiones y coloides, 8-51 a 8-52
  homogenizador-dispersador Tri Homo, 8-52
  molino Charlotte, 8-52
  molino de coloides Gaulin, 8-52
  molino Manton-Gaulin, 8-52
  molino Morehouse, 8-52
  molino Premier, 8-52
molinos de frotamiento Sprout-Waldron, 8-50
molinos de guijarros, 8-57
molinos de martillo, 8-55, 8-60, 8-63
  con clasificadores internos de aire, 8-45 a 8-47
  sin clasificadores internos de aire, 8-45
molinos(s) de rodillos, 8-55
molinos de vástago, 8-50
molinos Vibracon, 8-40
molinos vibratorios, 8-40, 8-45
molinos de volteo, 8-34 a 8-39
  alimentadores del molino, 8-36
  alimentación y descarga, 8-36
  capacidad, consumo de potencia, 8-37
  carga de material y bolas, 8-36
  en cascada, 8-35
  en catarata, 8-35
  circuitos, 8-35
  dimensiones óptimas, 8-35
    de los rodillos y bolas, 8-35
  eficiencias, 8-36
  funcionamiento del equipo de patentado, 8-37 a 8-39
  motor de impulso, 8-37
  parámetros del molino, 8-36
  selección de los, 8-36
de piedra o muelas, 8-51
quebrantadoras de impacto, 8-30 a 8-33
  cortadores y rajadores de precisión, 8-33
  impactores de rotor, 8-30
  molinos de jaula, 8-31
  pretrituradores, 8-31
  triturador de martillo, 8-30
reductores de tamaño, tipos de, tabla, 8-24
de rodillos calentados con vapor, 8-57
de rodillos corrugados, 8-62
de rodillos verticales, 8-63
triturador Frigidisc, 8-51
trituradores de bandeja, 8-33
  de bandeja en seco Charmbers, 8-33
  funcionamiento de los, 8-33
trituradores giratorios, 8-24
  de cono Symons Standard, 8-26
  de etapas múltiples con reducción fina, 8-26
  funcionamiento de los, 8-26
  Gyra-Kone, 8-26
  Hydrocone, 8-26
  Kue Ken, 8-26
  primarios, 8-26
  secundarios, 8-26
  Telsmith Gyrasphere, 8-26
trituradores de impacto, 8-60
trituradores de quijada, 8-23 a 8-25, 8-60
  funcionamiento de los, 8-34
  superior excéntrica, 8-24
  tipo Blake, 8-23
  tipo Dodge, 8-23
trituradores de rodillos, 8-28 a 8-30
  funcionamiento de los, 8-29
  Koppers, 8-30
  trituradores McNally, 8-29
Molienda de esteatita, 8-57
Molienda de feldespato, 8-59
Molienda de fosfato, 8-62
Molienda de harina, 8-55 a 8-56
Molienda de jabón, 8-67
Molienda de la mica, 8-59
Molienda de minerales, 8-56 a 8-62
Molienda del óxido de plomo, 8-54
Molienda de pigmentos y colores, 8-66
Molienda de polímeros orgánicos, 8-67 a 8-69
Molienda química, 8-66 a 8-67
Molienda de sílice, 8-59
Molienda de soya, 8-56
Molienda de sulfatos, 8-58 a 8-59
Molienda de talco, 8-58
Molienda del yeso, 8-63 a 8-65
Molino agitado, 8-39
Molino del Bureau of Mines, 8-39
Molino de granulación, 8-74
Molinos de anillos y rodillos, 8-67
Molinos de bolas, 8-39 a 8-41, 8-56, 8-60, 8-63 a 8-75, 8-66
  intermitentes, 8-15 a 8-16
Molinos de bolas planetarias, 8-41
Molinos de bolas no rotatorios, 8-39 a 8-41, 8-57
Molinos continuos, 8-15 a 8-16

Molinos de chorro, 8-52 a 8-54, 8-67
Molinos giratorios, 8-60
Molinos de guijarros, 8-56
Molinos de impacto, 8-57 a 8-62
Molinos de jaula, 8-31
Molinos de ladrillería, 8-56
Molinos de martillo, 8-43 a 8-48, 8-55, 8-62
Molinos de rodillo, 8-55, 8-57, 8-63 a 8-64
Molinos de rodillos como procesos continuos, 19-116
Molinos para sólidos con tambor doble, 11-50
Molinos de vástago, 8-56
Molinos vibratorios, 8-40, 8-55
Molinos de volteo, 8-34 a 8-39
Mollier, diagrama de:
  para óxido nitroso, 3-255
  para turbinas de vapor, 24-31
Monte Carlo, método de incertidumbre, 25-26
Mostinski, ecuación de, 10-23
Motores de corriente, 24-8
  control para los, 24-14
  con devanado compuesto, 24-8
  motores en serie, 24-8
Motores de corriente alterna, 24-4 a 24-8
  fórmulas, 24-4
  de inducción con rotor devanado, 24-7 a 24-8, 24-14
    control de, 24-7
  síncronos, 24-6
  velocidad constante, 24-4 a 24-6
    frenado, 24-5 a 24-6
    motores de inducción de jaula de ardilla, 24-5 a 24-6
  velocidad múltiple, 24-6 a 24-7
    motores con dos devanados, 24-6 a 24-7
    motores de induccion con polos de amplitud modulada, 24-7
    motores de jaula de ardilla con dos devanados, 24-7
    motores de polos consecuentes con devanado sencillo, 24-7
Motores eléctricos, 24-4 a 24-14
  arrancadores:
    de ca y velocidad múltiple, 24-14
    de motores sincrónicos, 24-14
    tipos de, 24-9 a 24-11
  arranque de voltaje reducido, 24-13 a 24-14
  control del motor, 24-9 a 24-14
  cubiertas de los motores, 24-9
  con mando de velocidad ajustable, 24-8 a 24-9
    electromagnético, 24-8
    mando RectiFlow, 24-9
    mecánico, 24-8
  motores de corriente alterna (*véase* Motores de corriente alterna)
  motores de corriente continua, 24-8
    control para los, 24-14
  protección:
    balance de la corriente de fase, 24-13
    corto circuito, 24-11
    diferencial, 24-13
    fase inversa, 24-13
    rotor trabado, 24-11 a 24-12
    sobrecarga, 24-11
    sobretensión, 24-13
    subvoltaje, 24-13
    a tierra para fallas, 24-13
Movimiento browniano, 5-76, 21-38
    tabla, 18-91
Muescas, 5-21
Muestreo:
  para análisis de humedad, 21-12
  para análisis químico, 21-12
  control autoproporcional, 21-14
  costo del, 21-10, 21-14
  densidades de, 2-87 a 2-91
  equipo para, 21-13
    con control autoproporcional, 21-14
    mecánico, 21-14
  en húmedo, 21-4 a 21-14
  isocinético, 20-90
  de lechadas, 21-12
  mecánico, 21-13
    figura, 21-12
  en seco, 21-11
  sistemas de, 21-13
  de sólidos, 21-11
  tamaño, 21-10 a 21-13
    para análisis de tamaño, 21-12
Muestreo isocinético, 20-90
Mullen, prueba de reventamiento de, 17-44
Multiplicación, 2-14
Murphree, eficiencia de vapor de, 13-36, 18-14, 18-16 a 18-17
Mutación, ingeniería de, 27-5

Naphtali-Sandholm, método de corrección simultánea de, 13-53 a 13-56
Neón:
  calor:
    capacidad de, 3-159
    latente, 3-145
  compresibilidad del, 3-139
  conductividad térmica, 3-298
  constantes críticas, 3-135
  densidad del, 3-98
  presión de vapor del, hasta 1 atm, 3-50
  propiedades físicas del, 3-18
  propiedades termodinámicas del, 3-252
  relación de calor específico, 3-173
  viscosidad del, 3-293
Nefelometría, 22-53
Nelsen y Eggertsen, sistema de crimatografía de gas de, 8-9
Nieblas finas, recolección de, 18-91
Níquel, cloruro de, datos de corrosión del, 23-30 a 23-32
Níquel, sulfato de, datos de corrosión del, 23-30 a 23-32
Níquel y sus aleaciones como materiales de construcción, 23-44
  para alta temperatura, 23-72
  propiedades de las, 23-51
Nitrógeno, 12-51
  calor:
    capacidad de, 3-159
    efecto de la presión y temperatura sobre la, 3-172
    específico, 3-169
    de formación, 3-187
    latente, 3-145
  compresibilidad del, 3-137

conductividad tér
constantes crítica
difusividad en, 3-
difusividades en
energía libre, 3-1
Joule-Thomson,
Prandtl, número
presión de vapor
  arriba de 1 atm
  hasta 1 atm, 3-
procesos de licue
propiedades físic
propiedades term
relación de calor
solubilidad en ag
viscosidad del, 3-
Nitrógeno-argón-o
Nitrógeno, dióxido
calor de formaci
energía libre, 3-1
presión de vapor
Nitrógeno, óxidos
emisiones proce
propiedades físi
Nitrógeno-oxígenc
Nitroso, óxido, dia
Nonano, propiedad
NTU, Número de
Nucleación, 18-92
de burbujas, 18-
en nieblas, 18-6
  debida a núcl
Nukiyama-Tanasa
Neumática, 5-6
Número de Arquín
Número de unidad
Números adimensi
Números, complej
Nusselt, ecuación
Nusselt, número d
NPV, Valor neto ac
Newton-Cotes, int
Newton-Raphson,
Newton, método d

Occupational Safe
O'Connell, correla
Octano:
  calor:
    de combusti
    específico, 3
    de evaporaci
    de formació
    latente, 3-14
  conductividad t
  constantes críti
  difusividades e
  energía libre, 3-
  presión de vapo
    arriba de 1 a

conductividad térmica, 3-291
constantes críticas, 3-135
difusividad en, 3-304
difusividades en pares de gases, 3-301
energía libre, 3-187
Joule-Thomson, coeficiente, 3-131, 3-134
Prandtl, número de, 3-291
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-48
hasta 1 atm, 3-50
procesos de licuefacción, tabla, 12-56
propiedades físicas de, 3-18
propiedades termodinámicas del, 3-253 a 3-254
relación de calor específico, 3-173
solubilidad en agua, 3-126
viscosidad del, 3-291, 3-293
Nitrógeno-argón-oxígeno, equilibrio líquido-vapor, 3-217
Nitrógeno, dióxido de:
calor de formación, 3-187
energía libre, 3-187
presión de vapor del: hasta 1 atm, 3-50
Nitrógeno, óxidos de:
emisiones procedentes de lechos fluidizados, 9-54
propiedades físicas de los, 3-20
Nitrógeno-oxígeno, propiedades termodinámicas del, 3-259
Nitroso, óxido, diagrama de Mollier para el, 3-255
Nonano, propiedades termodinámicas del, 3-256
NTU, Número de unidades de transferencia en adsorción, 16-8
Nucleación, 18-92 a 18-93
de burbujas, 18-68 a 18-69
en nieblas, 18-61
debida a núcleos extraños, 18-61 a 18-62
Nukiyama-Tanasawa, ecuación de, 20-102
Neumática, 5-6
Número de Arquímides, 9-54
Número de unidades de transferencia (NTU), 16-8
Números adimensionales en dinámica de fluidos, 5-70
Números, complejos, 2-42
Nusselt, ecuación de, 10-12
Nusselt, número de, 2-123
NPV, Valor neto actual, 25-6
Newton-Cotes, integración de, 2-70
Newton-Raphson, procedimiento de, 2-66
Newton, método de la raíz de, 2-10

Occupational Safety and Health Act (OSHA) reglamentos, 6-40
O'Connell, correlación de, 18-15
Octano:
calor:
de combustión, 3-195
específico, 3-166 a 3-167
de evaporación, 3-149, 3-150
de formación, 3-180
latente, 3-147
conductividad térmica, 3-297
constantes críticas, 3-135
difusividades en pares de gases, 3-301
energía libre, 3-180
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-83
hasta 1 atm, 3-77
propiedades físicas del, 3-48
viscosidad del, 3-93
Oldershaw, columnas de, 18-15
Oldshue-Rushton, torre de, 21-85
Onda, ecuación de, 18-39
Operación en cascada, 8-35
Operación en catarata, 8-35
Operación con etapas múltiples a contracorriente en sistemas de sorción, 16-51 a 16-52
Operaciones de arranque y paro, control de las, 22-132 a 22-133
Operaciones con fracciones, 2-15
Operaciones de paro, control de las, 22-131 a 22-133
Operaciones unitarias, control de las:
columna de destilación, 22-125 a 22-127
calidad del producto, 22-126
control básico, 22-125 a 22-126
control de predicción, 22-127
entrada de calor, 22-127
intercambiadores de calor, 22-119 a 22-127
control de alimentación directa, 22-120 a 22-123
control del condensado, 22-120
control de desviación, 22-120 a 22-121
control de entalpía, 22-125 a 22-128
control de la presión de vapor, 22-120
control de vapor, 22-120
válvulas de control, 22-120
maximización del funcionamiento continuo, 22-135
operaciones intermitentes, 22-132 a 22-135
arranque de la columna de destilación, 22-132 a 22-134
arranque de los procesos continuos, 22-133
criterios de arranque y paro, 22-132 a 22-133
reactor de polimerización, 22-133
reactor intermitente (*véase* Reactor intermitente, control del)
secadores (*véase* Secadores, control de los)
velocidad de producción del reactor químico, 22-128 a 22-130
balance de calor, 22-128 a 22-130
sistema característico, 22-128
Optimización, 2-81 a 2-85
métodos de cálculo de variaciones, 2-82
programación, 2-82 a 2-84
restricciones, 2-82
Optimización dinámica, 22-131
Orificio(s), 5-15 a 5-20, 5-41
anular, 5-17
excéntrico, 5-17
medidores de flujo de, 5-15 a 5-19
coeficiente de descarga, 5-16 a 5-19
flujo crítico, 5-19
pérdida de presión, 5-19
velocidad de descarga, 5-14
con orilla de cuadrante, 5-18
con orillas cuadradas, 5-15
precisión, 5-17 a 5-20
de segmentos, 5-17
Ósmosis inversa (*véase* Procesos de membrana, ósmosis inversa)
Ostwald, coeficiente de, 14-7
Óxido nítrico, propiedades termodinámicas del, 3-253
Oxígeno, 12-51 a 12-52
calor:
capacidad de, 3-159

de formación, 3-187
latente, 3-145
específico, 3-169
compresibilidad del, 3-137
conductividad térmica, 3-291
constantes críticas, 3-136
densidad del, 3-98
difusividad en, 3-304
difusividades en pares de gases, 3-301
energía libre, 3-187
Prandtl, número de, 3-291
presión de vapor del:
arriba de 1 atm, 3-59
hasta 1 atm, 3-62
propiedades físicas del, 3-20
propiedades termodinámicas del, 3-257 a 3-259
razón de calor específico, 3-173
solubilidad en agua, 3-126
viscosidad del, 3-291 a 3-293
Oxígeno-argón-nitrógeno, equilibrio vapor líquido, 3-217 a 3-219
Oxígeno-propiedades termodinámicas del, 3-259
Oxígeno, transferencia de, 27-8 a 27-10

Pachuca, tanques, 19-55
Paletas, mezclado con, 19-6
Pall, anillos de, 18-22, 18-25, 18-29
costo de los, 18-48
Pappus, teorema de, 2-14
Paquetes, manejo y almacenamiento de, 7-54 a 7-60
Parábola, área de la sección, 2-13
Parábola, ecuaciones de la, 2-21
Paraboloide, elíptico, 2-28
Paraboloide, hiperbólico, 2-28
Paralelepípedo:
área de, 2-13
diagonal del, 2-13
volumen del, 2-13
Paralelogramo, área del, 2-12
Paramagnetismo en el análisis químico, 22-53
Parámetro del mecanismo:
difusión de la partícula con dispersión axial, 16-30
transporte externo con dispersión axial, 16-31
Parr, fórmula de, 9-4
Partícula(s):
en aerosol, 18-78
con agentes de acondicionamiento, 20-129
aglomeración de las, 21-4
atmosféricas, 20-90
baja resistividad, 20-129
características de las, figura, 20-89
características de flujo, 21-4
características de la superficie, 21-4
cargas electrostáticas de las, 21-5
clasificación en húmedo de, 21-23 a 21-25
clasificación de las, sobre mesas, 21-28 a 21-30
coeficiente de difusión de partícula, 20-88
coeficiente de resistencia, 5-70 a 5-75
concentración espiral de las, 21-30 a 21-32
crecimiento de las, 18-92 a 18-93
cribado, 21-26 a 21-27
densidad masiva de las, 21-4
densidad verdadera, 21-4
diámetro aerodinámico, 18-79, 18-86, 20-88
dinámica:
burbujas de gas, 5-73
efecto de la pared, 5-75
gotas líquidas, 5-74
región intermedia, 5-71
región de la ley de Newton, 5-72
rígidas no esféricas, 5-61 a 5-62
rígidas esféricas, 5-61 a 5-62
Stokes, ley de, 5-71
velocidad terminal, 5-71
equipo para recolección de, 18-80 a 18-91
depuradores venturi, 18-86, 18-89 a 18-90
depuradores en húmedo, 18-88
difusión, 18-92
dispositivos de inercia-impacto, 18-91
equipo de clasificación y recolección en relación al tamaño de las partículas, figura, 18-78
impacción, 18-92
Karbate, separadores de línea de, 18-83
lechos empacados, 18-84 a 18-85
precipitadores electrostáticos, 18-92
recolectores de nieblas mediante mallas de alambre, 18-86 a 18-87
sedimentadores por gravedad, 18-80
separadores centrífugos, 18-80
separadores de ciclón, 18-80
separadores por golpe, 18-80 a 18-82
separadores de platos ondulados, 18-82
esféricas, 20-64
factores de forma de las, 5-59
finas, 18-91
floculación selectiva de las, 21-57
forma de las, 21-4
nieblas, 18-77
mecanismos de recolección, 18-74
medición de las, 20-88 a 20-90
molibilidad, 21-4
movimiento browniano de las, 18-91
muestreo de gases, 18-77
no esféricas, factor de forma de las, 5-60
rocíos, 18-77
propiedades de las, 20-88
sedimentación obstaculizada, 5-76
separación:
por flotación, 21-51 a 21-55
de medio denso, 21-32 a 21-37
de medio pesado, 21-32 a 21-37
separación electrostática, 21-45 a 21-51
por ultraflotación, 21-57
separación magnética de las, 21-24 a 21-45
separación ultrafina, 21-57 a 21-59
tamaño de las, 20-66
análisis del, 18-78, 20-90
aplicación a las operaciones sólido-sólido, 21-3
contra clasificación de partícula, figura, 18-78
diámetro crítico, 20-97
distribución del, 21-4, 21-14
medición del, 20-90
producido p
a través de l
tamizado de las
trayectorias de
(*véase también*
Partícula, clasific
selectividad de
Partícula, distribu
ecuaciones, 8-
Gates-Gaud
Gaudin-Me
Rosin-Ram
Partícula, medici
Kaye, fotosedi
método de ads
cromatogra
método centrí
método de difr
método de fot
método hidrot
método de pip
método de sed
métodos de co
método de
Stokes, ley
métodos de el
métodos micr
Feret, diám
Fourier, m
Martin, di
métodos de ta
felvación,
muestreo de p
procedimient
técnicas de pe
Partícula, reduc
agentes de dis
ayudas en la r
característica
Hertz, teo
con clasificac
desgaste del r
funciones de
funciones de
Gates-Gaudi
Gaudin-Melo
Hardgrove, r
índice de abra
métodos de r
molibilidad,
molienda en l
molinos cont
molinos inter
con otras ope
propiedades
seguridad, 8-
simulación d
Euler, mé
función d
método d
molienda

producido por diversos mecanismos, tabla, 18-78
a través de lechos empacados, 18-85
tamizado de las, 21-14 a 21-21
trayectorias de las, 5-76
(*véase también* Polvo, recolección de)
Partícula, clasificadores de tamaño de, 8-18
selectividad de tamaño, 8-18
Partícula, distribución del tamaño de, 8-17
ecuaciones, 8-5
Gates-Gaudin-Schummann, 8-5
Gaudin-Meloy, distribución de, 8-5
Rosin-Rammler-Bennett, 8-5
Partícula, medición del tamaño de, 8-6 a 8-9
Kaye, fotosedimentomedidor de, 8-8
método de adsorción de gas, 8-9
cromatografía de gas de Nelsen y Eggertsen, 8-9
método centrífugo, 8-8
método de difracción de la luz, 8-8
método de fotosedimentación, 8-8
método hidrométrico, 8-7
método de pipeta, 8-7
método de sedimentación, 8-7
métodos de corriente, 8-8
método de la balanza, 8-8
Stokes, ley de, 8-7
métodos de elutriación, 8-9
métodos microscópicos, 8-6
Feret, diámetro de, 8-7
Fourier, método de, 8-7
Martin, diámetro de, 8-7
métodos de tamizado, 8-8
felvación, 8-9
muestreo de polvos, 8-6
procedimientos en la línea, 8-9
técnicas de permeabilidad, 8-9
Partícula, reducción del tamaño de, 8-10 a 8-22
agentes de dispersión, 8-15
ayudas en la molienda, 8-15
características de una sola partícula, 8-10
Hertz, teoría de, 8-10
con clasificación de tamaño, 8-17
desgaste del molino, 8-11
funciones de molienda, comportamiento de las, 8-21
funciones de velocidad de molienda, 8-21
Gates-Gaudin-Schummann, distribución de, 8-17
Gaudin-Meloy, distribución de, 8-17
Hardgrove, método de, 8-11
índice de abrasión, tabla, 8-12
métodos de molibilidad, 8-11
molibilidad, 8-11
molienda en húmedo comparada con molienda en seco, 8-15
molinos continuos, 8-15 a 8-16
molinos intermitentes de bolas, 8-16
con otras operaciones, 8-16 a 8-17
propiedades de los sólidos, 8-10 a 8-13
seguridad, 8-12
simulación de la molienda, 8-18 a 8-22
Euler, método de, 8-19
función de ruptura, 8-19
método de la matriz, 8-19
molienda en circuito cerrado, 8-20
molienda intermitente, 8-19
resolución analítica de Reid, 8-19
resolución de las ecuaciones de un molino intermitente, 8-19
resolución de un molino continuo, 8-19
simulación de un molino continuo, 8-19
Snow y Meloy, función de molibilidad de, 8-22
tamaño obtenible y energía requerida, 8-13 a 8-16
eficiencia de molienda, 8-13 a 8-14
leyes de energía, 8-13
trituradores (*véase* Molienda, equipo de)
Pascal, ley de, 5-6
Pastas, mezcladores de [*véase* Mezclador(es) para pastas]
Pastillaje, 11-49
Pastillaje, aditivos utilizados en, tabla, 8-72
Pastillaje, prensas de, 8-72 a 8-73
Peclet, número de, 16-23
para dispersiones axiales, 16-28
Películas como factor en la corrosión, 23-6 a 23-7
Pendientes de media altura, uso de las, en las determinaciones del número de unidades de reacción, 16-32 a 16-33
Pentano, propiedades termodinámicas del, 3-259
Pérdida por entrada, 5-38 a 5-41
Pérdidas por ensanchamiento, 5-41
Pérdidas de salida, 5-41
Pérdidas por salpicaduras, 11-40
Perímetro del polígono regular inscrito, 2-12
Periodo equivalente de inversión máxima (EMIP) (Equivalent maximum investment period), 25-12
Periodo de reembolso, 25-10
efecto de la inflación sobre el, 25-36 a 25-37
Permaselectividad de las membranas, 17-44
Permeabilidad, coeficiente de, 5-63
Permeabilidad magnética, 21-3
Permeabilidad en la separación magnética, 21-37
Permutaciones, 2-15 a 2-16
Pesado de sólidos a granel:
pesado intermitente, 7-35
continuo, 7-36
Petlyuk, torres de, 13-8
Petróleo, 9-12, 13-76 a 13-87
análisis final, tabla, 9-13
calor de combustión, 9-14
gráfica, 9-13
capacidad de calor específico, 9-15
caracterización del, 13-76
clasificaciones del, 9-16 a 9-17
conductividad térmica, 9-15
gráfica, 9-15
consideraciones de seguridad, 9-16 a 9-17
contenido de hidrógeno, 9-14
curvas de destilación, gráfica, 13-78 a 13-79
destilación, aplicaciones de la, 13-80
especificaciones del, 9-14
expansión térmica, 9-15
gravedad, 9-13
gravedad específica, 9-13
petróleo crudo, curvas de destilación, gráfica, 13-79
propiedades del:
físicas, 9-13
químicas, 9-13
punto de fluidez, 9-13

relaciones viscosidad-temperatura, 9-14
gráfica, 9-14
Petróleo crudo, curvas de destilación, gráfica, 13-79
pH, medición del, 22-53 a 22-54
electrodos de iones específicos, 22-54
Picard, método de, de la aproximación sucesiva, 2-52
Piezómetro de anillo, 5-9
Piletas para almacenamiento de líquidos, 6-115
Piletas de enfriamiento, 12-23 a 12-25
Pirámide:
área de la, 2-13
trucamiento de la, 2-13
volumen de la, 2-13
Pirómetros, 22-38
Pitómetro, 5-10
Pitzer, ecuación de, 4-76 a 4-80
Placas desviadoras:
caída de presión, 5-44
contra choque, 11-19
cortes, 11-18
de charolas, 11-44
espaciadores para, 11-18, 11-19
de espiral, 11-34
longitudinales, 11-19
de segmento, 11-13
de varilla, 11-18
varillas de tensión para, 11-7, 11-18
Placas desviadoras de choque, 21-71
Placas desviadoras en zigzag, 18-82
Placas perforadas, superficies de las cribas, 21-19
Planck, ley de, 10-56
Planck, ley de, constantes de la, 10-56
Plásticos:
acetatos, 23-55
acrilonitrilo butadieno estireno, 23-55
butirato de acetato de celulosa, 23-55
clorotrifluoroetileno (Kel-F, Plaskon), 23-53, 23-55
cloruro de polivinilo, 6-76
fluoruro de polivinilideno (Kynar), 6-75, 23-55
Kynar (fluoruro de polivinilideno), 6-75, 23-55
como materiales de construcción, 23-53, 23-55
óxido de polifenileno, 23-55
poliamida, 23-55
polietileno, 6-75
polipropileno, 6-75, 23-55
polisulfona, 23-55
propiedades físicas y mecánicas de los, 23-56
resistencia química de los, 23-56
Saran (cloruro de polivinilideno), 6-75
sulfuro de polifenileno, 23-55
termoestables, 23-55
tetrafluoroetileno (Teflón), 23-52
Plata:
calor:
capacidad de, 3-160
específico, 3-162
de formación, 3-189
latente, 3-145
conductividad térmica, 3-306 a 3-307
densidad de la, 3-119
energía libre, 3-189
expansión térmica, 3-128
presión de vapor de la, hasta 1 atm, 3-51
propiedades de la, 23-54
físicas, 3-22
Platos perforados y distribuidores de pantalla, 5-42
Podbielniak, extractor, 21-89 a 21-90
Poiseuille, ley de, 5-32
Poisson, ecuación de, 2-8, 2-49
Polarográfico, análisis, 22-54
Poliedros:
área de los, 2-13
volumen de los, 2-13
Poliestireno como adsorbente, 16-9 a 16-10
Polígono regular, área de, 2-11
Polimerización, control de la, 22-111 a 22-112
Polinomios, 2-42
Polvo, definición de, 20-88
Polvo, recolección de, 20-88, 21-9
eficiencia de la, 20-91
equipo para, 20-93 a 20-136
cámaras de asentamiento por gravedad, 20-93
depuradores, 20-104 a 20-109
diseño del, 20-92
filtros de bolsas, 20-110 a 20-117
filtros de tela, 20-110 a 20-117
separadores de ciclón (*véase* Separadores de ciclón)
separadores por choque, 20-93
factor de descontaminación, 20-92
índice de descontaminación, 20-92
mecanismos para la, 20-90
en el mezclado de sólidos sólidos, 21-9
objetivo de la, 20-88
(*véase también* Separaciones de gas-sólido)
Polvo, separación de, 20-77 a 20-78
Porcelana, propiedades de, 23-49
Porosidad de sorbentes, 16-10
interna, 16-10
Posicionadores neumáticos, 22-94 a 22-96
aplicaciones de, guías para, 22-96
características dinámicas de, 22-96
principios de operación de, 22-95
(*véase también* Actuadores de posición lineal)
Potasio, cloruro de, 20-41
Potasio, hidróxido de, datos de corrosión, 23-30 a 23-32
Potasio, permanganato de, datos de corrosión, 23-33 a 23-35
Potasio, propiedades termodinámicas del, 3-260 a 3-261
Potasio, sulfato de, datos de corrosión, 23-33 a 23-35
Potencia de contacto, 20-102 a 20-103
Potencia (en probabilidad), 2-94 a 2-95
Potenciométrico, análisis, 22-54
Pozo profundo, inyección de desperdicios, 26-76 a 26-78
Prandtl, número de, 2-123
para aire, 3-299
para gases, 3-291
para refrigerantes, 3-300
Precalentadores, 9-68
Precipitadores (*véase* Precipitadores eléctricos)
Precipitadores eléctricos, 20-124 a 20-136
agentes de acondicionamiento, 20-129
de alta presión y alta temperatura, 20-127
aplicación de los, 20-127
carga de la partí
de corriente alte
de dos etapas, 2
eficiencia de co
electrodos de lo
de etapa sencill
flujo de corrient
golpeo de los, 2
intensidad del c
ionización, 20-1
movilidad de la
resistividad baj
potencial, 20-1
problemas de re
suministro de p
transferencia de
viento eléctrico
Precipitador elect
Precipitadores tér
Precondensadores
Prelavadores de c
Prensaestopas, 6-
Prensas:
continuas, 19-1
de banda, 1
molinos de
intermitentes, 1
de caja, 19-
de guarnici
de placas, 1
de olla, 19-1
de tornillo, 19-
costo de las,
Prensas de rodillo
Presión:
absoluta, 5-6
barométrica, 5-
carga de, 5-6
crítica, 3-135 a
predicción
para relació
dinámica, 5-6
estática, 5-6, 5-
impacto, 5-6
medición de la
medidores de
pérdida de (*véa*
total, 5-6
de vapor, (*véas*
Presión absoluta,
medición de la
Presión estática, 5
Presión de vapor,
del agua, 3-57
de compuestos
arriba de 1
hasta 1 atm,
de compuestos
arriba de 1
hasta 1 atm,
del hielo, 3-57

carga de la partícula, 20-125
de corriente alterna, 20-136
de dos etapas, 20-135 a 20-136
eficiencia de colección de los, 20-126 a 20-127
electrodos de los, 20-132
de etapa sencilla, 20-129 a 20-130
flujo de corriente, 20-125
golpeo de los, 20-131
intensidad del campo, 20-124
ionización, 20-125
movilidad de la partícula, 20-126
resistividad baja de la partícula, 20-129
potencial, 20-129 a 20-125
problemas de resistividad, 20-128
suministro de potencia, 20-133 a 20-134
transferencia de momento, 20-125 a 20-126
viento eléctrico, 20-125 a 20-126
Precipitador electrostático, 20-90
Precipitadores térmicos, 20-90
Precondensadores, 6-32
Prelavadores de ciclón, 20-113
Prensaestopas, 6-34
Prensas:
continuas, 19-115 a 19-117
de banda, 19-116 a 19-117
molinos de rodillos, 19-116
intermitentes, 19-115
de caja, 19-115
de guarnición, 19-115
de placas, 19-115
de olla, 19-115
de tornillo, 19-106
costo de las, 19-106
Prensas de rodillos, 8-67
Presión:
absoluta, 5-6
barométrica, 5-7
carga de, 5-6
crítica, 3-135 a 3-136
predicción de la, 3-300
para relación de gases, 5-14
dinámica, 5-6
estática, 5-6, 5-9
impacto, 5-6
medición de la (*véase* Medición de la presión)
medidores de (*véase* Medidor(es) de presión)
pérdida de (*véase* Caída de presión)
total, 5-6
de vapor, (*véase* Presión de vapor)
Presión absoluta, 5-6
medición de la, 5-6 a 5-8
Presión estática, 5-6 a 5-9
Presión de vapor, 3-57 a 3-83
del agua, 3-57
de compuestos inorgánicos:
arriba de 1 atm, 3-57
hasta 1 atm, 3-59 a 3-61
de compuestos orgánicos:
arriba de 1 atm, 3-82 a 3-83
hasta 1 atm, 3-65 a 3-82
del hielo, 3-57
de soluciones, 3-83 a 3-92
de sustancias puras, 3-57 a 3-83
Presupuestos:
estático, 25-61 a 25-62
flexible, 25-61 a 25-62
Prigogine, ecuación de, 13-69
Prisma:
área del, 2-13
volumen del, 2-13
Probabilidad, 25-33 a 25-34
principio de, para el cribado, 21-19 a 21-20
Problema braquistocrono, 2-78 a 2-79
Problemas de marcha, 2-8
Problemas del valor límite, 2-8
Procesamiento de los alimentos, 21-48
Procesamiento de desperdicios peligrosos, 26-65 a 26-66
técnicas para desperdicios de sólidos, 26-58 a 26-64
(*véase también* Desperdicios de sólidos)
Procesamiento en medio denso (*véase* Separación de medios densos)
Procesamiento por sedimentación y flotación (*véase* Separación de medios densos)
Procesos de membrana, 17-16 a 17-17
diálisis, 17-21 a 17-23
aplicaciones de la, 17-24
comercial, 17-24
continua, 17-24
definición de la, 17-21
diseño del equipo para, 17-23 a 17-24
ecuación del coeficiente de la, 17-22
intermitente, 17-24
mecanismo de la, 17-21
membranas, 17-24
ósmosis inversa, 17-25
aplicaciones de la, 17-29 a 17-30
definición de la, 17-25
estimaciones de costos para, 17-31
membranas, 17-27 a 17-29
transferencia de masa en, 17-23 a 17-25
permeación de la membrana, 17-15 a 17-19
aplicaciones de la, 17-21
concentración y presión, efecto de la, 17-17 a 17-18
definición de la, 17-16
diseño de la unidad de separación, 17-21
factor de separación, 17-20
temperatura, efecto de la, 17-18
teoría de la, 17-17
transferencia de masa en la, 17-15 a 17-16
ventajas de la, 17-19
ultrafiltración, 17-30 a 17-31
aplicaciones de la, 17-36 a 17-37
costo estimado de la, 17-37
definición de la, 17-32
membranas, 17-34
transferencia de masa, 17-30 a 17-32
Programación para optimización, 2-82 a 2-84
Progresión, armónica, 2-15, 2-41
Progresiones, 2-10 a 2-11, 2-15
aritméticas, 2-39
armónicas, 2-40
geométricas, 2-39

Progresiones aritméticas, 2-10, 2-15, 2-39
Progresiones aritmético-geométricas, 2-11
Progresiones geométricas, 2-10, 2-15, 2-41
Promedio aritmético, 2-15
Propano:
  calor:
    de combustión, 3-195
    específico, 3-166
    de evaporación, 3-149, 3-151 a 3-152
    de formación, 3-180
    latente, 3-147
  conductividad térmica, 3-291
  constantes críticas, 3-136
  energía libre, 3-180
  Joule-Thomson, coeficiente de, 3-134
  Prandtl, número de, 3-291
  presión de vapor del:
    arriba de 1 atm, 3-83
    hasta 1 atm, 3-78
  propiedades físicas del, 3-50
  propiedades termodinámicas del, 3-153
  viscosidad del, 3-291, 3-293
Propiedades físicas y mecánicas de los materiales de construcción:
  aceros, 23-17
    aleaciones inoxidables coladas, 23-43
    aceros inoxidables, 23-42, 23-45
    inoxidables austeníticos, 23-43
    inoxidables ferríticos, 23-43
  aceros de baja aleación, 23-17, 23-44 a 23-45
  aleaciones:
    de aluminio, 23-44, 23-50
    de cobalto, 23-54
    de cobre, 23-52
    de hierro colado, 23-47
    de magnesio, 23-54
    metales preciosos y, 23-54
    de níquel, 23-47
    de plomo, 23-54
    refractarias, 23-54
    de titanio, 23-54
  cacharros, 23-67
  carbón, 23-47
  cemento, 23-50
  concreto, 23-50
  empaques, 23-67
  hierro colado, 23-17
    aleación de, 23-17
    blanco, 23-17
    dúctil, 23-17
    gris, 23-17
    maleable, 23-17
  hierros con alto contenido de sílice, 23-42
  ladrillo, 23-50
  ladrillo refractario, 23-69
  metales refractarios, 23-68
  plásticos, 23-56 a 23-58
  porcelana, 23-67
  (*véase también* el material específico)
  vidrio, 23-56
Propiedades físicas, predicción y correlación de las, 3-309
  coeficientes de difusión, 3-333 a 3-335
  constantes del componente puro, 3-310 a 3-312
  densidad del líquido, 3-318 a 3-321
  densidad de vapor, 3-312 a 3-318
  nomenclatura, 3-309 a 3-310
  presión de vapor, 3-320
  viscosidad, 3-325 a 3-333
Propiedades matemáticas, 2-9
Propiedades termodinámicas, 3-204 a 3-290
  específicas, 4-60
  evaluación de las, 4-73 a 4-76
  extensivas, 4-60
  intensivas, 4-60
  molares, 4-60
  (*véase también* el fluido específico)
Propiedades termodinámicas, relaciones de las:
  para capacidades de calor, 4-61 a 4-62
  fundamentales para sistemas PVT, 4-60
  para gases ideales, 4-62
  para propiedades molares parciales, 4-62 a 4-63
  resumen de las, tabla, 4-65
  para sistemas de composición constante, 4-61 a 4-62
  para sistemas de composición variable, 4-62 a 4-64
Propiedades termofísicas, tabla, 3-308
Propiedades de transporte, tablas, 3-291 a 3-308
  conductividades térmicas, 3-297 a 3-299
  difusividades, 3-301 a 3-304
  viscosidades, 3-293 a 3-296
Propilenglicol, 12-45
Propileno:
  calor de combustión, 3-196
  conductividad térmica, 3-291
  Prandtl, número de, 3-291
  presión de vapor del, arriba de 1 atm, 3-83
  propiedades físicas del, 3-51
  propiedades termodinámicas del, 3-262 a 3-263
  viscosidad del, 3-291
Proporciones matemáticas, 2-9
Propulsores de cadena, 24-48
Protección anódica, 23-8
Protección catódica, 23-8
  fem aplicada, 23-8
  método del ánodo de sacrificio, 23-8
Prueba de la bondad del ajuste, 2-98 a 2-101
Prueba de destilación para el punto verdadero de ebullición, 13-78
Prueba de la razón, 2-39
Pruebas:
  corriente de eddy, 6-125
  de corrosión, 23-9 a 23-15
  de cribas, 21-20 a 21-21
    International Standards Organization, serie de cribas de la, 21-20 a 21-21
    series de cribas U.S., 21-31
    Tyler, criba estándar de, 21-31
  hidrostáticas, 6-125
  método de polarización lineal, 23-14 a 23-15
  radiográficas, 6-125
  de resistencia eléctrica, 6-125
    método de, 23-14
  de partícula magnética, 6-125
  de penetración de líquido, 6-125
  de tubería, 6-106 a 6-111
  ultrasónicas, 6-12
Pruebas de desinteg
Pruebas de dureza a
Psicrometría, 12-3 a
  calor húmedo, 12
  humedad absolut
    porcentaje de,
  humedad relativa
  humedad de satu
  temperatura del p
  temperatura de b
  temperatura de s
  volumen húmedo
  volumen saturad
Puenteo de partícul
Pulsación, amortigu
Pulsación, dispositi
Pulso, prueba de, 2
Pulverizadores:
  capacidad de los,
  de carbón, 9-49
  combustible pul
  combustión de c
  índice de molibil
    gráfica, 9-81
    de Hardgrove
  salida de los, 9-8
Punto de ebullición
Punto de carga, 18-
Punto discontinuo
Punto de fusión:
  de aceros de baj
  de aleaciones co
Punto de pliegue, 1
Punto de saturació
Purgas, 18-4
Purificador Brodie

Quebradoras de im
Quelación en las re
Quemador de lech
Quemadores Batte
Queroseno, curva

Radiación gamma
Rachford-Rice, ec
Radiación solar en
Radiación, transfe
  en cámaras de c
  coeficientes de,
  definición de la,
  efectos de los pr
    emisividad d
    longitud mec
  entre gases y un
  llamas, 10-65
  nubes de partícu
    negras, 10-6
    no negras, 1

ultrasónicas, 6-125
Pruebas de desintegración de la tableta, 8-65
Pruebas de dureza a baja temperatura, 6-105
Psicrometría, 12-3 a 12-13
calor húmedo, 12-3
humedad absoluta, 12-3
porcentaje de, 12-3
humedad relativa, porcentaje de, 12-3
humedad de saturación, 12-3
temperatura del punto de rocío, 12-3
temperatura de bulbo húmedo, 12-3
temperatura de saturación adiabática, 12-3
volumen húmedo, 12-3
volumen saturado, 12-3
Puenteo de partículas, 17-61
Pulsación, amortiguación de, 5-69
Pulsación, dispositivos de, 21-87 a 21-88
Pulso, prueba de, 22-139 a 22-140
Pulverizadores:
capacidad de los, 9-49
de carbón, 9-49
combustible pulverizado en generadores de vapor, 9-79
combustión de combustible pulverizado, 9-46 a 9-49
índice de molibilidad:
gráfica, 9-81
de Hardgrove (HGI), 8-11, 9-7
salida de los, 9-83
Punto de ebullición, medición del, 22-59
Punto de carga, 18-26
Punto discontinuo de equilibrio (DBEP), 25-13
Punto de fusión:
de aceros de baja aleación, 23-47
de aleaciones comunes, 23-43
Punto de pliegue, 15-6
Punto de saturación de fibra, 20-5
Purgas, 18-4
Purificador Brodie, 17-12

Quebradoras de impacto, 8-30
Quelación en las resinas de intercambio iónico, 16-6
Quemador de lecho fluidificado, 20-82
Quemadores Battelle de lecho fluidificado, 20-82
Queroseno, curva de destilación, gráfica, 13-78

Radiación gamma en la medición de densidades, 22-50
Rachford-Rice, ecuación de, 13-27
Radiación solar en diferentes latitudes, tabla, 12-25
Radiación, transferencia de calor por, 10-55 a 10-72
en cámaras de combustión, 10-69 a 10-70
coeficientes de, 10-11
definición de la, 19-8
efectos de los productos de combustión, 10-63
emisividad de gases, 10-63
longitud media del rayo, 10-62
entre gases y un sólido, 10-68 a 10-69
llamas, 10-65
nubes de partículas, 10-66
negras, 10-66
no negras, 10-67
entre partículas y un sólido, 10-68 a 10-69
poder de emisión, definición del, 10-55
radiación del cuerpo negro, 10-56
entre superficies de sólidos, 10-57
absortividad, 10-57
efecto de la temperatura de la fuente de radiación, 10-57
espacios cerrados de superficies negras, 10-59
espacios cerrados de superficies no negras, 10-61 a 10-62
Kirchhoff, ley de, 10-57
de materiales refractarios, 10-58
de metales pulidos, 10-57
Radio de un círculo inscrito en un triángulo, 2-12
hidráulico, 5-6, 5-28
Radio hidráulico, 5-6, 5-28
medio, 5-6
Ranque-Hilsch, tubo de, 22-58
Raoult, ley de, 13-23
Rastreadores, 11-33
Rayleigh-Weber, mecanismo de ruptura de, 18-50
Rayleigh, método de, de análisis dimensional, 2-120 a 2-121
Razón sicrométrica, 12-3, 20-21
Reacción(es) química(s):
absorción de gas por (*véase* Absorción de gas por reacción química)
autocatalíticas, 4-36
en cadena, 4-6
con catalizador, 4-13
(*véase también* Catálisis)
cinética de, 4-4 a 4-27
complejas, 4-4 a 4-5
consecutivas, 4-36
en serie, 4-5
datos de velocidad química de, 4-47
ecuaciones de velocidad (*véase* Ecuaciones de velocidad)
equilibrio:
en celdas electroquímicas, 4-96
constante global de, 4-15
constantes de, 4-15, 4-89 a 4-91
para gases ideales, 4-90
tablas, 4-48 a 4-51
en estado sólido, 4-12
extensión de la reacción, 4-90
fluido-sólido, 4-8 a 4-10
en condiciones isotérmicas, 4-10
en condiciones no isotérmicas, 4-10
con geometría no esférica, 4-10
modelo de núcleo no reactivo, 4-9
reactores para, 4-39
gas-líquido, 4-11 a 4-12
heterogéneas no catalíticas, 4-7 a 4-13
industriales, tabla, 4-8
mecanismo de, 4-7
reactores para, 4-39
intermedias, 4-19
líquido líquido, 4-11
mecanismo de, verificación, 4-20
mixtas, 4-6
molecularidad de, 4-3
orden de, 4-3
paralelas, 4-36 a 4-37
simultáneas, 4-5

de polimerización, 4-36
reacciones catalizadas por sólidos, mecanismos de, tabla, 4-16
reactores para, 4-41
reversible, 4-4
termodinámica de (*véase* Termodinámica)
velocidad de, 4-16
constante de velocidad, 4-22
efectos de la presión sobre, 4-34
específica, 4-22
etapas que controlan la velocidad, 4-22 a 4-23
reacciones complejas, tabla, 4-7
reacciones simples, tabla, 4-6
Reactor intermitente, control del, 22-134 a 22-137
adición del reactivo, 22-134 a 22-137
control por computadora, 22-134
control predecible, 22-135
optimización del control, 22-135
programación, 22-134
programador, punto final, 22-134
reactivo, adición del, 22-134 a 22-135
Reactores:
catalíticos:
catalizados con sólidos (*véase* Reactores catalíticos catalizados por sólidos)
de lechos fluidificados, 20-79 a 20-81
de encendido, 9-69 a 9-72
de lechos fluidificados no catalíticos, 20-82
de lechos fluidificados heterogéneos, 20-82
de lechos fluidificados homogéneos, 20-82
químicos (*véase* Reactores químicos)
Reactores, 4-27 a 4-28
balances de materia y energía de, 4-30 a 4-31
capacidad de, 4-29
catalíticos (*véase* Reactores catalíticos)
continuos, 4-27
curvas de respuesta del trazador para los, 4-35
diseño de, 4-27 a 4-54
con flujo no ideal, 4-34
distribución del tiempo de residencia en, 4-35
ecuaciones de diseño de, 4-28 a 4-31
para sistemas de reactores múltiples, 4-31
efectos de la presión sobre, 4-34
efectos térmicos en, 4-33
espacio tiempo, 4-29 a 4-30
espacio velocidad, 4-30
experimentales, 4-17 a 4-19
factores económicos de, 4-38
factores de selección:
proceso físico, 4-37
proceso químico, 4-36
sociales, 4-38
de fase de lechada, 4-28
heterogéneos no catalíticos, 4-39
ideales, 4-28 a 4-29
intermitentes, 4-27
de lecho fluidificado, 4-28, 4-39 a 4-40
a pistón, 4-31 a 4-34
para reacciones catalizadas por sólidos (*véase* Reactores catalíticos catalizados por sólidos)
de retromezclado, 4-29, 4-32, 4-34, 4-38
semicontinuos, 4-27
similitud química en, 4-23 a 4-24
de tanque, 4-27
tipos de:
clasificación de, 4-27 a 4-28
efectos de los, 4-32 a 4-33
de torre, 4-27
transferencia de calor en, 4-52 a 4-54
tubulares, 4-27
velocidad de producción, control de, 22-121 a 22-123
Reactores biológicos, 27-5 a 27-14
esterilización, 27-12 a 27-14
fermentadores, 27-5 a 27-8
sistemas de rociadores, 27-11 a 27-12
transferencia de oxígeno, 27-8 a 27-11
Reactores catalíticos catalizados por sólidos, 4-41
difusión en, 4-42
factores de la dinámica de fluidos, 4-41
número de transmisión de calor, 4-43
transferencia de masa en, 4-42 a 4-46
Reactores continuos de tanque agitado (CSTR) (*véase* Reactores de retromezclado)
Reactores saturables, 24-8
Rearrastre, 18-75 a 18-76
Rebote de partículas, 20-121
Recalentadores, 9-78
Recipientes, 6-120
para gases, 6-115 a 6-116
portátiles, 6-120
Recipientes agitados, 21-65 a 21-70
con agitación de gas, 21-70
con agitación mecánica, 21-65
área interfacial, 18-74
celdas de flotación en, 19-14
coeficiente(s):
en fase continua, 21-68
total, 21-68
para dispersión gas-líquido:
área interfacial, 18-74
diámetro de la burbuja, 18-74
retención del gas, 18-74 a 18-75
transferencia de masa, 18-76
eficiencia de etapa de, 21-68
escalamiento de, 21-69
con fase dispersa, 21-65
mezclado, uniformidad del, 21-65 a 21-66
con y sin placas desviadoras, 21-66 a 21-67
potencia para, 21-67
recirculación entre etapas, 21-69
transferencia de masa en, 18-73 a 18-75
coeficiente en fase líquida, 18-76
velocidades de, 21-68
velocidades de reacción química en, 21-69 a 21-70
Recipientes agitados para sólidos, 11-50
Recipientes encamisados, 11-32 a 11-33
Recipientes a presión, 6-120 a 6-129
aceros de alta resistencia para, 6-126
para alta temperatura, 6-126
de cerámica, 6-127
código ASME, 6-120 a 6-125
construcción de, 6-127 a 6-128
construcción de capas múltiples para, 6-126
costo de, 6-128
cuidado de, 6-12
diseño de, 6-128
seguridad en
fatiga del metal
fractura por fragi
de grafito, 6-127
materiales de co
métodos de fabri
peso de, 6-126
de piezas forjada
de plástico, 6-12
de plástico refor
prueba de, 6-125
recubiertos, 6-12
seguridad en el d
Recipientes para re
Recirculación entre
Recirculación y re
Recolectores de le
Recorte de un proc
Rectángulo, área d
Rectificación, defi
Recubrimientos, p
para concreto, 2
Recuperación de p
arranque, 24-49
características d
comportamient
comportamient
consideraciones
controles del pr
costo de la, 24-4
fluidos de vapo
generación eléc
principios de la,
sobrecapacidad
unidades integr
velocidad de, 2
volúmenes de fl
Redlich-Kwong, e
Reducción de tam
mediante agitad
de partículas (v
Refinado, 15-3
Reflujo mínimo, 1
Reflujo, relación d
externa, 13-30
interna, 13-30
Refrigeración, 12-
calor de compre
carga de calor d
efecto neto de r
equipo para, 12
equipo de comp
compresore
compresore
compresore
chorros de v
estimación de c
salmueras, 12-

costo de, 6-128
cuidado de, 6-128
diseño de, 6-128
seguridad en el, 6-124
fatiga del metal en, 6-124
fractura por fragilización, 6-125
de grafito, 6-127
materiales de construcción para los, 6-124
métodos de fabricación, 6-121
peso de, 6-126
de piezas forjadas sólidas, 6-126
de plástico, 6-127
de plástico reforzado con fibra de vidrio, 6-124
prueba de, 6-125
recubiertos, 6-127
seguridad en el diseño de, 6-124
Recipientes para reacciones nucleares, 6-126 a 6-128
Recirculación entre etapas, 21-69
Recirculación y reutilización del agua, 26-51 a 26-52
Recolectores de lecho empacado, 18-85 a 18-86
Recorte de un proceso existente, 25-17
Rectángulo, área del, 2-11
Rectificación, definición de la, 18-3
Recubrimientos, propiedades de los, 23-62
para concreto, 23-62
Recuperación de potencia de corrientes de líquidos, 24-41 a 24-50
arranque, 24-49
características de instalación, 24-48 a 24-50
comportamiento hidráulico, 24-41 a 24-42
comportamiento de operación, 24-42 a 24-43
consideraciones de diseño, 24-43 a 24-48
controles del proceso, 24-49
costo de la, 24-42
fluidos de vaporización, 24-48 a 24-49
generación eléctrica, 24-55
principios de la, 24-42 a 24-43
sobrecapacidad, 24-49
unidades integrales, 24-50
velocidad de, 24-49
volúmenes de fluido, 24-49
Redlich-Kwong, ecuación de, 4-76 a 4-84
Reducción de tamaño:
mediante agitadores, 19-14
de partículas (*véase* Partícula, reducción del tamaño de)
Refinado, 15-3
Reflujo mínimo, 13-35 a 13-36
Reflujo, relación de:
externa, 13-30
interna, 13-30
Refrigeración, 12-25 a 12-48
calor de compresión, 12-31
carga de calor del condensador, 12-31
efecto neto de refrigeración, 12-31
equipo para, 12-30
equipo de compresión de vapor, 12-33 a 12-41
compresores centrífugos, 12-33 a 12-35
compresores de movimiento alternativo, 12-35 a 12-38
compresores rotatorios de tornillo, 12-38 a 12-39
chorros de vapor, 12-39 a 12-41
estimación de costos de los sistemas de refrigeración, 25-82
salmueras, 12-44 a 12-50
(*véase también* Salmueras)
sistemas de absorción, 12-41 a 12-45
cálculo de los, 12-42 a 12-44
ciclo de los, 12-41
control de capacidad, 12-42
diagrama de equilibrio, 12-41
eficiencia de la unidad, 12-42
sistemas de compresión de vapor, 12-30 a 12-33
cálculo de los, 12-31
ciclos de etapas múltiples, 12-31 a 12-33
diagrama *P-h*, 12-30 a 12-31
de una sola etapa, 12-30
a temperaturas criogénicas, 12-53 a 12-57
tonelada de, definición de la, 12-27
Refrigerante R-11, 12-49
propiedades termodinámicas del, 3-264
Refrigerantes:
composición química de los, 12-27
funcionamiento teórico de los, tabla, 12-29
propiedades de los, 12-27
termodinámicas, 3-264 a 3-275
Regeneración, 16-18
eficiencia de la, 16-38
de flujo inverso, 16-39
potencial, 16-38
retroflujo, 16-38 a 16-39
Regeneración de calor, 9-100 a 9-103
de estufa de guijarros, 9-102
estufas de altos hornos, 9-101
hornos de coque, 9-102
Ljungstrom, calentadores de aire, 9-102
regeneradores de hogar abierto, 9-101
regeneradores de ladrillos jaquelados, 9-100
defectos en los, 9-102
regeneradores de tanque vidriado, 9-101
Regeneradores, 9-101
(*véase también* Regeneración de calor)
Registradores, 22-60, 22-69 a 22-70
analógicos, de gráfica circular, 22-69
confiabilidad, 22-61
digitales, 22-70
asociados a la computadora, 22-70
facilidad de lectura, 22-61
digital, 22-61
instrumentos de escala ampliada, 22-61
paralaje, 22-61
gráfica de tira, analógicos, 22-69 a 22-70
gráfica ancha, 22-69
gráfica mediana, 22-70
gráfica miniatura, 22-70
precisión de los, 22-61
velocidad de respuesta, 22-61
Regresión:
múltiple, 2-115 a 2-120
simple no lineal, 2-107 a 2-115
Reguladores de velocidad, 24-24 a 24-27
Rehervidor de caldera, 11-10
Rehervidores, 10-34, 13-5
de circulación forzada, 11-3
de caldera, 10-34, 11-9
de columna, 9-68

definición de los, 11-3
diseño de los, 10-34
de recirculación forzada, 10-35
de termosifón, 11-3
vertical, 10-35 a 10-36
Rehervidor de termosifón, 11-3
Reichenberg, correlación de, 3-325 a 3-327
Reid, resolución analítica de molienda de, 8-19
Relación de continuidad, 16-17 a 16-19
gráficas transversales contra NTU y el factor de separación, 16-31 a 16-32
separación en lechos fijos, 16-7
Relación del rendimiento de capital (CRR), 25-16
Relación de rotación de activos fijos (FATR), Fixed-asset-turnover ratio, 25-44
Relación de separación, 16-7 a 16-8, 16-15
Rellenos para el terreno, 24-53, 26-73 a 26-80
Relleno del terreno, 26-73 a 26-80
para desperdicios peligrosos, 26-79
selladores para, 26-78
Rendimiento sobre activos (ROA), 25-44
Rendimiento sobre capitales (ROE), 25-44
Rentabilidad, 25-5 a 25-40
medidas de:
modernas, 25-12 a 25-19
tradicionales, 25-10 a 25-12
Resinas:
aplicación de las, 16-36
de intercambio iónico, 16-4
Resinas fenólicas:
adsorbentes, 16-9
intercambiador de cationes, 16-10
Resistencia:
coeficiente de:
para burbujas de aire, 5-73
para esferas, discos y cilindros, 5-72
para gotas de líquido, 5-74
para partículas esféricas, 5-75
Resistencia al impacto, prueba de la, 6-110
Resistencia de materiales, prueba de, 8-69
Resistencia química:
de ácidos, 23-62
de hules, 23-62
de materiales de empaque, 23-65 a 23-67
de plásticos, 23-56
de recubrimientos orgánicos, 23-62
Resistencia a la tensión:
de aceros de baja aleación, 23-47
de aceros resistentes al calor, 23-49
de aglomerados, 8-69
de metales y aleaciones, 23-47 a 23-52
de plásticos, 23-60 a 23-62
Resistencia a la tracción:
de aceros de baja aleación, 23-47
de aceros resistentes al calor, 23-49
de metales y aleaciones, 23-47 a 23-52
Retardamiento de iones, 16-5 a 16-6
Retención de gas en columnas de burbujeo, 18-74 a 18-75
Retención del líquido disperso en el extractor, 21-77 a 21-79
Retromezclado en sistemas reaccionantes químicos, 4-30, 4-38
Reynolds, número de, 2-123
en agitación, 19-8
crítico, 5-6
definición del, 5-6
modificado, 4-52
Riccati, ecuaciones de diferencia de, 2-52
Riesgo e incertidumbre, 25-22 a 25-35
curvas en forma de S, 25-26 a 25-30
mediciones numéricas del, 25-30 a 25-34
seguro contra, 25-34
Rittinger, ley de la energía de, 8-13
Ro-Tap, agitador de malla de prueba, 21-20
Robbins y Kingrea, valores de, 3-332
Rociadores, 18-66 a 18-67
Rociamiento, 20-62
Rocío, contactores de, 18-44 a 18-45
retromezclado en, 18-45
Rocío, filetas de, 12-21 a 12-23
Rocío, secado por, definición de, 18-3
Rocío, toberas de, 20-62 a 20-63
Rocío, torres de, (*véase* Torres de rocío)
Rocíos, 18-52
definición de los, 18-77
rompimiento de la columna de líquido, 18-52 a 18-53
Rombo, área del, 2-11
Rompimiento del patrón proporcionado de sorción, 16-18
Rossin-Rammler-Bennett, distribución de partícula de, 8-5
Rotámetros, 5-20
Rubidio, propiedades termodinámicas del, 3-275
Rugosidad, factor de:
flujo en canales abiertos, 5-31
fricción de la tubería, 5-27
materiales varios, 5-27
Rugosidad de la superficie, 5-27, 5-31
Runge-Kutta, método de, 2-72

Salmueras, 12-45 a 12-51
compuestos orgánicos, 12-47 a 12-48
datos de flamabilidad, 12-51
tabla, 12-47
datos de toxicidad, 12-51
tabla, 12-47
halocarburos e hidrocarburos, 12-48
materiales de construcción para, 12-51
prevención de la corrosión, 12-50 a 12-51
salmueras inorgánicas, 12-46 a 12-47, 12-50
selección de, 12-46
Sauter, diámetro de, 20-102
Sauter, diámetro medio de, para gotitas, 18-57 a 18-58
Scheibel, torres de extracción de, 21-83 a 21-84
Schmidt, número de, 2-123
Secado:
de aglomerados:
secado por calor, 8-79
secado instantáneo, 8-81
secado por rocío, 8-79
de sólidos, 20-4 a 20-15, 21-4
aplicaciones psicométricas, 20-5 a 20-7
contenido crítico de humedad, 20-13 a 20-14
difusión de líquido, 20-11
equipo para (*véanse* Cubilotes; Secadores)
humedad de
periodo de v
periodo de v
periodos de,
pruebas, 20-
temperatura
teoría capila
terminologú
tiempo total
transferenci
transferenci
Secado por circul
Secado instantán
Secadoras enlatad
Secador de bande
para transferen
Secadores:
agitados, 20-48
de bandejas po
con calor di
de circulaci
datos de fun
hornos, 20-
secadores d
calcinadores d
datos de coe
métodos de
de cilindro, 11-
clasificación d
secadores d
secadores i
continuos:
de circulaci
hornos, 20-
de túneles,
control de los,
control pre
secadores d
secadores r
secadores d
sistema, 20
variables, 2
dieléctricos, 2
por gravedad,
hornos de túne
infrarrojos, 20
intermitentes,
de lechos con
Louisville tipo
de rocío, 20-5
aplicacione
datos de co
métodos de
uso de, 20-
rotatorios, 20-
aplicacione
con calor d
método de
Roto-Louv
rotatorio al va
selección de, 2

humedad de equilibrio, 20-13 a 20-14
periodo de velocidad constante, 20-10
periodo de velocidad descendente, 20-10 a 20-11
periodos de, 20-9
pruebas, 20-15, 20-17, 20-20
temperatura de la superficie, 20-21 a 20-22
teoría capilar, 20-11 a 20-12
terminología, 20-4 a 20-5
tiempo total de secado, 20-14
transferencia de calor, 20-20 a 20-21
transferencia de masa, 20-14 a 20-15
Secado por circulación directa, 20-28
Secado instantáneo, 8-81
Secadoras enlatadas, 11-51
Secador de bandejas agitadas, 11-49
para transferencia de calor, 11-48, 11-53
Secadores:
agitados, 20-48 a 20-53
de bandejas por lotes, 20-22
con calor directo, 20-22
de circulación completa, 20-25 a 20-28
datos de funcionamiento, 20-24 a 20-25
hornos, 20-27 a 20-29
secadores de parrillas al vacío, 20-22, 20-24
calcinadores de calor indirecto, 20-46 a 20-47
datos de costos, 20-47
métodos de diseño, 20-47
de cilindro, 11-51 a 11-52
clasificación de los, 20-16 a 20-18
secadores directos, 20-16
secadores indirectos, 20-16
continuos:
de circulación directa, 20-30 a 20-32
hornos, 20-32 a 20-33
de túneles, 20-28 a 20-29
control de los, 20-133 a 20-136
control predecible, 20-134
secadores de rocío, 20-135
secadores rotatorios, 20-133
secadores de tambor, 20-134
sistema, 20-133 a 20-134
variables, 20-133
dieléctricos, 20-16
por gravedad, 20-53 a 20-57
hornos de túnel para cerámica, 20-33
infrarrojos, 20-16
intermitentes, 20-22
de lechos con conductos, 20-56 a 20-57
Louisville tipo H, 20-37
de rocío, 20-58, 20-62 a 20-67
aplicaciones de, 20-65
datos de costos, 20-66
métodos de diseño, 20-65 a 20-66
uso de, 20-62
rotatorios, 20-33 a 20-48
aplicaciones de, 20-33
con calor directo, 20-34 a 20-38
método de alimentación, 20-33
Roto-Louvre, 20-33, 20-47 a 20-48
rotatorio al vacío, 20-48 a 20-50
selección de, 20-16
transportador neumático, 20-58 a 20-62
datos de costos, 20-62
métodos de diseño, 20-61
de transportador vibratorio, 20-57 a 20-58
de tubo al vapor, 20-44 a 20-46
de turbobandeja, 20-50 a 20-52
(*véanse también* Cubilotes; Hornos)
Secadores del cilindro, 11-51 a 11-53
Secadores vibratorios de transportador, 11-57
Sección transversal para la velocidad media, 5-11
Secciones, cónicas, 2-21
medición de consistencia, 22-47
Sedimentación, 21-69
asentadores, 21-69
centrífuga, 19-101 a 19-106
costo de la, 19-111 a 19-114
teoría de la, 19-105 a 19-106
(*véase también* Centrífugas como dispositivos de sedimentación)
componentes y accesorios para la, 19-68 a 19-70
arreglos de sobreflujo, 19-68 a 19-69
arreglos de subflujo, 19-69
estructuras de apoyo de propulsión, 19-68
instrumentación, 19-69 a 19-70
tanques, 19-57
pozo de alimentación, 19-68
definición de la, 19-59
por gravedad, 19-59 a 19-72
clasificación de pulpas, 19-59
decantación continua a contracorriente (*véase* Decantación continua a contracorriente)
diseño de la unidad, 19-72
floculación, 19-61 a 19-62
materiales de construcción, 19-72
métodos de prueba de asentamiento, 19-59 a 19-61
requerimientos de par de torsión, 19-62
requerimientos de la bomba de subflujo, 19-62
selección de la unidad, 19-72
valor nominal del par de torsión, 19-72
(*véase también* Clarificadores; Espesadores)
Sedimentación obstaculizada, 5-74
Sedimentación, velocidad de, 5-71 a 5-73
Sedimentador mezclador Pump-Mix, 21-73
Seguridad:
en el circuito de Hartford, 9-89 a 9-90
en cribado, 21-20
en intercambiadores enfriados con aire, 11-31
en procesos de líquidos térmicos, 9-89 a 9-90
en recipientes de almacenamiento, 6-114
en recipientes a presión, 6-124
en sistemas de tuberías, 6-77
Seguros y riesgos, 25-34
Sellos, 24-28
anillos O, 6-55
en bombas centrífugas, 6-10
del eje, 24-39
para ejes giratorios, 6-36 a 6-41
de gas, 6-39
jaulas de, 6-37
de laberinto, 6-38
mecánicos, 6-37

aplicaciones de los, 6-38
bujes de estrangulamiento, 6-38
externos, 6-38
internos, 6-37
materiales para los, 6-38
contra polvo, 21-11
del rotor, 24-28
Senos, ley de los, 2-28
Separación:
de burbuja de adsorción, 17-65 a 17-66
por concentración espiral, 21-30 a 21-32
por cristalización (*véase* Cristalización)
por destilación (*véase* Destilación)
eléctrica (*véase* Separaciones eléctricas)
electroforética, 21-59
electrostática (*véase* Separación electrostática)
filtración de flujo transversal, 17-56
del gas natural, 12-58
de gas en líquido, 18-88 a 18-91
de helio del gas natural, 12-58 a 12-59
Linde, sistema de, de columna sencilla, 12-57
Linde, sistemas de, de columna doble, 12-57 a 12-58
de medios densos, 21-32 a 21-37
de medios pesados, 21-32 a 21-37
de partículas en un gas, 18-77 a 18-93
de partículas líquidas en gas, 18-77 a 18-93
por procesos de membrana (*véase* Procesos de membrana)
procesos de separación por difusión (*véase* Procesos de separación por difusión)
por sedimentación y flotación, 21-32 a 21-37
por aglomeración esférica, 21-57 a 21-58
por clasificación en húmedo, 21-21 a 21-26
por clasificación sobre mesas, 21-28 a 21-30
por concentración espiral, 21-30 a 21-32
conductividad eléctrica, 21-60
por cribado, 21-14 a 21-21
dieléctrica, 21-58 a 21-59
electrostática, 21-45 a 21-51
por flotación, 21-51 a 21-55
por flotación selectiva, 21-56 a 21-57
por líquidos no miscibles, 21-58
magnética, 21-37 a 21-45
por métodos físicos, 21-26 a 21-27
óptica, 21-58 a 21-59
por procesamiento en medio denso, 21-32 a 21-37
por separación en medio pesado, 21-32 a 21-37
de sólidos:
ultrafina, 21-57 a 21-58
por ultraflotación, 21-56
de sistemas líquido-sólido, 19-45 a 19-121
selección de los separadores, 19-118 a 19-121
[*véanse también* Agitación; Agitadores; Mezclador(es)]
sólido-líquido basada en la superficie, 17-62 a 17-63
por sublimación (*véase* Sublimación)
termoadhesiva, 21-59
Separación dieléctrica, 21-58
Separación por electroforesis, 21-58
Separación electrostática, 21-3
aplicaciones de la, 21-48 a 21-51
carga por bombardeo de iones, 21-46
carga por inducción conductiva, 21-45 a 21-46
carga por electrificación de contacto, 21-45
condiciones de operación, tabla, 21-50
equipo para la, 21-47 a 21-48
Separación, factor de, 16-14 a 16-15
constante, 16-7
para transición parcial, 16-15
Separación magnética, 21-37 a 21-45
equipo para la, 21-39 a 21-45
principios de la, 21-38
Separación por medio denso, 21-32 a 21-37
costo de la, 21-36
control del proceso en la, 21-36
equipo para, 21-34 a 21-36
separador Dyna Whirlpool, 21-36
separadores de ciclón, 21-34 a 21-36
separadores de cono, 21-34
separadores de tambor, 21-34
Separación por tensión elevada (*véase* Separación electrostática)
Separación vapor líquido, 11-34, 11-40 a 11-41
pérdidas por arrastre, 11-40
por espuma, 11-40
por salpicaduras, 11-40
Souders-Brown, ecuación de, 11-40
Separaciones eléctricas, 17-38 a 17-39
dielectroforesis, 17-49 a 17-50
electrodiálisis, 17-40
electroforesis, 17-40 a 17-41
Separaciones de gas-sólido, 20-85
Separador de ciclón tipo Dutch State Mines, 21-34
Separadores:
arrastre, 18-86 a 18-87
asentadores por gravedad, 18-80
de centrífuga mecánica, 20-100
centrífugos, 18-80
de ciclón, 18-80, 20-94 a 20-100
clasificadores, 21-21 a 21-25
clasificadores en húmedo (*véase* Clasificadores)
concentradores de espiral, 21-30 a 21-32
conductividad eléctrica, 21-59
de cono, 21-34
por choque, 18-80 a 18-82
figura, 18-81
depuradores en húmedo, 18-87 a 18-89
depuradores venturi, 18-89 a 18-91
electrostáticos (*véase* Separadores electrostáticos)
por flotación, 21-51 a 21-54
Franz, 21-44
Franz Isodynamic, 21-45
hidroseparador, 21-24
Karbate, de línea de, 18-81
líquido-sólido, 19-45 a 19-121
selección de los, 19-118 a 19-121
magnéticos, 21-39 a 21-45
de malla, 21-27
de mallas [*véase* Malla(s)]
de medio denso, 21-32 a 21-37
de mesas, 21-28 a 21-30
de nieblas por tela de alambre, 18-86 a 18-87
ópticos, 21-59 a 21-60
de placa ondulada, 18-82
recolectores de lechos empacado, 18-84 a 18-85
selección de los,
de tambor, 21-3
Separadores por ar
Separadores centrí
Separadores de cic
comerciales, 20-
diseño de los, 20
dispositivos con
eficiencia de los
fraccionados
de separación
de flujo rotatorio
en húmedo, 21-2
Separadores por ch
Separadores electr
no conductores,
costo de los, tabl
de electrodo gir
de placa, 21-47
de placa y panta
de placas perfor
de rodillo condu
suministros de p
de tambor, 21-4
Separadores magn
aplicaciones de
de banda transv
dispositivos din
de enrejado, 21-
de Franz, 21-44
de imanes de pl
de imanes de ele
de jorobas magn
de polo inducid
imanes en C,
imanes de so
de polea magné
de rodillo induc
en seco, 21-40
de tambor magn
de alta veloci
con polarida
de poleas ma
Unigap, 21-4
de tambor moja
Separadores mecá
Separadores de pla
Serie binomial, 2-4
Series convergente
pruebas para las
Series divergentes,
pruebas para las
Series infinitas, 2-3
Maclaurin, serie
operaciones con
progresiones, 2-
pruebas de conv
Cauchy, prue
Maclaurin, p
prueba de co
prueba de la

selección de los, 19-118 a 19-121
de tambor, 21-34
Separadores por arrastre, 11-38, 18-85 a 18-86, 20-101, 20-103 a 20-104
Separadores centrífugos, 18-80
Separadores de ciclón, 18-80, 20-95 a 20-100
comerciales, 20-99
diseño de los, 20-98 a 20-99
dispositivos comerciales, 20-96
eficiencia de los:
fraccionados, 20-97
de separación, 20-97
de flujo rotatorio, 20-100
en húmedo, 21-21 a 21-23
Separadores por choque, 18-80 a 18-82, 20-93
Separadores electrostáticos:
no conductores, 21-48
costo de los, tabla, 21-49
de electrodo giratorio, 21-47
de placa, 21-47
de placa y pantalla, 21-47
de placas perforadas, 21-47
de rodillo conductor, 21-47 a 21-48
suministros de potencia, 21-48
de tambor, 21-47 a 21-48
Separadores magnéticos, 21-34, 21-39 a 21-45
aplicaciones de los, tabla, 21-46
de banda transversal, 21-40
dispositivos dinámicos, 21-45
de enrejado, 21-40
de Franz, 21-44
de imanes de placa, 21-40
de imanes de elevación, 21-40
de jorobas magnéticas, 21-40
de polo inducido, 21-43 a 21-45
imanes en C, 21-43
imanes de solenoide, 21-44 a 21-45
de polea magnética, 21-40 a 21-41
de rodillo inducido, 21-42 a 21-43
en seco, 21-40
de tambor magnético, 21-40 a 21-41
de alta velocidad y baja intensidad, 21-41
con polaridad alterna, 21-40
de poleas magnéticas, 21-41
Unigap, 21-40 a 21-41
de tambor mojado, 21-41 a 21-42
Separadores mecánicos centrífugos, 20-100
Separadores de platos ondulados, 18-82
Serie binomial, 2-40
Series convergentes, 2-37
pruebas para las, 2-38 a 2-39
Series divergentes, 2-37
pruebas para las, 2-38 a 2-40
Series infinitas, 2-36 a 2-41
Maclaurin, series de, 2-41
operaciones con, 2-37
progresiones, 2-40 a 2-41
pruebas de convergencia, 2-38 a 2-40
Cauchy, prueba de la raíz de, 2-38 a 2-39
Maclaurin, prueba de la integral de, 2-39
prueba de comparación, 2-38
prueba de la razón, 2-38
prueba de series alternadas, 2-39
prueba de la suma, 2-38
prueba del término *n*-ésimo, 2-38 a 2-40
Euler-Maclaurin, fórmula de, 2-41
series asintóticas, 2-41
series binomiales, 2-40
series exponenciales, 2-40
series convergentes, 2-36
series divergentes, 2-37
series logarítmicas, 2-41
series de potencia, 2-37
series trigonométricas, 2-41
series varias, 2-41
suma e identidades, 2-39 a 2-41
sumas parciales, 2-41
Taylor, series de, 2-40
Series logarítmicas, 2-41
Series de potencia, 2-37
Series U.S. de cribas, 21-14 a 21-20
tabla, 21-17
Serpentines:
externo, 11-33
de placa, 11-33
de tanque, 11-32 a 11-33
de teflón para inmersión, 11-33
tipo panel, 11-33
de tubos con aletas, 11-33
Serpentines de placa, 11-33
Serpentines de platos, 11-33
Serpentines para tanques, 10-42 a 10-43, 11-32 a 11-33
diseño térmico de los, 10-42
Serpentines de tubos con aletas, 11-33
para calentadores de tanque, 11-33
Servicio criogénico, intercambiadores de tubos en espiral para, 11-26
Servo, 24-29
SI (Sistema internacional de unidades):
conversión de las unidades U.S. usuales al, 1-4 a 1-12
prefijos, 1-2
relación gráfica, 1-3
unidades básicas, 1-2
unidades derivadas, 1-2
Sidney Young, ecuación de, 13-75
Sieder-Tate, ecuación de, 10-17
Signos matemáticos, 1-28
Silletas Intalox, 18-22, 18-25 a 18-27, 18-29 a 18-81 a 18-82
costo de las, 18-49
Silos (*véase* Almacenamiento de sólidos)
Similitud química, 4-23 a 4-24
Damköler, grupo de, 4-23 a 4-24
grupos adimensionales en la, 4-24
Simpson, regla de, 2-71
Simulación, 22-143 a 22-146
analógica, 22-143 a 22-145
digital, 22-145 a 22-146
híbrida, 22-146
Sinterización, 8-78 a 8-79
Sirofloc, procesos, 17-64 a 17-65
Sistema aire-agua, 18-41
Sistema amoniaco-aire-agua, 18-40
Sistema de coordenadas cartesianas, 2-20, 2-24

Sistema de coordenas esféricas, 2-24
Sistema de coordenadas rectangulares, 2-20, 2-24
Sistema de electrodos de corriente alterna (wiper), 21-48
Sistema de medición usual en EE UU, 1-18
Sistema de medidas usuales U.S., 1-18
  control de la contaminación:
    del aire, 26-11 a 26-20
    del agua, 26-40, 26-52
    de los desperdicios sólidos, 26-52 a 26-53
Sistema de números reales, 2-9
Sistema unificado de numeración de aleaciones, 23-41
Sistemas de almacenamiento, 12-57 a 12-60
Sistemas antiespumantes, 27-10
Sistemas en cascada para la dispersión de gas en líquido, 18-68
Sistemas de lubricación de cojinetes, 23-54
Sistemas de rociadores, 27-10 a 27-11
Sistemas ternarios, lista seleccionada de, 15-9 a 15-15
Sistemas de vacío, 6-35
Smith-Brinkley, método de, 13-37 a 13-39
Smith, algoritmo de, 2-64
Snow y Meloy, función de molibilidad de, 8-21 a 8-22
Sobrecalentadores, 9-77
  definición de los, 11-3
Sobrecarga, 24-17
Sobreflujo molar, constante, 13-30
Sobreposición de las curvas de rompimiento, 16-37
Sobretensión, 6-24
Sodio:
  calor:
    capacidad de, 3-161
    latente, 3-145
  conductividad térmica, 3-129
  energía libre, 3-189
  expansión térmica, 3-129
  propiedades físicas del, 3-22
  propiedades termodinámicas del, 3-275 a 3-276
  relación de calor específico, 3-173
  viscosidad del, 3-295 a 3-296
Sodio y aluminio, sulfato de, 20-39
Sodio, carbonato de:
  calor:
    capacidad de, 3-161
    de disolución, 3-200
    de formación, 3-189
    latente, 3-146
  datos de corrosión, 23-33 a 23-35
  energía libre, 3-189
  solubilidad en agua, 3-122
  solución acuosa:
    calor específico, 3-174
    densidad de la, 3-104
    presión parcial, 3-93
Sodio, cloruro de, 12-43 a 12-44
  calor:
    capacidad de, 3-161
    de formación, 3-189
  calor latente, 3-146
    de disolución, 3-200
  conductividad térmica, 3-297
  datos de corrosión, 23-33 a 23-35
  energía libre, 3-189
  presión de vapor del, hasta 1 atm, 3-63
  propiedades físicas del, 3-23
  solución acuosa:
    calor específico, 3-174
    densidad de la, 3-104
Sodio, hidróxido de:
  calor:
    de disolución, 3-201
    de formación, 3-189
  datos de corrosión, 23-33 a 23-35
  diagrama entalpía concentración para el, 3-277
  energía libre, 3-189
  propiedades físicas del, 3-23
  solubilidad en agua, 3-122
  solución acuosa, calor específico de la, 3-174
Sodio, nitrato de, datos de corrosión del, 23-33 a 23-35
Soldaduras:
  examen de las, 6-107 a 6-110
  factor de la junta, 6-99
  imperfecciones en las, figura, 6-107
    límites de las, tabla, 6-106
  juntas:
    soldadas a tope, 6-46
    soldadura de junta embutida, 6-46
    soldadura de sello, 6-48
  juntas soldadas a tope, 6-46
  de ramales, 6-47
    figura, 6-46
  requerimientos de fabricación de la tubería, 6-104
Sólidos:
  almacenamiento de (*véase* Almacenamiento de sólidos)
  clasificación de los, 21-14
  clasificación en húmedo (*véase* Clasificadores)
  clasificación sobre mesas de los, 21-28 a 21-30
  combustibles (*véase* Carbón;Combustibles sólidos; Coque)
  cribado de, 21-26 a 21-27
  flujo de (*véase* Flujo de gases y sólidos)
  intercambiadores de calor para (*véase* Intercambiadores de calor)
  lechos fluidificados (*véase* Lechos fluidizados)
  mezclado de (*véase* Mezclado sólido-sólido)
  muestreo de los, 21-11 a 21-14
  partículas de [*véase* Partícula(s)]
  procesamiento de (*véase* Sólidos, procesamiento de)
  propiedades de los, 8-10 a 8-13
  tipos de, 20-67
Sólidos, procesamiento de, 10-46
  transferencia de calor por conducción, 10-48, 10-50
    lechos fijos (empacados), 10-48
  transferencia de calor por contacto (directa), 10-46
    enfriamiento por evaporación, 10-51
    lecho empacado, a fluido, 10-50
    lecho empacado, a pared, 10-50
    partícula, a fluido, 10-51
  transferencia de calor por convección, 10-51 a 10-52
  transferencia de calor por radiación, 10-52
Solubilidades, 3-119 a 3-126
  de compuestos orgánicos en agua, 3-120 a 3-123
Soluciones ácidas:
  datos de corrosion:
    no oxidantes, 23-36 a 23-38
    oxidantes, 2
Soluciones alcalin
  datos de corrosi
    no oxidantes
    oxidantes, 2
Soluciones neutra
Soluciones numér
  diferenciales or
  diferenciales pa
  integrales, 2-72
  lineales, 2-62 a
  no lineales, 2-6
  no lineales sim
Soluciones, presic
Solvente, recuperi
Solventes, propie
  para extracción
  selectividad, 15
Sopladores, 6-25
  rotatorios, 6-25
Sopladores rotato
Sorbentes:
  aplicaciones de
  capacidad de lo
  densidad de los
  porosidad de lo
  propiedades fís
    densidad cr
    densidad hú
Sorción, 16-5 a 1
  adsorbentes, us
  de ciclos múlti
  cinética de rea
    solución de
  de componente
  contacto del so
  continua y casi
  cromatografía,
  curvas de romp
  definición de l
  diferencial con
    de etapas m
  difusión en la,
  ecuación de co
  ecuaciones de
    forma de la
    integración
  equilibrio de, 1
    análisis de
  equipo para, 1
  escalamiento e
  etapa semiinte
  factor de separ
  por filtración d
  frontal, 16-46
  fuerzas impuls
  HTU, 16-8
  intermitente, 1
  lechos:
    fijo, 19-52
    dividido, 1

oxidantes, 23-36 a 23-38
Soluciones alcalinas:
datos de corrosión:
no oxidantes, 23-36 a 23-38
oxidantes, 23-33 a 23-38
Soluciones neutras, datos de corrosión de las, 23-33 a 23-38
Soluciones numéricas de ecuaciones:
diferenciales ordinarias, 2-71 a 2-72
diferenciales parciales, 2-73 a 2-75
integrales, 2-72 a 2-73
lineales, 2-62 a 2-65
no lineales, 2-64 a 2-67
no lineales simultáneas, 2-66
Soluciones, presiones de vapor de las, 3-84 a 3-93
Solvente, recuperación del, en la extracción de líquidos, 15-8
Solventes, propiedades de los:
para extracción de líquidos, 15-8
selectividad, 15-8
Sopladores, 6-25 a 6-28
rotatorios, 6-25 a 6-28
Sopladores rotatorios, 6-25
Sorbentes:
aplicaciones de los, 16-5 a 16-6
capacidad de los, 16-9 a 16-10
densidad de los, 16-9 a 16-10
porosidad de los, 16-10
propiedades físicas de los, 16-9 a 16-10
densidad cristalina, 16-9
densidad húmeda, 16-9
Sorción, 16-5 a 16-50
adsorbentes, uso de los, 19-53
de ciclos múltiples, 16-31
cinética de reacción, 16-23, 16-27 a 16-29
solución de equilibrio no lineal, 16-31 a 16-35
de componentes múltiples, 16-45 a 16-48
contacto del sorbente granular de lechada, 16-48 a 16-49
continua y casi continua, 19-53
cromatografía, 16-39 a 16-41
curvas de rompimiento, 16-18 a 16-43
definición de la, 16-5
diferencial continua a contracorriente, 16-50 a 16-51
de etapas múltiples, 16-49 a 16-50
difusión en la, 16-25 a 16-27
ecuación de continuidad para cualquier soluto, 16-18 a 16-19
ecuaciones de velocidad:
forma de las, 16-21 a 16-23
integración de las, 16-24 a 16-25
equilibrio de, 16-10
análisis de equilibrio local, 16-19 a 16-20
equipo para, 19-50 a 19-54
escalamiento empírico, 16-34 a 16-35
etapa semiintermitente, 16-48
factor de separación, 16-14 a 16-16
por filtración de contacto, 19-50 a 19-51
frontal, 16-46
fuerzas impulsoras, 16-22
HTU, 16-8
intermitente, 16-47 a 16-48, 19-50 a 19-51
lechos:
fijo, 19-52
dividido, 16-38
mixto, 16-38, 16-43 a 16-44
métodos numéricos, 16-36
NTU, 16-21 a 16-22
operaciones de:
con alimentación cambiada, 16-36 a 16-37
cíclica, 16-37 a 16-38, 19-53
sedimentador mezclador, 19-52
de dos variantes, 16-44 a 16-45
regeneración, 16-37 a 16-38
regla del alfabeto, 16-45
regla de la pendiente, 16-45
relación directa, 16-7, 16-17 a 16-19
relación de separación, 16-7 a 16-8, 16-15
de sistemas multivariantes, 16-41 a 16-47
sistemas de tratamiento de carbón, 19-52 a 19-53
tamaño del fluido de transferencia de masa, 16-22 a 16-24
mecanismo de, 16-20 a 16-21
transiciones:
de equilibrio limitado (patrón proporcional), 16-17 a 16-20
de equilibrio lineal y otras de velocidad limitada, 16-30 a 16-36
(*véase también* Adsorción; Intercambio iónico)
velocidad:
de composición, 16-19
de transición, 16-19
velocidades de, 16-22
Sorción de multicomponentes:
análisis frontal, 16-46
Helfferich, ecuación de, 16-46
Souders-Brown, ecuación de, 11-40
Stanton, número de, 2-123
Stefan-Boltzmann, constante de, 10-56
Stefan, flujo de, 18-92
Stefan, mecanismo del flujo de, 20-104
Stokes-Cunningham, corrección de, 5-76
Stokes, diámetro de asentamiento de, 20-87
Stokes, ley de, 5-70
para el tamaño de partícula, 8-8
Stone y Webster, combustor de lecho fluidizado de, 20-82
Sublimación, 17-14 a 17-16
aplicaciones de la, 17-13
arrastrador (portador), 17-14
definición de la, 17-14
diseño simple para la, 17-15 a 17-16
equipo para, 17-15
fraccionada, diseño para la, 17-16
termodinámica de la, 17-14 a 17-15
transferencia de masa en, 17-15
al vacío, 17-14
Sulfato ferroso, datos de corrosión, 23-27 a 23-29
Superficies cuadráticas, 2-25
SuperSorter, 21-25 a 21-26
Surfactantes, 18-74
Susceptibilidad magnética, 21-38
de elementos y minerales, tabla, 21-39
Sustancias puras, propiedades de las, 3-6
elementos y compuestos inorgánicos, 3-7 a 3-27
compuestos orgánicos, 3-28 a 3-56

Tambor rotatorio para transferencia de calor, 11-49
Tambores para transferencia de calor, 11-30

Tangentes, leyes de las, 2-28
Tanque inyector, 6-17
Tanque(s):
  para almacenamiento de gases, 6-115 a 6-116
  aislamiento de los, 6-115
  apoyos para los, 6-115
  atmosféricos, 6-111 a 6-113
    abiertos, 6-113
    de concreto postensado, 6-111
    con cubiertas flotantes, 6-113
    elevados, 6-111 a 6-113
    especificaciones API para los, 6-111
    normas de American Water Works Association, 6-111
  calentamiento y enfriamiento de los, 11-31 a 11-33
  costos de los, gráfica, 6-117 a 6-118
  materiales de construcción para, 6-114
  a presión, 6-113
  seguridad en los, 6-114
  subterráneos, 6-115
  volumen de los, cálculo del, 6-113 a 6-114
Tanques a presión, 6-113
Tantalio, propiedades del, 23-49
Tapones:
  medidor de orificio, 5-15 a 5-16
  para medición de presión, 5-10
  piezómetro, 5-10
Tapones de presión:
  dimensiones, 5-10
  medidores de orificio, 5-15 a 5-16
  piezómetros, 5-10
Tapones de vena contracta, 5-16
Tarimas, 7-65
Tasa de rendimiento, 25-8 a 25-10
Tasa de rendimiento en el flujo discontinuo de efectivo (DCFRR), 25-6
  efecto de la inflación sobre, 25-36
Taylor, series de, 2-40
Tela:
  de alambre, 21-14
  tamiz de seda, 21-18
Tela de alambre, 21-14
  área abierta, definición del, 21-14
  mallas, definición de las, 21-14
  para las superficies de cribado, 21-18
Telas para filtros (*véase* Medios filtrantes)
Telas de seda, 21-18
Telemetría (*véase* Transmisión de señales)
Temperatura:
  aplicación en evaporadores, 11-38
  coeficiente de resistencia, 22-36
  crítica, 3-135 a 3-136
    predicción de la, 3-310 a 3-312
  diferencia media de temperatura, 10-26
    factores de corrección para intercambiadores de calor, tablas, 10-27
    relación con la diferencia media logarítmica, 10-26
  de ebullición, 3-312
  factor en corrosión, 23-6
  sensibilidad, 4-37
Temperatura de bulbo húmedo, 20-5
  definición de la, 12-3
  relación entre la temperatura de saturación adiabática y la, 12-3 a 12-6
Temperatura crítica de la solución, 15-6
Temperatura de ebullición, normal, 3-312
Temperatura, medición de:
  pirómetros, 22-38
  International Practical Temperature Scale, 22-35
  termómetro bimetálico, 22-37
    tipos de elementos, 22-37
  termómetro de líquido en vidrio, 22-38 a 22-39
  termómetros de resistencia, 22-37
  termómetros de sistema lleno, 22-37
    aplicación de los, 22-38
  termopares, 22-35 a 22-37
    metales y temperaturas intermedios, 22-35 a 22-37
Temperatura del punto de burbujeo, 13-26
Temperatura del punto de rocío, 13-26
  definición de la, 12-3
Temperatura de saturación adiabática, 12-3
Temperature Scale, International Practical, 22-35
Tensión superficial, cálculo de la, 3-336 a 3-338
Teorema binomial, 2-15
Teorema del factor, 2-17
Teorema de la raíz, compleja, 2-17
Teorema de la raíz racional, 2-17
Teoremas de los residuos, 2-17
Termodinámica(s):
  análisis de los procesos, 4-97 a 4-100
    eficiencia, 4-98
  Benedict-Webb-Rubin (BWR), 4-76, 4-82 a 4-83
  calor, 4-59
  de las celdas electroquímicas, 4-94 a 4-96
  coeficientes de actividad, 4-69 a 4-70, 4-73 a 4-74
  coeficientes de fugacidad, 4-67
  datos de equilibrio de fase, 13-11 a 13-17
  ecuación de estado, 4-59
  ecuaciones viriales, 4-76, 4-80 a 4-82
  energía interna, 4-58
  entalpía, 4-59
  entropía, 4-59
  equilibrio [*véase* Equilibrio(s), termodinámico]
  estado, definición del, 4-58
  fugacidad, 4-65 a 4-66
  función cero, 4-60
  función residual, 4-65
  Gibbs, función de, 4-61
  Helmholtz, función de, 4-60
  Henry, ley de, 4-68
  intersecciones de la tangente, método de las, 4-71
  Lewis-Randall, regla de, 4-66 a 4-67
  leyes de la, 4-58 a 4-59
  Margules, ecuación de, 4-83
  Maxwell, ecuación de, 4-61
  Pitzer, ecuación de, 4-77 a 4-81
  potencial químico, 4-60
  primera ley de la, 4-59
  procesos, 4-58
    reversible, 4-58
  propiedades (*véase* Propiedades termodinámicas)
  razones de equilibrio vapor líquido, 13-17 a 13-19
  Redlich-Kwong, ecuación de, 4-76 a 4-82
  relaciones de las
  segunda ley de l
  sistema, definici
  soluciones, 4-67
    cambios del
    fugacidad de
    Henry, ley de
    Lewis-Randa
    líquidas bina
    propiedades
    propiedades
    soluciones id
  de soluciones el
  trabajo, 4-58 a 4
  UNIQUAC, ecu
  van Laar, ecuac
  Wilson, ecuació
Termómetros de l
Termopares (*véas*
Thiele-Geddes, m
Thomas, algoritm
Tierra de diatomá
Tiristores, 24-8
Titanio, aleacione
    propied
Titanio, óxido de,
Tixotrópico, fluid
Toberas, 6-35, 18
  convergentes-d
  Delaval, 5-35
  de dos fluidos,
  de flujo (*véase*
  para mezclado
  para piletas de
  de presión, 20-
  de rocío, 20-62
  de separación,
  para turbinas,
Toberas converg
Toberas de dos fl
Toberas de mezcl
Toberas neumáti
Toberas de presió
Tolueno, propied
Tolvas (*véase* Al
Toro:
  área del, 2-13
  volumen del,
Torres:
  empacadas (*vé*
  de enfriamient
  de platos perfo
  de platos (*véa*
  rociadas, 14-4
  de rocío, 14-4
    distribuido
    con flujo tr
    verticales,
Torres empacad
  aplicaciones e
  área efectiva,

relaciones de las propiedades (*véase* Propiedades termodinámicas,)
segunda ley de la, 4-59
sistema, definición del, 4-58
soluciones, 4-67 a 4-73
cambios del mezclado, propiedades de, 4-67
fugacidad de las, 4-65 a 4-67
Henry, ley de, 4-68
Lewis-Randall, regla de, 4-68
líquidas binarias, 4-72
propiedades de exceso de las, 4-69 a 4-72, 4-83 a 4-85
propiedades molares parciales, 4-71
soluciones ideales, 4-67 a 4-70
de soluciones electrolíticas, 4-97 a 4-98
trabajo, 4-58 a 4-59
UNIQUAC, ecuación, 4-84 a 4-85
van Laar, ecuación de, 4-83
Wilson, ecuación de, 4-83 a 4-84
Termómetros de líquido en vidrio (*véase* Temperatura, medición de)
Termopares (*véase* Temperatura, medición de)
Thiele-Geddes, método de etapa por etapa de, 13-44 a 13-46
Thomas, algoritmo de, 13-49 a 13-51
Tierra de diatomáceas, 16-9
Tiristores, 24-8
Titanio, aleaciones de, como materiales de construcción, propiedades de las, 23-38, 23-40, 23-45 a 23-46
Titanio, óxido de, 20-41
Tixotrópico, fluido, 5-4
Toberas, 6-35, 18-69 a 18-70
convergentes-divergentes, 5-35
Delaval, 5-35
de dos fluidos, 20-63
de flujo (*véase* Flujo, toberas de)
para mezclado, 21-63
para piletas de rocío, 12-21 a 12-22
de presión, 20-62 a 20-63
de rocío, 20-62 a 20-63
de separación, 17-77 a 17-78
para turbinas, 24-39
Toberas convergentes-divergentes, 5-35
Toberas de dos fluidos, 18-54 a 18-55
Toberas de mezclado, 21-63
Toberas neumáticas, 18-54 a 18-55
Toberas de presión, 18-54 a 18-55
Tolueno, propiedades termodinámicas del, 3-279
Tolvas (*véase* Almacenamiento de sólidos)
Toro:
área del, 2-13
volumen del, 2-13
Torres:
empacadas (*véase* Torres empacadas)
de enfriamiento (*véase* Torres de enfriamiento)
de platos perforados, 21-81 a 21-83
de platos (*véase* Torres de platos)
rociadas, 14-40
de rocío, 14-40 a 14-41, 21-77 a 21-78
distribuidores de las, 21-77
con flujo transversal horizontal, 14-42
verticales, 14-42 a 14-43
Torres empacadas, 18-21 a 18-44
aplicaciones en destilación, 18-44
área efectiva, 18-33 a 18-35
área de la interfase, 18-33
área mojada, 18-33 a 18-35
aspectos hidráulicos de las, 18-24
caída de presión, 14-17 a 14-18, 18-26
características de los empaques vaciados a la torre, tabla, 18-25
carga de las, 18-24 a 18-26
coeficientes generales de transferencia de masa, 14-21 a 14-22
Cornell, ecuación de, 18-35
correlación de los puntos de inundación, gráfica, 18-22
correlaciones para HTU, ejemplos de, 14-22 a 14-23
curva de operación, uso de la, 14-20
datos de HETP, uso de los, para el diseño de absorbedores, 14-23
datos para HTU, 14-21
diámetro de la columna, 14-17 a 14-18
distribución del líquido, 14-23, 18-30 a 18-31
ecuaciones de agotamiento, 14-21
efectos de la dispersión axial, 14-23
efectos terminales, 18-33
efectos de las velocidades del gas y líquido, 14-22
área de la interfase, 14-22
alturas de las unidades de transferencia, 14-22
coeficientes, 14-22
con empaques acomodados, 18-27
estimaciones de HETP, 14-23
expresión global de velocidad de transferencia de masa, 14-19 a 14-20
para extracción, 21-78 a 21-80
inundación, 18-24 a 18-26
correlación de, gráfica, 18-24
Leva, correlación de, 18-26
mala distribución, 18-30
Onda, ecuación de, 18-41
placas de apoyo, 18-26 a 18-27
punto de carga, 18-25
retención de líquido, 18-27 a 18-28
Buchanan, ecuación de, 18-28
sistema aire-agua, 18-42
sistema amoniaco-aire-agua, 18-41
sistema dióxido de azufre-aire-agua, 18-42 a 18-43
sistema dióxido de carbono-aire-agua, 18-43 a 18-44
dispersión axial, 21-80 a 21-81
inundación en, 21-80
retención, 21-79 a 21-80
tamaño crítico del empaque, 21-79
transferencia de masa en, 21-80
transferencia en fase gaseosa, 18-36 a 18-39
transferencia de la fase gaseosa, 18-34 a 18-35
unidades de transferencia, 14-20 a 14-21
Torres de enfriamiento, 12-14 a 12-21
características de las, gráficas, 12-15
a contraflujo, 12-16
de flujo cruzado, 12-16
operación de las, 12-17 a 12-19
agua de repuesto, 12-17
abatimiento de la pluma, 12-18 a 12-19
ahorro de energía, 12-19
arrastre, 12-17
neblina, 12-18 a 12-19
potencia de bombeo, 12-18
potencia del ventilador, 12-18
purga, 12-16

de tiro forzado, 12-16
de tiro inducido, 12-16
de tiro natural, 12-19 a 12-21
Torres de platos, 18-3 a 18-19
con apoyo del vertedero, 18-7
arrastre en las, 18-13 a 18-15
arreglo de los platos:
platos a contracorriente, 18-8
platos con flujo transversal, 18-8
caída de presión en las, 18-8 a 18-10, 14-17 a 14-18
capacidad de las, 18-5 a 18-8
a contraflujo, 18-3 a 18-4, 18-6
diámetro de la columna, 14-17 a 14-18
ecuaciones de agotamiento, 14-24
eficiencia global de la columna, 18-14 a 18-15
eficiencia del plato, 18-14 a 18-20
global, 14-24
tabla, 18-21
eficiencias de los platos, 14-24 a 14-25
espesor del plato perforado, 18-8
flujo tapón de líquido en las, 18-17 a 18-18
gradiente hidráulico, 18-13
inundación por arrastre, 18-5 a 18-7
con inundación de flujo descendente, 18-7 a 18-8
inversión de fase en las, 18-13
método algebraico:
gases concentrados, 14-24
gases diluidos, 14-24
tapa de burbujeo, 18-6
de platos perforados con flujo transversal, 18-6
platos de válvula, 18-6
procedimiento de diseño gráfico, 14-24 a 14-25
purgas en las, 18-6 a 18-7
para recolección de polvo, 20-106
unidades de transferencia, 18-16
(*véase también* Destilación)
velocidad de inundación del gas, 18-6
zona de espuma (rocío), 18-16 a 18-17
Torres de platos perforados, 21-81 a 21-83
ciclo controlado, 21-89
pulsadas, 21-87 a 21-88
Trabajo, definición del, 4-59
Transductores:
de balance de movimiento, 22-65
eléctricos, 22-65
neumáticos, 22-65
de balance nulo, 22-65
eléctricos, 22-65 a 22-66
electromecánicos, 22-65
conversiones analógicas y digitales, 22-66
fuerza o deformación, 22-62 a 22-65
amplificador neumático, 22-62
de balance de fuerzas, 22-62 a 22-63
de fuelles, 22-62
Hall, sensores del efecto de, 22-63 a 22-66
de relevador piloto, 22-63
mediciones eléctricas, 22-66
de movimiento giratorio, 22-61
de aguja indicadora, 22-62
de palanca, 22-62
sincromotor, 22-61
de tren de engranes, 22-61
de posición lineal, 22-62
capacitancia, 22-62
puente de inductancia, 22-62
transformador diferencial, 22-61 a 22-62
Transferencia de calor:
por atomizadores de disco centrífugo, 20-66
con cambio de fase, 10-20 a 10-21
(*véase también* Condensación; Ebullición)
coeficientes en la (*véase* Transferencia de calor, coeficientes de)
en combustión atmosférica de lecho fluidificado, 9-54
por conducción (*véase* Transferencia de calor por convección)
por contactores de rocío, 18-44 a 18-45
por convección (*véase* Convección, transferencia de calor por)
equipo para la, 11-1 a 11-59
para la fusión de sólidos, 11-50 a 11-51
para solidificación, 11-48 a 11-50
para sólidos divididos, 11-53
para sólidos laminados, 11-51 a 11-53
en evaporadores, 11-34 a 11-36
fluidos para la, 9-83
(*véase también* Transferencia de calor, sistemas de)
líquido líquido a contracorriente, 15-21
modalidades del, 10-8
por radiación (*véase* Radiación, transferencia de calor por)
en reactores con flujo heterogéneo, 4-53 a 4-54
en reactores con flujo homogéneo, 4-53
en reactores químicos, 4-32, 4-51 a 4-54
en reactores de tanque agitado, 4-53
para secadores rotatorios con calor directo, 20-37
en el secado de sólidos, 10-14, 20-23, 20-24
sistemas de (*véase* Transferencia de calor, sistemas de)
a sólidos, (*véase* Sólidos, procesamiento de)
para toberas con dos fluidos, 20-66
por toberas de presión con un solo fluido, 10-61
en torres de rocío, 21-77
Transferencia de calor, coeficiente de:
característica, tablas, 10-45 a 10-46
de condensación:
para bancos de tubos horizontales, 10-22
para condensación horizontal dentro de los tubos, 10-22
para condensación vertical dentro de los tubos, 10-21
para tubos horizontales, 10-21
para tubos verticales, 10-20 a 10-21
para vapores puros, gráfica, 10-22
para depósitos de ensuciamiento, tabla, 10-44
en evaporadores, 11-39
general, 10-12
para hornos rotatorios, 20-41
por radiación, 10-13
para secadores del cilindro, 11-52
a sólidos, 10-46 a 10-48
Transferencia de calor por convección:
coeficiente individual, 10-11
coeficiente global, 10-12
ecuaciones dimensionales, 10-12
factor J de Colburn, 10-12
relaciones adimensionales, 10-12
convección natural, 10-12 a 10-13
ecuación dimensional simplificada, 10-13
espacios encerrados, 10-13
Nusselt, ecu
con pérdida
para varias g
convección for
analogía co
flujo lamina
flujo turbule
región de tr
definición, 10-
ecuación de en
fluidos no new
metales líquid
velocidad local
Transferencia de
anillos, 10-17
bancos de tubo
ductos no circ
en recipientes
serpentines, 1
tubos con alet
eficiencia
tubos circular
ecuaciones
efectos de
Transferencia de
cogeneración,
ahorros de
capacidad
caracterís
definición
eficiencia
útil, 9-
máquinas
principios
sistemas d
sistemas d
turbinas d
turbinas d
equipo para l
(*véase tam*
con líquido té
agua, 9-85
aceites mi
aleaciones
compuest
Dowthern
Dowthern
mercurio,
propiedad
sales inor
seguridad
Thermino
toxicidad,
con vapor, 9-
caracterís
electricid
Transferencia d
en absorción
en adsorción
del lado
en poros

Nusselt, ecuación de, 10-12
con pérdida simultánea de radiación, 10-13
para varias geometrías, 10-12
convección forzada, 10-13 a 10-14
analogía con la transferencia de momento, 10-14 a 10-15
flujo laminar, 10-14 a 10-15
flujo turbulento, (*véase* Transferencia de calor con flujo turbulento)
región de transición, 10-16
definición, 10-8
ecuación de energía, 10-11
fluidos no newtonianos, 10-19
metales líquidos, 10-19 a 10-20
velocidad local de la, 10-11
Transferencia de calor con flujo turbulento, 10-16 a 10-17
anillos, 10-17
bancos de tubos, 10-18 a 10-19
ductos no circulares, 10-17
en recipientes agitados, 10-19
serpentines, 10-17 a 10-18
tubos con aletas, 10-17
eficiencia de la aleta, definición de la, 10-18
tubos circulares, 10-16 a 10-17
ecuaciones dimensionales para varias condiciones, 10-17
efectos de entrada, 10-16
Transferencia de calor, sistemas de, 9-83 a 9-100
cogeneración, 9-84, 9-92 a 9-100
ahorros de combustible, gráfica, 9-92, 9-95
capacidades de funcionamiento de la, 9-98
características para las máquinas de calor, tabla, 9-94
definición de, 9-92
eficiencia global del combustible a trabajo o potencia útil, 9-97
máquinas diesel, 9-96
principios de operación, 9-98
sistemas de turbina de gas, 9-95
sistemas de turbina de vapor, 9-94, 9-97, 9-100
turbinas de gas con encendido indirecto, 9-95, 9-97 a 9-100
turbinas de gas de combustión, 9-95
equipo para los, 9-72 a 9-83
(*véase también* Generadores de vapor)
con líquido térmico, 9-85 a 9-91
agua, 9-85
aceites minerales, 9-87, 9-88 a 9-92
aleaciones de sodio y potasio, 9-88 a 9-89
compuestos de silicio, 9-88
Dowtherm A, 9-87, 9-90
Dowtherm E, 9-87, 9-90
mercurio, 9-88
propiedades físicas de, tabla, 9-86
sales inorgánicas, 9-87, 9-90 a 9-91
seguridad en, 9-90
Therminol FR, 9-88, 9-91
toxicidad, 9-89
con vapor, 9-84 a 9-85
características de, 9-84
electricidad-vapor, 9-84
Transferencia de masa:
en absorción de gas (*véase* Absorción de gas)
en adsorción, 16-20 a 16-29
del lado del fluido, 16-22 a 16-24
en poros de partículas, 16-25 a 16-26
en separación de lecho fijo, 16-6 a 16-20
suma de resistencias, 16-26 a 16-27
en superficies porosas, 16-26
Colburn, factor de, 4-52
en columnas de burbujeo, 18-74 a 18-77
en columnas empacadas, 18-34 a 18-48
en columnas de pared mojada, 18-48
en columnas de platos, 18-14 a 18-20
conversión de unidades, 14-7
en cristalización, 17-5
Chilton-Colburn, analogía de, 14-15
factor J, 14-15
definición de la, 14-8, 14-10 a 14-11
general, 14-9
en reacciones químicas líquido-líquido, 4-51
volumétrica, 14-14 a 14-15
en diálisis, 17-21 a 17-23
en difusión gaseosa, 17-73
en difusión de masa, 17-78
en difusión térmica, 17-75
Einstein, relación de, 14-13
entre fases (*véase* interfase *abajo*)
entre fases (*véase* en la interfase *abajo*)
en filtración con flujo transversal, 17-58 a 17-59
en fraccionamiento de espuma, 17-70
Henry, ley de, 14-9
HETP, 14-10
HTU, 14-10
interfase, 14-7 a 14-15
altas concentraciones de soluto, efecto de, 14-13 a 14-14
área efectiva de, 14-14
influencia de las reacciones químicas, 14-14
presión total, efectos de, 14-12
propiedad física, efecto de, 14-13
sistemas concentrados, 14-9 a 14-10
sistemas diluidos, 14-8 a 14-9
temperatura, efecto de, 14-12 a 14-13
NTU, 14-10
nomenclatura, 14-7
en ósmosis inversa, 17-25 a 17-26
en permeación de gas y líquido, 17-16 a 17-17
en reacciones químicas, 4-47 a 4-53
fluido sólido, 4-8 a 4-10, 4-48 a 4-50
gas líquido, 4-11, 4-50
líquido-líquido, 4-10 a 4-11, 4-47 a 4-51
en reactores catalíticos, 4-42 a 4-46
en recipientes agitados, 18-74 a 18-76
sólido-líquido, 19-14 a 19-15
en sublimación, 17-14
en tanques agitados, 14-42
teoría de penetración, 14-15
teoría de renovación de la superficie, 14-15
en torres de rocío, 21-78
en ultrafiltración, 17-32
unidades de transferencia, 14-10
Transformadas integrales, 2-55 a 2-57
Fourier, transformada del coseno de, 2-56 a 2-57
Fourier, transformada de, 2-56
integral de convolución, 2-56
Laplace, transformada de, 2-55 a 2-56

Transitorios hidráulicos, 5-68 a 5-69
Transmisión (*véase* Transmisión de señales)
Transmisión mecánica de potencia, unidades motrices de velocidad variable, 22-96, 22-97
  activadores de potencia eléctrica, 22-96
  bombas de salida, 22-97
Transmisión de potencia:
  convertidores de torsión hidráulica, 24-53
  transimisiones de velocidad variable:
    electrónicas, 24-53
    transmisiones hidráulicas, 24-52 a 24-53
    (*véase también* Transmisión mecánica de potencia, unidades motrices de velocidad variable)
Transmisión de potencia, equipo de, 24-50 a 24-56
  transmisiones de banda, 24-50 a 24-51
  transmisiones de cadena, 24-51
  transmisiones de engranes, 24-51
  transmisiones de velocidad variable, 24-52 a 24-53
    poleas de paso variable, 24-52
Transmisión de señales:
  analógica, 22-97 a 22-100
    corriente electrónica, 22-97
    neumática, 22-97
    transmisión de frecuencia, 22-99
    transmisión de pulso, 22-99
    voltaje electrónico, 22-91 a 22-93
  digital, 22-98 a 22-101
    computadora a computadora, 22-101
    manipulación del cambio de amplitud, 22-100 a 22-101
    manipulación del cambio de fase, 22-100 a 22-101
    manipulación del cambio de frecuencia, 22-100 a 22-101
Transmisiones de velocidad variable, 24-52 a 24-53
  electrónicas, 24-53
  poleas de paso variable, 24-52
  transmisiones hidráulicas, 24-52 a 24-53
  (*véase también* Transmisión de potencia mecánica)
Transportador de banda, 11-49
Transportador(es):
  accesorios para los, 7-58
  de banda, 7-8 a 7-12
    con rodillos locos, datos de antifricción, 7-12
    sólidos, para transferencia de calor, 11-50
  elevadores de cangilones, 7-13 a 7-15
    especificadores para cangilón continuo, 7-16
  de flujo continuo, 7-17 a 7-19
    de banda cerrada, 7-18
    de mandil, 7-18
    de paletas, 7-18
  neumáticos, 7-19 a 7-22
    costo de los, 7-20
    sistema de presión-vacío, 7-21
    sistemas de presión, 7-21 a 7-22
    sistemas de vacío, 7-21
  nomogramas, 7-23 a 7-25
  oscilantes, 7-15 a 7-17
  paquetes para:
    de banda plana, 7-58
    de cadena, 7-58
    por deslizamiento, 7-56 a 7-57
    de rodillos, 7-57 a 7-58
    de rueda por gravedad, 7-57
  de tornillo, 7-7 a 7-8
    capacidades de los, tabla, 7-7
  vibratorios, 7-13 a 7-15
    para transferencia de calor de sólidos, 11-57
Transportadores espirales para sólidos, 11-55
Transportadores de lecho de agua, 11-49
Transportadores neumáticos, 5-50 a 5-52, 20-29
  para transferencia de calor, 11-57
    caída de presión, 5-50 a 5-51
    velocidad mínima, 5-51
Transportadores vibratorios para transferencia de calor de sólidos, 11-49
Transporte de calor, sistemas de vapor para, impurezas en el agua para los, 9-84
Transporte neumático de desperdicios sólidos, 26-65
Transporte de sólidos, 7-61 a 7-68
  artículos empacados, 7-66 a 7-68
  sólidos a granel:
    camiones tolva, 7-63 a 7-64
    carros tolva, 7-62 a 7-63
Transporte de sólidos masivos, 7-3 a 7-22
  control del, 7-6
  equipo auxiliar para, 7-6
  función del tipo de transportador, tabla, 7-4
  motores para, 7-6
  pesos y tipos de materiales, tabla, 7-5
  selección del, 7-3 a 7-7
  sistema de clasificación de sólidos, tabla, 7-4
  tipo de alimentador según las características de los materiales, tabla, 7-4
  velocidades del aire requeridas para, tabla, 7-22
Trapezoide, área de, 2-11
Trapezoide, regla de, 2-70 a 2-71
Treybal, torre de, 21-87
Triángulo:
  área de, 2-11
  oblicuo, 2-29
  recto, 2-29
  soluciones de, 2-28
Tricloroetileno, 12-46 a 12-47
  propiedades termodinámicas de, 3-278
Trigonometría, 2-27 a 2-29
Trigonometría circular, 2-27 a 2-28
Trigonometría, hiperbólica, 2-29
Trituración:
  de materiales (*véase* Molienda)
  de partículas (*véase* Reducción de tamaño, de partículas)
Trituradores giratorios, 8-25 a 8-28
Trituradores de martillo, 8-30
Trituradores Pan, 8-33
Trituradores de quijada (*véase* Molienda, equipo para trituradores de quijada)
Trituradores de rodillo, 8-28 a 8-30
Tubería(s), 6-39 a 6-111
  accesorios para, 6-56
    de codo, 6-56
    de brida, 6-58
    forjados, 6-59
    fricción del fluido en los, 5-41
    reductores, 6-62
    roscados, 6-59

soldadura a
en "T", 6-62
para alcantarill
figura, 6-71
apoyos para, 6-
caída de presió
circular, 5-28
códigos y norm
ANSI, 6-39
OSHA, 6-4
tubería a pr
codos, 6-91
caída de pr
fuerzas en l
condiciones d
con aislami
efectos din
esfuerzo pe
presión, 6-
temperatur
conexiones ra
figura, 6-9
sin costura, 6-
de desagüe, 5-
diámetro ecor
distribución d
empaques par
espesor de la
estimaciones
expansión tér
flexibilidad d
flexión en frí
flujo en las, 5
(*véase tam*
juntas (*véase*
obstruccione
pastas para tu
pérdidas por
a presión, 6-7
prueba de las
relaciones de
requerimient
rugosidad de
seguridad, 6-
para servicio
sistemas de n
acero al c
aceros de
aceros inc
criterios d
expansión
hierros, 6-
propiedad
sistemas de n
acero al p
aluminio
circonio
cobre y al
criterios
diseño de
expansió

soldadura a tope, 6-59
en "T", 6-62
para alcantarillado por gravedad, 6-72
figura, 6-71
apoyos para, 6-101 a 6-103
caída de presión, 5-28
circular, 5-28
códigos y normas, 6-39
ANSI, 6-39
OSHA, 6-41
tubería a presión, 6-39
codos, 6-91
caída de presión, 5-43
fuerzas en los, 5-24
condiciones de diseño, 6-77 a 6-78
con aislamiento, 6-77
efectos dinámicos, 6-78
esfuerzo permitido, tabla, 6-84 a 6-91
presión, 6-77
temperatura, 6-77
conexiones ramales, 6-74
figura, 6-91
sin costura, 6-46
de desagüe, 5-49
diámetro económico de la, 5-38
distribución de velocidad, 5-26
empaques para, 6-48, 6-53
espesor de la pared, 6-46, 6-78
estimaciones de costos, 25-73 a 25-75
expansión térmica, 6-92 a 6-103
flexibilidad de las, 6-92 a 6-101
flexión en frío, 6-93
flujo en las, 5-26 a 5-60
(*véase también* Flujo de fluidos)
juntas (*véase* Juntas)
obstrucciones de operación, 6-83
pastas para tubos, 6-47
pérdidas por fricción en las, 5-27
a presión, 6-72
prueba de las, 6-106 a 6-111
relaciones de costos y clasificaciones de costos, figura, 6-112
requerimientos de fabricación de la, 6-104
rugosidad de la superficie, 5-27
seguridad, 6-77
para servicio de fluidos, clasificación de las, 6-77
sistemas de metales ferrosos:
acero al carbón, 6-42
aceros de aleación, 6-41
aceros inoxidables, 6-41
criterios de diseño, 6-78 a 6-83
expansión térmica, 6-92 a 6-103
hierros, 6-39 a 6-42, 6-65 a 6-66
propiedades de los tubos de acero, tabla, 6-43 a 6-45
sistemas de metales no ferrosos:
acero al plomo y recubierto de plomo, 6-69
aluminio y aleaciones de aluminio, 6-41, 6-67
circonio y aleaciones de circonio, 6-41, 6-71
cobre y aleaciones de cobre, 6-41, 6-67 a 6-68, 6-70
criterios de diseño, 6-78 a 6-92
diseño de los, 6-103 a 6-104
expansión térmica, 6-83 a 6-104
magnesio, 6-69
manguera flexible de metal, 6-71
níquel y aleaciones de níquel, 6-41, 6-68 a 6-71
tantalio, 6-41
titanio y aleaciones de titanio, 6-41 a 6-70
sistemas no metálicos:
acero recubierto de cemento, 6-73
asbesto cemento, 6-41, 6-71 a 6-72
de barro resistente a los productos químicos, 6-73
concreto, 6-73
de cuarzo fundido, 6-74
de grafito impermeable, 6-41, 6-72 a 6-73
de madera y recubiertas de madera, 6-74
porcelana química, 6-74
recubierta de plástico, 6-75
recubierta de vidrio, 6-74
recubiertas de hule, 6-75
resinas termoestables reforzadas, 6-41, 6-76 a 6-77
de sílice fundido, 6-74
termoplásticas, 6-42
tubería de arcilla vitrificada para albañal, 6-73
tubería de plástico, 6-75
tubo y tubería de vidrio, 6-74
vidrio de borosilicato, 6-41
soldada, 6-46
válvulas, 6-62 a 6-65, 6-83
Tubería, sistemas de, diseño de los, 6-77 a 6-104
expansión térmica, 6-83 a 6-104
esfuerzos y deformaciones, 6-91 a 6-96, 6-104
flexibilidad, 6-92
tuberías metálicas, 6-77 a 6-103
tuberías no metálicas, 6-103 a 6-104
[*véase también* Tubería(s), condiciones de diseño]
Tuberías de sobreflujo, flujo en dos fases, 5-49
Tubo, construcción del lado del, 11-10 a 11-12
Tubo(s):
con aletas integrales, 11-12
con aletas longitudinales, 11-12
con aletas (*véase* Tubos con aletas)
características de, tabla, 11-11
construcción de láminas tubulares dobles, 11-13
haz (*véase* Haces de tubos)
para intercambiadores de calor, 11-8, 11-12, 11-27
tolerancias de fabricación de los, 11-12
juntas laminadas, 11-12
juntas soldadas, 6-46, 11-13
mecánicos, 6-46
de pitot, 5-10 a 5-13
de presión, 6-47
tubos en U, 5-8
[*véase* Tubería(s)]
Tubos con aletas, 10-17, 10-44, 11-12
aletas altas, 10-44
aletas bajas, 10-44
con aletas integrales, 11-12
aplicaciones de los, 10-43
construcción de los, 11-29 a 11-30
eficiencia de la aleta, 10-18
longitudinales, 11-12
transversales, 11-12
Tubos, bancos de, 5-56 a 5-59, 18-83

caída de presión, 5-56 a 5-59
en línea, 5-58 a 5-59
región laminar, 5-59
región de transición, 5-59 a 5-60
región turbulenta, 5-57 a 5-58
remachados, 5-58
Tubos de bayoneta, 20-41
Tubos pitot, 5-10 a 5-13
limitaciones de los, 5-13
transversales para, 5-12
tubos especiales, 5-11
Tubos de rayos catódicos, 22-69
Tubos en U, 5-8 a 5-9
abiertos, 5-7
cerrados, 5-7
diferenciales, 5-7
invertidos, 5-7
de dos fluidos, 5-8
inclinados, 5-7
Turbinas:
de expansión (*véase* Turbinas de expansión)
de mezclado, 19-6 a 19-10
de vapor (*véase* Turbinas de vapor)
Turbinas de expansión, 24-36 a 24-41
aplicaciones de las, 24-40
características especiales de las, 24-37
cojinetes para las, 24-38
de empuje, 24-38
radiales, 24-38
para corrientes de condensación, 24-39 a 24-40
descripción funcional de las, 24-36 a 24-37
diseño de flujo radial, 24-37 a 24-38
eficiencia de las, 24-38
instrumentación para las, 24-41
lubricación de las, 24-40
resonancia del rotor, 24-39
selección del tamaño, 24-40
sellos, 24-39
del eje, 24-39
del rotor, 24-39
para sistemas de gas amortiguador, 24-40
con toberas variables, 24-39
trabajo calculado para las, 24-36 a 24-37
Turbinas de vapor, 24-20 a 24-33
álabes y etapas, tipos de, 24-23
Curtis, etapa de, 24-23
etapa de impulso, 24-23
etapa de reacción, 24-23
cojinetes, 24-33
control de la turbina, 24-24 a 24-30
eficiencia de las, 24-23 a 24-24
etapas múltiples:
válvula múltiple, 24-21
válvula sencilla, 24-21
funcionamiento de las, 24-23 a 24-24
problemas de operación, 24-32
arco de temperatura, 24-32
atascamiento de los vástagos de las válvulas, 24-32
erosión, 24-32
fugas de los prensaestopas, 24-32
pérdida de potencia, 24-32
selección de las, 24-30 a 24-31
sistemas de control de velocidad, 24-28 a 24-30
a distancia, 24-30
electrohidráulico, 24-29
hidráulico mecánico, 24-28
de una sola etapa y una sola válvula, 24-21
tipos de, 24-20
válvulas de disparo, 24-30
velocidades de vapor, 24-23 a 24-24
real, 24-23 a 24-24
teórica, 24-23
en turbinas con una sola etapa, 24-24
en turbinas con etapas múltiples, 24-24
Turbosopladores, 6-24 a 6-25
Twaddell, conversión de grados, 1-19
Ty-Rock, criba, figura, 21-16
Tyler, escala estándar de cribas de, 21-14, 21-19, tabla, 21-16

Ultrafiltración, 17-32
Ultraflotación, 21-56
Underwood, ecuación de reflujo mínimo de, 13-39 a 13-40
Underwwod-Fenske-Gilliland, método de, 13-39 a 13-41
Unidades de transferencia en absorción de gas, 14-10
Utilidades, 25-5 a 25-7
Utilidades retenidas, 25-46

Vacío(s):
dinámica de fluidos, 5-34 a 5-38
equipo de, 6-33
figura, 6-36
requerimientos, figura, 6-25
tiempo de detención de la bomba, 5-37 a 5-38
(*véase también* Eyectores)
Valor absoluto, 2-9
Valor neto actual (NPV) (Net present value), 25-6
efecto de la inflación sobre el, 25-36
Valor propio, problemas de, 2-8
Valor temporal del dinero, 25-10 a 25-11
Valores de la abscisa, tabla, 1-23
Valores de *ji* cuadrada, 1-24
Valores integrales varios, 2-32 a 2-33
Valores de permachor para sustancias químicas, tabla, 17-19
Valores de los segmentos circulares, 1-26
Valores umbrales límite, 12-48
Valores de X para aire y gases diatómicos perfectos, tabla, 6-18 a 6-21
Válvula de tapón, 6-63
Válvula(s), 6-62 a 6-65
de ajuste, 6-65
de ángulo, 6-63
de bola, 6-64
de compuerta, 6-62
asiento inclinado, 6-62
asiento paralelo, 6-62
de control (*véase* Válvulas de control)
de diafragma, 6-63
dimensiones de las, tabla, 6-60 a 6-61
de globo, 6-63
grifos, 6-64
de mariposa, 6-
pérdidas en las,
de retención, 6-
Válvulas de ángul
Válvulas de compt
Válvulas de contro
cuerpos de las,
determinación
selección del ti
tapones de las,
característic
disminución
índice de ga
Válvulas de diafra
Válvulas de dispa
Válvulas de globo
Válvulas de mari
(*véase también*
Válvulas de medi
Válvulas de reten
Van der Waals, fu
Van Laar, ecuació
Vapor:
compresibilida
constantes crít
datos de corre
propiedades te
Vapor de agua, s
del, 3-2
Vapor rehervido,
Vaporizadores, d
Variables aleator
Variables, compl
Variables de fun
Velocidad:
acústica, 5-5 a
de asentamien
de asentamien
caída terminal
de composici
distribución,
como factor e
media lineal,
media de mas
de películas d
sección transv
del sonido, 5-
superficial de
terminal, 5-7
de burbuja
de transición,
de transporte
Velocidad de de
Velocidad frontu
Velocidad mínir
Ventiladores, 6-
de aletas curv
de anillo, 11-
de cámaras p
centrífugos,
curvos hacia

de mariposa, 6-64
pérdidas en las, 6-27
de retención, 6-65
Válvulas de ángulo, 6-63
Válvulas de compuerta, 6-59 a 6-61
Válvulas de control, 22-86 a 22-92
cuerpos de las, 22-87
determinación de las, dimensiones, 22-91
selección del tipo de válvula, 22-90 a 22-91
tapones de las, 22-87
características de flujo de los, 22-87 a 22-90
disminución de flujo de los, 22-87
índice de gama o alcance de los, 22-87
Válvulas de diafragma, 6-60 a 6-61
Válvulas de disparo para turbinas de vapor, 24-30
Válvulas de globo, 8-60
Válvulas de mariposa, 6-63
(*véase también* Válvulas de control, cuerpos de las)
Válvulas de medición de sólidos, 22-95
Válvulas de retención, 6-64
Van der Waals, fuerzas de, 20-90
Van Laar, ecuación de, 4-83
Vapor:
compresibilidad del, 3-141
constantes críticas, 3-136
datos de corrosión, 23-36 a 23-38
propiedades termodinámicas del, 3-281 a 3-288
Vapor de agua, sólido saturado, propiedades termodinámicas del, 3-280
Vapor rehervido, definición del, 13-5
Vaporizadores, definición de los, 11-3
Variables aleatorias, 2-86
Variables, complejas, 2-35, 2-42 a 2-45
Variables de funcionamiento, 22-106, 22-132, 22-142
Velocidad:
acústica, 5-5 a 5-6
de asentamiento libre, 19-13
de asentamiento de partículas, 5-74
caída terminal, 21-75
de composición, 16-19
distribución, 5-26
como factor en la corrosión, 23-6
media lineal, 5-5
media de masa, 5-5
de películas descendentes, 5-65 a 5-67
sección transversal para la velocidad media, 5-12
del sonido, 5-5 a 5-6
superficial de masa, 5-5
terminal, 5-70 a 5-71
de burbujas, 5-72
de transición, 16-19
de transporte neumático, 5-53
Velocidad de descenso adiabático en seco (DALR), 26-24
Velocidad frontal, 11-28
Velocidad mínima de mojado, 5-67
Ventiladores, 6-22 a 6-24, 11-28, 11-29
de aletas curvas hacia atrás, 6-22
de anillo, 11-29
de cámaras plenas, 11-29
centrífugos, 6-22 a 6-23
curvos hacia atrás, 6-22
de disco, 6-22
eficiencia de los, 6-23
de flujo axial, 6-22
funcionamiento de los, 6-22 a 6-23
de paletas rectas, 6-22
de propulsor, 6-22
selección de los, 6-24
tipo sirocco, 6-22
unidades motrices, 11-30
Ventiladores centrífugos, 6-22
Ventiladores rotatorios, sello de los, 6-36 a 6-39
Venturi, depuradores, 14-43, 18-44, 18-82, 18-84 a 18-86, 20-108
para polvo, 20-106
Venturi, medidores de, 5-13 a 5-14
coeficiente de descarga de los, 5-14, 5-17 a 5-18
Herschel, tipo, 5-13 a 5-14
precisión de los, 5-17 a 5-20
sistema venturi múltiple, 5-14
Vertederos, 5-21
Francis, fórmula de, 5-21
de muescas triangulares, 5-21
rectangulares, 5-21
Vía del vórtice (*véase* Derramamiento del vórtice)
Vidrio:
acero vidriado, 23-49
propiedades del, 23-56
Virus, 27-4
Viscosidad, 3-291 a 3-298, 3-325
cinemática, 5-5
definición de la, 5-4
de gases, 3-291, 3-325 a 3-327
nomograma, 3-292 a 3-294
de líquidos, 3-327 a 3-329
nomograma, 3-295 a 3-296
medición de la, 22-51
de soluciones de sucrosa, 3-298
unidades de, 5-5
Viscosidad cinemática, 5-5
fórmulas de conversión, 1-18
Volatilidades relativas, 13-18, 13-28, 13-39, 13-58 a 13-59
Volterra, ecuación de, 2-53
Volterra, ecuación integral de, 2-53
Volumen:
crítico, predicción del, 3-311 a 3-312
fórmulas para, 2-13
cilindro, 2-13
cono, 2-13
cubo, 2-13
elipsoide, 2-13
esfera, 2-12
esferoide achatado en los polos, 2-13
esferoide ahusado, 2-13
formas irregulares, 2-14
paralelepípedo rectangular, 2-13
pirámide, 2-13
poliedro regular, 2-13
prisma, 2-13
toro, 2-13
truncamiento de la pirámide, 2-13
varias, 2-14
de mezclas líquidas, 3-318 a 3-320

Volumen crítico, predicción del, 3-311 a 3-312
Volumen húmedo, definición del, 12-3
Volumen pulsado, definición del, 21-88
Volumen saturado, definición del, 12-3
Volúmenes específicos (*véase* fluido específico)

Waldhof, impulsores de, 18-68 a 18-69
Ward-Leonard, transmisión para motor, 24-8
Weber, número de, 2-121
Weddle, regla de, 2-71
Wegstein, método de, 2-66 a 2-67
Wiedemann-Franz, ley de, 10-57
Wien, ley de desplazamiento de, 10-57
Wilson, ecuación de, 4-84
Winkler, gasificador de, 9-24

Xenón, propiedades termodinámicas del, 3-290

Yeso, 20-42
Yodo, calor latente del, 3-144

Zeolitas para adsorción, 16-6
Zeta, potencial, 17-39

Universidad de Carabobo
BIBLIOTECA
Facultad de Ingeniería

TABLA 1-5 Factores métricos de conversión como múltiplos numéricos exactos de las unidades SI.
Los dos primeros dígitos de cada valor numérico representan una potencia de 10. Por ejemplo, el valor "—02 2.54" expresa el hecho de que 1 pulg = 2.54×10^{-2} metro.

Para convertir de	*a*	*multipliquese por*
abampere	ampere	+01 1.00
abcoulomb	coulomb	+01 1.00
abfarad	farad	+09 1.00
abhenry	henry	−09 1.00
abmho	mho	+09 1.00
abohm	ohm	−09 1.00
abvolt	volt	−08 1.00
acre	metro^2	+03 4.046 856
ampere (internacional de 1948)	ampere	−01 9.998 35
angstrom	metro	−10 1.00
área	metro^2	+02 1.00
atmósfera	newton/metro^2	+05 1.013 25
año (calendario)	segundo (solar medio)	+07 3.1536
año (sideral)	segundo (solar medio)	+07 3.155 81[illegible]
año (tropical)	segundo (solar medio)	+07 3.155 692
año 1900, tropical, enero, día 0, hora 12	segundo (efemérides)	+07 3.155 692
año 1900, tropical, enero, día 0, hora 12	segundo	+07 3.155 692
año luz	metro	+15 9.460 55
bar	newton/metro^2	+05 1.00
barn	metro^2	−28 1.00
barril (petróleo, 42 galones)	metro^3	−01 1.589 873
barya	newton/metro^2	−01 1.00
braza	metro	+00 1.828 8
British thermal unit (unidad térmica británica)(ISO/TC 12)	joule	+03 1.055 06
British thermal unit (media)	joule	+03 1.055 87
British thermal unit (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 1.055 04
British thermal unit (termoquímica)	joule	+03 1.054 350
British thermal unit (39° F)	joule	+03 1.059 67
British thermal unit (60° F)	joule	+03 1.054 68
bushel (E.U.)	metro^3	−02 3.523 907
caballo de potencia (550 pie-lbf/segundo)	watt	+02 7.456 998
caballo de potencia (agua)	watt	+02 7.460 43
caballo de potencia (caldera)	watt	+03 9.809 50
caballo de potencia (eléctrico)	watt	+02 7.46
caballo de potencia (métrico)	watt	+02 7.354 99
caballo de potencia (R.U.)	watt	+02 7.457
cable	metro	+02 2.194 56
cadena (del agrimensor o gunter)	metro	+01 2.011 68
cadena (del ingeniero o ramden)	metro	+01 3.048
calibre	metro	−04 2.54
caloría (media)	joule	+00 4.190 02
caloría (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+00 4.1868
caloría (termoquímica)	joule	+00 4.184
caloría (15° C)	joule	+00 4.185 80
caloría (20° C)	joule	+00 4.181 90
caloría (kilogramo, media)	joule	+03 4.190 02
caloría (kilogramo, Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 4.186 8
caloría (kilogramo, termoquímica)	joule	+03 4.184
Celsius (temperatura)	kelvin	$t_K = t_C + 273.15$
centímetro de agua (4° C)	newton/metro^2	+01 9.806 38
centímetro de mercurio (0° C)	newton/metro^2	+03 1.333 22
circular mil	metro^2	−10 5.067 074
codo	metro	−01 4.572
coulomb (internacional de 1948)	coulomb	−01 9.998 35
cuarto (E.U., áridos)	metro^3	−03 1.101 220
cuarto (E.U., líquidos)	metro^3	−04 9.463 529
cuchara	metro^3	−05 1.478 676
cucharita	metro^3	−06 4.928 921
cuerda	metro^3	+00 3.624 556
curie	desintegración/seg	+10 3.70
denier (internacional)	kilogramo/metro	−07 1.00
día (sideral)	segundo (solar medio)	+04 8.616 409
día (solar medio)	segundo (solar medio)	+04 8.64
dina	newton	−05 1.00
dracma (avoirdupois)	kilogramo	−03 1.771 845
dracma (E.U., fluidos)	metro^3	−06 3.696 691
dracma (troy o del boticario)	kilogramo	−03 3.887 934
electrón-volt	joule	−19 1.602 10
erg	joule	−07 1.00
escrúpulo (pennyweight)	kilogramo	−03 1.555 173
escrúpulo (del boticario)	kilogramo	−03 1.295 978
eslabón (del agrimensor o gunter)	metro	−01 2.011 68
eslabón (del ingeniero o ramden)	metro	−01 3.048
estéreo	metro^3	+00 1.00
Farenheit (temperatura)	Celsius	$t_C = (5/9)(t_F - 32)$
Farenheit (temperatura)	kelvin	$t_K = (5/9)(t_F + 459.67)$
farad (internacional de 1948)	farad	−01 9.995 05
faraday (basado en el carbono 12)	coulomb	+04 9.648 70
faraday (físico)	coulomb	+04 9.652 19
faraday (químico)	coulomb	+04 9.649 57
fermi (femtometro)	metro	−15 1.00
furlong	metro	+02 2.011 68
gal (galileo)	metro/segundo^2	−02 1.00
galón (E.U., áridos)	metro^3	−03 4.404 883
galón (E.U., líquidos)	metro^3	−03 3.785 411
galón (R.U., líquidos)	metro^3	−03 4.546 087
gamma	tesla	−09 1.00
gauss	tesla	−04 1.00
gilbert	ampere-vuelta	−01 7.957 747
gill (E.U.)	metro^3	−04 1.182 941
gill (R.U.)	metro^3	−04 1.420 652
grad	grado (angular)	−01 9.00
grad	radián	−02 1.570 796
grado (ángulo)	radián	−02 1.745 329
gramo	kilogramo	−03 1.00
grano	kilogramo	−05 6.479 891
hectárea	metro^2	+04 1.00
henry (internacional de 1948)	henry	+00 1.000 495
hora (sideral)	segundo (solar medio)	+03 3.590 170
hora (solar media)	segundo (solar medio)	+03 3.60
joule (internacional de 1948)	joule	+00 1.000 165
kayser	l/metro	+02 1.00
kilocaloría (media)	joule	+03 4.190 02
kilocaloría (Tabla Internacional de Vapor)	joule	+03 4.186 74
kilocaloría (termoquímica)	joule	+03 4.184
kilogramo fuerza (kfg)	newton	+00 9.806 65
kilogramo masa	kilogramo	+00 1.00
kilopond fuerza	newton	+00 9.806 65
kip	newton	+03 4.448 221
lambert	candela/metro^2	+04 1/π
lambert	candela/metro^2	+03 3.183 098

TABLA 1-5 Factores
Los dos primeros dígi
pulg = 2.54×10^{-2}

Para convertir de
langley
lbf (libra fuerza, avoirdupois)
lbm (libra masa, avoirdupois)
legua (británica náutica
legua (internacional ná
legua (terrestre)
libra fuerza (lbf avoirdupois)
libra masa (lbm avoirdupois
libra masa (troy o del botica
litro
lux
mano
maxwell
mes (calendario me
metro
micra
mil
milibar
milímetro de mercu
milla (E.U., náutica
milla (E.U., terrestr
milla (náutica inter
milla (R.U., náutica
milla náutica (E.U.)
milla náutica (intern
milla náutica (R.U.
milla terrestre (E.U
minuto (ángulo)
minuto (sideral)
minuto (solar medi
nudo (internacional
oersted
ohm (internacional
onza (E.U., fluidos
onza fluida (E.U.)
onza fuerza (avoird
onza masa (avoirdu
onza masa (troy boticario)
palmo
parsec
pascal
paso
peck (E.U.)
percha
pértiga
phot
pica (impresores)
pie
pie (E.U., agrimen
pie (E.U., agrimen
pie de agua (39.2°F

cho de que 1

ipliquese por

.067 074
.572

.998 35
.101 220
.463 529
.478 676
.928 921
.624 556
.70
.00
.616 409
8.64
.00
.771 845
.696 691

.887 934
.602 10
.00
.555 173

.295 978

.011 68

.048
.00
$(t_F - 32)$
+ 459.67)

.995 05

.648 70
.652 19
.649 57
.00
.011 68
.00
.404 883
.785 411
4.546 087
.00
.00
.957 747
.182 941
.420 652
.00
.570 796
.745 329
.00
.479 891
.00

.000 495
.590 170
.60

.000 165
.00
.190 02

.186 74
.184

.806 65
.00
.806 65
.448 221
/π
.183 098

TABLA 1-5 Factores métricos de conversión como múltiplos numéricos exactos de las unidades SI (*Continuación*).
Los dos primeros dígitos de cada valor numérico representan una potencia de 10. Por ejemplo, el valor "—02 2.54" expresa el hecho de que 1 pulg = 2.54×10^{-2} metro.

Para convertir de	*a*	*multipliquese por*
langley	joule/metro^2	+04 4.184
lbf (libra fuerza, avoirdupois)	newton	+00 4.448 221
lbm (libra masa, avoirdupois)	kilogramo	−01 4.535 923
legua (británica náutica)	metro	+03 5.559 552
legua (internacional náutica)	metro	+03 5.556
legua (terrestre)	metro	+03 4.828 032
libra fuerza (lbf avoirdupois)	newton	+00 4.448 221
libra masa (lbm avoirdupois)	kilogramo	−01 4.535 923
libra masa (troy o del boticario)	kilogramo	−01 3.732 417
litro	metro^3	−03 1.00
lux	lumen/metro^2	+00 1.00
mano	metro	−01 1.016
maxwell	weber	−08 1.00
mes (calendario medio)	segundo (solar medio)	+06 2.628
metro	longitudes de onda de Kr 86	+06 1.650 763
micra	metro	−06 1.00
mil	metro	−05 2.54
milibar	newton/metro^2	+02 1.00
milímetro de mercurio (0°C)	newton/metro^2	+02 1.333 224
milla (E.U., náutica)	metro	+03 1.852
milla (E.U., terrestre)	metro	+03 1.609 344
milla (náutica internacional)	metro	+03 1.852
milla (R.U., náutica)	metro	+03 1.853 184
milla náutica (E.U.)	metro	+03 1.852
milla náutica (internacional)	metro	+03 1.852
milla náutica (R.U.)	metro	+03 1.853 184
milla terrestre (E.U.)	metro	+03 1.609 344
minuto (ángulo)	radián	−04 2.908 882
minuto (sideral)	segundo (solar medio)	+01 5.983 617
minuto (solar medio)	segundo (solar medio)	+01 6.00
nudo (internacional)	metro/segundo	−01 5.144 444
oersted	ampere/metro	+01 7.957 747
ohm (internacional de 1948)	ohm	+00 1.000 495
onza (E.U., fluidos)	metro^3	−05 2.957 352
onza fluida (E.U.)	metro^3	−05 2.957 352
onza fuerza (avoirdupois)	newton	−01 2.780 138
onza masa (avoirdupois)	kilogramo	−02 2.834 952
onza masa (troy o del boticario)	kilogramo	−02 3.110 347
palmo	metro	−01 2.286
parsec	metro	+16 3.083 74
pascal	newton/metro^2	+00 1.00
paso	metro	−01 7.62
peck (E.U.)	metro^3	−03 8.809 767
percha	metro	+00 5.0292
pértiga	metro	+00 5.0292
phot	lumen/metro^2	+04 1.00
pica (impresores)	metro	−03 4.217 517
pie	metro	−01 3.048
pie (E.U., agrimensura)	metro	+00 1200/2937
pie (E.U., agrimensura)	metro	−01 3.048 006
pie de agua (39.2°F)	newton/metro^2	+03 2.988 98
pie-bujía	lumen/metro^2	+01 1.076 391
pie-lambert	candela/metro^2	+00 3.426 259
pinta (E.U., áridos)	metro^3	−04 5.506 104
pinta (E.U., líquidos)	metro^3	−04 4.731 764
poise	newton-segundo/metro^2	−01 1.00
polo unitario	weber	−07 1.256 637
poundal	newton	−01 1.382 549
pulgada	metro	−02 2.54
pulgada de agua (39.2°F)	newton/metro^2	+02 2.490 82
pulgada de agua (60°F)	newton/metro^2	+02 2.4884
pulgada de mercurio (32°F)	newton/metro^2	+03 3.386 389
pulgada de mercurio (60°F)	newton/metro^2	+03 3.376 85
punto (impresores)	metro	−04 3.514 598
quilate (métrico)	kilogramo	−04 2.00
quintal (corto)	kilogramo	+01 4.535 923
quintal (largo)	kilogramo	+01 5.080 234
rad (dosis de radiación absorbida)	joule/kilogramo	−02 1.00
Rankine (temperatura)	kelvin	$t_K = (5/9)t_R$
rayleigh (rapidez de emisión de fotones)	1/segundo-metro^2	+10 1.00
rhe	metro^2/newton-segundo	+01 1.00
roentgen	coulomb/kilogramo	−04 2.579 76
rutherford	desintegración/segundo	+06 1.00
sacudida	segundo	−08 1.00
sección	metro^2	+06 2.589 988
segundo (ángulo)	radián	−06 4.848 136
segundo (efemérides)	segundo	+00 1.000 000
segundo (sideral)	segundo (solar medio)	−01 9.972 695
segundo (solar medio)	segundo (efemérides)	Consúltese *American Ephemeris* y el *Nautical Almanac*
skein	metro	+02 1.097 28
slug	kilogramo	+01 1.459 390
statampere	ampere	−10 3.335 640
statcoulomb	coulomb	−10 3.335 640
statfarad	farad	−12 1.112 650
stathenry	henry	+11 8.987 554
statmho	mho	−12 1.112 650
statohm	ohm	+11 8.987 554
statvolt	volt	+02 2.997 925
stilb	candela/metro^2	+04 1.00
stoke	metro^2/segundo	−04 1.00
taza	metro^3	−04 2.365 882
tonel (E.U.)	metro^3	−01 2.384 809
tonelada (corta, 2000 libras)	kilogramo	+02 9.071 847
tonelada (de ensayo)	kilogramo	−02 2.916 666
tonelada (equivalente nuclear de TNT)	joule	+09 4.20
tonelada (larga)	kilogramo	+03 1.016 046
tonelada (métrica)	kilogramo	+03 1.00
tonelada (registrada)	metro^3	+00 2.831 684
tonne	kilogramo	+03 1.00
torr (0°C)	newton/metro^2	+02 1.333 22
township	metro^2	+07 9.323 957
unidad astronómica	metro	+11 1.495 978
vara	metro	+00 5.0292
volt (internacional de 1948)	volt	+00 1.000 330
watt (internacional de 1948)	watt	+00 1.000 165
yarda	metro	−01 9.144